

522, 276.8

Ф76

На правах рукописи

**ФОМИНЫХ ОЛЕГ ВАЛЕНТИНОВИЧ**

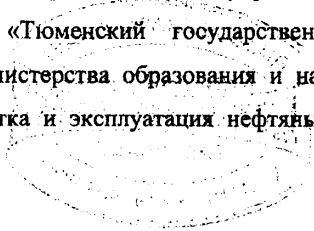
**ИССЛЕДОВАНИЕ ФАЗОВЫХ РАВНОВЕСИЙ УГЛЕВОДОРОДОВ И  
ОБОСНОВАНИЕ МЕТОДА ИХ РАСЧЕТА ДЛЯ СНИЖЕНИЯ  
ПОТЕРЬ НЕФТИ ПРИ РАЗРАБОТКЕ МЕСТОРОЖДЕНИЙ**

Специальность 25.00.17 – Разработка и эксплуатация нефтяных и газовых  
месторождений

Автореферат диссертации на соискание ученой степени  
кандидата технических наук

Тюмень – 2011

Работа выполнена в Государственном образовательном учреждении высшего профессионального образования «Тюменский государственный нефтегазовый университет» (ТюмГНГУ) Министерства образования и науки Российской Федерации на кафедре «Разработка и эксплуатация нефтяных и газовых месторождений»



**Научный руководитель** - кандидат технических наук, доцент  
**Леонтьев Сергей Александрович**

**Официальные оппоненты:** - доктор технических наук, профессор  
**Зейгман Юрий Вениаминович**  
- кандидат физико-математических наук, доцент  
**Квеско Бронислав Брониславович**

**Ведущая организация** - Открытое акционерное общество  
«Нижневартовский научно-исследовательский и  
проектный институт нефтяной промышленности»  
(ОАО «НижневартовскНИПИнефть»)

Защита состоится 08 апреля 2011 года в 11.00 часов на заседании диссертационного совета Д.212.273.01 при ТюмГНГУ по адресу: 625039, г. Тюмень, ул. 50 лет Октября, 38.

С диссертацией можно ознакомиться в библиотечно-информационном центре ТюмГНГУ по адресу: 625039, г. Тюмень, ул. Мельникайте, 72 а, каб. 32.

Автореферат разослан 07 марта 2011 года.

**Ученый секретарь**  
диссертационного совета,  
доктор технических наук, профессор

Г.П. Зозуля

## ОБЩАЯ ХАРАКТЕРИСТИКА РАБОТЫ

### Актуальность проблемы

Технологические потери нефти в отрасли составляют около 0,4 % - 0,7 % от массы добываемой и при этом ухудшается её качество за счет испарения легких фракций. Поэтому в соответствии с требованиями Минпромэнерго РФ производится обоснование нормативов потерь нефти при добыче, связанных с принятой схемой и технологией разработки месторождения. Научными центрами нефтегазодобывающих компаний определяются величины технологических потерь нефти по месторождениям в соответствии с отраслевыми нормативными документами, согласно которым необходимо изучать свойства нефти и газа, количественное содержание каждого компонента гомологического ряда в данной системе и его распределение между жидкой и газовой фазами.

Методы определения парожидкостного равновесия подразделяются на экспериментальные и аналитические, требующие специальной техники или сложных программ для расчета. Основным способом аналитического изучения количественных характеристик является определение констант фазового равновесия, необходимых для расчета концентраций компонента в одной фазе при условии знания концентрации одного и того же компонента в другой фазе. Известно более 150 уравнений состояния и их модификаций различного вида: двух-, трех-, восьми-, одиннадцати-параметрические и т. д. Так как эти уравнения являются универсальными, их использование предусматривает сложный расчет не только констант, но и определение других физико-химических свойств углеводородных смесей. Однако, при эксплуатации месторождений для обоснования технологических потерь нефти, методик определения газосодержания и оптимизации режимов работы нефтегазосепараторов достаточно и необходимо разработка простой, менее трудоемкой и более достоверной методики расчета констант фазового равновесия углеводородного сырья.

НТБ  
ЮНТУНГ



an2202

## **Цель работы**

Повышение качества и снижение потерь добываемой нефти путем совершенствования и упрощения методов расчета фазовых равновесий в технологических процессах подготовки нефти.

## **Основные задачи исследований**

1. Анализ методов расчета фазовых равновесий углеводородов для определения областей их эффективного применения.
2. Разработка и апробация методики определения констант фазового равновесия в интервале низких давлений, характерных для технологических процессов систем сбора и подготовки скважинной продукции.
3. Разработка и апробация метода определения газосодержания углеводородной смеси при термобарических условиях принятой схемы и технологии эксплуатации месторождения.
4. Разработка и апробация методики расчета максимально возможных потерь нефти от испарения с применением констант фазового равновесия.
5. Разработка и апробация методики оптимизации режимов работы нефтегазосепараторов с целью увеличения выхода товарной нефти.

## **Объект и предмет исследования**

Объектом исследования являются физические свойства газожидкостных смесей в системе пласт-скважина-система подготовки нефти и попутного газа к утилизации, предметом – фазовые равновесия углеводородной системы при расчете технологических процессов подготовки нефти.

## **Научная новизна выполненной работы**

1. Доказана возможность применения уравнения Рауля-Дальтона с расчетом давления насыщенного пара по уравнению Антуана для определения констант фазового равновесия при давлениях до 1 МПа с погрешностью не более 3 %.
2. Разработан экспресс-метод расчета истинного молярного газосодержания углеводородной смеси при различных термобарических условиях.

