

Редакционный совет

Главный редактор С. М. Богданчиков
Ответственный редактор М. М. Хасанов

К. С. Басниев
РГУ нефти и газа им. И. М. Губкина, РАЕН

А. И. Владимиров
РГУ нефти и газа им. И. М. Губкина, РАЕН

А. Н. Дмитриевский
Институт проблем нефти и газа РАН

С. И. Кудряшов
ОАО «НК «Роснефть»

А. М. Кузнецов
ОАО «НК «Роснефть»

Н. Н. Лисовский
ЦКР Роснедра

Э. М. Халимов
ВНИГРИ, РАЕН

Вышла в свет первая книга серии:

Роберт Эрлагер мл.
Гидродинамические методы исследования скважин
Перевод с английского
Оригинальное издание:
R. C. Earlougher, Jr
Advances in Well Test Analysis
(SPE Monograph Series V. 5, 2003)

Готовятся к публикации:

Л. П. Дейк
Практический инжиниринг резервуаров

М. Экономидес, Р. Олни, П. Валько
Унифицированный дизайн гидроразрыва пласта:
от теории к практике

М. Уоли, Л. Лейк
Обобщенный подход в анализе первичных методов
разработки месторождений углеводородов

Т. Эртекин, Дж. Абу-Кассем, Г. Кинг
Основы прикладного моделирования
природных резервуаров

Multiphase Flow in Wells

James P. Brill

*Floyd M. Stevenson Endowed Presidential Chair in Petroleum Engineering
Executive Director, Fluid Flow Projects
U. of Tulsa*

and

Hemanta Mukherjee

*Manager, Production Enhancement, West and South Africa
Schlumberger Oilfield Services*

First Printing
Henry L. Doherty Memorial Fund of AIME
Society of Petroleum Engineers Inc.

Richardson, Texas
1999

Дж. П. Брилл, Х. Мукерджи

МНОГОФАЗНЫЙ ПОТОК В СКВАЖИНАХ

Перевод с английского
Ю. В. Русских

Под редакцией
М. Н. Кравченко



БИБЛИОТЕКА
НЕФТЯНОГО ИНЖИНИРИНГА

Интернет-магазин
MATHESIS
<http://shop.rcd.ru>

- физика
- математика
- биология
- нефтегазовые технологии

Брилл Дж. П., Мукерджи Х.

Многофазный поток в скважинах. — Москва-Ижевск: Институт компьютерных исследований, 2006. — 384 стр.

Оригинальное издание этой монографии входит в список книг-бестселлеров Американского общества инженеров-нефтяников (SPE).

Данная монография посвящена одному из важнейших направлений нефтяного инжиниринга — прогнозированию многофазного потока в скважинах. Изучение особенностей многофазных течений представляет собой активно развивающуюся область исследований, чрезвычайно актуальных для нефтегазового дела, нефтехимии, атомной энергетики и других важных отраслей промышленности. Книга является результатом комплексного анализа большого числа теоретических, лабораторных и промысловых исследований по этой актуальной межотраслевой проблеме с целью применения существующего опыта и технологий к задаче расчета газоконденсатного потока в нефтегазовых скважинах и трубопроводах. В систематизированном виде в книге рассмотрены различные методы прогнозирования характеристик потока в скважинах, условия их применения и возможные ограничения. В приложениях приведен обзор методов расчета физических свойств флюидов и параметров газожидкостного равновесия.

Книга будет полезна инженерно-техническим и научным работникам нефтегазовой отрасли, а также может быть использована в процессе обучения в технических вузах, так как содержит огромное число примеров инженерных расчетов.

ISBN 5-93972-566-X

© Society of Petroleum Engineers Inc. (SPE), 1999

© Перевод на русский язык:

Институт компьютерных исследований, 2006

Перевод оригинального англоязычного издания на русский язык выполнен Институтом компьютерных исследований с разрешения Общества инженеров-нефтяников (SPE). Ответственность за качество перевода и воспроизведения рисунков, формул, таблиц и прочих входящих в книгу материалов несет Институт компьютерных исследований.

This work was translated by the Institute of Computer Science (ICS) from the original English version with the permission of the Society of Petroleum Engineers Inc., and ICS is solely responsible for the accuracy of translation and reproduction of all text, figures, equations, tables, and other material included in this book.



<http://rcd.ru>
<http://ics.org.ru>

Посвящается

нашим женам, Мэрлин и Мите, которые жертвовали своим временем, выражали удивительное понимание и терпение, а также постоянно поддерживали нас во время написания данной монографии. Мы также благодарны нашему другу и наставнику Кермиту Брауну, который вдохновил и помог нам вступить на этот путь.

Оглавление

| | |
|--|-----------|
| От редакционного совета | 13 |
| От редактора русского перевода | 15 |
| Предисловие авторов к русскоязычному изданию | 17 |
| ГЛАВА 1. Введение | 19 |
| 1.1. Обзор | 19 |
| 1.2. Цели монографии | 20 |
| 1.3. Структура монографии | 21 |
| 1.4. Исторические предпосылки | 22 |
| 1.4.1. Эмпирический период (1950-75). | 22 |
| 1.4.2. Годы пробуждения (1970-85). | 23 |
| 1.4.3. Период моделирования (с 1980 г. до наших дней). | 24 |
| 1.4.4. Роль компьютеров | 25 |
| 1.5. Условные обозначения и единицы измерения | 26 |
| Литература | 27 |
| ГЛАВА 2. Однофазный поток. Основные понятия | 29 |
| 2.1. Введение | 29 |
| 2.2. Закон сохранения массы | 29 |
| 2.3. Закон сохранения импульса | 30 |
| 2.4. Уравнение градиента давления | 30 |
| 2.4.1. Ламинарный поток | 32 |
| 2.4.2. Турбулентный поток | 32 |
| 2.4.3. Однофазный поток газа | 37 |
| 2.4.4. Вязкопластические флюиды | 41 |
| 2.5. Поток в затрубном пространстве | 45 |
| 2.5.1. Коэффициент трения для однофазного потока | 46 |
| 2.6. Закон сохранения энергии | 51 |
| 2.6.1. Теплообмен в стволе скважины | 53 |
| 2.6.2. Прогнозирование температуры | 56 |
| Литература | 61 |
| ГЛАВА 3. Многофазный поток. Основные понятия | 64 |
| 3.1. Введение | 64 |
| 3.2. Фазовое поведение | 65 |
| 3.2.1. Модель нелетучей нефти | 66 |
| 3.2.2. Композиционная модель | 66 |
| 3.2.3. Объемный дебит флюида | 67 |
| 3.3. Определение переменных | 68 |
| 3.3.1. Весовые коэффициенты | 68 |
| 3.3.2. Скорости | 69 |
| 3.3.3. Свойства флюидов | 71 |
| 3.4. Градиент давления | 74 |
| 3.5. Режимы потока | 74 |
| 3.5.1. Классификация режимов потока в скважинах | 74 |
| 3.5.2. Классификация режимов потока в затрубном пространстве | 76 |

| | | |
|-----------------|--|------------|
| 3.5.3. | Смена режимов потока | 78 |
| 3.5.4. | Прогнозирование режимов потока | 79 |
| 3.6. | Объемное содержание жидкости | 79 |
| 3.6.1. | Емкостные датчики | 80 |
| 3.6.2. | Глубинный радиоизотопный плотномер | 81 |
| 3.7. | Компьютерный алгоритм на основе профиля давления | 83 |
| 3.8. | Анализ размерностей | 85 |
| | Литература | 86 |
| ГЛАВА 4. | Многофазный поток. Прогнозирование градиента давления | 88 |
| 4.1. | Введение | 88 |
| 4.2. | Прогнозирование градиента давления | 88 |
| 4.2.1. | Эмпирические корреляции | 89 |
| 4.2.2. | Механистические модели | 133 |
| 4.3. | Оценка методов прогнозирования градиента давления в стволе скважины | 156 |
| 4.3.1. | Критерии сравнения | 157 |
| 4.3.2. | Метод сравнения | 158 |
| 4.3.3. | Обобщенная оценка | 158 |
| 4.3.4. | Оценка моделей разных режимов потока | 160 |
| 4.4. | Прогнозирование градиента давления в затрубном пространстве | 161 |
| 4.4.1. | Метод Каэтано и др. | 161 |
| 4.4.2. | Метод Хасана и Кабира | 177 |
| 4.5. | Методы расчета объемного содержания жидкости и градиента давления в затрубном пространстве | 180 |
| 4.5.1. | Метод Каэтано и др. | 180 |
| 4.5.2. | Модель Хасана и Кабира | 182 |
| 4.6. | Обобщающие выводы | 184 |
| | Литература | 185 |
| ГЛАВА 5. | Поток через ограничители и компоненты трубопровода | 190 |
| 5.1. | Введение | 190 |
| 5.2. | Описание ограничителей | 190 |
| 5.3. | Поток через штуцер | 193 |
| 5.3.1. | Однофазный поток жидкости | 193 |
| 5.3.2. | Однофазный поток газа | 194 |
| 5.3.3. | Многофазный поток | 196 |
| 5.4. | Поток в компонентах труб | 205 |
| | Литература | 207 |
| ГЛАВА 6. | Применение принципов проектирования скважин | 209 |
| 6.1. | Введение | 209 |
| 6.2. | Производительность вертикального потока | 211 |
| 6.3. | Характеристика притока | 213 |
| 6.3.1. | Однофазный поток жидкости | 215 |
| 6.3.2. | Индекс продуктивности скважины | 216 |
| 6.3.3. | Однофазный поток газа | 217 |
| 6.3.4. | Источники информации | 218 |
| 6.3.5. | Граничные эффекты | 218 |
| 6.3.6. | Двухфазный поток | 222 |
| 6.3.7. | Переходное соотношение для дебита и забойного давления | 226 |
| 6.4. | Анализ системы добычи | 230 |
| 6.5. | Механизированная добыча | 242 |
| 6.5.1. | Погружной насос | 243 |
| 6.5.2. | Газлифт | 245 |
| 6.6. | Заполнение жидкостью газовой скважины | 246 |
| 6.7. | Скорость эрозии | 250 |

| | | |
|--------|------------------------------------|-----|
| 6.8. | Особые проблемы | 254 |
| 6.8.1. | Вечная мерзлота/морские разработки | 255 |
| 6.8.2. | Газовые гидраты | 256 |
| | Литература | 259 |

ПРИЛОЖЕНИЕ А. Список условных обозначений и коэффициенты перевода в систему СИ 263

| | | |
|--|---|-----|
| ПРИЛОЖЕНИЕ В. Свойства флюидов и горных пород | 272 | |
| 8.1. | Введение | 272 |
| 8.2. | Физические свойства углеводородов | 273 |
| 8.3. | Корреляции для физических свойств нефти | 277 |
| 8.3.1. | Растворимость газа | 277 |
| 8.3.2. | Объемный коэффициент нефти и давление насыщения | 281 |
| 8.3.3. | Плотность нефти | 287 |
| 8.3.4. | Удельная плотность свободного и растворенного газа | 288 |
| 8.3.5. | Вязкость нефти | 288 |
| 8.3.5.1. | Корреляции для вязкости дегазированной нефти | 289 |
| 8.3.5.2. | Вязкость насыщенной сырой нефти | 290 |
| 8.3.5.3. | Вязкость недонасыщенной сырой нефти | 291 |
| 8.3.6. | Поверхностное натяжение | 292 |
| 8.4. | Физические свойства воды | 293 |
| 8.4.1. | Плотность воды | 293 |
| 8.4.2. | Растворимость газа в воде | 294 |
| ВА3. | Объемный коэффициент воды | 295 |
| 8.4.4. | Вязкость воды | 297 |
| 8.4.5. | Поверхностное натяжение воды | 298 |
| 8.5. | Физические свойства газа | 299 |
| 8.5.1. | Плотность газа | 301 |
| 8.5.2. | Коэффициент отклонения реального газа от идеального | 301 |
| 8.5.3. | Поправка для неуглеводородных газов | 304 |
| 8.5.4. | Объемный коэффициент газа | 304 |
| 8.5.5. | Вязкость газа | 304 |
| 8.5.6. | Сжимаемость газа | 305 |
| 8.6. | Составные свойства флюидов | 311 |
| 8.6.1. | Общий объемный коэффициент | 311 |
| 8.6.2. | Общая сжимаемость | 312 |
| 8.7. | Сравнение процессов контактного и дифференциального газовыделения | 314 |
| 8.8. | Энтальпия | 317 |
| 8.8.1. | Сырые нефти и фракции | 317 |
| 8.8.2. | Вода и пар | 323 |
| 8.8.3. | Пластовые породы и минералы | 326 |
| 8.9. | Теплопроводность | 333 |
| 8.9.1. | Жидкости | 333 |
| 8.9.2. | Газы | 333 |
| 8.9.3. | Пластовые породы и другие твердые вещества | 335 |
| 8.9.4. | Температуропроводность | 341 |
| 8.9.5. | Коэффициенты теплоотдачи | 342 |
| | Литература | 345 |

| | |
|--|-----|
| ПРИЛОЖЕНИЕ С. Газожидкостное равновесие | 349 |
| С.1. Введение | 349 |
| С.2. Константа равновесия | 349 |
| С.3. Расчеты на основе концепции мгновенного газовыделения | 352 |
| С.3.1. Фаза жидкости | 352 |
| С.3.2. Фаза газа | 352 |
| С.3.3. Алгоритм решения | 353 |
| С.4. Кривые насыщения и начала конденсации | 354 |
| С.5. Давление насыщения | 355 |
| С.6. Давление начала конденсации | 356 |
| С.7. Константы равновесия в уравнениях состояния | 356 |
| С.8. Кубические уравнения состояния | 358 |
| С.8.1. Уравнение состояния СРК | 359 |
| С.8.2. Уравнение состояния ПР | 360 |
| С.9. Алгоритм решения | 361 |
| С.10. Плотности | 362 |
| С. 10.1. Корреляция Хэнкинсона и Томсона | 363 |
| СП. Вязкость | 364 |
| С. 11.1. Корреляция Лоренца, Брэя и Кларка | 365 |
| С. 12. Поверхностное натяжение | 366 |
| С. 13. Термодинамические свойства [1] | 368 |
| Литература | 369 |
| ПРИЛОЖЕНИЕ D. Свойства стволовой и обсадной труб | 371 |
| ПРИЛОЖЕНИЕ К РУССКОМУ ПЕРЕВОДУ. Плотность нефти и число баррелей в тонне | 377 |
| Предметный указатель | 380 |

От редакционного совета

В естественных науках правильная теория состоит просто из фактов и здравых из них выводов, приведенных в математическую формулу

В. Дж. М. Рамкин (По А. Н. Крылову)

Дорогие читатели!

Очередную книгу серии «Библиотека нефтяного инжиниринга НК «Роснефть» мы решили посвятить очень важной для нефтяной науки теме — гидродинамике многофазных потоков.

Большое число экспериментальных и теоретических работ посвящено данной проблеме, однако она все еще далека от окончательного разрешения. Строго теоретические постановки задач в механике многофазных потоков возможны только в простейших случаях, поэтому наилучшими являются подходы, в которых упор делается на физически содержательное обобщение экспериментальных данных. Предлагаемая вашему вниманию монография Дж. Брилла и Х. Мукерджи написана в рамках именно такого подхода. Она в доступной форме знакомит читателя со всеми основными достижениями прикладной гидродинамики многофазных сред, которая в последние десятилетия получила очень большое развитие, став эффективным инженерным инструментом решения таких практически важных задач, как расчет НКТ и подбор оборудования, определение профилей давления и прогноз дебитов горизонтальных скважин.

Основным достоинством монографии является системность и простота. Применение конкретных методов, теоретических и полуэмпирических формул иллюстрируется на практических примерах, что превращает книгу в превосходный учебник. Поэтому эта книга будет полезна всем — как студентам, преподавателям и ученым, так и практикующим инженерам.

Желаю Вам больших успехов!

Первый вице-президент
ОАО «НК «Роснефть»

С. И. Кудряшов

От редактора русского перевода

Создание математической модели гидродинамического течения таких сложных систем, к которым относятся углеводородные флюиды, является достаточно трудной задачей, требующей высокой квалификации выполняющих ее сотрудников. Вопрос заключается не столько в проблемах самого программирования, сколько в построении «правильной», то есть адекватной модели. Однако, чем сложнее модель, чем больше определяющих параметров в ней учитывается, тем больше замыкающих соотношений необходимо задать. Сделать это, как правило, удастся только на основе использования дополнительных полуэмпирических зависимостей. Чтобы правильно и оптимальным образом выполнить некую технологическую задачу, необходимо предварительно провести моделирующие эту задачу численные эксперименты на основе некоторой адекватной модели, построение которой возможно лишь после проведения огромного числа физических (а лучше промысловых) экспериментов.

Однако существует и другой способ — при построении модели воспользоваться для ее замыкания полуэмпирическими зависимостями, полученными и обобщенными другими исследователями. В этом смысле было бы чрезвычайно полезно иметь некий обобщающий справочник по промысловым экспериментам.

Заметим, что течения в скважинах, как правило, имеют достаточно сложную структуру, при этом возможно протекание фазовых переходов и химических реакции. Нужно сказать, что глубокое исследование многофазных течений проведено физиками-экспериментаторами в основном для воздушно-водяных смесей, что позволяло широко использовать оптические методы. Для непрозрачных жидкостей таких широких экспериментов в рамках фундаментальных исследований не проводилось, и в этом смысле становятся незаменимыми обзоры лабораторных и промысловых экспериментов (в том числе проводимых частными нефтегазовыми компаниями) и их математической обработки. Примером такого широчайшего обзора и является данная книга, которая будет полезна не только исследователям в области течений углеводородов в каналах и подъемниках, но и может быть использована в процессе обучения в вузах: студенты, магистранты и аспиранты найдут в ней огромное число примеров простейших инженерных расчетов.

Стоит отметить, что, хотя в данной книге авторы и касаются, некоторым образом, общих принципов построения моделей многофазных потоков, все-таки основное внимание здесь уделено методам инженерных расчетов на основе модернизированных одномерных моделей, исходным для которых является уравнение движения Уоллиса. Кроме того, от имени редакции считаем нужным предостеречь «пользователей» от применения предлагаемых в книге формул без их внимательного изучения в плане применения к определенному технологическому процессу. Также обращаем внимание читателей на «инженерный» (размерный) вид некоторых формул, о чем читателям будут напоминать редакторские ссылки.

к.ф.-м.н.,
Факультет разработки нефтяных и газовых
месторождений Российского государственного
университета нефти и газа им. И. М. Губкина

М. Н. Кравченко



Джеймс Брилл — ведущий профессор нефтяного инжиниринга в Университете Талса, член Национальной академии инжиниринга. Читает лекции по различным аспектам инженерного дела в области процессов добычи нефти, является основателем и исполнительным директором Научно-исследовательской программы по изучению многофазного потока при Университете г. Талса. Автор многочисленных публикаций по многофазному потоку.

Дж. Брилл получил степень бакалавра в Университете Миннесоты и степень доктора философии (Ph.D) в области нефтяного инжиниринга в Техасском университете. Работал в научных центрах компаний Chevron и Amoco.



Хеманта Мукерджи — главный консультант независимой консалтинговой компании iPoint LLC, основанной им в Вестминстере, штат Колорадо. Крупный специалист в области исследований многофазного потока в трубах, управления производительностью скважин и изучения образования искусственных трещин в нефтяных коллекторах. Автор многочисленных публикаций по данной тематике.

Х. Мукерджи окончил Индийскую горную школу со степенью бакалавра, получил степень магистра и доктора философии (Ph.D) в области нефтяного инжиниринга в Университете г. Талса.

Предисловие авторов к русскоязычному изданию

Мы испытываем глубокое удовлетворение в связи с выходом в свет русского перевода монографии «Многофазный поток в скважинах» Американского общества инженеров-нефтяников (SPE). В 1999 году оригинальное издание этой книги вошло в список бестселлеров SPE, и мы надеемся, что переводное издание в не меньшей степени будет востребовано русским читателем. К нашему удовольствию и, разумеется, пользе самой книги, в переводном издании уже учтены и исправлены все опечатки из списка Errata, который мы составили для оригинального издания. Стоит также отметить, что, хотя эта монография и была издана по инициативе SPE, представленные здесь результаты исследований и методики расчетов будут весьма интересными и полезными не только для специалистов нефтегазового производства, но и для исследователей и инженеров, работающих в химической и ядерной отраслях промышленности.

Хотелось бы обратить особое внимание читателей на особенности расчета давления в многофазном потоке и связанные с этим возможные погрешности вычислительных результатов. Определение физических свойств флюида непосредственно связано с расчетами градиента давления, и любая ошибка при установлении физических свойств флюида в рамках моделей нелетучей нефти или композиционных моделей может существенно повлиять на общую точность алгоритма расчета давления многофазного флюида. Таким образом, вопросу корректности моделей и формул, описывающих физические свойства флюида, следует уделять повышенное внимание.

С момента выхода в свет оригинальной монографии было проведено множество новых исследований многофазных течений в трубах, результаты которых дополняют информацию, представленную в данной монографии. В связи с этим обращаем внимание наших читателей, что в 2006 году выйдет в свет еще одна книга из этой же серии монографий SPE под названием «Механистическое моделирование газожидкостного двухфазного потока в трубах» (Mechanistic Modeling of Gas/Liquid Two-Phase Flow in Pipes). Особенностью новой книги является описание двухфазного потока в почти горизонтальных трубах, а также переходного двухфазного потока — эти немаловажные темы не раскрываются в рамках настоящей монографии.

Среди современных направлений исследований, проводимых с 1999 года, можно выделить следующие направления, которым уделяется наибольшее внимание на технических конференциях и в научно-технической литературе:

- Унифицированное моделирование многофазного течения. Такой подход позволит моделировать на современном уровне потоки в трубах с любым углом наклона, используя уравнения сохранения как для режима течения, так и прогнозирования потерь давления.
- Поведение потока при раздельном течении, характерное для трубопроводов с жирным газом.
- Прогнозирование парафиновых отложений в условиях многофазного потока.
- Поведение потока в условиях образования гидратов.

- Разработка и моделирование газожидкостных циклонных компактных сепараторов (ГЖЦКс).
- Разработка и моделирование многофазных насосов и измерительных приборов.
- Исследование переходного многофазного потока, включающее модификации OLGA и разработку моделей нового поколения.
- Механистическое моделирование межфазного переноса тепла в трубопроводе.
- Устранение серьезных закупориваний труб в системах со стояком подводного трубопровода.
- Прогнозирование закупоривания в трубопроводах с многофазным течением.
- Поведение многофазного потока с тяжелой нефтью и эмульсиями.

По многим из перечисленных тем были предприняты попытки проведения исследования многофазного потока в рамках межотраслевых проектов (Joint Industry Projects), главным образом, в США, Великобритании, Норвегии и Франции. Для получения своевременной информации о развивающихся технологиях мы настоятельно рекомендуем обращаться к публикациям в таких авторитетных журналах как *International Journal of Multiphase Flow*, *SPE Production & Operations Journal*, *AIChE Journal* and *Journal of Energy Resources Technology*. К другим источникам изучения новейших технологий многофазного потока можно отнести технические конференции, например, форумы SPE и Конференции Исследовательской группы в области биотехнологии и жизнедеятельности человеческого организма (BHR Group), посвященные исследованию многофазных течений. Начиная с 1983 года, BHR конференции проводятся два раза в год в Европе, а с 1998 года также в г. Банф, Канада. Как правило, в данных конференциях участвует более ста самых активных в мире исследователей многофазного потока, на них проводятся презентации 35–40 докладов и нескольких «постеров», также организаторами предусматриваются прекрасные возможности для углубленного обсуждения различных вопросов.

ГЛАВА 1

Введение

1.1. Обзор

При построении проекта разработки месторождения и решения технических задач по бурению скважин и монтажу насосно-компрессорных труб, необходимо предварительно установить возможные характеристики потока в скважинах. Как правило, при разработке как газовых, так и нефтяных месторождений состав добываемого флюида может быть существенно неомогенным, а течение в скважине — нефофазным. Такой многофазный поток гораздо сложнее однофазного. Однако в последнее десятилетие технология прогнозирования характеристик многофазного потока заметно усовершенствовалась. Сейчас мы можем выбирать размеры трубопроводов, прогнозировать падение давления, рассчитывать дебит скважины с допустимой погрешностью вычислений. В данной главе описываются свойства и условия течения многофазного потока со ссылкой на важнейшие исторические события, повлиявшие на развитие современных концепций расчета многофазного потока.

Явление возникновения многофазного потока в скважинах можно рассмотреть с помощью упрощенной схемы добычи, показанной на рис. 1.1.

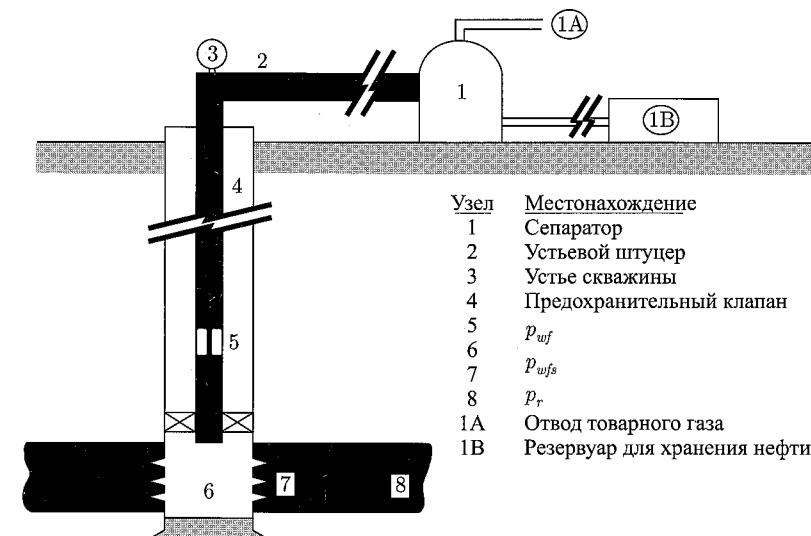


Рис. 1.1. Система добычи многофазного потока [1]

В ствол скважины из продуктивного пласта (залежи) могут поступать самые различные флюиды: от недонасыщенной нефти до однофазного газа. Бывает, что в результате заводнения, образования конуса обводненности или наличия пластовой воды вместе с флюидами добывается и вода. В случае, когда нефтяной пласт насыщен свободным газом, в скважину также может поступать смесь газа и жидкости. В результате

ретроградной конденсации в газоконденсатном коллекторе может произойти выделение углеводородистых жидкостей, так что газожидкостная смесь попадает в ствол скважины. Даже если у подошвы скважины присутствует однофазный поток газа или жидкости, по мере движения вдоль ствола скважины он может превратиться в многофазный из-за выделения газа из нефти или конденсации газа по мере падения давления и температуры при восходящем движении флюидов по скважине.

Как правило, наземные скважины бурят практически вертикально, однако при разработке морских месторождений или разработках в неблагоприятных условиях (например, в Арктике) бурят наклонные или горизонтальные скважины. При этом наклон скважин варьируется от вертикального (вблизи поверхности) до горизонтального (в зоне продуктивного пласта). Дебиты газа, нефти и воды значительно разнятся. Для добычи используют трубы диаметром от 25,4 до 228,6 мм. Поток также может протекать по затрубному пространству, образованному обсадной (внешней) и стволовой (внутренней) колоннами. Глубина скважин может быть от нескольких десятков до нескольких тысяч метров и даже превышать шесть километров¹. Давление в скважинах бывает как очень низким (в пределах нескольких атмосфер), так и очень высоким (до 1 400 бар). Температура в одних случаях может превышать 200°С, в других достигать уровня замерзания воды. При этом вязкость флюида может меняться от 1 сП до значений, превышающих 10 000 сП.

Из пласта флюид поступает в скважину через сложную систему гравийных фильтров, трещин, перфорационных отверстий обсадных колонн и т. п. в области забоя скважины. Влияние этой зоны важно учесть при расчете зависимости дебита от забойного давления. Для большинства скважин используются особые устройства, контролирующие давление, с помощью которых добытые флюиды проходят сквозь ограничитель в стволе скважины. В качестве ограничителя может служить забойный штуцер, скважинный предохранительный клапан или устьевого штуцер переменного размера с дистанционным управлением. Можно вести механизированную (насосно-компрессорную) добычу с помощью погружных бесштанговых насосов или путем нагнетания в пласт природного газа.

В результате большой изменчивости свойств добываемых флюидов развитие методов прогнозирования характеристик потока значительно усложняется. Методы, используемые для газоконденсатных скважин, не всегда являются применимыми для нефтяных. Принимаемые предположения, верные для одних скважин, абсолютно не подходят для других.

1.2. Цели монографии

Явление возникновения многофазного потока с одновременным течением двух или трех фаз в трубах характерно не только для нефтяной промышленности при добыче и последующей переработке нефтепродуктов на нефтехимических и нефтеперерабатывающих заводах, но также может иметь место в технологических процессах и других отраслей производства. Многофазные течения могут возникать в таких различных устройствах, как парогенераторы, автомобильные двигатели, коллекторы ливневых канализаций, ядерные реакторы и др. Следовательно, полезную информацию по многофазному потоку в трубах можно найти в технической литературе по машиностроению, гражданскому строительству, технологии нефтедобычи, химической технологии и ядерной энергетике. К сожалению, в каждой технической области используется своя терминология, единицы измерения и номенклатура, а также уделяется особое внимание совершенно различным параметрам потока. Важной целью данной монографии

¹ Существуют скважины и более десяти км. — *Прим. ред.*

является рассмотрение всех технологий, применяемых в разных областях, но имеющих отношение к рассматриваемой проблеме, в едином ключе с использованием терминологии и единиц измерения, принятых Обществом инженеров-нефтяников.

Существует много различных методов прогнозирования характеристик многофазного потока в скважинах. Одни из них универсальны, другие — применимы лишь в отдельных случаях. Некоторые методы предполагают использование опытных данных, другие — позволяют моделировать те явления, которые встречаются на практике. При проектировании скважин инженеры должны учитывать все ограничения, налагаемые каждым из существующих методов. Поэтому второй целью данной монографии является описание важнейших методов прогнозирования характеристик потока в скважинах, их возможных ограничений и условий применения.

Наконец, чтобы оптимизировать свои проектные расчеты, инженеры-проектировщики скважин должны иметь надлежащее представление о существующих методиках вычислений. К ним относится, например, совместный расчет течения в продуктивном пласте и скважине с учетом наземных объектов. Также инженеры должны быть осведомлены о компьютерных алгоритмах, физических свойствах флюидов и процессах массообмена, происходящих в многокомпонентных смесях. Этим понятиям посвящена значительная часть настоящей монографии.

1.3. Структура монографии

Для прогнозирования характеристик многофазного потока в скважинах необходимо хорошо знать не только те принципы, которые изучаются в рамках учебного плана большинства инженерных дисциплин. Прежде чем овладеть технологией работы с многофазным потоком, надо не только освоить теорию механики однофазной жидкости, принципы термодинамики и теплопередачи, но и получить представление о равновесии между жидкостью и газом, а также о физических свойствах многокомпонентных углеводородных систем. Поэтому достаточно широко данная монография будет касаться, в том числе и перечисленных тем.

В главе 1 формулируются цели монографии и описываются условия существования многофазного потока при добыче и транспортировке нефти и газа. Приводятся ссылки на некоторые значимые публикации, которые долгое время формировали представление читателей о работе всей системы, обеспечивающей течение флюидов из продуктивных пластов в наземные резервуары и включающей в себя технологическое оборудование. Наконец, здесь кратко обсуждаются вопросы терминологии, коэффициентов преобразования размерностей и применения метрической системы единиц СИ. В приложении А приводится полный список используемых терминов, условных обозначений и переводных коэффициентов.

Основные теоретические сведения представлены в главах 2–5. Во второй главе дан обзор важнейших понятий, относящихся к однофазному установившемуся потоку обычной вязкой жидкости, потоку жидкости аномальной вязкости либо течению газа. Также здесь рассматриваются законы сохранения массы и импульса и их использование при прогнозировании градиента давления в обычных трубах круглого сечения и затрубном пространстве. В рамках второй главы описывается применение закона сохранения энергии, принципы термодинамики и теплопередачи при прогнозировании температурного режима флюида, который в нагретом состоянии продвигается из продуктивного пласта вверх по скважине и далее по кондуктору.

В главе 3 описываются переменные, определяющие течение многофазного потока в трубах. Приводятся методы, использующие модель нелетучей нефти и композиционную модель для прогнозирования процесса массообмена и объемного расхода жидкости в пластовых условиях. Рассматриваются основные способы определения значений па-

раметров смеси. Подробно описываются режимы течения в трубах круглого сечения и затрубном пространстве. Обсуждается значимость такого параметра, как объемное содержание жидкости, а также описываются способы его расчета. В этой главе также дан стандартный алгоритм вычисления значений давления и температуры, зависящих от длины траверса. В приложениях В и С приводятся методы прогнозирования физических свойств флюидов и процесса массообмена для системы нелетучей нефти и композиционной системы.

В главе 4 подробно описываются корреляции и механистические модели, которые наиболее часто используются для прогнозирования режимов течения и градиента давления в скважинах.

На большинстве скважин используется своего рода ограничитель для регулирования расхода жидкостей и защиты напорного оборудования. В главе 5 содержится подробное описание критического и докритического потока при течении однофазной или многофазной смеси через штуцера и такие элементы трубопровода, как клапан, колено и тройник.

Изучив теоретический материал, содержащийся в главах 2–5, читатель сможет перейти к рассмотрению важнейших случаев практического применения методов расчета многофазного потока в скважинах, описанных в главе 6. Также в этой главе приводятся принципы анализа системы добычи NODAL™, включая процессы первичной добычи или добычи с использованием газлифта и насосов, а также описываются способы решения таких задач, как прогнозирование скоростей эрозии в скважинах.

Несмотря на то, что монография в основном посвящена многофазному потоку в вертикальных или наклонных скважинах, содержащийся в ней материал можно использовать для расчета многофазных потоков в субгоризонтальных трубопроводах и нефтепроводах.

1.4. Исторические предпосылки

На сегодняшний день существует множество научных подходов (концепций), изначально предложенных Гилбертом [2], которые используются для анализа производительности скважин с применением первичных и механизированных методов добычи. Гилберт разделил систему добычи на три отдельных блока по категории потока: приток из пласта, вертикальный поток в скважине, зависимый от диаметра штуцера дебит скважины. Специальные графические методы позволяют попарно рассматривать данные категории (приток из пласта и поток в скважине, поток в скважине и поток в трубах) для анализа работы каждой отдельной скважины. Обратим внимание читателей на то, что практически такая же методика используется и в настоящее время — это анализ системы добычи или, по-другому, анализ NODAL. Только современные методы, описывающие производительность каждого компонента системы добычи, значительно усовершенствованы. Также Гилберт четко описал характеристики неустановившегося потока, который может возникать в скважине, и разработал способы минимизации или устранения данного эффекта. Позже Нинд [3] расширил область применения концепций Гилберта и внес свои уточнения.

С исторической точки зрения особенно интересно рассмотреть развитие методов прогнозирования производительности вертикального потока в скважине. Брилл и Арирачакарян [4] условно выделяют три характерных периода.

1.4.1. Эмпирический период (1950–75)

Большинство исследователей того времени опирались в основном на результаты лабораторных экспериментов, а не на промысловые данные. Как правило, экспери-

ментальные данные содержали информацию о дебитах газа и жидкости, физических свойствах каждой фазы, диаметрах труб и углах их наклона, давлении на входе и выходе трубы. В некоторых случаях исследовались режимы потока, при этом замерялось объемное содержание жидкости с помощью быстро закрывающегося шарового клапана. Флюиды рассматривались как однородные смеси, однако принимался во внимание тот факт, что фазы движутся с разными скоростями, и это позволяло учитывать эффект проскальзывания между фазами путем применения эмпирических корреляций. Инженеры пользовались картами режимов потока, которые часто были построены на основе групп безразмерных величин. Опираясь на законы сохранения импульса и массы, были выведены уравнения градиента давления для установившегося потока однородных смесей. Составляющая градиента давления по трению рассчитывалась с помощью уравнений для однофазного потока, что привело к широкому использованию чисел Рейнольдса для смесей. Чтобы сделать поправку на присутствие второй фазы, некоторые исследователи использовали в уравнениях эмпирический коэффициент умножения, который позволял увеличить величину силы трения.

В семидесятых годах в нефтяной промышленности пытались использовать некоторые основные физические принципы, которые уже применялись в других отраслях промышленности. Особенно ярко эта тенденция проявилась в области прогнозирования режимов потока и скорости подъема пузырьков газа в столбике жидкости. Отметим две статьи, посвященные многофазному потоку в горизонтальных трубах, которые можно назвать классическими. Их авторами являются Дьюклер и Хаббард [5], Тейтель и Дьюклер [6]. Очевидно, что уже в те времена для расчета характеристик пробкового режима течения и прогнозирования других режимов использовались механистические модели.

Таким образом, в рамках эмпирического периода было разработано множество эмпирических корреляций, которые не обладали достаточной точностью, поскольку не учитывали многие физические механизмы. Даже после того, как эти механизмы были частично включены в корреляции, их исследование затруднялось отсутствием достаточно точного оборудования и систем сбора данных в режиме реального времени.

1.4.2. Годы пробуждения (1970–85)

Использование эмпирических корреляций для прогнозирования градиента давления совпало с появлением персональных компьютеров (ПК) в начале восьмидесятых годов. Это привело к значительному усовершенствованию инструментов, применяемых инженерами-нефтяниками. Была разработана четкая методика численного интегрирования уравнения градиента давления по длине трубы, так что практически каждая крупная нефтегазодобывающая компания стала применять компьютерные программы прогнозирования перепадов давления или расхода жидкости в скважинах и трубопроводах. Появились методы совместного расчета течения в скважине и продуктивном пласте, учитывающие взаимосвязь между забойным давлением и ее общим дебитом. Брауном [7] была разработана концепция анализа системы добычи NODAL™.

К сожалению, вскоре выяснилось, что существующие методы имеют множество недостатков. Эмпирические карты режимов потока были недостаточно точными. Переходы из одного режима потока в другой, как оказалось, зависели не только от дебитов фаз (приведенных скоростей), но и от других параметров, в особенности от угла наклона скважины. Эмпирические корреляции для объемного содержания жидкости для каждого режима потока также оказались неудовлетворительными. Стало очевидно, что рассмотрение флюидов в качестве однородных смесей, — это слишком упрощенная модель. Если не учитывать более фундаментальные физические принципы, точность прогнозирования не увеличится, сколько бы данных ни собиралось с помощью ла-

бораторно-исследовательского оборудования или тщательно отлаженных промысловых установок.

К счастью, к тому времени успеха в области расчета многофазных течений уже добились ученые, работавшие в ядерной промышленности. Несмотря на то, что флюиды, использовавшиеся в ядерных установках (пар и вода), можно назвать банальными, по сравнению с флюидами, которыми оперируют в нефтяной промышленности, в ядерной энергетике пользовались гораздо более совершенными методами построения математических моделей на основе уравнений сохранения.

1.4.3. Период моделирования (с 1980 г. до наших дней)

Проблемы нефтяной промышленности восьмидесятых годов привели к необходимости более глубокого понимания технологии многофазного потока. Так наступил период моделирования. Стоимость разработок в Арктике и открытом море возросла, поэтому затраты на дальнейшие исследования были вполне оправданы. Исследовательские объединения США, Норвегии, Франции и Великобритании вкладывали миллионы долларов в изучение многофазных потоков.

Ученые пришли к выводу, что для более глубокого понимания природы многофазного потока в трубах необходимо сочетать теоретический и экспериментальный подходы. Были сконструированы сложные экспериментальные установки, в которых использовались новейшие приборы для измерения параметров потока. Широко стали применяться радиоизотопные плотномеры, ультразвуковая техника, емкостные датчики, лазерные анемометры Доплера, а также новая высокоскоростная фототехника. Усовершенствовались аппаратное и программное обеспечение сбора данных, что позволило получать информацию более высокого качества и в больших объемах. Анализируя эти данные, инженеры стали лучше разбираться в механизмах сложных динамических процессов, протекающих в многофазном потоке. Это привело к усовершенствованию существующих механических моделей, которые более точно стали описывать физические явления в многофазном потоке.

Одновременно с проведением усовершенствованных экспериментальных исследований предпринимались попытки разработать новые теоретические методы. Из ядерной энергетики инженеры нефтяной промышленности переняли подход к моделированию двухфлюидной смеси, с помощью которого разрабатывались критерии переходных процессов для решения задач нефтяной промышленности [8–11]. Данный подход предполагает составление отдельных уравнений для каждой фазы с целью описания законов сохранения массы, импульса и энергии. Результирующую систему из шести уравнений необходимо решать численно. При этом для удобства возможно применение некоторых упрощений, например, использование единого уравнения для энергии смеси. Чтобы определить некоторые параметры, например коэффициенты межфазного трения, или долю жидкости, захваченную газовым ядром при кольцевом режиме потока, объемное содержание жидкости в блоке пробки, необходимо использовать эмпирические корреляции и упрощенные замыкающие соотношения. В результате проведения экспериментальных исследований появилась возможность получать более совершенные соотношения между этими параметрами.

В настоящее время по-прежнему рассчитываются критерии переходных процессов, но теперь их можно использовать для моделирования разных задач, в которых присутствует зависимость по времени. К таким задачам относится, например, определение изменения расхода жидкости или давления на входе и выходе трубопроводов и скважин, чистка труб, продувка труб, включающая в себя испытание трубы на разрыв и выявление протечек, расчет скопления воды в грунте, анализ потока флюидов в трубопроводе при низких скоростях. До недавнего времени использовать модели

переходных процессов было гораздо труднее, чем модели статических течений, поскольку объем и качество требуемых данных в первом случае должны быть намного выше. Для процесса моделирования характерна неустойчивость численного решения, поэтому оно занимает больше машинного времени. Кроме того, для переходных процессов интерпретировать данные труднее, чем для установившегося режима течения. Однако в последнее время модели переходных процессов были значительно усовершенствованы, поэтому с каждым годом такое моделирование будет применяться все шире и шире.

Решение задачи прогнозирования режимов течения при любых углах наклона трубы [6, 8, 12–16] привело к усовершенствованию механистических моделей установившегося потока. В результате появилась возможность точнее моделировать каждый режим потока, а также объединять различные модели посредством единых критериев перехода между ними. Озон и др. [17], Хасан и Кабир [18], Анзари и др. [19], Сяо и др. [20], Чокши [21] опубликовали свои работы по комбинированным или «всесторонним» механистическим моделям. Все они пытались оценить эффективность своих моделей путем подстановки в них промысловых данных; в результате было сделано заключение о том, что с помощью моделирования можно достичь гораздо более точных результатов, чем с помощью эмпирических корреляций. Более того, теперь стало возможным и далее совершенствовать модели, поскольку и в рамках экспериментальных исследований теперь проводится изучение основных механизмов процессов, происходящих в многофазных потоках.

Таким образом, на сегодняшний день существуют технологии исследования многофазного потока в трубах с применением переходных моделей двухфлюидного потока и механистических моделей установившегося потока, которые с большей точностью описывают возникающие в нем физические явления. С помощью переходных моделей можно решать сложные динамические задачи, хотя при этом часто возникает проблема сходности методов и адекватности результатов. Не стоит забывать, что применение усовершенствованных технологий сопровождается дополнительными затратами. А чтобы освоить и воспользоваться сложными переходными или механистическими моделями, необходима специальная подготовка. Только инженеры узкой специализации, которые в полной мере знают обо всех ограничениях и допущениях, принятых в процессе разработки модели, могут наиболее точно интерпретировать результаты моделирования.

1.4.4. Роль компьютеров

Компьютеры раннего поколения были чересчур медлительны и громоздки, чтобы их можно было использовать для анализа проблем, характерных для отдельно взятой скважины. Однако с их помощью строили обобщенную кривую градиента давления, на которую можно было опираться при условии, что характеристики всех скважин лишь незначительно отличаются от тех данных, по которым была построена кривая. Особенно полезными кривые градиентов оказывались при проектировании газлифтных установок. После того, как компьютеры стали более мощными, удобными в эксплуатации и гораздо более доступными, инженеры перестали строить кривые градиента давления. Многие компании разработали универсальные компьютерные программы, которые могли анализировать широкий спектр характеристик скважин, а также эффективность работы всех промысловых скважин. В конце концов, персональные компьютеры (ПК) и автоматизированные рабочие места (АРМ) стали общедоступными, и сегодня инженер может за считанные минуты провести анализ, который занял бы целые месяцы в то время, когда Гилберт [2] впервые разработал базовую методику оценки эксплуатационных качеств скважин.

Компьютеры стали не просто высокоскоростными, теперь они выполняют не менее важную функцию сбора данных. Возможность быстрых вычислений и передачи данных, появление высокочастотных устройств для хранения данных и усовершенствованных контрольно-измерительных приборов — все это позволило провести важнейшие исследования физических механизмов, связанных с многофазным потоком в трубах. На сегодняшний день существуют методы измерения, например, локальных скоростей и объемных содержаний, свойств поверхности раздела между фазами и даже незначительных изменений давления и температуры. Проведение подобных измерений основано на том, что газовая и жидкая фазы обладают разной электроемкостью и сопротивлением, различной способностью поглощать гамма-лучи и нейтроны, различаются скоростями по акустическому каротажу и т. д.

Также значительно усовершенствовались пользовательские компьютерные программы. Более дружелюбным стал графический интерфейс пользователя, улучшилась интеграция данных и экспертные системы на основе баз знаний. В результате появились коммерческие компьютерные программы, которые не только просты в использовании, но и включают в себя новейшие технологии, реализованные в удобной для пользователя ненавязчивой манере. Благодаря возросшему быстродействию персональных компьютеров и автоматизированных рабочих мест, использование композиционных моделей флюидов стало более интерактивным, что позволяет точно рассчитывать свойства флюидов и процесс массообмена. В рамках нового подхода, который является более устойчивым к ошибкам, чем стандартный, основанный на применении модели нелетучей нефти, повысилось качество прогнозов давления и температуры.

Кроме того, стали создаваться обширные стандартизованные базы данных, содержащие самую разную информацию: по бурению, заканчиванию, испытанию и эксплуатации скважин. В ближайшее время станет возможным обращаться к таким базам данных через перекрестную систему ссылок с использованием условных обозначений для скважин и автоматического ввода данных в программы моделирования многофазного потока, что значительно снизит потребность в ручном вводе данных.

1.5. Условные обозначения и единицы измерения

Большинство технологий, используемых для расчета многофазного потока в трубах, разрабатывались специалистами различных, не только нефтяных, отраслей промышленности, что неизбежно привело к некоторой путанице в номенклатуре, ведь во многих важных публикациях используются разные условные обозначения и терминология. В связи с этим в данной монографии иногда придется вводить новые обозначения или отклоняться от тех, которые рекомендованы Обществом инженеров-нефтяников. Однако, насколько это было возможно, авторы все же старались придерживаться обозначений, принятых Обществом инженеров-нефтяников¹.

СИ — это официальная аббревиатура, принятая во всех языках, для Международной системы единиц (Le Système international d'unités). Однако в приложениях В и С настоящей монографии и некоторых примерах главы 6 используются и другие системы единиц. В приложении А содержатся коэффициенты перевода традиционных (в различных частях света) систем единиц в метрическую систему единиц СИ.

¹В оригиналом англоязычном издании предпочтение отдается значением, принятым SPE. В настоящем переводе на русский язык используются в основном практические метрические единицы. — Прим. ред.

Литература

- [1] Mach, J. M., Proano, E. A., Broun, K. E. *Application of Production System Analysis to Determine Completion Sensitivity in Gas Well Production*, paper presented at the 1981 ASME Energy Source Technical Conference and Exhibition, Houston, 18-22 January.
- [2] Gilbert, W. E. *Flowing and Gas-Lift Well Performance*, Drill. & Prod. Prac. (1954) 126.
- [3] Nind, T. E. W. *Principles of Oil Well Production*, McGraw-Hill Book Co. Inc., New York City (1964).
- [4] Brill, J. P., Arirachakaran, S. J. *State of the Art in Multiphase Flow*, JPT (May 1992) 538; Trans., AIME, 293.
- [5] Dukler, A. E., Hubbard, M. G. *A Model for Gas-Liquid Slug Flow in Horizontal and Near Horizontal Tubes*, Ind. Eng. Chem. Fund. (1975) 14, 337.
- [6] Taitel, Y. M., Dukler, A. E. *A Model for Predicting Flow Transitions in Horizontal and Near Horizontal Gas-Liquid Flow*, AIChE J. (1976) 22, 47.
- [7] Brown, K. E. *The Technology of Artificial Lift Methods*, Publishing Co., Tulsa, Oklahoma (1980) 2a, 3a, 3b and 4.
- [8] Taitel, Y., Barnea, D., Dukler, A. E. *Modeling Flow Pattern Transitions for Steady Upward Gas-Liquid Flow in Vertical Tubes*, (1980) 26, 345.
- [9] Bendiksen, K. H. *et al. The Dynamic Two-Fluid Modelling Theory and Application*, SPEPE (May 1991) 171; Trans., AIME.
- [10] Black, P. S. *et al. Studying Transient Multi-Phase Flow Under Pipeline Analysis Code (PLAC)*, J. Energy Res. Tech. (March) 112, 25.
- [11] Pauchon, C. *et al. A Comprehensive Mechanistic Model for Multi-Phase Flow*, Proc., Sixth International Conference on Multi-Phase Flow Production, Cannes, France (June 1993) 29.
- [12] Barnea, D., Shoham, O., Taitel, Y. *Flow Pattern Transitions For Vertical Downward Two-Phase Flow*, Chem. Eng. Sci. (1982).
- [13] Barnea, D., Shoham, O., Taitel, Y. *Flow Pattern Transitions For Downward Inclined Two-Phase Flow; Horizontal to Vertical*, Eng. Sci. (1982) 37, 735.
- [14] Barnea, D. *et al. Gas Liquid Flow in Inclined Tubes: Flow Transition for Upward Flow*, Chem. Eng. Sci. (1985) 40, 131.
- [15] Barnea, D. *Transition From Annular Flow and From Dispersed Bubble Flow — Unified Models for the Whole Range of Pipe Inclinations*, Intl. J. Multiphase Flow (1986) 12, No. 5. 733.
- [16] Barnea, D. *A Unified Model for Predicting Flow Pattern Transitions for the Whole Range of Pipe Inclinations*, Intl. J. Multiphase Flow (1987) 13, No. 1, 1.
- [17] Ozon, P. M., Ferschneider, G., Chwetzoff, A. *A New Multiphase Flow Model Predicts Pressure and Temperature Profiles in Wells*, paper SPE 16535 presented at the 1987 SPE Offshore Europe Conference, Aberdeen, 8-11 September.

- [18] Hasan, A. R., Kabir, C. S. *A Study of Multiphase Flow Behavior in Vertical Wells*, SPEPE (May 1988) 263; Trans., AIME. 280.
- [19] Ansari, A. M. *et al. A Comprehensive Mechanistic Model for upward Two-Phase Flow in Wellbores*, SPEPF (May 1994) Trans., AIME, 297.
- [20] Xiao, J. J., Shoham, O., Brill, J. P. *A Comprehensive Mechanistic Model for Two-Phase Flow in Pipelines*, paper SPE 20631 presented at the 1990 SPE Annual Technical Conference and Exhibition, New Orleans, 23-26 September.
- [21] Chokshi, R. N. *Prediction of Pressure Drop and Liquid Holdup in Two-Phase Flow Through Large Diameter Tubing*, PhD, U. of Tulsa, Tulsa, Oklahoma (1994).
- [22] SPE Letter and Computer Symbols Standard for Economics, Formation Evaluation, Natural Gas Engineering, and Petroleum reservoir Engineering, SPE, Richardson, Texas (1986).
- [23] The SI Metric System of Units and SPE Metric Standard, SPE, Richardson, Texas (1984).

Однофазный поток. Основные понятия

2.1. Введение

В основе всех расчетов характеристик потока в трубах лежат законы сохранения массы, импульса и энергии, позволяющие вычислять основные характеристики потока, в том числе находить распределения давления и температуры. В данной главе выводятся уравнение градиента давления¹ для установившегося течения однофазного потока в трубах, рассматриваются методы расчета силы касательного напряжения на стенке трубы и дается решение нескольких практических задач на применение уравнения градиента давления как для сжимаемых, так и для несжимаемых флюидов. В данной главе также обсуждаются свойства ньютоновских (с истинной вязкостью) и неньютоновских (вязкопластичных) флюидов и их поведение при движении по трубам круглого сечения и в затрубном пространстве. Особое место уделяется обсуждению уравнения градиента энтальпии, которое используется для получения приближенных соотношений, позволяющих прогнозировать распределение температуры в установившемся потоке флюидов, а также уравнению теплопередачи в скважинах.

2.2. Закон сохранения массы

Закон сохранения массы означает, что для заданного контрольного объема (например, участка между двумя сечениями трубы на рис. 2.1) разность масс на входе (в нижнем по потоку сечении) и выходе (верхнем по потоку сечении) равна массе вещества накопления [1]². Для трубы постоянного сечения уравнение массы имеет вид³:

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + \frac{\partial(\rho v)}{\partial L} = 0. \quad (2.1)$$

В установившемся потоке накопления массы не происходит, поэтому уравнение (2.1) сводится к виду:

$$\frac{d(\rho v)}{dL} = 0. \quad (2.2)$$

Из уравнения (2.2) очевиден тот факт, что установившийся поток характеризуется постоянным значением ρv .

¹Здесь и далее речь идет об уравнении импульса, записанном относительно градиента давления. — Прим. ред.

²Под накоплением понимается изменение со временем удельной массы вещества (плотности) в заданном объеме. Далее приводятся уравнения квазиодномерного течения в каналах постоянного сечения, которые являются следствием общих законов сохранения после применения к ним операции осреднения по сечению параметров и уравнений. Процедура достаточно стандартная (по умолчанию применяемая) сводится к выписыванию интегральных уравнений для произвольного макроскопического объема, переходу к дифференциальной форме с последующим осреднением по сечению трубы. Исторически уравнения одномерного течения записывались вдоль оси трубы (в зависимости от «координаты» L) для удельного расхода жидкости. — Прим. ред.

³Все обозначения параметров течения в полной мере соответствуют общепринятым в механике жидкости и газа и уточнены в приложении А данной монографии. — Прим. ред.

2.3. Закон сохранения импульса

В соответствии с первым законом Ньютона¹ для потока флюидов в трубах разность импульсов на входе и выходе заданного участка трубы должна быть равна сумме всех сил, действующих на частицы контрольного объема², и импульса накопления [1]. Сохранение линейного импульса можно выразить уравнением:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho v) + \frac{\partial}{\partial L}(\rho v^2) = -\frac{\partial p}{\partial L} - \tau \frac{\pi d}{A} - \rho g \sin \theta. \quad (2.3)$$

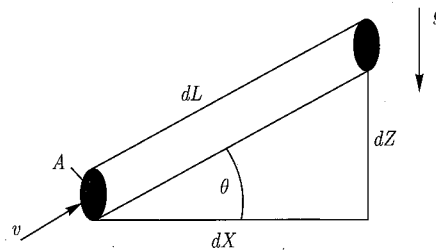


Рис. 2.1. Контрольный объем

2.4. Уравнение градиента давления

Предполагая, что поток является установившимся, и объединяя уравнения (2.2) и (2.3), скорость накопления линейного импульса можно оценить по формуле:

$$\rho v \frac{dv}{dL} = -\frac{dp}{dL} - \tau \frac{\pi d}{A} - \rho g \sin \theta. \quad (2.4)$$

Разрешая уравнение относительно градиента давления, получим уравнение, которое в дальнейшем будем называть уравнением градиента давления:

$$\frac{dp}{dL} = -\tau \frac{\pi d}{A} - \rho g \sin \theta - \rho v \frac{dv}{dL}. \quad (2.5)$$

Данное уравнение часто еще называют уравнением равновесия механической энергии. Таким образом, в основе уравнения градиента давления для установившегося потока лежат принципы сохранения массы и линейного импульса.

Из уравнения (2.5) видно, что градиент давления для установившегося потока определяется суммой трех составляющих, то есть:

$$\left(\frac{dp}{dL}\right)_{\text{общ.}} = \left(\frac{dp}{dL}\right)_{\text{трения}} + \left(\frac{dp}{dL}\right)_{\text{гравит.}} + \left(\frac{dp}{dL}\right)_{\text{уск.}} \quad (2.6)$$

¹В российской традиции под первым законом Ньютона подразумевается принятие классического принципа относительности Галилея (об инерционных системах отсчета). Закон об изменении импульса частиц среды под воздействием сил мы привыкли называть вторым законом Ньютона. — Прим. ред.

²В простейшем случае к таким силам относятся «силы напряжений», которые задаются давлением и вязким трением, и гравитационные силы с учетом угла наклона скважины. — Прим. ред.

Первая составляющая уравнения (2.5) или (2.6) обуславливается трением (касательным напряжением) на стенке трубы и задается дополнительными соотношениями, соответствующими выбору реологической модели среды (2.7)–(2.9). Потери давления на трение составляют, как правило, от 5 до 20% общих потерь давления в скважине. Вторая составляющая характеризует градиент давления, вызванный перепадом высот (ее часто называют гидростатическим давлением или гравитационной составляющей). Обычно она составляет большую часть общего градиента давления (порядка 80–95%). Последняя составляющая в правой части уравнения (2.5) обусловлена изменениями скорости (ее часто называют составляющей по ускорению или кинетической энергии¹). Как правило, ею можно пренебречь, за исключением тех случаев, когда рассматривается сжимаемая жидкость при относительно низком давлении (например, в газлифтных скважинах вблизи поверхности).

При восходящем потоке в скважинах падение давления всегда происходит в направлении потока. Падение давления принято обозначать положительной величиной. Следовательно, чтобы иметь перепад давления в направлении его роста (положительный градиент давления), все члены в уравнении (2.5) необходимо взять с противоположным знаком.

Для оценки значения касательного напряжения или потерь давления на трение можно рассчитать безразмерный коэффициент трения как отношение силы касательного напряжения к кинетической энергии флюида в расчете на единицу объема [1]:

$$f' = \frac{\tau}{\rho v^2 / 2}, \quad (2.7)$$

где f' — коэффициент трения Фаннинга. В данной монографии употребляется коэффициент трения Муди f , который в четыре раза больше коэффициента трения Фаннинга. Обратим внимание, что для ньютоновских флюидов и потока в затрубном пространстве употребляется коэффициент трения Фаннинга и уравнения воспроизводятся в оригинальном виде. На основе уравнения (2.7) можно рассчитать силу касательного напряжения:

$$\tau = f \frac{\rho v^2}{8}. \quad (2.8)$$

Таким образом, подставляя выражение (2.8) в уравнение (2.5), получаем формулу для составляющей градиента давления по трению:

$$\left(\frac{dp}{dL}\right)_{\text{трения}} = \left(\frac{f \rho v^2}{8}\right) \left(\frac{\pi d}{\pi d^2 / 4}\right) = \frac{f \rho v^2}{2d}, \quad (2.9)$$

которое часто называют уравнением Дарси–Уэйсбаха²[3].

Чтобы рассчитать градиент давления по трению, необходимо сначала установить значение самого коэффициента трения. Для этого нужно решить, ламинарным или турбулентным является поток. Считается, что поток является ламинарным, если число Рейнольдса не превышает 2000. Значение числа Рейнольдса рассчитывают по формуле:

$$N_{Re} = \frac{\rho v d}{\mu}. \quad (2.10)$$

¹В российской традиции этот член в уравнении импульса мы называем инерционной составляющей. — Прим. ред.

²В русской транскрипции данное выражение носит название формулы Дарси–Вейсбаха для коэффициента сопротивления трению. — Прим. ред.

2.4.1. Ламинарный поток

В случае, когда поток является ламинарным, значение коэффициента трения можно установить аналитически. Чтобы рассчитать градиент давления ламинарного потока, можно проинтегрировать профиль его скорости. Подобная процедура была проведена для потока в горизонтальных капиллярных трубках, в результате чего получили уравнение Пуазейля:

$$v = \frac{d^2}{32\mu} \left(\frac{dp}{dL} \right). \quad (2.11)$$

Поскольку градиент давления, рассчитываемый по уравнению (2.11), зависит исключительно от силы касательного напряжения, можно объединить данное выражение с уравнением (2.9), тогда получим:

$$f = \frac{64\mu}{\rho v d} = \frac{64}{N_{Re}}. \quad (2.12)$$

2.4.2. Турбулентный поток

Точность прогнозирования характеристик турбулентного потока напрямую зависит от результатов экспериментального исследования профилей скорости и градиентов давления. Эмпирически доказано, что и профиль скорости, и градиент давления зависят от шероховатости стенок трубы. Чтобы рассчитать значения коэффициента трения для турбулентного потока, необходимо действовать последовательно, например, начать с простейшего случая, предполагая стенки трубы гладкими. Затем перейти к случаю, когда стенки являются частично шероховатыми и, наконец, рассмотреть случай с абсолютно шероховатыми стенками трубы.

Заметим, что гладкие трубы достаточно редко встречаются в практике газодобычи или нефтедобычи. Однако лабораторные эксперименты довольно часто проводят с использованием стеклянных или пластиковых труб, которые можно вполне отнести к гладким. Существует множество эмпирических уравнений, применяемых для расчета коэффициента трения в гладких трубах. Самое широкое применение получили формулы, которые вывели Дрю с соавторами [5]:

$$f = 0,0056 + 0,5 N_{Re}^{-0,32} \quad (2.13)$$

для

$$3000 < N_{Re} < 3 \cdot 10^6,$$

и Блазиус [6]:

$$f = 0,316 N_{Re}^{-0,25}, \quad (2.14)$$

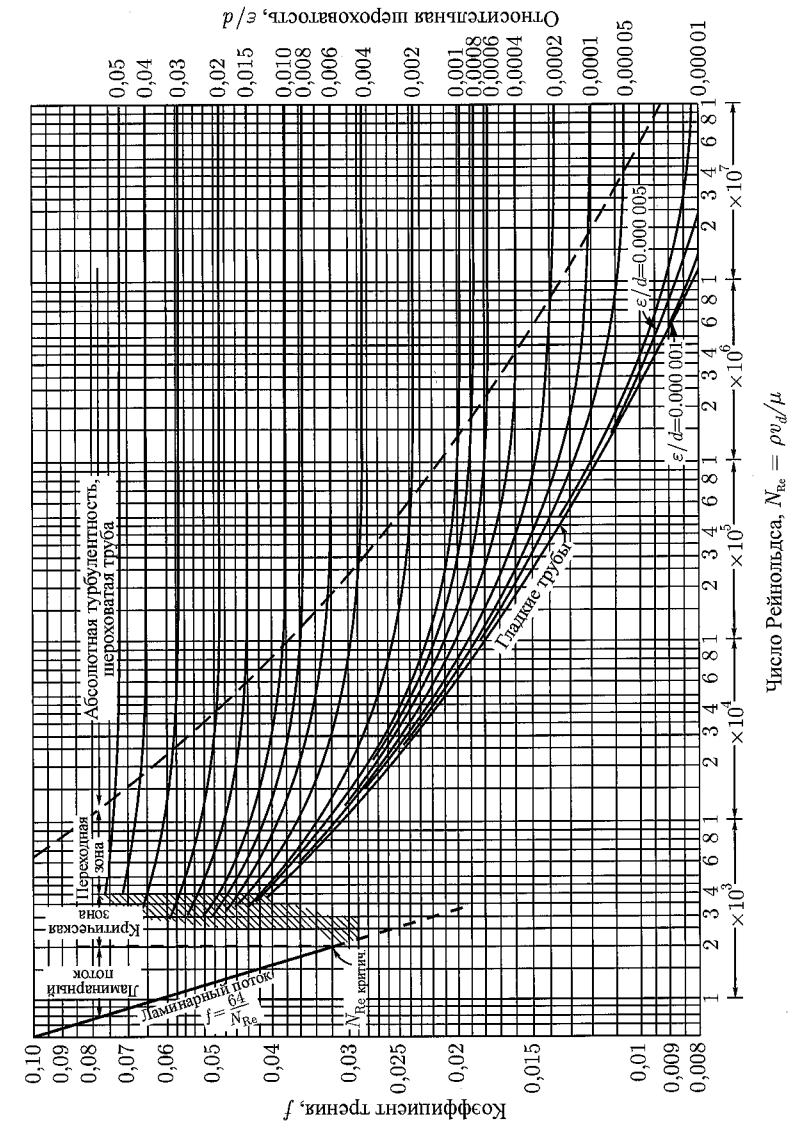
где

$$3000 < N_{Re} < 10^5.$$

Считается, что формула Блазиуса менее точна. Тем не менее применяется она чаще, поскольку схожа с формулой для коэффициента трения в ламинарном потоке. Обе эти формулы можно объединить выражением вида:

$$f = C N_{Re}^n. \quad (2.15)$$

Как правило, внутренняя стенка трубы не бывает гладкой. При турбулентном режиме течения шероховатость трубы может сильно влиять на значение коэффициента трения и, следовательно, на значение градиента давления. Шероховатость стенок,



в свою очередь, зависит от материала, из которого изготовлена труба, типа производства, возраста трубы и условий эксплуатации.

С помощью микроскопа можно определить, что уровень шероховатости стенок трубы не везде одинаков. Характер выступов и углублений варьируется в зависимости от высоты, ширины, длины, формы и типа трубы. Абсолютная шероховатость трубы, ε , — это средняя высота плотно расположенных выступающих зерен трубы, равномерно распределенных и отсортированных по величине в условиях такого же градиента давления, что в реальной трубе.

При анализе размерностей предполагается, что параметры течения зависят не от абсолютных размеров зерен, а от отношения шероховатости к внутреннему диаметру трубы, ε/d . Исследования показали, что влияние шероховатости стенок на характеристики турбулентного потока зависят как от относительной шероховатости, так и от числа Рейнольдса. Если ламинарный подуровень граничного слоя¹ достаточно толстый, характеристики потока будут аналогичны потоку в гладкой трубе. Толщина подуровня напрямую зависит от значения числа Рейнольдса.

Широко известны эксперименты Никурадзе [7], в результате которых были получены четыре базовых значения коэффициента трения в шероховатых трубах. По сей день соотношение Никурадзе для абсолютно шероховатой трубы (уравнение (2.16)) остается наиболее приемлемым для расчетов.

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = 1,74 - 2 \lg \left(\frac{2\varepsilon}{d} \right). \quad (2.16)$$

Если f изменяется в зависимости от значений числа Рейнольдса и относительной шероховатости, то говорят о переходной области или о частично шероховатой стенке. Коулбрук [8] получил эмпирическое соотношение, которое описывает изменение значения f в этой переходной области. На его основе получены и многие современные диаграммы для коэффициента трения:

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = 1,74 - 2 \lg \left(\frac{2\varepsilon}{d} + \frac{18,7}{N_{Re} \sqrt{f}} \right). \quad (2.17)$$

Обратим внимание, что при больших значениях числа Рейнольдса формула (2.17) сводится к виду (2.16) для абсолютно турбулентного потока или потока в шероховатых трубах. Чтобы найти значение f из (2.17), необходимо применить итерационный метод. Для этого формулу (2.17) преобразовывают к виду [9]:

$$f_C = \left[1,74 - 2 \lg \left(\frac{2\varepsilon}{d} + \frac{18,7}{N_{Re} \sqrt{f}} \right) \right]^{-2}. \quad (2.18)$$

Суть метода заключается в последовательной подстановке значений f_{est} в данное уравнение и вычислении f_C , до тех пор пока они не совпадут с допустимой погрешностью. На каждом следующем шаге в качестве начального значения (f_{est}) выступает вычисленное на предыдущем шаге значение f_C . Совпадение достигается уже на втором или третьем шаге. Начальное значение для первого шага можно подобрать с помощью одного из заданных в явном виде уравнений для гладкой трубы или с помощью непосредственной аппроксимации уравнения Коулбрука.

¹Имеется в виду ламинарный подслои у стенки трубы при турбулентном течении. — Прим. ред.

Существует множество аппроксимаций уравнения Коулбрука, одним из самых точных и простых среди них является аппроксимация Зигранга и Сильвестера [10].

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -2 \lg \left[\frac{2\varepsilon/d}{3,7} - \frac{5,02}{N_{Re}} \lg \left(\frac{2\varepsilon/d}{3,7} + \frac{13}{N_{Re}} \right) \right]. \quad (2.19)$$

В большинстве случаев формулу (2.19) можно использовать вместо (2.17).

На рис. 2.2 приведена диаграмма зависимости значений коэффициента трения от числа Рейнольдса и относительной шероховатости, построенная на основе формул (2.12) и (2.17).

Подчеркнем, что значение ε невозможно установить с помощью непосредственных замеров. Оно соответствует шероховатости песчаного зерна, вызывающей аналогичное трение. Единственный способ установить значение ε — это сравнить характеристики обычной трубы с трубой, имеющей шероховатость, соответствующую зерну песка, что и сделал Муди. Результаты его исследований (рис. 2.3) до сих пор являются актуальными. Однако они могут уточняться в зависимости от наличия парафиновых отложений, эрозии или коррозии. Если непосредственно замерить падение давления, можно рассчитать коэффициент трения с учетом числа Рейнольдса и установить значение относительной шероховатости по диаграмме Муди (рис. 2.2). И далее использовать его во всех прогнозных расчетах до тех пор, пока не будет получено новое значение ε/d .

Довольно часто при проектных расчетах требуется знание первоначальных значений шероховатости. Для новой трубы рекомендуется использовать значение $\varepsilon = 15,24$ мкм. Для построения кривых градиента давления обычно используют значение 45,72 мкм. Если трубопровод эксплуатируется в такой среде, которая значительно изменяет шероховатость стенок, то для такой «очень грязной трубы» используется значение шероховатости, равное 228,6 мкм [11]. Для большинства скважин составляющая градиента давления по трению очень мала, по сравнению с гравитационной составляющей. Следовательно, в качестве значения абсолютной шероховатости можно брать приближенные значения.

Пример 2.1. Расчет падения давления при течении однофазной жидкости.

Необходимо найти изменение давления в водонагнетательной скважине. Известны следующие параметры:

$$\begin{aligned} L &= 2438,4 \text{ м}, \\ q_w &= 3180 \text{ м}^3/\text{сут}, \\ \theta &= -90^\circ, \\ \rho_w &= 1000 \text{ кг/м}^3, \\ d &= 0,127 \text{ м}, \\ \mu_w &= 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}, \\ \varepsilon &= 18,29 \cdot 10^{-6} \text{ м}. \end{aligned}$$

Средняя скорость в трубе равна:

$$v = \frac{3180}{\frac{\pi}{4}(0,127)^2(86400)} = 2,91 \text{ м/с}.$$

По формуле (2.10) рассчитываем число Рейнольдса:

$$N_{Re} = \frac{(1000)(2,91)(0,127)}{10^{-3}} = 3,688 \cdot 10^5.$$

Поскольку $N_{Re} > 2000$, поток является турбулентным. Относительная шероховатость трубы равна:

$$\frac{\varepsilon}{d} = \frac{18,29 \cdot 10^{-6}}{0,127} = 0,000144.$$

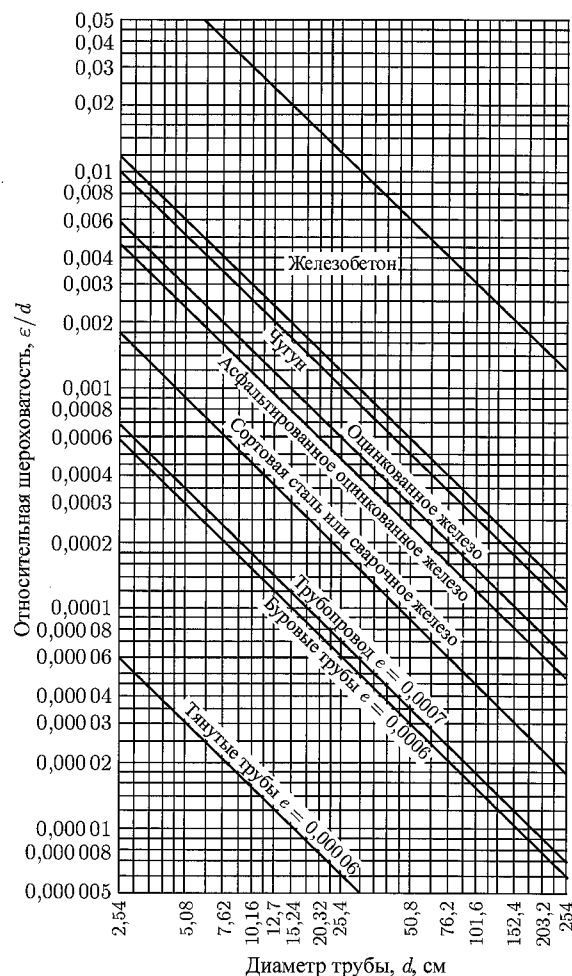


Рис. 2.3. Шероховатость труб [2]

Из формул (2.17), (2.19) или по диаграмме Му迪 (рис. 2.2) определяем, что $f = 0,0155$. Вычисляем градиент давления на основе уравнений (2.5) с учетом (2.9), пренебрегая влиянием инерционной составляющей ускорения¹:

$$\frac{dp}{dL} = \frac{-(0,0155)(1000)(2,91)^2}{2(0,127)(9,8)} - \frac{(1000)(9,8)[\sin(-90^\circ)]}{(9,8)} =$$

$$= -52,4 + 1000 = 947,6 \text{ кг/м}^3 = -0,00512 + 0,0978 = 0,09268 \text{ бар/м.}$$

Тогда перепад давления по длине скважины составляет:

$$\Delta p = (-0,00512 + 0,0978)(2438,4) = -12,48 + 238,48 = 226 \text{ бар.}$$

Обратите внимание, что $-0,00512$ бар от общих потерь давления составляют потери на трение, а $+0,0978$ бар — потери, вызванные гравитацией.

¹По своей сути данное уравнение соответствует формуле, которую в российской литературе называют уравнением Бернулли потока вязкой жидкости. — Прим. ред.

2.4.3. Однофазный поток газа

Если по стволу скважины течет сжимаемый флюид, его параметры (например, плотность, скорость и др.) существенно зависят от перепада давления. Самым распространенным методом расчета гидродинамического забойного давления в газовых скважинах является метод Каллендера и Смита [12].

Пренебрегая кинетической составляющей, уравнение (2.5) преобразуем к виду:

$$\frac{dp}{dL} = \frac{f\rho v^2}{2d} + \rho g \sin \theta. \quad (2.20)$$

Для газов характерны следующие соотношения для уравнения состояния (зависимости плотности от давления) скорости и объемного расхода газа через сечение скважины при нормальных условиях:

$$\rho = pM/ZRT, \quad v = q/A, \quad q = q_{н.у.} B_g, \quad B_g = p_{н.у.} T Z / T_{н.у.} p.$$

Подставляя данные соотношения в уравнение (2.20) и разделяя переменные, получаем¹:

$$\frac{M}{R} \int_0^L dL = \int_{p_{tf}}^{p_{wf}} \frac{\frac{p}{ZT}}{\left(\frac{p}{ZT}\right)^2 g \sin \theta + C} dp, \quad (2.21)$$

где

$$C = \frac{8p_{н.у.}^2 q_{н.у.}^2 f}{T_{н.у.}^2 \pi^2 d^5}.$$

Размерное уравнение (2.21) справедливо для любой системы единиц.

Подставляя в него параметры, размерность которых соответствует международной системе СИ, и интегрируя левую часть, получим²

$$4,24\gamma_g L = \int_{p_{tf}}^{p_{wf}} I dp, \quad (2.22)$$

где

$$I = \frac{14,51 \frac{p}{ZT}}{0,001 \left(14,51 \frac{p}{ZT}\right)^2 \sin \theta + F^2}, \quad (2.23)$$

$$F^2 = \frac{8,82 \cdot 10^{-6} f q_{н.у.}^2}{d^5}, \quad (2.24)$$

где p выражено в барах, T — в градусах температурной шкалы Реомюра³ ($^\circ R$), $q_{н.у.}$ — в млн.м³/сутки, d и L — в метрах.

¹В соответствии с обозначениями (приложение А) индексом tf отмечаются значения параметров на устье скважины, а индексом wf — на забое. — Прим. ред.

²Здесь вместо удельной газовой постоянной R/M вводится параметр $1/\gamma_g$. — Прим. ред.

³Шкала Реомюра использовалась в России до 30-х годов XX в., когда термометры Реомюра были заменены термометрами со шкалой Цельсия: $1^\circ R = 5/4^\circ C$. — Прим. ред.

Заметим, что для того, чтобы в конечном счете проинтегрировать правую часть уравнения (2.22), необходимо сделать дополнительные уточнения, касающиеся значений Z , T и f . Значение I для каждого промежуточного давления p , лежащего в пределах между p_{tf} и p_{wf} , можно найти с помощью численного интегрирования по правилу трапеций. Для удобства вычислений предположим, что скважину условно можно разделить на две части, так что половинной глубине скважины соответствует среднее значение давления p_{mf} . Тогда интеграл в правой части уравнения (2.22) можно разделить на сумму двух интегралов, каждый из которых заменим на его приближенное значение:

$$4,24\gamma_g L = \frac{(p_{mf} - p_{tf})(I_{mf} + I_{tf})}{2} + \frac{(p_{wf} - p_{mf})(I_{wf} + I_{mf})}{2}. \quad (2.25)$$

Условно разделим скважину на две части и запишем уравнения типа (2.25) отдельно для верхней и нижней частей скважины.

Для верхней половины скважины:

$$4,24\gamma_g L/2 = (p_{mf} - p_{tf}) \frac{(I_{mf} + I_{tf})}{2}. \quad (2.26)$$

Соответственно для нижней части:

$$4,24\gamma_g L/2 = (p_{wf} - p_{mf}) \frac{(I_{wf} + I_{mf})}{2}. \quad (2.27)$$

Данный подход допускает любое количество расчетных шагов, но Каллендер и Смит [12] доказали, что в случае применения двухшагового подхода и численного интегрирования по формуле Симпсона [13] результат получится настолько же точным, как и в случае применения четырехшагового подхода, для которого результирующее уравнение имеет вид:

$$4,24\gamma_g L = \left(\frac{p_{wf} - p_{tf}}{6} \right) (I_{wf} + 4I_{mf} + I_{tf}). \quad (2.28)$$

Приведем пример использования метода Каллендера и Смита по расчету гидродинамического забойного давления в газовых скважинах.

Пример 2.2. Расчет падения давления однофазного потока газа.

На основе данных по скважине и свойствам газа рассчитаем гидродинамическое забойное давление в газовой скважине, используя метод Каллендера и Смита для двух расчетных сегментов.

Известны следующие параметры:

$$\begin{aligned} \gamma_g &= 0,75, \\ L &= 3048 \text{ м}, \\ T_f &= 118^\circ \text{ С}, \\ p_{tf} &= 137,8 \text{ бар}, \\ T_s &= 43,3^\circ \text{ С}, \\ \varepsilon &= 21,34 \cdot 10^6 \text{ м}, \\ d &= 0,062 \text{ м}, \\ q_{sc} &= 0,139 \cdot 10^6 \text{ м}^3/\text{сут}, \\ \bar{\mu} &= 0,012 \cdot 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с} = 0,012 \text{ сП}, \\ \theta &= 90^\circ. \end{aligned}$$

Решение будем строить в два этапа.

Предварительный расчет. Предположим, что поток турбулентный, а стенки трубы очень шероховатые (если поток не абсолютно турбулентный, можно допустить, что значение числа Рейнольдса, рассчитанное для условий вблизи поверхности трубы, одинаково по всему сечению). В этом случае по формуле (2.16) найдем значение $f = 0,015$ и вычислим F по (2.24):

$$F^2 = \frac{(8,82 \cdot 10^{-6})(0,015)(0,139)^2}{(0,062)^5} = 0,00279.$$

Далее (по формуле (2.23)) рассчитаем значение I_{tf} . При $p_{tf} = 137,8$ бар, $T = 43,3^\circ \text{ С}$ и $Z = 0,71$, при этом

$$14,51 \frac{p}{TZ} = 14,51 \frac{137,8}{(570)(0,71)} = 4,942$$

и

$$I_{tf} = \frac{4,942}{(0,001)(4,942)^2 + 0,00279} = 181\text{X}, 760.$$

Верхняя половина скважины.

Вычислим p_{mf}^* (1^й шаг)¹:

$$p_{mf}^* = p_{tf}(1 + 2,5 \cdot 10^{-5} L/2 \sin \theta) = 137,8[1 + (2,5 \cdot 10^{-5})(5000 \sin 90^\circ)] = 155 \text{ бар}.$$

Рассчитаем I_{mf} (по уравнению (2.23)). При $p_{mf}^* = 155$ бар значения температуры и коэффициента сверхсжимаемости $T = 43,3 + 19,7^\circ \text{ С}$ и $Z = 0,797$, при этом

$$14,51 \frac{p}{TZ} = 14,51 \frac{155}{(628)(0,797)} = 4,425$$

и

$$I_{mf} = \frac{4,425}{(0,001)(4,425)^2 + 0,00279} = 197,81.$$

Теперь вычислим p_{mf} по уравнению (2.26):

$$p_{mf} = p_{tf} + \frac{4,24\gamma_g L}{I_{mf} + I_{tf}} = 137,8 + \frac{(4,24)(0,75)(3048)}{197,81 + 181,60} = 137,8 + 25,56 = 163,36 \text{ бар}.$$

Полученное значение давления недостаточно близко к p_{mf}^* . Поэтому еще раз перерасчитаем значение p_{mf}^* (2^й шаг).

Положим теперь $p_{mf}^* = 163,36$ бар.

Тогда значение I_{mf} вычисляется по формуле (2.23): при $p_{mf}^* = 163,36$ бар, $T = 81^\circ \text{ С}$ и $Z = 0,796$,

$$14,51 \frac{p}{TZ} = 14,51 \frac{163,36}{(638)(0,796)} = 4,669$$

и

$$I_{mf} = \frac{4,669}{(0,001)(4,669)^2 + 0,00279} = 189,88.$$

Снова вычислим p_{mf} , исходя из (2.26):

$$p_{mf} = 137,8 + \frac{(4,24)(0,75)(3048)}{189,88 + 181,60} = 137,8 + 26,2 = 164 \text{ бар}.$$

¹Сделать это можно по аналогии с примером 2.1 (т. е. по формуле Бернулли для потока вязкой жидкости) для трубы половинной длины. — Прим. ред.

Опять недостаточно близко к p_{mf}^* . Значит, рассчитаем еще раз p_{mf}^* (3^й шаг).

Положим $p_{mf}^* = 164$ бар.

Вычислим I_{mf} из (2.23): при $p_{mf}^* = 164$ бар, $T = 81^\circ \text{C}$ и $Z = 0,796$,

$$14,51 \frac{p}{TZ} = 14,51 \frac{164}{(638)(0,796)} = 4,684$$

и

$$I_{mf} = \frac{4,684}{(0,001)(4,684)^2 + 0,00279} = 189,41.$$

Вычислим p_{mf} из (2.26):

$$p_{mf} = 137,8 + \frac{(4,24)(0,75)(3\,048)}{189,41 + 181,60} = 164 \text{ бар.}$$

Следовательно, давление в середине скважины равно 164 бар.

Нижняя половина скважины.

Вычислим давление на забое скважины p_{wf}^* (1^й шаг):

$$p_{wf}^* = p_{mf}(1 + 2,5 \cdot 10^{-5} L/2 \sin \theta) = 164[1 + (2,5 \cdot 10^{-5})(5\,000 \sin 90^\circ)] = 184 \text{ бар.}$$

Рассчитаем I_{wf} по формуле (2.23). При $p_{wf}^* = 184$ бар, $T = 118,3^\circ \text{C}$ и $Z = 0,867$,

$$14,51 \frac{p}{TZ} = 14,51 \frac{184}{(705)(0,867)} = 4,4378$$

и

$$I_{wf} = \frac{4,378}{(0,001)(4,378)^2 + 0,00279} = 199,39.$$

Вычислим p_{wf} из (2.27):

$$p_{wf} = p_{mf} + \frac{(4,24)(0,75)(3\,048)}{199,39 + 189,41} = 164 + 24,9 = 188,9 \text{ бар.}$$

Полученное значение недостаточно близко к p_{wf}^* . Рассчитаем p_{wf}^* (2^й шаг).

Положим $p_{wf}^* = 189$ бар.

Вычислим I_{wf} (из формулы (2.23)): при $p_{wf}^* = 189$ бар, $T = 118,3^\circ \text{C}$ и $Z = 0,868$,

$$14,51 \frac{p}{TZ} = 14,51 \frac{189}{(705)(0,868)} = 4,479$$

и

$$I_{wf} = \frac{4,479}{(0,001)(4,479)^2 + 0,00279} = 196,00.$$

Вычислим p_{wf} по формуле (2.27):

$$p_{wf} = 164 + \frac{(4,24)(0,75)(3\,048)}{196,00 + 189,41} = 189 \text{ бар.}$$

Это достаточно близко к значению 188,9 бар, следовательно, гидродинамическое забойное давление можно считать равным 189 бар.

Если применить более точное численное интегрирование по формуле Симпсона, (2.28), получим следующее значение гидродинамического забойного давления:

$$p_{wf} = p_{tf} + \frac{(6)(4,24)(0,75)(3\,048)}{181,60 + (4)189,41 + 196,00} = 189,01 \text{ бар.}$$

2.4.4. Вязкопластические флюиды

В предыдущем разделе мы рассматривали метод расчета течений в скважинах, приемлемый лишь для ньютоновских жидкостей. Однако в нефтяной промышленности довольно часто имеют дело с неньютоновскими (вязкопластическими) флюидами, такими как буровые глинистые растворы, цементные растворы, рабочие и буферные жидкости, используемые на стадии заканчивания скважин, нагнетаемые в скважины при вторичном методе добычи нефти, полимеры, неочищенная нефть при температуре, близкой к температуре застывания, и многие другие водонефтяные смеси.

Проектирование систем трубопроводов с учетом свойств вязкопластических флюидов усложняется тем, что в этом случае нельзя непосредственно применять стандартные корреляции для коэффициента трения. Вязкопластические флюиды могут обладать самыми разными реологическими свойствами, выражающимися сложной зависимостью от скорости сдвига, температуры и состава смеси. На рис. 2.4 показаны графики зависимости вязких напряжений от скорости сдвига¹ для различных по своим реологическим свойствам флюидов (согласно методу Нудсена и Каца).

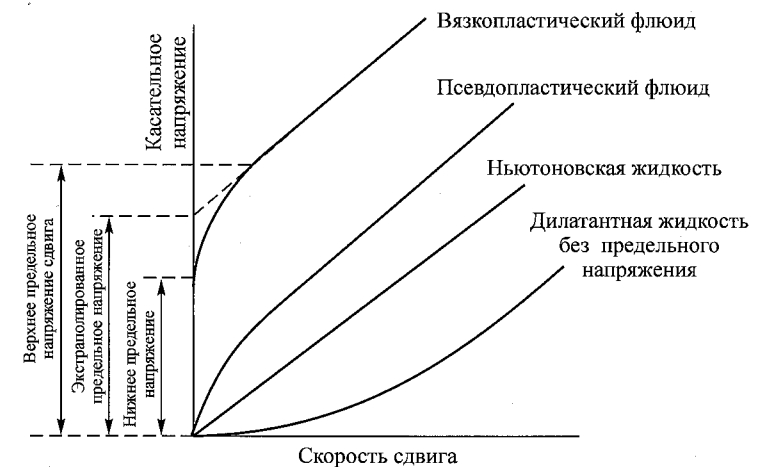


Рис. 2.4. Реологическая модель [1]

Как правило, существует два подхода к описанию водонефтяных смесей при проектировании систем трубопроводов. Согласно первому методу смесь рассматривается в рамках модели ньютоновской жидкости с псевдовязкостью, значение которой зависит от доли воды в смеси. Описание данного метода будет дано в главе 3, поскольку он подразумевает учет свойств многофазной смеси, в том числе комбинирование вязкостей каждой фазы в соответствии с их объемной долей для получения общей вязкости смеси. Использование второго подхода предполагает описание флюида с помощью моде-

¹Т.е. от скорости деформации. — Прим. ред.

ли неньютоновской (вязкопластической) жидкости, при этом принимаются следующие предположения [14]:

- 1) Смесь является однородной.
- 2) Проскальзывание между фазами отсутствует, поэтому фактические значения объемных содержаний каждой из фаз соответствуют входным значениям объемных долей¹.
- 3) Реологические свойства дисперсной водонефтяной системы можно описать с помощью степенной модели Оствальда В. [15].

Степенная модель. Степенную зависимость между касательными напряжениями и скоростью деформации (скоростью сдвига) можно выразить соотношением:

$$\tau = K' \dot{\gamma}^{n'} \quad (2.29)$$

Если показатель степени n' равен единице, уравнение (2.29) описывает поведение ньютоновской жидкости, а значение K' равно постоянной вязкости μ .² Для обычной водонефтяной смеси n' меньше единицы, и уравнение (2.29) описывает поведение псевдопластических флюидов (сдвиговое течение с уменьшением вязкости). Для некоторых других водонефтяных смесей значение n' может превышать единицу, в этом случае уравнение описывает «загустевающий» при сдвиге флюид (модель делатантной жидкости)³. Как правило, заранее нельзя сказать, какими вязкостными свойствами обладает смесь, но это можно определить экспериментальным путем с применением соответствующего вискозиметра.

Подобные испытания проводят для конкретных эксплуатационных условий: при определенных значениях объемной доли воды, температуры и распределения размеров капелек диспергированной фазы⁴ (либо скорости смешивания фаз). После установления свойства смеси можно рассчитать составляющую градиента давления по трению для потока в трубе данной дисперсной водонефтяной смеси.

Универсальное число Рейнольдса. Понятие «универсального числа Рейнольдса» для вязкопластических флюидов ввели Мещнер и Рид [16]. Формула (2.10) определяет стандартное выражение для числа Рейнольдса, которое также можно преобразовать к виду:

$$N_{Re} = \frac{\rho v d}{\tau_w} \left(\frac{8v}{d} \right), \quad (2.30)$$

где τ_w — касательное напряжение на стенке трубы для ламинарного потока, а величина $8v/d$ — фактическая скорость сдвига для ньютоновской жидкости. Таким образом, соотношение $[\tau_w / (8v/d)]$ соответствует ньютоновской (динамической) вязкости μ .

Зависимость между фактической и кажущейся скоростями сдвигового напряжения для неньютоновского потока можно выразить соотношением:

$$\left(-\frac{dv}{dr} \right)_w = \left(\frac{3n' + 1}{4n'} \right) \left(\frac{8v}{d} \right), \quad (2.31)$$

¹ В этом случае предполагается и несжимаемость обеих фаз. — Прим. ред.

² Речь идет о коэффициенте динамической вязкости. — Прим. ред.

³ Коэффициент пропорциональности между вязким напряжением и скоростью сдвига называется коэффициентом кажущейся вязкости. Как видно из рис. 2.4., псевдопластические и делатантные жидкости сходны непостоянством значений коэффициента кажущейся вязкости и отсутствием предельного коэффициента сдвига. — Прим. ред.

⁴ Свойством делатантности могут обладать и среды, которые не относятся, вообще говоря, к диспергированным. — Прим. ред.

где n' — показатель кривизны логарифмического графика зависимости τ_w от $8v/d$, который часто называют показателем текучести. При этом соответственно для неньютоновской жидкости имеем соотношение:

$$\tau_w = K' \left(\frac{8v}{d} \right)^{n'} \quad (2.32)$$

Объединяя уравнения (2.30) и (2.32), получаем:

$$N_{Re_{M-R}} = \frac{\rho v^{2-n'} d^{n'}}{8^{n'-1}} K' \quad (2.33)$$

и

$$\eta = K' \left(\frac{4n'}{3n' + 1} \right) \left(\frac{8v}{d} \right)^{n'-1}, \quad (2.34)$$

где $N_{Re_{M-R}}$ — универсальное число Рейнольдса, а η — псевдовязкость. При $n' = 1$ и $K' = \mu$ уравнения (2.33) и (2.34) сводятся к стандартным выражениям для числа Рейнольдса и динамической вязкости ньютоновского флюида.

Вязкопластичный коэффициент трения. В общем случае алгоритм расчета коэффициентов трения для вязкопластических флюидов аналогичен алгоритму для ньютоновских жидкостей.

Ламинарный поток. Согласно методу Мещнера и Рида [16], коэффициент трения Фаннинга для вязкопластичного ламинарного потока рассчитывается следующим образом:

$$f' = \frac{16}{N_{Re_{M-R}}} \quad (2.35)$$

Турбулентный поток в гладких трубах. Додж и Мещнер [17] вывели следующее соотношение для коэффициента трения:

$$\sqrt{\frac{1}{f'}} = \frac{4,0}{n'^{0,75}} \lg \left[N_{Re_{M-R}} f'^{(1-n'/2)} \right] - \frac{0,4}{n'^{1,2}}, \quad (2.36)$$

Турбулентный поток в шероховатых трубах. Говьер и Азиз [18] предложили использовать следующую формулу расчета коэффициента трения для степенных псевдопластических флюидов в шероховатых трубах:

$$f' = f_{M-R} \left(\frac{f'_r}{f'_s} \right), \quad (2.37)$$

где f_{M-R} — коэффициент трения, вычисленный по формуле (2.36); f'_r — коэффициент трения Фаннинга для ньютоновского потока в шероховатых трубах, рассчитанный для того же универсального числа Рейнольдса; f'_s — коэффициент трения Фаннинга для ньютоновского потока в гладких трубах, опять же рассчитанный относительно универсального числа Рейнольдса. Цилас и др. [19] получили аналогичные выражения для коэффициента трения, применив следующую формулу для псевдопластических флюидов:

$$\sqrt{\frac{1}{f'}} = -4,0 \lg \left[\frac{10^{-\beta/2}}{N_{Re_{M-R}}^{1/n'} (4f')^{(2-n')2n'}} + \frac{\varepsilon}{3,71d} \right], \quad (2.38)$$

где

$$\beta = 1,51^{1/n'} \left(\frac{0,707}{n'} + 2,12 \right) - \frac{4,015}{n'} - 1,057. \quad (2.39)$$

Отметим, что формула (2.38) аналогична формуле Коулбрука для ньютоновских флюидов (см. (2.17)) и так же предполагает применение итерационного подхода при вычислении коэффициента трения.

Турбулентный поток в абсолютно шероховатых трубах. В этом случае Говьер и Азиз [18] предлагают использовать следующую корреляцию:

$$\sqrt{\frac{1}{f'}} = 4,06 \lg d/2\varepsilon + 6,0 - \frac{2,65}{n'}. \quad (2.40)$$

Применительно к ньютоновским флюидам формула (2.40) сводится к виду, предложенному вон Карманом [18]:

$$\sqrt{\frac{1}{f'}} = 4,06 \lg d/2\varepsilon + 3,36. \quad (2.41)$$

Составляющая градиента давления по трению. После вычисления коэффициента трения Фаннинга, f' , можно определить составляющую градиента давления по трению:

$$\left(\frac{dp}{dL} \right)_{\text{трения}} = \frac{2f' \rho v^2}{d}. \quad (2.42)$$

Таким образом, очевидно, насколько важны значения K' и n' при определении градиента давления по трению для дисперсной системы. Значение данных параметров определяют экспериментальным путем с использованием подходящего вискозиметра.

Пример 2.3. Расчет падения давления в потоке вязкопластической водонефтяной смеси.

Предположим, что по горизонтальной трубе течет водонефтяная смесь при атмосферном давлении¹. Вычислим давление на входе трубы, необходимое для поддержания постоянного объемного дебита дисперсной системы при начальном содержании воды 20%.

Известны следующие параметры:

$$q_m = 0,8495 \text{ м}^3/\text{сек},$$

$$d = 0,508 \text{ м},$$

$$\varepsilon = 304,8 \cdot 10^6 \text{ м},$$

$$L = 3048 \text{ м},$$

$$\rho_o = 861 \text{ кг/м}^3,$$

$$\rho_w = 997 \text{ кг/м}^3,$$

$$n' = 0,8589,$$

$$K' = 342,22 \cdot 10^{-3} \text{ Н сек}^n/\text{м}^2.$$

Рассчитаем плотность смеси в соответствии с объемными долями нефти и воды в смеси: $\rho_m = \rho_o f_o + \rho_w f_w = 887 \text{ кг/м}^3$. Зная дебит смеси и долю воды, вычислим значение универсального числа Рейнольдса:

$$N_{Re_{M-R}} = \frac{\rho_m v_m^{2-n'} d^{n'}}{8^{n'-1} K'} = 9,97 \cdot 10^3.$$

Критерием турбулентного потока является соотношение $N_{Re_{M-R}} > 1500$, значит, в нашем случае поток является турбулентным.

¹ Имеется в виду атмосферное давление в некотором заданном контрольном сечении. — Прим. ред.

По формуле (2.37) рассчитаем значение коэффициента трения для турбулентного потока псевдопластического флюида при течении в шероховатой трубе:

$$f' = f_{M-R} \left(\frac{f'_r}{f'_s} \right) = 0,007(1,006) = 0,00704,$$

где f_{M-R} рассчитывается из уравнения (2.36), f_s — по формуле Блазиуса (2.14), а f_r — из зависимости (2.17). Заметим, что при использовании уравнения (2.38) необходимо применить итерационный метод, в результате которого получается значение $f' = 0,00676$.

Теперь можно рассчитать давление p_1 на входе трубы:

$$p_1 = p_2 + 2f' \rho_m \frac{L}{d} v_m^2 = 14,186 \text{ бар}.$$

2.5. Поток в затрубном пространстве

В скважинах, как правило, поток осуществляется через систему насосно-компрессорных труб. Однако в случае высокопроизводительных нефтяных скважин нефть добывают через затрубное пространство, образованное обсадной и стволовой колоннами. Такой способ добычи выбирают при многопластовом заканчивании скважин и регулируемыми дебитами добычи, в том числе и из экономических соображений. По сравнению с общим числом добывающих скважин нефтедобыча по затрубному пространству осуществляется реже, однако при этом в сумме добыча таким способом составляет значительную часть мировой добычи нефти.

Поток нефти через затрубное пространство осуществляется также в скважинах с механизированной добычей. При эксплуатации скважин с использованием штангового насоса внутри колонны напорно-компрессорных труб устанавливают насосные штанги, соединяющие двигатель на поверхности с насосом на дне скважины. Флюиды выкачиваются насосом вверх по затрубному пространству. Через затрубное пространство также осуществляют отвод сопутствующей воды со дна газовых скважин. Для этого внутри колонны напорно-компрессорных труб устанавливают сифонную трубку. По образованному затрубному пространству движется восходящий поток флюидов.

Первоначально характеристики потока в затрубном пространстве рассчитывали на основе концепции пересчета гидравлического диаметра¹. Вычисляемый гидравлический диаметр вчетверо больше площади потока, деленной на смачиваемый периметр. Для затрубного пространства (см. рис. 2.5)

$$d_h = d_c - d_t. \quad (2.43)$$

Заметим, что гидравлический диаметр не всегда является показательной характеристикой размеров затрубного пространства. Чтобы составить истинное представление о размерах области течения, необходимо хорошо изучить структуру потока внутри затрубного пространства.

Затрубное пространство образуется двумя трубами круглого сечения, так что поток локализуется в области между внутренней стенкой внешней трубы и внешней стенкой внутренней трубы. Конфигурацию затрубного пространства характеризуют два геометрических параметра: соотношение диаметров труб, $K = d_t/d_c$, и степень эксцентриситетности. Степень эксцентриситетности учитывает смещение центра внутренней трубы

¹ Речь идет о формуле расчета эффективного диаметра трубы при течении флюида по каналам сложной формы. — Прим. ред.

относительно центра внешней трубы и выражается уравнением:

$$e = \frac{2D_{BC}}{d_c - d_t}, \quad (2.44)$$

где d_t — внешний диаметр внутренней трубы (стволовой), d_c — внутренний диаметр внешней трубы (обсадной), а D_{BC} — расстояние между центрами труб. Степень эксцентрисичности затрубного пространства может принимать значение от нуля до единицы. На рис. 2.5 для трех разных затрубных пространств показаны поперечные сечения, для которых соотношение диаметров труб одинаково, а эксцентрисичность равна соответственно 0; 0,5 и 1,0.

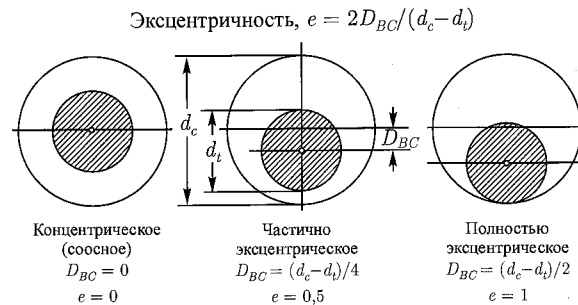


Рис. 2.5. Затрубное пространство разных конфигураций [28]

2.5.1. Коэффициент трения для однофазного потока

Чтобы рассчитать коэффициент трения для однофазного потока в трубах некруглого сечения, обычно также применяют концепцию расчета гидравлического диаметра. Однако данная концепция более всего оправдана для высокотурбулентного потока.

Характеристики ламинарного потока можно точно рассчитать для затрубного пространства любой конфигурации. Берд и др. [15] вывели аналитический способ построения профиля скорости и расчета коэффициента трения для концентрического затрубного пространства. Опираясь на разработки Хейда [20], Шнайдера и Голдштейна [21], можно аналитически получить эти параметры потока и для эксцентрического затрубного пространства. Подобные аналитические методы будут рассмотрены в следующем разделе.

Вне всяких сомнений, явление турбулентности (даже в трубах круглого сечения) изучено не до конца. Однако существуют разные полуэмпирические и аналитические методы прогнозирования распределения скорости и градиента давления. В затрубном пространстве течение имеет более сложную структуру, чем в трубах круглого сечения, и, соответственно, используются другие аналитические методы исследования. Применяют три способа прогнозирования характеристик турбулентного потока в затрубном пространстве: эмпирические корреляции, полуэмпирические корреляции и использование универсальных распределений скорости.

Эмпирические корреляции основаны на аппроксимации кривых, построенных по экспериментальным данным, и прогнозировании общих параметров потока (например, коэффициента трения). Результирующие корреляции для коэффициента трения, как правило, сводятся к выражению Блазиуса (2.15), для которого значения C и n определяют эмпирически. Также существуют корреляции Нудсена и Каца [1], Доджа [22], Уинклера [23], в которых применяется подход Доджа для потока в затрубном пространстве.

Однако в методе Доджа не учитывается соотношение диаметров труб, образующих затрубное пространство.

Полуэмпирические методы основаны на экспериментальных исследованиях турбулентного потока и использовании характеристик ламинарного потока в аналогичной конфигурации. К ним относится метод Ганна и Дарлинга [24]. Эти авторы пришли к выводу, что не только для области ламинарного потока, но и для области турбулентного потока формулы для вычисления коэффициентов трения для труб круглого и кольцевого сечения аналогичны друг другу. Применяя анализ размерностей, они доказали, что для турбулентного потока в затрубном пространстве характерна следующая функциональная зависимость для коэффициента трения:

$$f_{NC} = f_{NC} \left(N_{Re}, \frac{F_c}{F_{NC}} \right), \quad (2.45)$$

где F_c и F_{NC} — это так называемые геометрические параметры трения соответственно для труб круглого сечения и затрубного пространства. При низких значениях числа Рейнольдса коэффициент трения обратно пропорционален соотношению F_c/F_{NC} . Но при высоких значениях числа Рейнольдса коэффициент трения вообще не зависит от данного отношения. При средних значениях числа Рейнольдса функциональная зависимость (2.45) приемлема для нескольких конфигураций труб некруглого сечения.

Ньютоновский ламинарный поток. Коэффициент трения для ламинарного потока рассчитывается с использованием уравнений неразрывности и движения и соотношения Фаннинга при условии, что флюид ньютоновский, а поток должен быть полностью развитым, установившимся и осесимметричным.

Уравнение Фаннинга можно записать в виде:

$$\Delta p = 2f' \frac{L}{d_h} \rho v^2, \quad (2.46)$$

при этом число Рейнольдса рассчитывается по гидравлическому диаметру:

$$N_{Re} = \frac{\rho v d_h}{\mu}. \quad (2.47)$$

Коэффициент трения Фаннинга в трубах круглого сечения, f'_p , равен:

$$f'_p = \frac{F_p}{N_{Re}} = \frac{16}{N_{Re}}, \quad (2.48)$$

где F_p — геометрический параметр трения для потока в трубах, который в этом случае имеет постоянное значение, равное 16.

Для концентрического затрубного пространства [15]

$$f'_{CA} = \frac{F_{CA}}{N_{Re}} = \frac{16}{N_{Re}} \frac{(1-K)^2}{\left[\frac{1-K^4}{1-K^2} - \frac{1-K^2}{\ln(1/K)} \right]}. \quad (2.49)$$

Таким образом,

$$F_{CA} = F_{CA}(K) = \frac{16(1-K)^2}{\left[\frac{1-K^4}{1-K^2} - \frac{1-K^2}{\ln(1/K)} \right]}, \quad (2.50)$$

где f'_{CA} — коэффициент трения Фаннинга, а F_{CA} — геометрический параметр трения для концентрического затрубного пространства.

Шнайдер и Голдштейн [21] разработали аналитический метод расчета ламинарного потока в эксцентрическом затрубном пространстве, используя биполярную систему координат. Они опирались на более ранние исследования Хейда [20] и Эль-Садена [25]. Редбергер и Чарльз [26] разработали численный метод решения рассматриваемой задачи, при этом они также опирались на уравнение Фаннинга:

$$f'_{EA} = \frac{F_{EA}}{N_{Re}} = \frac{1}{N_{Re}} \frac{4(1-K)^2(1-K^2)}{\phi \operatorname{sh}^4 \eta_0} \quad (2.51)$$

и

$$F_{EA} = F_{EA}(K, e) = \frac{4(1-K)^2(1-K^2)}{\phi \operatorname{sh}^4 \eta_0}, \quad (2.52)$$

где

$$\phi = (\operatorname{ch} \eta_i - \operatorname{ch} \eta_0)^2 \left(\frac{1}{\eta_i - \eta_0} - 2 \sum_{n=1}^{\infty} \frac{2n}{e^{2n\eta_i} - e^{2n\eta_0}} \right) + \frac{1}{4} \left(\frac{1}{\operatorname{sh}^4 \eta_0} - \frac{1}{\operatorname{sh}^4 \eta_i} \right), \quad (2.53)$$

$$\operatorname{ch} \eta_i = \frac{K(1+e^2) + (1-e^2)}{2Ke} \quad (2.54)$$

и

$$\operatorname{ch} \eta_0 = \frac{K(1-e^2) + (1+e^2)}{2Ke}. \quad (2.55)$$

Несмотря на то, что в формуле (2.53) фигурирует бесконечный ряд, его можно урезать до нескольких членов. Как и в предыдущем случае, f'_{EA} — это коэффициент трения Фаннинга, а F_{EA} — геометрический параметр трения для эксцентрического затрубного пространства. На рис. 2.6 представлены графики зависимости коэффициента трения от отношения диаметров при различных значениях эксцентриситета (2.51), из которых видно, что при $K = 0$ (поток в трубах) $F_{EA} = 16$; для эксцентрического затрубного пространства ($e = 0$) значение F_{EA} приближается к 24.

Если соотношение диаметров труб постоянно, значение геометрического параметра трения и, следовательно, коэффициента трения уменьшается с увеличением степени эксцентricности. К тому же, если степень эксцентricности затрубного пространства велика, геометрический параметр трения и, следовательно, коэффициент трения всегда меньше, чем для круглой трубы.

Если опираться исключительно на концепцию введения гидравлического диаметра и не учитывать эксцентricность затрубного пространства, то в 40–50 % случаев расчет коэффициента трения окажется ошибочным. На величину ошибки также влияет значение соотношения диаметров труб и степень эксцентricности затрубного пространства. На рис. 2.6 подобный случай показан пунктирной линией, которая соответствует ожидаемым значениям геометрического параметра трения (при $K = 0,553$) для экспериментального оборудования, использованного Каэтано и др. [27].

Ньютоновский турбулентный поток. Каэтано и др. [24] для расчета турбулентного потока предложили использовать метод Ганна и Дарлинга, поскольку он является простым и достаточно эффективным. Данный метод основан на расчетах коэффициента трения в затрубном пространстве (уравнение (2.45)), а также на многочисленных

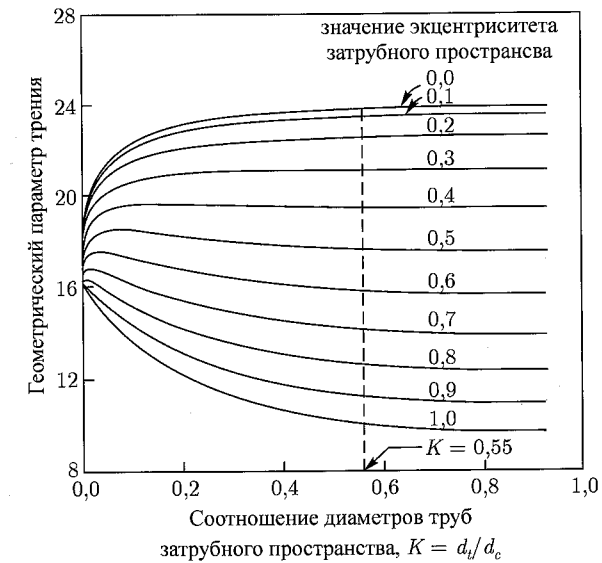


Рис. 2.6. Геометрический параметр трения для затрубного пространства (однофазный поток является ламинарным, число Рейнольдса для всех случаев одинаково)

экспериментальных данных по турбулентному потоку в затрубном пространстве. Объединяя результаты исследований Ганна и Дарлинга с формулой Никурадзе, получаем следующие выражения для расчета коэффициента трения в концентрическом и эксцентрическом затрубном пространстве:

$$\frac{1}{\left\{ f'_{CA} \left(\frac{F_p}{F_{CA}} \right)^{0,45 \exp[-(N_{Re}-3000)/10^6]} \right\}^{1/2}} = 4 \lg \left(N_{Re} \left\{ f'_{CA} \left(\frac{F_p}{F_{CA}} \right)^{0,45 \exp[-(N_{Re}-3000)/10^6]} \right\}^{1/2} \right) - 0,4 \quad (2.56)$$

и

$$\frac{1}{\left\{ f'_{EA} \left(\frac{F_p}{F_{EA}} \right)^{0,45 \exp[-(N_{Re}-3000)/10^6]} \right\}^{1/2}} = 4 \lg \left(N_{Re} \left\{ f'_{EA} \left(\frac{F_p}{F_{EA}} \right)^{0,45 \exp[-(N_{Re}-3000)/10^6]} \right\}^{1/2} \right) - 0,4. \quad (2.57)$$

В данных уравнениях f' — коэффициент трения Фаннинга, а F — геометрический параметр трения для ламинарного потока.

Вязкопластический ламинарный поток. Не существует точного аналитического метода расчета вязкопластического ламинарного потока в затрубном пространстве.

Хасиисламоглу и Лэнглинаис [28] разработали численную модель анализа характеристик потока с текучестью, подчиняющегося степенному закону, в концентрическом и эксцентрическом затрубном пространстве.

Концентрическое затрубное пространство. Можно получить приближенное значение коэффициента трения для потока степенной жидкости в концентрическом затрубном пространстве, если опираться на менее сложные уравнения для потока в узкой буровой шахте [29]. Подобная аппроксимация приводит к хорошим результатам в том случае, если $d_t/d_c > 0,3$. Соотношение фактической скорости сдвига к кажущейся скорости сдвига на стенке трубы (псевдоскорости) равно:

$$\left(-\frac{dv}{dr}\right)_w = \frac{4n' + 2}{4n'} \frac{8v}{d_c - d_t}, \quad (2.58)$$

где n' — показатель текучести.

Применительно к геометрии затрубного пространства также можно воспользоваться концепцией введения универсального числа Рейнольдса

$$N_{ReM-R} = \frac{\rho v^{2-n'} (d_c - d_t)^{n'}}{8^{n'-1} K'}, \quad (2.59)$$

где K' — параметр, характеризующий показатель консистенции потока; для затрубного пространства он равен:

$$K' = K \left(\frac{4n' + 2}{4n'}\right)^{n'}. \quad (2.60)$$

Тогда уравнение для коэффициента трения можно представить в виде:

$$f' = \frac{16}{N_{ReM-R}}. \quad (2.61)$$

Таким образом, составляющая градиента давления по трению для концентрического затрубного пространства равна:

$$\left(\frac{dp}{dL}\right)_{\text{трения}} = \frac{2f' \rho v^2}{d_c - d_t}. \quad (2.62)$$

Эксцентрическое затрубное пространство. Хасиисламоглу и Лэнглинаис [28] вывели корреляцию для прогнозирования потерь давления на трение для степенной жидкости в эксцентрическом затрубном пространстве. Они выделили коррелирующий параметр R , равный отношению величины падения давления из-за трения в эксцентрическом затрубном пространстве к соответствующей величине в концентрическом затрубном пространстве. Данная эмпирическая корреляция справедлива для случаев, когда степень эксцентricности находится в пределах от 0 до 0,95, соотношение диаметров труб — в пределах от 0,3 до 0,9, а показатель текучести n' — в пределах от 0,4 до 1,0:

$$R = 1 - 0,072 \frac{e}{n'} \left(\frac{d_t}{d_c}\right)^{0,8454} - 1,5e^2 \sqrt{n'} \left(\frac{d_t}{d_c}\right)^{0,1852} + 0,96e^3 \sqrt{n'} \left(\frac{d_t}{d_c}\right)^{0,2527}. \quad (2.63)$$

Погрешность данной корреляции составляет $\pm 5\%$. Прежде чем рассчитать составляющую градиента давления по трению в эксцентрическом затрубном пространстве, необходимо по уравнению (2.62) вычислить составляющую градиента давления по трению

в концентрическом затрубном пространстве. Затем результат расчета корректируется с учетом соотношения:

$$\left(\frac{dp}{dL}\right)_{FE} = \left(\frac{dp}{dL}\right)_{FC} R. \quad (2.64)$$

Вязкопластический турбулентный поток. На данный момент еще не опубликованы работы, посвященные методам расчета вязкопластического турбулентного потока в затрубном пространстве. Однако можно предполагать, что подход к решению данной проблемы должен быть аналогичен подходу, применяемому для расчета потока в трубах. В корреляционных соотношениях для коэффициента трения в вязкопластическом потоке можно использовать универсальное число Рейнольдса для концентрического затрубного пространства. Затем по уравнению Блазиуса рассчитать составляющую градиента давления по трению.

Применительно к эксцентрическому затрубному пространству можно воспользоваться корреляцией для R (уравнение (2.63)), выведенной для ламинарного потока, и подставить в нее значение d_t/d_c , равное 0,01 (идея принадлежит Сас-Яворскому [30]). Сначала надо рассчитать составляющую градиента давления по трению для турбулентного потока в концентрическом затрубном пространстве, а затем по формуле (2.64) сделать поправку на эксцентricность затрубного пространства с учетом модифицированной корреляции для R .

2.6. Закон сохранения энергии

Закон сохранения энергии для потока флюидов в трубе постоянного сечения гласит, что количество энергии на входе заданного участка трубы (контрольного объема — рис. 2.1) минус количество энергии на выходе этого же участка трубы и плюс поступившая или поглощенная из внешней среды тепловая энергия равняется скорости накопления энергии [15]¹:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho e) = \frac{\partial}{\partial L} \left[\rho v \left(e + \frac{p}{\rho g_c J} \right) \right] + \frac{Q \pi d}{A}. \quad (2.65)$$

Для установившегося потока левая часть уравнения (2.65) равна нулю, и поэтому закон сохранения энергии упрощается и имеет вид:

$$\frac{d}{dL} \left[\rho v \left(e + \frac{p}{\rho g_c J} \right) \right] = \frac{-Q \pi d}{A}. \quad (2.66)$$

Здесь параметр J является механическим эквивалентом теплоты, он необходим при использовании традиционной системы единиц, в которой механическая и тепловая энергии имеют разные размерности².

Раскрывая левую часть уравнения (2.66), получаем:

$$\rho v \frac{d}{dL} \left(e + \frac{p}{\rho g_c J} \right) + \left(e + \frac{p}{\rho g_c J} \right) \frac{d(\rho v)}{dL} = \frac{-Q \pi d}{A}. \quad (2.67)$$

¹Уравнение записано в терминах удельной энергии (см. далее формулу (2.68)), из которой видно, что под удельной энергией потока подразумевается сумма потенциальной, кинетической и внутренней энергий флюида. — Прим. ред.)

²При использовании единой системы размерностей для всех параметров и констант (СИ или СГС) никаких переводных коэффициентов J и g_c не требуется. То есть здесь и далее их можно полагать равными единице. — Прим. ред.

Параметр e , фигурирующий в уравнениях (2.66) и (2.67), задает удельную энергию:

$$e = \frac{gL \sin \theta}{g_c J} + \frac{1}{2} \frac{v^2}{g_c J} + u. \quad (2.68)$$

Объединяя уравнения (2.67) и (2.68), а также применяя закон сохранения массы, получим:

$$\rho v \frac{d}{dL} \left(\frac{gL \sin \theta}{g_c J} + \frac{1}{2} \frac{v^2}{g_c J} + u + \frac{p}{\rho g_c J} \right) = \frac{-Q\pi d}{A}. \quad (2.69)$$

Поскольку удельную энтальпию также можно рассчитать по формуле¹

$$h = u + \frac{p}{\rho g_c J}, \quad (2.70)$$

уравнение (2.69) сводится к виду:

$$\rho v \frac{g \sin \theta}{g_c J} + \frac{\rho v v}{g_c J} \frac{dv}{dL} + \rho v \frac{dh}{dL} = \frac{-Q\pi d}{A}. \quad (2.71)$$

Наконец, приходим к следующему уравнению градиента энтальпии:

$$\frac{dh}{dL} = \frac{-Q\pi d}{w} - \frac{v}{g_c J} \frac{dv}{dL} - \frac{g \sin \theta}{g_c J}. \quad (2.72)$$

Удельный тепловой поток Q характеризуется общим коэффициентом теплопередачи U и разницей температур окружающей среды и флюида, то есть:

$$Q = U(T_f - T_e). \quad (2.73)$$

Из уравнения (2.72) следует, что градиент энтальпии установившегося потока определяется тремя составляющими:

$$\left(\frac{dh}{dL} \right)_{\text{общ.}} = \left(\frac{dh}{dL} \right)_{\text{тепл.}} + \left(\frac{dh}{dL} \right)_{\text{уск.}} + \left(\frac{dh}{dL} \right)_{\text{гравит.}}, \quad (2.74)$$

где

$$\left(\frac{dh}{dL} \right)_{\text{тепл.}} = - \frac{U\pi d(T_f - T_e)}{w}. \quad (2.75)$$

Поскольку энтальпия является функцией температуры, уравнение (2.72) можно использовать для нахождения распределения температур по стволу скважины. Как правило, кинетической энергией можно пренебречь, поэтому для горизонтальной трубы величина прироста энтальпии равняется количеству теплоты, поглощенной флюидом из внешней среды. Если теплообмен с окружающей средой отсутствует, увеличение гравитационной составляющей приводит к понижению энтальпии и соответствующему падению температуры.

¹ Речь идет о дальнейшем преобразовании уравнения энергии относительно функции энтальпии. — Прим. ред.

2.6.1. Теплообмен в стволе скважины

При движении пластовых флюидов по стволу скважины от забоя к устью происходит процесс теплообмена между флюидом и окружающими скважину горными породами. Горные породы постепенно прогреваются, разница температур и соответственно интенсивность теплообмена между флюидом и горной породой уменьшается, и в определенный момент распределение температуры в грунте вокруг скважины становится постоянным. Чтобы правильно спрогнозировать физический процесс и рассчитать градиент давления, необходимо знать изменение температуры флюидов в зависимости от глубины скважины и времени.

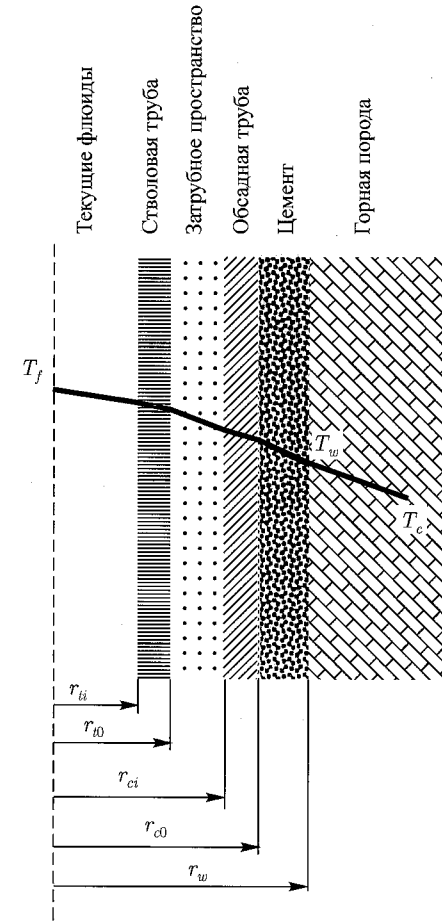


Рис. 2.7. Продольное сечение типовой скважины [3]

Поскольку пространство между областью течения флюидов и стенкой ствола буровой скважины обладает большой теплопроводностью и характеризуется относительно малым радиальным расстоянием, процесс теплообмена в этой области можно считать равновесным. То есть все тепло, которое теряют флюиды, мгновенно передается стенкам скважины и окружающим горным породам. На рис. 2.7 показано продольное сечение обычной скважины. Далее будет приведено описание устойчивого процесса

теплообмена в стволе скважины, однако отметим, что применительно к другим типам заканчивания скважин расчеты необходимо модифицировать.

Теплообмен внутри трубопровода или затрубного пространства, заполненного флюидами, возникает в результате конвекции. Теплообмен, происходящий через стенки обсадной и стволовой труб, а также через пространство, заполненное цементом (область между обсадной колонной и стенкой буровой скважины) обеспечивается главным образом проводимостью (теплопроводностью).

Теплообмен, вызываемый проводимостью, можно описать уравнением Фурье в радиальных координатах [15]:

$$q = -2\pi r \Delta L k \frac{\partial T}{\partial r}, \quad (2.76)$$

где q — количество теплоты, распространяющееся в радиальном направлении по твердому веществу с удельной теплопроводностью k . Интегрируя уравнение (2.76), получаем:

$$T_2 - T_1 = \frac{q}{2\pi \Delta L} \frac{\ln\left(\frac{r_1}{r_2}\right)}{k_{1-2}}. \quad (2.77)$$

Теплообмен, вызываемый радиальной конвекцией, можно описать следующим образом [15]:

$$q = 2\pi r \Delta L h \Delta T, \quad (2.78)$$

где h — локальный коэффициент теплопроводности за счет конвекции между стенкой и пленкой жидкости.

Если процесс теплообмена в стволе скважины является устойчивым, значение q постоянно. Из уравнений (2.77) и (2.78) можно вывести выражения для расчета температурных изменений в стволе скважины.

Для конвективной теплопередачи внутри стволовой трубы:

$$T_f - T_{ti} = \frac{q}{2\pi \Delta L} \frac{1}{r_{ti} h_f}. \quad (2.79)$$

Для теплопередачи через стенку стволовой трубы¹:

$$T_{ti} - T_{to} = \frac{q}{2\pi \Delta L} \frac{\ln\left(\frac{r_{to}}{r_{ti}}\right)}{k_t}. \quad (2.80)$$

Для конвективной теплопередачи внутри затрубного пространства, образованного обсадной и стволовой трубами:

$$T_{to} - T_{ci} = \frac{q}{2\pi \Delta L} \frac{1}{r_{ci} h_{an}}. \quad (2.81)$$

Для теплопередачи через обсадную трубу:

$$T_{ci} - T_{co} = \frac{q}{2\pi \Delta L} \frac{\ln\left(\frac{r_{co}}{r_{ci}}\right)}{k_c}. \quad (2.82)$$

¹Здесь и далее индексы при коэффициентах теплопередачи указывают на физические свойства различных веществ, заполняющих те или иные пространственные объемы, и подробно расшифрованы в приложении А. — Прим. ред.

Для теплопередачи через цемент, находящийся внутри затрубного пространства, образованного обсадной трубой и стенкой ствола скважины:

$$T_{co} - T_w = \frac{q}{2\pi \Delta L} \frac{\ln\left(\frac{r_w}{r_{co}}\right)}{k_{cem}}. \quad (2.83)$$

Теплообмен, происходящий внутри горных пород, обеспечивается теплопроводностью и является переходным процессом. Переходный процесс радиальной теплопередачи описывается уравнением, аналогичным уравнению диффузии, применяемому при анализе результатов испытания переходных процессов в скважине [31]. Для бесконечного пласта имеем следующее линейное решение:

$$T_w - T_e = \frac{q}{2\pi \Delta L} \frac{f(t)}{k_e}, \quad (2.84)$$

где T_e — геотермальная температура грунта, а функция $f(t)$ задается соотношением:

$$f(t) = \frac{1}{2} E_i\left(\frac{-r_w^2}{4\alpha t}\right). \quad (2.85)$$

Здесь α — температуропроводность грунта, равная:

$$\alpha = \frac{k_e}{\rho C}. \quad (2.86)$$

При отслеживании температурных изменений в стволе скважины пользуются логарифмической аппроксимацией E_i , которая дает значение температуры на период, превышающий одну неделю [32]. То есть для $x < 0,0025$

$$E_i(-x) \approx \ln(x) + 0,5772 \quad (2.87)$$

и

$$f(t) = 0,405 + 0,5 \ln(t_{Dw}), \quad (2.88)$$

где

$$t_{Dw} = \frac{\alpha t}{r_w^2}. \quad (2.89)$$

Хасан и Кабир [33] доказали, что применительно к обычным скважинам аппроксимация (2.88) может давать значительные ошибки, если использовать ее для периода, не превышающего 250 часов. Они вывели упрощенные уравнения (2.90) и (2.91), которые можно использовать для всех периодов.

Если $t_{Dw} \leq 1,5$,

$$f(t) = 1,1281 \sqrt{t_{Dw}} (1 - 0,3 \sqrt{t_{Dw}}). \quad (2.90)$$

Если $t_{Dw} > 1,5$,

$$f(t) = [0,4063 + 0,5 \ln(t_{Dw})] \left(1 + \frac{0,6}{t_{Dw}}\right). \quad (2.91)$$

Также в работе [34] указано, что почти всегда при добыче нефти перепад температур внутри затрубного пространства невелик, и поэтому особую роль играет естественная конвективная теплопередача. К сожалению, на сегодняшний момент нет опубликованных работ, посвященных естественной конвекции внутри вертикального затрубного пространства. Хасан и Кабир предложили использовать следующую формулу:

$$h_{an} = \frac{0,049(N_{Gr} N_{Pr})^{1/3} N_{Pr}^{0,074} k_{an}}{r_{to} \ln \left(\frac{r_{ci}}{r_{to}} \right)}, \quad (2.92)$$

где N_{Gr} — это число Грасхофа, характеризующее степень движения флюида внутри затрубного пространства вследствие естественной конвекции.

$$N_{Gr} = \frac{(r_{ci} - r_{to})^3 g \rho_{an}^2 \beta (T_{to} - T_{ci})}{\mu_{an}^2}. \quad (2.93)$$

Плотность нагретого флюида, соприкасающегося со стенкой стволовой трубы, меньше плотности флюида, соприкасающегося со стенкой обсадной трубы, в результате чего начинает действовать выталкивающая сила. Произведение коэффициента теплового расширения β на разницу температур дает величину разности плотностей. Сила вязкого сопротивления противодействует силе выталкивания, что приводит к вращательному движению флюида внутри затрубного пространства. Взаимодействие между гидродинамическим и тепловым пограничными слоями характеризуется числом Прандтля, N_{Pr} , равным:

$$N_{Pr} = \frac{\mu_{an} C_{Pan}}{k_{an}}. \quad (2.94)$$

Объединяя уравнения (2.79) и (2.84), получаем выражение для разницы температуры флюида и неизменной геотермальной температуры окружающих горных пород:

$$T_f - T_e = \frac{q}{2\pi \Delta L} \left[\frac{1}{r_{ti} h_f} + \frac{\ln \left(\frac{r_{to}}{r_{ti}} \right)}{k_t} + \frac{1}{r_{ci} h_{an}} + \frac{\ln \left(\frac{r_{co}}{r_{ci}} \right)}{k_c} + \frac{\ln \left(\frac{r_w}{r_{co}} \right)}{k_{cem}} + \frac{f(t)}{k_e} \right]. \quad (2.95)$$

Применяя закон Ньютона для процесса охлаждения [15], приходим к простому уравнению, описывающему общие потери тепла для флюидов внутри стволовой трубы:

$$q = 2\pi r_{to} \Delta L U \Delta T, \quad (2.96)$$

где U — общий коэффициент теплопередачи. Обратите внимание, что выражение $(r_{to} U)^{-1}$ соответствует сумме, заключенной в квадратные скобки в уравнении (2.95).

2.6.2. Прогнозирование температуры

Задача прогнозирования распределения температуры в скважинах связана с применением законов сохранения массы, импульса и энергии. Иногда удобнее пользоваться уравнениями градиентов давления и энтальпии ((2.5) и (2.72)). Поскольку данные уравнения являются достаточно сложными, невозможно получить их точное аналитическое решение. Численный метод решения будет представлен в главе 3. Однако Сагар

и др. [35], Алвес и др. [36], Хасан и Кабир [34] предложили приближенные аналитические методы решения рассматриваемой задачи. Метод Алвеса и др. был разработан для потока в трубах при любом угле их наклона. Применительно к нагнетательным скважинам данный метод сводится к уравнениям Реми [32], а применительно к горизонтальным трубам — к уравнениям Коултера и Бардона [37]. Ввиду того, что метод Алвеса и др. был сопряжен с меньшим числом ограничений, он приводит к более точным результатам прогнозирования. Впоследствии появилось множество других исследований, посвященных задаче прогнозирования температуры в скважинах, нагнетающих пар в пласт, а также в добывающих скважинах, но все они либо являются модификациями самого метода Реми, либо модифицируют собственно сам расчет коэффициента теплопередачи. Далее будут рассмотрены общие принципы метода Алвеса и др. [36].

Поскольку энтальпия характеризует внутреннее состояние вещества, $h = h(p, T)$, необходимо учитывать ее изменение с ростом температуры и зависимость от давления. Полный дифференциал энтальпии можно представить в виде суммы:

$$dh = \left(\frac{\partial h}{\partial T} \right)_p dT + \left(\frac{\partial h}{\partial p} \right)_T dp = C_p dT + \left(\frac{\partial h}{\partial p} \right)_T dp. \quad (2.97)$$

Считая процесс изоэнтальпическим, приходим к уравнению:

$$dh = 0 = C_p dT + \left(\frac{\partial h}{\partial p} \right)_T dp,$$

то есть

$$\left(\frac{\partial h}{\partial p} \right)_T = -C_p \left(\frac{\partial T}{\partial p} \right)_h = -C_p \eta, \quad (2.98)$$

где η — коэффициент Джоуля–Томпсона, характеризующий изоэнтальпическое охлаждение (нагревание) вследствие расширения. Объединяя уравнения (2.97) и (2.98), получим:

$$dh = C_p dT - C_p \eta dp. \quad (2.99)$$

Из уравнений (2.99) и (2.72) следует:

$$C_p \frac{dT_f}{dL} - C_p \eta \frac{dp}{dL} = -\frac{g \sin \theta}{g_c J} - \frac{v}{g_c J} \frac{dv}{dL} - \frac{U \pi d}{w} (T_f - T_e). \quad (2.100)$$

Уравнение (2.100) можно переписать в виде:

$$\frac{dT_f}{dL} + \frac{T_f}{A} = \frac{T_e}{A} + \frac{1}{J \rho C_p} \frac{dp}{dL} \phi, \quad (2.101)$$

где

$$A = \frac{C_p w}{U \pi d} \quad (2.102)$$

и

$$\phi = \left(\frac{J \rho \eta C_p \frac{dp}{dL} - \frac{\rho g \sin \theta}{g_c} - \frac{\rho v}{g_c} \frac{dv}{dL}}{\frac{dp}{dL}} \right). \quad (2.103)$$

Если температура окружающей среды меняется линейно с глубиной, то

$$T_e = T_{ei} - g_G L \sin \theta, \quad (2.104)$$

где T_{ei} — температура окружающей среды у входа в трубу, которую часто полагают равной температуре пласта. Значение градиента геотермальной температуры g_G меняется, как правило, в пределах от $-56,5^\circ \text{C}/100 \text{ м}$ до $-54,5^\circ \text{C}/100 \text{ м}$, в зависимости от толщины земной коры, наличия вулканической активности и других подобных факторов.

Объединяя уравнения (2.101) и (2.104), получаем обобщенное дифференциальное уравнение, полностью коррелируемое с уравнениями градиента энтальпии и градиента давления без каких-либо ограничений:

$$\frac{dT_f}{dL} + \frac{T_f}{A} = \frac{T_{ei}}{A} - \frac{g_G L \sin \theta}{A} + \frac{1}{J\rho C_p} \frac{dp}{dL} \phi. \quad (2.105)$$

Подставляя вместо U , C_p , η , g_G , θ , v , dv/dL и dp/dL соответствующие постоянные значения, уравнение (2.105) можно проинтегрировать. В результате получим:

$$T_f = (T_{ei} - g_G L \sin \theta) + (T_i - T_{ei})e^{-L/A} + g_G \sin \theta A(1 - e^{-L/A}) + \frac{1}{J\rho C_p} \frac{dp}{dL} \phi A(1 - e^{-L/A}). \quad (2.106)$$

Уравнение (2.106) можно свести к еще более простым приближенным аналитическим выражениям для различных случаев течения при введении дополнительных ограничений.

Для случая горизонтального потока (т.е. $\theta = 0^\circ$) и, пренебрегая ускорением в выражении (2.103), т.е. при

$$\phi = J\rho\eta C_p, \quad (2.107)$$

уравнение (2.106) упрощается и имеет вид:

$$T_f = T_{ei} + (T_i - T_{ei})e^{-L/A} + \eta \frac{dp}{dL} A(1 - e^{-L/A}). \quad (2.108)$$

Заметим, что полученное уравнение (2.108) эквивалентно соотношению Коултера и Бардона [37], используемому для прогнозирования температуры в горизонтальных трубах.

Для идеального газа ($\eta = 0$) без учета эффекта ускорения соотношение (2.103) упрощается:

$$\phi = \left(\frac{-\frac{\rho g \sin \theta}{g_c}}{\frac{dp}{dL}} \right), \quad (2.109)$$

а уравнение (2.106) преобразуется и сводится к виду:

$$T_f = (T_{ei} - g_G L \sin \theta) + (T_i - T_{ei})e^{-L/A} + g_G \sin \theta A(1 - e^{-L/A}) - \frac{g \sin \theta}{Jg_c C_p} A(1 - e^{-L/A}), \quad (2.110)$$

которое эквивалентно уравнению Реми [32] для идеального газа.

Для случая, когда жидкость является несжимаемой, имеем:

$$\eta = -\frac{1}{J C_p \rho} \quad (2.111)$$

и

$$\phi = \left(\frac{-\frac{dp}{dL} - \frac{\rho g \sin \theta}{g_c} - \frac{\rho v}{g_c} \frac{dv}{dL}}{\frac{dp}{dL}} \right) = \left(\frac{\frac{\tau \pi d}{A}}{\frac{dp}{dL}} \right). \quad (2.112)$$

Пренебрегая трением, получим $\phi = 0$, а уравнение (2.106) приобретает вид:

$$T_f = (T_{ei} - g_G L \sin \theta) + (T_i - T_{ei})e^{-L/A} + g_G \sin \theta A(1 - e^{-L/A}). \quad (2.113)$$

Данное соотношение эквивалентно уравнению Реми для несжимаемого потока.

