

Министерство науки и высшего образования Российской Федерации
Федеральное государственное бюджетное образовательное
учреждение высшего образования
«Тюменский индустриальный университет»

На правах рукописи

ФОМИНЫХ ОЛЕГ ВАЛЕНТИНОВИЧ

**НАУЧНО-МЕТОДИЧЕСКОЕ ОБОСНОВАНИЕ УЧЕТА ФАЗОВЫХ
РАВНОВЕСИЙ ПРИ ПРОЕКТИРОВАНИИ РАЗРАБОТКИ
И ЭКСПЛУАТАЦИИ МЕСТОРОЖДЕНИЙ УГЛЕВОДОРОДОВ**

25.00.17 – Разработка и эксплуатация нефтяных и газовых месторождений

Диссертация на соискание ученой степени
доктора технических наук

Научный консультант:
доктор технических наук, профессор
Леонтьев Сергей Александрович

Тюмень – 2020

СОДЕРЖАНИЕ

1. Фазовые равновесия углеводородов	12
1.1. Общие условия фазового равновесия	13
1.2. Основные элементы теории расчета фазовых равновесий	18
1.3. Фазовые равновесия углеводородных систем.....	30
1.4. Растворимость различных газов в углеводородных жидкостях при низких давлениях	40
1.5. Сравнительный анализ наиболее часто применяемых методов.....	45
1.6. Разработка методики определения констант фазового равновесия для давлений до 1,0 МПа.....	49
ВЫВОДЫ ПО РАЗДЕЛУ 1	65
2. Исследование влияния фазовых переходов на извлекаемые запасы растворенного газа	68
2.1 Разработка методики расчета газосодержания нефти	69
2.2 Исследование существующих методов подсчета запасов растворенного газа	72
2.3 Исследование влияния технологии промысловой подготовки нефти на величину газового фактора и извлекаемые запасы растворенного газа	76
ВЫВОДЫ ПО РАЗДЕЛУ 2	103
3 энергосберегающая технология рационального использования попутного нефтяного газа	105
3.1 Исследование существующих способов рационального использования попутного нефтяного газа	105
3.2 Способ подготовки попутного нефтяного с применением вихревых труб	111
3.3 Результаты расчета технологических параметров работы разработанной технологии подготовки попутного нефтяного газа.	117
3.4 Разработка методики расчета температуры точки росы для подготовки попутного нефтяного газа с применением вихревых труб	123
Выводы по разделу 3.....	129

4. Разработка методики идентификации источников попутного нефтяного газа	131
4.1 Обоснование выбора метода расчета констант фазового равновесия для высоких давлений.....	131
4.2 Обоснование выбора метода расчета газосодержания нефти	140
4.3 Методика прогнозирования фазовой принадлежности попутного нефтяного газа	147
ВЫВОДЫ ПО РАЗДЕЛУ 4	153
5. РАЗРАБОТКА МЕТОДИЧЕСКИХ ОСНОВ УЧЕТА РАСТВОРИМОСТИ ГАЗА В ПЛАСТОВОЙ ВОДЕ НА РАЗРАБОТКУ МЕСТОРОЖДЕНИЙ УГЛЕВОДОРОДОВ	155
5.1 Растворимость углеводородных газов в пластовых водах	155
5.2 Разработка методики учета влияния газа, растворенного в воде на величину газового фактора.....	166
ВЫВОДЫ ПО РАЗДЕЛУ 5	173
ЗАКЛЮЧЕНИЕ	174
СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННЫХ ИСТОЧНИКОВ	176
Приложения.....	196

ВВЕДЕНИЕ

Актуальность темы. Изменение фазового состояния флюидов сопровождается технологические процессы как на начальных, так и на заключительных стадиях разработки и эксплуатации нефтяных месторождений, что, преимущественно, обусловлено термобарическими условиями зон локализации исследуемых углеводородных смесей. Фазовые переходы углеводородов оказывают влияние разнонаправленного характера на технологические процессы добычи и подготовки нефти к транспорту: от увеличения объемов подготовленной нефти вследствие сохранения в ней легких фракций, до снижения коэффициента извлечения ввиду разгазирования нефти в пластовых условиях [1].

В этой связи для обеспечения качественного прогнозирования уровней добычи углеводородов с учетом объема каждой фазы необходима достоверная оценка распределения компонентов углеводородной системы между жидкой и газовой фазами при изменении термобарических условий их существования.

Опыт применения модифицированных уравнений состояния при описании фазового поведения углеводородных систем показывает, что используемые зависимости имеют наименьшую погрешность при определенных термобарических условиях, так как, преимущественно, предусматривают использование констант фазового равновесия для расчета распределения компонентов между фазами [2]. В этой связи, например, для низких давлений, характерных для систем подготовки нефти, при решении оптимизационных задач, направленных на сохранение в нефти легких фракций при соблюдении других требований к качеству продукции, возможным представляется использование упрощенных решений и соответствующих методов расчета констант фазового равновесия. Повышение достоверности учета извлекаемых запасов углеводородов по видам полезных ископаемых (нефть, попутный газ) в конечном итоге приводит к эффективным управленческим решениям при проектировании разработки и обустройства месторождений. От объема извлекаемых запасов растворенного газа и уровней

его добычи зависит выбор рациональных технологий его использования. Расчеты параметров этих технологий основываются на применении уравнений состояния и констант фазового равновесия.

Одним из важнейших этапов обоснования выбора технологии рационального использования попутного нефтяного является комплексная оценка применимости известных решений для месторождений с учетом их индивидуальных геолого-технологических характеристик, в том числе свойств и уровней добычи. При малых объемах запасов растворенного газа актуальными становятся обоснование и разработка энергосберегающих технологий, предусматривающих, в первую очередь, использование инновационных технических средств, позволяющих повысить эффективность подготовки попутного нефтяного газа для дальнейшего использования. При этом актуальным следует считать разработку методики оценки их применимости для рассматриваемых условий, построенной на основании простых вычислений параметров подготовленного газа в зависимости от его свойств.

В условиях выработки запасов из трехфазных залежей, следует учитывать, что углеводородные газы растворяются не только в нефти, но и в пластовых водах, однако результаты выполненных ранее исследований не позволяют производить количественную оценку влияния этого процесса на разработку месторождения в целом. При наличии в залежах углеводного газа в свободном состоянии неизбежен его прорыв к забоям добывающих скважин, что приводит к увеличению объемов его добычи. При этом существующие в настоящее время решения учета добычи газа и разделения его по источникам не позволяют выполнить достоверную оценку вклада каждого источника в общий объем добычи, а высокие значения пластовых давлений обуславливают необходимость совершенствования и адаптации уравнений состояния с целью разработки методик учета влияния фазовых переходов.

Таким образом, разработка научно-методических основ учета фазовых переходов углеводородов с использованием известных уравнений состояния с

определением областей их эффективного применения для решения рассматриваемых в работе прикладных задач позволяет повысить качество проектирования разработки и эксплуатации месторождений углеводородов.

Степень разработанности темы исследования.

Исследованиям в области фазовых переходов, разработке способов определения физических свойств отдельных углеводородов и их смесей при различных термобарических условиях посвящены работы таких ученых, как А. И. Брусиловский, Д. Л. Катц, А. Ю. Намиот, Т. Д. Островская, Д. Пенг, Д. Б. Робинсон, Г. Соаве, М. Б. Стендинг, Г. С. Степанова, Г. Ф. Требин, А. И. Хазнаферов, Д. М. Шейх-Али, В. И. Шилов, А. С. Эйгенсон и др.

В работах Н. Н. Андреевой, В. П. Тронова, А. А. Коршака, М. Д. Валеева, М. Ю. Тарасова, Л. Н. Духневича, С. А. Леонтьева, А. А. Хамухина, Ю. Н. Савватеева рассмотрены проблемы рационального использования попутного газа, установлены причины и предложены способы снижения потерь углеводородов, а также представлены решения оптимизационных задач в области подготовки скважинной продукции.

Обоснованию применения методик подсчета запасов углеводородов, способов определения параметров и оценки влияния технологий разработки месторождений на извлекаемые запасы посвящены работы М. А. Жданова, А. Б. Кряквина, Р. И. Медведского, И. Т. Мищенко.

Однако, значительный объем выполненных исследований по изучению свойств углеводородных систем в различных условиях, динамики их изменения в процессе разработки месторождений, сбора и подготовки скважинной продукции не позволяет комплексно использовать существующие знания на всех стадиях разработки месторождений. В этой связи проблема разработки научно-методических основ учета влияния фазовых переходов углеводородов на стадии проектирования разработки и в процессе эксплуатации месторождений требует глубокой проработки.

Целью работы является решение важной научно-технической проблемы – повышение качества и достоверности оценки объемов добываемых

углеводородов посредством учета особенностей протекания фазовых переходов при проектировании разработки и эксплуатации месторождений углеводородов.

В соответствии с целью работы сформулированы следующие **основные задачи исследования:**

1. Разработка метода определения констант фазового равновесия для решения оптимизационных задач в процессах подготовки нефти к транспорту.

2. Обоснование методики учета влияния особенностей реализуемой на промысле технологии подготовки нефти на величину извлекаемых запасов растворенного газа, и разработка метода расчета предельного газосодержания нефти с использованием предложенного метода определения констант фазового равновесия.

3. Разработка методики расчета температуры точки росы для последующего использования при обосновании параметров рабочих процессов энергосберегающей технологии, характеризующейся эффективным использованием попутного нефтяного газа, с применением жидкостно-газовых эжекторов и трехпоточной вихревой трубы.

4. Обоснование выбора метода расчета параметров углеводородной смеси при пластовых термобарических условиях, и разработка научно-методических основ определения источников поступления попутного нефтяного газа при эксплуатации месторождений с пластовыми давлениями, близкими к давлениям насыщения.

5. Определение закономерностей процессов растворимости углеводородных газов в пластовой воде, разработка методики разделения добываемого попутного газа на газ, растворенный в пластовых условиях в воде и нефти, и разработка методики учета их объема при мониторинге выработки запасов.

Объект исследования – физические свойства многофазных углеводородных смесей при различных термобарических условиях при проектировании разработки и эксплуатации месторождений.

Предмет исследования – методология учета фазовых переходов углеводородов при изменении термобарических условий.

Научная новизна выполненной работы.

1. Научно обосновано, что в диапазоне давлений, характерном для эксплуатации систем подготовки скважинной продукции месторождений углеводородов, для расчета констант фазового равновесия применимо совместное решение уравнений Рауля и Дальтона с использованием уравнения Антуана для определения давления насыщенных паров рассматриваемых компонентов.

2. Разработана методика расчета газосодержания, позволившая определить интервалы вариации извлекаемых запасов растворенного газа, меняющиеся при оптимизации давления, температуры и количества ступеней сепарации на стадии подготовки скважинной продукции к транспорту.

3. Разработана методика определения температуры точки росы подготавливаемого попутного нефтяного газа по энергосберегающей технологии в зависимости от его плотности при давлениях до 1 МПа, позволяющая рассчитывать режимы работы и выполнять оценку применимости технологической схемы, обеспечивающего эффективное использование растворенного газа с использованием жидкостно-газовых эжекторов и трехпоточной вихревой трубы.

4. Разработана методика разделения объема добываемого попутного нефтяного газа на газ, находящийся в пластовых условиях в свободном состоянии и газ, растворенный в нефти.

5. Разработаны методика расчета объема углеводородного газа, растворенного в пластовой воде, и алгоритм определения количества добываемого попутного газа, растворенного в пластовых условиях в нефти.

Теоретическая значимость исследования

1. Установлено и подтверждено экспериментальными данными, что для расчета давления насыщенных паров углеводородов использование уравнение Антуана в совместном решении уравнений Рауля и Дальтона позволяет

выполнять расчет констант фазового равновесия при давлениях до 1 МПа.

2. Доказана и подтверждена экспериментальными данными возможность определения газосодержания нефти аналитическим методом с использованием алгоритма расчета сепарации и разработанного метода определения констант фазового равновесия.

3. Определены факторы, влияющие на параметры подготавливаемого в трехпоточных вихревых трубах попутного нефтяного газа, для предлагаемой технологической схемы подготовки газа разработан методика определения температуры точки росы подготавливаемого попутного нефтяного газа в зависимости от его давления и плотности.

4. На основе выполненной модернизации известных методов моделирования начального фазового состояния нефтяных залежей с газовой шапкой и выполненных лабораторных исследований разработана методика разделения количества добываемого попутного нефтяного газа на объемы свободного и растворенного газа.

5. Аналитически выявлены и экспериментально подтверждены доказательства влияния растворимости газа в пластовой воде на объем и свойства добываемой скважинной продукции, что позволило разработать методику разделения объема попутного нефтяного газа на газ, растворенный в пластовых условиях в воде и нефти.

Практическая значимость исследования.

1. Значительно повышена эффективность работы научно-технических центров при проектировании технологических параметров подготовки нефти и расчете потерь нефти от испарений за счет определения области эффективного применения разработанной методики определения констант фазового равновесия на основе совместного решения уравнений Рауля и Дальтона с использованием уравнения Антуана для расчета давления насыщенных паров.

2. Разработанная методика определения температуры точки росы подготавливаемого попутного нефтяного газа позволяет производить экспресс-оценку применимости разработанной технологии в зависимости от плотности

газа, получаемого на ступенях сепарации, и выполнять расчеты технологических показателей работы оборудования.

3. Повышена достоверность учета движения запасов и эффективность выявления рисков образования техногенных газовых шапок за счет применения методики определения долей растворенного в нефти и свободно газа в общем объеме добываемого попутного нефтяного газа.

4. Разработаны методика расчета газосодержания нефти с использованием предложенного метода определения констант фазового равновесия, и методика оценки изменения газового фактора нефти в зависимости от принятой технологии ее подготовки и расчетный алгоритм определения количества растворенного в воде углеводородного газа, что позволяет значительно повысить качество принятия проектных решений по разработке месторождений. В частности, применение предложенных методик позволило уточнить технологические показатели разработки месторождений ПАО «Сургутнефтегаз» (Западная Сибирь, Республика Саха (Якутия)) и оценить влияние процесса перераспределения легких углеводородных компонентов между водой и нефтью на изменение запасов.

Положения, выносимые на защиту:

1. Совместное применение законов Рауля и Дальтона и уравнения Антуана (для расчета давления насыщенных паров компонентов смеси) позволяет достоверно определять константы фазового равновесия в диапазонах рабочих давлений до 1 МПа.

2. Возможность расчета газосодержания нефти аналитическим методом и необходимость учета термобарических условий подготовки добываемой нефти к транспорту при оценке извлекаемых запасов растворенного газа.

3. Выявленная зависимость температуры точки росы от давления попутного нефтяного газа на входе в жидкостно-газовый эжектор.

5. Механизм разделения добываемого попутного нефтяного газа на газ, растворенный в пластовых условиях в нефти, и газ газовой шапки, находящийся в свободном состоянии.

6. Механизм учета влияния растворенного в воде газа на количество и свойства добываемой продукции и разделения объема добываемого попутного нефтяного газа на газ, растворенный в пластовых условиях в воде и нефти.

1. ФАЗОВЫЕ РАВНОВЕСИЯ УГЛЕВОДОРОДОВ

В общем понимании величина константы фазового равновесия представляет собой отношение мольной доли компонента в газовой фазе к мольной доли этого же компонента в жидкой фазе в условиях их термодинамического равновесия, то есть численно показывает распределение компонентов исходной смеси между фазами при заданных термобарических условиях [3]

$$K = \frac{y_i}{x_i} \quad (1.1)$$

На распределение компонентов между газовой и жидкой фазой в условиях их термодинамического равновесия значительно влияет температура и давление в системе. Поэтому название «константа» является условным, в связи с этим в литературе часто встречается термин «коэффициент распределения», хотя по своему значению это одно и то же [4]. А использование термина «коэффициент распределения» наиболее полно характеризует физический смысл процесса, который она описывает.

Если рассматривать систему как идеальную, где газ подчиняется законам идеального газа, а нефть ведет себя как идеальный раствор, то данная система подчиняется закону Рауля-Дальтона и значение константы определяется из следующего выражения [5]

$$K_i = \frac{P_{in}^0}{P} \quad (1.2)$$

Однако при увеличении давления в системе свойства реальных газов, в т.ч. углеводородных, отличаются от свойств идеального газа поэтому уравнение Рауля - Дальтона не используют в области высоких давлений. При давлениях до 1,0 МПа, что характерно для процессов промышленной подготовки нефти к транспорту, нефть и её пары (т.е. углеводородный газ) подчиняются свойствам идеальных систем [6]. В этой связи в области низких давлений с высокой достоверностью можно использовать уравнение Рауля – Дальтона для расчета констант фазового равновесия.

Для учета отличий свойств двухфазных систем от идеальных необходимо введение дополнительных коэффициентов, например, Льюисом и Ренделлом [7] было предложено заменить парциальное давление в системе на некоторую функцию f , зависящую от давления и названую ими летучестью. Тогда уравнение для расчета констант фазового равновесия запишется как отношение летучестей компонентов:

$$K_i = \frac{f_{i\alpha c}^0}{f_{i\Gamma}^0} \quad (1.3)$$

Именно этот способ (в различных его модификациях, направленных, в основном, на определение оптимального метода вычисления летучести) используется в инженерных работах для расчета фазовых переходов в углеводородных системах.

1.1. Общие условия фазового равновесия

При движении пластовой смеси в пласте и в промысловых сооружениях, когда скорость установления термодинамического равновесия между фазами смеси значительно превышает скорость изменения давления и температуры, паровая (газообразная) и жидкая фаза находятся в термодинамическом равновесии (нарушение термодинамического равновесия может иметь место в прискважинной зоне пласта, а также в скважине и промысловых трубопроводах при очень высоких отборах смеси из пласта, то есть высоких скоростях движения).

Если многокомпонентная многофазная, неоднородная система, помещенная в закрытое пространство, находится в термическом (без изменения температуры T) и в барическом равновесии (без изменения давления P), то в этой системе все же возможны различные изменения, например, химические реакции или переход вещества из одной фазы в другую. Рассмотрим переход из одной фазы в другую без химических реакций. Изменение числа молей n_i^j любого компонента i всей системы вызывает изменение термодинамического

потенциала этой фазы G^j [8], называемого нередко или свободной энергией, или изобарно – термическим, или сокращенно изобарным потенциалом

$$dG^j = \sum_i \frac{\partial G^j}{\partial n_i^j} dn_i^j \quad (i = 1, 2 \dots k; j = 1, 2 \dots l), \quad (1.4)$$

по определению изобарный потенциал это

$$G^j = U^j - TS^j + PV^j, \quad (1.5)$$

где U^j , S^j , V^j - внутренняя энергия, энтропия и объем однородной фазы соответственно, l – число фаз; k – число компонентов.

Изменение термодинамического потенциала рассматриваемой фазы приводит к уменьшению термодинамического потенциала всей системы. Гиббсом было показано, что термодинамическое равновесие между фазами неоднородной системы наступает в том случае, когда термодинамический потенциал системы достигает своего минимального значения (при постоянных давлениях и температурах), то есть изменение термодинамического потенциала всей системы равно нулю, что можно записать в следующем виде

$$dG = 0, \quad (1.6)$$

где $G = \sum_j G^j$

Таким образом, в условиях термодинамического равновесия происходит массообмен компонентов между жидкой и газовой фазами, то есть количество каждого компонента, перешедшего из первой фазы во вторую в заданный промежуток времени, равно тому же количеству, перешедшему из второй фазы в первую за тот же промежуток времени.

Поэтому при термодинамическом равновесии масса каждого компонента остается неизменной (так как рассматривается замкнутая система)

$$\sum_j dn_i^j = 0 \quad (1.7)$$

В этом случае для удовлетворения уравнения (1.6), выражающего критерий равновесия, и уравнения (1.7) необходимо и достаточно соблюдения следующих условий

$$\frac{\partial G^1}{\partial n_i^1} = \frac{\partial G^2}{\partial n_i^2} = \frac{\partial G^3}{\partial n_i^3} = \dots = \frac{\partial G^j}{\partial n_i^j} = \mu_i^j \quad (1.8)$$

при сохранении постоянных энтропии S , объема V и массы остальных компонентов n_k .

Производная $(\partial G^j / \partial n_i^j)_{S,V,n_k}$, то есть приращение термодинамического потенциала данной фазы системы при увеличении данного вещества на единицу при $S, V, n_k = \text{const}$, получила название «химический потенциал». Гиббс первый указал на важное значение производной $(\partial G^j / \partial n_i^j)_{S,V,n_k}$ при изучении термодинамики многокомпонентных систем. Таким образом, наиболее общее условие равновесия можно сформулировать следующим образом: состоянию равновесия соответствует максимум энтропии (при постоянных объеме и внутренней энергии). Применяя это условие к системам, состоящим из n фаз и k компонентов, А.Ю. Намиотом [9] были сформулированы общие условия фазового равновесия:

$$T' = T'' = \dots = T^{(n)} \quad (1.9)$$

$$p' = p'' = \dots = p^{(n)} \quad (1.10)$$

$$\begin{aligned} \mu_1' &= \mu_1'' = \dots = \mu_1^{(n)}; \\ \mu_2' &= \mu_2'' = \dots = \mu_2^{(n)}; \\ \mu_k' &= \mu_k'' = \dots = \mu_k^{(n)} \end{aligned} \quad (1.11)$$

Условие (1.9) – равенство температур во всех фазах – есть термическое равновесие, условие (1.10) – равенство давлений во всех фазах – механическое равновесие и условие (1.11) – равенство химических потенциалов μ_k каждого компонента во всех фазах называют химическим равновесием.

Если принять, что в системе не протекают химические реакции, то в этом случае число компонентов системы будет совпадать с числом индивидуальных веществ в системе.

Специфическим для фазового равновесия являются условия (1.11). 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 (1.10) и (1.11) справедливы лишь при некоторых допущениях. Так принимается, что границы раздела между фазами плоские. В противном случае давление в равновесно сосуществующих фазах будет отличаться на величину капиллярного давления (например, если рассматривать пластовые условия). Считается также, что отсутствуют внешние силовые поля (сила тяжести). При рассмотрении условий фазового равновесия не принимается во внимание изменение свойств вещества вблизи поверхности (это предложение соответствует допущению об отсутствии внешнего силового поля, действующего в пределах поверхностного слоя). Предполагается, что все компоненты содержатся в каждой фазе, то есть газовая и жидкая фаза имеет одинаковый вещественный состав с отличием лишь в концентрации компонентов в фазах.

При расчетах фазовых равновесий необходимо вычислять химические потенциалы компонентов. Химический потенциал компонента представляет собой отношение приращения энергии к приращению числа молей этого компонента и имеет размерность энергия / моль. Четыре термодинамические функции имеют размерность энергии: внутренняя энергия E , энтальпия H , свободная энергия Гельмгольца F и свободная энергия Гиббса G . Химический потенциал компонента i может быть определен как производная любой из этих функций по числу молей i - того компонента при постоянстве соответствующих каждой функции переменных:

$$\mu_i = \left(\frac{\partial E}{\partial n_i} \right)_{V, S, n_j} = \left(\frac{\partial H}{\partial n_i} \right)_{S, p, n_j} = \left(\frac{\partial F}{\partial n_i} \right)_{T, V, n_j} = \left(\frac{\partial G}{\partial n_i} \right)_{T, p, n_j} \quad ; j \neq i \quad (1.12)$$

Значение внутренней энергии и других термодинамических функций, перечисленных выше, не определены. Измерить можно только разность между внутренней энергией системы в данном состоянии и некотором состоянии, принятом за начальное. То же справедливо и для химического потенциала компонента, представляющего собой производную от внутренней энергии по

числу молей данного компонента. Поэтому для количественной характеристики химического потенциала необходимо установить начальное состояние компонента, от которого следует вести счет изменения химического потенциала. При выборе такого состояния (его называют стандартным состоянием) следует иметь в виду, что температуры стандартного состояния и данного состояния должны быть одинаковы, так как термодинамическими методами можно вычислить разность химического потенциала компонента в двух состояниях только при постоянной температуре [10].

Выбор других параметров, определяющих стандартное состояние, в принципе, произволен, однако важно выбрать их таким образом, чтобы можно было вычислять разность между химическим потенциалом в данном состоянии и в стандартном достаточно просто и точно. Наиболее распространенным стандартным состоянием компонента является состояние его в виде идеального газа при давлении, равном единице принятой системы измерения давления.

В общем случае это состояние гипотетическое, так как далеко не все реальные газы можно считать идеальными при давлении, например, в 0,1 МПа. Более того, многие чистые компоненты при этом давлении являются жидкостями или твердыми телами. Однако это обстоятельство не мешает применять упомянутое состояние в качестве стандартного, так как можно точно рассчитать изменение химического потенциала компонента при переходе от реального состояния в гипотетическое состояние идеального газа при любом давлении [4]. Таким образом, дальнейшие исследования направлены, в том числе на установление возможности рассматривать углеводородные системы, состоящие из газовой и жидкой фаз как идеальные при определенных условиях, например, при термобарических условиях системы промышленной подготовки нефти. Кроме того, необходимо установить, на сколько поведение реальных углеводородных двухфазных систем может отличаться от свойств реальной системы, и на сколько значимым может быть это отличие применительно к тематике диссертационной работы.

1.2. Основные элементы теории расчета фазовых равновесий

Из термодинамики известно выражение для расчета изменения химического потенциала компонента с давлением при постоянном давлении и составе

$$\left(\frac{\partial \mu_i}{\partial n_i}\right)_{T, n_j} = \left(\frac{\partial V}{\partial n_i}\right)_{p, T, n_j} = v_i; j \neq i \quad (1.13)$$

Здесь производная объема по числу молей при постоянных давлении и температуре и составе есть парциальный объем i -того компонента v_i .

Интегрируя выражение (1.13), можно получить разность химических потенциалов компонента при p_2 и p_1

$$\mu_i(p_2, T) - \mu_i(p_1, T) = \int_{p_1}^{p_2} v_i dp \quad (1.14)$$

Уравнение (1.14) лежит в основе вычислений химического потенциала компонента.

Используя выражение (1.14), рассмотрим, как можно рассчитать разность между химическим потенциалом компонента в состоянии чистого реального газа при давлении p и химическим потенциалом этого же компонента в состоянии идеального газа при давлении, равном единице.

Вычтем и прибавим к упомянутой разности химический потенциал этого же компонента при очень низком давлении p^*

$$\mu_{0i}(p, T) - \mu_{ид.газ}(p=1, T) = \mu_{0i}(p, T) - \mu_{ид.газ}(p^*, T) + \mu_{0i}(p^*, T) - \mu_{ид.газ}(p=1, T) \quad (1.15)$$

Индекс «нуль» соответствует чистому компоненту. Применяя выражение (1.14) последовательно к двум разностям в правой части уравнения (1.15), получим

$$\mu_{0i}(p, T) - \mu_{ид.газ}(p=1, T) = \int_0^p v_{0i} dp + \int_{p=1}^0 v_{ид.газ} dp = \int_0^p (v_{0i} - v_{ид.газ}) dp + RT \ln p \quad (1.16)$$

В записи (1.16) принято во внимание, что при достаточно малом значении давления p^* ($p^* \rightarrow 0$) отношение объема реального газа к объему идеального газа стремится к единице и разность $\mu_{0i}(p^*, T) - \mu_{ид.газ}(p=1, T)$ есть разность

химических потенциалов компонента в состоянии идеального газа, мольный объем которого равен RT/p .

Уравнение (1.16) дает возможность, при известной зависимости объема компонента от давления, рассчитать изменение химического потенциала этого компонента при переходе его из состояния чистого газа при давлении p в гипотетическое состояние идеального газа при давлении, равном единице.

Подобный расчет можно провести не только для определения разности между химическим потенциалом компонента в состоянии реального газа и в гипотетическом состоянии идеального газа, но и для разности между химическим потенциалом компонента в любом исходном состоянии (жидкость, твердое тело), а также в гипотетическом состоянии идеального газа. Если вещество жидкое или твердое, то расчеты проводят в два этапа. Первый этап соответствует снижению давления жидкости (твердого тела) до давления его пара. Изменение химического потенциала рассчитывают при этом непосредственно по уравнению (1.14), используя данные по зависимости объема фазы от давления. Далее принимают во внимание, что при равновесии жидкость-газ (твердое тело-газ) химические потенциалы компонента в жидкости и газе (твердом теле и газе) одинаковы. На втором этапе расчета определяют по уравнению (1.16) изменение химического потенциала компонента при переходе от насыщенного пара к гипотетическому состоянию идеального газа.

Расчет изменения химического потенциала компонента возможно выполнить не только для реальных газов, но и одного из компонентов смеси, в этом случае уравнение (1.16) примет следующий вид [9]

$$\mu_i(p, T, N_1, \dots, N_{k-1}) - \mu_{ид.газ}(p=1, T) = \int_0^p (v_i - v_{ид.газ}) dp + RT \ln p N_i \quad (1.17)$$

Представленное выше выражение (1.17) позволяет определить величину химического потенциала каждого из компонентов рассматриваемой смеси реальных газов при значении давления в 1 МПа, для этого необходимо легко определяемое отношение объема газа от давления в системе.

При исследовании фазового равновесия углеводородных систем химический потенциал компонента является его интенсивным свойством, как давление и температура, следовательно, он зависит от компонентного состава рассматриваемой системы. В этом случае с применением уравнения (1.17) возможно, зная давление в системе и концентрацию компонента, определить приращение химического потенциала

$$\mu_{\text{ид.газ}}(p, T, N_i^{\text{н}}) - \mu_{\text{ид.газ}}(p=1, T) = RT \ln p N_i^{\text{н}} = RT \ln p_i \quad (1.18)$$

Выбор давления p обоснован известным факте, что при изотермическом процессе при снижении давления в системе до бесконечно малых значений реальный газ подчиняется законам для идеального газа. Таким образом, можно сделать вывод, что для идеальных газов парциальное давление равно разнице химических потенциалов в рассматриваемых термобарических условиях и в стандартных условия для выбранного компонента. Следовательно, парциальное давление определяется величиной химического потенциала рассматриваемого вещества. При этих условиях уравнение (1.13) запишется в следующем виде

$$\left(\frac{\partial \mu_i}{\partial n_i} \right)_{T, n_j} = \left(\frac{\partial V_i}{\partial n_i} \right)_{p, T, n_j} = v_i; j \neq i \quad (1.19)$$

где V_i - мольный объем i -того компонента в смеси.

При интеграции уравнения (1.19) от p^* до p , получим

$$\mu_i(p, T) - \mu_i(p^*, T) = \int_{p^*}^p v_i dp \quad (1.20)$$

где $\mu_i(p, T)$ и $\mu_i(p^*, T)$ - химические потенциалы i -того компонента.

В указанных выше выражениях химический потенциал компонентов смеси определяется по выражению (1.18), при этом принято, что рассматриваемая смесь подчиняется законам идеального газа. В дальнейших исследованиях углеводородных систем, находящихся в парожидкостном термодинамическом равновесии, принимается, что паровая фаза будет подчиняться законам идеальных газов, а жидкая фаза законам идеальных растворов. В этой интерес представляют свойства идеальных газов, делающие их отличными от реальных многокомпонентных смесей.

Известно, что для идеального газа принят ряд допущений, например, свойства газа не зависят от типа молекул из которых он состоит, а между молекулами отсутствуют силы притяжения. Таким образом, идеальный газ, даже состоящий из смеси различных газов, ведет себя так, как будто он один в рассматриваемой объеме смеси. Смесь идеальных газов характеризуется аддитивностью парциальных давлений и парциальных объемов. Парциальное давление компонента смеси, это давление, которое оказывает данный компонент смеси, если бы из смеси удалены остальные компоненты, а давление и объем соответствуют первоначальным значениям. Парциальный объем это объем, который имеет рассматриваемый компонент газовой смеси, если из нее удалены остальные компонент, при этом давление и температура соответствуют первоначальным значениям. Аддитивность парциальных давлений выражается законом Дальтона

$$P = \sum_i P_i \quad (1.21)$$

где P – общее давление смеси, P_i – парциальное давление i -того компонента.

Уравнение (1.21) может быть получено следующим образом. Пусть имеется смесь из k компонентов, заключенная в объем V при давлении P и температуре T . Количество каждого компонента в данной смеси выражается числом молей n_i . Если бы каждый компонент занимал весь объем при той же температуре, то давление, которое он оказывал, можно определить из закона идеального газа

$$P_i V = n_i R T \quad (1.22)$$

Так как смесь идеальных газов тоже подчиняется закону идеального газа, то

$$P V = N R T, \quad (1.23)$$

где $N = \sum_i N_i$, следовательно $P = \sum_i P_i$

Разделим (1.22) на (1.23), получим

$$\frac{P_i}{P} = \frac{n_i}{N} = y_i, \quad (1.24)$$

где y_i - по определению мольная доля i – того компонента в смеси.

Представленные выше выражения, описывающие поведение смесей идеальных газов, позволяют находить изменение химического потенциала смеси, подчиняющейся законам идеального газа через мольный объем компонента и общее давление смеси. В общем виде выражение для нахождения химического потенциала смеси примет вид

$$\mu_i(P, T) = \mu_{i0}^0(T) + RT \ln y_i P + \int_{P^*}^P (V_i - V_{i0}) dP \quad (1.25)$$

В тех случаях, когда газовая смесь не подчиняется законам идеального газа, Льюис предложил, сохранив форму уравнения для химического потенциала i – того компонента смеси идеальных газов

$$\mu_i(P, T) = \mu_{i0}^0(T) + RT \ln P_i^* \quad (1.26)$$

использовать это уравнение для вычисления химического потенциала реальных газов, заменив P_i^* на некоторую функцию f , зависящую от давления и названную им летучестью. Тогда уравнение для вычисления химического потенциала i – того компонента в смеси примет вид

$$\mu_i(P, T) = \mu_{i0}^0(T) + RT \ln f_i \quad (1.27)$$

Эта формальная замена P на некоторую функцию $f(P)$ позволила сделать заметный шаг вперед в развитии аналитических методов изучения фазового равновесия.

В уравнении (1.27), как и в вышеприведенных уравнениях для химического потенциала, под знаком логарифма стоит безразмерная величина. Например, в уравнении (1.27) – это число $кгс/см^2$, деленное на $1 кгс/см^2$. Таким образом, это число показывает, во сколько раз данное давление P_i^* больше величины давления, принятого за единицу. Если смесь идеальных газов находится при давлении, равном $1 кгс/см^2$, то, согласно (1.27), $\mu_i(T) = \mu_{i0}^0(T)$, и левая часть уравнения (1.27) равно нулю. Следовательно, летучесть i – того компонента в газовой смеси в стандартном состоянии при $P = 1 кгс/см^2$ равна единице, то есть равна давлению газа. На эту единицу и делится летучесть, стоящая под знаком логарифма в уравнении (1.27).

Таким образом, под летучестью понимается давление, которое должна производить данная реальная система, чтобы оказывать такое же действие, как и идеальная система. Другими словами, летучесть характеризует отклонение от идеального состояния.

Из уравнения (1.23) и (1.27) получаем:

$$RT \ln f_i = RT \ln y_i P + \int_{p^*}^p (V_i - V_{ud}) dP \quad (1.28)$$

Если газовая смесь подчиняется законам идеального газа, то V_i равно при всех давлениях V_{ud} и интеграл в правой части уравнения (1.28) равен нулю. Это означает, что в смеси идеальных газов летучесть компонента f_{iud} равна $y_i P$ или, с учетом (1.28), равна парциальному давлению i -того компонента в смеси.

Для чистого вещества его летучесть, согласно Льюису, выражается через разность химических потенциалов идеальных газов следующим образом:

$$\mu_i^0(P, T) - \mu_{iud}^0(P, T) = RT \ln f_i^0 \quad (1.29)$$

Тогда из уравнения (1.28) получаем

$$RT \ln f_i^0 = RT \ln P + \int_{p^*}^p (V_i^0 - V_{ud}) dP \quad (1.30)$$

Уравнение (1.30) носит название Гиллесного-Лерберга. Если газ идеальный, то V_i^0 при всех давлениях равен V_{ud} . Тогда летучесть идеального газа равна его давлению.

Поскольку для газов, подчиняющихся законам идеального газа, $V_{ud} = RT/P$, то уравнения (1.28) и (1.30) принимают вид

$$RT \ln f_i = RT \ln y_i P + \int_{p^*}^p \left(V_i - \frac{RT}{P} \right) dP \quad (1.31)$$

$$RT \ln f_i^0 = RT \ln y_i P + \int_{p^*}^p \left(V_i^0 - \frac{RT}{P} \right) dP \quad (1.32)$$

Уравнения (1.31) и (1.32) определяют летучесть компонента i в газовой смеси и этого же компонента в чистом состоянии.

Зависимость химического потенциала (летучести) компонента от состава – один из наиболее сложных вопросов теории фазовых равновесий. Далее

кратко рассмотрим общие типы зависимостей летучести компонента от состава. Рассматриваемые типы зависимостей могут относиться к растворам в любом агрегатном состоянии: газовым, жидким и твердым. Зависимости эти принято относить к условиям постоянной температуры и постоянного давления, чтобы переменными были лишь концентрации компонентов в растворе.

Концепция идеального, или совершенного, раствора была предложена Льюисом. Строго говоря, она применима только к растворам при разрежении.

Льюис определил идеальный раствор как фазу, в которой парциальный объем каждого компонента равен удельному объему этого чистого компонента в фазе того же рода и при тех же температуре и давлении. По формулировке В. Бирона идеальные растворы представляют такие вещества, частицы которых взаимодействуют друг с другом так же, как однородные частицы каждого компонента раствора между собой. Другими словами, каждый компонент смеси ведет себя так, как будто он один находится в однородной среде. В смесях идеальных растворов отсутствует какое-либо взаимодействие разнородных молекул, и частицы компонентов идеального раствора находятся в смеси в тех же условиях, что и в свободном состоянии. Таким смесям свойственна полная аддитивность.

При разрежении химический потенциал i -того компонента в растворе μ_i выражается через химический потенциал чистого вещества этого компонента μ_i^0 (при тех же значениях P , T и содержания этого компонента в растворе x_i) следующим образом:

$$\mu_i = \mu_i^0 + RT \ln x_i \quad (1.33)$$

Если принять, что химический потенциал вещества в любом фазовом состоянии отсчитывается от химического потенциала этого же вещества, находящегося при условиях, когда оно подчиняется законам идеального газа, и при давлении, равном одной атмосфере, то летучесть i -того компонента в жидком растворе определяется уравнением, аналогичным уравнению (1.30). Уравнение для химического потенциала чистого вещества в жидкой фазе записывается аналогично уравнению (1.30), с учетом этого

$$f_{iж} = f_i^0 x_i \quad (1.34)$$

Выражение (1.34) является известным уравнением Рауля и называется также правилом Льюиса – Рэндалла. Если раствор идеальный, то уравнение (1.34) справедливо в некоторой области давлений и температур для всех концентраций от 1 до 0 любого компонента. В первоначальной формулировке закона Рауля (выражение (1.34)) принималось, что давление пара компонента в растворе пропорционально произведению давления пара компонента в чистом виде на его мольную долю. Для расчетов фазовых равновесий в реальных системах следует иметь в виду, что чем ближе по свойствам компоненты, тем больше оснований, что они при смешении образуют идеальный раствор.

Рауль изучал равновесие между растворителем в разбавленном жидком растворе и чистым растворителем в состоянии пара. При равновесии летучести растворителя в обеих фазах равны. Поэтому в уравнении (1.34) можно рассматривать $f_{iж}$ как летучесть пара растворителя над разбавленным жидким раствором, а летучесть f_i^0 - как летучесть пара над чистым жидким растворителем при общем давлении смеси P . Иногда для жидких растворов при низких давлениях и при температурах, далеких от критических, вместо величины f_i^0 при общем давлении смеси в уравнении (1.34) подставляют летучесть чистого компонента $(f_i^0)_n$ при давлении его насыщенного пара P_n . В общем случае такая замена не является правомерной. Пересчет f_i^0 в $f_{iж}$ по следующей формуле

$$\ln f_{iж}^0 = \ln (f_i^0)_n + \frac{1}{RT} \int_{P_n}^P V_{iж}^0 dP \quad (1.35)$$

В опытах Рауля второе слагаемое в правой части этого уравнения очень мало отличается от единицы. Поэтому Раулем принималось, что $f_{iж}^0 = (f_i^0)_n$. Если паровая фаза над раствором ведёт себя как идеальный газ, то летучести можно заменить давлениями, тогда уравнение (1.34) примет вид

$$P_i = x_i (P_i^0)_n \quad (1.36)$$

где $(P_i^0)_n$ - давление насыщенного пара над чистым компонентом при температуре смеси.

Уравнение (1.36) является математическим выражением закона Рауля, а уравнение (1.34) – обобщенным законом Рауля. Уравнения (1.34) и (1.36) справедливы в области изменения давлений и концентраций, в которой раствор остается идеальным и чистые компоненты раствора устойчивы при давлении и температуре раствора.

Применительно к жидким растворам легче определить отношение летучестей, чем сами летучести. Поэтому Льюисом предложено назвать это отношение «активность». Таким образом, активность равна отношению летучести i – того компонента в смеси f_i при заданных значениях термобарических условия к летучести чистого i – того компонента f_i^0 в стандартном состоянии и при той же температуре смеси

$$a = \frac{f_i}{f_i^0} \quad (1.37)$$

Исходя из выражения (1.37) для нахождения значения активности необходимо сначала определить величину летучести в стандартном состоянии, то есть при состоянии идеального газа при давлении равном 0,1 МПа. Для такого состояния летучесть соответствует парциальному давлению при рассматриваемой температуре, следовательно, активность газов в стандартном состоянии равна летучести.

Для жидкости наблюдается несколько иная картина. Летучесть будет равна единица только при одном постоянном значении температуры, так как только в этом случае жидкая фаза будет находиться в равновесии с газовой фазой. При изменении температуры увеличивается давление насыщенного пара, что приведет к изменению значения летучести. В этой связи для жидкости стандартным состоянием будет считаться следующие условия: давление в 0,1 МПа, температура, принятая в рассматриваемой случае для определения каких-либо параметров. Таким образом получаем, что активность для жидкости в стандартном состоянии активность всегда равна единице.

При условиях, что стандартное состояние i -того рассматриваемого компонента раствора принято таким же, как для чистого вещества при тех же термобарических условиях, то выражение (1.34) можно записать в следующем виде

$$a_i = x_i \quad (1.38)$$

Изменить активность растворителя (т.е. жидкости) возможно при растворении в нем других веществ с отличной активностью при рассматриваемых условиях (если в качестве стандартного состояния принято состояние чистой жидкости при атмосферном давлении и заданной температуре). В этом случае, если количество добавляемого вещества бесконечно мало, то по следуя закону Рауля летучесть, а, следовательно, и активность i -того компонента пропорциональна его молярной доле x_i . Но при $x_i = 1$ для чистого вещества $a_i = 1$, следовательно, в растворе их отношение будет равно

$$\frac{a_i}{x_i} = 1 \quad (1.39)$$

Приведенное уравнение (1.39) справедливо для идеальных растворов, которые подчиняются закону Рауля. В областях, где свойства раствора отличны от идеального изменение отношения a_i/x_i характеризует степень отклонения рассматриваемого раствора от идеального, поэтому оно получило название коэффициента активности компонента, которые определяются как

$$\gamma_i = \frac{a_i}{x_i} \quad (1.40)$$

Как было указано выше для идеальных растворов коэффициент активности равен единице. Отличие коэффициента активности от единицы является мерой отклонения поведения рассматриваемого раствора от идеального. Концентрация компонентов в идеальном растворе, также как парциальное давление в смеси идеальных газов, определяет свойства раствора независимо от свойств компонентов термобарических условий. В реальных растворах концентрация компонентов не является величиной,

характеризующей раствор. В этом случае концентрацию заменяют активностью, также как и давление заменяют летучестью. Эти замены возможно проводить только при соблюдении условия термодинамического равновесия сосуществующих фаз. Таким образом, введение понятие активности компонента позволяет формально учитывать взаимодействие между молекулами растворителя, эффект гидратации, электростатическое притяжение между ионами, то есть те процессы, которыми пренебрегают при рассмотрении идеальных растворов.

Для описания поведения идеальных растворов существует ряд дополнительных условий. Например, произведение химического потенциала чистого компонента i и этого же компонента в смеси равна его мольному объему

$$\mu_i^0(P, T) - \mu_{i\text{ид}}^0(T) = RT \ln f_i^0$$

и

$$\mu_i(P, T) - \mu_{i\text{ид}}(T) = RT \ln f_i$$

Дифференцируя выражения выше по P , имеем

$$\left(\frac{\partial \ln f_i^0}{\partial P} \right)_T = \frac{V_i^0}{RT} \text{ и } \left(\frac{\partial \ln f_i}{\partial P} \right)_{T, n_j} = \left(\frac{V_i}{RT} \right)_{P, T, n_j} \quad (j \neq i) \quad (1.41)$$

При совмещении выражений (1.41) и (1.34) получим, что

$$V_i = V_i^0 \quad (1.42)$$

при тех же термобарических условиях.

Уравнение (1.42) определяет дополнительное условие, описывающее поведение идеального раствора. Кроме того, для идеального раствора должно выполняться условие, что парциальная мольная энтальпия i – того компонента смеси идеального раствора равна мольной энтальпии чистого i – того компонента. При одновременном соблюдении этих условий и уравнения (1.36) рассматриваемый реальный раствор можно отнести к идеальному.

Уравнение (1.35) может применяться и для газовых смесей.

Если компонент газовой смеси подчиняется уравнению (1.42), то уравнение (1.29) может быть записано в виде

$$RT \ln f_i = RT \ln P + RT \ln y_i + \int_{P^*}^P (V_i^0 - V_{i0}) dP \quad (1.43)$$

Но сумма первого и третьего членов уравнения (1.43), согласно выражению (1.31), равна $RT \ln f_i^0$, тогда

$$RT \ln f_i + RT \ln f_i^0 + RT \ln y_i \quad (1.44)$$

то есть

$$f_i = y_i f_i^0 \quad (1.45)$$

Уравнение (1.45) является довольно точным для газовых смесей любого состава при давлениях до 1,0 МПа. Для смесей, компоненты которых обладают близкими сжимаемостями, оно сохраняет высокую точность и при больших давлениях.

Следует иметь в виду, что в уравнении (1.45) летучесть чистого компонента всегда берется при общем давлении смеси. Выражение (1.45) называют ещё иначе правилом летучести.

Когда газовая смесь подчиняется законам идеального газа, (1.45) переходит в уравнение $P_i = y_i P$, так как летучесть компонента можно заменить его парциальным давлением, а летучесть чистого компонента f_i^0 при давлении, равном общему давлению в смеси, – общим давлением.

Летучестью можно воспользоваться как заменителем химического потенциала и в том случае, когда вещество находится в жидкой (или твердой) фазе. Как было уже показано, химический потенциал i – того компонента в жидкой смеси и этого же компонента в чистом состоянии может быть заменен летучестью. Для жидких растворов, подчиняющихся законам идеальных растворов, равновесная паровая фаза которых является идеальным газом, величина летучести i – того компонента в жидком растворе $f_i^{жс}$ определяется согласно следующему выражению [9]:

$$RT \ln f_i^{жс} - RT \ln f_i^{0,жс} x_i = \int_{P^*}^P (V_{i,жс} - V_{i,жс}^0) dP \quad (1.46)$$

По (1.46) можно рассчитать летучесть чистого компонента i в жидком состоянии и жидкой смеси. В дальнейшем рассчитанные значения летучести можно использовать для расчета фазовых переходов углеводородных систем.

1.3. Фазовые равновесия углеводородных систем

При исследовании расчетных методов, лежащих в основе определения фазового состояния углеводородных систем, возможно применение общеизвестных уравнений концентраций [11]:

$$x_i = \frac{z_i}{V \cdot (K_i - 1) + 1}; \quad (1.47)$$

$$y_i = \frac{z_i \cdot K_i}{V \cdot (K_i - 1) + 1}; \quad (1.48)$$

где z_i - молярная концентрация i -го компонента в начальной углеводородной смеси; x_i, y_i - молярная концентрация i -го компонента в жидкой и газовой фазах; V, L - парциальные доли газовой и жидкой фазы в двухфазной смеси; K_i - константа фазового равновесия i -го компонента.

Как было указано выше константа фазового равновесия — это отношение мольной доли компонента в газовой фазе к доле этого же компонента в жидкой фазе при условии их термодинамического равновесия, т.е.

$$K_i = \frac{y_i}{x_i}. \quad (1.49)$$

Решением этого выражения для нефтегазовой смеси с некоторым числом компонентов n является выполнение следующих равенств:

$$\sum_{i=1}^n z_i = 1; \quad \sum_{i=1}^n y_i = 1; \quad \sum_{i=1}^n x_i = 1, \quad (1.50)$$

В этом случае, для одного моля углеводородной смеси выполняется

$$V + L = 1; \quad (1.51)$$

В предыдущих разделах было указано, что существующие решения для расчета констант фазового равновесия имеют определенные области эффективного применения, т.к. учитывают различные факторы, количество которых зависит от давлений, температур и компонентных составов изучаемой

смеси [9]. Поэтому для решения уравнений фазовых состояний для углеводородной смеси определенного компонентного состава необходимо обосновать выбор подходящих параметров, в частности, констант фазового равновесия для моделируемых термобарических условий. Существующие расчетные методы и их физико-математический в своей основе использует уравнения состояния реальных углеводородных смесей, а для учета отличия реальных многокомпонентных углеводородных смесей от идеального газа и идеального раствора предусматривается использование различных дополнительных коэффициентов, получаемых, зачастую, эмпирическим путем. Известные эмпирические методы моделирования поведения многокомпонентных углеводородных смесей построены на результатах обработки многочисленных лабораторных экспериментов по исследованию фазового равновесия углеводородных систем при различных условиях. Ниже рассмотрены примеры использования наиболее часто применяемых расчетных методов. Уравнения Редлиха-Квонга (1949г.) [12], Пенга-Робинсона (1976г.) [13] основаны на модификации уравнения состояния многокомпонентных газовых смесей. Рассматриваемые уравнения для двухфазной системы имеют три действительных корня, два из них предельные. К газовой фазе относится наибольший корень уравнения, к жидкой фазе - наименьший. Третий корень, получаемый в результате решений уравнений, имеет промежуточное значение, но не несет смысловой нагрузки, в связи с чем не применяется для расчета исследуемых, с применением этих уравнений, параметров.

В практике, для решения уравнений, применяется использование бесконечных рядов, разложенных по степеням, например

$$Z = 1 + \frac{B}{V} + \frac{C}{V^2} + \dots = 1 + B'P + C'P^2 + \dots = 1 + B\rho + C\rho^2 + \dots \quad (1.52)$$

где B, C – вириальные коэффициенты.

Использование этого подхода позволяет с высокой точностью описать поведение реального газа с использованием известных способов обработки получаемых данных и методов математической статистики. В выражении (1.52)

коэффициент B характеризует парное взаимодействие между молекулами изучаемой углеводородной смеси, а коэффициент C – взаимодействие трех молекул. При большом количества молекул в ряде количество коэффициентов увеличивается и так до нахождения значимого числа коэффициентов в зависимости от задаваемой точности вычислений.

Часто на практике для термодинамических расчетов поведения реальных нефтегазовых смесей используется уравнения Редлиха-Квонга (1940г.) [14] и его модификации, например, Старлинга (1972) [15], Нишиуми (1980) [16] и других. Эти уравнения имеют недостатки, заключающиеся в громоздкости расчетов и неточности при определении параметров, необходимых для уравнений.

Ранее было показано, что константы фазового равновесия возможно определить через летучесть компонентов нефтегазовой смеси в жидкой и газовой фазах

$$K_i = \frac{y_i}{x_i} = \frac{\phi'_{iL}}{\phi'_{iV}} \quad (1.53)$$

где: ϕ'_{iL} - коэффициент летучести i -го компонента, находящегося в жидкой фазе; ϕ'_{iV} - коэффициент летучести i -го компонента, пребывающего, в рассматриваемых условиях в газообразном состоянии.

Для нахождения летучестей чистых веществ возможно воспользоваться уравнением

$$\ln \phi = z - 1 - \ln z - \frac{1}{RT} \int_0^{\infty} \left(P - \frac{RT}{V} \right) dV \quad (1.54)$$

Уравнение для определения парциальной летучести в окончательном виде можно получить интегрированием. Для этого необходимо учитывать закономерности, которые характерны для каждого компонента рассматриваемой смеси [8,9].

Другие известные уравнения, например, Чао и Сидера (1961) [4], Бенедикта-Вебба-Рубина (БВР) [17], Чу и Прауснитца (1967) [18], основаны на

принципах соответственных состояний, то есть в них применяется корреляция между плотностью жидкости и ацентрическим фактором компонентов и смесей. который, как было указано выше, характеризует степень отклонения свойств рассматриваемой системы от идеальных. Представленный в работе [5] анализ методов определения фазового равновесия многокомпонентных смесей, показывает, что метод Соаве обладает наименьшей погрешностью для определения парциальной летучести компонентов [19]. Таким образом, их эмпирические уравнения представляют собой зависимость давлений и температур, характерных при условии равновесного состояния рассматриваемой системы

$$\gamma_{iV}\Phi_{iV}y_i = \gamma_{iL}\Phi_{iL}x_i \quad (1.55)$$

где y_i и x_i – мольная доля i -го компонента газовой и жидкой фаз; γ_{iV} и γ_{iL} – активность i -го компонента газовой и жидкой фазы; Φ_{iV} – парциальная летучесть i -го компонента, в условиях, когда он находится в газообразном состоянии; Φ_{iL} – летучесть чистой жидкости, состоящей только из i -го компонента при рассматриваемых температурах и давлениях.

При решении практических задач моделирования фазовых переходов в многокомпонентных нефтегазовых системах большое распространение получили методы, которые основаны на результатах обработки экспериментальных (лабораторных) данных. Например, метод Хенсона и Брауна [20], которые в своих работах доказали теоретическое предположение, что константы фазового равновесия для компонентов равны, если соблюдается условие равенства давления в системах, температуры и давления схождения этой смеси.

