

ТРУБОПРОВОДНЫЙ ТРАНСПОРТ НЕФТИ И ГАЗА

2-е ИЗДАНИЕ
ПЕРЕРАБОТАННОЕ И ДОПОЛНЕННОЕ

*Допущено Министерством Высшего и среднего
специального образования СССР в качестве учебника
для студентов вузов, обучающихся по специальности
«Проектирование и эксплуатация газонефтепроводов,
газохранилищ и нефтебаз»*



МОСКВА "НЕДРА" 1988

ББК 39.7
Т 77
УДК 621.643.622.32

Авторы:

*Р. А. Алиев, В. Д. Белоусов, А. Г. Немудров,
В. Л. Юфин, Е. И. Яковлев*

Рецензент кафедры «Транспорт и хранение нефти и газа»
Уфимского нефтяного института

Трубопроводный транспорт нефти и газа: Учеб. для вузов/
Т 77 Р. А. Алиев, В. Д. Белоусов, А. Г. Немудров и др.— 2-е изд.,
перераб. и доп.— М.: Недра, 1988.— 368 с.: ил.

ISBN 5—247—00064—1

Показана роль трубопроводного транспорта в народном хозяйстве. Приведены технологические расчеты магистральных газо-, нефте- и нефтепродуктопроводов. Рассмотрена перекачка нефтей в смеси с разбавителями, депрессаторами, поверхностно-активными веществами, а также перекачка нестабильного конденсата и широкой фракции легких углеводородов. Во втором издании (1-е изд.— 1978) особое внимание уделено использованию электроно-вычислительных машин в учебном процессе при решении задач по автоматизации проектирования и системному анализу различных технологических ситуаций в трубопроводном транспорте нефти и газа.

Для студентов вузов, обучающихся по специальности «Проектирование и эксплуатация газонефтепроводов, газохранилищ и нефтебаз».

Т $\frac{2503010500-274}{043(01)-88}$ 341—88

ББК 39.7

ISBN 5—247—00063—1

© Издательство «Недра», 1978
© Издательство «Недра», 1988
с изменениями и дополнениями

ЗНАЧЕНИЕ ТРАНСПОРТА НЕФТИ, НЕФТЕПРОДУКТОВ И ГАЗА В РАЗВИТИИ НЕФТЯНОЙ И ГАЗОВОЙ ПРОМЫШЛЕННОСТИ

Создание материально-технической базы коммунизма немислимо без высокоразвитого транспорта. Основными направлениями экономического и социального развития СССР на 1986—1990 годы и на период до 2000 года предусмотрено дальнейшее развитие трубопроводного транспорта. Предполагается существенно увеличить строительство газотранспортных сетей и нефтепродуктопроводов, отводов от них до потребителей. По магистральным трубопроводам транспортируются весь добываемый природный газ и почти вся нефть, а также большая часть продуктов нефтепереработки. Удаленность областей потребления нефти, нефтепродуктов и газа от мест добычи и переработки ведет к увеличению протяженности вводимых в эксплуатацию трубопроводных магистралей. Растет не только длина трубопроводов, но и диаметр, значительно возрастает мощность нефте- и газоперекачивающего оборудования, увеличивается рабочее давление при транспортировке.

Трубопроводы диаметром более 1000 мм занимают ведущее место, средняя дальность перекачки нефти и газа превышает 1000 км, длина отдельных трубопроводов достигает 4000—5000 км.

Создана Единая автоматизированная система газоснабжения страны, для магистральных нефтепроводов и нефтепродуктопроводов создаются и внедряются автоматизированные системы управления технологическими процессами.

Трудно найти такую отрасль народного хозяйства, которая не использовала бы жидкое топливо, смазки или другие продукты нефтяной промышленности. Для надежного обеспечения народного хозяйства нефтью, нефтепродуктами и газом необходимо, чтобы средства транспорта и хранения их соответствовали уровню добычи и переработки.

Экономика транспорта нефти и нефтепродуктов существенно влияет на размещение в стране нефтеперерабатывающих заводов и нефтебаз. Известное положение о целесообразности строительства нефтеперерабатывающих заводов в центрах потребляющих районов определяется в значительной мере требованием экономии транспортных расходов. Транспортировка от промыслов до районов потребления однородного продукта нефти обойдется дешевле, чем доставка на то же расстояние множества разнообразных нефтепродуктов. Транспортные расходы играют существенную роль и при выборе мест строительства новых нефтебаз. Здесь следует учитывать расходы не только на доставку нефтепродуктов с завода, но и перевозку нефтепродуктов к потребителям. Транспортировка нефтегрузов должна быть бесперебойной, дешевой, с минимальными потерями.

Газовая промышленность является неразрывной частью единой энергетической системы. Производство, транспорт и потребление энергии тесно связаны между собой и образуют единую систему. Это предопределяет необходимость обеспечения высокой надежности функционирования всех звеньев этой системы. Как известно, потребление газа характеризуется переменным во времени режимом. Система газоснабжения должна обеспечить в любой момент подачу голубого топлива в необходимом количестве в условиях переменных нагрузок газопотребления. Только разветвленная сеть трубопроводов совместно с системой хранения нефти и газа может обеспечить надежное бесперебойное снабжение всех отраслей народного хозяйства и населения необходимым количеством нефтепродуктов и газа, что, в свою очередь, является надежной основой для планового развития всего народного хозяйства страны.

КРАТКАЯ ИСТОРИЯ И ПЕРСПЕКТИВЫ РАЗВИТИЯ ТРУБОПРОВОДНОГО ТРАНСПОРТА

Развитие трубопроводного транспорта тесно связано с историей нефтяной промышленности.

Промышленная добыча нефти началась более ста лет назад. В России в 1825 г. она уже составляла 3500 т, а в 1859 г. поднялась до 5000 т. В 1901 г. мировая добыча нефти достигла 23 млн. т, причем первое место по добыче нефти занимала Россия (11,7 млн. т).

Первый нефтепровод местного значения длиной около 6 км сооружен в США в 1865 г., а в России — в 1878 г. (от промыслов Баку до нефтеперерабатывающих заводов). В дореволюционное время на территории царской России было построено 1147 км магистральных трубопроводов.

Первый магистральный нефтепродуктопровод диаметром 200 мм, длиной 883 км с 16 насосными станциями построен на рубеже XX столетия (1896—1906 гг.). В то время это был самый крупный трубопровод мира. Он предназначался для перекачки экспортного керосина из Баку в Батуми. Инициатива этого сооружения принадлежала Д. И. Менделееву, который еще в 1877 г. доказывал необходимость и целесообразность строительства трубопровода.

Магистральных газопроводов в дореволюционной России не было. Газоснабжение городов (кроме Баку и Грозного) осуществлялось за счет производства (на месте) искусственного, так называемого светильного, газа. Для бытовых и промышленных целей газ почти не применялся.

Транспорт нефти и нефтепродуктов по магистральным трубопроводам в условиях социалистического хозяйства тесно связан с экономикой всей страны.

До Великой Отечественной войны наши основные нефтяные ресурсы сосредоточивались на Кавказе (Баку, Грозный, Майкоп). В этих условиях основная масса нефтегрузов ложилась на транспортные артерии Каспия, Волжского бассейна, Северного Кавказа и Закавказья.

Для уменьшения загрузки железных дорог Кавказа, а также для удешевления транспорта нефти к портам Черного моря уже к 1925 г. возникла необходимость в сооружении магистральных нефтепроводов. Были построены нефтепроводы Баку—Батуми длиной 834 км и Грозный—Туапсе длиной 649 км, диаметром 273 мм.

В годы первых пятилеток было сооружено несколько трубопроводов, в том числе первенец Второго Баку нефтепровод Ишимбай—Уфа длиной 169 км и диаметром 300 мм, а также нефтепродуктопроводы для последовательной перекачки нефтепродуктов.

К 1941 г. в промышленной эксплуатации находились магистральные нефтепроводы и нефтепродуктопроводы общей протяженностью около 4100 км. Максимальный диаметр составлял 300 мм. Насосные станции, как правило, оборудовались плунжерными насосами, строительство было слабо механизировано. Во время Великой Отечественной войны были построены нефтепроводы Оха—Софийское, затем продолженный до Комсомольска-на-Амуре и Астрахань—Саратов. В период обороны Ленинграда большую роль сыграл небольшой подводный бензопровод, уложенный через Ладожское озеро.

В послевоенные годы нефтепроводное строительство определялось бурным развитием нефтедобывающей промышленности в Волго-Уральском бассейне, а также строительством нефтеперерабатывающих заводов Урала и Поволжья. За последние десятилетия были построены магистральные трубопроводы больших диаметров (до 1200 мм) и значительной протяженности для подачи нефти месторождений Татарии, Тюменской области, Башкирии на нефтеперерабатывающие заводы Урала, Сибири, а также в центральные и западные районы нашей страны.

В одиннадцатой пятилетке построено около 12 тыс. км магистральных нефтепроводов. Введен нефтепровод Сургут—Полоцк. В результате западносибирская нефть получила выход в центральные районы страны, Белоруссию и Прибалтику. С вводом в действие нефтяных магистралей Грозный—Баку, Павлодар—Чимкент и второй нитки нефтепровода Красноярск—Иркутск прекращены железнодорожные перевозки на расстояние 3,5 тыс. км. Самый дешевый трубопроводный транспорт получил дальнейшее развитие. Обеспечен выход западносибирской нефти на нефтеперерабатывающие заводы Северного Кавказа, Азербайджана, в республики Средней Азии, к объектам Восточной Сибири.

Газовая промышленность СССР — самая молодая отрасль топливной промышленности. В дореволюционной России природный газ не добывался. Попутный нефтяной газ как промышленное и бытовое топливо начали использовать в Баку в 1880—1890 гг. В Москве, Петербурге и других городах существовали газовые заводы для получения газа из угля для бытовых целей и освещения улиц. После Великой Октябрьской социалистической революции использование попутного нефтяного газа возросло. Если в Баку до революции в год потреблялось лишь 33 млн. м³ попутного газа, то в 1927—1928 гг. было добыто и использовано в Баку и Грозном 270 млн. м³ газа.

В настоящее время основным средством транспорта газа от месторождений до потребителя в нашей стране (как и во всем мире) являются трубопроводы. В развитии отечественного трубопроводного транспорта газа можно выделить три этапа:

I этап (1917—1940 гг.) — транспортировка в основном полутного газа по газопроводам небольшого диаметра (до 300 мм) лишь на короткие расстояния, отсутствие разведочных работ на газ; незначительная доля газа в топливном балансе страны;

II этап (1941—1955 гг.) — развитие дальнего транспорта газа (до 1400 км) по газопроводам большого диаметра (до 700 мм); рост объема разведочных работ на газ; медленное повышение доли газа в топливном балансе страны;

III этап (с 1956 г.) — создание отдельных систем магистральных газопроводов; формирование Единой системы газоснабжения страны.

II этап можно считать периодом становления отечественного трубопроводного транспорта газа. В 1944—1946 гг. строится первый крупный в нашей стране магистральный газопровод Саратов—Москва протяженностью 840 км из труб диаметром 300 мм. При прокладке этого газопровода формировались организационные формы и технология отечественного строительства трубопроводов. В 1952 г. введен в эксплуатацию второй крупный магистральный газопровод Дашава—Киев—Брянск—Москва общей протяженностью 1300 км из труб диаметром 500 мм. На этом газопроводе проверяются новые технические решения нашей промышленности, накапливается опыт прокладки магистральных газопроводов. Если на газопроводе Саратов—Москва были установлены импортные газомотокомпрессоры, то на газопроводе Дашава—Киев—Брянск—Москва — отечественные газомотокомпрессоры 10ГК завода «Двигатель Революции» единичной мощностью 736 кВт.

Для III этапа развития магистрального трубопроводного транспорта газа в нашей стране, как уже было сказано, характерно формирование Единой системы газоснабжения.

До начала 60-х годов строились отдельные газопроводы, соединяющие газовые месторождения с промышленными центрами. К середине 60-х годов создаются системы магистральных газопроводов — Центральная, Восточно-Украинская, Западная, Поволжская, Среднеазиатская и Уральская, объединившие крупнейшие газonosные районы.

В конце 60-х годов создаются еще две системы магистральных газопроводов: Средняя Азия — Центр и Северная, на которых впервые применены трубы диаметром 1220 мм. Рост газопотребления, удаленность основных потребителей от источников газа и естественная сезонная неравномерность потребности в топливе вызвали необходимость создания хранилищ газа. Создана Единая система газоснабжения путем кольцевания региональных систем газоснабжения. Их взаимодействие, взаиморезервирование создают гибкость в маневрировании потоками газа, повышают надежность газоснабжения промышленных центров страны и населения газовым топливом из различных газодобывающих районов, способствуют максимальному использова-

нию производственных мощностей газовых промыслов и магистральных газопроводов страны.

Отличительной особенностью современного этапа развития газотранспортной системы является концентрация транспортных мощностей за счет внедрения труб большого диаметра (1220, 1420 мм) и газонефтеперекачивающих агрегатов больших единичных мощностей. В 1982 г. впервые в мировой практике был введен в эксплуатацию газопровод диаметром 1420 мм на участке Медвежье—Надым. Энергетический потенциал потока газа, транспортируемого по трубопроводу диаметром 1420 мм при давлении 7,5 МПа, эквивалентен мощности электростанции, равной 15 тыс. МВт. Составляя 11 % от общей протяженности газопроводной системы СССР, магистрали нового класса обеспечивают транспортировку 40 % добываемого газа.

Новый этап в развитии трубопроводного транспорта связан со строительством этано-, этилено-, аммиакопроводов и других топливных магистралей. Транспортировка по подземным трассам химических продуктов в 2—3 раза ускоряет его доставку, позволяет улучшить технологическую схему производства и распределения. Широко будет развиваться новое направление — гидротранспорт угля и рудных концентратов.

Рост сети магистральных трубопроводов — материальная основа интенсификации транспорта больших количеств углеводородного сырья и топлива, мощный импульс к дальнейшему развитию производительных сил страны, обеспечению снижения транспортных издержек, исключение потерь продукта, повышению надежности, маневренности снабжения, практически полному исключению негативного воздействия транспортного процесса на окружающую среду. Бесперебойная подача трубопроводным транспортом топлива и сырья непосредственно на технологические установки способствует повышению технической культуры и качества работы на предприятиях — потребителях нефти и газа.

Итоги развития систем трубопроводного транспорта показывают, что проверенная практикой тесная связь науки с производством, всемерное ускорение внедрения научных разработок при сооружении и эксплуатации трубопроводов являются основой технического прогресса в отрасли. Впервые в мире многониточная система трансконтинентальных трубопроводных магистралей сооружена в едином коридоре, причем каждый трубопровод выводится на проектную мощность в год пуска. Для сооружения использована качественно новая организация и технология строительства. Начат серийный выпуск стационарных газоперекачивающих агрегатов на 25 МВт с полнопорными нагнетателями.

Создание высокоэффективного отечественного оборудования для трубопроводов, его производство, своевременное и качественное строительство трубопроводных магистралей — важнейшая национальная государственная программа, которая успешно выполняется. Разработанные мероприятия по техническому прогрессу в отрасли охватывают широкий круг инженерно-технических проблем. Прокладка мощных трубопроводов в единых коридорах, создание газопроводов

нового класса, строительство трубопроводов в вечномёрзлых грунтах и заболоченных местностях, применение новых конструктивных материалов и труб, транспорт высоковязких нефтей, охлажденного газа, защита магистралей от коррозии, охрана окружающей среды при сооружении и эксплуатации трубопроводов требуют решения сложных научно-технических вопросов, привлечения достижений современной науки.

КЛАССИФИКАЦИЯ ТРУБОПРОВОДОВ

Нефтепроводом принято называть трубопровод, предназначенный для перекачки нефти и нефтепродуктов. Когда хотят подчеркнуть, что перекачиваются именно нефтепродукты, то употребляют термин нефтепродуктопровод. В зависимости от вида перекачиваемого нефтепродукта трубопровод называют также бензинопроводом, керосинопроводом, мазутопроводом и т. д.

По своему назначению нефтепроводы и нефтепродуктопроводы делятся на следующие группы:

внутренние — соединяют различные объекты и установки на промыслах, нефтеперерабатывающих заводах и нефтебазах;

местные — по сравнению с внутренними имеют большую протяженность (до нескольких десятков километров) и соединяют нефтепромыслы или нефтеперерабатывающие заводы с головной станцией магистрального нефтепровода или с пунктами налива на железной дороге или в наливные суда;

магистральные — характеризуются большой протяженностью (сотни и тысячи километров), поэтому перекачка ведется не одной, а несколькими станциями, расположенными по трассе. Режим работы трубопроводов — непрерывный (кратковременные остановки носят случайный характер или связаны с ремонтом).

Согласно СНиП 2.05.06—85 магистральные нефтепроводы и нефтепродуктопроводы подразделяются на четыре класса в зависимости от условного диаметра труб (в мм): I — 1000—1200; II — 500—1000; III — 300—500; IV — менее 300.

Магистральным газопроводом называется трубопровод, предназначенный для транспортировки газа из района добычи или производства в район его потребления, или трубопровод, соединяющий отдельные газовые месторождения. Ответвлением от магистрального газопровода называется трубопровод, присоединенный непосредственно к магистральному газопроводу и предназначенный для отвода части транспортируемого газа к отдельным населенным пунктам и промышленным предприятиям.

Магистральные газопроводы в соответствии со СНиП 2.05.06—85, в зависимости от рабочего давления в трубопроводе, подразделяются на два класса: I — 2,5—10 МПа; II — 1,2—2,5 МПа.

Пропускная способность действующих одностанционных магистральных газопроводов зависит от диаметра трубопровода и составляет 10—50 млрд. м³ газа в год.

Прокладку трубопроводов можно осуществлять одиночно и параллельно действующим или проектируемым магистральным трубопроводам — в техническом коридоре. Под техническим коридором магистральных трубопроводов согласно СНиП 2.05.06—85 понимают систему параллельно проложенных трубопроводов по одной трассе, предназначенных для транспортировки нефти (нефтепродукта, в том числе сжиженных углеводородных газов) или газа (газового конденсата). В отдельных случаях допускается совместная прокладка в одном техническом коридоре нефтепроводов (нефтепродуктопроводов) и газопроводов.

СОСТАВ СООРУЖЕНИЙ МАГИСТРАЛЬНЫХ ТРУБОПРОВОДОВ

В состав магистральных трубопроводов (рис. В.1, В.2) входят: линейные сооружения, представляющие собой собственно трубопровод, систему противокоррозионной защиты, линии связи и т. п.; перекачивающие и тепловые станции; конечные пункты нефтепроводов и нефтепродуктопроводов и газораспределительные станции (ГРС), на которых принимают поступающий по трубопроводу продукт и распределяют его между потребителями, подают на завод для переработки или отправляют далее другими видами транспорта.

В некоторых случаях в состав магистрального трубопровода входят и подводящие трубопроводы, по которым нефть или газ от промыслов подается к головным сооружениям трубопровода.

Основные элементы магистрального трубопровода — сваренные в непрерывную нитку трубы, представляющие собой собственно трубопровод. Как правило, магистральные трубопроводы заглубляют в грунт обычно на глубину 0,8 м до верхней образующей трубы, если большая или меньшая глубина заложения не диктуются особыми геологическими условиями или необходимостью поддержания температуры перекачиваемого продукта на определенном уровне. Для магистральных трубопроводов применяют цельнотянутые или сварные трубы диаметром 300—1420 мм. Толщина стенок труб определяется проектным давлением в трубопроводе, которое достигает 10 МПа. Трубопровод, прокладываемый по районам с вечномерзлыми грунтами или через болота, можно укладывать на опоры или в искусственные насыпи.

На пересечениях крупных рек газопроводы (а в некоторых случаях и нефтепроводы) утяжеляют закрепленными на трубах грунтами или сплошными бетонными покрытиями и заглубляют ниже дна реки. Кроме основной укладывают резервную нитку перехода того же диаметра. На пересечениях железных и крупных шоссейных дорог трубопровод проходит в патроне из труб, диаметр которых на 100—200 мм больше диаметра трубопровода. Для удовлетворения потребностей в нефтепродуктах и газе населенных пунктов, находящихся вблизи трасс нефтепродуктопроводов и газопроводов, от них прокладывают отводы или ответвления из труб сравнительно малого диаметра, по которым часть нефтепродуктов (периодически) и газа (непрерывно)

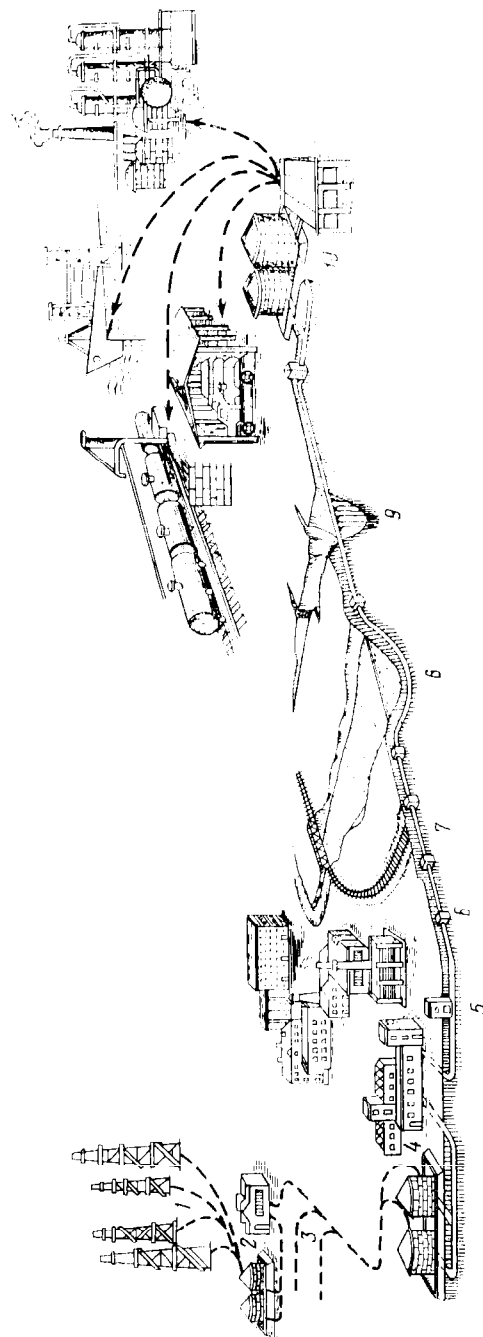


Рис. В.1. Схема сооружений магистрального нефтепровода:

1 — промысел; 2 — нефтесборный пункт; 3 — подводящие трубопроводы; 4 — головные сооружения (резервуары, насосная, электростанция и др.); 5 — узел пуска скребка; 6 — линейный колодец; 7 — переход под железной дорогой; 8 — подводный переход через реку; 9 — наземный переход через овраг (ручей); 10 — конечный распределительный пункт

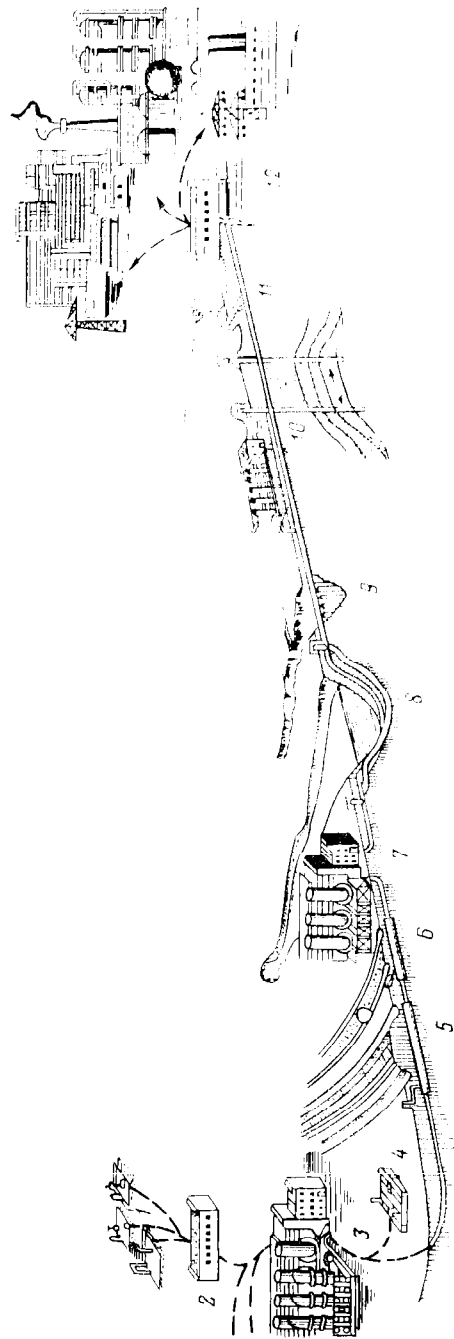


Рис. В.2. Схема сооруженный магистрального газопровода:

1 — промысел; 2 — газосборный пункт; 3 — главная КС с очистными устройствами; 4 — отвод к ГРС; 5 и 6 — переходы через железную и шоссейную дороги; 7 — промежуточная КС; 8 и 9 — переходы через реку и овраги; 10 — подземное газохранилище; 11 — станция катодной защиты; 12 — конечная ГРС

отводится в эти населенные пункты. С интервалом 10—30 км в зависимости от рельефа трассы на трубопроводе устанавливают линейные краны или задвижки для перекрытия участков в случае аварии или ремонта. С обеих сторон линейного крана на газопроводе имеются свечи для выпуска газа в атмосферу при авариях.

Вдоль трассы проходит линия связи (телефонная, радиорелейная), которая в основном имеет диспетчерское назначение. Ее можно использовать для передачи сигналов телеизмерения и телеуправления. Располагаемые вдоль трассы станции катодной и дренажной защиты, а также протекторы защищают трубопровод от наружной коррозии, являясь дополнением к противокоррозионному изоляционному покрытию трубопровода. На расстоянии 10—20 км друг от друга вдоль трассы размещены усадьбы линейных обходчиков, в обязанность которых входит наблюдение за исправностью своего участка трубопровода и устройствами электрической защиты трубопровода от коррозии.

Перекачивающие станции располагаются на нефтепроводах с интервалом 50—150 км и на газопроводах с интервалом 100—200 км. Перекачивающие (насосные) станции нефтепроводов и нефтепродуктопроводов оборудованы центробежными насосами с электроприводом. Подача применяемых в настоящее время магистральных насосов достигает 12 500 м³/ч. В начале нефтепровода находится головная насосная станция (НС), которая располагается вблизи нефтяного промысла или в конце подводящих трубопроводов, если магистральный нефтепровод обслуживают несколько промыслов или один промысел, разбросанный на большой территории. Головная насосная станция отличается от промежуточных наличием резервуарного парка объемом, равным двух-, трехсуточной пропускной способности нефтепровода. Кроме основных объектов, на каждой насосной станции имеется комплекс вспомогательных сооружений: трансформаторная подстанция, снижающая напряжение подаваемого на линию электропередач (ЛЭП) тока с 110 или 35 до 6 кВ, котельная, а также системы водоснабжения, канализации, охлаждения и т. п. Если длина нефтепровода превышает 800 км, его разбивают на эксплуатационные участки длиной 400—800 км, в пределах которых возможна независимая работа насосного оборудования. Промежуточные насосные станции на границах участков должны располагать резервуарным парком объемом, равным 0,3—1,5 суточной пропускной способности трубопровода. Как головная, так и промежуточные насосные станции с резервуарными парками оборудуются подпорными насосами. Аналогично устройство насосных станций магистральных нефтепродуктопроводов.

Компрессорные станции (КС) газопроводов оборудуют поршневыми или центробежными компрессорами с приводом от поршневых двигателей внутреннего сгорания, газовых турбин и электродвигателей. Мощность одного агрегата в настоящее время достигает 25 МВт. Обычно центробежные нагнетатели работают группами по два или три последовательно, и несколько групп могут быть включены на параллельную работу. Подача одного агрегата может достигать 50 млн. м³/сут, а давление на выходе станции — 10 МПа. При высоком пластовом давлении газа в первый период эксплуатации месторождения

газопровод может работать без головной компрессорной станции. На всех компрессорных станциях газ очищается в пылеуловителях от механических примесей. Кроме того, на головной станции возможны осушка газа, очистка от сероводорода и углекислого газа и одоризация природного газа. Компрессорные станции, так же как и насосные, имеют вспомогательные сооружения: котельные, системы охлаждения, электроснабжения, канализации и др.

Тепловые станции устанавливают на трубопроводах, транспортирующих высокостыкующие и высоковязкие нефти и нефтепродукты, иногда их совмещают с насосными станциями. Для подогрева перекачиваемого продукта применяют подогреватели паровые или огневые (печи). Для снижения тепловых потерь такие трубопроводы могут быть снабжены теплоизоляционным покрытием.

Конечный пункт нефтепровода — либо сырьевой парк нефтеперерабатывающего завода, либо перевалочная нефтебаза, обычно морская, откуда нефть танкерами перевозится к нефтеперерабатывающим заводам или экспортируется за границу. Конечный пункт нефтепродуктопровода — резервуарный парк перевалочной или крупной распределительной нефтебазы.

Магистральный газопровод подает газ к газораспределительным станциям и контрольно-распределительным пунктам, где его очищают от механических примесей, конденсата и влаги, замеряют проходящий объем, снижают давление и одорируют (если это не было выполнено на головных сооружениях газопровода) перед подачей к потребителю.

**1.1. ВЫБОР НАИВЫГОДНЕЙШЕГО СПОСОБА ТРАНСПОРТА
НЕФТЯНЫХ ГРУЗОВ**

Существуют три основных вида транспорта нефти, нефтепродуктов и газа: водный, железнодорожный, трубопроводный. Природный газ, находящийся в газообразном состоянии, транспортируется только по трубопроводам. Для перевозки природного газа между континентами, разделенными морями, применяется транспорт сжиженного (с температурой около -160°C) природного газа в специальных танкерах-метановозах.

Каждый вид транспорта имеет особенности.

Водный транспорт позволяет в наливных баржах и танкерах, а также в мелкой таре перевозить нефть, нефтепродукты и сжиженные природные и нефтяные газы в любых количествах. Если речь идет о речном транспорте, то водный путь, как правило, длиннее трассы трубопровода или железнодорожного пути. В некоторых случаях это существенно удорожает транспорт. Речной транспорт носит сезонный характер. Поэтому в пунктах налива и разгрузки судов надо строить дополнительные емкости для накопления нефтяных грузов на межнавигационный период или заменять водный транспорт железнодорожными перевозками.

Железнодорожным транспортом можно перевозить нефтяные грузы всех видов, в том числе и сжиженные нефтяные газы, в цистернах, бункерах или легкой таре. Использование железнодорожного транспорта при больших установившихся нефтяных грузооборотах нецелесообразно из экономических соображений. Для перевозки мелких партий нефтепродуктов (в первую очередь масел, битума и других) железная дорога является предпочтительным видом транспорта. Железнодорожный транспорт хотя и не является непрерывным, но обладает меньшей степенью неравномерности работы по сравнению с водным транспортом (перевозки производятся круглый год).

Трубопроводы служат для транспортировки больших количеств нефти, нефтепродуктов и сжиженных нефтяных газов в одном направлении. Трубопроводный транспорт обладает следующими преимуществами по сравнению с другими видами транспорта:

трасса трубопровода короче трасс других видов транспорта, причем трубопровод может быть проложен между двумя любыми пунктами на суше, находящимися на любом расстоянии друг от друга;

трубопроводный транспорт в отличие от других видов транспорта — непрерывный, что обеспечивает ритмичную работу поставщиков и бесперебойное снабжение потребителей, благодаря чему отпадает не-

обходимость создания крупных запасов транспортируемого груза на концах трассы;

потери нефти и нефтепродуктов при трубопроводном транспорте меньше, чем при перевозках другими видами транспорта;

трубопроводный транспорт наиболее механизированный и легче других поддается автоматизации.

К недостаткам трубопроводного транспорта относится большой расход металла и «жесткость» трассы перевозок, т. е. невозможность изменить направление перевозок после постройки трубопровода.

Кроме основных видов транспорта большую роль играет автомобильный транспорт. Нефтепродукты перевозят в автоцистернах или мелкой таре. Автотранспорт в основном используется для перевозки нефтепродуктов от крупных нефтебаз к мелким и далее к потребителям, а также для перевозки сжиженных нефтяных газов от пунктов выработки и газонаполнительных станций к потребителям (в автоцистернах и баллонах, доставляемых на бортовых автомашинах). За рубежом сжиженный природный газ перевозят специальными криогенными автоцистернами от заводов сжижения или морских перевалочных баз сжиженного природного газа к так называемым спутниковым базам, где сжиженный газ регазифицируют и по газораспределительным сетям подают потребителям.

Выбор наиболее выгодного способа транспортировки нефти и нефтепродуктов

С возникновением или расширением промыслов, нефтеперерабатывающих заводов или районов потребления появляется необходимость в новых грузопотоках. Перед проектировщиком встает задача выбора наилучшего способа осуществления нового грузопотока, т. е. выбора оптимального способа транспортировки. Существует много показателей, по которым можно сравнивать разные способы транспортировки: экономические (капиталовложения и эксплуатационные затраты), металлозатраты, ритмичность и др. Выбор того или иного вида транспорта осуществляется технико-экономическим сравнением вариантов. Важнейшими экономическими показателями являются капитальные затраты K и эксплуатационные расходы $\mathcal{E}$. К капитальным затратам относятся: стоимость оборудования, материалов, работ по сооружению объекта. В состав эксплуатационных расходов входят: отчисления на амортизацию и текущий ремонт, заработная плата, плата за электроэнергию, топливо, воду и т. д. Капитальные затраты считаются единовременными. Эксплуатационные расходы — текущие, распределенные во времени. Если при сравнении двух вариантов окажется, что у одного из них и капитальные, и эксплуатационные расходы меньше, чем у другого, т. е. если $K_1 < K_2$ и $\mathcal{E}_1 < \mathcal{E}_2$, то выгодность первого варианта бесспорна. Обсуждению, очевидно, подлежит случай, когда $K_1 < K_2$ и $\mathcal{E}_1 > \mathcal{E}_2$. Если в этом случае принять к исполнению второй вариант, то по сравнению с первым получим экономию в эксплуатационных расходах, равную $\mathcal{E}_1 - \mathcal{E}_2$. Но при этом будет перерасход капитальных затрат, равный $K_2 - K_1$. Отношение

$(K_2 - K_1)/(\mathcal{E}_1 - \mathcal{E}_2) = t$ представляет собой срок окупаемости излишне вложенных капитальных затрат $K_2 - K_1$ за счет экономии эксплуатационных расходов $\mathcal{E}_1 - \mathcal{E}_2$. Величина, обратная сроку окупаемости,

$$E = (\mathcal{E}_1 - \mathcal{E}_2)/(K_2 - K_1) \quad (1.1)$$

называется коэффициентом эффективности. Это — экономия эксплуатационных расходов, приходящихся на рубль излишне вложенных капитальных затрат.

Второй вариант будет выгоднее первого в том случае, когда коэффициент эффективности оказывается достаточно большим (или срок окупаемости — достаточно малым). Вопрос о том, что значит «достаточно большой» или «достаточно малый», решается сопоставлением E или t с контрольным (предельным) значением, называемым нормированным коэффициентом эффективности E_n (или нормативного срока окупаемости T_n), который устанавливается планирующими органами.

Условие предпочтительности варианта с меньшими эксплуатационными расходами (второго варианта) может быть записано в виде

$$\frac{\mathcal{E}_1 - \mathcal{E}_2}{K_2 - K_1} \geq E_n \quad \text{или} \quad \frac{K_2 - K_1}{\mathcal{E}_1 - \mathcal{E}_2} \leq T_n,$$

Тогда $\mathcal{E}_2 + E_n K_2 \leq \mathcal{E}_1 + E_n K_1$. Смысл последнего выражения следующий: выгоднее тот вариант, у которого $\mathcal{E} + E_n K$ меньше. Величина $\mathcal{E} + E_n K = \Pi$ называется приведенными затратами.

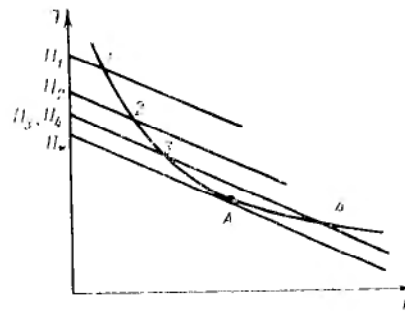
Если обсуждению подлежит не два, а несколько или даже целый ряд вариантов, то, пронумеровав их по возрастанию капитальных затрат, получим:

$$\begin{aligned} K_1 &< K_2 < K_3 < \dots < K_n, \\ \mathcal{E}_1 &> \mathcal{E}_2 > \mathcal{E}_3 > \dots > \mathcal{E}_n. \end{aligned} \quad (1.2)$$

Варианты, не подчиняющиеся этому порядку, должны быть отброшены, как явно невыгодные. Представим варианты, указанные в (1.2), в виде точек в поле EK и вычертим по ним кривую $\mathcal{E} = F(K)$, показывающую, как уменьшаются эксплуатационные расходы с ростом капитальных затрат (рис. 1.1). Если через точки на этой кривой провести прямые, тангенс угла наклона которых равен нормативному коэффициенту эффективности, взятому с обратным знаком, т. е. прямые $\mathcal{E} = -E_n K + \Pi$, то отрезки Π , отсекаемые ими на оси ординат, будут выражать приведенные затраты $\Pi = E_n K + \mathcal{E}$. Из рис. 1.1 видно, что с увеличением K приведенные затраты сначала уменьшаются, а затем, после достижения значения Π_* , когда прямая, пересекающая кривую $\mathcal{E} = F(K)$, становится касательной (в точке A), начинают возрастать. Если построить кривую $\Pi = f(K)$, то в точке A она будет иметь минимум. Этот вариант оказывается наивыгоднейшим. Вторая точка пересечения линий $\Pi = f(K)$ и $\mathcal{E} = F(K)$ определяет равноценный вариант, т. е. имеющий такие же приведенные затраты (на рис. 1.1 варианты 3 и 4 — равноценные).

При отыскании оптимального варианта при помощи коэффициентов эффективности (или сроков окупаемости) сравнение вариантов сле-

Рис. 1.1. Кривые эксплуатационных и капитальных затрат



дует вести последовательно: второй вариант с первым, третий со вторым и т. д. Характер кривой $\mathcal{E} = F(K)$ таков, что при переходе к каждой следующей паре вариантов коэффициент E уменьшается. При этом, пока $E < E_n$, каждый следующий вариант выгоднее предыдущего. После точки, для которой $E = E_n$, следует область, где $E < E_n$. Там увеличение капитальных затрат не оправдывается уменьшением эксплуатационных расходов. Следовательно, вариант, для которого коэффициент эффективности (или срок окупаемости) равен нормативному или, по крайней мере, наиболее близок к нему, является оптимальным. Из изложенного следует:

способы определения наивыгоднейшего варианта по приведенным затратам и при помощи коэффициентов эффективности или сроков окупаемости приводят к одному и тому же результату;

срок окупаемости или коэффициент эффективности не может служить экономической характеристикой, определяющей степень выгодности рассматриваемого варианта; можно лишь сказать, что если $E > E_n$, то рассматриваемый вариант предпочтителен по сравнению с имеющим меньшие капитальные затраты; выгодность же определяется разностью приведенных затрат сопоставляемых вариантов.

Следует отметить, что при выборе оптимального варианта транспортировки нефтяных грузов расчет капитальных и эксплуатационных затрат ведется по укрупненным показателям, что, естественно, предполагает ограниченную точность результатов. Если получающиеся при расчетах значения приведенных затрат по двум вариантам близки, то, пользуясь известными методами математической статистики, следует определить доверительные интервалы, а в случае их частичного наложения друг на друга использовать дополнительные критерии оптимальности для выбора варианта (металлоемкость, надежность и т. д.)

Экономика различных видов транспорта нефтяных грузов

При различных видах транспортировки нефтяных грузов капитальные и эксплуатационные затраты, используемые для выбора оптимального способа транспортировки, определяются по укрупненным показателям.

Капитальные затраты при различных видах транспорта определяются следующим образом.

При трубопроводном транспорте

$$K_{\text{тр}} = C_{\text{д}}L + C_{\text{г. н. с.}} + C_{\text{п. н. с. р}}L/l + (n - L/l - 1)C_{\text{п. н. с.}}, \quad (1.3)$$

где $K_{\text{тр}}$ — капитальные затраты при трубопроводном транспорте; $C_{\text{д}}$ — стоимость единицы длины трубопровода; L — длина трубопровода; l — длина эксплуатационного участка ($l = 400\text{--}800$ км); n — число насосных станций; $C_{\text{г. н. с.}}$, $C_{\text{п. н. с.}}$ и $C_{\text{п. н. с. р}}$ — стоимости соответственно головной насосной станции, промежуточной насосной станции, размещающейся на границе двух эксплуатационных участков, без резервуарного парка и с резервуарным парком.

Предварительно по заданной годовой пропускной способности из таблицы зависимостей значений диаметра трубопровода от его пропускной способности определяют рекомендуемый диаметр, а затем, зная капитальные затраты на линейную часть для данного диаметра трубопровода и капитальные затраты на насосные станции, определяют приведенные затраты. Число перекачивающих станций определяют технологическим расчетом трубопровода.

Железнодорожный транспорт. Поскольку вариант строительства новой железной дороги для транспортировки нефтяных грузов по экономическим показателям явно уступает варианту сооружения магистрального трубопровода, здесь можно рассматривать только использование уже существующей железной дороги между конечными пунктами транспорта. При этом учитываются только капитальные затраты на расширение парка локомотивов и вагонов-цистерн, вызванные новым грузопотоком. Обычно и этого бывает достаточно, чтобы выявить преимущество трубопроводного варианта. Однако, если в результате таких расчетов получится, что выгоднее железнодорожный транспорт, следует произвести уточненный расчет с учетом затрат на сооружение сливноналивных эстакад, расширение станционных путей, а также таких факторов, как убытки от сокращения перевозок других грузов и т. д. Следовательно,

$$K_{\text{ж. д.}} = C_{\text{ц}}\varphi + C_{\text{з}}z, \quad (1.4)$$

где $K_{\text{ж. д.}}$ — капитальные затраты при железнодорожном транспорте; $C_{\text{ц}}$ и $C_{\text{з}}$ — стоимость соответственно одной цистерны и одного локомотива; φ и z — необходимое число соответственно цистерн и локомотивов, $\varphi = G/(q\rho n_{\text{ц}})$, G — количество продукта, подлежащего транспорту в течение года; q — вместимость одной цистерны; ρ — плотность продукта; $n_{\text{ц}}$ — оборачиваемость (число оборотов за год) цистерны, $n_{\text{ц}} = 365/\tau$; τ — полное время оборота одной цистерны, $\tau = (2\tau_{\text{дв}} + \tau_{\text{п-в}}) \kappa_{\text{ж. д.}}$, $\tau_{\text{дв}}$ — время движения цистерны в одну сторону, включая простои на станциях, разъездах и пунктах сортировки, $\tau_{\text{дв}} = L_{\text{ж. д.}}/l_{\text{ж. д.}}$; $L_{\text{ж. д.}}$ — расстояние перевозки по железной дороге; $l_{\text{ж. д.}}$ — среднесуточный пробег цистерны ($l_{\text{ж. д.}} = 200 \div 250$ км/сут); $\tau_{\text{п-в}}$ — длительность погрузки и выгрузки; $\kappa_{\text{ж. д.}}$ — коэффициент неравномерности работы железнодорожного транспорта и учета других

непредвиденных обстоятельств ($\kappa_{ж.д} > 1$); $z = c/c_m$, c_m — число цистерн в маршруте.

Водный транспорт. В расчете капитальных затрат (рассматривается только речной транспорт) не учитываются расходы на расширение и строительство новых портов и причалов, устройств слива и налива продуктов, работы по углублению дна речных трасс

$$K_v = K_{барж} + K_б + K_p, \quad (1.5)$$

где K_v — капитальные затраты при водном транспорте; $K_{барж}$, $K_б$ и K_p — капиталовложения в сооружение соответственно барж, буксиров и береговых резервуаров; $K_{барж} = C_{барж} \Gamma$; $C_{барж}$ — затраты на единицу грузоподъемности баржи (танкера); Γ — общая грузоподъемность всех барж, необходимая для осуществления заданного грузопотока, $\Gamma = G/n_{барж}$; $n_{барж}$ — число полных рейсов (оборотов) в год одной баржи, $n_{барж} = \tau_n/\tau$; τ_n — продолжительность навигационного периода; τ — полное время оборота одной баржи, $\tau = [L_v (1/l_1 + 1/l_2) + \tau_{п-в}] \kappa_v$; L_v — расстояние перевозки (по воде); l_1 и l_2 — скорость движения (суточный ход) каравана барж (танкеров) соответственно вверх и вниз по течению; $\tau_{п-в}$ — длительность погрузки и выгрузки судов; κ_v — коэффициент неравномерности работы водного транспорта, учитывающий задержки в подаче порожних барж под погрузку, в приходе буксиров за налитыми и порожними баржами, задержки на перекатах, при шлюзовании и т. д.

Для самоходных судов средняя скорость движения может быть принята равной 350 км/сут. Если баржи несамоходны и, следовательно, нуждаются в буксировке, то стоимость буксиров вычисляют по формуле $K_б = C_б N_б$, где $C_б$ — стоимость буксира, приходящаяся на единицу его мощности; $N_б$ — мощность всех буксиров, $N_б = P_{барж} \Gamma$; $P_{барж}$ — мощность, необходимая для буксировки единицы массы груза ($P_{барж} = 0,06 \div 0,12$ кВт/т).

Капитальные затраты на береговые резервуарные парки $K_p = C_p U_0$, где C_p — стоимость единицы объема резервуаров; U_0 — объем резервуарных парков.

Теоретический объем резервуарных парков на обоих концах трассы перевозки определяется по формуле

$$V = \frac{2G}{\rho} \frac{365 - \tau_n}{365\varphi},$$

где φ — коэффициент заполнения емкости ($\varphi = 0,95 \div 0,97$).

По государственным стандартам уточняют V_0 — практический объем резервуаров ($V_0 > V$).

Эксплуатационные расходы при различных видах транспорта определяют по формуле

$$\mathcal{E}_i = C_i G L_i, \quad (1.6)$$

где C_i — стоимость перевозок, приходящаяся на 1 т·км транспортной работы.

Следует иметь в виду, что расстояние перевозки L_i между одними и теми же пунктами при различных видах транспорта неодинаково:

кратчайшим обычно является трасса трубопровода и наиболее длинным — речной путь. При выборе наивыгоднейшего способа транспорта следует учитывать и варианты комбинированных перевозок: часть по железной дороге и часть по трубопроводу и т. д.

1.2. ПОРЯДОК ПРОЕКТИРОВАНИЯ МАГИСТРАЛЬНЫХ ТРУБОПРОВОДОВ

Необходимость строительства трубопроводов выявляется в процессе разработки государственных планов развития нефтяной и газовой промышленности, снабжения нефтепродуктами и газом промышленных и сельскохозяйственных предприятий и населения страны. Основные направления трубопроводного строительства определяются решениями, принимаемыми на съездах Коммунистической партии Советского Союза. В разработке контрольных цифр принимают участие Госплан СССР и госпланы союзных республик, министерства нефтяной и газовой промышленности и госкомнефтепродукты союзных республик.

Решение о строительстве конкретного магистрального трубопровода принимает Совет Министров СССР или союзной республики по представлению соответствующего госплана после согласования с Министерством финансов СССР или союзной республики и другими заинтересованными организациями. Проектирование и строительство магистральных трубопроводов производится, исходя из схем развития и размещения нефтяной и газовой промышленности и трубопроводного транспорта, а также из схем размещения производительных сил по экономическим районам и союзным республикам, а по крупным и сложным трубопроводам в соответствии с технико-экономическими обоснованиями (ТЭО), подтверждающими экономическую целесообразность и хозяйственную необходимость проектирования и строительства трубопроводов. В схеме или ТЭО на строительство магистрального трубопровода выявляется потребность в перекачке продукта на перспективу, определяется зона снабжения, обосновывается объем перекачки, приводятся соображения о размещении головных и конечных пунктов трубопровода и пунктов путевого сброса продукта. При составлении схем и ТЭО определяют основные параметры трубопровода (диаметр, рабочее давление, число перекачивающих станций) и по укрупненным показателям стоимости строительства сопоставляют экономические показатели трубопровода с показателями передовых отечественных и зарубежных магистральных трубопроводов, а также с показателями других видов транспорта. В соответствии с положениями утвержденной схемы или ТЭО соответствующее министерство (ведомство, главк) выдает задание на проектирование. Задание составляется при участии проектной организации, которой поручается проектирование.

В задании указываются следующие основные данные: назначение трубопровода; годовая пропускная способность с разбивкой по очередям строительства; для нефтепроводов и нефтепродуктопроводов перечень нефтей и нефтепродуктов, подлежащих последовательной

перекачке, с указанием числа каждого сорта; характеристики всех нефтей и нефтепродуктов; направление трубопровода (начальный, конечный, а в случае необходимости и промежуточные пункты); перечень пунктов путевого сброса или подкачки продуктов с указанием количеств по сортам; сроки начала и окончания строительства по очередям; сроки представления технической документации по стадиям проектирования; наименование проектировщика и генерального подрядчика. Кроме того, в задании на проектирование иногда указывают, на трубы какого диаметра, из какой стали, а также на какое оборудование должны рассчитывать проектировщики.

Задание на проектирование является основным исходным документом при проектировании трубопровода, и все положения в нем должны получить отражение в проекте. Проектирующая организация, принимая задание как основной обязательный для нее документ, должна тщательно изучить все исходные данные. Отклонения от задания должны быть обоснованы технико-экономическими расчетами и согласованы с организацией, выдавшей задание. Проектирование трубопровода ведется, как правило, в две стадии: технический проект и рабочие чертежи.

На стадии *технического проекта* производятся все необходимые изыскания, принимаются основные технические решения по проектируемым объектам, определяются общая стоимость строительства и основные технико-экономические показатели. Цель этого этапа проектирования заключается в следующем:

• производство технических и экономических изысканий по различным вариантам трассы и площадок перекачивающих станций с выбором оптимального варианта;

изучение геологических запасов нефти и газа, обеспечивающих трубопровод сырьем на длительный срок эксплуатации;

составление технологической части проекта, включая гидравлические и тепловые расчеты;

выбор наиболее выгодных параметров трубопровода (диаметр трубопровода, число и мощность перекачивающих станций и т. п.);

рассмотрение вопросов жилищного строительства, снабжения станций водой, энергией, топливом, решение вопросов канализации, согласование этих решений со снабжающими организациями и местными Советами народных депутатов;

разработка плана строительства и календарных сроков готовности отдельных основных объектов, расчет объема основных строительных и монтажных работ по всему строительству, выбор и описание способов ведения работ, разработка строительного генерального плана с указанием способов ведения работ, сооружений (подсобных предприятий, складов строительных материалов, временных дорог и др.);

составление калькуляций себестоимости транспорта продукта по трубопроводу;

определение стоимости всех объектов и всего строительства, для чего составляют сметно-финансовые расчеты на отдельные объекты и сводную смету.

