

А.И.ШИРКОВСКИЙ

УД - 87

РАЗРАБОТКА И ЭКСПЛУАТАЦИЯ ГАЗОВЫХ И ГАЗОКОНДЕНСАТНЫХ МЕСТОРОЖДЕНИЙ

*Допущено
Министерством высшего и среднего
специального образования СССР
в качестве учебника для студентов вузов,
обучающихся по специальности
«Технология и комплексная механизация разработки
нефтяных и газовых месторождений»*

ИЗДАНИЕ ВТОРОЕ,
ПЕРЕРАБОТАННОЕ И ДОПОЛНЕННОЕ



МОСКВА "НЕДРА" 1987

лет назад.
батывали
я жилых
железнодоро-
и.
кт-Петербур-
и сухой
звод был
фонарей.
газа зна-
н мира.
выраба-
состав-
водился

рабаты-
или газ
ломощ-
газ для
1891 г.
эв с го-
своему
потреб-
квартир
набжа-
стигла
авался
й бур-
2 млн.
млрд.
ргети-
газа

вался
о газа
не.
ктри-
чение
мыш-
про-

Ширковский А. И. Разработка и эксплуатация газовых и газоконденсатных месторождений: Учебник для вузов.— 2-е изд., перераб. и доп.— М.: Недра, 1987. 309 с.

Изложены способы расчета физических и термодинамических свойств природных газов и газового конденсата. Описаны техника и технология исследования скважин и методы проектирования разработки газовых и газоконденсатных месторождений. Приведены режимы эксплуатации продуктивных пластов. Второе издание (1-е изд.— 1979) дополнено описанием нового оборудования для добычи газа и газового конденсата, их сбора, подготовки и транспортировки. Рассмотрены расчет, строительство и эксплуатация подземных хранилищ газа.

Для студентов нефтяных вузов и факультетов, обучающихся по специальности «Технология и комплексная механизация разработки нефтяных и газовых месторождений».

Табл. 32, ил. 100, список лит.— 11 назв.

Рецензент: кафедра «Эксплуатация нефтяных и газовых месторождений» (Грозненский нефтяной институт)

§ 1. КРАТКАЯ ИСТОРИЯ РАЗВИТИЯ ГАЗОВОЙ ПРОМЫШЛЕННОСТИ СССР

В России газовая промышленность зародилась более 150 лет назад. В то время из твердого топлива сухой перегонкой вырабатывали искусственный газ, который использовался для освещения жилых домов, промышленных предприятий, улиц, площадей, железнодорожных вокзалов и поездов и назывался светильным газом.

Первый газовый завод в России был построен в Санкт-Петербурге в 1831 г. Светильный газ на этом заводе получали сухой перегонкой каменного угля. В Москве первый газовый завод был построен в 1865 г. Москву тогда освещало 6000 газовых фонарей.

Дореволюционная Россия в производстве светильного газа значительно отставала от главных капиталистических стран мира. В 1891 г. только в одной Великобритании светильный газ вырабатывался на 594 заводах, общая длина газопроводов в стране составляла 35 тыс. км. Светильный газ в больших объемах производился в Германии, США, Франции и Канаде.

В царской России в том же 1891 г. светильный газ вырабатывался на 210 газовых заводах, из них только 30 производили газ для освещения 24 городов. Остальные «заводы» были маломощными газогенераторными установками. Они вырабатывали газ для освещения 157 фабрик и 23 железнодорожных вокзалов. В 1891 г. в России было произведено 54 млн. м³ газа. Д. И. Менделеев с горечью отмечал, что вся газовая промышленность России по своему размеру меньше газовой промышленности одного Берлина. Потребление газа в быту было весьма ограниченным. Только 2700 квартир в Москве в 1913 г. и 3000 квартир в Петербурге в 1914 г. снабжались газом. В Москве в 1917 г. выработка светильного газа достигла 17 млн. м³. Газ для приготовления пищи и горячей воды подавался в 11 000 квартир, в основном принадлежавших московской буржуазии. В 1984 г. природный газ подавался более чем в 2 млн. московских квартир. Годовое потребление газа превышало 18 млрд. м³. К 1990 г. удельный вес природного газа в топливно-энергетическом балансе города составит 80 %, годовое потребление газа возрастет до 36,5 млрд. м³ или до 100 млн. м³/сут.

Искусственный газ в дореволюционной России рассматривался как побочный продукт коксования угля. Объем производимого газа был мал, техника производства находилась на низком уровне.

В XX в. газовое освещение повсюду было вытеснено электрическим. Производство и использование светильного газа в течение 100 лет имело огромное значение для будущего развития промышленности природных газов. В дореволюционной России этой про-

мышленности практически не было, несмотря на большие объемы газа, добывавшегося вместе с нефтью.

Выходы на поверхность земли естественных горючих газов были замечены на Апшеронском п-ове в далекой древности. Чрезвычайно примитивно естественный газ, выходящий на поверхность земли, использовался для обогрева жилищ, освещения и приготовления пищи более 200 лет назад.

Нефтяной газ стал бичом нефтепромышленников при переходе от колодезной добычи нефти к бурению скважин. Он затруднял бурение скважин, добычу нефти, приводил к пожарам, взрывам, отравлениям. Миллиарды кубометров газа выпускались в воздух и сжигались в факелах. Техника бурения скважин, добычи нефти и ее переработки находилась на низком уровне, научные основы этих процессов не разрабатывались. Нефтепромышленники не проявляли забот о нуждах трудящихся, улучшении условий труда и быта.

В феврале 1902 г. на промысле Бакинского нефтяного общества в Сураханах из скв. 1 с глубины 204 м был получен фонтан газа с дебитом 57 тыс. м³/сут при давлении на устье скважины 1,4 МПа. Сураханское газовое месторождение стало первым промышленным газовым месторождением в России.

В дореволюционной России не было построено ни одного магистрального газопровода.

Несмотря на отсутствие научных основ разработки нефтяных месторождений как единого целого, незаинтересованность царского самодержавия в развитии науки, отечественные инженеры и ученые по собственной инициативе сделали крупные открытия, предложили оригинальные методы расчетов и технические способы эксплуатации месторождений, которые значительно опередили зарубежную мысль и практику. В 1888 г. Д. И. Менделеев опубликовал статью «Будущая сила, покоящаяся на берегах Донца», в которой впервые в мире теоретически обосновал возможность подземной газификации каменного угля. В. Г. Шухов первый в мире дал обоснование и основные расчеты сооружения и эксплуатации нефтепроводов.

В 1902 г. И. Н. Стрижов впервые в мире высказал идею о закачке газа в нефтяной пласт для поддержания пластового давления с целью увеличения коэффициента нефтеотдачи. Впервые в мире он в 1936 г. ввел понятие о расширительно-грузовом, или, как его стали называть, упруговодонапорном, режиме эксплуатации пласта, общепринятом в настоящее время. В 1937 г. И. Н. Стрижов предложил шахтную разработку нефтяных месторождений, в 1946 г. высказал утверждение о существовании газовых залежей в твердом газогидратном состоянии, в 1947 г. предложил способ превращения нефтяных месторождений в однофазные газоконденсатные и добычи пластового сырья из последних при неизменном пластовом давлении для увеличения коэффициента нефтеотдачи.

В 1914 г. проф. Тихвинский предложил способ закрытой газлифтной эксплуатации скважин. Этот способ эксплуатации под

названием «газлифт» был применен в США лишь спустя 10 лет. В начале нашего столетия на бакинских нефтепромыслах были проложены газопроводы диаметром 410 мм и длиной в несколько километров. Газопровода такого большого диаметра в то время не было ни в одной другой стране. Приоритет в строительстве газопроводов наибольшего диаметра (1420 мм) СССР сохраняет и в настоящее время.

Великая Октябрьская социалистическая революция положила конец хищническим методам разработки нефтяных залежей и беспощадному уничтожению природного газа, провозгласив землю, ее недра, нефтяные и газовые промыслы общенародным достоянием, государственной собственностью. В статье 18 Конституции СССР, принятой 7 октября 1977 г., записано: «В интересах настоящего и будущих поколений в СССР принимаются необходимые меры для охраны и научно обоснованного, рационального использования земли и ее недр, водных ресурсов, растительного и животного мира, для сохранения в чистоте воздуха и воды, обеспечения воспроизводства природных богатств и улучшения окружающей человека среды». После Великой Октябрьской социалистической революции наряду с другими отраслями начала развиваться и газовая промышленность.

Коммунистическая партия и Советское правительство всегда уделяли большое внимание развитию топливной промышленности. В. И. Ленин высоко оценивал роль минерального топлива, говоря, что «... только на минеральном топливе может быть прочная постановка крупной промышленности, способной служить базой для социалистического общества»¹.

В. И. Ленин предвидел огромное значение газа для улучшения производственных и бытовых условий жизни трудящихся. Еще за несколько лет до Великой Октябрьской социалистической революции он писал: «Громадная масса человеческого труда, употребляемого теперь на добывание и развозку каменного угля, была бы сбережена»².

Уже в первый период развития социалистической нефтяной промышленности была не только поставлена, но и практически решена задача рационального использования газа. Начались работы по герметизации нефтяных скважин и улавливанию нефтяного газа. На нефтяных промыслах появились сепараторы для отделения газа от нефти, компрессорные станции для перекачки газа на газобензиновые заводы. Отбензиненный газ все шире стали применять для бытовых нужд рабочих-нефтяников, использовать в промышленности в качестве топлива, закачивать в нефтяные залежи для поддержания давления и увеличения коэффициента нефтеотдачи. С открытием газовых месторождений строятся магистральные газопроводы, газобензиновые заводы, заводы по производству сажи.

¹ В. И. Ленин, Полн. собр. соч. Т. 44, с. 317.

² В. И. Ленин, Полн. собр. соч. Т. 23, с. 94.

В июле 1935 г. скв. 39 с глубины 704 м дала мощный газовый фонтан. Было открыто первое в Советском Союзе чисто газовое месторождение Седь-Июльское. В 1940 г. в стране добыто 3392 млн. м³ природного газа, был построен первый магистральный газопровод Дашава — Львов длиной 68 км, диаметром 200 мм. С 1943 г. население и промышленность г. Саратова получают природный газ по газопроводу Елшанка — Саратов длиной 43 км, диаметром 300 мм. В 1943 г. введен в эксплуатацию магистральный газопровод Бугуруслан — Куйбышев длиной 140 км, диаметром 300 мм. В г. Куйбышеве значительная часть заводов переведена на природный газ. В 1946 г. было закончено строительство крупного по тому времени магистрального газопровода Саратов — Москва длиной 800 км, диаметром 300 мм. Подача в Москву 474,5 млн. м³ газа в год заменила привоз свыше 1 млн. м³ дров, 650 000 т подмосковного угля, около 150 000 т керосина и больше 100 000 мазута в расчете на год.

В 1948 г. был построен газопровод Дашава—Киев длиной 500 км и диаметром 530 мм. Затем (в 1951 г.) он был продлен до Москвы, достигнув общей длины 1300 км.

Открытие нескольких месторождений природного газа в Дагестане (Дагестанские Огни, Дузлак, Берекей, Мелитопольское), на западе Украины (Угерское, Дашавское, Опарское и др.), Саратовской области (Елшанское), и Коми АССР (Седь-Июльское) означало создание сырьевой базы. Сооруженные к тому времени магистральные газопроводы, газобензиновые и сажевые заводы положили начало дальнейшему транспорту газа, его переработке и использованию.

В 1956 г. была создана новая отрасль народного хозяйства — газовая промышленность.

Большое влияние на последующее развитие газовой промышленности оказали постановление ЦК КПСС и Совета Министров СССР от 15 августа 1958 г. «О дальнейшем развитии газовой промышленности и газоснабжения предприятий и городов СССР» (Извлечение) и XXI съезд КПСС, принявший курс на коренное изменение структуры топливного баланса СССР в пользу нефти и газа.

Значительный вклад в развитие газовой промышленности, в дело подготовки кадров инженеров-газовиков, в написание книг о добыче, транспорте, переработке и использовании природного газа в первые годы становления газовой промышленности внесли профессор Г. А. Саркисянц, М. Х. Шахназаров, И. Н. Стрижов, А. С. Смирнов. Г. А. Саркисянц в 1925 г. начал читать курс «Газовое дело» в Азербайджанском нефтяном институте им. М. Азизбекова. В 1929 г. М. Х. Шахназаров основал в Азербайджанском институте нефти и химии кафедру «Газовое дело» и возглавлял ее до 1960 г. Он не только читал лекции, но и опубликовал в 1927, 1933 и 1934 гг. первые книги по добыче газа, его использованию и газоснабжению городов.

И. Н. Стрижов и И. Е. Ходанович в 1946 г. выпустили книгу «Добыча газа», которая не только обобщала опыт газовой промышлен-

ности США, но и развивала его применительно к условиям СССР, была ценной для газовиков в течение продолжительного этапа развития газовой промышленности СССР.

А. С. Смирнов написал книги: «Добыча и транспорт газа», «Транспорт газа», «Технология углеводородных газов», «Сбор и подготовка нефтяного газа на промысле», которые были настольными книгами нескольких поколений газовиков и студентов.

§ 2. ПРЕИМУЩЕСТВА ПРИРОДНОГО ГАЗА КАК ТОПЛИВА И СЫРЬЯ ДЛЯ ХИМИЧЕСКОЙ ПРОМЫШЛЕННОСТИ

Природный газ по сравнению с другими видами топлива имеет следующие преимущества.

1. Коэффициент фондоотдачи в добыче газа в 6 раз выше, чем в добыче каменного угля и нефти (табл. 1).

2. Производительность труда в добыче газа в 55 раз выше, чем в добыче каменного угля, и в 6 раз выше, чем в добыче нефти (см. табл. 1).

3. Себестоимость добычи газа в 33 раза меньше себестоимости добычи каменного угля.

4. Удельные капитальные вложения в добычу и транспорт газа в 1,7 раза ниже, чем в добычу и транспорт нефти, и в 3,37 раза ниже, чем в добычу и транспорт угля.

5. При использовании природного газа в качестве топлива повышается производительность труда в использующих его отраслях промышленности.

Применение природного газа в металлургической промышленности повышает производительность труда на 10 %, экономит 15 % кокса, снижает себестоимость чугуна и стали.

Использование газа вместо пылеобразного угля в отражательных медеплавильных печах снижает удельный расход топлива на 25 % (а вместо мазута — на 10—15 %). При этом производительность печей повышается на 10—12 %, потери меди снижаются на 17 %.

С применением природного газа в 1983 г. производилось 93 % чугуна и мартеновской стали, 40 % проката черных металлов, 72 % метанола, 95 % минеральных удобрений, почти 100 % огнеупоров и стекла.

Таблица 1 Фондоотдача и производительность труда при использовании различных видов топлива

| Топливо | Коэффициент фондоотдачи, т. у. т./1000 руб. | Производительность труда, т. у. т. на одного работающего |
|--------------------------|---|--|
| Природный и нефтяной газ | 296 | 21 000 |
| Нефть | 48 | 3 300 |
| Каменный уголь | 48 | 380 |

Примечание. Здесь т. у. т. — тонн условного топлива. Условным называется топливо, при сгорании 1 кг которого выделяется 29 507,6 кДж теплоты.

Ускоренное развитие газовой промышленности ежегодно повышает производительность общественного труда в промышленном производстве страны почти на 1 %.

6. Переход на железнодорожном и водном транспорте с твердого топлива на жидкое и газообразное привел к замене паровозов тепловозами и газотурбовозами, повысил провозную и пропускную способность железных и водных трасс, снизил стоимость перевозок, повысил производительность труда.

7. Использование газа в качестве топлива облегчает автоматизацию производственных процессов, труд рабочих, улучшает санитарно-гигиенические условия, способствует очищению воздушных бассейнов над городами, повышает материальные условия жизни людей. К началу 1986 г. в СССР газом снабжались более 84,4 % населенных пунктов городского типа и 60,4 % в сельской местности. Число газоснабжаемых квартир превышало 60,5 млн., из них 24,3 млн. квартир получают природный газ и 36,1 млн. квартир — сжиженный газ. На 1/1 1986 г. газом пользовались 210 млн. человек или свыше 76 % населения страны. Экономический эффект от использования одной семьей в качестве топлива 1000 м³ газа составляет 55 руб.

Исключительное значение приобретают нефтяной и природный газы в качестве сырья для химической промышленности. Из углеводородных компонентов нефтяного и природного газов получают этан, этилен, полэтилен, этиловый спирт, ацетилен, пропан, пропилен, полипропилен, пластические массы, бутан, бутилен, изобутилен, бутадиев, синтетический каучук, бензол, толуол, ксилолы, формалин, азотные удобрения, ядохимикаты, ацетон, растворители, фенол, фенолформальдегидные смолы, фенолформальдегидные пресс-порошки, пластификаторы, искусственные волокна, серу, технический углерод и многое другое. С каждым годом из углеводородного газового сырья изготавливают все более разнообразные товары. Продукты переработки газа с успехом заменяют стекло и сталь, шерсть и шелк, дерево и зерно.

Для производства 1 т синтетического каучука требуется около 2 т этилового спирта, или 9 т зерна, или 22 т картофеля, или 30 т сахарной свеклы, или всего 5 т сжиженных газов.

Применение природного газа в качестве химического сырья обеспечивает средний экономический эффект при производстве аммиака 76 руб./1000 м³ газа, метанола 95 руб./1000 м³ газа, ацетилена 20 руб./1000 м³. Из газовых конденсатов можно получить: 1) ароматические углеводороды (бензол, толуол, ксилолы); 2) светлые нефтепродукты (бензин, лигроин); 3) низшие олефины (этилен, пропилен); 4) сырье для синтетического каучука (изобутан, изопентан).

Химическое направление переработки газовых конденсатов имеет большие преимущества по сравнению с топливным: 1) снижаются приведенные затраты на производство продукции; 2) возрастает производительность общественного труда.

Приведенные затраты на производство 1 т суммарных ароматических углеводородов (бензол, толуол, пара- и ортоксилол и этил-

Таблица 2 Изменение топливного баланса страны за 1940—1985 гг. (в % к итогу)

| Годы | Каменный уголь | Нефть | Природный и нефтяной газы | Торф | Сланцы | Дрова | Всего |
|------|----------------|-------|---------------------------|------|--------|-------|-------|
| 1940 | 59,1 | 18,7 | 1,9 | 5,7 | 0,3 | 14,3 | 100 |
| 1950 | 66,1 | 17,4 | 2,3 | 4,8 | 0,4 | 9,0 | 100 |
| 1960 | 53,9 | 30,5 | 7,9 | 2,9 | 0,7 | 4,1 | 100 |
| 1970 | 35,4 | 41,1 | 19,1 | 1,5 | 0,7 | 2,2 | 100 |
| 1980 | 27,2 | 45,3 | 25,2 | 0,8 | 0,7 | 0,8 | 100 |
| 1985 | 23,3 | 41 | 34 | 0,6 | 0,5 | 0,6 | 100 |

бензол) из углеводородного конденсата методом непосредственной экстракции сокращаются на 44 и 26 % по сравнению с каталитическим риформингом бензиновых фракций нефтей соответственно парафинового и нафтенового оснований.

За годы девятой пятилетки в составе газовой промышленности создана и успешно развивается новая высокоэффективная газохимическая подотрасль. В феврале 1974 г. была введена в эксплуатацию первая очередь Оренбургского газового промысла и газоперерабатывающего завода, в сентябре 1975 г. — вторая очередь.

Природный газ широко применяется в сельском хозяйстве для обогрева телятников, коровников и птицеферм, в теплицах, овощехранилищах, для сушки зерна, борьбы с сорняками и вредителями растений огнем способом, для тутового шелкопрядства.

В табл. 2 приведены данные об изменении топливного баланса СССР за 1940—1985 гг.

Изменение топливного баланса страны в пользу нефти и газа позволило за 10 лет (1958—1968 гг.) сэкономить 15 млрд. руб.

Газовая промышленность в короткий срок превратилась в крупную отрасль народного хозяйства, одну из ключевых отраслей топливно-энергетического комплекса страны и оказывает все большее воздействие на рост производительности общественного труда, повышение эффективности производства, ускорение научно-технического прогресса, улучшение топливного баланса страны, жизни и быта советских людей.

В 1983 г. введен в эксплуатацию крупнейший в мире газопровод Уренгой—Помары—Ужгород диаметром 1420 мм, протяженностью 4450 км, с годовой пропускной способностью свыше 30 млрд. м³. Рабочее давление транспортировки газа равно 7,5 МПа. На газопроводе сооружено 40 компрессорных станций с общей мощностью силового привода 3 млн. кВт. Общие капитальные вложения в строительство газопровода составили 7,6 млрд. руб.

В СССР в короткий срок создана единая система газоснабжения страны, включающая крупнейшие в мире по диаметру магистральные газопроводы общей протяженностью свыше 155 000 км.

§ 3. ОСНОВНЫЕ ПОКАЗАТЕЛИ И ПЕРСПЕКТИВЫ РАЗВИТИЯ ГАЗОВОЙ ПРОМЫШЛЕННОСТИ

В настоящее время в СССР открыто свыше 1500 газовых, газоконденсатных и газонефтяных месторождений. В разработку вовлечено более 330 залежей 140 газовых и газоконденсатных месторождений, содержащих 29 % общесоюзных запасов.

Удельный вес газа в топливном балансе страны в 1985 г. составил 34 %.

В Основных направлениях экономического и социального развития СССР на 1986—1990 годы и на период до 2000 года указано: «В газовой промышленности довести в 1990 году добычу газа до 835—850 млрд. кубических метров. Ускорить вовлечение в разработку Ямбургского, Карачаганакского, Астраханского и других газоконденсатных месторождений. Повысить степень извлечения газового конденсата. Осуществить работы, связанные с организацией добычи газа на полуострове Ямал. Начать промышленную эксплуатацию месторождений Прикаспийской низменности и создание на этой базе крупнотоннажного газохимического производства. Широко внедрять автоматизированные блочно-комплектные установки, в том числе большой единичной мощности, для комплексной подготовки газа и газового конденсата. Расширить сеть подземных хранилищ газа.

Повысить производительность труда не менее чем в 1,4 раза».

Развитие газовой промышленности будет характеризоваться следующими особенностями: еще большим удалением газовых месторождений севера Тюменской области от основных районов его потребления в европейской части страны; комплексным использованием давления пластового газа и входящих в его состав компонентов (этана, пропана, жидких углеводородных газов, стабильного конденсата, сероводорода) в качестве сырья для нефтехимической промышленности, производства меркаптанов, гелия; более широким использованием ЭВМ и АСУ в процессах добычи, транспортировки и переработки природных газов; разработкой и использованием винтовых компрессоров на промысловых ДКС; началом строительства подземных хранилищ воздуха, широкомасштабной добычей углеводородного конденсата из валанжинских отложений месторождений севера Тюменской области; применением в промышленных масштабах поддержания пластового давления при разработке газоконденсатных месторождений.

§ 4. ОСНОВНЫЕ ЗАДАЧИ НАУЧНО-ТЕХНИЧЕСКОГО ПРОГРЕССА В ДОБЫЧЕ ГАЗА

В период ускорения социально-экономического развития страны предстоит решить сложные задачи научно-технического прогресса. К основным из них можно отнести следующие.

1. Совершенствование существующих и создание новых математических моделей фильтрации реальных многокомпонентных природных смесей в пластах неоднородного строения с комплекс-

ным использованием уравнения состояния реальных газов и ЭВМ в расчетах.

2. Разработка новых технологических процессов промышленной обработки и комплексной переработки природных газов с получением из них этана, пропана, жидких газов, стабильного конденсата, серы, меркаптанов, гелия и других ценных компонентов по безотходным энергосберегающим технологиям.

3. Создание научных основ проектирования и эксплуатации промышленных дожимных компрессорных станций с использованием винтовых компрессоров.

4. Совершенствование научных принципов создания, развития и эксплуатации единой газоснабжающей системы страны на основе оптимизационных методов.

5. Разработка новых способов транспортировки пластового сырья, содержащего парообразную воду, сероводород и CO_2 , на газоперерабатывающие заводы по герметизированной одноструйной системе.

6. Реконструкция имеющегося и создание промышленного оборудования новых типов для газодобывающих предприятий большой мощности на базе использования комбинированных аппаратов, модульного принципа исполнения автоматизированных технологических установок комплексной подготовки газа.

7. Разработка математических моделей и комплекса программ для машинного (на ЭВМ) проектирования, исследования, оптимизации и контроля за работой поверхностного оборудования газодобывающего предприятия на базе микропроцессоров.

8. Создание научных основ проектирования и эксплуатации подземных хранилищ воздуха для выравнивания колебаний потребления электроэнергии с комплексным использованием давления воздуха, кислорода и теплоты продуктов сгорания.

СОСТАВ И ФИЗИКО-ХИМИЧЕСКИЕ
СВОЙСТВА ПРИРОДНЫХ ГАЗОВ

§ 5. СОСТАВ И КЛАССИФИКАЦИЯ ПРИРОДНЫХ ГАЗОВ

Природные газы, добываемые из чисто газовых, нефтяных и газоконденсатных месторождений, состоят из углеводородов гомологического ряда метана с общей формулой C_nH_{2n+2} , а также неуглеводородных компонентов: азота (N_2), углекислого газа (CO_2), сероводорода (H_2S), благородных (инертных) газов (гелия, аргона, криптона, ксенона), ртути. Число углеродных атомов в молекуле углеводородов n может достигать 17—40.

Метан (CH_4), этан (C_2H_6) и этилен (C_2H_4) при нормальных условиях ($p = 0,1$ МПа и $T = 273$ К) являются реальными газами. Пропан (C_3H_8), пропилен (C_3H_6), изобутан ($i-C_4H_{10}$), нормальный бутан ($n-C_4H_{10}$) бутилены (C_4H_8) при атмосферных условиях находятся в парообразном (газообразном) состоянии, при повышенных давлениях — в жидком состоянии. Они входят в состав жидких (сжимаемых, сжиженных) углеводородных газов. Углеводороды, начиная с изопентана ($i-C_5H_{12}$), при атмосферных условиях находятся в жидком состоянии. Они входят в состав бензиновой фракции. Углеводороды, в молекулу которых входит 18 и более атомов углерода (от $C_{18}H_{38}$), расположенных в одну цепочку, при атмосферных условиях находятся в твердом состоянии.

Ниже приведены составы сухого газа, сжиженных газов и газового бензина.

| Компонент | Смесь |
|--|---------------|
| Метан, этилен, этан | Сухой газ |
| Пропан, пропилен, изобутан, нормальный бутан, бутилены | Сжиженный газ |
| Изопентан, нормальный пентан, амилены, гексан | Бензин |

Природные газы подразделяются на три группы.

1. Газы, добываемые из чисто газовых месторождений. Они представляют собой сухой газ, свободный от тяжелых углеводородов.

2. Газы, добываемые вместе с нефтью. Это физическая смесь сухого газа, пропан-бутановой фракции (сжиженного газа) и газового бензина.

3. Газы, добываемые из газоконденсатных месторождений. Они состоят из сухого газа и жидкого углеводородного конденсата. Углеводородный конденсат включает большое число тяжелых углеводородов, из которых можно выделить бензиновые, лигроиновые, керосиновые, а иногда и более тяжелые масляные фракции.

Таблица 1.1 Объемная доля компонентов в природных газах, добываемых из чисто газовых месторождений (в %)

| Месторождение | CH_4 | C_2H_6 | C_3H_8 | C_4H_{10} | C_5H_{12} | $N_2 + R^{**}$ | CO_2 | Относительная плотность |
|-----------------------|--------|----------|----------|-------------|-------------|----------------|--------|-------------------------|
| Северо-Ставропольское | 98,90 | 0,29 | 0,16 | 0,05 | — | 0,40 | 0,20 | 0,56 |
| Медвежье* | 98,78 | 0,10 | 0,02 | — | — | 1,00 | 0,10 | 0,56 |
| Уренгойское* | 98,84 | 0,10 | 0,03 | 0,02 | 0,01 | 1,70 | 0,30 | 0,56 |
| Шалыкское | 95,58 | 1,99 | 0,35 | 0,10 | 0,05 | 0,78 | 1,15 | 0,58 |

* Сеноманская залежь.

** Инертные газы (гелий, аргон, криптон, ксенон).

Таблица 1.2 Объемная доля нефтяных газов (в %)

| Месторождение | CH_4 | C_2H_6 | C_3H_8 | C_4H_{10} | $C_5H_{12} +$ | $N_2 + R$ | CO_2 | Относительная плотность |
|--------------------|--------|----------|----------|-------------|---------------|-----------|--------|-------------------------|
| Бавлинское | 35,0 | 20,7 | 19,9 | 9,8 | 5,8 | 8,4 | 0,4 | 1,181 |
| Ромашкинское | 38,8 | 19,1 | 17,8 | 8,0 | 6,8 | 8,0 | 1,5 | 1,125 |
| Самотлорское (Б-8) | 53,4 | 7,2 | 15,1 | 8,3 | 6,3 | 9,6 | 0,1 | 1,010 |
| Узеньское (XIII) | 50,2 | 20,2 | 16,8 | 7,7 | 3,0 | 2,3 | — | 1,010 |

Таблица 1.3 Объемная доля природных газов, добываемых из газоконденсатных месторождений (в %)

| Месторождение | CH_4 | C_2H_6 | C_3H_8 | C_4H_{10} | C_5H_{12} | $N_2 + R$ | CO_2 | Относительная плотность |
|-------------------|--------|----------|----------|-------------|-------------|-----------|---------|-------------------------|
| Вуктыльское | 74,80 | 8,70 | 3,90 | 1,80 | 6,40 | 4,30 | 0,10 | 0,882 |
| Оренбургское* | 84,00 | 5,00 | 1,60 | 0,70 | 1,80 | 3,5—4,9 | 0,5—1,7 | 0,68—0,70 |
| Ямбургское (БУ-8) | 89,67 | 4,39 | 1,64 | 0,74 | 2,36 | 0,26 | 0,94 | 0,713 |
| Уренгойское: | | | | | | | | |
| БУ-8 | 88,28 | 5,29 | 2,42 | 1,00 | 2,52 | 0,48 | 0,01 | 0,707 |
| БУ-14 | 82—27 | 6,56 | 3,24 | 1,49 | 5,62 | 0,32 | 0,50 | 0,813 |
| Астраханское** | 47,48 | 1,92 | 0,93 | 0,66 | 3,08 | 1,98 | 21,55 | 1,063 |

* 1,3—5% H_2S .

** 22,5% H_2S .

В табл. 1.1—1.3 приведены составы природных газов некоторых чисто газовых, нефтяных и газоконденсатных месторождений.

Искусственные газы получают из твердых топлив в газогенераторах, ретортах, тоннельных и прочих печах при высоких температурах, а иногда и при повышенных или высоких давлениях. В по-

Таблица 1.4 Физико-химические свойства алканов

| Показатели | Метан | Этан | Пропан |
|---|-----------------|-------------------------------|-------------------------------|
| Химическая формула | CH ₄ | C ₂ H ₆ | C ₃ H ₈ |
| Молекулярная масса | 16,043 | 30,070 | 44,097 |
| Массовое содержание углерода, % | 74,87 | 79,96 | 81,80 |
| Газовая постоянная, Дж/(кг·К) | 521 | 278 | 189 |
| Температура плавления при 0,1013 МПа, °С | -182,5 | -172,5 | -187,5 |
| Температура кипения при 0,1013 МПа, °С | -161,3 | -88,6 | -42,2 |
| Критические параметры: | | | |
| температура, К | 190,7 | 306,2 | 369,8 |
| давление абсолютное, МПа | 4,7 | 4,9 | 4,3 |
| плотность, кг/м ³ | 162 | 210 | 225,5 |
| удельный объем, м ³ /кг | 0,0062 | 0,0047 | 0,0044 |
| Плотность газа при 0,1013 МПа и 0 °С, кг/м ³ | 0,717 | 1,344 | 1,967 |
| Относительная плотность газа по воздуху | 0,5545 | 1,038 | 1,523 |
| Удельный объем газа при 0,1013 МПа и 0 °С, м ³ /кг | 1,400 | 0,716 | 0,510 |
| Плотность в жидком состоянии при T _{кип} и 0,1013 МПа, кг/м ³ | 416 | 546 | 585 |
| Удельная теплоемкость при 0,1013 МПа и 273 К, Дж/(кг·К): | | | |
| газа при постоянном давлении <i>c_p</i> | 2220 | 1729 | 1560 |
| газа при постоянном объеме <i>c_v</i> | 1690 | 1430 | 1350 |
| Отношение теплоемкостей газа <i>c_p/c_v</i> при 273 К | 1,310 | 1,198 | 1,161 |
| Теплота испарения при 0,1013 МПа, кДж/кг | 570 | 490 | 427 |
| Теплота плавления при 0,1013 МПа, кДж/кг | 60,8 | 95,2 | 80,1 |
| Теплопроводность при 273 К, Вт/(м·К) | 0,299 | 0,0181 | 0,0148 |
| Октановое число | 125 | 125 | 125 |
| Теплота сгорания при 0,1013 МПа и 288 К, МДж/кг: | | | |
| высшая | 55,7 | 52 | 49,9 |
| низшая | 50,2 | 47,4 | 46,4 |
| Теплота сгорания при 0,1013 МПа и 288 К, МДж/м ³ : | | | |
| высшая | 37,3 | 66,2 | 93,9 |
| низшая | 33,6 | 60,4 | 86,3 |
| Количество воздуха для сжигания газа: | | | |
| м ³ /м ³ | 9,54 | 16,67 | 23,82 |
| кг/кг | 17,22 | 16,10 | 15,65 |
| Температура самовоспламенения в воздухе, °С | 537 | 472 | 466 |
| Теоретическая температура горения, °С | 1830 | 2020 | 2043 |
| Пределы воспламенения, об. %: | | | |
| нижний | 5,3 | 2,9 | 2,1 |
| верхний | 15 | 15 | 9,5 |

| | Изобутан | Нормальный бутан | Изопентан | Нормальный пентан | Гексан |
|---|----------|---|---|---|--------------------------------|
| <i>i</i> = C ₄ H ₁₀ | | <i>n</i> = C ₄ H ₁₀ | <i>i</i> = C ₅ H ₁₂ | <i>n</i> = C ₅ H ₁₂ | C ₆ H ₁₄ |
| 58,124 | 58,124 | 72,151 | 72,151 | 86,178 | |
| 82,66 | 82,66 | 83,23 | 83,23 | 83,62 | |
| 143 | 143 | 115 | 115 | 96 | |
| -145 | -135 | -160,6 | -129,7 | -95,5 | |
| -10,1 | -0,5 | +28 | +36,2 | +69 | |
| 407,2 | 425,2 | 461 | 470,4 | 508 | |
| 3,7 | 3,8 | 3,3 | 3,4 | 3,9 | |
| 232,5 | 225,2 | — | 232 | — | |
| 0,0043 | 0,0044 | — | 0,0043 | — | |
| 2,598 | 2,598 | 3,220 | 3,220 | 3,880 | |
| 2,007 | 2,007 | 2,488 | 2,488 | 2,972 | |
| 0,385 | 0,385 | 0,321 | 0,321 | 0,258 | |
| 582 | 600 | 625 | 637 | 664 | |
| 1490 | 1490 | 1450 | 1450 | 1410 | |
| 1315 | 1315 | 1290 | 1290 | 1272 | |
| 1,144 | 1,144 | 1,121 | 1,121 | 1,113 | |
| 352 | 394 | 357 | 341 | 341 | |
| 77,6 | 75,5 | 70,9 | 46,3 | 151,5 | |
| 0,0135 | 0,0133 | 0,0128 | 0,0128 | — | |
| 99 | 91 | — | — | — | |
| 49,5 | 49,5 | 49,3 | 49,3 | 48,7 | |
| 45,7 | 45,7 | 45,4 | 45,4 | 45,2 | |
| 121,7 | 121,7 | 150 | 150 | 178,2 | |
| 108,6 | 108,6 | 134 | 134 | 158,5 | |
| 30,97 | 30,97 | 38,11 | 38,11 | 45,26 | |
| 15,43 | 15,43 | 15,30 | 15,30 | 15,21 | |
| 405 | 405 | 309 | 309 | 247 | |
| 2057 | 2057 | 2080 | 2090 | 2090 | |
| 1,9 | 1,9 | 1,4 | 1,4 | 1,2 | |
| 9,1 | 9,1 | 7,8 | 7,8 | 7,5 | |

Продолжение табл. I.4.

| Показатели | Метан | Этан | Пропан |
|---|-------|-------|--------|
| Объем газа после испарения жидкости, приведенный к 0,1013 МПа и 273 К, м ³ /м ³ | 442,1 | 311,1 | 272,9 |
| Коэффициент динамической вязкости при 273 К и 0,1013 МПа, мкПа·с | 10,3 | 8,3 | 7,5 |
| Критический коэффициент сжимаемости $z_{кр}$ | 0,290 | 0,285 | 0,277 |
| Критический молярный объем $V_{кр}$, см ³ /моль | 99,5 | 148 | 200 |
| Ацентрический фактор ω | 0,013 | 0,105 | 0,152 |

следние годы заметно развивается газификация горючих сланцев, например кукурских (Эстонская ССР), а также газификация бурого угля под давлением (до 2 МПа).

§ 6. ФИЗИКО-ХИМИЧЕСКИЕ СВОЙСТВА УГЛЕВОДОРОДНЫХ ГАЗОВ

Основные физико-химические свойства предельных (парафиновых) углеводородов приведены в табл. I.4.

§ 7. ГАЗОВЫЕ СМЕСИ

Плотность газов

Под плотностью или объемной массой тела понимают отношение массы тела в состоянии покоя к его объему. В качестве единиц измерения плотности в СИ принимают килограмм на кубический метр (кг/м³).

Плотность газа ρ_0 (в кг/м³) в нормальных физических условиях (при 0,1013 МПа и 273 К) можно определить по его молекулярной массе M :

$$\rho_0 = M/22,41. \quad (I.1)$$

Если плотность газа задана при 0,1013 МПа, то пересчет ее на другое давление (при той же температуре) для идеального газа проводится по формуле

$$\rho = \rho_0 p / 0,1013, \quad (I.2)$$

где p — давление, МПа.

Часто для характеристики газа применяют относительную плотность его по воздуху при нормальных условиях, т. е. при 0,1013 МПа и 273 К:

$$\Delta_0 = \rho_0 / 1,293. \quad (I.3)$$

Коммерческие расчеты в газовой промышленности проводятся при стандартных физических условиях (0,1013 МПа и 293 К).

| Изобутан | Нормальный бутан | Изопентан | Нормальный пентан | Гексан |
|----------|------------------|-----------|-------------------|--------|
| 229,4 | 237,5 | 204,6 | 206,6 | 182 |
| 6,9 | 6,9 | 6,2 | 6,2 | 5,9 |
| 0,283 | 0,274 | 0,268 | 0,269 | 0,264 |
| 263 | 255 | 308 | 311 | 368 |
| 0,192 | 0,201 | 0,208 | 0,252 | 0,290 |

Состав газовой смеси

Газовые смеси (как и смеси жидкостей и паров) характеризуются массовыми или молярными концентрациями компонентов. Объемный состав газовой смеси примерно совпадает с молярным, так как объемы 1 кмоль идеальных газов при одинаковых физических условиях по закону Авогадро имеют одно и то же численное значение, в частности при 273 К и 0,1013 МПа — 22,41 м³.

Для характеристики газовой смеси надо знать ее среднюю молекулярную массу, среднюю плотность (в кг/м³) или относительную плотность по воздуху.

Если известен молярный состав смеси (в %), то средняя молекулярная масса вычисляется по формуле

$$M_{см} = (y_1 M_1 + y_2 M_2 + \dots + y_n M_n) / 100, \quad (I.4)$$

где y_1, y_2, \dots, y_n — молярные (объемные) концентрации компонентов, %; M_1, M_2, \dots, M_n — молекулярные массы компонентов.

Если задан массовый состав смеси (в %), то ее средняя молекулярная масса вычисляется по формуле

$$M_{см} = 100 / \left(\frac{g_1}{M_1} + \frac{g_2}{M_2} + \dots + \frac{g_n}{M_n} \right), \quad (I.5)$$

где g_1, g_2, \dots, g_n — массовые концентрации компонентов, %.

Плотность смеси $\rho_{см}$ (в кг/м³) определяют, пользуясь вычисленной средней молекулярной массой $M_{см}$, по формуле, аналогичной (I.1):

$$\rho_{см} = M_{см} / 22,41. \quad (I.6)$$

Относительную плотность смеси определяют по формуле

$$\Delta_{см} = \rho_{см} / \rho_{в} = \rho_{см} / 1,293, \quad (I.7)$$

где $\rho_{см}$ и $\rho_{в}$ — плотности смеси и воздуха соответственно при 273 К и 0,1013 МПа.

Содержание тяжелых углеводородов в смеси

Для полной характеристики природного газа необходимо знать содержание в нем тяжелых углеводородов. Принято считать, что в газе три фракции: пропановая, бутановая и газовый бензин, причем последний, для подсчета ресурсов, принимается состоящим из 1/3 бутана и 2/3 пентана (по массе).

Если дан массовый или молярный состав газа, то содержание тяжелых углеводородов (в г/м³) определяется по формуле

$$A = 10g\rho_{см} = 10y\rho, \quad (I.8)$$

где g — массовое содержание данного тяжелого углеводорода в газе, %; $\rho_{см}$ — средняя плотность природного газа, кг/м³; y — молярное содержание данного тяжелого углеводорода в газе, %; ρ — плотность данного тяжелого углеводорода, кг/м³.

После определения содержания в газе отдельных компонентов пересчитывают содержание в нем н-бутана и газового бензина. При этом считают, что в газовый бензин целиком переходит пентан плюс вышекипящие и часть нормального бутана, по величине равная половине содержания пентана плюс вышекипящие.

Пример. По данному массовому составу газа требуется определить содержание в нем пропана, бутана и газового бензина в г/м³. Массовый состав газа, %; метан 19,50; этан 11,80; пропан 37,95; изобутан 2,35; н-бутан 12,05; пентан и высшие 8,15; азот 7,30.

Решение. Для определения средней плотности газа сначала по формуле (I.5) найдем среднюю молекулярную массу газа

$$M_{см} = 100 \left(\frac{19,50}{16,04} + \frac{11,80}{30,07} + \frac{37,95}{44,10} + \frac{15,30}{58,12} + \frac{8,15}{12,15} + \frac{7,30}{28,02} \right) = 100/3,11 = 32,15.$$

Средняя плотность газа по формуле (I.6)

$$\rho_{см} = 32,15/22,41 = 1,43 \text{ кг/м}^3.$$

Содержание тяжелых углеводородов определяем по формуле (I.8), г/м³:
пропана $10 \cdot 37,95 \cdot 1,43 = 542$
изобутана $10 \cdot 3,25 \cdot 1,43 = 46,5$
н-бутана $10 \cdot 12,05 \cdot 1,43 = 172$
пентана плюс высших $10 \cdot 8,15 \cdot 1,43 = 117$
Итого: 877,5

Следовательно, газового бензина (пентан целиком) и н-бутана (по величине, равной половине пентана) в составе газа будет $117 + 117/2 = 175,5$ г/м³. Остаток н-бутана в смеси: $172 - 117/2 = 113,5$.

Количество изобутана и пропана в смеси остается прежним (соответственно по 46,5 и 542 г/м³).

Ответ. Всего тяжелых углеводородов в смеси содержится 877,5 г/м³ ($175,5 + 113,5 + 46,5 + 542$).

Парциальное давление и парциальный объем компонента в смеси идеальных газов

Смеси идеальных газов характеризуются аддитивностью парциальных давлений и парциальных объемов. Это означает, что каждый газ в смеси идеальных ведет себя так, как если бы он в данном объеме был один.

Парциальное давление компонента газовой смеси представляет собой то давление, которое оказывает он один при удалении из объема, занимаемого смесью, остальных компонентов при неизменных первоначальных объеме и температуре.

Под парциальным объемом понимается объем, который имел бы данный компонент смеси газов, если бы из нее были удалены остальные компоненты при условии сохранения первоначального давления и температуры.

Аддитивность парциальных давлений выражается законом Дальтона

$$p = \sum p_i, \quad (I.9)$$

где p — общее давление смеси газов; p_i — парциальное давление i -го компонента в смеси.

$$p_i/p = n_i/N = y_i, \quad (I.10)$$

или

$$p_i = y_i p, \quad (I.11)$$

где n_i — число молей i -го компонента в смеси; N — общее число молей смеси; $y_i = n_i/N$ — молярная доля i -го компонента в смеси.

Парциальное давление компонента в смеси идеальных газов p_i равно произведению его молярной доли в смеси y_i на общее давление смеси газов p .

Аддитивность парциальных объемов компонентов газовой смеси выражается законом Амага

$$V = \sum v_i, \quad (I.12)$$

где V — общий объем смеси; v_i — парциальный объем i -го компонента в смеси.

$$v_i/V = n_i/N = y_i, \quad (I.13)$$

или

$$v_i = y_i V, \quad (I.14)$$

т. е. парциальный объем компонента в смеси идеальных газов равен произведению его молярной доли в смеси y_i на общий объем смеси газов V .

§ 8. ЖИДКИЕ СМЕСИ

Состав и характеристика жидкой смеси

Состав жидкой смеси характеризуется массовыми или молярными концентрациями компонентов.

Средняя молекулярная масса жидкой смеси определяется по формулам (I.4) и (I.5).

Средняя плотность жидкой смеси $\rho_{см}$ (в $\text{кг}\cdot\text{м}^3$) определяется по формуле

$$\rho_{см} = 100 \left(\frac{g_1}{\rho_1} + \frac{g_2}{\rho_2} + \dots + \frac{g_n}{\rho_n} \right) = 100 M_{см} / \left(\frac{x_1 M_1}{\rho_1} + \frac{x_2 M_2}{\rho_2} + \dots + \frac{x_n M_n}{\rho_n} \right), \quad (I.15)$$

где g_1, g_2, \dots, g_n — массовые содержания компонентов жидкой смеси, %; x_1, x_2, \dots, x_n — молярные содержания компонентов жидкой смеси, %; M_1, M_2, \dots, M_n — молекулярные массы компонентов; $M_{см}$ — средняя молекулярная масса жидкой смеси; $\rho_1, \rho_2, \dots, \rho_n$ — плотности компонентов жидкой смеси, $\text{кг}\cdot\text{м}^3$.

Объем паров при испарении жидкости

Объем паров, получаемый после испарения жидкого углеводорода (в нормальных физических условиях), можно подсчитать по формуле

$$V_{п} = G/\rho_0 = 22,41G/M, \quad (I.16)$$

где M — молекулярная масса углеводорода; ρ_0 — плотность паров углеводорода при 0,1013 МПа и 273 К; G — масса жидкого углеводорода, кг.

Если имеется смесь жидких углеводородов, то объем паров подсчитывается по формуле (I.16) с подстановкой вместо M средней молекулярной массы смеси испарившихся углеводородов $M_{см}$.

Пример. Определить объем паров после испарения 80 кг смеси следующего массового состава, %: пропана 70, бутана 30.

Решение. Сначала определим среднюю молекулярную массу смеси по (I.5):

$$M_{см} = 100 \left(\frac{70}{44,097} + \frac{30}{58,124} \right) = 47,5.$$

Объем паров находим по (I.16):

$$V_{п} = 22,41 \cdot 80 / 47,5 = 37,8 \text{ м}^3.$$

§ 9. АНАЛИТИЧЕСКИЕ МЕТОДЫ РАСЧЕТА ФИЗИЧЕСКИХ СВОЙСТВ ПРИРОДНЫХ ГАЗОВ

Для определения многих физических свойств природных газов используется уравнение состояния.

Уравнением состояния называется аналитическая зависимость между параметрами, описывающими изменение простого или сложного вещества. В качестве таких параметров используются давление, объем и температура.

Менделеев и Клапейрон предложили следующее уравнение состояния идеальных газов:

$$pV = GRT, \quad (I.17)$$

где p — абсолютное давление, Па; V — объем, м^3 ; G — масса вещества, кг; T — абсолютная температура, К; R — удельная газовая постоянная, $\text{Дж}/(\text{кг}\cdot\text{К})$.

Идеальным называется газ, собственный объем молекул которого пренебрежимо мал по сравнению с объемом, занимаемым газом, и между молекулами которого отсутствует взаимодействие.

С термодинамической точки зрения идеальным называется газ, для которого справедливо равенство

$$(\partial E/\partial V)_T = 0, \quad (I.18)$$

где E — внутренняя энергия парообразования (в $\text{Дж}/\text{моль}$) или газ, для которого коэффициент сжимаемости реального газа

$$z = pV/(GRT) = 1, \quad (I.19)$$

Экспериментальная проверка уравнения (I.17) показала, что изменение свойств реальных газов нельзя описать зависимостью (I.19).

Ван-дер-Ваальс в 1879 г. предложил учесть собственный объем молекул газа и силы их взаимного притяжения посредством введения дополнительных членов в уравнение Менделеева—Клапейрона:

$$\left(p + \frac{a}{v^2} \right) (v - b) = RT, \quad (I.20)$$

где $v = V/G$ — удельный объем газа, $\text{м}^3/\text{кг}$; a — константа сцепления молекул, $\text{Па}\cdot\text{м}^6/\text{кг}^2$; b — поправка на собственный объем молекул, $\text{м}^3/\text{кг}$.

В уравнении (I.20) слагаемое a/v^2 выражает внутреннее давление, которое является как бы равнодействующей сил притяжения всех молекул в объеме V . Оно прибавляется к внешнему давлению.

Ван-дер-Ваальс нашел, что поправка b на собственный объем молекул, имеющих шарообразную форму, равна учетверенному объему молекул.

Уравнение (I.20) — приближенное. Коэффициенты a и b в действительности являются сложными функциями объема, температуры, формы молекул газа.

Используя соотношения для критического состояния вещества

$$(dp/dV)_{T_{кр}} = (d^2p/dV^2)_{T_{кр}} = 0, \quad (I.21)$$

нашли, что коэффициенты a и b выражаются следующими соотношениями через критическое давление $p_{кр}$ и температуру $T_{кр}$:

$$a = 27T_{кр}^2 R^2 / (64p_{кр}^2); \quad b = RT_{кр} / (8p_{кр}); \quad (I.22)$$

$$R = pV/T = (1,033 \cdot 9,81 \cdot 10^4 \cdot 22,41) / 273 = 8314,3 \text{ Дж}/(\text{моль}\cdot\text{К}).$$

Критическая температура чистого вещества — это максимальная температура, при которой жидкая и паровая фазы еще могут сосуществовать в равновесии, или та температура, при которой средняя молекулярная кинетическая энергия становится равной потенциальной энергии притяжения молекул. При более высокой температуре существование жидкой фазы невозможно.

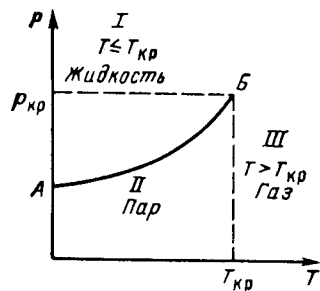


Рис. 1.1. Зависимость упругости насыщенных паров чистых веществ от температуры:
I—III — области фазового состояния

Давление паров вещества при критической температуре называется критическим давлением, а объем вещества, отнесенный к одному молю или к единице массы вещества, называется критическим удельным объемом.

На рис. 1.1 изображена зависимость давления (упругости насыщенных паров) от температуры для чистого вещества.

Уравнение состояния Ван-дер-Ваальса точнее описывает изменение свойств реальных газов при давлениях до 10 МПа и температурах от 283 до 293 К, но оно не может численно описывать изменение свойств многокомпонентных смесей месторождений природных газов.

Дальнейший прогресс науки и техники потребовал разработки более точного уравнения состояния природных газов, способного правильно описывать изменение их свойств при давлениях до 100 МПа и температурах до 573 К в процессах добычи газа и при давлениях до 20 МПа и низких температурах (до 93 К) в процессах переработки природных газов. В решении этой проблемы выявились два направления:

1) введение поправочного коэффициента z , учитывающего отклонение реального газа от идеального, в уравнение состояния идеального газа (I.17), т. е. $pV = zRT$;

2) добавление в уравнение состояния идеального газа большего числа констант и уточнение зависимости констант a и b от различных параметров ($T_{кр}$, T , ω); так появились уравнения состояния Битти—Бриджмена с пятью константами, Бенедикта—Вебба—Рубина с восемью константами и др.

Рассмотрим подробнее два этих направления. Д. Браун и Д. Катц на основании изучения результатов своих экспериментальных измерений коэффициента отклонения реальных газов от закона идеального газового состояния (коэффициента сжимаемости, сверхсжимаемости) z установили, что если приведенные параметры различных природных газов одинаковы ($p_{пр}$, $T_{пр}$), то они находятся в соответственных состояниях, при которых их физические свойства (z , ρ и др.) одинаковы, т. е. $z = z(p_{пр}, T_{пр})$.

Приведенными параметрами индивидуальных компонентов называются безразмерные величины, показывающие, во сколько раз действительные параметры состояния газа (давление,

абсолютная температура, объем, плотность, коэффициент отклонения) больше или меньше критических:

$$p_{пр} = p/p_{кр}; \quad T_{пр} = T/T_{кр}; \quad V_{пр} = V/V_{кр}; \quad \rho_{пр} = \rho/\rho_{кр}; \quad z_{пр} = z/z_{кр}.$$

Реальные природные газы являются физическими смесями множества углеводородных и неуглеводородных компонентов, простых и сложных газов. Молекулы простых газов имеют сферическую форму (метан, гелий, аргон, криптон, ксенон и др.), молекулы сложных газов и жидкостей — несферическую. Для простых газов силы притяжения, действующие вдоль линии, соединяющей центры сферических молекул, пропорциональны расстоянию в шестой степени. Для сложных газов и жидкостей силы притяжения (или отталкивания) между различными группами молекулярных пар нельзя представлять лишь одной силой притяжения между центрами молекул. Для учета других, нецентричных сил вводится ацентрический фактор ω . Он — третий после приведенного давления и приведенной температуры параметр, оценивающий меру отклонения коэффициента сжимаемости природных газов от его значения, определяемого классической двухпараметрической теоремой соответственных состояний, т. е. по $p_{пр}$ и $T_{пр}$:

$$z = z(p_{пр}, T_{пр}, \omega), \quad (I.23)$$

или

$$z_{см} = z_0(p_{пр}, T_{пр}) + z_1(p_{пр}, T_{пр})\omega_{см}, \quad (I.24)$$

где $z_0(p_{пр}, T_{пр})$ — коэффициент сжимаемости простого газа, определяемый $p_{пр}$ и $T_{пр}$; $z_1(p_{пр}, T_{пр})$ — поправка к обобщенному коэффициенту сжимаемости сложных газов и жидкостей, являющаяся функцией только приведенного давления и температуры; $\omega_{см}$ — ацентрический фактор смеси газов (для простых газов $\omega = 0$);

$$\omega_{см} = \sum_{i=1}^n y_i \omega_i. \quad (I.25)$$

Здесь ω_i — ацентрический фактор i -го компонента в смеси. Часто он определяется по формуле Эдмистера:

$$\omega_i = \frac{3}{7} \left[\lg \frac{p_{кр i}}{p_{ат}} / \left(\frac{T_{кр i}}{T_{книп} - 1} \right) \right] - 1, \quad (I.26)$$

где $p_{ат}$ — атмосферное давление; $T_{книп}$ — температура кипения компонента при атмосферном давлении.

Ацентрический фактор для многих веществ изменяется в пределах от 0 до 0,4 (см. табл. I.4).

Отношение абсолютной критической температуры компонента к абсолютной температуре кипения (при нормальных физических условиях) зависит от типа углеводородов — парафиновых, нафтеновых или ароматических. Для углеводородов гомологического ряда метана (парафиновых) это отношение можно определить, например, по корреляционной зависимости Г. Р. Гуревича, получен-

ной им в результате математической обработки табличных (измеренных) значений $T_{кр\ i}$ и $T_{кип}$:

$$T_{кр\ i}/T_{кип} = 2,1898 - 0,1735(T_{кр\ i}/100) + 0,006854(T_{кр\ i}/100)^2, \quad (I.27)$$

где $540 \leq T_{кр\ i} \leq 775$ К, $372 \leq T_{кип} \leq 625$ К.

Для углеводородов различного строения (парафиновых, нафтеновых и ароматических), входящих в состав остатка C_7^+ (до C_{15}), Бергман, Тек и Катц получили следующие корреляционные зависимости критического давления, критической температуры и ацентрического фактора от нормальной температуры кипения:

парафиновые углеводороды

$$T_{кр.п} = (734,9 + 1,2061T - 0,32984 \cdot 10^{-3}T^2)/1,8; \quad (I.28)$$

$$p_{кр.п} = 0,00689(573,011 - 1,13707T + 0,131625 \cdot 10^{-2}T^2 - 0,85103 \cdot 10^{-6}T^3); \quad (I.29)$$

$$\omega_n = 0,14 + 0,9 \cdot 10^{-3}T + 0,233 \cdot 10^{-6}T^2, \quad (I.30)$$

где $T = 1,8 T_{кип} - 459,67$; $T_{кип}$ и $T_{кр.п}$ измеряются в К, $p_{кр.п}$ — в МПа;

нафтеновые углеводороды

$$T_{кр.н} = (616,56 + 2,6077T - 0,3801 \cdot 10^{-2}T^2 + 0,2544 \cdot 10^{-5}T^3)/1,8; \quad (I.31)$$

$$p_{кр.н} = 0,00689(726,414 - 1,3275T + 0,9846 \cdot 10^{-3}T^2 - 0,45169 \cdot 10^{-6}T^3); \quad (I.32)$$

$$\omega_n = \omega_n - 0,075; \quad (I.33)$$

$$\omega_n(C_8) = 0,26; \quad \omega_n(C_9) = 0,27; \quad \omega_n(C_{10}) = 0,35; \quad (I.34)$$

ароматические углеводороды

$$T_{кр.а} = (749,2 + 1,7017T - 0,15843 \cdot 10^{-2}T^2 + 0,82358 \cdot 10^{-6}T^3)/1,8; \quad (I.35)$$

$$p_{кр.а} = 0,00689(1184,514 - 3,44681T + 0,45312 \cdot 10^{-2}T^2 - 0,23416 \cdot 10^{-5}T^3); \quad (I.36)$$

$$\omega_a = \omega_n - 0,1. \quad (I.37)$$

Критическая температура, критическое давление и ацентрический фактор остатка C_7^+ при известном групповом составе определяются по правилу аддитивности:

$$Q = x_n Q_n + x_{п} Q_{п} + x_a Q_a, \quad (I.38)$$

где Q — определяемое свойство остатка ($T_{кр}$, $p_{кр}$, ω); Q_n , $Q_{п}$, Q_a — известное свойство групповой фракции (например, $T_{кр.п}$, $T_{кр.н}$, $T_{кр.а}$) при нормальной температуре кипения фракции; x_n , $x_{п}$, x_a — молярные доли соответственно парафиновой, нафтеновой и ароматической фракций в остатке C_7^+ .

Для смесей газов приведенным параметром называется отношение действительных давления, температуры, объема, плотности и коэффициента отклонения к псевдокритическому (среднекритическому) параметру:

$$p_{пр.см} = p/p_{кр.см}; \quad T_{пр.см} = T/T_{кр.см}; \quad V_{пр.см} = V/V_{кр.см}; \\ \rho_{пр.см} = \rho/\rho_{кр.см}; \quad z_{пр.см} = z/z_{кр.см}, \quad (I.39)$$

где псевдокритические (среднекритические) параметры смеси $p_{кр.см}$, $T_{кр.см}$, $V_{кр.см}$, $\rho_{кр.см}$, $z_{кр.см}$ вычисляются по какому-либо правилу, чаще всего по правилу аддитивности Кэя. Аддитивностью называется суммарное физическое свойство смеси, определяемое как сумма произведений молярных долей компонентов в смеси на свойства этих компонентов:

$$p_{кр.см} = \sum_{i=1}^n y_i p_{кр\ i}; \quad T_{кр.см} = \sum_{i=1}^n y_i T_{кр\ i}; \quad V_{кр.см} = \sum_{i=1}^n y_i V_{кр\ i}; \\ \rho_{кр.см} = \sum_{i=1}^n y_i \rho_{кр\ i}; \quad z_{кр.см} = \sum_{i=1}^n y_i z_{кр\ i}, \quad (I.40)$$

где y_i — молярная доля i -го компонента в смеси газов; $p_{кр\ i}$, $T_{кр\ i}$, $V_{кр\ i}$, $\rho_{кр\ i}$, $z_{кр\ i}$ — критические давление, абсолютная температура, молярный объем, плотность и коэффициент отклонения i -го компонента смеси соответственно; n — число компонентов в смеси.

Критическое давление, температура, молярный объем, плотность, коэффициент сжимаемости z и другие величины приведены в табл. I.4 или вычисляются по зависимостям, приведенным в работе [1].

Во многих случаях состав природных углеводородных газов определяется не полностью, а до бутана (C_4H_{10}) или гексана (C_6H_{14}) включительно, а все остальные компоненты объединяются в остаток (или псевдокомпонент) C_5^+ (или C_7^+). Молекулярную массу остатка можно определить двумя методами: 1) рассчитать по компонентному составу остатка, если он известен; 2) измерить на криоскопе по уменьшению температуры замерзания бензола при добавлении остатка. Этот метод называется криоскопическим.

$$M_{C_5^+} = \frac{G_k}{G_6} \left(\frac{5120}{\Delta t} \right) (1 - 0,011 \Delta t), \quad (I.41)$$

где $M_{C_5^+}$ — молекулярная масса остатка; G_k — масса остатка, добавляемого в водонасыщенный раствор бензола; G_6 — масса водонасыщенного раствора бензола; Δt — уменьшение температуры замерзания бензола при добавлении остатка (стабильного конденсата), °С.

Псевдокритические параметры в МПа и К такого остатка (C_7^+) при известном групповом составе можно определить по измеряемым величинам — его молекулярной массе $M_{C_7^+}$ и относительной (по воде) плотности $\rho_{C_7^+}$ по формулам

$$p_{кр. C_7^+} = 0,1 \left(\frac{3570}{M_{C_7^+}} \right) \left(\frac{\rho_{C_7^+}}{0,8} \right); \quad (I.42)$$

$$T_{кр. C_{7+}} = (353,5 + 22,35M_{C_{7+}}^{1,2}) \left(\frac{\rho_{C_{7+}}}{0,8} \right)^{1/2} \quad (I.43)$$

(при $100 \leq M_{C_{7+}} \leq 240$ и $0,70 \leq \rho_{C_{7+}} \leq 0,95$).

При наличии данных температурной разгонки остатка и его групповом составе, псевдокритические параметры остатка или его фракций можно определить по корреляционным зависимостям псевдокритических параметров от средних температур кипения фракций (I.28) — (I.37).

Если состав газоконденсатной смеси неизвестен, а измерена ее относительная плотность по воздуху $\Delta_{см}$, псевдокритические параметры смеси при $0,56 \leq \Delta_{см} \leq 1$ можно рассчитать по уравнениям

$$\rho_{кр. см} = 0,1 (55,3 - 10,4\Delta_{см}^{1/2}), \text{ МПа}; \quad (I.44)$$

$$T_{кр. см} = 12 + 238\Delta_{см}^{1/2}, \text{ К}. \quad (I.45)$$

При наличии в составе природного газа сероводорода (менее 5 % от объема) критические параметры смеси можно вычислить по формулам

$$T_{кр. см} = 125,64 + 113\Delta_{см} + 1,97y_{H_2S}, \text{ К}; \quad (I.46)$$

$$\rho_{кр. см} = 0,1 (51,95 - 10,87\Delta_{см} + 0,762y_{H_2S}), \text{ МПа}, \quad (I.47)$$

где y_{H_2S} — объемное содержание H_2S в смеси газов, %.

Таким образом, коэффициент сверхсжимаемости природной углеводородной смеси $z_{см}$ можно определить графически, зная приведенные параметры $p_{пр. см}$ и $T_{пр. см}$ (рис. I.2), или рассчитать по алгоритму и программе, составленным в 1961 г. Сейримом:

$$z_{см} = \sum_{i=1}^6 \sum_{j=1}^6 A_{ij} p_i(x) p_j(y), \quad (I.48)$$

где A_{ij} — 36 числовых коэффициентов; $p_i(x)$, $p_j(y)$ — полиномы от аргументов

$$x = (2\rho_{пр} - 15)/14,8; \quad y = (2T_{пр} - 4)/1,9. \quad (I.49)$$

По программе Сейрима $z_{см}$ можно вычислять с погрешностью, не превышающей 5 % истинного значения, в довольно широком диапазоне приведенных давлений и температур: $0,01 \leq p_{пр} \leq 20$; $1,05 \leq T_{пр} \leq 3$.

Сравнение вычисленных значений коэффициентов сверхсжимаемости газоконденсатных смесей, содержащих углеводороды различного строения (парафиновые, нафтеновые и ароматические), с данными экспериментальных измерений показало, что присутствие нафтеновых и ароматических углеводородов (до 10 % от объема смеси) практически не влияет на изменение коэффициента сверхсжимаемости $z_{см}$.

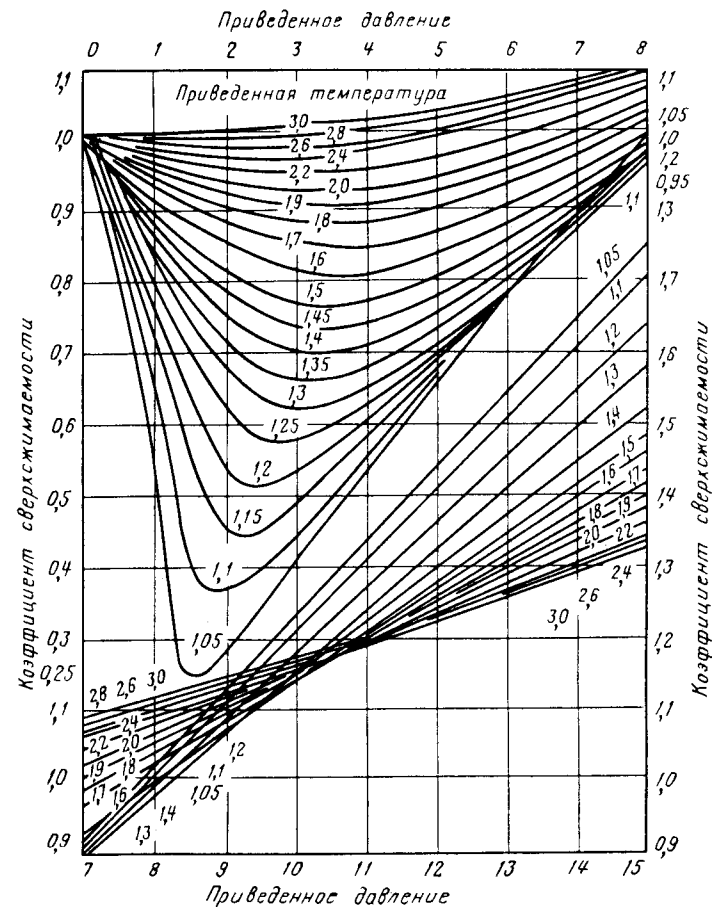


Рис. I.2. Зависимость коэффициента сверхсжимаемости природного газа от приведенных абсолютных давления и температуры

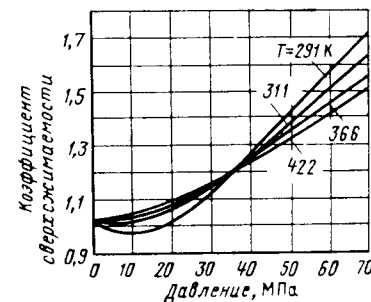


Рис. I.3. Зависимость коэффициента сверхсжимаемости азота от давления и температуры

При наличии неуглеводородных компонентов в составе природного газа (N_2 , CO_2 , H_2S) следует вводить поправку в рассчитанное значение $z_{см}$ по правилу аддитивности:

$$z_{см} = y_a z_a + (1 - y_a) z_y, \quad (1.50)$$

где y_a — молярная доля азота в смеси газов; z_a , z_y — коэффициенты сверхсжимаемости азота и углеводородной части смеси газов соответственно.

На рис. 1.3 показаны зависимости коэффициента сверхсжимаемости азота от давления и температуры.

При решении задач, связанных с добычей, транспортом, хранением и переработкой природных газов, наиболее употребимы различные модификации двухконстантного уравнения состояния Редлиха—Квонга и восьмиконстантного уравнения Бенедикта—Вебба—Рубина. Уравнение состояния Редлиха—Квонга, предложенное в 1949 г., записывается следующим образом:

$$\left(p + \frac{a}{T^{0.5} V(V+b)} \right) (V-b) = RT. \quad (1.51)$$

Для определения коэффициента сверхсжимаемости z компонента природного газа из уравнения Редлиха—Квонга его преобразуют к виду

$$z^3 - z^2 + z(a^2 + b^2 p - b)p - a^2 b p^2 = 0, \quad (1.52)$$

где

$$a = 0,4278 T_{кр}^{2.5} / \rho_{кр} T^{2.5}, \quad (1.53)$$

$$b = 0,0867 T_{кр} / \rho_{кр} T. \quad (1.54)$$

Для расчета коэффициента сверхсжимаемости смеси природных компонентов константы $a_{см}$ и $b_{см}$ вычисляются по определенным правилам.

Сравнение результатов расчета коэффициента сверхсжимаемости z по уравнению (1.52) с данными экспериментальных измерений показало, что погрешность вычислений не превышает 2% при $0,01 \leq p_{пр} \leq 12$ и $1,05 \leq T_{пр} \leq 1,6$.

Уравнение состояния Пенга—Робинсона, предложенное в 1975 г., широко используется для расчетов. Оно позволяет наиболее точно определять объем, состав и плотность жидкой фазы, а также калорические и термодинамические свойства газоконденсатных смесей:

$$p = \frac{RT}{V-b} - \frac{a(T)}{V(V+b) + b(V-b)}, \quad (1.55)$$

или

$$z^3 - (1-B)z^2 + (A - 3B^2 - 2B)z - (AB - B^2 - B^3) = 0, \quad (1.56)$$

где

$$A = a(T) p / (R^2 T^2); \quad B = b p / (RT). \quad (1.57)$$

Мартин в 1979 г. показал, что все модификации двухконстантного, или кубического относительно объема газа, уравнения можно выразить в одной обобщенной форме

$$z^3 + [(m_1 + m_2 - 1)B - 1]z^2 + [A + m_1 m_2 B^2 - (m_1 + m_2)(B + 1)]z - [AB + m_1 m_2 B^2 (B - 1)] = 0, \quad (1.58)$$

где

$$A = \sum_{j=1}^n \sum_{i=1}^n x_j x_i A_{ji}; \quad B = \sum_{j=1}^n x_j B_j;$$

$$A_{ji} = (1 - \delta_{ji}) (A_j A_i)^{0.5}; \quad B_j = \Omega_{vi} \rho_{пр j} / T_{пр j};$$

$$A_j = \Omega_{ai} \rho_{пр j} / T_{пр j},$$

δ_{ji} — коэффициенты парного (или бинарного) взаимодействия; для уравнения Редлиха—Квонга $m_1 = 0$, $m_2 = 1$, для уравнения Пенга—Робинсона

$$m_1 = 1 + \sqrt{2}, \quad m_2 = 1 - \sqrt{2}.$$

Значения коэффициентов $\Omega_{ai}(T)$ и $\Omega_{bi}(T)$ определяются по формулам:

для уравнения Редлиха—Квонга

$$\Omega_{bi} = \Omega_{0v}; \quad \Omega_{ai} = \Omega_{0a} / T_{пр i}^{0.5};$$

для уравнения Пенга—Робинсона

$$\Omega_{vi} = \Omega_{0v}, \quad \Omega_{ai} = \Omega_{0a} [1 + (0,37464 + 1,54226\omega_i - 0,26992\omega_i^2) \times (1 - T_{пр i}^{0.5})^2].$$

Коэффициенты Ω_{0v} и Ω_{0a} определяются для критических условий из уравнений (1.51) и (1.55) по правилу (1.21). Для уравнения Редлиха—Квонга $\Omega_{0a} = 0,42748$, $\Omega_{0v} = 0,08664$; для уравнения Пенга—Робинсона $\Omega_{0a} = 0,45723$; $\Omega_{0v} = 0,077796$.

Таблица 1.5. Справочные и расчетные параметры компонентов смеси

| Компонент | M_i | $\rho_{кр i}$, МПа | $T_{кр i}$, К | $V_{кр i}$, см ³ /моль | $z_{кр i}$ |
|----------------------------------|--------|---------------------|----------------|------------------------------------|------------|
| CH ₄ | 16,04 | 4,58 | 190,7 | 99,5 | 0,290 |
| C ₂ H ₆ | 30,07 | 4,86 | 306 | 148 | 0,285 |
| C ₃ H ₈ | 44,09 | 4,34 | 369,8 | 200 | 0,277 |
| i-C ₃ H ₁₀ | 58,12 | 3,72 | 407,2 | 263 | 0,283 |
| n-C ₄ H ₁₀ | 58,12 | 3,57 | 425,2 | 255 | 0,274 |
| i-C ₅ H ₁₂ | 72,15 | 3,28 | 461 | 308 | 0,268 |
| n-C ₅ H ₁₂ | 72,15 | 3,30 | 470,4 | 311 | 0,269 |
| C ₆ H ₁₄ | 86,17 | 2,96 | 508 | 368 | 0,264 |
| C ₇ H ₁₆ | 100,20 | 2,70 | 540,3 | 426 | 0,259 |
| N ₂ | 28,02 | 3,46 | 126,1 | 90,1 | 0,291 |
| CO ₂ | 44,01 | 7,496 | 304,2 | 94 | 0,274 |
| H ₂ S | 34,08 | 8,89 | 373,6 | 95 | 0,268 |
| H ₂ O | 18,02 | 22,565 | 647,45 | 56 | 0,230 |

| Компонент | ω_i | Содержание компонента y_i , молярная доля | $y_i p_{кр i}$, МПа | $y_i T_{кр i}$, К |
|--|-------------------|---|----------------------|--------------------|
| CH ₄ | 0,013 | 0,8255 | 3,7900 | 157,50 |
| C ₂ H ₆ | 0,105 | 0,0901 | 0,4380 | 27,55 |
| C ₃ H ₈ | 0,152 | 0,0462 | 0,2050 | 17,06 |
| <i>i</i> -C ₄ H ₁₀ | 0,192 | 0,0074 | 0,0275 | 3,02 |
| <i>n</i> -C ₄ H ₁₀ | 0,201 | 0,0126 | 0,0450 | 5,35 |
| <i>i</i> -C ₅ H ₁₂ | 0,208 | 0,0032 | 0,0105 | 1,47 |
| <i>n</i> -C ₅ H ₁₂ | 0,252 | 0,0022 | 0,0073 | 1,03 |
| C ₆ H ₁₄ | 0,290 | 0,0038 | 0,0113 | 1,93 |
| C ₇ H ₁₆ | 0,352 | — | — | — |
| N ₂ | 0,040 | — | — | — |
| CO ₂ | 0,420 | 0,0080 | 0,0676 | 2,74 |
| H ₂ S | 0,100 | — | — | — |
| H ₂ O | 0,348 | — | — | — |
| | $\Sigma = 1,0000$ | $\Sigma = 4,6022$ | $\Sigma = 217,65$ | |

Пример. Определить коэффициент отклонения природной газоконденсатной смеси z от закона идеального газового состояния тремя методами: 1) по графикам Брауна—Катца, 2) по программе Сейрима, 3) по уравнению состояния Редлиха—Квонга.

Исходные данные. Объемный состав смеси, %: CH₄ — 82,55; C₂H₆ — 9,01; C₃H₈ — 4,62; *i*-C₄H₁₀ — 0,74; *n*-C₄H₁₀ — 1,26; *i*-C₅H₁₂ — 0,32; *n*-C₅H₁₂ — 0,22; C₆H₁₄ — 0,38; CO₂ — 0,90; $p = 13,6$ МПа; $T = 310,9$ К; $R = 82,057$ см³·кг/(моль·см²·К). Экспериментально определенное значение $z_3 = 0,7495$. Необходимые для расчетов критические параметры компонентов смеси и вычисления приведены в табл. 1.5.

Решение. $p_{пр} = 13,6/4,6 = 2,95$; $T_{пр} = 310/217,65 = 1,43$; 1) по графикам Брауна—Катца (см. рис. 1.2) $z_r = 0,749$; 2) по программе Сейрима $z_c = 0,75$; 3) по уравнению состояния Редлиха—Квонга

$$a = (0,4278 \cdot 217,65^{2,5}) / (46 \cdot 310,9^{2,5}) = 3,8 \cdot 10^{-3};$$

$$b = (0,0867 \cdot 217,65) / (46 \cdot 310,9) = 1,32 \cdot 10^{-3};$$

$$[a^2 - b^2 p - b] p = 0,305; \quad a^2 b p^2 = 0,0926;$$

$$z^3 - z^2 + 0,305z - 0,0926 = 0; \quad z_{рк} = 0,754.$$

Расчет плотности природного газа, стабильного и насыщенного углеводородного конденсата

Плотность природного газа в газовой фазе можно определить по формуле

$$\rho_{p, t} = \rho_{p0, t0} \frac{p z_0 T_0}{z p_0 T} \quad (I.59)$$

Плотность стабильного углеводородного конденсата C_{5+} (в кг/м³) можно определить непосредственным измерением, расчетом по известному составу, по его молекулярной массе $M_{C_{5+}}$ или коэффициенту преломления n^{20} , используя формулу Крега

$$\rho_{C_{5+}} = \frac{1030 M_{C_{5+}}}{M_{C_{5+}} + 44,29} \quad (I.60)$$

или формулу ВНИИГаза

$$\rho_{C_{5+}} = (1,906 46 n_d^{20} - 1,962 83) 10^3 \quad (I.61)$$

Плотность насыщенного углеводородного конденсата можно определять различными методами.

1. По графо-аналитическому методу Катца и Стендинга сначала определяется плотность жидкости (в кг/м³) при стандартных условиях по формуле

$$\rho_{ст} = \sum_{i=1}^n (x_i M_i) / \sum_{i=1}^n (x_i M_i / \rho_i) \quad (I.62)$$

Здесь x_i , M_i и ρ_i — соответственно молярная доля, молекулярная масса и плотность i -го компонента соответственно.

Далее определяются поправки к вычисленной плотности при стандартных условиях на давление $\Delta \rho_p$ и температуру $\Delta \rho_t$. Плотность насыщенной жидкости при заданных давлении и температуре определяется из выражения

$$\rho_{p, t} = \rho_{ст} + \Delta \rho_p - \Delta \rho_t \quad (I.63)$$

2. Аналитический метод расчета по приведенной плотности. Приведенная плотность $\rho_{пр}$ определяется по корреляционной зависимости ее от среднекритического коэффициента сжимаемости $z_{ск}$ или от $p_{пр}$ и $T_{пр}$ нестабильного конденсата. Аналитический метод является универсальным, поскольку расчет проводится по приведенным параметрам.

$$\rho_{p, t} = \left[\left(\sum_{i=1}^n x_i M_i \right) \rho_{пр} \right] / \sum_{i=1}^n (x_i V_{кр i}) \quad (I.64)$$

Здесь $\rho_{пр}$ — приведенная плотность; $V_{кр i}$ — критический молярный объем i -го компонента в смеси.

Приведенную плотность по среднекритическому коэффициенту сжимаемости нестабильного углеводородного конденсата определим по формуле Вика:

$$\rho_{пр} = 1,20 + (5,563 - 11,03 z_{ск}) (1 - T_{пр})^{0,8 z_{ск} + 0,31} \quad (I.65)$$

Здесь $z_{ск}$ — среднекритический коэффициент сжимаемости нестабильного углеводородного конденсата,

$$z_{ск} = \sum_{i=1}^n x_i z_{кр i} \quad (I.66)$$

где $z_{кр i}$ — критический коэффициент сжимаемости i -го компонента, который можно взять из табл. 1.4, или определить по формуле Ганна и Ямады,

$$z_{кр i} = 0,2918 - 0,0928 \omega_i \quad (I.67)$$

$T_{пр}$ — приведенная температура нестабильного углеводородного конденсата,

$$T_{пр} = T / \sum_{i=1}^n (x_i T_{кр i}), \quad 0,3 \leq T_{пр} \leq 0,99 \quad (I.68)$$

Критический молярный объем i -го компонента найдем из выражения

$$V_{кр i} = z_{кр i} RT_{кр i} / p_{кр i} \quad (I.69)$$

Для расчетов $\rho_{пр}$ можно воспользоваться эмпирической формулой, полученной С. М. Лютомским в результате обработки экспериментальных данных по насыщенным конденсатам залежей Уренгойского месторождения (пласты БУ₁₃ и БУ₁₄):

$$\rho_{пр} = 2,83 - 0,14 (p_{пр}/T_{пр}) \quad \text{при } p_{пр}/T_{пр} \leq 5, \quad (I.70)$$

$$\rho_{пр} = 1,465 + 0,133 (p_{пр}/T_{пр}) \quad \text{при } p_{пр}/T_{пр} > 5, \quad (I.71)$$

где $p_{пр}$ и $T_{пр}$ — приведенные давление и температура насыщенного конденсата. Проверка этих эмпирических зависимостей с данными экспериментальных измерений по другим газоконденсатным месторождениям показала, что плотность нестабильного конденсата в диапазоне давлений 5—30 МПа и температур 260—360 К определяется по формуле (I.64) с погрешностью, не превышающей 3 %.

Порядок расчета плотности нестабильного углеводородного конденсата следующий:

$$p_{кр C_{7+}} \rightarrow T_{кр C_{7+}} \rightarrow T_{кр C_{7+}}/T_{кип} \rightarrow \omega_{C_{7+}} \rightarrow z_{кр C_{7+}} \rightarrow z_{ск} \rightarrow V_{кр C_{7+}} \rightarrow V_{с.кр} \rightarrow \rho_{кр.см} \rightarrow T_{кр.см} \rightarrow \rho_{пр} \rightarrow T_{пр} \rightarrow \rho_{пр} \rightarrow \Sigma (x_i M_i) \rightarrow \rho_{р.т.}$$

Пример. Определить плотность нестабильного углеводородного конденсата по приведенному давлению и температуре, используя зависимость приведенной плотности от критического коэффициента сжимаемости. Компонентный состав жидкого углеводородного конденсата в молярных долях при абсолютном давлении $p = 7$ МПа и абсолютной температуре $T = 399,8$ К, критические параметры компонентов и результаты вычислений приведены в табл. I.6;

$$M_{C_{7+}} = 295; \quad \rho_{C_{7+}} = 0,8838.$$

Решение.

$$p_{кр C_{7+}} = 0,1 (3570/295) (0,8838/0,8) = 1,335 \text{ МПа};$$

$$T_{кр C_{7+}} = (353,5 + 22,35 \cdot 295^{1,2}) (0,8838/0,8)^{1,2} = 775 \text{ К}.$$

Таблица I.6 Исходные данные и результаты расчета плотности нестабильного углеводородного конденсата

| Компонент | x_i | $x_i p_{кр i}$ | $x_i T_{кр i}$ | $x_i V_{кр i}$ | $x_i z_{кр i}$ | $x_i M_i$ |
|--|----------|----------------|----------------|----------------|----------------|-----------|
| CH ₄ | 0,220 06 | 10,08 | 41,90 | 21,90 | 0,0640 | 3,52 |
| C ₂ H ₆ | 0,021 30 | 1,03 | 6,51 | 3,15 | 0,0061 | 0,64 |
| C ₃ H ₈ | 0,012 70 | 0,54 | 4,70 | 2,54 | 0,0035 | 0,56 |
| <i>i</i> -C ₄ H ₁₀ | 0,012 40 | 0,46 | 5,04 | 3,26 | 0,0035 | 0,72 |
| <i>n</i> -C ₄ H ₁₀ | 0,008 15 | 0,47 | 3,47 | 2,08 | 0,0022 | 0,47 |
| <i>i</i> -C ₅ H ₁₂ | 0,007 70 | 0,25 | 3,55 | 2,37 | 0,0021 | 0,56 |
| <i>n</i> -C ₅ H ₁₂ | 0,004 46 | 0,15 | 2,10 | 1,39 | 0,0012 | 0,32 |
| C ₆ H ₁₄ | 0,007 83 | 0,23 | 4 | 2,88 | 0,0021 | 0,67 |
| C ₇ H ₁₆ + высшие | 0,705 23 | 9,41 | 546 | 705,23 | 0,1480 | 208,00 |
| N ₂ | 0,00 017 | 0,06 | 0,02 | 0,01 | 0,0001 | 0 |
| Σ | 1 | 22,68 | 617,29 | 744,81 | 0,2328 | 215,46 |

$$T_{кр C_{7+}}/T_{кип} = 2,1898 - 0,1735 (775/100) + 0,006854 (775/100)^2 = 1,26;$$

$$\omega_{C_{7+}} = \frac{3}{7} \left[\frac{\lg 13,35}{(1,26 - 1)} \right] - 1 = 0,855;$$

$$z_{кр C_{7+}} = 0,2918 - 0,0928 \cdot 0,855 = 0,21;$$

$$V_{кр C_{7+}} = 0,21 \cdot 82,057 \cdot 775/13,35 = 1000 \text{ см}^3/\text{моль};$$

$$T_{пр} = 399,8/617,29 = 0,647;$$

$$\rho_{пр} = 1,20 + (5,563 - 11,03 \cdot 0,2328) (1 - 0,647)^{0,8 - 0,2328 + 0,31} = 2,99;$$

$$\rho_{р.т.} = 215,46 \cdot 2,99/744,81 = 0,863 \text{ г/см}^3.$$

Вязкость газов

Вязкостью называется свойство жидкостей и газов, характеризующее сопротивление скольжению или сдвигу одной их части относительно другой. Количественно вязкость характеризуется значением μ , называемым коэффициентом динамической вязкости. Вязкость углеводородных газов зависит от температуры и давления. Коэффициент динамической вязкости газа при различных давлениях и температурах необходимо знать для различных расчетов при движении газа в пласте, в скважине, в поверхностных газопроводах и оборудовании, в процессах теплопередачи, сепарации газа и нефти, очистки газа от твердой взвеси и т. д.

По закону Ньютона сила внутреннего трения, проявляющаяся при перемещении одного слоя жидкости или газа относительно другого, прямо пропорциональна градиенту относительной скорости перемещения и площади соприкосновения этих слоев.

Закон Ньютона математически записывается так:

$$F = \mu S (dw/dx), \quad (I.72)$$

где μ — коэффициент динамической вязкости; S — площадь параллельно перемещающихся слоев; dw/dx — градиент скорости в направлении, перпендикулярном плоскости соприкосновения слоев.

В СИ F выражается в ньютонах (Н), S — в м², ω — в м/с, x — в м; в данной системе μ выражается в Н·с/м². Эта единица измерения называется паскаль-секунда (Па·с).

При расчетах часто применяют коэффициент кинематической вязкости, который равен коэффициенту динамической вязкости, деленному на плотность газа в рабочих условиях:

$$\nu = \mu/\rho. \quad (I.73)$$

В СИ коэффициент кинематической вязкости измеряется в м²/с.

Коэффициент динамической вязкости природных газов можно рассчитать по приведенным параметрам.

Коэффициент динамической вязкости природных газов неизвестного состава по приведенным параметрам для неполярных газов можно рассчитать по корреляционной зависимости вязкости

от приведенной плотности $\rho_{пр}$ при давлении меньше 5 МПа:

$$[(\mu - \mu_0)\epsilon + 10^{-4}]^{1.4} = 0,10230 + 0,023364\rho_{пр} + 0,058533\rho_{пр}^2 - 0,040758\rho_{пр}^3 + 0,0093324\rho_{пр}^4 \quad (I.74)$$

где $0,1 \leq \rho_{пр} \leq 3$; μ , μ_0 — коэффициенты динамической вязкости природных газов (в МПа·с) при p и $p_0 = 0,1013$ МПа соответственно и заданной температуре t ;

$$\epsilon = T_{кр}^{1.6} / M^{1.2} \rho_{кр}^{2.3} \quad (I.75)$$

При высоких давлениях ($p > 5$ МПа) коэффициент динамической вязкости газа можно рассчитать по формуле

$$(\mu - \mu_0)\epsilon = 10,8 \cdot 10^{-5} (e^{1.439\rho_{пр}} - e^{-1.111\rho_{пр}^{1.858}}) \quad (I.76)$$

где $\rho_{пр}$ — приведенная плотность.

Коэффициент динамической вязкости природных газов μ_0 при атмосферном давлении и различных температурах можно рассчитать по зависимости

$$\mu_{t, ат} = \mu_0 = 0,0101t^{1.8} - 1,07 \cdot 10^{-3} M_{гм}^{1/2}, \text{ МПа} \cdot \text{с} \quad (I.77)$$

или

$$\mu_0 = 0,0101t^{1.8} - 5,76 \cdot 10^{-3} \Delta_{см}^{1/2}, \text{ МПа} \cdot \text{с} \quad (I.78)$$

где t — в °С.

Погрешность расчета по формулам (I.77) и (I.78) при $12 \leq M_{см} \leq 100$ и $283 \leq T \leq 477$ К не превышает 5 %.

Порядок расчета $\mu_{p, t}$ следующий:

$$\Delta_{см} \rightarrow \rho_{кр} \rightarrow \rho_{пр} \rightarrow T_{кр} \rightarrow T_{пр} \rightarrow z \rightarrow \omega \rightarrow z_{кр} \rightarrow z_{пр} \rightarrow M_{см} \rightarrow \epsilon \rightarrow \mu_0 \rightarrow \mu_{p, t}$$

При объемном содержании в природном газе более 5 % азота следует учитывать его влияние на вязкость газа по правилу аддитивности:

$$\mu_{см} = y_a \mu_a + (1 - y_a) \mu_y \quad (I.79)$$

где y_a — молярная доля азота в составе смеси; μ_a и μ_y — коэффициенты динамической вязкости азота и углеводородной части смеси газов.

На рис. I.4—I.6 показаны зависимости коэффициентов динамической вязкости метана, природных газов различной относительной плотности по воздуху и азота соответственно от давления и температуры.

Для разового определения коэффициента динамической вязкости природных газов неизвестного состава, но известной относительной плотности по воздуху ($\Delta_{см}$) можно использовать номограмму С. Г. Ибрагимова (рис. I.7).

Порядок расчета μ следующий:

$$\Delta_{см} \rightarrow \rho_{кр} \rightarrow \rho_{пр} \rightarrow t \rightarrow \Delta_{см} \rightarrow \rho_{пр} \rightarrow \mu$$

Рис. I.4. Зависимость коэффициента динамической вязкости метана от давления и температуры

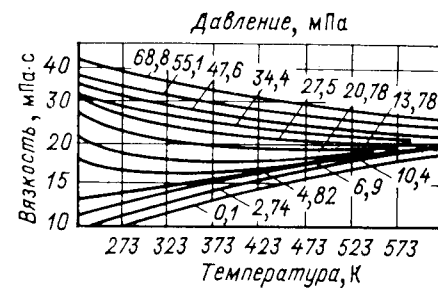
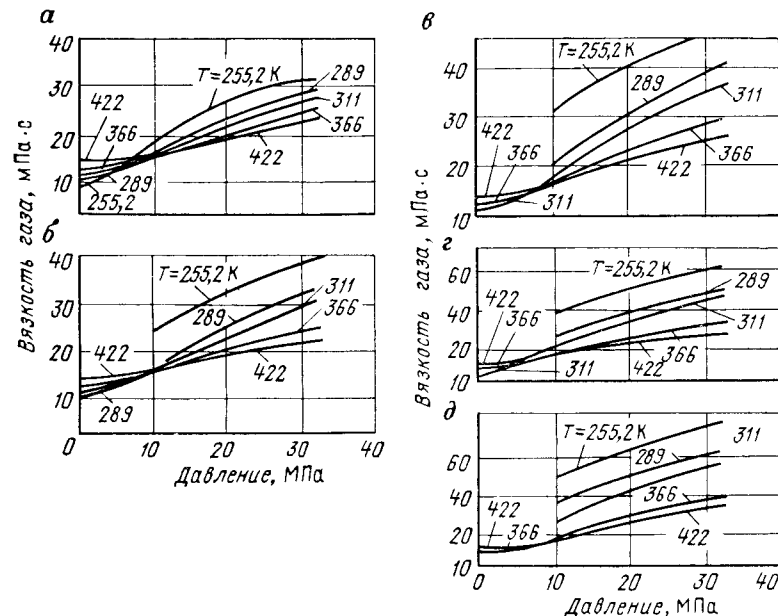


Рис. I.5. Зависимость коэффициента динамической вязкости смеси природных газов различной относительной плотности по воздуху от давления и температуры:

$\Delta_{см}$: а — 0,6; б — 0,7; в — 0,8; г — 0,9; д — 1



Пример. Определить коэффициент динамической вязкости газоконденсатной смеси по номограмме С. Г. Ибрагимова и расчетным методом при следующих исходных данных: $p = 25$ МПа; $T = 353$ К; $\Delta_{см} = 0,6$.

1. По номограмме:

$$\rho_{пр} = 25/0,1 (55,3 - 10,4 \cdot 0,6^{1.2}) = 25/4,784 = 5,22;$$

$$\rho_{кр} = 0,1 (55,3 - 10,4 \cdot 0,6^{1.2}) = 4,784 \text{ МПа},$$

По рис. I.7 определим: при $T = 353$ К и $\rho_{пр} = 5,22$

$$\mu_{п} = 0,0200 \text{ МПа} \cdot \text{с}.$$

2. Расчетный метод:

$$\rho_{пр} = 25/4,784 = 5,22;$$

$$T_{кр} = 12 + 283 \cdot 0,6^{1.2} = 196,2 \text{ К};$$

$$T_{пр} = (273 - 80)/196,2 = 1,8; \quad z(\rho_{пр}, T_{пр}) = 0,935;$$

$$\omega = \frac{3}{7} \left[\frac{\lg 47,84}{(1,626 - 1)} \right] - 1 = 0,15; \quad z_{пр} = 0,935 \cdot 0,244 = 3,83;$$

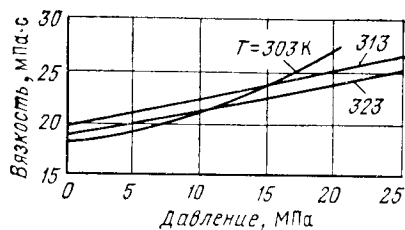
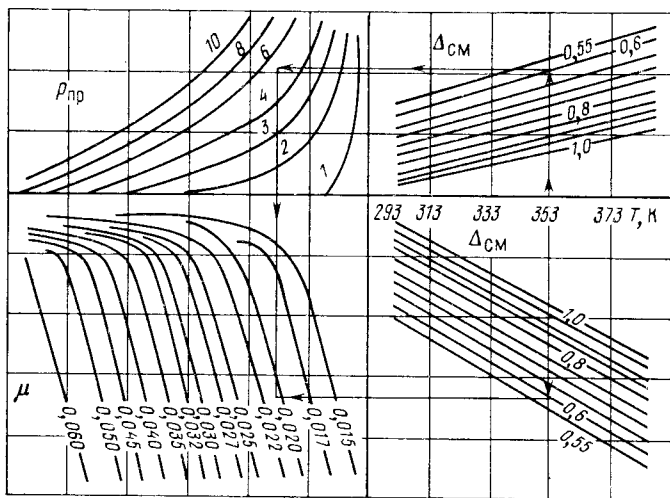


Рис. 1.6. Зависимость коэффициента динамической вязкости азота от давления и температуры

Рис. 1.7. Номограмма С. Г. Ибрагимова для определения коэффициента динамической вязкости природных газов



$$p_{пр} = 5,22 / (1,8 \cdot 3,83) = 0,756; \quad M_{см} = 0,6 M_B = 0,6 \cdot 28,97 = 17,4;$$

$$\epsilon = 196,2^{1,6} / (17,4^{1,2} \cdot 47,84^{2,3}) = 2,41 / (4,16 \cdot 13,2) = 4,39 \cdot 10^{-2};$$

$$\mu_0 = 0,0101 \cdot 80^{1/8} - 1,07 \cdot 10^{-3} \cdot 17,4^{1/2} = 0,013 \text{ мПа} \cdot \text{с};$$

$$\mu_p = 0,013 + \frac{10,8 \cdot 10^{-5}}{4,39 \cdot 10^{-2}} \left[e^{1,439 \cdot 0,756} - e^{-1,111 \cdot 0,756^{1,858}} \right] = 0,019 \text{ мПа} \cdot \text{с}.$$

Коэффициент динамической вязкости углеводородного конденсата (в мПа·с) многих газоконденсатных месторождений при различных давлениях и температурах приближенно можно рассчитать по эмпирической формуле А. А. Муталибова, В. В. Шубина, А. Н. Абдурахманова:

$$\mu_k = \left(\frac{100}{t} \right)^{3,4} \left(0,34 + 4 \cdot 10^{-4} \frac{p}{p_{ат}} \right) \quad (I.80)$$

(при $30 \leq t \leq 200$ С, $0,1 \leq p \leq 50$ МПа).

Определение изобарной молярной теплоемкости природных газов

Удельной теплоемкостью называется количество теплоты, которое необходимо подвести к единице массы вещества, чтобы изменить его температуру на один градус. Для газов различают изобарную c_p и изохорную c_v удельные теплоемкости:

$$c_p = (\partial Q / \partial T)_p, \quad c_v = (\partial Q / \partial T)_V, \quad (I.81)$$

где индексы у скобок означают: $p = \text{const}$ и $V = \text{const}$.

Согласно первому началу термодинамики, имеем

$$dQ = di - V dp, \quad (I.82)$$

где Q — количество теплоты; V — объем системы; i — энтальпия;

$$di = c_p dT + \left[V - T \left(\frac{dV}{dT} \right)_p \right] dp. \quad (I.83)$$

В изобарном процессе ($p = \text{const}$) изменение количества теплоты системы равно изменению ее энтальпии:

$$dQ = di = c_p dT, \quad (I.84)$$

или

$$c_p = (di/dT)_p. \quad (I.85)$$

Изобарная молярная теплоемкость идеальных газов c_{p0} зависит от температуры. Зависимость молярной теплоемкости компонентов природных газов при атмосферном давлении и различной температуре приближенно можно выразить таким уравнением кДж/(кмоль·К):

$$c_{p0} = 0,523 (8,36 + 0,00892t) M_i^{3,4}, \quad (I.86)$$

где t — в °С; M_i — молекулярная масса углеводорода, являющегося компонентом природного газа (от метана до гептана включительно).

Погрешность расчетов по уравнению (I.86) для углеводородов от CH_4 до C_5H_{12} в интервале температур от -40 до 120 °С не превышает 5 %, для углеводородов C_6H_{14} — C_7H_{16} в том же интервале температур не превышает 10 %.

Изобарная молярная теплоемкость неуглеводородных компонентов природных газов (азота, углекислого газа, сероводорода) равна примерно половине теплоемкости углеводорода с одинаковой молекулярной массой при одинаковой температуре.

Например, изобарная молярная теплоемкость CO_2 ($M = 44$) равна половине молярной теплоемкости пропана C_3H_8 ($M = 44$), которая рассчитывается по уравнению (I.86).

Изобарная молярная теплоемкость смесей идеальных газов определяется по правилу аддитивности:

$$c_{p\text{см}} = \sum_{i=1}^n y_i c_{pi} = 0,523 (8,36 + 0,00892t) \sum_{i=1}^n y_i M_i^{3,4}, \quad \text{кДж/(кмоль} \cdot \text{К)}, \quad (I.87)$$

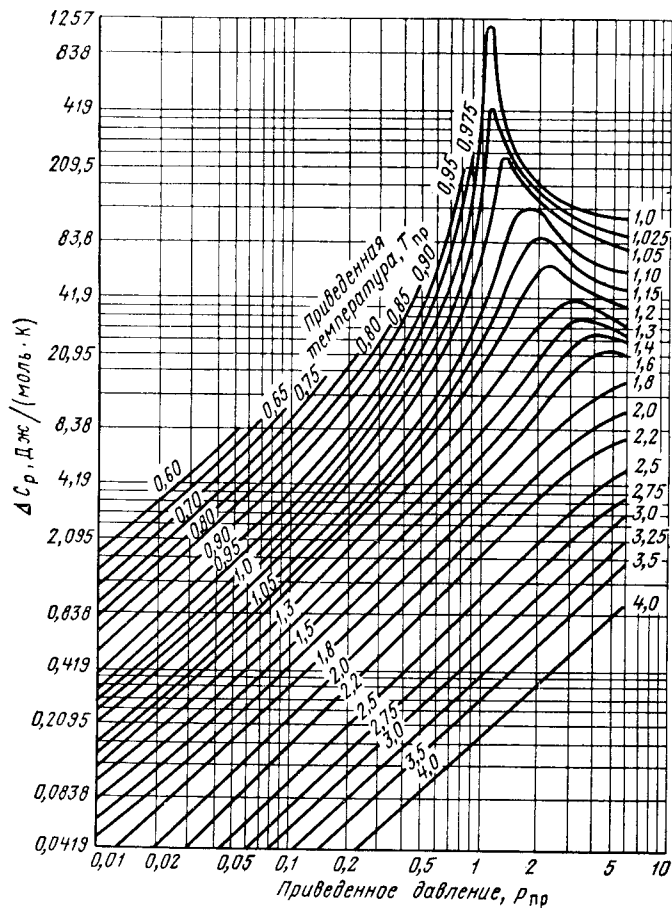


Рис. 1.8. Зависимость изотермической поправки изобарной молярной теплоемкости Δc_p от приведенных абсолютных давления $p_{пр}$ и температуры $T_{пр}$

где y_i — молярная доля i -го компонента в смеси; c_{pi} — изобарная молярная теплоемкость i -го компонента.

Изобарная молярная теплоемкость реальных природных газов зависит от давления и температуры:

$$c_p = c_{p0}(t) + \Delta c_p(p, t), \quad (I.88)$$

где $\Delta c_p(p, t)$ — изотермическая поправка теплоемкости на давление (рис. 1.8).

Теоретически изотермическую поправку теплоемкости на давление можно определить, используя уравнение состояния реальных природных газовых смесей. Покажем, как это можно сделать, используя модифицированное Пенгом и Робинсоном уравнение

состояния Редлиха—Квонга (I.55). Приращение энтальпии реального газа по сравнению с идеальным описывается формулой

$$i - i_0 = RT(z - 1) + \frac{T \frac{d}{dt} a(T_{кр}, \omega) - a(T_{кр}, \omega)}{2\sqrt{2}B} \ln \left(\frac{z + 2,414B}{z - 0,414B} \right). \quad (I.89)$$

Выполнив дифференцирование в (I.89) с учетом (I.55), получим для чистого компонента

$$i - i_0 = R \left\{ T(z - 1) - 2,08T_{кр}(1 + m) \left[1 + m \left[1 - \left(\frac{T}{T_{кр}} \right)^{1,2} \right] \right] \right\} \times \ln \left(\frac{z + 2,414B}{z - 0,414B} \right), \quad (I.90)$$

где i_0 — энтальпия идеального газа.

Взяв частную производную от приращения энтальпии по температуре при постоянном давлении, определим приращение удельной изобарной теплоемкости реального газа

$$\Delta c_p = c_p - c_{p0} = \left. \frac{\partial (i - i_0)}{\partial T} \right|_p. \quad (I.91)$$

Выполнив дифференцирование в (I.91), с учетом (I.90) получим

$$c_p - c_{p0} = \Delta c_p = R \left\{ z - 1 + T \left(\frac{\partial z}{\partial T} \right)_p + 2,08(1 + m) \frac{T_{кр}}{T} \times \left[\left[1 + m \left[1 - \left(\frac{T}{T_{кр}} \right)^{1,2} \right] \right] \left[\frac{T \left(\frac{\partial z}{\partial T} \right)_p + 0,414B}{z - 0,414B} - \frac{T \left(\frac{\partial z}{\partial T} \right)_p - 2,414B}{z + 2,414B} \right] + \frac{m}{2} \left(\frac{T}{T_{кр}} \right)^{1,2} \ln \left(\frac{z + 2,414B}{z - 0,414B} \right) \right\}, \quad (I.92)$$

где частная производная $(\partial z / \partial T)_p$ вычисляется по уравнению (I.98).

Приращение энтропии реального газа по сравнению с идеальным $(S - S_0) = \Delta S$ можно определить по уравнению (I.93):

$$S - S_0 = \Delta S = \frac{i - i_0}{T} - R \ln \frac{f}{p}. \quad (I.93)$$

Выполнив математические операции по формуле (I.93) с учетом (I.90), получим

$$\Delta S = R \left\{ \ln(z - B) - 2,08m \left[\left(\frac{T}{T_{кр}} \right)^{-1,2} (m + 1) - m \right] \right\} \times \ln \left(\frac{z + 2,414B}{z - 0,414B} \right), \quad (I.94)$$

где S_0 — энтропия идеального газа.

Для приближенных расчетов при $0,02 \leq p_{\text{пр}} \leq 4$ и $1,3 \leq T_{\text{пр}} \leq 2,5$, характерных для добычи и транспорта газа, поправку Δc_p можно рассчитать с погрешностью, не превышающей 10%, по формуле

$$\Delta c_p = 32,6 p_{\text{пр}} / T_{\text{пр}}^4, \text{ кДж}/(\text{кмоль} \cdot \text{К}).$$

Изобарную молярную теплоемкость природного газа (в кДж/(кмоль·К)) можно рассчитать по формуле, предложенной Л. М. Гухманом и Т. В. Нагаревой:

$$c_p = \left(3,15 + 0,02203T - 0,149 \cdot 10^{-4} T^2 + \frac{6,238 M_p^{1,124}}{(T/100)^{5,08}} \right) 4,1868. \quad (I.95)$$

Для реальных природных газов разность изобарной и изохорной молярных теплоемкостей

$$c_p - c_v = T \left(\frac{\partial p}{\partial T} \right)_V \left(\frac{\partial V}{\partial T} \right)_p, \quad (I.96)$$

или

$$c_p - c_v = \frac{A_m R \left[z + T_{\text{пр}} \left(\frac{\partial z}{\partial T_{\text{пр}}} \right)_{p_{\text{пр}}} \right]^2}{z - p_{\text{пр}} \left(\frac{\partial z}{\partial p_{\text{пр}}} \right)_{T_{\text{пр}}}}, \quad (I.97)$$

где $(\partial z / \partial T_{\text{пр}})_{p_{\text{пр}}}$ и $(\partial z / \partial p_{\text{пр}})_{T_{\text{пр}}}$ определяются из уравнения состояния Пенга—Робинсона

$$\left(\frac{\partial z}{\partial T} \right)_p = \frac{Bz^2 - \left[6Bz^2 + 2B - 2A - \frac{Am}{\alpha} \left(\frac{T}{T_{\text{кр}}} \right)^{1,2} \right] z + 3B^3 + 2B^2 - 3AB - \frac{ABm}{\alpha} \left(\frac{T}{T_{\text{кр}}} \right)^{1,2}}{T [3z^2 + 2(B-1)z - 3B^2 - 2B + A]}; \quad (I.98)$$

$$\left(\frac{\partial z}{\partial p} \right)_T = - \frac{Bz^2 + (A - 6B^2 - 2B)z + 3B^3 + 2B^2 - 2AB}{p [3z^2 + 2(B-1)z - 3B^2 - 2B + A]}; \quad (I.99)$$

$$z = pV/(RT), \quad A = ap/(R^2 T^2), \quad B = bp/(RT), \\ \alpha = 1 + m [1 - (T/T_{\text{кр}})^{1,2}]. \quad (I.100)$$

Полученные из уравнения состояния Пенга—Робинсона аналитические выражения частных производных $(\partial z / \partial T)_p$ и $(\partial z / \partial p)_T$ дают возможность строго математически определить значения температурного k_T и объемного k_V коэффициентов адиабаты, необхо-

димых для расчета температуры и мощности в процессах адиабатного расширения и сжатия природных газов.

$$k_T = 1 / \left\{ 1 - \frac{RT}{c_p} \left[\frac{z}{T} + \left(\frac{\partial z}{\partial T} \right)_p \right] \right\}; \quad (I.101)$$

$$k_V = 1 / \left\{ 1 - \frac{p}{z} \left(\frac{\partial z}{\partial p} \right)_T - \frac{zR}{c_p} \left[1 + \frac{T}{z} \left(\frac{\partial z}{\partial T} \right)_p \right] \right\}. \quad (I.102)$$

Для идеальных газов

$$c_p - c_v = A_m R = 8,314 \text{ кДж}/(\text{кмоль} \cdot \text{К}). \quad (I.103)$$

Определив c_p по формуле (I.97), можно найти коэффициент адиабаты природных газов k по формуле

$$k = c_p / c_v = c_p / \left\{ c_p - A_m R \left[z + T_{\text{пр}} \left(\frac{\partial z}{\partial T_{\text{пр}}} \right)_{p_{\text{пр}}} \right] \right\}. \quad (I.104)$$

Обработка результатов экспериментальных исследований газов Шебелинского, Южно-Советского, Майкопского и других месторождений показала, что вычитаемое в знаменателе можно выразить так:

$$A_m R \left[z + T_{\text{пр}} \left(\frac{\partial z}{\partial T_{\text{пр}}} \right)_{p_{\text{пр}}} \right] = 3,57 (p_{\text{пр}}^{1/4} / T_{\text{пр}}), \quad (I.105)$$

или

$$k = c_p / [c_p - 3,57 (p_{\text{пр}}^{1/4} / T_{\text{пр}})]. \quad (I.106)$$

Определение коэффициента Джоуля—Томсона

Дросселирование — расширение газа при прохождении через дроссель — местное гидравлическое сопротивление (вентиль, кран, сужение трубопровода и т. д.), сопровождающееся изменением температуры. Дросселирование — термодинамический процесс, характеризующийся постоянством энтальпии ($i = \text{const}$).

В процессе дросселирования реального природного газа при его движении через штуцер, задвижку, регулятор давления, клапан-отсекатель, колонны труб в скважине, неплотности в оборудовании промыслов уменьшается температура газа.

Изменение температуры газов и жидкостей при изоэнтальпийном расширении называется эффектом Джоуля—Томсона, а ϵ_i часто называют коэффициентом Джоуля—Томсона.

$$\epsilon_i = (\partial T / \partial p)_i = [T (\partial V / \partial T)_p - V] / c_p. \quad (I.107)$$

Остаточный объем газа V_0 есть разность между объемами идеального (RT/p) и реального (V) газов:

$$V_0 = RT/p - V, \quad (I.108)$$

где $V_0 = f(p, T)$.