Сравнивая уравнения (2.106) и (2.113), видим, что получаемые методом Алвеса и др. [36] корреляции соответствуют уравнению Реми для однофазной жидкости с учетом дополнительного поправочного члена. При этом поправочный член зависит от общего градиента давления и безразмерного параметра ϕ . Дополнительный анализ данного безразмерного коэффициента дает ответ на вопрос, в каких случаях поправочный член является необходимым.

Расчет температуры потока в зависимости от глубины и времени может оказаться очень трудоемким процессом, поскольку общий коэффициент теплопередачи, входящий в уравнение (2.96), вычислить довольно сложно. Шиу и Беггз [38], опираясь на многочисленные исследования по изучению профилей температуры в потоке, получили эмпирическую корреляцию для параметра A , не зависящую от времени:

$$A = 69,8 \cdot 10^{-8} (w)^{0,5253} (d_{ti})^{-0,2904} (\gamma_{API})^{0,2608} (\gamma_g)^{4,4146} (\rho_L)^{2,9303}, \quad (2.114)$$

где w выражено в кг/сек, d_{ti} — в метрах, а ρ_L — в кг/м³.

В тех случаях, когда поток в скважинах многофазный, для расчета изменений температуры предпочтительно использование уравнения (2.106). Однако предварительно необходимо установить некоторые физические свойства многофазной смеси, которые более подробно будут обсуждены в главе 3.

Пример 2.4. Сравнение результатов прогнозирования температуры.

Внутри системы напорно-компрессорных труб движется восходящий поток нефти (течение полагается однофазным). Труба по всей длине зацементирована. Необходимо рассчитать температуру на устье скважины после двух недель ее фонтанирования (используя уравнение (2.113) и корреляции Шиу-Беггза для параметра A).

Известны следующие параметры:

$$k_{cem} = 0,7269 \text{ Вт/мК},$$

$$k_s = 43,268 \text{ Вт/мК},$$

$$k_e = 2,423 \text{ Вт/мК},$$

$$k_o = 0,1385 \text{ Вт/мК},$$

$$C_{po} = 2,7209 \text{ кДж/кг}\cdot\text{К},$$

$$\alpha_e = 0,00372 \text{ м}^2/\text{час},$$

$$q_o = 795 \text{ м}^3/\text{сутки},$$

$$T_R = T_{bh} = T_{ei} = 93^\circ \text{C} = 366\text{K},$$

$$\mu_o = 1,0 \text{ сП} = 10^{-3} \text{ кг/м}\cdot\text{с},$$

$$r_{to} = 0,0698 \text{ м},$$

$$\begin{aligned} r_{ti} &= 0,0621 \text{ м}, \\ r_w &= 0,1016 \text{ м}, \\ \gamma_g &= 0,8, \\ g_G &= 0,0273 \text{ К/м}, \\ \gamma_{API} = 30^\circ \text{ API} &= 0,876 \text{ г/см}^3, \\ L &= 3048 \text{ м}, \\ \theta &= 75^\circ. \end{aligned}$$

1. Рассчитаем h_f . Уравнение Диттеса и Боултера [39] включает в себя корреляцию числа Нуссельта для турбулентного потока ($N_{Re} > 10^4$) в трубе с эффектом охлаждения:

$$N_{Nu} = 0,023 N_{Re}^{0,8} N_{Pr}^{0,3}.$$

Число Рейнольдса:

$$v = \frac{795 \text{ м}^3/\text{сутки}}{(86400 \text{ сек}/\text{сут})\pi(0,0621 \text{ м})^2} = 0,759 \text{ м/сек},$$

$$\rho_o = (0,876) (1000 \text{ кг/м}^3) = 876 \text{ кг/м}^3,$$

$$\gamma_o = \frac{141,5}{131,5 + 30} = 0,876$$

и

$$N_{Re} = \frac{\rho v d}{\mu} = \frac{(876)(0,759)(0,124)}{10^{-3}} = 8,259 \cdot 10^4.$$

Поскольку $N_{Re} > 2000$, поток является турбулентным.

Число Прандтля [15] равно:

$$N_{Pr} = \frac{\mu_o C_{po}}{k_o} = \frac{(10^{-3})(2,7209)}{0,1385 \cdot 10^{-3}} = 19,66.$$

Следовательно,

$$N_{Nu} = \frac{h_f d_{ti}}{k_o} = (0,023)(8,259 \cdot 10^4)^{0,8} (19,66)^{0,3} = 482,3$$

и

$$h_f = \frac{(482,3)(0,1385 \cdot 10^{-3})}{0,124} = 0,537 \text{ кВт} \cdot \text{К/м}^2.$$

2. По уравнению (2.89) рассчитаем временную функцию пласта, $f(t)$.

$$t_{Dw} = \frac{\alpha t}{r_w^2} = \frac{(0,00372 \text{ м}^2/\text{час})(2 \text{ недели})(168 \text{ часов}/\text{неделю})}{(0,1016)^2} = 120,96.$$

$$x = \frac{1}{4t_{Dw}} = \frac{1}{4(120,96)} = 0,0021.$$

Поскольку $x < 0,0025$, то согласно уравнению (2.87) имеем:

$$f(t) = -\frac{1}{2}[\ln(0,0021) + 0,5772] = 2,794.$$

3. Рассчитаем коэффициент теплопередачи по уравнению (2.95).

$$\begin{aligned} (r_{to}U)^{-1} &= \frac{1}{r_{ti}h_f} + \frac{\ln\left(\frac{r_{to}}{r_{ti}}\right)}{k_t} + \frac{\ln\left(\frac{r_w}{r_{to}}\right)}{k_{cem}} + \frac{f(t)}{k_e} = \\ &= \frac{1}{(0,0621)(0,537 \cdot 10^3)} + \frac{\ln\left(\frac{0,0698}{0,0621}\right)}{43,268} + \frac{\ln\left(\frac{0,1016}{0,0698}\right)}{0,7269} + \\ &+ \frac{2,794}{2,423} = 0,0299 + 0,00272 + 0,5155 + 1,1531 = 1,701 \text{ мК/Вт}. \end{aligned}$$

4. Найдем значение параметра A :

$$w = \rho v A_p = (876)(0,759)\pi(0,0621)^2 = 8,06 \text{ кг/сек} = 2,9 \cdot 10^4 \text{ кг/час}.$$

По уравнению (2.102)

$$A = \frac{(2,9 \cdot 10^4 \text{ кг/час})(2,7209 \text{ кДж/кг} \cdot \text{К})}{2\pi(0,06985 \text{ м})(0,00842 \text{ К} \cdot \text{кВт/м}^2)} = 5940 \text{ м}.$$

По методу Шиу-Бегтза (уравнение (2.114))

$$\begin{aligned} A &= (69,8 \cdot 10^{-8})(8,06)^{0,5253}(0,124)^{-0,2904}(30)^{0,2608}(0,8)^{4,4146}(876)^{2,9303} = \\ &= (69,8 \cdot 10^{-8})(2,993)(1,8334)(2,428)(0,373)(419198560) = 1458 \text{ м}. \end{aligned}$$

5. По уравнению (2.113) найдем T_{wh} :

$$\begin{aligned} T_{wh} &= [366 - (0,0273)(3048) \sin 75^\circ] + 0 + (0,0273) \sin 75^\circ (5940)(1 - e^{-3048/5940}) = \\ &= 366 - 336 + 318 = 348^\circ \text{ К} = 75,8^\circ \text{ С}. \end{aligned}$$

По методу Шиу-Бегтза (уравнения (2.113) и (2.114)):

$$\begin{aligned} T_{wh} &= [366 - (0,0273)(3048) \sin 75^\circ] + 0 + (0,0273) \sin 75^\circ (1458)(1 - e^{-3048/1458}) = \\ &= 366 - 335,87 + 289,09 = 319,22^\circ \text{ К} = 46^\circ \text{ С}. \end{aligned}$$

Литература

- [1] Knudsen, J. G. and Katz, D. L.: «Fluid Dynamics and Heat Transfer», McGraw-Hill Book Co. Inc., New York City (1958).
- [2] Moody, L. F.: «Friction Factors for Pipe Flow», Trans., ASME (1944) 66, No. 8, 671.
- [3] Allen, T. Jr. and Ditsworth, R. L.: «Fluid Mechanics», McGraw-Hill Book Co. Inc., New York City (1975).
- [4] Poiseuille, J. L.: «Compte Rendus» (1840) 11, 961 and 1041; (1840) 12, 112.
- [5] Drew, T. B., Koo, E. C., and McAdams, W. H.: Trans., AIChE (1930) 28, 56.
- [6] Blasius, H.: Z. Math. Phys. (1908) 56, 1.
- [7] Nikuradse, J.: «Forschungsheft» (1933) 301.

- [8] Colebrook, C. F.: «Turbulent Flow in Pipes With Particular Reference to the Transition Region Between the Smooth and Rough Pipe Laws» *J. Inst. Civil Eng.* (1939) 11, 133.
- [9] Brill, J. P. and Beggs, H. D.: «Two-Phase Flow in Pipes», U. of Tulsa, Tulsa, Oklahoma (1991).
- [10] Zigrang, D. J. and Sylvester, N. D.: «A Review of Explicit Friction Factor Equations», *J. Energy Res. Tech.* (June 1985) 107, 280.
- [11] «Theory and Practice of the Testing of Gas Wells», third edition, Energy Resources Conservation Board, Calgary (1975).
- [12] Cullender, M. H. and Smith, R. V.: «Practical Solution of Gas-Flow Equations for Wells and Pipelines With Large Temperature Gradients», *JPT*(December 1956) 281; *Trans., AIME*, 207.
- [13]] Burlington, R. S.: «Handbook of Mathematical Tables and Formulas», fifth edition, McGraw-Hill Book Co. Inc., New York City (1973).
- [14] Martinez, A. E. et al.: «Prediction of Dispersion Viscosity of Oil/Water Mixture Flow in Horizontal Pipes», paper SPE 18221 presented at the 1988 SPE Annual Technical Conference and Exhibition, Houston, 2-5 October.
- [15] Bird, R. B., Stewart, W. E., and Lightfoot, E. N.: «Transport Phenomena», John Wiley & Sons, New York City (1960).
- [16] Metzner, A. B. and Reed, J. C.: «Flow of Non-Newtonian Fluids — Correlation of the Laminar, Transition, and Turbulent-Flow Regions», *AIChE J.* (1955) 1, 434.
- [17] Dodge, D. W. and Metzner, A. B.: «Turbulent Flow of Non-Newtonian Systems», *AIChE J.* (1959) 5, 189.
- [18] Govier, G. W. and Aziz, K.: «The Flow of Complex Mixtures in Pipes», Van Nostrand Reinhold Co., New York City (1972).
- [19] Szilas, A. P., Bobok, E., and Navratil, L.: «Determination of Turbulent Pressure Loss of Non-Newtonian Oil Flow in Rough Pipes», *Rheologica Acta* (1981) 20, No. 5.
- [20] Heyda, J. F.: «A Green's Function Solution for the Case of Laminar Incompressible Flow Between Non-Concentric Circular Cylinders», *J. Franklin Inst.* (January 1959) 267,25.
- [21] Snyder, W. A. and Goldstein, G. A.: «An Analysis of Fully Developed Laminar Flow in an Eccentric», *AIChE J.* (1965) 11, 462.
- [22] Dodge, N. A.: «Friction Losses in Annular Flow», *ASME PN* (1964) 63-WA-II.
- [23] Winkler, H. W.: «Single- and Two-Phase Vertical Flow Through 0.996x0.625-Inch Fully Eccentric Plain Annular Configurations», PhD dissertation, U. of Texas, Austin, Texas (1968).
- [24] Gunn, D. J. and Darling, C. W. W.: «Fluid Flow and Energy Losses in Non Circular Conduits», *Trans., AIChE* (1963) 41, 163.
- [25] El-Saden, M. R.: «Heat Conduction in an Eccentrically Hollow, infinitely Long Cylinder with Internal Heat Generation», *J. Heat Transfer* (1961) 83, 510.

- [26] Redberger, P. J. and Charles, M. E.: «Axial Laminar Flow in a Circular Pipe Containing a Fixed Eccentric Core», *Cdn. J. Chem. Eng.* (1962) 40, 148.
- [27] Caetano, E. F., Shoham, O., and Brill, J. P.: «Upward Vertical Two-Phase Flow Through an Annulus, Part I: Single-Phase Friction Factor, Taylor Bubble-Rise Velocity and Flow-Pattern Prediction», *J. Energy Res. Tech.* (March 1992) 114, 1.
- [28] Hacıislamoglu, M. and Langlinais, J.: «Non-Newtonian Flow in Eccentric Annuli», *J. Energy Res. Tech.* (June 1990) 112, 163.
- [29] Bourgoyne, A. T. Jr. et al.: «Applied Drilling Engineering», Textbook Series, SPE, Richardson, Texas (1991) 2.
- [30] Sas-Jaworsky, A. II: «Coil Tubing Operations and Services — Part 4», *World Oil* (March 1992) 71.
- [31] Matthews, C. S. and Russell, D. G.: «Pressure Buildup and Flow Tests in Wells», Monograph Series, SPE, Richardson, Texas (1967) 1.
- [32] Ramey, H. J. Jr.: «Wellbore Heat Transmission», *JPT* (April 1962) 427; *Trans., AIME*, 225.
- [33] Hasan, A. R. and Kabir, C. S.: «Heat Transfer During Two-Phase Flow in Wellbores: Part 1 — Formation Temperature», paper SPE 22866 presented at the 1991 SPE Annual Technical Conference and Exhibition, Dallas, 6-9 October.
- [34] Hasan, A. R. and Kabir, C. S.: «Aspects of Wellbore Heat Transfer During Two-Phase Flow», *SPEPF* (August 1994) 211.
- [35] Sagar, R., Doty, D. R., and Schmidt, Z.: «Predicting Temperature Profiles in a Flowing Well», *SPEPE* (November 1991) 441.
- [36] Alves, I. N., Alhanati, F. J. S., and Shoham, O.: «A Unified Model for Predicting Flowing Temperature Distribution in Wellbores and Pipelines», *SPEPE* (November 1992) 363.
- [37] Coulter, D. M. and Bardon, M. F.: «Revised Equation Improves Flowing Gas Temperature Prediction», *Oil & Gas J.* (26 February 1979) 107.
- [38] Shiu, K. C. and Beggs, H. D.: «Predicting Temperatures in Flowing Wells», *J. Energy Res. Tech.* (March 1980) 102, 2.
- [39] Dittus, F. W. and Boelter, L. M. K.: *Pub. Eng., U. of California, Berkeley, California* (1930) 2, 443.

ГЛАВА 3

Многофазный поток. Основные понятия

3.1. Введение

Рассчитать характеристики потока, состоящего из двух или более фаз, намного сложнее, чем параметры однофазного потока. Вследствие разности плотностей и вязкостей, поведение фаз в потоке может существенно различаться. Сила касательного напряжения на стенке трубы зависит от реологических свойств каждой из фаз. Уменьшается давление по потоку, что приводит к расширению сильно сжимаемой фазы — газа, и, в свою очередь, к увеличению объемного расхода газа. Как следствие, газ и жидкость перемещаются по трубе с разными скоростями. В восходящем потоке более сжимаемая, менее плотная и менее вязкая газовая фаза течет с большей скоростью, чем жидкая фаза. При этом наблюдается явление, называемое проскальзыванием. Однако при нисходящем потоке жидкость, как правило, течет быстрее газа.

Вероятно, наиболее характерной особенностью многофазного потока является изменение физического распределения фаз в трубопроводе. В этом случае говорят об изменении режима течения многофазного потока, который зависит от относительной величины сил, действующих на флюиды. Массовые и поверхностные силы меняются в зависимости от дебита и свойств флюидов, диаметра и наклона трубы. В одной скважине может наблюдаться несколько различных режимов потока, поскольку давление и температура в разных частях скважины неодинаковы. Особенно сильно от режима потока зависит изменение градиента давления. Именно поэтому очень важно правильно предсказать режим потока, зная значения некоторых его параметров.

При решении многих задач, относящихся к расчету параметров однофазного потока, применяют аналитические методы. Некоторые из них были рассмотрены в главе 2. Даже при использовании эмпирических корреляций, например, для расчета коэффициентов трения в турбулентном потоке, точность прогнозирования параметров течения достаточно высока. Ввиду того, что многофазный поток гораздо сложнее однофазного, задача прогнозирования его характеристик сопряжена с привлечением большего числа эмпирических зависимостей. Существует множество эмпирических корреляций, применяемых для прогнозирования режима потока, эффекта проскальзывания между фазами, расчета коэффициентов трения и других параметров многофазного потока. Практически все разработанные методы проектирования опираются именно на полуэмпирические зависимости. Однако с середины семидесятых годов появление новых подходов к изучению фундаментальных механизмов процессов, происходящих в многофазном потоке, позволили усовершенствовать методы прогнозирования, которые теперь уже в меньшей степени стали опираться на эмпирические соотношения.

В данной главе будут описаны основные параметры многофазного потока в трубах, подробно рассмотрены режимы потока и методы их прогнозирования. Будут обсуждены все «за» и «против» использования эмпирических корреляций, основанных на безразмерном (критериальном) анализе и динамическом подобии.

3.2. Фазовое поведение

В зависимости от давления и температуры в скважине, а также состава смеси углеводородных соединений, поток может представлять из себя однофазную жидкость, однофазный газ или двухфазную смесь. В отличие от однокомпонентных веществ (например, воды или углекислого газа), многокомпонентные смеси (состоящие одновременно из двух или более составляющих) изображаются на фазовой диаграмме давления—температуры в виде огибающих кривых, а не отдельных линий. На рис. 3.1 изображена типичная диаграмма многокомпонентной углеводородной системы. В зависимости от состава смеси, форма кривых, их амплитуда по давлению и температуре могут значительно различаться.

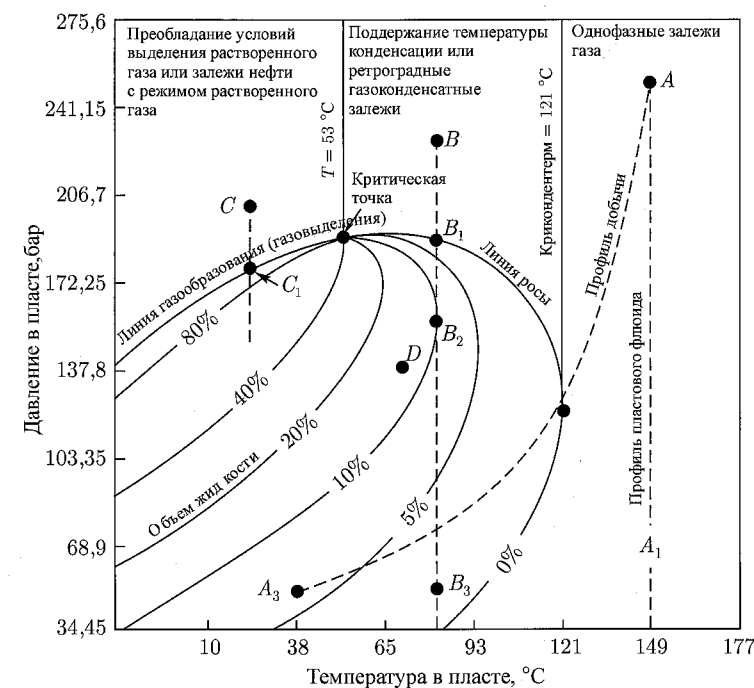


Рис. 3.1. Типичная фазовая диаграмма для смеси [1]

В соответствии с рис. 3.1 можно качественно классифицировать типы продуктивных пластов, встречающихся в нефтегазовых системах. Температура в типичном нефтяном пласте, как правило, ниже критической температуры углеводородной смеси. Температура конденсатных залежей и залежей летучей нефти находится в пределах между критической температурой углеводородной смеси и ее критическим термометром. В залежах сухого природного газа температура выше критического термометра.

Многие конденсатные флюиды сжимаются ретроградно, то есть конденсация происходит по мере снижения давления, а не по мере повышения (как для большинства газов). Такое anomальное (ретроградное) поведение флюида характерно для случаев, когда температура находится в пределах между критической точкой и критическим термометром; сверху она ограничена кривой температуры конденсации (линией росы), а снизу —

кривой, образованной множеством точек максимальных температур, соответствующих каждому проценту объема жидкости.

При изменении давления и температуры между газом и жидкостью происходит непрерывный массообмен в пределах двухфазной огибающей на рис. 3.1. Для описания процесса массообмена всегда принимается гипотеза существования равновесия между фазами. Далее будут описаны два метода моделирования процесса массопереноса в углеводородных системах: модель нелетучей нефти (модель постоянного состава) и композиционная модель (модель переменного состава).

3.2.1. Модель нелетучей нефти

Термин «нелетучая нефть», по сути, часто употребляют неправильно, потому как он относится к любой жидкой фазе, содержащей растворенный газ (например, углеводороды, добытые из нефтяных пластов). Такая нефть, как правило, имеет темную окраску и плотность менее $0,825 \text{ г/см}^3$, ее состав в пределах двухфазной огибающей изменяется незначительно. Поведение флюидов легче всего описывать с помощью модели постоянного состава.

Если нелетучая нефть содержит газ, в модель вводится дополнительный параметр, который учитывает растворение газа в нефти (конденсацию) или выделение газа из нефти (выкипание). Данный параметр, R_s , можно измерить в лабораторных условиях или установить с помощью эмпирических корреляций, обзор которых приведен в приложении В. Модель нелетучей нефти неприменима для прогнозирования явления ретроградной конденсации, поэтому ее не следует использовать в тех случаях, когда температура системы близка к критической.

Для описания явлений, связанных с уменьшением или увеличением объема нефтяной фазы, вводится еще один параметр: B_o , называемый объемным коэффициентом нефти. Объем нефти изменяется вследствие изменения объемной доли растворенного газа и теплового расширения/сжатия нефтяной фазы. Однако наибольшее влияние на этот процесс оказывает растворенный газ. Объемный коэффициент нефти можно измерить в лабораторных условиях либо рассчитать с помощью эмпирических корреляций, обзор которых приведен в приложении В. После определения основных параметров нелетучей нефти можно установить плотность нефти и другие физические свойства двухфазной смеси. В приложении В также описываются методы их прогнозирования.

Если необходимо рассмотрение водонефтяной смеси, в модель вводится параметр R_{sw} , характеризующий соотношение газа и воды и объемный коэффициент воды, B_w . В приложении В также приведены корреляции, используемые для расчета этих параметров и физических свойств воды. Предельное количество газа, которое можно растворить в воде, и соответствующее изменение объема воды гораздо меньше, чем для газонефтяной системы.

3.2.2. Композиционная модель

Для летучих масел и конденсатных флюидов расчеты, основанные на концепции газожидкостного равновесия (т. е. «мгновенные расчеты»), дают более точный результат при описании процесса массообмена, нежели использование модели нелетучей нефти. В приложении С приводится описание метода, основанного на гипотезе газожидкостного равновесия (ГЖР-расчеты).

Если известен компонентный состав флюидов (сырья), ГЖР-расчеты позволяют определить количественный состав (количество каждой компоненты) смеси и также состав каждой фазы. На основе полученных результатов можно рассчитать массовую долю газа в смеси. В соответствии с составом каждой фазы, можно вычислить силу

межфазного натяжения, плотность, энтальпию (теплосодержание) и вязкость каждой фазы. В приложении С описываются методы расчета перечисленных параметров.

ГЖР-расчеты описывают процесс массообмена точнее, чем модель нелетучей нефти, но при этом они являются более трудоемкими. Если известен точный состав газонефтяной смеси, с помощью ГЖР-расчетов можно определить параметры модели нелетучей нефти. Однако, в связи с тем, что жидкая фаза обладает почти неизменным составом, и в связи с возросшими требованиями к вычислительным операциям для темных нефтяных масел предпочтительнее использование модели нелетучей нефти.

3.2.3. Объемный дебит флюида

После того как проведен расчет процесса массообмена и определен состав фаз, можно вычислить объемные дебиты каждой фазы. По модели нелетучей нефти, объемные дебиты нефти и воды рассчитываются следующим образом:

$$q_o = q_{o.n.y.} B_o, \quad (3.1)$$

$$q_w = q_{w.n.y.} B_w, \quad (3.2)$$

и тогда для газа имеем:

$$q_g = (q_{g.n.y.} - q_{o.n.y.} R_s - q_{w.n.y.} R_{sw}) B_g, \quad (3.3)$$

где B_g рассчитывается на основе уравнения состояния, записанного относительно параметров в нормальных условиях:

$$B_g = p_{н.у.} Z T / p Z_{н.у.} T_{н.у.} \quad (3.4)$$

Методы расчета коэффициента сверхсжимаемости газа, Z , описаны в приложении В. Композиционная модель предполагает расчет объемных дебитов фаз по формулам:

$$q_L = \frac{w_t(1 - x_g)}{\rho_L} \quad (3.5)$$

и

$$q_g = w_t x_g / \rho_g, \quad (3.6)$$

где x_g — массовая доля газа без учета эффекта проскальзывания, которая определяется из ГЖР-расчетов:

$$x_g = \frac{V M_g}{V M_g + L M_L} \quad (3.7)$$

Поток флюидов может содержать слойную¹ воду, в этом случае, в соответствии с композиционной моделью, необходимо к значению q_L прибавить дебит слойной воды.

Пример 3.1. Расчет дебита флюидов на основе композиционной модели.

По скважине течет газоконденсатная смесь со скоростью 226 796 кг/сутки. Для конкретной точки трубы выполняется ГЖР-расчет состава газа. Получаем:

$$L = 0,05 \left(\frac{\text{моль жидкости}}{\text{моль сырья}} \right), \quad V = 0,95 \left(\frac{\text{моль газа}}{\text{моль сырья}} \right),$$

$$M_L = 100 \left(\frac{\text{кг}}{\text{моль жидкости}} \right), \quad M_g V = 20 \left(\frac{\text{кг}}{\text{моль газа}} \right)$$

¹Имеется в виду термин «пластовая вода». — Прим. ред.

и

$$\rho_L = 800,923 \text{ кг/м}^3, \quad \rho_g = 80,0923 \text{ кг/м}^3.$$

По уравнению (3.7) находим массовую долю газа:

$$x_g = \frac{(0,95)(20,0)}{(0,95)(20,0) + (0,05)(100,0)} = 0,792 \text{ кг газа/кг смеси.}$$

Из уравнения (3.5) дебит конденсата равен

$$q_L = \frac{(226\,796)(1 - 0,792)}{86\,400(800,923)} = 0,00068 \text{ м}^3/\text{с.}$$

По уравнению (3.6) определяется дебит газа:

$$q_g = \frac{226\,796(0,792)}{86\,400(80,0923)} = 0,026 \text{ м}^3/\text{с.}$$

3.3. Определение переменных

При расчетах многофазного потока довольно часто используют уравнения однофазного потока, которые модифицируются с учетом наличия второй фазы. К таким уравнениям относятся выражения для скоростей и свойств флюидов смеси, в которых фигурируют весовые коэффициенты, представляющие из себя массовые или объемные доли. Переменные и весовые коэффициенты выбирают с учетом прогнозируемого режима потока. Далее мы опишем каждый из перечисленных параметров.

3.3.1. Весовые коэффициенты

При движении газожидкостного потока вверх по скважине высокая подвижность газовой фазы приводит к тому, что газ перемещается быстрее жидкости вследствие меньшей плотности и вязкости газа. В установившихся условиях это приводит к тому, что поверхностная доля газовой фазы уменьшается, а поверхностная доля жидкой фазы увеличивается. Таким образом, в результате проскальзывания между газом и жидкостью объемная доля жидкой фазы в пласте оказывается больше, чем в том случае, если бы обе фазы двигались с одинаковой скоростью. Объемное содержание жидкости в этом случае можно рассчитать по доле поперечного сечения трубы, занятого жидкой фазой. Существуют различные полуэмпирические формулы, полученные на основе экспериментальных данных для некоторых режимов потока, которые используются для расчета разности скоростей газовой и жидкой фаз. Для прогнозирования объемного содержания жидкости, H_L , подобраны эмпирические корреляции, применимые для многих режимов потока.

В случае, когда скорости фаз одинаковы (то есть отсутствует проскальзывание), объемное содержание жидкости рассчитывают аналитически, опираясь на значения объемных дебитов в пластовых условиях (см. предыдущий раздел). То есть

$$\lambda_L = \frac{q_L}{q_L + q_g}, \quad (3.8)$$

где q_L — это суммарный дебит нефти и воды для модели нелетучей нефти (для композиционной модели он задается уравнением (3.5)). Если при использовании композиционной модели необходимо учесть присутствие пластовой воды, к дебиту нефти или конденсата необходимо добавить дебит воды. Поскольку при отсутствии эффекта

проскальзывания можно довольно точно определить объемное содержание жидкости, оно часто выступает в качестве коррелирующего коэффициента при расчете остальных параметров многофазного потока, например H_L .

Если по трубопроводу одновременно текут нефть и вода (как при наличии, так и в отсутствие газа), между этими жидкими фазами также может происходить проскальзывание. В этом случае, как правило, проскальзывание является небольшим, по сравнению с проскальзыванием, возникающим между газом и жидкостью. Однако при малых скоростях эффект проскальзывания может иметь достаточно большое значение, особенно при течении в горизонтальных трубах, где возможно существование расслоенного режима двухфазного потока. Предполагая, что между нефтью и водой проскальзывание отсутствует, доля нефти в жидкой фазе рассчитывается по формуле:

$$f_o = \frac{q_o}{q_o + q_w}. \quad (3.9)$$

Уровень обводненности, f_w , рассчитываемый по дебитам фаз в условиях пласта (а не по дебитам флюидов в н. у.), равен $1 - f_o$.

3.3.2. Скорости

Как уже говорилось, скорости отдельных фаз, как правило, отличаются между собой. Фазовые скорости оказываются практически равными лишь в тех случаях, когда наблюдается высокотурбулентный рассеянный пузырьковый режим потока или высокоскоростной кольцевой режим потока, при которых флюиды существуют в виде однородной смеси. Во всех остальных случаях между газом и жидкостью наблюдается значительное проскальзывание. В условиях установившегося режима течения проскальзывание приводит к непропорциональному распределению медленной фазы по скважине. Объемное содержание жидкости в условиях, соответствующих пластовым (H_L), рассчитывают с помощью эмпирических корреляций или по механистическим моделям. Важными корреляционными параметрами являются приведенные скорости, которые рассчитываются на единицу поперечного сечения трубы. То есть

$$v_{SL} = q_L/A_p \quad (3.10)$$

и

$$v_{Sg} = q_g/A_p. \quad (3.11)$$

Тогда общая скорость (скорость смеси) равна

$$v_m = \frac{q_L + q_g}{A_p} = v_{SL} + v_{Sg}. \quad (3.12)$$

Если бы не было проскальзывания между фазами, то и газ, и жидкость перемешались бы со скоростью смеси. Из-за проскальзывания между фазами скорость жидкости обычно меньше скорости смеси, в то время как скорость газа — значительно превышает скорость смеси. Зная усредненное по времени и координате объемное содержание жидкости, которое рассчитывается с помощью эмпирических корреляций, можно найти усредненные по времени и координате фазовые скорости. Так,

$$v_L = v_{SL}/H_L \quad (3.13)$$

и

$$v_g = \frac{v_{Sg}}{1 - H_L}. \quad (3.14)$$

Скорость проскальзывания определяется как разность между действительными фазовыми скоростями:

$$v_s = v_g - v_L. \quad (3.15)$$

Для многофазного потока рассчитывают и другие скорости, связанные с механизмами течения в разных режимах. Это, например, скорости подъема небольших и более крупных (пулевидных) пузырьков, рассчитываемые для пузырькового и пробкового режимов двухфазного потока (см. главу 4).

Пример 3.2. Приведенные скорости: модель нелетучей нефти.

Из нефтяной скважины добывают 1590 ст.м³ нефти в сутки, отношение добычи газа к нефти составляет 178 м³/ст.м³ при дебите газа 283 тыс.м³/сутки¹. Необходимо вычислить объемные дебиты фаз в пласте и приведенные скорости жидкой и газовой фаз в заданной точке трубопровода, где давление и температура составляют 117,13 бар и 82°С, также рассчитать скорость смеси и объемное содержание жидкости при отсутствии проскальзывания. С учетом PVT-свойств флюидов, рассматриваемых в примере приложения В, известны следующие параметры:

$$\begin{aligned} B_o &= 1,197 \text{ м}^3/\text{ст.м}^3, \\ B_g &= 0,0091 \text{ м}^3/\text{ст.м}^3, \\ R_s &= 50,6 \text{ ст.м}^3/\text{ст.м}^3, \\ d &= 0,1524 \text{ м}. \end{aligned}$$

Начинаем расчет с вычисления A_p :

$$A_p = \frac{\pi}{4} d^2 = \frac{\pi}{4} 0,1524^2 = 0,0182 \text{ м}^2.$$

По формуле (3.1) имеем

$$q_o = \frac{(1590 \text{ ст.м}^3/\text{сут})(1,197 \text{ м}^3/\text{ст.м}^3)(0,9998 \text{ м}^3/\text{м}^3)}{86400 \text{ с/сутки}} = 0,022 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Из (3.10) вычислим

$$v_{SL} = \frac{q_L}{A_p} = \frac{0,022}{0,0182} = 1,21 \text{ м/с}.$$

Из уравнения (3.3)

$$q_g = \frac{[283 \cdot 10^3 - (1590)(50,6)](0,0091)}{86400} = 0,0214 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Соответственно для газа (3.11) вычислим

$$v_{Sg} = \frac{q_g}{A_p} = 0,0214/0,0182 = 1,176 \text{ м/с}.$$

Таким образом, из (3.12) скорость смеси

$$v_m = v_{SL} + v_{Sg} = 1,21 + 1,176 = 2,386 \text{ м/с}.$$

Из уравнения (3.8)

$$\lambda_L = \frac{q_L}{q_L + q_g} = \frac{0,022}{0,022 + 0,0214} = 0,507.$$

¹ Объем газа, приводится к стандартным условиям по формуле: $V_c = V(pT_c Z_c / p_c T)$, где V — объем газа, измеренный счетчиком; p — абсолютное давление газа в трубопроводе; Z_c — фактор сжимаемости при стандартных условиях (p_c , T_c); T_c — температура газа при стандартных условиях (293,15 К); p_c — абсолютное давление газа при стандартных условиях (1,01325 бар). — Прим. ред.

3.3.3. Свойства флюидов

Независимо от того, какая модель (нелетучей нефти или композиционная) используется, можно рассчитать плотность и вязкость каждой фазы (нефти, воды, газа), а также силу поверхностного натяжения между газом и нефтью, газом и водой. Существуют различные методы определения свойств смеси флюидов.

Водонефтяная смесь. В случае использования модели нелетучей нефти или композиционной модели при наличии слойной воды можно предположить, что между водой и нефтью отсутствует проскальзывание. Тогда свойства флюидов выражаются аддитивно в соответствии с их долями:

$$\rho_L = \rho_o f_o + \rho_w f_w, \quad (3.16)$$

$$\sigma_L = \sigma_o f_o + \sigma_w f_w \quad (3.17)$$

и

$$\mu_L = \mu_o f_o + \mu_w f_w. \quad (3.18)$$

В результате исследований было установлено, что уравнение (3.18) оказывается неприменимым для определения средней вязкости для двух несмешиваемых жидкостей, таких как нефть и вода. В главе 2 водонефтяная смесь рассматривалась в качестве вязкопластического флюида. Можно применить альтернативный подход, считая, что смесь является ньютоновской и обладает кажущейся вязкостью (псевдовязкостью), затем рассчитать число Рейнольдса и уже по диаграмме Муди (рис. 2.2) определить значение коэффициента трения. Данному подходу посвящено множество статей. Классической в этом смысле считается работа Вульфина [2] о прогнозировании экспоненциального роста вязкости с увеличением доли воды (см. рис. 3.2).

Как оказалось, вязкость дисперсной системы или эмульсии зависит преимущественно от того, какая из фаз является непрерывной¹. Поэтому значение псевдовязкости жидкости также определяется вязкостью непрерывной фазы, которая концентрируется у стенок трубы, где и происходят наибольшие потери на трение. Не стоит пренебрегать и другими факторами [3], такими как вязкость диспергированной фазы и распределение капель диспергированной фазы по размерам.

Для некоторых водонефтяных систем вязкость жидкой смеси оказывается в несколько раз выше вязкости нефти. Несмотря на то, что нефть здесь является непрерывной фазой, доля воды достигает такого уровня, при котором происходит инверсия дисперсной системы или эмульсии [3]. Такое возрастание вязкости объясняется двумя различными причинами: отклонением от ньютоновского режима течения в окрестности точки инверсии и потерей энергии на инверсию смеси, которая не учитывается в законах сохранения. Таким образом, при использовании модели течения истинной (ньютоновской) жидкости потери энергии проявляются в дополнительном падении давления, вызванном увеличением псевдовязкости. Инверсия водонефтяной смеси происходит при 20–50% содержании в ней воды, хотя она может наблюдаться и при более низком содержании воды, если нефть имеет высокую вязкость [3].

На рис. 3.3 изображена диаграмма, иллюстрирующая данное явление на основе экспериментальных данных [3–7]. Более того, если использовать поверхностно-активные вещества, инверсия может произойти даже при более низком содержании воды.

¹ Обычно такая фаза называется несущей, в то время как другая — диспергированной или дисперсной. — Прим. ред.

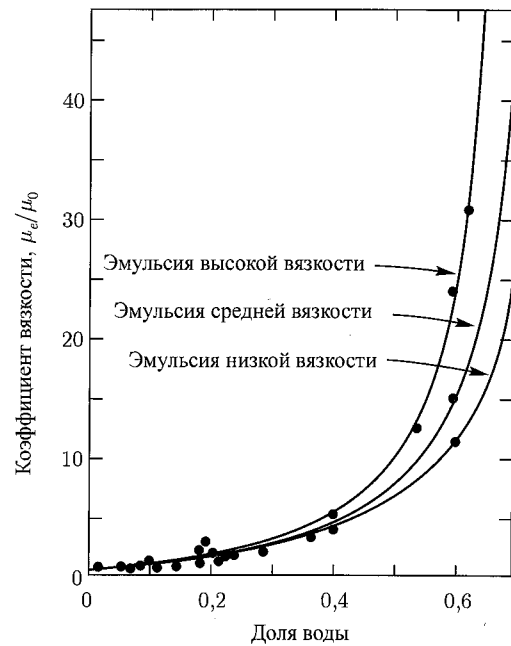


Рис. 3.2. Влияние воды на вязкость эмульсии [2]

Как правило, псевдовязкость водонефтяной смеси определяют по уравнению (3.18), однако результат окажется более точным, если опираться на значение вязкости нефти в том случае, когда непрерывной фазой является нефть, и на значение вязкости воды, когда непрерывной фазой является вода. Далее, по рис. 3.3 можно определить долю воды, при которой происходит инверсия. Наиболее оптимальным является проведение испытаний с реальной переработанной нефтью и водой с целью определения реологических характеристик и нахождения возможной точки инверсии.

Газожидкостная смесь. Существует множество уравнений, с помощью которых определяют физические свойства смеси газа и жидкости. В общем случае все уравнения классифицируются на те, которые учитывают эффект проскальзывания, и такие, которые не учитывают его, в зависимости от того, какой в них используется объемный весовой коэффициент: H_L или λ_L . Таким образом, для двухфазной смеси получим несколько различных формул для вычисления плотности флюида [8]:

$$\mu_s = \mu_L H_L + \mu_g (1 - H_L) \quad (3.19)$$

или

$$\mu_s = \left(\mu_L^{H_L} \right) \times \left[\mu_g^{(1-H_L)} \right] \quad (3.20)$$

и

$$\mu_n = \mu_L \lambda_L + \mu_g (1 - \lambda_L). \quad (3.21)$$

Заметим, что уравнение (3.19) никогда не использовалось в проектных расчетах многофазного потока. Уравнение (3.20) применяется в корреляции Хагедорна и Брауна [9], описываемой в главе 4. Во всех остальных эмпирических корреляциях фигурирует формула для расчета вязкости (3.21).

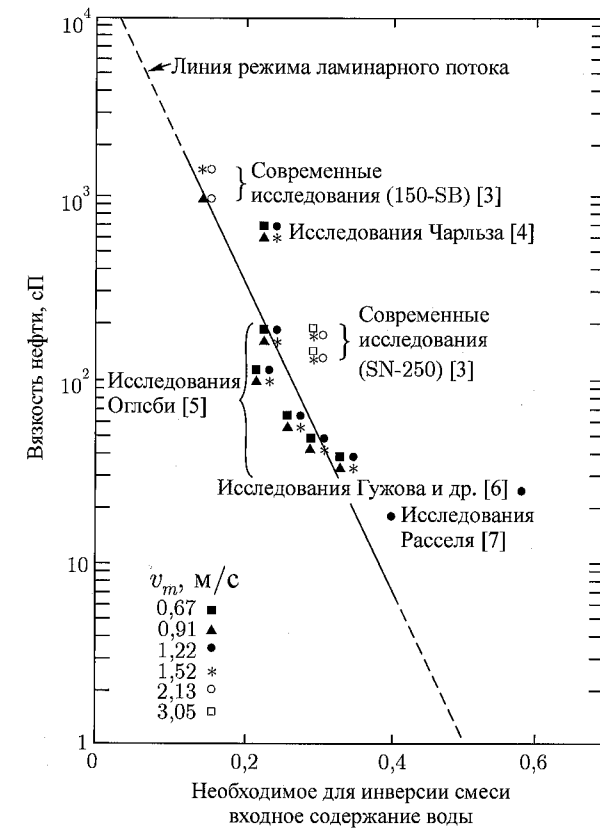


Рис. 3.3. Влияние вязкости нефти на инверсию эмульсии [3]

Плотность многофазной смеси рассчитывают по формулам [8]:

$$\rho_s = \rho_L H_L + \rho_g (1 - H_L), \quad (3.22)$$

$$\rho_n = \rho_L \lambda_L + \rho_g (1 - \lambda_L) \quad (3.23)$$

и

$$\rho_k = \rho_L \frac{\lambda_L^2}{H_L} + \rho_g \frac{1 - (\lambda_L)^2}{(1 - H_L)}. \quad (3.24)$$

Индекс k в уравнении (3.24) обозначает составляющую кинетической энергии в уравнении сохранения импульса для некоторых однородных смесей.

Рассчитывая изменения температуры для многофазного потока в скважине, необходимо вычислить энтальпию многофазной смеси. Большинство методов, основанных на ГЖР-расчетах, предусматривают расчет энтальпии газовой и жидкой фаз. В расчете на единицу массы энтальпию многофазной смеси можно вычислить по формуле:

$$h = h_L (1 - x_g) + h_g x_g. \quad (3.25)$$

3.4. Градиент давления

Выведенное в разделе 2.3 уравнение градиента давления для однофазного потока можно модифицировать для многофазного потока, представив флюиды в виде некой однородной смеси. То есть

$$\frac{dp}{dL} = \frac{f \rho_f v_f^2}{2d} + \rho_f g \sin \theta + \rho_f v_f \frac{dv_f}{dL}, \quad (3.26)$$

где параметры плотности такой смеси ρ_f и скорости потока смеси v_f трактуются разными исследователями по-разному. При восходящем потоке в вертикальной скважине ($\theta = 90^\circ$, $\sin \theta = 1$, $dL = dZ$) уравнение сводится к виду:

$$\left(\frac{dp}{dZ}\right)_{\text{общ.}} = \left(\frac{dp}{dZ}\right)_{\text{трения}} + \left(\frac{dp}{dZ}\right)_{\text{гравит.}} + \left(\frac{dp}{dZ}\right)_{\text{уск.}} \quad (3.27)$$

Для расчета составляющей градиента давления по трению необходимо вычислить двухфазный коэффициент трения (коэффициент трения для двухфазного потока). Гравитационная составляющая градиента давления зависит от плотности двухфазной смеси, которую обычно определяют по уравнению (3.22). Падение давления в восходящем потоке в основном определяется именно этой составляющей, за исключением случаев, когда скорость потока является очень высокой. Составляющей градиента давления по ускорению, как правило, можно пренебречь, ее учитывают лишь при высоких скоростях течения.

Существует много методов определения градиента гидродинамического давления для двухфазного потока. Все они отличаются по способу расчета трех составляющих общего градиента давления. Описание этих методов приводится в главе 4.

3.5. Режимы потока

Инженерам чрезвычайно важно правильно установить режим потока в каждой точке скважины. В зависимости от режима течения, используются разные эмпирические корреляции и механистические модели для предсказания характеристик потока. Брилл и Беггз [8] обобщили результаты многочисленных исследований, описывающих разные режимы потока в скважинах и условия их существования.

Практически все методы прогнозирования режима потока построены на основе данных, полученных при исследовании систем низкого давления, для которых массообмен между фазами незначителен и в смеси присутствует всего одна жидкая фаза. Как следствие, данные методы оказываются недостаточно точными для скважин с высоким давлением и температурой или для скважин, вырабатывающих нефть с водой (или неочищенную нефть), склонную к пенообразованию. Принята определенная классификация режимов потока.

3.5.1. Классификация режимов потока в скважинах

На сегодняшний день большинство исследователей [10] выделяют четыре режима восходящего многофазного потока газа и жидкости: пузырьковый, пробковый, эмульсионный¹ и кольцевой, которые схематично изображены на рис. 3.4. Далее мы опишем

¹Такой режим еще называют вспененным. — Прим. ред.

подробно каждый из них. Пробковый и эмульсионный режимы потока иногда объединяют в единый режим, называемый прерывистым. Довольно часто переход из пробкового режима потока в кольцевой сопровождается возникновением эмульсионного режима потока. Некоторые исследователи [11, 12] называют кольцевой режим потока дисперсным или дисперсно-кольцевым.

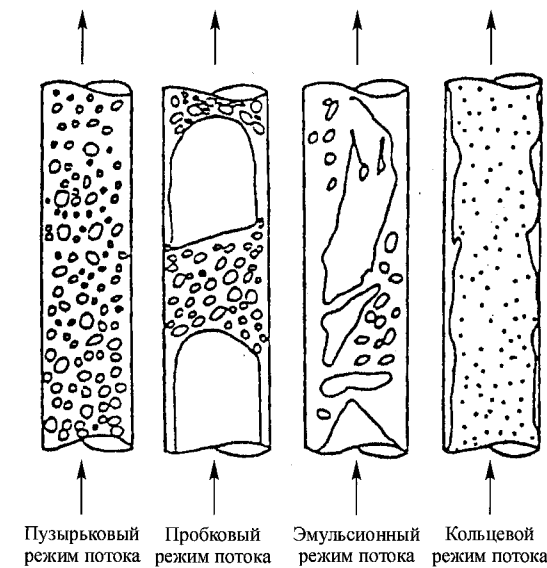


Рис. 3.4. Режимы восходящего вертикального потока [10] (Рисунок перепечатан с разрешения Американского института инженеров-химиков)

Пузырьковый режим потока. Пузырьковый поток характеризуется равномерным распределением газовой фазы в виде отдельных пузырьков в непрерывной жидкой фазе. В зависимости от того, присутствует или нет эффект проскальзывания, пузырьковый поток подразделяют на аэрированный и рассеянный пузырьковый режимы течения. В аэрированном потоке благодаря эффекту проскальзывания крупных пузырьков относительно немного и движутся они быстрее жидкой фазы. В рассеянном пузырьковом режиме потока многочисленные мелкие пузырьки переносятся жидкой фазой без проскальзывания.

Пробковый режим потока. В пробковом потоке присутствует несколько блоков пробки, каждый из которых состоит из газового пузыря, называемого пузырьком Тейлора [13, 14], пробки жидкости (снаряда)¹ и пленки жидкости вокруг пузырька Тейлора, которая скользит вниз относительно него. Пузырек Тейлора симметричен относительно оси, имеет форму пули и занимает практически всю площадь поперечного сечения трубы. Пробка жидкости, содержащая рассеянные пузырьки газа, закупоривает трубу (занимает все сечение потока) и отделяет друг от друга соседние пузырьки Тейлора.

Эмульсионный режим потока. Эмульсионный поток представляет из себя хаотичное движение газа и жидкости, при котором форма пузырьков Тейлора и пробок жидкости искажается. Ни одна из фаз не является непрерывной. Непрерывность жидкости в пробке постоянно нарушается из-за высокой концентрации в ней газа. Для

¹Поэтому пробковый режим по-другому называют снарядным. — Прим. ред.

эмульсионного режима потока характерны колебательные движения или движения с переменным направлением.

Кольцевой режим потока. В кольцевом потоке газовая фаза в центральном (относительно оси) ядре является непрерывной; фаза жидкости, представленная тонкой пленкой на стенках трубы и рассеянными в газовом ядре каплями жидкости, движется в восходящем направлении. Если скорость газового потока в ядре высока, в нем рассеивается большее количество жидкости, поэтому на стенках трубы остается лишь незначительная по толщине пленка. Для кольцевого режима потока важными параметрами являются сила касательного напряжения между фазами и доля жидкости, захваченная газом.

3.5.2. Классификация режимов потока в затрубном пространстве

На основе экспериментальных данных, собранных Казтано и другими [15], исследователи пришли к выводу, что в затрубном пространстве могут существовать те же самые режимы потока, что и в стволе скважины, но их характеристики существенно отличаются. Поэтому мы отдельно опишем режимы потока и в затрубном пространстве. На рис. 3.5 и 3.6 показаны режимы потока в концентрическом и эксцентрическом затрубном пространстве соответственно.

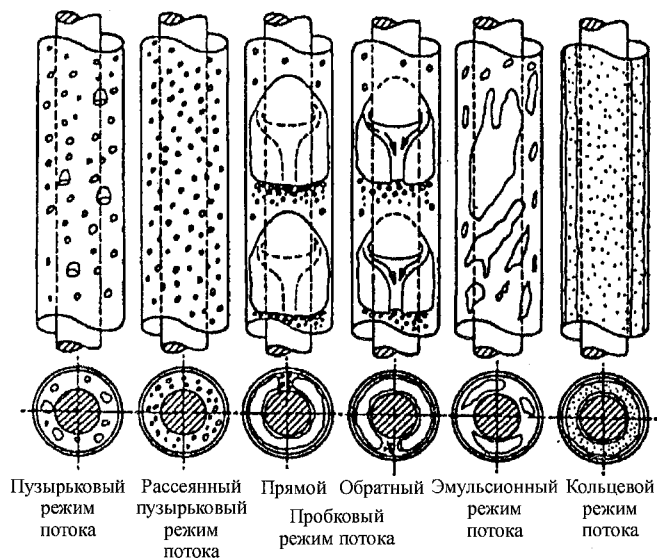


Рис. 3.5. Режимы восходящего вертикального потока в концентрическом затрубном пространстве [15]

Пузырьковый режим потока. В непрерывной жидкой фазе газ находится в виде мелких отдельных пузырьков, распределяясь относительно однородно в поперечном сечении затрубного пространства. Образуются две разновидности отдельных пузырьков: сферической и полусферической формы. Сферические пузырьки очень малы по размеру (порядка 3–5 мм в диаметре), полусферические пузырьки относительно крупнее, но тем не менее они все-таки меньше, чем половина гидравлического диаметра затрубного пространства. Маленькие сферические пузырьки движутся вверх по зигза-

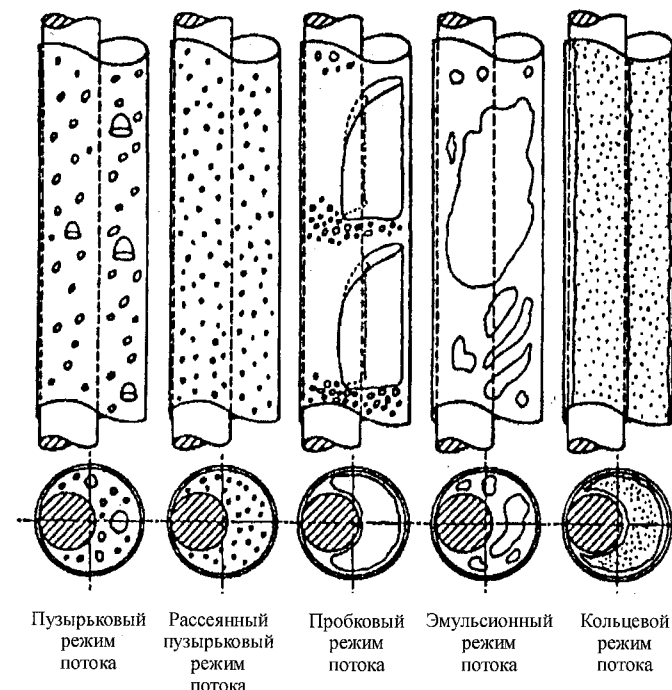


Рис. 3.6. Режимы восходящего вертикального потока в эксцентрическом затрубном пространстве [15]

гообразным траекториям, тогда как полусферические — поднимаются по прямой траектории с большей скоростью. В эксцентрическом затрубном пространстве и маленькие, и полусферические пузырьки движутся преимущественно в широкой части затрубного пространства, поэтому в этой области увеличивается объемное газосодержание, по сравнению со средним газосодержанием, характерным для полного сечения затрубного пространства. Если скорость жидкости велика, то, независимо от геометрии затрубного пространства, фазы движутся с одинаковой скоростью без проскальзывания.

Пробковый режим потока. В таком режиме потока крупные полусферические пузырьки движутся в восходящем направлении, между ними находятся пробки жидкости, которые закупоривают поперечное сечение затрубного пространства. Каждая пробка жидкости содержит маленькие сферические пузырьки газа. По своим свойствам крупные пузырьки аналогичны пузырькам, характерным для пробкового потока в трубах, поэтому их также называют пузырьками Тейлора. Пузырьки Тейлора занимают практически все поперечное сечение затрубного пространства. Однако в них имеется канал, по которому большая часть жидкости впереди пузыря перетекает в обратном направлении (см. рис. 3.5). Такой канал проходит по всей длине пузырька сверху вниз, а ширина его ограничена расстоянием между стенками обсадной и стволовой труб. Канал в пузырьке Тейлора не симметричен относительно вертикальной или горизонтальной плоскости. Вокруг пузырька Тейлора имеется пленка жидкости, которая также течет в обратном направлении, смачивая стенки обсадной и стволовой труб, что создает зону высокой турбулентности позади пузырька Тейлора. Пленка жидкости также перемещается внутри канала. В отличие от концентрического затрубного простран-

ства, в эксцентрическом пространстве (рис. 3.6) канал для течения жидкости всегда образуется в зоне контакта стенок трубы.

Эмульсионный режим потока. Эмульсионный режим потока в затрубном пространстве по своим характеристикам аналогичен эмульсионному режиму потока в трубах. Не наблюдается никаких различий и при изменении конфигурации затрубного пространства.

Кольцевой режим потока. В этом случае газ является непрерывной фазой, он занимает ядро поперечного сечения затрубного пространства. Жидкая фаза существует в виде волнистой пленки на стенках обсадной и стволовой труб, а также в виде мелких сферических капель, захваченных газовым ядром. Внешняя жидкая пленка, которая смачивает стенки обсадной трубы, всегда толще внутренней пленки, находящейся на стенке стволовой трубы.

Накопление жидкости вблизи точки контакта стенок трубы является еще одной характеристикой кольцевого режима потока в эксцентрическом затрубном пространстве. Накопление жидкости происходит вследствие слияния жидких пленок на обсадной и стволовой трубах, что является следствием, скорее всего, небольшой скорости газа в этой части затрубного пространства.

Сравнивая режимы восходящего вертикального потока в трубе и в затрубном пространстве, ученые пришли к выводу, что наличие внутренней трубы в затрубном пространстве влияет на характеристики пробкового и кольцевого режимов потока. Пузырьки Тейлора в затрубном пространстве имеют ассиметричную форму, также они имеют канал, по которому большая часть жидкости перемещается в обратном направлении. В кольцевом режиме потока образуются две пленки жидкости, покрывающие стенки стволовой и обсадной труб. Полагают, что изменение характеристик потока определяется отношением диаметров труб и степенью эксцентрисности затрубного пространства.

3.5.3. Смена режимов потока

Ниже описывается характерная для нефтяной скважины последовательность смены режимов потока.

У забоя скважины, где гидродинамическое забойное давление выше давления насыщения, существует только жидкая фаза. По мере того как жидкость поднимается вверх, давление снижается, что приводит к выделению некоторого количества газа, растворенного в жидкой фазе. Десорбированный газ выделяется в виде мельчайших пузырьков, распределенных по непрерывной жидкой фазе, что характерно для пузырькового режима потока. Восходящее движение потока продолжается, давление и температура все больше снижаются, это приводит к расширению газа и его дополнительному выделению из нефтяной фазы. Формируются более крупные пузырьки, которые начинают сталкиваться между собой и коагулироваться в пузырьки Тейлора, разделенные между собой непрерывной жидкой фазой. Так формируется пробковый режим потока. Дальнейшее восхождение потока в зону низкого давления приводит к расширению пузырьков Тейлора и выделению дополнительного газа из пробок жидкости. Поток становится хаотичным и в таком состоянии называется эмульсионным. Эмульсионный режим потока продолжает существовать до тех пор, пока скорость газа не станет достаточно высокой, чтобы вытеснить жидкость к стенкам трубы, что характерно для кольцевого режима течения.

Вследствие непрерывного изменения давления и температуры, а также массообмена между двумя фазами, поток, состоящий из непрерывной жидкой фазы у забоя сква-

жины, может полностью преобразоваться в поток, состоящий из непрерывной газовой фазы у устья скважины. Рис. 3.4 можно рассматривать в качестве схемы последовательного изменения режимов потока.

Итак, были рассмотрены качественные особенности различных режимов течения многофазного флюида, теперь обсудим способы их прогнозирования и расчета характеристик потока. Для этого необходимо хорошо уяснить механизмы, лежащие в основе существования каждого режима потока. Для прогнозирования режимов потока и их характеристик Анзари и др. [16] применяли модели, которые будут описаны в главе 4.

3.5.4. Прогнозирование режимов потока

Все методы прогнозирования режимов потока в скважинах подразделяются на две категории. Почти все ранние методы построены на основе экспериментальных исследований труб малых диаметров, заполненных воздухом или водой при небольшом давлении. Ученые наблюдали за режимами потока и замеряли значения различных параметров при переходе из одного режима течения в другой. В главе 4 описываются наиболее удачные карты режимов потока, построенные при таком подходе. Вторая группа методов прогнозирования режимов потока учитывает основные механизмы процессов перехода из одного режима в другой. Данный подход оказался очень эффективным. В главе 4 рассматриваются механистические модели для прогнозирования режимов течения.

3.6. Объемное содержание жидкости

В разделе 3.3 обсуждались процессы, происходящие между газом и жидкостью, движущимися с разными скоростями (с проскальзыванием). Из уравнений (3.13) и (3.14) видим, что для расчета скоростей каждой фазы важно знать объемное содержание жидкости. Из уравнений (3.19), (3.20), (3.22) и (3.24) очевидна значимость объемного содержания жидкости для прогнозирования физических свойств газожидкостной смеси. В разделе 2.3 мы говорили о том, что гравитационная составляющая градиента давления для однофазного потока составляет 80–95 % общего градиента давления. Такая же ситуация имеет место быть и для многофазного потока в вертикальных трубах. В главе 4 будет продемонстрировано, насколько важно правильно провести расчет плотности (уравнение (3.22)) и объемного содержания жидкости при прогнозировании градиента давления многофазного потока.

В главе 4 будет рассмотрено несколько эмпирических корреляций и механистических моделей, применяемых для прогнозирования объемного содержания жидкости. Чтобы получить эмпирические корреляции и оценить их эффективность, необходимо сначала провести экспериментальные замеры объемного содержания жидкости. Самым точным способом замера является отсечение образцов газа и жидкости в участке трубы и физическое измерение той части трубы, которая занята жидкой фазой (так называемый метод отсечек). Как правило, подобные замеры проводят с помощью двух быстро закрывающихся шаровых клапанов, которые можно приводить в действие одновременно. Для прерывистого режима потока (пробкового и эмульсионного) и других режимов потока образец газожидкостной смеси (участок измерений) должен быть больше, ввиду различного строения каждой фазы. Поскольку все пробки жидкости и пузырьки Тейлора имеют разную длину, необходимо заключить в участок трубы несколько экземпляров каждого вида, чтобы получить их осредненные характеристики. Таким образом, минимальное расстояние между клапанами трубы зависит от режима потока. Известно, что вертикальный восходящий многофазный поток стабилизируется быстрее, поэтому

замеры необходимо проводить после того, как поток продвинется из начала трубы на расстояние, равное 100 диаметров трубы. Однако, если наклон трубы отличен от вертикального, длина исследуемого участка должна быть гораздо больше, особенно в случае нисходящего потока.

Когда для замеров объемного содержания жидкости используются быстро закрывающиеся клапаны, довольно часто приходится осреднять значения нескольких замеров, чтобы добиться максимальной точности. В итоге процесс может занять много времени. К тому же использовать быстро закрывающиеся клапаны в полевых условиях невозможно. Поэтому для непрерывных замеров объемного содержания жидкости было разработано много других методов. К таким методам относится применение лазерных (световых) доплеровских измерителей, ультразвуковой (акустической) техники, гамма-лучей или принципа поглощения нейтронов (ядерной техники), а также емкостных датчиков или датчиков сопротивления (электронных приборов). Далее мы опишем два наиболее распространенных метода непрерывных замеров объемного содержания жидкости.

3.6.1. Емкостные датчики

В устройстве емкостных датчиков используются обкладки конденсатора для измерения диэлектрической проницаемости двухфазной смеси. В этом случае нельзя применять проводящие электричество материалы, поэтому при выборе труб для эксперимента не используют стальные конструкции, а в качестве жидкой фазы — воду. Именно по этой причине емкостные датчики не используются в полевых условиях, но широко применяются при лабораторных экспериментах. В этом случае в качестве материала для изготовления труб используются полихлорвинил, акрил или стекло, в качестве жидкой фазы углеводородные смеси (например, керосин), при этом в таких экспериментах можно избежать появления воды.

Первыми начали использовать емкостные датчики Грегори и Маттар [17]. Они разработали несколько конструкций датчиков и в результате пришли к выводу, что оптимальным является применение в качестве обкладок конденсатора спиральных пластин, находящихся в противофазе. Грегори и Маттар также предложили использовать электроды разных размеров и наклонов в зависимости от диаметра труб.

Коуба [19] совместно с другими авторами [18] предложил другую конструкцию датчика, при этом в качестве электродов использовались три равные по площади обкладки. Центральная обкладка являлась положительным электродом, а две внешние были заземлены. Разработчики доказали, что применение емкостного датчика подобной конструкции обеспечивает не менее точные результаты замеров, чем датчики со спиралевидными пластинами, к тому же общая длина датчика с тремя обкладками оказывается меньше длины датчика со спиралевидными пластинами, особенно при больших диаметрах труб. В этом случае непрерывные замеры объемного содержания жидкости не надо усреднять по всей длине трубы. Впоследствии Батлер и др. [20] усовершенствовали саму конструкцию емкостных датчиков и используемых в них электронных элементов. На рис. 3.7 приведена фотография емкостного датчика.

В общем случае работа емкостных датчиков напрямую зависит от их электронной схемы. Емкостное сопротивление трубы, наполненной воздухом или природным газом, практически не отличается от емкостного сопротивления трубы, наполненной углеводородной жидкостью. На точность замеров значительно влияют небольшие изменения влажности или концентрации воды в жидкой фазе. К тому же Коуба и др. доказали необходимость динамической калибровки датчиков, поскольку результаты за-

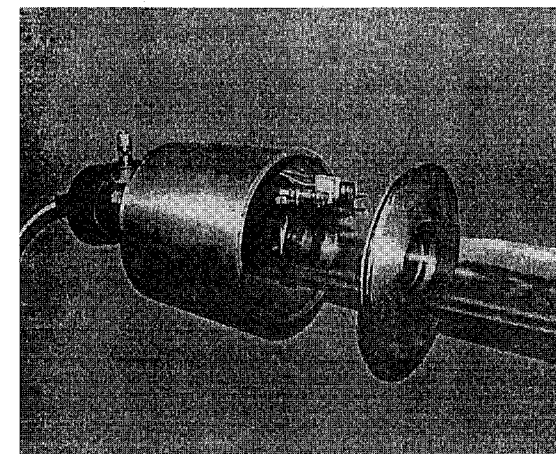
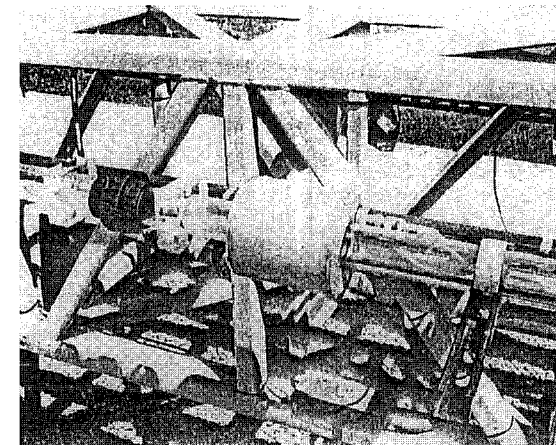


Рис. 3.7. Емкостной датчик

меров емкостного сопротивления также зависят от наличия жидкой фазы внутри самого датчика.

3.6.2. Глубинный радиоизотопный плотномер

Для расчета характеристик многофазного потока в трубопроводах большого диаметра Брилл и др. [21] применяли на месторождении Прудхоу Бэй на Аляске глубинные радиоизотопные плотномеры или датчики-поглотители гамма-лучей. Для замеров объемного содержания жидкости, а также длины пробок и размеров пузырьков эти исследователи использовали два плотномера. С тех пор эти устройства применяются для сбора данных в лабораторных и полевых условиях. На рис. 3.8 изображен глубинный радиоизотопный плотномер.

В основе устройства радиоизотопного плотномера лежит радиоактивный источник, который испускает гамма-лучи. Источник излучения (часто Cs^{137}) с целью безопасности помещают в защищенный свинцом цилиндр. Когда крышку цилиндра снимают, источник испускает пучок гамма-лучей. Они проходят вдоль стенок трубы, через флюиды,

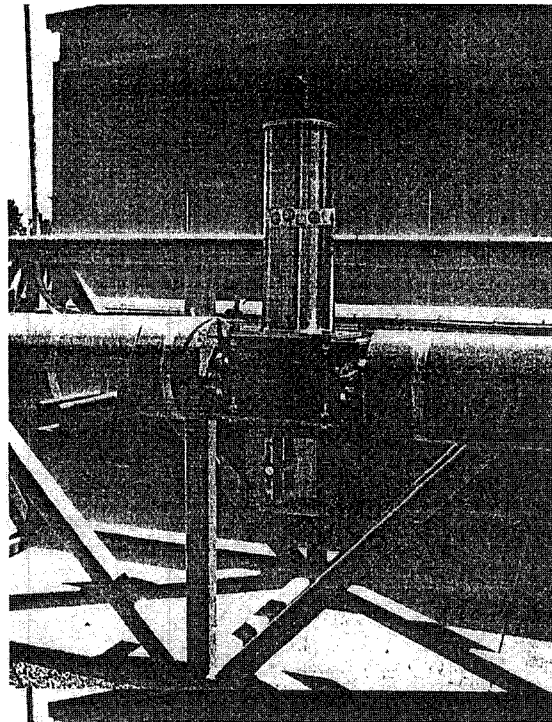


Рис. 3.8. Глубинный радиоизотопный плотномер

изоляция и любое другое покрытие на трубах, каждое из которых поглощает некоторое количество гамма-лучей (отчасти это зависит от плотности вещества). Оставшиеся непоглощенными гамма-лучи преобразуются в электрический сигнал. Важнейшим параметром в этом процессе является количество жидкости в пучке гамма-лучей в определенный момент времени, к тому же жидкая фаза поглощает больше лучей, чем менее плотная газовая фаза, поэтому сила электрического сигнала прямо пропорциональна объемному содержанию жидкости.

Однако глубинные радиоизотопные плотномеры имеют несколько недостатков. Главным из них является безопасность и необходимость в государственном контроле. Гамма-лучи потенциально опасны, даже несмотря на то, что для получения хороших результатов измерения достаточно использования небольшого количества радиоактивного вещества. Время отклика электроники соответствует частоте порядка 10 Гц, то есть время преобразования излучения в электронный сигнал достаточно велико, все зависит от количества и типа радиоактивного вещества и способа приема гамма-лучей. Так, измерения длин быстро движущихся пробок и пузырьков могут оказаться недостаточно точными. К тому же результат замера объемного содержания жидкости может зависеть от распределения жидкости по трубе. Если применять многолучевые гамма-плотномеры, от некоторых из перечисленных недостатков можно избавиться.

Несмотря на это, глубинные радиоизотопные плотномеры все чаще применяют на месторождениях. Они являются ненавязчивыми инструментами, которые могут крепиться с внешней стороны стальной трубы и обеспечивать получение достаточно точных замеров объемного содержания жидкости и установление режимов потока внутри трубы.

3.7. Компьютерный алгоритм на основе профиля давления

При расчете падения давления необходимо проинтегрировать градиент давления по длине скважины. Так, общее падение давления будет равно

$$\Delta p = \int_0^L \left(\frac{dp}{dL} \right) dL. \quad (3.28)$$

Значение градиента давления, рассчитываемого по уравнению (3.26) для сжимаемых и малосжимаемых флюидов, меняется по длине трубы. Это же утверждение справедливо и для многофазных смесей, а также для сырой нефти при давлении выше давления насыщения. Отчасти это объясняется изменением температуры в скважине. В нефтяных и газовых скважинах значение градиента давления меняется в зависимости от давления, температуры и угла наклона скважины. При расчете падения давления необходимо с помощью численного алгоритма вычислить также градиент энтальпии (уравнение (2.72)).

Расчет затрудняется определением начальных значений p и T , полный дифференциал которых рассчитывается из уравнений (2.5) и (2.105) соответственно. В основе всех существующих компьютерных программ, предназначенных для вычисления градиента давления установившегося течения многофазной смеси, лежит так называемый марш-алгоритм. Чтобы разрешить проблему определения начальных значений, численно интегрируют уравнения градиентов давления и энтальпии, каждый раз подставляя в них через небольшой интервал соответствующие значения заданных по скважине параметров. Причем не имеет значения, с верхнего или нижнего сечения скважины начинать расчет.

На рис. 3.9 изображена стандартная искривленная скважина, разделенная на пять сегментов. Начало каждого сегмента совпадает с изменением угла наклона скважины. Также отдельные сегменты (узлы) необходимо выделять в том месте скважины, где происходит изменение в массовом расходе флюидов или где расположен насос и изменяется диаметр или конфигурация трубы. Изменение массового расхода флюидов может происходить в том случае, если скважина снабжена газлифтом или происходит смешанная добыча сырья с разных участков.

Сегменты скважины на рис. 3.9 могут быть достаточно длинными, и даже в пределах одного сегмента происходит значительное изменение градиента давления в зависимости от значений плотностей, приведенных и фактических скоростей флюидов, а также в зависимости от режима потока. Поэтому даже отдельный сегмент необходимо разделить на вычислительные инкременты, в пределах которых значение градиента давления можно считать постоянным. Тогда падение давления рассчитывается по формуле:

$$\Delta p = \sum_{j=1}^n \sum_{i=1}^m \left(\frac{dp}{dL} \right)_{ij} \Delta L_{i,j}. \quad (3.29)$$

На рис. 3.10 приведена схема марш-алгоритма с единственным вычислительным сегментом, разделенным на инкременты, когда значения p_i и T_i известны, а значения p_{i+1} и T_{i+1} необходимо вычислить. Окончательный результат получается путем последовательного продвижения по всем инкрементам во всех сегментах скважины.

В предыдущей главе в разделе 2.6 обсуждался приближенный метод решения уравнения градиента энтальпии, а на рис. 3.10 дана схема аппроксимационного вы-

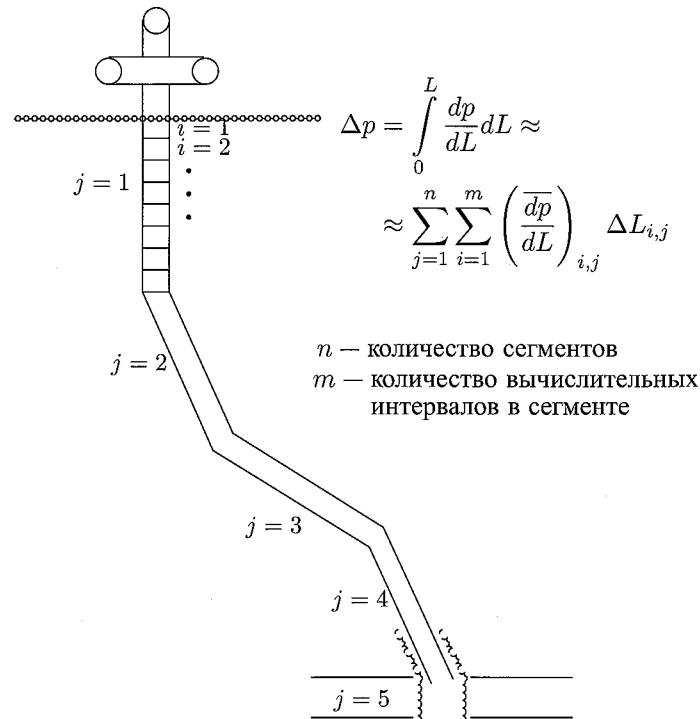


Рис. 3.9. Сегментация обычной скважины

числительного алгоритма для определения градиента энтальпии. Обратим внимание на то, что численное интегрирование уравнения градиента энтальпии подразумевает получение значения T_{i+1} методом подстановки предполагаемого значения p_{i+1} . Необходимо рассчитывать средний градиент энтальпии и определять значения энтальпии для каждой фазы и для смеси в целом в конце шага приращения. Использование такого приближенного метода интегрирования уравнения градиента энтальпии приводит, как правило, к хорошим результатам и значительно упрощает расчеты. Определение PVT-свойств флюидов включает в себя анализ процесса массообмена между фазами и расчет их плотностей, вязкостей и поверхностного натяжения между фазами при предполагаемом среднем значении давления и температуры на каждом шаге вычисления. В приложениях В и С описываются методики проведения подобных расчетов. В главе 4 даны методы расчета градиента давления на основе предлагаемых средних значений давления и температуры на каждом шаге приращения.

Коммерческие компьютерные программы, реализующие анализ системы добычи для продуктивных пластов, также основываются на марш-алгоритме, который устанавливает взаимосвязь между забойным давлением в скважине и ее общим дебитом. Данная взаимосвязь учитывает различные параметры заканчивания скважин. В зависимости от типа анализа системы добычи, расчеты необходимо проводить либо в восходящем, либо в нисходящем направлении. Анализ системы добычи часто называют анализом NODAL™, он предполагает проведение расчетов путем подбора значений, когда устанавливается соответствие между температурой и давлением в сегменте скважины. В главе 6 приводится подробный анализ расчетов проектирования добычи.

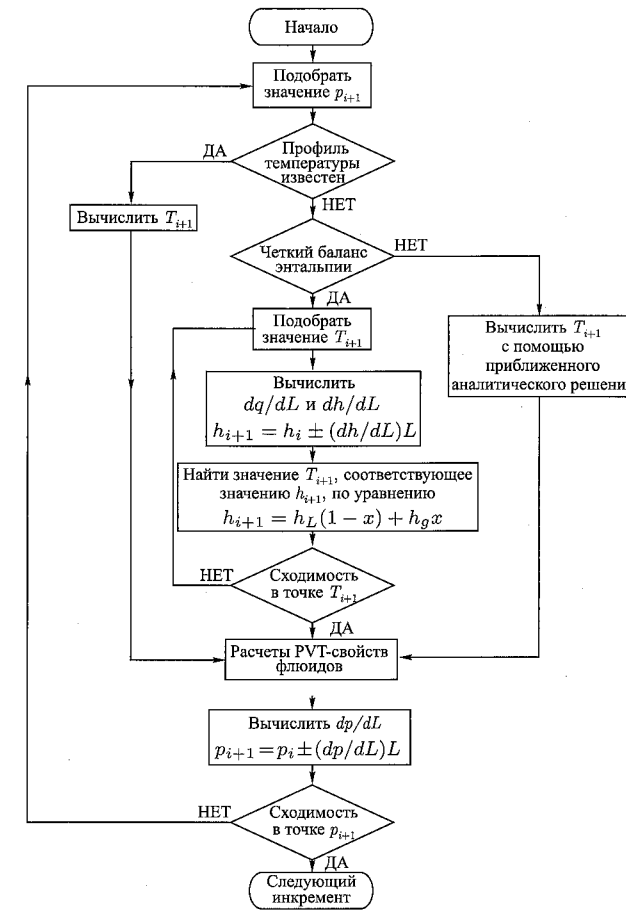


Рис. 3.10. Марш-алгоритм для вычислительного инкремента

3.8. Анализ размерностей

При проектировании экспериментального испытательного оборудования и анализе промысловых данных широкое распространение получила концепция, использующая метод подобия и размерностей. Многие уравнения, заимствованные из теории однофазного потока и фигурирующие в расчетах теплообмена, опираются на данную концепцию. Например, уравнение Коулбрука [22] для определения коэффициента трения, в котором используется число Рейнольдса и значение относительной шероховатости в качестве безразмерных величин. В уравнении Диттеса и Боултера [23] для коэффициента конвективной теплопередачи пленки используются числа Нуссельта, Прандтля и Рейнольдса. Поскольку многофазный поток гораздо сложнее однофазного, для разработки методов его прогнозирования также широко применяется анализ размерностей.

В общем случае безразмерный анализ применяют тогда, когда недостаточно известны фундаментальные механизмы физических явлений. Теория размерностей предполагает составление перечня всех важнейших переменных и формирование на их

основе безразмерных величин с помощью пи-теоремы Бакингема [24]¹. Использование безразмерных величин помогает расширить результаты лабораторных экспериментов до масштаба целого месторождения.

Довольно часто первоначальные методы прогнозирования опирались на эмпирические корреляции, построенные с помощью безразмерных величин. По мере совершенствования технологии расчета их заменили фундаментальными уравнениями, но принцип остался тот же. Такая ситуация сохранилась и для многофазного потока в скважинах. В главе 4 описывается анализ размерностей, который применялся Дансом и Росом [11] для многофазного потока в скважинах. Эти авторы ввели безразмерные величины, которые впоследствии стали использоваться многими исследователями при составлении эмпирических корреляций. В главе 4 рассматриваются многие ранние корреляции, которые получили широкое применение для прогнозирования режимов потока, расчета коэффициентов трения и объемного содержания жидкости. Также в главе 4 описаны механистические модели, в основе которых лежат более фундаментальные физические принципы.

Литература

- [1] Craft, B. C. and Hawkins, M. F.: «Applied Petroleum Reservoir Engineering», second edition, Prentice-Hall Book Co. Inc., Englewood Cliffs, New Jersey (1991) 7.
- [2] Woelfin, W.: «The Viscosity of Crude-Oil Emulsions», Drill. & Prod. Prac. (1942) 148.
- [3] Arirachakaran, S. J.: «An Experimental Study of Two-Phase Oil-Water Flow in Horizontal Pipes», MS thesis, U. of Tulsa, Tulsa, Oklahoma (1983).
- [4] Charles, M. E.: «Water Layer Speeds Heavy-Crude Flow», Oil & Gas J. (26 August 1961) 59, 68.
- [5] Oglesby, K. D.: «An Experimental Study on the Effects of Oil Viscosity, Mixture Velocity, and Water Fraction on Horizontal Oil-Water Flow», MS thesis, U. of Tulsa, Tulsa, Oklahoma (1979).
- [6] Guzhov, A. I. et al.: «Emulsion Formation During the Flow of Two Liquids in Pipe», Neft Khoz (August 1973) 8, 58 (in Russian).
- [7] Russel, T. W. F., Hodgson, G. W., and Govier, G. W.: «Horizontal Pipeline Flow of Mixtures of Oil and Water», Cdn. J. Chem. Eng. (1957) 37, 9.
- [8] Brill, J. P. and Beggs, H. D.: «Two-Phase Flow in Pipes», U. of Tulsa, Tulsa, Oklahoma (1991).
- [9] Hagedorn, A. R. and Brown, K. E.: «Experimental Study of Pressure Gradients Occurring During Continuous Two-Phase Flow in Small-Diameter Vertical Conduits», JPT (April 1965) 475; Trans., AIME, 234.
- [10] Taitel, Y. M., Barnea, D., and Dukler, A. E.: «Modeling Flow Pattern Transitions for Steady Upward Gas-Liquid Flow in Vertical Tubes», AIChE J. (1980) 26, 345.
- [11] Duns, H. Jr. and Ros, N. C. J.: «Vertical Flow of Gas and Liquid Mixtures in Wells», Proc., Sixth World Pet. Cong., Tokyo (1963) 451.

¹Общая теория методов подобия и размерности была построена в сороковых годах прошлого века советскими учеными Л. И. Седовым и др. — Прим. ред.

- [12] Aziz, K., Govier, G. W., and Fogarasi, M.: «Pressure Drop in Wells Producing Oil and Gas», J. Cdn. Pet. Tech. (July-September 1972) 11, 38.
- [13] Dumitrescu, D. T.: «Stromung an Einer Luftblase im Senkrechten Rohr», Z. Agnew. Math. Mech. (1943) 23, 139.
- [14] Davies, R. M. and Taylor, G.: «The Mechanics of Large Bubbles Rising Through Extended Liquids and Through Liquids in Tubes», Proc., Royal Soc., London (1949) 200A, 375.
- [15] Caetano, E. F., Shoham, O., and Brill, J. P.: «Upward Vertical Two-Phase Flow Through an Annulus, Part I: Single-Phase Friction Factor, Taylor Bubble-Rise Velocity and Flow-Pattern Prediction», J. Energy Res. Tech. (March 1992) 114, 1.
- [16] Ansari, A. M. et al.: «A Comprehensive Mechanistic Model for Two-Phase Flow in Wellbores», SPEPF (May 1994) 143; Trans., AIME, 297.
- [17] Gregory, G. A. and Mattar, L.: «An In-Situ Volume Fraction Sensor for Two-Phase Flows of Non-Electrolytes», J. Cdn. Pet. Tech. (April-June 1973) 12, 48.
- [18] Kouba, G. E., Shoham, and Brill, J. P.: «A Nonintrusive Flowmetering Method for Two-Phase Intermittent Flow in Horizontal Pipes», SPEPE (November 1990) 373.
- [19] Kouba, G. E.: «Dynamic Calibration of Two Types of Capacitance Sensors Used in Measuring Liquid Holdup in Two-Phase Intermittent Flow», Proc., 32nd ISA Intl. Instrumentation Symposium, Seattle (May 1986) 479.
- [20] Butler, R. T., Chen, X., and Brill, J. P.: «Ratio-Arm Bridge Capacitance Transducer for Two-Phase Flow Measurements», paper presented at the 1995 ISA Intl. Instrumentation Symposium, Aurora, Colorado, 7/11 May.
- [21] Brill, J. P. et al.: «Analysis of Two-Phase Flow Tests in Large-Diameter Flow Lines in Prudhoe Bay Field», SPEJ (June 1981) 363.
- [22] Colebrook, C. F.: «Turbulent Flow in Pipes With Particular Reference to the Transition Region Between the Smooth and rough Pipe Laws», J. Inst. Civil Eng. (1939) 11, 133.
- [23] Dittus, F. W. and Boelter, L. M. K.: Pub. Eng., U. of California, Berkeley, California (1930) 2, 443.
- [24] Allen, T. Jr. and Ditsworth, R. L.: «Fluid Mechanics», McGraw-Hill Book Co. Ink., New York City (1975).

ГЛАВА 4

Многофазный поток. Прогнозирование градиента давления

4.1. Введение

В главе 2 был описан вывод уравнения градиента давления для однофазного потока в трубах на основе законов сохранения массы и импульса. Чтобы рассчитать градиент давления для многофазного потока в трубах, используют те же принципы. Однако наличие дополнительной фазы усложняет вывод уравнения. В разделе 1.4 был приведен обзор методов прогнозирования многофазного потока в соответствии с исторической хронологией.

На ранних стадиях исследования многофазный поток рассматривался как однородная смесь газа и жидкости. При этом не учитывалось, что газ, как правило, перемещается быстрее жидкости, т. е. не учитывался эффект проскальзывания. В результате чего занижались расчетные значения давления, поскольку прогнозируемое содержание жидкости в стволе скважины оказывалось меньшим, чем в действительности.

Чтобы сделать поправку на эффект проскальзывания между фазами, существующие методы были усовершенствованы путем привлечения эмпирических корреляций для объемного содержания жидкости. Несмотря на то что значения объемного содержания жидкости и коэффициентов трения часто зависели от режима потока, который, в свою очередь, определялся по эмпирическим картам, флюиды в этих усовершенствованных методах по-прежнему рассматривались как однородные смеси.

К сожалению, такой подход обычно не отражает реальной ситуации и прогнозирование характеристик потока получается неточным. При попытке повысить качество прогнозов был найден компромисс между эмпирическим и двухфазным подходами. Появился новый метод, который получил название феноменологического или механистического моделирования¹. Он позволяет моделировать более сложные свойства потока и прогнозировать режим потока, используя основные физические законы. Для механистического моделирования по-прежнему характерна некоторая доля эмпиризма, но только в том случае, когда необходимо предсказать специфические характеристики потока.

В этой главе описываются методы прогнозирования градиента давления, а также их модификации, способствующие повышению точности процесса прогнозирования; оцениваются и сравниваются между собой разные методы.

4.2. Прогнозирование градиента давления

Все методы прогнозирования градиента давления можно разделить на два класса: эмпирические корреляции и механистические модели.

¹В России автором такого подхода был академик Х. А. Рахматулин, а всесторонне развил его академик Р. Н. Нигматулин с учениками и последователями. Подробно феноменологический подход к описанию течений многофазных сред изложен в большом числе монографий и статей российских ученых, в том числе в монографии Р. Н. Нигматулина «Динамика многофазных сред» (М., Наука, 1987) и ее расширенном переводе «Dynamics of Multiphase Media» (New York-London, NPC, 1990). — *Прим. ред.*

4.2.1. Эмпирические корреляции

Эмпирические корреляции, описываемые в этом разделе, можно отнести к одной из трех категорий.

Категория «А». В этом случае не учитывается режим потока (не выделяются различные режимы потока) и эффект проскальзывания. Плотность смеси рассчитывается на основе значения газового фактора, то есть принимается, что газ и жидкость движутся с одинаковой скоростью. Используется единственная корреляция для коэффициента трения в двухфазном потоке (так называемого двухфазного коэффициента трения).

Категория «В». Здесь учитывается эффект проскальзывания, но не рассматриваются режимы потока. Используется корреляция как для объемного содержания жидкости, так и для коэффициента трения. Поскольку газ и жидкость движутся с различными скоростями, необходимо предусмотреть способ прогнозирования объемного содержания жидкой фазы для любого участка трубы. Для всех режимов потока используются одни и те же корреляции для объемного содержания жидкости и коэффициента трения.

Категория «С». Учитывается и эффект проскальзывания, и режим течения. Для прогнозирования объемного содержания жидкости и коэффициента трения разработаны не только корреляции, но и методы определения режима потока. После того как устанавливается режим потока, подбираются приемлемые корреляции для прогнозирования объемного содержания жидкости и коэффициента трения. Для каждого режима течения существует свой метод расчета составляющей градиента давления по ускорению.

А теперь приведем список эмпирических корреляций для вертикального восходящего потока, которые когда-либо публиковались в литературе¹. Для каждой корреляции указана категория, к которой она относится.

| Авторы метода | Категория метода |
|---------------------------|------------------|
| Поэттманн и Карпентер [1] | a |
| Баксендель и Томас [2] | a |
| Фэнчер и Браун [3] | a |
| Хагедорн и Браун [4] | b |
| Грэй [5] | b |
| Ашейм [6] | b |
| Данс и Рос [7] | c |
| Оркижевский [8] | c |
| Азиз и др. [9] | c |
| Кьеричи и др. [10] | c |
| Бегтз и Брилл [11] | c |
| Мукерджи и Брилл [12] | c |

Заметим, что только две корреляции (Бегтза и Брилла [11], Мукерджи и Брилла [12]) учитывают угол наклона скважины. Следовательно, оба метода можно также применять для расчета градиента давления в нагнетательных скважинах и трубопроводах, проложенных по пересеченной местности. Чтобы рассчитать градиент давления в наклонных скважинах с помощью остальных методов, необходимо действовать очень осторожно. Отметим, что для нагнетательных скважин при наличии многофазного по-

¹Опять же здесь не приводятся ссылки на большое число работ в этой области, выполненных советскими и в последующем российскими учеными и опубликованных в отечественных реферлируемых и переводных журналах и изданиях, а также в зарубежных журналах. — *Прим. ред.*

тока их вообще нельзя использовать. Теперь каждый метод опишем более подробно и для большинства из них приведем примеры использования.

Категория «А». К этой категории относятся три метода, различающиеся лишь корреляциями для коэффициента трения. В каждом методе коэффициент трения рассчитывается на основе промысловых данных. Для вертикального потока однородной смеси без учета эффекта проскальзывания уравнение (3.26) можно преобразовать к виду:

$$\frac{dp}{dZ} = \frac{f \rho_n v_m^2}{2d} + \rho_n g. \quad (4.1)$$

На рис. 4.1 представлены графически корреляции для коэффициента трения, полученные на основе методов Поэттманна и Карпендера [1], Баксенделя и Томаса [2] и Фэнчера и Брауна [3]. Поскольку в числителе выражения, по которому рассчитывается число Рейнольдса, стоит размерная величина, необходимо дать единицу измерения по оси абсцисс — кг/м·сек.

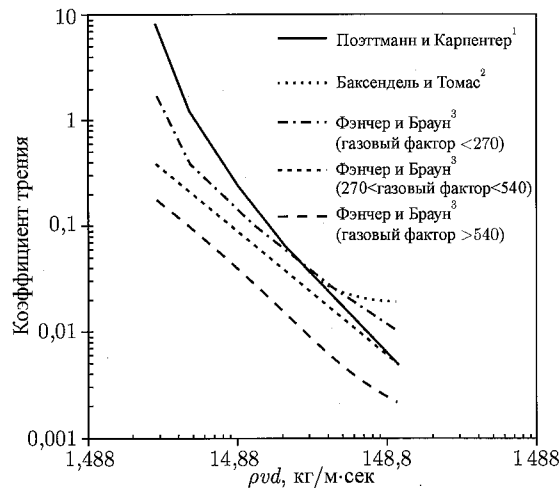


Рис. 4.1. Корреляции для коэффициента трения категории «а»

Для корреляции коэффициента трения по методу Фэнчера и Брауна построено три графика, каждый из которых определен для конкретного значения газового фактора (270, 405 и 540 ст.м³/ст.м³ соответственно).

Для прогнозирования градиента давления многофазного потока в скважинах лучше не использовать методы категории «А». Применять их можно только для высокодебитных скважин с рассеянным пузырьковым режимом потока, при котором отсутствует эффект проскальзывания.

Пример 4.1. Расчет вертикального градиента давления по методу Поэттманна и Карпендера на основе констант для многофазного потока, аналогичных исходным данным из примера 3.2.

Известны следующие параметры: $\rho_L = 762,64$ кг/м³ и $\rho_g = 94,19$ кг/м³.

Необходимо выполнить несколько расчетных шагов:

1. Определить плотность смеси без учета эффекта проскальзывания:

$$\rho_n = \rho_L \lambda_L + \rho_g (1 - \lambda_L) = (762,64)(0,507) + (94,19)(0,493) = 433,14 \text{ (кг/м}^3\text{)}.$$

2. Вычислить коэффициент трения на основе соотношения $\rho_n v_m d$:

$$\rho_n v_m d = (433,14)(2,39)(0,152) = 157,45 \text{ (кг/м} \cdot \text{с)}.$$

По рис. 4.1 определяем, что $f = 0,0068$.

3. Рассчитать общий градиент давления:

$$\begin{aligned} \frac{dp}{dZ} &= \rho_n + \frac{f \rho_n v_m^2}{2gd} = 433,14 + \frac{(0,0068)(433,14)(2,39^2)}{2(9,8)(0,152)} = 433,14 + 5,6 = \\ &= 438,74 \text{ (кг/м}^3\text{)} = 0,0429 \text{ (бар/м)}. \end{aligned}$$

Категория «В». В ней представлены три метода. Метод Хагедорна и Брауна [4] является наиболее обобщенным, так как он разрабатывался для самых разнообразных условий вертикального двухфазного потока. Метод Грэя [5] является специализированным, он применяется для вертикальных газовых скважин, когда попутно добывается также конденсат и/или свободная вода. В рамках метода Ашейма [6] используется компьютерная программа MONA, основанная на использовании нескольких базовых методик, применяемых в данной области. При этом метод Ашейма позволяет подбирать эмпирические параметры, которые бы соответствовали доступным способам измерения давления.

Метод Хагедорна и Брауна. Метод Хагедорна и Брауна [4] основывается на результатах экспериментов, полученных на вертикальной скважине глубиной 457 м. В экспериментах в качестве газовой фазы использовался воздух, а в качестве конденсата — четыре разные жидкости: вода и сырая нефть различной вязкости (10, 30 и 110 сП). Номинальный диаметр труб составлял 25,4; 31,75 и 38,1 мм. Этими авторами проведено одно из самых масштабных исследований из тех, результаты которых были опубликованы. Заметим, что Хагедорн и Браун не измеряли объемное содержание жидкости. Вместо этого они вывели уравнение градиента давления, на основании которого (после выбора корреляции для коэффициента трения) рассчитываются значения псевдообъемного содержания жидкости для каждого испытания с той целью, чтобы результаты соответствовали значениям градиента давления. Таким образом, в этом методе корреляция для объемного содержания жидкости строится вовсе не по фактическим значениям объема, занятого жидкой фазой в сечении трубы.

Хагедорн и Браун вывели следующее уравнение градиента давления для вертикального многофазного потока:

$$\frac{dp}{dZ} = \frac{f \rho_n^2 v_m^2}{2\rho_s d} + \rho_s g + \frac{\rho_s \Delta(v_m^2)}{2dZ}. \quad (4.2)$$

Прогнозирование объемного содержания жидкости. Значение объемного содержания жидкости необходимо определять в том числе для того, чтобы рассчитать гравитационную составляющую градиента давления. Для коррелирования псевдообъемного содержания жидкости Хагедорн и Браун использовали четыре безразмерные группы величин, предложенные Дансом и Росом [7].

Показатель скорости жидкости:

$$N_{Lv} = v_{SL} \sqrt[4]{\frac{\rho_L}{g\sigma_L}}. \quad (4.3)$$

Показатель скорости газа:

$$N_{gv} = v_{Sg} \sqrt[4]{\frac{\rho_L}{g\sigma_L}} \quad (4.4)$$

Показатель диаметра трубы:

$$N_d = d \sqrt[4]{\frac{\rho_L g}{\sigma_L}} \quad (4.5)$$

Показатель вязкости жидкости:

$$N_L = \mu_L \sqrt[4]{\frac{g}{\rho_L \sigma_L^3}} \quad (4.6)$$

Можно преобразовывать эти группы величин, включая в них различные коэффициенты, что позволяет им оставаться безразмерными даже при использовании единиц измерения, принятых в международных системах. Например,

$$N_{Lv} = 3,178 v_{SL} \sqrt[4]{\frac{\rho_L}{\sigma_L}},$$

$$N_{gv} = 3,178 v_{Sg} \sqrt[4]{\frac{\rho_L}{\sigma_L}},$$

$$N_d = 99,083 d \sqrt[4]{\frac{\rho_L}{\sigma_L}},$$

$$N_L = 0,314 \mu_L \sqrt[4]{\frac{1}{\rho_L \sigma_L^3}},$$

где v_{SL} выражена в м/сек, ρ_L — в кг/м³, σ — в дин/см, μ_L — в сантипуазах, d — в метрах.

На рис 4.2 дан график зависимости отношения объемного содержания жидкости ко вторичному поправочному коэффициенту ψ . Корреляционная функция зависит от

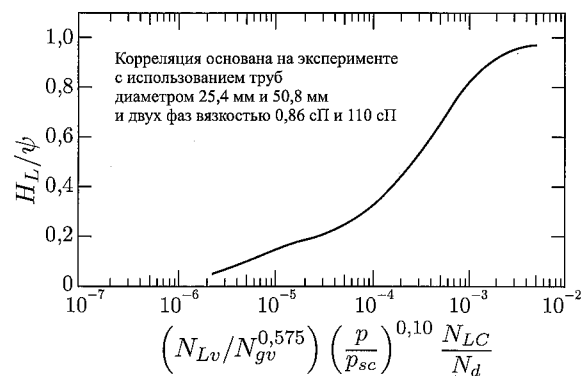


Рис. 4.2. Корреляция Хагедорна и Брауна [4] для H_L/ψ

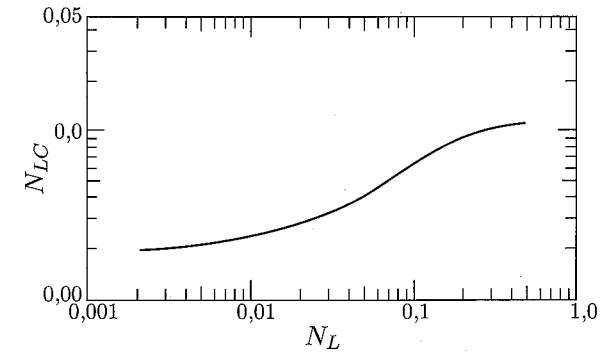


Рис. 4.3. Корреляция Хагедорна и Брауна [4] для N_{LC}

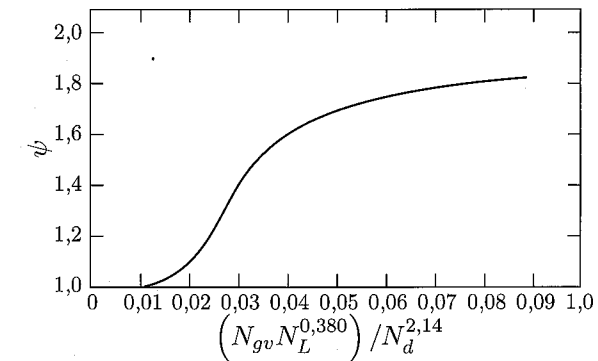


Рис. 4.4. Корреляция Хагедорна и Брауна [4] для ψ

значений N_{LC} , которые, в свою очередь, являются функциями значений N_L (отложенных по оси абсцисс на рис. 4.3). На рис. 4.4 показана корреляция для вторичного поправочного коэффициента. Получив значение объемного содержания жидкости с помощью графиков, представленных на рисунках 4.2–4.4, по уравнению (3.22) можно рассчитать значение плотности с учетом эффекта проскальзывания.

Прогнозирование коэффициента трения. Допущения, принятые Хагедорном и Брауном, позволили им определять коэффициент двухфазного трения по аналогии с коэффициентом однофазного трения. Поэтому значение f можно найти по диаграмме Мууди для однофазного потока (рис. 2.2), если известна относительная шероховатость трубы и двухфазное число Рейнольдса, которое определяется следующим образом:

$$N_{Re} = \frac{\rho_n v_m d}{\mu_s} \quad (4.7)$$

При этом значение μ_s рассчитывается по уравнению (3.20).

Ускорение. Составляющая градиента давления по ускорению определяется соотношением:

$$\left(\frac{dp}{dZ}\right)_{\text{уск.}} = \frac{\rho_s \Delta(v_m^2)}{2dZ} \quad (4.8)$$

где

$$\Delta(v_m^2) = v_{m1}^2 - v_{m2}^2.$$

Индексы 1, 2 соответствуют начальному и конечному значению скорости по потоку.

Определим безразмерное значение градиента давления за счет ускорения (E_k) следующим образом:

$$E_k = \frac{dZ}{dp} \left(\frac{dp}{dZ} \right)_{\text{уск.}} = \frac{\rho_s \Delta(v_m^2)}{2dp}. \quad (4.9)$$

Тогда полный градиент давления можно вычислить из уравнения:

$$\frac{dp}{dZ} = \frac{\left(\frac{dp}{dZ} \right)_{\text{гравит.}} + \left(\frac{dp}{dZ} \right)_{\text{трения}}}{1 - E_k}. \quad (4.10)$$

Модификации метода. С течением времени появилось несколько модификаций метода Хагедорна и Брауна, которые являются более усовершенствованными в отношении процесса прогнозирования градиента давления.

Первую модификацию предложил сам Хагедорн сразу после того, как выяснилось, что по его корреляции нельзя точно рассчитать градиент давления в пузырьковом режиме потока. Он предположил для расчета градиента давления использовать метод Гриффита [14] для пузырькового режима на том основании, что критерий Гриффита и Уоллиса [13] позволяет предсказывать существование пузырькового режима потока. Такой подход впоследствии применялся в корреляции Оркижевского [8], речь о которой пойдет позже.

Вторая модификация являлась более существенной. Хагедорн и Браун использовали для установления корреляции не экспериментальные значения объемного содержания жидкости, а соответствующие им псевдозначения. Если определять объемное содержание жидкости по графикам, представленным на рисунках 4.2–4.4, то полученные значения, как правило, оказываются ниже, чем значения объемных содержаний жидкости, полученных без учета эффекта проскальзывания. С физической точки зрения такая ситуация невозможна, потому что в восходящем многофазном потоке жидкость не может двигаться быстрее газа. В этом случае, если расчеты оказываются неверными, значение объемного содержания жидкости необходимо заменить на то, которое является физически обоснованным. В рамках данного подхода, как правило, использовалось значение объемного содержания жидкости без учета эффекта проскальзывания. Однако так и не было установлено, при каких значениях возникает ошибка.

Если предполагают эмульсионный или переходный режим потока, применяют третью модификацию, в основу которой заложен метод Данса и Роса [7]. Хотя с физической точки зрения данная модификация не является оправданной, она используется с той целью, чтобы перевести метод Хагедорна и Брауна в категорию «С». Мы не будем подробно останавливаться на третьей модификации, поскольку далее приведем описание метода Данса и Роса.

В четвертой модификации метода составляющая градиента давления по ускорению рассчитывается не на основании уравнения (4.8), а по методике Данса и Роса. Сами Хагедорн и Браун не применяли уравнение (4.8) для анализа имеющихся у них данных, потому что в обратном случае влияние ускорения оказывалось бы преувеличенным.

Таким образом, метод Хагедорна и Брауна можно назвать комбинацией нескольких методов. В своей оригинальной версии он применим только для пробкового режима потока и, как впоследствии было доказано Гриффитом, Уоллисом, Дансом и Росом, только в том случае, когда расчетное значение объемного содержания жидкости получается физически обоснованным.

Пример 4.2. Расчет вертикального градиента давления по модифицированному методу Хагедорна и Брауна на основе данных по многофазному потоку, соответствующих примеру 3.2.

Известны следующие параметры:

$$\begin{aligned} \mu_o &= 0,97 \text{ сП} = 0,97 \cdot 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}, \\ \sigma_o &= 8,41 \text{ мН/м} = 8,41 \cdot 10^{-3} \text{ кг/с}^2, \\ \mu_g &= 0,016 \text{ сП} = 0,016 \cdot 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}, \\ \epsilon &= 18,288 \cdot 10^{-6} \text{ м}. \end{aligned}$$

Необходимо выполнить несколько расчетных шагов:

1. Рассчитать группы безразмерных величин по Дансу и Росу:

$$N_{Lv} = v_{SL} \sqrt[4]{\frac{\rho_L}{g\sigma_L}} = 1,21 \left(\frac{762,64}{9,8 \cdot 8,41 \cdot 10^{-3}} \right)^{0,25} = 11,87,$$

$$N_{gv} = v_{Sg} \sqrt[4]{\frac{\rho_L}{g\sigma_L}} = 1,176 \left(\frac{762,64}{9,8 \cdot 8,41 \cdot 10^{-3}} \right)^{0,25} = 11,54,$$

$$N_d = d \sqrt{\frac{\rho_L g}{\sigma_L}} = 0,152 \sqrt{\frac{762,64 \cdot 9,8}{8,41 \cdot 10^{-3}}} = 143,8,$$

$$N_L = \mu_L \sqrt[4]{\frac{g}{\rho_L \sigma_L^3}} = 0,97 \cdot 10^{-3} \left(\frac{9,8}{762,64(8,41 \cdot 10^{-3})^3} \right)^{0,25} = 0,0118.$$

2. Определить объемное содержание жидкости.

По рис. 4.3 находим, что $N_{LC} = 0,0024$.

Вычисляем абсциссу a для графика на рис. 4.2:

$$a = \frac{N_{Lv} N_{LC}}{N_{gv}^{0,575} N_d} \left(\frac{p}{p_{sc}} \right)^{0,1} = \frac{(11,87)(0,0024)}{(11,54)^{0,575} (143,8)} \left(\frac{117,13}{1,013} \right)^{0,1} = 7,81 \cdot 10^{-5}.$$

Следовательно, $\frac{H_L}{\psi} = 0,3$.

Вычисляем абсциссу a для графика на рис. 4.4:

$$a = \frac{N_{gv} N_L^{0,380}}{N_d^{2,14}} = \frac{(11,54)(0,0118)^{0,380}}{(143,8)^{2,14}} = 5,1 \cdot 10^{-5}.$$

Следовательно, $\psi = 1,0$ и

$$H_L = \frac{H_L}{\psi} \psi = (0,3)(1,0) = 0,3.$$

3. Проверить полученное значение H_L на достоверность.

Так как $H_L < \lambda_L$, то принимаем $H_L = \lambda_L = 0,507$.

4. Вычислить плотность потока:

$$\rho_s = \rho_L H_L + \rho_g (1 - H_L) = (762,64)(0,507) + (94,19)(1 - 0,507) = 433,14 \text{ (кг/м}^3\text{)}.$$

5. Рассчитать коэффициент трения.

По уравнению (3.20) находим

$$\mu_s = (0,97 \cdot 10^{-3})^{0,507} (0,016 \cdot 10^{-3})^{(1-0,507)} = 0,13 \cdot 10^{-3} \text{ (Па} \cdot \text{с)} = 0,13 \text{ (сП)}.$$

По уравнению (4.7) определяем число Рейнольдса:

$$N_{Re} = \frac{(433,14)(2,39)(0,152)}{0,13 \cdot 10^{-3}} = 1,21 \cdot 10^6,$$

а также $\frac{\varepsilon}{d} = \left(\frac{18,288 \cdot 10^{-6}}{0,152} \right) = 0,00012.$

По рис. 2.2 или уравнению (2.17) находим, что $f = 0,0135.$

6. Вычислить градиент давления без учета кинетической энергии по уравнению (4.2):

$$\begin{aligned} \frac{dp}{dZ} &= \frac{(0,0135)(433,14)^2(2,39)^2}{(2)(433,14)(9,8)(0,152)} + (433,14) \frac{(9,8)}{(9,8)} \\ &= 11,21 + 433,14 = 444,35 \text{ (кг/м}^3\text{)} = 0,0436 \text{ (бар/м)}. \end{aligned}$$

7. Если в качестве объемного содержания жидкости использовать значение 0,3, то градиент давления получится равным 0,0316 бар/м.

Метод Грэй. Грэй разработал метод для определения градиента давления в вертикальных газовых скважинах, работающих в режиме попутной добычи конденсата углеводорода или воды [5]. Грэй получил свои эмпирические корреляции на основе обработки данных, полученных с помощью 108 испытаний на скважинах, в том числе 88 на скважинах, где добывались свободные флюиды. Были установлены границы применимости данного метода: предложенную методику не рекомендуется применять при скоростях, превышающих 15 м/сек, номинальных диаметрах больше 8,89 см, объеме конденсата/жидкости свыше 280 м³/млн.ст.м³, а объеме воды/жидкости в стволе скважины более 28 м³/млн.ст.м³.

Градиент давления для многофазного потока в вертикальных газовых скважинах Грэй рассчитывал по уравнению:

$$\frac{dp}{dZ} = \frac{f \rho_n v_m^2}{2d} + \rho_s g - \rho_n^2 v_m^2 \frac{d}{dZ} \left(\frac{1}{\rho_n} \right). \quad (4.11)$$

Прогнозирование объемного содержания жидкости. Чтобы построить корреляцию для объемного содержания жидкости, на основе анализа результатов нескольких лабораторных исследований и применения метода размерностей были выбраны три безразмерные группы величин:

$$N_v = \frac{\rho_n^2 v_m^4}{g \sigma_L (\rho_L - \rho_g)}, \quad (4.12)$$

$$N_D = \frac{g(\rho_L - \rho_g) d^2}{\sigma_L} \quad (4.13)$$

и

$$R = \frac{v_{SL}}{v_{Sg}}. \quad (4.14)$$

Результирующая корреляция для объемного содержания жидкости получила свое выражение в следующей формуле:

$$H_L = 1 - \frac{1 - e^{\left\{ -2,314 \left[N_v \left(1 + \frac{205,0}{N_D} \right) \right]^B \right\}}}{R + 1}, \quad (4.15)$$

где

$$B = 0,0814 \left[1 - 0,0554 \ln \left(1 + \frac{730R}{R+1} \right) \right]. \quad (4.16)$$

Значение σ_L , фигурирующее в уравнениях (4.12) и (4.13), Грэй определял с учетом параметров воды и конденсата:

$$\sigma_L = \frac{f_o \sigma_o + 0,617 f_w \sigma_w}{f_o + 0,617 f_w}. \quad (4.17)$$

Грэй установил, что объемное содержание жидкости в газоконденсатных скважинах обычно меньше, чем в нефтяных, при том же газовом факторе. Возможно, это объясняется естественными временными задержками, обусловленными процессом фазового перехода (дегазации и конденсации), а также тем фактором, что в случае конденсации средняя величина межфазного поверхностного натяжения меньше, чем в системе дегазации с нелетучей нефтью. Корреляция (4.15) составлена таким образом, чтобы значение объемного содержания жидкости было приблизительно равным значению объемного содержания жидкости без учета проскальзывания.

Прогнозирование коэффициента трения. Эффект торможения перегоняемой жидкости связан с потерями давления на преодоление силы трения. Происходит это из-за отличия средней шероховатости стенок от значений, обычно наблюдаемых при однофазном потоке сухого газа. Грэй предположил, что коэффициент трения в скважинах с жирным газом зависит исключительно от коэффициента псевдошероховатости стенок, так как поток, как правило, локализуется в развивающейся области турбулентности. Значение коэффициента трения можно найти либо по диаграмме Муди (рис. 2.2), либо по уравнению (2.16) для турбулентного потока. Псевдошероховатость стенок ε зависит от модифицированного числа Вебера, аналогичного тому, который используется в методе Данса и Роса [7] для эмульсионного режима потока. Переменное значение шероховатости определяется соотношением:

$$\varepsilon' = \frac{28,5 \sigma_L}{\rho_n v_m^2}. \quad (4.18)$$

Для $R \geq 0,007$

$$\varepsilon = \varepsilon', \quad (4.19)$$

а для $R < 0,007$

$$\varepsilon = \varepsilon_g + \frac{R(\varepsilon' - \varepsilon_g)}{0,007}. \quad (4.20)$$

При этом значение псевдошероховатости ограничено: $\varepsilon \geq 2,77 \cdot 10^{-5}$. Величина ε_g является абсолютной шероховатостью стенок при однофазном потоке газа. Следует отметить, что в окончательном варианте корреляции учитывается влияние как чрезмерно высокой шероховатости, которая характерна для определенных лабораторных испытаний, так и низкой шероховатости, наблюдаемой в условиях некоторых месторождений.

Метод Ашейма. Метод Ашейма [6] или, по-другому, MONA, не зависит от режима потока, но позволяет проводить расчеты в соответствии с выбором трех эмпирических параметров, в определенной мере характеризующих режим течения: пузырьковый либо пробковый. Данный метод можно применять в сочетании с адаптацией модели к истории добычи с той целью, чтобы наилучшим образом подобрать значения трех эмпирических параметров и свести к минимуму погрешность вычислений.

Градиент давления определяется соотношением:

$$\frac{dp}{dL} = \frac{f \rho_n v_m^2}{2d} + \rho_s g \sin \theta. \quad (4.21)$$

Объемное содержание жидкости. Скорости газа и жидкости определяются по расходам:

$$v_L = \frac{q_L}{A_L} = \frac{v_{SL}}{H_L} \quad (4.22)$$

и

$$v_g = \frac{q_g}{A_g} = \frac{v_{Sg}}{1 - H_L}. \quad (4.23)$$

Объединив уравнения (4.22) и (4.23), получим:

$$H_L = \frac{A_L}{A_L + A_g} = \frac{\frac{v_{SL}}{v_L}}{\frac{v_{SL}}{v_L} + \frac{v_{Sg}}{v_g}}. \quad (4.24)$$

Уравнение (4.25) отражает функциональную зависимость между скоростями жидкой и газообразной фаз:

$$v_g = a_1 v_L + a_2. \quad (4.25)$$

Подставляя в уравнения (4.24) значения скоростей для газа и жидкости из (4.22) и (4.25), приходим к следующему выражению для объемного содержания жидкости:

$$H_L = \frac{[(v_{Sg} + a_1 v_{SL} - a_2)^2 + 4a_1 a_2 v_{SL}]^{0,5}}{2a_2} - \frac{v_{Sg} + a_1 v_{SL} - a_2}{2a_2}. \quad (4.26)$$

Чтобы получить окончательное выражение для объемного содержания жидкости, необходимо задать два граничных случая. Если величина постоянного проскальзывания a_2 (плаучести) равна нулю, то объемное содержание жидкости равно

$$H_L|_{a_2=0} = \frac{a_1 v_{SL}}{v_{Sg} + a_1 v_{SL}}. \quad (4.27)$$

В случае, когда приведенная скорость жидкости стремится к нулю, характер потока соответствует всплыванию пузырьков газа в неподвижной жидкости. Тогда уравнение (4.26) преобразуется к виду:

$$H_L|_{v_{SL} \rightarrow 0} = 1 - \frac{v_{Sg}}{a_2}. \quad (4.28)$$

Определение коэффициента трения. Коэффициент трения f для двухфазного потока, фигурирующий в уравнении (4.21), определяется соотношением

$$f = a_3 f_n \frac{\rho_n}{\rho_k}, \quad (4.29)$$

при этом значение ρ_k находят из уравнения (3.24). Значение коэффициента трения потока f_n определяют по диаграмме на рис. 2.2. Для этого число Рейнольдса без учета проскальзывания берут равным

$$N_{Ren} = \frac{\rho_n v_m d}{\mu_n}. \quad (4.30)$$

Значения параметров. Для пробкового режима потока нормой являются следующие значения параметров: $a_1 = 1,2$; $a_2 = 0,35\sqrt{gd}$; $a_3 = 1,0$. Для однородного потока эти же параметры имеют, как правило, значения: $a_1 = 1,0$; $a_2 = 0$; $a_3 = 1,0$. Ашейм доказал, что если выбрать один из двух режимов потока (пробковый или однородный), то эти параметры можно оптимальным образом подогнать к фактическим промышленным данным.

Категория «С». Методы данной категории различаются по способу прогнозирования режима потока, а также по способу определения объемного содержания жидкости и составляющих градиента давления по трению и ускорению для каждого режима потока. Для однородного вертикального потока уравнение (3.24) преобразуется к виду:

$$\frac{dp}{dZ} = \left(\frac{dp}{dZ} \right)_{\text{трения}} + \rho_s g + \left(\frac{dp}{dZ} \right)_{\text{уск}}. \quad (4.31)$$

Метод Данса и Роса. Метод Данса и Роса [7] является результатом интенсивных лабораторных исследований, в рамках которых измерялись градиенты давления и объемное содержание жидкости. В вертикальной замкнутой трубе высотой 56 м было проведено около 4000 испытаний по изучению двухфазного потока. Трубы имели диаметр от 32 до 142 мм и образовывали две конфигурации затрубного пространства. Большинство испытаний проводилось в условиях, близких к атмосферным; в качестве газообразной фазы использовался воздух, а в качестве жидкой фазы — жидкие углеводороды или вода. Объемное содержание жидкости измерялось с помощью радиоактивного индикатора. Прозрачная часть прибора позволяла наблюдать за режимом потока. Для каждого из трех наблюдаемых режимов были построены корреляции для коэффициента трения и скорости проскальзывания, на основе которых далее рассчитывалось объемное содержание жидкости.

Данс и Рос впервые провели анализ размерностей для двухфазного потока в трубах. Они выделили 12 переменных, которые играют важнейшую роль в прогнозировании градиента давления. Проведя анализ размерностей этих переменных, они получили 9 безразмерных групп величин (безразмерных параметров), по-другому называемых выражениями π . Из них были отобраны 4 группы (см. уравнения (4.3)–(4.6)) как наиболее важные, и именно они использовались в качестве переменных в экспериментальной программе.

Прогнозирование режима потока. На рис. 4.5 показана карта режимов потока, построенная Дансом и Росом. Для удобства вычислений они выделили четыре отдельные области: с I по III, а также переходную зону. На рис. 4.5 схематично изображены фактические режимы потока, наблюдаемые в каждой области. Данс и Рос также выделили

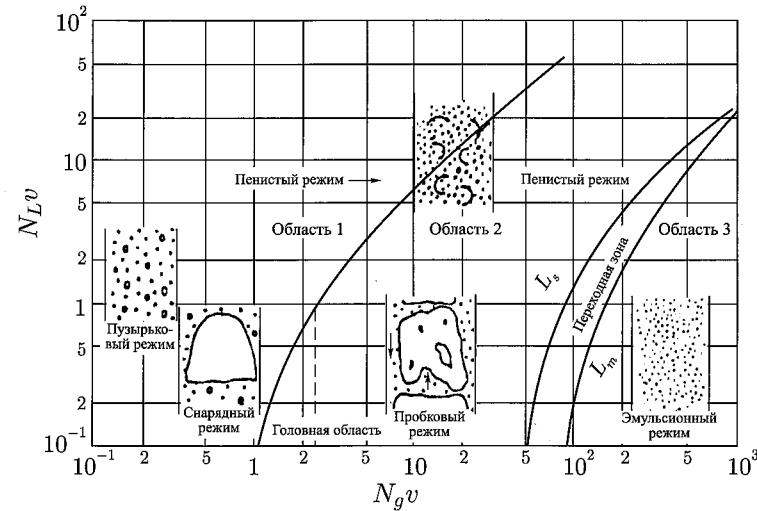


Рис. 4.5. Карта режимов потока, разработанная Дансом и Росом

пятую, головную, область (в данном случае она является частью области II). Далее мы будем соотносить области с I по III с пузырьковым, пробковым и эмульсионным режимами потока соответственно.

Переходные границы режимов потока определены как функции, зависящие от безразмерных параметров N_{gv} и N_{Lv} . Данс и Рос получили следующие уравнения для переходных границ.

Граница пузырькового/пробкового режима:

$$N_{gv\text{Пуз./Проб.}} = L_1 + L_2 N_{Lv}, \quad (4.32a)$$

где L_1 и L_2 зависят от значения N_d (см. рис. 4.6).

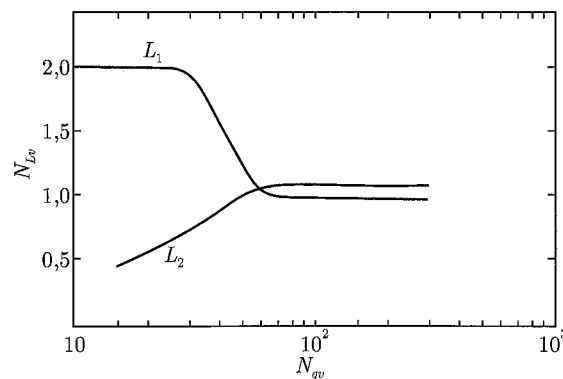


Рис. 4.6. Параметры, характеризующие переход из пузырькового в пробковый режим потока по методу Данса и Роса

Граница пробкового/переходного режима:

$$N_{gv\text{Проб./Пер.}} = 50 + 36 N_{Lv}. \quad (4.32b)$$

Граница переходного/эмульсионного режима:

$$N_{gv\text{Пер./Аэр.}} = 75 + 84 N_{Lv}^{0,75}. \quad (4.32c)$$

Прогнозирование объемного содержания жидкости. Эмпирические корреляции Данса и Роса выведены для относительного показателя скорости проскальзывания S , а не для объемного содержания жидкости. Значение S определяется аналогично показателям скорости жидкости и газа (см. уравнения (4.3) и (4.4)). То есть

$$S = v_s \sqrt[4]{\frac{\rho_L}{g\sigma_L}} \quad (4.33)$$

или, если использовать единицы измерения, принятые в международной практике нефтегазодобычи,

$$S = 1,938 v_s \sqrt[4]{\frac{\rho_L}{\sigma_L}}. \quad (4.34)$$

Учитывая, что скорость проскальзывания рассчитывается по формуле (3.15), и подставляя в него значения скоростей жидкости и газа из соотношений (3.13) и (3.14), получаем квадратное уравнение:

$$v_s = v_g - v_L = \frac{v_{Sg}}{1 - H_L} - \frac{v_{SL}}{H_L} \quad (4.35)$$

или

$$H_L = \frac{v_s - v_m + \sqrt{(v_m - v_s)^2 + 4v_s v_{SL}}}{2v_s}. \quad (4.36)$$

Чтобы рассчитать составляющую градиента давления, обусловленную гравитацией, действуют по следующему алгоритму:

1. Определяют значение безразмерного показателя скорости проскальзывания S , используя для этого подходящую корреляцию. Для каждого режима потока корреляции различны (далее они будут приведены).
 2. Рассчитывают скорость проскальзывания по формуле (4.33) или (4.34).
 3. Находят объемное содержание жидкости, используя соотношения (4.35) или (4.36).
 4. Вычисляют плотность смеси с учетом эффекта проскальзывания по уравнению (3.22):
- $$\rho_s = \rho_L H_L + \rho_g (1 - H_L).$$
5. На основе уравнения (4.31) рассчитывают составляющую градиента давления, обусловленную гравитацией.

Пузырьковый режим потока. Пузырьковый режим потока наблюдается при условии $N_{gv} < N_{gvB/S}$. В этом случае безразмерный показатель скорости проскальзывания определяется следующим образом:

$$S = F_1 + F_2 N_{Lv} + F_3' \left(\frac{N_{gv}}{1 + N_{Lv}} \right)^2. \quad (4.37)$$

На рис. 4.7 показаны графики функций F_1 и F_2 , которые зависят от показателя скорости жидкости N_L . Значение F_3' рассчитывается следующим образом:

$$F_3' = F_3 - \frac{F_4}{N_d}. \quad (4.38)$$

Графики функций F_3 и F_4 также изображены на рис. 4.7.

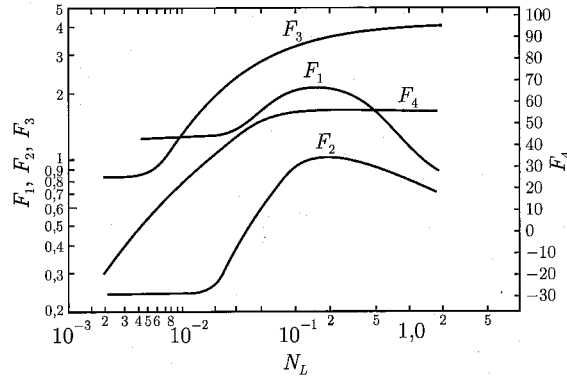


Рис. 4.7. Параметры, характеризующие скорость проскальзывания для пузырькового режима потока по методу Данса и Роса

Составляющая градиента давления по трению в случае пузырькового режима потока определяется следующим образом:

$$\left(\frac{dp}{dz}\right)_{\text{трения}} = \frac{f \rho_L v_{SL} v_m}{2d}. \quad (4.39)$$

Анализируя данные экспериментов, Данс и Рос вывели соотношение для коэффициента трения f :

$$f = f_1 \frac{f_2}{f_3}. \quad (4.40)$$

Коэффициент трения определяется в первую очередь значением f_1 , которое устанавливается по диаграмме Муди (рис. 2.2) в зависимости от числа Рейнольдса для жидкой фазы:

$$N_{ReL} = \frac{\rho_L v_{SL} d}{\mu_L}. \quad (4.41)$$

Коэффициент f_2 в уравнении (4.40) является поправкой на газовый фактор в реальных пластовых условиях и определяется по графику на рис. 4.8. Данс и Рос ввели также вторичный поправочный коэффициент на вязкость жидкости и газовый фактор в реальных условиях пласта, f_3 . Особенно важную роль он играет в том случае, когда кинематическая вязкость оказывается больше 50 сСт; он равен

$$f_3 = 1 + \frac{f_1}{4} \sqrt{\frac{v_{sg}}{50 v_{SL}}}. \quad (4.42)$$

При расчете параметров пузырькового режима потока Данс и Рос пренебрегают составляющей градиента давления по ускорению ввиду ее незначительности.

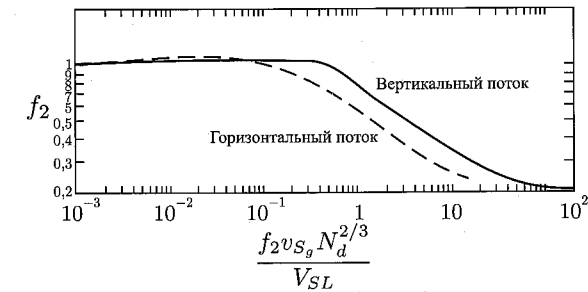


Рис. 4.8. Поправочный коэффициент (на газовый фактор) для расчета трения в пузырьковом режиме потока по методу Данса и Роса

Пробковый режим потока. Пробковый режим потока наблюдается при условии $N_{gvB/S} < N_{gv} < N_{gvS/Tr}$. Безразмерный показатель скорости проскальзывания в этом случае рассчитывается следующим образом:

$$S = (1 + F_5) \frac{(N_{gv})^{0,982} + F_6'}{(1 + F_7 N_{Lv})}. \quad (4.43)$$

Функции F_5 , F_6 и F_7 , зависящие от показателя вязкости жидкости N_L , определяются по графикам на рис. 4.9, а коэффициент F_6' по формуле

$$F_6' = 0,029 N_d + F_6. \quad (4.44)$$

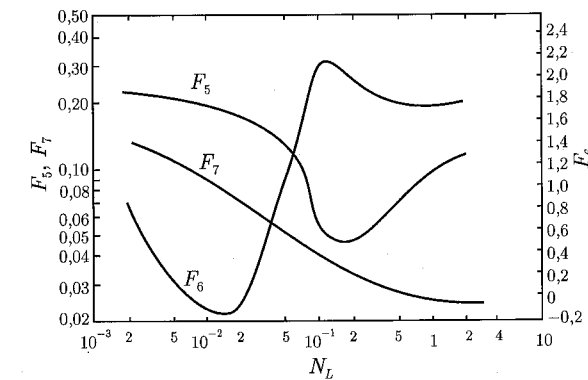


Рис. 4.9. Параметры, определяющие скорость проскальзывания для пробкового режима потока по методу Данса и Роса

Составляющая градиента давления по трению для пробкового режима потока рассчитывается так же, как и для пузырькового режима. Влиянием ускорения на градиент давления пренебрегают.

Эмульсионный режим потока. Эмульсионный режим потока наблюдается при условии $N_{gv} > N_{gvTr/M}$. Данс и Рос предположили, что при высоких дебитах газа жидкость перемещается в основном в виде маленьких капель. Благодаря этому, эффект проскальзывания между фазами практически отсутствует. То есть $S = 0$, $v_s = 0$,

$H_L = \lambda_L$. Исходя из этого плотность смеси можно рассчитать по уравнению (3.23) и далее подставить вычисленное значение в выражение для гравитационной составляющей градиента давления.

В эмульсионном режиме потока трение возникает в результате касательного напряжения между газовой фазой и стенкой трубы. Поэтому составляющую градиента давления по трению рассчитывают по уравнению:

$$\left(\frac{dp}{dZ}\right)_{\text{трения}} = \frac{f \rho_g v_{Sg}^2}{2d}. \quad (4.45)$$

Поскольку эффект проскальзывания отсутствует, коэффициент трения определяется по диаграмме Муди (рис. 2.2), он зависит от числа Рейнольдса для газовой фазы:

$$N_{Re_g} = \frac{\rho_g v_{Sg} d}{\mu_g}. \quad (4.46)$$

Данс и Рос также установили, что шероховатость стенок при эмульсионном режиме потока соответствует толщине пленки жидкости, покрывающей стенки трубы. На пленке возникают волны, которые усиливают касательное напряжение между ней и газом, что, в свою очередь, приводит к значительному перепаду давления. Волны возникают из-за деформации пленки в направлении, противоположном силе поверхностного натяжения при трении газа о пленку. Этот процесс зависит от значения вязкости жидкости и числа Вебера:

$$N_{We} = \frac{\rho_g v_{Sg}^2 \varepsilon}{\sigma_L}. \quad (4.47)$$

Можно представить число Вебера в виде функции, зависящей от безразмерного показателя N_{μ} , в выражение которого входит вязкость жидкости (рис. 4.10):

$$N_{\mu} = \frac{\mu_L^2}{\rho_L \sigma_L \varepsilon}. \quad (4.48)$$

Значение шероховатости может быть очень низким, но относительная шероховатость никогда не бывает меньше, чем значение шероховатости для самой трубы. При переходе к пробковому режиму потока волнистость пленки увеличивается вследствие соприкосновения встречных гребней волн и пробок жидкости. При этом отношение ε/d близко по значению к 0,5; это значение и считается предельным при использовании соотношений (4.49), соответствующих параметрам на рис. 4.10:

$$N_{We} N_{\mu} \leq 0,005; \quad \frac{\varepsilon}{d} = \frac{0,0749 \sigma_L}{\rho_g v_{Sg}^2 d} \quad (4.49)$$

и

$$N_{We} N_{\mu} > 0,005; \quad \frac{\varepsilon}{d} = \frac{0,3713 \sigma_L}{\rho_g v_{Sg}^2 d} (N_{We} N_{\mu})^{0,302}, \quad (4.50)$$

где d выражено в метрах, v_{Sg} — в м/с, ρ_g — в кг/м³, а σ_L — в динах на сантиметр.

Если отношение $\varepsilon/d > 0,05$, то для эмульсионного режима потока значения f можно получить путем экстраполяции диаграммы Муди:

$$f = 4 \left\{ \frac{1}{\left[4 \lg \left(0,27 \frac{\varepsilon}{d}\right)\right]^2} + 0,067 \left(\frac{\varepsilon}{d}\right)^{1,73} \right\}. \quad (4.51)$$

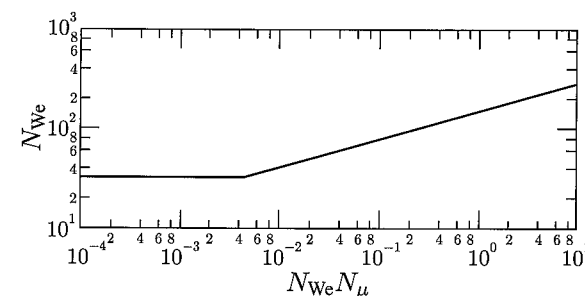


Рис. 4.10. Корреляция Данса и Роса для толщины пленки при эмульсионном режиме потока

Если учитывать высоту волн на пленке, становится понятно, что доступный для перемещения газа диаметр трубы уменьшается и становится равным $d - 2\varepsilon$, соответственно площадь, занятая фазой газа, уменьшается. Поэтому Данс и Рос предположили, что составляющую градиента давления по трению можно вычислить более точно, если в расчетах d заменить на $d - 2\varepsilon$, а v_{Sg} — на $v_{Sg} d^2 / (d - 2\varepsilon)^2$. Значение ε определяется экспериментальным путем.

В отличие от пузырькового и пробкового режимов потока, для эмульсионного режима не всегда можно пренебречь составляющей по ускорению в уравнении для градиента давления. Данную составляющую градиента давления представим в виде:

$$\left(\frac{dp}{dZ}\right)_{\text{уск.}} = \frac{v_m v_{Sg} \rho_n}{p} \left(\frac{dp}{dZ}\right). \quad (4.52)$$

В работе Бегтза и Брилла [11] приводится вывод данного уравнения. Если обезразмеренную кинетическую энергию E_k принять равной величине

$$E_k = \frac{v_m v_{Sg} \rho_n}{p}, \quad (4.53)$$

тогда общий градиент давления можно рассчитать из уравнения:

$$\left(\frac{dp}{dZ}\right)_{\text{общ.}} = \frac{\left(\frac{dp}{dZ}\right)_{\text{гравит.}} + \left(\frac{dp}{dZ}\right)_{\text{трения}}}{1 - E_k}. \quad (4.54)$$

Понятие безразмерной кинетической энергии E_k , сопоставимо с понятием звуковой скорости двухфазной смеси. Аналогом E_k для сжимаемого потока является число Маха. При достижении сверхзвуковых скоростей (когда число Маха превышает 1,0) в трубе могут возникать ударные волны, во фронте которых давление терпит разрыв, то есть градиент давления становится бесконечным. Некий аналог «скачка» наблюдаем в случае, когда энергия E_k становится равной 1. Кроме того, уравнение (4.54) допускает решение, когда E_k больше 1, а это неверно.

Переходный режим потока. Переходный режим наблюдается при условии $N_{gvS/Tr} < N_{gv} < N_{gvTr/M}$. Чтобы найти градиент давления для данного режима, Данс и Рос предлагают использовать линейную интерполяцию для переходных потоков. При этом необходимо рассчитать градиент давления как для пробкового, так и эмульсионного режимов потока. Затем вычислить градиент давления для переходного режима по

уравнению:

$$\left(\frac{dp}{dZ}\right)_{\text{пер.}} = A \left(\frac{dp}{dZ}\right)_{\text{проб.}} + (1-A) \left(\frac{dp}{dZ}\right)_{\text{азр.}}, \quad (4.55)$$

где

$$A = \frac{N_{gvTr/M} - N_{gv}}{N_{gvTr/M} - N_{gvS/Tr}}. \quad (4.56)$$

Если при расчете градиента давления для эмульсионного режима потока плотность газа вычислять по формуле

$$\rho'_g = \frac{\rho_g N_{gv}}{N_{gvTr/M}}, \quad (4.57)$$

то точность расчетов для переходного режима возрастает. Здесь ρ_g — плотность газа, вычисленная для определенной температуры и заданного давления. При этом учитывается тот факт, что некоторое количество жидкости может захватываться газом.

Модификации метода. Несмотря на то что существует две официально принятые модификации метода Данса и Роса, они фактически не упоминаются в литературных источниках. Первая модификация, именуемая промышленным методом Роса, построена на основе экспериментов на 17 вертикальных нефтяных скважинах с высоким газовым фактором.

С 1974 по 1976 год компания Мобил–Шелл (Mobil–Shell) провела ряд исследований, в результате чего была разработана вторая модификация, известная как метод Морлэнд–Мобил–Шелл (MMSM). Данная модификация основана на результатах исследования 40 вертикальных скважин, включая те 17, которые использовались для разработки промышленного метода Роса. Также были обработаны данные по 21 наклонной скважине. Метод MMSM включает в себя корреляции для объемного содержания жидкости, построенные для пузырькового и пробкового режимов потока. По сравнению с корреляциями, которые применяются в оригинальном методе Данса и Роса, модифицированные корреляции являются более простыми. Также устранен недостаток, связанный с существованием разрывов границ режимов потока.

Пример 4.3. Расчет вертикального градиента давления по методу Данса и Роса на основе данных многофазного потока (см. пример 3.2).

Известны следующие параметры:

$$\mu_o = 0,97 \text{ сП} = 0,97 \cdot 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с},$$

$$\sigma_o = 8,41 \text{ мН/м} = 8,41 \cdot 10^{-3} \text{ кг/с}^2,$$

$$\mu_g = 0,016 \text{ сП} = 0,016 \cdot 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с},$$

$$\varepsilon = 18,288 \cdot 10^{-6} \text{ м}.$$

Необходимо провести следующие расчетные шаги:

1. Установим режим потока.

По рис. 4.6 видим, что режим потока либо пенный, либо пузырьковый. Проверим наше предположение.

По рис. 4.6 определяем, что $L_1 = 1,0$; $L_2 = 1,1$.

$$N_{gvB/S} = L_1 + L_2 N_{Lv} = 1,0 + (1,1)(11,87) = 14,06$$

и

$$N_{gv} = 11,54 < N_{gvB/S},$$

то есть будет наблюдаться пузырьковый режим потока.