Также широко известны решения Г.С. Степановой, в работах которой представлены результаты исследований закономерности фазового поведения углеводородных смесей, а также способы влияния состава исходной смеси на особенности фазовых переходов. Раскрытые в её работах уравнения построены на основе многомерного статистического анализа результатов лабораторных исследований и обработке результатов расчетов. Например, в её трудах

представлены результаты модификация метода Хеддена для расчета давлений схождения. Этот метод, в свою очередь, основан на замене рассматриваемой многокомпонентной смеси псевдобинарной системой. Аналогичная замена производится в случае замены критических кривых действительных бинарных смесей подобранными псевдобинарными системами, что широко используется для моделирования поведения газоконденсатных систем [21].

Таким образом, все существующие расчетные методы имеют общий недостаток, связанный с невозможностью точного определения состава углеводородной системы в пластовых условиях, что в конечном итоге приводит к значительным погрешностям при их применении.

Для решения этой проблемы применяются методы оценки состава газонасыщенной нефти с применением сочетаний концентраций индивидуальных компонентов до C_{6-12} , с оценкой тяжелого остатка $C_{12+\text{высшие}}$. В этом случае возникает проблема расчета констант фазового равновесия для этого остатка, так как существующие методы учета [22,23] основаны на результатах экспериментов по определению фракционного и компонентного состава нефти, и имеют определенную погрешность, вызванную точностью лабораторных методов исследования. В некоторых случаях остаток $C_{12+\text{высшие}}$ заменяют одним тяжелым углеводородом парафинового ряда [22], например

$$C_n = A_1 + B_1 \ln k_n \quad (1.56)$$

где: k_n – концентрация углеводородного компонента с n числом углеродных атомов; A_1 , B_1 – коэффициенты, определяемые при разгонке нефти изучаемом интервале температур, необходимые для экстраполяции в область n -компонента.

Преимущества этого метода заключается в возможности определения концентрации тяжелых углеводородов с использованием для расчета числа углеродных атомов, как переменной непрерывной функции. Однако, экспериментальными данными с использованием способа имитированной дистилляции подтверждено, что использование этого метода для определения

составов легких нефти приводит к возникновению значительной погрешности. В существующих расчетных методах этот нюанс практически не учитывается, поэтому для определения величин констант фазового равновесия для таких систем применяют интерпретацию различных номограмм [24] или используют уравнения растворимости газов в жидких средах под давлением [18]. Кроме того, использование существующих расчетных методов вычисления констант фазового равновесия неизбежно связано с необходимостью громоздких вычислений [25], что затрудняет их оперативное использование в повседневной практике.

При выборе расчетной методики определения констант фазового равновесия необходимо руководствоваться общеизвестными факторами, влияющими на процессы фазовых переходов.

Состав дегазированной нефти. Основными компонентами нефтей являются углеводороды. В нефтях имеются углеводороды трех гомологических рядов – парафинового, нафтенового и ароматического.

Парафиновые углеводороды характеризуются наименьшими, по сравнению с углеводородами других рядов, значениями плотности в жидком состоянии и температура кипения этих углеводородов других рядов при том же числе атомов углерода.

Нафтеновые углеводороды характеризуются промежуточными значениями плотности между плотностями парафиновых и ароматических углеводородов с тем же числом атомов углерода.

Молекулы нафтеновых и ароматических углеводородов состоят в большинстве случаев из соответствующих колец (нафтеновых или ароматических) и парафиновых цепей той или иной длины и разветвленности. Наличие парафиновых цепей уменьшает нафтеновый или ароматический характер углеводорода.

В нефтях могут быть углеводороды смешанного состава, содержащие одновременно нафтеновые и ароматические кольца.

Помимо углеводородов в нефтях содержатся кислородные, сернистые, азотистые и другие производные углеводородов. Эти соединения являются основной составной частью асфальто-смолистых веществ нефти. Они характеризуются высокими плотностями (часто более единицы), темной окраской, относительной химической нестабильностью при воздействии повышенной температуры, кислорода, адсорбентов и т.п.

Нефти принято характеризовать фракционным составом. Данные по фракционному составу получают обычно при разгонке по методу «истинных температур кипения». Тяжелые нефти не разгоняются полностью даже при перегонке в вакууме, и значительная их часть составляет неперегоняемый остаток.

Некоторое представление о свойствах нефти и нефтяных фракций можно получить по величине их плотности и молекулярного веса. Для вычисления мольных концентраций компонентов необходимо знать молекулярные веса нефти и ее фракций. При отсутствии экспериментальных данных молекулярные веса нефтяных фракций могут быть найдены по известным плотностям и средним температурам кипения узких фракций.

Для характеристики нефти и ее фракций часто используют величину, называемую характеристическим (характеризующим) фактором. Эта величина не имеет теоретического обоснования и подобрана эмпирически. Она определяет отношение кубического корня из средней температуры кипения продукта $T_{кип.ср}(^{\circ}C)$ к его плотности ρ при $15,6^{\circ}C$.

$$k = 1,216 \frac{\sqrt[3]{T_{кип.ср}}}{\rho} \quad (1.57)$$

Характеристический фактор уменьшается при переходе от парафиновых углеводородов к нафтеновым и ароматическим и таким образом дает представление о содержании в нефти (фракции) углеводородов различных рядов.

Легкие фракции нефти можно охарактеризовать по содержанию в них индивидуальных углеводородов. Отгоняя из нефти наиболее легкие фракции, в

некоторых случаях определяют в них путем хроматографического анализа содержание индивидуальных углеводородов до C_5 .

Дегазированная нефть, за вычетом углеводородов, имеющих до пяти или до шести атомов углерода в молекуле, часто рассматривается как один компонент. Поскольку в действительности этот компонент состоит из большого числа индивидуальных химических веществ, его называют условным компонентом. Символ C_6^+ , принимаемый для этого условного компонента, означает, что компонент состоит из веществ, содержащих шесть атомов углерода плюс более высококипящие вещества. Иногда возникает необходимость расчленить условный компонент на части, для чего обычно используют данные по разгонке или хроматографическому анализу, принимая, в свою очередь, отдельные фракции за условные компоненты.

Состав газа. Основным компонентом нефтяного газа является обычно метан. Из углеводородных компонентов в нефтяных газах могут содержаться все газообразные гомологи метана: этан, пропан, *n*-бутан, и изобутан. Из неуглеводородных компонентов часто в значительных количествах имеются азот и двуокись углерода, в небольших количествах могут присутствовать сероводород, аргон, гелий, водород.

Состав газа чаще всего выражают в мольных процентах. Обычно принимают, что содержание компонентов в мольных процентах не отличается от содержания в объемных процентах. Справедливость этого утверждения определяется применимостью закона Авагадро при атмосферном давлении. Для пропана и более тяжелых компонентов различие между мольными и объемными процентами достигает 2 – 3 %.

Деление компонентов на газообразные и жидкие имеет смысл лишь для индивидуальных компонентов и для заданных условий (стандартных) – давления и температуры (760 мм.рт.ст и 20 °C). Для многокомпонентных систем и при большом разнообразии условий, как правило, все компоненты могут присутствовать и в жидкой, и в газовой фазах. «Газовые» компоненты растворяются в жидкости, а «жидкие» испаряются в газ. В газе и при

стандартных условиях содержатся компоненты жидких углеводородов, и анализы газов часто показывают содержание различных углеводородов, имеющих более четырех атомов углерода.

Состав пластовой нефти. Количество каждого компонента в пластовой нефти получают суммированием массы этого компонента, содержащегося в дегазированной нефти и в газе. При этом следует иметь в виду, что дегазированную нефть нельзя приравнивать к условному тяжелому компоненту. Она может содержать, помимо условного тяжелого компонента, заметные количества углеводородов от C_2 до C_6 , которые следует отгонять при нагревании и, используя данные по составу отогнанного продукта, прибавлять их к количеству соответствующих компонентов, содержащихся в газе [26].

Грубо о составе пластовой нефти можно судить по величине, называемой газовым фактором. Газовый фактор – объем газа, приведенный к нормальным условиям, выделившийся из пластовой нефти при дросселировании при стандартных условиях, приходящийся на единицу массы дегазированной нефти. Газовый фактор не дает представления о составе содержащихся в пластовой нефти газовых компонентов. Строго говоря, газовый фактор не соответствует в точности и количеству всех газовых компонентов, содержащихся в нефти, потому что, с одной стороны, выделившийся газ содержит пары жидких углеводородов, а с другой, некоторое количество газовых компонентов остается в дегазированной нефти [7].

В реальных системах могут всегда существуют отклонения от условий термодинамического равновесия фаз, они вызваны рядом факторов. Первый это принятыми упрощениями при выводе уравнений фазового равновесия, второй длительность процесса установления фазового равновесия в реальных пластовых или промысловых условиях.

Общие условия фазового равновесия были сформулированы при ряде допущений: отсутствие внешних силовых полей, небольшая величина поверхностей раздела между фазами, отсутствие искривленных границ между фазами. Это допущение не применимо к реальным пластовым условиям, т.к.

наличие пористой среды заполненной углеводородной смесью приводит к значительной площади поверхности раздела, возникновению капиллярных сил, к искривлению поверхности раздела фаз. Для нефтегазовых залежей, где встречается свободный газ в пластовых условиях, необходимо учитывать силу тяжести в связи с различными глубинами залегания нефти и газа.

Низкая скорость установления термодинамического равновесия приводит к отклонениям от условий фазового равновесия в связи с отличиями термобарических условий совместного нахождения обеих фаз при протекающих динамических процессах разработки и эксплуатации месторождений. А изменение условий нахождения каждой из фаз неизбежно сопровождается изменением их равновесного состояния. Кроме того, температура в пластах меняется в процессе эксплуатации залежи вследствие влияния закачиваемой воды и эффекта Джоуля-Томсона при выделении из нефти растворенного в ней газа. Кроме того, принимаемое допущение об отсутствии химических реакции в пластовых условиях может не выполняться в связи с сопоставимой, в ряде случаев, скоростью протекания химических реакции со скоростью установления фазового равновесия.

Известно, что разделение по глубинам залегания углеводородов происходит под действием силы тяжести. В этой связи при удалении от границы раздела фаз потенциал поля тяготения и связанное с ним давление изменяются. Под действием силы тяжести компоненты, плотность которых в растворенном состоянии больше средней плотности раствора, концентрируются в низко расположенных местах, а компоненты с меньшей плотностью, наоборот, в верхних частях раствора, однако этому противодействует тепловое движение молекул, стремящееся выровнять концентрацию компонентов, поэтому распределение компонентов в этих условиях определяется отношением силы тяжести и тепловой энергии [27,28]. В этих работах указано, что изменение плотности нефти происходит в интервале от 0,0006 до 0,002 на 100 м погружения, а изменение газонасыщенности составляет около 3 % на тот же интервал.

Важным аспектом при рассмотрении фазовых условий в пористых средах является учет капиллярных сил, так называемый эффект «капиллярной конденсации» [13]. Это явление вызвано тем, что жидкость и её газовая фаза, находящиеся в равновесии в порах малого диаметра, испытывают разные давления, так как на давление в жидкости меньше давления её пара ровно на величину капиллярного давления. При уменьшении внешнего давления на жидкость происходит снижение давления насыщенного пара (эффект Пойнтинга), этот эффект широко используется в теории и практике сушки [29]. Поэтому в целом действие капиллярных сил вызывает уменьшение давления насыщения и уменьшение температуры точки росы.

Таким образом, при рассмотрении фазовых равновесий углеводородов применительно к пластовым условиям для повышения достоверности выполняемых расчетов необходима модификация существующих решений определения констант фазового равновесия, например, с применением результатов лабораторных и промысловых исследований.

1.4. Растворимость различных газов в углеводородных жидкостях при низких давлениях

При низких давлениях растворимость газов в жидкостях практически полностью подчиняется закону Генри (как в первоначальной, так и в термодинамической формулировке, см. п. 1.2). Рассмотрим растворимость метана при его парциальном давлении 1 кгс/см^2 и температуре 20°C в трех нормальных парафиновых углеводородах: гексане, декане и гексадекане. Выраженная в мольных долях, эта растворимость составит соответственно $5,2 \cdot 10^{-3}$, $5,0 \cdot 10^{-3}$, $5,5 \cdot 10^{-3}$ [12]. Аналогичные результаты получаются в широкой области температур для различных нормальных углеводородов: мольная растворимость метана при низких давлениях мало зависит от молекулярного веса парафиновых углеводородов.

Переход от растворимости газа, выраженной в мольных долях N , к растворимости Γ , выраженной в объемах газа (в м³ при 760 мм.рт.ст. и 0 °С), приходящихся на массу растворителя (в т), осуществляется с помощью уравнения

$$\Gamma = \frac{22414N}{(1-N)M} \quad (1.58)$$

где M – молекулярный вес растворителя, 22414 – объем моля идеального газа.

При невысоких давлениях мольная растворимость газа в жидкости обычно весьма мала и уравнение (1.58) может быть записано в виде

$$\Gamma = \frac{22414}{M} \quad (1.59)$$

При одинаковом парциальном давлении метана, насыщающего различные жидкие парафиновые углеводороды, мольная растворимость его в различных углеводородах будет одинаковой. При этом из уравнения (1.59) следует, что растворимость метана Γ , выраженная в объеме газа на массу углеводорода, обратно пропорциональна молекулярному весу углеводорода. Так, в соответствии с величинами молекулярных весов, растворимость метана в гексане (в объемах метана на массу растворителя) приблизительно в 2,6 раза больше, чем в гексадекане. Результаты проведения исследований пластовых нефтей показывают, что чем больше плотность пластовой нефти, тем меньшим газосодержанием она обладает. Приблизительно такая же зависимость характерна для растворимости метана в нефтях различного молекулярного веса при выражении растворимости в объеме газа на массу нефти.

Таким образом, растворимость метана в углеводородах уменьшается не только при переходе от парафиновых углеводородов к нафтеновым и ароматическим, но и с увеличением молекулярного веса нефти.

Для ориентировочной оценки мольной растворимости различных газов в углеводородных жидкостях можно использовать представления об идеальном растворе. Пусть растворенный газовый компонент i образует идеальный раствор с жидким углеводородом. Принимая парциальное давление газового

компонента равным одной атмосфере, получим из уравнения Рауля – Дальтона значение мольной растворимости $N'_{амм}$ этого компонента

$$p_i = 1 = p_{oi}(T)N'_{амм} \text{ и } N'_{амм} = \frac{1}{p_{oi}(T)} \quad (1.60)$$

С качественной стороны можно считать, что чем ниже температура газа или его температура кипения, тем выше его давление пара и тем меньше его, в соответствии с уравнением (1.60), растворимость в углеводородных жидкостях. С этой точки зрения объясняется [7] низкая растворимость в углеводородных жидкостях азота и гелия, имеющих низкие критические температуры.

Принимая, что растворы газов в жидкостях являются идеальными, можно объяснить уменьшение растворимости газов с повышением температуры. Рост температуры приводит к увеличению давления паров растворяемого вещества и, следовательно, в соответствии с уравнением (1.60) к уменьшению растворимости.

Те же представления приводят к подтверждаемому опытом результату, согласно которому изменение растворимости углеводородных газов в углеводородных жидкостях в зависимости от температуры по абсолютной величине уменьшается с ростом температуры. Согласно уравнению Клаузиса – Клайперона, зависимость давления пара от температуры приблизительно определяется выражением [30,31]

$$\frac{\partial \ln p_{oi}}{\partial T} \approx \frac{\Delta h_i}{RT^2} \quad (1.61)$$

где Δh_i - теплота испарения – величина, приближенно постоянная вдали от критической точки.

Из (1.60) и (1.61) следует, что

$$\frac{\partial \ln N'_{амм}}{\partial T} \approx -\frac{\Delta h_i}{RT^2} \quad (1.62)$$

При равновесии чистого газового компонента i с малолетучим жидким растворителем при давлении 0,1 МПа мольная доля газового компонента в газовой фазе равна единице и в соответствии с определением константы фазового равновесия

$$K_i = \frac{N_i''}{N_i'} \quad (1.63)$$

где N_i'' - мольная растворимость i -того компонента в жидкой фазе при парциальном давлении компонента 0,1 МПа, N_i' - мольная растворимость i -того компонента в газовой фазе при парциальном давлении компонента 0,1 МПа.

С учетом (1.62) уравнение (1.63) примет вид

$$N_{iамм} = \frac{1}{K_{i(0,1МПа)}} \quad \text{или} \quad \lg N_{iамм} = -\lg K_{i(0,1МПа)} \quad (1.64)$$

Уменьшение влияния температуры на величину $N_{iамм}$ должно приводить к такому же уменьшению фазового равновесия K_i при давлении 0,1 МПа.

Чем ближе друг к другу по свойствам компоненты, тем ближе их растворы к идеальным. Чем тяжелее углеводородный газовый компонент, тем ближе он по свойствам к жидким углеводородам. По этой причине наибольшие отклонения от идеальных растворов наблюдаются в смесях с жидкими углеводородами наиболее легких углеводородных газов: метана и в меньшей степени этана.

Углеводородные компоненты природного газа принадлежат к гомологическому ряду парафинов, поэтому при прочих равных условиях растворы углеводородных газов в жидких парафиновых углеводородах ближе к идеальным растворам, чем растворы этих газов в жидких углеводородах других гомологических рядов.

Растворы легких неуглеводородных газов в углеводородных жидкостях (растворы азота и гелия) весьма заметно отличаются от идеальных. Это различие проявляется, в частности, и в том, что в некоторых областях температуры растворимость этих газов не уменьшается, а возрастает с увеличением температуры.

Ориентировочная оценка растворимости газов при низких давлениях на основе представлений об идеальных растворах далеко не всегда приводит к удовлетворительным результатам. Примером полной неприменимости

представлений об идеальных растворах для оценки растворимости газов в жидкостях являются растворы углеводородных газов в воде – полярной ассоциированной жидкости.

При повышенном давлении представления об идеальном газе и идеальном растворе оказываются во многих случаях непригодными и для описания поведения углеводородных газожидкостных систем.

Наиболее достоверные сведения о фазовых равновесиях в природных нефтегазовых системах можно получить путем экспериментальных исследований. Исследования фазовых равновесий должны содержать данные о составе равновесно существующих фаз при различных термобарических условиях. Если определение содержания низкомолекулярных углеводородов выполнить просто, то характеристика состава фаз по содержанию в них компонентов, молекулярные веса которых превышают 80 – 90 единиц, связана с рядом трудностей и приводит к погрешностям в получаемых результатах.

Результаты значительного объема исследований фазовых равновесий природных углеводородных систем при давлениях до 50 МПа представлен в работах [30,31]. Качественные результаты этих исследований соответствуют закономерностям, полученным для смесей чистых углеводородов. Наиболее тяжелые смолы и асфальтены практически не переходят в газовую фазу [30].

Для характеристики фазового поведения реальных систем широкое распространение имеют упрощенные методы исследований, в которых основное внимание уделяется определению количества газовой и жидкой фаз при различных условиях. При исследовании пластовых нефтей используют три способа выделения газа: дросселирование, ступенчатое и контактное разгазирование. Эти методы отличаются между собой временем совместного нахождения равновесных фаз. Процесс проведения этих исследований подробно описан в нормативной документации и не нуждается в дополнительном анализе.

1.5. Сравнительный анализ наиболее часто применяемых методов

Некоторые методы расчета констант фазового равновесия (например уравнение Пенга-Робинсона, уравнение Редлиха-Квонга) основаны на модификации уравнения Клайперона и предполагают расчет в специальных программах [32] отношения коэффициентов летучестей компонентов в жидкости и газе. Кроме того, известны номограммы Уинна, номограммы Сарданашвили-Львова, и другие, где графически представлены значения констант фазового равновесия для различных термобарических условий и составов смесей. Ниже представлены краткие характеристики существующих и наиболее часто применяемых методов расчета констант фазового равновесия.

По номограммам Уинна можно определить константы равновесия парафиновых углеводородов от метана до n-гептана, изобутана, изопентана, ряда ароматических и нефтяных углеводородов, а также неуглеводородных компонентов, встречающихся в природных углеводородных смесях. Для нахождения константы фазового равновесия необходимо найти пересечение температуры и давления и провести прямую до значений температуры кипения. Пересечение прямой и шкалу констант укажет значение константы определенного углеводорода. Например C_3H_8 : температура (Т) 293 °К; давление (Р) 0,1 МПа; температура кипения (Т_{кип}) 230,9 °К, тогда константа фазового равновесия равна 6,5.

Номограммы Сандрашвили–Львова позволяют определять константы фазового равновесия углеводородов парафинового ряда в довольно широком интервале температур -70-20⁰С и давлениях 0,1 ÷ 50 МПа. Как существенный недостаток номограмм Сандрашвили-Львова стоит отметить отсутствие данных по неуглеродным компонентам, которые в тех или иных количествах все же присутствуют в природных углеводородных смесях, а их влияние 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. Для расчета констант проводится прямая от температуры до давления. Пересечение кривой углеводорода и проведенной прямой – константа фазового равновесия. Например: C_2H_6 : $T=20\text{ }^{\circ}C$, $P=100\text{ кПа}$, $K=26$

Для уравнения Пенга-Робинсона характерна наименьшая погрешность при расчете констант – около 5 %. Пенг и Робинсон предложили модификацию уравнения состояния Редлиха-Квонга для расчета констант

$$K_i = \left[\frac{P_{kpi}}{P} \cdot e^{5,372697 \cdot (1+\omega_i) \cdot \left(1 - \frac{T_{kp}}{T}\right)} \right] \quad (1.65)$$

где Ω - ацентрический фактор, T_{kp} - критическая температура, P_{kp} - критическое давление компонента.

Например, для CH_4 при $P=0,1\text{ МПа}$ и $T=293\text{ К}$

$$K_i = \frac{47 \cdot 10^5}{10^5} \cdot 2,718282^{5,372697 \cdot (1+0,008) \cdot \left(1 - \frac{190,5}{293}\right)} = 308,54 \quad (1.66)$$

Уравнение Редлиха – Квонга, представляющее собой одну из модификаций двухпараметрического уравнения состояния Ван-дер-Ваальса, впервые было описано в 1949 г. [3].

$$P = \frac{RT}{V-b} - \frac{a}{T^{0,5}V(V+b)} \quad (1.67)$$

Тогда выражение для расчета констант примет вид

$$, \quad (1.68)$$

где

$$\psi = \frac{\bar{V}}{V-b_{cm}} + \frac{b_i}{V-b_{cm}} - \ln \frac{PV}{RT} - \frac{2(a_i a_{cm})^{0,5}}{b_{cm} RT^{0,5}} \ln \frac{V+b_{cm}}{V} + \frac{a_{cm} b_i}{b_{cm}^2 RT^{1,5}} \left(\ln \frac{V+b_{cm}}{V} - \frac{b_{cm}}{V+b_{cm}} \right) \quad (1.69)$$

$$\bar{V} = yRT \quad (1.70)$$

y - мольная доля (x - жидкая фаза, y - газовая фаза), $R=8,31$ - постоянная Больцмана, $V=22414y(\%)$, a_i, b_i – коэффициенты уравнения - коэффициенты уравнения, определяемые по выражению

$$a_i = 0,4275 \frac{R^2 T_k^{5/2}}{P_k} \quad b_i = 0,08664 \frac{RT_k}{P_k} \quad a_{cm} = \sum_{i=1}^k y_i a_i \quad b_{cm} = \sum_{i=1}^k y_i b_i \quad (1.71)$$

Например:

1) Нефть:

$$T=293 \quad X=0,26 = 3,1868$$

$$b_{CH_4} = 0,08664 \frac{8,31 * 190,5}{46,4 * 10^5} = 2,9 * 10^{-4}$$

$$a_{cm} = 3,18 * 0,26 + \dots = 5487,6209$$

$$b_{cm} = 2,9 * 10^{-4} * 63,35 + \dots = 1187,6209 * 10^{-4}$$

$$\bar{V} = 0,26 * 293 * 8,31 = 633,0558$$

$$V = 22414 * 0,0026 = 58,2764$$

$$\begin{aligned} \ln \psi &= \frac{633,0558}{58,2764 - 1187,6209 * 10^{-4}} + \frac{2,9 * 10^{-4}}{58,2764 - 1187,6209 * 10^{-4}} \\ &\quad - \ln \frac{10^5 * 58,2764}{8,31 * 293} - \frac{2(3,1868 * 5487,6209)^{0,5}}{1187 * 10^{-4} * 8,31 * 293^{0,5}} * \\ * \ln &\frac{1187,6209 * 10^{-4}}{58,2764 + 1187,6209 * 10^{-4}} + \frac{5487,6209 * 2,9 * 10^{-4}}{1187 * 10^{-4} * 8,31 * 293^{1,5}} \left(\ln \frac{58,2764 + 1187 * 10^{-4}}{58,2764} \right. \\ &\quad \left. - \frac{1187,6209 * 10^{-4}}{58,2764 + 1187,6209 * 10^{-4}} \right) = -17,299 \end{aligned}$$

2) Газ:

$$Y=63,35$$

$$a_{cm} = 3,18 * 63,35 + \dots = 908,615798$$

$$b_{cm} = 2,9 * 10^{-4} * 63,35 + \dots = 418,61 * 10^{-4}$$

$$\bar{V} = 63,35 * 293 * 8,31 = 154246,4805$$

$$V = 22414 * 0,6335 = 14199,269$$

$$\begin{aligned} \ln \psi &= \frac{154246,4805}{14199,269 - 418,61 * 10^{-4}} + \frac{2,9 * 10^{-4}}{14199,269 - 418,61 * 10^{-4}} \\ &\quad - \ln \frac{10^5 * 14199,269}{8,31 * 293} - \frac{2(3,1868 * 5487,6209)^{0,5}}{418,61 * 10^{-4} * 8,31 * 293^{0,5}} * \\ * \ln &\frac{14199,269 + 418,61 * 10^{-4}}{14199,269} + \frac{5487,6209 * 2,9 * 10^{-4}}{418,61 * 10^{-4} * 8,31 * 293^{1,5}} \left(\ln \frac{14199,269 + 418,61 * 10^{-4}}{58,2764} \right. \\ &\quad \left. - \frac{418,61 * 10^{-4}}{14199,269 + 418,61 * 10^{-4}} \right) = -11,99 \end{aligned}$$

$$3) K_{CH_4} = \frac{\psi_{газ}}{\psi_{нефть}} = \frac{e^{-17,299}}{e^{-11,99}} = 245,6743$$

Таблица 1.1– Результаты расчета констант фазового равновесия.

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

На основе данных таблицы 1.1 выявлено, что погрешности по определению констант по различным методикам достигают десятков процентов. Это связано как с графическим представлением данных при расчете по давлению схождения, так и с различными допущениями при использовании уравнений состояния, которые в свою очередь являются модификациями уравнения Ван дер Вальса. В этой связи необходима оценка достоверности существующих методик при расчете констант в интервалах низких давлений, характерных для систем сбора и подготовки скважинной продукции.

Анализируя уравнения состояния, делаем вывод, что все аналитические уравнения состояния представляют собой алгебраическое соотношение между давлением, температурой и мольным объемом. Кроме того уравнения состояния должны предсказывать некоторые другие характеристики, свойственные газам и жидкостям, что отмечалось Мартином [33,34,35,36,37] и Эбботом [38]. Наконец, любое уравнение состояния должно сводиться к закону идеального газа, когда давление стремится к нулю.

1.6. Разработка методики определения констант фазового равновесия для давлений до 1,0 МПа

Анализируя различные методики расчета констант, можно сделать вывод, что в связи со сложностью самих методик, четкой зависимости величины константы фазового равновесия от давления не должно наблюдаться, однако сама физика процесса, применительно к условиям реальных растворов и реальных газов говорит об обратном. В этой связи построены графические зависимости констант фазового равновесия, рассчитанные по различным методикам от давления. Для повышения достоверности исследований, значения констант фазового равновесия рассчитаны или приняты по справочным данным для метана, бутана и гексана при различных температурах. Следует отметить, что для выполнения анализа выполнены расчеты констант фазового равновесия с использованием практически всех известных методик, однако для удобства восприятия в диссертационной работе приведены наиболее характерные из них.

На рисунках 1.1 – 1.3 приведены графики зависимости констант фазового равновесия, рассчитанных по уравнению Пенга – Робинсона [39].

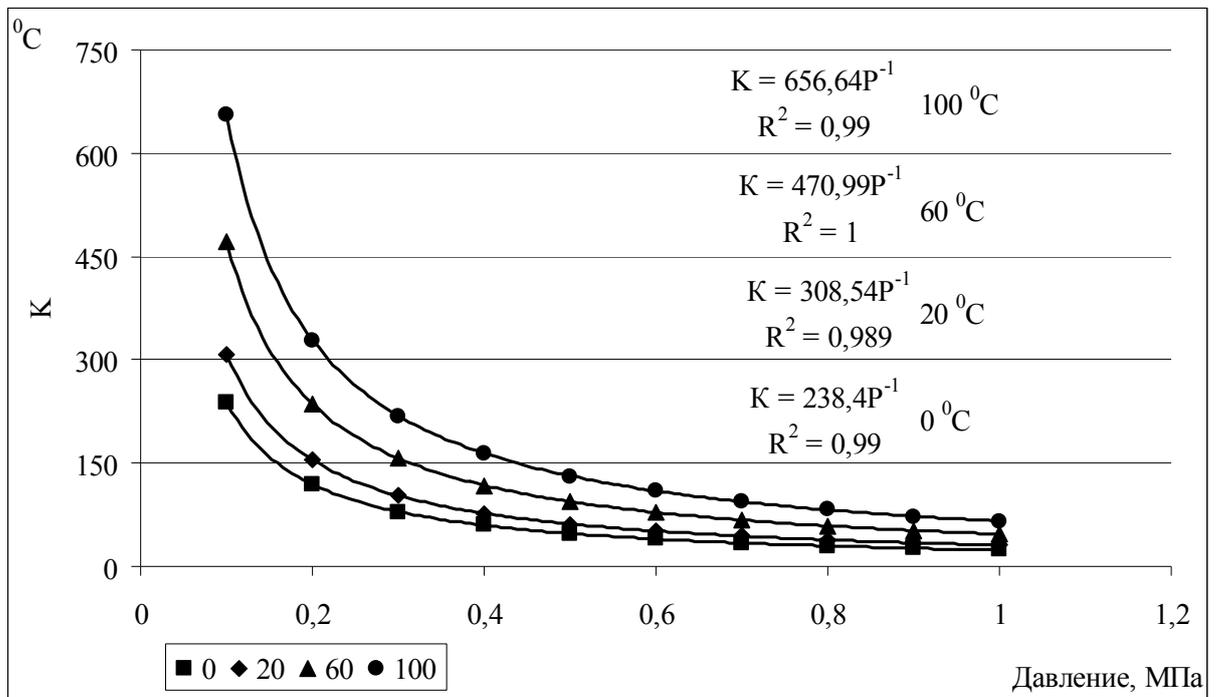


Рисунок 1.1 – Зависимость константы фазового равновесия метана от давления при различных температурах

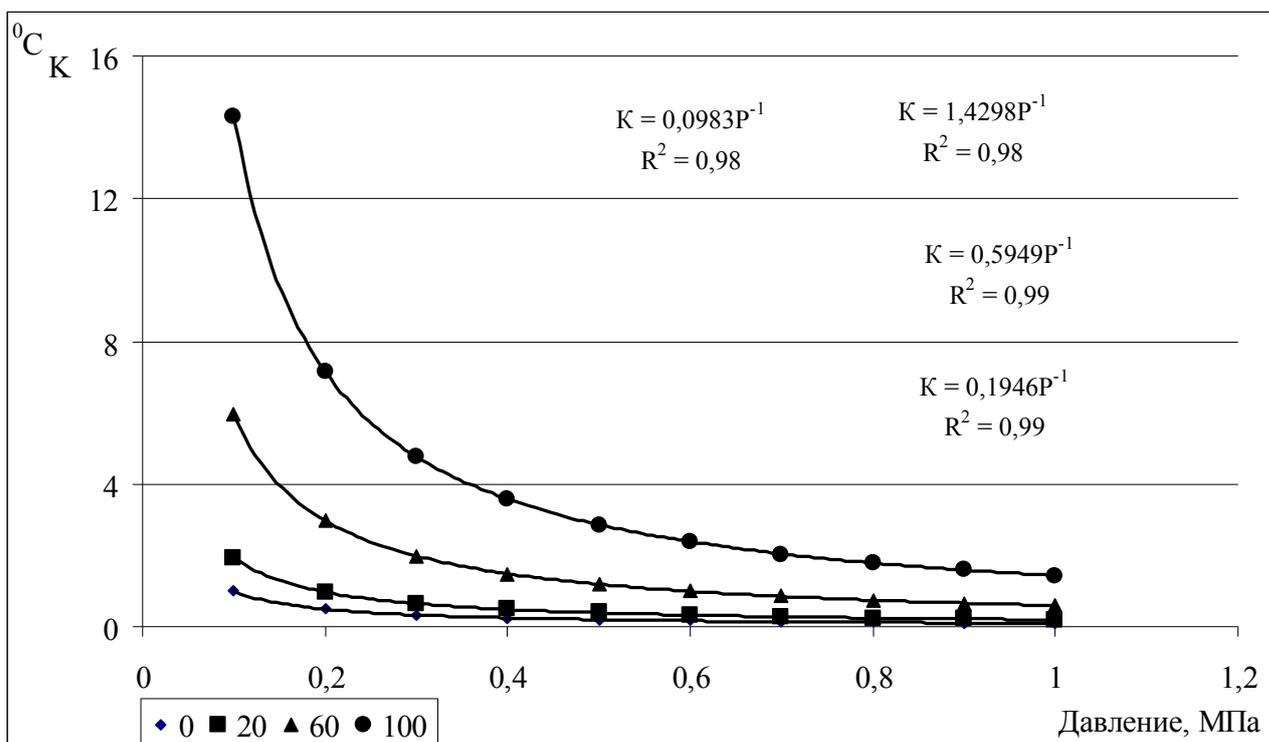


Рисунок 1.2 – Зависимость константы фазового равновесия бутана от давления при различных температурах

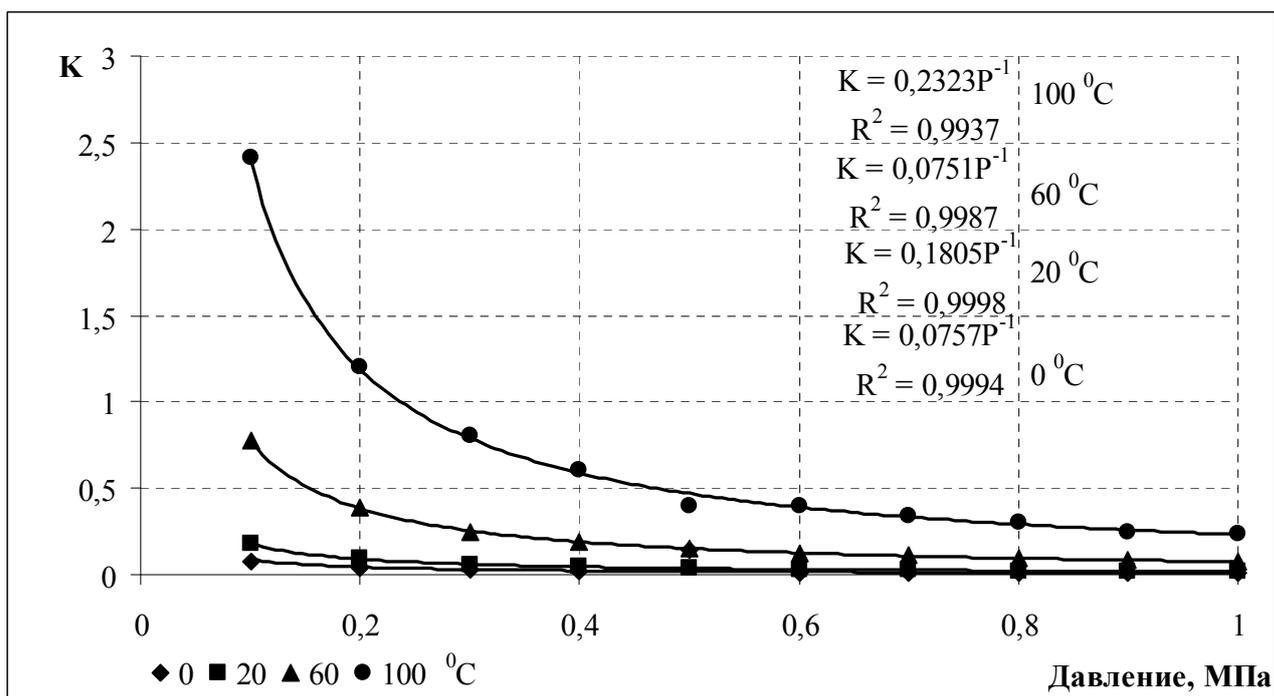


Рисунок 1.3 – Зависимость константы фазового равновесия гексана от давления при различных температурах

На рисунках 1.4 – 1.5 приведены графики, построенные по значениям констант из справочника [5]:

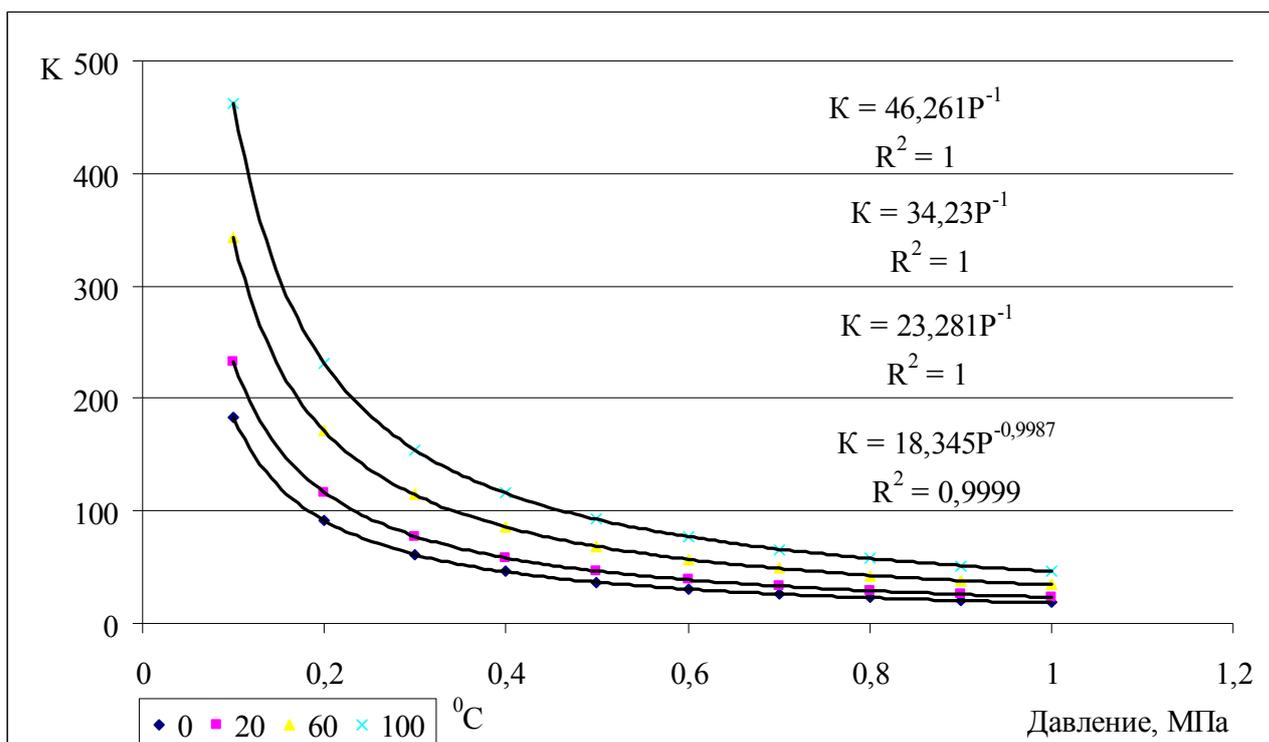


Рисунок 1.4 – Зависимость константы фазового равновесия метана от давления при различных температурах

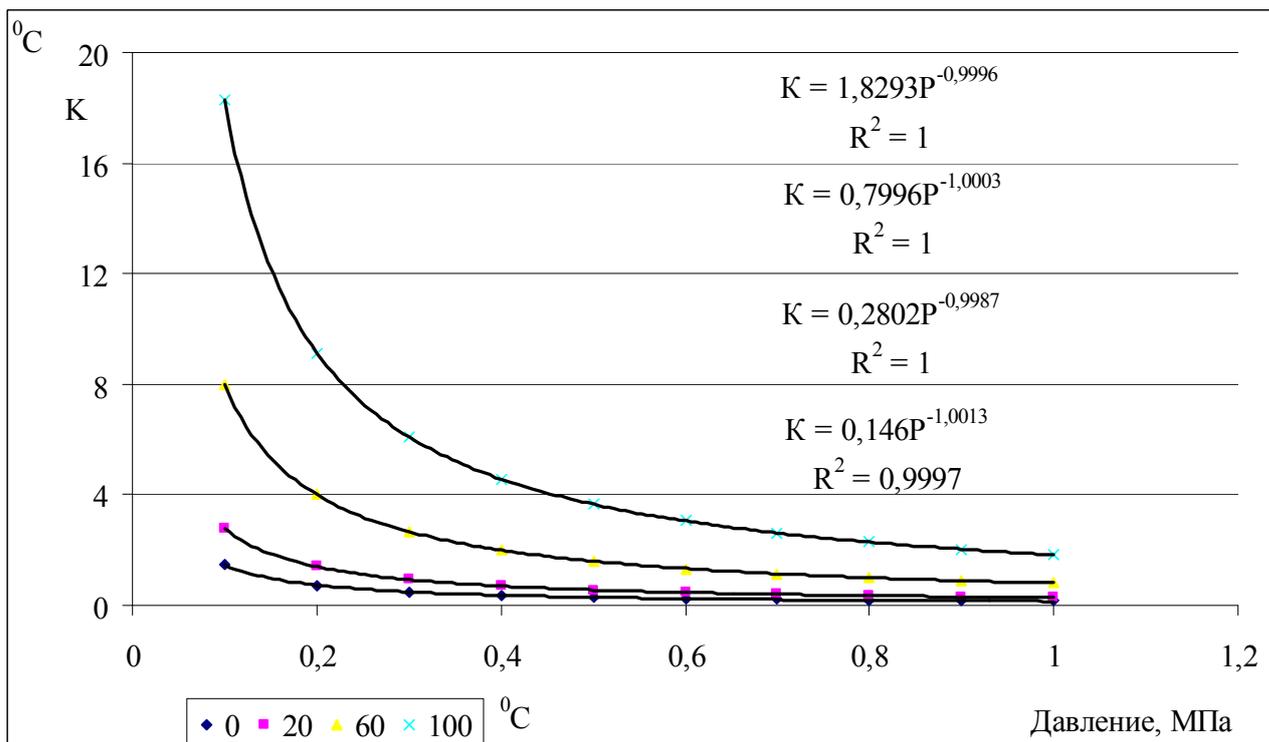


Рисунок 1.5 – Зависимость константы фазового равновесия бутана от давления при различных температурах

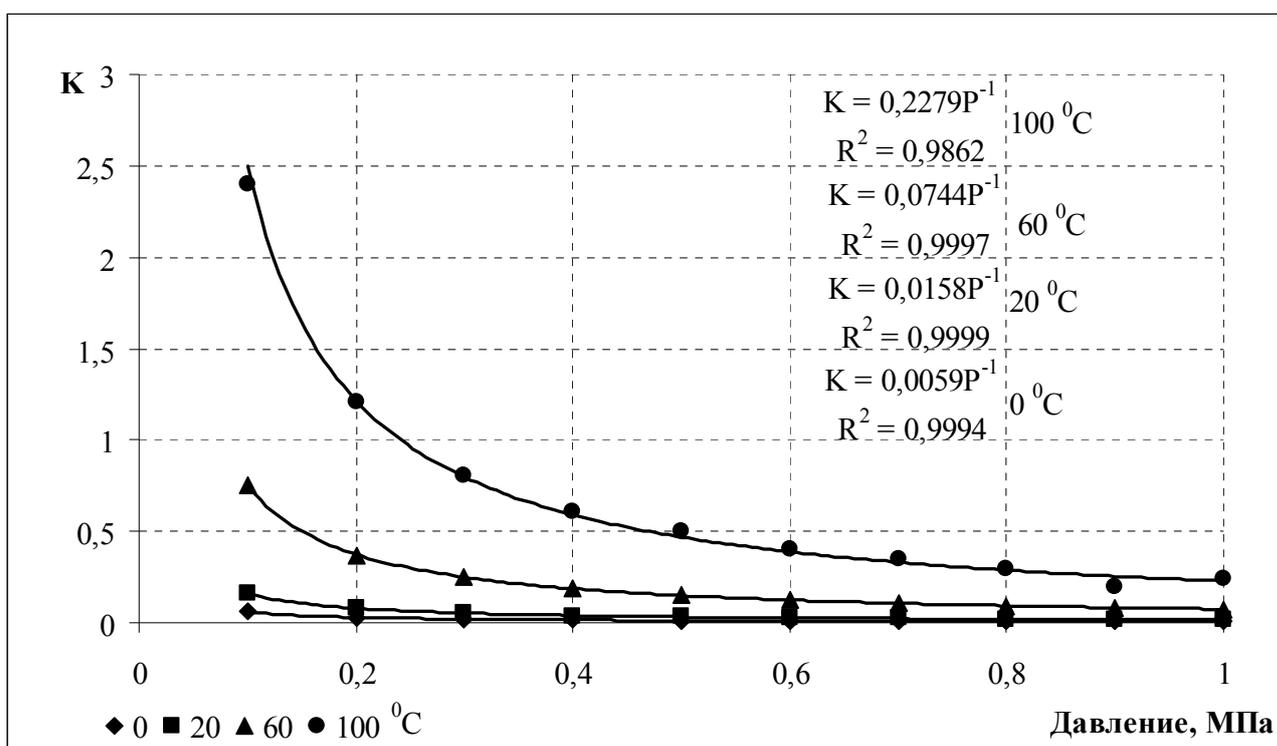


Рисунок 1.6 – Зависимость константы фазового равновесия метана от давления при различных температурах

Графики (рисунок 1.7-1.9) построены для констант, рассчитанных по методике, обоснованной в [40]

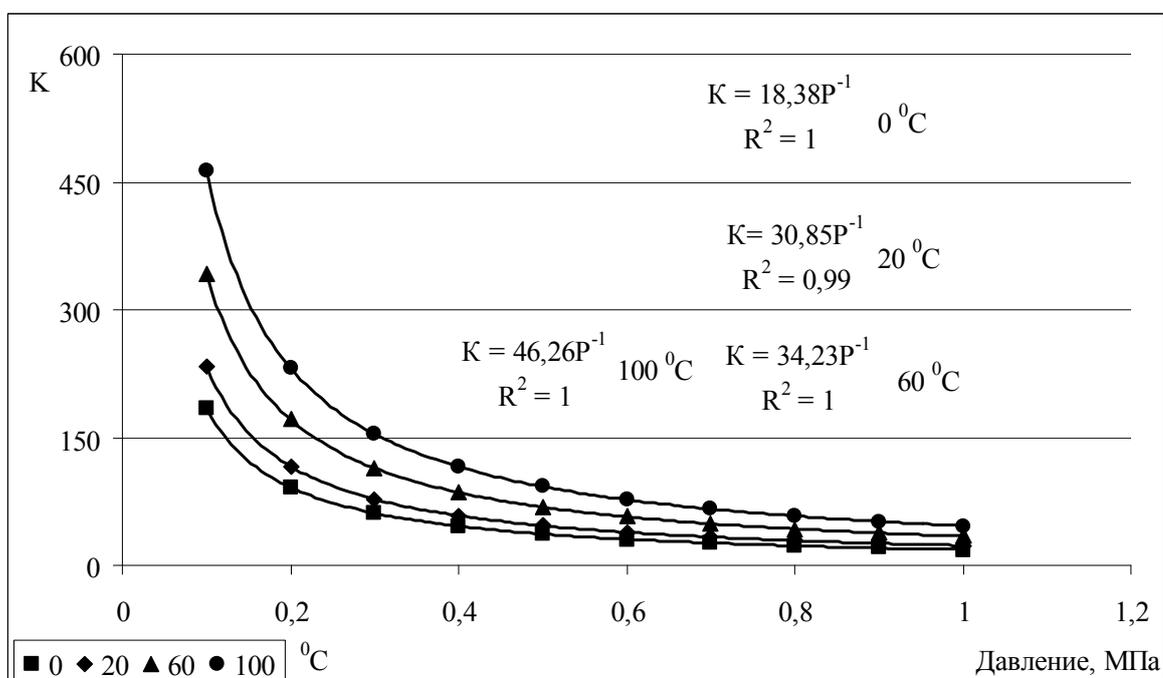


Рисунок 1.7 – Зависимость константы фазового равновесия метана от давления при различных температурах

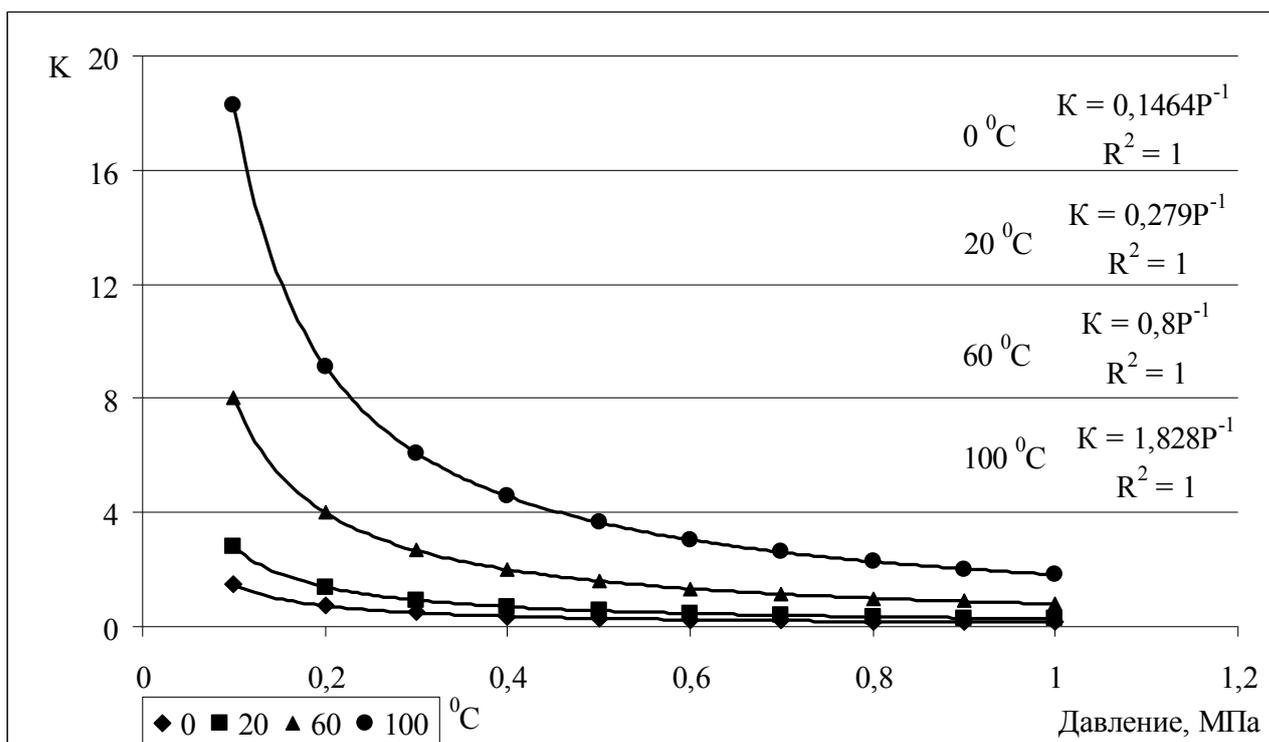


Рисунок 1.8 – Зависимость константы фазового равновесия бутана от давления при различных температурах

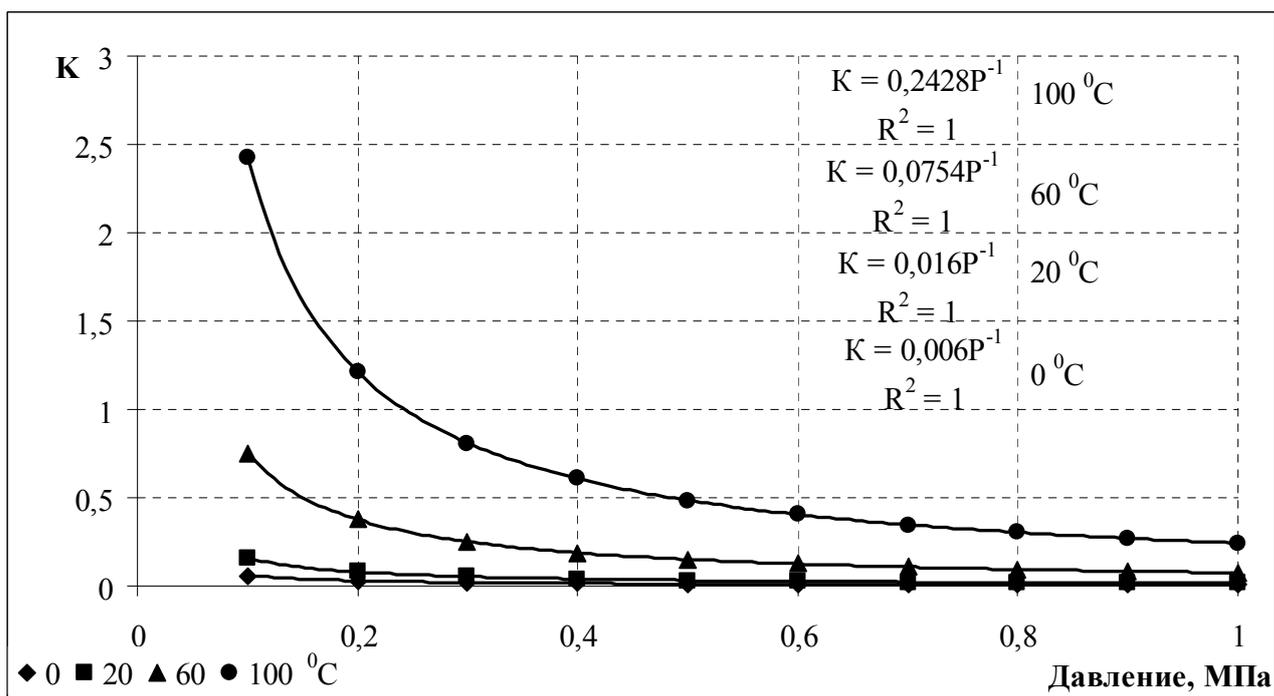


Рисунок 1.9 – Зависимость константы фазового равновесия метана от давления при различных температурах

Как видно из приведенных выше графиков, коэффициент корреляции равен единице, значит, полученная зависимость вида

$$K = nX^m \quad (1.72)$$

с высокой достоверностью описывает изменение констант в зависимости от давления. В выражении (1.72) n – коэффициент, равный величине константы при атмосферном давлении; m – некий коэффициент корреляции.