Дифференцируя (I.108) по T при $p = \text{const}$ и подставляя результат дифференцирования и V из (I.108) в (I.107), получим, (в К/МПа)

$$\epsilon_i = [V_0 - T (\partial V_0 / \partial T)_p] / c_p, \quad (I.109)$$

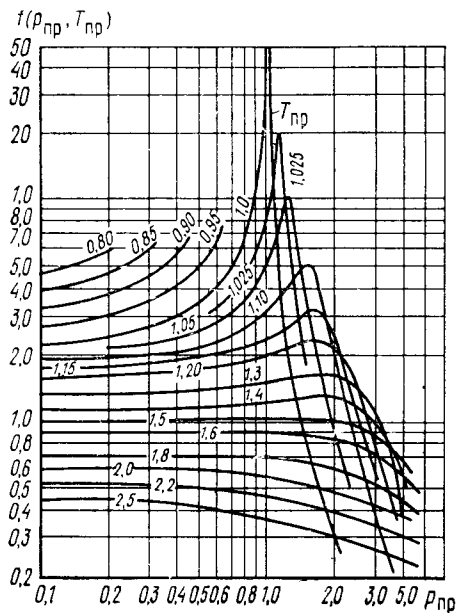


Рис. 1.9. Зависимость $f(p_{пр}, T_{пр})$ от приведенных абсолютных давления $p_{пр}$ и температуры $T_{пр}$

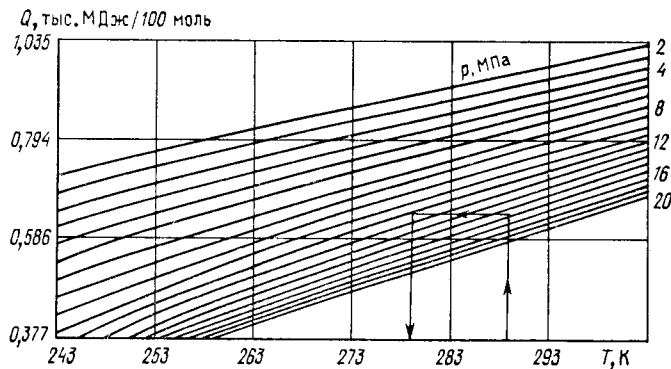


Рис. 1.10. Энтальпийная номограмма для природного газа Оренбургского газоконденсатного месторождения

или

$$\varepsilon_i = \frac{T_{кр} f(p_{пр}, T_{пр})}{p_{кр} c_p}, \quad (I.110)$$

где

$$f(p_{пр}, T_{пр}) = 1,44 [V_{опр} - T_{пр} (\partial V_{опр} / \partial T_{пр})_{p_{пр}}], \quad V_{опр} = V_0 / V_{окр}. \quad (I.111)$$

Значение функции $f(p_{пр}, T_{пр})$ можно определить по рис. 1.9 или рассчитать с погрешностью менее 7% по корреляционной зависимости Л. М. Гухмана и Т. В. Нагаревой:

$$f(p_{пр}, T_{пр}) = 2,343 T_{пр}^{-2,04} - 0,071 (p_{пр} - 0,8) \quad \text{при } 1,6 \leq T_{пр} \leq 2,1 \text{ и } 0,8 \leq p_{пр} \leq 3,5. \quad (I.112)$$

Для реальных природных газов коэффициент Джоуля—Томсона можно, кроме (I.110), выразить через коэффициент сверхсжимаемости газа z :

$$\varepsilon_i = \frac{A_M R T^2}{c_p p} \left(\frac{\partial z}{\partial T} \right)_p, \quad (I.113)$$

$(\partial z / \partial T)_p$ можно определить из уравнения состояния реальных природных газов, например из уравнения состояния Пенга—Робинсона (I.98).

Если $(\partial z / \partial T)_p > 0$, $\varepsilon_i > 0$, то газ в процессе дросселирования охлаждается. При $(\partial z / \partial T)_p < 0$, $\varepsilon_i < 0$ газ в процессе расширения нагревается. В случае, если $(\partial z / \partial T)_p = 0$, $\varepsilon_i = 0$, имеем точку инверсии. В большинстве случаев газ в процессе дросселирования охлаждается, а жидкость нагревается.

Изменение температуры газа (жидкости) в процессе изэнтропийного расширения при значительном перепаде давления на дросселе называется интегральным дроссель-эффектом. Он может вычисляться из соотношения

$$T_1 - T_2 = \int_{p_2}^{p_1} \varepsilon_i dp, \quad (I.114)$$

или определяться по энтальпийным номограммам, одна из которых изображена на рис. 1.10.

Приближенно конечную температуру газа в процессе дросселирования можно определить по формуле

$$\frac{1}{T_1} - \frac{1}{T_2} = \frac{3,57 p_{пр}^{1,4}}{c_p T_{пр1}} \left[0,005 \cdot 10^{-3} \ln \frac{p_1}{p_2} + 0,29 \cdot 10^{-7} (p_1^2 - p_2^2) - 209 \cdot 10^{-7} (p_1 - p_2) \right], \quad (I.115)$$

где $\bar{p}_{пр} = (p_1 + p_2) / 2$; $T_{пр1} = T_1 / T_{кр}$; $\bar{c}_p = \bar{c}_p(\bar{p}_{пр}, T_{пр1})$.

Среднее значение коэффициента Джоуля—Томсона для природного газа изменяется от 2 до 4 К/МПа в зависимости от состава газа, падения давления и начальной температуры газа.

Для приближенных расчетов среднее значение коэффициента Джоуля—Томсона можно принимать равным 3 К/МПа. У жидкостей $\varepsilon_i < 0$, поэтому при дросселировании они нагреваются. Для наибольшего снижения температуры газа в штуцере необходимо удалять жидкость из газового потока до его поступления в штуцер.

Среднее значение коэффициента Джоуля—Томсона для нефти изменяется от 0,4 до 0,6 К/МПа, для воды оно составляет 0,235 К/МПа.

Пример. Определить молярную изобарную теплоемкость, коэффициент адиабаты, коэффициент дифференциального дроссель-эффекта для газа Шебелинского газоконденсатного месторождения при следующих давлениях и температурах: $p = 15,6; 8; 6; 4; 2; 1$ МПа; $T = 323, 283, 253$ К. Объемный состав газа, %: $CH_4 - 92; C_2H_6 - 4; C_3H_8 - 1,1; C_4H_{10} - 0,52; C_5H_{12} - 0,26; CO_2 - 0,12; N_2 - 2$.

Таблица 1.7 Рассчитанные и экспериментальные значения c_p , k и ϵ_i природного газа Шебелинского месторождения

| p , МПа | $p_{пр}$ | T , К | $T_{пр}$ | c_p | k_o | k_p | ϵ_i | T , К | $T_{пр}$ |
|-----------|----------|---------|----------|-------|-------|-------|--------------|---------|----------|
| 15,6 | 3,30 | 323 | 1,64 | 11,88 | — | 1,33 | 0,25 | 283 | 1,44 |
| 8 | 1,70 | 323 | 1,64 | 10,19 | 1,32 | 1,32 | 0,34 | 283 | 1,44 |
| 6 | 1,27 | 323 | 1,64 | 9,77 | 1,31 | 1,31 | 0,37 | 283 | 1,44 |
| 4 | 0,85 | 323 | 1,64 | 9,38 | 1,30 | 1,29 | 0,40 | 283 | 1,44 |

Решение. Для $p = 15,6$ МПа, $T = 323$ К

$$M_{см} = \sum y_i M_i = 17,56; \quad \Delta_{см} = M_{см}/M_B = 0,606;$$

$$p_{кр} = 4,72 \text{ МПа}; \quad T_{кр} = 197 \text{ К}; \quad p_{пр} = 3,3; \quad T_{пр} = 1,64;$$

$$c_p = 3,15 + 0,022 \cdot 323 - 0,149 \cdot 10^{-4} \cdot 323^2 + \frac{0,238 \cdot 17,56 \cdot 156^{1,124}}{(323/100)^{5,08}} = 11,88;$$

$$k = 11,88 / (11,88 - 3,57 \cdot 3,3^{1/4} / 1,64) = 1,327;$$

$$f(p_{пр}, T_{пр}) = 2,343 \cdot 1,64^{-2,04} - 0,071 (3,3 - 0,8) = 0,72;$$

$$\epsilon_i = 0,72 \cdot 197 / (11,88 \cdot 4,72) = 2,53 \text{ К/МПа}.$$

Результаты вычислений приведены в табл. 1.7.

Пример. Рассчитать конечную температуру газа t_2 в конце процесса дросселирования газа Южно-Советского газоконденсатного месторождения и среднее значение коэффициента Джоуля—Томсона при следующих исходных данных: $p_1 = 8$ МПа; $T_1 = 318,3$ К; $p_2 = 6; 4; 3; 2; 1$ МПа. Объемный состав газа, %: $\text{CH}_4 - 82,76; \text{C}_2\text{H}_6 - 9,68; \text{C}_3\text{H}_8 - 3,23; \text{C}_4\text{H}_{10} - 1,29; \text{C}_5\text{H}_{12} - 0,42; \text{C}_6\text{H}_{14} - 0,14; \text{CO}_2 - 2,48; M_{см} = 19,88; p_{кр} = 4,67$ МПа; $T_{кр} = 208,5$ К.

Решение. При $p_2 = 6$ МПа

$$\tilde{p} = (8 + 6)/2 = 7 \text{ МПа}; \quad \tilde{p}_{пр} = 7/4,67 = 1,5;$$

$$T_{пр1} = 318,3/208,5 = 1,53;$$

$$c_p = 3,15 + 0,022 \cdot 318,3 - 0,149 \cdot 10^{-4} \cdot 318,3^2 + \frac{0,238 \cdot 19,88 \cdot 70^{1,124}}{(318,3/100)^{5,08}} = 10,2;$$

$$\frac{1}{318,3} - \frac{1}{T_1} = \frac{3,57 \cdot 1,5^{1/4}}{10,2 \cdot 1,53} \left[0,005 \cdot 10^{-3} \cdot 2,31 \text{ г} \frac{80}{60} + 0,29 \cdot 10^{-7} (80^2 - 60^2) - 209 \cdot 10^{-7} (80 - 60) \right] = -2,58 \cdot 0,336 \cdot 10^{-3} / 10,2 = -1/11750;$$

$$T_2 = 318,3 \cdot 11750 / 12068 = 310 \text{ К} = 37^\circ \text{C};$$

$$\Delta t_p = t_1 - t_2 = 45,3 - 37 = 8,3^\circ \text{C};$$

$$\epsilon_i = 8,3 \cdot (8 - 6) = 4,15 \text{ К/МПа}.$$

Результаты вычислений и данные экспериментального определения Δt_o приведены в табл. 1.8.

| c_p | k_o | k_p | ϵ_i | T , К | $T_{пр}$ | c_p | k_o | k_p | ϵ_i |
|-------|-------|-------|--------------|---------|----------|-------|-------|-------|--------------|
| 14,14 | — | 1,31 | 0,27 | 253 | 1,29 | 17,18 | — | 1,31 | 0,171 |
| 11,07 | 1,34 | 1,34 | 0,40 | 253 | 1,29 | 12,59 | 1,37 | 1,38 | 0,254 |
| 10,24 | 1,34 | 1,34 | 0,44 | 253 | 1,29 | 11,39 | 1,36 | 1,34 | 0,288 |
| 9,50 | 1,33 | 1,33 | 0,49 | 253 | 1,29 | 10,18 | 1,35 | 1,35 | 0,329 |

Использование аналитических выражений частных производных $(\partial z / \partial T)_p$ и $(\partial z / \partial p)_T$ позволяет строго математически рассчитывать изменение температур природных газов в изоэнтальпийном, изэнтропийном и политропном процессах, т. е. изменение температур природных газов в процессе дросселирования, охлаждения и сжатия в идеальных детандере и компрессоре.

Дифференциальный коэффициент Джоуля—Томсона ($i = \text{const}$) вычисляют по формуле

$$\left(\frac{\partial T}{\partial p} \right)_i = \frac{A_M R T^2}{c_{pp}} \left(\frac{\partial z}{\partial T} \right)_p. \quad (\text{I.116})$$

Изменение температуры природного газа в идеальном детандере или компрессоре ($S = \text{const}$)

$$\left(\frac{\partial T}{\partial p} \right)_S = \frac{A_M R T}{c_{pp}} \left[z - T \left(\frac{\partial z}{\partial T} \right)_p \right]. \quad (\text{I.117})$$

Изменение температуры в общем случае в политропном процессе ($\eta = \text{const}$)

$$\left(\frac{\partial T}{\partial p} \right)_\eta = \frac{A_M R T}{c_{pp}} \left[\frac{z}{\eta} + T \left(\frac{\partial z}{\partial T} \right)_p \right], \quad (\text{I.118})$$

где η — условный к. п. д. процесса ($\eta < 1$ при сжатии газа в компрессоре и $\eta > 1$ при расширении газа в детандере).

В том случае, если $\eta = 1$, из (I.118) получаем выражение (I.117) для изэнтропного процесса, при $\eta \rightarrow \infty$ получаем выражение (I.116) для изоэнтальпийного процесса. Эффективность использо-

Таблица 1.8 Рассчитанные и определенные экспериментально разности температур при дросселировании газа Южно-Советского месторождения ($p_1 = 8$ МПа, $T_1 = 318,3$ К)

| p_2 , МПа | Δt_p | Δt_o | $\bar{\epsilon}_o$ | $\bar{\epsilon}_p$ |
|-------------|--------------|--------------|--------------------|--------------------|
| 6 | 8,3 | 7,7 | 3,85 | 4,15 |
| 4 | 17,0 | 16,4 | 4,10 | 4,24 |
| 3 | 21,3 | 21,2 | 4,23 | 4,23 |
| 2 | 25,8 | 26,3 | 4,38 | 4,30 |
| 1 | 29,3 | 32,1 | 4,58 | 4,18 |

вания свободного перепада давления для охлаждения газа в детандере по сравнению с дросселированием его в штуцере можно рассчитать по уравнению

$$(\partial T / \partial p)_S - (\partial T / \partial p)_i = A_m RTz / (c_p p). \quad (I.119)$$

§ 10. УПРУГОСТЬ НАСЫЩЕННЫХ ПАРОВ

Насыщенный пар представляет собой двухфазную систему — смесь жидкости и пара с граничными условиями $x = 0$ и $x = 1$, где x — паросодержание смеси. Состояние насыщенного пара вполне определяется давлением (или температурой) и паросодержанием.

На рис. I.11 приведены кривые упругости паров углеводородов в полулогарифмических координатах. На рис. I.12 изображены зависимости объема жидкого и парообразного пропана от давления при неизменной температуре. При сжатии от точки M до точки A имеется перегретый (ненасыщенный) пар, и кривая в этом интервале имеет гиперболическую форму (см. рис. I.12. а). В точке A пар становится насыщенным, а при дальнейшем изменении объема (участок AB) он постепенно переходит в жидкость при неизменном давлении. В точке B заканчивается переход пара в жидкость, при дальнейшем сжатии будет резко повышаться давление при почти неизменном объеме. Горизонтальный участок AB соответствует неизменности давления в процессе конденсации паровой фазы в жидкую. Величина этого давления называется упругостью насыщенных паров природного газа при температуре опыта и обозначается Q . Чем ближе температура к критической, тем короче этот горизонтальный участок. На основе полученных данных строят

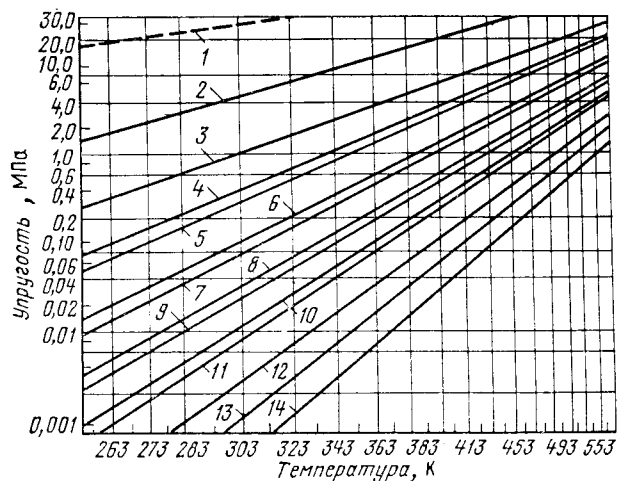


Рис. I.11. Кривые упругости насыщенных паров чистых углеводородов: 1 — метан; 2 — этан; 3 — пропан; 4 — изобутан; 5 — бутан; 6 — изопентан; 7 — пентан; 8 — изогексан; 9 — гексан; 10 — изогептан; 11 — гептан; 12 — октан; 13 — нонан; 14 — декан

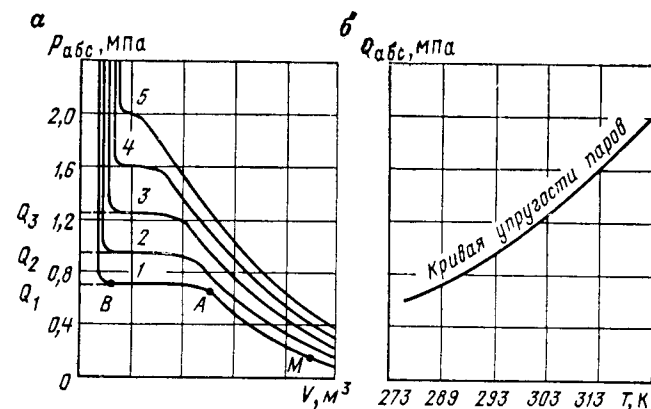


Рис. I.12. Зависимость давления от объема и температуры (а) и кривая упругости насыщенных паров (б): Температура, К: 1 — 283; 2 — 293; 3 — 303; 4 — 313; 5 — 323

кривую упругости паров, представляющую зависимость давления от температуры испарения данной жидкости (см. рис. I.12, б).

Если углеводороды находятся в смеси, то общее давление смеси влияет на упругость паров каждого компонента. Наблюдения показали, что упругость паров компонента повышается с увеличением общего давления. Это влияние ничтожно при низких давлениях (примерно до 1 МПа), при высоких же давлениях упругость паров резко увеличивается. У индивидуального углеводорода в чистом виде упругость паров есть функция только температуры $Q = f(t)$. У смеси углеводородов упругость паров является функцией и температуры, и общего давления, т. е. $Q = f(t, p_{см})$. По опытам Ларсона и Блека, проведенным со смесью аммиака, азота и водорода под общим давлением 5 МПа при 273 К, упругость насыщенных паров аммиака оказалась на 17 % выше, чем при $p = 0,1$ МПа. При общем давлении 100 МПа упругость паров аммиака в 5 раз превышала его упругость в чистом виде.

Так как в данном случае имеются три переменные — давление смеси, определяемое ее составом, температура и упругость паров, то введена так называемая константа равновесия (коэффициент распределения), представляющая собой отношение упругости паров индивидуального углеводорода Q к давлению смеси $p_{см}$, т. е.

$$K = Q / p_{см}, \quad (I.120)$$

где K — константа равновесия.

Прологарифмируем равенство (I.120):

$$\lg K = \lg Q - \lg p_{см}. \quad (I.121)$$

На рис. I.13 показана зависимость константы равновесия н-бутана от давления при 290 К в логарифмических координатах. При низких давлениях зависимость константы равновесия от давления

вания свободного перепада давления для охлаждения газа в детандере по сравнению с дросселированием его в штуцере можно рассчитать по уравнению

$$(\partial T / \partial p)_S - (\partial T / \partial p)_i = A_m RTz / (c_p p). \quad (I.119)$$

§ 10. УПРУГОСТЬ НАСЫЩЕННЫХ ПАРОВ

Насыщенный пар представляет собой двухфазную систему — смесь жидкости и пара с граничными условиями $x = 0$ и $x = 1$, где x — паросодержание смеси. Состояние насыщенного пара вполне определяется давлением (или температурой) и паросодержанием.

На рис. I.11 приведены кривые упругости паров углеводородов в полулогарифмических координатах. На рис. I.12 изображены зависимости объема жидкого и парообразного пропана от давления при неизменной температуре. При сжатии от точки M до точки A имеется перегретый (ненасыщенный) пар, и кривая в этом интервале имеет гиперболическую форму (см. рис. I.12. а). В точке A пар становится насыщенным, а при дальнейшем изменении объема (участок AB) он постепенно переходит в жидкость при неизменном давлении. В точке B заканчивается переход пара в жидкость, при дальнейшем сжатии будет резко повышаться давление при почти неизменном объеме. Горизонтальный участок AB соответствует неизменности давления в процессе конденсации паровой фазы в жидкую. Величина этого давления называется упругостью насыщенных паров природного газа при температуре опыта и обозначается Q . Чем ближе температура к критической, тем короче этот горизонтальный участок. На основе полученных данных строят

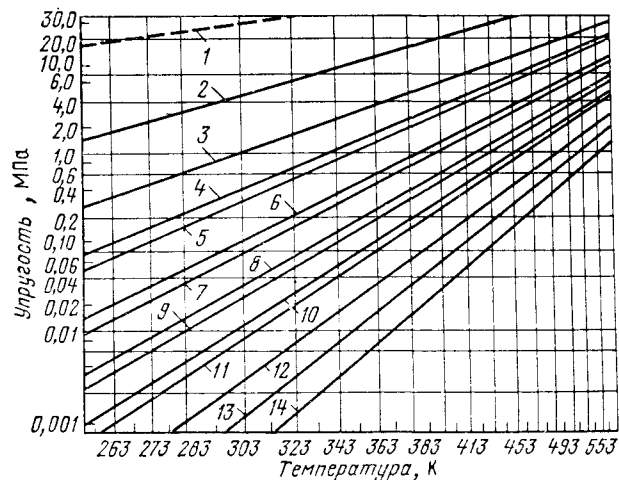


Рис. I.11. Кривые упругости насыщенных паров чистых углеводородов: 1 — метан; 2 — этан; 3 — пропан; 4 — изобутан; 5 — бутан; 6 — изопентан; 7 — пентан; 8 — изогексан; 9 — гексан; 10 — изогептан; 11 — гептан; 12 — октан; 13 — нонан; 14 — декан

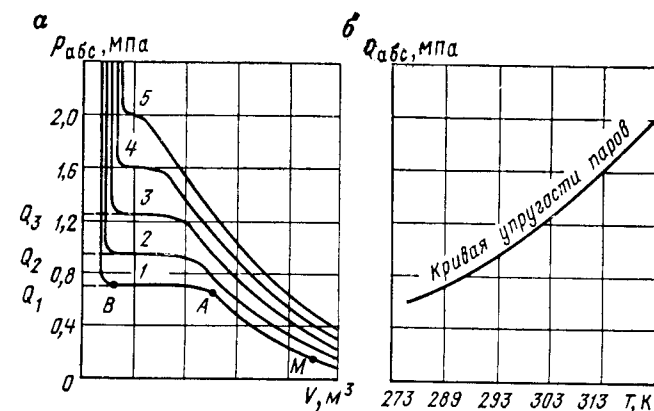


Рис. I.12. Зависимость давления от объема и температуры (а) и кривая упругости насыщенных паров (б):
Температура, К: 1 — 283; 2 — 293; 3 — 303; 4 — 313; 5 — 323

кривую упругости паров, представляющую зависимость давления от температуры испарения данной жидкости (см. рис. I.12, б).

Если углеводороды находятся в смеси, то общее давление смеси влияет на упругость паров каждого компонента. Наблюдения показали, что упругость паров компонента повышается с увеличением общего давления. Это влияние ничтожно при низких давлениях (примерно до 1 МПа), при высоких же давлениях упругость паров резко увеличивается. У индивидуального углеводорода в чистом виде упругость паров есть функция только температуры $Q = f(t)$. У смеси углеводородов упругость паров является функцией и температуры, и общего давления, т. е. $Q = f(t, p_{см})$. По опытам Ларсона и Блека, проведенным со смесью аммиака, азота и водорода под общим давлением 5 МПа при 273 К, упругость насыщенных паров аммиака оказалась на 17 % выше, чем при $p = 0,1$ МПа. При общем давлении 100 МПа упругость паров аммиака в 5 раз превышала его упругость в чистом виде.

Так как в данном случае имеются три переменные — давление смеси, определяемое ее составом, температура и упругость паров, то введена так называемая константа равновесия (коэффициент распределения), представляющая собой отношение упругости паров индивидуального углеводорода Q к давлению смеси $p_{см}$, т. е.

$$K = Q / p_{см}, \quad (I.120)$$

где K — константа равновесия.

Прологарифмируем равенство (I.120):

$$\lg K = \lg Q - \lg p_{см}. \quad (I.121)$$

На рис. I.13 показана зависимость константы равновесия н-бутана от давления при 290 К в логарифмических координатах. При низких давлениях зависимость константы равновесия от давления

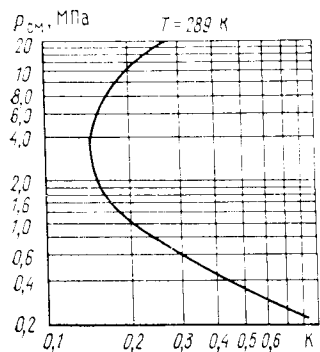


Рис. 1.13. Зависимость константы равновесия *n*-бутана при 289 К от общего давления

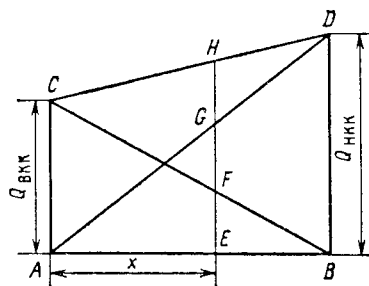


Рис. 1.14. Диаграмма состояния двухкомпонентной системы

почти прямолинейна, так как упругость паров Q мало изменяется. При высоких давлениях увеличение упругости паров Q с повышением $p_{\text{см}}$ становится значительным. Прямолинейная зависимость переходит в криволинейную. С повышением общего давления константа равновесия уменьшается медленнее, потому что сказывается увеличение упругости паров. Чем выше давление, тем быстрее растет упругость паров с повышением общего давления. Это выражается более крутым направлением кривой, приближающейся в некоторой точке к вертикали. Эта точка соответствует такому давлению, при котором увеличение упругости паров пропорционально повышению общего давления, т. е. когда числитель и знаменатель дроби (I.120) изменяются с одинаковой интенсивностью.

При очень высоких давлениях упругость паров увеличивается интенсивнее, чем общее давление. Это значит, что в области высоких давлений константа равновесия с повышением давления возрастает, т. е. жидкость становится более летучей.

Упругость паров жидкой смеси по закону Рауля зависит от упругости паров отдельных компонентов при данной температуре и от их молярных концентраций. Парциальное давление каждого компонента определяется как произведение его молярной концентрации на упругость паров в чистом виде, т. е.

$$p_i = x_i Q_i. \quad (\text{I.122})$$

Сумма же парциальных давлений всех компонентов равна общему давлению над смесью или упругости паров жидкой смеси, т. е.

$$p_{\text{см}} = p_1 + p_2 + \dots + p_n = x_1 Q_1 + x_2 Q_2 + \dots + x_n Q_n. \quad (\text{I.123})$$

На рис. 1.14 показана диаграмма состояния двухкомпонентной системы. Здесь AD — линия парциальных давлений низкокипя-

щего компонента (ннк), более летучего. В точке A его концентрация и парциальное давление равны нулю, жидкость состоит из одного высококипящего компонента (вкк). Линия BC — линия парциальных давлений высококипящего компонента.

Для углеводородных смесей линии AD и BC можно считать прямыми. Линия CD — линия общего давления или упругости паров жидкой смеси, зависящая от состава смеси (в данном случае температура смеси неизменна).

Возьмем смесь с концентрацией низкокипящего компонента x (точка E). Парциальное давление низкокипящего компонента будет измеряться отрезком EG , а высококипящего — отрезком EF . Эти отрезки соответственно равны FH и HG , а $EG + EF = EH$.

§ 11. ОПРЕДЕЛЕНИЕ СОСТАВОВ ФАЗ РАВНОВЕСНЫХ ДВУХФАЗНЫХ МНОГОКОМПОНЕНТНЫХ СИСТЕМ

Процессы добычи, транспорта и переработки газа и нефти характеризуются фазовыми переходами, образованием жидкой фазы из парообразной, парообразной из жидкой, сосуществованием термодинамически равновесных или неравновесных паровой, жидкой и часто твердой фаз. При снижении давления в пласте и на забое нефтяной скважины ниже давления начала разгазирования при пластовой температуре образуется паровая фаза. Фазовые превращения в пласте происходят при разработке газоконденсатных залежей, при движении нефти и газоконденсатных смесей в скважинах, при отделении нефти и конденсата от их паров в сепараторах, при хранении нефти и конденсата в резервуарах, в процессе образования и разложения нефтяных и газовых месторождений, кристаллогидратов углеводородных газов.

Сжатие и охлаждение углеводородных газов при компрессионных методах переработки газа и его транспорте сопровождаются фазовыми переходами. Фазовые переходы имеют место при выветривании сырого бензина или конденсата в емкостях.

При движении газоконденсатной смеси в пласте и промышленных сооружениях, когда скорость установления термодинамического равновесия между фазами смеси значительно превышает скорость изменения давления или температуры, паровая и жидкая фазы находятся в термодинамическом равновесии.

Если многокомпонентная многофазная неоднородная по форме, структуре и размерам молекул система, помещенная в замкнутое пространство, находится в термическом (без изменения температуры) и механическом (без изменения давления) равновесии, то в этой системе все же возможен переход вещества из одной фазы в другую. Изменение числа молей n_i любого компонента i в какой-либо однородной фазе j всей системы вызывает изменение изобарно-изотермического потенциала этой фазы

$$C_j = U_j - TS_j + pV_j, \quad (\text{I.124})$$

где U_j , S_j и V_j — внутренняя энергия, энтропия и объем однородной фазы соответственно.

Гиббс показал, что термодинамическое равновесие между фазами неоднородной системы наступает в том случае, когда изобарно-изотермический потенциал системы достигает своего минимального значения:

$$dG = 0, \quad (I.125)$$

где

$$G = \Sigma G_f. \quad (I.126)$$

Таким образом, в условиях термодинамического равновесия происходит равновесный массообмен компонентов между фазами, т. е. количество каждого компонента, перешедшего из первой фазы во вторую за данный промежуток времени, равно количеству, перешедшему из второй фазы в первую за тот же промежуток времени.

В замкнутом объеме при термодинамическом равновесии масса или число молей каждого компонента в системе остаются неизменными.

Производная $(\partial G_f / \partial n_i)_{S, V, n_k}$, т. е. приращение изобарно-изотермического потенциала данной фазы системы при увеличении данного вещества на единицу при постоянных энтропии, объеме и числе молей остальных компонентов n_k , получила название «химический потенциал». Химическим потенциалом вещества φ называется удельный (в расчете на единицу массы) изобарно-изотермический потенциал

$$\varphi = i - TS, \quad (I.127)$$

где i и S — удельные (в расчете на единицу массы) энтальпия и энтропия соответственно.

Химический потенциал можно выразить через различные термодинамические функции, например

$$(\partial \varphi_i / \partial p)_{T, n_k} = (\partial V / \partial n_i)_{T, p, n_k (k \neq i)}. \quad (I.128)$$

Для однокомпонентного чистого вещества производная химического потенциала по давлению равна молярному объему этого вещества:

$$(\partial \varphi_i / \partial p)_T = V_{m i o}. \quad (I.129)$$

Удельный массовый изобарно-изотермический (химический) потенциал φ обладает замечательным свойством — он позволяет рассчитать изменение характеристической функции любой системы при изменении количества вещества в системе.

При термодинамическом равновесии давления, температуры и химические потенциалы каждого компонента во всех фазах равны:

$$\begin{aligned} p_1 = p_2 = \dots = p_n; \\ T_1 = T_2 = \dots = T_n; \\ \varphi_1 = \varphi_2 = \dots = \varphi_n. \end{aligned} \quad (I.130)$$

При невысоких давлениях и температурах справедливо уравнение Дальтона—Рауля о равенстве парциальных давлений компонентов в паровой и жидкой фазах:

$$y_i p = x_i Q_i, \quad (I.131)$$

где y_i , x_i — молярные концентрации i -го компонента в паровой и жидкой фазах соответственно; p — давление паров смеси; Q_i — упругость насыщенных паров i -го компонента в чистом виде при заданной температуре системы.

Давление паров смеси над жидкостью в условиях термодинамического равновесия складывается из парциальных давлений компонентов, входящих в жидкость:

$$p = \sum_{i=1}^n x_i Q_i. \quad (I.132)$$

Из уравнения равновесия (I.131) следует, что распределение углеводородов между фазами двухфазной равновесной системы протекает в соответствии с упругостью насыщенных паров углеводородов и их молярными концентрациями.

При нарушении равновесия в системе вследствие изменения температуры или давления начинается перераспределение углеводородов между фазами, которое происходит до тех пор, пока парциальные давления каждого компонента в паровой и жидкой фазах не сравняются.

Углеводороды, обладающие при данной температуре упругостью насыщенных паров Q большей, чем общее давление p системы, будут иметь более высокую концентрацию в паровой фазе, чем в жидкой, и, наоборот, углеводороды с давлением насыщенных паров меньшим, чем давление паров смеси, будут иметь более высокую концентрацию в жидкой фазе, чем в паровой. Следовательно, состояние углеводородов, находящихся в смеси, определяется не только давлением и температурой, но еще и составом фаз.

Используя законы Дальтона—Рауля, зная температуру и давление, при которых находится смесь, по концентрации компонента в одной фазе можно найти его концентрацию в другой.

Действительно, пусть задан состав жидкой фазы

$$x_1 + x_2 + \dots + x_n = 1,$$

где x_1, x_2, \dots, x_n — молярные концентрации соответствующих компонентов в жидкой фазе, доли единицы.

Пусть упругости насыщенных паров компонентов при заданной температуре Q_1, Q_2, \dots, Q_n . Давление паров такой смеси по закону Рауля будет

$$p = x_1 Q_1 + x_2 Q_2 + \dots + x_n Q_n,$$

или

$$p = \Sigma x_i Q_i,$$

где $x_1 Q_1, x_2 Q_2, \dots, x_n Q_n$ — парциальные давления компонентов в жидкой фазе.

Определив давление паров жидкой смеси p , концентрацию всех компонентов в равновесной паровой фазе можно найти по уравнению

$$y_i = x_i Q_i / p.$$

Если же известен состав паровой фазы, то состав равновесной жидкой фазы можно также определить, используя уравнение Дальтона—Рауля.

Пусть задан состав паровой фазы смеси

$$y_1 + y_2 + \dots + y_n = 1,$$

где y_1, y_2, \dots, y_n — молярные концентрации углеводородов в паровой фазе, доли единицы.

Определить общее давление в системе, как в предыдущем случае нельзя, так как неизвестен состав жидкой фазы. Давление паров смеси по данным состава паровой фазы можно определить, исходя из следующего.

Для каждого компонента можно написать

$$x_1 = y_1 p / Q_1, \quad x_2 = y_2 p / Q_2, \quad x_n = y_n p / Q_n.$$

Суммируя концентрации компонентов в жидкой фазе, получим

$$x_1 + x_2 + \dots + x_n = 1 = \left(\frac{y_1}{Q_1} + \frac{y_2}{Q_2} + \dots + \frac{y_n}{Q_n} \right) p.$$

Отсюда давление паров смеси, если известен состав паровой фазы, можно определить из соотношения

$$p = 1 / \left(\frac{y_1}{Q_1} + \frac{y_2}{Q_2} + \dots + \frac{y_n}{Q_n} \right) = 1 / \sum \frac{y_i}{Q_i}. \quad (I.133)$$

Определив по этой формуле давление паров смеси p , концентрацию компонентов в жидкой фазе находят из соотношения

$$x_i = y_i p / Q_i.$$

Пример. Найти состав равновесной паровой фазы, если молярный состав жидкой фазы x следующий, доли единицы: C_3H_8 — 0,2; $i-C_4H_{10}$ — 0,3; $n-C_4H_{10}$ — 0,5. Температура смеси 298 К.

Решение. Давление насыщенных паров компонентов при 298 К берем из таблицы или графиков (см. рис. I.1): $Q_3 = 0,92$ МПа, $Q_{4i} = 0,37$ МПа, $Q_{4n} = 0,28$ МПа. Определяем давление паров жидкой смеси (общее давление смеси) по формуле (I.132):

$$p = 0,2 \cdot 0,92 + 0,3 \cdot 0,37 + 0,5 \cdot 0,28 = 0,184 + 0,111 + 0,140 = 0,435 \text{ МПа.}$$

Концентрации компонентов в равновесной паровой фазе

$$y_3 = x_3 Q_3 / p = 0,2 \cdot 0,92 / 0,435 = 0,184 / 0,435 = 0,423;$$

$$y_{4i} = x_{4i} Q_{4i} / p = 0,3 \cdot 0,37 / 0,435 = 0,111 / 0,435 = 0,255;$$

$$y_{4n} = x_{4n} Q_{4n} / p = 0,5 \cdot 0,28 / 0,435 = 0,140 / 0,435 = 0,322;$$

$$\sum y_i = 0,423 + 0,255 + 0,322 = 1.$$

Пример. Найти состав равновесной жидкой фазы, если молярный состав паровой фазы, доли единицы: C_3H_8 — 0,6; $i-C_4H_{10}$ — 0,3; $n-C_4H_{10}$ — 0,1. Температура смеси 298 К.

Решение. Определяем давление паров смеси по формуле (I.133):

$$p = 1 / \left(\frac{0,6}{0,92} + \frac{0,3}{0,37} + \frac{0,1}{0,28} \right) = 0,55 \text{ МПа.}$$

Концентрации компонентов в равновесной жидкой фазе

$$x_3 = y_3 p / Q_3 = 0,65 \cdot 0,55 = 0,357;$$

$$x_{4i} = y_{4i} p / Q_{4i} = 0,81 \cdot 0,55 = 0,455;$$

$$x_{4n} = y_{4n} p / Q_{4n} = 0,36 \cdot 0,55 = 0,198;$$

$$\sum x_i = 0,357 + 0,455 + 0,198 = 1.$$

Решение двухфазных многокомпонентных систем, при котором определяются только составы паровой и жидкой фаз, не позволяет определить молярные доли паровой и жидкой фаз, рассчитать материальный баланс работы сепараторов, конденсаторов, испарителей, разделительных колонн, процессов сжатия и охлаждения углеводородных газов.

§ 12. УРАВНЕНИЯ ФАЗОВЫХ КОНЦЕНТРАЦИЙ

Рассмотрим многокомпонентную смесь заданного состава в молярных долях ($\sum \eta_i = 1$), находящуюся в сосуде в двухфазном состоянии пар—жидкость при условиях термодинамического равновесия.

Масса смеси в сосуде остается постоянной. Давление смеси газов в сосуде изменяется только за счет изменения объема этого сосуда. Температура смеси в сосуде поддерживается постоянной.

Процесс изменения соотношения между фазами и переход компонентов смеси из одной фазы в другую при постоянных массе и составе смеси и изотермическом изменении давления называется **к о н т а к т н о й** (однократной) **к о н д е н с а ц и е й** или **к о н т а к т н ы м** (однократным) **и с п а р е н и е м** в зависимости от того, происходит конденсация компонентов из паровой фазы или испарение компонентов жидкой фазы при изменении давления. Общее число молей N исходной смеси, находящейся в данной емкости, равно числу молей паровой N_p и жидкой $N_{ж}$ фаз при давлении p и температуре t , т. е.

$$N = N_p + N_{ж}. \quad (I.134)$$

Число молей i -го компонента распределяется между фазами следующим образом:

$$\eta_i N = y_i N_p + x_i N_{ж}, \quad (I.135)$$

где η_i, y_i, x_i — молярные доли i -го компонента в исходной смеси, паровой и жидкой фазах соответственно.

Разделим левую и правую части равенства (I.135) на N , т. е. напишем уравнение материального баланса распределения компонента в смеси для одного моля смеси в сосуде

$$\eta_i = y_i \frac{N_p}{N} + x_i \frac{N_{ж}}{N} = y_i V + x_i L, \quad (I.136)$$

где $V = N_p / N$ и $L = N_{ж} / N$ — молярные доли соответственно паровой и жидкой фаз в сосуде; $V + L = 1$.

Подставив в уравнение (I.136) $y_i = K_i x_i$ и $L = 1 - V$, получим

$$x_i = \eta_i / [V(K_i - 1) + 1]; \quad (\text{I.137})$$

$$y_i = \eta_i K_i / [V(K_i - 1) + 1]. \quad (\text{I.138})$$

Замыкающие соотношения для составов смеси, паровой и жидкой фаз имеют вид

$$\sum \eta_i = 1, \quad \sum y_i = 1, \quad \sum x_i = 1. \quad (\text{I.139})$$

Равенство (I.137) с учетом (I.139) принимает вид

$$\eta_1 / [V(K_1 - 1) + 1] + \eta_2 / [V(K_2 - 1) + 1] + \dots + \eta_n / [V(K_n - 1) + 1]. \quad (\text{I.140})$$

Решение уравнения (I.140) методом последовательных приближений (итераций) позволяет найти такое значение V , при котором сумма дробей в левой части равенства равна единице. Для нахождения искомого значения V можно использовать методы Ньютона, хорд или деления отрезка пополам.

Уравнения (I.137) и (I.138) называются уравнениями фазовых концентраций компонентов смеси. Они позволяют определять концентрацию компонентов в фазах при определенных и заданных давлении, температуре, исходном составе смеси и константах фазовых равновесий.

Эти уравнения — фундаментальные уравнения прикладной термодинамики фазовых равновесий многокомпонентных смесей. Они лежат в основе расчета парожидкостного равновесия природных нефтяных и газоконденсатных смесей и аналитических методов их исследования.

Исследуем уравнение фазовых концентраций. Для этого построим зависимость $\sum x_i$ от молярной доли жидкой фазы L (рис. I.15). Из рис. I.15 следует, что если при $L = 0$ $\sum x_i = \eta_1/K_1 + \eta_2/K_2 + \dots + \eta_n/K_n < 1$, то жидкая фаза в смеси отсутствует, смесь находится в однофазном газообразном состоянии (кривые 1 и 2).

В случае, если $\sum x_i > 1$ при $L = 0$, жидкая фаза имеется (кривая 3, $L = L_3$). Когда $\sum x_i = 1$ при $L = 1$, вся смесь находится в однофазном жидком состоянии.

Уравнение $\sum x_i = \sum (\eta_i K_i) = 1$ ($L = 0$) определяет кривую начала образования жидкой фазы или кривую точек росы.

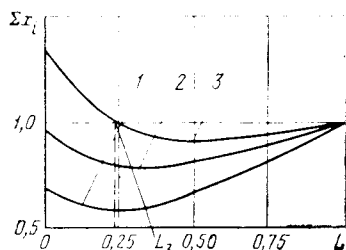


Рис. I.15. Зависимость $\sum x_i$ от молярной доли жидкой фазы L

Уравнение $\sum y_i = \sum \eta_i K_i = 1$ ($V = 0$) определяет кривую начала образования паровой фазы из жидкой или кривую точек кипения.

§ 13. ОПРЕДЕЛЕНИЕ КОНСТАНТ ФАЗОВОГО РАВНОВЕСИЯ ПО ДАВЛЕНИЮ СХОЖДЕНИЯ

Метод определения констант фазового равновесия по давлению схождения — один из наиболее известных методов, получивших широкое распространение в инженерной практике как за рубежом, так и в нашей стране. Несмотря на то что этот метод эмпирический, его использование во многих случаях дает хорошие результаты.

Он основан на хорошо известном факте схождения констант равновесия компонентов легких парафиновых бинарных углеводородных смесей к единице при критическом давлении и данной температуре смеси. Константы равновесия компонентов в многокомпонентных смесях сходятся к единице только при критическом давлении и критической температуре смеси. При температуре смеси, отличной от критической, давление, при котором константы равновесия сходятся к единице, называется кажущимся давлением схождения. Константы равновесия имеют действительные физические значения лишь до давления перехода из двухфазного состояния в однофазное.

В основе метода определения констант равновесия по давлению схождения лежит экспериментально проверенное Хенсоном и Брауном в 1945 г. предположение о том, что константы равновесия компонентов, входящих в состав различных смесей, равны, если равны давления, температуры и давления схождения этих смесей.

Таким образом, константа равновесия компонента — функция давления, температуры и давления схождения, определяющего влияние составов паровой и жидкой фаз системы на константы равновесия компонентов. Несмотря на то что давление схождения есть функция компонентного состава обеих равновесных фаз, на практике принимают, что оно определяется или составом исходной смеси, или составом жидкой фазы при данном давлении.

В случае, если известна молекулярная масса M_{C_7+} и плотность остатка ρ_{C_7+} , давление схождения (в МПа) приближенно можно рассчитать по следующим формулам:

$$\text{при } 120 \leq M_{C_7+} \leq 200$$

$$p_{cx} = 1,02 (90 - 18,1 \cdot 10^{-2}t - 0,423 \cdot 10^{-4}t^2) \left(\frac{M_{C_7+} + \rho_{C_7+}}{200} \right); \quad (\text{I.141})$$

$$\text{при } 90 < M_{C_7+} < 120$$

$$p'_{cx} = p_{cx} / [1,2 + 0,399 \cdot 10^{-4} (t - 100)^2]. \quad (\text{I.142})$$

По известному составу жидкой фазы давление схождения можно определить по формуле

$$p_{cx} = 356,06 (a_1 + a_2 \bar{M}_{C_7+}) (a_3 + a_4 \bar{T}), \quad (\text{I.143})$$

где $\bar{M}_{C_2+} = M_{C_2+}/142,93$; $\bar{T} = T/310,66$; $a_1 = 0,122\ 588\ 86$; $a_2 = 1,225\ 988$; $a_3 = -0,125\ 393\ 03$; $a_4 = 1,124\ 230\ 8$; T — в К; M_{C_2+} — средневзвешенная молекулярная масса гипотетического компонента C_2+ . Средняя квадратическая погрешность аппроксимации выражения $p_{cx} = p_{cx}(M_{C_2+}, T)$ составляет 10 %, коэффициент множественной корреляции равен 0,96.

$$M_{C_2+} = \sum_{i=C_2}^n g_i M_i / \sum_{i=C_2}^n g_i; \quad g_i = x_i M_i / \sum_{i=C_2}^n x_i M_i. \quad (I.144)$$

Здесь M_i — молекулярная масса i -го компонента; g_i — массовая доля i -го компонента в псевдокомпоненте C_2+ .

Рассчитав каким-либо способом давление схождения смеси и задавшись значениями давления и температуры, константы фазового равновесия углеводородов и азота находят или по атласу констант Американской ассоциации газобензинового производства NGAA, или по таблицам констант равновесия СевкавНИИГаза.

При проведении расчетов на ЭВМ удобнее и компактнее аналитическая форма представления констант фазового равновесия. Г. Р. Гуревич и Г. С. Степанова зависимости констант равновесия $K_i(p, T, p_{cx})$ парафиновых углеводородов от метана до н-ундекана и азота аппроксимировали алгебраическими полиномами третьей степени.

Константы равновесия углекислого газа и сероводорода можно определить следующим образом:

$$K_{CO_2} = (K_{CH_4} K_{C_2H_6})^{1/2}, \quad (I.145)$$

где K_{CH_4} , $K_{C_2H_6}$ определяются по атласу констант, таблицам или полиному;

$$K_{H_2S} = 13,431\ 086 (a_1 + a_2 \bar{K}_{C_2H_6}) (a_3 + a_4 \bar{K}_{C_3H_8}), \quad (I.146)$$

$$\bar{K}_{C_2H_6} = K_{C_2H_6}/16,2588; \quad \bar{K}_{C_3H_8} = K_{C_3H_8}/8,665\ 76;$$

$$a_1 = 0,001\ 676\ 688\ 5; \quad a_2 = 0,988\ 233\ 11; \quad a_3 = 1,033\ 117\ 4; \quad a_4 = -0,000\ 897\ 7.$$

Константу равновесия остатка K_{C_7+} или K_{C_5+} можно определить по формуле, зная молекулярную массу M_{C_7+} или M_{C_5+} и его относительную плотность ρ_{C_7+} или ρ_{C_5+} (по воде):

$$K_{C_n+} = K_{C_n} \left(\frac{K_{C_{n+2}}}{K_{C_n}} \right)^m, \quad (I.147)$$

где

$$m = \left(\frac{M_{C_{n+}} - M_{C_n}}{50 \rho_{C_{n+}}} \right)^{1/4} \left(1 - \frac{p}{p_{cx}} \right)^{1/4}. \quad (I.148)$$

Здесь $n \geq 5$.

§ 14. ОПРЕДЕЛЕНИЕ КОНСТАНТ ФАЗОВЫХ РАВНОВЕСИЙ КОМПОНЕНТОВ С ИСПОЛЬЗОВАНИЕМ УРАВНЕНИЯ СОСТОЯНИЯ

Константой фазового равновесия, или коэффициентом распределения i -го компонента в паровую и жидкую фазы K_i , называется отношение молярной доли i -го компонента в паровой фазе y_i к молярной доле его в жидкой фазе x_i .

$$K_i = y_i/x_i. \quad (I.149)$$

Термин «коэффициент распределения» не получил широкого распространения в литературе по расчету фазового равновесия многокомпонентных смесей. Более распространен термин «константа фазового равновесия». Его нельзя признать точным, поскольку отношение y_i/x_i действительно постоянно при фиксированных давлении и температуре лишь для идеальных растворов, т. е. когда это отношение не зависит от состава сосуществующих фаз. В этом случае константы фазового равновесия называются идеальными константами.

Константа фазового равновесия определяется экспериментальным и расчетным методами. Экспериментальный метод заключается в следующем. В сосуд высокого давления установки помещается исходная газоконденсатная смесь. В сосуде создаются определенные давления и температура и условия термодинамического равновесия фаз. При постоянных давлении и температуре в сосуде в специальные пробоотборники отбираются пробы паровой и жидкой фаз.

На хроматографе или другом приборе определяют молярные составы паровой и жидкой фаз (в %), делят молярные доли компонентов в паровой фазе на молярные доли этих же компонентов в жидкой фазе и получают таким образом константы фазовых равновесий компонентов при заданных давлении и температуре. Затем изменяют давление и температуру, получают константы фазового равновесия для других давлений и температур. На рис. 1.16 приведены экспериментальные констан-

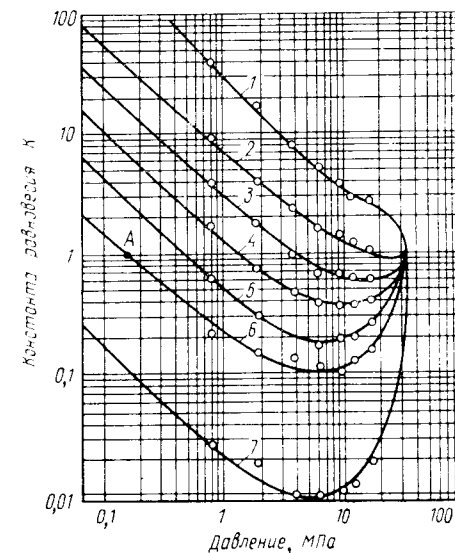


Рис. 1.16. Константы равновесия углеводородов, входящих в состав нефтей с малой усадкой при $t = 93,3$ °С.

1 — метан; 2 — этан; 3 — пропан; 4 — бутаны; 5 — пентаны; 6 — гексаны; 7 — остаток C_7+ (пентаны + вышкияцие)

ты фазового равновесия углеводородов, входящих в состав нефтей с малой усадкой.

Из рис. 1.16 видно, что каждый компонент имеет два значения давления, при которых константы равновесия равны единице: при давлении насыщенных паров компонентов ($Q = p$, точка A) и в точке их схождения к единице справа. Давление в этой точке называется давлением схождения. Если опыт проводили при критической температуре смеси, то давление схождения совпадает с критическим. При других температурах схождение будет лишь кажущимся. По данным Катца, кажущееся давление схождения, при котором константы равновесия всех компонентов многих нефтей становятся одинаковыми и равными единице, составляет 35—34,5 МПа.

При низких давлениях и температурах константы равновесия углеводородов мало зависят от состава смеси. Константы равновесия в критической области (т. е. при высоких давлениях) можно найти экстраполяцией их действительных значений при малых давлениях, если известно давление схождения, которое в значительной степени определяется составом смеси.

Константу фазового равновесия метана при $-243 \leq T \leq 533$ °С приближенно можно рассчитать по формуле

$$K_{CH_4} = \frac{30,8}{p_{сх}} \left\{ 1 - \frac{(126,6 - t)}{316,5} \left[1 - \frac{(p - 7)^2}{(p_{сх} - 7)^2} \right] \right\} \left(\frac{p_{сх}}{p} - 1 \right)^{0,9} + 1, \quad (1.150)$$

где p , $p_{сх}$ — в МПа.

Экспериментальное определение констант равновесия — сложный, требующий больших затрат времени метод. Полученные значения констант равновесия можно использовать в расчетах парожидкостного равновесия лишь системы, использованной в экспериментах. При проведении исследований в бомбе высокого давления без пористой среды мы не учитываем влияния на константу равновесия поверхностных сил пористой среды, капиллярных сил, образования твердой фазы из раствора.

Константы равновесия, определенные экспериментально, нельзя использовать для другого состава исходной смеси. Следовательно, при эксплуатации газоконденсатных или нефтяных месторождений, когда состав продукции скважин изменяется непрерывно, необходимо было бы эксперименты для определения констант равновесия проводить также непрерывно, что практически невозможно.

Расчетный метод состоит в использовании уравнений состояния реальных газов для определения летучести компонентов смеси в паровой и жидкой фазах и в нахождении константы равновесия как отношения летучести компонента в паровой фазе к его летучести в жидкой фазе. Понятие летучести в практику расчетов парожидкостного равновесия было введено Льюисом. Он предложил сохранить форму уравнения для химического потенциала i -го компонента смеси идеальных газов

$$\varphi_i(p, T) = \varphi_{i,ид}(T) + RT \ln p_i, \quad (1.151)$$

но использовать его для вычисления химического потенциала реальных газов, заменив безразмерное давление p_i на некоторую, зависящую от давления функцию f_i , называемую им летучестью:

$$\varphi_i(p, T) = \varphi_{i,ид}(T) + RT \ln f_i. \quad (1.152)$$

С физической точки зрения летучесть есть «исправленная» упругость насыщенных паров компонентов идеальных растворов или «исправленное» парциальное давление компонентов идеальных газовых смесей.

Летучесть f представляет собой «исправленное» давление, после подстановки которого в уравнения идеальных газов или растворов они становятся пригодными для описания свойств реальных газов или растворов.

В этом случае летучесть при различных давлениях и температурах надо определять экспериментально для каждого реального газа.

Для идеального однокомпонентного газа летучесть f равна давлению p , для смеси идеальных газов — парциальному давлению компонента, т. е. $f_i = y_i p$.

Коэффициент сжимаемости z и летучесть f связаны соотношением

$$\ln \frac{f}{p} = \int_0^p \frac{z-1}{p} dp; \quad (1.153)$$

или, приближенно, летучесть f равна произведению коэффициента сжимаемости z на давление паров смеси p , т. е.

$$f \approx zp. \quad (1.154)$$

При термодинамическом равновесии паровой и жидкой фаз имеет место равенство давлений, температур и химических потенциалов компонентов в фазах.

При равенстве фазовых давлений и температур химические потенциалы компонентов равны летучестям компонентов смеси в фазах.

Летучесть i -го компонента в равновесных паровой и жидкой фазах многокомпонентной смеси определяется уравнениями (1.155) и (1.156):

$$\ln \frac{f_{i,г}}{y_i p} = \frac{1}{RT} \int_p^p \left(V_{i,г} - \frac{RT}{p} \right) dp; \quad (1.155)$$

$$\ln \frac{f_{i,ж}}{x_i f_{i,ж0}} = \frac{1}{RT} \int_p^p (V_{i,ж} - V_{i,ж0}) dp, \quad (1.156)$$

где $f_{i,г}$, $f_{i,ж}$ — летучести компонентов в паровой и жидкой фазах соответственно; p — давление смеси газов; $f_{i,ж0}$ — летучесть чистого компонента при температуре смеси; $V_{i,г}$, $V_{i,ж}$ — молярные объемы i -го компонента соответственно в паровой и жидкой фазах; $V_{i,ж0}$ — молярный объем i -го компонента в чистом виде при p и T .

Отношение $f_{iг}$ и $y_i p$ в термодинамике фазовых превращений получило название коэффициента летучести Ψ_i , а отношение $f_{iж}$ и $x_i f_{iж0}$ — коэффициента активности γ_i .

$$\Psi_i = f_{iг} / y_i p; \quad \gamma_i = f_{iж} / x_i f_{iж0}. \quad (I.157)$$

При термодинамическом равновесии между фазами $f_{iг} = f_{iж}$

$$K_i = y_i x_i = \gamma_i f_{iж0} (\Psi_i p). \quad (I.158)$$

Константу равновесия можно также определить из уравнения

$$K_i = \frac{f_{iж} / x_i}{f_{iг} y_i} = \frac{f_{iж} / x_i p}{f_{iг} y_i p} = \frac{\Psi_{iж}}{\Psi_{iг}}. \quad (I.159)$$

Отношение $f_{iж} / x_i p$ тоже называется коэффициентом летучести компонента i в жидкой фазе. Подставляя уравнение состояния Редлиха—Квонга (I.51) в (I.155), получим расчетное уравнение для определения коэффициента летучести компонентов в газовой смеси

$$\ln \frac{f_{iг}}{y_i p} = \ln \Psi_i = (z_{см} - 1) \left(\frac{b_i}{b_{см}} \right) - \ln (z_{см} - b_{см} p) - \\ - \frac{a_{см}^2}{b_{см}^2} \left[\frac{2a_i}{a_{см}} - \frac{b_i}{b_{см}} \right] \ln \left(1 - \frac{b_{см} p}{z_{см}} \right), \quad (I.160)$$

где $z_{см}$ — коэффициент сжимаемости смеси, определяемый из кубического уравнения

$$z_{см}^3 - z_{см}^2 + z_{см} (a^2 - b^2 p - b) p - a^2 b p^2 = 0; \quad (I.161)$$

$$a^2 = 0,4278 T_{кр. см}^{2,5} / p_{кр. см} T^{2,5}; \quad (I.162)$$

$$b = 0,0867 T_{кр. см} / p_{кр. см} T; \quad (I.163)$$

$$a_i^2 = 0,4278 T_{кр. i}^{2,5} / p_{кр. i} T^{2,5}; \quad (I.164)$$

$$b_i = 0,0867 T_{кр. i} / p_{кр. i} T; \quad (I.165)$$

$$a_{см} = \sum y_i a_i; \quad b_{см} = \sum y_i b_i. \quad (I.166)$$

Зная состав равновесной жидкой фазы $\sum x_i = 1$, можно определить новые значения $a_{см}$ и $b_{см}$ по формулам

$$a_{см} = \sum x_i a_i; \quad b_{см} = \sum x_i b_i, \quad (I.167)$$

а также коэффициент сжимаемости $z_{см}$ жидкой фазы и, наконец, коэффициенты летучести компонентов жидкой фазы.

Практика расчетов показала, что коэффициенты летучести компонентов паровой фазы по уравнению состояния Редлиха—Квонга в формуле (I.161) определяются правильно, в то время как коэффициенты летучести компонентов жидкой фазы определяются с большими погрешностями. Поэтому коэффициенты летучести компонентов жидкой фазы рассчитываются другими методами.

Коэффициенты летучести компонентов в паровой и жидкой фазах довольно точно рассчитываются по уравнению состояния Пенга—Робинсона.

Пример. Определить коэффициент летучести метана в паровой фазе газоконденсатной смеси по уравнению состояния Редлиха—Квонга при исходных данных, приведенных в табл. I.5, если $p = 13,6$ МПа, $T = 310,9$ К; $z_{см} = 0,754$.

Решение. Определим коэффициенты a_i и b_i для компонентов смеси по формулам (I.164) и (I.165).

Далее определим коэффициенты $a_{см} = \sum y_i a_i$, $b_{см} = \sum y_i b_i$ и коэффициент летучести по формуле (I.160).

Вычисленные значения a_i , b_i для компонентов и $a_{см}$, $b_{см}$ и $a_{см}^2$ для смеси:

$$\begin{aligned} a_1 &= 5,76 \cdot 10^{-2}; & a_2 &= 9,21 \cdot 10^{-2}; & a_3 &= 12,5 \cdot 10^{-2}; \\ a_{4г} &= 15,4 \cdot 10^{-2}; & a_{4л} &= 15,8 \cdot 10^{-2}; & a_{5г} &= 18,4 \cdot 10^{-2}; \\ a_{5л} &= 19 \cdot 10^{-2}; & a_6 &= 22,1 \cdot 10^{-2}; & a_{CO_2} &= 7,46 \cdot 10^{-2}; \\ b_1 &= 11,6 \cdot 10^{-4}; & b_2 &= 20,25 \cdot 10^{-4}; & b_3 &= 24,5 \cdot 10^{-4}; \\ b_{4г} &= 31,6 \cdot 10^{-4}; & b_{4л} &= 31,6 \cdot 10^{-4}; & b_{5г} &= 37,9 \cdot 10^{-4}; \\ b_{5л} &= 39,3 \cdot 10^{-4}; & b_6 &= 47,3 \cdot 10^{-4}; & b_{CO_2} &= 11,63 \cdot 10^{-4}; \\ a_{см} &= 6,7252 \cdot 10^{-2} (10 \text{ МПа})^{0,5}; & a_{см}^2 &= 45,2 \cdot 10^{-4} (10 \text{ МПа}); \end{aligned}$$

$$b_{см} = 1,3668 \cdot 10^{-3} \frac{1}{0,1} \text{ МПа};$$

$$\ln \Psi_{CH_4} = (0,754 - 1) \frac{1,16 \cdot 10^{-3}}{1,3668 \cdot 10^{-3}} - \ln (0,754 - 1,3668 \cdot 10^{-3} \cdot 136) - \\ - \left(\frac{45,2 \cdot 10^{-4}}{1,3668 \cdot 10^{-3}} \right) \left(\frac{2 \cdot 5,76 \cdot 10^{-2}}{6,7252 \cdot 10^{-2}} - \frac{1,16 \cdot 10^{-3}}{1,3668 \cdot 10^{-3}} \right) \times \\ \times \ln \left(1 + \frac{1,3668 \cdot 10^{-3} \cdot 136}{0,754} \right) = -0,281; \\ \Psi_{CH_4} = 0,757.$$

§ 15. АНАЛИТИЧЕСКИЙ РАСЧЕТ МЕЖФАЗНОГО НАТЯЖЕНИЯ ПО СОСТАВАМ ЖИДКОЙ И ПАРОВОЙ ФАЗ

Расчет поверхностного натяжения (в Н/м) на границе раздела жидкой и паровой фаз чистых веществ можно провести по формуле Маклеода—Сагдена

$$\sigma = [P (\rho_{ж} - \rho_{п})]^4 10^{-3}, \quad (I.168)$$

где P — константа, названная Сагденом парахором; $\rho_{ж}$, $\rho_{п}$ — молярные концентрации соответственно жидкой и паровой фаз, моль/см³.

Парахором (при малых плотностях паровой фазы $\rho_{ж} \gg \rho_{п}$) называется относительный объем двух жидкостей с равным поверхностным натяжением. Он является аддитивной функцией атомов и групп в молекуле, практически независим от температуры.

Парахор индивидуальных компонентов гомологического ряда метана можно вычислить по значениям их молекулярной массы по формулам

$$P_i = 30 + 2,82 M_i \quad (I.169) \\ (16 \leq M_i \leq 114 \quad (C_8 H_{18}));$$

$$P_i = 189 + 1,43M_i \quad (I.170)$$

$$(114 < M_i < 170 \quad (C_{12}H_{26})).$$

Парафор жидкой или паровой смеси можно определить по их составам:

$$P_{ж.см} = \sum x_i P_i \quad \text{или} \quad P_{п.см} = \sum y_i P_i \quad (I.171)$$

Поверхностное натяжение (в Н/м) на границе раздела смесей можно определить по формуле

$$\sigma_{см} = \left\{ \sum_{i=1}^n [P_i (x_i \rho_{ж} - y_i \rho_{п})] \right\}^4 10^{-3}, \quad (I.172)$$

где x_i , y_i — молярные доли компонентов в жидкой и паровой фазах соответственно; $\rho_{ж}$, $\rho_{п}$ — плотности соответственно жидкой и паровой фаз, моль/см³.

Поверхностное натяжение зависит от температуры и давления: чем выше температура (или давление), тем ниже коэффициент межфазного натяжения. При критических давлении и температуре он становится равным нулю.

Пример. Определить межфазное натяжение при следующих исходных данных: $p = 4,3$ МПа; $T = 277,6$ К; $\rho_{ж} = 0,6894$ г/см³; $\rho_{п} = 0,0356$ г/см³; $M_{ж} = 94,63$; $M_{п} = 17,525$; $\rho_{ж} = \rho_{ж}^0 / M_{ж} = 0,00729$ моль/см³; $\rho_{п} = 0,00203$ моль/см³.

Составы жидкой и паровой фаз, парафоры и результаты вычислений приведены в табл. I.9.

Таблица I.9 Результаты вычислений межфазного натяжения

| Компонент | P_i | x_i | $x_i \rho_{ж} 10^3$ | y_i | $y_i \rho_{п} 10^3$ | $(x_i \rho_{ж} - y_i \rho_{п}) 10^3$ | $P_i (x_i \rho_{ж} - y_i \rho_{п})$ |
|------------------|-------|------------------|---------------------|-------------------|---------------------|--------------------------------------|-------------------------------------|
| C ₁ | 77 | 0,184 | 1,340 | 0,9604 | 1,940 | -0,600 | -0,0462 |
| C ₂ | 108 | 0,041 | 0,298 | 0,0303 | 0,062 | 0,236 | 0,0254 |
| C ₃ | 150 | 0,026 | 0,190 | 0,0055 | 0,011 | 0,179 | 0,0254 |
| i-C ₄ | 181,5 | 0,014 | 0,104 | 0,0012 | 0,002 | 0,102 | 0,0185 |
| n-C ₄ | 189,9 | 0,021 | 0,151 | 0,0011 | 0,002 | 0,149 | 0,0283 |
| i-C ₅ | 225 | 0,023 | 0,170 | 0,0005 | 0,001 | 0,169 | 0,0380 |
| n-C ₅ | 231,5 | 0,019 | 0,144 | 0,0004 | 0,001 | 0,143 | 0,0331 |
| C ₆ | 271 | 0,063 | 0,452 | 0,0003 | 0,001 | 0,451 | 0,1224 |
| C ₇ | 312,5 | 0,098 | 0,714 | 0,0002 | 0 | 0,714 | 0,2231 |
| C ₈ | 351,5 | 0,145 | 1,037 | 0,0001 | | 1,057 | 0,3715 |
| C ₉ | 370 | 0,146 | 1,069 | | | 1,069 | 0,3955 |
| C ₁₀ | 390 | 0,116 | 0,843 | | | 0,843 | 0,3287 |
| C ₁₁ | 410 | 0,060 | 0,437 | | | 0,437 | 0,1792 |
| C ₁₂ | 430 | 0,044 | 0,320 | | | 0,320 | 0,1376 |
| | | $\Sigma = 1,000$ | | $\Sigma = 1,0000$ | | | $\Sigma = 1,8819$ |

В результате $\sigma = (1,8819)^4 10^{-3} = 12,5 \cdot 10^{-3}$ Н/м.

§ 16. ОСОБЕННОСТИ КОНСТРУКЦИЙ ГАЗОВЫХ СКВАЖИН

Газовые и газоконденсатные месторождения залегают в земной коре на различных глубинах: от 250 до 10 000 м и более. Для извлечения углеводородных компонентов пластового флюида на поверхность земли бурятся газовые и газоконденсатные скважины. Газовые скважины используются для: 1) движения газа из пласта в поверхностные установки промысла; 2) защиты вскрытых горных пород разреза от обвалов; 3) разобщения газоносных, нефтеносных и водоносных пластов друг от друга; 4) предотвращения подземных потерь газа.

Газовые скважины эксплуатируются в течение длительного времени в сложных, резко изменяющихся условиях. Действительно, давление газа в скважинах доходит от 100 МПа, температура газа достигает 523 К, горное давление за колоннами на глубине 10 000 м превышает 250 МПа. В процессе освоения, исследований, капитального ремонта и во время эксплуатации скважин резко изменяются давление, температура, состав газа, движущегося в скважине.

Скважины — дорогостоящие капитальные сооружения. В общих капитальных вложениях в добычу газа удельный вес капитальных вложений в строительство скважин может составлять 60—80 % в зависимости от глубины залегания месторождения, геологических условий бурения скважин, географических условий расположения месторождений.

Долговечность работы и стоимость строительства скважин во многом определяются их конструкциями.

Конструкцией скважины называют сочетание нескольких колонн обсадных труб различной длины и диаметра, спускаемых концентрично одна внутри другой в скважину. Колонны обсадных труб скрепляются с породами геологического разреза цементным камнем, поднимаемым за трубами на определенную высоту.

Конструкция добывающих газовых скважин зависит от многих факторов, в частности от пластового давления и отношения его к гидростатическому, геологических условий бурения, геолого-физических параметров пласта, физических свойств пластового флюида, разности давлений между пластами, технологических условий эксплуатации скважин, режима эксплуатации пласта, экономических соображений.

На рис. II.1. приведены конструкции газовых и газоконденсатных скважин.

Физические свойства газа — плотность и вязкость, их изменение в зависимости от давления и температуры существенно отличается от изменения плотности и вязкости нефти и воды. Во многих случаях плотность газа значительно меньше плотности нефти

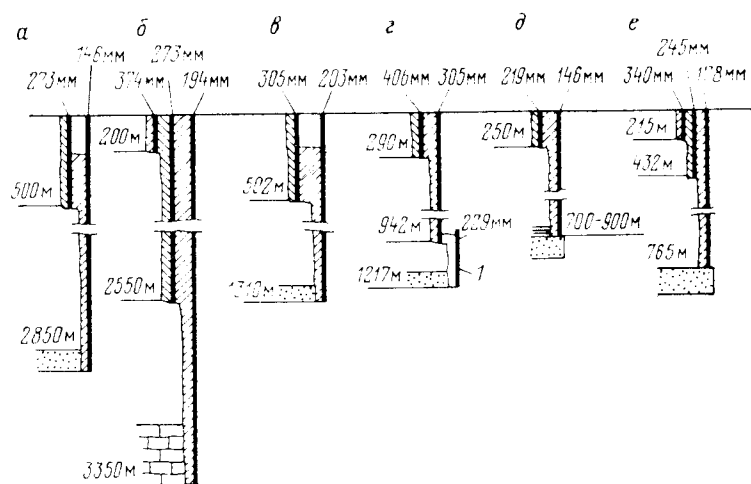


Рис. 11.1. Конструкции скважин на газовых, газоконденсатных месторождениях и подземных хранилищах газа:

a — Майкопское газоконденсатное месторождение (скв. 37), 146-мм обсадная колонна (сварная); *б* — Вуктыльское газоконденсатное месторождение; *в* — Уренгойское газоконденсатное месторождение (высокодебитная скв. 22); *г* — Медвежье газовое месторождение (высокодебитная скв. 18), 1 — хвостовик; *д* — ПХГ 1; *е* — ПХГ 2

и воды, а коэффициент динамической вязкости газа в 50—100 раз меньше, чем у воды и нефти.

Различие плотностей газа и жидкостей вызывает необходимость спуска кондуктора в газовых скважинах на большую глубину, чем в нефтяных, для предотвращения разрыва газом горных пород, загрязнения водоносных горизонтов питьевой воды, выхода газа на дневную поверхность.

Глубину спуска кондуктора в газовых скважинах h (в м) можно определить подбором из равенства

$$h = L - RT \ln \frac{p_n}{\rho_{\text{ср}} g h}, \quad (\text{II.1})$$

где L — глубина скважины; R — удельная газовая постоянная; T — средняя температура на длине $(L-h)$; $\rho_{\text{ср}}$ — средняя объемная плотность горных пород разреза на длине h ; p_n — начальное пластовое давление газа; g — ускорение свободного падения, или приближенно по формуле

$$h = \rho_{\text{в}} L / \rho_{\text{ср}} \approx 0,425L, \quad (\text{II.2})$$

где $\rho_{\text{в}}$ — плотность пластовой воды.

Малая вязкость газа вызывает необходимость принимать особые меры по созданию герметичности как обсадных колонн, так и межтрубного пространства газовых скважин.

Герметичность колонн обсадных труб достигается различными способами: применением резьбовых соединений на концах труб и муфтах со специальной трапецидальной формой поперечного

сечения с тефлоновыми уплотнительными кольцами, использованием фторопластовой уплотнительной ленты, герметизирующих уплотнительных составов для муфтовых соединений типа УС-1, ГС-1. Герметичность заколонного пространства скважин обеспечивается применением цемента определенных марок, дающих газонепроницаемый, трещиностойкий цементный камень.

§ 17. ОБОРУДОВАНИЕ УСТЬЯ ГАЗОВОЙ СКВАЖИНЫ

Оборудование устья газовой скважины предназначено для соединения верхних концов обсадных колонн и фонтанных труб, герметизации межтрубного пространства и соединений между деталями оборудования, осуществления мероприятий по контролю и регулированию технологического режима эксплуатации скважин. Оно состоит из трех частей: 1) колонной головки, 2) трубной головки и 3) фонтанной елки.

Колонная головка соединяет верхние концы кондуктора и эксплуатационной колонны, герметизирует межтрубное пространство, служит опорой трубной головки с фонтанной елкой.

На рис. 11.2 изображена колонная головка на штипсах. В нижней части расположен широкоопорный пьедестал 1, накрученный до отказа на наружную резьбу обсадной колонны и закрепленный на бетонном фундаменте анкерными болтами. Сверху к пьедесталу прикреплен при помощи фланцевого соединения опорный пьедестал 2, служащий для подвески эксплуатационной колонны. На конусных внутренних ребрах опорного пьедестала установлены штипсы 3, на которых подвешена и закреплена эксплуатационная колонна. Для герметизации межтрубного пространства в опорном пьедестале над штипсами установлен сальник, состоящий из газонепроницаемого специального уплотнения 6, зажатого между двумя кольцами 4 и 7 нажимной гайкой 8. Подвеска эксплуатационной колонны на штипсах заменяет сложный способ подвески на резьбе.

Трубная головка служит для подвески фонтанных

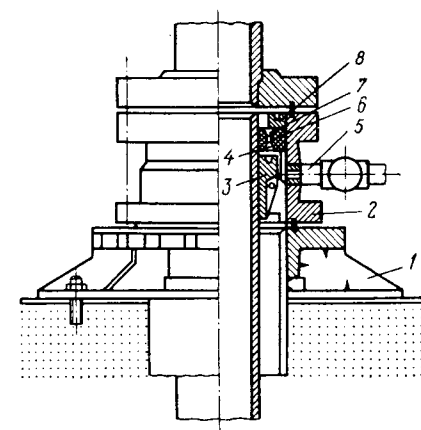


Рис. 11.2. Схема колонной головки газовой скважины со штипсовым креплением обсадных колонн:

1 — широкоопорный пьедестал; 2 — опорный пьедестал для подвески эксплуатационной колонны; 3 — штипсы; 4 и 7 — нижнее и верхнее кольца; 5 — отводной патрубок; 6 — уплотнение; 8 — нажимная гайка

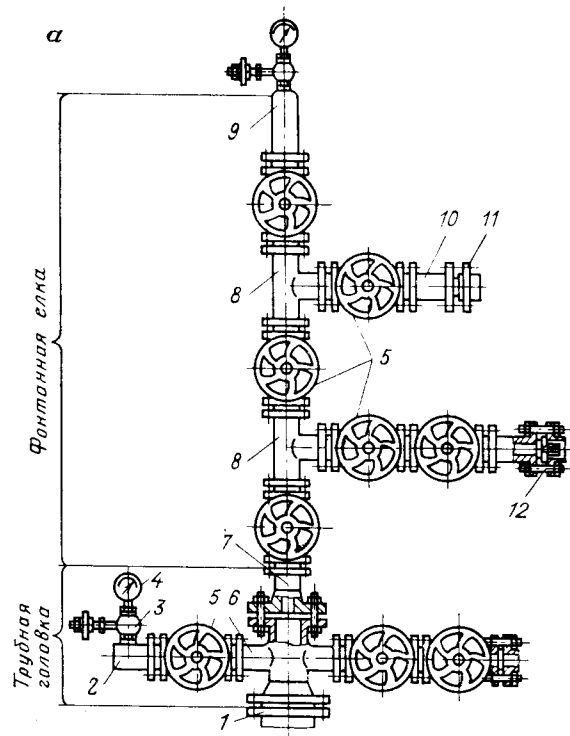


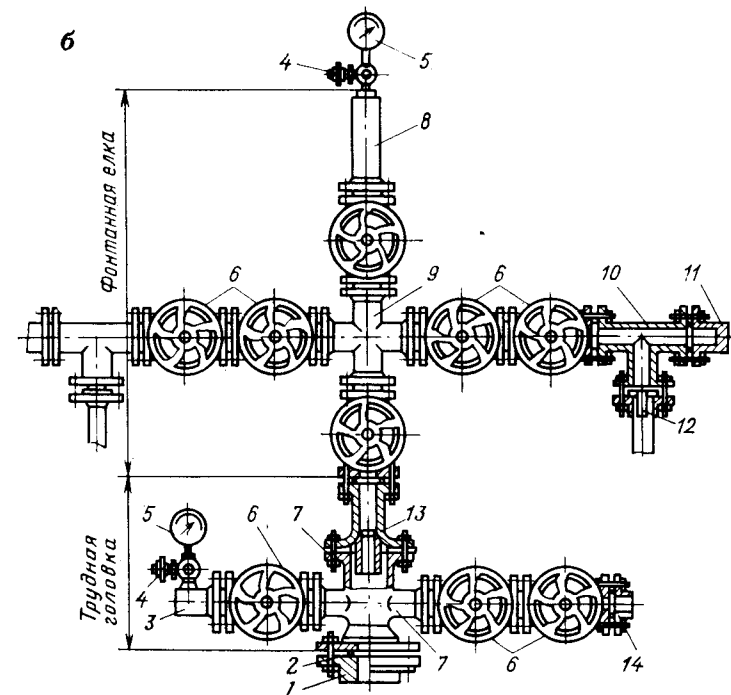
Рис. 11.3. Оборудова

а — тройниковая арматура: 1, 11 — фланцы, 2, 9 — буферы, 3 — вентиль, 4 — манометр, 5 — задвижка, 6 — крестовина, 7, 10 — катушки, 8 — тройник, 12 — штуцер;
 б — крестовиковая арматура: 1 — фланец, 2 — уплотнитель, 3, 8, 11 — буферы, 4 — манометр, 5 — задвижка, 6 — крестовина, 7, 10 — катушки, 8 — тройник, 12 — штуцер, 13 — катушка.

труб и герметизации межтрубного пространства между эксплуатационной колонной и фонтанными трубами. На трубную головку непосредственно устанавливаются фонтанная елка крестовикового или тройникового типа.

Фонтанная елка монтируется выше верхнего фланца трубной головки. Она предназначена для: 1) освоения скважины; 2) закрытия скважины; 3) контроля и регулирования технологического режима работы скважины. Основным элементом фонтанной елки крестовикового типа — крестовина, а тройниковой елки — тройник. На ней монтируются штуцеры, термометры, установки для ввода ингибитора гидратообразования и коррозии, устьевой клапан-отсекатель.

Устьевой клапан-отсекатель (К-301) предназначен для автоматического перекрытия выходной линии от скважины (шлейфа) при аварийном повышении давления до него или понижении давления после него (в шлейфе). Запорный элемент клапана-отсекателя К-301 выполнен в виде заслонки. Она удерживается в горизонтальном положении с помощью штока чувствительного элемента. При уменьшении давления в трубопроводе шток



ние устья скважины:

а — тройниковая арматура: 1, 11 — фланцы, 2, 9 — буферы, 3 — вентиль, 4 — манометр, 5 — задвижка, 6 — крестовина, 7, 10 — катушки, 8 — тройник, 12 — штуцер;
 б — крестовиковая арматура: 1 — фланец, 2 — уплотнитель, 3, 8, 11 — буферы, 4 — манометр, 5 — задвижка, 6 — крестовина, 7, 10 — катушки, 8 — тройник, 12 — штуцер, 13 — катушка, 14 — фланец.

перемещается, освобождает заслонку, которая и перекрывает поток газа. Клапан-отсекатель открывается вручную после выравнивания давлений до и после заслонки.

На рис. 11.3 изображены трубные (а) и крестовиковые (б) елки. Межтрубное пространство уплотняется кольцевыми прокладками. Нижние боковые отводы от трубной головки предназначены для обработки скважины и замера межтрубного давления. Из двух отводов фонтанной елки один рабочий, второй резервный. Фонтанная елка крестовикового типа имеет небольшую высоту, удобна в обслуживании, уравновешена. Применяется в случае, если в потоке газа отсутствуют твердые взвеси, газообразные или жидкие коррозионные агенты, способные вызвать коррозию крестовины и тем самым вывести скважину из эксплуатации.

Фонтанная арматура (елка) тройникового типа имеет два тройника. Верхний — рабочий, нижний — резервный. Нижний используется только во время ремонта или замены верхнего. Фонтанная арматура тройникового типа имеет большую высоту (до 5 м от поверхности земли), неудобна в обслуживании, неуравновешена.

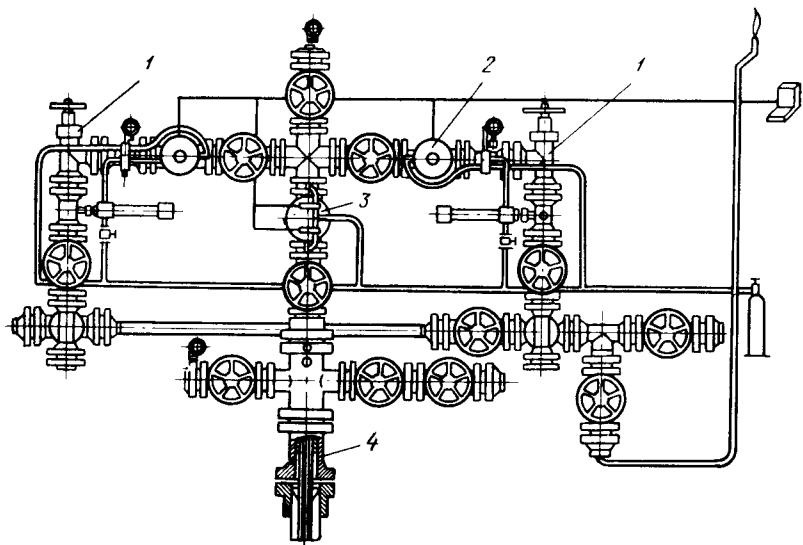


Рис. 11.4. Комплекс устьевого оборудования для высокодебитных скважин: 1 — угловой регулирующий штуцер; 2 — автоматический отсекающий; 3 — стволовая пневматическая задвижка; 4 — трубная головка

Применяется в особо сложных условиях эксплуатации скважины — при наличии твердых взвесей в потоке газа, вызывающих абразивный износ оборудования, газообразных или жидких коррозионных агентов (углекислый газ, сероводород, пропионовая, масляная или другие кислоты жирного ряда), при резких колебаниях давления и температуры. В верхней части фонтанной елки устанавливается буферный патрубок с манометром, показывающим давление на головке скважины (буферное давление).

Фонтанная арматура выпускается на рабочие давления 4; 7,5; 12,5; 20; 30; 35; 70 и 100 МПа. Внутренний диаметр фонтанной арматуры (63 или 100 мм) выбирают в зависимости от дебита скважины и давления газа. Научно-технический прогресс в добыче газа приводит к необходимости увеличения дебита скважины и диаметра эксплуатационной колонны, а следовательно, диаметра фонтанной арматуры.

Предприятия ВПО «Союзнефтемаш» разработали комплекс устьевого оборудования для высокодебитных скважин газовых месторождений Тюмени (рис. 11.4). Он состоит из блочной фонтанной арматуры АФБ6-150/160 × 210ХЛ с дублирующей дистанционно управляемой стволовой задвижкой, автоматическими отсекающими, угловыми регулирующими дросселями на боковых отводах елки; трубной головки, предусматривающей возможность подвески одного ряда насосно-компрессорных труб диаметром 168 мм; манифольда фонтанной арматуры, позволяющего отбирать продукцию по одному из двух или по обоим боковым отводам одновременно

и менять штуцерные насадки без остановки скважины; колонной головки ОКК1-210 для обвязки обсадных колонн диаметрами 219 и 324 мм между собой и герметизации межтрубного пространства при помощи самоуплотняющегося уплотнителя. Диаметр условного прохода ствола 150 мм, боковых отводов трубной головки 65 мм, боковых отводов елки 100 мм, температура окружающей и рабочей среды до 213 и 393 К соответственно, давление 21 МПа.

§ 18. ПОДЗЕМНОЕ ОБОРУДОВАНИЕ СТВОЛА ГАЗОВЫХ СКВАЖИН ПРИ ДОБЫЧЕ ПРИРОДНОГО ГАЗА РАЗЛИЧНОГО СОСТАВА

При эксплуатации скважин большое внимание должно уделяться надежности, долговечности и безопасности работы, предотвращению открытых газовых фонтанов, защите среды обитания. Условиям надежности, долговечности и безопасности работы должны удовлетворять как конструкция газовой скважины, так и оборудование ее ствола и забоя. Подземное оборудование ствола скважины позволяет осуществлять: 1) защиту скважины от открытого фонтанирования; 2) освоение, исследование и остановку скважины без задавки ее жидкостью; 3) воздействие на призабойную зону пласта с целью интенсификации притока газа к скважине; 4) эксплуатацию скважины на установленном технологическом режиме; 5) замену колонны насосно-компрессорных (фонтанных) труб без задавки скважины жидкостью. Схема компоновки подземного оборудования скважины показана на рис. 11.5.

Для надежной эксплуатации газовых скважин используется следующее основное подземное оборудование: разобщитель (пакер); колонна насосно-компрессорных труб (НКТ); ниппель; циркуляционный клапан; ингибиторный клапан; устройство для автоматического закрытия центрального канала скважины, которое включает в себя забойный клапан-отсекатель, уравнильный кла-

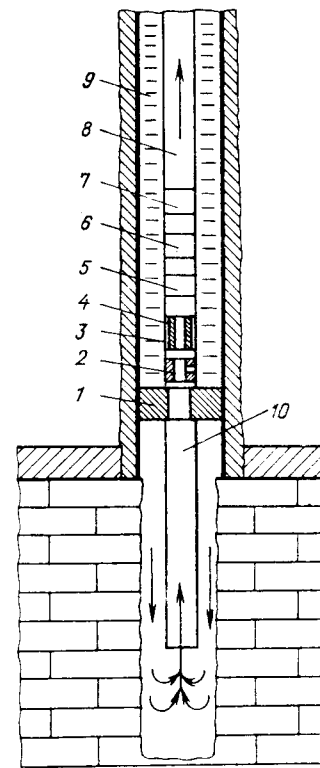


Рис. 11.5. Схема компоновки подземного оборудования газовой скважины:

1 — пакер эксплуатационный; 2 — циркуляционный клапан; 3 — ниппель; 4 — забойный клапан-отсекатель с уравнильным клапаном; 5 — разобщитель колонны НКТ; 6 — ингибиторный клапан; 7 — клапан аварийный, срезной; 8 — НКТ; 9 — жидкий ингибитор коррозии и гидратообразования; 10 — хвостовик

пан, переводник и замок; клапан аварийный, срезной; разъединитель колонны НКТ; хвостовик. Дополнительное рабочее оборудование для работы с клапанами-отсекателями включает в себя: посадочный инструмент; ловители; шар с седлом для посадки пакера; приемный клапан; головку к скважинным приборам; грузы; гидравлический ясс; механический ясс; шлипсовый замок; груз для обрыва скребковой проволоки; двурогий крюк; уравнительную штангу; инструмент для управления циркуляционным клапаном.

Разобщитель (пакер) предназначен для постоянного разъединения пласта и затрубного пространства скважины с целью защиты эксплуатационной колонны и НКТ от воздействия высокого давления, высокой температуры и агрессивных компонентов (H_2S , CO_2 , кислот жирного ряда), входящих в состав пластового газа.

Колонна НКТ спускается в скважину для предохранения обсадной колонны от абразивного износа и высокого давления, для создания определенных скоростей газожидкостного потока и выработки газонасыщенного пласта снизу вверх.

Ниппель служит для установки, фиксирования и герметизации в нем забойного клапана-отсекателя. Он спускается в скважину на колонне НКТ и устанавливается обычно выше пакера.

Циркуляционный клапан обеспечивает временное сообщение центрального канала с затрубным пространством с целью осуществления различных технологических операций: освоения и задавки скважины, промывки забоя, затрубного пространства в колонне НКТ, обработки скважины различными химическими реагентами и т. д. Клапан устанавливается в колонне НКТ во время ее спуска в скважину и извлекается вместе с ней.

Ингибиторный клапан предназначен для временного сообщения затрубного пространства скважины с внутренним пространством колонны НКТ при подаче ингибитора коррозии или гидратообразования в колонну. Клапан устанавливается в колонне НКТ во время ее спуска и извлекается вместе с ней (КИМ-89В-350К).

Устройство для автоматического закрытия центрального канала скважины предназначено для временного перекрытия скважины у нижнего конца колонны фонтанных труб при аварийных ситуациях или ремонте оборудования устья. Оно может устанавливаться в различных местах в НКТ.

Клапан аварийный срезной КАС168-140 предназначен для глушения (задавки) оборудованной пакером скважины в аварийной ситуации через затрубное пространство, когда нельзя открыть циркуляционный клапан типа КЦ при помощи проволочного приспособления. Устанавливается с колонной НКТ, входит в состав комплекта скважинного оборудования с диаметром эксплуатационной колонны 219 мм на давление 14 МПа (КО219/168-140).

Скважинное предохранительное оборудование газовых скважин состоит из двух отдельных узлов: 1) разобщителя (пакера); 2) собственно клапана-отсекателя. К пакерам, применяемым вместе с за-

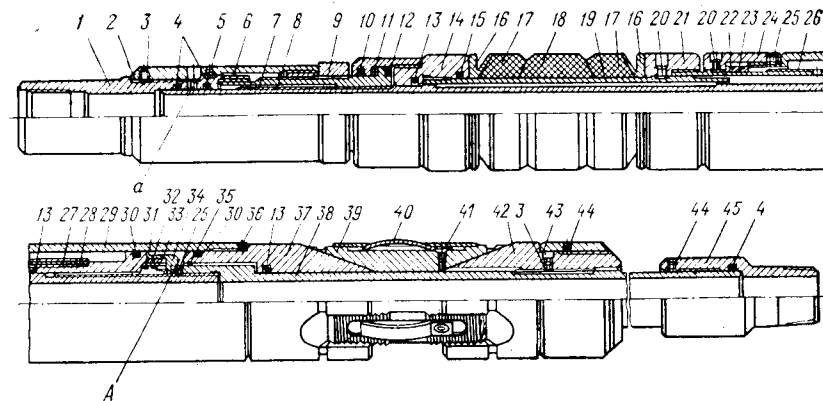


Рис. 11.6. Разобщитель (пакер) HRP-1 фирмы «Камко» (США)

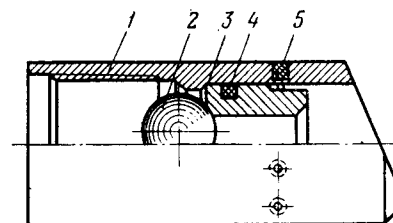


Рис. 11.7. Пусковая пробка PE-500:

1 — корпус клапана; 2 — шар; 3 — седло; 4 — резиновое кольцо; 5 — срезные тарированные штифты

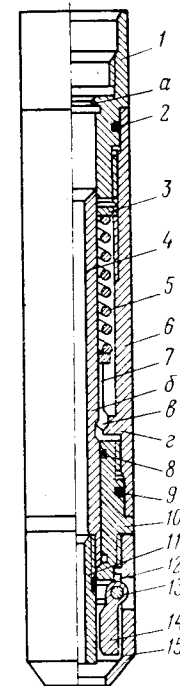


Рис. 11.8. Забойный прямооточный клапан-отсекатель ОЗП-73

бойными клапанами-отсекателями, предъявляются высокие требования: 1) безотказность в работе; 2) надежность разобщения пласта от затрубного пространства; 3) возможность установки на любой заданной глубине; 4) малое время для соединения с колонной НКТ; 5) простота конструкции, минимально возможные основные размеры и металлоемкость; 6) устойчивость к агрессивным средам при высоких давлениях и температурах.

На рис. 11.6 изображен пакер типа HRP-1 фирмы «Камко» (США). Он имеет корпус, состоящий из верхней 8 и нижней 38 труб, соединенных между собой. Верхний и нижний концы корпуса

заканчиваются переводниками 1 и 45. На наружной поверхности верхней трубы размещен уплотнительный элемент в сборе. Он состоит из резиновых манжет 17 и 18, фигурных колец 16, гильзы 19, упора 14 и сдвигающегося кольца 21. На наружной поверхности нижней трубы корпуса смонтирован шлицсовый узел, состоящий из упора 42 с втулкой 43, шлицсов 39 и толкателя 37. Между уплотнительным элементом и шлицсовым узлом имеется камера А, которую образует цилиндр 29 и соединенный с ним толкатель 37, поршень 27 со стаканом 34, связанным через втулку храпового механизма 26 кольцом 21 с корпусом пакера. В нее нагнетается жидкость при установке пакера в скважине. Для удержания пакера в рабочем (уплотненном и заякоренном) состоянии поршень 27 и цилиндр 29 снабжены храповыми механизмами 32 и 23, состоящими из четырех секторов и двух пружинных колец 22 и 31 каждый.

Для освобождения пакера от обсадной колонны перед извлечением его из скважины предусмотрен механизм распаковки, состоящий из разгрузочной муфты 7 с наружной и внутренней левыми резьбами. Внутренней резьбой разгрузочная муфта соединяется с верхним концом корпуса пакера, а наружной — через разгрузочный упор 9 и втулку 2 с колонной НКТ. Кроме того, разгрузочная муфта через корпус подшипника 12 соединена с упорным кольцом 33 уплотнительного элемента. Для облегчения вращения колонны НКТ при распаковке служат подшипники 11, а для предотвращения проворачивания корпуса пакера при этом — пружины 40, прикрепленные к шлицсам винтами 41. В местах возможных утечек и перетоков жидкости в пакере установлены уплотнительные резиновые кольца 4, 10, 13, 15, 30, а резиновые соединения закреплены винтами 3, 25, 28, 36, 44. Для удержания подвижных деталей в статическом положении при спуске пакера в скважину, а также для предварительной опрессовки его (4 МПа) служат штифты 20 во втулке 24 и кольцо 35. После достижения пакером места посадки в скважине в колонну НКТ бросается шар 2 (рис. II.7), который садится на седло 3 пусковой стационарной пробки РЕ-500, удерживаемое в корпусе клапана 1 (см. рис. II.7) на срезных тарированных штифтах 5 на нижнем конце пакера. Седло уплотнено в корпусе резиновым кольцом 4.

В колонну НКТ под давлением нагнетают жидкость. Жидкость через отверстие в корпусе пакера поступает в камеру А (см. рис. II.6). Под действием усилия, возникающего под давлением жидкости в камере, штифты 20 срезаются, поршень 27 и толкатель 37 перемещаются в противоположные стороны. При движении поршня 27 вверх усилие от него через втулку храпового механизма 26 передается на сдвигающееся кольцо 21. При этом резиновые манжеты 17, 18 деформируются и разобщают зоны затрубного пространства, расположенные выше и ниже пакера. При движении толкателя 37 вниз шлицсы 39 выдвигаются наружу, чем достигается заякоривание пакера в обсадной колонне. Когда давление в колонне НКТ достигает 23—27 МПа, срезные тарирован-

ные штифты а разрушаются и шар с седлом падают на забой, а храповые механизмы 23 и 32 фиксируют пакер в уплотненном и заякоренном состоянии в обсадной колонне.

Для освобождения пакера от обсадной колонны колонну НКТ вращают по часовой стрелке на 15 оборотов, одновременно поднимая ее. При этом прежде всего от приложенного момента вращения срезаются штифты 5, затем при первых четырех оборотах разгрузочный упор 9 сворачивается с разгрузочной муфты 7 до упора с вращающейся муфтой 6. При этом отверстие во втулке 2 оказывается выше конца верхней трубы 8, и центральный канал пакера сообщается с затрубным пространством. Через него закачкой жидкости в затрубное пространство промывается надпакерная зона затрубного пространства от возможных накоплений механических примесей перед срывом пакера с места установки. При дальнейшем повороте разгрузочная муфта 7 сворачивается с верхней трубы 8, которая последовательно перемещает за собой вверх корпус подшипника 12, упор подшипника 14, гильзу 19, сдвигающееся кольцо 21, втулку храпового механизма 26, поршень 27.

Поршень увлекает за собой цилиндр 29 и толкатель 37, при этом как уплотнительные элементы 17 и 18, так и шлицсы 39 освобождаются от торцевых упоров и принимают первоначальные диаметральные размеры. В этом состоянии пакер можно извлечь из скважины.

Забойные клапаны-отсекатели предотвращают открытое фонтанирование при повреждении или разрушении устьевого оборудования и колонны НКТ выше места установки забойного клапана-отсекателя. Они служат автоматическим запорным устройством скважины при демонтаже устьевого оборудования, подъеме колонны НКТ из скважины без задавки жидкостью.

На рис. II.8 изображен клапан-отсекатель типа ОЗП-73. Отсекатель забойный прямоточный (ОЗП) состоит из корпуса 6, к нижнему концу которого присоединен клапанный узел, имеющий седло 10, заслонку 14, пружину 12, ось 13 и кожух 15. К верхнему концу кожуха присоединен переводник 1, имеющий упор а. В центральном канале устройства помещен подвижный патрубок 4 со сменным штуцером 11. Подвижный патрубок 4 имеет наружную проточку. Между подвижным патрубком 4 и корпусом 6 установлено фиксирующее устройство, состоящее из пружины 5, цапги 7 и регулировочной гайки 3. Лепестки в цапге взаимодействуют с проточкой подвижного патрубка 4 и кольцевым выступом в корпусе 6. Кольца 2, 8 и 9 уплотняют поверхности сопрягаемых деталей. Устройство работает следующим образом. Перед спуском отсекаателя в скважину, исходя из рассчитанного дебита, устанавливается сменный штуцер 11 и гайкой 3 регулируют пружину 5 на определенное усилие. К переводнику 1 присоединяют уравнивающий клапан и замок; сборку спускают в скважину и устанавливают в nipple.

Во время нормальной работы скважины газ или жидкость из пласта, проходя через центральный клапан устройства, подни-

мается на поверхность по колонне НКТ. При прохождении газа через штуцер 11 создается перепад давления, усилие от которого перемещает штуцер 11 с подвижным патрубком 4 в крайнее верхнее положение, но усилие пружины 5 фиксируемого устройства препятствует этому, в результате заслонка 14 остается открытой. Увеличение расхода газа через штуцер приводит к возрастанию перепада давления на нем. Когда усилие, вызванное перепадом давления, превысит усилие пружины 5, подвижный патрубок 4, отжимая пружину, начинает перемещаться вверх. После перемещения подвижного патрубка на 3—5 мм цапга 7 отходит от выступа в корпуса 6 и, выходя из взаимодействия с проточкой, освобождает подвижный патрубок 4 от действия пружины 5. Подвижный патрубок мгновенно перемещается до упора *a* переводника 1. В этот момент под действием пружины 12 заслонка 14 перекрывает центральный канал устройства.

Клапан-отсекатель открывается следующим образом. В колонну НКТ на скребковой проволоке спускают уравнительную штангу, которая открывает уравнительный клапан. При этом нижний конец ее упирается в подвижный патрубок 4. После выравнивания давлений над и под заслонкой 14 подвижный патрубок 4 со сменным штуцером 11 под действием веса уравнительной штанги перемещается в крайнее нижнее положение. В результате заслонка устанавливается в положение «открыто». Лепестки цапги 7, взаимодействуя с кольцевым выступом корпуса 6 и проточкой 6 подвижного патрубка 4, фиксируют последний в рабочем положении.

Клапан-отсекатель ОЗП-73 имеет следующие преимущества: 1) седло и заслонка клапана находятся вне действия потока газа, не подвергаются абразивному износу; 2) отсутствует мертвая зона, влияющая на надежность работы отсекателя в скважинах, имеющих в потоке газа твердые взвеси; 3) небольшая длина отсекателя, благодаря тому что пружина фиксирующего устройства при наличии цапги имеет жесткую характеристику; 4) четкость срабатывания на закрытие, так как пружина сжимается только на 3—5 мм и перестает действовать на подвижную трубу, тогда как в других конструкциях усилие пружины постоянно воздействует на подвижный элемент устройства.

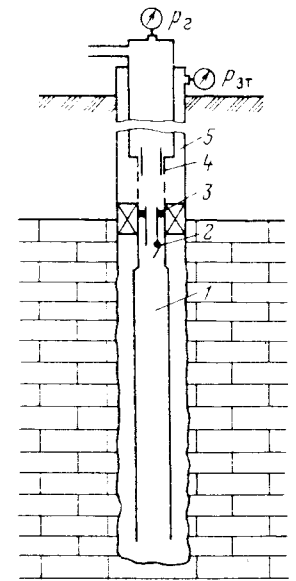
Саратовский филиал СКБ ВНПО «Союзгазавтоматика» разработал конструкцию клапана-отсекателя К-168-140, входящего в комплект скважинного оборудования с диаметром эксплуатационной колонны 219 мм на давление 14 МПа (КО-219/168-140).

Пластовые газы многих газоконденсатных месторождений СССР имеют в своем составе коррозионные компоненты: сероводород, углекислый газ, кислоты жирного ряда (муравьиную, пропионовую, щавелевую, масляную). Так, например, пластовый газ Астраханского месторождения имеет следующий объемный состав, %: сероводород 26,5, углекислый газ 11; месторождения Урта-Булак — 5,35 и 3,15; Оренбургского — 1,3—5 и 0,5—1,75 соответственно.

Коррозионные компоненты при наличии пластовой минерализованной или конденсационной воды, высоких давлений и темпера-

Рис. 11.9. Схема компоновки подземного оборудования скважин на Оренбургском газоконденсатном месторождении:

1 — хвостовик диаметром 127 или 114 мм и длиной 100—380 м; 2 — пакерное устройство с минимальным диаметром проходного сечения 57 мм; 3 — клапан-отсекатель с проходным сечением 33,4 мм; 4 — циркуляционный клапан типа «скользящая втулка» с внутренним диаметром 73 мм; 5 — НКТ диаметром 127 или 114 мм



тур вызывают интенсивную коррозию металлических обсадных колонн, НКТ, оборудования устья скважин, шлейфов, поверхностного оборудования промыслов.

При большом содержании сероводорода в газе невозможно использовать обычные скважинные приборы для измерения давлений и температур, проводить геофизические работы в скважинах. Наибольшей коррозии подвергаются тройники, крестовины, фланушки, уплотнительные кольца фланцевых соединений, задвижки фонтанной арматуры. Интенсивность коррозии элементов оборудования устья скважин изменяется от 0,1 до 4 мм в год.

Срок службы колонн НКТ до обрыва в верхней части и падения на забой скважины на месторождениях Краснодарского края составляет 1—18 мес, нарушение герметичности задвижек фонтанной арматуры происходит в течение 1—2 мес, фланцевых соединений — в течение 4—6 мес.

На рис. 11.9 изображена схема компоновки скважинного оборудования на Оренбургском газоконденсатном месторождении. В добывающие скважины спускается скважинное оборудование фирмы «Камко» (США), включающее: хвостовик диаметром 127 или 114 мм, длиной 100—380 м, предназначенный для улучшения условий освоения и эксплуатации вскрытой продуктивной толщины пласта; пакерное устройство с диаметром проходного сечения 57 мм для разобщения затрубного пространства от внутренней полости НКТ с целью предохранения эксплуатационной колонны от воздействия коррозионно-активных компонентов в добываемом газе; клапан-отсекатель с диаметром проходного сечения 33,4 мм в пакерном устройстве для предотвращения чрезмерного увеличения дебита скважины; циркуляционный клапан с внутренним диаметром 73 мм типа «скользящая втулка» для сообщения трубного пространства с затрубным; НКТ диаметром 127 или 114 мм.

Защита внутренней поверхности металлической обсадной колонны и внешней поверхности НКТ осуществляется разобщением пласта и затрубного пространства скважины при помощи разобщителя (пакера) и заполнением затрубного пространства ингиби-

рованной жидкостью. Защита другого металлического оборудования скважины от коррозии осуществляется при помощи периодической закачки ингибитора коррозии в призабойную зону пласта или непрерывной его закачки в затрубное пространство скважины с помощью насосов и подачи ингибитора в НКТ из затрубного пространства скважины через специальные ингибиторные клапаны в колонне НКТ.

Для защиты от коррозии внешней поверхности хвостовика, направленного воздействия соляной кислотой на карбонатные породы открытого забоя скважины, получения более точных данных по геофизическим исследованиям скважин на Оренбургском газоконденсатном месторождении усложнили конструкцию хвостовика, изменили узел разобщения призабойной зоны пласта от затрубного пространства.

Хвостовики скв. 196, 743, 775 оборудовали подпакерным циркуляционным клапаном, струйными клапанами, ниппелем для установки скважинной пробки.

Для проведения дебитометрии, поинтервального замера пластовых давлений, отбора проб в колонне обсадных труб в призабойной зоне скважины в Тюмениигипрогазе разработали конструкцию подвижного хвостовика. В процессе эксплуатации скважины хвостовик находится в крайнем нижнем положении. Продукция скважины движется через хвостовик и НКТ на устье. При проведении исследований в процессе работы скважины в нее через лубрикатор на каротажном кабеле или канате спускается специальное подъемное устройство, которое зацепляет хвостовик в нижней его части. Хвостовик поднимается вверх, при этом на поверхности следят за нагрузкой по индикатору массы. Захватывающее устройство поднимается на поверхность. В освобожденной от хвостовика зоне перфорации проводят указанные исследования. После проведения необходимого комплекса исследований хвостовик с помощью специального устройства вновь опускается вниз в свое рабочее положение.

В качестве ингибиторов коррозии используются кубовый остаток разгонки масляного слоя, получаемого при синтезе 2-метил, 5-этилпиридина, имеющий промышленное название И-1-А, смесь аминокислоты и полиамина жирного ряда с длинной цепью, имеющая название РА-23, и многие другие: катапин БПВ, КИ-1, КПИ-1, ПБ-5, БА-6, «Виско», ИФХАНгаз, Донбасс-1, И-25-Д.

На некоторых месторождениях с высокими пластовыми давлениями и низкими температурами используются комплексные ингибиторы коррозии и гидратообразования типа КИГИК.

В последние годы стали изготавливаться высокогерметичные коррозионностойкие насосно-компрессорные трубы НКТ-114 из сталей марок 18Х1ГМФА, 18Х1ГМФ группы прочности К, размером 114 × 7 мм для оборудования скважин на месторождениях, содержащих сероводород. Они выдерживают давление до 50 МПа. Впервые колонна НКТ из труб НКТ-114 была спущена в скв. 234 Оренбургского газоконденсатного месторождения.

Для предотвращения растепления многолетнемерзлых пород на месторождениях Севера используются двухстенные трубы с высокоэффективной теплоизоляцией между ними. ВНИИГаз разработал насосно-компрессорные теплоизолированные трубы модели ЛТТ-168 × 73, состоящей из внешней несущей трубы 168 × 11Д и внутренней трубы 73 × 5,5Д. Между стенками труб диаметрами 168 и 73 мм может помещаться теплоизоляция любого типа с коэффициентами теплопроводности до 0,01163 Вт (м·К). Трубы ЛТТ-168 × 73 использованы в конструкции скв. 110 Южно-Соленинского месторождения.

Особое конструкторское бюро по проектированию нефтегазодобывающих машин и оборудования (ОКБ НЕФТЕМАШ, г. Баку) разработало комплексы оборудования для эксплуатации газовых скважин типов КПП (комплекс подземный для газовых скважин) и КСГ (комплекс скважинный для газовых скважин), которые с 1982 г. серийно выпускаются заводами ВПО «Союзнефтемаш».

§ 19. ОБОРУДОВАНИЕ ЗАБОЯ ГАЗОВЫХ СКВАЖИН

Оборудование забоя газовых скважин зависит от многих факторов: 1) литологического и фациального составов пород и цементующего материала, слагающих газомещающий коллектор; 2) механической прочности пород; 3) неоднородности коллекторских свойств пласта по разрезу; 4) наличия газоносных, нефтеносных и водоносных пластов в продуктивном разрезе; 5) местоположения скважины на структуре и площади газоносности; 6) назначения скважины (добывающая, нагнетательная, наблюдательная).

В тех случаях, когда газовая залежь пластового или массивного типа, газонасыщенный коллектор представлен крепкими породами (сцементированными песками, известняками, доломитами, ангидритами), в продуктивном разрезе отсутствуют нефтенасыщенные и водонасыщенные горизонты, добывающие скважины могут иметь открытый забой. Для улучшения выноса твердых частиц и жидкостей с забоя скважины в фильтровую часть пласта на забой скважины спускается хвостовик (см. рис. П.9). Во многих случаях, когда газонасыщенный пласт представлен слабосцементированными породами, в продуктивном разрезе отсутствуют нефтенасыщенные пропластки, открытый забой скважин оборудуется сетчатыми, керамическими, металлокерамическими, гравийными, стеклопластиковыми фильтрами различных типов или рыхлые породы призабойной зоны пласта укрепляются вяжущими веществами.

Наибольшее распространение в последнее время, особенно при оборудовании забоя скважин, расположенных в рыхлых песчаных пластах на ПХГ, получают намывные гравийные фильтры. В этом случае с помощью специальных гидравлических расширителей увеличивается диаметр зоны пласта, в которой намечается намывка гравия, например со 146 до 256 мм. Диаметр образованной зоны определяют с помощью каверномера. После расширения зоны на-

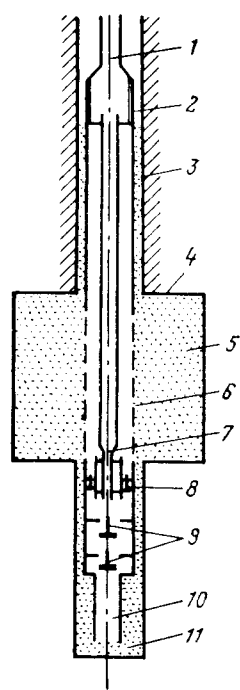


Рис. II.10. Схема оборудования забоя газовых скважин в рыхлых горных породах на подземных хранилищах газа:

1 — буровые штанги диаметром 60,3 мм; 2 — переводник с левой резьбой; 3 — обсадная колонна диаметром 146 мм; 4 — интервал ствола скважины, расширенной до 256 мм; 5 — гравийный фильтр; 6 — щелевой фильтр; 7 — труба диаметром 50 мм; 8 — клапан обратной и прямой циркуляции соответственно; 10 — хвостовик диаметром 62,7 мм; 11 — забой

мывки гравия в скважину спускают на НКТ забойное оборудование фильтра (рис. II.10). Фильтровая часть узла забойного оборудования представляет собой трубу диаметром 100 мм, длиной 10,6 м, перфорированную круглыми отверстиями диаметром 10—12 мм, общая площадь которых составляет 15—20 % площади боковой поверхности трубы. Труба обматывается сеткой галунного плетения № 18, проволокой из нержавеющей стали или капронового волокна с зазорами 0,5—1 мм между витками. В нижней части фильтра имеется клапанная коробка с клапанами для осуществления прямой и обратной промывки скважины. Ниже клапанной коробки фильтра находится хвостовик из НКТ диаметром 62,7 мм, длиной 19 м. Выше фильтра устанавливается затвор из 100-мм НКТ длиной 13 м.