Технический проект состоит из следующих частей и разделов:

Часть I. Технико-экономическая.

Часть II. Технологическая.

Раздел 1. Выбор диаметра магистрального трубопровода, расстановка и режим работы насосных и компрессорных станций.

Раздел 2. Оборудование насосных и компрессорных станций, резервуары, механические мастерские.

Раздел 3. Автоматика и телемеханика.

Раздел 4. Электроснабжение (внешнее и на площадках).

Часть III. Строительно-монтажная.

Раздел 1. Линейные сооружения.

Раздел 2. Электрическая защита трубопровода от коррозии.

Раздел 3. Связь.

Раздел 4. Генеральные планы площадок, здания и сооружения.

Раздел 5. Водоснабжение и канализация.

Раздел 6. Теплоснабжение и вентиляция.

Часть IV. Организация строительства.

Часть V. Сметная документация.

Раздел 1. Сводная смета.

Раздел 2. Сметно-финансовые расчеты и сметы.

Часть VI. Изыскания.

Раздел 1. Трасса магистрального трубопровода.

Раздел 2. Площадки насосных и компрессорных станций.

Входящая в состав технического проекта сводная смета состоит из следующих глав.

Глава 1. Подготовка территории строительства.

1. Отвод земель под трубопровод и перекачивающие станции (снос строений, расходы на переселение, на возмещение затрат по порче посевов и др.).

2. Расчистка трассы и площадок (рубка леса и кустарника, корчевка пней, осушка болот и т. д.).

3. Дорожные работы.

Глава 2. Объекты производственного назначения.

1. Линейные работы по укладке трубопровода (земляные работы, приобретение труб и фитингов и их доставка с завода на трассу, сварка трубопровода, противокоррозионная изоляция, укладка труб в траншею, опрессовка, засыпка трубопровода).

2. Искусственные сооружения (переходы через реки и болота, пересечение железнодорожных путей, автомобильных и шоссейных дорог, мосты и эстакады).

3. Насосные и компрессорные станции (здания, приобретение перекачивающих агрегатов, их доставка в монтаж, резервуары, пылеуловители, внутростанционные трубопроводные коммуникации и т. д.).

Глава 3. Объекты подсобного производственного и обслуживающего назначения (контора, мастерские, пожарное депо, лаборатория).

Глава 4. Объекты энергетического хозяйства (электрогенераторы, трансформаторные подстанции, котельные, градирни, теплообменники и т. д.).

Глава 5. Объекты транспортного хозяйства и связи (гаражи, телефонная связь).

Глава 6. Водопровод, канализация, очистные сооружения, теплофикация, газификация.

Глава 7. Благоустройство площадок перекачивающих станций.

Глава 8. Временные здания и сооружения.

Глава 9. Прочие работы и затраты.

Глава 10. Содержание дирекции строящегося предприятия, включая технический надзор.

Глава 11. Расходы на подготовку эксплуатационных кадров.

Глава 12. Проектно-изыскательские работы.

В конце сметы указываются суммы, резервируемые на непредвиденные работы и затраты — 10 % от сметной стоимости строительства при двухстадийном проектировании (при одностадийном — 5 %).

После рассмотрения технического проекта и сводной сметы экспертной комиссией при Совете Министров СССР или союзной республики (к работе могут привлекаться компетентные в этой области специалисты из промышленности и научно-исследовательских организаций) и их утверждения проектная организация приступает к составлению рабочих чертежей. Заказчик учреждает дирекцию строящегося предприятия, которая размещает заказы на оборудование и материалы, заключает договоры со строительными организациями на производство работ.

Рабочие чертежи составляют в строгом соответствии с утвержденным техническим проектом. В них уточняются и детализируются принятые в техническом проекте решения в такой степени, чтобы по этим чертежам можно было выполнять соответствующие строительные и монтажные работы. Иногда допускаются незначительные отступления от проекта, направленные на улучшение отдельных его решений (замена устаревшего оборудования новым, использование более эффективных методов работы и т. д.).

Трубопроводы малой протяженности и пропускной способности проектируют без предварительного ТЭО, а в некоторых случаях в одну стадию — технорабочий проект.

1.3. МЕТОДЫ АВТОМАТИЗИРОВАННОГО ПРОЕКТИРОВАНИЯ СИСТЕМ ТРУБОПРОВОДНОГО ТРАНСПОРТА

Существующее противоречие между увеличивающейся сложностью трубопроводных систем и сокращением сроков, отводимых на их проектирование, связано с недостатками технологии разработки проектов. Автоматизация проектирования является одним из важнейших средств ускорения технического прогресса. Разработки систем автоматизированного проектирования (САПР) стали возможными благодаря развитию вычислительной техники, совершенствованию способов общения человека с ЭВМ, решению задач в режиме неоднократного обращения к ЭВМ, т. е. в режиме диалога, без которого решение сложных задач проектирования невозможно.

Активно участвуя в процессе решения, проектировщик объединяет

в комплексы различные элементы, выбирает структуру решения, производит глобальные изменения в процедуре принятия решения и анализирует его. В процессе решения задач проектирования он вносит опыт проектирования трубопроводных систем, учитывает дополнительные ограничения и делает соответствующие изменения.

Для современных трубопроводных систем характерно объединение многих технологических процессов перекачки (например, для газа: компримирование, очистка от механических примесей, охлаждение, очистка внутренней полости трубопровода и т. д.), распределенных на громадных пространствах, в единый комплекс, что требует согласованного управления всеми материальными и энергетическими потоками, определяющими параметры отдельных технологических процессов. Поэтому трубопроводную систему необходимо рассматривать как сложную систему, состоящую из большого числа взаимосвязанных и взаимозависимых подсистем, подчиняющихся единой цели — поставке жидких и газообразных энергоносителей и сырья их потребителям.

Проект любой трубопроводной системы основан на совокупности научно-технических достижений в машиностроении, химической технологии, гидро- и термодинамике и т. д. Для принятия проектных решений необходимо огромное количество информации в виде практических рекомендаций по результатам научно-исследовательских работ, графического материала, таблиц, пояснительных записок, норм и правил. Процесс проектирования трубопроводной системы имеет свои особенности, которые должны учитываться при создании и развитии САПР:

- значительный накопленный опыт сооружения и эксплуатации трубопроводных систем, большой объем научно-исследовательских и опытно-конструкторских работ, экспериментальных исследований, использование уникального оборудования и аппаратуры;

- необходимость выявления и учета предельных условий работы трубопроводов, особенно в условиях Крайнего Севера и Сибири, и прогнозирования их изменения в течение всего периода эксплуатации трубопроводной системы;

- разнообразие проектных решений при сооружении новых трубопроводных магистралей, что дает большие области допустимых решений при выборе конструктивных вариантов, синтеза структуры и состава оборудования трубопроводной системы.

- новизна проектных решений, рост энерговооруженности и освоение мощного оборудования, отсутствие в ряде случаев прототипов и возможности применения отработанных методик проектирования, вследствие чего отдельные проектные решения приходится совершенствовать в процессе проектирования;

- обеспечение высокой надежности в разнообразных условиях работы, в том числе в нештатных ситуациях, требует проведения работ по резервированию, секционированию и кольцеванию трубопроводных систем;

- сложный состав и взаимодействие перекачивающих станций с различными типами перекачивающих агрегатов требуют выбора наилуч-

ших их сочетаний в различных вариантах работы трубопроводной системы;

значительное влияние внешней среды на режим работы трубопроводных систем, что приводит к необходимости учитывать возможность адаптации технологического оборудования к изменяющимся внешним условиям работы трубопроводов;

необходимость унификации и стандартизации типовых элементов и подсистем; обоснованный выбор рациональных рядов стандартизации элементов возможен лишь при автоматизированном проектировании;

сложность производственного процесса трубопроводного транспорта, требующая от проектных организаций разнообразной, жестко регламентируемой и постоянно корректируемой технической документации;

для достижения высоких технико-экономических показателей необходимо широко применять новые материалы, оборудование, аппаратуру, технологию сооружения и технологические процессы перекладки, что увеличивает технический риск при проектировании и требует разработки мероприятий по их уменьшению;

неточность некоторых данных, приводящая к разбросу значений проектных характеристик, что обуславливает неопределенность при выборе проектных решений;

многокритериальность проектных решений, компромисс между отдельными критериями лежат в основе выбора структуры и конструктивных решений трубопроводных систем, достижение оптимальных параметров обуславливается технологическими ограничениями на технологический процесс трубопроводного транспорта;

организационно-техническое взаимодействие большого числа специалистов различных направлений, что предопределяет автоматизированное управление коллективным взаимодействием с контролем работы различных подразделений и служб проектирования.

Основные задачи в области автоматизированного проектирования трубопроводных систем могут быть сформулированы следующим образом: исследования трубопроводных систем как объекта автоматизированного проектирования; разработка информационной базы САПР; исследования элементов трубопроводных систем с целью создания технико-экономических моделей для САПР; выбор рациональных математических моделей и алгоритмов автоматизированного проектирования трубопроводных систем; создание пакета прикладных программ по анализу и синтезу режимов работы трубопроводных систем; разработка проблемно-ориентированных программ внешних связей, надежности снабжения энергоресурсами и сырьем в народном хозяйстве; обоснование и анализ экономической эффективности трубопроводных систем и др.

Таким образом, автоматизация проектирования — это искусство использования вычислительных машин для оказания помощи проектировщику в формировании контроля и записи проектной документации. Цель автоматизации проектирования состоит в том, чтобы механизировать различные по содержанию поисковые, вычислительные и чер-

тежные операции, сопровождающие процесс проектирования трубопроводной системы, и объединить их в автоматизированный управляемый процесс в соответствии с имеющимся опытом проектирования аналогичных систем.

Основными принципами построения подсистем САПР являются: ориентация на сложившиеся производственные способы взаимодействия служб, подразделений и специалистов в проектных организациях; отсюда вытекают особые требования к терминологии подсистем САПР, условиям обеспечения доступности и наглядности методов, алгоритмов и процедур машинной графики;

внедрение передовых технологий, методов сооружения трубопроводов, приемов монтажа оборудования;

адаптирование новых методов поиска и выбора проектных решений, а также новых способов обработки информации и выпуска документации с учетом существующих производственных связей;

гибкость структуры процесса проектирования, математического и программного обеспечения, необходимость модульного построения программного обеспечения, позволяющего независимо друг от друга производить доработку и ввод в действие отдельных подпрограмм;

принцип этапности и развертывания подсистем САПР, т. е. вначале используют подсистемы этапа эскизного проектирования, далее проектирование отдельных элементов и узлов и, наконец, подсистемы управления процессом проектирования трубопроводной системы;

распределение функций и ответственности между проектировщиками подсистем; именно они формируют задачи выполнения проектного задания и отвечают за результативность автоматизированного проектирования.

Развитая САПР представляет собой соединение технических, информационных и математических средств для автоматизации операций процесса проектирования трубопроводной системы. Технические средства включают в себя различные сети ЭВМ с устройствами хранения, обработки, ввода — вывода данных, включая терминальные пункты и персональные ЭВМ и средства для работы с графической и текстовой информацией.

Под информационными средствами понимаются исходные данные на проектирование, документация на оборудование, сведения о нормативных документах, выполненные проекты трубопроводных систем, типовые конструкторские решения. Сюда же относится регламентация правил и стандартов, определяющих порядок выполнения проектных работ, условия взаимодействия проектных подразделений друг с другом, правила обработки документации.

Математические средства определяют методы, алгоритмы и программы, реализующие проверочные и проектные расчеты, процедуры поиска предельных и оптимальных вариантов, отображения и использования графической и цифровой информации.

Они оснащаются общесистемным и прикладным программным обеспечением, трансляторами с проблемно-ориентированных языков. Обычно различают универсальную часть программного обеспечения

и специализированную часть, разрабатываемую для данного конкретного трубопровода.

Разработка и внедрение САПР позволяют:

повысить качество проектирования благодаря расширению числа рассматриваемых проектных решений, более детальному и всестороннему анализу вариантов проектных решений, возможности выбирать принципиально новый подход к проектированию сложных систем на основе моделирования на ЭВМ комплекса технологических режимов функционирования трубопроводной системы, обеспечения проектировщика новыми методами принятия проектных решений и техническими средствами, расширяющими возможности творческого процесса проектирования;

сократить сроки проектирования вследствие совершенствования и ускорения рутинных операций по переработке графической и текстовой информации, быстрого обмена информационными потоками между отдельными подразделениями проектных организаций, механизации операций выпуска чертежной документации, оперативного контроля выполнения проекта;

уменьшить стоимость разработки проекта за счет снижения затрат на переделку и исправление проектов вследствие уменьшения отбракованных вариантов на начальном этапе проектирования; снижение числа специалистов, занятых в сфере обеспечения и управления процессом проектирования, высвобождения для творческой работы специалистов, занятых операциями при вспомогательных вычислениях и графической переработке информации, замены значительной части натуральных экспериментов и исследований ситуационным моделированием на ЭВМ;

стимулировать развитие методологии проектных работ благодаря созданию и совершенствованию методов формализации проектно-поисковых проработок, позволяющих принимать технически обоснованные решения в условиях недостатка исходной информации о внешних связях и условиях эксплуатации трубопроводных систем, оптимальной регламентации выпуска и прохождения технической документации, повышению уровня информативности работников проектных и технических служб, расширению и укреплению связей проектных институтов с научно-исследовательскими институтами и производственными объединениями по автоматизации типовых и специальных наиболее трудоемких и сложных задач проектирования.

В ЮжНИИгазпрогазе разработана, функционирует и совершенствуется система автоматизированного проектирования магистральных газопроводов, которую будем рассматривать как конкретную реализацию общих принципов САПР трубопроводных систем. Она реализуется в виде наборов технологических линий проектирования (ТЛП) (рис. 1.2). Для САПР магистральных газопроводов приняты следующие ТЛП, соответствующие разделам проекта: синтез структуры и составление моделей, выбор трассы и основных технологических параметров, инженерные изыскания, проектирование линейной части, проектирование компрессорных станций, проектирование вспомогательных сооружений, расчет и выпуск смет. Кроме этого, используется

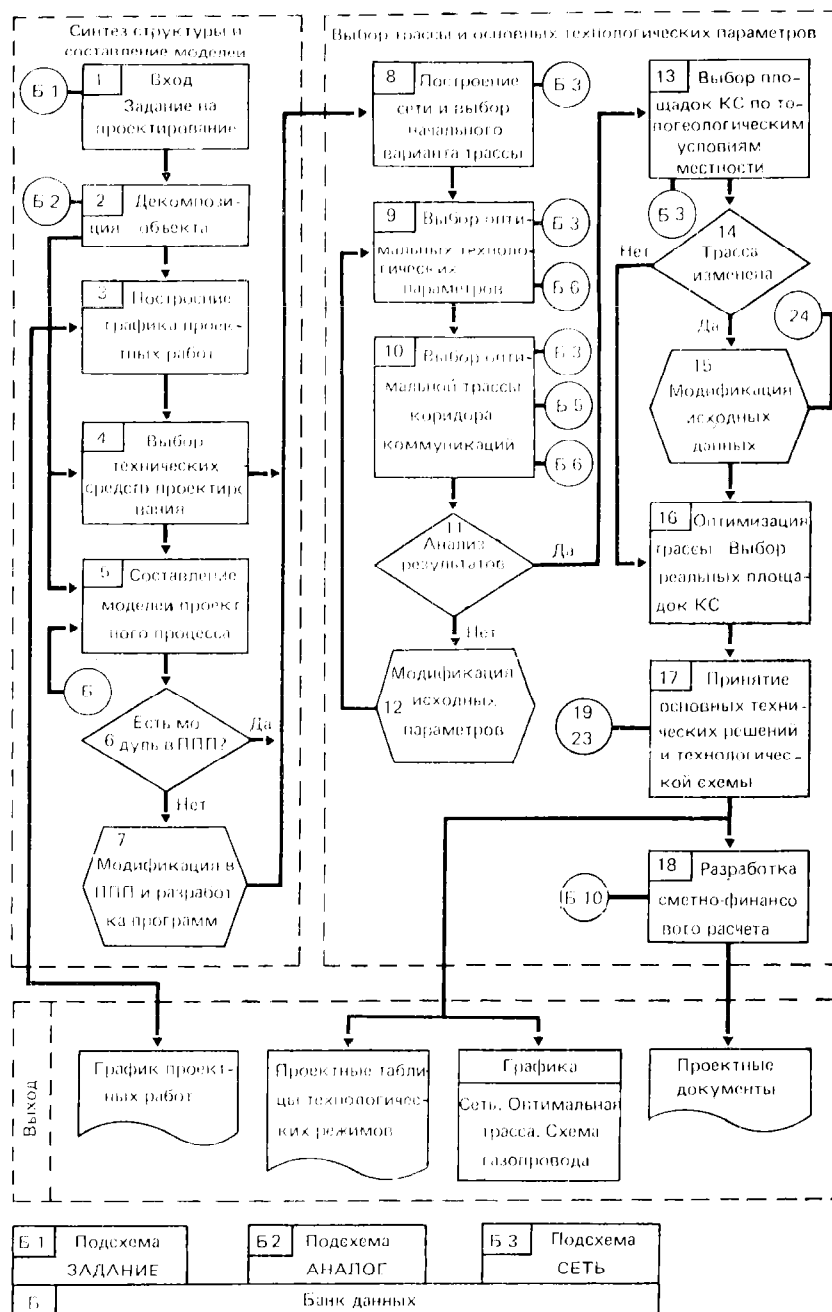
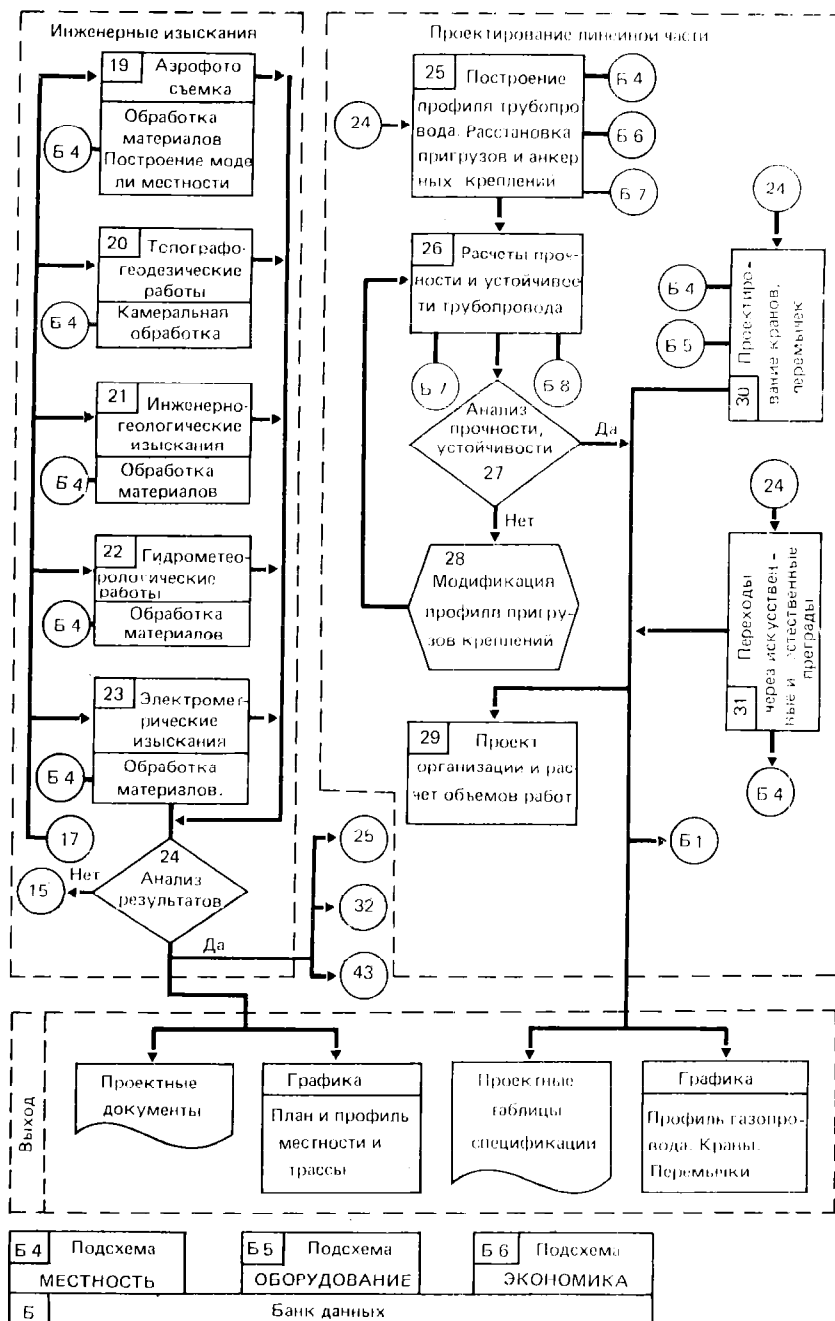
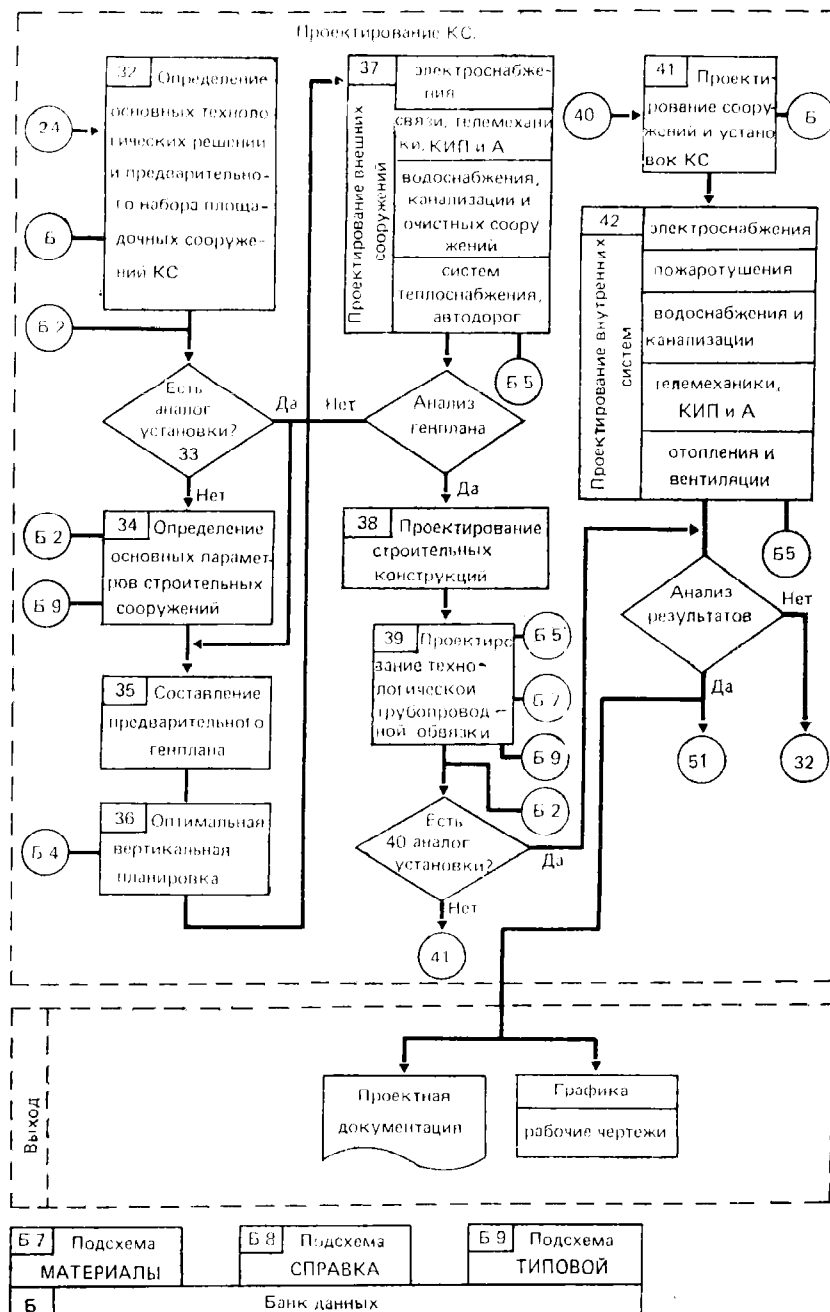
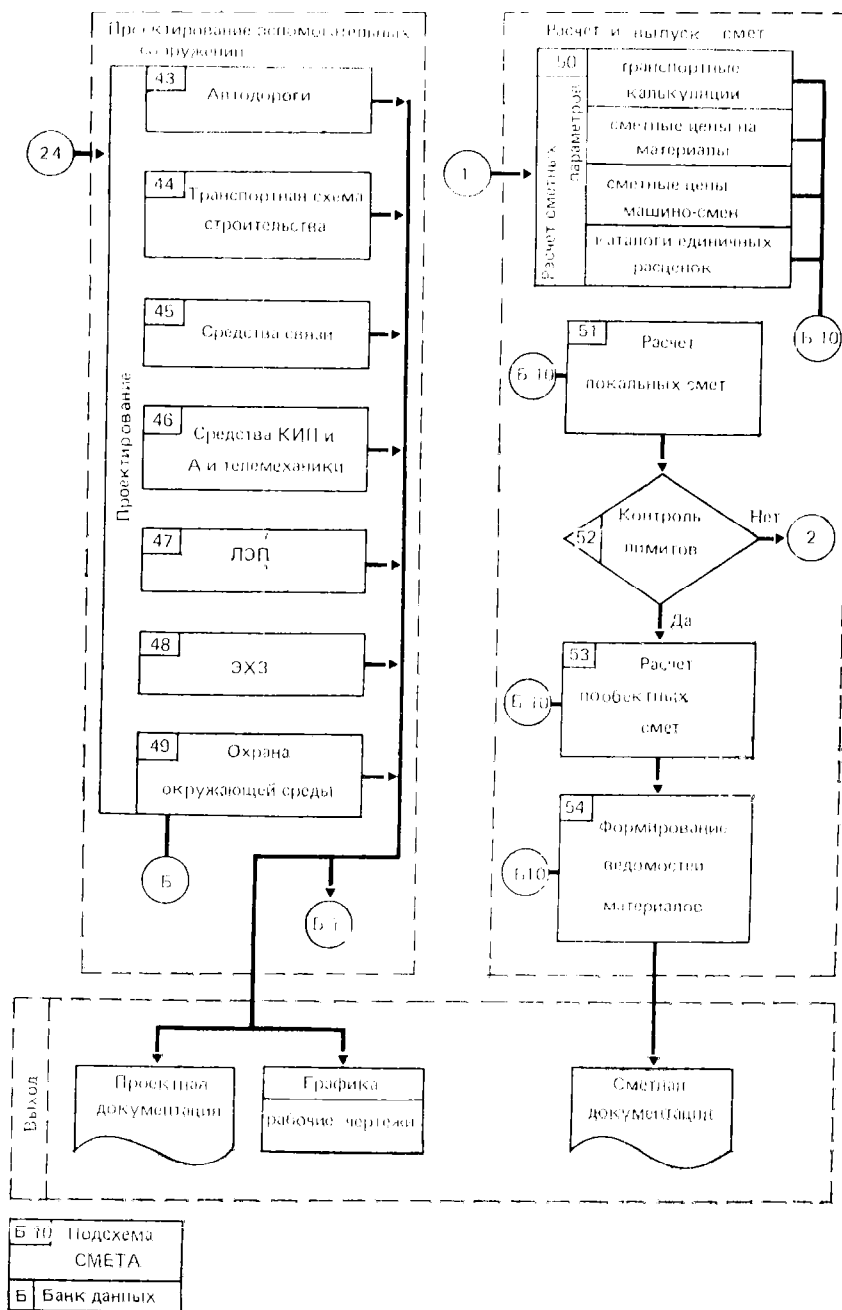


Рис. 1.2. Функциональная схема процесса проектирования магистрального газопровода







ряд однотипных проектных операций, выполняемых по одним и тем же правилам и нормам для различных типов проектируемых объектов добычи, транспорта и переработки газа: обработка материалов инженерных изысканий, телемеханизация и автоматизация, КИП и А, проектирование внутренних трубопроводных коммуникаций и прочностные расчеты, электроснабжение и электрооборудование, тепловые сети, отопление и вентиляция, пожаротушение, защита окружающей среды, связи и сигнализация, архитектурно-строительные решения, проектирование автодорог.

Для каждого магистрального газопровода составляются и указываются сетевые графики проектирования на основе САПР. Отмечается, что процесс проектирования — итерационный взаимосвязанный процесс, требующий на всех этапах проектирования уточнения проектных рекомендаций и их апробаций, использования накопленного опыта проектирования. Входом САПР магистрального газопровода (блок 1) является задание на проектирование, устанавливаемое внешней системой (Госплан СССР, Мингазпром СССР). Оно определяет пропускную способность проектируемой магистрали, источники и объекты потребления газа, места подключения газопроводов-отводов, тип основного оборудования, ориентировочные сроки проектирования и строительства, этапность ввода, территориально-экономическое районирование трассы.

В блоке 2 формируются структура проектных работ и основные решения по проектированию данного конкретного магистрального газопровода, далее строится график выполнения проектных работ (блок 3), осуществляется выбор технических средств проектирования (блок 4) и составляются модели проектирования для реализации, контроля и пополнения баз данных (блок 5). Здесь же выполняется привязка пакета прикладных программ (ППП), ставится задача разработки новых программных модулей, корректировки моделей и ППП.

ТЛП «Выбор трассы и основных технологических параметров» производит выбор и оптимизацию трассы (блок 10), оптимальных технологических параметров (блок 9), выбор площадок компрессорных станций (КС) (блок 13). Результатом данного этапа проектирования является графическое отображение выбранной трассы газопровода или коридора газотранспортной системы, площадок КС (блок 16), технологической схемы газопровода (блок 17), очередность ввода объектов в эксплуатацию.

ТЛП «Инженерные изыскания» разрабатывается на различных этапах проектирования, после проведения полевых изысканий и их анализа возможны изменения ранее принятых технических решений. При выполнении ТЛП «Инженерные изыскания» пользуются цифровой моделью местности, позволяющей получать графическое отображение плана и профиля любого участка трассы и площадок КС, достаточной для привязки сооружений линейной части КС, вспомогательного оборудования (блоки 19—23). ТЛП «Проектирование линейной части» магистральных газопроводов позволяет разработать оптимальные конструктивные решения прокладки трубопровода и установки арматуры с использованием данных инженерных изыска-

ний. Параллельно решаются вопросы расстановки кранов аварийного закрытия, проектирования перемычек, перехода через естественные и искусственные препятствия (блоки 30, 31).

Выполнение работ по ТЛП «Проектирование КС» основывается на информационном поиске аналогов и типовых решений, что существенно сокращает время проектирования КС (блоки 33, 34). Последовательно, с учетом ранее принятых решений, составляются генплан КС (блок 35), вертикальная планировка местности (блок 36), конструктивные решения по электроснабжению, связи, КИП и А, водоснабжению и т. д. (блок 37). Далее производится проектирование строительных конструкций (блок 38) технологических трубопроводных коммуникаций (блок 39), вспомогательного оборудования КС (блок 41) и др. ТЛП «Проектирование вспомогательных сооружений вдоль трассы газопровода» осуществляется в соответствии с общими принципами САПР с учетом специфики эксплуатации автодорог, средств связи, электрической химзащиты (ЭХЗ), линий электропередач (ЛЭП) и т. д.

В ТЛП «Расчет и выпуск смет» включены блоки расчета локальных и пообъектных смет. Предусмотрена унификация состава сметной документации проектов магистральных газопроводов.

В функциональной схеме процесса проектирования предусмотрены межфункциональные и обратные связи, позволяющие производить оперативный пересмотр структуры проектирования и принятого комплекса решений по проектированию отдельных подсистем магистрального газопровода. САПР представляет собой непрерывный процесс постоянного совершенствования способа проектирования путем модернизации используемых и создания принципиально новых программных модулей вследствие интенсивного развития науки и техники трубопроводного транспорта. Эффективность применения САПР обеспечивается за счет совершенствования технико-экономического обоснования и качества проектов, выбора рациональных вариантов из более широкого диапазона возможных к реализации, сокращения сроков проектирования, повышения производительности труда проектировщиков.

1.4. ИЗЫСКАНИЯ ТРАССЫ И ПЛОЩАДОК СТАНЦИЙ

Изыскания выполняются на стадии технического проекта. При изысканиях собирают и уточняют исходные данные, необходимые для проектирования трубопровода, проводят согласования по различным вопросам строительства с местными и центральными организациями.

Изыскания по выбору трассы трубопровода. Топографо-геодезические изыскания

Между указанными в задании на проектирование начальным и конечным пунктами можно проложить трубопровод по многим трассам, причем самой короткой будет трасса, получаемая соединением начала и конца трубопровода прямой линией. Эту линию, называемую *геодезической линией*, можно получить при пересечении земного сфероида

плоскостью, проходящей через начальный и конечный пункты и центр Земли. Однако прокладка трубопровода по такой кратчайшей трассе не всегда осуществима, и во многих случаях этот вариант не является наиболее выгодным. Трубопровод нельзя прокладывать через населенные пункты, причем нормами проектирования оговаривается, что расстояние между крайними строениями населенного пункта и нефтепроводом должно быть не менее 75—350 м в зависимости от класса трубопровода; это часто заставляет отступать от воздушной прямой. Трубопровод нецелесообразно прокладывать по болотам, вдоль русел рек, через озера, если их можно обойти при небольшом удлинении трассы. Переходы крупных судоходных рек, исходя из технических соображений, или из условий согласования с заинтересованными организациями, целесообразно осуществлять в определенных местах (например, обойти водохранилище), что также вызывает отклонение от геодезической линии. Необходимость обхода заповедников и площадей горных разработок, приближения трассы к пунктам сброса или подкачки продукта, указанным в задании на проектирование,— все это вынуждает удлинять трассу по сравнению с геодезической линией.

Предварительные изыскания по выбору трассы производятся в основном в камеральных условиях по картографическим материалам, а также по литературным, фондовым и справочным источникам. При этом для камерального трассирования можно использовать топографические карты мелких (1 : 1 000 000—1 : 200 000), средних (1 : 100 000—1 : 50 000) и крупных (1 : 25 000—1 : 5 000) масштабов.

Для изучения природных условий района предполагаемого строительства, что также важно для правильного выбора трассы, рекомендуется ознакомиться с геологическими, гидрогеологическими, почвенными, климатическими и гидрологическими картами. В случае, когда проектируемый трубопровод располагается в горных и сейсмически опасных районах, а также в пределах тектонически сложных областей, необходимо изучить тектонические карты. При трассировании трубопроводов в районах с сейсмичностью более 6 баллов следует изучить специальные карты микросейсмического районирования, которые позволяют выбрать варианты трассы, наименее опасные в сейсмическом отношении. Такие карты составлены почти для всех населенных районов с сейсмичностью более 6 баллов. Весьма полезными могут оказаться инженерно-геологические карты, составленные при изысканиях к проектам строительства крупных линейных сооружений (железные дороги, линии высоковольтных электропередач, магистральные каналы и т. п.), если возможно строительство трубопровода параллельно этим сооружениям. Обычно это крупномасштабные карты, содержащие в достаточном объеме информацию, необходимую для выбора оптимального варианта трассы.

Для оценки ресурсов местных строительных материалов, которые могут быть использованы на строительстве трубопровода, и согласования направления трассы на территории с эксплуатируемыми или разведанными месторождениями пластовых полезных ископаемых

целесообразно пользоваться специальными картами полезных ископаемых.

Большую пользу на стадии предварительных изысканий может оказать аэрофотосъемка. Особенно важна аэрофотосъемка при изыскании трасс в труднодоступной местности и в застроенных районах, где карты быстро устаревают и становятся малопригодными для трассирования при решении таких вопросов, как обход застроенных зон, выбор разрывов между трубопроводом и железными и шоссейными дорогами, а также между трубопроводом и мостами. Аэрофотосъемка позволяет более точно и правильно намечать обходы трассой населенных пунктов, озер, болот и других естественных и искусственных препятствий. Наиболее удобным временем для аэрофотосъемки считают позднюю осень или раннюю весну, когда земля не покрыта снегом, на растениях нет листвы и влажность грунта максимальна. В это время достигается наиболее четкое отображение земной поверхности на фотоснимках. Ширина полосы фотографирования выбирается такой, чтобы можно было вносить коррективы в ранее намеченное направление трассы, производить проектирование в этой полосе притрассовых дорог, линий связи, перекачивающих станций, вторых ниток трубопровода и т. д.

По имеющейся карте можно наметить несколько вариантов трассы между начальными и конечными пунктами (с учетом при необходимости заданных промежуточных пунктов). Во многих случаях число возможных вариантов весьма велико, и для выбора оптимального варианта должна быть разработана надежная методика и установлены критерии оптимальности. Наиболее признанными критериями оптимальности являются экономические: приведенные затраты, капитальные вложения и эксплуатационные расходы. В некоторых случаях в качестве критериев оптимальности можно принять металлоложения, надежность работы трубопровода, время строительства и вероятность его завершения в заданный срок и др. Как правило, желательно бывает в какой-то степени удовлетворить нескольким критериям. В этом случае критерии оптимальности следует расположить в порядке убывания «важности», определяемом в каждом конкретном случае в соответствии с требованиями, предъявляемыми заказчиком. Из всех сравниваемых трасс предпочтение отдают той, у которой наилучший первый по «важности» показатель. Если значения первого показателя у двух трасс или более одинаковы, то выбирается тот вариант, у которого лучше второй показатель по «важности». Если и по этому показателю варианты равноценны, то сравнивают по третьему показателю, и т. д.

Для выбора оптимальной трассы принимают сеточную схематизацию, позволяющую использовать ЭВМ для поиска. Для этого на подробную карту местности наносят сетку. Точки пересечения линий сетки называются *узлами*, а отрезок между двумя смежными узлами — *дугой*. Сетка может быть любой конфигурации (рис. 1.3). Ее наносят так, чтобы начало и конец трассы находились в узлах сетки. Дуги сетки соответствуют участкам, по которым может проходить трасса трубопровода. Любой путь на сетке, который может служить трассой

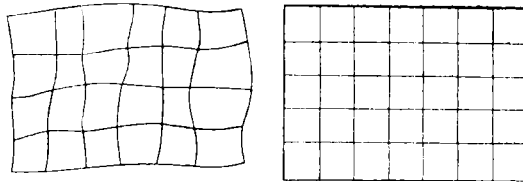


Рис. 1.3. Виды сеток для поиска оптимальных трасс

трубопровода или ее частью, называется *допустимым* путем, а все остальные пути, например пути с самопересечениями, — *недопустимыми* путями. Задача состоит в том, чтобы на сетке между начальным и конечным пунктами трассы найти допустимый путь, являющийся оптимальным. Обычно критерий оптимальности — монотонная функция пути. Кроме того, многие критерии оптимальности аддитивны, т. е. в процессе движения по дугам от начала к концу трассы при продвижении на одну дугу показатель критерия оптимальности для этой дуги добавляется к ранее полученному суммарному показателю оптимальности для трассы, пройденной по этой дуге. К таким критериям относятся, например, капитальные и приведенные затраты, время строительства для участка, на котором ведет работы одна колонна, или для всего трубопровода при последовательном строительстве, т. е. при строительстве от участка к участку. Примером неаддитивного критерия является вероятность завершения строительства в заданный срок. Если сроки строительства ограничены, то не имеет смысла рисковать, осуществляя строительство вдоль дуг, где вследствие различных препятствий весьма вероятны большие отклонения истинных сроков строительства от ожидаемых. Тогда выражение для критерия оптимальности можно получить следующим образом. Пусть t_0 — срок, за который надо завершить строительство, а T — время строительства. Должно быть выполнено условие

$$T \leq t_0. \quad (1.7)$$

Обозначим T_i — случайное время проведения работ на i -м участке (дуге), образующем трассу. Тогда полное время строительства

$$T = \sum_{i=1}^{i=n} T_i. \quad (1.8)$$

Если сумма T_i по (1.8) содержит достаточно много слагаемых, то, согласно центральной предельной теореме теории вероятностей, вероятность события (1.7) имеет вид

$$P(T \leq t_0) \approx \frac{1}{2} + \psi \left(\frac{t_0 - \sum_{i=1}^{i=n} M(T_i)}{\sqrt{\sum_{i=1}^{i=n} D(T_i)}} \right), \quad (1.9)$$

где $M(T_i)$ и $D(T_i)$ — математическое ожидание и дисперсия T_i ; $\psi(t)$ — функция Лапласа,

$$\psi(t) = \frac{1}{\sqrt{2\pi}} \int_0^t \exp(-t^2/2) dt. \quad (1.10)$$

Надо найти такой путь на сетке между началом и концом трассы, для которого вероятность (1.9) достигает максимума. Поскольку ψ — монотонно возрастающая функция, задача сводится к отысканию такой трассы, для которой максимально значение

$$\frac{\sum_{i=1}^{i=n} M(T_i)}{\sqrt{\sum_{i=1}^{i=n} D(T_i)}} = x. \quad (1.11)$$

Для поиска оптимальной трассы можно использовать модифицированный алгоритм Ли. Согласно этому алгоритму на каждом шаге осматривают все пробные пути, построенные от начала трассы, и устанавливают путь, для которого показатель критерия оптимальности (в дальнейшем будем называть его *стоимостью* или *стоимостью достижения конечного пункта пути*) имеет наименьшее значение. Надстраиваем этот путь на одну новую дугу во всех допускаемых сеткой направлениях. Среди всех построенных к этому моменту путей ищем новый путь с наименьшей стоимостью и надстраиваем его на одну новую дугу во всех допускаемых сеткой направлениях. Этот процесс продолжается до тех пор, пока среди сформированных последовательной надстройкой путей не окажется путь, оканчивающийся конечным пунктом трассы и имеющий минимальную стоимость по сравнению со стоимостями всех сформированных к этому моменту путей. Этот путь является оптимальным.

Если критерий оптимальности аддитивный, например капитальные или приведенные затраты, время строительства, то вычисления упрощаются, так как при заполнении очередной строки к уже вычисленной стоимости достижения предыдущего пункта надо добавить только стоимость одной дуги.

Как правило, стоимость трубопровода включает стоимость линейной части и перекачивающих станций. В общем случае число, а следовательно, и стоимость перекачивающих станций как для нефтепроводов, так и для газопроводов зависят от длины и профиля трассы, которые могут быть известны только при доведении расчетов по выбору трассы до конечного пункта. Здесь рекомендуется поступать следующим образом. Найдя оптимальную по стоимости линейной части трассу описанным способом, рассчитываем для нее число перекачивающих станций, а затем стоимость трубопровода с перекачивающими станциями. Потом находим, применяя тот же алгоритм, вторую по оптимальности трассу, т. е. уступающую ранее выбранной, но лучшую, чем все остальные, и для нее рассчитываем число перекачивающих станций и полную стоимость. Затем находим следующую трассу,

уступающую по стоимости только двум найденным ранее, и проводим такие же расчеты. Обычно достаточно небольшого числа вариантов, чтобы определить оптимальный по полной стоимости вариант. Также разработана методика поиска оптимальной трассы трубопровода с одновременным учетом расстановки перекачивающих станций.

После предварительных изысканий и выбора трассы проводят окончательные изыскания и закрепление трассы на местности. Для этого трассу при большой протяженности трубопровода разбивают на участки. На каждый из участков направляется изыскательская партия, состоящая примерно из 10—12 чел., в которую, кроме топографов входят геолог, геофизик, гидролог и другие специалисты в зависимости от конкретных условий.

Для получения плана трассы изыскательская партия ведет трассирование линии с помощью теодолита с закреплением этой линии на местности долговременными знаками. Одновременно ведется и пикетаж линии, т. е. разбивка трассы на местности или на плане на отрезки длиной 100 м. Измерение линии при разбивке пикетажа трассы осуществляется разбивкой кривых в натуре. Радиусы кривых естественного изгиба задаются в зависимости от диаметра трубопровода еще до начала изысканий. На местности фиксируют начало и конец кривой и биссектрису. Разница между длиной двух тангенсов и кривой (домер) учитывается при разбивке пикетажа. Детальную разбивку кривой следует проводить при рытье траншеи. Кроме того, для составления продольного профиля трассы выполняется нивелирование.

Местоположение перекачивающих станций определяется в соответствии с гидравлическим расчетом. При выборе площадок для размещения перекачивающих станций следует стремиться к снижению стоимости строительства, размещая площадки ближе к путям сообщения, источникам водо- и электроснабжения и культурно-бытовым объектам. Территория площадки по возможности должна удовлетворять следующим условиям: иметь спокойный рельеф, благоприятные грунтовые условия (несущая способность грунтов не менее 0,15 МПа, уровень грунтовых вод ниже глубины заложения фундаментов), площадка не должна затапливаться паводковыми водами. На площадках перекачивающих станций производятся крупномасштабные съемки с закреплением границ площадок долговременными знаками.

В результате топографических изысканий должны быть получены следующие материалы:

план трассы масштаба 1 : 25 000 с шириной снятой полосы съемки 2—2,5 км; на план должны быть нанесены основные элементы ситуации, железные, шоссейные и автогужевые дороги, границы населенных пунктов, площадки для строительства перекачивающих станций, а также границы административных районов и землепользователей;

продольный профиль трассы; горизонтальный и вертикальный масштабы для профиля принимаются разными, так как в противном случае из-за небольшой по сравнению с длиной трассы разности отметок пунктов вдоль нее профиль изобразится почти горизонтальной линией; обычно горизонтальный масштаб составляет 1 : 10 000, а вертикальный — от 1 : 200 до 1 : 1000; для изображения инженерно-

геологического строения трассы принимается вертикальный масштаб 1 : 100; поскольку при нивелировании определяются отметки (высоты) всех пунктов трассы, ее графический профиль имеет вид ломаной линии; длину измеренной на местности линии откладывают в горизонтальном масштабе на графическом профиле по горизонтали, а превышения — в вертикальном масштабе по вертикали; поэтому для определения по профилю расстояния между двумя пунктами трассы на местности надо измерить это расстояние на профиле по горизонтали и, пользуясь коэффициентом горизонтального масштаба, вычислить истинное расстояние между пунктами;

ведомость землепользователей;

каталоги реперов, закрепительных знаков, углов поворота и разведочных выработок;

документы согласований и сноса строений;

планы площадок перекачивающих станций с планами и профилями внешних коммуникаций;

пояснительная записка к материалам изысканий.

На пересечениях трассой водотоков, оврагов, железных и шоссейных дорог проводятся более тщательные изыскания по переходам этих препятствий. По переходам составляют отдельную отчетную изыскательскую документацию, причем масштабы планов и профилей переходов принимаются крупнее, чем у обычных планов и профилей трассы.

Вследствие того, что разность отметок (в пределах 300 м) в отличие от нефтепровода не влияет на гидравлические параметры потока в газопроводе, для магистральных газопроводов составляют спрямленные профили (в виде горизонтальной линии), характеризующие трассу преимущественно по инженерно-геологическим условиям.

Геологические, гидрогеологические и геофизические изыскания

Для выявления грунтовых условий, в которых будет находиться во время эксплуатации трубопровод, а также для организации земляных работ надо знать, какие грунты находятся на трассе, границы их залегания, характеристики и класс по трудности разработки. Для получения таких данных проходят разведочные выработки (скважины или шурфы) на глубину 2,5—6 м. Число выработок на 1 км трассы принимается от 1 до 4 в зависимости от характера местности и грунтов. Для проходки скважин применяют специальные буровые станки, смонтированные на автомобиле или прицепе. Отобранные из выработок грунты подвергаются в лаборатории анализам и испытаниям для определения объемной массы, влажности, гранулометрического состава и т. п.

В ходе гидрогеологических изысканий определяют уровень грунтовых вод по трассе и его изменение в течение года (по данным метеостанций), а также уровень паводковых вод.

Основная задача геофизических работ на трассе — определение удельного сопротивления, а следовательно, и коррозионной активности грунтов для проектирования мероприятий по защите трубо-

провода от коррозии. Данные, полученные при электроразведке, могут быть использованы в качестве дополнения к характеристикам грунтов, установленным при анализе проб. Полученные при геологических изысканиях данные наносят на продольный профиль трассы.

Сбор климатологических и гидрометрических данных

Климатологические данные необходимы как для проектирования сооружений трубопровода, так и для составления проекта организации работ. Для гидравлического расчета трубопровода надо знать температуры грунтов на глубине укладки трубопровода в различные времена года. Толщина снежного покрова влияет на тепловой режим, а следовательно, на гидравлический режим в трубопроводе. От глубины промерзания грунтов зависит глубина заложения фундаментов зданий. Сроки проведения различных работ, подбор строительных машин и материалов во многих случаях также зависят от климатических условий. Многолетние климатологические данные можно получить у метеорологических станций, находящихся в районах прохождения трассы.

По всем водным преградам, пересекаемым трассой трубопровода, должны быть собраны гидрологические и гидрометрические данные, а на переходах через крупные и иногда через средние реки выполняются специальные гидрогеологические работы во время изысканий на трассе. В результате должны быть получены следующие материалы: данные о горизонте воды на день съемки, а также данные о меженном горизонте и горизонте паводковых вод; графики колебаний горизонтов воды за многолетний период; характеристика ледового режима, а также сроки ледохода и ледостава; данные о скоростях течения по периодам года; качественная характеристика воды.

Обязательно должен быть указан определенный по данным многолетних измерений горизонт верхних вод 10 %-ной обеспеченности (ГВВ 10 %-ной обеспеченности — уровень, выше которого вода поднимается один раз за 10 лет), а для горных рек ГВВ 2 %-ной обеспеченности, так как по этим горизонтам устанавливаются границы подводного перехода и определяются места установки отключающей запорной арматуры. При ширине заливаемой поймы более 500 м по уровню воды при 10 %-ной обеспеченности и при ширине реки в межень менее 75 м надо определять горизонт верхних вод 10 %-ной обеспеченности 20-дневного стояния (уровень, выше которого вода стоит в течение 20 дней в году один раз за 10 лет). Определяют также ГВВ 1 %-ной обеспеченности. Два последних горизонта также нужны при проектировании подводного речного перехода.