3. Разработана методика оптимизации режимов работы нефтегазсепараторов, позволяющая изменением термобарических условий сепарации снизить содержание широких фракций легких углеводородов в отгоняемом газе до 5 %.

#### **Практическая ценность и реализация**

1. Модифицированная методика расчета констант фазового равновесия используется в ОАО «Гипротюменнефтегаз» при обосновании режимов работы нефтегазосепараторов, обеспечивающих повышение качества подготовки нефти.

2. Методика расчета максимально возможных потерь нефти от испарения используется при экспертной оценке ОАО «НижневартовскНИПИнефть» нормативов технологических потерь нефти при добыче, связанных с принятой схемой и технологией разработки месторождений Нижневартовского региона.

3. Внедрение методики оптимизации режимов работы нефтегазосепараторов в ОАО «Газпромнефть – Ноябрьскнефтегаз» позволяет снизить содержание широких фракций легких углеводородов в отгоняемом газе до 5 % при увеличении температуры сепарации на 5 °С.

#### **Основные защищаемые положения**

1) Метод расчета констант фазового равновесия углеводородов при давлениях не более 1,0 МПа, основанный на совместном решении уравнений Рауля и Дальтона.

2) Метод расчета истинного молярного газосодержания углеводородной смеси при различных термобарических условиях.

3) Методика расчета потерь нефти от испарения из резервуаров подготовки нефти за один цикл изменения термобарических условий.

4) Методика оптимизации режимов работы нефтегазосепараторов, направленная на повышение качества подготовки нефти и сохранение в ней ценных фракций легких углеводородов.

#### **Соответствие диссертации паспорту научной специальности**

Область исследования включает разработку методик расчета технологических процессов для снижения потерь нефти при добыче, связанных с принятой схемой и технологией разработки месторождения.

Указанная область исследования соответствует паспорту специальности 25.00.17 – Разработка и эксплуатация нефтяных и газовых месторождений, а именно пункту 3: «Научные аспекты и средства обеспечения системного комплексного (мультидисциплинарного) проектирования и мониторинга процессов разработки месторождений углеводородов, эксплуатации подземных хранилищ газа, создаваемых в истощенных месторождениях и водонасыщенных пластах с целью рационального недропользования» и пункту 4: «Технологии и технические средства добычи и подготовки скважинной продукции, диагностика оборудования и промышленных сооружений, обеспечивающих добычу, сбор и промысловую подготовку нефти и газа к транспорту, на базе разработки научных основ ресурсосбережения и комплексного использования пластовой энергии и компонентов осваиваемых минеральных ресурсов»

#### **Апробация результатов работы**

Результаты диссертационной работы и ее основные положения докладывались и обсуждались на: Международной академической конференции «Состояние, тенденции и проблемы развития нефтегазового потенциала Западной Сибири» (Тюмень, 2009 г); Международном симпозиуме им. академика М.А. Усова «Проблемы геологии и освоения недр» (Томск, 2009, 2010 гг); Всероссийской научно – технической конференции «Современные технологии для ТЭК Западной Сибири» (Тюмень, 2010 г.); семинарах кафедры «Разработка и эксплуатация нефтяных и газовых месторождений» ТюмГНГУ (Тюмень, 2009 – 2011 гг.).

#### **Публикации**

Результаты выполненных исследований отражены в 11 печатных работах, в том числе в 5 изданиях, рекомендованных ВАК РФ, в монографии и в учебном пособии.

#### **Объем и структура работы**

Диссертационная работа изложена на 107 страницах машинописного текста, содержит 30 таблиц, 11 рисунков. Состоит из введения, четырех разделов, основных выводов и рекомендаций, списка использованных источников из 70 наименований.

## СОДЕРЖАНИЕ РАБОТЫ

**Во введении** обоснована актуальность работы, сформулированы цель и задачи исследований, научная новизна и практическая значимость диссертационной работы.

**В первом разделе** выполнен критический анализ закономерностей расчета фазовых равновесий.

Выявлено, что на распределение компонентов между паровой и жидкой фазами, в условиях их равновесия значительное влияние оказывают температура и давление в системе. Наиболее общее условие равновесия систем, состоящих из  $n$  фаз и  $k$  компонентов, в работах А.Ю. Намиота сформулировано следующим образом

$$T' = T'' = \dots = T^{(n)} \quad (1)$$

$$p' = p'' = \dots = p^{(n)} \quad (2)$$

$$\begin{aligned} \mu_1' &= \mu_1'' = \dots = \mu_1^{(n)}; \\ \mu_2' &= \mu_2'' = \dots = \mu_2^{(n)}; \\ \mu_k' &= \mu_k'' = \dots = \mu_k^{(n)} \end{aligned} \quad (3)$$

Условия: (1) – равенство температур ( $T^n$ ) во всех фазах; (2) – равенство давлений ( $P^n$ ) во всех фазах; (3) – равенство химических потенциалов ( $\mu_k$ ). Если принять, что в системе не протекают химические реакции, то число компонентов совпадает с числом индивидуальных веществ в системе.