Таким образом, константы фазового равновесия подчиняются единой зависимости, которую можно представить в виде

$$K = \frac{n}{P}, \quad (1.73)$$

где K – константа фазового равновесия; n – некий коэффициент, имеющий размерность давления; P – давление в системе, Па.

С целью определения коэффициента n применим совместное решение уравнений Рауля и Дальтона, которое имеет вид

$$y_i' = \frac{p_i}{\pi} \cdot x_i' = K_i x_i \Rightarrow K_i = \frac{p_i(T)}{\pi}, \quad (1.74)$$

где π – давление в системе, $p_i(T)$ – парциальное давление i – того компонента.

Таким образом, n – давление насыщенного пара компонента при данной температуре. Следовательно, рассчитать константу фазового равновесия при давлениях, не превышающих 1 МПа, возможно, зная лишь величину давления насыщенного пара данного компонента при заданной температуре [41]. Стоит отметить, что для расчета давления насыщенного пара компонентов, которое невозможно определить экспериментально, существует много методик. В этой связи необходимо выявить наиболее достоверную из них, отвечающую сформулированным И.И. Дунюшкиным [42] и А.Ю. Намиотом [7] требованиям к расчету технологических процессов добычи нефти.

Давление насыщенного пара определяется по уравнению Антуана

$$\ln P = A - \frac{B}{C + t} \quad (1.75)$$

где P – давление, A, B, C – коэффициенты, характерные для каждого углеводорода в определенных пределах температуры, t – температура, $^{\circ}\text{C}$. Таким образом, выражение (1.75) для расчета константы фазового равновесия примет вид

$$K = \frac{e^{\frac{A-B}{C+T}}}{P} \quad (1.76)$$

где P – давление в системе.

В работе [43] предлагается вести расчет константы в диапазоне температур 283-1000 К по следующему уравнению

$$\text{Lg}K_p = A + 1000 \frac{B}{T} \quad (1.77)$$

где K_p - константа фазового равновесия, A , B - параметры уравнения, полученные методом регрессии табличных данных, указаны в работе Стала [43], T – температура системы. Значения параметров уравнения представлены в таблице 1.3

Результат расчета величин констант фазового равновесия приведены в таблице 1.4.

Таблица 1.3 - Значения параметров уравнения Антуана

Компонент	A	B
CH₄	-5,103	10,8527
C₂H₆	-10,1383	4,8874
C₃H₈	-15,804	6,0076
n-C₄H₁₀	-21,1552	7,2844
i-C₄H₁₀	-21,9428	7,714
n-C₅H₁₂	-26,5977	8,4631
n-C₆H₁₄	-32,0048	9,6646
CO₂	0,1165	20,5658

Таблица 1.4 – Значения констант фазового равновесия по формуле Стала

T, К	303	313	323	333	343	353	363	373
CH ₄	5,18E+30	3,72E+29	3,14E+28	3,07E+27	3,45E+26	4,38E+25	6,23E+24	9,83E+23
C ₂ H ₆	9,81E+05	2,99E+05	9,84E+04	3,46E+04	1,29E+04	5,09E+03	2,12E+03	9,22E+02
C ₃ H ₈	1,05E+04	2,45E+03	6,24E+02	1,73E+02	5,14E+01	1,64E+01	5,57E+00	2,01E+00
n-C ₄ H ₁₀	7,69E+02	1,31E+02	2,50E+01	5,25E+00	1,21E+00	3,02E-01	8,17E-02	2,37E-02
i-C ₄ H ₁₀	3,28E+03	5,04E+02	8,70E+01	1,67E+01	3,52E+00	8,13E-01	2,03E-01	5,47E-02
n-C ₅ H ₁₂	2,15E+01	2,76E+00	4,02E-01	6,56E-02	1,19E-02	2,38E-03	5,21E-04	1,23E-04
n-C ₆ H ₁₄	7,79E-01	7,46E-02	8,25E-03	1,04E-03	1,49E-04	2,36E-05	4,16E-06	8,05E-07
CO ₂	9,78E+67	6,64E+65	6,13E+63	7,51E+61	1,19E+60	2,38E+58	5,91E+56	1,79E+55

Для определения константы фазового равновесия, давление насыщенных паров можно рассчитать [44]

$$\ln(VP) = ANT1 + \frac{ANT2}{(T + ANT3)} + ANT4 \cdot T + ANT5 \cdot \ln(T) + ANT6 \cdot T \cdot ANT7 \quad (1.78)$$

где $ANT1 - ANT7$ - коэффициенты уравнения Антуана, T - температура системы, $\ln(VP)$ - натуральный логарифм давления насыщенного пара, следовательно, для расчета константы уравнение примет вид

$$K = \frac{\exp\left(ANT1 + \frac{ANT2}{(T + ANT3)} + ANT4 \cdot T + ANT5 \cdot \ln(T) + ANT6 \cdot T \cdot ANT7\right)}{P} \quad (1.79)$$

где P - давление в системе

Результаты расчетов по этим зависимостям приведены в таблице 1.5.

Таблица 1.5 - Коэффициенты уравнения Антуана

	ANT1	ANT2	ANT3	ANT4	ANT5	ANT6	ANT7
CH ₄	1843,663	62033,3	58,91241	-0,80124	335,193	2,49E-09	4
C ₂ H ₆	2041,029	94395,41	88,73965	-0,60049	348,0274	3,17E-07	3
C ₃ H ₈	2128,452	117100,8	109,8733	-0,49472	350,6767	1,78E-07	3
n-C ₄ H ₁₀	2077,566	130375	129,6717	-0,40673	334,0957	3,45E-05	2
i-C ₄ H ₁₀	2280,513	137051,8	121,9671	-0,46895	369,1451	1,37E-07	3
n-C ₅ H ₁₂	31,14436	1206,539	64,13985	0,016083	9,162787	3,13E-17	6
CO ₂	5284,026	306153,1	111,1414	-1,00993	850,2094	1,89E-15	6
N ₂	1949,643	47772,05	39,73762	-1,34991	391,0833	1,39E-08	4

Значения константы фазового равновесия, рассчитанное по формуле (1.79) занесём в таблицу 1.6. Как видно из таблицы значение константы сильно отличается от значений, представленных в таблице 1.3 и 1.6. Методика, по которой проводился расчёт коэффициентов уравнения Антуана в книгах [43] и [44] не известна, что затрудняет определение причин отклонения между значениями. Таким образом, определение константы ко по формуле Бостона, так и по формуле Стала для технологических расчетов в системах подготовки скважиной продукции не применимо.

Таблица 1.6 – Величины констант фазового равновесия

CH₄								
Т, К								
Р, атм	273	283	293	303	313	323	333	343
1	0,001158	0,00028	6,07E-05	1,18E-05	2,09E-06	3,32E-07	4,78E-08	6,26E-09
2	0,000579	0,00014	3,03E-05	5,92E-06	0,352006	1,66E-07	2,39E-08	3,13E-09
3	0,000386	9,33E-05	2,02E-05	3,95E-06	0,528009	1,11E-07	1,59E-08	2,09E-09
4	0,000289	6,99E-05	1,52E-05	2,96E-06	0,704012	8,29E-08	1,2E-08	1,57E-09
5	0,000232	5,6E-05	1,21E-05	2,37E-06	0,880016	6,63E-08	9,56E-09	1,25E-09
6	0,000193	4,66E-05	1,01E-05	1,97E-06	1,056019	5,53E-08	7,97E-09	1,04E-09
7	0,000165	4E-05	8,67E-06	1,69E-06	1,232022	4,74E-08	6,83E-09	8,95E-10
8	0,000145	3,5E-05	7,59E-06	1,48E-06	1,408025	4,15E-08	5,98E-09	7,83E-10
9	0,000129	3,11E-05	6,74E-06	1,32E-06	1,584028	3,69E-08	5,31E-09	6,96E-10
10	0,000116	2,8E-05	6,07E-06	1,18E-06	1,760031	3,32E-08	4,78E-09	6,26E-10
n-C₅H₁₂								
Т, К								
Р, атм	273	283	293	303	313	323	333	343
1	1563,882	3325,366	6831,018	13606,11	26359,82	49805,38	91990,57	166425,7
2	781,9411	1662,683	3415,509	6803,057	13179,91	24902,69	45995,28	83212,83
3	521,2941	1108,455	2277,006	4535,371	8786,608	16601,79	30663,52	55475,22
4	390,9706	831,3415	1707,755	3401,528	6589,956	12451,35	22997,64	41606,41
5	312,7765	665,0732	1366,204	2721,223	5271,965	9961,077	18398,11	33285,13
6	260,647	554,2276	1138,503	2267,686	4393,304	8300,897	15331,76	27737,61
7	223,4118	475,0523	975,8598	1943,73	3765,689	7115,055	13141,51	23775,09
8	195,4853	415,6707	853,8773	1700,764	3294,978	6225,673	11498,82	20803,21
9	173,7647	369,4851	759,002	1511,79	2928,869	5533,932	10221,17	18491,74
10	156,3882	332,5366	683,1018	1360,611	2635,982	4980,538	9199,057	16642,57

В справочнике [45] приведены экспериментальные данные замера давления насыщенного пара, рассчитаем константы, исходя из следующих значений коэффициентов (таблица 1.7)

Таблица 1.7 - Значения коэффициентов уравнения Антуана

	A	B	C
CH₄	6,5643	380,224	264,804
C₂H₆	6,81882	661,175	256,504
C₃H₈	6,83054	813,864	248,116
n-C₄H₁₀	6,88032	968,098	242,055
i-C₄H₁₀	6,9053	863,617	247,391
n-C₅H₁₂	6,87372	1075,816	233,359
i-C₅H₁₂	6,78967	1020,012	233,097
C₆H₁₄	6,87776	1171,53	224,366

В справочнике [45] не представлена методика определения коэффициентов *A*, *B*, *C*. Рассчитанные по этой методике константы фазового равновесия приведены в таблице 1.8.

Таблица 1.8 – Значения констант фазового равновесия

CH₄						
P, атм	0	10	20	30	40	50
1	176,85480	199,46538	223,07401	247,59084	272,92839	299,00232
2	88,42740	99,73269	111,53701	123,79542	136,46419	149,50116
3	58,95160	66,48846	74,35800	82,53028	90,97613	99,66744
4	44,21370	49,86635	55,76850	61,89771	68,23210	74,75058
5	35,37096	39,89308	44,61480	49,51817	54,58568	59,80046
6	29,47580	33,24423	37,17900	41,26514	45,48806	49,83372
7	25,26497	28,49505	31,86772	35,37012	38,98977	42,71462
8	22,10685	24,93317	27,88425	30,94885	34,11605	37,37529
9	19,65053	22,16282	24,78600	27,51009	30,32538	33,22248
10	17,68548	19,94654	22,30740	24,75908	27,29284	29,90023
C₂H₆						
T, °C						
P, атм	0	10	20	30	40	50
1	22,92801	28,6475045	35,22178	42,68472	51,06272	60,37494
2	11,464	14,3237523	17,61089	21,34236	25,53136	30,18747
3	7,642669	9,54916818	11,74059	14,22824	17,02091	20,12498
4	5,732002	7,16187613	8,805446	10,67118	12,76568	15,09374
5	4,585601	5,72950091	7,044357	8,536945	10,21254	12,07499
6	3,821334	4,77458409	5,870297	7,114121	8,510453	10,06249
7	3,275429	4,09250065	5,031683	6,097818	7,294674	8,624992
8	2,866001	3,58093807	4,402723	5,335591	6,38284	7,546868

Сравнительный анализ данных, представленных в таблицах выше показывает, что по первым двум методикам (Стал, Бостон) значения констант фазового равновесия получаются заниженными.

В справочнике [46] приведены экспериментальные данные замера давления насыщенного пара, данные обработаны с помощью уравнения Антуана. Значения коэффициентов для расчета уравнения Антуана приведены в таблице 1.9.

В справочнике не приведена методика расчета коэффициентов A , B , C что также затрудняет определение достоверности рассчитанных значений давления насыщенных паров и константы фазового равновесия.

Таблица 1.9 - Значения коэффициентов уравнения Антуана по [46]

	A	B	C
CH₄	15,2243	897,84	-7,16
C₂H₆	15,6637	1511,42	-17,16
C₃H₈	15,726	1872,46	-25,16
n-C₄H₁₀	15,5381	2032,73	-33,15
i-C₄H₁₀	15,6782	2154,9	-34,42
n-C₅H₁₂	15,8333	2477,07	-39,94
i-C₅H₁₂	15,8333	2477,07	-39,94
C₆H₁₄	15,8366	2697,55	-48,78
N₂	14,9542	588,72	-6,6
CO₂	22,5898	3103,39	-0,16

Рассчитанные значения констант фазового равновесия с этими коэффициентами для уравнения Антуана приведены в таблице 1.10.

Как известно для чистых веществ парциальное давление численно равно давлению насыщенных паров вещества при тех же давлениях и температурах, следовательно, константу фазового равновесия можно определить исходя лишь из давления насыщенных паров при заданной температуре системы. Так как давление насыщенных паров различных углеводородов и некоторых неуглеводородных газов определены с достаточной достоверностью, и приведены в Справочнике по теплофизическим свойствам газов и жидкостей (таблица 1.11) [46], то выражение для определения константы фазового равновесия примет вид

$$K = \frac{P_n}{P} \quad (1.80)$$

где P_n - давление насыщенных паров вещества при заданной температуре в системе, P - давление в системе.

Таблица 1.10 – Расчетные значения констант фазового равновесия

	CH₄						
	Т,К						
	273	283	293	303	313	323	333
1	183,757	207,691	232,74	258,811	285,81	313,65	342,242
2	91,8783	103,845	116,37	129,405	142,905	156,825	171,121
3	61,2522	69,2303	77,5801	86,2703	95,2702	104,55	114,081
4	45,9391	51,9227	58,1851	64,7027	71,4526	78,4124	85,5606
5	36,7513	41,5382	46,5481	51,7622	57,1621	62,7299	68,4484
6	30,6261	34,6152	38,7901	43,1352	47,6351	52,2749	57,0404
7	26,2509	29,6701	33,2486	36,973	40,8301	44,8071	48,8917
8	22,9696	25,9614	29,0925	32,3514	35,7263	39,2062	42,7803
9	20,4174	23,0768	25,86	28,7568	31,7567	34,85	38,0269
10	18,3757	20,7691	23,274	25,8811	28,581	31,365	34,2242
	C₂H₆						
	Т,К						
	273	283	293	303	313	323	333
1	22,7077	28,3586	34,8497	42,2134	50,4747	59,6513	69,7546
2	11,3539	14,1793	17,4249	21,1067	25,2373	29,8257	34,8773
3	7,56924	9,45288	11,6166	14,0711	16,8249	19,8838	23,2515
4	5,67693	7,08966	8,71244	10,5534	12,6187	14,9128	17,4387
5	4,54154	5,67173	6,96995	8,44268	10,0949	11,9303	13,9509
6	3,78462	4,72644	5,80829	7,03557	8,41244	9,94189	11,6258
7	3,24396	4,05123	4,97853	6,03049	7,21067	8,52162	9,96495
8	2,83846	3,54483	4,35622	5,27668	6,30933	7,45642	8,71933
9	2,52308	3,15096	3,87219	4,69038	5,6083	6,62793	7,75052
10	2,27077	2,83586	3,48497	4,22134	5,04747	5,96513	6,97546

Таблица 1.11 - Давление насыщенных паров при различных температурах

Т,К	0°С	10°С	20°С	30°С	40°С	50°С	60°С	70°С	80°С	90°С	100°С
CH₄	183,8	208	232,8	258,8	285,8	313,7	342,3	371,5	401,4	431,8	462,6
C₂H₆	23,55	29,81	37,21	45,85	52,68	60,11	67,54	74,97	82,4	89,83	97,26
C₃H₈	4,66	6,29	8,33	10,8	13,62	16,99	20,96	25,62	31,03	37,26	50,78
n-C₄H₁₀	1,464	2,047	2,79	3,73	4,9	6,3	8	10	12,34	15,09	18,28
i-C₄H₁₀	2,15	2,94	3,94	5,18	6,7	8,52	10,7	13,26	16,24	19,67	23,58
n-C₅H₁₂	0,241	0,373	0,558	0,809	1,141	1,571	2,117	2,796	3,629	4,633	5,83
i-C₅H₁₂	0,341	0,516	0,756	1,076	1,492	2,022	2,684	3,496	4,478	5,648	7,02
n-C₆H₁₄	0,06	0,1	0,16	0,246	0,368	0,533	0,754	1,0402	1,4056	1,8634	2,428
N₂	450,8	488,3	526	563,8	601,6	639,2	676,7	714	751	788	824
CO₂	97,72	146,1	212,5	301,5	418,4	568,9	759,4	996,7	1288,2	1641,6	2064,9

Расчет проводится по формуле $K = \frac{P_n}{P}$, где P_n - давление насыщенных паров вещества при заданной температуре в системе (см. таблица), атм, P - давление в системе, атм. При других значениях температур давление насыщенных паров определяется интерполяцией

$$P_n^t = \frac{P_n^{t_1} - P_n^{t_2}}{(t_1 - t_2)} \cdot (t - t_2) + P_n^{t_2} \quad (1.81)$$

Для оценки достоверности предлагаемой выше методики необходимо выполнить сравнение экспериментальных и расчетных данных. В нашем случае задача сводится к определению метода вычисления значения давления насыщенного пара конкретных компонентов. Как было указано выше, для проектирования разработки месторождений выполняется комплекс стандартных исследований по изучению свойств пластовых жидкостей и газов. Одно из исследований – изучение компонентного состава нефти при однократном и дифференциальном разгазировании. Данные, полученные в результате исследования, используют для расчета объемного коэффициента нефти, газового фактора, потерь нефти от испарения из резервуаров [47]. Компонентные составы разгазированной нефти и выделяющегося газа определяются с помощью хроматографического анализа. Термобарические условия проведения исследования определяются отраслевым стандартом [48], исследования проводят при давлении 0,1 МПа и температуре 20 °С. Глубинную пробу помещают в специальную установку, давление снижают увеличением объема бомбы, производится измерение выделяющегося объема газа и объема дегазированной нефти, затем на хроматографе изучается компонентный состав газа и нефти по следующим компонентам: азот, углекислый газ, метан, этан, пропан, изобутан, нормальный бутан, изопентан, нормальный пентан, остаток, включающий компоненты от C₆ и выше, данные по исследованиям сводят в типовые таблицы [48].

Проведем анализ экспериментальных данных, полученных различными научно – исследовательскими институтами, исследования пластовых проб нефтей различных месторождений Западной Сибири [18]. Рассчитанные константы фазового равновесия по формуле (1.74), данные сведем в таблицу 1.12.

В таблице 1.12 указано, что в дегазированной нефти неуглеводородные компоненты отсутствуют полностью, однако это не совсем верно, так как

существующие стандартные условия проведения исследований не позволяют полностью извлечь данные компоненты из нефти, однако в связи с их низкой концентрацией этим данными можно пренебречь.

Для удобства сравнения констант между собой и с расчетными значениями, полученными по одному из расчетных методов – давлению схождения, представленными в [49], занесем данные в таблицу 1.14. Также в таблицу занесены значения констант фазового равновесия, рассчитанные по совместному решению законов Дальтона и Рауля с условием, что для смесей подчиняющихся законам идеальных растворов парциальное давление компонента равно давлению его насыщенных паров. Значения давления насыщенных паров компонентов смеси возьмем из справочника [3]. Для расчета давления насыщенных паров метана, так как его не существует при температурах, больших критической [48], рекомендуется использовать трехпараметрическое уравнение Антуана, ниже приведены результаты обоснования выбора оптимального метода расчета необходимых для этого уравнения коэффициентов.

Таблица 1.12 - Результаты расчет константы фазового равновесия по экспериментальным данным

Мест- ние	Каменное			Санинское месторождение					
	Пласт		K_i	АС ₁₁			БС ₄₋₁		
	Нефть	Газ		Нефть	Газ	K_i	Нефть	Газ	K_i
CO ₂	0	0,67		0	0,35		0	0,67	
N ₂	0	0,55		0	0,88		0	1,56	
CH ₄	0,26	63,35	243,65	0,19	47,62	250,63	0,25	63,86	255,44
C ₂ H ₆	0,34	11,6	34,12	0,43	14,83	34,49	0,26	8,97	34,50
C ₃ H ₈	1,57	13,36	8,51	2,27	20,77	9,15	1,44	12,2	8,47
<i>i</i> -C ₄ H ₁₀	0,81	2,44	3,01	0,86	2,32	2,70	1,13	3,52	3,12
<i>n</i> -C ₄ H ₁₀	2,56	5,27	2,06	3,58	7,23	2,02	2,49	4,92	1,98
<i>i</i> -C ₅ H ₁₂	1,55	1,2	0,77	2,05	1,45	0,71	1,81	1,39	0,77
<i>n</i> -C ₅ H ₁₂	2,69	1,56	0,58	3,43	1,85	0,54	2,48	1,36	0,55
C ₆ ⁺	90,22	0		87,19	2,7	0,03	90,14	1,55	0,02
<i>Итого</i>	100	100		100	100		100	100	

Продолжение таблицы 1.12

Угутское месторождение								
ЮС ₁ ¹			ЮС ₁ ²			ЮС ₂		
Нефть	Газ	K_i	Нефть	Газ	K_i	Нефть	Газ	K_i
0,02	1,46	73	0,03	2,15	71,67	0,03	2,32	77,33
0	1,35		0	0,9		0	0,89	
0,25	62,75	251	0,26	65,44	251,69	0,28	69,33	247,61
0,28	9,33	33,32	0,28	9,41	33,61	0,25	8,45	33,80
1,5	12,32	8,21	1,33	11,23	8,44	1,1	9,32	8,47
0,7	2,06	2,94	0,71	2,12	2,99	0,82	2,47	3,01
2,91	6	2,06	2,33	4,76	2,04	1,77	3,65	2,06
1,54	1,24	0,81	1,27	0,96	0,76	1,39	1,07	0,77
3,23	1,9	0,59	2,26	1,28	0,57	1,59	0,92	0,58
89,57	1,59	0,02	91,53	1,75	0,02	92,77	1,58	0,02
100	100		100	100		100	100	

Продолжение таблицы 1.12

Пласт	Угутское месторождение					
	ЮС ₁ ²			ЮС ₂		
	Нефть	Газ	K_i	Нефть	Газ	K_i
CO ₂	0,03	2,15	71,67	0,03	2,32	77,33
N ₂	0	0,9		0	0,89	
CH ₄	0,26	65,44	251,69	0,28	69,33	247,61
C ₂ H ₆	0,28	9,41	33,61	0,25	8,45	33,80
C ₃ H ₈	1,33	11,23	8,44	1,1	9,32	8,47
<i>i</i> -C ₄ H ₁₀	0,71	2,12	2,99	0,82	2,47	3,01
<i>n</i> -C ₄ H ₁₀	2,33	4,76	2,04	1,77	3,65	2,06
<i>i</i> -C ₅ H ₁₂	1,27	0,96	0,76	1,39	1,07	0,77
<i>n</i> -C ₅ H ₁₂	2,26	1,28	0,57	1,59	0,92	0,58
C ₆ ⁺	91,53	1,75	0,02	92,77	1,58	0,02
<i>Итого</i>	100	100		100	100	

Продолжение таблицы 1.12

Западно – Сургутское месторождение											
БС ₁			БС ₂₋₃			БС ₁₀₋₁₁			ЮС ₂		
Нефть	Газ	K_i	Нефть	Газ	K_i	Нефть	Газ	K_i	Нефть	Газ	K_i
0	0,54		0	0,6		0	0,4		0	1,08	
0	1,44		0	1,8		0	1,17		0	1,29	
0,31	77,23	249,13	0,32	80,44	251,375	0,32	77,16	241,13	0,25	73,93	295,72
0,11	3,66	33,27	0,1	3,32	33,2	0,12	4,09	34,08	0,22	7,94	36,09
0,76	6,18	8,13	0,62	4,79	7,725806	0,81	6,88	8,49	1,39	9,39	6,76
0,67	1,95	2,91	0,64	1,8	2,8125	0,61	1,88	3,08	0,91	1,57	1,73
2,39	4,78	2,00	1,72	3,53	2,052326	2,08	4,35	2,09	2,97	3,09	1,04
1,85	1,38	0,75	1,6	1,16	0,725	1,7	1,33	0,78	1,99	0,6	0,30
2,72	1,52	0,56	2,26	1,26	0,557522	2,35	1,37	0,58	2,77	0,61	0,22
91,2	1,33	0,01	92,75	1,3	0,014016	92,03	1,38	0,01	89,5	0,52	0,01
100,01	100,01		100,01	100		100,02	100,01		100	100,02	

Продолжение таблицы 1.12

Пласт	Орехово – Ермаковское месторождение											
	АВ ₃			БВ ₁₀			ЮВ ₁ ¹			ЮВ ₁ ²		
	Нефть	Газ	K_i	Нефть	Газ	K_i	Нефть	Газ	K_i	Нефть	Газ	K_i
СО ₂	0	0,33		0	0,29		0	1,87		0,02	1,59	
N ₂	0	1,38		0	1,15		0	0,66		0	0,19	
СН ₄	0,06	83,71	1395,17	0,25	62,01	248,04	0,19	53,61	282,16	0,19	46,55	245,0
С ₂ Н ₆	0,07	2,93	41,86	0,18	6,22	34,55556	0,29	10,26	35,38	0,36	12,12	33,67
С ₃ Н ₈	0,4	2,94	7,35	1,6	13,59	8,49375	1,68	17,96	10,69	2,39	20,33	8,51
<i>i</i> -С ₄ Н ₁₀	0,79	2,04	2,58	1,2	3,61	3,008333	0,77	2,65	3,44	1,36	4,07	2,99
<i>n</i> -С ₄ Н ₁₀	2,08	3,31	1,59	3,67	7,55	2,057221	3,19	7,56	2,37	4,4	9,06	2,06
<i>i</i> -С ₅ Н ₁₂	1,92	1,22	0,64	2,4	1,85	0,770833	1,99	1,63	0,82	2,76	2,13	0,77
<i>n</i> -С ₅ Н ₁₂	3,21	1,27	0,40	3,53	2,05	0,580737	3,74	2,17	0,58	4,06	2,36	0,58
С ₆ ⁺	91,47	0,88	0,01	87,17	1,68	0,019273	88,15	1,67	0,02	84,46	1,62	0,02
<i>Итого</i>	100	100,01		100	100		100	100,04		100	100,02	

Продолжение таблицы 1.12

Приразломное месторождение					
БС ₄₋₅			Ачимовская пачка		
Нефть	Газ	K_i	Нефть	Газ	K_i
0,02	2,29	114,50	0	0,55	
0	0,9		0	1,03	
0,11	58,52	532,00	0,08	58,38	729,75
0,18	11,68	64,89	0,16	12,09	75,56
1,13	14,89	13,18	1,37	15,29	11,16
0,5	2,34	4,68	0,52	2,67	5,13
1,99	5,47	2,75	2,68	6,3	2,35
1,03	1,16	1,13	1,06	1,3	1,23
2,24	1,6	0,71	2,58	1,58	0,61
92,8	1,15	0,01	91,55	0,81	0,01
100	100		100	100	

Таблица 1.13 - Расчетные значения констант фазового равновесия

Компонент	Санинское месторождение		Западно – Сургутское месторождение			Орехово – Ермаковское месторождение			Среднее значение K_i	K_i , рас.	Погрешность
	АС ₁₁	БС ₄₋₁	БС ₁	БС ₂₋₃	БС ₁₀₋₁₁	БВ ₁₀	ЮВ ₁ ¹	ЮВ ₁ ²			
СН ₄	250,6	255,4	249,1	251,3	241,1	248	282,1	245	252,8	232,7	0,08
С ₂ Н ₆	34,49	34,5	33,27	33,2	34,08	34,56	35,38	33,67	34,14	34,80	-0,02
С ₃ Н ₈	9,15	8,47	8,13	7,73	8,49	8,49	10,69	8,51	8,71	8,80	-0,01
<i>i</i> -С ₄ Н ₁₀	2,7	3,12	2,91	2,81	3,08	3,01	3,44	2,99	3,01	2,95	0,02
<i>n</i> -С ₄ Н ₁₀	2,02	1,98	2	2,05	2,09	2,06	2,37	2,06	2,08	2,03	0,02
<i>i</i> -С ₅ Н ₁₂	0,71	0,77	0,75	0,73	0,78	0,77	0,82	0,77	0,76	0,75	0,02
<i>n</i> -С ₅ Н ₁₂	0,54	0,55	0,56	0,56	0,58	0,58	0,58	0,58	0,57	0,56	0,02

Как показывает сводный анализ значений констант фазового равновесия, представленный в таблице 1.13, наибольшее схождение экспериментальных и расчетных данных наблюдается при расчете константы фазового равновесия, исходя из условия, что при небольших давлениях и температурах смесь углеводородных компонентов подчиняется законам идеальных газов и идеальных растворов. Это подтверждает правильность выводов, представленных в [18]. Расхождения расчетных и экспериментальных значений констант для бутанов объясняется их необычным, по сравнению с другими углеводородами, поведением, отличие свойств бутана от других углеводородных компонентов подробно описано в [4].

Небольшое отличие расчетных и экспериментальных значений констант фазового равновесия возможно объяснить, исходя из условий фазового равновесия [42]. Таким образом, расхождение значений констант объясняется неполным установлением фазового равновесия при проведении исследований, что объясняется началом отвода газа из системы до установления равновесия между фазами. В этой связи стандартная методика проведения исследований [50] требует доработки, так как получаемые результаты не всегда достоверны. Таким образом, научно обосновано, что при давлениях, характерных для систем подготовки скважинной продукции месторождений углеводородов при расчете констант фазового равновесия применимо совместное решение уравнений Рауля и Дальтона с расчетом давления насыщенных паров по уравнению Антуана. Для больших давлений обосновано применение уравнений состояния с их адаптацией под компонентные составы рассматриваемых углеводородных смесей.

ВЫВОДЫ ПО РАЗДЕЛУ 1

1. Существующие номограммы определения констант фазового равновесия не позволяют с высокой достоверностью определять искомые величины констант, так как, например, в номограммах Уинна реальные смеси

заменяются бинарными, а в номограммах Сарданашвили – Львова отсутствуют неуглеводородные компоненты. Использование номограмм в широком диапазоне давлений и температур затруднено в связи с необходимостью использования интерполяции и экстраполяции измеряемых значений, что, в свою очередь, неизбежно приведет к возникновению дополнительных погрешностей.

2. Использование расчетных методов определения констант фазового равновесия имеет определенные ограничения. Например, уравнение Пенга – Робинсона позволяет рассчитывать константы с погрешностью, не превышающей 5 %, но имеет громоздкий математический аппарат и требует дополнительных расчетов критических параметров смеси. Уравнение Редлиха – Квонга разработано для определения термодинамических и физических свойств газовых растворов, а в последствие было модифицировано для расчета констант фазового равновесия через отношения летучестей компонентов, что привело к увеличению погрешности. Другие расчетные методы, используемые для расчета констант фазового равновесия, также имеют свои недостатки. В этой связи для каждого рассматриваемых условий (температура, давление, состав смеси) необходимо проведение дополнительных расчетов с целью оценки погрешности использования методов и выбора оптимального из них для конкретных условий.

3. Для идеальных растворов коэффициент активности равен единице, в случае несовпадения коэффициента активности с единицей, его величина является числовым показателем отклонения поведения рассматриваемого 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. Введение в систему расчета коэффициентов летучести, активности и других показывает лишь отклонение свойств рассматриваемой системы от идеальных и не вносит принципиального изменения в совместное решение законов Рауля и Дальтона.

4. Доказано, что при значениях давлениях до 1,0 МПа характерных для систем подготовки скважинной продукции, в которых, как правило выполняются общие условия фазового равновесия, углеводородную смесь, даже содержащую неуглеводородные компоненты, можно рассматривать как идеальную. В связи с этим для расчета констант фазового равновесия в таких условиях наиболее целесообразно использовать уравнения с минимальным математическим аппаратом, в частности выражение, получаемое при совместном решении уравнений Рауля и Дальтона.

5. Разработана методика определения констант фазового равновесия в интервалах низких давлений, характерных для технологических процессов систем сбора и подготовки скважинной продукции, путем использования совместного решения уравнений Рауля и Дальтона с расчетом давления насыщенных паров компонентов по уравнению Антуана. Полученные расчетные данные сравнивались с результатами лабораторных экспериментов, погрешность расчета не превышает 8 %, что позволяет сделать вывод о достоверности предложенного метода.

2. ИССЛЕДОВАНИЕ ВЛИЯНИЯ ФАЗОВЫХ ПЕРЕХОДОВ НА ИЗВЛЕКАЕМЫЕ ЗАПАСЫ РАСТВОРЕННОГО ГАЗА

В действующих нормативно-технических документах по подсчету запасов углеводородного сырья установлено требование, что объем извлекаемых запасов растворенного газа производится умножением величины извлекаемых запасов нефти на газовый фактор, определяемый при ступенчатом дифференциальном разгазировании глубинных проб нефти в «рабочих» условиях, то есть установленными требованиями соответствующих регламентов [51]. В ряде научных исследований, например, в работах Андреевой Н.Н. [52], Дунюшкина И.И. [53], Жданова М.А. [54], Валеева М.Д. [55], Кряквина А.Б., Медведского Р.И. [56], Мищенко И.Т. [57], Тронова В.П. [58], Савватеева Ю.Н. [59], и других исследователей отражено, что условия сепарации могут оказывать значительное влияние на объем фактического газового фактора. Таким образом, подтверждено, что фактически получаемый при подготовке нефти газовый фактор может отличаться от значений, принятых на стадии подсчета запасов.

Нормативными документами РД 39-0147035-225-88 [60] и ОСТ 39-112-80 «Нефть. Типовое исследование пластовой нефти» [61] определены технологические параметры подготовки нефти, при которых определяется величина газовый фактора для подсчета запасов: три ступени сепарации, при этом давление на первой ступени должно составлять 0,6-1,0 МПа, на второй ступени давление установлено в диапазоне 0,25-0,30 МПа, а на третьей ступени давление поддерживают на уровне в 0,105 МПа. Как было указано ранее на практике термобарические условия сепарации крайне редко соответствуют значениям, установленным в нормативных документах [62]. Поэтому в работе выполнена серия вычислительных экспериментов, для оценки влияния условий подготовки нефти (термобарических условий сепарации) [63,64] на извлекаемые запасы растворенного газа.

Известно, что подсчет запасов предусматривает комплекс промысловых и лабораторных исследований, целью которых является разработка объективной геологической модели залежи, соответствующей степени ее изученности [65]. При повышении степени изученности залежи, получении дополнительной информации о свойствах пластовых флюидов, результатов эксплуатации скважин необходимо выполнять переоценку запасов [64]. Это применимо и для растворенного газа, так как уточнение (достоверная оценка) фактического значения газового фактора приводит к необходимости изменения объема извлекаемых запасов растворенного газа, а достоверные величины фактического газового фактора необходимы не только для обоснования выбора системы разработки [66], но и установления оптимальных технологических режимов работы добывающих скважин [67], формирования проектных решений по рациональному использованию попутного нефтяного газа.

2.1 Разработка методики расчета газосодержания нефти

Известное требование по определению газосодержания по результатам исследования глубинных проб нефти на стадии подсчета запасов, не всегда выполнимо в связи с частым отсутствием глубинных проб. В этой связи иногда используются аналитические методы, но они не получили широкого распространения. Газовый фактор, газосодержание сходные термины, которые часто взаимоподменяются в документах, ниже эта терминология будет рассмотрена более подробно.

Газосодержание бывает истинное и расходное [65]. Истинное в свою очередь делится на объемное, молярное и массовое. В практике эксплуатации месторождений используется объемное и массовое газосодержания. Истинное объемное газосодержание (φ_{pT}'') - это объемная доля нефтяного газа в нефтегазовой смеси бесконечно малого участка трубопровода, то есть

$$\varphi_{pT}'' = \frac{V_{pT}''}{V_{pT}'' + V_{pT}'}, \quad (2.1)$$

где V_{pT}'' - объем газа в смеси, м³; V_{pT}' - объем нефтегазовой смеси, м³.

Массовое газосодержание (ψ''_{pT}) - это массовая доля нефтяного газа в нефтегазовой смеси при тех же условиях

$$\psi''_{pT} = \frac{V''_{pT} \rho''_{pT}}{V''_{pT} \rho''_{pT} + V'_{pT} \rho'_{pT}}, \quad (2.2)$$

где ρ_{pT} - плотность соответствующей фазы, кг/м³.

Известна [68] зависимость, позволяющая рассчитать количество растворенного газа в нефти

$$\Gamma_p = K_{cp} \left(\frac{P_s}{P_{AT}} - 1 \right), \quad (2.3)$$

где: P_s - абсолютное давление разгазирования, МПа; P_{AT} - атмосферное давление, МПа; K_{cp} - средний коэффициент растворимости, определяемый по формуле

$$K_{cp} = \frac{\Gamma_{II}}{P_{нас}}, \quad (2.4)$$

где: Γ_{II} - полный газовый фактор, м³/м³; $P_{нас}$ - давление насыщения, МПа.

Зависимость газосодержания от давления имеет нелинейный характер, поэтому в работах специалистов Гипровостокнефть предложена зависимость, позволяющая рассчитать газосодержание

$$\Gamma_{св} = \frac{\Gamma_{II} \ell g \frac{P_{нас}}{P_s}}{\ell g \frac{P_{нас}}{P_{ат}}}, \quad (2.5)$$

При известном значении при пластовой температуре давления насыщения в (2.5) необходимо введения поправки на температуру

$$P_{нас,t} = P_{нас,пл} - k(t-t_{пл}), \quad (2.6)$$

где: $K = \frac{\Gamma_{II}(N_{cl} - 0,8N_N)}{7018 + 0,9157\Gamma_{II}(N_{cl} - 0,8N_N)}$; N_{cl} , N_N - содержание метана и азота в газовой фазе при стандартных условиях.

Однако, приведенные для примера методики, не применимы на стадии предварительной оценки газосодержания, так как для их использования необходимо большое количество промысловых данных.

В этой связи в результате выполненных исследований и обработки значительного количества фактических промысловых и экспериментальных данных разработан способ расчета газосодержания, основанный на существующей методике расчета сепарации газа от нефти [7]. Для его использования необходим лишь компонентный состав нефти в пластовых условиях. Разработанный алгоритм позволяет определить истинное молярное газосодержание, которое, при необходимости, переводится в объемное или массовое. Для вычисления истинного молярного газосодержания необходимо выполнение ряда последовательных вычислений.

Рассчитывается покомпонентный состав образующейся при снижении давления и температуры газовой фазы по уравнению:

$$y_i' = \frac{z_i' K_i}{1 + (K_i - 1)N'} , \quad (2.7)$$

где z_i' - мольная доля i -го компонента в пластовой нефти; N' - мольная доля отгона.

Поскольку $\sum_{i=1}^n y_i' = 1$, то (2.7) принимает вид

$$\sum_{i=1}^n \frac{z_i' K_i}{1 + (K_i - 1)N'} = 1 \quad (2.8)$$

В уравнении (2.8) методом итерации рассчитывается мольная доля отгона N' , при заданных параметрах: составе исходной смеси z_i' , давлении и температуре сепарации (разгазирования).

Далее составляется уравнение мольных концентраций для каждого компонента в газовой фазе в расчете на 100 молей нефти и определяется мольная доля отгона, при которой выполняется следующее условие

$$\sum_{i=1}^n y_i' = 1 \quad (2.9)$$

В результате расчета получают массовые и мольные балансы, мольную долю отгона, которая и соответствует расчетной величине истинного молярного газосодержания.

С целью оценки достоверности разработанной методики было выполнено сравнение результатов расчетов с экспериментальными лабораторными данными (отношение молекулярной массы выделившегося газа к молекулярной массе пластовой нефти) для нескольких месторождений Западной Сибири. Результаты расчета приведены в таблице 2.1.

Таблица 2.1 – Результаты расчета газосодержания

Компонент	Состав газа, молярная концентрация %			
	Санниское месторождение [69]		Каменное месторождение [70]	
	Расчет	Эксперимент	Расчет	Эксперимент
CO ₂	0,34	0,35	0,63	1,11
N ₂	0,81	0,88	0,48	0,58
CH ₄	43,61	47,3	55,78	38,4
C ₂ H ₆	13,32	14,68	10,55	13,18
C ₃ H ₈	18,83	20,6	12,25	22,27
изо-C ₄ H ₁₀	2,58	2,33	2,60	5,36
н-C ₄ H ₁₀	8,22	7,23	5,93	11,58
изо-C ₅ H ₁₂	1,54	1,45	1,19	3,27
н-C ₅ H ₁₂	1,94	1,85	1,54	4,25
C ₆ H ₁₄₊	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	

Расчеты по разработанной методики выполнены для нефтей Орехово – Ермаковского [71], Западно – Сургутского [72], Угутского [73] и Красноленинского [74] месторождений Западной Сибири. Во всех случаях погрешность расчета не превысила 6 %. Рассчитанная величина молярного газосодержания была переведена в объемное и массовое газосодержание, результаты сравнивались с указанными при подсчета запасов данными, подтверждена сходимость расчетных и экспериментальных данных, тем самым подтверждена достоверность разработанной методики.

2.2 Исследование существующих методов подсчета запасов растворенного газа

Согласно требований действующих нормативных документов для подсчета запасов углеводородов используют несколько методов: объемный,

метод падения пластового давления, материального баланса, и подсчет запасов на геологических моделях [75]. Каждый из методов имеет свои недостатки, например, при использовании объемного метода, как правило, не учитывается сверхсжимаемость газа при усредненном пластовом давлении и температуре, а также зависимость коэффициента сверхсжимаемости от состава насыщающих пласт флюидов [76]. А поскольку объемный метод предполагает использование усредненных данных по всему объему залежи возникновение погрешности подсчета неизбежно [77].

Метода материального баланса основан на связи между падением пластового давления и отбором нефти или газа. Фазовые переходы не учитываются при построении зависимости p/z от $Q_{\text{доб}}$ [78], это неизбежно приводит к возникновению погрешности подсчета запасов методом материального баланса.

Частичным решением проблем метода материального баланса является использование метода падения пластового давления. В этом методе зависимость между p/z от $Q_{\text{доб}}$ позволяет выполнить оценку текущих извлекаемых запасов. Однако, фазовых переходы, возникающие вследствие неравномерного отбора, внутрипластовых и внутризонных перетоков эта зависимость может измениться [79,80,81,82].

Таким образом, использование традиционных методов подсчета запасов нефти и газа применительно к достоверному определению запасов растворенного газа в любом случае приводит к возникновению погрешности вследствие отсутствия учета фазовых переходов, растворения легких компонентов в пластовой воде. Возможным решением является использование для подсчета запасов геолого-математических моделей, однако для их построения требуется получения значительного числа геолого-физических параметров пласта. Эти параметры, в полном объеме получают только после детальной разведки месторождения, а на стадии, когда месторождение недостаточно изучено, принимают, как правило по месторождениям-аналогам [76], причем выбор аналогов не всегда является обоснованным. Таким образом,

для повышения достоверности существующих методов подсчета запасов применительно у растворенному газу требуется разработка методов учета фазовых переходов.

Аналогичная ситуация, но с более заметным влиянием фазовых переходов, наблюдается для залежей с газовой шапкой, так как даже при небольшом изменении термобарических условий залежи начинается изменение фазового состояния флюидов [83], что, в некоторых случаях может привести к образованию техногенных газовых шапок и переходу в газообразное состояние значительного количества легкой нефти ($C_5H_{12} + C_6H_{14}$) [84]. Наличие неуглеводородных компонентов: углекислого газа, азота, гелия, сероводород, аргона, требует учета их влияние на процессы фазовых переходов [85].

Известно, что начальные балансовые запасы растворенного газа ($Q_{н.г.}$), рассчитываются умножением начальных балансовых запасов нефти ($Q_{н.н.}$) и начального газосодержани (r_0):

$$Q_{н.г.} = Q_{н.н.} \cdot r_0 \quad (2.10)$$

Известно, что величина извлекаемых запасов растворенного газа зависит от режима работы залежи. В случае, если пластовое давление выше давления насыщения, термобарические условия нефти соответствуют стандартным (регламентированным) значениям извлекаемые запасы растворенного газа можно определить согласно выражения

$$Q_{г.и.} = Q_{н.и.} \cdot r_0 \quad (2.11)$$

Поскольку, как было показано выше, газовый фактор может изменяться в процессе разработки, необходимо рассмотреть понятие «рабочий газовый фактор». Под этим термином в дальнейшем подразумевается объем попутного нефтяного газа, приведенный к стандартным условиям (температура в $20^{\circ}C$ и давление $0,101$ МПа), отнесённый к одной тонне добываемой нефти, которую разгазируют по ступеням сепарации, согласно принятым для данного месторождения термобарическим условиям [86]. Известно, что при попутный нефтяной газ может иметь несколько источников происхождения, например, газ, находящийся в пластовых условиях в свободном состоянии (газ газовой

шапки), который ошибочно идентифицируют как растворенный газ [87]. В этой связи становится актуальной задача разделения добываемого попутного газа по источникам его возникновения, т.е. дифференциации объема добываемого попутного газа по виду его нахождения в пластовых условиях на газ, растворенный в нефти, газ газовой шапки, газ, растворенный в пластовых водах.

Отношение между давлением, объемом и температурой (PVT) для реальных газов определяется с учетом сверхсжимаемости с применением общеизвестного уравнения состояния

$$pV=ZnRT \quad (2.12)$$

где Z - коэффициент сверхсжимаемости, который учитывает отклонение поведения реального газа от идеального.

При использовании этого уравнения можно вычислить отношение между объемом газа в поверхностных (стандартных) и пластовых условиях,

$$E = \frac{p}{p_{sc}} \times \frac{T_{sc}}{T} \times \frac{1}{Z} = 0,00285 \frac{P}{ZT} \quad (2.13),$$

Для описания PVT свойств нефти уравнений состояния, в настоящее время не существует, поэтому в практике, при выполнении необходимых расчетов используются так называемые «параметры PVT». Эти параметры получают в результате обработки результатов лабораторных исследований глубинных проб нефти. Полученные таким образом параметры используются для вычисления отношений объемов углеводородов в поверхностных и пластовых условиях. Однако вычисление этого отношения, зависит, в том числе от начальных и текущих термобарических условий залежи.

В случаях, когда пластовое давление превышает давление, в залежи, как правило присутствует только жидкая фаза, в этом случае, нефть считается недонасыщенной, а при ее поступлении на поверхность, происходит выделение растворенного газа. Количество газа, выделившегося из нефти в поверхностных условиях, зависит от условий сепарации (количества ступеней, термобарических условиях на каждой ступени). В этом случае определить отношение между добываемыми объемами нефти и газа не составляет труда,

так как в случае недонасыщенной нефти в пластовых условиях весь добываемый попутный нефтяной газ растворен в нефти.

В том случае, когда пластовое давление ниже давления насыщения, в залежи, как правило, присутствуют две фазы. Первая фаза - это сводный газ, который выделился в пласте и образовал газовую шапку. Второй фазой является нефть с растворенным в ней газом. При подготовке нефти из неё также происходит выделение газ. В таком случае получаемый на поверхности попутный нефтяной газ имеет два источника происхождения. Это газ, который находился в пластовых условиях в свободном состоянии, и газ, который в пластовых условиях был растворен в нефти, выделяющийся на поверхности при разгазировании нефти. Поскольку газ из различных источников имеет схожий состав, отличающийся только концентрацией компонентов, то, анализируя суммарный компонентный состав получаемого газа невозможно достоверно определить вклад каждого из источников в общий объем добываемого газа [88].

2.3 Исследование влияния технологии промышленной подготовки нефти на величину газового фактора и извлекаемые запасы растворенного газа

Известно, что существующая неопределенность с понятиями «газосодержание» [42] и газовый фактор, привод к подмене этих понятий в проектных документах [65]. Согласно известным исследованиям [4,5,9] газовый фактор трактуется как объем газа, который приведен к нормальным условиям, выделяющийся из единицы массы при однократном разгазировании при стандартных термобарических условиях. Согласно опубликованным открытым данным, проанализированным выше газовый фактор величина непостоянная, и зависит не только от изменения термобарических условий залежи в процессе разработки, но и от принятой технологии промышленной подготовки скважинной продукции [40]. Ещё более сложным является пересчет газового фактора на пластовые условия и влияние его величины на запасы нефти. Это связано с тем, что под действием одного и того же градиента давления выделившийся в пласте

свободный газ движется по поровому пространству быстрее нефти. В этой связи при условии, что пластовое давление превышало давление насыщения, наблюдаются случаи, когда на один кубический метр добытой нефти приходится значительно больший объем добываемого газа, чем было его растворено в пластовых условиях в одном кубическом метре нефти.

Как было описано выше при моделировании отношения отбираемых объемов флюидов в пластовых и поверхностных условиях, необходимы «параметры PVT», в работе далее используются следующие из них

- R_s - пластовый газовый фактор, под которым понимается объем газа, приведенного к стандартным условиям, который при текущих пластовых термобарических условиях растворен в одном кубическом метре нефти, также приведенном к стандартным условиям, (ст.м³ (газ) / ст. м³ (нефть)).

- V_o - объемный коэффициент нефти, общепринятый термин.

- V_g - объемный коэффициент газа, то есть отношение объема, который занимает газа, в пластовых термобарических условиях, к этому же количеству газа, приведенному к стандартным условиям (пл. м³ (свободный газ) / ст. м³ (газ)).

Параметры пластового газового фактора и объемного коэффициента нефти рассчитываются на один кубический метру нефти, который приведен к стандартным термобарическим условиям. Все три параметра зависят от давления при соблюдении условия, что температура пласта не изменяется на протяжении всего периода эксплуатации залежи.

В случае, когда величина текущего пластового давления меньше, чем давление насыщения, на каждый добытый кубический метр нефти, приведенный к стандартным условиям, добывается объем газа, равный пластовому газовому фактору. При этом часть этого добываемого попутного нефтяного газа в пластовых условиях находится в растворенном в нефти состоянии и выделяется при подготовке скважинной продукции на сепарационных установках, а часть находится в виде свободного газа в пластовых условиях.

В этом случае фактический газовый фактор можно определить из выражения

$$R = R_s + (R - R_s) \quad (2.14),$$

где R_s (ст. м³ / ст. м³) – газ, приведенный к пластовым условиям, который при пластовых термобарических условиях полностью растворяется в нефти.

В результате растворения части попутного газа в нефти объем пластовой нефти увеличивается, а оставшийся газ ($R - R_s$) находится в свободном состоянии, тогда в пластовых условиях он занимает следующий объем

$$(R - R_s)B_g \text{ (пл.м}^3 \text{ – свободный _ газ / ст.м}^3\text{)} \quad (2.15)$$

Таким образом, полный объем углеводородов, отбираемых из пласта при добыче одного стандартного кубического метра нефти, можно определить по следующей зависимости

$$B_0 + (R - R_s)B_g \quad (2.16)$$

При снижении пластового давления ниже давление насыщения из нефти выделяется больше газа, поэтому R_s , при снижающемся текущем пластовом давлении, уменьшается.

В предыдущем разделе было показано, что на величину текущего газового фактора значительное влияние оказывает принятая технология (количество ступеней сепарации, давления и температуры на каждой ступени) подготовки нефти. В этой связи при проведении мероприятий по оптимизации технологических параметров подготовки нефти к транспорту, которые, как правило направлены на увеличение содержания в нефти широкой фракции углеводородов, при сохранении давления насыщенных паров нефти на задаваемом уровне, и снижение объема отсепарированного газа, приводит, в конечном итоге, к изменению объема извлекаемых запасов растворенного газа. С целью количественной оценки изменения газового фактора при различных вариациях термобарических условий подготовки нефти выполнен комплекс расчетов процесс сепарации нефти. В качестве исходных данных приняты компонентные составы попутного нефтяного газа, получаемого на первой и второй ступенях сепарации для месторождений ПАО «Газпромнефть».

Необходимые вычисления выполнялись с применением методов расчета процессов подготовки скважинной продукции. [40]. Принятые на рассматриваемых объектах термобарические условия подготовки нефти, компонентные составы смеси, результаты расчетов указаны в таблице 2.1.

