

МИНИСТЕРСТВО ОБРАЗОВАНИЯ И НАУКИ РОССИЙСКОЙ ФЕДЕРАЦИИ  
Федеральное государственное автономное образовательное учреждение  
высшего образования  
«ТЮМЕНСКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ УНИВЕРСИТЕТ»  
ИНСТИТУТ МАТЕМАТИКИ И КОМПЬЮТЕРНЫХ НАУК  
Кафедра фундаментальной математики и механики

РЕКОМЕНДОВАНО К ЗАЩИТЕ В ГЭК  
И ПРОВЕРЕНО НА ОБЪЕМ  
ЗАИМСТВОВАНИЯ

Заведующий кафедрой

д.ф.-м.н., доцент

А.В. Гатосов

2018 г.

**МАГИСТЕРСКАЯ ДИССЕРТАЦИЯ**  
НЕРАВНОВЕСНЫЕ ПРОЦЕССЫ В ЗАДАЧЕ ИСПАРЕНИЯ НЕФТИ И  
КОНДЕНСАТА

01.04.01 Математика

Магистерская программа «Математическое моделирование»

Выполнил работу  
Студент 2 курса  
Очной формы обучения

Колесник  
Сергей  
Михайлович

Руководитель работы от  
ТюмГУ  
к.ф.-м.н., доцент  
ТюмГУ, кафедра ФМиМ

Басинский  
Константин  
Юрьевич

Руководитель работы от  
предприятия  
Заместитель генерального  
директора по науке

Данько  
Михаил  
Юрьевич

Рецензент  
Доцент кафедры алгебры и  
математической логики  
ФГАОУ ВО "ТюмГУ", к.ф.-  
м.н.

Шармин  
Валентин  
Геннадьевич

**СОДЕРЖАНИЕ**

ВВЕДЕНИЕ	3
Глава 1. МОДЕЛИ УЧЕТА НЕРАВНОВЕСНОГО ФАЗОВОГО ПОВЕДЕНИЯ	5
1.1 Гистерезис фазовых переходов в свободном объеме и пористой среде	5
1.2 Неравновесные гидродинамические эффекты	9
1.3 Неравновесные термодинамические эффекты	12
Глава 2. УРАВНЕНИЯ МНОГОФАЗНОЙ МНОГОКОМПОНЕНТНОЙ ИЗОТЕРМИЧЕСКОЙ ФИЛЬТРАЦИИ	16
2.1 Система уравнений многофазной многокомпонентной фильтрации	16
2.2 Модель нелетучей нефти	18
2.3 Композиционная модель	19
2.4 Аппроксимация по времени	19
2.5 Аппроксимация по пространству	19
2.5.1 Первое и второе начала термодинамики	20
2.5.2 Энергия Гиббса. Химический потенциал. Системы с переменным числом частиц	21
2.5.3 Вывод уравнения парожидкостного равновесия	22
2.5.4 Решение системы уравнений парожидкостного равновесия	24
2.5.5 Тривиальное решение	25
2.6 Уравнение состояния	25
2.6.1 Уравнение состояния Ван дер Ваальса	25
2.6.2 Уравнение состояния Пенга-Робинсона	27
2.6.3 Общий вид уравнения состояния	27
Глава 3. МОДЕЛИРОВАНИЕ НЕРАВНОВЕСНЫХ ЭФФЕКТОВ В КОМПОЗИЦИОННОМ ГИДРОДИНАМИЧЕСКОМ СИМУЛЯТОРЕ	28
3.1 Математическая модель неравновесных фазовых превращений	28
3.2 Критерий неравновесного фазового перехода	29
3.3 Алгоритм расчета	31
3.4 Численный эксперимент	32
ЗАКЛЮЧЕНИЕ	53
СПИСОК СОКРАЩЕНИЙ И УСЛОВНЫХ ОБОЗНАЧЕНИЙ	54
СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ	56

## ВВЕДЕНИЕ

Сегодня для расчетов течения углеводородов (УВ) в пластах в момент разработки нефтегазовых залежей, которые, в большинстве случаев, сопровождаются межфазным переходом - применяют композиционные модели. В большинстве случаев, в таких моделях принимается положение равновесного фазового поведения УВ системы, где характерное время релаксации термодинамических параметров много меньше характерного времени переходных гидродинамических процессов. Модель равновесных фазовых переходов позволяют описывать процессы, протекающие в нефти/газо/конденсатных месторождениях с появлением в углеводородной смеси второй фазы. Этот процесс происходит, как правило, при разработке нефтяных месторождений на режиме истощения.

В России и в мире в целом имеется множество нефтяных месторождений, которые долгое время разрабатываются на режиме истощения, что в свою очередь привело к образованию большого объема свободной газовой фазы.

К факторам, обуславливающие неблагоприятные условия извлечения нефти относятся:

- Разгазирование нефти при равенстве давления насыщения и начального пластового давления;
- Отставание в организации системы ППД инициирует формирование остаточной газонасыщенности и снижению подвижности нефти;
- Большой объем закачки – как фактор прогрессирующего обводнения и снижения дебитов нефти.

Обычно, подобные залежи становятся проблемными и характеризуются низкими значениями КИН, и отсутствием технологических решений по их эффективной до разработки.

Также актуальна проблема учета фазовых превращений УВ при разработке нефтегазоконденсатных месторождений с ППД с помощью закачки газа (cycling process). В этом случае требуется применение неравновесных многокомпонентных гидродинамических моделей. Также, неравновесные фазовые переходы отмечаются на конечной стадии истощения нефтегазоконденсатных залежей, в области, где пластовое давление ниже давления максимальной конденсации.

Сегодня, учет фазовых переходов углеводородов осуществляется только в специальных математических моделях фильтрации, разработанных для частных случаев.

Следовательно, так же актуальной на сегодняшний день является задача по учету неравновесного фазового поведения при моделировании фильтрации УВ. Также, для

реализации практического применения предполагается создание алгоритмов, позволяющие учитывать неравновесные процессы в рамках модели, применяемых в пакетах для гидродинамического моделирования (ГДМ).

**Целью** данной работы является разработка алгоритмов и методов для учета неравновесных фазовых переходов при моделировании фильтрации.

Для достижения поставленной цели необходимо было решить следующие задачи:

1. Совокупный анализ теоретических аспектов и экспериментальных исследований в плане термодинамики процесса испарения нефтеконденсатной фазы в УВ смеси, с целью выявления закономерностей и различия этих процессов.

2. Создание математической модели неравновесных фазовых переходов при моделировании многофазной фильтрации, в рамках композиционной модели.

3. Применение методов и алгоритмов для проведения численных расчетов и проверка моделей.

## **Глава 1. МОДЕЛИ УЧЕТА НЕРАВНОВЕСНОГО ФАЗОВОГО ПОВЕДЕНИЯ**

В данной главе приведен обзор по проблеме моделирования неравновесных эффектов при многофазной фильтрации УВ, как термодинамических, так и гидродинамических. Неравновесными являются те процессы, характерное время протекания которых больше характерного времени изменения внешних условий. Изучение литературы по моделированию неравновесных гидродинамических эффектов интересен в первую очередь с точки зрения подходов и математического аппарата.

### **1.1 Гистерезис фазовых переходов в свободном объеме и пористой среде**

Проявление неравновесности в УВ смесях при фазовых переходах является гистерезис. Причины его появления состоят в различии процессов выпадения конденсата из газоконденсатной смеси и его обратного испарения. Такой же случай проявляется при разгазировании и обратном растворении газа в нефтяных системах.

Когда углеводородная смесь из однофазного состояния переходит в двухфазное, такой переход определяется появлением новой фазы во всем объеме существующей фазы внутри пор. Такие превращения характеризуются как равновесные.

При переходе из двухфазного в однофазное состояние, в силу различия составов паровой и жидкой фаз, определяется растеканием компонентов через межфазную границу [10]. Так как в пористом или в свободном объеме без перемешивания площадь межфазной границы мала, такие процессы обладают большими временами установления равновесия. В результате имеем гистерезис фазового перехода (рисунок 1.1).

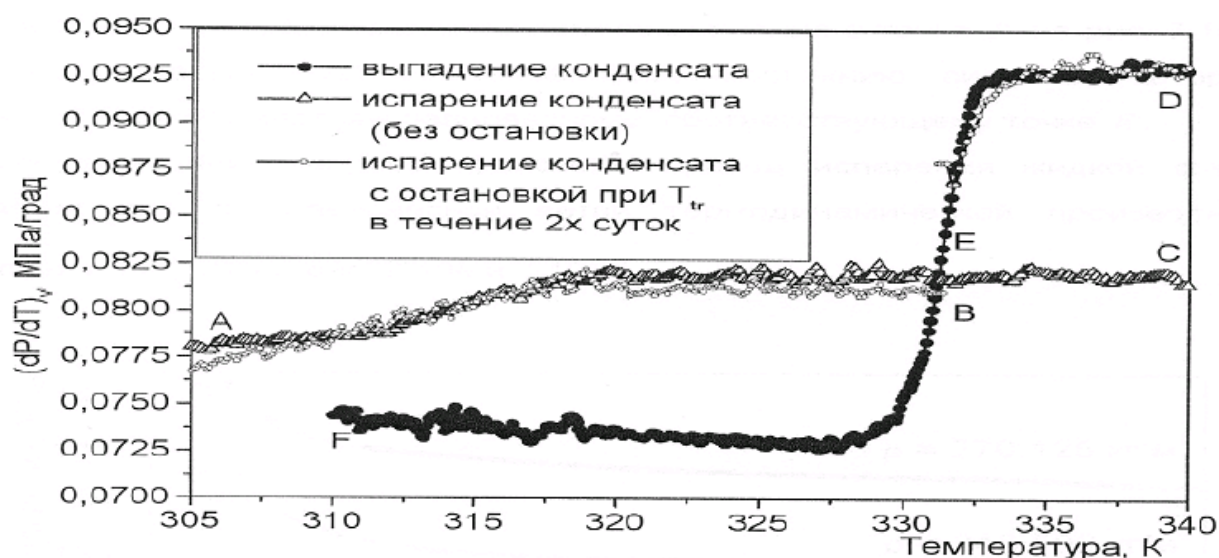


Рисунок 1.1 – Зависимость  $\left(\frac{dP}{dT}\right)_V$  при испарении жидкой фазы в свободном объеме

Для оценки вклада неравновесности в характере фазовых переходов В. М. Булейко провел ряд экспериментов [9]. Компонентный состав исследованной смеси, в мольных долях, представлен в таблица 1.1. Для УВ смеси осуществлялся фазовый переход при постоянном объеме из однофазного состояния в двухфазное (при снижении  $T^\circ$ ) и обратно (при повышении  $T^\circ$ ). Эксперименты проводились в свободном объеме без перемешивания и в пористой среде. При этом в экспериментах без смешивания при температуре фазового перехода нагрев прекращался, и система сохранялась в течение нескольких суток. За время остановки давление и температура восстанавливались к равновесным значениям (рис. 1.1). После начала нагрева фазовый переход характеризовался уже равновесными параметрами, в частности, постоянным объемом термодинамической производной  $\left(\frac{dP}{dT}\right)_V$ . Этот процесс аналогичен процессу нагрева с перемешиванием. При снижении темпов нагревания или при перемешивании обеспечиваются условия для наиболее полного проникновения молекул через межфазную границу, и процесс стремился к равновесному.

Таблица 1.1 – Компонентный состав смеси

Компонент	Мольная доля
$\text{CH}_4$	79,79
$\text{C}_3\text{H}_8$	17,16
$\text{C}_7\text{H}_{16}$	3,05

Описанное отставание фазового поведения, обусловлено макроскопическим расслоением флюида в свободном объеме и в пористой среде [9]. Для экспериментов использовались сухие образцы гранулированного песка с разным средним размером зерен. Пластовый флюид моделируется углеводородной смесью состоящей из трех компонентов (таблица 1.1).

На рисунке 1.2, фазовое поведение УВ смеси в пористой среде со средним размером зерен равным 31,5 мк аналогично поведению этой же смеси в свободном объеме (рис. 1.1). Это вызвано макроскопическим расслоением двухфазного флюида, аналогичным его расслоению в свободном объеме.

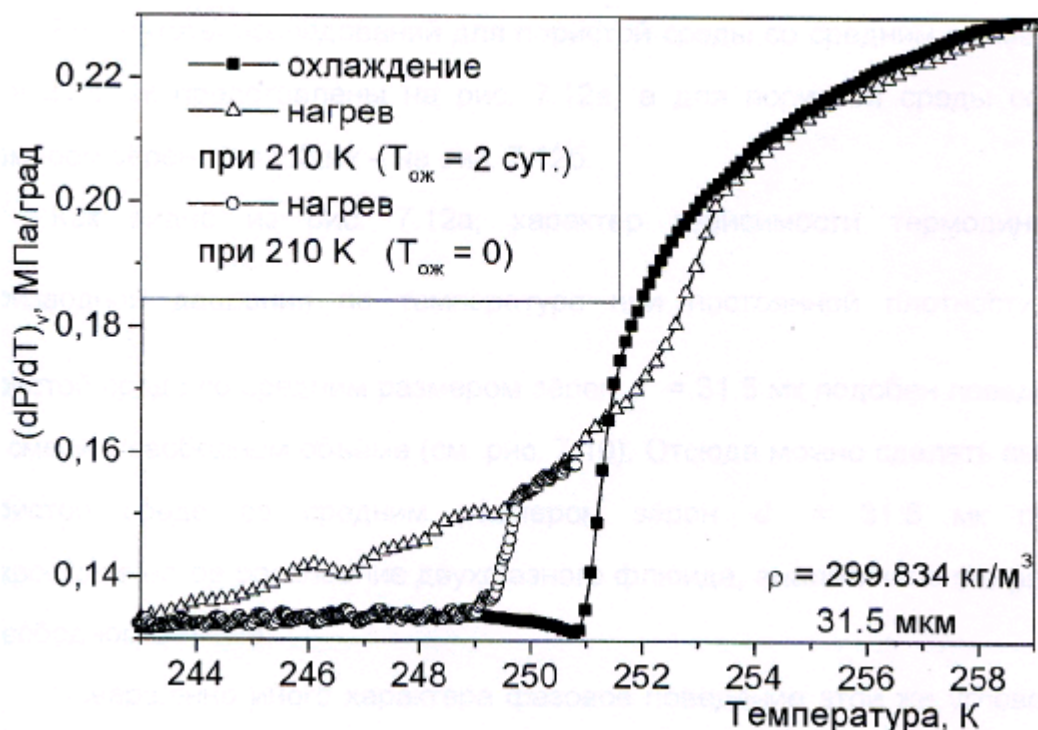


Рисунок 1.2 – Зависимость  $\left(\frac{dP}{dT}\right)_V$  в пористых средах со средним размером зерен 31,5 мк при испарении жидкой фазы

Поведение смеси в пористой среде со средним размером зерен равным 2,3 мк носит иной характер. Как показано на рисунке 1.3, в пористой среде со средним размером зерен равным 2,3 мк неравновесность, подобная тем, что происходит в свободном объеме и более крупнозернистой пористой среде, не наблюдается. Это можно объяснить тем, что в мелкозернистой среде не находит отражение макроскопическое расслоение двухфазного флюида. Выделившийся конденсат не стекает под действием гравитации в нижнюю область пористого образца, а остается рассредоточен вдоль стенок всего порового пространства. Также сохраняется основная площадь межфазной поверхности жидкость-пар, сравнимая с удельной поверхностью пористой среды. Благодаря этому массоперенос при распределении компонентов через межфазную границу происходит намного быстрее, а неравновесность проявляется в наиболее меньшей степени, чем в случае крупнозернистой пористой среды и свободного объема.

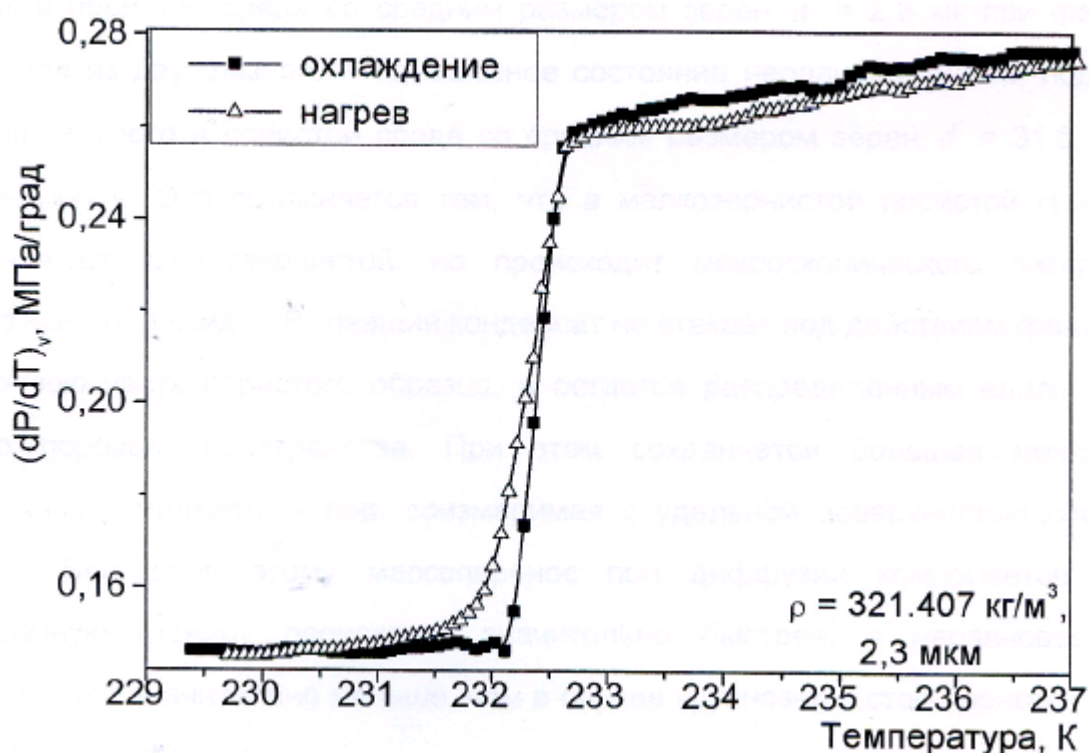


Рисунок 1.3 – Зависимость  $\left(\frac{dP}{dT}\right)_v$  в пористых средах со средним размером зерен 2,3 мк при испарении жидкой фазы

Следует подчеркнуть, что такие же результаты получены на калориметре как для пористой среды так и для свободного объема в экспериментальных исследованиях лаборатории Е.Е. Городецкого. Но эти данные не опубликованы в открытой печати. В соответствующих работах получены дополнительные материалы в пользу гравитационного разделения как важного механизма, влияющего на появление гистерезиса фазового поведения в пористой среде и в свободном объеме. Например, степень отклонения от равновесного поведения при повышении температуры оказывается тем выше, чем сильнее осуществлялось предшествующее охлаждение и чем дольше система находилась в холодном состоянии до начала нагревания.

Анализ процессов, свидетельствующих о неравновесности фазовых переходов, проведен в работах [27], [29], [9], [1], [33], [8].

Подробно эти работы были проанализированы в [21] в результате были сделаны следующие выводы.

1. Параметры перехода системы из двухфазного состояния в однофазное сильно зависит от постановки эксперимента и влияния порового пространства. Если эксперимент проводится в свободном объеме без перемешивания или поровое пространство характеризуется относительно однородной крупнопористой структурой, то активно проявляющиеся в двухфазном состоянии сегрегационные процессы приводят к образованию компактной межфазной границы. Поскольку массообмен при фазовом



переходе происходит через межфазную поверхность, то переход в однофазное состояние в таком случае характеризуется большими характерными временами релаксации концентраций компонентов, то есть неравновесным протеканием. Напротив, низкая проницаемость пористой среды препятствует быстрой сегрегации фаз. Поэтому эксперименты с подобным поровым пространством соотносимы по результатам с экспериментами в свободном объеме с перемешиванием, то есть демонстрируют равновесное фазовое поведение. В этом случае переход в однофазное состояние происходит в целом объеме ячейки через локальные межфазные контакты. Тогда существование компактной межфазной границы является важным фактором, влияющим на проявление неравновесного фазового поведения, существование гистерезиса фазового перехода (отличия процессов перехода в двухфазное состояние и обратно).

