На правах рукописи

Маслов Алексей Станиславович

СОВЕРШЕНСТВОВАНИЕ ТЕХНОЛОГИИ ПОДГОТОВКИ ГАЗА С ПРИМЕНЕНИЕМ МОДЕЛИРУЮЩЕЙ СИСТЕМЫ

05.17.08 – Процессы и аппараты химических технологий

АВТОРЕФЕРАТ

диссертации на соискание ученой степени кандидата технических наук Работа выполнена на кафедре химической технологии топлива и химической кибернетики Томского политехнического университета

Научный руководитель:

Заслуженный деятель науки РФ, доктор технических наук, профессор

Кравцов А.В.

Официальные оппоненты:

доктор физико-математических наук, профессор Ильин А.П. кандидат технических наук Корниенко А.В.

Ведущая организация: ОАО "ТомскНИПИнефть", г. Томск

Защита диссертации состоится ______ в ____ часов на заседании диссертационного совета Д 212.269.08 при Томском политехническом университете по адресу: 634004, г. Томск, пр. Ленина, 30, корп. ____,ауд. _.

С диссертацией можно ознакомиться в научно-технической библиотеке Томского политехнического университета.

Автореферат разослан _____ 2003 г.

Ученый секретарь диссертационного совета, кандидат технических наук, доцент

Петровская Т.С.

<u>Актуальность работы.</u> С каждым годом роль газа в мировом топливнознергетическом балансе становится все существеннее. Так, в 2002 г. общемировая добыча составила примерно 2800 млрд. м³. Из них в России только РАО "Газпром" добыто 521 млрд. м³. Прирост добычи газа в России к 2005 г. составит около 5 %.

При этом приоритеты в решении задач добычи и подготовки газа на промыслах смещаются в сторону технологических решений, обеспечивающих повышение четкости разделения продукции скважин. Исходя из этого, появляется объективная необходимость повышения качества проектных решений при создании новых, в анализе, оптимизации и реконструкции действующих аппаратов и установок комплексной подготовки газа (УКПГ). При эксплуатации также важно знать предельные нагрузки по сырью и прогнозировать режим работы и качество товарной продукции при изменении расхода, состава и физико-химических свойств сырья. Существует и ряд технологических вопросов, не разрешенных полностью или постоянно требующих их анализа.

При решении такого рода проблем и задач наиболее эффективен метод математического моделирования. Существующие моделирующие системы позволяют в определенном объеме решать вышеописанные задачи, но они по своей сути являются термодинамическими, т. к. не учитывают эффективность и особенности работы основных аппаратов, а значит и влияние расхода, состава и физико-химических свойств сырья.

Вместе с тем, для предприятий предпочтительнее использование не универсальных, а более точных специализированных моделирующих систем (МС). На качестве моделей и моделирующих систем также отрицательно сказывается и использование разного рода эмпирических зависимостей. Их использование сужает диапазон возможного варьирования параметров, ограничивает область применения и приводит к искажению отражения закономерностей природных явлений.

<u>Цель работы</u> заключается в повышении эффективности технологии подготовки газа посредством разработки моделирующей системы и прогнозирования технологических режимов в динамике эксплуатации месторождения.

Для этого необходимо решить следующие задачи: повысить точность моделирования парожидкостного равновесия; учесть влияние эффективности массообменных аппаратов на составы потоков и материальные балансы; исследовать и учесть влияние процессов образования новой фазы; разработать гидродинамические модели различных видов сепарации и многоэлементного сепаратора; сформировать структуру моделирующей системы и создать ее основные блоки; разработать методику для определения прироста выхода конденсата при рециркуляции; установить взаимосвязь между эффективностью, термобарическими условиями концевой ступени сепарации и точкой росы газа.

Научная новизна.

- •Выполнена детализация иерархической (структурной) схемы построения моделей аппаратов и моделирующей системы технологии промысловой подготовки газа до уровня основополагающих процессов с последующим интегрированием их в модели аппаратов и технологическую схему установки в целом.
- Разработан метод адаптации коэффициентов парного взаимодействия уравнений состояния, позволяющий повысить точность расчета парожидкостного равновесия.
- •Впервые получены уравнения баланса и составов потоков, учитывающие парожидкостное равновесие, эффективность и количество единиц сепарационного оборудования.
- •Предложена методика послойного расчета сепарационного оборудования, позволяющая учесть влияние на процесс осаждения геометрических, физических, физико-химических и технологических факторов, а также, фракционного состава капель.

- •На теоретической основе разработаны гидродинамические математические модели гравитационной и центробежной сепарации.
- •Впервые решены вопросы теоретического учета влияния фракционного состава капель на эффективность многоэлементных сепараторов и сформированы принципы их расчета. Разработана гидродинамическая модель трехэлементного газосепаратора.
- Разработаны структура полномасштабной моделирующей системы технологии подготовки газа и моделирующая система на примере Мыльджинской УКПГ для прогнозирования технологических режимов в динамике эксплуатации месторождения.
- •Предложен метод определения прироста выхода нестабильного конденсата при рециркуляции с учетом эффективности сепаратора.
- Установлена взаимосвязь между эффективностью, термобарическими условиями концевой ступени сепарации и точкой росы газа по углеводородам.

Практическое значение.

- •Разработанный метод адаптации коэффициентов парного взаимодействия может быть использован для увеличения точности расчетов парожидкостного равновесия.
- •Предложенная методика послойного расчета сепарационного оборудования позволяет эффективно создавать различные гидродинамические модели аппаратов и устройств.
- Разработанные гидродинамические модели, уравнения материального баланса и моделирующая система могут использоваться при проектировании, модернизации, оптимизации режимов работы аппаратов и технологии подготовки газа в целом.
- Разработанная методика определения прироста выхода конденсата при рециркуляции и установленная взаимосвязь между эффективностью сепаратора, термобарическими условиями в нем и точкой росы позволяют проводить оперативную оценку и оптимизацию технологии подготовки газа.
- •Определено влияние расхода сырья на баланс Мыльджинской УКПГ, составы и качество целевых продуктов. Спрогнозирована работа установки после длительного периода эксплуатации месторождения, сделаны рекомендации по повышению ее эффективности.

<u>Реализация результатов исследования</u>. Разработанные моделирующая система, методы, уравнения и результаты исследований используются OAO "Томскгазпром", проектным институтом ИКТ-СЕРВИС, пусконаладочной организацией OOO "REVERS" (получено 4 акта о внедрении), а также в научно-педагогической деятельности кафедры "Химической технологии топлива и химической кибернетики" Томского политехнического университета.

На защиту выносятся.

- •Структура полномасштабной моделирующей системы и специализированная моделирующая система Мыльджинской УКПГ, позволяющие прогнозировать технологические режимы в динамике эксплуатации месторождения.
- •Уравнения материального баланса и составов потоков, учитывающие парожидкостное равновесие, эффективность и количество единиц сепарационного оборудования.
- •Метод адаптации коэффициентов парного взаимодействия уравнений состояния.
- Методика послойного расчета сепарационного оборудования.
- •Гидродинамические модели гравитационной и центробежной сепарации.
- •Принципы моделирования многоэлементных сепараторов, модель сложного сепаратора.
- •Метод определения прироста выхода нестабильного конденсата при рециркуляции с учетом эффективности сепарации.

- •Взаимосвязь между эффективностью концевой ступени сепарации и термобарическими условиями в ней и точкой росы газа по углеводородам.
- •Результаты комплексных исследований влияния схемы производства, расхода, состава и свойств сырья на работу Мыльджинской установки подготовки газа в динамике.