Специфическим для фазового равновесия является условие (3). Если химический потенциал некоторого компонента, в какой – либо части системы больше, чем в других частях, то этот компонент будет самопроизвольно переходить в другие части системы до тех пор, пока не установится равенство химических потенциалов данного компонента. Условия фазового равновесия (2) и (3) справедливы при допущении, что границы раздела между фазами плоские. В противном случае давление в равновесно сосуществующих фазах будет отличаться на величину капиллярного давления (например, в условиях пористой среды). Не принимается во внимание изменение свойств вещества вблизи поверхности (это предложение эквивалентно допущению об отсутствии

внешнего силового поля, действующего в пределах поверхностного слоя). Предполагается, что все компоненты содержатся в каждой фазе.

Таким образом, для установления фазового равновесия необходимо равенство химических потенциалов компонентов в сосуществующих фазах, а также равенство температур фаз. Равенство давлений сосуществующих фаз можно не учитывать. Как известно, для идеальных растворов коэффициент активности равен единице. Несовпадение коэффициента активности с единицей может служить мерой отклонения поведения данного раствора от идеального. Концентрация в идеальном растворе, как и парциальное давление в смеси идеальных газов, определяет свойства раствора независимо от природы компонентов и внешних условий. В результате критического анализа существующих решений установлено, что введение в систему расчета различных коэффициентов летучести и активности показывает лишь отклонение свойств рассматриваемой системы от идеальных и не вносит принципиальных отличий в совместное решение уравнений Рауля и Дальтона. Выявлено, что при давлениях до 1,0 МПа, что характерно для процессов подготовки нефти, нефть и её пары подчиняются свойствам идеальных систем. Поэтому в области низких давлений с высокой достоверностью можно использовать уравнение Рауля – Дальтона для расчета констант фазового равновесия углеводородов.

**Во втором разделе** приведены результаты аналитических исследований методов расчета констант фазового равновесия.

Одним из распространенных методов является определение констант фазового равновесия по давлению схождения, в основе которого лежит предположение о равенстве величин констант сравниваемых углеводородных смесей при равенстве давлений, температур и давлений схождения этих смесей. Это предположение было проверено Хенсом и Брауном экспериментальными исследованиями парожидкостного состояния различных углеводородных смесей различного состава при постоянной температуре. Однако значение констант равновесия многокомпонентных смесей сходятся к единице при критическом давлении только при температуре, равной критической



температуре смеси. В противном случае давление, при котором константы фазового равновесия сходятся к единице, не является реальным, так как многокомпонентная смесь переходит из двухфазного парожидкостного состояния в однофазное при давлении меньше давления схождения. Очевидно, что константы фазового равновесия имеют действительные физические значения лишь до давления перехода из двухфазного состояния в однофазное. Поэтому давление, при котором константы многокомпонентной смеси сходятся к единице при температуре, отличной от критической температуры смеси, называется кажущимся давлением схождения. Из сказанного выше следует, что давление схождения есть функция компонентного состава обеих равновесно сосуществующих фаз. Для упрощения принимается, что давление схождения зависит либо от состава газовой фазы при давлении перехода из двухфазного состояния в однофазное (то есть состава исходной смеси), либо от состава жидкой фазы при данном давлении. На этом основаны все методы определения давления схождения.

При определении давления схождения по составу исходной смеси по методу Г.С. Степановой предполагается, что величина давления схождения при изменении давления или температуры системы в процессе ее разделения на пар и жидкость остается неизменной. Определение давления схождения по составу жидкой фазы лишено этого ограничения.

Винном был предложено по критическим кривым бинарных смесей при заданной температуре находить критическое давление смеси самого легкого компонента со следующим более тяжелым компонентом смеси. Давление схождения многокомпонентной системы определяется как средневесовое значение найденных значений критических давлений

$$P_{\text{ср}} = \frac{\sum_{i=1}^N P_{\text{кр}i} g_i}{\sum_{i=2}^N g_i}, \quad (4)$$

где  $P_{\text{кр}i}$  - критическое давление на кривой критических точек самого легкого компонента данной многокомпонентной смеси и компонента  $i$ , Па;  $g_i$  - весовая доля компонента  $i$ , д.ед.

Наибольшую известность получил метод Хеддена, применяемый для смесей, содержащих метан в качестве наилегчайшего компонента. Предложено такие углеводородные смеси считать псевдобинарными, состоящими из метана и гипотетического тяжелого компонента. Тогда для определения давления схождения этой псевдобинарной смеси можно воспользоваться критическими кривыми бинарных смесей метана с другими углеводородами. Зная состав гипотетического тяжелого компонента, рассчитывают средневесовую критическую температуру  $\tilde{T}_k$  и средневесовое критическое давление  $\tilde{P}_k$  гипотетического компонента

$$\tilde{T}_k = \frac{\sum_{i=2}^N x_i M_i T_{ki}}{\sum_{i=2}^N x_i T_{ki}}; \quad \tilde{P}_k = \frac{\sum_{i=2}^N x_i M_i P_{ki}}{\sum_{i=2}^N x_i P_{ki}}, \quad (5)$$

где  $x_i$  – массовая доля компонента, д.ед;  $M_i$  – молекулярная масса компонента;  $T_{ki}$  – критическая температура компонента, °С.

По найденным значениям  $\tilde{T}_k$  и  $\tilde{P}_k$  на графике критических кривых метана с различными углеводородами проводится интерполяционная критическая кривая, соединяющая критическую точку метана с критической точкой гипотетического компонента. На этой линии графика при заданной температуре смеси находится значение критического давления псевдобинарной системы (приведенное давление смеси). Затем для определения давления схождения необходимо использовать итерационный цикл, так как состав жидкой фазы до решения уравнения фазовых концентраций неизвестен.