2. Процесс испарения газа из жидкой фазы происходит с образованием пузырьков второй фазы во всем объеме, то есть с большей поверхностью локальных межфазных контактов. Тогда процесс образования второй фазы в экспериментах носит равновесный характер.

3. В экспериментах концентрации компонентов в фазах возвращаются к своим равновесным значениям при фиксации температуры или давления (адиабатический и изотермический процессы) с характерными временами порядка единиц или десятков часов.

4. Данные по нескольким объектам (Галлинское, Новогоднее и др. месторождения) показывают неравновесное фазовое поведение и гистерезис фазовых переходов в пластах с различными свойствами, в том числе в низкопроницаемых. При этом характерные времена восстановления могут составлять месяцы и даже годы [8]. Как видим, в реальных условиях разработки месторождений характер проявления неравновесных термодинамических эффектов является более разноплановым, чем в лабораторных экспериментах.

Математические модели фильтрации, используемые в гидродинамических симуляторах, основаны на предположении термодинамического равновесия. По этой причине без применения специальных расширений математической модели, описание гистерезисных и релаксационных процессов с их помощью невозможно.

## **1.2 Неравновесные гидродинамические эффекты**

Нынешние расчеты двухфазных фильтрационных течений ссылаются на теорию Маскета-Леверетта [5; 26]. В основе теории лежит уравнение сохранения массы и обобщенный закон Дарси, а так же используются эмпирические функции фазовых

проницаемостей и капиллярного давления. Вид функции фазовых проницаемостей играет определяющую роль при решении задач многофазной фильтрации.

Качественные свойства функций фазовых проницаемостей и капиллярного давления должны быть определены экспериментально для каждого конкретного месторождения. При этом эксперименты необходимо проводить на представительном объеме породы, для учета неоднородности пласта и высокой точности, так как результаты очень чувствительны к виду фазовых проницаемостей.

На практике экспериментальное определение зависимостей ОФП от насыщенности довольно трудоемко, поэтому часто применяют аналоговые зависимости ОФП, полученные для аналогичных пород или для простейших пористых сред. Такой подход может приводить к неверным результатам, поскольку в действительности вид кривых ОФП даже для схожих пород зависит от множества факторов. По данным [12] использование функций ОФП, полученных не в условиях данного месторождения, может привести к ошибкам в расчетах, достигающих от 60 до 80%. В связи с многообразием геолого–геофизических свойств различных месторождений, необходимо иметь как можно более точные данные о фазовых проницаемостях для условий конкретного месторождения.

Применяются два основных метода лабораторных исследований для определения кривых ОФП: метод стационарной фильтрации и метод вытеснения. В методе стационарной фильтрации в образец пористой среды закачивается вода и нефть в определенной пропорции, а затем дожидаются установления градиента давления и водонасыщенности [12]. Однако этот метод требует значительных затрат времени, поэтому в качестве альтернативы применяются нестационарные методы определения ОФП. В этих методах образец пористой среды изначально насыщен нефтью и связанной водой, затем в него закачивается вода, которая вытесняет нефть. Такой эксперимент требует гораздо меньше времени по сравнению со стационарным методом, однако в этом методе вид функций ОФП нельзя определить напрямую, необходимо решать обратную задачу. При этом постановки подобных обратных задач часто некорректны, что еще больше повышает сложность этого подхода. Так, метод, предложенный в [12], предусматривает дифференцирование экспериментальных данных. Но операция дифференцирования очень чувствительна к погрешностям измерений, для этого необходимо применение алгоритмов, обеспечивающих корректность решения задачи определения ОФП.

Результаты численного моделирования [14] показали, что функции ОФП при двухфазной фильтрации нестационарные по времени, что является свидетельством

неравновесного характера несмешивающегося вытеснения. Из чего следует, что неравновесные ОФП могут быть определены только по данным лабораторных исследований.

Одним из перспективных методов при исследовании неравновесных эффектов является моделирование течения в макрообъеме в основе которого лежит сеточная модель пористой среды, реализуемая численно на ЭВМ. В таких моделях пористая среда представляется в виде сетки из капилляров случайной длины и диаметра, пересекающихся в узлах сетки. Параметры капилляров подчиняются некоторому закону распределения. В результате численных расчетов для различных пористых сред [13] были получены кривые ОФП и капиллярного давления, которые согласуются с данными экспериментов.

Другой способ исследования функций ОФП основан на представлениях теории просачивания (перколяции), согласно которой исследуется вероятность возникновения сплошной цепочки поровых каналов, занятой лишь одной фазой [18; 19].

Большинство моделей, которые используются для восстановления фазовых проницаемостей, построены с использованием упрощающих предположений. В классических моделях, предложенных Бакли и Левереттом или Рапопортом и Лисом, предполагается однозначная зависимость функций ОФП и капиллярного давления от насыщенности. Такое предположение верно при условии, что пористая среда однородна на масштабе некоторого элемента, достаточно большого по сравнению с размером пор. Однако в реальности нефтегазоконденсатные месторождения могут быть неоднородны по проницаемости и пористости в различных масштабах. Для всех неравновесных моделей характерна зависимость фазовых проницаемостей от производной по времени. Как следствие классические модели двухфазной фильтрации рассматриваются лишь как равновесное приближение к описанию неравновесного процесса.

Для регистрации неравновесных эффектов классические модели модифицировались при помощи введения в уравнения дополнительных членов, либо корректировки равновесных соотношений, с целью учета неравновесных механизмов взаимодействия фаз.

В работе [4] В.М. Ентовым и Г.И. Баренблаттом была предложена модель, позволяющая в явной виде учесть явления неравновесности на основе следующего подхода. Авторами было предложено разделить насыщенности каждой фазой на две части: активную, то есть участвующую в фильтрационном потоке, и пассивную, не вносящую в поток вклад.

Г.И. Баренблатт в [3] предложил рассматривать процесс вытеснения несмачивающей жидкости смачивающей жидкостью в гидрофильной пористой среде. При

установившемся движении двухфазной жидкости где каждая из фаз перемещается по своим каналам: по узким порам движется смачивающая фаза, а по широким — несмачивающая. В результате установления потока смачивающая фаза вытесняет несмачивающую из части занятых ею каналов. Этот процесс происходит не мгновенно, и на промежуточном этапе часть вытесняемой фазы запирается в узких каналах, а часть вытесняющей фазы временно идет по широким, чем в стационарном потоке, каналам. Как следствие, фазовая проницаемость вытесняющей фазы временно выше, а вытесняемой - временно ниже, чем в стационарном случае при той же насыщенности.

В работе [6] П.Г. Бедриковецкий, Р.Д. Каневская, М.В. Лурье исследуют влияние неравновесной сорбции на процессы вытеснения нефти активными примесями.

Подробный обзор посвященный неравновесным гидродинамическим эффектам проведен в [33], [28].

### 1.3 Неравновесные термодинамические эффекты

Проблеме моделирования фильтрации углеводородов в условиях термодинамической неравновесности в литературных источниках уделяется меньше внимания в отличие от гидродинамической неравновесности.

Рассмотрим неравновесность фазовых переходов в углеводородных смесях. Внешними условиями являются гидродинамические параметры фильтрующейся системы: давление, общий состав смеси, температура.

Самой востребованной на практике реализацией неравновесности является функция ограничения скорости испарения нефти/конденсата в модели нелетучей нефти. Идея ограничения скорости испарения частично реализована в современных коммерческих симуляторах (например, опция DRSDT/DRVDT в симуляторе Schlumberger Eclipse).

Говоря о композиционном (многокомпонентном) моделировании, в литературе описаны несколько подходов к моделированию неравновесных термодинамических эффектов, не получивших должного практического внедрения. Рассмотрим особенности этих моделей.

Сложность создания неравновесных моделей состоит в том, что фазы и их состав не взаимосвязаны между собой условиями равновесия. Как следствие, удваивается число соответствующих неизвестных. В основной части реализаций неравновесности, предлагается записать уравнения неразрывности для каждого компонента в жидкой и парообразной фазах отдельно. И ввести в них дополнительное слагаемое, отвечающее за массоперенос компонента между фазами. Запишем систему уравнений:

$$\begin{cases} \frac{\partial}{\partial t}(\varphi N_{o,c}) = -\mathit{div}(x_c \xi_o U_o) - \omega_c, & c = 1, \dots, m \\ \frac{\partial}{\partial t}(\varphi N_{g,c}) = -\mathit{div}(y_c \xi_g U_g) + \omega_c, & c = 1, \dots, m \end{cases} \quad (1.1)$$

где  $\varphi$  – пористость;

–  $N_{o,c}$  – молярная плотность компонента  $c$ ,  $c = 1, \dots, m$  в фазе нефть;

–  $N_{g,c}$  – молярная плотность компонента  $c$ ,  $c = 1, \dots, m$  в фазе газ;

–  $\xi_\alpha = \xi_\alpha(p, N)$  – молярная плотность фазы  $\alpha$ ,  $\alpha = o, g$ ;

–  $x_c = x_c(p, N)$  – молярная концентрация компонента  $c = 1, \dots, m$  в жидкой фазе;

–  $y_c = y_c(p, N)$  – молярная концентрация компонента  $c = 1, \dots, m$  в паровой фазе;

–  $\omega_c$  – интенсивность массопереноса компонента  $c$  между фазами.

Данная модель предполагает, в пределах каждой элементарной ячейки двухфазное термодинамически равновесное состояние которое достигается не мгновенно, и состав фаз в ячейке является неравновесным. При этом он восстанавливается к равновесному составу посредством диффузионного переноса. Вид функции диффузионного переноса, формируемой из двух слагаемых  $\omega_c = \omega_{c,o} - \omega_{c,g}$ , выводится из общих физических соображений приведенной в форме:

$$\omega_{c,o} = \left[ \frac{A}{L} \right] \frac{1}{s_o} \xi_o \frac{D_{c,o}}{F} (x_c - x_c^*) \quad \omega_{c,g} = \left[ \frac{A}{L} \right] \frac{1}{s_o} \xi_g \frac{D_{c,g}}{F} (y_c - y_c^*) \quad (1.2)$$

где

–  $[A/L]$  – отношение характеристической площади (площадь, которая используется для приведения к безразмерному виду) к характеристической длине;

–  $s_\alpha$  – насыщенность фазы  $\alpha$ ,  $\alpha = o, g$ ;

–  $F$  – коэффициент сопротивления пласта;

–  $x_c^*$  – равновесная концентрация компонента  $c$  в жидкой фазе (на границе раздела “нефть-газ”);

–  $y_c^*$  – равновесная концентрация компонента  $c$  в паровой фазе (на границе раздела “нефть-газ”);

–  $D_{c,\alpha}$  – коэффициент молекулярной диффузии компонентов  $c$  в фазе  $\alpha$ ,  $\alpha = o, g$ ;

При достаточном физическом обосновании модель обладает существенными недостатками. Во-первых, не указывается, как для реальных течений в пористых средах определять необходимые параметры, такие как например,  $F$  или  $A/L$ .

Во-вторых, если сравнивать с равновесной моделью возникает необходимость не только решать удвоенную по числу уравнений и неизвестных систему (1.1), но и по-прежнему рассчитывать равновесные составы фаз. Таким образом, уравнения (1.1) решаются на каждой итерации цикла, а общее количество уравнений сохранения

компонентов в системе удваивается. В работе [31] Розенберга и Кундина была предложена модель фильтрации УВ в условиях неравновесных фазовых превращений, основные уравнения системы могут быть также представлены в виде (1.1). Различие состоит в способе расчета функции мощности межфазного массопереноса  $\omega_c$ , которая из общих термодинамических представлений такие как например соотношение Онзагера выражается через разности химических потенциалов компонентов:

$$\omega = \zeta_c(\mu_{c,o} - \mu_{c,g}) + \sum_{l \neq c} \zeta_{l,c}(\mu_{l,o} - \mu_{l,g}) \quad (1.3)$$

–  $\zeta_c$  – приведенный коэффициент массообмена для компонента  $c$ ,

–  $\zeta_{l,c}$  – приведенный перекрестный коэффициент массообмена,

–  $\mu_{c,\alpha}$  – химический потенциал компонента  $c$  в фазе  $\alpha$ ,  $\alpha=o,g$ .

Учитывая незначительное влияние перекрестных эффектов, сумму в правой части (1.3) можно отбросить, ограничившись линейной связью интенсивности потока компонента  $c$  разностью параметров его химического потенциала в нефтегазовой фазах. Этот подход был использован авторами работы [31], и в некоторых других публикациях. К примеру, в работе [25] с помощью модификации описанной модели исследовалась задача двухкомпонентного вытеснения нефти растворителем с учетом диффузии и адсорбции. Принимается во внимание, что  $\zeta_c$  может зависеть и от параметров пласта, например, пористости.

Данная модель по временным рамкам менее затратная, т.к. не требует расчета равновесных составов фаз. Но все же, размерность основной системы уравнений также возрастает по сравнению с равновесным случаем. Коатс и Смит разработали подход, в котором предлагают разделить фазу на две части. Одна часть участвует в расчете парожидкостного равновесия и считается подвижной, вторая – не участвует и считается неподвижной. Отмечается, что Нигматулин предложил аналогичную идею в 1980 [30]. Данный подход частично реализован в коммерческих гидродинамических симуляторах, например он реализован как ключевое слово SOR в симуляторе Schlumberger Eclipse. С помощью ключевого слова SOR можно задать остаточную насыщенность нефтью  $S_{orm}$ , которая не будет испаряться в газовую фазу.

В случае, если используется модель нелетучей нефти, то разделение фазы на подвижную и неподвижную может быть учтено введением приведенной пористости  $\tilde{\varphi}$

$$\tilde{\varphi} = \varphi(1 - S_{orm}) \quad (1.4)$$

$$\tilde{S}_{orm} = \frac{(S_o - S_{orm})}{1 - S_{orm}} \quad (1.5)$$

$$\tilde{S}_g = \frac{S_g}{1 - S_{orm}} \quad (1.6)$$

Далее в последующих расчетах свойств фаз используются приведенные насыщенности  $\tilde{S}_o, \tilde{S}_g$ .

Если используется модель, в которой главными переменными являются молярные плотности (например композиционная модель (2.1)), то SOR будет задавать не насыщенность, а молярную долю порового объема. То есть в расчете парожидкостного равновесия, расчете вязкостей и плотностей фаз будет участвовать только  $N_{\text{tot}}\text{-SOR}$  молей ( $N_{\text{tot}}$  – суммарное количество молей углеводородной фазы (2.1)), а фазовые проницаемости и капиллярные давления будут рассчитываться при полном учете насыщенности нефти.

Еще один метод воспроизведения поведения насыщенностей и плотностей фаз на грубой сетке при наличии эталонного расчета на мелкой сетке путем введения множителей для потоковых членов в уравнении.

С помощью коэффициентов  $\alpha_{o,c}, \alpha_{g,c}$  уравнение модифицируется следующим образом:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\varphi N_c) = -\text{div}(x_c \xi_o U_o \alpha_{o,c} + y_c \xi_g U_g \alpha_{g,c}), \quad c = 1, \dots, m \quad (1.7)$$

Для двух- или трехмерных случаев необходимы множители, зависящие от направлений: тензорная постановка позволит моделировать перетоки, однако это сильно усложнит модель. Для течения в окрестности добывающих скважин коэффициенты  $\alpha$  могут отличаться. Также различные можно задавать для разных регионов месторождения, в зависимости от коллекторских свойств, расположения газонефтяных контактов и скважин. Коэффициенты  $\alpha$  (транспортные коэффициенты, или коэффициенты переноса) рассчитываются по результатам моделирования на мелкой сетке с использованием подходящего элементарного объема. Необходимо правильно оценить количество элементарных объемов, достаточное для адекватного описания свойств месторождения. Возможно, придется использовать усредненные значения  $\alpha$ , которые не будут учитывать некоторые динамические или зависящие от потоков свойства решения.

В работе рекомендуется представить  $\alpha$  в виде табличной функции от общей молярной доли некоторого компонента

$$\alpha_{gi} = \alpha_{gi}(z_j) \quad (1.8)$$

либо как функцию молярной доли компонента в соответствующей фазе, например

$$\alpha_{gi} = \alpha_{gi}(y_j) \quad (1.9)$$

$$\alpha_{gi} = \alpha_{gi}(x_j) \quad (1.10)$$

Компонент  $j$  может быть фиксирован, либо можно для каждого компонента системы выбирать  $j = i$ . Таким образом, расчет множителей проводится по следующему алгоритму:

– Определить регион R на мелкой сетке, соответствующий одному или нескольким блокам на мелкой сетке, и обозначить одну из границ этого региона как внешнюю границу В

– Рассчитать следующие величины:

– общее число молей каждого углеводородного компонента в регионе R

$$n_{ti} = \sum_I \varphi \delta x \delta y \delta z (\rho_o S_o x_i + \rho_g S_g y_i) \quad (1.11)$$

– соответствующие молярные доли в регионе R

$$(z_i)_R = \frac{n_{ti}}{\sum_i n_{ti}} \quad (1.12)$$

– среднее давление в регионе R

$$p_R = \frac{\sum_I \varphi \delta x \delta y \delta z p}{\sum_I \varphi \delta x \delta y \delta z} \quad (1.13)$$

и далее провести расчет парожидкостного равновесия при давлении  $p_R$ , находя равновесные молярные доли фаз  $(x_i)_R$  и  $(y_i)_R$ , плотности фаз  $\rho_o$  и  $\rho_g$ , а также состав фаз (в молях на единицу объема)  $(\rho_o x_i)_R$  и  $(\rho_g y_i)_R$ .

– Рассчитать составы (в молях на единицу объема) нефтяной и газовой фаз, вытекающих из региона R через границу В.

Применение  $\alpha$  факторов получило широкое распространение. Большинство статей по  $\alpha$  факторам рассматривают процесс закачки газа в пласт и вытеснение нефти газом. Предполагается, что есть две модели разного масштаба. С помощью  $\alpha$  факторов на модели с крупными ячейками воспроизводится фазовое поведение модели с мелкими ячейками. В некоторых моделях воспроизводится насыщенность фаз и плотности, а в некоторых дополнительно воспроизводится еще и молярный состав.