Прочие изыскания

Изыскания по энергоснабжению перекачивающих станций. Перекачивающие станции магистральных трубопроводов являются крупными потребителями энергии. Установленная мощность станции может достигать десятков тысяч киловатт. Поэтому вопросы энергообеспе-

чения трубопроводов являются одними из важнейших и самых сложных. В ходе изысканий должны быть изучены все возможности удешевления энергоснабжения, так как расход электроэнергии является самой большой статьёй эксплуатационных расходов. Вопрос энергоснабжения компрессорных станций, расположенных вдали от промышленно развитых районов, решается установкой двигателей внутреннего сгорания (поршневых и турбин), работающих на перекачиваемом газе, хотя при этом недостаточно эффективно используется энергия газа. Привод насосов на станциях нефтепроводов и нефтепродуктопроводов в большинстве случаев осуществляется от электродвигателей. В процессе изысканий следует выявить возможность получения электроэнергии от электростанций или трансформаторных подстанций, определить длину линий электропередачи, параметры тока (напряжение, частоту), стоимость электроэнергии близлежащей энергосистемы и т. д. Изысканиями должна быть также определена возможность получения энергии для нужд строительства на площадках перекачивающих станций.

Изыскания по водоснабжению и канализации. Для водоснабжения могут быть использованы коммунальные и промышленные водопроводы, естественные и искусственные водоемы, грунтовые и подземные воды. В зависимости от качества воды одни источники могут быть пригодны только для обеспечения водой технических нужд станций, а другие источники — для технических и питьевых нужд. В районе расположения перекачивающих станций должны быть разведаны все возможные источники водоснабжения, а также определены качество воды, дебит имеющихся каптажных сооружений и условия строительства новых водозаборов. Иногда проводят электроразведочные работы, с помощью которых выявляют участки с грунтовыми или подземными водами. Если предполагается использовать грунтовые или подземные воды, соответственно проходят выработки или бурят скважины для определения глубины залегания, мощности и эксплуатационных ресурсов водоносного горизонта, химического состава воды и др. Изыскатели должны изучить возможные пути сброса промышленных и бытовых стоков с учетом недопустимости загрязнения окружающей среды. Любой из вариантов согласовывают с местной государственной инспекцией и коммунальным отделом Совета народных депутатов.

Обследование дорожной сети. Обследуют все дороги, которые могут быть использованы при строительстве для перевозки материалов и оборудования и во время эксплуатации. Должны быть выявлены назначение и класс дороги, типы покрытий, ширина проезжей части, состояние мостов и их несущая способность, возможность использования дорог по временам года, планы строительства новых дорог и ремонт существующих (по данным дорожных отделов и плановых комиссий местных Советов народных депутатов). В случае необходимости строительства новых дорог проводят соответствующие изыскания по их трассам.

Изыскания по организации работ. В ходе этих изысканий надо выявить местные ресурсы строительных материалов для строительства дорог, линейной части и перекачивающих станций трубопроводов.

Обычно местные плановые органы располагают данными о всех известных месторождениях, могут информировать о степени разработанности месторождений, о состоянии подъездных путей, об условиях получения материалов и т. п. Необходимо получить данные по производству в районе строительства сборного железобетона и стеновых материалов, выяснить расположение промышленных предприятий, которые могут выполнять заказы организаций, строящих трубопровод, а также выявить условия выполнения этих заказов. Следует определить и согласовать железнодорожные станции, порты и пристани, где можно организовать выгрузку и временное хранение труб и материалов, поступающих на строительство. Кроме того, необходимо выявить наличие прирельсовых складов и площадок, разгрузочных тупиков, возможности постройки новых разгрузочных тупиков и складов, состояние подъездных путей к местам выгрузки и складирования. Поскольку строительство трубопровода носит временный характер, во многих случаях целесообразнее привлекать рабочих на местах. Поэтому изыскатели должны определить районы и пути вербовки рабочих. Надо выявить возможность расселения рабочих вблизи площадок строительства перекачивающих станций, наличие поблизости культурно-бытовых учреждений, больниц, магазинов и предприятий общественного питания.

Отвод земель

На период строительства одного магистрального подземного трубопровода во временное пользование отводится полоса земли определенной ширины, установленной «Нормами отвода земель для магистральных трубопроводов», утвержденными Госстроем СССР (табл. 1.1.). Ширину полосы земель, отводимых во временное пользование на период строительства двух параллельных магистральных подземных трубопроводов и более, следует принимать равной ширине полосы отвода земель для одного трубопровода, приведенной в табл. 1.1, плюс расстояние между осями крайних трубопроводов. Расстояние между осями смежных трубопроводов следует принимать по нормам, приведенным в табл. 1.2.

Т а б л и ц а 1.1

Диаметр трубопровода, мм	Ширина полосы отвода земель, м	
	На землях несельскохозяйственного назначения и землях государственного лесного фонда	На землях сельскохозяйственного назначения худшего качества (при снятии и восстановлении плодородного слоя)
<426	20	28
426—720	23	33
720—1020	28	39
1020—1220	30	42
1220—1420	32	45

Таблица 1.2

Диаметр трубопровода, мм	Расстояние между осями, м	
	газопроводов	нефтепроводов и нефте- продуктопроводов
<426	8	5
426—720	9	5
720—1020	11	6
1020—1220	13	6
1220—1420	15	7

Размеры площадок, отводимых под перекачивающие станции, определяются проектом.

Отвод полосы земли установленной ширины вызван необходимостью устройства грунтовой дороги, ведением работ по укладке трубопровода, строительством в ряде случаев столбовой линии связи (рис. 1.4).

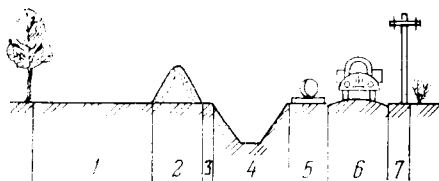


Рис. 1.4. Полоса отвода земель под строительство одного трубопровода:
1 — для работы бульдозера при засыпке траншей; 2 — отвал; 3 — бровка; 4 — траншея;
5 — для сборки и сварки труб; 6 — грунтовая дорога; 7 — линия связи

Для прокладки трубопровода следует по возможности отводить малоценные, не используемые для сельского хозяйства земли. Прохождение трассы и отвод под нее земель, находящихся в ведении государственных организаций, должны быть согласованы с местными Советами народных депутатов, а земель, находящихся в пользовании колхозов, — с общими собраниями колхозников.

**2.1. ТРЕБОВАНИЯ, ПРЕДЪЯВЛЯЕМЫЕ К ТРУБАМ
И МАТЕРИАЛАМ**

Утечки перекачиваемых нефти или газа даже через небольшие трещины, образующиеся в трубопроводе, загрязняют окружающую среду и приводят к экономическому ущербу. Разрывы трубопроводов больших диаметров могут нанести значительный экономический и социальный ущерб. Поэтому к трубам предъявляются жесткие требования (к качеству материала, поверхности, точности размеров труб, качеству сварных швов).

Качество материала характеризуется механическими свойствами: временным сопротивлением, пределом текучести, относительным удлинением, ударной вязкостью. Весьма существенное значение имеют пластичность и свариваемость. Для труб, соприкасающихся с агрессивной средой, имеет значение коррозионная стойкость. Стойкостью против коррозии отличаются трубы из алюминия или из неметаллических материалов. Но механические свойства этих материалов невысоки. Изготовленные из них трубы имеют ограниченное применение. Трубы магистральных газопроводов и нефтепроводов изготавливают из стали. Сталь — экономичный, прочный, хорошо сваривающийся и надежный материал. По способу изготовления трубы для магистральных трубопроводов подразделяются на бесшовные, сварные с продольным швом и сварные со спиральным швом. Бесшовные трубы применяют для трубопроводов диаметром до 426 мм. Обычная область применения сварных труб — трубопроводы диаметром 530 мм и выше. Трубы диаметром до 530 мм изготавливают из спокойных и полуспокойных углеродистых сталей. Для изготовления труб диаметром до 1020 мм применяют спокойные и полуспокойные низколегированные стали. Трубы больших диаметров изготавливают из низколегированных сталей в термически или термомеханически упрочненном состоянии.

Сталь должна удовлетворять требованиям СНиП. Например, отношение предела текучести к временному сопротивлению должно быть не больше 0,75 для углеродистых сталей, 0,8 — для низколегированных, 0,85 — для термически упрочненной стали. Металл труб не должен иметь трещин, расслоений, закатов.

Серьезные требования предъявляются, как уже было сказано, к самим трубам. Так, согласно СНиП овальность труб не должна превышать 1 %, кривизна труб не должна быть больше 1,5 мм на 1 м длины. Длина поставляемых заводом труб должна быть в пределах 10,5—11,6 м. Концы труб должны быть обрезаны под прямым углом и иметь разделку кромок под сварку. Сварные швы должны быть рав-

Таблица 2.1

Марка стали	Предел прочности, МПа, не менее	Предел текучести, МПа, не менее	Относительное удлинение, %, не менее	Наружный диаметр трубы, мм
14ХГС	500	350	19	530, 720, 1020
17ХГС	520	360	20	630, 720, 820
17Г1С	520	360	20	1020, 1220
17ГС	520	360	20	530, 720, 820
14Г2САФ	550	380	20	1020
14Г2САФ	570	400	20	1020; 1220
(для экспандированных труб)				
16Г2САФ	600	420	20	1020
10Г2СД (МК)	500	350	18	530, 630

нопрочными основному металлу трубы; переход от шва к телу трубы должен быть плавным.

Марки и прочностные характеристики сталей, применяемых для прямошовных труб, приведены в табл. 2.1.

2.2. КРАТКИЕ СВЕДЕНИЯ ОБ ИЗГОТОВЛЕНИИ ТРУБ

Прокатка бесшовных труб состоит из следующих основных операций.

Сначала из раскаленной заготовки получают толстостенную трубу (гильзу). Эта операция называется прошивкой. Она осуществляется на стане винтовой прокатки, оснащенной расположенными под углом друг к другу конусными валками. Чтобы придать получающемуся отверстию правильную круглую форму, между валками устанавливают оправку. Затем следует операция раскатки: уменьшение толщины стенки до близкой к требуемой и одновременно удлинение трубы. Она выполняется на станах продольной прокатки с круглыми калибрами. Прокатка ведется на оправке. Следующая операция — калибровка. На калибровочном стане труба получает нужные размеры и форму правильного круга. Далее труба направляется на охлаждение и отделку.

Сварные трубы для магистральных трубопроводов изготавливают, как уже было сказано, с прямым продольным или спиральным швом. Для прямошовных труб заготовки — стальные листы, для спиральношовных — полосовая сталь, свернутая в рулон. Прямошовные трубы получают вальцеванием или холодным прессованием. Последний метод — более производительный. Сначала стальные листы очищают от окалины и ржавчины, обрабатывают кромки. Затем на специальном стане кромки подгибают, в результате чего заготовка приобретает корытообразный вид. Следующая операция — придание корытообразной заготовке U-образной формы. Эта операция выполняется на гидравлическом прессе при помощи круглого штампа, диаметр которого равен диаметру будущей трубы. Далее U-образная заготовка посту-

пает в более мощный пресс, имеющий два штампа в виде полых полуцилиндров. При сжатии штампов металл заготовки обжимается по периметру трубы. Затем окончательно сформованную трубу переводят на установку для сварки.

Сваренную трубу калибруют. В оба конца трубы вставляют заглушки — конусы силовых головок. Через одну головку в трубу подают воду, через другую выходит воздух. Под давлением воды труба расширяется и ее наружный диаметр становится равным диаметру обоймы. Процесс расширения трубы называется экспандированием. Степень экспандирования не должна быть слишком большой (не рекомендуется превышать 1,2 %), так как при экспандировании возникает наклеп и свойства стали ухудшаются.

После экспандирования каждую трубу подвергают гидравлическому испытанию (на прочность и герметичность). Качество сварных швов проверяют рентгенографически или другими неразрушающими способами.

Процесс изготовления спиральношовных труб протекает так. Стальная лента из рулона направляется (разматывателем) в правильную машину. Затем следует обработка кромок (вплоть до снятия фасок под сварку), после чего подающая машина вводит ленту в формовочно-сварочное устройство. Формовочный элемент этого устройства представляет собой втулку, продольная ось которой находится под углом (угол формовки) к оси поступающей стальной ленты. При прохождении через втулку лента сворачивается в спираль. При помощи сварочных головок, расположенных внутри и снаружи формовочной втулки, непрерывно смыкающиеся кромки ленты свариваются: получается спиральный шов. Диаметр выходящей из формовочно-сварочного устройства трубы зависит от угла формовки. Спиральношовные трубы имеют преимущества перед прямошовными. Стальная полоса, из которой изготавливают спиральношовные трубы, дешевле листов для изготовления прямошовных труб того же диаметра, так как ширина ее меньше. Спиральное расположение волокон в трубе более благоприятное, чем продольное. К недостаткам спиральношовных труб следует отнести большую протяженность шва, затрудненность контроля качества сварки, а также качества свернутой в рулон полосовой стали.

2.3. РАСЧЕТ ТРУБОПРОВОДА НА ПРОЧНОСТЬ

Уложенный в грунт трубопровод испытывает вызванные целым рядом силовых воздействий напряжения: кольцевые, продольные и радиальные (рис. 2.1).

Кольцевые напряжения σ_k возникают от внутреннего давления и определяются котельной формулой $\sigma_k = pD/(2\delta)$, где p — давление; D — внутренний диаметр; δ — толщина стенки трубопровода.

Продольные напряжения $\sigma_{пр}$ создаются:

под действием внутреннего давления $\sigma_{пр} = \mu\sigma_k = \mu pD/(2\delta)$, где μ — коэффициент Пуассона, для стали $\mu = 0,3$; если трубопровод может свободно перемещаться вдоль оси, то $\sigma_{пр} = pD/(4\delta)$;

при изменении температуры $\sigma_{\text{пр}} = -E\alpha\Delta t$, где E — модуль упругости; α — коэффициент линейного расширения; $\Delta t = t - t_y$ — температурный перепад; t и t_y — температура стенки трубопровода соответственно в рассматриваемый момент времени и в момент укладки; для стали $E = 206\,000$ МПа, $\alpha = 12 \cdot 10^{-6}$ $1/^\circ\text{C}$.

при изгибе $\sigma_{\text{пр}} = \pm ED_n/(2\rho)$, где D_n — наружный диаметр трубопровода; ρ — радиус изгиба; знак плюс относится к растягивающим напряжениям, а знак минус — к сжимающим; напряжения изгиба возникают при укладке трубопровода на поворотах трассы, а также на переходах через повышенные и пониженные точки.

Продольные напряжения различного происхождения складываются:

$$\sigma_{\text{пр}} = \mu \frac{pD}{2\delta} - E\alpha\Delta t \pm \frac{ED}{2\rho}.$$

Радиальные напряжения σ_r малы и в расчетах не учитываются.

Не принимается во внимание при расчете трубопровода на прочность давление грунта, а также подвижные нагрузки, которые могут действовать на трубопровод (тракторы, сельскохозяйственные машины, автомобили). Эти внешние нагрузки незначительны и, кроме того, компенсируются внутренним давлением. Не принимаются в расчет также силовые воздействия случайного характера (от оползневых явлений, от массы трубопровода, при размыве основания, на котором он лежит). Определение усилий, которые может выдержать трубопровод, или, наоборот, определение толщины стенки трубопровода при заданной нагрузке — цель расчета на прочность.

Магистральные трубопроводы рассчитывают по методу предельных состояний. Предельным состоянием называют такое, при достижении которого нормальная эксплуатация рассчитываемой конструкции становится невозможной. Различают первое, второе и третье предельные состояния. Первым предельным состоянием называется такое, при достижении которого рассматриваемая конструкция теряет несущую способность, или, что то же самое, способность сопротивляться приложенным к ней усилиям, т. е. разрушается. Второе предельное состояние характеризуется чрезмерными, недопустимыми при эксплуатации остаточными деформациями или колебаниями. Третье предельное состояние определяется чрезмерными, недопустимыми при эксплуатации трещинами. Ни при достижении третьего предельного состояния, ни при достижении второго конструкции не грозит разрушение, ее прочность и устойчивость сохраняются. По третьему предельному состоянию рассчитывают, например, железобетонные резервуары, по второму предельному состоянию — междуэтажные перекрытия зданий, расстояния между опорами для трубо-

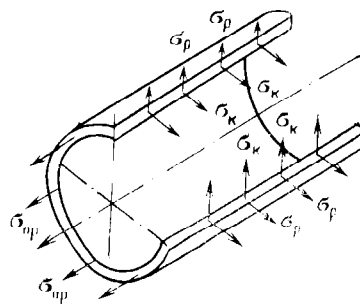


Рис. 2.1. Схема напряжений, возникающих в трубопроводе

проводов при надземной прокладке, когда регламентируется стрела прогиба и т. д. Уложенные в грунт магистральные трубопроводы рассчитывают по первому предельному состоянию, т. е. принимают, что наибольшее усилие, испытываемое трубопроводом, не должно превышать его несущей способности.

Для уложенного в грунт трубопровода достижение предела текучести не означает потерю работоспособности. Трубопровод может успешно эксплуатироваться до тех пор, пока напряжения в нем не достигнут предела прочности. При расчете трубопровода на прочность считают, что он идеально круглый. Овальность труб не принимают во внимание, так как под действием внутреннего давления она выравнивается. Учитывают лишь внутреннее давление (основное воздействие). Таким образом, условие прочности может быть выражено в виде $npD \leq R_1 2\delta$, где n — коэффициент надежности по нагрузке и R_1 — расчетное сопротивление. В левой части этого выражения — действующее расчетное усилие (стремящееся разорвать трубопровод по образующей). В правой — несущая способность трубопровода.

Заменив в условии прочности D на $D_n - 2\delta$, получаем, что толщина стенки трубопровода

$$\delta = npD_n / [2(R_1 + np)].$$

Согласно СНиП 2.05.06—85 расчетное сопротивление R_1 следует определять по формуле $R_1 = R_1^* m / (k_1 k_n)$, где R_1^* — нормативное сопротивление, принимается равным временному сопротивлению, $R_1^* = \sigma_{вр}$; m — коэффициент условий работы трубопровода; k_1 — коэффициент надежности по материалу; k_n — коэффициент надежности по назначению трубопровода. Числовые значения этих коэффициентов надо брать по СНиП.

При наличии продольных осевых сжимающих напряжений толщину стенки следует определять из условия $\delta = npD_n / [2(\psi_1 R_1 + np)]$, где ψ_1 — коэффициент, учитывающий двухосное напряженное состояние труб.

$$\psi_1 = \sqrt{1 - 0,75(|\sigma_{пр N}|/R_1)^2} - 0,5|\sigma_{пр N}|/R_1.$$

Полученное расчетное значение толщины стенки трубы округляется до ближайшего большего значения, предусмотренного государственными стандартами или техническими условиями. Продольные осевые напряжения $\sigma_{пр N}$ определяются от расчетных нагрузок и воздействий с учетом упругопластической работы металла. Расчетная схема должна отражать условия работы трубопровода и его взаимодействие с грунтом.

В частности, для прямолинейных и упругоизогнутых участков при отсутствии продольных и поперечных перемещений

$$\sigma_{пр N} = -\alpha E \Delta t + \mu npD / (2\delta_n),$$

где Δt — расчетный температурный перепад; δ_n — номинальная толщина стенки трубы.

2.4. ТРУБОПРОВОДЫ С ПЕРЕМЕННОЙ ТОЛЩИНОЙ СТЕНКИ

Если толщина стенки будет переменная, изменяющаяся в соответствии с изменением давления по длине, то для нефтепроводов может быть достигнута существенная экономия металла. Для газопровода давление в конечной точке перегона может быть равно среднему (при остановке перекачки). Поскольку различие между давлением в начале перегона и средним невелико, газопроводы обычно не сооружают с переменной толщиной стенки. Уменьшение толщины стенки нефтепровода осуществляется ступенчато. Число ступеней для каждого перегона обычно принимают равным трем.

Размещение труб с различными толщинами стенок по длине перегона называется раскладкой труб. Она может быть осуществлена следующим образом: сначала надо на профиле трассы для каждого перегона построить линии гидравлического уклона. Эти линии должны соответствовать наименьшему расходу, возможному при эксплуатации (перекачка через станцию, начальный период при вводе в строй нефтеперекачивающих станций по очередям.) Далее измеряем расстояние от точки на профиле в конце перегона до линии гидравлического уклона (напор). На рис. 2.2 — это отрезок BC . Затем вычисляем давление, соответствующее напору BC , и определяем толщину стенки трубопровода. Округлив полученную величину в большую сторону до ближайшего значения по ГОСТ, получим наименьшую толщину стенки δ_3 , которая должна быть принята для раскладки труб на рассматриваемом перегоне. После этого определяем напор, который может выдержать труба с такой толщиной стенки. Отложим этот напор от точки A по вертикали вниз (отрезок $A3$). Между толщинами стенок для начального участка (δ_1) и δ_3 выбираем по ГОСТ промежуточное значение δ_2 . Определяем напор, соответствующий δ_2 , и откладываем напор $A2$, соответствующий δ_2 . От точек 3 , 2 и 1 проводим линии 33 , 22 и 11 , параллельные линии гидравлического уклона AB . В точках пересечения линии 33 с профилем напор будет равен $A3$. На участках, где линия профиля расположена выше линии 33 , напор будет меньше $A3$. Здесь надо укладывать трубы с толщиной стенки δ_3 . На участках, где линия профиля находится между линиями 33 и 22 , толщина стенки должна быть равна δ_2 . На участках, где линия профиля проходит ниже линии 22 (т. е. между линиями 22 и 11), должна быть наибольшая толщина стенки, т. е. δ_1 .

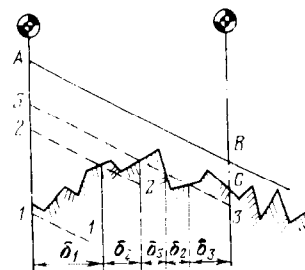


Рис. 2.2. Схема раскладки труб на перегоне между станциями

Начальный период разработки нефтяных месторождений, как правило, характеризуется безводной добычей нефти из фонтанирующих скважин. Однако на каждом месторождении наступает такой период, когда из пласта вместе с нефтью поступает вода сначала в малых, затем все в больших количествах. Примерно 60—75 % всей нефти добывается в обводненном состоянии.

Пластовые воды, поступающие из скважин различных месторождений, могут значительно отличаться по составу и концентрации растворенных в них минеральных солей, содержанию газа и наличию микроорганизмов. При извлечении смеси нефти с пластовой водой образуется эмульсия, которую следует рассматривать как механическую смесь двух нерастворимых жидкостей (нефти и воды), одна из которых распределяется в объеме другой в виде капель различных размеров. Наличие воды в нефти приводит к удорожанию транспорта в связи с возрастающими объемами транспортируемой жидкости и увеличением ее вязкости. Присутствие в нефти даже 0,1 % воды приводит к интенсивному ее вспениванию в ректификационных колоннах нефтеперерабатывающих заводов, что нарушает технологические режимы переработки и, кроме того, загрязняет конденсационную аппаратуру.

Легкие фракции нефти (углеводородные газы от этана до пентана) являются ценным сырьем, из которого получают такие продукты, как спирты, синтетический каучук, растворители, жидкие моторные топлива, удобрения, искусственное волокно и другие продукты органического синтеза, широко применяемые в промышленности. Поэтому необходимо стремиться не только к снижению потерь легких фракций из нефти, но и к сохранению всех углеводородов, извлекаемых из нефтеносного горизонта, для последующей их переработки.

Качество вырабатываемой продукции во многом зависит от качества исходного сырья, т. е. нефти. Если в недалеком прошлом на технологические установки нефтеперерабатывающих заводов шла нефть с содержанием минеральных солей (100—500 мг/л), то в настоящее время требуется нефть с более глубоким обессоливанием, а зачастую перед переработкой нефти приходится полностью удалять из нее соли.

Наличие в нефти механических примесей (частиц песка и глины) вызывает абразивный износ трубопроводов, нефтеперекачивающего оборудования, затрудняет переработку нефти, повышает зольность мазутов и гудронов, образует отложения в холодильниках, печах и теплообменниках, что приводит к уменьшению коэффициента теплопередачи и быстрому выходу их из строя. Механические примеси способствуют образованию трудноразделимых эмульсий. Наличие мине-

¹ Гл. 3 написана с участием В. М. Михайлова.

Т а б л и ц а 3.1

Показатель	Группа нефти		
	I	II	III
Содержание воды, %, не более	0,5	1	1
» хлористых солей, мг/л, не более	100	300	1800
Содержание механических примесей, %, не более	0,05	0,05	0,05
Давление насыщенных паров при температуре нефти в пункте сдачи, Па, не более	66 650	66 650	66 650

ральных солей в виде кристаллов в нефти и раствора в воде вызывает усиленную коррозию металла как нефтеперерабатывающего, так и нефтеперекачивающего оборудования и трубопроводов, увеличивает устойчивость эмульсий, затрудняет переработку нефти.

При соответствующих условиях часть хлористого магния и хлористого кальция, находящихся в пластовой воде, гидролизуются с образованием соляной кислоты. В результате разложения сернистых соединений при переработке нефти образуется сероводород, который в присутствии воды вызывает усиленную коррозию металла. Хлористый водород, растворенный в воде также разъедает металл. Особенно интенсивно идет коррозия при наличии в воде сероводорода и соляной кислоты.

Причины, приведенные выше, указывают на необходимость подготовки нефти к транспорту. Собственно подготовка нефти включает: обезвоживание и обессоливание нефти и полное или частичное ее газирование.

Качество подготовки нефти к транспорту регламентирует ГОСТ. Основные требования к качеству приведены в табл. 3.1.

Природный газ, получаемый с промыслов, содержит посторонние примеси: твердые частицы (песок и окалину), конденсат тяжелых углеводородов, водяные пары и часто сероводород, углекислый газ и инертные газы. Присутствие твердых частиц в газе приводит к быстрому износу соприкасающихся с газом деталей компрессоров. Твердые частицы засоряют и портят арматуру газопроводов и контрольно-измерительные приборы; скапливаясь на отдельных участках газопровода, они сужают его поперечное сечение, ухудшают работу газогорелочных устройств. Жидкие частицы, оседая в пониженных участках трубопровода, также вызывают уменьшение площади его поперечного сечения. Они, кроме того, оказывают корродирующее действие на трубопровод, арматуру и приборы. Влага в определенных условиях приводит к образованию гидратов, выпадающих в газопроводе в виде твердых кристаллов. Гидратные пробки могут полностью закупорить трубопровод.

Сероводород — весьма вредная примесь. В количествах, больших 0,01 мг на 1 л воздуха рабочей зоны, он ядовит. При промышленном

использовании газа содержащийся в нем сероводород отрицательно сказывается на качестве выпускаемой продукции. В присутствии влаги сероводород вызывает сильную коррозию металлов. Углекислый газ вреден главным образом тем, что он снижает теплоту сгорания газа. Перед поступлением в магистральный газопровод газ должен быть осушен и очищен от вредных примесей. Кроме того, газ подвергают одоризации, т. е. вводят в него компоненты, придающие ему резкий и неприятный запах. Одоризация позволяет более быстро обнаружить утечки газа.

Подготовка газа к транспортировке проводится на специальных установках, находящихся на головных сооружениях газопровода. Газ после подготовки к транспортировке должен соответствовать требованиям отраслевого стандарта (ОСТ 5140—83) на природный газ, транспортируемый по магистральным газопроводам, с учетом климатических условий.

3.1. ОБРАЗОВАНИЕ НЕФТЯНЫХ ЭМУЛЬСИЙ И ИХ ОСНОВНЫЕ СВОЙСТВА

Для правильного выбора способов обезвоживания нефти (деэмульсации) необходимо знать механизм образования эмульсий и их свойства. Образование эмульсий уже начинается при движении нефти к устью скважины и продолжается при дальнейшем движении по промысловым коммуникациям, т. е. эмульсии образуются там, где происходит непрерывное перемешивание нефти и воды. Интенсивность образования эмульсий в скважине во многом зависит от способа добычи нефти, которая, в свою очередь, определяется характером месторождения, периодом его эксплуатации и физико-химическими свойствами самой нефти. В настоящее время любое месторождение эксплуатируется одним из известных способов: фонтанным, компрессорным или глубиннонасосным.

При фонтанном способе, который характерен для начального периода эксплуатации залежи нефти, происходит интенсивный отбор жидкости из скважины. Интенсивность перемешивания нефти с водой в подъемных трубах скважины увеличивается из-за выделения растворенных газов, что приводит к образованию эмульсий уже на ранней стадии движения смеси нефти с водой.

При глубиннонасосной добыче нефти эмульгирование происходит в клапанных коробках, самих клапанах, в цилиндре насоса, в подъемных трубах при возвратно-поступательном движении насосных штанг. При использовании электропогружных насосов перемешивание воды с нефтью происходит на рабочих колесах насоса и в подъемных трубах.

В компрессорных скважинах причины образования эмульсий те же, что и при фонтанной добыче. Особенно отрицательно влияет воздух, закачиваемый иногда вместо газа в скважину, который окисляет часть тяжелых углеводородов с образованием асфальтосмолистых веществ.

В эмульсиях принято различать две фазы — внутреннюю и внешнюю. Внешнюю фазу — жидкость, в которой размещаются мельчай-

шие капли другой жидкости, называют дисперсионной, внешней или сплошной средой. Внутреннюю фазу — жидкость, находящуюся в виде мелких капель в дисперсионной среде, принято называть дисперсной, разобщенной или внутренней фазой.

По характеру внешней среды и внутренней фазы различают эмульсии двух типов: нефть в воде (н/в) и вода в нефти (в/н). Тип образующейся эмульсии в основном зависит от соотношения объемов двух фаз; внешней средой стремится стать та жидкость, объем которой больше. На практике наиболее часто (95 %) встречаются эмульсии типа в/н. Реже, чем эмульсии типа н/в, встречаются эмульсии третьего типа — вода в нефти в воде.

На способность эмульгирования нефти и воды кроме соотношения фаз оказывает влияние присутствие эмульгаторов, т. е. веществ, которые способствуют образованию эмульсии. Они понижают поверхностное натяжение на границе раздела фаз и создают вокруг частиц внутренней фазы прочные адсорбционные оболочки. Эмульгаторы, растворимые в воде, способствуют созданию эмульсии нефть в воде. К таким гидрофильным эмульгатором относятся щелочные мыла, желатин, крахмал и др. Гидрофобные эмульгаторы (растворимые в нефти) способствуют образованию эмульсий типа в/н. К ним относятся хорошо растворимые в нефти щелочноземельные соли органических кислот, смолы, мелкодисперсные частицы сажи, глины и других веществ, которые легче смачиваются нефтью, чем водой.

Нефтяные эмульсии характеризуются вязкостью, дисперсностью, плотностью, электрическими свойствами и стойкостью. Вязкость нефтяной эмульсии изменяется в широких диапазонах и зависит от собственной вязкости нефти, температуры образования эмульсии, соотношения количеств нефти и воды и температуры эмульсии.

Нефтяные эмульсии, являясь дисперсными системами, при определенных условиях обладают аномальными свойствами, т. е. являются неньютоновскими жидкостями. Как и для всех неньютоновских жидкостей, вязкостные свойства нефтяных эмульсий характеризуются кажущейся (эффективной) вязкостью.

Аномалия вязкости эмульсий усиливается, если сами нефти обладают аномальными свойствами, особенно при низких температурах. Аномальность нефтяных эмульсий объясняется образованием пространственных структурных решеток из частиц внутренней фазы, которые могут состоять как из капель воды, так и из кристаллов парафина. Наличие структурной решетки в эмульсии вызывает появление как динамического, так и статического напряжения сдвига. Существование аномалии вязкости в нефтяных эмульсиях определяется температурными условиями и содержанием воды. Каждой нефтяной эмульсии соответствует свое предельное значение температуры, выше которой реологические характеристики эмульсий соответствуют ньютоновской жидкости, т. е. вязкость эмульсии становится постоянной величиной при всех градиентах скорости.

С повышением содержания воды в нефти увеличивается кажущаяся вязкость эмульсии, что наблюдается до перехода эмульсии из типа в/н в тип н/в, а затем резко снижается. Содержание воды в нефти, при

которой вязкость эмульсии снижается, называется точкой инверсии.

Для измерения реологических параметров эмульсий применяют известные методы исследования неньютоновских жидкостей. Имеющиеся зависимости, полученные эмпирическим путем, для определения вязкости эмульсий в общем случае универсальными не являются:

уравнение Эйнштейна

$$\mu_0 = \mu (1 + 2,5\varphi),$$

где μ_0 — динамическая вязкость эмульсии; μ — динамическая вязкость дисперсионной среды; φ — отношение объема диспергированного вещества к общему объему эмульсии;

уравнение Гатчека

$$\mu_0 = \mu \sqrt{A} / \sqrt{A - 1},$$

где A — отношение объема эмульсии к объему внутренней фазы;

уравнение Тейлора

$$\mu_0 = \mu \{1 + 2,5\varphi [(\mu_1 + 0,4\mu)/(\mu_1 + \mu)]\},$$

где μ_1 — динамическая вязкость внутренней фазы.

Дисперсностью эмульсии принято называть степень раздробленности капель внутренней фазы во внешней среде. Дисперсность характеризуется одной из трех взаимосвязанных величин: диаметром капель d ; обратной величиной диаметра капель $D = 1/d$, обычно называемой дисперсностью; удельной межфазовой поверхностью, которая является отношением суммарной поверхности частиц к их общему объему.

В зависимости от физико-химических свойств нефти и воды, а также от условий образования эмульсий размеры капель могут быть самыми разнообразными и колебаться в пределах от 0,1 мкм до нескольких десятых миллиметра. Критические размеры капель, которые могут существовать в потоке при данном термодинамическом режиме, определяются скоростью совместного движения воды и нефти, поверхностным натяжением на границе раздела фаз и масштабом пульсации потока.

Нефтяная эмульсия, проходя по промысловым коммуникациям, оказывается в различных гидродинамических условиях, при которых может происходить как дробление, так и укрупнение капель. Наличие дополнительных факторов (нагрев, введение деэмульгаторов и др.) при определенных гидродинамических условиях может привести к разделению фаз эмульсии, транспортируемой по трубопроводам.

Плотность нефтяных эмульсий определяется по формуле для смеси нескольких жидкостей

$$\rho_3 = \frac{1}{(1 - 0,01q)/\rho_n + 0,01q/\rho_v},$$

где ρ_3 , ρ_v , ρ_n — плотность эмульсии, воды и нефти при заданной температуре соответственно; q — содержание воды и растворенных солей в нефти, $q = q_v/(1 - 0,01 q_c)$, где q_v — содержание чистой воды в эмульсии; q_c — содержание растворенных в воде солей.

Электропроводность чистых нефтей колеблется от 10^{-9} до 10^{-14} См/м, а электропроводность воды в чистом виде — от 10^{-6} до 10^{-7} См/м, т. е. смесь из этих двух компонентов является хорошим диэлектриком. Однако при растворении в воде незначительного количества солей или кислот резко увеличивается электропроводность воды, а следовательно, и эмульсии. Электропроводность нефтяных эмульсий увеличивается в несколько раз при нахождении их в электрическом поле. Это объясняется различной диэлектрической проницаемостью воды и нефти и ориентацией капель воды в нефти вдоль силовых линий электрического поля.

Стойкость (устойчивость) эмульсий, т. е. способность в течение определенного времени не разделяться на составные компоненты, является самым важным показателем для водонефтяных смесей. Чем выше устойчивость эмульсии, тем труднее процесс деэмульсации. Нефтяные эмульсии обладают различной стойкостью. На устойчивость водонефтяных эмульсий значительное влияние оказывают следующие факторы: дисперсность системы; физико-химические свойства эмульгаторов, образующие оболочки вокруг капель воды; наличие на глобулах внутренней фазы электрического заряда; температура эмульсии; состав пластовых вод.

При всех прочих равных условиях устойчивость эмульсий тем выше, чем больше дисперсность. Устойчивость эмульсий в большой степени зависит от состава компонентов, входящих в защитную оболочку, которая образуется на поверхности капли. На поверхности капли также адсорбируются, покрывая ее бронирующим слоем, стабилизирующие вещества, называемые эмульгаторами. В дальнейшем этот слой препятствует слиянию капель, т. е. затрудняет деэмульсацию и способствует образованию стойкой эмульсии. В процессе существования эмульсий происходит упрочнение бронирующей оболочки, так называемое «старение» эмульсии. Установлено, что поверхностные слои обладают аномальной вязкостью, и со временем вязкость бронирующего слоя возрастает в десятки раз. Так, после суток формирования поверхностные слои эмульсий приобретали вязкость, соответствующую вязкости таких веществ, как битумы, которые практически по своим реологическим параметрам приближаются к твердым веществам.

Наличие электрических зарядов на поверхности глобул увеличивает стойкость эмульсий. Чем больше поверхностный заряд капель, тем труднее их слияние и тем выше стойкость эмульсии. В статических условиях дисперсная система электрически уравновешена, что повышает устойчивость эмульсии.

С повышением температуры уменьшаются вязкость нефти и механическая прочность бронирующего слоя, что снижает устойчивость эмульсии. Особенно резко прослеживается влияние температуры на устойчивость эмульсий высокопарафинистых нефтей. С понижением температуры в нефти выпадают кристаллы парафина, которые легко адсорбируются на поверхности капель воды, создавая высокопрочную бронирующую оболочку.

Существенно влияет на устойчивость нефтяных эмульсий состав

пластовой воды. Пластовые воды разнообразны по химическому составу, но все они могут быть разделены на две основные группы: первая группа — жесткая вода содержит хлоркальциевые или хлоркальциево-магниевые соединения; вторая группа — щелочная или гидрокарбонатно-натриевая вода. Увеличение кислотности пластовых вод приводит к получению более стойких эмульсий. Уменьшение кислотности воды достигается введением в эмульсию щелочи, способствующей снижению прочности бронирующих слоев.

Основными из указанных факторов, влияющих на устойчивость эмульсий, являются: соотношение плотностей фаз, вязкость нефти, а также прочность защитных слоев на каплях воды. Свежие эмульсии легче поддаются разрушению, поэтому обезвоживание и обессоливание целесообразно производить на промысле.

3.2. ОСНОВНЫЕ СПОСОБЫ ОТДЕЛЕНИЯ ВОДЫ ОТ НЕФТИ

Процесс обезвоживания нефти можно условно разделить на два этапа: первый — укрупнение капель, т. е. сближение и флокуляция капель, разрушение бронирующей оболочки на каплях воды и их коагуляция до размеров, достаточных для их дальнейшего слияния, и второй — осаждение укрупненных капель. Скорость оседания взвешенных частиц может быть определена по формуле Стокса $u_g = \frac{d^2 (\rho_v - \rho_n) g}{18 \mu_n}$, где u_g — скорость оседания капель; d — диаметр оседающих капель; ρ_v и ρ_n — плотность соответственно воды и нефти; μ_n — динамическая вязкость нефти; g — ускорение свободного падения.

Формула Стокса не учитывает влияние стенок отстойника, а также вязкости осаждаемых частиц и характеризует осаждение или всплытие капель в неподвижной бесконечной среде.

Адамар и Бонд предложили поправку, учитывающую влияние вязкости жидкости внутренней фазы,

$$u_g = \frac{d^2 (\rho_v - \rho_n) g K}{18 \mu_n},$$

$$K = 3 (\mu_n + \mu_v) / (2 \mu_n + 3 \mu_v).$$

Приведенные формулы применимы для движущейся капли с $Re \leq 2$. Скорость осаждения при режимах $2 < Re < 500$ можно определять по формуле

$$u_g = \frac{4}{55,5} g d \frac{\rho_v - \rho_n}{\rho_n} Re^{0,6},$$

при $Re > 500$

$$u_g = 3 g d \left(\frac{\rho_v - \rho_n}{\rho_n} \right)^{1/2},$$

число Рейнольдса $Re = du_g \rho_n / \mu_n$. Из приведенных формул очевидно, что скорость осаждения капель возрастает: с увеличением диаметра частиц; со снижением вязкости жидкостей, составляющих эмульсию;

с увеличением вязкости и плотности воды и нефти; с увеличением диаметра частиц; с увеличением ускорения движения частиц, которое в поле естественного тяготения равно ускорению свободного падения.

Однако чаще всего не скорость осаждения капель воды играет решающее значение при обезвоживании нефти, а время разрушения защитных оболочек и слияния капель в крупные, способные преодолеть вязкость внешней среды и осесть с образованием слоя свободной воды.

Выявление указанных факторов и характера их влияния позволяет наметить технические приемы повышения эффективности разделения эмульсий. Принципиальными основами этих приемов являются:

- повышение температуры обрабатываемых эмульсий, которое снижает вязкость жидкостей, составляющих эмульсию, и уменьшает поверхностное натяжение на границе раздела фаз (на этом принципе основаны термические методы обезвоживания нефти);

- увеличение размеров частиц выделяемой диспергированной жидкости за счет различных приемов дезэмульсации, в частности, дезэмульсации при помощи химических реагентов и электрического поля (на этом принципе основаны химические и электрические методы обезвоживания нефти);

- увеличение скорости движения частиц дисперсной фазы путем замены естественной силы тяжести более мощной центробежной силой; плотность воды и механических примесей выше плотности нефти, и частицы под действием центробежной силы прижимаются к стенке и, коагулируя, стекают вниз; метод центрифугирования низкопроизводительен, сложен, дорог и широкого применения на промыслах не нашел;

- уменьшение высоты отстаивания без увеличения общей площади отстойника; на этом основано применение параллельных пластин в горизонтальных отстойниках и разделительных дисков в сепараторах.

Эффективность разделения эмульсий снижается при наличии в них взвешенных частиц, плотность которых мало отличается от плотности сплошной фазы. Не поддаются очистке механическими методами стойкие стабилизированные мелкодисперсные эмульсии. Отрицательное влияние на разделение эмульсий оказывают неблагоприятные гидравлические условия отстаивания, такие, как турбулентность, конвекция потоков, перемешивание и др. Значительное повышение эффективности разделения нефтяных эмульсий достигается путем комбинированного использования гравитационного отстаивания в сочетании с термическими, химическими и электрическими методами обработки нефти в процессе ее обезвоживания.

При проектировании сооружений обезвоживания нефти для конкретных производственных условий необходимо иметь экспериментальные данные об обводненности, качественном и количественном составе примесей, ожидаемом состоянии эмульсии. Одновременно с обезвоживанием нефти происходит и ее обессоливание, поскольку вода отделяется от нефти вместе с растворенными в ней минеральными примесями. При необходимости, для более полного обессоливания, можно дополнительно в нефть подавать пресную воду, которая раст-

воряет кристаллы минеральных солей, и при последующем отделении минерализованной воды происходит углубленное обессоливание нефти.

Механическое обезвоживание нефти

Основная разновидность приемов обезвоживания нефти — гравитационное отстаивание. Применяют два вида режимов отстаивания — периодический и непрерывный, которые соответственно осуществляются в отстойниках периодического и непрерывного действия.

В качестве отстойников периодического действия обычно применяют цилиндрические отстойники — резервуары (резервуары отстаивания). Сырая нефть, подвергаемая обезвоживанию, вводится в резервуар при помощи распределительного трубопровода (маточника). После заполнения резервуара вода осаждается и скапливается в нижней части, а нефть собирается в верхней части резервуара. Отстаивание осуществляется при спокойном (неподвижном) состоянии обрабатываемой нефти. По окончании процесса обезвоживания нефть и вода отбираются из отстойного резервуара. Положительные результаты работы отстойного резервуара достигаются только в случае содержания воды в нефти в свободном состоянии или в состоянии крупнодисперсной нестабилизированной эмульсии.

Различают горизонтальные и вертикальные отстойники непрерывного действия (рис. 3.1). Горизонтальные отстойники подразделяются на продольные и радиальные. Продольные горизонтальные отстойники в зависимости от формы поперечного сечения могут быть прямоугольные и круглые. В гравитационных отстойниках непрерывного действия отстаивание осуществляется при непрерывном потоке обрабатываемой жидкости. На рис. 3.2 изображена принципиальная схема горизонтального цилиндрического отстойника непрерывного действия. Эмульсия жидкости *B*, диспергированная в жидкости *H*, вводится в резервуар отстойника и расслаивается под действием силы тяжести. Разделившиеся жидкости выходят из отстойника по трубопроводам *H* и *B*. На схеме рис. 3.2 заштрихована область эмульсии, которая разделяет зоны жидкостей *H* (вверху) и *B* (внизу). Здесь *a* — уровень раздела фаз. При достаточной длине отстойника *L* в выходной его части происходит полное разделение фаз, составляющих эмульсию. Капля жидкости *B*, движущаяся в однородной жидкости *H*, находится под действием силы потока жидкости *H*, которая увлекает каплю вдоль отстойника, и архимедовой силы, возникающей в результате различия плотности капли жидкости *B* (ρ_b) и жидкости *H* (ρ_n).

Капля движется вдоль отстойника с постоянной скоростью потока u_l и опускается также с постоянной скоростью u_g . Скорость падения капли u_g может быть определена по закону Стокса, представленному в виде формулы Адамара. Капля, которая начинает движение с уровня *r*, находящегося выше поверхности раздела (уровня *a*), достигает этой поверхности в течение времени падения: $t_g = r/u_g$. Достигнув поверхности раздела, капля сохраняется у этой поверхности в течение времени t_k , которое представляет собой время до коалес-

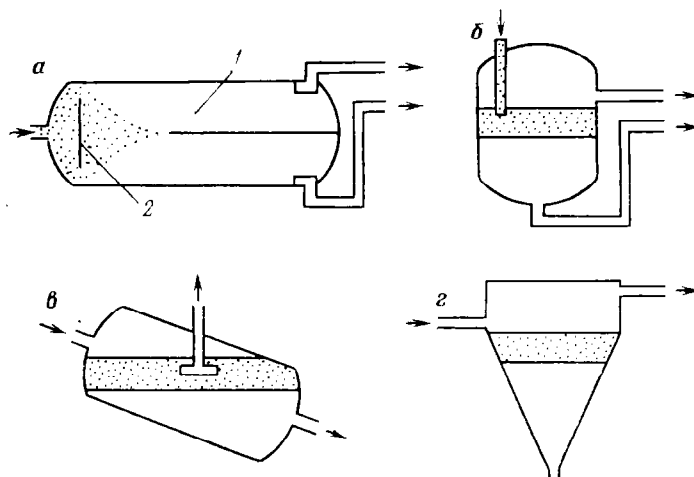


Рис. 3.1. Отстойники непрерывного действия:

a — горизонтальный; *б* — вертикальный; *г* — наклоненный; *з* — конический; 1 — поверхность раздела; 2 — перегородка

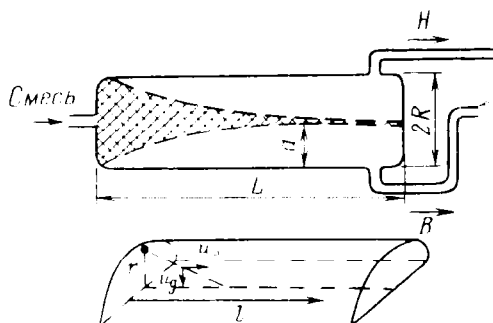


Рис. 3.2. Принципиальная схема горизонтального отстойника

ценции. В целом до коалесценции капля пройдет расстояние вдоль оси отстойника $z = u_l (t_g + t_k) = u_l (r/u_g + t_k)$. Время коалесценции t_k учитывать очень трудно. Задача решается относительно просто, если время коалесценции t_k значительно меньше времени падения t_g и им можно пренебречь.

Скорость потока определяется как $u_l = Q/S$, где Q — расход потока; S — площадь поперечного сечения потока. Если уровень раздела фаз H и B находится посередине отстойника, то $S = \pi R^2/2$, где R — радиус цилиндрического отстойника.

При $Ru_l/u_g \leq L$ диаметр капель, выделившихся в отстойнике:

$$d_0^2 \geq \frac{36}{\pi} \frac{\mu_n}{K g \Delta \rho} \frac{Q}{RL}, \quad (3.1)$$

где $K = (3/2) [(\mu_v + \mu_n)/(2\mu_n + 3\mu_v)]$ — поправка к закону Стокса по Адамару и Бонду;

$$\Delta \rho = \rho_v - \rho_n.$$

Если ввести понятие поверхности отстойника $S_g = 2RL$, то формула (3.1) примет вид

$$d_0^3 \geq \frac{72}{\pi} \frac{\mu_n}{Kg\Delta\rho} \frac{Q}{S_g}.$$

Капли в отстойнике, для которых $d \leq d_0$, выделяются из эмульсии. Полученная формула имеет существенное ограничение из-за того, что не учитывается время коалесценции капель дисперсной фазы. Эта формула при заданной степени очистки, определяемой предельной крупностью отделяемых частиц d для заданного отстойника, который характеризуется площадью поверхности отстаивания в нем S_g , позволяет найти максимальную производительность отстойника Q . Для общего расхода $Q_{об}$ очищаемой эмульсии требуемое число отстойников определяется из выражения $N = Q_{об}/Q$.

Термическое обезвоживание нефти

Одним из основных современных приемов обезвоживания нефти является термическая, или тепловая, обработка, которая заключается в том, что нефть перед отстаиванием нагревают. Вязкость вещества бронирующего слоя на поверхности частицы воды при повышении температуры уменьшается и прочность оболочки снижается, что облегчает слияние глобул воды. Кроме того, снижение вязкости нефти при нагреве увеличивает скорость оседания частиц при отстаивании. Термическая обработка нефти редко осуществляется только для отстаивания, чаще такая обработка применяется как составной элемент более сложных комплексных методов обезвоживания нефти, например в составе термохимического обезвоживания (в сочетании с химическими реагентами и отстаиванием), в комплексе с электрической обработкой и в некоторых других комбинированных методах обезвоживания.

Нагревание нефти осуществляется в специальных нагревательных установках, которые располагают в технологической линии обезвоживания нефти после отделения (сепарации) из нефти газов, но ранее ввода нефти в отстойник. Температура нагревания устанавливается с учетом особенностей водонефтяных эмульсий и элементов принятой системы обезвоживания.

Химическое обезвоживание нефти

В нефтяной промышленности весьма широко применяют химические методы обезвоживания нефти, основанные на разрушении эмульсий при помощи химических реагентов. Эффективность химического обезвоживания нефти в значительной степени зависит от типа применяемого реагента. Выбор эффективного реагента, в свою очередь, зависит от вида водонефтяной эмульсии и свойств нефти, подвергаемой обезвоживанию. Выбор реагентов-деэмульгаторов в каждом конкретном случае производится на основе специальных лабораторных и промысловых исследований. Химическое обезвоживание, как и прочие ком-

бинированные методы обезвоживания нефти, включает гравитационное отстаивание после обработки реагентов водонефтяной эмульсии. В эмульсию, подвергаемую разрушению, вводится реагент-деэмульгатор и перемешивается с ней, после чего создаются условия для выделения воды из нефти путем отстаивания. Можно применять как периодическое, так и непрерывное разрушение эмульсий, но предпочтение отдается непрерывным процессам.