Уином были построены две номограммы: основная номограмма для определения констант фазового равновесия при давлении схождения 35 МПа и вспомогательная номограмма для определения уточненного давления при давлениях схождения, отличных от 35 МПа.

По номограммам Нейра можно определить константы фазового равновесия парафиновых и олефиновых углеводородов от метана до п-декана в пределах изменения давления от 0,07 до 70 МПа, температуры от -73,5 до 260 °С и давления схождения от 4 до 70 МПа. Для вычисления константы используется выражение

$$\lg K_i = \lg K_0 - \frac{n}{s}, \quad (6)$$

где  $K_0$  находится при заданных значениях давления и давления схождения. Величина коэффициента  $S$  определяется при заданных значениях давления, температуры и давления схождения.

Анализ результатов применения методов определения констант фазового равновесия по давлению схождения показывает, что при значениях, больших  $0,7 P_{cx}$ , погрешность расчета парожидкостного равновесия по константам фазового равновесия, с использованием номограмм Уина, Нейра и графиков NGAA, становится более 7 %. При низких давлениях константы равновесия, определенные при различных  $P_{cx}$ , практически совпадают.

Значительно снижается точность расчета парожидкостного равновесия по константам, определенным по давлению схождения, когда в смеси присутствуют такие неуглеродные компоненты, как  $CO_2$  и  $H_2S$ . Объясняется это фазовым поведением легких парафиновых углеводородов, критическая кривая которых имеет куполообразный вид. Однако даже у некоторых бинарных смесей, содержащих  $CO_2$  и  $H_2S$ , форма критической кривой имеет S-образную форму.

Известны номограммы Сарданашвили – Львова, позволяющие определять константы фазового равновесия углеводородов парафинового ряда в довольно широком интервале температур от  $-70$  до  $20^{\circ}C$  и давлениях  $0,1 \div 50$  МПа. Существенным недостатком является отсутствие данных по неуглеродным компонентам, а их влияние, как было показано выше, необходимо учитывать при расчетах парожидкостного равновесия.

У всех номограмм, предназначенных для определения констант фазового равновесия, имеется общий недостаток – графическое представление данных, что при проведении инженерных расчетов вносит дополнительные погрешности в значения констант.

Другим методом определения констант фазового равновесия является использование различных уравнений состояния, которых насчитывается более

150 и их модификаций. Например, уравнение Редлиха – Квонга, представляющее собой одну из модификаций двухпараметрического уравнения состояния Ван-дер-Вааальса

$$P = \frac{RT}{V-b} - \frac{a}{T^{0.5}V(V+b)}, \quad (7)$$

где  $P$  – давление, Па;  $T$  – температура, °С;  $V$  – удельный мольный объем, м<sup>3</sup>/моль,  $R$  – универсальная газовая постоянная, Дж/моль·К;  $a$  и  $b$  – коэффициенты уравнения.

Здесь

$$a = \frac{1}{9(2^{1/3}-1)} \frac{R^2 T_K^{5/2}}{P_K} = 0,4275 \frac{R^2 T_K^{5/2}}{P_K}, \quad (8)$$

$$b = \frac{2^{1/3}-1}{3} \frac{RT_K}{P_K} = 0,08664 \frac{RT_K}{P_K}. \quad (9)$$

При вычислении констант фазового равновесия с использованием уравнения Редлиха – Квонга их записывают как отношение коэффициентов летучести компонента

$$\ln \psi_i = \ln \frac{\bar{V}}{V-b_{cm}} + \frac{b_i}{V-b_{cm}} - \ln \frac{PV}{RT} - \frac{2(a_i a_{cm})^{0.5}}{b_{cm} RT^{0.5}} \ln \frac{V+b_{cm}}{V} + \frac{a_{cm} b_i}{b_{cm}^2 RT^{1.5}} \left( \ln \frac{V+b_{cm}}{V} - \frac{b_{cm}}{V+b_{cm}} \right) \quad (10)$$

Критический анализ показывает, что в области давлений, близких к критическому, погрешность расчетов термодинамических и физических свойств чистых веществ возрастает. Значительные ошибки наблюдаются при использовании уравнения (7) для смеси углеводородов, когда коэффициенты этого уравнения вычисляются по правилу аддитивности, а компоненты смеси состоят из молекул различного строения.

Восьмипараметрическое уравнение Бенедикта, Вебба, Рубина (БВР), первоначально предложенное для расчета парожидкостного равновесия легких парафиновых и олефиновых углеводородов и их смесей с относительно низким молекулярным весом, является одним из наиболее точных

$$P = RTd + \left( B_0 RT - A_0 - \frac{C_0}{T} \right) d^2 + (bRT - a) d^3 + a \alpha d^6 + \frac{Cd^3}{T^2} \left[ (1 + \gamma d^2) e^{-\gamma d^2} \right], \quad (11)$$

где  $d$  – молекулярная плотность, равная отношению плотности к молекулярному весу. Здесь:

$$B_0 = \sum_{i=1}^K y_i B_{0i}; \quad A_0 = \left( \sum_{i=1}^K y_i A_{0i}^{0.5} \right)^2; \quad C_0 = \left( \sum_{i=1}^K y_i C_{0i}^{0.5} \right)^2; \quad b = \left( \sum_{i=1}^K y_i b_i^{1/3} \right)^3; \quad (12)$$

$$a = \left( \sum_{i=1}^K y_i a_i^{1/3} \right)^3; \quad \alpha = \left( \sum_{i=1}^K y_i \alpha_i^{1/3} \right)^3; \quad \gamma = \left( \sum_{i=1}^K y_i \gamma_i^{0.5} \right)^2;$$

Сравнение констант фазового равновесия, рассчитанных по методу БВР, с экспериментальными данными показало, что среднее отклонение составляет 3,4 % для всех углеводородов, кроме пентанов, для которых отклонение достигает 8 %. Это подтвердило возможность использования уравнения (12) для расчета парожидкостного равновесия природных углеводородных веществ. В настоящее время разработано множество модификаций метода БВР. Модификации уравнения и границы их применимости подробно описаны в работах Р.Рида и Т. Шервуда, однако для расчета констант фазового равновесия метод широко не применяется, что связано со сложностью вычислений.