2. Определим объемное содержание жидкости.

По рис. 4.7 находим, что $F_1 = 1,2$; $F_2 = 0,24$; $F_3 = 1,3$ и $F_4 = 26,5$.

По уравнению (4.38) вычисляем

$$F'_3 = 1,3 - \frac{26,5}{143,8} = 1,116.$$

Из уравнения (4.37) для пузырькового режима потока находим

$$S_1 = 1,2 + (0,24)(11,87) + (1,116) \left(\frac{11,54}{1 + 11,87} \right)^2 = 4,946.$$

Из формулы (4.35)

$$v_s = \frac{(4,946)}{\left(\frac{762,64}{9,8 \cdot 8,41 \cdot 10^{-3}} \right)^{0,25}} = 0,5 \text{ (м/с)}.$$

По уравнению (4.36)

$$H_L = \frac{0,5 - 2,39 + \sqrt{(2,39 - 0,5)^2 + (4)(0,5)(1,21)}}{(2)(0,5)} = 0,559.$$

3. Рассчитаем коэффициент трения.

Сначала по уравнению (4.41) определяем число Рейнольдса для жидкой фазы:

$$N_{ReL} = \frac{(762,64)(1,21)(0,152)}{(0,97 \cdot 10^{-3})} = 1,45 \cdot 10^5.$$

Далее вычисляем отношение

$$\frac{\varepsilon}{d} = \frac{18,288 \cdot 10^{-6}}{0,152} = 0,00012.$$

По рис. 2.2 или по уравнению (2.17) определяем, что $f_1 = 0,0175$.

Далее по рис. 4.8 устанавливаем:

$$\frac{f_1 v_{sg} N_d^{2/3}}{4 v_{SL}} = \frac{(0,0175)(1,18)(143,8)^{2/3}}{(4)(1,21)} = 1,17 \cdot 10^{-1},$$

$$f_2 = 1,0.$$

По уравнению (4.42)

$$f_3 = 1 + \frac{(0,0175)}{4} \sqrt{\frac{1,18}{(50)(1,21)}} = 1,0006.$$

По уравнению (4.40)

$$f = (0,0175) \frac{(1,0)}{(1,0006)} = 0,0175.$$

4. Рассчитаем градиент давления, не учитывая кинетическую энергию.

На основе уравнений (4.31), (3.22) и (4.39) определяем:

$$\frac{dp}{Z} = \frac{(0,0175)(762,64)(1,21)(2,39)}{(2)(9,8)(0,152)} + [(762,14)(0,559) + (94,19)(1 - 0,559)] \frac{(9,8)}{(9,8)} = 12,81 + 467,9 = 480,71 (\text{кг/м}^3) = 0,047 (\text{бар/м}).$$

Метод Оркижевского. Оркижевский [8] протестировал несколько корреляций, встречающихся в литературных источниках, путем подстановки в них реальных промышленных данных и пришел к выводу, что ни одна из них не является достаточно точной одновременно для всех режимов потока. Затем он выбрал те корреляции, которые считал наиболее подходящими для пузырькового и эмульсионного режимов потока, и предложил новую корреляцию для пробкового режима потока. Она была выведена на основе данных, используемых Хагедорном и Брауном [4]. Для пузырькового режима потока Оркижевский выбрал метод Гриффита и Уоллиса [13, 14], а для эмульсионного режима — метод Данса и Роса [7].

Прогнозирование режимов потока. Для определения границ между пробковым и эмульсионным режимами потока (включая переходную зону между ними) Оркижевский использовал метод Данса и Роса, а именно уравнения (4.32b) и (4.32c). Для определения границ между пузырьковым и пробковым режимами он использовал критерии Гриффита и Уоллиса.

Переходу из пузырькового в пробковый режим потока отвечает соотношение:

$$\lambda_{gB/S} = L_B, \quad (4.58)$$

где

$$L_B = 1,071 - 0,2218 \left(\frac{v_m}{v_*} \right)^2 \left(\frac{d_*}{d} \right). \quad (4.59)$$

Здесь скорость $v_* = 1$ фут/сек = 0,3048 м/с, диаметр $d_* = 1$ фут = 0,3048 м, а на значение L_B налагается алгебраическое ограничение — оно должно быть $\geq 0,13$.

Пузырьковый режим потока. Пузырьковый режим наблюдается при условии $\lambda_g = 1 - \lambda_L \leq \lambda_{gB/S}$. В этом случае объемное содержание жидкости определяется по формуле

$$H_L = 1 - \frac{1}{2} \left[1 + \frac{v_m}{v_s} - \sqrt{\left(1 + \frac{v_m}{v_s} \right)^2 - 4 \frac{v_s g}{v_s}} \right], \quad (4.60)$$

которая эквивалентна уравнению Данса и Роса (4.36).

Оркижевский согласился с предположением Гриффита [14] брать значение 0,244 м/сек в качестве среднего для v_s . В разделе 4.2.2. мы докажем, что скорость v_s является функцией, зависящей от плотностей газа и жидкости, а также силы поверхностного натяжения. По уравнению (4.60) будет рассчитано объемное содержание жидкости, и далее полученное значение используем в уравнении (3.22), которое позволит вычислять плотность смеси с учетом эффекта проскальзывания. В свою очередь, значение плотности необходимо для определения гравитационной составляющей градиента давления.

Составляющая градиента давления по трению для пузырькового режима потока находится по формуле

$$\left(\frac{dp}{dZ} \right)_{\text{трения}} = \frac{f \rho_L (v_{SL}/H_L)^2}{2d}. \quad (4.61)$$

При этом коэффициент трения определяют по диаграмме Мууди (рис. 2.2) исходя из значения относительной шероховатости и числа Рейнольдса для жидкой фазы:

$$N_{Re} = \frac{\rho_L (v_{SL}/H_L) d}{\mu_L}. \quad (4.62)$$

Влиянием ускорения на градиент давления в пузырьковом режиме потока можно пренебречь.

Пробковый режим потока. Пробковый режим наблюдается при условии $\lambda_g > \lambda_{gB/S}$ и $N_{gv} < N_{gvS/T_r}$. Плотность потока с учетом эффекта проскальзывания рассчитывается по формуле:

$$\rho_s = \frac{\rho_L (v_{SL} + v_b) + \rho_g v_s g}{v_m + v_b} + \rho_L \Gamma. \quad (4.63)$$

Оркижевский вывел уравнение (4.63), применив концепцию материального и объемного баланса для типичного блока пробки, который состоит из пузырька Тейлора [15] и пробки жидкости. В аналогичном методе Гриффита и Уоллиса наличие пленки жидкости вокруг пузырька Тейлора игнорируется, а также не учитывается возможность попадания капелек жидкости внутрь пузырька Тейлора. Поэтому Оркижевский ввел в уравнение (4.63) еще один коэффициент, Γ , который является поправкой на распределение жидкости в таких областях. Данная модификация позволила расширить область применения метода Гриффита и Уоллиса в сторону учета характеристик высокоскоростного потока.

Гриффит и Уоллис получили соотношение для скорости подъема пузырька v_b :

$$v_b = C_1 C_2 \sqrt{gd}, \quad (4.64)$$

где C_1 и C_2 являются функциями от чисел Рейнольдса N_{Reb} и N_{ReL} (графики этих функций даны на рис. 4.11 и 4.12). Числа Рейнольдса по газу и жидкости равны соответственно

$$N_{Reb} = \frac{\rho_L v_b d}{\mu_L} \quad (4.65)$$

и

$$N_{ReL} = \frac{\rho_L v_m d}{\mu_L}. \quad (4.66)$$

Значения скорости v_b , соответствующие большим значениям числа Рейнольдса для жидкой фазы (графики функций на рис. 4.12), можно экстраполировать. Если же значение C_2 нельзя получить из анализа графиков, тогда скорость v_b рассчитывается по следующим уравнениям.

При $N_{Reb} \leq 3000$

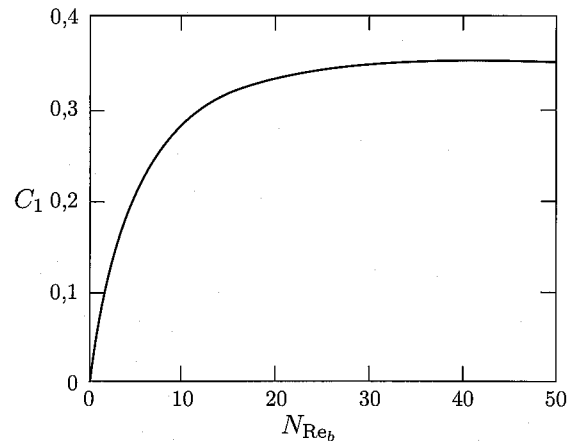
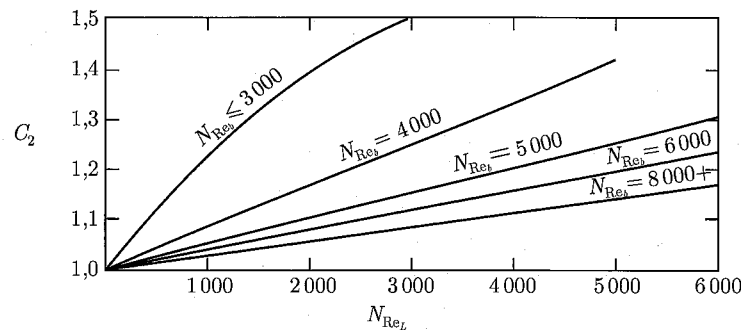
$$v_b = (0,546 + 8,74 \cdot 10^{-6} N_{ReL}) \sqrt{gd}. \quad (4.67)$$

В интервале $N_{Reb} \geq 8000$

$$v_b = (0,35 + 8,74 \cdot 10^{-6} N_{ReL}) \sqrt{gd}. \quad (4.68)$$

При $3000 < N_{Reb} < 8000$

$$v_b = \frac{1}{2} \left(v_{bs} + \sqrt{v_{bs}^2 + \frac{13,59 \mu_L}{\rho_L \sqrt{d}}} \right), \quad (4.69)$$

Рис. 4.11. Корреляция Гриффита и Уоллиса [13] для C_1 Рис. 4.12. Корреляция Гриффита и Уоллиса [13] для C_2

где

$$v_{bs} = (0,251 + 8,74 \cdot 10^{-6} N_{ReL}) \sqrt{gd}. \quad (4.70)$$

Поскольку значения v_b и N_{Reb} взаимозависимы, процесс определения скорости v_b должен носить итерационный характер при любом способе расчета: графическом по рис. 4.11 и 4.12 или алгебраическом на основе уравнений (4.67)–(4.70). Действия должны выполняться в следующем порядке:

1. Подбирают начальное значение v_b . Оптимальным для первого шага является следующее приближение:

$$v_b = 0,5 \sqrt{gd}. \quad (4.71)$$

2. По значению v_b , полученному на первом шаге, рассчитывают N_{Reb} .
3. Вычисляют значение v_b на основе одного из уравнений (4.67)–(4.70).
4. Сравнивают значения v_b , полученные на первом и третьем шаге. Если они достаточно близки, то возвращаются к первому этапу, используя полученное на третьем шаге значение v_b в качестве начального. И так продолжают до тех пор, пока не будет достигнуто достаточное совпадение. Если значение N_{Reb} не влияет на результат

вычисления скорости по уравнениям (4.67)–(4.70), то вышеописанная процедура сводится к одному шагу.

Таблица 4.1. Уравнения Оркижевского для коэффициента распределения жидкости

| Непрерывная жидкая фаза | Скорость v_m (м/сек) | Уравнение для Γ |
|-------------------------|------------------------|------------------------|
| Вода | < 3 | 4,72 |
| Вода | > 3 | 4,73 |
| Нефть | < 3 | 4,74 |
| Нефть | > 3 | 4,75 |

Чтобы получить корреляцию для коэффициента распределения жидкости Γ , Оркижевский опирался на данные Хагедорна и Брауна. Однако он не дал критерий того, какую фазу считать непрерывной (несущей) в том случае, если жидкая фаза состоит из смеси нефти и воды. Установить это можно по рис. 3.3. В таблице 4.1 указано, какое именно уравнение необходимо использовать для расчета коэффициента распределения жидкости. В зависимости от скорости смеси и того, какая среда выступает в качестве непрерывной жидкой фазы, значение Γ рассчитывается по одному из следующих уравнений¹:

$$\Gamma = \frac{0,013 \lg \bar{\mu}_L}{\bar{d}^{1,38}} - 0,681 + 0,232 \lg \bar{v}_m - 0,428 \lg \bar{d}, \quad (4.72)$$

$$\Gamma = \frac{0,045 \lg \bar{\mu}_L}{\bar{d}^{0,799}} - 0,709 - 0,162 \lg \bar{v}_m - 0,888 \lg \bar{d}, \quad (4.73)$$

$$\Gamma = \frac{0,0127 \lg(\bar{\mu}_L + 1)}{\bar{d}^{1,415}} - 0,284 + 0,167 \lg \bar{v}_m + 0,113 \lg \bar{d} \quad (4.74)$$

и

$$\Gamma = \frac{0,0274 \lg(\bar{\mu}_L + 1)}{\bar{d}^{1,371}} + 0,161 + 0,569 \lg \bar{d} + X, \quad (4.75)$$

где

$$X = -\lg \bar{v}_m \left[\frac{0,01 \lg(\bar{\mu}_L + 1)}{\bar{d}^{1,571}} + 0,397 + 0,63 \lg \bar{d} \right]. \quad (4.76)$$

Здесь безразмерные вязкость $\bar{\mu}_L = \mu/\mu_*$, диаметр $\bar{d} = d/d_*$ и приведенная безразмерная скорость $\bar{v}_m = v_m/v_*$ отнесены соответственно к $\mu_* = 1$ сП, $d_* = 1$ фут = 0,3048 м, $v_* = 1$ фут/сек = 0,3048 м/с.

На значения Γ налагаются следующие ограничения.

Если $\bar{v}_m < 10$,

$$\Gamma \geq -0,065 \bar{v}_m. \quad (4.77)$$

¹Обратим внимание читателей на то, что довольно часто корреляционные формулы задаются в так называемом «размерном виде», где так же, как, например, в формулах (4.72)–(4.75), под логарифм подставляется число, соответствующее значению определенной величины, вычисленной в эксперименте и задаваемой в определенной системе единиц. Поэтому использовать такие формулы необходимо крайне аккуратно. — Прим. ред.

Если $\bar{v}_m > 10$,

$$\Gamma \geq -\frac{v_b}{v_m + v_b} \left(1 - \frac{\rho_s}{\rho_L}\right). \quad (4.78)$$

Поскольку при расчете уравнений довольно редко выполняется условие $\bar{v}_m = 10$, данные ограничения позволяют устранить разрывы между графиками функций Γ . Из рис. 4.13 видно, что разрывы могут быть значительными. В следующем разделе мы опишем метод их устранения.

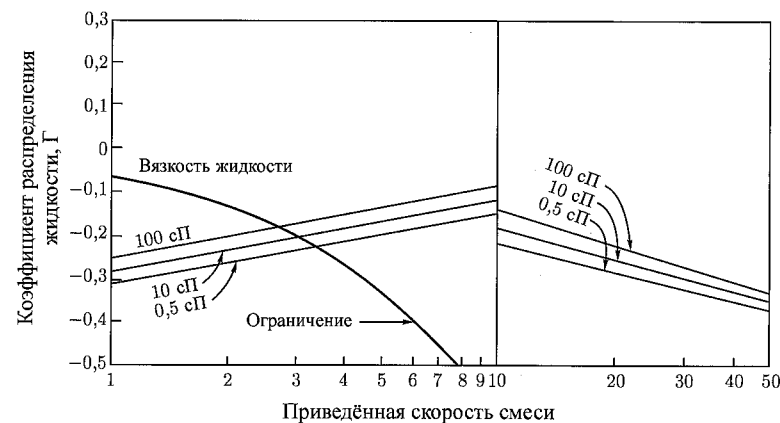


Рис. 4.13. Разрывы графиков коэффициента распределения жидкости

Составляющая градиента давления по трению для пробкового режима потока рассчитывается по формуле

$$\left(\frac{dp}{dZ}\right)_{\text{трения}} = \frac{f \rho_L v_m^2}{2d} \left[\left(\frac{v_{SL} + v_b}{v_m + v_b}\right) + \Gamma \right]. \quad (4.79)$$

Значение коэффициента трения f определяют по диаграмме Му迪 (рис. 2.2), для этого находят число Рейнольдса по формуле (4.166). Влиянием ускорения на градиент давления в пробковом режиме потока можно пренебречь.

Для эмульсионного или переходного (от эмульсионного к пробковому) режимов потока Оркижевский рекомендует использовать метод Данса и Роса.

Модификация метода. Применение метода Оркижевского может вызвать ошибку сходимости численного метода, описанного в разделе 3.7. В основе алгоритма лежит расчет давления в зависимости от глубины вдоль оси скважины. Ошибка связана с разрывами графиков функций Γ , построенных по уравнениям (4.72) и (4.73) для случая, когда в качестве непрерывной жидкой фазы выступает вода, и по уравнениям (4.74) и (4.75) для случая, когда в качестве непрерывной жидкой фазы выступает нефть. Впоследствии Брилл [16] доказал, что ограничения, налагаемые уравнениями (4.77) и (4.78), недостаточно эффективно устраняют разрывность функции давления. Триггиа¹ предложил модифицировать коэффициенты в уравнениях (4.73), (4.75) и (4.76) таким образом, чтобы наклон графиков остался прежним, а разрывы устранились. При этом ошибка сходимости устраняется, но точность результатов, возможно, понижается.

¹Частное сотрудничество Триггиа и Петробраса, Рио-де-Жанейро (1984 г.).

Уравнения для воды и нефти сводятся к виду:

$$\Gamma = \frac{0,013 \lg \mu_L}{\bar{d}^{1,38}} - 0,287 - 0,162 \lg \bar{v}_m - 0,428 \lg \bar{d} \quad (4.80)$$

и

$$\Gamma = \frac{0,0127 \lg(\bar{\mu}_L + 1)}{\bar{d}^{1,415}} - 0,117 + 0,113 \lg \bar{d} + C(1,0 - \lg \bar{v}_m), \quad (4.81)$$

где

$$C = \frac{0,01 \lg(\bar{\mu}_L + 1)}{\bar{d}^{1,571}} + 0,397 + 0,63 \lg \bar{d}. \quad (4.82)$$

При высоких дебитах, соответствующих большим значениям скорости v_m , коэффициент распределения жидкости также может выражаться слишком большой отрицательной величиной. В этом случае значение плотности, рассчитанное по уравнению (4.63), окажется меньше, чем значение плотности смеси без учета эффекта проскальзывания. Чтобы разрешить эту проблему, была разработана вторая модификация метода Оркижевского, которая заключается в замене ρ_s на ρ_n . При этом также модифицируется само уравнение (4.79) для составляющей градиента давления по трению. Получаем следующее выражение:

$$\left(\frac{dp}{dZ}\right)_{\text{трения}} = \frac{f \rho_n v_m^2}{2d}. \quad (4.83)$$

Значение f определяют по диаграмме Му迪 (рис. 2.2), число Рейнольдса берут равным

$$N_{Re} = \frac{\rho_n v_m d}{\mu_n}. \quad (4.84)$$

Пример 4.4. Расчет вертикального градиента давления по методу Оркижевского на основе данных многофазного потока из примера 3.2.

Известны следующие параметры:
 $\mu_o = 0,97 \text{ сП} = 0,97 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$,
 $\sigma_o = 8,41 \text{ мН/м} = 8,41 \cdot 10^{-3} \text{ кг/с}^2$,
 $\mu_g = 0,016 \text{ сП} = 0,016 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$,
 $\epsilon = 18,288 \cdot 10^{-6} \text{ м}$.

Проведем расчет поэтапно.

1. Установим режим потока.

По формулам (4.58) и (4.59)

$$\lambda_{gB/S} = 1,071 - (0,2218) \frac{(7,83)^2}{0,5} = -26,1.$$

Поскольку $-26,1 < 0,13$, то принимаем $\lambda_{gB/S} = 0,13$,

$$\lambda_g = 1 - 0,507 = 0,493 > \lambda_{gB/S}.$$

Следовательно, режим потока не является пузырьковым.

По уравнению (4.32) находим:

$$N_{gvS/Tr} = 50 + (36)(11,84) = 476,2.$$

Поскольку $N_{gv} = 11,54 < 476,2$, режим потока пробковый.

2. Вычислим плотность смеси с учетом эффекта проскальзывания.

По формуле (4.66)

$$N_{ReL} = \frac{(762,64)(2,39)(0,152)}{0,97 \cdot 10^{-3}} = 2,86 \cdot 10^5.$$

Следовательно, значение C_2 нельзя определить по графику на рис. 4.12.

Примем, что $v_b = 0,5\sqrt{gd} = (0,5)\sqrt{(9,8)(0,152)} = 0,61$ (м/с).

По уравнению (4.65) находим число Рейнольдса:

$$N_{Reb} = \frac{(762,64)(0,61)(0,152)}{0,97 \cdot 10^{-3}} = 7,3 \cdot 10^4.$$

По формуле (4.68)

$$v_b = [(0,35) + (8,74 \cdot 10^{-6})(2,86 \cdot 10^5)]\sqrt{(9,8)(0,152)} = 3,48 \text{ (м/с)}.$$

Из формулы (4.65)

$$N_{Reb} = \frac{(762,64)(3,48)(0,152)}{0,97 \cdot 10^{-3}} = 4,17 \cdot 10^5.$$

Поскольку $N_{Reb} > 8000$, полученное значение $v_b = 3,48$ м/с является верным.

Используем формулу (4.74):

$$\Gamma = \frac{(0,0127) \lg(0,97 + 1,0)}{(0,5)^{1,415}} - 0,284 + (0,167)(\lg 7,83) + (0,013)(\lg 0,5) = -0,159.$$

Так как $-0,159 \geq -(0,213)(2,43) = -0,518$, то полученное значение $\Gamma = -0,159$ является верным.

Вычислим плотность по (4.63):

$$\rho_s = \frac{(762,64)(1,21 + 3,48) + (94,19)(1,18)}{2,39 + 3,48} + (762,64)(-0,159) = 628,72 - 121,26 = 507,46 \text{ (кг/м}^3\text{)}.$$

3. Рассчитаем коэффициент трения.

$$N_{ReL} = 2,85 \cdot 10^5$$

и относительную шероховатость

$$\frac{\varepsilon}{d} = \frac{18,288 \cdot 10^{-6}}{0,152} = 0,00012.$$

По рис. 2.2 или формуле (2.17) находим $f = 0,0158$.

4. Рассчитаем градиент давления.

На основании уравнений (4.31), (4.63) и (4.79) определяем:

$$\frac{dp}{dZ} = \frac{(0,0158)(762,64)(2,39)^2}{(2)(9,8)(0,152)} \left[\left(\frac{1,21 + 3,48}{2,39 + 3,48} \right) + (-0,159) \right] + (507,46) \left(\frac{(9,8)}{(9,8)} \right) = 14,74 + 507,46 = 522,2 \text{ (кг/м}^3\text{)} = 0,0511 \text{ (бар/м)}.$$

Метод Азиза и др. Метод Азиза и др. [9] опирается на многие фундаментальные принципы, которые лежат в основе построения современных механистических моделей.

Прогнозирование режима потока. На рис. 4.14 показана карта режимов потока, используемая в методе Азиза и др. (Первоначально такую карту предложили использовать Говьер и др. [17].) Координаты для нее определяются по уравнениям (4.85) и (4.86):

$$N_x = \bar{v}_{Sg} \left(\frac{\rho_g}{0,0764} \right)^{1/3} \left[\left(\frac{72}{\bar{\sigma}_L} \right) \left(\frac{\bar{\rho}_L}{62,4} \right) \right]^{1/4} \quad (4.85)$$

и

$$N_y = \bar{v}_{SL} \left[\left(\frac{72}{\bar{\sigma}_L} \right) \left(\frac{\bar{\rho}_L}{62,4} \right) \right]^{1/4}, \quad (4.86)$$

где безразмерная плотность $\bar{\rho}_L = \rho_L/\rho_*$, поверхностное натяжение $\bar{\sigma}_L = \sigma_L/\sigma_*$ и безразмерные скорости $\bar{v}_{SL} = v_{SL}/v_*$, $\bar{v}_{Sg} = v_{Sg}/v_*$ отнесены соответственно к $\rho_* = 1$ фунт/фут³ = 16,01846 кг·м³, $\sigma_* = 1$ дин/см, $v_* =$ фут/сек = 0,3048 м/с.

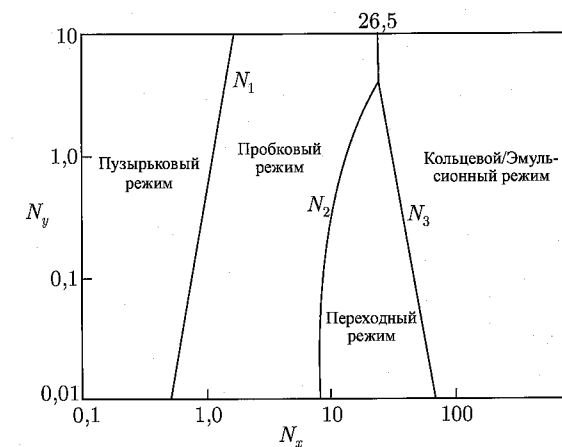


Рис. 4.14. Карта режимов потока, используемая в методе Азиза и др. [9]

Выражения в уравнениях (4.85) и (4.86) даны в скобках с той целью, чтобы карту режимов потока можно было использовать не только для воздуха и воды, но и других флюидов. Для системы вода/воздух при атмосферных условиях в качестве значений координат выступают приведенные скорости каждой фазы.

Границы режимов потока на рис. 4.14 определяются по следующим уравнениям:

$$N_1 = 0,51(100N_y)^{0,172}, \quad (4.87)$$

$$N_2 = 8,6 + 3,8N_y \quad (4.88)$$

и

$$N_3 = 70(100N_y)^{-0,152}. \quad (4.89)$$

Пузырьковый режим потока. Пузырьковый режим наблюдается при условии $N_x < N_1$. Объемное содержание жидкости рассчитывается по формуле

$$H_L = 1 - \frac{v_{Sg}}{v_{bf}}, \quad (4.90)$$

где v_{bf} — это скорость подъема небольших пузырьков газа в потоке жидкости. Ее значение можно рассчитать по формуле

$$v_{bf} = 1,2v_m + v_{bs}. \quad (4.91)$$

Здесь v_m — приблизительное значение скорости смеси, которое корректируется с учетом неравномерности распределения скорости пузырьков газа и их концентрации по сечению трубы, v_{bs} — скорость подъема непрерывного потока пузырьков по неподвижному столбу жидкости, ее значение можно рассчитать по уравнению

$$v_{bs} = 1,41 \left[\frac{\sigma_L g (\rho_L - \rho_g)}{\rho_L^2} \right]^{1/4}. \quad (4.92)$$

Составляющая градиента давления по трению равна

$$\frac{dp}{dZ} = \frac{f \rho_s v_m^2}{2d}. \quad (4.93)$$

Значение ρ_s определяется по уравнению (3.22), а значение f — по рис. 2.2 или уравнению (2.17), для этого число Рейнольдса берут равным

$$N_{Re} = \frac{\rho_L v_m d}{\mu_L}. \quad (4.94)$$

Составляющей градиента давления по ускорению в пузырьковом режиме потока можно пренебречь.

Пробковый режим потока. Пробковый режим наблюдается при условии $N_1 < N_x < N_2$ и $N_y < 4$ либо при условии $N_1 < N_x < 26,5$ и $N_y \geq 4$.

Объемное содержание жидкости для пробкового режима потока также рассчитывается по уравнениям (4.90) и (4.96). Однако для пробкового режима потока скорость подъема пузырька по неподвижному столбу жидкости вычисляется так же, как для пузырька Тейлора [15]:

$$v_{bs} = C \sqrt{\frac{gd(\rho_L - \rho_g)}{\rho_L}}, \quad (4.95)$$

здесь C рассчитывается по методу Уоллиса [18]:

$$C = 0,345 \left[1 - e^{(-0,029N_v)} \right] \left[1 - e^{\left(\frac{3,37 - N_E}{m}\right)} \right], \quad (4.96)$$

где

$$N_E = \frac{gd^2(\rho_L - \rho_g)}{\sigma_L}, \quad (4.97)$$

$$N_v = \frac{\sqrt{d^3 g \rho_L (\rho_L - \rho_g)}}{\mu_L}. \quad (4.98)$$

Значение m определяется из следующего условия: при $N_v \leq 18$ значение $m = 10$, в интервале $250 < N_v < 18$ полагаем $m = 69N_v^{-0,35}$, а при $N_v \geq 250$ считаем $m = 25$.

Составляющая градиента давления по трению для пробкового режима потока рассчитывается по формуле

$$\left(\frac{dp}{dZ} \right)_{\text{трения}} = \frac{f \rho_L H_L v_m^2}{2d}. \quad (4.99)$$

Коэффициент трения определяют из диаграммы Муди (рис. 2.2) по значению относительной шероховатости и числу Рейнольдса

$$N_{Re} = \frac{\rho_L v_m d}{\mu_L}. \quad (4.100)$$

Составляющей градиента давления по ускорению для пробкового режима потока можно пренебречь.

Эмульсионный режим потока. Эмульсионный режим наблюдается при условии $N_x > N_3$ и $N_y < 4$ либо при условии $N_x > 26,5$ и $N_y > 4$. В методике Азиза и др. градиент давления для эмульсионного режима рассчитывается так же, как и в методе Данса и Роса.

Переходный режим потока. Переходный режим наблюдается при условии $N_2 < N_x < N_3$ и $N_y < 4$. Обратите внимание, что на рис. 4.14 переходный режим не существует при $N_y > 4$. Если установлено, что характер потока будет соответствовать переходному режиму, необходимо рассчитать градиент давления как для пробкового, так и для эмульсионного режимов потока. Далее используется принцип линейной интерполяции, подобный тому, который был описан применительно к методу Данса и Роса. То есть

$$\frac{dp}{dZ} = A \left(\frac{dp}{dZ} \right)_{\text{проб.}} + (1 - A) \left(\frac{dp}{dZ} \right)_{\text{азр.}}, \quad (4.101)$$

где

$$A = \frac{N_3 - N_x}{N_3 - N_2}. \quad (4.102)$$

Модификации метода. Аль-Наджар и Аль-Суф показали, что метод Азиза и др. можно усовершенствовать, если заменить оригинальную карту режимов потока (рис. 4.14) на карту Данса и Роса (рис. 4.15). Такой вывод основан на сравнении предполагаемого значения падения давления с фактическим значением, полученным из анализа результатов 80 испытаний 15 фонтанирующих скважин в Ираке, а также на данных, используемых в методе Поэттманна и Карпентера [1] и методе Оркижевского [8]. (Отметим, что двухфазный поток в иракских скважинах перемещался по затрубному пространству.)

Пример 4.5. Расчет вертикального градиента давления по методу Азиза и др. на основе данных многофазного потока из примера 3.2.

Известны следующие параметры:

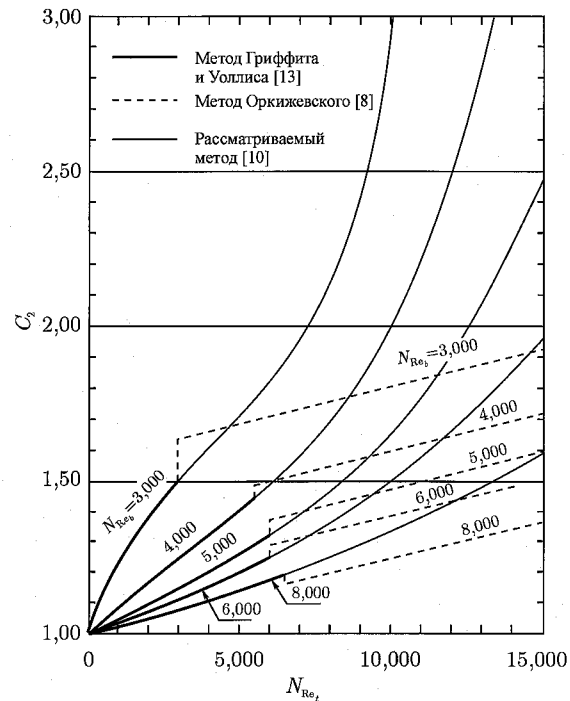
$$\mu_o = 0,97 \text{ сП} = 0,97 \cdot 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с},$$

$$\sigma_o = 8,41 \text{ мН/м} = 8,41 \cdot 10^{-3} \text{ кг/с}^2,$$

$$\mu_g = 0,016 \text{ сП} = 0,016 \cdot 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с},$$

$$\varepsilon = 18,288 \cdot 10^{-6} \text{ м}.$$

Для решения задачи необходимо сделать следующие расчетные шаги:

Рис. 4.15. Корреляция Кьеричи и др [10] для C_2

1. Установить режим потока. Для этого сначала по формулам (4.85) и (4.86) найдем «координаты» режима:

$$N_x = (3,28)(1,18) \left(\frac{94,19}{1,224} \right)^{1/3} \left[\left(\frac{72}{8,41} \right) \left(\frac{762,64}{1000} \right) \right]^{1/4} = 26,25$$

и

$$N_y = (3,28)(1,21) \left[\left(\frac{72}{8,41} \right) \left(\frac{762,64}{1000} \right) \right]^{1/4} = 6,35.$$

По рис. 4.14 определяем, что будет наблюдаться пробковый режим потока. Проверим выдвинутое предположение:

$$N_1 = 0,51[(100)(6,35)]^{0,172} = 1,55$$

для $N_y \geq 4$ $1,55 < 26,25 < 26,5$.

2. Рассчитать объемное содержание жидкости. Используем формулу (4.98):

$$N_v = \frac{\sqrt{(0,152)^3(9,8)(762,64)(762,64 - 94,19)}}{(0,97 \cdot 10^{-3})} = 1,371 \cdot 10^5.$$

Следовательно, $m = 10$.

По уравнению (4.97) устанавливаем

$$N_E = \frac{(9,8)(0,152)^2(762,64 - 94,19)}{8,41 \cdot 10^{-3}} = 1,812 \cdot 10^4.$$

По уравнению (4.96) рассчитаем

$$C = 0,345[1 - e^{(-0,029N_v)}] \left[1 - e^{\left(\frac{3,37 - N_E}{10} \right)} \right] = 0,345.$$

Из (4.95)

$$v_{bs} = (0,345) \sqrt{\frac{(9,8)(0,152)(762,64 - 94,19)}{762,64}} = 0,395 \text{ м/с.}$$

Далее по формуле (4.91) находим

$$v_{bf} = (1,2)(2,39) + 0,395 = 3,26 \text{ (м/с).}$$

С помощью уравнения (4.90) определяем

$$H_L = 1 - \frac{1,18}{3,26} = 0,639.$$

3. Вычислить коэффициент трения:

$$N_{Re} = \frac{(762,64)(2,39)(0,152)}{(0,97 \cdot 10^{-3})} = 2,86 \cdot 10^5$$

и относительную шероховатость

$$\frac{\epsilon}{d} = \frac{18,288 \cdot 10^{-6}}{0,152} = 0,00012.$$

По рис. 2.2 или уравнению (2.17) находим, что $f = 0,0158$.

4. Рассчитать градиент давления:

$$\frac{dp}{dZ} = \frac{(0,0158)(762,64)(0,639)(2,39)^2}{(2)(9,8)(0,152)} + [(762,64)(0,639) + (94,19)(1 - 0,639)] \frac{(9,8)}{(9,8)} = 14,74 + 521,4 = 536,14 \text{ (кг/м}^3) = 0,0524 \text{ (бар/м).}$$

Метод Кьеричи и др. Прогнозирование режима потока и расчет градиента давления для пузырькового, переходного и эмульсионного режимов потока в методе Кьеричи и др. [10] аналогичны методу Оркижевского. Отличия наблюдаются лишь в некоторых расчетах пробкового режима.

Пробковый режим потока. Определение параметров пробкового режима потока по методу Кьеричи и др. практически совпадает с соответствующими расчетами по методу Азиза и др. Объемное содержание жидкости находят по формуле

$$H_L = 1 - \frac{v_{sg}}{v_m + v_b}, \quad (4.103)$$

где

$$v_b = C_1 C_2 \sqrt{gd}. \quad (4.104)$$

Функцию C_1 определяют по рис. 4.11 в зависимости от числа Рейнольдса по газу; ее значение, как правило, составляет 0,35. Функция C_2 зависит от числа Рейнольдса для

жидкой фазы, ее значение можно определить по рис. 4.15, при этом число Рейнольдса не должно превышать 6000. В этом случае рис. 4.15 соответствует рис. 4.12 для метода Оркижевского. Из рис. 4.15 видно, что при использовании уравнений (4.67)–(4.70), предложенных Оркижевским, будут наблюдаться разрывы графиков функций C_2 . Опираясь на работы Никлина и др. [20], Кьеричи с соавторами предложили для чисел Рейнольдса (по жидкой фазе), превышающих 6000, вычислять значение C_2 по формуле

$$C_2 = \frac{1}{1 - 0,2 \frac{v_m}{v_b}}. \quad (4.105)$$

На рис. 4.15 также изображены экстраполированные кривые, построенные на основании уравнения (4.105). Как видно, они не содержат в себе разрывов.

Объединяя уравнения (4.104) и (4.105), получаем:

$$v_b = 0,2v_m + 0,35\sqrt{gd}. \quad (4.106)$$

Дальнейший расчет объемного содержания жидкости во многом совпадает с расчетом по методу Азиза и др.

Составляющая градиента давления по трению также вычисляется аналогично методу Азиза, а составляющей градиента по ускорению для пробкового режима потока можно пренебречь.

Пример 4.6. Расчет вертикального градиента давления по методу Кьеричи и др. на основе данных многофазного потока из примера 3.2.

Известны следующие параметры:

$$\mu_o = 0,97 \text{ сП} = 0,97 \cdot 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с},$$

$$\sigma_o = 8,41 \text{ мН/м} = 8,41 \cdot 10^{-3} \text{ кг/с}^2,$$

$$\mu_g = 0,016 \text{ сП} = 0,016 \cdot 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с},$$

$$\varepsilon = 18,288 \cdot 10^{-6} \text{ м}.$$

1. Установим режим потока.

По методу Оркижевского, режим потока будет пробковый.

2. Вычислим объемное содержание жидкости.

По формуле (4.106) находим

$$v_b = (0,2)(2,39) + (0,35)\sqrt{(9,8)(0,152)} = 0,91 \text{ (м/с)}.$$

Из (4.103) определяем

$$H_L = 1 - \frac{(1,18)}{(2,39 + 0,91)} = 0,642.$$

3. Найдем коэффициент трения:

$$N_{Re} = \frac{(762,64)(2,39)(0,152)}{(0,97 \cdot 10^{-3})} = 2,86 \cdot 10^5$$

и относительную шероховатость

$$\frac{\varepsilon}{d} = \frac{18,288 \cdot 10^{-6}}{0,152} = 0,00012.$$

По рис. 2.2 или уравнению (2.17) определяем, что $f = 0,0158$.

4. Рассчитаем градиент давления:

$$\begin{aligned} \frac{dp}{dZ} &= \frac{(0,0158)(762,64)(0,642)(2,39)^2}{(2)(9,8)(0,152)} + [(762,64)(0,642) + (94,19)(1 - 0,642)] \frac{(9,8)}{(9,8)} = \\ &= 14,74 + 523,32 = 538,06 \text{ (кг/м}^3\text{)} = 0,0527 \text{ (бар/м)}. \end{aligned}$$

Метод Беггза и Брилла. Беггз и Брилл [11] первыми разработали метод, позволяющий предсказывать поведение потока при его движении в скважине, расположенной под любым углом наклона. Испытания проводились с использованием акриловых труб диаметрами 25 и 38 мм и длиной 27,4 м. Угол наклона трубы варьировался. В качестве экспериментальных флюидов выступали воздух и вода. Сначала были проведены исследования режимов потока в горизонтальной трубе разного диаметра при изменении дебита жидкости и газа. Затем меняли угол наклона и следили за тем, какое влияние этот фактор окажет на объемное содержание жидкости и градиент давления. В итоге были получены значения объемного содержания жидкости и градиента давления при следующих углах наклона: 0° , $\pm 5^\circ$, $\pm 10^\circ$, $\pm 15^\circ$, $\pm 20^\circ$, $\pm 35^\circ$, $\pm 55^\circ$, $\pm 75^\circ$, $\pm 90^\circ$. На основе 584 испытаний были построены необходимые корреляции.

Градиент давления в наклонной трубе Беггз и Брилл предложили рассчитывать по формуле

$$\frac{dp}{dL} = \frac{f \rho_m v_m^2}{2d} + \rho_s g \sin \theta, \quad (4.107)$$

где значение E_k вычисляется по уравнению (4.53), а

$$\rho_s = \rho_L H_L(\theta) + \rho_g [1 - H_L(\theta)]. \quad (4.108)$$

Прогнозирование режимов потока. На рис. 4.16 представлены режимы потока в горизонтальных трубах, построенных по результатам экспериментов Беггза и Брилла. Данная карта впоследствии лишь незначительно была усовершенствована добавлением переходной зоны между разделенным и прерывистым режимами [21]. На рис. 4.17 показана как оригинальная, так и модифицированная (пунктирной линией) карта режимов потока.

Для расчета границ переходных режимов потока и объемного содержания жидкости без учета эффекта проскальзывания Беггз и Брилл использовали число Фруда для смеси:

$$N_{Fr} = \frac{v_m^2}{gd}. \quad (4.109)$$

Переходные границы режимов потока для модифицированной карты вычисляются по следующим формулам:

$$L_1 = 316 \lambda_L^{0,302}, \quad (4.110)$$

$$L_2 = 0,000925 \lambda_L^{-2,468}, \quad (4.111)$$

$$L_3 = 0,10 \lambda_L^{-1,452}, \quad (4.112)$$

$$L_4 = 0,5 \lambda_L^{-6,738}. \quad (4.113)$$

Ниже приведены неравенства, в соответствии с которыми определяется режим потока в горизонтальной трубе (при этом, вообще говоря, установленный таким образом

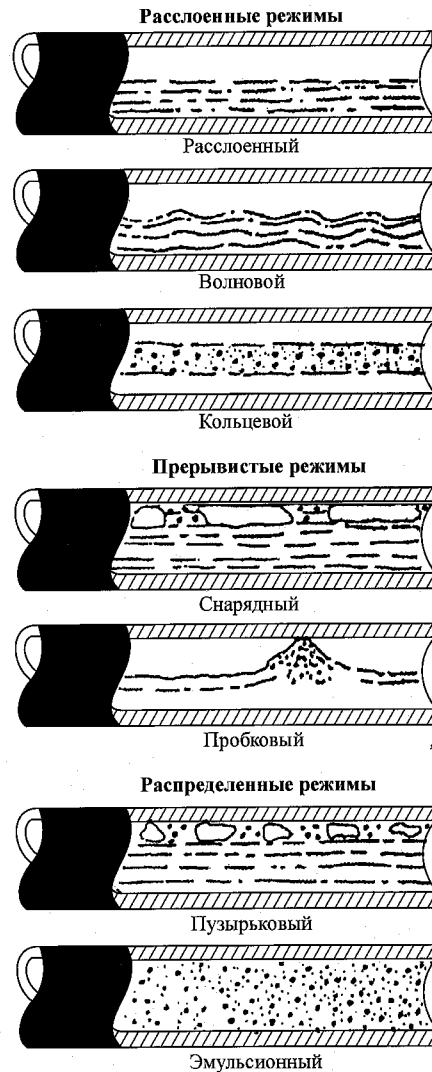


Рис. 4.16. Горизонтальные режимы потока по Бегтзу и Брилли [11]

режим может отличаться от реально существующего режима потока в негоризонтальной трубе).

Разделенный режим:

$$\lambda_L < 0,01 \text{ и } N_{Fr} < L_1$$

или

$$\lambda_L \geq 0,01 \text{ и } N_{Fr} < L_2.$$

Переходный режим:

$$\lambda_L \geq 0,01 \text{ и } L_2 \leq N_{Fr} < L_3.$$

Прерывистый режим:

$$0,01 \leq \lambda_L < 0,4 \text{ и } L_3 < N_{Fr} \leq L_1$$

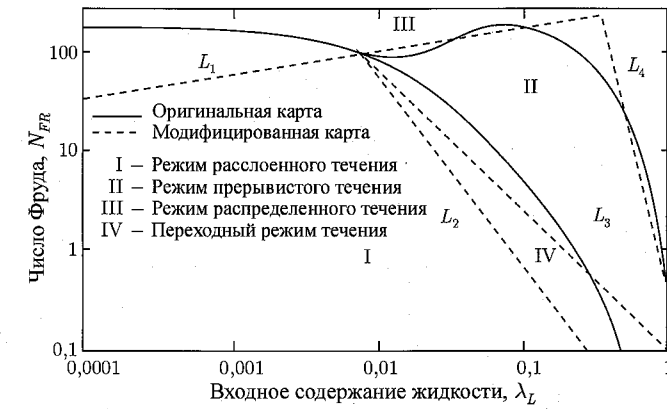


Рис. 4.17. Карта горизонтальных режимов потока Бегтза и Брилла [21]

или

$$\lambda_L \geq 0,4 \text{ и } L_3 < N_{Fr} \leq L_4.$$

Распределенный режим:

$$\lambda_L < 0,4 \text{ и } N_{Fr} \geq L_1$$

или

$$\lambda_L \geq 0,4 \text{ и } N_{Fr} > L_4.$$

Прогнозирование объемного содержания жидкости. Существуют разные соотношения для определения объемного содержания жидкости в потоке для трех режимов течения в горизонтальных каналах. Первоначально была построена корреляция для горизонтальной трубы, затем в полученное соотношение внесли поправку на фактический угол наклона трубы. Из рис. 4.18 видно, как изменяется значение объемного содержания жидкости в зависимости от угла наклона трубы (для трех испытаний). Максимальное значение объемного содержания жидкости достигается при угле наклона $+50^\circ$ относительно горизонтально расположенной трубы, а минимальное — при угле наклона -50° . При высоких дебитах, когда наблюдается рассеянный пузырьковый поток, объемное содержание жидкости не зависит от угла наклона.

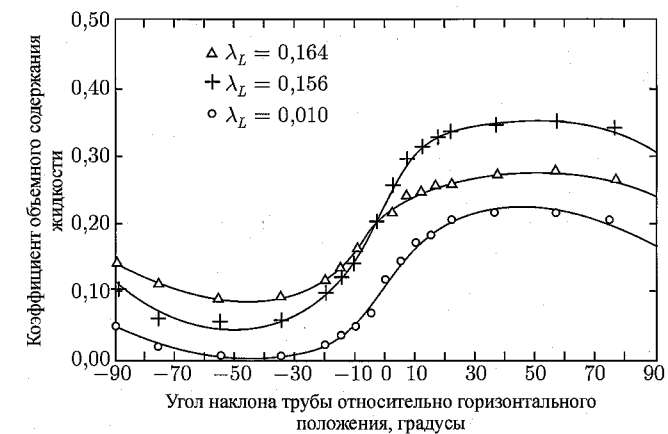


Рис. 4.18. Влияние разных углов наклона на значение объемного содержания жидкости

Объемное содержание жидкости для всех режимов потока рассчитывается по одним и тем же уравнениям. Однако для каждого режима необходимо использовать свои эмпирические коэффициенты.

Таблица 4.2. Эмпирические коэффициенты для объемного содержания жидкости в горизонтальных режимах потока по Бегтзу и Брилли [11]

| Режим потока | a | b | c |
|----------------|-------|--------|--------|
| Расслоенный | 0,980 | 0,4846 | 0,0868 |
| Прерывистый | 0,855 | 0,5351 | 0,0173 |
| Распределенный | 1,065 | 0,5824 | 0,0609 |

Сначала рассчитывают объемное содержание жидкости в горизонтальной трубе по формуле

$$H_{L(0)} = \frac{a\lambda_L^b}{N_{Fr}^c} \quad (4.114)$$

при ограничении $H_{L(0)} \geq \lambda_L$. Коэффициенты a , b и c определяют по таблице 4.2.

Объемное содержание жидкости с поправкой на угол наклона рассчитывают следующим образом:

$$H_{L(\theta)} = H_{L(0)}\Psi. \quad (4.115)$$

Поправочный коэффициент на угол наклона трубы равен

$$\Psi = 1,0 + C[\sin(1,8\theta) - 0,333\sin^3(1,8\theta)], \quad (4.116)$$

где θ — фактический угол наклона трубы, а C определяется из соотношения

$$C = (1,0 - \lambda_L) \ln(e\lambda_L^f N_{Lv}^g N_{Fr}^h) \quad (4.117)$$

при $C \geq 0$. Коэффициенты e , f , g и h определяют по таблице 4.3.

Таблица 4.3. Эмпирические коэффициенты для значения C по Бегтзу и Брилли [11]

| Режим потока | e | f | g | h |
|------------------------------------|------------------------------------|---------|---------|---------|
| Расслоенный в напр. снизу вверх | 0,011 | -3,7680 | 3,5390 | -1,6140 |
| Прерывистый в напр. снизу вверх | 2,960 | 0,3050 | -0,4473 | 0,0978 |
| Распределенный в напр. снизу вверх | Нет поправки: $C = 0$; $\Psi = 1$ | | | |
| Все режимы в напр. сверху вниз | 4,700 | -0,3692 | 0,1244 | -0,5056 |

Если предполагаемый режим потока соответствует переходной зоне, необходимо интерполировать значения объемного содержания жидкости для расслоенного и прерывистого режимов потока:

$$H_{L(\theta)_{перех.}} = AH_{L(\theta)_{раздел.}} + (1 - A)H_{L(\theta)_{прерывист.}}, \quad (4.118)$$

где

$$A = \frac{L_3 - N_{Fr}}{L_3 - L_2}. \quad (4.119)$$

Прогнозирование коэффициента трения. Коэффициент трения для двухфазного потока предлагается вычислять по формуле

$$f = f_n(f/f_n). \quad (4.120)$$

Значение нормирующего коэффициента трения f_n , определяют по кривой для гладкой трубы на диаграмме Мууди (рис. 2.2) или по уравнениям (2.12) и (2.13), при этом число Рейнольдса вычисляется следующим образом:

$$N_{Re} = \frac{\rho_n v_m d}{\mu_n}. \quad (4.121)$$

Значение μ_n находят по уравнению (3.21).

Бегтз и Брилли ввели поправку для отношения коэффициента трения двухфазного потока к нормирующему коэффициенту трения с учетом экспериментальных данных:

$$f/f_n = e^s, \quad (4.122)$$

где

$$s = \frac{\ln y}{-0,0523 + 3,182 \ln y - 0,8725(\ln y)^2 + 0,01853(\ln y)^4} \quad (4.123)$$

и

$$y = \frac{\lambda_L}{[H_{L(\theta)}]^2}. \quad (4.124)$$

Если значение y близко к $2,63 \cdot 10^{-4}$ или 1,016, график функции s , построенный по уравнению (4.123), будет содержать разрывы. Маловероятно, что разрывы будут наблюдаться при меньших значениях y . Тем не менее для $y = 1,0$ значение s необходимо принять равным нулю, чтобы свести корреляцию к масштабу однофазного потока. При условии, когда $1 < y < 1,2$, Бегтз и Брилли предложили следующее соотношение для s :

$$s = \ln(2, 2y - 1, 2). \quad (4.125)$$

Модификации метода. Существует две модификации метода Бегтза и Брилла. Пэйн с соавторами первой модификации [22] проводили испытания с использованием замкнутой трубы диаметром 50,8 мм и длиной 152 м. В трех местах угол наклона трубы составлял $\pm 10^\circ$ относительно горизонтального участка. Эксперименты проводились при давлении 27–34 бар. Содержание природного газа и воды было измерено с высокой точностью: перекрывая трубу шаровыми клапанами, замеряли объемное содержание жидкости на тех участках трубы, которые имели положительный или отрицательный угол наклона.

В результате испытаний Пэйн и др. [22] установили, что в методе Бегтза и Брилла неверно был определен коэффициент трения. Бегтз и Брилли получали данные, используя гладкие трубы, тогда как Пэйн и др. предложили определять нормирующий коэффициент трения f_n с учетом некоторой относительной шероховатости трубы (по диаграмме Мууди (рис. 2.2) или по уравнению (2.17)). В результате такой модификации метода Бегтза и Брилла повысилось качество прогнозирования падения давления в шероховатых трубах.

Также Пэйн и др. установили, что в методе Бегтза и Брилла получены завышенные значения объемного содержания жидкости как в восходящем, так и нисходящем потоке.

Чтобы иметь более точные значения объемного содержания жидкости, Пэйн и др. предложили ввести поправочные коэффициенты, при этом они опирались исключительно на результаты своих испытаний.

Если $\theta > 0$,

$$H_{L(\theta)} = 0,924H_{L(0)}. \quad (4.126)$$

Если $\theta < 0$,

$$H_{L(\theta)} = 0,685H_{L(0)}. \quad (4.127)$$

Тем не менее результирующее значение объемного содержания жидкости для $\theta > 0^\circ$ не должно быть менее λ_L . Как оказалось, в оригинальном методе Беггза и Брилла были завышены и перепады давления в добывающих скважинах. Поправочные коэффициенты для объемного содержания жидкости, введенные Пэйном и др., также позволили получать более точные результаты применительно к скважинам.

Пример 4.7. Расчет вертикального градиента давления по методу Беггза и Брилла на основе данных многофазного потока из примера 3.2.

Известны следующие параметры:

$$\begin{aligned} \mu_o &= 0,97 \text{ сП} = 0,97 \cdot 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}, \\ \sigma_o &= 8,41 \text{ мН/м} = 8,41 \cdot 10^{-3} \text{ кг/с}^2, \\ \mu_g &= 0,016 \text{ сП} = 0,016 \cdot 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}, \\ \varepsilon &= 18,288 \cdot 10^{-6} \text{ м}. \end{aligned}$$

1. Установим режим потока.

По формуле (4.109) подсчитаем

$$N_{Fr} = \frac{(2,39)^2}{(9,8)(0,152)} = 3,81.$$

По рис. 4.17 и значению $\lambda_L = 0,507$ устанавливаем, что горизонтальный режим потока является прерывистым.

2. Вычислим объемное содержание жидкости.

Из (4.114) находим

$$H_{L(0)} = \frac{(0,845)(0,507)^{0,5351}}{(3,81)^{0,0173}} = 0,574.$$

С помощью уравнения (4.117) вычислим

$$C = (0,493) \ln[2,96(0,507)^{0,305} (11,87)^{-0,4473} (3,81)^{0,0978}] = -0,048 < 0.$$

Следовательно,

$$C = 0, \Psi = 1,0 \text{ и } H_{L(90)} = H_{L(0)} = 0,574.$$

С учетом поправочного коэффициента Пейна и др.

$$H_{L(90)} = (0,924)(0,574) = 0,530.$$

3. Рассчитаем коэффициент трения.

Из (3.21) определим

$$\mu_n = (0,97 \cdot 10^{-3})(0,507) + (0,016 \cdot 10^{-3})(0,493) = 0,5 \cdot 10^{-3} \text{ (Па}\cdot\text{с)} = 0,50 \text{ (сП)}.$$

По формуле (4.121) находим

$$N_{Re} = \frac{(433,14)(2,39)(0,152)}{(0,5 \cdot 10^{-3})} = 3,15 \cdot 10^5.$$

По рис. 2.2 и значению $\varepsilon/d = 0,00012$ установим, что $f_n = 0,0155$.

Согласно (4.124),

$$y = \frac{(0,507)}{(0,530)^2} = 1,805.$$

Подставим вычисленное значение в формулу (4.123):

$$s = (0,591)/[-0,0523 + 3,182(0,591) - 0,8725(0,591)^2 + 0,01853(0,591)^4] = 0,3873.$$

Тогда по (4.122) находим

$$\frac{f}{f_n} = e^{(0,3873)} = 1,473.$$

Следовательно, $f = (1,473)(0,0155) = 0,0228$.

4. Рассчитаем градиент давления:

$$\begin{aligned} \frac{dp}{dz} &= \frac{(0,0228)(433,14)(2,39)^2}{(2)(9,8)(0,152)} + [(433,14)(0,53) + (94,19)(0,47)] \frac{(9,8)}{(9,8)} = \\ &= 18,74 + 448,52 = 467,26 \text{ (кг/м}^3\text{)} = 0,0459 \text{ (бар/м)}. \end{aligned}$$

Метод Мукерджи и Брилла. Мукерджи и Брилл [12] разработали новый метод, учитывающий преимущества использования более совершенных средств измерения. При этом новый метод позволил исключить ограничения, налагаемые методом Беггза и Брилла. Свои эксперименты Мукерджи и Брилл проводили на установке, представляющей из себя стальную трубу в форме перевернутой буквы U с внутренним диаметром 38 мм. Закрытый конец такой трубы можно было поднимать и опускать, тем самым создавая любой угол наклона от 0° до $\pm 90^\circ$. Длина каждого рукава трубы составляла 17 м, из них 6,7 м приходилось на вход, а 9,75 м — на отрезки с восходящим и нисходящим потоком. Часть стенки обоих рукавов трубы была прозрачной, чтобы можно было вести наблюдения за режимами потока и замерять объемное содержание жидкости с помощью емкостных датчиков. В качестве экспериментальных флюидов использовались воздух и керосин (либо смазочное масло). Было проведено около 1 000 замеров перепада давления и более 1 500 замеров объемного содержания при различных дебитах газа и жидкости.

Прогнозирование режимов потока. Для каждой фазы нефти были построены карты режимов потока, где в качестве координат выступали логарифмы от показателей скорости газа и жидкости (они являются безразмерными величинами). На каждой карте указали границы режимов потока. Затем для этих кривых подобрали соответствующие им нелинейные уравнения регрессии. Из них два относятся к восходящему потоку. Как оказалось, граница между пузырьковым и пробковым режимами потока является линейной и составляет с осью угол 45° . Для ее описания лучше всего подходит интерполяция (4.128)

$$N_{LvB/S} = 10^x, \quad (4.128)$$

где

$$x = \lg N_{gv} + 0,940 + 0,074 \sin \theta - 0,855 \sin^2 \theta + 3,695 N_L. \quad (4.129)$$

Граница между пробковым/(кольцевым/эмульсионным) режимами потока описывается одинаково для горизонтального, нисходящего и восходящего потоков при любом

угле наклона. На смещение границы режимов потока значительное влияние оказывает вязкость жидкости. Увеличение вязкости жидкости ускоряет переход из пробкового в кольцевой/эмульсионный режим. Данный переход описывается уравнением (4.130):

$$N_{gvS/M} = 10^{(1,401 - 2,694N_L + 0,521N_{Lv}^{0,329})}. \quad (4.130)$$

В нисходящем и горизонтальном потоках переход из пузырькового в пробковый режим описывается следующим образом:

$$N_{gvB/S} = 10^y, \quad (4.131)$$

где

$$y = 0,431 - 3,003N_L - 1,138(\lg N_{Lv}) \sin \theta - 0,429(\lg N_{Lv})^2 \sin \theta + 1,132 \sin \theta. \quad (4.132)$$

Смена режимов потока описывается группой кривых, каждая из которых соответствует своим значениям угла наклона и вязкости жидкости. Для горизонтального потока такая зависимость наблюдается исключительно от вязкости и соответственно изображается в виде прямой вертикальной линии.

Для определения границы режимов для нисходящего, а также горизонтального расслоенного потока используется уравнение

$$N_{LvSt} = 10^z, \quad (4.133)$$

где

$$z = 0,321 - 0,017N_{gv} - 4,267 \sin \theta - 2,972N_L - 0,033(\lg N_{gv})^2 - 3,925 \sin^2 \theta. \quad (4.134)$$

В нисходящем потоке при высоких дебитах жидкой фазы переход из пузырькового в пробковый режим происходит в том случае, когда скорость газа увеличивается, а скорость жидкости остается неизменной. При низких дебитах переход из пузырькового в расслоенный режим потока происходит, когда угол наклона ниже -30° . При углах наклона от 0° до -30° и низких дебитах жидкой фазы пузырьковый режим не наблюдается.

На рис. 4.19 приведена схема определения режима потока. Индексами *BS*, *SM* и *ST* на рис. 4.19 и в уравнениях (4.128), (4.130), (4.131) и (4.133) отмечены параметры, соответствующие переходам из пузырькового в пробковый режим, из пробкового в кольцевой/эмульсионный режим и в расслоенный режим потока.

Прогнозирование объемного содержания жидкости. Получено следующее выражение для объемного содержания жидкости:

$$H_L = \exp[(C_1 + C_2 \sin \theta + C_3 \sin^3 \theta + C_4 N_L^2)(N_{gv}^{C_5} / N_{Lv}^{C_6})]. \quad (4.135)$$

Для уравнения (4.135) предложены три группы коэффициентов (см. таблицу 4.4): одна для восходящего и горизонтального потоков, другая для нисходящего расслоенного потока и третья для других видов нисходящего потока.

Пузырьковый и пробковый режимы потока. Градиент давления для пузырькового и пробкового режимов потока рассчитывается по формуле

$$\frac{dp}{dZ} = \frac{\frac{f \rho_s v_m^2}{2d} + \rho_s g \sin \theta}{1 - E_k}, \quad (4.136)$$

где

$$E_k = \frac{\rho_s v_m v_{Sg}}{p}. \quad (4.137)$$

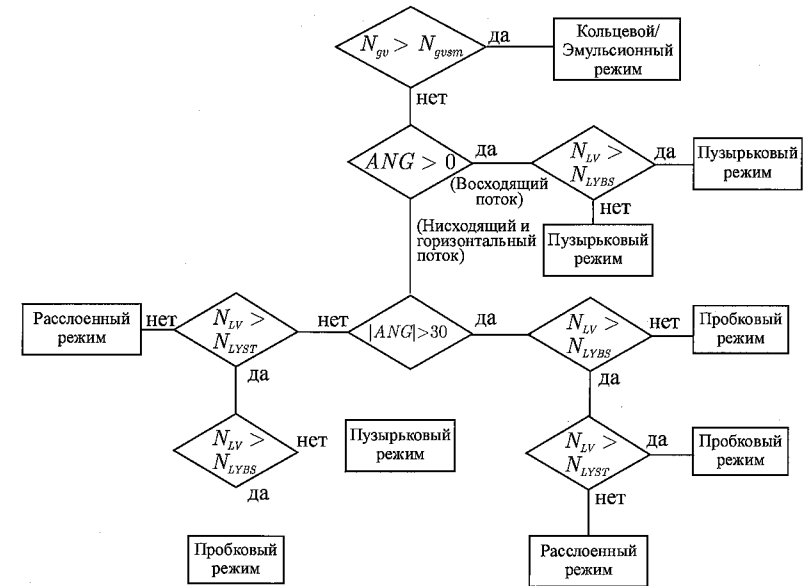


Рис. 4.19. Схема определения переходов между режимами потока по методу Мукерджи и Брилла [12]

Таблица 4.4. Эмпирические коэффициенты для объемного содержания жидкости по методу Мукерджи и Брилла [12]

| | Восходящий поток | Нисходящий расслоенный поток | Другие виды нисходящего потока |
|-------|------------------|------------------------------|--------------------------------|
| C_1 | -0,380113 | -1,330282 | -0,516644 |
| C_2 | 0,129875 | 4,808139 | 0,789805 |
| C_3 | -0,119788 | 4,171584 | 0,551627 |
| C_4 | 2,343227 | 56,262268 | 15,519214 |
| C_5 | 0,475686 | 0,079951 | 0,371771 |
| C_6 | 0,288659 | 0,504887 | 0,393952 |

Коэффициент трения определяют по диаграмме Мууди (рис. 2.2) или уравнению (2.17), в соответствии с заданным значением относительной шероховатости и с учетом числа Рейнольдса:

$$N_{Re} = \frac{\rho_n v_m d}{\mu_n}. \quad (4.138)$$

Значение μ_n находят по уравнению (3.21).

Кольцевой режим потока. Градиент давления для кольцевого режима потока рассчитывается по уравнениям (4.137) и (4.139):

$$\frac{dp}{dZ} = \frac{\frac{f \rho_n v_m^2}{2d} + \rho_s g \sin \theta}{1 - E_k}. \quad (4.139)$$

Мукерджи и Брилл получили эмпирическое выражение для коэффициента трения с учетом объемного содержания жидкости. Сначала по уравнению (4.135) необходимо рассчитать объемное содержание жидкости, подобрав по таблице 4.4 подходящие коэффициенты. Далее надо найти отношение значений объемного содержания жидкости

$$H_R = \frac{\lambda_L}{H_L} \quad (4.140)$$

и подобрать по таблице 4.5 соответствующий ему относительный коэффициент трения f_R . Значение коэффициента трения без учета эффекта проскальзывания f_n находят по диаграмме Муди (рис. 2.2) или уравнению (2.17), подставляя в него необходимое значение относительной шероховатости трубы и числа Рейнольдса, рассчитанного по уравнению (4.138). Тогда

$$f = f_n(f_R). \quad (4.141)$$

Таблица 4.5. Относительные коэффициенты трения для кольцевого режима потока по методу Мукерджи и Брилла [12]

| | | | | | | | | |
|-------|------|------|------|------|------|------|------|-------|
| f_R | 1,00 | 0,98 | 1,20 | 1,25 | 1,30 | 1,25 | 1,00 | 1,00 |
| H_R | 0,01 | 0,20 | 0,30 | 0,40 | 0,50 | 0,70 | 1,00 | 10,00 |

Расслоенный режим потока. Как правило, расслоенный режим потока наблюдается в горизонтальных либо сильно наклоненных скважинах. Для расчета градиента давления Мукерджи и Брилл применяют метод раздельного или двухфлюидного потока. Рис. 4.20 иллюстрирует схему течения.

Уравнения импульса установившегося потока газа и жидкости имеют вид (4.142) и (4.143) соответственно:

$$A_g \frac{dp}{dL} = -(\tau_{wg} P_g + \tau_i W_i) - \rho_g A_g g \sin \theta \quad (4.142)$$

и

$$A_L \frac{dp}{dL} = -(\tau_{wL} P_L + \tau_i W_i) - \rho_L A_L g \sin \theta. \quad (4.143)$$

Для расчета градиента давления можно использовать любое из этих уравнений; Мукерджи и Брилл применяют первое. Чтобы устранить влияние межфазных сил в трубах большого диаметра, в дополнение к уравнениям (4.142) и (4.143) записывается суммарное уравнение для смеси:

$$A \frac{dp}{dL} = -(\tau_{wL} P_L + \tau_{wg} P_g) - (\rho_L A_L + \rho_g A_g) g \sin \theta. \quad (4.144)$$

В предположении, что объемное содержание жидкости в расслоенном режиме потока невелико (а поэтому и значение W_i оказывается меньше, чем P_g) уравнение (4.142) сводится к виду:

$$\frac{dp}{dL} = -\tau_{wg} \frac{P_g}{A_g} - \rho_g g \sin \theta. \quad (4.145)$$

По рис. 4.20 можно сказать, что с геометрической точки зрения параметры δ , A_L , A_g , P_L и P_g должны зависеть от значений h_L и d . Действительно,

$$\delta = 2 \cos^{-1} \left(1 - 2 \frac{h_L}{d} \right), \quad (4.146)$$

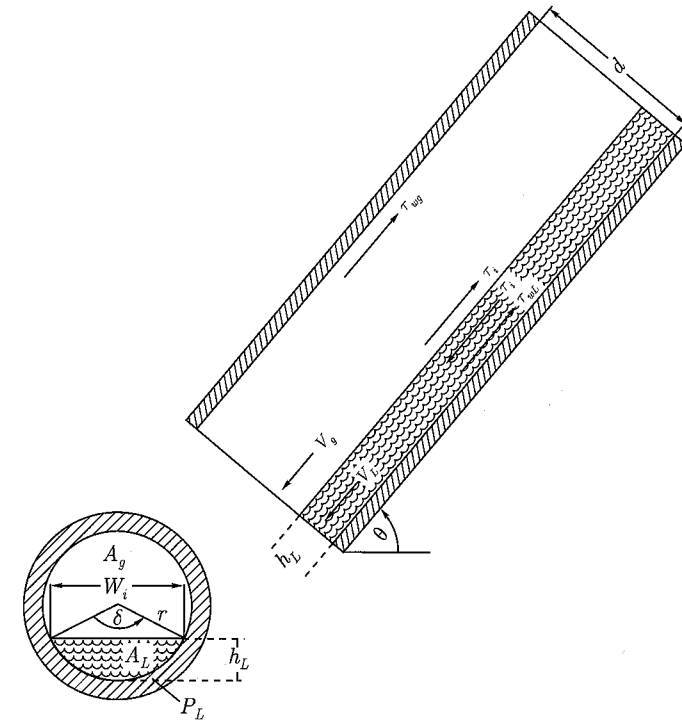


Рис. 4.20. Контрольный объем для расслоенного режима потока [12]

$$H_L = \left(\frac{A_L}{A} \right) = \frac{1}{2\pi} (\delta - \sin \delta), \quad (4.147)$$

$$P = P_L + P_g \quad (4.148)$$

и

$$P_g = \left(1 - \frac{\delta}{2\pi} \right) P, \quad (4.149)$$

где значение угла δ выражено в радианах. Гидравлические диаметры, рассчитанные для областей течения газовой и жидкой фаз, определяются следующим образом:

$$d_{hg} = d \frac{[2\pi - (\delta - \sin \delta)]}{2\pi - \delta + 2 \sin \frac{\delta}{2}} \quad (4.150)$$

и

$$d_{hL} = d \frac{(\delta - \sin \delta)}{\delta + 2 \sin \frac{\delta}{2}}. \quad (4.151)$$

Говьер и Азиз [23] предложили метод расчета силы касательного напряжения на стенке трубы. Для этого учитывается то обстоятельство, что поток в трубе в области, занятой конкретной фазой, по сути, является однофазным. Тогда касательное напряжение в этих областях на стенке трубы можно вычислять соответственно по жидкости

и по газу:

$$\tau_{hL} = \frac{f_L \rho_L v_L^2}{2g} \quad (4.152)$$

и

$$\tau_{hg} = \frac{f_g \rho_g v_g^2}{2g}. \quad (4.153)$$

Значения коэффициентов трения f_L и f_g находят по диаграмме Мууди для чисел Рейнольдса:

$$N_{ReL} = \frac{\rho_L v_L d_{hL}}{\mu_L}, \quad (4.154)$$

$$N_{Reg} = \frac{\rho_g v_g d_{hg}}{\mu_g}, \quad (4.155)$$

$$v_L = \frac{v_{SL}}{H_L} \quad (4.156)$$

и

$$v_g = \frac{v_{Sg}}{1 - H_L}. \quad (4.157)$$

Чтобы рассчитать градиент давления для расслоенного режима потока, необходимо действовать следующим образом:

1. По уравнению (4.135) вычислить H_L .
2. Найти значение δ . Для этого итерационно решают уравнение (4.147), взяв в качестве начального значения δ величину 0,001. По уравнению (4.147) рассчитывают A_L .
3. Из формулы (4.146) находят отношение h_L/d , а по уравнениям (4.150) и (4.151) — значения d_{hg} и d_{hL} .
4. Зная δ и P , с помощью уравнений (4.148) и (4.149) находят значения P_g и P_L .
5. По уравнениям (4.152) и (4.153) рассчитывают τ_{wL} и τ_{wg} .
6. Вычисляют градиент давления по уравнению (4.144) для труб большого диаметра или по уравнению (4.145) для труб меньшего диаметра.

Пример 4.8. Расчет вертикального градиента давления по методу Мукерджи и Брилла на основе данных многофазного потока из примера 3.2.

Известны следующие параметры:

$$\begin{aligned} \mu_o &= 0,97 \text{ сП} = 0,97 \cdot 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}, \\ \delta_o &= 8,41 \text{ мН/м} = 8,41 \cdot 10^{-3} \text{ кг/с}^2, \\ \mu_g &= 0,016 \text{ сП} = 0,016 \cdot 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}, \\ \varepsilon &= 18,288 \cdot 10^{-6} \text{ м}. \end{aligned}$$

1. Установим режим потока.

По уравнению (4.109) определим

$$N_{gvS/M} = 10^{(1,401 - 2,694(0,0118) + 0,521(11,87)^{0,329})} = 350,8.$$

Поскольку $N_{gv} = 11,54 < 350,8$, режим потока не является кольцевым/эмульсионным. Угол $> 0^\circ$, следовательно, применяем уравнения (4.128) и (4.129):

$$x = \lg(11,54) + 0,940 + 0,074 \sin(90^\circ) - 0,855 \sin^2(90^\circ) + 3,695(0,0118) = 1,2648,$$

$$N_{LvB/S} = 10^{1,2648} = 18,40.$$

Поскольку $N_{Lv} = 11,87 < 18,4$, будет наблюдаться пробковый режим потока.

2. Рассчитаем объемное содержание жидкости.

Используем в уравнении (4.135) коэффициенты для восходящего потока:

$$\begin{aligned} H_L = \exp \left\{ [-0,3801 + (0,1299) \sin(90^\circ) + (-0,1198 \sin^2(90^\circ)) + \right. \\ \left. + (2,343)(0,0118)^2 \right] \frac{(11,54)^{0,4757}}{(11,87)^{0,2887}} \Big\} = 0,560. \end{aligned}$$

3. Вычислим коэффициент трения.

По уравнению (4.138) находим

$$N_{Re} = \frac{(434,1)(2,39)(0,152)}{(0,5 \cdot 10^{-3})} = 3,15 \cdot 10^5.$$

По рис. 3.3 и значению $\varepsilon/d = 0,00012$ устанавливаем, что $f = 0,0155$.

4. Рассчитаем градиент давления:

$$\begin{aligned} \frac{dp}{dZ} &= \frac{(0,0155)[(762,64)(0,56) + (94,19)(0,44)](2,39)^2}{(2)(9,8)(0,152)} + \\ &+ [(762,64)(0,56) + (94,19)(0,44)](\sin(90^\circ)) \frac{(9,8)}{(9,8)} = \\ &= 13,84 + 468,52 = 482,36 \text{ (кг/м}^3\text{)} = 0,04724 \text{ (бар/м)}. \end{aligned}$$

4.2.2. Механистические модели

Большинство механистических моделей, используемых для прогнозирования характеристик двухфазного потока в трубах, строятся лишь для определения отдельных параметров, таких как режим потока, толщина пленки или скорость подъема пузырька по столбу жидкости. Отметим, что существует несколько методов прогнозирования характеристик потока для отдельно взятых режимов, однако в данной монографии уделяется внимание лишь тем методам, которые применимы для всех режимов течения. В частности, будут описаны методы Анзари и др. [24], Хасана и Кабира [25–27]. В первую очередь данные модели позволяют установить режим течения, а затем рассчитать параметры потока, учитывая характерные для предсказанного режима особенности.

В настоящий момент готовятся к публикации еще две работы, посвященные разработке механистических моделей [28, 29], эти работы не описаны в данной монографии. К тому же существует две коммерческие компьютерные программы OLGA и TASCITE, включающие в себя собственные механистические модели. Они также не будут рассмотрены в этой книге.

Метод Анзари и др. Анзари с соавторами [24] разработали полноценную механистическую модель для вертикального восходящего двухфазного потока. Исследования проводились в университете Талса (TUFP) в рамках проекта по изучению потока флюидов. В рассматриваемом методе не учитывается угол наклона скважины, хотя в общем случае уравнения градиента давления можно применять и для наклонных скважин. Все примеры и уравнения в рамках данного метода представлены в системе единиц СИ.

Прогнозирование режима потока. Основную работу, связанную с механистическим моделированием переходных режимов двухфазного восходящего потока, провели Тейтель и др. [30]. Было выделено четыре основных режима потока (пузырьковый, пробковый, эмульсионный и кольцевой), представленных на рис. 4.21, и предложен расчет переходных границ между ними.

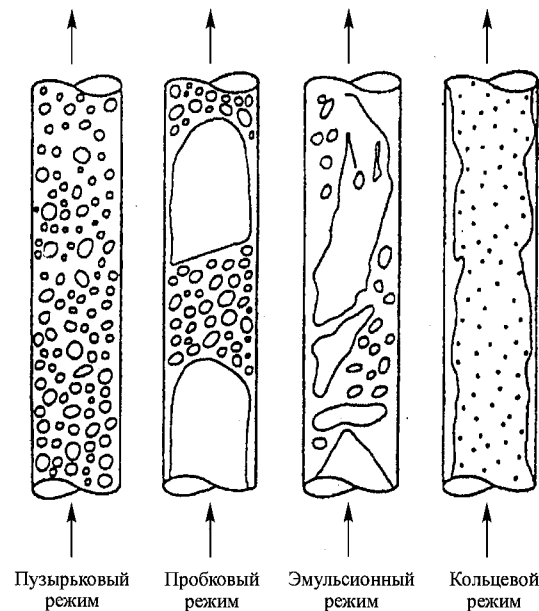


Рис. 4.21. Режимы восходящего двухфазного потока [30]. (Приводятся с разрешения Американского Института Инженеров-химиков)

Барни и др. [31] модифицировали модель Тейтеля применительно к наклонному потоку. Барни [32] объединил все модели, предназначенные для прогнозирования режимов наклонного потока, в единую модель. На основе этой обобщенной модели можно определять тип течения путем расчета переходных границ между пузырьковым, пробковым и кольцевым режимами.

Переход из пузырькового в пробковый режим. Тейтель и др. определили минимальный диаметр, при котором возможен пузырьковый режим потока:

$$d_{min} = 19,01 \left[\frac{(\rho_L - \rho_g)\sigma_L}{\rho_L^2 g} \right]^{1/2} \quad (4.158)$$

В трубах большого диаметра переход из пузырькового режима потока в пробковый происходит при слиянии небольших пузырьков газа в большие пузырьки Тейлора [15].

Это было установлено экспериментальным путем, при этом истинное объемное паросодержание составляло 0,25. Процесс перехода в этом случае можно установить по соотношению приведенных скоростей газа и жидкости и скорости проскальзывания:

$$v_{Sg} = 0,25v_s + 0,333v_{SL}, \quad (4.159)$$

где v_s — скорость проскальзывания или скорость подъема пузырька, которая по методу Хармати [33] равна

$$v_s = 1,53 \left[\frac{g\sigma_L(\rho_L - \rho_g)}{\rho_L^2} \right]^{1/4} \quad (4.160)$$

На рис. 4.22 граница, отвечающая переходу из пузырькового в пробковый режим потока в трубах большого диаметра, отмечена буквой «В».

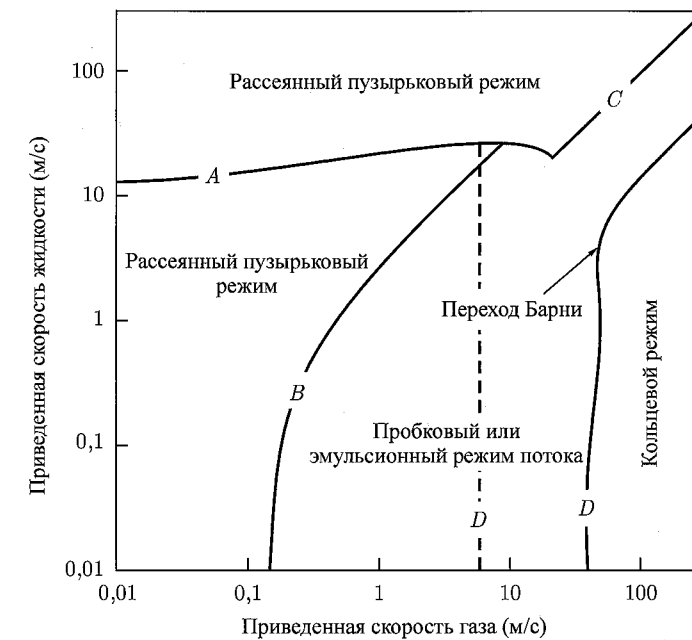


Рис. 4.22. Типичная для скважин карта режимов потока

При высоких дебитах жидкости турбулентность потока приводит к дроблению больших пузырьков на более мелкие даже в том случае, когда истинное объемное паросодержание превышает 0,25. В этом случае переход к рассеянному пузырьковому режиму потока описывается уравнением Барни [32]:

$$2 \left[\frac{0,4\sigma_L}{(\rho_L - \rho_g)g} \right]^{1/2} \left(\frac{\rho_L}{\sigma_L} \right)^{3/5} \left(\frac{f}{2d} \right)^{2/5} (v_{SL} + v_{Sg})^{1,2} = 0,725 + 4,15 \left(\frac{v_{Sg}}{v_{Sg} + v_{SL}} \right)^{0,5} \quad (4.161)$$

Значение f определяют по диаграмме Му迪 (рис. 2.2), для этого число Рейнольдса берут без учета эффекта проскальзывания. На рис. 4.22 переходу из пузырькового в пробко-

вый режим потока при высоких дебитах жидкой фазы отвечает кривая, обозначенная буквой «А».

При высоких скоростях газа такой переход происходит вследствие максимального уплотнения пузырьков и их слияния. Скотт и Коуба [34] пришли к выводу, что истинное объемное паросодержание при этом составляет 0,76. Переход из рассеянного пузырькового режима (обозначенного буквой «С» на рис. 4.22) описывается соотношением, не учитывающим эффект проскальзывания:

$$v_{sg} = 3,17v_{SL}. \quad (4.162)$$

Переход в кольцевой режим потока. Критерием перехода к кольцевому режиму потока отчасти является скорость газовой фазы, от которой зависит поведение капель жидкости, захваченных газом. Переход описывается уравнением

$$v_{sg} = 3,1 \left[\frac{g\sigma_L(\rho_L - \rho_g)}{\rho_g^2} \right]^{1/4}, \quad (4.163)$$

на рис. 4.22 этому переходу отвечает кривая, обозначенная буквой «D» (слева).

Барни [32] предложил использовать дополнительный критерий перехода, который бы учитывал влияние пленки. Если пленка имеет достаточно большую толщину, то при высоких дебитах жидкой фазы она затормаживает продвижение ядра газа. Если же пленка является нестабильной, то при низких дебитах жидкости она начинает двигаться по направлению вниз. Явление закупорки потока связано с тем, что уже при небольшом объемном содержании жидкой фазы формируется пробка жидкости. Если H_{LF} — это часть поперечного сечения трубы, занятая пленкой жидкости (без учета капелек жидкости в газовом ядре), тогда в этом случае справедливо соотношение

$$H_{LF} > 0,12. \quad (4.164)$$

Чтобы сделать поправку на эффект проникновения жидкости в газовое ядро в виде капелек, уравнение (4.164) модифицировали следующим образом:

$$\left(H_{LF} + \lambda_{LC} \frac{Ac}{A} \right) > 0,12, \quad (4.165)$$

где значение H_{LF} является функцией относительной толщины пленки, $\delta = \delta/d$, то есть $H_{LF} = 4\delta(1 - \delta)$. Относительную толщину пленки можно рассчитать исходя из комбинированного уравнения сохранения импульса:

$$Y_M = \frac{Z}{(1 - H_{LF})^{2,5} H_{LF}} - \frac{1}{H_{LF}^3} X_M^2. \quad (4.166)$$

Значение Z определяют по уравнению (4.221) или (4.222). Локхарт и Мартинелли [35] модифицировали параметры X_M и Y_M [36]:

$$X_M = \sqrt{\frac{B(dp/dL)_{SL}}{(dp/dL)_{SC}}}, \quad (4.167)$$

$$Y_M = \frac{g \sin \theta (\rho_L - \rho_G)}{(dp/dL)_{SC}}, \quad (4.168)$$

где $B = (1 - F_E)^2 (f_F/f_{SL})$. Расчет остальных параметров описан с помощью модели кольцевого режима потока. Нестабильность пленки также можно выразить через соотношение модифицированных параметров [36] Локхарта и Мартинелли [35]:

$$Y_M = \frac{2 - 1,5H_{LF}}{H_{LF}^3(1 - 1,5H_{LF})} X_M^2. \quad (4.169)$$

Кольцевой режим наблюдается в том случае, когда условия потока удовлетворяют двум критериям Барни, при этом скорость v_{sg} превышает значение, соответствующее моменту перехода к этому режиму и рассчитываемое по уравнению (4.163). Выполнение первого критерия кольцевого режима потока проверяют из условия (4.165). Если установлено, что режим потока кольцевой, то на основе уравнения (4.169) необходимо рассчитать δ_{min} . В том случае, когда полученное значение δ_{min} превышает δ , удовлетворяется второй критерий кольцевого режима. Заметим, что для нахождения δ_{min} из уравнения (4.169) можно применить методику Ньютона–Рафсона. Для этого уравнение (4.169) преобразовывают следующим образом:

$$F(\delta_{min}) = Y_M - \frac{2 - 1,5H_{LF}}{H_{LF}^3(1 - 1,5H_{LF})} X_M^2 \quad (4.170)$$

и

$$F'(\delta_{min}) = \frac{1,5H_{LF}' X_M^2}{H_{LF}^3(1 - 1,5H_{LF})} + \frac{(2 - 1,5H_{LF}) X_M^2 H_{LF}' (3 - 5,5H_{LF})}{H_{LF}^3(1 - 1,5H_{LF})}. \quad (4.171)$$

Далее, применяя итерационный подход, можно определить минимальную относительную толщину пленки. В качестве начального значения δ_{min} можно взять число 0,25.

$$\delta_{min j+1} = \delta_{min j} - \frac{F(\delta_{min j})}{F'(\delta_{min j})}. \quad (4.172)$$

На рис. 4.22 переход к кольцевому режиму потока, описанный с помощью критериев Барни с учетом влияния пленки, обозначен буквой «D» (справа).

Прогнозирование характеристик потока. Анзари и др. [24] разработали несколько физических моделей для предсказания характеристик потока в разных режимах. Построены отдельные модели для пузырькового, пробкового и кольцевого режимов потока. Собственно для эмульсионного режима, ввиду его сложности, модели не существует, поэтому эмульсионный режим потока рассматривается как часть пробкового.

Модель пузырькового режима потока. Модель пузырькового режима потока разработана под руководством Казтано [37] на основе исследований потока в затрубном пространстве. При создании данной модели рассеянный пузырьковый поток и азрированный поток рассматривались как отдельные режимы.

Вследствие однородного распределения пузырьков газа в жидкости и отсутствия проскальзывания между фазами, рассеянный пузырьковый поток можно считать псевдооднородным. Тогда параметры двухфазного потока выражаются более простыми формулами:

$$\rho_{TP} = \rho_L \lambda_L + \rho_g (1 - \lambda_L), \quad (4.173)$$

$$\mu_{TP} = \mu_L \lambda_L + \mu_g (1 - \lambda_L), \quad (4.174)$$

$$v_{TP} = v_m = v_{SL} + v_{sg}. \quad (4.175)$$

Чтобы учесть эффект проскальзывания в аэрированном потоке, скорость подъема пузырьков газа связывают со скоростью смеси. Допуская существование турбулентного течения, можно предполагать, что концентрация поднимающихся пузырьков будет больше в центре трубы, а не около стенок. Тогда скорость проскальзывания можно выразить следующим образом:

$$v_s = v_g - 1,2v_m. \quad (4.176)$$

Ранее мы приводили формулу Хармати [33] для скорости подъема пузырька (уравнение (4.160)). Зубер и Хенч [38] модифицировали ее для потока пузырьков:

$$v_s = 1,53 \left[\frac{g\sigma_L(\rho_L - \rho_g)}{\rho_L^2} \right]^{1/4} H_L^{n'}, \quad (4.177)$$

где значение n' варьируется в зависимости от рассматриваемого случая. Анзари и др. [24] пришли к выводу, что оптимальным для n' является значение 0,5. Объединяя уравнения (4.176) и (4.177), получаем:

$$1,53 \left[\frac{g\sigma_L(\rho_L - \rho_g)}{\rho_L^2} \right]^{1/4} H_L^{0,5} = \frac{v_{Sg}}{1 - H_L} - 1,2v_m. \quad (4.178)$$

Данное уравнение неявно позволяет вычислить фактическое объемное содержание жидкости в аэрированном потоке. Далее можно рассчитать параметры двухфазного потока:

$$\rho_{TP} = \rho_L h_L + \rho_g(1 - H_L) \quad (4.179)$$

и

$$\mu_{TP} = \mu_L h_L + \mu_g(1 - H_L). \quad (4.180)$$

Градиент давления для рассеянного пузырькового и аэрированного потоков складывается из двух составляющих:

$$\left(\frac{dp}{dL} \right) = \left(\frac{dp}{dL} \right)_{\text{гравит.}} + \left(\frac{dp}{dL} \right)_{\text{трения}}. \quad (4.181)$$

Гравитационная составляющая градиента равна

$$\left(\frac{dp}{dL} \right)_{\text{гравит.}} = \rho_{TP} g \sin \theta. \quad (4.182)$$

Составляющая градиента по трению равна

$$\left(\frac{dp}{dL} \right)_{\text{трения}} = \frac{f_{TP} \rho_{TP} v_{TP}^2}{2d}. \quad (4.183)$$

Значение f_{TP} определяют по диаграмме Мууди (рис. 2.2), при этом число Рейнольдса берут равным

$$N_{ReTP} = \frac{\rho_{TP} v_{TP} d}{\mu_{TP}}. \quad (4.184)$$

Поскольку в пузырьковом потоке доминирует жидкая фаза, которая является относительно несжимаемой, значительного изменения плотности флюидов не происходит. Скорость флюида остается постоянной, поэтому падения давления вследствие ускорения не наблюдается. По сравнению с другими составляющими градиента давления, составляющей по ускорению можно пренебречь.

Модель пробкового режима потока. Первую полноценную физическую модель пробкового режима потока представили Фернандес и др. [39]. Используя корреляцию для истинного объемного паросодержания в пробковом режиме потока, Сильвестер [40] разработал упрощенную версию модели. В обеих моделях предполагается, что пробковый режим потока является полностью установившимся.

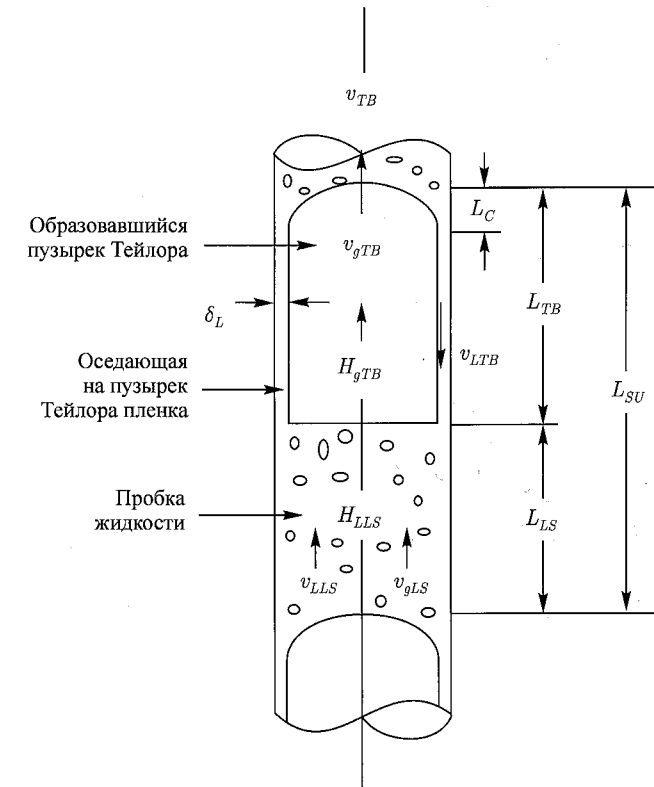


Рис. 4.23. Схематическое изображение пробкового режима потока

Массовый баланс газа и жидкости для образовавшегося блока пробки (рис. 4.23) можно выразить следующим образом:

$$v_{Sg} = \beta v_{gTB}(1 - H_{LTB}) + (1 - \beta)v_{gLS}(1 - H_{LLS}) \quad (4.185)$$

и

$$v_{SL} = (1 - \beta)v_{LLS}H_{LLS} - \beta v_{LTB}H_{LTB}, \quad (4.186)$$

где

$$\beta = \frac{L_{TB}}{L_{SU}}. \quad (4.187)$$

Равномерный процесс образования пузырька Тейлора из жидкости в составе пробки и газа описывается следующими уравнениями баланса масс:

$$(v_{TB} - v_{LLS})H_{LLS} = [v_{TB} - (-v_{LTB})]H_{LTB} \quad (4.188)$$

и

$$(v_{TB} - v_{gLS})(1 - H_{LLS}) = (v_{TB} - v_{gTB})(1 - H_{LTB}). \quad (4.189)$$

Скорость подъема пузырька Тейлора складывается из скорости течения смеси вдоль трубы и скорости подъема пузырька Тейлора в статическом столбе жидкости:

$$v_{TB} = 1,2v_m + 0,35 \left[\frac{gd(\rho_L - \rho_g)}{\rho_L} \right]^{1/2}. \quad (4.190)$$

Аналогично можно выразить скорость пузырьков газа в пробке жидкости:

$$v_{gLS} = 1,2v_m + 1,53 \left[\frac{g\sigma_L(\rho_L - \rho_g)}{\rho_L^2} \right]^{1/4} H_{LLS}^{0,5}. \quad (4.191)$$

Второе слагаемое правой части данного уравнения представляет собой скорость подъема пузырька, которая рассчитывается по уравнению (4.177).

Применяя формулу Броца [41], можно установить скорость окружающей пузырек Тейлора пленки v_{LTB} в зависимости от ее толщины δ_L :

$$v_{LTB} = \sqrt{196,7g\delta_L}, \quad (4.192)$$

где δ_L — это постоянная толщина пленки для окончательно установившегося пробкового режима потока. С геометрической точки зрения скорость v_{LTB} является зависимой от истинного объемного паросодержания в пузырьке Тейлора:

$$v_{LTB} = 9,916[gd(1 - \sqrt{H_{gTB}})]^{1/2}. \quad (4.193)$$

Опираясь на результаты исследований Фернандеса и др. [39], а также Шмидта [42], Сильвестер вывел соотношение для истинного объемного паросодержания в пробке жидкости:

$$H_{gLS} = \frac{v_{Sg}}{0,425 + 2,65v_m}. \quad (4.194)$$

Чтобы найти значения восьми переменных, описывающих модель установившегося пробкового режима потока (β , H_{LTB} , H_{gLS} , v_{gTB} , v_{LTB} , v_{gLS} , v_{LLS} и v_{TB}), необходимо итерационно решить уравнения (4.185), (4.186), (4.188)–(4.191), (4.193) и (4.194). Во и Шохэм [43] предложили объединить эти восемь уравнений алгебраическим образом, чтобы получить одно выражение:

$$(9,916\sqrt{gd})(1 - \sqrt{1 - H_{LTB}})^{0,5}H_{LTB} - v_{TB}(1 - H_{LTB}) + \bar{A} = 0, \quad (4.195)$$

где

$$\bar{A} = H_{gLS}(v_{TB} - v_{gLS}) + v_m. \quad (4.196)$$

Рассчитав по уравнениям (4.190) и (4.194) значения v_{TB} и H_{gLS} , параметр \bar{A} можно определить непосредственно из уравнения (4.196). Чтобы найти значение H_{LTB} , необходимо итерационно решить уравнение (4.195), приравняв левую его часть к $F(H_{LTB})$:

$$F(H_{LTB}) = (9,916\sqrt{gd})(1 - \sqrt{1 - H_{LTB}})^{0,5}H_{LTB} - v_{TB}(1 - H_{LTB}) + \bar{A}. \quad (4.197)$$

Взяв производную по H_{LTB} от данного выражения, получим:

$$F'(H_{LTB}) = v_{TB} + (9,916\sqrt{gd}) \left[(1 - \sqrt{1 - H_{LTB}})^{0,5} + \frac{H_{LTB}}{4\sqrt{1 - H_{LTB}}(1 - \sqrt{1 - H_{LTB}})} \right]. \quad (4.198)$$

К уравнениям (4.197) и (4.198) легко можно применить методику Ньютона–Рафсона и найти значение H_{LTB} . Также Во и Шохэм [43] доказали следующее утверждение: если значение H_{LTB} принадлежит интервалу (0, 1), то данное решение является единственным. То есть

$$H_{LTB_{j+1}} = H_{LTB_j} - \frac{F(H_{LTB_j})}{F'(H_{LTB_j})}. \quad (4.199)$$

Чтобы найти значения всех переменных, описывающих пробковый режим потока, действуют следующим образом:

1. По уравнениям (4.190), (4.191) и (4.194) рассчитывают v_{TB} , v_{gLS} , H_{gLS} .
2. Используя уравнения (4.196)–(4.199), определяют значение H_{LTB} . В качестве начального значения H_{LTB} лучше брать число 0,15.
3. По уравнению (4.193) вычисляют v_{LTB} , при этом учитывая, что $H_{gTB} = 1 - H_{LTB}$.
4. Из (4.188) вычисляют v_{LLS} , при этом учитывая, что $H_{LLS} = 1 - H_{gLS}$.
5. По уравнению (4.189) рассчитывают v_{gTB} .
6. Определяют значение β по уравнению (4.185) или (4.186).
7. Принимая, что $L_{LS} = 30d$, и подставляя полученное значение β в уравнение (4.187), находят значения L_{SU} и L_{TB} .
8. Используя формулу (4.191), находят значение v_{gLS} .

Для установившегося пробкового режима потока гравитационная составляющая градиента давления в пробке жидкости равна:

$$\left(\frac{dp}{dL} \right)_{\text{гравит.}} = [(1 - \beta)\rho_{LS} + \beta\rho_g]g \sin \theta, \quad (4.200)$$

где

$$\rho_{LS} = \rho_L H_{LLS} + \rho_g(1 - H_{LLS}). \quad (4.201)$$

При этом предполагалось, что пленка жидкости вокруг пузырька Тейлора не влияет на гравитационную составляющую градиента давления. Падение давления, вызванное трением, происходит только в пробке жидкости, поэтому потерями давления на трение около пузырька Тейлора можно пренебречь. Таким образом, составляющую градиента давления по трению можно рассчитать по формуле

$$\left(\frac{dp}{dL} \right)_{\text{трения}} = \frac{f_{LS}\rho_{LS}v_m^2}{2d}(1 - \beta). \quad (4.202)$$

Значение f_{LS} определяют по диаграмме Мууди (рис. 2.2), для этого число Рейнольдса берут равным

$$N_{ReLS} = \frac{\rho_{LS} v_m d}{\mu_{LS}}. \quad (4.203)$$

Анзари и др. [24] пришли к выводу, что для установившегося пробкового режима потока составляющей градиента давления по ускорению можно пренебречь.

Исследуя процессы перехода из одного режима потока в другой, МакКуиллан и Уэлли [44] разработали концепцию развивающегося пробкового режима. В этом случае верхняя полусферическая часть пузырька Тейлора составляет большую часть его размера, а пленка вокруг него имеет переменную толщину. Анзари и др. разработали подробную модель с описанием сложных уравнений, предназначенных для прогнозирования характеристик развивающегося пробкового режима потока. Барни [45], в свою очередь, утверждает, что невозможно определить границы развивающегося пробкового режима потока, поскольку при прогнозировании перепада давления допускаются существенные ошибки. Однако глубина добывающих скважин настолько велика, что, если рассматривать пробковый режим потока как установившийся, это не повлечет за собой серьезных ошибок. Поэтому в данной монографии мы не будем останавливаться на особенностях развивающегося пробкового режима потока.

Модель кольцевого режима потока. Уоллис [18] исследовал гидродинамику кольцевого режима потока, в результате чего разработал классические корреляции, описывающие межфазное трение и процесс захвата газом капелек жидкости в зависимости от толщины пленки. Хьюитт и Холл-Тейлор [46] подробно проанализировали все явления, характерные для кольцевого режима потока. Все последующие модели построены на основе их метода.

На рис. 4.24 схематично изображен установившийся кольцевой режим потока. Применяя закон сохранения импульса отдельно для пленки и газового ядра, получаем следующие соотношения:

$$A_C \left(\frac{dp}{dL} \right)_C - \tau_i S_i - \rho_C A_C g \sin \theta = 0 \quad (4.204)$$

и

$$A_F \left(\frac{dp}{dL} \right)_F + \tau_i S_i - \tau_F S_F - \rho_L A_F g \sin \theta = 0. \quad (4.205)$$

Считается, что газовое ядро состоит из однородной смеси газа и захваченных капелек жидкости, которые движутся со скоростью газового ядра. Таким образом,

$$\rho_C = \rho_L \lambda_{LC} + \rho_g (1 - \lambda_{LC}), \quad (4.206)$$

где

$$\lambda_{LC} = \frac{F_E v_{SL}}{F_E v_{SL} + v_{Sg}}. \quad (4.207)$$

Здесь F_E — часть общего объема жидкости, захваченная потоком газа. Ее значение Уоллис [18] установил опытным путем:

$$F_E = 1 - \exp[-0,125(v_{\text{критич.}} - 1,5)], \quad (4.208)$$

где

$$v_{\text{критич.}} = 10000 \frac{v_{Sg} \mu_g}{\sigma_L} \left(\frac{\rho_g}{\rho_L} \right)^{1/2}. \quad (4.209)$$

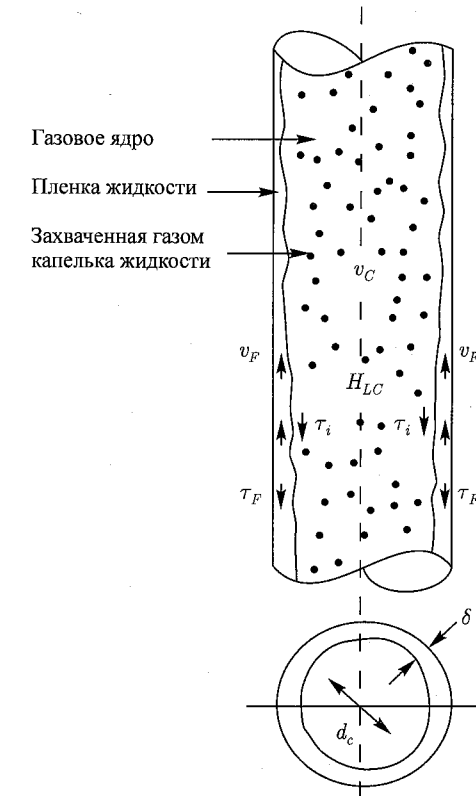


Рис. 4.24. Схематичное изображение кольцевого режима потока

Сила касательного напряжения в пленке равна

$$\tau_F = f_F \rho_L \frac{v_F^2}{8}. \quad (4.210)$$

Значение f_F определяют по диаграмме Мууди (рис. 2.2), для этого число Рейнольдса берут равным

$$N_{ReF} = \frac{\rho_L v_F d_{HF}}{\mu_L}, \quad (4.211)$$

где

$$v_F = \frac{q_L (1 - F_E)}{A_F} = \frac{v_{SL} (1 - F_E)}{4\delta(1 - \delta)} \quad (4.212)$$

и

$$d_{HF} = 4\delta(1 - \delta)d. \quad (4.213)$$

Получаем

$$\tau_F = \frac{f_F}{8} (1 - F_E)^2 \rho_L \left[\frac{v_{SL}}{4\delta(1 - \delta)} \right]^2. \quad (4.214)$$

Уравнение (4.124) сводится к виду:

$$\tau_F = \frac{d}{4} \frac{(1-f_F)^2}{[4\delta(1-\delta)]^2} \frac{f_F}{f_{SL}} \left(\frac{dp}{dL} \right)_{SL} \quad (4.215)$$

Составляющую градиента давления, обусловленную трением, для жидкой фазы рассчитывают по формуле

$$\left(\frac{dp}{dL} \right)_{SL} = \frac{f_{SL} \rho_L v_{SL}^2}{2d}, \quad (4.216)$$

где f_{SL} — коэффициент трения, зависящий от приведенной скорости жидкости. Его значение получают по диаграмме Мууди (рис. 2.2), для числа Рейнольдса

$$N_{ReSL} = \frac{\rho_L v_{SL} d}{\mu_L}. \quad (4.217)$$

Сила касательного напряжения между фазами равна

$$\tau_i = \frac{f_i \rho_C v_C^2}{8}, \quad (4.218)$$

где

$$v_C = \frac{v_{SC}}{(1-2\delta)^2} \quad (4.219)$$

и

$$f_i = f_{SC} Z. \quad (4.220)$$

Здесь Z — это коэффициент, связывающий силу межфазного трения с толщиной пленки. Тестируя данную модель, Анзари и др. пришли к выводу, что в случае малой толщины пленки или при интенсивном захвате газом капелек жидкости лучше всего рассчитывать значение Z по методу Уоллиса. Если же толщина пленки достаточно большая или захват капелек жидкости незначителен, значение Z необходимо определять по методу Уэлли и Хьюитта [47]. То есть

$$Z = 1 + 300\delta, \quad \text{если } F_E > 0,9, \quad (4.221)$$

и

$$Z = 1 + 24 \left(\frac{\rho_L}{\rho_g} \right)^{1/3} \delta, \quad \text{если } F_E < 0,9. \quad (4.222)$$

Объединяя уравнения (4.218)–(4.220), получаем:

$$\tau_i = \frac{d}{4} \frac{Z}{(1-2\delta)^4} \left(\frac{dp}{dL} \right)_{SC}. \quad (4.223)$$

Составляющую градиента давления по трению для газового ядра рассчитывают по формуле

$$\left(\frac{dp}{dL} \right)_{SC} = \frac{f_{SC} \rho_C v_{SC}^2}{2d}. \quad (4.224)$$

Значение f_{SC} определяют по диаграмме Мууди (рис. 2.2), для этого число Рейнольдса берут равным

$$N_{ReSC} = \frac{\rho_C v_{SC} d}{\mu_{SC}}, \quad (4.225)$$

где

$$v_{SC} = F_E v_{SL} + v_{Sg} \quad (4.226)$$

и

$$\mu_{SC} = \mu_L \lambda_{LC} + m u_g (1 - \lambda_{LC}). \quad (4.227)$$

Если в уравнения (4.204) и (4.205) вместо неизвестных параметров подставить вышеописанные замыкающие выражения, то получим следующие уравнения для градиента давления в кольцевом режиме потока:

$$\left(\frac{dp}{dL} \right)_C = \frac{Z}{(1-2\delta)^5} \left(\frac{dp}{dL} \right)_{SC} + \rho_C g \sin \theta, \quad (4.228)$$

$$\begin{aligned} \left(\frac{dp}{dL} \right)_F &= \frac{(1-F_E)^2}{64\delta^3(1-\delta)^3} \frac{f_F}{f_{SL}} \left(\frac{dp}{dL} \right)_{SL} - \\ &- \frac{Z}{2\delta(1-\delta)(1-2\delta)^3} \left(\frac{dp}{dL} \right)_{SC} + \rho_L g \sin \theta. \end{aligned} \quad (4.229)$$

Основным неизвестным в уравнениях (4.228) и (4.229) является параметр безразмерной толщины пленки δ . Градиенты давления в пленке и газовом ядре должны быть одинаковыми, поэтому, приравняв уравнения (4.228) и (4.229), получим выражение для определения δ :

$$\begin{aligned} \frac{Z}{4\delta(1-\delta)(1-2\delta)^5} \left(\frac{dp}{dL} \right)_{SC} - (\rho_L - \rho_C) g \sin \theta - \\ - \frac{(1-F_E)^2}{64\delta^3(1-\delta)^3} \frac{f_F}{f_{SL}} \left(\frac{dp}{dL} \right)_{SL} = 0. \end{aligned} \quad (4.230)$$

Чтобы упростить данное уравнение, Анзари и др. применили метод Алвеса и др. [36], в основе которого лежит выделение безразмерных параметров. В дополнение к модифицированным параметрам Локхарта и Мартинелли, X_M и Y_M , которые были описаны выше, Анзари выделил следующие группы безразмерных величин:

$$\phi_C^2 = \frac{(dp/dL)_C - g \rho_C \sin \theta}{(dp/dL)_{SC}} \quad (4.231)$$

и

$$\phi_F^2 = \frac{(dp/dL)_F - g \rho_L \sin \theta}{(dp/dL)_{SL}}. \quad (4.232)$$

Тогда уравнение (4.230) преобразуется к виду:

$$Y_M - \frac{Z}{4\delta(1-\delta)[1-4\delta(1-\delta)]^{2,5}} + \frac{X_M^2}{[4\delta(1-\delta)]^3} = 0. \quad (4.233)$$

Далее, применяя к уравнению (4.233) итерационный подход Ньютона–Рафсона, вычисляют значение δ . Поскольку уравнение (4.233) зависит от δ , то его можно представить

в виде функции $F(\delta)$ и найти производную по δ . Получаем:

$$F'(\delta) = \frac{Z[4(1-2\delta)]}{[4\delta(1-\delta)]^2[1-4\delta(1-\delta)]^{2,5}} - \frac{Z'}{4\delta(1-\delta)[1-4\delta(1-\delta)]^{2,5}} - \frac{2,5Z[4(1-2\delta)]}{4\delta(1-\delta)[1-4\delta(1-\delta)]^{3,5}} - \frac{3X_M^2[4(1-2\delta)]}{[4\delta(1-\delta)]^4}. \quad (4.234)$$

Тогда

$$\delta_{j+1} = \delta_j - \frac{F(\delta_j)}{F'(\delta_j)}. \quad (4.235)$$

Получив значение δ , на основе уравнений (4.228) и (4.229) можно рассчитать безразмерные параметры ϕ_F и ϕ_C :

$$\phi_C^2 = \frac{Z}{(1-2\delta)^5} \quad (4.236)$$

и

$$\phi_F^2 = \frac{(1-F_E)^2}{[1-(1-2\delta)^2]^2} \frac{f_F}{f_{LS}} \times \left\{ \frac{\frac{Z}{(1-2\delta)^5} - Y_M}{\frac{Z}{(1-2\delta)^5} - Y_M[1-(1-2\delta)^2]^2} \right\}. \quad (4.237)$$

Поскольку градиенты давления в пленке и в газовом ядре одинаковы, общий градиент давления можно вычислять по любому из уравнений (4.231) и (4.232). Таким образом:

$$\left(\frac{dp}{dL}\right)_{\text{общ}} = \left(\frac{dp}{dL}\right)_C = \phi_C^2 \left(\frac{dp}{dL}\right)_{SC} + g\rho_C \sin \theta \quad (4.238)$$

или

$$\left(\frac{dp}{dL}\right)_{\text{общ}} = \left(\frac{dp}{dL}\right)_F = \phi_F^2 \left(\frac{dp}{dL}\right)_{SL} + g\rho_L \sin \theta. \quad (4.239)$$

В кольцевом режиме потока составляющей градиента давления по ускорению можно пренебречь. Лопес и Даклер [48] пришли к выводу, что ускорение, возникающее в результате капельного обмена жидкости между пленкой и газовым ядром, очень мало, кроме тех редких случаев, когда достигается высокий дебит жидкости.

Пример 4.9. Расчет вертикального градиента давления по механистической модели Анзари и др. на основе данных для многофазного потока из примера 3.2.

Известны следующие параметры:

$$\begin{aligned} \varepsilon &= 1,83 \cdot 10^{-5} \text{ м}, \\ d &= 0,1524 \text{ м}, \\ v_{SL} &= 1,208 \text{ м/с}, \\ v_{Sg} &= 1,173 \text{ м/с}, \\ \rho_L &= 761,7 \text{ кг/м}^3, \\ \rho_g &= 94,1 \text{ кг/м}^3, \\ \sigma_L &= 8,41 \cdot 10^{-3} \text{ кг/с}^2, \\ \mu_L &= 0,97 \cdot 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}, \\ \mu_g &= 0,016 \cdot 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}. \end{aligned}$$

Определение режима потока

1. Проверим, выполняется ли условие перехода к рассеянному пузырьковому режиму потока (уравнение (4.161)):

$$2 \left[\frac{(0,4)8,41 \cdot 10^{-3}}{(761,7 - 94,1)9,81} \right]^{1/2} \left(\frac{761,7}{8,41 \cdot 10^{-3}} \right)^{3/5} \left[\frac{1,49 \cdot 10^{-2}}{(2)(0,1524)} \right]^{2/5} \times \\ \times (1,208 + 1,173)^{1,2} = 0,725 + 4,15 \left(\frac{1,173}{1,208 + 1,173} \right)^{0,5} = 1,144 \neq 3,636.$$

Следовательно, это не рассеянный пузырьковый режим потока.

2. Проверим, выполняется ли условие перехода к кольцевому режиму потока. Из уравнения (4.163)

$$v_{Sg_{\text{кольц.}}} = 3,1 \left[\frac{(9,8)(8,41 \cdot 10^{-3})(761,7 - 94,1)}{(94,1)^2} \right]^{1/4} = 0,87 \text{ (м/с)}.$$

Поскольку $v_{Sg} = 1,173 > 0,87$, то режим потока кольцевой, однако проверим, выполняется ли критерий перехода Барни. По уравнению (4.209) находим

$$v_{\text{крит.}} = 10\,000 \frac{(1,173)(0,016 \cdot 10^{-3})}{(8,41 \cdot 10^{-3})} \left(\frac{94,1}{761,7} \right)^{0,5} = 7,84 \text{ (м/с)}.$$

Найдем объемную долю захваченных газом капель жидкости по уравнению (4.208):

$$F_E = 1 - \exp[-0,125(7,84 - 1,5)] = 0,547.$$

Из (4.207)

$$\lambda_{LC} = \frac{(0,547)(1,208)}{(0,547)(1,208) + 1,173} = 0,36.$$

Плотность и вязкость флюида в газовом ядре найдем по уравнениям (4.206) и (4.227):

$$\rho_C = (761,7)(0,36) + (94,1)(1 - 0,36) = 334,4 \text{ (кг/м}^3\text{)}$$

и

$$\mu_{SC} = \frac{(0,97)(0,36) + (0,016)(1 - 0,36)}{1\,000} = 0,36 \cdot 10^{-3} \text{ (Па}\cdot\text{с)}.$$

Приведенную скорость газового ядра найдем по уравнению (4.226):

$$v_{SC} = (0,547)(1,208) + 1,173 = 1,834 \text{ (м/с)}.$$

Из уравнения (4.225)

$$N_{ReSC} = \frac{(334,4)(1,834)(0,1524)}{(0,36 \cdot 10^{-3})} = 260\,000,$$

а относительная шероховатость равна

$$\varepsilon/d = \frac{1,83 \cdot 10^{-5}}{0,1524} = 1,2008 \cdot 10^{-4}.$$

Таким образом, установили, что поток является турбулентным.

По рис. 2.2 определяем $f_{SC} = 0,0152$.

По уравнению (4.217) находим число Рейнольдса для пленки жидкости:

$$N_{ReLS} = \frac{(761,7)(1,208)(0,1524)}{(0,97 \cdot 10^{-3})} = 144,565.$$

Учитывая значение относительной шероховатости $1,2008 \cdot 10^{-4}$, по рис. 2.2 устанавливаем, что $f_{SL} = 0,01708$.

На основе уравнений (4.224) и (4.216) рассчитываем градиенты давления для газового ядра и пленки жидкости:

$$\left(\frac{dp}{dL}\right)_{SC} = \frac{(0,0152)(761,7)(1,208)^2}{2(0,1524)} = 56,15 \text{ (Па/м.)}$$

и

$$\left(\frac{dp}{dL}\right)_{SL} = \frac{(0,01708)(334,4)(1,8344)^2}{2(0,1524)} = 62,29 \text{ (Па/м)}$$

Принимая, что $f_F/f_{SL} \approx 1$, находим значения модифицированных параметров Локхарта и Мартинелли (уравнения (4.167) и (4.168)):

$$X_M = \sqrt{(1 - 0,547)^2 \frac{(62,29)}{(56,15)}} = 0,784,$$

$$X_M^2 = 0,228$$

и

$$Y_M = (9,81) \frac{(761,7 - 334,4)}{(56,15)} = 74,65.$$

Поскольку $F_E = 0,547$, необходимо использовать уравнение (4.122):

$$Z = 1 + (24) \left(\frac{741,7}{94,1}\right)^{1/3} \delta = 1 + 48,19\delta.$$

Подставляя в уравнение (4.166) значения X_M , Y_M , Z и $H_{LF} = 4\delta(1 - \delta)$, получаем:

$$74,65 - \frac{1 + 48,19\delta}{4\delta(1 - \delta)[1 - 4\delta(1 - \delta)]^{2,5}} + \frac{1}{[4\delta(1 - \delta)]^3} 0,228 = 0.$$

Из предыдущего уравнения находим, что $\delta \cong 0,1265$. Следовательно, $\delta = (0,134)(0,1524) = 0,0204$ м, а $H_{LF} = (4)(0,1265)(1 - 0,1265) = 0,442$.

Используя критерий (4.165), имеем

$$\left\{ 0,442 + (0,36) \frac{[0,1524 - 2(0,1524)(0,134)]^2}{(0,1524)^2} \right\} > 0,12,$$

$$0,66 > 0,12.$$

Получили верное неравенство. Поскольку объемное содержание жидкости имеет достаточно большое значение, жидкость может закупоривать трубу, значит, кольцевой режим потока невозможен.

3. Проверим, выполняется ли условие существования пузырькового режима потока для $d = 0,1524$ м:

$$d_{min} = 19,01 \left[\frac{(761,7 - 94,1)(8,4 \cdot 10^{-3})}{(761,7)^2(9,81)} \right]^{0,5} = 0,0189 \text{ (м)},$$

$$0,0189 < 0,1524.$$

Следовательно, режим потока может быть пузырьковым.

4. Проверим, выполняется ли условие перехода из пузырькового в пробковый режим потока.

По уравнению (4.160) находим

$$v_s = 1,53 \left[\frac{(9,81)(761,7 - 94,1)(8,41 \cdot 10^{-3})}{(761,7)^2} \right]^{0,25} = 0,151 \text{ (м/с)}.$$

Найдем приведенную скорость жидкости, отвечающую переходу, по уравнению (4.159)

$$v_{SL,t} = 3[1,173 - (0,25)(0,151)(\sin 90^\circ)] = 3,4 \text{ (м/с)}$$

и

$$v_{SL,t} = 3,4 \text{ (м/с)} > v_{SL} = 1,208 \text{ (м/с)}.$$

Следовательно, будет наблюдаться пробковый режим потока.

Моделирование пробкового режима потока

Чтобы рассчитать параметры пробкового режима потока, применим пошаговую процедуру, которая была предложена для пробкового режима потока:

1. По уравнениям (4.190), (4.191) и (4.194) рассчитаем значения v_{TB} , H_{gLS} и v_{gLS} :

$$v_{TB} = (1,2)(2,381) + (0,35) \left[\frac{(9,81)(0,1524)(761,7 - 94,1)}{(761,7)} \right]^{0,5} = 3,258 \text{ (м/с)},$$

$$H_{gLS} = \frac{1,173}{0,425 + (2,65)(2,881)} = 0,1742$$

и

$$v_{gLS} = 1,2(2,381) + (0,151)(0,826)^{0,5} = 2,994 \text{ (м/с)}.$$

2. Используя (4.196)–(4.199), найдем значение H_{LTB} .

В качестве начального значения H_{LTB} возьмем число 0,15:

$$\bar{A} = (0,1742)(3,258 - 2,994) + 2,381 = 2,427,$$

$$F(H_{LTB}) = \left[9,916\sqrt{(9,81)(0,1524)} \right] (1 - \sqrt{1 - 0,15})^{0,5} 0,15 - 3,258(1 - 0,15) + 2,427 = 0,1658,$$

$$F'(H_{LTB}) = 3,258 + \left[9,916\sqrt{(9,81)(0,1524)} \right] \times \left[(1 - \sqrt{1 - 0,15})^{0,5} + \frac{0,15}{4\sqrt{(1 - 0,15)(1 - \sqrt{1 - 0,15})}} \right] = 8,4383,$$

$$H_{LTB} = 0,15 - \frac{0,1658}{8,4383} = 0,13.$$

Полученное значение H_{LTB} принимаем в качестве начального и снова рассчитываем:

$$F(H_{LTB}) = \left[9,916\sqrt{(9,81)(0,1524)} \right] (1 - \sqrt{1 - 0,13})^{0,5} 0,13 - 3,258(1 - 0,13) + 2,427 = 0,00132,$$

$$F'(H_{LTB}) = 3,258 + \left[9,916\sqrt{(9,81)(0,1524)} \right] \times \left[(1 - \sqrt{1 - 0,13})^{0,5} + \frac{0,13}{4\sqrt{(1 - 0,13)(1 - \sqrt{1 - 0,13})}} \right] = 8,031$$

и

$$H_{LTB} = 0,13 - \frac{0,00132}{8,031} = 0,1298.$$

Разница между предположенным и рассчитанным значениями H_{LTB} очень мала. Следовательно, $H_{LTB} \cong 0,13$.

3. Из (4.193) найдем v_{LTB} .

Известно, что $H_{gTB} = 1 - H_{gLS}$. Тогда $H_{gTB} = 1 - 0,13 = 0,87$ и

$$v_{LTB} = 9,916 \left[(9,81)(0,1524)(1 - \sqrt{0,87}) \right]^{0,5} = 3,144 \text{ (м/с)}.$$

4. По (4.188) найдем v_{LLS} .

Известно, что $H_{LLS} = 1 - H_{gLS}$. Тогда $H_{LLS} = 1 - 0,174 = 0,826$,

$$(3,258 - v_{LLS})0,826 = (3,258 + 3,1445)0,13,$$

отсюда $v_{LLS} = 2,25$ м/с.

5. Из уравнения (4.189) найдем v_{gTB} :

$$(3,258 - 2,994)(1 - 0,826) = (3,258 - v_{gTB})(1 - 0,13),$$

отсюда $v_{gTB} = 3,205$ м/с.

6. Из уравнения (4.185) найдем β :

$$1,173 = (1 - \beta)(2,994)(1 - 0,826) + \beta(3,205)(1 - 0,13),$$

и $\beta = 0,287$.

7. Принимая, что $L_{LS} = 30d$, рассчитаем L_{SU} и L_{TB} , используя выражение для β :

$$L_{LS} = 30(0,1524) = 4,57 \text{ (м)},$$

$$(0,287)(4,57) = (1 - 0,287)(L_{TB})$$

и $L_{TB} = 1,84$ м.

8. Рассчитаем гравитационную составляющую градиента давления из (4.200).

Из уравнения (4.201)

$$\rho_{LS} = (761,7)(0,826) + (94,1)(1 - 0,826) = 654,4 \text{ (кг/м}^3\text{)}.$$

Из уравнения (4.200)

$$\left(\frac{dp}{dL} \right)_{\text{гравит.}} = [(1 - 0,287)(654,4) + (0,287)(94,1)](9,81) \sin 90^\circ = 4779,2 \text{ (Па/м)}.$$

9. Рассчитаем составляющую градиента давления по трению:

$$\mu_{LS} = (0,97 \cdot 10^{-3})(0,826) + (0,016 \cdot 10^{-3})(1 - 0,826) = 8,04 \cdot 10^{-4} \text{ (Па} \cdot \text{с)}.$$

Из уравнения (4.203)

$$N_{ReLS} = \frac{(645,4)(2,381)(0,1524)}{(8,04 \cdot 10^{-4})} = 291,284.$$

Поток является турбулентным.

По рис. 2.2 находим, что $\varepsilon/d = 1,2 \cdot 10^{-4}$ и $N_{ReLS} = 291,284$, следовательно, $f_{LS} \cong 0,0166$.

Согласно уравнению (4.202),

$$\left(\frac{dp}{dL} \right)_{\text{трения}} = \frac{(0,0166)(645,4)(2,381)^2}{2(0,1524)}(1 - 0,287) = 142,0 \text{ (Па/м)}.$$

10. Наконец, вычислим общий градиент давления:

$$\left(\frac{dp}{dL} \right)_{\text{общ.}} = 4779,2 + 142,0 = 4921,2 \text{ (Па/м)} = 4,921 \text{ (кПа/м)} = 0,04928 \text{ (бар/м)}.$$

Метод Хасана и Кабира. Еще одну механистическую модель, предназначенную для расчета градиента давления в скважинах, разработали Хасан и Кабир [25–27].

Прогнозирование режима потока. Для моделирования переходов из одного режима потока в другой, Хасан и Кабир использовали подход, аналогичный методу Тейтла и др. [30]. При этом Хасан и Кабир [25, 26] выделили те же четыре режима потока: пузырьковый, пробковый, эмульсионный и кольцевой (см. рис. 4.21).

Переход из пузырькового в пробковый режим. Переход из пузырькового режима потока (когда небольшие пузырьки газа равномерно распределены по сечению трубы) в пробковый (когда пузырьки становятся настолько большими, что полностью занимают поперечное сечение трубы) осуществляется при достижении определенной концентрации пузырьков или их слияния. Более крупные пузырьки, как правило, поднимаются в столбике жидкости по зигзагообразным траекториям, что приводит к столкновению пузырьков и соответственно к постепенному росту их концентрации и образованию еще более крупных пузырьков. При увеличении дебита газа размер пузырьков также возрастает. Хасан и др. [49] пришли к выводу, что переход в пробковый режим происходит при истинном объемном паросодержании, равном 0,25. Если применить концепцию приведенной скорости дрейфа двухфазного потока, то переход можно описать уравнением:

$$v_{sg} = \frac{\sin \theta}{4 - C_o} (C_o v_{SL} + v_s). \quad (4.240)$$

Здесь C_o — это коэффициент расхода, который определяется из условия

$$C_o = \begin{cases} 1,2, & \text{если } d < 0,12 \text{ м или если } v_{SL} > 0,02 \text{ м/с,} \\ 2,0, & \text{если } d > 0,12 \text{ м и если } v_{SL} < 0,02 \text{ м/с.} \end{cases} \quad (4.241)$$

Чтобы найти скорость проскальзывания или скорость подъема пузырька, необходимо воспользоваться уравнением (4.160), предложенным Хармати [33]. Переход в пробковый режим потока происходит в том случае, если приведенная скорость газа превышает

значение предельной скорости подъема небольших пузырьков, получаемой из уравнения (4.240).

Значение этой предельной скорости зависит от свойств флюидов, но не зависит от диаметра трубы. При этом сама скорость подъема пузырька Тейлора [26] *зависит* от диаметра трубы:

$$v_{TB} = 0,35 \sqrt{gd \frac{(\rho_L - \rho_g)}{\rho_L}} \sqrt{\sin \theta (1 + \cos \theta)^{1,2}}. \quad (4.242)$$

При условии, что $v_{TB} > v_s$, пузырек Тейлора вытесняет вверх небольшие пузырьки. Если же $v_{TB} < v_s$, что может наблюдаться в трубах меньшего диаметра, маленькие пузырьки, поднимаясь, скапливаются за пузырьком Тейлора и коагулируются с ним, тем самым увеличивая его размер. В результате осуществляется переход в пробковый режим потока.

Переход в рассеянный режим потока. Если при высоких дебитах жидкости большие пузырьки распадаются на более мелкие, то переход в пробковый режим потока невозможен даже в том случае, когда истинное объемное паросодержание превышает значение 0,25. При этом осуществляется переход в рассеянный режим потока, для которого характерно выполнение равенства

$$v_m^{1,12} = 4,68d^{0,48} \left[\frac{g(\rho_L - \rho_g)}{\sigma_L} \right]^{0,5} \cdot \left(\frac{\sigma_L}{\rho_L} \right)^{0,6} \cdot \left(\frac{\rho_L}{\mu_L} \right)^{0,08}. \quad (4.243)$$

Если истинное объемное паросодержание превышает значение 0,52, то слияние пузырьков неизбежно, после чего происходит переход в пробковый, эмульсионный или кольцевой режим потока.

Переход из пробкового в эмульсионный режим потока. Переход из пробкового в эмульсионный режим потока описывается с помощью модели Барни и Браунера [50, 51]. Барни и Браунер утверждают, что переход осуществляется в том случае, когда истинное объемное паросодержание в пробке жидкости, находящейся позади пузырька Тейлора, становится равным 0,52. Иначе говоря, граница перехода находится там, где скорость смеси v_m остается постоянной, а турбулентность поддерживается на том же уровне, что и в рассеянном пузырьковом потоке.

Переход в кольцевой режим потока. В механистической модели Хасана и Кабира критерием перехода в кольцевой режим потока является выражение, данное в уравнении (4.163). Предполагается, что переход не зависит от дебита жидкости.

Прогнозирование характеристик потока. Общий градиент давления в двухфазном потоке складывается из трех составляющих: гравитационной составляющей $(dp/dL)_{\text{гравит.}}$, составляющей по трению $(dp/dL)_{\text{трения}}$ и ускорению $(dp/dL)_{\text{уск.}}$. То есть

$$\begin{aligned} \left(\frac{dp}{dL} \right)_{\text{общ.}} &= \left(\frac{dp}{dL} \right)_{\text{гравит.}} + \left(\frac{dp}{dL} \right)_{\text{трения}} + \left(\frac{dp}{dL} \right)_{\text{уск.}} = \\ &= \rho_s g \sin \theta + \frac{f v_m^2 \rho_s}{2d} + \rho_s v_m \frac{dv_m}{dL}, \end{aligned} \quad (4.244)$$

где

$$\rho_s = \rho_g (1 - H_L) + \rho_L H_L. \quad (4.245)$$

Составляющей градиента давления по ускорению можно пренебречь во всех режимах, кроме кольцевого. Из уравнения (4.245) видим, что при расчете гравитационной составляющей необходимо очень точно устанавливать объемное содержание жидкости. Именно влияние гравитации доминирует в пузырьковом и пробковом режимах потока. Поскольку все режимы потока отличаются по своей гидродинамике, для каждого режима необходимо специфическим способом рассчитывать объемное содержание жидкости (H_L), реальную плотность смеси (ρ_m) и коэффициент трения (f).

Пузырьковый и рассеянный пузырьковый поток. В пузырьковом и рассеянном пузырьковом потоке объемное содержание жидкости рассчитывается следующим образом:

$$H_L = 1 - \frac{v_s g}{C_o v_m + v_s}. \quad (4.246)$$

Значения C_o и v_s определяют по уравнениям (4.241) и (4.160). Для вычисления общего градиента давления необходимо с помощью формул (4.246)–(4.246) найти значение плотности смеси и подставить его в уравнение (4.244). Если рассматривать многофазную смесь в качестве однородного флюида, то легко рассчитать составляющую градиента давления по трению. Для этого надо определить коэффициент трения по диаграмме Му迪 (рис. 2.2), а число Рейнольдса взять равным

$$N_{Rem} = \frac{\rho_L v_m d}{\mu_L}. \quad (4.247)$$

Такой способ предложили Говьер и Азиз [23]. Они пришли к выводу, что на общее падение давления трение оказывает небольшое влияние, поэтому отношение ρ_m/μ_m можно заменить отношением ρ_L/μ_L .

Пробковый и эмульсионный режимы потока. Уравнение (4.246) можно применить и для пробкового режима потока, только в качестве C_o необходимо взять значение 1,2, а скорость v_s рассчитать по формуле

$$v_s = 0,35 \left(gd \frac{\rho_L - \rho_g}{\rho_L} \right)^{0,5} \sqrt{\sin \theta (1 + \cos \theta)^{1,2}}. \quad (4.248)$$

Первоначально полагали, что для пробкового и эмульсионного режимов потока можно будет использовать одни и те же уравнения. Но вследствие хаотического течения потока, концентрация газа изменяется равномерно, поэтому для эмульсионного режима потока было решено использовать значение C_o , равное 1,15, а для пробкового режима — 1,2. Аналогично пузырьковому режиму потока общий градиент давления в рассматриваемом случае определяют по уравнениям (4.244), (4.246) и (4.248). Несколько сложнее рассчитать составляющую градиента давления по трению, поскольку небольшая часть жидкости в составе пленки, покрывающей пузырек Тейлора, перемещается вниз, тогда как большая часть жидкости поднимается вверх, внутрь пробки. Уоллис [18] предположил, что силой касательного напряжения о стенки вокруг пузырька газа можно пренебречь. Тогда составляющая градиента давления по трению равна

$$\left(\frac{dp}{dL} \right)_{\text{трения}} = \frac{f v_m^2 \rho_L H_L}{2d}. \quad (4.249)$$

При небольших значениях давления произведение $\rho_L H_L$ близко по значению к ρ_m , поэтому составляющие градиента давления по трению в пузырьковом и пробковом режимах потока примерно равны. Хотя величина составляющей градиента по трению мала (10% от общего градиента давления), но ею нельзя пренебрегать. Можно пренебречь влиянием ускорения на общее падение давления.

Кольцевой режим потока. В кольцевом режиме потока можно рассчитывать объемное содержание жидкости лишь в центральной части трубы, а не по всему ее поперечному сечению. Объемное содержание жидкости в газовом ядре λ_{LC} вычисляют по уравнению (4.207). Стин и Уоллис [52] предположили следующее: если пленка жидкости полностью турбулизирована, интенсивность захвата газом капелек жидкости зависит исключительно от критической скорости газа:

$$F_E = \begin{cases} 0,0055 v_{кр.}^{2,86}, & \text{если } v_{кр.} < 4, \\ 0,857 \lg v_{кр.} - 0,20, & \text{если } v_{кр.} > 4. \end{cases} \quad (4.250)$$

Значение $v_{кр.}$ определяют по уравнению (4.209).

В кольцевом режиме потока мелкие капельки жидкости внутри газового ядра движутся со скоростью газа (без проскальзывания), в то время как тонкая пленка жидкости перемещается по стенкам трубы. Таким образом, падение давления, вызванное трением, обусловлено взаимодействием газа с волнистой пленкой жидкости. Трение оказывает большое влияние на общие потери давления в кольцевом режиме потока. Составляющая градиента по трению равна

$$\left(\frac{dp}{dL}\right)_{\text{трения}} = \frac{f_C \rho_C}{2d} \left(\frac{v_{Sg}}{1 - \lambda_{LC}}\right)^2, \quad (4.251)$$

где

$$f_C = 0,046 \left(\frac{\rho_g v_{Sg} d}{\mu_g}\right)^{-0,2} \cdot (1 + 75 \lambda_{LC}) \quad (4.252)$$

и

$$\rho_C = \frac{v_{Sg} \rho_g + v_{SL} \rho_L F_E}{v_{Sg} + v_{SL} F_E}. \quad (4.253)$$

Объемное содержание жидкости в газовом ядре можно рассчитать по методу Уоллиса [18] следующим образом:

$$\lambda_{LC} = (1 + X^{0,8})^{-0,378}, \quad (4.254)$$

где X — это параметр, введенный Локхартом и Мартинелли [35], он выражается через массовую долю газа x_g и свойства флюидов:

$$X = \left(\frac{1 - x_g}{x_g}\right)^{0,9} \cdot \sqrt{\frac{\rho_g}{\rho_L}} \left(\frac{\mu_L}{\mu_g}\right)^{0,1}. \quad (4.255)$$

Значение истинного объемного паросодержания в кольцевом режиме потока определяется по всему сечению трубы, не занятому пленкой жидкости. Отсюда следует, что

при расчете массовой доли газа необходимо учитывать и захваченные газом капельки жидкости.

Пример 4.10. Расчет вертикального градиента давления с использованием механистической модели Хасана и Кабира на основе данных многофазного потока из примера 3.2.

Известны следующие параметры:

$$\begin{aligned} \varepsilon &= 1,83 \cdot 10^{-5} \text{ м}, \\ d &= 0,1524 \text{ м}, \\ v_{SL} &= 1,208 \text{ м/с}, \\ v_{Sg} &= 1,173 \text{ м/с}, \\ \rho_L &= 761,7 \text{ кг/м}^3, \\ \rho_g &= 94,1 \text{ кг/м}^3, \\ \sigma_L &= 8,41 \cdot 10^{-3} \text{ кг/с}^2, \\ \mu_L &= 0,97 \cdot 10^{-3} \text{ Па·с}, \\ \mu_g &= 0,016 \cdot 10^{-3} \text{ Па·с}. \end{aligned}$$

Определение режима потока

1. Проверим, выполняется ли условие перехода из пузырькового в пробковый режим потока (уравнение (4.240)):

$$v_s = 1,53 \left[\frac{(9,81)(8,41 \cdot 10^{-3})(761,7 - 94,1)}{(761,7)^2} \right]^{0,25} = 0,151 \text{ (м/с)},$$

$$C_o = 1,2$$

и

$$v_{SgB/S} = \left(\frac{1}{4 - 1,2}\right) [(1,2)(1,208) + 0,151] = 0,572.$$

Поскольку $v_{Sg} > v_{SgB/S}$, пузырьковый режим потока не будет наблюдаться.