Таблица 2.1 – Результаты расчета процесса подготовки нефти (при существующих на рассматриваемом объекте условиях сепарации)

Компонент смеси	Первая ступень сепарации	Вторая ступень сепарации
	0,6 МПа, 15 °С	0,05 МПа, 15 °С
N ₂ (Азот)	0,0082	0,0003
CO ₂ (Двуокись углерода)	0,0009	0,0001
CH ₄ (Метан)	0,6519	0,0564
C ₂ H ₆ (Этан)	0,1326	0,0722
C ₃ H ₈ (Пропан)	0,1323	0,3028
i-C ₄ H ₁₀ (i-бутан)	0,0220	0,0925
n-C ₄ H ₁₀ (n-бутан)	0,0308	0,1670
i-C ₅ H ₁₂ (i-пентан)	0,0039	0,0425
n-C ₅ H ₁₂ (n-пентан)	0,0033	0,0398
Остаток	0,0146	0,2270
Итого:	1,0005	1,0005
Массовая доля отгона газа R_{см}^г	0,1907	0,2371
Суммарная доля отгона	0,4278	

При оптимизации условий сепарации возможно управлять давлением, поэтому в первом рассматриваемом расчете варианте изменено давление на первой ступени сепарации (рассмотрен диапазон от 0,6 МПа до 0,4 МПа) при сохранении температуры 15 °С. Давление и температура второй ступени сепарации при выполнении оптимизационных расчетов в первом варианте не изменялись (P = 0,05 МПа, T = 15°С). При управлении давлением сепарации первой ступени важно знать применяемую на рассматриваемом объекте технологию рационального использования попутного нефтяного газа, поскольку, для обеспечения её работоспособности, требуется, как правило, поддержание давления на определенном уровне. В рассматриваемом примере изменение давления принято условно и призвано оценить изменения газового фактора в результате решения оптимизационных задач. Результаты расчета

процесса подготовки нефти для первого рассматриваемого варианта оптимизации термобарических условий приведены в таблице 2.2

Таблица 2.2 – Результаты расчета компонентного состава попутного нефтяного газа по первому варианту оптимизации термобарических условий подготовки нефти

Компонент смеси	Давление I ступени сепарации			Давление II ступени сепарации		
	0,6 МПа	0,5 МПа	0,4 МПа	0,05 МПа	0,05 МПа	0,05 МПа
N ₂ (Азот)	0,00821	0,00781	0,00743	0,00031	0,00031	0,00032
CO ₂ (Двуокись углерода)	0,00091	0,00091	0,00092	0,00011	0,00012	0,00011
CH ₄ (Метан)	0,65191	0,62702	0,59781	0,05642	0,05101	0,04641
C ₂ H ₆ (Этан)	0,13261	0,13264	0,13134	0,07222	0,06741	0,06322
C ₃ H ₈ (Пропан)	0,13232	0,14436	0,15715	0,30281	0,30342	0,30301
i-C ₄ H ₁₀ (i-бутан)	0,02201	0,0252	0,02911	0,09253	0,09521	0,09781
n-C ₄ H ₁₀ (n-бутан)	0,03082	0,0359	0,04256	0,16701	0,17291	0,17882
i-C ₅ H ₁₂ (i-пентан)	0,00392	0,0047	0,00592	0,0424	0,04353	0,04452
n-C ₅ H ₁₂ (n-пентан)	0,00331	0,0040	0,00511	0,03981	0,04052	0,04123
Остаток	0,01463	0,0180	0,02343	0,2270	0,22621	0,22542
Итого:	1,00051	1,0005	1,00051	1,0005	1,0005	1,0005
Массовая доля отгона газа R _{см} ^г	0,1901	0,2120	0,23	0,24	0,21	0,17
Суммарная доля отгона (по вариантам)	0,46			0,45		0,4

При рассмотрении второго варианта изменения условий подготовки нефти к транспорту выполнялись расчеты, при которых было задано изменение давления, при постоянной температуре, на второй ступени сепарации (уменьшение давления с 0,5 МПа до 0,33 МПа). При этом варианте термобарические условия на первой ступени сепарации (P = 0,6 МПа, T = 15°C) оставались без изменений. Такой вариант оптимизации параметров подготовки нефти был выбран с целью оценки влияния условий второй ступени сепарации на общие показатели изменения характеристик подготовленной нефти и изменения суммарного газового фактора. Результаты выполненных расчетов по второму варианту изменения термобарических условий подготовки нефти к транспорту представлены в таблице 2.3 [63].

Таблица 2.3 – Результаты расчет компонентного состава попутного нефтяного газа на первой и второй ступенях сепарации ДНС – 1 (УПСВ) Вынгапурского месторождения (мольные доли) по второму варианту.

Компонент смеси	Давление I ступени			Давление II ступени		
	0,6 МПа	0,6 МПа	0,6 МПа	0,5 МПа	0,4 МПа	0,33 МПа
N ₂ (Азот)	0,0082	0,0082	0,0082	0,0056	0,0039	0,0030
CO ₂ (Двуокись углерода)	0,0009	0,0009	0,0009	0,0009	0,0008	0,0007
CH ₄ (Метан)	0,6519	0,6519	0,6519	0,5932	0,5106	0,4332
C ₂ H ₆ (Этан)	0,1326	0,1326	0,1326	0,1526	0,1765	0,1934
C ₃ H ₈ (Пропан)	0,1323	0,1323	0,1323	0,1583	0,1958	0,2332
i-C ₄ H ₁₀ (i-бутан)	0,0220	0,0220	0,0220	0,0265	0,0331	0,0400
n-C ₄ H ₁₀ (n-бутан)	0,0308	0,0308	0,0308	0,0371	0,0466	0,0564
i-C ₅ H ₁₂ (i-пентан)	0,0039	0,0039	0,0039	0,0047	0,0059	0,0072
n-C ₅ H ₁₂ (n-пентан)	0,0033	0,0033	0,0033	0,0039	0,0050	0,0061
Остаток	0,0146	0,0146	0,0146	0,0176	0,0222	0,0272
Итого:	1,0005	1,0005	1,0005	1,0005	1,0004	1,0005
Массовая доля отгона газа R _{см^г}	0,1907	0,1907	0,1907	0,0027	0,0067	0,0112
Суммарная доля отгона (по вариантам)	0,1934		0,1974		0,2019	

При сравнении результатов расчетов, представленных в таблице 2.1 и таблице 2.2, можно сделать вывод, что снижение выхода газа составляет 5,66 %, что неизбежно потребует корректировки объема извлекаемых запасов растворенного газа.

Данные, приведенные в таблице 2.3, в сравнении с базовым (существующим) вариантом термобарических условий сепарации позволяет обеспечить снижение газового фактора на 54,8 %. В этой связи для обоснования выбора оптимальной технологии подготовки нефти (обеспечивающей минимизацию газового фактора) удобно использовать построенную графическую зависимость газового фактора от термобарических условий сепарации. Подобная зависимость построена для объекта Ю₃₋₄ Кальчинского месторождения при температуре сепарации 20⁰С (рисунок 2.1).

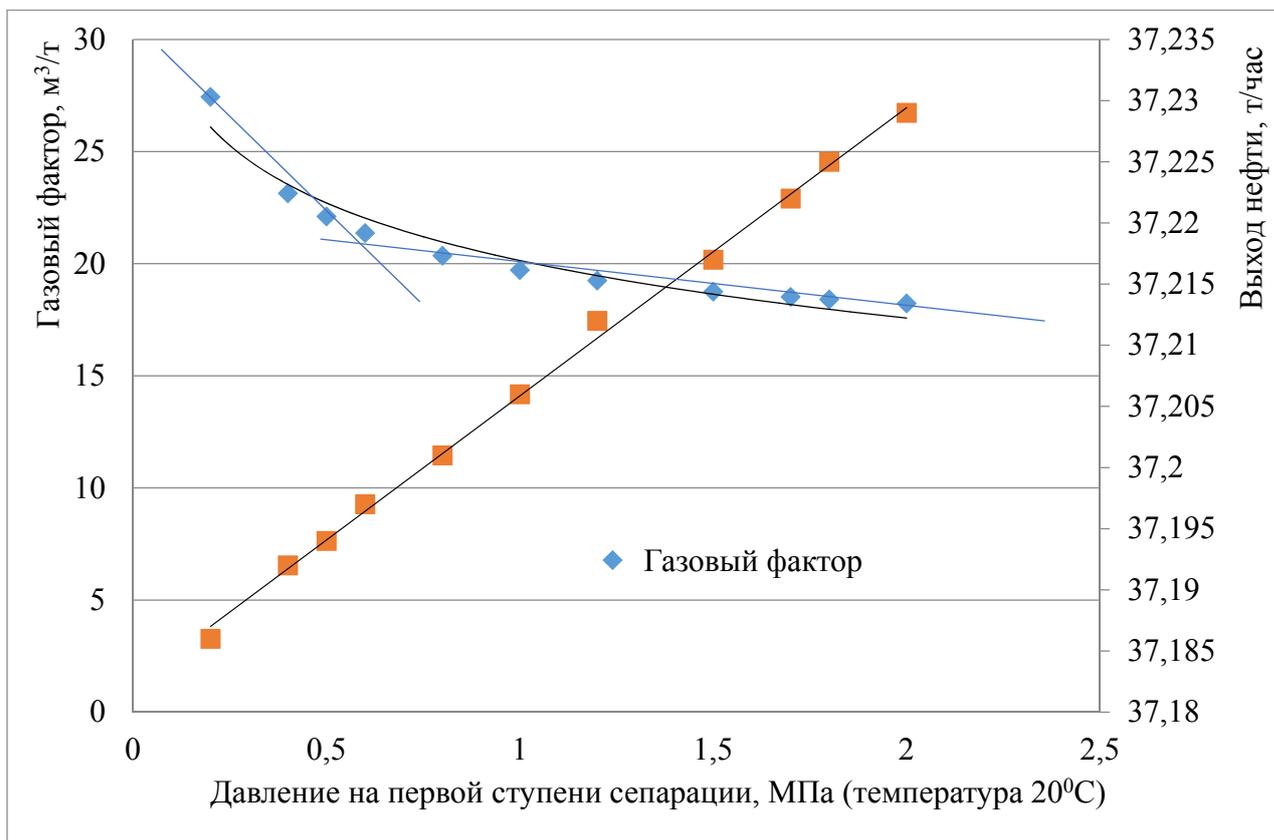


Рисунок 2.1 – Зависимость газового фактора, получаемого на первой ступени сепарации нефти, от давления.

При аппроксимации полученной зависимости получен ряд уравнений

Для газового фактора в зависимости от давления сепарации:

$$\Gamma\Phi = 20,027 \cdot X \cdot P^{-0,169} \quad R^2 = 0,9718 \quad (2.17)$$

где $\Gamma\Phi$ – газовый фактор, м³/т; P – давление сепарации, МПа, X – пересчетный коэффициент равный $10^{-6} \cdot \text{м}^3 / \text{Па} \cdot \text{т}$;

Для выхода нефти при изменении давления:

$$Q = 0,0236 Z P + 37,182, \quad R^2 = 0,998 \quad (2.18)$$

где Q – выход нефти, т/час; P – давление сепарации, МПа; Z – пересчетный коэффициент равный $10^{-6} \cdot \text{м}^3 / \text{Па} \cdot \text{час}$.

С уменьшением перепада давления на ступенях сепарации происходит увеличение выхода нефти и снижение получаемого газового фактора, что подтверждается работами многих отечественных специалистов. В этой связи процессы оптимизации условий подготовки нефти в работе подробно не анализируются.

Точка резкого изменения газового фактора на рисунке 2.1, соответствует давлению насыщения рассматриваемой углеводородной смеси при заданной температуре. Таким образом, обосновано, что величина газового фактора, принятая при подсчете запасов, не соответствует фактически получаемым на промысле величинам, следовательно, величина извлекаемых запасов растворенного газа нуждается в корректировке в зависимости от принятой технологии подготовки нефти и фактически получаемого газового фактора.

Для количественной оценки влияния технологии промышленной подготовки нефти на величину газового фактора и извлекаемые запасы растворенного газа выполнен полный цикл необходимых расчетов. В качестве исходных данных принимались следующие показатели: годовая мощность системы подготовки нефти - 550000 тонн/год; обводненность продукции, поступающей на подготовку - 49%. Компонентный состав нефти, для которого выполнялись расчеты технологических режимов работы установок подготовки нефти к транспорту представлен в таблице 2.4.

Таблица 2.4 - Компонентный состав нефти, поступающей на подготовку

Компо- -нент	CO ₂	N ₂	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	i-C ₄ H ₁₀	n-C ₄ H ₁₀	i-C ₅ H ₁₂	n-C ₅ H ₁₂	C ₆ H ₁₄ +	Итого
% мол.	0,03	0,54	22,4	1,7	4,91	1,96	4,47	1,98	2,93	59,08	100,00

Существующей технологической схемой предусмотрены следующие термобарические условия подготовки нефти, при давлении в 0,8 МПа и температуре 20 °С.

В связи с доказанным выше положением о том, что при давлениях до 1 МПа углеводородные двухфазные системы можно рассматривать как идеальные, все дальнейшие расчеты построены на совместном решении законов Рауля и Дальтона с использованием разработанного метода расчета констант фазового равновесия, обоснование достоверности которого было представлено в первом разделе диссертации

$$y'_i = K_i x'_i, \quad (2.19)$$

где y_i' - мольная доля i -го компонента в образующейся газовой фазе; x_i' - мольная доля этого же компонента в жидкой фазе; K_i - константа фазового равновесия i -го компонента при термобарических условиях сепарации (в рассматриваемых условиях давление равно 0,8 МПа, а температура принята на уровне 20 °С).

Для расчета компонентного состава образующейся газовой фазы используется уравнения фазовых концентраций, которое записывается в виде

$$y_i' = \frac{z_i' K_i}{1 + (K_i - 1)N'} \quad (2.20)$$

где z_i' - мольная доля i -го компонента в исходной углеводородной смеси; N' - мольная доля отгона (для газа).

Поскольку, согласно законам Рауля и Дальтона $\sum_{i=1}^n y_i' = 1$, то из уравнения (2.20) получаем следующее

$$\sum_{i=1}^n \frac{z_i' K_i}{1 + (K_i - 1)N'} = 1 \quad (2.21)$$

Уравнение (2.21) используется для определения мольной доли отгона N' при заданном составе исходной смеси z_i' , давлении и температуре сепарации. Мольная доля отгона газа подбирается методом последовательных приближений. Компонентный состав, константы фазового равновесия (K_i), определены по методике, изложенной в первом разделе диссертационной работы. Исходные данные для дальнейших расчетов приведены в таблице 2.5.

Таблица 2.5 - Исходные данные для расчета

№ п/п	Компонент смеси	Мольная доля компонента в нефти (z_i')	Молекулярная масса компонента (M_i), кг/кмоль	K_i
1	CO ₂	0,03	44	8,2
2	N ₂	0,54	28	81,5
3	CH ₄	22,4	16	19,3
4	C ₂ H ₆	1,7	30	3,5
5	C ₃ H ₈	4,91	44	1,1
6	изо-C ₄ H ₁₀	1,96	58	0,46
7	н-C ₄ H ₁₀	4,47	58	0,33
8	изо-C ₅ H ₁₂	1,98	72	0,14
9	н-C ₅ H ₁₂	2,93	72	0,11
10	C ₆ H ₁₄₊	59,08	86	0,04
	Σ	Σ $z_i' = 100$	~	-

Пример определения мольной доли отгона методом последовательных приближений приведен в таблице 2.6.

Таблица 2.6 – Пример определения мольной доли отгона

Компонент смеси	$N' = 24,5$	$N' = 23,75$	$N' = 23$
CO ₂	0.001	0.001	0.001
N ₂	0.026	0.022	0.021
CH ₄	0.928	0.820	0.775
C ₂ H ₆	0.040	0.038	0.037
C ₃ H ₈	0.053	0.053	0.053
изо-C ₄ H ₁₀	0.010	0.010	0.010
н-C ₄ H ₁₀	0.017	0.017	0.018
изо-C ₅ H ₁₂	0.003	0.003	0.004
н-C ₅ H ₁₂	0.004	0.004	0.004
C ₆ H ₁₄ +	0.029	0.030	0.031
ΣY_i	0.976	1.000	1.025

В результате расчетов получено, что из 100 молей нефти в процессе сепарации выделяется 23,75 молей газа. На следующем этапе составляется материальный баланс сепарации на 100 молей сырой нефти (таблица 2.7).

Таблица 2.7 - Мольный баланс процесса сепарации первой ступени

Компонент смеси	Молярный состав сырой нефти (z'_i), %	Газ из сепаратора		Нефть из сепаратора моли ($z'_i \cdot N_{0i}$)	Молярный состав нефти из блока сепараторов
		Молярная концентрация (y'_i)	Моли $N_{0i}^z = N' \cdot y'_i$		
CO ₂	0,030	0,001	0,02	0,01	0,01
N ₂	0,540	0,022	0,52	0,02	0,03
CH ₄	22,400	0,820	19,14	3,26	4,21
C ₂ H ₆	1,700	0,038	0,88	0,82	1,06
C ₃ H ₈	4,910	0,053	1,23	3,68	4,75
изо-C ₄ H ₁₀	1,960	0,010	0,24	1,72	2,22
н-C ₄ H ₁₀	4,470	0,017	0,41	4,06	5,25
изо-C ₅ H ₁₂	1,980	0,003	0,08	1,90	2,45
н-C ₅ H ₁₂	2,930	0,004	0,09	2,84	3,66
C ₆ H ₁₄ +	59,080	0,030	0,71	59,08	76,35
Итого	100,000	1,000	23,35	77,38	100,00

На следующем этапе составляется баланс по массе, в расчете на 100 молей подготовливаемой нефти (таблица 2.8).

Таблица 2.8 - Массовый баланс процесса сепарации первой ступени

Компонент смеси	Молярный состав сырой нефти (n_i), %	Массовый состав сырой нефти $M_i^c = n_i \cdot M_i$	Массовый состав газа из сепаратора $M_i^g = N_{0i}^g \cdot M_i$	Массовый состав нефти из сепаратора $M_i^h = M_i^c - M_i^g$	Масса выделившегося газа, относительно сырой нефти $R_i^g = 100 M_i^g / M_i^c$
1	2	3	4	5	6
CO ₂	0,03	1,32	0,94	0,38	71,41
N ₂	0,54	15,12	14,53	0,59	96,13
CH ₄	22,40	358,40	306,30	52,10	85,46
C ₂ H ₆	1,70	51,00	26,32	24,68	51,60
C ₃ H ₈	4,91	216,04	54,22	161,82	25,10
изо-C ₄ H ₁₀	1,96	113,68	13,97	99,71	12,29
н-C ₄ H ₁₀	4,47	259,26	23,68	235,58	9,13
изо-C ₅ H ₁₂	1,98	142,56	5,83	136,73	4,09
н-C ₅ H ₁₂	2,93	210,96	6,84	204,12	3,24
C ₆ H ₁₄₊	59,08	5080,88	61,17	5080,88	1,20
Итого	100	$\sum M_i^c = 6449,22$	$\sum M_i^g = 513,81$	$\sum M_i^h = 5996,57$	$R_{см}^g = 7,97$

$R_{см}^g = 0,0797$ – массовая доля отгона.

Средняя молекулярная масса газа рассчитывается следующим образом

$$M_{ср}^g = \sum M_i^g / \sum N_{0i}^g$$

$$M_{ср}^g = 513,81 / 23,35 = 22,02$$

Плотность газа:

$$\rho_{ср} = \frac{M_{ср}}{22,4} \cdot \frac{T_0 \cdot P}{T \cdot P_0} = \frac{22,07 \cdot 273 \cdot 0,8}{22,4 \cdot 293 \cdot 0,1} = 7,33 \text{ кг/м}^3,$$

Плотность газа при нормальных условиях (атмосферное давление, температуре 0°C):

$$\rho_{ср} = \frac{M_{ср}}{22,4} = \frac{22,07}{22,4} = 0,98 \text{ кг/м}^3$$

В результате выполнение расчетов получена характеристику газа (концентрация компонентов и массовый состав), отделяемого в сепараторе (таблица 2.9).

Таблица 2.9 - Характеристика газа, выделяющегося в сепараторе

Компонент смеси	Молярная концентрация $N_{0i}^r / \sum N_{0i}^r$	Молекулярная масса (М.)	Массовый состав % $M_{ср}^r$	Содержание тяжёлых углеводородов $M_{ср}^r$
CO ₂	0,0009	44	0,18	~
N ₂	0,0222	28	2,83	~
CH ₄	0,8206	16	59,61	~
C ₂ H ₆	0,0376	30	5,12	~
C ₃ H ₈	0,0528	44	10,55	773,40
изо-C ₄ H ₁₀	0,0103	58	2,72	199,29
н-C ₄ H ₁₀	0,0175	58	4,61	337,78
изо-C ₅ H ₁₂	0,0035	72	1,13	83,17
н-C ₅ H ₁₂	0,0041	72	1,33	97,56
C ₆ H ₁₄₊	0,0305	86	11,90	872,42
Итого	1,0000	~	100,00	2363,62

В блоке сепарации от нефти отделяется только газ. В этой связи составляется материальный баланс процесса сепарации с учётом обводненности поступающей на подготовку скважинной продукции. В расчетах было принято, что поступающая продукция имеет обводненность 49% масс. Количество безводной нефти в этом потоке составляет

$$Q_H = 33,39 \text{ т/ч.}$$

Затем рассчитывается производительность установки по газу

$$Q_G = R_{см}^r \cdot Q_H$$

$$Q_G = 0,0797 \cdot 33,39 = 2,66 \text{ т/ч.}$$

$$Q_H^{сеп} = Q_H - Q_G = 33,39 - 2,66 = 30,73 \text{ т/ч,}$$

$$Q^{сеп} = Q_H^{сеп} + Q_{воды} = 30,73 + 32,08 = 62,82 \text{ т/ч.}$$

Для подтверждения достоверности расчетов выполняется проверка соблюдения условие:

$$\sum Q^{\text{до сеп}} = \sum Q^{\text{после сеп}},$$

$$\sum Q^{\text{до сеп}} = Q = 33,39 \text{ т/ч;}$$

$$\Sigma Q_{\text{после сеп}} = Q_{\text{сеп}} + Q_{\text{г}};$$

$$Q_{\text{сеп}} + Q_{\text{г}} = 30,73 + 2,66 = 33,39 \text{ т/ч.}$$

Результаты расчета сепарации первой ступени сведены в таблицу 2.10.

Таблица 2.10 - Материальный баланс сепарации первой ступени

	Приход			Расход			
	%масс	т/ч	т/г		%масс	т/ч	т/г
Эмульсия				Эмульсия	95,94		
в том числе:				в том числе:			
нефть	51	33,39	280500	нефть	48,925	30,73	258152
вода	49	32,08	269500	вода	51,075	32,08	269500
				Всего	100	62,82	527652
ИТОГО	100	65,48	550000	Газ	4,06	2,66	22348
				ИТОГО	100	65,48	550000

Термодинамические параметры работы рассматриваемого блока равны:

$$P = 0,4 \text{ МПа}; t = 20^{\circ}\text{C.}$$

Содержание углеводородов в нефтяной эмульсии и константы фазового равновесия (K_i) с учетом условий сепарации приведены в таблице 2.11.

Таблица 2.11 - Исходные данные для расчета

№ п/п	Компонент смеси	Мольная доля компонента в нефти (z'_i)	Молекулярная масса компонента (M_i), кг/кмоль	K_i
1	CO ₂	0,011	44	53,1
2	N ₂	0,03	28	131,5
3	CH ₄	4,21	16	58,2
4	C ₂ H ₆	1,06	30	9,3
5	C ₃ H ₈	4,75	44	2,08
6	изо-C ₄ H ₁₀	2,22	58	0,99
7	н-C ₄ H ₁₀	5,25	58	0,7
8	изо-C ₅ H ₁₂	2,45	72	0,19
9	н-C ₅ H ₁₂	3,66	72	0,14
10	C ₆ H ₁₄₊	76,35	86	0,05
	Σ	100,00	~	-

Для последующих расчетов составляются уравнения мольных концентраций для каждого компонента в газовой фазе в расчете на 100 молей нефти. Уравнения с вычисляемыми значениями приведены ниже.

$$y'_1 = \frac{0,011 \cdot 53,1}{100 + (53,1 - 1) \cdot 4,23} = 0,002 \quad y'_2 = \frac{0,03 \cdot 131,5}{100 + (131,5 - 1) \cdot 4,23} = 0,005$$

$$y_3' = \frac{4,21 \cdot 58,2}{100 + (58,2 - 1) \cdot 4,23} = 0,716 \quad y_4' = \frac{1,06 \cdot 9,3}{100 + (9,3 - 1) \cdot 4,23} = 0,073$$

$$y_5' = \frac{4,75 \cdot 2,08}{100 + (2,08 - 1) \cdot 4,23} = 0,095 \quad y_6' = \frac{2,22 \cdot 0,99}{100 + (0,99 - 1) \cdot 4,23} = 0,022$$

$$y_7' = \frac{5,25 \cdot 0,7}{100 + (0,7 - 1) \cdot 4,23} = 0,037 \quad y_8' = \frac{2,53 \cdot 0,19}{100 + (0,19 - 1) \cdot 3,93} = 0,005$$

$$y_9' = \frac{3,76 \cdot 0,14}{100 + (0,14 - 1) \cdot 3,93} = 0,005 \quad y_{10}' = \frac{3,76 \cdot 0,05}{100 + (0,14 - 1) \cdot 4,23} = 0,040$$

Пример определения мольной доли отгона для приведенных выше уравнений приведен в таблица 2.12.

Таблица 2.12 - Определение мольной доли отгона N

Компонент смеси	$N' = 3,7$	$N' = 4,23$
CO ₂	0.002	0.002
Азот N ₂	0.006	0.005
Метан CH ₄	0.786	0.716
Этан C ₂ H ₆	0.076	0.073
Пропан C ₃ H ₈	0.095	0.095
Изобутан изо-C ₄ H ₁₀	0.022	0.022
Н-бутан н-C ₄ H ₁₀	0.037	0.037
Изопентан изо-C ₅ H ₁₂	0.005	0.005
Н-пентан н-C ₅ H ₁₂	0.005	0.005
Гексан и выше C ₆ H ₁₄ +	0.040	0.040
$\sum Y_i$	1.073	1.000

В результате выполненных расчетов получено, что из 100 молей сырой нефти в процессе сепарации выделяется 4,23 молей газа. На следующем этапе (вторая ступень сепарации) вычислений составляются материальный баланс сепарации в молях на 100 молей нефти. В качестве компонентного состава нефти, поступающей на сепарацию, используется компонентный состав нефти, получаемый в результате сепарации на первой ступени (таблица 2.11, «мольная доля компонента в нефти»). Результаты выполненных расчётов сведены в таблицу 2.13.

Таблица 2.13 - Мольный баланс процесса сепарации второй ступени

Компонент смеси	Молярный состав сырой нефти (z_i), %	Газ из сепаратора		Нефть из сепаратора моли ($z_i^f - N_{0i}^f$)	Молярный состав нефти из блока сепараторов
		Молярная концентрация (y_i)	Моли $N_{0i}^g = N^g \cdot y_i$		
CO ₂	0,01	0,002	0,01	0,00	0,00
N ₂	0,03	0,005	0,02	0,00	0,00
CH ₄	4,21	0,716	3,03	1,18	1,23
C ₂ H ₆	1,06	0,073	0,31	0,75	0,79
C ₃ H ₈	4,75	0,095	0,40	4,35	4,54
изо-C ₄ H ₁₀	2,22	0,022	0,09	2,13	2,22
н-C ₄ H ₁₀	5,25	0,037	0,16	5,09	5,31
изо-C ₅ H ₁₂	2,45	0,005	0,02	2,43	2,54
н-C ₅ H ₁₂	3,66	0,005	0,02	3,64	3,80
C ₆ H ₁₄ ⁺	76,35	0,040	0,17	76,35	79,58
Итого	100,00	1,000	$\sum N_{0i}^g \approx 4,23$	95,94	100,00

Результаты выполненного расчета материального баланса процесса сепарации по массе, в расчете на 100 молей нефти приведены в таблице 2.14.

Таблица 2.14 - Массовый баланс процесса сепарации второй ступени

Компонент смеси	Молярный состав сырой нефти (z_i), %	Массовый состав сырой нефти $M_i^c = z_i \cdot M_i$	Массовый состав газа из сепаратора $M_i^g = N_{0i}^g \cdot M_i$	Массовый состав нефти из сепаратора $M_i^f = M_i^c - M_i^g$	Масса выделившегося газа, относительно сырой нефти $R_i^g = 100 \cdot M_i^g / M_i^c$, %
CO ₂	0,01	0,49	0,34	0,15	70,11
N ₂	0,03	0,76	0,65	0,11	85,31
CH ₄	4,21	67,33	48,47	18,86	71,99
C ₂ H ₆	1,06	31,90	9,29	22,61	29,12
C ₃ H ₈	4,75	209,12	17,60	191,52	8,41
изо-C ₄ H ₁₀	2,22	128,85	5,40	123,46	4,19
н-C ₄ H ₁₀	5,25	304,44	9,13	295,31	3,00
изо-C ₅ H ₁₂	2,45	176,70	1,47	175,23	0,83
н-C ₅ H ₁₂	3,66	263,79	1,62	262,17	0,61
C ₆ H ₁₄ ⁺	76,35	6566,07	14,47	6566,07	0,22
Итого	100,00	$\sum M_i^c = 7749,43$	$\sum M_i^g = 108,43$	$\sum M_i^f = 7655,47$	$R_{cm}^g = 1,40$

$R_{cm}^g = 0,0140$ – массовая доля отгона газа.

Средняя молекулярная масса газа вычисляется по формуле:

$$M_{cp}^g = \sum M_i^g / \sum N_{0i}^g$$

$$M_{cp}^r = 108,43 / 4,23 = 25,63$$

Плотность газа определяется следующим образом:

$$\rho_{cp} = \frac{M_{cp} \cdot T_0 \cdot P}{22,4 \cdot T \cdot P_0} = \frac{25,63 \cdot 273 \cdot 0,4}{22,4 \cdot 293 \cdot 0,1} = 4,26 \text{ кг/м}^3,$$

Плотность газа при нормальных условиях

$$\rho_{cp} = \frac{M_{cp}}{22,4} = 1,14 \text{ кг/м}^3$$

В результате выполнения расчетов получена характеристика газа, отделяемого в сепараторе (таблица 2.15).

Таблица 2.15 - Характеристика газа, выделяющегося в сепараторе

Компонент смеси	Молярная концентрация $N_{0i} / \sum N_{0i}$	Молекулярная масса (M_i)	Массовый состав, % M_{cp}^r	Содержание тяжёлых углеводородов M_{cp}^r
CO ₂	0,00	44	0,20	~
N ₂	0,01	28	1,35	~
CH ₄	0,75	16	52,06	~
C ₂ H ₆	0,07	30	9,33	~
C ₃ H ₈	0,10	44	18,90	253,77
изо-C ₄ H ₁₀	0,02	58	5,57	74,77
н-C ₄ H ₁₀	0,04	58	9,39	126,12
изо-C ₅ H ₁₂	0,00	72	1,53	20,54
н-C ₅ H ₁₂	0,01	72	1,68	22,56
C ₆ H ₁₄₊	-	195,37	-	
Итого	1,00	~	100,00	497,76

На следующем этапе расчета процесс подготовки нефти к транспорту составляется материальный баланс блока сепарации без сброса воды:

$$Q_r = R_{cm}^r \cdot Q_n$$

$$Q_r = 0,0140 \cdot 30,73 = 0,43 \text{ т/ч.}$$

Из сепаратора будет выходить поток жидкого продукта, с производительностью $Q_{нсеп}$ по нефти и общей производительностью $Q_{сеп}$, соответственно:

$$Q_{\text{H}}^{\text{сеп}} = Q_{\text{H}} - Q_{\text{Г}} = 30,73 - 0,43 = 30,30 \text{ т/ч},$$

$$Q^{\text{сеп}} = Q_{\text{H}}^{\text{сеп}} + Q \cdot \text{H}_2\text{O} = 30,30 + 32,08 = 62,39 \text{ т/ч}.$$

Результаты расчета материального баланса блока сепарации второй ступени сведены в таблицу 2.16.

Таблица 2.16 - Материальный баланс второй ступени сепарации

	Приход			Расход			
	%масс	т/ч	т/г		%масс	т/ч	т/г
Эмульсия				Эмульсия	99,32		
в том числе:				в том числе:			
нефть	48,92	30,73	258152,4	нефть	48,57	30,30	254540,4
вода	51,08	32,08	269500	вода	51,43	32,08	269500,0
				Всего	100	62,39	524040,4
ИТОГО	100,00	62,82	527652,4	Газ	0,68	0,43	3612,0
				ИТОГО	100,00	62,82	527652,4

На основе материальных балансов отдельных стадий сепарации составляется общий материальный баланс установки подготовки нефти, который приведен в таблице 2.17.

Таблица 2.17 - Общий материальный баланс установки подготовки нефти

	Приход				Расход		
	% масс	кг/ч	т/г		% масс	кг/ч	т/г
Эмульсия				Подготовленная нефть			
в том числе:				в том числе:			
нефть	51	33,39	280500	нефть	46,28	30,30	254540
вода	49	32,08	269500	вода	49,00	32,08	269500
				Газ	4,72	3,09	25960
Итого	100	65,48	550000	Итого	100,00	65,48	550000

В результате выполненных расчетов получено, что из 33,39 кг/ч нефти выделяется 3,09 кг/ч газа. При рассчитанной плотности газа 1,5 кг/м³, и нефти 850 кг/м³, величина фактического газового фактора составляет 115 м³/м³.

Выполненные расчеты позволили вычислить массовые и мольные балансы процесса сепарации, определить мольную долю отгона, которая служит для определения величины газового фактора [85]. Расчет процесса

подготовки нефти к транспорту выполняется последовательно. Рассчитанный компонентный состав нефти, образующейся после первой ступени сепарации, используется в качестве исходного состава углеводородной смеси для выполнения расчетов на последующей ступени. Газовый фактор рассчитывается по сумме всех ступеней сепарации, принятых при сложившейся системе промысловой подготовки нефти.

Для дальнейших вычислительных экспериментов сформированы несколько вариантов термобарических условий подготовки нефти к транспорту [64] (таблица 2.18). Выбор давлений и температур на ступенях сепарации обусловлен возможности регулирования параметров работы технологических установок подготовки нефти в промысловых условиях в выбранных диапазонах. Изменение температуры производится при подогреве нефти (в случае, когда для разделения используются подогреватели или трехфазные сепараторы).

Таблица 2.18 - Варианты термобарических условий сепарации

Термобарические условия	Базовый вариант	Вариант 1	Вариант 2	Вариант 3	Вариант 4	Вариант 5
I ступень						
t, °C	20	20	30	20	25	40
P, МПа	0,7	0,2	0,8	0,6	0,8	0,3
II ступень						
t, °C	20	30	30	20	25	40
P, МПа	0,4	0,2	0,5	0,4	0,5	0,2
III ступень						
t, °C	20	30	30	20	25	40
P, МПа	0,1	0,1	0,2	0,2	0,4	0,1

Расчет процесса подготовки нефти к транспорту по задаваемым вариантам термобарических условий (таблица 2.18) выполнен на примере объекта Ю₁¹ Новогоднего месторождения, характеризующимся среднестатистическими свойствами нефти, приуроченной к юрским отложениям месторождений Западной Сибири. В таблице 2.19 приведены результаты расчета компонентного состава поучаемых составов газовой и жидкой фазы после первой ступени сепарации.

Таблица 2.19 – Результаты расчета процесса сепарации нефти (первая ступень) по базовому варианту термобарических условий (давление 0,7 МПа, T 20⁰С)

Компонент смеси	z	M _i	K _i	N ^l = 97,097	N ^r _{oi}	z-N ^r _{oi}	X _i	M _i ^c	M _i ^r	M _i ⁿ	R _i ^r
N ₂ (Азот)	0.26	28	75.010	0.0027	0.260	0.00	0.00	7.32	7.31	0.00	99.96
CO ₂ (Двуокись углерода)	0.99	44	30.277	0.0102	0.989	0.00	0.04	43.57	43.53	0.04	99.90
CH ₄ (Метан)	63.10	16	33.179	0.6493	63.043	0.06	2.42	1012.31	1011.40	0.91	99.91
C ₂ H ₆ (Этан)	14.90	30	5.255	0.1526	14.816	0.08	3.60	448.04	445.51	2.53	99.43
C ₃ H ₈ (Пропан)	11.10	44	1.172	0.1115	10.824	0.28	11.77	489.48	477.30	12.17	97.51
i-C ₄ H ₁₀ (i-бутан)	1.82	58	0.561	0.0178	1.728	0.09	3.93	105.78	100.43	5.35	94.94
n-C ₄ H ₁₀ (n-бутан)	3.43	58	0.397	0.0329	3.190	0.24	10.24	199.36	185.41	13.95	93.00
i-C ₅ H ₁₂ (i-пентан)	1.00	72	0.107	0.0081	0.782	0.22	9.28	72.15	56.45	15.70	78.23
n-C ₅ H ₁₂ (n-пентан)	0.90	72	0.079	0.0067	0.654	0.25	10.51	64.94	47.15	17.78	72.62
Остаток	1.99	86	0.023	0.0089	0.860	1.13	48.21	171.49	74.07	97.42	43.19
Итого:	99.49	509	-	1.0005	97.145	2.34	100.00	2614.43	2448.56	165.87	93.66
<i>N^l</i>	<i>97.097</i>										
<i>R_{см}²</i>	<i>0.9366</i>	<i>P, атм</i>	<i>0.7</i>								
<i>M_{ср}²</i>	<i>25.21</i>	<i>T, °C</i>	<i>20</i>								
<i>ρ_{ср}</i>	<i>7.34</i>	<i>Z</i>	<i>0.976</i>								
<i>ρ_{газ(по Гуревичу)}</i>	<i>7.20</i>	<i>кг/м³</i>									

Исходными данными для расчета процесса подготовки нефти на второй ступени сепарации является компонентный состав жидкой фазы после первой ступени сепарации. В таблице 2.20 приведены результаты расчета процесса подготовки нефти на второй ступени сепарации при базовом варианте термобарических условий.

Таблица 2.20 – Результаты расчета процесса сепарации нефти (вторая ступень) по базовому варианту термобарических условий (давление 0,4 МПа, T 20⁰С)

Компонент смеси	z	M _i	K _i	N ^l = 4,999	N ^r _{oi}	z-N ^r _{oi}	X _i	M _i ^c	M _i ^r	M _i ⁿ	R _i ^r
N ₂ (Азот)	0.00	28	131.267	0.0008	0.004	0.00	0.00	0.12	0.11	0.02	87.35
CO ₂ (Двуокись углерода)	0.04	44	52.985	0.0061	0.031	0.01	0.01	1.83	1.35	0.48	73.60
CH ₄ (Метан)	2.42	16	58.063	0.3651	1.825	0.60	0.63	38.87	29.28	9.58	75.34
C ₂ H ₆ (Этан)	3.60	30	9.196	0.2345	1.172	2.42	2.55	108.10	35.25	72.85	32.61
C ₃ H ₈ (Пропан)	11.77	44	2.052	0.2295	1.147	10.62	11.18	519.07	50.58	468.49	9.74
i-C ₄ H ₁₀ (i-бутан)	3.93	58	0.982	0.0386	0.193	3.73	3.93	228.21	11.21	217.00	4.91
n-C ₄ H ₁₀ (n-бутан)	10.24	58	0.695	0.0723	0.361	9.87	10.39	594.94	21.00	573.94	3.53
i-C ₅ H ₁₂ (i-пентан)	9.28	72	0.188	0.0182	0.091	9.19	9.68	669.71	6.56	663.15	0.98
n-C ₅ H ₁₂ (n-пентан)	10.51	72	0.139	0.0152	0.076	10.43	10.98	758.29	5.50	752.80	0.72
Остаток	48.21	86	0.040	0.0201	0.101	48.11	50.64	4154.65	8.68	4145.97	0.21
Итого:	100.00	509	-	1.0004	5.001	95.00	100.00	7073.80	169.52	6904.28	2.40
<i>N^l</i>	<i>4,999</i>										
<i>R_{см}²</i>	<i>0,0240</i>	<i>P, атм</i>	<i>0,4</i>								
<i>M_{ср}²</i>	<i>33,90</i>	<i>T, °C</i>	<i>20</i>								
<i>ρ_{ср}</i>	<i>5,64</i>	<i>Z</i>	<i>0,997</i>								
<i>ρ_{газ(по Гуревичу)}</i>	<i>0,28</i>	<i>кг/м³</i>									

Исходными данными для расчета процесса подготовки нефти на третьей ступени сепарации является компонентный состав жидкой фазы после второй

ступени сепарации. В таблице 2.21 приведены результаты расчета процесса подготовки нефти на третьей степени сепарации при базовом варианте термобарических условий.

Таблица 2.21 – Результаты расчета процесса сепарации нефти (третья степень) по базовому варианту термобарических условий (давление 0,1 МПа, T 20⁰C)

Компонент смеси	z	M _i	K _i	N ['] = 23,982	N ^r _{oi}	z·N ^r _{oi}	X _i	M _i ^c	M _i ^r	M _i ^h	R _i ^r
N ₂ (Азот)	0.00	28	525.069	0.0000	0.001	0.00	0.00	0.02	0.02	0.00	99.40
CO ₂ (Двуокись углерода)	0.01	44	211.938	0.0005	0.011	0.00	0.00	0.51	0.50	0.01	98.53
CH ₄ (Метан)	0.63	16	232.254	0.0259	0.620	0.01	0.01	10.09	9.95	0.14	98.65
C ₂ H ₆ (Этан)	2.55	30	36.782	0.0979	2.348	0.20	0.27	76.69	70.60	6.08	92.07
C ₃ H ₈ (Пропан)	11.18	44	8.207	0.3364	8.068	3.12	4.10	493.15	355.75	137.40	72.14
i-C ₄ H ₁₀ (i-бутан)	3.93	58	3.928	0.0907	2.175	1.76	2.31	228.42	126.41	102.01	55.34
n-C ₄ H ₁₀ (n-бутан)	10.39	58	2.782	0.2026	4.858	5.54	7.28	604.16	282.37	321.79	46.74
i-C ₅ H ₁₂ (i-пентан)	9.68	72	0.752	0.0774	1.856	7.82	10.29	698.06	133.89	564.17	19.18
n-C ₅ H ₁₂ (n-пентан)	10.98	72	0.555	0.0682	1.637	9.35	12.30	792.43	118.08	674.35	14.90
Остаток	50.64	86	0.159	0.1009	2.421	48.22	63.44	4364.24	208.61	4155.62	4.78
Итого:	100.00	509	-	1.0005	23.994	76.01	100.00	7267.76	1306.19	5961.57	17.97
N'	23,982										
R_{см}²	0,1797	P,	0,1								
		атм									
M_{ср}²	54,44	T, °C	20								
ρ_{ср}	2,26	Z	0,998								
ρ_{ср}(по Гуревичу)	0,54	кг/м³									

Поскольку в рассматриваемой технологической схеме предусмотрено 4 степени сепарации, расчет, по базовому варианту термобарических условий подготовки выполнен и для этой степени (таблица 2.22)

Таблица 2.22 – Результаты расчета процесса сепарации нефти (четвертая степень) по базовому варианту термобарических условий (давление 0,1 МПа, T 0⁰C)

Компонент смеси	z	M _i	K _i	N ['] = 99,509	N ^r _{oi}	z·N ^r _{oi}	X _i	M _i ^c	M _i ^r	M _i ^h	R _i ^r
N ₂ (Азот)	0.00	28	4658.717	0.0000	0.000	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	100.00
CO ₂ (Двуокись углерода)	0.00	44	1158.474	0.0000	0.000	0.00	0.00	0.01	0.01	0.00	100.00
CH ₄ (Метан)	0.01	16	1934.445	0.0001	0.011	0.00	0.00	0.18	0.18	0.00	100.00
C ₂ H ₆ (Этан)	0.27	30	279.929	0.0027	0.266	0.00	0.00	8.01	8.01	0.00	100.00
C ₃ H ₈ (Пропан)	4.10	44	52.106	0.0412	4.099	0.00	0.09	180.78	180.76	0.02	99.99
i-C ₄ H ₁₀ (i-бутан)	2.31	58	24.434	0.0232	2.309	0.00	0.11	134.22	134.19	0.03	99.98
n-C ₄ H ₁₀ (n-бутан)	7.28	58	16.885	0.0732	7.282	0.00	0.48	423.37	423.25	0.12	99.97
i-C ₅ H ₁₂ (i-пентан)	10.29	72	4.139	0.1033	10.276	0.01	2.78	742.27	741.38	0.88	99.88
n-C ₅ H ₁₂ (n-пентан)	12.30	72	2.959	0.1234	12.277	0.02	4.64	887.23	885.76	1.48	99.83
Остаток	63.44	86	0.767	0.6335	63.039	0.41	91.91	5467.48	5432.53	34.96	99.36
Итого:	100.00	509	-	1.0005	99.559	0.44	100.00	7843.54	7806.06	37.48	99,52
N'	99,509										
R_{см}²	0,9952	P,	0,01								
		атм									
M_{ср}²	78,41	T, °C	0								
ρ_{ср}	0,35	Z	0,999								
ρ_{ср}(по Гуревичу)	0,34	кг/м³									

При выполнении вычислительных экспериментов по оценке влияния технологии подготовки нефти к транспорту на извлекаемые запасы растворенного газа выполнены аналогичные расчеты для вариантов термобарических условий сепарации, представленных в таблице 2.18. Для дальнейшего анализа и наглядного примера ниже представлены компонентные составы получаемой продукции при пятом варианте термобарических условий. Результаты расчета для первой степени сепарации приведены в таблице 2.23

Таблица 2.23 – Результаты расчета процесса сепарации нефти (первая степень) по пятому варианту термобарических условий (давление 0,3 МПа, T 40⁰С)

Компонент смеси	z	M _i	K _i	N ^г = 99,212	N ^г _{oi}	$\frac{z}{N^{г}_{oi}}$	X _i	M _i ^с	M _i ^г	M _i ^н	R _i ^г
N ₂ (Азот)	0.26	28	197.263	0.0026	0.260	0.00	0.00	7.32	7.31	0.00	100.00
CO ₂ (Двуокись углерода)	0.99	44	129.244	0.0100	0.990	0.00	0.03	43.57	43.57	0.00	99.99
CH ₄ (Метан)	63.10	16	92.950	0.6360	63.095	0.01	2.35	1012.31	1012.22	0.09	99.99
C ₂ H ₆ (Этан)	14.90	30	16.110	0.1501	14.893	0.01	3.21	448.04	447.82	0.22	99.95
C ₃ H ₈ (Пропан)	11.10	44	4.309	0.1117	11.080	0.02	8.92	489.48	488.58	0.90	99.82
i-C ₄ H ₁₀ (i-бутан)	1.82	58	2.105	0.0183	1.813	0.01	2.99	105.78	105.39	0.40	99.62
n-C ₄ H ₁₀ (n-бутан)	3.43	58	1.527	0.0344	3.412	0.02	7.75	199.36	198.33	1.03	99.48
i-C ₅ H ₁₂ (i-пентан)	1.00	72	0.456	0.0099	0.983	0.02	7.48	72.15	70.91	1.24	98.29
n-C ₅ H ₁₂ (n-пентан)	0.90	72	0.347	0.0089	0.880	0.02	8.79	64.94	63.48	1.45	97.76
Остаток	1.99	86	0.110	0.0187	1.856	0.13	58.48	171.49	159.95	11.54	93.27
Итого:	99.49	509	-	1.0005	99.261	0.23	100.00	2614.43	2597.56	16.87	99.35
<i>N^г</i>	<i>99,212</i>										
<i>R_{см}²</i>	<i>0,9935</i>	<i>P,</i>	<i>0,3</i>								
		<i>атм</i>									
<i>M_{ср}²</i>	<i>26,17</i>	<i>T, °C</i>	<i>40</i>								
		<i>Z</i>	<i>0,99</i>								
<i>ρ_{ср}</i>	<i>3,06</i>	<i>Z</i>									
<i>ρ_{ср}(по Гуревичу)</i>	<i>3,02</i>	<i>кг/м³</i>									

Исходными данными для расчета процесса подготовки нефти на второй степени сепарации является компонентный состав жидкой фазы после первой степени сепарации (таблица 2.23). В таблице 2.24 приведены результаты расчета процесса подготовки нефти на второй степени сепарации при пятом варианте термобарических условий. Следует отметить, что низкое давление на первой степени сепарации позволило полностью извлечь из подготавливаемой нефти азот, углекислый газ, метан и этан. Однако выбранное давление на первой степени сепарации не позволит обеспечить реализацию эффективной технологии рационального использования получаемого газа без дополнительного компримирования.

Таблица 2.24 – Результаты расчета процесса сепарации нефти (вторая ступень) по пятом варианту термобарических условий (давление 0,2 МПа, T 40⁰C)

Компонент смеси	z	M _i	K _i	N ^r = 17,921	N ^r _{oi}	z-N ^r _{oi}	X _i	M _i ^c	M _i ^r	M _i ^h	R _i ^r
N ₂ (Азот)	0,00	28	295.895	0.0003	0.005	0.00	0.00	0.13	0.13	0.00	98.48
CO ₂ (Двуокись углерода)	0.03	44	193.866	0.0014	0.026	0.00	0.00	1.17	1.14	0.03	97.69
CH ₄ (Метан)	2.35	16	139.425	0.1272	2.279	0.07	0.09	37.77	36.57	1.20	96.82
C ₂ H ₆ (Этан)	3.21	30	24.165	0.1504	2.695	0.51	0.62	96.40	81.04	15.36	84.07
C ₃ H ₈ (Пропан)	8.92	44	6.463	0.2912	5.219	3.70	4.51	393.22	230.14	163.08	58.53
i-C ₄ H ₁₀ (i-бутан)	2.99	58	3.157	0.0680	1.219	1.77	2.15	173.65	70.86	102.79	40.80
n-C ₄ H ₁₀ (n-бутан)	7.75	58	2.291	0.1442	2.583	5.16	6.29	450.32	150.15	300.16	33.34
i-C ₅ H ₁₂ (i-пентан)	7.48	72	0.684	0.0542	0.971	6.51	7.93	539.66	70.08	469.58	12.99
n-C ₅ H ₁₂ (n-пентан)	8.79	72	0.520	0.0501	0.897	7.90	9.62	634.47	64.74	569.72	10.20
Остаток	58.48	86	0.165	0.1135	2.035	56.45	68.78	5039.88	175.35	4864.53	3.48
Итого:	100.00	509	-	1.0005	17.930	82.07	100.00	7366.67	880.20	6486.46	11.95
<i>N'</i>	<i>17,921</i>										
<i>R_{см}²</i>	<i>0,1195</i>	<i>P,</i>	<i>0,2</i>								
		<i>атм</i>									
<i>M_{ср}²</i>	<i>49,09</i>	<i>T, °C</i>	<i>40</i>								
		<i>Z</i>	<i>0,997</i>								
<i>ρ_{ср}</i>	<i>3,82</i>	<i>Z</i>	<i>0,997</i>								
<i>ρ_{ср}(по Гуревичу)</i>	<i>0,68</i>	<i>кг/м³</i>									

Исходными данными для расчета процесса подготовки нефти на третьей ступени сепарации является компонентный состав жидкой фазы после второй ступени сепарации (таблица 2.24). В таблице 2.25 приведены результаты расчета процесса подготовки нефти на третьей ступени сепарации при пятом варианте термобарических условий.

Таблица 2.25 – Результаты расчета процесса сепарации нефти (третья ступень) по пятом варианту термобарических условий (давление 0,1 МПа, T 40⁰C)

Компонент смеси	z	M _i	K _i	N ^r = 13,303	N ^r _{oi}	z-N ^r _{oi}	X _i	M _i ^c	M _i ^r	M _i ^h	R _i ^r
N ₂ (Азот)	0,00	28	591.789	0.0000	0.000	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	98.91
CO ₂ (Двуокись углерода)	0.00	44	387.732	0.0001	0.001	0.00	0.00	0.03	0.03	0.00	98.35
CH ₄ (Метан)	0.09	16	278.849	0.0067	0.089	0.00	0.00	1.46	1.43	0.03	97.72
C ₂ H ₆ (Этан)	0.62	30	48.331	0.0412	0.548	0.07	0.09	18.72	16.49	2.22	88.12
C ₃ H ₈ (Пропан)	4.51	44	12.927	0.2252	2.996	1.51	1.74	198.71	132.11	66.60	66.48
i-C ₄ H ₁₀ (i-бутан)	2.15	58	6.314	0.0797	1.060	1.09	1.26	125.25	61.63	63.61	49.21
n-C ₄ H ₁₀ (n-бутан)	6.29	58	4.582	0.1953	2.598	3.69	4.26	365.74	150.99	214.75	41.28
i-C ₅ H ₁₂ (i-пентан)	7.93	72	1.367	0.1034	1.375	6.56	7.56	572.17	99.21	472.95	17.34
n-C ₅ H ₁₂ (n-пентан)	9.62	72	1.041	0.0996	1.325	8.30	9.57	694.19	95.61	598.58	13.77
Остаток	68.78	86	0.330	0.2493	3.317	65.46	75.51	5927.28	285.82	5641.45	4.82
Итого:	100,00	509	-	1,0005	13,309	86,69	100,00	7903,54	843,34	7060,21	10,67
<i>N'</i>	<i>13,303</i>										
<i>R_{см}²</i>	<i>0,1067</i>	<i>P,</i>	<i>0,1</i>								
		<i>атм</i>									
<i>M_{ср}²</i>	<i>63,36</i>	<i>T, °C</i>	<i>40</i>								
		<i>Z</i>	<i>0,999</i>								
<i>ρ_{ср}</i>	<i>2,47</i>	<i>Z</i>	<i>0,999</i>								
<i>ρ_{ср}(по Гуревичу)</i>	<i>0,32</i>	<i>кг/м³</i>									

В рассматриваемой технологической схеме подготовки нефти предусмотрено 4 ступени сепарации, поэтому, при рассмотрении оптимизационных решений сохранено существующее количество ступеней сепарации. В качестве исходных данных для расчета сепарации нефти на четвертой ступени использован компонентный состав нефти после третьей ступени. Результаты выполненных расчетов приведены в таблице 2.26.