Уравнение Пенга – Робинсона основано на модификации уравнения состояния для реального газа, которое записывается в виде

$$P \cdot V = n \cdot M \cdot R \cdot T \cdot Z, \quad (13)$$

где  $P$  – давление, МПа;  $V$  – объем, м<sup>3</sup>;  $n$  – количество молей;  $M$  – молекулярная масса;  $R$  – универсальная газовая постоянная;  $T$  – температура, К;  $Z$  – коэффициент сжимаемости, определяется из кубической формулы:

$$Z^3 + E_2 \cdot Z^2 + E_1 \cdot Z + E_0 = 0, \quad (14)$$

где

$$E_2 = (m_1 + m_2 - 1) \cdot B - 1; \quad (15)$$

$$E_1 = A - (2 \cdot (m_1 + m_2) - 1) \cdot B^2 - (m_1 + m_2) \cdot B; \quad (16)$$

$$E_0 = -[A \cdot B + m_1 \cdot m_2 \cdot B^2 \cdot (B + 1)]. \quad (17)$$

Коэффициенты  $A$  и  $B$  рассчитывают по формулам

$$A = \sum_{j=1}^n \sum_{k=1}^n (x_j \cdot x_k \cdot A_{jk}), \quad (18)$$

$$B = \sum_{j=1}^n x_j \cdot B_j. \quad (19)$$

Коэффициенты  $m_1$  и  $m_2$  выбираются в зависимости от используемого уравнения состояния. Для уравнения Пенга-Робинсона:  $m_1 = 1 + \sqrt{2}$ ,  $m_2 = 1 - \sqrt{2}$ .

При решении кубического уравнения (14) могут быть получены значения  $Z$  для жидкой и газовой фаз. Обычно получается три значения. В качестве

значения  $Z$  для жидкой фазы выбирается наименьший положительный корень уравнения, для газовой – наибольший.

Коэффициенты летучести рассчитываются, используя уравнение

$$\ln\left(\frac{f_i}{P x_i}\right) = -\ln(Z-B) + \frac{A}{(m_1 - m_2) \cdot B} \cdot \left(\frac{2 \cdot S_i}{A} - \frac{B_i}{B}\right) \cdot \ln\left(\frac{Z + m_2 \cdot B}{Z + m_1 \cdot B}\right) + \frac{B_i}{B} \cdot (Z-1), \quad (20)$$

где

$$S_i = \sum A_{ij} \cdot x_j; \quad (21)$$

$$A_{jk} = (1 - k_{jk}) \cdot (A_j \cdot A_k)^{\frac{1}{2}}, \quad (22)$$

где  $k_{jk}$  – коэффициент взаимодействия, в основном, между молекулами углеводородов и неуглеводородов;  $x_i, y_i$  – доли компонентов, соответственно, в жидкой и паровой фазах.

Результаты расчета констант фазового равновесия по приведенным методикам приведены в таблице 1.

Таблица 1 – Результаты расчета констант фазового равновесия

Компонент	Константы			
	Уинна	Сарданашвили-Львова	Пенга-Робинсона	Редлиха-Квонга
N <sub>2</sub>	700	-	820,62	-
CO <sub>2</sub>	41	-	57,66	-
CH <sub>4</sub>		175	308,54	243,82
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>		26	33,36	34,13
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	6,5	7,6	8,403	6,41
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	2,5	3	3,187	3,01
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	1,7	2,1	1,949	2,05
i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,7	0,8	0,7612	0,77
C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,55	0,6	0,573	0,57
C <sub>6+</sub>	0,13	0,18	0,1815	-

Установлено, что результаты расчета имеют отклонение около 10 %. Такое различие, с учетом того, что применение методик приводит к погрешности, может привести к проектированию нерациональных технологических процессов и, соответственно, к потерям нефти.

**В третьем разделе** представлены результаты исследования общих закономерностей изменения констант фазового равновесия.

При анализе различных методик расчета констант установлено, что отсутствует общая зависимость величины константы фазового равновесия от давления. В этой связи проведён сравнительный анализ зависимостей констант

фазового равновесия от давления, рассчитанных по различным методикам, для гексана при различных температурах (рисунок 1, 2).