## Глава 2. УРАВНЕНИЯ МНОГОФАЗНОЙ МНОГОКОМПОНЕНТНОЙ ИЗОТЕРМИЧЕСКОЙ ФИЛЬТРАЦИИ

### 2.1 Система уравнений многофазной многокомпонентной фильтрации

Рассмотрим в трехмерной области  $\Omega$  систему уравнений, описывающую изотермическое фильтрационное течение вязкой сжимаемой многофазной жидкости в пористой среде:

$$\frac{\partial}{\partial t} (\varphi N_c) = -div(x_c \xi_o U_o + y_c \xi_g U_g) + Q_c, \quad c = 1, \dots, m \quad (2.1)$$

$$\sum_{c=1}^m N_c = \left( \frac{R_o}{\xi_o} + \frac{R_g}{\xi_g} \right)^{-1} \quad (2.2)$$

где

–  $m$  – количество компонентов;

–  $N_c$  – молярная плотность компонента  $c$ ,  $c = 1, \dots, m$ ;

–  $\phi$  – пористость;



- $p$  – давление (в фазе нефть);
- $U_\alpha = U_\alpha(p, N)$  – вектор скорости потока фазы  $\alpha, \alpha = o, g$ ;
- $\xi_\alpha = \xi_\alpha(p, N)$  – молярная плотность фазы  $\alpha, \alpha = o, g$ ;
- $x_c = x_c(p, N)$  – молярная концентрация компонента  $c = 1, \dots, m$  в жидкой фазе
- $y_c = y_c(p, N)$  – молярная концентрация компонента  $c = 1, \dots, m$  в паровой фазе
- $R_\alpha = R_\alpha(p, N)$  – доля смеси компонентов, находящихся в фазе  $\alpha$ , по отношению к общему кол-ву смеси  $\alpha = o, g$ ;
- $Q_c$  – суммарный дебит всех источников и стоков для компонента  $c$ ;

Скорость потока фазы  $U_\alpha$  определяется из закона Дарси [20]:

$$U_\alpha = -\beta_c \left( k \frac{k_{r\alpha}}{\mu_\alpha} (\nabla p + \nabla \alpha_{c\alpha} - \rho_\alpha g \nabla d) \right), \quad (2.3)$$

- $\beta_c$  – константа преобразования единиц,
- $g$  – гравитационная постоянная;
- $k_r = k_r(s)$  – относительная фазовая проницаемость;
- $k$  – тензор абсолютной проницаемости пористой среды;
- $\mu_\alpha = \mu_\alpha(p, T)$  – вязкость фазы;
- $p_{c\alpha} = p_{c\alpha}(s_\alpha)$  – капиллярное давление;
- $d = d(x; y; z)$  – глубина (ориентированная сверху вниз);

Данная запись системы носит название записи в естественных переменных. Такой выбор главных переменных позволяет реализовать с помощью одной и той же системы уравнений как композиционную модель, так и псевдобинарную модель нелетучей нефти.

Таким образом, имеем  $m$  дифференциальных уравнений сохранения массы для каждого компонента (2.1) и алгебраическое уравнение нормировки объема (2.2). В общей сложности, система содержит  $m+1$  уравнений относительно  $m+1$  неизвестных  $(p, N)$ . Для постановки краевой задачи, для системы уравнений (2.1) – (2.2) необходимо задать начальные условия (как правило, состояние гидростатического, капиллярно-гравитационного и композиционно-гравитационного равновесия), а также граничные условия (как правило, условия непротекания на границе  $d\Omega$ ).

Вода считается инертной фазой по отношению к углеводородным компонентам и не вступает с ними во взаимодействие. Углеводородная смесь считается термодинамически равновесной, и все фазовые превращения происходят мгновенно.

Главными переменными системы (2.1) являются давление в нефти  $p$  и молярные плотности компонентов  $N_c$ . Для дискретизации системы уравнений часто применяется неявная аппроксимация по времени и метод конечных объемов для аппроксимации дифференциальных операторов по пространству. Полученная с помощью такой схемы

система нелинейных алгебраических уравнений на каждом временном слое решается методом Ньютона.

## 2.2 Модель нелетучей нефти

Одной из распространённых математических постановок задач многофазной фильтрации для создания гидродинамических моделей месторождений является модель нелетучей нефти (black oil). В моделях нелетучей нефти УВ смесь представлена двумя псевдокомпонентами. Первый (нефтяной) компонент соответствует дегазированной нефти, содержащемуся в паровой фазе. Второй (газовый) компонент соответствует растворённому в нефти и свободному газу сепарации. Наличие и учет нефтяного компонента в паровой фазе является расширением над классической моделью нелетучей нефти для промышленных ГДМ симуляторов. Обычно математическая модель нелетучей нефти записывается в главных переменных  $s_o, s_g, p$  – насыщенность нефти, насыщенность газа и давление. В данной работе будем придерживаться другого вида уравнений (2.1), которые применяются в гидродинамических симуляторах общего назначения.

Уравнения сохранения массы УВ псевдокомпонентов принимают вид:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\varphi N_o) = -\text{div}(x_o \xi_o U_o + y_c \xi_o U_o) + Q_o, \quad (2.4)$$

$$\frac{\partial}{\partial t}(\varphi N_g) = -\text{div}(x_g \xi_g U_g + y_g \xi_g U_g) + Q_g.$$

Распределение нефтяного и газового компонента по фазам в промышленных симуляторах производится на основании заданных таблиц. Данные таблицы задают функцию газосодержания нефти  $R_s$  и/или содержания конденсата в газе  $R_v$ .  $R_s$  это отношение объема газового компонента, растворенного в нефтяной части, к объему нефтяного компонента (пересчет на поверхностные условия). Для насыщенного состояния нефти, то есть при  $s_g > 0$ , оно является функцией давления  $R_s = R_s(p_o)$ . В недонасыщенном состоянии, то есть при  $s_g = 0$ , газосодержание в ячейке остается постоянным. Аналогично  $R_v$  - это отношение объема нефтяного компонента, испаренного в паровую фазу, к объему газового компонента в пересчете на поверхностные условия.

По факту  $R_s$  и  $R_v$  могут быть выражены через параметры системы (2.4) следующим образом:  $R_s = \xi_o N_g / (\xi_g N_o)$ ,  $R_v = \xi_g N_o / (\xi_o N_g)$ . Формально все термодинамические процессы в углеводородной смеси для модели нелетучей нефти характеризуются переменными  $R_s$  и  $R_v$ . Изменяя значения в исходных таблицах для  $R_s$  и  $R_v$ , можно менять характер фазовых переходов. Но при этом в модели процессы растворения газа в нефти при повышении давления и его выделения из нефти при снижении давления будут проходить всегда

симметрично. Для получения асимметричной динамики (гистерезиса) необходимо использовать специальное расширение модели нелетучей нефти.

### 2.3 Композиционная модель

В композиционной модели УВ смесь представляет собой сложную систему. В отличие от модели black oil, число компонентов в данной модели произвольно. В традиционном, равновесном подходе концентрации компонентов в сосуществующих фазах  $x$ ,  $y$  вычисляются при условии фазового равновесия или равенства химических потенциалов Гиббса для каждого компонента в двух фазах. Композиционные модели необходимы для более точного моделирования сложных процессов, возникающих при разработке нефтегазоконденсатных залежей и связанные с интенсивными межфазными взаимодействиями (газовые методы для повышения нефтеотдачи, сайклинг-процесс и т.п.), и для прогнозирования изменения компонентного состава добываемой продукции. Уравнение фильтрации для такой модели имеет вид (2.1), а распределение компонентов по фазам производится на основе дополнительного соотношения, основанного на равенстве химических потенциалов Гиббса.

### 2.4 Аппроксимация по времени

Для аппроксимации уравнений 2.1 по времени используется полностью неявная схема:

$$\begin{aligned} & \frac{(\varphi N_c)^{n+1} - (\varphi N_c)^n}{\Delta t} \\ &= \operatorname{div} \sum_{P=1}^{np} x_{c,P}^{n+1} \xi_P^{n+1} \beta_c \left( k \frac{k_{rP}^{n+1}}{\mu_P^{n+1}} (\nabla p^{n+1} + \nabla P_{cP}^{n+1} - \rho_P^{n+1} g \nabla d) \right) + Q_c^{n+1}, \\ & c = 1, \dots, m \end{aligned} \quad (2.5)$$

где индексом  $n$  обозначены величины на текущем временном шаге, а  $n+1$  - величины на новом шаге.

### 2.5 Аппроксимация по пространству

Чтоб произвести аппроксимацию по пространству необходимо использовать метод конечных объемов. Для получения системы алгебраических уравнений каждого слоя, проинтегрируем уравнение по объему  $V_i$  каждого блока сетки:

$$\int_{V_i} \frac{\partial}{\partial t} (\varphi N_c) dV = \sum_{P=1}^{np} \int_{V_i} \operatorname{div} (x_{c,P} \xi_P \beta_c \left( k \frac{k_{rP}}{\mu_P} (\nabla p + \nabla P_{cP} - \rho_P g \nabla d) \right)) dV + \int_{V_i} Q_c dV \quad (2.6)$$

Применим формулу Гаусса - Остроградского:

$$\begin{aligned}
& \sum_{P=1}^{np} \int_{V_i} \operatorname{div} (x_{c,P} \xi_P \beta_c \left( k \frac{k_{rP}}{\mu_P} (\nabla p + \nabla P_{cP} - \rho p g \nabla d) \right)) dV \\
&= \sum_{P=1}^{np} \int_{\partial V_i} (x_{c,P} \xi_P \beta_c \left( k \frac{k_{rP}}{\mu_P} (\nabla p + \nabla P_{cP} - \rho p g \nabla d) \right)) \vec{n} dS \\
&= \sum_{P=1}^{np} \sum_{j=1}^{N_i} \int_{A_{ij}} (x_{c,P} \xi_P \beta_c \left( k \frac{k_{rP}}{\mu_P} (\nabla p + \nabla P_{cP} - \rho p g \nabla d) \right)) \vec{n} dS \quad (2.7)
\end{aligned}$$

где  $A_{ij}$  - площадь поверхности между блоками  $i$  и  $j$ , а  $N_i$  - число связей блока  $i$  с другими блоками.

Интеграл по поверхности  $A_{ij}$  между блоками  $i$  и  $j$  аппроксимируется следующим образом:

$$\sum_{P=1}^{np} A_{ij} \tilde{x}_{c,P} \tilde{\xi}_P \beta_c k \frac{\tilde{k}_{rP}}{\tilde{\mu}_P} \frac{(\nabla p_i + \nabla P_{cP,i}) - (\nabla p_j + \nabla P_{cP,j}) - \frac{g}{2} (\rho p_i + \rho p_j) (d_i - d_j)}{\operatorname{dist}(i,j)} \quad (2.8)$$

где  $\operatorname{dist}(i,j)$  – расстояние между центрами блоков  $i$  и  $j$ , а  $\tilde{\phantom{x}}$  означает, что величины берутся в соответствии с аппроксимацией по потоку.

Таким образом, дискретизованная система уравнений будет иметь вид:

$$\frac{(\varphi N_c)^{n+1} - (\varphi N_c)^n}{\Delta t} V_i = \sum_{P=1}^{np} \sum_j^{N_i} A_{ij} \tilde{x}_{c,P}^{n+1} \tilde{\xi}_P^{n+1} \beta_c k \frac{\tilde{k}_{rP}}{\tilde{\mu}_P} \frac{(\nabla p_i + \nabla P_{cP,i}) - (\nabla p_j + \nabla P_{cP,j}) - \frac{g}{2} (\rho p_i + \rho p_j) (d_i - d_j)}{\operatorname{dist}(i,j)} \quad (2.9)$$

Множитель  $T = A_{ij} k / (\operatorname{dist}(i,j))$  называется проводимостью.

На декартовой сетке схема обладает вторым порядком аппроксимации по пространству для давления и первым – для долей фаз и составов (молярных плотностей) из-за использования взвешивания вверх по потоку (схема Годунова). Возможно использование более сложных правил взвешивания для повышения порядка аппроксимации и снижения численной диффузии ценой усложнения вычислительных шаблонов.

### 2.5.1 Первое и второе начала термодинамики

Первое начало термодинамики состоит в том, что внутренняя энергия системы  $U$  является функцией состояния и изменяется только под влиянием внешних воздействий.

Воздействия могут быть двух типов:

– связанные с изменением внешних параметров системы - система совершает работу  $W$

– связанные с изменением внутренних параметров или температуры - системе сообщается теплота  $Q$

Таким образом, первое начало термодинамики можно записать в виде:

$$\delta Q = dU + \delta W \quad (2.10)$$

При изменении  $n$  внешних параметров  $a_i$  работа системы:

$$\delta W = \sum_{i=1}^n A_i da_i \quad (2.11)$$

где  $A_i$  - обобщенная сила, сопряженная внешнему параметру  $a_i$  и при равновесии являющаяся функцией внешних параметров и температуры [2].

Второе начало термодинамики состоит в том, что для любой равновесной термодинамической системы существует однозначная функция термодинамического состояния  $S = S(T, x, N)$ , называемая энтропией, такая, что её полный дифференциал:

$$dS = \frac{\delta Q}{T} \quad (2.12)$$

Эта функция неубывает при любых процессах в изолированных системах.

Комбинируя уравнения (2.10 – 2.12), получим основное уравнение термодинамики для равновесных систем:

$$TdS = dU + \sum_{i=1}^n A_i da_i \quad (2.13)$$

Для простой системы, находящейся под действием всестороннего давления  $p$ , основное уравнение имеет вид:

$$TdS = dU + pdV \quad (2.14)$$

Для неравновесных процессов второе начало термодинамики имеет вид:

$$dS > \frac{\delta Q}{T} \quad (2.15)$$

В случае адиабатно замкнутой системы, то есть при  $\delta Q = 0$

$$dS > 0 \quad (2.16)$$

то есть энтропия системы возрастает. Это положение о возрастании энтропии в адиабатно замкнутой системе при неравновесных процессах позволяет характеризовать энтропию как меру необратимости процессов в этой системе.

Таким образом, основное уравнение термодинамики в общем случае (как для равновесных, так и для неравновесных процессов) можно записать в виде:

$$TdS \geq dU + pdV \quad (2.17)$$

Знак равенства здесь соответствует равновесным процессам, а неравенства - неравновесным.

### 2.5.2 Энергия Гиббса. Химический потенциал. Системы с переменным числом частиц

Так как независимыми переменными выступают давление  $p$  и температура  $T$ , то термодинамическим потенциалом для системы является энергия Гиббса, которая для системы с постоянным числом частиц определяется выражением:

$$G(p, T) = U - TS + pV \quad (2.18)$$

Внутренняя энергия системы с переменным числом частиц изменяется не только за счет сообщения теплоты и совершения работы системой, но и за счет изменения числа частиц в системе, поэтому по основному уравнению термодинамики

$$TdS = dU + pdV - \sum_i \mu_i dN_i \quad (2.19)$$

где  $N_i$  – количество вещества  $i$ -ого компонента, а  $\mu_i$  – химический потенциал.

Гиббс определил химический потенциал следующим образом [11]: “Если мы предположим, что к некоторой гомогенной массе прибавлено бесконечно малое количество некоторого вещества, причем масса остается гомогенной, а энтропия и объем не изменяются, то возрастание энергии этой массы, разделенное на количество прибавленного вещества будет потенциалом вещества в данной массе”. Он также отмечает, что данное определение справедливо и тогда, когда система описывается другими независимыми переменными (в нашем случае, давлением и температурой)

Дифференциал энергии Гиббса с учетом (2.19) имеет вид

$$dG = -SdT + Vdp + \sum_i \mu_i dN_i \quad (2.20)$$

а химический потенциал:

$$\mu_i = \left( \frac{\partial G}{\partial N_i} \right)_{p,T} \quad (2.21)$$

Для неравновесных процессов:

$$dG \leq -SdT + Vdp + \sum_i \mu_i dN_i \quad (2.22)$$

Тогда условия равновесия системы при постоянных  $p, T$  и  $N_i$  имеет вид

$$dG \leq 0; \quad (2.23)$$

то есть энергия Гиббса системы, находящейся в равновесии, минимальна.

### 2.5.3 Вывод уравнения парожидкостного равновесия

Предположим, что замкнутая система содержит  $m$ -компонентную углеводородную смесь в двухфазном состоянии. Долю паровой фазы обозначим как  $V$ , долю жидкой фазы обозначим как  $L$ . Две фазы могут быть рассмотрены как две системы, между которыми возможен массоперенос.

Свободная энергия Гиббса является функцией от переменных давления  $P$  и температуры  $T$ , а так же от количества молей каждого компонента  $n_i$ .

$$G = f(P, T, n_1 \dots n_m) \quad (2.24)$$

Полный дифференциал энергии Гиббса  $G(P, T, n_1 \dots n_m)$  запишется как:

$$dG = \left( \frac{\partial G}{\partial P} \right)_{T,n} dP + \left( \frac{\partial G}{\partial T} \right)_{P,n} dT + \sum_{i=1}^m \left( \frac{\partial G}{\partial n_i} \right)_{P,T,n_{i \neq j}} dn_i \quad (2.25)$$

Частные производные  $G$  по  $n_i$  называются химическими потенциалами и обычно обозначаются как  $\mu_i$

$$\mu_i = \left( \frac{\partial G}{\partial n_i} \right)_{P,T,n_{i \neq j}} \quad (2.26)$$

Так как давление  $p$  и температура  $T$  известны, то производные по ним равны нулю, тогда дифференциал принимает вид:

$$dG = \sum_{i=1}^m \mu_i dn_i \quad (2.27)$$

Запишем дифференциал для каждой фазы отдельно

$$dG^V = \sum_{i=1}^m \mu_i^V dn_i^V \quad (2.28)$$

$$dG^L = \sum_{i=1}^m \mu_i^L dn_i^L \quad (2.29)$$

Для нахождения системы в равновесии необходимо, чтобы итоговая энергия системы была минимальна относительно переменных, что равносильно условию:

$$(dG^t)_{P,T} = 0 \quad (2.30)$$

$$(dG^t)_{P,T} = (dG^V)_{P,T} + (dG^L)_{P,T} = 0 \quad (2.31)$$

$$(dG^t)_{P,T} = \sum_{i=1}^m \mu_i^V dn_i^V + \sum_{i=1}^m \mu_i^L dn_i^L = 0 \quad (2.32)$$

Поскольку фазы находятся в одном объеме и рассматриваются как сосуществующие открытые системы, имеем:

$$dn_i^V = -dn_i^L \quad (2.33)$$

Поэтому изменение количества компонента в одной фазе приводит к такому же изменению этого же компонента в другой фазе, только с другим знаком.

Таким образом:

$$\sum_{i=1}^m (\mu_i^V - \mu_i^L) dn_i^V = 0 \quad (2.34)$$

Это уравнение будет выполняться только тогда, когда химические потенциалы компонентов в фазах будут равны:

$$\mu_i^V = \mu_i^L, i = 1, \dots, m \quad (2.35)$$

Известно, что химический потенциал может быть выражен как

$$\mu_i = \mu_i^0 + RT \ln(f_i), i = 1, \dots, m \quad (2.36)$$

Где  $\mu_i^0$  – это функция от  $T$ , а  $f_i$  – летучесть. Так как фазы рассматриваются при одинаковых давлении и температуре, то равенство (2.38) можно переписать как

$$f_i^V = f_i^L, i = 1, \dots, m \quad (2.37)$$

Коэффициенты летучести компонентов  $\varphi_i^V, \varphi_i^L$  определяются как

$$f_i^V = y_i \varphi_i^V P, f_i^L = x_i \varphi_i^L P, i = 1, \dots, m \quad (2.38)$$

Уравнение материального баланса каждого компонента принимает следующий вид:

$$x_i L + y_i V - z_i = 0, i = 1, \dots, m \quad (2.39)$$

Используя равенства химических потенциалов в форме (2.37), уравнение материального баланса для компонентов (2.39) и замыкающее соотношение  $L+V=1$ , получим систему уравнений для расчета парожидкостного равновесия

$$\begin{cases} f_{i,V} - f_{i,L} = 0, i = 1, \dots, m \\ x_i L + y_i V - z_i = 0, i = 1, \dots, m \\ \sum_{i=1}^m y_i - 1 = 0 \\ L + V - 1 = 0 \end{cases} \quad (2.40)$$

#### 2.5.4 Решение системы уравнений парожидкостного равновесия

Система (2.43) содержит  $2*m + 1$  уравнений и  $2*m + 1$  неизвестных. Неизвестными в системе являются  $x_i, y_i, L$  и  $V$ . С помощью замены переменных количество неизвестных и количество уравнений можно сократить в два раза.