2. Проверим, выполняется ли условие перехода в рассеянный режим потока (уравнение (4.243)):

$$v_m^{1,12} = (4,68)(0,1524)^{0,48} \left[\frac{(9,81)(761,7 - 94,1)}{8,4 \cdot 10^{-3}} \right]^{0,5} \times \left(\frac{8,41 \cdot 10^{-3}}{761,7}\right)^{0,6} \left(\frac{761,7}{0,97 \cdot 10^{-3}}\right),$$

то есть $v_{mDB} = 4,401 > 2,381$. Следовательно, режим потока не будет ни рассеянным, ни эмульсионным. Реализуется пробковый режим.

Моделирование пробкового режима потока

Для пробкового режима потока $C_o = 1,2$.

1. Рассчитаем скорость проскальзывания (уравнение (4.248)):

$$v_s = 0,35 \left[(9,81)(0,1524) \frac{(761,7 - 94,1)}{761,7} \right]^{0,5} \times \sqrt{\sin 90^\circ (1 + \cos 90^\circ)^{1,2}} = 0,401 \text{ (м/с)}.$$

2. На основе уравнений (4.246) и (4.245) определим объемное содержание жидкости и плотность смеси:

$$H_L = 1 - \frac{1,173}{(1,2)(2,38) + 0,401} = 0,64$$

и

$$\rho_s = (761,7)(0,64) + (94,1)(0,36) = 521,4 \text{ (кг/м}^3\text{)}.$$

3. Рассчитаем гравитационную составляющую градиента давления по уравнению (4.244):

$$\left(\frac{dp}{dL}\right)_{\text{гравит.}} = (521,4)(9,81) \sin 90^\circ = 5115 \text{ (Па/м)}.$$

4. Рассчитаем составляющую градиента давления по трению.

Из уравнения (4.247)

$$N_{ReLS} = \frac{(761,7)(2,381)(0,1524)}{(0,97 \cdot 10^{-3})} = 284,942.$$

Поток является турбулентным.

По рис. 2.2 находим, что $\varepsilon/d = 1,2 \cdot 10^{-4}$ и $N_{ReLS} = 284,942$, следовательно, $f_{LS} \cong 0,0166$.

Из уравнения (4.249)

$$\left(\frac{dp}{dL}\right)_{\text{трения}} = \frac{(0,0166)(2,381)^2(761,7)(0,64)}{2(0,1524)} = 150,5 \text{ (Па/м)}.$$

5. Рассчитаем общий градиент давления:

$$\left(\frac{dp}{dL}\right)_{\text{общ.}} = 5115 + 150,5 = 5265,5 \text{ (Па/м)} = 5,266 \text{ (кПа/м)} = 0,05267 \text{ (бар/м)}.$$

4.3. Оценка методов прогнозирования градиента давления в стволе скважины

В разделе 3.7 обсуждался компьютерный алгоритм расчета распределения давления по стволу скважины. Исходная информация для такой задачи включает данные о профиле скважины, информацию о PVT-свойствах флюидов (по давлению, объему и температуре), данные о температурных полях для построения зависимости температуры от глубины; должен быть также предусмотрен метод прогнозирования градиента давления. Каждый блок исходных данных может быть потенциальным источником погрешностей при расчете перепадов давления.

Довольно часто возникают ошибки, связанные с использованием в алгоритме неточной конфигурации профиля наклонной скважины. Бывает, что профиль вообще неизвестен, и тогда характеристики вертикального потока оцениваются неверно.

Расчет PVT-свойств по модели нелетучей нефти, который включает в себя прогнозирование процессов переноса массы, определение физических свойств газа и жидкости, может оказаться неточным применительно к пластовым условиям. Например, расчеты давления насыщения с использованием различных моделей нелетучей нефти могут различаться на 50%. В зависимости от глубины скважин при прогнозировании градиента давления могут возникать ошибки, приводящие к различной степени погрешности. Довольно часто по полученным корреляциям PVT-свойств нельзя верно описать те участки скважины, где наблюдается однофазный поток, что, в свою очередь, может привести к противоречивым результатам прогнозирования градиента давления.

При использовании эмпирических корреляций или механистических моделей также возможно появление ошибок, связанных с предположением, согласно которому вычисленное объемное содержание жидкости всегда превышает объемное содержание

жидкости в восходящем потоке без учета эффекта проскальзывания. Модифицированные корреляции, как правило, предусматривают проверку на выполнение данного предположения применительно к пластовым условиям. С этой точки зрения использование оригинальных корреляций, к примеру Данса и Роса [7], Мукерджи и Брилла [12], Азиза и др. [9], может привести к неадекватным результатам.

В данном разделе оценивается эффективность шести распространенных корреляций и двух механистических моделей, разработанных Анзари и др. [24, 53]. Результаты прогнозирования градиента давления, полученные путем применения каждой из шести корреляций и двух моделей в компьютерном алгоритме, описанном в разделе 3.7, сравнили с промысловыми данными, собранными в рамках проекта TUFFP. В банке данных хранится информация по 1 712 самым разнообразным скважинам (см. таблицу 4.6).

Таблица 4.6. Разнообразие скважинных данных, собранных в рамках проекта TUFFP [24]

| Источник | Номинальный диаметр (мм) | Дебит нефти (ст.м ³ /сут) | Дебит газа (тыс.ст.м ³ /сут) | Плотность нефти (г/см ³) |
|-------------------------------|--------------------------|--------------------------------------|---|--------------------------------------|
| Банк данных TUFFP* | 25,4 – 203,2 | 0 – 1613,85 | 0,04245 – 299 | 1,0035 – 0,7005 |
| Метод Говьера и Фогараси [54] | 50,8 – 101,6 | 1,272 – 254,4 | 3,2262 – 775,42 | 0,9529 – 0,5811 |
| Метод Ашейма [6] | 73 – 152,4 | 114,48 – 4293 | 20,942 – 1576,31 | 0,8498 – 0,6506 |
| Метод Кьеричи и др. [10] | 73 – 127 | 0,0477 – 10,971 | 0,1698 – 790 | 1,0122 – 0,7972 |
| Залив Прудхоу | 139,7 – 177,8 | 95,4 – 3657 | 5,66 – 3113 | 0,91 – 0,6506 |

*Включая данные Поэттмана и Карпентера [1], Фэнчера и Брауна [3], Баксенделя и Томаса [2], Оркижевского [8], Хагедорна [55], Эспанола [56], Мессулама [57], Камачо [58] и промысловые данные ряда нефтяных компаний

4.3.1. Критерии сравнения

Сравнение результатов применения корреляций и моделей, использующих промысловые данные TUFFP, основывается на следующих статистических параметрах:

$$E_1 = \left(\frac{1}{n} \sum_{i=1}^n e_{ri}\right) \cdot 100, \quad (4.256)$$

где

$$e_{ri} = \frac{\Delta p_{i\text{выч.}} - \Delta p_{i\text{изм.}}}{\Delta p_{i\text{изм.}}}. \quad (4.257)$$

Параметр E_1 характеризует общую эффективность, полученную на основе анализа замеров падения давления.

$$E_2 = \left(\frac{1}{n} \sum_{i=1}^n |e_{ri}|\right) \cdot 100. \quad (4.258)$$

Параметр E_2 характеризует среднюю величину допущенных ошибок.

$$E_3 = \sum_{i=1}^n \sqrt{\frac{(e_{ri} - E_1)^2}{n - 1}}. \quad (4.259)$$

Параметр E_3 характеризует степень отклонения ошибок от среднепроцентной погрешности.

$$E_4 = \left(\frac{1}{n} \sum_{i=1}^n e_i \right), \quad (4.260)$$

где

$$e_i = \Delta p_{i\text{выч.}} - \Delta p_{i\text{изм.}} \quad (4.261)$$

Параметр E_4 характеризует общую эффективность без учета измеренных значений перепада давления.

$$E_5 = \left(\frac{1}{n} \sum_{i=1}^n |e_i| \right). \quad (4.262)$$

Параметр E_5 характеризует величину средней ошибки (он также не зависит от замеров падения давления).

$$E_6 = \sum_{i=1}^n \sqrt{\frac{(e_i - E_4)^2}{n-1}}. \quad (4.263)$$

Параметр E_6 характеризует степень отклонения ошибок от среднестатистической ошибки.

4.3.2. Метод сравнения

Было проведено сравнение модифицированного метод Хагедорна и Брауна [4], методов Данса и Роса [7], Оркижевского [8] (с поправкой Триггиа¹), Бегтза и Брилла [11] (с поправкой Пэйна и др. [22]), Мукерджи и Брилла [12], Азиза и др. [9], Анзари и др. [24], Хасана и Кабира [25, 26]. При оценке методов также сравнивались статистические параметры и относительный коэффициент эффективности F_{rp} , равный

$$F_{rp} = \frac{|E_1| - |E_{1min}|}{|E_{1max}| - |E_{1min}|} + \frac{E_2 - E_{2min}}{E_{2max} - E_{2min}} + \frac{E_3 - E_{3min}}{E_{3max} - E_{3min}} + \frac{|E_4| - |E_{4min}|}{|E_{4max}| - |E_{4min}|} + \frac{E_5 - E_{5min}}{E_{5max} - E_{5min}} + \frac{E_6 - E_{6min}}{E_{6max} - E_{6min}}. \quad (4.264)$$

При этом минимальное значение F_{rp} , равное 0, соответствует наилучшей эффективности метода. Максимально возможное значение F_{rp} равно 6, и оно соответствует наихудшей эффективности. В таблице 4.7 показана оценка методов по относительному коэффициенту F_{rp} и выделено лучшее для каждого столбца значение.

4.3.3. Обобщенная оценка

Обобщенная оценка методов проводилась путем сравнения результатов по всему банку данных (первый столбец в таблице 4.7). Также была рассчитана эффективность методов отдельно по вертикальным скважинам (второй столбец) и наклонным скважинам (третий столбец). Чтобы оценить методы более объективно, сравнили также их эффективность по вертикальным скважинам на основе информации, из которой был исключен 331 набор данных исследования Хагедорна и Брауна (столбец 4). В пятом столбце приведены коэффициенты эффективности по вертикальным и наклонным скважинам.

¹Частное сотрудничество Триггиа и Петробраса, Рио-де-Жанейро (1984 г.)

Таблица 4.7. Относительные коэффициенты эффективности [24]

| | ЦБД | ВС | НС | ВНС | ЦХБ | ЦП | ЦПР | ВПР | ЦПРХБ | ВПРХБ | ЦК |
|------|--------------|--------------|--------------|--------------|--------------|--------------|--------------|--------------|--------------|--------------|--------------|
| n | 1712 | 1086 | 626 | 755 | 1381 | 29 | 1052 | 654 | 745 | 387 | 70 |
| Анз | 0,700 | 1,121 | 1,378 | 0,081 | 0,000 | 0,143 | 1,295 | 1,461 | 0,112 | 0,142 | 0,000 |
| ХБр | 0,585 | 0,600 | 0,919 | 0,876 | 0,774 | 2,029 | 0,386 | 0,485 | 0,457 | 0,939 | 0,546 |
| Азиз | 1,312 | 1,108 | 2,085 | 0,803 | 1,062 | 0,262 | 1,798 | 1,764 | 1,314 | 1,486 | 0,214 |
| ДРос | 1,719 | 1,678 | 1,678 | 1,711 | 1,792 | 1,128 | 2,056 | 2,028 | 1,852 | 2,296 | 1,213 |
| ХКаб | 1,940 | 2,005 | 2,201 | 1,836 | 1,780 | 0,009 | 2,575 | 2,590 | 2,044 | 1,998 | 1,043 |
| БеБр | 2,982 | 2,908 | 3,445 | 3,321 | 3,414 | 2,828 | 2,883 | 2,595 | 3,261 | 3,282 | 1,972 |
| Орк | 4,284 | 5,273 | 2,322 | 5,838 | 4,688 | 1,226 | 3,128 | 3,318 | 3,551 | 4,403 | 6,000 |
| МаБр | 4,883 | 4,674 | 6,000 | 3,909 | 4,601 | 4,463 | 5,343 | 5,140 | 4,977 | 4,683 | 1,516 |

ЦБД — по всему банку данных, ВС — по вертикальным скважинам, НС — по наклонным скважинам, ВНС — по вертикальным и наклонным скважинам, ЦХБ — по вертикальным скважинам без учета данных Хагедорна и Брауна, ЦП — по всем скважинам с пузырьковым режимом потока, ЦПР — по вертикальным скважинам с пробочным режимом потока, ЦПРХБ — по всем скважинам с пузырьковым режимом потока без учета данных Хагедорна и Брауна, ВПРХБ — по вертикальным скважинам с пузырьковым режимом потока без учета данных Хагедорна и Брауна, ЦК — по всем скважинам с кольцевым режимом потока; Анз — модель Анзари и др., ХБр — корреляция Хагедорна и Брауна, Азиз — корреляция Азиза и др., ДРос — корреляция Данса и Роса, ХКаб — модель Хасана и Кабира, БеБр — корреляция Бегтза и Брилла, Орк — корреляция Оркижевского, МаБр — корреляция Мукерджи и Брилла.

4.3.4. Оценка моделей разных режимов потока

Эффективность каждой модели режима потока зависит именно от тех данных, которые являются определяющими для конкретного режима. К такому выводу пришли в свое время Анзари и др. [24]. Чтобы собрать достаточное количество данных по пузырьковому режиму потока, было решено относить к нему и те случаи, когда пузырьковый поток наблюдается в 75 % общей длины скважины. Результаты по пузырьковому режиму потока приведены в шестом столбце. В столбцах с седьмого по десятый приведены результаты по 100 % пробковому режиму потока (в седьмом и восьмом столбцах учитывается весь банк данных, а в девятом и десятом — без учета данных, которые применялись Хагедорном и Брауном). В одиннадцатом столбце приведены результаты по кольцевому режиму потока, который наблюдался по всей длине скважины. Эффективность модели Анзари и др. для кольцевого режима потока гораздо выше, чем остальных методов.

Анзари и др. предположили, что и общая эффективность их метода выше, чем методов других авторов. Но оказалось, что методы Хагедорна и Брауна, Азиза и др., Данса и Роса, Хасана и Кабира сравнимы с методом Анзари и др. по общей эффективности. В отношении метода Хагедорна и Брауна подобный факт объясняется следующим: построение корреляций основано на огромном количестве собранных данных, к тому же несколько раз корреляции подвергались модификациям. Другие три метода оказались высокоэффективными благодаря использованию других механизмов потока.

Если сравнивать методы, исключая данные Хагедорна и Брауна, то наиболее эффективным оказывается модель Анзари и др. (четвертый и пятый столбец). Несмотря на то что по наклонным скважинам корреляция Хагедорна и Брауна имеет наилучший результат, ни один из методов нельзя назвать удовлетворительным (третий столбец).

Лишь в 29 случаях наблюдался пузырьковый режим потока. По таблице видно, что лучше всего использовать для него модель Хасана и Кабира. Если учитывать в ней данные Хагедорна и Брауна (седьмой и восьмой столбцы), то ее эффективность превышает даже эффективность модели Анзари и др. для пробкового режима потока. Модель Анзари и др. является наиболее точной при прогнозировании градиента давления в тех случаях, когда учитываются данные либо по всем скважинам, либо по вертикальным скважинам, но без включения в них данных Хагедорна и Брауна (девятый и десятый столбцы).

Что касается кольцевого режима потока, то для него лучше всего применять модель Анзари и др. (одиннадцатый столбец).

На основе 246 наборов данных, полученных по восьми месторождениям (включая газовые и газоконденсатные месторождения), Пукнель и др. [59] сравнили прогнозные значения перепадов давления с фактическими. При этом ни один из наборов промышленных данных не использовался при разработке методов прогнозирования градиента давления. В итоге Пукнель и др. сделали следующие выводы:

1. Несмотря на появление новых механистических моделей, ни один из методов не дает точных результатов прогнозирования гидродинамического забойного давления.
2. Традиционные методы прогнозирования давления, такие как метод Данса и Роса, эффективны применительно к нефтяным скважинам, но не к газовым. Новые механистические модели хорошо подходят как для нефтяных, так и для газовых скважин.
3. Наиболее эффективной среди всех методик является механистическая модель Анзари и др. В 62 % всех случаев ее применения для расчета нефтяных скважин погрешность результатов не превышала 6 %. 68 % результатов прогнозирования падения давления в газовых скважинах имели погрешность не больше $\pm 15\%$. Такой вывод был сделан на основе данных по наклонным скважинам большого диаметра, которые характерны для месторождений Северного моря.

4. Как и при использовании традиционных методов прогнозирования, в моделях Анзари и др., Хасана и Кабира не исключено появление разрывов на графиках различных функций. Безусловно, желательнее, чтобы при использовании любой модели многофазного потока такого не происходило. В этом отношении модель Анзари и др. не совершеннее существующих методов, тогда как использование модели Хасана и Кабира дает лучшие результаты.

Используя более 189 наборов данных, полученных из пяти разных источников, Салим и Станислав [60] провели сравнительный анализ методов прогнозирования характеристик смешанного потока (состоящего из газа и жидкости) в скважинах. Основная часть данных относится к скважинам, в которых наблюдался кольцевой/эмульсионный режим потока. В итоге Салим и Станислав пришли к выводу, что эмпирические корреляции Оркижевского, а также Данса и Роса менее эффективны, чем механистические модели.

Не вызывает сомнений тот факт, что оценивать методы прогнозирования градиента давления в скважинах довольно сложно. Поэтому, прежде чем выбрать какую-то конкретную методику расчета, мы настоятельно рекомендуем проанализировать результаты применения различных методов при их тестировании на данных реальных промышленных экспериментов.

4.4. Прогнозирование градиента давления в затрубном пространстве

До сих пор для прогнозирования градиента давления в затрубном пространстве, как правило, использовались эмпирические корреляции, которые разрабатывались на основе экспериментальных данных, при этом чаще всего не учитывался режим потока. Кроме того, прогнозирование основывалось на корреляциях, полученных либо для потока в трубах с пересчетом по гидравлическому диаметру, либо для двухфазного потока в затрубном пространстве. Для прогнозирования градиента давления в затрубном пространстве существуют корреляции Баксецделя [61], Гейтера и др. [62], Энджела и Уэлкона [63], а также Уинклера [64]. За исключением корреляции Уинклера, которая применима к пробковому режиму потока, все остальные корреляции не зависят от режима потока. На основе экспериментальных данных и анализа размерностей Рос [65] разработал метод прогнозирования объемного содержания жидкости и градиента давления. Однако ни одну из перечисленных корреляций нельзя назвать полноценной, поскольку ни одна из них не позволяет рассчитать характеристики сложного потока, когда в затрубном пространстве одновременно присутствует и газ, и жидкость.

Лишь недавно для прогнозирования характеристик многофазного потока в затрубном пространстве начали использовать механистические модели, которые аналогичны моделям потока в трубах. Для тех случаев, когда в затрубном пространстве наблюдается восходящий поток газа и жидкости, были построены две механистические модели: Каэтано и др. [66, 67], Хасана и Кабира [68]. Далее мы опишем эти модели.

4.4.1. Метод Каэтано и др.

Каэтано и др. [66, 67] провели экспериментальное и теоретическое исследование восходящего двухфазного потока в вертикальном концентрическом (оси внешней и внутренней труб совпадают) и эксцентрическом (оси внешней и внутренней труб не совпадают) затрубном пространстве. Экспериментальная часть исследования заключалась в пропускании воздуха с водой или керосином вверх по затрубному пространству. В результате исследований были определены режимы потока и переходные границы

между ними, построены карты режимов потока, измерены средние значения объемного содержания жидкости и градиента давления для нескольких испытаний в каждом режиме потока. В рамках теоретической части исследования были построены модели прогнозирования режимов потока и отчасти разработаны модели прогнозирования среднего объемного содержания жидкости и градиента давления для каждого режима потока. В своих расчетах Каэтано и др. [66, 67] использовали коэффициенты трения Фаннинга. Мы рассмотрим оригинальную версию метода Каэтано и др.

Прогнозирование переходов между режимами. Прогнозирование переходов между режимами потока в затрубном пространстве аналогично прогнозированию переходов в обычных трубах круглого сечения по методу Анзари и др. [24].

Переход от пузырькового к пробковому режиму потока. Минимальный эквивалентный диаметр, при котором наблюдается пузырьковый режим потока, равен

$$d_{EP} = 19,7 \sqrt{\frac{(\rho_L - \rho_h)\sigma_L}{g\rho_L^2}}, \quad (4.265)$$

при этом d_{EP} вычисляется следующим образом:

$$d_{EP} = d_c + d_t, \quad (4.266)$$

где d_c и d_t — внутренний диаметр обсадки и внешний диаметр трубы соответственно.

Если эквивалентный диаметр превышает данное минимальное значение, то переход в пробковый режим потока происходит при среднем объемном паросодержании, равном 0,20 в концентрическом затрубном пространстве и 0,15 в эксцентрическом затрубном пространстве. Таким образом, на основе измеренных значений объемного паросодержания модель Тейтеля и др. [30] была модифицирована для описания перехода от пузырькового к пробковому режиму потока в затрубном пространстве. В результате были получены следующие уравнения, описывающие критерии перехода от пузырькового к пробковому режиму потока (при низких дебитах жидкости) в концентрическом и эксцентрическом затрубном пространстве соответственно:

$$v_{Sg} = \frac{v_{SL}}{4,0} + 0,306 \left[\frac{(\rho_L - \rho_g)g\sigma_L}{\rho_L^2} \right]^{1/4} \quad (4.267)$$

и

$$v_{Sg} = \frac{v_{SL}}{5,67} + 0,230 \left[\frac{(\rho_L - \rho_g)g\sigma_L}{\rho_L^2} \right]^{1/4} \quad (4.268)$$

Переход в рассеянный пузырьковый режим потока. Критерий Барни [32], описывающий переход в рассеянный пузырьковый режим потока, впоследствии был модифицирован для случаев достаточно высоких значений приведенных скоростей жидкости. Модификация основана на применении концепции гидравлического диаметра. Переход из пузырькового или пробкового режима потока в рассеянный пузырьковый описывается соотношением

$$2 \left[\frac{0,4\sigma_L}{(\rho_L - \rho_g)g} \right]^{1/2} \left(\frac{\rho_L}{\sigma_L} \right)^{3/5} \left(\frac{2f'}{d_h} \right)^{2/5} (v_{SL} + v_{Sg})^{1,2} = 0,725 + 4,15 \left(\frac{v_{Sg}}{v_{Sg} + v_{SL}} \right)^{0,5}, \quad (4.269)$$

в котором гидравлический диаметр рассчитывается из условия

$$d_h = d_c - d_t. \quad (4.270)$$

Параметр f' есть коэффициент трения Фаннинга, вычисленный для однородной смеси в концентрическом или эксцентрическом затрубном пространстве (уравнения (2.56) и (2.57)).

Чтобы распределение пузырьков по их размеру было равномерным, а решетчатая укладка была кубической, истинное объемное паросодержание в рассеянном пузырьковом потоке не должно превышать значения 0,52. В противном случае поток перейдет в пробковый режим. Границе перехода в рассеянный пузырьковый режим потока без учета эффекта проскальзывания (когда истинное объемное паросодержание становится равным 0,52) соответствует следующее уравнение:

$$v_{Sg} = 1,083v_{SL} + 0,796 \left[\frac{(\rho_L - \rho_g)g\sigma_L}{\rho_L^2} \right]^{1/4}. \quad (4.271)$$

Переход в кольцевой режим потока. При рассмотрении потока в трубе отмечалось, что переход в кольцевой режим происходит вследствие того, что для извлечения на поверхность даже самой крупной капельки жидкости, захваченной газом, достаточно небольшой скорости газа. Такое предположение выдвинули Тейтель и др. [30]. Необходимое минимальное значение скорости газа рассчитывается из уравнения равновесия сил гравитации и сопротивления, действующих на большую неподвижную капельку жидкости. Переход описывается уравнением (4.163).

Прогнозирование характеристик потока. Для прогнозирования характеристик потока в затрубном пространстве при различных режимах течения были построены механистические модели. Существуют модели для пузырькового, рассеянного пузырькового, пробкового и кольцевого режимов. Рассмотрим каждую модель.

Пузырьковый режим потока. Основной концепцией моделирования пузырькового режима потока является предположение о проскальзывании между фазами газа и жидкости:

$$v_s = v_g - v_L = \frac{v_{SL}}{H_L} - \frac{v_{Sg}}{1 - H_L}. \quad (4.272)$$

Скорость подъема отдельно взятого пузырька газа в пузырьковой среде рассчитывается по уравнению (4.177). Коэффициент пузырьковой среды, $n' = 0,5$, был определен экспериментальным путем, его значение совпадает со значением, используемым в модели Анзари и др. [24].

Объединяя уравнения (4.272) и (4.177), получаем:

$$H_L^{n'+2} - H_L^{n'+1} + \frac{(v_{SL} + v_{Sg})H_L}{1,53 \left[\frac{(\rho_L - \rho_g)g\sigma_L}{\rho_L^2} \right]^{1/4}} - \frac{v_{SL}}{1,53 \left[\frac{(\rho_L - \rho_g)g\sigma_L}{\rho_L^2} \right]^{1/4}} = 0. \quad (4.273)$$

Данное уравнение можно использовать для расчета значения объемного содержания жидкости H_L .

Общий градиент давления для установившегося потока складывается из трех слагаемых: гравитационной составляющей, составляющих по трению и ускорению:

$$\left(\frac{dp}{dL} \right) = \left(\frac{dp}{dL} \right)_{\text{гравит.}} + \left(\frac{dp}{dL} \right)_{\text{трения}} + \left(\frac{dp}{dL} \right)_{\text{уск.}} \quad (4.274)$$

Моделирование двухфазного потока и расчет градиента давления будет успешным только в том случае, если каждую составляющую градиента давления рассматривать как функцию, зависящую от режима потока. Гравитационная составляющая напрямую зависит от плотности ρ_s , отвечающей случаю проскальзывания, которая, в свою очередь, зависит от значения объемного содержания жидкости в пластовых условиях. Таким образом, гравитационная составляющая равна

$$\left(\frac{dp}{dL}\right)_{\text{гравит.}} = \rho_{TP}g, \quad (4.275)$$

где

$$\rho_{TP} = \rho_L H_L + \rho_g(1 - H_L). \quad (4.276)$$

Значение объемного содержания жидкости H_L определяют по уравнению (4.273).

Составляющей градиента давления по ускорению в пузырьковом режиме потока можно пренебречь, то есть

$$\left(\frac{dp}{dL}\right)_{\text{уск.}} = 0. \quad (4.277)$$

Составляющая градиента давления по трению в затрубном пространстве рассчитывается из уравнения

$$\left(\frac{dp}{dL}\right)_{\text{трения}} = \frac{4f'}{d_h} \rho_{TP} \frac{v_m^2}{2}, \quad (4.278)$$

где скорость смеси v_m равна

$$v_m = v_{SL} + v_{Sg}. \quad (4.279)$$

Во второй главе был описан метод определения значения коэффициента трения Фаннинга для затрубного пространства. Число Рейнольдса для пузырькового режима потока берут равным

$$N_{ReTP} = \frac{\rho_{TP} v_m d_h}{\mu_{TP}}. \quad (4.280)$$

Вязкость смеси μ_{TP} вычисляют в соответствии с объемным содержанием фаз:

$$\mu_{TP} = \mu_L \lambda_L + \mu_g(1 - \lambda_L). \quad (4.281)$$

Здесь объемное содержание жидкости без учета эффекта проскальзывания λ_L вычисляется следующим образом:

$$\lambda_L = \frac{v_{SL}}{v_{SL} + v_{Sg}}. \quad (4.282)$$

Объединяя уравнения (4.274), (4.275), (4.277) и (4.278), получаем следующее выражение для общего градиента давления:

$$\left(\frac{dp}{dL}\right) = \rho_{TP}g + \frac{4f'}{d_h} \rho_{TP} \frac{v_m^2}{2}. \quad (4.283)$$

Рассеянный пузырьковый режим потока. При построении модели рассеянного пузырькового режима потока учитывается однородность потока и тот факт, что в этом режиме не возникает эффекта проскальзывания. Поэтому для данного случая справедливо уравнение (4.283), где вместо значения объемного содержания жидкости, рассчитываемого по уравнению (4.283), необходимо использовать значение объемного содержания жидкости без учета эффекта проскальзывания, рассчитываемое по уравнению (4.282).

Пробковый режим потока. Существует гидродинамическая модель пробкового режима потока в затрубном пространстве, которую построили Каэтано и др. Данная модель разработана для двух возможных случаев: установившегося пробкового режима потока и развивающегося пробкового режима течения. Высота шапки полностью развитого пузырька Тейлора ничтожно мала по сравнению с общей длиной пленки жидкости. В таких условиях толщина пленки достигает своего предельного значения, которое можно использовать в качестве средней толщины всей пленки. Развивающийся пузырек Тейлора, напротив, состоит только из шапки, поэтому значение толщины пленки не является постоянным.

В случае, когда толщина пленки является постоянной, модель строится на основе упрощенной модели Фернандеса и др. [39] для вертикального восходящего потока в трубе. Впоследствии Каэтано и др. расширили область применения модели, учитывая характеристики пробкового режима потока в затрубном пространстве. В том случае, когда пузырек Тейлора состоит из одной шапки, а толщина пленки варьируется, модель опирается на метод МакКуиллана и Уэлли [44], описывающий процесс перехода из пузырькового в пробковый режим потока. Ранее уже упоминалось, что длина труб добывающих скважин настолько велика, что на всем протяжении скважины можно считать пробковый режим потока установившимся. Такой подход может привести лишь к незначительным ошибкам. Поэтому мы не будем рассматривать модель развивающегося пробкового режима потока.

На рис. 4.25 показана схема физической структуры полностью развитого пробкового режима потока. Пробка состоит из пузырька Тейлора и зоны пленки, которые следуют за пробкой жидкости. На рисунке указаны направления скоростей и размеры соответствующих характерных элементов, а также обозначены объемные содержания жидкости для разных участков блока пробки. Напомним, что в главе 3 был подробно описан пробковый режим потока в затрубном пространстве.

Скорость поступательного перемещения пузырька Тейлора. Каэтано и др. пришли к выводу, что скорость подъема пузырька Тейлора можно рассчитать, применив концепцию эквивалентного диаметра:

$$v_{TB} = 1,2v_M + 0,345\sqrt{g(d_c + d_t)}. \quad (4.284)$$

Баланс масс в пробке и пленке. Баланс масс в жидкой фазе между сечениями А-А и В-В (рис. 4.25) выражается соотношением

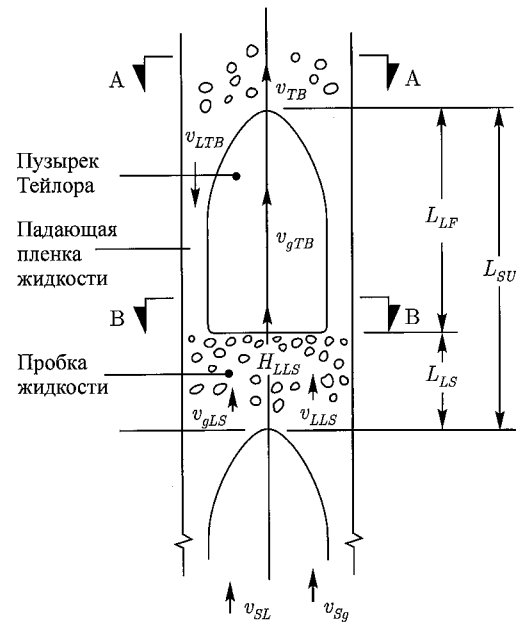
$$(v_{TB} - v_{LLS})H_{LLS} = (v_{TB} + v_{LTB})H_{LTB}, \quad (4.285)$$

где v_{LTB} — реальная скорость жидкости в пленке, окружающей пузырек Тейлора. Считается, что она имеет положительное значение в случае нисходящего потока. Здесь H_{LTB} — объемное содержание жидкости по всему сечению трубы с учетом толщины пленки.

Аналогично рассчитывается баланс масс для газовой фазы:

$$(v_{TB} - v_{gLS})(1 - H_{LLS}) = (v_{TB} + v_{gTB})(1 - H_{LTB}). \quad (4.286)$$

Область пробки жидкости. Предполагается, что газ и жидкость в районе пробки жидкости взаимодействуют так же, как в пузырьковом потоке. Опираясь на метод Барни и Браунера [50], Каэтано и др. заключили, что объемное содержание жидкости в области пробки можно рассчитать так же, как и объемное содержание жидкости на границе между пробковым и пузырьковым режимами потока. Принимается, что значение объемного содержания жидкости на границе пузырькового и проб-



- v_{SL} — приведенная скорость жидкости
 v_{Sg} — приведенная скорость газа
 v_{LLS} — реальная скорость жидкости в пробке жидкости
 v_{gLS} — реальная скорость газа в пробке жидкости
 v_{LTB} — реальная скорость жидкости в пленке жидкости
 v_{gTB} — реальная скорость газа в пузырьке Тейлора
 v_{TB} — переходная скорость пузырька Тейлора
 H_{LLS} — объемное содержание жидкости в пробке жидкости
 L_{LS} — длина пробки жидкости
 L_{LF} — длина пленки жидкости
 L_{SU} — длина блока пробки

Рис. 4.25. Окончательно установившийся пробковый поток [67]

кового режимов потока постоянно. Поэтому объемное содержание жидкости в пробке также постоянно и совпадает со значением в переходных условиях. Таким образом, объемное содержание жидкости в области пробки в концентрическом затрубном пространстве H_{LLS} имеет значение 0,80, а в эксцентрическом затрубном пространстве — 0,85.

По мере того как пузырьки поднимаются в столбике жидкости, наблюдается эффект проскальзывания. Скорость проскальзывания близка по значению к скорости подъема пузырька в пузырьковом потоке, рассчитанной по уравнению (4.177).

Поскольку в любой точке пробки жидкости общий объемный дебит постоянен, баланс масс для пробки жидкости описывается выражением

$$(v_{SL} + v_{Sg})A = v_{LLS}H_{LLS}A + v_{gLS}(1 - H_{LLS})A. \quad (4.287)$$

Здесь A представляет собой площадь сечения потока в затрубном пространстве:

$$A = \frac{\pi}{4}(d_c^2 - d_t^2). \quad (4.288)$$

Объединяя уравнения (4.177) и (4.287), получаем следующее выражение для реальной скорости жидкости в пробке:

$$v_{LLS} = (v_{SL} + v_{Sg}) - 1,53 \left[\frac{(\rho_L - \rho_g)g\sigma_L}{\rho_L^2} \right]^{1/4} H_{LLS}^{1/2}(1 - H_{LLS}). \quad (4.289)$$

Общий баланс масс. Принимая, что поток газа и жидкости внутри блока пробки является несжимаемым, баланс масс сводится к объемному балансу. Общий баланс масс в фазе жидкости выражается следующим образом:

$$v_{SL} = v_{LLS}H_{LLS} \frac{L_{LS}}{L_{SU}} - v_{LTB}H_{LTB} \frac{L_{LF}}{L_{SU}}, \quad (4.290)$$

где длина блока пробки L_{SU} равна

$$L_{SU} = L_{LF} + L_{LS}. \quad (4.291)$$

Объединяя уравнения (4.290) и (4.291), получаем:

$$\frac{L_{LS}}{L_{SU}} = \frac{v_{SL} + v_{LTB}H_{LTB}}{v_{LLS}H_{LLS} + v_{LTB}H_{LTB}}. \quad (4.292)$$

Аналогично можно рассчитать общий баланс масс в газовой фазе. Учитывая, что газ в пробке жидкости и в пузырьке Тейлора перемещается вверх, получаем следующее уравнение:

$$\frac{L_{LS}}{L_{SU}} = \frac{v_{Sg} + v_{gTB}(1 - H_{LTB})}{v_{gLS}(1 - H_{LLS}) + v_{gTB}(1 - H_{LTB})}. \quad (4.293)$$

Область пленки жидкости. Можно считать, что пленка жидкости, окружающая пузырьки Тейлора, перемещается вниз и находится в свободном падении. При этом допускают, что соотношение между толщиной пленки и скоростью потока в основании пузырька Тейлора для свободно падающей пленки эквивалентно соотношению для пленки, которая падает по поверхности вертикальной плоскости или цилиндра. Предположение оказывается справедливым в том случае, когда зона входа, по которой строят профиль скорости, меньше длины пленки. Тогда соотношение между толщиной и скоростью пленки выражается следующим образом:

$$v_{LTB} = \frac{\delta^{(1-C_M)/C_M} \frac{\mu_L}{4\rho_L}}{\left\{ C_K \left[\frac{\mu_L^2}{g(\rho_L - \rho_g)\rho_L} \right]^{1/3} \right\}^{1/C_M}}. \quad (4.294)$$

Значения индексов C_K и C_M зависят от режима потока в зоне пленки. Число Рейнольдса для пленки жидкости берут равным

$$N_{ReLTB} = \frac{4\rho_L v_{LTB} \delta}{\mu_L}. \quad (4.295)$$

Для случая ламинарного потока ($N_{ReLTB} < 1000$) индексы C_K и C_M были определены Уоллисом [18] аналитическим путем, они равны 0,9086 и 1/3 соответственно. Для

турбулентного потока ($N_{ReLTB} > 1000$) Фернандес и др. [39] предложили использовать значения 0,0682 и 2/3. Эти же значения Броу [41] получил экспериментальным путем.

Если пузырек Тейлора является полностью развитым, то толщина пленки имеет постоянное предельное значение и объемное содержание жидкости в зоне пленки можно определить по геометрии потока в зависимости от толщины пленки δ :

$$H_{LTB} = \frac{4\delta(d_c - \delta)}{d_c^2 - d_t^2}. \quad (4.296)$$

Среднее объемное содержание жидкости. Среднее объемное содержание жидкости в блоке пробки H_{LSU} рассчитывается по уравнению

$$H_{LSU} = \left(\frac{L_{LS}}{L_{SU}}\right) H_{LLS} + \left(1 - \frac{L_{LS}}{L_{SU}}\right) H_{LTB}. \quad (4.297)$$

Отношение L_{LS}/L_{SU} определяют из (4.292) или (4.293), а значение H_{LTB} — по уравнению (4.296) для полностью развитого пузырька Тейлора. Толщину пленки δ рассчитывают итерационным методом.

Градиент давления. Каэтано и др. предположили, что пузырек Тейлора является зоной постоянного давления, следовательно, градиентом давления в пузырьке Тейлора и зоне пленки можно пренебречь. Отсюда следует, что общее падение давления в блоке пробки приходится, собственно, на зону пробки жидкости. То есть при расчете сначала необходимо определить составляющие градиента давления в пробке жидкости, затем усреднить полученные значения относительно всего блока пробки.

Гравитационная составляющая градиента давления в блоке пробки зависит от плотности проскальзывания и равна

$$\left(\frac{dp}{dL}\right) = \rho_{LSg} \left(\frac{L_{LS}}{L_{SU}}\right). \quad (4.298)$$

Плотность смеси газа и жидкости в пробке жидкости вычисляется по формуле

$$\rho_{LS} = \rho_L H_{LLS} + \rho_g (1 - H_{LLS}). \quad (4.299)$$

Составляющая градиента давления по ускорению зависит от энергии, необходимой для ускорения пленки жидкости, первоначально двигающейся (падающей) вниз, до состояния, когда скорость достигнет реальной скорости жидкости, перемещающейся в вертикальном направлении в блоке пробке жидкости:

$$\left(\frac{dp}{dL}\right)_{\text{уск.}} = \rho_L \frac{H_{LTB}}{L_{SU}} (v_{LTB} + v_{TB})(v_{LTB} + v_{LLS}). \quad (4.300)$$

Когда пузырек Тейлора полностью развит, H_{LTB} — это среднее объемное содержание жидкости, а v_{LTB} — средняя скорость пленки.

Составляющая градиента давления по трению равна

$$\left(\frac{dp}{dL}\right)_{\text{трения}} = \frac{2f'}{d_h} \rho_{LS} (v_{Sg} + v_{SL})^2 \left(\frac{L_{LS}}{L_{SU}}\right). \quad (4.301)$$

Значение коэффициента трения Фаннинга f' определяют методом, описанным в главе 2. Соответствующее ему число Рейнольдса для блока пробки рассчитывают по уравнению (4.280), в котором значение ρ_{TP} заменяется на значение ρ_{LS} . Плотность в блоке пробки рассчитывается по уравнению (4.299).

Объединяя уравнения (4.298)–(4.301), получаем следующее выражение для вычисления общего градиента давления:

$$\left(\frac{dp}{dL}\right)_{\text{общ.}} = \left[\frac{2f'}{d_h} \rho_{LS} (v_{Sg} + v_{SL})^2 L_{LS} + \rho_{LSg} L_{LS} + \rho_L H_{LTB} (v_{LTB} + v_{TB})(v_{LTB} + v_{LLS}) \right] \frac{1}{L_{SU}}. \quad (4.302)$$

Кольцевой режим потока. На рис. 4.26 схематично изображен кольцевой режим потока в концентрическом затрубном пространстве. Модель построена для окончательно установившегося потока, находящегося в равновесном состоянии. Считается, что фазы газа и жидкости являются несжимаемыми, толщина обеих пленок жидкости равномерна по всей их длине, но для каждой пленки она имеет свое значение. Смесь

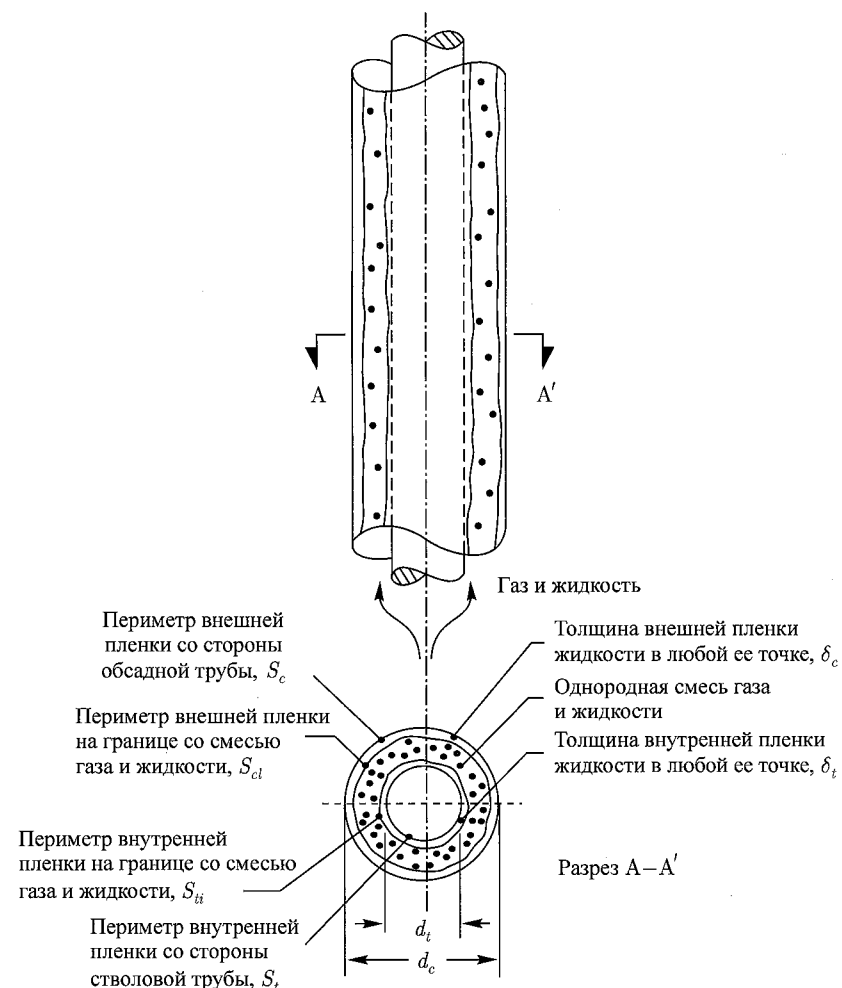


Рис. 4.26. Кольцевой режим потока в концентрическом затрубном пространстве [67]

газа и капель жидкости, перемещающихся в газовом ядре, рассматривается по модели однородной смеси с единой скоростью.

Уравнения линейного импульса. Условие сохранения линейного импульса для внешней пленки жидкости выражается следующим образом:

$$\left(\frac{dp}{dL}\right)_{\text{об.пл.}} + \tau_c \frac{S_c}{A_{cf}} - \tau_{Ci} \frac{S_{Ci}}{A_{cf}} + \rho_L g = 0, \quad (4.303)$$

где $(dp/dL)_{cf}$ — общий градиент давления для внешней пленки жидкости, τ_c и τ_{Ci} — силы касательного напряжения на стенке обсадной трубы и на границе между пленкой жидкости и смесью газа и жидкости. S_c и S_{Ci} — периметры внешней пленки со стороны обсадной трубы и внешней пленки на границе со смесью газа и жидкости соответственно. A_{cf} — общая площадь сечения внешней пленки жидкости.

Аналогично выписывается условие сохранения линейных импульсов для внутренней пленки жидкости:

$$\left(\frac{dp}{dL}\right)_{\text{ст.пл.}} + \tau_t \frac{S_t}{A_{tf}} - \tau_{ti} \frac{S_{ti}}{A_{tf}} + \rho_L g = 0. \quad (4.304)$$

Все параметры данного уравнения имеют те же значения, что и в предыдущем уравнении.

Условие сохранения линейных импульсов для смеси, состоящей из газа и капелек жидкости, перемещающихся внутри затрубного пространства, соответствует уравнению

$$\left(\frac{dp}{dL}\right)_{\text{внутр.}} + \tau_{Ci} \frac{S_{Ci}}{A_C} - \tau_{ti} \frac{S_{ti}}{A_C} + \rho_C g = 0, \quad (4.305)$$

где $(dp/dL)_{\text{внутр.}}$ — общий градиент давления для смеси внутри затрубного пространства, ρ_C — плотность смеси внутри затрубного пространства, A_C — площадь затрубного пространства, занятая смесью.

Предполагается, что граница между газом и жидкостью находится в состоянии равновесия, поэтому выполняется следующее условие равновесия:

$$\left(\frac{dp}{dL}\right)_{\text{об.пл.}} = \left(\frac{dp}{dL}\right)_{\text{ст.пл.}} = \left(\frac{dp}{dL}\right)_{\text{внутр.}}. \quad (4.306)$$

С учетом данного уравнения равновесия, а также уравнений сохранения линейных импульсов (4.303)–(4.305), мы приходим к следующим выражениям для суммарного импульса:

$$-\tau_c \frac{S_c}{A_{cf}} + \tau_{Ci} \frac{S_{Ci}}{A_{cf}} + \tau_{Ci} \frac{S_{Ci}}{A_C} + \tau_{ti} \frac{S_{ti}}{A_C} - (\rho_L - \rho_C)g = 0 \quad (4.307)$$

и

$$-\tau_t \frac{S_t}{A_{tf}} + \tau_{ti} \frac{S_{ti}}{A_{tf}} + \tau_{Ci} \frac{S_{Ci}}{A_C} + \tau_{ti} \frac{S_{ti}}{A_C} - (\rho_L - \rho_C)g = 0. \quad (4.308)$$

С учетом геометрии затрубного пространства (рис. 4.26) и предполагаемого постоянства толщины пленки, можно построить соотношения для важнейших геометрических величин: площади внешней пленки, площади внутренней пленки и площади внутренней части затрубного пространства, заполненного смесью:

$$A_{cf} = \pi \delta_c (d_c - \delta_c), \quad (4.309)$$

$$A_{tf} = \pi \delta_t (d_t - \delta_t) \quad (4.310)$$

и

$$A_C = \frac{\pi}{4} [d_c^2 - d_t^2 - 4\delta_c(d_c - \delta_c) - 4\delta_t(d_t + \delta_t)], \quad (4.311)$$

где δ_c и δ_t — толщина внешней пленки и толщина внутренней пленки соответственно.

Смоченные периметры внешней и внутренней пленок (как со стороны контакта со стенкой трубы, так и со стороны контакта с другой фазой) равны:

$$S_c = \pi d_c, \quad (4.312)$$

$$S_{Ci} = \pi(d_c - 2\delta_c), \quad (4.313)$$

$$S_t = \pi d_t \quad (4.314)$$

и

$$S_{ti} = \pi(d_t + 2\delta_t). \quad (4.315)$$

Основываясь на понятии гидравлического диаметра и используя уравнения (4.309)–(4.315), можно получить соотношения для гидравлического диаметра внешней пленки жидкости, внутренней пленки жидкости и внутренней части затрубного пространства:

$$d_{cfh} = 4\delta_c \left(1 - \frac{\delta_c}{d_c}\right), \quad (4.316)$$

$$d_{tfh} = 4\delta_t \left(1 + \frac{\delta_t}{d_t}\right) \quad (4.317)$$

и

$$d_{Ch} = \frac{[d_c^2 - d_t^2 - 4\delta_c(d_c - \delta_c) - 4\delta_t(d_t + \delta_t)]}{(d_c - 2\delta_c) + (d_t + 2\delta_t)}. \quad (4.318)$$

Сила касательного напряжения на стенки равна

$$\tau = f' \rho \frac{v^2}{2}, \quad (4.319)$$

где τ — сила касательного напряжения на стенке, ρ — плотность той фазы, которая смачивает стенку, v — реальная средняя скорость фазы. При этом коэффициент трения Фаннинга f' определяют, пользуясь формулой Блазиуса:

$$f' = C N_{\text{Re}}^n, \quad (4.320)$$

где n принимает значение -1 для ламинарного потока и $n = -0,25$ для турбулентного потока. Коэффициент C рассчитывают с учетом геометрии затрубного пространства (см. главу 2). При вычислении числа Рейнольдса необходимо использовать значения диаметров d_{cfh} или d_{tfh} в зависимости от того, где рассчитывается сила касательного напряжения.

По сравнению со скоростью смеси внутри затрубного пространства, скорость пленки жидкости ничтожно мала, поэтому силу касательного напряжения между фазами можно считать равной

$$\tau_i = f'_i \rho_C \frac{v_C^2}{2}, \quad (4.321)$$

где τ_i — сила касательного напряжения, ρ_C — реальная скорость смеси внутри затрубного пространства и f'_i — соответствующий коэффициент трения Фаннинга. Плотность и скорость смеси при этом вычисляются следующим образом:

$$\rho_C = \rho_L H_{LC} + \rho_g (1 - H_{LC}) \quad (4.322)$$

и

$$v_C = v_{SC} \frac{A}{A_C}. \quad (4.323)$$

Значения H_{LC} и v_{SC} рассчитывают по уравнениям (4.332) и (4.338), значение A_C — по уравнению (4.311), A — площадь поперечного сечения затрубного пространства. Каэтано и др. модифицировали корреляцию Уоллиса для коэффициента межфазного трения, которая используется для тонких пленок или для случаев интенсивного захвата газом капелек жидкости в вертикальном потоке затрубного пространства (уравнения (4.220) и (4.221)). В результате были получены следующие выражения для межфазных коэффициентов трения:

$$f'_i = f'_{SC} \left(1 + 300 \frac{\delta_c}{d_c} \right) \quad (4.324)$$

и

$$f'_i = f'_{SC} \left(1 + 300 \frac{\delta_t}{d_t} \right), \quad (4.325)$$

где f'_{SC} — коэффициент трения, полученный по уравнению (4.320) для числа Рейнольдса, вычисленного по приведенной скорости смеси, плотности смеси и гидравлическому диаметру внутренней части затрубного пространства (уравнение (4.318)).

С учетом формулы для касательного напряжения и геометрических параметров системы (уравнения (4.309)–(4.325)) приходим к следующему уравнению сохранения линейного импульса для внешней пленки жидкости и смеси внутри затрубного пространства:

$$\begin{aligned} & - f'_{tL} \rho_L \frac{v_{tL}^2}{2} \frac{d_t}{\delta_t(d_t + \delta_t)} + \left[f'_{SC} \left(1 + 300 \frac{\delta_c}{d_c} \right) \rho_C \frac{v_C^2}{2} \right] \times \\ & \quad \times \left\{ \frac{(d_t + 2\delta_t)}{\delta_t(d_t - \delta_t)} + \frac{4(d_t + 2\delta_c)}{[d_c^2 - d_t^2 - 4\delta_c(d_c - \delta_c) - 4\delta_t(d_t + \delta_t)]} \right\} + \\ & \quad + \left[f'_{SC} \left(1 + 300 \frac{\delta_c}{d_c} \right) \rho_C \frac{v_C^2}{2} \right] \cdot \frac{4(d_c - 2\delta_c)}{[d_c^2 - d_t^2 - 4\delta_c(d_c - \delta_c) - 4\delta_t(d_t + \delta_t)]} - \\ & \quad - (\rho_L - \rho_C)g = 0. \quad (4.326) \end{aligned}$$

Аналогично получаем уравнение сохранения линейного импульса для внутренней пленки жидкости и смеси внутри затрубного пространства:

$$\begin{aligned} & - f'_{tL} \rho_L \frac{v_{tL}^2}{2} \frac{d_t}{\delta_t(d_t + \delta_t)} + \left[f'_{SC} \left(1 + 300 \frac{\delta_t}{d_t} \right) \rho_C \frac{v_C^2}{2} \right] \times \\ & \quad \times \left\{ \frac{(d_t + 2\delta_t)}{\delta_t(d_t - \delta_t)} + \frac{4(d_t + 2\delta_c)}{[d_c^2 - d_t^2 - 4\delta_c(d_c - \delta_c) - 4\delta_t(d_t + \delta_t)]} \right\} + \\ & \quad + \left[f'_{SC} \left(1 + 300 \frac{\delta_c}{d_c} \right) \rho_C \frac{v_C^2}{2} \right] \cdot \frac{4(d_c - 2\delta_c)}{[d_c^2 - d_t^2 - 4\delta_c(d_c - \delta_c) - 4\delta_t(d_t + \delta_t)]} - \\ & \quad - (\rho_L - \rho_C)g = 0. \quad (4.327) \end{aligned}$$

Уравнения непрерывности фаз. Непрерывность жидкой фазы, представленной в виде двух пленок жидкости, смачивающих прилегающие стенки, и капелек жидкости, захваченных газовым ядром, выражается в виде уравнения

$$v_{SL} = v_{tL} H_{Ltf} + v_{cL} H_{Lcf} + v_{SL} F_E, \quad (4.328)$$

где H_{Ltf} — реальное объемное содержание жидкости во внутренней пленке, H_{Lcf} — реальное объемное содержание жидкости во внешней пленке и F_E — долевой объем жидкости, захваченный газовым ядром.

Непрерывность газовой фазы, движущейся внутри затрубного пространства, ограниченного двумя пленками жидкости, обеспечивается уравнением

$$v_{Sg} = v_{gC} (1 - H_{L,t}), \quad (4.329)$$

где v_{gC} — реальная скорость газа в затрубном пространстве, $H_{L,t}$ — общее содержание жидкости в затрубном пространстве.

Объемное содержание жидкости во внешней пленке определяют из отношения площади сечения пленки к общей площади затрубного пространства. С учетом уравнений (4.309) и (4.288) получаем:

$$H_{Lcf} = \frac{4\delta_c \left(1 - \frac{\delta_c}{d_c} \right)}{d_c (1 - K^2)}, \quad (4.330)$$

где K — соотношение диаметров труб d_t/d_c , образующих затрубное пространство.

Аналогично рассчитывается реальное объемное содержание жидкости во внутренней пленке:

$$H_{Ltf} = \frac{4\delta_t K \left(1 + \frac{\delta_t}{d_t} \right)}{d_c (1 - K^2)}. \quad (4.331)$$

Реальное объемное содержание жидкости внутри затрубного пространства, заполненного однородной смесью газа и жидкости, равно

$$H_{LC} = \frac{v_{SL} F_E}{v_{SL} F_E + v_{Sg}}. \quad (4.332)$$

Общее объемное содержание жидкости складывается из объемного содержания жидкости внутри затрубного пространства и в двух пленках. Объединяя уравнения (4.288), (4.309)–(4.311), (4.330)–(4.332), получаем:

$$H_{L,t} = \frac{v_{SL}F_E}{(v_{SL}F_E + v_{Sg})(1 - K^2)} \times \left[1 - K^2 - \frac{4\delta_c}{d_c} \left(1 - \frac{\delta_c}{d_c} \right) - \frac{4\delta_t K}{d_c} \left(1 + \frac{\delta_t}{d_t} \right) \right] + \frac{4}{d_c(1 - K^2)} \left[\delta_c \left(1 - \frac{\delta_c}{d_c} \right) + \delta_t K \left(1 + \frac{\delta_t}{d_t} \right) \right]. \quad (4.333)$$

Чтобы рассчитать объемную долю жидкости в газовом ядре F_E при течении двухфазной смеси по затрубному пространству в протяженных скважинах, необходимо воспользоваться уравнениями (4.208) и (4.209), предложенными Уоллисом [18].

Отношение толщины внутренней пленки жидкости к толщине внешней пленки жидкости. Предположим, что между скоростью срыва капелек жидкости и скоростью их осаждения существует равновесие. В условиях равновесия скорости осаждения и захвата капелек одинаковы для обеих пленок жидкости, поэтому выполняется следующее соотношение между толщиной внутренней пленки и толщиной внешней пленки:

$$T = \frac{\delta_t}{\delta_c} = \frac{\langle W'_t \rangle}{(2\pi - \langle W'_t \rangle)K'}, \quad (4.334)$$

где $\langle W'_t \rangle$ — средний угол обзора области осаждения со стороны захваченных капелек. Значение W'_t можно выразить через геометрические параметры концентрического и эксцентрического затрубного пространства:

$$\langle W'_t \rangle = \frac{16}{(d_c^2 - d_t^2)} \int_{d_t/2}^{d_c/2} \sin^{-1} \left(\frac{d_t}{2r} \right) r dr = \frac{1}{(1 - K^2)} \left[2 \sin^{-1}(K) + 2K \sqrt{1 - K^2} - k^2 \pi \right] \quad (4.335)$$

и

$$\langle W'_t \rangle = \frac{1}{\pi(1 - K^2)} \times \int_0^\pi \left[8a^2 \sin^{-1} \left(\frac{K}{2a} \right) + 2K \sqrt{4a^2 - K^2} - k^2 \pi \right] d\theta. \quad (4.336)$$

Здесь значение параметра a рассчитывается следующим образом:

$$a = \frac{e}{2}(1 - K) \cos \theta + \frac{1}{2} \sqrt{e^2(1 - k^2)(\cos^2 \theta - 1) + 1}, \quad (4.337)$$

где e — степень эксцентриситета затрубного пространства. Отметим, что $e = 0$ соответствует концентрическому затрубному пространству, при этом параметр a принимает значение 0,5. Следовательно, подынтегральное выражение в уравнении (4.336) не за-

висит от переменной интегрирования θ , и результат интегрирования будет совпадать с результатом интегрирования уравнения (4.335). Однако, если $e \neq 0$, уравнение (4.336) невозможно решить аналитически. Интегрирование в этом случае необходимо осуществлять численно, применяя, к примеру, правило Симпсона.

На рис. 4.27 показаны графики, иллюстрирующие зависимость отношения толщины внутренней пленки к толщине внешней пленки от соотношения диаметров труб, образующих затрубное пространство, и степени эксцентриситета. Расчет проводился на основе уравнения (4.334). В процессе численного определения среднего угла обзора для эксцентрического затрубного пространства обнаружили, что при соотношении диаметров труб, равном нулю, для графиков характерна сингулярность. Если затрубное пространство является эксцентрическим, сингулярность наблюдается и для очень низких значений отношения диаметров труб. Следовательно, для эксцентрического затрубного пространства нельзя определить по графикам на рис. 4.27 отношение толщины внутренней пленки к толщине внешней пленки в зоне сингулярности.

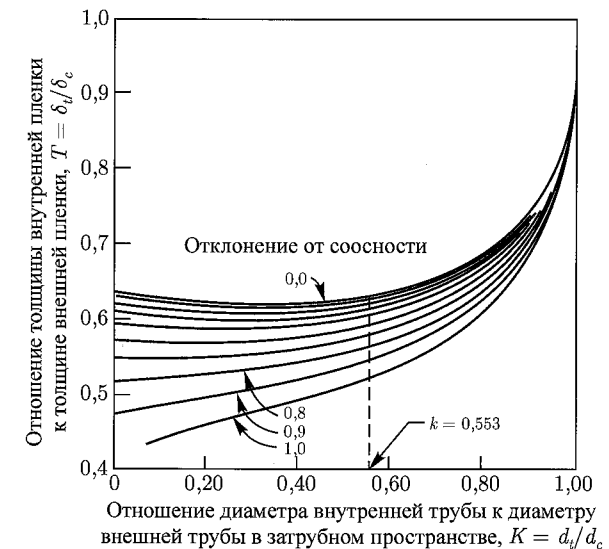


Рис. 4.27. Отношение толщины внутренней пленки к толщине внешней пленки в затрубном пространстве [67]

Обзор основных уравнений, выраженных с помощью безразмерных величин. Все основные уравнения, приведенные выше для кольцевого режима потока, можно записать в безразмерном виде. Нормирующим параметром для величин, обозначающих длину, служит гидравлический диаметр затрубного пространства, значение которого определяют по уравнению (4.270).

Нормирующим параметром для реальной скорости жидкости в пленках является приведенная скорость жидкости, а для реальной скорости внутри затрубного пространства — скорость смеси в этой области, которая определяется следующим образом:

$$v_{SC} = v_{Sg} + F_E v_{SL}, \quad (4.338)$$

где F_E — объемная доля жидкости, захваченной газом.

Уравнение (4.336) преобразуется к виду:

$$v_{cf}^{2-m} = \frac{\delta_c [1 - \delta_c (1 - K)]}{X_M^2 d_{cf}^{-m}} \left\{ v_C^2 [1 + 300 d_c (1 - K)] \times \right. \\ \times [1 - 2 \delta_c (1 - K)] \left(\frac{1}{G_1} - \frac{1}{G_2} \right) + v_C^2 \left(1 + 300 \delta_c T \frac{1 - K}{K} \right) \times \\ \left. \times \left(1 + 2 \delta_c T \frac{1 - K}{K} \right) \frac{1}{G_3} - 4 Y_M \right\}. \quad (4.339)$$

Аналогично выражается уравнение (4.327):

$$v_{tf}^{2-m} = \frac{T \delta_c [1 + \delta_c T (1 - K) / K]}{X_M^2 \delta_{tf}^{-m}} \left\{ \left(1 + 300 d_c T \frac{1 - K}{K} \right) \times \right. \\ \times v_C^2 \left(1 + 2 \delta_c T \frac{1 - K}{K} \right) \left(\frac{1}{G_3} + \frac{1}{G_4} \right) + v_C^2 [1 + 300 \delta_c (1 - K)] \times \\ \left. \times [1 - 2 \delta_c (1 - K)] \frac{1}{G_2} - 4 Y_M \right\}. \quad (4.340)$$

Модифицированный параметр Локхарта и Мартинелли X_M и безразмерная величина Y_M , фигурирующие в уравнениях (4.339) и (4.340), рассчитываются следующим образом:

$$X_M = \sqrt{\left(\frac{dp}{dL} \right)_{SL} / \left(\frac{dp}{dL} \right)_{SC}} \quad (4.341)$$

и

$$Y_M = \frac{(\rho_L - \rho_C)g}{\left(\frac{dp}{dL} \right)_{SC}}. \quad (4.342)$$

Безразмерные величины G_1 , G_2 , G_3 и G_4 равны соответственно:

$$G_1 = \delta_c [1 - \delta_c (1 - K)], \quad (4.343)$$

$$G_2 = \frac{1 + K}{4} - \delta_c [1 - \delta_c (1 - K)] - \delta_c T K \left(1 + \delta_c T \frac{1 - K}{K} \right), \quad (4.344)$$

$$G_3 = \frac{1 + K}{4K} - \frac{\delta_c}{K} [1 - \delta_c (1 - K)] - \delta_c T \left(1 + \delta_c T \frac{1 - K}{K} \right) \quad (4.345)$$

и

$$G_4 = \delta_c T \left(1 + \delta_c T \frac{1 - K}{K} \right), \quad (4.346)$$

где безразмерные (относительные) параметры потока определяются следующим образом:

$$\delta_c = \frac{\delta_c}{d_h}, \quad (4.347)$$

$$\delta_t = \frac{\delta_t}{d_h}, \quad (4.348)$$

$$T = \frac{\delta_t}{\delta_c}, \quad (4.349)$$

$$v_{cf} = \frac{v_{cf}}{v_{SL}}, \quad (4.350)$$

$$v_{tf} = \frac{v_{tf}}{v_{SL}}, \quad (4.351)$$

$$v_C = \frac{v_C}{v_{SC}}, \quad (4.352)$$

$$d_{cf} = 4 \delta_c [1 - \delta_c (1 - K)], \quad (4.353)$$

$$d_{tf} = 4 T \delta_c \left[1 + T \delta_c \frac{(1 - K)}{K} \right]. \quad (4.354)$$

В уравнениях (4.341) и (4.342) фигурируют приведенные градиенты давления для жидкой фазы $(dp/dL)_{SL}$ и смеси $(dp/dL)_{SC}$ в затрубном пространстве. Более подробно процесс обезразмеривания уравнений описан Каэтано и др. [67].

Чтобы определить безразмерную толщину внешней пленки жидкости δ_c , уравнения (4.339) и (4.340) необходимо решать итерационным методом, при этом должны быть известны значения скоростей фаз, физические свойства флюидов и геометрические параметры системы. Далее определяют реальные скорости фаз и объемные содержания жидкости и, наконец, рассчитывают общий градиент давления с помощью одного из уравнений сохранения линейного импульса (уравнения (4.303)–(4.305)).

4.4.2. Метод Хасана и Кабира

Хасан и Кабир [68] исследовали двухфазное течение в затрубном пространстве вертикальной и наклонной скважин. При этом исследователи замеряли падение давления, пропуская воздух через статический столб воды в вертикальном затрубном пространстве. Затем из полученной на основе замеров величины общего падения давления вычитали расчетное значение падения давления за счет трения и получали величину падения давления, вызванного гравитацией. Именно это значение использовалось для определения истинного объемного паросодержания. В рамках теоретического исследования Хасан и Кабир разработали модель для расчета двухфазного потока с учетом проскальзывания между фазами. При этом они опирались на понятие приведенной скорости дрейфа двухфазного потока.

Прогнозирование переходов между режимами потока. По аналогии с потоком в трубах круглого сечения Хасан и Кабир выделили четыре основных режима потока: пузырьковый, пробковый, эмульсионный и кольцевой.

Переход из пузырькового в пробковый режим потока. Хасан и Кабир пришли к выводу, что критерий перехода из пузырькового в пробковый режим потока, выраженный уравнением (4.240), справедлив и для затрубного пространства. Для прогнозирования перехода в рассеянный пузырьковый режим потока в вертикальном и наклонном затрубном пространстве Хасан и Кабир использовали уравнения (4.269)–(4.271).

Переход из пробкового в эмульсионный режим потока. Хасан и Кабир [25] пришли к выводу, что для прогнозирования перехода из пробкового в эмульсионный режим

потока при высоких давлениях нельзя использовать модели, построенные на основе концепции «обводнения». Более того, Уэйсман и Канг [69] выявили несоответствие некоторых данных полуэмпирическим корреляциям. Поэтому никто не пытался модифицировать модели перехода для затрубного пространства. Вместо этого для описания процесса перехода потока в затрубном пространстве в эмульсионный режим решили использовать модель Браунера и Барни [51], разработанную для труб круглого сечения. Критерием перехода в эмульсионный режим потока в этом случае является превышение значения истинного объемного паросодержания в пробке жидкости, находящейся позади пузырька Тейлора, свыше 52%.

Переход в кольцевой режим. Переход из пробкового (или эмульсионного) режима потока в кольцевой режим не исследовался экспериментально. Вместо этого решено использовать критерий Тейтла и др. [30], выраженный уравнением (4.163).

Прогнозирование характеристик потока. На основе соотношения между скоростями фаз были получены выражения для истинного объемного паросодержания в пузырьковом, пробковом и эмульсионном режимах потока. Кольцевой режим потока при этом не рассматривался.

Пузырьковый режим потока. Хасан и Кабир пришли к выводу, что для пузырькового и рассеянного пузырькового режимов потока справедливо уравнение (4.246). Внутренний диаметр затрубного пространства и угол наклона трубы незначительно влияют на изменение предельной скорости подъема пузырьков v_s . Значение внутреннего диаметра становится существенно важным в том случае, когда диаметр пузырьков превышает 20% от диаметра канала. Хасан и Кабир [26] доказали, что отклонение трубы от вертикали даже на 32° не влияет на скорость небольших пузырьков газа, и предположили распространить это утверждение и для потока в затрубном пространстве.

Пробковый режим потока. Гораздо сложнее применить концепцию приведенной скорости дрейфа двухфазного потока для случая пробкового режима потока, нежели для пузырькового потока. Объясняется это тем, что скорость дрейфа небольших пузырьков в пробке жидкости не одинакова, тогда как скорость дрейфа всех пузырьков Тейлора одна и та же. Если предположить, что пробки жидкости не содержат пузырьков газа и если в качестве скорости подъема пузырька Тейлора взять значение v_{TB} , можно получить выражение для объемного содержания жидкости в затрубном пространстве:

$$H_{LTB} = 1 - \frac{v_{Sg}}{C_1 v_m + v_{TB}}, \quad (4.355)$$

где C_1 — параметр потока, аналогичный параметру C_0 для пузырькового режима потока.

Чтобы определить влияние размеров труб и угла их наклона на параметры потока при пробковом режиме, можно использовать тот же подход, который применялся для пузырькового режима потока, но при этом в качестве истинного объемного содержания необходимо взять значение, рассчитанное по уравнению (4.355). Отношение $v_{Sg}/(1 - H_{LTB})$, фигурирующее в данном уравнении, линейно зависит от v_m , при этом C_1 выступает в качестве коэффициента. Несмотря на то что при данном подходе могут возникнуть случайные ошибки, можно пренебречь несущественным влиянием на параметр потока C_1 диаметра внутренней трубы и угла наклона и в качестве C_1 использовать постоянное значение 1,2.

При течении в затрубном пространстве наличие внутренней трубы приводит к тому, что пузырек Тейлора имеет более остроконечную форму, в результате чего возрастает скорость его подъема v_{TB} . Полученные Хасаном и Кабиром [68] значения для

скорости подъема пузырька Тейлора линейно зависят от соотношения диаметров d_t/d_c , что позволило получить следующее уравнение для скорости подъема пузырька Тейлора в вертикальном затрубном пространстве:

$$v_{TB} = \left(0,345 + 0,1 \frac{d_t}{d_c}\right) \sqrt{\sin \theta (1 + \cos \theta)^{1,2}} \sqrt{\frac{gd_c(\rho_L - \rho_g)}{\rho_L}}. \quad (4.356)$$

На рис. 4.28 изображен блок пробки длиной L_{SU} , который состоит из пузырька Тейлора длиной L_{TB} и пробки жидкости длиной L_{LS} . Среднее объемное содержание жидкости в блоке пробки равно

$$H_L = H_{LTB} \frac{L_{TB}}{L_{SU}} + H_{LLS} \frac{L_{LS}}{L_{SU}}. \quad (4.357)$$

Чтобы рассчитать объемную долю жидкости в пробке, Хасан и Кабир [68] применили метод аналогии. Данные, полученные Акагавой и Сакагучи [70] при исследовании потока в трубах круглого сечения, выявили следующую закономерность: среднее объемное содержание газа в пробке жидкости, зависящее от общего объема блока пробки (т.е. от отношения $(1 - H_{LLS})(L_{LS}/L_{SU})$) приблизительно равняется 0,1 при $v_{Sg} > 0,4$ м/с и $0,25v_{Sg}$, если значение приведенной скорости газа ниже. Предполагая, что это утверждение справедливо и для потока в затрубном пространстве, уравнение (4.357) преобразуется к виду:

$$(1 - H_L) = (1 - H_{LTB}) \frac{L_{TB}}{L_{SU}} + 0,1, \quad (4.358)$$

если $v_{Sg} > 0,4$ м/с, или к виду:

$$(1 - H_L) = (1 - H_{LTB}) \frac{L_{TB}}{L_{SU}} + 0,25v_{Sg}, \quad (4.359)$$

если $v_{Sg} < 0,4$ м/с.

Эмульсионный режим потока. Вследствие того что эмульсионный режим потока обладает некой хаотичностью, Хасан и Кабир специально не исследовали его. Тем не менее они пришли к выводу, что для эмульсионного режима потока можно применить тот же подход, что и для пузырькового или пробкового режимов потока. Несмотря на то что форма пузырьков значительно отличается от классической формы пузырька Тейлора, скорость подъема пузырьков в эмульсионном режиме потока не должна сильно различаться со скоростью подъема пузырька Тейлора в пробковом режиме потока. Вследствие того что скорость смеси гораздо выше скорости подъема пузырьков в эмульсионном режиме потока, незначительная ошибка при расчете значения скорости подъема пузырьков не очень сильно скажется на значении истинного объемного паросодержания.

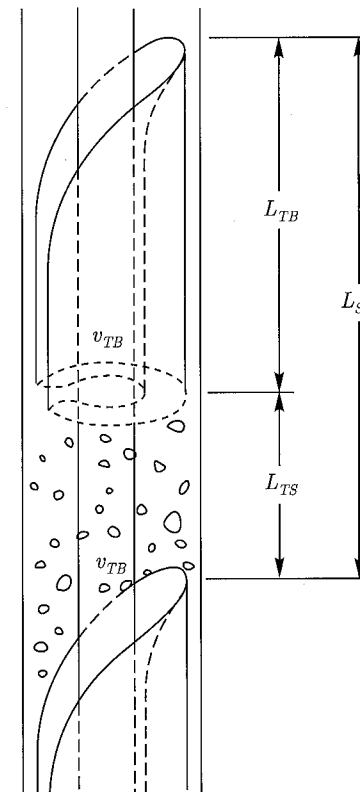


Рис. 4.28. Схематическое изображение блока пробки для пробкового режима потока в затрубном пространстве [68]. (С разрешения Elsevier Science.)

Однако при прогнозировании истинного объемного паросодержания очень важно точно определять значение коэффициента C_1 . Вследствие того что пузырьки в эмульсионном режиме потока совершают возвратно-поступательные движения, профиль концентрации пузырьков здесь может отличаться от соответствующего профиля для пробкового режима потока. Используя уравнение (4.355), а также уравнение (4.356) для труб круглого сечения, Хасан [71, 72] проанализировал данные по объемным долям, собранные Нэйем [73] и Фуентесом [74] при исследовании эмульсионного потока в трубах круглого сечения. Хасан пришел к выводу, что в качестве параметра C_1 лучше всего брать значение 1,15. Это значение является оптимальным и для потока в затрубном пространстве.

4.5. Методы расчета объемного содержания жидкости и градиента давления в затрубном пространстве

Данные по объемному содержанию жидкости и падению давления для двухфазного потока в затрубном пространстве публикуются довольно редко. Казтано [37] проанализировал данные по объемному содержанию жидкости, падению давления и режимам потока в затрубном пространстве, полученные при пропускании воздуха через воду и керосин. Внешняя труба имела внутренний диаметр 76,2 мм, а внутренняя труба имела внешний диаметр 42,2 мм. Первоначальное давление составляло 3,1 бар. При разработке своих моделей Казтано и др. [67], Хасан и Кабир [68] опирались именно на эти данные.

4.5.1. Метод Казтано и др.

Путем сравнения расчетных и экспериментальных данных была проанализирована эффективность модели. Результаты этого анализа представлены в таблице 4.8, где эффективность выражена в терминах среднепроцентной погрешности E_1 и степени отклонения ошибок от среднепроцентной погрешности E_3 (уравнения (4.256) и (4.259)). Эффективность рассчитывалась для разных режимов потока как для концентрического, так и эксцентрического затрубного пространства.

Из таблицы 4.8 видно, что прогнозирование объемного содержания жидкости в пузырьковом потоке сделано достаточно адекватно, результаты недооцениваются на 3%. Степень отклонения результатов от среднего также небольшая, около 5%. То есть модель оказывается довольно эффективной, независимо от физических свойств флюидов и конфигурации затрубного пространства. Хорошие результаты достигаются и при прогнозировании градиента давления. Для эксцентрического затрубного пространства среднепроцентная погрешность и степень отклонения ошибок от среднего чуть выше, чем для концентрического затрубного пространства (превышают 10%). Причиной этого послужили очень низкие значения приведенных скоростей фаз, которые использовались при расчете параметров потока при данной конфигурации затрубного пространства. В таких условиях поток временами становится нестабильным вследствие изменения его направления, что и приводит к снижению точности результатов.

В результате анализа данных таблицы 4.8 можем сделать вывод, что процесс прогнозирования объемного содержания жидкости в рассеянном пузырьковом режиме потока также достаточно точен. Для случая, когда двухфазный поток состоит из воздуха и воды, характерна переоценка результатов расчета, а для случая, когда двухфазный поток состоит из воздуха и керосина, — недооценка результатов расчета. Отклонение от средней ошибки менее 3%. Модель также является достаточно эффективной, независимо от свойств флюидов и конфигурации затрубного пространства. Несмотря на

Таблица 4.8. Расчет объемного содержания жидкости и градиента давления для двухфазного потока в концентрическом и эксцентрическом затрубном пространстве по методу Казтано и др. [37]

| | E_1 | | E_3 | |
|-----------------------|-------------|----------------|-------------|----------------|
| | Воздух/Вода | Воздух/Керосин | Воздух/Вода | Воздух/Керосин |
| Пузырьковый | | | | |
| Концентрич. H_L | -0,46 | -2,17 | 4,75 | 5,21 |
| Концентрич. H_L | -2,77 | - | 4,32 | - |
| Концентрич. d_p/d_L | 7,33 | -0,61 | 8,69 | 3,44 |
| Концентрич. d_p/d_L | 12,03 | - | 11,69 | - |
| Расс. пузырьк. | | | | |
| Концентрич. H_L | 1,67 | -3,84 | 2,84 | 2,93 |
| Концентрич. H_L | 1,12 | - | 1,11 | - |
| Концентрич. d_p/d_L | -2,46 | -2,89 | 5,46 | 1,39 |
| Концентрич. d_p/d_L | -3,74 | - | 2,43 | - |
| Пробковый | | | | |
| Концентрич. H_L | 3,94 | 5,80 | 7,72 | 9,97 |
| Концентрич. H_L | 1,75 | - | 4,03 | - |
| Концентрич. d_p/d_L | 3,51 | 8,00 | 3,32 | 4,07 |
| Концентрич. d_p/d_L | -1,06 | - | 6,86 | - |
| Кольцевой | | | | |
| Концентрич. H_L | 10,60 | -2,31 | 8,86 | 23,17 |
| Концентрич. H_L | 15,00 | - | 9,71 | - |
| Концентрич. d_p/d_L | 17,11 | 66,00 | 15,94 | 25,22 |
| Концентрич. d_p/d_L | -14,03 | - | 9,33 | - |

то что для эксцентрического затрубного пространства были получены низкие значения градиента давления (вследствие небольших потерь на трение), расчетные результаты соответствуют фактическим, поэтому среднепроцентная погрешность и отклонение от среднего небольшие.

Из данных таблицы 4.8 также следует, что процесс прогнозирования объемного содержания жидкости в пробковом режиме потока довольно точен, для любой пары флюидов характерна незначительная переоценка прогнозных результатов. Степень отклонения от среднего варьируется в пределах 4–10% (это умеренное отклонение). Для смеси вода/воздух модель проявляет себя чуть эффективнее. Что касается прогнозирования градиента давления, расчетные результаты соответствуют фактическим, полученным экспериментальным путем. Для обеих конфигураций затрубного пространства результаты прогнозирования примерно одинаковы, что говорит о достаточной эффективности модели для случая эксцентрического затрубного пространства. Небольшая переоценка результатов расчетных данных как для объемного содержания жидкости, так и для градиента давления объясняется тем, что объемное содержание жидкой фазы в пробке жидкости принимается постоянным, в то время как оно может уменьшаться по мере роста дебита газа. Если учесть в расчетах изменение значений объемного содержания конденсированной фазы в пробке жидкости, эффективность модели возрастет.

Что касается кольцевого режима потока, то из таблицы 4.8 можно сделать вывод, что процесс прогнозирования объемного содержания жидкости и градиента давления для смеси воздух/вода является достаточно точным при любой конфигурации затрубного пространства. Для смеси воздух/керосин результаты расчетов не более, чем просто удовлетворительные.

Для кольцевого режима потока степень совпадения экспериментальных данных с соответствующими результатами модельных расчетов ниже, чем для других режимов потока. По-видимому, это объясняется условиями эксперименты. В экспериментах Каэтано [37] при замерах объемного содержания жидкости труба перекрывалась шаровыми клапанами, использование которых приводит к большим ошибкам для кольцевого режима потока, чем для других режимов, вследствие низкого общего объемного содержания жидкости в кольцевом потоке. Замеренные значения объемного содержания жидкости иногда получались меньше, чем было на самом деле. К тому же способ замеров падения давления, который применял Каэтано, не очень хорошо подходит для кольцевого режима потока еще и потому, что он является зависимым от поперечного сечения труб и их осевого расположения. И наконец, существовали ограничения, накладываемые газоперекачивающим устройством, поэтому у Каэтано не было возможности замерять данные потока на обширной области затрубного пространства.

Второй важной особенностью модели кольцевого режима потока является ее зависимость от объемной доли захваченных капелек жидкости F_E . При высокой приведенной скорости газа расчетное значение объемной доли захваченных газом капелек жидкости велико и, как следствие, общее объемное содержание жидкости в итоге оказывается малым. Уоллис [18] пришел к выводу, что объемное содержание вязких жидкостей, как правило, бывает меньше значений, прогнозируемых по корреляциям. Такая ситуация характерна и для модели кольцевого режима потока, разработанной Каэтано и др. [67].

На эффективность модели также оказывает влияние значение отношения толщины внутренней пленки к толщине внешней пленки. При этом распределение захваченных капелек жидкости в газовом ядре считается однородным (изотропным). Хатчинсон и др. [75] также воспользовались концепцией изотропности. Однако Гарднер [76] пришел к выводу, что значение скорости осаждения капелек жидкости зависит и от того, какие явления учитываются в реальном потоке и каков размер капелек жидкости.

Поскольку Каэтано и др. не измеряли размер капелек жидкости, они не учитывали его в своих исследованиях. Вместо этого они воспользовались выражением для скорости осаждения капелек жидкости. Процесс массообмена не учитывает размеры частиц и природу процесса осаждения. Поэтому, чтобы усовершенствовать модель, необходимо более подробно изучить характеристики кольцевого режима потока.

4.5.2. Модель Хасана и Кабира

Хасан и Кабир [68] опубликовали результаты статистического сравнения расчетных значений объемного содержания жидкости с экспериментальными значениями, которые получил Каэтано [37] для потока в концентрическом затрубном пространстве. Значения градиента давления не сравнивались. В таблице 4.9 приведены статистические результаты сравнительного анализа.

Для пузырькового режима потока характерна переоценка значений объемного содержания жидкости для обеих пар флюидов, хотя для смеси воздух/керосин степень совпадения значений выше. Данные, полученные Каэтано по пузырьковому режиму потока, состоящему из воздуха и воды, Хасан и Кабир рассчитали со среднепроцентной погрешностью 2,4% и отклонением от среднего 4,07%. Применяя модель Каэтано

Таблица 4.9. Расчет объемного содержания жидкости для двухфазного потока в затрубном пространстве по методу Хасана и Кабира [68]. (Приводится с разрешения Elsevier Science.)

| | E_1 | | E_3 | | E_4 | | E_6 | |
|-----------|-----------|-----------|-----------|-----------|-----------|-----------|-----------|-----------|
| | Воз./Вод. | Воз./Кер. | Воз./Вод. | Воз./Кер. | Воз./Вод. | Воз./Кер. | Воз./Вод. | Воз./Кер. |
| Пузырьк. | 2,400 | 1,900 | 4,070 | 3,980 | 0,022 | 0,013 | 0,040 | 0,034 |
| Расс.пуз. | 5,000 | 0,600 | 5,020 | 2,160 | 0,043 | 0,003 | 0,049 | 0,018 |
| Пробк. | 7,040 | 9,930 | 8,100 | 7,200 | 0,041 | 0,047 | 0,063 | 0,057 |
| Эмульс. | | | | | -0,005 | 0,026 | 0,033 | 0,043 |

и др. [67], те же данные можно рассчитать со среднепроцентной погрешностью -0,46% и отклонением от среднего 4,75%. Данные, полученные Каэтано по пузырьковому режиму потока, состоящему из воздуха и керосина, Хасан и Кабир рассчитали со среднепроцентной погрешностью 1,90% и отклонением от среднего 3,98%. С помощью модели Каэтано эти данные рассчитываются со среднепроцентной погрешностью -2,17% и отклонением от среднего 5,21%. Преувеличение результатов расчета по методу Хасана и Кабира означает, что необходимо использовать более низкое значение C_0 или меньшее значение v_s в уравнении (4.246).

Данные для рассеянного пузырькового режима потока, состоящего из воздуха и воды, переоцениваются в среднем на 5,0%, тогда как при использовании однородной модели Каэтано они недооцениваются на 1,67%. Тем не менее, если рассматривать рассеянный пузырьковый поток как однородный, это может привести к ошибкам, поскольку значение C_0 в этом случае принимается равным 1,0, в то время как большая часть пузырьков все еще движется внутри канала. Наблюдаемые характеристики потока, состоящего из воздуха и керосина, подтверждают этот факт. Хасан и Кабир рассчитывают данные смеси воздух/керосин со средней процентной погрешностью 0,60% и отклонением от среднего 2,16%, тогда как в однородной модели Каэтано и др. они предсказываются со средней процентной погрешностью -3,84% и отклонением от среднего 2,93%.

Что касается пробкового режима потока, то Хасан и Кабир переоценивают данные потока, состоящего из воздуха и воды, на 7,04%, а данные потока, состоящего из воздуха и керосина, — на 9,93%. При этом отклонение от среднего равно 8,1% и 7,2% соответственно. Как видно, процентная погрешность достаточно высока, что объясняется скорее небольшим объемным содержанием жидкости, нежели неточностью метода вычисления его абсолютных значений.

Для пробкового режима потока Хасан и Кабир предложили упрощенный подход, предположив, что скорость дрейфа газа совпадает со скоростью пузырька Тейлора. Если учитывать разницу скоростей дрейфа в пузырьке Тейлора и пробке жидкости, степень отклонения ошибок от среднепроцентной погрешности составляет всего 0,01% для смеси воздух/вода и 0,004 для смеси воздух/керосин. Тем не менее модель Каэтано и др. для пробкового режима потока позволяет рассчитывать объемное содержание жидкости более точно для любой пары флюидов: для смеси воздух/вода $E_1 = 3,94%$ и $E_3 = 7,72%$, а для смеси воздух/керосин $E_1 = 5,8%$ и $E_3 = 9,97%$.

В таблице 4.9 также приведены результаты сравнения расчетных значений объемного содержания жидкости по методу Хасана и Кабира и экспериментальных данных эмульсионного режима потока, полученных Каэтано. Относительно небольшие значения средней ошибки предполагают использование низкого значения C_1 . Поскольку объемное содержание жидкости в данном режиме потока очень низкое, показатели среднепроцентной погрешности и отклонения от среднего не приводятся. Иначе по ним можно сделать неправильный вывод о преувеличенной неточности метода.

Также Хасан и Кабир сравнили результаты своих расчетов с экспериментальными данными, полученными Садатоми и др. [77] для смеси воздух/вода. Садатоми и др. проводили эксперименты при течении смеси в затрубном пространстве, когда внешний диаметр составлял 30 мм, а внутренний — 15 мм. Расчетные значения объемного содержания газа для всех режимов потока имели среднюю погрешность 0,023 и отклонение от среднего 0,0214. В результате также было получено соответствие экспериментальных данных Садатоми и др. расчетным характеристикам пробкового и эмульсионного режимов потока, полученных по методу Хасана и Кабира.

4.6. Обобщающие выводы

Инженеры, рассчитывающие характеристики многофазного потока в стволе скважины, неизбежно сталкиваются с дилеммой: какую корреляцию или модель использовать для расчетов? Многие компании пользуются собственными методами, основанными на опытных наблюдениях и не опираются на опубликованные данные других исследователей. К сожалению, довольно часто разработчики принимают решения без учета налагаемых ограничений и того факта, что существуют более точные методы. Все расчеты, которые мы приводили в разделах 4.3 и 4.5, строятся на ограниченном наборе данных, поэтому их нельзя назвать завершенными.

Тем не менее можно сделать обобщенный вывод об эффективности рассмотренных методов расчета и исследований. Среди приведенных эмпирических корреляций лучшими считаются модифицированный метод Хагедорна и Брауна [4] и метод Беггза и Брилла [11]. В последнем методе сделана попытка учесть угол наклона трубы при расчете объемного содержания жидкости, поэтому для наклонных скважин он является предпочтительнее метода Хагедорна и Брауна. Несмотря на то что разработчики пытались построить комбинированные корреляции (например, карта режимов потока заимствовалась из одного метода, а уравнение градиента давления — из другого), ни одну корреляцию нельзя назвать достаточно верной с технической точки зрения. Лишь по чистой случайности результаты их применения могут оказаться более точными.

Самыми эффективными для прогнозирования градиента давления в скважинах являются механистические модели. К сожалению, их не так просто понять ввиду их сложности. Среди механистических моделей шире всех в нефтегазовой промышленности применяется полноценная модель Анзари и др. [24]. Не вызывает сомнений, что не последует значительных усовершенствований модели Анзари. Существует еще две модели [28, 29], которые на данный момент готовятся к публикации. Такие коммерческие программные продукты, как OLGA и TASCITE, не подлежат широкому применению, поскольку являются запатентованными.

Ни одна из существующих моделей в полной мере не учитывает влияние угла наклона на характеристики потока. И хотя для прогнозирования режимов потока для любого угла наклона разработаны превосходные модели, они зависимы от угла наклона. В механистических моделях влияние угла наклона на значение параметров потока либо неверно оценивается, либо вовсе не учитывается. При этом могут учитываться, к примеру, такие явления, как изменение толщины пленки с изменением угла наклона в кольцевом режиме потока и в области пузырька Тейлора в пробковом режиме потока; влияние угла наклона на скорость подъема пузырька Тейлора; слияние маленьких пузырьков газа в верхней части наклонных скважин в пузырьковом и пробковом режимах потока.

И наконец, ни одна из механистических моделей не позволяет рассчитывать характеристики потока, состоящего одновременно из газа, нефти и воды. Сначала необходимо точно смоделировать двухфазный поток нефти и воды и только затем приступить

к моделированию более сложного многофазного потока. До настоящего времени не было опубликовано ни одной замкнутой модели, предназначенной для прогнозирования потока нефти и воды в вертикальных или наклонных скважинах. Чтобы построить модель поведения газожидкостного потока (нефть, вода, газ), необходимо сначала смоделировать процессы перехода из одного режима в другой для потока, состоящего из нефти и воды. И только после всего этого можно будет построить усовершенствованные модели, предназначенные для прогнозирования градиента давления. Надеемся, что в конечном счете будут разработаны механистические модели, одинаково эффективные для разных значений дебита газа, нефти и воды, а также для разных значений угла наклона, вязкости нефти и диаметров труб, образующих затрубное пространство.

Литература

- [1] Poettmann, F.H. and Carpenter, P.G.: «The Multiphase Flow of Gas, Oil and Water Through Vertical Flow Strings with Application to the Design and Gas-Lift Installations», *Drill. & Prod. Prac.* (1952) 257.
- [2] Baxendell, P.B. and Thomas, R.: «The Calculation of Pressure Gradients in High-Rate Flowing Wells», *JPT* (October 1961) 1023; *Trans., AIME*, 222.
- [3] Fancher, G.H. Jr. and Brown, K.E.: «Prediction of Pressure Gradients for Multiphase Flow in Tubing», *SPEJ* (March 1963) 59; *Trans., AIME*, 228.
- [4] Hagedorn, A.R. and Brown, K.E.: «Experimental Study of Pressure Gradients Occurring During Continuous Two-Phase Flow in Small-Diameter Vertical Conduits», *JPT* (April 1965) 475; *Trans., AIME*, 234.
- [5] User's Manual for API 14B.SSCSV Sizing Computer Program, second edition. API (1978) Appendix B, 38-41.
- [6] Asheim, H.: «MONA, An Accurate Two-Phase Well Flow Model Based on Phase Slippage», *SPEPE* (May 1986) 221.
- [7] Duns, H. Jr. and Ros, N.C.J.: «Vertical Flow of Gas and Liquid Mixtures in Wells», *Proc., Sixth World Pet. Cong., Tokyo* (1963) 451.
- [8] Orkiszewski, J.: «Predicting Two-Phase Pressure Drops in Vertical Pipes», *JPT* (June 1967) 829; *Trans., AIME*, 240.
- [9] Aziz, K., Govier, G.W., and Fogarasi, M.: «Pressure Drop in Wells Producing Oil and Gas», *J. Cdn. Pet. Tech.* (July-September 1972) 11, 38.
- [10] Chierici, G.L., Ciucci, G.M., and Sclocchi, G.: «Two-Phase Vertical Flow in Oil Wells — Prediction of Pressure Drop», *JPT* (August 1974) 927; *Trans., AIME*, 257.
- [11] Beggs, H.D. and Brill, J.P.: «A Study of Two-Phase Flow in Inclined Pipes», *JPT* (May 1973) 607; *Trans., AIME*, 255.
- [12] Mukherjee, H. and Brill, J.P.: «Pressure Drop Correlations for Inclined Two-Phase Flow», *J. Energy Res. Tech.* (December 1985) 107, 549.
- [13] Griffith, P. and Wallis, G.B.: «Two-Phase Slug Flow», *J. Heat Transfer* (August 1961) 83, 307.

- [14] Griffith, P.: «Two-Phase Flow in Pipes», special summer program, Massachusetts Inst. of Technology, Cambridge, Massachusetts (1962).
- [15] Davies, R.M. and Taylor, G.: «The Mechanics of Large Bubbles Rising Through Extended Liquids and Through Liquids in Tubes», Proc., Royal Soc., London (1949) 200A, 375.
- [16] Brill, J.P.: «Discontinuities in the Orkiszewski Correlation for Predicting Pressure Gradients in Wells», J.Energy Res.Tech.(March 1989) 111, 34.
- [17] Govier, G.W., Radford, B.A., and Dunn, J.S.C.: «The Upward Vertical Flow of Air-Water Mixtures, Part I», Cdn. J. Chem. Eng. (1957) 35, 58.
- [18] Wallis, G.B.: One Dimensional Two-Phase Flow, McGraw-Hill Book Co. Inc., New York City (1969).
- [19] Al-Najjar, H.S.H. and Al-Soof, N.U.A.: «Alternate Row-Pattern Maps Can Improve Pressure-Drop Calculations of the Aziz et al. Multiphase-Flow Correlation», SPEPE (August 1989) 327.
- [20] Nicklin, D.J., Wilkes, J.O., and Davidson, J.F.: «Two-Phase Flow in Vertical Tubes», Trans., AIChE (1962) 40, 61.
- [21] Brill, J.P. and Beggs, H.D.: «Two-Phase Flow in Pipes», U. of Tulsa Tulsa, Oklahoma (1991).
- [22] Payne, G.A. et al.: «Evaluation of Inclined-Pipe Two-Phase Liquid Holdup and Pressure-Loss Correlations Using Experimental Data», JPT (September 1979) 1198; Trans., AIME 267.
- [23] Govier, G.W. and Aziz, K.: «The Flow of Complex Mixtures in Pipes», Van Nostrand Reinhold Publishing Co., New York City (1972).
- [24] Ansari, A.M. et al. «A Comprehensive Mechanistic Model for Two-Phase Flow in Wellbores», SPEPF (May 1994) 143; Trans., AIME, 297.
- [25] Hasan, A.R. and Kabir, C.S.: «A Study of Multiphase Flow Behavior in Vertical Wells», SPEPE (May 1988) 263; Trans., AIME, 285.
- [26] Hasan, A.R. and Kabir, C.S.: «Predicting Multiphase Flow Behavior in a Deviated Well», SPEPE (November 1988) 474.
- [27] Kabir, C.S. and Hasan, A.R.: «Performance of a Two-Phase Gas/Liquid Model in Vertical Wells», J. Pet. Sci. & Eng. (1990) 4, 273.
- [28] Chokshi, R.N., Schmidt, Z., and Doty, D.R.: «Experimental Study and the Development of a Mechanistic Model for Two-Phase Flow Through Vertical Tubing», paper SPE 35676 presented at the 1996 Western Regional Meeting, Anchorage, 22-24 May.
- [29] Petalas, N. and Aziz, K.: «Development and Testing of a New Mechanistic Model for Multiphase Flow in Pipes», paper presented at the 1996 ASME Summer Meeting, Anaheim, California, 11 July.
- [30] Taitel, Y.M., Barnea, D., and Dukler, A.E.: «Modeling Flow Pattern Transitions for Steady Upward Gas-Liquid Flow in Vertical Tubes», AIChE J. (1980) 26, 345.

- [31] Barnea, D., Shoham, O., and Taitel, Y.: «Flow Pattern Transition for Vertical Downward Two-Phase Flow», Chem. Eng. Sci. (1982) 37, 741.
- [32] Barnea, D.: «A Unified Model for Predicting Flow-Pattern Transition for the Whole Range of Pipe Inclinations», Intl. J. Multiphase Flow (1987) 13, 1.
- [33] Harmathy, T.Z.: «Velocity of Large Drops and Bubbles in Media of Infinite or Restricted Extent», AIChE J. (1960) 6, 281.
- [34] Scott, S.L. and Kouba, G.E.: «Advances in Slug Flow Characterization for Horizontal and Slightly Inclined Pipelines», paper SPE 20628 presented at the 1990 SPE Annual Technical Conference and Exhibition, New Orleans, 23-26 September.
- [35] Lockhart, R.W. and Martinelli, R.C.: «Proposed Correlation of Data for Isothermal Two-Phase, Two-Component Flow in Pipes», Chem. Eng. Prog. (1949) 45, 39.
- [36] Alves, I.N. et al.: «Modeling Annular Flow Behavior for Gas Wells», paper presented at the 1988 Annual Winter Meeting of ASME, Chicago, 27 November-2 December.
- [37] Caetano, E.F.: «Upward Vertical Two-Phase Flow Through an Annulus», PhD dissertation, U. of Tulsa, Tulsa, Oklahoma (1985).
- [38] Zuber, N. and Hench, J.: «Steady State and Transient Void Fraction of Bubbling Systems and Their Operating Limits. Part I: Steady-State Operation», Report #62GL100, General Electric Co., Schenectady, New York (1962).
- [39] Fernandes, R.C., Semait, T. and Dukler, A.E.: «Hydrodynamic Model for Gas-Liquid Slug Flow in Vertical Tubes», AIChE J. (1986) 32, 981.
- [40] Sylvester, N.D.: «A Mechanistic Model for Two-Phase Vertical Slug Flow in Pipes», J. Energy Res. Tech. (December 1987) 109, 206.
- [41] Brotz, W.: «Über die Vorausberechnung der Absorptionsgeschwindigkeit von Gasen in Stromenden Flüssigkeitsschichten», Chem. Ing. Tech. (1954) 26, 470.
- [42] Schmidt, Z.: «Experimental Study of Two-Phase Slug Flow in a Pipeline-Riser Pipe System», PhD dissertation, U. of Tulsa, Tulsa, Oklahoma (1977).
- [43] Vo, D.T. and Shoham, O.: «A Note on the Existence of a Solution for Two-Phase Slug Flow in Vertical Pipes», J. Energy Res. Tech. (June 1989) 111, 64.
- [44] McQuillan, K.W. and Whalley, P.B.: «Flow Patterns in Vertical Two-Phase Flow», Intl. J. Multiphase Flow (1985) 11, 161.
- [45] Barnea, D.: «Effect of Bubble Shape on Pressure Drop Calculations in Vertical Slug Flow», Intl. J. Multiphase Flow (1990) 16, 79.
- [46] Hewitt, G.F. and Hall-Taylor, N.S.: Annular Two-Phase Flow. Pergamon Press, Ltd., Oxford, U.K. (1970).
- [47] Whalley, P.B. and Hewitt, G.F.: «The Correlation of Liquid Entrainment Fraction and Entrainment Rate in Annular Two-Phase Flow», UKAEA Report, AERE-R9187, Harwell, U.K. (1978).
- [48] Lopes, J.C.B. and Dukler, A.E.: «Droplet Entrainment in Vertical Annular Flow and its Contribution to Momentum Transfer», AIChE J. (1986) 32, 1500.

- [49] Hasan, A.R., Kabir, C.S., and Rahman, R.: «Predicting Liquid Gradient in a Pumping-Well Annulus», SPEPE (February 1988) 113; Trans., AIME, 285.
- [50] Barnea, D. and Brauner, N.: «Holdup of the Liquid Slug in Two-Phase Intermittent Flow», Intl. J. Multiphase Flow (1985) 11, 43.
- [51] Brauner, N. and Barnea, D.: «Slug/Churn Transition in Upward Gas-Liquid Flow», Chem. Eng. Sci. (1986) 41, 159.
- [52] Steen, D.A. and Wallis, G.B.: AEC report No. NYO-31142-2 (1964). MULTIPHASE FLOW IN WI
- [53] Ansari, A.M. et al.: «Supplement to paper SPE 20630, A Comprehensive Mechanistic Model for Upward Two-Phase Flow in Wellbores», paper SPE 28671 available from SPE, Richardson, Texas (May 1994).
- [54] Govier, G.W. and Fogarasi, M.: «Pressure Drop in Wells Producing Gas and Condensate», J. Cdn. Pet. Tech. (October-December 1975) 14, 28.
- [55] Hagedorn, A.R.: «Experimental Study of Pressure Gradients Occurring during Continuous Two-Phase Flow in Small Diameter Vertical Conduits», PhD dissertation, U. of Texas, Austin, Texas (1964)
- [56] Espanol, H.J.H.: «Comparison of Three Methods for Calculating a Pressure Traverse in Vertical Multi-Phase Flow», MS thesis, U. of Tulsa, Tulsa, Oklahoma (1968).
- [57] Messulam, S.A.G.: «Comparison of Correlations for Predicting Multiphase Flowing Pressure Losses in Vertical Pipes», MS thesis, U. of Tulsa, Tulsa, Oklahoma (1970).
- [58] Camacho, C.A.: «Comparison of Correlations for Predicting Pressure Losses in High Gas-Liquid Ratio Vertical Wells», MS thesis, U. of Tulsa, Tulsa, Oklahoma (1970).
- [59] Pucknell, J.K., Mason, J.N.E., and Vervest, E.G.: «An Evaluation of Recent Mechanistic Models of Multiphase Flow for Predicting Pressure Drops in Oil and Gas Wells», paper SPE 26682 presented at the 1993 Offshore European Conference, Aberdeen, 7-10 September.
- [60] Salim, P.H. and Stanislav, J.F.: «Evaluation of Methods Describing the Flow of Gas-Liquid Mixture in Wells», J. Cdn. Pet. Tech. (January/February 1994) 33, 58.
- [61] Baxendell, P.B.: «Producing Wells on Casing Flow — An Analysis of Flowing Pressure Gradients», JPT (August 1958) 59; Trans., AIME, 213.
- [62] Gaither, O.D., Winkler, H.W., and Kirkpatrick, C.V.: «Single- and Two-Phase Fluid Flow in Small Vertical Conduits Including Annular Configurations», JPT (March 1963) 309; Trans., AIME, 228.
- [63] Angel, R.R. and Welchon, J.K.: «Low-Ratio Gas-Lift Correlation for Casing-Tubing Annuli and Large-Diameter Tubing», Drill. & Prod. Prac. (1964) 100.
- [64] Winkler, H.W.: «Single- and Two-Phase Vertical Flow Through 0.996x.625-Inch Fully Eccentric Plain Configuration», PhD dissertation, U. of Texas, Austin, Texas (1968).
- [65] Ros, N.C.J.: «Simultaneous Flow of Gas and Liquid as Encountered in Well Tubing», JPT (October 1961) 1037; Trans., AIME, 222.

- [66] Caetano, E.F., Shoham, O., and Brill, J.P.: «Upward Vertical Two-Phase Flow Through an Annulus, Part I: Single-Phase Friction Factor Taylor Bubble-Rise Velocity and Flow-Pattern Prediction», J. Energy Res. Tech. (March 1992) 114, 1.
- [67] Caetano, E.F., Shoham, O., and Brill, J.P.: «Upward Vertical Two-Phase Flow Through an Annulus. Part II: Modeling Bubble, Slug and Annular Flow», J. Energy Res. Tech. (March 1992) 114, 14.
- [68] Hasan, A.R. and Kabir, C.S.: «Two-Phase Flow in Vertical and Inclined Annuli», Intl. J. Multiphase Flow (1992) 18, 279.
- [69] Weisman, J. and Kang, S.Y.: «Flow Pattern Transitions in Vertical and Upwardly Inclined Lines», Intl. J. Multiphase Flow (1981) 7, 271.
- [70] Akagawa, K. and Sakaguchi, T.: «Fluctuation of Void Ratio Phase Flow», Bulletin, JSME (1966) 9, 104.
- [71] Hasan, A.R.: «Void Fraction in Bubbly, Slug, and Churn Flow in Vertical Two-Phase Up-Flow», Chem. Eng. Communications (1988) 66, 101.
- [72] Hasan, A.R.: «Inclined Two-Phase Flow: Flow Pattern, Void Fraction and Pressure Drop in Bubbly, Slug, and Churn Flow», Particulate Phenomena and Multiphase Transport, Hemisphere Publishing Co., New York City (1988) 1, 229-49.
- [73] Ney, C.: «A Study of the Directional Well», MS thesis, U. of Tulsa, Tulsa, Oklahoma (1968).
- [74] Fuentes, A.J.: «A Study of Multi-Phase Flow Phenomena in Directional Wells», MS thesis, U. of Tulsa, Tulsa, Oklahoma (1968).
- [75] Hutchinson, P., Hewitt, G.F., and Dukler, A.E.: «Deposition of Liquid or Solid Dispersions from Turbulent Gas Streams: A Stochastic Model», Chem. Eng. Sci. (1971) 26, 419.
- [76] Gardner, G.C.: «Deposition of Particles from a Gas Flowing Parallel to a Surface», Intl. J. Multiphase Flow (1975) 2, 213.
- [77] Sadatomi, M., Sato, Y., and Saruwatari, S.: «Two-Phase Flow in Vertical Noncircular Channels», Intl. J. Multiphase Flow (1982) 8, 641.

Поток через ограничители и компоненты трубопровода

5.1. Введение

Целью данной главы является описание методов прогнозирования характеристик потока при течении через ограничители и другие технические устройства, наличие которых необходимо учитывать при эксплуатации скважин.

Поток флюидов через ограничители имеет место в устройствах по измерению дебита жидкости и/или газа, а также при прохождении потока через поверхностные или погружные штуцера, подповерхностные предохранительные клапаны скорости, центраторы насосно-компрессорных колонн или любые поверхностные элементы трубопровода¹, такие как клапаны, колена или переходные муфты для соединения труб разного диаметра. В качестве ограничителей могут также рассматриваться отложения парафинов, асфальтенов или гидратов на стенках труб.

В рамках большинства исследований течений многофазных сред через элементы трубопровода, изменяющие сечение потока, пользуются такими понятиями, как «критическое» или «звуковое» течение. Например, поверхностные штуцера, как правило, работают в условиях критического течения. В некоторых скважинах до сих пор применяются подповерхностные предохранительные клапаны, которые работают в условиях докритического (дозвукового) течения.

5.2. Описание ограничителей

Наиболее часто в нефтегазодобывающей промышленности применяют такие ограничители, как штуцера (пробки штуцера, или пробки положительного потока), подповерхностные предохранительные клапаны скорости, стандартные клапаны и соединения, часто называемые компонентами трубопровода.

Штуцера предназначены для контроля дебитов или давления. Обычно они имеют закругленное входное отверстие и достигают в длину нескольких сантиметров. Например, пробки штуцера компании Торнхилл-Крэйвер (Thornhill-Craver) имеют длину около 15 см и диаметры от 3 до 19 мм (от 1/8 до 3/4 дюйма) [1]. На рис. 5.1 схематично изображен стандартный штуцер.

Освоение месторождений в Арктике и морских шельфов привело к использованию в нефтегазодобыче дистанционно управляемых штуцеров. Их часто называют расходомерными клапанами (MOV).

Одним из таких клапанов является штуцер компании Уиллис Ойл Тул (Willis Oil Tool) [2], изображенный на рис. 5.2. Он состоит из неподвижного и подвижного керамических дисков, каждый из которых имеет два отверстия. Можно изменять размер отверстия путем сдвига подвижного диска относительно неподвижного (рис. 5.3). Изме-

¹Далее дополнительные устройства, помещаемые в трубопровод, авторами называются компонентами трубопровода. — Прим. ред.

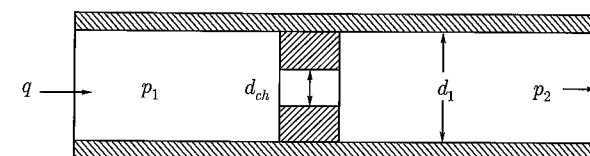


Рис. 5.1. Схематичное изображение штуцера

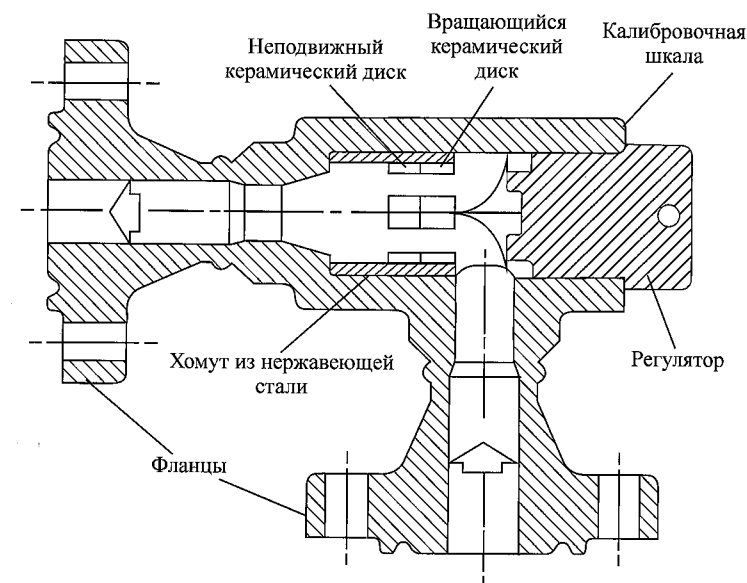


Рис. 5.2. Конструкция устьевого расходомерного клапана (используемого компанией Willis Oil Tool [2])

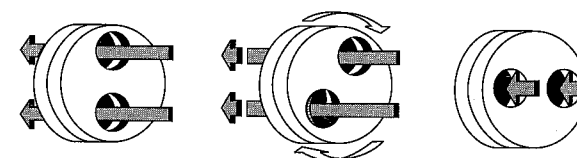


Рис. 5.3. Принцип работы керамического диска расходомера (используемого компанией Willis Oil Tool [2])

нение размеров отверстия может привести к тому, что за ним усиливается механическое воздействие флюида на стенки трубы, тем самым приводя к эрозии. Явление эрозии описано в главе 6.

Подповерхностные предохранительные клапаны устанавливаются, как правило, во всех скважинах на морских месторождениях, при этом должны выполняться специальные разработанные правила [3]. Принцип работы предохранительных клапанов может быть различен: они могут управляться поверхностно или путем изменения скорости либо температуры. В нормальном состоянии клапаны открыты до тех пор, пока какое-либо воздействие на них со стороны флюида не приведет к их закрытию. Механизм их действия может быть очень сложным, поэтому мы не будем его описывать в дан-

ной монографии. Внутренняя конфигурация клапанов, которые приводятся в действие при изменении скорости, также может быть довольно сложной. Причем клапаны разных производителей имеют разные конфигурации и даже клапаны одного и того же производителя могут отличаться. На рис. 5.4 изображены профили двух потоков, протекающих через подповерхностные предохранительные клапаны, приводимые в действие изменениями скорости потока. Клапаны содержат стыковочные сердечники и выравнивающие переходники. Штуцера внутри клапанов могут быть укорочены и иметь коническую форму (в клапане Отис-Джей) или, наоборот, быть удлиненными и закругленными с концов (клапан Камко А-3). Иногда поток проходит извилистый путь внутри предохранительного клапана. В результате эрозии от воздействия песка площадь сечения потока увеличивается и все первоначальные проектные расчеты становятся неточными, поэтому при предварительном прогнозировании очень трудно подобрать оптимальный размер предохранительных клапанов. Также осложняет их проектирование и тот факт, что в длинных штуцерах и подповерхностных предохранительных клапанах сложно правильно учесть эффекты, обусловленные трением.

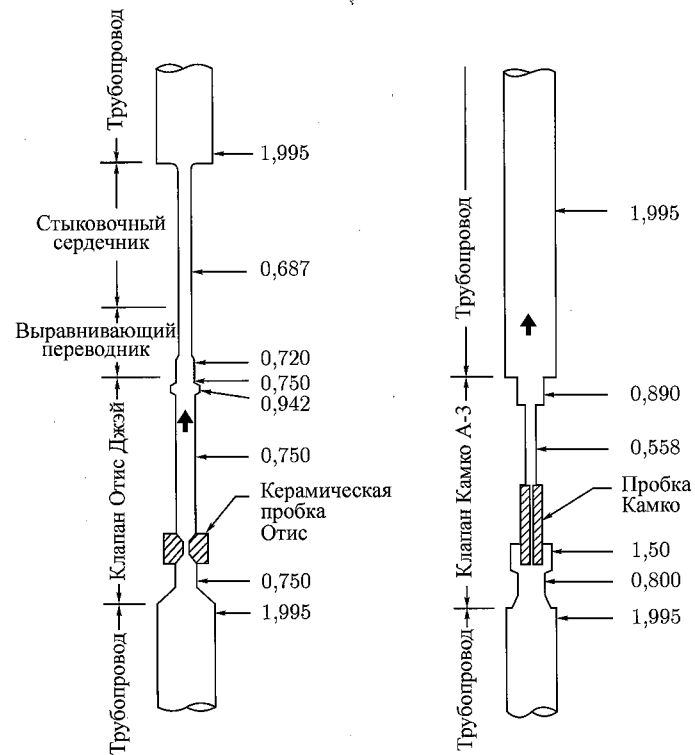


Рис. 5.4. Поток внутри подповерхностных предохранительных клапанов, управляемых изменениями скорости (согласно Брилли и Бегтзу [3])

Поверхностное оборудование включает различные компоненты трубопровода. Каждый из них имеет сложную конфигурацию, поэтому все они по-разному влияют на поток. К примеру, в колене трубопровода происходит падение давления, степень которого отлична от величины падения давления в частично открытой задвижке трубопровода.

5.3. Поток через штуцер

Почти во всех добывающих скважинах вблизи устья устанавливаются штуцера для контроля дебита и/или давления. Контролировать дебит необходимо для того, чтобы предотвратить такие нежелательные факторы, как образование конуса обводнения или газового конуса, вынос песка, превышение предельно допустимой скорости эрозии. Штуцера можно использовать и для ограничения добычи в пределах желаемых дебитов или установленных квот. В некоторых случаях для определения дебита используют значения давления, измеренные в зоне штуцера.

Сжимаемый поток в отверстии штуцера может достичь скорости, равной скорости звука. Это явление характерно для однофазного потока газа и многофазного потока. Колебания давления распространяются со скоростью звука. Следовательно, если при течении достигается скорость звука в зоне штуцера, то характеристики потока перестают зависеть от условий, преобладающих в скважине до штуцера. Выполняется условие критического течения. Если максимальная скорость флюида в штуцере меньше скорости звука, течение называют докритическим. Таким образом, чтобы описать характеристики сжимаемого потока, проходящего через штуцер, необходимо рассчитывать скорость звука для потока и положение границы между критическим и докритическим течением. На рис. 5.5 показана зависимость дебита сжимаемого флюида, протекающего через штуцер, от соотношения давлений до и после преграды. Чем меньше разница давлений, тем выше дебит. Когда разница давлений достигает критического значения, расход флюида через преграду становится постоянным.

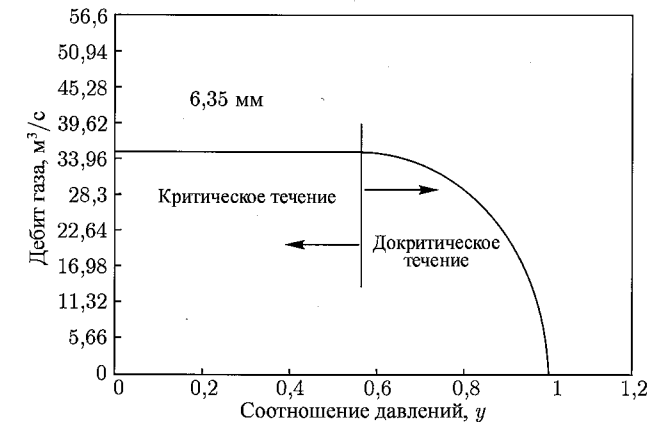


Рис. 5.5. Зависимость дебита потока, протекающего через штуцер, от значения y

Прогнозирование характеристик многофазного потока, протекающего через штуцера, основано на знаниях о характеристиках однофазного потока в этой зоне. Поэтому сначала мы опишем однофазные потоки жидкости и газа.

5.3.1. Однофазный поток жидкости

В зоне устьевого штуцера редко наблюдается однофазный поток жидкости, поскольку устьевое давление почти всегда бывает ниже давления насыщения. Так как скорость звука однофазного потока слишком высока, течение будет докритическим. Объединяя уравнение Бернулли [4] с уравнением сохранения массы, получаем форму-

лу (5.1), справедливую для однофазного потока несжимаемой жидкости в зоне штуцера:

$$q = CA \sqrt{\frac{2g_c \Delta p}{\rho}} \quad (5.1)$$

Заметим, что в единицах измерения, принятых в нефтегазовой отрасли, формула имеет вид:

$$q = 85,677 C d_{ch}^2 \sqrt{\frac{\Delta p}{\rho}}, \quad (5.2)$$

где q выражено в куб.м/сутки, а d_{ch} — в мм (диаметр штуцера). Диаметр штуцера часто называют размером пробки и измеряют в единицах, равных 1/64 дюйма.

Коэффициент C в уравнениях (5.1) и (5.2) является поправкой на необратимые потери, такие как трение. Его значение можно определить экспериментально, оно зависит главным образом от типа преграды (расходомер Вентури, вставка, отверстие или штуцер), соотношения диаметра преграды к диаметру трубы и числа Рейнольдса. На рис. 5.6 изображена диаграмма, по которой определяют значение коэффициента C для потока через вставку.

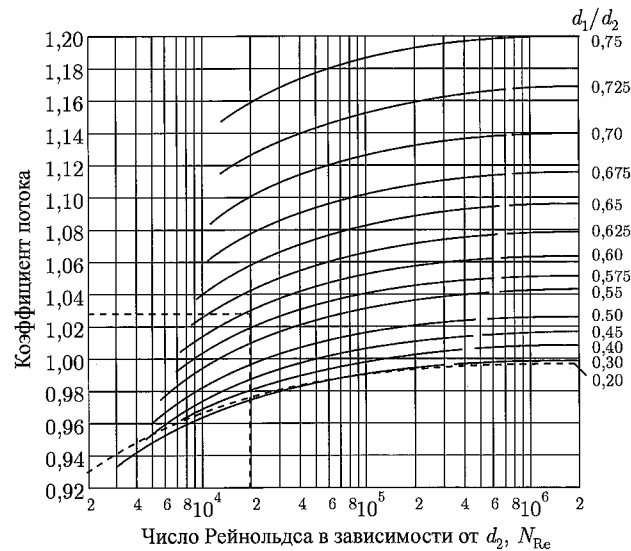


Рис. 5.6. Коэффициенты потока для жидкости, протекающей через вставку (согласно данным компании Крэйн [5])

5.3.2. Однофазный поток газа

Применительно к потоку газа уравнение Бернулли можно объединить с адиабатическим (изоэнтропическим) уравнением для давления. Необратимые потери также учитываются с помощью поправочного коэффициента. Результирующее уравнение (5.3) [7] справедливо как для критического, так и докритического течения. Однако для критического течения отношение давлений p_2/p_1 необходимо заменить коэффициентом

критического давления, y_c .

$$q_{sc} = \frac{C_n p_1 d_{ch}^2}{\sqrt{\gamma_g T_1 Z_1}} \sqrt{\left(\frac{k}{k-1}\right) \left(y^{\frac{2}{k}} - y^{\frac{k+1}{k}}\right)}, \quad (5.3)$$

где

$$C_n = \frac{C_s C_D T_{sc}}{p_{sc}} \quad (5.4)$$

В таблице 5.1 приведены значения констант для уравнений (5.3) и (5.4) в традиционной и метрической системе единиц.

Таблица 5.1. Значения констант и единиц измерения для уравнений (5.3) [7] и (5.4)

| Параметр | Традиционная система единиц | Метрическая система |
|----------|-------------------------------|-----------------------|
| q_{sc} | тыс.фут ³ /сутки | м ³ /сутки |
| d_{ch} | дюймы | 10 ⁻⁴ м |
| p | фунт/дюйм ² | кПа |
| T | °R | К |
| C_s | 27,611 | 1,6259 |
| C_D | 0,865 | 0,865 |
| p_{sc} | 14,696 фунт/дюйм ² | 101,325 кПа |
| T_{sc} | 519,68°R | 273,16 К |
| C_n | 844,57 | 3,7915 |

Коэффициент критического давления для газа выражается через коэффициент удельной теплоемкости $k = C_p/C_v$:

$$y_c = \left(\frac{p_2}{p_1}\right)_c = \left(\frac{2}{k+1}\right)^{\frac{k}{k-1}} \quad (5.5)$$

Для воздуха и других двухатомных газов коэффициент $k \approx 1,4$, а коэффициент критического давления, рассчитанный по уравнению (5.5), равен 0,53. Для углеводородных газов при низких давлениях коэффициент k , как правило, принимает значение от 1,25 до 1,3. На практике значение соотношения давлений для критического течения принимают равным 0,5. На рис. 5.7 показаны графики зависимости

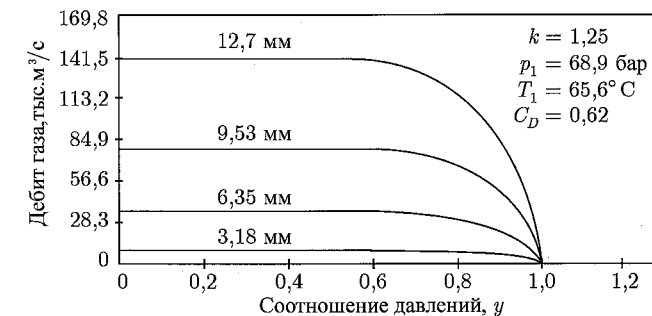


Рис. 5.7. Характеристики газового потока для штуцеров разных размеров

сти дебита газа от отношения давлений для штуцеров разного размера. Для газа ($k = 1,25$, давление за преградой 69 бар, температура $65,5^\circ\text{C}$) с помощью уравнения (5.5) получаем значение коэффициента критического давления 0,56. Если значение отношения давлений ниже y_c , дебит газа постоянен независимо от размера штуцера.

Значение соотношения удельных плотностей углеводородных газов меняется в зависимости от температуры и давления [6] (как следует из рис. 5.8, высокое значение $k = 2,0$ может быть характерно, например, для метана при давлении 138–275 бар и температуре 10°C). Учет этого факта может повлиять на процесс прогнозирования значений коэффициента критического давления и результирующего дебита газа.

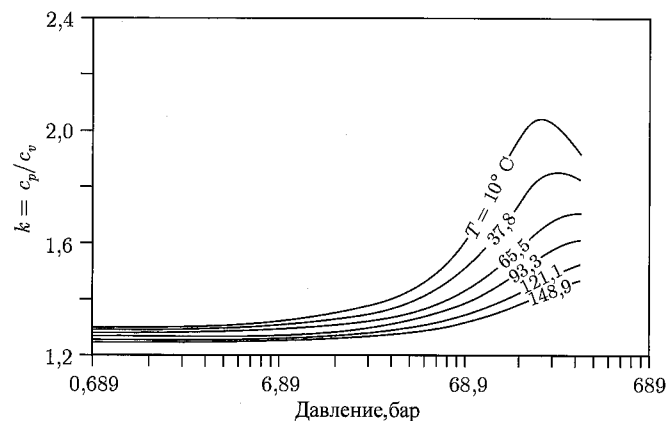


Рис. 5.8. Коэффициенты удельной теплоемкости для метана (по Перкинсу [6])

Значение коэффициента подачи в уравнении (5.4) зависит от формы отверстия преграды, длины преграды и числа Рейнольдса. Несмотря на то что в таблице 5.1 рекомендуется использовать значение $C_D = 0,865$, в расчетах также используют другие значения, лежащие в пределах от 0,82 до 0,9.

5.3.3. Многофазный поток

Для определения характеристик многофазного потока, протекающего через штуцер, необходимо в первую очередь установить условия, соответствующие границе перехода из докритического течения в критическое. Сделать это гораздо труднее, чем для однофазного потока газа. Полученные результаты зависят от коэффициента критического давления (ниже которого дебит потока постоянен) и от значения скорости звука многофазного потока.

Границы критического потока. Существует несколько методов, предложенных разными авторами, предназначенных для прогнозирования границ критического течения для многофазного потока.

Метод Эшфорда и Пиерса. Эшфорд и Пиерс [8] получили уравнение для общего дебита многофазной смеси, приняв следующие допущения: через преграду (устройство внутри трубопровода) протекает адиабатический поток, жидкость является несжимаемой, не происходит ее испарения в штуцере, а смесь является однородной. Далее, используя условие равенства нулю производной дебита на «критической границе», по-

лучили уравнение для коэффициента критического давления:

$$1 = 2y_c^{-e} \frac{\left(\frac{R_1}{b}\right) (1 - y_c^b) - y_c + 1}{k \left(1 + R_1 y_c^{-1/k}\right)}, \quad (5.6)$$

где

$$b = \frac{k-1}{k}$$

и

$$e = \frac{k+1}{k}.$$

Чтобы найти параметр y_c , зависящий от значения газового фактора в условиях пласта, необходимо итерационным методом решить уравнение (5.6), подставляя соответствующие значения для k . Значение газового фактора за преградой, R_1 , можно легко рассчитать как соотношение приведенных скоростей газа и жидкости непосредственно за преградой. На рис. 5.9 приведен график функции, построенной на основе уравнения (5.6). По графику видно, что при значении R_1 , равном 10, границе критического потока соответствуют те же значения y_c , что и для однофазного потока газа. Однако меньшим значениям R_1 соответствуют гораздо более низкие значения y_c .

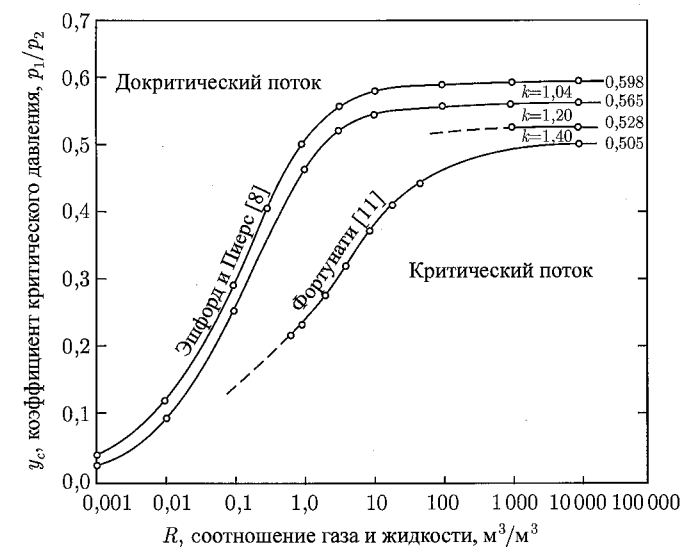


Рис. 5.9. Корреляции для границ критического многофазного потока через штуцера (по Гоулду [9]). В качестве базиса для корреляций Фортунати [11] выбрал $p_2 = 1,37$ бар

Метод Сакдевы и др. Сакдева и др. [10] провели теоретическое и экспериментальное исследование, в результате которого было получено следующее уравнение для y_c :

$$y_c = \left(\frac{N}{D}\right)^{\frac{k}{k-1}}, \quad (5.7)$$

где

$$N = \frac{k}{k-1} + \frac{(1-x_{g1})\rho_{g1}(1-y_c)}{x_{g1}\rho_L} \quad (5.8)$$

и

$$D = \frac{k}{k-1} + \frac{n}{2} + \frac{n(1-x_{g1})\rho_{g2}}{x_{g1}\rho_L} + \frac{n}{2} \left[\frac{(1-x_{g1})\rho_{g2}}{x_{g1}\rho_L} \right]^2 \quad (5.9)$$

В уравнениях (5.8) и (5.9) фигурирует параметр n и массовая доля газа в пластовых условиях до преграды, x_{g1} , которые рассчитываются по уравнениям (5.10) и (5.11) соответственно:

$$n = 1 + \frac{x_{g1}(C_{pg} - C_{vg})}{x_{g1}C_{vg} + (1-x_{g1})C_L} \quad (5.10)$$

и

$$x_{g1} = \frac{w_{g1}}{w_{g1} + w_{L1}}, \quad (5.11)$$

где

$$w_{g1} = 0,0764\gamma_g q_{Lsc} (R_p - f_o R_{s1})$$

и

$$w_{L1} = 5,615q_{Lsc} (f_o B_{o1}\rho_{o1} + f_w B_{w1}\rho_{w1}).$$

Отметим, что уравнение (5.7) представляет собой соотношение безразмерных параметров, поэтому его можно применять в любой системе единиц. Чтобы найти значение y_c , необходимо итерационным методом решить уравнение (5.7). Для этого в первую очередь подбирают начальное значение y_c для подстановки в уравнение (5.8). Расчетное значение на первом шаге значение y_c используется в качестве исходного для следующего шага. Так продолжают до тех пор, пока очередное расчетное значение y_c не совпадет с предыдущим с допустимой погрешностью. В качестве начального значения на первом шаге можно взять число 0,5.

Метод Перкинса. Перкинс [6] получил уравнение для прогнозирования коэффициента критического давления, которое во многом совпадает с уравнением для y_c , предложенным Эшфордом и Пиерсом [8]. Перкинс объединил уравнение сохранения массы с уравнением адиабатического расширения однородной многофазной смеси и вывел соотношение для общего массового дебита. Сделав такое же допущение, что и Эшфорд с Пиерсом при выводе уравнения (5.6), Перкинс пришел к следующему соотношению:

$$\left\{ 2C \left[1 - y_c^{\frac{n-1}{n}} \right] + 2\beta_{L1}(1-y_c) \right\} \left\{ \left[1 - \left(\frac{A_2}{A_1} \right)^2 \left(\frac{x_{g1} + \beta_{L1}}{x_{g1}y_c^{-1/n} + \beta_{L1}} \right)^2 \right] \times \right. \\ \left. \times \left[\frac{x_{g1}}{n} y_c^{\frac{-(1+n)}{n}} \right] + \left(\frac{A_2}{A_1} \right)^2 \left(\frac{x_{g1}}{n} \right) \frac{(x_{g1} + \beta_{L1})y_c^{\frac{-(1+n)}{n}}}{(x_{g1}y_c^{-1/n} + \beta_{L1})^2} \right\} = \quad (5.12) \\ = \left[1 - \left(\frac{A_2}{A_1} \right)^2 \left(\frac{x_{g1} + \beta_{L1}}{x_{g1}y_c^{-1/n} + \beta_{L1}} \right)^2 \right] (x_{g1}y_c^{-1/n} + \beta_{L1}) \left[C \left(\frac{n-1}{n} \right) y_c^{-1/n} + \beta_{L1} \right],$$

где

$$\beta_{L1} = \rho_{n1} \left(\frac{x_{o1}}{\rho_{o1}} + \frac{x_{w1}}{\rho_{w1}} \right)$$

и

$$C = x_g + \left[(x_g C_{vg} + x_o C_{vo} + x_w C_{vw}) \frac{M}{ZR} \right].$$

В уравнении Перкинса x — весовой коэффициент для одной из фаз в потоке, а C_v — удельная теплоемкость при постоянном объеме, которая измеряется в (фут·фунт·сила/фунт·°F) или (м²/с²·°C). Примерное значение C можно рассчитать в условиях до или после преграды. Степенной показатель для смесей, фигурирующий в уравнении (5.12), равен:

$$n = \frac{x_g k C_{vg} + x_o C_{vo} + x_w C_{vw}}{x_g C_{vg} + x_o C_{vo} + x_w C_{vw}} \quad (5.13)$$

Аналогично методу Эшфорда и Пиерса, а также методу Сакдевы и др. параметр y_c рассчитывается с помощью итераций.

Метод Фортунаги. Фортунаги [11] предложил эмпирический метод исследования течения многофазного потока через штуцер. Фортунаги рассматривал смесь как однородную среду, доказав обоснованность подобного допущения для значений v_m , не превышающих 10 м/с, когда число Фруда для смеси больше 600. Опираясь на экспериментальные данные, Фортунаги построил диаграмму (рис. 5.10), с помощью которой можно определить переходную границу между критическим и докритическим течением. Зная реальную скорость смеси и давление до штуцера (в экспериментах Фортунаги оно составляло 1,37 бар), по уравнению (5.14) можно найти скорость смеси:

$$v_{m2} = v_{m2F} \left(\sqrt{\frac{p_2}{p_{2F}}} \right)^\eta \quad (5.14)$$

где

$$\eta = (1 - \lambda_{g2}^3)^{0,38} \quad (5.15)$$

Из сравнения рис. 5.9 и рис. 5.10 можно сделать вывод, что граница между критическим и докритическим течением, рассчитываемая по методу Фортунаги, совпадает с границей, которую рассчитали Эшфорд и Пиерс.

Звуковая скорость по Уоллису. Уоллис получил выражение для расчета скорости звука в однородной смеси (скорости распространения волны¹) [12]:

$$v_m^* = \left[(\rho_g \lambda_g + \rho_L \lambda_L) \left(\frac{\lambda_g}{\rho_g v_g^{*2}} + \frac{\lambda_L}{\rho_L v_L^{*2}} \right) \right]^{-0,5} \quad (5.16)$$

Значение скорости звука в однородной смеси не обязательно лежит в пределах между значениями звуковой скорости каждой из фаз, в некоторых случаях оно может быть значительно ниже звуковой скорости любой фазы. Например, скорость звука для смеси воды и воздуха при атмосферном давлении равна 335 м/с при коэффициенте плотностей 0,0012, тогда как минимальная звуковая скорость смеси равна 22,9 м/с. Уоллис утверждает, что звуковая скорость однородной смеси достигает своего минимального значения при объемном паросодержании (без учета эффекта проскальзывания) равном 0,5.

¹ Имеются в виду волны малых возмущений (звуковые волны), во фронте которых сами параметры остаются непрерывными, но терпят разрыв их производные. — Прим. ред.