Апробация работы. Диссертация обсуждалась на семинарах кафедры ХТТиХК ТПУ, научно-техническом совете ОАО "Томскгазпром", а также на конференциях, симпозиумах и форумах: Второй Международной научной конференции студентов, аспирантов и молодых ученых им. академика М.А. Усова "Проблемы геологии и освоения недр"/ г. Томск, 1998 г.: Юбилейной научно-практической конференции "Добыча, подготовка и транспорт нефти и газа"/ г. Томск, 1999 г.; Пятой Международной научной конференции "Методы кибернетики химико-технологических процессов" (КХТП-V-99)/г. Уфа, 1999 г.; Третьем Международном им. академика М.А. Усова научном симпозиуме студентов, аспирантов и молодых ученых "Проблемы геологии и освоения недр"/ г. Томск, 1999 г.; Региональной научной конференции молодых ученых "Химия нефти и газа-99"/ г. Томск, 1999 г.; Юбилейной научно-практической конференции "Проблемы и пути эффективного освоения минеральносырьевых рессурсов Сибири и Дальнего Востока"/ г. Томск, 2000 г.; Четвертой международной конференции "Химия нефти и газа"/ г. Томск, 2000 г.; Международной конференции "Информационные научно-технической системы и технологии"/ г. Новосибирск, 2000 г.; Второй научно-практической конференции "Добыча, подготовка и транспорт нефти и газа"/ г. Томск, 2001 г.; XV International Conference on Chemical Reactors CHEMREACTOR-15 / Helsinki, Finland, 2001 г.; Третьей международной выставке-конгрессе "Нефть и газ - 2002"/ г. Томск, 2002 г.; Седьмой международной выставке "Нефть и газ. Перспективы развития нефте и газохимии в Ханты-Мансийском автономном округе"/ г. Сургут, 2002 г.; В научно-практической конференции "Проблемы и пути эффективного освоения и использования рессурсов природного и нефтяного газа"/ г. Томск, 2002 г.

Публикации. По материалам диссертации опубликовано 9 статей, 5 тезисов докладов, зарегистрированы 3 компьютерные программы, получен диплом на Третьей межрегиональной выставке-конгрессе "Нефть и газ 2002".

<u>Объем работы</u>. Диссертационная работа изложена на 178 страницах машинописного текста; состоит из введения, пяти глав и выводов, включая 30 таблиц и 45 иллюстраций, списка литературы из 166 источников отечественных и зарубежных авторов.

ОСНОВНОЕ СОДЕРЖАНИЕ РАБОТЫ

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

В первой главе проанализированы и обобщены результаты: по существующим аппаратам и технологиям подготовки газа; расчету парожидкостного равновесия; моделированию гидродинамических и сепарационных процессов. Проведена оценка существующих моделирующих систем, их структуры, возможностей и недостатков. Установлено, что для эффективного решения теоретических и практических задач необходимо моделирующей позволяющей расчеты создание системы, проводить технологии подготовки газа в динамике эксплуатации месторождения. Для ЭТОГО необходимо решить ряд промежуточных задач. Моделирующая система позволит разрешить и общие технологические вопросы.

<u>Вторая глава</u> посвящена разработке детерминированной модели для расчета парожидкостного равновесия и физико-химических свойств природных углеводородных (УВ) смесей в рабочих условиях.

На основе проведенного анализа литературных данных о точности существующих методов расчета парожидкостного равновесия отобраны два принципиально различных метода эмпирический – Шилова, Клочкова, Ярышева и уравнение Пенга-Робинсона. Проведена оценка точности этих методов по экспериментальным данным о сепарации газоконденсатных смесей месторождений Томской области (табл. 1). Установлено, что по уравнению Пенга-Робинсона получаются более точные результаты, но его точность недостаточна для разработки новой моделирующей системы подготовки газа.

Рассмотрены методы повышения точности расчета парожидкостного равновесия. Сделан вывод о возможности существенного повышения точности моделирования путем адаптации матрицы коэффициентов парного взаимодействия. Для этого впервые разработана специальная методика.

	исходный	составы жид	кости, моль. %	составы газа, моль. %		
Компонен	состав,	расчет	эксперимент	расчет	эксперимент	
Т	моль. %					
CO ₂	0.54	0,65	0,61	0,53	0,54	
N ₂	2.66	0,28	0,27	2,86	2,88	
C ₁	85.33	28,55	28,79	89,98	90,00	
C ₂	4.23	7,47	7,62	3,97	3,95	
C ₃	2.64	11,44	11,65	1,92	1,87	
i-C ₄	0.60	3,82	3,80	0,34	0,33	
n-C ₄	0.56	3,52	3,48	0,32	0,31	
C ₅₊	3.44	44,28	43,78	0,10	0,11	
мольный		7,57	7,63	92,43	92,37	
процент						
отгона						

Таблица 1. Сопоставление экспериментальных данных и расчета сепарации по уравнению состояния с адаптированной матрицей коэффициентов при T=–7°C и P=4.5 МПа.

Взяв за основу матрицу коэффициентов из литературы и используя разработанную методику была проведена их коррекция и получена матрица, ориентированная на газоконденсатных месторождений Томской области. С использованием полученной по разработанному методу матрицы коэффициентов средняя погрешность вычисления составов равновесных фаз была снижена до 2-4 %, а долей отгона до 0,25 % (табл. 1). Также сопоставлением с различными методами показана высокая точность расчета плотности и поверхностного натяжения равновесных фаз газоконденсатных смесей Томской области в рабочих условиях по уравнению Пенга-Робинсона с полученной по разработанному методу адаптации коэффициентов парного взаимодействия матрицей.

Составленное математическое описание построено на теоретической основе, обеспечивает высокую точность моделирования парожидкостного равновесия и может служить основой для построения специализированной МС технологии подготовки газа.

<u>Третья глава</u> диссертации посвящена: выводу уравнений для определения составов потоков и материальных балансов применительно к реальному процессу сепарации; изучению процессов формирования новой фазы; оценке процессов каплеобразования;

разработке на теоретической основе гидродинамических моделей различных типов сепарации и анализу влияния на сепарацию различных факторов.

Уравнения для расчета расходов и составов потоков получены исходя из закона сохранения массы, коэффициента эффективности (КЭ) сепараторов и предложенной нами классификации сепарационных процессов. Коэффициент эффективности η определяется:

(1)

$$\eta = 1 - G_{_{VH}} / G$$

где G_{vн}- расход унесенной фазы; G – расход фазы в смеси на входе.

Предложенная классификация сепарационных процессов основана на доле отгона газа от исходной смеси w. При этом выделено три основных типа сепарации: сепарация жидкости $w \le 0,2$; газосепарация $w \ge 0,8$; смешанная сепарация $0,2 \le w \le 0,8$. Это впервые позволяет четко разделять типы сепарации и определять тип сепарационного процесса в моделях. На практике важны случаи газосепарации и сепарации (выветривания) жидкости.