Вводятся константы фазового равновесия для компонентов  $K_i$ , которые определяются как

$$K_i = \frac{y_i}{x_i}, i = 1, \dots, m \quad (2.41)$$

С учетом (2.38)

$$K_i = \frac{y_i}{x_i} = \frac{\varphi_i^L}{\varphi_i^V}, i = 1, \dots, m \quad (2.42)$$

Условие фазового равновесия принимают вид

$$\varphi_{i,L}(p, x) = K_i(p, x, y)\varphi_{i,V}(p, y), i = 1, \dots, m \quad (2.43)$$

Так как с точки зрения вычисления удобнее вычислять логарифмы коэффициентов летучести, а не сами летучести, уравнение переписывается в виде:

$$\ln K_i = \ln \varphi_{i,L}(x) - \ln \varphi_{i,V}(y), i = 1, \dots, m \quad (2.44)$$

Из уравнения материального баланса для компонентов (2.39) выразим  $x_i$  и  $y_i$  через переменные  $z_i$  и  $K_i$ .

Подставляя (2.41) в уравнение (2.39)

$$y_i(K_i(1 - V) + V) = z_i, i = 1, \dots, m \quad (2.45)$$

Получим

$$x_i = \frac{z_i}{1+(K_i-1)V}, y_i = \frac{K_i z_i}{1+(K_i-1)V}, i = 1, \dots, m \quad (2.46)$$

$x_i$  и  $y_i$  – коэффициенты распределения компонентов внутри каждой из фаз, для которых справедливы следующие равенства

$$\sum_{i=1}^m x_i = 1, \sum_{i=1}^m y_i = 1, \sum_{i=1}^m (x_i - y_i) = 0 \quad (2.47)$$

Подставляя (2.41) в (2.47), получим

$$F(V) = \sum_{i=1}^m \frac{(K_i-1)z_i}{1+(K_i-1)V} \quad (2.48)$$

Итоговая система имеет вид:

$$\begin{cases} \ln K_i = \ln \varphi_{i,L}(x) - \ln \varphi_{i,V}(y), i = 1, \dots, m \\ F(V) = \sum_{i=1}^m \frac{(K_i-1)z_i}{1+(K_i-1)V} = 0 \end{cases} \quad (2.49)$$



Система (2.49) содержит  $m+1$  уравнений и  $m+1$  неизвестных. Неизвестными являются  $K_i$  и  $V$ .

Уравнение (2.48) было впервые получено в 1952.

Независимо от того, какой метод решения будет выбран для решения полной системы (2.49), на каждой итерации метода нужно решать уравнение (2.48) относительно переменной  $V$ .

Функция (2.48) является выпуклой, так как:

$$\frac{\partial F(V)}{\partial V} = \sum_{i=1}^m \frac{(K_i-1)^2 z_i}{(1+(K_i-1)V)^2} > 0. \quad (2.50)$$

Поэтому его можно решить методом бисекции или методом Ньютона. Итоговую систему (2.49) можно решить методом последовательных приближений или методом Ньютона.

Физически допустимым решением системы (2.49) является  $V \in [0;1]$  ( $V=0$  – точка кипения и  $V=1$  – точка конденсации). Если  $V < 0$  или  $V > 1$ , то в этом случае исходная смесь является однофазной.

### 2.5.5 Тривиальное решение

Тривиальное решение возникает при равенстве составов  $x \approx y \approx z$ . Такое равенство приводит к выполнению уравнений (2.47), (2.39), (2.37). Такое решение может быть верным только для однофазного случая. Но из-за плохого начального приближения в численном алгоритме такое решение может возникнуть для данных, корректным решением для которых является двухфазная область.

## 2.6 Уравнение состояния

Множество расчетов свойств для многокомпонентных газовых и нефтяных смесей, а так же расчет летучестей в системах фазовых равновесий, опираются на кубическое уравнение состояние предложенное Ван дер Ваальсов в 1873 г. Впервые кубическое уравнение состояния получило широкое распространение в нефтяной отрасли благодаря Редлиху и Квонгу в 1949 году, а так же в 1976 году Пенг и Робинсон продолжили его развитие.

### 2.6.1 Уравнение состояния Ван дер Ваальса

Вывод уравнения состояния начинается с уравнения идеального газа. Характер такого газа описывается представленным уравнением:

$$V = \frac{RT}{p}$$

Где  $p$ -давление,  $V$ -молярный объем,  $R$ -универсальная газовая постоянная,  $T$ -абсолютная температура.

В представленной модели, объем который занимают молекулы газа, принято считать пренебрежимо малым. Это предположение выполняется только тогда когда температура выше критической точки. Если же  $T <$  критической точки, тогда объем, который занимают молекулы газа, вносит значительный вклад и не учитывает его нельзя. По этой причине Ван дер Ваальс предложил ввести коэффициент  $b$ , который характеризовал объем молекул зависящий от вещества, из которого состоит газ.

$$V = \frac{RT}{p} + b$$

Для наглядности сгруппируем величины объемов, тогда наше уравнение пример вид:

$$p = \frac{RT}{V - b}$$

При температуре меньше критической вероятен фазовый переход.

Допустим, что компоненты формируют однофазный газ при  $T < T_{\text{crit}}$ . В процессе сжатия при постоянной температуре, постепенно увеличивается давление, и в некоторый момент достигается точка росы. Газ преобразуется в жидкую фазу, и последующие сжатие будет происходить при  $P = \text{const}$ , до того момента пока газ не перейдет в жидкую фазу. Так как жидкость практически несжимаема, то для дальнейшего сжатия однофазной жидкости необходимо сильное повышение давления. Различная сжимаемость газа и жидкости говорит о существовании силы отталкивания (притяжения) м/у молекулами, зависящие от расстояния между ними. Так как силы притяжения не были учтены в уравнение то Ван дер Ваальс предложил следующую запись уравнения:

$$p = \frac{RT}{V-b} - \frac{a}{V^2} \quad (2.51)$$

Где  $a$  и  $b$  – параметры уравнения состояния, вычисляемые по критической изотерме. Так как изотерма имеет перегиб в критической точке, то

$$\left. \frac{\partial P}{\partial V} \right|_{T=T_c, p=p_c} = \frac{\partial^2 P}{\partial^2 V} = 0$$

Критический молярный объём  $V_c$  равен критическому в точке молярному объёму  $V$ , который в свою очередь связан с критическим давлением  $p_c$  и критической температурой  $T_c$  уравнениями представленными выше. Теперь используя  $V_c$ ,  $p_c$ ,  $T_c$ ,  $b$  и  $a$  подставив их в уравнения 2.51, получим параметры для кубического уравнения.

$$a = \frac{27R^2T_c^2}{64p_c}$$

$$b = \frac{RT_c}{8p_c}$$

Полученное Ван дер Ваальсом уравнение 2.51 применимо для любого “чистого” вещества, у которого известны критические температура и давление.

Перепишем уравнение в каноническом виде относительно объема:

$$V^3 - \left(b + \frac{RT}{p}\right)V^2 + \frac{a}{p} - \frac{ab}{p} = 0$$

Дальнейшее развитие уравнения в первую очередь связано с качеством предсказания моделируемых свойств.

### 2.6.2 Уравнение состояния Пенга-Робинсона

Уравнение состояния, которое в 1976 году предложили Пенг и Робинсон, получил широкое распространение и наиболее часто используется в нефтегазовой отрасли:

$$P = \frac{RT}{V-b} - \frac{a(T)}{V(V+b) + b(V-b)}$$

Где

$$a(T) = a_c \alpha(T)$$

$$a_c = \frac{0.45724R^2T_c^2}{p_c}$$

$$\alpha = \left(1 + m \left(1 - \sqrt{\frac{T}{T_c}}\right)\right)^2$$

$$m = 0.37464 + 1.154226\omega - 0.26992\omega^2$$

$$b = \frac{0.07780RT_c}{p_c}$$

Через несколько лет Пенг и Робинсон ввели поправку для  $\omega > 0.49$

$$m = 0.37464 + 1.48503\omega - 0.164423\omega^2 + 0.016666\omega^3$$

### 2.6.3 Общий вид уравнения состояния

Общий вид уравнение состояния в канонической форме относительно коэффициента сверхсжимаемости может быть представлен:

$$Z^3 + E_2Z^2 + E_1Z + E_0 = 0$$

Где

$$E_2 = (m_1 + m_2)B - (B - 1)$$

$$E_1 = A + m_1m_2B^2 - (m_1 + m_2)B(B + 1)$$

$$E_0 = -AB - m_1m_2B^2(B + 1)$$

Коэффициенты зависят от вида уравнения, для уравнения Пенга-Робинсона

$$m_1 = 1 + \sqrt{2}$$

$$m_2 = 1 - \sqrt{2}$$

$$\Omega_{a_0} = 0.457235529$$

$$\Omega_{b_0} = 0.077796074$$

$$\Omega_a(T, i) = \Omega_{a_0} \left( 1 + (0.37464 + 1.54226\omega_i - 0.026992\omega_i^2) \left( 1 - \sqrt{\frac{T_i}{T_c}} \right) \right)^2$$

$$\Omega_b(T, i) = \Omega_{b_0}$$

### Глава 3. МОДЕЛИРОВАНИЕ НЕРАВНОВЕСНЫХ ЭФФЕКТОВ В КОМПОЗИЦИОННОМ ГИДРОДИНАМИЧЕСКОМ СИМУЛЯТОРЕ

#### 3.1 Математическая модель неравновесных фазовых превращений

Существующие модели для учета неравновесных фазовых переходов были представлены в первой главе данной диссертации. Модели были проанализированы с точки зрения возможности реализации в виде расширения над широко распространенными формулировками задачи и алгоритмов расчета многофазной многокомпонентной фильтрации при разработке залежей углеводородов, реализованными в промышленных гидродинамических симуляторах. Некоторые проанализированные модели требуют задания входных данных, которые сложно или невозможно определить на практике.

Некоторые модели кратно увеличивают вычислительные затраты, необходимые для расчета.

Поэтому для численной реализации была выбрана модель, предложенная в статьях [23; 24]. Модель теоретически обоснована, содержит минимальное число физически содержательных настроечных параметров, а ее реализация требует минимальных изменений симулятора по сравнению с другими неравновесными моделями.

Приведем расширение равновесной модели (2.40), предложенное в [23; 24]. Предлагается заменить условие равенства химических потенциалов компонента в фазах на условие релаксации разности химических потенциалов к нулю по мере стремления системы к равновесному состоянию после изменения внешних параметров (давления и общего состава смеси).

Обозначим разность химических потенциалов как  $G_i(x, y, V) = \ln(\varphi_{i,L}(x_i, p)x_i) - \ln(\varphi_{i,V}(y_i, p)y_i)$ . Аналогично  $G(x, y, V)$  будет обозначать левую часть системы из  $m$  уравнений. Тогда уравнение релаксации можно записать как

$$\left. \frac{\partial G(x, y, V)}{\partial t} \right|_p = -\lambda(G(x, y, V) - G^*(x, y, V))$$

Здесь  $G^*(x, y, V)$  - это равновесное значение. В нашем случае оно равно 0, поэтому уравнение запишется как

$$\left. \frac{\partial G(x,y,V)}{\partial t} \right|_p = -\lambda G(x,y,V) \quad (3.1)$$

Проинтегрировав уравнение (3.1) по времени от шага  $t^n$  до шага  $t^{n+1}$  при постоянном давлении и общем составе смеси и дополняя условиями нормировки, получаем систему уравнений для нахождения состава и количественного соотношения неравновесных жидкой и паровой фаз:

$$\begin{cases} \ln(\varphi_{i,L}(x_i^{n+1}, p^{n+1})x_i^{n+1}) - \ln(\varphi_{i,V}(y_i^{n+1}, p^{n+1})y_i^{n+1}) = \bar{\omega}_i, i = 1, \dots, m \\ x_i^{n+1}L^{n+1} + y_i^{n+1}V^{n+1} - z_i^{n+1} = 0, i = 1, \dots, m \\ \sum_{i=1}^m y_i^{n+1} - 1 = 0, \\ L^{n+1} + V^{n+1} = 1. \end{cases} \quad (3.2)$$

Где  $\bar{\omega}_i = \ln((\varphi_{i,L}(x_i^n, p^{n+1})x_i^n - \ln(\varphi_{i,V}(y_i^n, p^{n+1})y_i^n))e^{-\lambda dt})$ ,  $\lambda$  – параметр, обратный  $\kappa$  характерному времени релаксации и уточняемый при настройке модели. Вид выражения для  $\bar{\omega}_i$  определяется пропорциональной зависимостью между нормированной интенсивностью межфазного потока компонента и нормированной разностью химических потенциалов компонента в двух фазах, убывающей к нулю от начального значения по мере релаксации составов фаз к равновесным.

В статье [22] модель применяется к неравновесному процессу растворения. Если применить ее для моделирования равновесных процессов, это может привести к нефизичности полученных результатов. При использовании модели (3.1) в симуляторе не будет возможности заранее определить какие процессы будут проходить - равновесные или неравновесные. По этой причине необходимо разработать критерий для определения характера процесса.

В указанной статье описанная модель применяется к процессам фазовых превращений, неравновесный характер которых заранее устанавливается из физических соображений. В случае применения для равновесных процессов, система (3.2) сводится к системе (2.40) за счет задания нулевой правой части в уравнениях для разности химических потенциалов. При реализации модели (3.1-3.2) в симуляторе нет возможности заранее определить характер фазового перехода - равновесный или неравновесный, из-за динамического изменения общего состава смеси в ячейке. По этой причине необходимо разработать критерий для определения характера фазовых превращений.

### 3.2 Критерий неравновесного фазового перехода

Рассматривая переход системы от  $n$  к  $n+1$  временному слою. В рамках данной системы известны давление  $p^n$ , так же распределение компонентов по фазам  $x_i^n, y_i^n$  на  $n$ -ом временном слое, и молярные доли компонентов  $z_i^{n+1}$ , давление  $p^{n+1}$  на  $n+1$ -ом временном слое. Здесь потребуется вычислить распределение компонентов по фазам  $x_i^{n+1}$  и  $y_i^{n+1}$  и молярную долю паровой фазы  $V^{n+1}$ . В отличие от равновесной модели (2.40),

вычисления для  $n+1$  временного шага модели (3.1) зависят от переменных прошлого временного шага, и зависят от типа фазового перехода. Фазовый переход может быть как неравновесным, так и равновесным.

Тогда, необходимо определить характер фазового перехода по набору данных  $p^n$ ,  $x_i^n$ ,  $y_i^n$ ,  $z_i^{n+1}$ ,  $p^{n+0}$ .

Проанализируем особенности фазовых переходов на примере пористой среды, показанной на рисунке 3.1. Так как переход из однофазного состояния в двухфазное всегда равновесный, будем рассматривать только переход из двухфазного состояния. Для начала остановимся на рассмотрении перехода из однофазного состояния в двухфазное.

Проведем численный эксперимент по моделированию испарения. Изначально пористая среда заполнена нефтяной смесью. Флюид находится в двухфазном состоянии. Фазы разделены (сегрегированы) под действием гравитации.

Эксперимент проведем при постоянной массе углеводородной системы, будем увеличивать или уменьшать давление за счет объема газовой фазы.

В первом эксперименте будем повышать давление для растворения паровой фазы. При увеличении давления молярная доля паровой фазы осталась почти без изменения (рисунок 3.1б). Если сравнить модели до увеличения давления и после детально, то видно, что отличаются блоки, находящиеся на границе раздела фаз.

В этом случае массообмен происходит через межфазную границу, и характерное время установления термодинамического равновесия сильно зависит от интенсивности массообмена через границу. Поскольку установление происходит с задержкой относительно изменения внешних параметров (в данном случае давления), процесс будет носить неравновесный характер.

Во втором эксперименте будем снижать давление, что приведет к дополнительному выделению паровой фазы. На рисунке (3.1в), показан результат моделирования. Видно, что паровая фаза беспрепятственно образуется во всем объеме пористой среды. Поскольку выделение паровой фазы происходит мгновенно относительно изменения давления, процесс будет носить равновесный характер.

В таком случае в первой итерации критерием для выбора характера фазового перехода будет служить наличие межфазной границы.

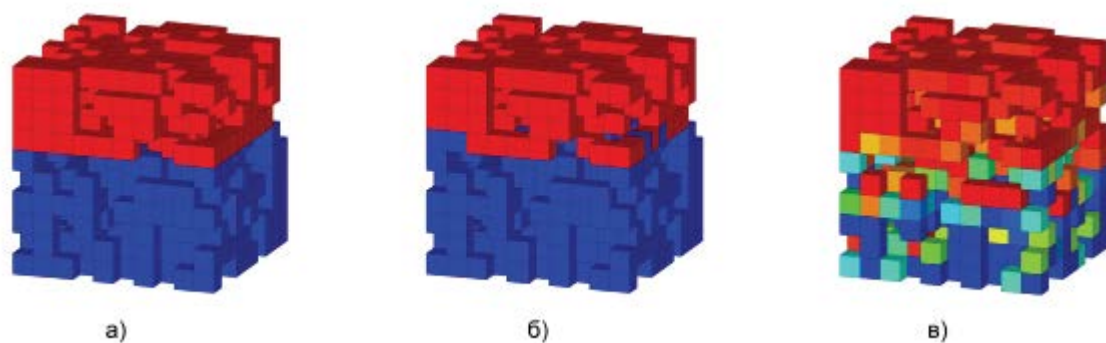


Рисунок 3.1 – Модель пористой среды: а) исходная; б) после увеличения давления; в) после уменьшения давления

Если использовать модели большой размерности, то не будет возможности следить за удаленностью ячейки от ГНК (газонефтяной контакт). А так же, если модель выведена из гидродинамического равновесия работой скважин, в таком случае не удастся определить положение газонефтяного контакта. Поэтому необходимо определять характер фазового перехода в каждой ячейке модели на всех временных слоях.

Аналогом влияния межфазной границы в рамках одной расчетной ячейки ГДМ может служить условие стабильности фаз, которое заключается в следующем: фаза стабильна, если в ее объеме не происходит образования другой фазы. Таким образом, критерий равновесности фазового перехода можно сформулировать в следующем виде: фазовый переход является равновесным, если при соответствующем изменении внешних параметров обе фазы в ячейке остаются стабильными. Это означает, что массообмен возможен только через межфазную границу.

### 3.3 Алгоритм расчета

Общий алгоритм расчета фазового состояния и составов системы на  $n+1$  временном слое в случае постоянных  $z_i$ ,  $i = 1, \dots, m$  состоит в следующем.

Как и в равновесной реализации, с прошлого временного слоя известны давление  $p^n$ , коэффициенты распределения  $K_i^n$ ,  $i = 1, \dots, m$ , доля паровой фазы  $V^n$ .

Величины  $x_i$ ,  $y_i$ ,  $i = 1, \dots, m$  - не хранятся

1. Восстанавливаем состояние фаз

$$x_i^n = \frac{z_i^{n+1}}{1 + (K_i^n - 1)V_{n+1}}, y_i^n = \frac{K_i^n z_i^{n+1}}{1 + (K_i^n - 1)V_{n+1}}, i = 1, \dots, m$$

2. Определяем стабильность каждой из фаз на текущем временном слое.

3. Если одна из фаз нестабильна, прерываем алгоритм и вычисляем доли и составы фаз по равновесному алгоритму на основе системы (2.40). Иначе переходим к п. 4.

4. Находим коэффициенты летучести  $\varphi_{i,L}(x_i^n, p^{n+1})$  и  $\varphi_{i,V}(y_i^n, p^{n+1})$ , находим  $\bar{\omega}_i$

### 5. Решаем систему (3.2)

Описанный алгоритм недостаточен для численного моделирования многокомпонентной фильтрации из-за неучёта изменения общего состава смеси в ячейке в процессе фильтрации. Алгоритм расчета фазового состояния и составов системы на  $n+1$  временном слое учета изменения общего состава смеси в ячейке  $z_i$ ,  $i=1, \dots, m$ , преобразуется следующим образом.

В этом случае восстановление по формулам  $x_i^n, y_i^n$ , приведет к нарушению уравнения материального баланса (2.39). Поэтому необходимо вычислить новую молярную долю газа  $V$  при  $z_i^{n+1}$  и  $K_i^n$ . Соответственно, эта величина не хранится с предыдущего слоя.