Существуют три метода химического обезвоживания нефти:

обезвоживание, основанное на деэмульсации, которая осуществляется в нефтяной скважине («внутрискважинная деэмульсация»), когда реагент вводится в эмульсию непосредственно в скважине;

обезвоживание, основанное на деэмульсации, которая осуществляется в нефтесборном трубопроводе («путевая деэмульсация»), когда реагент вводится на начальном участке нефтесборного коллектора;

деэмульсация и обезвоживание нефти непосредственно в отстойных резервуарах, когда реагент вводится в резервуар после его заполнения эмульсией, подвергаемой обработке.

Первые два метода имеют некоторые преимущества и являются более эффективными.

Фильтрация

Для деэмульсации нестойких эмульсий применяют метод фильтрации, основанный на явлении селективной смачиваемости веществ различными жидкостями. Материалом фильтрующего слоя могут служить обожженный песок, гравий, битое стекло, стекловата, древесная стружка из осины, клена, тополя и других несмолистых пород древесины, а также металлическая стружка. Особенно часто применяют стекловату, которая хорошо смачивается водой и не смачивается нефтью. Фильтры из стекловаты долговечны. Фильтрующие вещества должны обладать следующими основными свойствами: хорошо смачиваться водой, благодаря чему глобулы воды прилипают к поверхности фильтрующего вещества, коагулируют и стекают вниз; иметь высокую прочность, которая обеспечивает длительную работу фильтра; иметь противоположный, чем у глобул, электрический заряд. Тогда при прохождении глобулами воды фильтра электрический заряд с поверхности капли снимается, чем снижаются отталкивающие силы между ними. Капли укрупняются и стекают вниз, а нефть свободно проходит через фильтр.

Фильтрующие установки обычно выполняют в виде колонн, размеры которых определяются в зависимости от вязкостных свойств эмульсии и объема обезвоживаемой нефти. Обезвоживание нефти фильтрацией применяют очень редко из-за малой производительности, громоздкости оборудования и необходимости частой смены фильтрующего материала. Фильтрация более эффективна в сочетании с процессами предварительного снижения прочности бронирующих оболочек.

Теплохимические процессы снижают прочность бронирующих оболочек или полностью их разрушают, что ускоряет и удешевляет разделение нефтяной эмульсии. В настоящее время более 80 % всей обводненной нефти проходит обработку на теплохимических установках. Такое широкое применение этот метод получил благодаря возможности обрабатывать нефти с различным содержанием воды без замены оборудования и аппаратуры, простоте установки, возможности менять деэмульгатор в зависимости от свойств поступающей эмульсии без замены оборудования. Однако теплохимический метод имеет ряд недостатков, например большие затраты на деэмульгаторы и повышенный расход тепла. На практике обессоливание и обезвоживание ведутся при температуре 50—100 °С.

По воздействию на нефтяные эмульсии все существующие деэмульгаторы делятся на электролиты, неэлектролиты и коллоиды. Деэмульгаторами-электролитами могут быть некоторые органические и минеральные кислоты (серная, соляная и уксусная), щелочи и соли (поваренная соль, хлорное железо, нефтенат алюминия и др.). Электролиты могут образовывать нерастворимые осадки с солями эмульсии, снижать стабильность бронирующей оболочки или способствовать разрушению эмульгаторов бронирующей пленки. Электролиты как деэмульгаторы применяют крайне ограниченно из-за их высокой стоимости или особой коррозионной активности к металлу оборудования. К неэлектролитам относятся органические вещества, способные растворять бронирующую оболочку и снижать вязкость нефти. Такими деэмульгаторами могут быть бензин, ацетон, спирт, бензол, четыреххлористый углерод, фенол и др. Неэлектролиты в промышленности не применяются из-за высокой их стоимости. Деэмульгаторы-коллоиды — это поверхностно-активные вещества (ПАВ), которые в эмульсии разрушают или ослабляют защитную оболочку капли.

Существующие ПАВ делятся на анионоактивные, катионоактивные, неионогенные. Анионоактивные ПАВ в водных растворах диссоциируют на отрицательно заряженные ионы углеводородной части молекулы и положительно заряженные ионы металла или водорода. Представителями этой группы являются карбоновые кислоты и их соли, сульфокислоты, алкилсульфонаты и др. Катионоактивные ПАВ в водных растворах распадаются на положительно заряженный радикал и отрицательно заряженный остаток кислоты. Как деэмульгаторы эти ПАВ в промышленности не применяются. Неионогенные ПАВ в водных растворах не распадаются на ионы. К этой группе относятся оксиэтилированные алкилфенолы (деэмульгаторы ОП-4, ОП-7, ОП-10, ДБ-4, УФЭ-8, КауфЭ-14 и др.), оксиэтилированные органические вещества с подвижным атомом водорода (дипроксамин-15,7, проксамин-385, проксанол-305 и др.).

Деэмульгаторы должны хорошо растворяться в одной из фаз эмульсии (в воде или нефти), т. е. быть гидрофильными или гидрофобными, иметь поверхностную активность, достаточную для разрушения бронирующих слоев оболочек глобул, быть инертными по от-

ношению к металлам, не ухудшать качества нефти, быть дешевыми и, по возможности, универсальными по отношению к эмульсиям различных нефтей и вод. Чем раньше деэмульгатор вводится в смесь воды и нефти, тем легче происходит дальнейшее разделение эмульсии. Однако для разделения эмульсии еще недостаточно одного введения деэмульгатора, необходимо обеспечить полный контакт его с обрабатываемой эмульсией, что достигается интенсивной турбулизацией и подогревом эмульсий.

Электрическое обезвоживание

Электрическое обезвоживание и обессоливание нефти особенно широко распространено в заводской практике, реже применяется на нефтепромыслах. Возможность применения электрического способа в сочетании с другими способами (термическим, химическим) можно отнести к одному из основных его достоинств. Правильно выбранные режимы электрической обработки практически позволяют успешно провести обезвоживание и обессоливание любых эмульсий.

Рассмотрим механизм обезвоживания нефтяных эмульсий в электрическом поле.

В результате индукции капли воды вытягиваются вдоль цепи электрического поля с образованием в вершинах электрических зарядов. Под действием основного и индивидуального полей капли приходят в упорядоченное движение и сталкиваются, что приводит к их коалесценции. При прохождении эмульсии через электрическое поле, создаваемое переменным по величине и направлению током, так же как и при постоянном токе, капли, имеющие заряд, стремятся к электродам. Однако вследствие изменения напряжения и напряжения поля капли воды начинают двигаться синхронно основному полю и поэтому все время находятся в колебании. При этом форма капель непрерывно меняется. В связи с этим происходит разрушение адсорбированных оболочек капель, что облегчает их слияние при столкновениях. Установлено, что деэмульсация нефти в электрическом поле переменной частоты и силы тока в несколько раз эффективней, чем деэмульсация при использовании постоянного тока.

На эффективность электродеэмульсации значительно влияют вязкость и плотность эмульсии, дисперсность, содержание воды, электропроводность, а также прочность адсорбированных оболочек. Однако основным фактором является напряженность электрического поля. В настоящее время электродеэмульсаторы в основном работают на токах промышленной частоты (50 Гц), реже — на постоянном токе и совсем редко — на токах высокой частоты. Напряжение на электродах деэмульсаторов колеблется от 10 000 до 45 000 В.

3.3. СТАБИЛИЗАЦИЯ НЕФТИ

Добываемые нефти могут содержать в различных количествах растворенные газы (азот, кислород, сероводород, уголекислоту, аргон и др.) и легкие углеводороды. При движении нефти от забоя скважины до

нефтеперерабатывающего завода из-за недостаточной герметизации систем сбора, транспорта и хранения часто полностью теряются растворенные в ней газы и происходят значительные потери легких нефтяных фракций. При испарении легких фракций, таких, как метан, этан и пропан, частично уносятся и более тяжелые углеводороды (бутан, пентан и др.).

Предотвратить потери нефти можно путем полной герметизации всех путей движения нефти. Однако некоторое несовершенство существующих систем сбора и транспорта нефти, резервуаров, технологии налива и слива не позволяет доставить нефть на переработку без потерь легких фракций. Следовательно, необходимо газы и легкие фракции нефти отобрать в условиях нефтепромысла и направить их для дальнейшей переработки.

Основную борьбу с потерями нефти необходимо начинать с выхода ее из скважины. Ликвидировать потери легких фракций нефти можно в основном применением рациональных систем сбора нефти и попутного нефтяного газа, а также сооружением установок по стабилизации нефти для ее последующего хранения и транспорта. Под стабилизацией нефти следует понимать извлечение легких углеводородов, которые при нормальных условиях являются газообразными, для дальнейшего их использования в нефтехимической промышленности. Степень стабилизации нефти, т. е. степень извлечения легких углеводородов, для каждого конкретного месторождения зависит от количества добываемой нефти, содержания в ней легких углеводородов, возможности реализации продуктов стабилизации, технологии сбора нефти и газа на промысле, увеличения затрат на перекачку нефти за счет повышения вязкости после стабилизации из-за глубокого извлечения легких углеводородов, влияния стабилизации на бензиновый фактор нефти.

Существует два различных метода стабилизации нефти — сепарация и ректификация.

Сепарация — отделение от нефти легких углеводородов и сопутствующих газов одно- или многократным испарением путем снижения давления (часто с предварительным подогревом нефти).

Ректификация — отбор из нефти легких фракций при одно- или многократном нагреве и конденсации с четким разделением углеводородов до заданной глубины стабилизации.

Процесс сепарации может начинаться сразу же при движении нефти, когда из нее отбирается газ, выделившийся в результате снижения давления или повышения температуры. При резком снижении давления в сепараторе значительно увеличивается количество тяжелых углеводородов, уносимых свободным газом. При быстром прохождении нефти через сепаратор возрастает количество легких углеводородов в нефти.

Многоступенчатая система сепарации позволяет получить на первых ступенях метан, который направляется на собственные пужды или потребителям, а на последующих ступенях — жирный газ, содержащий более тяжелые углеводороды. Жирный газ отправляется на газобензиновые заводы для последующей переработки.

При наличии газобензинового завода (с учетом затрат на содержание и эксплуатацию установок многоступенчатой сепарации) экономически целесообразно применять двухступенчатую систему сепарации. При этом на первой ступени отбирается в основном метан, направляемый потребителям, а на второй ступени — жирные газы, идущие на газобензиновые заводы.

Для стабилизации нефти на промыслах используют в основном метод сепарации. Сосуд, в котором происходит отделение газа от нефти, называют сепаратором. В сепарационных установках происходит и частичное отделение воды от нефти. Применяемые сепараторы можно условно подразделить на следующие основные типы: по принципу действия — гравитационные, центробежные (гидроциклонные), жалюзийные, ультразвуковые и др.; по геометрической форме и положению в пространстве — сферические, цилиндрические, вертикальные, горизонтальные и наклонные; по рабочему давлению — высокого давления (более 2,5 МПа) среднего (0,6—2,5 МПа), низкого (0—0,6 МПа), вакуумные; по назначению — замерные и рабочие; по месту положения в системе сбора — I, II, концевой ступеней сепарации.

В сепараторах любого типа по технологическим признакам различают четыре секции: I — основную сепарационную, в которой происходит отделение газа от нефти; II — осадительную, предназначенную для выделения пузырьков газа, увлеченных нефтью из сепарационной секции, III — секцию отбора нефти, служащую для сбора и отвода нефти из сепаратора; IV — каплеуловительную, находящуюся в верхней части аппарата и служащую для отвода газа и улавливания капельной нефти, уносимой потоком газа.

Эффективность работы аппаратов характеризуется количеством жидкости, уносимой газом, и количеством газа, оставшегося в нефти после сепарации. Чем ниже эти показатели, тем более эффективна работа аппарата.

Конструктивные особенности промысловых сепараторов

В вертикальном цилиндрическом гравитационном сепараторе (рис. 3.3) газонефтяная смесь через патрубок поступает в раздаточный коллектор и через целевой выход попадает в основную сепарационную секцию. В осадительной секции из нефти при ее течении по наклонным плоскостям происходит дальнейшее выделение окклюдированных пузырьков газа. Разгазированная нефть поступает в секцию сбора нефти, из которой через патрубок отводится из сепаратора. Газ, выделившийся из нефти на наклонных плоскостях, попадает в каплеуловительную секцию, проходит через жалюзийную насадку и по трубопроводу выходит из сепаратора. Капли нефти, захваченные потоком газа и не успевающие осесть под действием силы тяжести, в жалюзийных решетках прилипают к стенкам и стекают по дренажной трубке в секцию отбора нефти.

Гидроциклонный двухъемкостный сепаратор (рис. 3.4) применяют на промыслах для работы на I ступени сепарации. Газонасыщенная

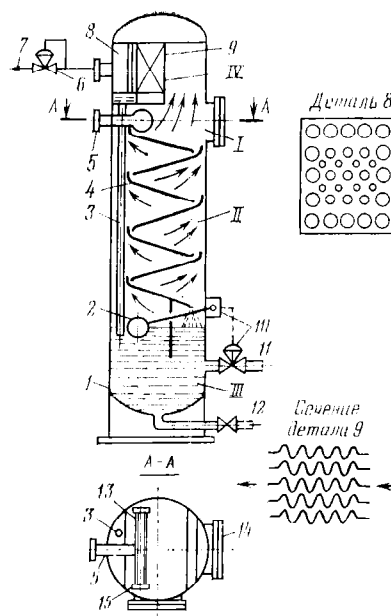


Рис. 3.3. Вертикальный сепаратор:

1 — корпус; 2 — поплавок; 3 — дренажная трубка; 4 — наклонные плоскости; 5 — патрубок для ввода газожидкостной смеси; 6 — регулятор давления «до себя»; 7 — выход газа; 8 — перегородка для выравнивания скорости газа; 9 — жалюзийная насадка; 10 — регулятор уровня; 11 — патрубок для сброса нефти; 12 — сброс грязи; 13 — раздаточный коллектор; 14 — люк; 15 — заглушка; секции: I — сепарационная; II — осадительная; III — отбора нефти; IV — каплеуловительная

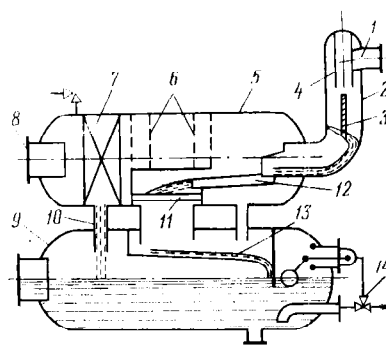


Рис. 3.4. Гидроциклонный двухемкостный сепаратор:

1 — тангенциальный ввод газонефтяной смеси; 2 — головка гидроциклона; 3 — отбойный козырек газа; 4 — направляющий патрубок; 5 — верхняя емкость сепаратора; 6 — перфорированные сетки для улавливания капиллярной жидкости; 7 — жалюзийная насадка; 8 — отвод газа; 9 — нижняя емкость гидроциклона; 10 — дренажная трубка; 11 — уголки разбрызгиватели; 12 — направляющая полка; 13 — перегородка; 14 — исполнительный механизм

нефть через тангенциальный ввод поступает в гидроциклонную головку, где за счет центробежных сил происходит разделение нефти и газа на самостоятельные потоки. В верхнюю емкость нефть и газ поступают раздельно. Нефть по направляющей полке стекает на уголкового разбрызгиватель, в котором поток нефти разбивается на отдельные струи и происходит дальнейшее выделение газа. По сливной полке разгазированная нефть собирается в нижней емкости гидроциклона. При достижении определенного объема нефти в нижней емкости поплавковый регулятор уровня через исполнительный механизм, направляет дегазированную нефть в отводной трубопровод. Газ, отделившийся от нефти в дегазаторе, проходит в верхней емкости перфорированные перегородки, где происходит выравнивание скорости газа и частичное выпадение жидкости. Окончательная очистка газа происходит в жалюзийной насадке 7. Отделенная от газа жидкость по дренажной трубке 10 стекает в нижнюю емкость 9.

Падение давления в сборных коллекторах в результате движения по ним газонефтяной смеси может приводить к частичному выделению газа из нефти. В этом случае в сепарационную установку можно подавать разделенными потоками газ и нефть. Такой принцип использован на блочных сепарационных установках с предварительным отбо-

Рис. 3.5. Сепаратор с предварительным отбором газа и жалюзийными насадками:

1 — подводящий трубопровод; 2 — вилка для предварительного отбора газа; 3 — каплеуловитель (сепаратор газа); 4 — жалюзийные насадки; 5 — газопровод с регулятором давления «до себя»; 6 — предохранительный клапан; 7 — корпус сепаратора; 8 — поплавок; 9 — пеногасители; 10 — наклонные полки; 11 — диффузор

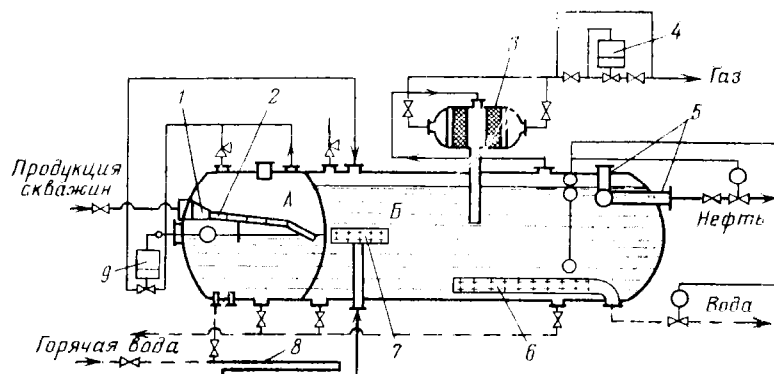
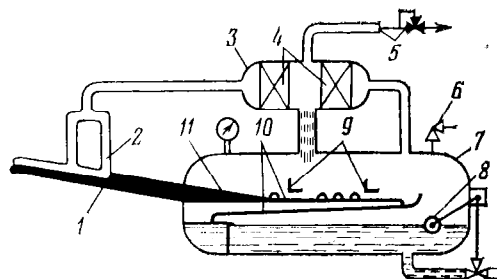


Рис. 3.6. Технологическая схема установки УПС-3000/6

ром газа (рис. 3.5). Газожидкостная смесь от скважин поступает в устройство предварительного отбора газа, которое расположено на наклонном участке подводящего трубопровода. Устройство предварительного отбора газа представляет собой отрезок подводящего трубопровода значительно большего диаметра, чем основная подводящая линия, установленный под углом $3-4^\circ$ к горизонту, с приваренной вертикально газоотводной вилкой, соединенной трубопроводом с каплеуловительной секцией. Предварительно отобранный газ проходит через каплеуловитель, где в жалюзийных насадках отделяется от капельной влаги. Нефть вместе с газом, не успевшим выделиться из нефти и не попавшим в газоотводную вилку, поступает в технологическую емкость, в которой на диффузоре и наклонных полках скорость потока снижается и происходит интенсивное разгазирование. Выделившийся в технологической емкости газ также проходит через каплеуловитель.

Разработано и применяется большое число аппаратов для разгазирования и частичного обезвоживания нефти перед подачей ее на установку товарной подготовки нефти. Такие установки позволяют уменьшить объем воды, поступающей в сепараторы-деэмульгаторы, что приводит к снижению затрат на подогрев и обработку водонефтяной эмульсии.

Рассмотрим работу установок предварительного сброса воды на примере УПС-3000/6 (рис. 3.6). Продукция скважины поступает в отсек А через сопло 1, и на нефтеразливной полке 2 происходит выделение основного объема газа из жидкой фазы. Газ из отсека А через регулятор уровня 9 перепускается в отсек Б. С помощью регулятора давления 4 поддерживается перепад давления (до 0,2 МПа) между отсеками А и Б, благодаря которому водонефтяная эмульсия после смешения в каплеобразователе 8 с горячей водой поступает через входной распределитель 7 в отсек Б. Горячая вода поступает после установок термохимической подготовки нефти и содержит остаточный деэмульгатор. Из отсека Б газ отводится через каплеотстойник 3, нефть — через штуцер 5, вода — через перфорированный трубопровод 6.

3.4. ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ СХЕМЫ УСТАНОВОК ПОДГОТОВКИ НЕФТИ

Сбор и подготовка нефти и попутного газа, начинающиеся вблизи устья скважин и заканчивающиеся на установках подготовки нефти и газа, являются единой технологической системой. К системам сбора и подготовки предъявляются следующие основные требования: высокая экономичность, полная ликвидация потерь нефти и газа в процессе сбора и подготовки, возможность ввода в эксплуатацию участков промысла до окончания строительства всего комплекса сооружений, надежность и эксплуатация, возможность автоматизации и телемеханизации всей системы в целом.

Существует много технологических схем по подготовке нефти, которые следует рассматривать совместно с системами сбора нефти и газа. Рассмотрим две из них.

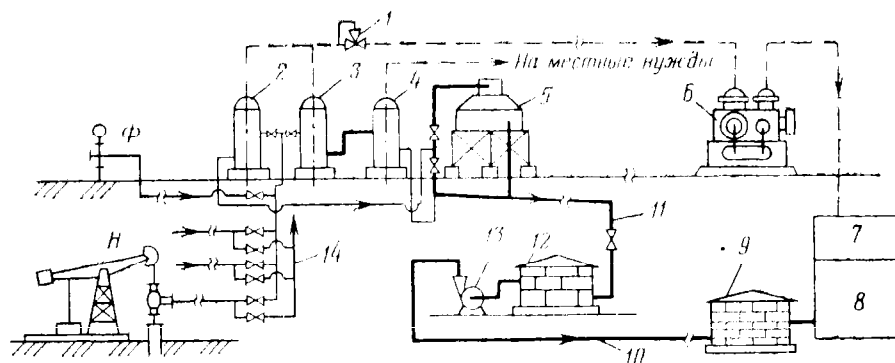


Рис. 3.7. Двухтрубная самотечная система сбора нефти, газа и воды:

1 — регулятор давления на входе; 2 — замерный трап; 3 и 4 — трапы первой и второй ступеней соответственно; 5 — мерник; 6 — компрессорная; 7 — газобензиновый завод; 8 — установка подготовки нефти; 9 — сырьевой резервуар; 10 — сборный коллектор (вода и нефть); 11 — самотечный сборный коллектор (нефть и вода); 12 — участковый резервуар; 13 — центробежный насос; 14 — распределительная батарея; Ф и Н — фонтанная и насосная скважины

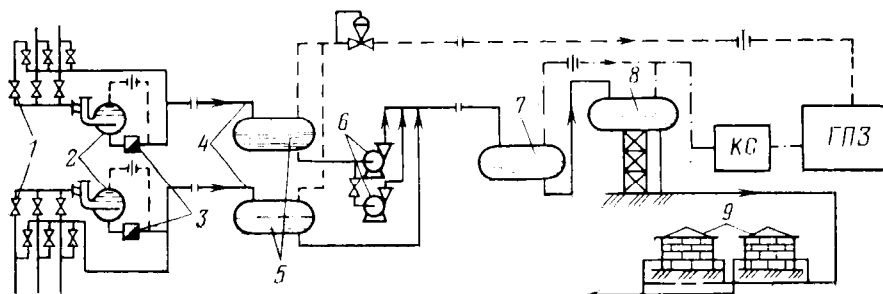


Рис. 3.8. Напорная система сбора нефти, газа и воды:

1 — выкидные линии; 2 — гидроциклонные сепараторы; 3 — расходомеры жидкости; 4 — сборные напорные коллекторы; 5, 7, 8 — сепараторы первой, второй и третьей ступеней соответственно; 6 — центробежные насосы; 9 — сырьевые резервуары; КС — компрессорная станция; ГПЗ — газоперерабатывающий завод

Двухтрубная самотечная система сбора (рис. 3.7) наиболее распространена на промыслах Советского Союза. Нефть из скважин поступает в трап первой ступени, где поддерживается давление 0,6 МПа, затем в трап второй ступени. Газ под собственным давлением транспортируется до компрессорной станции и далее на газобензиновый завод. Газ из второй ступени используется на собственные нужды или сжигается в факеле. Нефть с водой и оставшимся газом после трапа второй ступени через мерник поступает в резервуары участковых пунктов сбора, откуда подается насосом в сырьевые резервуары центральной установки подготовки нефти. Резервуары на участках сборных пунктах и на центральной установке подготовки нефти не герметизированы. Распределительная батарея позволяет поочередно измерять дебит скважин в замерном трапе или мернике. В самотечной системе сбора транспорт нефти обеспечивается за счет перепада высот в начале (мерник) и конце нефтепровода. Следовательно, отсутствуют энергозатраты на транспорт нефти до участковых сборных пунктов. Однако, как и все самотечные системы трубопроводов, данную систему сбора требуется значительно реконструировать при повышении дебита скважин или при увеличении вязкости нефти. Для предотвращения образования газовых пробок в трубопроводах необходима глубокая сепарация нефти и газа. Из-за низких скоростей движения возможно запарафинивание трубопроводов, что приводит к снижению пропускной способности системы. Потери легких фракций нефти и газа вследствие негерметичности резервуаров и мерников и невозможности доставки газа от трапов второй ступени достигают 2—3 % от общей добычи нефти. Самотечная система сбора нефти применяется ограниченно.

Напорная система сбора (рис. 3.8) действует следующим образом. Из скважины нефть под давлением поступает на автоматическую групповую замерную установку, где поочередно замеряется дебит всех скважин, а затем вся нефть подается на участковую сепарационную установку. Дебит скважины замеряется жидкостным расходомером

с предварительным отделением газа в циклонном сепараторе. После прохождения расходомера нефть и газ снова смешиваются и подаются на участковую сепарационную установку, где на сепараторе первой ступени при давлении 0,4—0,5 МПа газ отделяется и подается на газоперерабатывающий завод. Нефть с пластовой водой и оставшимися растворенными газами насосами перекачивается на центральный сборный пункт, где проходит вторую ступень сепарации через кольцевые сепараторы и подается на установку комплексной подготовки или в сырьевые резервуары. Газ второй ступени сепарации компрессорной станцией направляется на газоперерабатывающий завод. Данная напорная система сбора полностью герметизирована, что исключает потери газа и легких фракций нефти. Она позволяет производить подготовку нефти на центральном пункте нескольких месторождений, расположенных на расстоянии до 100 км. Однако длительный совместный транспорт нефти и воды может привести к созданию стойких эмульсий, и при высокой обводненности нефти могут увеличиться эксплуатационные расходы на транспорт. Тем не менее это одна из перспективных систем сбора нефти.

Существует сравнительно большое число технологических схем по подготовке нефти, газа и воды. Сами установки по подготовке могут размещаться в любом пункте системы сбора, начиная от скважины и кончая головными сооружениями магистральных нефтепроводов. Целесообразность размещения установок подготовки нефти в том или ином пункте определяется в каждом конкретном случае технико-экономическим анализом возможных вариантов. Установлено, что наименьшие капитальные вложения и эксплуатационные затраты на подготовку нефти возможны при размещении установок в местах наибольшей концентрации нефти (сборные пункты, товарные парки, головные сооружения). Оптимальной технологической схемой подготовки нефти к транспорту следует считать такую, которая при наименьших затратах в отведенное технологическое время позволяет получать нефть с допустимым содержанием воды, солей и необходимой глубиной стабилизации.

В настоящее время проводят комплексную подготовку нефти в районах промыслов, поэтому на основных нефтяных месторождениях созданы комплексные установки по подготовке нефти, которые объединяют процессы обезвоживания, обессоливания и стабилизации. На рис. 3.9 изображена принципиальная технологическая схема установки комплексной теплехимической подготовки нефти. Нефть на скважины после групповых замерных установок подается по коллектору в концевую совмещенную сепарационную установку (КССУ) 2, в которую через смеситель 1 поступает горячая вода из отстойника 6, содержащая отработанный деэмульгатор. Под действием тепла пластовой воды и остатков деэмульгатора, поступающих из отстойника 6 в КССУ 2, происходит частичное разделение эмульсии на нефть, воду и газ. Отделившаяся вода подается в нефтеловушки 20, а выделившийся газ поступает на газобензиновый завод. Нефть из КССУ 2 вместе с оставшейся водой насосом 3 прогоняется через теплообменники 4 и пароподогреватели 5, затем нагретая нефть поступает в от-

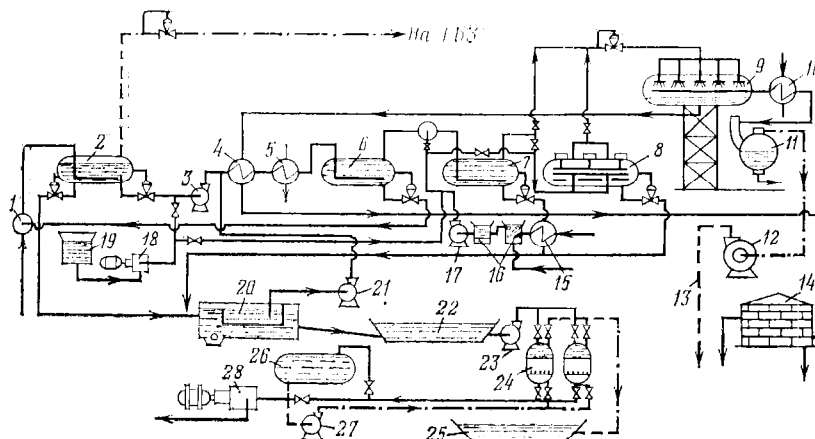


Рис. 3.9. Теплохимическая установка по обезвоживанию, обессоливанию и стабилизации нефти:

1 — смеситель; 2 — КССУ; 3 — сырьевой насос; 4, 15 — теплообменники; 5 — пароподогреватель; 6, 7 — отстойники; 8 — электродегидратор; 9 — вакуумный сепаратор; 10 — холодильный агрегат; 11 — сепаратор; 12 — вакуумный компрессор; 13 — газовая линия на газифракционирующую установку; 14 — резервуар товарной нефти; 15 — емкости для обескислороживания воды; 16 — емкости для перемешивания пресной воды с нефтью; 17 — насос для подачи пресной воды; 18 — дозировочный насос для подачи деэмульгатора; 19 — емкость для деэмульгатора; 20 — нефтеловушка; 21 — насос для «ловушечной нефти»; 22 — пруд-отстойник для сточной воды; 23 — насос для подачи сточной воды на фильтры; 24 — фильтр; 25 — хранилище для промывания воды; 26 — емкость для очищенной сточной воды; 27 — насос для промывки фильтров; 28 — поршневой насос для подачи сточной воды в нагнетательные скважины

стойник 6 для окончательного отделения нефти от воды. Отделенная вода уносит с собой основное количество солей из нефти. Для более полного обессоливания нефть из отстойника 6 направляется на смешение с горячей пресной водой, которая подается насосом 17 с предварительным подогревом в теплообменнике 15 и обескислороживанием в емкости 16. После тщательного перемешивания пресной воды с нефтью, содержащей соли, эмульсия направляется в отстойник 7, где доводится до требуемой кондиции по содержанию солей. После обессоливания и отделения воды нефть при необходимости может быть направлена из отстойника 7 на дополнительное обессоливание и обезвоживание в электродегидратор 8, а если содержание воды и солей в пределах нормы, то нефть, минуя электродегидратор 8, подается прямо в вакуумный сепаратор 9. Вакуумные компрессоры 12 забирают из сепаратора 9 газ, из которого при прохождении холодильника 10 и гидроциклонного сепаратора 11 выделяется основное количество легких углеводородов. Конденсат из сепаратора 11 отправляется на газобензиновый завод, а газ поступает на специальные установки для полной дезтанизации. Перед теплообменником 4 в нефть вводится деэмульгатор, воздействующий на поверхностные свойства пограничных слоев двух фаз эмульсии. Деэмульгатор также вводится вместе с подачей пресной воды перед отстойником 7. Данной системой предусмотрена очистка сточных вод с последующей подачей их на нагнетательные скважины для закачки в пласт.

3.5. ОЧИСТКА ГАЗА ОТ МЕХАНИЧЕСКИХ ПРИМЕСЕЙ

К механическим примесям относятся частицы породы, выносимые газовым потоком из скважины, строительный шлам, оставшийся после окончания строительства промысловых газосборных сетей и магистральных трубопроводов, продукты коррозии и эрозии внутренних поверхностей и жидкие включения конденсата и воды.

По принципу работы аппараты для очистки газа от механических примесей подразделяются на следующие:

работающие по принципу «сухого» отделения пыли; в таких аппаратах отделение пыли происходит в основном с использованием сил гравитации и инерции; к ним относятся циклонные пылеуловители, гравитационные сепараторы, различные фильтры (керамические, тканевые, металлокерамические и др.);

работающие по принципу «мокрого» улавливания пыли; в этом случае удаляемая из газа взвесь смачивается промывочной жидкостью, которая отделяется от газового потока, выводится из аппарата для регенерации и очистки и затем возвращается в аппарат; к ним относятся вертикальные и горизонтальные масляные пылеуловители и др.;

использующие принцип электроосаждения; данные аппараты почти не применяют для очистки природного газа.

Наиболее широко используют аппараты «мокрого» и «сухого» пылеулавливания. Очистка газа по пути следования его от месторождения до потребителя производится в несколько ступеней. Для ограничения выноса из месторождения породы призабойную зону оборудуют фильтром.

Вторую ступень очистки газ проходит на промысле в наземных сепараторах, в которых сепарируется жидкость (вода и конденсат) и газ очищается от частиц породы и пыли. Промысловые очистные аппараты работают по принципу выпадения взвеси под действием силы тяжести при уменьшении скорости потока газа или по принципу использования действия центробежных сил при специальной закрутке потока. Поэтому промысловые аппараты очистки делятся на гравитационные и циклонные. Гравитационные аппараты бывают вертикальные и горизонтальные. Вертикальные гравитационные аппараты рекомендуют для сепарации газов, содержащих твердые частицы и тяжелые смолистые фракции, так как они имеют лучшие условия очистки и дренажа. На рис. 3.10 изображен гравитационный односекционный сепаратор. Он имеет тангенциальный подвод газа (скорость газа в нем достигает 15—20 м/с), что способствует выпадению в сепараторе твердой взвеси и капельной влаги. В основном он работает по принципу выпадения взвеси при малых скоростях восходящего потока газа. При выборе пылеуловителя оценивают допустимую скорость в свободном сечении по формуле

$$\omega = \sqrt{4gd(\rho_n - \rho_r)/(3\rho_r k)},$$

где d — диаметр сепаратора, м; ρ_n и ρ_r — плотность соответственно частицы и газа, кг/м³; k — коэффициент сопротивления среды.

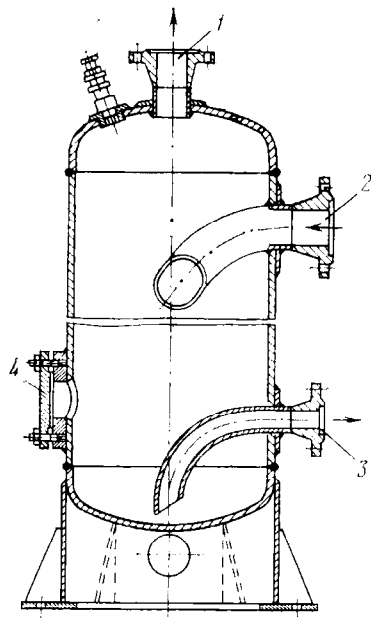


Рис. 3.10. Гравитационный односекционный сепаратор при рабочем давлении:
1 — выходной патрубок для газа; 2 — входной патрубок; 3 — люк; 4 — патрубок для продувки сепаратора

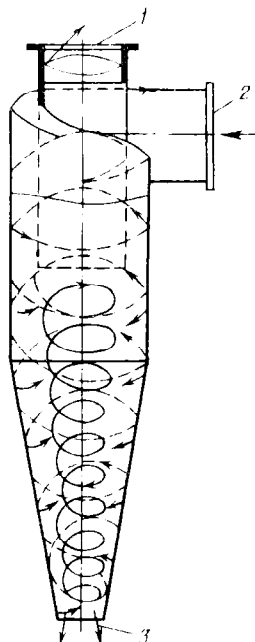


Рис. 3.11. Схема движения газов в циклоне:
1 — выход газа; 2 — вход газа; 3 — удаление продуктов очистки

При малых Re обычно принимают $k = 24/Re$. Для горизонтальных сепараторов с жалюзийными насадками рекомендуется использовать газ со значительным количеством влаги.

Вертикальные сепараторы изготавливают диаметром 400—1650 мм, горизонтальные — диаметром 400—1500 мм при максимальном давлении 16 МПа. При оптимальной скорости газа w_0 эффективность сепарации достигает 70—80 %. Опыт эксплуатации показал, что w_0 не должна превышать 0,1 м/с при давлении 6 МПа. При пересчете скоростей пользуются зависимостью $w_1 = w_2 \sqrt{P_1/P_2}$. Из-за большой металлоемкости и недостаточной их эффективности гравитационные сепараторы применяют редко.

На рис. 3.11 схематически изображена работа циклонного сепаратора. Корпус циклона и патрубок для выхода газа образуют внутреннее кольцевое пространство. В нижней части имеется отверстие для отвода осадка из циклона.

При тангенциальном вводе газ в сепараторе приобретает в кольцевом пространстве и конусе вращательное движение, вследствие чего из газа выпадают механические взвеси (твердые и жидкие) и опу-

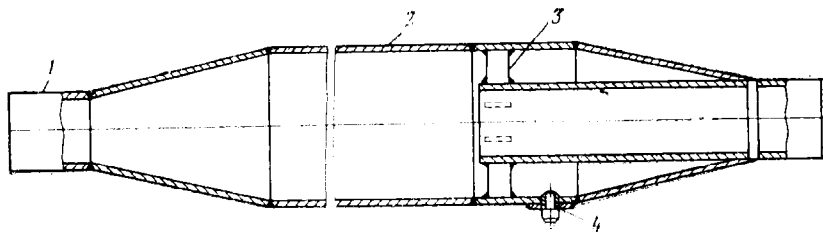


Рис. 3.12. Конденсатосборник типа «расширительная камера»:

1 — газопровод; 2 — расширительная камера; 3 — ребра жесткости; 4 — конденсатоотводная трубка

скаются в сборный бункер. Газ с уменьшенной скоростью выходит через выходной патрубок.

Третья ступень очистки газа производится на линейной части газопровода и компрессорных станциях. На линейной части устанавливают конденсатосборники, так как в результате несовершенной сепарации на промысле газ может иметь жидкую фазу.

Наибольшее распространение получил конденсатосборник типа «расширительная камера» (рис. 3.12). Принцип работы основан на выпадении из потока газа капелек жидкости под действием силы тяжести из-за местного снижения скорости газа при увеличении диаметра трубопровода. Длина траектории осаждения капелек жидкости оценивается по формуле

$$l = \omega \left[\tau + \frac{D^3}{D_k^2 g \tau (1 - \rho_g / \rho_{ж})} \right],$$

где

$$\tau = d^2 (\rho_{ж} - \rho_g) / (18\mu),$$

ω — скорость газа на входе в конденсатосборник; D — диаметр газопровода; D_k — диаметр расширительной камеры; $\rho_{ж}$ — плотность жидкости; μ — вязкость газа.

При эксплуатации газопроводов с системой «расширительных камер» бывают затруднения, связанные с пропуском устройств для очистки внутренней полости трубопровода. Для этого необходимо предусматривать специальные направляющие для беспрепятственного прохождения через них очистного устройства. Для очистки газа от механических примесей на отечественных газопроводах применяют установки с масляными пылеуловителями (рис. 3.13). Природный газ G , пройдя пылеуловители 1, направляется в компрессорный цех. Пылеуловители заполнены маслом. По мере загрязнения масло $MЗ$ передавливается из пылеуловителей 1 в отстойники 7. Свежее масло $МС$ поступает в пылеуловители самотеком из масляного аккумулятора 2. Предварительно в аккумуляторе и пылеуловителях выравнивают давление. В масляный аккумулятор масло подается насосом 3 из мерного бака 5 или из бака свежего масла 4. При этом аккумуля-

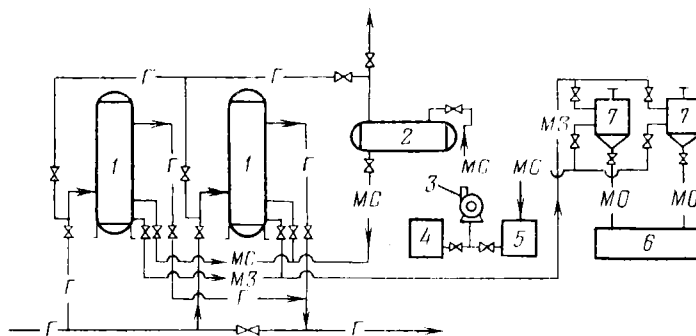


Рис. 3.13. Схема установки пылеуловителей

тор отключают от пылеуловителей и находящийся в нем газ выпускают в атмосферу. В мерный бак масло поступает самотеком из отстойников 7. Отбросное масло МО вместе со шламом, накапливающимся в нижней части отстойников, спускают в сборную емкость 6.

Вертикальный масляный пылеуловитель (рис. 3.14) представляет собой вертикальный стальной цилиндр со сферическим дном, рассчитанным на рабочее давление в газопроводе. Диаметр пылеуловителя 1080—2400 мм. Внутри пылеуловителя находятся устройства, обеспечивающие контактирование масла с газом и отделение частиц масла от газа при выходе его из аппарата. Газ поступает в пылеуловитель через входной патрубок 7. Благодаря отбойному козырьку 8 газ меняет свое направление и движется к поверхности масла, находящегося в нижней части аппарата. Крупные посторонние частицы при этом сразу же выпадают и оседают на дно. Уровень масла устанавливается на расстоянии 25—30 мм от концов вертикальных трубок 3. При этом газ устремляется вверх, захватывая с собой частицы масла. В трубках 3, а далее в средней свободной части пылеуловителя газ интенсивно перемешивается с маслом, которое поглощает содержащиеся в газе частицы, а также поступающий вместе с газом конденсат тяжелых углеводородов. При этом уровень масла повышается. По выходе газа из вертикальных трубок скорость его резко уменьшается. Более крупные частицы жидкости при этом выпадают и по дренажной трубке 4 стекают вниз. Из свободной средней части пылеуловителя газ и масляный туман поступают в верхнюю его часть, а оттуда в жалюзийное сепарационное устройство 1, в которое отбирается мелкозернистая взвесь. Очищенный газ выходит через патрубок 2. Загрязненное масло удаляется из поддона через дренажную трубку 5. Полная очистка пылеуловителя производится 3—4 раза в год через люк 6. Количество заливаемого масла в пылеуловитель диаметром 2400 мм не превышает 1,5—2 м³.

Пропускная способность масляного пылеуловителя (м³/сут) может быть рассчитана по формуле

$$Q = 95300 \frac{D^2 \rho}{T} \left(\frac{\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{г}}}{\rho_{\text{г}}} \right)^{0,5},$$

Рис. 3.14. Вертикальный масляный пылеуловитель

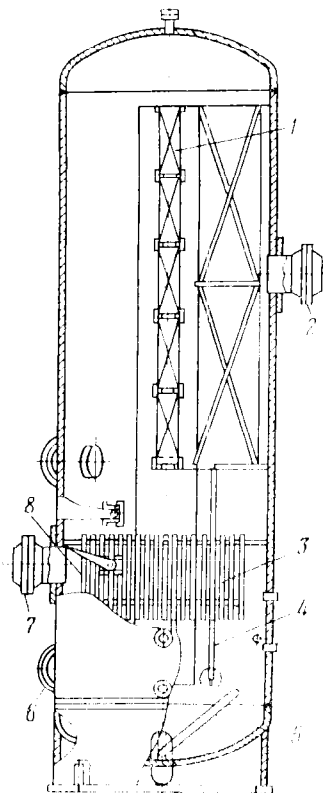


Рис. 3.15. Зависимость пропускной способности Q масляного пылеуловителя от давления p и диаметра D :

a — для одного пылеуловителя; b — для нескольких пылеуловителей n

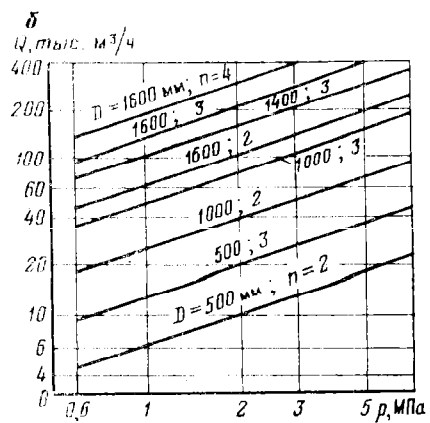
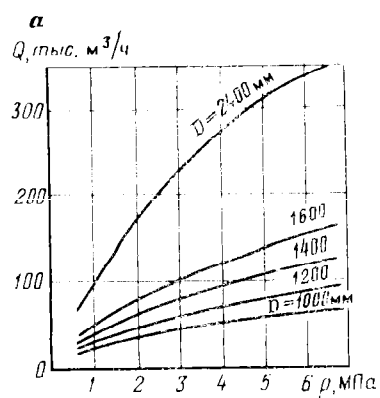


Рис. 3.16. Циклонный пылеуловитель пропускной способностью 20 млн. м³/сут и рабочим давлением 7,5 МПа:

1 — выходной патрубок для газа; 2 — входной патрубок; 3 — циклоны; 4 — люк; 5 — штуцеры контролирующих приборов; 6 — дренажный штуцер

где D — внутренний диаметр пылеуловителя, м; p — давление газа, МПа; $\rho_{ж}$ и $\rho_{г}$ — плотность смачивающей жидкости и газа при рабочих условиях, кг/м³; T — температура газа, К.

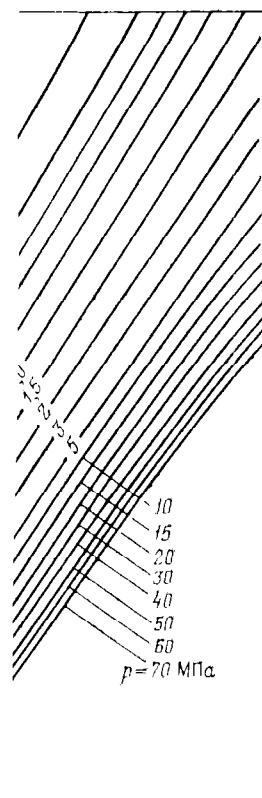
Для выбора пылеуловителей можно использовать графические зависимости, представленные на рис. 3.15.

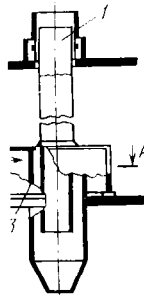
Чтобы обеспечить нормальную работу пылеуловителей, необходимо поддерживать постоянный уровень масла. Пропускная способность вертикальных масляных пылеуловителей при заданном давлении ограничивается скоростью потока газа в контактных трубках, которая не должна превосходить 1—3 м/с.

Преимущество вертикального масляного пылеуловителя по сравнению с другими конструкциями пылеуловителей заключается в высокой степени очистки (общий коэффициент очистки достигает 97—98 %); недостатки — большая металлоемкость, наличие жидкости и ее унос (допускается не более 25 г на 1000 м³ газа), большое гидравлическое сопротивление (0,035—0,05 МПа), чувствительность к изменениям уровня жидкости и др.

Циклонный пылеуловитель (рис. 3.16) представляет собой сосуд цилиндрической формы с встроенными в него циклонами. Газ поступает через боковой верхний входной патрубок в распределитель, к которому приварены своими входными патрубками звездообразно расположенные циклоны, которые закреплены неподвижно на нижней решетке. Отсепарированная жидкость и твердые частицы по дренажному конусу циклона попадают в грязевик. Для автоматического удаления собранного шлама имеется дренажный штуцер. Качество очистки повышается с уменьшением диаметра циклона. Поэтому созданы батарейные циклоны, объединяющие в общем корпусе группу циклонов малого диаметра. Закручивание потока осуществляется в циклонах типа «розетка» или «улитка» (рис. 3.17).

При работе по системе «газ — твердая взвесь» пропускная способность батарейных циклонов обычно рассчитывается, исходя из допустимых скоростей газа, обеспечивающих достаточно полное удаление твердой взвеси из газового потока. При большом расходе газа наблюдаются чрезмерный эрозионный взнос и повышенный перепад





ов «розетка»
газа: 3 — уст

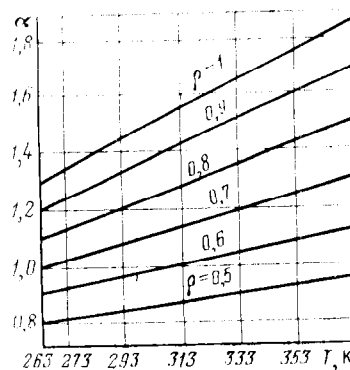


Рис. 3.18. График для определения поправочного коэффициента в зависимости от температуры и плотности газа

вность очистки газа батарейными циклонами 85—98 % и уменьшается с увеличением его

широко применяются циклонные пылеуловители на рабочее давление до 7,36 МПа. Пропускная способность Q пылеуловителя при заданной степени очистки η до $Q_{\max}$ ($\rho = 0,65 \text{ кг/м}^3$, $T = 283 \text{ К}$). Коэффициент при иных рабочих параметрах α , зависящего от температуры (рис. 3.18).

3.6. ГИДРАТЫ ПРИРОДНЫХ ГАЗОВ И МЕТОДЫ БОРЬБЫ С НИМИ

Природные газы в определенных термодинамических условиях вступают в соединение с водой и образуют гидраты, которые, скапливаясь в промысловых и магистральных газопроводах, существенно увеличивают их гидравлическое сопротивление и, следовательно, снижают пропускную способность. Особое значение вопрос борьбы с образованием гидратов приобретает при разработке месторождений Западной Сибири и Крайнего Севера. Низкие пластовые температуры и суровые климатические условия этих районов создают благоприятные условия для образования гидратов в скважинах и газопроводах.