Выведены уравнения расчета расходов газа G_г и жидкости G_ж при газосепарации:

$$G_{r} = G_{BX} [1 + \eta (w-1)]$$
(2)

$$G_{w} = \eta (1-w) \cdot G_{BX}$$
(3)

где G_{вх} – расход смеси на входе сепаратора, w – мольная доля отгона газа из смеси. Составы газа y(i) и жидкости x(i) для каждого из компонентов i при газосепарации:

$$y(i) = \frac{z(i)[k(i) \cdot w + (1 - w)(1 - \eta)]}{[1 + \eta(w - 1)][w(k(i) - 1) + 1]}$$
(5)
$$x(i) = z(i) / [w \cdot (k(i) - 1) + 1]$$
(6)

где k(i) и z(i) – константа фазового равновесия и содержание компонента i на входе. Выведены уравнения расходов газа G_г и жидкости G_ж при сепарации жидкости:

$$G_{\mathsf{x}} = G_{\mathsf{B}\mathsf{x}} \left(1 - \mathsf{w} \cdot \mathsf{\eta} \right) \tag{7}$$
$$G_{\mathsf{r}} = G_{\mathsf{B}\mathsf{x}} \cdot \mathsf{w} \cdot \mathsf{\eta} \tag{8}$$

Составы газа у(і) и жидкости х(і) для каждого из компонентов і при сепарации жидкости:

$$y(i) = \frac{z(i) \cdot k(i)}{w(k(i)-1)+1}$$
(9)
$$x(i) = \frac{z(i)[(1-w+k(i) \cdot w(1-\eta)]}{[w(k(i)-1)+1](1-w\eta)}$$
(10)

Для вычисления коэффициента эффективности каскада сепараторов одного типа (согласно классификации) и многоэлементных сепараторов выведено уравнение:

 $\eta = \eta_1 + \eta_2 \cdot (1 - \eta_1) + \eta_3 \cdot (1 - \eta_1) \cdot (1 - \eta_2) + \dots + \eta_n \cdot (1 - \eta_1) \cdot (1 - \eta_2) \cdot (1 - \eta_{n-1})$ (11) где п – число ступеней (элементов) сепарации.

Выведенные уравнения - основа для построения моделей реальных сепараторов и МС для расчета технологических режимов в динамике эксплуатации месторождения.

Рассмотрен принципиально важный для моделирования подготовки газа вопрос о степени неравновесности процессов формирования новой фазы. Показано, что, несмотря на теоретически обоснованную возможность образования пересыщения пара и жидкости, а значит и явную неравновесность процессов формирования новой фазы на промышленных объектах данное явление не возникает по причинам: наличия механических включений и неровности стенок трубопроводов и аппаратов; присутствия большого количества зародышевых капель; большой вероятности образования электростатического заряда на каплях и примесях. Таким образом, процессы образования новой фазы на промышленных объектах можно считать равновесными. Сделаны и другие важные на практике выводы.

Основываясь на сделанных выводах и литературных данных оценены и выбраны зависимости для определения среднего радиуса капель R_s и минимальной необходимой

длины подводящего к сепаратору трубопровода L_{тр}. Под R_s понимается критический радиус, больше которого капли преимущественно дробятся, а если меньше – коагулируют.

Исследовано влияние расхода, физико-химических свойств и геометрических параметров на средний радиус образующихся капель и необходимую для их формирования длину подводящего трубопровода. Показано, что на R_s и L_{Tp} существенно влияют: поверхностное натяжение; диаметр и длина трубопровода; концентрация жидкости; расход смеси. В меньшей степени влияют разница плотностей фаз и вязкость среды. Характер зависимостей во всех случаях нелинейный. Концентрация жидкости в газе ω_0 не оказывает влияния на средний размер капель, но значительно влияет на минимально-необходимую длину трубопровода, особенно при значениях ниже 0,0025 м³/м³. Изменение содержания конденсатообразующих компонентов в газе перед сепаратором (истощение пласта, рециркуляция) может привести к заметному колебанию его эффективности. При рециркуляции точку впрыска следует располагать как можно дальше от входа в сепаратор.

КЭ сепарационного оборудования определяется из гидродинамических расчетов элементов, составляющих аппарат. Они же положены в основу конструктивного расчета сепаратора. Для этих расчетов до настоящего времени широко использовались различные эмпирические зависимости и методики с присущими им недостатками. Появившиеся в последнее время гидродинамические модели некоторых видов сепарации, содержат эмпирические зависимости в сочетании с обработкой методами теории подобия и имеют недостаточную прогнозирующую способность, ввиду наличия следующих недостатков:

- Не учитывается осаждение более мелких, чем критический размер, капель по укороченным траекториям;

- Излишне упрощенное представления о геометрической форме сепараторов (не учитывается кривизна стенок, уровень жидкости, и др.), невозможно учесть присутствия тех или иных конструктивных элементов, занимающих определенный объем, а также влияние на процесс сепарации положения входного и выходного патрубков;

- Отсутствие возможностей для учета сложной траектории и различных скоростей потока внутри аппарата и его элементов. Отсюда необходимость использования грубых упрощений, снижающих точность расчета и искажающих правильное отображение закономерностей сепарации.

Для устранения этих недостатков, увеличения точности и простоты моделирования нами предложена методика послойного расчета различных видов сепарации. Методика основана на делении объема аппарата (его элемента) на слои по одному или нескольким параметрам, учет которых влияет на результат расчета. Увеличение числа слоев (участков) т повышает точность моделирования. Для каждого из слоев n рассчитывается минимальный осаждаемый радиус капли $R_m(n)$, объемная доля слоя от объема сепаратора $V_q(n)$ и определяется R_s капель для данного диаметра трубопровода d_{nat} и расхода смеси Q:

$$R_{s} = 0,09d_{nar} \left(\frac{\rho_{r}}{\rho_{\pi}}\right)^{1/7} \left(\frac{\pi d_{nar}^{2}}{4Q} \sqrt{\frac{\sigma}{\rho_{r} \cdot d_{nar}/2}}\right)^{6/7}$$
(12)

Определяется объемная концентрация жидкости в газе на выходе слоя (n) сепаратора:

$$\omega(n) = \frac{\omega_0 \exp(-3\sigma_1^2)}{\sqrt{2\pi}\sigma_1 R_s^3} \int_0^{R_m(n)} R^2 \exp\left(-\frac{\ln^2(R/R_s \exp(-\sigma_1^2))}{2\sigma_1^2}\right) dR$$
(13)

Затем определяется общая объемная концентрация на выходе элемента сепаратора:

$$\omega_1 = \sum_{n=1}^{m} \left[V_{\mu}(n) \cdot \omega(n) \right]$$
(14)

Коэффициент эффективности (КЭ) элемента сепаратора определяется по формуле:

 $\eta = 1 - \omega_1 / \omega_0$

(15)

(16)

Общая эффективность сепаратора может быть определена по выражению (11). При полной дискретизации объема аппарата R_m(n) для участка n можно представить:

 $R_m(n) = F[R_m, Kh_{oc}(n), Kt_{II}(n), Kv_{oc}(n), K_{III}(n)]$

где: R_m – минимальный осаждаемый радиус капли для стандартного слоя (участка) аппарата; $Kh_{oc}(n)$ – коэффициент длины пути осаждаемой капли из слоя n; $Kt_n(n)$ – коэффициент времени пребывания капли в слое n; $Kv_{oc}(n)$ – коэффициент скорости осаждения капель из слоя n; $K_{np}(n)$ – коэффициент влияния прочих факторов слоя n.

Кроме устранения недостатков существующих моделей разработанная методика позволяет: достоверно отображать фракционный состав капель на выходе; моделировать осадительные секций сепараторов аппаратами вытеснения и перемешивания; учитывать изменение закона вращения по радиусу закручивания при центробежной сепарации. Для использования методики послойного достаточно определить только значения R_m(n) и V_л(n).