1. Вычисляем  $V' = V(z_i^{n+1}, K_i^n)$ , решая уравнение (2.48)
2. Восстанавливаем

$$x_i^n = \frac{z_i^{n+1}}{1 + (K_i^n - 1)V'}, y_i^n = \frac{K_i^n z_i^{n+1}}{1 + (K_i^n - 1)V'}, i = 1, \dots, N$$

3. Определяем стабильность каждой из фаз на текущем временном слое.
4. Если одна из фаз нестабильна, прерываем алгоритм и вычисляем доли и составы фаз по равновесному алгоритму на основе системы (2.40). Иначе переходим к п.5
5. Находим коэффициенты летучести  $\varphi_{i,L}(x_i^n, p^{n+1})$  и  $\varphi_{i,V}(y_i^n, p^{n+1})$ , находим  $\bar{\omega}_i$
6. Решаем систему уравнений (3.2)

### 3.4 Численный эксперимент

Для проведения численного эксперимента было взято реальное нефтегазоконденсатное месторождение России. С описание геолого-физической характеристики месторождения и анализа добываемой продукции.

Оставшаяся на Присклоновом месторождении неразбуренная площадь находится в непосредственной близости от газовой шапки, что свидетельствует о необходимости изменения существующего подхода в организации ППД. Дополнительными аргументами в пользу отказа от закачки воды являются низкая проницаемость, высокое начальное газосодержание, а также масштабное выделение газа, отмечающееся при снижении забойного давления. При величине средней абсолютной проницаемости в 1,5 мД (фазовая проницаемость по нефти - 0,7 мД) наличие в поровом объеме даже 5% газа приводит к снижению фазовой проницаемости нефти до 0,5 - 0,2 мД. Происходящие при таких сверхнизких проницаемостях процессы носят автомодельный характер, т.е. снижение пластового давления вызывает выделение газа и снижение фазовой проницаемости, которая в свою очередь вызывает ещё большее снижение давления - динамическая



система замыкается и проницаемость в ней начинает стремиться к нулю. Закачке газа, в отличие от закачки воды, не препятствует остаточная газонасыщенность, таким образом, эффективная приемистость по газу не снижается в процессе распространения фронта.

Основным аргументом в пользу применения газовых методов воздействия является свойства пластовых флюидов пласта  $\text{БП}_{12}^2$  - в составе которых всего 30% неиспаряющихся компонент. В этих условиях возможно достижение смешивающегося вытеснения и снижение остаточной нефтенасыщенности (теоретически до нуля), исчезает поверхность раздела между вытесняемой и вытесняющей фазой.

Применение закачки газа, в случае успеха ОПР, позволит значительно улучшить технико-экономические показатели разработки.

Корректное воспроизведение физико-химических процессов, происходящих при закачке газа различного состава и возможно только с применением композиционного моделирования.

#### **Секторная композиционная модель**

В общем случае пластовые флюиды представляют из себя многокомпонентные термодинамические системы. Исследование фильтрации смесей со значительным числом компонентов есть сложная задача, в том числе в рамках прямого численного моделирования. В связи с этим актуально соблюдение баланса сложности модели и точности прогнозируемых ею результатов.

Гидродинамическое моделирование осуществлялось с помощью сертифицированного программного комплекса ECLIPSE 300 © Schlumberger. Основным отличием моделей E300 является подход к заданию PVT свойств.

Для построения флюидальной модели использовался специализированный программный продукт PVTi © Schlumberger.

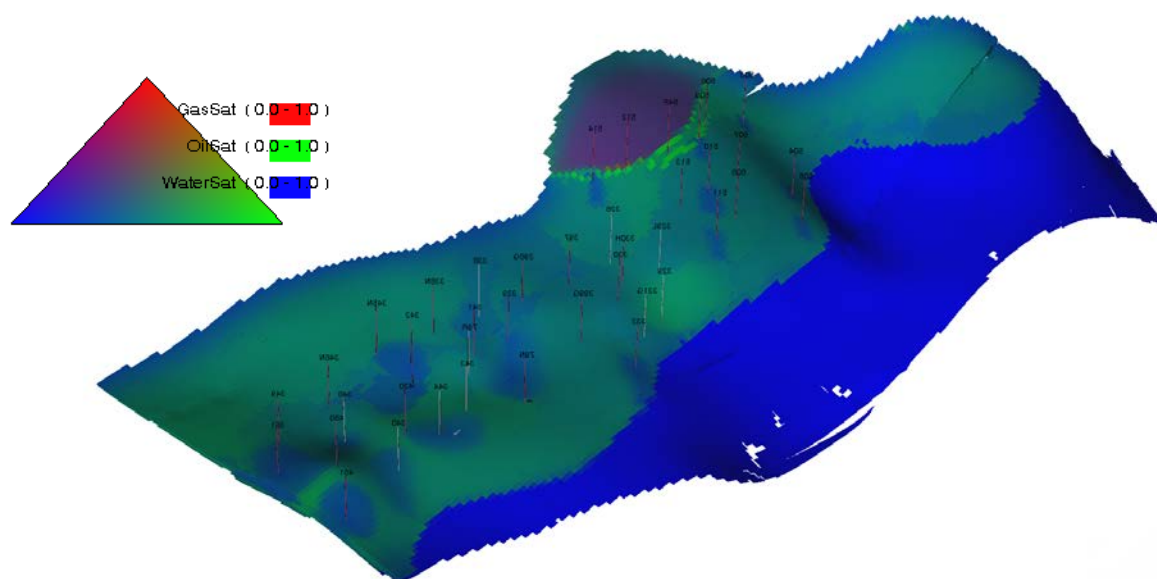
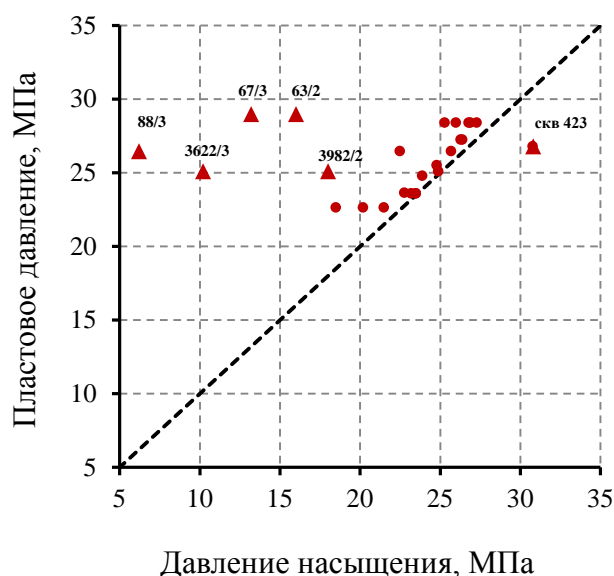


Рисунок 3.1 - Насыщенность в секторной композиционной модели

### Модель флюидов

При создании модели пластового флюида основной задачей является корректное описание изменения фазового поведения реальной смеси, происходящие в пласте, скважине и наземном оборудовании для последующей оценки эффективности разработки и моделирования газовых методов. Исходными данными для термодинамического моделирования является компонентный состав нефти. Теоретически, зная мольные доли всех компонент, входящих в нефть, можно восстановить все ее свойства, однако на практике это сделать невозможно в силу того, что углеводороды после пропана имеют изомеры и гомологи, которые в процессе исследования отдельно не изучаются, а группируются по углеводородному числу. Таким образом, для достоверного описания процессов, модель необходимо настраивать на фактические эксперименты изменяя параметры сгруппированных фракций. Контрольными экспериментами служат дифференциальное разгазирование, эксперименты по сепарации и эксперимент по однократному дегазированию.

В процессе разработки давление в зоне отбора проб снижалось ниже давления насыщения, что привело к разгазированию и потере в пробах части газа.



Возможны три подхода при моделировании:

1. За точку отсчета принимается компонентный состав наиболее представительной пробы с контрольными экспериментами по ней, проводится адаптация на собственные эксперименты, затем осуществляют рекомбинацию пробы;

2. Усредняется компонентный состав всех представительных проб, за контрольные эксперименты принимаются значения газосодержания, объемного коэффициента, плотности и т.д. при пластовом давлении, обоснованные по характеристическим графикам;

3. Проводится рекомбинация компонентного состава выбранной пробы до достижения целевого газосодержания. После проводится адаптация на утвержденные параметры.

**Следуя первому пути при моделировании целесообразно принять данные пробы №210/3 из скв. №482.**

Таблица 3.1 – Сравнение результатов исследования глубинной пробы 210/3 и рекомендуемых в ПЗ значений.

Параметры	Ед. изм.	Утвержденные значения	Проба 210/3 (ступ.сеп)	Расхождение, д.ед.	Расхождение %
Начальное пластовое давление	МПа	28,6	<b>23,6</b>	6,2	20
Давление насыщения	МПа	<b>23,5</b>	<b>23,5</b>	0	0
Газосодержание	м <sup>3</sup> /т	280	270	-10	3
Плотность пластовой нефти	кг/м <sup>3</sup>	641	634	7	1
Плотность сепарированной нефти					
20 °С	кг/м <sup>3</sup>	831	830	1	0
50 °С	кг/м <sup>3</sup>	804	803	1	0
Вязкость пластовой нефти	сПз	0,35	0,31	0,04	11
Вязкость сепарированной нефти	сПз	5,8	-	-	-
Объемный коэффициент	д.ед.	1,588	1,557	0,03	2

Необходимые для моделирования данные по компонентному составу приведены в таблице 3.2.

Таблица 3.2 – Компонентный состав, используемый для моделирования

№ п/п	Наименование компонентов	формула	Компонентный состав			
			В расчете на пластовую нефть в вес. %		Пластовая нефть	
			Газ свобод	Нефть дегазир	В вес %	В моль %
1	Углекислый газ	CO <sub>2</sub>	0,154	0	0,12	0,18
2210/321-	Метан	C <sub>1</sub>	14,153	0,020	10,66	45,44
3	Этан	C <sub>2</sub>	3,975	0,040	3,02	6,87
4	Пропан	C <sub>3</sub>	6,784	0,286	5,32	8,25
5	Изо-бутан	IC <sub>4</sub>	2,417	0,277	2,03	2,38
6	Бутан	NC <sub>4</sub>	3,226	0,581	2,86	3,37
7	Изо-пентан	IC <sub>5</sub>	1,212	0,870	1,57	1,48
8	Пентан	NC <sub>5</sub>	0,720	0,971	1,27	1,20
9	Изо-Гексан	IC <sub>6</sub>	0,229	1,318	1,16	0,92
10	Гексан	NC <sub>6</sub>	0,091	1,028	0,84	0,67
11	Остаток	C <sub>7+</sub>	0	94,609	71,15	29,24
<b>Сумма</b>				<b>100</b>	<b>100</b>	<b>100</b>
<b>Молярная масса г/моль</b>				<b>155</b>		<b>68</b>

Ключевые пункты корректировки и адаптации исходной информации, согласно стандартному алгоритму, заключаются в следующем:

1. Корректировка лабораторных данных, на основе принципов парожидкостного равновесия фаз при конкретных термобарических условиях и имеющихся фактических составах газа сепарации и нестабильного конденсата, а также теоретических значениях констант равновесия.

2. Корректировка свойств углеводородов группы C<sub>7+</sub>, ацентрический фактор, критические температуры и давления.

3. Корректировка коэффициента бинарного взаимодействия между неизвестной фракцией и газовыми компонентами, возможна и корректировка Shift параметров фракции.

4. Возможно разбиение неизвестной фракции на группы, согласно фракционному составу, и адаптация разбитых групп.

За контрольный эксперимент приняты результаты дифференциального разгазирования, представленные в таблице 3.4. Пунктирной линией отмены результаты моделирования без адаптации, сплошной – адаптированная модель.

Итоговая модель флюидов содержит 11 компонент, 10 углеводородных и воду, остаток представлен фракций C<sub>7+</sub>.

Адаптация производилась при помощи регрессионного анализа, переменные вариации: T<sub>crit</sub>C<sub>7+</sub>, P<sub>crit</sub>C<sub>7+</sub>, ацентрический фактор и коэффициент бинарного взаимодействия между фракцией C<sub>7+</sub> и метаном. Значения параметров приведены в таблице 3.3.

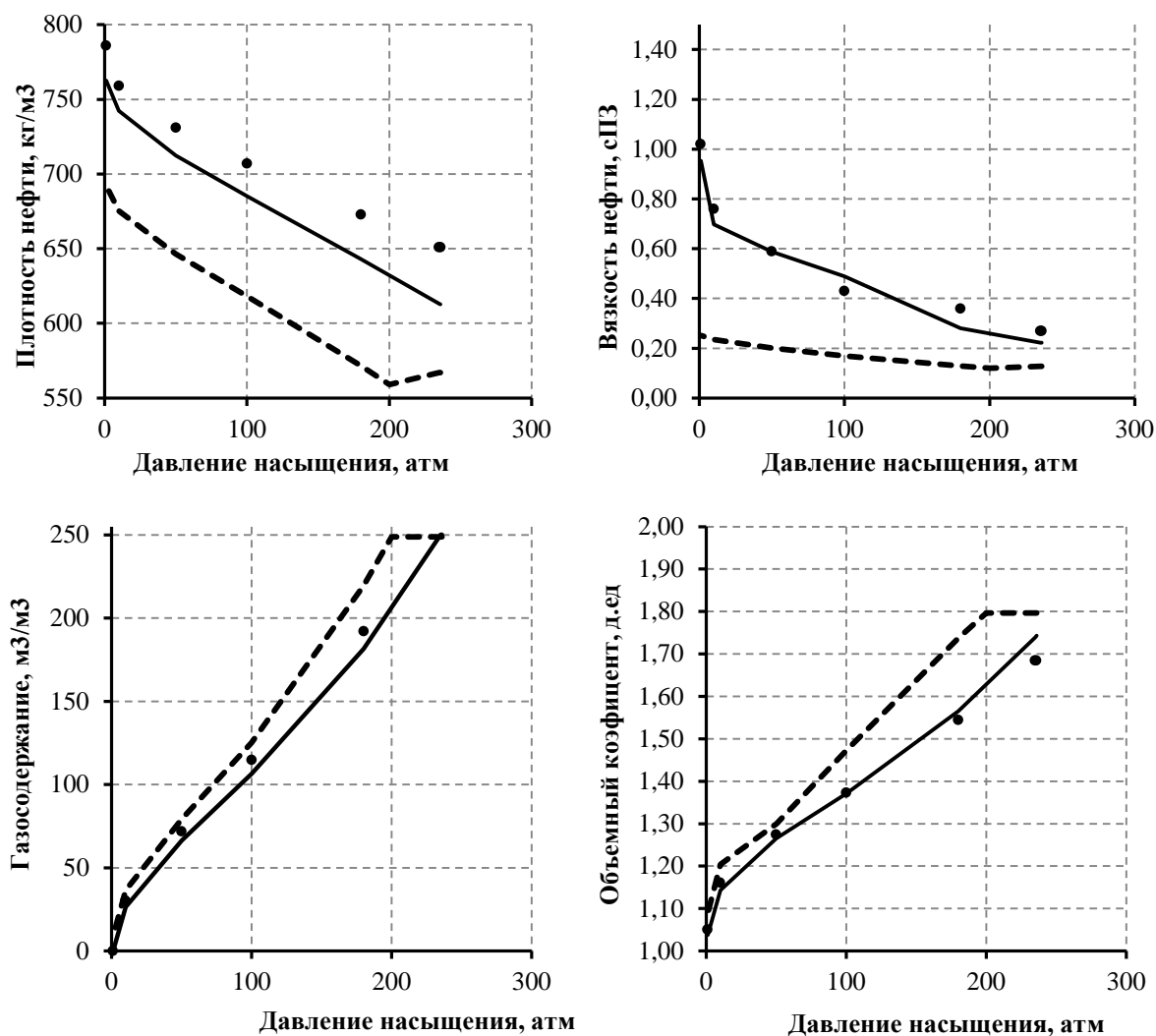


Рисунок 3.2 - Результаты адаптации термодинамической системы (точки – экспериментальные данные, пунктир – исходная система без адаптации, сплошная – результаты адаптации)

Таблица 3.3 – Результаты адаптации смеси пробы 210/3 к собственным экспериментам

Давление ступеней	Плотность нефти		Вязкость нефти		Газосодержание		Объемный коэффициент	
	эксп.	модель	эксп.	модель	эксп.	модель	эксп.	модель
	кг/м³		сПз		м³/м³		д.ед	
235,9	651	612	0,27	0,22	257	250	1,68	1,74
235	651	613	0,27	0,22	257	250	1,68	1,74
180	673	643	0,36	0,28	192	182	1,54	1,56
100	707	685	0,43	0,49	115	106	1,37	1,37
50	731	712	0,59	0,59	72	66	1,27	1,27
10	759	742	0,76	0,7	30	27	1,16	1,14
1,01	786	762	1,02	0,95	0	0	1,05	1,04

Таблица 3.4 - Параметры компонент адаптированной пластовой системы

Компонентный состав	Молярный вес,	Омега-а	Омега-б	$T_{кр.}$	$P_{кр.}$	$V_{кр.}$	$Z_{кр.}$	$\Delta V$	$\omega$ ,	Парахор	Общий состав,
	г/моль			К	бар.	м <sup>3</sup> /кг*моль			д.ед.		д.ед.
CO <sub>2</sub>	44,0	0,46	0,08	304,7	73,87	0,09	0,27	-0,04	0,23	78,0	0,00
C <sub>1</sub>	16,0	0,46	0,08	190,6	46,04	0,10	0,28	-0,14	0,01	77,0	0,45
C <sub>2</sub>	30,1	0,46	0,08	305,4	48,84	0,15	0,28	-0,10	0,10	108,0	0,07
C <sub>3</sub>	44,1	0,46	0,08	369,8	42,46	0,20	0,28	-0,08	0,15	150,3	0,08
IC <sub>4</sub>	58,1	0,46	0,08	408,1	36,48	0,26	0,28	-0,06	0,18	181,5	0,02
NC <sub>4</sub>	58,1	0,46	0,08	425,2	37,97	0,26	0,27	-0,07	0,20	189,9	0,03
IC <sub>5</sub>	72,1	0,46	0,08	460,4	33,89	0,31	0,27	-0,05	0,23	225,0	0,01
NC <sub>5</sub>	72,1	0,46	0,08	469,6	33,70	0,31	0,27	-0,04	0,25	231,5	0,01
C <sub>6</sub>	84,0	0,46	0,08	507,5	30,10	0,35	0,25	-0,03	0,30	271,0	0,02
C <sub>7+</sub>	166,0	0,46	0,08	721,8	24,93	0,65	0,27	-0,03	0,54	446,2	0,29

На рисунке 3.3 представлена фазовая диаграмма полученной модели пластовой смеси, которая отражает фазовое состояние системы при различных термобарических условиях.