На рис. II.11 изображена принципиальная схема намыва гравийного фильтра в скважине ПХГ. Перед намывом гравия со средним диаметром частиц, равным 1 мм, проводится прямая и обратная промывка скважины. После полного вытеснения глинистого раствора водой начинается закачка гравия в расширенную часть

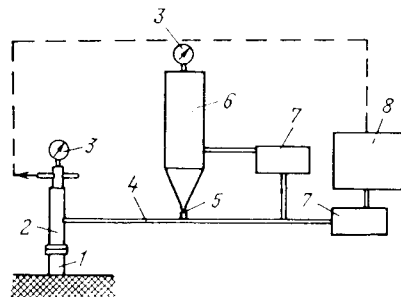
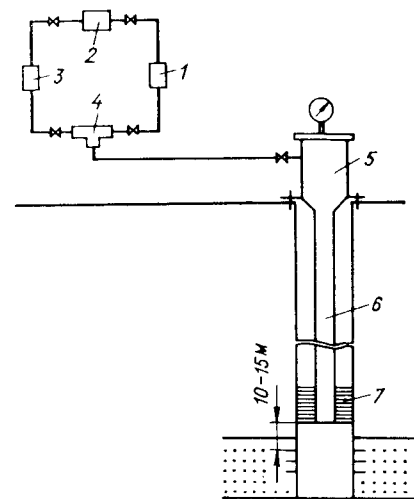


Рис. II.11. Принципиальная схема намыва гравийного фильтра в скважине подземного хранилища газа:

1 — обсадная колонна диаметром 146 мм; 2 — противовыбросовая головка; 3 — манометр; 4 — соединительные трубы; 5 — кран, регулирующий подачу гравия; 6 — бункер для гравия; 7 — цементировочный агрегат; 8 — емкости с водой

Рис. II.12. Схема оборудования скважины и обвязки агрегатов при закачке смолообразующих реагентов в призабойную зону пласта:

1 — агрегат, подающий раствор сырых фенолов и щелочи; 2 — агрегат, подающий воду для промывки смолы в пласт; 3 — агрегат, подающий формалин; 4 — тройник-смеситель; 5 — заливочная головка; 6 — заливочные трубы диаметром 50—75 мм; 7 — пакер



пласта. Качество намыва гравия определяется по уменьшению массы колонны труб в скважине. После намыва гравия пласт испытывается на вынос песка. Для уменьшения проявления арочного эффекта, возможного образования пустот в гравийном массиве и выноса частиц пласта в скважину через эти пустоты рекомендуется увеличивать зазор между надфильтровой трубой и обсадной колонной скважины.

Призабойная зона пласта в рыхлых коллекторах может укрепляться закачкой в поровое пространство жидких вяжущих веществ — органических полимерных материалов, которые при взаимодействии с катализатором полимеризации затвердевают и цементируют рыхлую породу. В качестве вяжущих химических веществ, в зависимости от температуры и минералогического состава пласта-коллектора, используют: 1) органические смолы; 2) пластмассы; 3) специальные составы типа «перматрол».

В качестве органических смол применяются эпоксидная, фенолформальдегидная, карбамидная (крепитель М), смолы из сырых фенолов и формалина, РР-1. На рис. II.12 изображена схема оборудования скважины и обвязки агрегатов при закачке смолообразующих реагентов в призабойную зону пласта. Исходными реагентами для получения смолы служат сырые фенолы и формалин. В качестве катализатора полимеризации применяется едкий натр. Работа по обработке скважины проводится в следующем порядке.

1. В скважине определяют глубину забоя, температуру пласта, удаляют песчаную пробку, исследуют поглощательную способность.

2. Спускают в скважину заливочные трубы 6 диаметром 50 или 76 мм. Кольцевое пространство между обсадной колонной и заливочными трубами герметизируется пакером 7.

3. Устье скважины оборудуется заливочной головкой 5.

4. Цементирувочный агрегат 3 закачивает в скважину формалин, цементирувочный агрегат 1 закачивает раствор сырых фенолов и щелочи. Исходные реагенты смешиваются в тройнике-смесителе 4.

5. После закачки исходных реагентов в скважину при помощи агрегата 2 осуществляется продавка смолы в пласт водой.

Реагенты закачиваются в пласт в предельно короткий срок — от 15 до 30 мин.

6. После продавки скважину оставляют на время, необходимое для затвердевания смолы в зависимости от температуры пласта: при температуре пласта 353 К время затвердевания смолы равно 2 сут; при температуре пласта 343, 333 и 323 К время затвердевания равно 4,8 и 14 сут соответственно.

7. Проверка результатов крепления призабойной зоны пласта проводится ее исследованием при установившихся отборах. Способ крепления призабойных зон скважин органическими смолами применяется нефтяниками Азербайджана с 1958 г. В последующие годы он был усовершенствован за счет одновременной закачки в скважину жидкой фенолформалиновой смеси с песком. Содержание фенолформалиновой смеси составляет 35—40 % от массы песка. В этом случае прочность закрепленного песка призабойной зоны практически не уменьшается, и что особенно важно, не уменьшается коэффициент проницаемости обработанной призабойной зоны. Смесь указанного состава отвечает всем требованиям перекачки.

Для крепления рыхлых песков на подземных хранилищах газа при низких температурах пласта (293—303 К) разработан метод крепления смолой из фенолоспирта. В качестве катализатора полимеризации (поликонденсации) используется бензолсульфокислота (БСК).

Отличительные черты технологии крепления этим способом: 1) смола продавливается в пласт при помощи углеводородной жидкости (газовый конденсат или дизельное топливо); 2) после продавки смолы в пласт в объеме, равном объему порового пространства пласта с радиусом в 1 м, закачивали теплый газ в пласт, что способствовало повышению прочности смолы, упростило проблему освоения скважины после обработки; 3) обработка призабойной зоны смолой проводилась без задавки скважины жидкостью; это сокращает время обработки, сводит до минимума проблему взаимодействия воды с породами цементирующего вещества пласта-коллектора (особенно глинами монтмориллонитового типа, набухающими при взаимодействии с пресной водой), повышает качество сцепления смолы с породами пласта. Таким методом были обработаны призабойные зоны многих скважин на различных ПХГ.

В случае, если в продуктивном разрезе скважин имеются газоносные пласты с различным составом газа или имеет место чередование газоносных, нефтеносных и водоносных пластов, разделенных глинистыми пропластками, при резкой неоднородности пласта по разрезу иметь открытый забой нельзя. В этих условиях

скважина бурится до подошвы продуктивного комплекса, обсаживается обсадной колонной и цементируется до устья. Скважина и пласт сообщаются между собой при помощи перфорации того или иного вида. Если через перфорационные каналы в скважину выносятся песок, то в нее можно спускать фильтры, собранные на поверхности.

§ 20. РАСЧЕТ ВНУТРЕННЕГО ДИАМЕТРА И ГЛУБИНЫ СПУСКА КОЛОННЫ НКТ В СКВАЖИНУ

Колонну НКТ спускают в скважину для: 1) предохранения эксплуатационной обсадной колонны от абразивного воздействия твердых взвесей и коррозионных агентов (H_2S , CO_2 , кислот жирного ряда — муравьиной, уксусной, пропионовой, масляной и др.), содержащихся в потоке газа; 2) контроля за условиями отбора газа на забое скважины; 3) создания необходимой скорости движения потока газа для выноса на поверхность твердых взвесей и жидкости с забоя скважины; 4) равномерной выработки газонасыщенных пластов большой толщины по всему вскрытому интервалу; 5) проведения ремонтных работ и интенсификации притока газа из пласта в скважину.

Определение внутреннего диаметра колонны НКТ

Определим внутренний диаметр колонны НКТ D из условия выноса с забоя на поверхность твердых частиц заданного размера d и плотности $\rho_{\text{ч}}$.

Силу сопротивления среды (в Н) при падении в ней твердой частицы определим по закону Ньютона

$$R = \xi F \rho_{\text{г}} v^2 / 2, \quad (\text{II.3})$$

где ξ — безразмерный коэффициент сопротивления среды, $\xi = \xi(\text{Re})$; Re — критерий Рейнольдса; F — площадь поперечного сечения частицы (полагая частицу сферической, имеем $F = \pi d^2 / 4$, где d — диаметр частицы); $\rho_{\text{г}}$ — плотность газа, $\text{кг}/\text{м}^3$; v — скорость движения осаждающейся частицы, $\text{м}/\text{с}$.

Вес твердой частицы в газовой среде (в Н) выразится так:

$$G = \pi d^3 (\rho_{\text{ч}} - \rho_{\text{г}}) g / 6.$$

В случае, если сила сопротивления среды R равна весу частицы в газовой среде G , получим

$$v_0 = \sqrt{4d (\rho_{\text{ч}} - \rho_{\text{г}}) g / (3\xi \rho_{\text{г}})}. \quad (\text{II.4})$$

При малых Re ($\text{Re} < 500$) коэффициент сопротивления среды можно выразить из закона Стокса:

$$\xi = 24 / \text{Re} = 24\mu / (v_0 d \rho_{\text{г}}),$$

где μ — коэффициент динамической вязкости газа, $\text{Па}\cdot\text{с}$.

Подставив это выражение для ξ в (II.4), получим (в $\text{м}/\text{с}$)

$$v_0 = d^2 g (\rho_{\text{ч}} - \rho_{\text{г}}) / (18\mu). \quad (\text{II.5})$$

В случае, если $Re > 500$, ξ не зависит от Re ; $\xi = 0,44$. Подставив это значение ξ в (II.4), получим

$$v_0 = 5,44 \sqrt{d(\rho_{\text{ч}} - \rho_{\text{г}})/\rho_{\text{г}}} \quad (\text{II.6})$$

Полагая что $\rho_{\text{ч}} \gg \rho_{\text{г}}$ (например, $\rho_{\text{ч}} = 2500 \text{ кг/м}^3$; $\rho_{\text{г}} = 50 \text{ кг/м}^3$), с учетом

$$\rho_{\text{г}} = \rho_0 \frac{p z_0 T_0}{z p_0 T}$$

формулу для определения v_0 можно записать в следующем виде:

$$v_0 = C \sqrt{\rho_{\text{ч}} dz T / p} \quad (\text{II.7})$$

Из формулы (II.7) следует, что $v_0 = v_0(d, \rho_{\text{ч}}, z, T, p)$.

Диаметр колонны НКТ определяется в следующем порядке. Из уравнения притока газа к скважине

$$p_{\text{к}}^2 - p_3^2 = AQ + BQ^2 \quad (\text{II.8})$$

определим p_3 , соответствующее принятому значению Q , далее найдем t_3 по формуле $t_3 = t_{\text{н}} - \epsilon(p_{\text{к}} - p_3)$ и z_3 , затем по формуле (II.7) можем определить v_0 для заданного диаметра частицы d и далее — необходимый диаметр колонны НКТ D , принимая некоторый резерв скорости для надежности выноса частицы ($v_{0\text{р}} = 1,2 v_0$):

$$D = \sqrt{4Qz_3 p_0 T_0 / (\pi p_3 z_0 T_3 v_{0\text{р}})} \quad (\text{II.9})$$

Обычно $\rho_{\text{ч}} = 2500 \text{ кг/м}^3$, $d = 0,1 \text{ мм}$, $v_0 = 1-3 \text{ м/с}$.

При заданных диаметрах колонны НКТ D и выносимых частиц породы d изменение во времени дебита скважины Q для выноса твердых частиц с забоя скважины определяется методом итераций (последовательных приближений).

Вынос капель жидкости с забоя скважины на поверхность характеризуется тем, что размер и форма капли изменяются при изменении температуры и давления. Повышение давления в области проявления прямых процессов конденсации и испарения приводит к увеличению (сохранению) размера капли, увеличение температуры — к уменьшению размера капли в результате испарения жидкости с ее поверхности.

Сохранению размера капли способствует поверхностное натяжение σ , уменьшению размера, дроблению капли — скоростной напор. Установлено, что при данной скорости газового потока существует критический, максимальный диаметр капли, зависящий от безразмерного числа Вебера. Экспериментально определено, что максимальный диаметр жидкой частицы сохраняется до $We = 30$:

$$We = \gamma v^2 d / (\sigma \rho) \quad (\text{II.10})$$

Используя результаты опытов Хинза, Тернер с соавторами получил выражение скорости, необходимой для выноса частицы жидкости движущимся потоком газа без ее дробления:

$$v_0 = \sqrt{30 \sigma g / (\gamma d)} \quad (\text{II.11})$$

Предположим, что σ и $\gamma_{\text{г}}$ мало влияют на v_0 . Учитывая (II.11), запишем формулу Тернера

$$v_0 = 5,73 (45 - 0,0455 p_3)^{1,4} p_3^{-1,2}, \quad (\text{II.12})$$

где v_0 — в м/с; p_3 — забойное давление, 0,1 МПа.

Промысловые экспериментальные исследования показали, что коэффициент в формуле (II.12) следует увеличить примерно в 2 раза. С учетом этого расчетная формула имеет вид

$$v_{0 \text{ min}} = 10 (45 - 0,0455 p_3)^{1,4} p_3^{-1,2}. \quad (\text{II.13})$$

Определим дебит газа, при котором капли жидкости критического диаметра будут выноситься с забоя скважины:

$$Q_{\text{min}} = \frac{\pi D^2}{4} v_{0 \text{ min}} \frac{T_0 z_0 p_3}{T_3 p_0 z_3} \quad (\text{II.14})$$

Подставив это выражение в уравнение притока газа к скважине (II.8), с учетом зависимости $z = z(p_3, T_3)$ методом последовательных приближений определим p_3 для заданного диаметра колонны НКТ и затем $v_{0 \text{ min}}$ и Q_{min} .

Температуру, давление, скорость потока и фазовое состояние газожидкостного потока в скважине можно измерить прибором ТДСП-12, разработанным в УкрНИИГазе.

Во время разработки месторождения при уменьшении пластового давления диаметр колонны фонтанных труб увеличивается, колонны малого диаметра извлекаются из скважины и заменяются колоннами большего диаметра. В завершающий период разработки при отсутствии поступления воды и твердых взвесей в скважину возможна эксплуатация скважин по металлической обсадной колонне.

Пример. Определить минимально необходимую скорость и дебит газа, необходимые для полного выноса жидкости с забоя скв. 58 пласта БУ-14 Уренгойского газоконденсатного месторождения при следующих исходных данных: $p_{\text{к}} = 31,5 \text{ МПа}$ (абсолютное); $T_{\text{н}} = 377 \text{ К}$; $A = 43 \cdot 10^{-2} \text{ сут} \cdot \text{МПа} / \text{тыс. м}^3$; $B = 3,09 \cdot 10^{-7} \text{ (сут} \cdot \text{МПа)}^2 / \text{(тыс. м}^3)^2$; $D = 0,0625 \text{ м}$; $\sigma = 20 \cdot 10^{-3} \text{ Н/м}$; $\rho_{\text{сг}} = 0,742$; $z_0 = 1$; $z_{\text{н}} = 0,938$; $p_0 = 0,1 \text{ МПа}$.

$$Q_{\text{min}} = \frac{3,14 (0,0625)^2 293 \cdot 1 \cdot 0,864 \cdot 10^5 p_3}{4 \cdot 357 \cdot 1 \cdot 0,938} 10 (45 - 0,0455 p_3)^{1,4} p_3^{-1,2} = 2,32 \cdot 10^3 p_3^{1,2} (45 - 0,0455 p_3)^{1,4}$$

Подставив это значение Q_{min} в уравнение притока газа к скважине, получим

$$99\,000 - p_3^2 = 43 \cdot 10^{-3} \cdot 2,32 \cdot 10^3 p_3^{1,2} (45 - 0,0455 p_3)^{1,4} + 3,09 \cdot 10^{-9} \cdot 5,38 \cdot 10^6 (45 - 0,0455 p_3)^{1,2} p_3$$

Подбором определим $p_3 = 30,82 \text{ МПа}$, $v_{0 \text{ min}} = 1,32 \text{ м/с}$, $Q_{\text{min}} = 96 \text{ тыс. м}^3 / \text{сут}$.

Определение глубины спуска колонны НКТ в скважину

На рис. II.13 изображена схема положения башмака (конца) колонны фонтанных труб в скважинах Ленинградского и Вуктыльского газоконденсатных месторождений (выше кровли пласта — рис. II.13, б в интервале перфорации — рис. II.13, а, в). Положение башмака колонны фонтанных труб в скважине существенно влияет на: 1) отработку продуктивных горизонтов в многопластовом неоднородном по толщине пласта месторождении; 2) высоту образующейся песчано-глинистой пробки при освоении и эксплуатации скважин; 3) высоту столба жидкости (конденсата и воды) в НКТ и затрубье; 4) очередность обводнения по высоте многопластовых месторождений; 5) сопротивление потоков газа, движущихся сверху вниз и снизу вверх к башмаку колонны НКТ; 6) коэффициенты фильтрационного сопротивления A и B .

На рис. II.14 изображен схематичный разрез многопластового месторождения, представленного пачками коллекторов различной толщины, проницаемости и пористости. При добыче газа из пласта он будет отбираться из первой и частично из второй пачек, поскольку третья и четвертая пачки перекрыты жидкой или песчано-глинистой пробкой. В первой и второй пачках будут наблюдаться наиболее интенсивное падение давления и наиболее существенное продвижение краевой воды. В крайнем случае первая и вторая пачки могут обводниться, в то время как в нижних пачках запасы газа останутся почти начальными. Для отбора газа из третьей и четвертой пачек придется пробурить новые скважины. Очередность выработки и обводнения пачек снизу вверх в этих условиях нарушается, технико-экономические показатели добычи газа ухудшаются.

Положение башмака колонны НКТ в скважине влияет на высоту образующейся песчано-глинистой пробки при неизменном дебите газа. В качестве примера приведем эмпирическую зависимость высоты песчано-глинистой пробки h (в м) на скважинах месторождения Газли от погружения башмака колонны НКТ относительно интервала перфорации ($H-b$) в скважине при $Q = 860$ тыс. м³/сут:

$$h = 19,5 - 0,2121l, \quad (II.15)$$

где $l = (H-b) / 100 \cdot H, \%$; H — толщина пласта, м; b — расстояние от нижних отверстий интервала перфорации до башмака колонны НКТ, м.

Из зависимости (II.15) следует, что максимальная высота песчаной пробки $h_{\max} = 19,5$ м при $l = 0$ ($b = H$), т. е. когда башмак колонны фонтанных труб находится в кровле пласта, и $h = 0$ при $l = 92 \%$ (т. е. $b = 8 \%$ от H), когда башмак колонны НКТ на 8% от толщины пласта не доходит до нижних отверстий перфорации.

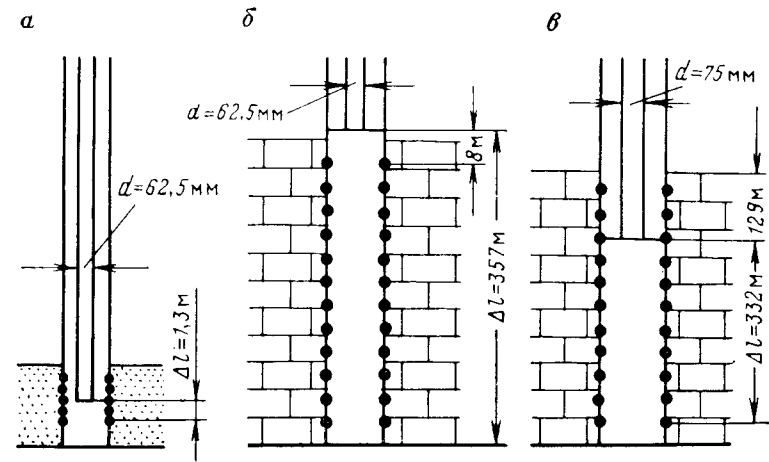


Рис. II.13. Схема башмака колонны НКТ в скважинах Ленинградского (а) и Вуктыльского (б, в) месторождений:

а — скв. 128, $\Delta l = 1,3$ м; скв. 34, $\Delta l = 7,6$ м; скв. 31, $\Delta l = 101$ м; б — скв. 3, $\Delta l = 357$ м; в — скв. 21, $\Delta l = 332$ м

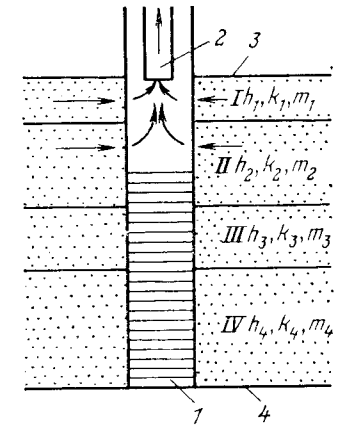


Рис. II.14. Схематичный разрез забоя скважины, вскрывшей неоднородный по разрезу газонасыщенный пласт:

I—IV — пачки пласта различной толщины, проницаемости и пористости; I — жидкостная или песчано-глинистая пробка в скважине; 2 — башмак колонны НКТ; 3, 4 — кровля и подошва пласта соответственно

Высоту столба жидкости в затрубном пространстве при эксплуатации скважины по колонне НКТ можно определить из соотношения

$$p_{зт} e^{\frac{0.03415\Delta(L-h)}{\bar{z}\bar{T}}} + \rho_{ж}gh = p_з, \quad (II.16)$$

где $p_{зт}$ и $p_з$ — измеряемые давления в затрубном пространстве на устье и на забое скважины соответственно; Δ — относительная плотность затрубного газа по воздуху; \bar{z} , \bar{T} — соответственно средние по глубине скважины коэффициент сжимаемости затрубного газа и абсолютная температура газа; L — глубина скважины; $\rho_{ж}$ — плотность жидкости на забое скважины; h — высота столба жидкости в затрубном пространстве.

Высоту столба жидкости в колонне НКТ h_1 (в м) можно определить по уравнению Ю. П. Коротаева

$$h_1 = \frac{K_1 D^2 L}{4Q/\pi + K_1 D^2}, \quad (\text{II.17})$$

где Q — расход газа в рабочих условиях (p_3, t_3), $\text{м}^3/\text{с}$; K_1 — экспериментальный коэффициент, $K_1 = 0,5 \text{ м}^3/\text{с}$; D — внутренний диаметр НКТ, м; L — длина колонны НКТ, м.

Пример. Определить высоту столба жидкости в колонне НКТ h_1 , если фонтанные трубы в скважине спущены до нижних отверстий интервала перфорации; $L = 700 \text{ м}$; $Q = 61,6 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}$.

Расчет по формуле (II.17) дает $h_1 = 28,5 \text{ м}$.

Погружение башмака колонны НКТ в скважине можно определить из условия равенства скоростей потоков газа, движущихся вниз по затрубному пространству и вверх по обсадной колонне ($v_b = v_n$).

Полагая известными дебит газа, приходящийся на единицу длины интервала перфорации в верхней и нижней частях пласта q_b и q_n , длины верхнего l_b и нижнего ($H-l_b$) интервалов, получим

$$q_b l_b / F_3 = (H - l_b) q_n / F_k,$$

где

$$F_3 = \pi (D_k^2 - D_r^2) / 4; \quad F_k = \pi D_k^2 / 4; \quad q_b / q_n = K_b / K_n = \bar{K}.$$

Положение башмака колонны НКТ должно быть таким, чтобы скорости потоков газа, движущихся вниз по затрубному пространству и вверх в колонне обсадных труб, были равны у башмака колонны НКТ ($v_b = v_n$), чтобы скорость газа на входе в колонну НКТ была больше минимально необходимой для выноса твердых частиц и жидких капель критического диаметра ($v_{\text{нкТ}} > v_{\text{мин}}$), чтобы высота столба жидкой или песчано-глинистой пробки в колонне обсадных труб была минимальной ($h_{\text{ж}} \rightarrow 0$).

§ 21. СПОСОБЫ И ОБОРУДОВАНИЕ ДЛЯ УДАЛЕНИЯ ЖИДКОСТИ С ЗАБОЯ ГАЗОВЫХ И ГАЗОКОНДЕНСАТНЫХ СКВАЖИН

В газовых скважинах может происходить конденсация парообразной воды из газа и поступление воды на забой скважины из пласта. В газоконденсатных скважинах к этой жидкости добавляется углеводородный конденсат, поступающий из пласта и образующийся в стволе скважин. В начальный период разработки залежи при высоких скоростях газового потока на забое скважин и небольшом количестве жидкости она практически полностью выносится на поверхность. По мере снижения скорости потока газа на забое и увеличения расхода жидкости, поступающей на забой скважины за счет обводнения проницаемых пропластков и увеличения объемной конденсатонасыщенности пористой среды, не обеспечивается полный вынос жидкости из скважины, происходит накопление

столба жидкости на забое. Он увеличивает противодействие на пласт, приводит к существенному снижению дебита, к прекращению притока газа из низкопроницаемых пропластков и даже к полной остановке скважины.

Для эффективной эксплуатации скважин в этих условиях разработаны различные методы.

Предотвратить поступление жидкости в скважину можно поддержанием условий отбора газа на забое скважины, при которых не происходит конденсации воды и жидких углеводородов в призабойной зоне пласта, недопущением прорыва конуса подошвенной воды или языка краевой воды в скважину. Кроме того, можно предотвратить поступление воды в скважину изоляцией посторонних и пластовых вод.

Жидкость с забоя скважин удаляется непрерывно или периодически. Непрерывное удаление жидкости из скважины осуществляется эксплуатацией ее при скоростях, обеспечивающих вынос жидкости с забоя в поверхностные сепараторы, отбором жидкости через спущенные в скважину сифонные или фонтанные трубы с помощью газлифта, плунжерного лифта или откачки жидкости скважинными насосами.

Периодическое удаление жидкости можно осуществить остановкой скважины для поглощения жидкости пластом, продувкой скважины в атмосферу через сифонные или фонтанные трубы без закачки или с закачкой ПАВ (поверхностно-активных веществ — пенообразователей) на забой скважины.

Выбор способа удаления жидкости с забоя скважин зависит от геолого-промысловой характеристики газонасыщенного пласта, конструкции скважины, качества цементирования заколонного пространства, периода разработки залежи, а также от количества и причин поступления жидкости в скважину.

Минимальное выделение жидкости в призабойной зоне пласта и на забое скважины можно обеспечивать регулированием забойного давления и температуры. Количество воды и конденсата, выделяющихся из газа на забое скважины при забойном давлении и температуре, определяется по кривым влагоемкости газа и изотермам конденсации.

Для предупреждения прорыва конуса подошвенной воды в газовую скважину ее эксплуатируют при предельных безводных дебитах, определяемых теоретически или специальными исследованиями.

Посторонние и пластовые воды изолируются закачкой цементного раствора под давлением. Во время этих операций газонасыщенные пласты изолируют от обводненных пакерами. Успешный опыт таких операций накоплен на месторождениях запада Украины. На подземных хранилищах газа отработан метод изоляции обводненных пропластков закачкой в них ПАВ, препятствующих поступлению воды в скважину. Опытно-промышленные испытания показали, что для получения устойчивой пены «концентрацию пенообразователя» (в пересчете на активное вещество) следует

принять равной 1,5—2 % от объема закачиваемой жидкости, а стабилизатора пены — 0,5—1 %. В качестве пенообразователя применяют сульфолол и ДС-РАС, в качестве стабилизатора — КМЦ-500. Степень аэрации $\alpha = Q_{\text{воздуха}}/Q_{\text{жидкости}}$ (при нормальных условиях) примерно равна давлению (при $p = 10, 20$ МПа и более, $\alpha = 120, 160, 200$ и более). Для перемешивания ПАВ и воздуха на поверхности применяют специальное устройство — аэратор (типа «перфорированная труба в трубе»). Через перфорированный патрубок компрессором закачивают воздух в соответствии с заданным α , в наружную трубу закачивают водный раствор ПАВ насосом с расходом 2—3 л с.

Эффективность метода удаления жидкости обосновывается специальными исследованиями скважин и технико-экономическими расчетами.

Для поглощения жидкости пластом скважину останавливают на 2—4 ч. Дебиты скважин после пуска возрастают, однако не всегда компенсируют потери в добыче газа вследствие простоя скважин. Поскольку столб жидкости не всегда уходит в пласт, а при низких давлениях приток газа может не возобновляться, этот метод применяют редко.

Подключение скважины к газосборной сети низкого давления позволяет эксплуатировать обводненные скважины, отделять воду от газа, использовать газ низкого давления в течение длительного времени.

Продувка скважин в атмосферу осуществляется в течение 15—30 мин. Скорость газа на забое должна при этом достигать 3—6 м/с. Метод прост и применяется, если дебит восстанавливается на длительный срок (несколько суток). Однако этому методу присущи многие недостатки: неполное удаление жидкости с забоя, возрастающая депрессия на пласт приводит к интенсивному поступлению новых порций воды, разрушению пласта, образованию песчаной пробки, загрязнению окружающей среды, потерям газа.

Периодическая продувка скважин через НКТ диаметром 63—76 мм или через специально спущенные сифонные трубы диаметром 25—37 мм осуществляется тремя способами: 1) вручную и автоматами, установленными 2) на поверхности земли или 3) на забое скважины. От продувки в атмосферу этот метод отличается тем, что он применяется только после накопления определенного столба жидкости на забое.

Газ из скважины вместе с жидкостью поступает в газосборный коллектор низкого давления, отделяется от воды в сепараторах и поступает на компримирование или сжигается в факеле. Автомат, установленный на устье, периодически приоткрывает клапан на рабочей линии. Команду на это автомат получает при возрастании до заданного перепада между давлениями в затрубном пространстве и в рабочей линии. Величина этого перепада зависит от высоты столба жидкости в НКТ.

Автоматы, установленные на забое, также срабатывают при определенной высоте столба жидкости. Устанавливают один кла-

пан на входе в НКТ или несколько пусковых газлифтных клапанов на нижнем участке НКТ.

Для накопления жидкости на забое может использоваться внутрискважинная сепарация газожидкостного потока. Такой способ сепарации с последующей продавкой жидкости в нижележащий горизонт был испытан после предварительных лабораторных исследований на скв. 408 и 328 Коробковского месторождения. При этом методе существенно уменьшаются гидравлические потери давления в стволе скважины и расходы на сбор и утилизацию пластовых вод.

Периодическое удаление жидкости можно осуществлять и при подаче ПАВ на забой скважины.

При контакте воды с пенообразующим веществом и барботаже газа через столб жидкости образуется пена. Поскольку плотность пены существенно меньше плотности воды, даже сравнительно небольшие скорости газа (0,2—0,5 м/с) обеспечивают вынос пенообразной массы на поверхность.

При минерализации вод менее 3—4 г/л применяется 3—5 %-ный водный раствор сульфолола, при высокой минерализации (до 15—20 г/л) используют натриевые соли сульфокислот. Жидкие ПАВ периодически закачиваются в скважину, а из твердых ПАВ (порошки «Дон», «Ладога», Триалон и другие) изготовляют гранулы диаметром 1,5—2 см или стержни длиной 60—80 см, которые затем подают на забой скважин.

Для скважин, имеющих приток воды до 200 л/сут, рекомендуется вводить до 4 г активного вещества ПАВ на 1 л воды, на скважинах с притоком до 10 т/сут эта величина уменьшается.

Ввод на отдельных скважинах Майкопского месторождения до 300—400 л растворов сульфолола или порошка «Новость» привел к увеличению дебитов в 1,5—2,5 раза по сравнению с начальными, продолжительность эффекта достигала 10—15 сут. Присутствие конденсата в жидкости снижает активность ПАВ на 10—30 %, а если конденсата больше, чем воды, пена не образуется. В этих условиях применяют специальные ПАВ.

Непрерывное удаление жидкости с забоя происходит при определенных скоростях газа, обеспечивающих образование капельного двухфазного потока. Известно, что эти условия обеспечиваются при скоростях газа более 5 м/с в колоннах труб диаметром 63—76 мм при глубинах скважин до 2500 м.

Непрерывное удаление жидкости применяется в тех случаях, когда пластовая вода непрерывно поступает на забой скважины. Диаметр колонны НКТ подбирается таким, чтобы получить скорости потока, обеспечивающие вынос жидкости с забоя. При переходе на меньший диаметр труб увеличиваются гидравлические сопротивления. Поэтому переход на меньший диаметр эффективен в том случае, если потери давления на трение меньше противодавления на пласт столба жидкости, которая не удаляется с забоя.

Для удаления жидкости с забоя успешно применяются газлифтные системы с забойным клапаном. Газ отбирается по затруб-

ному пространству, а жидкость удаляется через НКТ, на которых установлены пусковые газлифтные и забойные клапаны. На клапан действуют сила сжатия пружины и разность давлений, создаваемых столбами жидкости в НКТ и в затрубье (вниз), а также сила, обусловленная давлением в затрубном пространстве (вверх). При расчетном уровне жидкости в затрубном пространстве соотношение действующих сил становится таким, что клапан открывается и жидкость поступает в НКТ и далее в атмосферу или в сепаратор. После снижения уровня жидкости в затрубье до заданного входной клапан закрывается. Жидкость внутри НКТ накапливается до тех пор, пока не сработают пусковые газлифтные клапаны. При открытии последних газ из затрубного пространства поступает в НКТ и выносит жидкость на поверхность. После снижения уровня жидкости в НКТ пусковые клапаны закрываются и внутри трубы снова накапливается жидкость за счет перепуска ее из затрубья.

В газовых и газоконденсатных скважинах применяют плунжерный лифт типа «летающий клапан». В нижней части колонны НКТ устанавливают трубный ограничитель, а на фонтанной арматуре — верхний амортизатор. Плунжер помещают в фонтанные трубы, которые служат ему направляющим каналом — «цилиндром», а сам он выполняет роль «поршня».

Практикой эксплуатации установлены оптимальные скорости подъема (1—3 м/с) и падения (2—5 м/с) плунжера. При скоростях газа у башмака более 2 м/с применяют плунжерный лифт непрерывного действия.

При низких пластовых давлениях в скважинах глубиной до 2500 м применяют скважинные насосные установки. В этом случае удаление жидкости не зависит от скорости газа и может осуществляться до самого конца разработки залежи при снижении устьевого давления до 0,2—0,4 МПа. Таким образом, скважинные насосные установки применяют в условиях, когда другие способы удаления жидкости вообще нельзя применить, либо их эффективность резко падает.

Скважинные насосы устанавливают на НКТ, а газ отбирают через затрубное пространство. Чтобы исключить поступление газа на прием насоса, его размещают ниже зоны перфорации под буферным уровнем жидкости или над забойным клапаном, который пропускает в НКТ только жидкость.

§ 22. ОДНОВРЕМЕННАЯ РАЗДЕЛЬНАЯ ЭКСПЛУАТАЦИЯ ДВУХ ГАЗОВЫХ ПЛАСТОВ ОДНОЙ СКВАЖИНОЙ

Многие газовые и газоконденсатные месторождения многопластовые. Разработка и эксплуатация таких месторождений возможна двумя методами. При первом методе каждый газовый пласт эксплуатируется самостоятельными сетками скважин, при втором — одновременно, но раздельно два или три пласта одной скважиной.

Метод одновременной раздельной эксплуатации (ОРЭ) двух и более пластов одной скважиной имеет следующие технико-эко-

номические преимущества: уменьшается общее число добывающих скважин для разработки двух пластов; сокращается общая протяженность промысловых газосборных трубопроводов; ускоряется ввод в эксплуатацию новых газоконденсатных залежей; уменьшаются капитальные вложения в строительство скважин и поверхностное оборудование, сокращается численность обслуживающего персонала.

Выбор объектов для одновременной раздельной эксплуатации двух пластов одной скважиной зависит от состава пластовых газов, разности давлений и температур газа в пластах, расстояния по вертикали между пластами, режима эксплуатации пластов.

Объединение возможно, если составы пластовых газов однотипны, разность давлений и температур невелика, расстояние между пластами не меньше 10 м, одинаковы режимы эксплуатации залежей.

Метод одновременной раздельной эксплуатации двух пластов одной скважиной затрудняет исследование пластов в этих скважинах, воздействие на призабойную зону с целью увеличения дебитов пластов, ремонтные работы в скважине, требует увеличения числа наблюдательных скважин и скважин для регулирования систем разработки пластов.

Для разобщения пластов в скважине при их одновременной раздельной эксплуатации применяют пакеры, разобщающие межтрубное кольцевое пространство между обсадной колонной и колонной НКТ. Пакер устанавливают ниже верхнего газоносного пласта и закрепляют внизу колонны НКТ. Газ из верхнего пласта отбирают по межтрубному пространству, из нижнего — по колонне НКТ.

Для одновременной раздельной эксплуатации двух пластов одной скважиной на глубине 2000—3000 м и более в СевКавНИПИ-нефти разработана установка ГУЭ2ГП, обеспечивающая надежное разобщение газовых пластов при больших перепадах давлений и температур, независимое регулирование работы каждого пласта. Установка допускает эксплуатацию верхнего пласта по затрубному пространству, нижнего — по НКТ, а при необходимости эксплуатацию обоих пластов по НКТ.

Скважинная установка для эксплуатации двух газовых пластов (ГУЭ2ГП) одной скважиной показана на рис. П.15. Она состоит из гидравлического переключающего устройства (ГПУВ) *Г* и шлипсового пакера *Л*. Переключающее устройство предназначено для разобщения трубного и затрубного надпакерного пространств. Управляется устройство гидравлически при помощи шаров, спускаемых в скважину на проволоке через НКТ.

Устройство состоит из корпуса *5*, в верхний конец которого ввернут сальник *8*, а в нижний — переводник *1*. Внутри размещен цилиндр *3*, который прижат к упорному диску, опирающемуся на торец сальника.

В корпусе сальника размещен подвижный поршень *4*, который на нижнем конце имеет головку, образованную уплотняющими

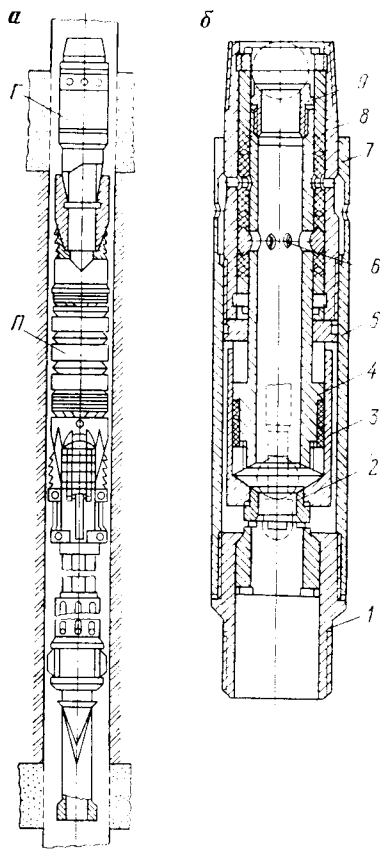


Рис. 11.15. Скважинная установка для эксплуатации двух газовых пластов одной скважиной ГУЭ2ГП:

а — схема размещения ГУЭ2ГП в скважине; *б* — переключающее устройство установки; 1 — переводник; 2, 9 — нижнее и верхнее седло соответственно; 3 — цилиндр; 4 — поршень; 5 — корпус; 6 — отверстия; 7 — кожух; 8 — сальник; 9 — седло

и упорными кольцами, сжатыми гайками. Длина хода поршня в цилиндре равна 45 мм. Надпоршневое пространство на наружной поверхности цилиндра пазами соединено с трубным пространством ниже седла 2. В корпусе сальника и в верхней части поршня просверлено по шесть отверстий 6 диаметром $d = 10$ мм. Отверстия по горизонтали совпадают с отверстиями в распорном кольце при крайнем верхнем положении поршня и перекрываются глухим кольцом при нижнем его положении.

На корпусе сальника помещен кожух 7, предохраняющий обсадную колонну от прямого воздействия струи при прокачке через НКТ в затрубное пространство. Для сообщения трубного и за-

трубного надпакерного пространства, т. е. для перевода поршня из нижнего положения в верхнее, через лубрикатор фонтанной арматуры в трубы спускают груз с навинченным на нижнем конце специальным шаром диаметром 38 мм.

После того как шар садится на нижнее седло, над ним создается гидравлическое давление, на 6—7 МПа выше существовавшего. Это давление, действуя снизу на головку поршня, заставляет его перемещаться в верхнее положение — устройство открыто. Для его закрытия в НКТ спускают груз с шаром диаметром 45 мм до посадки последнего на верхнее седло 9. При создании над шаром давления поршень перемещается в нижнее крайнее положение — устройство закрыто. Благодаря применению в качестве уплотняющих деталей пластмассовых элементов, пакер обладает высокой химической и температурной стойкостью. Установка ГУЭ2ГП прошла промышленные испытания в скважинах Полтавского ГПУ.

Метод ОРЭ двух пластов одной скважиной начал применяться в СССР с 1949 г. на Елшано-Курдюмском газовом месторождении и получил распространение на месторождениях Украины, Туркме-

нии, Узбекистана. По схеме ОРЭ обустроено свыше 140 скважин на месторождениях Укргазпрома, Туркменгазпрома, Узбекгазпрома.

Глава III

ИССЛЕДОВАНИЕ ГАЗОВЫХ СКВАЖИН

§ 23. ЦЕЛИ ИССЛЕДОВАНИЙ ГАЗОВЫХ И ГАЗОКОНДЕНСАТНЫХ СКВАЖИН

Газовые скважины подвергаются различным исследованиям для получения прямых и косвенных данных о геолого-физических параметрах горных пород призабойной зоны пласта вокруг ствола скважины, продуктивного пласта, физических свойствах насыщающих пласт жидкостей и газов, состоянии призабойной зоны скважины, самой скважины, выкидных линий, промыслового оборудования.

Прямые данные о породах и насыщающих пласт жидкостях и газах получают в результате отбора образцов пород (керн) в процессе бурения, проб жидкостей и газов в процессе исследований скважин и их анализа в лабораторных условиях.

Косвенные данные о геолого-физических параметрах пласта, горных породах вокруг ствола скважины, физических свойствах насыщающих пласт жидкостей и газов, состоянии призабойной зоны и самой скважины получают из данных геофизических, газогидродинамических и термодинамических исследований.

Промысловые исследования газовых и газоконденсатных скважин позволяют определять: 1) геометрические размеры газовых и газоконденсатных залежей по площади и разрезу, наличие и размеры экранов и непроницаемых включений, размеры и гипсометрическое положение контакта газ — вода; 2) коллекторские (фильтрационные и емкостные) параметры пласта; 3) прочностные характеристики пласта, определяющие добывные возможности скважины; 4) состав и физико-химические свойства газа и жидкостей; 5) условия накопления и выноса жидкостей и твердых пород из пласта на забой скважины и с забоя на поверхность; 6) гидродинамические и термодинамические условия работы ствола скважины; 7) фазовые превращения газоконденсатных смесей в пласте, скважине и наземном промысловом оборудовании; 8) начальные и текущие запасы газа и конденсата в залежи.

Все исследования газовых скважин делятся на первоначальные, текущие и специальные.

Первоначальным исследованиям подвергаются разведочные скважины в процессе разведки месторождения и его опытно-промышленной эксплуатации. Цель этих исследований — наиболее полное использование прямых и косвенных методов для определения геометрических размеров залежей, фильтрационных и емкостных геолого-физических параметров пласта, прочностных характеристик пласта, состава и физических

свойств пластовых жидкостей и газов, условий накопления и выноса жидкостей и твердых пород из пласта на забой скважины и с забоя на поверхность, гидродинамических термодинамических условий работы ствола скважины.

Все эти данные используются для установления условия отбора газа на забое скважины, технологического режима эксплуатации скважин, запасов сухого газа и стабильного конденсата в залежи; составления проектов опытно-промышленной эксплуатации; проектирования систем промышленной разработки и эксплуатации, методов добычи, переработки и использования конденсата.

Текущие исследования проводятся во всех добывающих скважинах, как правило, раз в год. Цель исследований — получение данных о состоянии пласта, призабойной зоны, забоя и ствола скважины. Эти данные используются для подтверждения или изменения технологического режима эксплуатации скважин, определения мероприятий по увеличению дебитов газовых скважин, построения карт изобар (линий равного давления), определения текущих запасов газа и конденсата, контроля и регулирования системы разработки залежи.

Текущие исследования скважин проводятся при установившихся и неустановившихся режимах работы скважин.

Они позволяют определять: 1) условно-статические пластовые давления; 2) зависимость дебита газа от разности квадратов давлений; 3) коэффициенты фильтрационного сопротивления A и B ; 4) приведенный радиус скважины; 5) радиус полусферической каверны у перфорационного канала; 6) просветность забоя; 7) работающий интервал пласта на забое скважины; 8) запасы газа в удельном объеме дренирования скважины; 9) коэффициент качества вскрытия пласта; 10) коэффициент гидравлического сопротивления колонны НКТ; 11) коэффициенты теплопередачи горных пород разреза скважины.

Специальные исследования проводятся в добывающих и наблюдательных скважинах в газо- и водонасыщенной частях пластовой водонапорной системы для получения данных, связанных со специфическими условиями эксплуатации данного месторождения.

Цели исследований следующие: 1) определение положения контакта газ — вода при помощи геофизических методов в наблюдательных скважинах; 2) установление эффективности мероприятий по увеличению дебитов добывающих и приемистости нагнетательных скважин; 3) исследование сообщаемости различных пластов, установление направления и расходов перетоков, работающих интервалов в разрезе забоя скважин; 4) определение интервалов возможного образования гидратов природных газов в скважинах, шлейфах и сепараторах и разработка мероприятий по обеспечению нормальной эксплуатации скважин и поверхностного оборудования промыслов.

Данные специальных исследований скважин и пластов используются для контроля, регулирования системы разработки, улуч-

шения технико-экономических показателей работы промыслового оборудования, внедрения новой техники и технологии в добычу газа.

§ 24. ТЕХНОЛОГИЯ И ТЕХНИКА ИССЛЕДОВАНИЯ ГАЗОВЫХ СКВАЖИН

Первые сведения о исследовании газовых скважин появились в литературе в 20-х годах нашего века. В 1925 г. была опубликована работа, в которой Баннет и Пирс описали предложенный ими метод исследования газовой скважины. В результате исследования скважины при ее фонтанировании в атмосферу устанавливали зависимости расхода газа от давления на ее устье и на забое. Этот метод исследования приводил к существенным потерям газа, не удовлетворял правилам техники безопасности и охраны окружающей среды.

В 1929 г. Пирс и Роулинс описали метод противодавлений. После усовершенствования этого метода Горное Бюро США приняло его в качестве официального метода исследования газовых скважин. В 1935 г. Роулинс и Шелхардт опубликовали результаты фундаментальных исследований большого числа газовых скважин.

Они предложили одночленную степенную формулу притока газа к забою скважины

$$Q = C(p_k^2 - p_3^2)^n, \quad (III.1)$$

графический метод определения «постоянных» уравнения C и n , а также метод нахождения абсолютно свободного¹ дебита скважины.

Метод Роулинса и Шелхардта получил повсеместное распространение и используется до настоящего времени.

В 1948 г. В. А. Евдокимова разработала теорию определения геолого-физических параметров пористой среды (k и m) по данным специальных исследований газовых скважин при неустановившихся режимах. Она доказала зависимость показателя степени скобки n от Re , а также зависимость коэффициента c от времени исследований:

$$n = n(Re). \quad (III.2)$$

В 1950 г. И. А. Чарный и в 1951 г. Е. М. Минский ввели в практику обработки результатов исследований газовых скважин в СССР двучленную формулу зависимости градиента давления от скорости фильтрации, аналогичную по форме опубликованной ранее формуле Форхгеймера:

$$\frac{dp}{dR} = \frac{\mu}{k} v + \beta^* \rho v^2. \quad (III.3)$$

¹ Абсолютно свободным называется максимальный теоретический дебит скважины, который получился бы при ее работе с абсолютным давлением на забое, равным 0,1 МПа.

Е. М. Минский на основе обработки экспериментальных данных Фенчера, Льюнса и Бернса предложил структуру и численное значение коэффициента β^* , приближенные значения которого долгое время не позволяли использовать коэффициент фильтрационного сопротивления B для определения параметров пористой среды.

Параметры пористой среды определяли по коэффициенту A в формуле стационарного притока газа к забою скважины

$$p_k^2 - p_3^2 = AQ + BQ^2. \quad (III.4)$$

А. И. Ширковский в результате обработки данных экспериментальных исследований получил зависимость β^* (в 1/м) от отношения k/m , пропорционального «среднему» радиусу поровых каналов:

$$\beta^* = 63 \cdot 10^6 / (k/m)^{3.2}. \quad (III.5)$$

Эта зависимость позволяет определять по данным исследований скважин, используя коэффициенты фильтрационного сопротивления A и B , многие важные параметры пористой среды: коэффициенты абсолютной проницаемости k_0 и открытой пористости m_0 , объем связанной воды S_b , начальную газонасыщенность α_n , коэффициенты извилистости ξ и формы λ , удельную поверхность F , поскольку объем связанной воды, структурный коэффициент в формуле удельной поверхности, удельная поверхность пористой среды также зависят от отношения k/m .

Большой вклад в развитие теории и практики исследования газовых скважин в СССР внесли Ю. П. Коротаяев, Г. А. Зотов, Э. Б. Чекалюк, С. Н. Бузинов, К. С. Басниев, З. С. Алиев и др.

В последнее время шире стали использоваться данные термометрии скважин для определения технического состояния забоя и ствола скважин, термических свойств горных пород, фильтрационных параметров пористой среды. Измерив скважинными термометрами установившуюся температуру на забое скважины, работающей с постоянным дебитом, или изменение температуры газа на забое при остановке скважины, можно определить коэффициент проницаемости, истинную скорость движения газа на забое скважины, просветность забоя, число работающих перфорационных отверстий и радиус их полусферических каверн, коэффициенты теплопередачи горных пород.

Разрабатывается и начал успешно применяться новый метод исследования газовых скважин, названный шуметрией. Впервые скважинный шумомер для исследований скважин, выделения работающих интервалов пласта применялся в СССР в 1967 г.

С помощью скважинного шумомера можно: 1) выделять работающие интервалы в продуктивной толще, перекрытой НКТ; 2) определять места и направление движения газа в цементном камне за обсадными колоннами; 3) устанавливать интервалы и интенсивность выноса пластового песка потоком газа; 4) отбивать границу раздела газ — жидкость в скважине; 5) определять характер притока газа в скважину (однофазный, двухфазный), структуру потока газа по колонне НКТ.

Исследование газовых скважин при установившихся режимах

На рис. III.1 изображена технологическая схема обвязки устья газовой скважины с приборами и оборудованием при текущих исследованиях. Исследование газовых скважин при установившихся режимах проводится в следующем порядке.

1. Перед исследованием скважину продувают в течение 15—20 мин для удаления твердых частиц и жидкости с забоя скважин. После продувки скважину закрывают до полного восстановления давления. На многих газовых месторождениях это время составляет 2—3 ч.

2. В диафрагменном измерителе критического течения газа (ДИКТе) устанавливают диафрагму с малым диаметром калиброванного отверстия. После этого открывают коренную задвижку, пускают скважину в работу до наступления установившегося состояния, при котором давление и температура газа перед диафрагмой ДИКТа и в затрубном пространстве не изменяются во времени. Записывают эти давления и температуры газа в журнал исследований и останавливают скважину, полностью закрывая коренную задвижку.

3. В ДИКТе устанавливают диафрагму с большим диаметром калиброванного отверстия и вновь дожидаются наступления установившегося состояния, записывают давления и температуры, после чего скважину останавливают.

Такие операции повторяют 4, 6 или 9 раз, по числу имеющихся диафрагм. С целью контроля после исследования скважины на диафрагме с наибольшим калиброванным отверстием иногда повторяют исследование на диафрагме с меньшим диаметром отверстий.

4. По давлению и температуре газа перед диафрагмой ДИКТа рассчитывают дебит газа для каждой диафрагмы.

5. По статическому затрубному давлению или динамическому давлению перед диафрагмой ДИКТа рассчитывают давление на забое скважины.

6. Строят графики зависимости $(p_k^2 - p_3^2)/Q$ от Q . По графикам определяют коэффициенты фильтрационного сопротивления A и B .

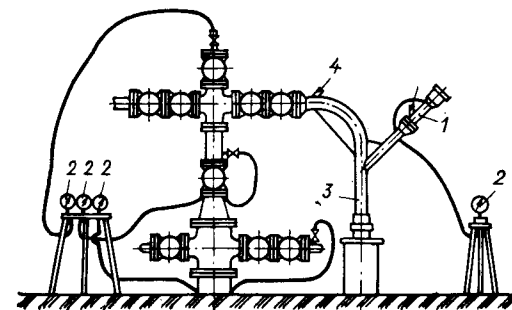


Рис. III.1. Схема расположения оборудования и приборов при проведении текущих исследований газовой скважины с помощью диафрагменного измерителя критического течения газа: 1 — диафрагменный измеритель; 2 — манометры; 3 — породоплавитель; 4 — термометры

Исследование газовых скважин при неустановившихся режимах

Исследование газовых скважин при неустановившихся режимах проводится при пуске скважины в работу с постоянным или изменяющимся дебитом или давлением, при остановке скважины после некоторого периода ее работы на установившемся режиме или в случае переменного дебита при ее работе.

При исследованиях измеряют и записывают дебиты, давления и температуры и соответствующее им время. Например, при $t = 0$ закрываем задвижку на работавшей струне. Далее в фиксированные моменты по секундомеру (через 10, 30 или 60 с и более) после закрытия задвижки записывают давления и температуры газа в затрубном пространстве и на головке скважины.

При исследовании скважин скважинными манометрами и термометрами после закрытия скважины получаем данные об изменении во времени давления и температуры на глубине установки приборов.

Приборы для измерения давления, температуры и расхода газа

При исследованиях скважин для измерения давления газа на головке скважины, в затрубном пространстве и в узле измерения дебита газа применяются пружинные показывающие манометры типа МО и МТИ класса точности 0,2—0,35.

Для измерения давлений газа на забое и различных глубинах в скважине используются скважинные манометры (приборы) двух типов: 1) с местной записью измеренного давления на специальном диаграммном бланке, находящемся в манометре; 2) с дистанционной передачей сигнала датчика о величине измеренного давления на поверхность по геофизическому бронированному кабелю во вторичную аппаратуру, которая расшифровывает принятый сигнал и записывает его.

Для измерения давлений газа в скважинах с местной записью применяются скважинные прецизионные манометры нормального ряда МГН-1 пружинно-поршневого типа, разработанные в институте ВНИИКАнефтегаз, геликсные скважинные манометры МГН-2, МГГ-2У, дифференциальные скважинные манометры ДГМ-4.

Пружинно-поршневые скважинные манометры типа М-57 выпускаются фирмой «Лойтерт» (ФРГ), геликсные — фирмами «Амеграда» и «Кастер» (США).

Манометры спускают в скважину на стальной проволоке диаметром 1,6—2,5 мм через специальный прибор, герметизирующий устье скважины во время спуска, называемый лубрикатором. Скважинные приборы спускают в скважину и извлекают из нее при помощи лебедки, смонтированной на автомашинах ГАЗ-63 или ГАЗ-66. Диаметр скважинных манометров 32—36 мм, длина 1500—1800 мм, масса 10—15 кг, пределы измерения давлений — от 0 до 100 МПа. Погрешность измерения давления газа составляет 0,1—0,4 % максимального значения шкалы. Для определения работоспособности,

чувствительности и погрешности скважинные манометры тарируются при помощи грузовых образцовых поршневых манометров типа МОП-250.

Дифференциальные скважинные манометры отличаются большой точностью и чувствительностью. Они способны регистрировать изменение давления с точностью до 0,001 МПа. Для измерения температур на устье скважины используются максимальные стеклянные термометры с ценой деления 0,1 °С. Для измерения температуры газа на забое и в стволе скважины используются скважинные конденсационные термометры нормального ряда ТГН-1 типа «Сириус» с местной регистрацией температуры, разработанные в институте ВНИИКАнефтегаз на базе геликсных манометров МГН-2, а также термометры ТГБ1М, ТЭГ-36 и др.

Скважинный биметаллический регистрирующий термометр ТГБ1М имеет пределы измерений от 293 до 443 К, погрешность измерения составляет $\pm 2,5$ °С.

Наибольшее распространение в газовой промышленности получили опытные образцы скважинных приборов с дистанционной регистрацией измеренной величины (давления, расхода и температуры газа), разработанные в ВНПО «Союзгазавтоматика»: «Пласт-1», «Гелий-1»; «Дебит-1», комплексная лаборатория «Глубина».

Для измерения расхода газа (дебита) используют различные приборы в зависимости от давления, состава газа, диаметра трубопровода, типа скважины (разведочная, добывающая) и метода использования газа: ДИКТ, ДП-430 и др.

При исследовании разведочных и некоторых добывающих скважин используется ДИКТ. В этом случае расход газа определяется по преобразованной формуле Сен-Венана

$$Q = \frac{10Cp \sqrt{g_r}}{\sqrt{\Delta T z}} = \frac{10Cp}{\Delta} \sqrt{\frac{\Delta_c}{T z}}, \quad (\text{III.6})$$

где Q — расход газа, тыс. м³/сут; T , p — соответственно абсолютная температура (в К) и давление (в МПа) газа перед диафрагмой; Δ , Δ_c — относительная плотность соответственно жирного и сухого (отсепарированного) газа по воздуху; z — коэффициент сжимаемости жирного газа при p и T ; C — коэффициент, зависящий от диаметра калиброванного отверстия диафрагмы. Он определяется по таблицам [2] или рассчитывается по формулам (III.7) или (III.8):

$$C = 0,189d^2 \quad (\text{ДИКТ с } D = 50 \text{ мм}); \quad (\text{III.7})$$

$$C = 0,184d^2 \quad (\text{ДИКТ с } D = 100 \text{ мм}), \quad (\text{III.8})$$

где d — диаметр отверстия диафрагмы, мм.

При измерении расхода газа дроссельными расходомерами в случае исследования скважин с выпуском газа в газопровод (при некритическом истечении газа, т. е. $p_2 > 0,55 p_1$) можно использовать формулу

$$Q = C_1 p_1 / \sqrt{\Delta T_1 z_1}, \quad (\text{III.9})$$

где $C_1 \approx C/1,14$, а коэффициент C берется из Инструкции по исследованию

дованию скважин [2] или вычисляется по формулам (III.7), (III.8):

$$g_r = G_r / (G_r + G_k) = \Delta_c / \Delta,$$

где g_r — массовая доля сухого (отсепарированного) газа в потоке; G_r , G_k — массовый расход сухого газа и углеводородного конденсата соответственно.

В том случае, если через диафрагму ДИКТа движется газоконденсатная смесь с содержанием углеводородного конденсата до $70 \text{ см}^3/\text{м}^3$, коэффициент C в формуле для расчета расхода газа можно определить по корреляционной зависимости, полученной А. К. Кормишиным с соавторами:

$$C_{\text{см}} = 2,71 \cdot 10^3 d + 1774 \cdot 10^3 d^2 - (4,16 \cdot 10^2 d^2 - 1,352) p, \quad (\text{III.10})$$

где d — в м; p — в МПа.

При подстановке $C_{\text{см}}$ в формулу (III.6) получаем дебит сухого газа. Для определения расхода газоконденсатной смеси к дебиту сухого газа следует прибавить расход углеводородного конденсата, переведенного в парообразное состояние.

Если во время исследования скважины давление на забое скважины не измерялось, его можно вычислить по измеренному затрубному давлению на устье скважины и весу неподвижного столба сжатого газа в затрубном пространстве или по измеренному буферному давлению с учетом веса подвижного столба газа и потерь давления на трение и турбулентность потока в колонне НКТ.

В первом случае используют формулу барометрического нивелирования Лапласа—Бабине

$$p_z = p_{\text{зт}} e^{\frac{0,03415 \Delta L}{z \bar{T}}}, \quad (\text{III.11})$$

где $p_{\text{зт}}$ — абсолютное статическое давление газа в затрубном пространстве на устье скважины, МПа; Δ — относительная плотность затрубного газа по воздуху; L — глубина скважины, м; \bar{T} — средняя по длине температура газа в затрубном пространстве, К; $\bar{T} = (T_z + T_{\text{зт}})/2$; z — коэффициент сверхсжимаемости газа при \bar{p} и \bar{T} ; $\bar{p} = (p_z + p_{\text{зт}})/2$.

Вычисления проводятся по методу последовательных приближений по схеме

$$p_{\text{зт}} \rightarrow \bar{T} \rightarrow z(p_{\text{зт}}, \bar{T}) \rightarrow p_z \rightarrow \bar{p} = (p_z + p_{\text{зт}})/2 \rightarrow \bar{T} \rightarrow z(\bar{p}, \bar{T}) \rightarrow p_z.$$

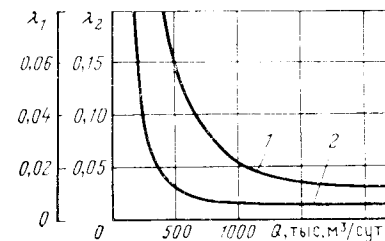
Если разность $p_z - p_z' < \varepsilon$ — заданной погрешности, расчет прекращается и p_z принимается за истинное забойное давление.

Забойное давление можно определить также по следующим формулам

$$\bar{p}_z = \bar{p}_{\text{зт}} + 0,03415 \Delta L / \bar{T}, \quad (\text{III.12})$$

$$\bar{p} = \int_0^{\bar{p}} \frac{z(p)}{p} dp = \int_0^{0,2} \frac{z(p_{\text{нр}})}{p_{\text{нр}}} dp_{\text{нр}} + \int_{0,2}^{\bar{p}_{\text{нр}}} \frac{z(p_{\text{нр}})}{p_{\text{нр}}} dp_{\text{нр}}, \quad (\text{III.13})$$

Рис. III.2. Зависимости $\lambda = \lambda(Q)$, полученные при исследовании скважин Оренбургского месторождения с диаметрами НКТ 127 (1) и 114 (2) мм



где $p_{\text{нр}}$ — приведенное давление, равное отношению рабочего давления к среднекритическому $p_{\text{нр}} = p/p_{\text{кр}}$, см.

Значения \bar{p} для различных значений приведенного давления и температуры приведены в работе [2].

Забойное давление по измеренному буферному давлению можно вычислить, например, по формуле Г. А. Адамова

$$p_z = \sqrt{p_6^2 e^{2S} + 1,377 \lambda \frac{z^2 \bar{T}^2}{d^5} (e^{2S} - 1) Q^2}, \quad (\text{III.14})$$

Здесь $\bar{T} = (T_6 + T_z)/2$; T_6 — температура газа на буфере скважины, К; λ — коэффициент гидравлического сопротивления шероховатых фонтанных труб; d — внутренний диаметр фонтанных труб, см; Q — расход газа по колонне НКТ, тыс. $\text{м}^3/\text{сут}$.

Ориентировочно λ определяется по таблице из работы [2] или более точно по данным исследования скважины при измерении забойного и устьевого давлений:

$$2S = 0,0683 \Delta_1 L / (z \bar{T}),$$

где $\bar{T} = (T_z + T_6)/2$; Δ_1 — относительная плотность движущегося газа по воздуху.

На рис. III.2 показаны графики зависимости $\lambda = \lambda(Q)$, полученные экспериментально при исследовании скважин на Оренбургском газоконденсатном месторождении.

При отборе сероводородсодержащего газа из пласта по колонне НКТ, оборудованных забойным клапаном-отсекателем, с изолированным от пласта при помощи пакера затрубным пространством, при наличии хвостовика в фильтровой части пласта (см. рис. II.8), непосредственное измерение статического или динамического забойного давления часто невозможно из-за отсутствия малогабаритных скважинных манометров в коррозионно-стойком исполнении.

Динамическое забойное давление приближенно можно рассчитать по формуле

$$p_z = p_n + \Delta p_{\text{ко}} + \Delta p_{\text{к}},$$

где p_n — давление газа в НКТ на выходе из клапана-отсекателя, оно рассчитывается по формуле Г. А. Адамова по известным значе-

ниям Q , p_6 , L_1 , λ_1 ; $\Delta p_{\text{ко}}$, Δp_x — потери давления в клапане-отсекателе и хвостовике соответственно.

$$\Delta p_{\text{ко}} = \frac{1}{2} \left(p_k - \sqrt{p_k^2 - 4(Q/C)^2} \right), \quad (\text{III.15})$$

где p_k — давление газа на входе в клапан-отсекатель из хвостовика, Па; Q — дебит газа, м³/сут; C — коэффициент штуцера клапана-отсекателя; при $d = 33,4$ мм, $C = 34\,802$ м³/(Па·сут).

Давление газа на входе в клапан-отсекатель

$$p_k = p_n + (Q/C)^2/p_n. \quad (\text{III.16})$$

Зная p_k , давление на забое (на входе в башмак НКТ) p_3 определим по формуле Г. А. Адамова по известным значениям Q , L_x , λ_x .

Формула (III.16) справедлива при движении сухого газа через сменный штуцер ЗКО при $p_n/p_k < 0,8$.

Для более точного определения давления газа на забое скважины (на входе газа в башмак колонны НКТ), покрытия внутренней поверхности хвостовика пленкой жидкого ингибитора коррозии без остановки скважины при ее эксплуатации с малыми дебитами в последнее время стали изменять компоновку подземного оборудования ствола газоконденсатных скважин. Циркуляционный клапан стали устанавливать ниже забойного клапана-отсекателя, непосредственно над пакером. При работе скважины с открытым циркуляционным клапаном давление газа на входе в башмак колонны НКТ можно рассчитать так: к статическому давлению газа в затрубном пространстве на глубине установки циркуляционного клапана $p_{\text{цк}}$ необходимо прибавить потери давления в канале пакера Δp_n и в хвостовике Δp_x .

Измерив давление неподвижного столба газа в затрубном пространстве на устье скважины $p_{\text{зт}}$, рассчитаем по формуле (III.11) статическое давление на глубине установки циркуляционного клапана $p_{\text{цк}}$. Потери давления в канале пакера определим по эмпирической формуле А. К. Кормишина

$$\Delta p_n = \left(\frac{Q}{316\,165d_n^2} \right)^2/p_{\text{вп}}, \quad (\text{III.17})$$

где d_n — диаметр канала пакера, м; Q — расход газа через канал пакера, тыс. м³/сут; $p_{\text{вп}}$ — давление газа на выходе из пакера, равное $p_{\text{цк}}$, МПа.

Затем найдем потери давления в хвостовике по формуле Г. А. Адамова, используя определенные по промысловым замерам значения $\lambda = \lambda(Q)$.

Распределение температуры в добывающей скважине при установившихся условиях работы можно определить, например, по формуле С. А. Бобровского и В. А. Черникина

$$T = T_n + (T_3 - T_n) e^{-\varphi l} + \frac{1}{\varphi} \left[\alpha - \frac{\varepsilon(p_3 - p_6)}{L} \right] (1 - e^{-\varphi l}), \quad (\text{III.18})$$

где T — температура газа на расстоянии l от начала отсчета (от

середины пласта вверх по оси скважины); T_n , T_3 — температура газа соответственно в пласте и на забое скважины, К;

$$T_3 = T_n - \varepsilon(p_k - p_3); \quad \varphi = \pi K D / (Q \rho c_p), \quad 1/\text{м}; \quad \alpha = (T_n - T_0)/L, \quad \text{К/м};$$

T_0 — постоянная температура грунта на устье, К; ε — среднее значение коэффициента Джоуля—Томсона, К/Па; p_k , p_3 — давления в пласте и на забое скважины соответственно, Па; D — диаметр колонны обсадных труб, м; Q — расход газа по колонне, м³/ч; ρ — плотность газа; кг/м³; c_p — изобарная удельная теплоемкость газа, кДж/(кг·К); K — коэффициент теплопередачи от газа к породам разреза скважины, кДж/(м²·ч·К). Коэффициент теплопередачи для различных климатических зон имеет значения от 38 до 84 кДж/м²·ч·К и определяется по данным специальных исследований газовых скважин.

Как правило, давления и температуры на устье скважин при различных дебитах определяются совместным решением уравнений для распределения давления и температуры по колонне НКТ методом итераций (последовательных приближений) при помощи ЭВМ.

Пример. Определить статическое давление на забое газовой скважины при следующих исходных данных: $L = 1765$ м; $\Delta = 0,6$; $p_{\text{зт}} = 16,17$ МПа; $T = 320,4$ К.

По формулам (1.44) и (1.45) или по рис. 11.2 из работы [2], зная Δ , определим: $T_{\text{кр. см}} = 199$ К, $p_{\text{кр. см}} = 4,72$ МПа.

Приведенные параметры:

$$T_{\text{пр}} = T/T_{\text{кр. см}} = 320,4/199 = 1,61;$$

$$p_{\text{пр}} = p/p_{\text{кр. см}} = 16,17/4,72 = 3,426.$$

По табл. III.4 работы [2], зная $p_{\text{пр}}$ и $T_{\text{пр}}$, определим значение интеграла

$$\int_{0,2}^{p_{\text{пр}}} \frac{z(p_{\text{пр}})}{p_{\text{пр}}} dp_{\text{пр}} = 2,629.$$

Вычислим значение

$$0,03415 \Delta L / \bar{T} = 0,03415 \cdot 0,6 \cdot 1765 / 320,4 = 0,113.$$

Определим значение интеграла, соответствующего приведенному забойному давлению:

$$\int_{0,2}^{p_{\text{пр. з}}} \frac{z(p_{\text{пр}})}{p_{\text{пр}}} dp_{\text{пр}} = 2,629 + 0,113 = 2,742.$$

По табл. III.4 из работы [2] при $T_{\text{пр}} = 1,61$ величине 2,742 соответствует $p_{\text{пр}} = 3,918$.

$$p_3 = 3,918 \cdot 4,72 = 18,49 \text{ МПа.}$$

Пример. Определить забойное давление газа в скв. 182 Оренбургского газоконденсатного месторождения при следующих исходных данных: $p_{\text{зт}} = 12,52$ МПа; $L_{\text{цк}} = 1350,1$ м; $L_x = 363,2$ м; $d_x = 0,1$ м; $d_n = 0,057$ м; $L_{\text{нкт}} = 1720,6$ м; $Q = 900$ тыс. м³/сут; $\Delta = 0,697$; $(\bar{zT})_{\text{зт}} = 232$ К; $(\bar{zT})_x = 232$ К.

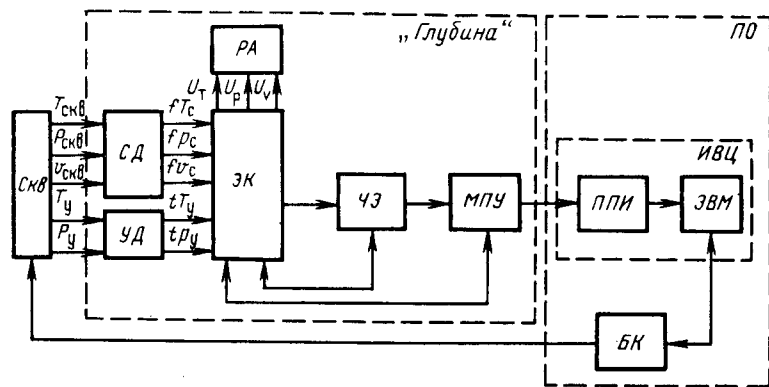


Рис. III.3. Блок-схема комплексной лаборатории «Глубина» для исследования газовых скважин в автоматической системе управления газодобывающего предприятия:

СКВ — скважина; СД — скважинный датчик; УД — устьевой датчик; РА — регистратор аналоговый; ЭК — электрокоммутатор; ЧЭ — частотомер электронный; МПУ — малогабаритное печатающее устройство; ППИ — пункт подготовки информации; ЭВМ — электронно-вычислительная машина; БК — блок команд; ИВЦ — информационно-вычислительный центр; ПО — производственное объединение

Решение.

$$p_{цк} = 12,52e^{\frac{0,03415 \cdot 0,697 \cdot 1350,1}{232}} = 14,35 \text{ МПа};$$

$$\Delta p_{п} = \left(\frac{900}{316 \cdot 165 \cdot 0,057^2} \right)^2 / 1435 = 0,054 \text{ МПа};$$

$$p_x = 14,35 + 0,054 = 14,4 \text{ МПа};$$

$$p_3 = \sqrt{14,4^2 e^{\frac{0,0683 \cdot 0,697 \cdot 363,2}{232}} + 0,013 \cdot 24 \cdot 0,012 \cdot \frac{232^2 \cdot 900^2}{0,1^5 \cdot 10^{10}} \times \left(e^{\frac{0,683 \cdot 0,697 \cdot 363,2}{232}} - 1 \right)} = 15,1 \text{ МПа}.$$

Определим забойное давление по весу неподвижного столба газа на длине НКТ (1720,6 м)

$$p'_3 = 12,52e^{\frac{0,03415 \cdot 0,697 \cdot 1720,6}{232}} = 14,92 \text{ МПа}.$$

Из расчетов видно, что p_3 мало отличается от p_3^1 .

В ВНПО «Союзгазавтоматика» разработана комплексная лаборатория «Глубина» для проведения исследований в скважине. На рис. III.3 представлена блок-схема этой лаборатории в системе АСУ ГДП.

Существенной особенностью комплексной лаборатории является то, что она представляет собой систему, состоящую из скважинной, устьевой, наземной аппаратуры и оборудования, и предназначена

для получения многомерных параметров газоносного пласта в действующей газовой скважине за один цикл спуско-подъема.

Комплексная лаборатория «Глубина» состоит из скважинного блока БДС (блока датчиков скважинных), испытателя (устьевых датчиков); лубрикатора (устьевого оборудования для проведения исследований в действующей газовой скважине под давлением), вторичной измерительной аппаратуры.

Вторичная аппаратура монтируется на геофизической станции типа АКС Л-7, что обеспечивает получение наряду с геофизическими и газогидродинамическими параметров. При этом на основе геофизических исследований скважин с применением комплекса программ оперативной интерпретации «Каротаж» или ГИК-2 определяются геофизические параметры.

В процессе проведения исследования в скважине спуско-подъемные операции выполняются с помощью каротажного подъемника СКП-4,5. Каналом связи между скважинным прибором БДС и вторичной аппаратурой служит каротажный кабель КОБД-2М (диаметр 6,7 мм) как наиболее приемлемый при проведении исследований в действующей газовой скважине через лубрикатор.

Скважинный блок БДС состоит из трех датчиков: скорости потока газа, температуры и давления. В процессе замеров все три параметра одновременно преобразуются в частотные сигналы, которые через каротажный кабель передаются во вторичную аппаратуру.

Конструктивно блок БДС состоит из чувствительных элементов, шасси, плат, муфты и кожуха. Чувствительный элемент для измерения скорости потока газа — аксиальная крыльчатка. Поток газа, проходя через внутреннюю полость корпуса чувствительного элемента, воздействует на лопасти крыльчатки и приводит ее во вращение с угловой скоростью, пропорциональной скорости потока газа.

Чувствительный элемент для измерения давления состоит из камеры с мембраной, на которую навинчивается корпус. В последнем размещены два электромагнита и кольцо со струной. Принцип его работы следующий: среда, давление которой измеряется, соприкасается с полостью камеры, воздействует на мембрану, которая сдвигает кольцо с переключкой-струной. Струна опирается на винт, жестко соединенный с корпусом. С увеличением давления мембрана воздействует на кольцо, повышая жесткость струны и изменяя резонансную частоту ее колебаний.

Термометр включает в себя чувствительный элемент и кожух. Чувствительный элемент состоит из двух терморезисторов, представляющих собой катушки из никелевого микропровода. Терморезисторы заключены в герметический кожух из нержавеющей стали.

Чувствительный элемент включен в схему электронного генератора, состоящего из двухкаскадного усилителя и катодного повторителя. Элементы схемы с терморезистором чувствительного элемента образуют частотно-зависимый мост. Под воздействием из-

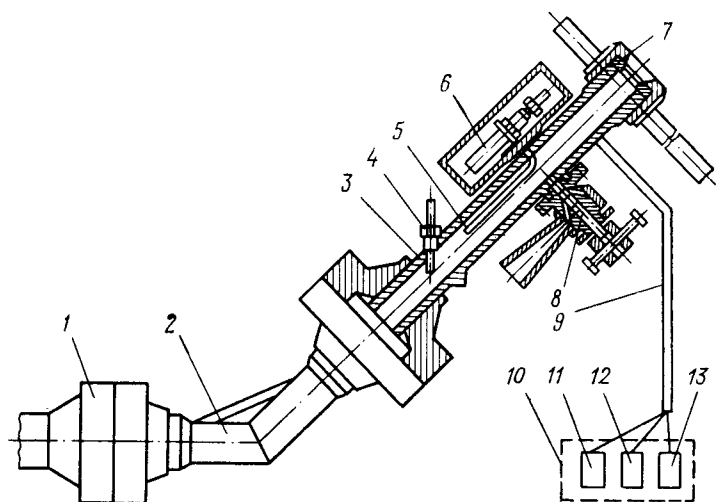


Рис. III.4. Устьевая аппаратура «Испытатель»:

1 — фланец выходной линии устьевой арматуры; 2 — промежуточное колено; 3 — корпус датчика дебита; 4 — карман для установки ртутного термометра; 5 — термометр сопротивления; 6 — датчик давления; 7 — сменные измерительные диафрагмы; 8 — вентиль для выпуска газа при смене диафрагмы; 9 — соединительный кабель; 10 — газогидродинамическая станция для исследования скважин; 11 — частотный преобразователь давления; 12 — частотный преобразователь температуры; 13 — блок питания

меряемой им температуры изменяются сопротивления терморезисторов и резонансная частота моста.

Аппаратура «Испытатель» (рис. III.4) предназначена для дистанционного измерения на устье скважины температуры и давления, а также преобразования их в частотные сигналы для вычисления дебита на устье скважины с применением ЭВМ.

Для определения указанных параметров используется принцип действия диафрагменного измерителя критического течения. Аппаратура «Испытатель» состоит из датчика дебита ДД-7 с набором диафрагм и электронных блоков, частотных преобразователей ПЧ-5-1 и ПЧ-5-2, блока питания БП-26, потенциометрического преобразователя давления и термометра сопротивления. Принцип действия аппаратуры заключается в том, что поток газа из скважины поступает в датчики дебита и вытекает в атмосферу через диафрагму при сверхкритическом режиме истечения. Основные параметры газа (температура и давление) воспринимаются преобразователем давления и термометром сопротивления, установленным в датчике дебита, и преобразуются в пропорциональные напряжения и частотные сигналы.

Лубрикатор предназначен для проведения газогидродинамических и геофизических исследований в действующей газовой скважине при рабочем давлении до 40 МПа.

Комплексная лаборатория «Глубина» работает по следующему принципу: параметры, измеряемые в скважине, преобразуются

блоком БДС-1 в частотные сигналы, которые через электрическую цепь наконечника НК-1 подаются в одножильный каротажный кабель, далее через коллектор каротажного подъемника поступают на вход наземной аппаратуры. Эта аппаратура состоит из фильтра, блока управления печатью, частотных преобразователей и измерительной стойки, в которую входят два частотомера и печатающий механизм. Все блоки размещены в каротажной станции АКС/Л-7.

На основе комплексной интерпретации данных исследований скважин определяется устьевое, пластовое и забойное давления; рабочая депрессия на пласт; устьевая и пластовая температуры; суммарный (на устье) и дифференциальные дебиты газа и поинтервальные коэффициенты фильтрационных сопротивлений.

С привлечением данных ядерно-геофизических исследований выполненные работы позволяют выделять газоотдающие интервалы внутри эксплуатируемого объекта, зоны для проведения работ по интенсификации притока газа к скважине, определять межпластовые перетоки.

§ 25. ОПРЕДЕЛЕНИЕ ФИЛЬТРАЦИОННЫХ И ЕМКОСТНЫХ ПАРАМЕТРОВ ПЛАСТА ПО ДАННЫМ ИССЛЕДОВАНИЙ ГАЗОВЫХ СКВАЖИН НА УСТАНОВИВШИХСЯ РЕЖИМАХ

В случае плоскорadiaльной изотермической фильтрации реального газа, описываемой законом Дарси, градиент давления определяет скорость фильтрации

$$v = -\frac{k}{\mu} \frac{dp}{dR}. \quad (III.19)$$

Определим плотность газа и массовую скорость фильтрации

$$\rho = \rho_0 \frac{p z_a T_0}{z p_a T_n}, \quad (III.20)$$

$$\rho v = G / (2\pi R h), \quad (III.21)$$

где G — массовый расход газа; h — эффективная газонасыщенная толщина пласта.

В общем случае k , μ , z являются функциями давления. Обозначим безразмерные величины:

$$\bar{k}(p) = k(p)/k_0; \quad \bar{\mu}(p) = \mu(p)/\mu_0; \quad \bar{z}(p) = z(p)/z_0, \quad (III.22)$$

где k_0 , μ_0 и z_0 — значения k , μ и z при $p = p_n$ и $T = T_n$.

Введем новую функцию

$$p^* = \int \frac{\bar{k}(p) dp}{\bar{\mu}(p) \bar{z}(p)} + C, \quad (III.23)$$

где C — постоянная интегрирования.

После подстановки (III.20) — (III.22) в (III.19) и интегрирования получим

$$\ln \frac{R_k}{R_c} = \frac{2\pi k_0 h T_0 z_a}{Q z_0 \mu_0 T_{np} p_a} \left(\int_0^{p_k} \frac{\bar{k}(p) p}{\bar{\mu}(p) \bar{z}(p)} dp - \int_0^{p_3} \frac{\bar{k}(p) p}{\bar{\mu}(p) \bar{z}(p)} dp \right). \quad (\text{III.24})$$

где $Q = G \rho_0$ — объемный расход газа при стандартных условиях. Обозначим:

$$p_k^* = \int_0^{p_k} \frac{\bar{k}(p) p}{\bar{\mu}(p) \bar{z}(p)} dp; \quad p_3^* = \int_0^{p_3} \frac{\bar{k}(p) p}{\bar{\mu}(p) \bar{z}(p)} dp;$$

$$A = \frac{\mu_0 z_0 T_{np} p_a}{\pi k_0 h T_0 z_a} \ln \frac{R_k}{R_c}.$$

С учетом этих обозначений равенство (III.24) примет вид

$$p_k^* - p_3^* = AQ/2. \quad (\text{III.25})$$

Проанализируем функцию p^* для двух случаев:

- 1) $\bar{\mu} = \bar{\mu}(p); \quad \bar{z} = \bar{z}(p); \quad \bar{k} = 1;$
- 2) $\bar{\mu} = \bar{\mu}(p); \quad \bar{z} = \bar{z}(p); \quad \bar{k} = \bar{k}(p).$

При изменении $T_{np} = T_n/T_{кр. см} = 1,4-2$ произведение $\bar{\mu}(p) \bar{z}(p)$ для газовых смесей хорошо описывается параболической функцией, предложенной Г. А. Зотовым:

$$\bar{\mu} \bar{z} = \sigma + \psi (p_{np}^2 - p_{np}). \quad (\text{III.26})$$

Здесь $\mu^* = \mu(p)/\mu_a = \bar{\mu}(p) \mu_0/\mu_a$, где μ_a — вязкость газа при T_n и $p = p_a$; σ и ψ — коэффициенты, зависящие от температуры.

$$p_{\bar{k}=1}^* = \frac{p_{кр. см}^2 \mu_0 z_0}{2\mu_a} \left\{ \frac{1}{\psi} \ln [(p_{np}^2 - p_{np}) \psi + 1] + p_{np} - \frac{1}{2} \right\} + C, \quad (\text{III.27})$$

где $\bar{k} = 1$.

Для газоконденсатных смесей А. И. Ширковский предложил иное выражение μz :

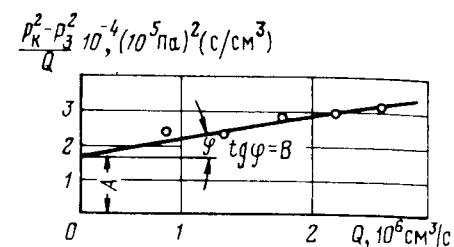
$$\mu z = F_0 + a(p - p_{мк})^2. \quad (\text{III.28})$$

Здесь $p_{мк}$ — давление максимальной конденсации пластовой газоконденсатной смеси при пластовой температуре.

Дебит газа в этом случае определяется по формуле

$$Q = \frac{\pi k_0 h T_0 (1 - S_0) z_a}{a p_a T_{np} \ln \frac{R_k}{R_c}} \ln \left\{ \frac{F_0 + a(p_k^2 - p_{мк}^2)}{F_0 + a(p_3^2 - p_{мк}^2)} \right\} + \frac{2p_{мк}}{\left(\frac{F_0}{a}\right)^{1/2}} \arctg \frac{(p_k - p_3)}{\left(\frac{F_0}{a}\right)^{1/2} \left[1 + \frac{(p_k - p_{мк})(p_3 - p_{мк})}{(F_0/a)} \right]}. \quad (\text{III.29})$$

Рис. III.5. Зависимость $(p_k^2 - p_3^2)/Q$ от Q , полученная по данным исследования скв. 20 газового месторождения Газли



В случае установившейся плоскорадиальной фильтрации реального газа при нелинейном законе фильтрации зависимость скорости фильтрации от градиента давления выражается так:

$$\frac{dp}{dR} = \frac{\mu}{k} v + \beta^* \rho v^2.$$

Поступая аналогично предыдущему, получим выражение для дебита газа, полагая k, μ, z независимыми от p и S :

$$p_k^2 - p_3^2 = AQ + BQ^2. \quad (\text{III.30})$$

Если $R_k \gg R_c$ и $\beta^* = \text{const}$, то

$$A = \frac{116\mu_0 T_{np} z_a}{\pi k h T_0 p_a} \ln \frac{R_k}{R_c}; \quad B = \frac{\beta^* p_a T_{np}^2}{0,746 \cdot 10^4 \cdot 2\pi^2 h^2 T_0^2 p_a R_c}. \quad (\text{III.31})$$

Коэффициенты фильтрационного сопротивления A и B часто определяют графическим путем. Для этого по данным исследования скважины строится зависимость $(p_k^2 - p_3^2)/Q$ от Q . На рис. III.5 изображен этот график, полученный при исследовании скв. 20 газового месторождения Газли. По графику определим коэффициент B как тангенс угла наклона прямой к оси дебитов: $B = \text{tg } \varphi$.

Геолого-физические параметры пористой среды можно определить, пользуясь значениями A и B .

Определим коэффициент проницаемости из выражения для A

$$k = \frac{116\mu_0 T_{np} z_a}{A \pi h T_0 p_a} \left(\ln \frac{R_k}{R_c} + \xi_1 + \xi_2 \right), \quad (\text{III.32})$$

где ξ_1 — коэффициент учета несовершенства скважины по степени вскрытия, который определяется по табл. IV.1 из работы [2] по параметрам $\bar{R}_c = R_c/h$, $\bar{h} = b/h$ или расчетом по приближенной формуле

$$\xi_1 = \frac{1}{(\bar{h})^{1/2}} \lg \frac{1}{(\bar{h})^2}; \quad (\text{III.33})$$

ξ_2 — коэффициент учета несовершенства скважин по характеру вскрытия пласта. Определяется по приближенной формуле Е. М. Минского

$$\xi_2 = 1/(nR_0), \quad (\text{III.34})$$

где n — число работающих перфорационных каналов, входя-

шихся на метр вскрытой толщины пласта; R_0 — радиус полусферической каверны в пласте, прилегающей к перфорационному каналу в металлической обсадной колонне и цементном камне за колонной; зависит от типа перфоратора и крепости горных пород. При применении перфоратора ПК-103 радиус полусферической каверны (в мм) можно определить из выражения:

для гранулярных газомещающих коллекторов (песков и песчаников)

$$R_0 = 31,7m^{1,2} \quad \text{при } 0,15 \leq m \leq 0,30; \quad (\text{III.35})$$

для карбонатных коллекторов

$$R_0 = 150m^{3,4} \quad \text{при } 0,01 \leq m \leq 0,10. \quad (\text{III.36})$$

Определим отношение k/m из выражения для коэффициента B :

$$\frac{k}{m} = \left[\frac{63 \cdot 10^6 \rho_a T_n^2 (1 + \xi_1' + \xi_2')}{2 \cdot 0,746 \cdot 10^4 \pi^2 h^2 R_c T_0^2 \rho_a B} \right]^{2,3}, \quad (\text{III.37})$$

где

$$\xi_1' = 1/(\bar{h})^{1,2}; \quad \xi_2' = R_c/3n^2 R_0^3. \quad (\text{III.38})$$

Подсчитаем коэффициент пористости m делением k , определенного из выражения для A , на k/m , определенное из выражения для B :

$$m = k/(k/m). \quad (\text{III.39})$$

Определим структурный коэффициент

$$\tau = \frac{1,29 \cdot 10^3}{(k/m)^{1,2}} [10,7 - 3,22 \lg(k/m)]^{-2}, \quad (\text{III.40})$$

где k — в мкм²; m — в долях единицы.

Вычислим коэффициент извилистости пористой среды

$$\xi_n = L/L_0 = 0,645\tau^{0,545}. \quad (\text{III.41})$$

Рассчитаем коэффициент формы газонасыщенного коллектора

$$\zeta = 1,55\tau^{0,455}. \quad (\text{III.42})$$

Определим удельную поверхность пористой среды (см²/см³)

$$F = \frac{m}{(1,02 \cdot 10^{-8} k/m)^{1,2} \tau^{1,2}}. \quad (\text{III.43})$$

Найдем объем связанной воды S_b подбором из уравнения

$$\frac{k}{m} = (1 - S_b) 10^{\frac{(0,182 - S_b)}{0,1}}. \quad (\text{III.44})$$

Определим коэффициенты газонасыщенности α_n , абсолютных проницаемости k_0 и пористости m_0 :

$$\alpha_n = 1 - S_b; \quad k_0 = k/(1 - S_b)^2; \quad m_0 = m/(1 - S_b). \quad (\text{III.45})$$

§ 26. ОПРЕДЕЛЕНИЕ ФИЛЬТРАЦИОННЫХ И ЕМКОСТНЫХ ПАРАМЕТРОВ ПЛАСТА ПО ДАННЫМ ИССЛЕДОВАНИЙ ГАЗОВЫХ СКВАЖИН НА НЕУСТАНОВИВШИХСЯ РЕЖИМАХ

Нестационарная изотермическая плоскорадиальная фильтрация реального газа в однородном пласте при справедливости закона Дарси описывается нелинейным дифференциальным уравнением в частных производных параболического типа

$$\frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left(r \frac{k(p)p}{\mu(p)z(p)} \frac{\partial p}{\partial r} \right) = \frac{\partial}{\partial t} \left[\frac{m(p)p}{z(p)} \right]. \quad (\text{III.46})$$

Интегрирование его возможно в случае применения тех или иных методов линеаризации или численных методов решения с использованием ЭВМ.

Обработка кривых нарастания забойного давления в скважинах без учета притока газа в ствол скважины при ее закрытии на устье по схеме бесконечного пласта проводится по формуле

$$p_3^2 = p_{30}^2 + \beta Q_0 \ln \frac{2,25\kappa}{R_{c, \text{пр}}^2} + BQ_0^2 + 2,3\beta Q_0 \lg t, \quad (\text{III.47})$$

или

$$p_3^2 = \alpha + \beta' \lg t, \quad (\text{III.48})$$

где

$$\alpha = p_{30}^2 + \beta Q_0 \ln \frac{2,25\kappa}{R_{c, \text{пр}}^2} + BQ_0^2; \quad \beta' = 2,3\beta Q_0; \quad (\text{III.49})$$

$$\beta = \mu z_a \rho_a T_n / (2\pi k h T_c); \quad R_{c, \text{пр}} = R_c e^{-C}, \quad (\text{III.50})$$

Q_0 — установившийся дебит, с которым скважина работала до остановки (при $t = 0$).

$$kh/\mu = 42,4 Q_0 \rho_a z_a T_n / (\beta' T_c). \quad (\text{III.51})$$

При известном значении B определим коэффициент пьезопроводности κ и mh :

$$\frac{\kappa}{R_{c, \text{пр}}^2} = 0,445 \exp \left[2,3 \frac{(\alpha - p_{30}^2 - BQ_0^2)}{\beta'} \right]; \quad \kappa = \left(\frac{k}{m} \right) \frac{\rho_n}{\mu} 10^{-4}; \quad (\text{III.52})$$

$$mh = 2,25 \frac{kh}{\mu} \frac{\rho_n}{R_{c, \text{пр}}^2} \exp \left[-2,3 \frac{(\alpha - p_{30}^2 - BQ_0^2)}{\beta'} \right]. \quad (\text{III.53})$$

Здесь kh/μ — в мкм²·м/(МПа·с); Q_0 — в тыс. м³/сут; T_n и T_c — в К; h — в мкм²; $\kappa/R_{c, \text{пр}}^2$ — в л/с; κ — в м²/с; R_c — в м; mh — в м; B — в 0,01 (МПа·сут)²/(тыс. м³)²; ρ_a — в МПа.

Величины α и β определяются по кривой нарастания забойного давления после остановки скважины, построенной в координатах $p_3^2 - \lg t$; α — отрезок, отсекаемый прямолинейным участком этой

зависимости на оси ординат (при $t = 1$ с); β — тангенс угла наклона этого прямолинейного отрезка к оси времени.

При обработке кривых нарастания забойного давления в оставленных скважинах на месторождениях Тюменской области, Якутской АССР и Восточной Сибири следует учитывать неизотермичность процесса восстановления давления на устье скважин [2].

Пример. Определить коэффициент абсолютной проницаемости, открытой пористости, объем связанной воды, начальную газонасыщенность, структурный коэффициент и удельную поверхность пористой среды по данным исследования гидродинамически совершенной по степени и характеру вскрытия пласта скв. 50 Султангуловского газового месторождения при установившихся режимах.

Исходные данные для расчетов: $p_H = 2,44$ МПа; $\Delta = 0,68$; $p_a = 0,1013$ МПа; $h = 6,5$ м; $R_c = 0,06$ м; $\mu = 0,012$ мПа·с; $T_H = 286$ К; $T_c = 293$ К; $A = 1,04$ сут/тыс·м³; $R_k/R_c = 1000$; $B = 5,68 \cdot 10^{-4}$ (сут/тыс·м³)²; $z_a = 1$; $\alpha = 472$; $\beta' = 38,5$; $L = 260$ м; $\gamma_B = 11,82$ Н/м³; $Q_0 = 203,5$ тыс. м³/сут; $p_{30} = 1,9$ МПа.

Определим коэффициент проницаемости из выражения для A :

$$k = 11,6 \cdot 0,012 \cdot 286 \cdot 2,3 \cdot 3 / (1,04 \cdot 3,14 \cdot 6,5 \cdot 293 \cdot 0,1013) = 0,428 \text{ мкм}^2.$$

Определим отношение k/m из выражения для B :

$$\left(\frac{k}{m}\right)^{3,2} = \frac{63 \cdot 10^2 \cdot 0,68 \cdot 1,205 \cdot 286^2}{2 \cdot 9,9 \cdot 6,5^2 \cdot 9,81 \cdot 293 \cdot 0,06 \cdot 1,03 \cdot 10^4 \cdot 5,68 \cdot 10^{-4} \cdot 0,746} = 2,28;$$

$$k/m = 1,73.$$

Определим пористость m , разделив k на k/m :

$$m = 0,428 / 1,73 = 0,247.$$

Определим структурный коэффициент

$$\tau = \frac{1,29 \cdot 10^3}{(1,73)^{1,2}} [10,7 - 3,22 \lg(1,73)]^{-2} = 9,9.$$

Определим коэффициент извилистости

$$\xi_H = 0,645 \cdot 9,9^{0,545} = 2,24.$$

Определим коэффициент формы газонасыщенного коллектора

$$\zeta = 9,9 / 2,24 = 4,42.$$

Вычислим удельную поверхность пористой среды

$$F = \frac{0,247}{\left(\frac{0,428 \cdot 1,02 \cdot 10^{-8}}{0,247}\right)^{1,2} 9,9^{1,2}} = 593 \text{ см}^2/\text{см}^3.$$

Зависимости фазовой проницаемости k и пористости m от объема связанной воды S_B примем в виде

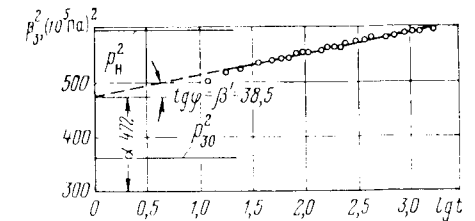
$$k = k_0 (1 - S_B)^2; \quad m = m_0 (1 - S_B); \quad S_B = 0,182 - 0,1 \lg(k_0/m_0).$$

Тогда

$$\frac{k}{m} = (1 - S_B) 10^{\frac{0,182 - S_B}{0,1}} \quad \text{или} \quad 1,73 = (1 - S_B) 10^{\frac{0,182 - S_B}{0,1}}.$$

Отсюда $S_B = 0,15$.

Рис. III.6. Кривая нарастания забойного давления в скв. 50 Султангуловского газового месторождения



Определим коэффициент газонасыщенности ρ_H , абсолютной проницаемости k_0 и открытой пористости m_0 :

$$\rho_H = 1 - 0,15 = 0,85; \quad k_0 = 0,428 / (1 - 0,15)^2 = 0,592 \text{ мкм}^2;$$

$$m_0 = 0,247 / (1 - 0,15) = 0,291.$$

Определим геолого-физические параметры пласта kh/μ , k , k/m , mh и α по данным исследований скважин при нестационарных режимах, используя кривую нарастания забойного давления, изображенную на рис. III.6:

$$kh/\mu = 424 \cdot 203,4 \cdot 0,1013 \cdot 286 / (38,5 \cdot 293) = 225 \text{ мкм}^2 \cdot \text{м} / (\text{мПа} \cdot \text{с});$$

$$k = 225 \mu / h = 225 \cdot 0,012 / 6,5 = 0,416 \text{ мкм}^2;$$

$$\alpha = 0,445 \cdot 36 \exp \left[2,3 \frac{[472 - 361 - 5,68 \cdot 10^{-4} \cdot 203,5^2]}{38,5} \right] = 0,3510 \text{ м}^2/\text{с};$$

$$mh = \frac{kh}{\mu} \frac{\rho_H}{\alpha} = 225 \cdot 2,44 \cdot 10^{-3} / 0,3510 = 1,565 \text{ м};$$

$$\frac{k}{m} = \alpha \frac{\mu}{\rho_H} = 0,3510 \cdot 0,012 \cdot 10^3 / 2,44 = 1,73.$$

Из расчетов следует, что значение k/m , полученное из выражений для коэффициентов фильтрационного сопротивления A и B при исследовании скв. 50 при установившихся отборах, совпадает с этим же значением, полученным при обработке кривой нарастания забойного давления.

Обработку результатов исследований газовых скважин следует проводить с использованием ЭВМ. Программы обработки результатов исследований на ЭВМ опубликованы в работах [3, 4, 5].

§ 27. ОПРЕДЕЛЕНИЕ КОЭФФИЦИЕНТА АНИЗОТРОПИИ ПЛАСТА ПО КРИВЫМ НАРАСТАНИЯ ЗАБОЙНОГО ДАВЛЕНИЯ В НЕСОВЕРШЕННЫХ ПО СТЕПЕНИ ВСКРЫТИЯ ПЛАСТА СКВАЖИНАХ

Определение коэффициентов проницаемости пласта вдоль и поперек напластования необходимо для определения типа залежи (пластовая при $k_B = 0$ или массивная при $k_B > 0$), выполнения расчетов вторжения в газонасыщенную часть залежи краевой или подошвенной воды, выделения эксплуатационных объектов, определения степени и характера вскрытия пласта, конструкции забоя скважины, построения геолого-математической модели месторождения.

Особо важное значение решение поставленной задачи имеет для месторождений природного газа с большим этажом газонасыщен-

ности, таких, как Вуктыльское, Оренбургское, Астраханское, Качаганакское и многие другие.

Фильтрационные параметры пласта вдоль напластования (k_r) можно определять различными методами: а) по данным исследования скважин на установившихся режимах из коэффициента фильтрационного сопротивления A ; б) по данным исследования скважин на неустановившихся режимах фильтрации — по кривым нарастания или стабилизации забойного давления.

Коэффициент проницаемости пласта поперек напластования (k_b) можно рассчитать для совершенных по характеру, но несовершенных по степени вскрытия пласта скважин (при $\bar{h} < 0,3$) по коэффициенту фильтрационного сопротивления A , если известен коэффициент проницаемости пласта вдоль напластования подбором из уравнения [2]

$$\frac{1}{k_a} \ln \frac{\left[\left(\frac{R_k}{R_c} \right)^{k_a} - 1 + \bar{h} \right]}{\bar{h}} = \frac{\pi k_r h T_c A}{\mu z p_c T_n}, \quad (III.54)$$

где $k_a = \sqrt{k_b/k_r}$ — коэффициент анизотропии; μ , z — коэффициенты динамической вязкости и сверхсжимаемости газа соответственно при пластовом давлении и температуре; $\bar{h} = b/h$; h — толщина пласта; b — вскрытая толщина пласта; p_c , T_c — стандартные абсолютные давление и температура; R_k , R_c — радиусы контура области питания и скважины соответственно.

$$p_k^2 - p_3^2 = AQ + BQ^2. \quad (III.55)$$

Коэффициент проницаемости пласта поперек напластования (k_b) можно также рассчитать по кривым нарастания забойного давления в скважинах, совершенных по характеру вскрытия пласта, вскрывших пласт большой толщины с малой степенью вскрытия.

В этом случае при пуске (или остановке) скважины в работу в различные интервалы времени будут иметь место плоскорадиальный приток газа по толщине вскрытой части пласта, далее — радиально-сферический до момента времени, когда область возмущения давления в пласте достигнет кровли или подошвы пласта, после чего наступит плоскорадиальный приток газа к скважине по всей толщине пласта.

Используя формулы, описывающие радиально-сферический приток газа к скважине, можно определить коэффициент вертикальной проницаемости k_b .

Для определения коэффициента вертикальной проницаемости пласта (k_b) обработку кривых нарастания забойного давления в нефтяных скважинах производят двумя методами.

1. В первом случае, если время работы скважины до остановки T значительно больше времени полного восстановления забойного давления до среднего пластового t , т. е. $T > 20 t$, то обработку ведут в координатах $p_d - \left(\frac{1}{\sqrt{\Delta t_d}} - \frac{1}{\sqrt{(T + \Delta t_d)}} \right)$, подобным методу

Хорнера

$$p_d = \frac{h_d}{2\sqrt{\pi}} \left[\frac{1}{\sqrt{\Delta t_d}} - \frac{1}{\sqrt{(T + \Delta t_d)}} \right], \quad (III.56)$$

где

$$h_d = h \sqrt{\frac{k_r}{k_b} / R_c}; \quad \Delta t_d = \frac{k_r \Delta t}{m C_{ж\mu} \mu_{ж} R_c^2}, \quad (III.57)$$

$$p_d = \frac{2\pi k_r h}{Q_{ж0} \mu_{ж} B_{ж}} (p_{3, \Delta t} - p_{30}); \quad B_{ж} = \frac{V_{п}}{V_{ст}}, \quad (III.58)$$

$Q_{ж0}$ — дебит скважины при стандартных условиях, с которым скважина работала в момент остановки ($\Delta t = 0$), $\text{см}^3/\text{с}$; $B_{ж}$ — объемный коэффициент жидкости; k_r — в мкм^2 ; h — в см ; $\mu_{ж} =$ — в $\text{МПа} \cdot \text{с}$; R_c — в см ; $p_{3, \Delta t}$, p_{30} — давление на забое скважины в моменты времени Δt и 0 соответственно, $0,1 \text{ МПа}$; Δt — время, отсчитываемое от момента остановки скважины, с ; $T = Q_{дж}/Q_{ж0}$ — в с ; $Q_{дж}$ — объем жидкости, добытой из пласта за время ее работы до остановки, см^3 .

Для газовой скважины

$$Q_{г0} = Q_{г. ст} B_{г}; \quad B_{г} = \frac{T_n \bar{p}_c}{T_c \bar{p} z c}; \quad \bar{p} = \frac{p_{30} + p_3(\Delta t \rightarrow \infty)}{2} = \frac{p_{30} + p_{п}}{2}; \quad (III.59)$$

$$\Delta t_d = \frac{k_r p_n \Delta t}{m \mu_r R_c^2}.$$

Определив по графику наклон β прямолинейного участка зависимости

$$p_d = p_d \left[\frac{1}{\sqrt{\Delta t_d}} - \frac{1}{\sqrt{(T + \Delta t_d)}} \right]$$

к оси времени, определим k_b из равенства (III.60) при известном значении k_r :

$$\beta = h \sqrt{\frac{k_r}{k_b}} / (R_c 2 \sqrt{\pi}); \quad k_b = k_r \left(\frac{\beta 2 \sqrt{\pi} R_c}{h} \right)^2. \quad (III.60)$$

2. В том случае, если время работы скважины до остановки T значительно меньше времени полного восстановления забойного давления до пластового ($T < 20 t$), обработку кривой восстановления давления ведут в координатах $p_d - 1/\sqrt{\Delta t_d}$.

$$p_d = \frac{h_d}{2\sqrt{\pi}} \frac{1}{\sqrt{\Delta t_d}}. \quad (III.61)$$

Вычислив для определенного интервала безразмерного времени ($0,01 \leq 1/\sqrt{\Delta t_d} \leq 0,02$) наклон прямолинейного участка зависимости $p_d = p_d (1/\sqrt{\Delta t_d})$ к оси безразмерного времени β , находим коэффициент вертикальной проницаемости

$$k_b = k_r \left(\frac{\beta 2 \sqrt{\pi} R_c}{h} \right)^2. \quad (III.62)$$

Пример. Определить коэффициент вертикальной проницаемости пласта k_v при следующих исходных данных: $m = 0,23$; $R_c = 7,5$ см; $k_r = 0,0363$ мкм²; $\mu_{ж} = 0,28$ мПа·с; $B = 1,5$; $Q_{ж0} = 3390$ см³/с; $h = 1740$ см; $b = 450$ см; $C_{ж} = 2,68 \cdot 10^{-3}$ 1/МПа, скважина работала до остановки $T = 5,9$ ч.

Определим безразмерные давление p_d и время Δt_d для $\Delta t = 10$ мин.

$$p_d = 2 \cdot 3,14 \cdot 0,0363 \cdot 1740 \cdot 14 / (3390 \cdot 0,28 \cdot 1,5) = 3,91;$$

$$\Delta t_d = 0,0363 \cdot 10 \cdot 60 / (0,23 \cdot 2,68 \cdot 10^{-3} \cdot 0,28 \cdot 7,5^{-2}) = 2,24 \cdot 10^4.$$

В табл. III.1 приведены данные о замеренном забойном давлении через определенные интервалы времени после остановки скважины.

По данным табл. III.1, построен график (рис. III.7). Определим из рис. III.7 β и далее k_v :

$$\beta = (6,20 - 5,55) / (0,1 \cdot 10^{-2}) = 650;$$

$$k_v = 0,0363 / (650 \cdot 2 \cdot 1,77 \cdot 7,5 / 1740)^2 = 0,37 \cdot 10^{-3} \text{ мкм}^2.$$

Результаты исследований скважины при ее остановке можно обработать и в размерных координатах $p_{з, \Delta t} - [1/\sqrt{\Delta t} - 1/\sqrt{T + \Delta t}]$, где Δt — в мин.

В этом случае коэффициент вертикальной проницаемости (в мкм²) можно вычислить по формуле

$$k_v^{1,2} = \frac{Q_{ж0} \mu_{ж} B_{ж} \sqrt{m \mu_{ж} C_{ж}}}{\beta 2 \sqrt{\pi} 2 \pi k_r \sqrt{60}} \quad (III.63)$$

Значение коэффициента проницаемости пласта вдоль напластования k_r можно определить по данным этих же исследований, перестроив графики в других координатах в соответствии с методом Хорнера

$$\left(p_{з, \Delta t} \text{ и } \ln \frac{T + \Delta t}{\Delta t} \right)$$

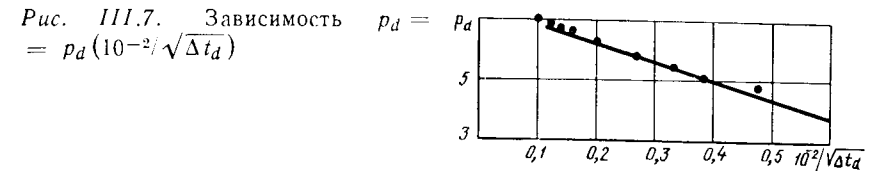
или любым другим (например, $p_{з, \Delta t}$ и $\ln \Delta t$).

При обработке результатов исследований по методу Хорнера

$$p_{з, \Delta t} = p_H - \frac{Q_{ж0} \mu_{ж} B_{ж}}{4 \pi k_r h} \ln \frac{T + \Delta t}{\Delta t} \quad (III.64)$$

Таблица III.1 Данные об изменении забойного давления после остановки скважины

| Δt , мин | $p_{з, \Delta t}$, 0,1 МПа | $p_{з, \Delta t} - p_{з0}$, 0,1 МПа | p_d | $\Delta t_d \cdot 10^{-4}$ | $\frac{10^2}{\sqrt{\Delta t_d}}$ | $\lg \frac{T + \Delta t}{\Delta t}$ | $\lg \Delta t$ |
|------------------|-----------------------------|--------------------------------------|-------|----------------------------|----------------------------------|-------------------------------------|----------------|
| 0 | 262,2 | — | — | — | — | — | — |
| 10 | 240,2 | 14,0 | 3,91 | 2,24 | 0,666 | 1,55 | 1,0 |
| 19,8 | 243,06 | 16,86 | 4,71 | 4,43 | 0,476 | 1,263 | 1,297 |
| 30 | 244,46 | 18,25 | 5,09 | 6,72 | 0,386 | 1,107 | 1,477 |
| 40,3 | 245,45 | 19,25 | 5,37 | 9,03 | 0,333 | 0,991 | 1,605 |
| 49,3 | 246,15 | 19,95 | 5,57 | 11,05 | 0,301 | 0,913 | 1,693 |
| 61 | 246,7 | 20,5 | 5,72 | 13,66 | 0,271 | 0,832 | 1,785 |
| 79 | 247,35 | 21,15 | 5,90 | 17,7 | 0,2375 | 0,75 | 1,897 |
| 108,5 | 248,77 | 22,57 | 6,29 | 24,3 | 0,202 | 0,63 | 2,035 |
| 177,5 | 250,05 | 23,85 | 6,66 | 39,7 | 0,159 | 0,476 | 2,249 |
| 244,1 | 250,54 | 24,34 | 6,78 | 54,6 | 0,137 | 0,39 | 2,387 |
| 302,4 | 250,9 | 24,70 | 6,89 | 67,7 | 0,1217 | 0,338 | 2,48 |
| 443,2 | 251,35 | 25,15 | 7,01 | 99,1 | 0,1 | 0,265 | 2,646 |



k_r можно определить по формуле

$$k_r = Q_{ж0} \mu_{ж} B_{ж} / (4 \pi h \beta_x) \quad (III.65)$$

Пример. Определить коэффициенты вертикальной и вдоль напластования пласта проницаемости по данным предыдущего примера, если

$$\beta_p = 47,6 (0,1 \text{ МПа}) / \text{мин}^{-1,2}; \quad \beta_x = 1,78 (0,1 \text{ МПа}) / \text{цикл};$$

$$k_v^{1,2} = \frac{3390 \cdot 0,28 \cdot 1,5 \sqrt{0,23 \cdot 2,68 \cdot 10^{-3} \cdot 0,28}}{2 \sqrt{3,14} \cdot 0,0363 \cdot 2 \cdot 3,14 \sqrt{60} \cdot 47,6} = 0,01985;$$

$$k_v = 0,01985^2 = 0,000394 \text{ мкм}^2 = 0,394 \cdot 10^{-3} \text{ мкм}^2;$$

$$k_r = \frac{3390 \cdot 0,28 \cdot 1,5}{4 \cdot 3,14 \cdot 1740 \cdot 1,78} = 0,0363 \text{ мкм}^2.$$

$$\frac{11,6 \mu_{гз} T_p}{A \pi h p_a T_c} \left[\ln \frac{R_k}{R_c} + \xi_1 + \frac{1}{n R_0} \right] = m \left[\frac{63 \cdot 10^6 p_a T_p^2 \left(1 + \xi_1' + \frac{R_c}{3 n^2 R_0^3} \right)}{2 \cdot 0,746 \cdot 10^4 \pi^2 h^2 R_c T_c^2 p_a B} \right]^{2,3} \quad (III.66)$$

где ξ_1 и ξ_1' — коэффициенты учета несовершенства скважины по степени вскрытия пласта.