С использованием разработанной методики нами созданы гидродинамические математические модели различных видов сепарации, на основе теоретических физических и физико-химических закономерностей. Во всех моделях на вход сепаратора поступает аэрозоль с объемной концентрацией жидкости ω_0 и распределением капель по размерам $n_o(R)$, где: R - радиус капли; $n_o(R)$ - число капель, радиус которых в интервале (R, R+dR).

Модель горизонтального гравитационного сепаратора. Сепаратор моделируется горизонтальным цилиндром диаметром D, длиною L, заполнен жидкостью на величину 0<y₀<D и является аппаратом идеального перемешивания. Движение капли описывается:

$$4R^{3}g(\rho_{\pi} - \rho_{r})/3 - \frac{R^{2}\xi\rho_{r}u_{or}^{2}}{4} = \frac{4R^{3}\rho_{\pi}}{3}\frac{d\upsilon_{y}}{dt} \qquad \frac{\xi\rho_{r}R^{2}u_{or}^{2}}{2} = \frac{4R^{3}\rho_{\pi}}{3}\frac{d\upsilon_{x}}{dt}$$
(17)

где: ξ - коэффициент обтекания, зависящий от скорости осаждения; u_{ot} -относительная скорость капли; ρ_r , ρ_{π} –плотности газа и жидкости; υ_x и υ_y составляющие скорости капли. В условиях реального протекания процесса можно считать: $v_x=u$; $u_{ot}=v_y$. В уравнениях (17) инерционные члены малозначимы и в дальнейшем не учитываются. Из системы (17) получено выражение для определения скорости осаждения капли v_y радиусом R из слоя n:

$$\upsilon_{y}(n) = \sqrt{\frac{16Rg(\rho_{*} - \rho_{r})}{3\rho_{r}\xi(n)}}$$
(18)

Из выражения (18) определяется минимальный осаждаемый при данных условиях радиус капель из условия, что $(h_{oc}(n)-y_0)/T_n \ge v_y(n)$. Время пребывания T_n определяется:

$$T_{\pi} = \frac{L}{Q} \left(\frac{\pi D^2}{4} - \sqrt{\frac{D^2}{4} - (\frac{D}{2} - y_0)^2} \cdot y_0 \right)$$
(19)

Высота осаждения с высоты y₁(n) слоя n с учетом кривизны стенок и уровня жидкости:

$$h_{oc}(n) = h'_{oc}(n) \frac{z(n) - 2 \cdot K(n)}{z(n)} + h''_{oc}(n) \frac{2 \cdot K(n)}{z(n)} , \quad y_0 \le y_1(n)$$
(20)

 $, y_0 > y_1(n)$

Здесь:

 $h_{oc}(n) = h_{c\pi}(n)$

$$h'_{oc}(n) = h_{c\pi}(n); \ h''_{oc}(n) = h_{c\pi}(n) - K(n)/2;$$
 (21)

$$K(n) = D - y_0 - \varepsilon(n) - 2\sqrt{(0.5D)^2 - (0.5Dy_0)^2}$$
(22)

Величины $h_{cn}(n)$ и $\epsilon(n)$ также рассчитываются по специально выведенным выражениям. Объемная доля сечения $V_n(n)$ слоя n от площади сепаратора S_{cen} определяется:

$$V_{\mu}(n) = 2L \cdot h_{cn} \overline{\left(0.5D\right)^{2} - (h_{cn} \cdot n - h_{cn}/2 + y_{0} - D/2)^{2}} / \sum_{n=1}^{m} S_{cnn}$$
(23)

Капли с радиусом R > R_m(n) на выходе газа из слоя n отсутствуют. Содержание жидкости на выходе газа из слоя n определяется по выражению (13). Концентрация жидкости на выходе аппарата и его КЭ определяется по выражениям (14,15) разработанной методики.

Вертикальный гравитационный сепаратор моделируется вертикально расположенным цилиндром диаметром D и высотою h с вводом смеси горизонтально к оси сепаратора. Вывод газа происходит по оси сепаратора сверху. Осаждение капель происходит при условии, что их скорость осаждения больше или равна вертикальной составляющей скорости восходящего потока. Горизонтальная составляющая скорости \overline{v}_x непрерывно меняет свое направление, поэтому считается $v_x=0$. Поэтому относительная скорость капли:

$$\overline{u}_{or} = \overline{u} - \overline{v}_{y} \tag{24}$$

Движение капель в вертикальном сепараторе нами предложено описывать уравнением:

$$\frac{4R^{3}\Delta\rho g}{3} - \frac{R^{2}\xi\rho_{r} |u_{or}|^{2}}{4} = \frac{dv_{y}}{dt}\frac{4R^{3}\rho_{xc}}{3}$$
(25)

Пренебрегая малозначащей инерционной составляющей и преобразовав (25) получено:

$$u^{2} + 2u \cdot v_{y} - \frac{16 \cdot R \cdot g(\rho_{\pi} - \rho_{r})}{3 \cdot \xi \cdot \rho_{r}} + v_{y}^{2} = 0$$
⁽²⁶⁾

Решив полученное уравнение и взяв положительный действительный корень, получили искомое значение скорости осаждения капли v_y . Изменяя R, рассчитываем v_y и сравниваем его со скоростью восходящего потока в сепараторе u_{cen} . Таким образом, из условия, что $v_y \ge u_{cen}$ находим минимальный осаждаемый радиус капли R_m . Затем определяется концентрация жидкости на выходе и КЭ сепаратора по выражениям (13,15).

По разработанным моделям, проведена оценка влияния различных параметров на КЭ



Рис. 1 Зависимости КЭ горизонтального (1) и вертикального (2) гравитационных сепараторов от: а- поверхностного натяжения; б- плотностей фаз; в- вязкости газа; г- диаметра аппарата.

гравитационных сепараторов. Некоторые результаты приведены на рис. 1. Также установлено, что повышение уровня жидкости у₀ до 1/2D горизонтального сепаратора незначительно снижает его эффективность, дальнейший рост у₀ вызывает экспоненциальное падение КЭ. Сопоставление сепараторов проведено при одинаковых условиях и их размерах. Установлено, что влияние физико-химических свойств смеси на эффективность сепарации происходит главным образом через процессы каплеобразования в трубопроводе. Высота вертикального сепаратора практически не влияет на его КЭ. Влияние длины

горизонтального сепаратора на КЭ аналогично влиянию его диаметра. Зависимости КЭ сепараторов от расхода показаны на рис. 2.

Таким образом, вертикальный сепаратор, в сравнении с горизонтальным, имеет меньшие устойчивость в работе и единичную производительность.

Модели прямоточных центробежных элементов (ПЦЭ) и циклона построены по методике послойного расчета. ПЦЭ моделируется цилиндром радиусом R_p и длиной L_p, а циклон радиусом R_{cik} и высотой L_{cik}. ПЦЭ Объем И циклона разбили на т кольцевых слоев одинаковой толщины.



Рис. 2 Влияние производительности горизонтального (сплошная линия) и вертикального (пунктирная линия) гравитационных сепараторов на КЭ для диаметров входного трубопровода d_{пат}:

1 -0,25м.; 2 -0,2м.; 3 -0,15м.