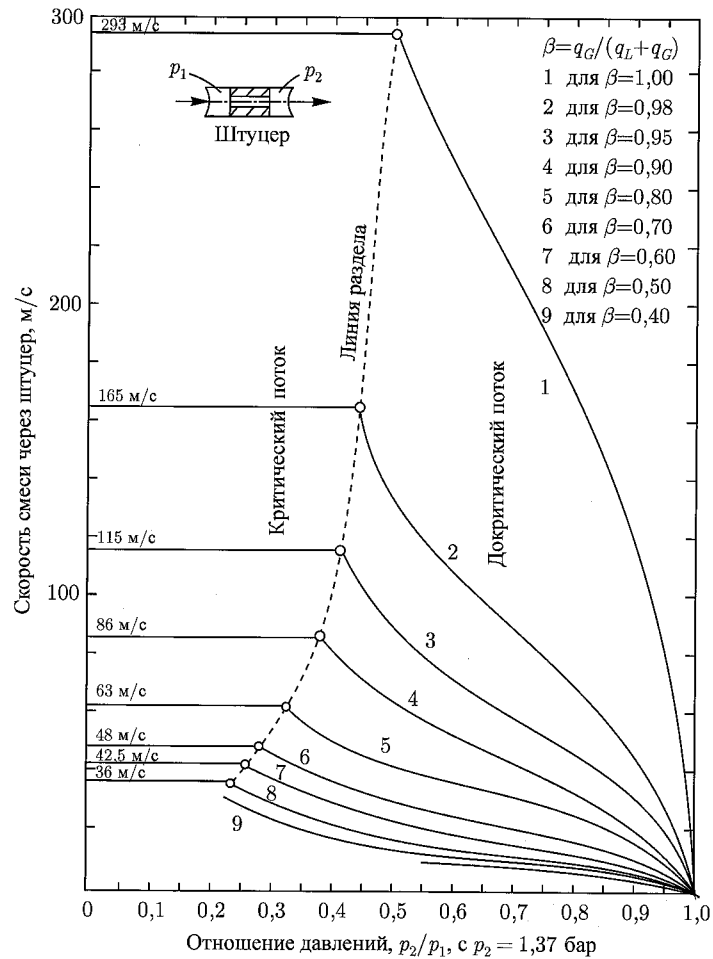


Рис. 5.10. Скорость смеси для критического и докритического потока (по Фортунати [11])

Определение скорости звука по методу Нгуена и др. Нгуен с соавторами исследовали звуковые волны в двухфазных смесях при различных режимах течения.

Для расслоенного режима потока нельзя рассчитать «составную» звуковую скорость для смеси, поскольку каждая фаза непрерывна вдоль направления оси трубы. Для каждой фазы, взаимодействующей с другой, рассчитывают эффективную звуковую скорость. Если жидкость и газ одновременно подвергнуть воздействию импульса давления, то колебания в каждой фазе будут распространяться с разной скоростью в осевом направлении.

Уравнение (5.17) предназначено для расчета эффективной звуковой скорости газа, которая главным образом зависит от звуковой скорости газа, поскольку второе слагаемое знаменателя принимает очень маленькое значение.

$$v_{E,g}^{*2} = \frac{1}{\frac{1}{v_g^{*2}} + \left(\frac{H_L}{1-H_L}\right) \frac{\rho_g}{\rho_L} \frac{1}{v_L^{*2}}} \quad (5.17)$$

Выражение для расчета эффективной звуковой скорости жидкости имеет вид:

$$v_{E,L}^{*2} = \frac{1}{\frac{1}{v_L^{*2}} + \left(\frac{1-H_L}{H_L}\right) \frac{\rho_L}{\rho_g} \frac{1}{v_g^{*2}}} \quad (5.18)$$

Параметры ρ_g и v_g^{*2} , фигурирующие во втором слагаемом знаменателя в уравнении (5.18), так же как и в газе, достаточно малы, и поэтому фактически не влияют на значение эффективной звуковой скорости жидкости.

В отличие от расслоенного режима потока, выражение для «составной» звуковой скорости смеси было получено для идеального блока пробки:

$$v^* = \frac{v_L^* v_g^*}{H_L v_g^* + (1-H_L) v_L^*} \quad (5.19)$$

Нгуен и др. объединили выражения для скоростей звука каждой фазы (в пределах границы упругих свойств), предполагая, что фронт волны давления последовательно проходит зоны жидкости и газа внутри однородной смеси, и получили следующее выражение для однородной смеси:

$$v^* = \frac{1}{(1-a) \sqrt{\left(\frac{1-a}{v_L^{*2}} + \frac{a\rho_L}{\rho_g v_g^{*2}}\right)} + a \sqrt{\frac{a}{v_g^{*2}} + \frac{(1-a)\rho_g}{\rho_L v_L^{*2}}}} \quad (5.20)$$

Характеристики докритического потока. Изучение экспериментальных и промысловых данных подтверждает тот факт, что очень сложно получить точный прогноз дебита докритического потока при течении через преграду.

Модель TUFFP. Проведя всесторонние исследования докритического двухфазного течения через подповерхностные предохранительные клапаны, управляемые с помощью изменения скорости, исследователи пришли к выводу о допустимости использования в данном случае простого однородного уравнения Бернулли. То есть

$$\Delta p = \frac{\rho_{n1} v_{mB1}^2}{2g_c C_D^2} \quad (5.21)$$

Метод Сакдевы и др. Сакдева с соавторами данного метода [10] предложили рассчитывать дебит потока, протекающего через штуцер, на основе следующего уравнения:

$$q_{Lsc} = \frac{0,525 C_D d_{ch}^2}{C_{m2}} \times \left\{ p_1 \rho_{m2}^2 \left[\frac{(1-x_{g1})(1-y)}{\rho_{L1}} + \frac{x_{g1} k \left(1 - y \frac{k-1}{k}\right)}{\rho_{g1}(k-1)} \right] \right\}^{1/2} \quad (5.22)$$

где

$$\rho_{m2} = \left[\frac{x_{g1}}{\rho_{g1} y^{1/k}} + \frac{(1-x_{g1})}{\rho_{L1}} \right]^{-1} \quad (5.23)$$

и

$$C_{m2} = 8,84 \cdot 10^{-7} \lambda_{g2} (R_p - f_{o2} R_{s2}) + +6,5 \cdot 10^{-5} (f_{o2} \rho_{o2} B_{o2} + f_{w2} \rho_{w2} B_{w2}). \quad (5.24)$$

Характеристики критического потока. Критический поток наблюдается при условии $y < y_c$ или $v_m = v^*$.

Метод Омана и др. Омана и др. [14] получили эмпирическую корреляцию для прогнозирования критического многофазного потока через штуцер Торнхилл-Крэйвер (см. рис. 5.1). Анализ размерностей для задачи прогнозирования многофазного течения через штуцер приводит к выделению нескольких безразмерных групп. В следующих пяти уравнениях необходимо использовать следующие единицы измерения метрической системы: q_{Lsc} — м³/сутки, ρ — кг/м³, σ_L — дин/см = 10⁻³ Н/м, d_{ch} — м, p_1 — бар.

$$N_p = \rho_g / \rho_L, \quad (5.25)$$

$$N_{p1} = 101,07 \cdot 10^{-2} p_1 \left(\frac{1}{\rho_L \sigma_L} \right)^{0,5}, \quad (5.26)$$

$$N_D = 0,0968 d_{ch} \sqrt{\frac{\rho_L}{\sigma_L}} \quad (5.27)$$

и

$$N_{qL} = 0,361 q_{Lsc} \left(\frac{\rho_L}{\sigma_L} \right)^{1,25}. \quad (5.28)$$

Применив к результатам экспериментального исследования потока природного газа с водой (при высоком давлении) регрессионный анализ методом наименьших квадратов, было получено следующее эмпирическое соотношение:

$$N_{qL} = 0,263 N_p^{-3,49} N_{p1}^{3,19} \lambda_L^{0,657} N_D^{1,80}. \quad (5.29)$$

Тип Гилберта. Нинд [15] пришел к выводу, что обобщенное выражение для потока газа и нефти через ножевидный штуцер, составленное на основе некоторых допущений, должно иметь вид

$$p_1 = \frac{C q_{Lsc} R_p^{0,5}}{d_{ch}^2}. \quad (5.30)$$

Впоследствии это выражение несколько раз модифицировали с учетом экспериментальных и промысловых данных. На практике можно использовать обобщенное выражение:

$$p_1 = \frac{0,433 b q_{Lsc} (5,618 R_p)^c}{(39,37 d_{ch})^a}, \quad (5.31)$$

где p_1 выражено в барах, q_{Lsc} — в м³/сутки, R_p — в м³/м³ и d_{ch} — в метрах. В таблице 5.2 приведены значения констант a , b и c , предложенные разными исследователями.

Таблица 5.2. Значения констант для штуцера

| Исследователь | a | b | c |
|-----------------|------|----------------------|-------|
| Рос [16] | 2,00 | $4,25 \cdot 10^{-3}$ | 0,500 |
| Гилберт [17] | 1,89 | $3,86 \cdot 10^{-3}$ | 0,546 |
| Баксендель [18] | 1,93 | $3,12 \cdot 10^{-3}$ | 0,546 |
| Ачонг [19] | 1,88 | $1,54 \cdot 10^{-3}$ | 0,650 |

Метод Сакдевы и др. Сакдева с соавторами [10] пришли к выводу, что в случае критического течения ($y < y_c$), условие существования которого определяется выражением (5.7), дебит потока необходимо вычислять согласно уравнению (5.22) при условии, что $y = y_c$. При этом все параметры в уравнении (5.22), описывающие свойства флюидов, рассчитывают с учетом условия $p_2 = y_c p_1$.

Пример 5.1. Расчет диаметра штуцера, используемого для поддержания дебита потока в скважине.

Возьмем данные из примера 3.2 и дополним их введением штуцера, расположив его непосредственно под устьем скважины. Положим давление в устье скважины равным 117,13 бар, а температуру равной 82,2°С. Рассчитаем диаметр штуцера, используемого для поддержания дебита потока в скважине, для нескольких случаев, соответствующих различным давлениям в сепараторе до преграды 13,78; 27,56; 41,34; 55,12; 68,9 или 82,68 бар.

1. По уравнению (5.6) для $k = 1,3$ рассчитаем коэффициент критического давления, y_c .

$$R_1 = \frac{v_{sg1}}{v_{SL1}} = \frac{1,164}{1,21} = 0,962$$

и

$$k = 1,3.$$

Применив к уравнению (5.6) эмпирический метод, находим, что $y_c = 0,446$.

Определяем, является ли поток критическим при давлении $p_1 = 117,13$ бар. Обобщаем результаты по таблице 5.3.

Таблица 5.3. Обобщение результатов

| p_2 (бар) | y | Статус |
|-------------|-------|---------------|
| 13,78 | 0,118 | Критический |
| 27,56 | 0,235 | Критический |
| 41,34 | 0,353 | Критический |
| 55,12 | 0,470 | Докритический |
| 68,9 | 0,588 | Докритический |
| 82,68 | 0,706 | Докритический |

2. Применяя корреляции Гилберта и Омана для критического потока, рассчитываем d_{ch} . По Гилберту:

$$d_{ch} = \frac{1}{39,37} \left[\frac{(0,433)(3,86 \cdot 10^{-3})(1590)(5,618 \cdot 177,98)^{0,546}}{117,13} \right]^{1/1,89} = 0,0252 \text{ (м)} = 25,2 \text{ (мм)}.$$

По методу Омана и др. получим:

$$R_1 = 0,962,$$

$$N_p = \frac{\rho_g}{\rho_L} = \frac{94,19}{762,64} = 0,1235,$$

$$N_{p1} = 101,07 \cdot 10^{-2} p_1 \left(\frac{1}{\rho_L \sigma_L} \right)^{0,5} = (101,07 \cdot 10^{-2})(117,13) \left(\frac{1}{762,64 \cdot 8,41} \right)^{0,5} = 1,478,$$

$$N_{qL} = 0,361 q_{Lsc} \left(\frac{\rho_L}{\sigma_L} \right)^{1,25} = (0,361)(1590) \left(\frac{762,64}{8,41} \right)^{1,25} = 160674,$$

$$N_D = \left(\frac{N_{qL}}{0,263 N_p^{-3,49} N_{p1}^{3,19} \lambda_L^{0,657}} \right)^{\frac{1}{1,8}} = 18,21$$

и из (5.28) получаем то же значение:

$$N_D = 120,872 d_{ch} \left(\frac{\rho_L}{\sigma_L} \right)^{1/2} = 18,21.$$

Тогда $d_{ch} = 19,3$ мм.

3. Если поток является докритическим, необходимо применять корреляцию TUFFP при $C_D = 0,50$. Отметим, что для расчета диаметра штуцера на границе критического потока в модели TUFFP используется то же значение C_D , что и в методе Гилберта:

$$\Delta p = \frac{\rho_n v_{mB}^2}{2g_c C_D^2 (144)} \quad \text{и} \quad C_D = 0,50,$$

$$q_L = 0,022 \text{ м}^3/\text{сек},$$

$$q_g = 0,021 \text{ м}^3/\text{сек},$$

$$\rho_n = 385,08 \text{ кг/м}^3.$$

С другой стороны, найдем перепад между устьевым давлением (117,13 бар) и давлением в сепараторе (55,12 бар):

$$117,13 - 55,12 = \frac{(385,08)v_{mB}^2}{2(9,8)(0,50)^2(144)},$$

$$v_{mB} = \frac{q_L + q_g}{\frac{\pi}{4} d_{ch}^2} = 84,67 \text{ (м/сек)},$$

$$d_{ch} = 25,53 \text{ мм}$$

при давлении $p_2 = 159$ бар, $d_{ch} = 27,23$ мм

и при $p_2 = 82,68$ бар, $d_{ch} = 29,6$ мм.

В таблице 5.4. приведены обобщенные результаты расчетов.

Из сравнения обобщающих расчеты таблиц видно, что для критического потока корреляции Гилберта и Омана и расчеты по модели TUFFP дают совершенно различные результаты.

Таблица 5.4. Обобщение результатов

| p_2 (бар) | d_{ch} (мм) | Статус |
|-------------|---------------|---------------|
| 13,78 | 25,24 | Критический |
| 27,56 | 25,24 | Критический |
| 41,34 | 25,24 | Критический |
| 55,12 | 25,56 | Докритический |
| 68,9 | 27,23 | Докритический |
| 82,68 | 29,61 | Докритический |

5.4. Поток в компонентах труб

При течении однофазного газа или жидкости через соединительные элементы трубопровода или компоненты труб степень турбулентности оказывается выше, чем в прямой трубе при одних и тех же значениях числа Рейнольдса. Если в системе находится несколько компонентов, надо рассчитывать потери давления или напора на трение, вызванные всеми компонентами¹. Одним из способов определения падения давления в компоненте трубопровода является увеличение длины прямой трубы на «эквивалентную длину». Если в системе несколько компонентов, то каждый из них заменяется на эквивалентную длину прямой трубы так, что общие потери давления не изменяются.

Уравнение Дарси-Вэйсбаха (уравнение (2.9)) принимает вид:

$$\Delta p = \frac{fL}{d} \frac{\rho v^2}{2g_c} = K \frac{\rho v^2}{2g_c} \quad (5.32)$$

или

$$\frac{fL}{d} = K. \quad (5.33)$$

Решая уравнение (5.33) с подстановкой эквивалентной длины трубы, необходимо учитывать рост уровня турбулентности в компоненте. Для этого в качестве коэффициента трения надо использовать значение, полученное с помощью уравнения (2.16). Если в системе несколько компонентов, то к реальной длине трубы необходимо прибавить эквивалентные длины каждого компонента и рассчитать общее падение давления.

Значения коэффициента сопротивления, K , для многих компонентов трубопровода были определены экспериментальным путем. На рис. 5.11 приведены некоторые из них.

Сукпрасонг и др. [20] исследовали многофазный поток, протекающий через несколько компонентов трубопровода. Они пришли к выводу, что при модификации уравнения однофазного потока (5.32) для условий многофазного течения с учетом эквивалентной длины расчет дает достаточно хорошие результаты. Таким образом, для многофазного потока имеем формулу:

$$\Delta p = \frac{K \rho_n v_m^2}{2g_c}. \quad (5.34)$$

Также Сукпрасонг и др. установили, что общие потери давления на трение будут выше, чем суммарные потери давления от каждого компонента, в том случае, если компоненты

¹В российской традиции такие потери напора называются потерями на местные сопротивления. — Прим. ред.

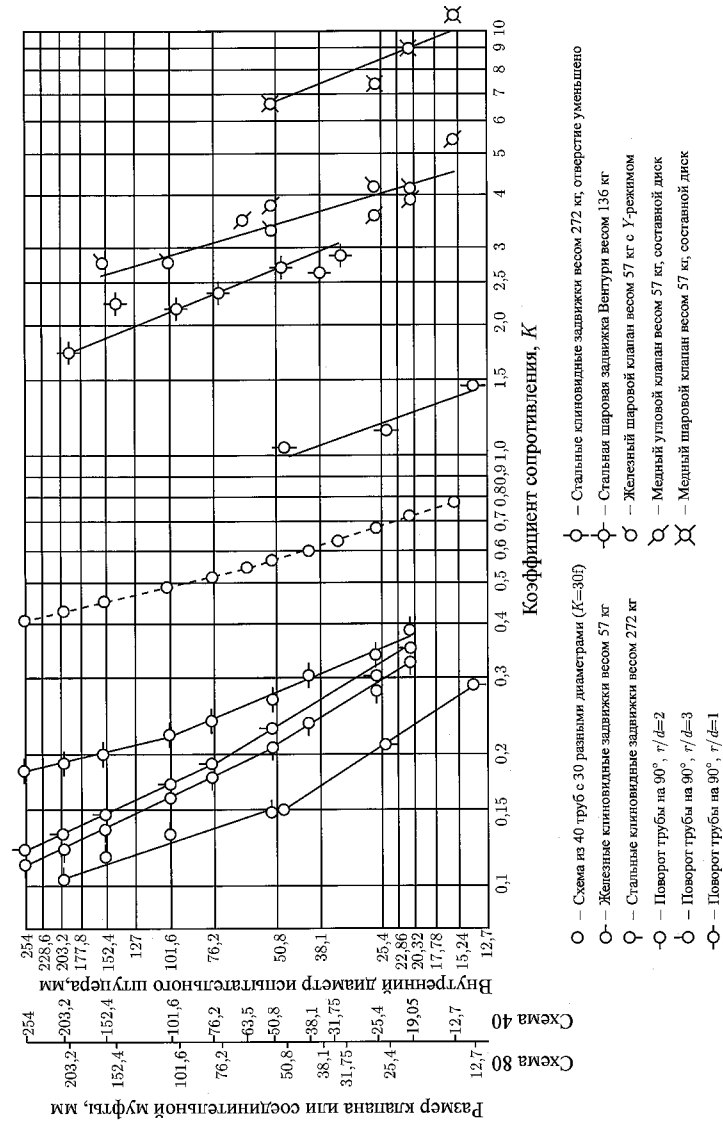


Рис. 5.11. Зависимость коэффициента сопротивления K от размера и типа выбранных компонентов (согласно данным компании Крейн [5])

трубопровода расположены близко друг к другу. Чтобы учесть этот фактор, необходимо использовать значения эквивалентных длин, превышающие установленные.

Пример 5.2. Расчет падения давления для течения многофазного потока через компоненты трубопровода.

Условие задачи соответствует примеру 3.2, но непосредственно перед устьем скважины рядом друг с другом помещаются пять колен трубопровода в форме прямого угла. Необходимо рассчитать общее падение давления в этих компонентах.

$$v_m = 2,39 \text{ м/с},$$

$$\rho_n = 433,14 \text{ кг/м}^3,$$

$$N_{Re_n} = 3,15 \cdot 10^{-5},$$

$$d = 152,4 \text{ мм}$$

и

$$\varepsilon = 18,288 \times 10^{-6} \text{ м}.$$

По рис. 5.11 определяем, что для колена 90° диаметром 152,4 мм $K = 0,15$, а для задвижки $K = 1,8$.

$$\Delta p = \left(\sum_{i=1}^n K_i \right) \frac{\rho_n v_m^2}{2g_c} = [(5)(0,15) + 1,8] \frac{(433,14)(2,39)^2}{2(9,8)} = 321 \text{ (кг/м}^2\text{)} = 0,0317 \text{ (бар)}.$$

Литература

- [1] Cook, H. L. Jr. and Dotterweich, F. H.: Report on the Calibration of Positive Flow Beans as Manufactured by Thornhill-Craver Company, Houston, Texas College of Arts and Industries, Kingsville, Texas (1946).
- [2] Instructions and Parts List, Catalog 4230A, Willis Oil Tool Co., Long Beach, California (1971).
- [3] Brill, J. P. and Beggs, H. D.: «Two-Phase Flow in Pipes», U. of Tulsa, Tulsa, Oklahoma (1991).
- [4] Darby, R.: «Chemical Engineering Fluid Mechanics», Marcel Dekker Inc., New York City (1996).
- [5] «Flow of Fluids Through Valves, Fittings, and Pipe», Technical Paper 410, Crane Co., New York City (1981).
- [6] Perkins, T. K.: «Critical and Subcritical Flow of Multiphase Mixtures Through Chokes», SPEDC (December 1993) 271.
- [7] Beggs, H. D.: «Gas Production Operations», OGI Publications, Tulsa, Oklahoma (1984).
- [8] Ashford, F.E. and Pierce, P.E.: «Determining Multiphase Pressure Drops and Flow Capacities in Downhole Safety Valves», IPT(September 1975) 1145.

- [9] Gould, T.L.: «Discussion of An Evaluation of Critical Multiphase Flow Performance Through Wellhead Chokes», JPT (August 1974) 849.
- [10] Sachdeva, R. et al.: «Two-Phase Flow Through Chokes», paper SPE 15657 presented at the 1986 SPE Annual Technical Conference and Exhibition, New Orleans, 5-8 October.
- [11] Fortunati, F.: «Two-Phase Flow Through Wellhead Chokes», paper SPE 3742 presented at the 1972 SPE European Spring Meeting, Amsterdam, 16-18 May.
- [12] Wallis, G. B.: «One-Dimensional Two-Phase Flow», McGraw-Hill Book Co. Inc., New York City (1969).
- [13] Nguyen, D.L., Winter, E.R.F., and Greiner, M.: «Sonic Velocity in Two-Phase Systems», Intl. J. Multiphase Flow (1981) 7, 311.
- [14] Omana, R. et al.: «Multiphase Flow Through Chokes», paper SPE 2682 presented at the 1969 SPE Annual Fall Meeting, Denver, Colorado 28 September-1 October, 1969.
- [15] Nind, T.E.W.: «Principles of Oil Well Production», McGraw-Hill Book Co. Inc., New York City (1964).
- [16] Ros, N.C.J.: «An Analysis of Critical Simultaneous Gas-Liquid Flow Through a Restriction and Its Application to Flowmetering», Appl. Sci. Res. (1960) 9.
- [17] Gilbert, W.E.: «Flowing and Gas-Lift Well Performance», Drill. & Prod. Prac. (1954) 126.
- [18] Baxendell, P.B.: «Bean Performance — Lake Maracaibo Wells», Internal Company Report, Shell Oil Co., Houston (October 1967).
- [19] Achong, I.: «Revised Bean Performance Formula for Lake Maracaibo Wells», internal company report, Shell Oil Co., Houston (October 1961).
- [20] Sookprasong, P., Brill, J.P., and Schmidt, Z.: «Two-Phase Flow in Piping Components», J. Energy Res. Tech. (September 1986) 108, 197.

ГЛАВА 6

Применение принципов проектирования скважин**6.1. Введение**

Дебит потока зависит от наличия дополнительных устройств (сопротивлений) в любом компоненте трубопровода. Чтобы достичь оптимального дебита, необходимо провести проектирование соответствующей конструкции скважины. Обязательным условием проектирования является изучение гидромеханических особенностей потока в каждом компоненте трубопровода по всей длине скважины, начиная от забоя (области контакта с продуктивным пластом) до устья, где установлено оборудование первой степени сепарации. Целью данной главы является рассмотрение практических примеров применения теории многофазной гидромеханики к проектированию скважин и задачам оптимизации. Также мы остановимся на свойствах пластовых флюидов, поступающих из пласта, которые необходимо учитывать при расчетах течения по стволу скважины.

В данной главе будет представлено несколько методов проектирования скважин, позволяющих успешно решать проблемы, возникающие при добыче сырья. При проектировании скважин должны учитываться такие явления, как возможное заводнение газовых скважин, образование естественных газовых гидратов и эрозия конструкций.

Система трубопроводов соединяет продуктивный пласт с поверхностным оборудованием. Чтобы пластовые углеводороды стали материальными активами и при этом достигался оптимальный уровень добычи, инженерам-проектировщикам скважин необходимо приложить максимум усилий. В зависимости от конструкции трубопровода и его отдельных компонентов перед инженерами возникает различный набор практических задач. Заметим, что оптимизация добычи подразумевает не максимальную добычу сырья, а максимальную прибыль с вложенных инвестиций. На рис. 6.1. представлена конструктивная схема скважины, показаны основные компоненты трубопровода с указанием соответствующих потерь давления на каждом участке. Систему добычи углеводородов можно условно разделить на следующие основные компоненты [1–9].

- Пористая среда.
- Участки заканчивания (область интенсификации добычи, перфорации и гравийная набивка).
- Трубопровод с предохранительным клапаном и штуцером.
- Система механизированной добычи (насос, газлифтные клапаны и др.).
- Трубопровод со штуцером и другими компонентами (клапанами, коленами и т. д.), соединяющий устье скважины с сепаратором первого уровня.

В системе добычи газа или нефти поток флюидов проходит путь от контурной границы в продуктивном пласте до сепаратора на поверхности. Среднее давление в пределах границы контура называют средним пластовым давлением. Поток флюидов в системе добычи управляется давлением. Считается, что по мере истощения давление

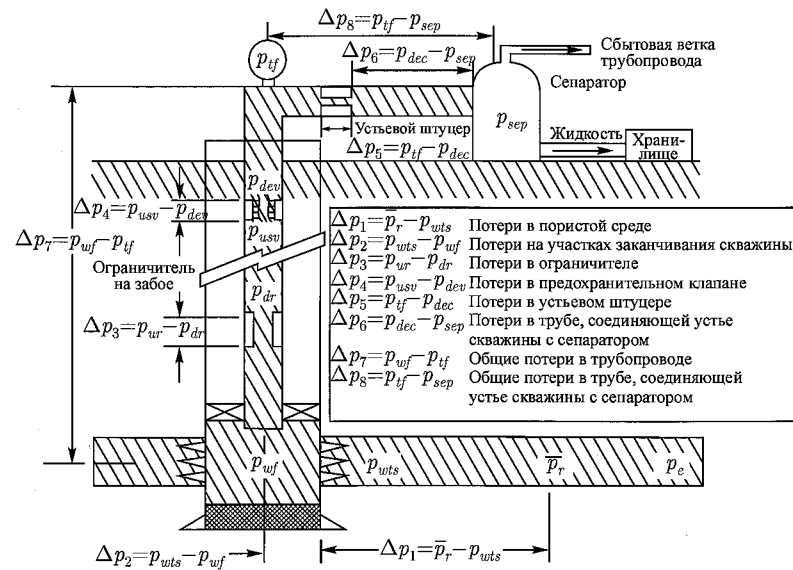


Рис. 6.1. Возможные потери давления в системе добычи фонтанирующей скважины [6]

остается постоянным в течение фиксированного интервала времени. Когда изменяется давление, меняются характеристики потока в скважине, так что может потребоваться повторная оценка работы скважины. Среднее пластовое давление меняется вследствие естественного истощения пласта либо искусственно поддерживается посредством нагнетания в пласт воды, газа или химических реагентов.

При общем проектировании работы скважины давление в сепараторе на поверхности необходимо контролировать с той целью, чтобы оптимизировать добычу и удерживать в жидкой фазе легкие углеводородные соединения. Давление в сепараторе поддерживается на постоянном уровне с помощью таких механических устройств, как регуляторы давления. По мере добычи сырья из скважины или по мере нагнетания в скважину воды (газа, химических реагентов) образуется непрерывный градиент давления в направлении от забоя до сепаратора. Осуществляя расчеты конструкции скважины, нередко в качестве давления в сепараторе берут величину, равную давлению на устье скважины, тем самым допуская, что сепаратор находится очень близко к устью скважины. В результате подобных допущений можно пренебречь падением давления в поверхностном трубопроводе. Однако, если длина трубопровода велика, особенно при его размещении на пересеченной холмистой местности, пренебрежение потерями давления может привести к серьезной ошибке в расчетах дебита скважины.

В системе добычи выделяют особые узловые точки, в качестве которых может выступать любой участок трубопровода, если давление в нем рассчитывается как функция, зависящая от дебита флюидов. Двумя крайними узловыми точками (см. рис. 6.2) являются граница контура в пласте (узел 8) и сепаратор (узел 1). Давление в этих точках принято называть средним пластовым давлением, \bar{p}_r , и давлением сепаратора, p_{sep} , соответственно. Другими двумя важнейшими узлами являются забой скважины (узел 6) и устье скважины (узел 3). На забое с помощью скважинных измерительных приборов измеряют гидродинамическое давление (p_{wf}), а на устье — устьевое (избыточное) давление (p_{wh}) измерительным прибором, установленным на фонтанной арматуре. Зная

результаты измерений давления в узлах системы, можно построить функцию падения давления в зависимости от дебита скважины. Некоторые узловые точки называют функциональными (узлы 2, 4 и 5). Падение давления в них происходит из-за наличия штуцера, предохранительного клапана или другого компонента трубопровода.

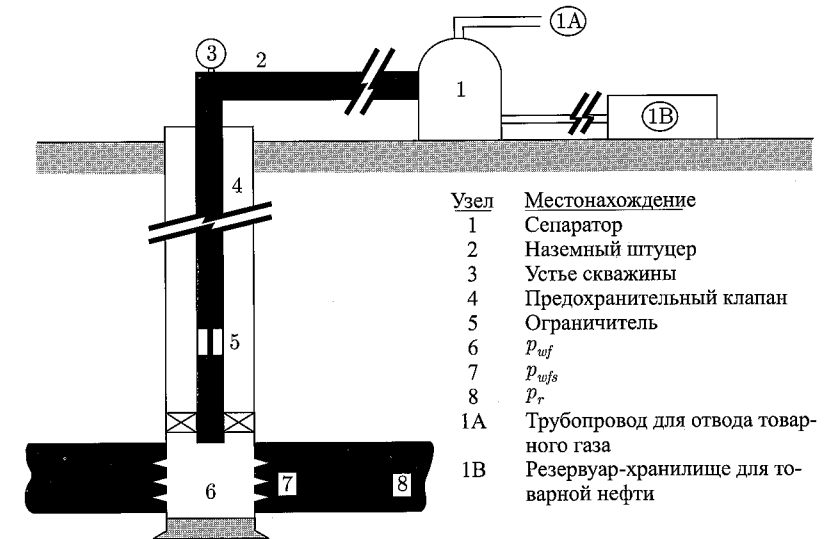


Рис. 6.2. Схематичное расположение основных узлов системы добычи (согласно Маху и др. [6])

Для каждого компонента трубопровода дебит q зависит от величины перепада давления на этом участке Δp (см. рис. 6.1):

$$q = f(\Delta p). \quad (6.1)$$

В предыдущих главах были получены подобные соотношения для различных участков системы добычи, за исключением области продуктивного пласта. В следующих разделах мы рассмотрим параметры, которые необходимо учитывать при решении задачи оптимизации добычи с учетом конструкции скважины и свойств продуктивного пласта. Анализ системы добычи включает в себя все важнейшие методы проектирования компонентов системы, на основе которых проектируется и оптимизируется общая система добычи.

6.2. Производительность вертикального потока

Производительность вертикального потока [2] характеризует способность работы скважины по добыче сырья при поддержании постоянного давления у поверхности скважины. Для добывающей скважины данный параметр называют приемистостью трубопровода [4–6] или производительностью оттока. Чтобы рассчитать приемистость трубопровода, необходимо вычислить дебит скважины в узлах с 1 по 6, зная величину падения давления между ними. При расчете продуктивности скважины (итерационным или графическим методом) удобно выражать величину гидродинамического забойного давления через потерю давления на каждом узле, в зависимости от величины устьевого давления или от величины давления перед сепаратором. Математически данное

соотношение описывается следующим образом:

$$p_{wf} = p_{sep} + \Delta p_h + (\Delta p_{fl} + \Delta p_t + \Delta p_{ch})_f + \Delta p_{acc}, \quad (6.2)$$

где p_{wf} — гидродинамическое забойное давление в узле б, p_{sep} — давление сепаратора, Δp_h — общие потери гидростатического давления, $(\Delta p_{fl} + \Delta p_t + \Delta p_{ch})_f + \Delta p_{acc}$ — потери давления на трение внутри трубопровода от устья скважины к сепаратору, напорно-компрессорной трубы, штуцера или ограничителей, Δp_{acc} — потери давления на ускорение.

Отметим, что при отсутствии участка трубы, связывающей устье скважины с сепаратором, значение p_{sep} в уравнении (6.2) можно принять равным устьевому давлению p_{wh} , а потери давления на трение Δp_{fl} — нулю. Как правило, давление сепаратора или устьевое давление известно. В предыдущих главах были рассмотрены методы определения падения давления в каждом сегменте системы трубопровода. В данной главе при расчетах мы будем опираться на график зависимости p_{wf} от q (при постоянном давлении на устье/в сепараторе), называемый кривой потребления добывающих скважин. Условие стабильности потока будет соответствовать области (на рис. 6.3), где выполняется условие $dp/dq \geq 0$ в любой заданной точке. Дебит скважины, рассчитанный для области нестабильного потока, соответствует прерывистой добыче, неустойчивому потоку или заполнению жидкостью газовой скважины. Чтобы этого избежать, необходимо провести правильно проектирование конструкции скважины. Принципы проектирования будут рассмотрены в последующих разделах.

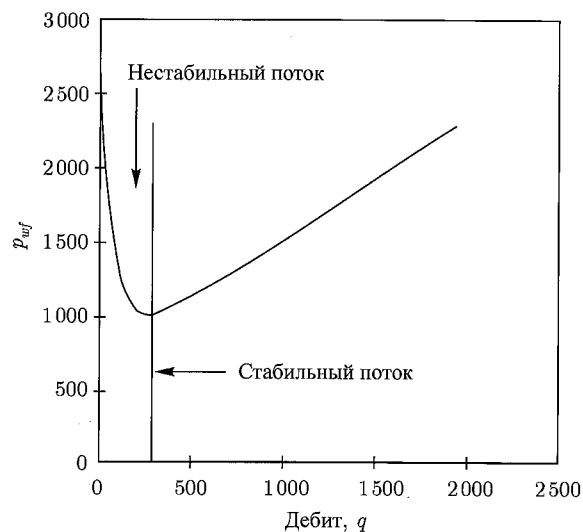


Рис. 6.3. Характерная для добывающих скважин кривая потребления

При определении перепада давления по уравнению (6.2) необходимо соблюдать правило алгебраических знаков. Потери давления на трение и ускорение всегда происходят в направлении потока, тогда как потери гидростатического давления — в направлении роста гравитации. В уравнении (6.2) составляющие по трению и ускорению необходимо записывать со знаком «плюс» для добывающих скважин. Для нагнетающих скважин давление в сепараторе p_{sep} необходимо заменить давлением на выходе из насоса, а составляющие по трению и ускорению соответственно брать со знаком «минус». Следовательно, по мере увеличения темпа нагнетания давление на забое скважины

уменьшается. На рис. 6.4 показано несколько характерных кривых производительности трубопровода для нагнетательной скважины.

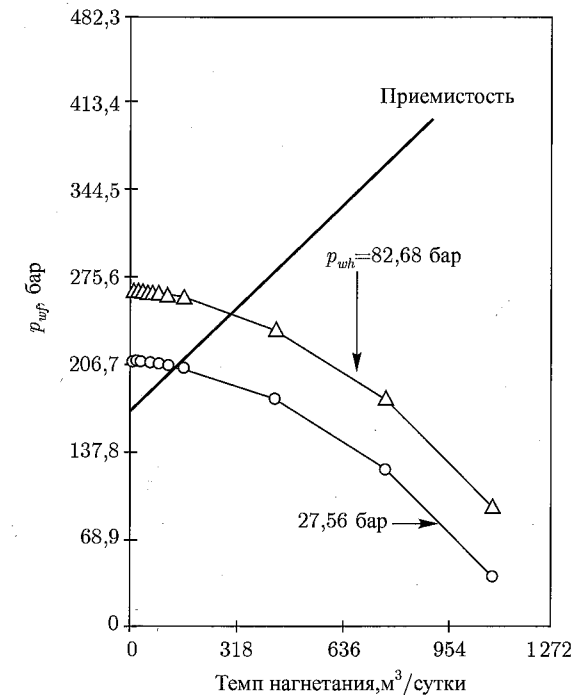


Рис. 6.4. Характерные для нагнетательных скважин графики добычи

Отметим, что для нагнетательных скважин производительность трубопровода можно называть оттоком трубопровода, поскольку скважина закачивается насосом, нагнетающим флюид из трубопровода в пласт. В процессе добычи сырья из скважины производительность трубопровода характеризуется его приемистостью (то есть притоком). Далее мы будем использовать кривую производительности трубопровода (КПТ) как для нагнетательных, так и для добывающих скважин.

Уравнение (6.2) можно применять для построения так называемых кривых градиента давления, выражающих зависимость гидродинамического давления от глубины (рис. 6.5). Такие кривые для давления довольно часто используют при проектировании систем механизированной добычи (газлифтов, погружных бесплтанговых насосов), описание которых будет дано в разделе 6.5.

6.3. Характеристика притока

Идею анализа работы скважин с учетом параметра, называемого характеристикой притока (показывающего зависимость между дебитом и гидродинамическим забойным давлением), предложил использовать Гилберт [2]. Соотношение дебита и гидродинамического давления определено в пределах изменения давления между средним пластовым и атмосферным давлением. Дебит потока, соответствующий атмосферному гидродинамическому давлению на забое скважины, называют абсолютным потенциальным дебитом (АПД) скважины. Когда гидродинамическое давление на забое соответствует

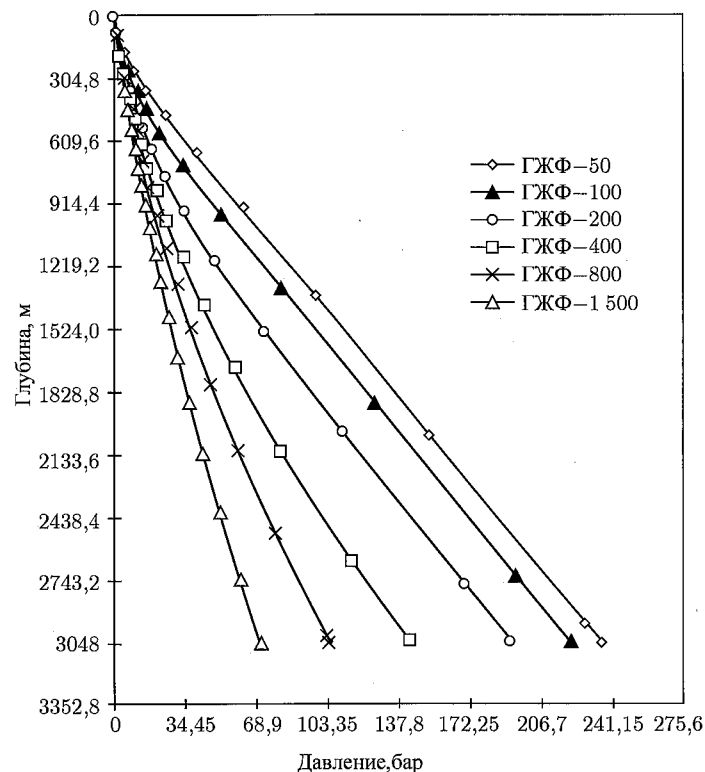


Рис. 6.5. Типичные кривые градиента для разных газожидкостных факторов (ГЖФ)

среднему пластовому давлению, дебит равен нулю (условие остановки скважины). На рис. 6.6 изображен типичный график зависимости дебита фонтанирующей скважины от давления, построенный на основе закона Дарси для потока однофазной жидкости. Действительное гидродинамическое забойное давление также зависит от давления в сепараторе и величины падения давления в трубопроводе до среднего уровня перфорации.

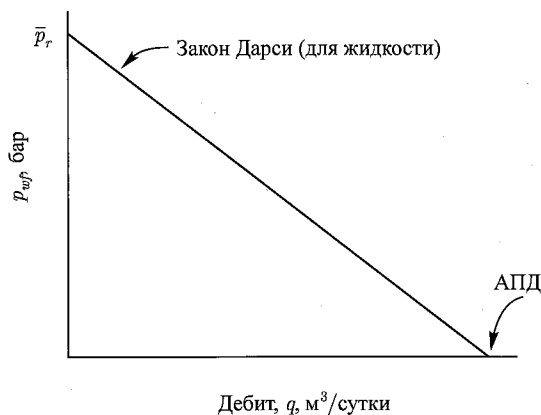


Рис. 6.6. Типичная кривая зависимости дебита от гидродинамического забойного давления

6.3.1. Однофазный поток жидкости

Для однофазного потока нефти (или другой жидкости) соотношение между дебитом и депрессией на пласт (перепадом между пластовым давлением и гидродинамическим забойным давлением) при условии выполнения закона Дарси [10, 11] для радиального потока показано на рис. 6.6 и соответственно выражается формулой

$$q_o = \frac{53,6 \cdot 10^{-3} k_o h (\bar{p}_r - p_{wf})}{\mu_o B_o \left[\ln \left(\frac{r_e}{r_w} \right) - 0,75 + s_t + Dq_o \right]}, \quad (6.3)$$

где q_o — дебит нефти в скважине (м³/сутки), B_o — объемный коэффициент нефти (м³/ст.м³), μ_o — вязкость нефти (сП), k_o — эффективная нефтепроницаемость пласта (мД), h — эффективная мощность пласта (м), \bar{p}_r — среднее пластовое давление (бар), p_{wf} — гидродинамическое забойное давление (бар), r_e — радиус зоны дренирования (м), равный $\sqrt{A/\pi}$, где A — площадь радиальной зоны дренирования (м²), r_w — радиус ствола скважины (м), s_t — скин-эффект, Dq_o — псевдоскин-эффект, вызываемый турбулентностью. В нефтяных скважинах данный параметр не имеет большого значения, особенно для низкопроницаемых продуктивных пластов.

При $r_e = 446,84$ м, $r_w = 0,178$ м, $s_t = 0$ и отсутствии турбулентности закон Дарси выражается соотношением

$$q_o = \frac{k_o h}{\mu_o B_o} (\bar{p}_r - p_{wf}), \quad (6.4)$$

где k_o выражено в дарси.

Предполагая, что депрессия на пласт ($\bar{p}_r - p_{wf}$) не очень велика, данное простое уравнение можно использовать для предварительной оценки дебита нефтяной скважины. Как правило, оптимизированные скважины, вырабатывающие нефть путем естественного фонтанирования или посредством механизированной добычи, эксплуатируются при уровне депрессии 50–80%. Не располагая никакими данными о системе добычи, уровень депрессии можно с уверенностью считать равным 60%. Если предполагается вынос песка из пласта в скважину при ее эксплуатации, уровень депрессии будет около 30%. В случае, когда насосы располагаются непосредственно над верхним участком перфорации и работают при оптимальных условиях (уровень флюида над входом компрессора минимален), уровень депрессии достигает 90%.

Пример 6.1. Диагностирование скважины, оборудованной насосом.

Входные данные. Исходные данные для расчета представлены в таблице 6.1.

Таблица 6.1. Входные данные для примера 6.1

| | |
|--|------------|
| Проницаемость, k_o , мД | 6 |
| Мощность залежи, h , м | 4,572 |
| Среднее пластовое давление, \bar{p}_r , бар | 68,9 |
| Обводненность | 0 |
| Вязкость нефти, μ_o , сП | Неизвестно |
| Объемный коэффициент нефти, B_o , м³/ст.м³ | Неизвестно |
| Скин-эффект, s | 0 |
| Незначительный столб флюида над секцией насоса | |

Решение.

1. Оценим возможный дебит скважины, предполагая уровень депрессии в пласте 90%.

$$\mu_o = 1 \text{ сП,}$$

$$B_o = 1 \text{ м}^3/\text{ст.м}^3$$

и

$$q_o \cong \frac{(6)(4,572)(0,9)(6,89)}{1000} \cong 12,879 \text{ м}^3/\text{сутки.}$$

2. Протестируем скважину, которая вырабатывает 3,18 м³/сутки продукта на предмет обнаружения возможных технических проблем. Для этого необходимо провести следующие шаги:

- Измерить действительную вязкость в пласте.
- Если дело не в вязкости, проверить уровень флюида в затрубном пространстве.
- Если уровень поднялся, что увеличило значение p_{wf} либо уменьшило депрессию в пласте, значит, источником проблемы является насос.
- Если уровень воды в затрубном пространстве не изменился, проблема может быть вызвана скин-эффектом.

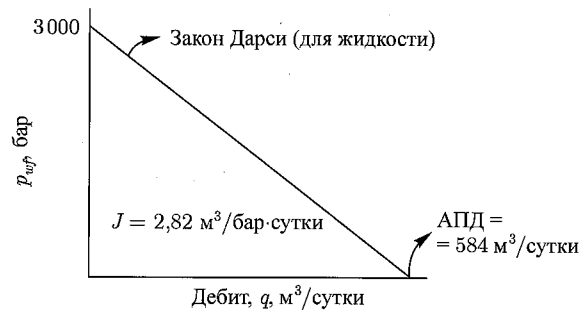
6.3.2. Индекс продуктивности скважины

Рис. 6.7. График индекса продуктивности

По рис. 6.7 видим, что график зависимости дебита от гидродинамического забойного давления, построенный на основе закона Дарси для нефти или другой жидкости, представляет из себя прямую линию. АПД — максимальный дебит скважины (q_{max}) при давлении на забое, равном атмосферному. Индекс продуктивности скважины (J) характеризует абсолютное значение наклона линейного графика зависимости дебита от гидродинамического забойного давления. Для конденсатной залежи (однофазная жидкость) наклон графика постоянен. Таким образом,

$$J = \frac{q_o}{(\bar{p}_r - p_{wf})}$$

По закону Дарси имеем:

$$J = \frac{53,6 \cdot 10^{-3} k_o h}{\mu_o B_o \left[\ln \left(\frac{r_e}{r_w} \right) - 0,75 + s_t \right]} = \frac{q_o}{(\bar{p}_r - p_{wf})} \left(\frac{\text{м}^3/\text{сутки}}{\text{бар}} \right). \quad (6.5)$$

Для газовых скважин использовать данную формулу для индекса продуктивности нельзя ввиду нелинейности графика зависимости дебита от гидродинамического забойного давления.

Пример 6.2. Зависимость дебита нефтяной скважины от гидродинамического забойного давления.

Входные данные. Входные данные представлены в таблице 6.2.

Таблица 6.2. Входные данные для примера 6.2

| | |
|---|--------|
| Проницаемость, k_o , мД | 30 |
| Вязкость нефти, μ_o , сП | 0,8 |
| Мощность залежи, h , м | 12,192 |
| Объемный коэффициент нефти, B_o , м ³ /ст.м ³ | 1,2 |
| Среднее пластовое давление, \bar{p}_r , бар | 206,7 |
| Размер буровой скважины (открытый забой), d , м | 0,311 |
| Температура в пласте, T_r , °С | 93,3 |
| Зона дренирования, A , акры (1 акр=4046 м ²) | 160 |
| Скин-эффект, s (турбулентности нет) | 0 |

Решение.

1. Рассчитаем радиус зоны дренирования:

$$r_e = \sqrt{\frac{A \cdot 4046}{\pi}} = 454 \text{ (м).}$$

Применяя закон Дарси для радиального потока при значении $r_w = 0,155$ м, получаем:

$$q_o = \frac{53,6 \cdot 10^{-3} k_o h (\bar{p}_r - p_{wf})}{\mu_o B_o \left[\ln \left(\frac{r_e}{r_w} \right) - 0,75 \right]}$$

Вычислим АПД, $q_{o,max}$:

$$q_{o,max} = \frac{53,6 \cdot 10^{-3} (30)(12,192)(206,7 - 0)}{(0,8)(1,2) \left[\ln \left(\frac{454}{0,155} \right) - 0,75 \right]} = \frac{4221}{7,23} = 584 \text{ (м}^3/\text{сутки).}$$

2. Рассчитаем индекс продуктивности:

$$J = \frac{q_o}{(\bar{p}_r - p_{wf})} = \frac{53,6 \cdot 10^{-3} k_o h}{\mu_o B_o \left[\ln \left(\frac{r_e}{r_w} \right) - 0,75 \right]} = 2,82 \left(\frac{\text{м}^3/\text{сутки}}{\text{бар}} \right).$$

6.3.3. Однофазный поток газа

Закон Дарси для однофазного потока газа выражается в виде:

$$q_g = \frac{137,5 \cdot 10^{-4} k_g h (\bar{p}_r^2 - p_{wf}^2)}{\bar{\mu}_g \bar{Z} T_r \left[\ln \left(\frac{r_e}{r_w} \right) - 0,75 + s_t + Dq_g \right]}, \quad (6.6)$$

где q_g — дебит газа в скважине (тыс.м³/сутки), k_g — эффективная газопроницаемость пласта (мД), \bar{Z} — коэффициент сжимаемости газа, определяемый при средней температуре и среднем давлении, $T_r(^{\circ}\text{R})$ — средняя температура в пласте¹, $\bar{\mu}_g$ — вязкость газа, рассчитываемая для среднего давления и средней температуры, (сП).

6.3.4. Источники информации

Чтобы рассчитать зависимость дебита от гидродинамического забойного давления, необходимо располагать следующей исходной информацией:

1. Результатами анализа переходных процессов в скважине [12, 13]. Например, чтобы найти значения kh/μ и s_t , проводят исследование скважины методом понижения уровня или испытание на восстановление давления. Если испытание скважины на восстановление давления прошло успешно, можно определить значение среднего давления \bar{p}_r . Применительно к нагнетательным скважинам испытание на восстановление называют измерением давления в нагнетательной скважине после ее закрытия, а исследование методом понижения уровня — испытанием на приемистость.

2. Результатами специализированных испытаний скважины, таких как значительное снижение давления в пласте или определение границ пласта. Данные испытания позволяют определить форму зоны дренирования и значение r_e .

3. Результатами каротажа и исследования керна. Они также используются для определения значений k и h .

Довольно часто испытания скважин предоставляют наиболее исчерпывающую информацию о свойствах пласта (таких как (kh/μ) , \bar{p}_r , скин-эффект и многих других) при условии, что они были технически правильно проведены и корректно интерпретированы. Как правило, полученные значения являются средними по области исследования объемными значениями, в то время как каротаж и отбор керна позволяют получить дискретные значения k для области вокруг ствола скважины.

6.3.5. Граничные эффекты

Как правило, при инженерных расчетах параметров флюида при его движении в пласте предполагается, что поток вокруг скважины является радиальным. Это означает, что зона дренирования имеет форму окружности, в центре которой располагается скважина. Однако довольно часто зона дренирования имеет форму прямоугольника или какую-либо другую некруговую форму. Поэтому применение для некруговой зоны дренирования уравнений, полученных для радиального пласта, может привести к ошибочным результатам. Закон Дарси можно модифицировать для разных вариантов формы зоны дренирования: для случая фильтрации нефти

$$q_o = \frac{53,6 \cdot 10^{-3} k_o h (\bar{p}_r - p_{wf})}{B_o \mu_o [\ln(X) - 0,75 + s_t]}, \quad (6.7)$$

для газа

$$q_g = \frac{137,5 \cdot 10^{-6} k_g h (\bar{p}_r^2 - p_{wf}^2)}{\bar{\mu}_g \bar{Z} T_r [\ln(X) - 0,75 + s_t + Dq_g]}. \quad (6.8)$$

¹1°R = 5/4° C. — Прим. ред.

Индекс продуктивности для нефти будет рассчитываться по уравнению

$$J = \frac{q_o}{\bar{p}_r - p_{wf}} = \frac{53,6 \cdot 10^{-3} k_o h}{B_o \mu_o [\ln(X) - 0,75 + s_t]}, \quad (6.9)$$

где значения коэффициента X представлены в таблице 6.3 для разных форм зоны дренирования и расположения в ней скважины. Обратим внимание, что параметр A характеризует площадь зоны дренирования, тогда как \sqrt{A}/r_w — безразмерный параметр.

Таблица 6.3. Коэффициенты для различных форм зоны дренирования и расположения скважины [14]

| Система | x | Система | x |
|---------|----------------------------|---------|-----------------------------|
| | $\frac{r_0}{r_w}$ | | $\frac{0,955A^{1/2}}{r_w}$ |
| | $\frac{0,571A^{1/2}}{r_w}$ | | $\frac{1,44A^{1/2}}{r_w}$ |
| | $\frac{0,565A^{1/2}}{r_w}$ | | $\frac{2,206A^{1/2}}{r_w}$ |
| | $\frac{0,604A^{1/2}}{r_w}$ | | $\frac{1,925A^{1/2}}{r_w}$ |
| | $\frac{0,610A^{1/2}}{r_w}$ | | $\frac{6,59A^{1/2}}{r_w}$ |
| | $\frac{0,678A^{1/2}}{r_w}$ | | $\frac{9,36A^{1/2}}{r_w}$ |
| | $\frac{0,668A^{1/2}}{r_w}$ | | $\frac{1,724A^{1/2}}{r_w}$ |
| | $\frac{1,368A^{1/2}}{r_w}$ | | $\frac{1,794A^{1/2}}{r_w}$ |
| | $\frac{2,066A^{1/2}}{r_w}$ | | $\frac{4,072A^{1/2}}{r_w}$ |
| | $\frac{0,884A^{1/2}}{r_w}$ | | $\frac{9,523A^{1/2}}{r_w}$ |
| | $\frac{1,485A^{1/2}}{r_w}$ | | $\frac{10,135A^{1/2}}{r_w}$ |

Пример 6.3. Зависимость дебитов нефтяной и газовой скважин от гидродинамического забойного давления.

1. Построим график зависимости дебита от гидродинамического забойного давления и график зависимости коэффициента турбулентного скин-эффекта от АПД, $q_{o\max}$.

Входные данные. Входные данные представлены в таблице 6.4.

Таблица 6.4. Входные данные для пункта 1 из примера 6.3

| | |
|---|-------------------------|
| Проницаемость, k_o , мД | 5 |
| Среднее пластовое давление, \bar{p}_r , бар | 172,25 |
| Мощность залежи, h , м | 6,096 |
| Скин-эффект*, s | -5, -1, 0, 1, 5, 10, 50 |
| Вязкость нефти, μ_o , сП | 1,1 |
| Объемный коэффициент нефти, B_o , м ³ /ст.м ³ | 1,2 |
| Площадь, км ² | 0,324 |
| Радиус ствола скважины, r_w , м | 0,111 |
| *Параметр чувствительности | |

Решение. Рассчитаем радиус зоны дренирования r_e :

$$r_e = \sqrt{\frac{(80)(4046)}{\pi}} = 321 \text{ (м)}.$$

Вычислим АПД:

$$q_{o_{max}} = \frac{53,6 \cdot 10^{-3} k_o h \bar{p}_r}{\mu_o B_o \left[\ln \left(\frac{r_e}{r_w} \right) - 0,75 + s \right]} = \frac{53,6 \cdot 10^{-3} (5)(6,096)(172,25)}{(1,1)(1,2) \left[\ln \left(\frac{321}{0,111} \right) - 0,75 + s \right]} = \frac{213}{7,97 - 0,75 + s} = \frac{213}{7,22 + s}.$$

В таблице 6.5 представлены значения АПД для разных коэффициентов скин-эффекта.

Таблица 6.5. Скин-факторы и соответствующие им значения АПД

| Скин-фактор, s | АПД(м ³ /сутки) |
|------------------|----------------------------|
| -5 | 96,036 |
| -1 | 34,344 |
| 0 | 29,574 |
| 1 | 25,917 |
| 5 | 17,49 |
| 10 | 12,402 |
| 50 | 3,657 |

Поскольку график зависимости дебита от гидродинамического забойного давления является линейным, значения \bar{p}_r и АПД однозначно его определяют. На рис. 6.8 показаны графики зависимости дебита от гидродинамического забойного давления для каждого значения скин-эффекта.

2. Построим кривую зависимости дебита газовой скважины от гидродинамического забойного давления и рассчитаем АПД.

Входные данные. Входные данные представлены в таблице 6.6.

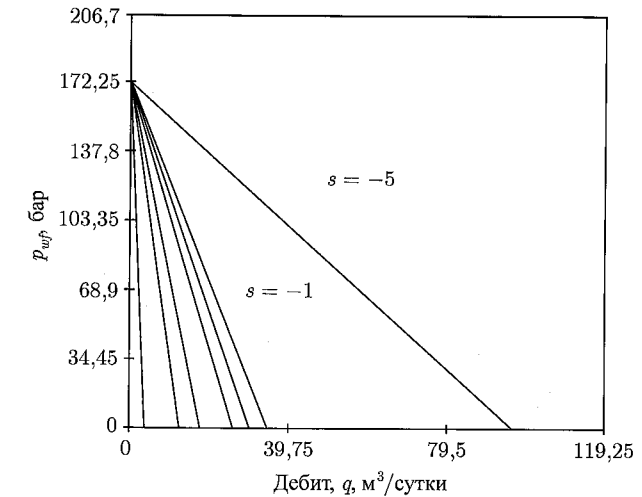


Рис. 6.8. Графики зависимости дебита нефтяной скважины от гидродинамического забойного давления для примера 6.3 (Часть 1)

Таблица 6.6. Входные данные для пункта 2 из примера 6.3

| | |
|---|--------|
| Температура в пласте, T_r , °С | 93,3 |
| Газопроницаемость, k_g , мД | 1 |
| Мощность залежи, h , м | 60,96 |
| Средняя вязкость газа, $\bar{\mu}_g$, сП | 0,019 |
| Коэффициент сжимаемости газа, \bar{Z} | 1,1 |
| Среднее пластовое давление, \bar{p}_r , бар | 241,15 |
| Площадь, км ² | 0,324 |
| Радиус ствола скважины, r_w , м | 0,111 |
| Скин-эффект, s | 1 |

Решение.

Согласно пункту 1 для нефтяной скважины имеем $\ln(r_e/r_w) - 0,75 = 7,22$. Применяя закон Дарси, получаем:

$$q_g = \frac{137,5 \cdot 10^{-4} k_g h (\bar{p}_r^2 - p_{wf}^2)}{\bar{\mu}_g \bar{Z} T_r \left[\ln \left(\frac{r_e}{r_w} \right) - 0,75 + s \right]} = \frac{137,5 \cdot 10^{-4} (1)(60,96)(241,15^2 - p_{wf}^2)}{(0,019)(1,1)(660)(7,22 + 1)} = 0,035 \cdot 10^{-3} (241,15^2 - p_{wf}^2).$$

На рис. 6.9 показан график данной кривой (в таблице 6.7 представлены данные, по которым был построен график).

3. Решим задачу для исходных данных из пункта 1, когда зона дренирования имеет квадратную форму и отсутствует скин-эффект.

Решение.

$$q_{o_{max}} = \frac{213}{\ln X - 0,75 + s} = \frac{213}{\ln X - 0,75}.$$

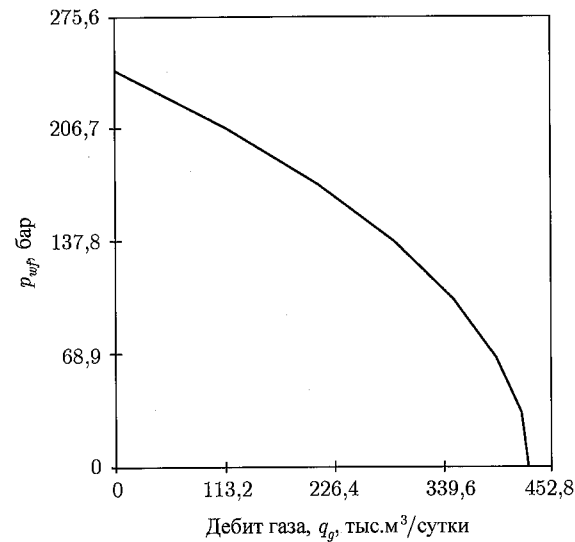


Рис. 6.9. График зависимости дебита газовой скважины от гидродинамического забойного давления для примера 6.3 (Часть 2)

Таблица 6.7. IPR-данные для построения графика 6.9

| p_{wf} (бар), | q_g (тыс. куб. м/сутки) |
|-----------------|---------------------------|
| 241,15 | 0 |
| 206,7 | 114 |
| 172,25 | 210,5 |
| 137,8 | 289,5 |
| 103,35 | 350,9 |
| 68,9 | 394,8 |
| 34,45 | 421,1 |
| 0 | 429,9 |

Из таблицы 6.3

$$X = \frac{0,571 \sqrt{80 \cdot 4046}}{r_w} = \frac{325}{0,111} = 2920.$$

$$q_{o_{\max}} = \frac{213}{\ln 2920 - 0,75} = \frac{213}{7,98 - 0,75} = 29,57 \text{ (м}^3\text{/сутки)}.$$

6.3.6. Двухфазный поток

Закон Дарси применим только для однофазного потока¹. В нефтеносных пластах однофазный поток существует тогда, когда забойное давление выше давления насыщения.

¹Имеется в виду применимость закона Дарси в виде (6.3). В российской традиции законом Дарси называется линейная зависимость между скоростью фильтрации и градиентом давления, и его, безусловно, можно использовать и для каждой из фаз многофазного фильтрационного потока с учетом относительных фазовых проницаемостей. — Прим. ред.

ния при пластовой температуре. По мере истощения пласта давление будет падать, если его не поддерживать путем нагнетания флюида или с помощью заводнения. Следовательно, при истощении пласта забойное давление может стать ниже давления насыщения, что приведет к появлению другой фазы и многофазности течения. По профилю давления в зоне дренирования на основе фазовой диаграммы нелетучей нефти (рис. 6.10) можно определить области существования однофазного и двухфазного потоков. Для такой системы зависимость дебита от гидродинамического забойного давления называют составной характеристикой (IPR). Прежде чем ее описывать, необходимо рассмотреть фазовые диаграммы углеводородов.

Фазовые характеристики углеводородов. Анализируя PVT-свойства реальных образцов флюидов, добытых из пластовых залежей, строят фазовые диаграммы на основе равновесных кривых зависимости давления от температуры [15]. На рис. 6.10 показана типичная диаграмма нелетучей нефти, отражающая физическое состояние флюида. Если отобразить на графике среднее пластовое давление, забойное и устьевое давления, а также соответствующие им температуры, можно определить тип пластового флюида (однофазный, двухфазный или комбинированный) и исходя из этого правильно подобрать уравнение для дебита в зависимости от гидродинамического забойного давления.

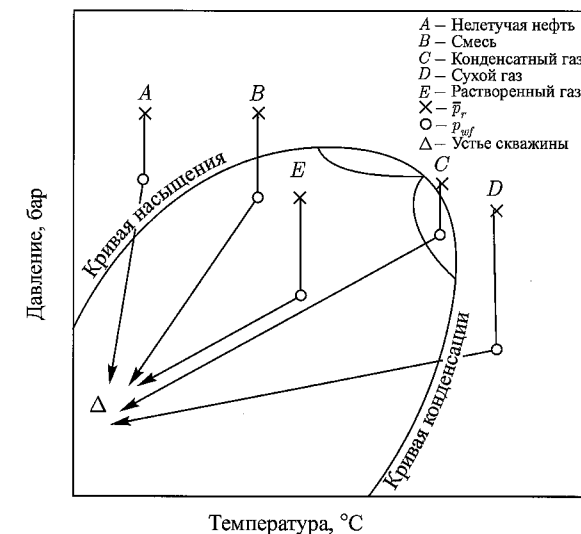


Рис. 6.10. Типичная фазовая диаграмма для нелетучей нефти

Если поток является двухфазным (случай E на рис. 6.10, когда \bar{p}_r ниже давления насыщения), рекомендуется применять методы Вогеля [16] или Фетковича [17]. Заметим, что для сложных пластовых условий, соответствующих графику на рис. 6.10, закон Дарси используется в тех случаях, когда давление выше давления насыщения, а методы Вогеля или Фетковича — когда давление ниже точки насыщения.

Метод Вогеля. Используя метод моделирования течения насыщенных нефтеносных пластов, Вогель получил следующую зависимость дебита от забойного давления:

$$\frac{q_o}{q_{o_{\max}}} = 1 - 0,2 \left(\frac{p_{wf}}{\bar{p}_r} \right) - 0,8 \left(\frac{p_{wf}}{\bar{p}_r} \right)^2. \quad (6.10)$$

Нормирование дебита относительно $q_{o,max}$ позволяет использовать данное соотношение для многофазной системы. Для сложных пластов можно модифицировать данное соотношение так, как это показано ниже (формулы (6.15)–(6.17)). Согласно методу Вогеля IPR-характеристику можно построить либо по известным значениям АПД ($q_{o,max}$) и давления в пласте (\bar{p}_r), либо по известным значениям давления в пласте, дебиту потока и величине соответствующего гидродинамического забойного давления. В любом случае необходимо находить значение \bar{p}_r путем проведения испытания на восстановление давления с использованием измерительных приборов, установленных в зоне забоя скважины. Несмотря на то что метод Вогеля достаточно прост в применении, он не всегда дает точные результаты при подстановке промысловых данных, полученных путем многоступенчатого испытания скважины. Метод Фетковича [17], напротив, дает результаты, которые хорошо согласуются с любыми промысловыми данными и поэтому гораздо чаще применяется как для нефтяных, так и газовых скважин.

Метод Фетковича. Как правило, для определения производительности газовых скважин проводят их испытания на противодавление. Феткович предложил использовать подобную методику и для нефтяных скважин с пластовым давлением выше или ниже давления насыщения. Оказалось, что соотношение между дебитом нефтяной скважины и забойным давлением аналогично зависимости, установленной для газовых скважин в общем виде:

$$q_o = C(\bar{p}_r^2 - p_{wf}^2)^n. \quad (6.11)$$

Данное уравнение называют уравнением отдачи газа или нефти. Как для нефтяных, так и для газовых скважин значение степенного показателя n варьируется в пределах от 0,5 до 1,0. Значение n , меньшее единицы, соответствует течению жидкости, не подчиняющемуся закону Дарси. Коэффициент C можно интерпретировать как индекс продуктивности пласта, при этом его значение напрямую зависит от подвижности фаз. Следовательно, при увеличении коэффициента проницаемости k значение индекса продуктивности также растет, а при увеличении скин-эффекта — уменьшается. Для псевдоустановившейся добычи и скин-эффекта, не зависящего от дебита, значение C варьируется в зависимости от степени истощения пласта. Отметим, что для газовых скважин данное уравнение оказывается применимым при любой степени истощения. Предполагая, что поток является псевдоустановившимся, значения C и n можно полагать неизменными. Более детальное исследование фонтанирующих скважин на предмет установления соотношений между дебитом и давлением провели Голан и Уитсон [9].

На рис. 6.11 приведены графики зависимости дебита от забойного давления для однофазных и двухфазных флюидов.

Горизонтальные скважины. Закон Дарси предполагает, что продуктивность вертикальной скважины прямо пропорциональна толщине продуктивного слоя или продуктивной длине скважины. Продуктивная длина горизонтальной скважины может быть достаточно большой. Если не существует определенных экономических ограничений, горизонтальные скважины могут быть очень большой длины. Однако для горизонтальных скважин продуктивность не зависит напрямую от их длины. Если продуктивный пласт является однородным и естественно трещиноватым, то скважины можно бурить перпендикулярно естественным трещинам, что значительно повышает их продуктивность. В Италии на месторождении Роспо Марэ горизонтальная скважина вырабатывает в 10 раз больше сырья, чем соседние вертикальные скважины. Горизонтальные скважины могут иметь высокую продуктивность даже в очень тонких низкопроницаемых по протяженности пластах, когда залежь характеризуется высокой вертикальной про-

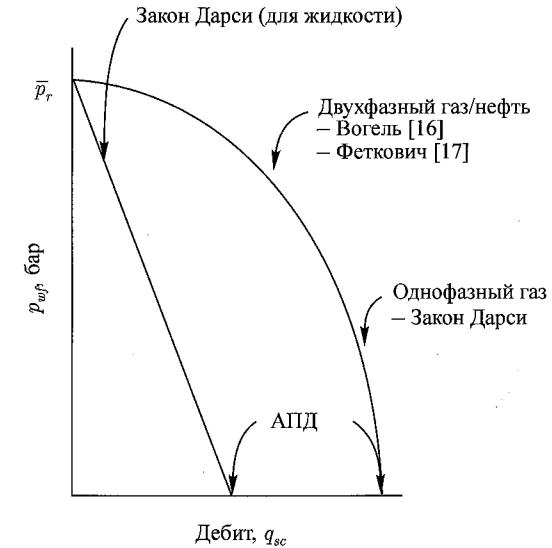


Рис. 6.11. Графики зависимости дебита от забойного давления разной формы

ницаемостью. На рис. 6.12 схематически показана зона дренирования горизонтальной скважины.

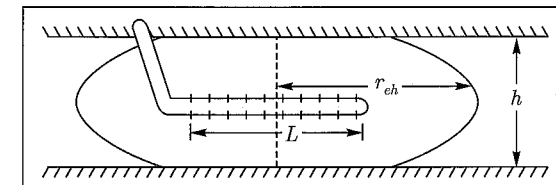


Рис. 6.12. Модель дренирования горизонтальной скважины (согласно Джоши [18])

Согласно методу Джоши [18], зависимость дебита от забойного давления для горизонтальной скважины длины L , расположенной в центре продуктивного пласта мощности h , будет иметь вид:

$$q_o = \frac{53,6 \cdot 10^{-3} k_{oh} h (\bar{p}_r - p_{wf})}{\mu_o B_o \left\{ \ln \left[\frac{a + \sqrt{a^2 - (L/2)^2}}{(L/2)} \right] + \frac{h I_{ani}}{L} \ln \left(\frac{h I_{ani}}{2r_w} \right) \right\}}. \quad (6.12)$$

Здесь $L > h I_{ani}$, $(L/2) < 0,9 r_{eh}$, параметр a равен половине большой оси эллипса, форму которого имеет зона дренирования в горизонтальной плоскости:

$$a = \frac{L}{2} \left[0,5 + \sqrt{0,25 + \left(\frac{2r_{eh}}{L} \right)^4} \right]^{0,5},$$

где $(L/2) < 0,9 r_{eh}$ и I_{ani} — анизотропия проницаемости, равная $\sqrt{k_h/k_v}$. Индексы h и v соответствуют горизонтальной и вертикальной проницаемости соответственно. Все

переменные в данных уравнениях выражены в единицах измерения метрической системы и легко могут быть переведены для соотношения дебита газовой скважины от забойного давления, как показано в примере 6.4.

Пример 6.4. Расчет горизонтальной скважины.

Необходимо рассчитать дебит горизонтальной скважины при гидродинамическом забойном давлении 27,56 бар.

Входные данные. Входные данные представлены в таблице 6.8.

Таблица 6.8. Входные данные для примера 6.4

| | |
|---|--------|
| Горизонтальная проницаемость, k_h , мД | 6 |
| Вертикальная проницаемость, k_v , мД | 6 |
| Среднее пластовое давление, \bar{p}_r , бар | 55,12 |
| Радиус ствола скважины, r_w , м | 0,064 |
| Температура в пласте, T_r , °C | 26,7 |
| Относительная плотность газа, γ_g | 0,65 |
| Толщина продуктивной части пласта, h , м | 4,88 |
| Длина горизонтальной скважины, L , м | 844,3 |
| Радиус зоны дренирования, r_{eh} , м | 454,2 |
| Из приложения В: | |
| \bar{Z} | 0,9 |
| $\bar{\mu}_g$, сП | 0,0123 |

Решение.

$$q = \frac{53,6 \cdot 10^{-6} h k_h (\bar{p}_r^2 - p_{wf}^2)}{T_r \bar{\mu}_g \bar{Z} \left\{ \ln \left[\frac{a + \sqrt{a^2 - (L/2)^2}}{(L/2)} \right] + \frac{h I_{ani}}{L} \ln \left(\frac{h I_{ani}}{2 r_w} \right) \right\}}$$

$$x = \frac{2036 \cdot 10^{-6} h}{T_r \bar{\mu}_g \bar{Z}} = \frac{2036 \cdot 10^{-6} (4,88)}{(540)(0,0123)(0,9)} = 0,00188;$$

$$a = 1838; \quad I_{ani} = 1.$$

$$q = \frac{x(\bar{p}_r^2 - p_{wf}^2) k_h}{\ln 2,2 + 0,021} = \frac{153,22}{0,788 + 0,021} = 189,27 \text{ (тыс. м}^3 \text{/сутки)}.$$

6.3.7. Переходное соотношение для дебита и забойного давления

Переходные соотношения используются для построения аналитических кривых падения добычи. Обычно кривые падения добычи строятся для периода неустановившейся добычи до достижения псевдоустановившегося течения в скважине, определенного ниже соотношениями (6.13)–(6.14). Как это будет видно из формулы (6.14), чем ниже проницаемость горной породы, тем длиннее переходный период. Следовательно, для многих низкопроницаемых залежей газа большая часть извлекаемых

запасов вырабатывается именно в переходный период, поэтому на этапе прогнозирования падения добычи оказывается очень полезным построение так называемых переходных соотношений дебита и забойного давления. Более подробную информацию по переходным соотношениям можно найти в работах Иерлафера [12] и Агарвала и др. [19].

Бесконечный однородный пласт. Для однородных продуктивных пластов бесконечная полулогарифмическая аппроксимация для скважины со скин-фактором s и постоянным дебитом q_o имеет вид

$$q_o = \frac{7,57 k_o h (\bar{p}_r - p_{wf})}{162,6 \mu_o B_o \left\{ \lg \left(\frac{0,093 k_o t_o}{\phi \mu_o c_t r_e^2} \right) - 3,23 + 0,87 s \right\} + \lg(t/t_o)}, \quad (6.13)$$

где $t_o = 1$ час — параметр обезразмеривания.

Данное уравнение также называют переходным уравнением зависимости дебита от забойного давления [20]. Обратим внимание, что формула (6.13) справедлива для неустановившегося радиального потока, характерное время процесса которого меньше t_{pss} — параметра, характеризующего начало псевдоустановившегося потока.

$$t_{pss} = 3110 \frac{\phi \mu_o c_t r_e^2}{k_o} \text{ (часов)}. \quad (6.14)$$

Пример 6.5. Переходная зависимость дебита от гидродинамического забойного давления. Рассчитать продолжительность радиального неустановившегося течения и значение АПД.

Входные данные. Входные данные представлены в таблице 6.9.

Решение. Продолжительность t_{pss} радиального течения равна:

$$t_{pss} = 3110 \frac{0,2 \cdot 10^{-5} (609,6)^2}{1} = 7584 \text{ (часов (316 дней))}.$$

Таблица 6.9. Входные данные для примера 6.5

| | |
|---|------------------|
| Радиус зоны дренирования, r_e , м | 609,6 |
| Проницаемость, k_o , мД | 1 |
| Среднее пластовое давление, \bar{p}_r , бар | 137,8 |
| Толщина продуктивной части пласта, h , м | 6,096 |
| Пористость, ϕ | 0,2 |
| Вязкость нефти, μ_o , сП | 1 |
| Радиус ствола скважины, r_w , м | 0,152 |
| Объемный коэффициент нефти, B_o , м ³ /ст.м ³ | 1 |
| Скин-эффект, s | 1,21 |
| Общая сжимаемость, c_t | 10 ⁻⁵ |
| Коэффициент накопления, c | 0,001 |
| Время*, t , часы | 0,1; 10; 100 |
| | 1000; 7584 |

*Параметр чувствительности

АПД ($p_{wf} = 1,013$ бар или 0 бар) определяем из уравнения (6.13) относительно времени процесса $\bar{t} = t/t_o$, обезразмеренного к 1 часу:

$$q_{o\max} = \frac{(7,57)(6,096)(137,8)}{162,6 \left(\left\{ \lg \left[\frac{0,093}{0,2 \cdot 10^{-5}(0,152)^2} \right] - 3,23 + 0,87(1,21) \right\} + \lg \bar{t} \right)} = \frac{39,114}{4,12 + \lg \bar{t}}$$

Обратите внимание, что в случае однофазного нефтяного пласта значение среднепластового давления и значение АПД в любой момент времени однозначно определяют зависимость дебита от забойного давления для каждого момента времени. В таблице 6.10 приведены данные по дебиту для пяти разных моментов времени относительно начала псевдоустановившегося потока.

Таблица 6.10. Данные переходной зависимости дебита от забойного давления из примера 6.5

| t , часы | $q_{o\max}$, м ³ /сутки |
|------------|-------------------------------------|
| 0,1 | 12,561 |
| 10 | 7,632 |
| 100 | 6,36 |
| 1000 | 5,565 |
| 47584 | 4,929 |

Однородный пласт с искусственными вертикальными трещинами. Цинко-Л. и др. [21] получили кривые падения давления в стволе скважины со временем для пласта с вертикальными трещинами конечной проводимости. Впоследствии зависимости Цинко-Л. и др. были модифицированы Менгом и Брауном [22] применительно к скважинам, работающим в пласте, когда зона дренирования имеет почти прямоугольную форму, а искусственные трещины образованы в центре пласта. При этом также предполагалось, что флюид слабосжимаемый и имеет постоянную вязкость μ . В случае потока газа применялась функция псевда давления реального газа [23] и рассчитывались свойства газа при начальном пластовом давлении.

Относительное падение давления в стволе скважины (p_D) для нефти и газа соответственно определялось следующим образом:

$$p_D = \frac{k_o h [p_i - p_{wf}(t)]}{141,2 q_o \mu_o B_o}$$

и

$$p_D = \frac{k_g h \{m(p_i) - m[p_{wf}(t)]\}}{1,424 q_g T_r}$$

Относительное время t_{Dxf} для нефти и газа соответственно равно:

$$t_{Dxf} = \frac{0,000264 k_o t}{\phi \mu_o c_t x_f^2}$$

и

$$t_{Dxf} = \frac{0,000264 k_o t}{\phi (\mu_o c_t)_i x_f^2}$$

Относительная проводимость трещины C_{fD} определяется соотношением

$$C_{fD} = k_f w / k x_f,$$

где w — ширина трещины, а x_f — половина длины трещины.

На рис. 6.13 показано несколько кривых $p_D(t_{Dxf})$. Отметим, что первоначальное изменение давления зависит от значения C_{fD} , а по мере истощения пласта давление меняется в зависимости от формы и размеров зоны дренирования.

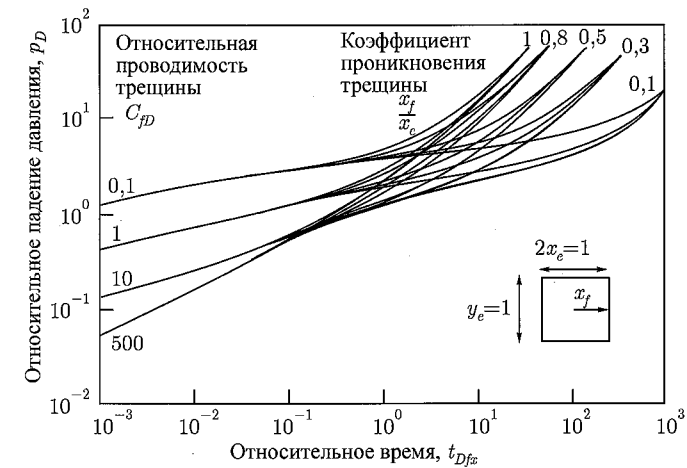


Рис. 6.13. Кривые относительного падения давления для трещин конечной проводимости в пластах квадратной формы [22]

Как и в случае однородного пласта, для трещиноватых пластов можно построить график зависимости дебита от забойного давления, опираясь на кривые рис. 6.13 для однофазного газа или нефти. При этом для газа вместо давления необходимо использовать параметр $m(p)$. Для нефтяных скважин, давление в которых ниже давления насыщения, лучше строить график зависимости дебита от забойного давления по методу Вогеля. Приведем пошаговый алгоритм определения расхода при условии, что известны значения параметров k_f , w , k_o , x_f , ϕ , μ_o и c_t :

1. Рассчитать относительную проводимость трещины C_{fD} .
2. Предполагая, что зона дренирования x_e/y_e имеет замкнутую форму, рассчитать коэффициент проникновения трещины x_f/x_e .
3. Вычислить относительное время t_{Dxf} для момента времени t и известных значений k_o , ϕ , c_t и x_f .
4. По теоретической кривой (или рис. 6.13) рассчитать относительное давление $p_D(t_{Dxf}, C_{fD}, x_f/x_e, x_e/y_e)$.
5. При давлении насыщения p_b рассчитать q_{ob} и J :

$$q_{ob} = \frac{k_o h (p_i - p_b)}{141,2 B_o \mu_o p_D \left(t_{Dxf}, C_{fD}, \frac{x_f}{x_e}, \frac{x_e}{y_e} \right)} \quad (6.15)$$

и

$$J = \frac{q_{ob}}{p_i - p_b}$$

6. По методу Вогеля вычислить значение $q_{o, \text{Вогель}}$:

$$q_{o, \text{Вогель}} = \frac{p_b J}{1,8} \quad (6.16)$$

7. На основе уравнения Вогеля найти зависимость p_{wf} от q_o при давлении ниже давления насыщения:

$$q_o = q_{ob} + q_{o, \text{Вогель}} \left[1 - 0,2 \left(\frac{p_{wf}}{p_b} \right) - 0,8 \left(\frac{p_{wf}}{p_b} \right)^2 \right]. \quad (6.17)$$

Применительно к газовым скважинам шаги с 1-го по 5-ый необходимо выполнять для тех значений давления, по которым строится график зависимости дебита от забойного давления ($m(p)$). Далее (пример 6.8) будет продемонстрировано использование переходных графиков зависимости дебита от забойного давления для построения кривых падения добычи из однородных пластов, содержащих или не содержащих искусственные гидравлические разрывы.

6.4. Анализ системы добычи

Анализ системы добычи является простым инженерным средством, заключающимся в комбинировании графика зависимости дебита от забойного давления с характеристикой притока трубопровода, что позволяет определить объем добычи. С математической точки зрения подобное комбинирование приводит к возможности расчета добычи флюидов из пласта в ствол скважины и подъему флюидов по системе трубопроводов к поверхности скважины сепаратору¹. Чтобы учесть дополнительные потери давления в системе добычи (например, при движении потока через перфорационные отверстия, искусственные трещины, штуцеры и т. п.), необходимо объединить эти потери с соответствующими общими потерями давления в системе, которые возникают при движении флюида по трубопроводу или продуктивному пласту.

Данная методика широко используется при проектировании нефтяных и газовых скважин, оценке их экономической эффективности и анализе возможных проблемных ситуаций. Изображение на одном рисунке в едином масштабе графика зависимости дебита от забойного давления и кривой производительности притока часто называют системным графом. Точка пересечения данных графиков соответствует моменту естественного фонтанирования (естественного тока) скважины и определяет значение темпа добычи и уровень давлений.

Если данные кривые не пересекаются, скважина, возможно, заполнена жидкостью. В этом случае для технологического решения этой проблемы можно применить методы механизированной добычи, такие как газлифт или погружные насосы. Прежде чем рассматривать отдельные возможные проблемы и нюансы, связанные с добычей, проанализируем системный граф, приведенный на рис. 6.14. На данном рисунке изображена типичная кривая зависимости дебита от забойного давления, а также три гипотетические кривые производительности притока. Кривая притока А не пересекается с кривой дебита, что говорит о невозможности для такой скважины доставлять сырье на поверхность. Однако применение любого из методов механизированной добычи приведет к тому, что кривая притока будет располагаться на графе ниже. Происходит это вследствие понижения общих потерь давления в трубопроводе посредством, например, азирования некоторого объема (столбика) флюида либо вследствие положительного изменения давления Δp в столбике флюида в основании системы трубопровода с помощью погружного насоса. Темп добычи такой скважины, оборудованной насосом,

¹В российской традиции такая математическая постановка инженерной проблемы носит название совместной задачи «скважина-пласт» и заключается в совместном решении уравнений фильтрации и уравнений сохранения массы, импульса и энергии флюида при его движении по стволу скважины. — Прим. ред.

становится равным $q_{\text{притр}}$ (кривая притока С). Кривая притока В соответствует естественной кривой фонтанирования с темпом добычи q_o .

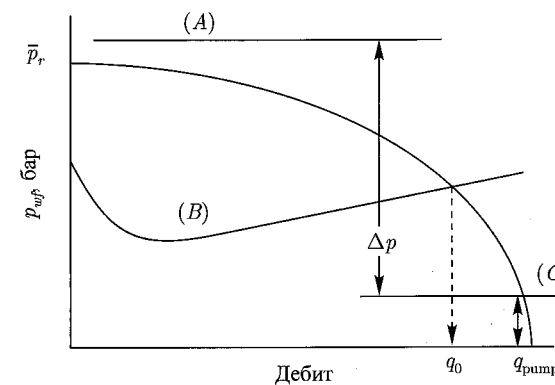


Рис. 6.14. Типовой системный граф

В рамках анализа системы добычи широко применяется исследование системы на так называемую чувствительность. Под чувствительностью системы понимают функциональную зависимость темпов добычи и нагнетания от любого системного параметра, например, внутреннего диаметра трубы, газового фактора, устьевого давления, проницаемости, скин-эффекта и т. п. Данный метод подразумевает неоднократное построение на системном графе кривой зависимости дебита от забойного давления или кривых производительности притока для разных значений параметра чувствительности. Как только будет оптимизирован один параметр, переходят к рассмотрению другого. Данный процесс называют последовательной оптимизацией.

Чтобы понять принцип описываемой процедуры, рассмотрим последовательную одношаговую оптимизацию. Многовариантная оптимизация [24] позволяет построить наиболее оптимальную конфигурацию скважины, поскольку при таком методе рассматриваются несколько системных параметров одновременно. Приведем несколько примеров использования анализа системы добычи, включающей применение компьютерной программы PERFORM [25]. В результате станет ясно, насколько важно учитывать системные параметры при оптимизационном проектировании системы добычи и выявлении возможных проблем.

Отметим, что в таблицах входных данных для последующих нескольких примеров параметры чувствительности помечены звездочкой. Как было уже ранее замечено, оптимальная добыча ведет к максимальной экономической эффективности.

Пример 6.6. Влияние скин-эффекта и внутреннего диаметра стволовой трубы на эффективность системы добычи. Пример демонстрирует существенное влияние внутреннего диаметра стволовой трубы и скин-фактора на продуктивность нефтяной скважины.

Входные данные. Входные данные представлены в таблице 6.11.

Решение. На рис. 6.15 изображен системный граф, из которого следует, что поврежденная скважина с высоким скин-фактором, равным 12, вырабатывает около 3,5 куб.м сырья в сутки независимо от диаметра стволовой трубы (хотя характеристика скважины большего диаметра лежит выше, в области более высоких дебитов). По расположению точки пересечения графика зависимости дебита от забойного давления и кривых притока можно сделать вывод о неустойчивости потока. Для стволовой трубы диаметром 38 мм переходный период продолжается до тех пор, пока темп добычи не достигнет 9,5 м³/сутки. Такая ситуация ставит под сомнение точность корреляции для потерь давления. Однако даже для трубы меньшего диаметра (21 мм)

Таблица 6.11. Входные данные для примера 6.6

| | |
|---|--------------------|
| Давление в пласте, p_r , бар | 310 |
| Температура в пласте, T_r , °C | 82 |
| Проницаемость, k_o , мД | 1,0 |
| Мощность залежи, h , м | 6,096 |
| Скин-эффект*, s | 12 и -4 |
| Радиус ствола скважины, r_w , мм | 88,9 |
| Площадь зоны дренирования, r_{eh} , км ² | 0,648 |
| Зависимость дебита от забойного давления | По закону Дарси |
| Интервал перфорации, м | 6,096 |
| Плотность перфорации, ед./м | 13,12 |
| Диаметр туннеля, D_p , мм | 8,89 |
| Длина туннеля, L , мм | 177,8 |
| $k_c k_f$ | 0,8 |
| Обводненность, % | 0 |
| Плотность нефти, °г/см ³ | 0,85 |
| Удельная плотность газа, γ_g | 0,65 |
| Газовый фактор | 89 |
| Удельная плотность воды, γ_w | 1,07 |
| Давление на устье, p_w , бар | 6,89 |
| Верхний уровень перфорации, м | 2 092 |
| Температура на устье, T_w , °C | 21 |
| Корреляция для трубопровода | Хагедорна и Брауна |
| Внутренний диаметр обсадной трубы, мм | 127 |
| Внутренний диаметр стволовой трубы*, мм | 21 и 38 |

*Параметр чувствительности

продуктивность скважины будет расти при дебите 2,86 м³/сутки. Очевидно, что разница в дебитах настолько незначительна, что возникает необходимость подтвердить этот вывод, используя другой метод расчета. К счастью, данная ситуация допускает возможность интенсификации добычи посредством стимуляции. Если установлена причина повреждения скважины, можно устранить скин-эффект с помощью кислотной обработки под давлением ниже давления гидроразрыва или с помощью гидравлического разрыва пласта. Если операции по гидроразрыву пласта пройдут успешно, скин-эффект может снизиться до -4 или еще ниже. Обратите внимание на тот факт, что подобные меры стимулирования повышают производительность притока за счет того, что уменьшается потенциальная возможность роста продуктивности скважины путем изменения диаметра трубы. В зависимости от диаметра трубы темп добычи можно изменять в пределах от 14,15 до 17 м³/сутки. Использование стволовой трубы большего диаметра не только в пять раз увеличивает дебит нефти, но и окончательно стабилизирует добычу. Таким образом, чтобы оптимизировать систему добычи, необходимо использовать трубу внутренним диаметром 38 мм и провести соответствующее стимулирование добычи.

Пример 6.7. Влияние скин-эффекта на эффективность системы добычи. Скин-эффект снижается посредством кислотной обработки скважины.

В вертикальной скважине на 30,5 м выше верхнего уровня перфорации установлен балансирный насос. Давление всасывания насоса 3,445 бар. Необходимо провести анализ влияния скин-эффекта на уровень добычи с учетом того, что скин-фактор, вызванный повреждением скважины, составляет 6 из общего скин-фактора, равного 17.

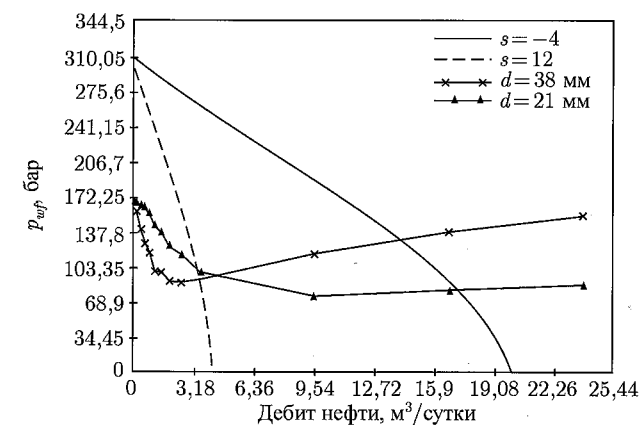


Рис. 6.15. Влияние внутреннего диаметра стволовой трубы и скин-фактора на продуктивность скважины

Входные данные. Входные данные представлены в таблице 6.12.

Решение. Анализ (в соответствии с рис. 6.16 чувствительности системы добычи к скин-эффекту) показывает, что одним из способов интенсификации добычи является кислотная обработка скважины, которая позволит устранить скин-эффект, вызванный повреждением скважины. Предположим, что в результате скин-фактор стал равным 11, но добыча нефти повысилась лишь незначительно. Не нужно забывать, что гидравлические разрывы могут способствовать устранению повреждения скважины и вызвать тем самым некоторый отрицательный скин-эффект. Таким образом, в случае уменьшения общего скина до 5 за счет гидравлических разрывов, добыча нефти удваивается до 2,5 м³/сутки, что приводит к более высокой экономической эффективности проекта.

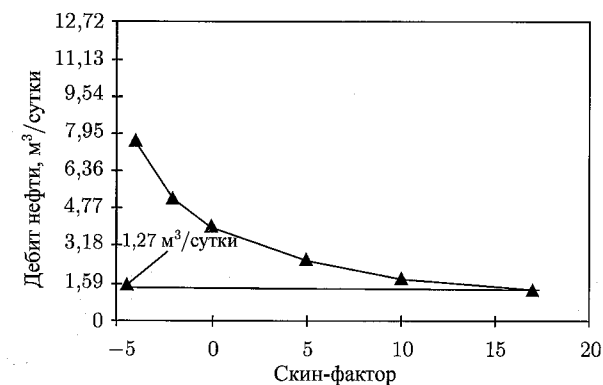


Рис. 6.16. Зависимость дебита нефти от общего скин-фактора

Пример 6.8. Влияние трещин в газовом пласте на эффективность системы добычи. Скин-эффект снижается посредством кислотной обработки скважины. В данном примере сравнивается снижение дебита за один год переходного периода для скважины, «простимулированной разрывами», и «безразрывной» газовой скважины.

Входные данные. Входные данные представлены в таблице 6.13.

Решение. Данный пласт является низкопроницаемой газовой залежью с незначительной долей конденсата. Поскольку пластовое давление высокое (468,5 бар), сква-

Таблица 6.12. Входные данные для примера 6.7

| | |
|---|--------------------|
| Давление в пласте, p_r , бар | 220,5 |
| Температура в пласте, T_r , °C | 71 |
| Проницаемость, k_o , мД | 1,5 |
| Мощность залежи, h , м | 6,096 |
| Скин-эффект*, s | -4; -2; 0; 10 и 17 |
| Радиус ствола скважины, r_w , мм | 88,9 |
| Площадь зоны дренирования, r_{eh} , км ² | 0,648 |
| Зависимость дебита от забойного давления | По закону Дарси |
| Интервал перфорации, м | 6,096 |
| Плотность перфорации, ед./м | 13,12 |
| Диаметр туннеля, D_p , мм | 8,89 |
| Длина туннеля, L , мм | 304,8 |
| $k_c k_f$ | 0,5 |
| Пористость, ϕ , % | 10 |
| Обводненность, % | 0 |
| Плотность нефти, °г/см ³ | 0,9 |
| Удельная плотность газа, γ_g | 0,65 |
| Газовый фактор | 53,4 |
| Удельная плотность воды, γ_w | 1,03 |
| Давление на устье, p_w , бар | 3,45 |
| Верхний уровень перфорации, м | 2 694 |
| Температура на устье, T_w , °C | 21 |
| Корреляция для трубопровода | Хагедорна и Брауна |
| Внутренний диаметр обсадной трубы, мм | 127 |
| Внутренний диаметр стволовой трубы*, мм | 69,9 |

*Параметр чувствительности

жину можно подвергнуть стимулированию с помощью разрывов. На рис. 6.17 изображены кривые снижения добычи, соответствующие переходной зависимости дебита от забойного давления, для однородного продуктивного пласта и пласта с вертикальными разрывами и конечной проводимостью. При анализе причин падения добычи в качестве параметра чувствительности необходимо взять время. Таким образом, вместо графика зависимости дебита от забойного давления для установившегося потока, удовлетворяющего закону Дарси, построили переходный график зависимости дебита от давления. Для рассматриваемой скважины характерно двукратное увеличение дебита в течение года в случае создания вертикальной трещины бесконечной проводимости длиной 305 м. Чтобы правильно создать искусственную трещину, необходимо провести дополнительный анализ на чувствительность системы добычи к длине трещины.

Пример 6.9. Влияние метода прогнозирования градиента давления на эффективность системы добычи.

При расчетах скважин, характеризующихся многофазностью потока, инженеры часто сталкиваются с проблемой выбора наиболее подходящего метода прогнозирования градиента давления, использование которого в конечном итоге должно привести к установлению величины

Таблица 6.13. Входные данные для примера 6.8

| | |
|---|--------------------|
| Давление в пласте, p_r , бар | 468,5 |
| Температура в пласте, T_r , °C | 104 |
| Проницаемость, k_o , мД | 0,05 |
| Мощность залежи, h , м | 15,25 |
| Скин-эффект, s | 2,0 |
| Радиус ствола скважины, r_w , мм | 88,9 |
| Площадь зоны дренирования, r_{eh} , км ² | 0,648 |
| Зависимость дебита от забойного давления | Переходная |
| Интервал перфорации, м | 15,25 |
| Плотность перфорации, ед./м | 13,12 |
| Диаметр туннеля, D_p , мм | 8,89 |
| Длина туннеля, L , мм | 177,8 |
| $k_c k_f$ | 0,4 |
| Пористость, ϕ , % | 10 |
| Обводненность, % | 0 |
| Плотность нефти, °г/см ³ | 0,76 |
| Удельная плотность газа, γ_g | 0,65 |
| Выход жидкого продукта, м ³ /млн.ст.м ³ | 5,62 |
| Удельная плотность воды, γ_w | 1,07 |
| Давление на устье, p_w , бар | 41,34 |
| Верхний уровень перфорации, м | 2 694 |
| Температура на устье, T_w , °C | 21 |
| Корреляция для трубопровода | Каллендера и Смита |
| Внутренний диаметр обсадной трубы, мм | 114,15 |
| Внутренний диаметр стволовой трубы, мм | 50,7 |

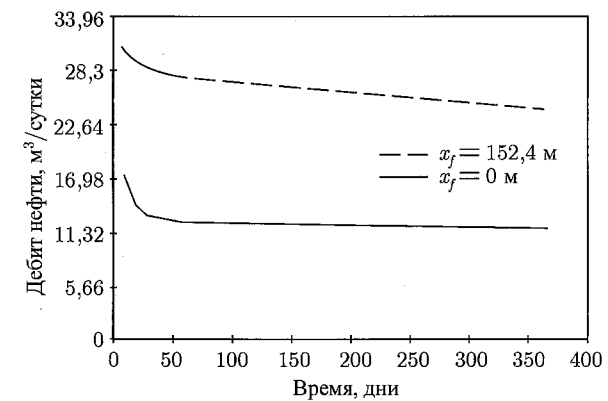


Рис. 6.17. Сравнение темпов падения добычи для газовой скважины при наличии трещины гидроразрыва и без гидроразрыва

падения давления в трубопроводе. В главе 4 были рассмотрены различные методы прогнозирования. Как было установлено, на основе разных методов можно получить совершенно различные значения объема добычи. Ошибки прогнозирования объема добычи могут быть обусловлены различными причинами, например, эмпирическим характером расчета свойств флюидов. Следовательно, довольно часто при выборе наиболее подходящего и точного метода прогнозирования градиента давления лучше всего опираться на опыт и анализ непосредственно промысловых данных. Данный пример демонстрирует несоответствие результатов расчета падения давления в нефтяной скважине, вырабатывающей попутно газ и воду. На рис. 6.18 изображены кривые градиента давления (профили давления), рассчитанные с помощью разных методов.

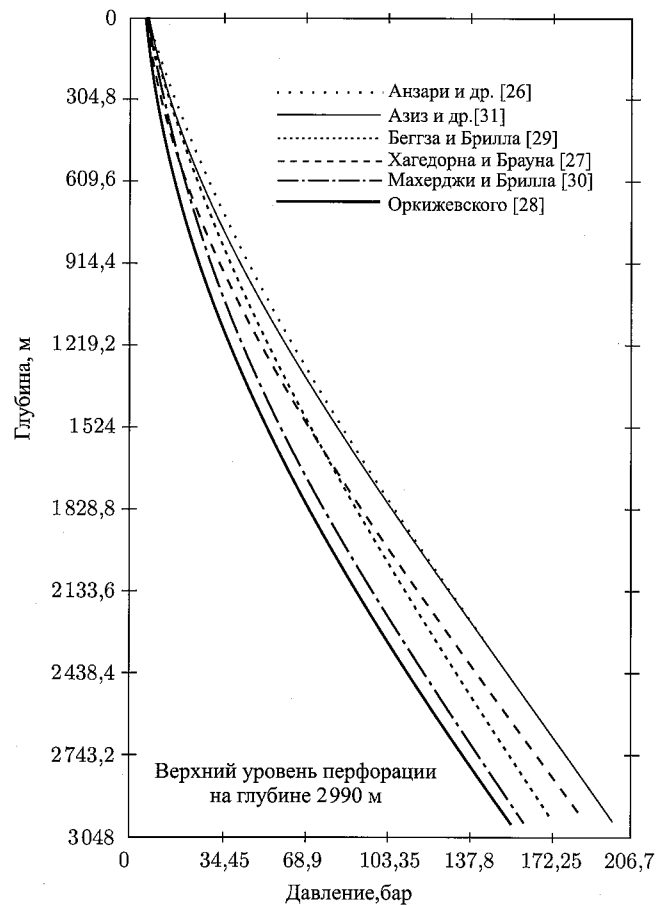


Рис. 6.18. Кривые градиента давления, построенные с использованием различных методов

Входные данные. Входные данные представлены в таблице 6.14.

Решение. На рис. 6.18 изображены профили давления для нефтяной скважины глубиной 2990 м, когда попутно добывается вода и газ. Значения гидродинамического забойного давления, полученные разными методами, варьируются в пределах от 154 до 200 бар. Меньшее значение было получено методом Оркижевского, а большее — методами Азиза и др. и Мукерджи и Брилла. Несоответствие результатов составляет 30%. Метод Анзари и др. основан на механистическом моделировании вертикального восходящего потока и приводит к результатам, которые на 5% отличаются от результатов прогнозирования по методу Беггза и Брилла. Метод

Таблица 6.14. Входные данные для примера 6.9

| | |
|--|---|
| Дебит, ст.м ³ /сут | 79,5 |
| Обводненность, % | 20 |
| Плотность нефти, °г/см ³ | 0,87 |
| Удельная плотность газа, γ_g | 0,65 |
| Газожидкостный фактор | 64 |
| Удельная плотность воды, γ_w | 1,07 |
| Температура в пласте, T_r , °С | 93 |
| Давление на устье, p_w , бар | 6,89 |
| Верхний уровень перфорации, м | 2990 |
| Температура на устье, T_w , °С | 21 |
| Внутренний диаметр обсадной трубы, мм | 127 |
| Внутренний диаметр стволовой трубы, мм | 62 |
| Корреляция для ствола скважины* | Анзари и др. [26] Хагедорна и Брауна [27] Оркижевского [28] Беггза и Брилла [29] Мукерджи и Брилла [30] Азиза и др. [31] |
| *Параметр чувствительности | |

Беггза и Брилла в свою очередь основан на эмпирическом подходе. Методы прогнозирования падения давления в насосно-компрессорной колонне по методу Оркижевского и Хагедорна и Брауна приводят к менее значительным градиентам давления и, следовательно, к получению более высоких результатов прогнозирования нефтедобычи по сравнению с остальными методами. Применяя анализ системы добычи для скважины, рассматриваемой в данном примере, можно сказать, что использование методов Мукерджи и Брилла, Азиза и др., Анзари и др., Беггза и Брилла приводит к получению достаточно точных результатов расчета объема добычи, в то время как методы Оркижевского и Хагедорна дают завышенные результаты.

Пример 6.10. Влияние уровня обводненности на эффективность системы добычи.

В данном примере рассматривается типичная зависимость объема добычи от уровня обводненности в нефтяном пласте. Из скважины добываются нефть, вода и газ. При квалифицированном подходе к рассматриваемой проблеме возможно правильно провести анализ системы добычи, выделяя обводненность в качестве параметра чувствительности.

Входные данные. Входные данные представлены в таблице 6.15.

Решение. На рис. 6.19А изображен системный граф, который состоит из нескольких кривых притока, соответствующих разным уровням обводненности. Для каждого уровня обводненности точка пересечения кривой притока с графиком зависимости дебита от забойного давления соответствует объему добычи. По мере увеличения обводненности градиент давления в трубопроводе растет вследствие разницы плотностей нефти и воды, а также уменьшения объема растворенного в смеси флюидов газа. На рис. 6.19В изображен график зависимости дебита нефти от уровня обводненности, из которого следует, что добыча нефти также падает с ростом уровня обводненности. При высокой обводненности может возникнуть и другая проблема, связанная с образованием водонефтяных эмульсий в насосно-компрессорной колонне, что повышает вязкость смеси и может еще более снизить нефтедобычу. Чтобы преодолеть данные проблемы, применяют подходящие методы механизированной добычи.

Таблица 6.15. Входные данные для примера 6.10

| | |
|---|----------------------------|
| Давление в пласте, p_r , бар | 344,5 |
| Температура в пласте, T_r , °C | 93 |
| Проницаемость, k , мД | 35,5 |
| Мощность залежи, h , м | 13,41 |
| Скин-эффект, s | 0 |
| Радиус ствола скважины, r_w , мм | 88,9 |
| Площадь зоны дренирования, r_{eh} , км ² | 0,648 |
| Зависимость дебита от забойного давления | Метод Дарси/Вогеля |
| Интервал перфорации, м | 13,41 |
| Плотность перфорации, ед./м | 13,12 |
| Диаметр туннеля, D_p , мм | 8,89 |
| Длина туннеля, L , мм | 152,4 |
| $k_c k_f$ | 0,5 |
| Пористость, ϕ , % | 10 |
| Обводненность*, % | 0; 0,1; 0,3; 0,5; 0,7; 0,9 |
| Плотность нефти, °г/см ³ | 0,87 |
| Удельная плотность газа, γ_g | 0,65 |
| Газовый фактор | 53,4 |
| Удельная плотность воды, γ_w | 1,07 |
| Давление на устье, p_w , бар | 6,89 |
| Верхний уровень перфорации, м | 2 636,5 |
| Температура на устье, T_w , °C | 21 |
| Корреляция для трубопровода | Хагедорна и Брауна |
| Внутренний диаметр обсадной трубы, мм | 150 |
| Внутренний диаметр стволовой трубы, мм | 62 |
| *Параметр чувствительности | |

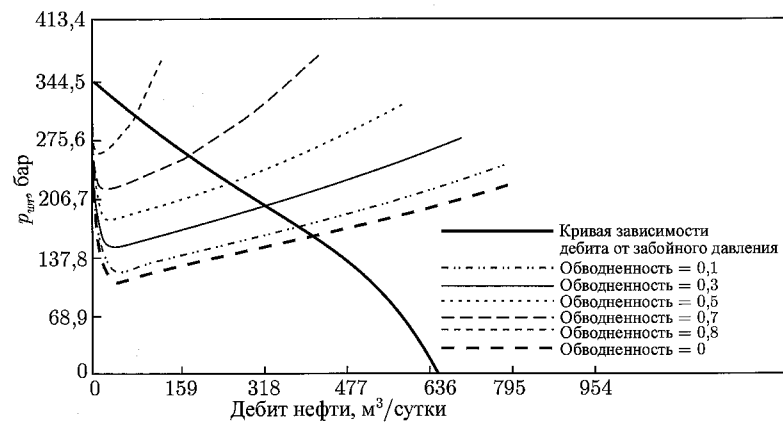


Рис. 6.19А. Системный график, описывающий зависимость уровня добычи от обводненности

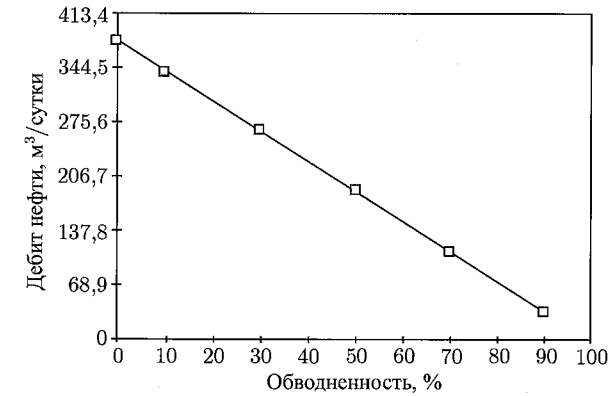


Рис. 6.19В. Зависимость добычи от обводненности

Пример 6.11. Влияние вертикальной проницаемости на эффективность системы добычи при использовании горизонтальной скважины.

В данном примере сравниваются продуктивности необсаженной вертикальной скважины и горизонтальной скважины с разными значениями вертикальной проницаемости пласта. Отметим, что вертикальная проницаемость не оказывает никакого влияния на уровень добычи вертикальной скважины, для которой применимы уравнения потока, удовлетворяющего закону Дарси. Продуктивность же горизонтальной скважины существенно зависит от вертикальной проницаемости.

Входные данные. Входные данные представлены в таблице 6.16.

Решение. На рис. 6.20А изображен системный график, который демонстрирует значительное превышение продуктивности горизонтальной скважины над продуктивностью вертикальной скважины. Значения вертикальной проницаемости варьируются в пределах от 0,001 до 0,1 мД. Из рис. 6.20В следует, что с ростом вертикальной проницаемости продуктивность горизонтальной скважины существенно увеличивается. Это объясняет экономическую эффективность бурения горизонтальных скважин в естественных трещиноватых пластах с высокой вертикальной проницаемостью.

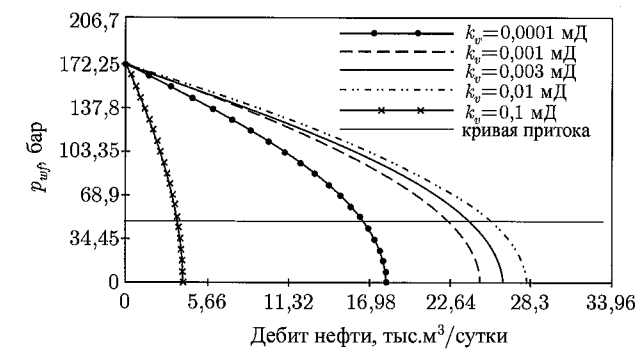


Рис. 6.20А. Системный график, показывающий влияние вертикальной проницаемости пласта на продуктивность вертикальной и горизонтальной скважин

Пример 6.12. Влияние внутреннего диаметра штуцера на эффективность системы добычи.

В данном примере демонстрируется зависимость уровня добычи от внутреннего диаметра устьевого штуцера (используется корреляция Эшфорда и Пиерса [32]).

Таблица 6.16. Входные данные для примера 6.11

| | |
|---|------------------------|
| Давление в пласте, p_r , бар | 172,3 |
| Температура в пласте, T_r , °C | 60 |
| Горизонтальная проницаемость, k_h , мД | 10 |
| Мощность залежи, h , м | 6,096 |
| Скин-эффект, s | 0 |
| Радиус ствола скважины, r_w , мм | 63,5 |
| Площадь зоны дренирования, r_{eh} , км ² | 0,648 |
| Зависимость дебита от забойного давления | Метод Дарси/Джоши |
| Пористость, ϕ , % | 10 |
| Длина горизонтальной скважины, L , м | 609,6 |
| Обводненность, % | 0 |
| Плотность нефти, °г/см ³ | 0,76 |
| Удельная плотность газа, γ_g | 0,65 |
| Выход жидкого продукта, м ³ /млн.ст.м ³ | 11,24 |
| Удельная плотность воды, γ_w | 1,07 |
| Вертикальная проницаемость*, k_v , мД | 0,1; 0,03; 0,01; 0,001 |
| Давление на устье, p_w , бар | 41,34 |
| Верхний уровень перфорации, м | 1676,4 |
| Температура на устье, T_w , °C | 21 |
| Корреляция для трубопровода | Данса и Роса |
| Внутренний диаметр обсадной трубы, мм | 97 |
| Внутренний диаметр стволовой трубы, мм | 62 |
| *Параметр чувствительности | |

Входные данные. Входные данные представлены в таблице 6.17.

Решение. На системном графе (рис. 6.21А) изображено несколько кривых притока, соответствующих разным внутренним диаметрам штуцера. Из рис. 6.21В следует, что чем больше диаметр штуцера, тем выше темп добычи.

Пример 6.13. Влияние газожидкостного фактора на эффективность системы добычи. Газожидкостный фактор однозначно влияет на продуктивность нефтяной скважины. Данный пример демонстрирует подобную зависимость, а также знакомит читателей с практическим применением теории многофазного потока к проектированию механизированной добычи, в частности, газлифта.

Входные данные. Входные данные представлены в таблице 6.18.

Решение. На рис. 6.22А изображен системный граф, демонстрирующий зависимость уровня добычи от газожидкостного фактора. Увеличение газожидкостного фактора приводит к уменьшению гидростатического градиента и плотности смеси флюидов в трубопроводе. По мере падения давления в направлении потока сжимаемая газовая фаза расширяется и набирает скорость, что приводит к увеличению скорости всей смеси и росту потерь давления на трение в трубопроводе. Таким образом, рост газожидкостного фактора приводит не только к уменьшению гидростатического градиента, но и к увеличению составляющей градиента давления по трению. При увеличении газожидкостного фактора существует некий порог, превышение которого приводит к преобладанию роста составляющей градиента по трению над уменьшением гидростатического градиента. Данный порог часто называют точкой инверсии градиента,

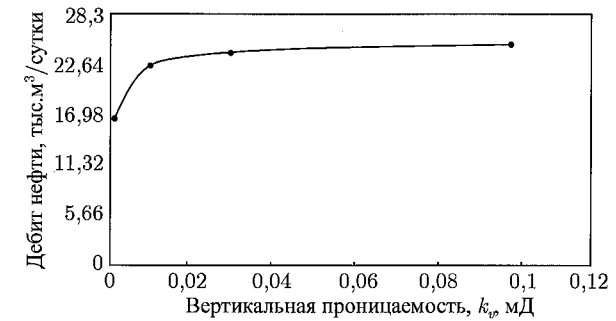


Рис. 6.20В. Зависимость продуктивности горизонтальной скважины от вертикальной проницаемости пласта

Таблица 6.17. Входные данные для примера 6.12

| | |
|---|--------------------|
| Давление в пласте, p_r , бар | 310 |
| Температура в пласте, T_r , °C | 82 |
| Проницаемость (радиальная), k , мД | 30 |
| Мощность залежи, h , м | 6,096 |
| Скин-эффект, s | 1,0 |
| Радиус ствола скважины, r_w , мм | 88,9 |
| Площадь зоны дренирования, r_{eh} , км ² | 0,648 |
| Зависимость дебита от забойного давления | Метод Дарси/Вогеля |
| Обводненность, % | 30 |
| Плотность нефти, °г/см ³ | 0,88 |
| Удельная плотность газа, γ_g | 0,65 |
| Газожидкостный фактор | 142,4 |
| Удельная плотность воды, γ_w | 1,07 |
| Плотность перфорации, ед./м | 13,12 |
| Интервал перфорации, м | 6,096 |
| Диаметр туннеля, D_p , мм | 8,89 |
| Длина туннеля, L , мм | 177,8 |
| Пористость, ϕ , % | 10 |
| $k_c k_f$ | 0,8 |
| Верхний уровень перфорации, м | 2092,5 |
| Давление на устье, p_s , бар | 68,9 |
| Вертикальная скважина | |
| Температура в сепараторе, T_s , °C | 21 |
| Корреляция для трубопровода | Анзари и др. |
| Внутренний диаметр обсадной трубы, мм | 127 |
| Внутренний диаметр стволовой трубы, мм | 47 |
| Горизонтальный трубопровод | |
| Длина трубопровода, L , м | 122 |
| Корреляция для трубопровода | Даклера |
| Внутренний диаметр трубы, мм | 73,7 |
| Внутренний диаметр штуцера*, мм | 9,5; 12,7; 19 |
| Корреляция для штуцера | Эшфорда и Пиерса |
| *Параметр чувствительности | |

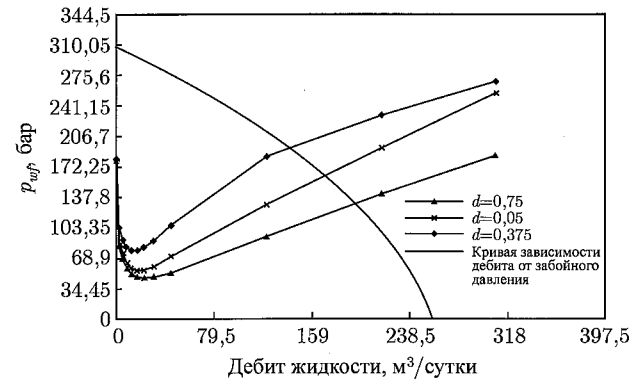


Рис. 6.21А. Системный граф, демонстрирующий чувствительность к внутреннему диаметру устьевого штуцера

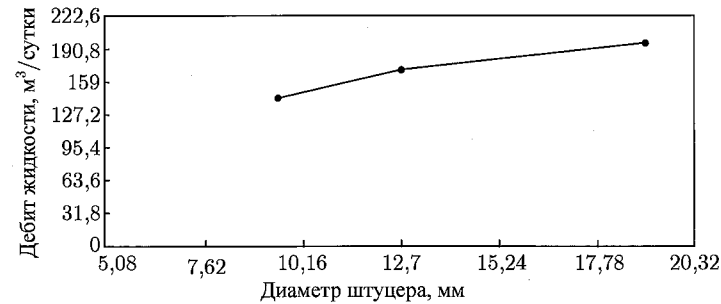


Рис. 6.21В. Зависимость дебита от внутреннего диаметра штуцера

в данном примере он составляет $124,6 \text{ м}^3 \text{газа}/\text{м}^3 \text{жидкости}$. Из рис. 6.22В следует, что инверсия градиента приводит к тому, что график зависимости дебита жидкости от газожидкостного фактора имеет куполообразную форму. В нашем случае максимальный дебит жидкости составляет $156 \text{ м}^3/\text{сутки}$ при оптимальном газожидкостном факторе, равном $124,6 \text{ м}^3 \text{газа}/\text{м}^3 \text{жидкости}$.

До начала механизированной добычи данная скважина работала при газожидкостном факторе, равном $31 \text{ м}^3 \text{газа}/\text{м}^3 \text{жидкости}$. Если в насосно-компрессорную трубу закачивать газ при максимально низкой точке входа, можно повысить газожидкостный фактор. Чтобы достичь оптимальной добычи жидкости ($156 \text{ м}^3/\text{сутки}$), необходимо повысить значение газожидкостного фактора до $124,6 \text{ м}^3 \text{газа}/\text{м}^3 \text{жидкости}$. В этом и состоит основной принцип работы газлифта.

6.5. Механизированная добыча

В предыдущем разделе было введено понятие механизированной добычи, основанной на принципах анализа системы добычи. В данном разделе рассматривается практическое применение принципов расчета многофазного потока к методам проектирования механизированной добычи. Как было показано на примерах предыдущего раздела, введение элементов механизированной добычи позволяет управлять на системных графах кривыми градиента давления в трубопроводе при заданном значении

Таблица 6.18. Входные данные для примера 6.13

| | |
|---|-----------------------|
| Давление в пласте, p_r , бар | 310 |
| Температура в пласте, T_r , °C | 82 |
| Горизонтальная проницаемость, k_h , мД | 30 |
| Мощность залежи, h , м | 6,096 |
| Скин-эффект, s | 1,0 |
| Радиус ствола скважины, r_w , мм | 88,9 |
| Площадь зоны дренирования, r_{eh} , км ² | 0,648 |
| Зависимость дебита от забойного давления | Метод Дарси/Вогеля |
| Обводненность, % | 30 |
| Плотность нефти, °г/см ³ | 0,88 |
| Удельная плотность газа, γ_g | 0,65 |
| Газожидкостный фактор* | 31; 124,6; 213,6; 534 |
| Удельная плотность воды, γ_w | 1,07 |
| Плотность перфорации, ед./м | 13,12 |
| Интервал перфорации, м | 6,096 |
| Диаметр туннеля, D_p , мм | 8,89 |
| Длина туннеля, L , мм | 177,8 |
| Пористость, ϕ , % | 10 |
| k_{ckf} | 0,8 |
| Давление на устье, p_w , бар | 6,89 |
| Верхний уровень перфорации, м | 2 092,5 |
| Температура на устье, T_w , °C | 21 |
| Корреляция для трубопровода | Данса и Роса |
| Внутренний диаметр обсадной трубы, мм | 127 |
| Внутренний диаметр стволовой трубы, мм | 47 |
| * Параметр чувствительности | |

дебита нефти или жидкости на забое (q) и проектном значении давления на устье скважины (p_{wh}). Анализ системы добычи показывает, что довольно часто скважины не могут вырабатывать на поверхность нефть без применения механизированной добычи (см. рис. 6.23 и рис. 6.24).

6.5.1. Погружной насос

На рис. 6.23 изображен типичный профиль давления для скважины, оборудованной забойным насосом. Без насоса скважина не может вырабатывать нефть, верхний уровень столба жидкости находится на глубине А. Проектные значения дебита q_o и соответствующего гидродинамического забойного давления p_{wf} были определены по графику зависимости дебита от давления фонтанирования. Для аналогичного значения градиента давления для неподвижной нефти, столб нефти в затрубном пространстве должен находиться на уровне В, а насос размещен на уровне С. Как видно из рис. 6.23, насос необходимо располагать таким образом, чтобы обеспечить повышение давле-

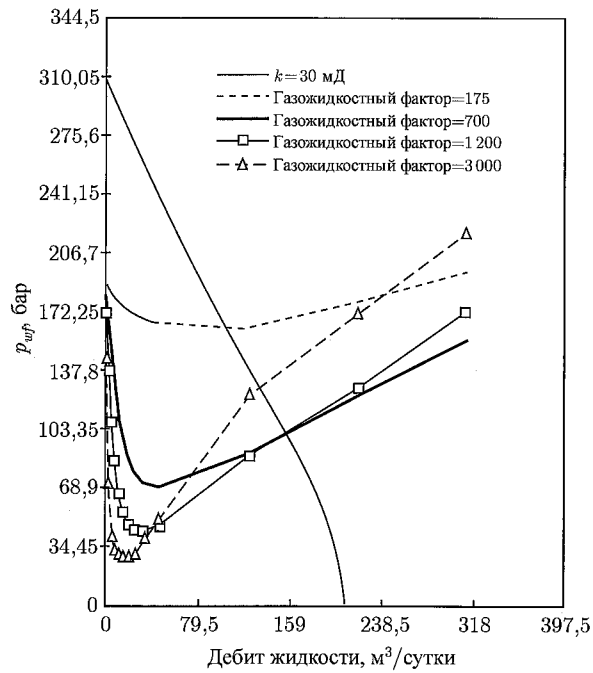


Рис. 6.22А. Системный граф, демонстрирующий чувствительность к газожидкостному фактору

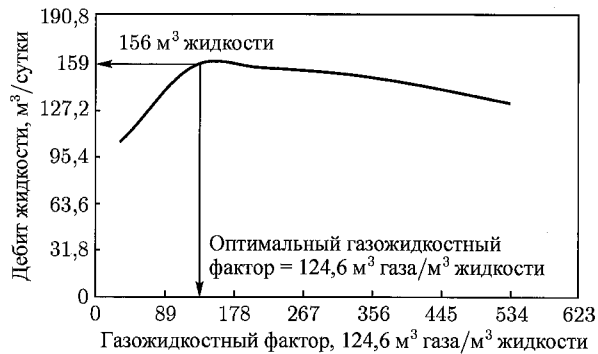


Рис. 6.22В. Зависимость дебита от газожидкостного фактора, используемая для проектирования газлифта и оптимизации притока

ния на величину $\Delta p_{рнтр}$, равную разнице между входным и выходным давлениями насоса. Когда насос нагнетает в трубопровод флюид со скоростью q_0 при заданном значении выходного давления, смесь флюидов движется по направлению к поверхности при установленном устьевом давлении p_{wh} . Для построения кривой градиента давления в трубопроводе при известных проектных значениях дебита q_0 и устьевого давления p_{wh} можно воспользоваться одной из существующих моделей двухфазного потока (см. пример 6.9).

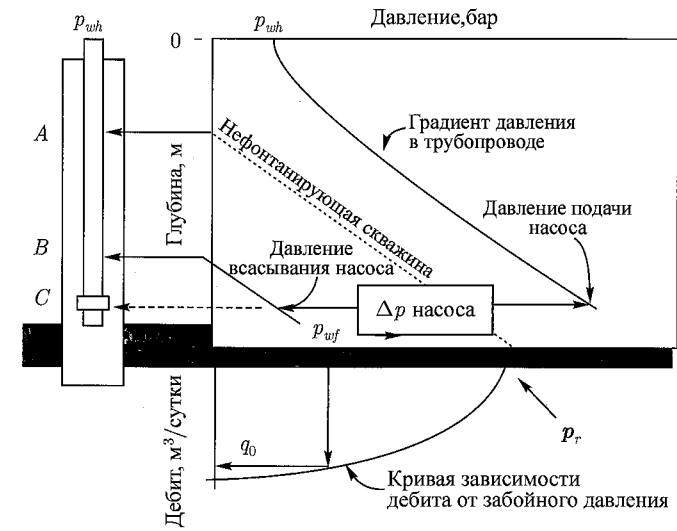


Рис. 6.23. Профиль давления для скважины, оборудованной погружными бесштанговыми насосами

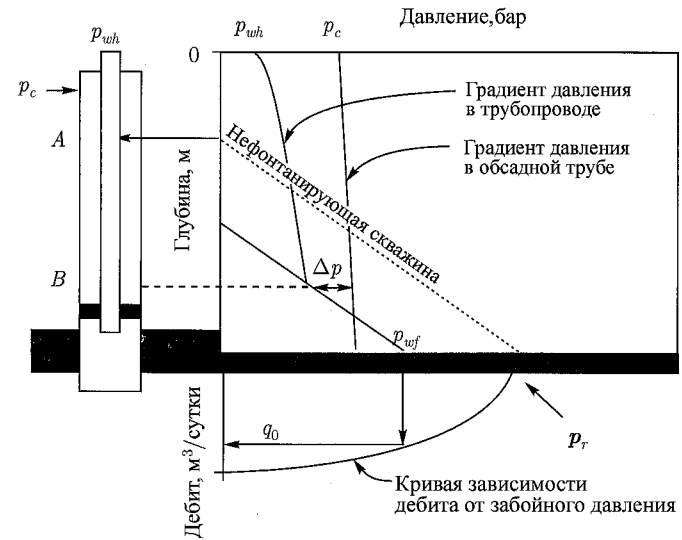


Рис. 6.24. Профиль давления для скважины, оборудованной газлифтом

6.5.2. Газлифт

Проектирование газлифта проводится на основе исследования чувствительности дебита к газожидкостному фактору, что было продемонстрировано в примере 6.13 (обратимся к рис. 6.22В, где оптимальный газожидкостный фактор составлял $124,6 \text{ м}^3 \text{ газа/м}^3 \text{ жидкости}$, а соответствующий дебит — 156 м^3 при устьевом давлении $6,89 \text{ бар}$). Газлифт способствует насыщению столба жидкости нагнетаемым газом, что позволяет поднимать жидкость на поверхность при проектном устьевом давлении.

Газ нагнетается через пропускное отверстие газлифтного клапана при проектной разнице давлений Δp . На рис. 6.24 показан профиль давления для трубы, оборудованной газлифтом. Для упрощения предположим, что до момента установки газлифта скважина была нефонтанирующей. Обратим внимание на то, что выше продуктивной зоны в трубе установлен фильтр, который необходим для начала процесса газлифта. Данный фильтр обеспечивает нагнетание газа исключительно через пропускное отверстие клапана. Если добыча нефти осуществляется по затрубному пространству, трубопровод представляет собой колонну для закачивания газа, поэтому у основания трубопровода необходимо закупорить.

На основе примера 6.13, демонстрирующего чувствительность дебита к газожидкостному фактору, можно сказать, что оптимальная добыча (q_o) достигается при определенном значении газожидкостного фактора. При оптимальном дебите значение гидродинамического забойного давления определяется по кривой зависимости дебита от давления фонтанирования. Чтобы рассчитать давление флюида в точке закачки (точке В), определяют постоянный градиент давления флюида ниже точки закачки газа. Это особенно важно для скважин в период после завершения процесса заканчивания скважины или капитального ремонта. На рис. 6.24 для упрощения расчета используется градиент неподвижной (дегазированной) нефти. После того как будет установлено значение гидродинамического давления флюида в добывающей колонне, можно вычислить темп нагнетания газа путем вычитания дебита добытого газа из оптимизированного дебита газа, рассчитанного по анализу чувствительности к оптимальному дебиту жидкости и газожидкостному фактору. Зная давление нагнетания на поверхности обсадной колонны (p_c) и рассчитанный темп закачки газа в затрубное пространство, можно вычислить градиент давления нагнетания или градиент для межтрубного пространства. С этой целью можно воспользоваться любым динамическим методом прогнозирования градиента газа. Как правило, все существующие методы определения падения давления в многофазной системе основаны на методах, используемых для однофазного потока, которые предполагают введение понятия приведенной скорости газа. Давление восходящей закачки определяют по градиенту для межтрубного пространства. Затем фиксируют значение разницы давлений (Δp) в обсадной и стволовой трубах в точке закачки. В результате можно установить значение диаметра пропускного отверстия газлифтного клапана на основе уравнения Торнхилла–Крэйвера [8] или любого другого уравнения для штуцера, зная его пропускную способность (соответствующую проектному темпу закачки газа) и разницу давлений Δp . Результаты расчетов в конечном итоге должны соответствовать ситуации, когда на поверхность можно будет поднимать нефть с темпом q_o при устьевом давлении p_{wh} .

6.6. Заполнение жидкостью газовой скважины

Довольно часто из газовых скважин происходит попутная добыча жидкой фазы, например нефти, конденсата или связанной воды. В зависимости от фазовых характеристик газа даже в стволе скважины, когда на забой поступает сухой газ, возможно появление жидкой фазы. В конденсатных или ретроградно конденсатных продуктивных пластах многофазность флюида может обернуться серьезной проблемой. Если скорость добываемого газа достаточно велика, жидкость будет выноситься на поверхность, а не скапливаться в стволе. Однако в низкопроницаемых газовых скважинах, особенно в пластах с низким давлением, скорость газа может быть недостаточно высокой для подъема жидкости на поверхность. В этом случае необходимо уменьшить диаметр трубы, что приведет к увеличению скорости потока (скорости извлечения жидкости). При низких скоростях жидкость скапливается в стволе скважины, и в конечном итоге

она может привести к установлению такого гидростатического давления, которое значительно снизит добычу газа, а со временем приведет к остановке скважины. Данное явление называется заполнением жидкостью газовой скважины [34–42]. В нефтяных скважинах с высокой скоростью потока жидкости такая проблема встречается крайне редко. Чтобы преодолеть данную проблему, применяют механизированные методы добычи. В газоконденсатных пластах, особенно в пластах с ретроградным газом, можно значительно снизить эффективную газопроницаемость в том случае, если конденсация происходит в призабойной зоне. Такая ситуация приводит к резкому снижению скорости газа в стволе скважины и способствует заполнению скважины жидкостью.

Как правило, проблему заполнения скважины жидкостью можно диагностировать по графикам анализа системы добычи (см. рис. 6.3). Если точка пересечения кривой зависимости дебита от забойного давления с кривой притока расположена в переходной зоне, значит, в будущем возможно появление описываемой проблемы, особенно в том случае, если PVT-свойства флюидов были определены правильно. Методы определения PVT-свойств будут даны ниже в приложении В. Чтобы диагностировать проблемы, связанные с ретроградной конденсацией, рекомендуется использовать композиционные модели, которые будут представлены в приложении С.

Рассмотренную проблему для газовой скважины можно решить двумя способами: увеличением скорости газа в стволе скважины и применением одного из методов механизированной добычи (плунжерного подъемника или газлифта). Непрерывного извлечения жидкости можно добиться лишь путем правильного проектирования насосно-компрессорной колонны. В общем случае проектирование трубопровода подразумевает уменьшение диаметра труб и, следовательно, увеличение скорости газа. Как обсуждалось ранее (пример 6.6), подобные действия должны полностью решить проблему извлечения жидкости из ствола скважины. Обычно пульсирующий газлифт или плунжерный подъемник (изначально являющийся пульсирующим) выбирают менее охотно из-за большой стоимости и проблем, возникающих при его эксплуатации. Эффективность работы плунжерного подъемника зависит существенным образом от объема газа и давления газа в затрубном пространстве. Чем больше объем и давление, тем выше эффективность плунжерного подъемника.

При диагностировании указанных проблем для газовой скважины довольно трудно бывает установить фазовые характеристики и дебит флюидов. Используемые раньше методы прогнозирования условий, приводящих к подобным проблемам, были очень ненадежными [35]. Наиболее известный алгоритм расчета минимальной скорости стабилизированного газа разработали Тернер и др. [36]. В отличие от модели непрерывной пленки Даклера [37], метод Тернера и др. основан на принципе, согласно которому для извлечения жидкости из ствола скважины на поверхность нужно исследовать вынос потоком газа наиболее крупных капель жидкости. Даклер разработал метод определения минимальной скорости газа, необходимой для непрерывного удаления пленки жидкости со стенок трубы. Модель Тернера и др. считается более надежной. Ее авторы пришли к выводу, что минимальная скорость газа в скважине должна быть равной предельной скорости самой большой капли жидкости в потоке газа. Для капельки сферической формы предельная скорость рассчитывается по уравнению Фауста и др. [38]:

$$v_t = \left[0,3048 \frac{4(\rho_L - \rho_g)gd_D}{3C_D\rho_g} \right]^{1/2}, \quad (6.18)$$

где v_t — предельная скорость, м/с; ρ_L — плотность жидкости, кг/м³; ρ_g — плотность газа, кг/м³; g — ускорение свободного падения, 9,8 м/с²; d_D — диаметр капли, м; C_D — коэффициент сопротивления для капли.

Максимальный диаметр стабилизированной капли [35] можно найти из соотношения

$$\frac{v_t^2 \rho_g d_D}{\sigma_L} \cong 66, \quad (6.19)$$

где σ_L — сила поверхностного натяжения, кг/с².

Из формулы (6.19) получаем выражение для диаметра капли:

$$d_D = \frac{66 \sigma_L}{v_t^2 \rho_g}.$$

Данное выражение можно подставить в уравнение (6.18):

$$v_t = 4,027 \left[\frac{\sigma_L (\rho_L - \rho_g)}{C_D \rho_g^2} \right]^{1/4}. \quad (6.20)$$

Предполагая, что капли жидкости имеют сферическую форму, Тернер и др. доказали, что коэффициент сопротивления C_D для капли равен 0,44. Подставляя в уравнение предельной скорости капли жидкости значение C_D и переводя единицы измерения поверхностного натяжения, σ , в дин/см, получаем:¹

$$v_t = 0,97 \left[\frac{\sigma_L (\rho_L - \rho_g)}{\rho_g^2} \right]^{1/4}, \quad (6.21)$$

где v_t выражено в м/с, σ_L — в динах/см, ρ_g и ρ_L — в кг/м³.

Для извлечения жидкости из ствола скважины, скорость газа должна превышать данную предельную скорость в каждой точке колонны до тех пор, пока капелька жидкости не достигнет поверхности. Впоследствии Грегори [35] нашел ошибку расчета коэффициента в оригинальном уравнении Тернера и др., которая перекочевала и в работы других авторов, ссылающихся на оригинальное уравнение Тернера. Обращаем внимание на то, что в настоящей монографии приведено уже модифицированное уравнение, не содержащее ошибки и не включающее в себя 16% поправки к скорости капельки. Опираясь на промысловые испытания, Коулман и др. [39, 40] пришли к выводу, что для расчета минимального дебита газа или критического дебита газа, необходимого для извлечения жидкости из газовых скважин с низким давлением, 16% поправка на значение предельной скорости не требуется. На основе уравнения предельной скорости газа можно рассчитать критический дебит газа q_{gc} :

$$q_{gc} = 44,41 p v_t \frac{A}{TZ}, \quad (6.22)$$

где q_{gc} — критический дебит газа, млн.м³/сутки; A — площадь поперечного сечения потока, м²; p — давление, бар; T — температура, °R и Z — коэффициент сжимаемости газа.

Тернер и др. предположили, что в большинстве случаев удаление жидкости из скважины зависит от устьевых условий. Данное предположение подтвердили Коулман

¹Автор приводит без изменения оригинальные формулы, полученные различными исследователями с помощью инженерных методов. К сожалению, с точки зрения правильной записи, требующей применения в формулах значений параметров в единой для всей формулы системе единиц измерения и полного соблюдения согласования размерностей, запись данных формул не вполне корректна. — Прим. ред.

и др. [39, 40]. Обращаем внимание, что описанная модель извлечения крупных капелек жидкости, по которой определяется критический дебит газа, может оказаться неприменимой для расчета пробкового режима потока [39].