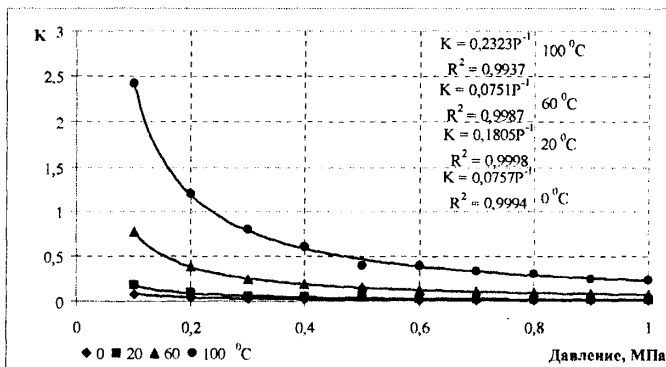


Рисунок 1 – Зависимость константы фазового равновесия гексана от давления при различных температурах (по уравнению Пенга - Робинсона)

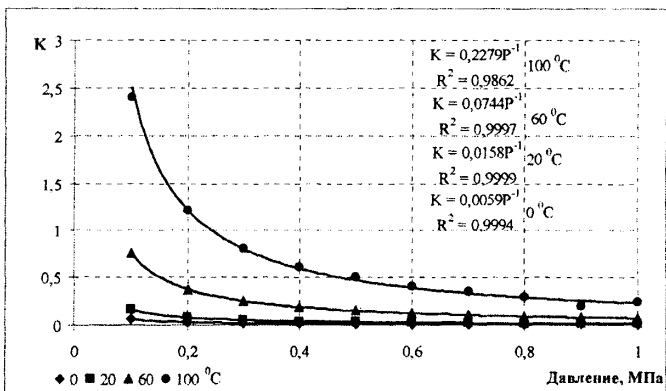


Рисунок 2 – Зависимость константы фазового равновесия гексана от давления при различных температурах (Шервуд, Рид)

Графики на рисунках 1 и 2 аналогичны, следовательно, значения констант фазового равновесия, рассчитанные по различным методикам, подчиняются единой зависимости, которую можно представить в виде

$$K = \frac{n}{P}, \quad (23)$$

где  $K$  – константа фазового равновесия;  $n$  – коэффициент, зависящий от температуры и молекулярной массы. Очевидно, что  $n$  должен иметь размерность давления.

С целью определения значения коэффициента  $n$  применено совместное решение уравнений Рауля и Дальтона, которое имеет вид

$$y_i = \frac{P_i}{P_c} \cdot x_i = K_i \cdot x_i \Rightarrow K_i = \frac{P_i(T)}{P_c}, \quad (24)$$

где  $P_c$  – давление в системе, Па;  $P_i(T)$  – парциальное давление  $i$ -того компонента, Па.

Значения коэффициента  $n$  равно давлению насыщенного пара компонента при данной температуре. Следовательно, рассчитать константу фазового равновесия при давлениях, не превышающих 1 МПа, возможно, зная величину давления насыщенного пара данного компонента при заданной температуре. Стоит отметить, что для расчета давления насыщенного пара компонентов, которое невозможно определить экспериментально существует ряд методик. Установлено, что наиболее достоверная из них - на основе уравнения Антуана с параметрами, приведенными в справочнике Шервуда Т. и Рида Р.

$$\ln P = A - \frac{B}{C + t}, \quad (25)$$

где  $A, B, C$  – коэффициенты, характерные для каждого углеводорода в определенных пределах температуры,  $t$  – температура,  $^{\circ}\text{C}$ .

Таким образом, выражение (24) для расчета константы фазового равновесия примет вид

$$K = \frac{e^{A - \frac{B}{C+t}}}{P}, \quad (26)$$

С применением результатов экспериментальных исследований проб пластовых нефтей месторождений Западной Сибири (Саннинское, Приразломное, Западно – Сургутское и др.) определены экспериментальные значения ( $K_{\text{эксперимент}}$ ) и по формуле (26)  $K_{\text{расчетное}}$  (таблица 2).



Таблица 2 - Расчетные значения констант фазового равновесия

Компонент	$K_{j\text{эксперимент}}$	$K_{j\text{расчетное}}$
$\text{CH}_4$	259,82	232,8
$\text{C}_2\text{H}_6$	34,50	37,21
$\text{C}_3\text{H}_8$	8,33	8,33
<i>i</i> - $\text{C}_4\text{H}_{10}$	2,77	3,94
<i>n</i> - $\text{C}_4\text{H}_{10}$	1,89	2,79
<i>i</i> - $\text{C}_5\text{H}_{12}$	0,68	0,756
<i>n</i> - $\text{C}_5\text{H}_{12}$	0,50	0,558
$\text{C}_6^+$	0,01	0,16

Для всего гомологического ряда большое схождение экспериментальных и расчетных величин констант фазового равновесия, при значениях давления и температуры характерных для технологических процессов подготовки нефти, когда смесь углеводородных компонентов подчиняется законам идеальных газов и идеальных растворов.

**В четвертом разделе** представлены результаты повышения качества и количества подготовленной к транспорту нефти за счет совершенствования технологических процессов разработки и эксплуатации месторождений углеводородного сырья.

В настоящее время аналитические методы определения газосодержания не получили широкого распространения по причине того, что определение этого параметра в лабораторных условиях является обязательным при анализе физико-химических свойств нефти. Однако в промышленной практике встречаются ситуации, когда отсутствуют пробы нефти. В этой связи предложена аналитическая методика расчета газосодержания, позволяющая определить истинное молярное газосодержание, которое легко можно перевести в объемное или массовое. Алгоритм расчета будет выглядеть следующим образом. Для определения покомпонентного состава образовавшейся газовой (паровой) фазы используется уравнение

$$y_i = \frac{z_i K_i}{1 + (K_i - 1)N^i}, \quad (27)$$

где  $z_i$  - мольная доля *i*-го компонента в пластовой нефти;  $N^i$  - мольная доля отгона.