При сепарации капли с радиусом R≥R_m, осаждались на длине L_p (L_{cik}) из слоя n, а капли с R<R_m выносились с газом. Таким образом, для каждого слоя n существует свой R_m(n). ПЦЭ бывают тангенциального и осевого типа. Скорость газа может быть разложена на три составляющие: осевую υ_z , тангенциальную υ_t . и радиальную υ_r . Причем значение υ_r значительно меньше υ_z и υ_t , т.е. $\upsilon_r \approx 0$. Каждая капля также имеет три составляющие скорости: продольную u_z , радиальную u_r и тангенциальную u_t . Движение капель в потоке газа описывается относительными скоростями u_z , u_t , u_r ,:

$$u'_{z} = u_{z} - v_{z}; \quad u'_{t} = u_{t} - v_{t}; \quad u'_{r} = u_{r}$$
 (27)

При движении относительно газа капли малых размеров испытывают сопротивление в соответствии с законом Стокса. Уравнения движения представляются в виде системы:

$$2R^{3}\Delta\rho g/3 = 3\mu_{r}Ru'_{z} \qquad 2R^{3}\rho_{*}\upsilon_{t}^{2}/(3r) = -3\mu_{r}Ru_{r} \qquad (28)$$

Как и при моделировании гравитационных сепараторов, инерционные члены уравнений движения малозначимы и не учитываются. ПЦЭ и циклон характеризуется средним углом закрутки потока ф. Для осевого ПЦЭ он равен углу наклона лопаток направляющего аппарата, а для тангенциального ПЦЭ и циклона ф определяется:

$$tg \varphi = \frac{\pi}{l_{sh}} \left(R_p - \frac{n_{sh} \cdot h_{sh}}{4} \right) - \Pi \square \Im \quad tg \varphi = \frac{\pi \left(2R_{cik} - h_{str} \right)}{l_{str} \cdot n_{str}} - циклон$$
(29)

где: n, h, l – количество, ширина и длина направляющих поток прорезей или кармана.

Для повышения объективности моделирования нами введена эффективная длина ПЦЭ L_p и циклона L_{cik} . Для осевого ПЦЭ $L_p=L_p$, а для тангенциального и циклона определяется:

 $L_p \approx L_p - l_{sh}/2$ - для тангенциального ПЦЭ $L_{cik} \approx L_{cik} - l_{str}/2$ - для циклона (30)

Решив систему (28) с использованием формулы Стокса получили выражение:

$$u_{oc} = \frac{\Delta \rho \cdot g \cdot v_{z} \cdot r_{0}^{2}}{2 \cdot \rho_{x} \cdot v_{z} \cdot tg^{2} \varphi \cdot L_{p}' + \Delta \rho \cdot g \cdot r_{0}^{2}}$$
(31)

Выразив из формулы Стокса радиус осаждаемой капли и подставив в него выражение (31) получено уравнение для определения минимального осаждаемого из слоя n радиуса капель:

$$R_{m}(n) = \sqrt{\frac{4.5 \cdot r_{0}^{2}(n) \cdot \upsilon_{z} \cdot \mu_{z}}{2 \cdot \rho_{*} \cdot \upsilon_{z} \cdot tg^{2} \varphi \cdot L_{p}' + \Delta \rho \cdot g \cdot r_{0}^{2}(n)}}$$
(32)

Необходимые для методики послойного расчета V_д(n), формула (14) определяется:

$$V_{\mu}(n) = [R^{2}(n) - R^{2}(n-1)] \cdot L'_{p} / \sum_{n=1}^{m} [R^{2}(n) - R^{2}(n-1)]$$
(33)

В случае циклона в выражениях вместо L $_{\rm p}$ следует подставлять L $_{\rm cik}$. Содержание жидкости на выходе ПЦЭ и циклона определяются по (13,14), а КЭ по (15).

На разработанных моделях ПЦЭ и циклона оценено влияния на КЭ различных факторов. Установлено, что зависимости для ПЦЭ и циклона аналогичны приведенным на рис. 1 а,б,в. Зависимость КЭ от длины и диаметра ПЦЭ показана на рис. 3. Уменьшение диаметра ПЦЭ более эффективно для увеличения КЭ, но приводит к росту



Рис. 3 Зависимость КЭ прямоточных центробежных элементов от диаметра (а) и длины (б).

гидродинамического сопротивления и необходимости увеличения количества элементов. Простое увеличение числа ПЦЭ приводит к незначительному росту КЭ. Заметный рост эффективности обеспечивает увеличение угла закручивания потока. Влияние расхода на КЭ ПЦЭ и циклона в три раза меньше чем у гравитационных сепараторов. В целом, ПЦЭ и циклон компактны и устойчивы в работе, но малоэффективны в области малых расходов.

<u>Четвертая глава</u> диссертации посвящена разработке новой моделирующей системы технологии подготовки газа. Создаваемая моделирующая система впервые позволит:

- •на качественно новом уровне переоценить многие технологические решения;
- •прогнозировать режимы эксплуатации установок подготовки газа в динамике эксплуатации месторождения (истощение и разработка нового пласта, пиковые нагрузки);
- •определить максимально-допустимую нагрузку, найти лимитирующее звено технологии;
- проводить реконструкцию и модернизацию аппаратов и установки, разрабатывать и подбирать сепараторы (тип, размеры, конструктивные элементы, режим работы);

•получать оперативные прогнозы при непосредственном управлении технологией.

Учитывая опыт создания уже существующих моделирующих систем (MC) различных технологий, впервые сформирована структура принципиально новой полномасштабной MC.



Рис. 4 Структурная схема блока моделей аппаратов и устройств полномасштабной моделирующей системы технологии подготовки газа.

Полномасштабная MC технологии подготовки следующие газа содержит узлы: операционную оболочку; модель расчета парожидкостного равновесия; банки данных физико-химических свойств, внешних потоков И изображений аппаратов; блоки технологической схемы, моделей аппаратов и устройств, параметров работы аппаратов и их конструкции, тепловых расчетов и оценки качества. В развитие известного системного подхода впервые предложено детализировать иерархическую схему построения моделей технологии промысловой подготовки газа до уровня основополагающих процессов с последующим интегрированием их в модели аппаратов и технологическую схему установки в целом. Основная идея состоит в том, что модель любого из аппаратов базируется на определенном наборе гидродинамических и тепловых процессов, расположенных в определенной последовательности и количестве. При таком уровне детализации, нет

необходимости в построении большого количества моделей для аппаратов, имеющих много конструктивных типов. Это особенно актуально в случае моделирования сепараторов, у которых только основных конструкций можно выделить несколько десятков. Структура блока моделей аппаратов и устройств представлена на рис. 4. Новый уровень детализации был использован также для аппаратов охлаждения и тепловых расчетов. В основе работы всех вырабатывающих аппаратов лежат процессы изоэнтальпийного холод И изоэнтропийного изменения давления системы. При их расчете, а также определении физико-химических свойств смесей в рабочих условиях используется модель расчета парожидкостного равновесия. Тепловой баланс аппарата (устройства) нами предложено представлять комбинацией типовых процессов теплового смешения, разделения и тепловых потерь. Это позволило не включать тепловые балансы в модели каждого из аппаратов. Построение полномасштабной МС – задача, требующая больших интеллектуальных и временных ресурсов. Также существует потребность добывающих предприятий в точных, специализированных МС. Поэтому была разработана МС на примере установки комплексной подготовки газа (УКПГ) Мыльджинского месторождения (рис. 5).



Рис. 5 Схема Мыльджинской установки комплексной подготовки газа: С-1,2,3 -сепараторы; РЖ-1,2 – разделители; Т-1,2 и ТР-1,2 – теплообменники; КР – клапан дросселирующий.