Учитывая критерии перехода к кольцевому режиму потока при использовании механистической модели Анзари и др. [26], можно описать процесс заполнения газовой скважины жидкостью с учетом нисходящего потока пленки жидкости на стенках стволовой трубы. Если кольцевой режим потока наблюдается во всей скважине, заполнения не происходит. Сходство формулы (6.21) и уравнения (4.163), используемого для прогнозирования перехода в кольцевой режим потока, доказывает, что заполнение скважины жидкостью не происходит, если по всей длине скважины существует кольцевой режим потока.

Пример 6.14. Влияние внутреннего диаметра стволовой трубы на процесс извлечения жидкости из скважины и эрозию.

Оптимальным вариантом решения любой проблемы, связанной с потоком, является обнаружение данной проблемы до ее возникновения и принятие мер по ее недопущению. В данном примере показывается, как можно диагностировать и решить проблему заполнения жидкостью газовой скважины. Ключом к решению служит скорость потока. Чем выше скорость потока, тем эффективнее извлечение жидкости. Скорость зависит от проницаемости и давления, регулируемого внутренним диаметром трубы. Следовательно, чтобы оптимизировать диаметр трубы, необходимо проанализировать чувствительность системы к данному параметру.

Входные данные. Входные данные представлены в таблице 6.19.

Таблица 6.19. Входные данные для примера 6.14

| | |
|---|----------------------------|
| Давление в пласте, p_r , бар | 275,6 |
| Температура в пласте, T_r , °C | 71 |
| Проницаемость*, k , мД | 1,0; 3,0 |
| Мощность залежи, h , м | 6,096 |
| Скин-эффект, s | 0 |
| Радиус ствола скважины, r_w , мм | 76,2 |
| Площадь зоны дренирования, r_{eh} , км ² | 0,648 |
| Зависимость дебита от забойного давления | По закону Дарси |
| Заканчивание | Открытый забой |
| Обводненность, % | 0 |
| Плотность нефти, °г/см ³ | 0,76 |
| Удельная плотность газа, γ_g | 0,65 |
| Газовый фактор | 26,7 |
| Удельная плотность воды, γ_w | 1,03 |
| Давление на устье, p_w , бар | 13,78 |
| Верхний уровень перфорации, м | 1826 |
| Температура на устье, T_w , °C | 26,7 |
| Корреляция для трубопровода | Грэй |
| Внутренний диаметр обсадной трубы, мм | 112 |
| Внутренний диаметр стволовой трубы*, мм | |
| *Параметр чувствительности | 21; 25,4; 40,6; 50,8; 76,2 |

Решение. В данном примере исследуются две газовые скважины: одна с низкой проницаемостью и большой вероятностью возникновения проблемы подъема жидкости, а другая с высокой проницаемостью и большой вероятностью возникновения эрозии. Анализируется чувствительность каждой скважины к внутреннему диаметру трубы на основе модифицированного уравнения Тернера по определению предельной скорости жидкой капли. На рис. 6.25 изображена кривая извлечения жидкости из газовой скважины (в соответствии с моделью Тернера), кривая скорости эрозии (метод ее построения обсуждается в следующем разделе), а также два графика чувствительности дебита газа к диаметру трубы для двух разных проницаемостей.

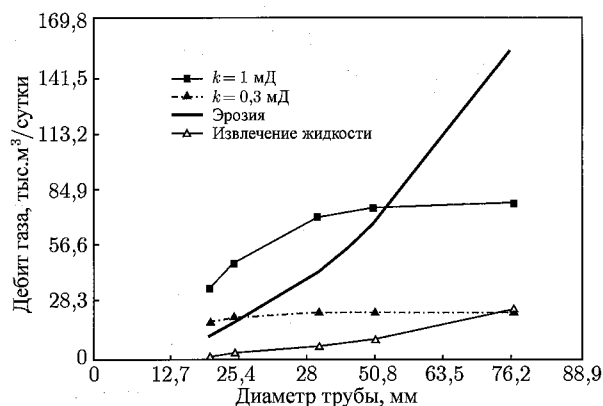


Рис. 6.25. Кривые, отвечающие исследованию газовой скважины на решение проблемы по извлечению жидкости с учетом эрозии

До тех пор пока прогнозное значение дебита потока выше соответствующего дебита извлечения жидкости, процесс извлечения из скважин жидкости происходит расчетно. На рис. 6.25 дебит газа для скважины, работающей в пласте с проницаемостью 1 мД при любом значении диаметра трубы, значительно превышает соответствующий дебит извлечения жидкости, что говорит о маловероятности возникновения проблемы заполнения скважины. Однако при достаточном темпе снижения добычи проблема может возникнуть в будущем: так в пласте с проницаемостью 0,3 мД дебит газа не превышает дебит извлечения жидкости (если диаметр трубы больше 25,4 мм), при этом скорость потока газа падает. При диаметре трубы 76,2 мм скважина заполняется водой. Для проведения подобных исследований мы рекомендуем действовать по такому же алгоритму.

6.7. Скорость эрозии

Эрозия трубопровода — это процесс физического удаления материала, из которого изготовлена труба, при контакте с флюидом. Эрозия ограничивает срок эксплуатации колонны трубопровода. Продолжительная интенсивная эрозия часто приводит к механическим повреждениям и/или утечкам. К эрозии стенок трубы приводит явление кавитации (образование пузырьков с последующим их коллапсом при их сносе потоком в область больших давлений) или воздействие на стенки трубы жидких или твердых частичек, движущихся в потоке флюида. Отметим, что проблема эрозии все еще остается в большей степени дискуссионной, поэтому довольно часто не учитывается при проектировании скважины. В данном разделе мы рассмотрим методы решения проблемы возникновения эрозии, которые можно использовать при проектировании скважины в качестве отправных моделей для получения некоторых приближений.

С целью контроля процесса эрозии Американский нефтяной институт (API) [43] предлагает снижать максимальную скорость движения флюида в стволе скважины до критического значения, называемого скоростью эрозии. Чтобы обеспечить запланированный срок эксплуатации скважины, необходимо рассчитать скорость эрозии по следующему эмпирическому уравнению:¹

$$v_e = \frac{1,22C}{\sqrt{\rho}}, \quad (6.23)$$

где v_e — скорость эрозии, м/с; ρ — плотность флюида, кг/м³; C — эмпирическая константа. Если поток не содержит твердых частиц, в качестве константы C надо использовать значение 100 для непрерывного потока и значение 150 для пульсирующего потока. Если поток содержит частицы песка, можно брать любое значение C , меньшее 100. В рассмотренном выше примере 6.14 говорилось об учете проблемы эрозии при анализе работы газовой скважины. Именно на основе уравнения (6.23) (значение C в котором берут равным 100) построена кривая эрозии. Из рис. 6.25 следует, что, пока темп добычи газа не превышает скорости эрозии, проблемы эрозии не должно существовать. Для многофазных смесей скорость эрозии определяется скоростью движения смеси в трубе, и в уравнении (6.23) необходимо использовать плотность смеси без учета эффекта проскальзывания. Если проницаемость пласта превышает 1 мД, эрозия возникает в том случае, когда внутренний диаметр трубы меньше 50,8 мм.

Салама и Венкатеш [44] проанализировали уравнение скорости эрозии, предложенное Американским нефтяным институтом, и пришли к выводу, что его можно описать по типу соотношения Бернулли. Предполагая, что максимальный перепад давления в трубах для чистых двухфазных флюидов локализуется в области от 206 до 345 бар, расчетное значение скорости эрозии v_e оказывается достаточно умеренным. Салама и Венкатеш предложили уравнение для случая, когда скорость эрозии, вызванной трением жидкости о стальную поверхность трубы, равна 10 мил/год (0,254 мм/год):

$$v_e = \frac{366}{\sqrt{\rho}}. \quad (6.24)$$

Данное уравнение кажется более обоснованным для ограничения скорости флюида в трубах с целью контроля эрозии. Для добывающих скважин этот результат приводит к снижению дебита, но дает экономическую выгоду. Как правило, с экономической точки зрения более эффективной оказывается добыча при оптимальных (а не максимальных) дебитах, которым соответствует некоторая допустимая глубина коррозии (глубина проникновения эрозии). Поскольку в уравнениях (6.23) и (6.24) не фигурирует глубина коррозии, их нельзя использовать для подобных расчетов. Единственным параметром, который учитывается в данных уравнениях, является плотность, но из них же следует, что с уменьшением плотности флюида эрозия возрастает и наоборот. Однако такое предположение не соответствует экспериментальным данным, полученным при исследовании потока, содержащего, например, частицы песка. Песок в потоке газа низкой плотности приводит к большей эрозии, чем песок в потоке жидкости большей плотности [45].

¹Все формулы, представленные в данном разделе, получены исключительно эмпирическим путем, поэтому использовать их нужно подстановкой в них числовых значений параметров в строго определенной (указанной после каждой формулы) системе единиц измерения для каждого параметра потока, не обращая внимание на несоответствие размерностей правой и левой частей формул. Представление таких «неразмерных» формул, к сожалению, довольно распространено в инженерной практике. — Прим. ред.

Наличие песка в потоке флюида приводит к эрозии, вызываемой абразивным износом [46, 47]. Рабинович [48, 49] доказал, что объем металла, разрушающегося от столкновения с твердыми частицами, прямо пропорционален общему весу твердых частиц. Таким образом, коленчатые патрубки в трубопроводе подвергаются большей эрозии вследствие того, что большее количество частиц ударяется о стенки входной трубы. Было получено [50, 51], что в газовых системах низкой плотности все 100% твердых частиц будут взаимодействовать со стенками трубы. По мере увеличения плотности, данное процентное соотношение снижается до 30%, поскольку большая часть флюидов будет локализоваться в центре потока и не взаимодействовать со стенками коленчатого патрубка. Отсюда следует, что для газа с твердыми частицами скорость эрозии меньше, чем для жидкости с твердыми частицами.

Прогнозирование значения скорости эрозии основано на понятии скорости проникновения эрозии применительно к геометрии коленчатого патрубка. Коленчатые патрубки — стандартные компоненты трубопровода, которые подвергаются наибольшей эрозии. Для прогнозирования скорости проникновения в колене Салама и Венкатеш [44] предложили использовать следующую формулу:

$$h = 8401,5[q_{sd}v_p^2/(Td^2)], \quad (6.25)$$

где h — скорость проникновения эрозии, мил/год; q_{sd} — темп выноса песка, м³/сутки; v_p — скорость ударяющихся о металл частиц, м/с; T — прочность металла колена, бар; d — диаметр коленчатого патрубка, м.

Салама и Венкатеш получили уравнение для скорости эрозии (выраженной в м/с) при условии, что скорость ударяющихся частиц (в выражении (6.25)) равна скорости потока:

$$v_e = 3,49d/\sqrt{q_{sd}}. \quad (6.26)$$

При этом авторы принимали, что $T = 10680$ бар, а допустимая скорость проникновения $h = 10$ мил/год.

Салама и Венкатеш пришли к выводу, что уравнение (6.26) может быть применимо исключительно для потока газа, так как при его выводе предполагалось, что скорость частиц в газовом потоке (с низкой плотностью и вязкостью) практически равна скорости потока. Данное условие несправедливо для потока жидкости, где скорость частиц ниже скорости потока. В этом случае надо сделать поправку на скорость выноса песка (q_{sd}) с учетом числа частиц, которые действительно ударяются о стенки трубы. Такая поправка необходима вследствие того, что при высокой плотности и вязкости флюида большая часть частиц проходит по центру коленчатого патрубка, не ударяясь о стенки, поэтому эрозия оказывается меньше. Зависимость эрозии от режима потока объясняется такими свойствами флюидов, как плотность, вязкость и химический состав.

Более точную механистическую модель, учитывающую такие параметры, как геометрия потока, диаметр и материал трубы, плотность песка, размер и четкость контура частиц, скорость потока, вязкость и плотность флюида, разработали Ширази и др. [45]. Данная модель предназначена для оценки максимального темпа коррозии в коленчатом патрубке из углеродистой стали.

$$h = 18,4297AF_sF_p[q_{sd}\rho_p v_p^{1,73}/(B^{0,59}d^2)], \quad (6.27)$$

где A — эмпирическая константа (равная 0,9125 для углеродистой стали); B — твердость по Бринелю; F_p — коэффициент проникновения эрозии для стальной трубы диаметром 25 мм, мм/кг; F_s — эмпирический коэффициент угловатости частиц; ρ_p — плотность частиц, кг/м³; d — диаметр коленчатого патрубка, мм. Обозначение всех остальных параметров соответствует введенным выше.

Уравнение (6.27) основано на обширных опытных данных, собранных Ширази с соавторами метода [45] и другими [52, 53]. В отличие от предыдущих уравнений, оно является наиболее общим, так как v_p характеризует действительную скорость ударяющихся о стенку частиц, а не скорость потока.

Следовательно, эта скорость зависит от таких факторов, как форма и диаметр трубы, размер и плотность песка, режим потока, скорость и свойства флюида.

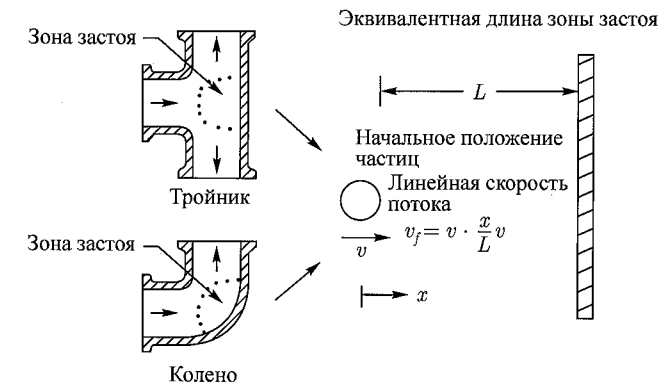


Рис. 6.26. Концепция эквивалентной длины зоны застоя [45]

Скорость ударяющихся частиц рассчитывается на основе простой модели [54, 55], которая определяет зону застоя, изображенную на рис. 6.26. Для того чтобы войти в соприкосновение со стенкой трубы, частицы песка должны пройти сквозь поток флюида. Расстояние, характеризующее зону застоя, называется эквивалентной длиной зоны застоя (L), зависит от внутреннего диаметра коленчатого патрубка d и определяется следующей формулой:

$$L = L_o[1 - 1,27 \tan^{-1}(456,517d^{-1,89}) + 0,0154d^{1,29}]. \quad (6.28)$$

Здесь $L_o = 35,5$ мм.

Опираясь на концепцию эквивалентной длины зоны застоя и предполагая, что частицы перемещаются в одномерном потоке, МакЛори [54] разработал графический метод расчета скорости ударяющихся частиц. На рис. 6.27 показана графическая диаграмма для трех безразмерных величин:

1. Относительной скорости частиц, равной отношению фактической скорости ударяющихся частиц к скорости потока (v_p/v).
2. Числа Рейнольдса для частиц N_{Re} , вычисленного по скорости потока v и диаметру частиц d_p :

$$N_{Re} = 0,3048\rho_f v d_p / \mu_f, \quad (6.29)$$

где вязкость флюида μ_f выражена в сантипуазах, плотность потока ρ_f — в кг/м³, диаметр d_p — в мм.

3. Безразмерного параметра Φ , который пропорционален отношению массы вытесняемого флюида к массе ударяющихся о стенки частиц.

$$\Phi = \frac{L \rho_f}{d_p \rho_p}. \quad (6.30)$$

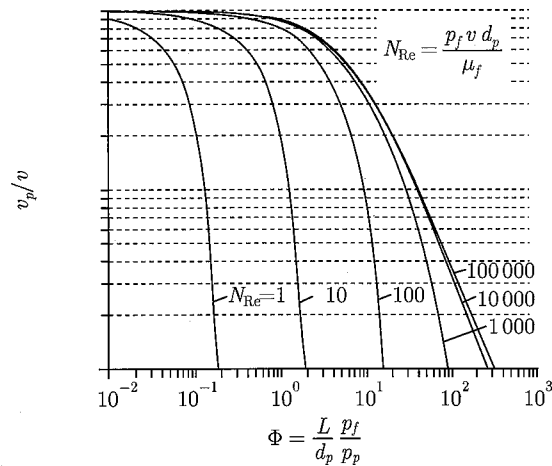


Рис. 6.27. Номограмма относительной скорости частиц [45]

Чтобы рассчитать максимальную скорость проникновения эрозии в колеччатом патрубке при известном значении скорости выноса песка q_{sd} , необходимо следовать следующему алгоритму:

1. По уравнению (6.28) рассчитать эквивалентную длину застойной зоны L .
2. По уравнениям (6.29) и (6.30) вычислить значения N_{Re} и Φ .
3. По рис. 6.27 установить относительную скорость частиц v_p/v .
4. Зная скорость потока v определить фактическую скорость частиц v_p .
5. По таблице 6.20 выбрать значение коэффициента угловатости частиц, F_s , а в литературном источнике по ссылке [52] — коэффициент проникновения F_p (для стальных колеччатых патрубков и тройников он равен 206 мм/кг).
6. По уравнению (6.27) рассчитать максимальную скорость проникновения, h .
7. Чтобы установить скорость эрозии для допустимого значения скорости проникновения, необходимо повторить шаги 1–6 для различных скоростей и построить график зависимости максимальной скорости проникновения h от скорости потока v на области допустимых значений h . По графику выбрать скорость потока v , соответствующую действительному значению допустимой скорости h . Данный алгоритм является итерационным, поэтому его легко запрограммировать. Более подробное описание данного алгоритма представили в своих работах Ширази и др. [55], а также МакЛори и др. [56].

6.8. Особые проблемы

Данный раздел посвящен описанию некоторых возможных особых проблем, связанных с эксплуатацией трубопроводов в зонах вечной мерзлоты и при морских разработках.

Таблица 6.20. Коэффициент угловатости частиц [56]

| Описание | F_s |
|---|-------|
| Резкие острые углы | 1,0 |
| Закругленные или полукруглые углы | 0,53 |
| Круглые, сферические стеклянные гранулы | 0,20 |

6.8.1. Вечная мерзлота/морские разработки

Вечная мерзлота — это замороженные или частично замороженные наносные породы арктического климата. В зависимости от географической зоны глубина слоя (мощность) вечной мерзлоты может превышать 600 м. Из-за вечной мерзлоты на севере Аляски при добыче нефти возникали необычные проблемы [57, 58]. Многие из них связаны с аномальным геотермальным градиентом Земли. Зона вечной мерзлоты характеризуется аномально низкой температурой и низкими геотермальными градиентами (от $-17,3$ до $-16,1^\circ\text{C}/30,5$ м, согласно результатам исследования 34 скважин, проведенных Годбоулом и Элиг-Экономидесем [57]), в то время как геотермальный градиент ниже уровня вечной мерзлоты составлял от -17 до $-14,8^\circ\text{C}/30,5$ м (согласно данным этих же авторов и Лакенбруха и др. [58]). Также наблюдалась значительная разница в градиентах температуры для движущегося и неподвижного потока.

Аналогичные проблемы [60–62], обусловленные аномальными геотермальными градиентами, возникают в трубопроводах при разработке морских месторождений. Здесь отрицательный гидротермальный градиент [60] морской воды сменяется положительным геотермальным градиентом ниже уровня морского дна. Таким образом, при морских разработках с использованием подводных скважин возможны проблемы, связанные с отложением осадков и образованием гидратов [62]. В зависимости от свойств добываемого флюида могут возникать различные проблемы.

Рис. 6.28 иллюстрирует качественный вид кривых температуры в зоне вечной мерзлоты, морской среде и обычной земной коре и показывает, насколько уникальные геотермальные и гидротермальные градиенты характерны для таких особых условий. Также на рисунке приведены линии температур гидратообразования, по которым можно определить потенциальную зону (или глубину интервала) локализации гидратов.

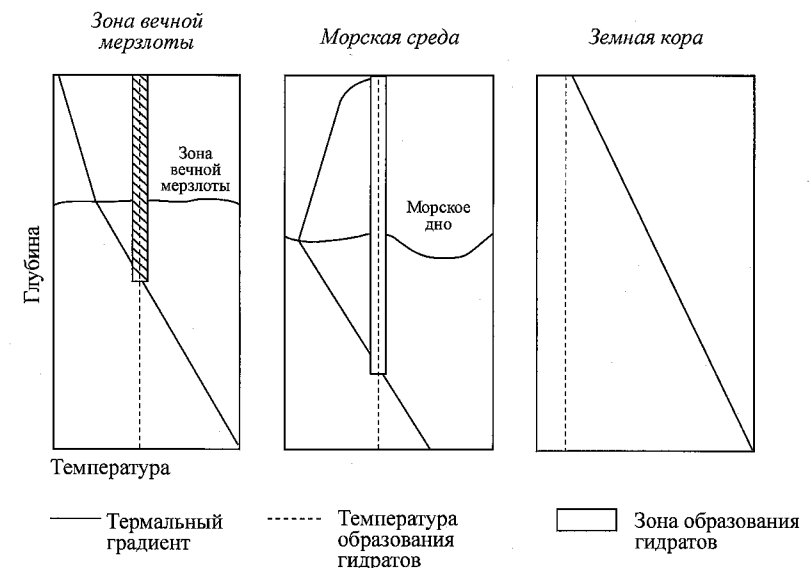


Рис. 6.28. Геотермальный и гидротермальный градиенты в различных средах

Поскольку фазовые свойства углеводородных флюидов в значительной степени зависят от температуры, необходимо учитывать внешний для потока градиент температуры, чтобы правильно моделировать течение многофазного потока в таких условиях. Разница градиентов температуры в динамических и статических условиях учитыва-

ется при решении различных проблем, связанных с добычей сырья. К таким проблемам относятся: низкая температура в зоне вечной мерзлоты и морской среде, охлаждение труб в момент начала работы, возникновение притока после остановки скважины.

До остановки скважины рассматриваемых проблем можно избежать путем закачки ингибитора и/или изоляцией труб. В зависимости от продолжительности периода остановки скважины трубопровод охлаждается до более низких температур. Если температура в трубе упадет ниже температуры застывания (или ниже температуры образования воска для парафинистых углеводородов [62]), флюид затвердеет.

Проблему может усугубить применение в зоне низкой температуры таких ограничителей, как обшивки газлифтной установки, нагнетательные клапаны, погружные насосы, глубинные предохранительные клапаны, штуцера. Хэнсон [59] описывал случай, когда нагнетательный клапан газлифтной установки, расположенный непосредственно под зоной вечной мерзлоты, не закрылся во время извлечения из скважины жидкости и это помешало движению газа по направлению к следующему клапану. Подобные нагнетательные клапаны очень чувствительны к изменению температур в азотном расширительном колпаке. Поскольку клапаны регулируются давлением азота внутри колпака, они не могут закрываться в том случае, когда рабочее давление внутри колпака (давление закрытия клапанов) окажется ниже испытательного давления. Хэнсон описывал, что клапан был расположен слишком близко к области температуры плавления, которая на 10–15° С выше фактической температуры во время начала работы скважины. В результате давление азота в колпаке было значительно ниже давления закрытия клапана. Если бы в этом случае использовался гидравлический клапан, нечувствительный к изменению температуры, подобной проблемы можно было бы избежать. Однако по возможности проблему лучше решать путем предварительной обработки скважины до момента извлечения флюида.

Чтобы избежать проблем во время освоения морских месторождений или месторождений в зоне вечной мерзлоты, необходимо придерживаться следующих рекомендаций:

1. Рассчитывать геотермальные и гидротермальные градиенты до стадии проектирования системы трубопроводов.
2. Определять градиент температуры плавления в скважине или трубопроводе перед их проектированием.
3. Устанавливать фазовые характеристики флюидов при минимальном и максимальном рабочих давлениях и температурах в интервале между пластовой и температурой на первом уровне сепарации.
4. После выполнения первых трех шагов можно строить фазовую кривую для гидратов на диаграмме давление-температура (рис. 6.29), по которой легко устанавливают участки трубы, в которых наиболее вероятно образование гидратов в момент начала работы скважины. Аналогичную фазовую кривую можно построить для парафиновых отложений.
5. Участки трубы, выделенные на четвертом шаге, в момент закрытия необходимо подвергнуть закачке химических ингибиторов, таких как дизель, метанол и т. д.
6. Для решения подобных проблем специалисты нефтяной и газовой промышленности применяют хорошо изолированные трубы или закачку горячей нефти, если проблема все же возникла. Когда финансовых средств достаточно, можно использовать непрерывные линии для закачки химикатов в скважину.

6.8.2. Газовые гидраты

Другой распространенной проблемой является образование газовых гидратов, особенно при высоком давлении и низкой температуре [60–64]. Газовые гидраты (так

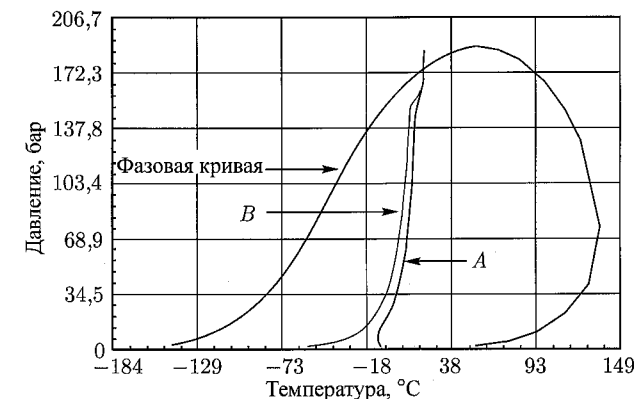


Рис. 6.29. Фазовая кривая гидратов на диаграмме давление-температура

называемые клатраты) — это кристаллические соединения, образующиеся в результате внедрения молекул газа в пустоты кристаллических структур, составленных из молекул воды. Молекулы, внедряющиеся в клатратные полости (полости в виде клетки) кристаллической решетки, называют «гостями», а молекулы, в кристаллическую решетку которых идет внедрение, — «хозяевами». Обычно в качестве гидратов выступают соединения воды и метана, этана, пропана, бутана, изобутана, азота, углекислого газа и сероводорода [61].

Газовые гидраты — твердые кристаллические вещества, по виду напоминающие спрессованный снег. В отличие от снега или льда, гидраты могут образовываться при температурах как выше, так и ниже 0° С и при повышенном давлении, зависящем от фазовых характеристик и состава флюида. Поскольку гидраты находятся в твердом состоянии, они могут создавать помехи при эксплуатации скважин или трубопроводов, частично или полностью перекрывая поток флюидов. Особенно часто гидратообразование происходит из-за охлаждения флюида в зоне преград (штуцеров или предохранительных клапанов) даже во время нормального хода эксплуатации (эффект Джоуля–Томпсона).

В гидратах высока концентрация углеводородов. В одном кубическом метре гидрата может содержаться до 180 кубометров газа. В нефтяных и газовых скважинах с высоким давлением гидраты часто образуются на ранней стадии эксплуатации. Несмотря на то что идеальными условиями для образования гидратов обладают районы многолетней мерзлоты, характеризующиеся низкими температурами, гидраты встречаются по всему миру, особенно в морской среде и зонах разработки с повышенным давлением. И так, зонами риска на гидратообразование являются:

1. Трубопроводы и выкидные линии газовых скважин с высоким давлением, где газ содержит влагу, свободную воду, или воду, добываемую во время чистки скважины после гидравлического разрыва пласта.
2. Морские трубопроводы, водоотталкивающие колонны (обеспечивающие герметичность между устьем скважины на морском дне и полом буровой установки на морском основании) и нефтяные/газовые скважины с высоким давлением.
3. Арктические скважины, особенно вблизи зоны вечной мерзлоты.
4. Зоны погружных предохранительных клапанов или других штуцерных устройств в результате эффекта охлаждения Джоуля–Томпсона.
5. Момент холодного запуска добывающей скважины после ее закрытия для проведения испытаний, ремонта или установки оборудования.

Фазовые характеристики и кинетические закономерности гидратообразования изучены достаточно хорошо. Полный их обзор предоставил Слоан [61]. Образование твердых газовых гидратов в нефтяных и газовых скважинах или транспортных трубопроводах [63] приводит к закупорке труб. При проектировании газопроводов или трубопроводов для многофазного потока в газогидратных системах необходимо учитывать фазовые характеристики газогидратов и по возможности не допускать возникновения условий, приводящих к образованию гидратов и гидратных пробок. В случае когда невозможно спроектировать систему, свободную от проблемы образования гидратов, всегда необходимо учитывать формирование возможной гидратной закупорки в трубах при поиске неисправностей или эксплуатационных проблем, особенно при остановках или холодных запусках.

Ингибирование/диссоциация. Распространенным методом устранения гидратов является искусственное создание термодинамической нестабильности гидратной фазы, известной под названием термодинамического ингибирования. Оно осуществляется следующим образом:

- Поддержанием температуры потока выше температуры образования гидратов при неизменном давлении.
- Снижением давления в системе ниже уровня стабильности гидратов при неизменной температуре.
- Изменением состава или удалением одного из компонентов гидрата, например углеводорода или воды.
- Закачкой ингибитора (метанола или гликоля) для уменьшения стабильности гидрата при неизменных давлении и температуре.

Введение ингибиторов способствует тому, что условия стабильности гидратов начинают соответствовать более высокому давлению и низкой температуре [65, 66]. Сейчас разрабатываются новые ингибиторы, называемые кинетическими, они обеспечивают существование системы в зоне термодинамической стабильности гидратов, предотвращая скопление небольших ядер гидратов. Довольно часто в качестве метода удаления гидратов при холодном запуске скважины используют закачивание горячей нефти в гидратную систему. Однако более распространенным методом является закачка химических ингибиторов и (если необходимо) теплоизоляция трубопроводов. Давалат и Баркер [60] подробно описали процесс проектирования системы добычи, учитывающий решение проблемы образования газогидратов в глубоководных газовых скважинах. Приведем пример фазовой диаграммы газогидрата в сравнении с типичной фазовой диаграммой газа для месторождения в Северном море. В таблице 6.21 содержатся данные о газовом составе.

На основе уравнения состояния Пенга–Робинсона (см. приложение С) была построена фазовая диаграмма для данного газа в сырьевом потоке, содержащем сухой газ (453,6 кг мол/час) и воду (0,907 кг мол/час). Из фазовой диаграммы, представленной выше на рис. 6.29, следует, что линия равновесия гидратов (линия А) в центре фазовой диаграммы смеси газа и жидкости соответствует условию термодинамической стабильности температуры и давления. Слева от данной кривой находится диаграмма идеально стабильного гидрата. Если значения давления и температуры в момент запуска газовой скважины лежат по левую сторону от кривой, значит, гидраты могут закупорить трубу. Закачка ингибиторов сдвигает данную кривую влево, таким образом, для образования гидрата потребуется более высокое давление и/или более низкая температура. Для такого же потока газа и воды закачка 80%-метанола (1,67 кг моль/час) сдвинет линию равновесия гидрата влево (линия В). С добавлением метанола фазовая кривая гидрата сдвигается незначительно. Степень контроля фазовых характеристик

Таблица 6.21. Пример газового состава системы

| Компонент | Молярная доля |
|-----------------|---------------|
| Метан | 0,6741 |
| Этан | 0,0842 |
| Пропан | 0,0460 |
| Изобутан | 0,0063 |
| н-бутан | 0,0171 |
| Изопентан | 0,0051 |
| н-пентан | 0,0077 |
| Гексан | 0,0093 |
| Гептан | 0,0677 |
| Азот | 0,0024 |
| CO ₂ | 0,0801 |

гидрата зависит от состава углеводорода, типа и количества ингибитора. Таким образом, знание фазовых характеристик гидрата необходимо в случае термодинамического ингибирования.

Литература

- [1] Versluys, J.: «Mathematical Development of the Theory of Flowing Oil Wells», Trans., AIME (1930) 86, 192.
- [2] Gilbert, W. E.: «Flowing and Gas-Lift Well Performance», Drill. & Prod. Prac. (1954) 126.
- [3] Nind, T. E. W.: «Principles of Oil Well Production», McCraw-Hill Book Co. Inc., New York City (1964).
- [4] Proano, E. A., Mach, J. M., and Brown, K. E.: «Systems Analysis as Applied to Producing Wells», paper 3.1 presented at the 1979 Congreso Panamericano de Ingenieria del Petróleo, Mexico City, 19-23 March.
- [5] Crouch, E. C. and Pack, K. J.: «Systems Analysis Use for the Design and Evaluation of High-Rate Gas Wells», paper SPE 9424 presented at the 1980 SPE Annual Technical Conference and Exhibition, Dallas, 21-24 September.
- [6] Mach, J. M., Proano, E. A., and Brown, K. E.: «Application of Production System Analysis to Determine Completion Sensitivity on Gas Well Production», paper presented at the 1981 ASME Energy Sources Technical Conference and Exhibition, Houston, 18-22 January.
- [7] Mach, J. M.: «Apply NODAL™ Analysis to Production Systems», Well Servicing (January/February 1981) 38.
- [8] Brown, K. E. et al: «Production Optimization of Oil and Gas Wells by NODAL™ Systems Analysis», Technology of Artificial lift Methods, PennWell Publishing Co., Tulsa, Oklahoma (1984) Chap. 4.
- [9] Golan, M. and Whitson, C. H.: «Well Performance», Prentice-Hall Book Co. Inc., Englewood Cliffs, New Jersey (1991).

- [10] Darcy, H.: «Les fontaines publiques de la ville de Dijon» (1856).
- [11] Muskat, M.: «The Flow of Homogeneous Fluids Through Porous Media», McGraw-Hill Book Co. Inc., New York City (1937); reprinted by SPE, Richardson, Texas (1982); copyrighted by Intl. Human Resources Development Corp., Boston (1982).
- [12] Earlougher, R. C. Jr.: «Advances in Well Test Analysis», Monograph Series, SPE, Richardson, Texas (1977) 5.
- [13] Matthews, C. S. and Russell, D. C.: «Pressure Buildup and Flow Tests in Wells», Monograph Series, SPE, Richardson, Texas (1967) 1.
- [14] Dietz, D. N.: «Determination of Average Reservoir Pressure From Build-Up Surveys», JPT(August 1965) 955; Trans., AIME, 234.
- [15] Ahmed, T. H.: «Hydrocarbon Phase Behavior», Gulf Publishing Co., Houston (1989).
- [16] Vogel, J. V.: «Inflow Performance Relationships for Solution-Gas Drive Wells», JPT (January 1968) 83; Trans., AIME, 243.
- [17] Fetkovich, M. J.: «The Isochronal Testing of Oil Well», paper SPE 4529 presented at the 1973 SPE Annual Meeting, Las Vegas, Nevada, 30 September-3 October.
- [18] Joshi, S. D.: «Augmentation of Well Productivity with Slant and Horizontal Wells», JPT (June 1988) 729; Trans., AIME, 285.
- [19] Agarwal, R. G., Al-Hussainy, R., and Ramey, H. J. Jr.: «An Investigation of Wellbore Storage and Skin Effect in Unsteady Liquid Flow: I. Analytical Treatment», SPEJ (September 1970) 279; Trans., AIME, 249.
- [20] Odeh, A. S.: «Pseudosteady-State Flow Capacity of Oil Wells With Limited Entry and an Altered Zone Around the Wellbore», SPEJ (August 1977) 271; Trans., AIME, 270.
- [21] Cinco-L., H., Samaniego-V, F., and Domingues-A., N.: «Transient Pressure Behavior for a Well With a Finite-Conductivity Vertical Fracture», SPEJ (August 1978) 253.
- [22] Meng, H. Z. and Brown, K. E.: «Coupling of Production Forecasting Fracture Geometry Requirements, and Treatment Scheduling in the Optimum Hydraulic Fracture Design», paper SPE 16435 presented at the 1987 SPE Low Permeability Reservoirs Symposium, Denver Colorado, 18-20 May.
- [23] Al-Hussainy, R. and Ramey, H. J. Jr.: «Application of Real Gas Row Theory to Well Testing and Deliverability Forecasting» JPT (May 1966) 637; Trans., AIME, 237.
- [24] Carroll, J. A. III and Horne, R. N.: «Multivariate Optimization of Production Systems», JPT (July 1992) 782; Trans., AIME, 293.
- [25] «PERFORM Well Performance Analysis Program», Dwight's Energydata Inc., Dallas (1995).
- [26] Ansari, A. M. et al.: «A Comprehensive Mechanistic Model for Two-Phase Flow in Wellbores», SPEJ (May 1994) 143; Trans., AIME, 297.
- [27] Hagedorn, A. R. and Brown, K. E.: «Experimental Study of Pressure Gradients Occurring During Continuous Two-Phase Flow in Small-Diameter Vertical Conduits», JPT (April 1965) 475; Trans., AIME, 234.
- [28] Orkiszewski, J.: «Predicting Two-Phase Pressure Drops in Vertical Pipes», JPT (June 1967) 829; Trans., AIME, 240.
- [29] Beggs, H. D. and Brill, J. P.: «A Study of Two-Phase Flow in Inclined Pipes», JPT (May 1973) 607; Trans., AIME, 255.

- [30] Mukherjee, H. and Brill, J. P.: «Pressure Drop Correlations for Inclined Two-Phase Flow», J. Energy Res. Tech. (December 1985) 107, 549.
- [31] Aziz, K., Govier, G. W., and Fogarasi, M.: «Pressure Drop in Wells Producing Oil and Gas», J. Cdn. Pet. Tech. (July-September 1972) 11,38.
- [32] Ashford, F. E. and Pierce, P. E.: «Determining Multiphase Pressure Drops and Flow Capacities in Down-Hole Safety Valves», JPT (September 1975) 1145.
- [33] Mach, J. M. et al.: «A New Concept in Continuous-Flow Gas-Lift Design», SPEJ (December 1983) 885; Trans., AIME, 275.
- [34] Lea, J. F.: «Avoid Premature Liquid Loading in Tight Gas Wells Using Prefrac and Postfrac Test Data», Oil&Gas J. (20 September 1982) 123.
- [35] Gregory, G. A.: «Comments on the Prediction of Minimum Unloading Velocities for Wet Gas Wells», Technical Note No.14, Neotechnology Consultants Ltd., Calgary (December 1989).
- [36] Turner, R. G., Hubbard, M. G., and Dukler, A. E.: «Analysis and Prediction of Minimum Flow Rate for the Continuous Removal of Liquids From Gas Wells», JPT (November 1969) 1475; Trans., AIME, 246.
- [37] Dukler, A. E.: «Fluid Mechanics and Heat Transfer in Vertical Falling Film Systems», Chem. Eng. Prog. (1960) 56.
- [38] Foust, A. S. et al.: «Principles of Unit Operations, second edition», John Wiley & Sons, New York City (1980).
- [39] Coleman, S. B. et al.: «A New Look at Predicting Gas-Well Loadup», JPT (March 1991) 329; Trans., AIME, 291.
- [40] Coleman, S. B. et al.: «Understanding Gas-Well Load-Up Behavior», JPT (March 1991) 334; Trans., AIME, 291.
- [41] Oudeman, P.: «Improved Prediction of Wet-Gas-Well Performance», SPEPE (August 1990) 212; Trans., AIME, 289.
- [42] Upchurch, E. R.: «Expanding the Range for Predicting Critical Flow Rates of Gas Wells Producing From Normally Pressured Waterdrive Reservoirs», SPEPE(August 1989) 321; Trans., AIME, 287.
- [43] RP14E, «Recommended Practice for Design and Installation of Offshore Production Platform Piping System», third edition, API, Washington.
- [44] Salama, M. M. and Venkatesh, E. S.: «Evaluation of API RP14E, Erosional Velocity Limitations for Offshore Wells», paper SPE 12531 presented at the 1983 Offshore Technology Conference, Houston, 2-5 May.
- [45] Shirazi S. A. et al.: «Generalization of the API RP14E Guideline for Erosive Services», JPT (August 1995) 693.
- [46] Thompson, T. L. and Aude, T. C.: «Slurry Pipeline Design and Operation Pitfalls to Avoid», Trans., ASME (1976).
- [47] Benchaita, M. T., Griffith, P., and Rabinowicz, E.: «Erosion of a Metallic Plate by Solid Particles Entrained in a Liquid», Eng. Ind. (1983) 105, No. 3 215; Trans., ASME.
- [48] Rabinowicz, E.: «The Wear Equation for Erosion of Metals by Abrasive Particles», Proc., Fifth Intl. Conference on Erosion by Liquid and Solid Impact, Cambridge, U. K. (1979).

- [49] Rabinowicz, E.: «Factors Modifying the Erosive Wear Equations for Metals», Israel J. Tech. (1980) 18, 193.
- [50] Benchaita, M. T.: «Erosion of a Two-Dimensional Channel Bend by a Solid/Liquid Stream», Trans., CSME (1985) 9, No. 2, 98.
- [51] Blanchard, D., Griffith, P., and Rabinowicz, E.: «Erosion of a Pipe Bend by Solid Particles Entrained in Water», J. Eng. Ind. (1984) 106, No. 3, 213; Trans., ASME.
- [52] Tolle, G. and Greenwood, D. R.: «Design of Fittings to Reduce Wear Caused by Sand Erosion», API Offshore Safety and Anti Pollution Research (OSAPR) Project No. 6, Texas A&M Research Foundation, College Station, Texas (May 1977).
- [53] Weiner, P. D. and Tolle, G.: «Detection and Prevention of Sand Erosion of Production Equipment», API OSAPR Project No. 2, Texas A&M Research Foundation, College Station, Texas (March 1976).
- [54] McLaury, B. S.: «A Model to Predict Solid Particle Erosion in Oilfield Geometries», MS thesis, U. of Tulsa, Tulsa, Oklahoma (1993).
- [55] Shirazi, S. A. et al.: «A Procedure to Predict Solid Particle Erosion in Elbows and Tees», Codes and Standards in Global Environment, Pressure Vessels and Piping Div., ASME, New York City (1993) 259, 159.
- [56] McLaury, B. S. et al.: «A Particle Tracking Method to Predict Sand Erosion Threshold Velocities in Elbows and Tees», Liquid-Solid Flows, Fluid Engineering Div., ASME, New York City (1994) 189, 145.
- [57] Godbole, S. P. and Ehlig-Economides, C.: «Natural Gas Hydrates in Alaska: Quantification and Economic Evaluation», paper SPE 13593 presented at the 1985 SPE California Regional Meeting, Bakersfield, California, 27-19 March.
- [58] Lachenbruch, A. H. et al.: «Permafrost, Heat Flow and Geothermal Regime at Prudhoe Bay, Alaska», J. Geo. Res., 87, B11, 9301.
- [59] Hanson, E. S.: «Pilot Gas-Lift System at Prudhoe Bay», paper SPE 13635 presented at the 1985 SPE California Regional Meeting, Bakersfield, California, 27-29 March.
- [60] Davalath, J. and Barker, J. W.: «Hydrate Inhibition Design for Deepwater Completions», SPEDC (June 1995) 115.
- [61] Sloan, E. D. Jr.: «Natural Gas Hydrates», JPT (December 1991) 1414; Trans., AIME. 291.
- [62] Hartley, R. and Jadid, M. B.: «Use of Laboratory and Field Testing To Identify Potential Production Problems in the Troll Field», SPEPE (February 1989) 34.
- [63] Sira, J. H., Patil, S. L., and Kamath, V. A.: «Study of Hydrate Dissociation by Methanol and Glycol Injection», paper SPE 20770 presented at the 1990 SPE Annual Technical Conference and Exhibition, New Orleans, 23-26 September.
- [64] Sloan, E. D. Jr.: «Clathrate Hydrates of Natural Cases», Marcel Dekker Inc., New York City (1990).
- [65] Ng, J. J., Chen, C. J., and Robinson, D. B.: «Hydrate Formation and Equilibrium Phase Compositions in the Presence of Methanol: Selected Systems Containing Hydrogen Sulfide, Carbon Dioxide, Ethane or Methane», RR-87, Project 825-85. Gas Processors Suppliers Assn., Tulsa, Oklahoma (1985).

ПРИЛОЖЕНИЕ А

Список условных обозначений и коэффициенты перевода в систему СИ

Номенклатура основных символов и обозначений

- a — абсцисса
- A — энергия Гельмгольца, mL^2/t^2
- A — площадь поперечного сечения трубы, L^2
- \bar{A} — площадь дренирования скважины, L^2
- \bar{A} — параметр, определенный в уравнении (4.196)
- B_g — объемный коэффициент газа, L^3/L^3
- B_o — объемный коэффициент нефти, L^3/L^3
- $B_{\text{общ}}$ — общий объемный коэффициент, L^3/L^3
- B_w — объемный коэффициент воды, L^3/L^3
- c — сжимаемость, Lt^2/m
- c — коэффициент запасов, L^4t^2/m
- C — поправочный коэффициент
- C — коэффициент расхода в уравнениях (5.1) и (5.2)
- C — коэффициент задержки перегоняемой жидкости в уравнении (4.117)
- C — удельная теплоемкость, L^2/t^2T
- C_D — коэффициент расхода, коэффициент сопротивления
- C_{FD} — относительная проводимость трещины
- C_K, C_M — коэффициенты в уравнении (4.294) для жидких пленок
- C_L — удельная теплоемкость жидкости, L^2/t^2T
- C_o — коэффициент расхода в уравнениях (4.240) и (4.241)
- C_p — удельная теплоемкость при постоянном давлении, L^2/t^2T
- C_v — удельная теплоемкость при постоянном объеме, L^2/t^2T
- d — диаметр трубы, L
- D — безразмерный коэффициент в уравнениях (5.7) и (5.9)
- D — коэффициент турбулентности
- D_{BC} — расстояние между осями труб, L
- e — эксцентricность затрубного пространства, L/L
- e — удельная внутренняя энергия, L^2/t^2
- e — ошибка
- e_r — относительная ошибка
- E_k — безразмерный градиент давления, связанный с кинетической энергией потока в уравнениях (4.9) и (4.53)
- E_1 — средняя процентная ошибка в уравнении (4.256)
- E_2 — абсолютная средняя процентная ошибка в уравнении (4.258)
- E_3 — стандартное отклонение от среднепроцентной ошибки в уравнении (4.259)

- E_4 — средняя ошибка в уравнении (4.260)
 E_5 — абсолютная средняя ошибка в уравнении (4.262)
 E_6 — стандартное отклонение в уравнении (4.263)
 f — коэффициент трения Мууди или Дарси-Вейсбаха
 f — объемная доля без эффекта проскальзывания, L^3/L^3
 f' — коэффициент трения Фаннинга
 f — летучесть, m/Lt^2
 F — геометрический параметр трения для затрубного пространства
 F — количество молей смеси, моль
 F — коэффициент сопротивления
 F_E — коэффициент захвата капелек жидкости, L^3/L^3
 F_p — коэффициент проникновения, L/m
 F_{rp} — относительный коэффициент эффективности в уравнении (4.264)
 F_s — коэффициент угловатости песчинок
 g — ускорение свободного падения, L/t^2
 g_c — гравитационный переводной коэффициент
 g_G — градиент геотермальной температуры, T/L
 h — конвективный коэффициент пленки, m/t^3T
 h — удельная энтальпия, L^2/t^2
 h — мощность продуктивного пласта, L
 h — скорость проникновения эрозии, L/t
 h_L — толщина жидкой пленки, L
 H — энтальпия, mL^2/t^2
 H_L — объемная доля (объемное содержание) газа/жидкости с учетом эффекта проскальзывания, L^3/L^3
 H_{LF} — объемное содержание жидкости, захваченной пленкой, L^3/L^3
 H_R — отношение значений объемных содержаний жидкости в уравнении (4.140)
 i — темп нагнетания, L^3/t
 I_{ani} — анизотропия проницаемости
 J — механический эквивалент теплоты
 k — теплопроводность, mL/t^3T
 k — отношение удельных теплоемкостей, C_p/C_v
 k — эффективная проницаемость, L^2
 K — отношение диаметров труб, образующих затрубное пространство, L/L
 K — коэффициент сопротивления компонента трубопровода в уравнении (5.33)
 K — константа равновесия, моль/моль
 K_W — характеристический фактор Уотсона
 K' — показатель устойчивости степенной зависимости в уравнении (2.29)
 L — длина трубы, L
 L — молярная доля жидкости, моль/моль
 L — количество молей жидкости, моль
 L — длина горизонтальной скважины, L
 L_B — параметр в уравнении (4.59)
 L_v — скрытая теплота парообразования, L^2/t^2
 m — масса, m
 m — параметр в уравнении (4.96)
 $m(p)$ — функция псевдадавления для реального газа

- M — молекулярный вес, m
 M — объемная теплоемкость, m/Lt^2T
 n — количество молей
 n — параметр в уравнениях (5.9) и (5.10)
 n — степенной показатель в уравнении (5.12)
 n_c — число компонентов
 n' — степенной коэффициент в уравнении (2.29)
 n' — поправочный коэффициент в уравнении (4.177)
 N — безразмерный параметр в уравнениях (5.7) и (5.8)
 N_d — показатель диаметра трубы в уравнении (4.5)
 N_D — безразмерные показатели диаметра в уравнениях (4.13) и (5.27)
 N_E — безразмерный параметр в уравнении (4.97)
 N_{Fr} — число Фруда в уравнении (4.109)
 N_{gv} — показатель скорости газа в уравнении (4.4)
 N_{Gr} — число Грасхофа в уравнении (2.93)
 N_L — показатель вязкости жидкости в уравнении (4.6)
 N_{LC} — скорректированный показатель вязкости жидкости на рис. 4.2 и 4.3
 N_{Lv} — показатель скорости жидкости в уравнении (4.3)
 N_{Nu} — число Нуссельта в примере (2.4)
 N_{p1} — безразмерный показатель давления в уравнении (5.26)
 N_{Pr} — число Прандтля в уравнении (2.94)
 N_{qL} — безразмерный показатель расхода жидкости в уравнении (5.28)
 N_{Re} — число Рейнольдса
 N_v — безразмерный показатель скорости в уравнении (4.12)
 N_{We} — число Вебера в уравнении (4.47)
 N_x — координата карты режимов потока в уравнении (4.85) и на рис. 4.14, L/t
 N_y — координата карты режимов потока в уравнении (4.85) и на рис. 4.14, L/t
 N_μ — показатель вязкости жидкости в уравнении (4.48)
 N_v — безразмерное число в уравнении (4.98)
 N_p — соотношение плотностей в уравнении (5.25)
 p — давление, m/Lt^2
 p_D — относительное падение давления в стволе скважины
 P — периметр, L
 P_{ch} — паракор
 q — объемный расход, L^3/t
 q — интенсивность теплового потока, mL^3/t
 q_{max} — максимально возможный дебит скважины, L^3/t
 $q_{н.у.}$ — объемный расход при нормальных условиях, L^3/t
 Q — тепловой поток, m^3/t
 r — радиус, L
 r_d — радиус зоны дренирования, L
 r_w — радиус скважины, L
 R — эксцентricность затрубного пространства в уравнении (2.63), L/L
 R — газовая постоянная, mL^2/t^2T
 R — газовый фактор, L^3/L^3
 R — отношение объемов газа и жидкости в пластовых условиях, L^3/L^3
 R_p — отношение добываемого газа к жидкости, L^3/L^3
 s — скин-эффект
 s — параметр в уравнениях (4.122), (4.123) и (4.125)
 S — показатель скорости проскальзывания

- S — площадь поверхности, L^2
 S — насыщенность
 S — энтропия, mL^2/t^2T
 t — время, t
 T — температура, T
 T — твердость металла, m/Lt^2
 u — удельная внутренняя энергия, L^2/t^2
 U — общий коэффициент теплопередачи, m/t^3T
 v — скорость, L/t
 v^* — скорость звука, L/t
 v_E^* — эффективная скорость звука, L/t
 v_s — удельный объем, L^3/m
 V — молярная доля газа, моль/моль
 V — объем, L^3
 V — количество молей газа, моль
 w — скорость расхода массы, m/t
 w — ширина трещины, L
 W_t' — средний угол обзора в уравнениях (4.335) и (4.336), радианы
 W_i — длина межфазной границы, L
 x — массовая доля
 x — молярная доля компонента в фазе жидкости, моль/моль
 x — параметр в уравнении (4.129)
 x_e — длина границы зоны дренирования, L
 x_f — половина длины трещины, L
 X_M — параметр Локхарта и Мартинелли в уравнении (4.167)
 y — молярная доля компонента в фазе газа
 y — параметр в уравнении (4.124)
 y — параметр в уравнении (4.132)
 y — отношение давлений до и после преграды
 y_c — коэффициент критического давления
 y_e — ширина зоны дренирования, L
 Y_M — параметр Локхарта и Мартинелли в уравнении (4.168)
 z — молярная доля компонента в сырьевой смеси, моль/моль
 z — параметр в уравнении (4.134)
 Z — коэффициент сжимаемости газа, L^3/L^3
 Z — вертикальное расстояние, L
 Z — коэффициент межфазного трения в уравнениях (4.221) и (4.222)
 α — температуропроводность, L^2/t
 α — истинное объемное паросодержание
 β — коэффициент теплового расширения, $1/T$
 β — отношение длины пузырька Тейлора к длине блока пробки
 δ — стягиваемый хордой угол
 δ — относительная толщина пленки
 δ_{min} — минимальная относительная толщина пленки
 δ_L — толщина пленки жидкости, L
 Δ — приращение
 ε — абсолютная шероховатость трубы, L
 ε — погрешность схождения
 ϕ — параметр в уравнениях (2.53) и (2.103)
 ϕ — параметр в уравнениях (4.231) и (4.232)

- ϕ — пористость
 Φ — коэффициент летучести
 γ — удельная плотность
 γ_{API} — плотность нефти в градусах Американского института нефтяников, °API
 γ — скорость касательного напряжения, $1/t$
 Γ — коэффициент распределения жидкости в уравнениях (4.72)–(4.81)
 η — коэффициент Джоуля–Томпсона, $T/Lt^2/m$
 λ — объемная доля газа без учета эффекта проскальзывания, L^3/L^3
 λ — теплопроводность, mL/t^3
 μ — абсолютная вязкость, m/Lt
 v — кинематическая скорость, L^2/t
 θ — угол наклона трубы относительно горизонтального положения
 θ — приведенная точка кипения
 ρ — плотность, m/L^3
 σ — поверхностное натяжение, m/t^2
 σ — стандартное отклонение, выраженное в %
 τ — касательное натяжение, m/Lt^2
 ω — коэффициент ацентричности Питцера
 ψ — параметр на рис. 4.4
 Ψ — поправочный коэффициент на угол наклона трубы для расчета объемного содержания жидкости в уравнении (4.116)

Нижние индексы

- 1 — начальные условия
 2 — конечные условия
 a — воздух, атмосфера, кажущийся
 an — затрубное пространство
 b — пузырь, точка кипения, объемный
 bf — пузырь в динамической жидкости
 bs — пузырь в статической жидкости
 B/S — граница между пузырьковым и пробковым режимами потока
 c — обсадной, круглого сечения, критический
 cem — цементный
 ch — штуцер
 ci — внутренняя стенка обсадной трубы
 co — внешняя стенка обсадной трубы
 $crit$ — критический
 C — расчетный, скорректированный, газовое ядро
 CA — концентрическое затрубное пространство
 d — начало конденсации, растворенный, дегазированный, дифференциальный, сухой, отложения, нисходящий
 D — капелька жидкости
 Dw — безразмерный у ствола скважины
 e — окружающая среда, земля, эрозия, эмульсия
 el — повышение
 est — оцененный
 E — эффективный
 EA — эксцентрическое затрубное пространство
 EP — эквипериферический

| | |
|--------------|--|
| <i>f</i> | — пленка, флюид, трение, свободный, залежь, контактный, трещина |
| <i>fc</i> | — искусственная конвекция |
| <i>fl</i> | — трубопровод от нефтедобывающей скважины к сепаратору |
| <i>F</i> | — пленка, Фортуна |
| <i>FC</i> | — составляющая градиента давления по трению в концентрическом затрубном пространстве |
| <i>FE</i> | — составляющая градиента давления по трению в эксцентрическом затрубном пространстве |
| <i>g</i> | — газ |
| <i>h</i> | — гидравлический, гидростатический, горизонтальный |
| <i>i</i> | — входной, фазовая граница, первоначальный, внутренний |
| <i>I</i> | — межфазный |
| <i>k</i> | — кинетический |
| <i>L</i> | — жидкость |
| <i>LF</i> | — пленка жидкости |
| <i>LS</i> | — пробка жидкости |
| <i>m</i> | — смесь, минералы |
| <i>max</i> | — максимум |
| <i>mf</i> | — значение на срединной глубине скважины |
| <i>min</i> | — минимум |
| <i>M - R</i> | — Мецнер и Рид |
| <i>n</i> | — без учета эффекта проскальзывания, нормализующий |
| <i>NC</i> | — не круглого сечения |
| <i>o</i> | — нефть |
| <i>p</i> | — труба, добываемый, частица |
| <i>pc</i> | — псевдокритический |
| <i>pr</i> | — псевдоприведенный |
| <i>pss</i> | — псевдоустановившееся состояние |
| <i>q</i> | — при угле наклона <i>q</i> , кварц |
| <i>r</i> | — шероховатая труба, пласт, приведенный, ограничение |
| <i>s</i> | — гладкая труба, раствор, проскальзывание, статический, пар, песчаный |
| <i>sc</i> | — наземный штуцер |
| <i>sd</i> | — песок |
| <i>sep</i> | — сепаратор |
| <i>sv</i> | — предохранительный клапан |
| <i>SC</i> | — приведенное значение для газового ядра |
| <i>Sg</i> | — приведенное значение для газа |
| <i>SL</i> | — приведенное значение для жидкости |
| <i>S/M</i> | — граница между пробковым и эмульсионным режимами потока |
| <i>S/Tr</i> | — граница между пробковым и переходным режимами потока |
| <i>SU</i> | — блок пробки |
| <i>t</i> | — стволовой, переходный, конечный |
| <i>tf</i> | — значение на устье скважины |
| <i>ti</i> | — внутренняя стенка стволовой трубы |
| <i>to</i> | — внешняя стенка стволовой трубы |
| <i>TB</i> | — пузырек Тейлора |
| <i>TP</i> | — двухфазный |
| <i>Tr/M</i> | — граница между переходным и эмульсионным режимами потока |
| <i>u</i> | — восходящий |
| <i>v</i> | — вертикальный |
| <i>vp</i> | — давление пара |

| | |
|-----------|--|
| <i>V</i> | — пар |
| <i>w</i> | — вода, ствол скважины, стенка |
| <i>wf</i> | — значение на забое скважины |
| <i>wh</i> | — устье скважины |
| <i>σ</i> | — твердый |
| выч. | — вычисленный |
| гравит. | — гравитационный |
| изм. | — измеренный |
| крит. | — критический |
| н.у. | — нормальные условия |
| общ. | — общий |
| тепл. | — теплопередача в уравнениях (2.74) и (2.75) |
| уск. | — ускорение |

Верхние индексы

| | |
|----------|---------------------------|
| <i>A</i> | — предполагаемое значение |
| <i>C</i> | — расчетное значение |
| <i>L</i> | — жидкость |
| <i>V</i> | — пар |
| <i>0</i> | — идеальный |
| — | — среднее значение |

Перевод в метрическую систему СИ некоторых специальных параметров, используемых Американским обществом инженеров-нефтяников

| | |
|--|-------------------------------------|
| 1 баррель (bbl) | = 0,1589873 м ³ |
| 1 баррель/пси (bbl/psi) | = 0,02305916 м ³ /кПа |
| 1 БТЕ (Btu) | = 1,055056 кДж |
| 1 БТЕ/фут ³ ·°F (Btu/ft ³ ·°F) | = 20,69942 кДж/м ³ ·К |
| 1 БТЕ/час (Btu/hr) | = 0,0002930711 кВт |
| 1 БТЕ/час·фут ² (Btu/hr·ft ²) | = 0,003154591 кВт/м ² |
| 1 БТЕ/час·фут ² ·°F (Btu/hr·ft ² ·°F) | = 0,005678263 кВт/м ² ·К |
| 1 БТЕ/(час·фут ² ·°F/фут) (Btu/(hr·ft ² ·°F/ft)) | = 1,730735 Вт/м·К |
| 1 БТЕ/фунт (Btu/lbm) | = 2,326 кДж/кг |
| 1 БТЕ/фунт·°F (Btu/lbm·°F) | = 4,186* кДж/кг·К |
| 1 БТЕ/°R (Btu/°R) | = 7,536240 кДж/К |
| 1 дин/см (dyne/cm) | = 0,001 Н/м |
| 1 °F/фут (°F/ft) | = 1,822689 К/м |
| 1 °F·дюйм ² /фунт (°F·in ² /lbm) | = 0,08057652 К/кПа |
| 1 фут (ft) | = 0,3048* м |
| 1 фут/с (ft/sec) | = 0,3048* м/с |
| 1 фут/с ² (ft/sec ²) | = 0,3048* м/с ² |
| 1 фут ² (ft ²) | = 0,0929 м ² |
| 1 дюйм (in) | = 0,0254 м |
| 1 фунт (lbm) | = 0,4535 кг |
| 1 фунт/фут ³ (lbm/ft ³) | = 16,02 кг/м ³ |
| 1 фунт/ч (lbm/hr) | = 12599,79 кг/с |
| 1 пси (psi) | = 6,894757 кПа |

- 1 ст.фут³/сут (scf/D) = 0,02831685 ст.м³/сут
 1 ст.фут³/норм.баррель (scf/STBO) = 0,1801175 ст.м³/ст.м³
 °API → г/см³ по формуле: $\frac{141,5}{131,5 + °API}$
 °F → К по формуле: $\frac{°F + 459,67}{1,8}$
 °F → °C по формуле: $\frac{°F - 32}{1,8}$
 * Коэффициент перевода точен

Коэффициенты перевода англо-американских единиц измерений в метрическую систему¹

Линейные меры

- 1 лига уставная, статутная (*land, statute league*) = 3 мили уставных, статутных = 4,83 километра
 1 миля уставная, статутная (*land, statute mile*) = 8 фарлонгов = 1 760 ярдов = 5 280 футов = 1,609 километра
 1 фарлонг (*furlong*) = 10 чейнов геодезических = 40 родов = 660 футов = 220 ярдов = 201,17 метра
 1 чейн геодезический (*Gunter's, surveyor's chain*) = 4 рода = 66 футов = 20,12 метров
 1 род (поль, перч) (*rod (pole, perch)*) = 16,5 футов = 5,5 ярдов = 5,03 метров
 1 эль (*ell*) *исм.* = 45 дюймов = 0,14 метров
 1 ярд (*yard, yd*) = 3 фута = 16 нейла = 91,44 сантиметра
 1 фут (*foot, ft*) = 3 хэнда = 12 дюймов = 30,48 сантиметра
 1 пейс (*pace*) = 0,5 – 0,7 рода = 2,5 фута = 76,2 сантиметра
 1 кубит (*cubit*) *исм.* = 18 – 22 дюймов = 0,5 метра
 1 спен (*span*) = 4 нейла = 9 дюймов = 22,86 сантиметра
 1 линк геодезический (*Gunter's, surveyor's link*) = 7,92 дюймов = 20 сантиметров

Меры площади

- 1 тауншип амер. (*township*) = 36 кв.миль = 36 секций = 93,24 кв.километра
 1 кв.миля уставная, статутная (*sq. mile (land, statute), ml²*) = 640 акров = 259 гектаров = 2,59 кв.километра
 1 хайд брит. (*hide*) *исм.* = 80 – 120 акров = 32,4 – 48,6 гектаров
 1 акр (*acre*) = 4 руда = 43,6 кв.фута = 4,8 кв.ярда = 0,405 гектара
 1 ар амер. (*are*) = 119,6 кв.ярдов = 100 кв.метров
 1 кв.фатом (*sq. fathom, f²*) = 4 кв.ярда = 3,34 кв.метра
 1 кв.род (поль, перч) (*rod (pole, perch)*) = 30¹/₄ кв.ярдов = 25,29 кв.метров
 1 кв.ярд (*sq. yard, yd²*) = 9 кв.фут = 0,836 кв.метра
 1 кв.фут (*sq. foot, ft²*) = 144 кв.дюймов = 929 кв.сантиметров
 1 кв.дюйм (*sq. inch, in²*) = 6,45 кв.сантиметров
 1 кв.линия (*square line*) = 4,4 кв.миллиметров

Меры объема

- 1 род (*rod*) = 10 тонн регистровых = 1 000 куб.футов = 28,3 куб.метров
 1 стек (*stack*) = 108 куб.футов = 4 куб.ярда = 3,04 куб.метра
 1 куб.ярд (*cubic yard, yd³*) = 27 куб.футов = 0,76 куб.метра

¹Добавлено редакцией.

- 1 баррель, балк (*barrel, bulk*) *исм.* = 5 – 8 куб.футов = 0,14 – 0,224 куб.метра
 1 куб.фут (*cubic foot, ft³*) = 0,028 куб.метра
 1 борт фут (*board foot*) = ¹/₁₂ куб.фута = 0,00236 куб.метра
 1 куб.дюйм (*cubic inch, in³*) = 16,39 куб.сантиметров

Меры веса

По британской системе:

- 1 тонна (метрическая, мильер) (*ton(ne) (metric, millier)*) = 2 204,6 фунтов = 0,984 большой тонны = 1 000 килограммов
 1 фунт (*pound, lb*) = 16 унций = 7 000 гранов = 453,59 грамма
 1 унция (*ounce, oz*) = 16 драхм = 437,5 гранов = 28,35 грамма
 1 драхма (*drachm, dram, dr*) = 27,344 гранов = 1,772 грамма
 1 гран (*grain*) = 64,8 миллиграмма

Меры жидкостей

- 1 бат (*butt*) = 108 – 140 галлонов = 490,97 – 636,44 литров
 1 пайп (*pipe*) = 105 галлонов = 477,33 литров
 1 хогзхед (*hogshead, hhd*) = 52,5 галлона брит. = 238,67 литров
 1 баррель (*barrel, bbl*) = 31 – 42 галлона = 140,6 – 190,9 литров
 1 баррель для жидкостей (*barrel for liquids*) $\left\{ \begin{array}{l} \text{брит.} = 36 \text{ галлонов брит.} = 163,6 \text{ литра} \\ \text{амер.} = 31,5 \text{ галлон} = 119,2 \text{ литров} \end{array} \right.$
 1 баррель для сырой нефти (*barrel for crude oil*) $\left\{ \begin{array}{l} \text{брит.} = 34,97 \text{ галлона} = 158,988 \text{ литров} \\ \text{амер.} = 42,2 \text{ галлона} = 138,97 \text{ литров} \end{array} \right.$
 1 галлон (*gallon, gal*) $\left\{ \begin{array}{l} \text{брит.} = 4 \text{ кварты брит.} = \\ = 8 \text{ пинт} = 4,546 \text{ литра} \\ \text{амер.} = 0,833 \text{ галлона брит.} = 3,785 \text{ литра} \end{array} \right.$

Соотношение температурной шкалы Фаренгейта и Цельсия

| | шкала Фаренгейта | шкала Цельсия |
|------------------------------|------------------|---------------|
| Точка кипения | 212° | 100° |
| | 194° | 90° |
| | 176° | 80° |
| | 158° | 70° |
| | 140° | 60° |
| | 122° | 50° |
| | 104° | 40° |
| | 86° | 30° |
| | 68° | 20° |
| | 50° | 10° |
| Точка замерзания | 32° | 0° |
| | 14° | -10° |
| | 0° | -17,8° |
| Температура абсолютного нуля | -459,67° | -273,15° |

При переводе из шкалы Фаренгейта в шкалу Цельсия из исходной цифры вычитают 32 и умножают на 5/9.
 При переводе из шкалы Цельсия в шкалу Фаренгейта исходную цифру умножают на 9/5 и прибавляют 32.

ПРИЛОЖЕНИЕ В

Свойства флюидов и горных пород

В.1. Введение

При моделировании течения многофазного флюида необходимо определять значения скоростей, плотностей, вязкостей и в некоторых случаях сил поверхностного натяжения для каждой из фаз при разных давлениях и температурах, которые в свою очередь меняются непрерывно в динамических условиях, отвечающих движению в трубах. Кроме того, между жидкой и газовой фазами происходит интенсивный массообмен. При падении давления в направлении потока ниже точки насыщения из нефти выделяется газ, что приводит к увеличению скорости газовой фазы, а также плотности и вязкости нефти. Подобные изменения свойств флюидов можно моделировать как с помощью композиционной модели, так и с помощью модели нелетучей нефти. Композиционная модель позволяет более точно описать процесс массообмена, поэтому она широко применяется. Более подробно композиционная модель будет рассмотрена в приложении С.

В данном разделе приводятся методы определения физических свойств флюида, которые необходимы для замыкания модели нелетучей нефти. Основным постулатом модели нелетучей нефти является утверждение, что при фиксированных температуре, давлении, плотности жидкой фазы и удельной плотности газа степень растворимости газа в жидкости, а также объемный коэффициент газа имеют строго определенное значение. Таким образом, с изменением температуры и давления состав газонефтяной смеси не меняется. Подобное допущение вполне справедливо для нефти, но применительно к газовой фазе оно может привести к значительным ошибкам в расчете физических свойств.

Растворимость газа характеризует тот объем газа, который растворен в единице объема жидкости при постоянном давлении и температуре. Объемный коэффициент флюида (коэффициент сжимаемости) определяет изменение объема фазы при изменении давления и температуры. Отметим, что существенным ограничением модели нелетучей нефти является невозможность прогнозирования процесса ретроградной конденсации, поэтому эту модель нельзя использовать применительно к летучим маслам, парафиновой нефти или газоконденсатам. В этих случаях нужно использовать композиционную модель.

При использовании модели нелетучей нефти фактически все физические свойства флюида могут быть установлены на основе соотношений между давлением, объемом и температурой, поэтому их часто называют PVT-свойствами флюида (от англ. «pressure» — «давление», «volume» — «объем», «temperature» — «температура») [1–28]. Далее мы рассмотрим некоторые наиболее широко распространенные и надежные корреляции, используемые для определения физических свойств флюидов и горных пород. Эти корреляции могут быть очень полезны при определении свойств флюидов, используемых в теории многофазного потока. Однако нужно помнить, что применять корреляции надо с осторожностью, поскольку большая часть из них построена на ограниченном количестве эмпирических данных. Некоторые PVT-свойства устанавливаются

ся по образцам флюидов, встречающихся преимущественно в одной геофизической зоне, поэтому применительно к другим зонам, где состав пластового флюида другой, они не отвечают реальным свойствам флюида в данных условиях. Несмотря на то что корреляции для PVT-свойств флюидов очень широко используются в мировой газовой и нефтяной промышленности, мы настоятельно рекомендуем проводить лабораторные исследования конкретных образцов пластового флюида.

В данном приложении рассматриваются в основном методы расчета свойств флюидов и горных пород, описанные в работах [1–5]. Однако в данном разделе будут также даны небольшие уточнения, изменения и дополнения.

В.2. Физические свойства углеводородов

В состав сырой неочищенной нефти и натурального газа входит несколько органических и неорганических химических соединений, каждое из которых обладает своими собственными свойствами. В таблице В.1 представлены некоторые физические свойства отдельных компонентов пластового флюида¹. Более подробная информация по данной теме приведена в работах [6–7].

Из анализа данных, представленных в таблице В.1, очевидно, насколько сильно меняются значения таких параметров, как молекулярная масса, температура кипения, плотность, критическая температура и давление для различных компонентов пластового флюида (сырой нефти или природного газа). Следовательно, физические свойства пластовых флюидов зависят от значений давления и температуры. Критическое давление многокомпонентной смеси называют псевдокритическим давлением (p_{pc}) а критическую температуру — псевдокритической температурой (T_{pc}). В данном приложении эти псевдокритические свойства фигурируют во многих уравнениях в качестве коррелирующих параметров. Если известен состав смеси, их значения определяют следующим образом:

$$T_{pc} = \sum_{j=1}^{n_c} y_j T_{cj} \quad (\text{В.1})$$

и

$$p_{pc} = \sum_{j=1}^{n_c} y_j p_{cj}, \quad (\text{В.2})$$

где n_c — количество компонентов в смеси, y_j — молярная доля j -го компонента, T_{cj} — критическая температура j -го компонента, p_{cj} — критическое давление j -го компонента.

Если известен состав смеси, по рисункам В.1, В.2 и В.3 можно установить значения T_{pc} и p_{pc} . Заметим, что рис. В.1 используется для недонасыщенных пластов при пластовой температуре, значение удельной плотности нефти корректируют для 15,6°С (60° F). Как отмечено в работе [9], удельная плотность нефтяного масла или нефтяной смеси, содержащей в своем составе другие вещества, характеризуется отношением ее веса при температуре 15,6°С к весу растворенной воды аналогичного

¹Физические свойства углеводородов в таблице В.1 даны в традиционной для Общества инженеров-нефтяников системе единиц измерения. Пересчет в систему СИ может быть проведен с помощью приложения А. Отметим также, что все формулы, представленные в данном приложении, получены эмпирическим путем и носят корреляционный характер. Редакция обращает внимание читателей, что все формулы данного приложения приведены в оригинальном виде в традиционной для авторов системе единиц. — Прим. ред.

Таблица В.1.1. Физические свойства углеводородов и некоторых соединений [6]

| Компонент | Молекуляр. вес | Норм. точка кипения (°F) | Норм. точка кипения (K) | Плотн. жидк. (кг/м ³) | Плотность газа при 60° F (15,6° C) и атм. давлении (кг/м ³) | | Критич. темп. (K) | Критич. давл. (бар) |
|---|----------------|--------------------------|-------------------------|-----------------------------------|---|-----------------|-------------------|---------------------|
| | | | | | при 60° F (15,6° C) | и атм. давлении | | |
| Метан, CH ₄ | 16,04 | -258,7 | 111,86 | 304,35* | 0,677 | 0,677 | 190,6 | 46,06 |
| Этан, C ₂ H ₆ | 30,07 | -127,5 | 184,56 | 355,93** | 1,269 | 1,269 | 305,4 | 48,81 |
| Пропан, C ₃ H ₈ | 44,10 | -43,7 | 230,90 | 507,14** | 1,861 | 1,861 | 369,8 | 42,47 |
| Изобутан, C ₄ H ₁₀ | 58,12 | 10,9 | 261,44 | 562,57** | 2,452 | 2,452 | 408,2 | 36,47 |
| н-бутан, C ₄ H ₁₀ | 58,12 | 31,1 | 272,66 | 583,71** | 2,452 | 2,452 | 425,2 | 37,99 |
| Изопентан, C ₅ H ₁₂ | 72,15 | 82,1 | 300,99 | 624,08 | — | — | 460,4 | 33,78 |
| н-пентан, C ₅ H ₁₂ | 72,15 | 96,9 | 309,21 | 630,33 | — | — | 469,7 | 33,71 |
| н-гексан, C ₆ H ₁₄ | 86,18 | 155,7 | 341,88 | 663,32 | — | — | 507,4 | 30,13 |
| н-гептан, C ₇ H ₁₆ | 100,20 | 209,2 | 371,60 | 687,51 | — | — | 540,3 | 27,37 |
| н-октан, C ₈ H ₁₈ | 114,23 | 258,2 | 398,77 | 706,09 | — | — | 568,8 | 24,89 |
| н-нонан, C ₉ H ₂₀ | 128,26 | 303,5 | 423,88 | 720,99 | — | — | 594,7 | 22,89 |
| н-декан, C ₁₀ H ₂₂ | 142,29 | 345,5 | 447,16 | 733,49 | — | — | 617,8 | 20,96 |
| Азот, N ₂ | 28,01 | -320,4 | 77,38 | — | 1,182 | 1,182 | 126,3 | 33,99 |
| Воздух, (O ₂ +N ₂) | 28,96 | -317,6 | 78,88 | — | 1,222 | 1,222 | 132,4 | 37,71 |
| Угль. газ, CO ₂ | 44,01 | -109,3 | 194,66 | 824,95** | 1,858 | 1,858 | 304,2 | 73,84 |
| Сероводород, H ₂ S | 34,08 | -76,6 | 212,88 | 789,71** | 1,438 | 1,438 | 373,6 | 90,05 |
| Вода, H ₂ O | 18,02 | 212,0 | 273,15 | 999,07 | — | — | 758,5 | 221,18 |
| Водород, H ₂ | 2,02 | -423,0 | 20,4 | — | 0,085 | 0,085 | 33,3 | 12,48 |
| Кислород, O ₂ | 32,00 | -297,4 | 90,20 | — | 1,351 | 1,351 | 154,8 | 50,81 |
| Угарный газ, CO | 28,01 | -313,6 | 81,20 | — | 1,182 | 1,182 | 133,3 | 34,96 |

* Кажущаяся плотность жидкой фазы.

** Плотность при давлении насыщения.

©1972 Gas Processors Suppliers Assn.

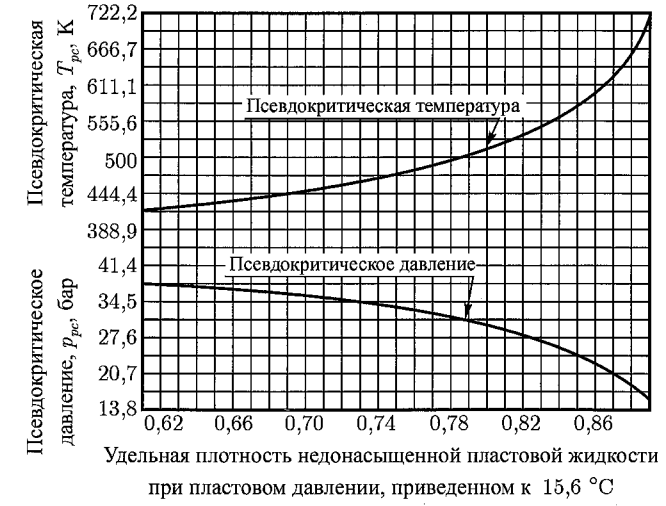


Рис. В.1. Графическое представление приближенных корреляций для псевдокритического давления и псевдокритической температуры жидкости в зависимости от удельной плотности (согласно Трубу [8])

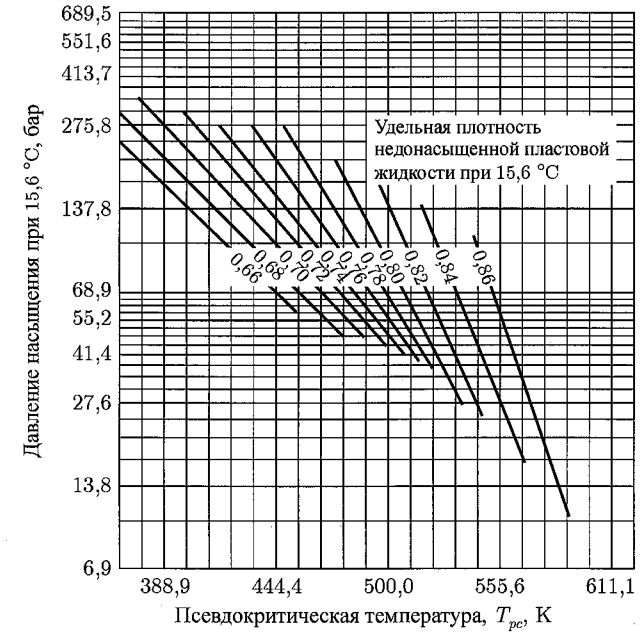


Рис. В.2. Фазовые корреляционные диаграммы (давление насыщения от псевдокритической температуры) для различных удельных плотностей (согласно Трубу [8])

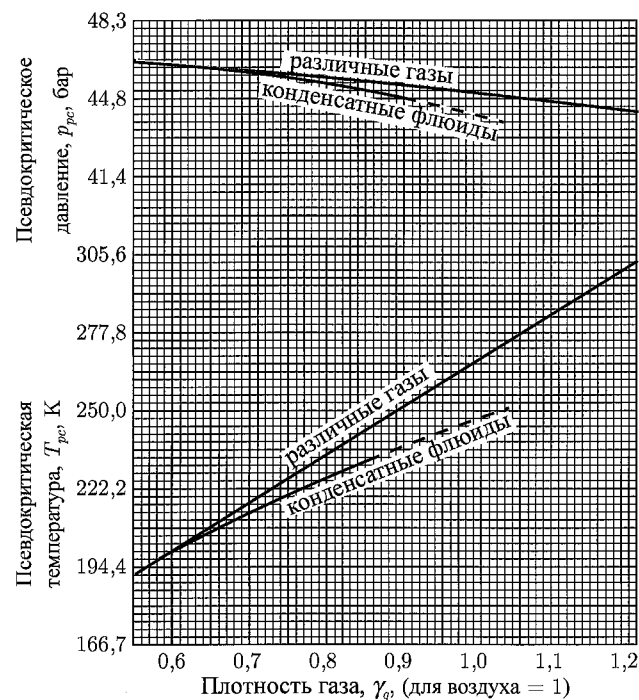


Рис. В.3. Корреляционные кривые для псевдокритических свойств конденсатных флюидов и различных природных газов в зависимости от плотности газа (согласно Брауну и др. [10])

объема при той же температуре, причем оба значения веса необходимо привести в соответствие с силой выталкивания для воздуха. Удельную плотность при $15,6^{\circ}\text{C}/15,6^{\circ}\text{C}$ часто обозначают γ_o . Иногда вес нефти не измеряют при $15,6^{\circ}\text{C}$, в этом случае значение удельной плотности либо корректируют до значения γ_o при $15,6^{\circ}\text{C}/15,6^{\circ}\text{C}$, либо используют значение γ_o при заданной температуре. Давление, при котором взвешивается жидкость, не фиксируется. На рис. В.1 значение удельной плотности при пластовом давлении и пластовой температуре было скорректировано под $15,6^{\circ}\text{C}$ для значения плотности дистиллированной воды при $15,6^{\circ}\text{C}$ и атмосферном давлении. Рис. В.2 применим для жидкостей при давлении насыщения, а значение удельной плотности также скорректировано под $15,6^{\circ}\text{C}$. Рис. В.3 используется для газоконденсатных флюидов, при этом значение плотности газа должно быть известно. Как правило, параметры T_{pc} и p_{pc} применяются для расчета псевдоприведенной температуры, T_{pr} , и давления, p_{pr} :

$$T_{pr} = \frac{T}{T_{pc}} \quad (\text{В.3})$$

и

$$p_{pr} = \frac{p}{p_{pc}}, \quad (\text{В.4})$$

где T — температура, p — давление. В уравнениях (В.1)–(В.4) используются абсолютные значения давления и температуры.

В.3. Корреляции для физических свойств нефти

Если нефть не содержит растворенного газа, ее называют дегазированной. Физические свойства дегазированной нефти зависят от значения плотности нефтепродуктов в градусах API (Американского нефтяного института), давления и температуры. Плотность нефти в градусах API рассчитывают по формуле:

$$\gamma_{API} = \frac{141,5}{\gamma_o} - 131,5, \quad (\text{В.5})$$

где γ_o — удельная плотность дегазированной нефти при $15,6^{\circ}\text{C}/15,6^{\circ}\text{C}$. Если известно значение плотности нефти при отличной от $15,6^{\circ}\text{C}$ температуре, его можно пересчитать по методу, описанному в работе [9] (в таблице 5 работы [9] приведены результаты измерений плотности при температурах, отличных от $15,6^{\circ}\text{C}$). Плотность воды в градусах API равна 10.¹

Если нефть содержит растворенный газ, ее физические свойства зависят уже не только от давления и температуры, но и от растворимости газа.

В.3.1. Растворимость газа

Растворимость газа равна объему газа, растворенному в одном барреле нефти², приведенной к нормальным условиям, при постоянных значениях температуры и давления. Растворимость газа в нефти повышается по мере роста давления до тех пор, пока давление не станет равным давлению насыщения. Выше давления насыщения растворимость газа остается постоянной (рис. В.4), сырую нефть часто называют недонасыщенной. В рамках модели нелетучей нефти на основе растворимости газа описывается процесс массообмена между жидкой и газовой фазами.

В процессе так называемого контактного испарения газ испаряется с поверхности контакта жидкости и газа (с межфазной поверхности) по мере того, как падение давления продолжает соответствовать давлению нефти. Данный процесс отличен от процесса дифференциального испарения [19], при котором процесс разделения флюидов выражен отчетливее. Происходит это вследствие большой проницаемости газа, которая ведет к увеличению скорости газовой фазы, так что газ при своем движении внутри потока опережает жидкую фазу. Следовательно, процесс дифференциального испарения можно назвать отделением растворенного газа от нефти вследствие разницы давлений и/или температур, при этом происходит непрерывное отстранение газовой фазы от поверхности контакта с нефтью до тех пор, пока не установится равновесие между газом и жидкостью. На рис. В.4 сравниваются две растворимости газа для двух типов процесса испарения.

Существует несколько эмпирических корреляций для определения растворимости газа, которые предполагают протекание контактного дегазирования.

Корреляция Стэндинга. Согласно данной корреляции [21] растворимость может быть определена по формуле:

$$R_s = 0,178\gamma_g \left[\left(\frac{p}{1,254} + 1,4 \right) 10^{0,0125\gamma_{API} - 0,001638T - 0,02912} \right]^{1,2048}, \quad (\text{В.6})$$

¹См. также Приложение к русскому переводу, добавленное редакцией с целью разъяснения метода перевода метрических мер удельной плотности в градусы API. — Прим. ред.

²Число баррелей в тонне нефти при нормальных условиях 20°C и при температуре 60°F приводится в таблице Приложения к русскому переводу. То есть в зависимости от плотности нефти 1 баррель нефти может быть равен от 119 до 159 литров. В шкале перевода принято: 1 баррель (США) = 139 литров. — Прим. ред.

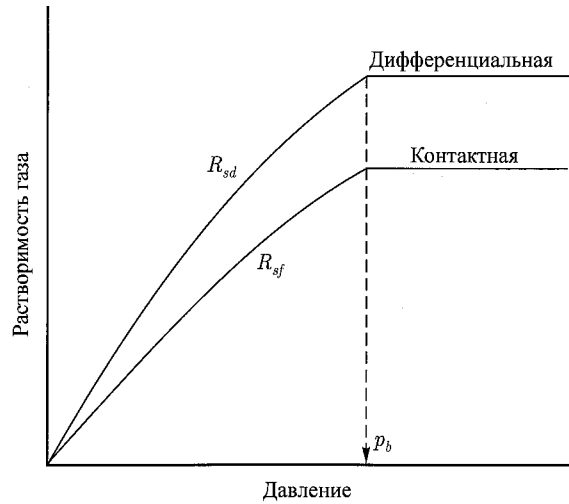


Рис. В.4. Идеализированное сравнение процессов контактного и дифференциального газовыделения

где γ_g — удельная плотность газа (для воздуха она равна 1,0); T — температура, °C; p — давление в смеси, бар; γ_{API} — плотность нефти, °API. Иногда удобнее рассчитывать растворимость газа по номограмме, изображенной на рис. В.5.

Корреляция Ласатера. Ласатер [12] предложил эмпирическую корреляцию для расчета соотношения растворенного газа и нефти (т. е. растворимости газа):

$$R_s = 0,178 \left(\frac{132\,755\gamma_o}{M_o} \right) \left(\frac{y_g}{1 - y_g} \right), \quad (B.7)$$

где γ_o — удельная плотность нефти; M_o — эффективный молекулярный вес нефти, приведенной к нормальным условиям (определяется по рис. В.6); y_g — молярная доля газа (коррелирующий параметр, определяемый по рис. В.7).

Корреляция Васкеса и Беггза для определения растворимости. Васкес и Беггз [13] получили более совершенную эмпирическую корреляцию для растворимости газа, R_s (значения коэффициентов для данного уравнения приведены в таблице В.2):

$$R_s = 0,178 C_1 \gamma_{g100} (14,51)^{C_2} p^{C_3} \exp \left[C_3 \left(\frac{\gamma_{API}}{1,8T + 492} \right) \right]. \quad (B.8)$$

Таблица В.2. Коэффициенты корреляции Васкеса и Беггза [13]

| Коэффициент | $\gamma_{API} \leq 30$ | $\gamma_{API} > 30$ |
|-------------|------------------------|---------------------|
| C_1 | 0,0362 | 0,0178 |
| C_2 | 1,0937 | 1,1870 |
| C_3 | 25,7245 | 23,931 |

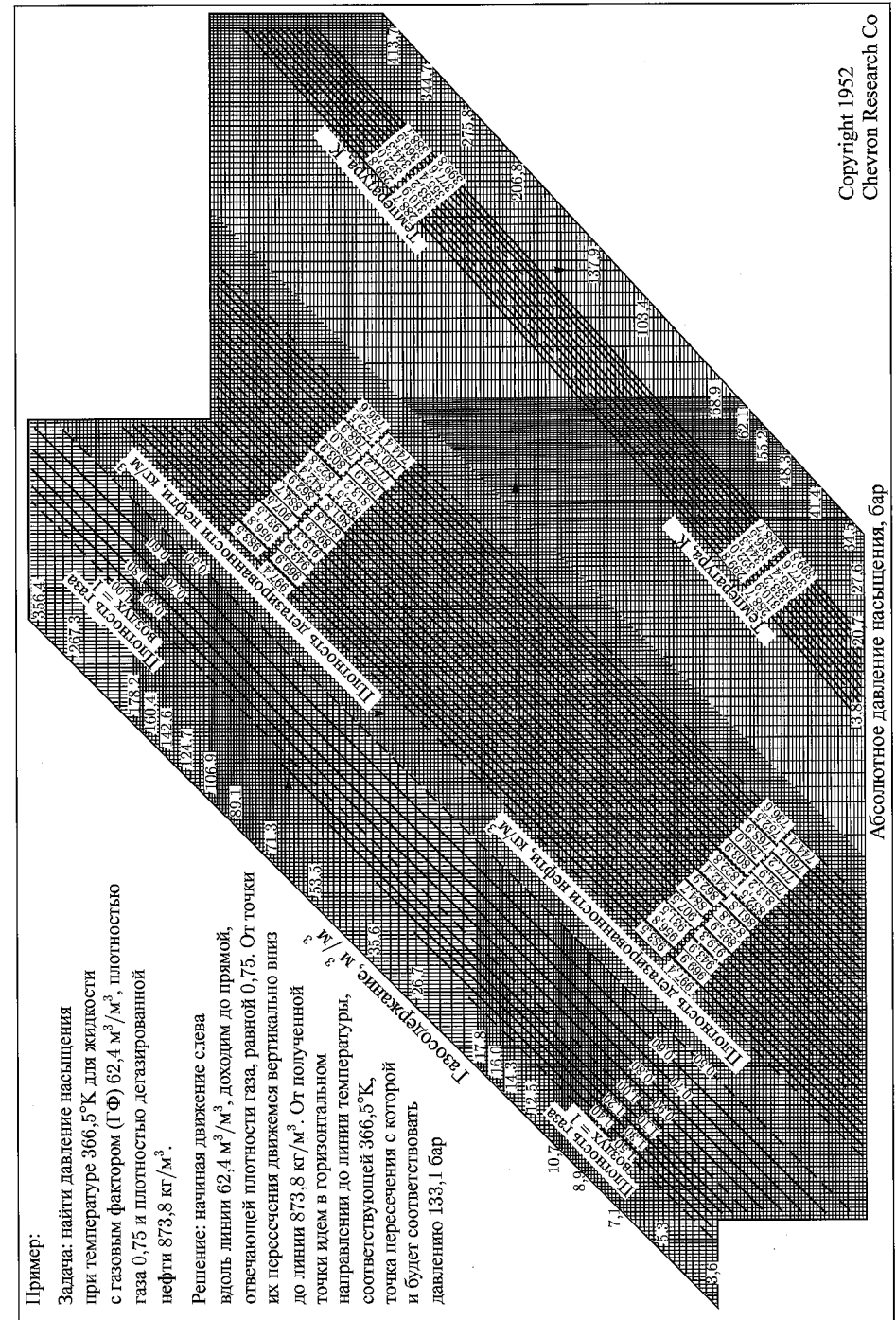


Рис. В.5. Свойства природных смесей углеводородного газа и жидкости при давлении насыщения (согласно Стэндингу [21])

Copyright 1952
Chevron Research Co

Абсолютное давление насыщения, бар

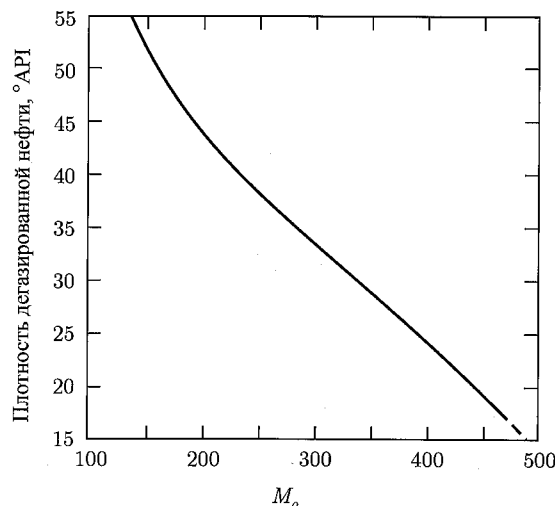


Рис. В.6. Зависимость молекулярной массы от плотности дегазированной нефти (согласно Ласатеру [12])

Удельная плотность газа, γ_{g100} , измеряется при давлении 6,89 бар (100 фунт/дюйм²) и рассчитывается по формуле:

$$\gamma_{g100} = \gamma_g \left(1,0 + 5,912 \cdot 10^{-5} \gamma_{API} (1,8T_{sep} + 32) \lg \frac{p_{sep}}{7,9} \right), \quad (B.9)$$

где γ_{g100} — плотность газа при давлении в сепараторе 6,89 бар (т.е. 100 фунт/дюйм²); γ_g — плотность газа при фактических значениях давления p_{sep} (бар) и температуры T_{sep} (°C) в сепараторе. Если известно значение удельной плотности газа γ_g при давлении, отличном от 100 фунт/дюйм², с помощью уравнения (B.9) его необходимо скорректировать до значения γ_{g100} .

Корреляция Гласё. Корреляция Гласё [14] основана на экспериментах с сырой нефтью в Северном море. Соответствующее математическое выражение для растворимости выглядит следующим образом:

$$R_s = 0,178 \gamma_g \left(\frac{\gamma_{API}^{0,989}}{(1,8T + 32)^{0,172} p_b^*} \right)^{1,2255}, \quad (B.10)$$

где значение T выражено в °C, а $p_b^* = 10^{(2,8869 - [14,1811 - 3,3093 \lg(14,51p)]^{0,5})}$.

Полагают, что точность данной корреляции снижается для значений отношения растворенного газа к нефти, превышающих 249,18 м³/м³ [18]. Анализ выражения для p_b^* показал, что корреляция неприменима для случаев, когда давление выше 1329 бар.

Корреляция Аль-Маруна. Аль-Марун построил свою корреляцию на основе анализа данных для сырой ближневосточной нефти:

$$R_s = 0,178 (a \gamma_g^b \gamma_o^c (1,8T)^d p)^e, \quad (B.11)$$

где γ_g — удельная плотность газа; γ_o — удельная плотность дегазированной нефти; T — температура, К; $a = 185,843208$; $b = 1,877840$; $c = -3,1437$; $d = -1,32657$; $e = 1,398441$.

Корреляция Картоатмодьо и Шмидта.

Данная корреляция [16] основана на обширных промысловых данных, собранных в Юго-Восточной Азии (включая Индонезию), Северной и Южной Америке, Ближнем Востоке. Картоатмодьо и Шмидт сравнили все корреляции для определения растворимости газа, представленные в данном разделе, и пришли к выводу, что наиболее точной из них является корреляция Васкеса и Беггза. На ее основе они вывели свою корреляцию, которую можно представить в виде двух уравнений:

для $\gamma_{API} \leq 30$

$$R_s = 0,154499 \gamma_{g100}^{0,7972} p^{1,0014} 10^{13,1405 \gamma_{API} / (1,8T + 492)}, \quad (B.12a)$$

для $\gamma_{API} > 30$

$$R_s = 0,104531 \gamma_{g100}^{0,7587} p^{1,0937} 10^{11,289 \gamma_{API} / (1,8T + 492)}, \quad (B.12b)$$

где T выражено в °C, а p в барах.

Анализируя огромное количество собранных данных, они рассчитали среднее давление в сепараторе ($p_{sep} = 7$ бар), значение которого оказалось очень близким к соответствующему давлению в экспериментах Васкеса и Беггза (6,89 бар). Поэтому в качестве опорного давления для определения удельной плотности газа они решили использовать именно значение 6,89 бар. Картоатмодьо и Шмидт также получили следующее эмпирическое уравнение для корректировки значения удельной плотности при любом значении давления и температуры:

$$\gamma_{g100} = \gamma_g \left(1,0 + 0,1595 \gamma_{API}^{0,4078} (1,8T_{sep} + 32)^{-0,2466} \lg \frac{p_{sep}}{7,9} \right). \quad (B.13)$$

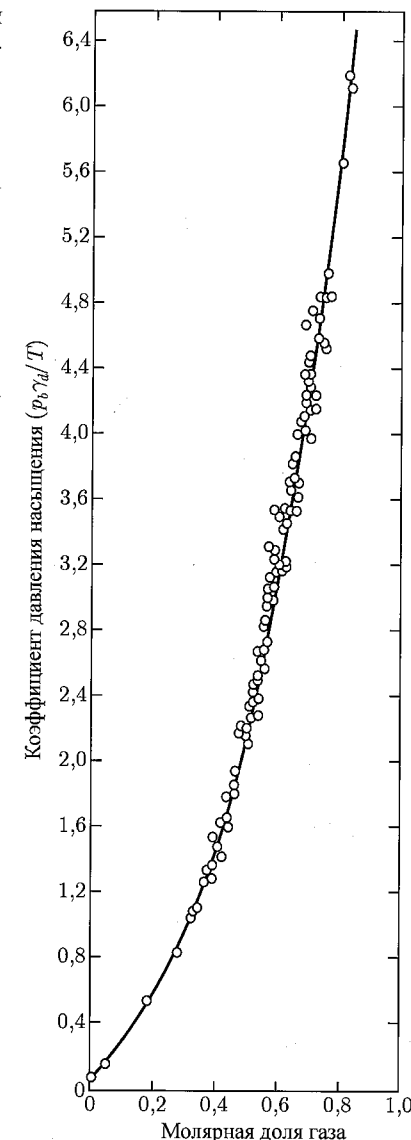


Рис. В.7. Зависимость давления насыщения от молярной доли газа (согласно Ласатеру [12])

В.3.2. Объемный коэффициент нефти и давление насыщения

Под объемным коэффициентом нефти, B_o , понимают такое количество нефти, содержащей растворенный газ, которое содержится в одном объеме дегазированной нефти при заданном давлении и температуре. Объемный коэффициент нефти измеряется в баррелях (кубических метрах) пластовой нефти на баррель (кубический метр) дегазированной нефти. Он характеризует степень объемной усадки нефти при ее извле-

чении на поверхность. Таким образом, значение объемного коэффициента нефти всегда больше либо равно 1,0. Математически данный параметр выражается в виде:

$$B_o = \frac{(V_o)_{p,T}}{(V_o)_{sc}}, \quad (B.14)$$

где B_o — объемный коэффициент нефти, $\text{м}^3/\text{м}^3$; $(V_o)_{p,T}$ — объем нефти при давлении p и температуре T , м^3 ; $(V_o)_{sc}$ — объем нефти, приведенной к нормальным условиям, норм. м^3 .

Чем больше газа растворяется в нефти, тем выше давление и значение объемного коэффициента нефти. Так происходит до тех пор, пока давление не достигнет точки насыщения. Когда давление превысит давление насыщения, газ перестает растворяться в нефти, а значение объемного коэффициента нефти начинает снижаться вследствие сжимаемости жидкости. Рис. В.8 иллюстрирует данный процесс. Отметим, что значение объемного коэффициента нефти рассчитывается по разным уравнениям при давлении как ниже, так и выше давления насыщения. Следовательно, перед расчетом объемного коэффициента нефти необходимо найти давление насыщения. Существуют разные корреляции для расчета объемного коэффициента нефти и давления насыщения, наиболее распространенные будут приведены ниже. Давление насыщения вычисляют по корреляциям для растворимости газа, которые мы рассматривали в разделе В.3.1, путем замены в них значения R_s на значение отношения добытого газа к объему нефти, R_p .

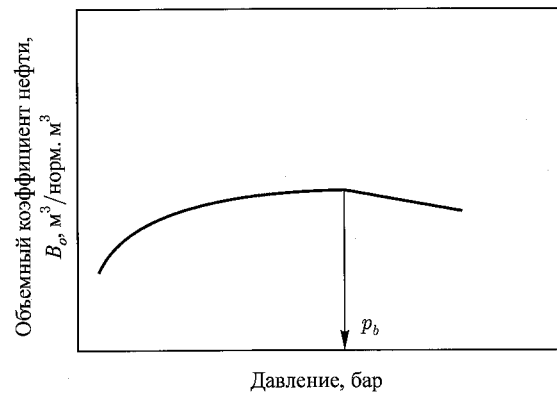


Рис. В.8. Изменение значения объемного коэффициента нефти с изменением давления при постоянной температуре, T ; p_b — давление насыщения

Корреляция Стэндинга. Это самая ранняя и наиболее используемая эмпирическая корреляция [21]. Она основана на анализе экспериментов с сырой нефтью, добытой в Калифорнии. Корреляция Стэндинга построена на данных, соответствующих давлениям ниже точки насыщения:

$$B_o = 0,9759 + 0,00012 \left[5,618R_s \left(\frac{\gamma_g}{\gamma_o} \right)^{0,5} + 2,25T + 40 \right]^{1,2}, \quad (B.15)$$

где T — температура, $^{\circ}\text{C}$; γ_o — удельная плотность дегазированной нефти; γ_g — удельная плотность растворенного газа; R_s — газовый фактор в пластовых условиях, м^3 газа/норм. м^3 нефти.

Стэндинг разработал графическое представление уравнения (B.15) (рис. В.9), с помощью которого легко определить значение объемного коэффициента нефти без использования электронно-вычислительных средств. Значение R_s для уравнения (B.15) необходимо вычислять по уравнению (B.6) или рисунку В.5. Чтобы рассчитать объемный коэффициент нефти B_{ob} при давлении выше давления насыщения p_b , применяют следующее уравнение:

$$B_o = B_{ob} \exp[-c_o(p - p_b)]. \quad (B.16)$$

Значение B_{ob} находят с помощью корреляции Стэндинга (рис. В.9 или уравнение (B.15)), используя вместо значения R_s значение отношения добытого газа к объему нефти, R_p . В уравнении (B.16) фигурирует изотермическая сжимаемость c_o , значение которой можно установить с помощью одного из существующих методов (например, по корреляции Васкеса и Беггза (B.19), представленной ниже). Давление насыщения, p_b , определяют, решая уравнение (B.6), в котором R_s заменяют на R_p :

$$p_b = 1,254 \left[\left(\frac{R_p}{0,178\gamma_g} \right)^{0,83} 10^{(0,001638T+0,002912-0,0125\gamma_{API})} - 1,4 \right]. \quad (B.17)$$

Корреляция Васкеса и Беггза для расчета объемного коэффициента нефти.

Васкес и Беггз получили свою корреляцию на основе 6000 промысловых данных. Она предназначена для расчета объемного коэффициента нефти при давлении ниже точки насыщения:

$$B_o = 1,0 + 5,618C_1R_s + (1,8T - 28) \left(\frac{\gamma_{API}}{\gamma_{g100}} \right) (C_2 + 5,618C_3R_s), \quad (B.18)$$

где R_s — растворимость газа, м^3 газа/норм. м^3 нефти; T — температура, $^{\circ}\text{C}$; γ_{g100} — удельная плотность газа при давлении 6,89 бар (100 фунт/дюйм²). В таблице В.3 приведены значения коэффициентов C_1 , C_2 и C_3 .

Таблица В.3. Коэффициенты для корреляции Васкеса и Беггза [13]

| Коэффициент | $\gamma_{API} \leq 30$ | $\gamma_{API} > 30$ |
|-------------|-------------------------|------------------------|
| C_1 | $4,677 \times 10^{-4}$ | $4,670 \times 10^{-4}$ |
| C_2 | $1,751 \times 10^{-5}$ | $1,100 \times 10^{-5}$ |
| C_3 | $-1,811 \times 10^{-8}$ | $1,337 \times 10^{-9}$ |

Применительно к недонасыщенной нефти или в том случае, когда давление выше давления насыщения, для определения объемного коэффициента нефти можно использовать уравнение (B.16), для которого значение изотермической сжимаемости нефти, c_o , находят по корреляции, полученной также Васкесом и Беггзом:

$$c_o = \frac{-882,6 + 28,09R_s + 30,96T + 550,4 - 1180\gamma_{g100} + 12,61\gamma_{API}}{10^5 p}. \quad (B.19)$$

Значение удельной плотности газа γ_{g100} рассчитывают по уравнению (B.9). Параметр p характеризует давление, при котором необходимо вычислять значение объемного коэффициента нефти.

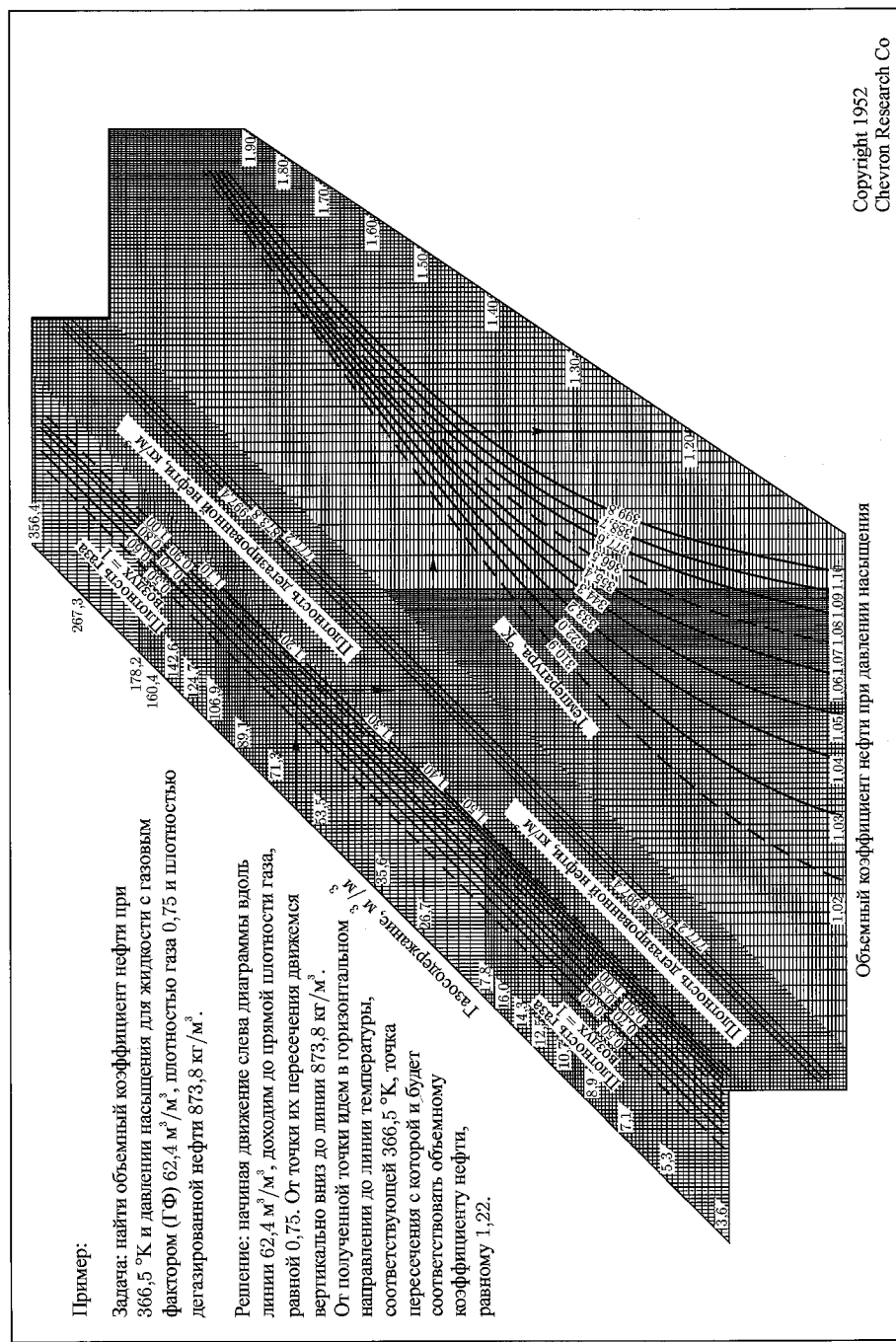


Рис. В.9. Диаграмма для определения объемного коэффициента нефти по корреляции Стэндинга [21]

Васкес и Беггз модифицировали уравнение (В.8) для определения давления насыщения, заменив R_s параметром R_p :

$$p_b = 0,0689 \left[\left(\frac{5,618C_1 R_p}{\gamma_{g100}} \right) e^a \right]^{C_2}, \quad (В.20)$$

где $a = -C_3 \gamma_{API} / (1,8T + 32)$. В таблице В.4 представлены значения коэффициентов C_1 , C_2 и C_3 , фигурирующих в уравнении (В.20).

Таблица В.4. Коэффициенты модифицированной корреляции Васкеса и Беггза [13]

| Коэффициент | $\gamma_{API} \leq 30$ | $\gamma_{API} > 30$ |
|-------------|------------------------|---------------------|
| C_1 | 27,62 | 56,18 |
| C_2 | 0,914328 | 0,84246 |
| C_3 | 11,172 | 10,393 |

Корреляция Гласё. Несмотря на то что корреляции Стэндинга [17] для определения PVT-свойств флюидов основаны преимущественно на анализе образцов сырой калифорнийской нефти, они довольно широко применяются в нефтяной промышленности. Так как данные корреляции не скорректированы применительно к нефтям и маслам другого типа или неуглеводородных соединений, Гласё [14] провел модификации корреляции Стэндинга, с тем чтобы они не зависели от типа нефти, и предложил подходящие корреляции для неуглеводородных соединений и парафиновых масел. Корреляции Гласё разработаны на основе анализа образцов сырой нефти Северного моря. Формула для объемного коэффициента нефти имеет вид:

$$B_o = 1,0 + 10^A, \quad (В.21a)$$

где

$$A = -6,58511 + 2,91329 \lg B_{ob}^* - 0,27683 (\lg B_{ob}^*)^2 \quad (В.21b)$$

и B_{ob}^* — это «коррелирующее число»:

$$B_{ob}^* = 5,618 R_s \left(\frac{\gamma_g}{\gamma_o} \right)^{0,526} + 1,7424 T + 30,976. \quad (В.21c)$$

Также Гласё получил корреляцию для давления насыщения и разработал алгоритм, который учитывает наличие неуглеводородных соединений в сырой нефти. Корреляция для давления насыщения имеет вид:

$$\lg 14,51 p_b = 1,7669 + 1,7447 \lg p_b^* - 0,30218 (\lg p_b^*)^2, \quad (В.22a)$$

где p_b^* — другое «коррелирующее число»:

$$p_b^* = 0,0689 \left(\frac{5,618 R_s}{\gamma_g} \right) (1,8T + 32)^b / \gamma_{API}^c. \quad (В.22b)$$

Здесь R_s — растворимость газа, м³/норм. м³; T — температура, °С; γ_g — средняя удельная плотность газа; a, b, c — коэффициенты, значения которых равны 0,816; 0,172

и 0,989 соответственно. Для летучих нефтей $b = 0,130$. Применительно к неуглеводородным соединениям Гласе предложил использовать следующую корреляцию для давления насыщения p_b :

$$(p_b)_c = p_b C_{N_2} C_{CO_2} C_{H_2S}, \quad (B.23)$$

где C — поправочный коэффициент; $(p_b)_c$ — скорректированное значение давления насыщения, бар. Для N_2 , CO_2 и H_2S поправочный коэффициент C рассчитывают по уравнениям:

$$C_{N_2} = 1,0 + [(a_1 \gamma_{API} + a_2)(1,8T + 32) + a_3 \gamma_{API} - a_4] y_{N_2} + (a_5 \gamma_{API}^{a_6} (1,8T + 32) + a_6 \gamma_{API}^{a_7} - a_8) y_{N_2}^2, \quad (B.24a)$$

где y_{N_2} — молярная доля азота в общей смеси поверхностных газов, параметры с a_1 по a_8 — коэффициенты, значения которых равны: $a_1 = -2,65 \cdot 10^{-4}$, $a_2 = 5,5 \cdot 10^{-3}$, $a_3 = 0,0391$, $a_4 = 0,8295$, $a_5 = 1,954 \cdot 10^{-11}$, $a_6 = -4,699$, $a_7 = 0,027$, $a_8 = 2,366$.

$$C_{CO_2} = 1,0 - 593,8 y_{CO_2} (1,8T + 32)^{-1,553}, \quad (B.24b)$$

где y_{CO_2} — молярная доля CO_2 в общей смеси газов.

$$C_{H_2S} = 1,0 - (0,9035 + 0,0015 \gamma_{API}) y_{H_2S} + 0,019(45 - \gamma_{API}) y_{H_2S}^2, \quad (B.24c)$$

где C_{H_2S} — поправочный коэффициент для H_2S ; y_{H_2S} — молярная доля H_2S в общей смеси газов.

Корреляция Аль-Маруна. Аль-Марун [15] провел анализ образцов сырой нефти, добытой на Ближнем Востоке и получил следующую корреляцию для объемного коэффициента нефти:

$$B_o = 0,497069 + 0,862963 \cdot 10^{-3} (1,8T + 32) + 0,182594 \cdot 10^{-2} F + 0,318099 \cdot 10^{-5} F^2, \quad (B.25)$$

где $F = (5,618 R_s)^a \gamma_g^b \gamma_o^c$; $a = 0,742390$; $b = 0,323294$; $c = 1,202040$.

Корреляция Аль-Маруна для давления насыщения имеет вид:

$$p_b = 0,0689 a (5,618 R_s)^b \gamma_g^c \gamma_o^d (1,8T + 32)^e, \quad (B.26)$$

где T — температура, °C; γ_o — плотность дегазированной нефти; $a = 5,38088 \cdot 10^{-3}$; $b = 0,715082$; $c = -1,87784$; $d = 3,1437$; $e = 1,32657$.

Корреляция Картоатмодьо и Шмидта. Картоатмодьо и Шмидт [16] предложили корреляцию для объемного коэффициента нефти при давлении, равном или меньшем давления насыщения.

$$B_o = 0,98496 + 0,0001 F^{1,50}, \quad (B.27)$$

где $F = (5,618 R_s)^{0,755} \gamma_{g100}^{0,25} \gamma_o^{-1,50} + 0,45(1,8T + 32)$; T — температура, °C; γ_{g100} — удельная плотность газа при давлении 6,89 бар (100 фунт/дюйм²); γ_o — удельная плотность дегазированной нефти.

Значение объемного коэффициента нефти рекомендуется использовать в случае контактного газовыделения, которое, как правило, наблюдается при потоке в трубах. Применительно к пластовому потоку, например, при расчете зависимости дебита от

забойного давления, надо использовать значение объемного коэффициента нефти, рассчитываемого для процесса дифференциального газовыделения. Уравнение (B.90) позволяет рассчитать переводной множитель для преобразования значения объемного коэффициента нефти контактного дегазирования в значение объемного коэффициента нефти дифференциального дегазирования.

Для расчета объемного коэффициента нефти для давления выше точки насыщения используется уравнение (B.16), при этом необходимое для него значение B_{ob} находят по уравнению (B.27), а значение изотермической сжимаемости нефти, c_o — по формуле:

$$c_o = \frac{6,8257 \cdot 10^{-6}}{p} (5,618 R_s)^{0,5002} \gamma_{API}^{0,3613} (1,8T + 32)^{0,76606} \gamma_{g100}^{-0,35505}, \quad (B.28)$$

в которой p должно быть выражено в барах.

Корреляция для давления насыщения представлена двумя уравнениями: для $\gamma_{API} \leq 30$

$$p_b = 0,0689 \left[\frac{5,618 R_p}{0,05958 \gamma_{g100}^{0,7972} 10^{13,1405 \gamma_{API} / (1,8T + 492)}} \right]^{0,9986}; \quad (B.29a)$$

для $\gamma_{API} < 30$

$$p_b = 0,0689 \left[\frac{5,618 R_p}{0,03150 \gamma_{g100}^{0,7587} 10^{11,289 \gamma_{API} / (1,8T + 492)}} \right]^{0,9143}. \quad (B.29b)$$

Отметим, что уравнения (B.29a) и (B.29b) идентичны уравнениям (B.12a) и (B.12b), но решаются относительно p с подстановкой значения R_s , равного отношению добытого газа к объему нефти, R_p . Данные корреляции получены на основе нелинейного регрессионного анализа.

В.3.3. Плотность нефти

Для вычисления плотности насыщенной сырой нефти, давление которой ниже давления насыщения, необходимо знать значения растворимости газа, R_s , объемного коэффициента нефти, B_o , и удельной плотности растворенного газа, γ_{gd} , при заданной температуре и заданном давлении:

$$\rho_o = 16,02 \frac{62,4 \gamma_o + 0,0764 R_s \gamma_{gd}}{B_o}, \quad (B.30)$$

где γ_o — удельная плотность дегазированной нефти, а γ_{gd} — плотность растворенного газа (см. раздел В.3.4).

Чтобы рассчитать плотность насыщенной нефти выше давления насыщения, необходимо сначала вычислить плотность нефти при давлении насыщения:

$$\rho_{ob} = 16,02 \frac{62,4 \gamma_o + 0,0764 R_p \gamma_{gt}}{B_{ob}}. \quad (B.31)$$

Затем, зная значение сжимаемости нефти, можно рассчитать плотность при $p > p_b$:

$$\rho_o = \rho_{ob} e^{c_o(p-p_b)}. \quad (B.32)$$

В.3.4. Удельная плотность свободного и растворенного газа

В термодинамически устойчивых газонефтяных смесях изменение давления при постоянной температуре нарушает равновесие системы, что приводит к изменению состава каждой из фаз. В первую очередь в фазу свободных газов выделяется метан, и происходит это при давлении, равном или меньшем давления насыщения¹. По мере дальнейшего падения давления высвобождаются более тяжелые углеводородные соединения. Подобное последовательное газовыделение повышает удельную плотность как свободного, так и растворенного газа. Чтобы рассчитать плотность растворенного газа, γ_{gd} , Кац и др. [26] предложили использовать диаграмму, изображенную на рис. В.10, которая иллюстрирует зависимость плотности растворенного газа от плотности сырой нефти (в градусах API) и растворимости газа. Поскольку метан — самый легкий компонент природного газа (с удельной плотностью 0,56), плотность свободного и растворенного газа должна превышать значение 0,56. Однако верхний предел значения плотности свободного газа равен средней удельной плотности всего выделившегося газа, γ_{gt} , выраженной в нормальных условиях, тогда как в качестве нижнего предела значения плотности растворенного газа выступает число 0,56. Математически это можно выразить так:

$$\gamma_{gt} \leq \gamma_{gd} \leq 0,56 \quad (\text{В.33})$$

и

$$\gamma_{gt} \geq \gamma_{gf} \geq 0,56. \quad (\text{В.34})$$

На основе простого соотношения материального баланса плотность свободного газа можно выразить следующим образом:

$$\gamma_{gf} = \frac{R_p \gamma_{gt} - R_s \gamma_{gd}}{R_p - R_s}, \quad (\text{В.35})$$

где отношение добытого газа к нефти R_p рассчитывается как растворимость газа при давлении насыщения (или выше него). Отметим, что при расчетах двухфазного потока смеси газа и нефти физические свойства свободного газа (такие как плотность и вязкость) необходимо вычислять по плотности свободного газа (γ_{gf}) в зависимости от давления и температуры, изменение которых влияет на два других параметра — растворимости газа и удельной плотности растворенного газа. Большинство существующих коммерческих компьютерных программ не учитывают изменение состава свободного и растворенного газа в зависимости от давления и температуры.

В.3.5. Вязкость нефти

Важным параметром в гидродинамических расчетах перепада давления для потока в трубах или пористой среде является вязкость сырой нефти, содержащей растворенный газ. Желательно проводить лабораторные измерения вязкости нефти в необходимом диапазоне давлений и температур. В данном разделе приводятся эмпирические корреляции для расчета вязкости нефти в зависимости от таких параметров углеводородной системы, как температура, давление, плотность нефти, плотность и растворимость газа.

¹Напомним, что для углеводородных соединений фазовая диаграмма имеет сложную петлеобразную форму (см., например, рис. 6.10), ограниченную слева «линией равновесия» самой легкой и справа — «линией равновесия» самой тяжелой компоненты смеси. Внутри «петли» состояние (фазовый состав) двухфазной смеси постоянно меняется при изменении давления (и температуры). —Прим. ред.

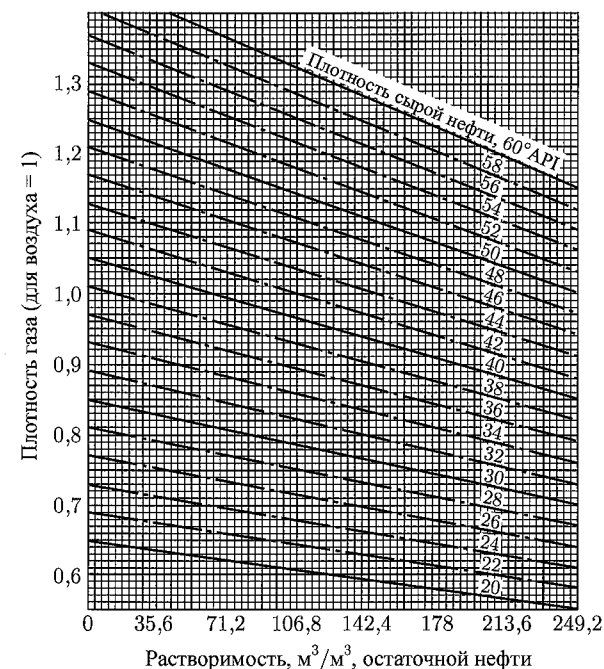


Рис. В.10. Корреляция для плотности растворенного газа (согласно Кацу и др. [26])

В.3.5.1. Корреляции для вязкости дегазированной нефти

В первую очередь при построении эмпирических корреляций определяют вязкость дегазированной нефти. Под дегазированной нефтью понимают нефть при атмосферном давлении и постоянной температуре, не содержащую растворенного газа. После того как будет установлено значение вязкости дегазированной нефти, оно корректируется с учетом давления в пластовых условиях. Как правило, вязкость дегазированной нефти измеряют в лабораторных условиях при исследовании PVT-свойств нефти.

Корреляция Била. На рис. В.11 представлена построенная Билом [20] графическая корреляция для вязкости дегазированной нефти, при известных значениях плотности сырой нефти и температуры. Математические интерполяции, соответствующие графической корреляции Била (для атмосферного давления и температуры T , выраженной в °K), дал Стэндинг [21]:

$$\mu_{od} = \left(0,32 + \frac{1,8 \cdot 10^7}{\gamma_{API}^{4,53}} \right) \left(\frac{360}{1,8T - 260} \right)^a, \quad (\text{В.36})$$

где $a = 10^{(0,43 + 8,33/\gamma_{API})}$.

Корреляция Беггза и Робинсона. Беггз и Робинсон [22] предложили другую эмпирическую корреляцию для расчета вязкости дегазированной нефти. Она получена на основе обработки результатов 460 замеров вязкости нефти и имеет вид:

$$\mu_{od} = 10^x - 1, \quad (\text{В.37})$$

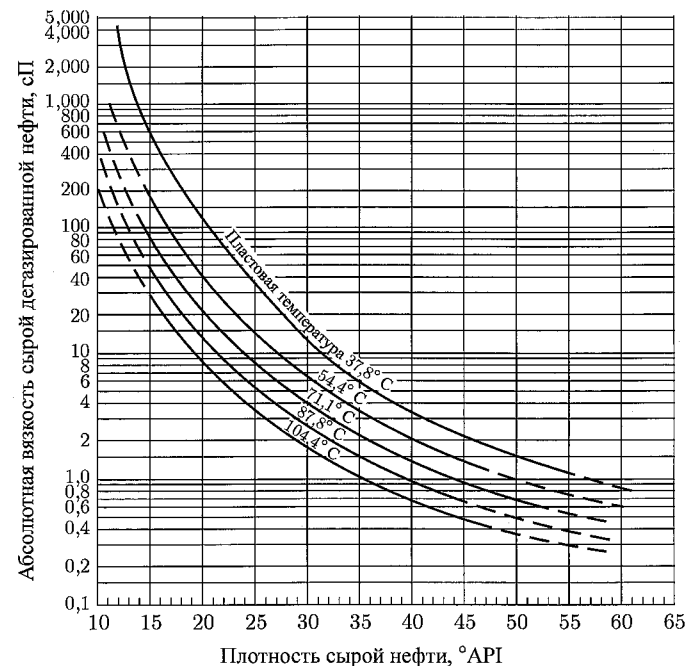


Рис. В.11. Зависимость вязкости сырой дегазированной нефти от температуры и плотности нефти при 15,6° F и атмосферном давлении (согласно Билу [20])

где

$$x = \frac{10(3,0324 - 0,02023\gamma_{API})}{(1,8T + 32)^{1,163}}$$

и T выражено в °C.

Корреляция Гласё. Корреляция Гласё [14] построена на основе промысловых данных месторождений в Северном море. Саттон и Фаршад [18] высказали мнение, что корреляция Гласё является наиболее точной среди приведенных выше корреляций для вязкости дегазированной нефти. Гласё предложил следующую формулу для вязкости:

$$\mu_{od} = (3,141 \cdot 10^{10})(1,8T + 32)^{-3,444}(\lg \gamma_{API})^a, \quad (B.38)$$

где $a = 10,313 \lg(1,8T + 32) - 36,447$; T — температура системы, °C; γ_{API} — плотность нефти, °API.

Уравнение (B.38) справедливо в интервале температур $10 \leq T \leq 149$ и плотностей $20,1 \leq \gamma_{API} \leq 48,1$ API.

Корреляция Картоатмодьо и Шмидта. Данная корреляция [16] объединяет предыдущие три корреляции:

$$\mu_{od} = (16,0 \cdot 10^8)(1,8T + 32)^{-2,8177}(\lg \gamma_{API})^{5,7526 \lg(1,8T+32) - 26,9718}. \quad (B.39)$$

В.3.5.2. Вязкость насыщенной сырой нефти

Вязкость пластовой нефти зависит от содержания в ней растворенного газа: чем больше в ней растворенного газа, тем выше давление и меньше вязкость нефти. Такой

характер зависимости сохраняется до тех пор, пока давление не достигнет уровня насыщения. Существует несколько эмпирических корреляций для определения вязкости насыщенной и недонасыщенной сырой нефти.

Корреляция Беггза и Робинсона. Данная корреляция [22] построена на основе обработки результатов 2 073 замеров вязкости насыщенной нефти в следующем диапазоне изменения определяющих параметров:

давления — от 9,09 до 362,76 бар,

температуры — от 21 до 146° C,

плотности нефти — от 0,96 до 0,75 г/см³ (от 16 до 58° API),

растворимости газа — от 3,56 до 368,43 м³ газа/м³ нефти.

Сама корреляция Беггза для вязкости имеет вид:

$$\mu_o = [10,715(5,618R_s + 100)^{-0,515}] \mu_{od}^b, \quad (B.40)$$

где

$$b = 5,44(5,618R_s + 150)^{-0,338}.$$

Корреляция Картоатмодьо и Шмидта. Данная корреляция [16] для вязкости нефти с растворенным газом имеет вид:

$$\mu_o = -0,06821 + 0,9824f + 0,0004034f^2, \quad (B.41)$$

где

$$f = (0,2001 + 0,8428 \cdot 10^{-0,004747R_s}) \mu_{od}^{0,43+0,5165y}.$$

При этом вязкость дегазированной нефти (μ_{od}) рассчитывается по уравнению (B.39) и выражению

$$y = 10^{-0,00455R_s}.$$

В.3.5.3. Вязкость недонасыщенной сырой нефти

Когда давление становится выше давления насыщения, дальнейший рост давления сопровождается сжатием жидкости и соответственно увеличением вязкости нефти. На рис. В.12 показана зависимость вязкости от давления.

Корреляция Васкеса и Беггза. Васкес и Беггз [13] предложили рассчитывать вязкость нефти при давлении выше давления насыщения, используя поправочный коэффициент к вязкости насыщенной сырой нефти при давлении насыщения:

$$\mu_o = \mu_{ob} \left(\frac{p}{p_b} \right)^m, \quad (B.42)$$

где

$$m = 62,21p^{1,187} 10^a$$

и

$$a = -(3,9 \cdot 10^{-5})(14,51p)^{-5}.$$

Данная корреляция построена на основе следующих данных:

давление меняется в интервале от 9,71 до 656,04 бар,

растворимость газа — от 16,07 до 391,39 м³ газа/м³ нефти,

вязкость — от 0,117 до 148 сП,

удельная плотность газа — от 0,511 до 1,351,

плотность нефти — от 0,96 до 0,77 г/см³ (от 15,3 до 59,5° API).

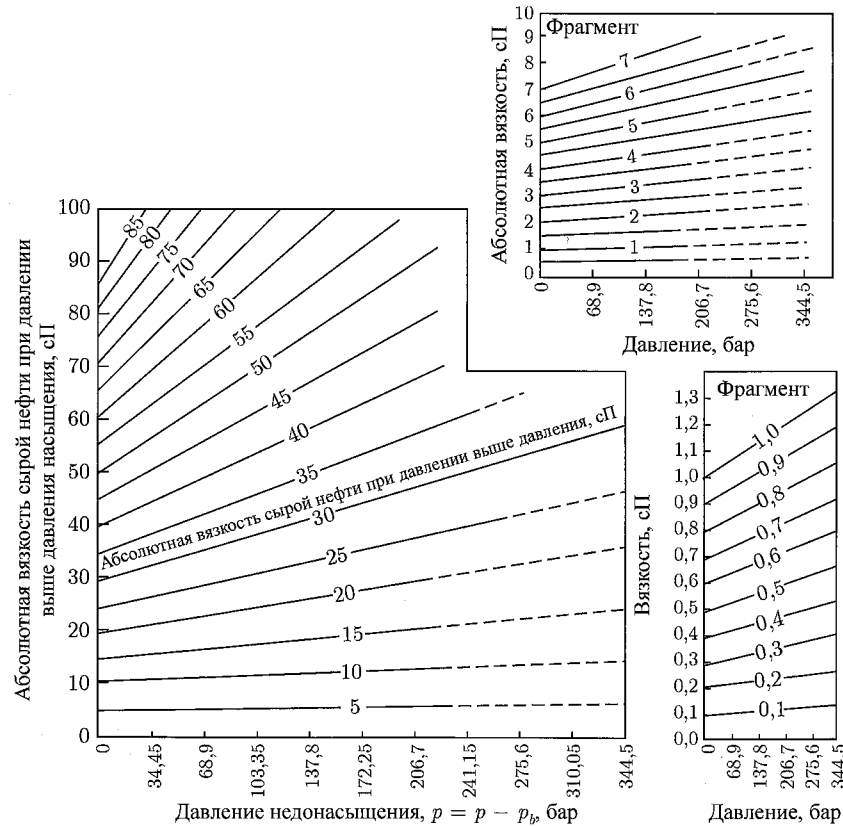


Рис. В.12. Зависимость вязкости нефти от давления [20]

Корреляция Картоатмодьо и Шмидта. Корреляция Картоатмодьо и Шмидта [16] представляет из себя формулу для расчета коэффициента вязкости насыщенной нефти, в которую включена зависимость для вязкости дегазированной нефти при давлении недонасыщения p (уравнение (В.41)):

$$\mu_o = 1,00081\mu_{ob} + 0,016353(p - p_b) \times (-0,006517\mu_{ob}^{1,8148} + 0,038\mu_{ob}^{1,590}), \quad (\text{В.43})$$

где μ_o — вязкость недонасыщенной нефти, сП.

В.3.6. Поверхностное натяжение

Поверхностное натяжение [23–26] характеризует разницу между силами межфазного молекулярного взаимодействия на границе двух фаз. Применительно к многофазному потоку в трубах значения сил поверхностного натяжения между газом и жидкостью, а также двумя жидкостями используются при определении режима потока и объемного содержания жидкости.

Бэйкер и Свердлофф [23] проводили опыты по измерению силы поверхностного натяжения (σ_{od}) в сырой неподвижной нефти при атмосферном давлении. Результаты экспериментов приведены на рис. В.13, где поверхностное натяжение нефти представлено в виде зависимости от плотности нефти в градусах API для двух различных

значений температуры. Поскольку влияние температуры на поверхностное натяжение неподвижной нефти до конца не изучено, не рекомендуется применять экстраполяцию графика за пределы известных значений.

Чтобы найти поверхностное натяжение в нефти, содержащей растворенный газ, σ_o , необходимо сделать поправку к значению σ_{od} для учета растворенного газа. На рис. В.14 представлен график зависимости поправочного коэффициента (выраженного в процентах) от давления. Повышение давления приводит к увеличению растворимости газа и, следовательно, уменьшению силы поверхностного натяжения. Таким образом, уравнение (В.44) выражает зависимость силы поверхностного натяжения от значения давления для нефти, содержащей растворенный газ.

$$\sigma_o = \sigma_{od}(x/100), \quad (\text{В.44})$$

где x — коэффициент поправки (в %), определяемый по рис. В.14.

В.4. Физические свойства воды

Довольно часто важной составляющей газонефтяной системы [29] является вода. Следовательно, в расчетах многофазного потока существенными являются физические свойства воды. Особый интерес представляют такие свойства воды, как объемный коэффициент, вязкость, поверхностное натяжение, сжимаемость, растворимость газа в воде. Также немаловажное значение имеют удельный вес и плотность воды, которые, как правило, устанавливаются при анализе воды на нефтяном месторождении.

В.4.1. Плотность воды

Плотность чистой воды в нормальных условиях составляет 1000 кг/м^3 . Пренебрегая растворенным в воде газом, плотность воды можно рассчитать по формуле:

$$\rho_w = \frac{\rho_{w(\text{н.у.})}}{B_w} = \frac{1000\gamma_{w(\text{н.у.})}}{B_w}, \quad (\text{В.45})$$

где ρ_w — плотность воды при любом давлении и температуре, кг/м^3 ; $\rho_{w(\text{н.у.})}$ — плотность воды в нормальных условиях, кг/м^3 ; B_w — объемный коэффициент нефти; $\gamma_{w(\text{н.у.})}$ — удельная плотность воды в нормальных условиях.

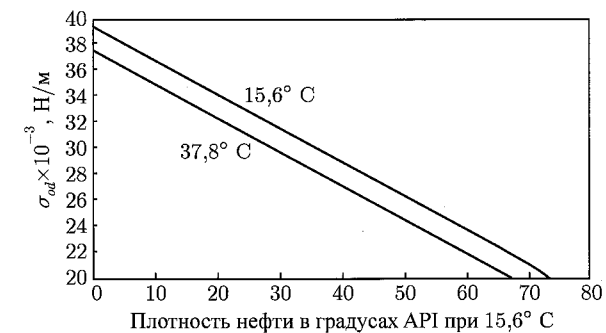


Рис. В.13. Поверхностное натяжение сырых нефтей при атмосферном давлении (согласно Бэйкеру и Свердлоффу [23])

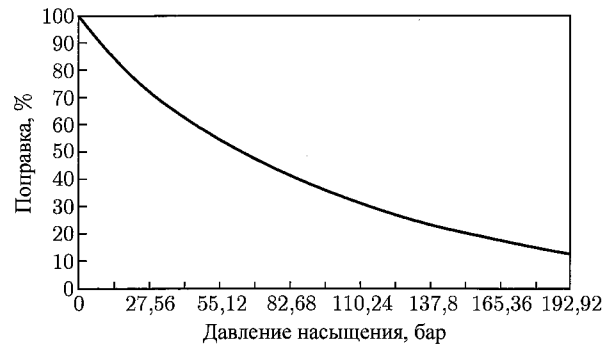


Рис. В.14. График поправочного коэффициента для поверхностного натяжения дегазированной нефти [23]

В.4.2. Растворимость газа в воде

Растворимость углеводородного газа обратно пропорциональна его молекулярной массе. То есть растворимость метана выше растворимости этана, а растворимость этана выше растворимости пропана и т. д. В работе МакКейна [27] утверждается, что растворимость каждого соединения в два-три раза выше растворимости следующего по тяжести парафинистого соединения. Среди всех составляющих природного газа метан обладает наибольшей растворимостью в воде, и это значение растворимости может быть использовано для общей оценки растворимости природного газа в воде с точностью до 5%. По рис. В.15 можно оценить растворимость метана в чистой воде [28].