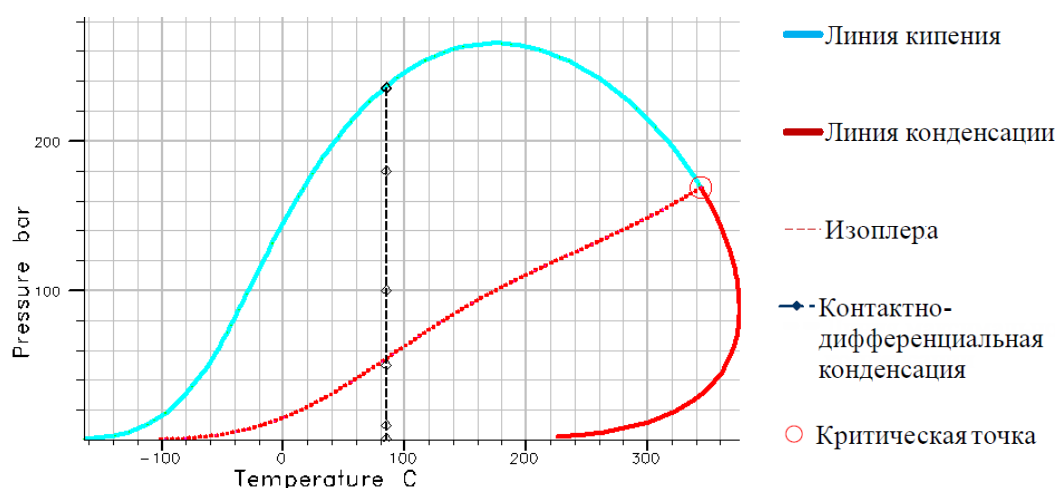


Рисунок 3.3 - Фазовая диаграмма адаптированной смеси

Выбранная проба полностью воспроизводит принятые при подсчёте запасов значения, однако потеряла часть газа при отборе. С целью приведения свойств пробы 210/3 к начальным пластовым проведена рекомбинация с чистым метаном до 50% мольных долей.

Новый компонентный состав пластовой нефти и свойства компонент приведены в таблице 3.6. Рекомбинированный компонентный состав позволяет обеспечить сходимость обоснованных в отчете показателей.

Созданная проба удовлетворяет условию равенства пластового давления давлению насыщения и может служить основой для композиционного моделирования.

Сам выбор пробы 210/3 за основу не критичен поскольку нефть имеет единый генезис, поэтому для рекомбинации можно использовать любую пробу, итоговый компонентный состав будет близок.

В модели использованы условия промысловой сепарации, три ступени в соответствии с реализованной на месторождении схемой сепарации. Температура ступеней 20<sup>0</sup>С, давление первой ступени – 7,85 атм., второй – 2,45 атм, третья ступень моделирует резервуарный парк.

FIELDSEP

1 20.000 7.85 1\* 1\* /

2 20.000 2.45 1\* 1\* /

3 20.000 1.01325 1\* 1\* /

/

Таблица 3.5 - Результаты настройки рекомбинированной смеси на принятые в отчете значения

Параметры	Ед. изм.	Госбаланс	Принятые в отчете	Рекомбинированная модель	Расхождение, д.ед.	Расхождение %
Давление насыщения	МПа	23,5	28,6	28,6	0,0	0,0
Газосодержание	м <sup>3</sup> /т	280	364	353	12,3	3,4
	м <sup>3</sup> /м <sup>3</sup>	348,3	453	438	14,7	3,3
Плотность пластовой нефти	кг/м <sup>3</sup>	634	570	570	0,0	0,0
Плотность сепарированной нефти	кг/м <sup>3</sup>	804	804	803	1,0	0,1
Вязкость пластовой нефти	сПз	0,31	0,26	0,23	0,03	8,9
Объемный коэффициент	д.ед.	1,55	1,75	1,85	-0,1	-4,2

Таблица 3.6 - Параметры компонент адаптированной пластовой системы

Компонент	Мольная доля	Молярный вес,	$P_{кр.}$	$T_{кр.}$	Омега-а	Омега-б	$\omega$ ,	Парахор	$V_{кр.}$	$Z_{кр.}$
	%	г/моль	бар.	К			д.ед.		м <sup>3</sup> /кг-моль	
CO <sub>2</sub>	0,15	44,0	73,9	304,7	0,46	0,08	0,23	78,0	0,09	0,27
C <sub>1</sub>	55,8	16,0	46,0	190,6	0,46	0,08	0,01	77,0	0,10	0,28
C <sub>2</sub>	7,3	30,1	48,8	305,5	0,46	0,08	0,10	108,0	0,15	0,28
C <sub>3</sub>	7,2	44,1	42,5	369,8	0,46	0,08	0,15	150,3	0,20	0,28
IC <sub>4</sub>	2,5	58,1	36,5	408,1	0,46	0,08	0,18	181,5	0,26	0,28
NC <sub>4</sub>	3,3	58,1	38,0	425,2	0,46	0,08	0,20	189,9	0,26	0,27
IC <sub>5</sub>	1,7	72,2	33,9	460,4	0,46	0,08	0,23	225,0	0,31	0,27
NC <sub>5</sub>	1,5	72,2	33,7	469,6	0,46	0,08	0,25	231,5	0,31	0,27
C <sub>6</sub>	1,8	84,0	30,1	507,5	0,46	0,08	0,30	271,0	0,35	0,25
C <sub>7+</sub>	18,7	166,0	20,4	722,2	0,46	0,08	0,54	446,24	0,65	0,22

### Адаптация секторной фильтрационной модели

Выбранный для ОПР участок находится в северной не разрабатываемой части залежи. В секторной композиционной модели были детально адаптированы 12 скважин, находящихся в непосредственной близости от изучаемого района (рисунок 3.5). По остальным скважинам проведена интегральная настройка.



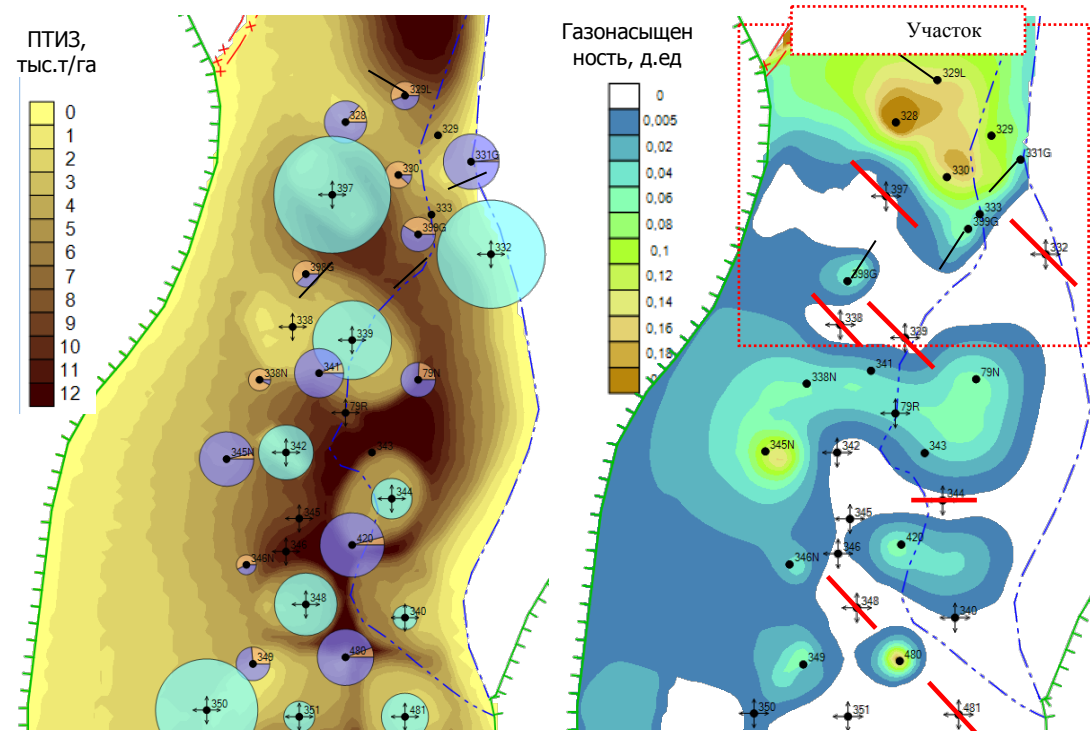


Рисунок 3.5 - Участок адаптации и трещины авто-ГРП (отмечены красным) на картах плотности текущих извлекаемых запасов (а) и газонасыщенности (б)

Адаптация осуществлялась в соответствии с принципами, заложенными в полномасштабной модели, наибольшие изменение вносят параметры трещин авто-ГРП и ГРП (рисунок 3.5). Угол наклона трещин –  $135^{\circ}$ . Результаты настройки приведены на рисунке 3.6 - 3.7.

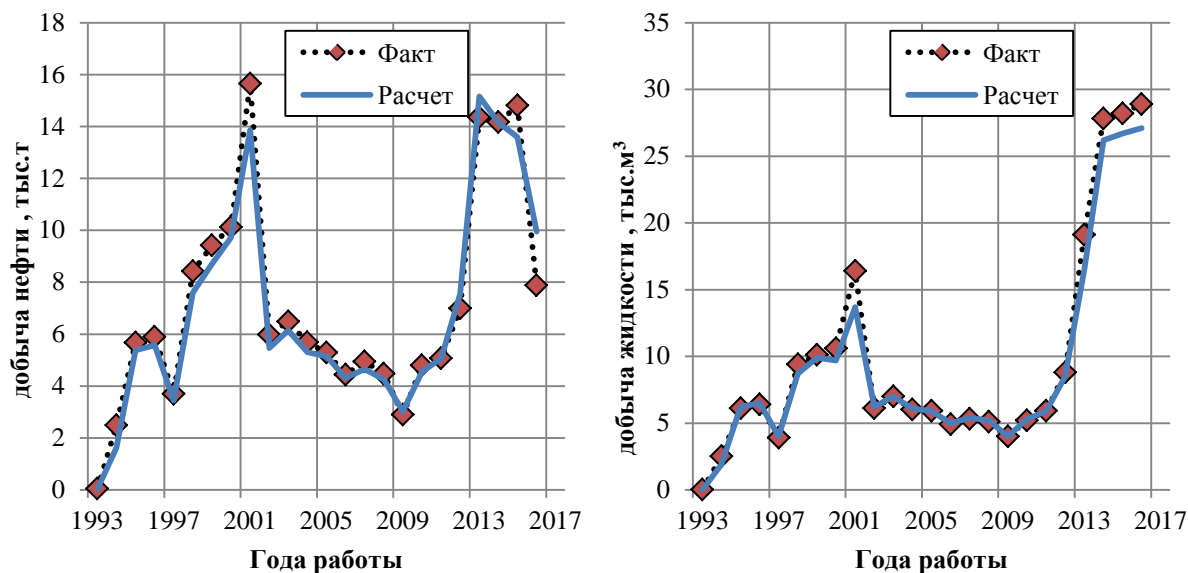


Рисунок 3.6 - Результаты настройки секторной композиционной модели (добыча нефти, добыча жидкости)

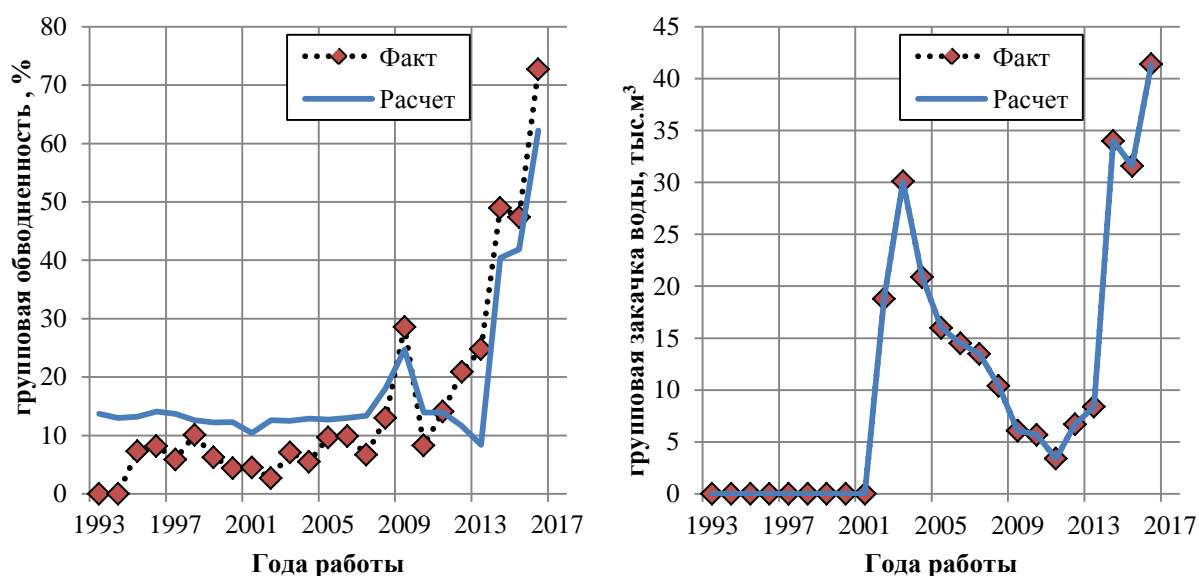


Рисунок 3.7 - Результаты настройки секторной композиционной модели (обводненность, закачка воды)

**ОПР:** Оценка технико-экономической эффективности газовых методов воздействия.

Эффективность вытеснения нефти газом (растворителем) определяется составом нефти и вытесняющего флюида, температурой и давлением. Максимальное вытеснение нефти обеспечивает смешивающееся вытеснение ( $K_{выт} > 90\%$ ), что обеспечивается полным подавлением капиллярных сил. Для низкопроницаемых коллекторов снижение межфазного натяжения до сверхнизких значений (или нуля) способствует проникновению флюида в малые по размеру поры.

Смешивающееся вытеснение обычно подразделяют на смешивающееся вытеснение при первом контакте, когда вытесняющий флюид и нефть являются смешивающимися жидкостями и многоконтакное, когда смесимость достигается в результате массообмена между флюидами. Для достижения многоконтактной смесимости требуется достаточно большое время и путь фильтрации газа в нефтенасыщенной пористой среде. Если массообмен между нефтью и газовым агентом не приводит к достижению полной смесимости, то имеет место режим ограниченно-смешивающегося вытеснения нефти газом. Ограниченно-смешивающийся режим менее эффективен, чем режим полной смесимости. Если массообмен между нефтью и газом незначительно влияет на состав и свойства флюидов, то имеет место крайний случай ограниченно-смешивающегося вытеснения – несмешивающееся вытеснение нефти газом. Несмешивающийся режим вытеснения нефти газом наименее эффективен.

Давление значительно влияет на процесс смесимости между нефтью и газом. В настоящее время предложена концепция минимального давления смесимости (МДС), т.е.

минимального давления, при котором достигается многоконтактная смесимость между нефтью и газом. Для определения МДС общепринято использовать методику slim tube, **но не керновые исследования.**

Состав нефти и растворителя (газового агента) сильно влияет на смесимость. Легче всего смесимость достигается в случае легкой нефти и жирного газа (растворителя). Наиболее высокие МДС наблюдают в случае вытеснения нефти метаном и азотом. Повышение содержания углеводородов  $C_{3+}$  в газе снижает МДС и т.д. Температура облегчает переход средних компонентов в газ, но уменьшает растворимость газов в нефти, поэтому оказывает сложное влияние на смесимость – может, как повышать, так и снижать МДС. При вытеснении легкой нефти углеводородным газом при высоких температурах смешивающееся и ограниченно-смешивающееся вытеснения мало различаются по эффективности.

Рассмотрим механизм вытеснения нефти растворителем при постоянной температуре и давлении с помощью тройных диаграмм.

Общепринято представлять состав системы «нефть-растворитель (газ)» в виде комбинации трех псевдо-компонентов: легкого компонента (обычно это вытесняющий агент, например, метан, жирный газ и т.п.), среднего промежуточного компонента (легкие углеводороды) и тяжелого компонента (тяжелые углеводороды нефти).

Такие диаграммы были построены в программном продукте PVTi на адаптированной рекомбинированной модели нефти Присклонового месторождения. Вид диаграмм приведен на рисунках 3.8-3.9.

На диаграммах существует область двухфазного состояния системы, отделенная от однофазной области диаграммы бинодальной кривой. В двухфазной области составы сосуществующих равновесных фаз связаны нодами, которые называют рабочими линиями. Критическая рабочая линия представляет собой касательную к бинодальной кривой в критической точке. Состав пластовой нефти переходит в критический при давлении в **370 атм. Это давление выбрано как предельное для закачки.**

При закачке сухого газа в пластовую систему Присклонового месторождения будет наблюдаться механизм одноконтантного смешивающего вытеснения, представленный на рисунке 3.8. При одномерном вытеснении флюидов метаном нефть находится во внутренней части тройной диаграммы, что означает, что изначально в нефти присутствует какой-то из легких компонентов. Линия, соединяющая состав нефти и состав метана (прямолинейная траектория разбавления растворителя и нефти) не пересекает двухфазную область, т.е. их смесь будет состоять из единой фазы, которая плавно изменяется по составу от исходной нефти до неразбавленного растворителя. В этом случае мы имеем

вытеснение, которое полностью происходит в одной фазе и является **смешивающимся при первом контакте**. Однако, как видно из рисунка 3.5а для пластовой нефти Присклонового месторождения и закачиваемого метана, одноконтантного смешивающегося вытеснения происходить не будет. Смешивание в первом контакте может обеспечить только состав с 40% концентрацией фракций  $C_2-C_5$ .

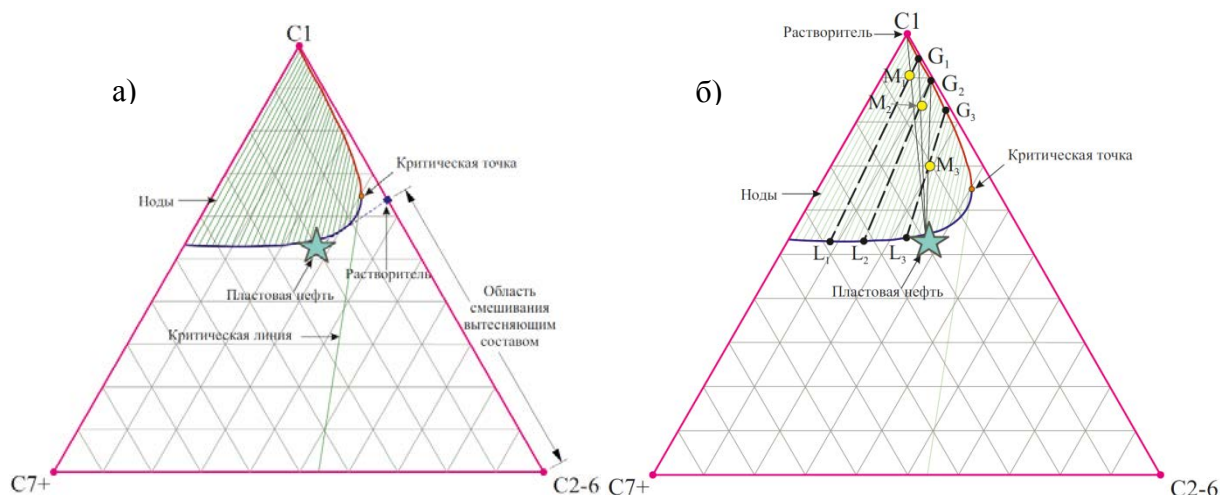


Рисунок 3.8 - Моделирование процесса вытеснения на тентрартной диаграмме для пластовой нефти Присклонового месторождения а) – одноконтантное смешивание б) – вытеснение в режиме испаряющегося газа

Рассмотрим диаграмму, представленную на рисунке 3.8б. Растворитель в данном случае полностью состоит из легкого компонента. Вытеснение не является смешивающимся при первом контакте, т.к. траектория разбавления проходит через двухфазную область. Представим ряд ячеек, которые являют собой проницаемую среду при одномерном вытеснении. Первая ячейка изначально содержит нефть, к которой мы добавляем какое-то количество растворителя, так что общий состав обозначается как  $M_1$ . Смесь разделится на две фазы – газ  $G_1$  и жидкость  $L_1$ , состав которых определяется рабочими линиями равновесия. Газ  $G_1$  обладает гораздо большей подвижностью, чем  $L_1$  и эта фаза поступит преимущественно во вторую ячейку смешения, образуя смесь  $M_2$ . Жидкость  $L_1$  остается позади, смешиваясь с более чистым растворителем. Во второй ячейке смесь  $M_2$  разделяется на газ  $G_2$  и жидкость  $L_2$ ;  $G_2$  течет в третью ячейку, образуя смесь  $M_3$  и т.д.