УКПГ Ha Мыльджинской используются сепараторы, содержащие циклон, вертикальную осадительную секцию и блок ПЦЭ. Расчет КЭ многоэлементных сепараторов сильно зависит и осложняется изменением фракционного состава капель от одной ступени сепарации аппарата к другой. Поэтому, нами было изучено влияние фракционного состава капель на эффективность сепарации и сформированы принципы моделирования многоэлементных сепараторов. Фракционный состав дисперсной фазы характеризуется: средним размером капель R_s и вероятностным распределением капель по размерам n(R), носящим логонормальный вид (рис. 6). Изменение количества жидкости приводит к варьированию числа капель по каждому из бесконечно малых интервалов радиусов dR, но пропорции кривой остаются неизменными. Теоретическая оценка степени коагуляции показала, что ее влияние на функцию n(R) в аппарате незначительно. Поэтому, величину R_s можно считать неизменной в течение всего времени пребывания газожидкостной смеси в сепараторе, а вид n(R) меняется \bigwedge_{n}

только в процессе осаждения.

Впервые сформированы принципы моделирования многоэлементных сепараторов:

 1.
 Независимо
 от

 рассчитываемой
 ступени

 сепарации
 функция
 n(R)

 неизменна,
 поэтому
 величины

 R_s
 и ю в ней
 следует
 принимать

 такими,
 какими
 они
 были
 на

 входе
 сепаратора.
 вто ступени
 сото ступени

2. Расчет КЭ ступени сепарации n следует проводить по выведенному уравнению:

 $\eta_n = 1 - (\omega_n / \omega_{n-1})$ (34)

 Имеет место 2 случая распределения капель по размерам на ступенях сепарации аппарата:



Рис. 6 Учет распределения капель по размерам во многоэлементном сепараторе.

Простое распределение, когда разделение капель идет по одному минимальному осаждаемому радиусу $\dot{R_m}$, например осадительная секция вертикального сепаратора. Из смеси удаляются капли с $R \ge R_m$ и получается новая функция вида $n_1(R)$ (рис 6);

Сложное распределение, когда разделение капель идет по нескольким, в зависимости от принятого количества слоев, минимальным осаждаемым радиусам. Такое распределение имеет место на выходе циклона, ПЦЭ, горизонтальной осадительной секции и характеризующееся группой параметров от $R_m(1)$ до $R_m(m)$, Значение m - число слоев разбиения объекта. В таком случае распределение капель по размерам будет иметь вид кривой $n_2(R)$. Каждому $R_m(n)$ соответствует определенная площадь сечений слоев $S_{yH}(n)$, откуда возможен унос с газом капель такого и меньшего радиусов (рис. 6).

Смесь с распределением $n_1(R)$ или $n_2(R)$ попадет на вход следующей ступени сепарации. 4. Значения ω_n в зависимости от вила сепарации опрелеляются по формуле:

ачения
$$\omega_n$$
 в зависимости от вида сепарации определяются по формуле.

$$\omega_{n} = \omega'_{1} + \omega_{1}(1) \cdot a(1) + \omega_{1}(2) \cdot a(2) + \omega_{1}(3) \cdot a(3) + \ldots + \omega_{1}(n) \cdot a(n)$$
(35)

где:
$$\omega_1' = \int_0^{R_m(m)} \frac{4\pi R^3}{3} n_0(R) dR; \quad \omega_1(n) = \int_{R_m(n)}^{R_m(n-1)} \frac{4\pi R^3}{3} n_0(R) dR$$
 (36)

Доли площадей сечений с которых происходит унос капель радиусом $R_m(n)$ и меньше определяется:

$$a(n) = \frac{S_{yH}(n)}{S_{o\delta}} r_{de}: S_{yH}(n) = \sum_{n=1}^{m-1} S_{d}(n); \qquad S_{o\delta} = \sum_{n=1}^{m} S_{d}(n)$$
(37)

5.В случае, если КЭ какой-либо из ступеней сепарации n будет меньше нуля, необходимо считать: $\eta_n=0$; $\omega_n=\omega_{n-1}$.

Используя принципы построения многоэлементных сепараторов, модели вертикального гравитационного сепаратора, ПЦЭ и циклона впервые разработана математическая модель многоэлементного газосепаратора Мыльджинской УКПГ. В <u>пятой главе</u> диссертации, с использованием разработанной моделирующей системы решены некоторые комплексные вопросы технологии промысловой подготовки газа и предложен технологический параметр критерий – степень рециркуляции D_R:

$$D_{R} = G_{R} / \sum_{n=1}^{m} G_{\pi} (n),$$
(38)

где G_R , $G_{*}(n)$ – расходы рециркулянта и конденсата со ступени сепарации n, кг/ч. Степень рециркуляции можно выражать в долях и процентах. Значение D_R находится в интервале от 0 до D_R^{max} . Максимальная степень рециркуляции определяется:

$$D_{R}^{\max} = \sum_{n=1}^{m-1} G_{\pi}(n)$$
(39)

Для определения прироста выхода нестабильного конденсата и изменения извлекаемости различных компонентов из газа в зависимости от степени рециркуляции и КЭ концевого сепаратора было проведено специальное исследование. При обработке результатов получены зависимости на рис. 7. При определенном значении КЭ, независимо от степени рециркуляции, получается одинаковое значение прироста выхода конденсата. Эта точка была названа критической точкой рециркуляции. При понижении КЭ концевого сепаратора ниже значения, соответствующего критической точке, дополнительная рециркуляция будет увеличивать потери конденсата. Установлено, что при малых D_R в



Рис. 7 Относительный прирост выхода нестабильного конденсата (а) и его состава (б) при изменении степени рециркуляции и КЭ концевого газосепаратора.

конденсате наибольшее возможное содержание компонентов группы C_{5+} и ПБФ, а при больших - минимальное. Это вызвано тем, что в жидкость в первую очередь переходят тяжелые компоненты. Прирост выхода конденсата зависит от состава сырья и режима работы аппаратов. Для группы C_{5+} он увеличиваться с ростом молекулярной массы группы. Поэтому, для рециркуляции целесообразно использовать стабилизированный конденсат.

Расчет влияния совокупности степени рециркуляции и КЭ аппаратов на выход и состав конденсата является сложной комплексной задачей. Между тем существует потребность в быстрой оценке влияния рециркуляции и КЭ аппаратов на материальный баланс установок. Используя полученные выводы и выражения, нами разработан метод определения прироста выхода нестабильного конденсата и его компонентов:

1. Из упрощенного расчета парожидкостного равновесия по фактической И одноступенчатой схемам сепарации находятся расходы конденсата, разница которых соответствует Δ^{ϕ} - приросту выхода конденсата от эффекта одноступенчатой сепарации.

2. По выражению (39) определяется максимальная степень рециркуляции D_R^{max}.

3. Вычисляется значение КЭ, в критической точке η_{кр} по выведенному выражению:

$$\eta_{\kappa p} = \frac{D_R^{max}}{\Delta^{\Phi}/100 + D_R^{max}}$$
(40)

4. Соответствующее критической точке значение Δ_{np} находится подстановкой $\eta_{\kappa p}$ и Δ^{φ} в описывающее зависимости на рис. 7 выражение: $\Delta_{np} = [(1 + \Delta^{\phi} / 100) \{\eta \cdot (1 - D_R^{max} + D_R) + D_R^{max} - D_R \} - 1] \cdot 100$

(41)

(42)

5. Значения Δ_{np} при КЭ=100 %, соответствующие другим D_R определяются: $\Delta_{\rm np} = \Delta^{\dot{\Phi}} \cdot D_{\rm R} / D_{\rm R}^{\rm max}$

6. В координатах Δ_{np} – КЭ строятся зависимости по двум точкам. Одной из них всегда является критическая точка с координатами (η_{kp} - Δ_{np}), а второй точки с координатами $(100\% - \Delta_{np})$, соответствующие определенному значению D_R.