Поскольку  $\sum_{i=1}^n y_i' = 1$ , то по уравнению (27) получим

$$\sum_{i=1}^n \frac{z_i' K_i}{1 + (K_i - 1)N'} = 1 \quad (28)$$

Уравнение (28) используется для определения методом итерации мольной доли отгона  $N'$  при заданных составе исходной смеси  $z_i'$ , давлении и температуре сепарации. Составляются уравнения мольных концентраций для каждого компонента в газовой фазе в расчете на 100 молей нефти и путём итерации определяются величины  $N'$ , при которых выполнится условие

$$\sum_{i=1}^n y_i' = 1 \quad (29)$$

После расчета были получены массовые и мольные балансы, а также мольная доля отгона, которая и будет расчетной величиной истинного молярного газосодержания. Экспериментальную величину определяли как отношение молекулярной массы выделившегося газа к молекулярной массе пластовой нефти. Расчеты по нескольким месторождениям показали следующие результаты (таблица 3).

Таблица 3 – Результаты расчета газосодержания нефти

Компонент	Состав газа, молярная концентрация %			
	Санниское м-ние, АС <sub>11</sub>		Каменное м-ние	
	Расчет	Эксперимент	Расчет	Эксперимент
СО <sub>2</sub>	0,34	0,35	0,63	1,11
N <sub>2</sub>	0,81	0,88	0,48	0,58
СН <sub>4</sub>	43,61	47,3	55,78	38,4
С <sub>2</sub> Н <sub>6</sub>	13,32	14,68	10,55	13,18
С <sub>3</sub> Н <sub>8</sub>	18,83	20,6	12,25	22,27
изо-С <sub>4</sub> Н <sub>10</sub>	2,58	2,33	2,60	5,36
н-С <sub>4</sub> Н <sub>10</sub>	8,22	7,23	5,93	11,58
изо-С <sub>5</sub> Н <sub>12</sub>	1,54	1,45	1,19	3,27
н-С <sub>5</sub> Н <sub>12</sub>	1,94	1,85	1,54	4,25
С <sub>6</sub> Н <sub>14</sub> +	8,81	3,33	9,09	0
Молекуляр. масса	35,99	32,01	32,6	26,46
Газосодержание,%	18,4	21,2	15,6	16,46
Погрешность, %	4,09		5,76	

Из данных таблицы 3 следует, что результаты расчетов по предложенной методике достоверны. Аналогичные расчеты были проведены для нефтей Орехово – Ермаковского, Западно – Сургутского, Угутского и Краснотенинского месторождений (погрешность расчета не превысила 6 %).

Различие составов нефтей по месторождениям не учитывается при подборе термобарических режимов сепарации, что приводит к увеличению потерь ценных фракций углеводородного сырья. Уменьшить содержание ценных компонентов в попутном нефтяном газе низкого давления возможно путем оптимизации режимов работы нефтегазосепараторов, минимизацией доли отгона с газом легких фракций углеводородов с учетом компонентного состава продукции. Для нескольких месторождений Ноябрьского региона получены следующие результаты (таблица 4).

Таблица 4 -Результаты оптимизации процесса сепарации

Компоненты	Мольная доля в газе	
	CO <sub>2</sub>	0,00232
N <sub>2</sub>	0,00021	0,0008063
CH <sub>4</sub>	0,61894	0,6190495
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,18810	0,1390187
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,12209	0,1478338
и - C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,01142	0,0253429
н - C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,03050	0,0354158
и - C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00345	0,0046892
н - C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00410	0,0037773
C <sub>6+</sub>	0,01878	0,017564
∑ C <sub>3</sub> и выше	0,19033	0,23462
<b>% снижения</b>	<b>4,55</b>	<b>4,73</b>

Таким образом оптимизация работы сепараторов путем повышения температуры первой ступени сепарации всего на 5 °С позволило сократить потери ценных фракции (C<sub>3</sub> – C<sub>6</sub>) почти на 5 %.

Отстаивание нефти в резервуарах происходит в течение года при различных температурах, при этом интенсивность испарения нефти зависит от температуры. Сущность предлагаемой методики состоит в оценке изменения концентрации углеводородов в нефти при однократном испарении. При этом принимается, что процесс испарения однократный, образовавшаяся газовая и

жидкая фазы не разделяются до окончания процесса, а при достижении фазового равновесия они разделяются однократно, влияние воздуха не учитывается ввиду его слабой растворимости в нефти. Методики расчета процессов испарения подробно описаны в работах Скобло А.И. и др. В нашем случае необходимо и достаточно выполнение следующего условия

$$\sum_{i=1}^n \frac{x_{i,F}}{1 + e^i (K_i - 1)} = 1, \quad (30)$$

где  $x_{i,F}$  - мольная доля  $i$ -го компонента в нефти до испарения;  $e^i$  - мольная доля отгона (подбирается методом итерации).

Очевидно, что выражение (30) аналогично методике, описанной в РД 153-39-019-97 однако вместо  $\sum Y_i = 1$  используется выражение  $\sum X_i = 1$ , что не влияет на порядок и результаты расчетов, но незначительно их упрощает.