Гидраты представляют собой соединения молекулярного типа, возникающие за счет Ван-дер-Ваальсовых сил притяжения. Молекулы воды при образовании гидратов как бы раздвигаются молекулами газа. Образующиеся при этом полости между молекулами воды полностью или частично заполняются молекулами газа. Гидраты природных газов представляют собой неустойчивые соединения, которые при повышении температуры или понижении давления разлагаются

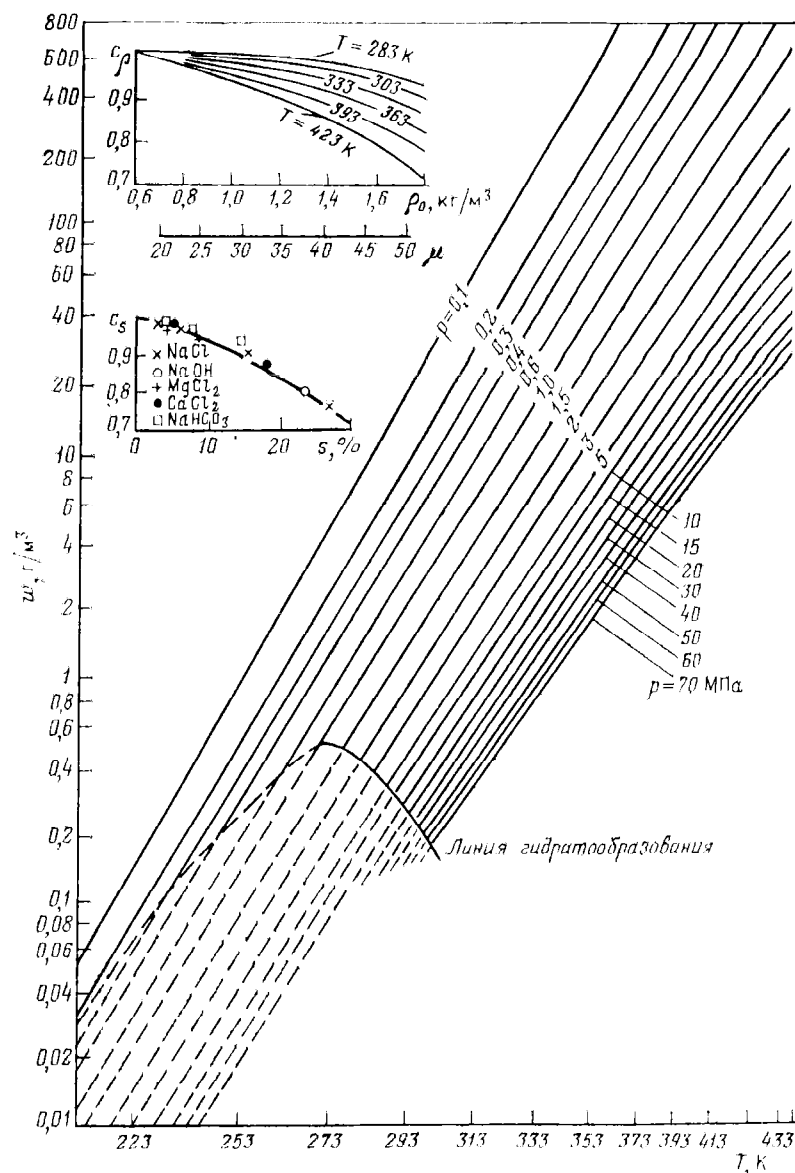


Рис. 3.19. Номограмма влажности природных газов

на газ и воду. По внешнему виду — это белая кристаллическая масса, похожая на лед или снег.

Природные газы часто содержат углекислоту, сероводород, азот и редкие газы. Наличие кислых газов резко усиливает процесс гидратообразования.

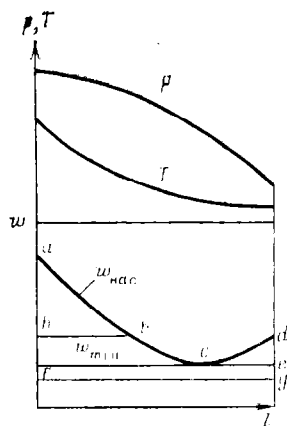


Рис. 3.20. График изменения влажности газа по длине газопровода

Процесс гидратообразования обычно происходит на границе газ — вода при условии полного насыщения природного газа влагой. Для прогнозирования места образования и интенсивности накопления гидратов в системах газоснабжения необходимо знать изменение влажности газа в различных термодинамических условиях.

В практике часто пользуются абсолютной влажностью w , выраженной массой паров воды в единице объема газа, приведенной к нормальным условиям (273 К (0 °С) и 0,1013 МПа). Относительная влажность — это выраженное в процентах или долях единицы отношение количества водяных паров, содержащихся в газовой смеси, к количеству водяных паров в том же объеме и при тех же температуре и давлении при полном насыщении. На практике влажность газов чаще всего определяют

по номограмме (рис. 3.19), которая получена в результате обработок большого числа измерений влажности природного газа относительной плотности по воздуху $\Delta = 0,6$ прямыми методами. На номограмме нанесена равновесная кривая гидратообразования, ограничивающая определенную область, в которой влажность газов должна определяться из условия равновесия паров воды над гидратами. Из номограммы видно, что влажность природного газа растет с повышением температуры и снижается с увеличением давления. Влажность природных газов уменьшается также с увеличением их молекулярной массы μ и солёности воды s . На рис. 3.19 приведены два вспомогательных графика для определения поправочных коэффициентов на молекулярную массу (плотность ρ_0) газа c_p и солёность воды c_s . При определении влажности газа, проходящего по газопроводам, в которых газ находится в контакте с пресной водой, можно считать $c_s = 1$. Температура, при которой газ становится насыщенным при данных давлении и влажности, называется *точкой росы газа*.

Изменение влажности природного газа при его движении по газопроводу зависит от характера изменения давления и температуры и начальной влажности газа (рис. 3.20). Влажность газа в состоянии полного его насыщения $w_{\text{нас}}$ меняется по длине газопровода l по кривой $abcd$. На начальном участке газопровода температура газа T быстро падает (при значительной разности температур газа и окружающего грунта), а давление p снижается весьма медленно (скорость движения газа сравнительно невелика). Поэтому влажность газа в состоянии полного его насыщения снижается. На конечном участке картина обратная. Температура газа приближается к температуре окружающего грунта и изменяется по длине газопровода весьма незначительно, а давление резко падает (вследствие расширения газа скорость его движения в трубопроводе возрастает). В связи с этим влажность газа, соответствующая состоянию насыщения при температуре и дав-

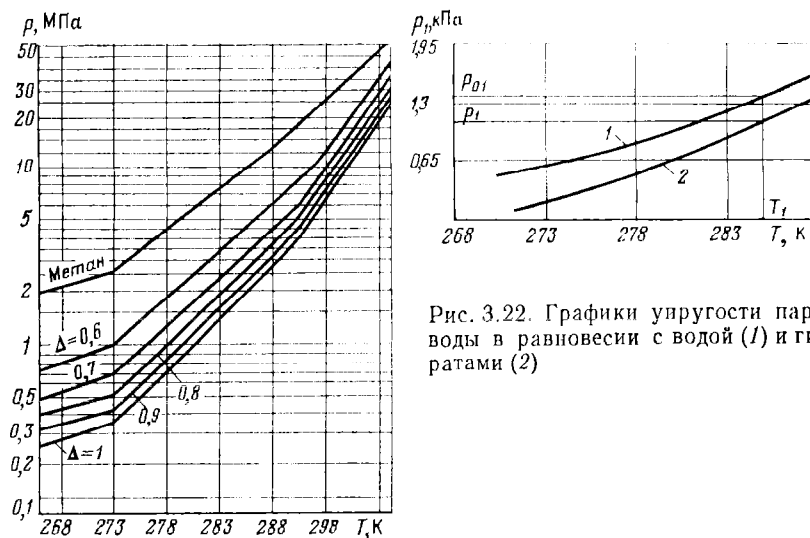


Рис. 3.22. Графики упругости паров воды в равновесии с водой (1) и гидратами (2)

Рис. 3.21. Кривые гидратообразования для природных газов различной плотности Δ

лении газа в газопроводе, увеличивается по длине последнего. При поступлении в газопровод газа с начальной влажностью $w_1 = w_{1\text{нас}}$ на начальном участке будет происходить конденсация паров воды, а влажность газа будет изменяться по кривой ac . Количество воды, которая сконденсируется на этом участке газопровода, $\Delta W = (w_{1\text{нас}} - w_{\text{min}}) Q$, где $w_{1\text{нас}}$ — влажность газа в состоянии насыщения при начальном давлении и температуре газа в газопроводе; w_{min} — минимальная влажность газа в состоянии насыщения при движении его по газопроводу в точке c ; Q — пропускная способность газопровода.

На конечном участке газопровода (после точки c) влажность газа остается неизменной и равной w_{min} (линия ce). При этом относительная влажность газа (степень насыщенности его водяными парами) будет постепенно снижаться. При поступлении в газопровод газа влажностью $w_{\text{min}} < w_h < w_{1\text{нас}}$ на начальном участке она остается постоянной, хотя степень насыщенности газа водяными парами будет возрастать и, наконец, достигнет максимума (точка b). После этого в газопроводе начнется конденсация влаги (линия bc). На конечном участке влагосодержание будет оставаться неизменным (линия ce). Количество воды, которая сконденсируется в этом случае в газопроводе на участке bc , $\Delta W = (w_h - w_{\text{min}}) Q$.

Наконец, при поступлении в газопровод газа влажностью $w_f < w_{\text{min}}$ конденсации влаги не происходит (линия fg).

Таким образом, во избежание конденсации водяных паров в газопроводе влажность подаваемого в него газа не должна превышать w_{min} .

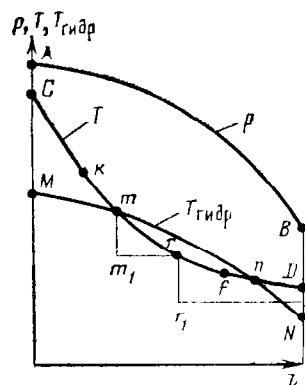


Рис. 3.23. Зона образования гидратов в магистральном газопроводе

Это условие является основным при проектировании установок осушки газа перед подачей его в газопровод.

Условия образования гидратов газа могут быть представлены равновесными кривыми гидратообразования в координатах температура T —давление p (рис. 3.21). Графики гидратообразования получены из условия равновесия пар—жидкость. Упругость паров воды над гидратом при данной температуре ниже упругости насыщенного пара над водой. Эксперименты показывают, что условия образования и разложения гидратов неидентичны. Давление начала разложения гидратов значительно ниже давления начала образования гидратов при одной и той же температуре. Такое снижение равновесного давления раз-

ложения по отношению к давлению образования гидратов происходит в результате уменьшения упругости паров воды над образующимися гидратами. Для определения условий образования и разложения гидратов пользуются графиками, характеризующими упругость паров воды в равновесии с водой p_{01} и гидратами p_1 (рис. 3.22). Так, при температуре T_1 гидраты могут образоваться только при влажности газа, соответствующей упругости паров воды p_{01} , т. е. при $p > p_{01}$. При образовании гидрата часть паров воды, соответствующая снижению упругости паров с p_{01} до p_1 , переходит в гидрат. Таким образом, при образовании гидрата влагосодержание газа после гидратной пробки уменьшается в соответствии со снижением упругости паров воды до p_1 .

В газопроводе очень важно определить место образования гидратов. Для этого необходимо знать (так же как и для определения самой возможности образования гидратов) состав и начальную влажность газа, а также изменение его давления и температуры в газопроводе. Пусть давление p в газопроводе (рис. 3.23) меняется по кривой AB , а температура T — по кривой CD . На основании равновесных кривых гидратообразования (см. рис. 3.21) и линии падения давления AB строим кривую MN равновесной температуры гидратообразования $T_{гидр}$ для данного газопровода. Точки m и n пересечения кривых, показывающих изменение в газопроводе температуры и равновесной температуры гидратообразования газа, определяют участок возможного образования гидратов при условии полного насыщения газа водяными парами (участок mn). Однако зона выпадения гидратов в газопроводе фактически будет зависеть от начальной влажности газа, подаваемого в газопровод, т. е. в конечном счете от точки росы газа. Если последняя оказывается выше температуры газа в точке, соответствующей, например, точке k , то гидратообразование начнется в точке m . Как отмечалось ранее, на конечном участке газ недонасыщен парами воды, поскольку при практически неизменной темпера-

туре давление в газопроводе быстро падает и, следовательно, гидратообразование на этом участке невозможно (начало этого участка на рис. 3.23 отмечено точкой f). Таким образом, зона гидратообразования данного газопровода определяется участком mf . Однако гидраты могут образовываться не на всем протяжении участка mf . Это объясняется тем, что в результате образования гидратов в точке m упругость паров воды уменьшается, что соответствует снижению точки росы газа от m до m_1 . В дальнейшем по мере снижения температуры газ все больше насыщается парами воды, и в точке r он будет снова полностью насыщен, что приведет к образованию второй гидратной пробки. После этого точка росы газа снижается до r_1 и оказывается ниже минимальной температуры газа в газопроводе, что исключает образование третьей гидратной пробки.

Таким образом, в газопроводе в зависимости от характера изменения температуры и давления газа и его начальной влажности (точки росы) могут образоваться несколько локальных гидратных пробок.

Методы предупреждения образования гидратов

Предупреждение образования гидратов *подогревом газа* заключается в том, что при сохранении давления в газопроводе температура газа поддерживается выше равновесной температуры образования гидратов. В условиях транспорта газа по магистральному газопроводу этот метод неприменим, так как связан с большими затратами энергии. Как показывают расчеты, при больших объемах транспортируемого газа целесообразнее охлаждать его (с учетом увеличения затрат на более глубокую осушку газа), поскольку это позволяет заметно увеличить пропускную способность газопроводов, особенно газопроводов с большим числом компрессорных станций (КС). Метод подогрева применяется на газораспределительных станциях (ГРС), где при больших перепадах давления вследствие дроссельного эффекта температура газа может значительно снижаться, в результате чего обмерзают редуцирующие клапаны, краны, диафрагмы и др.

Предупреждение образования гидратов *снижением давления* заключается в том, что при сохранении температуры в газопроводе снижается давление ниже равновесного давления образования гидратов. Этот метод применяют и при ликвидации уже образовавшихся гидратов. Ликвидация гидратных пробок осуществляется путем выпуска газа в атмосферу через продувочные свечи. После снижения давления необходимо некоторое время (от нескольких минут до нескольких часов) для разложения гидратов. Очевидно, что этот метод пригоден только для ликвидации гидратных пробок при положительных температурах. Иначе гидратная пробка перейдет в ледяную. Поскольку минимальная температура газа в магистральных газопроводах близка к нулю, а равновесное давление при этом для природного газа находится в пределах 1—1,5 МПа, применение данного метода для предупреждения гидратообразования в магистральных газопроводах оказывается неэффективным (оптимальное давление транспортируемого газа 5—7 МПа). Метод снижения давления применяется в аварийных

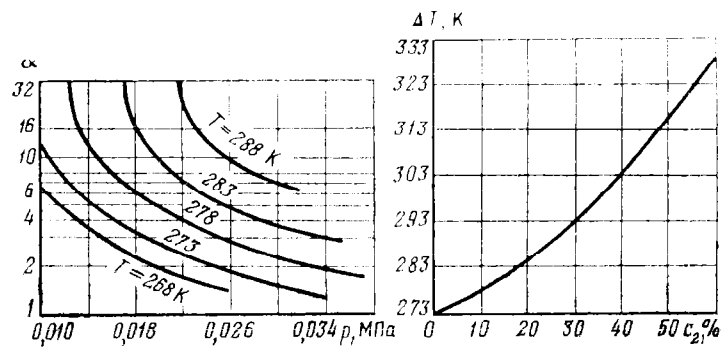


Рис. 3.24. Зависимость коэффициента α от давления и температуры в точке образования гидратов

Рис. 3.25. График снижения температуры гидратообразования при вводе в газовый поток метанола

случаях для разложения гидратов в газопроводе в сочетании с ингибиторами, так как в противном случае после повышения давления гидраты появляются вновь.

Ингибиторы, введенные в насыщенный водяными парами поток природного газа, частично поглощают водяные пары и переводят их вместе со свободной водой в раствор, который совсем не образует гидратов или образует их, но при более низких температурах. В качестве ингибиторов применяют метиловый спирт (метанол), растворы этиленгликоля (ЭГ), диэтиленгликоля (ДЭГ), триэтиленгликоля (ТЭГ), хлористого кальция, этилкарбитола (ЭК) и др. Удельный расход ингибитора для предупреждения процесса гидратообразования

$$q_{\text{и}} = \frac{(\omega_1 - \omega_2) c_2}{c_1 - c_2} + 10^{-3} \alpha c_2,$$

где ω_1 и ω_2 — влажность газа в точке соответственно ввода и вывода ингибитора; c_1 , c_2 — массовая концентрация соответственно вводимого и выводимого ингибитора; α — коэффициент, определяющий отношение массового содержания ингибитора в газовой фазе к массовой концентрации ингибитора в водном растворе, контактирующем с газом (рис. 3.24). Величина c_2 определяется по графику на рис. 3.25 в зависимости от требуемого снижения температуры гидратообразования $\Delta T = T_p - T_r$, где T_p — равновесная температура гидратообразования газа; T_r — температура газа в газопроводе. Для уменьшения расхода метанола его необходимо вводить в начале зоны возможного гидратообразования в газопроводе. Экономически метанол выгодно применять при небольших расходах газа, когда из-за высоких капиталовложений нерационально использовать другие методы. Этот способ целесообразно применять также там, где гидраты образуются редко и в небольших количествах. Метанол можно вводить в сочетании с другими средствами, например с осушкой газа (при нарушении технологии осушки) или с понижением давления (с целью разложе-

ния уже образовавшихся в газопроводе отложений гидратов). Использование метанола для предупреждения образования гидратов в газопроводе при больших объемах транспортируемого газа экономически невыгодно. Ввод ингибиторов в газовый поток широко применяют на промыслах для предупреждения образования гидратов в сепараторах, теплообменниках и других дегидраторных аппаратах, а также в скважинах. При этом предпочтение следует отдать диэтиленгликолю, так как возможность его регенерации и сравнительно небольшие потери и в большинстве случаев делают этот ингибитор наиболее экономичным.

При больших объемах транспортируемого газа его *осушка* является наиболее эффективным и экономичным способом предупреждения образования кристаллогидратов в магистральном газопроводе. При промышленной подготовке газа к дальнейшему транспорту его осушают сорбционным способом или охлаждением газового потока. В результате осушки газа точка росы паров воды должна быть снижена ниже минимальной температуры при транспортировке газа (влажность должна составлять не более 0,05—0,1 г/м³).

3.7. СОРБЦИОННЫЕ СПОСОБЫ ОСУШКИ ГАЗА

Осушка газа абсорбентами

Жидкие сорбенты — абсорбенты, применяемые для осушки природных и нефтяных газов, должны иметь высокую растворимость в воде, низкую агрессивность, стабильность по отношению к газовым компонентам, простоту регенерации, малую вязкость, низкую упругость паров при температуре контакта, слабое поглощение углеводородных компонентов газа, пониженную способность к образованию пены или эмульсий. Большинству этих требований наилучшим образом отвечают диэтиленгликоль (ДЭГ) и триэтиленгликоль (ТЭГ) и в меньшей степени этиленгликоль (ЭГ).

Диэтиленгликоль получают реакцией соединения двух молекул ЭГ с образованием молекулы воды. В химически чистом виде это бесцветная жидкость с молекулярной массой 106,12, относительной плотностью (по воде) 1,117 и температурой кипения при $p = 0,1013$ МПа, равной 518 К.

Как показали эксперименты в лабораторных и промышленных условиях, максимальное понижение точки росы газа при осушке ДЭГ обычно не превышает 308 К, что довольно часто оказывается недостаточным. В связи с разработкой газовых месторождений с высокой пластовой температурой газа потребовался более сильный влагопоглотитель — ТЭГ. Его получают соединением трех молекул ЭГ с образованием воды. Молекулярная масса ТЭГ — 150,17, относительная плотность (по воде) 1,1254 и температура кипения 560,4 К при $p = 0,1013$ МПа.

Гликоли хорошо отбирают влагу из газов в большом интервале концентраций. Вследствие низкой упругости паров потери поглопителя незначительные (5—18 г на 1000 м³ газа у ДЭГ и 2—4 г на

1000 м³/газа у ТЭГ). Температура кипения и упругость паров воды и гликолей сильно различаются, что облегчает регенерацию поглотителя, а небольшая вязкость поглотителя облегчает работу циркуляционных насосов. Обводненные гликоли неагрессивны в коррозионном отношении. Растворимость природного газа в них незначительная: при давлениях до 15 МПа она не превышает 6 л на 1 л гликоля. При атмосферном давлении ДЭГ начинает распадаться при 437 К, а ТЭГ при 478 К. В соответствии с этим в производственных условиях степень их регенерации может достигать 96—99 %. ТЭГ имеет склонность к пенообразованию, для борьбы с этим применяют различные присадки, например моноэтаноламин.

Интенсивность процесса осушки газа гликолями находится в прямой зависимости от давления, температуры контакта газ — сорбент и концентрации сорбента.

Как было показано ранее, в газе при повышенном давлении уменьшается содержание влаги, что, естественно, приводит к снижению количества циркулирующего раствора сорбента, необходимого для осушки газа до заданной точки росы. Повышение температуры контакта газ — сорбент приводит к увеличению парциального давления водяных паров над сорбентом, снижению поглотительной способности последнего и повышению точки росы осушки газа. Понижение температуры контакта газ — сорбент оказывает обратное действие, т. е. снижает точку росы осушенного газа. Однако при осушке газа жидкими сорбентами не рекомендуется применять температуру ниже 303 К в связи с повышением вязкости сорбентов и значительной трудностью их перекачки. При увеличении вязкости сорбента одновременно несколько снижается его поглотительная способность.

На поглотительную способность сорбента паров воды из газа большое влияние оказывает его концентрация: чем концентрация выше, тем ниже точка росы осушенного газа. Концентрация сорбента обычно колеблется в зависимости от требуемой степени осушки в пределах 90—99 %. Зависимость точки росы газа $T_{р.г}$ от концентрации раствора сорбента c_c и температуры контакта T графически изображена на рис. 3.26.

При сравнении ДЭГ и ТЭГ необходимо иметь в виду, что ДЭГ более дешевый. Однако при использовании ТЭГ можно получить большее снижение точки росы газа. Потери ТЭГ при регенерации значительно меньше, чем потери ДЭГ, вследствие более низкой упругости паров ТЭГ.

На рис. 3.27 изображена схема установки осушки газа жидкими сорбентами, получившая широкое распространение на газовых месторождениях. Поступающий с промысла газ проходит сепаратор 1, где осаждается капельная влага, и поступает в нижнюю часть абсорбера 2. Сначала газ идет в нижнюю скрубберную секцию 3, в которой дополнительно очищается от взвешенных капель влаги благодаря большой поверхности контакта с насадками. Затем газ последовательно проходит через тарелки 4, поднимаясь вверх. Число колпачковых тарелок в абсорбере 4—12. Навстречу потоку газа протекает 95—97 %-ный раствор ДЭГ, вводимый в абсорбер насосом 10. Осушенный вследствие

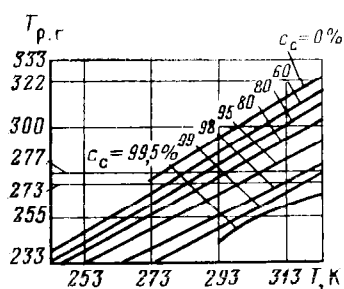


Рис. 3.26. Зависимость точки росы осушаемого газа от температуры контакта и концентрации водного раствора ДЭГ

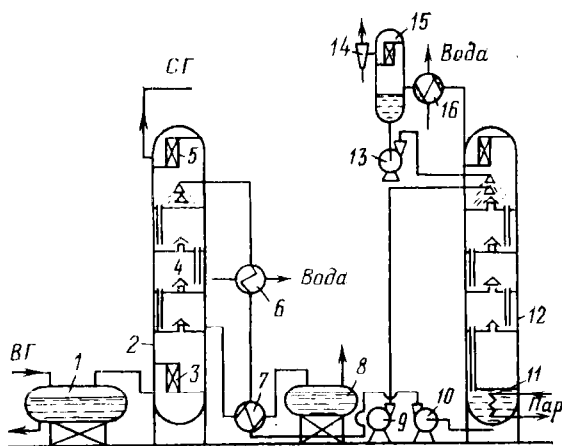


Рис. 3.27. Схема установки осушки газа жидкими сорбентами

контакта с раствором газ проходит через верхнюю скрубберную секцию 5, где освобождается от захваченных капель раствора и направляется в газопровод. Насыщенный раствор, содержащий 6—8 % влаги, с нижней глухой сборной тарелки абсорбера поступает в теплообменник 7, в котором нагревается встречным потоком регенерированного раствора, а далее проходит через выветриватель 8, где из него выделяется растворенный газ, который идет на собственные нужды. Из выветривателя насыщенный ДЭГ насосом 9 закачивается в выпарную колонну (десорбер) 12, где осуществляется регенерация раствора. Выпарная колонна состоит из двух частей: собственно колонны тарельчатого типа, в которой из насыщенного раствора ДЭГ, стекающего вниз, выпаривается влага встречным потоком острого водяного пара и паров ДЭГ; кипятильника-испарителя 11, в котором происходит нагревание раствора гликоля и испарение воды. В кипятильнике поддерживается температура раствора гликоля в пределах 423—433 К, а в верхней части выпарной колонны 378—380 К. Это достигается за счет орошения верхней части колонны водой с температурой 303 К, что позволяет сконденсировать пары ДЭГ и уменьшить его потери. Водяной пар из десорбера поступает в конденсатор 16, где основная часть пара конденсируется и собирается в сепараторе 15. Отсюда газ отсасывается из конденсата вакуумным насосом 14 и направляется на сжигание. Часть полученной воды, содержащей ДЭГ, подается в верхнюю часть колонны насосом 13 для орошения и поддержания температуры 105—107 °С. Регенерированный раствор ДЭГ насосом 10 прокачивается через теплообменник 7 и холодильник 6, где его температура снижается, и вновь поступает на верхнюю тарелку абсорбера. Если необходимо получить высокую концентрацию

насыщенного раствора ДЭГ (98—99 %) для достижения более низких точек росы газа, то регенерацию гликолей производят под вакуумом, который создается вакуумным насосом 14.

Экономичность работы абсорбционных установок в значительной степени зависит от потерь сорбента. Для их снижения в первую очередь необходимо строго поддерживать расчетный температурный режим десорбера, тщательно сепарировать газ и водяной пар на выходе соответственно из абсорбера и десорбера и по возможности исключить пенообразование при контакте газа с абсорбентом за счет специальных добавок.

Количество концентрированного раствора абсорбента, подаваемого в поглотительную колонну, определяется из материального баланса по воде по формулам:

$$W_1 = G(1 - k_1), \quad W_2 = (G + \Delta W)(1 - k_2), \quad (3.2)$$

где W_1 — массовый расход воды в концентрированном растворе абсорбента; G — массовый расход концентрированного раствора абсорбента; k_1 — количество гликоля в концентрированном растворе; W_2 — массовый расход воды в насыщенном растворе абсорбента; $G + \Delta W$ — массовый расход насыщенного раствора абсорбента; k_2 — количество гликоля в насыщенном растворе; ΔW — массовое количество влаги, отбираемой из газа,

$$\Delta W = W_2 - W_1 = Q(\omega_1 - \omega_2); \quad (3.3)$$

Q — объемный расход газа через абсорбер, приведенный к 273 К и 0,1013 МПа; ω_1 и ω_2 — влажность газа соответственно на входе и выходе абсорбера.

Решая совместно уравнения (3.2) и (3.3), находим

$$G = Q(\omega_1 - \omega_2)k_2/(k_1 - k_2).$$

Теоретическое число тарелок в абсорбере обычно определяется графическим методом путем построения ступенчатой линии между оперативной (рабочей) линией и кривой равновесия.

Для построения оперативной линии воспользуемся уравнением материального баланса всего абсорбера:

$$V(y_1 - y_2) = L(x_2 - x_1), \quad (3.4)$$

где V — число молей сухого газа, выходящего из абсорбера; y_1 и y_2 — число молей воды на 1 моль сухого газа соответственно на входе в абсорбер и на выходе из него; L — число молей чистого сорбента, подаваемого в абсорбер; x_1 и x_2 — число молей воды на 1 моль чистого сорбента соответственно на входе в абсорбер и выходе из него.

Из (3.4) следует

$$L/V = (y_1 - y_2)/(x_2 - x_1).$$

Это уравнение оперативной линии абсорбера; оно показывает, что наклон линии в координатах x — y определяется отношением количе-

ства чистого абсорбента к количеству подаваемого сухого газа L/V . Таким образом, для построения оперативной линии (рис. 3.28) достаточно двух крайних точек с координатами: верхняя точка — выход насыщенного раствора абсорбента и вход влажного газа (x_2, y_1) и нижняя точка — выход сухого газа и концентрированного раствора абсорбента (x_1, y_2).

В то же время в абсорбере система газ—раствор абсорбента проходит через несколько равновесных состояний, число которых и будет определять необходимое теоретическое число тарелок абсорбера.

В соответствии с законом Дальтона парциальное давление любого компонента в газовой фазе равно произведению его молярной концентрации на общее давление

$$p_v = y'p, \quad (3.5)$$

где p_v — парциальное давление водяных паров в газовой фазе; y' — молярная концентрация водяных паров в газовой фазе; p — общее давление над жидкостью.

Для жидкой фазы в первом приближении можно применить закон Рауля: $p_v = x'p_{y.v.}$, где x' — молярная концентрация водяных паров в жидкой фазе (в долях единицы); $p_{y.v.}$ — упругость паров воды в чистом виде при данной температуре.

При равновесном состоянии двухфазной системы $y'p = x'p_{y.v.}$. Для практических расчетов вводят понятие константы равновесия, представляющей собой отношение упругости паров $p_{y.v.}$ к общему давлению p , т. е. $k = p_{y.v.}/p$. Константа равновесия k определяется в зависимости от температуры и давления по таблицам или графикам, составленным на основе экспериментальных данных. Тогда уравнение равновесия системы примет вид

$$y' = kx'. \quad (3.6)$$

Это уравнение позволяет по концентрации компонента в одной фазе равновесной системы определять его концентрацию в другой фазе. Чтобы получить уравнение кривой равновесия в координатах $x—y$, переведем молярные концентрации x' и y' в долях единицы в концентрации x и y , выраженные в молях воды на 1 моль абсорбента и сухого газа соответственно: $x = m_v/m_{aoc}$; $x' = m_v/(m_v + m_{aoc})$, где m_v — число молей воды; m_{aoc} — число молей абсорбента.

Отсюда

$$x = x'/(1 - x'); \quad x' = x/(1 + x). \quad (3.7)$$

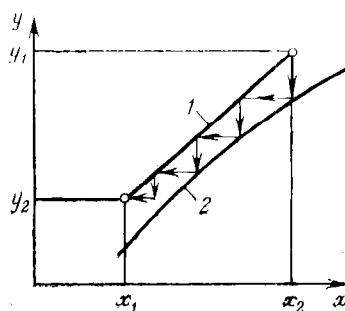


Рис. 3.28. График определения теоретического числа тарелок в абсорбере:

1 — оперативная прямая; 2 — кривая равновесия

По аналогии

$$y = y'/(1 - y'); \quad y' = y/(1 + y). \quad (3.8)$$

Из (3.6), (3.7) и (3.8) получаем уравнение кривой равновесия

$$y = kx'/(1 - kx') = kx/[1 + x(1 - k)].$$

Для определения числа теоретических тарелок между оперативной линией и равновесной кривой (см. рис. 3.28) строят ступенчатую линию, изображающую переход смеси водяных паров, газа и абсорбента из состояния, характеризуемого начальными координатами (x_2, y_1) , к состоянию с координатами (x_1, y_2) . Число теоретических тарелок $n_{\text{теор}}$ равно числу горизонтальных участков линии перехода ($y = \text{idem}$). На рис. 3.28 это число равно 3,7. Рабочее число тарелок принимают равным $n_{\text{раб}} = n_{\text{теор}}/\eta$, где η — к. п. д. тарелок, зависящий от их конструкции.

Аналогичным образом рассчитывается десорбция (регенерация) раствора.

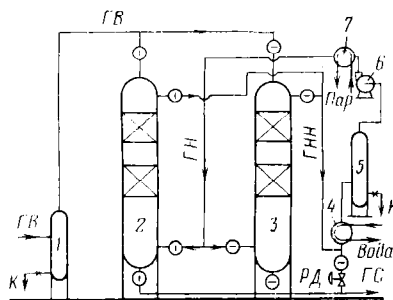
Диаметр абсорбера и размеры скрубберных секций назначают в зависимости от допустимой скорости в свободном сечении абсорбера и в скрубберных секциях, а также от расхода осушаемого газа. Указанные допустимые скорости газа определяются по данным опыта в зависимости от требуемой степени сепарации взвешенных капель раствора абсорбента. Они могут быть определены и по эмпирическим формулам. Так, допустимая скорость газа в свободном сечении абсорбера $u = 0,82/\sqrt{\rho}$, где ρ — плотность газа в рабочих условиях, определяемая из уравнения состояния реального газа, $\rho = p/(zRT)$. Насосы и диаметры трубопровода для циркуляции раствора, теплообменные аппараты и кипятильники подбирают и рассчитывают по известным формулам применительно к избранному режиму работы установки осушки газа.

Осушка газа адсорбентами

В качестве твердых поглотителей влаги в газовой промышленности широко применяют активированную окись алюминия и боксит, который на 50—60 % состоит из Al_2O_3 . Активизируется боксит при температуре 633 К в течение 3 ч без доступа воздуха. Поглотительная способность боксита составляет 4—6,5 % от массы. Преимущества метода: низкая точка росы осушенного газа; простота регенерации поглотителя; компактность, несложность и низкая стоимость установки. Боксит поставляется в зернах (гранулах) диаметром 2—4 мм. Насыпная масса равна 800 кг/м³. Глубина осушки зависит от степени насыщения боксита, уменьшаясь с увеличением последней. Продолжительность работы бокситовой загрузки больше года. Скорость прохождения газа через активированный боксит равна 0,5—0,6 м/с. Загрузка боксита определяется в зависимости от количества газа и содержания в нем влаги по формуле $G = Q\omega\pi/\alpha$, где Q — объемный расход газа через адсорбер, приведенный к 273 К и 0,1013 МПа; α —

Рис. 3.29. Схема осушки газа твердым поглотителем:

1 и 5 — сепараторы; 2 и 3 — адсорберы; 4 — холодильник; 6 — газодувка; 7 — подогреватель; К — конденсат; ГВ — газ влажный; ГС — газ сухой; ГН — газ нагретый; ГНН — газ нагретый насыщенный; РД — регулятор давления



влажность газа; τ — продолжительность цикла поглощения; α — коэффициент активности боксита.

Схема осушки газа твердым поглотителем изображена на рис. 3.29. Влажный газ через сепаратор поступает в адсорбер, где проходит через несколько слоев активированного боксита, насыпанного на тарелки с перфорированным основанием (толщина одного слоя не превышает 60 см). Проходя через боксит, газ освобождается от влаги и направляется в газопровод. После определенного промежутка времени в зависимости от загрузки твердого поглотителя и объемной скорости газа (этот промежуток времени обычно равен 12—16 ч) адсорбер переводят на восстановление (регенерацию). Газ же переключают на второй адсорбер, который уже прошел регенерацию. Боксит регенерируют (осушают), продувая через него горячий газ. При этом из боксита выделяется вся влага, поглощенная им из газа в процессе осушки. Регенерацию боксита проводят следующим образом (на рис. 3.29 на регенерацию боксита переведен правый адсорбер 3). При пуске адсорбера на регенерацию определенное количество газа, требуемого для заполнения системы регенерации, отводят от линии сухого газа через регулятор давления РД (при давлении несколько более 0,1 МПа). Этот газ поступает сначала в холодильник и далее в сепаратор. Газодувкой под давлением не более 3 кПа газ подается в подогреватель, где он нагревается до температуры 473 К, и далее поступает в адсорбер, в котором регенерируется боксит. По выходе из адсорбера нагретый насыщенный газ поступает в холодильник, а затем в сепаратор, где отделяется влага, поглощенная в адсорбере. В результате повторных циклов регенерирующего газа (газодувка — подогреватель — адсорбер — холодильник — адсорбер — сепаратор — газодувка) боксит осушается и может снова поглощать воду из газа.

Осушка газа молекулярными ситами

Для глубокой осушки применяют молекулярные сита, обычно называемые цеолитами. Цеолиты представляют собой сложные неорганические полимеры с кристаллической структурой. Форма кристалла цеолита — куб. На каждой из шести сторон его имеются щели, через которые влага проникает во внутреннее пространство. Каждый цеолит имеет свой размер щелей, образованных атомами кислорода (от

$3 \cdot 10^{-7}$ до $10 \cdot 10^{-7}$ мкм). Благодаря этому цеолиты способны резко избирательно сорбировать в основном мелкие молекулы, т. е. при адсорбции происходит как бы отсеивание более мелких от более крупных молекул. Мелкие молекулы проникают во внутреннее пространство кристалла и застревают в нем, а крупные молекулы не проходят и, следовательно, не будут адсорбироваться. Цеолиты, применяемые в виде порошка или гранул размером до 3 мм, обладают высокой пористостью (до 50 %) и огромной поверхностью пор. Их активность (поглотительная способность) достигает 14—16 г на 100 г цеолитов при парциальном давлении 50 Па и превышает активность силикагеля и окиси алюминия почти в 4 раза. Необходимо отметить высокую поглотительную способность цеолитов при низкой относительной влажности газа или при малом парциальном давлении водяных паров, что обеспечивает осушку газа до очень низкой точки росы (до 173 К).

Преимуществом молекулярных сит является их хорошая поглотительная способность при высоких температурах (до 373 К она уменьшается весьма незначительно). В то же время поглотительная способность силикагеля и боксита уже при температуре 311 К снижается в несколько раз, а при температуре 373 К практически равна нулю.

Для регенерации молекулярных сит используют сухой газ, нагретый до 473—573 К, который пропускают через слой цеолита в направлении, обратном движению газа при осушке. При глубокой осушке газа с большой начальной влажностью возможна двухступенчатая схема с применением обычных осушителей (гликолей и бокситов) и молекулярных сит. Цеолиты выдерживают до 5000 циклов, теряя при этом около 30 % своей поглотительной способности.

3.8. ОСУШКА ГАЗА ОХЛАЖДЕНИЕМ

Охлаждение широко применяется для осушки газа, выделения конденсата из газа газоконденсатных месторождений на установках низкотемпературной сепарации, а также при получении индивидуальных компонентов газа, выделении из природного газа редких газов, сжижении газов и т. д. Низкотемпературный способ разделения газов позволяет в зависимости от глубины охлаждения извлекать от 80 до 100 % тяжелых углеводородов и осушать газ при транспортировке однофазного компонента до необходимой точки росы по влаге и углеводородам. На практике применяют низкотемпературную сепарацию (НТС), при которой получают относительно невысокие перепады температур как за счет использования пластового давления (путем дросселирования газа), так и искусственного холода. Детандер (поршневой или турбинный) позволяет получить более глубокое охлаждение газа, а также продлить срок службы установок НТС. Применение искусственного холода (холодильных машин) в установках НТС позволяет обрабатывать газ до конца разработки месторождения, но при этом капитальные вложения в обустройство промысла увеличиваются примерно в 1,5—2,5 раза.

Принципиальная технологическая схема НТС изображена на рис. 3.30. Сырой газ из скважины поступает на установку комплексной

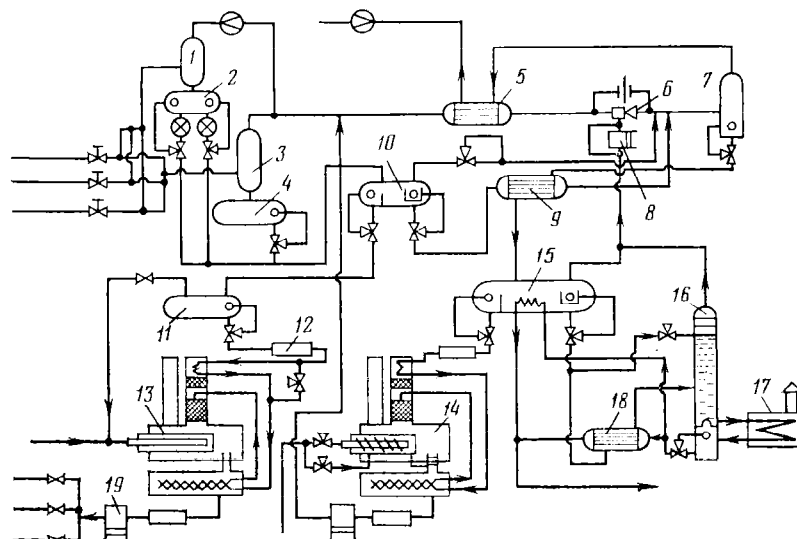


Рис. 3.30. Технологическая схема НТС на газосборном пункте

подготовки, где после предварительного дросселирования (или без него) направляется в сепаратор первой ступени 3 для отделения от капельной жидкости. Затем газ направляется в теплообменник 5 для охлаждения газом, поступающим в межтрубное пространство из низкотемпературного сепаратора 7. Из теплообменника газ поступает через эжектор 6 или штуцер в низкотемпературный сепаратор 7, в котором за счет понижения температуры в теплообменнике и на штуцере (эжекторе) выделяется жидкость. Осушенный газ поступает в теплообменник 5, охлаждает продукцию скважины и направляется в промышленный газосборный коллектор. Нестабильный конденсат и водный раствор ингибитора (например, диэтиленгликоля ДЭГ), предотвращающий гидратообразование, из сепаратора первой ступени 3 поступают в конденсатосборник 4 и далее в емкость 10. Здесь происходит разделение конденсата и водного раствора ДЭГа. Затем конденсат через теплообменник 9 подается в поток газа перед низкотемпературным сепаратором, а водный раствор ДЭГа направляется через емкость 11 и фильтр 12 для очистки от механических примесей в регенерационную установку 13, после чего регенерированный гликоль из установки с помощью насоса 19 подается в шлейфы для предотвращения образования гидратов в них. Поток нестабильного углеводородного конденсата и водного раствора ДЭГа направляется в разделительную емкость 15 через межтрубное пространство теплообменников, где охлаждает нестабильный конденсат, поступающий из емкости 10 для впрыскивания в газовый поток. Водный раствор гликоля через фильтр поступает в установку регенерации 14, после чего насосом 19 подается в газовый поток перед теплообменником 5. Конденсат из разделительной емкости 15 направляется через межтрубное пространство тепло-

обменника 18 в деэтанализатор 16. Установка деэтанализации состоит из тарельчатой колонны, печи 17 и теплообменника 18. Заданная температура в нижней части деэтанализатора поддерживается с помощью теплообменника 18, в котором стабильный конденсат (нижний продукт деэтанализатора), подогретый в печи 17 до температуры 433 К, отдает тепло насыщенному конденсату, поступающему из емкости 15. Охлажденный стабильный конденсат подается в конденсатопровод. По схеме предусматривается также ввод части холодного нестабильного конденсата на верхнюю тарелку стабилизатора. В этом случае деэтанализатор работает в режиме абсорбционно-отпарной колонны.

Если предусматривается транспортировка конденсата в железнодорожных цистернах, то стабилизация его проводится в ректификационной колонне, работающей в режиме либо частичной, либо полной дебутанизации. Газ выветривания (дегазации) из емкости 15 и газ деэтанализатора 16 через штуцер поступает в общий поток. Если давление недостаточно, то предусматривают компрессор 8. Газ дегазации из емкости 10 также возвращается в общий поток. Периодический контроль за дебитами газа и жидкости осуществляется с помощью сепаратора 1, на выкидной линии которого установлены замерная диафрагма и конденсатосборник-разделитель 2 со счетчиками. Если на устье скважины температура газа достаточно высока и на его пути до газосборного пункта гидраты не образуются, то схеме подготовки газа упрощается. На период добычи, когда требуются дополнительные источники холода на установке НТС для обеспечения требуемой точки росы газа, в схеме вместо штуцера устанавливают турбодетандер, использование которого дает эффект по снижению температуры, больший в 3—4 раза, чем при обычном дросселировании. В этом случае в схеме предусматривается сепаратор второй ступени, предназначенный для отделения жидкости от газа, поступающего в турбодетандер. Осушенный газ из межтрубного пространства теплообменника 5 поступает на прием компрессора, установленного на одном валу с турбодетандером, и далее в промысловый коллектор.

Возможны модификации описанной схемы в соответствии с конкретными условиями. В частности, дополнительно к теплообменнику 5 устанавливают воздушный или водяной холодильник. По мере снижения пластового давления для поддержания постоянной температуры сепарации газа на установках НТС требуется последовательное увеличение поверхности теплообменников, что приводит к необходимости перестройки установки. Однако наступает такой период, когда это становится нерациональным. В таком случае вводят холод извне либо применяют другие способы подготовки газа.

Эффективность работы НТС любого типа существенно зависит от технологического режима эксплуатации скважины. В проектах разработки за оптимальное давление сепарации на газоконденсатных месторождениях принимается давление максимальной конденсации, которое для каждого состава газа определяется экспериментальным путем. Для обеспечения однофазного движения газа по магистральным трубопроводам температура сепарации выбирается с учетом теплового режима работы газопровода.

3.9. ОДОРИЗАЦИЯ ГАЗА

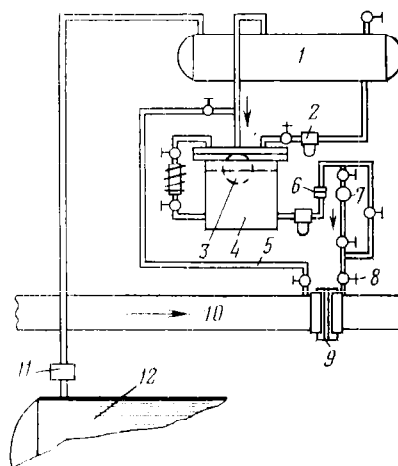
Природный газ, очищенный от сероводорода, не имеет ни цвета, ни запаха. Поэтому обнаружить утечку газа довольно трудно. Чтобы обеспечить безопасность транспорта и использования газа, его одорируют, т. е. придают ему резкий и неприятный запах. Для этой цели в газ вводят специальные одоранты, и продукты их сгорания должны быть физиологически безвредными, достаточно летучими (низкая температура кипения), не должны вызывать коррозию, химически взаимодействовать с газом, поглощаться водой или углеводородным конденсатом, сильно сорбироваться почвой или предметами, находящимися в помещениях. Одоранты должны быть недорогими. Этим требованиям в наибольшей степени удовлетворяет этилмеркаптан. Однако при использовании этилмеркаптана следует учитывать присущие ему недостатки. Так, по токсичности он равноценен сероводороду; если газ идет на химическую переработку, то необходимо очищать его от меркаптана, так как последний отравляет катализаторы. Этилмеркаптан химически взаимодействует с окислами металла, поэтому при транспорте одорированного газа запах его постепенно ослабевает.

Кроме этилмеркаптана также используют сульфан, метилмеркаптан, пропилмеркаптан, калодорант, пенталарам и др. В качестве одоранта также применяют смесь меркаптанов, получаемых при очистке природного газа с высоким содержанием серы и сернистых соединений. Одоризацию газа проводят на головных сооружениях газопровода и газораспределительных станциях.

Концентрация паров одоранта в газе должна быть такой, чтобы резкий запах ощущался при объемной концентрации газа, не превышающей $1/5$ от нижнего предела взрываемости. Среднегодовая норма расхода этилмеркаптана составляет 16 г на 1000 м^3 газа. В летнее время расход одоранта примерно в 2 раза меньше, чем зимой.

Рис. 3.31. Капельный одоризатор с диафрагмой:

1 — бачок для одоранта; 2 — фильтр-отстойник; 3 — поплавок; 4 — поплавковая камера; 5, 8 — соединительные трубки; 6 — тонкая диафрагма; 7 — смотровое стекло; 9 — диафрагма в газопроводе; 10 — газопровод; 11 — ручной насос; 12 — запасная емкость



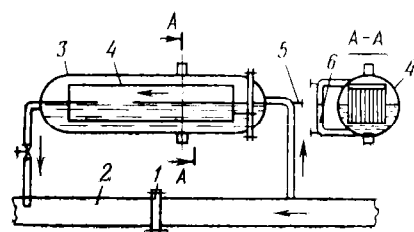


Рис. 3.32. Испарительный (фитильный) одоризатор:

1 — диафрагма; 2 — газопровод; 3 — резервуар; 4 — вертикально подвешенные фитили; 5 — регулировочный вентиль; 6 — манометр

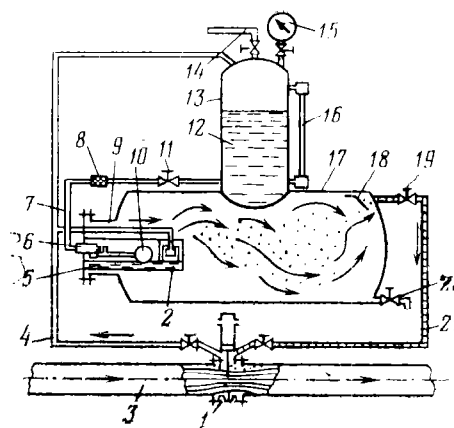


Рис. 3.33. Барботажный одоризатор:

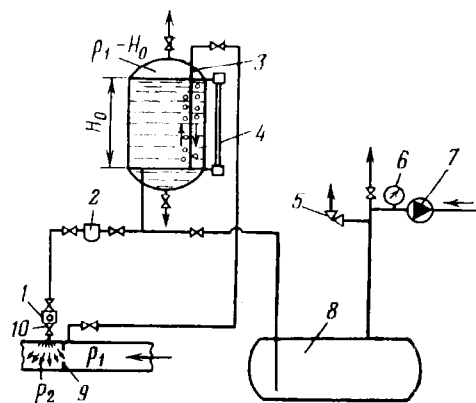
1 — диафрагма; 2 — барботажная камера; 3 — газопровод; 4 — трубка, подводящая газ под давлением; 5 — тарелка; 6 — клапан; 7 — питательная трубка; 8 — фильтр; 9 — трубка, подводящая газ в барботажную камеру; 10 — поплавок регулятора уровня; 11 — вентиль; 12 — этилмеркаптан; 13 — расходный бак; 14 — трубка, подводящая этилмеркаптан со склада; 15 — манометр; 16 — стеклянная трубка указателя уровня; 17 — емкость одоризатора; 18 — отбойник брызг; 19 — регулировочный вентиль; 20 — сливной кран; 21 — трубка, отводящая газ

Устройства, при помощи которых одорант вводится в поток газа, называются одоризаторами. Они бывают капельные, испарительные и барботажные. Капельными одоризаторами одорант вводится в газопровод каплями или тонкой струей (рис. 3.31). Одоризатор действует за счет перепада давления, создаваемого диафрагмой. Одорант из поплавковой камеры проходит через диафрагму, смотровое стекло и по трубке поступает в газопровод. В поплавковой камере все время сохраняется постоянный уровень. Расход одоранта можно изменять при помощи сменной диафрагмы.