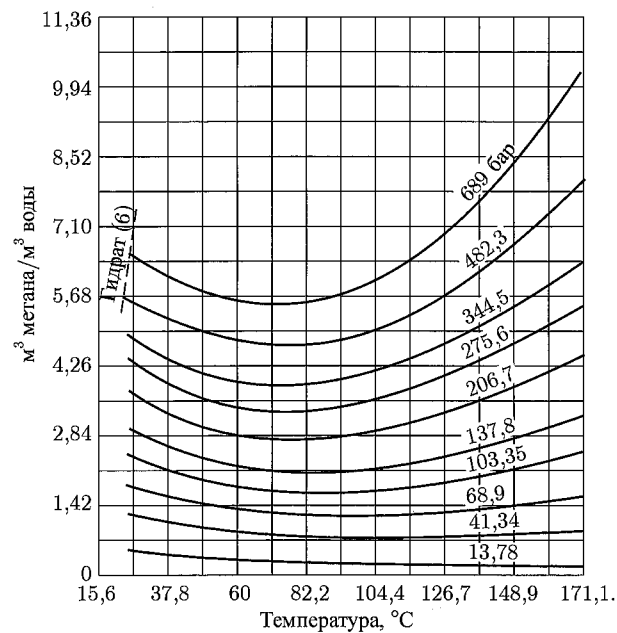


Рис. В.15. Растворимость метана в чистой воде (согласно Калберсону и МакКетта [28])

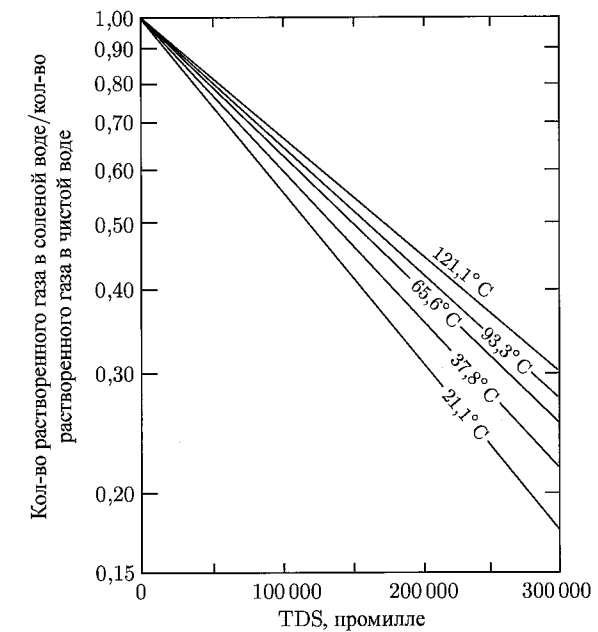


Рис. В.16. Зависимость растворимости газа от уровня минерализации воды: TDS — общее количество растворенных в воде твердых частиц (согласно Додсону и Стэндингу [31])

Чтобы учесть эффект минерализации воды, Додсон и Стэндинг [31] предложили использовать поправки (см. рис. В.16). Ахмед [19] рекомендует применять следующую корреляцию для растворимости газа в воде:

$$R_{sw} = 0,17799(A + 0,0689Bp + 0,00475Cp^2), \quad (B.46)$$

где

$$A = 2,12 + (3,45 \cdot 10^{-3})(1,8T + 32) - (3,59 \cdot 10^{-5})(1,8T + 32)^2,$$

$$B = 0,0107 - (5,26 \cdot 10^{-5})(1,8T + 32) + (1,48 \cdot 10^{-7})(1,8T + 32)^2,$$

$$C = -(8,75 \cdot 10^{-7}) + (3,9 \cdot 10^{-9})(1,8T + 32) - (1,02 \cdot 10^{-11})(1,8T + 32)^2.$$

Затем необходимо значение растворимости газа скорректировать с учетом минерализации воды:

$$(R_{sw})_b = R_{sw}C_S, \quad (B.47)$$

где T выражено в $^{\circ}C$; $(R_{sw})_b$ — растворимость газа в минерализованной воде, $м^3/норм.м^3$; R_{sw} — растворимость газа в чистой воде; C_S — коэффициент поправки на минерализацию, равный $1,0 - [0,0698 - 0,000311T]S$, где S — минерализация воды в процентном содержании $NaCl$, p — давление, бар.

В.4.3. Объемный коэффициент воды

Поскольку растворимость газа в воде мала, по сравнению с растворимостью газа в нефти, довольно часто пренебрегают наличием растворенного газа в воде и сжимаемостью самой воды. Так как тепловое расширение воды невелико, объемный коэффициент воды берут равным 1,0. В полевых условиях в воде присутствует растворенный

газ, и поэтому по мере падения давления происходит ее усадка. Гоулд [30] эмпирическим путем получил формулу для определения значения объемного коэффициента воды:

$$B_w = 1,0 + 1,2 \cdot 10^{-4} T_x + 1,0 \cdot 10^{-6} T_x^2 - 4,83 \cdot 10^{-5} p, \quad (\text{В.48})$$

здесь B_w — объемный коэффициент нефти, м³/норм. м³; T — температура системы, °С; $T_x = 1,8T - 28$; p — давление системы, бар.

Если давление превышает давление насыщения, значение объемного коэффициента воды меняется вследствие эффекта сжимаемости.

$$B_w = B_{wb} \exp[-c_w(p - p_b)], \quad (\text{В.49})$$

где B_w — объемный коэффициент воды при давлении выше давления насыщения p_b ; B_{wb} — объемный коэффициент воды при давлении насыщения; c_w — сжимаемость воды, бар⁻¹; p — давление системы ($p > p_b$), бар.

Если в воде растворен природный газ, сжимаемость воды можно определить по графикам на рис. В.17 [31], где отдельно показана зависимость сжимаемости воды c_w от температуры для чистой воды, при этом второй график иллюстрирует зависимость поправочного коэффициента для значения c_w , который учитывает эффект сжимаемости растворенного газа.

Михан [32] получил эмпирические корреляции для коэффициента изотермической сжимаемости. Для случая, когда в воде не содержится растворенный газ, корреляция выглядит следующим образом:

$$(c_w)_f = 14,51 \cdot 10^{-6} (A + B(1,8T + 32) + C(1,8T + 32)^2), \quad (\text{В.50})$$

где $(c_w)_f$ — коэффициент изотермической сжимаемости ненасыщенной газом воды, бар⁻¹; p — давление, бар; T — температура, °С,

$$A = 3,8546 - 0,001944p;$$

$$B = -0,01052 + (6,92 \cdot 10^{-7})p;$$

$$C = (3,9267 \cdot 10^{-5}) - (1,28 \cdot 10^{-8})p.$$

Корреляционная формула для изотермической сжимаемости насыщенной газом воды имеет вид:

$$(c_w)_g = (c_w)_f (1,0 + 5 \cdot 10^{-2} R_{sw}), \quad (\text{В.51a})$$

где $(c_w)_g$ — коэффициент изотермической сжимаемости насыщенной газом воды, бар⁻¹; R_{sw} — растворимость газа в воде, м³ газа/м³ воды.

Можно сделать поправку на минерализацию воды, для этого необходимо воспользоваться уравнением:

$$c_w = (c_w)_g C_S, \quad (\text{В.51b})$$

где c_w — коэффициент изотермической сжимаемости соляного раствора, бар⁻¹; C_S — поправка на минерализацию воды.

Нумбер и др. [33] предложили использовать следующее математическое выражение для уточнения поправки на минерализацию:

$$C_S = 1,0 + (-0,052 + 2,7 \cdot 10^{-4}(1,8T + 32) - 1,14 \cdot 10^{-6}(1,8T + 32)^2 + 1,121 \cdot 10^{-9}(1,8T + 32)^3) S^{0,7}, \quad (\text{В.52})$$

где S — соленость воды, измеряемая в весовом процентном содержании NaCl, T — температура, °С.

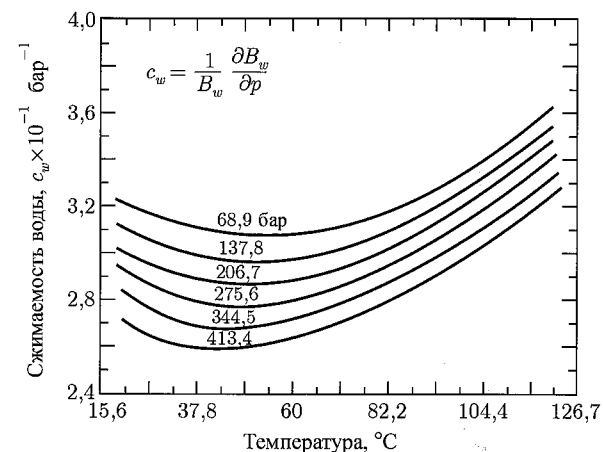


Рис. В.17. Сжимаемость чистой воды с учетом растворенного в ней газа (согласно Додсону и Стэндингу [31])

В.4.4. Вязкость воды

О характере изменения вязкости воды в условиях нефтяных месторождений собрано очень мало информации. Вязкость воды увеличивается по мере роста давления и объема растворенных в ней солей и уменьшается с увеличением растворимости газа. Ван Винген [34] предоставил отчет о влиянии температуры на вязкость воды. Полученная эмпирическая зависимость вязкости от температуры (в °С) выражается уравнением:

$$\mu_w = \exp(1,003 - 1,479 \cdot 10^{-2}(1,8T + 32) + 1,982 \cdot 10^{-5}(1,8T + 32)^2). \quad (\text{В.53})$$

Чтобы рассчитать вязкость соляного раствора с большим содержанием растворенных частиц соли, можно воспользоваться диаграммой Фрика [35], изображенной на рис. В.18.

На рис. В.19 показана зависимость кинематической вязкости ν воды от температуры в условиях насыщения. Для расчета вязкости воды в зависимости от температуры и содержания соли Мэттьюз и Рассел [1] предложили использовать диаграмму, представленную на рис. В.20. Данная диаграмма также позволяет сделать поправку на давление.

Следует заметить, что присутствие в скважине воды часто приводит к образованию водонефтяных эмульсий. В этом случае нельзя применять расчет вязкости смеси на основе объемного коэффициента.

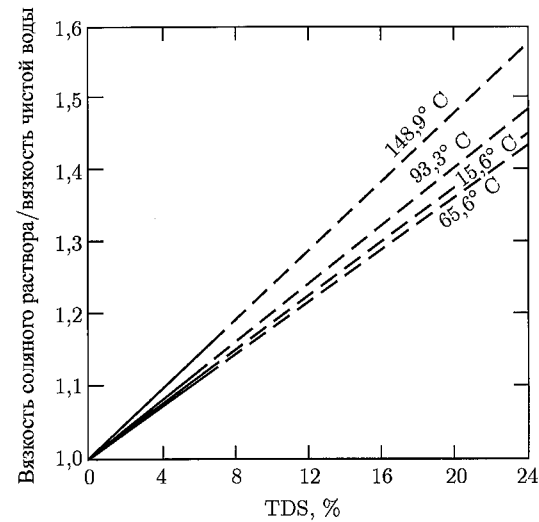


Рис. В.18. Зависимость отношения вязкости солевого раствора к вязкости чистой воды от значения солености (согласно Фрику [35])

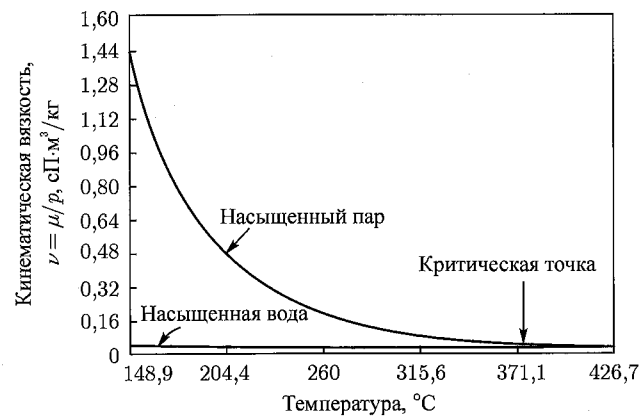


Рис. В.19. Зависимость кинематической вязкости пара и воды от температуры (согласно Пратсу [5])

Ранее в главе 3 отмечалось, что вязкость водонефтяной эмульсии может во много раз превышать вязкость каждой из фаз. Поэтому в этом случае необходимо использовать значение вязкости, выверенное экспериментальным путем.

В.4.5. Поверхностное натяжение воды

Хокатт [36] и Хок и др. [37] проводили исследования сил поверхностного натяжения в газовой системе. Впоследствии Кац и др. [26] объединили результаты исследований [36, 37] в единой диаграмме (рис. В.21).

Отметим, что можно поставить под сомнение применимость экспериментального метода Хокатта и Хока (и соответственно обобщения Каца) для определения силы по-

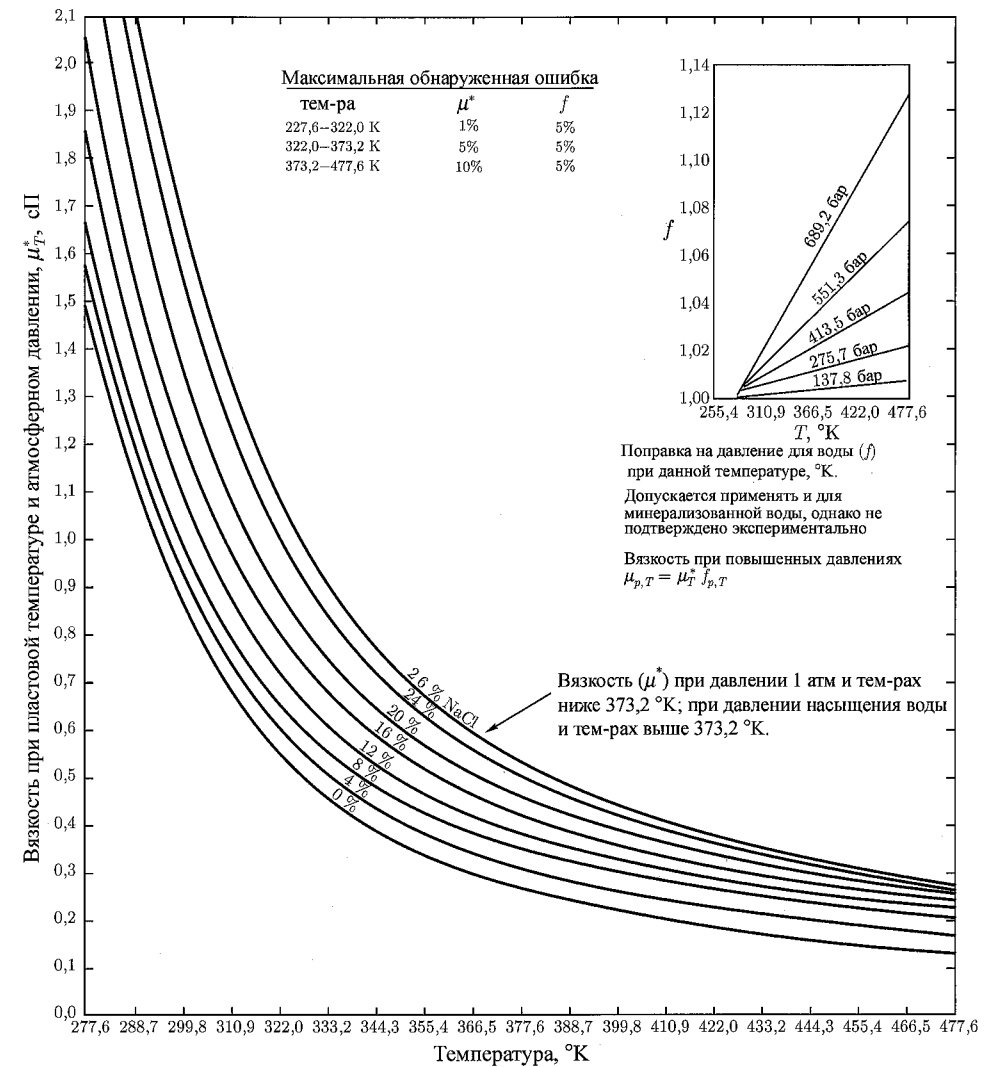


Рис. В.20. Вязкость воды при различных значениях солености и температуры (согласно Мэтьюзу и Расселу [1])

верхностного натяжения воды как функции, зависящей от солености воды и состава газа. Тем не менее можно линейно интерполировать графики Хока и др. между значениями 74° F и 280° F и получить приемлемое значение силы поверхностного натяжения воды.

В.5. Физические свойства газа

Под газом понимают однородный флюид низкой плотности и вязкости, не обладающий фиксированным объемом. Газ занимает весь объем сосуда, в который он помещен, независимо от его формы и размеров. Согласно кинетической теории газов, газ состоит

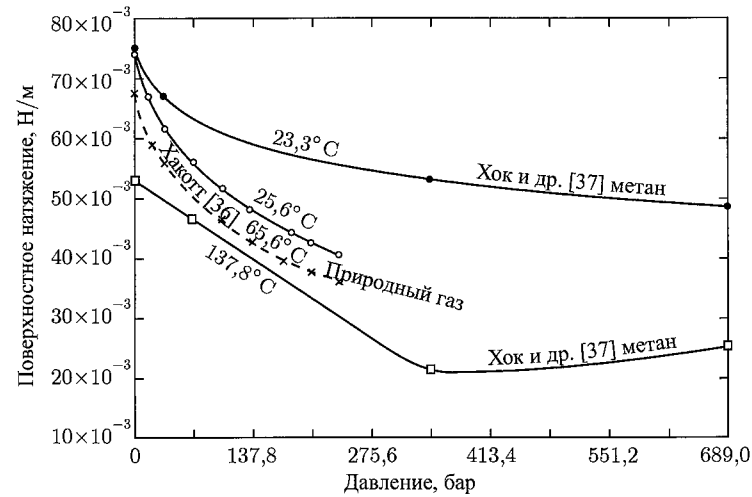


Рис. В.21. Влияние давления и температуры на силу поверхностного натяжения воды (согласно Кацу и др. [26])

из большого количества молекул, объем которых незначителен по сравнению с объемом сосуда. Предполагается, что между молекулами не действуют силы притяжения или отталкивания, поэтому они беспорядочно сталкиваются¹. Подобные межмолекулярные столкновения являются абсолютно эластичными. Уравнение состояния газа выражается через соотношение давления, объема и температуры газа фиксированной массы. Математически оно записывается для n молей газа следующим образом:

$$pV = nRT. \quad (\text{В.54})$$

Данное уравнение называют законом идеального газа, здесь p — это абсолютное давление, Па; V — объем газа (сосуда с газом), м³; T — абсолютная температура, °К; n — количество молей газа и R — универсальная газовая постоянная.

В составе природных газов несколько составляющих. Подобные многокомпонентные газы называют реальными газами, для них уже не действуют стандартные допущения, по которым можно пренебречь силой внутримолекулярного взаимодействия и объемом одной молекулы в сравнении с объемом сосуда. Опираясь на результаты эмпирических исследований, уравнение состояния для реальных газов было модифицировано — в него ввели коэффициент отклонения газа от идеального, т. е. коэффициент сжимаемости Z .

$$pV = ZnRT, \quad (\text{В.55})$$

где значение коэффициента сжимаемости Z определяют эмпирическим путем. Данное уравнение состояния называют законом реального газа².

¹Согласно, например, молекулярной теории газов и жидкостей (Гиршфельдер Дж., Кертисс Ч., Берд Р.) газ — агрегатное состояние вещества, в котором составляющие его атомы и молекулы почти свободно и хаотически движутся в промежутках между столкновениями. Время столкновения молекул много меньше времени их пробега. В отличие от жидкостей газ не обладает свободной поверхностью. — Прим. ред.

²Уравнения типа В.54, В.55 называют уравнениями состояния соответственно идеального и реального газа. — Прим. ред.

В.5.1. Плотность газа

Под плотностью газа понимают массу газа на единицу объема. Из закона реального газа следует:

$$\rho_g = \frac{m}{V} = \frac{pM_g}{ZRT}, \quad (\text{В.56})$$

где m — масса газа, V — объем газа, M_g — молекулярный вес газа. Удельная плотность газа, γ_g , равна отношению плотности газа к плотности воздуха при нормальных условиях ρ_a :

$$\gamma_g = \left(\frac{\rho_g}{\rho_a} \right)_{\text{н.у.}} = \frac{M_g}{M_a}. \quad (\text{В.57})$$

Здесь M_a — молекулярный вес воздуха, равный 28,96, а его удельная плотность равна 1. Таким образом, удельная плотность газа определяется следующим образом:

$$\gamma_g = \frac{M_g}{28,96}. \quad (\text{В.58})$$

Плотность газа (кг/м³), можно легко найти, если удельную плотность газа пересчитать с учетом уравнения состояния реального газа:

$$\rho_g = 3,5 \cdot 10^{-3} \gamma_g \frac{p}{ZT}, \quad (\text{В.59})$$

где γ_g — удельная плотность свободного газа (для воздуха она равна 1); p — давление газа, Па; T — абсолютная температура газа, °К; Z — коэффициент отклонения реального газа от идеального; $R = 8,31$ Па·м³/(моль·К).

Удельная плотность свободного газа определяется термобарическими условиями (меняется при изменении давления и температуры флюида), поскольку зависит от состава и количества газа, участвующего в массообмене между жидкостью и фазой свободного газа. Таким образом, удельную плотность γ_g в уравнении (В.59) необходимо заменить на γ_{gf} , значение которой определяется по уравнению (В.35).

В.5.2. Коэффициент отклонения реального газа от идеального

При расчетах плотности и объемного коэффициента газа важным параметром является коэффициент отклонения реального газа от идеального. Чтобы найти его значение, Стэндинг и Кац [11] применяли закон соответствующих состояний. Согласно этому закону, при постоянных приведенных давлении и температуре все газы характеризуются одинаковым коэффициентом отклонения от идеального газа. С помощью уравнений (В.1)–(В.4) можно найти значения критического и приведенного давлений, а также критической и приведенной температуры.

Браун и др. [10] вывели соотношение между псевдокритическим давлением и температурой и удельной плотностью газа (см. рис. В.3). Если удельная плотность природного газа превышает значение 0,75, необходимо сделать поправку для газов с большим молекулярным весом [19]. Стюарт и др. [38] предложили свой способ корректировки значений псевдокритического давления и температуры для природных газов с большим молекулярным весом. Заметим, что приставка «псевдо» используется для описания свойства таких газовых смесей, как углеводородные или природные газы. Стэндинг [21] получил ряд эмпирических корреляций для псевдокритических давления и температуры, аппроксимирующих кривые на рис. В.3.

Случай 1. Системы с природным газом:

$$T_{pc} = (168 + 325\gamma_g - 12,5\gamma_g^2)/1,8 \quad (\text{B.60})$$

и

$$p_{pc} = 0,0689(677 + 15,0\gamma_g - 37,5\gamma_g^2). \quad (\text{B.61})$$

Случай 2. Системы с газоконденсатом:

$$T_{pc} = (187 + 330\gamma_g - 71,5\gamma_g^2)/1,8 \quad (\text{B.62})$$

и

$$p_{pc} = 0,0689(706 + 15,7\gamma_g - 11,1\gamma_g^2), \quad (\text{B.63})$$

где T_{pc} — псевдокритическая температура, °K; p_{pc} — псевдокритическое давление, бар; γ_g — удельная плотность газовой смеси (для воздуха она равна 1).

После того как будут рассчитаны значения псевдокритической температуры и давления, по уравнениям (B.3) и (B.4) можно определить значения приведенной температуры и давления, после чего по рис. В.22 находится коэффициент отклонения газа от идеального.

Существует несколько эмпирических корреляций, эквивалентных номограмме Стэндинга и Каца [11] для коэффициента Z (рис. В.22). Они очень удобны для применения в компьютерных программах. Одной из них является корреляция Дранчака и Абу-Кассема [39].

$$Z = \left(A_1 + \frac{A_2}{T_{pr}} + \frac{A_3}{T_{pr}^3} + \frac{A_4}{T_{pr}^4} + \frac{A_5}{T_{pr}^5} \right) \rho_r + \left(A_6 + \frac{A_7}{T_{pr}} + \frac{A_8}{T_{pr}^2} \right) \rho_r^2 - A_9 \left(\frac{A_7}{T_{pr}} + \frac{A_8}{T_{pr}^2} \right) \rho_r^5 + A_{10} (1 + A_{11} \rho_r^2) \frac{\rho_r^2}{T_{pr}^3} \exp(-A_{11} \rho_r^2) + 1,0, \quad (\text{B.64})$$

где ρ_r — приведенная плотность газа, равная:

$$\rho_r = \frac{0,27 p_{pr}}{Z T_{pr}}. \quad (\text{B.65})$$

Значения 11 констант, с A_1 по A_{11} , были получены на основе нелинейной регрессии по 1 500 точкам на диаграмме Стэндинга и Каца [11].

$$\begin{aligned} A_1 &= 0,3265, \\ A_2 &= -1,0700, \\ A_3 &= -0,5339, \\ A_4 &= 0,01569, \\ A_5 &= -0,05165, \\ A_6 &= 0,5475, \\ A_7 &= -0,7361, \\ A_8 &= 0,1844, \\ A_9 &= 0,1056, \\ A_{10} &= 0,6134, \\ A_{11} &= 0,7210. \end{aligned}$$

Значение Z по уравнению (B.64) определяется итерационно, например, применением метода Ньютона–Рафсона. Корреляция (B.64) соответствует диаграмме Стэндинга и Каца В.22 для коэффициента Z со средней абсолютной погрешностью 0,585%

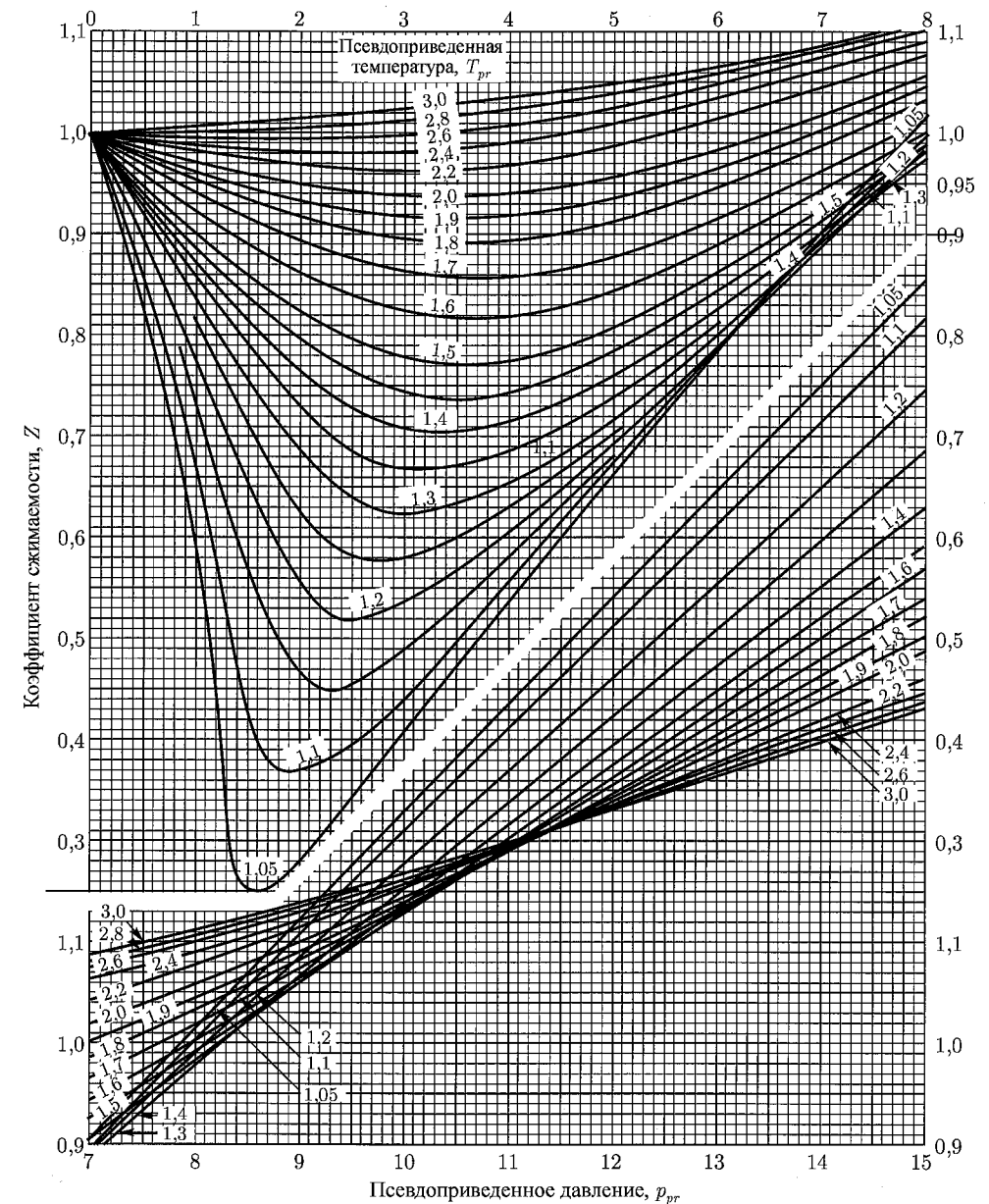


Рис. В.22. Коэффициент отклонения реального газа от идеального в зависимости от псевдоприведенных давления и температуры [11]

и применима в тех случаях, когда $0,2 \leq p_{pr} < 30$ и $1,0 \leq T_{pr} \leq 3,0$. Несмотря на то что диаграмма Стэндинга и Каца определена для значений $p_{pr} \leq 15$, кривые В.22 можно экстраполировать и за пределы данного приведенного давления, поскольку при постоянной температуре и давлении $p_{pr} > 15$ значение Z оказывается линейно зависимым от p_{pr} .

В.5.3. Поправка для углеводородных газов

Стэндинг и Кац разработали свою корреляцию для коэффициента Z для углеводородных газов с молекулярным весом меньшим 40. Природные газы, как правило, содержат и углеводородные соединения, например такие как углекислый газ, азот или сероводород. Если содержание углеводородного компонента в смеси газов ниже 5%, его влиянием на коэффициент Z можно пренебречь. При больших концентрациях углеводородных газов расчет коэффициента сжимаемости может оказаться неточным, поэтому необходима поправка. Чтобы сделать такую поправку на содержание в природном газе сероводорода и углекислого газа, Уичерт и Азиз [40] предложили применять корректировку значений псевдокритических свойств (на основе которых по диаграмме Стэндинга и Каца и определяется значение коэффициента сжимаемости):

$$T'_{pc} = T_{pc} - \varepsilon/1,8 \quad (\text{В.66})$$

и

$$p'_{pc} = \frac{1,8p_{pc}T'_{pc}}{1,8T_{pc} + y_{H_2S}(1 - y_{H_2S})\varepsilon}, \quad (\text{В.67})$$

где T_{pc} — псевдокритическая температура, °K; p_{pc} — псевдокритическое давление, бар; T'_{pc} — скорректированная псевдокритическая температура, °K; p'_{pc} — скорректированное псевдокритическое давление, бар; y_{H_2S} — молярная доля сероводорода в смеси газов; ε — поправочный коэффициент для псевдокритической температуры:

$$\varepsilon = 120(A^{0,9} - A^{1,6}) + 15(y_{H_2S}^{0,5} - y_{H_2S}^{4,0}), \quad (\text{В.68a})$$

где коэффициент A равен сумме молярных долей сероводорода и углекислого газа в смеси, т. е.

$$A = y_{H_2S} + y_{CO_2}. \quad (\text{В.68b})$$

В.5.4. Объемный коэффициент газа

Значение объемного коэффициента газа можно найти из закона реального газа:

$$B_g = 3,511 \cdot 10^{-3} \frac{ZT}{p}, \quad (\text{В.69})$$

где B_g — объемный коэффициент газа, м³/м³; p — давление, бар; T — абсолютная температура, °K.

В.5.5. Вязкость газа

Вязкость флюида равна отношению силы касательного напряжения к скорости касательного напряжения¹. Единицей вязкости в традиционной системе единиц, принятой в международной практике нефтегазодобычи, является сантипуаз (сП), а 1 пуаз = 1 Н · с/м².

Широкое распространение получил метод расчета вязкости природного газа, разработанный Карром и др. [41]. Для вычисления необходимо знать газовый состав смеси

¹Речь идет о скорости деформации. — Прим. ред.

и вязкость каждого компонента при атмосферном давлении и пластовой температуре. Вязкость газовой смеси при атмосферном давлении равна:

$$\mu_{ga} = \frac{\sum_{j=1}^n y_j \mu_j \sqrt{M_j}}{\sum_{j=1}^n y_j \sqrt{M_j}}, \quad (\text{В.70})$$

где μ_{ga} — вязкость газовой смеси при атмосферном давлении и заданной температуре, сП; n — число компонентов в смеси; y_j — молярная доля j -го компонента; μ_j — вязкость j -го компонента при атмосферном давлении и заданной температуре; M_j — молекулярный вес j -го компонента, определяемый по таблице В.1.

Если газовый состав смеси не известен, вязкость газа при атмосферном давлении и пластовой температуре можно оценить по диаграмме на рис. В.23 исходя из данных по молекулярному весу или плотности газа, которую можно подсчитать по формуле:

$$M_g = 28,97\gamma_g. \quad (\text{В.71})$$

Чтобы найти вязкость газа при пластовом давлении, необходимо рассчитать отношение вязкостей μ_g/μ_{ga} для соответствующих температуры и давления, например, по рис. В.24. Затем найти значение m_{ga} по уравнению (В.70) или рис. В.23. Значения псевдоприведенных давления и температуры, необходимых для работы с рис. В.24, находят по уравнениям (В.3), (В.4) или рис. В.3.

Если в состав природного газа входит азот, углекислый газ и сероводород, значение вязкости газа при атмосферном давлении и заданной температуре необходимо скорректировать с помощью поправок (см. раздел В.5.3) и рис. В.23.

Существует полуэмпирическое уравнение для расчета вязкости газа, полученное Лии и др. [42] (данное уравнение нельзя применять для высокосернистых газов):

$$\mu_g = 10^{-4} K \exp \left[X \left(\frac{\rho_g}{1000} \right)^Y \right], \quad (\text{В.72})$$

где ρ_g — плотность газа при пластовом давлении и пластовой температуре, кг/м³; T — пластовая температура, °K; M_g — молекулярный вес газовой смеси, при этом коэффициенты уравнения вычисляются по формулам:

$$K = (9,4 + 0,02M_g)(1,8T)^{1,5}/(209 + 19M_g + 1,8T);$$

$$X = 3,5 + (547,8/T) + 0,01M_g; \quad Y = 2,4 - 0,2X.$$

В.5.6. Сжимаемость газа

Изотермическая сжимаемость газа равна относительному изменению объема газа при изменении давления на одну единицу [13]. Математически это можно выразить следующим образом:

$$c_g = -\frac{1}{V} \left(\frac{\partial V}{\partial p} \right)_T. \quad (\text{В.73})$$

С учетом уравнения состояния реального газа для объема (V) после дифференцирования получим:

$$c_g = \frac{1}{p} - \frac{1}{Z} \left(\frac{dZ}{dp} \right)_T, \quad (\text{В.74})$$

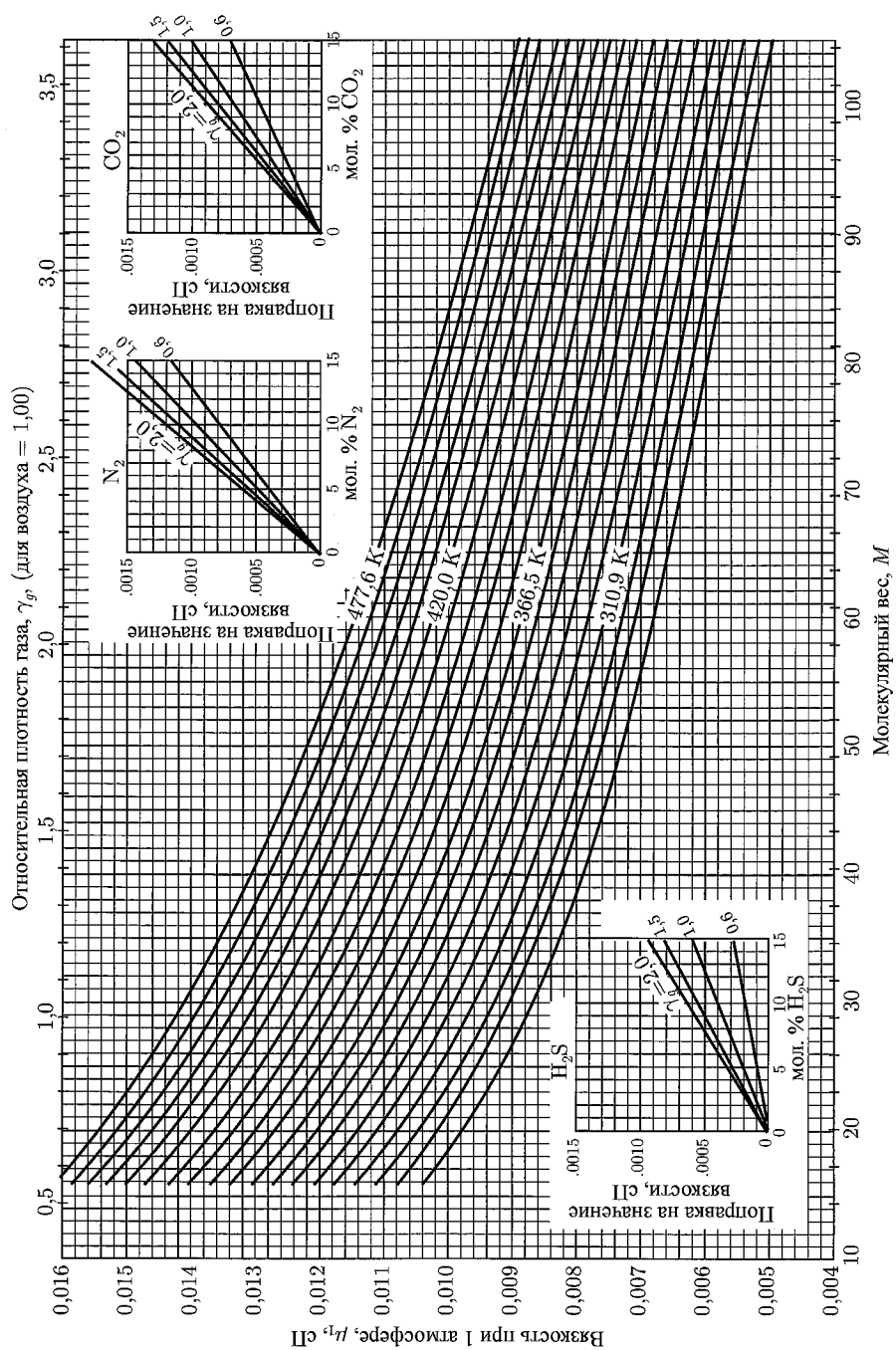


Рис. В.23. Вязкость природного газа при атмосферном давлении (согласно Карру и др. [41])

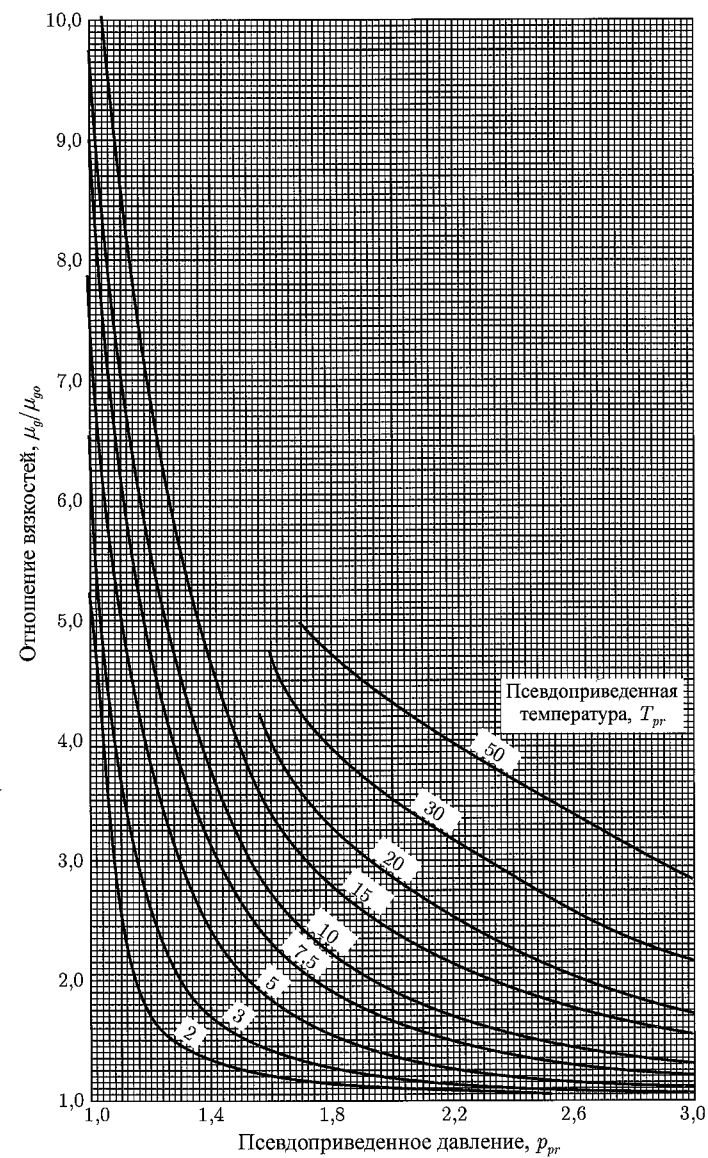


Рис. В.24. Влияние температуры и давления на вязкость газа [41]

где Z — коэффициент отклонения газа при абсолютном давлении p (Па) и абсолютной температуре T (°К). Для идеального газа $Z = 1$ и

$$c_g = \frac{1}{p}. \tag{B.75}$$

Трюб [44] предложил корреляции для расчета сжимаемости газа. Изотермическую сжимаемость газа c_g он выразил через отношение псевдоприведенной сжимаемости, c_{pr}

к псевдокритическому давлению p_{pc} :

$$c_g = \frac{c_{pr}}{p_{pc}} \quad (\text{В.76})$$

Корреляции Труба для расчета псевдоприведенной сжимаемости, в зависимости от псевдоприведенных давления и температуры, представлены на рис. В.25 и В.26 (отметим, что на разных рисунках значение псевдоприведенной сжимаемости определено на двух разных интервалах значений сжимаемости).

Пример В.1. Расчет параметров массообмена и физических свойств флюида в рамках модели нелетучей нефти. По стволу скважины течет смесь сырой нефти и природного газа. Используя модель нелетучей нефти, необходимо рассчитать параметры массообмена и физические свойства газа и нефти в той точке скважины, где давление равно 117,13 бар, а температура составляет 82,2° С. Считаем известными следующие константы флюида: $\gamma_g = 0,75$ при $p_{ser} = 1,013$ бар и $T_{ser} = 15,6^\circ \text{C}$; $\gamma_{API} = 33^\circ$; $R_p = 178 \text{ м}^3 \text{ газа/м}^3 \text{ нефти}$.

Решение.

Отношение растворенного газа к нефти (по методу Васкеса и Беггза).

По уравнению (В.9) вычисляем

$$\begin{aligned} \gamma_{g100} &= \gamma_g \left\{ 1,0 + 5,912 \cdot 10^{-5} (33)(1,8 \cdot 15,6 + 32) \lg \left[\frac{1,013}{7,9} \right] \right\} = \\ &= (0,75)(0,896) = 0,672. \end{aligned}$$

По уравнению (В.8) для $\gamma_{API} > 30^\circ$ имеем

$$\begin{aligned} R_s &= (0,178)(0,0178)(0,672)(14,51)^{1,187} (117,13)^{1,187} \times \\ &\quad \times \exp \left[(23,931) \left(\frac{33}{1,8 \cdot 82,2 + 492} \right) \right] = 50 (\text{м}^3/\text{м}^3). \end{aligned}$$

Объемный коэффициент нефти (по методу Васкеса и Беггза).

По уравнению (В.18) получим

$$\begin{aligned} B_o &= 1,0 + 5,618 \cdot 4,670 \cdot 10^{-4} (50) + \\ &\quad + (1,8 \cdot 82,2 - 28) \left(\frac{33}{0,672} \right) [1,1 \cdot 10^{-5} + 5,618 \cdot 1,337 \cdot 10^{-9} (50)] = \\ &= 1,0 + 0,131 + 0,067 = 1,197 (\text{м}^3/\text{норм. м}^3). \end{aligned}$$

Удельная плотность растворенного газа (по методу Каца).

По рис. В.10 находим, что $\gamma_{gd} = 0,88$.

Удельная плотность свободного газа.

Используя уравнение (В.35),

$$\gamma_{gf} = \frac{(178)(0,75) - (50)(0,88)}{178 - 50} = 0,70.$$

Плотность нефти.

$$\text{По уравнению (В.5)} \quad \gamma_o = \frac{141,5}{131,5 + 33} = 0,86.$$

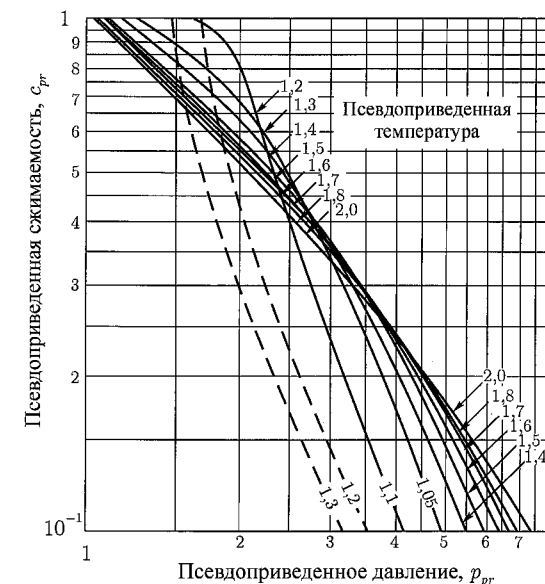


Рис. В.25. Корреляция для псевдоприведенной сжимаемости природных газов (согласно Трубу [44])

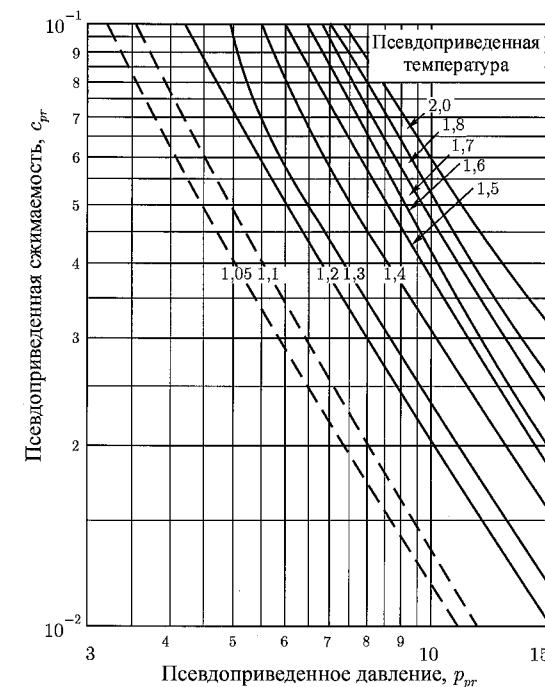


Рис. В.26. Корреляция для псевдоприведенной сжимаемости природных газов (согласно Трубу [44])

В соответствии с уравнением (В.30)

$$\rho_o = 16,02 \frac{(62,4)(0,86) + (0,0764)(50)(0,88)}{1,197} = 16,02 \frac{53,66 + 3,36}{1,197} = 763,12 \text{ (кг/м}^3\text{)}.$$

Псевдокритические давление и температура (по методу Стэндинга).

В соответствии с уравнением (В.61)

$$p_{pc} = 0,0689(677 + (15)(0,7) - (37,5)(0,7)^2) = 46,09 \text{ (бар)}.$$

По уравнению (В.60)

$$T_{pc} = (168 + (325)(0,7) - (12,5)(0,7)^2)/1,8 = 216,1 \text{ (}^\circ\text{K)}.$$

Коэффициент сжимаемости газа (по методу Стэндинга и Каца).

$$\text{По уравнению (В.3)} \quad T_{pr} = \frac{82,2 + 273,2}{216,1} = 1,65.$$

$$\text{Из (В.4)} \quad p_{pr} = \frac{117,13}{46,09} = 2,54.$$

По рис. В.22 находим, что $Z = 0,853$.

Объемный коэффициент газа.

Используя формулу (В.69),

$$B_g = 3,511 \cdot 10^{-3} \frac{ZT}{p} = (3,511 \cdot 10^{-3}) \frac{(0,853)(82,2 + 273,2)}{117,13} = 0,0091 \text{ (м}^3\text{/норм. м}^3\text{)}.$$

Плотность газа.

По уравнению (В.59) определяем плотность газа:

$$\rho_g = \frac{(3,5 \cdot 10^{-3})(0,7)(117,13 \cdot 10^5)}{(0,853)(82,2 + 273,2)} = 94,66 \text{ (кг/м}^3\text{)}.$$

Вязкость нефти (по методу Беггза и Робинсона).

$$x = \frac{10^{[3,0324 - (0,02023)(33)]}}{(1,8 \cdot 82,2 + 32)^{1,163}} = 0,552$$

и

$$b = 5,44(5,618 \cdot 50 + 150)^{-0,338} = 0,7.$$

Тогда по уравнению (В.37) $\mu_{od} = 10^{0,552} - 1 = 2,56 \text{ (сП)}$.

А исходя из (В.40) имеем:

$$\mu_o = [10,715(5,618 \cdot 50 + 100)^{-0,515}] (2,56)^{0,7} = 0,97 \text{ (сП)}.$$

Вязкость газа (по методу Ли и др.).

По уравнению (В.71)

$$M_g = (28,97)(0,7) = 20,28 \text{ (г/моль)}.$$

$$K = \frac{[9,4 + (0,02)(20,28)](1,8 \cdot 355,4)^{1,5}}{209 + (19)(20,28) + 1,8 \cdot 355,4} = 128,7,$$

$$X = 3,5 + \frac{547,8}{355,4} + (0,01)(20,28) = 5,243,$$

и

$$Y = 2,4 - (0,2)(5,243) = 1,351.$$

Тогда по уравнению (В.72)

$$\mu_g = (10)^{-4} (128,7) \exp \left[(5,243) \left(\frac{94,66}{1000} \right)^{1,351} \right] = 0,016 \text{ (сП)}.$$

Поверхностное натяжение (по методу Бэйкера и Свердлоффа).

По рис. В.13 находим, что $\sigma_{od} = 29 \cdot 10^{-3} \text{ Н/м}$.

Из рис. В.14 определяем, что поправку необходимо взять 29 %.

Тогда в соответствии с (В.44) $\sigma_o = (29 \cdot 10^{-3}) \left(\frac{29}{100} \right) = 8,41 \cdot 10^{-3} \text{ (Н/м)}$.

В.6. Составные свойства флюидов

Из отдельных фазовых свойств можно комбинировать составные свойства.

В.6.1. Общий объемный коэффициент

При давлении ниже давления насыщения при учете сжимаемости флюида удобнее пользоваться понятием общего объемного коэффициента, не зависящего от количества присутствующих в смеси фаз. Общий объемный коэффициент определяется следующим образом:

$$B_{\text{общ.}} = B_o + (R_{sb} - R_s) B_g, \quad (\text{В.77})$$

где B_o — объемный коэффициент нефти, м³/норм. м³; R_{sb} — растворимость газа при давлении насыщения, м³/норм. м³; R_s — растворимость газа в условиях пласта, м³/норм. м³; B_g — объемный коэффициент газа, м³/м³.

Гласё [14] предложил эмпирическую корреляцию для расчета общего объемного коэффициента, называемого также двухфазным объемным коэффициентом:

$$\lg B_{\text{общ.}} = 0,080135 + 0,47257 \lg B_t^* + 0,17351 (\lg B_t^*)^2, \quad (\text{В.78a})$$

где B_t^* — коррелирующее число, равно:

$$B_t^* = 5,618 R_s \frac{(1,8T + 32)^{0,5}}{\gamma_g^{0,3}} \gamma_o^c (14,51p)^{-1,1089}, \quad (\text{В.78b})$$

где $C = 2,9 \cdot 10^{-0,00152 R_s}$; T — температура, °С; p — давление системы, бар; γ — удельная плотность соответствующей фазы.

Корреляция Аль-Маруна. Данная корреляция [15] предназначена для расчета общего объемного коэффициента и имеет вид:

$$B_{\text{общ.}} = 0,314693 + 0,106253 \cdot 10^{-4} F + 0,18883 \cdot 10^{-10} F^2, \quad (\text{В.79})$$

где $F = (5,618R_s)^a \gamma_g^b \gamma_o^c (1,8T + 32)^d (14,51p)^e$, $a = 0,644516$, $b = -1,079340$, $c = 0,724874$, $d = 2,00621$, $e = -0,761910$.

В.6.2. Общая сжимаемость

Сжимаемость (c) равна относительному изменению объема при изменении давления на единицу и постоянной температуре:

$$c = \frac{1}{V} \left(\frac{\partial V}{\partial p} \right)_T. \quad (\text{В.80})$$

Единицей измерения сжимаемости является величина, обратная единице давления (дюйм²/фунт).

В данном приложении уже были рассмотрены некоторые методы расчета сжимаемости отдельных флюидов. При любых расчетах движения флюидов в пористой среде необходимо знать значение общей изотермической сжимаемости (c_t). Общую сжимаемость системы, состоящей из флюидов и горных пород, можно задать следующим образом:

$$c_t = S_o c_o + S_w c_w + S_g c_g + c_f, \quad (\text{В.81})$$

где c_t — общая сжимаемость системы, бар⁻¹; S_o — средняя нефтенасыщенность; c_o — коэффициент изотермической сжимаемости нефтяной фазы, бар⁻¹; S_w — водонасыщенность; c_w — коэффициент изотермической сжимаемости водной фазы, бар⁻¹; S_g — газонасыщенность; c_g — коэффициент изотермической сжимаемости газовой фазы, бар⁻¹; c_f — сжимаемость залежи, бар⁻¹; и $S_o + S_w + S_g = 1$.

Согласно определению, коэффициент изотермической сжимаемости i -ой фазы равен:

$$c_i = \frac{-1}{B_i} \left(\frac{\partial B_i}{\partial p} \right)_T, \quad (\text{В.82})$$

где B_i — объемный коэффициент i -ой фазы.

Используя определения (В.82) для каждой из фаз, уравнение преобразуется к виду (В.81):

$$c_t = S_o \left(\frac{-1}{B_o} \frac{\partial B_o}{\partial p} \right)_T + S_w \left(\frac{-1}{B_w} \frac{\partial B_w}{\partial p} \right)_T + S_g \left(\frac{-1}{B_g} \frac{\partial B_g}{\partial p} \right)_T + c_f, \quad (\text{В.83})$$

где B_w — объемный коэффициент воды, м³/норм. м³; B_o — объемный коэффициент нефти, м³/норм. м³; B_g — объемный коэффициент газа, м³/норм. м³.

С учетом поправки на растворимость газа в жидких фазах, уравнение (В.83) модифицируется к виду:

$$c_t = S_o \left[\left(\frac{-1}{B_o} \frac{\partial B_o}{\partial p} \right)_T + \frac{B_g}{B_o} \left(\frac{\partial R_s}{\partial p} \right)_T \right] + S_w \left[\left(\frac{-1}{B_w} \frac{\partial B_w}{\partial p} \right)_T + \frac{B_g}{B_w} \left(\frac{\partial R_{sw}}{\partial p} \right)_T \right] + S_g \left(\frac{-1}{B_g} \frac{\partial B_g}{\partial p} \right)_T + c_f, \quad (\text{В.84})$$

где R_s и R_{sw} — растворимости газа в нефти и воде соответственно.

Сжимаемость нефти. Изотермическая сжимаемость недонасыщенной нефти (при давлении выше давления насыщения) равна:

$$c_o = -\frac{1}{V} \left(\frac{\partial V_o}{\partial p} \right)_T = \frac{1}{\rho_o} \left(\frac{\partial \rho_o}{\partial p} \right)_T = -\frac{1}{B_o} \left(\frac{\partial B_o}{\partial p} \right)_T. \quad (\text{В.85})$$

Заметим, что сжимаемость нефти всегда положительна, поскольку объем недонасыщенной жидкости уменьшается по мере роста давления. Значения сжимаемости нефти можно подсчитать с помощью эмпирических корреляций, описанных выше, или с помощью корреляции Трюба [8], которой отвечает график, изображенный на рис. В.27. Трюб связал значение псевдоприведенной сжимаемости, c_{pr} , со значениями псевдоприведенного давления, p_{pr} , и псевдоприведенной температуры, T_{pr} . Сжимаемость нефти в этом случае можно выразить простым соотношением:

$$c_o = c_{pr} / p_{pc}, \quad (\text{В.86})$$

где p_{pc} — псевдокритическое давление, а T_{pc} — псевдокритическая температура, определяемые по рис. В.1.

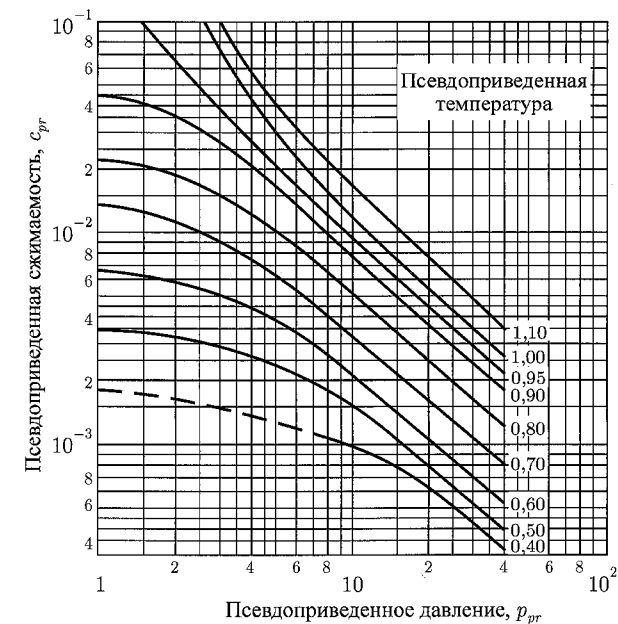


Рис. В.27. Корреляция для псевдоприведенной сжимаемости недонасыщенной нефти (согласно Трюбу [8])

Если учитывать растворенный газ, значение истинной сжимаемости нефти (c_{oa}) при давлении ниже давления насыщения можно уточнить по формуле:

$$c_{oa} = c_o + \frac{5,618R_s}{(0,83p + 1,5)} \left(\frac{B_g}{B_o} \right). \quad (\text{В.87})$$

Сжимаемость воды. В изотермических условиях сжимаемость пластовой воды определяется соотношением:

$$c_w = -\frac{1}{B_w} \left(\frac{\partial B_w}{\partial p} \right)_T, \quad (\text{В.88})$$

где B_w — объемный коэффициент воды.

Для расчета сжимаемости воды существует корреляция Додсона и Стэндинга [31] (рис. В.17). Поскольку растворимость газа в воде очень мала, ею можно пренебречь. Однако напомним, что Михан [32] получил корреляцию, учитывающую растворимость газа в воде (уравнения (В.50) и (В.51а)).

Сжимаемость залежи. Сжимаемость залежи или горной породы в изотермических условиях можно описать уравнением:

$$c_f = \frac{1}{V_p} \left(\frac{\partial V_p}{\partial p} \right)_T, \quad (\text{В.89})$$

где V_p — поровый объем.

Существует несколько корреляций для определения сжимаемости залежи, каждая из которых получена для отдельных видов горных пород. На рисунках с В.28 по В.31 графически изображены корреляции Ньюмана для расчета сжимаемости залежи [45]. Однако мы настоятельно рекомендуем определять этот параметр в лабораторных условиях. Из общего вида представленных рисунков В.28–В.31 напрашивается вывод о сомнительности точности данных корреляций. Тем не менее в расчетах производительности скважины непременно фигурирует сжимаемость залежи, c_f (уравнение (В.81)), и, следовательно, необходимо находить возможность определения соответствующего параметра.

В разделе В.5.6 мы подробно описывали такой параметр, как сжимаемость газа. Однако не нужно забывать, что сжимаемость газа по крайней мере на порядок выше сжимаемости жидкости фазы или горной породы. Если сжимаемость газа равна 10^{-4} , то значение сжимаемости жидкости или горной породы варьируется в пределах от 10^{-5} до 10^{-6} . Применительно к газовым пластам нередко допускают, что $c_t \approx c_g$.

В.7. Сравнение процессов контактного и дифференциального газовыделения

При проведении любых расчетов потока в трубах, в том числе при рассмотрении технологических процессов в нефтяной и газовой промышленности, очень важно правильно определять физические свойства флюидов и горных пород. По мере движения флюида из пласта по скважине и системе поверхностных трубопроводов из жидкости выделяется газ, что увеличивает объемный расход газа и приводит к постоянным изменениям физических свойств газа и жидкости. В зависимости от типа процесса газовыделения (контактное или дифференциальное), физические свойства флюидов меняются по-разному [16]. Значения параметров, описывающих физические свойства флюида, полученные на основе модели контактного газовыделения, лучше использовать в расчетах систем трубопроводов. Дифференциальное газовыделение более точно описывает процесс освобождения газа из жидкости, происходящий в пористой среде или пласте. Большинство корреляций для физических свойств флюидов, представленных в настоящем приложении, построены на основе данных по контактному типу газовыделения

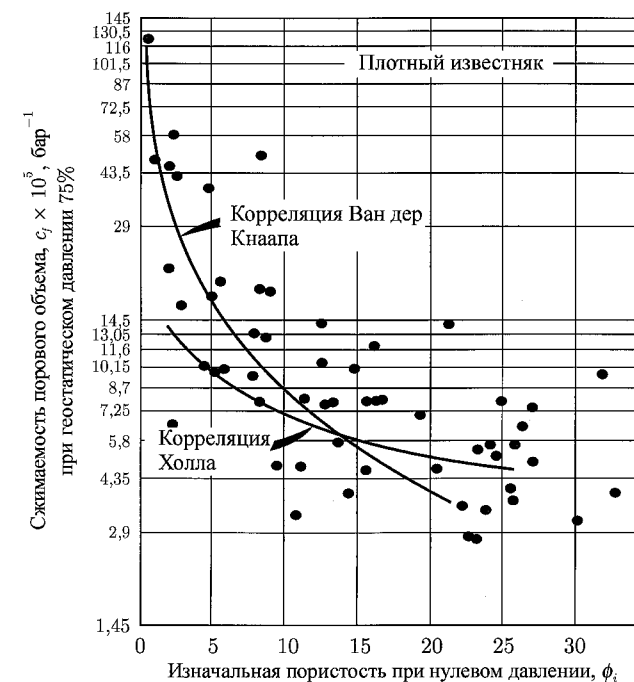


Рис. В.28. Сжимаемость порового объема известняка при геостатическом давлении 75% в зависимости от изначальной пористости (согласно Ньюману [45])

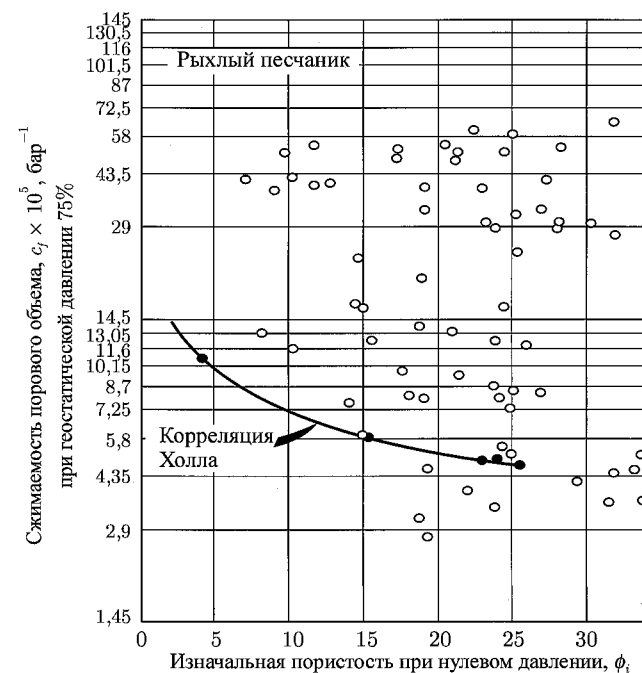


Рис. В.29. Сжимаемость порового объема рыхлого песчаника при геостатическом давлении 75% в зависимости от изначальной пористости (согласно Ньюману [45])

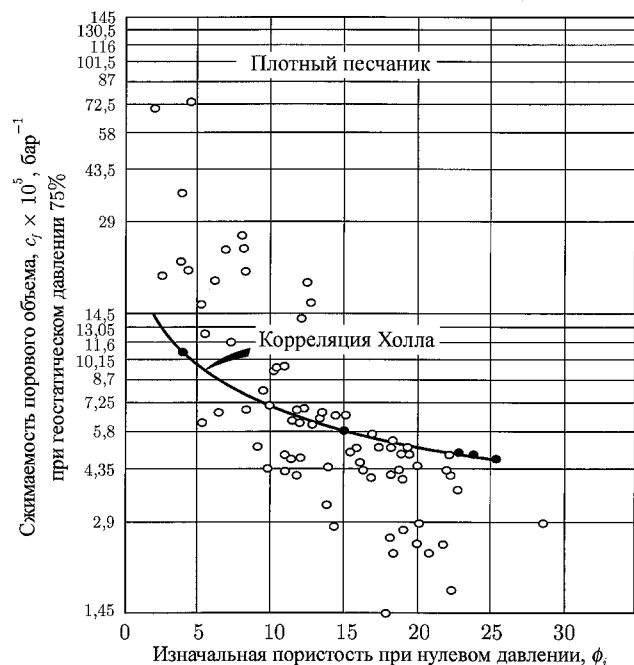


Рис. В.30. Сжимаемость порового объема плотного песчаника при геостатическом давлении 75% в зависимости от изначальной пористости (согласно Ньюману [45])

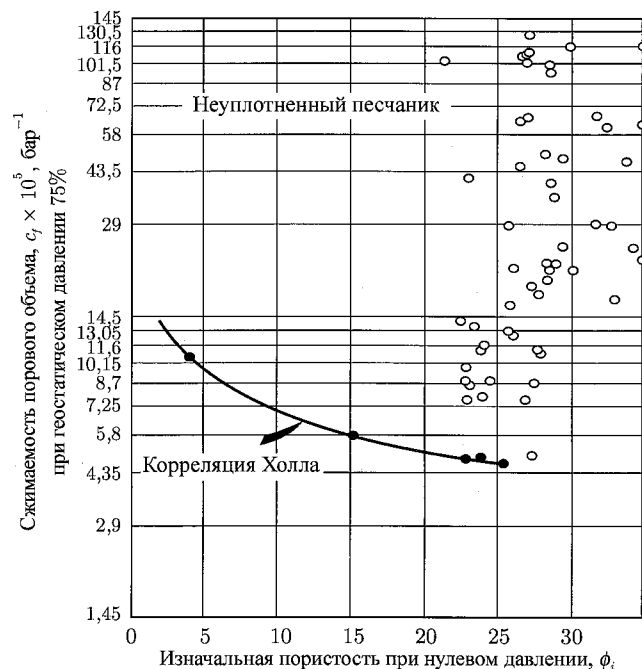


Рис. В.31. Сжимаемость порового объема неуплотненного песчаника при геостатическом давлении 75% в зависимости от изначальной пористости (согласно Ньюману [45])

(хотя иногда это и не афишируется). Моузез [46] показал, что использование значений параметров системы, рассчитанных на основе контактного газовыделения, к случаю с дифференциальным газовыделением (или наоборот) может приводить к погрешности расчетов порядка 20%.

Картоатмодью и Шмидт [16] разработали эмпирический метод перевода значений объемного коэффициента нефти для контактного газовыделения в значение объемного коэффициента нефти для дифференциального газовыделения. Для этого необходимо располагать значениями плотности дегазированной нефти, плотности газа в сепараторе, давления и температуры в сепараторе, а также пластовой температуры. Коэффициент перевода, F_C , рассчитывается по следующему уравнению:

$$F_C = B_{of}/B_{od} = 0,7264\gamma_o^{0,3202} - 0,3126\gamma_{gsep}^{-0,02087} + 0,6459 \left(\frac{T_{sep}}{T} \right)^{0,5596}, \quad (B.90)$$

где T — температура, °K; B_{of} — объемный коэффициент нефти для контактного газовыделения, рассчитываемый по уравнению (B.27); B_{od} — объемный коэффициент нефти для дифференциального газовыделения.

Уравнение (B.90) также можно использовать для перевода значения объемного коэффициента нефти при давлении насыщения, полученное по уравнениям (B.15), (B.18), (B.21a), (B.25), (B.27). Затем по уравнению (B.16) можно найти значение объемного коэффициента нефти при давлении выше давления насыщения. Для этого необходимо использовать значение сжимаемости нефти, c_o , полученное по уравнению (B.19) или (B.28). Данный метод нельзя применять для пересчета значения газового фактора при дифференциальном газовыделении.

В.8. Энтальпия

Энтальпия — это параметр флюида, характеризующий количество теплоты, необходимое для снижения или повышения температуры флюида.

В.8.1. Сырые нефти и фракции

Кеслер и Ли [47] (а также другие исследователи [6, 7, 48, 49]) изучали изменение энтальпии нефтяных фракций жидкостей и газов. Корреляция Кеслера и Ли предполагает расчет основного значения энтальпии при нулевом давлении (h^0) и его корректировку с учетом изменения давления по формуле:

$$h = h^0 - \Delta h. \quad (B.91)$$

Поправку, учитывающую давление, называют поправочным коэффициентом энтальпии, его значение можно найти по уравнению состояния (см. приложение С). Теперь приведем основные методы корректировки базовых энтальпий с учетом давления. На рисунках В.32–В.39 изображены кривые зависимости энтальпии от температуры, построенные на основе учета значений плотности в градусах API и характеристического фактора Уотсона (для сырой нефти или нефтяных фракций), K_W . Значение K_W рассчитывается по формуле:

$$K_W = \frac{(\bar{T}_b)^{1/3}}{\gamma_o}, \quad (B.92)$$

где \bar{T}_b — среднее значение температуры кипения, возведенное в третью степень; γ_o — удельная плотность нефти.

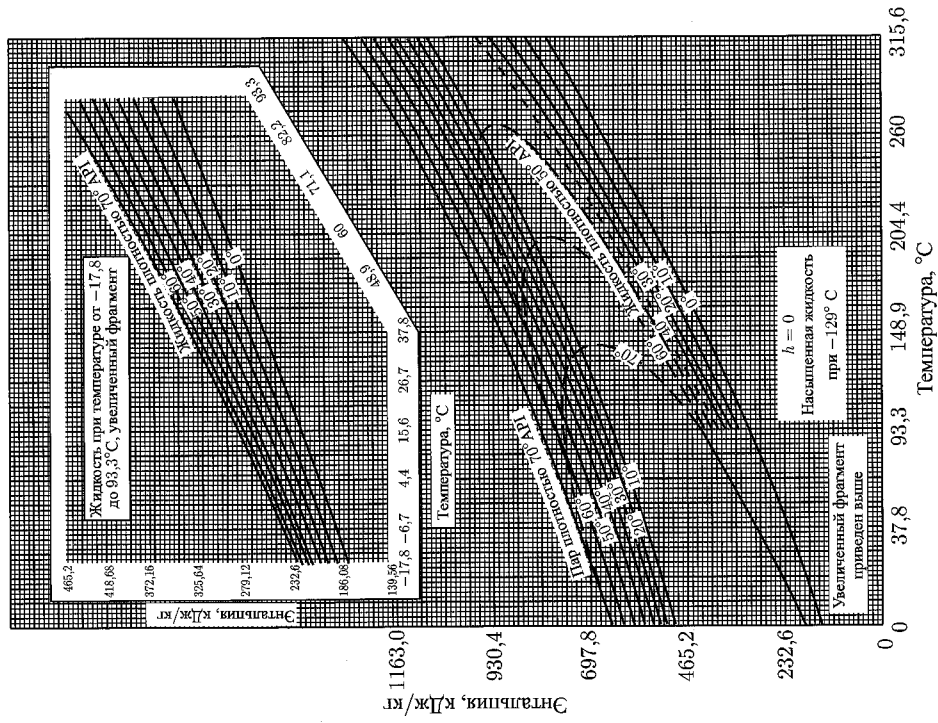


Рис. В.36. Энтальпия нефтяных фракций ($K_w = 11,8, T = -17,8 \dots 315,6^\circ \text{C}$, по методу Кеслера и Ли [47])

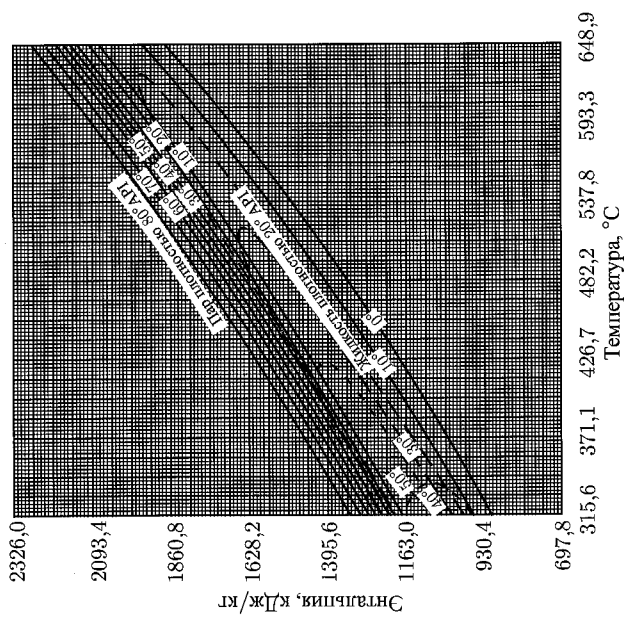


Рис. В.37. Энтальпия нефтяных фракций ($K_w = 11,8, T = 315,6 \dots 648,9^\circ \text{C}$, по методу Кеслера и Ли [47])

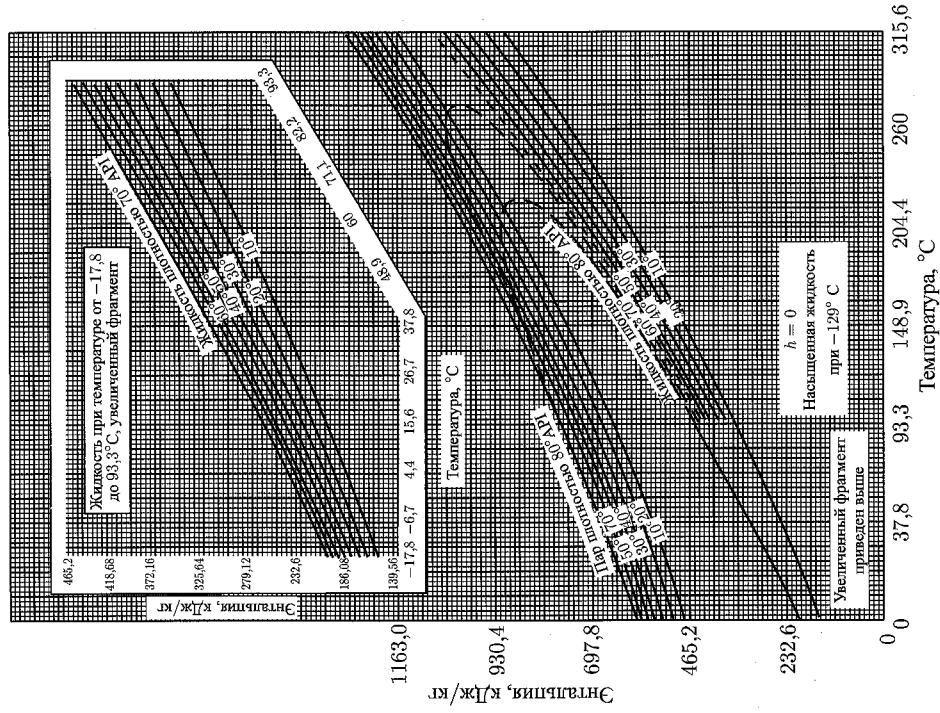


Рис. В.38. Энтальпия нефтяных фракций ($K_w = 11,8, T = -17,8 \dots 315,6^\circ \text{C}$, по методу Кеслера и Ли [47])

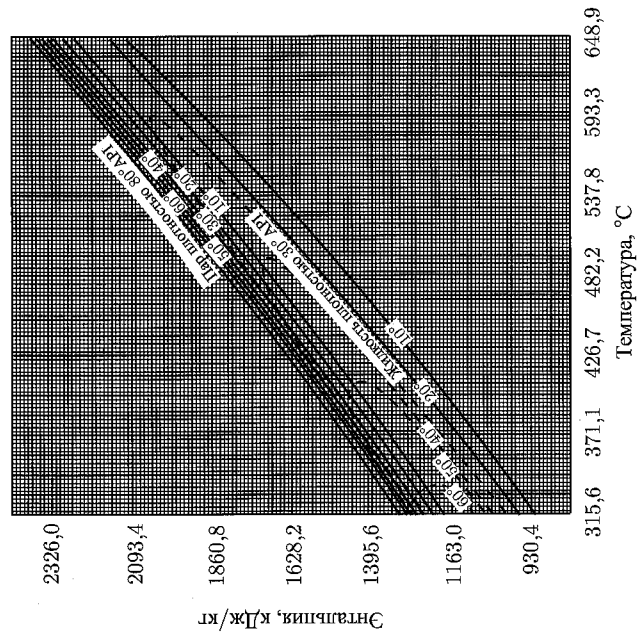


Рис. В.39. Энтальпия нефтяных фракций ($K_w = 12,5, T = 315,6 \dots 648,9^\circ \text{C}$, по методу Кеслера и Ли [47])

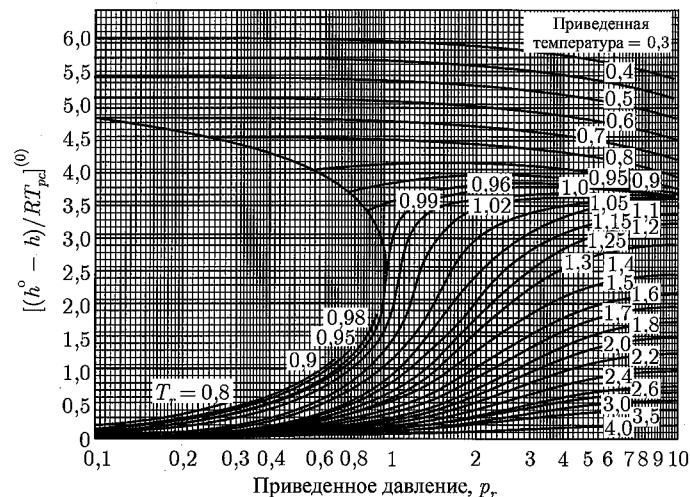


Рис. В.40. Отклонение графика энтальпии от функции энтальпии для простого флюида при нулевом давлении (по методу Кеслера и Ли [47])

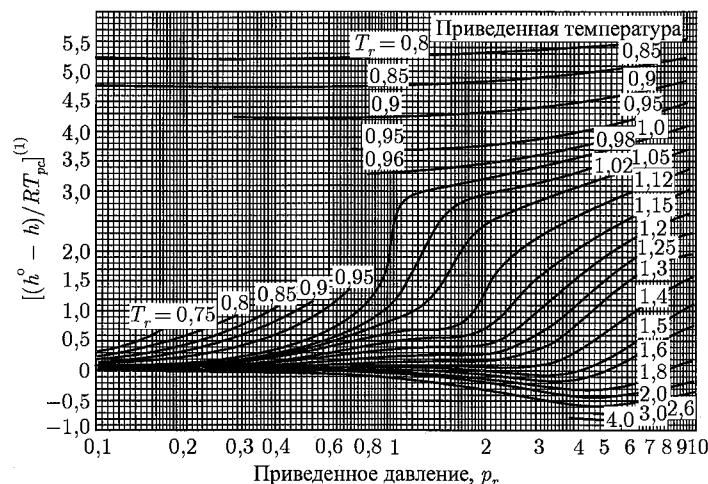


Рис. В.41. Отклонение графика энтальпии от функции энтальпии для простого флюида при околонулевом давлении и высокой температуре (по методу Кеслера и Ли [47])

Поправка по давлению Δh равна:

$$\Delta h = \left\{ \left[\left(\frac{\Delta h}{RT_{pc}} \right)^{(0)} + w \left(\frac{\Delta h}{RT_{pc}} \right)^{(1)} \right] \frac{RT_{pc}}{M} \right\}_{p_r} - \left\{ \left[\left(\frac{\Delta h}{RT_{pc}} \right)^{(0)} + w \left(\frac{\Delta h}{RT_{pc}} \right)^{(1)} \right] \frac{RT_{pc}}{M} \right\}_{p_r=1}, \quad (\text{B.93})$$

где значение $(\Delta h/RT_{pc})^{(0)}$ определяют по рис. В.40, значение $(\Delta h/RT_{pc})^{(1)}$ — по рис. В.41 и В.42, а значения T_{pc} , p_{pc} , w , RT_{pc}/M — по рис. В.43. Второй член в правой части уравнения (В.93) (отвечающий $p_r = 1$) можно опустить при условии, что приведенная температура ниже 0,8.

Поправки по давлению (см. рис. В.40–В.42) зависят от значений приведенных давления и температуры, рассчитываемых по уравнениям (В.3) и (В.4), и не зависят от значения характеристического фактора Уотсона K_W и коэффициента ацентричности w . Если данные значения не известны, их можно установить по рис. В.43 в зависимости от значения плотности API, псевдокритической температуры и давления сырой нефти. В работе [47] Кеслер и Ли также привели дополнительные сведения по рассматриваемому вопросу. Базовая энтальпия, h^0 , соответствует значению $h^0 = 0$ при температуре $T = -128,9^\circ \text{C}$. В данном методе расчета энтальпии учитываются изменения изобарической удельной теплоемкости, C_{po} , в зависимости от температуры, а также изменения скрытой теплоты конденсации и испарения нефтяных фракций. Чтобы рассчитать среднюю удельную теплоемкость, \bar{C}_{po} , жидкой и газовой фаз, необходимо провести хорду к кривым энтальпии на желаемой области значений температуры.

$$\bar{C}_{po} = \frac{h_{T_1} - h_{T_2}}{T_1 - T_2}. \quad (\text{B.94})$$

Если известно только значение плотности (или плотности в градусах API), теплоемкость сырой нефти можно оценить на основе соотношения Гэмбилла [50]:

$$C_{po} = \frac{0,4024 + 0,00081T}{\sqrt{\gamma_o}}, \quad (\text{B.95})$$

где значение T не превышает $148,9^\circ \text{C}$.

На рис. В.44 изображены кривые зависимости теплоемкости от температуры для некоторых углеводородных и неуглеводородных газов и паров при атмосферном давлении, а на рис. В.45 — поправки по давлению. На рис. В.46 представлены кривые удельных теплоемкостей насыщенных жидкостей. В разделе В.8.2 мы подробнее рассмотрим параметр энтальпии для воды.

В.8.2. Вода и пар

В таблице В.5 приведены значения энтальпии для воды и пара при давлении и температуре насыщения. Разница энтальпий пара и воды соответствует такому количеству теплоты, которое необходимо для преобразования воды в пар, и называется скрытой теплотой парообразования.

$$L_v = h_s - h_w. \quad (\text{B.96})$$

На рис. В.47 и В.48 изображены кривые энтальпии для воды и пара при давлении и температуре насыщения.

При температуре выше точки кипения пар называют сухим. Дополнительная энтальпия сухого пара, которая не входит в значение энтальпии в условиях насыщения, равна произведению средней удельной теплоемкости, \bar{C}_s (рис. В.49), на величину превышения температуры над температурой насыщения (T_s). Результат произведения называют величиной перегрева.

$$\Delta h_s = \bar{C}_s(T - T_s), T \geq T_s. \quad (\text{B.97})$$

Отметим, что значение средней удельной теплоемкости пара при атмосферном давлении и температуре, превышающей значения температуры на рис. В.49, несколь-

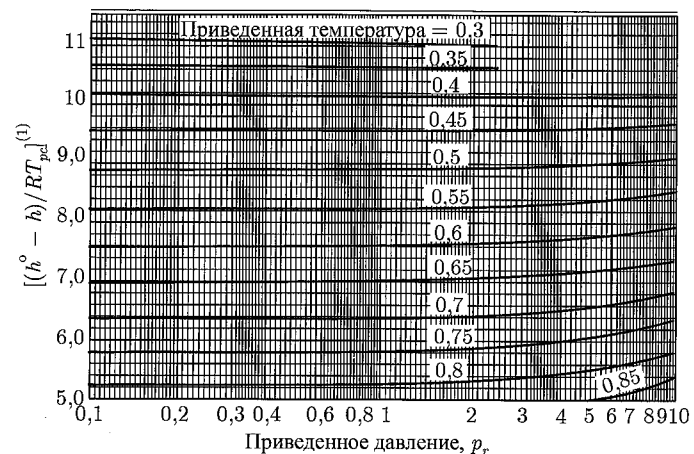


Рис. В.42. Отклонение графика энтальпии от функции энтальпии для простого флюида при околонулевом давлении и низкой температуре (по методу Кеслера и Ли [47])

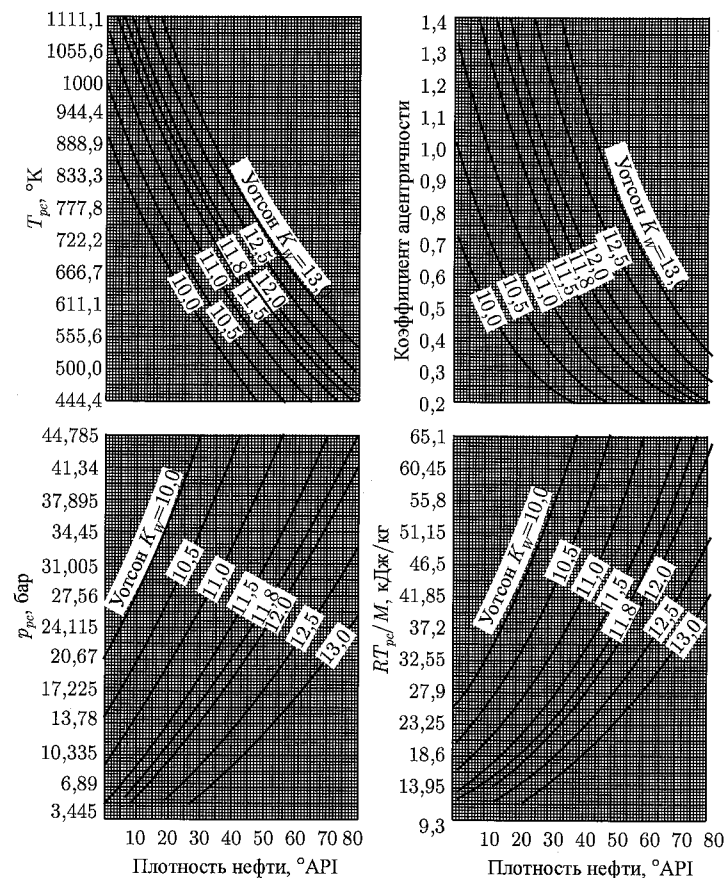


Рис. В.43. Функции $T_{рс}$, $P_{рс}$, w и $R_{трс}/M$ в зависимости от плотности нефти и характеристического коэффициента Уотсона K_w (согласно Кеслеру и Ли [47])

Таблица В.5. Энтальпия воды и пара в условиях насыщения [53]

| Температура (° C) | Абсолютное давление (бар) | Энтальпия (кДж/кг) | | Скрытая теплота L_v (кДж/кг) |
|----------------------|---------------------------------|-----------------------|--------------|-----------------------------------|
| | | Жидкость h_w | Пар h_s | |
| 38,76 | 0,0689 | 162,17 | 2570,7 | 2408,6 |
| 65,6 | 0,2560 | 274,17 | 2618,4 | 2344,1 |
| 72,36 | 0,3445 | 302,68 | 2630,2 | 2327,6 |
| 89,56 | 0,6890 | 374,88 | 2659,3 | 2284,4 |
| 93,3 | 0,7941 | 390,74 | 2665,1 | 2274,4 |
| 100 | 1,0126 | 418,84 | 2675,8 | 2256,9 |
| 121,1 | 2,055 | 508,18 | 2707,0 | 2198,8 |
| 148,9 | 4,617 | 627,09 | 2744,0 | 2116,9 |
| 164,35 | 6,890 | 694,15 | 2761,7 | 2067,6 |
| 176,7 | 9,275 | 748,13 | 2774,0 | 2025,9 |
| 181,35 | 10,335 | 768,81 | 2778,2 | 2009,4 |
| 194,34 | 13,780 | 826,66 | 2788,2 | 1961,5 |
| 204,4 | 17,036 | 872,18 | 2794,0 | 1921,7 |
| 204,98 | 17,225 | 874,67 | 2794,5 | 1919,9 |
| 214,07 | 20,670 | 916,10 | 2798,6 | 1882,4 |
| 215,6 | 21,278 | 922,91 | 2799,3 | 1876,4 |
| 222,06 | 24,115 | 952,96 | 2801,4 | 1848,5 |
| 226,7 | 26,292 | 974,38 | 2802,4 | 1828,0 |
| 237,8 | 32,174 | 1026,7 | 2802,8 | 1776,1 |
| 241,67 | 34,450 | 1045,3 | 2802,6 | 1757,3 |
| 248,89 | 39,006 | 1080,1 | 2801,0 | 1720,8 |
| 252,34 | 41,340 | 1096,9 | 2799,6 | 1702,6 |
| 260 | 46,907 | 1134,6 | 2795,9 | 1661,2 |
| 271,1 | 55,994 | 1190,7 | 2787,5 | 1596,8 |
| 282,2 | 66,337 | 1248,1 | 2775,6 | 1527,5 |
| 284,76 | 68,900 | 1261,6 | 2772,4 | 1510,7 |
| 293,3 | 78,091 | 1307,7 | 2759,3 | 1451,7 |
| 304,4 | 91,368 | 1369,8 | 2737,7 | 1367,9 |
| 313,44 | 103,35 | 1422,1 | 2716,1 | 1294,0 |
| 315,6 | 106,33 | 1434,7 | 2710,3 | 1275,6 |
| 326,7 | 123,12 | 1503,8 | 2675,4 | 1171,6 |
| 335,43 | 137,80 | 1562,4 | 2640,5 | 1078,1 |
| 337,8 | 141,96 | 1578,7 | 2630,0 | 1051,4 |
| 348,9 | 163,03 | 1661,7 | 2570,0 | 908,3 |
| 360 | 186,61 | 1761,2 | 2482,3 | 721,1 |
| 368,54 | 206,70 | 1866,8 | 2370,9 | 504,0 |
| 371,1 | 213,18 | 1916,4 | 2315,8 | 399,4 |
| 374,08* | 220,91* | 2117,4 | 2117,4 | 0 |

*Критические свойства

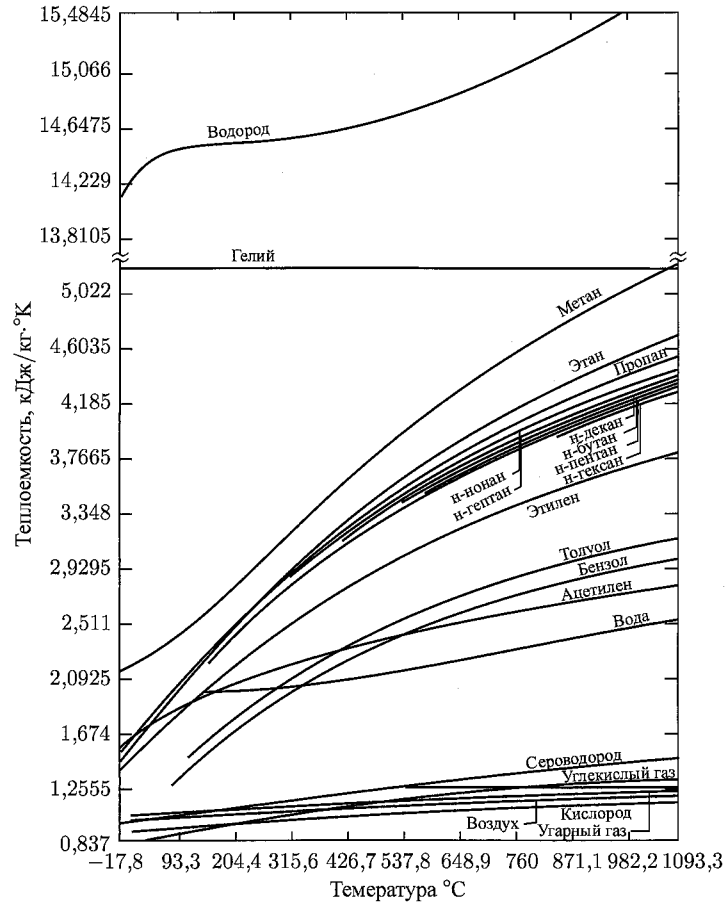


Рис. В.44. Теплоемкость газов при атмосферном давлении (по методу Тулукиана и др. [51])

ко ниже действительной удельной теплоемкости пара при этой же температуре на рис. В.44. Кривые удельной теплоемкости насыщенной воды изображены на рис. В.46.

В.8.3. Пластовые породы и минералы

Сомертон [54] предоставил данные по измерению удельной теплоемкости сухих пластовых пород (таблица В.6), на основе которых построены кривые на рис. В.50 и В.51. На рис. В.51 также изображены кривые удельной теплоемкости, полученные расчетным путем для значений пористости образцов 1 и 8 в таблице В.7. Расчетные значения удельной теплоемкости для чистого кварца и известкового шпата близки к соответствующим значениям, полученным экспериментальным путем. Таким образом, удельная теплоемкость смеси всегда является среднemasсовым значением для компонентов смеси.

Значение удельной теплоемкости насыщенных пород можно оценить по формуле:

$$C_f = \frac{M_f}{\rho_f} \tag{B.98}$$

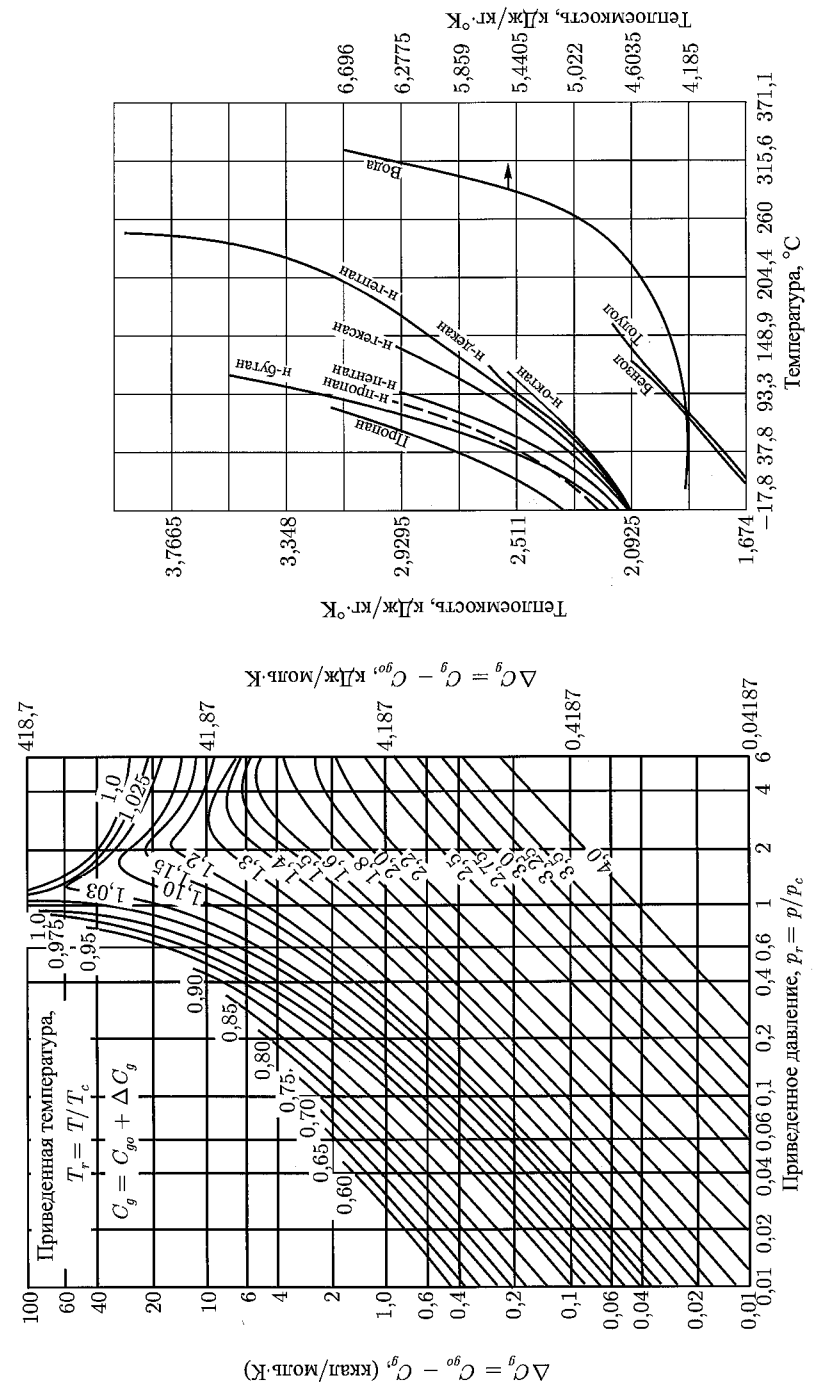


Рис. В.46. Теплоемкость насыщенных жидкостей без примесей (согласно Тулукиану и др. [51])

Рис. В.45. Поправка по давлению для значения молярной теплоемкости газов (согласно справочнику инженеров-химиков [52])

Таблица В.6. Расчетные значения теплоемкости насыщенных флюидами пород [54] (в кДж/кг·°К при 600°К и давлении)

| Образец | Порода | 1,013 бар | | 34,45 бар | | 103,35 бар | | 206,7 бар | | |
|---------|------------------|-----------|--------|-----------|--------|------------|--------|-----------|--------|--------|
| | | Сухой пар | Метан | Вода | Метан | Вода | Метан | Вода | Метан | Вода |
| 1 | Песчаник | 142,36 | 142,36 | 142,36 | 142,78 | 142,78 | 143,61 | 146,13 | 144,87 | 192,18 |
| 2 | Песчаник | 137,75 | 137,75 | 137,75 | 138,17 | 138,17 | 139,43 | 142,36 | 141,10 | 199,30 |
| 3 | Илистый песок | 149,06 | 149,06 | 149,06 | 149,48 | 149,48 | 150,73 | 152,83 | 151,99 | 205,58 |
| 4 | Илистый песок | 140,26 | 140,26 | 140,26 | 140,68 | 140,68 | 141,94 | 144,45 | 143,61 | 202,23 |
| 5 | Алеврит | 133,98 | 133,98 | 133,98 | 134,40 | 134,40 | 136,08 | 139,01 | 137,75 | 203,91 |
| 6 | Алеврит | 140,68 | 140,68 | 140,68 | 141,10 | 141,10 | 142,36 | 144,87 | 143,61 | 199,72 |
| 7 | Глинистая порода | 165,81 | 165,81 | 165,81 | 165,81 | 165,81 | 166,22 | 167,48 | 167,06 | 167,90 |
| 8 | Известняк | 148,22 | 148,22 | 148,22 | 148,64 | 148,64 | 149,48 | 151,57 | 150,73 | 195,95 |

Таблица В.7. Описание тестовых образцов [54]

| Образец | Порода | Описание | Пористость | Кварц(%) | Основные минералы | |
|---------|------------------|------------------------------------|------------|----------|---------------------|------------------|
| | | | | | Глинистый минерал | Другие |
| 1 | Песчаник | Уплотненный, среднезернистый | 0,196 | 80 | Остаточный каолинит | Остаточный пирит |
| 2 | Песчаник | Плохо уплотненный, среднезернистый | 0,273 | 40 | Иллит | Полевой шпат |
| 3 | Илистый песок | Плохо уплотненный, мелкозернистый | 0,207 | 20 | Каолинит | Полевой шпат |
| 4 | Илистый песок | Средней твердости, разнозернистый | 0,225 | 20 | Каолинит | Полевой шпат |
| 5 | Алеврит | Средней твердости, ломаный | 0,296 | 20 | Каолинит | Полевой шпат |
| 6 | Алеврит | Твердый | 0,199 | 25 | Иллит | Полевой шпат |
| 7 | Глинистая порода | Твердая, слоистая | 0,071 | 40 | Иллит/каолинит | |
| 8 | Известняк | Зернистый, однородной текстуры | 0,186 | 100 | | Карбонат кальция |
| 9 | Песок | Рыхлый, мелкозернистый | 0,38 | 100 | | |
| 10 | Песок | Рыхлый, крупнозернистый | 0,34 | 100 | | |

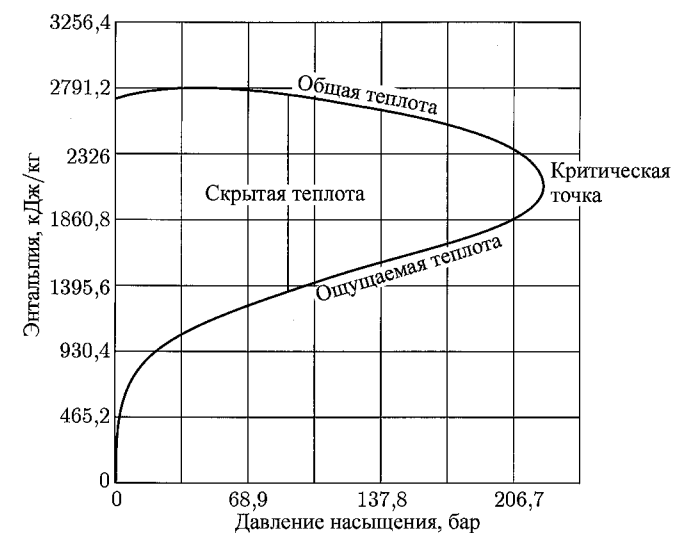


Рис. В.47. Энтальпии воды и пара в зависимости от давления насыщения (при температуре 0°С) [53]

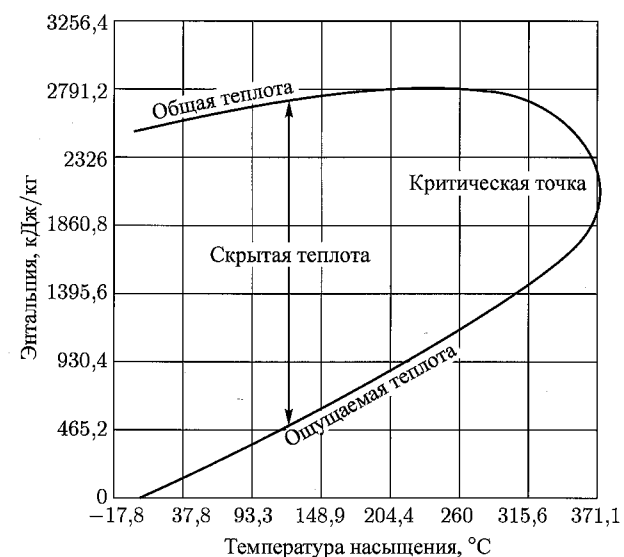


Рис. В.48. Энтальпия воды и пара в зависимости от температуры насыщения (при температуре 0°С) [53]

где M_f — эффективная объемная удельная теплоемкость породы, которая определяется (согласно Пратсу) следующим образом:

$$M_f = (1 - \phi)M_\sigma + \phi S_o M_o + \phi S_w M_w + \phi S_g \left[f M_g + (1 - f) \left(\frac{\rho_s L_v}{\Delta T} + \rho_s C_w \right) \right], \quad (\text{В.99})$$

где ϕ — пористость залежи или породы; S — насыщенность флюидами (нефтью, водой или газом); M_σ — изобарическая объемная теплоемкость твердого тела; M_o —

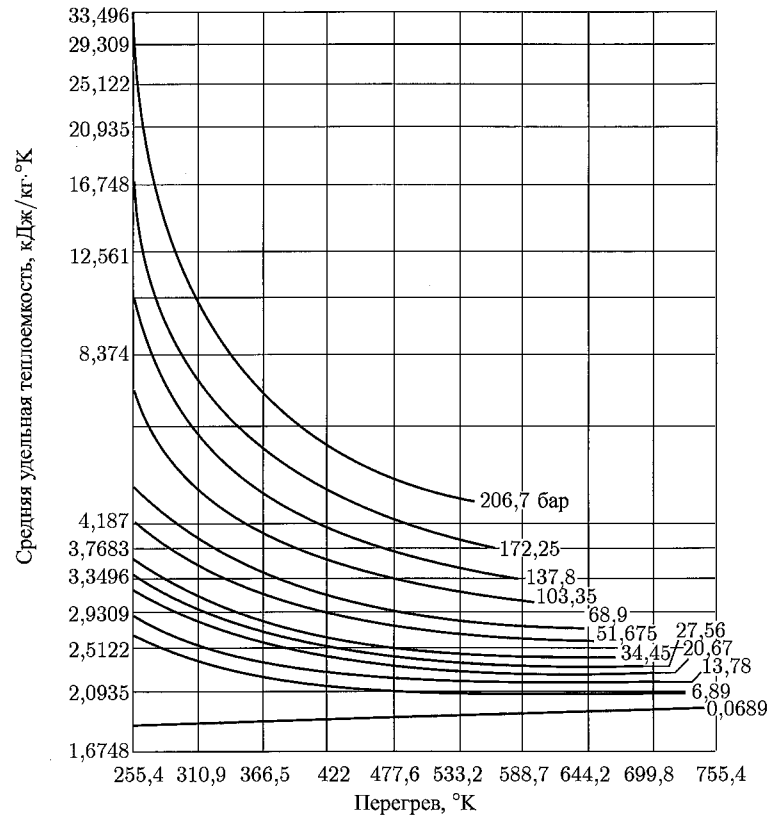


Рис. В.49. Средняя удельная теплоемкость сухого пара. Дополнительная теплота (в кДж/кг) = средняя удельная теплоемкость × перегрев (°K) [53]

изобарическая объемная теплоемкость нефти; M_w — изобарическая объемная теплоемкость воды; M_g — изобарическая объемная теплоемкость газа; f — объемная доля неуглеводородных газов в газовой фазе; ρ_s — плотность пара; L_v — скрытая теплота парообразования для воды; C_w — изобарическая теплоемкость воды на единицу массы; ΔT — изменение температуры в изобарических условиях. Средняя плотность породы (ρ_f), насыщенной флюидами, фигурирующая в уравнении (В.98), является средним объемным значением плотностей компонентных составляющих породы.

$$\rho_f = \rho_\sigma(1 - \phi) + \phi(S_o\rho_o + S_w\rho_w + S_g\rho_g), \quad (\text{В.100})$$

где ρ_σ , ρ_o , ρ_w и ρ_g — плотности твердого тела (породы), нефти, воды и газа соответственно. Плотность твердого тела, ρ_σ , является средним объемным значением плотностей составляющих его компонентов [57–59].

В таблице В.6 представлены расчетные значения теплоемкости первых восьми образцов породы из таблицы В.7. Данные образцы насыщены метаном или водой при 600°K и давлении от 1,013 до 206,7 бар. (Не нужно забывать, что вода остается в жидком состоянии только при самом высоком давлении.)

Хелгесон [56] дал коэффициенты для расчета изобарической теплоемкости (в кал/моль·°K) некоторых минералов (известковый шпат, доломит, ангидрит, слюда

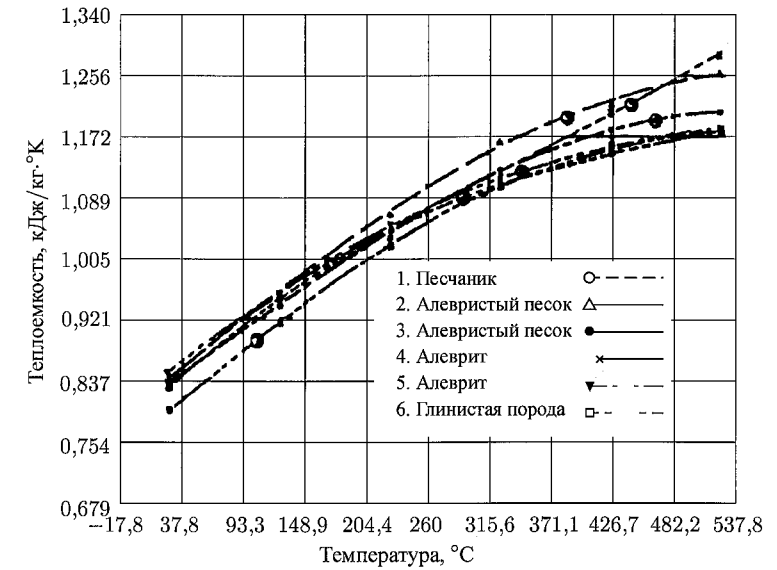


Рис. В.50. Теплоемкости некоторых пластовых пород (согласно Сомертону [54])

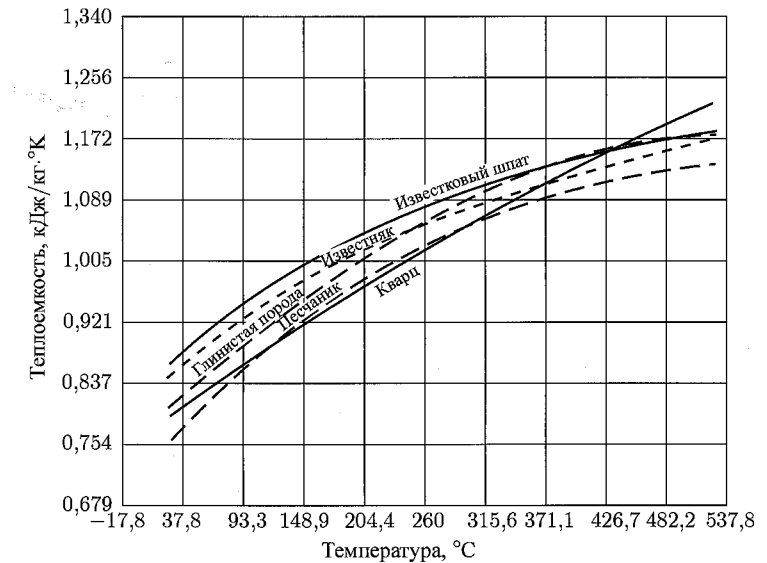


Рис. В.51. Расчетные значения теплоемкости пластовых пород в сравнении с экспериментальными значениями (согласно Сомертону [54])

и глинистые минералы) в зависимости от температуры. Тулукиан и др. [60] составили таблицы и графики для изобарической теплоемкости (в кал/г·°K) нерудных пород, включая оксиды, сульфиды, карбонаты, сульфаты и другие кислородные соединения.

В таблице В.8 приведены значения термофизических свойств некоторых веществ.

Таблица В.8. Термодинамические свойства некоторых веществ [5]

| | Плотность ρ (кг/м ³) | | Изobarическая теплоемкость C_p (кДж/кг·°К) | | Теплопроводность λ (кДж/сут·м·°К) | | | Температуро- проводность a (м ² /сут) |
|---------------------------------|--|--|--|--|--|-----------|-----------|--|
| | При 20°С | | При 20°С | | При 20°С | При 100°С | При 600°С | При 20°С |
| | | | | | | | | |
| Металлы и сплавы | | | | | | | | |
| Чистый алюминий | 2707 | | 0,896 | | 17631 | 17818 | | 8,17 |
| Латунь (70% Cu, 30% Zn) | 8521 | | 0,385 | | 9345 | 11214 | | 2,95 |
| Чистая медь | 8954 | | 0,3831 | | 33331 | 32770 | | 9,71 |
| Бетон | 1906 – 2307 | | 0,879 | | 68 – 118 | | | 0,042 – 0,06 |
| Железо | | | | | | | | |
| Чистое | 7897 | | 0,452 | | 6230 | 5856 | | 1,75 |
| Чугун (C ~ 4%) | 7272 | | 0,419 | | 4486 | | | 1,49 |
| Сварочное (C < 0,5%) | 7849 | | 0,461 | | 5109 | 4922 | | 1,44 |
| Чистый свинец | 11373 | | 0,1298 | | 2990 | 2884 | | 2,06 |
| Никель | | | | | | | | |
| Чистый (99,9%) | 8906 | | 0,446 | | 7476 | 7476 | | 1,96 |
| C примесями (99,2%) | 8906 | | 0,444 | | 5981 | 5545 | | 1,50 |
| Мягкая сталь, 1% C | 7801 | | 0,473 | | 3738 | 3738 | | 1,00 |
| Нержавеющая сталь (18 Cr, 8 Ni) | 7817 | | 0,461 | | 1433 | 1495 | | 0,38 |
| Чистое олово | 7304 | | 0,226 | | 5545 | 5109 | | 3,36 |

©1961 Prentice-Hall Inc.

В.9. Теплопроводность

Теплопроводность — это свойство вещества, характеризующее его способность проводить тепло.

В.9.1. Жидкости

Теплопроводность насыщенных органических жидкостей уменьшается по мере роста температуры. На рис. В.52 изображены кривые теплопроводности некоторых органических жидкостей, не содержащих примесей. Применительно к нефтяным фракциям и углеводородным соединениям Крауго [61] предложил использовать следующее соотношение для расчета теплопроводности (в кДж/сут·м·°К):

$$\lambda_o = 10,093[1 - 3(1,8T - 491,67)10^{-4}]/\gamma_o. \quad (\text{В.101})$$

Для значений $0,78 < \gamma_o < 0,95$ и $273^\circ\text{K} < T < 473^\circ\text{K}$ средняя и максимальная ошибки расчета по уравнению (В.101) равны 12 и 39% соответственно.

Ленуар [62] предложил формулу для отношения двух значений теплопроводности жидкости, измеренных при одинаковой температуре, но при разных давлениях:

$$(\lambda_1/\lambda_2) = (\varepsilon_1/\varepsilon_2), \quad (\text{В.102})$$

где значение ε устанавливается по рис. В.53. Видно, что теплопроводность органических жидкостей не очень чувствительна к изменению давления и зависит от данного фактора лишь при низких значениях приведенного давления и высоких значениях приведенной температуры. Если сравнить экспериментальные значения теплопроводности с расчетными, полученными по методу Ленуара [62] (рис. В.53), можно сделать вывод об их несовпадении в среднем на 1,6% и максимально на 4,2%.

Насыщенная вода обладает теплопроводностью (рис. В.52), в несколько раз превышающей теплопроводность чистых углеводородов и достигающей максимального значения при температуре 400°K .

В.9.2. Газы

На рис. В.54 и В.55 представлены кривые, отражающие зависимость от температуры коэффициента теплопроводности газов при атмосферном давлении. Тулукиан и др. [60] предложили несколько методов расчета теплопроводности газовой смеси ($\bar{\lambda}$) по значениям коэффициентов теплопроводности ее компонентов (λ_j). Тулукиан и др. пришли к выводу, что «благодаря своей простоте и относительной надежности» для «приблизительных инженерных расчетов» можно пользоваться следующим соотношением:

$$\lambda = \frac{1}{2} \left\{ \sum_{j=1}^{n_c} y_j \lambda_j + \left[\sum_{j=1}^{n_c} \left(\frac{y_j}{\lambda_j} \right) \right]^{-1} \right\}, \quad (\text{В.103})$$

где y_j — молярная доля j -го компонента газовой смеси.

Ленуар и Камингз [63], а также Экерт и Дрейк [64] представили данные по теплопроводности сухого пара в зависимости от температуры для нескольких значений давления и для насыщенного пара.

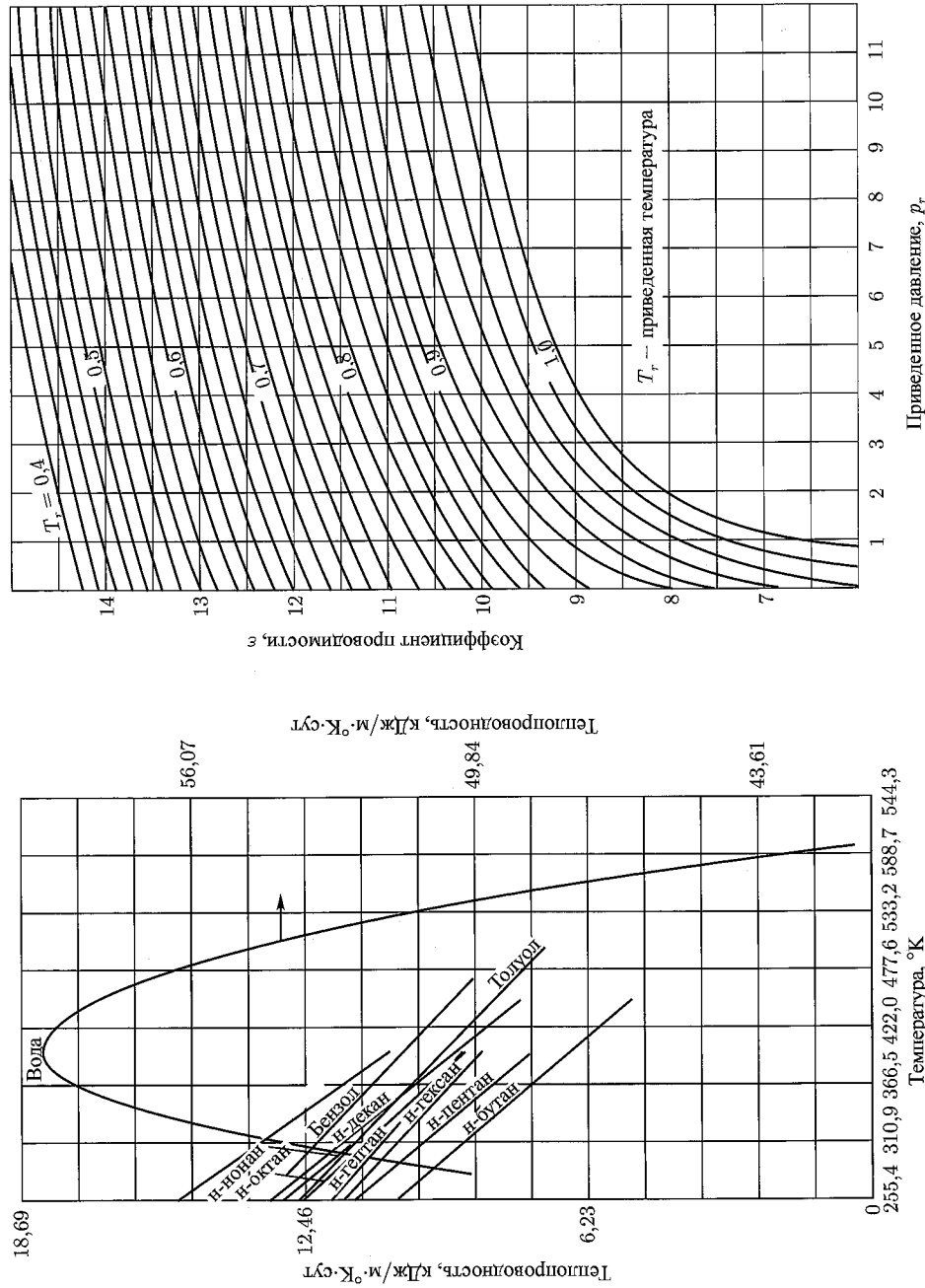


Рис. В.52. Теплопроводность насыщенных жидкостей без примесей (согласно Тулукиану и др. [60])

Рис. В.53. Обобщенная диаграмма теплопроводности жидкостей и ее зависимость от давления (согласно Ленуару [62])

В.9.3. Пластовые породы и другие твердые вещества

Сомертон и др. [66], а также Ананд и др. [68] опубликовали результаты своих исследований, касающихся изучения теплопроводности пластовых пород с учетом влияния флюидов и минералов, содержащихся в породе, размера частиц, температуры и давления. Для рыхлых кварцитовых песков, насыщенных водой и нефтью, значение теплопроводности при температуре 51,7° С можно найти по формуле:

$$\lambda_f = 4,579 - 8,099\phi + 0,390\lambda_m\sqrt{S_w}, \tag{В.104}$$

в которой значение теплопроводности можно узнать экспериментально либо оценить по формуле:

$$\lambda_m = 27,72f_g + 10,28(1 - f_q). \tag{В.105}$$

Параметр f характеризует объемную долю кварца, содержащегося в песке. Уравнения (В.104) и (В.105) получены на основе изучения образцов пород пористости 0,28–0,37, содержащих такие флюиды и минералы, которые соответствуют составу

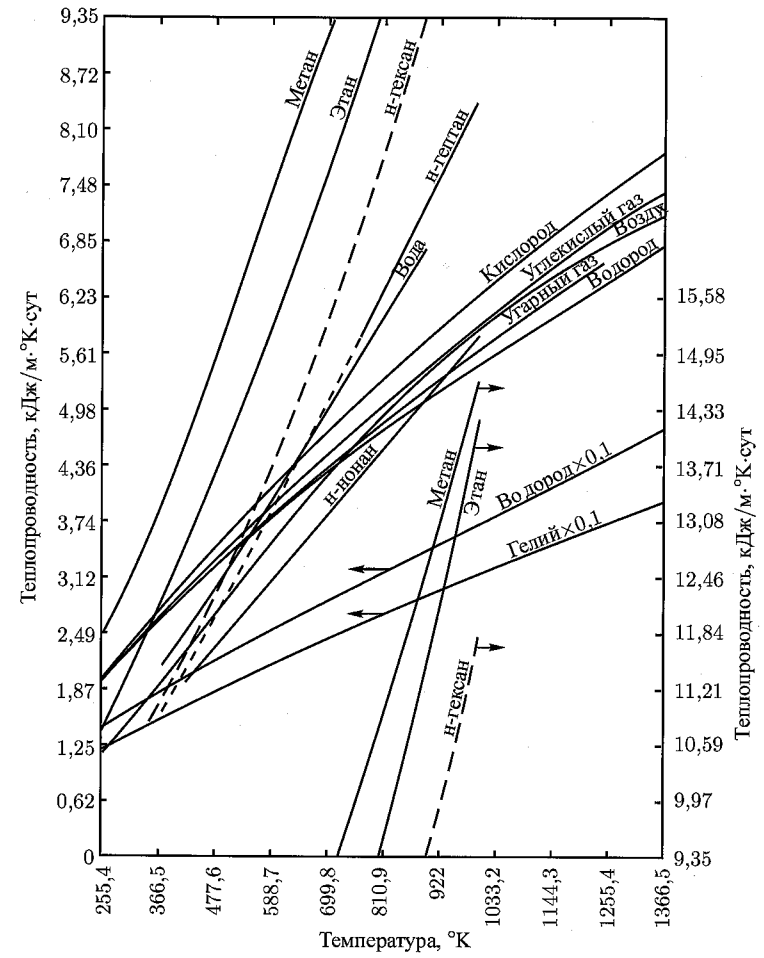


Рис. В.54. Теплопроводность газов при атмосферном давлении (согласно Тулукиану и др. [60])

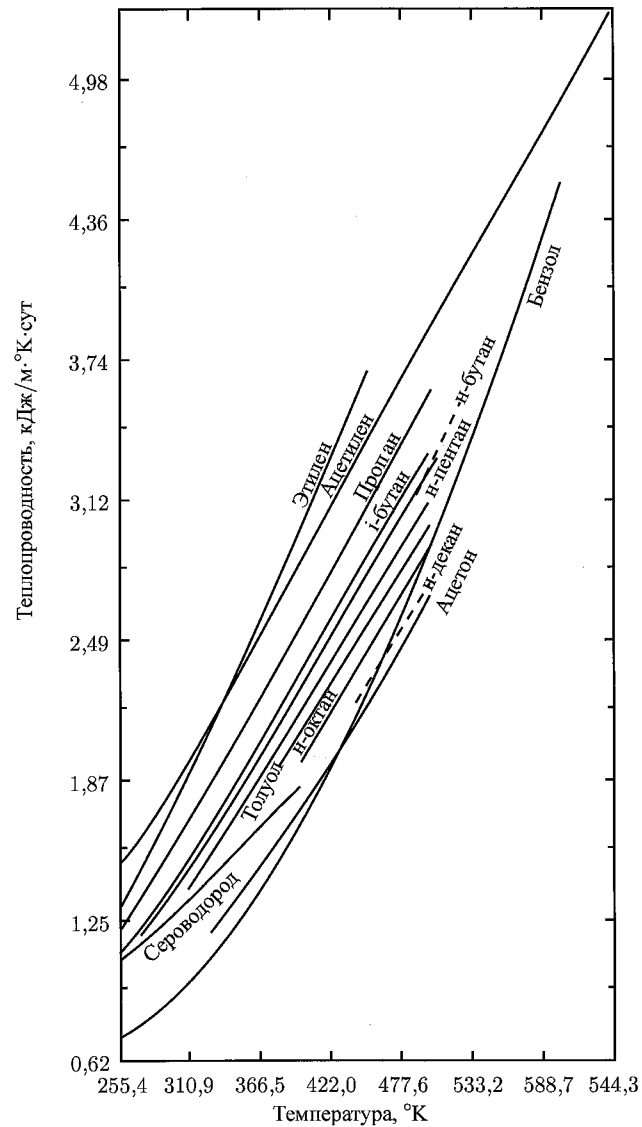


Рис. В.55. Теплопроводность газов при атмосферном давлении (согласно Тулукиану и др. [60])

нефтеносных песков в Керн Ривере. Здесь все флюиды, отличные от соляных растворов, считаются идентичными.

Зависимость теплопроводности от температуры можно описать уравнением:

$$\lambda_f(T) = \lambda_f - 7,97 \cdot 10^{-3}(1,8T - 584,67)(\lambda_f - 0,82), \quad (\text{В.106})$$

в котором λ_f рассчитывается по уравнению (В.103). Изменение давления незначительно влияет на значение теплопроводности:

$$\Delta\lambda_f = \Delta p \cdot 10^{-5}(0,50\rho_b\phi + 5,75\phi - 0,37k^{0,10} + 0,12F), \quad (\text{В.107})$$

где k — проницаемость (в мД); F — коэффициент сопротивления пласта (отношение удельного сопротивления пород к удельному сопротивлению насыщающей жидкости); ρ_b — объемная плотность (в г/см³). На рис. В.56 показана зависимость теплопроводности от состава флюидов и пористости рыхлых нефтеносных песков.

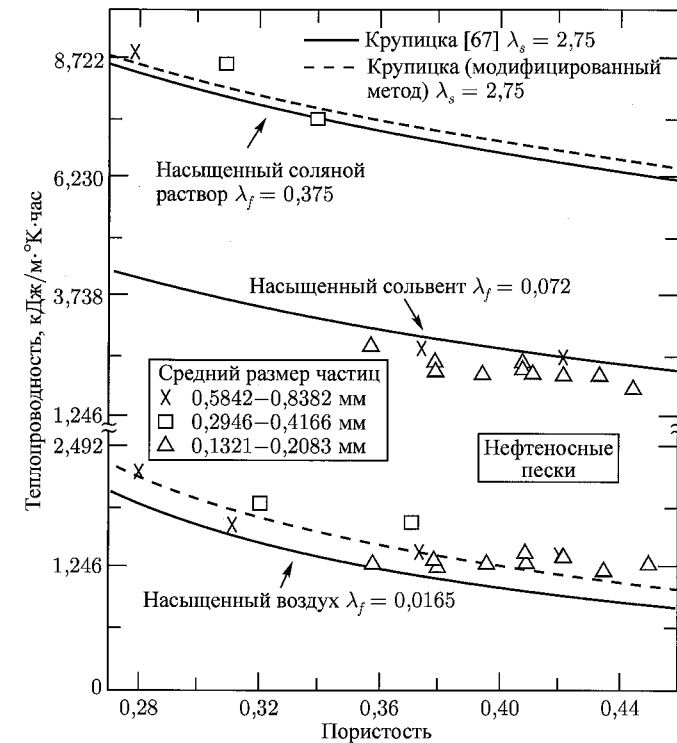


Рис. В.56. Теплопроводность рыхлых песков (согласно Сомертону и др. [66])

Для уплотненных песков Ананд и др. [68] предложили использовать следующее соотношение для расчета теплопроводности песчаника, насыщенного одним флюидом при 20° С:

$$\frac{\lambda_{f,l}}{\lambda_{f,d}} = 1,0 + 0,3 \left(\frac{\lambda_l}{\lambda_a} - 1,0 \right)^{1/3} + 4,57 \left(\frac{\phi}{1-\phi} \frac{\lambda_l}{\lambda_{f,d}} \right)^{0,48m} \left(\frac{\rho_{f,l}}{\rho_{f,d}} \right)^{-4,30}. \quad (\text{В.108})$$

Здесь индексом f, l отмечены параметры, относящиеся к пластовой породе, насыщенной жидкостью; индексом f, d — к сухой пластовой породе; индексом l — к жидкости; индексом a — к воздуху; параметр m — это коэффициент сцементированности Арчи.

Теплопроводность сухого плотного песчаника можно подсчитать по формуле:

$$\lambda_{f,d} = 2,118\rho_{f,d} - 19,94\phi + 3,3k^{0,10} + 0,8089F - 0,193. \quad (\text{В.109})$$

Значения теплопроводности, рассчитанные по уравнению (В.108), совпадают с опубликованными в литературных источниках значениями на 15–58% при условии, что значение $\lambda_{f,l}/\lambda_{f,d}$ находится в пределах от 1,20 до 2,30.

Зависимость теплопроводности насыщенного жидкостью песчаника от температуры описывается уравнением:

$$\lambda_{f,l}(T) = \lambda_{f,l} - 6,23 \left\{ 4,42 \cdot 10^{-3} (1,8T - 528) (\lambda_{f,l} - 0,80) \times \left[\lambda_{f,l} (1,8T \cdot 10^{-3})^{-0,55 \lambda_{Rl}} + 0,74 \right] \right\}, \quad (B.110)$$

для которого значение $\lambda_{f,l}$ рассчитывается по уравнению (B.108), а температура T выражена в °К. Что касается влияния сил натяжения на значение теплопроводности плотного песчаника, то можно сказать, что «при каждом увеличении давления на 1 171,3 бар теплопроводность уменьшается на 1 – 2%» [68].

На рис. В.57 показаны расчетные кривые теплопроводности в зависимости от температуры для песчаников Береа, насыщенных четырьмя разными флюидами. Если порода содержит несколько флюидов, ее теплопроводность рассчитывается по-другому. Среднее значение теплопроводности можно оценить с помощью рис. В.57 или приведенных выше уравнений. При расчете средних значений необходимо учитывать относительный объем каждого флюида внутри порового пространства. Так, согласно Ананду и др. [68], проводимость жидкой фазы имеет преобладающее значение, поэтому важно правильно подсчитать ее значение по уравнению (B.107).

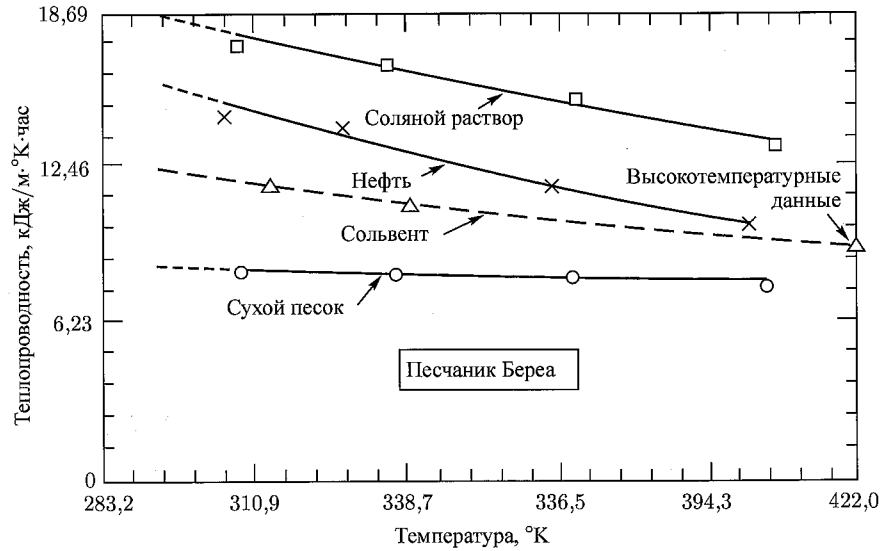


Рис. В.57. Влияние температуры и насыщающего агента на теплопроводность песчаников Береа (согласно Ананду и др. [68])

В таблице В.9 приведены значения коэффициентов теплопроводности некоторых материалов (для сухой породы), рассчитанные на основе значений температуропроводности и плотности при 93,3°С. Повторные значения в основном ниже первоначальных, что объясняется протеканием различных реакций по мере нагрева образцов до 982,2°С. Таким образом, изменение температуры может значительным образом сказаться на тепловых свойствах породы. В таблицах В.9 и В.10 приведены начальные значения тепловых свойств образцов.

Таблица В.9. Тепловые характеристики тестовых образцов [70]

| Образец | Объемная плотность (кг/м ³) | | Температуропроводность (м ² /сут при 93,3°С) | | Температуропроводность (кДж/сут·м·°К при 93,3°С) | | Тепловая реакция |
|---------------------|---|-----------|---|-----------|--|-----------|---|
| | Изначальная | Повторная | Изначальная | Повторная | Изначальная | Повторная | |
| Песчаник Бандера | 2149,68 | 2111,23 | 0,0758 | 0,0613 | 0,0831 | 0,0613 | α – β кварц 546°С, глина |
| Песчаник Береа | 2127,25 | 2018,33 | 0,0763 | 0,0540 | 0,0881 | 0,0618 | α – β кварц 549°С, глина |
| Песчаник Бойс | 1906,60 | 1858,14 | 0,0774 | 0,0457 | 0,0645 | 0,0580 | α – β кварц 560°С, глина |
| Известняк | 2245,79 | 1259,05 | 0,0725 | 0,0462 | 0,0725 | 0,0597 | CaCO ₃ – CaO +CO ₂ , 832°С |
| СаО (после реакции) | 1259,05 | — | 0,0858 | — | — | — | α – β кварц 563°С, глина |
| Глинистая порода | 2196,13 | 2053,57 | 0,0870 | 0,0479 | 0,0883 | 0,0648 | Дегидратация, 462°С |
| Каменная соль | 2162,49 | 2050,36 | 0,275 | — | 0,158 | 0,139 | α – β кварц 557°С |
| Туфогенный песчаник | 1846,93 | 1717,18 | 0,0412 | — | 0,0468 | — | |

Таблица В.10. Описание тестовых образцов из таблицы В.11 [70]

| Образец | Описание | Основные минералы | | | Пористость |
|---------------------|--|-------------------|----------|-------------------------------|------------|
| | | Кварц (%) | Шпат (%) | Другие | |
| Песчаник Бандера | Уплотненный, тонкозернистый | 35 | 25 | Шпат, глина | 0,200 |
| Песчаник Береа | Уплотненный, мелкозернистый | 65 | 10 | Шпат, серицит, глина | 0,205 |
| Песчаник Бойс | Уплотненный, среднезернистый | 40 | 35 | Глина, серицит | 0,265 |
| Известняк | Мелкие пустоты, среднезернистый | — | — | CaCO ₃ | 0,186 |
| Глинистая порода | Твердый, слоистый, тонкозернистый | 50 | — | Глина, оксиды железа, биотит | 0,170 |
| Каменная соль | Кристаллическая | — | — | Поваренная соль | 0,010 |
| Туфогенный песчаник | Уплотненный, от крупно- до тонкозернистого | 10 | 60 | Глина, пемзовые частицы, шпат | 0,280 |

В тех случаях когда инженер не располагает всеми необходимыми данными, теплопроводность насыщенных плотных пород (за исключением песчаников) можно оценить по уравнению (В.108) и значениям теплопроводности сухих насыщенных пород, приведенных в таблице В.9 и рис. В.58. Однако нельзя забывать, что погрешность данного метода может оказаться значительной. Для расчета теплопроводности пористой породы, содержащей воду, нефть и газ, полезно использовать следующую процедуру усреднения:

$$\lambda_f = \lambda_{f,w} \left(\frac{\lambda_o}{\lambda_{f,w}} \right)^{\phi S_o} \left(\frac{\lambda_g}{\lambda_{f,w}} \right)^{\phi S_g}, \quad (\text{В.111})$$

для которой необходимо знать значение теплопроводности образца, насыщенного соляным раствором; значение $\lambda_{f,w}$ рассчитывается по уравнению (В.108) или берется как для плотных образцов породы; λ_o и λ_g — это теплопроводности нефти и газа соответственно. Если нет возможности применить более надежный метод, то для получения приближенного среднего значения теплопроводности можно также воспользоваться любым средним геометрическим объемным значением.