В какой-то  $n$ -ячейке (после третьей) газовая фаза настолько обогатится средними компонентами, что больше не образует две фазы при смешивании с нефтью. С этого момента все составы, участвующие в вытеснении, будут располагаться на линии между составом сырой нефтью и точкой, касательной к бинодальной кривой. Вытеснение становится смешивающимся при составе растворителя, заданном точкой касания к бинодальной кривой. Смесиимость с нефтью достигнута в результате того, что растворитель обогатился промежуточными компонентами. Промежуточные компоненты

испаряются из сырой нефти, поэтому процесс представляет собой **режим вытеснения испаряющимся газом**.

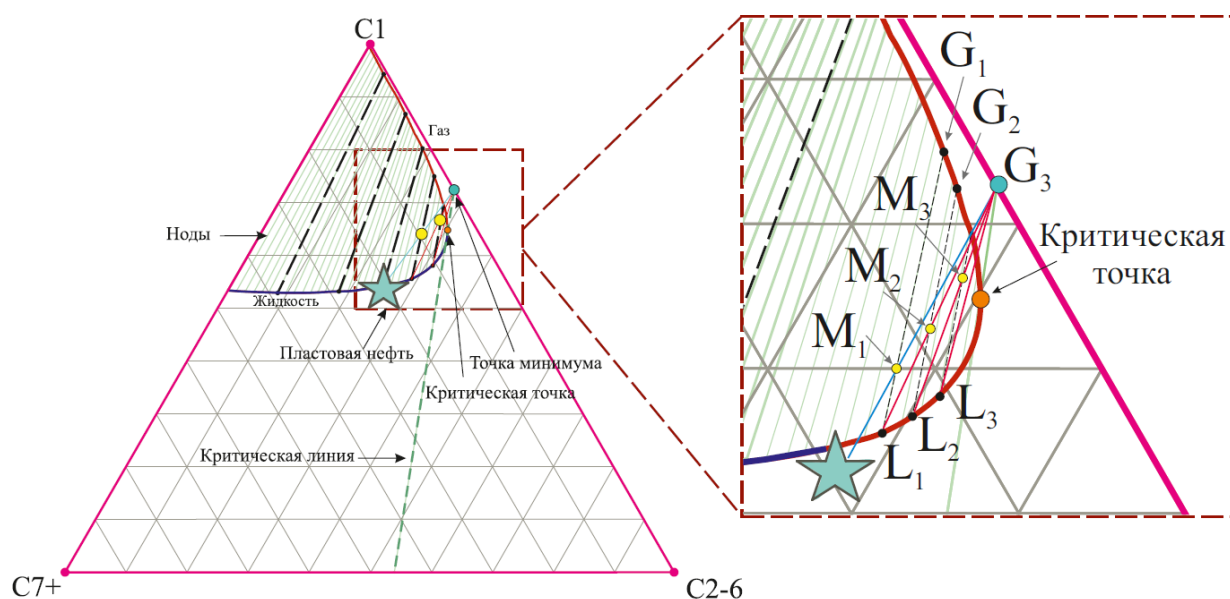


Рисунок 3.9 - Моделирование процесса вытеснения на тернартной диаграмме для пластовой нефти Присклонового месторождения в случае режима обогащенного газа

Предположим, что составы сырой нефти и растворителя также находятся на противоположных сторонах критической рабочей линии, но в ситуации, противоположной режиму испаряющегося газа: состав газа правее критической рабочей линии, а состав нефти левее ее (рисунок 3.9). В первой ячейке смешивания общий состав  $M_1$  разделяется на газ  $G_1$  и  $L_1$ . Газ  $G_1$  движется в следующую ячейку смешивания, а жидкость  $L_1$  смешивается со свежей порцией растворителя, образуя смесь  $M_2$ . Затем жидкость  $L_2$  смешивается со свежим растворителем и т.д. Таким образом, в первой ячейке смешивания этот процесс массообмена между нефтью и газом в конце концов приведет к однофазной смеси.

В данном случае смешиваемость развивается на заднем конце (в тылу) зоны смешивания растворителя с нефтью в результате обогащения жидкой фазы средними компонентами из газа. Фронт зоны смешивания является областью несмешивающегося потока. Таким образом, процесс, изображенный на рисунке 3.9, представляет собой процесс вытеснения нефти обогащенным газом, который также называют процессом вытеснения нефти конденсирующим газом. В работе [2] указывается, что для развития смешиваемости в данной системе, необходимо более 12 контактов.

Для нефтей Присклонового месторождения возможны все описанные процессы, но эффективность возможно оценить только при помощи фильтрационного моделирования.

### Варианты разработки

В работе рассмотрено три варианта на проектном фонде, представленном на рисунке 3.10. Вариант 1 – закачка воды, для сравнения эффективности газовых методов с реализуемой на месторождении технологией закачки воды. Вариант 2 – закачка «сухого» газа. Вариант 3 – закачка «жирного» газа.

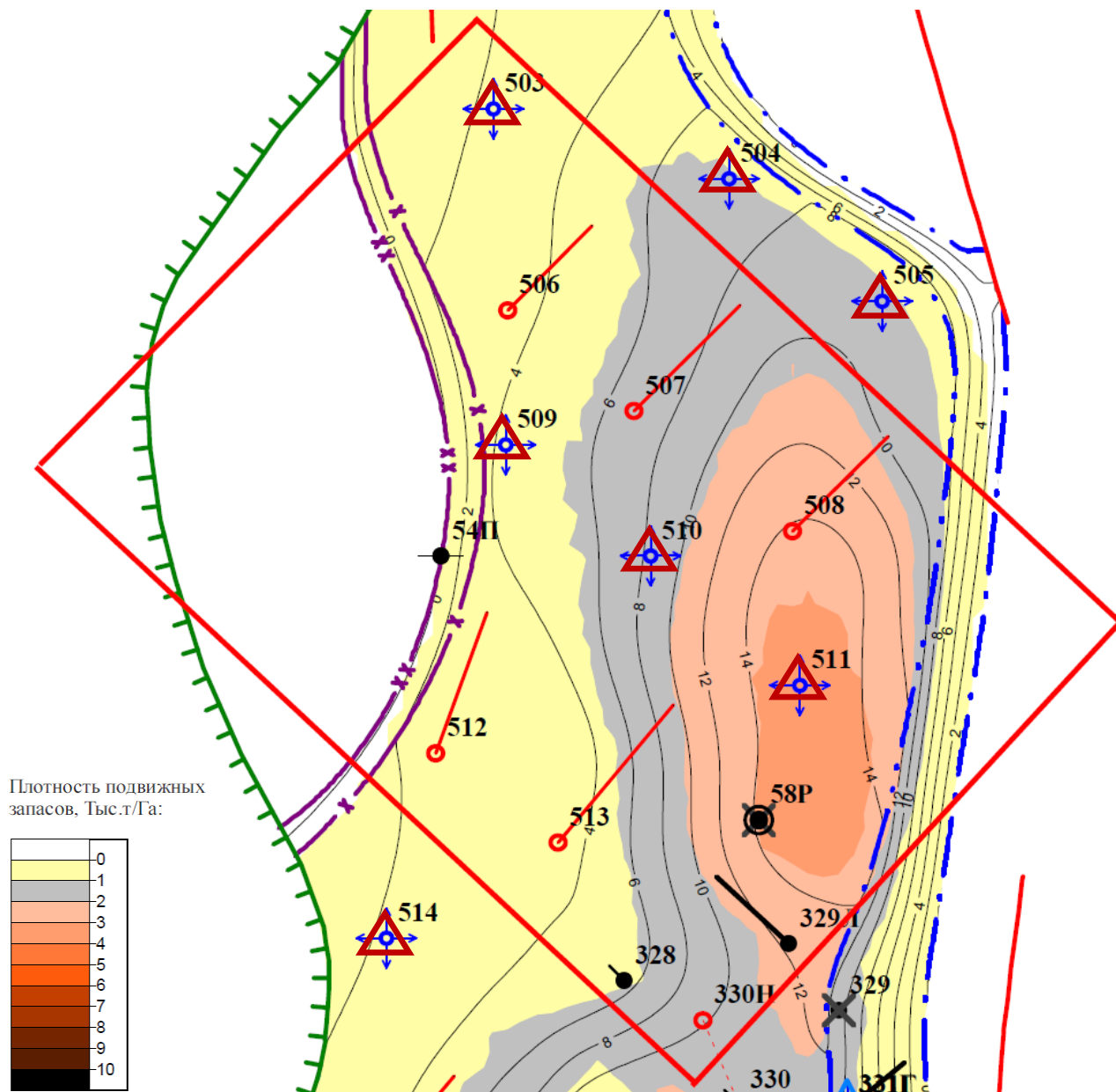


Рисунок 3.10 - Рассмотренные варианты на участке ОПР а) – агент воздействия - вода, б) – агент воздействия - газ

Забойное давление на добывающих скважинах – 100 атм. в соответствии с историческим, забойное давление на водонагнетательных скважинах – 400 атм. (ниже давления авто-ГРП), на газонагнетательных – 370 атм. (в соответствии с возможностями компрессоров). Все скважины вводятся из бурения с проведением ГРП. С целью

недопущения масштабного развития процесса разгазирования, нагнетательный фонд вводится в эксплуатацию без отработки на нефть.

### Вариант 1 – базовый с закачкой воды

Для этого варианта интересно сравнение расчетов выбранного сектора на полномасштабной модели и секторной композиционной модели (рисунок 3.8).

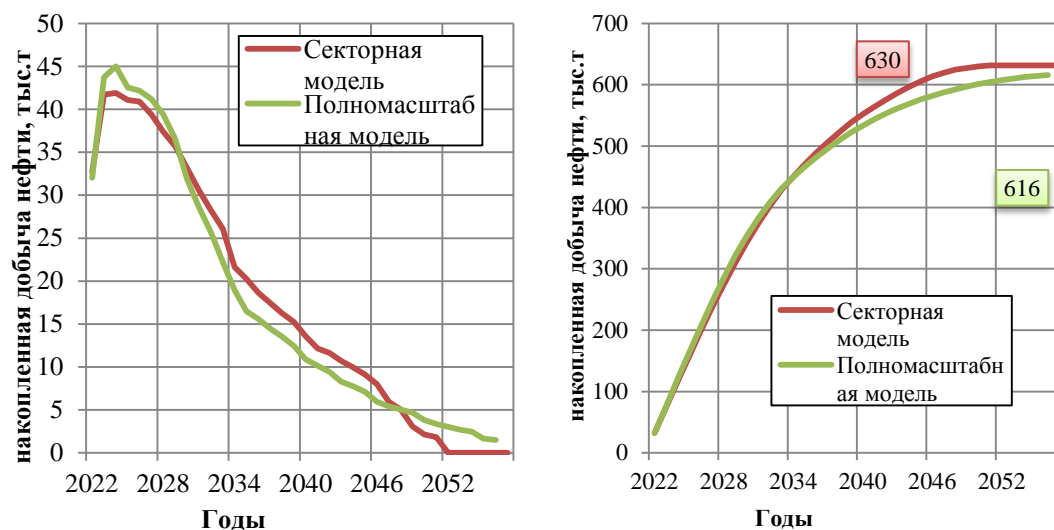


Рисунок 3.11 - Сравнение эквивалентных вариантов закачкой воды на секторной композиционной и полномасштабной модели

Незначительная разница в вариантах обусловлена методикой задания трещин ГРП в Tempest и Eclipse. В полномасштабной модели трещины задавались при помощи специальных опций, тогда как в композиционной модели трещины моделировались при помощи тонких горизонтальных псевдоскважин. Разница в расчетах не превосходит 2% по накопленной добыче нефти.

**Вариант 2 – закачка "сухого" газа (100 % концентрация метана).** Рассмотренный вариант не предполагает изначального достижения режима смешиваемости, но за счет многоконтakтного испарения может достигать режима смешения за счет испарения легких фракций за границей фронта вытеснения, как показано на рисунке 3.8. На рисунке 3.12 представлены временные разрезы по профилю скважин №№ 512-509, наглядно иллюстрирующие этот процесс. В первый момент времени происходит классическое несмешивающееся вытеснение нефти закачиваемым газом.

Содержание закачиваемого газа:

Метан - 97.3 %

Этан - 1.4 %

Углекислый газ - 0.1 %

Пропан - 1.2 %

Плотность (относительная по воздуху) - 0.5839

**Вариант 3** – закачка "жирного" газа.

Концентрация закачиваемого газа подобрана согласно рисунку 3.8 для обеспечения режима одноконтантного смешивающегося вытеснения. Состав закачиваемого газа:

 $C_1 - 0.6$  д.ед. $C_2 - 0.2$  д.ед. $C_3 - 0.1$  д.ед. $IC_4 - 0.05$  д.ед. $IC_5 - 0.05$  д.ед.

Такая композиция обеспечивает одноконтантное смешивание, как показано на рисунке 3.8 а.

Перед фронтом формируется вал нефтенасыщенности, за фронтом - остаточная нефть равняется нулю. Однако такой способ весьма экономически и технологически трудно реализуем. 40 % ШФЛУ значительная концентрация, к тому же весьма не стабильна. В процессе закачки необходимо будет обеспечить подогрев до  $80^{\circ}\text{C}$  (температура выпадения из раствора пентанов при пластовом давлении в 300 атм), с целью недопущения сжижения фракций в призабойной зоне. Тем не менее, вариант с позиции извлечения нефти является идеальным, обеспечивая КИН – 0,661 д.ед.

**Вариант 4** – водогазовое воздействие с попеременной закачкой "сухого" газа и воды в первые 5 лет с циклом в 12 месяцев, с последующей постоянной закачкой воды. В виду большого расстояния между скважинами этот вариант не обеспечивает режим смешивающегося вытеснения, что не обеспечило ему преимуществ по сравнению с закачкой газа.



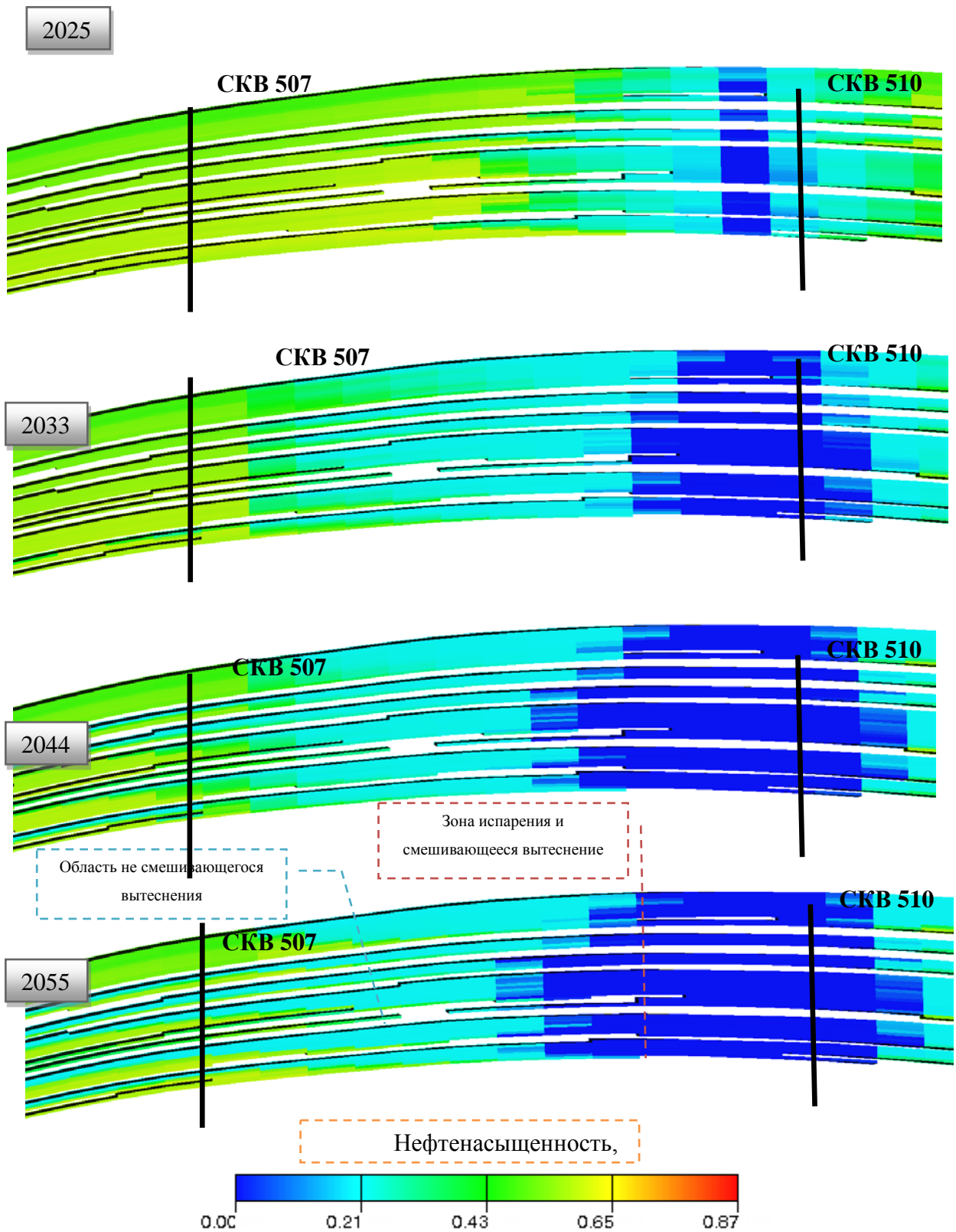


Рисунок 3.12 - Распространение фронта закачки "сухого" газа с формированием зоны испарения за фронтом вытеснения