7. Относительные доли групп компонентов от величины общего прироста выхода нестабильного конденсата определяются по зависимостям на рис. 7.

Важнейшим показателем качества подготовки газа является значение точки росы газа. Качество работы оборудования наиболее полно отражается коэффициентом эффективности аппаратов. Установлена взаимосвязь между КЭ концевой ступени сепарации, температурой и давлением точки росы товарного газа, которая представлена в виде изобар на рис. 8. Каждая из изобар соответствует определенному давлению в газопроводе Р_{газ}, которое выражается в долях от давления в концевом сепараторе P_{cen}. По вертикальной оси отложена величина изменения температуры точки росы газа Δ_{TP} . Значение температуры точки росы газа равно сумме Δ_{TP} и температуры сепарации.



Рис. 8 Зависимость изменения точки росы товарного газа от КЭ концевой ступени сепарации и давления в магистральном газопроводе: 1– P_{газ}=P_{сеп}; 2– P_{газ}=0,9P_{сеп}; 3- P_{газ}=0,8Р_{сеп}; 4- Р_{газ}=0,7Рсеп; 5 - Р_{газ}=0,6Р_{сеп}.

Разработанные впервые метод определения прироста выхода конденсата и зависимости точки росы газа от давления в газопроводе и КЭ концевого сепаратора могут использоваться для оценки и прогнозирования качества продукции, а также в расчетах при оптимизации, разработке и реконструкции установок подготовки газа.

Разработанная МС позволяет оценить влияние расхода, состава и физико-химических свойств сырья на конечные продукты не только количественно, но и качественным образом. Были проведены расчеты Мыльджинской УКПГ согласно приведенной на рис. 5 схемы. Показано, что с увеличением расхода снижается КЭ сепараторов и разделителей (выветривателей). Это приводит к увеличению содержания нецелевых компонентов в газе и конденсате и ухудшению показателя точки росы газа (табл. 2).

При истощении пласта вследствие длительной разработки происходит "облегчение" состава сырья и изменение его свойств. При этом, несмотря на небольшой расход сырья, по причине изменения свойств смеси и малого содержания жидкости на входе сепараторов произойдет снижение их эффективности (табл. 2). При таком режиме и составе сырья в C-1 (рис. 5) конденсат выпадать не будет, а в РЖ-2 резко снизится выделение газа.

Для увеличения КЭ концевого сепаратора можно: рекомендовать увеличить длину подводящего трубопровода; модернизировать конструкцию аппарата или, что эффективнее подать конденсат с предыдущих ступеней сепарации на вход последней, т. е. произвести рециркуляцию. Рассчитано необходимое для завершения процесса каплеобразования в подводящем трубопроводе количество рециркулянта.

	Второй год разработки				Пятнадцатый	
Параметр оценки					год разработки	
Расход конденсата на	0	0	0	0	0	4152
рециркуляцию, кг/ч.						
Расход на входе установки,	127000	176000	220000	245000	10000	100000
кг/ч.					0	
КЭ С-3, %	99,82	99,27	98,37	97,70	99,01	99,90
КЭ РЖ-2, %	99,00	98,51	98,04	97,53	99,10	99,10
Точка росы по УВ, ℃	-33,7	-31,8	-28,9	-26,4	-26,6	-30,5
Выход газа, кг/ч.	97539	134839	168878	188050	89854	89267
Выход конденсата, кг/ч.	29461	41161	51122	56950	10146	10733
Унос C ₅₊ с газом, кг/ч.	18	89	244	383	46	7
Унос C ₃₊ с газом, кг/ч.	26	136	375	590	72	19
унос компонентов легче С3 с	77	159	258	354	27	29
конденсатом, кг/ч.						

Таблица 2. Влияние расхода сырья на качественные показатели продукции УКПГ

Результаты расчета УКПГ с рециркуляцией также приведены в табл. 2. Прирост выхода нестабильного конденсата при рециркуляции происходит не только благодаря увеличению КЭ концевой ступени сепарации, но и за счет эффекта одноступенчатой сепарации. Показано, что избыток рециркулянта при некотором значении КЭ может привести к ситуации, когда унос конденсатообразующих компонентов с газом станет больше их прироста за счет роста КЭ сепаратора и эффекта одноступенчатой сепарации.

Разработанная новая моделирующая система технологии подготовки газа позволяет проводить и другие технологические расчеты в динамике эксплуатации месторождений.

ОСНОВНЫЕ РЕЗУЛЬТАТЫ И ВЫВОДЫ

1. Проведен обзор проблем, связанных с эксплуатацией, модернизацией, моделированием и проектированием технологии подготовки газа. Показано, что разработанная моделирующая система позволяет решать технологические задачи, в том числе и в динамике эксплуатации.

2. Из современных теоретических и эмпирических методов расчета парожидкостного равновесия по экспериментальным данным выявлено наиболее точное -известное уравнение Пенга-Робинсона. Для повышения точности моделирования нами впервые разработан метод адаптации коэффициентов парного взаимодействия. С использованием метода на примере газоконденсатных месторождений Томской области достигнута средняя погрешность описания составов равновесных фаз в рабочих условиях 2-4 %, а долей отгона 0,25 %.

3. Для автоматизированного определения типа сепарационного процесса в программной среде предложена классификация, основанная на доле отгона газа. Согласно этой классификации четко определяются процессы газосепарации, выветривания и смешанной сепарации. Основываясь на предложенной классификации сепарации, впервые получены уравнения материального баланса и составов потоков, которые учитывают парожидкостное равновесие, эффективность и количество единиц сепарационного оборудования.

4. Несмотря на теоретически обоснованную возможность образования заметного пересыщения пара и жидкости, на промышленных объектах подготовки газа данное явление не возникает и процессы образования новой фазы можно считать равновесными.

5. С целью образования капель наибольшего размера, а значит и увеличения эффективности сепарации необходимо производить процесс охлаждения сначала резко с получением большого числа капель-зародышей, затем медленно, в потоке малой интенсивности - для исключения образования капель-зародышей и создания условий конденсационного роста капель. Для более быстрого формирования капель также целесообразно использовать трубопроводы с развитой поверхностью, обладающей хорошей смачиваемостью.

6. Впервые разработана методика послойного расчета сепараторов. Методика позволяет учесть влияние различных геометрических, физических, физико-химических и технологических факторов, а также фракционного состава капель на эффективность работы всей последовательности технологических звеньев.

7. На основе теоретических закономерностей и методики послойного расчета, созданы гидродинамические модели гравитационной и центробежной сепарации и оценено влияние различных параметров на их КЭ. Показана важность и единство влияния на сепарацию совокупности физико-химических и технологических параметров.