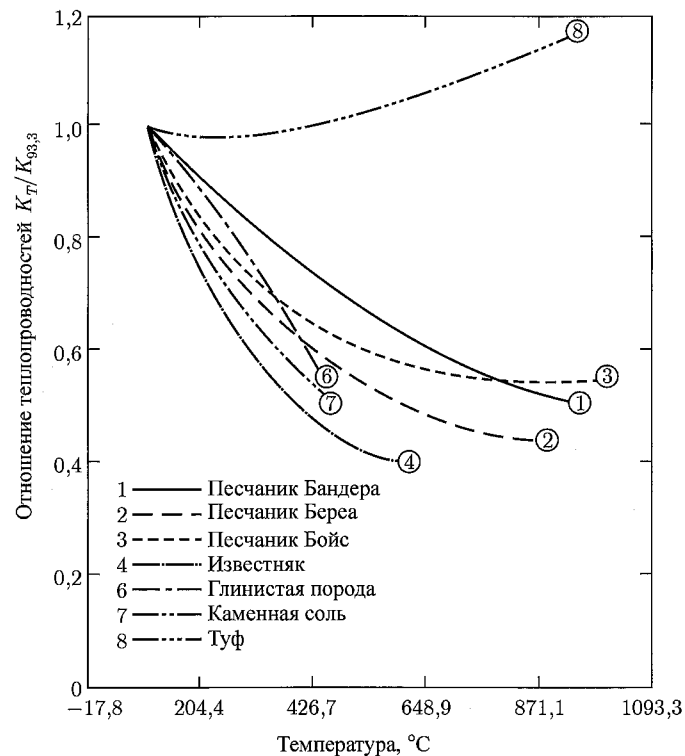


Рис. В.58. Отношение теплопроводности при произвольной температуре к значению теплопроводности при 93,3°С (согласно Сомертону и Бузери [70])

В таблице В.11 приведены данные по теплопроводности некоторых минералов, встречающихся в пластовых породах. В таблице В.8 содержатся значения теплопровод-

Таблица В.11. Теплопроводность природных минералов, образующих пластовые породы [*5]

| Минерал | Плотность (кг/м ³) | Теплопроводность (кДж/м° К·сут) |
|-------------------|-----------------------------------|------------------------------------|
| Кальцит | 2721,54 | 310,3 |
| Доломит | 2857,69 | 475,7 |
| Сидерит | 3810,79 | 259,8 |
| Арагонит | 2827,26 | 193,1 |
| Ангидрит | 2977,83 | 411,0 |
| Гипс | | 108,4 |
| Каменная соль | | 527,7 |
| Кварц | 2646,25 | 664,1 |
| Кремнистый сланец | 2559,75 | 320,2 |
| Пирит | 4914,46 | 1658,4 |
| Роговая обманка | 3182,87 | 242,3 |
| Альбит | 2623,82 | 185,0 |
| Микроклин | 2558,15 | 213,1 |
| Ортоклаз | 2583,78 | 200,0 |
| Каолинит | | 236,7** |
| Иллит | 2904,15 | 190,0 |
| Монтмориллонит | 2828,86 | 702,7 |
| Хлорит | 2751,97 | 444,6 |
| Биотит | 2981,04 | 174,4 |
| Калиевая слюда | 2852,89 | 200,6 |

* Все данные, кроме данных по каолиниту, получены Гораи [65] при комнатной температуре и давлении с использованием природных минералов
**Значение, используемое в методе Сомертона и др. [66]

ности некоторых металлических и неметаллических веществ. Поток флюидов увеличивает теплопроводность пористой породы.

В.9.4. Температуропроводность

Температуропроводность связана с теплопроводностью и объемной теплоемкостью следующим соотношением:

$$\alpha = \lambda/M. \quad (\text{В.112})$$

Для инженерных расчетов применение данного соотношения оказывается вполне приемлемым. В связи с тем что экспериментальное определение свойств породы часто затруднено, лучше применять расчетные значения.

В таблице В.9 приведены данные по температуропроводности некоторых образцов плотной сухой породы при 93,3°С, измеренные с помощью двух разных технологий. Поскольку по мере нагревания образцов до 982,2°С в них происходят различные реакции, повторные значения всегда ниже первоначальных. На рис. В.59 хорошо видна

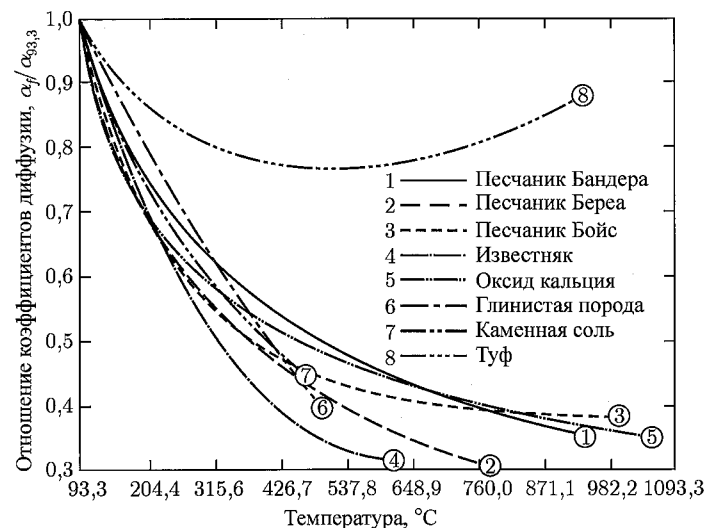


Рис. В.59. Отношение температуропроводности при произвольной температуре к значению температуропроводности при 93,3° F (согласно Сомертону и Бузеру [70])

зависимость теплопроводности сухих плотных пород от температуры. Первоначальные значения свойств пород содержатся в таблицах В.9 и В.10.

В.9.5. Коэффициенты теплоотдачи

Для конденсирующего пара значение коэффициента теплоотдачи h_f велико и, как правило, известно точно [69].

$$h_f = 981\,102,4 \text{ кДж/м}^2 \cdot \text{сут} \cdot ^\circ\text{К} \text{ при } N_{Re} > 2\,100, \quad (\text{В.113})$$

где число Рейнольдса рассчитывается по формуле:

$$N_{Re} = \left[\frac{\pi}{2} (0,00737) \right] \frac{2i_w \rho_{w,н.у.}}{\pi \mu_s r_i}, \quad (\text{В.114})$$

в которой i_w — скорость нагнетания пара при испарении воды (в м³/сутки); $\rho_{w,н.у.}$ — плотность воды при нормальных условиях (1 000 кг/м³); μ_s — вязкость пара при температуре нагнетания (в сП); r_i — внутренний радиус трубы (в метрах).

Поскольку вязкость насыщенного пара при температуре, превышающей нормальную, равна примерно 0,018 сП, то в тех случаях, когда значение i_w больше $9,85r_i$, начинает преобладать условие турбулентности ($N_{Re} > 2\,100$).

Для горячей воды коэффициент теплоотдачи равен [70]:

$$h_f = 0,235 \frac{\lambda_w}{r_i} N_{Re}^{0,8} N_{Pr}^{0,4}, \quad (\text{В.115})$$

где значение N_{Re} , рассчитываемое по формуле (В.114), превышает 2 100; λ_w — теплопроводность воды (в кДж/м·сут·°К). Безразмерное число Прандтля равно:

$$N_{Pr} = 86,46(C\mu/\lambda)_w, \quad (\text{В.116})$$

где C_w — удельная теплоемкость воды при постоянном давлении (в кДж/кг·°К); μ_w — вязкость горячей воды (в сП). Если температура находится в пределах от 176,7 до 315,6° С, значения коэффициентов, характеризующих свойства воды $[(\lambda_w/\mu_w^{0,8})N_{Pr}^{0,4}]$, отличаются не более чем на ±10%. Следовательно, коэффициент теплоотдачи можно оценить по формуле

$$h_f = 32,7(6,289i_w)^{0,8}(3,28r_i)^{-1,8}, \quad (\text{В.117})$$

при $176,7^\circ\text{C} < T < 315,6^\circ\text{C}$ и $i_{w,н.у.} > r_i$. На рис. В.60 показан график функции, построенный в соответствии с уравнением (В.117).

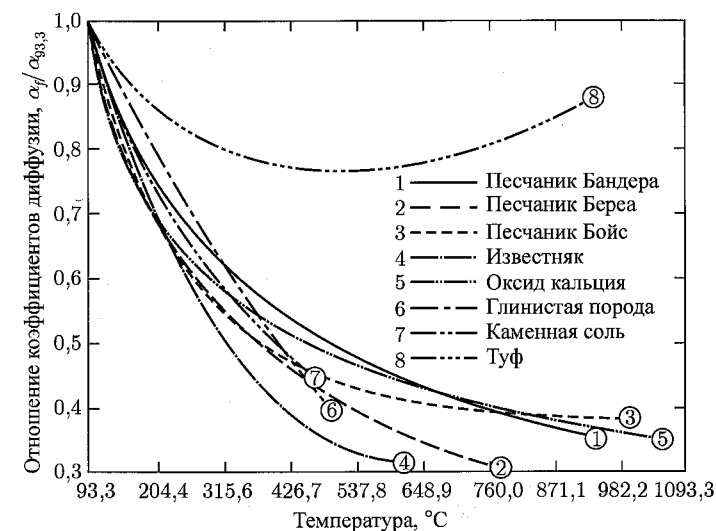


Рис. В.60. Отношение температуропроводности при произвольной температуре к значению температуропроводности при 93,3° F (согласно Сомертону и Бузеру [70])

Для горячих газов коэффициент теплоотдачи находят по уравнению (В.115) применительно к свойствам газа. Для газов, как правило, $N_{Pr}^{0,4} \approx 0,92 \pm 0,07$, а число Рейнольдса равно:

$$N_{Re} = [\pi(0,00334)/2] \frac{2}{\pi} \frac{w_g}{\mu_g r_i}. \quad (\text{В.118})$$

В данном уравнении фигурирует коэффициент перевода для единиц, принятых в международной практике газодобычи. Коэффициент теплоотдачи вычисляют следующим образом:

$$h_f \approx 1,4 \cdot 10^{-5} \frac{\lambda_g}{r_i} \left(\frac{w_g}{3,28\mu_g r_i} \right)^{0,8}. \quad (\text{В.119})$$

Здесь $w_g > 58,5\mu_g r_i$; $w_g = 454i\rho$ (кг/сут); i — скорость нагнетания (тыс. м³/сут); ρ — плотность (кг/м³); μ_g — вязкость (сП); λ_g — теплопроводность (кДж/м·сут·°К); r_i — внутренний радиус трубы (м).

На рис. В.61 показан график функции h_f для случая нагнетания горячего газа, построенный на основе уравнения (В.119).

Значения h_d . Как правило, значения коэффициента теплоотдачи h_d , обусловленные отложениями накипи и загрязнением, не известны. Для каждого проекта значения h_d специфические и потому требуют соответствующих измерений. МакАдамс [69]

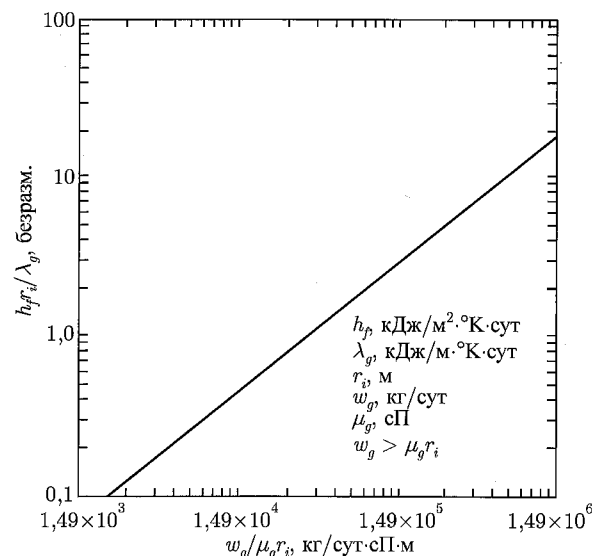


Рис. В.61. Корреляция для оценки коэффициента теплоотдачи газового потока при высоких скоростях [5]

использовал универсальное значение, равное 981 120 кДж/м²·сут·°К. Если разработчики не располагают более точными данными, можно использовать это же значение. В нагнетающих и добывающих трубопроводах не происходит больших потерь тепла, а между трубой и изоляцией накапливается много отложений накипи вследствие большого сопротивления тепловому потоку. Если бы не опасность того, что накипь на внутренней стенке трубы может отделяться и тем самым закупоривать ствол нагнетательной скважины или любой другой участок системы трубопроводов, то на внутренней стенке трубы также допускалось бы отложение накипи.

Значения h_c . МакАдамс [69] предложил пользоваться следующим уравнением для расчета коэффициента теплоотдачи h_{fc} , обусловленной искусственной конвекцией (потоком воздуха), применительно к наземным нагнетательным трубопроводам, подверженным воздействию ветра:

$$h_{fc} = \frac{0,12\lambda_a}{r_e} N_{Re}^{0,6}, \quad (\text{В.120})$$

которое может использоваться в интервале чисел Рейнольдса $1000 < N_{Re} < 50000$. Здесь λ_a — теплопроводность воздуха (кДж/м·сут·°К); r_e — внешний радиус трубы, подверженный воздействию ветра (м); $N_{Re} = [1/2(169,2)](2r_e v_w \rho_{a,n.y.}/\mu_a)$; v_w — нормальная (по отношению к поверхности трубы) составляющая скорости ветра, (км/час); $\rho_{a,n.y.}$ — плотность воздуха (кг/м³); μ_a — вязкость воздуха (сП).

В тех случаях когда температура поверхности близка к 93° С, МакАдамс [69] предложил использовать следующее приближенное значение коэффициента теплоотдачи:

$$h_{fc} = \frac{18}{r_e} (r_e, v_w)^{0,6}. \quad (\text{В.121})$$

Несмотря на то, что уравнения (В.119) и (В.120) справедливы лишь в тех случаях, когда направление скорости ветра перпендикулярно стенке трубы, они широко используются,

поскольку не так легко сделать поправку на другое направление ветра. В случае применения открытых неизолированных труб, по которым протекает высокотемпературный поток, может оказаться существенным влияние радиации. Дополнительные данные, касающиеся влияния радиации, имеются в работах МакАдамса [69], Уилхайта [71], Аллена и Робертса [72].

Литература

- [1] Matthews, C.S. and Russell, D.G.: «Pressure Buildup and Flow Tests in Wells», Monograph Series, SPE, Richardson, Texas (1967) 1.
- [2] Craig, F.F. Jr.: «The Reservoir Engineering Aspects of Waterflooding», Monograph Series, SPE, Richardson, Texas (1971) 3.
- [3] Earlougher, R.C. Jr.: «Advances in Well Test Analysis, Monograph Series», SPE, Richardson, Texas (1977) 5. Имеется русский перевод: П.Эрлагер мл. Гидродинамические методы исследования скважин. — Москва-Ижевск: Институт компьютерных исследований, 2006. — 512 стр.
- [4] Farouq Ali, S.M.: «Oil Recovery by Steam Injection», Producers Publishing Co. Inc., Bradford, Pennsylvania (1970).
- [5] Prats, M.: «Thermal Recovery», Monograph Series, SPE, Richardson, Texas (1982) 7.
- [6] «Engineering Data Book», ninth edition, Gas Processors Suppliers Assn., Tulsa, Oklahoma (1972) Sec. 16.
- [7] Edminster, W.C.: «Applied Hydrocarbon Thermodynamics», Gulf Publishing Co., Houston (1961).
- [8] Trube, A.S.: «Compressibility of Undersaturated Hydrocarbon Reservoir Fluids», Trans., AIME (1957) 210, 341.
- [9] «Standard 2500, Measuring, Sampling, and Testing Crude Oil», API, Dallas; reproduced in Petroleum Production Handbook, McGraw-Hill Book Co. Inc., New York City (1962) 1, Chap. 16.
- [10] Brown, G. et al.: «Natural Gasoline and the Volatile Hydrocarbons», Natural Gasoline Assn. of America, Tulsa, Oklahoma (1948).
- [11] Standing, M. H. and Katz, D. L.: «Density of Natural Gases», Trans., AIME (1942) 146, 140.
- [12] Lasater, J. A.: «Bubblepoint Pressure Correlation», Trans., AIME (1958) 213, 379.
- [13] Vazquez, M. and Beggs, H. D.: «Correlations for Fluid Physical Property Prediction», JPT (June 1980) 968; Trans., AIME, 269.
- [14] Glaso, O.: «Generalized Pressure-Volume-Temperature Correlations», JPT (May 1980) 785; Trans., AIME, 269.
- [15] Al-Marhoun, M. A.: «PVT Correlation for Middle East Crude Oils», JPT (May 1988) 650; Trans., AIME, 285.

- [16] Kartoatmodjo, T. and Schmidt, Z.: «New Correlations for Crude Oil Physical Properties», paper SPE 23556 available from SPE, Richardson, Texas (June 1991).
- [17] Standing, M.B.: «A Pressure-Volume-Temperature Correlation for Mixtures of California Oils and Gases», *Drill. & Prod. Prac.* (1957) 275.
- [18] Sutton, R. P. and Farshad, F.: «Evaluation of Empirically Derived PVT Properties for Gulf of Mexico Crude Oils», *SPE* (February 1990) 79.
- [19] Ahmed, T. H.: «Hydrocarbon Phase Behavior», Gulf Publishing Co., Houston (1989).
- [20] Beal, C.: «The Viscosity of Air, Water, Natural Gas, Crude Oils and Its Associated Gases at Oil Field Temperatures and Pressures», *Trans., AIME* (1946) 165, 94.
- [21] Standing, M. B.: «Volumetric and Phase Behavior of Oil Field Hydrocarbon Systems», ninth edition, SPE, Richardson, Texas (1981).
- [22] Beggs, H. D. and Robinson, J. R.: «Estimating the Viscosity of Crude Oil Systems», *JPT* (September 1975) 1140.
- [23] Baker, O. and Swerdloff, W.: «Finding Surface Tension of Hydrocarbon Liquids», *Oil & Gas J.* (2 January 1956) 125.
- [24] Reid, R. C., Prausnitz, J. N., and Poling, B. E.: «The Properties of Gases and Liquids», fourth edition, McGraw-Hill Book Co. Inc., New York City (1987).
- [25] Weinaug, C. and Katz, D. L.: «Surface Tension of Methane-Propane Mixtures», *Ind. Eng. Chem.* (1943) 25, 35.
- [26] Katz, D. L. et al.: «Handbook of Natural Gas Engineering», McGraw-Hill Book Co. Inc., New York City (1959).
- [27] McCain, W. D. Jr.: «The Properties of Petroleum Fluids», Petroleum Publishing Co., Tulsa, Oklahoma (1973).
- [28] Culberson, O. L. and McKetta, J. J. Jr.: «Phase Equilibria in Hydrocarbon-Water Systems: III — Solubility of Methane in Water at Pressures to 10,000 psia», *Trans., AIME* (1951) 192, 223.
- [29] Adamson, D. K. et al.: «The Impact of Hurricanes on Technical Conferences and Exhibitions», Keynote Address presented at the 1993 SPE Annual Technical Conference and Exhibition, New Orleans 27-30 September.
- [30] Gould, T. L.: «Vertical Two Phase Steam-Water Flow in Geothermal Wells», *JPT* (August 1974) 833.
- [31] Dodson, C. R. and Standing, M. B.: «Pressure-Volume-Temperature and Solubility Relations for Natural Gas Water Mixtures», *Drill. & Prod. Prac.* (1944) 173.
- [32] Meehan, D. N.: «A Correlation for Water Compressibility», *Pet. Eng. Intl.* (November 1980) 125.
- [33] Numbere, D., Brigham, W., and Standing, M. B.: «Correlations for Physical Properties of Petroleum Reservoir Brines», *Petroleum Research Inst., Stanford U., Palo Alto, California* (November 1977) 17.

- [34] van Wingen, N.: «Recovery of Oil in the United States», API, New York City (1950) 127.
- [35] Frick, T. C.: «Petroleum Production Handbook», SPE, Richardson, Texas (1962) 11.
- [36] Hocutt, C. R.: «Interfacial Tension Between Water and Oil Under Reservoir Conditions», *Trans., AIME* (1939) 132, 184.
- [37] Hough, E. W., Rzasa, M. J., and Wood, B. B.: «Interfacial Tensions at Reservoir Pressures and Temperatures; Apparatus and the Water-Methane System», *Trans., AIME* (1951) 192, 57.
- [38] Stewart, W. F., Burkhard, S. F., and Voo, D.: «Prediction of Pseudo-Critical Parameters for Mixtures», paper presented at the 1959 AIChE Meeting, Kansas City, Missouri.
- [39] Dranchuk, P. M. and Abu-Kassem, J. H.: «Calculation of Z-Factors for Natural Gases Using Equations-of-State», *J. Cdn. Pet. Tech.* (July-September 1975) 14, 34.
- [40] Wichert, E. and Aziz, K.: «Calculation of Z's for Sour Gases», *Hydrocarbon Processing* (May 1972) 119.
- [41] Carr, N. L., Kobaynshi, R., and Burrows, D. B.: «Viscosity of Hydrocarbon Gases Under Pressure», *Trans., AIME* (1954) 201, 264.
- [42] Lee, A. L., Gonzalez, M. H., and Eakin, B. E.: «The Viscosity of Natural Gases», *JPT* (August 1966) 997; *Trans., AIME*. 237.
- [43] Hankinson, R. W., Thomas, L. K., and Phillips, K. A.: «Predict Natural Gas Properties», *Hydrocarbon Processing* (April 1969) 106.
- [44] Trube, A. S.: «Compressibility of Natural Gases», *Trans., AIME* (1957) 210, 355.
- [45] Newman, G. H.: «Pore-Volume Compressibility of Consolidated, Friable, and Unconsolidated Reservoir Rocks Under Hydrostatic Loading», *JPT* (February 1973) 129.
- [46] Moses, P. L.: «Engineering Applications of Phase Behavior of Crude Oil and Condensate System», *JPT* (July 1986) 715.
- [47] Kesler, M. G. and Lee, B. I.: «Improve Prediction of Enthalpy of Fractions», *Hydrocarbon Processing* (March 1976) 153.
- [48] Technical Data Book, API, New York City (1964).
- [49] Tarakad, R. R. and Danner, R. P.: «A Comparison of Enthalpy Prediction Methods», *AIChE J.* (1976) 22, 409.
- [50] Gambill, W. R.: «You Can Predict Heat Capacities», *Chem. Eng.* (June 1957).
- [51] Touloukian, Y. S. et al.: «Specific Heat-Nonmetallic Liquids and Gases», *Thermophysical Properties of Matter*. IFI/Plenum, New York City (1970) Chap. 6.
- [52] «Chemical Engineers' Handbook», R. H. Perry and C. H. Chilton (eds.), fifth edition, McGraw-Hill Book Co. Inc., New York City (1973).

- [53] «Steam Tables, Properties of Saturated and Superheated Steam», third edition, Combustion Engineering Inc., Windsor, Connecticut (1940).
- [54] Somerton, W.H.: «Some Thermal Characteristics of Porous Rocks», Trans., AIME (1958) 213, 375.
- [55] Touloukian, Y. S. et al.: «Specific Heat-Nonmetallic Solids», Thermophysical Properties of Matter, IFI/Plenum, New York City (1970) Chap. 5.
- [56] Helgeson, H. C.: «Thermodynamics of Hydrothermal Systems at Elevated Temperatures and Pressures», Amer. J. Science (1967) 267, 729.
- [57] Keenan, J. H. and Keyes, F. G.: «Thermodynamic Properties of Steam», John Wiley & Sons Inc., New York City (1936).
- [58] Grim, R. F.: «Clay Mineralogy», McGraw-Hill Book Co. Inc., New York City (1968).
- [59] Handbook of Physical Constants, S. P. Clark Jr. (ed.), revised edition, Geological Soc. of America, Boulder, Colorado (1966) 97.
- [60] Touloukian, Y.S. et al.: «Thermal Conductivity-Nonmetallic Liquids and Gases», Thermophysical Properties of Matter, IFI/Plenum, New York City (1970) Chap. 3.
- [61] Cragoe, C. S.: Miscellaneous Publication No. 97, U. S. Bureau of Standards, Washington, DC (1929).
- [62] Lenoir, J. M.: «Effect of Pressure on Thermal Conductivity of Liquids», Petroleum Refiner (1956) 35, No. 8, 162.
- [63] Lenoir, J. M. and Comings, E. W.: «Thermal Conductivity of Gases Measurements at High Pressure», Chem, Eng. Prog. (1951) 47, 223.
- [64] Ecken, E. R. G. and Drake, R. M. Jr.: «Heat and Mass Transfer», McGraw-Hill Book Co. Inc., New York City (1959).
- [65] Horai, K.-I.: «Thermal Conductivity of Rock-Forming Minerals», J. Geophysical Research (1971) 76, No. 5, 1278.
- [66] Somerton, W. H., Keese, J. A., and Chu, S. L.: «Thermal Behavior of Unconsolidated Oil Sands», SPEJ (October 1974) 513.
- [67] Krupiczka, R.: «Analysis of Thermal Conductivity in Granular Materials», Intl. Chem. Eng. (1967) 7, 122.
- [68] Anand, J., Somerton, W. H., and Goma, E.: «Predicting Thermal Conductivities of Formations From Other Known Properties», SPEJ (October 1973) 267.
- [69] McAdams, W. H.: «Heat Transmission», third edition, McGraw-Hill Book Co. Inc., New York City (1954).
- [70] Somerton, W. H. and Boozer, G. D.: «Thermal Characteristics of Porous Rocks at Elevated Temperatures», Trans., AIME (1960) 219, 413.
- [71] Willhite, G. P.: «Overall Heat Transfer Coefficients in Steam and Hot Water Injection Wells», JPT (May 1967) 607.
- [72] Allen, T. O. and Roberts, A. P.: «Production Operations», Oil & Gas Consultants Intl. Inc., Tulsa, Oklahoma (1978) 1.

ПРИЛОЖЕНИЕ С

Газожидкостное равновесие

С.1. Введение

При добыче углеводородного сырья течения в скважинах, как правило, имеют выраженный многофазный характер. Кроме того, по мере продвижения к поверхности фазовый состав многофазной смеси постоянно меняется. В качестве отдельной фазы потока можно рассматривать такую его однородную часть, которая характеризуется едиными физическими и химическими свойствами и отделяется от соседних фаз четко выраженной границей [1, 2]. В зависимости от состава смеси, давления и температуры углеводородная система может существовать в виде однофазного газа, однофазной жидкости или газожидкостной смеси. Дополнительной жидкой фазой в добывающих флюидах, как правило, служит вода.

В отличие от однофазного флюида, фазовый переход между газом и жидкостью в многокомпонентных смесях совершается не монотонно и выражен нечетко. В пределах двухфазной области, ограниченной фазовыми кривыми, при постоянном давлении и температуре между газом и жидкостью существует равновесие. Для смесей разного состава форма фазовых кривых и положение критической точки различны.

Рис. С.1 дает возможность классифицировать продуктивные пласты, тип которых учитывается в газо- и нефтедобывающих системах. Обычно температура нефтяных пластов ниже критической температуры углеводородной смеси. Температура конденсатных залежей, а также залежей летучей нефти находится в пределах между критической температурой и критондентермом углеводородной смеси. Температура залежей сухого газа превышает критондентерм.

При течении многих конденсатных флюидов происходит ретроградная конденсация, при которой выделение конденсата происходит по мере падения давления. На рис. С.1 подобному аномальному (ретроградному) поведению потока отвечает область между критической точкой и критондентермом (или критондентбаром).

При рассмотрении течения в трубах потока летучих масел или конденсатных флюидов их фазовое поведение лучше всего анализировать на основе композиционной модели, которая предполагает расчет газожидкостного равновесия, то есть существование контактного газовыделения. Такие расчеты проводятся на основе константы равновесия, известной также под названием коэффициента распределения K .

С.2. Константа равновесия

Фазовое поведение многокомпонентной системы однозначно определяется такими параметрами, как состав, давление и температура. Константа равновесия K_i i -го компонента смеси равна отношению молярной доли компонента в газовой фазе y_i к молярной доле этого же компонента в жидкой фазе x_i :

$$K_i = \frac{y_i}{x_i} \quad (\text{С.1})$$

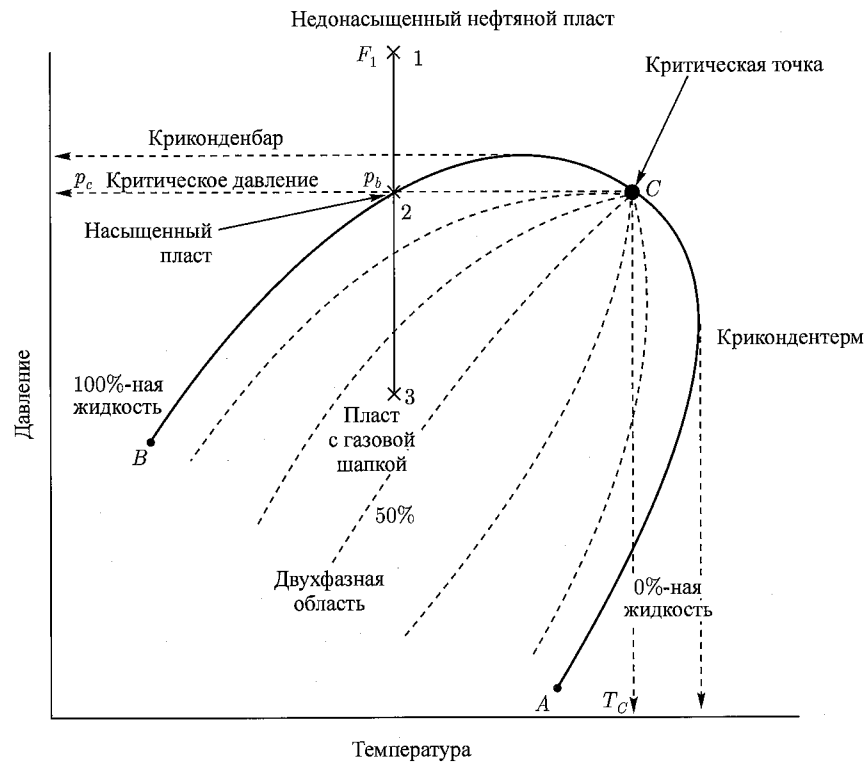


Рис. С.1. Типичная фазовая диаграмма [2]

Чтобы найти константу равновесия для идеальных смесей при низком давлении (обычно ниже 5,17 бар), можно объединить закон Рауля с законом Дальтона. При постоянной температуре данное выражение будет иметь вид:

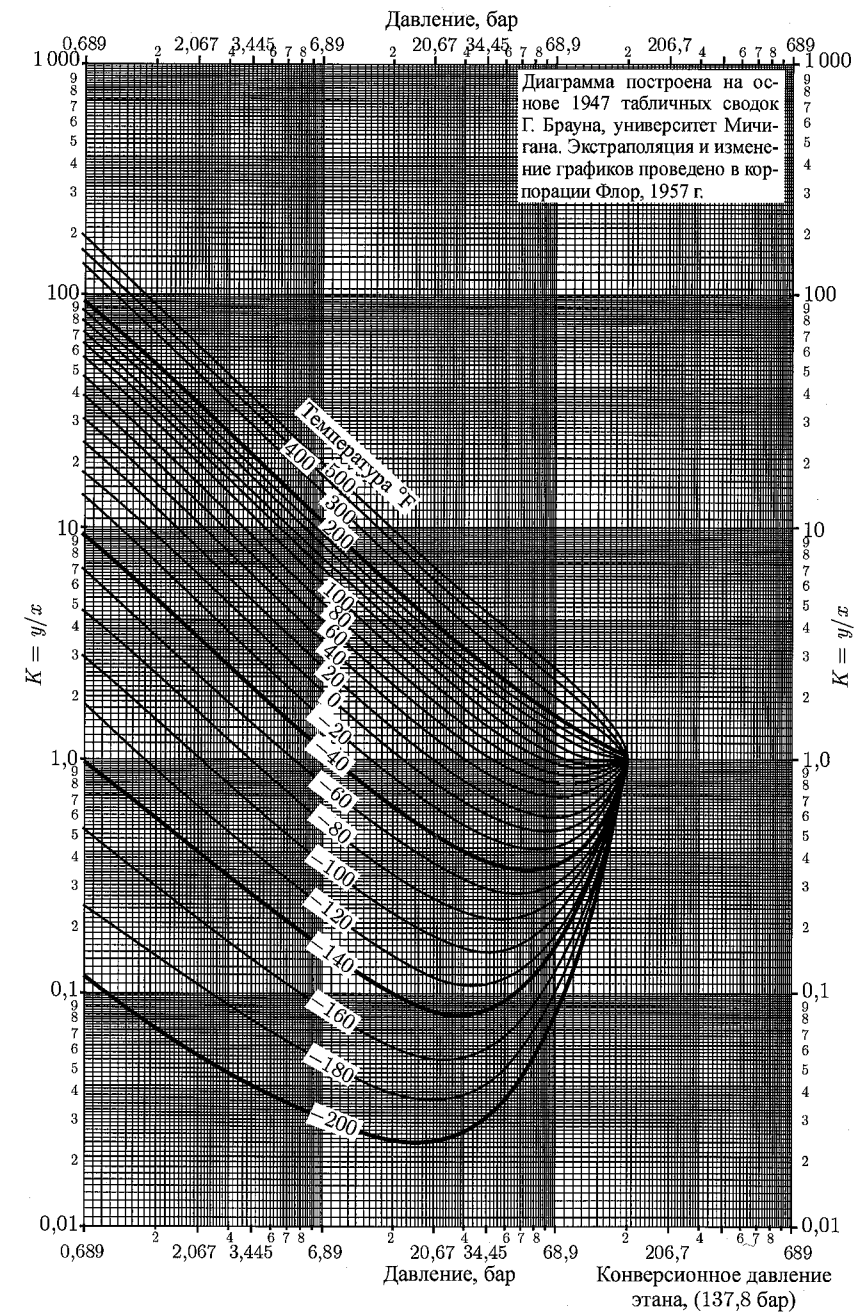
$$K_i = \frac{y_i}{x_i} = \frac{p_{vi}}{p}, \quad (\text{C.2})$$

где p_{vi} — давление i -го компонента газа (бар), а p — общее давление системы (бар).

Давление любого углеводородного компонента газа зависит только от температуры. Уравнение (С.2) предполагает, что, согласно закону Рауля, жидкость обладает идеальным фазовым поведением, а согласно закону Дальтона, газ также наделен свойствами идеального раствора.

Константа равновесия для реальных растворов зависит не только от давления и температуры, но и фазового состава углеводородной смеси. При композиционном моделировании важно правильно установить физические свойства газовой и жидкой фаз, после чего можно рассчитывать константы равновесия каждого компонента, характеризующие его долевое содержание в газовой и жидкой фазах. В разделе С.7 подробно обсуждается метод расчета констант равновесия на основе уравнений состояния. Для приближенной оценки данных констант в качестве альтернативного метода можно применять диаграммы чистых компонентов, таких как на рис. С.2.

Далее рассмотрим метод расчета молярных долей каждого компонента равновесной системы, основанный на концепции мгновенного газыделения.

Рис. С.2. Диаграмма для оценки значений K (согласно Кацу и др. [3]. Приводится с разрешения МакГроу-Хилл).

С.3. Расчеты на основе концепции мгновенного газовойделения

Данные расчеты опираются на понятия общего и частного молярного балансов. Важнейшим шагом является определение параметров, фигурирующих в уравнении материального баланса:

- F — количество молей сырья,
 - L — количество молей жидкости,
 - V — количество молей газа,
 - z_i — молярная доля i -го компонента в смеси сырья,
 - x_i — молярная доля i -го компонента в жидкой фазе,
 - y_i — молярная доля i -го компонента в газовой фазе,
 - n — общее количество компонентов в смеси сырья.
- Уравнение общего материального баланса имеет вид:

$$F = L + V. \quad (C.3)$$

Материальный баланс для отдельного компонента смеси выражается формулой:

$$z_i F = x_i L + y_i V. \quad (C.4)$$

Уравнение (С.3) можно преобразовать к виду:

$$\frac{L}{F} = 1 - \frac{V}{F}. \quad (C.5)$$

С.3.1. Фаза жидкости

Подставляя в уравнение (С.4) вместо y_i и L/F выражения из уравнений (С.1) и (С.5), находим значение x_i :

$$x_i = \frac{z_i F - y_i V}{L} = \frac{z_i - y_i \frac{V}{F}}{\frac{L}{F}} = \frac{z_i - x_i K_i \frac{V}{F}}{1 - \frac{V}{F}}. \quad (C.6)$$

После упрощения получаем следующее уравнение для расчета молярной доли i -го компонента в жидкой фазе:

$$x_i = \frac{z_i}{1 + \frac{V}{F}(K_i - 1)}. \quad (C.7)$$

С.3.2. Фаза газа

Аналогично расчетам, проведенным для газа, для жидкой фазы сначала необходимо разрешить уравнение (С.4) относительно y_i , подставляя в него выражения из уравнений (С.1) и (С.5):

$$y_i = \frac{z_i F - x_i L}{V} = \frac{z_i F - \frac{y_i}{K_i}}{V}. \quad (C.8)$$

Таким образом, получим:

$$y_i = \frac{z_i K_i}{1 + \frac{V}{F}(K_i - 1)}. \quad (C.9)$$

С.3.3. Алгоритм решения

Обращаем внимание, что для решения уравнений (С.7) и (С.9): необходимо найти значение V/F . Для этого запишем соотношения для молярных долей:

$$\sum_{i=1}^n x_i = \sum_{i=1}^n y_i = 1, 0$$

или

$$\sum_{i=1}^n (y_i - x_i) = 0.$$

С учетом данных выражений объединим уравнения (С.7) и (С.9):

$$\sum_{i=1}^n (y_i - x_i) = \sum_{i=1}^n \frac{z_i(K_i - 1)}{(K_i - 1)\frac{V}{F} + 1} = f\left(\frac{V}{F}\right) = 0. \quad (C.10)$$

Данное уравнение часто называют уравнением Рашфорда и Райса. Чтобы с его помощью найти значение V/F , необходимо знать значение коэффициента K . Необходимо помнить, что сами по себе значения K не зависят от состава фаз. Поскольку в расчетах, основанных на концепции мгновенного газовойделения, состав фаз неизвестен, также неизвестными являются значения зависимых переменных. В связи с этим уравнение (С.10) характеризуется высокой степенью условности и трудоемкостью вычислений.

В данном разделе приводится алгоритм расчета уравнения Рашфорда и Райса, в котором предполагается, что на каждом шаге вычисления V/F можно найти значение K .

Чтобы решить уравнение Рашфорда и Райса относительно V/F с допустимой точностью (погрешностью сходимости 10^{-6}) [2], можно применить схему сходимости Ньютона-Рафсона [4], при этом надо знать значения следующих параметров:

- количество компонентов, n .
- молярные доли каждого компонента в сырьевой смеси, z_i .
- константы равновесия для каждого компонента, K_i .
- начальное значение $(V/F)_j$ (индекс j означает порядковый номер шага итерации).

Например, если в качестве начального значения $(V/F)_j$ взять число 0,5, следующее значение (V/F) можно рассчитать по формуле:

$$\left(\frac{V}{F}\right)_{j+1} = \left(\frac{V}{F}\right)_j - \frac{f\left(\frac{V}{F}\right)_j}{f'\left(\frac{V}{F}\right)_j}. \quad (C.11)$$

Значение производной $f'(V/F)$ находят путем дифференцирования уравнения (С.10) по V/F :

$$f'\left(\frac{V}{F}\right)_j = - \sum_{i=1}^n \frac{z_i(K_i - 1)^2}{\left[(K_i - 1)\left(\frac{V}{F}\right)_j + 1\right]^2}. \quad (C.12)$$

Сходимость достигается при выполнении условия:

$$\left| \left(\frac{V}{F} \right)_{j+1} - \left(\frac{V}{F} \right)_j \right| < 1,0 \cdot 10^{-6}. \quad (\text{C.13})$$

После достижения сходимости, на основании уравнения (С.7), а также с учетом уравнения (С.1) или (С.9), можно определить состав каждой фазы.

Для применения описанного алгоритма необходимо знать значения K_i при определенной температуре, давлении и составе каждой фазы. Как говорилось ранее, существует несколько методов определения значений K , одним из которых является использование диаграмм, например таких, как на рис. С.2. Тем не менее рекомендуется рассчитывать значения K на основе уравнений состояния. Данный метод будет приведен в разделе С.7.

С.4. Кривые насыщения и начала конденсации

При температуре ниже критической кривая насыщения отделяет однофазную жидкость от двухфазной области. Таким образом, давление насыщения — это такое давление, при котором жидкость не испаряется. При давлении насыщения вся сырьевая масса находится в жидком состоянии, а фазы газа еще не существует. То есть $V = 0$ и $z_i \approx x_i$. Следовательно, уравнение (С.9) сводится к виду $y_i = z_i K_i$ и

$$\sum_{i=1}^n y_i = \sum_{i=1}^n z_i K_i = 1. \quad (\text{C.14})$$

Кривая начала конденсации (рис. С.1) отделяет однофазный газ от двухфазной области. Для одной и той же температуры может существовать два значения давления начала конденсации. При давлении начала конденсации $L = 0$, $V = F$ и $z_i \approx y_i$.

Следовательно, уравнение (С.7) сводится к виду:

$$x_i = \frac{z_i}{K_i} \quad (\text{C.15a})$$

и

$$\sum_{i=1}^n x_i = \sum_{i=1}^n \frac{z_i}{K_i} = 1. \quad (\text{C.15b})$$

Давления насыщения и начала конденсации также можно рассчитать с помощью итерационного метода. Данный процесс носит итерационный характер при любой температуре ниже критической точки. Обратите внимание, что при давлении насыщения или начала конденсации углеводородная смесь существует в виде одной фазы. В этом случае состав сырьевой смеси будет соответствовать фазовому составу. Необходимо итерационно рассчитать значение давления и на его основе определить значение коэффициента K для каждого компонента сырьевой смеси по уравнениям (С.14), (С.15a) или (С.15b) в зависимости от того, какое именно давление (насыщения или начала конденсации) будет рассчитано. Для начального расчета значений K можно воспользоваться корреляцией Уилсона [5], который получил следующее упрощенное термодинамическое выражение для оценки коэффициента K :

$$K_i = \frac{p_{ci}}{p} \exp \left[5,37(1 + \omega_i) \left(1 - \frac{T_{ci}}{T} \right) \right], \quad (\text{C.16})$$

где p_{ci} — критическое давление i -го компонента (бар); p — давление системы (бар); T_{ci} — критическая температура i -го компонента ($^{\circ}\text{R}$); T — температура системы ($^{\circ}\text{R}$); ω_i — коэффициент ацентричности i -го компонента.

Коэффициент ацентричности ω для беспримесного компонента равен [6]:

$$\omega = -\lg p_{vpr} \Big|_{T_r=0,7} - 1,0, \quad (\text{C.17})$$

где $p_{vpr} = p_{vp}/p_c$ — приведенное давление газа, а p_{vp} — давление газа. Чтобы найти ω , необходимо знать значение приведенного давления при приведенной температуре, равной 0,7. Коэффициент ω характеризует степень ацентричности несферической молекулы. Для одноатомных газов он практически равен нулю. Для метана — имеет очень небольшое значение. Чем выше молекулярный вес газа, тем больше коэффициент ацентричности. Для беспримесных компонентов его значение можно установить экспериментально. Также его можно рассчитать на основе соотношения Лии и Кеслера для давления пара [7]:

$$\omega = \frac{\alpha}{\beta}, \quad (\text{C.18})$$

где $\alpha = -\ln p_c - 5,97214 + 6,09648\theta^{-1} + 1,28862 \ln \theta - 0,169374\theta^6$ и $\beta = 15,2518 - 15,6875\theta^{-1} - 13,4721 \ln \theta + 0,43577\theta^6$, здесь $\theta = T_b/T_c$ — приведенная температура точки кипения; p_c — критическое давление (в атмосферах); T_c — критическая температура (в $^{\circ}\text{R}$); T_b — нормальная точка кипения при 1 атмосфере (в $^{\circ}\text{R}$).

Для гипотетических или условных компонентов, применяемых, например, для оценки тяжелых фракций в составе многокомпонентной углеводородной смеси, коэффициенты ацентричности можно рассчитать на основе корреляции Эдмистера [8]:

$$\omega = \frac{3}{7} T_b \left[\frac{\lg p_c - 1,167}{T_c - T_b} \right] - 1,0. \quad (\text{C.19})$$

С.5. Давление насыщения

Расчет давления насыщения можно начинать с применения корреляции Уилсона (уравнение (С.16)) для значений K_i . Давление насыщения обозначают как p_b . В качестве начального значения p_b можно взять следующее выражение:

$$p_b = \sum_{i=1}^n \left\{ z_i p_{ci} \exp \left[5,37(1 + \omega_i) \left(1 - \frac{T_{ci}}{T} \right) \right] \right\}. \quad (\text{C.20})$$

Определив начальное давление насыщения, необходимо далее рассчитать значения K_i по уравнениям состояния, которые затем подставить в уравнение (С.14). Если будет достигнута сходимость уравнения (С.14) с приемлемой степенью погрешности, итерационный процесс прекращается, а последнее расчетное значение давления насыщения и будет являться искомым значением. Иначе необходимо подобрать другое значение давления насыщения, соблюдая выполнение определенных условий на каждом шаге итерационного процесса: если

$$\sum_{i=1}^n (z_i K_i) < 1, \quad (\text{C.21a})$$

то подобранное значение давления насыщения слишком велико, поэтому на следующем шаге надо взять меньшее значение; если же

$$\sum_{i=1}^n (z_i K_i) > 1, \quad (\text{C.21b})$$

то подобранное значение давления насыщения слишком мало, поэтому на следующем шаге надо взять большее значение.

С.6. Давление начала конденсации

Начальное значение давления конденсации можно подобрать путем объединения уравнений (С.15а), (С.15б) и (С.16):

$$p_b = \sum_{i=1}^n \left\{ \frac{p_{ci} \exp \left[5,37(1 + \omega_i) \left(1 - \frac{T_{ci}}{T} \right) \right]}{z_i} \right\}. \quad (\text{C.22})$$

После этого необходимо рассчитать значения K по уравнениям состояния и подставить их в уравнения (С.15а) и (С.15б), чтобы удостовериться, что данное уравнение сходится с приемлемой степенью погрешности. В этом случае итерационный процесс прекращается, иначе — подбирается новое значение давления начала конденсации с учетом условий: если

$$\sum_{i=1}^n \left(\frac{z_i}{K_i} \right) > 1, \quad (\text{C.23a})$$

то подобранное значение давления насыщения выше действительного; если же

$$\sum_{i=1}^n \left(\frac{z_i}{K_i} \right) < 1, \quad (\text{C.23b})$$

то подобранное значение давления насыщения ниже действительного.

Итерационный процесс продолжается до тех пор, пока не будет достигнута сходимость решения с достаточной степенью точности.

С.7. Константы равновесия в уравнениях состояния

В большинстве случаев для реального многофазного потока углеводородной смеси в трубах принимаемые допущения, необходимые для вывода уравнения (С.2), являются несправедливыми. В любой точке трубы смесь углеводородов и жидкости находится в равновесии со смесью газа. На фазовое поведение оказывают влияние такие параметры, как давление, температура и состав каждой фазы. Одной из главных проблем при проведении расчетов, основанных на концепции мгновенного газовойделения, является определение состава каждой фазы на основе значений давления и температуры, а также

общего состава смеси. Таким образом, константы равновесия K зависят от параметров смеси:

$$K = f(p, T, z_i). \quad (\text{C.24})$$

Значения констант равновесия можно рассчитать на основе термодинамического равновесия между газом и жидкостью. Такое равновесие зависит от летучести компонентов каждой из фаз. С физической точки зрения, если летучесть компонента в каждой фазе одинакова, между фазами не осуществляется переноса массы данного компонента, они находятся в термодинамическом равновесии. Таким образом, условием термодинамического равновесия между газом и жидкостью является равенство летучестей каждого компонента в обеих фазах:

$$f_i^V = f_i^L, \quad i = 1, \dots, n, \quad (\text{C.25})$$

где f — летучесть, V — фаза газа, L — фаза жидкости, n — количество компонентов в смеси.

Летучесть беспримесного компонента равна:

$$f = p \exp \left[\int_0^p \left(\frac{Z-1}{p} \right) dp \right], \quad (\text{C.26})$$

здесь f — летучесть (бар); p — давление системы (бар); Z — коэффициент сжимаемости.

Очевидно, что летучесть измеряется в тех же единицах, что и давление. Летучесть также можно рассматривать как модифицированное давление газа, характеризующее склонность молекул к переходу из одной фазы в другую. Отношение летучести к давлению системы называют коэффициентом летучести, Φ , а его значение находят по уравнению (С.26) для беспримесных компонентов.

В случае тройного равновесия между углеводородами, жидкостью и газом коэффициент летучести i -го компонента в каждой фазе зависит от давления системы, фазового состава и температуры. Коэффициент летучести любого компонента смеси в фазе газа равен:

$$\Phi_i^V = \frac{f_i^V}{(y_i p)}, \quad (\text{C.27a})$$

в фазе жидкости:

$$\Phi_i^L = \frac{f_i^L}{(x_i p)}, \quad (\text{C.27b})$$

где Φ_i^V — коэффициент летучести i -го компонента в газовой фазе, а Φ_i^L — коэффициент летучести i -го компонента в фазе жидкости.

Поскольку при термодинамическом газожидкостном равновесии выполняется условие $f_i^V = f_i^L$, значения для констант равновесия можно найти по формуле:

$$K_i = \frac{y_i}{x_i} = \frac{\Phi_i^L}{\Phi_i^V}. \quad (\text{C.28})$$

Коэффициенты летучести для каждого компонента всех фаз смеси находят на основе уравнения состояния.

С.8. Кубические уравнения состояния

Уравнение состояния — это аналитическое выражение зависимости давления от температуры и молярного объема флюидов. Примерами уравнений состояния являются законы реального и идеального газа, описанные в приложении В. Закон идеального газа предполагает, что объем молекул незначителен по сравнению с объемом сосуда, в котором находится газ, и между молекулами не действуют силы притяжения или отталкивания.

Применение кубических уравнений состояния не несет подобных ограничений, поэтому их можно использовать для описания как жидкой, так и газовой фаз. Из названия «кубическое уравнение» следует, что в таких выражениях переменные, обозначающие объем, могут иметь третью степень. Общее кубическое уравнение состояния имеет вид:

$$p = \frac{RT}{V-b} - \frac{a}{V^2 + uV + wb^2}. \quad (\text{C.29})$$

Здесь V — молярный объем. Если вместо V употребить коэффициент сжимаемости Z , то, согласно закону реального газа, получим альтернативную форму кубического уравнения состояния:

$$Z^3 - (1 + B^* - uB^*)Z^2 + (A^* + wB^{*2} - uB^* - uB^{*2})Z - A^*B^* - wB^{*2} - wB^{*3} = 0, \quad (\text{C.30})$$

где $A^* = ap/R^2T^2$; $B^* = bp/RT$; p — давление системы (бар); T — температура системы ($^{\circ}\text{R}$); R — газовая постоянная ($0,046 \text{ бар}\cdot\text{м}^3/\text{кг}\cdot\text{моль}\cdot^{\circ}\text{R}$); V — молярный объем ($\text{м}^3/\text{моль}$). Параметры a и b характеризуют молекулярные свойства компонентов: силу межмолекулярного притяжения и объем молекул соответственно.

В настоящее время используются четыре кубических уравнения состояния [9–14]: Ван-дер-Ваальса, Редлиха–Квонга (РК), Соаве–Редлиха–Квонга (СРК) и Пенга–Робинсона (ПР).

В таблице С.1 приведены целочисленные значения параметров u и w , фигурирующих в уравнениях (С.29) и (С.30). Значения параметров a и b рассчитаны на основе результатов исследования Ван-дер-Ваальса [9], согласно которым наклон критической изотермы равен нулю, а в критической точке существует перегиб. В критической точке выполняются условия:

$$\left(\frac{\partial p}{\partial V}\right)_{T_c} = 0 \quad (\text{C.31a})$$

и

$$\left(\frac{\partial^2 p}{\partial V^2}\right)_{T_c} = 0. \quad (\text{C.31b})$$

Соаве [11], Пенг и Робинсон [12] опирались на эти условия при расчете параметра a , а затем модифицировали результирующее выражение с учетом коэффициента ацентричности, чтобы получить значения давления беспримесных углеводородных газов. В таблице С.1 параметры T_c и p_c отвечают соответственно критической температуре и критическому давлению беспримесного компонента, T_r — приведенной температуре, ω — коэффициенту ацентричности беспримесного компонента. Часто для расчета коэффициентов фазовой сжимаемости и летучести применяют альтернативные формы данных уравнений состояния.

Таблица С.1. Значения констант для четырех уравнений состояния (Согласно Рейду и др. [1]. Приводится с разрешения МакГроу–Хилл.)

| Уравнение | u | w | b | a |
|-----------------|-----|-----|---------------------------|--|
| Ван-дер-Ваальса | 0 | 0 | $\frac{RT_c}{8p_c}$ | $\frac{27}{64} \frac{R^2T_c^2}{p_c}$ |
| Редлиха-Квонга | 1 | 0 | $\frac{0,08664RT_c}{p_c}$ | $\frac{0,42748R^2T_c^{2,5}}{p_c\sqrt{T}}$ |
| Соаве | 1 | 0 | $\frac{0,08664RT_c}{p_c}$ | $\frac{0,42748R^2T_c^2}{p_c} \left[1 + f\omega(1 - T_r^{1/2})\right]^2$, где $f\omega = 0,48 + 1,574\omega - 0,176\omega^2$ |
| Пенга-Роинсона | 2 | -1 | $\frac{0,07780RT_c}{p_c}$ | $\frac{0,45724R^2T_c^2}{p_c} \left[1 + f\omega(1 - T_r^{1/2})\right]^2$, где $f\omega = 0,37464 + 1,54226\omega - 0,26992\omega^2$ |

Далее в разделах С.8.1 и С.8.2 рассматриваются два наиболее распространенных уравнения состояния (СРК и ПР), в которых фигурируют коэффициенты фазовой сжимаемости. Модификации обоих уравнений осуществлялись на основе правил, предложенных Соаве [11], Пенгом и Робинсоном [12]. Данные модификации позволяют применять уравнения состояния для таких углеводородных смесей, как летучие масла и газоконденсаты.

С.8.1. Уравнение состояния СРК

Уравнения (С.32а) и (С.32б) представляют из себя две альтернативные формы уравнения состояния СРК для жидкой и газовой фаз соответственно.

$$Z_L^3 - Z_L^2 + Z_L(A_L - B_L - B_L^2) - A_L B_L = 0 \quad (\text{C.32a})$$

и

$$Z_V^3 - Z_V^2 + Z_V(A_V - B_V - B_V^2) - A_V B_V = 0, \quad (\text{C.32b})$$

где Z_L и Z_V — коэффициенты сжимаемости жидкой и газообразной фаз соответственно. Объединяя уравнение состояния с выражением для коэффициента летучести, Соаве [11] получил соотношения для определения коэффициентов летучести каждого компонента в жидкой и газовой фазах соответственно:

$$\ln \Phi_i^L = \left(\frac{b_i}{b}\right)_L (Z_L - 1) - \ln(Z_L - B_L) - \frac{A_L}{B_L} \left[2 \left(\frac{a_i}{a}\right)_L^{0,5} - \left(\frac{b_i}{b}\right)_L\right] \ln \left(1 + \frac{B_L}{Z_L}\right) \quad (\text{C.33a})$$

и

$$\ln \Phi_i^V = \left(\frac{b_i}{b}\right)_V (Z_V - 1) - \ln(Z_V - B_V) - \frac{A_V}{B_V} \left[2 \left(\frac{a_i}{a}\right)_V^{0,5} - \left(\frac{b_i}{b}\right)_V\right] \ln \left(1 + \frac{B_V}{Z_V}\right). \quad (\text{C.33b})$$

Следующие девять формул позволяют рассчитывать переменные, фигурирующие в уравнениях (С.33а) и (С.33б):

$$\left(\frac{a_i}{a}\right)_L^{0,5} = \frac{\alpha_i^{0,5} T_{ci} / p_{ci}^{0,5}}{\sum_{i=1}^n x_i \alpha_i^{0,5} T_{ci} / p_{ci}^{0,5}}, \quad (\text{С.34})$$

$$\left(\frac{a_i}{a}\right)_V^{0,5} = \frac{\alpha_i^{0,5} T_{ci} / p_{ci}^{0,5}}{\sum_{i=1}^n y_i \alpha_i^{0,5} T_{ci} / p_{ci}^{0,5}}, \quad (\text{С.35})$$

$$\left(\frac{b_i}{b}\right)_L = \frac{T_{ci} / p_{ci}}{\sum_{i=1}^n x_i T_{ci} / p_{ci}}, \quad (\text{С.36})$$

$$\left(\frac{b_i}{b}\right)_V = \frac{T_{ci} / p_{ci}}{\sum_{i=1}^n y_i T_{ci} / p_{ci}}, \quad (\text{С.37})$$

$$A_L = C_a \frac{p}{T^2} \left[\sum_{i=1}^n x_i T_{ci} \left(\frac{\alpha_i}{p_{ci}} \right)^{0,5} \right]^2, \quad (\text{С.38})$$

$$A_V = C_a \frac{p}{T^2} \left[\sum_{i=1}^n y_i T_{ci} \left(\frac{\alpha_i}{p_{ci}} \right)^{0,5} \right]^2, \quad (\text{С.39})$$

$$B_L = C_b \frac{p}{T} \sum_{i=1}^n x_i T_{ci} / p_{ci}, \quad (\text{С.40})$$

$$B_V = C_b \frac{p}{T} \sum_{i=1}^n y_i T_{ci} / p_{ci}, \quad (\text{С.41})$$

$$\alpha_i = \left[1 + f\omega_i (1 - T_{ri}^{0,5}) \right]^2, \quad (\text{С.42})$$

где $C_a = 0,42748$ и $C_b = 0,08664$. Вычисление функции $f\omega_i$ производится на основе уравнения Соаве (см. таблицу С.1). Константы равновесия K_i рассчитываются по уравнению (С.28).

С.8.2. Уравнение состояния ПР

Далее приведены кубические уравнения состояния ПР для жидкой и газовой фаз в соответствии с [12, 14]:

$$Z_L^3 - (1 - B_L)Z_L^2 + (A_L - 3B_L^2 - 2B_L)Z_L - (A_L B_L - B_L^2 - B_L^3) = 0 \quad (\text{С.43а})$$

и

$$Z_V^3 - (1 - B_V)Z_V^2 + (A_V - 3B_V^2 - 2B_V)Z_V - (A_V B_V - B_V^2 - B_V^3) = 0, \quad (\text{С.43б})$$

где Z_L и Z_V — коэффициенты сжимаемости жидкой и газовой фаз. Коэффициенты летучести рассчитываются по уравнениям (С.33а)–(С.42) аналогично тому, как это делается для уравнения состояния СРК. При этом параметры C_a , C_b и $f\omega_i$ имеют другие значения: $C_a = 0,45724$, $C_b = 0,07780$ и $f\omega_i = 0,37464 + 1,54226\omega_i - 0,26992\omega_i^2$. Константы равновесия K_i рассчитываются по уравнению (С.28).

С.9. Алгоритм решения

Чтобы найти значение коэффициента сжимаемости Z как жидкой, так и газовой фазы, необходимо прямо или итерационно решить соответствующее уравнение состояния. Описанные выше уравнения состояния являются кубическими, для однофазной области они имеют один действительный корень, а для двухфазной области — три действительных корня. Наибольший по значению корень кубического уравнения для газа соответствует коэффициенту сжимаемости газовой фазы Z_V , а наименьший корень уравнения для жидкости — коэффициенту сжимаемости жидкой фазы Z_L .

Отметим, что коэффициенты сжимаемости, фигурирующие в выражениях для параметров летучести каждой фазы, зависят от состава фаз. Значит, константы равновесия также оказываются зависимыми от фазового состава. Следовательно, процедура расчета констант равновесия для смеси носит итерационный характер. Рассчитать константы равновесия можно с помощью следующего пошагового алгоритма:

1. Входными данными для расчета являются значения давления p , температуры T и состава смеси, то есть молярные доли z_i для каждого компонента.
2. На основе уравнения (С.16) определяют значения K_i^A для каждого компонента.
3. По найденным значениям K_i^A и известным значениям z_i на основе концепции мгновенного газовой выделения (по уравнению (С.10)) необходимо провести расчет фазового состава (доли фаз).
4. На основе подходящего уравнения состояния по установленным на предыдущем шаге значениям состава жидкой и газовой фаз необходимо рассчитать коэффициенты летучести каждого компонента в каждой из фаз, Φ_i^L и Φ_i^V .
5. Подставляя значения коэффициентов летучести в уравнение (С.28), вычисляются коэффициенты равновесия K_i^C для каждого компонента.
6. Полученные на втором шаге константы равновесия сравниваются с соответствующими значениями, полученными на пятом шаге, на основе формулы

$$\sum_{i=1}^n \left(\frac{K_i^C}{K_i^A} - 1 \right)^2 \leq \varepsilon, \quad (\text{С.44})$$

где ε — допустимая погрешность сходимости ($\leq 10^{-4}$); n — количество компонентов в системе.

7. Если для всех компонентов на шестом шаге выполняется условие сходимости, по константам равновесия рассчитываются составы фаз, на основе которых в дальнейшем устанавливаются их физические свойства. В противном случае необходимо повторять шаги с третьего по шестой до тех пор, пока не будет достигнута заданная сходимость.

На рис. С.3 показана схема расчетов, соответствующая описанному алгоритму.

Соаве [11] предложил несколько модификаций метода расчета параметров A и B , которые учитывают эффект межмолекулярного взаимодействия и основаны на применении эмпирического поправочного коэффициента, называемого бинарным коэффициентом взаимодействия [15]. Соаве [11], а также Грабоский и Дауберт [16] пришли к выводу, что подобные поправки не обязательны для случаев, когда рассматривается

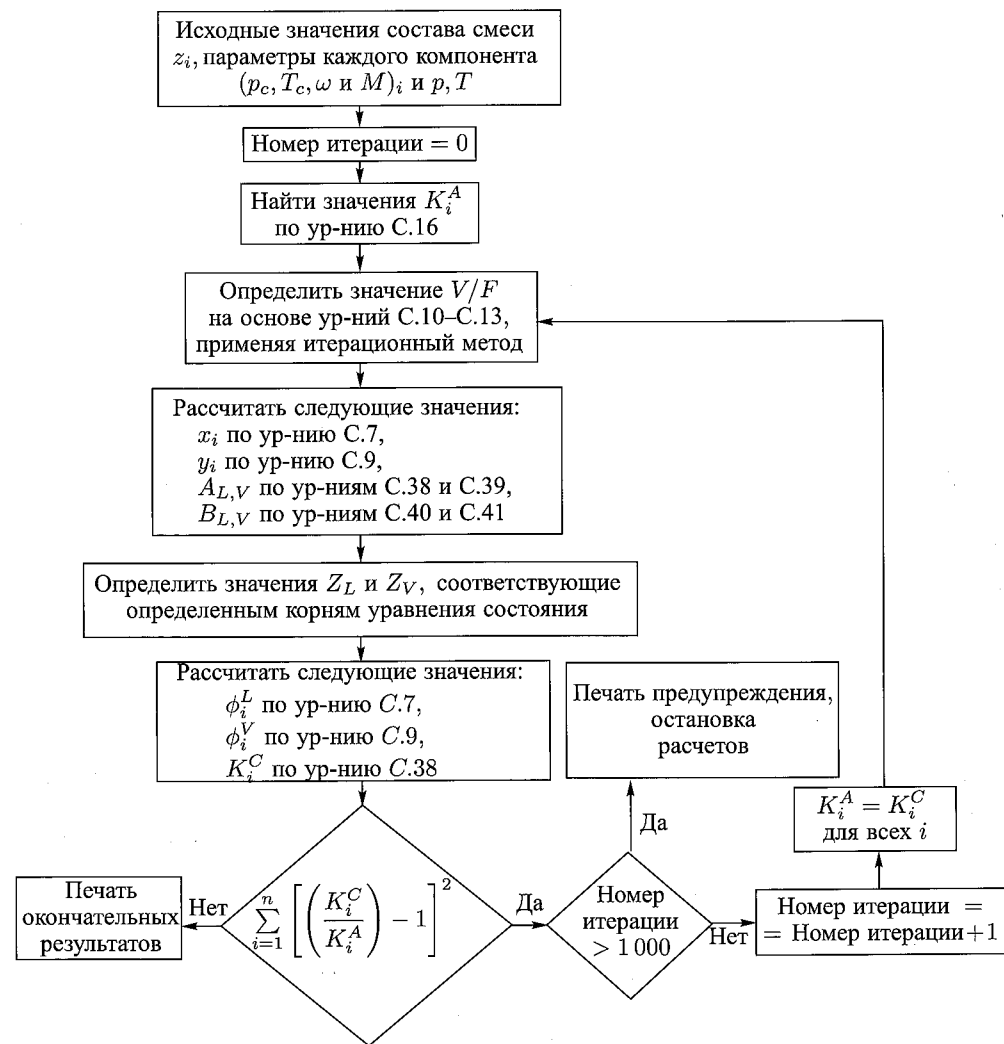


Рис. С.3. Алгоритм расчета газожидкостного равновесия

система беспримесных углеводородов. Если же в системе присутствуют такие неуглеводородные соединения, как H_2S и CO_2 , поправка позволяет значительно повысить качество прогнозирования объемных значений и фазового поведения флюидов.

С.10. Плотности

После того как найдены коэффициенты сжимаемости каждой фазы, можно рассчитать плотности газа и жидкости, используя уравнения:

$$\rho_v = \frac{p \sum_{i=1}^n y_i M_i}{Z_V RT} \quad (\text{С.45})$$

и

$$\rho_L = \frac{p \sum_{i=1}^n x_i M_i}{Z_L RT}, \quad (\text{С.46})$$

где M_i — молекулярный вес i -го компонента.

Как правило, значение плотности жидкости, рассчитанное по уравнению (С.46), не является достаточно точным. Алани и Кеннеди [17] предложили уравнение для расчета молярного объема жидкости, аналогичное уравнению Ван-дер-Ваальса. Оптимальным вариантом является применение корреляции Хэнкинсона и Томсона [18].

С.10.1. Корреляция Хэнкинсона и Томсона

С помощью корреляции Хэнкинсона и Томсона рассчитываются плотности насыщенной жидкости для беспримесных соединений и их смесей [18]. Данный метод используется для определения свойств многих жидкостей и является достаточно точным. Согласно уравнению (С.46), плотность жидкости рассчитывается следующим образом:

$$\rho_L = M_L / V_s. \quad (\text{С.47})$$

Молекулярный вес жидкости M_L определяется по формуле:

$$M_L = \sum_{i=1}^n x_i M_i. \quad (\text{С.48})$$

Параметр V_s , фигурирующий в уравнении (С.47), задает молярный объем жидкости. Хэнкинсон и Томсон предложили следующую полуэмпирическую методику расчета молярного объема жидкости:

$$V_s = V^* \left\{ V_R^{(o)} [1 - \omega_{\text{СРК}} V_R^{(\delta)}] \right\}, \quad (\text{С.49})$$

где V^* — характеристический молярный объем жидкости, а $V_R^{(o)}$ и $V_R^{(\delta)}$ — два корреляционных параметра, определенных следующими соотношениями:

$$V_R^{(o)} = 1 - 1,52816(1 - T_r)^{1/3} + 1,43907(1 - T_r)^{2/3} - 0,81446(1 - T_r) + 0,190454(1 - T_r)^{4/3}, \quad (\text{С.50a})$$

где $0,25 < T_r < 0,95$ и

$$V_R^{(\delta)} = (-0,296123 + 0,386914T_r - 0,0427258T_r^2 - 0,0480645T_r^3) / (T_r - 1,00001), \quad (\text{С.50b})$$

где $0,25 < T_r < 1,0$ и $T_r = T/T_c$.

Хэнкинсон и Томсон [18] нашли значения V^* и $\omega_{\text{СРК}}$ для ряда органических и неорганических беспримесных соединений, образующих углеводородные флюиды. Параметр $\omega_{\text{СРК}}$ — это коэффициент ацентричности, полученный по уравнению состояния СРК [11]. Его значение можно рассчитать независимо от типа уравнения состояния по методу Лии и Кеслера [7], описанному в разделе С.4. Таким образом, параметр $\omega_{\text{СРК}}$

в уравнении (С.49) можно заменить более общим параметром ω . Независимые переменные, фигурирующие в уравнении (С.49), рассчитываются следующим образом:

$$T_c = \frac{\sum_{i=1}^n \sum_{j=1}^n X_i X_j V_{ij}^* T_{cij}}{V^*}, \quad (\text{С.51})$$

$$\omega = \sum_{i=1}^n x_i \omega_i \quad (\text{С.52})$$

и

$$V^* = \frac{1}{4} \left[\sum_{i=1}^n x_i V_i^* + 3 \left(\sum_{i=1}^n x_i V_i^{*2/3} \right) \left(\sum_{i=1}^n x_i V_i^{*1/3} \right) \right], \quad (\text{С.53})$$

где

$$V_{ij}^* T_{cij} = \sqrt{V_i^* T_{ci} V_j^* T_{cj}}. \quad (\text{С.54})$$

Если в смеси присутствует азот и/или водород, параметры T_c и ω надо вычислять по формулам:

$$T_c = \frac{\sum_{i=1}^n x_i V_i^* T_{ci}}{\sum_{i=1}^n x_i V_i^*}, \quad (\text{С.55})$$

$$\omega = \frac{\sum_{i=1}^n x_i V_i^* \omega_i}{\sum_{i=1}^n x_i V_i^*}. \quad (\text{С.56})$$

Хэнкинсон и Томсон [18] также предложили корреляцию для расчета характеристического объема V^* в тех случаях, когда инженеры-разработчики не располагают подобной информацией:

$$V^* = \frac{RT_c}{p_c} (a + b\omega + c\omega^2). \quad (\text{С.57})$$

Значения a , b и c представлены в таблице С.2. После расчета характеристического объема, необходимо сравнить полученное значение со значением критического объема, то есть:

$$V^* = V_c. \quad (\text{С.58})$$

С.11. Вязкость

В приложении В были описаны методы Карра и др. [19], Лии и др. [20] расчета вязкости газа, основывающиеся на композиционной модели.

Согласно композиционной модели вязкость зависит от давления, температуры и состава углеводородного флюида:

$$\mu = f(p, T, x_i), i = 1, \dots, n. \quad (\text{С.59})$$

Таблица С.2. Значения параметров корреляции для V^* (Согласно Хэнкинсону и Томсону [18]. Приводится с разрешения Американского института инженеров-химиков.)

| | a | b | c | Средняя абсолютная ошибка (%) |
|------------------------|-----------|-------------|------------|-------------------------------|
| Парафины | 0,2905331 | -0,08057958 | 0,02276965 | 1,23 |
| Алкены и диены | 0,3070619 | -0,2368581 | 0,2834693 | 1,43 |
| Циклопарафины | 0,6564296 | -3,391715 | 7,442388 | 1,00 |
| Ароматич. углеводороды | 0,2717636 | -0,05759377 | 0,05527757 | 0,58 |
| Все углеводороды | 0,2851686 | -0,06379110 | 0,01379173 | 1,89 |
| Соединения серы | 0,3053426 | -0,1703247 | 0,1753972 | 1,98 |
| Фторуглероды | 0,5218098 | -2,346916 | 5,407302 | 0,82 |
| Криогенные жидкости | 0,2960998 | -0,05468500 | -0,1901563 | 0,85 |
| Конденсируемые газы | 0,2828447 | -0,1183987 | 0,1050570 | 3,65 |

Чтобы вычислить значение вязкости углеводородной жидкости, необходимо знать молекулярный вес каждого компонента в ее составе: от метана до гептана-плюс, а также сероводорода, азота, углекислого газа и удельную плотность гептана-плюс. Также необходимо располагать сведениями о температуре и давлении смеси.

С.11.1. Корреляция Лоренца, Брэя и Кларка

Лоренц и др. [21] предложили свою эмпирическую корреляционную формулу для расчета вязкости насыщенной или газированной нефти с учетом ее состава:

$$\mu = \mu_{oL} + (\xi_m)^{-1} [(a_0 + a_1 \rho_r + a_2 \rho_r^2 + a_3 \rho_r^3 + a_4 \rho_r^4)^4 - 0,0001], \quad (\text{С.60})$$

здесь коэффициент вязкости смеси, ξ_m , равен:

$$\xi_m = \frac{0,914(T_{pc})^{1/6}}{(M_a)^{0,5}(p_{pc})^{2/3}}, \quad (\text{С.61})$$

где μ_{oL} — вязкость газированной нефти при температуре системы и атмосферном давлении (сП); $a_0 = 0,1023$; $a_1 = 0,023364$; $a_2 = 0,058533$; $a_3 = -0,040758$; $a_4 = 0,0093724$; T_{pc} — псевдокритическая температура сырой нефти ($^{\circ}\text{R}$); p_{pc} — псевдокритическое давление сырой нефти (бар); M_a — молекулярный вес жидкой смеси, рассчитываемый по уравнению (С.48); ρ_r — приведенная плотность нефти, равная:

$$\rho_r = \frac{\rho_o}{M_a} \left[\sum_{i=1, i \neq C_{7+}}^n (x_i M_i V_{ci}) + (x_{C_{7+}} V_{C_{7+}}) \right]. \quad (\text{С.62})$$

Уточним, что ρ_o — плотность нефти в преобладающих системных условиях ($\text{кг}/\text{м}^3$); x_i — молярная доля i -го компонента; M_i — молекулярный вес i -го компонента (кг); V_{ci} — критический объем i -го компонента ($\text{м}^3/\text{кг}$); $x_{C_{7+}}$ — молярная доля C_{7+} ($\text{м}^3/\text{кг}\cdot\text{моль}$); n — количество компонентов в смеси.

Лоренц и др. [21] предложили для расчета $V_{C_{7+}}$ использовать уравнение: $V_{C_{7+}}$:

$$V_{C_{7+}} = 21,573 + 0,015122 M_{C_{7+}} - 27,656 \gamma_{C_{7+}} + 0,070615 M_{C_{7+}} \gamma_{C_{7+}}, \quad (\text{С.63})$$

где $M_{C_{7+}}$ — молекулярный вес C_{7+} ; $\gamma_{C_{7+}}$ — удельная плотность C_{7+} .

Для расчета вязкости газированной нефти Лоренц и др. применяли уравнение Хернинга и Зиппера:

$$\mu_{oL} = \frac{\sum_{i=1}^n (x_i \mu_i M_i^{0,5})}{\sum_{i=1}^n (x_i M_i^{0,5})}, \quad (\text{C.64})$$

здесь μ_i — вязкость i -го компонента при атмосферном давлении и температуре системы. Ее значение рассчитывается по следующим формулам: при $T_{ri} \leq 1,5$

$$\mu_i = \frac{34(10^{-5})(T_{ri})^{0,94}}{\xi_i}, \quad (\text{C.65})$$

и при $T_{ri} > 1,5$

$$\mu_i = \frac{17,78(10^{-5})(4,58T_{ri} - 1,67)^{0,625}}{\xi_i}, \quad (\text{C.66})$$

где T_{ri} — приведенная температура i -го компонента; T/T_{ci} и ξ_i — параметры вязкости смеси.

$$\xi_i = \frac{5,4402(T_{ci})^{1/6}}{(M_i)^{0,5}(p_{ci})^{2/3}}. \quad (\text{C.67})$$

Вязкость компонента C_{7+} , фигурирующую в данной формуле, можно рассчитать по одной из корреляционных формул для вязкости дегазированной нефти, рассмотренных в приложении В. Ахмед [2] пришел к выводу, что корреляция Лоренца и др. [21] чувствительна к значениям плотности нефти и критического молярного объема компонента C_{7+} . Если известны экспериментальные значения вязкости, рекомендуется подобрать значение критического молярного объема C_{7+} так, чтобы оно соответствовало корреляции.

С.12. Поверхностное натяжение

Поверхностное натяжение характеризует неравенство сил межмолекулярного взаимодействия на границе двух фаз¹. Применительно к многофазному потоку в трубах значения сил поверхностного натяжения на границе газ/жидкость, а также жидкость/жидкость используются для определения режима потока и объемного содержания жидкости.

По мере падения температуры системы сила поверхностного натяжения в жидкости, находящейся в равновесии с ее парами, ослабевает. В критической точке сила поверхностного натяжения становится равной нулю, а граница между жидкостью и паром исчезает. Для расчета силы поверхностного натяжения беспримесных жидкостей и их смесей существует несколько эмпирических корреляций. Применительно к беспримесным жидкостям, находящимся в равновесии с их парами, Сагден [22] предложил использовать уравнение Маклеода [1], связывающее силу поверхностного натяжения жидкости с фазовыми плотностями:

$$\sigma = \left[\frac{P_{ch}(\rho_L - \rho_V)}{M} \right]^4, \quad (\text{C.68})$$

¹ Речь идет о разнице давлений в фазах у межфазной поверхности. — Прим. ред.

где σ — поверхностное натяжение; P_{ch} — независимый от температуры параметр, называемый парахором.

Парахор — это константа компонента. В уравнении (С.68) фазовые плотности, ρ_L и ρ_V , выражены в г/см³. Сила поверхностного натяжения — в динах/см. В таблице С.3 приведены значения парахоров некоторых беспримесных компонентов.

Таблица С.3. Парахоры беспримесных веществ (Согласно Уэйнагу и Кацу [1]. Приводится с разрешения американского общества химиков.)

| Компонент | Парахор |
|------------------|---------|
| CO ₂ | 78,0 |
| N ₂ | 41,0 |
| C ₁ | 77,0 |
| C ₂ | 108,0 |
| C ₃ | 150,3 |
| и-C ₄ | 181,5 |
| н-C ₄ | 189,9 |
| и-C ₅ | 225,0 |
| н-C ₅ | 231,5 |
| н-C ₆ | 271,0 |
| н-C ₇ | 312,5 |
| н-C ₈ | 351,5 |

Значение парахора углеводородной смеси можно рассчитать на основе эмпирического соотношения Уэйнага и Каца [23]:

$$(P_{ch})_{C+} = a_1 + a_2(M)_{C+} + a_3(M)_{C+}^2 + a_4/(M)_{C+}, \quad (\text{C.69})$$

где $(P_{ch})_{C+}$ — парахор плюс-компонента углеводородной смеси; $(M)_{C+}$ — молекулярный вес плюс-компонента; a_1, \dots, a_4 — коэффициенты, имеющие следующие значения: $a_1 = -4,6148734$; $a_2 = 2,558855$; $a_3 = 3,4004065(10^{-4})$; $a_4 = 3,767396(10^3)$.

Применительно к углеводородным смесям сложного состава Кац и др. [3] использовали уравнения Маклеода–Сагдена для расчета силы поверхностного натяжения жидкости:

$$\sigma^{1/4} = \sum_{i=1}^n [(P_{ch})_i (Ax_i - By_i)], \quad (\text{C.70})$$

где

$$A = \frac{\rho_o}{1000(M_{aL})} \quad (\text{C.71a})$$

и

$$B = \frac{\rho_g}{1000(M_{ag})}, \quad (\text{C.71b})$$

здесь ρ_o — плотность нефтяной фазы (кг/м³); M_{aL} — молекулярный вес нефтяной фазы; ρ_g — плотность газовой фазы (кг/м³); M_{ag} — молекулярный вес газовой фазы; x_i — молярная доля i -го компонента в нефтяной фазе; y_i — молярная доля i -го компонента в газовой фазе; n — общее количество компонентов в системе.

С.13. Термодинамические свойства [1]

В данном разделе обсуждается метод расчета отклонения энтальпии и энтропии от идеальных значений, основанный на применении уравнений состояния. Энтальпия и энтропия являются очень полезными термодинамическими функциями [1], которые часто можно связать с переменными, характеризующими условия эксплуатации скважины, например, с изменением температуры флюида. Удобным оказывается рассмотрение изменения термодинамических свойств системы в зависимости от других независимых параметров (давления, температуры и т. д.).

Изменение термодинамических свойств при переходе из одного равновесного состояния в другое не зависит от выбранного пути перехода, если для каждого состояния известны значения давления и температуры. Например, энтальпию системы флюидов H , при любом давлении p и температуре T , можно задать в виде функции $H = h(p, T)$.

Изменение энтальпии при переходе из одного состояния (p_1, T_1) в другое (p_2, T_2) определяется следующим образом:

$$\begin{aligned} \Delta H = H_2 - H_1 &= \int_{p_1}^{p_2} \left(\frac{\delta H}{\delta p} \right)_{T_1} dp + \int_{T_1}^{T_2} \left(\frac{\delta H}{\delta T} \right)_{p_2} dT = \\ &= \int_{p_1}^{p_0} \left(\frac{\delta H}{\delta p} \right)_{T_1} dp + \int_{T_1}^{T_2} C_p^0 dT + \int_{p_0}^{p_2} \left(\frac{\delta H}{\delta p} \right)_{T_2} dp = \\ &= (H^0 - H_{p1})_{T_1} + \int_{T_1}^{T_2} C_p^0 dT - (H^0 - H_{p2})_{T_2}, \end{aligned} \quad (C.72)$$

где C_p^0 — теплоемкость при постоянном давлении:

$$C_p^0 = \left(\frac{dH}{dT} \right)_{p^0} \quad (C.73)$$

Верхний индекс 0 означает, что флюид является идеальным газом. Выражения $(H^0 - H_{p1})_{T_1}$ и $(H^0 - H_{p2})_{T_2}$ называют функциями отклонения (от идеального значения). Они увязывают любое термодинамическое свойство (в данном случае энтальпию) при любом состоянии системы, заданном значениями p и T , с исходным состоянием (в данном случае при $p = 0$), заданным тем же значением температуры T . Таким образом, значение энтальпии при (p_1, T_1) можно рассчитать как $H_{p_1, T_1} = H^0 - \Delta H$, где ΔH — отклонение энтальпии от идеального значения, рассчитываемое по уравнению состояния.

Все функции отклонения можно вычислить на основе уравнений состояния. К примеру, Рейд и др. [1] рассчитывают функцию отклонения для энергии Гельмгольца следующим образом:

$$A - A^0 = - \int_{\infty}^V \left(p - \frac{RT}{V} \right) dV - RT \ln \frac{V}{V^0}, \quad (C.74)$$

где A — энергия Гельмгольца при любом заданном состоянии (Дж/моль); A^0 — энергия Гельмгольца при любом исходном состоянии или состоянии, при котором газ считается

идеальным; p — давление системы; T — температура системы; V — объем системы и V^0 — исходный объем.

Отклонение энтропии от исходного состояния S^0 (Дж/моль·К) можно рассчитать по уравнению:

$$S - S^0 = - \frac{d}{dT} (A - A^0) V = \int_{\infty}^V \left[\left(\frac{dp}{dT} \right)_V - \frac{R}{V} \right] dV + R \ln \frac{V}{V^0}. \quad (C.75)$$

Функция отклонения энтальпии H вычисляется следующим образом:

$$H - H^0 = (A - A^0) + T(S - S^0) + RT(Z - 1). \quad (C.76)$$

Обратим внимание, что уравнение состояния СРК [10] можно свести к виду:

$$p = \frac{RT}{V - b} - \frac{a}{V(V + b)}. \quad (C.77)$$

Значения параметров a и b даны в таблице С.1. Используя уравнение состояния в виде СРК можно записать функции отклонения для значений энергии Гельмгольца, энтропии и энтальпии беспримесных веществ постоянного состава:

$$A - A^0 = -RT \ln \frac{V - b}{V} - \frac{a}{b} \ln \frac{V + b}{V} - RT \ln \frac{V}{V^0}, \quad (C.78a)$$

$$S - S^0 = R \ln \frac{V - b}{V} - \frac{a}{2bT} \ln \frac{V + b}{V} - R \ln \frac{V}{V^0}, \quad (C.78b)$$

$$H - H^0 = \frac{bRT}{V - b} - \frac{a}{(V + b)} - \frac{1,5a}{b} \ln \left(\frac{V + b}{V} \right). \quad (C.78c)$$

Напомним, что обе функции отклонения, $(A - A^0)$ и $(S - S^0)$, зависят от молярного объема системы в исходном состоянии V^0 , которое рассчитывается по уравнению:

$$V^0 = \frac{RT}{p^0}. \quad (C.79)$$

Давление системы в исходном состоянии, p^0 , можно взять равным 1 для любой выбранной системы единиц, а значение R принимается согласно используемой системы единиц. В качестве исходного состояния можно выбрать такое, при котором $p^0 = p$. Тогда $V/V^0 = Z$ — коэффициент сжимаемости.

Литература

- [1] Reid, R. C., Prausnitz, J. N., and Poling, B. E.: «The Properties of Gases and Liquids», fourth edition, McGraw-Hill Book Co. Inc., New York City (1987).
- [2] Ahmed, T. H.: «Hydrocarbon Phase Behavior», Gulf Publishing Co., Houston (1989).
- [3] Katz, D. L. et. al.: «Handbook of Natural Gas Engineering», McGraw-Hill Book Co. Inc., New York City (1959).
- [4] Carnahan, B., Luther, H. A., and Wilkes, J. O.: «Applied Numerical Methods», John Wiley & Sons, New York City (1969).
- [5] Wilson, G.: «A Modified Redlich-Kwong EOS Application to General Physical Data Calculations», paper 15C presented at the 1968 AIChE Annual Meeting, Cleveland, Ohio, 4-7 May.

- [6] Pitzer, K. S.: «The Volumetric and Thermodynamic Properties of Fluids», J. Am. Chem. Soc. (1955) 77, No. 13, 3427.
- [7] Lee, B. I. and Kesler, M. G.: «A Generalized Thermodynamics Correlation Based on Three-Parameter Corresponding States», AIChE J. (1975) 21, 510.
- [8] Edmister, W. C.: «Applied Hydrocarbon Thermodynamics, Part 4: Compressibility Factors and Equations of State», Petroleum Refiner (1958) 37, No. 4, 173.
- [9] van der Waals, J. D.: «On the Continuity of the Liquid and Gaseous State», PhD dissertation, Sigthoff, Leiden, The Netherlands (1873).
- [10] Redlich, O. and Kwong, J.: «On the Thermodynamics of Solutions An Equation of State. Fugacities of Gaseous Solutions», Chemical Reviews (1949) 44, 233.
- [11] Soave, G.: «Equilibrium Constants From a Modified Redlich-Kwong Equation of State», Chem. Eng. Sci (1972) 27, 1197
- [12] Peng, D. and Robinson, D. B.: «A New Two Constant Equation of State», Ind. Eng. Chem. Fund. (1976) 15, 59.
- [13] Peng, D. and Robinson, D. B.: «Two and Three Phase Equilibrium Calculations for Systems Containing Water», Cdn. J. Chem. Eng. (1976) 54, 595.
- [14] Peng, D. and Robinson, D. B.: «Two and Three Phase Equilibrium Calculations for Coal Gasification and Related Processes», Thermodynamics of Aqueous Systems with Industrial Applications, Symposium Series, American Chemical Soc., Washington, DC (1980) No. 133.
- [15] Slot-Petersen, C.: «A Systematic and Consistent Approach To Determine Binary Interaction Coefficients for the Peng-Robinson Equation of State», SPERE (November 1989) 488.
- [16] Graboski, M. S. and Daubert, T. E.: «A Modified Soave Equation of State for Phase Equilibrium Calculations 1: Hydrocarbon System», Ind. Eng. Chem. Proc. Des. Dev. (1978) 17, 443.
- [17] Alani, G. H. and Kennedy, H. T.: «Volume of Liquid Hydrocarbons at High Temperatures and Pressures», Trans., AIME (1960) 219, 288.
- [18] Hankinson, R. W. and Thomson, G. H.: «A New Correlation for Saturated Densities of Liquids and Their Mixtures», AIChE J. (1979) 25, 653.
- [19] Carr, N. L., Kobayashi, R., and Burrows, D. B.: «Viscosity of Hydrocarbon Gases Under Pressure», Trans., AIME (1954) 201, 264.
- [20] Lee, A. L., Gonzalez, M. H., and Eakin, B. E.: «The Viscosity of Natural Gases», JPT (August 1966) 997; Trans., AIME, 237.
- [21] Lohrenz, J., Bray, B. G., and Clark, C. R.: «Calculating Viscosities of Reservoir Fluids From Their Compositions», JPT (October 1964) 1171; Trans., AIME, 231.
- [22] Sugden S.: «The Variation of Surface Tension, VI. The Variation of Surface Tension with Temperature and Some Related Functions», J. Chem. Soc. (1924) 125, 32.
- [23] Weinaug, C. and Katz, D. L.: «Surface Tension of Methane-Propane Mixtures», Ind. Eng. Chem. (1943) 25, 35.

ПРИЛОЖЕНИЕ D

Свойства стволовой и обсадной труб

В таблицах D.1 и D.2 приведены необходимые для расчетов потока данные по стволовой и обсадной трубам. Источником информации послужила работа Аллена Т. О. и Робертса А. П. «Продуктивная эксплуатация» (Production Operations), изданная компанией Oil & Gas Consultants Intl. Inc., Талса, Оклахома.

Таблица D.1. Минимальные эксплуатационные характеристики ствольной трубы

| Размер трубы Номинал (мм) | Номинальный вес | | | Сорт | Толщина стенки (мм) | Внутр. диаметр (мм) | С резьбой и муфтой(РМ) | | | Соединительный замок | | Предел прочности (бар) | Внутр. предел текучести (бар) | Предел текучести на стыке | | |
|---------------------------------|--|---|-------------------------------------|------|------------------------|------------------------|---------------------------|-----------------------------------|---|--|---------------------------|---------------------------|----------------------------------|---------------------------------|--|---|
| | С невысканеными концами и РМ (кг-сила/м) | С высказанными концами и РМ (кг-сила/м) | Соединительный замок (кг-сила/м) | | | | Проходной диаметр (мм) | С высказанными концами (мм) | С высказанными концами, станд. (мм) | С высказанными концами, спец. (мм) | Проходной диаметр (мм) | | | Внеш. диаметр кожуха (мм) | С невысканеными концами и РМ (кг-сила) | С высказанными концами и РМ (кг-сила) |
| 26,67 | 1,697 | 1,786 | | H40 | 2,870 | 20,929 | 18,542 | 33,35 | 42,164 | | | 529,152 | 518,817 | 2884,896 | 603,288 | |
| 19,05 | 1,697 | 1,786 | | J55 | 2,870 | 20,929 | 18,542 | 33,35 | 42,164 | | | 727,584 | 713,804 | 3964,464 | 8296,344 | |
| 26,67 | 1,697 | 1,786 | | C75 | 2,870 | 20,929 | 18,542 | 33,35 | 42,164 | | | 992,849 | 972,868 | 5406,912 | 11312,784 | |
| 26,67 | 1,697 | 1,786 | | N80 | 2,870 | 20,929 | 18,542 | 33,35 | 42,164 | | | 1058,993 | 1038,323 | 5765,256 | 12070,296 | |
| 33,401 | 2,530 | 2,679 | 2,559 | H40 | 3,378 | 26,645 | 24,257 | 42,164 | 48,26 | | | 500,903 | 500,903 | 4971,456 | 8963,136 | 7243,992 |
| 33,401 | 2,530 | 2,679 | 2,559 | J55 | 3,378 | 26,645 | 24,257 | 42,164 | 48,26 | | | 689 | 689 | 6831,216 | 12319,776 | 9961,056 |
| 33,401 | 2,530 | 2,679 | 2,559 | C75 | 3,378 | 26,645 | 24,257 | 42,164 | 48,26 | | | 939,796 | 939,796 | 9316,944 | 16801,344 | 13580,784 |
| 33,401 | 2,530 | 2,679 | 2,559 | N80 | 3,378 | 26,645 | 24,257 | 42,164 | 48,26 | | | 1002,495 | 975,624 | 9938,376 | 17921,736 | 14487,984 |
| 42,164 | 3,423 | 3,572 | 3,467 | H40 | 3,175 | 35,814 | 32,664 | 64,516 | 55,88 | | | 383,773 | 363,103 | 7044,408 | 12129,264 | 10060,848 |
| 42,164 | 3,423 | 3,572 | 3,467 | J55 | 3,175 | 35,814 | 32,664 | 64,516 | 55,88 | | | 46,852 | 406,51 | 7044,408 | 12129,264 | 10060,848 |
| 31,75 | 3,423 | 3,572 | 3,467 | C75 | 3,175 | 35,814 | 32,664 | 64,516 | 55,88 | | | 527,774 | 499,525 | 7044,408 | 12129,264 | 10060,848 |
| 42,164 | 3,423 | 3,572 | 3,467 | J55 | 3,556 | 35,052 | 32,664 | 52,172 | 55,88 | | | 585,65 | 559,468 | 9688,896 | 16678,872 | 13834,8 |
| 42,164 | 3,423 | 3,572 | 3,467 | C75 | 3,556 | 35,052 | 32,664 | 52,172 | 55,88 | | | 797,862 | 762,733 | 13208,832 | 22743,504 | 18869,76 |
| 42,164 | 3,423 | 3,572 | 3,467 | N80 | 3,556 | 35,052 | 32,664 | 52,172 | 55,88 | | | 851,604 | 813,709 | 14088,816 | 24258,528 | 20126,232 |
| 48,26 | 4,092 | 4,316 | 4,107 | H40 | 3,175 | 41,91 | 38,506 | 55,88 | 63,5 | | | 338,988 | 317,629 | 8659,224 | 14506,128 | 12197,304 |
| 48,26 | 4,092 | 4,316 | 4,107 | H40 | 3,683 | 40,894 | 38,506 | 55,88 | 63,5 | | | 388,596 | 367,926 | 8659,224 | 14506,128 | 12197,304 |
| 48,26 | 4,092 | 4,316 | 4,107 | J55 | 3,175 | 41,91 | 38,506 | 55,88 | 63,5 | | | 457,496 | 436,137 | 11907 | 19944,792 | 16769,592 |
| 48,26 | 4,092 | 4,316 | 4,107 | J55 | 3,683 | 40,894 | 38,506 | 55,88 | 63,5 | | | 533,975 | 506,415 | 11907 | 19944,792 | 16769,592 |
| 48,26 | 4,092 | 4,316 | 4,107 | C75 | 3,683 | 40,894 | 38,506 | 55,88 | 63,5 | | | 740,675 | 690,378 | 16238,88 | 27197,856 | 22870,512 |
| 48,26 | 4,092 | 4,316 | 4,107 | N80 | 3,683 | 40,894 | 38,506 | 55,88 | 63,5 | | | 777,192 | 735,852 | 17318,448 | 29012,256 | 24394,608 |
| 52,4 | 4,837 | 5,073 | 4,837 | H40 | 3,962 | 44,475 | 42,088 | 59,055 | 77,8 | | | 385,151 | 364,481 | | | 16188,984 |
| 52,4 | 4,837 | 5,073 | 4,837 | J55 | 3,962 | 44,475 | 42,088 | 59,055 | 77,8 | | | 529,841 | 501,592 | | | 22258,152 |
| 52,4 | 4,837 | 5,073 | 4,837 | C75 | 3,962 | 44,475 | 42,088 | 59,055 | 77,8 | | | 722,072 | 683,488 | | | 30350,376 |
| 52,4 | 4,837 | 5,073 | 4,837 | N80 | 3,962 | 44,475 | 42,088 | 59,055 | 77,8 | | | 770,302 | 729,651 | | | 32373,432 |
| 60,325 | 5,953 | 6,846 | 6,994 | H40 | 4,242 | 51,841 | 49,454 | 73,025 | 77,8 | 73,914 | | 360,347 | 338,988 | 13666,968 | | |
| 60,325 | 5,953 | 6,846 | 6,994 | H40 | 4,826 | 50,673 | 48,285 | 73,025 | 77,8 | 73,914 | | 405,821 | 385,84 | 16311,456 | 23664,312 | |
| 60,325 | 5,953 | 6,846 | 6,994 | J55 | 4,242 | 51,841 | 49,454 | 73,025 | 77,8 | 73,914 | | 495,391 | 466,453 | 18792,648 | | |
| 60,325 | 5,953 | 6,846 | 6,994 | J55 | 4,826 | 50,673 | 48,285 | 73,025 | 77,8 | 73,914 | | 558,09 | 530,53 | 22430,52 | 32536,728 | |

Таблица D.1. Минимальные эксплуатационные характеристики ствольной трубы (продолжение)

| Размер трубы Номинал (мм) | Номинальный вес | | | Сорт | Толщина стенки (мм) | Внутр. диаметр (мм) | С резьбой и муфтой(РМ) | | | Соединительный замок | | Предел прочности (бар) | Внутр. предел текучести (бар) | Предел текучести на стыке | | |
|---------------------------------|--|---|-------------------------------------|------|------------------------|------------------------|---------------------------|-----------------------------------|---|--|---------------------------|---------------------------|----------------------------------|---------------------------------|--|---|
| | С невысканеными концами и РМ (кг-сила/м) | С высказанными концами и РМ (кг-сила/м) | Соединительный замок (кг-сила/м) | | | | Проходной диаметр (мм) | С высказанными концами (мм) | С высказанными концами, станд. (мм) | С высказанными концами, спец. (мм) | Проходной диаметр (мм) | | | Внеш. диаметр кожуха (мм) | С невысканеными концами и РМ (кг-сила) | С высказанными концами и РМ (кг-сила) |
| 60,325 | 5,953 | 6,846 | 6,994 | C75 | 4,242 | 51,841 | 49,454 | 73,025 | 77,8 | 73,914 | | 655,928 | 635,947 | 25628,4 | | |
| 60,325 | 5,953 | 6,846 | 6,994 | C75 | 4,826 | 50,673 | 48,285 | 73,025 | 77,8 | 73,914 | | 760,656 | 723,45 | 30586,248 | 44371,152 | |
| 60,325 | 5,953 | 6,846 | 6,994 | N80 | 4,242 | 51,841 | 49,454 | 73,025 | 77,8 | 73,914 | | 987,337 | 967,356 | 43799,616 | 57579,984 | |
| 60,325 | 5,953 | 6,846 | 6,994 | N80 | 4,826 | 50,673 | 48,285 | 73,025 | 77,8 | 73,914 | | 687,622 | 677,976 | 27333,936 | | |
| 60,325 | 6,846 | 7,855 | 8,855 | N80 | 4,826 | 50,673 | 48,285 | 73,025 | 77,8 | 73,914 | | 811,642 | 771,68 | 32627,448 | 46875,024 | |
| 60,325 | 6,846 | 7,855 | 8,855 | P105 | 4,826 | 50,673 | 48,285 | 73,025 | 77,8 | 73,914 | | 1052,792 | 1031,433 | 46716,264 | 61417,44 | |
| 60,325 | 6,846 | 7,855 | 8,855 | P105 | 4,826 | 50,673 | 48,285 | 73,025 | 77,8 | 73,914 | | 1065,194 | 1012,83 | 42824,376 | 61911,864 | |
| 60,325 | 6,846 | 7,855 | 8,855 | P105 | 6,452 | 47,422 | 45,034 | 73,025 | 77,8 | 73,914 | | 1382,134 | 1353,885 | 61317,648 | 80609,256 | |
| 73,025 | 9,525 | 9,673 | 9,673 | H40 | 5,512 | 62,001 | 59,614 | 88,9 | 93,167 | 87,884 | | 384,462 | 364,481 | 23941,008 | 32876,928 | |
| 73,025 | 9,525 | 9,673 | 9,673 | J55 | 5,512 | 62,001 | 59,614 | 88,9 | 93,167 | 87,884 | | 529,152 | 500,214 | 32922,288 | 45205,776 | |
| 73,025 | 9,525 | 9,673 | 9,673 | C75 | 5,512 | 62,001 | 59,614 | 88,9 | 93,167 | 87,884 | | 721,383 | 682,799 | 44892,792 | 61644,24 | |
| 73,025 | 9,524 | 9,673 | 9,673 | C75 | 7,823 | 57,379 | 54,991 | 88,9 | 93,167 | 87,884 | | 988,715 | 968,734 | 67749,696 | 84501,144 | |
| 73,025 | 12,80 | 12,95 | 12,95 | N80 | 5,512 | 62,001 | 59,614 | 88,9 | 93,167 | 87,884 | | 768,924 | 728,273 | 47886,552 | 65753,856 | |
| 73,025 | 12,80 | 12,95 | 12,95 | N80 | 7,823 | 57,379 | 54,991 | 88,9 | 93,167 | 87,884 | | 1054,17 | 1033,5 | 72293,016 | 90134,856 | |
| 73,025 | 9,525 | 9,673 | 9,673 | P105 | 5,512 | 62,001 | 59,614 | 88,9 | 93,167 | 87,884 | | 965,289 | 955,643 | 62850,816 | 86301,936 | |
| 73,025 | 12,80 | 12,95 | 12,95 | P105 | 7,823 | 57,379 | 54,991 | 88,9 | 93,167 | 87,884 | | 1384,201 | 1375,244 | 94847,76 | 118303,416 | |
| 88,9 | 11,459 | 13,840 | 13,840 | H40 | 5,486 | 77,927 | 74,752 | 107,95 | 114,3 | 106,17 | | 319,007 | 297,648 | 29515,752 | | |
| 88,9 | 15,179 | 17,927 | 17,927 | H40 | 6,452 | 75,997 | 72,822 | 107,95 | 114,3 | 106,17 | | 370,682 | 350,012 | 36079,344 | 46997,496 | |
| 88,9 | 11,459 | 13,840 | 13,840 | J55 | 5,486 | 77,927 | 74,752 | 107,95 | 114,3 | 106,17 | | 417,534 | 398,242 | 41980,68 | | |
| 88,9 | 13,691 | 15,179 | 15,179 | J55 | 6,452 | 75,997 | 72,822 | 107,95 | 114,3 | 106,17 | | 411,333 | 309,266 | 40583,592 | | |
| 88,9 | 13,691 | 15,179 | 15,179 | J55 | 7,341 | 74,219 | 71,044 | 107,95 | 114,3 | 106,17 | | 509,86 | 480,922 | 49610,232 | 64619,856 | |
| 88,9 | 15,179 | 17,927 | 17,927 | J55 | 7,341 | 74,219 | 71,044 | 107,95 | 114,3 | 106,17 | | 573,937 | 547,755 | 57,7206 | | |
| 88,9 | 11,459 | 13,840 | 13,840 | C75 | 5,486 | 77,927 | 74,752 | 107,95 | 114,3 | 106,17 | | 519,506 | 558,09 | 55343,736 | | |
| 88,9 | 13,691 | 15,179 | 15,179 | C75 | 6,452 | 75,997 | 72,822 | 107,95 | 114,3 | 106,17 | | 691,756 | 655,239 | 67649,904 | 88116,336 | |
| 88,9 | 18,900 | 19,272 | 19,272 | C75 | 7,341 | 74,219 | 71,044 | 107,95 | 114,3 | 106,17 | | 782,704 | 746,876 | 78713,208 | | |
| 88,9 | 11,459 | 13,840 | 13,840 | N80 | 5,486 | 77,927 | 74,752 | 107,95 | 114,3 | 106,17 | | 988,715 | 968,734 | 104777,064 | 125248,032 | |
| 88,9 | 13,691 | 15,179 | 15,179 | N80 | 6,452 | 75,997 | 72,822 | 107,95 | 114,3 | 106,17 | | 542,243 | 595,296 | 59031,504 | | |
| 88,9 | 18,900 | 19,272 | 19,272 | N80 | 7,341 | 74,219 | 71,044 | 107,95 | 114,3 | 106,17 | | 835,068 | 796,484 | 83961,36 | | |
| 88,9 | 13,691 | 15,179 | 15,179 | N80 | 9,525 | 69,850 | 66,675 | 107,95 | 114,3 | 106,17 | | 1054,859 | 1033,5 | 111762,504 | 133598,808 | |
| 88,9 | 13,691 | 15,179 | 15,179 | P105 | 6,452 | 75,997 | 72,822 | 107,95 | 114,3 | 106,17 | | 899,145 | 918,437 | 94711,68 | 123365,592 | |
| 88,9 | 18,900 | 19,272 | 19,272 | P105 | 9,525 | 69,850 | | | | | | | | | | |

Таблица D.2. Минимальные эксплуатационные характеристики обсадной трубы (продолжение)

| Внеш. диаметр (мм) | Внутр. диаметр (мм) | Стенка (мм) | Внутр. диаметр (мм) | Проход (мм) | Внеш. диаметр с муфтой (мм) | Мин. давление смятия (бар) | | Мин. внутр. предел текучести (бар) | | | Предел текучести на стыке (кг-сила) | |
|--------------------|---------------------|-------------|---------------------|-------------|-----------------------------|----------------------------|---------|------------------------------------|---------|---------|-------------------------------------|--------|
| | | | | | | H40 | J55 | N80 | P110 | H40 | J55 | N80 |
| 59,528 | 11,43 | 195,961 | 193,04 | 244,5 | 379,639 | 439,582 | 502,97 | 691,756 | 357436 | 478548 | | |
| 65,481 | 12,7 | 193,675 | 190,5 | 244,5 | 478,855 | 578,76 | 559,468 | 768,924 | 402343 | 537969 | | |
| 72,922 | 14,148 | 190,779 | 187,604 | 244,5 | 590,473 | 738,608 | 622,856 | 856,427 | 452239 | 605556 | | |
| 48,068 | 7,925 | 228,625 | 224,663 | 269,87 | 96,46 | | 156,403 | | 115214 | | | |
| 53,575 | 8,941 | 226,593 | 222,631 | 269,87 | 119,886 | 139,178 | 176,384 | 242,528 | 133358 | 178718 | 205480 | |
| 244,5 | 10,033 | 224,409 | 220,447 | 269,87 | 177,073 | 212,901 | 272,155 | 396,175 | 205027 | | 235872 | 334303 |
| 64,737 | 11,049 | 222,377 | 218,415 | 269,87 | 262,509 | 305,227 | 436,137 | 599,43 | 473,343 | 650,416 | 410508 | 501681 |
| 69,945 | 11,989 | 220,497 | 216,535 | 269,87 | 327,275 | 365,859 | 456,377 | 751,01 | 546,377 | 751,01 | 481723 | 645019 |
| 79,619 | 13,843 | 216,789 | 212,827 | 269,87 | 456,118 | 546,377 | | | | | | |
| 48,739 | 7,087 | 258,877 | 254,914 | 298,45 | 59,943 | | 125,398 | | 92988 | | | |
| 60,272 | 8,89 | 255,27 | 251,308 | 298,45 | 97,838 | 108,862 | 157,092 | 215,657 | 142430 | 190512 | | |
| 67,713 | 10,16 | 252,73 | 248,768 | 298,45 | 144,001 | | 246,662 | | 223624 | | | |
| 273,1 | 75,898 | 11,43 | 250,19 | 246,228 | 298,45 | 186,03 | 277,667 | 403,754 | 256284 | 364694 | 489888 | |
| 82,595 | 12,573 | 247,904 | 243,942 | 298,45 | 276,978 | 319,007 | 444,405 | 610,454 | 405972 | 545680 | 606916 | |
| 90,334 | 13,843 | 245,364 | 241,402 | 298,45 | 403,754 | 516,061 | 733,785 | | 667699 | | | |
| 97,775 | 15,113 | 242,824 | 238,862 | 298,45 | | | | | | | | |
| 62,504 | 8,458 | 281,534 | 277,571 | 323,85 | 73,723 | | 136,422 | | 139255 | | | |
| 69,945 | 9,525 | 279,4 | 275,438 | 323,85 | 104,039 | | 211,523 | | 216367 | | | |
| 80,363 | 11,049 | 276,352 | 272,390 | 323,85 | 142,623 | | 245,284 | | 257644 | | | |
| 89,292 | 12,421 | 273,609 | 269,646 | 323,85 | 183,274 | 219,102 | 276,289 | 401,687 | 294386 | 419126 | | |
| 71,434 | 8,382 | 322,961 | 318,999 | 365,12 | 50,986 | | 119,197 | | 146059 | | | |
| 81,107 | 9,652 | 320,421 | 316,459 | 365,12 | 77,857 | | 188,097 | | 233150 | | | |
| 339,7 | 90,780 | 10,922 | 317,881 | 313,919 | 106,106 | | 212,901 | | 269892 | | | |
| 101,198 | 12,192 | 315,341 | 311,379 | 365,12 | 134,355 | | 237,705 | | 306180 | | | |
| 107,150 | 13,056 | 313,614 | 309,651 | 365,12 | 183,963 | | 370,682 | | 471744 | | | |
| 96,733 | 9,525 | 387,35 | 382,575 | 431,80 | 43,407 | | 112,996 | | 199130 | | | |
| 406,4 | 111,615 | 11,125 | 384,150 | 379,374 | 431,80 | 70,278 | 181,207 | | 322056 | | | |
| 125,009 | 12,573 | 381,254 | 376,479 | 431,80 | 97,149 | | 205,322 | | 370591 | | | |
| 473,1 | 130,218 | 11,049 | 450,977 | 446,202 | 44,785 | 43,407 | 112,307 | 155,025 | 253562 | 342014 | | |
| 139,891 | 11,125 | 485,750 | 480,974 | 533,40 | 35,828 | | 105,417 | 145,379 | 263541 | 355622 | 411415 | |
| 508 | 158,493 | 12,7 | 482,6 | 477,825 | 53,053 | | 166,049 | | 414136 | | 479455 | |
| 197,931 | 16,129 | 475,742 | 470,967 | 533,40 | 103,35 | | 210,834 | | 540691 | | 625968 | |

ПРИЛОЖЕНИЕ К РУССКОМУ ПЕРЕВОДУ

Плотность нефти и число баррелей в тонне¹

М. Н. Григорьев
(Геологический консультационный центр «Гекон»)

В мировой практике принято измерять добываемую и продаваемую нефть в баррелях. Нефтяной баррель (обычно сокращенно bbl) равен 42 американским галлонам или 158,987 л. Плотность определяется в градусах Американского нефтяного института — American Petroleum Institute (API).

Для России традиционно применение массовых единиц для добываемой нефти. В XVIII веке при разработке первых месторождений на р. Ухта нефть измерялась в пудах, пудами мерили добываемую нефть Апшерона в начале XX века. При переходе Советской России на метрическую систему мер пуд сменила тонна. Введенный в 1942 г. государственный баланс учитывает добычу и запасы нефти в тоннах. Плотность нефти указывается в килограммах на метр кубический или граммах на сантиметр кубический.

Следует отметить, что баррель не является общепотребимой единицей учета добываемой нефти. В Канаде и Норвегии количество нефти измеряется в кубических метрах, в Великобритании — в тоннах.

Довольно часто встает вопрос определения плотности добываемых на территории России нефтей в градусах API и определения числа баррелей в тонне добываемой нефти. При переводе плотностей российских нефтей в градусы API необходимо учитывать, что по российским требованиям плотность нефти определяется при температуре 20°С, а расчет градусов API проводится при температуре 60° F. При этой же температуре определяется и число баррелей нефти при продаже. В некоторых справочных таблицах перевода метрических мер удельной плотности в градусы API, приводимых со ссылкой на Американский нефтяной институт, удельная плотность приводится для температуры 15,6, а не 20°С.

Перевод плотности из «килограмм на метр кубический» в градусы API проводится в три этапа.

На первом этапе исходя из соотношения $^{\circ}\text{F} = 9/5 \cdot ^{\circ}\text{C} - 32$ ($^{\circ}\text{F}$ — градусы шкалы Фаренгейта, $^{\circ}\text{C}$ — градусы шкалы Цельсия) определяем, что 60° F соответствуют 15,56°С. Во введенном с 1 июля 2002 г. ГОСТ Р 51858-2002 «Нефть. Общие технические условия» указано, что «определение плотности при 20°С обязательно до 1 января 2004 г., определение плотности при 15°С обязательно с 1 января 2004 г.» и указанная температура несколько ниже полученного значения — 15,56°С.

На втором этапе определяем плотность нефти при температуре 15,56°С по формуле: $\rho_{15,6} = \rho_{20} - \zeta(15,6 - 20)$, ($\rho_{15,6}$ и ρ_{20} — плотность нефти соответственно при 15,6 и 20°С; $\zeta = 1,825 - 0,00131\rho_{20}$ — температурная поправка).

На третьем этапе рассчитываем плотность в градусах API по формуле:

$$\text{API} = 141,5/\rho_{15,6} - 131,5.$$

¹Настоящее Приложение к русскому переводу приводится с целью разъяснения метода перевода метрических мер удельной плотности в градусы API и перепечатывается из журнала «Нефтяное хозяйство» с разрешения автора и редакции журнала:

| Плотность при температуре 20° С | Число баррелей в тонне при температуре 20° С | Единицы API при температуре 60° F | Число баррелей в тонне при температуре 15,6° С (60° F) | Типы нефти по ГОСТ Р 51858-2002 |
|---------------------------------|--|-----------------------------------|--|---------------------------------|
| 750,0 | 8,39 | 56,2 | 8,34 | 0 |
| 755,0 | 8,33 | 55,0 | 8,29 | |
| 760,0 | 8,28 | 53,8 | 8,24 | |
| 765,0 | 8,22 | 52,6 | 8,18 | |
| 770,0 | 8,17 | 51,4 | 8,13 | |
| 775,0 | 8,12 | 50,2 | 8,08 | |
| 780,0 | 8,06 | 49,1 | 8,03 | |
| 785,0 | 8,01 | 47,9 | 7,98 | |
| 790,0 | 7,96 | 46,8 | 7,93 | |
| 795,0 | 7,91 | 45,7 | 7,88 | |
| 800,0 | 7,86 | 44,6 | 7,83 | |
| 805,0 | 7,81 | 43,5 | 7,78 | |
| 810,0 | 7,76 | 42,5 | 7,73 | |
| 815,0 | 7,72 | 41,4 | 7,69 | |
| 820,0 | 7,67 | 40,4 | 7,64 | |
| 825,0 | 7,62 | 39,3 | 7,59 | |
| 830,0 | 7,58 | 38,3 | 7,55 | |
| 830,1 | 7,58 | 38,3 | 7,55 | |
| 835,0 | 7,53 | 37,3 | 7,50 | |
| 840,0 | 7,49 | 36,3 | 7,46 | |
| 845,0 | 7,44 | 35,3 | 7,41 | |
| 850,0 | 7,40 | 34,4 | 7,37 | |
| 850,1 | 7,40 | 34,3 | 7,37 | |
| 855,0 | 7,36 | 33,4 | 7,33 | |
| 860,0 | 7,31 | 32,4 | 7,29 | |
| 865,0 | 7,27 | 31,5 | 7,25 | |
| 870,0 | 7,23 | 30,6 | 7,20 | |
| 870,1 | 7,23 | 30,6 | 7,20 | |
| 875,0 | 7,19 | 29,7 | 7,16 | |
| 880,0 | 7,15 | 28,8 | 7,12 | |
| 885,0 | 7,11 | 27,9 | 7,08 | |
| 890,0 | 7,07 | 27,0 | 7,04 | |
| 895,0 | 7,03 | 26,1 | 7,00 | |
| 895,1 | 7,03 | 26,1 | 7,00 | |
| 900,0 | 6,99 | 25,2 | 6,97 | |
| 905,0 | 6,95 | 24,4 | 6,93 | |
| 910,0 | 6,91 | 23,5 | 6,89 | |
| 915,0 | 6,87 | 22,7 | 6,85 | |
| 920,0 | 6,84 | 21,8 | 6,82 | |
| 925,0 | 6,80 | 21,0 | 6,78 | |
| 930,0 | 6,76 | 20,2 | 6,74 | |
| 935,0 | 6,73 | 19,4 | 6,71 | |
| 940,0 | 6,69 | 18,6 | 6,67 | |
| 945,0 | 6,66 | 17,8 | 6,64 | |

| Плотность при температуре 20° С | Число баррелей в тонне при температуре 20° С | Единицы API при температуре 60 F | Число баррелей в тонне при температуре 15,6° С (60 F) | Типы нефти по ГОСТ Р 51858-2002 |
|---------------------------------|--|----------------------------------|---|---------------------------------|
| 950,0 | 6,62 | 17,0 | 6,60 | |
| 955,0 | 6,59 | 16,3 | 6,57 | |
| 960,0 | 6,55 | 15,5 | 6,53 | |
| 965,0 | 6,52 | 14,8 | 6,50 | |
| 970,0 | 6,48 | 14,0 | 6,47 | |
| 975,0 | 6,45 | 13,3 | 6,43 | |
| 980,0 | 6,42 | 12,5 | 6,40 | |
| 985,0 | 6,39 | 11,8 | 6,37 | |
| 990,0 | 6,35 | 11,1 | 6,34 | |
| 995,0 | 6,32 | 10,4 | 6,31 | |
| 1000,0 | 6,29 | 9,7 | 6,27 | |

Примечание. 0 — особо легкая нефть; 1 — легкая; 2 — средняя; 3 — тяжелая; 4 — битуминозная

Зависимость числа баррелей в тонне нефти при температуре 60° F от плотности, определенной при температуре 20° С, приведена в данной таблице, включающей весь диапазон плотностей добываемых российских нефтей.

Литература

- [1] Григорьев М. Н. Черное золото: вопрос пробы. Качество запасов нефти и эффективность инвестиций // Нефть и Газ Евразии. 2003. № 1. С. 46–50.
- [2] Бородавкин П. П., Березин В. Л. Сооружение магистральных трубопроводов. — М.: Недра, 1987. — с. 471.

Предметный указатель

- Абсолютный потенциальный дебит (АПД) — составляющая по ускорению 31, 89, 93, 99, скважины 213–221, 223–228
- Анализ размерностей 85, 86
- Анализ системы добычи 211, 230–240, 245
- Весовые коэффициенты 68
- Вязкость 64, 147, 164, 364
- воды 71, 297
- газа 68, 304–306, 310, 311, 364
- дегазированной нефти 289
- жидкости 71
- нефти 71, 288, 310, 364, 365
- смеси 71, 365
- углеводородных жидкостей 365
- эмульсии 297
- Вязкость дегазированной нефти
- корреляция Беггза и Робинсона 289
- корреляция Била 289
- корреляция Гласё 290
- корреляция Картоатмодьо и Шмидта 290
- Вязкость насыщенной нефти 290
- корреляция Беггза и Робинсона 291
- корреляция Картоатмодьо и Шмидта 290
- Вязкость недонасыщенной нефти 291
- корреляция Васкеса и Беггза 291
- корреляция Картоатмодьо и Шмидта 292
- Геотермальный градиент 255, 256
- Гидродинамическое забойное давление 40, 78, 211–213, 223, 226, 236, 244
- Гидродинамическое забойное давление газовых скважин 38
- Гидротермальный градиент 255, 256
- Горизонтальная скважина 69, 224, 239, 241
- Градиент давления 21, 23, 30, 46, 53, 58, 64, 74, 79, 108, 113, 117, 120, 126, 132, 138, 144, 146, 151–156, 161, 168, 177, 180–185, 210, 234, 237
- гравитационная составляющая 31, 104, 108, 138, 141, 150–155, 164, 168
- кинетическая энергия 105
- составляющая по трению 31, 32, 43, 44, 48, 97–105, 108, 112–120, 138, 141, 144, 151, 154–156, 164, 168
- составляющая по ускорению 31, 89, 93, 99, 102, 104–109, 112, 116–120, 139, 142, 146, 152, 164, 168
- уравнение 23, 29, 58, 74, 79, 83, 88, 91, 121, 134, 184
- Давление насыщения 78, 193, 223, 229, 277, 282, 283, 285–288, 291, 296, 311, 313, 317, 354, 355
- Давление начала конденсации 354, 355
- Двухфазный поток 78, 99, 152, 161, 174, 177, 180, 183, 200, 201, 223
- Дифференциальное газовыделение 314
- Зависимость дебита от гидродинамического забойного давления 20, 23, 84, 214, 217, 223, 224, 227, 229–231, 237, 243, 246
- составная 223, 224
- двухфазного потока 222, 225, 226
- индекс продуктивности 216, 217
- однофазного газа 225
- однофазного потока газа 217, 219
- однофазного потока жидкости 214, 216
- однофазной жидкости 225
- переходная 226, 227, 234
- по методу Вогеля 223, 229
- Заполнение жидкостью газовой скважины 246
- Изотермическая сжимаемость 283, 296, 312–314
- Исторический обзор 22
- годы пробуждения 23
- период моделирования 24, 25
- роль компьютеров 25, 26
- эмпирический период 22, 23
- Кольцевой и эмульсионный режимы потока 78, 94, 97, 100, 112, 128, 134
- градиент давления 104, 105, 117, 129, 138, 141, 145, 154, 164, 170, 182
- захват 76
- межфазное трение 142, 144
- объемное содержание жидкости 180
- толщина пленки 76, 105, 136, 142, 144, 145, 168, 169
- Композиционная модель 21, 66–68

- Константа равновесия 349–360
- Контактное газовыделение 314
- Корреляции для градиента давления в трубопроводе Азиза и др. 115
- Ашейма (MONA) 91, 98
- Беггза и Брилла 121, 125, 127, 184, 237
- Грэй 96, 97
- Данса и Роса 94, 99, 108, 117
- Категории 89–94, 99
- Кьеричи и др. 119
- модификации 94, 106, 112, 117, 125
- Мукерджи и Брилла 127
- Оркижеского 94, 108, 236
- Хагедорна и Брауна 91, 95, 184, 237
- Корреляция Лоренца, Брэй и Кларка 365
- Коэффициент ацентричности 355, 358, 363
- летучести 357, 359, 361
- отклонения газа 300–302, 304
- поправка на неуглеводороды 304
- системы с газоконденсатом 302
- системы с природным газом 302
- теплопередачи 52, 59, 342, 343
- горячей воды 342
- горячих газов 343
- конденсирующего пара 342
- обусловленный отложениями 343
- трения 31, 32, 34, 41, 43–48, 64, 71, 74, 85, 89–91, 93, 96, 99, 102, 107, 114, 117, 125, 126, 130, 132, 144, 148, 153, 171, 205
- диаграмма Муди 33, 71, 93, 97, 102, 109, 113, 117, 125, 130, 143, 144, 153
- Муди 31
- уравнение 43
- Фаннинга 31, 43, 47, 49, 162, 164, 168, 171
- Кривая гидратов 256, 258
- Кривая производительности трубопровода (КПТ) 213
- Криконденсат 349
- Критическая температура 349, 354
- Кубические уравнения состояния 358
- Ван-дер-Ваальса 358
- Пенга–Робинсона 358, 360
- Редлиха–Квонга 358
- Соаве–Редлиха–Квонга 358, 363, 369
- Ламинарный поток 32, 43, 47, 48
- Летучесть 357
- Механизированная добыча 45, 230, 237, 242, 245
- газлифт 213, 240, 242, 245
- плунжерный подъемник 245
- погружные бесштанговые насосы 213, 243, 245

- Механистические модели градиента давления в затрубном пространстве 133, 161
- Анзари и др. 133, 134
- Казтано и др. 161, 180, 182
- Хасана и Кабира 133, 151, 161, 177, 178, 184
- в трубопроводе Анзари и др. 160, 184, 236
- Хасана и Кабира 151, 161
- Модель нелетучей нефти 21, 66, 70, 156, 272, 277, 308
- Молекулярный вес 363
- Неньютоновские (вязкопластические) флюиды 41, 51, 71
- коэффициенты трения 43
- степенная модель 42
- ньютоновские флюиды 21, 29, 41, 43, 44, 71
- Общая сжимаемость 312
- Объемное содержание жидкости 23, 68, 79–85, 89–92, 98, 101, 107, 108, 115, 118, 120, 123, 124, 127, 128, 133, 136, 153, 155, 161, 164, 165, 168, 173, 174, 177, 178, 180, 181, 183
- без учета эффекта проскальзывания 69, 94, 121, 157, 164
- глубинные радиоизотопные плотномеры 81, 82
- емкостные датчики 80
- Объемные дебиты 67, 70
- Объемный коэффициент 272, 282, 286
- воды 293, 295
- газа 301, 304, 310
- дифференциальное газовыделение 287, 317
- контактное газовыделение 286, 317
- нефти 281–287, 308, 317
- Аль-Марун 286
- Васкес и Беггз 283
- Гласё 285, 286
- Картоатмодьо и Шмидт 286
- общий 311
- Стэндинг 282
- Ограничения Компоненты трубопровода 190, 205
- подповерхностные предохранительные клапаны 20, 190, 201
- расходомерные клапаны 190
- штуцеры 20, 190, 193, 201
- Однофазный поток 19, 22, 29, 37, 46, 49, 59, 64, 74, 79, 85, 88, 133, 156, 193, 205, 222
- Отток трубопровода 213
- Оценка методов прогнозирования градиента давления 156, 180, 236

- Переходная зависимость дебита от гидродинамического забойного давления 226–234
- Плотность 64, 71, 74, 81, 147, 362
- в градусах API 272, 277, 281, 287, 288, 317
 - воды 293
 - газа 68, 301, 310, 362, 367
 - жидкости 362, 367
 - многофазной смеси 73
 - нефти 66, 287
 - проскальзывания 93, 95, 101, 109, 114, 155, 164, 168
- Поверхностное натяжение 292, 298, 311, 366
- воды 298
 - жидкости 366
 - парахор 367
- Погружные бесштанговые насосы 213, 245
- Поток в затрубном пространстве 45–51
- гидравлический диаметр 51
 - эксцентricность 45–51
- Приложения
- А. Список условных обозначений и коэффициенты перевода в систему СИ 21, 26, 263
 - В. Обзор свойств флюидов и горных пород 22, 66–70, 84, 272, 358, 364
 - С. Обзор газожидкостного равновесия (ГЖР) для углеводородных смесей 22, 66, 84, 258, 317, 349
 - D. Параметры обсадной и стволовой труб 371
- Примеры
- анализ системы добычи
 - влияние вертикальной проницаемости в горизонтальной скважине 239
 - влияние внутреннего диаметра стволовой трубы на процесс извлечения жидкости из скважины и эрозию 249
 - влияние внутреннего диаметра штуцера 239
 - влияние газожидкостного фактора 240
 - влияние кислотной обработки нефтяной скважины 232
 - влияние метода прогнозирования градиента давления 234
 - влияние скин-эффекта и внутреннего диаметра стволовой трубы 231
 - влияние трещин в газовой скважине 233
 - влияние уровня обводненности 237
 - диагностирование скважины, оборудованной насосом 215
 - диаметров штуцера для многофазного потока 203
 - зависимость дебита нефтяной и газовой скважины от гидродинамического забойного давления 219
 - зависимость дебита нефтяной скважины от гидродинамического забойного давления 217
 - переходная зависимость дебита от гидродинамического забойного давления 227
 - приведенные скорости: модель нелетучей нефти 70
 - расчет горизонтальной скважины 226
 - расчет градиента давления — Азиз и др. 117
 - расчет градиента давления — Анзари и др. 146
 - расчет градиента давления — Бегтз и Брилл 126
 - расчет градиента давления — Данс и Рос 106
 - расчет градиента давления — Кьеричи и др. 120
 - расчет градиента давления — Мукерджи и Брилл 132
 - расчет градиента давления — Оркижевский 113
 - расчет градиента давления — Поетманн и Карпентер 90
 - расчет градиента давления — Хагедорн и Браун 95
 - расчет градиента давления — Хасан и Кабир 155
 - расчет дебита флюидов на основе композиционной модели 67
 - расчет падения давления вязкопластической водонефтяной смеси 44
 - расчет падения давления для многофазного потока, протекающего через компоненты трубопровода 207
 - расчет падения давления однофазного потока газа 38
 - расчет падения давления однофазной жидкости 35
- Приток трубопровода 209, 212, 230, 237, 240
- Пробковый режим потока 100, 112, 117, 151, 159, 181
- в затрубном пространстве 77, 161, 177, 180, 184
 - градиент давления 103–109, 112, 119, 128, 141, 149, 153, 164, 178–183
 - объемное содержание жидкости 115, 119, 167, 178–184
 - объемное содержание жидкости в блоке пробки 24
 - пузырек Тейлора 75, 77, 109, 116, 134, 139, 141, 153, 165, 178–184

- пузырьковый поток 166
 - скорость подъема пузырьков 109, 116, 166
 - толщина пленки 142, 165
- Прогнозирование температуры 53, 56
- Профиль давления 83
- Псевдоприведенная сжимаемость 307, 313
- Псевдоприведенная температура 276, 305, 308, 313
- Псевдоприведенное давление 276, 305, 308, 313
- Пузырьковый режим потока 75, 76, 90, 134, 160, 177, 178
- градиент давления 94, 102, 116, 128, 138, 153, 164, 180, 182
 - объемное содержание жидкости 108, 115, 123, 153, 180, 182
 - пузырьковая среда 163
- Рассеянный пузырьковый режим потока 75, 76, 153, 162, 164, 180, 183
- Растворимость газа 272, 277, 281, 288, 293, 295–297, 314
- Аль-Марун 280
 - Васкес и Бегтз 278
 - Гласё 280
 - Картоатмодьо и Шмидт 281
 - Ласатер 278
 - Стэндинг 277
- Растворимость газа в воде 294
- Расчет параметров массообмена и физических свойств для модели нелетучей нефти 308
- Расчеты на основе концепции мгновенного газовыделения 352–354
- Режим потока 22, 23, 64, 74, 76, 88, 98, 100, 105, 108, 113, 118, 121, 126, 127, 132, 134, 160, 162, 180, 184
- Азиз и др. 115
 - Барни 135, 147, 162
 - Барни и Браунер 152, 178
 - Барни и др. 134
 - Бегтз и Брилл 121–123, 127
 - Данс и Рос 100
 - затрубное пространство 76, 163
 - Казтано 137
 - классификация 74, 76
 - кольцевой/эмульсионный режимы потока 24, 69, 75, 76, 94, 100, 103, 104, 117, 134, 137, 147, 152, 154, 160, 163, 182
 - Мукерджи и Брилл 127–130
 - Оркижевский 108
 - пробковый режим потока 24, 70, 75, 77, 79, 98, 100, 113, 118, 133, 134, 149, 151, 153, 155, 165, 178
 - прогнозирование 23, 88, 99, 108, 115, 117, 121, 123, 134, 137, 147, 151, 152, 160, 162, 163, 178, 183
 - пузырьковый режим потока 75, 76, 90, 98, 100, 102, 106, 108, 113, 115, 123, 134, 137, 151, 153, 163, 178
 - Тейтель и др. 134, 151, 162, 163, 178
 - Хасан и Кабир 151, 178
 - эмульсионный режим потока 75, 78, 79, 117, 134, 151, 153, 179, 180, 183
- Ретроградная конденсация 65, 272, 277, 349
- Свободная энергия Гельмгольца 369
- Сжимаемость воды 314
- газа 67, 305, 307, 308, 310, 314
 - залежи (или горной породы) 314
 - изотермическая 283, 296, 312, 313
 - нефти 287, 313
 - общая 312
 - порового объема 314–316
 - псевдоприведенная 308, 309, 313
- Скорость 23, 31, 32, 69, 74, 77, 166
- в условиях пласта 83
 - звуковая 105, 190, 200
 - подъема пузырька 70, 109, 116, 138, 140, 152, 163, 166, 178
 - потока 252, 253
 - приведенная 69, 83, 147, 152
 - проскальзывания 70, 98–107, 135, 151, 155, 166
 - смеси 69, 164, 199, 200
 - эрозии 250, 252–254
- Соотношение Лии и Кеслера для давления пара 355
- дебита и забойного гидродинамического давления по методу Фетковича 224
- Составные свойства флюидов 311
- Сохранение импульса 30, 56, 88, 170
- массы 29, 52, 56, 88, 193, 198
 - энергии 51, 56
- Стабильный поток 79
- Температуропроводность 341, 343
- Теплоемкость 330
- пластовой породы 328
- Теплообмен в стволе скважины 53, 57
- Теплопроводность 333, 338
- воды 342
 - газа 333
 - органической жидкости 333, 337
 - пластовой породы 328, 335
- Турбулентный поток 32, 39, 43–48, 51, 60, 205
- Удельная плотность 276, 280
- воды 293

- газа 276–283, 301
- конденсата 277, 280
- нефти 273, 277
- растворенного газа 288, 308
- свободного газа 288, 301, 308
- Уравнение состояния 67, 300

- Фазовая диаграмма 65, 350
- Фазовое поведение 65, 223, 349, 356
- Физические свойства 349, 361
 - воды 293
 - газа 288, 299, 308, 314
 - нефти 277, 308
 - породы 314
 - углеводорода 273
 - флюида 314
- Форма зоны дренирования 217, 219

- Характеристический фактор Уотсона 317, 323

- Число Грасхофа 56
 - Нуссельта 60
 - Прадтля 56, 60, 85, 342
 - Рейнольдса 31, 34, 39, 42, 43, 60, 71, 85, 90, 93, 99, 102, 109, 110, 112–114, 116, 117, 119, 120, 125, 129, 130, 132, 135, 138, 142–144, 148, 153, 164, 167, 168, 171, 172, 194, 205, 342, 343
 - для частиц 253
 - универсальное 42, 43, 50
 - Фруда 121, 199
- Шероховатость трубы 32, 35, 43, 45
- Штуцеры 193
 - многофазный поток 22, 196, 199, 202
 - однофазный поток 22
 - газа 193, 194, 196
 - жидкости 193, 194
 - Торнхилл-Крэйвер 190
- Эмпирическая корреляция 89
 - Азиза 89
 - Ашейма 89
 - Баксенделя и Томаса 89
 - Беггза и Брилла 89
 - Грэя 89
 - Данса и Роса 89
 - Категории 90
 - Кьеричи 89
 - Мукерджи и Брилла 89
 - Оркижевского 89
 - Поетманна и Карпендера 89
 - Фэнчера и Брауна 89
 - Хагедорна и Брауна 89
- Эмпирическое соотношение Уэйнага и Каца 367
- Энтальпия 317, 368
 - воды и пара 323
 - нефти 320, 321
 - смеси 73, 83
 - сырые масла 317–323
 - уравнение градиента 83
- Энтропия 369

Джеймс П. Брилл, Хеманта Мукерджи

МНОГОФАЗНЫЙ ПОТОК В СКВАЖИНАХ

*Технический редактор А. В. Ширококов
 Ответственный редактор Л. А. Газизуллина
 Компьютерная верстка Д. П. Вакуленко
 Корректор Г. Г. Тетерина*

Подписано в печать 17.11.2006. Формат 70 × 100^{1/16}.
 Печать офсетная. Усл. печ. л. 31,2. Уч. изд. л. 32,54. Тираж 1500 экз.
 Гарнитура Таймс. Бумага офсетная №1. Заказ № 00186.

АНО «Институт компьютерных исследований»
 426034, г. Ижевск, ул. Университетская, 1.

Отпечатано ГУП УР «Ижевский полиграфический комбинат»
 426039, г. Ижевск, Воткинское шоссе, 180