Пример. Определить число работающих перфорационных каналов и средний радиус полусферической каверны по данным исследований скв. 7 Мессояхского газового месторождения.

Исходные данные: $t_p = 14$ °С; $R_c = 0,1$ м; $R_k = 100$ м; $A = 2,15$ сут/тыс. м³; $B = 0,00375$ (сут/тыс. м³)²; $h = 10$ м; $\mu_0 = 0,014$ мПа·с; $z_a = 0,83$; $m = 0,2$; $c_p = 2,83$ кДж/кг·°С; $\varepsilon = 4,67$ °С/МПа; $Q_{ст} = 522,4$ тыс. м³/сут; $p_з = 6,83$ МПа; $p_k = 7,88$ МПа; $t_3 = 9$ °С.

Перфорация скважины осуществлена перфоратором ПКС-80 с линейной плотностью выстрелов $n_1 = 10$ выстрелов на 1 м интервала перфорации ($d = 8$ мм). Скважина совершенна по степени вскрытия пласта ($\xi_1 = 0$ и $\xi_1' = 0$). Истинная скорость движения газа на забое скважины

$$w_3 = \sqrt{[(14 - 9) - 4,67(7,88 - 6,83)] \frac{2 \cdot 9,8 \cdot 2,83 \cdot 427}{4,1868}} = 22,5 \text{ м/с}.$$

Определим число работающих перфорационных отверстий

$$n = \frac{522,4 \cdot 10^3 \cdot 0,83 \cdot 0,1013(273 + 9) 4}{6,83 \cdot 22,5 \cdot 0,864 \cdot 10^5 (273 + 20) \cdot 3,14 \cdot 0,008^2} = 65 \text{ отверстий}$$

или $n_1' = 65/h = 65/10 = 6,5$ отв/м интервала перфорации.

Определим средний радиус полусферической каверны:

$$\frac{11,6 \cdot 0,014 \cdot 287 \cdot 0,83}{3,14 \cdot 2,15 \cdot 10 \cdot 293 \cdot 0,1013} \left[2,31g \frac{100}{0,1} + \frac{1}{6,5R_0} \right] =$$

$$= 0,2 \left[\frac{(63 \cdot 10^6 \cdot 0,56 \cdot 1,205 \cdot 287^2) \left(1 + \frac{0,1}{3 \cdot 42,25R_0^3} \right)}{2 \cdot 9,9 \cdot 9,81 \cdot 0,1 \cdot 293^2 \cdot 3,75 \cdot 10^{-3} \cdot 1,03 \cdot 10^4 \cdot 10^2 \cdot 0,746 \cdot 10^4} \right]^{2,3}$$

или

$$0,596 \left(6,9 + \frac{1}{6,5R_0} \right) = \left(1 + \frac{0,1}{126,6R_0^3} \right)^{2,3}$$

Путем подбора находим $R_0 = 0,037 \text{ м} = 3,7 \text{ см}$.

§ 28. РАСЧЕТ ЗАПАСОВ ГАЗА В УДЕЛЬНОМ ОБЪЕМЕ ДРЕНИРОВАНИЯ СКВАЖИНЫ

Приведенный радиус влияния скважины при ее работе с постоянным дебитом Q_0 , определяется из уравнения

$$R^2 = 2,25 \frac{k\rho_n}{m\mu} t. \quad (\text{III.67})$$

Определим μ/k из (III.67) и подставим его в выражение для β' (III.49). После подстановки получим

$$\Omega_0 = \pi R^2 h m = \frac{2,3 \cdot 2,25 T_{\text{ст}} Q_0^2 \rho_{\text{ст}} \rho_n}{2 T_{\text{ст}} \beta'} t_0, \quad (\text{III.68})$$

или

$$Q_3 (T_{\text{ст}}, \rho_{\text{ст}}) = \frac{2,3 \cdot 2,25 \cdot 10^4 Q_0 \rho_n^2 t_0}{2\beta'}. \quad (\text{III.69})$$

Здесь Q_3 — запасы, м^3 ; Ω_0 — объем порового пространства, дренируемый скважиной, м^3 ; Q_0 — установившийся дебит, с которым скважина работала до остановки, $\text{м}^3/\text{с}$; t_0 — время полного восстановления забойного давления p_3 до среднего пластового p_n , с.

Сравнивая выражение для коэффициента фильтрационного сопротивления A в двучленной формуле притока газа к скважине с выражением β' , найдем [6]

$$\beta' = \frac{2,3 A Q_0}{2 \ln (R_d / R_{\text{с. пр}})}, \quad (\text{III.70})$$

$$Q_3 = 2,25 \rho_n t_0 \ln (R_d / R_{\text{с. пр}}) / A. \quad (\text{III.71})$$

Из выражения (III.71) можно определить коэффициент C , характеризующий качество вскрытия пласта скважиной:

$$\ln (R_d / R_{\text{с. пр}}) = \frac{2,3 A Q_0}{2\beta'} = \frac{2,3 (p_n^2 - p_{30}^2 - B Q_0^2)}{2\beta'}, \quad (\text{III.72})$$

или

$$C = \frac{2,3 A Q_0}{2\beta'} = \ln \frac{R_k}{R_c}. \quad (\text{III.73})$$

Определяя тангенс угла наклона прямолинейного участка зависимости $p_3^2 = \alpha + \beta' \lg t$ на различные даты при одинаковом времени работы скважины до остановки ($R_d = \text{const}$), определим отношение

$$\beta'_1 / \beta'_2 = A_1 Q_{01} / A_2 Q_{02}. \quad (\text{III.74})$$

Полагая далее, что

$$Q_{01} = Q_{02}, \quad A_1 / A_2 = k_2 / k_1 = (1 - S)^2, \quad (\text{III.75})$$

найдем среднюю насыщенность порового пространства углеводородным конденсатом

$$S = 1 - \sqrt{\beta'_1 / \beta'_2}, \quad (\text{III.76})$$

где β'_1 — тангенс угла между прямолинейным участком зависимости $p_3^2 = \alpha + \beta' \lg t$ и осью $\lg t$ при отсутствии жидкого конденсата в поровом пространстве ($S = 0$); β'_2 — то же, при $S > 0$.

Следовательно, запасы газа по кривой восстановления забойного давления при исследовании газоконденсатной скважины можно определить по формуле

$$Q_{3\text{к}} = \frac{2,25 \rho_n^2 t_0 \ln (R_d / R_{\text{с. пр}})}{A_k (1 - S)^2}, \quad (\text{III.77})$$

или

$$Q_{3\text{к}} = \frac{2,3 \cdot 2,25 \cdot 10^4 Q_0 \rho_n^2 t_0}{\beta'_k (1 - S)}. \quad (\text{III.78})$$

Приняв $(p_{30})_1 = (p_{30})_2$, $Q_{01} = Q_{02}$, получим

$$(B_2 - B_1) Q_0^2 \approx \alpha_2 - \alpha_1. \quad (\text{III.79})$$

Полагая $B_2 / B_1 = (1 - S)^2$, получим

$$S = 1 - \sqrt{1 + \frac{\alpha_2 - \alpha_1}{B_1 Q_0^2}}. \quad (\text{III.80})$$

Трудность использования (III.77) и (III.78) для определения запасов газа состоит в том, что неизвестно время полного восстановления забойного давления до среднего пластового $t_{\text{ос}}$ в том случае, когда в пористой среде нет углеводородного конденсата, т. е. при фильтрации однофазного газового потока. При фильтрации газоконденсатной смеси известно время полного восстановления забойного давления до среднего пластового при наличии углеводородного конденсата в призабойной зоне $t_{\text{к}}$.

Найдем соотношение между $t_{\text{ос}}$ и $t_{\text{к}}$, приравняв значения p_n^2 в формуле восстановления забойного давления при фильтрации

однофазного потока газа и газоконденсатной смеси при условии

$$p_{зк}^2 + \beta_k \ln \frac{2,25x}{R_{с. пр}^2} \approx p_{зс}^2 + \beta_c \ln \frac{2,25x}{R_{с. пр}^2}, \quad (III.81)$$

$$t_{ос} = t_k^{\beta_k/\beta_c} 10^{\frac{\beta_k}{\beta_c} \left(Q_{ок}^2 \frac{\beta_k}{\beta_c} - Q_{ос}^2 \right)}, \quad (III.82)$$

где

$$B_k/B_c = \beta_k/\beta_c. \quad (III.83)$$

Сравнив уравнения для подсчета запасов газа в случае фильтрации однофазного потока газа и газоконденсатной смеси (III.69) и (III.78), получим соотношения времени полного восстановления забойного давления в случае фильтрации однофазного потока газа $t_{ос}$ и расчетного $t_{ок}$ при фильтрации газоконденсатной смеси

$$t_{ок} = t_{ос} \frac{\beta_k Q_{ос}}{\beta_c Q_{ок}}. \quad (III.84)$$

Из (III.82) и (III.84) найдем соотношение времен полного восстановления забойного давления при фильтрации газоконденсатной смеси t_k и расчетного $t_{ос}$

$$t_{ок} = \frac{\beta_k}{\beta_c} \frac{Q_{ос}}{Q_{ок}} 10^{\frac{\beta_k}{\beta_c} \left(Q_{ок}^2 \frac{\beta_k}{\beta_c} - Q_{ос}^2 \right)} t_k \frac{\beta_k}{\beta_c}. \quad (III.85)$$

При исследовании газоконденсатных скважин известны Q_0 , B_k , β_k , t_k и часто $\beta_k = \beta_k(Q_0)$. Принимая минимальное значение $\beta_k = \beta_k(Q_0)$ за β_c , находим отношение β_k/β_c , насыщенность жидкостью порового пространства призабойной зоны пласта, запасы газа.

Пример. Определить насыщенность жидкостью порового пространства призабойной зоны пласта и запасы газа по данным исследований скв. 59 Совхозного газоконденсатного месторождения при следующих исходных данных:

$p_H = 19,18$ МПа; $B_k = 0,28 \cdot 10^{-3}$ (сут·МПа)²/(тыс·м³)²; $Q_{01} = 624$ тыс. м³/сут; $(kh/\mu)_1 = 108$ мкм²·м/(МПа·с); $t_{k1} = 123$ с; $p_{з0} = 19,8$ МПа; $Q_{02} = 867$ тыс. м³/сут; $(kh/\mu)_2 = 190$ мкм²·м/(МПа·с); $t_{k2} = t_c = 114$ с; $p_{з0} = 19,025$ МПа; $Q_{03} = 1088$ тыс. м³/сут; $(kh/\mu)_3 = 168$ мкм²·м/(МПа·с); $t_{k3} = 10,5$ с; $p_{з0} = 18,946$ МПа; $z_{ст} = 1$; $T_H = 296$ К.

Начальные запасы газа, определенные по данным эксплуатации, составили $Q_{зз} = 11,1 \cdot 10^9$ м³.

Определим β' по данным значениям kh/μ .

$$\beta_{k1} = \frac{424 Q_{01} p_{ст} T_H z_{ст}}{(kh/\mu)_1 T_{ст}} = \frac{424 \cdot 624 \cdot 296 \cdot 0,1013}{108 \cdot 293} = 247 \text{ МПа/цикл.}$$

Аналогично $\beta_{k2} = 193,5$, $\beta_{k3} = 274$.

Пусть $\beta_{k2} = \beta_c$. Определим насыщенность конденсатом порового пространства.

$$\beta_{k1}/\beta_c = 245/193,5 = 1,266;$$

$$(1 - S)^2 = \beta_c Q_k / (\beta_{k1} Q_c) = 624 / (867 \cdot 1,266) = 0,567; \quad S = 0,248.$$

Определим запасы газа:

$$t_{ос} = 1,266 \cdot 123^{1,266} \frac{867}{624} 10^{\frac{0,28 \cdot 10^{-3}}{247} (624^2 \cdot 1,266 - 867^2)} = 400 \text{ с;}$$

$$Q_{зк} = \frac{2,3 \cdot 2,25 \cdot 10^4 \cdot 19,18^2 \cdot 624 \cdot 10^3 \cdot 400 \cdot 10^2}{2 \cdot 247 \cdot 0,864 \cdot 10^5} = 11,7 \cdot 10^9 \text{ м}^3.$$

§ 29. ОПРЕДЕЛЕНИЕ ТОЛЩИН ПЛАСТА, ПО КОТОРЫМ ПРОИСХОДИТ ФИЛЬТРАЦИЯ ПАРОВОЙ И ЖИДКОЙ ФАЗ

В случае длительной эксплуатации гидродинамически совершенной по степени и характеру вскрытия пласта газоконденсатной скважины на установившемся режиме при достаточно однородном коллекторе и отсутствии столба конденсата на забое скважины движение газоконденсатной смеси к скважине можно представить разделенным потоком: паровая фаза — в верхней, жидкий углеводородный конденсат — в нижней части пласта.

При такой схеме фильтрации паровой и жидкой фаз выражения для коэффициентов фильтрационного сопротивления при отсутствии жидкого углеводородного конденсата A_c и при наличии его A_k будут иметь вид

$$A_c = \frac{\mu_0 T_H z_{ст}}{\pi k_0 h T_{ст} p_{ст}} \ln \frac{R_k}{R_c}, \quad S = 0; \quad (III.86)$$

$$A_k = \frac{\mu_0 T_H z_{ст}}{\pi k_0 h T_{ст} p_{ст}} \left(\ln \frac{R_k}{R_c} + \xi_1 \right), \quad S > 0. \quad (III.87)$$

Из (III.87) определим

$$\xi_1 = \ln \frac{R_k}{R_c} \left(1 - \frac{A_c}{A_k} \right). \quad (III.88)$$

Из равенства (III.88) можно определить части толщины пласта, по которым на забое скважины происходит фильтрация паровой и жидкой фаз. Действительно, коэффициент учета несовершенства скважины по степени вскрытия пласта ξ_1 есть известная функция двух аргументов h/R_c и b/h , т. е.

$$\xi_1 = \xi_1(h/R_c, b/h). \quad (III.89)$$

Зная ξ_1 и h/R_c , можно по данным работы [2] определить b/h и затем газонасыщенную толщину b , по которой происходит фильтрация паровой фазы (или высоту столба жидкости, или песчано-глинистой пробки на забое скважины при фильтрации газа в пористой среде).

Пример. Определить газонасыщенную и конденсатонасыщенную толщину пласта при фильтрации газоконденсатной смеси к скважине при следующих исходных данных: $k_0 = 0,300$ мкм²; $m_0 = 0,17$; $\mu_0 = 0,027$ МПа·с; $h = 30$ м; $R_c = 0,1$ м; $p_H = 30,9$ МПа; $t_H = 89$ С; $R_k = 100$ м; $z_{ст} = 1$; $p_{ст} = 0,1$ МПа; $S_H = 0,1$.

Для расчетов воспользуемся экспериментальными данными: $S_0 = 0,188$; $A_c = 20$; $A_k = 24$; $\xi_1 = 2,3 \cdot 3 (1 - 20/24) = 1,15$ при $h/R_c = 300$.

Согласно работе [2], b_r/h равно 0,78, следовательно,

$$(h - b_r)/h = b_k/h = 0,22.$$

Результаты вычислений зависимости b_r/h от $S = S_0 + S_b$ приведены ниже.

| | | | | | |
|---------|-----|-------|------|-------|-------|
| S | 0,1 | 0,288 | 0,41 | 0,563 | 0,765 |
| b_r/h | 1 | 0,78 | 0,55 | 0,47 | 0,43 |
| b_k/h | 0 | 0,22 | 0,45 | 0,53 | 0,57 |

§ 30. РАСЧЕТ МАКСИМАЛЬНО ДОПУСТИМОЙ ДЕПРЕССИИ В ПЛАСТЕ И ДЕБИТА СКВАЖИНЫ ПРИ ЭКСПЛУАТАЦИИ МЕСТОРОЖДЕНИЙ В СЛАБОЦЕМЕНТИРОВАННЫХ ГАЗОНАСЫЩЕННЫХ ПОРОДАХ

Для установления добычных возможностей газовой скважины в слабоцементированных коллекторах необходимо проводить длительное исследование скважины с использованием скважинных приборов (желонка М. А. Цайгера, шумомер). Увеличивая дебиты скважины и измеряя объем частиц коллектора, уловленных в желонке, спущенной на забой скважины, устанавливают тот максимально допустимый градиент давления на поверхности забоя скважины (и депрессию в пласте) и соответствующий ему дебит, при котором возможна нормальная эксплуатация скважины.

Интервал и интенсивность выноса песка можно определить, исследуя скважины с помощью шумомера [7]. Интенсивность шума и частота звуковых колебаний зависят от объемного содержания твердой фазы в потоке газа, поступающего в скважину через перфорационные каналы. Исследования скважин с помощью шумомера проводятся для определения: 1) критического дебита, выше которого песок начинает выноситься из скважины; 2) расположения интервалов на забое скважины, из которых выносятся песок; 3) изменения дебитов по интервалам перфорации.

В настоящее время широко используются различные геофизические методы исследования скважин, определения физических параметров пористой среды, например акустический (звуковой) каротаж, каротаж по замеру объемной плотности горных пород, с помощью которых можно определить модули сжатия и сдвига горных пород, определяющие прочностные характеристики газонасыщающих коллекторов.

Определив эти модули, установив предельно допустимую деформацию горных пород на сжатие, а также радиус полусферической каверны, можно приближенно, путем расчетов, определить максимально допустимую депрессию, а следовательно, и дебит скважины. Рассмотрим скважину, гидродинамически несовершенную по характеру вскрытия пласта. Пласт сообщается со скважиной цилиндрическим каналом в металлической обсадной колонне и цементном камне за колонной. В пласте около цилиндрического канала образовалась полусферическая каверна известного радиуса R_0 .

Используем выражение для распределения деформации горных

пород вдоль радиуса сферы в случае радиально сферического напряженного состояния

$$U = \sigma_0 R_0^3 / (4Gr^2); \quad (III.90)$$

$$G = \frac{E}{2(1 + \nu)}. \quad (III.91)$$

Полагаем приближенно, что

$$\sigma_0 = \frac{\nu}{\nu - 1} (\bar{\rho}gH - p_3), \quad (III.92)$$

$$U_k = \varphi r_0. \quad (III.93)$$

Здесь ν — коэффициент Пуассона; $\bar{\rho}$ — средняя объемная плотность горных пород; H — глубина скважины; p_3 — давление на забое скважины; φ — критическая величина относительной деформации при начале разрушения горной породы, определяется опытным путем; r_0 — средний радиус каналов пористой среды, который определяется из выражения:

$$r_0 = \sqrt{8k/m} \xi_n^{1/2}. \quad (III.94)$$

Здесь k , m — коэффициенты проницаемости и пористости соответственно; ξ_n — коэффициент извилистости.

Депрессию (в МПа) определим из выражения

$$\Delta p = \rho_b g H - p_3, \quad (III.95)$$

где ρ_b — плотность пластовой воды.

Используя (III.92) — (III.94), окончательно получим при $r = R_0$

$$\Delta p = \frac{0,2r_0 E \varphi}{(1 + \nu) R_0} - \frac{H}{10} \left[\frac{\nu}{(1 - \nu)} \bar{\rho}g - \rho_b g \right], \quad (III.96)$$

$$R_0 \leq 4 \text{ см}; \quad \nu \geq 0,278.$$

Известно, что

$$c^2 = E/\rho, \quad (III.97)$$

где c — скорость распространения звуковых волн в горной породе; ρ — объемная плотность породы.

$$c = 1/\Delta t. \quad (III.98)$$

Здесь Δt определяется с помощью звукового каротажа, ρ — с помощью плотностномера.

Установлено, что при изменении нагрузки на скелет породы от 2,5 до 80 МПа, скорость распространения звуковых волн в твердой фазе скелета практически не изменяется.

При давлении горных пород ~ 30 МПа, зависимость времени распространения звуковых волн от коэффициента пористости выражается следующим образом:

$$\Delta t = 159,6 + 633m, \quad (III.99)$$

где m — в долях единицы. Коэффициент пористости m может опре-

деляться и по данным гидродинамических исследований газовых скважин (III.39).

$$\rho = (1 - m) \rho_c + m \rho_g \approx (1 - m) \rho_c, \quad (\text{III.100})$$

где ρ_c , ρ_g — объемная плотность скелета породы и газовой фазы соответственно.

Из (III.97) с учетом (III.99) получим (в МПа)

$$E = \frac{10^9 (1 - m) \rho_c}{(159,6 - 633m)^2}.$$

При отсутствии данных исследования скважин для гранулярных газоносных коллекторов (песков и песчанников) радиус полусферической каверны (в мм) при использовании для перфорации ПК-103 можно определить по формуле

$$R_0 = 31,7m^{1/2}; \quad 0,15 \leq m \leq 0,30.$$

Пример. Определить максимально допустимую депрессию на пласт при следующих исходных данных: $\Delta t = 286,2$ мкс м; $\rho_c = 2,65$ г/см³; $R_0 = 3$ см; $k_3 = 2$ мкм²; $\varphi = 0,1$; $\nu = 0,3$; $\bar{\rho} = 2,6$ г/см³; $\rho_v = 1$ т/м³; $H = 1000$ м.

Коэффициент пористости m по данным звукового каротажа равен 0,2, структурный коэффициент τ , определенный по формуле (III.40), равен 7,25, коэффициент извилистости $\xi_{\text{ш}} = 1,935$, средний радиус каналов пористой среды $r_0 = 12,5 \cdot 10^{-4}$ см, модуль объемной упругости $E = 2,58 \cdot 10^4$ МПа. Расчет по формуле (III.96) дает величину: $\Delta p = 0,51$ МПа. Если принять зависимость модуля объемной упругости E от глубины H в виде

$$E = \psi H^{17/16}, \quad (\text{III.101})$$

где $\psi = 138$ МПа м^{17/16} при $H = 1000$ м, тогда при отсутствии данных акустического каротажа предельно допустимую депрессию (в МПа) можно рассчитать по уравнению

$$\Delta p = \left\{ \frac{0,2r_0 138 H^{17/16} \varphi}{(1 - \nu) R_0} - \frac{1}{100} \left[\frac{\nu \bar{\rho} g}{(1 - \nu)} - \rho_v g \right] \right\} H. \quad (\text{III.102})$$

При $H = 1000, 2000$ и 3000 м Δp , определенные по формуле (III.102), имеют значения 0,232; 0,58 и 0,99 МПа соответственно.

При известных данных исследования скважины, коэффициентах фильтрационного сопротивления A и B , максимально допустимый дебит (в тыс. м³ сут) можно определить по формуле

$$Q = \frac{\sqrt{A^2 + 4 \cdot 10^2 \Delta p (2p_k - \Delta p) B} - A}{2B}. \quad (\text{III.103})$$

Если $A = 2,15$ сут·МПа²/тыс. м³, $B = 3,75 \cdot 10^{-3}$ (сут·МПа)² (тыс. м³)², $\Delta p = 0,232$ МПа, $p_k = 10$ МПа, то $Q = 165$ тыс. м³ сут.

§ 31. СИСТЕМА РАЗРАБОТКИ

Системой разработки газовой залежи (в технологическом значении этого понятия) называется комплекс технических мероприятий по управлению процессом движения газа, конденсата и воды в пласте.

Управление процессом движения газа, конденсата и воды в пласте осуществляется посредством следующих технических мероприятий: а) определенного размещения рассчитанного числа добывающих, нагнетательных и наблюдательных скважин на структуре и площади газоносности; б) установления технологического режима эксплуатации скважин; в) рассчитанного порядка ввода скважин в эксплуатацию; г) поддержания баланса пластовой энергии.

Комплекс исследовательских, профилактических и ремонтных работ, проводимых производственным персоналом предприятия, научно-исследовательскими институтами и специализированными организациями для поддержания проектного технологического режима эксплуатации всех элементов оборудования промысла, необходимого для производства товаров заданных кондиций, относится к эксплуатации залежи.

§ 32. РАЗМЕЩЕНИЕ СКВАЖИН НА СТРУКТУРЕ И ПЛОЩАДИ ГАЗОНОСНОСТИ

Площади газоносности газовых залежей в плане могут иметь различную форму: удлиненного овала с отношением продольной и поперечной осей более 10, овала, круга, прямоугольника или фигуры произвольной формы.

Территории промыслов различаются рельефом, грунтом, застройками различного назначения. Газоносный коллектор в общем случае характеризуется изменчивостью литологического состава и геолого-физических параметров по площади и разрезу. Эти причины в сочетании с требованиями экономики обуславливают различные способы размещения добывающих, нагнетательных и наблюдательных скважин на структуре и площади газоносности.

На площади газоносности скважины размещаются равномерно и неравномерно. В случае равномерного размещения скважины бурят в вершинах правильных треугольников или углах квадратов. Во время эксплуатации залежи удельные площади дренирования скважин в однородных по геолого-физическим параметрам газонасыщенных коллекторах одинаковы при одинаковых дебитах скважин. В неоднородных по геолого-физическим параметрам коллекторах при равномерном размещении сква-

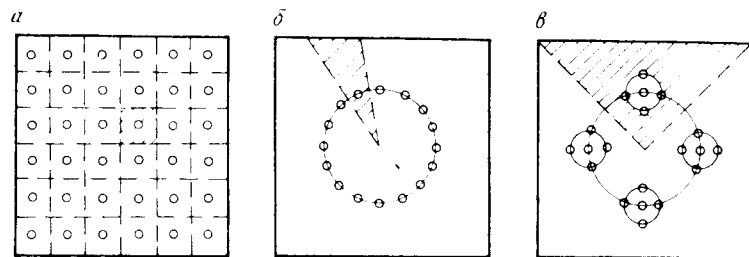


Рис. IV.1. Схемы размещения скважин на площади газоносности:
 а — равномерная; б — батарейная; в — батарейно-кустовая

жидкости соблюдается постоянство отношения дебита скважины к запасам газа в удельном объеме дренирования. При равномерном размещении скважин темп снижения средневзвешенного по объему порового пространства приведенного давления $\bar{p} \bar{z}$ в удельном объеме дренирования равен темпу снижения приведенного давления в залежи в целом.

К неравномерному относится размещение скважин в виде линейных, кольцевых или комбинированных цепочек (батарей), батарей из кустов скважин, произвольное размещение скважин в местах с наилучшими геолого-физическими параметрами или в наиболее пригодных площадях с твердым грунтом в болотистой местности (рис. IV.1). При неравномерном размещении скважин на площади газоносности темпы изменения средневзвешенного приведенного давления в удельных объемах дренирования скважин и всей залежи различны. В этом случае возможно образование глубоких депрессионных воронок давления в отдельных объемах залежи.

Равномерное размещение скважин на площади газоносности приводит к лучшей геологической изученности месторождения, меньшей интерференции скважин при их совместной работе, более быстрому извлечению газа из залежи при одном и том же числе скважин и одинаковых условиях отбора газа на забое скважины.

Преимущество неравномерного размещения скважин на площади газоносности по сравнению с равномерным — уменьшение капитальных вложений в строительство скважин, сроков строительства скважин, общей протяженности промысловых дорог, сборных газо- и конденсатороводов, водопроводов, линий связи и электропередачи.

Наблюдательные скважины (примерно 10 % добывающих) бурят, как правило, в местах наименьшей геологической изученности залежи, вблизи мест тектонических нарушений, в водоносной зоне около начального газоводяного контакта, в районах расположения скважин, эксплуатирующих одновременно несколько пластов, в центре кустов при батарейно-кустовом размещении скважин. Они позволяют получать разнообразную информацию о конкретных свойствах пласта, изменении давления, температуры и состава

газа, перемещении газоводяного контакта, газо-, водо- и конденсатонасыщенности пласта, направлении и скорости перемещения газа в пласте.

При разработке газоконденсатных залежей с поддержанием пластового давления размещение нагнетательных и добывающих скважин на структуре и площади газоносности зависит от рабочего агента, закачиваемого в пласт для поддержания давления, геометрической формы площади газоносности в плане и коллекторских свойств залежи.

При закачке в пласт газообразного рабочего агента (как правило, сухого газа) нагнетательные скважины размещают в виде батарей в приподнятой, купольной части залежи, добывающие — также в виде батарей, но в пониженной части, на погружении складки. При закачке в пласт жидкого рабочего агента (как правило, воды) нагнетательные скважины размещают в пониженной части залежи, добывающие — в повышенной, купольной.

При таком размещении скважин на структуре увеличивается коэффициент охвата вытеснением пластового газа рабочим агентом за счет различия вязкостей и плотностей пластового газа и закачиваемого рабочего агента.

Нагнетательные и добывающие скважины при разработке залежей с поддержанием давления размещаются неравномерно на площади газоносности, в виде кольцевых или линейных цепочек скважин.

§ 33. ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЙ РЕЖИМ ЭКСПЛУАТАЦИИ ГАЗОВЫХ СКВАЖИН

В процессе добычи газа из газовой залежи скважины, шлейфы, сепараторы, теплообменники, абсорберы, десорберы, турбодетандеры, компрессоры и другое оборудование промысла работают на определенном технологическом режиме.

Технологическим режимом эксплуатации газовых скважин называется рассчитанное изменение во времени дебита, давления, температуры и состава газа на устье скважины при принятом условии отбора газа на забое скважины.

Условием отбора газа на забое скважины называется математическая запись фактора, ограничивающего дебит скважины при ее эксплуатации.

Технологический режим эксплуатации скважин зависит от типа газовой залежи (пластовая, массивная), начальных пластовых давления и температуры, состава пластового газа, прочности пород газомещающего коллектора. Он устанавливается по данным режимных исследований скважин с использованием специального подземного (желонка М. А. Цайгера) и наземного (поверхностные породоуловители, измерители интенсивности коррозии) оборудования и приборов (шумомеры, дебитомеры, измерители давления и температуры).

В практике эксплуатации газовых скважин на различных месторождениях газ отбирают при следующих условиях на забое скважин.

1. В слабосцементированных газомещающих породах (песках, песчаниках) при отсутствии подошвенной воды

$$\left. \frac{dp}{dR} \right|_{R=R_c} = C. \quad (IV.1)$$

Дебит скважины рассчитывается по формуле (III.103), а градиент давления C — по уравнению

$$C = (\varphi Q_{\max} + \psi Q_{\max}^2) / p_{z \min}. \quad (IV.2)$$

Здесь Q_{\max} , $p_{z \min}$ — максимальный дебит и соответствующее ему забойное давление, при которых газонасыщенный коллектор на забое скважины не разрушается.

Для скважин, гидродинамически совершенных по степени и характеру вскрытия пласта:

$$\varphi = \frac{A}{[2R_c \ln(R_k/R_c)]}, \quad \psi = B/(2R_c). \quad (IV.3)$$

Для скважин, гидродинамически несовершенных по степени и характеру вскрытия пласта:

$$\varphi = \mu/(kF_3 p_{ат}), \quad \psi = \beta^* \rho_{ат} / (F_3^2 p_{ат}). \quad (IV.4)$$

где F_3 — площадь фильтрации на поверхности забоя скважины.

Для скважины с открытым забоем, вскрывшей пласт на величину b ,

$$F_3 = 2\pi R_c b.$$

Для скважины, полностью вскрывшей пласт, обсаженной эксплуатационной колонной и перфорированной,

$$F_3 = 2\pi R_0^2 n.$$

Здесь n — число работающих перфорационных каналов; R_0 — радиус полусферической каверны в пористой среде у перфорированного канала. Этот радиус часто определяют исходя из условия равенства поверхностей полусферы и цилиндрического перфорационного канала или по данным исследования скважины:

$$2\pi R_0^2 = \pi dl, \quad R_0 = \sqrt{dl/2}, \quad (IV.5)$$

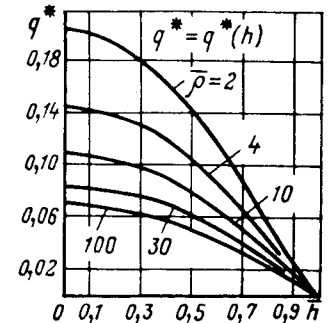
где d — диаметр перфорационного канала и l — его длина, зависящие от типа перфоратора и крепости горных пород.

В гранулярных коллекторах (песках и песчаниках) при использовании перфоратора ПК-103 радиус полусферы (в мм) можно определить из уравнения

$$R_0 = 31,7m^{1/2}; \quad 0,15 \leq m \leq 0,3.$$

Здесь m — коэффициент пористости, доли единицы.

Рис. IV.2. Зависимости безразмерного дебита $q^*(\bar{\rho}, \bar{h})$ от степени вскрытия пласта \bar{h} при различных значениях $\bar{\rho}$



В карбонатных трещиноватых коллекторах (известняках, доломитах, ангидритах) радиус полусферы (в мм) находят из следующего выражения:

$$R_0 = 150m^{3/4}; \quad 0,01 \leq m \leq 0,10. \quad (IV.6)$$

2. В крепких сцементированных породах при отсутствии подошвенной воды

$$Q = \text{const}, \quad \text{или} \quad p_k - p_z = \Delta p = \text{const},$$

где Q — дебит, приведенный к атмосферному давлению и пластовой температуре.

Дебит скважин определяется по формуле

$$Q = \frac{\sqrt{A^2 - 4\Delta p(2p_k - \Delta p)B} - A}{2B}.$$

3. В крепких газомещающих породах при наличии подошвенной воды

$$\left. \frac{dp}{dy} \right|_{y=y_0} = \rho_w g = \gamma_w,$$

где dp/dy — градиент давления на вершине конуса подошвенной воды ($y = y_0$), направленный вверх вдоль оси скважины; ρ_w — плотность пластовой воды.

Предельный безводный дебит скважин (в см³/с) определяется по формуле

$$Q_0 = \frac{2\pi k h^2 p_k \Delta \rho g}{\mu \rho_{ат}} q^*(\bar{\rho}, \bar{h}), \quad (IV.7)$$

где h — толщина газонасыщенной части пласта, см; p_k — абсолютное пластовое давление, МПа; μ — коэффициент динамической вязкости газа при пластовом давлении и температуре, мПа·с; $p_{ат} = 0,1$ МПа; $\Delta \rho$ — разность плотностей воды и газа в пластовых условиях, кг/см³; $q^*(\bar{\rho}, \bar{h})$ — безразмерный дебит, опреде-

ляется по графику (рис. IV.2) в зависимости от $\bar{\rho} = R/(h \sqrt{k_r/k_b})$ и $\bar{h} = b/h$; b — вскрытая часть пласта, см; k_r , k_b — эффективные проницаемости пласта в горизонтальном и вертикальном направлениях соответственно, мкм²; $R \approx 4h$.

Если в составе пластового газа имеются компоненты, вызывающие коррозию колонны НКТ и оборудования устья скважины (CO₂, H₂S, кислоты жирного ряда), фактором, ограничивающим дебит скважины, служит допустимая линейная скорость коррозии. Условием отбора газа будет максимально допустимая скорость газа в верхнем поперечном сечении колонны НКТ, при которой линейная скорость коррозии имеет допустимое значение. Экспериментально установлено, что при скорости газового потока меньше 11 м/с линейная скорость коррозии, обусловленной наличием CO₂, не превышает 0,1 мм/год.

§ 34. РЕГУЛИРОВАНИЕ ДЕБИТА И ДАВЛЕНИЯ ГАЗОВЫХ СКВАЖИН

Для поддержания заданного условия отбора газа на забое или на устье скважины во время эксплуатации необходимо на рабочей струне скважины при индивидуальном регулировании или на групповом пункте сбора и обработки газа при групповом методе регулирования скважин изменять дебит или давление газа в соответствии с расчетом.

Дебит (давление) изменяется при помощи различных технических средств: 1) нерегулируемых штуцеров, постоянного или переменного диаметра; 2) регулируемых штуцеров; 3) регуляторов давления; 4) расширительных машин.

На рис. IV.3 изображены схемы нерегулируемых штуцеров, на рис. IV.4 — сверхзвуковой регулируемый штуцер с тангенциальным вводом газового потока. Штуцер регулируемый ШР-12 предназначен для ручного регулирования дебита газовых скважин изменением площади проходного сечения для газового потока. Он может быть выполнен в сероводородостойком исполнении для регулирования дебита газовых скважин, в продукции которых объемное содержание как сероводорода, так и углекислого газа не превышает 6 % (ШР-12С). Выпускаются регулируемые штуцеры различных типов и конструкций на различное давление, с разными диаметрами проходного сечения, например штуцер регулируемый, прямоточный типа ШПР-50-210, ШПР-62-360, регулируемый штуцер с тангенциальным вводом РШТ-3 и др.

Сообщение сверхзвуковой скорости газовому потоку приводит к значительному понижению температуры газа. Процесс преобразования давления газа в скоростной напор в сверхзвуковом сопле с достаточной точностью можно считать адиабатическим. Расчет конического сверхзвукового штуцерного сопла (см. рис. IV.4) по заданному давлению, температуре и плотности газа до штуцера, давлению газа после штуцера и объемному расходу газа можно провести по следующим формулам:

Рис. IV.3. Схемы нерегулируемых штуцеров:
а — быстрозъемный угловой; б — между-
фланцевый

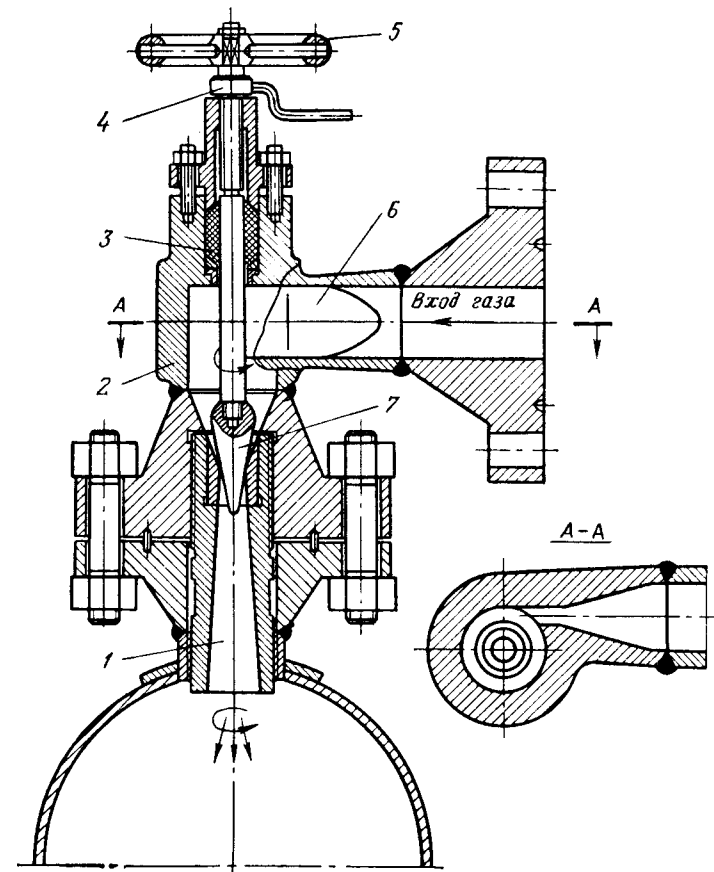
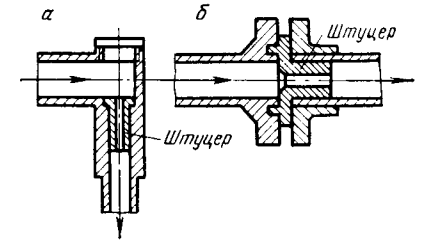


Рис. IV.4. Регулируемый штуцер:

1 — труба Вентури; 2 — тройник; 3 — сальник; 4 — запорная ручка; 5 — ручной штурвал; 6 — конический канал; 7 — наконечник

1. Скорость газа (в м/с) на выходе из расширяющегося сопла

$$\omega = \sqrt{2 \frac{k p_0}{(k-1) \rho_0} \left[1 - \left(\frac{p_1}{p_0} \right)^{(k-1)/k} \right]}, \quad (IV.8)$$

где k — коэффициент адиабаты газа при p_0 и T_0 ; p_0, p_1 — абсолютные давления газа до и после штуцера соответственно; ρ_0 — плотность газа при p_0 и T_0 .

2. Критическая скорость газа (в м/с)

$$\omega_k = \sqrt{2 \frac{k}{(k-1)} \frac{p_0}{\rho_0}}. \quad (IV.9)$$

3. Коэффициент скорости газа в выходном сечении сопла

$$\lambda = \omega / \omega_k. \quad (IV.10)$$

4. Диаметр критического сечения сопла (в см)

$$d_k = 2,38 \cdot 10^{-3} \sqrt{\left(\frac{k+1}{2} \right)^{\frac{k+1}{2(k-1)}} \left(\frac{z_0 R}{k} \right)^{1,2} \frac{\Delta T_0^{1,2}}{\rho_0} Q_0}, \quad (IV.11)$$

где z_0 — коэффициент сжимаемости газа при p_0, T_0 ; Δ — относительная плотность газа по воздуху; Q_0 — объемный расход газа, м³/сут.

5. Диаметр выходного сечения сопла (в см)

$$d = 2 \cdot 10^{-3} \sqrt{\frac{\Delta (z_0 R T_0)^{1,2} \left(\frac{k+1}{k} \right)^{1,2} Q_0}{\lambda \left[1 - \frac{(k-1)}{(k+1)} \lambda^2 \right]^{\frac{1}{k-1}} \rho_0}}. \quad (IV.12)$$

6. Длина расширяющейся конической части штуцерного сопла (по заданному углу конусности)

$$l = \frac{d - d_k}{2 \operatorname{tg}(\alpha/2)}, \quad (IV.13)$$

где d, d_k — диаметры выходного и критического (минимального) сечения сопла соответственно; α — угол конусности расширяющейся части сопла (6—8°).

§ 35. РЕЖИМЫ ЭКСПЛУАТАЦИИ ГАЗОВЫХ МЕСТОРОЖДЕНИЙ

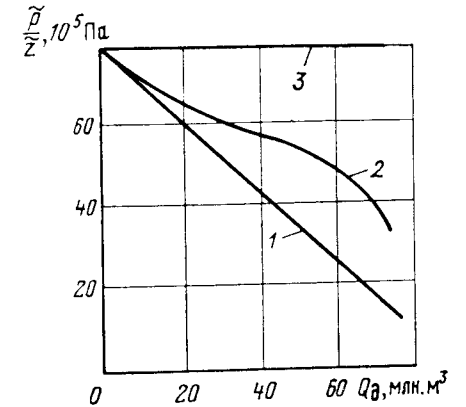
Режим эксплуатации газового месторождения определяется доминирующей формой пластовой энергии, используемой в процессе разработки, иначе, доминирующей пластовой энергией, движущей газ, нефть или воду к забоям добывающих скважин.

При эксплуатации залежи одновременно могут проявляться разные формы пластовой энергии, преобладающие в различные периоды.

Основные формы пластовой энергии следующие: 1) потенциальная энергия жидкости в поле тяготения; 2) потенциальная энергия

Рис. IV.5. Зависимости средневзвешенного по объему порового пространства приведенного давления \tilde{p}/z от объема извлекаемого газа из залежи Q_d .

Режим: 1 — газовый ($\Omega_0 = \text{const}$); 2 — упруговодонапорный ($\Omega_0 \neq \text{const}, p/z \neq \text{const}$); 3 — жесткий, водонапорный ($p/z = \text{const}$)



деформации жидкости; 3) потенциальная энергия деформации пласта; 4) потенциальная энергия свободного газа; 5) потенциальная энергия окклюдированного газа.

Режим эксплуатации пласта влияет на: 1) конструкцию скважины; 2) дебит скважины; 3) размещение скважины на структуре и площади газоносности; 4) систему сбора и подготовки газа, конденсата и нефти; 5) коэффициент газо- и нефтеотдачи; 6) оборудование и технологический режим работы конденсатоперерабатывающего завода; 7) диаметр, толщину стенок труб и технологические параметры работы начального участка магистрального газопровода большой длины; 8) все технико-экономические показатели системы дальнего газоснабжения.

Важно использовать естественные геолого-физические условия эксплуатации залежи или систему искусственных мероприятий для воздействия на пласт, чтобы создать такой режим эксплуатации, при котором получают наилучшие технико-экономические показатели по системе газоснабжения в целом.

До начала эксплуатации залежи предположительно можно судить о будущем режиме эксплуатации по: а) геологической аналогии; б) данным расчетов о продвижении воды; в) опыту эксплуатации газовых залежей.

Во время эксплуатации залежи ее режим устанавливается достоверно по следующим фактическим данным: а) обводнению скважин краевой или подошвенной водой; б) перемещению газонептяного контактов; в) форме графика зависимости приведенного средневзвешенного по объему порового пространства залежи давления \tilde{p}/z от объема извлеченного из залежи газа (нефти) Q_d . Типичные зависимости \tilde{p}/z от Q_d изображены на рис. IV.5.

Для зависимости \tilde{p}/z от Q_d преобладающая форма пластовой энергии — потенциальная энергия упругого расширения газа. Существенного изменения начального газонасыщенного объема порового пространства пласта во времени не происходит, т. е. $\Omega_n = \text{const}$. При одинаковом темпе отбора газа, как и для зависимо-

стей 2 и 3, темп уменьшения давления в залежи наибольший и постоянный. Режим эксплуатации залежи в этом случае называется газовым. Зависимость \bar{p}/z от Q_d 3 указывает на неизменность во времени начального приведенного пластового давления. При этом начальный газонасыщенный объем порового пространства залежи существенно уменьшается за счет поступления пластовой воды в газонасыщенную часть залежи. Пластовая вода вытесняет газ, который при этом почти не расширяется. Режим эксплуатации залежи называется жестким, водонапорным. Этот режим в практике разработки газовых залежей встречается редко. Чаще встречается упруговодонапорный режим 2.

Вначале незначительное продвижение воды в залежь практически не влияет на \bar{p}/z . Далее зависимость \bar{p}/z от Q_d отклоняется вверх от линии газового режима. Во многих случаях на криволинейной зависимости \bar{p}/z от Q_d имеется прямолинейный участок, по которому для газовых залежей массивного типа можно определить начальные запасы газа и начальную газонасыщенность обводненной зоны.

При разработке крупных по площади газонасности и запасам газа месторождений пластового типа с большим числом УКПГ отдельные части месторождения (УКПГ) вступают в эксплуатацию в разное время. Разница во времени ввода в эксплуатацию первой и последней УКПГ может достигать 5—7 лет и более.

Разновременность ввода в эксплуатацию УКПГ приводит к тому, что части месторождения эксплуатируются при различных режимах, от газового в районе строительства последней УКПГ до жесткого водонапорного в районе эксплуатации первой УКПГ.

Для крупных газовых месторождений большое практическое значение имеют очередность строительства УКПГ, темпы отбора газа на различных частях месторождения (производительность УКПГ), изменение давлений в газонасыщенном пласте в пространстве и во времени. Особенно сложно определить среднее давление в месторождении и рассчитать запасы газа в нем по методу падения среднего давления.

Возможны различные методы (очередность) строительства УКПГ и ввода частей месторождения в эксплуатацию: 1) поступательный (однонаправленный) вдоль продольной оси складки; 2) центрально-поступательный (двухсторонний) от периферии к своду (центру) складки; 3) периферийнопоступательный (двухсторонний) от центра складки к периферии.

Практика показывает, что во многих случаях осуществляется поступательный вдоль продольной оси складки метод. В этом случае первая УКПГ строится на периклинали, ближайшей к началу магистрального газопровода, в том же порядке строятся ДКС, постепенно удлиняется промысловый газосборный коллектор.

При эксплуатации крупных по запасам газа газовых месторождений массивного типа с большой газонасыщенной толщиной применяются аналогичные методы очередности строительства УКПГ

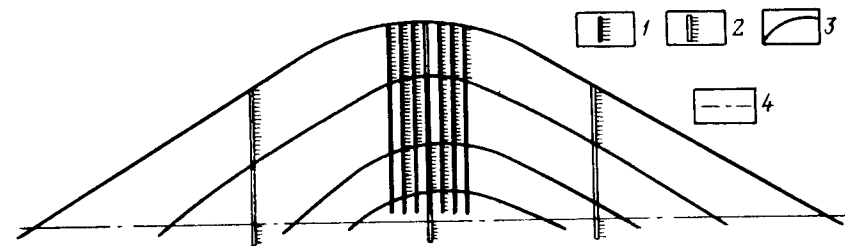


Рис. IV.6. Схема вскрытия пласта при кустовом размещении скважин. Скважины: 1 — добывающие; 2 — наблюдательные; 3 — условные литологические границы; 4 — газоводяной контакт

На установление режимов эксплуатации различных частей крупных газовых месторождений массивного типа большое влияние оказывают метод вскрытия продуктивной газонасыщенной толщи скважинами, темп отбора газа из различных частей (объемов) порового пространства пласта по разрезу, характер продвижения подошвенной воды в газонасыщенную часть залежи.

При эксплуатации месторождений батареями кустов из четырех-пяти скважин центральная скважина перекрывает обсадной колонной всю толщу, вскрывает водонасыщенную часть под ГВК. Она является наблюдательной. Две скважины вскрывают газонасыщенную часть, не доходя до поверхности ГВК на 20 и 50 м, две другие вскрывают сверху газонасыщенный разрез, не доходя до ГВК на 100 и 150 м (рис. IV.6). Наибольший отбор газа производится из верхней части разреза, меньше — из средней и минимальный — из нижней, приконтактной области месторождения.

Основная задача дифференцированного метода вскрытия разреза — равномерная выработка месторождения и создание условий для предпочтительного движения подошвенной воды снизу вверх.

§ 36. МЕТОДЫ УВЕЛИЧЕНИЯ ДЕБИТОВ ГАЗОВЫХ СКВАЖИН

Методы увеличения дебитов газовых скважин начали применяться в СССР с 1950 г. на месторождениях Украины и Саратовской области. Основными методами интенсификации притока газа были солянокислотная обработка (СКО) и торпедирование скважин. В дальнейшем получили распространение спирто-солянокислотная, пенокислотная, спирто-пено-кислотная, поинтервальные обработки, перфорация скважин под давлением в газовой среде, гидравлический разрыв пласта, гидропескоструйная перфорация.

Дебиты газовых скважин при одинаковых диаметрах, режимах эксплуатации пласта, пластовых давлениях можно увеличить за счет снижения фильтрационного сопротивления при движении газа в призабойной зоне пласта. Это возможно за счет образования каналов, каверн и трещин в ней, уменьшения содержания твердых частиц и жидкостей в поровых каналах.

Известны следующие методы воздействия на призабойную зону пласта.

1. Физико-химические: солянокислотная обработка (СКО); термокислотная обработка (ТКО); обработка поверхностно-активными веществами (ПАВ); осушка призабойной зоны сухим обезвоженным газом.

2. Механические: торпедирование; гидравлический разрыв пласта (ГРП); гидropескоструйная перфорация (ГПП); ядерный взрыв.

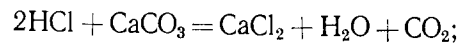
3. Комбинированные: ГРП + СКО; ГПП + СКО.

Выбор метода воздействия на призабойную зону скважин зависит от литологического и минералогического состава пород и цементирующего материала газоносных горных пород, давления и температуры газа и пород пласта, толщины продуктивного горизонта, неоднородности пласта вдоль разреза.

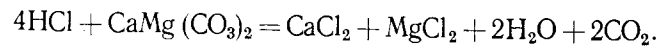
СКО и ТКО призабойных зон скважин дают хорошие результаты в слабопроницаемых карбонатных породах (известняках, доломитах) и песчаниках с карбонатным цементирующим веществом. В песчаниках с глинистым цементирующим материалом эффективна обработка соляной и плавиковой (так называемой грязевой) кислотами.

СКО основана на способности соляной кислоты растворять карбонатные породы. При этом происходят следующие химические реакции:

в известняках



в доломитах



В зависимости от пластовых условий на практике применяют 8—15 %-ную соляную кислоту. Заводы поставляют концентрированную техническую соляную кислоту. На промысле ее разбавляют водой до нужной концентрации. Характеристика соляной кислоты приведена ниже.

| Соляная кислота | Синтетическая, техническая (ГОСТ 857—78) | Техническая, первый сорт |
|---------------------------|--|--------------------------|
| Содержание, %: | | |
| HCl | 31 | 27,5 |
| Fe | 0,02 | 0,03 |
| SO ₃ | 0,005 | 0,04 |

Для предотвращения коррозии металлического оборудования в процессе СКО используют вещества, называемые ингибиторами коррозии, в качестве которых применяют формалин (CH₂O), уникол ПБ-5, И-1-А с уротропином, а также сульфенол, ДС-РАС, дисолван 4411, нейтрализованный черный контакт (НЧК).

Продукты взаимодействия кислоты с породой удаляются из пласта в процессе освоения скважины. Для облегчения этого процесса в кислоту добавляют интенсификаторы, снижающие поверх-

ностное натяжение продуктов реакции,— НЧК, спирты, препарат ДС и другие ПАВ.

Порядок добавления различных реагентов в кислоту при подготовке ее к закачке в скважину следующий: вода → ингибиторы → → стабилизаторы (уксусная и плавиковая кислоты) → техническая соляная кислота → хлористый барий → интенсификатор.

В скважину нагнетается от 0,5—0,7 до 3—4 м³ кислоты на 1 м длины фильтра с помощью специальных агрегатов, например Азинмаш-30, смонтированных на автомашине КрАЗ-219, а также цементировочных агрегатов ЦА-300, ЦА-320М, 2АН-500. Время реакции кислоты с момента окончания закачки не должно превышать 6—8 ч. Результаты определяют по данным исследований скважин после обработки. Обработка считается успешной, если уменьшается коэффициент С, характеризующий качество вскрытия пласта скважиной (III.73), увеличивается дебит скважины при той же депрессии на пласт.

Торпедирование, ГРП, ГПП и ядерные взрывы обычно применяют в пластах, сложенных крепкими, плотными породами, имеющими небольшие проницаемость, пористость, но высокое пластовое давление.

ГРП приводит к раскрытию имеющихся в пласте трещин или образованию новых при помощи закачки в скважину жидкости разрыва под высоким давлением и к удержанию их в раскрытом состоянии за счет закачки в трещину песка. В качестве жидкостей разрыва и песконосителя используются водоконденсатные, водокислотноконденсатные эмульсии, водный раствор дисолвана, карбоксиметилцеллюлоза, кислотно-керосиновый гель и др.

ГРП проводят при помощи агрегатов 2АН-500 и 2АН-700, развивающих давление соответственно 50 и 70 МПа.

В промытую, очищенную скважину спускают фонтанные трубы диаметром 76 или 102 мм, по которым жидкость разрыва подают на забой. Для предохранения обсадной колонны от воздействия высокого давления над пластом устанавливают разобщитель (пакер). Устье скважины оборудуют специальной головкой, к которой подключают агрегат для нагнетания жидкостей.

Момент разрыва пласта фиксируется по значительному увеличению приемистости скважины или снижению давления нагнетания.

После разрыва в пласт нагнетают жидкость-песконоситель, продавливая ее в пласт, нагнетая в скважину продавочную жидкость, в качестве которой часто используют жидкость разрыва. Затем устье скважины закрывают до полного падения давления. В дальнейшем скважину промывают, очищают от песка, осваняют, исследуют для определения эффективности ГРП. При первом ГРП в образующуюся трещину закачивают 5—6 т песка, при последующих — до 20 т.

В США, в штате Канзас, применяют следующую методику ГРП. В скважину закачивают дизельное топливо с добавками, снижающими поверхностное натяжение, затем вводят 7,5—11,5 м³ загу-

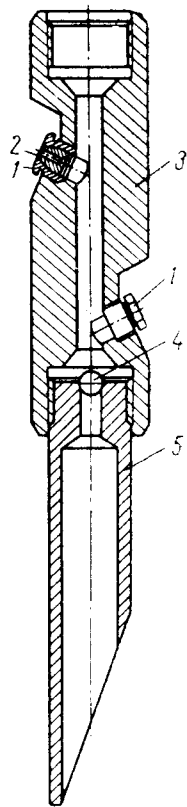


Рис. IV.7. Схема гидроперфоратора АП-3,5-V:
1 — корпус насадки; 2 — насадка; 3 — корпус перфоратора; 4 — шариковый клапан; 5 — уловитель

ценной кислоты, в которой содержится 240 кг м^{-3} песка, после этого снова закачивают $3.8—5.5 \text{ м}^3$ 7.5 %-ной соляной кислоты с теми же добавками. Остатки кислоты из труб вымывают водой, принимая меры против попадания ее в пласт. Гель, задавленный в пласт, разрушается, превращаясь в жидкость с небольшой вязкостью. Песок остается в трещине, а жидкость возвращается в скважину при последующем ее свабировании.

ГПП предназначена для создания каналов сообщения пласта и скважины с помощью абразивного воздействия твердой фазы (песка), находящейся в струе жидкости, на металлическую обсадную колонну, цементный камень и горные породы.

Скважину задавливают меловым раствором и спускают в нее фонтанные трубы с гидрореско-струйным перфоратором, устанавливаемым в намеченном для проведения перфорации интервале. В качестве гидроперфораторов используют перфораторы типа ИП-6, АП-2-V, АП-3.3-V и др. Схема гидроперфоратора АП-3.5-V приведена на рис. IV.7.

§ 37. РАСЧЕТ РАСПРЕДЕЛЕНИЯ ДАВЛЕНИЯ В ДЕФОРМИРУЕМОМ ПЛАСТЕ ПРИ ФИЛЬТРАЦИИ РЕАЛЬНОГО ГАЗА ПО ЗАКОНУ ДАРСИ

Распределение давления в различных точках пласта в различные моменты времени можно рассчитать интегрированием нелинейного дифференциального уравнения в частных производных параболического типа (III.46), описывающего неустановившуюся фильтрацию реального газа в деформируемом пласте при соответствующих начальных и граничных условиях. Дифференциальное уравнение (III.46) решают одним из численных методов, используя для расчетов ЭВМ.

В последнее время при прогнозировании изменения давления в газовых залежах с большим этажом газонасыщенности стали использовать методы решения задач фильтрации жидкости и газа в пористой среде в вариационной постановке.

Использование вариационной постановки задач фильтрации в сочетании с методом конечного числа элементов, на которые разбивается весь объем неоднородной пористой среды, позволило ав-

торам работы [8] решить ряд сложных задач фильтрации жидкости, которые нельзя было решить другими методами.

В СССР впервые вариационные принципы к решению задач фильтрации газа в пористой среде применили Ю. Н. Васильев, В. А. Черных [9]. При помощи этого мощного, весьма прогрессивного метода были рассчитаны изменения давления в газоконденсатной залежи Оренбургского месторождения, газонасыщенный пласт которого представлен карбонатными, трещиновато-пористыми породами, и Медвежьего газового месторождения с песчаным газонасыщенным пластом. Разработанная во ВНИПИАСУГазпроме новая математическая модель расчета изменения давления в пласте при трехмерной неустановившейся фильтрации газа используется в подсистеме АСУ разработкой газовых месторождений. Новый метод решения трехмерных задач фильтрации заключается в следующем.

К линеаризованному уравнению фильтрации газа

$$\frac{\partial p}{\partial t} = \frac{A}{m} = \frac{1}{\lambda m} \left[\frac{\partial}{\partial x} \left(k_2 \frac{\partial p}{\partial x} \right) + \frac{\partial}{\partial y} \left(k_2 \frac{\partial p}{\partial y} \right) + \frac{\partial}{\partial z} \left(k_2 \frac{\partial p}{\partial z} \right) \right] \quad (\text{IV.14})$$

применяют преобразование Лапласа по времени и для преобразованного уравнения и граничных условий находят функционал

$$F(p_*) = \iiint_V \left[\frac{k_2}{\lambda m} \left[\left(\frac{\partial p_*}{\partial x} \right)^2 + \left(\frac{\partial p_*}{\partial y} \right)^2 + \left(\frac{\partial p_*}{\partial z} \right)^2 \right] + S p_*^2 - 2 \left(p_0 - \frac{A_*}{m} \right) p_* \right] dx dy dz - 2 \iint_{\Omega} \frac{z_2}{S} p_* d\Omega - \iint_{\Omega} \sigma p_*^2 d\Omega, \quad (\text{IV.15})$$

где $p = p(x, y, z, t)$ — плотность газа; V — объем залежи; $k = k_1(p) k_2(x, y, z)$ — проницаемость; λ — параметр линеаризации; $m = m(x, y, z)$ — коэффициент пористости; S — параметр преобразования Лапласа; $A(x, y, z, t)$ — дебит источников (скважин), приходящийся на единицу площади залежи; Ω — поверхность интегрирования.

Граничное условие для (IV.15)

$$\frac{k_1}{\lambda m} \frac{\partial p_*}{\partial n} = \sigma p_* = \frac{z_2}{S}, \quad (\text{IV.16})$$

где p_* и λ выражаются следующим образом:

$$p_* = \int_0^{\infty} p(x, y, z, t) e^{-St} dt; \quad \lambda = \frac{\mu(p) dp dp}{\rho(p) k_1(p)}, \quad (\text{IV.17})$$

где p и μ — давление и вязкость газа соответственно.

Для численной реализации условия минимума функционала область фильтрации разбивают на конечное число элементов, внутри которых функцию аппроксимируют линейным полиномом и

коэффициенты его выражают через значения ρ_* в узлах элементов, пока не известны. После дискретизации функционала из условия его минимума находят частные производные и приравнивают их нулю:

$$\partial E(\rho_*) / \partial \rho_{* \xi} = 0, \quad (IV.18)$$

где ξ — номер элемента.

Получается система алгебраических уравнений. Решив ее, находят значения преобразованной функции плотности ρ_* в узлах элементов. Для нахождения искомого функции плотности газа этим методом авторы работы [9] используют обратное численное преобразование Лапласа с помощью метода коллокации Шейпри.

Плотность газа внутри конечных элементов определяют по линейной зависимости ее от вычисленных значений плотности в узлах элементов. Поле давлений определяют по полученным значениям плотности при помощи уравнения состояния реального газа.

§ 38. РАСЧЕТ ПРОДВИЖЕНИЯ КРАЕВОЙ ВОДЫ В ГАЗОВУЮ ЗАЛЕЖЬ ПЛАСТОВОГО ТИПА

Рассмотрим газовую залежь пластового типа (рис. IV.8), расположенную в центре водонапорной области бесконечной протяженности. Газонасыщенная часть пласта и водонапорная область однородны по проницаемости и пористости. В начальный момент давления в газонасыщенной и водонапорной областях одинаковы и равны начальному давлению в газовой залежи. Для расчета общее время разработки залежи делится на небольшие интервалы. В пределах каждого интервала расход поступающей в залежь воды предполагается постоянным. Движение воды в ранее газонасыщенной части залежи для каждого интервала времени рассматривается как установившееся для несжимаемой жидкости. Коэффициент фазовой проницаемости для воды в обводненной зоне — функция объемной газонасыщенности обводненной зоны.

Объемная газонасыщенность обводненной зоны зависит от темпа отбора газа, определяющего скорость уменьшения давления в обводненной зоне, и от абсолютной величины средневзвешенного по объему порового пространства обводненной зоны пласта давления.

При изложенных предположениях давление на начальном круговом контуре газонности (на стенке «укрупненной скважины») определе-

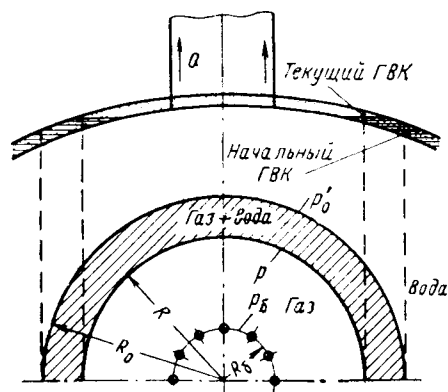


Рис. IV.8. Схема газовой залежи пластового типа

ляется в зависимости от граничных условий (пласт бесконечный или конечных размеров, замкнутый или имеющий выход на дневную поверхность) по данным точного решения задачи Ван-Эвердингенем и Херстом с использованием метода суперпозиции полей давления. Отбор газа из залежи считается известной функцией времени.

Алгоритм расчета

1. Зная литологию продуктивного газонасыщенного горизонта (песок, песчаник, известняк, доломит), коэффициенты абсолютной проницаемости k_0 и открытой пористости m_0 , определим объем связанной воды:

в песке

$$S_{п} = 0,437 - 0,1551 \lg(k_0/m_0);$$

в песчанике

$$S_{п} = 0,283 - 0,11 \lg(k_0/m_0);$$

в известняках и доломитах

$$S_{п} = 0,182 - 0,11 \lg(k_0/m_0),$$

где k — в 10^3 мкм²; m — в %.

2. Вычислим начальную газонасыщенность пласта

$$\alpha_{п} = 1 - S_{п(ч.д)}.$$

3. Рассчитаем остаточную газонасыщенность обводненной зоны пласта $\alpha_{он}$ при начальном пластовом давлении $p_п$:

$$\alpha_{он} = (1 - \beta_0) \alpha_{п}, \quad \beta_0 = 1,415 \sqrt{\alpha_{п} m_0}.$$

4. Вычислим коэффициент пьезопроводности водоносной области

$$\kappa = k_0 / (m_0 \beta_1 \mu_w),$$

где $\beta_1 = \beta_w + \beta_c / m_0$; β_w, β_c — коэффициенты объемной упругости пластовой воды и пористой среды соответственно, 1/МПа; μ_w — коэффициент динамической вязкости воды, мПа·с.

5. Определим безразмерное время t_0 для выбранного временного шага Δt :

$$t_0 = \kappa \Delta t / R_0^2,$$

где R_0 — постоянный радиус «укрупненной скважины».

6. По данным Ван-Эвердингена и Херста по безразмерному времени t_0 и известным граничным условиям определим безразмерное падение давления на «стенке укрупненной скважины» p_0 .

7. Зададимся произвольным давлением на начальном газоводяном контуре R_0 в конце временного интервала $\Delta t \rightarrow p_0$.

8. По уравнению состояния реального газа Пенга — Робинсона или каким-либо другим методом по известному составу пластового

газа, принятому давлению p_0 и пластовой температуре T_n определим коэффициент сжимаемости z_0 .

9. Приравняв средневзвешенное по объему обводненной части залежи давление контурному на «стенке укрупненной скважины», определим среднюю объемную газонасыщенность обводненной зоны в зависимости от темпа отбора газа.

При высоком темпе отбора газа ($Q_r Q_s > 0.2$) зависимость объемной газонасыщенности слабосцементированного песка (песчаника) от среднего давления описывается уравнением

$$\alpha_k = \alpha_n - 0,185 \left(1 - \frac{p_0 z_n}{z_0 p_n} \right)^2,$$

где p_n, z_n — соответственно начальное пластовое давление и коэффициент сжимаемости пластового газа при p_n и T_n .

При невысоком темпе отбора газа ($Q_r Q_s < 0.2$) зависимость объемной газонасыщенности от среднего давления следующая: для несцементированных песков

$$\alpha_k = \alpha_n \left[1,49 - \left(\frac{\bar{p}_n}{p_n} - 0,3 \right)^2 \right];$$

для песчаников

$$\alpha_k = \alpha_{on} \left[1,25 - \left(\frac{\bar{p}_n}{p_n} - 0,5 \right)^2 \right].$$

10. Определим коэффициент фазовой проницаемости для воды в обводненной зоне экспериментально на реальных образцах керна или по аналитической зависимости типа

$$k_{ф. в} = k_v (1 - \alpha_k)^3.$$

11. Расход воды, поступающей в газовую залежь («укрупненную скважину»), определим по формуле притока сжимаемой жидкости, двигающейся по закону Дарси, при неустановившейся фильтрации:

$$q_v = 2\pi k_v (p_n - p_0) / (\mu_n p_0).$$

12. Вычислим текущий радиус газовой зоны контакта

$$R = \sqrt{R_n^2 - \frac{q_s \Delta t}{\pi h n (1 - \alpha_k)}}.$$

13. Определим давление на текущем радиусе газовой зоны контакта

$$p = p_0 - \frac{q_n \mu_n \ln(R_0/R)}{2\pi k_{ф. в} h}.$$

14. По уравнению состояния Пенга—Робинсона определим коэффициент сверхсжимаемости z при p и T_n .

15. Определим объем извлеченного из залежи газа

$$Q_d = \int_0^{\Delta t} N(t) dt,$$

где $N(t)$ — отбор газа из залежи (заданная функция времени).

16. Определим объем извлеченного из залежи газа другим путем — из уравнения материального баланса:

$$Q_d' = Q_s - Q_{oc} = Q_s - \frac{T_{ст}}{T_n} \left[\pi (R^2 - R_0^2) h m_0 (1 - S_n) \frac{\bar{p}}{z} + \pi (R_0^2 - R^2) h m_0 \alpha_k \frac{\bar{p}_n}{z_n} \right].$$

Полагая $\bar{p}/z \approx p/z$, $R \gg R_0$, $\bar{p}_n/z_n \approx p_0'/z_0'$, получаем

$$Q_d' = Q_s - \frac{T_{ст}}{T_n} \left[\pi R_0^2 h m_0 \alpha_k \frac{p_0'}{z_0'} + \pi R^2 h m_0 \left(p_n \frac{p}{z} - \alpha_k \frac{p_0'}{z_0'} \right) \right],$$

где Q_s — начальный запас газа в залежи при стандартных условиях, м³; $T_{ст}$, T_n — соответственно стандартная и пластовая абсолютные температуры газа, К.

17. Проверим баланс

$$(Q_d - Q_d')/Q_d < \epsilon,$$

где ϵ — заданная допустимая погрешность расчета.

В случае, если $Q_d \neq Q_d'$, расчет повторяется, начиная с п. 7. Принимаем некоторое другое значение p_0 и расчет повторяем.

18. Для следующих значений временных интервалов расчет повторяется с использованием метода суперпозиций при определении понижения безразмерного давления на радиусе R_n при различных, но постоянных за интервалы Δt расходах воды, вторгающейся в залежь.

$$p_n = p_n(t) = \Delta q_0 p_0(t) + \Delta q_1 p_0(t - t_1) + \dots + \Delta q_n (t - t_n) p_0(t - t_n)$$

или

$$p_n = p_n(t) = \sum_{i=0}^{n-1} \Delta q_i p_0(t - t_i),$$

где $p_n(t)$ — давление на «стенке укрупненной скважины» при

$$t = n\Delta t, \quad p_0(t)_{n-j} = p_0(t) \quad \text{при} \quad t = (n-j)\Delta t.$$

19. Средний расход вторгающейся в залежь воды за время t , при котором падение давления на «стенке укрупненной скважины» равно $p_0 - p_n(t)$, можно вычислять по формуле

$$\bar{q}_v = \Delta q_0 + \frac{\Delta q_1 p_0(t - t_1)}{p_0(t)} + \dots + \frac{\Delta q_n p_0(\Delta t)}{p_0(t)}.$$

Таблица IV.1 Основные данные расчетов продвижения краевой воды в газовую залежь

| $Q_d \cdot 10^9 \text{ м}^3$ | $t, \text{ лет}$ | t_0 | p_0 | $p'_0, \text{ МПа}$ | α_k | $k_{ф.в} \cdot 10^3 \text{ мкм}^2$ | $\rho, \text{ МПа}$ | $\bar{q}_v, 10^3 \text{ см}^3/\text{с}$ | $R, \text{ м}$ | z_0 | z |
|------------------------------|------------------|-------|-------|---------------------|------------|------------------------------------|---------------------|---|----------------|-------|-------|
| 0 | 0 | 0 | 0 | 49 | 0,340 | 6,17 | 49 | — | 2540 | 1,159 | 1,159 |
| 6,49 | 2,22 | 5 | 1,362 | 40,2 | 0,334 | 6,36 | 39,15 | 76 | 2420 | 1,06 | 1,05 |
| 12,98 | 4,44 | 10 | 1,651 | 35 | 0,325 | 6,60 | 32,11 | 90 | 2260 | 1 | 0,98 |
| 19,47 | 6,66 | 15 | 1,829 | 30,7 | 0,314 | 6,92 | 24,91 | 102,3 | 2050 | 0,975 | 0,92 |
| 25,96 | 8,88 | 20 | 1,960 | 27 | 0,300 | 7,38 | 17,19 | 112,3 | 1780 | 0,94 | 0,89 |

$$\Delta q_n = \frac{C(p_0 - p_n) - \Delta q_1 p_0(t - t_1) - \Delta q_2 p_0(t - t_2) - \dots - \Delta q_{n-1} p_0(t - t_{n-1})}{p_0(\Delta t)}$$

$$C = 2\pi k_{в} h / \mu_{в}; \quad Q_{в} = \bar{q}_{в} t.$$

20. При вычислении текущего радиуса газовой контактной поверхности и давления на границе раздела газ—вода p используются те же формулы, что для первого временного интервала, в которых вместо $q_{в}$ подставляется $\bar{q}_{в}$.

Пример. Рассчитать продвижение краевой воды в газовую залежь пластового типа при следующих исходных данных: $k_0 = 0,0215 \text{ мкм}^2$; $m_0 = 0,2$; $p_n = 49 \text{ МПа}$; $h = 30,5 \text{ м}$; $t_n = 99,3 \text{ }^\circ\text{C}$; $\mu_{в} = 0,35 \text{ мПа}\cdot\text{с}$; $\Delta = 0,65$; $R_0 = 2549 \text{ м}$; $\beta_1 = 0,892 \cdot 10^{-3} \text{ 1/МПа}$; $Q_2 = 2,925 \cdot 10^9 \text{ м}^3$; $Q_3 = 61,6 \cdot 10^9 \text{ м}^3$ ($t = 293 \text{ К}$) или $78,4 \cdot 10^9 \text{ м}^3$ (при t_n).

Результаты вычислений приведены в табл. IV.1.

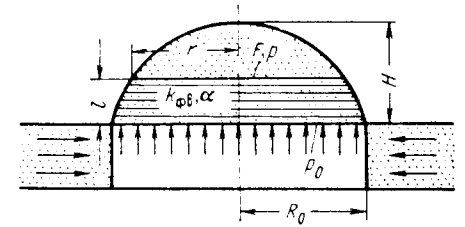
§ 39. РАСЧЕТ ВТОРЖЕНИЯ ПОДОШВЕННОЙ ВОДЫ В ГАЗОВУЮ ЗАЛЕЖЬ МАССИВНОГО ТИПА

На рис. IV.9 изображена схема газовой залежи массивного типа. По структурной карте газовой залежи можно построить зависимости объема порового пространства газонасыщенной части залежи и площади контакта газ—вода от высоты подъема воды в залежь, а именно: $\Omega = \Omega(l)$, $F = F(l)$. Во многих случаях газовую залежь массивного типа можно моделировать шаровым сегментом или конусом. В этих случаях зависимости $\Omega = \Omega(l)$, $F = F(l)$ можно выразить аналитически.

Как видно из рис. IV.9, неустановившуюся фильтрацию сжимаемой воды в горизонтальной части пласта к «укрупненной скважине» постоянного радиуса R_0 принимаем плоскорадиальной. Падение давления на «стенке укрупненной скважины» рассчитываем так же, как и в случае продвижения краевой воды, используя точное решение Ван—Эвердингена и Херста.

Движение несжимаемой воды вверх в ранее газонасыщенную часть пласта принимаем одномерным. Проницаемость пласта в вертикальном направлении $k_{в}$ отлична от его проницаемости в горизонтальном направлении $k_{г}$. Фазовая проницаемость воды в обводненной зоне $k_{ф.в}$ зависит от объемной газонасыщенности α , кото-

Рис. IV.9. Схема газовой залежи массивного типа



рая, в свою очередь, зависит от средневзвешенного по объему порового пространства обводненной зоны залежи давления $\bar{p}_{в}$.

Алгоритм расчета

С п. 1 до п. 11 вычисления проводятся в том же порядке, как и при продвижении краевой воды в газовую залежь пластового типа (см. § 39).

12. Определим расход несжимаемой воды, поступающей в газонасыщенную часть залежи в случае ее вторжения в вертикальном направлении:

$$q_{в} = k_{ф.в} F (p'_0 - p) / (\mu_{в} l).$$

13. Вычислим изменение дебита $\Delta q_{в}$ и средний расход поступающей в залежь воды:

$$\bar{q}_{в} = \Delta q_0 + \frac{\Delta q_1 p_0(t - t_1)}{p_0(t)} + \frac{\Delta q_2 p_0(t - t_2)}{p_0(t)} + \dots + \frac{\Delta q_n p_0(\Delta t)}{p_0(t)}$$

$$\Delta q_n = \frac{C(p_0 - p_n) - \Delta q_1 p_0(t - t_1) - \Delta q_2 p_0(t - t_2) - \dots - \Delta q_{n-1} p_0(t - t_{n-1})}{p_0(\Delta t)}$$

$$C = 2\pi k_{в} h / \mu_{в}; \quad Q_{в} = \bar{q}_{в} t.$$

14. Рассчитаем объем порового пространства необходимой части залежи Ω , площадь контакта газ—вода F и высоту подъема воды в залежь l :

$$\Omega = \Omega_0 - Q_{в} / (1 - \alpha_k); \quad l = H (1 - \sqrt{\Omega / \Omega_0});$$

$$F = 2\Omega / [(H - l) m]; \quad \Omega_0 = \pi R_0^2 H m / 2.$$

15. Определим давление на текущем контакте газ—вода

$$p = p'_0 - \frac{\bar{q}_{в} \mu_{в} l}{k_{ф.в} F}.$$

16. Вычислим объем извлеченного из залежи газа

$$Q'_d = Q_3 - \frac{T_{ст}}{T_n} \left[\Omega \frac{\rho z_a}{z p_a} + (\Omega_0 - \Omega) \alpha_k \frac{\bar{p}_{в} z_a}{z_{в} p_a} \right],$$

где

$$Q_3 = \Omega_0 \frac{\rho_n z_a T_{ст}}{z_n p_a T_n}.$$

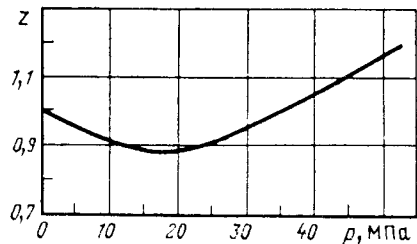
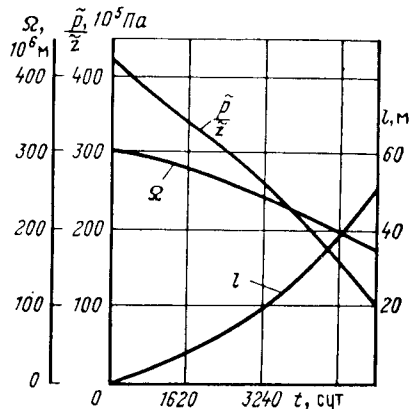


Рис. IV.10. Зависимость $z = z(p)$ при пластовой температуре

Рис. IV.11. Зависимости изменения давления (\tilde{p}/z), объема порового пространства необходимой части залежи (Ω) и высоты подъема воды (l) во времени при постоянном темпе отбора газа



17. Проверим баланс извлеченного газа:

$$(Q_d - Q'_d)/Q_d < \varepsilon.$$

Если $Q_d \neq Q'_d$ в пределах заданной погрешности, то задаемся новым значением p_0 и расчет повторяется.

18. В случае, если амплитуда массивной залежи H велика и высота подъема воды l измеряется десятками метров, можно учесть противодействие, создаваемое столбом воды высотой l , полагая $\Delta p_l = \rho_0 g l$. В формулах из p_0 надо вычесть Δp_l .

Пример. Определить продвижение подошвенной воды в газовую залежь массивного типа при следующих исходных данных: $k_B = 21,5 \cdot 10^3$ мкм²; $k_r = 21,5 \cdot 10^3$ мкм²; $m_0 = 0,2$; $p_H = 49$ МПа; $h = 30,5$ м; $T_H = 372,3$ К; $\mu_B = 0,35$ МПа·с; $\Delta = 0,65$; $R_0 = 2540$ м; $H = 200$ м; $\beta_1 = 8,92 \cdot 10^{-4}$ 1/МПа; $p_{кр.см} = 4,56$ МПа; $T_{кр.см} = 207$ К; $T_{ст} = 293$ К; $Q_r = 11,8 \cdot 10^9$ м³/год. Пласт представлен песчаником. Зависимость $z = z(p)$ при t_H приведена на рис. IV.10.

Результаты вычислений приведены в табл. IV.2 и на рис. IV.11.

Таблица IV.2 Основные расчетные величины продвижения подошвенной воды в газовую залежь

| $t, \text{сут}$ | t_0 | p_0 | $p'_0, \text{МПа}$ | z | $\Omega, 10^6 \text{ м}^3$ | $l, \text{м}$ | α_K | $k_{\Phi, \text{В}}, 10^3 \text{ мкм}^2$ | $\Delta q, 10^3 \text{ см}^3/\text{с}$ | $q_{\text{В}}, 10^3 \text{ см}^3/\text{с}$ | $\varepsilon, \%$ |
|-----------------|-------|-------|--------------------|------|----------------------------|---------------|------------|--|--|--|-------------------|
| 1085 | 5 | 1,362 | 40,2 | 1,06 | 282,0 | 3,7 | 0,33 | 6,53 | 76,0 | 76,0 | 0 |
| 2170 | 10 | 1,651 | 33,9 | 0,99 | 262,8 | 10,4 | 0,32 | 6,88 | 39,0 | 108,1 | 0,8 |
| 3255 | 15 | 1,829 | 28,5 | 0,95 | 239,4 | 18,8 | 0,30 | 7,31 | 28,0 | 132,0 | 0,5 |
| 4340 | 20 | 1,960 | 23,75 | 0,91 | 212,8 | 29,6 | 0,29 | 7,56 | 23,0 | 152,0 | -0,6 |
| 5425 | 25 | 2,050 | 19,4 | 0,89 | 183,3 | 42,0 | 0,27 | 8,36 | 20,0 | 170,0 | 0,2 |
| 6510 | 30 | 2,147 | 14,9 | 0,89 | 153,8 | 55,0 | 0,25 | 9,10 | 20,0 | 186,5 | 0,2 |
| 7595 | 35 | 2,215 | 9,0 | 0,91 | 115,5 | 74,4 | 0,21 | 10,40 | 34,0 | 212,3 | 0,3 |

Результаты расчетов показывают, что при большой площади контакта газ—вода и незначительном продвижении воды в залежь потери давления в обводненной зоне невелики, они значительно меньше противодействия, создаваемого столбом поднявшейся в залежь воды: $\Delta p_l = 0,5$ МПа; $p'_0 - p = 0,02$ МПа.

§ 40. ОПРЕДЕЛЕНИЕ НАЧАЛЬНЫХ ЗАПАСОВ ГАЗА И НАЧАЛЬНОЙ ГАЗОНАСЫЩЕННОСТИ ОБВОДНЕННОЙ ЗОНЫ ПО ДАННЫМ ЭКСПЛУАТАЦИИ ГАЗОВОЙ ЗАЛЕЖИ

Определение начальных запасов газа

Начальные запасы газа (в м³) по данным эксплуатации можно определить по следующим формулам:

1. Газовый режим:

$$Q_3 = Q_d \frac{p_H}{z_H} / \left(\frac{p_H}{z_H} - \frac{\tilde{p}}{z} \right). \quad (IV.19)$$

2. Упруговодонапорный режим:

а) при удержании остаточного газа в обводненной зоне, т. е. при

$$\frac{\tilde{p}_B}{z_B} \alpha = \text{const};$$

$$Q_3 = \Omega_{\Phi} \left(\frac{p_{BH}}{z_{BH}} - \alpha_0 \frac{p_H}{z_H} \right), \quad (IV.20)$$

где Ω_{Φ} — фиктивный газонасыщенный объем порового пространства, м³/МПа,

$$\Omega_{\Phi} = (Q_{d2} - Q_{d1}) / \left(\frac{p_{B1}}{z_{B1}} - \frac{p_{B2}}{z_{B2}} \right); \quad (IV.21)$$

$$\alpha_0 = (1 - 1,415 \sqrt{\rho_H m_0}) \rho_H, \quad (IV.22)$$

где Ω_{Φ} — фиктивный постоянный объем порового пространства залежи, определяемый по прямолинейному участку кривой $p_B/z_B = f(Q_d)$; $\rho_H = 1 - S_B$ — начальная газонасыщенность, доли единицы;

б) при выходе газа из обводненной зоны и изменении остаточной объемной газонасыщенности

$$\alpha_K = \left(\frac{p_B}{z_B} - \frac{p_K}{z_K} \right) / \frac{p_K}{z_K}, \quad (IV.23)$$

или

$$\alpha_K = \alpha_0 / (1 - \alpha_0).$$

Тогда формула для подсчета начальных запасов примет вид

$$Q_3 = \Omega_{\Phi} \frac{p_H}{z_H} \left[1 - \frac{p_H z_{BH}}{z_H p_{BH}} (1 - 2\alpha_0) \right]. \quad (IV.24)$$

Здесь α_0 — коэффициент газонасыщенности обводненной зоны при начальном пластовом давлении p_H , доли единицы; p_{BH}/z_{BH} — отрезок, отсекаемый прямой $p_B/z_B = f(Q_d)$ на оси p_B/z_B при $Q_d = 0$;

$Q_{д2}, Q_{д1}$ — отобранные объемы газа в моменты времени t_2 и t_1 ; $p_{в1}/z_{в1}$ и $p_{в2}/z_{в2}$ — приведенные давления, соответствующие отборам $Q_{д1}$ и $Q_{д2}$, снятые с прямолинейного участка зависимости $p_{в}/z_{в} = f(Q_{д})$.

Пример. Определить начальные запасы газа для газового режима, если $Q_{д} = 1 \cdot 10^9 \text{ м}^3$ при $p = 0,1 \text{ МПа}$ и $T = T_{п}$; $p_{н}/z_{н} = 20 \text{ МПа}$; $\tilde{p}/\tilde{z} = 10 \text{ МПа}$.

$$Q_3 = \frac{1 \cdot 10^9 \cdot 20}{(20 - 10)} = 2 \cdot 10^9 \text{ м}^3.$$

Пример. Определить начальные запасы газа газоконденсатного месторождения в случае упруговодонапорного режима при $(p_{в}/z_{в}) = \text{const}$. Исходные данные: $p_{н}/z_{н} = 42 \text{ МПа}$; $p_{вн}/z_{вн} = 38 \text{ МПа}$; $Q_{д2} = 4 \cdot 10^9 \text{ м}^3$; $Q_{д1} = 3 \cdot 10^9 \text{ м}^3$; $p_{в2}/z_{в2} = 21 \text{ МПа}$; $p_{в1}/z_{в1} = 25 \text{ МПа}$; $m_0 = 0,25$; $\rho_{н} = 0,72$; $S_v = 0,28$.

Подсчитаем

$$\alpha_0 = (1 - 1,415 \sqrt{0,72 \cdot 0,25}) \cdot 0,72 = 0,291;$$

$$\Omega_{\phi} = (4 \cdot 10^9 - 3 \cdot 10^9) / (25 - 21) = 250 \cdot 10^6 \text{ м}^3/\text{МПа};$$

$$Q_3 = 250 \cdot 10^6 (38 - 0,291 \cdot 42) = 6,51 \cdot 10^9 \text{ м}^3.$$

Определение начального коэффициента объемной газонасыщенности пористой среды по промысловым данным

Коэффициент газонасыщенности пористой среды можно определить по данным гидродинамических исследований газовых скважин. В этом случае мы получаем «точечные» значения этого коэффициента, т. е. в местах размещения скважин. Средний коэффициент газонасыщенности пористой среды для залежи в целом можно рассчитать, используя график зависимости $\tilde{p}/\tilde{z} = f(Q_{д})$ для газовых залежей массивного типа.

Запишем выражение для коэффициента газоотдачи

$$\beta = \Delta Q_{д} p_a / [Q_{в} (p_{н}/z_{н})]; \quad (IV.25)$$

$$\beta = 1,415 \sqrt{\rho_{н} m_0}, \quad (IV.26)$$

где $\Delta Q_{д}$ — дополнительный объем газа, извлеченный из обводненной зоны за счет поступления воды в залежь, м^3 ; $Q_{в}$ — объем воды, поступившей в газовую залежь, м^3 ; $p_{н}/z_{н}$ — средневзвешенное начальное приведенное давление в газовой залежи; $\rho_{н}$ — начальная газонасыщенность пористой среды, доли единицы; m_0 — коэффициент открытой пористости, доли единицы.

Приравнявая (IV.25) к (IV.26), определим среднюю начальную объемную газонасыщенность обводненной зоны пласта

$$\rho_{н} = \left(\frac{\Delta Q_{д} p_a}{1,415 Q_{в} p_{н}/z_{н}} \right)^2 / m_0. \quad (IV.27)$$

Пример. Определить начальную газонасыщенность обводненной зоны первого горизонта Анастасиевско-Троицкого газового месторождения

при следующих исходных данных: $m_0 = 0,25$; $\Delta Q_{д} = 62,3 \cdot 10^6 \text{ м}^3$; $Q_{в} = 0,94 \cdot 10^6 \text{ м}^3$; $p_{н}/z_{н} = 10,45 \text{ МПа}$.

$$\rho_{н} = \left(\frac{62,3 \cdot 10^6 \cdot 0,1}{1,415 \cdot 0,94 \cdot 10^6 \cdot 10,45} \right)^2 / 0,25 = 0,8.$$

§ 41. СХЕМЫ СБОРА И ВНУТРИПРОМЫСЛОВОГО ТРАНСПОРТА ГАЗА И КОНДЕНСАТА

При разработке газовых или газоконденсатных месторождений с небольшим содержанием углеводородного конденсата и при отсутствии сероводорода в составе пластового газа применяют четыре схемы внутрипромыслового сбора газа: линейную, лучевую, кольцевую и групповую (рис. IV.12).

Название схемы сбора обуславливается конфигурацией газосборного коллектора. При этих схемах сбора и внутрипромыслового транспорта газа каждая скважина имеет отдельную технологическую нитку и комплекс оборудования для очистки газа от механических примесей, жидкостей и предотвращения образования кристаллогидратов углеводородных газов (сепараторы, конденсатосборники, установки для ввода метанола в поток газа и т. д.).

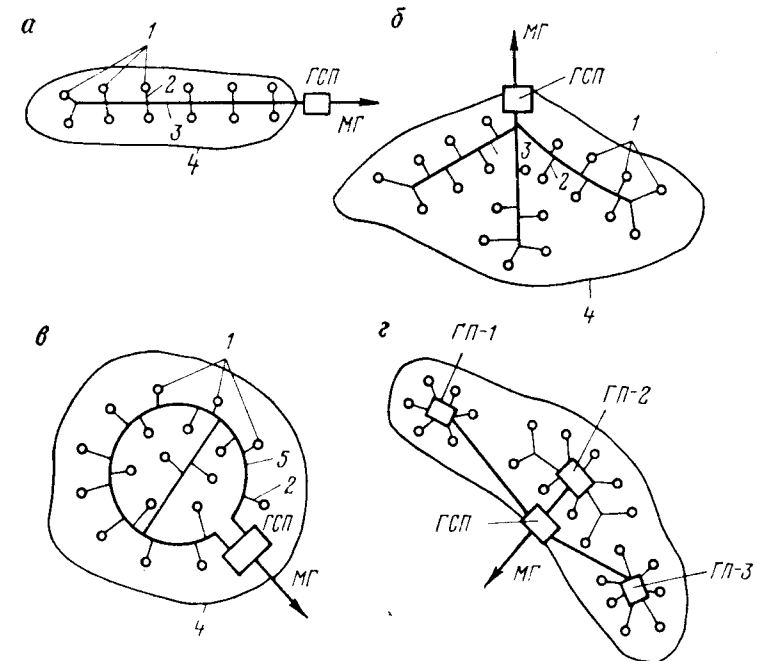


Рис. IV.12. Схемы промыслового сбора газа и конденсата:

а — линейная, б — лучевая, в — кольцевая, г — групповая; 1 — скважины; 2 — шлейфы; 3 — линейный газосборный коллектор; 4 — контур газонасыщенности; 5 — кольцевой газосборный коллектор; ГСП — групповой сборный пункт; МГ — магистральный газопровод; ГП — газосборный пункт

Газ из скважин, пройдя прискважинные сооружения по очистке от твердых взвесей и жидкостей, по шлейфам направляется в общий газосборный коллектор, промышленный газосборный пункт (ГСП) и магистральный газопровод. Углекислотный конденсат из прискважинных сооружений по самостоятельным трубопроводам, проложенным параллельно газопроводам, направляется на ГСП.

Конфигурация газосборного коллектора зависит от формы площади газоносности, числа и размещения добывающих скважин, числа газоносных пластов, состава газа в них, методов промышленной обработки газа и способов замера его объема.

Линейный коллектор применяется, как правило, на газовых месторождениях с вытянутой площадью газоносности, лучевая схема — при раздельной эксплуатации газовых пластов с различными начальными давлениями и составом газа, кольцевой коллектор — на больших по размерам площадях газоносности с большим числом скважин и различными потребителями газа.

Линейная, лучевая и кольцевая схемы промышленного сбора и транспорта газа с прискважинными сооружениями и отдельными технологическими нитками промышленной обработки газа для каждой скважины имеют следующие недостатки:

1. Промышленное оборудование установлено на большой территории.
2. Скважины с прискважинным оборудованием для очистки, осушки и замера газа требуют большого числа квалифицированного обслуживающего персонала.
3. Значительные длина промышленных дорог, металлоемкость коммуникаций водоснабжения, теплоснабжения и доставки реагентов.
4. Сложность устройства и функционирования систем дистанционного измерения давления, температур, расходов, управления технологическим режимом работы скважин и прискважинного оборудования.
5. Значительные потери газа и конденсата в запорной арматуре и прискважинных сооружениях.

При разработке газоконденсатных месторождений стали применять групповую — коллекторную схему сбора, внутрипромыслового транспорта газа и конденсата. В этом случае отделение твердых взвесей от газа, получение углекислотного конденсата, измерение объемов сухого газа и конденсата проводят на газосборном пункте (ГП), который стал называться установкой комплексной подготовки газа — УКПГ, которая размещается, как правило, в центре группы скважин. Газ и конденсат от УКПГ по самостоятельным трубопроводам поступают на промышленный газосборный пункт (ПГСП) или головные сооружения магистрального газопровода (ГС). Число УКПГ может быть различным. Так, на Шебелинском газоконденсатном месторождении построено 27 УКПГ.

При получении сухого газа и стабильного конденсата возможны две схемы промышленной обработки газоконденсатной смеси: децен-

трализованная и централизованная. Если сухой газ и стабильный конденсат приобретают товарные кондиции на групповых пунктах сбора и обработки газа (УКПГ), где установлено все необходимое для этого оборудование, схема называется децентрализованной.

Централизованной называется схема получения сухого газа и конденсата с заданными товарными кондициями на промышленном газосборном пункте или головных сооружениях магистрального газопровода. В этом случае на УКПГ осуществляются лишь сбор и первичная сепарация газа и они называются установками предварительной подготовки газа — УППГ.

Газопроводы от скважин до газосборного коллектора или УКПГ называются шлейфами. Их рассчитывают по формуле пропускной способности газопровода

$$Q = 103,15E \sqrt{\frac{(p_1^2 - p_2^2) D^5}{\lambda \bar{\Delta} \bar{z} \bar{T} L}}, \quad (IV.28)$$

где E — коэффициент уменьшения пропускной способности шлейфа из-за наличия жидкости и отложений твердой фазы в газопроводе; p_1, p_2 — абсолютные давления в начале и конце шлейфа соответственно, 0,1 МПа; D — внутренний диаметр шлейфа, см; $\lambda = \lambda(Re)$ — коэффициент гидравлического сопротивления шероховатых труб; Δ — относительная плотность газа по воздуху; \bar{z}, \bar{T} — средние по длине L коэффициент сжимаемости и абсолютная температура газа соответственно; L — длина шлейфа, км.

На основе обработки данных промышленных исследований А. И. Ширковский получил следующие эмпирические формулы для расчета E :

$$E = 1 - 0,15 \eta_k^{1/4} / v^{1/2}$$

при $0 \leq \eta_k \leq 180 \text{ см}^3/\text{м}^3,$
 $2 \leq v \leq 11 \text{ м/с};$

$$E = 1 - 0,1 \eta_k^{1/4} / v$$

при $180 < \eta_k \leq 150 \text{ см}^3/\text{м}^3,$
 $1 < v < 6 \text{ м/с};$

где

$$\eta_k = Q_k / Q_g; \quad v = \frac{4 Q_g \bar{z} p_{ст} \bar{T}}{0,864 \cdot 10^9 \pi D^2 \bar{z}_{ст} T_{ст}}$$

$$\bar{p} = \frac{2(p_1^3 - p_2^3)}{3(p_1^2 - p_2^2)}; \quad \bar{T} = (T_1 + T_2) / 2.$$

Здесь η_k — конденсатогазовое отношение, $\text{см}^3/\text{м}^3$; Q_k, Q_g — расходы стабильного конденсата и сухого газа, $\text{см}^3/\text{сут}$ и $\text{м}^3/\text{сут}$ соответственно; v — средняя скорость газового потока в шлейфе, м/с ; $p_{ст}, z_{ст}$ — давление и коэффициент сжимаемости газа при

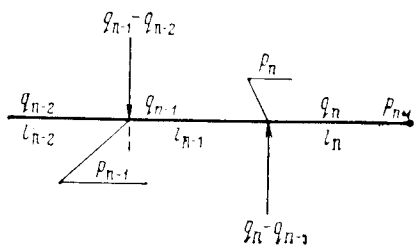


Рис. IV.13. Схема части промышленного газосборного коллектора

стандартных условиях; T_1, T_2 — абсолютные температуры в начале и конце шлейфа, К.

Толщина стенки трубы шлейфа определяется из расчета на прочность при давлении, равном начальному статическому давлению на устье скважины до начала эксплуатации залежи, или на давление, равное 16 МПа при $p_{ст.г} > 16$ МПа. Внутренний диаметр шлейфа определяется из расчета на максимальный дебит скважины таким образом, чтобы потери давления были не больше 0,05—0,1 МПа на 1 км длины шлейфа. При обосновании диаметра шлейфа также учитываются термодинамические условия. Шлейф может играть роль холодильника газа, выходящего из скважины с температурой, большей температуры грунта на уровне укладки шлейфа, или подогревателя, если температура газа, выходящего из скважины, меньше температуры грунта. Обычно внутренний диаметр шлейфа единичной скважины равен 102, 125 или 150 мм. При движении газа с куста скважин до УКПГ диаметр выкидной линии равен 200, 325 и даже 426 мм (сеноманская залежь Уренгойского газоконденсатного месторождения).

Промысловый газосборный коллектор рассчитывается как сложный газопровод с подключением по пути газовых линий. На рис. IV.13 изображена схема части промышленного газосборного коллектора.

Запишем уравнения расхода газа для каждого участка, сложим их и получим

$$\sum_{i=1}^n q_i^2 l_i = k^2 (p_1^2 - p_{n+1}^2), \quad (IV.29)$$

где q_i — расход газа на i -м участке; l_i — длина i -го участка; p_1, p_{n+1} — давления газа в начале и конце коллектора соответственно; $k = 36,9 D_k^{8,3}$ при $z = 1$; $t_{cp} = 15$ °C; $D_k = \text{const}$.

Предположим, что при тех же длине, диаметре и давлениях газа в начале и конце коллектора, но без подключения газовых линий или расхода газа по пути средний постоянный расход газа по газопроводу q , тогда

$$\bar{q}^2 L = k^2 (p_1^2 - p_{n+1}^2), \quad (IV.30)$$

где L — общая длина коллектора.

Из сравнения уравнений (IV.29) и (IV.30) получим

$$\bar{q}^2 L = \sum_{i=1}^n q_i^2 l_i. \quad (IV.31)$$

Внутренний диаметр промышленного газосборного коллектора определяется на конец компрессорного периода эксплуатации месторождения с постоянным суточным отбором газа. Давление газа в начале газосборного коллектора p_1 принимается равным давлению обработки газа на УКПГ, ближайшей к началу газосборного коллектора, давление газа в конце газосборного коллектора p_{n+1} принимается равным давлению газа на приеме промышленной дожимной компрессорной станции (головной КС), часто расположенной на ПГСП в конце газосборного коллектора.

Из уравнения (IV.30) вычисляем k и затем определяем искомый диаметр промышленного газосборного коллектора D_k . Обычно промышленный газосборный коллектор строится из труб с диаметрами от 500 до 1420 мм.

Толщина стенки труб промышленного газосборного коллектора рассчитывается по давлению газа на УКПГ в первый год эксплуатации месторождения, несколько превышающему давление газа в начале магистрального газопровода (5,6 или 7,6 МПа).

Для охраны окружающей среды, повышения безопасности работы людей, ликвидации потерь газа и углеводородного конденсата при газодинамических и газоконденсатных исследованиях скважин, при удалении жидкостей с забоя скважин, из шлейфовых газопроводов, для повышения эксплуатационной надежности работы газопромысла вместе с высоконапорной системой сбора и внутрипромыслового транспорта газа и конденсата одновременно проектируется и сооружается низконапорная герметизированная система сбора, измерения и использования газа и углеводородного конденсата, а также других жидкостей.

Расчет сложной внутри- и межпромысловой газосборной сети при большом числе скважин, ГСП или УКПГ, дожимных компрессорных станций, при значительной протяженности промышленных и межпромысловых коллекторов с неустановившимся режимом течения газа в них представляет собой сложную комплексную оптимизационную задачу. В современных условиях она решается методами динамического программирования с использованием в расчетах ЭВМ.

Коллективы сотрудников института ВНИПИгаздобыча и Вычислительного центра АН СССР в 1979 г. рассмотрели вопросы применения математических методов и ЭВМ для оптимизации проектирования поверхностного оборудования и дорог (обустройства) Уренгойского газоконденсатного месторождения, определили основные факторы, которые необходимо учитывать при проектировании, сформулировали основные задачи, составили перечень исходной информации, необходимой для их решения [10, 11].

ВЦ АН СССР разработал первую очередь системы проектирования схем обустройства газовых месторождений на ЭВМ.

Система состоит из информационного и математического обеспечения. Информационное обеспечение включает подробный перечень необходимой для решения задачи информации: нормативные материалы, картографический материал, данные проекта системы разработки и т. д.

Математическое обеспечение включает математические модели, алгоритмы и систему взаимосвязанных и информационно согласованных программ, составленных на машинном языке АЛГОЛ-60 для ЭВМ БЭСМ-6. Система позволяет определять оптимальные варианты технологических схем сбора и транспорта газа и промышленных дорог в динамике, на любой интервал проектирования. В результате расчетов определяются очередность ввода объектов в эксплуатацию, изменение их производственных характеристик во времени (динамика капитальных вложений, добычи газа, строительства дорог, газопроводов и т. д.).

С помощью системы можно имитировать всевозможные проектные решения для поиска реального проекта в режиме человеко-машинного общения. ЭВМ осуществляет газодинамические расчеты движения газа в шлейфах и промышленных газосборных коллекторах, рассчитывает конфигурацию, протяженность и стоимость дорог, вычерчивает получающиеся схемы и печатает таблицы.

Общая схема функционирования системы состоит из следующих этапов: 1) сбор и подготовка исходной информации; 2) подготовка информации для реализации технологических решений; 3) подготовка системы к функционированию; 4) разложение задачи комплексного проектирования на две части: а) проектирование системы сбора и транспорта газа; б) проектирование системы автомобильных дорог; 5) решение задачи размещения УКПГ для системы сбора и транспорта газа; 6) построение коммуникационных сетей; 7) решение задачи размещения ДКС, газодинамические расчеты газопроводов, определение числа и типов компрессоров, диаметров газопроводов; 8) трассирование автомобильных дорог; 9) синтез задачи проектирования; 10) формирование и вывод показателей рассчитанных вариантов в виде таблиц и схем, вычерченных графопостроителем ЭВМ; 11) анализ вариантов схем комплексного обустройства, выбор реального проекта.

В результате функционирования системы по каждому из отобранных вариантов схем обустройства месторождений определяют: 1) число и место строительства УКПГ; 2) годы ввода их в эксплуатацию; 3) производительность УКПГ по годам; 4) число скважин, подключаемых к УКПГ; 5) структуру и протяженность газосборных сетей по каждой УКПГ и их диаметры; 6) металлоемкость газосборных сетей в динамике; 7) места строительства и мощности ДКС; 8) структуру сети дорог и очередность их строительства; 9) основные технико-экономические показатели по вариантам обустройства месторождения (стоимость обустройства, число УКПГ и их стоимость, длина, металлоемкость и стоимость газосборных сетей и магистральных газопроводов, стоимость компрессорных

станций, их число, типы используемых компрессоров, динамика освоения капиталовложений и т. д.).

С помощью разработанной системы математических моделей, алгоритмов и программ выполнено проектирование обустройства Уренгойского месторождения [11].

Глава V

РАЗРАБОТКА И ЭКСПЛУАТАЦИЯ ГАЗОКОНДЕНСАТНЫХ МЕСТОРОЖДЕНИЙ

§ 42. ФАЗОВЫЕ ПРЕВРАЩЕНИЯ ГАЗОКОНДЕНСАТНЫХ СМЕСЕЙ

Пластовая газоконденсатная смесь — это сложная система. Стоит она из большого числа углеводородов (метана, этана, пропана, изобутана, н-бутана, пентана, гексана, гептана, октана, нонана, декана и более тяжелых), азота, сероводорода, углекислого газа, гелия, паров воды.

Диаграмма фазовых превращений газоконденсатной системы приведена на рис. V.1.

При повышении давления и неизменной температуре или понижении температуры и постоянном давлении происходят процессы конденсации пара в жидкость. Зависимость давления от температуры для чистого углеводорода характеризуется кривой испарения — скачкообразного изменения агрегатного состояния вещества (МК на рис. V.1). Эта кривая — границная, ниже которой существует одна паровая фаза, выше, в области повышенных давлений, — одна жидкая фаза.

Конечная точка *K* этой кривой является критической. Она характеризует максимальную температуру $T_{кр}$, при которой существует граница раздела фаз, т. е. паровая и жидкая фазы находятся в равновесии. При температуре выше критической нельзя превратить паровую фазу в жидкую при сколь угодно повышении давления. Давление $p_{кр}$ паров вещества при критической температуре называется критическим. Объем вещества при критических температуре и давлении ($T_{кр}$ и $p_{кр}$), отнесенный к одному молю или другой единице массы вещества,

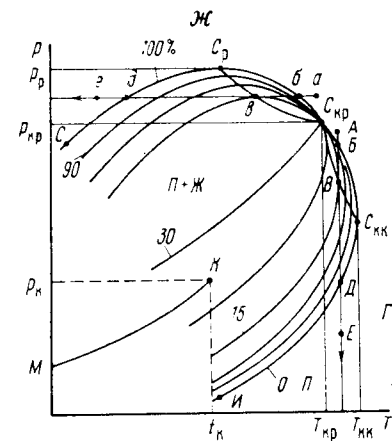


Рис. V.1. Диаграмма фазовых превращений газоконденсатной системы постоянной массы и состава при изменении давления и температуры

называется критическим молярным или удельным объемом соответственно.

Температура, при которой средняя молекулярная кинетическая энергия становится равной потенциальной энергии притяжения молекул, называется критической, так как при более высокой температуре невозможно существование жидкой фазы.

Математически критерий критического состояния можно записать в виде равенства

$$\left(\frac{\partial p}{\partial V}\right)_{T_{кр}} = \left(\frac{\partial^2 p}{\partial V^2}\right)_{T_{кр}} = 0.$$

Рассмотрим фазовую диаграмму газоконденсатной системы (см. рис. V.1). Кривая $CC_{кр}$ — линия кипения, выше которой существует жидкая фаза, $C_{кр}BC_{кк}$ — линия конденсации, правее и ниже расположена газовая фаза. Линия $CC_{кр}C_{кк}$ ограничивает двухфазную область (область паровой и жидкой фаз). Цифры на линиях означают объемное содержание жидкой фазы в смеси (в %).

Точка $C_{кр}$ — критическая, в точке $C_{кк}$ (при максимальной температуре выше критической $T_{кр}$) жидкая и паровая фазы могут находиться в равновесии, т. е. в этой точке имеется граница раздела фаз пар — жидкость.

Рассмотрим изотермический процесс уменьшения давления от точки A , когда углеводородная смесь находится в области газовой фазы. Со снижением давления и увеличением объема сосуда высокого давления при неизменном составе смеси до точки B фазовые изменения не происходят. В точке B при уменьшении давления образуется первая капля жидкости, т. е. происходит обратная конденсация (образование жидкой фазы при уменьшающемся давлении). При дальнейшем снижении давления объем образовавшейся жидкой фазы увеличивается и в точке B достигает максимального значения. Область $C_{кр}BC_{кк}BC_{кр}$ называется областью обратной конденсации, линия $C_{кр}BC_{кк}$ — линией давлений максимальной конденсации. С дальнейшим снижением давления от точки B до точки D ранее образовавшаяся жидкая фаза будет уменьшаться в объеме, испаряться и в точке D испарится последняя ее капля.

При снижении давления от точки B до точки D идет процесс испарения жидкости с уменьшением давления. В результате дальнейшего падения давления от точки D до точки E фазовые превращения не происходят, в этом случае смесь находится в газовом состоянии. Процесс обратной конденсации наблюдается только в интервале температур $T_{кр}—T_{кк}$.

Рассмотрим процесс изобарического (при постоянном давлении) снижения температуры от точки a , в которой газоконденсатная смесь находится в жидкой фазе. При ее охлаждении (до точки b) фазовых переходов нет. В точке b образуется первый пузырек пара. Образование паровой фазы в процессе понижения температуры при постоянном давлении называется процессом обратного испарения. Со снижением температуры от точки b до точки v объем паровой фазы увеличивается и в точке v достигает максимума. Об-

ласть $C_{кр}BC_{кр}C_{кр}$ называется областью обратного испарения, а линия $C_{кр}C_{кр}$ — линией температур максимального испарения.

При понижении температуры от точки v до d объем образующейся паровой фазы уменьшается, паровая фаза конденсируется и в точке d сконденсируется последний пузырек пара. С уменьшением температуры от точки v до точки d происходит процесс нормальной конденсации. Дальнейшее снижение температуры от точки d до точки e не вызывает фазовых переходов, углеводородная смесь находится в жидкой фазе. Явление обратного испарения наблюдается только в интервале изменения давления от $p_{кр}$ до p_r .

Образование жидкой фазы в пористой среде приводит к потерям жидкости. При разработке газоконденсатной залежи без поддержания пластового давления в условиях газового режима потери жидкого конденсата в пласте могут составлять 30—60 % от начального (потенциального) содержания конденсата (C_3+) в пластовом газе.

Процесс конденсации в пористой среде с ее громадной удельной поверхностью протекает иначе, чем в бомбе PVT при незначительной плоской границе раздела пар—жидкость. В поровых каналах небольшого радиуса (в капиллярах) будет происходить процесс капиллярной конденсации, где граница раздела пар—жидкость будет криволинейной. В связи с проявлением капиллярных сил в пористой среде давление начала образования жидкой фазы, объем образовавшейся жидкости и объем оставшейся жидкой фазы в пористой среде при одинаковом давлении будут больше, чем в бомбе PVT.