8. Расчетами с использованием разработанных гидродинамических моделей установлено:

- на КЭ всех видов сепарации наибольшее влияние оказывает поверхностное натяжение, содержание жидкости в смеси диаметр и длина подводящего трубопровода. Вместе с тем, влияние вязкости и плотностей фаз на эффективность всех видов сепарации незначительно;

- вертикальный гравитационный сепаратор в среднем на 30% чувствительнее к изменению физико-химических свойств смеси и на 40% - к изменению диаметра аппарата, чем горизонтальный. Производительность вертикального гравитационного сепаратора при одинаковых условиях и размерах на 30-40% ниже, чем у горизонтального;

- центробежная сепарация заметно эффективнее в элементах малого радиуса вращения и обеспечивает производительность в несколько раз больше гравитационной.

9. Впервые разработаны принципы моделирования многоэлементных сепараторов. Создана гидродинамическая модель сепаратора Мыльджинской установки подготовки газа, в которой учтено реальное изменение фракционного состава капель от ступени к ступени.

10. Разработаны математические модели дроссель-эффекта, теплообменника и блока расчета физико-химических свойств смесей в рабочих условиях.

11. Впервые разработана структура полномасштабной моделирующей системы (МС) технологии подготовки газа. В основу иерархической схемы построения гидродинамических моделей и системы в целом положена детализация до уровня основополагающих массообменных и тепловых процессов. Это позволило резко уменьшить количество необходимых моделей и упростить их структуру.

12. Построена специализированная МС на примере Мыльджинской установки подготовки газа, позволяющая проводить комплексные технологические расчеты с высокой точностью, учетом расхода и свойств сырья. Расчетами на разработанной МС установлено:

- увеличение производительности установки от минимальной до максимальной приводит к росту уноса компонентов группы C₅₊ на 5500 кг/сут и повышению точки росы газа на 5 °C;

- изменение состава и свойств сырья в результате длительной разработки месторождения приведет к нарушению нормальной работы некоторых аппаратов и снижению эффективности концевой ступени сепарации на 0,9 % при расходе сырья всего 100000 кг/ч (1/3 от номинального). Для восстановления ее эффективности до нормального значения необходимо произвести рециркуляцию около 4000 кг/ч конденсата. При этом унос конденсатообразующих компонентов снизится в 6,5 раз.

13. Установлено комплексное влияние рециркуляции и эффективности сепарации на процесс, разработан метод определения прироста выхода конденсата и его компонентов. Показано, что при максимальной степени рециркуляции и КЭ концевого сепаратора 99,5% возможно получить прирост в выходе нестабильного конденсата на 8,5%. Положительный прирост выхода конденсата также обеспечивается при КЭ концевого сепаратора 96-100% и степени рециркуляции выше 15%.

14. Впервые определена взаимосвязь между эффективностью концевой ступени сепарации и термобарическими условиями точки росы газа по УВ. Снижение эффективности концевой ступени сепарации на 1 % приводит к повышению точки росы на 4 °C. К такому же результату приводит снижение давления в газопроводе до 70 % от давления сепарации.

Основные результаты диссертационной работы отражены в следующих публикациях:

1. Маслов А.С., Вострикова Е.П. Исследование эффективности процесса сепарации нефтей Западной Сибири с использованием моделирующих систем// Материалы докладов Второй Международной научной конференции студентов, аспирантов и молодых ученых им. академика М.А. Усова. – Томск: Изд-во НТЛ, 1998. – с. 29.

2. Кравцов А.В., Ушева Н.В., Мойзес О.Е., Маслов А.С. Компьютерный анализ технологии первичной подготовки нефти и газовых конденсатов// Материалы юбилейной научно-практической конференции "Добыча, подготовка и транспорт нефти и газа". – Томск: Издво STT, 1999. – с. 42-45.

3. Маслов А.С. Моделирование технологии промысловой подготовки газа и газового конденсата// Труды Третьего Международного имени академика М.А. Усова научного симпозиума студентов, аспирантов и молодых ученых. – Томск: Изд-во ТПУ, 1999. – с. 249-250.

4. Маслов А.С., Ушева Н.В. Моделирование процессов промысловой подготовки газа и газового конденсата// Тезисы докладов V международной научной конференции "Методы кибернетики химико-технологических процессов". – Уфа: Изд-во УГНТУ, 1999. – с. 38.

5. Маслов А.С. Захарова Ю.Н. Совершенствование процессов промысловой подготовки газа и газового конденсата// Тезисы докладов региональной научной конференции молодых ученых "Химия нефти и газа - 99". – Томск: Изд-во НТЛ, 1999. – с. 13-14.

6. Кравцов А.В., Ушева Н.В., Мойзес О.Е., Кузьменко Е.А., Маслов А.С. Компьютерный анализ технологических режимов установки подготовки газа и газового конденсата// Материалы юбилейной научно-практической конференции "Проблемы и пути эффективного освоения минерально-сырьевых рессурсов Сибири и Дальнего Востока".- Новосибирск: Изд-во "Наука" РАН, 2000. – с. 85-87.

7. Маслов А.С., Ушева Н.В. Исследование технологических режимов установки подготовки газа и газового конденсата с применением информационно-моделирующих систем// Материалы четвертой международной конференции "Химия нефти и газа". – Томск: Изд-во STT, 2000. – с. 91-95.

8. Kravtsov A.V., <u>Maslov A.S.</u>, Usheva N.V. Study of gaz and gaz condensate preparing by applying of information-simulating system// Abstracts XV International Conference on Chemical Reactors CHEMREACTOR-15. – Helsinki, Finland, 2001. – p. 262-265.

9. Кравцов А.В., Ушева Н.В., Маслов А.С., Рейзлин В.И. Информационно-моделирующая система технологии подготовки нефти, газов и газовых конденсатов// Материалы международной научно-технической конференции "Информационные системы и технологии ИСТ-2000". – Новосибирск: Изд-во НГТУ, 2000. – с. 190-191.

10. Кравцов А.В., Ушева Н.В., Мойзес О.Е., Кузьменко Е.А., Маслов А.С., Иванов В.Г. Исследование процессов промысловой подготовки газового конденсата Мыльджинского месторождения// Материалы Второй научно-практической конференции "Добыча, подготовка, транспорт нефти и газа". – Томск: Изд-во STT, 2001. – с. 117-122.

11. Кравцов А.В., Ушева Н.В., Мойзес О.Е., Кузьменко Е.А., Маслов А.С., Гавриков А.А. Повышение эффективности технологии подготовки природного газа и газового конденсата с использованием моделирующей системы// Известия высших учебных заведений "Химия и химическая технология". – Иваново: Изд-во ИГХТУ, 2002. – том 45. вып. 3. с. 142-145.

12. Кравцов А.В., Ушева Н.В., Маслов А.С., Гавриков А.А., Барамыгина Н.А. Повышение эффективности технологии промысловой 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 рессурсов природного и нефтяного газа". – Томск, 2002. – с. 132-135.

13. Маслов А.С., Иванов В.Г., Кравцов А.В., Ушева Н.В. Повышение эффективности технологии промысловой подготовки газового конденсата// Газовая промышленность, 2003. -№7.

14. № 50200100322 Кравцов А.В., Маслов А.С., Ушева Н.В. Программа «VERTGRAVSEP»./ Томский политехнический университет (ТПУ). – 3 с.; IBM PC; MS/DOS; Программа.

15. № 50200100323 Маслов А.С. Программа «HORGRAVSEP»./ Томский политехнический университет (ТПУ). – 3 с.; IBM PC; MS/DOS; Программа.

16. № 50200100324 Кравцов А.В., Маслов А.С., Ушева Н.В. Программа «НЕАТЕХСОМ»./ Томский политехнический университет (ТПУ). – 3 с.; IBM PC; MS/DOS; Программа.