Наибольшее распространение имеют испарительные (фитильные) и барботажные одоризаторы (рис. 3.32). В резервуар с одорантом частично погружены фланелевые полосы. Над поверхностью одоранта между полосами фланели проходит газ и насыщается одорантом. Резервуар снабжен подогревателем (на схеме не показан). Температура одоранта, от которой зависит интенсивность испарения (а следовательно, и степень одоризации), поддерживается терморегулятором.

Барботажный одоризатор изображен на рис. 3.33. Из газопровода 3 часть газа попадает в барботажную камеру 2, в которой происходит насыщение газа одорантом, поступающим из расходного бака 13. При помощи поплавкового регулятора в барботажной камере поддерживается постоянный уровень. Отсюда газ проходит через емкость одоризатора 17, входит в газопровод сзади диафрагмы 1, создающей перепад давления для прохождения газа через одоризатор. Капли неиспарившегося одоранта, захватываемые газом из барботажной камеры, оседают на дно емкости 17. Накапливающийся там одорант

Рис. 3.34. Полуавтоматическая
одоризационная установка



сливается через кран 20. Регулирование степени одоризации осуществляется вентилем 19.

Однако для рассмотренных одоризаторов характерно отсутствие прямой пропорциональной зависимости расхода одоранта от расхода газа, так как ввод одоранта происходит под действием меняющегося столба жидкости, не зависящего от количества проходящего газа. При колебании расхода в течение суток часто приходится менять режим работы установки. Регулировку выполняют вручную игольчатым вентилем, поэтому точность дозирования зависит от опыта обслуживающего персонала.

На некоторых газораспределительных станциях внедрены полуавтоматические установки одоризации газа, которые просты по конструкции, надежны в работе и обеспечивают практически полную пропорциональную зависимость расхода одоранта от расхода газа. Установка работает следующим образом (рис. 3.34). На пути газового потока в газопроводе установлена диафрагма 9, на которой создается определенный перепад давления в зависимости от расхода газа. Газ с давлением p_1 до диафрагмы поступает в бачок 3 с одорантом и создает давление на столб одоранта, равное $p_1 - H_0 \rho g$. Одорант из бачка 3 через фильтр 2 и калибровочное сопло 1 впрыскивается в газопровод за диафрагмой с давлением p_2 . Давление впрыскивания меняется в зависимости от количества газа, проходящего через диафрагму, и этим достигается пропорциональность расхода одоранта и газа. Уровнемерное стекло 4 используется для наблюдения за расходом одоранта. Емкость 8, предназначенная для заполнения бачка деодорантом, снабжена предохранительным клапаном 5. Давление заполнения бачка поддерживается редуктором 7 и контролируется по манометру 6. При монтаже фланец с соплом крепится к фланцу задвижки 10, что позволяет заменять и чистить сопла. Диаметр сопла подбирается по формуле

$$D = \sqrt{\frac{4G}{\pi \varphi \sqrt{2g\rho_n}}},$$

где G — расход одоранта на 1000 м³; ϕ — коэффициент истечения, $\phi = 0,82$; p_n — давление истечения одоранта.

Изменение степени одоризации достигается за счет изменения диаметра сопла. Степень одоризации определяется хроматографическими методами.

3.10. ОЧИСТКА ПРИРОДНЫХ ГАЗОВ ОТ СЕРНИСТЫХ СОЕДИНЕНИЙ И УГЛЕКИСЛОГО ГАЗА

Природные газы многих месторождений содержат в своем составе сернистые компоненты и углекислый газ, так называемые кислые газы. Сернистые соединения отравляют катализаторы в процессах переработки газа, при сгорании образуют SO_2 и SO_3 , высокое содержание которых в воздухе опасно для человека и окружающей среды. Сероводород H_2S и углекислый газ CO_2 в присутствии воды вызывают коррозию стальных труб, оборудования трубопроводов, компрессорных машин и пр. Их присутствие ускоряет гидратообразование. Требования к газу, подаваемому потребителям, по содержанию сернистых компонентов постоянно возрастают. В настоящее время допускается содержание H_2S в природном газе не более 5,7 мг/м³, общей серы не более 50 мг/м³, углекислого газа CO_2 — до 2 %. Сернистые компоненты природного газа и в первую очередь H_2S служат отличным сырьем для производства серы. Из сероводорода природного газа получается наиболее чистая и дешевая сера. Современные процессы очистки сернистого природного газа связаны с производством серы и обеспечением чистоты воздушного бассейна.

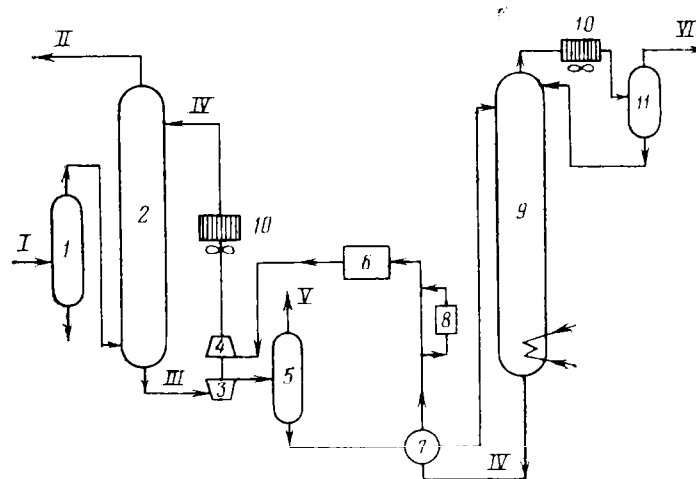


Рис. 3.35. Схема очистки природного газа методом химической абсорбции:

I — сырьевой газ; II — очищенный газ; III — насыщенный абсорбент; IV — регенерированный абсорбент; V — газ выветривания; VI — кислый газ; 1 — входной сепаратор; 2 — абсорбер; 3 — гидравлическая турбина; 4 — насос; 5 — выветриватель; 6 — промежуточная емкость; 7 — теплообменник; 8 — фильтр; 9 — десорбер; 10 — воздушный холодильник; 11 — сепаратор рефлюкса

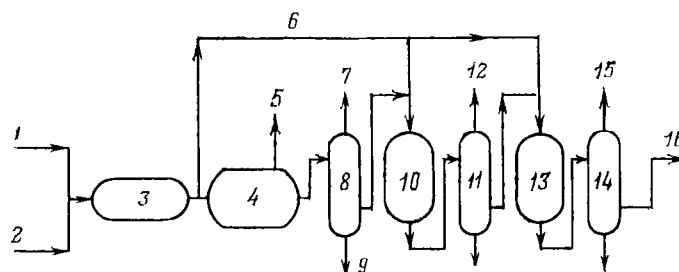


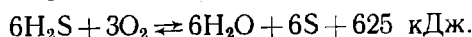
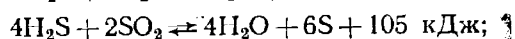
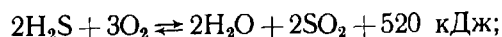
Рис. 3.37. Схема установки Клауса с однопоточным процессом:

1 — кислый газ; 2 — воздух; 3 — горелка и реакционная камера; 4 — котел-утилизатор; 5, 15 — пар (высокое давление); 6 — обводная линия горячего газа; 7, 12 — пар (низкое давление); 8, 11, 14 — конденсаторы; 9 — сера; 10 и 13 — первый и второй каталитические конвертеры соответственно; 16 — «хвостовой» газ

абсорбента кислыми газами и соответственно низкими скоростями циркуляции поглотителя, низкими энергозатратами, небольшими габаритами оборудования и его простотой. Схема, типичная для процесса физической абсорбции, изображена на рис. 3.36.

Выбор растворителя основывается на составе, температуре и давлении исходного газа, последующей его обработке и требований к качеству очищенного газа.

Вторая операция при очистке природного газа — получение серы из сернистых соединений. При обработке больших потоков природного газа чаще всего используются различные модификации процесса Клауса, основанного на каталитической реакции кислорода воздуха с сероводородом, поступающим из регенерационной колонны абсорбционных процессов, при повышенной температуре. Реакция Клауса протекает в две стадии по уравнениям



Для увеличения выхода серы процесс проводится в соответствии с двумя стадиями реакции. Сначала в печи Клауса при высокой температуре сжигается часть H_2S с получением SO_2 . В результате очень высокой температуры и некаталитического сжигания H_2S с воздухом получается непосредственно сера с выходом около 60 %. После высокотемпературного сжигания и утилизации теплоты продуктов горения устанавливается один или несколько каталитических конвертеров Клауса (рис. 3.37), где оставшийся H_2S взаимодействует с SO_2 . Снижение температуры каталитической реакции способствует повышению выхода серы. При очистке отходящих с установок Клауса газов возможны два варианта. В одном случае газы, отходящие с установок Клауса, подаются непосредственно в установку доочистки, в другом — они предварительно сжигаются до превращения всех сернистых соединений в SO_2 и только после этого поступают на установку доочистки.

В технологический расчет нефтепровода входит решение следующих основных задач:

определения экономически наиболее выгодных параметров нефтепровода (диаметр трубопровода, давление на нефтеперекачивающих станциях, толщина стенки трубопровода и число нефтеперекачивающих станций);

определения местонахождения станций на трассе нефтепровода; расчета режимов эксплуатации нефтепровода.

Экономически наиболее выгодные параметры определяют сравнением конкурирующих вариантов нефтепровода по рекомендуемым для заданной пропускной способности диаметра трубопровода. При нескольких значениях диаметра выполняют гидравлический и механический расчеты, определяющие (для каждого варианта) число нефтеперекачивающих станций и толщину стенки трубопровода. Наилучший вариант находят по приведенным затратам, т. е. экономическим расчетом.

Расположение нефтеперекачивающих станций определяют графически на сжатом профиле трассы. В расчет режимов эксплуатации входит определение давлений на станциях, подпоров перед ними и пропускной способности нефтепровода при условиях перекачки, отличающихся от расчетных; решается вопрос о регулировании работы нефтепровода.

4.1. ИСХОДНЫЕ ДАННЫЕ ДЛЯ ТЕХНОЛОГИЧЕСКОГО РАСЧЕТА НЕФТЕПРОВОДА

Для расчета нефтепровода необходимы следующие данные: пропускная способность; зависимость вязкости и плотности нефти от температуры; температура грунта на глубине заложения трубопровода; механические свойства материала труб; технико-экономические показатели и чертеж сжатого профиля трассы.

Пропускная способность нефтепровода дается в задании на проектирование.

Пропускная способность — основной фактор, определяющий диаметр трубопровода и давление на станциях. В нормах технологического проектирования даются значения диаметра трубопровода и давления на нефтеперекачивающих станциях в зависимости от пропускной способности.

Плотность и вязкость нефти определяют лабораторными анализами. Плотность ρ измеряют обычно при 293 К. При других температурах $\rho_T = \rho - \xi (T - 293)$, где ξ — температурная поправка, $\xi = 1,825 - 0,001317 \rho$ (плотность ρ должна быть выражена в кг/м³).

Зависимость вязкости от температуры может быть представлена в виде графика. При отсутствии такового кинематическая вязкость ν_T при нужной (расчетной) температуре T может быть определена по формуле

$$\nu_T = \nu_0 \exp[-u(T - T_0)],$$

где ν_0 — кинематическая вязкость при температуре T_0 ; u — показатель крутизны вискограммы. Для определения величины u кроме ν_0 и T_0 достаточно иметь еще одно значение вязкости при какой-либо другой температуре.

Расчетной температурой считают наименьшую температуру, которую принимает поток нефти в трубопроводе. Эта температура определяется наименьшей температурой грунта на глубине заложения трубопровода с учетом самонагрева потока в результате трения. Температура грунта на глубине заложения трубопровода определяется по материалам изысканий.

Механические свойства материала труб указываются в соответствующем ГОСТе.

В капитальные затраты на линейную часть входит как стоимость труб, так и стоимость всех работ по сооружению трубопровода (сварка, изоляция, рытье траншей и т. д.). В капитальные затраты на станции входит стоимость оборудования, трубопроводных коммуникаций, зданий и т. д., а для головных станций, кроме того, — стоимость резервуарного парка. На линейную часть приходится около 80 % суммарных капитальных затрат. Около 45—50 % от капитальных затрат на линейную часть составляет стоимость труб.

Эксплуатационные расходы состоят из следующих основных статей: отчислений на амортизацию, текущий ремонт, расходов на электроэнергию, смазку, воду, отопление, электроэнергию на собственные нужды, зарплат, содержания охраны, управления, прочих расходов. Первые три статьи расходов — главные. На амортизацию и текущий ремонт приходится 30—40 % всех расходов. Затраты на электроэнергию составляют 40—60 %.

Суммарные эксплуатационные расходы определяют себестоимость перекачки — важнейший показатель, характеризующий экономичность работы нефтепровода.

При определении эксплуатационных расходов для выбора экономически наиболее выгодного варианта можно идти обратным путем: их можно вычислить по себестоимости перекачки, указанной в нормах технологического проектирования: $\mathcal{E} = CQL$, где C — себестоимость перекачки; Q — пропускная способность; L — протяженность нефтепровода.

Профиль трассы (рис. 4.1) используют при определении расчетной длины трубопровода и разности геодезических высот. На профиле ведется расстановка нефтеперекачивающих станций (НПС). Профиль — чертеж, на котором отложены и соединены между собой характерные точки трассы. Расстояния от начального пункта и геодезические высоты этих точек — их координаты. Таким образом, расстояние между какими-либо двумя точками определяется не длиной соединяющей

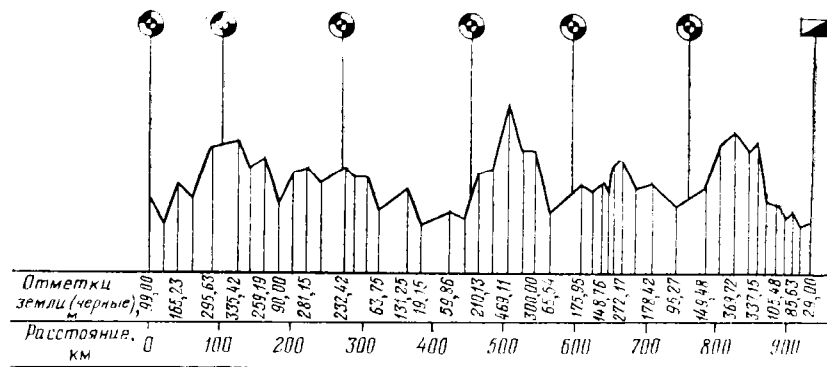


Рис. 4.1. Профиль трассы

их линии, а ее проекцией на ось абсцисс. Иными словами, расстояния на профиле откладываются по горизонтали. Это очень важно иметь в виду.

Профиль трассы вычерчивается сжатым: масштаб по вертикали крупнее, чем по горизонтали. Поэтому все возвышенности и впадины на трассе выступают резко, чертеж получается наглядным.

4.2. ОСНОВНЫЕ ФОРМУЛЫ ДЛЯ ГИДРАВЛИЧЕСКОГО РАСЧЕТА ТРУБОПРОВОДА

Установившееся движение жидкости в трубопроводе описывается уравнением

$$\frac{dp}{\rho} + \lambda \frac{dx}{D} \frac{w^2}{2} + d \frac{w^2}{2} + g dz = 0, \quad (4.1)$$

где p — давление; ρ — плотность жидкости; λ — коэффициент гидравлического сопротивления; x — длина; D — диаметр трубопровода; w — средняя скорость движения жидкости; g — ускорение свободного падения; z — нивелирная высота.

Величина dp/ρ представляет собой работу перемещения жидкости на участке dx , отнесенную к единице массы. Эта работа расходуется на преодоление сил трения $[\lambda (dx/D) (w^2/2)]$, на изменение кинетической энергии жидкости $(dw^2/2)$ и на подъем жидкости на высоту dz . Учитывая, что $\rho = \text{const}$ (капельная жидкость) и что в этом случае при постоянном диаметре трубопровода $dw^2/2 = 0$, после интегрирования получаем

$$\frac{p_1 - p_2}{\rho} = \lambda \frac{L}{D} \frac{w^2}{2} + g \Delta z, \quad (4.2)$$

где L — расстояние между точками 1 и 2, т. е. длина трубопровода; $\Delta z = z_2 - z_1$ — разность геодезических высот конца и начала трубопровода.

Разделим (4.2) на g :

$$\frac{p_1 - p_2}{\rho g} = \lambda \frac{L}{D} \frac{\omega^2}{2g} + \Delta z. \quad (4.3)$$

В уравнении (4.3) каждый член представляет собой работу, отнесенную уже не к единице массы, а к единице веса жидкости, т. е. высоту. Величина $p_1/(\rho g)$ представляет собой высоту H_1 , на которую жидкость поднимается в пьезометре под действием избыточного давления p_1 в начальной точке трубопровода, $p_2/(\rho g)$ — высоту H_2 . Произведя замену

$$\frac{p_1 - p_2}{\rho g} = H_1 - H_2 = H,$$

получим

$$H = \lambda \frac{L}{D} \frac{\omega^2}{2g} + \Delta z,$$

или

$$H = h_\tau + \Delta z. \quad (4.4)$$

В общем случае величину H (или $p/(\rho g)$) называют напором (единица напора — метр). Смысл этого уравнения такой. Разность напора в начальной и конечной точках трубопровода H — общая (суммарная) потеря напора. Она складывается из потери напора на трение

$$h_\tau = \lambda \frac{L}{D} \frac{\omega^2}{2g} \quad (4.5)$$

(формула Дарси — Вейсбаха) и разности геодезических высот Δz .

Коэффициент гидравлического сопротивления λ является функцией числа Рейнольдса $Re = \omega D/\nu$ и относительной шероховатости k/D ; k — эквивалентная абсолютная шероховатость, характеризует влияние состояния внутренней поверхности трубопровода на гидравлическое сопротивление.

При ламинарном и турбулентном течениях в зоне сравнительно небольших Re выступы шероховатости плавно обтекаются потоком жидкости, шероховатость не влияет на потерю напора и коэффициент гидравлического сопротивления зависит только от числа Рейнольдса. С увеличением Re коэффициент λ уменьшается. Область, в которой $\lambda = \lambda(Re)$, называется областью гладкого трения. Увеличение числа Рейнольдса приводит к тому, что от бугорков шероховатости начинают отрываться вихри. Это явление наступает тем раньше, чем больше шероховатость. Теперь сопротивление течению жидкости зависит не только от числа Рейнольдса, но и от шероховатости.

Область, в которой $\lambda = \lambda(Re, k/D)$, называется областью смешанного трения. Здесь с увеличением Re его влияние на λ постепенно уменьшается, а влияние k/D возрастает (увеличивается интенсивность вихреобразования у выступов шероховатости).

При большом числе Рейнольдса коэффициент λ перестает зависеть от него.

Область, в которой $\lambda = \lambda(k/D)$, называется областью совершенно шероховатого трения или областью квадратичного режима движения, так как здесь λ — постоянная величина и потеря напора прямо пропорциональна квадрату скорости.

При ламинарном течении ($Re < 2000$) коэффициент гидравлического сопротивления находят по формуле Стокса: $\lambda = 64/Re$. Ламинарный режим бывает при перекачке вязкой нефти. Для вычисления λ при турбулентном режиме ($Re > 3000$) в зоне гладкого трения служит эмпирическая формула Блазиуса: $\lambda = 0,3164/\sqrt[4]{Re}$. Обычно этой формулой пользуются при расчете нефтепроводов для нефти средней вязкости.

При расчете трубопроводов для перекачки светлых нефтепродуктов в ряде случаев приближенно можно считать, что режим течения квадратичный. При квадратичном законе трения А. Д. Альтшуль рекомендует пользоваться формулой Шифринсона: $\lambda = 0,11 (k/D)^{0,25}$.

Для определения коэффициента гидравлического сопротивления в зоне смешанного трения применяют «универсальные» формулы. Их структура такова, что при малых числах Рейнольдса они обращаются в формулы $\lambda = \lambda(Re)$, а при больших — переходят в формулы $\lambda = \lambda(k/D)$. Впервые такого типа формула была предложена Кольбруком и Уайтом:

$$\frac{1}{\sqrt{\lambda}} = -2 \lg \left[\frac{k}{3,7D} + \frac{2,51}{Re \sqrt{\lambda}} \right].$$

Результаты вычислений λ по формуле Кольбрука и Уайта хорошо совпадают с опытными данными, полученными на технических трубопроводах. Но эта формула имеет существенный недостаток: при вычислении λ необходимо прибегать к методу последовательных приближений.

От этого недостатка свободны аналогичные формулы (дающие практически такие же результаты), предложенные Н. З. Френкелем

$$\frac{1}{\sqrt{\lambda}} = -2 \lg \left[\frac{k}{3,7D} + \left(\frac{6,81}{Re} \right)^{0,9} \right];$$

И. А. Исаевым

$$\frac{1}{\sqrt{\lambda}} = -1,8 \lg \left[\left(\frac{k}{3,7D} \right)^{1,11} + \frac{6,8}{Re} \right].$$

Особой простотой отличается формула Альтшуля

$$\lambda = 0,11 \left(\frac{k}{D} + \frac{68}{Re} \right)^{0,25}.$$

А. Д. Альтшуль указывает, что при $Re k/D < 10$ она практически совпадает с формулой Блазиуса, а при $Re k/D > 500$ — с формулой Шифринсона. Таким образом, $Re k/D = 10$ можно считать границей между областями гладкого и смешанного трения, $Re k/D = 500$ —

границей между областями смешанного и совершенно шероховатого трения.

А. Д. Альтшуль рекомендует следующие значения эквивалентной шероховатости: для новых бесшовных стальных труб $k = 0,01 - 0,02$ мм, после нескольких лет эксплуатации $k = 0,15 - 0,3$; для новых сварных стальных труб $k = 0,03 - 0,1$, с незначительной коррозией после чистки — $k = 0,1 - 0,2$.

Для магистральных нефтепроводов диаметром до 377 мм принято, что $k = 0,125$ мм, а для труб большего диаметра $k = 0,1$ мм.

Формулы Стокса, Блазиуса и Шифринсона имеют следующий общий вид:

$$\lambda = A/Re^m, \quad (4.6)$$

где A и m — постоянные величины, m называется показателем режима движения жидкости.

Поставив (4.6) в уравнение Дарси—Вейсбаха (4.5) и учитывая $Re = 4Q/(\pi Dv)$, получим обобщенную формулу Лейбензона

$$h_{\tau} = \beta \frac{Q^{2-m} v^m}{D^{5-m}} L,$$

где

$$\beta = \frac{8A}{4^m \pi^2 - m g}.$$

Формула Лейбензона применяется в тех случаях, когда зависимость h_{τ} от Q должна быть выражена в явном виде.

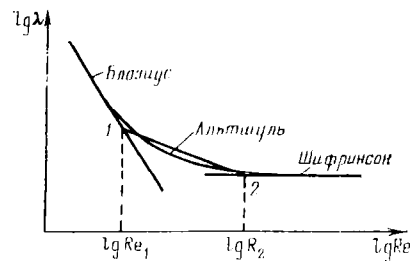
Величины m , A и β приведены в табл. 4.1.

На графике $\lg \lambda = f(\lg Re)$ зависимость (4.6) для указанных в таблице режимов течения выглядит в виде прямых линий, тангенс угла наклона которых к оси $\lg Re$ равен m . В области смешанного трения, где λ зависит не только от Re , но и от относительной шероховатости k/D , линия $\lg \lambda = f(\lg Re)$ оказывается плавной кривой. Показатель режима течения m в этой области — переменная величина. Последнее обстоятельство исключает возможность использования формулы Лейбензона в области смешанного трения. Это большой недостаток, так как область смешанного трения охватывает широкий

Т а б л и ц а 4.1

Режим	m	A	$\beta, \text{с}^2/\text{м}$
Ламинарный	1	64	$\frac{128}{\pi g} = 4,15$
Турбулентный в зоне Блазиуса	0,25	0,3164	$\frac{0,241}{g} = 0,026$
Область квадратичного закона трения	0	λ	$\frac{8\lambda}{\pi^2 g} = 0,0827\lambda$

Рис. 4.2. График зависимости $\lg \lambda = f(\lg \text{Re})$



интервал чисел Рейнольдса, при которых обычно ведутся перекачки маловязких нефтей и светлых нефтепродуктов. Однако ценой некоторой потери в точности расчетов этот недостаток может быть устранен.

Отметим на графике $\lg \lambda = f(\lg \text{Re})$ (рис. 4.2) цифрой 1 точку на прямой Блазиуса, где $\text{Re}_1 = 10 (k/D)^{-1}$, и цифрой 2 точку на прямой Шифринсона, где $\text{Re}_2 = 500 (k/D)^{-1}$ (границы области смешанного трения). Подставив Re_1 в формулу Блазиуса, а Re_2 в формулу Шифринсона, найдем $\lg \lambda_1$ и $\lg \lambda_2$ — ординаты точек 1 и 2. Теперь проведем через точки 1 и 2 прямую. Ее уравнение приводится к виду

$$\lg \lambda = 0,127 \lg k/D - 0,627 - 0,123 \lg \text{Re}.$$

Приняв $10^{0,127 \lg k/D - 0,627} = A$, получим

$$\lambda = A/\text{Re}^{0,123}. \quad (4.7)$$

Очевидно, замена кривой $\lg \lambda = f(\lg \text{Re})$ прямой 1—2 равносильна замене формулы Альтшуля формулой (4.7). Это дает возможность распространить формулу Лейбензона и на область смешанного трения. Для этой области в соответствии с (4.7) $m = 0,123$. Коэффициент β будет зависеть от k/D (так как от k/D зависит A).

Его нетрудно вычислить по формуле

$$\beta = \frac{8A}{4m\pi^2 - m_g} = 0,0802 \cdot 10^{0,127 \lg k/D - 0,627}.$$

4.3. ГИДРАВЛИЧЕСКИЙ УКЛОН В МАГИСТРАЛИ И НА УЧАСТКАХ С ЛУПИНГАМИ И ВСТАВКАМИ

Отложим вверх по вертикали от начальной и конечной точек профиля трассы напоры $H_1 = p_1/(\rho g)$ и $H_2 = p_2/(\rho g)$ (рис. 4.3). Концы полученных отрезков H_1 и H_2 соединим прямой. Тангенс угла наклона этой прямой называется гидравлическим уклоном i . Предполагается, что диаметр трубопровода — одинаковый по всей длине, местных сопротивлений нет, расход по длине не изменяется. Из чертежа видно, что $i = (H_1 - H_2 - \Delta z)/L$. Но в соответствии с (4.4) $H_1 - H_2 - \Delta z = h_t$. Следовательно, физический смысл гидравлического уклона — по-

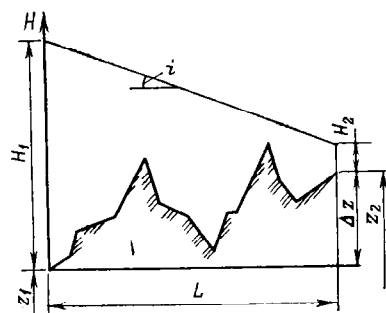


Рис. 4.3. Схема к определению гидравлического уклона

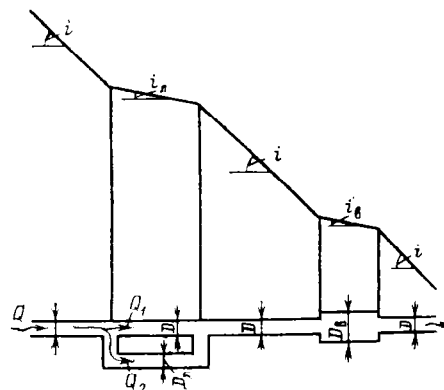


Рис. 4.4. Гидравлический уклон на различных участках трубопровода

теря напора на трение, приходящаяся на единицу длины трубопровода:

$$i = \lambda \frac{1}{D} \frac{w^2}{2g}$$

или по Лейбензону

$$i = \beta \frac{Q^{2-m} v^m}{D^{5-m}}.$$

Удобно пользоваться следующей компактной формулой: $i = f Q^{2-m}$, где $f = \beta v^m / D^{5-m}$.

Прямая, соединяющая концы отрезков H_1 и H_2 , называется линией гидравлического уклона. Она показывает распределение напоров (а следовательно, и давлений) по длине трубопровода. Если на каком-либо участке трассы проложен параллельный трубопровод (лупинг) или трубопровод другого диаметра (вставка), то гидравлический уклон на нем будет отличаться от гидравлического уклона магистрали. Найдем соотношения между гидравлическими уклонами лупинга, вставки и магистрали. Будем считать, что режимы движения нефти в них одинаковы.

Пользуясь обозначениями рис. 4.4, имеем:
гидравлический уклон магистрали

$$i = \beta \frac{Q^{2-m} v^m}{D^{5-m}}.$$

гидравлический уклон лупингованного участка

$$i_{\text{л}} = \beta \frac{Q_1^{2-m} v^m}{D^{5-m}} = \beta \frac{Q_2^{2-m} v^m}{D_{\text{л}}^{5-m}}.$$

Учитывая, что $Q_1 + Q_2 = Q$, получим

$$i_L = i\omega, \quad (4.8)$$

где

$$\omega = \frac{1}{[1 + (D_L/D)^{5-m/2-m}]^{2-m}}.$$

Если $D_L = D$, то $\omega = 1/2^{2-m}$. В этом случае при ламинарном режиме $\omega = 0,5$, при турбулентном режиме в зоне Блазиуса $\omega = 0,297$, для квадратичной области $\omega = 0,25$.

Аналогично для вставки

$$i_B = i\Omega, \quad \Omega = (D/D_B)^{5-m}.$$

Потеря напора на трение для трубопровода с лупингом будет складываться из потерь напора на одиночном и сдвоенном (лупингованном) участках: $h_t = i(L-x) + i_L x$, где x — длина лупинга.

Учитывая (4.8), можно также написать, что $h_t = i[L-x(1-\omega)]$. Полная потеря напора для трубопровода с лупингом

$$H = i[L-x(1-\omega)] + \Delta z. \quad (4.9)$$

Для трубопровода со вставкой выражение для потери напора имеет аналогичный вид.

Далее для краткости вместо (4.9) будем писать $H = iL + \Delta z$, имея в виду, что при необходимости всегда L можно заменить на $L-x(1-\omega)$ или на $L-x(1-\Omega)$.

Если надо потерю напора выразить в зависимости от Q , то будем пользоваться формулой

$$H = \beta \frac{Q^{2-m} v^m}{D^{5-m}} L + \Delta z \quad (4.10)$$

или

$$H = f Q^{2-m} L + \Delta z. \quad (4.11)$$

Лупинги или вставки прокладывают в тех случаях, когда необходимо уменьшить гидравлическое сопротивление трубопровода. Очевидно, что для действующего нефтепровода реальной оказывается лишь прокладка лупинга. При проектировании же требуемый эффект может быть достигнут как при помощи лупингов, так и при помощи вставок. Наилучший вариант может быть определен сравнением капитальных затрат на сооружение. Специальные расчеты позволили сделать следующий вывод. По металлозатратам во всех имеющих практическое значение случаях вставки оказываются выгоднее лупингов. При этом расход металла на вставки уменьшается с уменьшением их диаметра.

4.4. ВСАСЫВАЮЩИЙ УЧАСТОК. ПЕРЕВАЛЬНЫЕ ТОЧКИ И РАСЧЕТНАЯ ДЛИНА НЕФТЕПРОВОДА

Участок нефтепровода, подводящий нефть к насосу, называется всасывающим. Основное требование, предъявляемое к всасывающему трубопроводу, состоит в том, что ни в одной его точке давление не должно быть ниже упругости паров перекачиваемой нефти. В противном случае в точках с низким давлением нефть закипает, образуются паровые пробки, сильно затрудняющие перекачку. Пониженное давление в конечной точке всасывающего трубопровода, т. е. во входном патрубке насоса, может вызвать кавитацию. При кавитационном режиме из протекающей в насосе жидкости выделяются пузырьки паров и затем разрушаются, схлопываются (закипание и затем конденсация). В результате появляется шум, возрастает износ, снижается к. п. д., уменьшается подача. Но повышение давления на всасывающей стороне насоса (насосной станции) приводит к возрастанию давления на нагнетательной стороне, т. е. к ничем не оправданному увеличению механической нагрузки на трубопровод. Из сказанного следует, что давление во всасывающем патрубке насоса должно быть предельно низким, но при этом обеспечивающим режим работы без кавитации.

Очевидно, что соответствующий этому давлению допускаемый напор во входном патрубке насоса (принято обозначать его H_s) может быть выражен в виде $H_s = p_y/(\rho g) + \Delta h_{\text{доп}}$. Здесь p_y — давление насыщенных паров перекачиваемой нефти (упругость паров); $\Delta h_{\text{доп}}$ — допускаемый кавитационный запас; определяется экспериментально. Он включает в себя потерю напора от входного патрубка до области пониженного давления в насосе и напор в этой области, гарантирующий отсутствие кавитации. Кривые зависимости $\Delta h_{\text{доп}}$ от расхода совмещают с характеристиками насосов $H = H(Q)$.

Возвышенность на трассе, от которой нефть приходит на конечный пункт нефтепровода самотеком, называется перевальной точкой. Таких точек может быть несколько (рис. 4.5). Расстояние от начального пункта нефтепровода до ближайшей из них π называется расчетной длиной нефтепровода $L_{\text{расч}}$. При гидравлическом расчете длина нефтепровода принимается равной расчетной, разность отметок Δz — равной превышению перевальной точки над начальным пунктом трассы. Для нахождения перевальной точки проведем от конечного пункта трассы K линию гидравлического уклона I до пересечения ее с профилем. Затем вычертим параллельную линию 2 с расчетом, чтобы она касалась профиля, нигде его не пересекая. Место касания линии гидравлического уклона 2 с профилем трассы — перевальная точка π , определяющая расчетную длину нефтепровода. Если линия гидравлического уклона, проведенная из конечной точки трассы, нигде не пересекается с профилем и не касается его (на рис. 4.5 — пунктирная линия), перевальная точка отсутствует и расчетная длина равна полной длине нефтепровода. Перевальная точка может оказаться не только между последней станцией и конечным пунктом нефтепровода, но и на перегоне между промежуточными НПС. При соответ-

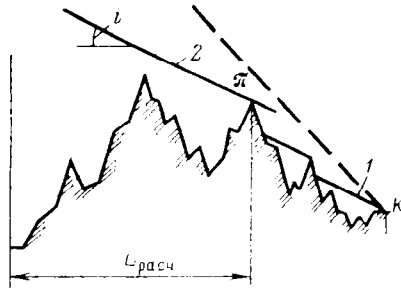


Рис. 4.5. Схема к определению перевальной точки

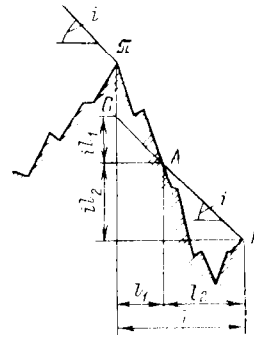


Рис. 4.6. Схема течения нефти за перевальной точкой

вующем профиле перевальная точка может появиться при изменении режима работы нефтепровода: при отключении какой-либо станции или при изменении вязкости перекачиваемой нефти.

Рассмотрим движение нефти за перевальной точкой. В промежутке трассы от перевальной точки до конечного пункта выделим два участка: πA длиной l_1 и AK длиной l_2 (рис. 4.6). На последнем из них самотечное движение нефти обеспечивается разностью высот точек A и K : $il_2 = \Delta z_{A-K}$. На участке πA , как видно из чертежа, $\Delta z_{\pi-A} > il_1$ на величину πC . Но это противоречит условию баланса потерь il_1 и активного $\Delta z_{\pi-A}$ напоров. Следовательно, на участке πA гидравлический уклон должен быть больше i . Это возможно только в случае увеличения скорости движения нефти на участке πA . Из уравнения сплошности $Q = \omega F$ видно, что с увеличением скорости живое сечение потока F должно уменьшаться. Следовательно, от перевальной точки до пункта A (см. рис. 4.6) нефть будет течь при частичном заполнении поперечного сечения трубопровода. При этом $(\Delta z_{\pi-K} - il_1) Q_{pg}$ представляет собой мощность, расходуемую непроизводительно. Пространство, свободное от нефти, будет занято выделившимися из нее парами и растворенными газами. Во избежание разрыва сплошности потока на конечном пункте (или на НПС, куда приходит нефть с перевальной точки) следует поддерживать давление, обеспечивающее некоторый запас напора на перевальной точке. Обычно этот запас принимают равным 10 м.

4.5. ХАРАКТЕРИСТИКА ТРУБОПРОВОДА. ХАРАКТЕРИСТИКА НАСОСА И НАСОСНОЙ СТАНЦИИ, СОВМЕЩЕННАЯ ХАРАКТЕРИСТИКА¹

Характеристикой трубопровода называется зависимость потери напора от расхода. Уравнение (4.10) или (4.11) — аналитическое выражение этой зависимости. Характеристика трубопровода изображена

¹ Разделы 4.5, 4.6, 4.7 написаны при участии Л. М. Беккера.

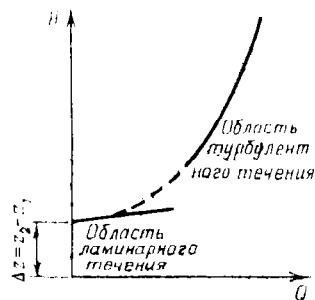


Рис. 4.7. Характеристика трубопровода

на рис. 4.7. Начальная точка характеристики — конец отрезка Δz , откладываемого по оси H вверх, если $z_2 > z_1$ или вниз, если $z_2 < z_1$. Величины ν , L и D определяют крутизну характеристики. Чем больше вязкость перекачиваемой жидкости, протяженность трубопровода и чем меньше его диаметр, тем характеристика круче. При расчетах нет нужды вычерчивать характеристику от начальной точки, соответствующей $Q = 0$. Вполне достаточно построить характеристику трубопровода по трем или даже двум точкам, находящимся в узком диапазоне расходов, ожидаемых при эксплуатации рассчитываемого трубопровода.

Характеристикой насоса называется зависимость развиваемого им напора H от подачи Q . Для центробежных насосов, применяемых на магистральных нефтепроводах, характеристики имеют вид пологопадающих кривых. Участок характеристики, соответствующий наиболее высоким значениям к. п. д., — рабочая область. Для этой области зависимость H от Q очень удачно аппроксимируется выражением

$$H = a - bQ^2. \quad (4.12)$$

Однако, когда бывает необходимо совместно решать уравнения характеристик насоса (насосной станции) и трубопровода, целесообразно вместо (4.12) принять

$$H = a - bQ^{2-m}. \quad (4.13)$$

В формулах (4.12) и (4.13) a и b — постоянные величины, определяемые обработкой координат точек, взятых в рабочей области характеристики. По смыслу в (4.12) или (4.13) a — напор при $Q = 0$; коэффициент b свидетельствует о крутизне характеристики. В формуле (4.13) величина m та же, что и в формуле Лейбензона для потери напора в трубопроводе.

Характеристики насосов получают опытным путем при работе на воде. При работе на нефти (вязкая жидкость) характеристика $Q-H$ снижается, становится более крутой. Методику пересчета характеристики «с воды на нефть» можно найти в специальных руководствах.

Плотность не влияет на характеристику $Q-H$: напор, развиваемый насосом, не изменяется при изменении плотности перекачиваемой жидкости.

Изменением диаметра колеса насоса D , а также частоты вращения n изменяют характеристику. Известно, что

$$D_*/D = Q_*/Q; \quad D_*/D = \sqrt{H_*/H}. \quad (4.14)$$

(При изменении частоты вращения — аналогичные равенства.) Звездочкой обозначены новые, измененные условия. При обточке колес ($D_* < D$) или при уменьшении частоты вращения ($n_* < n$) характеристика $Q-H$ снижается.

Характеристика насоса после обточки колеса до диаметра D_* может быть получена на основании прежней характеристики при помощи формул (4.14). При этом нельзя перестраивать характеристику, пользуясь лишь одной из этих формул.

Если необходимо, чтобы характеристика насоса проходила через точку с координатами Q_* , H_* , находящуюся под характеристикой, соответствующей диаметру колеса D , то диаметр колеса после обточки может быть найден по формуле

$$D_* = D \sqrt{\frac{H_* + bQ_*^2}{a}}. \quad (4.15)$$

Эта формула выводится из (4.12) и (4.14). Входящие в нее a и b — те же, что и в формуле (4.12).

Характеристику группы соединенных между собой насосов (суммарную характеристику) получают сложением характеристик насосов, входящих в эту группу. При последовательном соединении складываются напоры при одинаковых расходах, а при параллельном — расходы при одинаковых напорах (рис. 4.8). Уравнение суммарной характеристики имеет такой же вид, как (4.12) или (4.13).

Теперь перейдем к основному технологическому элементу нефтепровода, включающему в себя нефтеперекачивающую станцию (НПС) и примыкающий к ней трубопровод (перегон). Для этого элемента характеристикой трубопровода принято считать зависимость напора в начальной точке трубопровода от расхода, а характеристикой нефте-

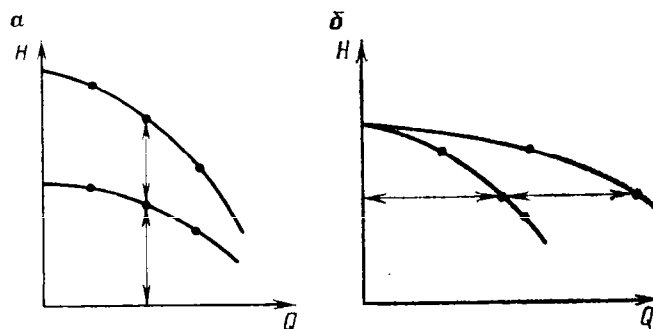


Рис. 4.8. График построения суммарной характеристики двух насосов, соединенных последовательно (а) и параллельно (б)

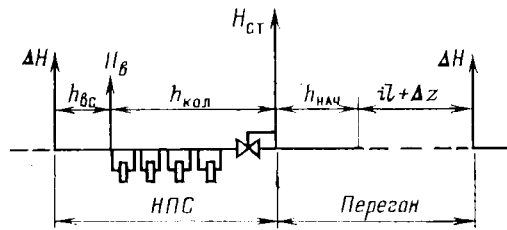


Рис. 4.9. Схема основного технологического элемента нефтепровода

перекачивающей станции — зависимость напора на выходе из блока регуляторов давления от расхода. Выход из блока регуляторов давления принимают за начальную точку трубопровода (перегона). Конечной точкой будем считать точку врезки в магистраль всасывающего участка, подводящего нефть к первому насосу следующей станции.

На рис. 4.9, изображающем схему НПС и перегона, указаны гидравлические сопротивления отдельных участков, а также напоры в характерных точках. Обозначено: $h_{вс}$ — потеря напора во всасывающем участке; $h_{кол}$ — потеря напора в коллекторе, т. е. в трубопроводной обвязке насосов и блока регуляторов давления; $h_{нач}$ — потеря напора на участке от блока регуляторов до магистрали; $iL + \Delta z$ — потеря напора на трение и преодоление разности геодезических высот для перегона между станциями; $H_{ст}$ — напор на выходе из блока регуляторов давления (в начальной точке перегона); $H_{в}$ — напор во всасывающем патрубке первого насоса; ΔH — напор на входе в НПС (или в конечной точке перегона).

Очевидно, что

$$\Delta H = h_{вс} + H_{в}. \quad (4.16)$$

Напор $H_{в}$ называют подпором. Этот же термин применяют и для ΔH .

В соответствии с рис. 4.9 и принятыми обозначениями для перегона между двумя промежуточными станциями

$$H_{ст} = h_{нач} + iL + \Delta z + \Delta H. \quad (4.17)$$

Для перегона, на котором имеется перевальная точка,

$$H_{ст} = h_{нач} + iL_{п} + \Delta z_{п} + H_{п}. \quad (4.18)$$

Здесь $L_{п}$ и $\Delta z_{п}$ относятся к перевальной точке, а $H_{п}$ — напор на перевальной точке, гарантирующий сплошность потока. Для перегона между промежуточной НПС и конечным пунктом

$$H_{ст} = h_{нач} + iL + \Delta z + H_{к}, \quad (4.19)$$

где $H_{к} = h_{к} + H_{рез}$ — напор в конце магистрали, учитывающий потерю напора $h_{к}$ в трубопроводах конечного пункта и высоту уровня $H_{рез}$ в заполненном резервуаре.

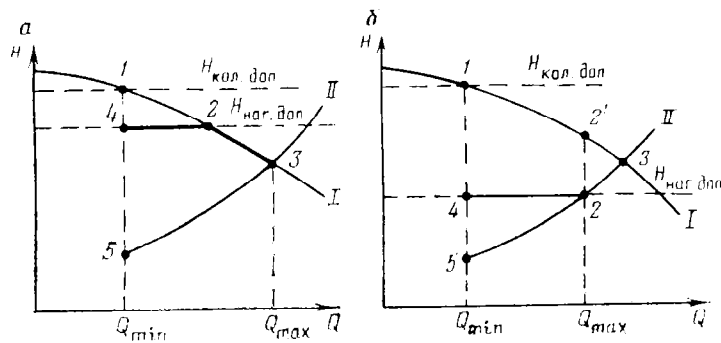


Рис. 4.10. Совмещенные характеристики

Формулы (4.17), (4.18) и (4.19) — аналитические выражения характеристики трубопровода; в них, за исключением Δz и H_{π} , все слагаемые являются функциями расхода.

Аналитическое выражение характеристики НПС напишем в виде

$$H_{ст} = H_v + H_{диф} - h_{кол} \quad (4.20)$$

или, если учесть (4.16),

$$H_{ст} = \Delta H - h_{вс} + H_{диф} - h_{кол}, \quad (4.21)$$

где $H_{диф}$ — дифференциальный напор, развиваемый основными насосами; определяется по заводским характеристикам $H = H(Q)$ (при необходимости пересчитанным «с воды на нефть»).

Для головной НПС $H_v = H_n - h_n$ и поэтому

$$H_{ст} = H_n - h_n + H_{диф} - h_{кол}, \quad (4.22)$$

где H_n — напор на выходе из подпорной насосной; h_n — потеря напора в трубопроводе, соединяющем подпорную насосную с основной.

Если на головной НПС подпор H_v создается подпорной насосной, то на промежуточной НПС его источником является предыдущая станция. И в том, и в другом случае подпор H_v не должен быть меньше допускаемого наименьшего значения H_s . В противном случае перекачка окажется невозможной (кавитация).

Характеристика НПС, построенная в соответствии с формулами (4.20), (4.21) или (4.22), называется полной. Характеристика НПС, построенная при условии, что при всех значениях расхода $H_v = H_s$, называется исходной. Полная характеристика располагается выше исходной на $H_v - H_s$.

Полная характеристика НПС и характеристика трубопровода (примыкающего к НПС перегон), построенная на одном чертеже (рис. 4.10, линии I и II), образуют совмещенную характеристику. Координаты точки пересечения этих характеристик определяют пропускную способность системы НПС — перегон и напор на выходе из

блока регуляторов давления. На совмещенной характеристике проводят горизонтальные линии, показывающие ограничения напора для магистралей $H_{\text{маг. доп}}$ и для коллектора $H_{\text{кол. доп}}$. Высота расположения этих линий соответствует напорам, допускаемым из условия прочности. Точка пересечения характеристики НПС с линией ограничения давления для коллектора определяет наименьшую пропускную способность, с которой может работать станция. На рис. 4.10, а это точка 1. При меньшем расходе срабатывает защита и станция отключается. Точка пересечения характеристики НПС с линией ограничения давления для магистрали (точка 2 на рис. 4.10, а) определяет наименьшую пропускную способность, при которой станция может работать без регуляторов давления. При меньших расходах включаются регуляторы, поддерживающие после себя давление на постоянном допускаемом уровне. Таким образом, линия 1—2—3 на рис. 4.10, а представляет собой рабочий участок полной характеристики НПС (ограниченный расходами Q_{min} и Q_{max}), а линия 4—2—3 — рабочий участок характеристики (учитывающий действие регуляторов давления). Если линия ограничения давления в магистрали 4—2 проходит ниже точки 3, как это показано на рис. 4.10, б, то максимальный расход будет определяться точкой пересечения этой линии с характеристикой трубопровода. Рабочий участок полной характеристики НПС в этом случае показан линией 1—2, а с учетом работы регуляторов давления — отрезком 4—2. Выражения (4.17), (4.18) и (4.19), представленные на графике в виде характеристики трубопровода, определяют «требуемый напор», т. е. необходимый для реализации заданного расхода. Разность между напором, определяемым полной характеристикой НПС, и требуемым напором, называют «свободным напором». На совмещенной характеристике он изображается вертикальным отрезком между полной характеристикой НПС и характеристикой трубопровода. Свободный напор полностью передается на следующую станцию, если давление на выходе из НПС меньше или равно допускаемому из условия прочности магистрали. Если линия ограничения давления для магистрали пересекает вертикальный отрезок, определяющий свободный напор, и, таким образом, делит его на две части, то на следующую НПС передается напор, соответствующий лишь нижней части этого отрезка. Остальная часть свободного напора (верхняя часть отрезка) подлежит дросселированию в блоке регуляторов.

4.6. УРАВНЕНИЯ БАЛАНСА НАПОРОВ. ОПРЕДЕЛЕНИЕ ЧИСЛА НЕФТЕПЕРЕКАЧИВАЮЩИХ СТАНЦИЙ

Напор на выходе из нефтеперекачивающей станции и напор в начальной точке трубопровода (перегона между станциями) равны друг другу. Для головного (первого) участка нефтепровода, состоящего из НПС и примыкающего к ней перегона, это условие на основании (4.22) и (4.17) выражается в виде:

$$H_{\text{п}} - h_{\text{п}} + H_{\text{диф}} - h_{\text{кол}} = h_{\text{нач}} + i l_1 + \Delta z_1 + \Delta H_2.$$

Приняв $h_n = h_b$ и обозначив

$$h_b + h_{\text{кол}} + h_{\text{нач}} = h_{\text{ст}} \quad (4.23)$$

(гидравлическое сопротивление всех коммуникаций станции), получим

$$H_n + H_{\text{диф}} - h_{\text{ст}} = i l_1 + \Delta z_1 + \Delta H_2.$$

Для второго участка, для участка, имеющего номер c , и для последнего n -го участка будем иметь

$$\begin{aligned} \Delta H_2 + H_{\text{диф}} - h_{\text{ст}} &= i l_2 + \Delta z_2 + \Delta H_3; \\ \Delta H_c + H_{\text{диф}} - h_{\text{ст}} &= i l_c + \Delta z_c + \Delta H_{c+1}; \\ \Delta H_n + H_{\text{диф}} - h_{\text{ст}} &= i l_n + \Delta z_n + H_k. \end{aligned} \quad (4.24)$$

Сложив первые c выражений, получим уравнение баланса напоров для участка от головной НПС до станции $c + 1$, а сложив все n — уравнение баланса напоров для всего нефтепровода:

$$\begin{aligned} H_n + c(H_{\text{диф}} - h_{\text{ст}}) &= i L_{c+1} + \Delta z_{c+1} + \Delta H_{c+1}, \\ H_n + n(H_{\text{диф}} - h_{\text{ст}}) &= i L + \Delta z + H_k. \end{aligned} \quad (4.25)$$

Здесь L_{c+1} — расстояние от начальной точки нефтепровода до станции $c + 1$, а L — длина всего нефтепровода. Разности геодезических высот Δz_{c+1} и Δz соответствуют l_{c+1} и L . Предполагается, что все НПС однотипные, оборудование станций одинаковое. Принимается также, что перекачка идет без регулирования.