Увеличение коэффициента извлечения конденсата и нефти из залежей достигается различными способами: 1) поддержанием давления в пласте с помощью газообразных и жидких агентов; 2) испарением выпавшей жидкой фазы в массу закачиваемых сухих углеводородных газов; 3) применением термических методов воздействия на пласт с целью повышения его температуры, уменьшения вязкости и испарения жидкости.

За последнее время большое значение приобретают проблемы аналитического расчета объемов и составов сосуществующих фаз, особенно в газоконденсатных залежах на больших глубинах, вопросы прогнозирования процессов фильтрации газоконденсатных смесей в пористой среде, изменения состава продукции скважин, объема добываемого конденсата, методов его переработки.

§ 43. АНАЛИТИЧЕСКИЙ РАСЧЕТ ФАЗОВЫХ ПРЕВРАЩЕНИЙ ГАЗОКОНДЕНСАТНЫХ СМЕСЕЙ ПРИ ИЗМЕНЕНИИ ДАВЛЕНИЯ И ТЕМПЕРАТУРЫ

Природные углеводородные смеси, находящиеся в поровом пространстве пласта и движущиеся по стволу скважины, в промышленном оборудовании, промысловых и магистральных газопроводах, при изменении давления и температуры претерпевают фазовые пре-

вращения, т. е. паровая фаза переходит в жидкую и обратно. Процессы превращения паровой фазы в жидкую происходят при неизменной температуре не только с увеличением давления в докритической области, но и с уменьшением его в определенном диапазоне температур $T_{кр} - T_{кк}$ (см. рис. V.1). Явления конденсации паровой фазы при неизменном давлении происходят не только при понижении температуры и давлении меньше критического, но и с увеличением температуры в интервале изменения давления $p_{кр} - p_p$. Мы имеем дело с явлениями прямой и обратной (ретроградной) изотермической и изобарной конденсации.

В процессе разработки залежи, добычи, транспортирования и переработки углеводородных газов большое значение имеет правильное прогнозирование составов сосуществующих паровой и жидкой фаз, объемов образующихся фаз при различных давлениях и температурах. Для определения давления начала конденсации углеводородной смеси в пористой среде, составов сосуществующих равновесных фаз, объемной насыщенности пористой среды жидкой фазой, потерь жидкой фазы (потерь жидких углеводородов в пласте) необходимо иметь представление о влиянии пористой среды на эти процессы, уметь аналитически рассчитывать эти процессы, зная геолого-физические параметры пористой среды.

Приближенный аналитический расчет диаграммы фазовых превращений и объемов образовавшихся жидкой и паровой фаз можно провести следующим образом.

1. Диаграмму фазовых превращений делят условно на область I ($1 \leq p \leq 0,7p_{сх}$) и область II ($0,7p_{сх} < p \leq p_{сх}$), где $p_{сх}$ — давление схождения, т. е. давление, при котором коэффициенты распределения вещества (каждого компонента смеси) на паровую и жидкую фазы равны единице. Давление схождения для начала расчетов приближенно определяют по известным M_{C_n+} и ρ_{C_n+} по формулам (I.141) или (I.142) и уточняют по рассчитанному составу жидкой фазы по формуле (I.143).

2. Константы равновесия K_i для компонентов смеси $C_1 - C_5$, N_2 , CO_2 , H_2 определяют по таблицам констант равновесия без учета характеристического фактора при определении коэффициента фазового соотношения метана или по полиномам при их экстраполяции к 1 при $p = p_{сх}$.

3. Константу равновесия фракции C_n ($n \geq 5$) определяют по формуле (I.147). Находят плотность жидкой фазы и коэффициент сжимаемости паровой фазы, который вычисляют по уравнению состояния реальных газов Пенга—Робинсона.

Критические параметры фракции C_{7+} (или C_{5+}) определяют по номограммам Стендинга и Катца по заданным значениям молекулярной массы $M_{C_{7+}}$ и плотности $\rho_{C_{7+}}$ или рассчитывают по уравнениям (I.42) и (I.43). Плотность жидкой фазы находят по номограммам Стендинга и Катца или рассчитывают по уравнению (I.64).

4. Молярные доли паровой V и жидкой L фаз определяют по уравнениям

$$\sum_{i=1}^n x_i = \sum_{i=1}^n \frac{\eta_i}{L + VK_i} = 1, \quad y_i = K_i x_i,$$

где x_i и y_i — молярные концентрации i -го компонента соответственно в жидкой и паровой фазах при различных p и t ; η_i — молярная концентрация i -го компонента в исходной газоконденсатной смеси; L и V — молярные доли вещества соответственно в жидкой и паровой фазах при различных p и t ($L + V = 1$); $K_i = y_i/x_i$ — константа равновесия i -го компонента (функция p , t и состава).

По рассчитанному составу жидкой фазы с помощью уравнения (I.143) определяют давление схождения $p_{сх}$. Если $p_{сх}$ и $p_{сх}$ отличаются незначительно, расчет считается правильным. В противном случае расчет повторяют для нового значения $p_{сх} = (p_{сх} + p_{сх})/2$.

5. Объемы образовавшихся жидкой $\Omega_{ж}$ и паровой $\Omega_{п}$ фаз определяют по формулам

$$\Omega_{ж} = Ln_0 M_{ж} / \rho_{ж},$$

где n_0 — общее число молей смеси;

$$M_{ж} = \sum_{i=1}^n x_i M_i;$$

$$\Omega_{п} = Vn_0 zRT/p.$$

Здесь R — универсальная газовая постоянная.

В области II ($p_{сх} > p > 0,7p_{сх}$) сохраняется такой же порядок расчета, изменяется лишь метод определения констант равновесия компонентов.

В критической области константы равновесия компонентов находят по формуле

$$K_i = C_{1i} \left(1 - \frac{p}{p_{сх}}\right)^n + C_{2i} \left(\frac{p_{сх}}{p} - 1\right) + 1, \quad (V.1)$$

где C_{1i} , C_{2i} и n — некоторые постоянные величины ($0 \leq n \leq 1$), для нахождения которых необходимо иметь три уравнения. Поступаем следующим образом. Задаемся тремя произвольными значениями давлений в докритической области ($1 \leq p \leq p_{сх}$), например p_1 , p_2 и p_3 . По этим давлениям, давлению схождения и заданной температуре находим значения констант равновесия K_1 , K_2 и K_3 для каждого компонента смеси по таблицам констант или полиномам.

Подставляем значения этих констант и соответствующие им давления в формулу (V.1).

В результате совместного решения трех уравнений определяем C_1 , C_2 и n .

Зная C_1 , C_2 и n и подставляя в эту формулу значения давлений в критической области ($0,7p_{сх} \leq p \leq p_{сх}$), определяем константы равновесия. При $p = p_{сх}$ для всех компонентов $K = 1$, как это следует из формулы (V.1).

Таблица V.1 Результаты расчета объема жидкости ($T = 399,8$ К)

| p , МПа | $M_{ж}$ | $\rho_{ж}$, г/см ³ | z | $\Omega_{п}$, см ³ | $\Omega_{ж}$, см ³ | $V_p = \frac{100\Omega_{ж}}{\Omega_{ж} + \Omega_{п}}$, % | V_3 , % |
|-----------|---------|--------------------------------|-------|--------------------------------|--------------------------------|---|-----------|
| 7 | 214,99 | 0,8351 | 0,895 | 1034,50 | 66,91 | 6,06 | 6,01 |
| 28 | 115,69 | 0,8443 | 0,925 | 238,20 | 71,44 | 23,07 | 23,16 |
| 42 | 81,404 | 0,8399 | 1,018 | 158,10 | 71,52 | 31,17 | 30,27 |
| 56 | 50,464 | 0,8324 | 1,300 | 128,73 | 62,61 | 32,67 | 34,75 |
| 60 | 42,7253 | 0,8401 | 1,940 | 141,53 | 51,277 | 25,60 | 27 |

Примечание. V_p — рассчитанный объем; V_3 — объем определенный экспериментально.

Зная геолого-физические параметры пористой среды (коэффициенты проницаемости и пористости), можно определить структурный коэффициент, коэффициент извилистости и средний радиус поровых каналов.

Томсон показал, что при условии насыщенности газа у поверхности выпуклого мениска давление конденсации паров в жидкость над плоской и криволинейной границами раздела пар—жидкость в капилляре можно определять по формуле

$$p_{гк} = p_n e^{\frac{2\sigma V_k}{rRT\varphi}}, \quad (V.2)$$

где $p_{гк}$ — давление в газовой фазе в капилляре над мениском жидкости; p_n — давление в газовой фазе над плоской поверхностью жидкости; σ — поверхностное натяжение на границе раздела фаз; V_k — молярный объем жидкой фазы; r — радиус порового канала; R — универсальная газовая постоянная; φ — коэффициент, равный 0,1 (введен для согласования фактических и вычисленных значений капиллярных давлений в пористой среде).

Пример. Рассчитать изотерму конденсации для газожидкостной смеси следующего состава, молярные доли: $N_2 = 0,0019$; $CH_4 = 0,8673$; $C_2H_6 = 0,0248$; $C_3H_8 = 0,0127$; $n-C_4H_{10} = 0,0071$; $i-C_4H_{10} = 0,037$; $n-C_5H_{12} = 0,0021$; $i-C_5H_{12} = 0,0013$; $C_6H_{14} = 0,0019$; C_7H_{16} + высшие =

Таблица V.2. Значения K_i , x_i , y_i при $p = 80$ МПа и $T = 399,8$ К ($L = 0,35$, $V = 0,65$) для компонентов исходной смеси

| Компонент | K_i | x_i | y_i | Компонент | K_i | x_i | y_i |
|---------------|--------|--------|--------|---------------|--------|----------|----------|
| CH_4 | 1,008 | 0,8628 | 0,8697 | $i-C_5H_{12}$ | 0,9706 | 0,002 13 | 0,002 07 |
| C_2H_6 | 1 | 0,0349 | 0,0349 | $n-C_5H_{12}$ | 0,969 | 0,001 32 | 0,001 28 |
| C_3H_8 | 0,999 | 0,0129 | 0,0125 | C_6H_{14} | 0,9355 | 0,019 8 | 0,001 86 |
| $i-C_4H_{10}$ | 0,9705 | 0,0073 | 0,0071 | C_7H_{16} + | 0,5022 | 0,099 04 | 0,049 8 |
| $n-C_4H_{10}$ | 0,97 | 0,0038 | 0,0036 | ++ высшие | | | |
| | | | | N_2 | 1,03 | 0,001 8 | 0,022 |

Примечание. Вычисления выполнены В. И. Нифантовым на ЭВМ «Наири-2».

= 0,067; $CO_2 = 0,0102$; $M_{C_7+} = 295$; $\rho_{C_7+} = 0,9939$; $V_0 = 200$ см³; $p_{сж} = 87,08$ МПа; $z_0 = 1,95$; $R = 82,057 \cdot 10^{-7}$ (МПа·см³)/(моль·К); $T = 399,8$ К; $T_{кр} = 240,32$ К; $p_{кр} = 4,4$ МПа.

Начальное общее число молей смеси

$$n_0 = p_0 V_0 / (z_0 R T) = 870,8 \cdot 200 / (1,95 \cdot 82,057 \cdot 399,8) = 2,723 \text{ молей.}$$

Результаты вычислений приведены в табл. V.1, V.2.

Использование уравнения состояния для расчетов парожидкостного равновесия (контактной конденсации) природных газоконденсатных смесей

Применение уравнений состояния для вычисления констант фазового равновесия основано на использовании термодинамических соотношений для фазовых равновесий многокомпонентных смесей, а именно равенства летучестей каждого компонента смеси в сосуществующих равновесных фазах.

В настоящее время известно более 150 уравнений состояния. При расчетах фазовых равновесий и физико-химических свойств углеводородных смесей наиболее распространены два уравнения состояния: Бенедикта—Вебба—Рубина и Редлиха—Квонга. Эти уравнения являются термодинамической моделью каждой фазы и описывают изменение давления в зависимости от объема при постоянной температуре как непрерывную функцию во всей двухфазной области. Однако действительное изменение свойств вещества в двухфазной области характеризуется изобарическим изменением объема (см. рис. 1.14).

Первоначально уравнение состояния Редлиха—Квонга использовали для определения термодинамических и физических свойств газовых смесей. Применение этого уравнения для расчета свойств жидких углеводородных смесей приводит к большим погрешностям. Однако простота и удобство использования уравнения в инженерных расчетах выгодно отличают его от других уравнений состояния. Поэтому не прекращаются попытки его модификации для расширения границ применения.

Пенг и Робинсон предложили новую модификацию уравнения состояния Редлиха—Квонга. В знаменатель правой части уравнения они ввели дополнительный член $b(V-b)$, повышающий точность вычисления плотности жидкой фазы. Уравнение Пенга—Робинсона имеет вид

$$p = \frac{RT}{V-b} - \frac{a(T)}{V(V+b) + b(V-b)}, \quad (V.3)$$

где V — молярный объем; a и b — коэффициенты уравнения, определяемые критическими параметрами вещества, коэффициент a — функция температуры.

Уравнение состояния Пенга—Робинсона, записанное относительно коэффициента сверхсжимаемости z , имеет вид

$$z^3 - (1-B)z^2 + (A-3B^2-2B)z - (AB-B^2-B^3) = 0, \quad (V.4)$$

где

$$A = a(T)p/(R^2T^2); \quad B = bp/(RT). \quad (V.5)$$

Если давление измеряется в МПа, температура в К, молярный объем в см³·моль, то $R = 82,057 \cdot 10^{-7}$ (см³·МПа)/(К·моль). Уравнение (V.4) имеет один или два действительных корня. Если смесь находится в двухфазном состоянии, то больший корень относится к паровой фазе, а наименьший положительный — к жидкой.

При критических условиях

$$\begin{aligned} a(T_{кр}) &= 0,45724 R^2 T_{кр}^2 / p_{кр}; \\ b(T_{кр}) &= 0,0778 R T_{кр} / p_{кр}; \\ z &= 0,307. \end{aligned} \quad (V.6)$$

При температурах, отличных от критической,

$$a(T) = a(T_{кр}) \alpha(T_{пр}, \omega); \quad b(T) = b(T_{кр}), \quad (V.7)$$

где α — безразмерная функция приведенной температуры $T_{пр}$ и ацентрического фактора ω ; при критической температуре $\alpha = 1$. Для всех веществ зависимость между $\alpha^{0.5}$ и $T_{пр}^{0.5}$ можно аппроксимировать уравнением прямой

$$\alpha^{0.5} = 1 + m(1 - T_{кр}^{0.5}), \quad (V.8)$$

где коэффициент m , определяющий угол наклона прямой к оси $T_{пр}^{0.5}$, является функцией ацентрического фактора ω :

$$m = 0,37464 + 1,54226\omega - 0,26992\omega^2. \quad (V.9)$$

При использовании уравнения Пенга—Робинсона для расчета термодинамических и физических параметров многокомпонентных систем коэффициенты a и b вычисляют по следующим формулам:

$$\begin{aligned} a_{см} &= \sum_{i=1}^n \sum_{j=1}^n y_i y_j a_{ij}; \\ a_{ij} &= (1 - K_{ij})(a_i a_j)^{0.5}; \\ a_i &= 0,45724 \frac{R^2 T_{кр i}^2}{p_{кр i}} \alpha_i; \\ b_{см} &= \sum_{i=1}^n y_i b_i. \end{aligned} \quad (V.10)$$

Здесь K_{ij} — параметр взаимодействия компонентов i и j , который определяют по данным экспериментального изучения изменения фазового состояния соответствующих бинарных систем. Учет K_{ij} в выражениях (V.10) вызван тем, что для смесей, содержащих полярные вещества или сероводород, углекислый газ и водород, расчет по выражению $a_{ij} = (a_i a_j)^{0.5}$ приводит к большим погрешностям.

Уравнение для расчета коэффициента летучести чистого компонента имеет вид

$$\ln \frac{f_i}{p} = z - 1 - \ln(z - B) - \frac{A}{2\sqrt{2}B} \ln \left(\frac{z + 2,414B}{z - 0,414B} \right). \quad (V.11)$$

Коэффициент летучести компонента i в смеси можно вычислить по следующему уравнению:

$$\begin{aligned} \ln \frac{f_i}{y_i p} &= \frac{b_i}{b_{см}} (z - 1) - \ln(z - B) - \frac{A}{2\sqrt{2}B} \times \\ &\times \left(\frac{2 \sum_{j=1}^n y_j a_{ij}}{a_{см}} - \frac{b_i}{b_{см}} \right) \ln \left(\frac{z + 2,414B}{z - 0,414B} \right). \end{aligned} \quad (V.12)$$

Расчет парожидкостного равновесия многокомпонентных смесей ведут следующим образом.

1. По результатам фракционной разгонки остатка определяют содержание фракций в смеси, их критические параметры $T_{кр}$ и $p_{кр}$ и ацентрический фактор ω . $T_{кр}$, $p_{кр}$ и ω вычисляют по формулам (I.43), (I.42) и (I.26) соответственно.

2. Тем или иным методом рассчитывают начальные значения констант фазового равновесия компонентов исходной смеси, например вычисляют по уравнению для идеальных констант:

$$k_i = \left[\frac{p_{кр i}}{p} e^{5,372697(1+\omega)(1-T_{кр}T)} \right]^{1.4}. \quad (V.13)$$

3. По уравнению (I.140) вычисляют молярную долю паровой фазы V , по уравнениям фазовых концентраций — составы сосуществующих паровой y_i и жидкой x_i фаз.

4. По составу жидкой фазы вычисляют коэффициенты $a_{см}$ и $b_{см}$.

5. По уравнению (V.4) вычисляют коэффициенты сверхсжимаемости паровой z_p и жидкой $z_ж$ фаз.

6. По уравнению (V.12) рассчитывают коэффициенты летучести компонентов в паровой и жидкой фазах.

7. Корректируют константы равновесия компонентов смеси по формуле

$$K'_i = K_{ij} f_{ji} / f_{pi}.$$

8. Проверяют неравенство $|f_{ji} / f_{pi} - 1| < 10^{-4}$. Если оно выполняется, расчет прекращают, если нет, расчет повторяют при новых значениях констант равновесия.

§ 44. РАСЧЕТ ПРОЦЕССА ДИФФЕРЕНЦИАЛЬНОЙ КОНДЕНСАЦИИ ПРИРОДНЫХ ГАЗОКОНДЕНСАТНЫХ СМЕСЕЙ

Д и ф ф е р е н ц и а л ь н а я к о н д е н с а ц и я — процесс образования жидкой фазы при ступенчатом выпуске из сосуда постоянного объема паровой фазы (ступенчатом изменении давления) и неизменной температуре.

С математической точки зрения дифференциальная конденсация является многократным повторением процесса контактной (однократной) конденсации для газоконденсатной смеси переменных массы и состава, проходящей в сосуде постоянного объема.

В точной постановке процесс дифференциальной конденсации многокомпонентной смеси описывается системой обыкновенных дифференциальных уравнений. Широкое использование их в инженерных расчетах требует применения многомерных зависимостей компонентного состава паровой и жидкой фаз от давления и состава фаз при постоянной температуре. Объем экспериментальных исследований для построения этих зависимостей настолько велик, что это становится практически невыполнимым.

Расчет процесса дифференциальной конденсации проводят приближенно, используя тот или иной вариант метода последовательной смены стационарных состояний. Расчет состоит из двух циклов, по первому определяют количество отобранного газа из бомбы PVT постоянного известного объема при заданном давлении и состав смеси, оставшейся в бомбе при этом давлении. По второму циклу рассчитывают разделение смеси определенного состава на паровую и жидкую фазы и компонентные составы фаз при заданных значениях давления и температуры (контактная конденсация).

Разбивают весь процесс дифференциальной конденсации на j этапов. Приближенно полагают, что в течение одного этапа отбирается только паровая фаза, состав ее постоянен и равен составу этой фазы на начало этапа. Следовательно, не изменяется за период одного этапа и остается таким же, как и в начале этого этапа состав газоконденсатной смеси в бомбе PVT.

Пусть на начало j -го этапа процесса дифференциальной конденсации в бомбе PVT имеется N_{nj} молей смеси. Число молей i -го компонента в смеси на начало j -го этапа составит

$$N_{ni,j} = N_{nj} \eta_{i,j}, \quad (V.14)$$

где η_{ij} — молярная доля i -го компонента в смеси на начало j -го этапа.

Предположим, что за j -й этап отбирается $N_{отj}$ молей паровой фазы смеси. Зная состав равновесной паровой фазы в бомбе PVT на j -м этапе ($y_{i,j}$), определим число молей i -го компонента, отобранных из бомбы на j -м этапе:

$$N_{отi,j} = N_{отj} y_{i,j}. \quad (V.15)$$

Число молей i -го компонента смеси в бомбе на начало $(j+1)$ -го этапа дифференциальной конденсации

$$N_{ni,j+1} = N_{nj} \eta_{i,j} - N_{отi,j}.$$

Молярная доля i -го компонента смеси на $(j+1)$ -м этапе в результате предположения о неизменности состава смеси в течение одного этапа составит

$$\eta_{i,j+1} = (N_{nj} \eta_{i,j} - N_{отi,j}) / (N_{nj} - N_{отj}). \quad (V.16)$$

Таким образом, по формуле (V.16) пересчитывают состав смеси в бомбе PVT на следующий этап по данным о предыдущем этапе. Значения величин N_{nj} и $N_{отj}$ определяют по уравнению материального баланса, связывающего объемы паровой Ω_n и жидкой $\Omega_{ж}$ фаз,

образовавшихся в бомбе PVT объема Ω_0 при дифференциальной конденсации:

$$\Omega_0 = \Omega_{ж} + \Omega_n = \frac{N_{см}(1-V)M_{ж}}{\rho_{ж}} + \frac{N_{см}Vz_nRT}{p}, \quad (V.17)$$

где $N_{см}$ — число молей газоконденсатной смеси в бомбе PVT; V — молярная доля паровой фазы смеси; $M_{ж}$ — молекулярная масса жидкой фазы; $\rho_{ж}$ — плотность жидкой фазы; z_n — коэффициент сверхсжимаемости паровой фазы; R — универсальная газовая постоянная; p , T — абсолютные давление и температура смеси соответственно.

Если количество вещества измеряется в молях, объем — в см^3 , плотность — в $\text{г}/\text{см}^3$, давление — в МПа, температура — в К, то $R = 82,057 \cdot 10^{-1} (\text{см}^3 \cdot \text{МПа}) / (\text{моль} \cdot \text{К})$. Величины V , $M_{ж}$, $\rho_{ж}$, z_n определяют в процессе расчета парожидкостного равновесия на каждом этапе дифференциальной конденсации при известных составе смеси, давлении и температуре.

По уравнению (V.17) можно вычислить число молей смеси при заданном давлении p . Для этого необходимо знать или задаться числом молей смеси N_{nj} и ее составом $\eta_{i,j}$ на начало j -го этапа при p_{nj} , а также давлением на конец j -го этапа p_{kj} , равным давлению на начало $(j+1)$ -го этапа. Обычно расчет начинают с давления начала конденсации, когда смесь находится в однофазном состоянии, т. е. при $p_n = p_{нк}$, $V_n = 1$. Затем рассчитывают процесс парожидкостного равновесия при p_{kj} и $\eta_{i,j}$. Так как в течение одного этапа $\eta_{i,j} = \text{const}$, а следовательно, и V_{kj} , $(M_{ж})_{kj}$ и $(z_n)_{kj} = \text{const}$ на конец j -го этапа, то из уравнения (V.18) находят число молей N_{kj} в бомбе PVT на конец j -го этапа:

$$N_{от} = N_{nj} - N_{kj}. \quad (V.18)$$

Далее по формуле (V.16) пересчитывают состав смеси $\eta_{i,j+1}$ на $(j+1)$ -м этапе и, учитывая, что $N_{kj} = N_{nj+1}$, рассчитывают парожидкостное равновесие на $(j+1)$ -м этапе при $p_{k,j+1}$.

Используя описанный метод расчета процесса дифференциальной конденсации смеси в бомбе PVT, на каждом этапе определяют состав смеси в бомбе, молярные доли и объем образовавшихся фаз, состав каждой из фаз, их физические свойства и текущие пластовые потери конденсата. Пластовые потери конденсата (коэффициент потерь) определяют как отношение объема образовавшейся жидкости $\Omega_{ж}$ к объему бомбы Ω_0 :

$$K_n = \Omega_{ж} / \Omega_0, \quad (V.19)$$

где

$$\Omega_{ж} = N_{см}(1-V)M_{ж} / \rho_{ж}, \quad (V.20)$$

или как отношение объема образовавшейся жидкости $\Omega_{ж}$ к начальному объему Q_n газа в бомбе PVT, приведенному к стандартным условиям:

$$Q_n = \Omega_0 p_{нк} T_{ст} z_{ст} / (z_{нк} T_n p_{ст}), \quad (V.21)$$

$$K = \Omega_{ж} / Q_n. \quad (V.22)$$

В лабораторной практике за потери конденсата при разработке газоконденсатной залежи в условиях газового режима ($\Omega_0 = \text{const}$) принимают значение коэффициента потерь, полученного при минимальном абсолютном давлении в бомбе PVT, равном, 0,1 МПа, и пластовой температуре. В этом случае не учитывают влияние пористой среды на объем образовавшейся жидкости, наличие высококипящих компонентов в паровой фазе в пласте, фактическое давление в конце разработки месторождения, которое всегда больше атмосферного.

Для определения коэффициента извлечения конденсата из бомбы PVT существует несколько корреляционных зависимостей, учитывающих те или иные физические свойства смеси в бомбе до начала эксплуатации, например зависимость С. Л. Критской

$$K_{п} = 1 - K_{п} = 109,566 - 0,115p_{п} - 0,022q_1, \quad (V.23)$$

где $K_{п}$ — коэффициент извлечения конденсата (C_{5+}) при конечном давлении $p_{к} = 3,5$ МПа; $p_{п}$ — начальное пластовое давление, МПа;

$$q_1 = \frac{M_{C_5+} \rho_{C_5+}}{\rho_{C_5+} + 0,024(100 - y_{C_5+})}; \quad (V.24)$$

M_{C_5+} , ρ_{C_5+} — соответственно молекулярная масса и плотность стабильного конденсата; y_{C_5+} — объемное содержание остатка в составе исходного газа, %.

Средняя погрешность расчета коэффициента извлечения конденсата из бомбы PVT составляет 5,5 %.

Поскольку в описанном способе расчета дифференциальной конденсации используется метод последовательной смены стационарных состояний, то точность расчета при прочих равных условиях зависит от числа этапов. Практика показала, что во многих случаях можно ограничиться десятью этапами при начальном давлении $p_{п} \leq 30$ МПа.

Пример. Рассчитать парожидкостное равновесие и дифференциальную конденсацию газоконденсатной смеси из скважины (интервал перфорации 2879—2886 м) с помощью уравнения состояния Пенга — Робинсона при следующих исходных данных: $p_{п} = 29,6$ МПа; $T_{п} = 357$ К; объемный состав смеси, %: $C_1H_4 - 82,65$; $C_2H_6 - 6,80$; $C_3H_{10} - 3,10$; $i-C_4H_{10} - 0,75$; $n-C_4H_{10} - 0,68$; $C_5H_{12} + \text{высшие} - 5,6$; $N_2 - 0,42$; $M_{C_5+} = 114$; $\rho_{C_5+} = 0,739$ г/см³. Фракционная разгонка стабильного конденсата: $t_{ик} = 29$ °С; 10 % — 63 °С; 50 % — 131 °С; 90 % — 295 °С; $t_{кк} = 321$ °С; выход — 89 %; остаток + потери — 11 %. Массовый состав конденсата, %: ароматических углеводородов — 9,83; нафтеновых — 30,49; метановых — 59,68. Потенциальное содержание C_{1+} в пластовом газе 297,8 г/см³.

Измеренные экспериментально и рассчитанные коэффициенты распределения компонентов в паровой и жидкой фазах приведены в табл. V.3, V.4, V.5.

Таблица V.3 Изменение констант фазового равновесия компонентов в процессе дифференциальной конденсации пластового газа залежи Уренгойского месторождения

| Компонент | Пластовое давление, МПа | | | | | | | | | | | | | | |
|-----------------------------|-----------------------------|------|------|-------|-------|-------|-------|-------|------|------|-------|-------|-------|-------|-------|
| | 26,4 | 22,9 | 18,6 | 15,1 | 12 | 8,7 | 6,6 | 26,4 | 22,9 | 18,6 | 15,1 | 12 | 8,7 | 6,6 | |
| Определено экспериментально | CH_4 | 1,39 | 1,53 | 1,74 | 2,24 | 2,60 | 3,37 | 3,85 | 1,37 | 1,52 | 1,77 | 2,07 | 2,49 | 3,26 | 4,15 |
| | C_2H_6 | 0,95 | 0,95 | 0,96 | 1,09 | 1,22 | 1,50 | 1,58 | 0,93 | 0,93 | 0,94 | 0,98 | 1,06 | 1,22 | 1,43 |
| | C_3H_8 | 0,65 | 0,74 | 0,70 | 0,79 | 0,80 | 0,73 | 0,84 | 0,71 | 0,66 | 0,61 | 0,59 | 0,58 | 0,61 | 0,67 |
| | $i-C_4H_{10}$ | 0,55 | 0,56 | 0,58 | 0,59 | 0,60 | 0,67 | 0,74 | 0,60 | 0,54 | 0,46 | 0,42 | 0,38 | 0,37 | 0,39 |
| | $n-C_4H_{10}$ | 0,49 | 0,51 | 0,50 | 0,55 | 0,56 | 0,62 | 0,68 | 0,55 | 0,48 | 0,40 | 0,35 | 0,32 | 0,30 | 0,31 |
| | $i-C_5H_{12}$ | 0,34 | 0,32 | 0,34 | 0,43 | 0,52 | 0,63 | 0,59 | 0,46 | 0,38 | 0,30 | 0,25 | 0,21 | 0,19 | 0,18 |
| | $n-C_5H_{12}$ | 0,28 | 0,29 | 0,34 | 0,43 | 0,46 | 0,57 | 0,55 | 0,44 | 0,35 | 0,27 | 0,22 | 0,18 | 0,16 | 0,15 |
| | $C_6H_{14} + \text{высшие}$ | 0,18 | 0,12 | 0,079 | 0,049 | 0,039 | 0,29 | 0,026 | 0,14 | 0,09 | 0,056 | 0,033 | 0,027 | 0,019 | 0,016 |
| | N_2 | 1,55 | 2 | 2,77 | 4,62 | 6,17 | 12,67 | 18,50 | 1,77 | 2,10 | 2,67 | 3,38 | 4,36 | 6,18 | 8,27 |

Таблица V.4 Составы паровой фазы (в %) при дифференциальной конденсации пластового газа залежи Уренгойского месторождения

| Компонент | Давление, МПа | | | | | | | | | | | | | |
|-----------------------------|-----------------------------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|
| | 26,4 | 22,9 | 18,6 | 15,1 | 12 | 8,7 | 6,6 | 26,4 | 22,9 | 18,6 | 15,1 | 12 | 8,7 | 6,6 |
| Определено экспериментально | CH_4 | 83,06 | 83,75 | 84,19 | 83,91 | 83,17 | 83,25 | 83,58 | 84,19 | 84,96 | 85,67 | 86,08 | 86,29 | 86,02 |
| | C_2H_6 | 6,69 | 6,64 | 6,45 | 6,64 | 7,29 | 7,82 | 7,62 | 6,66 | 6,65 | 6,67 | 6,70 | 6,75 | 6,85 |
| | C_3H_8 | 3,53 | 3,70 | 3,78 | 4,05 | 4,28 | 3,90 | 3,98 | 3,46 | 3,42 | 3,38 | 3,37 | 3,40 | 3,47 |
| | $i-C_4H_{10}$ | 0,85 | 0,85 | 0,91 | 1 | 1,04 | 1,04 | 1,02 | 0,82 | 0,80 | 0,79 | 0,77 | 0,77 | 0,79 |
| | $n-C_4H_{10}$ | 1,03 | 1,05 | 1,11 | 1,23 | 1,30 | 2,28 | 2,23 | 0,99 | 0,96 | 0,93 | 0,91 | 0,91 | 0,92 |
| | $i-C_5H_{12}$ | 0,24 | 0,25 | 0,27 | 0,29 | 0,33 | 0,35 | 0,34 | 0,23 | 0,22 | 0,21 | 0,20 | 0,19 | 0,20 |
| | $n-C_5H_{12}$ | 0,17 | 0,19 | 0,21 | 0,23 | 0,24 | 0,25 | 0,23 | 0,16 | 0,15 | 0,14 | 0,14 | 0,13 | 0,13 |
| | $C_6H_{14} + \text{высшие}$ | 4,12 | 3,43 | 2,72 | 2,28 | 1,98 | 1,73 | 1,68 | 3,19 | 2,52 | 1,89 | 1,51 | 1,24 | 1,06 |
| | N_2 | 0,31 | 0,34 | 0,36 | 0,37 | 0,37 | 0,38 | 0,37 | 0,31 | 0,33 | 0,32 | 0,32 | 0,32 | 0,32 |

Таблица V.5 Составы жидкой фазы (в %) при дифференциальной конденсации пластового газа залежи Уренгойского месторождения

| Компонент | Давление, МПа | | | | | | |
|---|---------------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|
| | 26,4 | 22,9 | 18,6 | 15,1 | 12 | 8,7 | 6,6 |
| Определено экспериментально | | | | | | | |
| CH ₄ | 59,61 | 54,72 | 48,28 | 37,43 | 32,02 | 24,71 | 21,69 |
| C ₂ H ₆ | 7,07 | 6,77 | 6,74 | 6,11 | 6 | 5,20 | 4,82 |
| C ₃ H ₈ | 5,43 | 6,17 | 5,41 | 5,12 | 5,32 | 5,33 | 4,69 |
| i-C ₄ H ₁₀ | 1,55 | 1,53 | 1,56 | 1,69 | 1,72 | 1,55 | 1,37 |
| n-C ₄ H ₁₀ | 2,12 | 2,05 | 2,20 | 2,23 | 2,31 | 2,07 | 1,80 |
| i-C ₅ H ₁₂ | 0,71 | 0,78 | 0,80 | 0,68 | 0,61 | 0,56 | 0,58 |
| n-C ₅ H ₁₂ | 0,60 | 0,65 | 0,62 | 0,53 | 0,52 | 0,44 | 0,42 |
| C ₆ H ₁₄ + высшие | 22,71 | 28,16 | 34,27 | 46,13 | 51,40 | 60,11 | 64,61 |
| N ₂ | 0,20 | 0,17 | 0,13 | 0,08 | 0,06 | 0,03 | 0,02 |

Продолжение табл. V.5

| Компонент | Давление, МПа | | | | | | |
|---|---------------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|
| | 26,4 | 22,9 | 18,6 | 15,1 | 12 | 8,7 | 6,6 |
| Рассчитано | | | | | | | |
| CH ₄ | 61,48 | 55,95 | 48,46 | 41,55 | 34,68 | 26,46 | 20,71 |
| C ₂ H ₆ | 7,20 | 7,19 | 7,06 | 6,81 | 6,39 | 5,61 | 4,86 |
| C ₃ H ₈ | 4,85 | 5,15 | 5,50 | 5,75 | 5,85 | 5,71 | 5,35 |
| i-C ₄ H ₁₀ | 1,36 | 1,50 | 1,69 | 1,87 | 2,01 | 2,10 | 2,08 |
| n-C ₄ H ₁₀ | 1,79 | 2,01 | 2,32 | 2,59 | 2,84 | 3,03 | 3,07 |
| i-C ₅ H ₁₂ | 0,48 | 0,56 | 0,68 | 0,90 | 0,91 | 1,03 | 1,09 |
| n-C ₅ H ₁₂ | 0,37 | 0,43 | 0,52 | 0,62 | 0,71 | 0,82 | 0,87 |
| C ₆ H ₁₄ + высшие | 22,29 | 27,06 | 33,65 | 39,92 | 46,54 | 55,19 | 61,93 |
| N ₂ | 0,18 | 0,15 | 0,12 | 0,09 | 0,07 | 0,05 | 0,04 |

§ 45. ОПРЕДЕЛЕНИЕ МИНИМАЛЬНО НЕОБХОДИМОЙ СКОРОСТИ ПОТОКА ГАЗА ДЛЯ ПОЛНОГО ВЫНОСА КОНДЕНСАТА С ЗАБОЯ СКВАЖИНЫ

При уменьшении давления и неизменной температуре в процессе фильтрации газоконденсатных смесей в пласте могут происходить фазовые превращения. В процессе эксплуатации газовых и газоконденсатных скважин скорость газового потока должна быть достаточной для выноса с забоя скважины твердых частиц и капель жидкости. В противном случае на забое образуются песчаноглинистые пробки или скапливается столб жидкости, что создает дополнительное сопротивление потоку газа, уменьшает дебит скважин, приводит к пульсации при работе скважин, изменению фракционного состава газовой и жидкой фаз, поступающих из скважины.

При исследовании скважин с различными скоростями потоков газа (меньше минимально необходимой скорости) получают проти-

воречивые данные о выходе конденсата в аппаратах, неправильно определяется состав пластовой смеси и, следовательно, потенциальное содержание стабильного конденсата в месторождении, запасы стабильного конденсата, неправильно устанавливаются плановые цифры по его добыче.

Впервые в СССР в 1959 г. А. С. Великовский и В. В. Юшкин предложили определять минимально необходимую скорость (или дебит скважины) по неизменности фракционного состава жидкого конденсата, поступающего из скважины. Для этого необходимо проводить специальные исследования скважин с различными возрастающими по величине дебитами, отбирать пробы жидкой фазы при работе скважины на установившемся режиме, проводить их разгонку в лабораторных условиях, определяя скорость, при которой и выше которой фракционный состав практически не изменяется. Метод надежен, физически обоснован, однако требует значительных затрат времени и сложного лабораторного оборудования.

В 1963 г. А. И. Ширковский предложил определять минимально необходимую скорость (дебит) по неизменности изотермы конденсации при различных дебитах или по отсутствию столба жидкости в затрубном пространстве на забое скважины. При постоянном составе продукции скважины должна получаться одна и та же изотерма конденсации при неизменных параметрах работы сепарационного оборудования (скорость потока газовой фазы в сепараторе, давление и температура).

Пример. Определить минимально необходимый дебит для полного выноса конденсата с забоя скважины. Данные исследования приведены в табл. V.6. и на рис. V.2.

Дебит, при котором высота столба конденсата в затрубном пространстве равна нулю, можно определить из выражения

$$p_{\text{эт}} e^{\frac{0,034 \cdot 15 \Delta (L-h)}{z \bar{T}}} + \rho_k g h = p_z, \quad (V.25)$$

Таблица V.6 Результаты экспериментов для построения изотерм конденсации

| p_c , МПа | t_c , °C | Q_{r^*} , тыс. м ³ /сут | Q_{k^*} , м ³ /сут | Q_{k^*}/Q_{r^*} , см ³ /м ³ | p_c , МПа | t_c , °C | Q_{r^*} , тыс. м ³ /сут | Q_{k^*} , м ³ /сут | Q_{k^*}/Q_{r^*} , см ³ /м ³ |
|-------------|------------|--------------------------------------|---------------------------------|---|-------------|------------|--------------------------------------|---------------------------------|---|
| 7,5 | 26 | 35,7 | 6,48 | 184,5 | 7,4 | 27,5 | 69,29 | 16,2 | 234 |
| 5,5 | 26,5 | 37,2 | 6,91 | 186 | 5,5 | 27,5 | 74,25 | 17,4 | 234,5 |
| 3,5 | 26,5 | 38 | 6,19 | 163 | 3,3 | 27,3 | 83 | 16,75 | 202 |
| 1,3 | 27 | 38 | 4,97 | 130,6 | 1,9 | 27,8 | 83 | 15,1 | 180,5 |
| 1,5 | 27 | 58 | 8,70 | 155 | 1,9 | 27,2 | 103 | 18,7 | 181,5 |
| 3,6 | 27 | 58 | 10,9 | 188 | 3,5 | 27,4 | 103 | 21 | 204 |
| 5,5 | 27 | 56,4 | 11 | 209 | 5,5 | 27,3 | 98,6 | 23,3 | 234 |
| 7,3 | 27,2 | 54,75 | 11,22 | 205 | 7,4 | 27,5 | 92,83 | 21,6 | 234 |

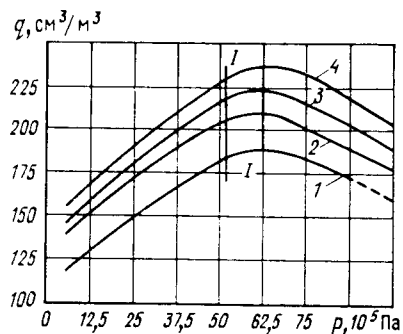


Рис. V.2. Изотермы конденсации при $t = 27^\circ\text{C}$ и различных дебитах, построенные по данным исследований скв. 18-А месторождения Камбей (Индия).
 Q , тыс. м³/сут: 1 — 38; 2 — 58; 3 — 83; 4 — 100

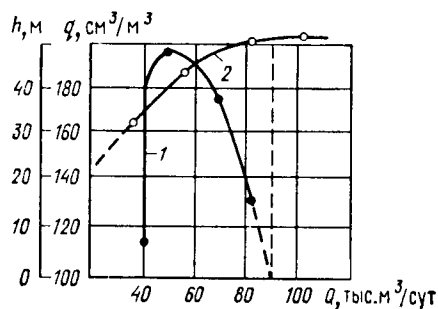


Рис. V.3. Зависимости высоты столба конденсата в затрубном пространстве на забое скважины (1) и удельного выхода конденсата (2) от дебита скважины Q при $p_c = 3,5$ МПа; $t_c = 27^\circ\text{C}$

где Δ — относительная плотность затрубного газа по воздуху; L — расстояние между плоскостями замеров давления в затрубном пространстве на устье $p_{зт}$ и на забое p_3 ; h — искомая высота столба конденсата в затрубном пространстве; \bar{z} , \bar{T} — соответственно средние по длине L коэффициент сжимаемости затрубного газа и абсолютная температура, К; ρ_k — плотность конденсата в забойных условиях (p_3, t_3).

Изменяя дебит газа Q_r , получаем различные значения затрубного и забойного давлений. Решая методом последовательных приближений или графически уравнение (V.25), находим значения высот столба конденсата, соответствующих различным дебитам. Далее строим график зависимости $h = h(Q_r)$, по которому определяем дебит, соответствующий $h = 0$.

Пр и м е р. Определить минимально необходимый дебит для скважины. Исходные данные для расчета: $L = 1680$ м; $\rho_k = 0,75$ т/м³; $\Delta = 0,73$; $\bar{z} = 0,864$; $\bar{T} = 343$ К.

Измеренные давления, расходы газа и подсчитанные по формуле (V.25) высоты столба конденсата h приведены в табл. V.7, по данным которой построен график (рис. V.3). С помощью этого графика определяем $h = 0$ при $Q_r \approx 87$ тыс. м³/сут.

Минимально необходимый дебит можно найти приближенно по меньшему числу экспериментальных точек, построив зависимость удельного выхода конденсата $\eta = Q_k/Q_r$ при одних и тех же значениях давления, температуры и скорости потока газа в сепараторе, но при различных дебитах скважины Q_r (см. рис. V.2, вертикаль I—I).

Дебит, при котором $Q_k/Q_r = \text{const}$, и будет минимально необходимым.

Т а б л и ц а V.7 Высота столба конденсата в затрубном пространстве при различных дебитах

| $p_{зт}$, МПа | p_3 , МПа | Q_r , тыс. м³/сут | h , м | $p_{зт}$, МПа | p_3 , МПа | Q_r , тыс. м³/сут | h , м |
|----------------|-------------|---------------------|---------|----------------|-------------|---------------------|---------|
| 15,6 | 17,98 | 0 | 0 | 15,2 | 17,61 | 82 | 5 |
| 15,4 | 17,85 | 40 | 7 | 15,1 | 17,44 | 116 | 0 |
| 15,2 | 17,79 | 51 | 48 | 15,4 | 17,97 | 0 | 40 |
| 15,2 | 17,74 | 71 | 38 | | | | |

§ 46. ЛАБОРАТОРНОЕ ОБОРУДОВАНИЕ И МЕТОДЫ ИССЛЕДОВАНИЯ ГАЗОКОНДЕНСАТНЫХ СМЕСЕЙ

При исследовании в лаборатории процессов фазовых превращений углеводородной смеси соблюдают термодинамическое подобие тем процессам, которые происходят в пласте. Для этого в комплект лабораторной установки включают не менее двух сосудов высокого давления. В первом, бомбе PVT, проводят изотермическое (при пластовой температуре) снижение давления от начального пластового до атмосферного. Таким способом моделируют фазовые превращения в пласте при разработке залежи на истощение.

Соотношения объемов газовой и жидкой фаз измеряют при контактной и дифференциальной конденсации. При контактной конденсации масса и состав газоконденсатной смеси остаются постоянными, а давление снижают, перемещая поршень в бомбе PVT, т. е. увеличивая ее объем. При дифференциальной конденсации газ выпускают из бомбы PVT, не изменяя ее объема. Этот процесс имитирует отбор газа из месторождения. Состав пластовой смеси изменяется, а газовую фазу, отобранную из «пласта» (бомбы PVT), направляют во второй сосуд высокого давления — сепаратор, в котором давление и температуру поддерживают на уровне промышленных условий сепарации. Таким способом имитируют процесс промышленной обработки газа.

Соблюдение только термодинамического подобия, т. е. равенства параметров p и T в пласте и сепараторе их величинам в лабораторных условиях, позволяет получить приближенные исходные данные для перспективного планирования добычи и изменения состава добываемых газа и конденсата. В современных лабораторных исследованиях не соблюдаются условия газогидродинамического подобия процессов фильтрации газоконденсатной смеси в пласте, не учитываются влияние пористой среды на фазовые превращения и отклонения реальных процессов фазовых переходов от условий равновесия, а в сепараторе не соблюдается газодинамическое подобие промышленным процессам подготовки газа к транспортированию. Эти отличия реальных процессов на месторождении от условий лабораторных исследований обусловили использование лабораторных результатов при расчетах разработки в основном по уравнениям материального баланса.

Сопоставление лабораторных и фактических данных по девяти месторождениям Краснодарского края показало, что добыча конденсата по отдельным месторождениям на 30—40 % ниже рассчитанной по лабораторным данным. Несмотря на это, лабораторные исследования являются основным методом прогнозирования фазовых превращений при разработке и эксплуатации газоконденсатных месторождений, так как аналитические (расчетные) методы их прогнозирования менее надежны.

Одним из основных узлов установки для исследования газоконденсатных смесей УФР-2 (рис. V.4) является бомба равновесия 3,

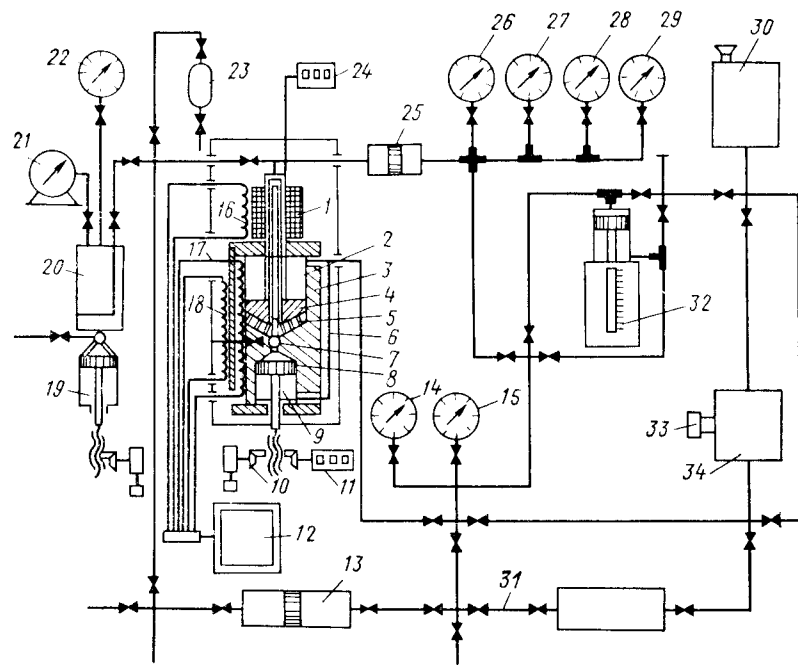


Рис. V.4. Схема установки УФР-2 для исследования газоконденсатных смесей: 1 — электромагнит; 2 — цилиндр газовый; 3 — камера PVT; 4 — шток поршня; 5 — мешалка электромагнитная; 6, 31 — трубки обводные; 7 — стекло смотровое; 8 — поршень; 9 — цилиндр жидкостный; 10 — передача безлюфтовая; 11, 24 — указатели объема; 12 — потенциометр; 13, 25 — контейнер поршневой; 14, 22, 26—29 — манометры образцовые; 15 — манометр электроконтактный; 16, 17, 18 — электронагреватели; 19 — плунжер измерительный; 20 — сепаратор; 21 — счетчик; 23 — пикнометр; 30 — бакч напорный; 32 — гидропресс; 33 — насос масляный; 34 — ресивер

корпус которой состоит из двух цилиндров: верхнего — газового 2 и нижнего — жидкостного 9. Пространства со стороны штоков цилиндров связаны обводной трубкой 6, уменьшающей осевые усилия на поршни и обеспечивающей синхронное их перемещение при механическом воздействии на поршень 8 жидкостного цилиндра. Привод поршня 8 осуществляется от синхронного двигателя через редуктор и безлюфтовую передачу винт-гайка 10.

Объем жидкой фазы отсчитывают по счетчику указателя объема 11. Сельсин-приемник счетчика дистанционно связан с сельсин-датчиком привода и соединен со счетчиком конической передачей, рассчитанной так, что полный объем (в см³) замеряют в тот момент, когда уровень жидкой фазы находится в середине смотрового стекла.

Объем газовой фазы отсчитывают по счетчику указателя объема 24. Сельсин-датчик счетчика закреплен на валу двигателя, имеющего контактное устройство, которое включает двигатель при перемещении штока 4 поршня газового цилиндра. Сельсин-приемник соединен со счетчиком газа цилиндрической передачей, рассчитан-

ной таким образом, что объем жидкой фазы отсчитывают в единицах объема (в см³). В газовом цилиндре проба перемешивается электромагнитной мешалкой 5, ось которой является сердечником электромагнитной катушки 1.

Раздел фаз исследуемой пробы фиксируется визуально на зеркале, отражающем луч света от осветителя, который проходит через смотровое окно бомбы равновесия.

Бомбу PVT нагревают электронагревателем 17. Стабилизация температуры в исследуемой пробе осуществляется электронагревателем 18. Нагреватель 16 предусмотрен для того, чтобы не выпадал конденсат при отборе пробы через шток из цилиндра газовой фазы и не было оттока теплоты, с его помощью температура по всему пути движения газа поддерживается равной температуре внутри бомбы или на 1—2 °С выше.

Температура в бомбе равновесия регулируется потенциометром 12 с помощью трех термопар, расположенных у спиралей нагревателей. Давление в гидросистеме и рабочей камере бомбы создается масляным насосом 33 и гидропрессом 32 с механическим приводом. Ресивер 34 установлен в системе для сглаживания пульсаций при работе масляного насоса.

Гидропресс обеспечивает также автоматическое поддержание заданного давления: для этого он снабжен обводной линией 31. При открытой обводной линии пресс создает давление до 80 МПа, при закрытой — до 160 МПа. Гидропресс включается в режим регулирования поршневым разделителем 25, снабженным электрическим индикатором.

Регулирование ведут по заданному давлению (манометры 26—29). Давление в системе контролируют по манометру 14, а защита от превышения давления осуществляется электроконтактным манометром 15.

Для определения выхода конденсата из газа по мере снижения давления при различных режимах сепарации в нижней части сепаратора 20 вмонтированы смотровое стекло с осветителем и измерительный плунжер 19. Давление в сепараторе (до 20 МПа) регистрирует манометр 22, а количество отобранного из системы газа — счетчик 21.

Рабочую жидкость подают в систему из напорного бачка через гидропресс и масляный насос. При помощи поршневого контейнера заполняют бомбы газом и повышают давление.

Установка снабжена специальным термостатируемым пикнометром высокого давления 23 для отбора пробы паровой фазы при различных режимах работы. Узлы установки жестко закреплены на стенде таким образом, что на месте эксплуатации установку легко смонтировать в защитной кабине, причем щит с управляющими и показывающими приборами может быть одной из ее стенок. Блок автоматика позволяет автоматически управлять установкой в соответствии с технологическими требованиями.

Методика исследования на установке УФР-2

При полностью вдвинутом поршне и нижнем плунжере бомбу вакуумируют до 3350 Па и заполняют пробой газа из баллона. Под давлением газа поршень уходит в крайнее верхнее положение. После выравнивания давления в бомбе и баллоне последний отключают от бомбы и подключают к поршневому контейнеру, с помощью которого дополнительно подают необходимое количество газа.

Контейнер наполняют газом до остаточного давления пробы в баллоне, затем перекрывают баллон, а контейнер соединяют с масляным насосом и, подняв в нем давление выше, чем давление в бомбе, пробу газа перекачивают в бомбу. Затем контейнер отключают от бомбы и соединяют с баллоном, чтобы вытеснить гликоль из контейнера в напорный бачок. Далее цикл повторяется снова, пока в бомбе не будет создано давление, необходимое для проведения опыта.

Загрузив в бомбу необходимое количество газовой пробы, рассчитывают объем жидкости, необходимый для загрузки, и измерительным прессом перекачивают ее в бомбу. После загрузки бомбы включают обогрев и по достижении определенной температуры опыта включают мешалку. Постоянное давление в бомбе поддерживается верхним поршнем, который перемещается под давлением гликоля, нагнетаемого насосом в камеру бомбы, заключенную между крышкой цилиндра и поршнем.

Пробу перемешивают до тех пор, пока не установится фазовое равновесие при заданных температуре и давлении. Фазовые равновесия систем исследуют при температурах от -10 до $+200$ °С и давлениях от 2 до 100 МПа. Поправки на давление и температуру к объемам жидкой и газовой фаз определяют расчетом. Установка позволяет определять такие характеристики пластовых газов, как выход конденсата из газа при различных термодинамических условиях в процессе эксплуатации залежей глубокозалегающих газоконденсатных месторождений, а также потери конденсата в пласте. Полученные данные служат исходными при подсчете запасов газа и конденсата, потерь конденсата в пласте, обоснования метода разработки месторождения.

Исследование проб сырого конденсата и отсепарированного газа

Отобранные на промысле пробы сырого конденсата и отсепарированного газа исследуют в лабораторных условиях на содержание этана, пропана и бутанов, а стабильного конденсата — на C_{5+} . Прежде всего пробу сырого конденсата необходимо дегазировать на установке дегазации сырого конденсата (рис. V.5). Контейнер 4, содержащий сырой конденсат, помещают в баню 3, температуру в которой поддерживают с помощью термостата 1 и измеряют термометром 5. Между контейнером и газометром 8 помещают стеклянные змеевиковые ловушки 7, погруженные в охлажденную

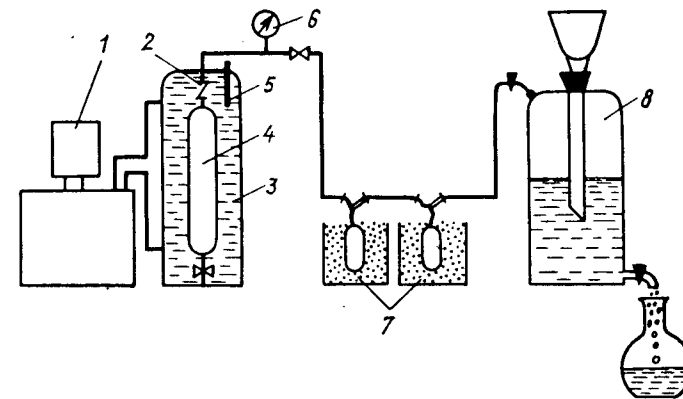


Рис. V.5. Схема лабораторной установки для дегазации сырого конденсата: 1 — термостат; 2 — вентиль; 3 — баня; 4 — контейнер сырого конденсата; 5 — термометр; 6 — манометр; 7 — ловушки жидких углеводородов; 8 — газометр

смесь льда с солью (-20 °С). Прямая функция ловушек — улавливание жидких углеводородов, уносимых газом из контейнера.

Для разгазирования пробы сырого конденсата открывают вентиль контейнера и выпускают газ в газометр со скоростью 5 л/ч. При этом температуру в бане поддерживают равной 20 °С. Давление выходящего газа измеряют манометром 6. После прекращения выделения газа из контейнера при открытом вентиле температуру в нагревающей бане доводят до 30 °С. При этом из контейнера выделяется дополнительное количество газа, которое также собирают в газометр. Наконец, после прекращения его выделения вентиль закрывают и контейнер с содержащимся в нем дегазированным конденсатом охлаждают до 10—15 °С.

Для удаления газообразных углеводородов, растворенных в жидкости, собранной в ловушках, температуру охлаждающей смеси постепенно повышают, доводя ее до 5 °С. В конденсат, переливающийся из контейнера в мерный цилиндр добавляют жидкий продукт, выделенный из газа и собранный в змеевиковых ловушках. После этого измеряют объем полученного жидкого продукта (C_{5+}) и определяют его плотность.

В результате проведенных промысловых исследований и лабораторных анализов проб газа сепарации и сырого конденсата получают следующие исходные данные для расчета содержания этана, пропана, бутанов, пентанов и вышекипящих в пластовом газе: 1) q — объем сырого конденсата, выделяющегося из 1 м³ отсепарированного газа (в см³) в промышленном сепараторе; 2) V — объем контейнера, в который отбирается сырой конденсат, см³; 3) a — объем газа дегазации, выделяемого из сырого конденсата в объеме контейнера, л; 4) b — содержание жидких углеводородов в контейнере, см³; 5) плотность и молекулярная масса стабильной жидкой фазы, оставшейся после дегазации сырого конденсата.

Плотность конденсатов находится в прямой зависимости от их группового углеводородного и фракционного составов. Например, конденсаты, в которых велико содержание ароматических углеводородов, имеют большую относительную плотность (0,806—0,826), чем конденсаты, содержащие парафиновые углеводороды. От группового углеводородного состава зависит также и показатель преломления конденсатов (колеблется для исследованных конденсатов в пределах от 1,39 до 1,46). На основании результатов исследований стабильных конденсатов более 60 газоконденсатных месторождений (исследования ВНИИГаза) установлена зависимость между плотностью конденсата и его показателем преломления n_d^{20}

$$\rho_4^{20} = 1,906\ 46n_d^{20} - 1,962\ 83. \quad (V.26)$$

При экспериментальном изучении фазовых превращений газоконденсатных систем на существующей аппаратуре (УКГ, УФР-2, бомба PVT) количество жидкой фазы бывает настолько мало, что определить удастся лишь n_d^{20} , а для определения ρ_4^{20} можно воспользоваться зависимостью (V.26); относительная погрешность при этом не превышает $\pm 2\%$. Молекулярная масса исследованных конденсатов колеблется от 92 до 158. Ее часто находят расчетным путем, используя зависимости между M и некоторыми физическими свойствами конденсатов. Например, формула Крега связывает плотность ρ_{c_5+} и молекулярную массу M_{c_5+} :

$$M_{c_5+} = 44,29\rho_{c_5+}/(1,03 - \rho_{c_5+}). \quad (V.27)$$

Наибольшую точность среди расчетных методов при определении молекулярной массы конденсатов дает формула Херша

$$M_{c_5+} = 1,939\ 436 + 0,001\ 976\ 4t_{\text{кип}} + (2,1500 - n_d^{20}), \quad (V.28)$$

где $t_{\text{кип}}$ — средняя температура кипения конденсата, °С.

Однако приемлемую точность (относительная погрешность не превышает $\pm 3,5\%$) можно получить лишь для конденсатов, в которых доминируют парафиновые углеводороды. В остальных случаях молекулярная масса конденсата должна определяться экспериментально, криоскопическим методом.

§ 47. МЕТОДЫ ИССЛЕДОВАНИЯ ГАЗОКОНДЕНСАТНЫХ МЕСТОРОЖДЕНИЙ И ПРОМЫСЛОВЫЕ УСТАНОВКИ ДЛЯ ИХ ПРОВЕДЕНИЯ

При исследовании газоконденсатных месторождений определяют компонентный состав пластовой смеси и ее фазовое состояние до начала разработки; прогнозируют и контролируют изменения состава и фазового состояния смеси в процессе разработки и эксплуатации месторождения в системе пласт — скважина — сепаратор — магистральный газопровод. В Советском Союзе создание и внедрение методов исследований газоконденсатных месторождений относится к 1952 г.

Определение компонентного состава пластового газа — важная задача. От правильного определения состава пластового газа зависят: 1) балансовые запасы компонентов, входящих в его состав; 2) способы подготовки газа к транспорту и переработке; 3) технологическая схема сбора, внутрипромыслового транспорта пластового газа и его транспортировка на ГПЗ; 4) технологическая схема переработки пластового сырья и производительность ГПЗ; 5) обоснование способа защиты металлического оборудования скважин и поверхностного оборудования промысла от коррозии; 6) охрана труда людей и защита окружающей среды.

Инструкция, разработанная сотрудниками института ВНИИГаз для определения состава пластового газа, предусматривает проведение промысловых газоконденсатных исследований на скважинах и лабораторных исследований проб паровой и жидкой фаз, отобранных в сепараторе. Она предусматривает определенные требования к скважинам, сепараторам, условиям отбора проб газа сепарации и сырого конденсата.

К газоконденсатным скважинам предъявляются следующие требования: а) непрерывный, полный вынос пластового газа в поверхностный сепаратор; б) депрессия в пласте при минимально необходимом дебите для полного выноса жидкости с забоя газоконденсатной скважины в поверхностный сепаратор не должна превышать 10% от пластового давления; в) в призабойной зоне пласта, на забое скважины и в НКТ не должны отлагаться кристаллогидраты природных газов; г) пакеры и НКТ должны быть герметичны.

К сепараторам, используемым в процессе определения состава пластового газа, предъявляются следующие требования: а) коэффициент сепарации паровой фазы от жидкой должен приближаться к единице; б) для точного измерения объема жидкости в сепараторе он должен иметь равномерное стекло; в) сепаратор должен устанавливаться вблизи скважины.

Температура газа в сепараторе при отборе проб газа и жидкости сепарации не должна превышать $+6^\circ\text{C}$, пробы газа должны отбираться в стеклянные емкости при атмосферном давлении или в специальные пробоотборники.

Выполнить все эти требования во многих случаях невозможно. Особые трудности при определении состава пластового газа возникают при исследовании пластов, характеризующихся малыми значениями коэффициента проницаемости. При газоконденсатных исследованиях скважин не удается получить дебитов, необходимых для непрерывного полного выноса жидкости с забоя скважин даже при очень больших депрессиях в пласте.

Как определить состав пластового газа в таких месторождениях? С целью сокращения времени исследования газоконденсатных скважин, определения состава пластового газа в месторождениях с плохими фильтрационными свойствами, снижения трудоемкости и материальных затрат, связанных с определением состава пластового газа, предпринимаются настойчивые попытки разработки аналитических методов расчета, позволяющих при тех или иных допу-

щениях определять состав пластового газа прямо у скважины, получая с помощью портативного хроматографа ХТ-8 состав газа сепарации, измеряя расход газа и углеводородного конденсата в сепараторе при двух значениях дебитов.

Сотрудники института УкрНИИГаз разработали новую газовую схему для хроматографа ХТ-8. Она дает возможность осуществить обратную продувку, вводить пробы дозой и шприцем и использовать для работы две параллельные колонки. С ее помощью можно определять не только неуглеводородные компоненты в составе исследуемого газа, такие, как гелий, водород, кислород, азот и двуокись углерода, но и полный углеводородный состав, включая C_3H_{12} + высшие на одном приборе.

Использование ХТ-8 в полевых условиях позволяет определять компонентный состав газов на устье скважин, УКПГ, ДКС, в определенных местах промысловых газосборных сетей, а также отработать оптимальные условия отбора проб газа для исследования в лабораторных условиях.

Исследования газоконденсатных скважин можно классифицировать следующим образом.

I. Первоначальные исследования разведочных и первых добывающих скважин. Особым условием этих работ должно быть проведение полного комплекса исследований на всех без исключения скважинах. Это дает возможность изучить характер изменения газоконденсатной характеристики залежи или месторождения по площади и разрезу. По составу смеси, отобранной из первой разведочной скважины, уже можно судить о наличии нефтяной оторочки.

II. Текущие исследования для уточнения запасов и потерь конденсата в пласте, получения исходных данных при ежегодном планировании добычи углеводородного конденсата и обоснования оптимального режима сепарации применительно к текущему составу газоконденсатной смеси.

III. Специальные исследования фазового состояния и углеводородного состава газоконденсатной смеси в каждом элементе системы пласт—скважина—шлейф—сепаратор—газопровод на различных этапах разработки залежи.

Результатом исследований всех видов является комплекс данных, которые принято называть газоконденсатной характеристикой залежи, в которую входят: компонентный состав и фазовое состояние газоконденсатной смеси в пластовых условиях до ввода залежи в разработку; изотерма конденсации смеси при пластовой температуре; содержание конденсата в добываемом газе и составы газа и конденсата за весь период снижения пластового давления от начального до остаточного; изотермы сепарации устьевого газа (при $T_c = 258-293$ К и давлениях 2—10 МПа); физико-химические свойства и составы газа и конденсата, отобранных на устье скважины или из сепаратора; фазовое состояние, составы и свойства газа и конденсата в элементах системы скважина — шлейф—сепаратор—газопровод.

Газоконденсатную характеристику используют для: 1) подсчета запасов конденсата и компонентов, составляющих газоконденсатную смесь; 2) технико-экономического обоснования способа разработки залежи (на истощение или с поддержанием давления) и направления использования конденсата; 3) проектирования системы разработки и обустройства промысла; 4) обоснования режима сепарации или режима работы установок по переработке добываемой газоконденсатной смеси; 5) контроля и наблюдения за разработкой и эксплуатацией залежи.

Исследования на газоконденсатность проводят комплексно в промысловых и лабораторных условиях. При промысловых исследованиях определяют изотермы сепарации и отбирают пробы газа и конденсата (существующие фазы) на устье скважины, из сепараторов или других элементов системы скважина — шлейф—сепаратор — газопровод. Пробы используют для определения состава и свойств газа и конденсата, состава газоконденсатной смеси до начала разработки залежи или добываемой смеси.

Рекомбинированием проб, т. е. объединением газа и конденсата в соотношении, при котором они отобраны на промысле при температуре и давлении отбора, получают газоконденсатную смесь для проведения лабораторных работ.

Промысловые исследования газоконденсатных месторождений одновременно развиваются в двух направлениях; первое состоит в исследовании всей продукции скважин — отбор промышленных количеств газа; второе — в исследовании только части потока, которая по фазовому и углеводородному составам идентична продукции во всем потоке, — отбор «представительных» проб.

Промышленное количество газа исследуют при помощи промысловых стационарных сепараторов, передвижных блоков сепараторов, сепараторов передвижных установок.

Представительные пробы отбирают: из неподвижного столба газа; фонтанной арматуры действующей скважины через пробоборную трубку, установленную на оси потока; отборного устройства, установленного вертикально у устья скважины; горизонтального участка шлейфа; смесителя.

Из перечисленных методов наибольшее распространение получили исследования на промысловом оборудовании, отборы представительной пробы из фонтанной арматуры или при помощи смесителей с использованием малогабаритных установок, одновременный отбор промышленного количества газа и представительной пробы при помощи передвижной установки ЛПГ-1.

Исследования при помощи промыслового оборудования (рис. V.6) впервые были проведены на месторождении Камбей (Индия) в 1964 г.

Поток газоконденсата, выходящий из скважины 1, проходит через ловушку жидкой фазы 2 с замерной емкостью. Далее через штуцер 3, шлейф и распределительную гребенку 4 газ поступает в сепараторы 5, 6, 7 первой и второй ступеней ($p = 4$ и 1,6 МПа) и затем через расходомер в газопровод.

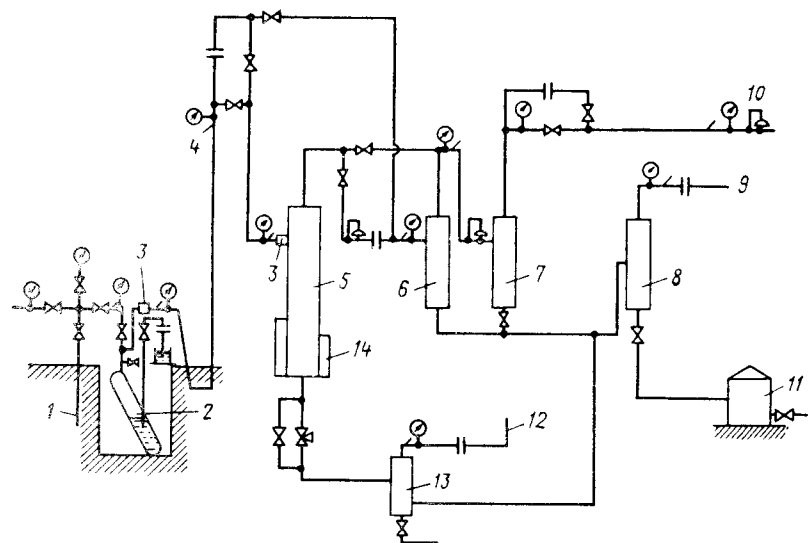


Рис. V.6. Схема промышленной экспериментальной установки на газоконденсатном месторождении:

1 — скважина; 2 — ловушка жидкой фазы; 3 — штуцер; 4 — распределительная гребенка; 5—7 — сепараторы; 8 — сепаратор измерительный; 9, 12 — отводы на факел; 10 — регулятор давления «до себя»; 11 — емкость мерная; 13 — установка для измерения объема жидкости; 14 — стекло уровнемерное

После каждого сепаратора установлены регуляторы давления «до себя» 10, поддерживающие в них заданные давления. Перед сепаратором первой ступени при исследовании был дополнительно установлен измерительный сепаратор 5 с уровнемерным стеклом 14 ($p = 21$ МПа). Использована также передвижная измерительная установка 13 для замеров объемов воды, сырого конденсата, газа, выделяющегося из конденсата при изменении давления и температуры. Газ с установки 13 поступает для сжигания на факел.

Выделенный в сепараторах и в измерительной установке конденсат поступает в измерительный сепаратор 8 ($p = 0,6$ МПа) и далее после редуцирования в мерную емкость 11, а выделенный из конденсата газ — через измерительную диафрагму для сжигания на факел 9.

Для замера температуры в сепараторе 5 через конденсатоотводящую трубу введена термопара регистрирующего термометра.

Методика построения изотерм, изобар конденсации и части диаграмм фазовых превращений с помощью обычного промышленного оборудования состоит в следующем.

Изотермы конденсации. При достаточной длине шлейфа температура газа (при одном и том же диаметре штуцера на устье скважины) изменяется незначительно и практически равна температуре грунта. Это используется для поддержания постоянной температуры в измерительном сепараторе, т. е. изотермических условий.

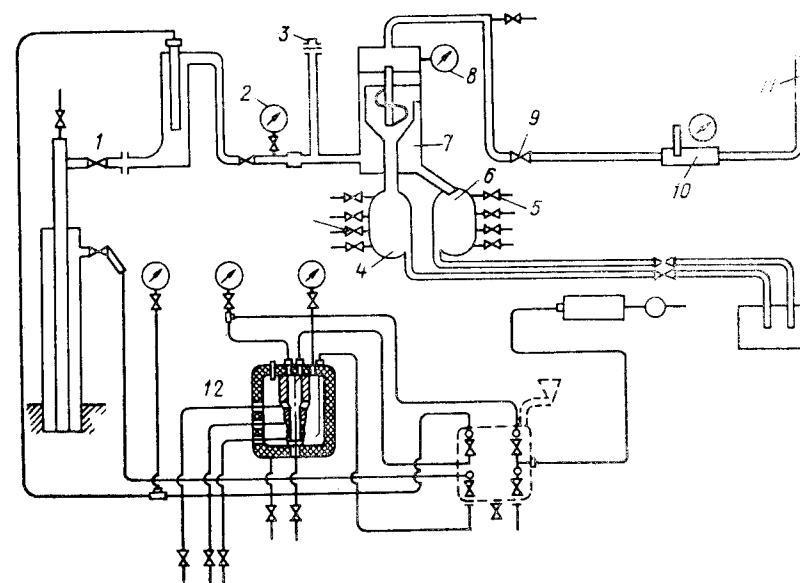


Рис. V.7. Схема передвижной газоконденсатной лаборатории ЛПП-1:

1, 9 — регулирующие штуцеры; 3 — предохранительная мембрана; 2, 8 — образцовые манометры; 4, 6 — мерные емкости; 7 — сепаратор циклонный; 5 — замерные вентили; 10 — расходомер (ДИКТ); 11 — факельная линия; 12 — малая термостатируемая установка

При помощи регулятора давления «до себя» в измерительном сепараторе 5 устанавливают различные давления, например 1,5; 3,5; 5,5; 7,5 МПа. Измеряют дебит газа после сепарации Q_{Γ} и расход стабильного конденсата Q_{κ} . Отношение $Q_{\kappa}/Q_{\Gamma} = q_{\kappa}$ — выход конденсата (в $\text{см}^3/\text{м}^3$) при различных давлениях.

Изобары конденсации. Для получения изобар конденсации при неизменном штуцере или отсутствии его на скважине, когда дебит газа равен или больше минимально допустимого, изменяют диаметр штуцера непосредственно перед измерительным сепаратором, поддерживая с помощью регулятора давления «до себя» постоянное давление в сепараторе при различных температурах сепарации. Определяют q_{κ} , как и в первом случае.

При построении части диаграмм фазовых превращений в диапазоне высоких давлений и температур расход конденсата измеряют в ловушке жидкости, так как измерительный или промышленный сепаратор может иметь рабочее давление ниже необходимого для построения диаграммы.

Исследования при одновременном отборе промышленных количеств газа и представительной пробы проводят при помощи установки ЛПП-1 (рис. V.7). При промышленном отборе газоконденсатная смесь из скважины через регулируемый штуцер 1 поступает в циклонный сепаратор с манометром 8. Выделенная жидкость направляется в мерные емкости 4 и 6. Конденсатосборники снаб-

жены замерными вентилями 5, при помощи которых измеряют дебит сырого конденсата. Отсепарированный газ через регулирующий штуцер 9 выпускают на факел или направляют в газопровод. В первом случае дебит газа измеряют ДИК Том 10, во втором — промысловыми расходомерами ДП-430.

При промышленном отборе газа в пробоотборники поступают газ и конденсат после сепарации. Содержание конденсата в газе определяют при различных давлениях и температурах сепарации.

Для построения изотерм и изобар конденсации требуются отбор представительной пробы и ее исследование. Для этих целей предназначена малая термостатирующая установка ЛГКМ-3, состоящая из сепаратора гравитационно-центробежного типа, термостатируемого с помощью двух электронагревателей (ЭТ-32). Газ из малого сепаратора проходит расширительную камеру, и по газовому счетчику РС-100 определяют его расход. Объем отсепарированной жидкости определяют замерными краниками, установленными непосредственно на сепараторе.

Представительную пробу отбирают из смесителя. Сепаратор калибруют по большому циклонному сепаратору. При этом в сепараторе регулировочными вентилями создают такие же давление и температуру, как и в большсм. Скорость отбора части потока из смесителя, при которой обеспечивается одинаковый удельный выход конденсата в обоих сепараторах, принимают за рабочую. В дальнейшем при этой скорости отбора части потока из смесителя термостатируют сепаратор при заданных температурах (0, — 10, — 20 °С) и создают в двух сепараторах различные давления.

§ 48. РАСЧЕТ СОСТАВА ПЛАСТОВОГО ГАЗА И БАЛАНСОВЫХ ЗАПАСОВ КОМПОНЕНТОВ

При расчете состава пластового газа исходят из 1000 молей отсепарированного газа:

а) число молей газа A (в молях на 1000 молей отсепарированного газа), выделяющегося при дегазации сырого конденсата, определяют по уравнению

$$A = aq/v; \quad (V.29)$$

б) содержание в сыром конденсате пентанов и вышекипящих B (в молях на 1000 молей отсепарированного газа) определяют по формуле

$$B = 24,04qb\rho_4^{20}/(vM). \quad (V.30)$$

Пр и м е р. Определить состав газа, поступающего на сепарацию (пластового газа), при следующих исходных данных: на промысле из сепаратора при давлении 5,7 МПа, температуре 5 °С и дебите 127 тыс. м³/сут были одновременно отобраны пробы газа после сепарации и сырого конденсата. Выход сырого конденсата составил 382 см³/м³ отсепарированного газа. Сырой конденсат, отобранный в контейнер объемом 150 см³, дегазировали в лаборатории. При этом было выделено 16,8 л (при 0,1 МПа и 293 К) газа, состав которого приведен в табл. V.8).

Т а б л и ц а V.8 Расчет состава пластового газа

| Компонент | Газ сепарации | | Газ дегазации | | Суммарное число молей газов сепарации и дегазации | Молярный состав пластового газа, % |
|---|---------------|-------------|---------------|-------------|---|------------------------------------|
| | % | моль | % | моль | | |
| CH ₄ | 85,4 | 854 | 48,9 | 20,9 | 874,9 | 80,5 |
| C ₂ H ₆ | 7,1 | 71 | 24,7 | 10,6 | 81,6 | 7,5 |
| C ₃ H ₈ | 3,7 | 37 | 17,5 | 7,5 | 44,5 | 4,1 |
| C ₄ H ₁₀ | 0,3 | 3 | 2,3 | 1 | 4 | 0,4 |
| n-C ₄ H ₁₀ | 0,6 | 6 | 4,6 | 2 | 8 | 0,8 |
| C ₅ H ₁₂ + высшие | 0,2 | 2 | 2 | 0,8 | 45,4 | 4,2 |
| N ₂ | 2,5 | 25 | 0 | 0 | 25 | 2,3 |
| CO ₂ | 0,2 | 2 | 0, | 0 | 2 | 0,2 |
| В с е г о | 100 | 1000 | 100 | 42,8 | 1085,4 | 100 |

Пр и м е ч а н и е. В сыром конденсате содержится 42,6 моля пентанов+вышекипящие.

Выход пентанов и вышекипящих из контейнера составил 96 см³, плотность этих углеводородов оказалась $\rho_4^{20} = 0,725$. Молекулярная масса, определенная криоскопическим способом, равна 100. Состав газа, отобранного на промысле после сепарации, приведен в табл. V.8.

По формулам (V.29) и (V.30) вычислим A и B

$$A = 16,8 \cdot 382/150 = 42,8 \text{ моля/1000 молей};$$

$$B = 24,04 \cdot 382 \cdot 96 \cdot 0,725/(150 \cdot 100) = 42,6 \text{ моля/1000 молей}.$$

Результаты расчетов по определению состава пластового газа приведены в табл. V.8.

Число молей отдельных компонентов в газе дегазации конденсата определяют, исходя из общего числа молей газа дегазации (42,8) и его состава (см. табл. V.8, графу 5), например для метана $42,8 \cdot 0,489 = 20,9$. Для определения состава пластового газа суммируют по компонентам (по строчкам) число молей газа, прошедшего сепарацию, газа дегазации, пентанов + вышекипящих. Полученное число молей каждого компонента делят на общее число молей смеси (1085,4). Молярная доля паровой фазы отсепарированного газа, образовавшейся в сепараторе из пластового газа, $V = 1000/1085,4 = 0,921$.

Расчет балансовых запасов стабильного конденсата

Конденсат, получаемый непосредственно в промысловых сепараторах при данном давлении и температуре, называется сырым. Конденсат, состоящий при стандартных условиях только из жидких углеводородов (пентанов + вышекипящие), называется стабильным. Его получают из сырого при дегазации. Балансовыми запасами стабильного конденсата в газоконденсатной залежи являются все содержащиеся в пластовом газе углеводороды, представляющие собой жидкость при стандартных условиях, т. е. все пентаны + вышекипящие.

Потенциальное содержание пентанов + вышекипящие в пластовом газе равно сумме содержания этих углеводородов в сыром

конденсате и отсепарированном газе из расчета на 1 м³ пластового газа.

1. Содержание пентанов + вышекипящие (в г/м³) в сыром конденсате (E) рассчитывают по формуле

$$E = E_1 + E_2, \quad (V.31)$$

где E_1 — содержание C_5+ в стабильном конденсате; E_2 — то же, в газе дегазации сырого конденсата;

$$E_1 = bqr_4^{20}/v; \quad E_2 = aqe_1M_1/(100 \cdot 24,04v). \quad (V.32)$$

Данные многочисленных определений молекулярной массы C_5+ газов дегазации показывают, что она равна примерно 80.

С учетом этого E_2 можно рассчитать по формуле

$$E_2 = 0,03aqe_1/v, \quad (V.33)$$

следовательно,

$$E = bqr_4^{20}/v + 0,03aqe_1/v. \quad (V.34)$$

2. Содержание пентанов + вышекипящие (в г/м³) в отсепарированном газе (K) определяется по уравнению

$$K = 10eM_c/24,04. \quad (V.35)$$

Здесь e_1 , e — объемное содержание пентанов + вышекипящие в газе дегазации и в пробе отсепарированного газа, %; M_c — молекулярная масса пентанов + вышекипящие, содержащихся в отсепарированном газе.

Молекулярную массу C_5+ определяют криоскопическим методом. Потенциальное содержание пентанов + вышекипящие (в г/м³) в пластовом газе равно сумме $E + K$, т. е.

$$P_{C_5+} = E + K. \quad (V.36)$$

Пример. Определить балансовые запасы стабильного конденсата в пластовом газе по данным предыдущего примера. Содержание C_5+ в сыром конденсате составит

$$E = (96 \cdot 382 \cdot 0,725 + 0,03 \cdot 16,8 \cdot 382 \cdot 2)/150 = 179,56 \text{ г/м}^3.$$

Объемное содержание C_5+ в отсепарированном газе (по данным анализа газа сепарации) равно $e = 0,2$ %.

По условию сепарация газа происходила при температуре 5 °С. Молекулярную массу углеводородов C_5+ , содержащихся в этом газе, можно определить по уравнению $M_{C_5+} = 70 + 0,128(t_c + 30)^{1,25}$ или принять по данным работы [2] (см. рис. VII.22, с. 243) равной 81,5. Тогда содержание C_5+ в 1 м³ отсепарированного газа составит

$$K = 10 \cdot 0,2 \cdot \frac{81,5}{24,04} = 6,8 \text{ г/м}^3.$$

Потенциальное содержание C_5+ в пластовом газе

$$P_{C_5+} = 179,56 + 6,8 = 186,36 \text{ г/м}^3.$$

Пусть первоначальные запасы сухого газа в пласте $Q_3 = 25 \cdot 10^9$ м³. Тогда балансовые запасы стабильного конденсата составят

$$Q_{3c} = 186,36 \cdot \frac{25 \cdot 10^9}{10^6} = 4,66 \text{ млн. т.}$$

Расчет балансовых запасов отдельных компонентов

1. Балансовые запасы пластового газа (B_n) в массовых единицах определяются по формуле

$$B_n = 10\rho_n\Omega M_n/(848z_nT_n), \quad (V.37)$$

где ρ_n и T_n — среднее по пласту давление в 0,1 МПа и температура в К; Ω — объем порового пространства пласта, занятый пластовым газом, м³; M_n — средняя молекулярная масса пластового газа; z_n — коэффициент сверхсжимаемости пластового газа, определяемый по составу пластового газа при ρ_n и T_n .

Объем пластового газа, приведенный к стандартным условиям, определяется по формуле

$$Q_{ст} = 24\,040\rho_n\Omega/(848z_nT_n).$$

2. Балансовые запасы пентанов + вышекипящие (в т) определяются по формуле

$$B_{C_5+} = Q_{ст}M_{C_5+}y_{C_5+}/(24,04 \cdot 10^6),$$

где M_{C_5+} — средняя молекулярная масса пентанов + вышекипящие; y_{C_5+} — молярное содержание пентанов + вышекипящие в пластовом газе, %.

3. Балансовые запасы бутанов, пропана и этана (в т) определяются по уравнениям

$$B_{i-C_4} = 0,5812 \frac{B_n}{M_n} y_{i-C_4} = 0,5812 \frac{Q_{ст}y_{i-C_4}}{24\,040} = 24,18 \frac{Q_{ст}}{10^6} y_{i-C_4};$$

$$B_{n-C_4} = 0,5812 \frac{B_n}{M_n} y_{n-C_4} = 0,5812 \frac{Q_{ст}y_{n-C_4}}{24\,040} = 24,18 \frac{Q_{ст}}{10^6} y_{n-C_4};$$

$$B_{C_3} = 0,4409 \frac{B_n}{M_n} y_{C_3} = 0,4409 \frac{Q_{ст}y_{C_3}}{24\,040} = 18,34 \frac{Q_{ст}}{10^6} y_{C_3};$$

$$B_{C_2} = 0,3006 \frac{B_n}{M_n} y_{C_2} = 0,3006 \frac{Q_{ст}y_{C_2}}{24\,040} = 12,5 \frac{Q_{ст}}{10^6} y_{C_2}.$$

Балансовые запасы бутанов (нормального и изомерного строения), пропана и этана в пласте определяют также на основе их потенциального содержания в пластовом газе (в г на м³ газа) умножением их на балансовые запасы сухого газа (в м³), деленные на 10⁶.

Потенциальное содержание бутанов, пропана и этана (в г/м³) определяют на основе состава пластового газа, умножая молярные процентные содержания их в пластовом газе на коэффициенты: 12,5 — для этана, 18,3 — для пропана и 24,2 — для бутанов — и деля на молярную долю отсепарированного газа. В нашем примере молярное содержание указанных углеводородов в составе пластового газа следующее, %: этан — 7,5; пропан — 4,1; н-бутан — 0,8; изобутан — 0,4. Следовательно, потенциальное содержание этих углеводородов в 1 м³ газа составляет: этана — $7,5 \cdot 12,5/0,921 = 102$ г/м³; пропана $4,1 \cdot 18,3/0,921 = 82$ г/м³; н-бутана $0,8 \cdot 24,2/0,921 = 21$ г/м³; изобутана $0,4 \cdot 24,2/0,921 = 10,5$ г/м³.

Балансовые запасы этих углеводородов равны: этана $102 \cdot 25 \times 10^9 / 10^6 = 2550$ тыс. т; пропана $82 \cdot 25 \cdot 10^9 / 10^6 = 2040$ тыс. т; н-бутана $21 \cdot 25 \cdot 10^9 / 10^6 = 527$ тыс. т; изобутана $10,5 \cdot 25 \cdot 10^9 / 10^6 = 263$ тыс. т.

§ 49. КОМПЛЕКСНЫЕ ИССЛЕДОВАНИЯ ГАЗОКОНДЕНСАТНЫХ СКВАЖИН И ШЛЕЙФОВ ПРИ НАЛИЧИИ СЕРОВОДОРОДА И УГЛЕКИСЛОГО ГАЗА В ПЛАСТОВОМ СЫРЬЕ

При наличии коррозионных агентов в пластовом газе производится защита от коррозии, наводороживания, сульфидного растрескивания металлического оборудования промысла внутренней поверхности обсадных колонн, внешней и внутренней поверхности НКТ и хвостовиков, внутренней поверхности выкидных газопроводов от скважин до УКПГ.

Во многих случаях защита от коррозии производится с помощью создания на металлической поверхности оборудования пленки жидкости определенной толщины, которая предотвращает контакт газообразных и жидких коррозионных агентов, содержащихся в потоке газа, с металлической поверхностью.

Жидкости, наносимые на металлические поверхности для предотвращения коррозии, получили название ингибиторов коррозии.

Комплексные исследования газоконденсатных скважин и выкидных линий от скважин до УКПГ (шлейфов) проводятся со следующими целями: 1) разработка технологии и техники ингибиторной защиты внутренней поверхности колонны обсадных труб, внешней и внутренней поверхности колонны НКТ до места установки пакера, внешней и внутренней поверхности хвостовиков; 2) определение начальной толщины ингибиторной пленки и ее уменьшения во времени; 3) установления минимально необходимой скорости потока газа на забое скважины для полного выноса жидкости; 4) определение забойного давления в скважине, оборудованной комплексом глубинного оборудования (пакером, забойным клапаном-отсекателем, клапанами различного назначения); 5) исследование структуры газожидкостного потока по длине колонны НКТ, хвостовика и шлейфов, определение коэффициентов гидравлического сопротивления при различных структурах потоков; 6) разработка рациональной компоновки комплекса скважинного оборудования в стволе скважины; 7) определение влияния дебита скважины на состав продукции газоконденсатной скважины.

Комплексные исследования скважин и шлейфов с изложенными целями впервые в полном объеме были проведены на скв. 128 Оренбургского ГКМ в 1976—1979 гг. сотрудниками ВПО «Оренбурггазпром», МИНГ им. И. М. Губкина, ВУНИПИгаза и ВНИИгаза с использованием установки для исследования скважин (рис. V.8), в продукции которых содержится сероводород, фирмы «Порта-Тест» (Канада).

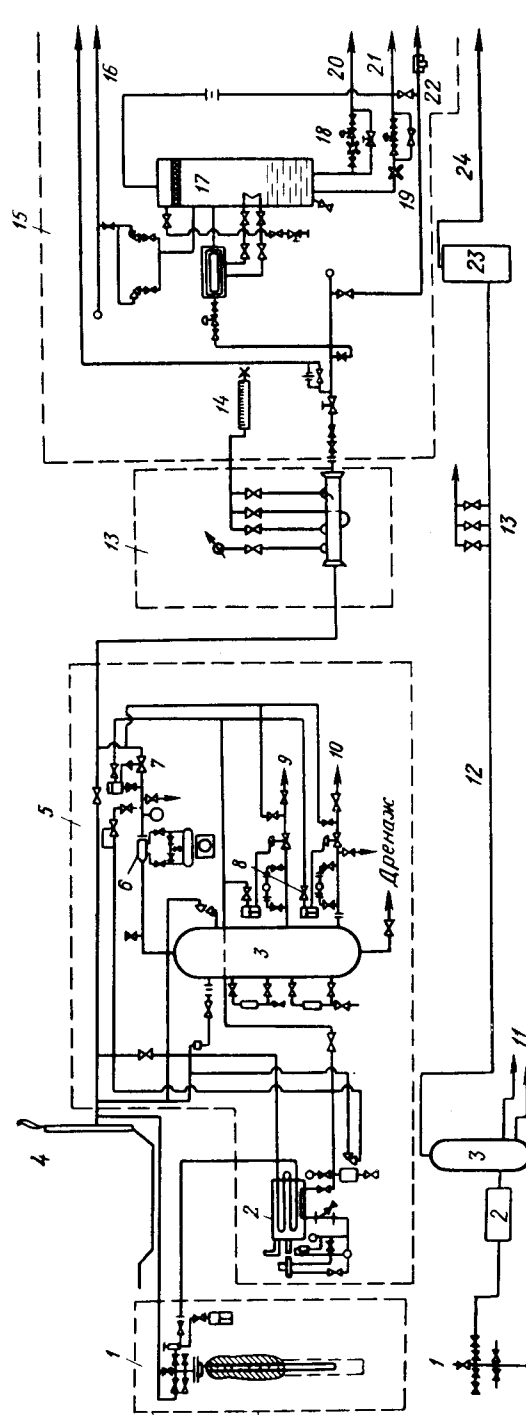


Рис. V.8. Технологическая схема проведения комплексных исследований скважин и шлейфов на Оренбургском газоконденсатном месторождении:

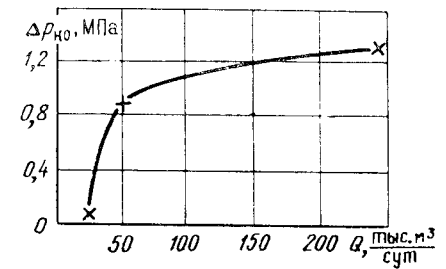
1 — скважина; 2 — подогреватель газа; 3 — рециркуляционный сепаратор; 4 — факельная линия; 5 — сепарационная установка «Порта-Тест»; 6 — расходомер газа; 7 — пробоотборная линия; 8 — расходомер воды; 9 — расходомер углеводородного конденсата; 10 — сброс воды; 11 — измерные линии конденсата и воды; 12 — шлейфовый газопровод; 13 — узел определения структуры потока в шлейфе; 14 — уровень; 15 — узел контрольного сепаратора УКПГ; 16 — факельные линии; 17 — контрольный сепаратор; 18 — замер углеводородного конденсата; 19 — замер воды; 20 — конденсатная линия; 21 — вода и метанол; 22, 24 — газ в технологическую линию; 23 — контрольный сепаратор

Газожидкостная смесь из скважины поступает на сепарационную установку, расположенную в 20 м от ее устья. На установке осуществляется разделение газожидкостной смеси с автоматическим замером дебитов газа, конденсата и других жидкостей. Эта установка позволяет проводить исследования природных сероводородсодержащих смесей в широком диапазоне расходов, давлений и температур. Пропускная способность установки по газу до 1,5 млн. м³/сут, рабочее давление до 10 МПа; температура сепарации изменяется от 80 °С до отрицательных температур, создаваемых редуцированием. При этом заданная положительная температура поддерживается постоянной с помощью котла-подогревателя с промежуточным теплоносителем (ДЭГ), работающего в автоматическом режиме. После подогрева газожидкостный поток поступает в вертикальный рециркуляционный трехфазный сепаратор с наружным диаметром 40,6 см и высотой 3,1 м. Из сепаратора газ идет на расходомер с выпрямляющими лопатками, проходит через диафрагму, и расход его измеряется самопишущим прибором дифференциального типа. Постоянный уровень каждой жидкой фазы сохраняется при помощи двух регуляторов уровня жидкости. Счетчики для конденсата и воды — роторного типа на пропускную способность 1,048—1,175 м³/ч. Далее продукция скважины поступает в выкидной газопровод, на одном из участков которого установлен узел определения структуры течения газожидкостной смеси, позволяющий отбирать пробы жидкости и газа из различных точек поперечного сечения газопровода. Затем продукция скважин поступает в контрольный сепаратор, установленный на УКПГ и обеспечивающий повторное измерение расходов паровой и жидкой фаз. В дальнейшем газ и жидкость направляются в соответствующие промышленные технологические линии. При необходимости газ и отсепарированные в установке жидкости могут направляться на факельную линию.

Порядок проведения исследований был следующим. После остановки скважины и замера статического давления и температуры на головке и в затрубном пространстве осуществлялся ее пуск с заданным дебитом. При этом в затрубное пространство агрегатом Азинмаш-30 осуществлялась подача комплексного ингибитора гидратообразования и коррозии (КИГИК) на максимальной скорости в объеме 1,5—3 м³, который через ингибиторный или циркуляционный клапан поступал в НКТ. В процессе закачки КИГИК проводились замеры давлений и температур на устье и в затрубном пространстве.

Перед сепарацией в установке смесь подогревалась в автоматическом режиме для перевода жидких углеводородов в газообразное состояние. На установке проводился непрерывный замер дебита газа, конденсата, воды и КИГИК. Затем жидкая и газообразная фазы совместно подавались в выкидной газопровод, на котором установлен блок определения структуры течения смеси, или на факел. Аналогичные измерения проводились при различных расходах газа и количествах закачиваемого КИГИК. На некоторых

Рис. V.9. Зависимость потерь давления в забойном клапане-отсекателе (отнесенных к устью скважины) от дебита газа



режимах проводились контрольные замеры забойного давления скважинным манометром.

Несмотря на трудности измерений в скважинах, дающих сероводородсодержащий газ, эти исследования совершенно необходимы, так как кроме прочих факторов они определяют также качество интерпретаций результатов газодинамических исследований и точности определения коэффициентов фильтрационных сопротивлений. Для создания лучших условий подачи ингибиторной жидкости в НКТ из затрубного пространства, повышения точности расчета и обеспечения контроля за забойным давлением следует установить циркуляционный клапан ниже забойного клапана-отсекателя. Это позволит также осуществлять ингибирование хвостовика.

Сравнение результатов исследований скважины при одинаковых дебитах с клапаном-отсекателем и без него позволяет установить дополнительные потери давления, создаваемые забойным клапаном и отнесенные к устью скважины.

На рис. V.9 изображена зависимость этих потерь от дебита газа. Из рисунка следует, что они существенно возрастают с увеличением расхода.

Проведенные исследования наряду с решением основной задачи — установлением режима ингибиторной защиты хвостовиков фонтанных труб без остановки скважины — также дали важные результаты о потерях давления в стволе скважины и клапане-отсекателе, о скоростях восходящего и нисходящего потока жидкости в НКТ и в затрубном пространстве. Они показали возможность ингибирования хвостовиков НКТ без остановки в скважинах, где нет забойных клапанов-отсекателей или где циркуляционный (ингибиторный) клапан установлен ниже клапана-отсекателя.

§ 50. ОПРЕДЕЛЕНИЕ ПОТЕРЬ СТАБИЛЬНОГО КОНДЕНСАТА В ПЛАСТЕ ПРИ ГАЗОВОМ РЕЖИМЕ ЭКСПЛУАТАЦИИ ЗАЛЕЖИ

Остаточный объем жидкости при различных давлениях и пластовой температуре определяют в лабораторных условиях при исследовании рекомбинированных проб газа сепарации и насыщенного конденсата на специальных установках УГК-3, УФР-2. На установке проводят дифференциальную конденсацию пластовой смеси при изменении давления от начального до атмосферного и пласто-

вой температуре, измеряют оставшийся объем конденсата в сосуде высокого давления, приводят его к стандартным условиям, делят на начальные запасы конденсата и определяют таким образом «потери» конденсата. Коэффициент извлечения конденсата из залежи можно рассчитать по корреляционной зависимости (V.23). В сосуде высокого давления PVT нет пористой среды. Теоретические и экспериментальные исследования показывают, что пористая среда влияет как на давление начала конденсации, так и на потери конденсата, поскольку в пласте конденсация углеводородов проходит в капиллярах причудливой формы в отличие от конденсации их в свободном пространстве в бомбе PVT.

По данным исследований скважин при стационарных или нестационарных режимах можно определить основные параметры пористой среды: k/m , удельную поверхность F и коэффициент извлечения конденсата из залежи K_n или потери конденсата $(1-K_n)$.

$$K_n = K_s - 27,8 \cdot 10^{-4} F^{1/2}, \quad (V.38)$$

где K_s — коэффициент извлечения конденсата, полученный на установке УГК-3 без пористой среды при $p = 0,1$ МПа; F — удельная поверхность пористой среды, $\text{см}^2/\text{см}^3$.

Пример. Определить коэффициент извлечения стабильного конденсата из залежи при следующих исходных данных: $k = 5,7 \cdot 10^{-3}$ мкм²; $m = 0,057$; $K_s = 0,37$.

Определенный по формуле (III.40) структурный коэффициент $\tau = 21,2$. Вычисленная по формуле (III.4) удельная поверхность пористой среды $F = 398 \text{ см}^2/\text{см}^3$.

Коэффициент извлечения конденсата из залежи

$$K_n = 0,37 - 27,8 \cdot 10^{-4} \cdot 398 F^{1/2} = 0,31.$$

§ 51. ОСНОВЫ ПРОЕКТИРОВАНИЯ СИСТЕМ РАЗРАБОТКИ ГАЗОКОНДЕНСАТНЫХ МЕСТОРОЖДЕНИЙ

При разработке газоконденсатной залежи (в отличие от эксплуатации чисто газовой) на промысле процессы добычи и переработки газа часто объединены. Таким образом, имеется единое предприятие, где геолог, бурильщик, эксплуатационник и переработчик неразрывно связаны в совместной работе.

Все сооружения для эксплуатации газоконденсатного месторождения весьма дороги по первоначальным затратам, так как требуют высокого качества металла в связи с высокими давлениями, при которых активность корродирующих примесей значительна. Кроме того, оборудование должно обслуживаться квалифицированными специалистами. Все эти затраты могут быть оправданы только в том случае, если газ содержит достаточное количество конденсата. Одно время в США был установлен экономический предел газоконденсатного фактора в размере $17\ 600 \text{ м}^3/\text{м}^3$, что соответствует содержанию конденсата в газе $53 \text{ см}^3/\text{м}^3$. Считали, что при меньшем содержании конденсата разрабатывать месторождения с обратной закачкой сухого газа невыгодно.

В последующие годы, когда стали использовать установки масляной абсорбции высокого давления, детандеры для осуществления низкотемпературной конденсации, экономический предел резко уменьшился. Масляная абсорбция позволила довести его до $13 \text{ см}^3/\text{м}^3$ и снизить содержание конденсата в отработанном газе до $3 \text{ см}^3/\text{м}^3$. Давление в абсорбере было поднято до 14 МПа, а в некоторых случаях и выше. Во входном сепараторе, а также и в абсорбере поддерживают давление, равное давлению максимальной конденсации. Во многих случаях это давление равно примерно половине пластового.

Таким образом, имеется тенденция к повышению рабочего давления на установках по извлечению конденсата в связи с увеличением глубины залегания вскрываемых газоконденсатных месторождений. Последнее обстоятельство значительно усложняет сооружение и эксплуатацию всего промышленного оборудования при организации разработки газоконденсатного месторождения с возвратом отработанного газа в пласт.

Использование детандеров для осуществления процессов низкотемпературной конденсации на заводах по переработке пластового газа существенно улучшает технико-экономические показатели ГПЗ.

В зависимости от типа газоконденсатной залежи можно применять следующие схемы их разработки.

1. Двухфазная залежь — нефтяная толща и над ней газ, насыщенный конденсатом в процессе обратного испарения. Такую залежь целесообразно разрабатывать совместно: нефть отбирать из нефтяной толщи фонтанными скважинами, а газ — из газовой шапки. После извлечения конденсата из ГПЗ весь газ отправляют обратно в пласт. При этом следует учитывать, что давление в пласте равно давлению насыщения. С понижением пластового давления в поровом пространстве пласта будет образовываться и скапливаться конденсат, частично или полностью теряемый при добыче газа.

2. Однофазная залежь насыщенная. Здесь также необходимо поддерживать первоначальное давление, чтобы не потерять конденсат в пласте.

3. Однофазная ненасыщенная залежь. При разработке такой залежи первое время не возвращают газ в пласт, так как давление в нем выше давления насыщения.

4. Однофазная ненасыщенная и перегретая залежь. Такую залежь можно эксплуатировать как обычную газовую, т. е. без возврата отбензиненного газа в пласт.

Во втором и третьем случаях, если содержание конденсата в газе незначительно, то может оказаться, что амортизация стоимости установок дожимных компрессоров и другого поверхностного оборудования промысла и затраты на их обслуживание для обратной закачки газа будут превышать прибыль от реализации конденсата. Чтобы этого не было, эксплуатацию залежи ведут разомкнутым циклом: добываемый из пласта газ перерабатывают

на конденсатной установке под давлением максимальной конденсации, после чего отработанный газ направляют не обратно в пласт, а потребителям.

В каждом отдельном случае после технико-экономического анализа можно выявить наиболее выгодный вариант. При этом анализе необходимо учитывать теряемый в пласте конденсат, если выбран вариант без обратной закачки газа.

Выпадающий в поровом пространстве углеводородный конденсат практически потерян, так как в будущем извлечение его из истощенной газоконденсатной залежи будет во многих случаях экономически невыгодным.

Для растворения конденсата в массе закачиваемого сухого газа в результате обратного испарения потребуется большой объем этого газа на создание в пласте требуемого давления при большой кратности циркуляции. К этому необходимо добавить, что для перехода конденсата в паровую фазу в пористой среде потребуется длительное время.

В отдельных случаях при высокой первоначальной насыщенности газовой фазы конденсатом в результате извлечения паровой фазы из залежи может образоваться остаточное месторождение так называемой «белой нефти», представляющей смесь светлых фракций.

Проектирование разработки газоконденсатных месторождений — комплексная задача, которую можно решить на базе использования данных промысловой геологии, подземной газогидромеханики и отраслевой экономики.

Практика разработки газоконденсатных месторождений показывает, что возможны два метода проектирования: с поддержанием пластового давления закачкой в пласт рабочих агентов и без поддержания давления.

На выбор метода проектирования влияют: 1) промышленные запасы сырого газа; 2) количество и состав конденсата, выделяющегося из сырого газа при снижении давления; 3) режим эксплуатации пласта; 4) однородность пласта по пористости, проницаемости, литологическому составу и т. д.

В условиях жесткого водонапорного режима при резкой фациальной изменчивости коллектора, наличии трещин, зон тектонических нарушений и недостаточных запасов сырого газа проектируют разработку без поддержания давления по разомкнутому циклу. В пласт нагнетают сухой газ (до 30—92 % от всего количества отобранного газа). Часто начинают закачку с момента отбора сырого газа, однако в большинстве случаев нагнетание рабочего агента в пласт начинают тогда, когда давление на забоях добывающих скважин снизится до значения, близкого к давлению насыщения.

В качестве рабочего агента, закачиваемого в пласт для поддержания давления, можно применять сухой газ, воздух и воду.

Нагнетание воздуха в пласт связано со значительно большими эксплуатационными затратами, чем при закачке сухого газа. Эк-

сплуатационные затраты при возврате газообразного рабочего агента в пласт в значительной степени определяются степенью сжатия

$$r = p_{\text{в}} / p_{\text{пр}},$$

где r — степень сжатия; $p_{\text{в}}$, $p_{\text{пр}}$ — давления на выкиде и на приеме компрессора соответственно.

При одном и том же значении давления $p_{\text{в}}$ степень сжатия в процессе возврата сухого газа будет меньше, чем при сжатии воздуха, так как $p_{\text{пр}} \approx p_{\text{мк}}$ (здесь $p_{\text{мк}}$ — давление максимальной конденсации), а при закачке воздуха в пласт $p_{\text{пр}} = 0,1$ МПа.

Сухой газ в пласт возвращают дожимными компрессорами со степенью сжатия $r = 2$, в то время как воздух сжимают многоступенчатыми компрессорами со степенью сжатия $r = 150—300$ и выше.

Закачка воздуха в пласт позволяет вести разработку газоконденсатного месторождения в один цикл и использовать большие ресурсы сухого газа в качестве топлива и сырья для химической промышленности. При этом, однако, трудно оценить потери сухого газа в зонах смешения с воздухом. Можно полагать, что в некоторых случаях в качестве рабочего агента целесообразно закачивать воду.

Преимущества закачки воды следующие: 1) разработку газоконденсатного месторождения ведут в один цикл, при этом отпадает вторая стадия разработки газоконденсатного месторождения как чисто газового; 2) уже в первой стадии разработки можно использовать большие ресурсы сухого газа в качестве топлива или сырья для химической промышленности, энергетические затраты на закачку воды в пласт в большинстве случаев меньше, чем на закачку воздуха, а иногда и меньше, чем на закачку сухого газа; 4) экономически выгодно использовать постоянный свободный перепад давления большего значения на двух участках: скважины — конденсатный завод и конденсатный завод — начало магистрального газопровода (или другой потребитель). Свободный перепад давления можно использовать для получения механической работы, электроэнергии или искусственного холода. Это же наблюдается при нагнетании воздуха в пласт.

В процессе возврата сухого газа в пласт можно использовать свободный перепад давления только на одном участке: скважины — конденсатный завод.

Закачка воды в пласт возможна при благоприятных геологических условиях (залежь с большим этажом газоносности, тектонические нарушения отсутствуют, сообщаемость газонасыщенной и водоносной частей затруднена), приемлемом литологическом и фациальном составе пород и цементирующего материала, высоком пластовом давлении (достаточно большой глубине залегания пласта), большом содержании углеводородного конденсата ценных товарных свойств.

Недостатки закачки воды: 1) возможность разбухания глинистых пропластков и глинистого цементирующего вещества; 2) закупорка пор призабойной зоны и пласта при взаимодействии по-

роды с водой и механическими взвесями, что, в свою очередь, может привести к резкому возрастанию давления нагнетания воды; 3) образование языков воды, что может привести к потерям сырого газа; 4) трудность освоения нагнетательных скважин и др.

При разработке газоконденсатного месторождения с поддержанием или восстановлением давления состав добываемого сырого газа практически не изменяется (до момента прорыва рабочего агента в добывающие скважины). При этом извлекают все фракции сырого газа, так как явление обратной конденсации и связанная с ним потеря тяжелых фракций в пласте отсутствуют.

§ 52. РАСПОЛОЖЕНИЕ НАГНЕТАТЕЛЬНЫХ И ДОБЫВАЮЩИХ СКВАЖИН НА СТРУКТУРЕ

Сырой газ из газоконденсатной залежи отбирают через добывающие скважины. Рабочий агент в пласт закачивают через нагнетательные скважины. Обычно нагнетательные и добывающие скважины располагают в виде линейных или кольцевых батарей на определенных расстояниях друг от друга (рис. V.10).

Экспериментальные исследования в лабораториях и опыт разработки газоконденсатных месторождений, так же как и теоретические соображения, показывают, что нагнетательные скважины следует располагать в верхней части пласта, добывающие — на крыльях складки, так как сухой газ имеет меньшую плотность и вязкость, чем сырой газ. Сухой газ стремится перемещаться по кровле пласта в область наименьшего давления, т. е. в верхнюю часть структуры. Если нагнетательные скважины расположены

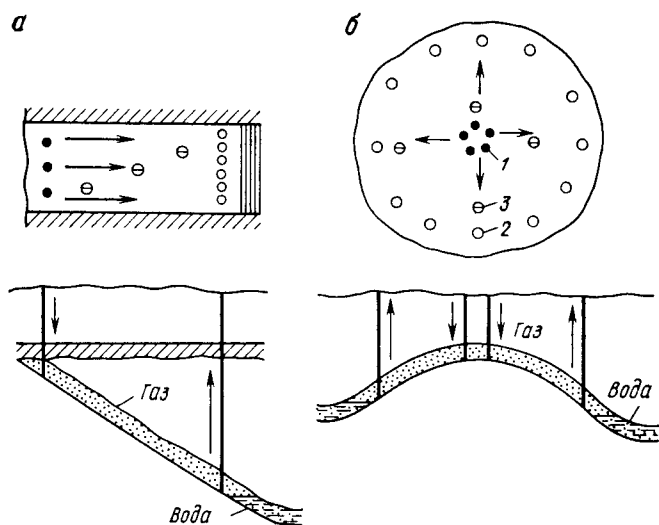


Рис. V.10. Схемы размещения нагнетательных и добывающих скважин на структуре и площади газоносности.

Батареи скважин: а — линейные; б — кольцевые; 1 — нагнетательные; 2 — добывающие; 3 — наблюдательные

на крыльях складки, то газ перемещается вверх отдельными струйками (языками) с определенной скоростью и не вытесняет сырого газа. Если же закачивать сухой газ в верхнюю часть залежи, то здесь используется в полной мере энергия давления газа и происходит как бы поршневое вытеснение сырого газа сухим по всей толщине пласта.

Для вытеснения рабочим агентом (сухим газом) максимального количества сырого газа необходимо расстояние между скважинами в батареях принимать значительно меньше, чем расстояние между батареями (в этом случае время, прошедшее с момента закачки сухого газа до его прорыва в добывающие скважины, будет максимальным). Обычно расстояние между нагнетательными скважинами принимают равным 800—1200 м, а между добывающими — 400—800 м. Разработку газоконденсатных месторождений следует вести при постоянном числе нагнетательных и добывающих скважин.