Таблица 2.26 – Результаты расчета процесса сепарации нефти (четвертая ступень) по пятом варианту термобарических условий (давление 0,1 МПа, T 0°C)

Компонент смеси	z	M _i	K _i	N ^r _{oi} 82,91	N ^r _{oi}	z-N ^r _{oi}	X _i	M _i ^c	M _i ^r	M _i ^н	R _i ^r
N ₂ (Азот)	0.00	28	4658.717	0.0000	0.000	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	100.00
CO ₂ (Двуокись углерода)	0.00	44	1158.474	0.0000	0.000	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	99.98
CH ₄ (Метан)	0.00	16	1934.445	0.0000	0.002	0.00	0.00	0.04	0.04	0.00	99.99
C ₂ H ₆ (Этан)	0.09	30	279.929	0.0010	0.085	0.00	0.00	2.57	2.56	0.00	99.93
C ₃ H ₈ (Пропан)	1.74	44	52.106	0.0209	1.735	0.01	0.04	76.83	76.53	0.30	99.61
i-C ₄ H ₁₀ (i-бутан)	1.26	58	24.434	0.0151	1.252	0.01	0.06	73.38	72.77	0.61	99.16
n-C ₄ H ₁₀ (n-бутан)	4.26	58	16.885	0.0508	4.211	0.05	0.30	247.72	244.73	2.99	98.79
i-C ₅ H ₁₂ (i-пентан)	7.56	72	4.139	0.0869	7.203	0.36	2.10	545.56	519.69	25.88	95.26
n-C ₅ H ₁₂ (n-пентан)	9.57	72	2.959	0.1079	8.947	0.62	3.66	690.48	645.51	44.96	93.49
Остаток	75.51	86	0.767	0.7178	59.516	16.00	93.84	6507.57	5128.93	1378.64	78.81
Итого:	100.00	509	-	1.0005	82.951	17.05	100.00	8144.14	6690.75	1453.39	82.15
<i>N'</i>	82.910										
<i>R_{см}²</i>	0,8215	<i>P, атм</i>	0,01								
<i>M_{ср}²</i>	80,66	<i>T, °C</i>	0								
<i>ρ_{ср}</i>	0,36	<i>Z</i>	0,999								
<i>ρ_{газ} (по Гуревичу)</i>	0,29	<i>кг/м³</i>									

При выполнении анализа полученных данных подтверждено изменение количества и компонентного состава газа, выходящего из сепараторов, отмечено изменение молекулярной массы и плотности газа. Применительно к рассматриваемой проблеме выполнен анализ изменения величины газового фактора при изменении термобарических условий сепарации на ступенях сепарации, количество ступеней при этом не изменялось. Изменение фактически получаемого суммарного выхода газа (газового фактора) требует уточнения извлекаемых запасов растворенного газа [89]. Результаты расчетов изменения газового фактора по различным вариантам термобарических условий сепарации для нескольких месторождений Западной Сибири, характеризующихся различными составами нефти, представлены в таблицах 2.27 – 2.28.

Таблица 2.27 – Результаты расчета изменения газового фактора для выбранных вариантов оптимизации условий сепарации

Вариант изменения условий	БВ ₃ ⁰ Новогоднее месторождение	Δ газового фактора, %	БВ ₃ ¹ Новогоднее месторождение	Δ газового фактора, %
Базовый	77.3	0	76.5	0
Вариант 1	78.6	1.7	79.6	4
Вариант 2	74.3	-3.9	73.6	-3.8
Вариант 3	72.8	-5.8	72.0	-5.8
Вариант 4	69.1	-10.7	68.3	-10.7
Вариант 5	80.4	4	80.6	5.4
	Ю ₁ ¹ Новогоднее месторождение	Δ газового фактора, %	Ю ₂ Новогоднее месторождение	Δ газового фактора, %
Базовый	78.4	0	98.5	0
Вариант 1	80.2	2.23	58.8	-40.32
Вариант 2	76.3	-2.73	67.0	-31.99
Вариант 3	75.3	-3.97	66.4	-32.58
Вариант 4	72.6	-7.42	64.3	-34.73
Вариант 5	80.7	2.87	80.7	-18.07
	Ю ₁ Фестивальное месторождение	Δ газового фактора, %	БС ₁₀ Северо-Конитлорское месторождение	Δ газового фактора, %
Базовый	84.9	0	56.6	0
Вариант 1	78.8	-7.11	59.1	4.45
Вариант 2	73.0	-13.98	51.4	-9.23
Вариант 3	72.0	-15.17	72.3	28.95
Вариант 4	69.0	-18.33	87.7	55.04
Вариант 5	79.6	-6.15	80.5	42.26

Отрицательная величина изменения газового фактора указывает о снижении выхода газа из сепараторов и увеличение выхода нефти со снижением её плотности и одновременным увеличением давления насыщенных паров (ДНП) в связи с увеличением в нефти количества легких углеводородных компонентов. Поэтому при рассмотрении вариантов оптимизации процесса сепарации, необходимо учитывать существующие требования по предельному значению ДНП подготовленной нефти [65]. Следует отметить, что требования к качеству товарной нефти установлены ГОСТ Р 51858-2002, согласно которого ДНП устанавливается на уровне не более 66,7 МПа. Давление насыщенных паров определяется экспериментальным путем.

Таблица 2.28 – Результаты расчета изменения газового фактора для выбранных вариантов оптимизации условий сепарации

	АС ₁₂ Приобское месторождение	Δ газового фактора, %	Ю ₃₋₄ Кальчинское месторождение	Δ газового фактора, %
Базовый вариант	81.6	0	86.1	0
Вариант 1	82.3	0.88	83.5	-3.05
Вариант 2	80.6	-1.23	82.0	-4.75
Вариант 3	80.3	-1.63	81.9	-4.94
Вариант 4	79.3	-2.87	81.1	-5.85
Вариант 5	83.2	1,89	83.7	-2.75
	БС ₁₀ ² Северо-Конитлорское месторождение	Δ газового фактора, %	ЮС ₀ ² Северо-Конитлорское месторождение	Δ газового фактора, %
Базовый вариант	76.7	0	78.4	0
Вариант 1	79.7	-3.95	80.4	-2.55
Вариант 2	73.8	3.69	76.3	2.69
Вариант 3	72.3	5.73	75.3	3.89
Вариант 4	68.5	10.64	72.6	7.32
Вариант 5	80.8	-5.34	81.4	-3.81
	Ач ₂ Северо-Конитлорское	Δ газового фактора, %		
Базовый вариант	82.1	0		
Вариант 1	81.6	-4.04		
Вариант 2	77.5	1.19		
Вариант 3	77.0	1.72		
Вариант 4	74.7	4.75		
Вариант 5	82.1	-4.78		

Изменение газового фактора по ступеням сепарации в зависимости от выбранного варианта термобарических условий подготовки нефти к транспорту представлено в виде графика на рисунке 2.2.

В рассматриваемом случае наибольшее влияние на суммарную величину газового фактора оказывают термобарические условия второй ступени сепарации, так как от перепада давления и температуры между первой и второй ступенью зависит массовая доля отгона легких компонентов. Отрицательная величина изменения газового фактора указывает на снижение объема газа, поступающего из сепараторов, следовательно, увеличивается выход нефти, снижается её плотность, происходит увеличение давления насыщенных паров. В этой связи при оптимизации процесса сепарации, необходимо учитывать, кроме снижения содержания ШФЛУ в отгоняемом газе, изменение давления

насыщенных паров (ДНП). Изменение величины газового фактора может достигать значительных значений, следовательно, изменяются извлекаемые запасы растворенного газа. Этот фактор необходимо учитывать при проектировании технологии использования растворенного газа на всех стадиях формирования инфраструктуры промысла.

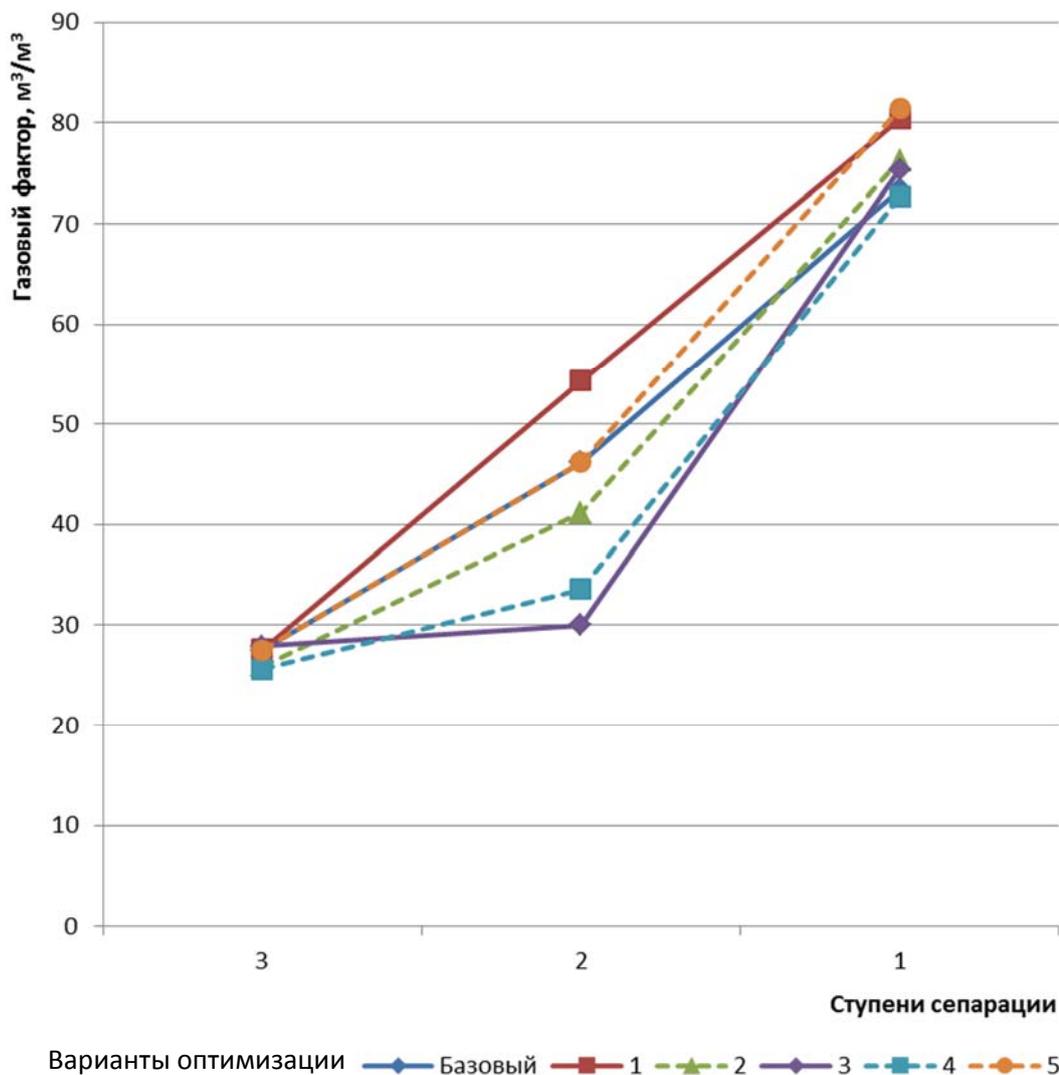


Рисунок 2.2 – График изменения газового фактора по ступеням сепарации.

Величина газового фактора по ступеням сепарации может отличаться от базового варианта, как в большую, так и в меньшую сторону, соответственно извлекаемые запасы растворенного газа также будут нуждаться в корректировке.

На основании выполненных расчетов и полученных значений изменения газового фактора при оптимизации условий подготовки нефти выполнен расчет изменения извлекаемых запасов растворенного газа на примере нескольких месторождений Западной Сибири [90]. Для расчетов использовались данные по Новогоднему [91, 92], Фестивальному [93], Северо-Конитлорскому [94], Приобскому [95] и Кальчинскому [96] месторождениям. В таблице 2.29 представлены результаты расчета извлекаемых запасов растворенного газа при величине газового фактора, принятой согласно регламентирующим документам.

Таблица 2.29 – Данные о запасах месторождений и принятых при подсчете параметров значениях газового фактора

№ п/п	Объекты	Извлекаемые запасы нефти на государственном балансе (BC ₁), тыс. т	Газовый фактор, м ³ /т	Извлекаемые запасы растворенного газа, млн. м ³
1	БВ ₃ ⁰ Новогоднее	106	114	12,08
2	БВ ₃ ¹ Новогоднее	6917	114	788,54
3	Ю ₁ ¹ Новогоднее	49334	469	23137,67
4	Ю ₂ Новогоднее	4860	372	1807,92
5	Ю ₁ Фестивальное	17393	276,8	4814,38
6	БС ₁₀ ⁰ Северо-Конитлорское	190	59	11,21
7	БС ₁₀ ² Северо-Конитлорское	1539	49	75,41
8	ЮС ₀ ² Северо-Конитлорское	250	70	17,5
9	Ач ₂ Северо-Конитлорское	511	70	35,77
10	АС ₁₂ ² Приобское	238136	66	15716,98
11	Ю ₃₋₄ Кальчинское	20	74,6	1,49

Величина газового фактора по Северо-Конитлорскому месторождению принималась экспертно, что характерно для многих случаях подсчета запасов месторождений, находящихся на первой стадии разработки, когда отсутствуют данные по исследованию глубинных проб нефти. Поскольку данные о запасах растворенного газа являются основанием для проектирования технологий его рационального использования такие ошибки могут привести к значительным рискам принятия неверных проектных решений.

Выполнение расчеты по оптимизации процесса подготовки нефти для ряда месторождений позволил сформировать данные по максимальному изменению величины газового фактора и оценить изменение извлекаемых запасов растворенного газа (таблица 2.30).

Таблица 2.30 – Результаты расчетов изменения газового фактора после оптимизации технологии подготовки нефти

№ п/п	Объекты	Проектный газовый фактор,, м ³ /т	Расчетный газовый фактор, м ³ /т	Δ, %
1	БВ ₃ ⁰ Новогоднее	114	69,13	39,36
2	БВ ₃ ¹ Новогоднее	114	69,32	39,19
3	Ю ₁ ¹ Новогоднее	469	72,59	84,52
4	Ю ₂ Новогоднее	372	64,32	82,71
5	Ю ₁ Фестивальное	276	69,3	74,96
6	БС ₁₀ ⁰ Северо-Конитлорское	59	51,36	12,95
7	БС ₁₀ ² Северо-Конитлорское	49	80,75	-64,80
8	ЮС ₀ ² Северо-Конитлорское	70	81,37	-16,24
9	Ач ₂ Северо-Конитлорское	70	82,13	-17,33
10	АС ₁₂ ² Приобское	66	79,27	-20,11
11	Ю ₃₋₄ Кальчинское	74,56	81,03	-8,68

Следует отметить, что рассматриваемая методика учета влияния термобарических условий сепарации на величину газового фактора применима лишь для залежей, в которых на момент окончания разработки пластовое давление останется выше давления насыщения. Представленные в таблице 2.30 данные о влияния технологии промысловой подготовки нефти на извлекаемые запасы растворенного газа используются недропользователями при оперативном подсчете запасов и выборе оптимальной технологий его рационального использования.

ВЫВОДЫ ПО РАЗДЕЛУ 2

1. С применением разработанной методики расчета констант фазового равновесия при низких давлениях разработана методика расчета

газосодержания нефти. Полученные результаты сравнивались с данными лабораторных исследований. Погрешность выполненных расчетов не превысил 8 %, что подтверждает достоверность разработанной методики, которая в дальнейшем использовалась для оценки влияния технологии подготовки нефти к транспорту на извлекаемые запасы растворенного газа.

2. Выполнен анализ нормативной документации и фактических промысловых данных, в результате которого показано, что при подсчете запасов растворенного газа величина газового фактора определяется согласно требований действующих нормативных документов. Однако на практике, условия подготовки нефти практически никогда не соответствуют тем, что были приняты, то есть «рабочим условиям».

3. В связи с доказанным фактом влияния термобарических условий ступеней сепарации и их количества на величину фактического газового обоснована необходимость учета влияния принятой технологии подготовки нефти к транспорту на величину извлекаемых запасов растворенного газа. Доказано, что оптимизация условий сепарации позволяет до 40 % снизить объем отгоняемого при подготовке нефти газа при этом обеспечивается сохранение регламентированного значения давления насыщенных паров подготовленной нефти

4. Разработана методика учета влияния величины давления, температуры и количества ступеней сепарации при подготовке скважинной продукции к транспорту на объем извлекаемых запасов растворенного газа, которая изменяется вследствие. Рассматриваемая методика применима для нефтяных залежей, где пластовое давление остается выше давления насыщения в течение всего периода разработки.

5. Предварительный анализ возможных изменения извлекаемых запасов растворенного газа позволяет повысить достоверность обоснования выбора оптимальной технологий его рационального использования.

3 ЭНЕРГОСБЕРЕГАЮЩАЯ ТЕХНОЛОГИЯ РАЦИОНАЛЬНОГО ИСПОЛЬЗОВАНИЯ ПОПУТНОГО НЕФТЯНОГО ГАЗА

В предыдущих разделах диссертационной работы показано, что величина извлекаемых запасов растворенного газа может варьировать в значительном интервале, что связано как с изменением термобарических условий в процессе разработки залежи, так и с принятой технологией подготовки скважинной продукции. Способ рационального использования попутного нефтяного газа, особенно для ПНГ 3 и 4 ступеней сепарации с давлением 0,1-0,2 МПа определяется исходя из экономической целесообразности и обеспечения сохранения углеводородов в нефти при заданной величине давления насыщенных паров готовой продукции. Кроме применения технических средств актуально использование углеводородов для получения конечной продукции или энергии, что требует внесения изменений в технологическую схему подготовки нефти [1].

3.1 Исследование существующих способов рационального использования попутного нефтяного газа

Основным компонентом природного и попутного нефтяного газа (ПНГ) является метан, однако ПНГ содержит в своем составе тяжелые углеводороды, что приводит к необходимости его дополнительной подготовки до требуемых качеств при использовании в качестве топлива для [97]. Известны различные технологии попутного нефтяного газа, например, мембранная очистка, низкотемпературная сепарация, очистка сорбентами и др. Все эти технологии и существующие методы направлены на удаление из попутного нефтяного газа широкой фракции углеводородов, воды, механических примесей и сернистых соединений, т.к. оборудование, работающее на ПНГ, разрабатывалось, как правило для «чистого» природного газа. Использование тех или иных технологий подготовки попутного нефтяного газа связано с необходимостью

энергетических затрат (повышения давления), что накладывает определенные требования к формированию технологических схем.

В настоящее время широкое развитие получило использование ПНГ в качестве сырья на газоперерабатывающих заводах, в результате переработки получают значительный ассортимент товарной продукции, являющимся результатом сложных химических реакции [98]. В качестве сырья для химической переработки используется попутный нефтяного газ, получаемый с первой и второй ступеней сепарации, так как имеющегося при этом давления достаточно для его транспортировки без дополнительных мероприятий и специальной подготовки. Использование газа последующих ступеней сепарации, в связи с низким давлением газа на выходе из сепараторов (близким к атмосферному) связано с необходимостью его компримирования [99].

Известны случаи, когда при отсутствии необходимой инфраструктуры транспорта газа, либо отсутствии экономической эффективности его транспорта ПНГ использовали в качестве агента воздействия на пласт [100, 101], например для газового и водогазового воздействия (ВГВ) на пласт [102, 103], либо рассматривались решения по временной закачке попутного нефтяного газа в газовую шапку для хранения и накопления достаточных объемов. При этом возможно решение сразу нескольких задач: создания временных хранилищ ПНГ, повышения давления в газовой шапке, вытеснения нефти за счет увеличения объема газовой шапки (вытеснения нефти расширяющейся газовой шапкой) [104].

Известны исследования применения попутного нефтяного газа для реализации сайклинг-процесса. Применение этой технологии было рассмотрено при проектировании обустройства Копанского газоконденсатнонефтяного месторождения. Технология предусматривала, что из пласта извлекается нефть вместе с растворенным и попутными газами, газ направляется на предварительную подготовку. Одна часть подготовленного газа используется в качестве топлива для электростанций, обеспечивающие получение

электроэнергии для промышленных нужд. Выхлопные газы и оставшаяся часть газа закачивается в газоконденсатную шапку.

Широкое распространение получила технология использования ПНГ в качестве топлива на газопоршневых электростанциях. В России на месторождениях используют газопоршневые установки (ГПУ) различных производителей, например Caterpillar, Jenbacher, Cummins, Wartsila и других. Для их эффективной работы необходимо обеспечения определенных величин метанового числа (процента метана в эталонной смеси), так как при нижнем пределе метанового числа не обеспечивается требуемая мощность ГПЭС [105,106]. При использовании ПНГ с повышенной теплотворной способностью перегрев двигателя неизбежен, что приводит к потерям мощности от 50 до 60 % [107].

Для оценки возможности и разработки технологических параметров подготовки ПНГ для использования в качестве топлива на ГПЭС представлены расчеты метанового числа и теплоты сгорания газа, получаемого после первой сепарации на одном из объектов Хохряковского месторождения. Для выполнения расчетов использовался программный комплекс «AVL Methane Calculator», поставляемый компанией «Cummins» для расчета параметров работы их ГПУ, (таблица 3.1, рисунок 3.1) [108].

Двигатели ГПЭС могут автоматически адаптироваться к метановому числу поступающего газа в определенных интервалах, при этом при низких метановых числах наблюдается снижение мощности ГПУ, а при его высоком значении контроллерами адаптируется состав топливной смеси. Минимальная величина метанового числа - 52, она достигается при следующих термобарических условиях подготовки попутного нефтяного газа:

- давление 0,8 МПа, температура 10-25°C;
- давление 0,7 МПа, температура 10-20°C;
- давление 0,6 МПа, температура 10-15°C;
- давление 0,5 МПа, температура 10°C.

Таблица 3.1 - Результаты расчета метанового числа и низшей теплоты сгорания для газа, отделяемого на первой ступени сепарации

Наименование компонентов, параметров	Состав газа 1 ступени сепарации (молярная концентрация, %)							
	Давление 0,4 МПа				Давление ,5 МПа			
	10°С	15°С	20°С	25°С	10°С	15°С	20°С	25°С
СО ₂	1,4	1,4	1,4	1,4	1,5	1,4	1,4	1,4
N ₂	1,1	1,1	1,1	1,1	1,1	1,1	1,1	1,1
Метан	71,8	70,7	69,6	68,6	73,6	72,5	71,4	70,3
Этан	9,9	9,8	9,8	9,7	9,7	9,7	9,7	9,7
Пропан	11,1	11,5	11,9	12,3	10,1	10,6	11,1	11,5
Изобутан	1,2	1,4	1,5	1,6	1,0	1,2	1,3	1,4
Норм. бутан	2,5	2,8	3,2	3,5	2,1	2,4	2,7	3,1
Изопентан	0,4	0,5	0,6	0,7	0,4	0,4	0,5	0,6
Норм. пентан	0,5	0,5	0,6	0,8	0,4	0,4	0,5	0,6
Остаток	0,3	0,3	0,3	0,4	0,2	0,2	0,3	0,3
Молярная масса	23,3	23,7	24,2	24,6	22,6	23,1	23,5	24,0
Плотность газа, кг/м ³	1,0	1,0	1,0	1,0	0,9	1,0	1,0	1,0
Низшая теплота сгорания, кДж/кг	46364	4634	46324	46304	46392	46380	46353	46332
Метановое число	50,8	49,5	48,2	46,9	52,6	51,3	50,0	48,7

	Давление P=0,6 МПа				Давление P=0,7 МПа			
	10°С	15°С	20°С	25°С	10°С	15°С	20°С	25°С
СО ₂	1,5	1,4	1,4	1,4	1,5	1,5	1,4	1,4
N ₂	1,2	1,1	1,1	1,1	1,2	1,2	1,2	1,1
Метан	75,0	74,0	72,9	71,8	76,3	75,2	74,2	73,1
Этан	9,6	9,6	9,6	9,6	9,4	9,4	9,4	9,5
Пропан	9,3	9,9	10,4	10,8	8,6	9,2	9,7	10,2
Изобутан	0,9	1,0	1,2	1,3	0,8	0,9	1,0	1,2
Норм. бутан	1,8	2,1	2,4	2,7	1,6	1,9	2,1	2,4
Изопентан	0,3	0,4	0,4	0,5	0,3	0,3	0,4	0,4
Норм. пентан	0,3	0,4	0,5	0,5	0,3	0,3	0,4	0,5
Остаток	0,2	0,2	0,2	0,3	0,2	0,2	0,2	0,2
Молярная масса	22,15	22,55	22,97	23,4	21,75	22,14	22,53	22,95
Плотность газа, кг/м ³	0,92	0,94	0,96	0,97	0,9	0,92	0,94	0,95
Низшая теплота сгорания, кДж/кг	46426	46405	46378	46358	46535	46422	46402	46382
Метановое число	54,4	52,8	51,5	50,2	55,8	54,4	52,8	51,5

	Давление P=0,8 МПа			
	10°C	15°C	20°C	25°C
CO ₂	1,5	1,4	1,4	1,4
N ₂	1,2	1,2	1,2	1,2
Метан	77,3	76,3	75,3	74,2
Этан	9,2	9,2	9,3	9,3
Пропан	8,0	8,6	9,1	9,6
Изобутан	0,7	0,8	1,0	1,1
Норм. бутан	1,4	1,7	1,9	2,2
Изопентан	0,2	0,3	0,3	0,4
Норм. пентан	0,3	0,3	0,4	0,4
Остаток	0,1	0,2	0,2	0,2
Молярная масса	21,4	21,8	22,2	22,6
Плотность газа, кг/м ³	0,89	0,9	0,92	0,94
Низшая теплота сгорания, кДж/кг	46466	46447	46428	46402
Метановое число	57,5	55,7	54,1	52,7

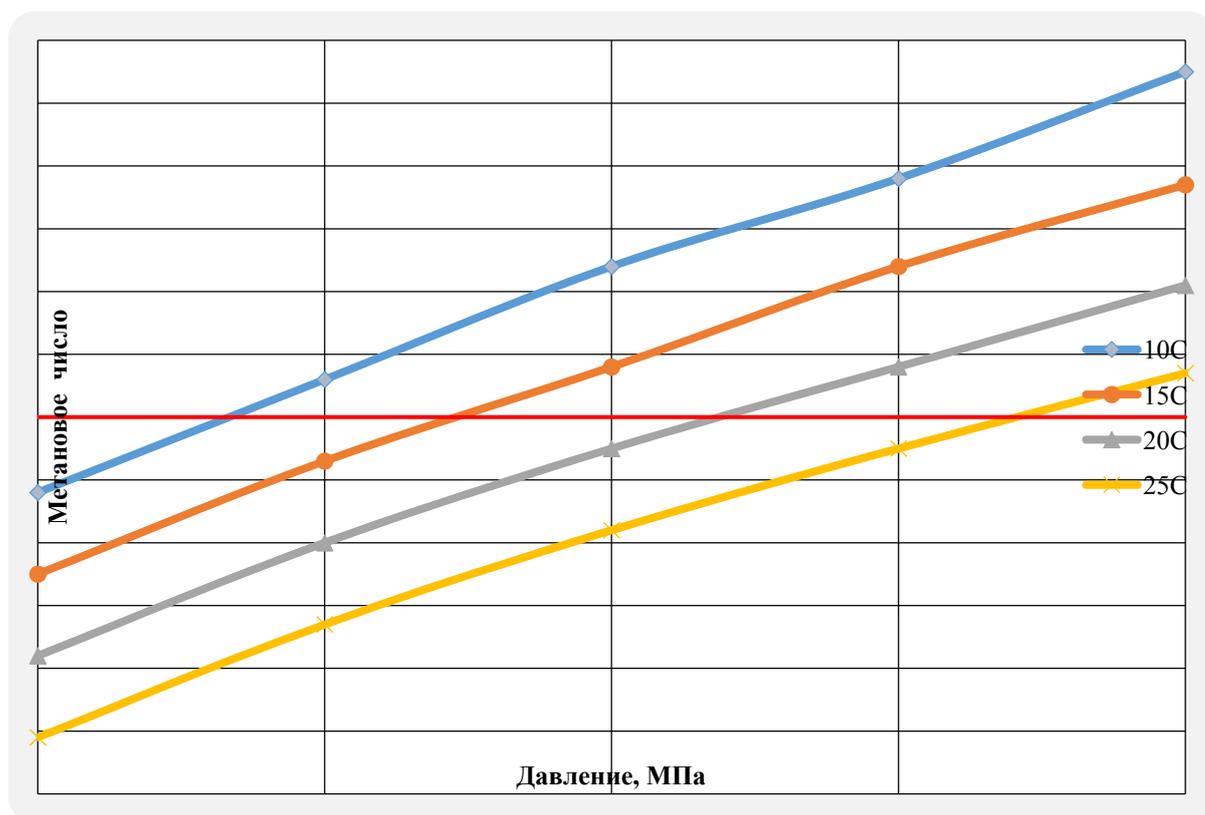


Рисунок 3.1 - Зависимость метанового числа газа первой ступени сепарации от давления для различных температур

Выполненными расчетам подтверждена возможность обеспечения требуемых параметров подготавливаемого ПНГ для его использования в качестве топлива на ГПЭС. Одновременное снижение давление и температуры,

при обеспечении требуемого метанового числа, объясняется сохранением в нефти легких фракций, которые при больших температурах возможно сохранить в нефти только с повышением давления.

Известны технологии конверсии природного газа в синтетическое жидкое топливо — СЖТ. В GTL-процессах попутный газ перерабатывается в легкие моторные топлива и тяжелые углеводородные продукты [109], что в некоторых случаях, является удобной технологией для обеспечения моторным топливом промыслов.

Попутный нефтяной газ на удалённых и мелких нефтяных месторождениях невозможно утилизировать на месте в связи с низким метановым числом (метановым индексом), высоким содержанием в нем тяжелых углеводородов, незначительного количества запасов, что приводит к низкой экономической эффективности внедрения каких-либо технологий, поэтому ПНГ, как правило, сжигается [110].

Анализ известных технологий рационального использования ПНГ, нормативно-правовых и технических документов, регулирующих его добычу и принципы рационального использования представлен в значительном количестве публикаций [111,112,113,114,115,116], однако проблема низкой рентабельности внедряемых мероприятий до сих пор не решена [117]. В процессе эксплуатации месторождений происходит изменение качественных характеристик ПНГ, поэтому возникает риск неравномерной загрузки технологических линий утилизации. Как правило, на начальной стадии существует резерв мощности, на более поздней стадии разработки, газа, как правило не хватает для полной загрузки построенных систем [118,119,120].

Очевидно, что экономически выгодным методом рационального использования попутного нефтяного газа является его переработка или направление подготовленного газа в магистральные газопроводы для дальнейшего использования совместно с природным газом [121]. Требования к качеству газа для магистрального транспорта определены в СТО Газпром 089-2010 [122], для и коммунально-бытового и промышленного использования в

ГОСТ 5542-2014 [123]. Согласно требований этих документов газ должен иметь определенную температуру точки росы, очищен от механических примесей и сернистых соединений.

Таким образом, многообразие существующих технологий рационального использования ПНГ, отсутствие единых методических основ их выбора, существенно затрудняет выбор оптимальных методов рационального использования [124]. Однако, подготовка ПНГ до требований, предъявляемых к природному газу (газу газовых месторождений), особенно с применением энергосберегающих технологий позволит в значительной степени увеличить объем рационального использования ПНГ.

3.2 Способ подготовки попутного нефтяного с применением вихревых труб

Для обеспечения подготовки ПНГ до требований, предъявляемых к газу, предназначенному для транспортировки по магистральным газопроводам, разработан способ [125] ступенчатого компримирования попутного нефтяного газа с использованием жидкостно-газовых эжекторов (ЖГЭ). В качестве рабочей жидкости для эжектирования используется подтоварная вода. Идея и примеры реализации технологии повышения давления ПНГ с использованием жидкостно-газовых эжекторов изложены в [126, 127, 128]. Использование для компримирования газа жидкостно-газовых эжекторов широко отражено в литературных источниках, например в [129, 130, 131] рассмотрено использование в качестве рабочего агента пластовой воды. Использование ЖКЭ обладает рядом преимуществ перед компрессорами [132, 133] и широко используются в нефтегазовой отрасли [134,135,136] для решения задач эксплуатации скважин, подготовки и рационального использования ПНГ.

Работу разработанной энергосберегающей технологии подготовки попутного нефтяного газа можно описать, используя технологическую схему приведенную на рисунках ниже. На рисунке 3.2 (для двухпоточной вихревой трубы [137]) и на рисунке 3.3 (для трехпоточной вихревой трубы) представлена

Технологическая схема работает следующим образом. Газ концевой ступени сепарации, имеющий низкое давление (близкое к атмосферному) по трубопроводу 1 направляется для компримирования в жидкостно-газовый эжектор ЖГЭ-1. В этом эжекторе в качестве рабочей жидкости используется подтоварная вода, которая подается насосом Н-1 по трубопроводу 2. Сепаратор С-1 необходим для отделения водогазовой смеси после эжектора ЖГЭ-1, смесь поступает на сепарацию по трубопроводу 3. Вода, сепарированная от газа трубопроводам 5, 18, 21 циркулирует на прием насоса Н-1. Газ из сепаратора С-1 транспортируется по трубопроводам 6 и 4 и смешивается с газом второй ступени сепарации, которые поступает по трубопроводу 8. Полученная смесь по трубопроводу 9 направляется на компримирование в жидкостно-газовый эжектор ЖГЭ-2. Для его работы вода по трубопроводу 7 подается насосом Н-1. Давление воды в ЖГЭ-2 автоматически поддерживается равным давлению первой ступени сепарации. Водогазовая смесь после эжектора ЖГЭ-2 направляется на в сепаратор С-2 по трубопроводу 10. Отделяемая в этом сепараторе вода трубопроводам 11, 18, 21 направляется на прием насоса Н-1. Получаемый конденсат (в результате компримирования углеводородного газа) из сепаратора С-2 отводится по трубопроводу 13. Выделившийся в сепараторе С-2 газ по трубопроводу 12 направляется на смешивание с газом первой ступени сепарации, который подается по трубопроводу 15. Затем полученная смесь по трубопроводу 16 направляется для повышения давления в жидкостно-газовый эжектор ЖГЭ-3. В нем в качестве рабочей жидкости используется подтоварная вода, которая нагнетается насосом Н-1 по трубопроводу 14. Давление нагнетания на эжекторе ЖГЭ-3 поддерживается на уровне, необходимом для дальнейшего направления газа в двухпоточную вихревую трубу ДВТ-1.

Водогазовая смесь из эжектора ЖГЭ-3 направляется в сепаратор С-3 по трубопроводу 17. Вода из аппарата С-3 по трубопроводам 20, 21 направляется на прием насоса Н-1, который по трубопроводу 14 ее рециркулирует. При образовании избыточных объемов воды она отводится на КНС для дальнейшей закачки в пласт через систему ППД (эта линия на рисунке 3.2 не показана).

Газ из сепаратора С-3 по трубопроводу 19 направляется на охлаждение в рекуперативный теплообменник Т-1. Охлаждение происходит за счет потока газа из сепаратора С-5, отделение выделившегося в результате охлаждения конденсата происходит в сепараторе С-4. Конденсат, выделившийся из подготавливаемого попутного нефтяного газа в сепараторе С-4 отводится по трубопроводу 25. Охлажденный газ по трубопроводу 24 направляется в двухпоточную вихревую трубу ДВТ-1. В этой вихревой трубе подготовка газа до нужных требований происходит за счет эффекта Ранка-Хилша [139].

Эффект Ранка-Хилша заключается в снижении температуры центральных слоев закрученного потока и нагреве периферийных слоев, эффект описан Ранком в 1931 году [140], объяснен и экспериментально Хилшем в 1946 году [141]. В настоящее время известна несколько тысяч публикаций, связанных с исследованием эффекта Ранка-Хилша [142]. Развитие эффекта и его применение для подготовки углеводородных газов изложено в работе [143]. Однако в [144] показано, что несмотря на имеющийся опыт опытно-промышленных испытаний ТВТ [145,146,147] и удачные примеры промышленной эксплуатации [148,149], остаётся открытым вопрос об оптимальной геометрии сепарационной части ТВТ для достижения заданных параметров сепарации. В дальнейшем в работе использованы решения по конструкции ТВТ, представленные в [150].

Обрезавшийся в двухпоточной вихревой трубе ДВТ-1 поток холодного газа направляется в сепаратор С-5 по трубопроводу 26 для дальнейшего отделения выделившегося в результате охлаждения конденсата, который по трубопроводу 29 отводится. Подготовленный газ по трубопроводу 28 направляется теплообменник Т-1 для охлаждения поступающего на подготовку потока газа из сепаратора С-3. Подготовленный охлажденный газ смешивается с потоком горячего газа из ДВТ-1, поступающего по трубопроводу 27. Затем смешанный поток подготовленного газа по трубопроводу 31 направляется для сдачи в магистральный газопровод.

Для трехпоточной вихревой трубы, ввиду выполняемой ей функции разделения входящего потока на три составляющие: холодный газ, горячий газ, конденсат технологическая схема, представленная на рисунке 3.3 работает немного по-другому.

Низконапорный газ из концевой ступени сепарации направляется для компримирования в жидкостно-газовый эжектор ЖГЭ-1 по трубопроводу 1. В нем в качестве рабочей жидкости также используется подтоварная вода, которая подается насосом Н-1 по трубопроводу 2. Давление нагнетания ЖГЭ-1 соответствует давлению второй ступени сепарации. Водогазовая смесь после ЖГЭ-1 поступает на разделение в сепаратор С-1 по трубопроводу 3. Вода из сепаратора С-1 по трубопроводам 5, 18, 21 направляется на прием насоса Н-1, где она рециркулирует по трубопроводу 2. Конденсат, образовавшийся в результате компримирования углеводородного газа, отводится по трубопроводу 6 из сепаратора С-1.

Газ второй ступени сепарации подаваемый по трубопроводу 8 и трубопроводу 9 смешивается с газом, отделяемым в сепараторе С-1. Получаемая смесь направляется для повышения давления в жидкостно-газовый эжектор ЖГЭ-2. В нем аналогично ЖГЭ-1 в качестве рабочего агента используется подтоварная вода, которая подается насосом Н-1 через трубопровод 7. В эжекторе ЖГЭ-2 давление нагнетания соответствует давлению первой ступени сепарации. Полученная в эжекторе ЖГЭ-2 водогазовая смесь направляется в сепаратор С-2 по трубопроводу 10. Вода из аппарата С-2 по трубопроводам 11, 18, 21 поступает на прием насоса Н-1, который по трубопроводу 7 ее рециркулирует. Выделившийся в результате компримирования углеводородный конденсат из сепаратора С-2 отводится по трубопроводу 13.

Газ, выделившийся в сепараторе С-2 по трубопроводу 12 направляется на смешивание с газом первой из ступени сепарации, который подается по трубопроводу 15. Полученная смесь по трубопроводу 16 направляется на компримирования в жидкостно-газовый эжектор ЖГЭ-3, в котором также

используется вода, подаваемая по трубопроводу 14 насосом Н-1. Давление нагнетания эжектора ЖГЭ-3 поддерживается на необходимом для подготовки газа в трехпоточной вихревой трубе ТВТ-1 уровне. Водогазовая смесь из эжектора ЖГЭ-3 поступает на разделение в сепаратор С-3 по трубопроводу 17. Вода из сепаратора С-3 по трубопроводам 20, 21 направляется на прием насоса Н-1, который по трубопроводу 14 ее рециркулирует. При образовании избытка воды она отводится на КНС (линия отвода на рисунке 3.3 не показана).

Газ, отделенный в сепараторе С-3 охлаждается в рекуперативном теплообменнике Т-1, куда направляется по трубопроводу 19. Охлаждение газа осуществляется от потока холодного газа из трехпоточной вихревой трубы ТВТ-1. Охлажденный газ направляется в сепаратор С-4 по трубопроводу 23 для отделения выделившегося в результате конденсата, который отводится по трубопроводу 25, а охлажденный газ по трубопроводу 24 направляется в трехпоточную вихревую трубу ТВТ-1. В трехпоточной вихревой трубе происходит разделение высокоскоростного потока на холодный и горячий (эффект Ранка-Хилша), и, кроме этого, отделение мелкодисперсной жидкой фазы, которая образуется в самой вихревой трубе в результате охлаждения газа [151].

Поток холодного газа из ТВТ-1 направляется в рекуперативный теплообменник Т-1 по трубопроводу 26 для охлаждения газа, поступающего из сепаратора С-3. Подготовленный попутный нефтяной газ поступает по трубопроводу 29 и смешивается с горячим газом, поступающим по трубопроводу 27 из трехпоточной вихревой трубы. Затем объединенный поток подготовленного газа по трубопроводу 30 направляется для сдачи в магистральный газопровод, а выделившийся из ПНГ конденсат отводится по трубопроводу 28.

Разработанная технология решает задачу рационального использования попутного нефтяного газа путем его подготовки до требований, предъявляемых к газу газовых месторождений. При этом решается задача снижения энергозатрат на реализацию технологию за счет применения ряда

инновационных решений. Компримирование низконапорного газа попутного нефтяного газа происходит ступенчато, с использованием жидкостно-газовых эжекторов, которые, благодаря простоте конструкции, использованию в качестве агента подтоварной воды, обеспечивают значительное снижение энергозатрат на компримирование газа, по сравнению с другими видами компрессоров. Сепарация газа, имеющего после жидкостно-газовых эжекторов давление, достаточное для подготовки, осуществляется с использованием трехпоточных вихревых труб, которые за счет эффекта Ранка-Хилша обеспечивают подготовку газа до задаваемых требований за один цикл. Кроме того, повышение энергоэффективности технологии происходит за счет рекуперация холода из потока газа, выходящего после подготовки из трехпоточной вихревых труб.

Для оценки целесообразности практического использования предлагаемой технологии и определения областей дальнейшего эффективного использования подготавливаемого газа выполнена оценка параметров получаемого газ. Определяющим параметром является температура точки росы [152], зависящая от компонентного состава подготавливаемого газа. Для этого с применением моделирования процесса подготовки в программном комплексе HYSYS выполнен весь цикл технологических расчетов и анализ их результатов.

3.3 Результаты расчета технологических параметров работы разработанной технологии подготовки попутного нефтяного газа.

В целях оценки параметров работы разработанной технологии подготовки попутного газа выполнен расчет этого процесса на примере попутного нефтяного газа Приобского месторождения. Расчеты выполнены на удельный суммарный расход газа всех ступеней сепарации – 1000 м³/ч [153]. Для выполнения расчетов были использованы следующие исходные данные:

- давление газа конечной ступени сепарации – 0,101325 МПа (абс.), второй ступени сепарации – 0,2 МПа (абс.), первой ступени сепарации – 0,8 МПа (абс.);
- температура подготавливаемого газа – 40 °С;
- расход газа 1-й ступени – 800 м³/ч (при 0 °С и 101325 Па), 2-й ступени – 100 м³/ч (при 0 °С и 101325 Па), расход газа конечной ступени сепарации – 100 м³/ч (при 0 °С и 101325 Па);
- газ, поступающий на подготовку насыщен по влаге и углеводородам при его входных температуре и давлении;
- плотность воды – 1030 кг/м³;
- температура воды – 20 °С;
- давление насыщенных паров рабочей жидкости – 2317 Па.

Состав и свойства газа по ступеням сепарации приведены в таблице 3.2

Таблица 3.2 - Состав и свойства попутного нефтяного газа

	Газ 1-й ступени	Газ 2-й ступени	Газ конечной ступени с
Свойства			
Молекулярная масса, г/моль	23,20	36,41	48,26
Плотность, кг/м ³ при 0 °С и 101325 Па	1,04	1,63	2,15
Состав, % мольный			
CO ₂	1,08	1,49	0,94
N ₂	1,09	0,23	0,02
CH ₄	71,75	35,25	9,22
C ₂ H ₆	8,29	13,23	11,34
C ₃ H ₈	10,98	28,00	39,63
i-C ₄ H ₁₀	1,27	3,65	6,14
n-C ₄ H ₁₀	3,28	9,62	16,80
i-C ₅ H ₁₂	0,56	1,74	3,20
n-C ₅ H ₁₂	0,73	2,31	4,29
ΣC ₆₊	0,96	4,49	8,43

Результаты расчета процесса компримирования газа жидкостно-газовым эжектором приведены в таблице 3.3.

Таблица 3.3 - Результаты расчета процесса компримирования газа жидкостно-газовым эжектором

Давление газожидкостной смеси на выходе эжектора, МПа	Давление воды на входе эжектора, МПа	Расход воды на входе эжектора, м ³ /ч
ЖГЭ-1		
0,2	1,2	26,6
ЖГЭ-2		
0,8	4,4	21,3
ЖГЭ-3		
2,0	5,5	161,0
2,5	6,9	150,0
3,0	8,3	142,0
3,5	9,7	136,0
4,0	14,4	131,0

Данные, представленные в таблице, свидетельствуют о том, что для увеличения давления компримирования необходимо увеличение давления подаваемой на вход эжектора воды. В результате процесса компримирования происходит конденсация воды и углеводородов, объем конденсации которых увеличивается для всех составов, характерных конечным ступеням сепарации нефти с увеличением давления подготовки. Результаты расчета процесса конденсации углеводородов и влаги из подготавливаемого газа в сепараторах С-1, С-2, С-3 приведены на рисунке 3.4. Составы и свойства газа, отделяемого в сепараторе С-3 в зависимости от давления компримирования приведены в таблице 3.4.

Выполненные расчеты подтверждают возможность подготовки ПНГ до требований, предъявляемых к газу, для транспортировки его по магистральным газопроводам вместе с природным газом. Подготовка газа при указанной способе осуществляется вследствие проявления эффекта Ранка-Хилша, расчет которого приведен ниже.

Эффект Ранка-Хилша, реализуемый в вихревой трубе, заключается в снижении температуры центральных слоев закрученного потока и нагреве периферийных слоев [154,155]. Он был обнаружен французским инженером

Ранком в 1931 году и экспериментально изучен немецким физиком Хилшем в 1946 году [153].

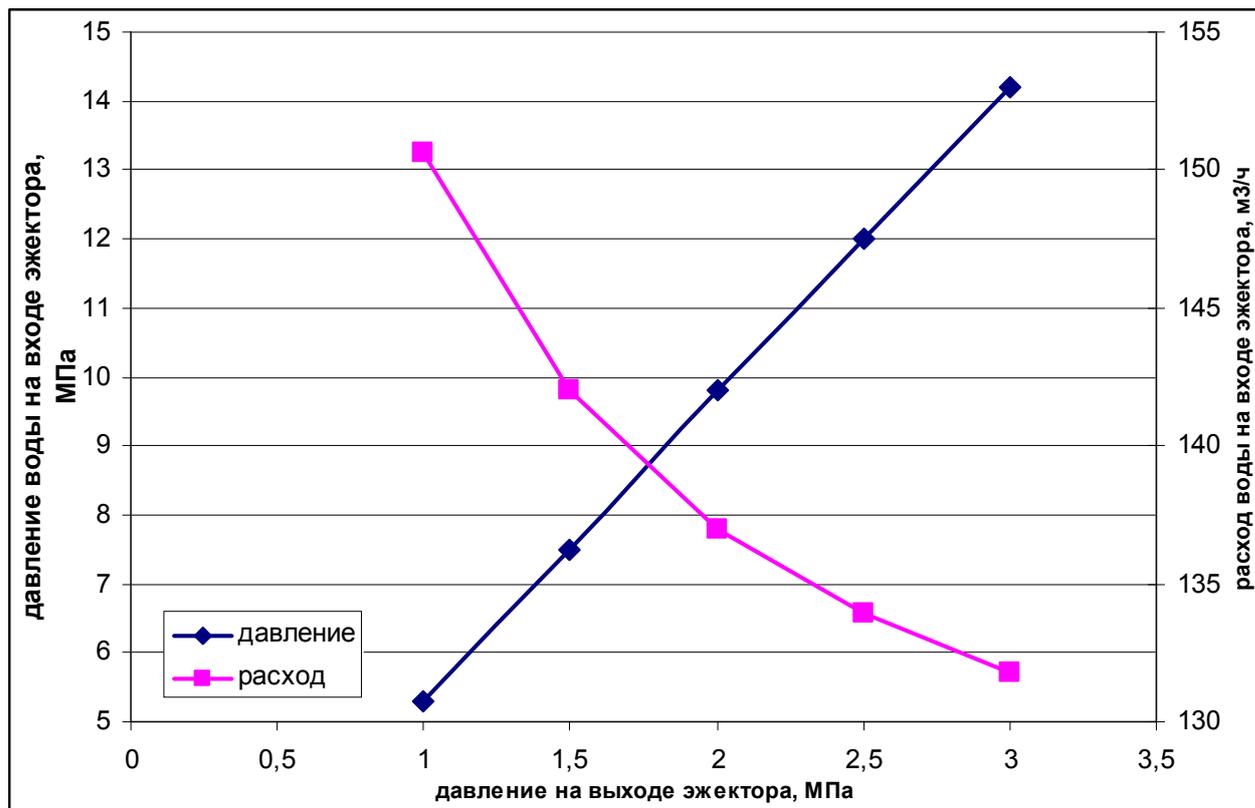


Рисунок 3.4 – Графики зависимостей параметров компримирования газа жидкостно-газовым эжектором от давления

Таблица 3.4 - Составы и свойства газа, отделяемого в сепараторе С-3 в зависимости от давления компримирования

давление газа, МПа	2,0	2,5	3,0	3,5	4,0
Свойства					
Молекулярная масса, г/моль	31,76	30,95	30,00	29,20	28,54
Плотность, кг/м³ при 0 °С и 101325 Па	1,418	1,382	1,339	1,303	1,274
Состав, % мольн					
CO ₂	2,56	2,65	2,77	2,86	2,94
N ₂	0,21	0,22	0,23	0,24	0,26
CH ₄	41,14	42,85	45,20	47,43	49,40
C ₂ H ₆	17,17	17,52	17,84	17,96	17,92
C ₃ H ₈	28,02	27,37	26,10	24,70	23,39
i-C ₄ H ₁₀	2,66	2,43	2,14	1,90	1,72
n-C ₄ H ₁₀	6,14	5,41	4,56	3,96	3,54
i-C ₅ H ₁₂	0,75	0,57	0,43	0,35	0,30
n-C ₅ H ₁₂	0,88	0,63	0,45	0,36	0,31
ΣC ₆ +	0,47	0,35	0,29	0,25	0,22

Расчет эффекта Ранка-Хилша, реализованный в трехпоточной вихревой трубе, выполнен для этих же давлений и расходов газа.

Исходные данные для расчетов приняты следующие:

- давление – согласно таблице 3.4;
- температура газа – 40 °С;
- газ насыщен по влаге и углеводородам при 40 °С;
- состав и свойства газа приведены в таблице 3.4;
- давление холодного потока на выходе вихревой трубы 0,3 МПа, 0,8 МПа (абс.).

Расчеты производятся для двух характерных давлений, необходимых для транспорта подготовленного газа различным потребителям:

- 0,3 МПа – для использования на собственные нужды (в качестве топлива для газопоршневых электростанций);

- 0,8 МПа – для транспорта газа через магистральные газопроводы.

Результаты расчета приведены в таблице 3.5, а составы и свойства подготовленного газа в таблицах 3.6, 3.7. Выполненные расчеты подтверждают логичный вывод, что с увеличением давления подготавливаемого газа снижается температура точки росы. Требуемых значений (ниже минус 10 °С) возможно достичь уже при давлении газа на входе в ТВТ выше 2,0 МПа.

Таблица 3.5 - Результаты расчета процесса охлаждения газа и эффекта Ранка-Хилша в вихревой трубе

Давление газа, МПа	Расход газа на подготовку		Расход подготовленного газа		Конденсируемая влага	Конденсируемые углеводороды	ТТР по у/в газу на выходе вихревой трубы, °С	ТТР по воде на выходе вихревой трубы, °С
	нм ³ /ч	кг/ч	нм ³ /ч	кг/ч	кг/ч	кг/ч		
давление транспорта газа 0,3 МПа								
2,0	972,3	1378,0	946,8	1319,0	2,2	56,8	минус 16,9	минус 16,9
2,5	926,2	1279,0	889,3	1195,0	1,8	82,2	минус 23,2	минус 23,2
3,0	863,9	1156,0	822,5	1063,0	1,7	91,3	минус 28,4	минус 28,4
3,5	805,0	1049,0	758,0	944,7	1,6	102,7	минус 33,0	минус 33,0
4,0	750,8	956,1	701,6	848,7	1,2	106,2	минус 36,4	минус 36,4
давление транспорта газа 0,8 МПа								
2,0	972,3	1378,0	952,9	1334,0	2,1	41,9	9,2	9,2
2,5	926,2	1279,0	895,4	1211,0	1,5	66,5	2,6	2,6
3,0	863,9	1156,0	823,6	1069,0	1,3	85,7	минус 3,6	минус 3,6
3,5	805,0	1049,0	757,3	946,9	1,2	100,9	минус 8,8	минус 8,8
4,0	750,8	956,1	699,8	848,7	1,1	106,3	минус 14,0	минус 14,0

Таблица 3.6 - Составы и свойства подготовленного газа в вихревой трубе при давлении транспорта газа 0,3 МПа

Давление компримирования газа, МПа	2,0	2,5	3,0	3,5	4,0
Свойства					
Молекулярная масса, г/моль	31,21	30,11	28,98	27,94	27,11
Плотность, кг/м ³ при 0 °С и 101325 Па	1,393	1,344	1,294	1,247	1,210
Состав, % мольн					
СО ₂	2,63	2,75	2,89	3,02	3,12
N ₂	0,21	0,23	0,24	0,26	0,28
СН ₄	42,22	44,59	47,42	50,28	52,75
С ₂ Н ₆	17,54	18,07	18,48	18,71	18,72
С ₃ Н ₈	28,05	27,10	25,44	23,53	21,77
i-C ₄ Н ₁₀	2,53	2,17	1,78	1,44	1,21
n-C ₄ Н ₁₀	5,61	4,44	3,38	2,54	2,01
i-C ₅ Н ₁₂	0,56	0,32	0,19	0,11	0,08
n-C ₅ Н ₁₂	0,58	0,29	0,15	0,09	0,06
ΣC ₆ ⁺	0,07	0,03	0,02	0,01	0,01

Для использования попутного нефтяного газа в качестве топлива в промышленных условиях, его возможно подготовить с применением разработанной технологии. Требуемые для такого использования характеристики подготовленного газа достигаются уже при давлении подготавливаемого газа на выходе из эжектора выше 2,0 МПа.