Если считать, что границами НПС являются точки врезки в магистраль всасывающего трубопровода и трубопровода, идущего от блока регуляторов давления, то $H_{\text{диф}} - h_{\text{ст}}$ будет представлять собой напор, развиваемый нефтеперекачивающей станцией (с учетом сопротивления внутренних коммуникаций $h_{\text{ст}}$). Смысл уравнений (4.24) и (4.25) будет следующий: напор, развиваемый станциями, равен потере напора в трубопроводе. Очевидно, что зависимость $H_{\text{диф}} - h_{\text{ст}}$ от расхода тоже можно считать характеристикой НПС. В ряде случаев ее удобно выражать в виде (4.13): $H_{\text{диф}} - h_{\text{ст}} = a - bQ^{2-m}$.

Уравнение баланса напоров (4.25) примет вид:

$$H_n + n(a - bQ^{2-m}) = iL + \Delta z + H_k. \quad (4.26)$$

Здесь Q — конкретная величина.

Считая H_n и H_k постоянными, из (4.26) можно получить:

$$Q = \sqrt[2-m]{\frac{H_n + na - (\Delta z + H_k)}{nb + iL}},$$

где Q — расход в системе насосные станции — трубопровод.

Баланс напоров и равенство подачи насосов расходу в трубопроводе (материальный баланс перекачки) дают основание для следующего важного вывода: трубопровод и нефтеперекачивающие станции составляют единую гидравлическую систему.

Изменение режима работы какой-либо одной насосной станции (например, отключение части насосов) нарушит режим работы остальных станций и трубопровода. Работу трубопровода и насосных станций всегда надо рассматривать как совместную.

Уравнения (4.24) и (4.25) действительны, как уже было сказано, при однотипных станциях, работающих без дросселирования. В тех случаях, когда расход следует считать строго заданной величиной, согласование напора, развиваемого станциями, и потери напора в трубопроводе (соблюдение баланса напоров) регулируют подбором диаметров колес насосов и при необходимости при помощи дросселирования. Уравнение баланса напоров (4.25) позволяет получить формулу для определения числа станций n проектируемого нефтепровода.

Удобно, чтобы эта формула была связана с условием прочности трубопровода. Для этой цели введем в уравнение (4.25) напор $H_{ст}$, соответствующий толщине стенки трубопровода. Имеем: $H_{диф} = H_{ст} + h_{кол} - H_{в}$.

Приняв здесь $H_{в} = H_s$ и учитывая (4.23), напомним

$$H_{диф} - h_{ст} = H_{ст} - \Delta h, \quad (4.27)$$

где

$$\Delta h = h_{нач} + h_{вс} + H_s. \quad (4.28)$$

Вместо (4.25) теперь получим

$$H_{п} + n(H_{ст} - \Delta h) = iL + \Delta z + H_{к}.$$

Отсюда число НПС

$$n = \frac{iL + \Delta z + H_{к} - H_{п}}{H_{ст} - \Delta h} \quad (4.29)$$

или, пренебрегая величиной $H_{к} - H_{п}$,

$$n = \frac{iL + \Delta z}{H_{ст} - \Delta h}. \quad (4.30)$$

Если на перегоне между последней НПС и конечным пунктом есть перевальная точка, то в этих формулах L — расстояние от начальной точки нефтепровода до перевальной точки и Δz — соответствующая разность геодезических высот.

Перевальные точки на перегонах между промежуточными НПС не оказывают влияния на уравнение баланса напоров и, следовательно, на число НПС (если, разумеется, нет необходимости в дросселировании на участке между перевальной точкой и следующей станцией).

При вычислении n напор $H_{ст}$ следует находить по исходной характеристике НПС, построенной для роторов наибольшего диаметра. Если этот напор окажется больше допустимого по условию прочности магистрали ($H_{мах}$), то расчетное значение $H_{ст}$ принимается равным $H_{мах}$.

Величину Δh называют передаваемым напором. Это не совсем точно. На самом деле «передаваемым» (на следующую НПС) напором является $h_{вс} + H_s$, т. е. лишь часть Δh . Остальная часть ($h_{нач}$) от-

носится к потерям напора на рассматриваемой НПС и, следовательно, не может считаться «передаваемой». Напор Δh можно назвать передаваемым лишь условно, если считать, что напор $H_{ст}$ относится не к выходу из блока регуляторов давления, а к начальной точке магистрали (перегона между НПС). Это все равно, что поднять линию гидравлического уклона на высоту $h_{нач}$.

Дробное число станций n , полученное по формуле (4.29) или (4.30), округляют в большую сторону. При этом баланс напоров соблюдается за счет соответствующего подбора диаметров колес насосов на станциях. Если число n округлить в меньшую сторону до целого n_0 , то недостаток напора, развиваемого станциями, равный $(n - n_0)(H_{ст} - \Delta h)$, должен быть компенсирован уменьшением гидравлического сопротивления трубопровода при помощи лупинга (или вставки). Лупинг длиной x уменьшает гидравлическое сопротивление на $ix - i_{л}x = ix(1 - \omega)$. Величина x может быть определена из равенства

$$(n - n_0)(H_{ст} - \Delta h) = ix(1 - \omega).$$

Получаем

$$x = (H_{ст} - \Delta h) \frac{n - n_0}{i(1 - \omega)}.$$

4.7. РАССТАНОВКА НЕФТЕПЕРЕКАЧИВАЮЩИХ СТАНЦИЙ

Задача о расстановке нефтеперекачивающих станций впервые была решена В. Г. Шуховым. Идея состоит в том, что станции должны находиться в точках, где линии гидравлического уклона пересекаются с профилем трассы. Будем учитывать, что, поскольку в комплект каждого насоса входит несколько (до четырех) рабочих колес различного диаметра, имеется возможность работы НПС с различными напорами (при одной и той же заданной пропускной способности). Возможность изменения напора дает свободу выбора мест нахождения НПС. Они могут находиться не в строго фиксированных точках трассы, а на некоторых участках, называемых зонами возможного расположения станций. Определение границ этих зон связано с выполнением следующего требования: напор на выходе любой НПС не должен выходить за пределы H_{max} и H_{min} , соответствующие наибольшему и наименьшему диаметру рабочего колеса и условию прочности трубопровода.

Процедура нахождения зон возможного расположения НПС может быть показана наиболее просто для трубопровода с горизонтальным профилем (рис. 4.11). От начальной точки профиля трассы, где должна быть расположена первая станция, откладываем по вертикали вверх напоры $H_{min} - \Delta h$ и $H_{max} - \Delta h$ (напомним, что Δh включает в себя потерю напора в коммуникациях НПС от магистрали до первого насоса и от блока регуляторов давления до магистрали, а также минимально допускаемый напор на входе в первый насос). От концов отрезков $H_{min} - \Delta h$ и $H_{max} - \Delta h$ проводим линии гидравлического уклона до пересечения с профилем. Получим точки a_2 и b_2 . Если вторую

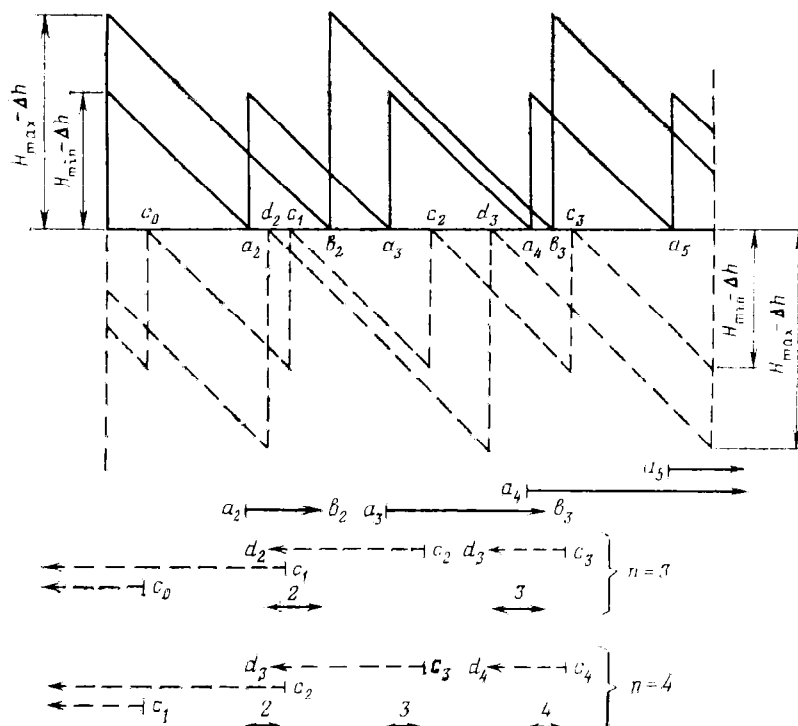


Рис. 4.11. Схема расстановки нефтеперекачивающих станций

станцию поставить в точке a_2 , то напор на первой НПС будет равен $H_{\min}$. При перемещении второй НПС вправо напор на первой станции будет возрастать и по достижении точки b_2 он станет равным $H_{\max}$. Очевидно, что ни слева от точки a_2 , ни справа от точки b_2 вторую станцию ставить нельзя. Далее от точки a_2 откладываем по вертикали вверх напор $H_{\min} - \Delta h$, а от точки b_2 — напор $H_{\max} - \Delta h$. Затем снова проводим линии гидравлического уклона до пересечения с профилем, получаем точки a_3 и b_3 , ограничивающие расположение третьей НПС, и т. д.

Нетрудно заметить, что индекс последней точки b , полученной на профиле, означает наименьшее число станций n , при котором может быть обеспечена расчетная пропускная способность. Оно равно округленному в большую сторону числу НПС, полученному по приближенной формуле

$$n = (L + \Delta z) / (H_{\max} - \Delta h). \quad (4.31)$$

Наибольшее число НПС, обеспечивающее расчетную пропускную способность, соответствует индексу предпоследней точки a . Это число получается и по формуле (4.31), если вместо $H_{\max}$ взять $H_{\min}$ и полученный результат округлить до целого числа в меньшую сторону.

При достаточной протяженности трассы наибольшее и наименьшее числа НПС могут отличаться друг от друга больше чем на единицу. Наилучший вариант определяется экономическим сравнением.

Для нахождения границ зон возможного расположения станций недостаточно получить точки a и b , откладывая напоры $H_{\min} - \Delta h$ и $H_{\max} - \Delta h$ и вычерчивая линии гидравлического уклона, начиная от начальной точки трассы.

Необходимо также удовлетворить и другому требованию: линия гидравлического уклона от последней НПС должна прийти к конечному пункту и при этом напор последней станции не должен выходить за пределы $H_{\min}$ и $H_{\max}$. Чтобы выполнить это требование, надо найти границы зон возможного расположения при построении линий гидравлического уклона и напоров от конечного пункта к начальному. Удобно эти построения выполнять «под профилем». От конечной точки профиля по вертикали вниз откладываем напоры $H_{\min} - \Delta h$ и $H_{\max} - \Delta h$ и по-прежнему вычерчиваем линии гидравлического уклона до пересечения с профилем, как показано на рис. 4.11. Полученные точки — границы зоны возможного расположения последней НПС удовлетворяют указанному второму требованию. Обозначим их буквами c и d . Индексы — номер последней НПС. Далее аналогично описанному выше от точек c и d откладываем вниз напоры $H_{\min} - \Delta h$ и $H_{\max} - \Delta h$, проводим линии гидравлического уклона, получаем точки c и d для предпоследней станции и т. д.

Зонами возможного расположения станций будут части участков ab и cd , перекрывающие друг друга, т. е. оказавшиеся общими, имеющие одинаковые индексы. На рис. 4.11 по индексам у точек b и a находим, что наименьшее число станций равно трем, а наибольшее — четырем. Приняв $n = 3$, маркируем точки c и d . Ближайшие к концу трассы будут иметь индексы 3, следующие — 2 и т. д. Для наглядности точки a , b , c и d перенесены вниз под профиль и попарно соединены горизонтальными отрезками. Оказалось, что участки a_3b_3 и c_3d_3 , а также a_2b_2 и c_2d_2 частично перекрывают друг друга. Отсюда находим, что третья станция может быть помещена между точками b_3 и d_3 , а вторая — между точками b_2 и d_2 . На рисунке эти зоны возможного расположения показаны горизонтальными отрезками 3 и 2.

Если принять число станций $n = 4$, то индексы у точек c и d надо будет изменить. Так, точки c_3 и d_3 должны быть обозначены c_4 и d_4 , а точки c_2 и d_2 будут теперь c_3 и d_3 . Зона возможного расположения четвертой НПС, как видно из рисунка, будет находиться между точками a_4 и c_4 , третьей — между точками a_3 и c_3 и второй — между точками a_2 и c_2 .

Число станций, полученное по формуле (4.31), округляется, как было сказано, в большую сторону. Поэтому вычисленный по этой формуле средний напор $H_{\text{ср}}$, приходящийся на каждую из принятых n станций, оказывается меньше $H_{\max}$. От разности $H_{\max} - H_{\text{ср}}$ зависит протяженность зон возможного расположения. Чем эта разность меньше, тем меньше протяженность этих зон. При $H_{\text{ср}} = H_{\max}$, т. е. когда найденное по формуле (4.31) число станций n оказывается целым, протяженность зон возможного расположения равна нулю.

Станции должны будут располагаться в точках пересечения линий гидравлического уклона с профилем при напоре на станциях, равном $H_{\max}$ (точки *b*). Аналогично получается и при $H_{\text{ср}} = H_{\min}$. Места расположения станций в этом случае — точки *a*.

В зонах возможного расположения могут быть места или участки, на которых сооружение НПС нежелательно или даже запрещено. Нельзя, например, помещать станцию перед водной преградой, на болотистой местности и т. д. Протяженность зоны возможного расположения в таких случаях может резко сократиться.

После того как в зоне возможного расположения второй станции выбрано место, где она должна находиться, зоны возможного расположения остальных станций не могут оставаться прежними. Теперь вторую НПС считают первой и зоны возможного расположения остальных станций определяют заново. Процедура их определения такая же.

4.8. РАСЧЕТ РЕЖИМОВ РАБОТЫ СТАНЦИЙ

Расчет режимов работы станций выполняется после того, как выявлены зоны их возможного расположения и выбраны точки, где они будут находиться. Цель расчета — подбор диаметров рабочих колес насосов, определение напоров на входе и выходе НПС, а также напоров, подлежащих дросселированию.

Предварительно должны быть определены гидравлический уклон i , потери напора в коммуникациях НПС $h_{\text{вс}}$, $h_{\text{нач}}$ и $h_{\text{кол}}$ и напор в конечном пункте $H_{\text{к}}$, а также дифференциальные напоры станций $H_{\text{диф}}$ при расчетном значении расхода для всех диаметров рабочих колес насосов, имеющихся в наборе. Расчет ведется по участкам (НПС и примыкающий к ней перегон). Удобно начинать с последнего участка.

Процедура расчета может быть следующей.

1. Ищем перевальную точку на последнем перегоне. Для «подозреваемых» точек вычисляем напор $H' = \Delta z' - il'$, где $\Delta z'$ — разность высот перевальной точки и конечного пункта и l' — расстояние от перевальной точки до конечного пункта. Перевальная точка есть, если $H' > H_{\text{к}}$.

2. Определяем требуемый напор на выходе из НПС. Если нет перевальной точки, то $H_{\text{ст тр}} = h_{\text{нач}} + il + \Delta z + H_{\text{к}}$. Если перевальная точка есть, то $H_{\text{ст тр}} = h_{\text{нач}} + il_{\text{п}} + \Delta z_{\text{п}} + H_{\text{п}}$.

3. Определяем требуемый дифференциальный напор $H_{\text{диф. тр}} = H_{\text{ст тр}} + h_{\text{кол}} - H_{\text{в}}$. Здесь подпор $H_{\text{в}}$ на входе в первый насос, получаемый от предыдущей НПС, пока еще не известен. Примем его равным наименьшей допускаемой величине H_{s} .

4. Для всех диаметров, имеющихся в наборе колес насосов по характеристике $Q-H$, находим дифференциальные напоры $H_{\text{диф}}$, соответствующие расчетной пропускной способности. Выбираем из них наиболее близкий к $H_{\text{диф. тр}}$.

5. Избыток напора подлежит дросселированию $h_{\text{др}} = H_{\text{диф}} - H_{\text{диф. тр}}$.

6. Если $H_{\text{диф}} < H_{\text{диф. тр}}$, то подпор на входе в первый насос дол-

жен быть увеличен на $H_{\text{диф. тр}} - H_{\text{диф.}}$. Получим: $H_{\text{в}} = H_{\text{с}} + H_{\text{диф. тр}} - H_{\text{диф.}}$.

7. Этот подпор может оказаться еще большим, если на предыдущем (предпоследнем) перегоне имеется перевальная точка. Для выявления перевальной точки следует вычислить значение H' . В рассматриваемом случае $H' = \Delta z' - i l' - h_{\text{вс}}$, где $\Delta z'$ — разность геодезических отметок перевальной точки и последней НПС; l' — соответствующая длина трубопровода. Если окажется, что H' больше $H_{\text{в}}$, то рассматриваемая точка — перевальная. В этом случае подпор на входе в первый насос последней НПС следует считать равным H' , и все расчеты, начиная с п. 3, придется выполнить заново.

8. Далее аналогичные расчеты выполняются для всех остальных участков.

4.9. УВЕЛИЧЕНИЕ ПРОПУСКНОЙ СПОСОБНОСТИ НЕФТЕПРОВОДА

На совмещенной характеристике $H = H(Q)$ (рис. 4.12) увеличение пропускной способности означает перемещение рабочей точки вправо. Чтобы это произошло, необходимо либо «поднять» характеристики НПС, либо сделать более пологими характеристики перегонов. Отсюда — два способа увеличения пропускной способности: сооружение дополнительных станций на перегонах между существующими (удвоение числа НПС) и прокладка лупингов. Очевидно, что коэффициент увеличения пропускной способности $\chi = Q_*/Q$ (отношение увеличенной пропускной способности к прежней) при удвоении числа НПС есть фиксированная величина, а при прокладке лупингов коэффициент χ может иметь различные значения в зависимости от длины и диаметра лупинга. В обоих случаях напор на выходе из станции уменьшается ($H_{\text{ст*}} < H_{\text{ст}}$). Поэтому несущая способность трубопровода окажется недоиспользованной. Эффективность удвоения числа НПС или прокладки лупингов увеличится, если давление будет поднято до величины, близкой к допускаемой по условию прочности. Это может быть осуществлено подбором диаметров колес насосов, заменой

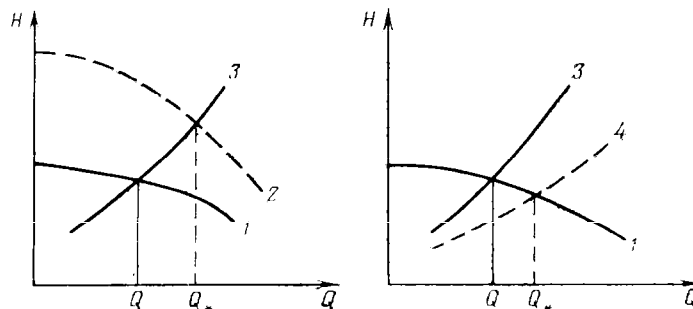


Рис. 4.12. Совмещенные характеристики $H = H(Q)$:

— существующей НПС; 2 — существующей и дополнительной НПС; 3, 4 — трубопровода, ■ после прокладки лупинга

существующих насосов на другие, параметры которых ближе к необходимым, установкой дополнительных подпорных насосов или даже сооружением на той же площадке второй магистральной насосной, включаемой параллельно.

Будем считать, что до и после увеличения пропускной способности давления на выходе из НПС одинаковые ($H_{ст*} = H_{ст}$).

Определим коэффициент $\chi = Q_*/Q$, получающийся при удвоении числа станций.

Для существующей станции c и примыкающего к ней перегона напишем следующие уравнения баланса напоров.

До увеличения пропускной способности в соответствии с (4.24) и (4.27) имеем:

$$\Delta H_c + (H_{ст} - \Delta h) = i l_c + \Delta z_c + \Delta H_{c+1}.$$

После удвоения числа станций

$$\Delta H_c + 2(H_{ст} - \Delta h) = i_* l_c + \Delta z_c + \Delta H_{c+1}.$$

Разделим второе уравнение на первое. Приняв, что $\Delta H_c = \Delta H_{c+1}$, получим

$$\frac{i_*}{i} = \left(\frac{Q_*}{Q} \right)^{2-m} = \chi^{2-m} = \frac{2(H_{ст} - \Delta h) - \Delta z_c}{(H_{ст} - \Delta h) - \Delta z_c}. \quad (4.32)$$

Если пренебречь величиной Δz , то $\chi = 2^{\frac{1}{2-m}}$.

Теперь рассмотрим увеличение пропускной способности прокладкой лупинга.

Из уравнения баланса напоров для станции c и соответствующего перегона

$$\Delta H_c + (H_{ст} - \Delta h) = i l_c + \Delta z_c + \Delta H_{c+1}$$

и уравнения

$$\Delta H_c + (H_{ст} - \Delta h) = i_* [l_c - x(1 - \omega)] + \Delta z_c + \Delta H_{c+1},$$

учитывающего прокладку лупинга длиной x , получаем

$$i_* [l - x(1 - \omega)] = i l \quad (\text{индекс } c \text{ опущен})$$

и далее

$$\frac{i_*}{i} = \chi^{2-m} = \frac{l}{l - x(1 - \omega)}.$$

Отсюда длина лупинга, обеспечивающего заданное увеличение пропускной способности χ ,

$$x = \frac{l}{1 - \omega} \left(1 - \frac{1}{\chi^{2-m}} \right). \quad (4.33)$$

Нетрудно увидеть, что прокладка лупингов целесообразна при сравнительно небольшом увеличении пропускной способности ($\chi < 2^{1/(2-m)}$). Если требуется увеличить пропускную способность в число раз, близкое к $2^{1/2-m}$ (при турбулентном течении в зоне дейст-

вия формулы Блазиуса $2^{1/2-m} = 1,486$), то это можно сделать удвоением числа станций. Но можно такой же эффект получить и прокладкой лупинга. Если же $\chi > 2^{1/2-m}$, то может оказаться выгодным комбинированный способ: удвоение числа НПС с одновременной прокладкой лупингов.

Вопрос о предпочтительности того или иного способа решается сравнением приведенных затрат P . Для участка нефтепровода, состоящего из одной НПС и примыкающего к ней перегона, выразим их в следующем виде:

при удвоении числа станций

$$P_{\text{удв}} = K_{\text{ст}}(E_n + \alpha_{\text{ст}}) + \mathcal{E}_{\text{удв}} + \mathcal{Z};$$

при прокладке лупинга

$$P_{\text{л}} = K_{\text{л}}(E_n + \alpha_{\text{л}})x + \mathcal{E}_{\text{л}},$$

здесь $K_{\text{ст}}$ — капитальные затраты на вновь сооружаемую (дополнительную) станцию; $K_{\text{л}}$ — капитальные затраты на единицу длины лупинга; E_n — нормативный коэффициент эффективности; $\alpha_{\text{ст}}$ и $\alpha_{\text{л}}$ — отчисления на амортизацию и текущий ремонт для станции и линейной части; $\mathcal{E}_{\text{удв}}$ и $\mathcal{E}_{\text{л}}$ — расходы на электроэнергию; $\mathcal{Z}$ — другие эксплуатационные расходы на вновь сооружаемой НПС (зарплата, стоимость смазки, воды и т. д.).

Длина лупинга x и расходы $\mathcal{E}_{\text{удв}}$ и $\mathcal{E}_{\text{л}}$ подлежат специальному определению. Остальные величины справочные. Длина лупинга может быть найдена по формуле (4.33). Расходы на электроэнергию $\mathcal{E}_{\text{удв}}$ и $\mathcal{E}_{\text{л}}$ определяются по формулам:

$$\mathcal{E}_{\text{удв}} = S_{\text{э}} \frac{GH_{\text{диф}}}{367\eta} + S_{\text{уст}}N;$$

$$\mathcal{E}_{\text{л}} = S_{\text{э}} \frac{GH_{\text{диф}}}{367\eta},$$

где $S_{\text{э}}$ — стоимость электроэнергии, руб/(кВт·ч); G — требуемая пропускная способность, т/год; $H_{\text{диф}}$ — дифференциальный напор (при вычислении $\mathcal{E}_{\text{л}}$ — это напор, развиваемый существующей станцией; при вычислении $\mathcal{E}_{\text{удв}}$ — напор, развиваемый двумя станциями, т. е. существующей и дополнительной); η — к. п. д. насосных агрегатов; $S_{\text{уст}}$ — плата за установленную мощность, руб/кВт в год; N — номинальная мощность, кВт.

Расчеты, определяющие наивыгоднейший способ увеличения пропускной способности, необходимо выполнять для каждого перегона между существующими станциями. После этого следует расчет режимов работы всех НПС.

4.10. ИЗМЕНЕНИЕ ПОДПОРОВ ПЕРЕД СТАНЦИЯМИ ПРИ ИЗМЕНЕНИИ ВЯЗКОСТИ ПЕРЕКАЧИВАЕМОЙ НЕФТИ

Вязкость перекачиваемой нефти в течение года не остается постоянной. Она изменяется вслед за сезонными колебаниями температуры грунта на глубине заложения трубопровода. Изменяется режим работы тру-

бопровода, т. е. расход и напоры на выходе из станций и на приеме (подпоры). Рассмотрим физическую картину изменения подпора перед насосной станцией $c + 1$. Будем считать, что ни на одной из станций нет нужды ни в дросселировании, ни в других видах регулирования. Подпор перед насосной станцией $c + 1$ определим из следующего уравнения баланса напоров для участка l_{c+1} (между первой и $c + 1$ станциями):

$$H_n + c(a - bQ^{2-m}) = fQ^{2-m}l_{c+1} + \Delta z_{c+1} + \Delta H_{c+1}.$$

Учитывая (из уравнения баланса напоров для всего нефтепровода), что

$$Q^{2-m} = \frac{H_n + na - (\Delta z + H_k)}{nb + fL},$$

получим

$$\Delta H_{c+1} = H_n + ca - \Delta z_{c+1} - [H_n + na - (\Delta z + H_k)] \frac{c}{n} \frac{b + fl_{c+1}/c}{b + fL/n}. \quad (4.34)$$

В этом уравнении от вязкости нефти зависит лишь величина $f = \beta \nu^m / D^{5-m}$. Таким образом, изменение подпора ΔH_{c+1} при изменении вязкости определяется значением $(b + fl_{c+1}/c) / (b + fL/n)$, где l_{c+1}/c представляет собой среднее расстояние между нефтеперекачивающими станциями на участке l_{c+1} , а L/n — то же для всего нефтепровода.

Если $l_{c+1}/c > L/n$, то при увеличении вязкости нефти дробь $(b + fl_{c+1}/c) / (b + fL/n)$ возрастает и, следовательно, уменьшается подпор ΔH_{c+1} . Для случая $l_{c+1}/c < L/n$ — наоборот, при увеличении вязкости нефти подпор перед станцией ΔH_{c+1} увеличивается.

И наконец, если $l_{c+1}/c = L/n$, то изменение вязкости нефти не оказывает влияния на подпор, так как при любом значении f в этом случае $(b + fl_{c+1}/c) / (b + fL/n) = 1$.

Изменение подпоров перед станциями при изменении вязкости иллюстрируется рис. 4.13. Вертикальные пунктирные линии отсекают на профиле трассы одинаковые расстояния L/n (на чертеже $L/3$); L — расчетная длина нефтепровода. Сплошные и пунктирные линии гидравлического уклона i и i_* соответствуют вязкостям ν и ν_* ; $\nu_* > \nu$. Отрезки $aA_1 = A_1A_2 = A_2A_3$ и $aA_{1*} = A_{1*}A_{2*} = A_{2*}A_{3*}$ представляют собой напоры $H_{\text{диф}}$ и $H_{\text{диф}*}$, развиваемые насосными станциями при вязкости нефти ν и ν_* соответственно; отрезок la — подпор перед первой станцией (H_n). Примем точку l за начало координат. Тогда линии гидравлического уклона, идущие от точек A и A_* , будут описываться уравнениями

$$H = H_n + cH_{\text{диф}} - il \quad \text{и} \quad H_* = H_n + cH_{\text{диф}*} - i_*l,$$

где l — расстояние от начальной точки трассы l , а H и H_* — соответствующие им ординаты.

$$cH_{\text{диф}} - il = cH_{\text{диф}*} - i_*l.$$
$$i = \frac{H_{\Pi} + nH_{\text{диф}} - (\Delta z + H_{\text{К}})}{L} \quad \text{и} \quad i_* = \frac{H_{\Pi} + nH_{\text{диф}*} - (\Delta z + H_{\text{К}})}{L},$$

Если бы третья станция находилась в точке B , над которой пересекаются линии i и i_* , т. е. на расстоянии, кратном L/n , то при любом увеличении или уменьшении вязкости нефти подпор остался бы неизменным (условие $l_{c+1}/c = L/n$). Но эта станция расположена дальше точки пересечения гидравлических уклонов i и i_* , для нее $l_{c+1}/c > L/n$. Поэтому подпор перед третьей станцией при увеличении вязкости понижается, что и показано на чертеже. Нефтеперекачивающая станция 2 находится левее точки пересечения линий i и i_* ; для нее $l_{c+1}/c < L/n$. Поэтому подпор перед ней при вязкости ν_* больше, чем при вязкости ν .

Нередко для снабжения потребителей, расположенных вдоль трассы, производится отбор перекачиваемой нефти из нефтепровода (сброс). Сбросы бывают непрерывные и периодические. Непрерывный сброс может быть организован, например, для снабжения нефтью нефтеперерабатывающего завода, расположенного вблизи от трассы нефтепровода. Периодические сбросы обычно бывают на нефтепродуктопроводах (для пополнения запасов близлежащих нефтебаз). Если в каком-либо месте нефтепровод проходит близ промыслового района, то может быть организована подкачка; добываемую на этих промыслах нефть направляют в тот же нефтепровод. В зависимости от мощности месторождения подкачка также может быть непрерывной или периодической.

Расчет нефтепровода с непрерывными сбросами или подкачками можно вести по участкам, разграниченным пунктами сбросов или подкачек. При незначительных сбросах или подкачках нефтепровод рассчитывается без учета их. Но следует иметь в виду, что при периодических сбросах (подкачках) изменяется технологический режим перекачки; обычно это ведет к необходимости регулирования работы насосных станций.

Рассмотрим режим работы нефтепровода при периодических сбросах и подкачках. Участок нефтепровода от начальной точки до пункта сброса (подкачки) будем называть левым, а от пункта сброса (подкачки) до конечной или перевальной точки — правым. При сбросе количество нефти, поступающей в правый участок нефтепровода, уменьшится. Насосные станции, работающие на этом участке, начнут «высасывать» нефть из трубопровода. В результате возрастет расход в левой части нефтепровода и уменьшатся подпоры перед всеми промежуточными станциями.

Из уравнений баланса напоров для левой части нефтепровода

$$\Delta H_n + c(a - bQ_*^{2-m}) = fl_{c+1}Q_*^{2-m} + \Delta z_{c+1} + \Delta H_{(c+1)*}$$

(индекс * означает «при сбросе») и уравнения

$$\Delta H_n + c(a - bQ^{2-m}) = fl_{c+1}Q^{2-m} + \Delta z_{c+1} + \Delta H_{c+1}$$

(перекачка без сброса) найдем уменьшение подпора

$$\delta H_{c+1} = \Delta H_{c+1} - \Delta H_{(c+1)*}$$

перед станцией $c + 1$ (где расположен пункт сброса):

$$\delta H_{c+1} = (cb + fl_{c+1})(Q_*^{2-m} - Q^{2-m}).$$

Такой же формулой определяется изменение подпора перед станцией $c' + 1$, находящейся левее станции $c + 1$:

$$\delta H_{c'+1} = (c'b + fl_{c'+1})(Q_*^{2-m} - Q^{2-m}).$$

(здесь Q_* имеет прежнее значение).

Поскольку $c' < c$, $\delta H_{c'+1} < \delta H_{c+1}$. Следовательно, по длине левого участка нефтепровода подпоры перед станциями (начиная со второй) убывают: наименьший подпор — у станции $c + 1$, где ведется сброс. Подпоры по длине правого участка нефтепровода возрастают; это можно показать аналогичным рассуждением. Изменение подпоров перед станциями при сбросе иллюстрируется рис. 4.14. При подкачке расход в левой части нефтепровода $Q_* < Q$, а расход в правой части $Q_* + q > Q$. С увеличением подкачки q расход Q_* убывает. Подпор перед станцией $c + 1$ с увеличением подкачки увеличивается. Распределение подпоров перед станциями будет следующим: у станции, расположенной близ пункта подкачки, — наибольший подпор; по мере удаления от нее (в обе стороны) подпоры уменьшаются.

Сброс и расход в левой части нефтепровода, при которых подпор перед станцией $c + 1$ (у пункта сброса) достигает наименьшего допустимого значения $\Delta H_d = h_{вс} + H_s$, будем называть критическими: $q_{кр}$ и $Q_{кр}$.

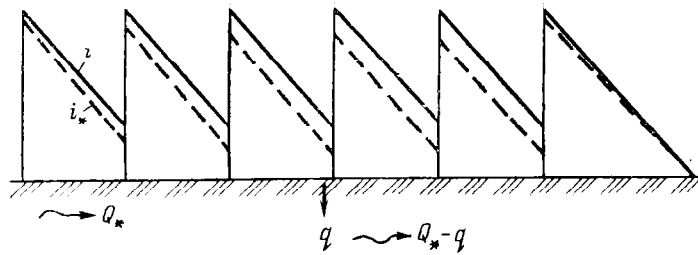


Рис. 4.14. Линии изменения режима работы нефтепровода при сбросе

Напишем уравнение баланса напоров для левой части нефтепровода при критическом сбросе:

$$\Delta H_n + c(a - bQ_{кр}^{2-m}) = fl_{c+1}Q_{кр}^{2-m} + \Delta z_{c+1} + \Delta H_d.$$

Отсюда находим критический расход

$$Q_{кр} = \left(\frac{\Delta H_n + ca - \Delta z_{c+1} - \Delta H_d}{cb + fl_{c+1}} \right)^{1/2-m}. \quad (4.35)$$

Уравнение баланса напоров для правой части нефтепровода

$$\Delta H_d + (n - c)[a - b(Q_{кр} - q)^{2-m}] = f(L - l_{c+1})(Q_{кр} - q)^{2-m} + \Delta z$$

позволяет получить формулу, определяющую критический сброс:

$$q_{кр} = Q_{кр} - \left[\frac{\Delta H_d + (n - c)a - (\Delta z + H_k)}{(n - c)b + f(L - l_{c+1})} \right]^{1/2-m}, \quad (4.36)$$

(здесь Δz — разность высот между конечным пунктом и станцией $c + 1$).

Если сброс $q > q_{кр}$, то появляется необходимость искусственно поднимать подпор перед станцией $c + 1$, для обеспечения бескавитационной работы он должен быть не меньше ΔH_d . Подпор может быть повышен увеличением гидравлического сопротивления правой части трубопровода или уменьшением напора, развиваемого расположенными там (после пункта сброса) станциями. Это осуществляется регулированием.

Выясним, каково должно быть увеличение сопротивления, или, что то же самое, какой напор H' должен быть погашен регулированием. Поскольку при помощи регулирования перед станцией $c + 1$ поддерживается подпор ΔH_d , расход в левой части нефтепровода равен $Q_{кр}$; в правой — он будет равен $Q_{кр} - q$. Напор H' , который должен быть погашен регулирующим устройством, может быть определен из уравнения

$$\Delta H_d + (n - c)[a - b(Q_{кр} - q)^{2-m}] = f(L - l_{c+1})(Q_{кр} - q)^{2-m} + \Delta z + H_k + H'.$$

Если $H' = KH_{нас} + h'$, где $H_{нас}$ — напор, развиваемый одним насосом при расходе $Q_{кр} - q$, K — целое число и $h' < H_{нас}$, то целесо-

образно отключить K насосов, а напор h' погасить дросселированием.

Критической подкачкой ($q_{кр}$) будем называть такую, при которой напор на станции $c + 1$ достигает максимально допустимого значения H_d . Расход в правой части нефтепровода при критической подкачке также будем называть критическим ($Q_{кр}$). Критический расход найдем из уравнения баланса напоров для правой части нефтепровода:

$$H_d + (n - c - 1)(a - bQ_{кр}^{2-m}) = f(L - l_{c+1})Q_{кр}^{2-m} + \Delta z + H_k$$

(подкачка по-прежнему перед станцией $c + 1$).

Получим

$$Q_{кр} = \left[\frac{H_d + (n - c - 1)a - (\Delta z + H_k)}{(n - c - 1)b + f(L - l_{c+1})} \right]^{1/2-m}. \quad (4.37)$$

Теперь напишем уравнение баланса напоров для левой части нефтепровода при критической подкачке:

$$\Delta H_n + c[a - b(Q_{кр} - q_{кр})^{2-m}] = fl_{c+1}(Q_{кр} - q_{кр})^{2-m} + \Delta z_{c+1} + H_d - (a - bQ_{кр}^{2-m}).$$

Отсюда находим, что критическая подкачка

$$q_{кр} = Q_{кр} - \left\{ \frac{\Delta H_n + ca - \Delta z_{c+1} - [H_d - (a - bQ_{кр}^{2-m})]}{cb + fl_{c+1}} \right\}^{1/2-m}. \quad (4.38)$$

При подкачке $q > q_{кр}$ необходимо регулирование. Цель регулирования — снижение расхода в левой части нефтепровода до величины $Q_{кр} - q$. Это достигается тем же путем — отключением части насосных агрегатов или увеличением гидравлического сопротивления.

Напор H' , который должен быть снят регулированием в левой части нефтепровода, определяется из уравнения

$$\Delta H_n + c[a - b(Q_{кр} - q)^{2-m}] = fl_{c+1}(Q_{кр} - q)^{2-m} + \Delta z_{c+1} + H_d - (a - bQ_{кр}^{2-m}) + H'.$$

4.12. РЕЖИМ РАБОТЫ НЕФТЕПРОВОДА ПРИ ОТКЛЮЧЕНИИ НАСОСНЫХ СТАНЦИЙ

Временное отключение какой-либо станции может быть вызвано неполадками в системе энергоснабжения, аварией, необходимостью проведения ремонтных работ и т. д. Выход из строя насосной станции резко меняет режим работы нефтепровода (расход, давление, подпоры перед станциями). Чтобы лучше понять изменение режима перекачки, будем считать, что нефтепровод может работать при любых напорах и давлениях, возникающих в результате отключения станций. Независимо от того, какая станция вышла из строя — вторая, третья и т. д. или последняя, из уравнения баланса напоров для всего нефтепровода следует, что

$$Q_*^{2-m} = \frac{H_n + (n - 1)a - (\Delta z + H_k)}{(n - 1)b + fL}. \quad (4.39)$$

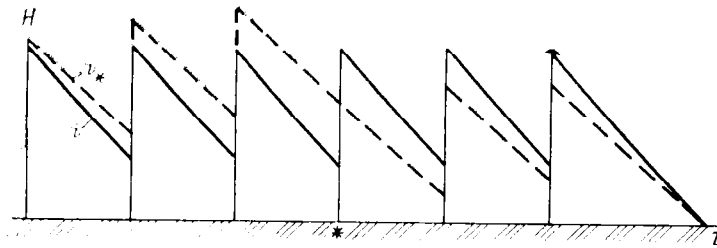


Рис. 4.15. Линии изменения работы режима нефтепровода при отключении одной из станций

Расход Q_* устанавливается автоматически, в результате саморегулирования. Очевидно, что он меньше расхода Q , который был до отключения станций.

Выясним, как изменяются подпоры перед станциями при отключении станции c . Из уравнений баланса напоров для левой части нефтепровода (участок l_{c+1})

$$H_{\Pi} + (c-1)(a - bQ_*^{2-m}) = fl_{c+1}Q_*^{2-m} + \Delta z_{c+1} + \Delta H_{(c+1)*}$$

(станция c отключена) и

$$H_{\Pi} + c(a - bQ^{2-m}) = fl_{c+1}Q^{2-m} + \Delta z_{c+1} + \Delta H_{c+1}$$

(работают все станции) имеем, что при отключении станции c подпор перед станцией $c+1$ уменьшится на величину

$$\delta H_{c+1} = \Delta H_{c+1} - \Delta H_{(c+1)*} = (a - bQ_*^{2-m}) - (cb + fl_{c+1})(Q^{2-m} - Q_*^{2-m}),$$

Из этого выражения видно, что чем ближе отключенная станция находится к головной, тем больше будет снижение подпора перед станцией $c+1$.

Аналогично из уравнений

$$H_{\Pi} + (c-2)(a - bQ_*^{2-m}) = fl_{c-1}Q_*^{2-m} + \Delta z_{c-1} + \Delta H_{(c-1)*}$$

и

$$H_{\Pi} + (c-2)(a - bQ^{2-m}) = fl_{c-1}Q^{2-m} + \Delta z_{c-1} + \Delta H_{c-1}$$

следует, что перед станцией $c-1$ подпор возрастает:

$$\delta H_{c-1} = \Delta H_{(c-1)*} - \Delta H_{c-1} = [(c-2)b + fl_{c-1}](Q^{2-m} - Q_*^{2-m}).$$

Очевидно, что подпор перед станцией $c-2$ также возрастает, но в меньшей степени, перед станцией $c-3$ в еще меньшей и т. д.

Также можно показать, что в правой части нефтепровода подпоры будут возрастать от станции к станции, но останутся меньшими, чем были до отключения станции c . Изменения подпоров перед станциями при отключении одной из них изображено на рис. 4.15.

Если окажется, что $\Delta H_{(c+1)*} < \Delta H_d$, т. е. подпор в точке врезки всасывающего трубопровода в магистраль меньше допустимого, ($\Delta H_d = h_{вс} + H_s$), то на станции $c+1$ возникает кавитация. Ка-

5*

витаии не будет, если подпор $\Delta H_{(c+1)*}$ поднять до ΔH_d . Это может быть достигнуто регулированием работы станций (снижением развиваемого ими напора), находящихся в правой части нефтепровода, т. е. за вышедшей из строя.

Напор H' , который должен быть погашен регулированием, найдем из уравнения баланса напоров для правой части нефтепровода

$$\Delta H_d + (n - c)(a - bQ_*^{2-m}) = f(L - l_{c+1})Q_*^{2-m} + \Delta z + H_k + H',$$

где расход Q_* определяется из уравнения баланса напоров для левой части нефтепровода:

$$H_n + (c - 1)(a - bQ_*^{2-m}) = fl_{c+1}Q_*^{2-m} + \Delta z_{c+1} + \Delta H_d$$

(он будет меньше расхода, определяемого формулой (4.39)).

Поскольку подпоры перед станциями в левой части нефтепровода возрастут, давление нагнетания на станции $c-1$ может оказаться больше допустимого H_d . Снижение напоров до H_d достигается регулированием на станциях левой части нефтепровода. При этом расход Q_* будет определяться из уравнения

$$H_d = flQ_*^{2-m} + \Delta z + \Delta H_d, \quad (4.40)$$

где l — расстояние между станциями $c-1$ и $c+1$; Δz — разность нивелирных высот конца и начала участка l .

Величина H' , на которую должен быть снижен напор, развиваемый станциями левой части нефтепровода, может быть найдена из уравнения

$$H_n + (c - 1)(a - bQ_*^{2-m}) = fl_{c-1}Q_*^{2-m} + \Delta z_{c-1} + H_d + H'$$

или

$$H_n + (c - 1)(a - bQ_*^{2-m}) = fl_{c+1}Q_*^{2-m} + \Delta z_{c+1} + \Delta H_d + H'.$$

Если H' превосходит напор $H_{нас}$, развиваемый одним насосом, то, округлив $H'/H_{нас}$ до целого числа K (в меньшую сторону), найдем число насосов K , подлежащих отключению. Напор $H - KH_{нас}$ должен быть погашен дросселированием.

Режим работы нефтепровода при выходе из строя той или иной станции можно рассчитать графически, пользуясь профилем трассы и характеристикой насосной станции. Покажем это на следующем примере.

На нефтепроводе с горизонтальным профилем трассы расположены четыре станции 1—4, на каждой из них — по три рабочих насоса. Линии гидравлического уклона при нормальном режиме работы изображены сплошными (рис. 4.16). Пусть вышла из строя станция 3. Отложим от точки на профиле, где находится станция 2, напор H_d , а от точки расположения станции 4 — ΔH_d . Соединив концы этих отрезков (a , b), получим линию гидравлического уклона i_* , соответствующую уравнению (4.40) и определяющую расход Q_* , с которым должен работать нефтепровод после отключения станции 3. Теперь по характеристике насосной станции найдем напор $H_{дмф*}$ (с учетом потерь в коммуникациях) при расходе Q_* и отложим его от началь-

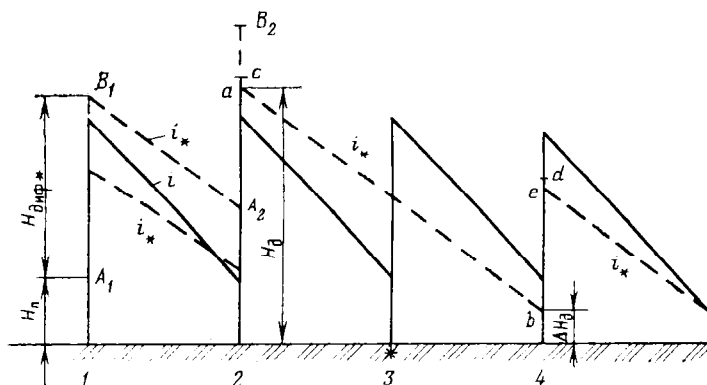


Рис. 4.16. Схема для расчета режима работы нефтепровода при отключении станции

ной точки профиля после H_n (отрезок A_1B_1). Из точки B_1 проводим линию гидравлического уклона L_* . Отложив от точки A_2 напор $H_{диф*}$ (отрезок A_2B_2), увидим, что на станции 2 необходимо отключить один насос и лишний напор ac снять дросселированием. Но лучше отключить один насос на станции 1, а на станции 2 погасить напор ac , тогда перегон между станциями 1 и 2 будет испытывать меньшее давление (см. линию гидравлического уклона i_* ниже линии B_1A_2). Далее, вычертив линию i_* на последнем перегоне, найдем, что на станции 4 следует отключить один насос (отрезок bd равен напору, развиваемому двумя насосами при расходе Q_*) и снять дросселированием напор ed . Графическим способом расчета режима удобно пользоваться для контроля аналитического расчета.

4.13. СПОСОБЫ РЕГУЛИРОВАНИЯ РАБОТЫ НАСОСНЫХ СТАНЦИЙ

Изменения условий перекачки в процессе эксплуатации (изменения расхода, временный выход из строя какой-либо станции и т. д.) могут привести к нарушению нормального режима работы нефтепровода: к кавитации на одних станциях и давлениям, превышающим предельное, на других. Это означает, что пропускные способности отдельных участков нефтепровода окажутся неодинаковыми. Согласование работы насосных станций (или, что то же, выравнивание пропускных способностей участков нефтепроводов) достигается регулированием. В результате регулирования подпоры перед станциями должны быть не меньше допустимых ΔH_d , а напоры не должны превосходить предельного значения H_d .

При регулировании изменяется напор на насосной станции и одновременно расход. Регулирование может быть ступенчатое (отключение насосных агрегатов) и плавное, осуществляемое изменением частоты вращения двигателя или насоса, перепуском части потока нефти

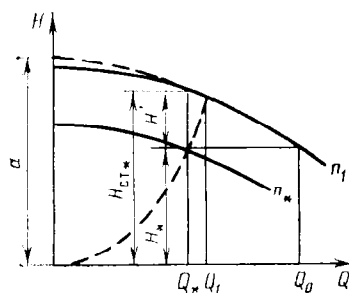


Рис. 4.17. График к расчету регулирования работы насосной станции

из нагнетательного коллектора во всасывающий и дросселированием потока.

Регулирование отключением одного или нескольких агрегатов — наиболее экономичный способ. Он применяется в тех случаях, когда необходимо уменьшить напор на величину, близкую к напору, развиваемому по крайней мере одним насосом. Чтобы точно установить нужные напор и расход, ступенчатое регулирование должно быть дополнено плавным регулированием. Регулирование изменением частоты вращения двигателя не получило распространения, так как существующие схемы пока еще сложны, громоздки и дороги (имеются в виду электродвигатели). Регулирование изменением частоты вращения насоса может осуществляться при помощи специальных магнитных муфт или гидромуфт.