§ 53. РАСЧЕТ ВЫТЕСНЕНИЯ СЫРОГО ГАЗА СУХИМ

Предположим, в центре газоконденсатной залежи (рис. V.11) расположена батарея нагнетательных, на периферии — батарея добывающих скважин. Пусть режим пласта — газовый, течение газа — изотермическое. Движение газа описывается линейным законом. Считаем плотности закачиваемого и сырого газа практически одинаковыми, контакт сырого и сухого газа — вертикальной плоскостью. Диффузией газа в зоне контакта пренебрегаем, считаем, что от границы раздела до границы раздела — сухой газ. Для простоты приближенного расчета батареи скважин заменим дренажными галереями. Пусть суммарный расход закачиваемого через n нагнетательных скважин сухого газа $Q_c = Q_c(t)$ и суммарный дебит добывающих скважин $N = N(t)$ заданы во времени.

Определить изменение во времени положения границы раздела сырого и сухого газа $R = R(t)$, давления на границе раздела $p' = p'(t)$, давлений на забоях нагнетательных и добывающих скважин $p_c = p_c(t)$, $p_3 = p_3(t)$.

Обозначим: R_c — радиус нагнетательной скважины; R_3 — радиус добывающей скважины; k — коэффициент проницаемости;

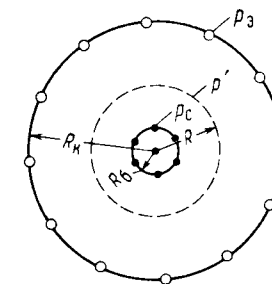


Рис. V.11. Газогидродинамическая схема для расчета вытеснения сырого газа сухим

m — коэффициент пористости; μ_c, μ_j — динамические коэффициенты вязкости соответственно сухого и жирного газа; h — толщина пласта; R_k — радиус окружности галереи, на которой расположены добывающие скважины; R_6 — радиус батареи нагнетательных скважин.

Используем метод последовательной смены стационарных состояний.

Расход газа при закачке можно определить по формуле

$$Q_c = \frac{d}{dt} \left(\Omega_1 \frac{\tilde{p}_1}{p_a} \right), \quad (V.39)$$

где Ω_1 — объем порового пространства залежи, занятый сухим газом,

$$\Omega_1 = \pi R^2 h m; \quad (V.40)$$

\tilde{p}_1 — средневзвешенное по объему давление в области, занятой сухим газом; p_a — атмосферное давление.

Интегрируя уравнение (V.39) в пределах от 0 до t и от p_n до p_1 , получим

$$Q_3 = (\Omega_1 \tilde{p}_1 - \Omega_0 p_n) / p_a, \quad (V.41)$$

где $Q_3 = \int_0^t Q_c dt$ — объем газа, закачанного в пласт, приведенный к атмосферному давлению и пластовой температуре; Ω_0, p_n — начальные объем порового пространства и давление в области, занятой сухим газом при $t = 0$.

При отборе газа аналогично имеем

$$N = - \frac{d}{dt} \left[\left(\frac{\Omega_n - \Omega_1}{p_a} \right) \tilde{p}_2 \right], \quad (V.42)$$

где Ω_n — объем порового пространства газовой залежи, принимаемый постоянным, $\Omega_n = \pi R_k^2 h m$.

Интегрируя уравнение (V.42) в пределах от 0 до t и от p_n до \tilde{p}_2 , получим

$$Q_{от} = [p_n (\Omega_n - \Omega_0) - \tilde{p}_2 (\Omega_n - \Omega_1)] / p_a, \quad (V.43)$$

где $Q_{от} = \int_0^t N dt$ — объем газа, отобранного из залежи, приведенный к атмосферному давлению и пластовой температуре; \tilde{p}_2 — средневзвешенное по объему давление в области, занятой сырым газом.

Как было показано Б. Б. Лапуком, в случае радиального движения газа средневзвешенное по объему давление с большой степенью точности можно принять равным контурному, т. е. $\tilde{p}_1 \approx \tilde{p}_2 \approx p'$. Тогда, вычитая из (V.41) выражение (V.43), после простых преобразований получим

$$p' = p_n + \frac{(Q_3 - Q_{от}) p_a}{\Omega_n}. \quad (V.44)$$

Подставляя выражение (V.44) в (V.41) с учетом уравнения (V.40), будем иметь

$$R = \sqrt{\frac{(Q_3 p_a - \Omega_0 p_n) \Omega_n}{\pi h m [p_n \Omega_n - (Q_3 - Q_{от}) p_a]}}. \quad (V.45)$$

Зная $p' = p'(t)$, $R = R(t)$, легко получить все остальные требуемые зависимости.

В том случае, если объемы отбираемого сырого газа и возвращаемого в пласт сухого газа одинаковы, процесс циркуляции можно рассматривать как движение несжимаемой жидкости в пласте. При этом легко допустить, что вязкости и плотности сырого и сухого газа практически одинаковы, общий перепад давлений между нагнетательными и добывающими скважинами незначителен при высоком пластовом давлении.

Практика показывает, что во многих случаях объемы закачиваемого и возвращаемого в пласт газа примерно одинаковы. Закачка сухого газа в этом случае приводит к перемещению контура питания (границы раздела сухого и сырого газа) по определенному закону к добывающим скважинам или, что то же, к перемещению контура стока по тому же закону от нагнетательных скважин. Одинаковое количество отбираемого и возвращаемого в пласт газа приводит к тому, что давление на перемещающейся границе раздела остается все время постоянным и равным начальному пластовому.

При разработке газоконденсатных месторождений, особенно на ранней стадии, когда имеются потребители сухого газа, и в некоторых других случаях отмечается, что в пласт возвращается не все количество отбираемого газа. В этом случае процессы, происходящие в пласте, будут несколько сложнее и трудно подсчитать необходимое количество нагнетательных и добывающих скважин, а также число компрессоров.

Для более наглядного представления о физических процессах, проходящих в пласте, рассмотрим случай возврата в пласт 25 % отбираемого газа. Закачка в пласт этого газа равноценна уменьшению темпа перемещения границы раздела в начале процесса и увеличению его в конце. Следовательно, изменяется закон движения контура питания к добывающим скважинам (контур стока от нагнетательных скважин) и по линейному закону уменьшается давление p' на этом контуре при его движении. Темп падения давления на контуре определяется относительным количеством возвращаемого в пласт газа.

Построив графики зависимостей падения давлений на забоях добывающих скважин во времени при различных относительных количествах возвращаемого в пласт газа и зная давление насыщения, можно определить время начала выпадения конденсата в пласте и, следовательно, время начала работы компрессорной станции (КС) по закачке газа в пласт или определить необходимое относительное количество возвращаемого в пласт газа при принятом

сроке разработки газоконденсатного месторождения процессом ре-
циркуляции.

Пример. Определить время t вытеснения сырого газа сухим, изменение во времени положения границы раздела $R = R(t)$, давления на границе раздела $p' = p'(t)$ при следующих исходных данных: $R_k = 3000$ м; $R_c = R_3 = 0,1$ м; $p_n = 30$ МПа; $h = 10$ м; $m = 0,2$; $\mu_c = \mu_{ж} = 0,024$ мПа·с; $k = 0,1$ мкм²; $R_6 = 100$ м; давление насыщения $p_{нк} = 28,75$ МПа; $\Omega_n = 56,5 \cdot 10^6$ м³; $\Omega_c = 0,0628 \cdot 10^6$ м³; $Q_c = N = 2 \cdot 10^6$ м³/сут.

Время вытеснения сырого газа сухим найдем, приняв в формуле (V.45) $R = R_k$, $Q_3 = R_{от}$, $Q_3 = Q_c t$.

$$t = \frac{\Omega_n p_n - \Omega_c p_n}{(Q_c p_a)} = \frac{(56,5 - 0,0628) 30}{(2 \cdot 10^6 \cdot 0,1013)} = 8499 \text{ сут} = 23,2 \text{ лет.}$$

Положив в формуле (V.44) $Q_{от} = Q_3$, получим $p' = p_n = \text{const}$.

Изменение положения границы раздела во времени определим по формуле (V.45), задавая различными значениями времени t .

Значения R в различные моменты времени приведены ниже.

| | | | | | | | | | | |
|------------------|------|------|-------|-------|-----|------|------|------|------|------|
| $R, \text{ м}$ | 119 | 140 | 164,4 | 279,5 | 500 | 1000 | 1500 | 2000 | 2500 | 3000 |
| $t, \text{ сут}$ | 3,93 | 9,03 | 16 | 64,1 | 226 | 931 | 2110 | 3750 | 5870 | 8466 |

§ 54. ОПРЕДЕЛЕНИЕ ЧИСЛА НАГНЕТАТЕЛЬНЫХ И ДОБЫВАЮЩИХ СКВАЖИН

Число добывающих скважин определяют с учетом наиболее трудных условий их работы в начальный момент закачки сухого газа в пласт. В это время может произойти падение забойного давления ниже давления насыщения, что приведет к некоторой потере конденсата в призабойной зоне, разрушению коллектора вблизи забоя скважины и нарушению требований охраны недр или образованию конуса подошвенной воды вследствие значительного градиента давления. Вместе с тем при определении числа добывающих скважин необходимо учитывать нужную степень вымывания сырого газа сухим.

Под степенью вымывания подразумевается отношение площади, охваченной процессом вытеснения сырого газа сухим, ко всей площади в начальный момент прорыва сухого газа в добывающие скважины.

Пусть добывающие скважины расположены в виде кольцевой батареи, при этом давление насыщения равно начальному пластовому.

В формуле

$$\frac{N}{n_3} = \frac{\pi k h p_a (p'^2 - p_3^2)}{\mu_{ж} \left(\ln \frac{R_n}{R} + \frac{1}{n_3} \ln \frac{R_n}{n_n R_3} \right)} \quad (\text{V.46})$$

подставим вместо p_3 давление насыщения $p_{нк}$, вместо R — радиус окружности, вдоль которой расположены нагнетательные скважины R_6 , вместо p' — начальное пластовое давление p_n .

Зная отбор газа N и параметры пласта, из выражения (V.46) можно найти подбором требуемое число добывающих скважин. При необходимости учета возможности разрушения коллектора в призабойной зоне в выражение (V.46) вместо p_3 следует подставить $N/n_3 C$ и подбором определить потребное число добывающих скважин n_3 (здесь C — коэффициент, принятый по данным испы-

тания скважин). После этого по формуле М. Маскета определяют коэффициент вымывания

$$E = \frac{n_3}{R_n R_1^2 (R_1^{n_3-1} - 1)} \left(\frac{R_1^{n_3+2} - 1}{n_3 + 2} - \frac{R_1^{n_3} - R_1^2}{n_3 - 2} \right), \quad (\text{V.47})$$

где $R_1 = R_n / R_6$.

Если $R_1 > 10$, то приближенно коэффициент вымывания $E = n_3 / (n_3 + 2)$.

Желательно, чтобы коэффициент вымывания имел максимальное значение, равное $\sim 0,9$. В этом случае ($R_1 \geq 10$) будем иметь сравнительно небольшое число добывающих скважин (19—20) и небольшие потери конденсата в пласте. Дальнейшее увеличение коэффициента вымывания вряд ли возможно в практических условиях.

При определении числа добывающих скважин необходимо помнить, что в течение второго цикла разработки газоконденсатного месторождения как чисто газового при том же суточном отборе газа число этих скважин будет превышать общее число скважин, имеющих при разработке газоконденсатного месторождения в течение первого цикла.

Пусть давление насыщения $p_{нк} = 28,75$ МПа. Принимая остальные исходные данные из предыдущего примера, подбором найдем $n_3 = 19$ скважин. Коэффициент вымывания E при этом равен 0,905, что удовлетворяет изложенным требованиям.

Число нагнетательных скважин определяют с учетом наиболее трудных условий работы в конце цикла разработки газоконденсатного месторождения, с принятием во внимание давления на выкиде, которое будут создавать установленные дожимные компрессоры. При этом следует иметь в виду, что чем выше степень сжатия, тем больше расходы на сжатие газа, но при этом потребуются меньше нагнетательных скважин при одинаковом давлении на приеме КС. Следовательно, число нагнетательных скважин определяют в результате технико-экономического анализа.

Ориентировочно этот вопрос можно решить следующим образом. Напишем выражение для дебита скважины

$$q_c = \frac{Q_c}{n_n};$$

$$\frac{Q_c}{n_n} = \frac{\pi k h p_a (p_c^2 - p'^2)}{\mu_c \left(\ln \frac{R}{R_6} + \frac{1}{n_n} \ln \frac{R}{n_n R_c} \right)}. \quad (\text{V.48})$$

Связь давлений на устье и забое скважины определим по формуле Г. А. Адамова (III.14).

Приравняв правые части выражений (V.48), с учетом (III.14) получим

$$\frac{Q_c}{n_n} = \frac{\pi k h p_a \left[p_y^2 e^{2S} - \frac{9,103 \cdot 10^{-14} z^2 \bar{T}^2 \lambda Q_c^2 (e^{2S} - 1)}{d^5 n_n^2} - p'^2 \right]}{\mu_c \left(\ln \frac{R}{R_6} + \frac{1}{n_n} \ln \frac{R}{n_n R_c} \right)}. \quad (\text{V.49})$$

Учитывая наиболее трудные условия работы нагнетательных скважин в конце периода вытеснения сырого газа, принимаем в формуле (V.49) $R = R_n$, $p' = p_n$.

Пусть глубина скважины $L = 3000$ м, давление на устье скважины $p_y = 26.74$ МПа, диаметр фонтанных труб $d = 75.9 \cdot 10^{-3}$ м, $\lambda = 0.0248$, $\Delta = 0.6$, $\bar{z} = 1$, $\bar{T} = 323$ К, остальные данные — из предыдущего примера.

Подбором из формулы (V.49) найдем необходимое число нагнетательных скважин n_n .

Изменение давлений на забоях нагнетательных скважин во времени определим следующим образом. Дебит одной скважины

$$q_c = Q_c / n_n.$$

С другой стороны, этот же дебит можно выразить так:

$$q_c = \frac{\pi k h p_a (p_c^2 - p'^2)}{\mu_c \left(\ln \frac{R}{R_0} + \frac{1}{n_n} \ln \frac{R}{n_n R_c} \right)}$$

Приравняв дебиты q_c , найдем выражение для

$$p_c = \sqrt{p'^2 + \frac{Q_c \mu_c \left(\ln \frac{R}{R_0} + \frac{1}{n_n} \ln \frac{R}{n_n R_c} \right)}{\pi k h p_a}} \quad (V.50)$$

Поступая аналогично, найдем выражение для давления p_3 на забоях добывающих скважин

$$p_3 = \sqrt{p'^2 + \frac{N \mu_{ж} \left(\ln \frac{R_n}{R} + \frac{1}{n_3} \ln \frac{R_n}{n_3 R_3} \right)}{\pi k h p_a}} \quad (V.51)$$

Результаты вычислений по формулам (V.50) и (V.51), т. е. значения p_c , p_{yc} , p_3 , p_{y3} и $p_c - p_3$, в различные моменты времени при $Q_c = N = \text{const}$ приведены ниже.

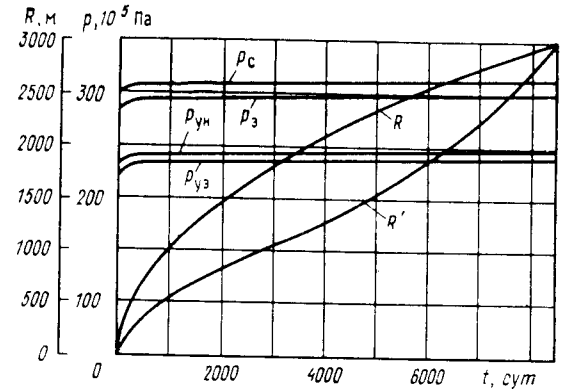
| | | | | | | | | |
|-------------------|------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|
| t , сут | 3.93 | 64.1 | 226 | 931 | 2110 | 3750 | 5870 | 8466 |
| p_c , МПа | 30.3 | 30.53 | 30.7 | 30.9 | 31 | 31.1 | 31.17 | 31.23 |
| p_{yc} , МПа | 26 | 26.16 | 26.3 | 26.48 | 26.56 | 26.64 | 26.7 | 26.74 |
| p_3 , МПа | 29 | 29.23 | 29.4 | 29.6 | 29.7 | 29.80 | 29.87 | 29.93 |
| p_{y3} , МПа | 29.3 | 23.5 | 24.11 | 24.3 | 24.45 | 24.56 | 24.64 | 24.69 |
| $p_c - p_3$, МПа | 1.3 | 1.3 | 1.3 | 1.3 | 1.3 | 1.3 | 1.3 | 1.3 |

По этим данным построены графики (рис. V.12), из которых следует, что при возврате в пласт всего постоянного количества отбираемого газа общая депрессия в пласте остается постоянной.

Замена при расчете батарей добывающих и нагнетательных скважин галереями вносит определенную погрешность на время прорыва сухого газа в добывающие скважины в сторону его увеличения. Расчет этого времени по известным формулам движения несжимаемой жидкости по линейному закону для батарей скважин показывает, что оно отличается от соответствующего времени для галерей на 10—15%. Так, например, в нашем случае $t = 8466$ сут,

200

Рис. V.12. Зависимости $R = R(t)$, $R' = R'(t)$, $p_c = p_c(t)$, $p_3 = p_3(t)$, $p_{yn} = p_{yn}(t)$, $p_{y3} = p_{y3}(t)$



для батарей $t' = 7675$ сут, т. е. $(t' - t) 100 / t' = (7675 - 8466) 100 / 7675 = -10.3\%$.

Число дожимных компрессоров, потребных для осуществления процесса циркуляции, определяют в результате технико-экономического анализа. Упрощенно это число можно найти делением расхода газа, возвращаемого в пласт, на подачу одного компрессора в конце процесса циркуляции. В этом случае подача компрессора при постоянном давлении на приеме будет минимальной, так как давление на выкиде будет наибольшим. В нашем случае давление на выкиде при $t_1 = 3.39$ сут будет примерно $p_{в1} = 26$ МПа, в конце процесса циркуляции при $t = 8466$ сут $p_{в} = 26.74$ МПа, $n_k = Q_c / q_k$, где n_k — число компрессоров, необходимое для осуществления процесса циркуляции; q_k — подача одного компрессора в конце процесса циркуляции.

Из приведенных данных видно, что при практическом осуществлении процесса рециркуляции, постоянных количествах отбираемого газа и возвращаемого сухого газа в пласт необходимо уменьшать диаметр штуцера, так как давление до штуцера (p_{yc}) возрастает во времени и при постоянном числе добывающих скважин (в случае, если $p_{yc} / p_2 < 2$).

Решение для случая возврата в пласт 25% отбираемого газа приведено ниже.

| | | | | | |
|------------|--------|--------|--------|--------|-------|
| R' , м | 119 | 140 | 164.4 | 279.5 | 500 |
| t , сут | 15.72 | 35.9 | 63.5 | 250 | 832 |
| p' , МПа | 29.958 | 29.895 | 29.831 | 29.334 | 27.79 |
| R' , м | 1000 | 1500 | 2000 | 2500 | 3000 |
| t , сут | 2790 | 4820 | 6425 | 7640 | 8466 |
| p' , МПа | 22.57 | 17.2 | 12.918 | 9.7 | 7.5 |

Принимая $n = 19$ и $n_n = 6$, получим значения p_c , p_{yc} , p_3 , p_{y3} , $\Delta p_c = p_c - p'$, $\Delta p_3 = p' - p_3$, для второго варианта, приведенные ниже.

| | | | | | | | | |
|----------------|-------|------|------|-------|-------|-------|-------|-------|
| t , сут | 15.72 | 250 | 832 | 2790 | 4820 | 6425 | 7640 | 8466 |
| p_c , МПа | 30.23 | 29.9 | 28.7 | 23.8 | 18.65 | 15.37 | 12.86 | 11.45 |
| p_{yc} , МПа | 25.93 | 25.7 | 24.7 | 20.85 | 16.95 | 14.50 | 12.75 | 11.8 |

| | | | | | | | | |
|--------------------|--------|--------|------|------|-------|-------|------|------|
| p_3 , МПа | 28,858 | 28,534 | 27,1 | 22 | 16,66 | 12,38 | 9,18 | 7,5 |
| $p_{у3}$, МПа | 23,9 | 23,6 | 22,4 | 18,2 | 13,76 | 10,24 | 7,59 | 6,2 |
| Δp_c , МПа | 0,272 | 0,566 | 0,91 | 1,23 | 1,45 | 2,42 | 3,16 | 3,95 |
| Δp_3 , МПа | 1,1 | 0,8 | 0,69 | 0,57 | 0,54 | 0,532 | 0,52 | 0 |

Изменение давления в залежи во времени при $Q_c = 0$ (без возврата газа в пласт) приведено ниже.

| | | | | | | | | |
|------------|--------|--------|------|------|-------|-------|------|------|
| t , сут | 3,93 | 64,1 | 226 | 931 | 2110 | 3750 | 5870 | 8566 |
| p' , МПа | 29,996 | 29,773 | 29,2 | 26,7 | 22,52 | 16,75 | 9,20 | 0 |

По этим данным построены графики (см. рис. V.12). Из кривых видно, что общая депрессия в пласте возрастает во времени. Так, при $t = 15,72$ сут $\Delta p_{c3} = p_c - p_3 = 1,372$ МПа, при $t = 7640$ сут $\Delta p_{c3} = 3,68$ МПа.

§ 55. РАСЧЕТ ВЫТЕСНЕНИЯ ГАЗА НЕСЖИМАЕМОЙ ВОДОЙ ИЗ ЗАМКНУТОЙ КУПОЛООБРАЗНОЙ ЗАЛЕЖИ ПЛАСТОВОГО ТИПА

Рассмотрим однородную по пористости и проницаемости замкнутую газовую залежь, представленную слабосцементированным средне- или крупнозернистым песчаником (рис. V.13). Параметры пласта (k, m, h, R_n), физические свойства воды и газа известны и неизменны во времени. Батарея добывающих газовых скважин расположена в центральной купольной части залежи. Число этих скважин в батарее постоянно.

Воду в газовую залежь закачивают через постоянное число нагнетательных скважин, расположенных в кольцевой батарее внешнего контура пласта. Фильтрация газа в пласте описывается нелинейным законом, воды — законом Дарси. Движение газа и воды в пласте изотермическое.

В начальный момент времени ($t = 0$) давление во всех точках газовой залежи одинаково: $p(R, 0) = p_0$. Газ из залежи отбирают с постоянным темпом $Q_r = \text{const}$. На перемещающейся границе раздела газ — вода поддерживается постоянное давление.

Определить изменение во времени перемещения границы раздела газ — вода $R = R(t)$, расхода закачиваемой воды $Q_b = Q_b(t)$, давлений на забоях добывающих $p_3 = p_3(t)$ и водонагнетательных $p_n = p_n(t)$ скважин.

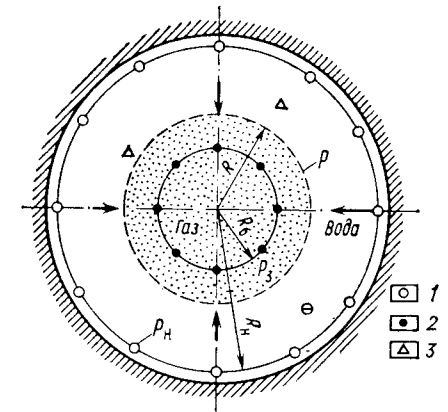
При решении задачи примем следующие допущения: жидкость несжимаемая, пласт недеформируемый, граница раздела газ — вода плоская, вертикальная, вытеснение газа водой поршневое, с постоянной объемной газонасыщенностью обводненной зоны $\alpha = \text{const}$, фазовая проницаемость для воды есть функция объемной газонасыщенности $k_b = k_b(\alpha)$ и не изменяется во времени. Для решения используем метод последовательной смены стационарных состояний.

Дебит отбираемого из залежи газа

$$Q_r p_a = - \frac{d}{dt} (\tilde{p} \Omega) = - \left(\tilde{p} \frac{d\Omega}{dt} + \Omega \frac{d\tilde{p}}{dt} \right), \quad (V.52)$$

Рис. V.13. Схема круговой замкнутой газовой залежи пластового типа.

Скважины: 1 — водонагнетательные; 2 — добывающие; 3 — наблюдательные



где p_a — атмосферное давление; p — средневзвешенное по газонасыщенному объему порового пространства пласта абсолютное давление; Ω — газонасыщенный объем порового пространства пласта.

В случае радиальной фильтрации газа $\tilde{p} \approx p_k = p_0$. Поскольку по условию $p(R, t) = p_0 = \text{const}$, из уравнения (V.52) получим

$$Q_b = Q_r p_a / p_0, \quad (V.53)$$

где Q_b — расход воды, закачиваемой в газовую залежь. Найдем изменение во времени перемещения границы раздела газ — вода:

$$d\Omega/dt = Q_b = Q_r p_a / p_0; \quad (V.54)$$

$$\Omega = \pi (R^2 - R_0^2) h m_0 (1 - S_b) + \pi (R_n^2 - R^2) h m_0 (1 - S_b) \alpha; \quad (V.55)$$

$$d\Omega = \pi h m_0 (1 - S_b) d(R^2) (1 - \alpha). \quad (V.56)$$

Интегрируя уравнение (V.54) от 0 до t и от R_n до R , получаем

$$R = \sqrt{R_n^2 - \frac{Q_r p_a t}{\pi h m_0 (1 - S_b) (1 - \alpha)}}, \quad (V.57)$$

где S_b и α определяют по формулам

$$S_b = 0,437 - 0,155 \lg(k_0/m_0);$$

$$\alpha = \alpha_n \left[1,49 - \left(\frac{\tilde{p}_b}{p_n} - 0,3 \right)^2 \right];$$

$$\alpha_n = (1 - 1,415 \sqrt{m_0 \rho_n}) \rho_n.$$

Изменение давлений на забоях добывающих и нагнетательных скважин определим по формулам

$$p_3 = \sqrt{p_0^2 - \frac{Q_r \mu_r \left[\ln \frac{R}{R_0} + \frac{1}{n_3} \ln \frac{R_0}{n_3 R_3} + \xi_{31} + \xi_{32} \right]}{n_3 \pi k_r h}} - B \frac{Q_r^2}{n_3^2}; \quad (V.58)$$

$$p_n = p_0 + \rho_B g h_B + \frac{Q_r \rho_a \mu_B}{2\rho_0 \tau k_B h} \left[\ln \frac{R_n}{R} + \frac{1}{n_n} \ln \frac{R_n}{n_n R_c} + \xi_{n1} + \xi_{n2} \right], \quad (V.59)$$

где $\xi_{\varepsilon 1}$, ξ_{n1} — коэффициенты, учитывающие несовершенство добывающих и нагнетательных скважин соответственно по степени вскрытия пласта; $\xi_{\varepsilon 2}$, ξ_{n2} — то же, по характеру вскрытия.

Пример. Определить изменение по времени расхода закачиваемой в залежь воды, положения границы раздела газ — вода, давлений на забоях постоянного числа водонагнетательных и добывающих скважин при разработке газоконденсатной залежи с поддержанием начального пластового давления при исходных данных, приведенных ниже.

| | |
|---|---|
| Объем порового пространства газонасыщенной части залежи Ω_n , м ³ | 195 · 10 ⁶ |
| Запасы жирного газа Q_3 , м ³ | 57,5 · 10 ⁹ |
| Запасы стабильного конденсата Q_K , м ³ | 19,2 · 10 ⁶ |
| Абсолютное начальное пластовое давление p_n , МПа | 31,5 |
| Пластовая температура T_n , К | 357 |
| Коэффициент эффективной пористости m | 0,173 |
| Коэффициент эффективной проницаемости k , мкм ² | 0,065 |
| Коэффициент динамической вязкости газа при пластовых условиях μ_r , мПа · с | 0,024 |
| Коэффициент динамической вязкости воды μ_B , мПа · с | 0,4 |
| Эффективная газонасыщенная толщина пласта h , м | 4,8 |
| Радиус батареи нагнетательных скважин R_n , м | 10 160 |
| Радиус батареи добывающих скважин R_6 , м | 1 500 |
| Радиус нагнетательных и добывающих скважин $R_n = R_3$, м | 0,1 |
| Глубина нагнетательных скважин L_n , м | 3050 |
| Глубина добывающих скважин L_3 , м | 2980 |
| Относительная плотность жирного газа по воздуху Δ | 0,822 |
| Газогидродинамическая схема месторождения | Круговая, замкнутая, однородная по коллекторским свойствам залежи пластового типа |
| Коэффициенты фильтрационных сопротивлений: | |
| A , (сут · МПа ²)/тыс. м ³ | 0,285 |
| B , (сут · МПа) ² /(тыс. м ³) ² | 0,0881 · 10 ⁻³ |
| Условие отбора газа на забое добывающих скважин — постоянная депрессия $p_K - p_3$, МПа | 3,8 |
| Суточный постоянный отбор газа из залежи N , м ³ | 5,45 · 10 ⁶ |
| Дебит одной добывающей скважины Q , тыс. м ³ /сут | 650 |
| Число добывающих скважин n_3 | 9 |
| Срок разработки залежи t , лет | 25 |
| Суммарный отбор газа за срок разработки, % от запасов газа | 85 |
| Давление на устье скважины, рассчитанное по формуле Г. А. Адамова (при диаметре колонны НКТ $d = 75$ мм, $\lambda = 0,025$, $T = 340$ К, $z = 0,85$), p_y , МПа | 25,8 |
| Число водонагнетательных скважин n_n | 12 |

Результаты вычислений приведены в табл. V.9.

Таблица V.9. Изменение во времени расхода закачиваемой воды, положения границы раздела газ — вода, давления на забоях добывающих скважин

| Показатели | R, м | | | | |
|------------------------------------|-------|-------|-------|-------|-------|
| | 10160 | 9000 | 7000 | 5000 | 4000 |
| p , МПа | 31,5 | 29,16 | 29,08 | 28,96 | 28,9 |
| Q_B , тыс. · м ³ /сут | 18,2 | 18,36 | 18,39 | 18,42 | 18,44 |
| p_3 , МПа | 27,7 | 25,36 | 25,28 | 25,16 | 25,1 |

§ 56. ТЕХНИКО-ЭКОНОМИЧЕСКОЕ ОПРЕДЕЛЕНИЕ РАЦИОНАЛЬНОГО ЧИСЛА ВОДОНАГНЕТАТЕЛЬНЫХ СКВАЖИН ПРИ ЗАКАЧКЕ ВОДЫ В ЗАМКНУТЫЕ ГАЗОВЫЕ ЗАЛЕЖИ

Известно, что с увеличением давления нагнетания увеличивается расход воды, закачиваемой в скважину. При заданном общем расходе закачиваемой в залежь воды увеличение давления нагнетания позволит уменьшить число водонагнетательных скважин.

С увеличением давления нагнетания возрастают энергетические затраты на закачку воды в пласт, что, в свою очередь, приводит к возрастанию общих эксплуатационных затрат за время нагнетания воды. Следовательно, задача состоит в том, чтобы определить рациональное число водонагнетательных скважин и давление нагнетания, при которых общие эксплуатационные затраты за время нагнетания воды будут минимальными.

Суммарные эксплуатационные затраты за время нагнетания воды можно определить по уравнению

$$\mathcal{E} = n_n C_{нf_1} t + n_n C_{он} t + a N f_2 t + B N t + \Sigma (A_1 f_3 t + A_2 f_4 t), \quad (V.60)$$

где n_n — число нагнетательных скважин; C_n — стоимость бурения, освоения и оборудования устья одной нагнетательной скважины, руб.; $C_{он}$ — стоимость обслуживания одной нагнетательной скважины (без амортизации) в год, руб.; N — мощность силового привода насосной станции для закачки воды в пласт, кВт; a — капитальные вложения, пропорциональные 1 кВт установленной мощности насосной станции, руб; B — эксплуатационные затраты на насосную станцию (кроме амортизации), руб/кВт в год; A_1 и A_2 — капитальные вложения в прочее оборудование системы поддержания давления, не зависящее и зависящее от числа нагнетательных скважин; руб.; f_1 , f_2 , f_3 и f_4 — годовые нормы амортизационных отчислений; t — время работы по поддержанию давления, лет.

Выразив переменные величины, входящие в уравнение (V.60), через число нагнетательных скважин n_n , взяв производную $d\mathcal{E}/dn_n$ и приравняв ее к нулю, получим окончательно приближенную формулу для определения рационального числа водонагнетательных скважин

$$n_n = 0,0457 Q_B \sqrt{\frac{(a f_2 + B) \mu_B \left(\ln \frac{R_n}{R_3} - 2 \right)}{(C_{нf_1} + C_{он}) k h \eta_1}}, \quad (V.61)$$

где Q_b — расход нагнетаемой воды, м³/сут; η_1 — к. п. д. насосных установок.

При $10 \leq n_n \leq 30$, $R_n/R_3 > 35\,000$ погрешность не превышает 8 %.

Пример. Определить рациональное число водонагнетательных скважин при следующих исходных данных: $a = 100$ руб. на 1 кВт; $B = 60$ руб. на 1 кВт в год; $C_{он} = 2000$ руб. в год; $C_n = 900\,000$ руб; $Q_b = 18\,200$ м³/сут; $R_n = 10\,160$ м; $R_3 = 0,1$ м; $t = 25$ лет; $\eta_1 = 0,8$; $\mu_b = 0,4$ мПа·с; $k = 0,065$ мкм², $h = 4,8$ м; $f_1 = 0,087$; $f_2 = 0,15$.

$$n_n = 0,457 \cdot 10^{-1} \cdot 18\,200 \sqrt{\frac{(100 \cdot 0,15 + 60) \cdot 0,4 \left(2,3 \lg \frac{10\,160}{0,1} - 2\right)}{(900\,000 \cdot 0,087 + 2000) \cdot 0,065 \cdot 480 \cdot 0,8}} = 10 t,$$

§ 57. КОМПОНЕНТОУДАЧА ГАЗОВЫХ И ГАЗОКОНДЕНСАТНЫХ МЕСТОРОЖДЕНИЙ

В первый период разработки газовых и газоконденсатных месторождений, залегающих на относительно небольших глубинах, когда пластовый газ не содержал сероводорода, меркаптанов, гелия, ртути и использовался главным образом в качестве топлива, рассматривали эффективность разработки залежей с точки зрения добычи «укрупненных» компонентов: сухого газа (CH_4 , C_2H_6 , следы C_3H_8 , C_4H_{10}) и углеводородного конденсата (C_5+).

В настоящее время, когда пластовый газ рассматривается как сырье для нефтехимической промышленности и источник энергии, исследуют вопрос о компонентоудаче и использовании запасов пластовой энергии.

Компонентоудача газового, газоконденсатного или нефтяного месторождения характеризуется коэффициентом компонентоудачи.

Коэффициентом объемной компонентоудачи называется отношение объема извлеченного из пласта компонента к его геологическим запасам. Различают конечный (в конце периода эксплуатации) и текущий (в некоторый момент эксплуатации) коэффициенты компонентоудачи. Часто эти коэффициенты выражаются в процентах.

$$K_i = \frac{Q_{di}}{Q_{3i}} 100 = \left(1 - \frac{Q_{oi}}{Q_{3i}}\right) 100. \quad (V.62)$$

Коэффициенты газо- и конденсатоудачи (в %) выражаются так:

$$K_r = \left(\sum_{i=1}^4 Q_{di} / \sum_{i=1}^4 Q_{3i}\right) 100; \quad (V.63)$$

$$K_k = \frac{Q_{dC_5+}}{Q_{3C_5+}} 100. \quad (V.64)$$

Практика разработки отечественных и зарубежных месторождений показывает, что коэффициент газоотдачи во многих случаях достигает 85—95 %, в то время как коэффициент конденсатоотдачи изменяется от 30 до 75 %.

К основным физическим факторам, влияющим на коэффициент газоотдачи, относятся: 1) режим эксплуатации месторождения; 2) средневзвешенное по объему порового пространства пласта конечное давление в залежи; 3) площадная и по разрезу пласта неоднородность литологического состава и фациальная изменчивость пород пласта; 4) тип месторождения (пластовое, массивное); 5) темп отбора газа.

В общем случае объем остаточного газа в пласте в конце периода разработки можно выразить следующим равенством:

$$Q_0 = \Omega_k \frac{\tilde{p}_k}{z_k} + (\Omega_n - \Omega_k) \frac{\tilde{p}_b}{z_b} \alpha \left(\tilde{p}_b, \frac{Q(t)}{Q_3}, \rho_n\right), \quad (V.65)$$

где Ω_n и Ω_k — соответственно начальный и конечный газонасыщенные объемы порового пространства пласта, м³; \tilde{p}_k/z_k , \tilde{p}_b/z_b — конечные средневзвешенные соответственно по газонасыщенному и обводненному объемам порового пространства пласта безразмерные (т. е. отнесенные к атмосферному давлению), приведенные (т. е. деленные на коэффициенты сверхсжимаемости z) давления; α — коэффициент остаточной объемной газонасыщенности обводненной (т. е. $\Omega_n - \Omega_k$) зоны, доли единицы.

С учетом (V.65) коэффициент газоотдачи (в %) можно выразить так:

$$K_r = \frac{\left[\Omega_n \left(\frac{p_n}{z_n} - \alpha \frac{\tilde{p}_b}{z_b}\right) - \Omega_k \left(\frac{\tilde{p}_k}{z_k} - \alpha \frac{\tilde{p}_b}{z_b}\right)\right]}{Q_3} 100, \quad (V.66)$$

где p_n/z_n — начальное средневзвешенное по газонасыщенному объему порового пространства пласта приведенное давление.

Исследуем зависимость коэффициента газоотдачи от различных геологических, эксплуатационных и физических факторов.

1. Коэффициент газоотдачи (в %) при газовом режиме эксплуатации ($\Omega_n = \Omega_k = \text{const}$; $Q_3 = \Omega_n p_n/z_n$; $\alpha = 0$)

$$K_{rp} = \frac{\Omega_n \left(\frac{p_n}{z_n} - \frac{\tilde{p}_k}{z_k}\right)}{\Omega_n \frac{p_n}{z_n}} 100 = \left(1 - \frac{\tilde{p}_k z_n}{z_k p_n}\right) 100. \quad (V.67)$$

2. Коэффициент газоотдачи (в %) при жестком водонапорном режиме эксплуатации ($\Omega_n > \Omega_k$, $\alpha > 0$, $\tilde{p}_b/z_b = \tilde{p}_k/z_k = p_n/z_n$)

$$K_b = \left[\left(1 - \alpha_0\right) - \frac{\Omega_k}{\Omega_n} \left(1 - \alpha_0\right)\right] 100 = \left[\left(1 - \alpha_0\right) \left(1 - \frac{\Omega_k}{\Omega_n}\right)\right] 100. \quad (V.68)$$

Здесь для песков

$$\alpha_{\text{вп}} = (1 - 1,415 \sqrt{m_0 \rho_n}) \rho_n; \quad (\text{V.69})$$

для доломитов

$$\alpha_{\text{од}} = (1 - 1,085 \sqrt{m_0 \rho_n}) \rho_n. \quad (\text{V.70})$$

В тех случаях, когда $\Omega_k = 0$,

$$K_{\text{вп}} = 1,415 \sqrt{m_0 \alpha_n}; \quad (\text{V.71})$$

$$K_{\text{вд}} = 1,085 \sqrt{m_0 \alpha_n}. \quad (\text{V.72})$$

3. Коэффициент газоотдачи (в %) при упруговодонапорном режиме эксплуатации ($\Omega_n > \Omega_k$, $\alpha > 0$, $p_n/z_n > \tilde{p}_v/\tilde{z}_v > \tilde{p}_k/\tilde{z}_k$)

$$K_y = \left[\left(1 - \alpha \frac{\tilde{p}_v z_n}{\tilde{z}_v p_n} \right) - \frac{\Omega_k}{\Omega_n} \left(\frac{\tilde{p}_k z_n}{\tilde{z}_k p_n} - \alpha \frac{\tilde{p}_v z_n}{\tilde{z}_v p_n} \right) \right] 100, \quad (\text{V.73})$$

где $\alpha = f(\tilde{p}_v, Q(t)/Q_3, \text{ литологии пласта})$; $Q(t)$ — годовой отбор газа из месторождения.

Если $Q(t)/Q_3 < 0,2$, а пласт представлен:

а) несцементированным песком,

$$f(\tilde{p}_v) = 1,49 - \left(\frac{\tilde{p}_v}{p_n} - 0,3 \right)^2, \quad (\text{V.74})$$

б) песчаником,

$$f(\tilde{p}_v) = 1,25 - \left(\frac{\tilde{p}_v}{p_n} - 0,5 \right)^2. \quad (\text{V.75})$$

Пример. 1. Определить коэффициент газоотдачи при газовом режиме, если $\tilde{p}_k/\tilde{z}_k = 0,2$, p_n/z_n .

$$K_{\text{гд}} = (1 - 0,2) 100 = 80 \%.$$

2. Определить коэффициент газоотдачи при жестком водонапорном режиме, если $\Omega_k/\Omega_n = 0,3$; $k_0 = 1$ мкм²; $m_0 = 0,25$.

$$S_{\text{вп}} = 0,437 - 0,155 \lg \frac{1000}{25} = 0,189;$$

$$\alpha_n = 1 - 0,189 = 0,811;$$

$$\alpha_0 = (1 - 1,415 \sqrt{0,811 \cdot 0,25}) 0,811 = 0,295;$$

$$K_v = [(1 - 0,295) (1 - 0,3)] 100 = 49,3 \%.$$

3. При упруговодонапорном режиме при $\frac{\tilde{p}_v/\tilde{z}_v}{p_n/z_n} = 0,4$; $\frac{\tilde{p}_k/\tilde{z}_k}{p_n/z_n} = 0,2$,

залежь пластового типа, пласт представлен несцементированным песком, $k_0 = 1$ мкм²; $m_0 = 0,25$; $\Omega_k/\Omega_n = 0,3$; $\alpha = \alpha_0 [1,49 - (0,4 - 0,3)^2] = 0,295 \cdot 1,48 = 0,437$;

$$K_{y, \text{пл}} = [(1 - 0,437 \cdot 0,4) - 0,3 (0,2 - 0,437 \cdot 0,4)] 100 = 81,8 \%.$$

4. Залежь массивного типа $\tilde{p}_v/\tilde{z}_v \approx \tilde{p}_k/\tilde{z}_k = 0,2$, p_n/z_n ;

$$K_{y, \text{м}} = [(1 - 0,437 \cdot 0,2) - 0,3 (0,2 - 0,437 \cdot 0,2)] 100 = 87,9 \%.$$

На коэффициенты газоотдачи, кроме рассмотренных, влияют и другие факторы: 1) охват залежи вытеснением; 2) размещение скважин на структуре и площади газоносности; 3) глубина спуска колонны НКТ, рассматриваемые в других курсах.

К основным физическим параметрам, влияющим на коэффициент конденсатоотдачи, относятся: 1) метод разработки месторождения (с поддержанием или без поддержания пластового давления); 2) потенциальное содержание конденсата (C_{5+}) в газе; 3) удельная поверхность пористой среды; 4) групповой состав и физические свойства конденсата (молекулярная масса и плотность); 5) начальное давление и температура.

Наиболее высокий коэффициент конденсатоотдачи достигается при поддержании начального пластового давления в процессе отбора пластового газа. В этом случае он может достигать 85 % при поддержании давления с помощью газообразного рабочего агента и 75 % при поддержании давления закачкой воды в залежь.

Коэффициент конденсатоотдачи несцементированного песка или песчаника при вытеснении жидкого углеводородного конденсата водой при постоянном давлении можно рассчитать по уравнению

$$K_k = \left(1 - 1,415 \left(\frac{\mu_k}{\mu_v} \right)^{1,8,57} \sqrt{\rho_{\text{нк}} m_0} \right) \rho_{\text{нк}}, \quad (\text{V.76})$$

где $\rho_{\text{нк}}$ — начальная конденсатонасыщенность пористой среды, доли единицы.

Коэффициент конденсатоотдачи при разработке газоконденсатной залежи без поддержания пластового давления при газовом режиме эксплуатации пласта ($\Omega_n = \text{const}$) можно определить экспериментально в бомбе РВТ, не имеющей пористой среды (например, на установке УФР-2) в процессе дифференциальной конденсации газа при пластовой температуре, а затем учесть влияние пористой среды:

$$K_k = K_3 - 27,8 \cdot 10^{-4} F^{1,2},$$

где K_3 — коэффициент конденсатоотдачи, определяемый экспериментально; F — удельная поверхность пористой среды, см²/см³.

Коэффициент конденсатоотдачи при разработке газоконденсатной залежи без поддержания пластового давления при газовом режиме эксплуатации пласта ($\Omega_n = \text{const}$) можно определить по различным корреляционным зависимостям, полученным на основе обработки лабораторных экспериментальных данных. В качестве примера приведем корреляционную зависимость С. Л. Критской с поправкой на влияние пористой среды

$$K_{c,+} = 109,566 - 0,115 p_n - 0,222 q - 27,8 \cdot 10^{-4} F^{1,2}; \quad (\text{V.77})$$

$$F = \frac{m}{\left(\frac{k}{m} 1,02 \cdot 10^{-8} \right)^{1,2} \tau^{1,2}}, \quad (\text{V.78})$$

где F — удельная поверхность пористой среды, см²/см³; k — в мкм²; m — в долях единицы.

Пример. Определить коэффициент конденсатоотдачи газоконденсатного месторождения при газовом режиме эксплуатации. Исходные данные: $M_{C_5+} = 114$; $\rho_{C_5+} = 0,739$ г/см³; $p_n = 29,6$ МПа; $y_{C_5+} = 5,6\%$; $t_{пл} = 84$ °С; $k = 0,1$ мкм²; $m = 0,2$.

Определим структурный коэффициент пористой среды

$$\tau = \frac{1,29 \cdot 10^3}{(k/m)^{1/2}} \left[10,7 - 3,22 \lg \left(\frac{k}{m} \right) \right]^{-2} = 8.$$

Тогда

$$K_{C_5+} = 109,566 - 0,115 \cdot 29,6 - 0,022 \frac{114 \cdot 5,6}{0,739 \cdot 0,024 \cdot (100 - 5,6)}$$

$$- 27,8 \cdot 10^{-4} \left[\frac{0,2}{\left(\frac{0,1 \cdot 1,02 \cdot 10^{-8}}{0,2} \right)^{1/2} 8^{1/2}} \right]^{1,2} = 58,5 \text{ \%}.$$

§ 58. МЕТОДЫ УВЕЛИЧЕНИЯ КОМПОНЕНТОТДАЧИ ГАЗОКОНДЕНСАТНЫХ МЕСТОРОЖДЕНИЙ

Пластовый газ газоконденсатных месторождений состоит из углеводородов гомологического ряда метана и неуглеводородных компонентов: азота, углекислого газа, серы, меркаптанов, ртути, гелия, аргона. Он находится в пластах при определенном, иногда весьма высоком (свыше 100 МПа) давлении.

Газоконденсатное месторождение — источник не только ценного сырья для химической промышленности, но и пластовой энергии. Разработка газоконденсатной залежи представляет собой сложную, комплексную задачу не только наиболее полного извлечения из нее всех ценных компонентов пластового газа, но и рационального использования его давления для транспорта газа, получения холода и механической работы.

При газовом режиме эксплуатации месторождения, т. е. при постоянном газонасыщенном объеме порового пространства пласта, коэффициент газоотдачи газовых месторождений можно увеличить, как это следует из анализа уравнения (V.66), уменьшением средневзвешенного по газонасыщенному объему порового пространства давления в залежи (\bar{p}_k/\bar{z}_k). При этом существенно уменьшается и коэффициент динамической вязкости газа.

Особенно высоким коэффициент газоотдачи будет в случае применения винтовых компрессоров в процессе разработки месторождения при давлении ниже атмосферного.

При упруговодонапорном режиме эксплуатации газового месторождения, как это следует из анализа уравнения (V.73), коэффициент газоотдачи можно увеличить уменьшением: а) давления в газонасыщенной (\bar{p}_k/\bar{z}_k) и обводненной (\bar{p}_b/\bar{z}_b) зонах пласта; б) объема обводненной зоны ($\Omega_n - \Omega_k$); в) объемной газонасыщенности обводненной зоны α и г) регулированием отборов газа по площади и разрезу для равномерного стягивания контурной или подъема подошвенной воды в газовую залежь.

В некоторых случаях снижению давления в газонасыщенной и обводненной зонах будет способствовать периодическая с высоким темпом отбора газа эксплуатация месторождений в конечный период, снижение давления в обводненной зоне будет способствовать при $0,3 < \bar{p}_k/p_n < 1$, как это следует из уравнения (V.73), увеличению объемной газонасыщенности обводненной зоны α , увеличению фазовой проницаемости для газовой фазы и выходу газа из обводненной зоны ($\Omega_n - \Omega_k$) в газонасыщенную часть пласта Ω_k .

Конденсатоотдача будет наиболее высокой в том случае, если в пласте не происходит явление обратной конденсации углеводородной жидкости. Этого можно достичь закачкой в пласт рабочего агента для поддержания начального пластового давления. При таких условиях жирный пластовый газ вытесняется к забоям добывающих скважин газообразным или жидким рабочим агентом практически без расширения, т. е. без увеличения объема. При разработке газоконденсатных залежей с большим этажом газонасыщенности и содержанием конденсата (C_5+), а также других ценных компонентов (сероводорода, гелия) в газе поддержание давления может производиться одновременно двумя рабочими агентами: а) сухим газом; б) водой. Сухой газ закачивается в сводовую часть залежи, вода — под поверхность начального газовойдающего контакта.

При разработке газоконденсатной залежи без поддержания пластового давления в условиях газового режима ($\Omega_n = \text{const}$), при образовании жидкой фазы в пласте коэффициент конденсатоотдачи можно увеличить различными методами воздействия на пласт и пластовый флюид: 1) прямым испарением жидкости в массу закачиваемого в пласт газообразного рабочего агента; 2) вытеснением жидкого углеводородного конденсата водой; 3) уменьшением коэффициента динамической вязкости углеводородного конденсата увеличением температуры.

В качестве газообразных рабочих агентов для закачки в пласт с целью испарения находящегося в его поровом пространстве неподвижного конденсата используются: а) сухой газ, т. е. часть пластового газа (метан, этан, следы пропана), оставшегося после отделения от него в промысловых аппаратах конденсирующихся углеводородов; б) сухой газ, обогащенный определенным количеством промежуточных компонентов (т. е. пропаном и бутаном) с целью увеличения растворяющей способности рабочего агента; в) углекислый газ.

ОБОРУДОВАНИЕ ГАЗОКОНДЕНСАТНОГО ПРОМЫСЛА

§ 59. ТОВАРЫ, ВЫРАБАТЫВАЕМЫЕ НА ГАЗОКОНДЕНСАТНОМ ПРОМЫСЛЕ

Пластовые флюиды газоконденсатных месторождений являются ценным природным сырьем, в состав которого в общем случае входят: 1) сухой газ (метан и этан); 2) жидкие газы (пропан и бутаны); 3) стабильный (безбутановый) конденсат C_5+ ; 4) сероводород; 5) азот; 6) углекислый газ; 7) гелий; 8) ртуть.

В состав стабильного конденсата, в свою очередь, входят углеводороды различного строения (парафиновые, нафтенные, ароматические) от C_5 до C_{17} , из которых с помощью физических методов разделения можно вырабатывать бензин, лигроин, керосин, масла, а также экстрагировать ароматические углеводороды: бензол, толуол, ксилолы.

Природные газоконденсатные смеси (флюиды) в пластовых условиях находятся при определенных давлении и температуре. Они обладают в общем случае тем или иным запасом потенциальной энергии, рациональное использование которой в процессах добычи сырья, его переработки и транспортировки выработанных товаров может существенно улучшить технико-экономические показатели системы дальнего газоснабжения в целом.

В начальный период разработки газоконденсатных месторождений из пластового сырья вырабатывали сухой газ и стабильный конденсат. Сухой газ использовали в качестве топлива, стабильный конденсат — как компонент сырья на нефтеперерабатывающих заводах.

Пластовое давление использовалось главным образом для внутрипромыслового и иногда бескомпрессорного магистрального транспортирования газа.

Комплексное использование компонентов пластового флюида в качестве топлива, химического сырья для различных отраслей народного хозяйства страны и давления природного газа для внутрипромыслового, магистрального транспортирования газа и получения холода началось в девятой пятилетке, когда в феврале 1974 г. была введена в эксплуатацию первая очередь Оренбургского газового промысла и газоперерабатывающего завода (ГПЗ).

При комплексном использовании компонентов пластового флюида в качестве топлива и сырья, а также его энергии на газоконденсатном промысле и ГПЗ вырабатывают: а) сухой газ; б) жидкие газы; в) стабильный конденсат; г) жидкую и кристаллическую среду; д) гелий; е) холод, механическую работу или электроэнергию.

Все перечисленное начали вырабатывать на Оренбургском газоконденсатном промысле и ГПЗ, часть — на Мубарекском газо-

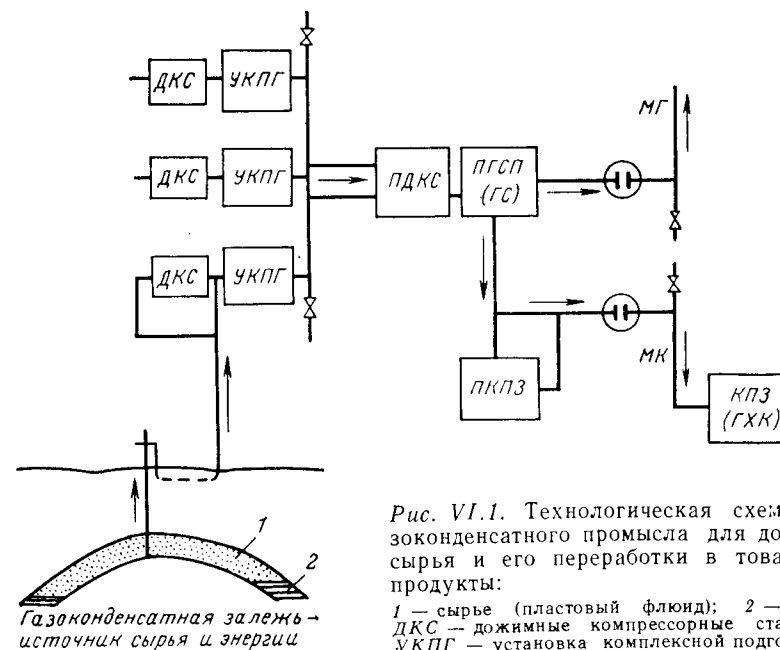


Рис. VI.1. Технологическая схема газоконденсатного промысла для добычи сырья и его переработки в товарные продукты:

1 — сырье (пластовый флюид); 2 — вода; ДКС — дожимные компрессорные станции; УКПГ — установка комплексной подготовки газа; ПДКС — промышленная дожимная компрессорная станция; ПГСП (ГС) — промышленный газосборный пункт (головные сооружения); ПКПЗ — промышленный конденсатоперерабатывающий завод; МГ — магистральный газопровод; МК — магистральный конденсатопровод; КПЗ (ГХК) — конденсатоперерабатывающий завод (газохимический комплекс)

конденсатном промысле, на котором в январе 1972 г. пущен в эксплуатацию завод по производству газовой серы.

На рис. VI.1 изображена технологическая схема газоконденсатного промысла для добычи сырья и его переработки в товарные продукты.

§ 60. ТРЕБОВАНИЯ ОТРАСЛЕВЫХ СТАНДАРТОВ НА СУХОЙ ГАЗ, ПОДАВАЕМЫЙ В МАГИСТРАЛЬНЫЙ ГАЗОПРОВОД, И НА СТАБИЛЬНЫЙ КОНДЕНСАТ

Образование жидкостей (воды и углеводородного конденсата) и твердой фазы (кристаллогидратов углеводородных газов и льда) внутри магистральных газопроводов приводит к уменьшению пропускной способности, увеличению мощности силового привода компрессоров для сжатия газа, эрозии, коррозии и преждевременному износу газопровода, оборудования компрессорных станций, закупорке контрольно-измерительных и регулирующих приборов, загрязнению окружающей среды при продувке и очистке газопроводов, авариям, ухудшению технико-экономических показателей как добычи сырья и его переработки, так и магистрального транспортирования газа.

Проведенные обследования газопроводов Бухара — Урал, Средняя Азия — Центр, Ухта — Торжок, Северный Кавказ — Центр,

Игрим — Серов показали, что наличие воды и углеводородного конденсата в транспортируемом газе привело к уменьшению пропускной способности на 5—15 % по сравнению с проектной.

Теоретическую пропускную способность магистрального газопровода для сухого газа Q_T определяют по формуле

$$Q_T = 103,15 D^{5,2} \sqrt{\frac{(p_1^2 - p_2^2)}{\lambda \Delta z T L}}$$

Фактическая пропускная способность газопровода

$$Q_\Phi = Q_T E,$$

где E — коэффициент уменьшения пропускной способности газопровода, или коэффициент гидравлической эффективности газопровода.

Измерив коэффициент интенсивности изобарической конденсации транспортируемого газа в $\text{см}^3/\text{м}^3 \cdot ^\circ\text{C}$

$$\beta_p = (q_{k1} - q_{k2}) / (t_2 - t_1),$$

можно определить количество углеводородного конденсата (жидкости), конденсирующегося в газопроводе из потока газа (в $\text{см}^3/\text{м}^3$) при постоянном давлении и температуре газа в газопроводе t_r , затем найти E :

$$q_k = \beta_p (t_{pk} - t_r),$$

где t_{pk} — температура точки росы углеводородного конденсата, $^\circ\text{C}$;

$$E = 1 - 0,15 \frac{q_0^{1,4}}{v^{1,2}},$$

$$q_0 = q_k + q_v, \quad 0 \leq q_0 \leq 180 \text{ см}^3/\text{м}^3, \quad 2 \leq v \leq 11 \text{ м/с},$$

где q_v — количество воды, сконденсировавшейся из газа в газопроводе при температуре t_r , $\text{см}^3/\text{м}^3$.

Пример. Определить коэффициент уменьшения пропускной способности газопровода при следующих исходных данных: $\beta_p = 0,1 \text{ см}^3/(\text{м}^3 \cdot ^\circ\text{C})$; $t_{pk} = -3 \text{ }^\circ\text{C}$; $v = 9 \text{ м/с}$; $q_v = 0,3 \text{ см}^3/\text{м}^3$.

$$q_k = 0,1 [-3 - (-10)] = 0,7 \text{ см}^3/\text{м}^3;$$

$$q_0 = 0,7 + 0,3 = 1 \text{ см}^3/\text{м}^3;$$

$$E = 1 - 0,15 \frac{1^{1,4}}{9^{1,2}} = 1 - 0,15 \frac{1}{3} = 0,95.$$

Определим увеличение мощности для сжатия газа на КС-1 при наличии жидкой и твердой фаз в потоке газа, принимая процесс сжатия газа в цилиндрах компрессора изотермическим. Теоретическую мощность для сжатия газа (в кВт) найдем по формуле

$$N_T = 0,0038 Q_T \lg r_T.$$

Фактическая мощность для сжатия газа определяется по формуле

$$N_\Phi = 0,0038 Q_T \lg r_\Phi$$

или

$$N_\Phi = N_T \frac{\lg r_\Phi}{\lg r_T}.$$

Если $r_T = 75/60 = 1,25$, $r_\Phi = 75/57,7 = 1,30$, то $N_\Phi = 1,173 N_T$. Это

означает, что фактическая мощность на сжатие газа на 17,3 % больше теоретической.

Качество газа, подаваемого в магистральные газопроводы и используемого как топливо, в соответствии с ВТУ, определялось из условий надежного и наиболее эффективного его транспортирования по магистральным газопроводам, подачи потребителям кондиционного газа, отвечающего требованиям санитарных норм и условиям нормального сжигания в бытовых или промышленных горелочных устройствах.

Сухой газ, подаваемый в магистральные газопроводы, должен иметь определенные физико-химические свойства или товарные кондиции, установленные ОСТ 1.40—83 «Газы горючие природные, подаваемые из газовых и газоконденсатных месторождений и с газоперерабатывающих заводов в магистральные газопроводы». ОСТ предусматривает следующие товарные кондиции природных газов: 1) температура точки росы по влаге для умеренного и холодного климатических районов СССР, определяемых ГОСТ 16530—83, с 1 мая по 30 сентября не выше 0 и — 10 $^\circ\text{C}$ соответственно, с 1 октября по 30 апреля — 5 и — 20 $^\circ\text{C}$ соответственно; 2) температура точки росы по тяжелым углеводородам для тех же климатических районов, определяемых ГОСТ 16530—83, с 1 октября по 30 апреля — не более 0 и — 10 $^\circ\text{C}$ соответственно; 3) масса механических примесей в 1 м^3 — не более 0,003 г; 4) масса сероводорода в 1 м^3 — не более 0,02 г; 5) объемная доля кислорода — не более 1 %; 6) масса меркаптановой серы в 1 м^3 — не более 0,036 г.

Сухой газ, используемый другими потребителями (сажевые заводы, ТЭЦ, металлургические и цементные заводы, сельскохозяйственные потребители), имеет иные товарные кондиции.

Товарные кондиции стабильного конденсата, используемого в качестве сырья на нефтеперерабатывающих и газоперерабатывающих заводах, определяются ОСТ 51.65—80 «Конденсат газовый стабильный», введенным с 1 января 1982 г.

Для конденсата I группы в ОСТ установлены следующие показатели: 1) давление насыщенных паров с 1 апреля по 30 сентября — не более 66 661 Па, с 1 октября по 31 марта — не более 93 325 Па; 2) массовая доля воды — не более 0,1 %; 3) массовая доля механических примесей — не более 0,005 %; 4) содержание хлористых солей — не более 10 мг/л; 5) массовая доля общей серы не нормируется (определение по требованию потребителя); 6) плотность при 20 $^\circ\text{C}$ не нормируется, определение обязательно.

Большое значение в повышении качества продукции и эффективности общественного производства в условиях развитого социалистического общества имеет комплексная государственная система стандартизации. Она обеспечивает одновременное повышение качества не только готовой продукции, но и сырья, материалов, комплектующих изделий, оборудования и инструмента, служит одним из важнейших эффективных средств ускорения научно-технического прогресса, повышения производительности общественного труда.

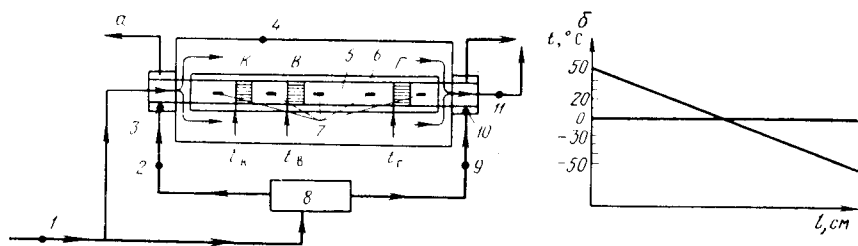


Рис. VI.2. Технологическая схема прибора ТТР-3 (а) и распределение температуры поверхности по длине стержня (б):

1, 11 — вход и выход газа соответственно; 2, 9 — трубки; 3, 10 — камеры подогрева и охлаждения рабочего стержня соответственно; 4 — корпус; 5 — стержень; 6 — смотровое окно; 7 — термодатчики; 8 — вихревая трубка Ранка

Главная задача стандартизации — упорядочение процессов и отношений, возникающих при решении повторяющихся задач во всех сферах производства, экономики и науки.

Внедрение основных ГОСТов в газовой промышленности СССР позволило в 1976—1980 г. получить существенный народнохозяйственный эффект: внедрение ОСТ 51.40—74 обеспечило годовой эффект в сумме 216,7 млн. руб.; унификация газопромыслового и нестандартного оборудования — 50 млн. руб., ремонтного технологического оборудования и трубопроводов — 150 млн. руб. Общий народнохозяйственный эффект в расчете на год от внедрения стандартов в газовой промышленности СССР составил более 700 млн. руб.

Контроль за товарными кондициями природных газов, подаваемых в магистральные газопроводы, должен быть непрерывным, автоматическим, с регистрацией температур точек росы по воде, углеводородам, температуры начала гидратообразования, теплоты сгорания, коэффициента интенсивности изобарической конденсации природного газа β_p , содержания H_2S , твердых взвесей в потоке в пунктах сдачи газа на газоконденсатном промысле или в головном районном управлении магистрального газопровода. ОСТ 51.40—83 предусматривает периодический контроль за товарными кондициями газа в пунктах его сдачи отбором проб для контроля специальными приборами.

В качестве технических средств контроля за кондиционностью природных газов могут использоваться приборы, разработанные в УкрНИИгазе: системы «Харьков», «Роса-1» или прибор ТТР-3 для одновременного определения температур точек росы газа по воде, углеводородам и температуры начала гидратообразования; установка «Конденсат-2» или прибор НТ-ПКП-8 для определения коэффициента интенсивности изобарической конденсации природного газа β_p (в $см^3/м^3$ на $1^\circ C$ при $p = const$). Температуру начала гидратообразования измеряют в пределах от 223 до 323 К при изменении давлений от 0,2 до 15 МПа.

Прибор ТТР-3 (рис. VI.2) состоит из металлического стержня 5, помещенного в герметичный корпус 4, рассчитанный на высокое давление (до 6 МПа) и имеющий смотровое окно 6, например, из

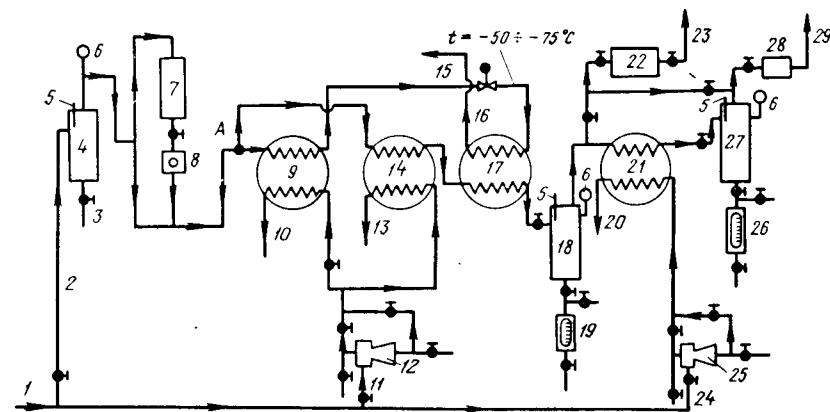


Рис. VI.3. Технологическая схема прибора НТ-ПКП-8:

1 — трубопровод; 2, 10, 11, 13, 16, 20, 23, 24, 29 — трубки; 3, 15 — вентиль; 4 — отбойник загрязнений; 5 — термометр; 6 — манометр; 7 — метанольная емкость; 8 — капельница; 9, 14, 17, 21 — теплообменники; 12, 25 — вихревые трубки Ранка; 18, 27 — сепараторы; 19, 26 — мерники конденсата; 22 — прибор ТТР-3; 28 — газовый счетчик

толстого оргстекла. На концах стержня 5, выходящего из корпуса, находятся камеры охлаждения 10 и подогрева 3 рабочего стержня за счет впуска соответственно холодного и горячего газа, поступающего из вихревой трубки Ранка 8 по трубкам 2, 9 с целью создания переменной температуры по длине стержня. В стержне 5 имеется пять термодатчиков 7 для замера температуры его поверхности.

Видимая часть поверхности стержня 5 по всей его длине на половину видимого периметра имеет зеркальную поверхность, на которой нанесена шкала для визуального отсчета температур точек росы.

Минимальное давление газа, необходимое для оптимальной работы вихревой трубки Ранка, для нагрева и охлаждения стержня составляет около 0,5 МПа.

В приборе используется конденсационный метод (с зеркальной поверхностью): исследуемый газ омывает стержень, имеющий по длине градиент температур. На поверхности стержня появляются зоны конденсации паров воды и углеводородов, а также зоны выпадения частиц кристаллогидратов.

Прибор ТТР-3 работает следующим образом. Анализируемый газ из газопровода подается в корпус 4 со стороны нагретого конца стержня, где омывает стержень 5 и выходит в атмосферу из противоположного конца корпуса. Стержень 5, постоянно нагреваемый и охлаждаемый с противоположных концов при помощи вихревой трубки Ранка, приобретает заданный градиент температур. Анализируемый газ, омывая стержень, выделяет на поверхности стержня тяжелые углеводороды, влагу и кристаллогидраты. Измеряя температуру на границах раздела, определяют температуры точек

росы по воде, конденсирующимся углеводородам и начала гидратообразования.

Прибор НТ-ПКП-8 (рис. VI.3) состоит из отбойника загрязнений 4, метанольной емкости 7 с капельницей 8, теплообменников 9, 14, 17 и 21, сепараторов 18 и 27, двух вихревых трубок Ранка 12 и 25, термостатируемых мерников конденсата 19 и 26.

В комплект прибора входят устройство и прибор для определения газового фактора насыщенного конденсата и ТТР-3 22.

Прибор НТ-ПКП-8 (см. рис. VI.3) работает следующим образом. Исследуемый газ отбирается из трубопровода 1 через манометрический штуцер при давлении, равном давлению в газопроводе, и по трубке 2 подается в прибор. В отбойнике загрязнений 4 газ очищается от жидких и твердых включений, которые сбрасываются время от времени через вентиль 3. При этом температура поступающего газа измеряется термометром 5, а давление — манометром 6.

В газовый поток после отбойника из метанольной емкости 7 через капельницу 8 вводится ингибитор гидратообразования (метанол), далее поток разделяется на технологический и исследуемый. Технологический поток поступает в теплообменник 9 для предварительного охлаждения при высоком давлении и в дальнейшем после редуцирования вентилем 15 используется как хладагент в теплообменнике 17 для получения более низких температур ($-50 \div -75^\circ\text{C}$). Исследуемый поток поступает в теплообменники 14 и 17 для охлаждения, после чего газ со сконденсированными углеводородами подается в сепаратор 18, где улавливается углеводородный конденсат, измеряются температура и давление, а в градуированном мернике высокого давления 19 визуально измеряется объем нестабильного конденсата. При атмосферном давлении и температуре 20°C мерными цилиндрами измеряется объем стабильного конденсата, а газовым счетчиком 28 — количество пропущенного газа через сепаратор и определяется газоконденсатный фактор. Охлаждение или нагрев в теплообменниках 9 и 14 производится при помощи газа, поступающего из вихревой трубки 12, где используется энергия давления природного газа, подаваемого по трубке 11 из газопровода. Регулирование количества газа, поступающего из вихревой трубки 12, и его температуры производится вентилями, имеющимися в обвязке.

Контроль за степенью улавливания, полнотой коагуляции мелкодисперсного конденсата в сепараторе 18 осуществляется при помощи теплообменника 21 и сепаратора 27, в которых поддерживаются те же температура и давление, что и в сепараторе 18. Для определения степени неравновесности процесса конденсации определяются температуры точки росы по тяжелым углеводородам, для чего исследуемый газ после сепараторов 18 и 27 подается в прибор ТТР-3 22 после предварительного подогрева.

Подогрев или охлаждение в теплообменнике 21 в зависимости от поставленной задачи производится при помощи газа, поступающего из вихревой трубки 25, где производится нагрев или охлаж-

дение природного газа за счет энергии давления газа, подаваемого по трубке 24 из газопроводов. Отработанный газ отводится по трубкам 10, 13, 16, 20, 23, 29. Количество исследуемого газа, проходящего через прибор, измеряется при помощи газового счетчика 28, при этом контролируется температура газа.

§ 61. ОСНОВНОЕ ОБОРУДОВАНИЕ ГАЗОКОНДЕНСАТНОГО ПРОМЫСЛА ДЛЯ ПРОИЗВОДСТВА СУХОГО ГАЗА И СТАБИЛЬНОГО КОНДЕНСАТА

Для производства товаров из углеводородного сырья газоконденсатных залежей и использования энергии пластового давления для получения холода, механической работы или электроэнергии на газоконденсатном промысле устанавливаются сложное и дорогостоящее оборудование, машины и приборы: каплеотбойники, сепараторы, теплообменники, конденсаторы, испарители, насосы и компрессоры, абсорберы или адсорберы, детандеры, секционные аппараты, регуляторы давлений, температуры, уровня жидкости и т. д. Элементы оборудования входят в установки низкотемпературной сепарации газа (НТС), искусственного холода (ИХ), стабилизации конденсата (СК), регенерации диэтиленгликоля (РДЭГ), промышленной канализации, защиты окружающей среды или в состав оборудования заводов для абсорбционной (с жидким сорбентом) или адсорбционной (с твердым сорбентом) переработки газоконденсатного сырья, в промышленные дожимные компрессорные станции (ДКС).

Поверхностное оборудование газоконденсатного промысла должно удовлетворять следующим основным требованиям: 1) бесперебойно вырабатывать и подавать потребителям все товары в течение всего срока разработки месторождения; 2) наиболее полно использовать собственное пластовое давление для добычи сырья, его обработки и переработки, получения холода или электроэнергии и транспортирования сухого газа и конденсата потребителям;

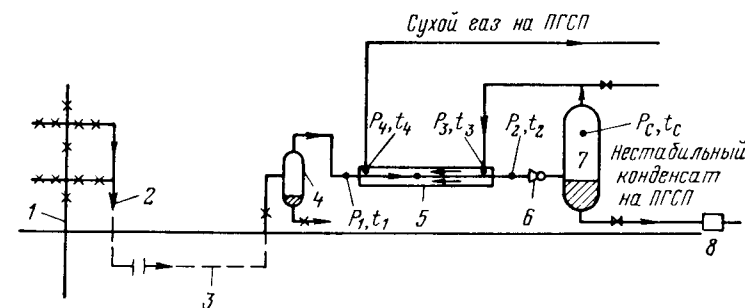


Рис. VI.4. Технологическая схема установки низкотемпературной сепарации газа для отдельной скважины с использованием эффекта Джоуля—Томсона: 1 — добывающая скважина; 2 — манифольд; 3 — шлейф; 4 — каплеотбойник; 5 — теплообменник типа «труба в трубе»; 6 — редуцирующий аппарат (штуцер); 7 — низкотемпературный сепаратор; 8 — конденсатосборник

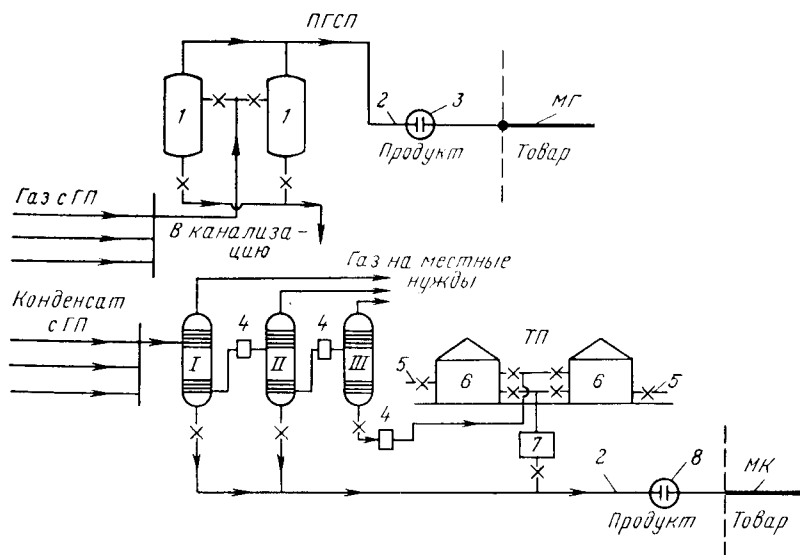


Рис. VI.5. Технологическая схема промышленного газосборного пункта на газоконденсатных месторождениях Краснодарского края:

1 — пылеуловители; 2 — термометры; 3 — расходомер сухого газа; 4 — редукционные клапаны; 5 — сброс промтоков в канализацию; 6 — резервуары выветренного конденсата; 7 — насосная; 8 — расходомер; I, II, III — сепараторы первой ($p = 3,5$ МПа), второй ($p = 1$ МПа) и третьей ($p = 0,2-0,3$ МПа) ступеней стабилизации конденсата

3) обеспечивать наилучшие технико-экономические показатели по системе газоснабжения в целом.

Низкотемпературную сепарацию газа в СССР впервые стали применять в 1960 г. на газоконденсатных промыслах Краснодарского края (ГСП 6 Ленинградского промысла). В разработке технологической схемы НТС, оборудования и установлении технологического режима его работы участвовали А. И. Арутюнов, П. И. Барабанов, В. А. Динков.

Первая установка НТС с вводом и регенерацией диэтиленгликоля, разработанная ВНИИгазом и ГИПРОгазом, начала работать в 1964 г. на Шебелинском газоконденсатном промысле.

Установка НТС (рис. VI.4) состоит из сепараторов-каплеотбойников жидкости и твердой фазы; теплообменников; приборов или машин для редуцирования давления; низкотемпературного сепаратора; конденсатосборников; приборов регулирования температуры, давления, уровней жидкости. Как правило, каждая скважина имела свою технологическую нитку или УНТС.

Газ, выходящий из скважины, движется по шлейфу в каплеотбойник жидкости и твердой фазы 4, отделяется в нем от капель жидкости и твердых частиц, поступает в теплообменник 5, предварительно охлаждается в нем встречным потоком холодного газа от t_1 до t_2 , проходит редуцирование в редукционном аппарате 6, охлаждается до заданной ОСТом температуры t_c при давлении максимальной конденсации p_c , отделяется от жидкости и твердой

фазы в нем, частично или полностью проходит теплообменник 5, нагревается за счет теплоты потока газа, идущего из скважины, от t_3 до t_4 и, далее, поступает на промышленный газосборный пункт (ПГСП). Там он окончательно доводится до товарных кондиций, его измеряют и распределяют по потребителям. Отделившийся конденсат направляют на ПГСП, где его стабилизируют, замеряют и распределяют по потребителям.

Давление максимальной конденсации ($p_{мк}$) газоконденсатной смеси при рабочих температурах сепарации газа на промысле зависит от молярного содержания C_5+ в пластовом газе и массового содержания метановых углеводородов во фракции конденсата, выкипающей в интервале температур 313—473 К.

Ориентировочно можно определить $p_{мк}$ (в МПа) по формуле

$$p_{мк} = 6,2C^{1,2} \left(\frac{66}{a} \right)^{3,4},$$

где C — молярное содержание C_5+ в пластовом газе, %; a — молярное содержание метановых углеводородов, выкипающих в интервале температур от 313 до 473 К, %.

Схема оборудования ПГСП дана на рис. VI.5.

УНТС размещают на групповом пункте сбора и промышленной подготовки (переработки) газа (ГП, УКПГ). Шлейфы, идущие от скважин к групповым пунктам (ГП), охлаждают нагретый поток газоконденсата, выходящий из скважин, и служат в этом случае холодильниками. В северных районах шлейфы могут нагревать более холодный газ, идущий от скважин, и будут подогревателями. При эксплуатации газоконденсатных залежей без поддержания пластового давления в условиях газового или упруговодонапорного режимов давление газа в залежи, на забое и устье скважины, перед редукционным аппаратом p_2 уменьшается. Давление в низкотемпературном сепараторе в соответствии с ОСТ 51.40—83 поддерживается постоянным. Следовательно, перепад давления $\Delta p = p_2 - p_c$, используемый для охлаждения газа при его расширении, уменьшается. При эксплуатации газоконденсатных залежей в рыхлых или слабосцементированных газосодержащих породах дебиты газовых скважин уменьшаются. При неизменности давления в низкотемпературном сепараторе p_c пропускная способность его будет использоваться неполностью.

В простейшей схеме НТС в качестве редукционного органа используют насадки постоянного сечения — штуцеры. В процессе дросселирования газа в штуцере (снижение давления газа при постоянной энтальпии) температура газа снижается на 2—4 °С на 1 МПа снижения давления. В расчетах принимают среднее значение коэффициента Джоуля—Томсона, равное 3 °С на 1 МПа.

Холод жидкости в низкотемпературном сепараторе не используется в этой схеме НТС ни для предварительного охлаждения газа перед штуцером, ни для снижения перепада давления на штуцере для получения заданной температуры в сепараторе.

Низкотемпературная сепарация — процесс однократной конденсации и разделения газа и жидкости, несовершенный технологический процесс переработки углеводородного сырья. Даже при весьма низкой температуре 233 К (-40°C) он не обеспечивает полного извлечения жидких углеводородов, но позволяет использовать пластовое давление для получения холода, совмещает процессы осушки и отбензинивания газа, может осуществляться на несложном оборудовании.

Применение при обустройстве газоконденсатных месторождений агрегатов низкотемпературной сепарации, разработанных ЦКБН при участии ВНИИСТА, ВНИИгаза и СПКБ «Проектнефтегазспецмонтаж» и успешно испытанных в 1981—1982 гг. на Дружельюбовском газоконденсатном месторождении Шебелинского газопромышленного управления, позволяет значительно сократить объем строительно-монтажных работ и ускорить ввод объектов в эксплуатацию. Опытно-промышленный образец агрегата был изготовлен ПО «Волгограднефтемаш».

При эксплуатации простейшей установки НТС были выявлены следующие недостатки: 1) неэффективное использование давления в штуцере для получения низкой температуры; 2) уменьшение коэффициента теплопередачи от нагретого потока газа к холодному из-за уменьшения скорости потока газа в теплообменнике; 3) увеличение площади теплообменника из-за уменьшения средней разности температур и коэффициента теплопередачи; 4) неполное извлечение пропана и бутанов из перерабатываемого сырья; 5) недорекупация холода из-за разности температур на теплоемком теплообменнике $\Delta t = t_1 - t_4$; 6) потери холода в окружающую среду при наличии разности температур $\Delta t = t_b - \bar{t}$ на внешней поверхности теплообменника; 7) значительная потеря холода с жидкостью, отводимой из низкотемпературного сепаратора.

Для более эффективного использования природного газа и получения низкой температуры в качестве редуционного органа используют: 1) сопло Лавалья; 2) вихревую трубу (труба Ранка);

3) расширительные машины — детандеры. В качестве детандеров используют поршневые турбодетандеры или винтовые детандеры.

Удельное (на 1 МПа снижения давления) понижение температуры на штуцере равно 3°C , в вихревой трубе 4°C , в турбодетандере $20-30^{\circ}\text{C}$.

Исследования, проведенные в Краснодарском политехническом институте, по использованию обращенного винтового ком-

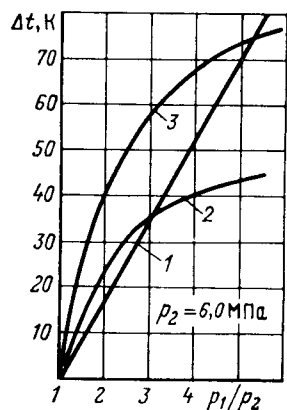


Рис. VI.6. Расчетные графики изменения температуры газа:

1 — в штуцере; 2 — в вихревой трубе Ранка; 3 — в турбодетандере

прессора 12ВК в качестве расширительной машины показали, что удельное снижение температуры газа равно $8-10^{\circ}\text{C}$ в зависимости от степени расширения газа и числа оборотов винтов ($7-11$ тыс. мин^{-1}).

На рис. VI.6 приведены расчетные оценочные графики изменения температуры газа при снижении давления в штуцере, вихревой трубе Ранка и турбодетандере при различных степенях расширения газа. Из рисунка следует, что использование штуцера эффективнее использования турбодетандера при степени расширения газа $r > 5,5$, а также эффективнее использования вихревой трубы при $r > 3$. Точные расчеты понижения температуры реальных газов в процессах дроссельного и адиабатного расширения газа можно провести по формулам (I.116) и (I.117).

§ 62. РАСЧЕТ ВНУТРЕННЕГО ДИАМЕТРА И ПРОПУСКНОЙ СПОСОБНОСТИ ВЕРТИКАЛЬНЫХ ГРАВИТАЦИОННЫХ СЕПАРАТОРОВ

Сепарацией называется процесс разделения (отделения, разъединения) твердой, жидкой и паровой фаз в потоке.

Аппараты, в которых происходит отделение твердой или жидкой фазы от газовой (паровой), называются сепараторами.

Сепараторы, используемые на газоконденсатных промыслах, можно классифицировать по различным признакам. По назначению сепараторы подразделяются: а) на рабочие, б) замерные; по геометрической форме: а) на цилиндрические, б) шаровые; по положению в пространстве: а) на вертикальные, б) горизонтальные, в) наклонные; по способу разделения фаз: а) на механические б) жидкостные, в) электрические.

Сепараторы с механическим способом разделения фаз по характеру сил, используемых для разделения, подразделяются: а) на гравитационные, б) центробежные, в) инерционные, г) фильтрационные (с фильтроэлементами). В газодобывающей промышленности наиболее распространены следующие сепараторы: 1) вертикальные (горизонтальные) гравитационные; 2) вертикальные центробежные; 3) вертикальные (горизонтальные) жалюзийные.

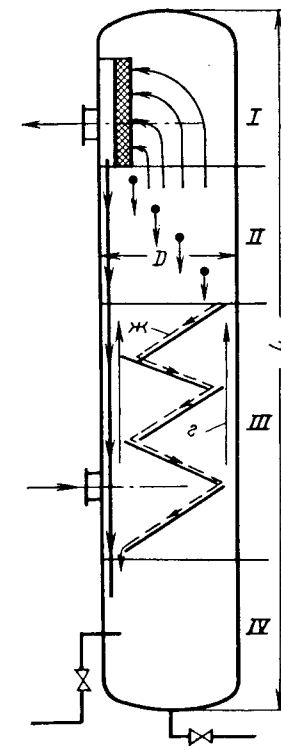


Рис. VI.7. Схема вертикального гравитационного сепаратора:

Секция: I — каплеотбойная; II — разделительная; III — осадительная; IV — отстойная

Таблица VI.1 Данные, характеризующие сепараторы некоторых типов

| Сепаратор | Рабочее давление p , МПа | Пропускная способность, тыс. м ³ /сут | Коэффициент сепарации η_c | Удельный расход металла M , кг/(тыс. м ³ /сут) |
|------------------------------------|----------------------------|--|--------------------------------|---|
| Горизонтальный жалюзийный Н-573-65 | 16 | 500 | 0,83 | 15,6 |
| | 6,4 | 1000 | 0,93 | 10 |
| Гравитационный вертикальный | 16 | 725 | 0,80 | 16 |
| | 6,4 | 1200 | 0,80 | 5,3 |
| Сетчатый (ОСТ 26-02-645—72) | 6,4 | 500 | 0,98 | 1,4—3,6 |

В сепараторах основных типов (рис. VI.7) имеются четыре секции: I — каплеотбойная; II — разделительная; III — осадительная; IV — отстойная. Эффективность работы сепаратора определяется коэффициентом сепарации.

Коэффициентом сепарации называется отношение массы уловленной в сепараторе твердой или жидкой фазы к массе этой же фазы, поступившей в сепаратор:

$$\eta_c = \frac{G_0 - G_y}{G_0} = 1 - \frac{G_y}{G_0} = 1 - \eta_y,$$

где G_0 — содержание твердой или жидкой фазы во входящем в сепаратор потоке, г/м³; G_y — то же, в выходящем из сепаратора потоке; η_y — коэффициент уноса.

Коэффициент сепарации зависит от многих факторов: 1) содержания твердой или жидкой фазы во входящем потоке; 2) физических свойств разделяющихся фаз; 3) скорости движения газа в разделительной и отбойной секциях; 4) времени пребывания разделяющихся фаз в разделительной и осадительной секциях; 5) места установки редукционного органа; 6) конструктивных особенностей и характера действующих сил.

Опыт эксплуатации сепараторов различного типа в системах НТС показывает, что коэффициент сепарации изменяется от 0,75 до 0,98. Считается, что жидкие капли с диаметром 0,002 мм не улавливаются в сепараторах.

Эксплуатационные качества сепараторов зависят от: 1) пропускной способности; 2) коэффициента сепарации; 3) расхода металла на единицу пропускной способности; 4) удельных затрат пластического давления на единицу обрабатываемого газа или отделенного конденсата.

В табл. VI.1 приведены данные, характеризующие эксплуатационные качества сепараторов некоторых типов.

Аналитический расчет внутреннего диаметра и пропускной способности сепараторов возможно провести в случае, если известны структура потока, распределение твердой взвеси или капель жидкости по радиусам, форма частиц и их поведение в потоке. В этом

случае можно получить аналитическую зависимость коэффициента сепарации от радиуса улавливаемых частиц, от скорости движения потока газа в сепараторе. Такая теория расчета в настоящее время еще не разработана и не проверена в промышленных условиях.

При расчете сепаратора принимают следующие допущения: 1) твердые или жидкие частицы имеют форму шара; 2) движение газа в сепараторе установившееся; 3) движение частиц свободное; 4) скорость оседания частиц постоянная.

Пропускную способность (в м³/сут) вертикального гравитационного сепаратора при стандартных условиях при заданном диаметре определяют, принимая скорость газового потока в сепараторе $v = 0,8 v_0$, по формуле

$$Q_c = 0,8 v_0 \frac{\pi D^2}{4} \frac{\rho_c z_a T_{ст}}{z_c \rho_a T}, \quad (VI.1)$$

где v_0 определяют по формуле (II.11).

В том случае, если заданы пропускная способность Q_c , давление и температура в сепараторе, размеры и плотности твердой или жидкой частиц, минимальный диаметр сепаратора можно определить по формуле (VI.1).

Пропускную способность вертикального гравитационного сепаратора с сетчатой насадкой можно определить по той же формуле (VI.1), но v_0 (в м/с) определяют по уравнению (VI.2), в котором коэффициент перед квадратным корнем получен экспериментально:

$$v_0 = 0,107 \sqrt{(\rho_c - \rho_r) / \rho_r}. \quad (VI.2)$$

Пример. Определить пропускную способность вертикального гравитационного сепаратора при различных условиях и следующих исходных данных: $d = 5 \cdot 10^{-5}$ м = 0,05 мм; $\rho_c = 765$ кг/м³; $\rho_r = 51$ кг/м³; $\mu = 1148 \cdot 10^{-8}$ кг/(м·с); $p = 5,5$ МПа; $z = 0,8$; $t = 10$ °С = 283 К; $D = 1$ м. 1. $Re = 1$.

$$v_0 = \frac{d^2 (\rho_c - \rho_r) g}{18 \mu} = \frac{(5 \cdot 10^{-5})^2 (765 - 51) 9,81}{18 \cdot 1148 \cdot 10^{-8}} = 0,085 \text{ м/с};$$

$$Q_c = 0,8 \cdot 0,085 \frac{3,14 \cdot 1^2 \cdot 55 \cdot 1 \cdot 293}{4 \cdot 0,8 \cdot 1,03 \cdot 283} = 320\,000 \text{ м}^3/\text{сут}.$$

2. $1 < Re \leq 500$.

$$v_0 = \frac{0,153 d^{1,14} (\rho_c - \rho_r)^{0,71} g^{0,71}}{(\mu / \rho_r)^{0,43} \rho_r^{0,71}} = \frac{0,153 (5 \cdot 10^{-5})^{1,14} (765 - 51)^{0,71} 9,81^{0,71}}{(1148 \cdot 10^{-8} / 51)^{0,43} 51^{0,71}} = 0,112 \text{ м/с};$$

$$Q_c = 320\,000 \cdot 0,112 / 0,085 = 421\,000 \text{ м}^3/\text{сут}.$$

3. $Re > 500$.

$$v_0 = 1,75 \sqrt{d (\rho_c - \rho_r) g / \rho_r} = 1,75 \sqrt{5 \cdot 10^{-5} (765 - 51) 9,81 / 51} = 0,145 \text{ м/с};$$

$$Q_c = 320\,000 \cdot 0,145 / 0,085 = 546\,000 \text{ м}^3/\text{сут}.$$

4. Из опытных данных эксплуатации сепараторов получено следующее соотношение:

$$v_0 = c_1 \sqrt{p_1/p_2}, \text{ где } c_1 = 0,1 \text{ м/с при } p_1 = 6 \text{ МПа, } t = 283 \text{ К.}$$

При $p_2 = 5,5 \text{ МПа}$ $v_0 = 0,1 \sqrt{60/55} = 0,104 \text{ м/с, } Q_c = 391 \text{ 000 м}^3/\text{сут.}$

5. При установке сетчатой насадки в отбойной секции вертикального гравитационного сепаратора

$$v_0 = 0,107 \sqrt{(\rho_ч - \rho_г)/\rho_г} = 0,107 \sqrt{(765 - 51)/51} = 0,4 \text{ м/с;}$$

$$Q_c = 1,5 \text{ млн. м}^3/\text{сут.}$$

6. Пропускная способность жалюзийного сепаратора (в м³/сут) определяется критической скоростью набегания газа на жалюзи

$$v_0 = \left(\frac{K_y}{10} \right)^{1,12} \sqrt[4]{ \frac{g^2 \sigma (\rho_ч - \rho_г)}{\rho_г^2} }, \quad (\text{VI.3})$$

где K_y — массовое содержание уносимой жидкости в потоке отсепарированного газа, %; $K_y = G_{ж} 100 / (G_{ж} + G_г)$, %; $G_{ж}$, $G_г$ — массовые расходы жидкости и газа соответственно; g — ускорение свободного падения, м/с²; σ — поверхностное натяжение жидкости на границе раздела фаз, Н/м. Примем для расчета $K_y = 1$ %, $\sigma = 2,04 \cdot 10^{-3}$ Н/м, тогда

$$v_0 = \left(\frac{1}{10} \right)^{1,12} \sqrt[4]{ \frac{9,81^2 \cdot 2,04 \cdot 10^{-3} (765 - 51)}{51^2} } = 0,4 \text{ м/с.}$$

Комплексная программа технического переоснащения газовой промышленности предусматривает создание новых высокоэффективных автоматизированных технологических машин, оборудования повышенной надежности и единичной мощности в блочно-комплектном, модульном исполнении, позволяющем широко внедрять индустриальные методы строительства и резко сокращать сроки ввода объектов в эксплуатацию.

Так, в ЦКБН разработаны и установлены на Шатлыкском ГКМ блоки сепараторов С-101, С-102, С-202, предназначенные для отделения капельной жидкости и механических примесей от газового потока и разделения конденсата, газа и воды. Блок газосепараторов представляет собой законченную технологическую единицу в технологической линии промышленной подготовки газа. Блок включает газосепаратор, технологические трубопроводы газа и воздуха для КИПиА, отключающую систему, регулирующую и предохранительную арматуру.

Газосепаратор представляет собой вертикальный аппарат прямооточного типа, встроенный в горизонтальный сборник жидкости цилиндрической формы. У патрубка входа газа, расположенного в верхней части корпуса сепаратора, смонтировано завихрительное устройство специальной конструкции. В нижней части корпуса сепаратора расположен патрубок выхода отсепарированного газа со смонтированным на нем выпрямителем газового потока. Сборник жидкости сепаратора оборудован вертикальным сетчатым пеногасителем.

Газосепаратор, все технологические трубопроводы, арматура и приборы КИПиА смонтированы на общей раме. Размеры блока

Т а б л и ц а VI.2 Техническая характеристика сепараторов с прямооточными центробежными элементами

| Показатели | ГСВИ-1000-64 | ГСВ-2400-64 | ГСВ-1000-160 |
|--|--------------|-------------|--------------|
| Пропускная способность по газу при $p = 5,5$ МПа, млн. м ³ /сут | 2 5 | До 20 | 3 |
| Рабочее давление, МПа | До 6,4 | До 6,4 | До 16,0 |
| Удельное количество сепарируемой жидкости, г/м ³ газа | До 500 | До 200 | До 800 |
| Коэффициент сепарации | 0,985 | 0,985 | 0,985 |
| Высота, мм | 4330 | 8480 | 4860 |
| Диаметр, мм | 1000 | 2400 | 1600 |
| Число сепарационных элементов | | 290 | |
| Масса, т | 3,9 | 40 | 9,1 |
| Цена, тыс. руб. | 2,7 | 16,934 | 6,12 |

позволяют транспортировать его по автомобильной и железной дорогам. Рабочие параметры газосепаратора приведены ниже.

| | |
|--|--------|
| Рабочее давление, МПа | 16 |
| Номинальная пропускная способность по газу, млн. м ³ /сут | 5 |
| Рабочая температура, К | 373 |
| Масса, кг | 22 526 |

УКРНИИгаз вместе с Белорусским технологическим институтом им. С. М. Кирова разработал опытно-промышленные образцы газосепараторов, оснащенных прямооточными центробежными элементами: ГСВИ-1000-64, ГСВ-2400-64, ГСВ-1000-160.

Коэффициент сепарации жидкости достигает 0,98, удельная металлоемкость их в 2,5 раза ниже удельной металлоемкости жалюзийных и в 5 раз ниже, чем у гравитационных сепараторов, (табл. VI.2).

Газосепаратор ГСВ-2400-64 (рис. VI.8) состоит из корпуса 7, представляющего собой сосуд диаметром 2400 мм, высотой 8460 мм на рабочее давление 6,4 МПа. Вход газа осуществляется через три патрубка 6 диаметром 400 мм, расположенных в средней части корпуса под углом 120° друг к другу. Для равномерного распределения газа патрубки имеют щелевые прорезы. Отсепарированный газ выходит через три патрубка 3 диаметром 400 мм, расположенных в верхней части сепаратора.

Внутри сепаратора на горизонтальной тарелке установлены сепарационные элементы 4. Отсепарированная жидкость отводится с тарелки через сливные трубы 5, а из аппарата — через патрубки 1. Вертикальная планка 2 служит «успокоительной» перегородкой, предотвращающей волнообразование и оголение гидрозатвора. Неподвижный осевой завихритель 8 закручивает газожидкостный поток, и в сепарационной камере 9 под действием центробежных сил происходит выделение жидкости. Отсепарированный газ в виде закрученной струи выходит из сепарационного элемента через вы-

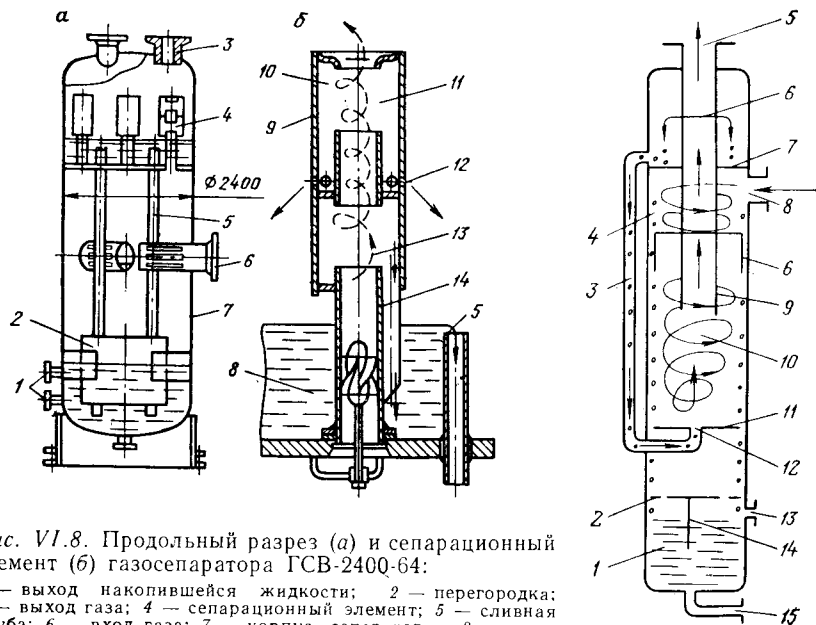


Рис. VI.8. Продольный разрез (а) и сепарационный элемент (б) газосепаратора ГСВ-2400-64:

1 — выход накопившейся жидкости; 2 — перегородка; 3 — выход газа; 4 — сепарационный элемент; 5 — сливная труба; 6 — вход газа; 7 — корпус сепаратора; 8 — неподвижный осевой завихритель; 9 — сепарационная камера; 10 — выхлопное отверстие; 11 — вторая зона сепарации; 12 — отверстия; 13 — первая зона сепарации; 14 — отвод жидкости из сепарационного элемента

Рис. VI.9. Рециркуляционный сепаратор фирмы «Порта—Тест» (Канада), модель «Д»:

1 — жидкостная камера; 2 — всплескогасительное кольцо; 3 — рециркуляционная труба; 4 — входная камера; 5 — выход отсепарированного газа; 6 — сглаживающий барабан; 7 — разделительная перегородка; 8 — вход газа; 9 — вихреуловитель; 10 — вихревая камера; 11 — отводная перегородка; 12 — рециркуляционное окно; 13 — патрубок к регулятору уровня жидкости в сепараторе; 14 — экран защиты поплавка; 15 — патрубок слива жидкости из сепаратора

хлопное диафрагмирующее отверстие 10. Сток жидкости из сепарационного элемента происходит через трубу 14. Максимальное количество жидкости выделяется в первой зоне сепарации 13. Через отверстие 12 на тарелку стекает жидкость, уловленная во второй зоне сепарации 11. Сепарационные элементы крепятся на тарелке с помощью крестовины.

Представляют интерес малогабаритный неметаллоемкий вихревой сепаратор, разработанный сотрудниками института ВНИИГаз и испытанный на Оренбургском газоконденсатном месторождении, и механические сепараторы, разработанные и испытанные сотрудниками Краснодарского политехнического института и ЮжНИИГИ-ПРОГаза на Ачакском газоконденсатном промысле. В последнее время сотрудники института ВНИПИГаз вместе с работниками ПО «Ачакгаздобыча» разработали сепараторы с устройством роторного типа.

Зарубежные фирмы «Порта—Тест» (Канада), «Пеко—Робинзон» (США) и другие изготовляют аксиально-струйные, горизонтальные и вертикальные рециркуляционные сепараторы различного назначения. В этих сепараторах для отделения твердой и жидкой

фаз от газовой используются центробежные силы и разница плотностей разделяемых фаз.

На рис. VI.9 изображен рециркуляционный сепаратор фирмы «Порта—Тест», модель «Д».

Газожидкостный поток поступает в сепаратор через тангенциальное впускное сопло, которое завихряет струю по спирали вокруг вертикальной оси во впускной камере. Вращающийся поток движется вниз между сглаживающим барабаном и корпусом сепаратора в вихревую камеру. Жидкость во вращающемся потоке отбрасывается центробежными силами к стенке вихревой камеры и стекает вниз, минуя отводную перегородку, в успокоительную камеру, из которой затем сливается. Газ, продолжая вращение вокруг вертикальной оси, сходящееся в одну точку в центре вихревой камеры, с увеличивающейся скоростью, входит в трубу вихреуловителя. В вихреуловителе остающаяся взвешенная жидкость, все еще находящаяся в быстро вращающемся газе, собирается на стенку вихреуловителя и уносится потоком газа по стенке к его выходу. Эта жидкость вместе с частью газового потока, составляющего около 10 % общего расхода, далее засасывается через разрыв в стенке выходной трубы вниз в линию рециркуляции, а через центральное отверстие в отводной перегородке внутрь вихревой камеры. Таким образом, рециркулированная жидкость и часть газового потока повторно поступают в вихревую камеру, смешиваются с быстро вращающимся газом в ядре вихря, а жидкость отбрасывается на стенку и стекает вниз совместно с остальной жидкостью (первой фазы сепарации) в отстойную камеру. Основной газовый поток, свободный от жидкости и твердой фазы, непрерывно движется вверх в вихреуловитель, поднимаясь выше разрыва в выходной трубе, и выходит из сепаратора.

Рециркуляционные сепараторы используются в специальных установках фирмы «Порта—Тест» для исследования газоконденсатных скважин, содержащих сероводород и углекислый газ в своем составе. Комплексные промысловые исследования с использованием этих установок были проведены на скв. 159, 182 Оренбургского, на скв. 8 Астраханского, на скважинах Карачаганакского и других газоконденсатных месторождений.

Сепараторы рециркуляционного типа характеризуются высоким значением коэффициента сепарации, малыми габаритами и массой, большой пропускной способностью по газу, автоматической регистрацией расходов газа, воды, углеводородного конденсата, ингибитора гидратообразования и коррозии.

§ 63. РАСЧЕТ КОЭФФИЦИЕНТА ТЕПЛОПЕРЕДАЧИ В ТЕПЛООБМЕННИКЕ ДО НАЧАЛА И В ПРОЦЕССЕ ЭКСПЛУАТАЦИИ ЗАЛЕЖИ

Теплообменники предназначены для охлаждения потока газоконденсатной смеси, поступающей из скважины на УКПГ, для снижения потерь давления с целью получения определенных температур сепарации газа.

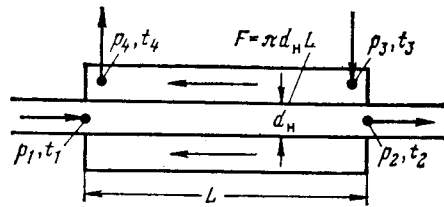


Рис. VI.10. Схема теплообменника типа «труба в трубе»

В начальный период эксплуатации УНТС использовали теплообменники типа «труба в трубе» (рис. VI.10). Коэффициент теплопередачи (в Вт/(м²·°C)) от теплого газа к холодному в таком теплообменнике можно вычислить аналитически по формуле

$$K_T = 1 / \left(\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda_1} + \frac{1}{\alpha_2} \right), \quad (\text{VI.4})$$

где δ — толщина стенки трубы, м; λ_1 — теплопроводность материала трубы, Вт/(м·°C); α_1 — коэффициент теплоотдачи от нагретого (сырого) газа к трубе (в Вт/(м²·°C)), его определяют по формуле Крауссольда

$$\alpha_1 = 0,0267 \frac{\lambda_1}{d} \text{Re}^{0,8} \text{Pr}^{0,4}, \quad (\text{VI.5})$$

d — внутренний диаметр внутренней трубы, м; Re — критерий Рейнольдса,

$$\text{Re} = ud/\nu;$$

u — массовая скорость газа, кг/(м²·ч); ν — коэффициент кинематической вязкости газа, кг/(м·ч); Pr — критерий Прандтля,

$$\text{Pr} = c_p \nu / \lambda_1;$$

c_p — удельная изобарная теплоемкость газа, Дж/(кг·°C); α_2 — коэффициент теплоотдачи от сухого (отсепарированного) газа к трубе, определяется аналогично α_1 по формуле Крауссольда, в которую вместо d подставляется d_3 — эквивалентный диаметр (в м), вычисленный для кольцевого сечения по формуле $d_3 = \frac{D_b^2 - d_n^2}{d_n}$.

При эксплуатации теплообменника типа «труба в трубе» образуется жидкость во внутренней трубе, имеются потери теплоты в окружающую среду. Наличие жидкой пленки на внутренней поверхности внутренней трубы теплообменника, потери теплоты в окружающую среду или приток теплоты из окружающей среды приведут к существенной разнице между значениями вычисленного теоретического и фактического коэффициентов теплопередачи. Стремясь получить наиболее надежные данные по определению площади теплообменника, коэффициент теплопередачи определяют экспериментально. Для теплообменников с диаметрами труб 89 и 159 мм (толщиной 9 мм) зависимость коэффициента теплопередачи от числа Рейнольдса определяется по формуле, в Вт/(м²·°C)

$$K_T = 1,163 (0,000 238 \text{Re} + 158), \quad (\text{VI.6})$$

или приближенно

$$K_T = (0,000 242 Q^{0,8} / d^{1,85}), \quad (\text{VI.7})$$

где Q — расход нагретого потока газа, м³/сут; d — внутренний диаметр внутренней трубы теплообменника, м.

Для теплообменников с диаметрами труб 159 и 254 мм (толщиной соответственно 9 и 10 мм) экспериментально получили следующую зависимость коэффициента теплопередачи от числа Рейнольдса

$$K_T = 1,163 (75,6 \cdot 10^{-6} \text{Re} + 57), \quad (\text{VI.8})$$

или

$$K_T = 0,492 Q + 118,7, \quad (\text{VI.9})$$

где Re — критерий Рейнольдса теплового потока газа; Q — расход теплового газа, тыс. м³/сут.

Из выражений (VI.7), (VI.9) следует, что коэффициент теплопередачи уменьшается при уменьшении объемного расхода газа через теплообменник.

Площадь теплообменника $F_T = \pi d l$, определяется по формуле Ньютона:

$$F_T = Q_T / K_T \Delta t, \quad (\text{VI.10})$$

где Q_T — тепловая нагрузка теплообменника — количество теплоты, которое надо отобрать у нагретого потока газоконденсатной смеси, чтобы снизить его температуру с t_1 до t_2 , Вт.

При составлении теплового баланса теплообменника принимаем, что газоконденсатная смесь состоит из сухого газа, паров конденсата и воды, жидкого конденсата и воды, образовавшихся в скважине и шлейфе, а также раствора диэтиленгликоля, закачиваемого в поток газа для связывания воды и предотвращения гидратообразования.

При установившихся условиях работы теплообменника количество теплоты $Q_{ТВ}$, отдаваемое теплым потоком газоконденсатной смеси, движущейся по внутренней трубе теплообменника, равно количеству теплоты $Q_{ТХ}$, воспринимаемому холодным потоком отсепарированного газа, движущегося по межтрубному пространству: $Q_{ТВ} = Q_{ТХ}$, где

$$Q_{ТВ} = G c_p (t_1 - t_2) + Q_K + Q_B + Q_d;$$

$$Q_{ТХ} = G c_p (t_3 - t_4) \pm Q_n.$$

Холод, затрачиваемый на охлаждение и конденсацию углеводородов,

$$Q_K = G_K [c_{pK} (t_1 - t_2) + r_K].$$

Холод, затрачиваемый на охлаждение и конденсацию воды

$$Q_B = G_B [c_{pB} (t_1 - t_2) + r_B],$$

где G_b — массовый расход сконденсировавшейся воды в теплообменнике,

$$G_b = Q(W_1 - W_2),$$

где W_1, W_2 — влагосодержание газа на входе и выходе из внутренней трубы теплообменника соответственно, кг/м³ газа.

Влагосодержание газа (в г/м³) на входе и на выходе из внутренней трубы теплообменника, т. е. при p_1, t_1 и p_2, t_2 , можно определить по формуле (VI.11) с погрешностью, не превышающей 2 % в диапазоне изменения температуры — 233 К ≤ t ≤ 323 К:

$$W = \frac{4,67}{p} e^{0,0735t - 0,0002t^2} + 0,0418e^{0,054t - 0,0002t^2}. \quad (VI.11)$$

Холод, затрачиваемый на охлаждение и конденсацию диэтиленгликоля

$$Q_d = G_d c_{pд} (t_1 - t_2).$$

Здесь

$$G_d = \frac{W_1 - W_2}{(1 - x_2) x_1 / x_2 - (1 - x_1)},$$

где x_1 — начальная концентрация ДЭГа, подаваемого в поток газа до теплообменника; x_2 — конечная концентрация ДЭГа, выходящего из теплообменника. Обычно $x_1 = 0,97$; $x_2 = 0,92$.

Потери теплоты Q_n в окружающую среду принимают ориентировочно равными 2,0934 кДж/м³ газа или определяют по формуле

$$Q_n = F_1 \Delta t_{cp} k_1.$$

Здесь F_1 — площадь поверхности внешней трубы теплообменника, $F_1 = \pi D_n l$, м²; Δt_{cp} — средняя разность температур между внешней трубой теплообменника и окружающей средой, °С; K_1 — коэффициент теплоотдачи от стенки трубы к окружающей среде, Вт/(м²·°С); G, G_k, G_b, G_d — массовый расход сухого газа, конденсата, воды и диэтиленгликоля по внутренней трубе теплообменника соответственно, кг/ч; $c_p, c_{pк}, c_{pв}$ — удельные изобарные теплоемкости сухого газа, конденсата и воды соответственно, кДж/(кг·°С); r_b, r_k — скрытые теплоты конденсации воды и углеводородов, кДж/кг.