При давлении подготовленного газа 0,8 МПа (таблица 3.6) для достижения требуемых параметров требуется большее давление подготавливаемого газа. Например, температура точки росы минус 10 °С обеспечивается только при давлении газа на выходе из эжектора выше 3,7 МПа. Таким образом, для сдачи подготовленного газа в магистральные газопроводы накладывается ряд ограничений, связанных с климатическим районом производства работ. При заявленных требованиях к качеству газа в холодном климатическом районе с применением разработанной технологии ПНГ можно подготавливать только в летний период. Для теплого климатического района возможно использование разработанной технологии в летний и зимний периоды.

Таблица 3.7 - Составы и свойства подготовленного газа в вихревой трубе при давлении транспорта газа 0,8 МПа

Давление компримирования газа, МПа	2,0	2,5	3,0	3,5	4,0
Свойства					
Молекулярная масса, г/моль	31,38	30,31	29,09	28,03	27,18
Плотность, кг/м ³ при 0 °С и 101325 Па	1,401	1,353	1,299	1,251	1,214
Состав, % мольн					
СО ₂	2,61	2,73	2,88	3,01	3,11
N ₂	0,21	0,22	0,24	0,26	0,28
СН ₄	41,93	44,25	47,29	50,22	52,75
С ₂ Н ₆	17,41	17,91	18,35	18,56	18,56
С ₃ Н ₈	27,96	27,04	25,31	23,37	21,60
i-C ₄ Н ₁₀	2,57	2,24	1,83	1,50	1,26
n-C ₄ Н ₁₀	5,79	4,73	3,59	2,76	2,22
i-C ₅ Н ₁₂	0,64	0,40	0,23	0,15	0,11
n-C ₅ Н ₁₂	0,70	0,39	0,21	0,12	0,08
ΣC ₆₊	0,18	0,10	0,06	0,04	0,03

С увеличением давления подготавливаемого газа (перепада давления в вихревой трубе) конденсируется большее количество углеводородов и воды, что приводит к снижению температуры точки росы (Т_{тр}). Для оценки применимости разработанной технологии на этапе проектирования систем рационального использования попутного нефтяного газа интерес представляет разработка зависимостей Т_{тр} от давления. Эти зависимости позволят при известных входных параметрах (плотности газа, давлении газа на ступенях сепарации) оценить температуру точки подготовленного, по разработанной технологии, попутного нефтяного газа.

3.4 Разработка методики расчета температуры точки росы для подготовки попутного нефтяного газа с применением вихревых труб

Представленные в разделах выше результаты расчетов технологических параметров работы оборудования, объединенные в таблице 3.8 позволяют построить графические зависимости Т_{тр} от давления.

Таблица 3.8 – Технологические режимы работы оборудования технологии подготовки низконапорного попутного нефтяного газа

Давление газожидкостной смеси на выходе эжектора, МПа	Давление нефтепромысловой сточной воды на входе эжектора, МПа	Удельный расход нефтепромысловой сточной воды на входе эжектора, м ³ /1000 м ³ газа	Температура точки росы °С		
			Состав 1 (ρ=1,99 кг/м ³)	Состав 2 (ρ=1,71 кг/м ³)	Состав 2 (ρ=1,56 кг/м ³)
Давление подготовленного газа 0,3 МПа					
1,0	5,3	150,6	2,6	4,6	6,9
1,5	7,5	142,0	-10,2	-8,6	-7,9
2,0	9,8	137,0	-18,2	-16,8	-16,2
2,5	12,0	133,9	-23,9	-23,2	-23
3,0	14,2	131,8	-28,5	-28,3	-27,9
Давление подготовленного газа 0,8 МПа					
1,0	5,3	150,6	32,6	35,6	36,2
1,5	7,5	142,0	18,2	19,1	19,8
2,0	9,8	137,0	8,5	9,3	9,7
2,5	12,0	133,9	1,4	1,9	2,1
3,0	14,2	131,8	-4,3	-3,6	-3,5

Для выполнения расчетов использовались составы газа различной плотности (1,56 ÷ 1,99 кг/м³), характерные газам конечных ступеней сепарации. Все технологические расчеты произведены на расход 1000 м³/ч (при 0 °С и 101325 Па), что при реальном расходе газа, отличающемся от заданной величины, позволяет, с использованием поправочного коэффициента, использовать полученные зависимости других параметров подготавливаемого газа.

Зависимости температуры точки росы по углеводородам и влаге от давления компримирования газа при давлении подготовленного газа 0,3 и 0,8 МПа представлены графически на рисунке 3.4 (для давления 0,3 МПа) и рисунке 3.5 (для давления 0,8 МПа).

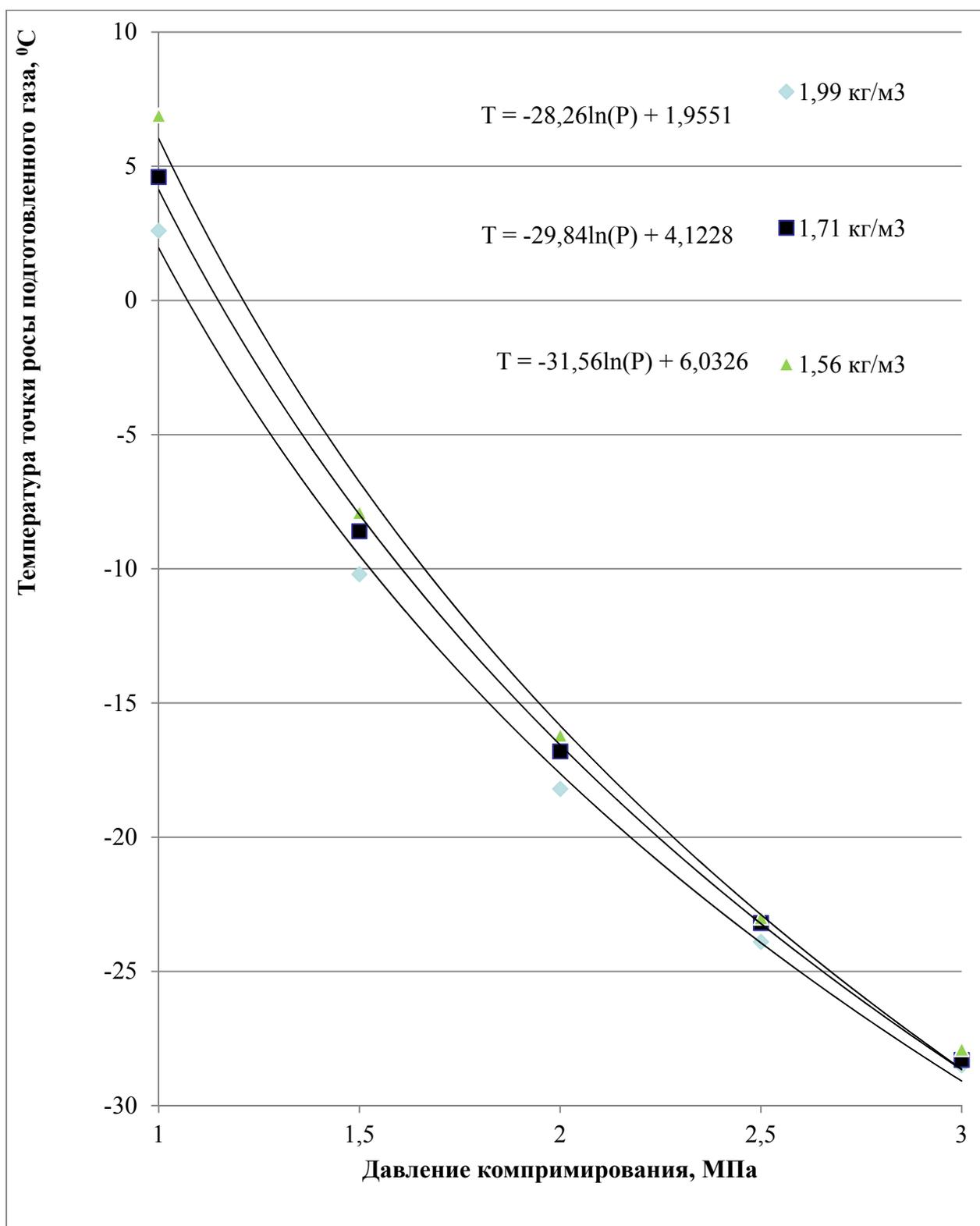


Рисунок 3.4 – Зависимости температуры точки росы по углеводородам и влаге от давления компримирования газа при давлении подготовленного газа 0,3 МПа

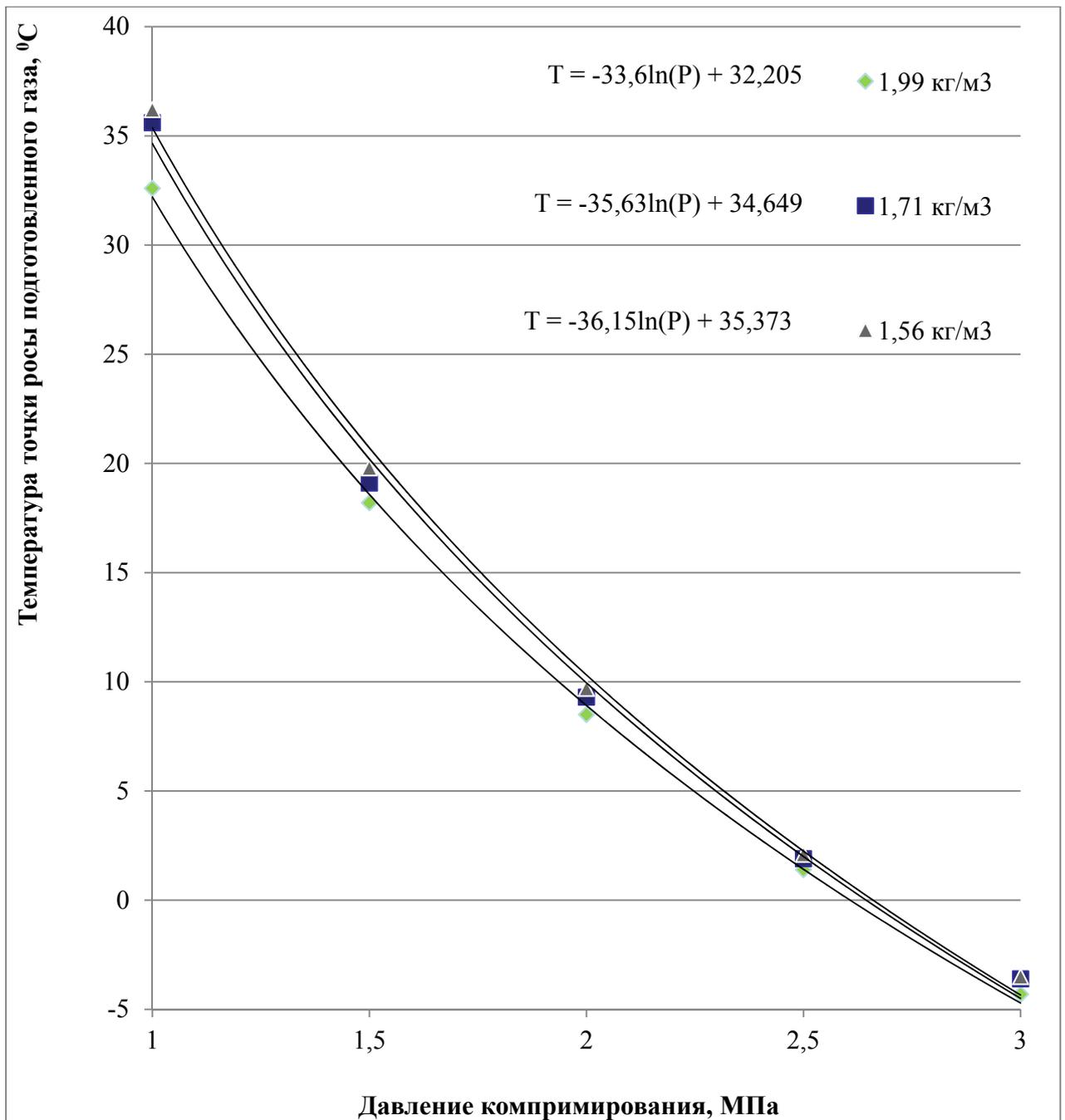


Рисунок 3.5 – Зависимости температуры точки росы по углеводородам и влаге от давления компримирования газа при давлении подготовленного газа 0,8 МПа

В результате аппроксимации зависимостей, представленных на графиках (рисунок 3.4, рисунок 3.5) установлено, что температура точки росы подготовленного газа по углеводородам и влаге характеризуется логарифмической зависимостью от давления компримирования газа

$$t_p = f(P_k) = A \cdot \ln(P_k) + B \quad (3.1)$$

где: t_p – температура точки росы, °С; P_k – давление компримирования, МПа; А и В – коэффициенты, которые зависят от плотности газа, направленного на подготовку (при этом плотность газа должна находиться в интервале $1,56 \div 1,99$ кг/м³).

Коэффициенты А и В имеют зависимость от плотности газа в диапазоне $\rho = 1,56 \div 1,99$ кг/м³ и определяются с использованием следующих выражений.

Для давления подготовленного газа 0,3 МПа:

$$A = 7,4157 \cdot \rho - 42,889, R^2 = 0,9616 \quad (3.2)$$

$$B = -9,2609 \cdot \rho + 20,274, R^2 = 0,9815 \quad (3.3)$$

Для давления подготовленного газа 0,3 МПа:

$$A = 6,0983 \cdot \rho - 45,819, R^2 = 0,9757 \quad (3.4)$$

$$B = -7,5408 \cdot \rho + 47,297, R^2 = 0,9829 \quad (3.5)$$

Представленные зависимости позволяют в определенных интервалах плотности газа и давлении компримирования газа определить температуру точки росы подготовленного газа. Дальнейшие исследования были направлены на построение аналогичных зависимостей, которые позволяют определить температуры точки росы по углеводородам и влаге от давления компримирования газа в эжекторе, то есть при заданных параметрах подготавливаемого газа определить необходимое давления на входе в эжектор. Графики зависимости температуры точки росы по углеводородам и влаге от давления компримирования газа при давлении и подготовленного газа 0,3 и 0,8 МПа приведены на рисунке 3.6. Технологические расчеты также производились на расход 1000 м³/ч (при 0 °С и 101325 Па), для обеспечения возможности использования поправочных коэффициентов для расчетов для реальных расходов и давлений.

Логарифмический вид зависимостей, представленный на графике, объясняется фазовым поведением углеводородов при изменении давления, что соответствует аналогичному виду зависимостей для констант фазового равновесия, подробно описанному в первом разделе диссертационной работы. Если на этих графиках построить точке перегиба зависимости, она будет

соответствовать термобарическим условиям начала перехода углеводородов из жидкого состояния в газообразное.

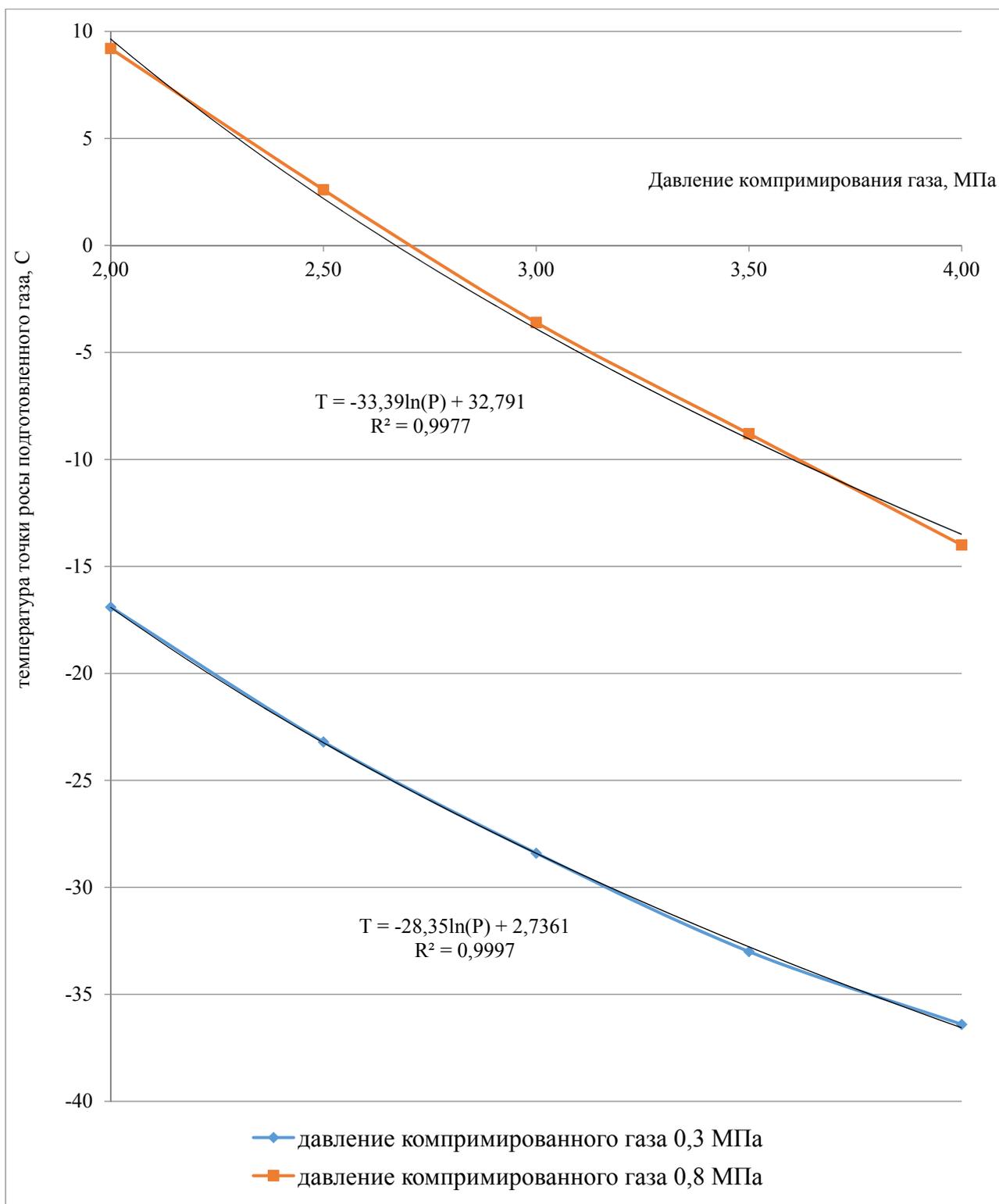


Рисунок 3.6 – Зависимости температуры точки росы по углеводородам и влаге от давления компримирования газа в эжекторе ГЖЭ-3
Представленные в разделе уравнения, полученные аппроксимацией зависимостей, позволили сформулировать методику расчета температуры точки

росы подготавливаемого с применением разработанной энергосберегающей технологии попутного нефтяного газа. Использование подобных зависимостей значительно облегчает на стадии предпроектной проработки выбор вариантов технологий рационального использования попутного нефтяного газа.

Таким образом, исходя из анализа существующих решений по рациональному использованию попутного нефтяного газа можно сделать вывод, что практически все существующие технологии требует его подготовки. Подготовка ПНГ направлена, в первую очередь на удаление из него широкой фракции легких углеводородов (ШФЛУ), что обеспечивает приемлемые величины температуры точки росы для его транспортировки и требуемый интервал значений метанового числа, при использовании подготовленного газа в качестве топлива. В случае закачки попутного нефтяного газа в пласт, например, при создании временных хранилищ, что рассматривалось для месторождений ООО «Газпромнефть-Восток», ООО «Мессояханефтегаз» требуется создание значительного давления для закачиваемого газа. При использовании для этих целей компрессоров, поступающий на компримирование газ также требует предварительной подготовки. В этой связи, представленная в настоящем разделе диссертационной работы технология, развивающая технологии сепарации углеводородных газов за счет эффекта Ранка-Хилша, является актуальным способом решением проблем энергосберегающей подготовки попутного нефтяного газа для его дальнейшего рационального использования.

ВЫВОДЫ ПО РАЗДЕЛУ 3

1. Разработана технология попутного нефтяного газа путем ступенчатого повышения с применением жидкостно-газовых эжекторов в которых в качестве рабочей среды используется подтоварная вода. Компримированный газ после сепарации водогазовой смеси направляется на подготовку в вихревые трубы, в

которых, за счет реализации эффект Ранка – Хилша происходит его эффективная подготовка до нормируемых требований.

2. Для разработанной технологии, решающей задачи снижения энергетических затрат газа при подготовке к транспорту обоснованы технологические режимы работы аппаратов на примере попутного нефтяного газа Приобского месторождения. Установлено, что с увеличением давления поступающего на подготовку попутного нефтяного газа в нем снижается содержание тяжелых углеводородов, достигаются необходимые величины температуры точки росы по влаге и углеводородам.

3. Разработана методика расчета температуры точки росы для разработанной технологической схемы подготовки попутного нефтяного газа. Эта методика позволяет рассчитывать необходимые режимы работы оборудования и производить оценку применимости технологии для других месторождений.

4. РАЗРАБОТКА МЕТОДИКИ ИДЕНТИФИКАЦИИ ИСТОЧНИКОВ ПОПУТНОГО НЕФТЯНОГО ГАЗА

В предыдущих разделах было показано, что добываемый попутный нефтяной газ, в зависимости от термобарических условий залежи и состава нефти может иметь различный генезис. В случае, если пластовое давление ниже или близко к давлению насыщения в залежах может присутствовать газ в свободном состоянии. В этом случае добываемый ПНГ может состоять из смеси двух газов, находящихся в пластовых условиях в различном фазовом состоянии: растворенного в нефти и свободного газа. Отличить этот газ друг от друга в поверхностных условиях невозможно, в этой связи актуальна разработка методики идентификации источников попутного нефтяного газа, которая позволит разделить объемы добываемого газа и значительно повысить качество контроля за разработкой месторождений.

4.1 Обоснование выбора метода расчета констант фазового равновесия для высоких давлений

В первом разделе диссертационной работы разработан метод расчета констант фазового равновесия для низких давлений, характерных для промысловых систем подготовки нефти. При давлениях, превышающих 1,0 МПа необходимо применение других методов, например, эмпирических зависимостей, так как в области высоких давлений и температур углеводородные газы не подчиняются зависимостям для идеального газа вследствие их сверхсжимаемости. Применение существующих эмпирических методов ограничено давлением до 15 МПа, и диапазоном температур от 0 до 120 °С.

Определенный интерес представляет использование констант фазового равновесия при расчете тепловых методов добычи высоковязких нефтей, предусматривающих воздействие на нефтяной пласт, которое сопровождается фазовыми переходами, изменением свойств коллектора [156].

Тепловые методы предусматривают гидродинамическое и термодинамическое воздействие на пласт, в результате одновременного наложения эффектов от этих воздействий происходит повышение коэффициента извлечения нефти. Тепловое воздействие на пласт охватывает все его компоненты (твердые, жидкие, газообразные), это приводит к изменению фильтрационных характеристик коллектора, вследствие ослабления структурно-механических свойств, улучшению условий капиллярной пропитки. Повышение температуры пласта вызывает снижение вязкости нефти и увеличение ее подвижности [157], начинается процесс по переходу компонентов нефти в газообразное состояние, вследствие чего происходит изменение её физических свойств [158]. В связи с изложенным выше для развития термических методов необходимо решение комплекса научных и технических проблем, связанных с разработкой методов расчета их эффективности, проектирования и строительства скважин для их реализации [159], что обеспечит существенное повышение темпов внедрения тепловых методов увеличения нефтеотдачи и достижение коэффициента извлечения нефти до 55 – 60 %.

Для нефтей Западной Сибири и Якутии В.И. Шиловым [160] был адаптирован метод расчета констант фазового равновесия, разработанный Гоффманом и Крампом [161]. Сущность метода изложена ниже.

Как уже было показано в предыдущих разделах диссертации константа фазового равновесия i -го компонента (K_i) это отношение мольных долей i -го компонента в газовой и жидкой фазах

$$K_i = \frac{y_i}{x_i}, \quad (4.1)$$

где: y_i и x_i – мольные доли компонента газовой и жидкой фазах.

Величина константы фазового равновесия зависит от давления, температуры и компонентного состава смеси. При давлении в системе менее 15 МПа, как было указано выше, компонентный состав смеси (то есть силы

межмолекулярного взаимодействия) можно не учитывать, тогда определить константу фазового равновесия можно по следующим зависимостям:

$$K_i = \frac{1}{P} \cdot 10^{A F_i + B} ; F_i = b_i \cdot \left(\frac{1}{T b_i} - \frac{1}{273.15 + t} \right) \quad (4.2)$$

$$A = -6.18 \cdot 10^{-5} \cdot P^3 + 1.86 \cdot 10^{-3} \cdot P^2 - 4.89 \cdot 10^{-2} \cdot P + 1.0049;$$

$$B = 1.79 \cdot 10^{-4} \cdot P^3 - 5.16 \cdot 10^{-3} \cdot P^2 + 12.59 \cdot 10^{-2} \cdot P - 1.0127, \quad (4.3)$$

где: P – давление насыщения, МПа; t – температура системы, °С; $T b_i$, b_i – параметры, откорректированные с учетом особенностей системы «нефть-газ», независимые от условий разгазирования, характеризующие поведение i -го компонента [162]. По своей сути выражение (4.2) упрощенное уравнение Клапейрона для испарения и разгазирования, оно применимо для низких давлений, так как выше уже было показано, что в этих условиях газовая фаза подчиняется законам для идеальных газов. Мольным объемом жидкости, по сравнению с мольным объемом пара, $V(\text{пар})$, можно пренебречь, так как например, для обычной воды при температуре в 100° $V(\text{пар}) = 3 \cdot 0.2$ л, а $V(\text{ж}) = 0,0188$ л.

Выражение (4.2) можно преобразовать для теплоты фазового перехода, тогда оно запишется в виде

$$H = T \cdot \frac{dP}{dT} \Delta V = T \cdot \frac{dP}{dT} (V_1 - V_2) = RT^2 \frac{d(\ln P)}{dT}, \quad (4.4)$$

где T – температура абсолютная в К, R – постоянная Авагадро.

Если P_1 соответствует стандартному давлению, а T_1 равно нормальной температуре кипения индивидуального чистого i -го компонента смеси $T b_i$ то при поэтапном интегрировании выражения (4.4) получим следующее уравнение [162]

$$\ln \frac{P_2}{P_1} = \frac{H}{R} \left(\frac{1}{T_1} - \frac{1}{T_2} \right). \quad (4.5)$$

Если для уравнения (4.5) применить обоснованные выкладки, изложенные в первом разделе диссертации, согласно которых при заданных температурах и давлениях в системе термодинамически равновесные составы

газовой и жидкой фаз зависят от давления насыщенных паров компонентов смеси, а, если для P_2 принять давление насыщенного пара i -го компонента смеси P_i при рассматриваемой температуре T , то уравнение (4.5) переписется в следующем виде:

$$\lg P_i = \lg(K_i P) = \frac{H}{2.303R} \left(\frac{1}{T_b} - \frac{1}{T_2} \right), \quad (4.6)$$

Для большинства компонентов системы, кроме метана, этана и компонентов C_{9+} выше T_{b_i} равна нормальной температуре кипения, а относительный коэффициент b_i можно вычислить через критические параметры индивидуальных веществ по следующему выражению:

$$b_i = \lg \frac{P_{c_i}}{P_{атм}} / \left(\frac{1}{T_{b_i}} - \frac{1}{T_{c_i}} \right); \quad (4.7)$$

Для выполнения дальнейших расчетов основные параметры компонентов C_1 - C_5 , приняты по справочным данным. Углеводороды C_6 - C_8 , объединены по числу атомов углерода в соответствующие группы, то есть гексаны, гептаны и октаны. Параметры для них получены путем определения наиболее вероятного распределения индивидуальных углеводородов в нефтегазовых и газонефтяных системах массива, на основании данных приведенных в [163,164,165,166]. Таким образом, исходные данные для расчета констант фазового равновесия для высоких давлений позволили сформировать таблицу 4.1.

Рассчитанные по рассматриваемой методике константы фазового равновесия сравнивались со значениями, полученными в результате лабораторных экспериментов. Оценка погрешности этого метода при давлениях $0.1 \div 15$ МПа и температурах $20 \div 100$ °С показал, что она не превышает 10%. Такая погрешность не приводит к значимым отклонениям расчетного содержания индивидуальных компонентов, полученная погрешность отношений фаз (в мольных долях) составила не более 2 %, что позволяет использовать эту методику для выполнения дальнейших расчетов.

Таблица 4.1 - Значения основных величин для расчета констант фазового равновесия

Компонент	Mr_i , г/моль	b_i	T_{bi} , К
CO ₂	44,0	402,4	123,0
N ₂	28,0	305,3	77,4
C ₁	16,0	126,8	45,0
C ₂	30,1	402,4	139,1
C ₃	44,1	773,4	217,3
<i>изо</i> -C ₄	58,1	1132,6	261,4
<i>н</i> -C ₄	58,1	1197,0	272,6
<i>изо</i> -C ₅	72,1	1325,8	301,0
<i>н</i> -C ₅	72,1	1378,9	309,2
ΣC_6	86,2	1534,1	341,9
ΣC_7	91,2	1919,5	371,6
ΣC_8	104,0	2137,3	398,8

Для расчета количества и состава получаемых в процессе разгазирования нефти углеводородных фаз используются следующие исходные данные: состав (в мольных долях до компонента C₁₆₊) газонефтяной смеси до разгазирования, молярные массы компонентов, константы фазового равновесия для компонентов, рассчитанные для выбранных давлений и температур. В процессе расчета константа фазового равновесия для группы компонентов группы C₁₆₊ принимается равной нулю, так как считается, что они не испаряется.

С применением известных уравнений концентраций определяются относительные количества и составы находящихся в равновесии фаз:

$$\sum_{i=1}^n x_i = \sum_{i=1}^n \frac{z_i}{K_i - (K_i - 1) \cdot L} = 1; \quad (4.8)$$

$$\sum_{i=1}^n y_i = \sum_{i=1}^n \frac{z_i \cdot K_i}{1 + (K_i - 1) \cdot V} = 1, \quad (4.9)$$

где n – число компонентов смеси; z_i , x_i , y_i – мольные доли i -го компонента в начальной смеси, жидкой и газовой фазах, V, L – парциальные доли газовой и жидкой фаз в смеси с учетом того, что $V+L=1$.

Методом последовательных приближений (итерации) решается система уравнений фазовых концентраций до выполнения условий фазового равновесия двухфазной системы при рассматриваемых термобарических условиях, то есть

$$\sum_{i=1}^n y_i = 1; \quad \sum_{i=1}^n x_i = 1, \quad (4.10)$$

$$\sum_{i=1}^n (y_i - x_i) = f(V, K_i, z_i) = 0. \quad (4.11)$$

При известном составе исходной углеводородной смеси z_i ($i=1 \div n$), рассчитываются величины констант фазового равновесия K_i при заданных термобарических условиях, а уравнение (4.11) решается относительно объёма газовой фазы и записывается в виде

$$V_{j+1} = V_j - \frac{f(V, K_i, z_i)}{f'(V, K_i, z_i)}, \quad (4.12)$$

где: $f'(V, K_i, z_i)$ – первая производная функции состояния системы.

Уравнение (4.12) решается методом последовательных приближений до выполнения условия

$$f(V, K, z_i) \leq 10^{-5}. \quad (4.13)$$

Количество жидкой фазы рассчитывается из условия, что сумма мольных долей на единицу исходной смеси подчиняется условию: $L+V=1$.

Из уравнений (4.8-4.9) рассчитывается молярная концентрация компонентов в газовой фазе зависимости от относительного содержания компонентов после определения V и L

$$Mr_{\Gamma} = \sum_{i=1}^n y_i \cdot Mr_i; \quad (4.14)$$

где: Mr_i – молярная масса компонента в газовой фазе, $\text{кг/моль} \cdot 10^{-3}$.

Молярная масса оставшейся после разгазирования нефти (Mr_{H}) при в расчете на 1 моль смеси определяется следующим образом

$$Mr_{\text{H}} = Mr_{\Gamma} \cdot V + Mr_{\text{H}} \cdot L, \quad (4.15)$$

После определения V , L , $M_{гн}$ приведенный определяется объем газовой фазы $G_{гн}$, приведенный к стандартным условиям (газовый фактор) на 1 тонну жидкой фазы по следующему выражению

$$G_{гн} = \frac{24.055 \cdot V \cdot 10^3}{L \cdot M_{гн}}, \text{ м}^3/\text{т}. \quad (4.16)$$

Выполненный по изложенной методике расчет величины газового фактора сравнивался с экспериментальными данными, погрешность расчета составила 4.2 %, что подтверждает достоверность методики и рассчитанные константы фазового равновесия.

Сравнение расчетных данных с экспериментальными выполнялось следующим образом. Для расчета констант фазового равновесия газохроматографическим анализом оценивался компонентный состав исходной смеси и газовой фазы после дифференциального разгазирования. Для исследуемых термобарических условий получено количественное соответствие для всех проанализированных углеводородных смесей.

Для оценки достоверности и степени надежности определения состава фаз при дифференциальном разгазировании использовался расчётный алгоритм анализа соответствия того или иного уравнения, расчета констант фазового равновесия. Был выполнен поиск зависимости констант фазового равновесия от доступных для лабораторного исследования свойств многокомпонентной углеводородной смеси. Рассчитывались значения констант фазового равновесия по различным методам. Расчетным методом с использованием полученных значений констант фазового равновесия определялось исследуемое лабораторным методом свойство смеси, величина которого сравнивалась с определенным в результате прямых замеров значений. Таким образом определялось уравнение для расчета констант фазового равновесия, дающее наименьшую погрешность для нескольких исследуемых свойств углеводородной смеси.

С целью обоснования выбора оптимального метода расчета определения констант фазового равновесия при высоких давлениях исследовалось давление

насыщения (P_s), которое характеризует давления при выбранной температуре, при котором начинается выделение газа, находящегося в смеси в растворенном состоянии, в отдельную (газовую) фазу. Выбранные методы расчета значений констант фазового равновесия, полученные в результате сопоставления расчётных и экспериментальных данных, в дальнейшем использовались для расчета состава фаз и давления насыщения.

Зависимость, которая позволяет вычислить давление насыщения, основанная на использовании констант фазового равновесия, получена из выражения (4.11) и записывается следующим образом

$$\lg K_i = (qF_i(T) + q')P^3 + (rF_i(T)_i + r')P^2 + (sF_i(T)_i + s')P + (tF_i(T)_i + t') - \lg P \quad (4.17)$$

С использованием функции натурального логарифма выражение (4.17) преобразовано для условий изотермического процесса

$$\ln K_i = \Theta_i \cdot P^3 + \Pi_i \cdot P^2 + \Upsilon_i P + \Sigma_i - \ln P, \quad (4.18)$$

где P - давление смеси, МПа, T - температура углеводородной смеси, К; Θ_i , Π_i , Υ_i , Σ_i – регрессионные коэффициенты; F_i – параметр, характеризующий свойства индивидуального i -го компонента смеси.

Для оценки достоверности изложенного алгоритма выполнены расчеты в интервалах давления насыщения, которые характерны для более чем 80 % исследованных проб пластовой нефти. Для проведения расчетов выбран интервал давления насыщения от 1 до 15 МПа. Для оценки точности исследуемых методов расчета констант фазового равновесия использовался метод последовательных приближений с учетом алгоритма Ньютона-Рафсона:

$$x^{r+1} = x^r - \frac{f(x^{(r)})}{f'(x^{(r)})}, \quad (4.19)$$

где: x^{r+1} – ближайшее подходящее значение корня в результате $r+1$ приближений; $f(x^{(r)})$ - функция в точке x ; $f'(x^{(r)})$ – производная функции в точке x

Вычисление методом последовательных приближений выполнялись до выполнения условия полного выделения газовой фазы из смеси, которое можно записать в виде

$$f(P) = \sum K_i x_i - 1 = 0. \quad (4.20)$$

Таким образом, уравнение (4.20) для определения давления насыщения при известных величинах констант фазового равновесия можно записать следующим образом

$$P^{k+1} = P^k + \frac{-1 + \sum K_i x_i}{\sum \left[\frac{\partial K_i}{\partial P} \cdot x_i \right]} = P^k + \frac{-1 + \sum K_i x_i}{\sum \left[\frac{\left(\Theta_i P^2 + \Pi_i P + \Upsilon_i - \frac{1}{P} \right) x_i}{K_i} \right]} \quad (4.21)$$

В результате вычислений установлено, что для получения значений давления насыщения достаточной точности для заданной температуры достаточно четырех значений давления, полученных в интервале от 0,1 до 15 МПа.

В результате проведения серии вычисленных экспериментов по определению констант фазового равновесия при известных (определенных лабораторными экспериментами) величинах давления насыщения установлено, что при использовании уравнений состояния Пенга-Робинсона и Соав-Редлиха-Квонга величины констант фазового равновесия получаются заниженными. Применение для расчета констант метода Гоффмана-Крампа, с модификацией, предложенным В.И. Шиловым обеспечивает получение результатов, наиболее близких к значениям, установленным экспериментально. В этой связи для выполнения дальнейших исследований, направленных на разработку метода разделения добываемых объемом попутного нефтяного газа по источникам его возникновения будет использоваться именно этот метод.

Существуют и часто используются для выполнения простых технических расчетов способы, которые за счет корреляции между объемным коэффициентом (b_i) и температурой кипения чистого компонента рассматриваемой смеси позволяют с высокой точностью рассчитывать компонентный состав газовой и жидкой фазы, а также давление насыщения. При этом требуется минимальный набор первоначальных данных,

определяемых лабораторным путем. Корреляцию можно записать следующим образом

$$F_i(T) = \Psi_i - \frac{b_i}{T} \quad (4.22)$$

Известны работ [167,168] в которых приведены результаты практического применения аналитических методов исследования и расчета физико-химических свойств углеводородных систем. Авторами этих работ приведены преимущества и недостатки существующих методов, области их эффективного применения. Применительно к тематике диссертационной работы наибольший интерес представляют зависимости, которые позволяют построить корреляции между газосодержанием, объемным коэффициентом нефти, составом равновесных фаз [169]. Однако, их практическое использование для углеводородных двухфазных смесей затруднено из-за невозможности экспериментального определения части физических параметров, входящих в эти корреляционные зависимости. В этой связи эта область нуждается в дополнительных исследованиях, результаты которых приведены в следующих разделах диссертационной работы.

4.2 Обоснование выбора метода расчета газосодержания нефти

При выполнении работ по подсчету запасов углеводородного сырья, проектировании разработки нефтяных и газовых месторождений применяется объемный коэффициент и газосодержание (газовый фактор) нефти, которые, согласно требований нормативных документов могут определяться различными способами. На стадии выполнения работ по подсчету запасов под нефтью понимается дегазированная товарная нефть, то есть жидкая углеводородная фаза, приведенная к стандартным термобарическим условиям – 0,1 МПа и 20 °С, которая образуется в результате промысловой подготовки скважинной продукции. Объем выделившейся в процессе промысловой подготовки скважинной продукции газовой фазы рассчитывается как объем газа,

приведенный к стандартным условиям, растворенный в пластовых условиях в нефти. При подсчете запасов растворенного газа используют величину газового фактора пластовой нефти при начальном пластовом давлении [170], что, как ранее было показано во втором разделе диссертационной работы является не совсем обоснованным.

Объемный коэффициент – это отношение объема жидкой углеводородной смеси при пластовых условиях, к объему дегазированной нефти, приведенной к стандартным условиям. Для его расчёта используется следующее выражение

$$b = \frac{V_{nl}}{V_{дег}} \quad (4.23)$$

Значение объемного коэффициента на стадии подсчета запасов используется такое, которое было принято при начальном пластовом давлении. Для подсчета геологических запасов растворенного газа производится умножение газового фактора, определенного при стандартных условиях для нефти при начальных пластовых условиях на величину запасов дегазированной нефти, приведенной к стандартным условиям. В связи с отмеченными выше фактами изменения объема нефти в пластовых условиях в результате изменения термобарических пластовых условий в процессе разработки месторождения использования подсчетных параметров, определенных при начальных пластовых условиях, приводит к возникновению погрешностей подсчета текущих запасов углеводородов.

В предыдущих разделах диссертационной работы показано влияние технологической схемы промысловой подготовки скважинной продукции на величину газового фактора. Однако, аналогичное влияние на его величину оказывает и методика выполнения лабораторных исследований, то есть способ разгазирования нефти. Известно, что при одинаковых термобарических условиях, при контактном разгазировании величина газового фактора будет завышенной, так как при этом процессе, весь выделяющийся при снижении давления до стандартных условий, газ находится в контакте с нефтью. Процесс снижения давления происходит однократно [171].

Процесс дифференциального разгазирования построен таким образом, что весь выделяющийся из нефти газ непрерывно отводится, что вызывает постоянное изменение компонентного состава нефти и выделяющихся объемов газа [171]. Лабораторное выполнение такого разгазирования затруднено, вследствие пенообразования, препятствующего удалению газа из системы. Поэтому на практике дифференциальное разгазирование заменяют на многоступенчатое. Многоступенчатый процесс предусматривает бесконечно малые изменения объема и давления, а при моделировании эти изменения заменяются на конечные приращения. Таким образом при многоступенчатом разгазировании, задается несколько ступеней снижения давления, на каждой из которой углеводородная смесь выдерживается до установления фазового равновесия, выделившейся после этого газ отводится из системы, производится дальнейшее снижение давления.

В пластовых условиях возможны оба процесса разгазирования. В случаях когда пластовое давление незначительно снизилось относительно давления насыщения процесс разгазирования можно считать контактным, т.к. выделившийся газ, ввиду его незначительных объемов малоподвижен и находится в равновесии с жидкой фазой. Если объем выделившегося газа значителен, он образует самостоятельную газовую фазу, движение которой к забоям добывающих скважин происходит быстрее вследствие большей фазовой проницаемости для газа. В рассматриваемом случае процесс разгазирования нефти в пластовых условиях можно рассматривать как дифференциальный.

В результате моделирования процесса дифференциального разгазирования при пластовых температурах, и выполнении анализа параметров углеводородной смеси, полученных при обработке полученных данных были сформулированы ряд положений, необходимых для дальнейших исследований.

Установлено, что для нефти, содержащей незначительное количество растворенного газа, в условиях невысоких пластовых давлении и температур, величина объемного коэффициента, газосодержания и плотности

дегазированной практически не зависят от способа их определения. Таким образом, экспериментальные исследования процесса дифференциального разгазирования для таких нефтей обеспечивают получение достоверных значений исследуемых параметров. При увеличении содержания в пластовой нефти легких компонентов, а также при повышении пластового давления и температуры величина газосодержания, объемного коэффициента, которые получены в результате дифференциального разгазирования при пластовой температуре, возрастают относительно этих же значений, определенных при ступенчатой сепарации.

Это вызвано тем, что при высокой температуре и давлении происходит активное испарение легкокипящих фракции группы C_{5+} пластовой нефти и их отвод из системы, вследствие чего увеличивается плотность нефти и снижается ее объем. Этот процесс приводит к завышению значений объемного коэффициента и газосодержания, вследствие чего возникают риски существенного занижения геологических запасов нефти при использовании подсчетных параметров нефти, полученных таким способом. В этой связи экспериментальное исследование процесса дифференциального разгазирования для легких нефтей, находящихся в пластовых условиях при значительном давлении и температуре не обеспечивает получение достоверных результатов, поэтому, на стадии подсчета запасов, целесообразно использовать расчетные методы. Для этого выполнена оценка применимости и возникающей погрешности при использовании существующих расчетных методов обоснования подсчетных параметров пластовых нефти.

Как правило, эти методы, в частности для определения объемного коэффициента нефти, построены на том, что объемный коэффициент связана с газосодержанием, плотностью нефти и отгоняемого газа. Для расчета этих зависимостей, используются корреляционные уравнения, например, корреляция Стендинга [160]:

$$b = f \left[G \cdot \left(\frac{\rho_r}{\rho_n} \right)^a + C_b \cdot t \right] \quad (4.24)$$

где a и C_b - численные коэффициенты.

Значения параметров, необходимых для вычисления искомых параметров по применяемым корреляциям возможно получить при обработке результатов экспериментальных данных лабораторного исследования пластовых нефтей рассматриваемого региона. Степень точности при регрессивном анализе экспериментальных данных зависит от методики и качества проведения лабораторных экспериментов, представительности пластовых проб, разницы между пластовым давлением и давлением насыщения. Относительная погрешность, при достаточной выборке, в среднем составляет 1,5- 2%, что вполне достаточно.

С целью выполнения дальнейших расчетов и выбора метода расчета газосодержания для разработки методики идентификации источников попутного нефтяного газа был выполнен значительный объем расчетов с использованием различных корреляционных зависимостей, которые позволяют заменить плотность пластовой нефти, которую невозможно определить экспериментально, другими известными параметрами, связанными с объемным коэффициентом нефти. Результаты расчетов газосодержания с использованием корреляций различных авторов в сравнении с данными лабораторных исследований приведены в таблице 4.3.

Брусиловский А.И. взял за основу обобщенную форму кубического уравнения состояния:

$$p = \frac{RT}{v-b} - \frac{a}{(v+c) \cdot (v+d)} \quad (4.26)$$

Для каждого вещества-компонента нефтегазовой системы - должны быть получены оптимальные значения z_c^*, Ω_c, ϕ . Такими веществами являются метан, этан, пропан, изо-бутан, н-бутан, углеводороды группы C_{5+} высшие, а так же сероводород, оксид углерода и азот. Для других веществ, входящих в систему

в малых концентрациях принимаются значения соответствующие уравнению Пенга-Робинсона; $z_c^* = 0.3074$, $\Omega_c = 0.7703944$, $\phi = 0.37464 + 1.54226\omega - 0.26992\omega^2$

Таблица 4.3 – Газосодержание нефти, полученное различными методами

Месторождения	Газосодержание m^3/m			
	Эксперимент	Метод Стендинга и Каца	Уравнение Пенга-Робинсона	Уравнение Брусилковского
Конитлорское	33.5	33.9	34.7	34.4
Конитлорское	81.7	79.9	80.5	80.3
Тончинское	118.1	111.7	113.7	114.6
Алехинское	53.1	50.06	50.3	50.2
Яун-Лорское	52.1	52.06	52.3	51.9
Маслиховское	103.4	103.8	104.7	104.5
Верхне-Салатское	401.5	419.3	410.6	408.9
Каменное	273.6	270.3	274.3	275.1
Лянторское	66.0	65.9	66.0	66.1
Таллинское	176.8	171.4	173.8	172.4

Таблица 4.4 - Результаты расчета относительной погрешности рассмотренных методов.

Параметр	Метод Гоффмана-Крампа	Уравнение Пенга-Робинсона	Уравнение Брусилковского
Плотность пластовой нефти, кг/м ³	1.10	0.85	0.48
Газосодержание, м ³ /т	2.43	2.10	1.91
Объемный коэффициент	1.51	2.82	1.20

Для расчетов по уравнению А.И. Брусилковского были вычислены оптимальные значения z_c^*, Ω_c, ϕ для компонентов нефтегазоконденсатной системы. Полученные значения считались оптимальными при условии достижения минимума функционала:

$$F = w_1 \sum_{i=1}^{N_z} \frac{1}{M_i} \cdot \sum_{j=1}^{N_i} \left(1 - \frac{z_{ij}^p}{z_{ij}^e}\right)^2 + w_2 \sum_{i=1}^{N_f} \frac{1}{M_i} \cdot \sum_{j=1}^{N_j} \left(1 - \frac{f_{ij}^p}{f_{ij}^e}\right)^2 + w_3 \sum_{i=1}^{N_B} \left(1 - \frac{B_i^p}{B_{ij}^e}\right)^2, \quad (4.27)$$

где w_1, w_2, w_3 - весовые коэффициенты; N_z, N_f, N_B - число изотерм с экспериментальными данными по коэффициенту сжимаемости, летучести, второму вириальному коэффициенту; M_i - число точек с разными значениями давления на I-й изотерме; z_{ij}, f_{ij} - коэффициенты сверхсжимаемости и летучести при давлении p_i и температуре T_j ; B_i - второй вириальный коэффициент при температуре T_j ; “p”, “e” - расчетные и экспериментальные значения.

Значения параметров уравнения состояния для псевдокомпонентов группы C5+высшие рассчитываются по корреляционным зависимостям, где в качестве параметра, характеризующего индивидуальные свойства вещества, принят ацентрический фактор Питцера:

$$z_c^* = 0.3357 - 0.0294 \cdot w,$$

$$\phi = \begin{cases} 1.050 + 0.105 \cdot w + 0.482 \cdot w^2, & w < 0.4489 \\ 0.429 + 1.004 \cdot w + 1.561 \cdot w^2, & w \geq 0.4489 \end{cases} \quad (4.28)$$

Принимается, что $\Omega_c = 0,75001$ для всех псевдокомпонентов группы C5+высшие. K, w -характеристический и ацентрический факторы.

Характеристический фактор Ватсона:

$$K = \sqrt[3]{1.8T_k / \rho_{15}^{15}} \quad (4.29)$$

где T_k - температура кипения; ρ_{15}^{15} - относительная плотность компонента.

Характеристический фактор отражает как принадлежность углеводородов к определенной группе, так и их строение.

Анализ данных, представленных в таблице 4.3. и 4.4, позволяет сделать вывод, что наименьшую погрешность при расчете плотности пластовой нефти, газосодержания и объемного коэффициента обеспечивает использование уравнения Брусилковского А.И., особенно при высоких пластовых давлениях и температурах [172].

4.3 Методика прогнозирования фазовой принадлежности попутного нефтяного газа

Попутный нефтяной газ, находящийся в пластовых условиях в растворенном нефти состоянии, и выделяющийся на поверхности из нефти в процессе её промышленной подготовки, состоит из смеси углеводородов парафинового, нафтенового и, в незначительных количествах, ароматического рядов. В его составе могут присутствовать в различных концентрациях неуглеводородные компоненты (например, азот, диоксид углерода, сероводород, гелий).

Газ газовых шапок – природный газ, находящийся в начальных пластовых условиях в газообразном состоянии над нефтяной частью залежи. На месторождениях где выявлены газовые шапки отмечаются прорывы газа через нефтяную часть залежи к забоям добывающих скважин, что негативно влияет на процесс разработки такой залежи, в частности на устойчивость работы скважинного лифтового оборудования.

Попутный нефтяной газ и газовых шапок в начальных пластовых условиях имеют различную фазовую принадлежность, один растворен в пластовой нефти, другой находится в свободном состоянии. Поскольку отличить на поверхности друг от друга их невозможно возникает задача моделирования (прогнозирования) фазовой принадлежности газа, получаемого на поверхности, и таким образом, разработка методики идентификации источников попутного нефтяного газа. Решение этой задачи сводится к построению методики, предусматривающей моделирование начального и текущего фазового состояния залежи и разделения таким образом добываемого попутного нефтяного газа на растворенный в нефти, а отнесение остального объема к прорывному (т.е. газу газовой шапки).

В качестве исходных данных для построения математической модели моделирования насыщения нефти газом при различных термобарических условиях использовались результаты экспериментальных исследования по

разгазированию более 350 глубинных проб нефти, отобранных более чем из 50 скважин Талаканского НГКМ. Результаты этих лабораторных исследований, выполненных в Тюменском отделении СургутНИПИнефть ПАО «Сургутнефтегаз» приведены в работе [173].

В результате обработки экспериментальных исследований установлено, что концентрация компонентов в газе, находящимся в определенном фазовом состоянии при рассматриваемых термобарических условиях, постоянна. Это позволяет сформулировать источники поступления попутного нефтяного газа в скважины (фазовую принадлежность в пластовых условиях):

- газ, растворенный в пластовых термобарических условиях в нефти и выделяющийся в процессе однократного разгазирования;

- свободный (прорывной) газ, который при пластовых условиях приурочен к нефтяной зоне залежи, находящийся в свободном состоянии при пластовых термобарических условиях;

- пластовый газ, приуроченный к чисто газовой зоне залежи, который в лабораторных условиях может быть получен путем рекомбинации проб газа сепарации и сырого конденсата, отобранного в ходе исследований скважин на газоконденсатность в соотношении, измеренном на промышленном сепараторе.

Исследования компонентного состава газа, отнесенного к первой группе, показывают следующее. В его составе присутствует метан в объемных концентрациях от 35,8 до 62,5 % при среднем значении 57 %, азот – от 0,6 до 3,1%, среднее значение 1,5%, диоксид углерода – от 0,02 до 0,2 %, среднее значение 0,12%, содержание компонентов C_{5+} высшие изменяется от 128 до 168 г/м³ при среднем значении в 145 г/м³.