В результате расчета получено значение мольной доли отгона  $e^* = 0,00012$ . Максимально испарится из резервуара при заданных условиях 0,012% от общего количества углеводородов за один цикл. На основании данных таблицы 4 следует, что концентрация компонентов от пентана и выше увеличивается, следовательно, происходит перераспределение компонентов между паровой и жидкой фазой за счет испарения более легких фракции. Исходя из вышесказанного, можно сделать вывод, что испарение компонентов  $C_1$ - $C_4$  происходит намного интенсивнее, чем компонентов  $C_{5+}$ . Наибольшее влияние на интенсивность испарения оказывает температура, при которой происходит процесс.

Результаты исследований позволили использовать разработанный метод расчета констант фазового равновесия при решении прикладных задач проектирования систем сбора и подготовки углеводородного сырья при разработке и эксплуатации месторождений:

1. В ОАО «Гипротюменнефтегаз» при обосновании режимов работы нефтегазосепараторов, обеспечивающих повышение качества подготовки нефти.

2. При экспертной оценке ОАО «НижневартовскНИПИнефть» нормативов технологических потерь нефти при добыче, технологически связанных с принятой схемой и технологией разработки месторождений Нижневартовского региона.

3. В ОАО «Газпромнефть – Ноябрьскнефтегаз» при оптимизации режимов работы нефтегазосепараторов достигнуто снижение содержания широких фракций легких углеводородов в отгоняемом газе до 5 % при увеличении температуры сепарации на 5 °С.

Разработанные методики расчета технологических процессов подготовки нефти вошли в учебное пособие «Расчеты технологических установок системы сбора и подготовки скважинной продукции», допущенное УМО ВУЗов РФ по нефтегазовому образованию в качестве учебного пособия для студентов специальности 130503.

### **ОСНОВНЫЕ ВЫВОДЫ И РЕКОМЕНДАЦИИ**

1. На основе критического анализа методов расчета фазовых равновесий углеводородов обосновано, что введение в уравнения состояния коэффициентов, заменяющих давление насыщенного пара (летучесть, активность), показывает отклонение свойств рассматриваемой системы от идеальных и не вносит принципиальных отличий в совместное решение законов Рауля и Дальтона.

2. Доказано, что при значении давления не более 1,0 МПа углеводородная смесь, даже содержащая неуглеводородные компоненты, подчиняется законам идеального раствора. На основе этого разработана методика определения констант фазового равновесия, в интервалах низких давлений, характерных для технологических процессов систем сбора и подготовки скважинной продукции, путем совместного решения уравнений Рауля – Дальтона с расчетом давления насыщенных паров компонентов по уравнению Антуана. Погрешность не превышает 3%.

3. Разработана аналитическая методика расчета истинного молярного газосодержания, которое легко можно перевести в объемное или массовое.

Расчеты по нескольким месторождениям (Орехово – Ермаковского, Западно – Сургутского, Угутского и Красноленинского) показали, что погрешность не превышает 6 %.

5. Разработана методика расчета максимально возможных потерь нефти от испарения, которую предлагается использовать на стадии проектирования систем подготовки нефти и при экспертной оценке нормативов технологических потерь нефти при добыче, связанных с принятой схемой и технологией разработки месторождений.

6. На основе разработанной методики оптимизацией термобарических условий работы нефтегазосепараторов на Вынгапуровском и Крайнем месторождении достигается снижение до 5 % содержание широких фракций легких углеводородов в отгоняемом газе.

#### **Основные положения диссертации опубликованы в следующих работах**

1. Леонтьев С.А. Определение констант фазового равновесия по данным исследования глубинных проб нефти / С.А. Леонтьев, О.В. Фоминых // Известия вузов. Нефть и газ. – 2009. - № 4. – С. 84-87.

2. Духневич Л.Н. Обзор состояния технологических потерь нефти на месторождениях Западной Сибири / Л.Н. Духневич, С.А. Леонтьев, О.В. Фоминых // Состояние, тенденции и проблемы развития нефтегазового потенциала Западной Сибири: Сб. науч. тр. - Тюмень: ЗапСибНИИГГ, 2009. - С. 451-453.

3. Фоминых О.В. Оптимизация режимов работы нефтегазосепараторов // Проблемы геологии и освоения недр: Сб. науч. тр. – Томск: ТПУ, 2009. - С. 488-490.

4. Фоминых О.В. Методика расчета потерь углеводородов от испарения в резервуарах / О.В. Фоминых, С.А. Леонтьев, Л.Н. Духневич // Нефтяное хозяйство. – 2010. - № 3. – С. 25-27

5. Фоминых О.В. Методика расчета констант фазового равновесия для низких давлений / О.В. Фоминых, М.С. Яковлева // Проблемы геологии и освоения недр: Сб. науч. тр. – Томск: ТПУ, 2010. - С. 120 - 122.

6. Фоминых О.В. Обоснование методики расчета констант фазового равновесия // Современные технологии для ТЭК Западной Сибири: Сб. науч. тр. – Тюмень: типография «Печатник», 2010. – С. 68-72.

7. Фоминых О.В. Исследование методов расчета фазовых равновесий углеводородов / О.В. Фоминых, С.А. Леонтьев, М.С. Яковлева // Территория нефтегаз. – 2010. - № 3. – С. 78-79.

8. Грачева С.К. Исследование методов расчета констант фазового равновесия / С.К. Грачева, О.В. Фоминых, С.А. Леонтьев, М.С. Яковлева // Нефтепромысловое дело. – 2010. - № 8. – С. 25-28.

9. Фоминых О.В. Метод расчета газосодержания / О.В. Фоминых, С.А. Леонтьев // Территория нефтегаз. – 2010. - № 10. – С. 16-17