Холод, образующийся в результате дросселирования газа в штуцере с температуры t_2 до t_c ,

$$Q_x = Gc_p \varepsilon (p_2 - p_c).$$

Температуру охлаждаемого потока газа на выходе из теплообменника (до штуцера) t_2 можно ориентировочно рассчитать по формуле

$$t_2 = t_c + \varepsilon (p_2 - p_c).$$

Приравнявая $Q_{тх} = Q_{тв}$, методом последовательных приближений определяем температуру t_2 , считая $p_2 = p_2(t)$ известной функцией времени, а t_4 и t_c — заданными величинами

Далее определим уточненную с учетом фазовых превращений воды и конденсата температуру газа на выходе его из межтрубного пространства теплообменника t_4 , полагая приближенно $t_3 = t_c$.

Практика эксплуатации теплообменников показывает, что при благоприятных условиях работы недорекуперация холода невелика и составляет $t_1 - t_4 = 4 - 5$ К.

Если задаться допустимой разностью температур на входном конце теплообменника $t_1 - t_4 = \Delta t_b$, то методом последовательных приближений можно определить t_2 .

Определив t_1, t_2, t_3 и t_4 , можно найти среднелогарифмическую разность температур противоточного теплообменника

$$\Delta t_{cp} = \frac{(t_1 - t_4) - (t_2 - t_3)}{\ln \frac{(t_1 - t_4)}{(t_2 - t_3)}} \quad (VI.12)$$

и далее необходимую площадь теплообменника.

Теоретические расчеты по определению площади теплообменника типа «труба в трубе» и практика эксплуатации установок НТС показывают, что площадь увеличивается при уменьшении имеющегося перепада давления $\Delta p = p_2 - p_c$ на штуцере. Типичный график изменения площади теплообмена F от перепада давления на штуцере Δp приведен на рис. VI.11.

Из графика следует, что при $\Delta p > 15$ МПа $F = 0$, т. е. теплообменники не нужны, так как при дросселировании газа мы можем получить $t_c = 263$ К (−10 °С) без теплообменника. При уменьшении Δp площадь теплообменника резко возрастает, и при $\Delta p \rightarrow 0$ $F \rightarrow \infty$. При уменьшении Δp до определенной величины Δp_{min} дальнейшее увеличение площади теплообмена технически невыполнимо и экономически невыгодно. Увеличение площади теплообменника проводят секционно, по 20 м² в секции. Максимальная площадь теплообмена принята равной 80 м². При достижении максимальной площади теплообмена для поддержания заданной ОСТом температуры в низкотемпературном сепараторе необходимо уменьшать потери давления газа на всем пути его движения до штуцера УНТС, или изменять редуцирующий орган, или применять установку искусственного холода.

При увеличении числа секций теплообменников их соединяют последовательно, так как это приводит к увеличению скорости

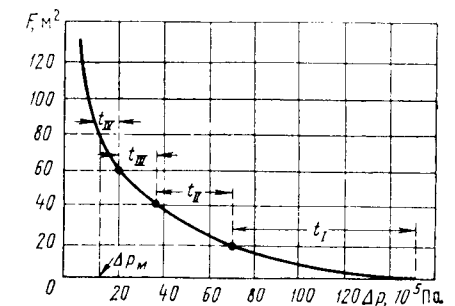


Рис. VI.11. Зависимость площади теплообмена F теплообменника типа «труба в трубе» от перепада давления на штуцере $\Delta p = p_2 - p_c$ для поддержания постоянной температуры $t_c = -10$ °С в низкотемпературном сепараторе при $p_c = 6$ МПа

Т а б л и ц а VI.3 Показатели металлоемкости теплообменников

| Аппарат | Подача газа | Удельная металлоемкость в зависимости от рабочего давления газа, кг/м |
|---|---|---|
| «Труба в трубе» Кожухотрубчатый Кожухомеевиковый (с У-образными трубами) Панельный | В трубное пространство | 60—100 |
| | То же | 40—80 |
| | » | 30—60 |
| | Между вертикальными волнообразными каналами | 25—27 |

потока газа, коэффициента теплопередачи, более значительному снижению температуры газа. Секции теплообменников заводы изготавливают в блочном исполнении. Зная зависимость изменения перепада давления на штуцере Δp во времени, можно рассчитать время начала установки первой и последующих секций теплообменника, продолжительность работы каждой из них, время ввода в работу аппаратов для более эффективного понижения температуры (вихревой трубы Ранка, детандеров) или установки искусственного холода при достижении максимальной площади теплообменника.

Эксплуатационные качества теплообменников определяют: 1) коэффициентом теплопередачи; 2) потерями давления охлаждаемого и охлаждающего потоков в теплообменнике; 3) расходом металла на единицу площади теплообменника.

В промышленных установках используются теплообменники типа «труба в трубе», кожухотрубчатые, кожухомеевиковые и панельные. Коэффициент теплопередачи кожухотрубчатых теплообменников можно рассчитать по формуле (в Вт/(м²·°C)).

$$K_T = 133,9(v_1 v_2)^{0,4}, \quad (VI.13)$$

где v_1 — средняя скорость движения охлаждаемого потока в трубках, м/с; v_2 — средняя скорость движения нагреваемого потока в затрубном пространстве, м/с. Показатели металлоемкости теплообменников приведены в табл. VI.3.

Из данных табл. VI.3 следует, что наиболее экономичен панельный теплообменник, коэффициент теплопередачи в котором изменяется от 291 до 407 Вт/(м²·°C).

Количество холода, получаемого в процессе дросселирования газа в штуцере при эксплуатации газоконденсатного месторождения без поддержания пластового давления, уменьшается. Уменьшение количества холода происходит из-за уменьшения свободного перепада давления на штуцере $\Delta p = p_2 - p_c$, поскольку давление в низкотемпературном сепараторе p_c поддерживается постоянным, а давление газа в пласте, на забое и устье скважины, в манифольде, шлейфе и перед штуцером p_2 уменьшается. Для получения товаров — сухого газа и стабильного конденсата — необходимо в со-

ответствии с требованиями ОСТА поддерживать в низкотемпературном сепараторе заданные температуру и давление. Это достигается последовательным (во времени) осуществлением технических мероприятий по удалению жидкой фазы из потока газоконденсатной смеси перед штуцером, по уменьшению потерь давления в призабойной зоне пласта, стволе скважины, шлейфе, теплообменнике.

К числу таких мероприятий относятся: 1) удаление жидкости с забоя скважин; 2) воздействие на призабойную зону скважин (дополнительная перфорация, солянокислотная обработка, гидро-разрыв пласта, осушка призабойной зоны и т. д.); 3) замена колонны НКТ трубами большего диаметра; 4) очистка работавших или установка новых сепараторов, теплообменников; 5) прокладка параллельных шлейфов.

ЦКБН разработало кожухотрубчатые двухсекционные горизонтальные теплообменные аппараты Т-201, Т-202 с У-образными трубками и продольной перегородкой по корпусу. Каждая теплообменная секция имеет устройство для впрыскивания ДЭГа в трубное пространство. Номинальная пропускная способность по газу $Q = 5$ млн. м³/сут. Давление расчетное, МПа: трубное пространство — 16, межтрубное пространство — 8,4; расчетная температура 373 К; основные размеры блока, мм: длина — 12 200, высота — 6040, ширина — 3640; масса блока 62 100 кг; масса теплообменника 44 800 кг. Образование слоя углеводородного конденсата и впрыскиваемого в поток ДЭГа на внутренней стенке трубок теплообменника увеличивает термическое сопротивление, уменьшает коэффициент теплопередачи от нагретого потока газа к холодному, приводит к необходимости увеличения площади теплообменника для понижения температуры теплового потока газа на заданную величину. На газоконденсатных месторождениях с высокой температурой газа на устье скважин (свыше 373 К) для предварительного охлаждения газа используют воздушные или водяные теплообменники типа «воздух — газ» или «вода — газ».

Впервые воздушный холодильник — аппарат воздушного охлаждения газа (АВО) — применен в СССР в УНТС в технологической линии скв. 125 на Мирненском газоконденсатном месторождении в 1972 г.

Техническая характеристика АВО

| Тип АВО | АВГП-160 | АВГ-125 |
|--|----------|---------|
| Пропускная способность по газу, млн. м ³ /сут | 0,5 | 1,5 |
| Площадь теплопередающей поверхности по оребренным трубам, м ² | 960 | 2700 |
| Мощность электродвигателя, кВт | 24 | 75 |
| Основные размеры, мм: | | |
| длина | 6000 | 6850 |
| ширина | 3032 | 6350 |
| высота | 1870 | 4750 |
| Общая масса, т | 6560 | 13 500 |

Пример. Определить площадь поверхности кожухотрубчатого теплообменника при следующих исходных данных: $Q = 5 \cdot 10^6$ м³/сут = $2,08 \times 10^5$ м³/ч; диаметр теплообменника $D = 1020$ мм; толщина стенки $\delta = 20$ мм;

диаметр трубок $d = 25$ мм; $\delta_1 = 3$ мм; число трубок $n = 281$; давление газа на входе в теплообменник $p_1 = 11,2$ МПа; на выходе из него $p_2 = 8$ МПа; $t_1 = 293$ К; $t_2 = 273$ К; $t_3 = 243$ К; $t_4 = 278$ К; $r_B = 2093,4$ кДж/кг; $r_K = 335$ кДж/кг; $G_D = 0$; $Q_{II} = 0$; $c_{pT} = 3,35$ кДж/(кг·°С); $\rho_T = 0,81$ кг/м³; $\Delta W = 2 \cdot 10^{-4}$ кг/м³; $c_{pX} = 2,93$ кДж/(кг·°С); $\rho_X = 0,75$ кг/м³; $G_K = q_T (t_1 - t_2) Q$; $q_K = 2 \cdot 10^{-3}$ кг/(м³·°С).

Рассчитаем тепловую нагрузку теплообменника

$$Q_T = 2,08 \cdot 10^5 \cdot 0,81 \cdot 3,35 \cdot 20 + 2,08 \cdot 10^5 \cdot 2 \cdot 10^{-3} \cdot 2093,4 + 2 \cdot 10^{-3} (20 - 0) \cdot 2,08 \cdot 10^5 \cdot 335 = 14,1 \cdot 10^6 \text{ кДж/ч} = 3,91 \cdot 10^6 \text{ Вт.}$$

Определим температуру t_4 :

$$t_4 - t_3 = Q_T / (2,08 \cdot 10^5 \cdot 0,75 \cdot 2,93) = 14,1 \cdot 10^6 / 457,2 = 30,82 \text{ °С};$$

$$t_4 = -30 + 30,82 = 0,82 \text{ °С.}$$

$$\Delta t_{cp} = \frac{(20 - 0,82) - (0 - 30)}{2,31g \frac{19,18}{30}} = \frac{-10,82}{-2,3 \cdot 0,194} = 24,2 \text{ °С};$$

$$v_1 = \frac{2,08 \cdot 10^5 \cdot 283 \cdot 1,03}{3600 \cdot 112 \cdot 0,785 (0,019)^2 \cdot 281 \cdot 273} = 6,92 \text{ м/с};$$

$$v_2 = \frac{2,08 \cdot 10^5 \cdot 259,5 \cdot 1,03}{3600 \cdot 80 \cdot 0,785 (0,98^2 \cdot 281 - 0,025^2) \cdot 273} = \frac{556}{48,5} = 1,144 \text{ м/с};$$

$$K = 133,91 (6,92 \cdot 1,14)^{0,4} = 307 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{°С)};$$

$$F = 3,91 \cdot 10^6 / (307 \cdot 24,2) = 527 \text{ м}^2.$$

Наряду с мероприятиями по уменьшению потерь давления на всем пути движения газа до штуцера в качестве редуцирующего органа необходимо использовать машины для более эффективного снижения температуры газа, используя тот же, что и при дросселировании в штуцере, перепад давления. К числу таких машин относятся вихревая труба, детандеры.

§ 64. УСТАНОВКИ НИЗКОТЕМПЕРАТУРНОЙ СЕПАРАЦИИ ГАЗА С ДЕТАНДЕРНЫМИ АГРЕГАТАМИ

Использование турбодетандеров в установках низкотемпературной сепарации газа было предложено работниками ВНИИГаза А. И. Арутюновым и В. И. Ивановым в 1962 г. ВНИИГаз, ЮжНИИГипрогаз совместно с МВТУ им. Н. Э. Баумана разработали конструкцию опытного образца турбодетандера-компрессора (турбокомпрессора) и испытали его в 1965 г. на ГП 7 Шебелинского газоконденсатного месторождения. УкрНИИГаз (конструкторы И. Г. Рудич, Б. М. Волков и В. И. Еременко) в 1967 г. разработал проект опытного турбокомпрессора Т-3, который был изготовлен СКБ по компрессоростроению в 1968 г.

Турбодетандерный агрегат Т-3 (рис. VI.12) состоит из корпуса, ротора, регулируемых соплового аппарата турбодетандера и направляющего аппарата компрессора с резьборычажными механизмами поворота. В агрегате применен одноступенчатый осевой турбодетандер, а в качестве нагрузки турбодетандера — одноступенчатый

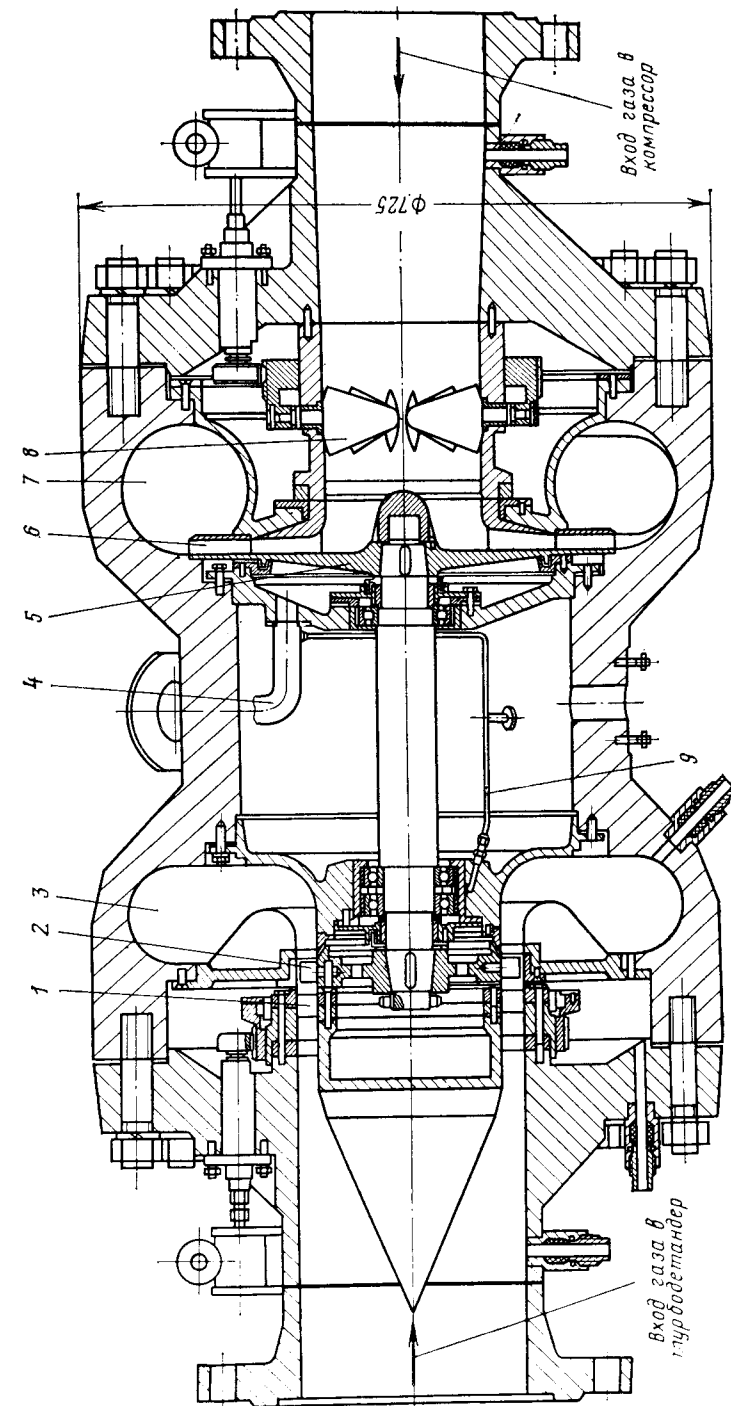


Рис. VI.12. Схематичный разрез турбокомпрессора Т-3.

1 — поворотный сопловый аппарат турбодетандера; 2 — рабочее колесо турбодетандера; 3 — выходная улитка турбодетандера; 4 — система разгрузки от осевых усилий; 5 — рабочее колесо компрессора; 6 — лопаточный диффузор; 7 — выходная улитка компрессора; 8 — поворотный направляющий аппарат компрессора; 9 — система подачи масла к подшипникам

центробежный компрессор с лопаточным диффузором. Ротор агрегата двухпорный, с консольным расположением рабочих колес турбодетандера и компрессора. В качестве опор использованы подшипники качения. Подшипники смазывают маслом, подаваемым через форсунки за счет разности давлений в масляном баке и картере машины. Агрегат герметичен и не требует электроэнергии во время работы. Газ утечек попадает через уплотнения на рабочих колесах в картер агрегата, оттуда с отработанным маслом — в масляный бак, из которого, освободившись от масла, поступает на вход в компрессор. Масса агрегата 1,9 т, габариты 1550 × 750 × 725 мм. Агрегат рассчитан на работу в промышленных установках природного газа при температурах сепарации до 223 К (— 50 °С) в диапазоне рабочих давлений от 8 до 0,2—0,3 МПа. Пропускную способность агрегата с помощью поворотного соплового аппарата турбодетандера можно плавно регулировать от 2 до 4 млн. м³/сут при давлении 6,4 МПа. Максимальная холодопроизводительность агрегата при давлении 8 МПа и температуре 247 К (— 26 °С) равна 4,1868 млн. кДж/ч. На эксплуатационных режимах частота вращения ротора изменяется от 5 до 8 тыс. об/мин, максимальная составляет 11 тыс. об/мин. Система автоматики позволяет контролировать в процессе эксплуатации следующие параметры: число оборотов ротора; давление газа на входе в турбодетандер; температуру сепарации газа; уровень масла в маслобаках; температуру подшипников, а также запуск и остановку агрегата при увеличении числа оборотов ротора; температуры подшипников и давления газа на входе в турбодетандер выше допустимых значений.

Основные параметры турбокомпрессора на номинальном режиме: пропускная способность 2,5 млн. м³/сут, давление газа за компрессором 4 МПа, температура сепарации 263 К, турбина осевая, одноступенчатая, количество теплоты, теряемое газом в турбине, при постоянной энтропии газового потока 32,3 кДж/кг, степень реактивности турбины в среднем сечении — 0,2, диаметр проточной части турбины 250 мм, средний диаметр колеса детандера 229,4 мм, высота рабочей лопатки 22 мм, компрессор центробежный, одноступенчатый с лопаточным диффузором, наружный диаметр рабочего колеса компрессора 327 мм, частота вращения турбокомпрессора 10 700 об/мин, степень реактивности — 0,6; стоимость турбохолодильной установки (турбокомпрессор, масляная система, система регулирования, КИП, газопроводы, арматура, рама, фундамент, строительно-монтажные работы) 50 тыс. руб.

Первая опытно-промышленная установка НТС с турбокомпрессором Т-3 запроектирована ГИПРОГазом, построена и принята в эксплуатацию в феврале 1971 г. на ГП 6/11 Шебелинского газоконденсатного месторождения.

Блочный турбодетандерный автоматизированный агрегат БТДА-5/100 представляет собой моноблок, включающий собственно турбодетандерный агрегат со смонтированным на нем электроприводом соплового аппарата турбины, трубную обвязку с запорной арматурой и обводными линиями турбины и компрессора,

первичные датчики и контрольно-измерительные приборы, установленные на силовой раме. Силовым элементом турбодетандерного агрегата является корпус высокого давления (10 МПа), герметизированный крышками с фланцевыми разъемами, содержащими патрубками входа компрессора и выхода турбины. Патрубки выхода компрессора и входа турбины выполнены непосредственно на корпусе. На крышке со стороны турбины установлен электропривод соплового аппарата. Внутри корпуса расположена демонтируемая вставка, содержащая ротор с центробежным компрессорным и осевым колесом. Ротор установлен на двух подшипниковых узлах. Смена роторной вставки, в случае необходимости, проводится в течение 3 ч.

В турбодетандерном агрегате впервые применена качественно новая система разгрузки упорного подшипника от осевых усилий. Подшипниковый узел компрессора содержит роликовый опорный подшипник, подшипниковый узел турбины — роликовый опорный и шариковый упорный подшипники. Установка в демпферных опорах не только опорных роликовых, но и шарикового упорного подшипника гарантирует равномерное распределение осевой нагрузки между телами качения последнего. Эффективная система разгрузки от осевых усилий и конструкция подшипниковых узлов обеспечивают высокую надежность и работоспособность турбодетандерного агрегата во всем диапазоне расходов и тепловых режимов. Шкаф контроля и управления поставляется комплектно с блоками БТДА-5/100 и представляет собой объединенную систему, включающую оборудование, необходимое для выполнения функций управления, контроля и защиты всего агрегата.

Система КИПиА обеспечивает: 1) автоматические и дистанционные пуск и остановку агрегата; 2) защиту агрегата при превышении допустимых параметров; 3) предупреждающую и аварийную светозвуковую сигнализацию; 4) формирование сигналов по технологическим параметрам; 5) визуальный контроль за технологическими параметрами.

Турбодетандерные автоматизированные агрегаты БТДА-5/100 выпускаются в двух модификациях: 1) БТДА-5/100-ХЛ1 — для использования в качестве источника холода в системах охлаждения транспортируемого газа; 2) БТДА-5/100-1-ХЛ1 — для использования в качестве источника холода в системах подготовки газа (низкотемпературной сепарации).

Основные технические данные БТДА-5/100

| | |
|---|-------------------|
| Пропускная способность, м ³ сут | 5·10 ⁶ |
| Перепад температур на турбине, °С | 16 |
| Частота вращения ротора, об/мин | 10 ⁴ |
| Степень расширения газа в турбине | 1,3 |
| Давление газа на входе в агрегат, МПа | 10 |
| Масса блока, т | 16 |
| Габариты, мм | 6000×2750×2750 |
| Диапазон изменения угла лопаток соплового аппарата, детандера, градус | 8—22 |

БТДА-5/100 работают в различных климатических условиях в диапазоне температур воздуха от $+45$ до -55 °С, могут быть установлены на открытых площадках, в контейнерах и помещениях на легких фундаментах, доставляются на место использования железнодорожным, морским, речным, автомобильным, или авиационным транспортом. БТДА-5/100 по расходным параметрам совпадают с серийно выпускаемыми теплообменниками и сепараторами, что позволяет осуществлять модульную компоновку станций охлаждения газа и УКПГ любой пропускной способности. БТДА-5/100 устанавливаются на УКПГ-1ав и УКПГ-2в, БТДА-10/130 — на УКПГ-5в и УКПГ-8в Уренгойского ГКМ для промышленной обработки газа из валанжинских залежей и в системах охлаждения газа на Ямбургском ГКМ. БТДА-2/16 устанавливаются на Тимофеевском ГКМ в Полтавской области для осуществления сайклинг-процесса.

«Союзтурбогаз» совместно с СКБ-К (г. Казань) в 1984 г. разработали новый, центростремительный турбодетандер вместо осевого (ВС-1-6,4 РТУ1). Он прошел испытания на Шебелинском газоконденсатном месторождении и изготавливается серийно. Сменная вставка турбодетандерно-компрессорного агрегата изготавливается в двух вариантах: I вариант — проточная часть центростремительного турбодетандера рассчитана на пропускную способность 1 млн. м³/сут при давлении газа на входе в детандер 6,4 МПа; II вариант — на 3 млн. м³/сут при том же давлении газа или 5 млн. м³/сут при давлении газа на входе 10 МПа.

Унификация узлов турбодетандерно-компрессорных агрегатов ТКО-25/64, БТДА-5/100 позволяет использовать сменную вставку с центростремительными детандерами, к. п. д. центростремительного турбодетандера для варианта I до 71 %, для варианта II — до 77 %. Надежность центростремительного турбодетандера выше, чем осевого. Схематичный разрез центростремительного турбодетандера и центробежного компрессора изображен на рис. VI.13.

Техническая характеристика турбодетандерного агрегата приведена ниже.

Серийный внутренний корпус ТДА со сменными проточными частями центростремительного турбодетандера и центробежного компрессора
Размещение внутреннего корпуса

ВС-1-6,4РТУ1
В наружных корпусах агрегатов ТКО-25/64 и БТДА-5/100

| | |
|--|-----------|
| Допустимое рабочее давление газа, МПа: | |
| ТКО-25/64 | 6,4 |
| БТДА-4/100 | 10 |
| Пропускная способность, м ³ /с: | |
| вариант I | 0,11—0,37 |
| вариант II | 0,32—0,72 |
| Степень понижения давления газа в турбодетандере на рабочих режимах: | |
| вариант I | 1,13—1,35 |
| вариант II | 1,14—1,27 |
| Степень понижения давления газа в ТДА с учетом сжатия газа в компрессоре | 1,05—1,15 |

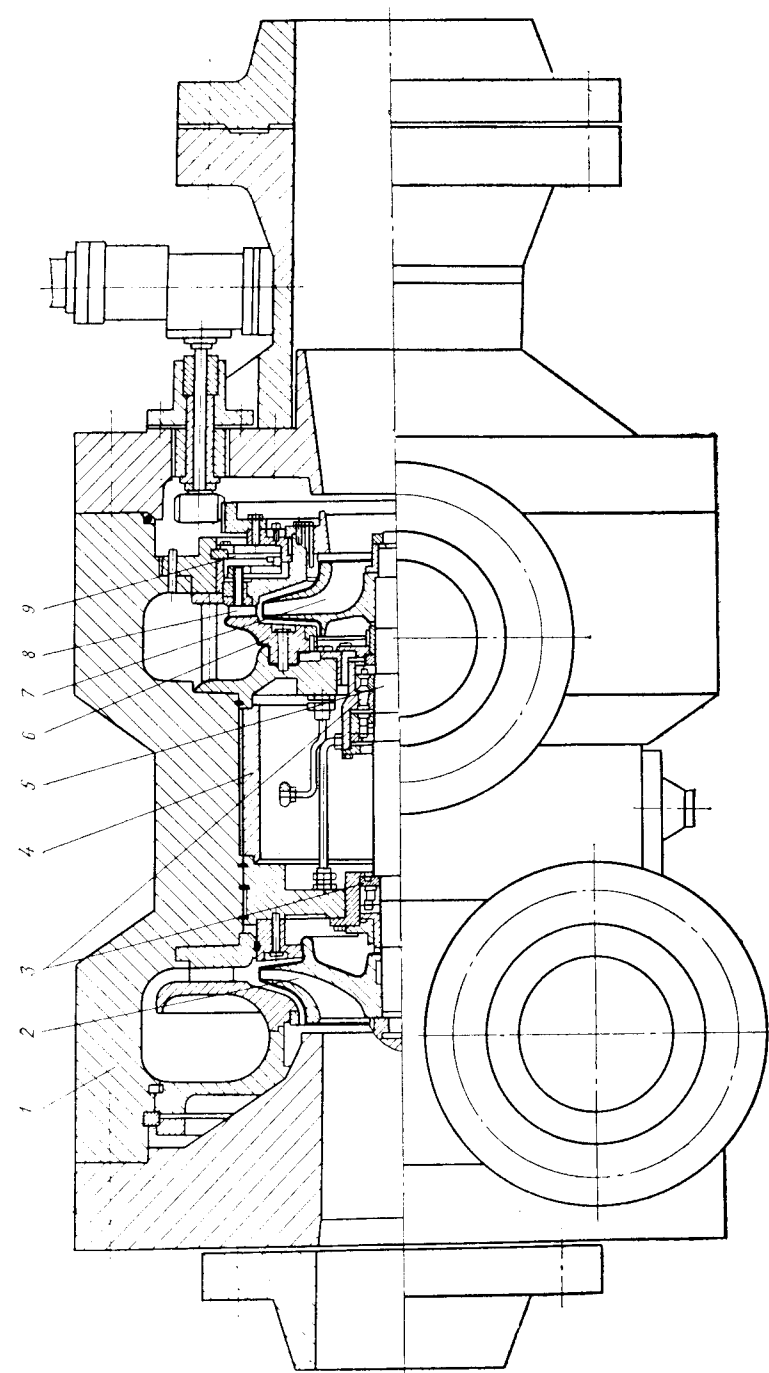


Рис. VI.13. Схематичный разрез центростремительного турбодетандера и центробежного компрессора:

1 — корпус; 2 — колесо компрессора; 3 — подлинники; 4 — распорный цилиндр; 5 — вал турбодетандера — компрессора; 6 — направляющий аппарат; 7 — колесо турбодетандера; 8 — поворотный направляющий аппарат детандера; 9 — уплотнительное кольцо

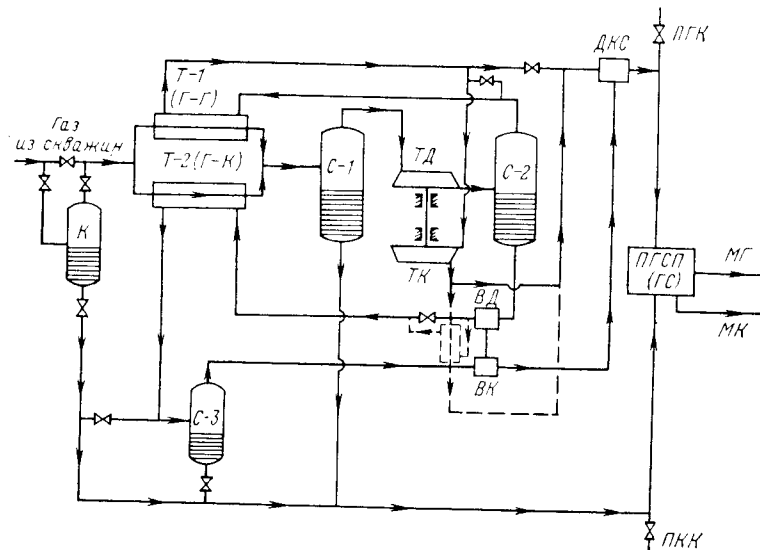


Рис. VI.14. Технологическая схема УНТС с детандерно-компрессорными агрегатами:

К — каплеотбойник; Т-1 — теплообменник типа «газ—газ»; Т-2 — теплообменник типа «газ—конденсат»; С-1, С-2, С-3 — сепараторы; ТД — турбодетандер; ТК — турбокомпрессор; ВД — винтовой детандер; ВК — винтовой компрессор; ПГК — промышленный газосборный коллектор; ПКК — промышленный конденсатосборный коллектор; ПГСП — промышленный газосборный пункт; МГ и МК — магистральные газопровод и конденсатопровод соответственно

Перепад температуры (в °С) газа в турбодетандере на рабочих режимах при давлении входа в турбодетандер 6,4 МПа

8—15

Весьма перспективным представляется использование турбодетандеров с сепарационной ступенью, и особенно винтовых детандеров. Винтовые детандеры имеют следующие преимущества: 1) достаточно высокий адиабатический к. п. д.; 2) отсутствие мертвого объема и трущихся элементов в рабочей полости машины; 3) отсутствие механизма газораспределения; 4) полная уравнированность, небольшие габариты и масса; 5) простота конструкции и высокая надежность в эксплуатации; 6) возможность работы на влажном и запыленном газе; 7) отсутствие зон помпажа; 8) пологость характеристик машины.

Винтовой детандер (14ВК) имеет следующие размеры: наружный диаметр ведущего винта 477 мм, ведомого 467 мм, длина винтов 669 мм, мощность 2100 кВт, холодопроизводительность 7,53 млн. кДж/ч.

На рис. VI.14 дана технологическая схема УНТС с детандерными агрегатами. Температуру газа можно понижать до заданной величины без затрат пластового давления, используя искусственный холод.

§ 65. УСТАНОВКИ НИЗКОТЕМПЕРАТУРНОЙ СЕПАРАЦИИ ГАЗА С ИСПОЛЬЗОВАНИЕМ ИСКУССТВЕННОГО ХОЛОДА

Установка искусственного холода (УИХ) предназначена для охлаждения продукции газоконденсатных скважин до заданной ОСТом температуры без затрат пластового давления. При охлаждении газоконденсатной смеси тяжелые углеводороды и пары воды конденсируются, отделяются от паровой фазы в низкотемпературном сепараторе, стабилизируются для получения стабильного конденсата.

Впервые в СССР в 1961 г. по заданию института Востокгипрогаз проект установки искусственного холода для обработки газов XII и XIII горизонтов месторождения Газли был разработан Центральным конструкторским бюро холодильного машиностроения. Первая установка низкотемпературной сепарации с использованием искусственного холода, разработанная институтом Востокгипрогаз (рис. VI.15), начала работать на Газлинском месторождении в сентябре 1967 г.

Сырой газ из горизонтов XII и XIII после предварительной обработки на групповых пунктах поступает в общий газораспределительный коллектор на головных сооружениях Газлинского месторождения. Из распределительного коллектора газ под давлением 5,5 МПа и с температурой 203—208 К поступает на установку НТС. Эта установка состоит из семи одинаковых блоков с пропускной способностью 3 млн. м³ сут каждый. Газ из распределительного коллектора поступает в трубное пространство сдвоенных кожухотрубчатых теплообменников первой ступени сепарации Т-1, где охлаждается до 293 К обратным потоком холодного отсепарированного газа. Эта температура на 2 °С выше температуры образования кристаллогидратов. Далее газ поступает в абсорбер 2 для осушки. В нижней части абсорбера имеется скрубберная секция, в которой газ отделяется от жидкости (углеводородного конденсата и воды), выделившейся в теплообменнике первой ступени. Газ из скрубберной секции поступает в тарельчатый контактор 3. Двигаясь снизу вверх навстречу концентрированному раствору диэтиленгликоля (99 %), газ осушается до точки росы 258 К (— 15 °С). Осушенный газ отделяется от капель насыщенного ДЭГа в скрубберной секции верхней части контактора. Из контактора газ поступает в теплообменник второй ступени сепарации Т-2, где охлаждается до температуры 274,5 К (1,5 °С), затем поступает в аммиачный испаритель-холодильник 4.

По межтрубному пространству испарителя-холодильника циркулирует жидкий испаряющийся аммиак с температурой 250 К (— 23 °С). Газ, проходящий по трубному пространству испарителя-холодильника, охлаждается до 258 К (— 15 °С). Перед входом в испаритель-холодильник газ в начальный период проходит через редуцирующий клапан, редуцируясь с 9,4 до 5,5 МПа, в результате чего получается естественный холод, количество которого уменьшается по мере падения давления перед клапаном. Редук-

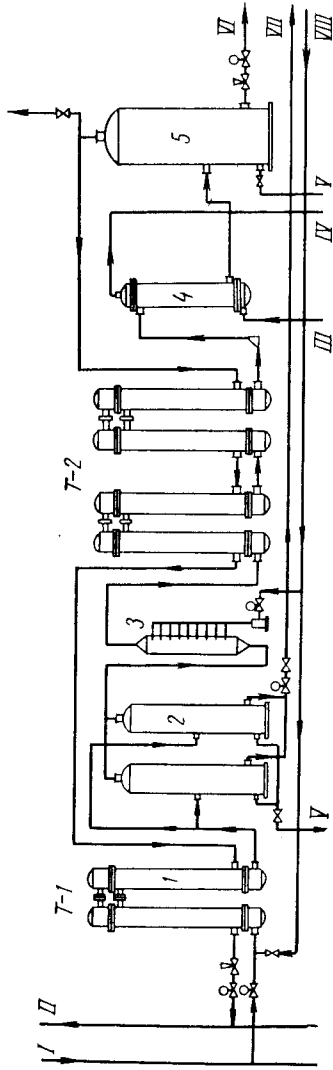


Рис. VI.15. Схема установки низкотемпературной сепарации газа XII горизонта на головных сооружениях газопровода Бухара—Урал:

I — газ XII горизонта с головных сооружений промысла; II — отсепарированный газ в газопроводы Бухара—Урал и Газли—Казань; III — жидкий аммиак с холодильной станции; IV — пары аммиака в холодильную станцию; V — дренаж; VI — смесь конденсата с дизтиленгликолем на установку выветривания; VII — конденсат и вода в отстойник; VIII — регенерированный ДЭГ от насосов; I — двойной газодный теплообменник ($D = 700$ мм, $F = 230$ м²); 2 — абсорбер ($D = 1200$ мм, $p = 10$ МПа); 3 — тарельчатый контактор ($D = 1000$ мм, $p = 5,5$ МПа, $F = 240$ м²); 4 — аммиачный испаритель-холодильник ($D = 2400$ мм, $p = 6,5$ МПа); 5 — газосепаратор ($D = 2400$ мм, $p = 6,5$ МПа); 6 — аммиачный испаритель-холодильник ($D = 2400$ мм, $p = 6,5$ МПа); 7 — аммиачный ресивер; 8 — промежуточный сосуд

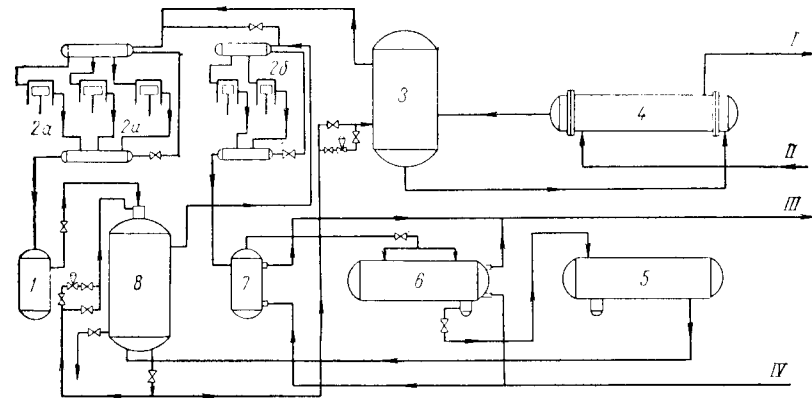


Рис. VI.16. Схема установки получения искусственного холода на головных сооружениях газопровода Бухара—Урал:

I — холодный газ в газосепаратор; II — частично охлажденный газ после теплообменников; III — нагретая вода на градирню; IV — холодная вода от насосов; I — маслоотделитель первой ступени; 2 — газомоторный компрессор 10ГК (2а, 2б — цилиндры низкого и высокого давления соответственно); 3 — отделитель жидкости; 4 — аммиачный испаритель-холодильник; 5 — аммиачный ресивер; 6 — кожухотрубчатый конденсатор; 7 — маслоотделитель второй ступени; 8 — промежуточный сосуд

ционный клапан снимается, когда давление газа перед ним близко к 5,5 МПа.

Когда естественного холода недостаточно для снижения температуры до 258 К (-15 °С), вступает в строй компрессорный цех УИХ, постепенно наращивающий свою мощность.

Газ из испарителей-холодильников вместе с ДЭГом и конденсатом поступает в объемные низкотемпературные газосепараторы, в которых от газа отделяется смесь ДЭГа и конденсата. Она далее направляется на стабилизационную установку для разделения, отстоя и выветривания конденсата. Холодный, освобожденный от конденсата и осушенный газ, доведенный до товарных кондиций, обратным потоком из низкотемпературного сепаратора поступает в межтрубное пространство теплообменников, нагревается до 291—293 К, поступает в выходящий коллектор газа XII горизонта, смешивается с газами IX и X горизонтов и поступает в компрессорный цех промышленной дожимной компрессорной станции. Далее газ через узлы распределения и замера поступает в магистральные газопроводы. На УНТС ежесуточно выделяется 470 м³ стабильного конденсата. Схема УИХ на головных сооружениях газопровода Бухара—Урал показана на рис. VI.16.

Испаряющийся аммиак из межтрубного пространства испарителей-холодильников, пройдя отделитель жидкости, поступает во всасывающий коллектор компрессора, откуда направляется в цилиндры низкого давления (I ступень) газомотокомпрессоров 10ГК-2-1,69/15.

Абсолютное давление во всасывающем коллекторе равно 0,17 МПа, температура 260 К (-13 °С). На выкиде первой ступени

давление равно 0,5 МПа, температура 330 К. Пары аммиака при этих условиях поступают в промежуточный сосуд, пройдя предварительно маслоотделитель. В промежуточном сосуде пары аммиака за счет испарения части жидкого аммиака, поступающего из ресивера, охлаждаются до 313 К и поступают на вторую ступень сжатия, где сжимаются до давления конденсации 1,5 МПа. Нагретшись до 358 К, пары аммиака поступают в кожухотрубчатые конденсаторы, пройдя предварительно маслоотделитель второй ступени. В кожухотрубчатых конденсаторах циркулирует вода с температурным перепадом 299—293 К, охлаждая пары аммиака до 311 К и конденсируя их. Жидкий аммиак сливается в линейные ресиверы, затем он проходит через редукционный клапан, и его давление снижается с 1,5 до 0,17 МПа. В испарителях-холодильниках аммиак кипит, испаряется при $t = 250$ К (-23 °С), природный газ охлаждается до 258 К (-15 °С). Образовавшиеся пары аммиака вновь отсасываются компрессорами, и цикл по аммиаку замыкается.

Теоретическая расчетная холодопроизводительность УИХ (брутто) равна 30,8 млн. кДж/ч, фактическая (нетто), с учетом 12 % потерь холода в испарителях и трубопроводах, — 27,4 млн. кДж/ч. Холодопроизводительность одного компрессора 10ГКН-2-1,69/15 в рабочих условиях равна 6,453 млн. кДж/ч.

В УИХ использованы пять рабочих компрессоров и один резервный. Номинальная мощность газомоторного привода компрессора 993 кВт.

В процессе эксплуатации газоконденсатной залежи с постоянным суточным отбором газа холодопроизводительность УИХ должна возрастать, поскольку уменьшается количество холода, получаемого в результате дросселирования газа в редукционном органе:

$$Q_{\text{УИХ}} = Gc_p \varepsilon_1 (p_2 - p_c) - Gc_p \varepsilon_2 (p_2' - p_c').$$

Полагая $p_c = p_c'$, получим

$$Q_{\text{УИХ}} = Gc_p \varepsilon_1 (p_2 - p_2'),$$

где p_2 , p_2' — давление газа перед редукционным органом в момент начала работы УИХ и в текущее время соответственно. При этом увеличивается число компрессоров, площадь теплообмена испарителей и конденсаторов хладагента.

Научно-технический прогресс в добыче и промышленной переработке пластового сырья связан с увеличением холодопроизводительности единичной установки получения искусственного холода, понижением температурного уровня промышленной переработки газа, изменением температурного уровня и холодопроизводительностью УИХ по сезонам года (лето, зима) и во времени эксплуатации месторождения, повышением технико-экономических показателей сооружения и эксплуатации УИХ.

Факторами, определяющими технико-экономические показатели УИХ, являются: а) энергетические затраты на выработку холода; они определяют к. п. д. холодильного цикла; б) металлоем-

кость установки, зависящая от поверхности теплообменника испарителей и конденсаторов, типа компрессорного агрегата.

В 1976—1978 гг. ВНИИгаз разработал новые технологические схемы УИХ. В качестве хладагента предложено использовать не чистое вещество (этан, пропан, бутан, аммиак, фреон), как это обычно практикуется, а смесь чистых веществ, например пропана и бутана [12]. Использование в качестве хладагента смесей чистых веществ позволяет во время эксплуатации УИХ изменять состав смеси (например, 50 % пропана и 50 % бутана или 70 % пропана и 30 % бутана), а следовательно, и температуру кипения хладагента в испарителе.

Компрессорные агрегаты УИХ должны допускать регулирование давлений хладагента в приемном (всасывающем) и выкидном (нагнетательном) трубопроводах. Это позволит расширить диапазон эффективного использования УИХ в изменяющихся во времени условиях эксплуатации месторождения.

По исходным требованиям Министерства газовой промышленности ВНИИхолодмаш разработал техническую документацию на холодильные турбокомпрессорные агрегаты, ВНИИнефтемаш — на конденсаторы хладагента типа АВО, Ленниихиммаш — на испаритель хладагента.

Холодильный турбокомпрессорный агрегат в качестве привода может использовать электродвигатель или авиационную газотурбинную установку типа НК-12СТ, переведенную на газовое топливо.

Агрегат с электроприводом выпускается в двух вариантах: АТП5-8/1 холодопроизводительностью 33,5 млн. кДж/ч с мощностью электродвигателя 9,3 МВт и АТП5-16/1 холодопроизводительностью 67 млн. кДж с мощностью электродвигателя 18,6 МВт. В номинальном режиме давление хладагента во всасывающем газопроводе равно 0,2 МПа, в нагнетательном — 1 МПа, температура хладагента во всасывающем газопроводе 293 К, эффективная мощность на валу 6,3 МВт.

Турбокомпрессор двухступенчатого сжатия хладагента снабжен входным регулирующим аппаратом, позволяющим осуществлять регулирование холодопроизводительности в пределах от 50 до 100 %. Адиабатический к. п. д. компрессора — 0,8. Проектная стоимость турбокомпрессора АТП5-8/1 с приводом от АГТУ НК-12СТ равна 674 тыс. руб., стоимость привода АГТУ НК-12СТ — 589 тыс. руб.

Конденсатор хладагента (АВО типа АВТ-25) выполнен из четырех горизонтально расположенных секций, собранных из оребренных труб с коэффициентом оребрения 20. Трубы выполнены наклонными в сторону стока жидкого хладагента. Секции охлаждаются воздухом с помощью двух вентиляторов. Площадь поверхности теплообмена аппарата по оребренным трубам равна 9030 м², число ходов по трубному пространству — 2, длина труб 12 м, рабочее давление хладагента до 2,5 МПа, суммарная мощность привода вентиляторов 74 кВт.

Температура охлаждения хладагента в АВО равна 313 К, давление хладагента при конденсации 0,96 МПа. Пределы изменения температуры конденсации хладагента в АВО 303—318 К при давлениях 0,75—1,1 МПа.

Конденсатор хладагента (АВО типа АВГ-25) стоит 47,2 тыс. руб. Испаритель хладагента — вертикальный кожухотрубчатый теплообменный аппарат витого типа. Пределы изменения температуры кипения хладагента для агрегатов АТП5-8/1 и АТП5-16/1 составляют 260—273 К при давлениях 0,22—0,34 МПа. Испаритель хладагента с площадью поверхности теплообмена $F = 3210 \text{ м}^2$ стоит 267 тыс. руб. Удельная стоимость рекуперативных теплообменников 600 руб./т, удельная металлоемкость 50 кг на 1 м² площади теплообмена.

УИХ на базе турбокомпрессорных агрегатов АТП5-8/1 и АТП5-16/1 могут применяться при промысловой обработке газа в тех случаях, когда требуются большие холодопроизводительности при температурах кипения хладагента 255—243 К, на газоперерабатывающих заводах при температурах кипения хладагента 218—228 К.

При эксплуатации крупных по запасам газоконденсатных месторождений, характеризующихся большой площадью газоносности, большим числом добывающих скважин, длительным периодом эксплуатации с постоянным темпом отбора газа возможен более прогрессивный метод проектирования, сбора и переработки продукции газоконденсатных скважин. В этом случае за основу берут пропускную способность группового пункта, а не число технологических линий (установок НТС), равное числу скважин.

Газ из нескольких скважин, суммарный дебит которых равен проектной пропускной способности установки комплексной подготовки газа (сборного пункта), поступает по индивидуальным шлейфам на входную гребенку УКПГ, оборудованную задвижками, регуляторами давления и необходимыми приборами и средствами автоматики. Здесь давление и температуру газа устанавливают в соответствии с требованиями ОСТ на товарные продукты. Далее газ проходит через сборный коллектор, технологическую линию большой пропускной способности (3—10 млн. м³/сут) и поступает в один (два) сепаратор максимальной пропускной способности и соответствующей конструкции.

На входной гребенке предусматривается факельная линия, позволяющая направлять газ на факел, а также замерная линия УНТС для исследования каждой скважины на газоконденсатность. В этой централизованной схеме промысловой подготовки газа каждый элемент оборудования УНТС рассчитан на максимальную единичную мощность (пропускную способность, холодопроизводительность, эффективность), как это сделано на головных сооружениях Ачакского, Наипского, Шатлыкского и других газовых промыслов.

Одним из характерных направлений повышения эффективности и качества промысловой подготовки газа, позволяющих повысить

пропускную способность технологической линии до 5—10 млн. м³/сут, снизить металлоемкость, число аппаратов, требуемую производственную площадь, является разработка новых аппаратов, в которых совмещаются процессы разделения твердой, жидкой и паровой фаз, осушки и извлечения конденсирующихся углеводородов, теплообмена потоков.

Компактный аппарат для осушки природного газа получили работники ТюменНИИгипрогаза, реконструировав промышленный абсорбер на УКПГ-2 месторождения Медвежье в 1974 г. Аппарат состоит из сепарационной секции, в которой установлены прямоточные центробежные элементы, осушительной секции — пяти контактных тарелок с инжекционными центробежными элементами — и отбойной секции с фильтроэлементами. На основе успешных испытаний аппарата и промышленной эксплуатации разработан технический проект секционного аппарата с пропускной способностью от 3 до 6 млн. м³/сут, диаметром 1200 мм, высотой 10 м, массой менее 20 т.

§ 66. ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ СХЕМЫ СБОРА И ТРАНСПОРТИРОВКИ ПЛАСТОВОГО СЫРЬЯ НА ГАЗОПЕРЕРАБАТЫВАЮЩИЕ (ГАЗОХИМИЧЕСКИЕ) ЗАВОДЫ

Процессы промысловой обработки пластового сырья и производства из него товарных продуктов могут совмещаться и осуществляться на одной площадке, в одном месте или проводиться отдельно, в разных местах. Газоперерабатывающие заводы (ГПЗ) или газохимические комплексы (ГХК) могут строиться на территории газоконденсатного месторождения или на некотором расстоянии от него (30—200 км).

В зависимости от места строительства ГПЗ возможны три схемы производства товарной продукции из пластового сырья:

1. Централизованная схема промысловой обработки и переработки пластового сырья. В этом случае ГПЗ строится на территории газоконденсатного месторождения, подготовка пластового сырья к переработке, подача сухого газа в магистральный газопровод и выработка товарной продукции из пластового сырья совмещаются в одном месте и осуществляются на ГПЗ.

2. Децентрализованная схема промысловой обработки и переработки пластового сырья. На УКПГ осуществляется промысловая обработка пластового сырья, после чего оно транспортируется для переработки в товарные продукты на ГПЗ, удаленный от месторождения.

3. Комбинированная схема промысловой подготовки и переработки пластового сырья. В этом случае часть пластового сырья большого по длине месторождения перерабатывается по централизованной схеме, когда ГПЗ совмещается с одной или двумя близко расположенными УКПГ, а часть газа перерабатывается в товарные продукты по децентрализованной схеме, когда промысловая обработка газа осуществляется на удаленных УКПГ этого или дру-

гих месторождений, а переработка пластового сырья — на ГПЗ.

В случае централизованной схемы промысловой обработки и переработки пластового сырья во многих случаях газ подогревается на скважинах до температуры, предотвращающей образование кристаллогидратов в шлейфах, или в поток газа на устье скважины закачивается ингибитор гидратообразования (метанол, гликоли). После подогрева или закачки ингибитора гидратообразования газ с нескольких скважин поступает в газосборный коллектор, проложенный до ГПЗ. Длина коллектора, как правило, не превышает 10 км. На ГПЗ газ подвергается сепарации от твердых взвесей и капельной жидкости и осушке; из него извлекаются ценные углеводородные конденсирующиеся компоненты, сероводород, гелий.

Примером централизованной схемы промысловой обработки и переработки пластового сырья может служить схема на газокоиденсатном месторождении Лак во Франции. Газ этого месторождения содержит 15 % H_2S , 10 % CO_2 и $32 \text{ см}^3/\text{м}^3$ углеводородного конденсата.

Для предотвращения гидратообразования в шлейфах на скважинах газ подогревается до 72°C или в поток газа закачиваются ингибиторы гидратообразования — метанол, гликоли. После подогрева или закачки ингибитора гидратообразования газ под давлением 10 МПа поступает в шлейфы. Шлейфы от двух-трех скважин соединяются с коллектором, проложенным до ГПЗ. Средняя длина коллектора около 4 км. На заводе газ подвергается сепарации, извлечению сероводорода и отбензиниванию.

Централизованная схема сбора, промысловой обработки и переработки пластового сырья весьма эффективна и экономична. Она может применяться на газоконденсатных месторождениях с большими запасами пластового газа, небольшой площадью газоносности, большой газонасыщенной толщиной пласта-коллектора (например, Брайнс-Мил в США). При централизованной схеме снижается объем строительства УКПГ, газопроводов для транспортировки осушенного сероводородсодержащего газа от УКПГ до ГПЗ.

Децентрализованная схема сбора, промысловой обработки и переработки пластового сырья практикуется на многих зарубежных (Кросфилд, Лайн-Крик, Кларк-Лейк в Канаде, Бансторф и Зиеденбург в ФРГ) и отечественных сероводородсодержащих газоконденсатных месторождениях (Оренбургское, Уртабулакское, Култаское и др.).

Децентрализованная схема позволяет сохранить плодородные земли на территории месторождения для продолжения сельскохозяйственных работ без снижения урожайности, обеспечить безопасность населения, проживающего на территории месторождения, защиту окружающей среды от вредного влияния пластового газа.

Транспортировка пластового сырья от УКПГ до ГПЗ при децентрализованной схеме может осуществляться различными способами: а) по одному трубопроводу; б) по двум отдельным трубопроводам для газовой и жидкой фаз.

Однотрубная система подачи газожидкостной смеси с УКПГ до ГПЗ экономически выгоднее, чем двухтрубная, при которой газ, подготовленный к транспорту в соответствии с ОСТ-51,40—83, транспортируется по одному газопроводу, а нестабильный или стабильный углеводородный конденсат — по другому. Однотрубная система характеризуется меньшими металлозатратами на строительство, сроком сооружения, капитальными вложениями, большей производительностью труда.

При однотрубной подаче газожидкостной смеси на ГПЗ меньше потери газа разгазирования низкого давления, лучше условия для сохранения окружающей среды из-за меньшей полосы отвода земли для прокладки трубопровода, рациональнее используется давление пластового газа для его транспортировки. При однотрубной подаче газожидкостной смеси на ГПЗ, находящийся на большом расстоянии от газоконденсатного месторождения, при большой разности высотных отметок газопровода по его длине возможно использование различных, часто шаровых разделителей для выдвигания жидкости из пониженных частей газопровода с целью уменьшения потерь давления. В этом случае требуется строительство на УКПГ камер запуска шаров (поршней), а перед ГПЗ — камер приема шаров и углеводородного конденсата.

УКПГ в этом случае превращаются в УППГ, на которых осуществляется лишь сепарация газа от твердых взвесей и осушка сероводородсодержащего газа.

Однотрубная подача сырья с УКПГ до ГПЗ имеет и недостатки: 1) неравномерность подачи сырья на ГПЗ, связанная с пульсациями давления и потока; 2) изменение структуры потока по длине трубопровода и во времени эксплуатации, что приводит к изменению потерь давления при транспортировке сырья; 3) ограниченность времени работы из-за уменьшения пластового давления во время эксплуатации месторождения без поддержания пластового давления.

При рациональном использовании всех ценных компонентов пластового сырья и запасов пластового давления изменяются технологические процессы промысловой обработки газоконденсатных потоков, оборудование УКПГ (УППГ) для осуществления этих процессов, методы переработки пластового сырья, с особой остротой встает вопрос о неизменности состава сырья, давления и температуры в течение длительного времени его транспортировки на ГПЗ.

При однотрубной системе подачи газоконденсатного сырья на ГПЗ на УППГ должны осуществляться лишь первичная сепарация газа от твердых взвесей и капельной жидкости и осушка газа с помощью жидких или твердых сорбентов. Эти процессы могут осуществляться в аппаратах секционного типа, подобных тем, которые используются для сепарации и осушки газа из сеноманской залежи на Уренгойском газоконденсатном месторождении. Схема однотрубного транспорта газожидкостной смеси на ГПЗ приведена на рис. VI.17.

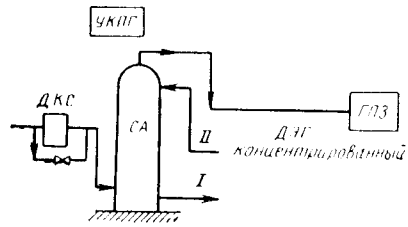


Рис. VI.17. Схема однотрубного транспорта газожидкостной смеси на ГПЗ:

I — ДЭГ + вода на регенерацию; II — концентрированный ДЭГ

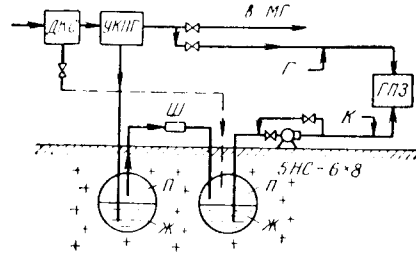


Рис. VI.18. Схема двухтрубного транспорта газа и конденсата с УКПГ на ГПЗ:

УКПГ — установка комплексной подготовки газа; ДКС — дожимная компрессорная станция; СА — сепаратор-абсорбер

Неизменность давлений, температур и расходов газа в трубопроводе УППГ — ГПЗ при газовом режиме эксплуатации пласта осуществляется изменением технологических режимов эксплуатации скважин (увеличением депрессии при $Q = \text{const}$ или увеличением числа скважин при $\Delta p = \text{const}$) при падении пластового давления и строительством ДКС до УППГ по ходу газа. В этом случае в результате образования жидкой фазы в пласте будет изменяться состав газоконденсатной смеси, поступающей на ГПЗ, технологический режим установок для получения целевых товаров.

При поддержании пластового давления на начальном уровне закачкой воды в газоконденсатное месторождение ДКС не строятся, состав пластового сырья, число добывающих скважин и технологический режим их эксплуатации не изменяются во времени, все оборудование ГПЗ в течение длительного времени работает при постоянных технологических режимах на сырье неизменного состава.

При двухтрубной подаче пластового сырья на ГПЗ, на УКПГ можно использовать установки НТС для отделения твердой взвеси, воды и углеводородного конденсата. При этом приходится решать сложные задачи, связанные с оптимизацией диаметров газопровода и конденсатопровода. Диаметр конденсатопровода существенно зависит от давления стабилизации углеводородного конденсата. Исследования сотрудников ВНИИГаза показали, что чем больше длина конденсатопровода, тем меньше должно быть давление стабилизации конденсата.

На рис. VI.18 изображена схема двухтрубного транспорта газа и конденсата с УКПГ на ГПЗ.

§ 67. НАЗНАЧЕНИЕ ДОЖИМНЫХ КОМПРЕССОРНЫХ СТАНЦИЙ

При отборе газа из газовой (газоконденсатной) залежи давление в процессе разработки непрерывно уменьшается. В определенный момент собственного давления становится недостаточно для подачи газа потребителю (МГ, ТЭЦ, сажевому заводу и т. д.) с заданным расходом. Наступает момент, когда дальнейшая подача газа потребителям при заданных давлении и расходе становится невозможной, хотя остаточные запасы газа в залежи значительны. Начинается период компрессорной эксплуатации газовой залежи с помощью промысловых дожимных компрессорных станций (ДКС), предназначенных для следующих целей:

- 1) сжатия газа до необходимого давления; при подаче газа в МГ это давление может изменяться от 3,7 до 10 МПа; в процессе транспортирования газа на химические комбинаты, ТЭЦ, сажевые заводы, на технологические нужды промышленных предприятий давление у потребителя изменяется от 0,5 до 1,7 МПа; при работе УКПГ давление обрабатываемого газа может достигать 8 МПа;
- 2) увеличения газоотдачи пласта понижением давления на всем пути движения газа из пласта до приемного коллектора ДКС и в самой залежи; практика показывает, что в бескомпрессорный период эксплуатации газовых месторождений можно отобрать

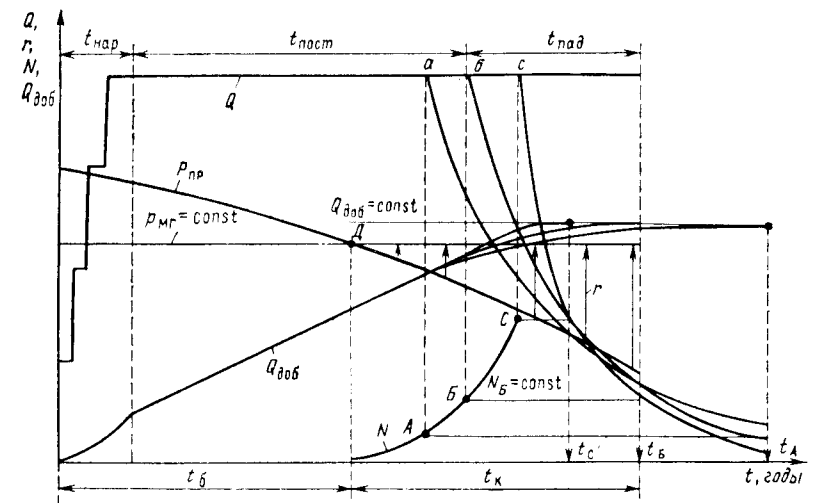


Рис. VII.1. Зависимости давления на приеме $p_{пр}$, степени сжатия газа r , мощности силового привода компрессоров N , времени разработки залежи t , объема добытого газа $Q_{доб}$ от времени

50—60 % от начальных запасов газа в них, в компрессорный же период эксплуатации — еще 20—30 %;

3) увеличения дебитов добывающих скважин уменьшением забойного давления и, следовательно, увеличением депрессии;

4) улучшения технико-экономических показателей начального участка МГ большой протяженности или МГ небольшой длины.

§ 68. ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ УСЛОВИЯ РАБОТЫ ПРОМЫСЛОВЫХ ДКС ПРИ ГАЗОВОМ РЕЖИМЕ ЭКСПЛУАТАЦИИ ЗАЛЕЖИ

При газовом режиме эксплуатации залежи давление в ней и в каждой точке газопровода по пути движения газа до промысловой ДКС уменьшается во времени. Подача газа в МГ или другому потребителю должна происходить при постоянном давлении. Следовательно, с увеличением объема добываемого из залежи газа давление в приемном газопроводе ДКС будет уменьшаться, степень сжатия газа непрерывно увеличиваться до некоторого максимального значения, например 15.

При уменьшении давления газа на приеме ДКС $p_{пр}$ увеличивается мощность силового привода N для сжатия газа, уменьшается подача одного компрессора (рис. VII.1). При постоянном расходе отбираемого из залежи газа Q возрастает как число ступеней сжатия газа, так и число компрессоров, работающих параллельно в одной ступени.

Увеличение мощности ДКС позволяет уменьшить время извлечения из месторождения заданного объема газа. Действительно, из рис. VII.1 следует, что при одинаковом объеме добытого газа ($Q_{доб} = idem$) $N_C > N_B > N_A$, $t_C < t_B < t_A$.

Для каждого месторождения можно методами оптимизации определить постоянный годовой отбор газа, число добывающих скважин, мощность привода компрессоров на ДКС, длительность бескомпрессорного и компрессорного периодов эксплуатации, пластовое давление в конце компрессорного периода эксплуатации, при которых получают минимальные эксплуатационные затраты в процессе отбора газа и его подачи в МГ.

Таким образом, эксплуатация промысловой ДКС характеризуется непрерывно изменяющейся степенью сжатия газа, расходом перекачиваемого газа одним компрессором и всей станцией, увеличением числа компрессоров, сложной технологической схемой их компоновки, необходимостью регулирования компрессоров для уменьшения удельной мощности на сжатие газа, сравнительно небольшим сроком работы при эксплуатации газового месторождения с большим начальным пластовым давлением и относительно небольшими запасами газа.

К газоперекачивающим агрегатам для промысловых ДКС предъявляются следующие требования: 1) высокий к. п. д. компрессора при широком изменении степени сжатия газа и его расхода; 2) большая степень сжатия газа в одной ступени (агрегата) для уменьшения числа машин, работающих последовательно;

3) большая подача одного компрессора для уменьшения числа машин, работающих параллельно; 4) возможность регулирования подачи и степени сжатия газа в агрегате для полного использования мощности силового привода; 5) привод дожимного компрессора должен иметь небольшие массу на единицу мощности и габариты, допускать полную автоматизацию работы и дистанционное управление; 6) компрессорные агрегаты должны быть транспортабельными, размещаться в легких сооружениях сборного типа; 7) высокая надежность и большой ресурс работы основных элементов; 8) низкий уровень шума и вибраций; 9) высокий уровень заводской готовности и комплектности, блочность исполнения.

Для сжатия газа до заданного давления на промысловых ДКС можно использовать поршневые, центробежные и винтовые компрессоры.

§ 69. ДОЖИМНЫЕ КОМПРЕССОРНЫЕ СТАНЦИИ, ОБОРУДОВАННЫЕ ПОРШНЕВЫМИ КОМПРЕССОРАМИ

Поршневые компрессоры — это машины статического сжатия газа уменьшением объема, занимаемого постоянной массой газа.

Мощность силового привода (в кВт) для политропного процесса сжатия газа в поршневом компрессоре можно рассчитать по формуле политропного процесса

$$N = \frac{10^4 m p_n V_{ц} \mu_n}{60 \cdot 102 (m - 1) \eta} \left[\left(\frac{p_b}{p_n} \right)^{\frac{m-1}{m}} - 1 \right], \quad (\text{VII.1})$$

где m — показатель политропы; p_b , p_n — абсолютные давления соответственно в выкидном и приемном коллекторах компрессора; $V_{ц}$ — геометрический объем, описываемый поршнями компрессоров в единицу времени; μ_n — объемный коэффициент подачи газа; η — к. п. д. привода.

$$\mu_n = 0,97 - C \left[\left(\frac{p_b}{p_n} \right)^{\frac{1}{m}} \frac{z_n}{z_b} - 1 \right], \quad (\text{VII.2})$$

где C — относительный объем вредного пространства цилиндра компрессора, доли единицы; z_n , z_b — коэффициенты сверхсжимаемости газа при давлениях и температурах газа соответственно в приемном и выкидном коллекторах компрессора.

Коммерческую подачу поршневого компрессора при стандартных условиях рассчитывают по формуле

$$Q_n = V_{ц} \frac{p_n z_c T_c}{z_n p_c T_n} \mu_n. \quad (\text{VII.3})$$

Здесь z_c , T_c , p_c — соответственно коэффициент сверхсжимаемости, температура и давление при стандартных условиях.

Для компрессоров типа 10ГК-1 при постоянной температуре газа в приемном коллекторе $T_n = 288$ К, средних значениях z_n

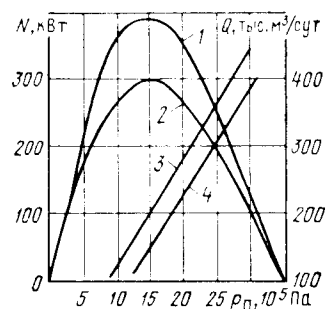


Рис. VII.2. Зависимость мощности N (1, 2) и подачи Q (3, 4) поршневого компрессора при различных объемах вредного пространства C от давления на приеме p_n :
1, 3 — $C = 0,1$; 2, 4 — $C = 0,3$

и p_n подачу компрессора (в тыс. м³/сут) можно определить по приближенному уравнению (погрешность расчета $\pm 1\%$)

$$Q_n \cong 26,7p_n - 170,9 \quad (\text{VII.4})$$

$$\text{при } 1,5 \leq p_n \leq 7,5 \text{ МПа.}$$

Число компрессоров, работающих параллельно при одной ступени сжатия газа, с учетом подачи можно определить по уравнению

$$n_p = Q_0 t / Q_n = Q_0 t / (26,7p_n - 170,9) \quad (\text{VII.5})$$

или с учетом мощности

$$n_m = N / N_0, \quad (\text{VII.6})$$

где N_0 — мощность силового привода выбранного типа компрессора.

Число ступеней сжатия газа на ДКС для компрессоров, работающих последовательно, можно определить по формуле

$$n_c = \lg \left(\frac{p_n}{p_0} \right) / \lg r_0, \quad (\text{VII.7})$$

где r_0 — степень сжатия газа в одном компрессоре.

Общее число компрессоров при n_c ступенях сжатия газа можно определить по уравнению

$$n_{po} = Q_0(t) \left(\frac{1}{Q_{n1}} + \frac{1}{Q_{n2}} + \dots + \frac{1}{Q_{nn_c}} \right) = Q_0(t) \sum_{i=1}^{n_c} \frac{1}{Q_{ni}}. \quad (\text{VII.8})$$

Из рис. VII.2 видно, что при давлении на приеме $p_n = 0,75$ МПа и $C = 0,1$ $N_0 = 300$ кВт, $Q_n = 100$ тыс. м³/сут. В компрессорный период эксплуатации месторождения с ДКС давление газа в приемном коллекторе компрессора уменьшается. Длительное время оно может быть больше 0,75 МПа (например, 1,5 МПа). Из рисунка видно, что для сжатия газа с 1,5 до 3,5 МПа при $C = 0,1$ необходима рабочая мощность силового привода, равная ~ 400 кВт, что превышает установленную мощность силового привода компрессора ($N_0 = 300$ кВт). Также следует, что область рационального

использования компрессорного агрегата находится в интервале давлений $1,5 < p_n < 3,5$ МПа, так как с увеличением давления на приеме возрастает расход перекачиваемого газа и уменьшается мощность для его сжатия.

Как же использовать высокое давление газа для уменьшения числа работающих компрессоров, не прибегая к дросселированию газа на примере ДКС? Это можно сделать изменением относительного объема C вредного пространства цилиндра компрессора до такого значения, при котором установленной мощности силового привода будет достаточно для сжатия газа повышенного давления на приеме до конечного.

Подставим в левую часть формулы (VII.1) $N = N_0 = 300$ кВт. Определим коэффициент μ_n для нового значения $p_n = 1,5$ МПа, подставим его в левую часть равенства (VII.2) и рассчитаем новое значение C_1 . Выполнив математические вычисления, получим $C_1 = 0,3$.

Подача компрессора при $C_1 = 0,3$ и повышенном давлении на приеме $p_n = 1,5$ МПа при $N_0 = 300$ кВт будет больше, чем при $C = 0,1$ и $p_n = 0,75$ МПа ($Q_1 = 150$ тыс. м³/сут). Таким образом, число компрессоров, работающих параллельно для перекачки заданного общего расхода газа, уменьшится в 1,5 раза.

Практика показывает, что поршневые компрессоры рациональнее использовать на ДКС в тех случаях, когда степень сжатия газа больше двух ($r > 2$), давление на приеме достаточно высокое ($p_n > 3$ МПа), расход перекачиваемого газа относительно небольшой.

Поршневые ГПА характеризуются большими металлозатратами, удельной площадью: удельная масса агрегата на 1 кВт силового привода составляет 28—62 кг, удельная площадь цеха 2,5—6,85 м² на 100 кВт.

Основные технико-экономические показатели поршневых ГПА. В отечественной и зарубежной практике используют поршневые ГПА двух типов: 1) газомотокомпрессоры (ГМК), состоящие из газового двигателя и поршневого компрессора, соединенные одним коленчатым валом; 2) комбинированные (спаренные) агрегаты, состоящие из газового (или электрического) двигателя и соединяемого с ним через муфту или непосредственно отдельного поршневого компрессора.

В табл. VII.1 приведены основные технико-экономические показатели отечественных поршневых ГПА с газовыми двигателями.

Применение газомоторных компрессоров ГМК в общем случае эффективнее, чем комбинированных поршневых газоперекачивающих агрегатов с отдельным газовым двигателем (ПГПА); использование же комбинированных поршневых ГПА экономически целесообразно лишь при агрегатной мощности менее 4000 кВт, а также в особых условиях, когда предъявляются специальные требования к блочности поставки. Создание поршневых ГПА с отдельным газовым двигателем мощностью более 5000 кВт нецелесообразно.

Т а б л и ц а VII.1 Основные технико-экономические показатели поршневых

| Марка ГПА | Мощность, кВт | Частота вращения вала, мин ⁻¹ | Число цилиндров двигателя | Наибольшее число цилиндров компрессора | К. п. д. двигателя |
|-----------|---------------|--|---------------------------|--|--------------------|
| ГМ-8 | 440 | 600 | 8 | 4 | 0,275 |
| 10ГКМ | 735 | 300 | 10 | 5 | 0,226 |
| 10ГКН | 1100 | 300 | — | — | — |
| 10ГКНА | 1100 | 300 | 10 | 5 | 0,295 |
| МК-8 | 2060 | 300 | 8 | 4 | 0,36 |
| ДР-12 | 5500 | 330 | 12 | 6 | 0,36 |
| 6М-25* | 4000 | 375 | Электро-двигатель | 6 | 0,96 |
| КС-550** | 400 | 600 | 8 | 4 | 0,275 |

* Поршневой компрессор с электроприводом.

** Автономная блочная компрессорная станция с ГМК типа ГМ-8.

Удельные капитальные вложения в газомоторные поршневые ГПА в зависимости от мощности агрегата N_n можно рассчитать по формуле

$$K_n = 43,8 + \frac{2040}{N_n^{0,5}}, \quad (\text{VII.9})$$

где $736 < N_n < 11\,000$ кВт.

Численность работающих на ДКС, оборудованной поршневыми ГПА, ориентировочно составит $T_n = 17\sqrt{n}$, где n — число поршневых компрессоров.

Основные направления технического прогресса в области создания поршневых ГПА: повышение агрегатной мощности; снижение удельной массы; повышение экономичности; расширение диапазона регулирования; увеличение степени автоматизации; повышение надежности работы; обеспечение блочной поставки и монтажа; снижение эксплуатационных затрат.

§ 70. ДОЖИМНЫЕ КОМПРЕССОРНЫЕ СТАНЦИИ, ОБОРУДОВАННЫЕ ЦЕНТРОБЕЖНЫМИ КОМПРЕССОРАМИ

Центробежные компрессоры — это машины динамического сжатия газа в результате значительного увеличения скорости его движения с последующим превращением кинетической энергии потока в потенциальную энергию давления в диффузорах.

По кривым, приведенным на рис. VII.3, можно определить степень сжатия газа r , политропный к. п. д. компрессора η_n и мощность N , потребную для сжатия газа в зависимости от объемной подачи компрессора V при условии всасывания (p_n, T_n) для нагнетателя типа ГПА-Ц-6,3/56М.

ГПА

| Абсолютное давление, МПа | | Подача газа, млн. м ³ /сут | Масса, т | Удельная площадь цеха, м ² на 100 кВт |
|--------------------------|------------|---------------------------------------|----------|--|
| всасывания | нагнетания | | | |
| 3—3,5 | 1,3—1,5 | 0,12—0,17 | 25,2 | 6,85 |
| 2,5 | 5,5 | 0,55 | 58,5 | — |
| — | — | — | 65 | 5,13 |
| 3—3,8 | 5,6 | 0,98—1,25 | 63,6 | — |
| 2,5—4,3 | 5,6 | 1,54—5,28 | 126,8 | 3,2 |
| 3,5—4,5 | 5,5 | 8,04—13,3 | 270 | 2,7 |
| 0,25—0,45 | 5,6 | 0,68—0,87 | 110,6 | — |
| 0,40—0,45 | 6—6,4 | 0,07—0,08 | 56,9 | — |

Объемную подачу центробежного компрессора при стандартных условиях можно рассчитать по уравнению

$$Q_n = 0,002\,14\rho_n V, \quad (\text{VII.10})$$

где ρ_n — плотность сжимаемого газа при абсолютных давлении p_n и температуре T_n во всасывающем газопроводе компрессора,

$$\rho_n = 10^4 p_n / (RT_n z_n), \quad (\text{VII.11})$$

где R — удельная газовая постоянная; z_n — коэффициент сверхсжимаемости газа при p_n и T_n .

Объемная подача центробежного компрессора V функционально связана со степенью сжатия газа r .

При постоянной частоте вращения $n_0 = 8200$ мин⁻¹ эта зависимость имеет вид

$$r = 0,91 + 0,84 \cdot 10^{-2} V - 0,28 \cdot 10^{-4} V^2, \quad (\text{VII.12})$$

где V — в м³ мин; $140 \leq V \leq 250$; $1,1 \leq r \leq 1,6$.

Если частота вращения центробежного компрессора отличается от номинальной, n_0 при постоянной объемной подаче ($V = \text{const}$), приближенно зависимость степени сжатия r от относительной частоты вращения компрессора \bar{n} можно выразить следующим образом:

$$r_2 \cong r_1 \frac{\bar{n}_2}{\bar{n}_1} = r_1 \frac{n_2}{n_1}, \quad (\text{VII.13})$$

где $\bar{n}_i = n_i/n_0$; $0,7 \leq \bar{n}_i \leq 1,1$.

Зависимость мощности, потребляемой компрессором для сжатия газа при постоянной частоте вращения компрессора ($n_0 =$

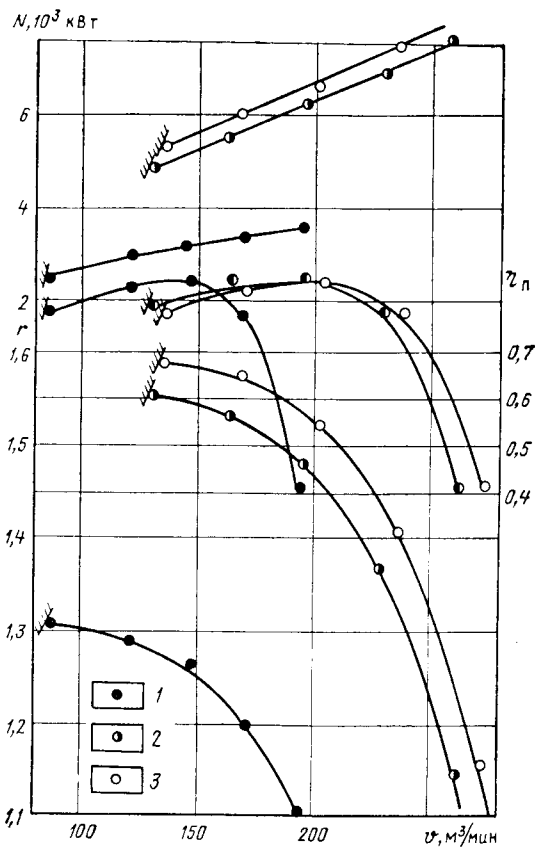


Рис. VII.3. Зависимость степени сжатия газа (1), политропного к. п. д. компрессора η_p (2) и мощности N (3) от объемной подачи компрессора V при условиях всасывания (p_n, T_n)

= const), от объемной подачи V можно выразить уравнением

$$N_0 = 1690 + 23,6V \quad (\text{VII.14})$$

при $140 \leq V \leq 250, n_0 = 8200 \text{ мин}^{-1}$.

Если частота вращения компрессора не равна 8200 с^{-1} , эту зависимость приближенно можно выразить в виде

$$N \cong N_0 (n/n_0)^2. \quad (\text{VII.15})$$

Зная общую степень сжатия газа на ДКС, равную отношению абсолютных давлений нагнетания p_b к давлению всасывания p_n ($r_0 = p_b/p_n$), число ступеней сжатия газа n_c , можно определить степень сжатия газа в одной ступени

$$r_i = \sqrt[n_c]{p_b/p_n}, \quad (\text{VII.16})$$

а затем рассчитать V, N, Q .

Приводом для центробежных компрессоров может служить авиационная турбина НК-12МВ, переоборудованная на газовое топливо. Номинальная мощность этой турбины 6300 кВт, номинальная частота вращения вала турбины 8200 мин^{-1} , диапазон измене-

ния частот вращения $6150-8500 \text{ мин}^{-1}$. Центробежный компрессор с авиационным двигателем позволил получить транспортабельный блочный газоперекачивающий агрегат, обладающий высоким коэффициентом готовности, полной автоматизацией работы, автономностью, легкостью замены компрессора или турбины, дистанционным управлением. Удельная масса центробежных компрессоров со стационарным газотурбинным приводом составляет 8—19 кг на 1 кВт, с авиационным двигателем — 0,3—0,7 кг на 1 кВт.

§ 71. ДОЖИМНЫЕ КОМПРЕССОРНЫЕ СТАНЦИИ, ОБОРУДОВАННЫЕ ВИНТОВЫМИ КОМПРЕССОРАМИ

Винтовые компрессоры принадлежат к классу объемных (поршневых) машин, повышающих давление сжимаемого газа уменьшением объема рабочей полости компрессора в цикле процесса сжатия.

Степень сжатия газа в компрессоре, определяемая формой, площадью и относительным расположением контуров всасывающих и нагнетательных окон, шагами спиралей зубьев и впадин на роторах и длиной роторов, а также значением зазоров между роторами, между роторами и стенками корпуса, называется *внутренней*.

Изменение степени сжатия газа в регулируемом винтовом компрессоре достигается с помощью золотникового устройства, изменяющего площадь и форму нагнетательного окна. На практике используют винтовые компрессоры, имеющие подачу при нормальных условиях $6,3-400 \text{ м}^3/\text{мин}$ и степень сжатия газа в одной ступени до 5.

На рис. VII.4 приведена зависимость адиабатического к. п. д. и коэффициент подачи от степени сжатия газа, на рис. VII.5 — зависимость подачи и адиабатического к. п. д. от степени сжатия газа и относительной частоты вращения ведущего винта.

Как видно из рис. VII.4, адиабатический к. п. д. и коэффициент подачи винтового компрессора имеют устойчивые высокие значения в широком диапазоне подачи и давлений газа.

Винтовые компрессоры характеризуются отсутствием функциональной связи между их подачей и степенью сжатия газа; высоким совершенством процесса сжатия газа, вследствие того что не происходит соприкосновения и трения роторов, незначительных газодинамических потерь давления газа на входе и выходе (так как отсутствуют клапаны и мертвые пространства); малой пульсацией газового потока; прямооточностью движения газа; быстротходностью.

Винтовые компрессоры по своим параметрам превосходят поршневые и при тех же значениях подачи и степени сжатия газа имеют меньшие массу и габариты — соответственно в 10—100 и в 3—10 раз.

С учетом требований, предъявляемых к ГПА для промышленных ДКС, привод винтового компрессора должен характеризоваться мобильностью, быстрым набором мощности, простотой и надежностью эксплуатации, большой мощностью при незначительной

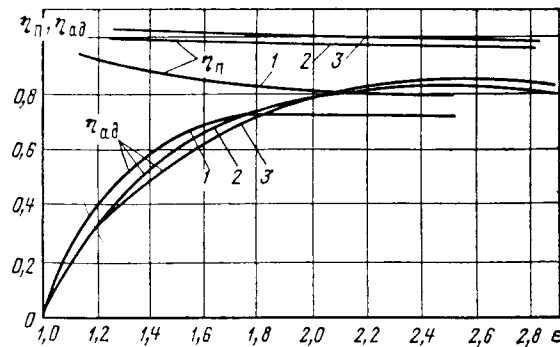


Рис. VII.4. Зависимость адиабатического к. п. д. и коэффициента подачи от степени сжатия ϵ .
Частота вращения, об/мин: 1 — 1200; 2 — 2500; 3 — 3200

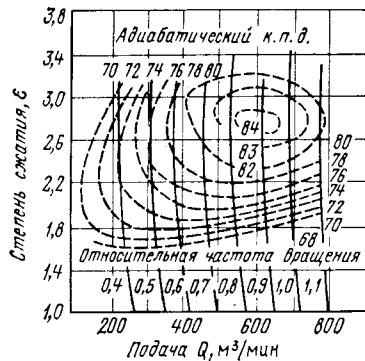


Рис. VII.5. Зависимость подачи и адиабатического к. п. д. от степени сжатия газа и относительной частоты вращения ведущего винта

массе, широким диапазоном регулирования по частоте вращения, высокой степенью автоматизации, высокими технико-экономическими показателями при работе на номинальном и переменном режимах, автономностью.

В качестве привода винтовых компрессоров используют авиадвигатели, переведенные на газообразное топливо.

Теоретическая объемная подача идеального винтового компрессора при условиях всасывания равна

$$Q_T = Vn, \quad (VII.17)$$

где V — геометрический объем впадин ведущего и ведомого винтов в условиях всасывания, m^3 ; n — частота вращения ведущего винта в единицу времени, s^{-1} .

Геометрический объем впадин ведущего и ведомого винтов в условиях всасывания обычно выражается через конструктивные размеры винтов:

$$V = (f_1 + f_2) a D_1 z_1, \quad (VII.18)$$

где f_1, f_2 — площади поперечного сечения впадин соответственно ведущего и ведомого винтов в торцевом сечении; $a = L/D_1$ — от-

ношение длины винта L к наружному диаметру винта D_1 ; z_1 — число зубьев ведущего винта.

$$f_1 + f_2 = \sigma D_1^2. \quad (VII.19)$$

Здесь σ — коэффициент, зависящий от геометрии профиля зубьев (для симметричного кругового профиля $\sigma = 0,1143$).

Фактическая подача газа винтового компрессора, характеризующегося перетоками газа между винтами, винтами и корпусом, будет меньше теоретической:

$$Q_\Phi = Q_T \eta_V, \quad (VII.20)$$

где η_V — объемный коэффициент подачи компрессора (сложная функция, зависящая от частоты вращения ведущего винта, степени сжатия газа, удельного содержания жидкой фазы в сжимаемом газе).

$$\eta_V = \eta_V(n, r, q_k). \quad (VII.21)$$

При ориентировочных расчетах для маслозаполненных винтовых компрессоров можно принимать значения η_V от 0,8 до 0,95 при степени повышения давления от 2,8 до 4 и частоте вращения ведущего винта от 2 до 3 тыс. об/мин.

Коммерческая объемная подача винтового компрессора при стандартных физических условиях выражается формулой

$$Q_{ст} = Q_\Phi \frac{p_n z_c T_c}{z_n p_c T_n}, \quad (VII.22)$$

где p_n, T_n, z_n и p_c, T_c, z_c — соответственно абсолютное давление, температура и коэффициент сверхсжимаемости газа на приеме компрессора и при стандартных условиях.

Мощность $N_{ку}$, подводимая к винтовому компрессору, расходуется на сжатие, перемещение и выталкивание газа (N_i), на преодоление механического трения в элементах компрессора (N_m) и на привод вспомогательных механизмов (N_b) — масляного и водяного насосов, вентилятора и др.

$$N_{ку} = N_i + N_m + N_b, \quad (VII.23)$$

где N_i — внутренняя (индикаторная) мощность на сжатие и выталкивание газа; $N_m = N_i (1/\eta_m - 1)$.

$$\eta_m = 0,95 - 0,98; \quad N_b = (0,05 - 0,10) N_i.$$

Необходимую мощность привода $N_{пр}$ с учетом к. п. д. двигателя можно рассчитать по формуле

$$N_{пр} = (1,05 - 1,1) N_{ку} / \eta_d = (1,1 - 1,2) N_i / (\eta_d \eta_m). \quad (VII.24)$$

Индикаторную мощность на сжатие и выталкивание газа для основного режима работы охлаждаемого винтового компрессора можно рассчитать по формуле И. А. Сакуна, в которой используются коэффициент адиабаты k и условные коэффициенты политроп m_1 — при сжатии газа в винтовом компрессоре без искусст-

венного охлаждения корпуса — и m_2 — с искусственным охлаждением корпуса. При изотермическом процессе сжатия газа $m_2 = 1$. Обычно $m_1 > k$, $1 < m_2 < k$.

Формула Сакуна имеет вид

$$N_i = 1,634 Q_n p_n \left[\left(\frac{k}{k-1} - \frac{m_1}{m_1-1} \right) r^{\frac{m_1-1}{m_1}} + \frac{m_2}{m_2-1} r^{\frac{m_2-1}{m_2}} - \left(\frac{k}{k-1} - \frac{m_1}{m_1-1} - \frac{m_2}{m_2-1} \right) \right], \quad (\text{VII.25})$$

где m_1 и m_2 определяют по экспериментальным данным (r , k , T_n , T_p и η_a) при испытании компрессора; без отвода теплоты

$$m_1 = \lg r / [\lg r - \lg (T_n / T_p)]; \quad (\text{VII.26})$$

с отводом теплоты

$$T_n = T_p \frac{m_2-1}{m_2}, \quad (\text{VII.27})$$

где m_1 — функция коэффициента подачи компрессора η_v и окружающей скорости вращения винтов. При $r = 2,5-4$, $\eta_v = 0,8$ и $v_0 = 120$ м/с, $m_1 = 1,63$, при $V_0 = 50$ м/с, $m_1 = 1,48$.

Основным называется такой режим работы винтового компрессора, при котором давление газа p_m в выкидном газопроводе равно давлению p_n газа в конце цикла сжатия в компрессоре ($p_m = p_n$).

Энергетическое совершенство компрессора определяется адиабатическим к. п. д. — отношением работы сжатия газа при адиабатическом процессе к работе, затраченной в действительности.

Адиабатический к. п. д. винтового компрессора определяют по формуле

$$\eta_a = \frac{k}{k-1} \left(r^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right) / \left[\frac{m_2}{m_2-1} r^{\frac{m_2-1}{m_2}} + \left(\frac{k}{k-1} - \frac{m_1}{m_1-1} \right) r^{\frac{m_1-1}{m_1}} - \left(\frac{m_2}{m_2-1} + \frac{k}{k-1} - \frac{m_1}{m_1-1} \right) \right]. \quad (\text{VII.28})$$

§ 72. ДОЖИМНЫЕ КОМПРЕССОРНЫЕ СТАНЦИИ, ОБОРУДОВАННЫЕ ГАЗОПЕРЕКАЧИВАЮЩИМИ АГРЕГАТАМИ РАЗЛИЧНОГО ТИПА

По результатам исследований были сделаны следующие выводы: 1) совместная работа одноступенчатых центробежных нагнетателей и поршневых компрессоров типа 10ГКН при их последовательном соединении для сжатия газа невыгодна с технико-экономической точки зрения; 2) использование двух ступеней сжатия газа в центробежных нагнетателях в первый период работы ДКС позволяет уменьшить капитальные вложения в строительство ДКС

по сравнению с поршневыми компрессорами; 3) на конечном, длительном по времени компрессорном периоде эксплуатации при степени сжатия газа $r > 2$ выгоднее использовать одни поршневые компрессоры; 4) для промышленных ДКС желательны транспортательные передвижные ГПА.

Совместная работа винтовых компрессоров на первых ступенях сжатия газа и поршневых или центробежных, двухступенчатого сжатия газа в агрегате (ГПА-Ц-6,3) на второй ступени сжатия выгодна с технико-экономической точки зрения даже в том случае, если разность давлений на выходе и входе винтового компрессора не превышает 1,4 МПа и если винтовой компрессор одноступенчатый с незначительной внутренней степенью сжатия газа ($\epsilon < 2,5$).

В результате технико-экономической оптимизации обоснован следующий ряд центробежных ГПА по мощности силового привода (в тыс. кВт): 4; 6,3; 10; 16; 25 — для газопровода с диаметрами труб от 700 до 1420 мм.

Пропускная способность магистральных газопроводов при максимальном диаметре 1420 мм будет возрастать за счет увеличения давления транспортировки газа с 7,5 до 10 и 12 МПа.

Показатели отечественных газотурбинных агрегатов приведены в табл. VII.2.

Основные геометрические параметры нагнетателей с потребляемой мощностью 6 тыс. кВт и при давлении на выходе от 28 до 76 МПа приведены в табл. VII.3.

Применение нагнетателей с углом выхода лопаток $\beta_2 = 135^\circ$, с уменьшенным до 11° углом лопаток диффузора и уменьшенным до 9 числом лопаток диффузора позволяет увеличить как напор, так и объемную подачу. На ДКС целесообразно применять центробежные компрессорные агрегаты с многоступенчатым сжатием газа: две—пять ступеней сжатия в одном корпусе. Так, установка четырех полнонапорных агрегатов (две ступени сжатия газа в одном корпусе) ГТН-16 вместо восьми агрегатов ГТК-10, работающих

Таблица VII.2 Показатели газотурбинных агрегатов

| Показатели | Тип агрегата | | | |
|---------------------------|--------------|--------------|--------|-----------|
| | ГТН-6 | ГПА-Ц-6,3/76 | ГТН-10 | ГПА-10 |
| Мощность, тыс. кВт | 6,3 | 6,3 | 10 | 10 |
| К. п. д. ГТУ, % | 24 | 22—23 | 29—30 | 26,5 |
| Температура цикла ГТУ, °С | 760 | 750 | 780 | 790 |
| Степень сжатия цикла ГТУ | 6 | 7,8 | 4,4 | 10,3 |
| Частота вращения, об/мин: | | | | |
| ротора турбокомпрессора | 6200 | 8200 | 5200 | 5620/7660 |
| силового ротора | 6150 | 8200 | 4800 | 4800 |

Продолжение табл. VII.2

| Показатели | Тип агрегата | | | | |
|---------------------------|--------------|--------|-----------|--------|-----------|
| | ГТН-16 | ГПА-16 | ГТН-25 | ГТН-25 | ГТН-40 |
| Мощность, тыс. кВт | 16 | 16 | 25 | 25 | 40 |
| К. п. д. ГТУ, % | 29 | 30 | 28 | 31 | 31 |
| Температура цикла ГТУ, °С | 900 | — | 890 | 1020 | 950 |
| Степень сжатия цикла ГТУ | 11,5 | — | 12,5 | 13 | 15 |
| Частота вращения, об/мин: | | | | | |
| ротора турбокомпрессора | 6850 | — | 4340/5050 | 7100 | 4370/5200 |
| силового ротора | 6500 | — | 3700 | 5500 | 3900 |

Таблица VII.3 Основные геометрические параметры нагнетателей

| Нагнетатель | Тип колеса | Степень сжатия газа | | | | | |
|-------------|------------|---------------------|------------|--------------------|------------|--------------------|-----------|
| | | D_1 , мм | b_2 , мм | β_1 , градус | D_2 , мм | β_2 , градус | $b_1 D_2$ |
| Н-300-1,23 | К-33-38 | 366 | 74 | 33 | 780 | 38 | 0,051 |
| Н-6-76 | К-29-34 | 366 | 53 | 29 | 780 | 34 | 0,039 |
| Н-6-56 | К-42-32 | 366 | 58 | 42 | 780 | 32 | 0,045 |
| Н-6-41 | К-42-35 | 366 | 79 | 42 | 780 | 35 | 0,072 |
| Н-6-28 | К-42-35 | 424 | 84 | 42 | 900 | 35 | 0,052 |

Примечание. D_1 — диаметр нагнетателя; β_1, β_2 — входной и выходной угол наклона лопаток соответственно; b_2 — ширина колеса нагнетателя на выходе газа; D_2 — диаметр колеса нагнетателя.

последовательно, в две ступени сжатия газа, позволяет снизить капитальные вложения на 25—30 %.

Удельный расход топливного газа на ДКС, оборудованных центробежными компрессорами с газотурбинным приводом, можно рассчитать по формуле, предложенной В. А. Шуровским и С. Н. Сидниным:

$$\frac{q_{\text{ТГ}}}{N_e} = 0,02064 \frac{\left(0,75 + 0,25 \sqrt{\frac{T_a}{288} \frac{p_a}{0,1013} \frac{1}{k_3}}\right)}{\eta_{\text{ГТУ}} Q_n}, \quad (\text{VII.29})$$

где $q_{\text{ТГ}}$ — расход топливного газа, млн. м³/сут; N_e — эффективная мощность, привода, кВт; $\eta_{\text{ГТУ}}$ — к. п. д. газотурбинной установки; Q_n — низшая теплота сгорания топливного газа, мДж/м³; T_a — температура атмосферного воздуха, К; p_a — атмосферное давление, МПа; k_3 — коэффициент загрузки агрегата.

Пример. Рассчитать технико-экономические показатели промышленной ДКС, оборудованной ГПА различного типа при следующих исходных

данных: пропускная способность УКПГ $Q_0 = 15$ млрд. м³/год, рабочее давление в аппаратах осушки газа $p = 7,2$ МПа, температура газа на входе в ДКС $T_{\text{п}} = 293$ К, коэффициент адиабаты $k = 1,3$, давление газа на входе в ДКС $p_{\text{п}} = 0,57$ МПа, давление газа на выходе из ДКС $p_{\text{н}} = 7,6$ МПа. На первой ступени сжатия газа применяют винтовые компрессоры сухого сжатия газа. Диаметр винта 630 мм. В качестве привода используют авиационный двигатель мощностью 5000 кВт, переоборудованный на газовое топливо.

Удельные капитальные вложения в оборудование компрессорного цеха с винтовыми компрессорами $K_{\text{ув}} = 100$ руб/кВт, годовые эксплуатационные затраты $\mathcal{E}_{\text{ГВ}} = 30$ руб/кВт, $M = 70$ т.

В качестве дожимных компрессоров на последующих ступенях сжатия газа используют: а) центробежные компрессоры двухступенчатого сжатия газа с помощью ГПА-Ц-6,3 с общей степенью повышения давления 1,45—1,6; удельные капитальные вложения и годовые эксплуатационные затраты такие же, как и для винтовых компрессоров с авиационным двигателем; б) поршневые компрессоры типа ДВ-12 с мощностью силового привода 5500 кВт.

Таблица VII.4 Техничко-экономические показатели по промышленной ДКС, оборудованной винтовыми и поршневыми компрессорами с газомоторным двигателем ($p_{\text{п}} = 0,57$ МПа)

| Показатели | Степень сжатия газа | | |
|---|---------------------|-------------|-------------|
| | I | II | III |
| Тип ГПА | 10В400/5,7-16 | ДР-12/16-45 | ДР-12/35-75 |
| Число ГПА: | | | |
| рабочих | 16 | 12 | 8 |
| резервных | 3 | 2 | 2 |
| Степень повышения давления газа | 2,8 | 2,17 | 2,17 |
| Подача одного ГПА, млн. м ³ /сут | 2,62 | 3,4 | 5,28 |
| Давление газа на выходе из ступени, МПа | 1,6 | 3,5 | 7,5 |

Таблица VII.5 Техничко-экономические показатели по промышленной ДКС, оборудованной винтовыми и центробежными компрессорами с авиационным газотурбинным двигателем ($p_{\text{п}} = 0,57$ МПа)

| Показатели | Степень сжатия газа | | |
|---|---------------------|--------------|--------------|
| | I | II | III |
| Тип ГПА | 10В400/5,7-16 | ГПА-Ц-6,3/28 | ГПА-Ц-6,3/41 |
| Число ГПА: | | | |
| рабочих | 16 | 8 | 8 |
| резервных | 3 | 2 | 2 |
| Степень повышения давления газа | 2,8 | 1,26 | 1,5 |
| Подача одного ГПА, млн. м ³ /сут | 2,62 | 6 | 5,7 |
| Частота вращения вала компрессора, об/мин | 3000 | 8200 | 8200 |
| Давление газа на выходе из ступени, МПа | 1,6 | 2,02 | 3,03 |

Продолжение табл. VII.5

| Показатели | Степень сжатия газа | |
|---|---------------------|--------------|
| | IV | V |
| Тип ГПА | ГПА-Ц-6,3/56 | ГПА-Ц-6,3/76 |
| Число ГПА: | | |
| рабочих | 5 | 5 |
| резервных | 1 | 1 |
| Степень повышения давления газа | 1,55 | 1,6 |
| Подача одного ГПА, млн. м ³ /сут | 8,3 | 8,1 |
| Частота вращения вала компрессора, об/мин | 8500 | 8500 |
| Давление газа на выходе из ступени, МПа | 5,69 | 7,5 |

Удельные капитальные вложения при этом составляют $K_{уц} = 227$ руб./кВт, годовые эксплуатационные затраты — $Z_{цп} = 46$ руб./кВт, $M = 270,2$ т. Результаты вычислений приведены в табл. VII.4 и VII.5. Компонка ГПА на ДКС приведена на рис. VII.6 и VII.7.

Результаты расчетов показывают, что при совместной работе на промышленной ДКС винтовых и центробежных компрессоров для сжатия газа с 0,57 до 7,5 МПа с общей степенью повышения давления 13,16 необходимо пять ступеней сжатия газа в агрегатах.

На станции необходимо иметь девять резервных ГПА и 42 рабочих. Общие капитальные вложения в оборудованные ДКС составят 29,7 млн. руб., годовые эксплуатационные затраты — 8,9 млн. руб., общие металлозложения — 3570 т, расход топливного газа в год — 1,33 млрд. м³ или около 9 % от годового объема перекачанного газа, число рабочих — 72. Общая установленная мощность силового привода составит 297 000 кВт. При оборудовании ДКС винтовыми и поршневыми ГПА при той же общей степени повышения давления и подаче газа необходимо иметь три ступени сжатия газа в агрегатах, 36 рабочих и семь резервных ГПА.

Общие капитальные вложения составят 39,5 млн. руб., годовые эксплуатационные затраты — 8,9 млн. руб., общие металлозложения — 7800 т, расход топливного газа в год — 0,84 млрд. м³, или 5,6 % от годового объема перекачиваемого газа. Число работающих на ДКС будет 120. Общая установленная мощность силового привода составит 227 000 кВт.

Из сопоставления результатов расчета следует, что по эксплуатационной надежности (меньше ступеней сжатия газа) предпочтительнее вариант оборудования промышленной ДКС винтовыми и поршневыми компрессорами. При таком варианте получают экономию топливного газа $0,49 \cdot 10^9$ м³ в год. Однако в этом случае требуются большие капитальные вложения, время на строительство, численность персонала, металлозложения.

§ 73. РАЗМЕЩЕНИЕ ДКС НА ПРОМЫСЛОВЫХ УСТАНОВКАХ КОМПЛЕКСНОЙ ПОДГОТОВКИ ГАЗА (УКПГ)

Промысловую переработку пластового сырья, как было показано ранее, с целью получения товарных продуктов (сухого газа и стабильного конденсата) осуществляют при помощи различных процессов: 1) низкотемпературной конденсации; 2) извлечения паров воды и конденсирующихся углеводородов при помощи твердых

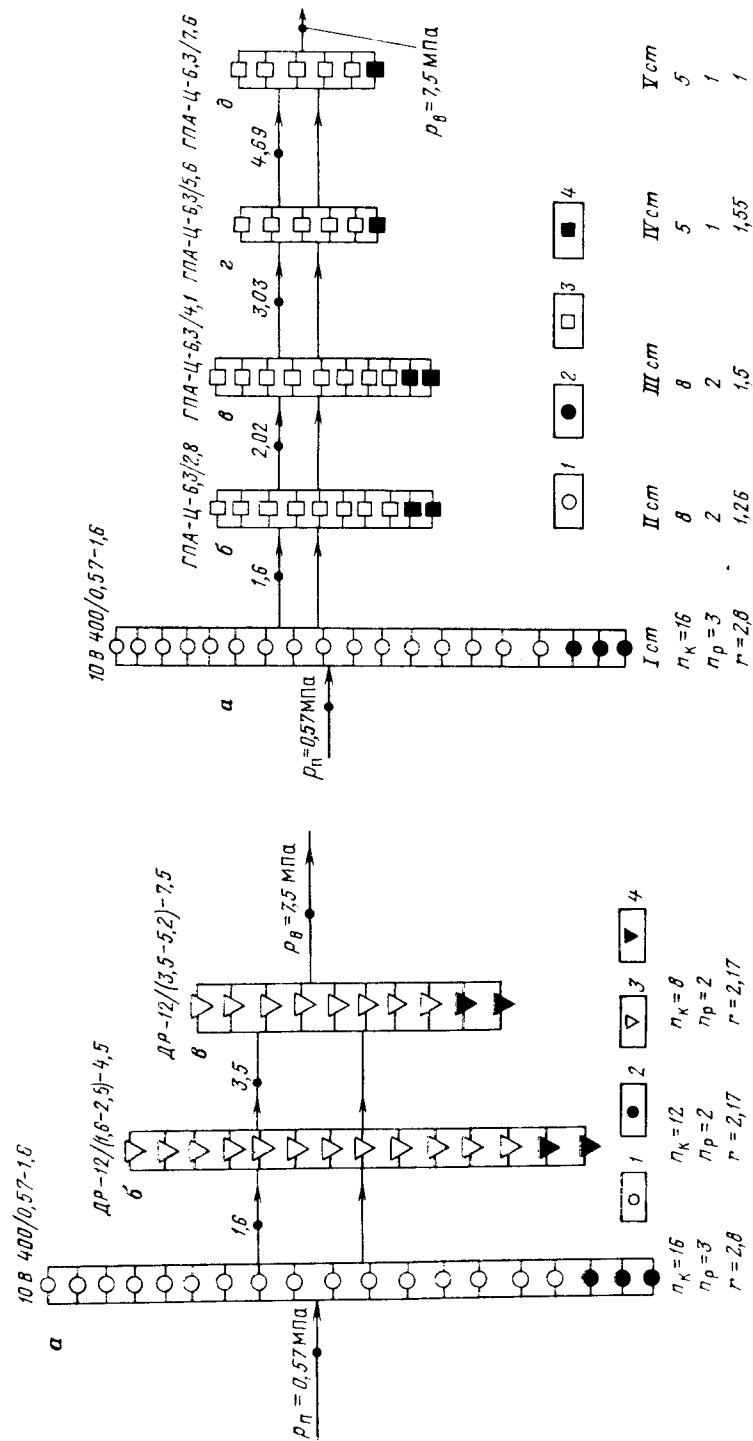


Рис. VII.7. Схема компоновки компрессорных агрегатов на ДКС, оборудованной винтовыми и центробежными компрессорами. Компрессоры: 1 — рабочие, винтовые; 2 — резервные, винтовые; 3 — рабочие, центробежные; 4 — резервные, центробежные; ступени сжатия: а — V; б — II; в — III; г — IV, д — V

Рис. VII.6. Схема компоновки компрессорных агрегатов на ДКС, оборудованной винтовыми и поршневыми компрессорами. Ступени сжатия: а — 1, б — II; в — III; компрессоры: 1 — рабочие, винтовые; 2 — резервные, винтовые; 3 — рабочие, поршневые; 4 — резервные, поршневые

сорбентов; 3) извлечения паров воды и конденсирующихся углеводородов при помощи жидких поглотителей.

Размещение ДКС на УКПГ зависит от давления максимальной конденсации процесса, метода извлечения из газа углеводородных и неуглеводородных компонентов, географических и климатических условий района расположения месторождения.

Рассмотрим возможные варианты размещения ДКС в технологических схемах НТС с турбохолодильными агрегатами типа БТДА-5/100.

Размещение ДКС до турбохолодильной установки БТДА-5/100 имеет следующие преимущества:

1) технологические параметры работы БТДА-5/100 ($p_{вх}$, $T_{вх}$, Q , $t_{сеп}$, $p_{вых}$, $T_{вых}$), их число и компоновка не изменяются с постоянным суточным отбором газа;

2) в низкотемпературном сепараторе можно поддерживать давление и температуру, обеспечивающие рациональную глубину извлечения конденсата при изменении состава продукции скважин;

3) меньший расход ингибитора гидратообразования по сравнению с другими вариантами размещения ДКС.

К недостаткам размещения ДКС до БТДА-5/100 относятся:

1) невозможность использования максимального давления, создаваемого компрессорами для транспортировки газа, вследствие необходимости извлечения конденсата в низкотемпературном сепараторе при определенном изменяющемся давлении максимальной конденсации и использовании части пластового давления для охлаждения газа в турбохолодильной установке;

2) несколько большее давление на выкиде ДКС из-за необходимости компенсации части давления, используемого в турбохолодильной установке, и связанное с этим увеличение расхода металла;

3) относительно больший износ поршневых компрессионных колец, компрессорных цилиндров поршневых компрессоров или лопаток и проточной части центробежных нагнетателей из-за недостаточной глубины очистки сжимаемого газа от твердых взвесей и осушки его от жидкой фазы в сепараторе-каплеотбойнике.

Вопрос о размещении ДКС решается в результате технико-экономических расчетов. В определенных условиях конкретных месторождений рациональным может быть размещение ДКС первой ступени сжатия газа до БТДА-5/100, второй — после турбохолодильной установки. Если газ подготавливается к транспортировке на УКПГ в адсорбционных или абсорбционных установках, работающих при определенном давлении (например, 7,5 МПа), ДКС сооружают перед этими установками. При этом число и технологический режим работы установок не будут изменяться при падении пластового давления.

Глава VIII

ПОДЗЕМНОЕ ХРАНЕНИЕ ГАЗА

§ 74. ПОДЗЕМНОЕ ХРАНЕНИЕ ГАЗА В ПОРИСТЫХ И ПРОНИЦАЕМЫХ КОЛЛЕКТОРАХ

Цели подземного хранения газа

Подземные хранилища газа обеспечивают:

1) покрытие сезонной неравномерности газопотребления, связанной с отопительной нагрузкой в зимнее время;

2) уменьшение капитальных вложений в магистральный газопровод и компрессорные станции;

3) создание условий для ритмичной работы источников газа и сооружений магистральных газопроводов (МГ) с постоянной среднегодовой подачей при коэффициенте использования установленной мощности КС, близком к единице;

4) создание государственных запасов газа (топлива и сырья для химических заводов) в необходимых районах страны;

5) сохранение нефтяного газа в новых нефтедобывающих районах и углеводородного конденсата при временной невозможности его использования;

6) увеличение коэффициента нефтеотдачи в старых нефтедобывающих районах в случае создания ПХГ в выработанных нефтяных месторождениях;

7) создание запасов сырья и топлива для нефтехимических комбинатов и запасов готовой продукции после ее выработки;

8) уменьшение мощности завода по очистке от H_2S и CO_2 и производству газовой серы;

9) повышение надежности работы системы дальнего газоснабжения в целом;

10) выравнивание колебаний потребления электроэнергии.

Покрытие сезонной неравномерности газопотребления. Потребление природного газа потребителями различных групп характеризуется неравномерностью по временам года (лето, зима), по месяцам, неделям, суткам и часам суток. Особенно велика неравномерность сезонного потребления газа, связанная с использованием газа для отопления газопечными установками, домовыми и районными котельными, ТЭЦ, котельными промышленных предприятий (рис. VIII.1).

Коэффициентом месячной неравномерности газопотребления $K_{им}$ называется отношение фактического месячного потребления газа $Q_{им}$ к среднемесячному $Q_{см}$:

$$K_{им} = Q_{им} / Q_{см}, \quad (VIII.1)$$

где $Q_{см} = Q_{г} / 12$; $Q_{г}$ — объем годового потребления газа, m^3 .

Для хранения летнего избытка газа, который зимой подают потребителям при ритмичной работе магистрального газопровода

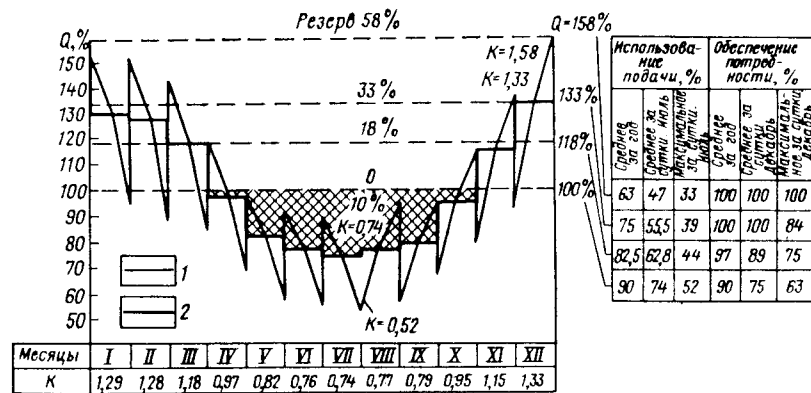


Рис. VIII.1. График потребления газа городом (заштрихованная площадь — объем газа, подлежащий хранению в ПХГ).