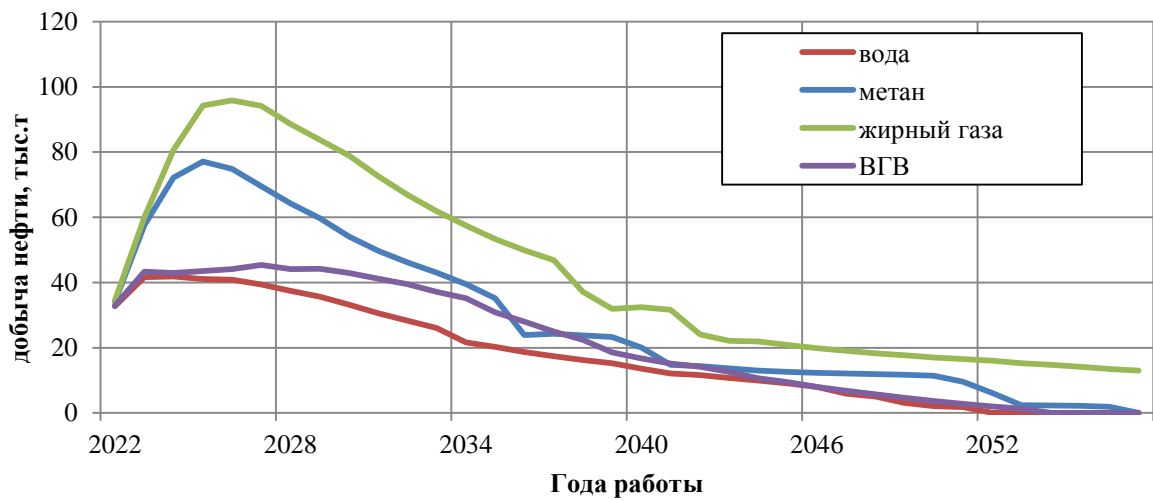


Рисунок 3.13 - Добыча нефти по вариантам

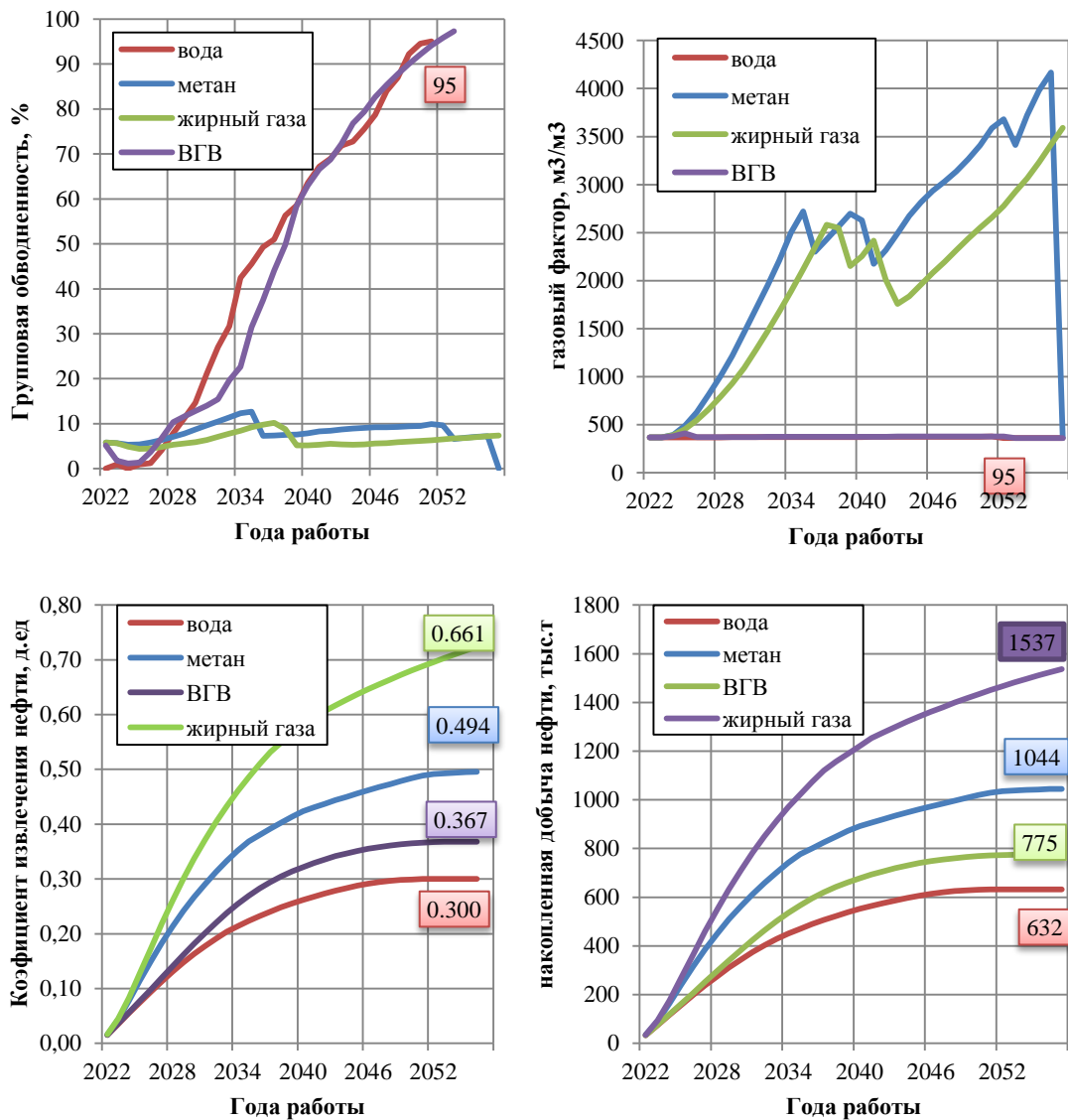


Рисунок 3.14 - Основные показатели по вариантам

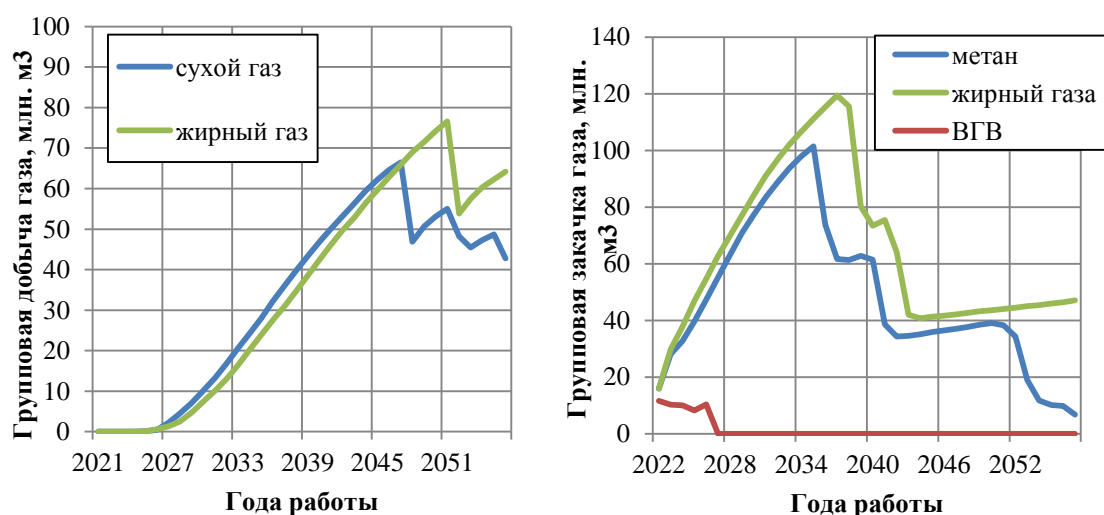


Рисунок 3.15 - Закачка и добыча газа по вариантам

Таблица 3.7 - Технологические показатели вариантов

Показатели	Ед. изм.	Технологии			
		1	2	3	4
<b>Режим работы залежи</b>		<b>Заводнение</b>	<b>Закачка сухого газа</b>	<b>Закачка жирного газа</b>	<b>ВГВ</b>
Система разработки		Рядная			
Расстояние между рядами	м	500			
Расстояние в ряду	м	700			
Длина ствола ГС	м	800			
Фонд скважин		12			
добывающих		5			
водоагентательных		7			
газонагентательных		-	7		7
<b>Накопленная</b>					
добыча нефти	тыс. т	632	1044	1537	701
добыча жидкости	тыс. т	1 471	1 390	2 016	1 514
добыча газа (прорывной)	млн м <sup>3</sup>	5	1176	1257	10
добыча газа (газовые скв.)	млн м <sup>3</sup>	50	1561	1647	64
закачка воды	тыс. м <sup>3</sup>	1144	-	-	1 010
закачка газа	млн м <sup>3</sup>	-	1 781	2 287	0.5
КИН	д.ед.	0.300	0.487	0.661	0.333
Добыча нефти на скважину	тыс. т	126.4	208.8	307.4	140.2

**Выводы:**

1. Оптимальное давление закачки газа составляет 370 атм. При обеспечении данного давления возможна организация смешивающегося вытеснения при температуре 82<sup>0</sup>С. При повышении давления легкие фракции в закачиваемый газ испаряться не будут и смешивающегося вытеснения не произойдет.

2. Организовать режим смешивающегося вытеснения в одноконтактном случае для нефтей Присклонового месторождения (пласт БП<sub>12</sub><sup>2</sup>) возможно только при 40% концентрации фракции С<sub>2</sub>-С<sub>6</sub> в закачиваемом газе, что технологически сложно, однако этот вариант характеризуется максимальным коэффициентом нефтеизвлечения (0.661) за счет отсутствия капиллярных сил между закачиваемым и вытесняемым флюидом.

3. Вариант с закачкой "сухого" газа проигрывает варианту с одноконтактным смешиванием. Однако, в силу того, что нефти Присклонового месторождения сверхлегкие и насыщены фракциями С<sub>1</sub>-С<sub>6</sub> на 80% при закачке образуется режим испаренной нефти. Это позволяет в перспективе обеспечить режим смешивающегося вытеснения за фронтом закачки и относительно просто реализуется на практике и может быть рекомендовано к внедрению.

Ожидаемый прирост извлекаемых запасов нефти по участку при закачке сухого газа в режиме многоконтактного смешивания составит 382 тыс.т, т.е увеличит запасы сектора практически в два раза.

## ЗАКЛЮЧЕНИЕ

Основные результаты и выводы заключаются в следующем:

1. Реализован критерий для определения характера фазового перехода, который используется при моделировании многокомпонентной фильтрации УВ с учетом неравновесных термодинамических эффектов. Критерий учитывает физический смысл возникновения неравновесности при ограниченной межфазной поверхности и опирается на проверку стабильности фаз в условиях изменения давления и общего состава смеси в ячейке численной модели.

2. На основе экспериментальных и промысловых данных проанализированы особенности фазового поведения природные УВ систем и показана необходимость учета эффектов неравновесного фазового поведения УВ как при многокомпонентном моделировании, так и в рамках модели нелетучей нефти.

3. Реализован алгоритм моделирования многокомпонентной фильтрации на основе модели неравновесных фазовых переходов в коммерческом композиционном гидродинамическом симуляторе. Реализация носит универсальный характер и позволяет производить расчет изотермических процессов для моделей реальных залежей углеводородов со смесями различного компонентного состава в условиях изменения давления и общего состава углеводородной смеси по пространству и времени. Выполнены расчеты на примере данных реальных нефтяных месторождений и показано влияние параметров модели на прогнозную динамику работы скважин с учетом неравновесных термодинамических эффектов при многокомпонентной фильтрации.

## СПИСОК СОКРАЩЕНИЙ И УСЛОВНЫХ ОБОЗНАЧЕНИЙ

$\phi$  – пористость

$N_c$  – общая молярная плотность компонента  $c = o, g, w$

$\xi_\alpha$  – молярная плотность фазы  $\alpha = o, g, w$

$U_\alpha = U_\alpha(p_\alpha)$  – вектор скорости фильтрации фазы  $\alpha = o, g, w$

$x_c$  – молярная концентрация компонента  $c = 1, \dots, m$  в жидкой фазе  $y_c$  – молярная концентрация компонента  $c = 1, \dots, m$  в паровой фазе

$f_{c,L}$  – летучесть компонента  $c = 1, \dots, m$  в жидкой фазе  $f_{c,V}$  – летучесть компонента  $c = 1, \dots, m$  в паровой фазе

$\mu_c$  – химический потенциал компонента  $c = 1, \dots, m$

$V$  – молярная доля паровой фазы  $L$  – молярная доля жидкой фазы

$s_\alpha$  – насыщенность фазой  $\alpha$

$p_\alpha$  – давление в фазе  $\alpha$

$R_s$  – газосодержание (отношение объема газового компонента, растворенного в нефтяной фазе, к объему нефтяного компонента в пересчете на поверхностные условия)

$R_v$  – содержание конденсата в газовой фазе (отношение объема нефтяного компонента, содержащегося в паровой фазе, к объему газового компонента в пересчете на поверхностные условия)

$R_s^*(p)$  – равновесное значение  $R_s$  для давления  $p$

$p_{min}$  – минимальное давление в ячейке, достигнутое при предшествующем его снижении с выделением газа

$R_{smax}$  – газосодержание, которое было бы достигнуто в ячейке при полном растворении в нефти свободного газа

$p_b(R_{smax})$  – равновесное давление насыщения (по исходной таблице), соответствующее газосодержанию  $R_{smax}$

$\Delta t$  – величина временного слоя

$\frac{\partial R_s}{\partial t}$  – частная производная  $R_s$  по времени

$D$  – максимально возможная скорость изменения газосодержания в абсолютных единицах

$\overline{\Delta p} = \frac{p_0 - p_{min}}{p_b(R_{smax}) - p_{min}}$  – безразмерное отклонение давления

$D(\overline{\Delta p})$  – табличная функция, характеризующая максимально возможную скорость изменения газосодержания в абсолютных единицах

$\overline{D}(\overline{\Delta p})$  – табличная функция, характеризующая максимально возможную скорость изменения газосодержания в относительных единицах (для модели на основе уравнения релаксации)

$f$  – физическая величина в уравнении релаксации

$\lambda$  – параметр, обратный характерному времени релаксации

$f_0$  – равновесное значение величины  $f$

**DRSDTVP** (DRSDT versus pressure) – таблица ограничения скорости растворения газа от безразмерного отклонения давления; строка таблицы состоит из безразмерного отклонения давления (бар/бар) и соответствующего ему значения  $D(\overline{\Delta p})$  ( $\text{м}^3/\text{м}^3/\text{сут}$ )

**DRSDTVPE** (DRSDT versus pressure exponential) – таблица ограничения относительной скорости растворения газа от безразмерного отклонения давления; строка таблицы состоит из безразмерного отклонения давления (бар/бар) и соответствующего ему значения  $\overline{D(\Delta p)}$  (1/сут).

#### Нижние индексы

**o** – нефть (компонент или фаза)

**g** – газ (компонент или фаза)

**w** – вода (компонент или фаза)

#### Верхние индексы

**n, n+1** – номер временного слоя численного расчета, с которого берется рассматриваемая величина.

## СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. Ахмедов К. А. О применении идентификационных моделей при расчете фазовых превращений // Изв. вузов. Нефть и газ. — 1978. — № 6. — С. 26—30.
2. Базаров И. П. Термодинамика: Учебник. 5-е изд., стер. — СПб. : Лань, 2010. — 384 с.
3. Баренблатт Г. И. Фильтрация двух несмешивающихся жидкостей в однородной пористой среде // Изв. АН СССР. МЖГ.. — 1971. — № 5. — С. 144—151.
4. Баренблатт Г. И., Ентов В. И. Неравновесные эффекты при фильтрации несмешивающихся жидкостей // Численные методы решения задач фильтрации многофазной несжимаемой жидкости. Новосибирск, ИТПМ.. — 1972. — С. 33—43.
5. Баренблатт Г. И., Ентов В. И., Рыжик В. М. Движение жидкости и газов в природных пластах. — М. : Недра, 1984. — 211 с.
6. Бедриковецкий П. Г., Каневская Р. Д., Лурье М. В. Эффекты неравновесной сорбции, растворения и теплообмена при вытеснении нефти активными жидкостями // Доклады Академии наук СССР, Т.260. — 1982. — № 6.
7. Богачев К. Ю., Жабицкий Я. В. Метод Капорина-Коньшина параллельной реализации блочных предобусловливателей для несимметричных матриц в задачах фильтрации многокомпонентной смеси в пористой среде // Вестник Моск. ун-та, Сер. 1, Математика, Механика. . Т. 1. — 2010. — № 1. — С. 46—52.
8. Бриллиант Л. С., Евдошук П. А., Антипин М. А. Возможность эффективной доразработки нефтяных месторождений за счет растворения *in situ* выделившегося из нефти газа // Нефтяное хозяйство. — 2004. — № 4. — С. 54—59.
9. Булейко В. М. Закономерности фазовых превращений углеводородных смесей в нефтегазоносных пластах разрабатываемых месторождений: дис. ... д-ра т. наук. — Москва : ВНИИГАЗ, ИПНГ РАН, 2007. — 277 с.
10. Булейко В. М. Исследование фазового поведения углеводородных флюидов в пористых средах // Газовая промышленность. — 2007. — № 1. — С. 22—25.
11. Гиббс Д. Термодинамические работы. — М. : Книга по требованию, 2013. — 494 с.
12. Добрынин В. М., Ковалев А. Г., Кузнецов А. М. Фазовые проницаемости коллекторов нефти и газа. — М. : ВНИИОЭНГ, 1988. — 55 с.
13. Ентов В. М., Фельдман А. Е., Чен-Син Э. П. Моделирование процесса капиллярного вытеснения в пористой среде // Изв. АН СССР. Программирование. — 1975. — № 3. — С. 67—74.



14. Ентов В. М., Чен-Син Э. П. Микромеханика двухфазного течения в пористых средах // Численные методы решения задач фильтрации многофазной несжимаемой жидкости. Новосибирск, ИТПМ.. — 1987. — С. 120—127.
15. Зубов В. Р. Математическое моделирование неравновесных термодинамических эффектов в композиционном гидродинамическом симуляторе // Автоматизация, телемеханизация и связь в нефтяной промышленности. — 2016. — № 5. — С. 38—44.
16. Зубов В. Р., Индрупский И. М. Моделирование неравновесного фазового поведения углеводородных смесей // SPE Russian Petroleum Technology Conference, 26-28 October, Moscow, Russia. — 2015. — DOI: 10.2118/176632-RU.
17. Зубов В. Р., Индрупский И. М. Неравновесные фазовые переходы в модели BlackOil // SPE Russian Petroleum Technology Conference, 26-28 October, Moscow, Russia. — 2015. — DOI: 10.2118/176739-RU.
18. Кадет В. В., Селяков В. И. Исследование влияния вязкости и капиллярных сил на процесс нестационарной двухфазной фильтрации // Доклады РАН, Т.350. — 1996. — № 5. — С. 622—626.
19. Кадет В. В., Селяков В. И. Перколяционные модели процессов переноса в микронеоднородных средах. — М. : Недра, 1995. — 222 с.
20. Каневская Р. Д. Математическое моделирование гидродинамических процессов разработки месторождений. — Москва–Ижевск : Институт компьютерных исследований, 2003.
21. Лобанова О. А., Зубов В. Р., Индрупский И. М. Неравновесное фазовое поведение углеводородных смесей. Часть 1: эксперименты // Автоматизация, телемеханизация и связь в нефтяной промышленности. — 2014. — № 11. — С. 18—23.
22. Лобанова О. А., Зубов В. Р., Индрупский И. М. Неравновесное фазовое поведение углеводородных смесей. Часть 2: моделирование фильтрации // Автоматизация, телемеханизация и связь в нефтяной промышленности. — 2014. — № 12. — С. 17—21.
23. Лобанова О. А., Индрупский И. М. Моделирование взаимовлияния гидро и термодинамических процессов при фильтрации углеводородных систем // Автоматизация, телемеханизация и связь в нефтяной промышленности. — 2010. — № 10. — С. 19—23.
24. Лобанова О. А., Индрупский И. М. Неравновесные и масштабные эффекты в моделировании фазового поведения углеводородных смесей // Нефтяное хозяйство. — 2012. — № 6. — С. 49—53.
25. Максимов В. М. Основы гидротермодинамики пластовых систем. — М. :Недра, 1994. — 201 с.

26. Маскет М. Физические основы технологии добычи нефти. — М.: Гостоптехиздат, 1953. — 607 с.
27. Мирзаджанзаде А. Х., Кузнецов О. Л., др. Основы технологии добычи газа. — М.: Недра, 2003. — 880 с.
28. Мирзаджанзаде А. Х., Максудов Ф. Г., др. Теория и практика применения неравновесных систем в нефтяной промышленности. — Баку: Эльм, 1985. — 220 с.
29. Назаров А. В. Развитие методов математического моделирования для проектирования и анализа разработки нефтегазоконденсатных месторождений: дис. д-ра т. наук. — Ухта: ВНИИГАЗ, 2012. — 430 с.
30. Нигматулин Р. И., Л. С. М., Федоров К. М. Математическое моделирование мицелярно-полимерного заводнения // ДАН СССР Т.255. — 1980. — № 1. — С. 52—56.
31. Розенберг М. Д., Кундин С. А. Многофазная многокомпонентная фильтрация при добыче нефти и газа. — М.: Недра, 1976. — 335 с.
32. Сивухин Д. В. Термодинамика и молекулярная физика. Том II. — Москва: Наука, 1990. — 591 с.
33. Хасанов М. М., Булгакова Г. Т. Нелинейные и неравновесные эффекты в реологически сложных средах. — Москва-Ижевск: Институт компьютерных исследований, 2003. — 288 с.
34. Брусиловский А. И. Фазовые превращения при разработке нефти и газа. — Москва: Грааль, 2002. — 575 с.