Газ, отнесенный ко второй группе, характеризуется другим компонентным составом, что связано с его нахождением в пластовых условиях в нефти, которая максимально насыщена легкими углеводородами. Незначительное снижение пластового давления относительно начально приводит к началу процесса разгазирования нефти, при которых в первую очередь из нефти выделяются наиболее летучие компоненты (обладающие наибольшим

давлением насыщенных паров). Газ имеет следующий компонентный состав метан от 78,6 до 86,1% при среднем 82%, азот от 4,7 до 12,3%, среднее 8,7%, C_{5+} выше варьирует около 18,2 г/м³.

Газ, относимый к третьей группе по своему составу близок к газу второй группы, однако характеризуется пониженным содержанием углеводородов группы C_{5+} выше, от 10 до 14 г/м³, большей концентрацией метана – от 85 % и азота – от 6 %.

Представляя добываемой попутный нефтяной газ, состоящим из двух компонентов газов первой и второй группы разработана методика идентификации начальной фазовой принадлежности углеводородных компонентов, входящих в его состав при текущих пластовых условиях. Метод расчета доли прорывного газа (газа газовой шапки) в общем объеме добываемого попутного нефтяного газа, построен на результатах исследования компонентного состава газа, получаемого на устье, и предполагает, что значение концентрации i -го компонента в газе, отобранном из скважины в j -ый промежуток времени, сравнивается с составом растворенного и прорывного газов следующим образом

$$\sum_i \left((v_i^j)^2 - \left[\frac{(v_i^{\text{раств}} V_{\text{раств}} + v_i^{\text{прорыв}} V_{\text{прорыв}})}{(V_{\text{раств}} + V_{\text{прорыв}})} \right]^2 \right) \Rightarrow \min \quad (4.25)$$

где v_i – объемная доля компонента в газе; $V_{\text{раств}}$ – добываемый объем растворенного в нефти газа; $V_{\text{прорыв}}$ – добываемый объем прорывного газа; i – номер компонента; j – номер замера.

Для вычисления объемного отношения газов первой и второй группы в общем объеме добываемого газа необходимо определить минимум суммы квадратов разностей этих значений. Этот минимум будет соответствовать объемному отношению газов первой и второй группы в общем объеме поступающего в скважины попутного нефтяного газа.

Для выполнения расчетов за состав растворенного в нефти газа принимается текущий состав устьевого газа (на период замера) по следующему критерию. Попарно сопоставляются составы газа, а при решении (4.25)

относительно объема газа газовой шапки на 1 объема растворенного газа и анализа генерированной матрицы объемов смешения. Элементами матрицы смешения являются: *по столбцам* – решения (4.25) по времени отбора, *по строкам* – решения (4.253) с использованием в качестве растворенного газа текущего (на время отбора) состава газа.

$$\begin{array}{ccccc}
 0 & V_{12} & V_{13} & \dots & V_{1n} \\
 V_{21} & 0 & V_{23} & \dots & V_{2n} \\
 V_{31} & V_{23} & 0 & \dots & V_{3n} \\
 \dots & \dots & \dots & \dots & \dots \\
 V_{k1} & V_{k2} & \dots & \dots & 0
 \end{array}$$

где $V_{ij} \in (i=j)=0$, $V_{ij}=-V_{ji}$

Большее количество неотрицательных элементов в строке матрицы показывает, что выбранный состав газа близок (в интервале погрешности) к составу газа, растворенного в нефти при пластовых условиях.

Состав газа газовой шапки оценивался с помощью покомпонентной экстраполяции в динамике отборов и термодинамического моделирования с привлечением данных об изменении термобарических условий от пластовых до устьевых. Состав прорывного газа, как правило близок к составу газа, выделяющегося в точке насыщения нефти газом при рассматриваемых термобарических условиях. Пример выполнения расчетов представлен в таблице 4.4.

Из данных, представленных в таблице 4.4 можно сделать вывод, что на каждый 1 м³ добываемого растворенного газа приходится 0,55 м³ газа газовой шапки, то есть при текущем газовом факторе в 60 м³/т, на растворенный газ приходится 39 м³/т газа, растворенного в пластовых условиях в нефти, оставшийся объем идентифицирован как газовой шапки.

Таблица 4.4 – Пример реализации алгоритма идентификации источников попутного нефтяного газа

Компонентный состав газа	Растворенный газ		Газ газовой шапки		Смешение	Текущий газ (на дату отбора проб)	Отклонение
Диоксид углерода	2.78		3.64		3.09	3.17	-2.6%
Азот	1.53		3.09		2.09	1.87	10.6%
в том числе, гелий	0.04		0.05		0.04	0.03	20.4%
Метан	52.40		76.14		60.81	61.15	-0.6%
Этан	16.21		11.48		14.53	14.11	2.9%
Пропан	14.66		4.48		11.05	9.97	9.8%
Изо-бутан	1.90		0.32		1.34	1.26	5.7%
Н-бутан	5.86		0.76		4.05	3.99	1.5%
Содержание C5+высш. , г/м ³	152.5	+	2.90	→	99.6	99.7	-0.1%
	9						-2.6%
Молярная масса, кг/кмоль	29.57		20.80		26.47	27.02	10.6%
Плотность при 20 ⁰ С, кг/м ³	1.23		0.86		1.10	1.12	20.4%
Относительная плотность (по воздуху)	1.02		0.72		0.91	0.93	-0.6%
Содержание C3+высш. , г/м ³	609		111		432	459	2.9%
Содержание C5+высш. , г/м ³	152.6		2.9		100	149.7	9.8%
Низшая теплота сгорания 1м ³ , МДж/м ³ :	54.1		36.8		48	49.0	5.7%
□, м ³ /м ³ - соотношение объемов прорывного растворенного газа			0.55				
			□, м ³ /м ³		Разность квадратов отклонений (1)		
	1		0.10		1605.1		
	1		0.30		354.0		
	1		0.50		11.6		
min →	1		0.55		1.6		
	1		0.70		78.2		

Достоверная идентификация источников попутного нефтяного газа оказывает значительное влияние на оперативный учет запасов углеводородов и, в некоторых случаях, может привести к необходимости корректировки реализуемой системы разработки. Растворение легких углеводородных компонентов в пластовой нефти приводит к существенному снижению вязкости

пластовой смеси, что может обеспечить увеличение КИН. С другой стороны, рост газового фактора, вызванный разгазированием нефти в пластовых условиях, приводит к увеличению вязкости нефти, необходимости уменьшения пересчетный коэффициент нефти, снижаются начальные извлекаемые запасы нефти. Численная иллюстрация этих явлений представлена на рисунке 4.1 и рисунке 4.2.

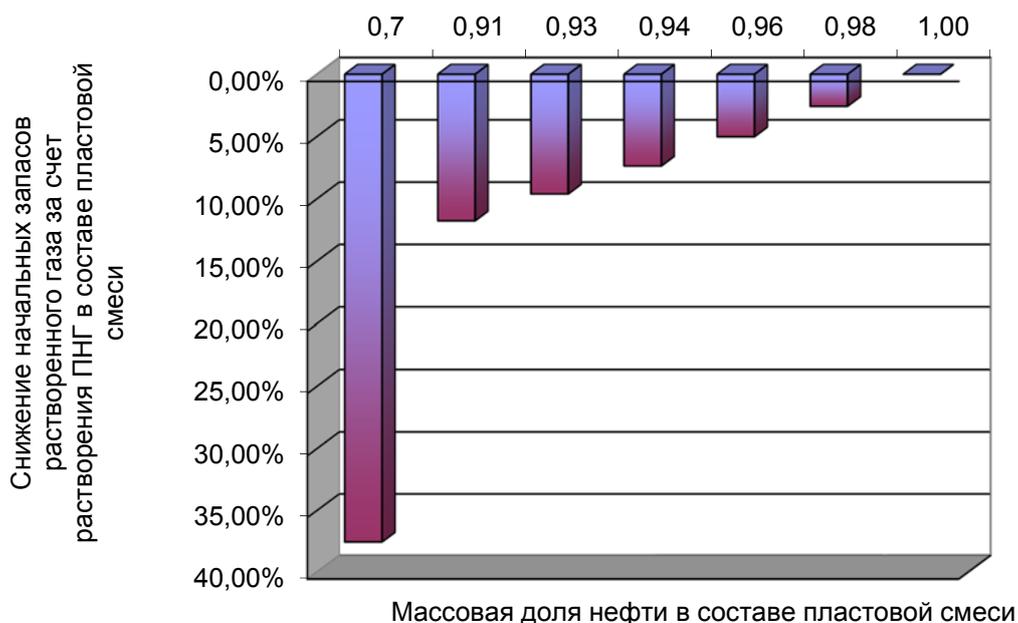


Рисунок 4.1 – Изменение запасов растворенного газа вследствие его растворения в пластовой нефти

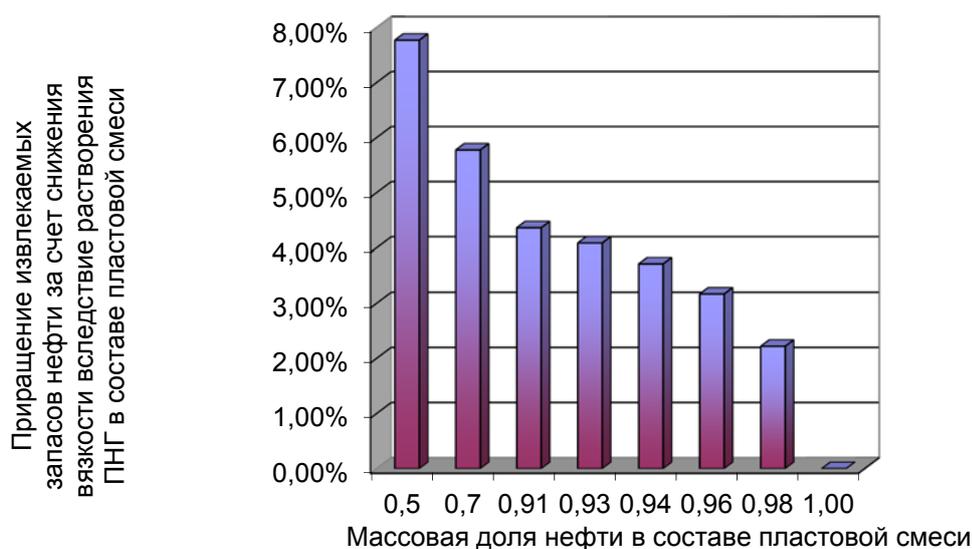


Рисунок 4.2 – Изменение запасов нефти за счет растворения в ней газа

Таким образом, разработана и апробирована в сравнении с лабораторными данными методика дифференциации попутного газа на источники его возникновения, позволяющий в оперативном режиме прогнозировать возникновение техногенных газовых шапок вокруг добывающих скважин и производить корректировку запасов газа газовых шапок и растворенного газа.

ВЫВОДЫ ПО РАЗДЕЛУ 4

1. Для пластовых нефтей, содержащих малое количество легких углеводородных компонентов получаемые значения объемного коэффициента, газосодержания и плотности дегазированной нефти не зависят от использованного метода. Для таких нефтей с высокой достоверностью возможно использовать как экспериментальные методы, предусматривающие процесс дифференциального разгазирования при ступенчатой сепарации, так и различные расчетные алгоритмы.

2. Для пластовых нефтей, находящихся в пластовых условиях в предельно насыщенном легкими углеводородами состоянии, а особенно при малом отличии пластового давления от давления насыщения экспериментальные данные, получаемые при дифференциальном разгазировании при ступенчатой сепарации не обеспечивают достаточной достоверности. В результате этого, в связи с недостоверными данными о плотности нефти, объеме получаемой дегазированной нефти, значения объемного коэффициента нефти и газосодержания получаются завышенными. При подсчете геологических запасов нефти это приводит к существенным погрешностям. В этой связи для таких нефтей рекомендовано при обосновании подсчетных параметров использовать расчетные методы моделирования дифференциального разгазирования.

3. Существующие в настоящее время методики идентификации источников попутного нефтяного газа учитывают изменение газового фактора в процессе разработки месторождений и массообменные процессы, происходящие при добыче и подготовке углеводородного сырья, в связи с чем не обеспечивают получение достоверных данных о количестве газа из разных источников в общем объеме поступающего в скважины попутного нефтяного газа.

4. Разработана методика дифференциации попутного газа на источники его возникновения – газ растворенный при пластовых условиях в нефти и находящийся в свободном состоянии. Использование этого метода позволило повысить качество контроля за разработкой месторождений, идентифицировать наличие техногенных газовых шапок вокруг, повысить достоверность учета добычи углеводородов по видам полезных ископаемых.

5. РАЗРАБОТКА МЕТОДИЧЕСКИХ ОСНОВ УЧЕТА РАСТВОРИМОСТИ ГАЗА В ПЛАСТОВОЙ ВОДЕ НА РАЗРАБОТКУ МЕСТОРОЖДЕНИЙ УГЛЕВОДОРОДОВ

Характеристика и свойства пластовых вод оказывают значительное влияние на процесс разработки месторождений, в некоторых случаях минерализация пластовой воды приводит к изменению проницаемости коллектора [174], что может привести к изменению извлекаемых запасов нефти и, соответственно, извлекаемых запасов растворенного газа [175].

Известно, что углеводородные газы растворяются в пластовой воде, в этой связи при разработке нефтяных месторождений отмечается увеличение газового фактора по сравнению с его значением, принятым при подсчете запасов. Это связано с выделением газа из попутно-добываемой воды, однако действующая нормативная база по подсчету запасов и контролю за разработкой не учитывают влияние этого процесса [176]. В этой связи актуальна разработка расчетных методов, позволяющих производить дифференциацию добываемого попутного нефтяного газа на газ, растворенный в пластовых условиях нефти и пластовых водах.

5.1 Растворимость углеводородных газов в пластовых водах

Известны требования по предельной величине газосодержания на приеме насосного оборудования. Эти требования установлены в нормативных документах, в случае, если газосодержание, расчет которого может производиться по описанным в предыдущих разделах методиках, на приеме насосов достигает предельного значения, эксплуатация скважин должна быть приостановлена [177].

Анализ текущего состояния ресурсов растворенного газа по ряду месторождений ОАО «Сургутнефтегаз» показал [178], что на завершающих стадиях разработки возрастает величина газового фактора по сравнению с его величиной, принятой при подсчете запасов. В анализе участвовали

месторождения, не имеющие газовой шапки, для исключения влияния газа газовой шапки на газосодержание. Таким образом, единственной причиной увеличения газосодержания при увеличении обводненности добываемой продукции является поступление газа, растворенного в пластовых водах.

Для дальнейших исследований в этой области были сформулированы ряд положений и допущений [179]. Растворенный в нефти газ является неотъемлемой и неделимой частью пластовой многокомпонентной системы. Растворенный в пластовой воде газ не является самостоятельной фазой в залежи при пластовых условиях, принятых на стадии подсчета запасов полезных ископаемых.

Исследуемая проблема освещена в работе [180]. На рисунке 5.1 показан пример распределения значений газового фактора, который определялся по результатам лабораторных исследований отдельных глубинных проб нефти, отобранных из представительного объема скважин, эксплуатирующих нефтяную залежь.

Анализируя данные, представленные на рисунке можно сделать вывод, что, значения газового фактора, находящиеся за пределами области 90 % уровня достоверности можно отнести к некачественным пробам или ошибками при выполнении исследований. Разница между минимальным и максимальным значением газового фактора определяется выражением

$$\begin{aligned} \Delta G &= \frac{GOR_{\max} - GOR_{\text{av}}}{GOR_{\text{av}}} = \frac{118 - 112}{112} = +5\% \\ \Delta G &= \frac{GOR_{\min} - GOR_{\text{av}}}{GOR_{\text{av}}} = \frac{66 - 112}{112} = -48\% \end{aligned} \quad (5.1)$$

где верхнее выражение описывает верхнее значение газового фактора, а нижнее соответственно нижнее.

Из значения, приведенных в выражении 5.1. видно, что разница между верхним и нижним значением газового фактора превышает 50 %, что не может быть вызвано представительностью проб.

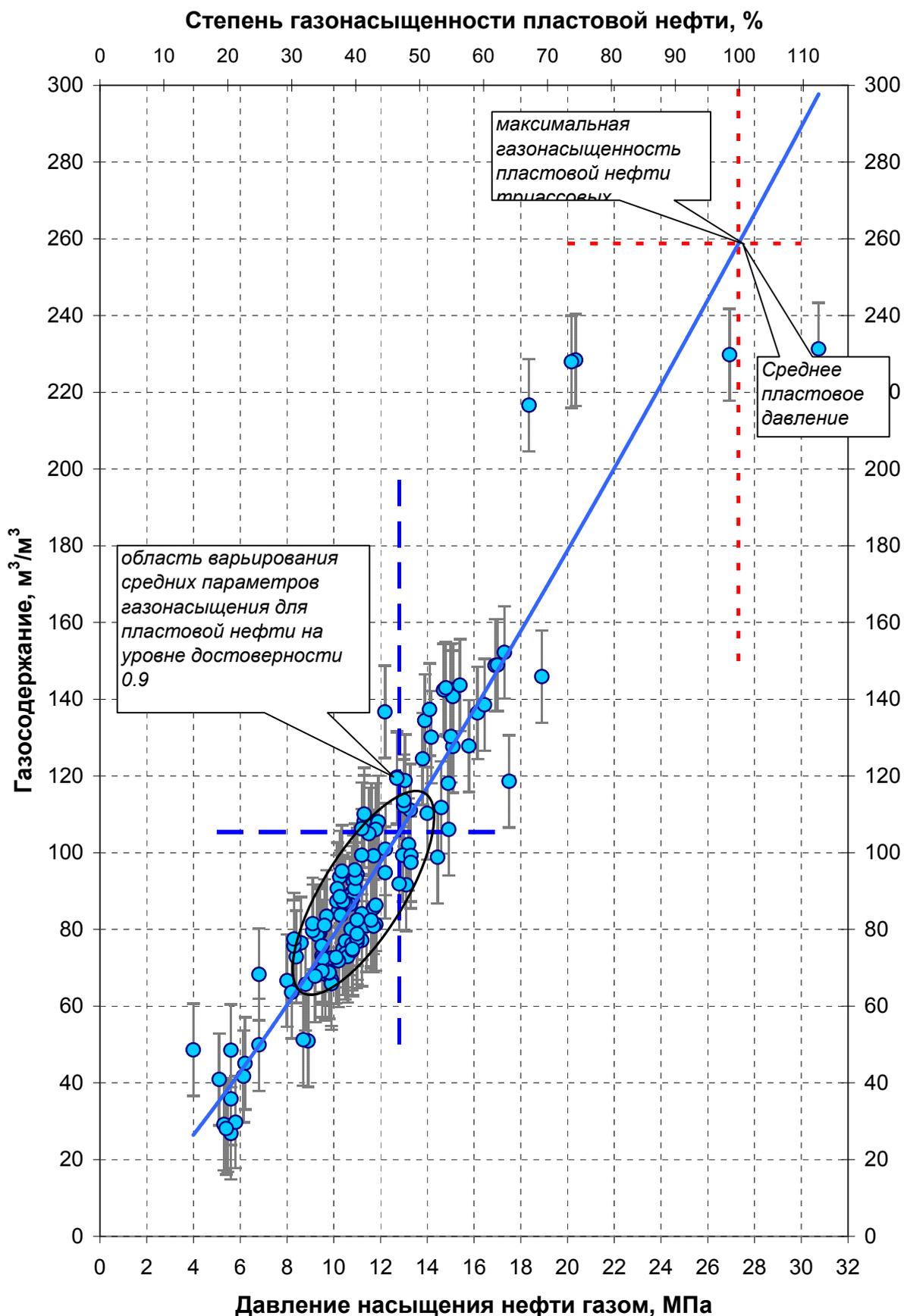


Рисунок 5.1 – Распределение значений начального газосодержания нефти в пределах одной залежи

При расчете изменения запасов растворенного газа, такое отклонение в величии газового фактора не допустимо, а изменение абсолютного значения запасов растворенного газа более чем на 50 % вызывает значительные риски неверного принятия стратегии его рационального использования. Однако, если рассматривать изменение запасов нефти за счет растворения такого объема газа (5.2), то изменения запасов нефти можно отнести к погрешности расчета. Этим объясняется отсутствие в нормативных документах требований по учету влияния растворенного в воде газа на показатели разработки месторождений.

$$\Delta G = \frac{m^r_{\max} - m^r_{av}}{m^r_{av}} = \frac{(1000 + 118 \cdot \rho_{\text{газа}}) - (1000 + 112 \cdot \rho_{\text{газа}})}{(1000 + 112 \cdot \rho_{\text{газа}})} = +0.3\%$$

$$\Delta G = \frac{m^r_{\min} - m^r_{av}}{m^r_{av}} = \frac{(1000 + 66 \cdot \rho_{\text{газа}}) - (1000 + 112 \cdot \rho_{\text{газа}})}{(1000 + 112 \cdot \rho_{\text{газа}})} = -4\%$$
(5.2)

В этой связи актуальна разработка методики, которая позволяет достоверно определять объемы газа, растворяющегося в пластовой воде и выделяющегося из нее в процессе разработки залежи и подготовке скважинной продукции. Исследования в этой области проводились ранее многими специалистами. В результате была подтверждена взаимосвязь между свойствами пластовых жидкостей, закачиваемой воды и растворенными в них углеводородными газами. Полученные зависимости объясняют характер распределения легких газовых компонентов между водой и нефтью. Выделение газа из пластовой воды наиболее заметно на завершающей стадии разработки, когда в связи со значительной обводненностью добываемой продукции значительно повышается вклад выделяющегося из воды газа в общий объем добываемого попутного нефтяного газа. Разгазирование пластовой воды происходит при значительном снижении пластового давления относительно текущего давления насыщения $P_{\text{нас}}$. При снижении пластового давления ниже давления насыщения газовые компоненты выделяются из воды пропорционально давлению их насыщенных паров. При разработке месторождений в режиме заводнения, в условиях, когда пластовое давление и давление в прискважинной выше давление насыщения, отсутствует свободная газовая фаза, из нефти в воду переходят преимущественно азот и метан,

обладающие более высокой растворимостью в воде, чем другие углеводородные компоненты. Характер зависимости газосодержания нефти и воды от давления насыщения можно объяснить тем, что растворимость в воде для азота и метана, в зависимости от давления, отличается на 20-40%, при этом константы фазового равновесия этих компонентов различаются при схожих условиях в 3 и более раз.

Результаты ряда лабораторных исследований по моделированию процесса диффузионного массообмена и растворимости газовых компонентов в нефти и пластовой воде позволили установить, что с увеличением контактирующего объема воды, времени контакта происходит снижение концентрации газовых компонентов в пластовой нефти. Графическое представление результатов лабораторных экспериментов представлено на рисунке 5.2.

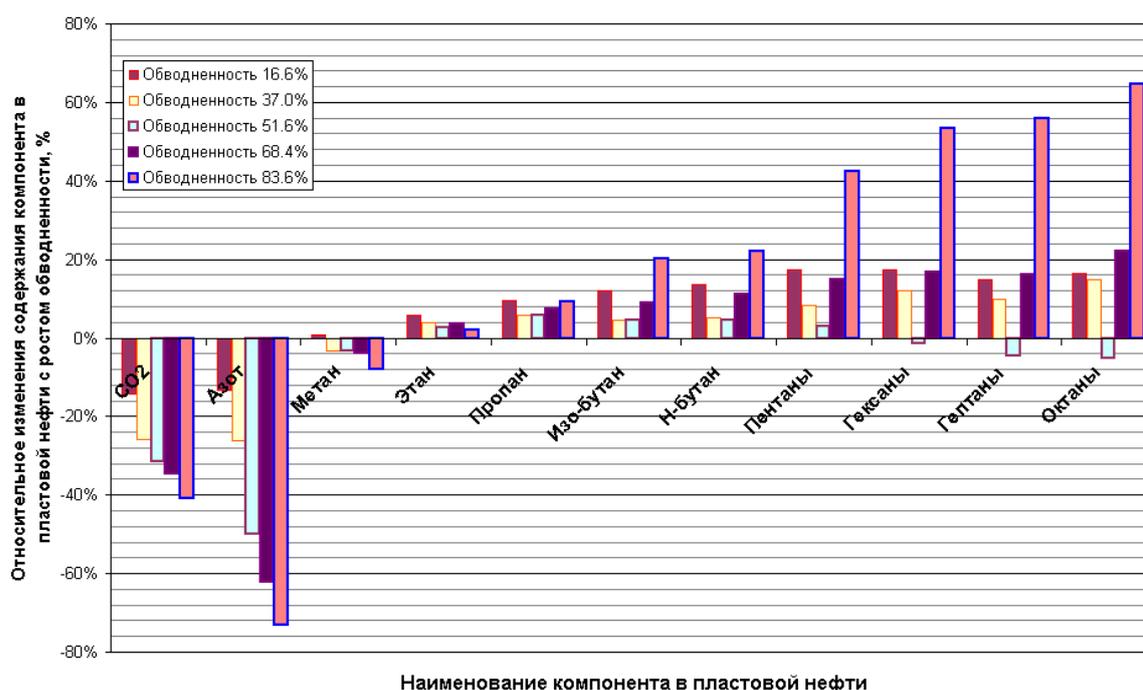


Рисунок 5.2 - Изменение концентрации компонентов нефти в зависимости от объема контактирующей воды

В пластовых условиях это приводит к изменению подвижности нефти, так как снижение концентрации в ней легких углеводородов и «газовых» компонентов приводит к снижению вязкости нефти. В этой связи наблюдается увеличение добычи газа и снижение дебитов нефти. Результаты проведенных

промысловых (месторождения ОАО «Сургутнефтегаз» и лабораторных исследований (ТО «СургутНИПИнефть») показали обоснованность указанного положения о значительном влиянии количества контактов нефти и воды на изменение основных параметров пластовой нефти и увеличение концентрации газовых компонентов в пластовых водах.

Процесс изменения состава и свойств добываемой скважинной продукции производился с применением лабораторных исследований глубинных проб, которые отбирались в добывающих скважин со значительной обводненностью. В результате лабораторных исследований установлены отличия компонентных составов газов, растворенных в пластовых водах и нефти (рисунок 5.3, 5.4). При обводненности добываемой продукции более 70 % в объем газа, выделившийся из пластовой воды превышает объем газа, выделившегося из нефти. При растворении легких углеводородов в пластовое воде можно отметить, когда в добываемом газе увеличивается содержание этих компонентов и неуглеводородных газов, а также значительно снижается концентрация компонентов фракции C_{5+} высшие. В результате изменения компонентного состава добываемого попутного нефтяного газа уменьшается плотность, теплотворная способность, повышается его метановое число. Этот фактор, при наличии непрерывного контроля за составом добываемого газа, можно использовать в качестве диагностического критерия определения причин увеличения газового фактора на отдельных скважинах, то есть установить источник попутного газа – выделение газа из пластовой воды, прорыв газа газовой шапки или снижение забойного давления ниже давления насыщения.

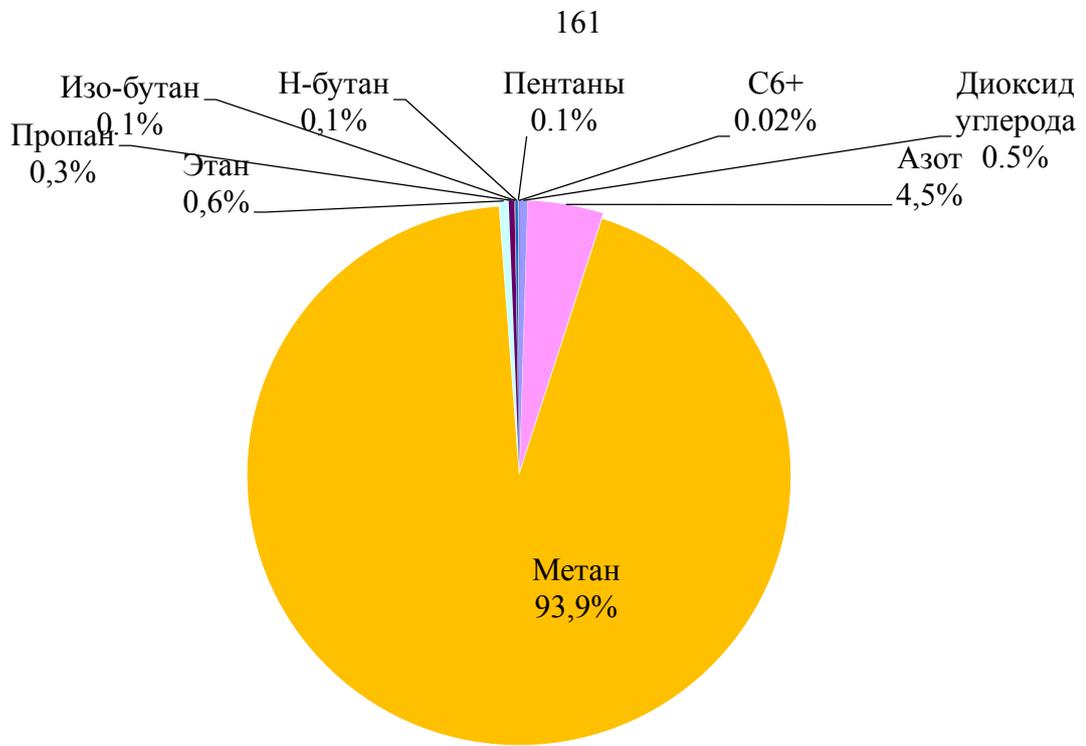


Рисунок 5.2 – Распределение компонентного состава газа, выделяющегося из пластовой воды

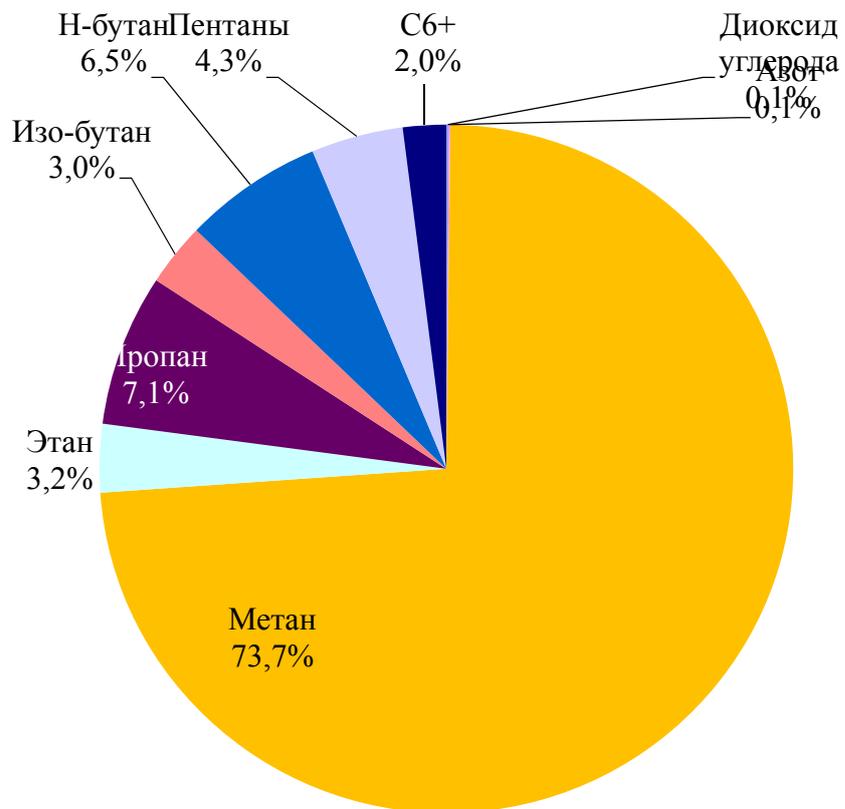


Рисунок 5.2 – Распределение компонентного состава газа, выделяющегося из пластовой нефти

Факт выделения из пластовой воды растворенного в ней углеводородного газа исследовался применительно к газовым месторождениям, установлено, что разгазирование водоносного бассейна оказывает значительное влияние на величину дренируемых запасов [181,182].

Для оценки запасов растворенного в воде газа рассмотрено Етыпуровское месторождение, его основной объект разработки газовая залежь, приуроченная к пласту ПК₁ открыта в 1971 году. Начальные запасы свободного газа по категории С₁ составляют 299488 млн.м³. В промышленную разработку месторождение введено на основании «Проекта разработки сеноманской газовой залежи Етыпуровского месторождения» и «Предложений по совместной подготовке газа Вынгаяхинского и Етыпуровского месторождений» разработанными ООО «ТюменНИИгипрогаз» в 2000 году [183]. В настоящее время месторождение активно разрабатывается, динамика добычи газа представлена на рисунке 5.3.

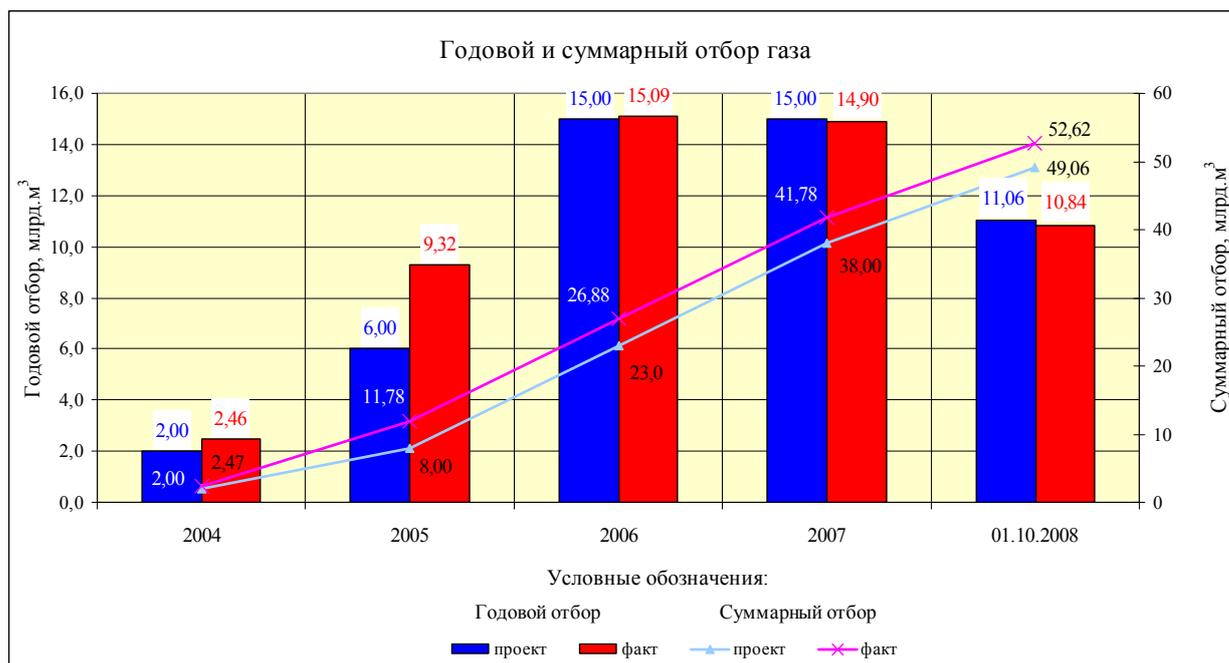


Рисунок 5.3 – Динамика добычи газа и выполнения проектных решений

Для исследования влияния дегазации водоносного бассейна на технологические показатели разработки необходимы начальные и текущие термобарические условия. Пластовая давление на начало разработки залежи составляло 7,5 МПа, пластовая температура 22,3 °С. Пластовая вода имеет

плотность $1,017 \text{ г/см}^3$, содержит $n = 0,5$ г-экв/л солей. На дату выполнения анализа зафиксировано падение пластового давления приблизительно на 80 % от начального. Динамика изменения давления приведена рисунке 5.4.



Рисунок 5.4 – Динамика изменения пластового давления

Используемые в дальнейшем теоретические основы расчета фазовых равновесий сложных углеводородных систем, в том числе системы «газ-вода» изложены в работах Ю.С. Шилова [184, 185], А.Ю. Намиота [4], Ларина В.И. [186], Филиппова В.П. [187] и др. [188,189].

Для оценки влияния выделения газа выполнен расчет объема газа, растворенного в пластовой воде при начальных пластовых условиях и в текущий период разработки залежи. Для выполнения расчетов определены константы равновесия газовых компонентов для пластовой воды заданной минерализации по формуле (5.3) при пластовом давлении 7,5 МПа

$$K^*_{CH_4} = k_i \cdot 10^{k_i n} = 575 \cdot 100,5 \cdot 0,135 = 671,689, \quad (5.3)$$

где k_i – коэффициент Сеченова для данного газа в конкретных термобарических условиях; n – степень минерализации воды, в которой растворен газ

$$K^*_{C_2H_6} = 690 \cdot 100,5 \cdot 0,174 = 843,042$$

$$K^*_{N_2} = 1200 \cdot 100,5 \cdot 0,145 = 1418,016$$

При пластовом давлении 2,5 МПа константы равновесия газовых для пластовой воды минерализации 0,5 будут равны:

$$K^*_{CH_4} = k_i \cdot 10^{k_i n} = 1700 \cdot 100,5 \cdot 0,135 = 1985,861$$

$$K^*_{C_2H_6} = 1400 \cdot 100,5 \cdot 0,174 = 1710,52$$

$$K^*_{N_2} = 2790 \cdot 100,5 \cdot 0,174 = 3296,888$$

Далее определяется содержание растворенных в пластовой воде газа в мольных долях при давлении 7,5 МПа и 2,5 МПа:

$$N^* = N''_i / K^*_i \quad (5.4)$$

где N''_i - содержание растворенного в солевом растворе i -того компонента,

При давлении 7,5 МПа

$$N^*_{CH_4} = 0,9611/671,689 = 1,430871826$$

$$N^*_{C_2H_6} = 0,098/843,042 = 0,011624572$$

$$N^*_{N_2} = 0,0157/843,042 = 0,011071804$$

При давлении 2,5 МПа

Рассчитывается содержание растворенных в пластовой воде компонентов газа в $см^3$ (при нормальных условия) на 1 г чистой воды по формуле

$$N_i^{*'} = 0,804 \cdot 10^{-3} b_i^* \quad (5.5)$$

$$b^*_{CH_4} = 0,483971/0,804 = 1,779691326$$

$$b^*_{C_2H_6} = 0,011624572/0,804 = 0,014458423$$

$$b^*_{N_2} = 0,483971/0,804 = 1,779691326$$

Затем определяется содержание растворенных в пластовой воде компонентов газа в $см^3$ (при нормальных условиях) на 1 г $см^3$ пластовой воды при давлении 7,5 МПа

$$c^*_{CH_4} = 1,779691326 \cdot 1,017 \cdot (1 - 0,5/10/1,017) = 1,809056233$$

$$c^*_{C_2H_6} = 0,014458423 \cdot 1,017 \cdot (1 - 0,5/10/1,017) = 0,014696987$$

$$c^*_{N_2} = 0,014458423 \cdot 1,017 \cdot (1 - 0,5/10/1,017) = 0,014696987$$

Находятся константы равновесия газовых компонентов для пластовой воды заданной минерализации по формуле 1 при пластовом давлении 2,5 МПа

$$K^*_{CH_4} = k_i \cdot 10^{k_i \cdot n} = 1700 \cdot 100,5 \cdot 0,135 = 1985,861341$$

$$K^*_{C_2H_6} = 1400 \cdot 10^{0,5 \cdot 0,174} = 1710,519524$$

$$K^*_{N_2} = 2790 \cdot 10^{0,5 \cdot 0,145} = 3296,888072$$

По формуле 5.4 определяется содержание растворенных в пластовой воде газа в мольных долях при давлении 2,5 МПа:

$$N^*_{CH_4} = 0,9611/1985,861341 = 0,483971$$

$$N^*_{C_2H_6} = 0,098/1710,519524 = 0,005729$$

$$N^*_{N_2} = 0,0157/3296,888072 = 0,004762$$

Рассчитывается содержание растворенных в пластовой воде компонентов газа в см³ (при нормальных условиях) на 1 г чистой воды

$$b^*_{CH_4} = 0,483971/0,804 = 0,601954$$

$$b^*_{C_2H_6} = 0,005729/0,804 = 0,007126$$

$$b^*_{N_2} = 0,004762/0,804 = 0,005923$$

Рассчитывается содержание растворенных в пластовой воде компонентов газа в см³ (при нормальных условиях) на 1 г см³ пластовой воды при начальном и текущем давлении

$$c^*_{CH_4} = 0,601954 \cdot 1,017 \cdot (1 - 0,5/10/1,017) = 0,611886667$$

$$c^*_{C_2H_6} = 0,007126 \cdot 1,017 \cdot (1 - 0,5/10/1,017) = 0,007243515$$

$$c^*_{N_2} = 0,005923 \cdot 1,017 \cdot (1 - 0,5/10/1,017) = 0,014696987$$

Существует теоретическое предположение [189], что газ растворяется в пласте лишь до глубины 80 м. Таким образом, объем водоносного бассейна месторождения составляет:

$$V = 80 \cdot 203080 = 16246400 \text{ м}^3$$

В процессе эксплуатации месторождения выделилось:

$$CH_4 = 19449696 \text{ м}^3$$

$$C_2H_6 = 121092,1 \text{ м}^3$$

$$N_2 = 220,5589 \text{ м}^3$$

Таким образом, на основании результатов расчетов [190] можно сделать вывод, что на 1.01.2008 г. отбор газа с начала разработки составил 52,619 млрд. м³, отбор газа, растворенного в пластовой воде, составляет 0,8 % от общего

отбора. Согласно выполненным расчетам к концу разработки месторождения объем выделившегося газа за счет процесса дегазации воды составит около 2,5 % начальных запасов газа, что является значимым показателем. Таким образом подтверждено, что объемы газа, выделяющиеся из пластовой воды при снижении пластового давления могут оказывать значительное влияние на технологические показатели разработки газовых месторождений. Очевидно, что аналогичная ситуация может наблюдаться и на нефтяных месторождениях, когда на величину газового фактора, на заключительных стадиях разработки месторождений, значительное влияние оказывает объемы газа, выделяющиеся из попутно-добываемой воды. В связи с тем, что методики учета этого процесса в открытых источниках не представлено [191], требуется разработка соответствующей методики, так как газовые компоненты переходят в воду из нефти, а не напрямую из газа, находящегося в свободном состоянии.

5.2 Разработка методики учета влияния газа, растворенного в воде на величину газового фактора

Нормативные документы по подсчету запасов [192] регламентируют, что обоснование подсчетных параметров производится только по материалам комплексного исследования глубинных проб, однако, как было отмечено выше, газ, растворенный в пластовой воде существенно влияет на текущий газовый фактор, но это влияние не учтено в существующей нормативной базе.

В работе [193] приведены результаты лабораторных исследований проб нефтей месторождений Татарстана в 1976 году. Авторы делают вывод, что с ростом количества воды и кратности контакта нефти с водой уменьшаются объемный коэффициент, давление насыщения, коэффициент сжимаемости, газовый фактор и увеличивается плотность и вязкость пластовой нефти. В работе [194] авторами приведены ссылки на данные экспериментальных исследований по определению свойств нефти при динамическом контактировании с водой в пластовых условиях, проведенных на пробах нефти

Ромашкинского месторождения в 1961 году. В результате этого установлено, что давление насыщения и газовый фактор уменьшаются, из пластовой нефти в воду полностью переходит азот, более половины объема метана, значительная часть других легких углеводородов. Таким образом, учет этого объема газа необходим и для повышения достоверности учета добываемой продукции и списания запасов с государственного баланса. Например в работе [195] показано изменение газового фактора нефти в процессе разработки на месторождениях ОАО АНК «Башнефть». Предлагается алгоритм уточнения списания запасов газа по форме 6ГР по текущим значениям газовых факторов, обоснована необходимость учитывать газовый фактор попутно добываемой воды. Принципиальная возможность превышения проектного газового фактора за счет дополнительных отборов газа из воды, добываемой попутно с нефтью, по результатам лабораторных исследований показана в работах [196,197].

При разработке месторождения в режиме заводнения, если пластовое давление и давление в призабойной зоне выше $P_{нас}$ (при отсутствии свободной газовой фазы), из нефти извлекаются в основном азот и метан, обладающие более высокой растворимостью в воде, чем другие газовые компоненты нефти. Константы фазового равновесия азота и метана в зависимости от температуры и давления могут различаться в 3 и более раз [198], тогда как растворимость их в воде – на 20-40%, что влияет на характер зависимости $P_{нас}$ нефти от снижения ее газосодержания [199, 200].

Лабораторные исследования по изучению состава и свойств продукции скважин с высокой обводненностью, проведенные на глубинных пробах показывают, что при повышении обводненности выше 70%, вклад растворенного в воде газа в суммарном объеме добываемого газа может быть значительно выше, чем растворенного в нефти газа. Компонентный состав газа, растворенного в воде существенно отличается от состава газа, растворенного в нефти, что при выдержанных отношениях газообразной продукции различной природы (пропорционально вкладам) обуславливает изменение состава всего добываемого газа, что не учтено в нормативных документах [201,202]. Процесс

сопровождается увеличением в добываемом газе содержания «легких» углеводородов (метан, этан), неуглеводородных газов, что объясняется их «хорошей» растворимостью в воде [203], снижением компонентов состава C_5+ высш. Этот аспект является диагностическим критерием дегазации попутно добываемой воды.

Для построения модели этого процесса и определения количественных показателей процесса в ТО «СургутНИПИнефть» ПАО «Сургутефтегаз» были проведены лабораторные эксперименты [201]. Исследования проводились при средних пластовых условиях месторождений Сургутского района ХМАО: давление - 24 МПа, температура – 750С. Начальные свойства нефти: вязкость - 2,1 мПа*с, плотность – 788 кг/м³, давление насыщения нефти газом – 13,1 МПа, газосодержание - 59,1 м³/м³. Пластовая вода – попутно добываемая дегазированная. Моделирование пластовых условий и смесимости водонефтяной системы выполнено на установке высокого давления Chandler PVT System 3000G. В ходе исследований замерялись: давление насыщения нефти газом (объемным методом), плотность и вязкость нефтяной фазы с помощью встроенных денситометра (Anton Paar mPDS 2000 V3) и вискозиметра (Chandler VISCO pro 2000). Компонентные составы нефти и газа анализировались с применением хроматографического комплекса на базе приборов Varian 3800. В поршневую PVT-ячейку содержащую 155 см³ нефти подавалась пластовая вода с выдерживанием при перемешивании не менее 8-10 ч. После перемешивания и отстоя, вода отводилась из установки в измерительную колбу с фиксацией объемов воды, капельной нефти и выделившегося газа. Оставшаяся в ячейке нефтяная фаза без выхода из установки анализировалась на плотность, вязкость и давление насыщения. Всего в ходе эксперимента в систему было последовательно введено шесть объемов воды. Результаты экспериментов приведены в таблице 5.1.

Таблица 5.1 – Результаты лабораторных экспериментов

№ п/п	Характеристика	Начальное состояние	Этапы эксперимента					
			1	2	3	4	5	6
1	Объем нефти в PVT-камере, см ³	155,07	155,1	146,4	146,6	145,8	144,15	134,1
2	Объем введенной воды, см ³		145,3	154,1	154	154,7	157,00	132,6
3	Объем выведенной нефти, см ³		12	4	1	3	4	5
4	Объем выведенной воды, см ³		126	141	148	146	154	123
5	Объем выделившегося газа, см ³ , всего		941	519	351	439	491	404
	в том числе из нефти		648	201	48	139	180	220
	из воды		293	318	303	300	311	184
6	Газосодержание нефти, м ³ /м ³	59,06	54,0	50,2	47,8	46,4	45,0	44,0
7	Газосодержание воды, м ³ /м ³		2,33	2,26	2,05	2,05	2,02	1,50
8	Давление насыщения, МПа	13,1	11,7	10,8	10,2	9,8	9,4	9,2
9	Вязкость нефти, мПа·с	2,055	2,157	2,229	2,285	2,325	2,361	2,369
10	Плотность нефти, кг/м ³	788,1	792,1	795,7	798,9	801,8	803,0	803,5
11	Промысловый газовый фактор, м ³ /м ³	59,06	78,4	129,8	351,0	146,3	122,8	80,8

Лабораторными экспериментами были установлены количественные показатели растворимости газа в пластовой воде, проведена оценка изменения свойств нефти. Результаты исследований представлены на рисунке 5.5.

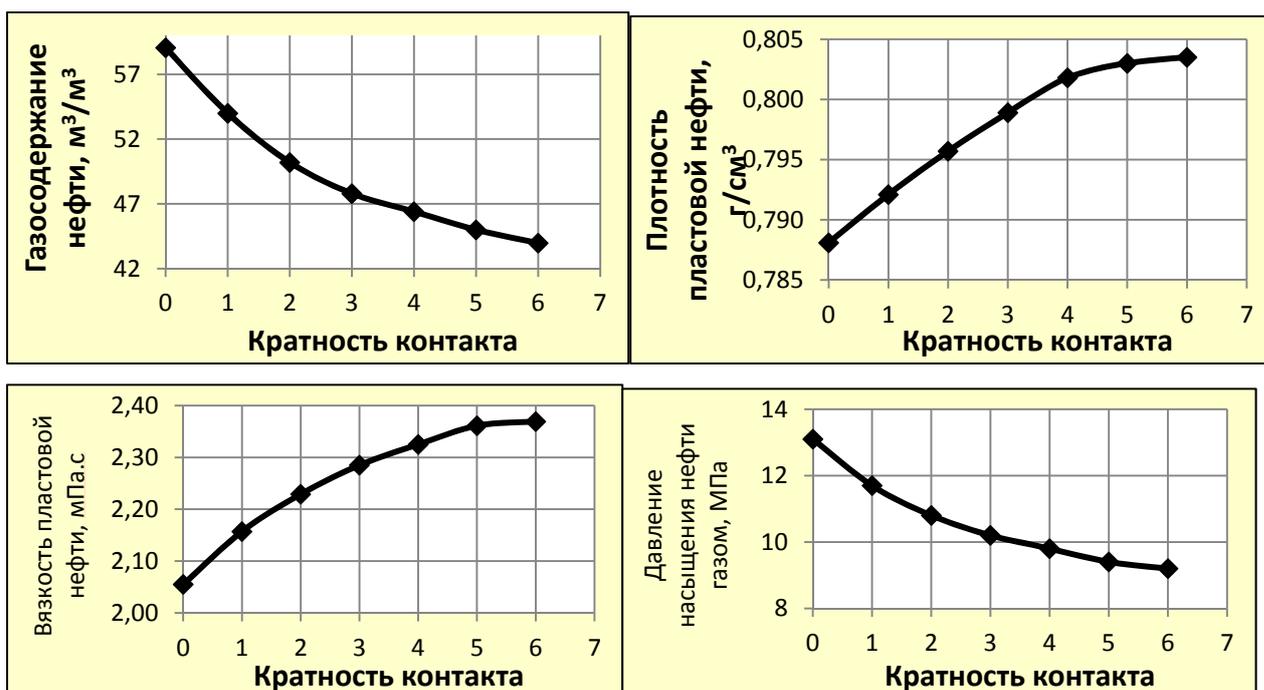


Рисунок 5.5 – Динамика изменения свойств пластовой нефти от кратности контакта с пластовой водой

В разделе 5.1 был показан пример расчета объема газа, растворенного в пластовой воде для случая газовых месторождений. Применительно к нефтяным месторождениям этот алгоритм не работает в связи с переходом газовых компонентов в воду из нефти, а не чисто газовой среды. В этой связи

ниже представлены результаты разработки методики расчета количества газа, растворенного в пластовой воде для нефтяных месторождений.

Объём газа (в м³ при к 20 °С и 0.101 МПа) растворенного в 1 м³ минерализованной воды рассчитывается по следующему алгоритму:

а) Оценивается растворимость природного газа в пресной воде в зависимости от температуры и давления в диапазоне: $P \geq 0.5 \text{ МПа}$ и $20 \leq t \leq 1200 \text{ С}$:

$$G_B^0 = \exp[a \cdot (\ln(\ln(P + 2.3214))) + b] \quad (5.5)$$

Коэффициенты a и b в выражении (5.5) представляют собой полиномы третьей степени от температуры:

$$a = 2.537 - 1.513 \cdot 10^{-2} \cdot t + 2.729 \cdot 10^{-4} \cdot t^2 - 1.163 \cdot 10^{-6} \cdot t^3 \quad (5.6)$$

$$b = 1.229 + 1.867 \cdot 10^{-3} \cdot t + 1.724 \cdot 10^{-4} \cdot t^2 - 1.150 \cdot 10^{-6} \cdot t^3$$

б) влияние растворённых солей на газосодержание:

$$G_B^{\text{пл}} = G_B^0 \cdot (1 - X \cdot m) \quad (5.7)$$

Поправочный коэффициент X зависит прежде всего от температуры воды. Jones Park J были предложены эмпирические поправочные коэффициенты, например для температуры 37,8°С эта величина составляет 0,074. В результате аппроксимации предложенных поправочных коэффициентов получено уравнение, описывающее изменение коэффициента от температуры:

$$X = 0.139 - 0.022 \cdot \ln t \quad (5.8)$$

$$G_B^{\text{пл}} = G_B^0 \cdot [1 - m \cdot (0.139 - 0.22 \cdot \ln t)] \quad (5.9)$$

в) растворимость природного газа в объёме минерализованной воды с учётом её стандартной плотности:

$$R_B = \frac{G_B^{\text{пл}}}{\rho_B^{\text{СТ}}} \cdot 10^3 \quad (5.10)$$

где: R_B – растворимость природного газа в пластовой воде, м³/м³; $G_B^{\text{пл}}$ – газосодержание воды, м³/т; t – температура растворения, °С; P – давление, МПа; m – массовая концентрация солей, % $\rho_B^{\text{СТ}}$ – плотность пластовой воды в стандартных условиях: 20°С и 0.101 МПа.

Массовую долю солей с учетом концентрации рассчитывается через плотность минерализованной (пластовой) воды.

Таким образом, алгоритм расчета газосодержания минерализованной воды сводится к последовательным вычислениям выражений (5.5)-(5.10).