Колебания: 1 — суточные; 2 — месячные; K — коэффициент месячной неравномерности газопотребления; Q — расход перекачиваемого газа

со среднегодовой пропускной способностью, сооружают подземные хранилища.

Объем газа, используемый для выравнивания сезонной неравномерности газопотребления, можно рассчитать тремя методами: 1) по числу градусо-дней недостатка температуры и количеству теплоты, необходимой на один градусо-день недостатка температуры; 2) по нормам расхода газа на отопление по всем категориям потребителей; 3) по коэффициентам месячной неравномерности газопотребления.

Зная коэффициенты месячной неравномерности газопотребления, объем газа, подлежащего хранению, Q_a (активный объем) можно определить по формуле

$$Q_a = \sum_{i=1}^n (Q_{cm} - Q_{im}) = \sum_{i=1}^n Q_{cm} \left(1 - \frac{Q_{im}}{Q_{cm}}\right) = \frac{Q_r}{12} \sum_{i=1}^n (1 - K_{im})$$

или

$$Q_a = \frac{Q_r}{12} \sum_{i=1}^n (1 - K_{im}), \quad (VIII.2)$$

где $K_{im} < 1$; n — число коэффициентов.

Уменьшение капитальных вложений. Приближенно капитальные вложения (в руб.) в магистральный газопровод K_{mg} и компрессорные станции K_{kc} можно записать в виде следующего уравнения:

$$K_0 = K_{mg} + K_{kc} = \frac{CQ^{3/4} p_1}{(p_1^2 - p_2^2)^{3/8}} + \frac{C_1 Q^{3/8}}{(p_1^2 - p_2^2)^{3/16}} + 0,0038na \lg \frac{p_1}{p_2} + K_1, \quad (VIII.3)$$

где

$$C = \frac{2,47\beta \left[\frac{\sqrt{L}}{38} \right]^{3,4} L}{2R_z}; \quad C_1 = \lambda L \left[\frac{\sqrt{L}}{38} \right]^{3,8};$$

p_1, p_2 — давления соответственно на выкиде и приеме компрессорных станций (КС); n — число КС; K_1 — капитальные вложения, независимые от Q ; β, λ — укрупненные показатели; L — расстояние между КС; R_z — допускаемое напряжение на разрыв материала труб.

Если подземного хранилища нет, в уравнении (VIII.3) вместо Q подставляют максимальное среднесуточное потребление газа Q_{max} в самый холодный месяц (декабрь, январь), если подземное хранилище есть — среднесуточное потребление газа за год Q_c . Поскольку $Q_{max} > Q_c$, при отсутствии ПХГ капитальные вложения в МГ и КС будут больше (на 20—30 % по сравнению с расчетом по Q_c).

Для газопровода длиной 1000 км с пропускной способностью 10 млн. м³/сут экономия капитальных вложений при расчете на постоянную среднегодовую подачу Q_c в 10 раз превышает затраты на сооружение ПХГ, а доля затрат на хранение газа в общих затратах на сооружение МГ для большинства районов составляет 8—10 %.

Создание условий для ритмичной работы источников газа и сооружений МГ. При отсутствии ПХГ мощность системы транспорта газа используется неполностью (на 80—85 %). При равномерной работе источников газа и МГ с постоянной среднегодовой подачей и коэффициентом использования установленной мощности, близким к единице, число добывающих скважин на газовом промысле и общее число компрессоров на компрессорных станциях магистрального газопровода можно снизить на 15 %.

При строительстве ПХГ для действующих газопроводов можно увеличить коэффициент загрузки МГ и объем перекачиваемого потребителю газа.

Создание государственных запасов сырья и топлива. Нефтяной и природный газы поступают на завод неравномерно по месяцам года. Потребление продукции завода по месяцам года тоже неравномерное по различным причинам. Завод работает со среднегодовой производительностью. При временном затруднении с реализацией готовой продукции (очищенного газа и газового бензина) газобензиновый завод останавливается, что связано с крупным ущербом для народного хозяйства.

Уменьшение мощности завода по очистке от H_2S и CO_2 и производству газовой серы. При наличии ПХГ такой завод рассчитывают на среднегодовой расход, при отсутствии хранилища — на максимальный среднемесячный зимний расход.

Выравнивание колебаний потребления электроэнергии. При уменьшении потребления электро-

энергии потребителями, особенно в летнее время, ее избыток используется в электродвигателях, приводящих в действие компрессоры для сжатия воздуха при его закачке в ПХВ.

При недостатке электроэнергии, особенно в зимнее время, отбираемый из ПХВ сжатый воздух используется в турбоэлектрогенераторах для выработки электроэнергии и подачи ее в распределительную сеть.

Географические условия расположения, глубина залегания пластов, максимально допустимое давление

ПХГ, как правило, сооружают вблизи трассы МГ и потребителей. Если в геологическом разрезе имеется несколько пластов, благоприятных для создания в них ПХГ, выбор объекта определяется на основе сравнения технико-экономических показателей. Предположим, что геолого-физические параметры пласта — коллектора одинаковы (форма и размеры структуры, толщина пласта, пористость, проницаемость и т. д.). Чем меньше глубина залегания пласта, тем больше должен быть объем остаточного газа для создания одного и того же давления на устье скважины и тем больше число добывающих скважин. В этом случае не всегда необходимо строить КС для закачки газа в пласт, но она нужна для подачи газа потребителю. В каждом конкретном случае имеется только одна экономически наиболее выгодная глубина для сооружения ПХГ.

В большинстве случаев в районах крупных центров газопотребления нет частично выработанных газовых и нефтяных залежей, пригодных для создания ПХГ. Однако в геологическом разрезе пород этих районов почти всегда имеются водонасыщенные пласты, в ловушках которых можно создать ПХГ.

Для закачки и отбора газа необходимо пробурить определенное число скважин, построить сооружения для очистки газа от твердых и жидких примесей и осушки его от воды перед подачей потребителю. Как правило, нагнетательные скважины бурят в сводовой части, наблюдательные — на крыльях складки.

Повышение давления при закачке газа в пласт способствует сокращению сроков строительства ПХГ, уменьшению числа нагнетательных скважин, кроме того, в процессе хранения приводит к увеличению объема хранящегося газа и дебитов скважин, увеличению бескомпрессорного периода подачи газа потребителю из хранилища и повышению коэффициента нефтеотдачи при подземном хранении газа в выработанных нефтяных пластах, уменьшению мощности КС при отборе газа.

Однако при чрезмерном повышении давления возможны различные вредные последствия: раскрытие существующих или образование новых трещин в кровле хранилища, подземные потери газа, взрывы и пожары в зданиях при скоплении в них газа, образование кристаллогидратов углеводородных газов в скважинах. Важное значение имеет также темп возрастания давления в подземном

хранилище: чем меньше темп возрастания давления, тем в большей степени можно повысить давление.

Максимально допустимое давление в подземном хранилище зависит от глубины залегания пласта и размеров площади газоносности; объемной массы пород над площадью газоносности; структурных и тектонических особенностей пласта, его кровли, а также пластов над кровлей; прочности, плотности, пластичности кровли пласта.

Создание ПХГ обычно происходит без осложнений при изменении градиента давления до 0,0154 МПа м, т. е. при превышении нормального гидростатического давления в 1,54 раза. Верхним пределом давления в некоторых случаях считается горное давление на глубине залегания хранилища. Установлено, что при наличии глинистой покрышки толщиной более 5 м максимально допустимое давление может превышать гидростатическое на глубине залегания хранилища в 1,3—1,5 раза.

При повышении давления в пласте выше начального гидростатического на кровле подземного пласта возникает перепад давления, что иногда может оказаться достаточным, чтобы преодолеть «пороговое» давление, создаваемое капиллярными силами в поровых каналах небольшого радиуса. В этом случае начнется вытеснение воды газом из поровых каналов и покрышка потеряет герметичность.

Буферный газ в подземном хранилище

Общий объем газа в подземном хранилище делится на две части: активный (рабочий) и буферный (остаточный). **Активный газ** — объем, ежегодно закачиваемый и отбираемый из ПХГ; **буферный газ** — объем, который постоянно находится в ПХГ во время его эксплуатации.

Буферный газ предназначен для создания в хранилище определенного давления в конце отбора, при котором обеспечивается необходимый дебит газа, получаемого из хранилища, соблюдаются требования охраны недр и условия транспортировки газа в район потребления; уменьшения продвижения воды в хранилище; увеличения дебитов скважин; уменьшения степени сжатия газа на КС.

Чем больше объем буферного газа, тем больше давление в хранилище и дебит отдельных скважин и тем меньше общее число скважин для отбора газа из хранилища и степень сжатия газа на КС подземного хранилища при подаче его потребителю.

Объем буферного газа в ПХГ зависит от глубины залегания ловушки, физико-геологических параметров пласта — коллектора, толщины пласта и угла наклона структуры, режима эксплуатации хранилища, технологического режима эксплуатации скважин и давления газа на головке скважин в конце периода отбора газа. Это давление, в свою очередь, зависит от потребителя (МГ, сажевый, цементный или металлургический заводы), длины, диаметра и про-

пускной способности соединительного газопровода, давления в его конечной точке.

Объем буферного газа можно определить из уравнения

$$Q_6 = \Omega_k \frac{\tilde{p}_k z_a}{\tilde{z} p_a}, \quad (\text{VIII.4})$$

где Ω_k — постоянный объем порового пространства газонасыщенного коллектора, м³; \tilde{p}_k — средневзвешенное по объему порового пространства пласта давление в ПХГ в конце периода отбора газа.

Если подземное хранилище образовано в ловушке сцементированного пласта большой толщины, то во время его эксплуатации подошвенная вода будет передвигаться вверх при отборе газа и вниз при закачке. Объем газонасыщенной части залежи в этом случае изменяется. Часть газа в конце периода отбора остается в необводненной, другая — в обводненной части коллектора. Режим эксплуатации ПХГ при таких условиях называется у п р у г о в о д н а п о р н ы м.

Предположим, что газонасыщенный коллектор представлен прочными, сцементированными породами. Он не ограничивает дебит отбираемого из скважины газа. Однако в этом случае на контакте газ — вода при отборе газа давление распределяется неравномерно, наименьшее давление будет под забоем скважины. Ранее плоская (до начала отбора газа) горизонтальная поверхность контакта газ — вода деформируется, образуя под забоем скважины так называемый конус подошвенной воды. При подъеме этой воды возможно обводнение скважины. Скважины на таком ПХ эксплуатируются на технологическом режиме предельного безводного дебита. Конус подошвенной воды в этом случае занимает устойчивое положение. Для подачи газа потребителю КС часто не нужна.

Объем буферного газа можно также определить из уравнения

$$Q_6 = \Omega_k \frac{\tilde{p}_k z_a}{\tilde{z}_k p_a} + \alpha_k (\Omega_n - \Omega_k) \frac{\tilde{p}_n z_a}{\tilde{z}_n p_a} \quad (\text{VIII.5})$$

или

$$Q_6 = \frac{Q_a \frac{\tilde{p}_k}{\tilde{z}_k} [1 + \alpha_k (\psi - 1)]}{\psi \left(\frac{p_n}{z_n} - \alpha_k \frac{\tilde{p}_k}{\tilde{z}_k} \right) - \frac{\tilde{p}_k}{\tilde{z}_k} (1 - \alpha_k)}, \quad (\text{VIII.6})$$

где Ω_n , Ω_k — соответственно начальный (до начала отбора газа) и конечный необводненный объемы порового пространства ПХ, м³; \tilde{p}_k , \tilde{p}_n — средневзвешенные по объему соответственно необводненной и обводненной частей порового пространства пласта приведенные давления, МПа; α_k — коэффициент объемной газонасыщенности обводненной зоны, доли единицы; p_n — приведенное давление газа в ПХ до начала отбора газа, МПа; $\psi = \Omega_n / \Omega_k$; Q_a — объем активного газа, м³.

Объем буферного газа, определенный с учетом технологических условий эксплуатации ПХ, часто не удовлетворяет экономическим требованиям. При этом затраты на хранение газа за время работы хранилища больше минимальных. Буферный газ представляет собой продукцию, имеющую определенную цену. Понятно, что чем больше цена буферного газа, тем меньше его должно быть в хранилище при прочих равных условиях.

Объем буферного газа кроме технологических факторов зависит от капитальных вложений в бурение скважин, эксплуатационных затрат при их работе, стоимости единицы объема буферного газа и эксплуатационных затрат на его закачку и восполнение, капитальных вложений в строительство КС и эксплуатационных затрат на ее работу.

Объем буферного газа составляет от 60 до 140 % активного объема. Затраты на буферный газ и его закачку в ПХГ эквивалентны капитальным вложениям при его сооружении. Объем буферного газа, число добывающих скважин и мощность КС взаимосвязаны.

Технологические схемы сбора, распределения и обработки газа при отборе и закачке его в хранилище

Газ, закачиваемый в ПХ, сжимается компрессорами до необходимого давления; в процессе сжатия газ нагревается и загрязняется парами компрессорного масла. Сконденсированные на забое скважины пары масла обволакивают зерна песка, уменьшают сечение поровых каналов и фазовую проницаемость для закачиваемого газа. Это, в свою очередь, способствует уменьшению расхода закачиваемого газа и повышению давления нагнетания. Поэтому нагретый газ перед закачкой в скважину охлаждаются с целью уменьшения дополнительных температурных напряжений в фонтанной арматуре, обсадной колонне, цементном камне за колонной, избежания отрыва цементного камня от колонны и образования трещин в нем, т. е. для сохранения герметичности скважин.

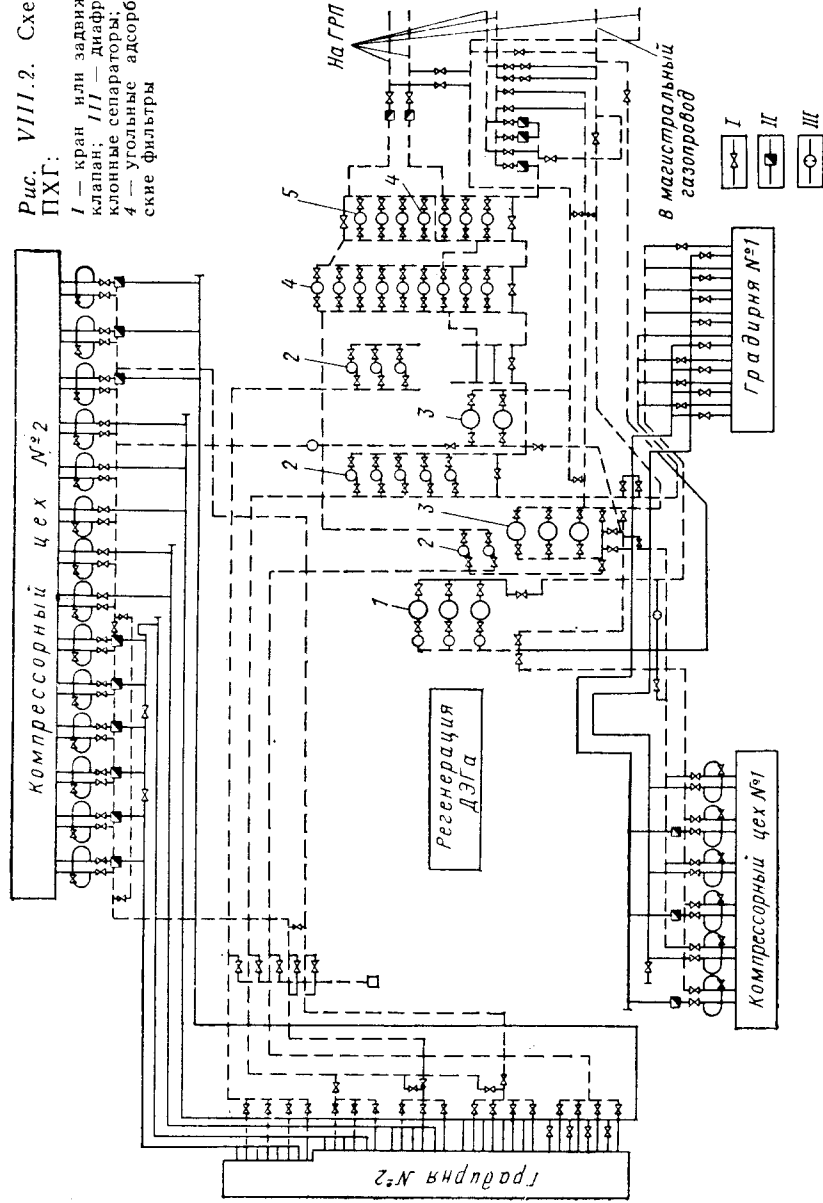
В процессе хранения газ насыщается парами воды. При отборе с его потоком выносятся взвеси (песчинки, частицы глины, цементного камня и т. д.). Поэтому во многих случаях извлекаемый из хранилища газ очищается от твердых взвесей и осушается от влаги.

К поверхностному оборудованию ПХГ предъявляются следующие требования: 1) обработка отбираемого из ПХ газа до товарных кондиций в течение полного цикла отбора газа и подачи его в МГ; 2) использование давления газа для получения товарных кондиций отбираемого из хранилища газа; 3) дистанционное управление и контроль (эксплуатация без участия обслуживающего персонала); 4) соответствие требованиям охраны окружающей среды.

На рис. VIII.2 приведена схема оборудования ПХГ, по которой предусмотрены компрессорные цехи, блоки осушки газа и очистки его от механических примесей и масла, газораспределительные пункты (ГРП) и скважины. Компрессорные цехи оснащены ком-

Рис. VIII.2. Схема оборудования ПХГ:

I — кран или задвижка; II — обратный клапан; III — диафрагма; 1 и 2 — циклонные сепараторы; 3 — пылеуловитель; 4 — угольные адсорберы; 5 — керамические фильтры



прессорами типа 10ГКМ и 10ГК, а также газомотокомпрессорами типа 10ГКН. Для замера количества газа, закачиваемого и отбираемого из скважин, удаления влаги из газа при отборе, регулирования давления закачки и отбора построены газораспределительные пункты, на которых на открытой площадке установлены сепараторы, отключающая арматура и здания, где находятся регулирующие клапаны и расходомеры для каждой скважины.

Закачка газа. По газопроводу-отводу диаметром 500 мм под давлением 2,5—3,6 МПа газ, предварительно очищенный от взвешенных частиц и капельной влаги в вертикальных масляных пылеуловителях, направляется на прием газомоторных компрессоров типа 10ГК для компримирования в две ступени. Затем он поступает на установку очистки от компрессорного масла, где последовательно проходит через четыре ступени очистки: циклонные сепараторы 1 (горячий газ); циклонные сепараторы 2 (охлажденный газ); пылеуловители 3; угольные адсорберы 4 и керамические фильтры 5.

В сепараторах улавливаются крупные частицы масла (20—30 мкм), а более мелкие — в угольных адсорберах. Сорбентом служит активированный уголь в форме цилиндров диаметром 3—4 мм и высотой 8 мм. Насыщенный маслом сорбент регенерируют при помощи пара.

Самая тонкая очистка от мелкодисперсных масляных частиц осуществляется в керамических фильтрах, имеющих определенные коэффициенты проницаемости и пористости. Керамический фильтр состоит из трубок, изготовленных из фильтрующего материала, один конец которых наглухо закрыт. Трубки помещены группами в прочный корпус. Показатель загрязнения трубок — увеличение перепада давления на входе и выходе фильтра свыше 0,027 МПа. Регенерацию фильтрующих трубок осуществляют обратной продувкой, промывкой растворителями твердых и жидких частиц. Опыт эксплуатации сооружений по очистке газа от масла показал их достаточную эффективность. В 1000 м³ газа, закачиваемого в пласт после очистки, содержится 0,4—0,5 г масла.

Пройдя эти аппараты, охлажденный и очищенный от масла газ поступает по газосборному коллектору на ГРП, где его поток разделяется по скважинам и замеряется количество газа, закачиваемого в каждую скважину.

Отбор газа. При отборе газ из скважин поступает на ГРП по индивидуальным шлейфам. С газом, извлекаемым из хранилища, может выноситься песок даже при очень небольших депрессиях (0,03—0,04 МПа). Для предотвращения выноса песка из пласта в скважину ее забой оборудуют специальными фильтрами или укрепляют призабойную зону вяжущими веществами.

Влага, улавливаемая на ГРП, автоматически сбрасывается в специальные замерные емкости.

Далее по газосборному коллектору газ поступает на установку осушки, откуда при температуре точки росы — 2 С попадает в МГ. Для осушки газа используют диэтиленгликоль (ДЭГ). Блок осушки

состоит из котельной, двух-трех контакторов, выпарной колонны, холодильников-испарителей и насосной.

В контакторах газ барботирует через слой 94 %-ного ДЭГа, находящегося на тарелках. ДЭГ поглощает пары воды, а осушенный газ поступает в верхнюю часть контактора, где установлена специальная насадка для улавливания капель ДЭГа, уносимых потоком газа. Насыщенный ДЭГ регенерируют при помощи перегретого пара в выпарной колонне. Влагу в виде пара отводят в атмосферу. Процесс осушки газа полностью автоматизирован. ДЭГ улавливается в сепараторах и из отбойников подается на регенерацию.

Наличие паров масла в сжатом газе, необходимость его охлаждения требуют строительства сложных и дорогостоящих установок и оборудования на территории ПХГ. Для удешевления и упрощения технологии подготовки газа к закачке и обработки отбираемого из хранилища газа целесообразно применять многоступенчатые центробежные нагнетатели. В качестве привода для центробежных нагнетателей можно использовать авиационные двигатели АИ-20, НК-12МВ.

§ 75. ПОДЗЕМНОЕ ХРАНЕНИЕ ГАЗА В ИСТОЩЕННЫХ ИЛИ ЧАСТИЧНО ВЫРАБОТАННЫХ ГАЗОВЫХ И ГАЗОКОНДЕНСАТНЫХ МЕСТОРОЖДЕНИЯХ

Истощенные газовые месторождения во многих случаях оказываются наилучшими объектами для создания в них ПХГ, так как месторождение полностью разведано, известны геометрические размеры и форма площади газоносности, геолого-физические параметры пласта, начальные давление и температура, состав газа, изменение во времени дебитов скважин, коэффициентов фильтрационных сопротивлений A и B , режим разработки месторождения, технологический режим эксплуатации, герметичность покрышки.

На месторождении имеется определенный фонд добывающих, нагнетательных и наблюдательных скважин, промышленные сооружения для получения товарного газа.

При проектировании строительства подземного хранилища в истощенном газовом месторождении определяют: 1) максимально допустимое давление; 2) минимально необходимое давление в конце периода отбора; 3) объемы активного и буферного газов; 4) число нагнетательно-добывающих скважин; 5) диаметр и толщину стенок промышленных и соединительных газопроводов; 6) тип компрессорного агрегата для КС; 7) общую мощность КС; 8) тип и размер оборудования подземного хранилища для очистки газа от твердых взвесей при закачке его в пласт и осушки при отборе; 9) объем дополнительных капитальных вложений, себестоимость хранения газа, срок окупаемости дополнительных капитальных вложений.

После этого проводят ревизию технологического состояния скважин, оборудования устья, промышленных газопроводов, сепара-

торов, определяют виды ремонта, замены, а также необходимость строительства новых сооружений.

Особое внимание уделяют определению герметичности скважин, скорости и интенсивности процессов коррозии металлического промышленного оборудования и разработке мероприятий по борьбе с ней, комплексной автоматизации работы всех элементов оборудования подземного хранилища, повышению производительности труда, охране окружающей среды, источников питьевой воды в верхних горизонтах.

Нагнетание газа в пласт в условиях газового режима

Схема истощенного газового месторождения пластового типа приведена на рис. VIII.3. Известны размеры и форма газонасыщенного пласта, объем порового пространства залежи, коэффициенты пористости и проницаемости, пластовые давление и температура, состав газа, размещение нагнетательных скважин на площади газоносности, коэффициенты фильтрационных сопротивлений, изменение расхода закачиваемого в хранилище газа во времени.

Определим максимальный объем газа, который можно закачать в подземное хранилище, изменение во времени давлений в хранилище, на забоях и устьях нагнетательных скважин, необходимое число компрессоров для закачки газа. Фильтрацию газа в пласте примем изотермической, плоскорадиальной, закон фильтрации газа — нелинейным.

Уравнение материального баланса газа при закачке его в хранилище имеет вид

$$N(t) dt = \Omega d\left(\frac{p}{z}\right), \quad (\text{VIII.7})$$

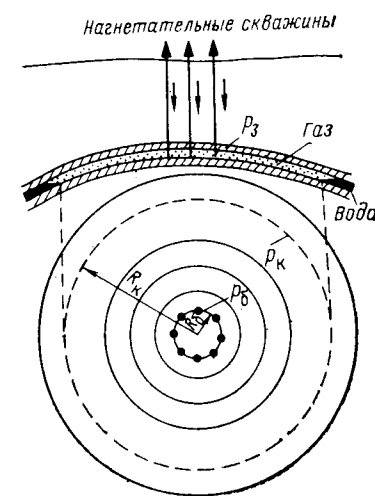
где $N(t)$ — заданный расход закачиваемого в хранилище газа, $\text{м}^3/\text{сут}$; Ω — постоянный газонасыщенный объем порового пространства хранилища, м^3 ; $p = \bar{p}/p_a$ — безразмерное средневзвешенное по объему порового пространства пласта давление в хранилище; z — коэффициент сжимаемости газа.

Интегрируя уравнение (VIII.7) от 0 до t и от p_H до p_K , получим

$$Q_3 = \int_0^t N(t) dt = \Omega \left(\frac{p_K}{z_K} - \frac{p_H}{z_H} \right). \quad (\text{VIII.8})$$

Рис. VIII.3. Схема истощенного газового месторождения пластового типа:

p_3, p_K, p_6 — давления соответственно в залежи, на контуре и на батарее; R_K, R_6 — соответственно радиусы контура и батареи



Для приближенного определения давлений на забое нагнетательных скважин при закачке газа с постоянным темпом используем формулу

$$p_3^2 - p_k^2 = AQ + BQ^2, \quad (\text{VIII.9})$$

где

$$A = \frac{11,6\mu_0 z_0 T_0}{\pi k h p_a T_c} \left(\ln \frac{R}{R_c} + \xi_1 + \xi_2 \right);$$

$$R = R_c + 1,5 \sqrt{\kappa l}; \quad \kappa = k p_k (m \mu_0); \quad (\text{VIII.10})$$

$$B = \frac{63 \cdot 10^6 p_a T_0^2 (1 + \xi_1' + \xi_2')}{2 \cdot 0,746 \cdot 10^4 (k \cdot m)^3 \alpha^2 h^2 T_c^2 R_c p_a}.$$

По достижении R значения R_k при равномерном размещении скважин на площади газоносности

$$R_k = \sqrt{\Omega / (\pi h m n)}, \quad (\text{VIII.11})$$

а при батарейном размещении скважин

$$R_k = L_k = \sqrt{\Omega / (\pi h m)} \quad (\text{VIII.12})$$

первая фаза неустановившейся фильтрации кончается, начинается вторая фаза равномерно-неустановившейся фильтрации, при которой вместо p_k подставляем значение

$$\tilde{p} = \left(\frac{p_k}{z_k} + \frac{N t p_a}{\Omega z_a} \right) \tilde{z}, \quad (\text{VIII.13})$$

т. е. считаем, что давление на контуре удельной площади повышения давления p_k равно средневзвешенному по объему дренирования p_d , которое, в свою очередь, равно средневзвешенному по объему порового пространства хранилища p , т. е. $p_d \approx p$.

Давление на устье нагнетательной скважины определяем по формуле Г. А. Адамова

$$p_r = \sqrt{p_3^2 e^{-2S} - \frac{1,377 \cdot 10^{-2} z^2 \tilde{T}^2 \lambda Q^2}{d^5} (e^{-2S} - 1)}, \quad (\text{VIII.14})$$

где

$$2S = 0,06833 \Delta L \cdot (\tilde{z} \tilde{T}).$$

Число компрессоров, необходимое для закачки газа в хранилище, находим, полагая, что КС расположена вблизи нагнетательных скважин и потери давления газа на пути КС — скважины малы:

$$n_k = N(t) / q_k,$$

где q_k — расход газа, закачиваемого в пласт одним компрессором известного типа.

Пример. Определить максимальный объем газа в хранилище, максимальное забойное и устьевое давления в конце периода закачки, число

поршневых компрессоров, необходимое для закачки газа при следующих исходных данных: начальное давление в хранилище $p_k = 3,6$ МПа; объем порового пространства хранилища $\Omega = 10 \cdot 10^6$ м³; коэффициент проницаемости $k = 0,5$ мкм²; коэффициент пористости $m = 0,2$; коэффициент динамической вязкости газа $\mu_0 = 0,012$ мПа·с; толщина пласта $h = 10$ м; радиус гидродинамически совершенной по стелени и характеру вскрытия пласта скважины $R_c = 0,1$ м; число нагнетательных скважин $n = 5$; постоянный расход газа, закачиваемого в хранилище, $N(t) = 0,5 \cdot 10^6$ м³/сут; максимально допустимое давление в хранилище $p_{\max} = 7$ МПа; глубина скважины $L = 500$ м; внутренний диаметр эксплуатационной колонны $d = 0,132$ м; коэффициент гидравлического сопротивления труб $\lambda = 0,02$; относительная плотность по воздуху закачиваемого газа $\Delta = 0,6$; давление в приемном коллекторе компрессора $p_B = 1,7$ МПа, температура газа в приемном коллекторе компрессора $t_B = 20$ °С; геометрический объем, описываемый поршнями компрессора $V_{\text{ц}} = 26\,650$ м³/сут; объем вредного пространства цилиндров компрессора $C = 0,1$; показатель политропы сжатия газа в цилиндрах компрессора $m_1 = 1,2$; для упрощения расчетов примем коэффициент сверхсжимаемости газа $z = 1$; размещение скважин на площади газоносности равномерное, коэффициент фильтрационного сопротивления $B = 0$.

Максимальный объем газа, который можно закачать в хранилище,

$$Q_3 = 10 \cdot 10^6 (70 - 36) = 340 \cdot 10^6 \text{ м}^3.$$

Время закачки газа в хранилище

$$t = 340 \cdot 10^6 / (0,5 \cdot 10^6) = 680 \text{ сут.}$$

Общий объем газа в хранилище

$$Q_0 = 10 \cdot 10^6 \cdot 36 + 340 \cdot 10^6 = 700 \cdot 10^6 \text{ м}^3.$$

Соотношение объемов активного и буферного газов

$$Q_a / Q_0 = 340 \cdot 10^6 / (360 \cdot 10^6) = 0,945.$$

Давление на забое скважины в конце периода закачки определим по видоизмененной формуле (VIII.9) при $p_k = p_{\max}$, $R = R_k$, $\xi_1 = 0$, $\xi_2 = 0$:

$$p_3 = \sqrt{p_{\max}^2 + \frac{N(t) \ln \frac{R_k}{R_c}}{\pi A_p}} =$$

$$= \sqrt{4900 + \frac{0,5 \cdot 10^6 \cdot 2,3 \lg \frac{561}{0,1}}{5 \cdot 1,13 \cdot 10^4}} = 7,05 \text{ МПа};$$

$$A_p = \frac{\pi k h p_a T_{\text{ст}}}{11,6 \mu_0 z_0 T_0} = \frac{3,14 \cdot 0,5 \cdot 1000 \cdot 0,1 \cdot 293}{11,6 \cdot 0,012 \cdot 1 \cdot 293} = 1,13 \cdot 10^4 \text{ м}^3/\text{сут};$$

$$R_k = \sqrt{10 \cdot 10^6 / (3,14 \cdot 10 \cdot 0,2 \cdot 5)} = 565 \text{ м.}$$

Давление на устье нагнетательной скважины в конце периода закачки газа

$$p_r = \sqrt{4970 \cdot 0,935 - \frac{1,377 \cdot 1^2 \cdot 293^2 \cdot 0,02 \cdot 100^2}{13,5^5} (0,935 - 1)} = 6,83 \text{ МПа}$$

Число компрессоров, необходимое для закачки газа в хранилище в конце периода закачки

$$n_k = \frac{0,5 \cdot 10^6}{26\,650 \cdot 17 [0,97 - 0,1 (4,01^{1,2} - 1)]} = 1,47,$$

т. е. два компрессора.

Отбор газа при эксплуатации ПХГ

При эксплуатации ПХГ количество отбираемого газа определяют по графику газопотребления. ПХГ, как правило, расположено на некотором расстоянии от района газопотребления. Из хранилища газ поступает к потребителям под собственным давлением или перекачивается с помощью компрессора. В первом случае давление газа на устье скважин должно равняться давлению на выкиде компрессора плюс потери давления на пути скважина — КС, во втором — давлению в приемном коллекторе компрессора плюс потери давления на том же пути.

Число добывающих скважин, необходимое при отборе газа, определяют с учетом суточного отбора газа из хранилища, типа подземного хранилища, крепости породы газонасыщенного коллектора, технологического режима эксплуатации скважин, схемы размещения скважин на площади газоносности.

Необходимое число скважин и компрессоров рассчитывают для двух наиболее трудных периодов работы подземного хранилища: пикового периода отбора газа (декабрь или январь) и конечного периода отбора газа из хранилища (март или апрель).

В первом случае максимальный отбор газа осуществляется при высоком давлении, во втором случае расход отбираемого из хранилища газа меньше и давление газа в хранилище в этот период минимально.

Изменение средневзвешенного по объему порового пространства хранилища давления при отборе газа описывается формулой

$$\frac{p_k}{z_k} = \frac{p_n}{z_n} - \frac{Q_d p_a}{\Omega z_a} \quad (\text{VIII.15})$$

Условия отбора газа на забое скважины в случае слабосцементированных песчаников прием в виде постоянства градиента давления на поверхности забоя скважины

$$\left. \frac{\partial p}{\partial R} \right|_{R=R_c} = \frac{\varphi Q_{\max} + \psi Q_{\max}^2}{p_{3 \min}} \quad (\text{VIII.16})$$

где φ и ψ для гидродинамически совершенных скважин определяют по уравнениям

$$\varphi = A/[2R_c \ln(R_k/R_c)]; \quad \psi = B/(2R_c) \quad (\text{VIII.17})$$

Уравнение притока газа к забою скважины при нелинейном законе фильтрации имеет вид

$$p_k^2 - p_3^2 = AQ + BQ^2 \quad (\text{VIII.18})$$

где

$$Q = N_0/n.$$

В результате совместного решения приведенных уравнений можно определить необходимое число добывающих скважин для двух периодов, давления на забое и устье скважин, необходимое число компрессоров.

Пример. Определить необходимое число добывающих скважин, число компрессоров для двух наиболее трудных режимов работы ПХГ в условиях газового режима эксплуатации при исходных данных, взятых для предыдущего примера. Суммарный отбор газа из хранилища по месяцам, % от общего объема отбираемого из хранилища газа: октябрь — 10, ноябрь — 25, декабрь — 43, январь — 57, февраль — 75, март — 90, апрель — 100; давление на выкиде компрессора $p_1 = 4,5$ МПа; общий объем отбираемого газа $Q_a = 100 \cdot 10^6$ м³. Расход отбираемого газа N_0 , м³/сут: в декабре — $0,6 \cdot 10^6$ в апреле — $0,33 \cdot 10^6$. При постоянном градиенте давления на поверхности забоя скважины при линейном законе фильтрации ($B = 0$, $\psi = 0$) дебит скважины находим из уравнения

$$Q = C p_3 \quad (\text{VIII.19})$$

где

$$C = 2\pi R_c h \left(\frac{k}{\mu} \frac{\partial p}{\partial R} \right)_{R=R_c} = 2\pi R_c h c_{\max} \quad (\text{VIII.20})$$

По данным исследования скважин $C = 3000$ (м³/сут)/МПа. Начальное пластовое давление в хранилище $p_n = 4,1$ МПа.

Результаты расчета числа добывающих скважин (n) и компрессоров (n_k) для двух периодов работы ПХГ приведены ниже.

| Период отбора | Пиковый (декабрь) | Конечный (апрель) |
|---------------|-------------------|-------------------|
| p_k , МПа | 3,67 | 3,1 |
| p_3 , МПа | 3,33 | 2,75 |
| p_1 , МПа | 3,20 | 2,34 |
| n | 6 | 4 |
| n_k | 1 | 1 |

Исследование нагнетательно-добывающих скважин в процессе подземного хранения газа

При создании и во время циклической эксплуатации ПХГ проводят индивидуальные или групповые исследования скважин на установившихся и неуставившихся режимах, которые во время отбора газа из ПХГ по методике, применяемым приборам и оборудованию не отличаются от аналогичных исследований скважин на газовых месторождениях. Обработка результатов исследований проводится по соответствующей инструкции. Исследования часто сопровождаются потерями газа в атмосферу, требуют определенного соотношения давлений до и после штуцера при испытании скважин с подачей газа в газопровод.

Опыт показывает, что возможно исследование скважин в процессе закачки газа в пласт при постоянных расходах закачиваемого газа в следующих случаях:

- при небольшом изменении средневзвешенного по объему порового пространства пласта давления во времени;
- при сравнительно постоянных объемах газонасыщенности пласта и газонасыщенной толщине за время исследований; такие условия могут быть через некоторое время после начала закачки газа в пласт (1,5—2 мес.).

В скважину закачивают газ при постоянных, но различных расходах. Для каждого расхода газа образцовыми манометрами измеряют затрубное и буферное давление и температуру газа при

установившемся режиме. Кроме того, по наблюдательной скважине (простаивающей), находящейся вдали от скважин, через которые закачивают газ, определяют давление в пласте по замерам статических давлений на устье скважины или путем измерений скважинными манометрами.

После работы скважины в течение 15—20 мин на установившемся режиме записывают показания и измеряют расход закачиваемого газа диафрагменным расходомером типа ДП. По результатам исследований строят графики, по которым определяют коэффициенты фильтрационного сопротивления A и B .

В качестве примера на стр. 285 приведены данные исследований скважин на одном из ПХГ.

По графику зависимости $(p_3^2 - p_n^2)/Q = f(Q)$ находят $A = 0,14$ (сут. тыс. м³)/МПа, $B = 0,003$ (сут./тыс. м³)/МПа².

Уравнение движения газа в пласте от забоя скважины

$$p_3^2 - p_n^2 = 0,14Q + 0,003Q^2. \quad (\text{VIII.21})$$

В случае загрязнения и засорения забоя скважины при закачке газа кривая $p_3 - p_n = f(Q)$ не будет проходить через начало координат. По описанному методу получают наиболее благоприятные результаты исследования в ПХГ пластового типа с краевой водой или без нее, газонасыщенный пласт которых представлен гранулярными коллекторами.

Технологический режим работы скважин ПХГ в зависимости от режимов потребления газа при различных пластовых давлениях можно установить на основе результатов группового исследования всех скважин, работающих на один сборный пункт.

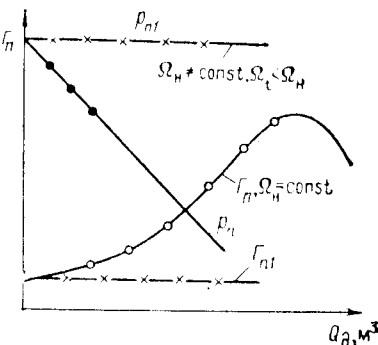
§ 76. ПОДЗЕМНОЕ ХРАНЕНИЕ ГАЗА В ВЫРАБОТАННЫХ НЕФТЯНЫХ И ГАЗОКОНДЕНСАТНЫХ МЕСТОРОЖДЕНИЯХ

Опыт эксплуатации выработанного нефтяного месторождения позволяет получить необходимый материал для оценки возможности использования его в качестве ПХГ. Факт существования нефтяного месторождения свидетельствует о герметичности кровли. Кроме того, известны объемы добытой нефти, газа и воды, изменение давлений и дебитов по скважинам, геолого-физические параметры пласта-коллектора и физические свойства нефти, газа и воды.

Однако необходимо тщательно обследовать, выбрать и отремонтировать старые заброшенные или негерметичные скважины, изучить состояние и герметичность шлейфов, промысловых нефтепроводов, сепараторов и другого оборудования для возможности их использования в процессе подземного хранения газа, реконструировать промысловые газопроводы, построить новые установки для очистки и осушки газа, пробурить новые нагнетательно-добывающие скважины.

Одновременно с этим проводят исследования с целью определения будущих дебитов таких скважин, режима работы ПХГ, максимально возможного объема извлечения нефти (остаточной),

Рис. VIII.4. Зависимости изменения пластового давления $p_{пл}$ и газового фактора Γ_n от объема добытой нефти Q_d (Γ_n — Q_d , Q_n)



мероприятий по увеличению дебитов нагнетательно-добывающих скважин, изменения состава газа в процессе подземного хранения.

На рис. VIII.4 приведены кривые, построенные по результатам эксплуатации нефтяного месторождения. Из рисунка видно, что газонефтяной фактор Γ_n сначала плавно увеличивается, затем резко уменьшается. Это свидетельствует о постоянстве объема порового пространства, занятого нефтью, отсутствии продвижения воды в залежь, а также о том, что залежь эксплуатируется при режиме газированной жидкости. Постоянство или плавное увеличение газового фактора Γ_n свидетельствует о продвижении воды в нефтяную залежь, уменьшении объема порового пространства, насыщенного нефтью.

Процессы, проходящие в нефтяной залежи при подземном хранении газа

В процессе подземного хранения газа в частично выработанном нефтяном пласте газ будет не только вытеснять нефть к забоям добывающих скважин (или к периферии залежи), но и растворять и испарять компоненты нефти и выносить их из пласта на поверхность. На процессы вытеснения, растворения и испарения нефти хранящимся газом влияют многие физико-геологические параметры пласта-коллектора, физические свойства нефти и газа, технологические параметры работы ПХГ.

К основным из них относятся коэффициенты пористости, проницаемости, удельная поверхность и ее состояние, объем остаточной воды, неоднородность пласта по площади и разрезу, давление и температура, сила тяжести, плотность остаточной нефти, соотношения вязкостей газа и нефти, отношение объема газа, закачанного в пласт, к объему порового пространства пласта и др.

Нагнетательные скважины целесообразно размещать в приподнятой, сводовой, добывающие — в пониженных частях структуры. Аналитический расчет уменьшения остаточной нефтенасыщенности в пласте в процессе подземного хранения газа можно провести на ЭВМ.

Определение максимального объема ПХГ

Рассмотрим схему частично выработанного нефтяного пласта, изображенную на рис. VIII.5. Общий объем газа в хранилище складывается из трех частей: объема свободного газа в газовой шапке; объема газа, растворенного в остаточной нефти; окклюдированного (рассеянного в виде отдельных пузырьков в массе нефти) газа.

Массу остаточной нефти в пласте V_o выразим как разность между начальной массой V_3 и массой добытой нефти V_d :

$$V_o = V_3 - V_d; \quad V_3 = Fhm_0(1 - S_v)\rho_n, \quad (\text{VIII.22})$$

где F — площадь нефтенасыщенного коллектора, m^2 ; h — средне-взвешенная по площади F нефтенасыщенная толщина, m ; m_0 — коэффициент абсолютной пористости, доли единицы; S_v — объем связанной воды доли единицы; ρ_n — плотность нефти при стандартных условиях ($p = 0,1$ МПа и $t = 20$ °С).

При начальном пластовом давлении p_n и пластовой температуре в 1 т нефти растворяется α (в m^3) газа.

Масса газа (в кг), растворенного в 1 т нефти, определяется из выражения

$$G_r = 1,205 \frac{(273 + 20)}{(273 + t_n)} \bar{\rho},$$

где $\bar{\rho}$ — относительная плотность газа по воздуху.

Кажущуюся плотность газа ρ_k (при известных $\bar{\rho}$ и ρ_n) в жидкой фазе можно определить по известным графикам.

Объем газа (в m^3) в единице объема жидкой фазы $V_{гж} = G_r/\rho_n$.

Общий объем нефти (в m^3), насыщенной газом, $V_n = 1 + V_{гж}$.

Общая масса этого объема $G_{гж} = G_r + \rho_n$.

Плотность нефти, насыщенной газом (в kg/m^3), $\rho_{нг} = G_{гж}/V_n$.

Поправку на сжимаемость при пластовом давлении $\Delta\rho_p$ и поправку на увеличение объема при пластовой температуре $\Delta\rho_t$ можно определить следующим образом. Реальная плотность нефти, насыщенной газами, в пластовых условиях

$$\rho_{нг} = \rho'_{нг} + \Delta\rho_p - \Delta\rho_t.$$

Пластовый объемный коэффициент $b = G_{гж}/\rho_{нг}$.

Объем порового пространства, занимаемый нефтью, оставшейся в пласте:

$$\Omega_k = (V_3 - V_d) b / \rho_n \quad (\text{VIII.23})$$

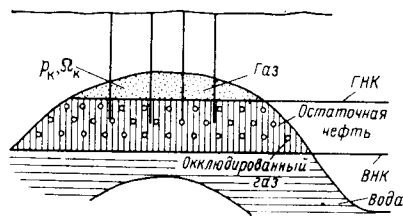


Рис. VIII.5. Схематический разрез нефтяной залежи массивного типа в конце эксплуатации

С повышением давления от p_k до конечного p_{max} в освободившийся объем порового пространства залежи будет закачано газа

$$Q_o = \frac{V_d b}{\rho_n} \left(\frac{p_{max}}{z_{max}} - \frac{p_k}{z_k} \right). \quad (\text{VIII.24})$$

Объем газа, растворенного в оставшейся нефти (в m^3),

$$Q_p = (V_3 - V_d) \alpha / \rho_n. \quad (\text{VIII.25})$$

Объем газа (в m^3), который будет закачан в газовую шапку,

$$Q_{ш} = \Omega_r \left(\frac{p_{max}}{z_{max}} - \frac{p_k}{z_k} \right). \quad (\text{VIII.26})$$

Общий объем газа (в m^3), который можно закачать в частично выработанное нефтяное месторождение при постоянном объеме порового пространства,

$$Q_x = Q_o + Q_p + Q_{ш}. \quad (\text{VIII.27})$$

Пример. Определить общий объем газа, который можно закачать в частично выработанное нефтяное месторождение при следующих исходных данных: $p_{max} = 8,5$ МПа; $\alpha = 60$ m^3/m^3 ; $t_n = 289$ К; $\rho_n = 0,867$ t/m^3 ; $\rho_k = 0,36$ t/m^3 ; $\Delta\rho_p = 0,005$ t/m^3 ; $\Delta\rho_t = 0,001$ t/m^3 ; $V_3 = 552$ 000 т или 637 000 m^3 ; $z_{max} = 0,77$; $z_n = 1$; $p_k = 0,5$ МПа; $\Omega_r = 860$ 000 m^3 ; $V_d = 384$ 000 т; $\rho = 0,635$.

Решение.

$G_r = 60 \cdot 1,205 \cdot 0,635 (273 + 20) / (273 + 16) = 46,5$ кг; $V_{гж} = 46,5 / 360 = 0,129$ m^3 ; $V_n = 1 + 0,129 = 1,129$ m^3 ; $G_{гж} = 867 + 46,5 = 913,5$ кг; $\rho'_{нг} = 913,5 / 1,129 = 810$ kg/m^3 ; $\rho_{нг} = 0,81 + 0,005 - 0,001 = 0,814$ t/m^3 ; $Q_o = (637\ 000 \cdot 1,12 - 216\ 500) (85 / 0,77 - 5) = 52,1 \cdot 10^6$ m^3 ; $b = 913,5 / 814 = 1,12$; $\Omega_k = (552\ 000 - 384\ 000) 1,12 / 0,867 = 216\ 500$ m^3 ; $Q_p = [(552\ 000 - 384\ 000) / 0,867] 60 = 11,6 \cdot 10^6$ m^3 ; $Q_{ш} = 860\ 000 (85 / 0,77 - 5) = 94,9 \cdot 10^6$ m^3 ; $Q_x = (52,1 + 11,6 + 94,9) \cdot 10^6 = 158,6 \cdot 10^6$ m^3 .

Оценка дебита нагнетательно-добывающих скважин при отборе газа

Приравнивая дебиты нефтяной и газовой скважин при одинаковых пластовых и забойных давлениях в случае фильтрации нефти и газа по закону Дарси и обозначая через \bar{p} среднеарифметическое давление

$$\bar{p} = (p_n + p_3) / 2,$$

получим

$$Q_r = Q_n \frac{\bar{p}}{\rho_a} \frac{\mu_n k_r}{\mu_r k_n}. \quad (\text{VIII.28})$$

При фильтрации газа насыщенность нефтью и связанной водой порового пространства призабойной зоны будет уменьшаться, коэффициент фазовой проницаемости для газа k_r будет возрастать, в результате чего дебит газовых скважин увеличивается, уменьшается их общее число для получения запланированного дебита газа из хранилища.

Объем буферного газа, число добывающих скважин и мощность КС при отборе газа определяют аналогично тому, как это делается в случае хранения газа в истощенных газовых месторождениях при газовом режиме эксплуатации.

§ 77. ПОДЗЕМНОЕ ХРАНЕНИЕ ГАЗА В ЛОВУШКАХ ВОДОНАСЫЩЕННЫХ КОЛЛЕКТОРОВ

Методы определения герметичности кровли ловушки, выбранной для создания ПХГ

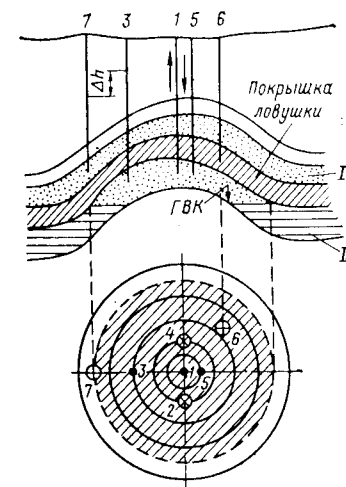
При сооружении ПХГ в водонасыщенных пластах, в ловушках которых нет ни газовых, ни нефтяных месторождений, обычно не установлено: непроницаема ли для газа покрывка пласта-коллектора, размеры и форма пластовой водонапорной системы, геолого-физические параметры пласта-коллектора. Существует опасность как потерь газа через кровлю хранилища, каналы в цементном камне за колонной скважин, тектонические нарушения горных пород и другие возможные пути миграции, так и больших денежных затрат при неблагоприятных геолого-физических параметрах пласта-коллектора (небольшие коэффициенты проницаемости и пористости, рыхлость или трещиноватость коллектора, ограниченный объем воды в поровом пространстве коллектора и др.).

Поэтому в процессе разведки и опытной закачки газа необходимо доказать герметичность кровли ловушки, рассчитать коэффициент проницаемости водонасыщенного коллектора, определить остаточную водонасыщенность при вытеснении воды газом, измерить или вычислить объемную газонасыщенность обводненной зоны при отборе газа, определить продуктивные характеристики добывающих скважин, изучить прочность газонасыщенного коллектора и разработать мероприятия по укреплению призабойной зоны скважины.

Определение герметичности кровли ловушки

До начала закачки газа в ловушку при помощи пьезографов измеряют положение статических уровней жидкости в скважинах (или напоров, если скважины переливаются), вскрывших выбранный объект для закачки газа, а также среднюю плотность жидкости в них. Если разница в приведенных к одной и той же плоскости отчета напорах (давлениях) жидкости существенно превышает погрешности в замерах уровней и плотностей, можно полагать, что пласты между собой не сообщаются. Этот вывод подтверждается также тем, что состав солей, их массовое содержание в единице объема жидкости и состав растворенного в воде газа различны. Если приведенные к одной и той же плоскости отчета давления солевой и газовой составы одинаковы, есть основания полагать, что эти пласты сообщаются между собой.

Рис. VIII.6. Геологический разрез и структурная карта по кровле водонасыщенного пласта, в котором создается ПХГ



Герметичность кровли должна быть установлена над предполагаемой площадью газонасыщенности создаваемого хранилища (заштрихованная площадь на рис. VIII.6). Используя методы пробных откачек (или закачек) жидкости из пласта II, последовательно в скв. 1, 3, 5 фиксируют изменения положения уровней жидкости в скв. 2, 4, 6, 7. При этом обязательно регистрируют изменения барометрического давления атмосферного воздуха.

Если скв. 2, 4, 6, 7 не реагируют на изменение давления в скв. 1, 3, 5, можно предполагать, что кровля непроницаема для жидкости. Этот метод, однако, не дает надежных результатов, поскольку создаваемые депрессии или репрессии незначительны и определяется непроницаемостью покрывки по воде, а не по газу.

Наиболее точные сведения о герметичности покрывки можно получить при закачке газообразного агента в пласт (воздуха, природного газа из ближайшей залежи или газопровода). Для закачки воздуха в пласт используют передвижные компрессорные агрегаты.

Преимущества этого метода весьма существенны: 1) определяют герметичность кровли для газа; 2) депрессия и репрессия могут быть существенно больше, чем при откачках и закачках жидкости; 3) вследствие большого различия в вязкостях и плотностях газа и воды закачиваемый газ будет насыщать пласт небольшой толщины и распространяться на значительное расстояние по площади, при этом можно уменьшить число наблюдательных скважин, вскрывших пласт I, для определения герметичности покрывки, а также сократить время для проведения исследования.

При последовательных закачке и отборе воздуха из скв. 1, 3 и 5 фиксируют изменение давления (уровня) в скв. 2, 4, 6, 7 (см. рис. VIII.6). Если они не реагируют на изменение давления в пласте II, покрывка ловушки считается герметичной.

Определение объемной газонасыщенности обводненной зоны при отборе газа

При отборе газа из ПХГ давление в нем уменьшается, что приводит к продвижению воды в газонасыщенную часть коллектора. Продвигающаяся вода не полностью вытесняет газ из порового пространства. В обводненной зоне остается невытесненным некоторый объем газа. Отношение объема порового пространства, занимаемого газом в обводненной зоне, к общему объему порового

пространства обводненной зоны пласта, занимаемому газом и водой, называется коэффициентом объемной газонасыщенности обводненной зоны. Его можно определить при помощи геофизических методов, вычислить аналитически по данным об отборе газа и продвижении подошвенной воды в залежь.

Положение границы раздела газ — вода устанавливают при помощи геофизических методов и по обводнению скважин, расположенных на различных гипсометрических отметках. Коэффициент объемной газонасыщенности обводненной зоны ПХГ при продвижении подошвенной воды в залежь можно определить по изменению средневзвешенного по объему порового пространства пласта давления в зависимости от объема отобранного газа. В этом случае расчеты проводят в следующем порядке.

Записывают уравнение материального баланса газа в залежи

$$\Omega_r + \alpha (\Omega_0 - \Omega_r) \frac{\bar{p}_B z_B}{z_B p_B} = \frac{(Q_3 - Q_d) z_B}{p_B}, \quad (\text{VIII.29})$$

где Ω_r и Ω_0 — соответственно текущий и начальный объемы порового пространства газонасыщенной части залежи, м³; α — коэффициент объемной газонасыщенности обводненной зоны, доли единицы; \bar{p}_B/z_B — средневзвешенное приведенное давление в обводненной части залежи, МПа; p_B/z_B — средневзвешенное приведенное давление в необводненной части залежи, МПа; Q_3 и Q_d — соответственно начальные запасы и объем отобранного газа из залежи, приведенные к атмосферному давлению и пластовой температуре, м³.

Объем вторгшейся в залежь воды

$$Q_B = \Omega_0 \frac{(Q_3 - Q_d) p_a / z_a}{p_B / z_B}. \quad (\text{VIII.30})$$

Объем газа, добытого из обводненной части залежи за счет вторжения воды,

$$\Delta Q_d = Q_d - \Omega_0 \left(\frac{p_0}{z_0} - \frac{p_B}{z_B} \right), \quad (\text{VIII.31})$$

где p_0/z_0 — начальное приведенное давление в залежи, МПа.

Объем газа, оставшегося в обводненной зоне,

$$Q_0 = Q_B \frac{p_0}{z_0} - \Delta Q_d = \alpha (\Omega_0 - \Omega_r) \frac{\bar{p}_B}{z_B}.$$

Объем чисто газонасыщенной части залежи

$$\Omega_r = \frac{(Q_3 - Q_d) z_B}{p_B} - \frac{\left(Q_B \frac{p_0}{z_0} - \Delta Q_d \right) z_B}{p_B}. \quad (\text{VIII.33})$$

Пример. Определить коэффициент остаточной объемной газонасыщенности и коэффициент газоотдачи обводненной зоны ПХГ при следующих

исходных данных: $p_0/z_0 = 3,03$ МПа; $p_B/z_B = 1,56$ МПа; $\Omega_0 = 9,95 \cdot 10^6$ м³; $Q_d = 208,1 \cdot 10^6$ м³; $p_B/z_B = 2,29$ МПа; $p_{B0}/z_{B0} = 2,5$ МПа.

Решение.

$$Q_B = 9,95 \cdot 10^6 - (9,95 \cdot 10^6 \cdot 30,3 - 208,1 \cdot 10^6) / 15,6 = 4 \cdot 10^6 \text{ м}^3; \Delta Q_d = 208,1 - 9,95 \cdot 10^6 / (30,3 - 15,6) = 61,9 \cdot 10^6 \text{ м}^3; Q_0 = 4 \cdot 10^6 \cdot 30,3 - 61,9 \cdot 10^6 = 59,3 \cdot 10^6 \text{ м}^3; \Omega_r = (9,95 \cdot 10^6 \cdot 30,3 - 208,1 \cdot 10^6) / 15,6 - (4 \cdot 10^6 \cdot 30,3 - 61,9 \cdot 10^6) / 15,6 = 2,15 \cdot 10^6 \text{ м}^3; \alpha = 59,3 \cdot 10^6 / (9,95 - 2,15) \cdot 10^6 \cdot 22,9 = 0,332; \beta = 1 - 0,332 \cdot 22,9 / 30,3 = 0,75.$$

Коэффициент объемной газонасыщенности обводненной зоны

$$\alpha = \frac{\left(Q_B \frac{p_0}{z_0} - \Delta Q_d \right) \bar{z}_B}{(\Omega_0 - \Omega_r) \bar{p}_B}. \quad (\text{VIII.34})$$

Коэффициент газоотдачи обводненной зоны

$$\beta = 1 - \alpha \frac{\bar{p}_B z_0}{z_B p_0}. \quad (\text{VIII.35})$$

Газ, остающийся в обводненной зоне, — составная часть буферного газа. Коэффициент объемной газонасыщенности обводненной зоны и масса газа в этом объеме существенно зависят от геолого-физических параметров пласта, давления в обводненной зоне, темпов отбора газа из хранилища, физических свойств воды и газа, литологии газонасыщенного коллектора (типа горных пород, слагающих коллектор, — песков, песчаников, известняков, доломитов и др.).

Закачка газа в купольную часть (ловушку) водонапорной системы в условиях упругого режима

Первая фаза неустановившейся фильтрации воды. Гидродинамическая схема для расчета приведена на рис. VIII.7. Изменение давления в хранилище при закачке газа в пласт с постоянным темпом можно определить по формуле

$$p_r^2 - \left[p_{пл} - \frac{\Omega_0 \ln \frac{\sqrt{R_0^2 + 4\kappa t}}{R_0}}{2\pi h_1 m \beta \kappa t} \right] p_r - \frac{(q_r p_a t + p_0 \Omega_0) \ln \frac{\sqrt{R_0^2 + 4\kappa t}}{R_0}}{2\pi h_1 m \beta \kappa t} = 0. \quad (\text{VIII.36})$$

Зная $p_r = p_r(t)$, легко рассчитать $\Omega = \Omega(t)$, а по графику $\Omega = \Omega(h)$, построенному по структурной карте ловушки, определить $h = h(t)$.

Пример. Определить, как изменились в течение первой фазы неустановившейся фильтрации объем газонасыщенной части пласта $\Omega = \Omega(t)$, газонасыщенная толщина пласта $h = h(t)$, давление в хранилище $p_r = p_r(t)$, расход жидкости $q_B = q_B(t)$ при создании ПХГ в ловушке пластовой водонапорной системы (при упругом режиме и $q_r = \text{const}$).

Т а б л и ц а VIII.1 Основные данные, характеризующие процесс создания ПХГ в куполообразной ловушке пластовой водонапорной системы в условиях упругого режима

| t , сут | R , 10^3 м | p_r , МПа | Ω , 10^6 м ³ | h , м | q_B , м ³ /сут | Q_3 , 10^9 м ³ |
|-----------|----------------|-------------|----------------------------------|---------|-----------------------------|-------------------------------|
| 30 | 7,95 | 8,10 | 0,371 | 3,5 | 12 400 | 30 |
| 60 | 11,25 | 8,30 | 0,723 | 5,0 | 12 050 | 60 |
| 90 | 13,75 | 8,40 | 1,070 | 6,0 | 11 800 | 90 |
| 120 | 15,80 | 8,48 | 1,410 | 6,8 | 11 720 | 120 |
| 150 | 16,80 | 8,55 | 1,750 | 7,6 | 11 630 | 150 |
| 180 | 19,47 | 8,60 | 2,090 | 8,35 | 11 600 | 180 |

Для расчета приняты следующие исходные данные: $m = 0,2$; $k = 1,5$ мкм²; $\mu_B = 1$ МПа·с; толщина пласта $h_1 = 20$ м; $p_{пл} = 6$ МПа; число нагнетательных скважин $n_0 = 20$; радиус окружности, на которой расположены нагнетательные скважины, $R_0 = 500$ м; $\rho_B = 1000$ кг/м³; средний радиус отступления воды, принимаемый постоянным, $R_0 = 500$ м; постоянный расход газа $q_r = 10^6$ м³/сут; коэффициент объемного упругого сжатия жидкости $\beta_B = 0,455 \cdot 10^{-5}$ МПа⁻¹; коэффициент объемного упругого сжатия пород $\beta_c = 0,155 \cdot 10^{-5}$ МПа⁻¹; радиус контура пластовой водонапорной системы $R_K = 19,47$ км.

Кривые зависимостей $\Omega = \Omega(h)$, $Fm = Fm(h)$ представлены на рис. VIII.8. Результаты вычислений при $\Omega_0 = 0$ приведены в табл. VIII.1, по данным которой построены зависимости $p_r = p_r(t)$, $h = h(t)$ и $\Omega = \Omega(t)$, приведенные на рис. VIII.9. Из данных таблицы и рисунка видно, что начало создания хранилища характеризуется высоким темпом роста давления в области газонасыщенности, при дальнейшей закачке газа темп роста давления уменьшается.

Вторая фаза неустановившейся фильтрации жидкости при заданном во времени расходе закачиваемого газа. Пластовая водонапорная система рассматривается как замкнутый подземный резервуар. Окончательная формула для расчета газонасыщенного объема порового пространства имеет вид

$$\Delta \bar{\Omega} = \Delta \tau \frac{\left[-a + b\Omega_0 + \alpha(1-n)(1-\bar{h}_0) + \frac{(1+n)}{2\Omega_0} (\bar{Q}_0 + \bar{Q}_1) \right]}{1 - \frac{1}{2} \Delta \tau \left[(n-1) \frac{\bar{Q}_1}{\Omega_0^2} + b - (1-n) \frac{\alpha\beta_1}{F_0} \right]} \quad (\text{VIII.37})$$

Пример. Рассчитаем изменение объема порового пространства и давления в хранилище в течение второй фазы неустановившейся фильтрации. Исходные данные взяты из предыдущего примера для $t = 180$ сут; $\bar{\Omega}_0 = 0,037$; $\alpha = 0,092$; $\bar{h}_0 = 0,152$; $n = -0,158$; $a = 1,157$; $F_0 = -0,417$; $\beta_1 = 0,833$; $q_0 = 26\,700$ м³/сут; $b = -1,845$; $T = 2110$ сут. Вспомогательные данные для расчета приведены ниже.

| | | | | |
|-----------|--------|--------|--------|--------|
| t , сут | 0 | 63,3 | 126,6 | 189,8 |
| τ | 0 | 0,03 | 0,06 | 0,09 |
| \bar{Q} | 0,0531 | 0,0718 | 0,0905 | 0,1090 |

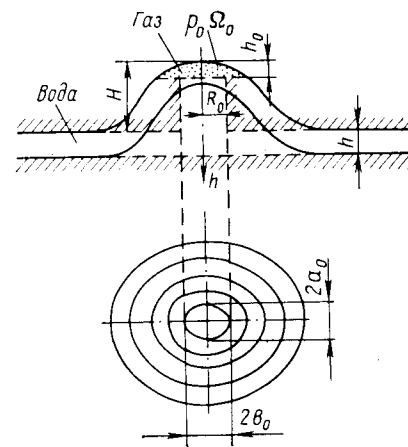


Рис. VIII.7. Гидродинамическая расчетная схема водонасыщенного пласта при расчете закачки газа при $R_0 = (a_0 + b_0)/2$

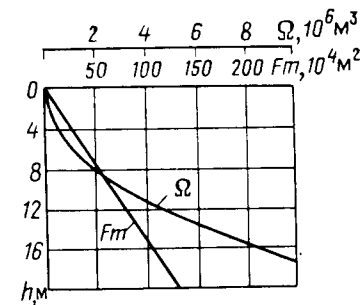


Рис. VIII.8. Зависимости Ω и Fm от газонасыщенной толщины пласта h

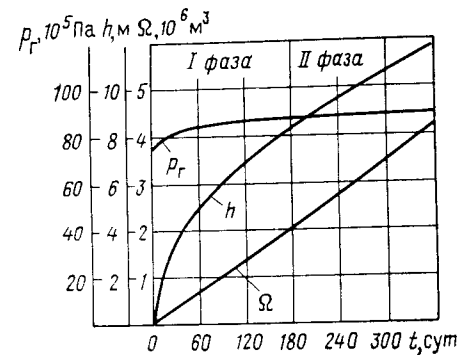


Рис. VIII.9. Зависимости $\Omega = \Omega(t)$, $h = h(t)$ и $p_r = p_r(t)$ при закачке газа в ловушку с постоянным темпом в течение первой и второй фаз неустановившейся фильтрации воды

По формуле (VIII.37) имеем

$$\Delta \bar{\Omega} = \frac{0,03 \left[-1,157 + (-1,845) 0,037 + 0,092 (1 + 0,158) (1 - 0,152) + \frac{1,158 (0,0531 + 0,0718)}{2 \cdot 0,037} \right]}{1 - \frac{1}{2} 0,03 \left[-1,158 \frac{0,0718}{(0,037)^2} + (-1,845) - 1,158 \frac{0,092 \cdot 0,833}{0,417} \right]} = 0,0127.$$

$$\bar{\Omega}_1 = 0,037 + 0,0127 = 0,0497.$$

Полученное значение $\bar{\Omega}_1$ принимаем в дальнейших расчетах за $\bar{\Omega}_0$. Результаты вычислений приведены в табл. VIII.2. Из данных табл. VIII.2 видно, что в течение второй фазы давление в заданной области газонасыщенности изменяется незначительно.

Таблица VIII.2 Основные данные, характеризующие процесс создания ПХГ в течение второй фазы неустановившейся фильтрации при упругом режиме

| t , сут | $\Delta \bar{\Omega}$ | $\bar{\Omega}$ | $\Omega_r \cdot 10^6 \text{ м}^3$ | h , м | \bar{h} | Fm , 10^4 м^2 | \bar{F} | p_r , МПа |
|-----------|-----------------------|----------------|-----------------------------------|---------|-----------|---------------------------|-----------|-------------|
| 0 | 0 | 0,0370 | 2,09 | 8,35 | 0,152 | 52,0 | 0,417 | 8,60 |
| 63,3 | 0,0127 | 0,0497 | 2,805 | 9,60 | 0,174 | 57,5 | 0,463 | 8,67 |
| 126,6 | 0,012 68 | 0,0624 | 3,52 | 10,6 | 0,197 | 64,5 | 0,518 | 8,72 |
| 189,9 | 0,012 66 | 0,0750 | 4,23 | 11,8 | 0,215 | 71,6 | 0,571 | 8,75 |

Расчет падения давления в ПХГ после прекращения закачки газа

После того как прекратится закачка газа в ПХГ, в газоносной и водоносной частях пластовой водонапорной системы начнется перераспределение давления. В газоносной части пласта оно будет снижаться, а в водоносной, если пластовая водонапорная система изолирована, — повышаться. Эти неустановившиеся процессы очень важны, так как влияют на эксплуатацию ПХГ. Если подсчитать необходимое число скважин, не учитывая снижения давления, то в период максимального отбора газа придется увеличивать депрессию и снижать давление в скважинах, так как их будет недостаточно. Это, в свою очередь, может привести к прорыву конуса подошвенной воды в скважины и прекращению притока газа к ним.

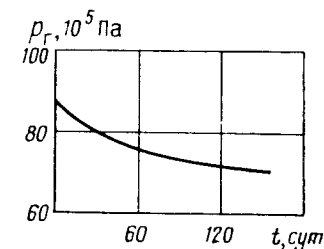
Пример. Проведем расчет по формуле (VIII.37), полагая, что отбор газа после прекращения закачки отсутствует, т. е. $\bar{Q} = \text{const}$. Исходные данные для расчета взяты из предыдущего примера для $t = 189,9$ сут. Результаты расчетов приведены в табл. VIII.3, по данным которой построен график (рис. VIII.10). Из таблицы и графика видно, что вначале темп снижения давления в ПХГ наибольший, в дальнейшем он уменьшается. Через 63,3 сут после прекращения закачки давление снизилось на 1,22 МПа, через 126,6 и 189,9 сут соответственно на 1,775 и 1,81 МПа, что составляет 18 и 20,7 % от начального давления ($p_r = 8,75$ МПа). Таким образом, давление в ПХГ за небольшой период времени снижается существенно, что необходимо учитывать.

Если пластовая водонапорная система не изолирована, возможно вытеснение воды через контур питания (на выходе пласта на дневную поверхность или в каком-либо другом месте сообщения пла-

Таблица VIII.3 Основные данные, характеризующие процесс снижения давления в созданном ПХГ после прекращения закачки газа, когда пластовая водонапорная система рассматривается как замкнутый подземный резервуар

| t , сут | $\Delta \bar{\Omega}$ | $\bar{\Omega}$ | $\Omega_r \cdot 10^6 \text{ м}^3$ | h , м | \bar{h} | Fm , 10^4 м^2 | \bar{F} | p_r , МПа | $(p_{r1} - p_{r2})$, МПа |
|-----------|-----------------------|----------------|-----------------------------------|---------|-----------|---------------------------|-----------|-------------|---------------------------|
| 0 | 0 | 0,075 10 | 4,23 | 11,8 | 0,215 | 71,0 | 0,571 | 8,75 | 0 |
| 63,3 | 0,010 30 | 0,085 40 | 4,92 | 12,8 | 0,233 | 75,5 | 0,607 | 7,53 | 1,2 |
| 126,6 | 0,005 83 | 0,091 23 | 5,16 | 13,1 | 0,238 | 78,0 | 0,627 | 7,175 | 0,355 |
| 139,9 | 0,003 34 | 0,094 57 | 5,33 | 13,3 | 0,242 | 80 0 | 0,643 | 6,94 | 0,235 |

Рис. VIII.10. Кривая уменьшения давления газа в ПХГ после прекращения закачки газа



стов). Темп снижения давления в этом случае немного больше, чем в рассмотренном.

Изменение давления при циклической эксплуатации ПХГ можно рассчитывать по формуле (VIII.36).

При эксплуатации ПХГ, создаваемых в ловушках пластовых водонапорных систем или в истощенных месторождениях в условиях водонапорного режима, наблюдается продвижение воды в ПХГ в период отбора газа. Анализ этого явления показывает, что, помимо прочих факторов, продвижение воды зависит от темпа отбора газа. Чем выше последний, тем меньше продвигается контур водоносности за время отбора газа.

Во многих случаях в ПХГ пластового типа продвижение воды в залежь незначительно, режим эксплуатации хранилища — газовый. При создании ПХГ в газовых залежах (ловушках) массивного типа высота подъема подошвенной воды может достигать 8—8,5 м из 17—18 м. В этом случае режим эксплуатации ПХГ упруговодонапорный.

Методы определения путей движения газа в пласте и потерь газа в процессе подземного хранения

Для изучения путей движения газа в пласте используют различные инертные газы, отличные от компонентов остаточного пластового газа. В качестве инертных газообразных компонентов применяют азот, гелий, аргон, криптон, пропилен, бутилен и др. Эти компоненты закачивают в пласт вместе с газом через скважины, расположенные в сводовой части структуры. В периферийных скважинах периодически отбирают пробы газа на анализ и устанавливают время появления индикатора (инертного газа) в различных скважинах. Тем самым определяют направление и скорость перемещения закачиваемого газа в пористой среде. В некоторых случаях используют радиоактивные газообразные индикаторы, например криптон, ксенон.

Объем газа в пласте-коллекторе ПХГ можно рассчитать тремя методами: объемным; по прямолинейным участкам зависимости средневзвешенного по объему газонасыщенной части хранилища приведенного давления $p'z$ от объема отобранного газа из хранилища Q_d при газовом или водонапорном режимах эксплуатации; по объему вытесняемой из хранилища воды при закачке газа.

Для приближенного определения потерь газа в процессе подземного хранения используют данные замеров объемов закачанного и отобранного газов, а также статических пластовых давлений в конце так называемого нейтрального периода, когда нет ни закачки, ни отбора газа. Кроме того, определяют положение границы раздела газ—вода методом радиометрии скважин (часто используют нейтронный гамма-каротаж) и коэффициент объемной газонасыщенности обводненной зоны.

Уравнение материального баланса газа в ПХГ имеет вид

$$\frac{\tilde{p}_n z_a}{z_n p_a} \Omega_r + \alpha_n (\Omega_n - \Omega_r) \frac{\tilde{p}_v z_a}{z_v p_a} = \frac{\tilde{p}_k z_a}{z_k p_a} \Omega_k + \alpha_k (\Omega_n - \Omega_k) \frac{\tilde{p}_{вк} z_a}{z_{вк} p_a} + Q_d, \quad (\text{VIII.38})$$

где p_n, p_k — средневзвешенное по газонасыщенному объему порового пространства давления соответственно до начала и в конце отбора газа, МПа; p_a — атмосферное давление, МПа; $\tilde{p}_v, \tilde{p}_{вк}$ — средневзвешенные по обводненному объему газовой залежи давления соответственно до начала отбора и в конце периода отбора, МПа; Ω_n — начальный объем порового пространства ПХГ, занятый закачанным газом, м³; Ω_r, Ω_k — объемы газонасыщенной (не обводненной) части порового пространства соответственно до начала и после прекращения отбора газа, м³; $z_a, z_n, z_v, z_{вк}$ — коэффициенты сверхсжимаемости газа при соответствующих давлениях и пластовой температуре; α_n, α_k — соответственно начальная и конечная объемные газонасыщенности обводненной зоны, доли единицы.

Из выражения (VIII.38) определим

$$\tilde{p}_k = \frac{\left[Q_3 - Q_d - \alpha_k (\Omega_n - \Omega_k) \frac{\tilde{p}_{вк} z_a}{z_{вк} p_a} \right] z_k}{\Omega_k}, \quad (\text{VIII.39})$$

$$\text{где } \alpha_k = \alpha_0 \left[1,49 - \varphi \left(\frac{\tilde{p}_{вк}}{\tilde{p}_v} - 0,3 \right)^2 \right]. \quad (\text{VIII.40})$$

С другой стороны

$$\tilde{p}_k = \frac{1}{\Omega} \int_{\Omega} p d\Omega \approx \frac{p_1 \Omega_1 + p_2 \Omega_2 + \dots + p_n \Omega_n}{\Omega_1 + \Omega_2 + \dots + \Omega_n}, \quad (\text{VIII.41})$$

где Q_3 — измеренный объем газа закачанного в хранилище до начала отбора его, м³; α_0 — объемная газонасыщенность обводненной зоны при начальном пластовом давлении; φ — коэффициент, зависящий от темпа отбора газа из залежи.

По геологическим данным строится график зависимости газонасыщенного объема порового пространства от положения границы раздела газ—вода при остаточной водонасыщенности S_n , т. е. $\Omega = \Omega(h)$ (см. рис. VIII.8).

Если рассчитанное p_p и измеренное p_n давления равны, заметных потерь нет. Если $p_p > p_n$, по-видимому, могут быть потери газа. Утечки могут обнаруживаться также по появлению газа и повышению давления в залегающих выше пластах, по выходам газа на поверхность земли через трещины в горных породах, через заброшенные водяные, нефтяные или газовые скважины.

Потери газа можно оценить по разности между известным объемом закачанного в хранилище газа на начало цикла отбора и запасами газа на эту же дату, подсчитанными по падению пластового давления при отборе газа.

Пример. Определить начальные запасы газа в ПХГ по двум формулам при следующих исходных данных: $k_0 = 1,5$ мкм²; $m_0 = 0,25$; $\Delta = 0,6$; $p_{ск} = 4,555$ МПа; $T_{ск} = 180$ К; $T_{пл} = 293$ К; $Q_d = 1130 \cdot 10^6$ м³; $p_{во}/z_{во} = 10,7$ МПа; $p_v/z_v = 8$ МПа; $Q_3 = 2,784 \cdot 10^9$ м³; $p_n/z_n = 10,9$ МПа.

Объем связанной воды

$$S_n = 0,437 - 0,155 \lg(1500/25) = 0,16.$$

Начальная газонасыщенность

$$p_n = 1 - 0,16 = 0,84.$$

Коэффициент остаточной газонасыщенности обводненной зоны

$$\alpha_0 = (1 - 1,415 \sqrt{0,84 \cdot 0,25}) 0,84 = 0,296.$$

Фиктивный постоянный объем порового пространства хранилища

$$\Omega_\phi = 1130 \cdot 10^6 / (107 - 80) = 41,8 \cdot 10^6 \text{ м}^3.$$

Запасы газа в хранилище до начала отбора газа при условии $(p_v/z_v) \alpha = \text{const}$

$$Q_3 = 41,8 \cdot 10^6 (107 - 0,296 \cdot 109) = 3,13 \cdot 10^9 \text{ м}^3.$$

Относительная погрешность расчета

$$\delta = \frac{Q'_3 - Q_3}{Q_3} 100 = \frac{(3,13 - 2,784)}{2,784} 100 = 12,4 \text{ \%}.$$

Запасы газа в хранилище до начала отбора газа при условии $\alpha_k = \alpha_0 / (1 - \alpha_0)$

$$Q'_3 = 41,8 \cdot 10^6 \cdot 109 \left[1 - \frac{109}{107} (1 - 2 \cdot 0,296) \right] = 2,67 \cdot 10^9 \text{ м}^3.$$

Относительная погрешность расчета

$$\delta' = (2,67 - 2,784) 100 / 2,784 = -4 \text{ \%}.$$

В пределах погрешности вычислений можно утверждать, что подземные потери газа при эксплуатации ПХГ отсутствуют.

Оптимизация технико-экономических показателей ПХГ при упруговодонапорном режиме эксплуатации

К основным технологическим параметрам ПХГ, от которых зависят затраты на его создание и эксплуатацию, относятся объем буферного газа, число и конструкция добывающих скважин, мощность компрессорной станции (КС). Все эти параметры взаимосвязаны.

Так, с ростом объема буферного газа уменьшается число добывающих скважин и мощность КС, используемой в процессе отбора газа, но увеличивается мощность КС, требуемая для закачки газа.

Увеличение радиуса скважин, гидродинамически совершенных по степени и характеру вскрытия пласта при постоянной максимально допустимой скорости фильтрации на поверхности забоя скважин, приводит к пропорциональному увеличению их дебита, уменьшению числа скважин, что, в свою очередь, влияет на объем буферного газа и мощность КС.

С другой стороны, использование различных типов компрессоров (поршневых, центробежных или винтовых с разными приводами) вызывает изменение стоимости закачиваемого буферного газа, а следовательно, сказывается на основных параметрах ПХГ.

При работе ПХГ, созданных в ловушках водонасыщенных пластов, вода может вторгаться в ранее газонасыщенный объем порового пространства хранилища, не полностью вытесняя газ из обводняемого объекта. Например, в одном из ПХГ в период отбора газа этаж газонасыщенности сокращается за счет продвижения воды от 17,5—18 до 9—10 м. При этом обводняется до 70 % начального газонасыщенного объема хранилища и в зоне обводнения остается свыше 45 % от объема буферного газа.

На ПХГ приведенные затраты составляют:
по скважинам

$$EK_c + \mathcal{E}_c = n [C_n (E + f_1) + P_n], \quad (\text{VIII.42})$$

по компрессорной станции

$$E [K_{KC_3} + K_{KC_0}] + \mathcal{E}_{KC_3} + \mathcal{E}_{KC_0} = 0,0038a (E + f_2) \left[Q_0 \lg \frac{p_r}{p_0} + Q_3 \lg \frac{p'_r}{p_r} \right] + 0,0038b \left(Q_0 \lg \frac{p_r}{p_0} t_0 + Q_3 \lg \frac{p'_r}{p_r} t_3 \right), \quad (\text{VIII.43})$$

по буферному газу

$$EK_{Q_6} + \mathcal{E}_{Q_6} = C_6 Q_6 (E + f_3), \quad (\text{VIII.44})$$

где n — число скважин; C_n — стоимость одной скважины (бурение, освоение, обустройство и обвязка); P_n — годовые эксплуатационные затраты на одну скважину (без амортизации); a — удельные капитальные вложения в КС на 1 кВт мощности; Q_0 — суточный отбор газа из хранилища; Q_3 — суточная закачка газа в хранилище; b — годовые эксплуатационные затраты на КС (без амортизации) на 1 кВт мощности; t_0, t_3 — время работы ПХГ соответственно на отбор и закачку (в долях единицы, за единицу принят цикл работы ПХГ); p_r, p_n, p_0 — давления соответственно на входе и выходе КС при закачке и на входе КС при отборе газа (давление на выходе КС при отборе равно p_r); f_1, f_2, f_3 — нормы амортизации соответственно для скважин, КС и буферного газа, доли единицы; C_6 — стоимость буферного газа; Q_6 — объем буферного газа, приведенный к давлению 0,1 МПа и пластовой температуре;

$K_c, K_{KC_3}, K_{KC_0}, K_{Q_6}$ — капиталовложения соответственно в скважины, КС, используемую при закачке, КС, используемую при отборе, и буферный газ; $\mathcal{E}_c, \mathcal{E}_{KC_3}, \mathcal{E}_{KC_0}, \mathcal{E}_{Q_6}$ — годовые эксплуатационные затраты соответственно на скважины, КС, используемую при закачке, КС, используемую при отборе, на буферный газ; E — нормативный коэффициент эффективности капиталовложений.

Для условий эксплуатации хранилища при упруговодонапорном режиме объем буферного газа определяется по формуле

$$Q_6 = \frac{Q_a \frac{p_k}{z_k} [1 + \alpha_k (\psi - 1)]}{\psi \left(\frac{p_n}{z_n} - \alpha_k \frac{p_k}{z_k} \right) - \frac{p_k}{z_k} (1 - \alpha_k)}, \quad (\text{VIII.45})$$

где Q_a — объем активного газа, приведенный к давлению 0,1 МПа и пластовой температуре; p_n, p_k — давление в хранилище соответственно на начало и конец отбора газа; z_n, z_k — соответствующие им коэффициенты сверхсжимаемости газа; α_k — остаточная объемная газонасыщенность в обводняемой зоне хранилища, доли единицы; $\psi = \Omega_n / \Omega_k$ — отношение начального газонасыщенного объема порового пространства к конечному.

Из выражений (VIII.42) — (VIII.44) следует, что приведенные затраты на подземное хранение газа, зависящие от числа добывающих скважин, мощности КС и объема буферного газа, можно выразить следующим образом:

$$K_{np} = n [C_n (E + f_1) + P_n] + 0,0038a (E + f_2) \left[Q_0 \lg \frac{p_r}{p_0} + Q_3 \lg \frac{p'_r}{p_r} \right] + 0,0038b \left(Q_0 \lg \frac{p_r}{p_0} t_0 + Q_3 \lg \frac{p'_r}{p_r} t_3 \right) + C_6 (E + f_3) \left\{ \frac{Q_a \frac{p_k}{z_k} [1 + \alpha_k (\psi - 1)]}{\psi \left(\frac{p_n}{z_n} - \alpha_k \frac{p_k}{z_k} \right) - \frac{p_k}{z_k} (1 - \alpha_k)} \right\}. \quad (\text{VIII.46})$$

При определении давления на входе КС в период отбора p_k следует учитывать потери давления газа в пласте, стволе скважины и ее шлейфе. Считая, что КС совмещена с групповым пунктом и пренебрегая потерями давления в аппаратах подготовки газа, можно записать

$$p_0 = \sqrt{\frac{p_k^2 - Aq - (B + \theta + B_{ш} e^{2S}) q^2}{e^{2S}}}, \quad (\text{VIII.47})$$

где $A, B, \theta, e^{2S}, B_{ш}$ — коэффициенты, учитывающие потери давления соответственно в пласте (A, B), по стволу (θ, e^{2S}) и в шлейфе ($B_{ш}$) скважины.

Число добывающих скважин, необходимых для обеспечения заданного суммарного дебита по хранилищу за сутки в заключительный период отбора газа, зависит от конечного давления p_k .

При нелинейном законе фильтрации газа в пласте и постоянной максимально допустимой скорости фильтрации на забое скважины, когда $p_k^2 - p_3^2 = Aq + Bq^2$, $q = Cp_3 = Q_0/n$, выражение для p_k имеет вид

$$p_k = \sqrt{\frac{AQ_0}{n} + \frac{Q_0^2}{n^2} \left(B + \frac{1}{C^2} \right)}. \quad (\text{VIII.48})$$

Здесь q — суточный дебит скважины; p_3 — забойное давление; C — коэффициент, определяемый постоянным градиентом давления или допустимой скоростью фильтрации на забое скважины.

Для определения оптимального соотношения числа добывающих скважин, мощности КС и объема буферного газа, при котором в условиях упруговодонапорного режима эксплуатации хранилища достигается минимум приведенных затрат, найдем первую производную $dK_{пр}/dn$ и приравняем ее к нулю. При этом произведением np_n можно пренебречь, поскольку оно незначительно зависит от числа скважин n . Тогда для нелинейного закона фильтрации газа в пласте получим

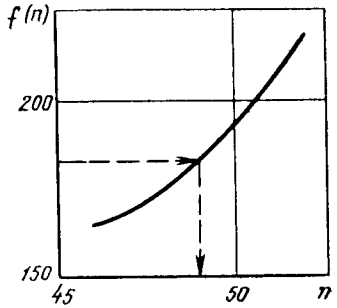
$$\frac{\frac{p_n}{z_n} Q_a C_6 (E + f_3) \psi}{2C_n} = \frac{\sqrt{\frac{AQ_0}{n} + \frac{Q_0^2}{n^2} \left(B + \frac{1}{C^2} \right)} \left[\psi \left(\frac{p_n}{z_n} - \alpha_k \frac{p_k}{z_k} \right) - \frac{p_k}{z_k} (1 - \alpha_k) \right]^2 \left[E + f_1 + \frac{0,0038Q_0 (aE + af_2 + bt_0)}{2,3nC_n} \right]}{z_k \left[\frac{AQ_0}{n^2} + \frac{2Q_0^2}{n^3} \left(B + \frac{1}{C^2} \right) \right] [1 + \alpha_k (\psi - 1)]}. \quad (\text{VIII.49})$$

Для линейного закона фильтрации газа в пласте в формуле (VIII.49) коэффициент $B = 0$.

Уравнение (VIII.49) решается графоаналитическим методом или с помощью ЭВМ. В первом случае строится график в координатах $n - f(n)$, представленный на рис. VIII.11, где $f(n)$ — выражение, стоящее в правой части уравнения; вычислив выражение, стоящее в левой части уравнения, по графику находим число скважин, а затем — объем буферного газа и мощность КС, при которых приведенные затраты на ПХГ минимальные.

Пример. Рассмотрим порядок расчетов по определению оптимального соотношения числа добывающих скважин, мощности КС и объема буферного газа при упруговодонапорном режиме эксплуатации ПХГ. Критерий оптимальности — минимальные приведенные затраты на хранение газа. Исходные данные для расчета: ПХГ образует залежь массивного типа в ловушке, для которой известна зависимость ее газонасыщенного объема от

Рис. VIII.11. Зависимость $f(n)$ от числа добывающих скважин n



этажа газонасыщенности, пласт — коллектор толщиной 100 м залегает на глубине 850 м и представлен рыхлым песчаником пористостью 0,28, проницаемостью в газонасыщенной части 2 мкм² и водонасыщенной 2,5 мкм², коэффициент объемной упругости воды и породы равен $0,1055 \cdot 10^{-4}$ МПа⁻¹; вязкость пластовой воды 1 мПа·с; пластовая температура 293 К; $p_n = 9,4$ МПа; $p_r = 4$ МПа; $Q_a = 1,35 \cdot 10^9$ м³; $Q_0 = Q_3 = 8 \cdot 10^6$ м³/сут; $f_1 = 0,03$; $f_2 = 0,1$; $f_3 = 0,02$; $a = 225$ руб/кВт; $b = 41$ руб/(кВт/год) (компрессоры поршневые типа 10ГКН); $C_n = 1,3 \cdot 10^5$ руб/скв; $C_6 = 6 \cdot 10^{-3}$ руб/м³; $E = 0,15$; $t_3 = t_0 = 0,5$ года.

Примем, что фильтрация газа в пласте происходит по линейному закону ($B = 0$), а эксплуатация скважины — при постоянном градиенте давления, при котором депрессия равна 2 МПа.

$$A = 0,0021 \text{ МПа}^2 \cdot \text{сут}/\text{м}^3; \quad C = 2000 \text{ м}^3 \cdot \text{МПа}/\text{сут}.$$

Вначале выполняют расчеты по вторжению пластовой воды в ПХГ при отборе газа, в результате которых находят Ω_k и затем отношение $\psi = \Omega_n / \Omega_k$. Эти расчеты рекомендуется проводить по методике, учитывающей изменение остаточной газонасыщенности и фазовой проницаемости для воды в обводняемой зоне хранилища.

Методика позволяет находить текущее положение контакта газ—вода (сокращение в процессе отбора газа среднего радиуса газовой зоны для пластовой залежи и этажа газонасыщенности для залежи массивного типа), а также учитывать анизотропность пласта, если известны средние значения его проницаемостей в вертикальном и горизонтальном направлениях.

Полагая при первом приближении, что $\Omega_n = 2Q_a z_n / p_n$, получим: при $\Omega_n = 23,4 \cdot 10^6$ м³ $\Omega_k = 7,8 \cdot 10^6$ м³. Тогда $\psi = \Omega_n / \Omega_k = 3$. Находим, что выражение, стоящее в левой части уравнения (VIII.49), равно 183,26.

Для построения графика в координатах $n = f(n)$ найдем несколько значений правой части уравнения (VIII.49) для произвольных значений n . Так, при $n = 52$ $f(n) = 215,44$; при $n = 46$ $f(n) = 167,13$; при $n = 50$ $f(n) = 192,85$. По графику, находим, что значению $f(n) = 183,26$ соответствует $n = 49$ (см. рис. VIII.11). Для этого значения n по формуле (VIII.48) определяем, что $p_k = 8,37$ МПа, а по формуле (VIII.45) $Q_6 = 1,48 \cdot 10^9$ м³. Затем уточняем значения Ω_k и Ω_n .

$$\Omega_k = \frac{Q_6 - \alpha_k \frac{p_k z_n}{z_k p_n} (Q_6 + Q_a)}{\frac{p_k}{z_k} (1 - \alpha_k)} = 8,19 \cdot 10^6 \text{ м}^3;$$

$$\Omega_n = \psi \Omega_k = 24,57 \cdot 10^6 \text{ м}^3.$$

Если полученное значение Ω_n равно или меньше объема ловушки хранилища по газу, а Ω_k не меньше допустимого предела обводнения хранилища, обусловленного обеспечением безводной эксплуатации сводовых скважин, то расчет можно продолжать.

В случае, если Ω_n превышает объем ловушки или Ω_k меньше допустимого предела, следует сократить объем активного газа Q_a или отказаться от выполнения условия организации ПХГ при минимальных приведенных затратах, т. е. пойти на менее экономичный вариант.

Определим необходимую мощность компрессорной станции ПХГ при закачке газа в хранилище.

Максимальная степень сжатия при $p_n' = 10,5$ МПа в конце закачки газа составляет 2,6, расчетная мощность КС на закачку газа $N_{КСз} = 12,74 \cdot 10^3$ кВт. Поскольку мощность одного агрегата 10ГКН равна 1100 кВт, следует установить 12 агрегатов суммарной мощностью 13 200 кВт.

Проверим, нужно ли использовать КС при отборе газа. Для этого по формуле (VIII.47) найдем, что $p_o = 7,22$ МПа. Поскольку $p_o > p_r$, КС при отборе не используется.

Расчетные капиталовложения составят: в скважины — 6,37 млн. руб., в КС — 2,97 млн. руб., в буферный газ — 8,88 млн. руб., а годовые эксплуатационные затраты — соответственно 229,32; 567,6 и 177,6 тыс. руб. Суммарные годовые эксплуатационные затраты равны 974,52 тыс. руб., приведенные затраты по хранению газа составляют 3,7 млн. руб.

При проведении оптимизационных расчетов на стадии проектирования ПХГ с помощью выражения (VIII.49) можно также исследовать влияние диаметра добывающих скважин, степени и характера вскрытия скважинами пласта, типа компрессорного агрегата (поршневого, центробежного) и различной удельной стоимости буферного газа на технико-экономические показатели ПХГ. По настоящей методике исследовалось влияние на технико-экономические показатели ПХГ типа компрессорного агрегата, степени подвижности пластовых вод и удельной стоимости буферного газа. Было установлено, что наибольшее влияние оказывают степень подвижности пластовых вод и удельная стоимость буферного газа. При этом объем активного газа — заданная постоянная величина.

§ 78 ПОДЗЕМНОЕ ХРАНЕНИЕ ЖИДКИХ ГАЗОВ В ПУСТОТАХ

ПХГ в непроницаемых горных породах — это естественная или искусственно созданная полость (емкость) в комплексе с наземным и подземным технологическим оборудованием, обеспечивающим прием, хранение и отбор продуктов.

Хранимые продукты могут находиться в газообразном (природный газ, этан, этилен, и т. д.) или жидком (пропан, бутаны, бензин, дизельное топливо и т. д.) состоянии.

ПХГ создают в отложениях каменной соли (пласты, массивы, штоки), в непроницаемых или практически непроницаемых горных породах, таких, как гипс, ангидрит, гранит, глина и т. д., в заброшенных шахтах, карьерах или других горных выработках, в плотных горных породах специальными методами (ядерные взрывы и др.).

Из ПХГ всех типов в непроницаемых горных породах в СССР и за рубежом наиболее распространены хранилища в отложениях каменной соли. Около 90 % всех хранимых продуктов размещены в таких хранилищах. Возможность и технико-экономическая целесообразность создания ПХГ этого типа обусловлены специфиче-

скими физико-химическими свойствами каменной соли и условиями ее залегания.

Строение отложений каменной соли различно — это массивы, купола, штоки, линзы и пласты различной толщины при различных углах падения. Отложения каменной соли состоят либо полностью из минерала галита («чистая соль»), либо содержат включения: прослойки и линзы ангидритов, гипса, карбоната кальция и других минералов и пород.

Химический состав галита: 39,39 % Na и 60,61 % Cl. Молекулярная масса — 58,44, плотность 2,1—2,2 г/см³, твердость по шкале Мооса — 4,0—2,5. Галит бесцветен, прозрачен и имеет стеклянный блеск. В зависимости от вида и количества примесей соль окрашивается в желтый, розовый, красный, бурый, коричневый и зеленый цвет.

Месторождения каменной соли широко распространены по всей территории Советского Союза. Глубина залегания каменной соли изменяется от нескольких метров до 2500 м. Чаще открытые месторождения залегают на глубинах 100—1000 м.

1. Рид Р., Шервуд Т. Свойства газов и жидкостей. М., Химия, 1983.
2. Инструкция по комплексному исследованию газовых и газоконденсатных пластов и скважин. М., Недра, 1980.
3. Пилко М. Р., Тельнова Н. М., Макушев Ф. И. Обработка на ЭВМ результатов исследований скважин при стационарном режиме фильтрации газа. Разработка и эксплуатация газовых и газоконденсатных месторождений, М., изд. ВНИИЭГАЗПРОМ, 1975.
4. Тетерев И. Г., Курбанов О. С. Алгоритм обработки на ЭВМ кривых нарастания забойного давления без учета притока. — Межвузовский тематический сборник ТГУ, 1976, вып. 50, с. 101—106.
5. Ramey Н. J., Kumar A., Gulati M. S. Gas Well test analysis under water-drive conditions. AGA at Stanford University, 1973.
6. Ширковский А. И. Интерпретация газодинамических исследований газоконденсатных скважин. М., изд. ВНИИЭГАЗПРОМ, 1977.
7. Коротаев Ю. П., Грдзелова К. Л. Исследование газовых скважин с помощью шумомерии. Разработка и эксплуатация газовых и газоконденсатных месторождений. М., изд. ВНИИЭГАЗПРОМ, 1983.
8. Васильев Ю. Н., Черных В. А. Вариационные принципы и методы решения задач теории фильтрации. Разработка и эксплуатация газовых и газоконденсатных месторождений. М., изд. ВНИИгаз, 1972.
9. Система проектирования схем обустройства газового месторождения на ЭВМ/В. Р. Хачатуров, Н. Д. Астахов, П. Ф. Буракевич и др. — Газовая промышленность, 1979, № 3, с. 32—34.
10. Результаты проектирования схем обустройства Уренгойского месторождения на ЭВМ/П. Ф. Буракевич, Н. Д. Астахов, В. Е. Веселовский и др. — Газовая промышленность, 1980, № 1, с. 14—16.
11. Галлиулин З. Т., Одишария Г. Э., Изотов Н. И. Холодильные установки в системах магистрального транспорта газа. Обзорная информация, вып. 2, сер.: Важнейшие научно-технические проблемы газовой промышленности, М., изд. ВНИИЭГАЗПРОМ, 1980.

| | |
|--|-----|
| Введение | 3 |
| § 1. Краткая история развития газовой промышленности СССР | 3 |
| § 2. Преимущества природного газа как топлива и сырья для химической промышленности | 7 |
| § 3. Основные показатели и перспективы развития газовой промышленности | 10 |
| § 4. Основные задачи научно-технического прогресса в добыче газа | 10 |
| Глава I. Состав и физико-химические свойства природных газов | 12 |
| § 5. Состав и классификация природных газов | 12 |
| § 6. Физико-химические свойства углеводородных газов | 16 |
| § 7. Газовые смеси | 16 |
| § 8. Жидкие смеси | 19 |
| § 9. Аналитические методы расчета физических свойств природных газов | 20 |
| § 10. Упругость насыщенных паров | 46 |
| § 11. Определение составов фаз равновесных двухфазных многокомпонентных систем | 49 |
| § 12. Уравнения фазовых концентраций | 53 |
| § 13. Определение констант фазового равновесия по давлению схождения | 55 |
| § 14. Определение констант фазовых равновесий компонентов с использованием уравнения состояния | 57 |
| § 15. Аналитический расчет межфазного натяжения по составам жидкой и паровой фаз | 61 |
| Глава II. Газовые скважины | 63 |
| § 16. Особенности конструкций газовых скважин | 63 |
| § 17. Оборудование устья газовой скважины | 65 |
| § 18. Подземное оборудование ствола газовых скважин при добыче природного газа различного состава | 69 |
| § 19. Оборудование забоя газовых скважин | 77 |
| § 20. Расчет внутреннего диаметра и глубины спуска колонны НКТ в скважину | 81 |
| § 21. Способы и оборудование для удаления жидкости с забоя газовых и газоконденсатных скважин | 86 |
| § 22. Одновременная раздельная эксплуатация двух газовых пластов одной скважиной | 90 |
| Глава III. Исследование газовых скважин | 93 |
| § 23. Цели исследований газовых и газоконденсатных скважин | 93 |
| § 24. Технология и техника исследования газовых скважин | 95 |
| § 25. Определение фильтрационных и емкостных параметров пласта по данным исследований газовых скважин на установившихся режимах | 107 |
| § 26. Определение фильтрационных и емкостных параметров пласта по данным исследований газовых скважин на неустановившихся режимах | 111 |
| § 27. Определение коэффициента анизотропии пласта по кривым нарастания забойного давления в несовершенных по степени вскрытия пласта скважинах | 113 |

| | |
|--|------------|
| § 28. Расчет запасов газа в удельном объеме дренирования скважины | 118 |
| § 29. Определение толщин пласта, по которым происходит фильтрация паровой и жидкой фаз | 121 |
| § 30. Расчет максимально допустимой депрессии в пласте и дебита скважины при эксплуатации месторождений в слабосцементированных газонасыщенных породах | 122 |
| Глава IV. Разработка и эксплуатация газовых месторождений | 125 |
| § 31. Система разработки | 125 |
| § 32. Размещение скважин на структуре и площади газонасыщенности | 125 |
| § 33. Технологический режим эксплуатации газовых скважин | 127 |
| § 34. Регулирование дебита и давления газовых скважин | 130 |
| § 35. Режимы эксплуатации газовых месторождений | 132 |
| § 36. Методы увеличения дебитов газовых скважин | 135 |
| § 37. Расчет распределения давления в деформируемом пласте при фильтрации реального газа по закону Дарси | 138 |
| § 38. Расчет продвижения краевой воды в газовую залежь пластового типа | 140 |
| § 39. Расчет вторжения подошвенной воды в газовую залежь массивного типа | 144 |
| § 40. Определение начальных запасов газа и начальной газонасыщенности обводненной зоны по данным эксплуатации газовой залежи | 147 |
| § 41. Схемы сбора и внутрипромыслового транспорта газа и конденсата | 149 |
| Глава V. Разработка и эксплуатация газоконденсатных месторождений | 155 |
| § 42. Фазовые превращения газоконденсатных смесей | 155 |
| § 43. Аналитический расчет фазовых превращений газоконденсатных смесей при изменении давления и температуры | 157 |
| § 44. Расчет процесса дифференциальной конденсации природных газоконденсатных смесей | 163 |
| § 45. Определение минимально необходимой скорости потока газа для полного выноса конденсата с забоя скважины | 168 |
| § 46. Лабораторное оборудование и методы исследования газоконденсатных смесей | 171 |
| § 47. Методы исследования газоконденсатных месторождений и промысловые установки для их проведения | 176 |
| § 48. Расчет состава пластового газа и балансовых запасов компонентов | 182 |
| § 49. Комплексные исследования газоконденсатных скважин и шлейфов при наличии сероводорода и углекислого газа в пластовом сырье | 186 |
| § 50. Определение потерь стабильного конденсата в пласте при газовом режиме эксплуатации залежи | 189 |
| § 51. Основы проектирования систем разработки газоконденсатных месторождений | 190 |
| § 52. Расположение нагнетательных и добывающих скважин на структуре | 194 |
| § 53. Расчет вытеснения сырого газа сухим | 195 |
| § 54. Определение числа нагнетательных и добывающих скважин | 198 |
| § 55. Расчет вытеснения газа несжимаемой водой из замкнутой куполообразной залежи пластового типа | 202 |
| § 56. Техничко-экономическое определение рационального числа водонагнетательных скважин при закачке воды в замкнутые газовые залежи | 205 |
| § 57. Компонентоотдача газовых и газоконденсатных месторождений | 206 |
| § 58. Методы увеличения компонентоотдачи газоконденсатных месторождений | 210 |

| | |
|---|------------|
| Глава VI. Оборудование газоконденсатного промысла | 212 |
| § 59. Товары, вырабатываемые на газоконденсатном промысле | 212 |
| § 60. Требования отраслевых стандартов на сухой газ, подаваемый в магистральный газопровод, и на стабильный конденсат | 213 |
| § 61. Основное оборудование газоконденсатного промысла для производства сухого газа и стабильного конденсата | 219 |
| § 62. Расчет внутреннего диаметра и пропускной способности вертикальных гравитационных сепараторов | 223 |
| § 63. Расчет коэффициента теплопередачи в теплообменнике до начала и в процессе эксплуатации залежи | 229 |
| § 64. Установки низкотемпературной сепарации газа с детандерными агрегатами | 236 |
| § 65. Установки низкотемпературной сепарации газа с использованием искусственного холода | 243 |
| § 66. Технологические схемы сбора и транспортировки пластового сырья на газоперерабатывающие (газохимические) заводы | 249 |
| Глава VII. Промысловые дожимные компрессорные станции | 253 |
| § 67. Назначение дожимных компрессорных станций | 253 |
| § 68. Технологические условия работы промысловых ДКС при газовом режиме эксплуатации залежи | 254 |
| § 69. Дожимные компрессорные станции, оборудованные поршневыми компрессорами | 255 |
| § 70. Дожимные компрессорные станции, оборудованные центробежными компрессорами | 258 |
| § 71. Дожимные компрессорные станции, оборудованные винтовыми компрессорами | 261 |
| § 72. Дожимные компрессорные станции, оборудованные газоперекрывающими агрегатами различного типа | 264 |
| § 73. Размещение ДКС на промысловых установках комплексной подготовки газа (УКПГ) | 268 |
| Глава VIII. Подземное хранение газа | 271 |
| § 74. Подземное хранение газа в пористых и проницаемых коллекторах | 271 |
| § 75. Подземное хранение газа в истощенных или частично выработанных газовых и газоконденсатных месторождениях | 280 |
| § 76. Подземное хранение газа в выработанных нефтяных и газоконденсатных месторождениях | 286 |
| § 77. Подземное хранение газа в ловушках водонасыщенных коллекторов | 290 |
| § 78. Подземное хранение жидких газов в пустотах | 304 |
| Список литературы | 306 |

ВНИМАНИЮ СПЕЦИАЛИСТОВ!

**В ИЗДАТЕЛЬСТВЕ «НЕДРА»
ГОТОВЯТСЯ К ПЕЧАТИ И ВЫИДУТ В СВЕТ
НОВЫЕ КНИГИ**

УЧЕБНИК

Аркадий Иосифович Ширковский

**РАЗРАБОТКА И ЭКСПЛУАТАЦИЯ ГАЗОВЫХ
И ГАЗОКОНДЕНСАТНЫХ МЕСТОРОЖДЕНИЙ**

Редактор издательства *Т. К. Лазарева*
Художественный редактор *В. В. Шутько*
Технический редактор *О. А. Колотвина*
Корректор *Г. Л. Петушкова*

ИБ № 6555

Сдано в набор 26.08.86. Подписано в печать 20.02.87. Т-01657. Формат 60×90^{1/16}. Бумага типографская № 1 имп. Гарнитура Литературная. Печать офсетная. Усл. п. л. 19,5. Усл. кр.-отт. 19,5. Уч.-изд. л. 20,49. Тираж 3500 экз. Заказ 2411/773—5. Цена 1 руб.

Ордена «Знак Почета» издательство «Недра»,
125047, Москва, пл. Белорусского вокзала, 3

Ленинградская типография № 4 ордена Трудового Красного Знамени Ленинградского объединения «Техническая книга» им. Евгении Соколовой Союзполиграфпрома при Государственном комитете СССР по делам издательств, полиграфии и книжной торговли. 191126, Ленинград, Социалистическая ул., 14.

**БАЙБАКОВ Н. К.,
ГАРУШЕВ А. Р.
ТЕПЛОВЫЕ МЕТОДЫ
РАЗРАБОТКИ
НЕФТЯНЫХ
МЕСТОРОЖДЕНИЙ.**

3 изд., перераб. и доп.
28 л., 1 р. 80 к.

Рассмотрены способы увеличения нефтеотдачи пластов и интенсификации разработки нефтяных месторождений, содержащих высоковязкую нефть, с применением различных теплоносителей. Описаны теплоэнергетические установки, наземное и внутрискважинное оборудование для паротеплового воздействия на пласт и внутрипластового горения. В третьем издании (2-е изд.—1981) большое внимание уделено технологии использования термических методов в неоднородных пластах, на больших глубинах и в комбинации с другими методами воздействия.

Для инженерно-технических работников, занимающихся проектированием разработки нефтяных месторождений и добычей нефти с использованием тепловых методов.

**АКУЛЬШИН А. И.
ПРОГНОЗИРОВАНИЕ
РАЗРАБОТКИ
НЕФТЯНЫХ
МЕСТОРОЖДЕНИЙ.**

15 л., 75 к.

Рассмотрены вопросы прогнозирования величин отбора нефти из пластов гидродинамическими методами, а также с использованием статистических данных о накопленной по годам добычи. Особое внимание уделено исследованию процесса разработки неоднородных пластов с определенным текущей добычей нефти и воды. Выбор методик прогнозирования дан в тесной связи с особенностями геологического строения месторождений. Описаны также методы расчета увеличения коэффициента нефтеотдачи при применении на различных стадиях разработки растворителей, влажного пара, нагретых жидкостей и внутрипластового горения.

Для инженерно-технических работников, занимающихся проектированием разработки нефтяных месторождений и добычей нефти и газа.

**ПРИМЕНЕНИЕ
КОМПОЗИЦИЙ ПАВ
ПРИ ЭКСПЛУАТАЦИИ
СКВАЖИН**

Шерстнев М. Н.,
Булина И. Г.,
Гусев В. И. и др.
15 л., 75 к.

Обоснована целесообразность создания композиций из разных по свойствам поверхностно-активных веществ, даны их рецептуры. Рассмотрен механизм взаимодействия композиций ПАВ с нефтями, породами продуктивных пластов и поверхностями труб. Приведены результаты практического применения поверхностно-активных веществ для повышения эффективности добычи нефти, снижения гидравлических сопротивлений при транспортировании высоковязких нефтей и водонефтяных эмульсий, сохранения коллекторских свойств продуктивных горизонтов при проведении текущего и капитального ремонта скважин. Для инженерно-технических работников, занимающихся проектированием разработки нефтяных месторождений и добычей нефти и газового конденсата.

**ШУСТЕФ И. Н.
ГЕОЛОГИЧЕСКИЕ
ОСНОВЫ
ТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ
РЕШЕНИЙ
В РАЗРАБОТКЕ
НЕФТЯНЫХ
МЕСТОРОЖДЕНИЙ.**

15 л., 75 к.

Рассмотрены особенности и эффективность разработки нефтяных месторождений в различных горно-геологических условиях при законтурных и внутриконтурных системах заводнения. Приведены критерии их выбора для месторождений с разными геологофизическими параметрами. Показано влияние давления нагнетания на показатели разработки, а также уплотнения сетки скважин на темпы отбора нефти и конечную нефтеотдачу пластов. Впервые даны критерии и оценена эффективность прекращения закачки воды в пласт на поздней стадии разработки. Для инженерно-технических работников, занимающихся проектированием разработки нефтяных месторождений и добычей нефти.

Интересующие Вас книги можно приобрести или заказать в магазинах книготорга, распространяющих научно-техническую литературу, и в магазинах — опорных пунктах издательства «Недра», адреса которых приведены в аннотированном плане выпуска, а также через отделы «Книга — почтой» магазинов: № 115 — 117334, Москва, Ленинский проспект, 40. Дом научно-технической книги;

№ 17 — 199178, Ленинград, В. О., Средний проспект, 61.