Однако, пластовая система более сложна с точки зрения фазового состояния. Помимо двух фаз – водной и газовой, учитываемых в приведенных расчетах, в пластовых условиях существует еще одна – нефтяная. В этой связи преобразуем алгоритм расчета с учетом уравнений для пластовых систем:

В пластовых условиях растворимость метана, как основного компонента газовой фазы, переходящего в водную, оказывает наибольшее влияние на физико-химическое равновесие системы. Зависимость растворимости метана в чистой воде при $38 < T < 175^{\circ}\text{C}$ и $0 < P < 700$ бар:

$$X_{c1} = 10^{-3} \left[\sum_{i=0}^3 \left(\sum_{j=0}^3 A_{ij} T^j \right) P^i \right] \quad (5.11)$$

где:

$$A_{00} = 0,299$$

$$A_{10} = 2,283 \cdot 10^{-3}$$

$$A_{01} = -1,27310 \cdot 10^{-3}$$

$$A_{11} = -1,870 \cdot 10^{-5}$$

$$A_{02} = 0,0001$$

$$A_{12} = 7,494 \cdot 10^{-8}$$

$$A_{03} = 0,00001$$

$$A_{13} = -7,881 \cdot 10^{-11}$$

$$A_{20} = -2,850 \cdot 10^{-7}$$

$$A_{30} = 1,181 \cdot 10^{-11}$$

$$A_{21} = 2,720 \cdot 10^{-9}$$

$$A_{31} = -1,082 \cdot 10^{-13}$$

$$A_{22} = -1,123 \cdot 10^{-11}$$

$$A_{32} = 4,275 \cdot 10^{-16}$$

$$A_{23} = 1,361 \cdot 10^{-14}$$

$$A_{33} = -4,846 \cdot 10^{-19}$$

T – температура в $^{\circ}\text{F}$ ($T(^{\circ}\text{F}) = 1.8T(^{\circ}\text{C}) + 32$), P – давление в psia .
($1 \text{ атм} = 1,01325 \text{ бар} = 101325 \text{ Па} = 14.696 \text{ psi}$)

Растворимость газа характеризуется как газосодержание воды R_B в стандартных условиях:

$$R_B = 1313 \frac{X_g}{1-X_g} \quad (5.12)$$

где R_B – растворимость природного газа в пластовой воде, $\text{м}^3/\text{м}^3$; 1313 – эмпирическая константа, выведенная с учетом анализа данных по растворимости свыше 7370 объектов.

Отношение R_B (зависимость МакКейна, 1990):

$$\log\left(\frac{R_B(S)}{R_B(S=0)}\right) = -0.0840655S(1.8T + 32)^{-0.285854} \quad (5.13)$$

где S выражается в масс.%, а T в °C.

Наличие растворенных солей снижает растворимость газа, но не более, чем на 10% для воды с минерализацией менее 3,5%.

Современные условия добычи, когда на месторождениях необходимо контролировать сотни и сотни обводняющихся скважин и наземные объекты промышленного сбора требуются автоматизированные подходы [204]. Создание такого рода постоянно действующего мониторинга возможно благодаря современным компьютерным технологиям.

Наличие растворенных солей снижает растворимость газа, но не более, чем на 10% для воды с минерализацией менее 3,5%. На примере объекте БС₁ Федоровского месторождения выполнены расчеты объема добычи газа, растворенного в воде (таблица 5.2).

Таблица 5.2 – Результаты расчета газосодержания воды

№ п/п	Показатели	2010	2011	2012	2013	2014	2015
1	Добыча нефти, тыс.т	526,3	505,0	444,6	380,4	351,3	312,0
2	Добыча воды, тыс.т	14742	14942	14751	14102	13911	13775
3	Обводнённость, %	96,6	96,7	97,1	97,4	97,5	97,8
4	Водонефтяной фактор, т/т	28,0	29,6	33,2	37,1	39,6	44,2
5	Добыча растворённого газа, млн.м3	52,5	49,9	45,8	39,0	36,4	34,8
6	Промысловый газовый фактор, м3/т	99,8	98,8	102,9	102,5	103,6	111,5
7	Газосодержание нефти, м3/т (гос. баланс)	48,0	48,0	48,0	48,0	48,0	48,0
8	Расчётная добыча растворённого газа по газосодержанию, млн.м3	25,3	24,2	21,3	18,3	16,9	15,0
9	Растворённый газ дополнительного извлечения, млн.м3	27,2	25,6	24,4	20,7	19,5	19,8
10	Газовый фактор воды, м3/т	1,8	1,7	1,7	1,5	1,4	1,4

Расчетная величина газосодержания получается несколько завышена вследствие условия максимально возможного извлечения метана из всего объема газовой фазы. Учитывая, что насыщение газом водной фазы происходит, в том числе метаном, выделившимся не из свободной газовой фазы, а из нефти, то его (метана и, следовательно других углеводородных газов) будет меньше [205].

Расчетные показатели значениям совпали с фактическими [206], погрешность составила не более 5,8 %, что укладывается в погрешность

измерения при лабораторных исследованиях. Представленные выводы доказывают существование проблемы некорректного прогнозирования объема извлечения газа, когда оно происходит без учета объемов добываемой воды [207].

ВЫВОДЫ ПО РАЗДЕЛУ 5

1. Разработана методика и расчетный алгоритм оперативного определения доли попутного газа, выделяющегося из пластовых вод в общем потоке добываемого попутного нефтяного газа.

2. Экспериментально установлена степень влияния газа, растворенного в пластовой воде газа на количество и свойства добываемой скважинной продукции нефтяных месторождений.

3. Апробация разработанной методики учета растворения газа в воде показала, что расчетные показатели значениям совпали с фактическими, погрешность составила не более 5,8 %, что укладывается в погрешность измерения при лабораторных исследованиях. Разработана методика дифференциации добываемого попутного нефтяного газа на источники его возникновения: газ, растворенный в пластовых условиях в воде и нефти.

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

1. В результате исследования существующих методов расчета констант фазового равновесия, применительно к давлениям до 1,0 МПа, которые характерны для технологических процессов подготовки нефти к транспорту, разработана методика определения констант фазового равновесия на основе совместного решения уравнений Рауля – Дальтона и расчетом давления насыщенных паров компонентов смеси по уравнению Антуана. Погрешность разработанной методики в сравнении с экспериментальными данными не превышает 3 %, что говорит о ее высокой достоверности. Предложенный математический аппарат позволяет значительно упростить расчеты основных технологических параметров работы системы подготовки нефти, расчета потерь нефти от испарения из резервуаров.

2. Предложена, научно обоснована и подтверждена экспериментально методика расчета газосодержания нефти с использованием метода определения констант фазового равновесия, что, в свою очередь, позволило разработать алгоритм учета влияния термобарических условий подготовки скважинной продукции нефтяных месторождений на величину извлекаемых запасов растворенного газа. Выполненной серией вычислительных экспериментов доказано, что оптимизацией термобарических условий сепарации при сохранении значения давления насыщенных паров нефти в регламентированном диапазоне возможно снизить до 40 % величину фактического выхода попутного нефтяного газа. Это приводит к увеличению объема подготовленной нефти и одновременному снижению извлекаемых запасов растворенного газа.

3. Доказана возможность обеспечения параметров добываемого газа требованиям, предъявляемым к газу для подачи потребителю через магистральные газопроводы с применением разработанной энергосберегающей технологии подготовки попутного нефтяного газа с использованием жидкостно-газовых эжекторов и трехпоточной вихревой трубы. Для оценки применимости разработанной технологии для условий других месторождений

установлены зависимости температуры точки росы подготавливаемого газа от его плотности и выходного давления. Вид полученных логарифмических зависимостей объяснен с позиции фазового поведения смеси углеводородных газов.

4. Обоснован выбор методов расчета параметров углеводородной системы (плотность, объемный коэффициент, газосодержание) и выполнено моделирование фазового состояния углеводородной смеси в пластовых условиях. Это позволило разработать метод разделения объема добываемого попутного нефтяного газа на газ, растворенный в пластовых условиях нефти и находящийся в свободном состоянии. Его использование обеспечивает повышение достоверности учета движения запасов при мониторинге разработки месторождений и позволяет оценивать риски образования техногенных газовых шапок с целью управления режимами работы добывающих скважин, что продемонстрировано применительно к объектам разработки ПАО «Сургутнефтегаз».

5. Разработаны методика расчета объема, растворенного в пластовой воде углеводородного газа, и алгоритм разделения объема добываемого попутного газа на газ, растворенный в нефти и воде. Погрешность методики в сравнении с фактическими данными составила не более 5,8 %, что укладывается в погрешность измерения при лабораторных исследованиях. Расчеты доказали необходимость учета объема газа, растворенного в попутнодобываемой воде при выполнении мероприятий по контролю за разработкой месторождений.

СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННЫХ ИСТОЧНИКОВ

-
- 1 Коршак А.А. Сокращение потерь углеводородов в системах сбора и подготовки скважинной продукции нефтяных месторождений / А.А. Коршак, С.А. Леонтьев, О.В. Фоминых // Тюмень: ТИУ, 2019. – 200 с.
 - 2 Фоминых О.В. Расчеты констант фазового равновесия / О.В. Фоминых, С.А. Леонтьев, Р.М. Галикеев // СПб: Недра, 2010. – 107
 - 3 Рабинович Г.Г. Расчет основных процессов и аппаратов нефтепереработки / Г.Г. Рабинович, П.М. Рябых, П.А. Хохряков и др // М.: Химия, 1979. – 568 с.
 - 4 Намиот А.Ю. Фазовые равновесия в добыче нефти // М.: Недра, 1976. – 183 с.
 - 5 Рид Р., Шервуд Т. Свойства жидкостей и газов. Определение и корреляция. Пер. с англ. Л.: Химия, 1966.
 - 6 Фоминых О.В. Исследование методов расчета фазовых равновесий углеводородов / О.В. Фоминых, М.С. Яковлева, С.А. Леонтьев // Территория нефтегаз. – 2010. - № 3. – С. 78-79.
 - 7 Процессы и аппараты нефтегазопереработки и неф те химии/А.И. Скобло, Ю.К. Молоканов, А.И. Владимиров, В.А. Щелкунов. Учебник для вузов. – 3-е изд., перераб. и доп. – М.: ООО «Недра-Бизнесцентр», 2000. – 677 с.
 - 8 Кричевский И.Р. Понятия и основа термодинамики, «Химия», 1970. – 439 с.
 - 9 Гуревич Г.А., Ширковский А.И. Аналитические методы исследования парожидкостного состояния природных углеводородных газов (Обзор зарубежной литературы). М.: ВНИИОЭНГ, 1975. – 132 с.
 - 10 Кричевский И.Р. Фазовые равновесия в растворах при высоких давлениях. М.: Госхимиздат, 1952. – 166 с.
 - 11 Герасимов Я.И. Курс физической химии // Химия, 1964. – 624 с.

-
- 12 Степанова Г.С. Фазовые превращения углеводородных смесей газоконденсатных месторождений // М.: Недра, 1974. – 271 с.
- 13 Soave G.: Chem. Eng. Sci., 27:1197 (1972)
- 14 Redlich O., Kwong J. N.S. On the thermodynamics of solutions: V: an equation of state. Fugacities of gaseous solutions. Chem. Fundamen., 9, 287-290 (1970)
- 15 Bishop P.R., Miranda R.D., Robinson D.B. Hydrocarbon Process., 53 (11), 197 (1974)
- 16 Wilson G.M.: Adv. Cryog. Eng., 9: 168 (1964), 11: 392 (1966)
- 17 Benedict M., Webb G.B., Rubin L.C. An empirical equation for thermodynamic properties of light hydrocarbons and their mixtures: J. Chem. Physics, 8, 334-345 (1940); 10, 747-758 (1942).
- 18 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.
- 19 Лыков А.В. Теория сушки. М.: Энергия, 1968. – 143 с.
- 20 Starling K.E., Powers G.E. Enthalpy of mixtures by modified BWR equation. Ing. Eng. Chem. Fundamentals 1970, 9, № 4, p. 531-537.
- 21 Александров А.И. Ректификационные и абсорбционные аппараты 3-к издание Мю: Химия, 1978. – 280 с.
- 22 Wilson G.M./ 65th Natl. Meet AIChE. Cleveland, 1969, pap. 15 C.
- 23 Cooper H.W., Goldfrank J.C. // Hydrocarbon Process., 46 (12), 141 (1967)
- 24 Krikunov V., Shilov V. Methods of thermodynamic modeling at fluid parameters substantiation for West Siberian fields with the complicated conditions of development. // Progress in Mining and Oilfield Chemistry.- Hungary.
- 25 Жванецкий И.В., Платонов В.М. Расчет констант фазового равновесия нефтяных фракций. М.: ЦНИИТЭХим.- Нефтепереработка и нефтехимия.- 1975.- № 10.- с13-14.

26 Требин Г.Ф., Капырин Ю.В., Скороваров Ю.Н. и др. О возможности прогнозирования физических параметров пластовых нефтей. // Нефтяное хозяйство.-1982.- №1.- с.32-34.

27 Barnes F.J.: Ph. D. thesis Department of Chemical Engineering, University of California, Berkeley, 1973.

28 Chaudron J.L. Asselineau and H. Renon: Chem. Eng. Sci., 28:839 (1973)

29 Vogt W.F., Hall K.R.: AIChE J., 16: 1103 (1970)

30 Redlich O., N.S. Kwong: Chem. Rev., 44:233 (1949)

31 Wilson G.M.: Adv. Cryog. Eng., 9: 168 (1964), 11: 392 (1966)

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

33 Martin J.J.: Chem/ Eng.Prog. Symp. Ser., 59 (44):120 (1963)

34 Martin J.J.^ Ind. Eng. Chem., 59 (12): 34 (1967)

35 Martin J.J., Y.-C. Hou: AIChE J., 1:142 (1955)

36 Martin J.J., Kapoor R.M., DeNevers N. AIChE J. 5: 159 (1959)

37 Martin J.J. Stanford T.G. Chem. Eng. Prog. Symp. Ser., 70 (140): 1 (1947)

38 Abbot M.M. AIChE J. 19: 596 (1973)

39 Варгафтик Н.Б. Справочник по теплофизическим свойствам газов и жидкостей. М. : Наука, 1972 г. – 721 с.

40 Фоминых О.В. Исследование фазовых равновесий углеводородов и обоснование метода их расчета для снижения потерь нефти при разработке месторождений: Автореф. Дис. ... канд. техн. наук: 25.00.17. – Тюмень, 2011. – 23 с.

41 Фоминых О.В. Анализ общих закономерностей изменения констант фазового равновесия от давления. // Электронный научный журнал «Нефтегазовое дело». - 2011. - №3. - С. 323-327.
[URL:http://www.ogbus.ru/authors/Fominykh/Fominykh_1.pdf](http://www.ogbus.ru/authors/Fominykh/Fominykh_1.pdf)

42 Дунюшкин И.И. Расчеты физико-химических свойств пластовой и промысловой нефти и воды / И.И. Дунюшкин, И.Т. Мищенко, Е.И. Елисеева //

Учебное пособие для вузов- М.: ФГУП Из-во «Нефть ит газ» РГУ нефти и газа им. И.М. Губкина, 2004. – 448 с

43 Stull D.R., Westrum E.F., Sinke G.C. The Chemical Nhermodynamics of Organic Compounds. Wiley, 1969.

44 Уэйлес С. Фазовые равновесия в химической технологии: В 2-х ч. Ч.2. Пер. с англ. – М.: Мир, 1989. – 360 с.

45 Физико-химические свойства индивидуальных углеводородов. Справочник по редакцией Татевского В.М., М., 1960

46 Рид Р., Праусниц Дж., Шервуд Т. Свойства газов и жидкостей: Справочное пособие / Пер. с англ. под ред. Б.И. Соколова. – 3-е изд., перераб. и доп. – Л.: Химия, 1982. – 592 с

47 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

48 Жузе Т.П., Ушакова Г.С., Юшкевич Г.Н. Влияние высоких давлений и температур на содержание и свойства конденсата в газовой фазе нефтяных месторождений. Геохимия, 1962. - № 8. – с. 689-697.

49 Юшкевич Г.Н., Ушакова Г.С., Жузе Т.П. Константы фазового равновесия углеводородов, входящих в состав газонефтяных смесей разной природы, при высоких давлениях. В сб. «Миграция нефти и газа и газожидкостное равновесие в газонефтяных системах при высоких давлениях». М., ИГИРГИ, 1972. – с. 93-109.

50 ОСТ 39-112-80 НЕФТЬ. ТИПОВОЕ ИССЛЕДОВАНИЕ СВОЙСТВ ПЛАСТОВОЙ НЕФТИ. ОБЪЕМ ИССЛЕДОВАНИЯ. ФОРМА ПРЕДСТАВЛЕНИЯ РЕЗУЛЬТАТОВ.

51 РД 39-0147035-225-88 Инструкция по определению газовых факторов и количества растворенного газа, извлекаемого вместе с нефтью из недр, 1987г.

52 Андреева Н.Н. Научно-технические аспекты разработки и эксплуатации мелких нефтяных месторождений // Дисс... д-ра техн. наук, Нижневартовск, 2002. – 252 с.

53 Дунюшкин И.И. Теоретические основы и практические рекомендации по расчетам физико-химических свойств скважинной продукции при разработке и эксплуатации нефтяных месторождений // Дисс... д-ра техн. наук. – Москва, 2005. – 259 с.

54 Жданов М.А. Нефтегазопромысловая геология и подсчет запасов нефти и газа. // М., изд-во Недра, 1970. - 488 с.

55 Валеев М.Д. Сравнительный анализ измерительных установок для определения газового фактора / М.Д. Валеев, А.Г. Газаров, К.Е. Кодик, О.В. Давыдова // Нефтяное хозяйство. - 2011. - № 1. - С. 96-98.

56 Медведский Р.И. Кондиции запасов нефтяных месторождений Западной Сибири / Р.И. Медведский, А.Б. Кряквин, В.П. Балин, М.Е. Стасюк // М.: Недра, 1992. - 295 с.

57 Дунюшкин И.И. Расчеты физико-химических свойств пластовой и промысловой нефти и воды : Учебное пособие для вузов. / Дунюшкин И.И., Мищенко И.Т., Елисеева Е.И. - М.: Изд-во «Нефть и газ» РГУ нефти и газа им. И.М. Губкина, 2004 - 448 с.

58 Тронов В.П. Промысловая подготовка нефти // Казань: ФЭН, 2000. - 416 с.

59 Савватеев Н.Ю. Сокращение потерь углеводородов при промысловой подготовке нефти к магистральному транспорту // Дисс... канд. техн. наук, Тюмень, 2002. – 172 с.

60 РД 39-0147035-225-88 Инструкция по определению газовых факторов и количества растворенного газа, извлекаемого вместе с нефтью из недр, 1987 г.

61 ОСТ 39-112-80 Нефть. Типовое исследование свойств пластовой нефти. Объем исследования. Форма представления результатов, 1980 г.

62 Марченко А.Н. Обоснование объема извлекаемых запасов растворенного газа в связи с технологией промысловой подготовки нефти // Дисс. канд. техн. наук, Тюмень: ТюмГНГУ, 2013. – 211 с.

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

64 Леонтьев С.А. Обоснование рациональных технологических параметров подготовки скважинной продукции Вынгапуровского месторождения / С.А. Леонтьев, А.Н. Марченко, О.В. Фоминых // Электронный научный журнал "Нефтегазовое дело". 2012. №3. С. 211-220. URL: http://www.ogbus.ru/authors/LeontievSA/LeontievSA_1.pdf

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

66 Телков А.П, Грачев С.И.: Пространственная фильтрация и прикладные задачи разработки нефтегазоконденсатных месторождений и нефтегазодобычи // М: Изд. ЦентрЛитНефтеГаз.– 2008.– 518 с

67 Растрогин А.Е. К вопросу обоснования предельных дебитов горизонтальных скважин в нефтегазовых залежах / А.Е. Растрогин, О.В. Фоминых, С.Н. Саранчин // Нефтепромысловое дело. - 2015. - № 6. - С. 5-7.

68 Дунюшкин И.И. Теоретические основы и практические рекомендации по расчетам физико-химических свойств скважинной продукции при разработке и эксплуатации нефтяных месторождений // Дисс... д-ра техн. наук. – Москва, 2005. – 259 с.

69 Материалы к обоснованию подсчетных параметров и оперативного подсчета запасов нефти, растворенного газа пласта ЮС2 Санинского нефтяного месторождения // "СургутНИПИнефть", 2014. – 169 с.

70 Оперативный подсчёт запасов нефти и растворённого газа пластов Водораздельного лицензионного участка Восточно-Каменного нефтяного месторождения Ханты-Мансийского автономного округа-Югры Тюменской области. // Москва, 2017. – 115 с.

71 Оперативный подсчёт начальных геологических и извлекаемых запасов нефти и растворённого газа по итогам эксплуатационного бурения в 2017 г. в пределах Ореховской площади Орехово-Ермаковского месторождения. // ФАУ "ЗапСибНИИГГ", ООО "Газпромнефть НТЦ"

72 Геологический отчет Определение состава и свойств проб пластовых флюидов по скважинам, пробуренным на ЛУ ПАО "Сургутнефтегаз" // СургутНИПИнефть, 2019. – 160 с.

73 Уточнение технологических показателей разработки по месторождениям Угутской группы на период до 2015 года."; Тюмень-Нефтьюганск, 1998г. Авторы: Янин А.Н.

74 Оперативный подсчет запасов нефти и растворенного газа Красноленинского нефтегазоконденсатного месторождения в пределах Талинского лицензионного участка // ООО «ТННЦ», Тюмень, 2018. – 144 с.

75 Гутман И.С. Методы подсчета запасов нефти и газа. – М.: Недра, 1985. -223 с.

76 Подсчет запасов нефти, газа, конденсата и содержащихся в них компонентов: Справочник. / И.Д. Амелин, В.А. Бадьянов, Б.Ю. Вендельштейн. Под редакцией В.В. Стасенкова, И.С. Гутмана – М.: Недра, 1989 – 270 с.

77 Методические рекомендации по подсчету геологических запасов нефти и газа объемным методом. – М.: Тверь: ВНИГНИ, НПЦ «Тверьгеофизика», 2003 – 262 с.

78 Чусовитин А.А. Мониторинг разработки газонефтяной зоны пластов АВ Самотлорского месторождения с применением цифровых фильтрационных моделей / А.А. Чусовитин, А.С. Тимчук, О.В. Фоминых, А.С. Самойлов // Экспозиция Нефть Газ. - 2016. - № 5 (51). - С. 52-55.

79 Абасов М.Т. Вопросы подземной гидродинамики и разработки нефтяных и газовых месторождений./ Абасов М.Т., Джалилов К. Н Баку: Азернефтнешр, 1960- 255 с.

80 Алиев З.С. Технологический режим работы газовых скважин. /Алиев З.С., Андреев С.А., Власенко А.П., Коротаев Ю.П. М: Недра, 1978 - 279 с.

81 Гуревич Г.Р. Разработка газоконденсатных месторождений с применением сайклинг-процесса./ Г. Р.Гуревич, М. И. Миркин, В. А. Соколов. - М., ВНИИОЭНГ, 1970 - 144 с.

82 Закиров С.Н. Методика расчетов продвижения воды в газовые залежи при размещении скважин в центральной зоне. М., ВНИИЭгазпром, 1969 - 24 с.

83 Фоминых О.В. Технология площадкой циклической закачки пара горизонтальными скважинами при разработке месторождений высоковязкой нефти / И.В. Сидоров, Д.А. Юрьев, В.А. Коротенко, О.В. Фоминых // Нефтепромысловое дело. 2015. № 12. С. 42-45

84 Стасенков В.В., Гутман И.С. Подсчет запасов нефти, газа, конденсата и содержащихся в них компонентов // М.: Недра, 1989. - 270с

85 Бжицких Т.Г. Подсчет запасов и оценка ресурсов нефти и газа: Учебное пособие/ Т.Г. Бжицких, - Томск: Издательство Томского политехнического университета, 2011 – 263 с.

86 Лекции N.N. Подсчет запасов и оценка ресурсов нефти и газа // М.: Недра, 2000. – 63 с.

87 Спутник нефтегазопромыслового геолога: Под ред. И.П. Чоловского. - М.: Недра, 1978.

88 Справочник по нефтегазопромысловой геологии: Под ред. Н.Е. Быкова, М.И. Максимова, А.Я. Фурсова. - М.: Недра, 1981.

89 Марченко А.Н. Подсчет запасов растворенного газа / А.В. Марченко, О.Ф. Фоминых, Ю.С. Девяткова // Территория нефтегаз. – 2012.- № 11. – С. 20-22.

90 Марченко А.Н. Геолого-промысловое обоснование величины извлекаемых запасов растворенного газа / А.Н. Марченко, О.В. Фоминых, Ю.С. Девяткова // Недропользование XXI век. - 2013. - № 2 (39). - С. 44-46

91 Технологическая схема разработки Новогоднего месторождения // И.В. Шпуров, И.П. Пуротова и др. , ФГУП «ЗапСибНИИГТ», Тюмень, 2010 г.

92 Подсчёт запасов нефти и газа Новогоднего месторождения Пуровского района Ямало-Ненецкого автономного округа Тюменской области по

состоянию на 1.01.1990 г. Мингео СССР, Концерн «Тюменьгеология», Тюменская тематическая экспедиция. г. Тюмень, 1990.

93 Дополнение к технологической схеме разработки Фестивального месторождения // Филиал ОАО «ЦГЭ» в г Тюмени. – Тюмень, 2007 г.

94 Проект разработки Северо-Конитлорского месторождения // ТО «СургутНИПИнефть», Тюмень. 2010 г.

95 Технологическая схема разработки южной лицензионной территории Приобского месторождения // ООО «Газпромнефть НТЦ», Санкт-Петербург, 2009 г.

96 Технологический проект разработки Кальчинского нефтяного месторождения // ФГУП ЗапСибНИИГГ, 2012 г.

97 Жданова Н.В., Халиф А.Л. Осушка природных и попутных газов: монография. -М.: Гостоптехиздат, 1962. 110 с.

98 Иванов А.В. Подготовка низконапорного нефтяного газа / А.В. Иванов, О.В. Фоминых, С.А. Леонтьев // Территория Нефтегаз. – 2012.- № 8. – С. 16-20.

99 Иванов С.С. Разработка ресурсосберегающей технологии подготовки попутного нефтяного газа // Дисс. Канд.техн. наук, Тюмень: ТюмГНГУ. – 2012. – 132 с.

100 Крючков В.И., Романов Г.В., Печеркин М.Ф., Ибатуллин Р.Р., Сахабутдинов Р.З. Водогазовое воздействие на пласт на основе попутного газа как альтернатива заводнению. Интервал, №4-5/2004. С. 56-60.

101 Мигунова С.В. Разработка и исследование технологии водогазового воздействия на нефтяные пласты Юрских залежей. Тюмень. 2009. дис. к.т.н.

102 Закиров С.Н., Индрупский И.М., Лёвочкин В.В., Фахретдинов Р.Н., Остапчук С.С. Водогазовое воздействие на Новогоднем месторождении. Нефтяное хозяйство, №12/2006. - С. 40-43

103 Крючков В.И. Применение водогазовых систем на основе нефтяного газа для увеличения нефтеизвлечения. Бугульма. 2002. дис. к.т.н.

-
- 104 Мисник В.Н. Технология утилизации попутного нефтяного газа обратной закачкой в газовую шапки / В.Н. Мисник, С.И. Грачев, А.Н. Халин // Нефтепромышленное дело. – 2016. - № 7. – С. 36-39
- 105 Тарасов М.Ю. Подготовка нефтяного газа для питания газопоршневых электростанций/ М. Ю.Тарасов, С. С. Иванов // Нефтяное хозяйство. – 2009. – № 2. – С. 46-49
- 106 Иванов С.С. Требования к подготовке растворенного газа для питания газопоршневых двигателей/ С.С. Иванов, М. Ю. Тарасов. // Нефтяное хозяйство. – 2011. – № 1. – С. 102-105
- 107 Дополнение к технологической схеме разработки Мохтиковского месторождения, ООО «ТЭРМ», Тюмень, 2006
- 108 Леонтьев С.А. Определение оптимальных условий сепарации при подготовке попутного нефтяного газа/ С.А.Леонтьев, М. В. Умеренков, М. Л. Кочетков // Известия вузов. Нефть и газ. – 2012. - № 2. – С. 57-59
- 109 Долинский С., Молодов И. GTL-технологии российский акцент // Нефть и капитал. - 2008. - № 9. - С. 61-64.
- 110 Андреева Н.Н., Миргородский В.Н., Мухаметшин В.Г., Чернышева Н.А., Джабарова Р.Г.// Рациональное использование нефтяного газа: от анализа проблемы до реализации проектов // Нефтяное хозяйство. —2007.-№9.-С. 133-137.
- 111 Байков Н.М. Зарубежный опыт внедрения методов увеличения нефтеотдачи // Нефтяное хозяйство. 2006.-№ 7. - С. 120-122.
- 112 Гумеров А.Г., Бажайкин С.Г., Юсупов О.М., Куприянов В.В., Ильясова Е.З. О проблемах утилизации нефтяного газа на промыслах // Нефтяное хозяйство. 2006. - № 12. - С.122-125.
- 113 Гуров В.И., Лысенков Е.А. Полезное применение попутного газа низкого давления // Нефтегазовые технологии. 2000. — № 3. — С. 24-25.
- 114 Даниленко М.А. Заклинение нефтяного газа // Нефть России. 2002. - №2.-С. 42-45.

115 Андреева Н.Н. В России и мировом сообществе имеются необходимые технологии, техника и материальные ресурсы для экономически эффективного использования нефтяного газа // Нефтяное хозяйство. 2006.-№ 1. С. 86-89.

116 Муравьев М.И., Мищенко И.Т. Эксплуатация погружных центробежных электронасосов в вязких жидкостях и газожидкостных смесях. 1. М.: Недра, 1969.

117 Ильясова Е.З. Разработка критериев выбора эффективных методов утилизации нефтяного газа // Дисс... канд. техн. наук, Уфа, 2010. – 162 с.

118 Перчик А.И. Обособленная нефть // Нефть России. — 2004. — № 4. — С. 74-77.

119 Голдобин В.Е., Назаров В.И., Казанцев А.В. Попутный газ добро или зло?: насосно-бустерные установки позволяют отказаться от сжигания ценного сырья и значительно повысить рентабельность нефтяных месторождений // Нефть России. - 2007. - № 11. - С. 38-40.

120 Геология и геохимия нефти и газа: Учеб. для вузов / А.А. Бакиров, М.В. Бордовская, В.И. Ермолкин и др.- М.: Недра, 1991.

121 Иванов А.В. Исследование и разработка технологии использования растворенного газа // Дисс... канд. тех. наук, Тюмень: ТюмГНГУ, 2013. – 117 с.

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

123 ГОСТ 5542-2014 Газы горючие природные промышленного и коммунально-бытового назначения. Технические условия

124 Книжников А., Пусенкова Н. Проблемы и перспективы использования нефтяного попутного газа в России // Ежегодный обзор проблемы в рамках проекта «Экология и энергетика. Международный контекст». -М.- 2009. -28 с.

125 Иванов А.В. Энергосберегающая технология подготовки низконапорного попутного нефтяного газа / А.В. Иванов, О.В. Фоминых, С.А.

Леонтьев // Электронный научный журнал «Нефтегазовое дело». 2012. №4. С. 408-419. URL: http://www.ogbus.ru/authors/IvanovAV/IvanovAV_1.pdf

126 Долгов Д.В. Влияние межсоплового расстояния на характеристику жидкостно-газового эжектора // Электронный научный журнал "Нефтегазовое дело", 2007. http://www.ogbus.ru/authors/Dolgov/Dolgov_1.pdf. – 9 с.

127 Долгов Д.В. Применение струйных эжекторов газа в нефтедобыче / Д.В. Долгов, А.В. Маслов // Нефтепромысловое дело. – 2008. - № 1. – С. 31-32.

128 Долгов Д.В. Технология утилизации газа низкого давления с использованием эжектора на ДНС – 13 ЦППН Поточного месторождения / Д.В. Долгов, С.А. Леонтьев // Новые технологии для ТЭК Западной Сибири: Сб. науч. тр. Тюмень, ТюмГНГУ, 2008. – Вып. 3. – С. 299-302

129 Антипов В.Н. Утилизация нефтяного газа. М.: Недра. 1983. – 160с.

130 Булычев Г.А. Применение эжектирования при эксплуатации нефтяных и газовых скважин. - М.: Недра, 1989. - 116 с.

131 Городивский А.В., Рошак ИИ. Утилизация низкопотенциального газа насосно-эжекторной установкой. - Нефтяное хозяйство, 1989, № 3, с.59-60.

132 Рошак И.И., Гороливский А.В. Характеристики жидкостно-газового эжектора. - Нефтяное хозяйство, 1981, №6. С.54 - 56.

133 Темное В. К. Основы теории жидкостных эжекторов - Челябинск: Челябинск, политехн, ин-т, 1971. - 89 с.

134 Применение струйных аппаратов в системе нефтегазосбора /Маминов О.В., Мутрисков А.Я., Губайдулин М.М. – Обзорная информация, сер. ХМ-3. Нефтепромысловое машиностроение. - М.: ЦИНТИ-химнефтемаш, 1979. -42 с.

135 Цепляев Ю.А., Захарченко НИ, Каган Я.М. Применение струйных насосов для добычи нефти. - Нефтяное хозяйство, 1982, №9, с. 34 - 36.

136 Разработка технологических процессов исследования скважин на базе струйных насосов /Хоминец З.Д., Шановский Я.В., Семкив Б.Н., Залков В.М. - Нефтяное хозяйство, 1989, №9.С. 61 - 62.

137 Долгов Д.В. Исследование и разработка технологии рационального использования нефтяного газа низкого давления // Дисс... канд.техн.наук, Тюмень: ТюмГНГУ, 2009. – 95 с.

138 Иванов А.В. Энергосберегающая технология подготовки низконапорного попутного нефтяного газа / А.В. Иванов, С.С. Иванов, О.В. Фоминых, С.А. Леонтьев // Электронный научный журнал "Нефтегазовое дело". 2012. №4. С. 408-419. URL: http://www.ogbus.ru/authors/IvanovAV/IvanovAV_1.pdf.

139 Меркулов А.П. Вихревой эффект и его применение в технике. – М.: «Машиностроение», 1969. – 183 с.

140 Ranque G.I. Experiences sur la Detente Giratoire avec Productions Simultanees d'un Echappement & Air chaud et d'Air froid. // Journal de Physique et le Radium, 1933, 4, N 7, p. 112.

141 Hilsch R. Die Expansion von Gasen im Zentrifugalfeld des Kalteprozesses. Zeitschrift fur Naturforschung. // 1946, N 1, s. 208-214.

142 Чижиков Ю.В. Развитие методов расчёта и промышленное использование вихревого эффекта. // Дисс. докт. техн. наук. М., МГТУ им. Н.Э. Баумана, 1999, 291 с.

143 Жидков М.А. Низкотемпературная очистка газов с применением вихревого эффекта. // Дисс. канд. техн. наук. М., ГИАП, 1982.

144 Гусев А.П. Подготовка попутного газа нефтедобычи к транспорту с применением трехпоточной вихревой трубы // Дисс. канд.техн. наук, Тюмень: ТюмГНГУ, 2004. – 218 с.

145 Жидков М.А., Лейтес И.Л., Татищев Б.Г., Атоманова В.В. Очистка природного газа от сернистых соединений низкотемпературной абсорбцией конденсирующимися углеводородами. // Газовая промышленность, 1974, № 6, с. 43-46.

146 Чернов А.Н., Баженов Ю.М., Игонин Н.П., Кшшшник А.В. К вопросу применения вихревой трубы для отбензинивания нефтяного газа, // В кн.: «Переработка нефтяных газов». - М.: 1977, вып. 2, с. 86-91.

147 Николаев В.В., Жидков М.А., Комарова Г.А., Климов Н.Г., Никитин А.И., Райков А.А., Лободенков А.К. Использование вихревой трубы при низкотемпературном разделении сероводородосодержащих газов. //Газовая промышленность, 1995, № 12, с. 45-43.

148 Исхаков Р.М., Николаев В.В., Жидков М.А., Комарова Г.А. Применение ТВТ для конденсации тяжёлых углеводородов из попутного нефтяного газа. // Газовая промышленность, 1998, № 7, с. 42-43.

149 Жидков М.А., Лейтес И.Л., Комарова Г.А., Половинкин В.А., Долгов В.В., Меренков В.М., Зенко Я.Ф. Опыт пука промышленной установки очистки природного газа от высших углеводородов с применением вихревого эффекта. // Азотная промышленность, 1981, №6, с. 16-19.

150 Рябов А.П. Разработка и исследование технологии низкотемпературной очистки и осушки нефтяного попутного газа Дисс. канд.техн. наук, Тюмень: ТюмГНГУ, 2007. – 177 с.

151 Рачевский Б.С. Технологии коммерческой утилизации факельных попутных нефтяных месторождений // Мир нефтепродуктов. – 2008. - № 7. – С. 24-31.

152 Жидков М.А. Термодинамическая эффективность промышленной вихревой трубы / М.А. Жидков, В.П.Овчинников, Г.А. Комарова // Газовая промышленность. 1997. - № 12. - С. 54-56.

153 Овчинников В.П. Совершенствование технологии подготовки попутного нефтяного газа / В.П. Овчинников, М.А. Жидков, Н.В. Столяр, О.В. Фоминых // Известия высших учебных заведений. Нефть и газ. – 2013. – № 3. – С. 45-50

154 Меркулов А.П. Вихревой эффект и его применение в технике. М.: Машиностроение, 1969.- 183 с.

155 Пиралишвили Ш.А. Вихревой эффект. Эксперимент, теория, технические решения / Ш.А. Пиралишвили, В.М.Поляев, М.Н. Сергеев. М.: УНПЦ «Энергомаш», 2000. - 414 с.

156 Сидоров И.В. Анализ эффективности применения горизонтальных скважин для добычи высоковязкой нефти месторождения Катангли / И.В. Сидоров, В.А. Коротенко, О.В. Фоминых // Нефтепромысловое дело. - 2014. - № 10. - С. 24-27

157 Огорельцев В.А. Лабораторные исследования влияния реологических характеристик сшитых полимерных систем на коэффициенты проницаемости и вытеснения нефти / В.А. Огорельцев, С.А. Леонтьев, В.А. Коротенко, С.И. Грачев, В.Ф. Дягилев, О.В. Фоминых // Вестник Пермского национального исследовательского университета. Геология. Нефтегазовое и горное дело. – 2020. - № 2. – С. 262-274.

158 Фоминых О.В. Технология площадкой циклической закачки пара горизонтальными скважинами при разработке месторождений высоковязкой нефти / И.В. Сидоров, Д.А. Юрьев, В.А. Коротенко, О.В. Фоминых // Нефтепромысловое дело. 2015. № 12. С. 42-45.

159 Фоминых О.В. Оценка эффективности реализации технологии площадной циклической закачки пара при разработке месторождений высоковязкой нефти / И.В. Сидоров, О.В. Фоминых, Н.Е. Ведерников // Научно-технический вестник ОАО "НК "Роснефть". - 2016. - № 2 (43). - С. 65-67.

160 Krikunov V., Shilov V.: Thermodynamic modeling of fluid parameters for west Siberian fields operating under complicated conditions. // Academia Kiado, Budapest.- 2001.- c151-160.

161 Hoffman, A.E., Crump, J.S., Hocott, C.R.: Equilibrium constant for a gas-condensate system // AIME.- 1953.- 198 с.

162 Крикунов В.В., Бобров Е.В., Шилов В.И., Кателевский Е.В.: Прогнозирование параметров пластовых флюидов с целью максимального охвата нефтяных залежей исследованием // В сб. тез. всерос. конф. «Менделеевские чтения».- Тюмень.- 2005.- с.209-212.

163 Riazi M.R.: Characterization and properties of petroleum fractions. // ASTM manual series: MNL50.- 2005.- 427 с.

164 Walas Stanley M.: Phase equilibrium of chemical and petroleum engineers. // University of Kansas and the C.W. Nofsinger company.-1989.-962 с.

165 Эйгенсон А.С.: О количественном исследовании формировании техногенных и природных углеводородных систем с помощью методов математического моделирования из 3-х статей // Химия и технология топлив и масел.- 1990.- № 9-12.- 1991.- №5.

166 Reed R.C., Prausnitz J.M., Sherwood T.K.: The properties of gases and liquids. // hill book Co.Inc.- NY USA.- 1977.- 70 с

167 Брусиловский А.И.: Фазовые превращения при разработке месторождений нефти и газа. // М.: Издательский дом «Грааль».- 2002.- 575 с.

168 Каневская Р.Д.: Математическое моделирование гидродинамических процессов разработки месторождений. // М.: АНО «Институт компьютерных исследований».- 2002.-140 с.

169 Шейх-Али Д.М.: Научно-методические основы исследования пластовых нефтей и прогнозирования изменений их свойств в процессе разработки нефтяных месторождений. // Автореферат диссертации на соискание ученой степени доктора геолого-минералогических наук.- Уфа.- 1998.- 24 с.

170 Подсчёт запасов нефти, газа, конденсата и содержащихся в них компонентов: Справочник/ И.Д. Амелин, В.А. Бадьянов, Б.Ю. Вендельштейн и др.; под ред. В.В. Стасенко, И.С. Гутмана. // М.: Недра.- 1989.-270 с.

171 Отраслевой стандарт. «Нефть.Типовое исследование пластовых флюидов и сепарированных нефтей». 2 редакция. // М.:ВНИИНефть.- 2002.- 85с.

172 Фоминых О.В. Исследование методов определения давления насыщения нефти газом / О.В. Фоминых, Н.А. Гульятеева, А.С. Самойлов, Р.Р. Сабитов // Нефтепромысловое дело. - 2015. - № 10. - С. 18-20.

173 Гульятеева Н.А. Исследование методов моделирования газосодержания пластовой нефти / Н.А. Гульятеева, О.В. Фоминых, А.С. Самойлов, Р.Р. Сабитов // Нефтяное хозяйство. - 2016. - № 4. - С. 90-92.

174 Машорин В.А. Исследования влияния минерализации закачиваемых вод на проницаемость коллекторов Верхне-Шапшинского месторождения / В.А. Машорин, О.В. Фоминых // Нефтяное хозяйство. - 2013. - № 12. - С. 120-121.

175 Хавкин А. Я. Влияние минерализации закачиваемой воды на показатели разработки низкопроницаемых пластов Учебное пособие — М. РГУ нефти и газа, 1998, 126 с.

176 Гультяева Н.А. Рост текущего газового фактора. Влияние растворенного в пластовой воде газа на общий объем добываемого со скважинной продукцией газа / Н.А. Гультяева, В.И. Шилов, О.В. Фоминых // Территория Нефтегаз. - 2013. - № 9. - С. 50-57.

177 ГОСТ Р 56830-2015 Нефтяная и газовая промышленность. Установки скважинных электроприводных лопастных насосов. Общие технические требования

178 Порядок учета попутного газа в ОАО «Сургутнефтегаз». // Стандарт организации СТО 238-2009.- 2009.

179 Временные методические рекомендации по заполнению формы федерального государственного статистического наблюдения № 6-гр (нефть, газ, компоненты), ведению федерального и сводных территориальных балансовых запасов. // М.: Росгеолфонд.-1996.

180 Фоминых О.В. Энергетический потенциал попутно добываемого нефтяного газа. Учет прорывного газа в общем объеме добываемой продукции скважин / Н.А. Гультяева, О.В. Фоминых // Территория Нефтегаз. - 2013. - № 10. - С. 66-7

181 Мирзаджанзаде А.Х., Кузнецов О.Л., Басниев К.С., Алиев З.С. – Основы технологии добычи газа, М. Недра, 2008 – 902 с.

182 Ларин В.И., Филиппов В.П. Геология нефти и газа. – М. : ГАНГ, 1997. – 176 с.

183 Комплексный проект разработки сеноманских газовых залежей Вынгаяхинского и Етыпуровского месторождений как единого газодобывающего комплекса. ООО «ТюменьНИИГипрогаз», Тюмень, 2008 г.

184 Шилов Ю.С. Гидрогеологические методы разведки и подсчета углеводородов // МИНГЕО СССР, ИПК. – М., 1991. – С. 208–217.

185 Шилов Ю.С. Ресурсы водорастворенных газов России. – М., 1995. – 48 с.

186 Бакиров Э. А., Ермолкин В. И., Ларин В. И., Мальцева А. К., Рожков Э. Л. Геология нефти и газа / Под ред. Э. А. Бакирова. — 2-е изд, перераб. и доп.. — М: Недра, 1990. — 240 с

187 Геология, поиски и разведка нефти и газ. Учебное пособие // Мстиславская Л.П., Филиппов В.П. ЦентрЛитНефтеГаз, Москва, 2012 г., 200 с.

188 Степанов Н.Г., Дубина Н.И., Васильев Ю.Н. Влияние растворенного в пластовых водах газа на обводнение газовых залежей. М.:ОАО "Недра-Бизнесцентр", 1999, 124с.

189 Шилов Ю.С. Гидрогеологические изменения в пластовой системе в ходе отработки газовых залежей на примере месторождения Западной Сибири // Поиски и разведка газовых месторождений. – М. : Недра, 1975. – С. 208–216.

190 Девяткова Ю.С. Методика расчета запасов газа, растворенного в водоносном бассейне / Ю.С. Девяткова, О.В. Фоминых // Наука и ТЭК. – 2012. - №5. – С. 21-22

191 Коротаев Ю.П.: Добыча, подготовка и транспорт природного газа и конденсата. // Справочное руководство в двух томах. Том 2 .– М.: Недра.-1984.

192 Методические рекомендации по комплексному изучению месторождений и подсчету запасов попутных полезных ископаемых компонентов. // Москва: ФГУ «ГКЗ».-2007.-15 с.

193 Амерханов И.М. Влияние закачиваемой воды на параметры пластовой нефти / И.М. Амерханов, Г.А. Рейм, С.Т. Гребнева, М.Р. Катаева // Нефтепромысловое дело. - 1976. - №6. - С.16-18.

194 Шейх-Али (Тынышпаев) Д.М Методика определения остаточных ресурсов газа в процессе разработки нефтяных месторождений / Д.М. Шейх-Али (Тынышпаев), Э.М. Юлбарисов, М.Д. Валеев // Нефтяное хозяйство. - 2006. - № 11. - С.32-33.

195 Игнатов И.С. Промысловые исследования газового фактора по объектам разработки нефтяных месторождений / И.С. Игнатов, Е.В. Лозин, Р.Н. Имашев, В.Н. Федоров. // Нефтяное хозяйство. - 2012. - № 4. - С.48-50.

196 Гульятеева Н.А. Массообмен в системе нефть - газ - вода и его влияние на добычу нефтяного газа / Н.А. Гульятеева, Э.Н. Тощев // Нефтяное хозяйство. - 2013. - № 10. - С.100-103.

197 Гульятеева Н.А. Влияние количества газа, растворенного в пластовой воде, на распределение объемов составляющих добываемой продукции скважин / Н.А. Гульятеева, В.В. Крикунов // Нефтяное хозяйство. - 2012. - № 8. - С. 40-43.

198 Фоминых О.В.: Исследование фазовых равновесий углеводородов и разработка метода их расчета для снижения потерь нефти при разработке месторождений // Диссертация на соискание кандидата. технических наук.- Тюмень: ТюмГНГУ.- 2011.- 107 с.

199 Dodson C.B. and Standing M.B. Pressure – Volume – temperature solubility relation for natural gas – water mixtures.- Drilling and Products Practice: API, 1944.

200 Коротаев Ю.П.: Добыча, подготовка и транспорт природного газа и конденсата. // Справочное руководство в двух томах. Том 2.– М.: Недра.-1984.

201 Гульятеева Н.А. Исследование причин поступления газа в добывающие нефтяные скважины и разработки методов идентификации его источников // Дисс... канд. техн. наук, Тюмень, 2015. – 115 с.

202 Методические рекомендации по комплексному изучению месторождений и подсчету запасов попутных полезных ископаемых компонентов. // Москва: ФГУ «ГКЗ».-2007.-15 с.

203 Амерханов И.М. Влияние закачиваемой воды на параметры пластовой нефти / И.М. Амерханов, Г.А. Рейм, С.Т. Гребнева, М.Р. Катаева // Нефтепромысловое дело. - 1976. - №6. - С.16-18.

204 Игнатов И.С. Промысловые исследования газового фактора по объектам разработки нефтяных месторождений / И.С. Игнатов, Е.В. Лозин, Р.Н. Имашев, В.Н. Федоров // Нефтяное хозяйство. - 2012. - № 4. - С.48-50.

205 Гульятеева Н.А. Массообмен в системе нефть - газ - вода и его влияние на добычу нефтяного газа / Н.А. Гульятеева, Э.Н. Тошев // Нефтяное хозяйство. - 2013. - № 10. - С.100-103.

206 Гульятеева Н.А. Влияние количества газа, растворенного в пластовой воде, на распределение объемов составляющих добываемой продукции скважин / Н.А. Гульятеева, В.В. Крикунов // Нефтяное хозяйство. - 2012. - № 8. - С. 40-43.

207 Кордик К.Е. Организация контроля за величиной газового фактора нефти как обязательное требование при построении единой системы учета добычи попутного нефтяного газа / К.Е. Кордик, В.В. Шкандратов, А.Е. Бортников, С.А. Леонтьев // Геология, геофизика и разработка нефтяных и газовых месторождений. - 2016. - № 11. - С. 63-67.

ПРИЛОЖЕНИЯ

УТВЕРЖДАЮ

Директор Тюменского отделения
«СургутНИПИнефть»

_____ А.П. Кондаков

АКТ О ВНЕДРЕНИИ

метода идентификации источников попутного нефтяного газа

При выполнении работ по анализу текущего состояния разработки эксплуатационных объектов ПАО «Сургутнефтегаз» специалистами Тюменского отделения Сургутского научно-исследовательского и проектного института «СургутНИПИнефть» используется метод идентификации источников попутного нефтяного газа, позволяющий определить долю газа, растворенного в нефти при пластовых условиях и долю свободного газа, составляющие общий объем добычи попутного газа.

Использование этой методики позволяет повысить достоверность учета полезных ископаемых на государственном балансе.

Заведующий научно-исследовательской
лабораторией физико-химического анализа

Н.А.Гуляева

Начальник научно-исследовательского
отдела физико-химии пластовых систем

М.А.Касперович

УТВЕРЖДАЮ

Директор Тюменского отделения
«СургутНИПИнефть»

_____ А.П. Кондаков

АКТ О ВНЕДРЕНИИ

метода учета объема газа, растворенного в пластовых водах

При выполнении работ по анализу текущего состояния и проектированию разработки месторождений ПАО «Сургутнефтегаз» специалистами Тюменского отделения Сургутского научно-исследовательского и проектного института «СургутНИПИнефть» используется метод определения доли углеводородного газа, растворенного в пластовых условиях в воде, относительного общего объема добываемого попутного нефтяного газа.

Использование этого метода позволяет повысить качество контроля за разработкой месторождений и добычей нефти.

Заведующий научно-исследовательской
лабораторией физико-химического анализа

- Н.А.Гуляева

Начальник научно-исследовательского
отдела физико-химии пластовых систем

М.А.Касперович



ПУБЛИЧНОЕ АКЦИОНЕРНОЕ ОБЩЕСТВО
«ТЮМЕНСКИЙ ПРОЕКТНЫЙ И НАУЧНО-ИССЛЕДОВАТЕЛЬСКИЙ ИНСТИТУТ
НЕФТЯНОЙ И ГАЗОВОЙ ПРОМЫШЛЕННОСТИ ИМ. В.И. МУРАВЛЕНКО»

УТВЕРЖДАЮ

Управляющий директор
ПАО «Гипротюменнефтегаз»


В.Н. Ответчиков

от 01 07 2020г.

№ 15-20

АКТ О ВНЕДРЕНИИ метода оценки изменения запасов растворенного газа

При выполнении проектно-изыскательских работ по обустройству нефтяных месторождений на стадии разработки основных технических решений и предпроектных вариантов рационального использования попутного нефтяного газа в ПАО «Гипротюменнефтегаз» используется метод оценки изменения извлекаемых запасов растворенного газа при сложившейся системе подготовки нефти и вариантов её оптимизации.

Использование изложенного метода позволяет повысить качество проектных решений по рациональному использованию попутного нефтяного газа.

Директор по проектированию

В.Е. Бояркин

Директор по науке и новым технологиям, К.Т.Н.

С.С. Иванов



ПУБЛИЧНОЕ АКЦИОНЕРНОЕ ОБЩЕСТВО
«ТЮМЕНСКИЙ ПРОЕКТНЫЙ И НАУЧНО-ИССЛЕДОВАТЕЛЬСКИЙ ИНСТИТУТ
НЕФТЯНОЙ И ГАЗОВОЙ ПРОМЫШЛЕННОСТИ ИМ. В.И. МУРАВЬЕНКО»

УТВЕРЖДАЮ

Управляющий директор
ПАО «Гипротюменьнефтегаз»

В.Н. Ответчиков

от 07 07 2020 г.

№ 12-20

АКТ О ВНЕДРЕНИИ метода расчета температуры точки росы

При выполнении проектно-изыскательских работ по обустройству нефтяных месторождений на стадии разработки основных технических решений и предпроектных вариантов рационального использования попутного нефтяного газа в ПАО «Гипротюменьнефтегаз» используется методика расчета температуры точки росы для технологической схемы подготовки ПНГ с трехпоточными вихревыми трубами.

Использование простой аналитической методики позволяет значительно снизить трудозатраты на проработку решений, что, в конечном итоге, повышает качество выбора технологии рационального использования попутного нефтяного газа.

Директор по проектированию

В.Е. Бояркин

Директор по науке и новым технологиям, к.т.н.

С.С. Иванов