Рассмотрим способы регулирования дросселированием, перепуском и при помощи муфт и сравним их по к. п. д. Пусть расход должен быть равен Q_* и по характеристике трубопровода этому расходу соответствует напор H_* . Напор $H_{ст*}$ на выходе из станции при расходе Q_* больше H_* на величину H' (рис. 4.17). Чтобы получить расход Q_* , надо, очевидно, погасить напор H' . Определим к. п. д. регулирования дросселированием. Выразим полезную и затраченную мощности в виде $Q_* H_{*rg}$ и $Q_* H_{ст*rg}$ соответственно. Тогда к. п. д.

$$\eta_{др} = H_*/H_{ст*} \quad \text{или} \quad \eta_{др} = 1 - H'/H_{ст*}. \quad (4.41)$$

При регулировании перепуском подача насосной станции равна Q_0 , поток нефти с расходом $Q_0 - Q_*$ должен циркулировать по обводной линии. Следовательно, при перепуске к. п. д. $\eta_{п} = Q_*/Q_0$. Выразим $\eta_{п}$ через величины H' и $H_{ст*}$. Если уравнение характеристики насосной станции написать в виде $H = a - bQ^2$, то

$$Q_* = \sqrt{(a - H_{ст*})/b} \quad \text{и} \quad Q_0 = \sqrt{(a - H_*)/b}.$$

Учитывая также, что $H_* = H_{ст*} - H'$, получим

$$\eta_{п} = \sqrt{\frac{a - H_{ст*}}{a - (H_{ст*} - H')}} \quad \text{или} \quad \eta_{п} = \sqrt{1 - \frac{H'}{a - (H_{ст*} - H')}}. \quad (4.42)$$

При регулировании с помощью муфты крутящий момент на валу двигателя передается на вал насоса без изменения, т. е. $N_{дв}/n_{дв} = N_*/n_*$, где $N_{дв}$ и $n_{дв}$ — соответственно мощность и частота вращения, отко-

сящие к валу двигателя, а N_* и n_* — соответственно мощность и частота вращения, относящиеся к валу насоса.

Следовательно, к. п. д. при этом способе регулирования равен $n_*/n_{дв}$. Это — полный к. п. д. ($\eta_{полн}$). Он включает к. п. д. при отключенном регулирующем устройстве муфты, т. е. максимальный к. п. д. $\eta_{max} = n_1/n_{дв}$, когда ведомый вал вращается с наибольшей частотой n_1 , и к. п. д. регулирующего устройства муфты $\eta_m = n_*/n_1$. Таким образом, $\eta_{полн} = n_*/n_{дв} = \eta_{max}\eta_m$.

— Максимальный к. п. д. η_{max} для магнитных муфт находится в пределах 0,93—0,95, а для гидромуфт — в пределах 0,97—0,98; к. п. д. η_m выразим в зависимости от $H' = H_{ст*} - H_*$. Из известных соотношений $n_*/n = Q_*/Q$ и $n^2/n^2 = H_*/H$ имеем $\eta_m = Q_*/Q_1$ и

$$H = H_*Q^2/Q_*^2. \quad (4.43)$$

Уравнение (4.43) — уравнение параболы подобных режимов работы насоса (на рис. 4.17 — пунктирная кривая). Расход Q_1 , соответствующий частоте вращения n_1 , найдем совместным решением уравнения (4.43) и уравнения характеристики насосной станции. В результате будем иметь $Q_1 = \sqrt{a/(b + H_*/Q_*^2)}$. Далее, произведя замену $Q_*^2 = (a - H_{ст*})/b$ и $H_* = H_{ст*} - H'$, получим

$$\eta_m = \sqrt{1 - H'/a}. \quad (4.44)$$

Из формул (4.41), (4.42) и (4.44) следует, что $\eta_m > \eta_{др}$ и $\eta_m > \eta_n$.

Однако это не означает, что регулирование при помощи муфт всегда выгоднее. При сравнении регулирования при помощи муфт с остальными способами надо пользоваться не к. п. д. η_m , а полным к. п. д. $\eta_{м. полн}$, который учитывает потери энергии при регулировании и постоянные потери. Последние имеют место не только во время регулирования, но и при работе нефтепровода, когда регулирование не ведется. Чем меньше частота и продолжительность периодов регулирования, тем менее выгодным оказывается регулирование при помощи муфт.

Сравним теперь способы регулирования дросселированием и перепуском. Из формул $\eta_{др} = Q_*H_*/(Q_*H_{ст*})$ и $\eta_n = Q_*H_*/(Q_0H_*)$ следует, что если $Q_0H_* > Q_*H_{ст*}$, то $\eta_n < \eta_{др}$. Иными словами, если мощность, потребляемая насосом (насосной станцией), с увеличением расхода возрастает, то регулирование дросселированием выгоднее регулирования перепуском, и наоборот.

Насосы, применяемые на магистральных нефтепроводах, имеют пологие характеристики $Q-H$; для них зависимость $N = N(Q)$ — возрастающая функция. Поэтому на магистральных нефтепроводах регулирование дросселированием выгоднее регулирования перепуском.

5.1. ОСНОВНЫЕ ОПРЕДЕЛЕНИЯ И СВОЙСТВА ГАЗОВ

Количество газа, как и любого другого вещества, естественно выражать в единицах массы. Однако принято определять не массу газа, а его объем, приведенный к стандартным условиям. Стандартные условия — это давление, равное 0,1013 МПа, и температура 293 К (20 °С). Не следует путать стандартные условия с нормальными, (0,1013 МПа и 273 К).

Расход газа выражают как в единицах массы, так и в единицах объема. Массовый расход, если нет путевых отборов или подкачек, не изменяется по длине газопровода. Объемный расход возрастает, так как давление по длине газопровода снижается. Объемный расход на входе в газоперекачивающий агрегат, т. е. при условиях всасывания, называют объемной подачей. Объемный расход, приведенный к стандартным условиям, называют коммерческим. Коммерческий расход — аналог массового: по длине газопровода он остается неизменным.

Плотность газа ρ зависит от давления и температуры. Поэтому данные о плотности должны сопровождаться указанием условий (давление и температура). Однако, когда речь идет о плотности при стандартных условиях, указание на эти условия часто опускают.

Удельный объем — величина, обратная плотности: $v = 1/\rho$. Часто пользуются относительной плотностью газа по воздуху $\Delta = \rho/\rho_{\text{возд}}$.

Вязкость газа — свойство, являющееся причиной внутреннего трения, а следовательно, и сопротивления при движении в трубопроводе. Вязкость газа динамическая определяется главным образом количеством движения, переносимым молекулами при переходе их из одного слоя в другой. При увеличении температуры возрастает скорость движения молекул и, следовательно, переносимое количество движения. Поэтому при повышении температуры вязкость возрастает. Зависимость динамической вязкости η от температуры T описывается формулой Сатерленда $\eta = \eta_0 (T/273)^{1.5} (273 + C)/(T + C)$, где η_0 — вязкость при 273 К; C — постоянная величина.

Теплоемкость (массовая удельная) есть количество тепла, необходимое для нагревания единицы массы газа на один градус: $c = dq/dT$. Теплоемкость зависит от природы газа и от происходящего процесса. Если газ нагревается изохорически, то подводимое тепло q идет на увеличение внутренней энергии u ; теплоемкость при постоянном объеме $c_v = dq/dT = du/dT$. Если же газ нагревается изобарически, то подводимое тепло идет также и на совершение работы; теплоемкость при постоянном давлении

$$c_p = \frac{dq}{dT} = \frac{d(u + pv)}{dT} = \frac{di}{dT}.$$

Функция $i = u + pv$ называется *энтальпией*.

Эффект Джоуля — Томсона — это изменение температуры реального газа при дросселировании. Дросселированием в газопроводе можно считать распределенное по длине падение давления. При обычных для газопроводов давлении и температуре дросселирование сопровождается охлаждением газа. Снижение температуры газа при движении его по трубопроводу из-за эффекта Джоуля — Томсона можно объяснить так. Считается, что дроссельный процесс энергетически изолирован. В этом случае внутренняя энергия остается неизменной. Внутренняя энергия включает в себя кинетическую энергию молекул и потенциальную энергию их взаимодействия. Газ при движении по газопроводу расширяется. В результате увеличивается расстояние между молекулами и, следовательно, возрастает потенциальная энергия их взаимного притяжения. Но поскольку внутренняя энергия, как было сказано, остается неизменной, увеличение потенциальной энергии сопровождается уменьшением кинетической энергии молекул, т. е. снижением температуры газа. Эффект снижения температуры газа при дросселировании характеризуется коэффициентом Джоуля — Томсона $D_i = (\partial T / \partial p)_i$.

Газовые смеси. Любой природный газ — смесь газов. Состав смеси может быть выражен в объемных, мольных и массовых долях. Объемная, мольная и массовая концентрации i -го компонента в смеси будут соответственно $v_i = V_i / \Sigma V_i$; $y_i = N_i / \Sigma N_i$; $y_i = m_i / \Sigma m_i$, здесь V_i — объем i -го компонента; N_i — число молей в объеме V_i ; m_i — масса i -го компонента. Учítывая, что V_i / N_i , т. е. объем одного моля, согласно закону Авогадро, для всех газов одинаковый, из выражений для v_i и y_i находим, что $y_i = v_i$, т. е. мольные и объемные концентрации совпадают. Связь между мольной (объемной) и массовой концентрациями найдем из очевидных равенств: $m_i = \mu_i N_i$ и $\Sigma m_i = \mu \Sigma N_i$, где μ_i — молекулярная масса i -го компонента; μ — молекулярная масса газовой смеси. Разделив первое равенство на второе, получим $y_i = (\mu_i / \mu) v_i$. Отсюда, если учесть, что $\Sigma y_i = 1$, получается формула для определения молекулярной массы газовой смеси: $\mu = \Sigma y_i \mu_i$ или, поскольку $y_i = v_i$, $\mu = \Sigma v_i \mu_i$.

Уравнение состояния. Состояние газа определяется зависимостью между давлением p , объемом V и температурой T . Графически эта зависимость может быть изображена семейством изотерм (рис. 5.1). Линии TA (T_1A_1 , T_2A_2 и т. д.) показывают изотермическое сжатие в газовой фазе. По достижении объема v_A начинается конденсация. Горизонтальные участки A_1B_1 , A_2B_2 характеризуют двухфазное состояние. В точках B_1 , B_2 конденсация заканчивается; очень крутые ветви B_1T_1 , B_2T_2 относятся к жидкой фазе. С увеличением температуры участок двухфазного состояния сокращается. Температура $T_{кр}$, при которой линии B_1A_1 и B_2A_2 сливаются в точку K , называется критической. Давление $p_{кр}$, объем $V_{кр}$ и плотность $\rho_{кр}$, соответствующие точке K , тоже называются критическими. Когда газ при по-

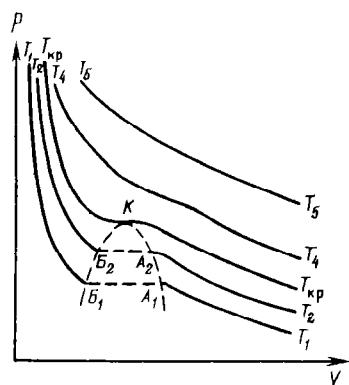


Рис. 5.1. График зависимости между p , V и T

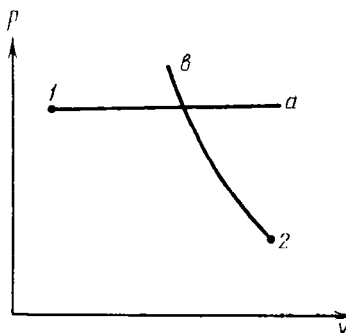


Рис. 5.2. График изобарического 1— a и изотермического 2— b процессов

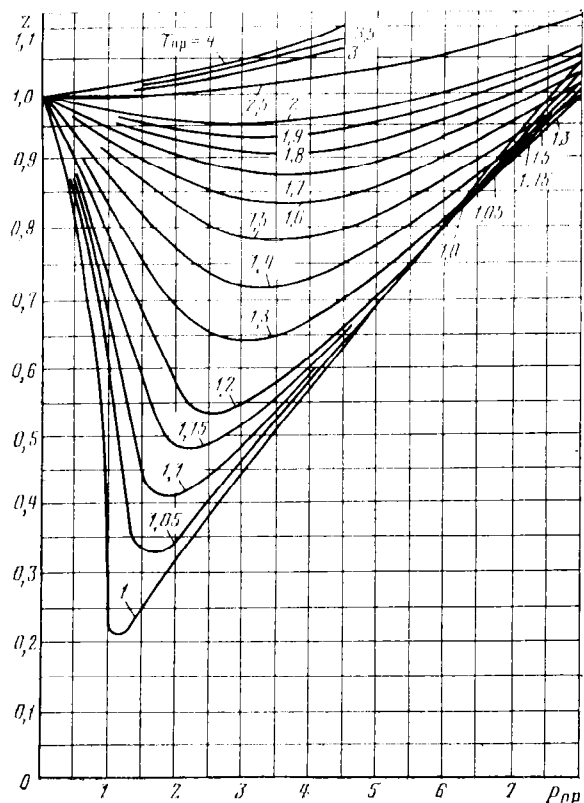
стоянной температуре $T_{кр}$ будет сжат до объема $v_{кр}$ (при этом давление будет равно $p_{кр}$), его плотность достигнет плотности жидкости. Газ нельзя будет отличить от жидкости. Однородность вещества при этом не нарушится. Но малейшее уменьшение температуры вызовет расслоение на жидкую и паровую (газовую) фазы. При температуре выше критической газ не переходит в жидкость ни при каких давлениях. Аналитическая зависимость между p , V и T (уравнение состояния) наиболее простой вид имеет для идеального газа, т. е. для газа, подчиняющегося законам Гей-Люссака и Бойля—Мариотта.

Представим себе некоторое количество газа при состоянии 1 и такое же количество газа при состоянии 2 (рис. 5.2, точки 1 и 2). Газ, находящийся в состоянии 1, начнем нагревать, сохраняя давление p_1 неизменным. Газ будет расширяться и, согласно закону Гей-Люссака, его объем при температуре T_2 будет $V = V_1 T_2 / T_1$. Газ, находящийся в состоянии 2, будем сжимать при постоянной температуре T_2 . Когда давление окажется равным p_1 , в соответствии с законом Бойля—Мариотта будем иметь $V = V_2 p_2 / p_1$. Поскольку в обоих случаях V — одна и та же величина (на рис. 5.2 она соответствует точке пересечения изобары 1— a и изотермы 2— b), получим $V_1 T_2 / T_1 = V_2 p_2 / p_1$ и далее $p_1 V_1 / T_1 = p_2 V_2 / T_2$ или $pV/T = \text{const}$. Постоянная величина зависит от количества газа, содержащегося в объеме V , и от его физической природы. Если взять один моль газа, то, поскольку объем его $\bar{V}$ для всех газов один и тот же, одинаковой для всех газов будет и величина $\bar{R}$. Это — универсальная газовая постоянная. Так получается уравнение состояния для одного моля идеального газа (уравнение Клапейрона)

$$p\bar{V} = \bar{R}T. \quad (5.1)$$

Физический смысл универсальной газовой постоянной $\bar{R}$ — работа

Рис. 5.3. Зависимость $z = z(p_{пр}, T_{пр})$



изобарического расширения одного моля газа при нагревании его на один градус.

Подставив в (5.1) значения p , $\bar{V}$ и T , соответствующие нормальным условиям, т. е. $p_0 = 101\,325$ Па, $\bar{V}_0 = 22,4135$ м³/кмоль и $T_0 = 273,15$ К, получим, что $\bar{R} = 8314$ Дж/(кмоль·К).

Если разделить (5.1) на молекулярную массу μ , то получим уравнение состояния для единицы массы газа. Поскольку $\bar{V}/\mu = 1/\rho$, это уравнение будет иметь вид $p/\rho = RT$, где R — газовая постоянная для единицы массы газа (Дж/(кг·К)). Физический смысл R аналогичен физическому смыслу $\bar{R}$. В отличие от $\bar{R}$ численное значение R зависит от состава газа. Таким образом, наряду с молекулярной массой μ газовая постоянная R есть параметр, характеризующий физическую природу газа. К таким параметрам относятся также плотность газа ρ (при стандартных или нормальных условиях) и относительная плотность по воздуху Δ .

Молекулярную массу определяют, как уже было сказано, по составу газа: $\mu = \sum \nu_i \mu_i$; остальные упомянутые параметры — по формулам $R = \bar{R}/\mu$; $\rho = \mu/\bar{V}$; $\Delta = \mu/\mu_{возд} = \rho/\rho_{возд}$.

Законы идеального газа не дают существенных ошибок лишь при небольших давлениях. При давлениях и температурах, обычных для магистральных газопроводов, заметное влияние на зависимость между p , ρ и T оказывают Ван-дер-Ваальсовы силы: природный газ сжимается больше, чем это следует для идеального газа (силы притяжения между молекулами превосходят силы отталкивания). Эффект «сверхсжимаемости» усиливается при понижении температуры. В таких случаях уравнение состояния должно учитывать реальное поведение газа. Существует очень много уравнений состояния для реальных газов. Но использование их при расчетах газопроводов почти всегда приводит к весьма громоздким выкладкам. Поэтому обычно пользуются скорректированным уравнением Клапейрона: $p/\rho = zRT$, в котором отклонения от законов идеального газа учитываются множителем z , называемым коэффициентом сжимаемости (или сверхсжимаемостью, это точнее). Коэффициент z зависит от давления и температуры. При обычных для магистральных газопроводов условиях $z < 1$ (сверхсжимаемость). Коэффициент сжимаемости зависит от состава газа: чем газ тяжелее, тем z меньше. Однако если z взять в зависимости от $p/p_{кр}$ и $T/T_{кр}$, то влияние состава газа исчезает (закон соответственных состояний). Безразмерные давление и температура $p/p_{кр}$ и $T/T_{кр}$ называются приведенными ($p_{пр}$ и $T_{пр}$). Для смеси газов они берутся по отношению к средним критическим давлению и температуре, которые определяются по формулам $p_{кр} = \sum v_i p_{кр i}$; $T_{кр} = \sum v_i T_{кр i}$.

Коэффициент сжимаемости газа любого состава можно определять по графику $z = z(p_{пр}, T_{пр})$ (рис. 5.3). В нормах технологического проектирования рекомендована следующая формула: $z = 1 - 0,4273 p_{пр} T_{пр}^{-3,668}$.

5.2. ОСНОВНЫЕ ФОРМУЛЫ ДЛЯ ГИДРАВЛИЧЕСКОГО РАСЧЕТА ГАЗОПРОВОДА

Движение газа в трубопроводе описывается, как известно из газодинамики, уравнениями:

$$\frac{\partial}{\partial x} [(1 + \beta)\rho\omega^2] + \frac{\partial (\rho\omega)}{\partial t} = - \frac{\partial p}{\partial x} - \rho g \frac{dz}{dx} - \lambda \frac{\rho\omega^2}{2D}; \quad (5.2)$$

$$\frac{\partial (\rho\omega)}{\partial x} = - \frac{\partial \rho}{\partial t}. \quad (5.3)$$

Первое из них называется уравнением движения, второе — уравнением неразрывности.

Обозначения: x — координата, совпадающая с осью трубы и направленная по течению газа; ρ , ω и p — соответственно плотность, скорость и давление газа в сечении x (средние значения); t — время; $1 + \beta$ — поправочный коэффициент на неравномерное распределение скоростей по сечению; за малостью влияния его можно не учитывать (при турбулентном течении $\beta = 0,02—0,03$); z — высота, на которой находится центр сечения x ; g — ускорение свободного падения; λ —

коэффициент гидравлического сопротивления; D — диаметр трубопровода, принимаемый постоянным, не зависящим от x .

Уравнение движения выводится из закона изменения количества движения для потока сжимаемой среды. Первый член в левой части этого уравнения характеризует интенсивность изменения количества движения по длине трубопровода, определяется разностью между выносимым через сечение $x + dx$, и вносимым через сечение x количествами движения (через сечение x в единицу времени поступает количество движения $F\rho\omega\omega = F\rho\omega^2$, а через сечение $x + dx$ выносится $F\rho\omega^2 + \partial/\partial x (F\rho\omega^2) dx$; F — площадь поперечного сечения трубопровода). Второй член характеризует скорость изменения количества движения в объеме Fdx во времени и указывает на нестационарность процесса.

Члены, стоящие в правой части уравнения, определяют проекции на ось x сил, действующих на элементарную массу газа ρFdx : сил давления $\left[-\frac{\partial p}{\partial x} Fdx \right]$, тяжести $\left[-\rho g \frac{dz}{dx} Fdx \right]$ и трения $\left[-\frac{\lambda\rho\omega^2}{2D} Fdx \right]$. Знак минус у этих сил обусловлен тем, что градиент давления dp/dx — отрицательная величина, так как давление по длине трубопровода уменьшается, а сила трения и проекции на ось x силы тяжести действуют в направлении, противоположном направлению оси x .

В левой части уравнения неразрывности представлена разность между количествами газа, прошедшего за единицу времени через сечения $x + dx$ и x , а в правой — накопление газа за то же время в элементарном объеме Fdx . Если через сечение $x + dx$ вышло больше газа, чем поступило через сечение x , то накопление в объеме Fdx должно быть отрицательным. Этим объясняется знак минус в правой части уравнения неразрывности. К уравнениям (5.2) и (5.3) добавляется еще уравнение состояния $f(p, \rho, T) = 0$, где T — температура. Решение этой системы уравнений, определяющее p , ρ , ω и T в зависимости от x и t , сопряжено с громадными трудностями. Поэтому прибегают к упрощениям, к линеаризации уравнений.

Рассмотрим установившееся течение газа в трубопроводе. Такой режим движения газа принимают при решении целого ряда практических задач, в том числе и при технологическом расчете магистрального газопровода. Для установившегося течения уравнения (5.2) и (5.3) упрощаются, так как пропадают члены, содержащие время. Получим

$$\frac{d(\rho\omega^2)}{dx} = -\frac{dp}{dx} - \rho g \frac{dz}{dx} - \lambda \frac{\rho\omega^2}{2D}; \quad (5.4)$$

$$\frac{d(\rho\omega)}{dx} = 0. \quad (5.5)$$

Из (5.5) видно, что $\rho\omega$ — постоянная величина. Поэтому $d(\rho\omega^2) = \rho\omega d\omega = \rho d\omega^2/2$. Учитывая это, приходим к известному уравнению

$$-dp = \rho \lambda \frac{dx}{D} \frac{w^2}{2} + \rho g dz + \rho d \frac{w^2}{2}. \quad (5.6)$$

Это уравнение говорит о том, что падение давления в трубопроводе складывается из падения давления на трение, на подъем газа по вертикали и на возрастание скорости. Уравнение (5.6) — исходное для вывода основных формул гидравлического расчета газопроводов. Чтобы получить эти формулы, следует из (5.6) исключить переменные ρ и w . Это достигается при помощи уравнения неразрывности, которое запишем в виде

$$F\rho w = M, \quad (5.7)$$

(M — массовый расход), и уравнения состояния

$$p/\rho = zRT. \quad (5.8)$$

Температуру T принимают постоянной. Коэффициент z , учитывающий отклонение от законов идеального газа, также считают постоянным, поскольку он в диапазоне обычных для газопроводов условий изменяется мало.

Заменив в (5.6) согласно (5.7) и (5.8) ρ на $p/(zRT)$ и w на $MzRT/(Fp)$ и пренебрегая членом $\rho g dz$ (его следует учитывать лишь для газопроводов, проходящих по сильно пересеченной местности), получим

$$-p dp = \frac{M^2 z R T}{2 F^2} \left(\lambda \frac{dx}{D} - 2 \frac{dp}{p} \right)$$

и далее после интегрирования

$$p_n^2 - p_k^2 = -\frac{M^2 z R T}{F^2} \left(\lambda \frac{L}{D} + 2 \ln \frac{p_n}{p_k} \right),$$

где L — длина расчетного участка газопровода, начало и конец которого обозначены индексами «н» и «к». Второе слагаемое в скобках ($2 \ln p_n/p_k$) учитывает возрастание кинетической энергии по длине трубопровода. Для магистральных газопроводов эта величина по сравнению с $\lambda L/D$ весьма мала. Пренебрегая ею и заменив F на $\pi D^2/4$, получим

$$p_n^2 - p_k^2 = \frac{16}{\pi^2} z R T \lambda \frac{L}{D^5} M^2. \quad (5.9)$$

По этой формуле можно определить падение давления в трубопроводе, если задан массовый расход M .

Если расход M — искомая величина, то из (5.9) получаем

$$M = \frac{\pi}{4} \sqrt{\frac{p_n^2 - p_k^2}{z R T \lambda L}} D^5. \quad (5.10)$$

Здесь должны быть заданы давления p_n и p_k . Разумеется, что остальные величины, входящие в (5.9) или (5.10), также должны быть известны. Формулу (5.10) называют уравнением или формулой расхода, формулу (5.9) — формулой падения квадрата давления. В проектных

и эксплуатационных организациях определяют, как уже было сказано, коммерческий расход Q , т. е. объемный расход, приведенный к стандартным условиям.

Заменим в (5.10) M на Q : $M = Q\rho_{\text{ст}}$. Плотность при стандартных условиях выразим в виде $\rho_{\text{ст}} = p_{\text{ст}}/RT_{\text{ст}}$, а газовую постоянную R — через газовую постоянную воздуха и относительную плотность Δ : $R = R_{\text{возд}}/\Delta$. После таких замен получим, что коммерческий расход

$$Q = K \sqrt{\frac{p_{\text{н}}^2 - p_{\text{к}}^2}{zT\lambda L\Delta}} D^5, \quad (5.11)$$

где

$$K = \frac{\pi}{4} \frac{T_{\text{ст}}}{p_{\text{ст}}} \sqrt{R_{\text{возд}}}.$$

Формула для разности квадратов давлений примет вид

$$p_{\text{н}}^2 - p_{\text{к}}^2 = \frac{1}{K^2} \frac{zT\lambda L\Delta}{D^5} Q^2. \quad (5.12)$$

Входящие в эти формулы z , T и λ подлежат предварительному определению. Вычислим, чему равен коэффициент K . Имеем: температура $T_{\text{ст}} = 293$ К, давление $p_{\text{ст}} = 101,3 \cdot 10^3$ Па, газовая постоянная воздуха $R_{\text{возд}} = 287$ м²/(с²·К). Следовательно,

$$K = \frac{3,14 \cdot 293 \sqrt{287}}{4 \cdot 101,3 \cdot 10^3} = 0,0385 \frac{\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \text{К}^{0,5}}{\text{кг}}.$$

5.3. ТЕМПЕРАТУРНЫЙ РЕЖИМ ГАЗОПРОВОДА

Температура движущегося в трубопроводе газа зависит от физических условий движения и от теплообмена с окружающей средой. Для решения задачи привлечем уравнение первого начала термодинамики. Имеем $dq = du + pdv$, где dq — количество подведенной теплоты; du — изменение внутренней энергии газа; p — давление; v — удельный объем газа; pdv — работа, совершаемая газом. Количество теплоты dq складывается из подведенной теплоты извне ($dq_{\text{вн}}$) и выделившейся в результате трения ($dq_{\text{тр}}$). Для газа, движущегося в трубопроводе, теплота, подведенная извне на участке dx ,

$$dq_{\text{вн}} = -k\pi D(T - T_0)dx/M,$$

где k — коэффициент теплопередачи от газа в окружающую среду; D — диаметр трубопровода; T — температура газа в сечении x ; T_0 — температура окружающей среды; M — массовый расход.

Представив работу pdv в виде $d(p/\rho) = dp/\rho$, где ρ — плотность газа, получим

$$- \frac{k\pi D(T - T_0)dx}{M} + dq_{\text{тр}} = du + d\left(\frac{p}{\rho}\right) - \frac{dp}{\rho}$$

и далее, поскольку $u + p/\rho = i$ (энтальпия),

$$-\frac{k\pi D (T - T_0) dx}{M} + dq_{\text{тр}} = di - \frac{dp}{\rho}.$$

Заметим здесь, что теплота $dq_{\text{тр}}$, выделившаяся на участке dx , равна $\lambda dx/D$ ($\omega^2/2$) и что этой же величине равно и $-dp/\rho$ (если пренебречь изменением кинетической энергии и влиянием силы тяжести). Следовательно, $dq_{\text{тр}}$ и $-dp/\rho$ сократятся. Это формально. Физический смысл здесь в том, что работа, затраченная газом на преодоление трения, тотчас же возвращается газу в виде теплоты $dq_{\text{тр}}$. Компенсация работы трения выделившейся теплотой — внутренний процесс, а рассматриваемое уравнение выражает собой баланс энергии между газом и окружающей средой. Поэтому в нем не должно быть ни работы трения, ни теплоты трения. Итак, получим

$$-k\pi D (T - T_0) dx/M = di. \quad (5.13)$$

Теперь учтем, что энтальпия — функция температуры и давления $i = i(T, p)$ и, следовательно,

$$di = \left(\frac{\partial i}{\partial T}\right)_p dT + \left(\frac{\partial i}{\partial p}\right)_T dp.$$

Вспомним, что $(\partial i/\partial T)_p = c_p$ — теплоемкость при постоянном давлении. Что представляет собой $(\partial i/\partial p)_T$, выясним, предположив, что i — постоянная величина. В этом случае

$$\left(\frac{\partial i}{\partial T}\right)_p dT + \left(\frac{\partial i}{\partial p}\right)_T dp = 0.$$

Отсюда получаем, что

$$\left(\frac{\partial i}{\partial p}\right)_T = -\left(\frac{\partial i}{\partial T}\right)_p \left(\frac{\partial T}{\partial p}\right)_i.$$

Но $(\partial T/\partial p)_i = D_i$ — коэффициент Джоуля — Томсона. Следовательно, $(\partial i/\partial p)_T = -c_p D_i$ и, далее, $di = c_p dT - c_p D_i dp$. Введем это в (5.13) и разделим (5.13) на c_p :

$$-\frac{k\pi D (T - T_0) dx}{Mc_p} = dT - D_i dp.$$

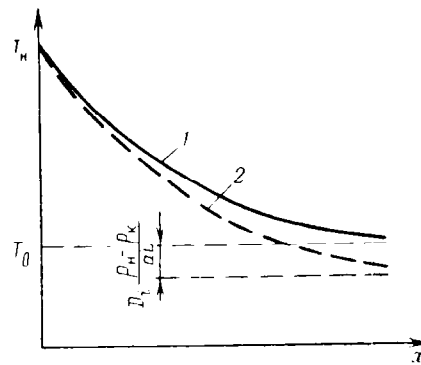
Теперь представим dp в виде $\frac{dp}{dx} dx$ и примем, что градиент падения давления $dp/dx = -(p_n - p_k)/L$ (линейный закон распределения давления). Затем, обозначив для краткости $k\pi D/(Mc_p) = a$, будем иметь

$$-a(T - T_0)dx = dT + D_i \frac{p_n - p_k}{L} dx$$

и далее

$$dx = -\frac{dT}{a(T - T_0) + D_i(p_n - p_k)/L}.$$

Рис. 5.4. Кривые изменения температуры газа по длине газопровода:
1 — по Шухову; 2 — с учетом эффекта Джоуля—Томсона



После интегрирования получаем следующую формулу, определяющую температуру газа на расстоянии x от начальной точки газопровода:

$$T = T_0 + (T_n - T_0) \exp(-ax) - D_i \frac{\rho_n - \rho_k}{aL} [1 - \exp(-ax)]. \quad (5.14)$$

Если здесь отбросить последнее слагаемое, то получим знаменитую формулу Шухова

$$T = T_0 + (T_n - T_0) \exp(-ax). \quad (5.15)$$

Формула Шухова описывает распределение температуры по длине трубопровода, обусловленное теплопередачей в окружающую среду. Согласно (5.15) при $T_n > T_0$ температура газа T в любой точке газопровода больше T_0 . Лишь при $x = \infty$ $T = T_0$. В формуле (5.14) последнее слагаемое учитывает понижение температуры из-за эффекта Джоуля—Томсона. Этой формулой следует пользоваться, когда требуется повышенная точность расчета.

На основании (5.14) и (5.15) получаются следующие формулы для вычисления средней температуры газа по длине трубопровода:

$$T_{\text{ср}} = T_0 + (T_n - T_0) \frac{1 - \exp(-aL)}{aL} - D_i \frac{\rho_n - \rho_k}{aL} \left(1 - \frac{1 - \exp(-aL)}{aL} \right) \quad (5.16)$$

и

$$T_{\text{ср}} = T_0 + (T_n - T_0) \frac{1 - \exp(-aL)}{aL}. \quad (5.17)$$

Температура газа, входящая в формулы для гидравлического расчета газопровода, принимается равной $T_{\text{ср}}$. На рис. 5.4 изображен график, показывающий характер изменения температуры по длине газопровода.

5.4. КОЭФФИЦИЕНТ ГИДРАВЛИЧЕСКОГО СОПРОТИВЛЕНИЯ ДЛЯ ГАЗОПРОВОДОВ. КОЭФФИЦИЕНТ ЭФФЕКТИВНОСТИ

Природа гидравлического сопротивления для газа и капельной жидкости одна и та же. Поэтому нет принципиальных различий между формулами, определяющими коэффициент гидравлического сопротивления для газопроводов и нефтепроводов. Однако при расчете магистральных газопроводов обычно пользуются специальными формулами. До 60-х годов весьма широко применялись эмпирические формулы, в которых коэффициент гидравлического сопротивления λ выражен в зависимости от числа Рейнольдса и диаметра трубопровода: $\lambda = \lambda(Re)$ и $\lambda = \lambda(D)$. Число таких формул велико, и порой было трудно решить, какой из них следует отдать предпочтение. После появления универсальных формул $\lambda = \lambda(Re, k/D)$, учитывающих как число Рейнольдса, так и относительную шероховатость труб (k/D), стали пользоваться формулой

$$\lambda = 0,067 (158/Re + 2k/D)^{0,2}, \quad (5.18)$$

аналогичной по своей структуре формуле Альтшуля

$$\lambda = 0,11 (68/Re + k/D)^{0,25}.$$

При режиме гладкого трения, когда $158/Re \gg 2k/D$, она переходит в $\lambda = 0,1844/Re^{0,2}$, а при квадратичном режиме, когда $158/Re \ll 2k/D$, переходит в

$$\lambda = 0,067 (2k/D)^{0,2} \quad (5.19)$$

и в частном случае, когда $k = 0,03$ мм (по данным ВНИИгаза — среднее значение эквивалентной шероховатости для новых газопроводов) $\lambda = 0,03817/D^{0,2}$.

Квадратичный режим движения газа — обычный для магистральных газопроводов. Режим смешанного трения бывает при неполной загрузке газопровода. Режим гладкого трения характерен для распределительных газопроводов в населенных пунктах. Считается, что переход от режима смешанного трения к квадратичному происходит при числе Рейнольдса

$$Re_{пер} = 11 (2k/D)^{-1,5}. \quad (5.20)$$

Если $Re > Re_{пер}$, то режим квадратичный. Число Рейнольдса удобно представить в следующем виде:

$$Re = \frac{4Q\rho}{\pi D\eta} = \frac{4\Delta\rho_{возд}Q}{\pi D\eta},$$

и далее, выразив Q в млн. м³/сут, D — в мм и η — в Па·с,

$$Re = 17,75 \cdot 10^3 \frac{Q\Delta}{D\eta}. \quad (5.21)$$

Из (5.20) и (5.21) получается выражение для расхода, соответствующего $Re_{пер}$: $Q_{пер} = 0,219 \cdot 10^{-3} D^{2,5} \eta / (k^{1,5} \Delta)$ или при $k = 0,03$ мм $Q_{пер} = 0,0422 D^{2,5} \eta / \Delta$. Режим считается квадратичным, если $Q > Q_{пер}$.

Коэффициент гидравлического сопротивления с течением времени изменяется.

Если газ сухой и не содержит сероводорода, то находящиеся в нем твердые частицы шлифуют стенки трубопровода, шероховатость, а следовательно, и коэффициент гидравлического сопротивления постепенно уменьшаются. И наоборот, наличие в газе влаги и особенно сероводорода (внутренняя коррозия) приводит к постепенному возрастанию шероховатости и коэффициента гидравлического сопротивления. Сильное влияние на гидравлическое сопротивление оказывают скопления и пониженных точках трассы конденсата и влаги. К значительному увеличению гидравлического сопротивления приводит образование гидратов. Изменение гидравлического сопротивления трубопровода по сравнению с проектным характеризуется коэффициентом эффективности $E = \sqrt{\lambda_t/\lambda_f}$, где λ_t — теоретическое значение коэффициента гидравлического сопротивления, определяемое обычно по формуле (5.19); λ_f — фактический коэффициент гидравлического сопротивления. Коэффициент λ_f находят из формулы, определяющей пропускную способность газопровода. Входящие в нее значения Q , p_n , p_k и Δ берут по фактическим, опытным данным, T и z предварительно вычисляют, используя средние значения давлений и температур, измеренных в начальной и конечной точках рассматриваемого участка трубопровода. Измерения делают в дни, когда режим наиболее близок к стационарному.

Коэффициент эффективности свидетельствует также об изменении пропускной способности трубопровода: $E = Q_f/Q_t$, где Q_f — фактическая пропускная способность; Q_t — пропускная способность, вычисленная при коэффициенте гидравлического сопротивления λ_t и при значениях p_n , p_k , Δ , T и z , полученных по опытным данным. Коэффициент эффективности определяют периодически для каждого участка (перегона между станциями). По величине E судят о загрязненности трубопровода. Низкие значения E указывают на необходимость очистки трубопровода. Скопления конденсата и воды удаляют продувкой. Если это не приводит к нужному эффекту, то прибегают к очистке трубопровода специальными скребками.

5.5. ПАДЕНИЕ ДАВЛЕНИЯ ПО ДЛИНЕ ГАЗОПРОВОДА. СРЕДНЕЕ ДАВЛЕНИЕ

Распределение давления по длине трубопровода можно получить из (5.12), заменив L на x :

$$p^2 = p_n^2 - \frac{1}{K^2} \frac{zT\lambda\Delta}{D^5} Q^2 x$$

или

$$p^2 = p_n^2 - cQ^2 x, \quad (5.22)$$

если принять для краткости

$$\frac{1}{K^2} \frac{zT\lambda\Delta}{D^5} = c.$$

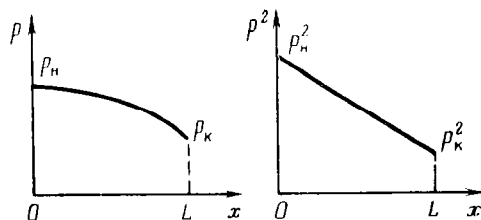


Рис. 5.5. Кривые распределения давлений и квадратов давлений по длине газопроводов

Это уравнение падения квадрата давления.

Для магистральных газопроводов можно считать, что c не изменяется по длине трубопровода и, следовательно, зависимость p^2 от x — линейная (рис. 5.5). Из (5.22) получаем уравнение распределения давления по длине газопровода

$$p = \sqrt{p_n^2 - cQ^2x}. \quad (5.23)$$

Замечая, что согласно (5.11) $cQ^2 = (p_n^2 - p_k^2)/L$, представим уравнение 5.23) в другом виде:

$$p = \sqrt{p_n^2 - (p_n^2 - p_k^2)x/L}. \quad (5.24)$$

График $p = p(x)$ — отрезок ветви параболы, ограниченной точками 0, p_n и L , p_k (см. рис. 5.5).

Воспользовавшись формулой (5.24), найдем среднее давление в газопроводе:

$$p_{\text{ср}} = \frac{1}{L} \int_0^L \sqrt{p_n^2 - \frac{p_n^2 - p_k^2}{L}x} dx.$$

После интегрирования получаем

$$p_{\text{ср}} = \frac{2}{3} \frac{p_n^3 - p_k^3}{p_n^2 - p_k^2}$$

или

$$p_{\text{ср}} = \frac{2}{3} \left(p_n + \frac{p_k^2}{p_n + p_k} \right).$$

Среднее давление устанавливается в газопроводе после остановки перекачки. По среднему давлению находят коэффициент z , учитывающий отклонение от законов идеального газа, а также определяют количество газа, содержащегося в трубопроводе. Положив в (5.24) $p = p_{\text{ср}}$, найдем расстояние, на котором давление равно среднему:

$$x_{\text{ср}} = \frac{p_n^2 - p_{\text{ср}}^2}{p_n^2 - p_k^2} L.$$

Из этой формулы видно, что расстояние $x_{\text{ср}}$ зависит от отношения давлений p_n/p_k . При изменении p_n/p_k от 1 до ∞ $x_{\text{ср}}/L$ изменяется от 0,5 до 5/9.

5.6. РАСЧЕТ СЛОЖНЫХ ГАЗОПРОВОДОВ

Газопроводы, отличающиеся от простых, т. е. одноконтурных постоянного диаметра, будем называть сложными. Таковыми являются многоконтурные газопроводы, газопроводы с лупингами, газопроводы, состоящие из последовательно соединенных участков различного диаметра. К сложным будем относить также газопроводы, имеющие путевые отборы или подкачки. Цель расчета сложных газопроводов такая же, как и для простых: определение либо пропускной способности, либо давлений в узловых пунктах (начальная или конечная точки, точки отборов или подкачек).

Основные расчетные формулы — те же, что и для простых газопроводов, т. е. (5.11) и (5.12). Эти формулы можно применять либо для отдельных ниток рассчитываемого сложного газопровода, либо в том случае, когда газопровод приведен к простому.

Представим упомянутые формулы в более компактном виде. Входящие в них z , T и Δ определяются отдельно, и их можно считать заданными. Включив эти величины в состав постоянного коэффициента A_0 , получим

$$Q = A_0 \sqrt{\frac{p_n^2 - p_k^2}{\lambda L}} D^5. \quad (5.25)$$

$$p_n^2 - p_k^2 = B_0 Q^2 \lambda L / D^5, \quad (5.26)$$

где $A_0 = K / \sqrt{z T \Delta}$; $B_0 = 1 / A_0^2$.

При квадратичном режиме течения, если постоянные величины, содержащиеся в (5.19), ввести в коэффициент A_0 , формулы (5.25) и (5.26) примут вид

$$Q = A D^{2.6} \sqrt{(p_n^2 - p_k^2) / L}; \quad (5.27)$$

$$p_n^2 - p_k^2 = B Q^2 L / D^{5.2}. \quad (5.28)$$

Одноконтурный газопровод с путевыми отборами и подкачками

Пусть газопровод состоит из участков, границами которых служат пункты отборов (подкачек). Будем считать, что эти участки — простые трубопроводы (рис. 5.6). Отборы (подкачки) q_1 , q_2 , q_3 и т. д. заданы, известны, следовательно, расходы на участках будут Q_1 , Q_2 , Q_3 и т. д. Требуется определить давления в узловых точках газопровода. В соответствии с (5.26) и рис. 5.6 имеем:

для первого участка $p_n^2 - p_1^2 = B_0 Q_1^2 \lambda_1 L_1 / D_1^5$; для второго участка $p_1^2 - p_2^2 = B_0 Q_2^2 \lambda_2 L_2 / D_2^5$; для m -го $p_{m-1}^2 - p_m^2 = B_0 Q_m^2 \lambda_m L_m / D_m^5$; для конечного $p_{k-1}^2 - p_k^2 = B_0 Q_k^2 \lambda_k L_k / D_k^5$. Сложив эти уравнения, получим

$$p_n^2 - p_k^2 = B_0 \sum_{i=1}^k Q_i^2 \lambda_i L_i / D_i^5.$$

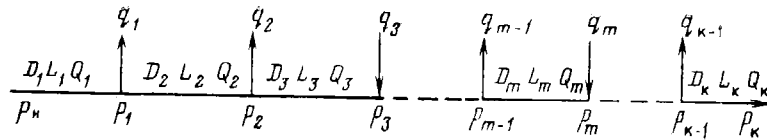


Рис. 5.6. Схема сложного одностороннего газопровода

Давление в конце участка m может быть найдено из формулы

$$p_n^2 - p_m^2 = B_0 \sum_{i=1}^m Q_i^2 \lambda_i L_i / D_i^5 \quad (5.29)$$

или

$$p_m^2 - p_k^2 = B_0 \sum_{i=m+1}^k Q_i^2 \lambda_i L_i / D_i^5 \quad (5.30)$$

в зависимости от того, какое давление известно — p_n или p_k .

Предварительно, разумеется, должны быть определены коэффициенты гидравлического сопротивления λ_i . Это не вызовет затруднений, поскольку Q_i и D_i известны. Если отборы (подкачки) невелики, то целесообразным оказывается трубопровод постоянного диаметра.

Будем иметь

$$p_n^2 - p_k^2 = B_0 / D^5 \sum_{i=1}^k Q_i^2 \lambda_i L_i.$$

Приняв, что режим течения газа квадратичный и, следовательно, коэффициенты гидравлического сопротивления на всех участках одинаковы, получим

$$p_n^2 - p_k^2 = B_0 \frac{\lambda}{D^5} \sum_{i=1}^k Q_i^2 L_i,$$

откуда легко определяется диаметр D , поскольку коэффициент гидравлического сопротивления λ есть функция диаметра. При необходимости можно воспользоваться формулой (5.29) или (5.30) и определить давления в узловых точках.

Далее речь пойдет о сложных газопроводах, не имеющих путевых отборов или подкачек. Режим течения будем считать квадратичным.

Способы приведения сложного газопровода к простому

Сложный газопровод может быть приведен к простому заменой его на эквивалентный или при помощи специальных коэффициентов. Эквивалентным газопроводом называют односторонний постоянного диаметра, равноценный по пропускной способности рассчитываемому. Очевидно, что для любого газопровода можно подобрать целый ряд эквивалентных, различающихся по диаметру и длине. Их может быть столько, сколько существует значений внутренних диаметров труб, выпускаемых промышленностью. Чтобы задача была определенной,

одна из указанных величин — либо диаметр, либо длина — должна быть задана. Вторая должна определяться специальным расчетом. Ясно, что эквивалентной может быть названа лишь эта вторая, т. е. подлежащая определению величина. Если считать заданной длину эквивалентного газопровода (естественно принять ее равной фактической длине L), то пропускная способность рассчитываемого газопровода будет определяться формулой, аналогичной (5.27):

$$Q = AD_s^{2,6} \sqrt{(p_n^2 - p_k^2)/L}. \quad (5.31)$$

А если заданным считать диаметр эквивалентного газопровода D_0 (произвольная величина), то

$$Q = AD_0^{2,6} \sqrt{\frac{p_n^2 - p_k^2}{L_s}}. \quad (5.32)$$

В первом случае определению подлежит эквивалентный диаметр D_s , а во втором — эквивалентная длина L_s . Привести сложный газопровод к эквивалентному — значит определить специальным расчетом либо D_s , либо L_s . Оба эти способа равноправны. Расчет состоит в том, чтобы выразить D_s или L_s сложного газопровода через D_s или L_s простых трубопроводов, входящих в его состав. Для простого трубопровода эквивалентный и фактический диаметры совпадают, т. е. $D_s = D$, а эквивалентная длина $L_s = L (D_0/D)^{5,2}$ следует из сопоставления формул (5.27) и (5.32). Приведение сложного газопровода к эквивалентному при помощи D_s , как видно, несколько проще, чем при помощи L_s . Отдадим ему предпочтение.

Теперь рассмотрим приведение сложного газопровода к простому при помощи специальных коэффициентов. Введем в рассуждение «эталонный газопровод». Диаметр эталонного газопровода (обозначим его D_0) — произвольная величина. Удобно принять $D_0 = 1000$ мм. Пропускная способность эталонного газопровода

$$Q_0 = AD_0^{2,6} \sqrt{(p_n^2 - p_k^2)/L}. \quad (5.33)$$

Умножим и разделим правую часть (5.31) на $D_0^{2,6}$. Получим, что пропускная способность сложного газопровода

$$Q = AD_0^{2,6} \sqrt{(p_n^2 - p_k^2)/L} k_p. \quad (5.34)$$

Сомножитель k_p называется коэффициентом расхода газопровода: $k_p = (D_s/D_0)^{2,6}$. Из сопоставления (5.34) и (5.33) следует, что $k_p = Q/Q_0$, откуда и происходит название этого коэффициента.

Для простого трубопровода диаметром D $k_p = (D/D_0)^{2,6}$, поскольку в этом случае, как уже было показано, $D_s = D$.

При расчете сложных газопроводов, содержащих блоки с параллельными трубопроводами различной длины, весьма удобным оказывается коэффициент, включающий в себя не только эквивалентный диаметр D_s , но и длину газопровода L . Обозначим этот коэффициент k

и назовем его «коэффициентом приведения». Формула пропускной способности теперь будет иметь вид

$$Q = A \sqrt{p_n^2 - p_k^2} \kappa. \quad (5.35)$$

Из формул (5.35), (5.34) и (5.31) следует связь κ с k_p и D_3 :

$$\kappa = D_0^{2,6} k_p / \sqrt{L} = D_3^{2,6} / \sqrt{L}.$$

Как и D_3 , коэффициенты k_p и κ учитывают особенности конструкции рассчитываемого газопровода. Поэтому определение k_p или κ сложного газопровода, как и определение D_3 , означает приведение его (газопровода) к простому. Итак, чтобы рассчитать сложный газопровод (вычислить Q или $p_n^2 - p_k^2$), необходимо прежде всего определить D_3 или k_p или κ этого газопровода.

В большинстве случаев сложный газопровод можно представить состоящим из отдельных блоков трубопроводов, соединенных друг с другом параллельно или последовательно. В свою очередь, каждый из этих блоков может состоять из более мелких блоков, соединенных тоже параллельно или последовательно вплоть до отдельных ниток.

Рассмотрим, как определяются D_3 , k_p и κ при параллельном и последовательном соединении трубопроводов (или блоков).

Параллельные газопроводы

Пропускная способность газопровода любой конструкции, в том числе и системы параллельных трубопроводов, как уже было показано, может быть выражена формулами (5.31), (5.34) или (5.35).

Пропускная способность i -го трубопровода, входящего в эту систему, Q_i выражается такими же формулами. Следует лишь D_3 , k_p или κ приписать индекс i . Учитывая, что $Q = \sum_{i=1}^n Q_i$, где n — число параллельных трубопроводов, получаем

$$D_3^{2,6} = \sum_{i=1}^n D_{3,i}^{2,6}; \quad k_p = \sum_{i=1}^n k_{p,i}; \quad \kappa = \sum_{i=1}^n \kappa_i. \quad (5.36)$$

Очевидно, что первые два равенства действительны лишь при условии, что $L_i = L$, т. е. все параллельные трубопроводы имеют одну и ту же длину. Последнее равенство свободно от этого ограничения; оно справедливо также и при неодинаковых длинах параллельных трубопроводов. В этом — некоторое преимущество приведения сложного газопровода к простому при помощи коэффициента κ .

Последовательно соединенные газопроводы

Напишем формулы разности квадратов давления:

$$p_n^2 - p_k^2 = B Q^2 L / D_3^{5,2}; \quad p_n^2 - p_k^2 = \frac{B}{D_0^{5,2}} Q^2 \frac{L}{k_p^2};$$

$$p_n^2 - p_k^2 = BQ^2 \frac{1}{\kappa^2}. \quad (5.37)$$

Эти формулы пригодны для газопроводов любой конструкции, в том числе и для рассматриваемой.

Аналогично (5.37) напишем, чему равны разности квадратов давлений $p_n^2 - p_1^2$, $p_1^2 - p_2^2$, $p_2^2 - p_3^2$, ..., $p_{k-1}^2 - p_n^2$ для последовательно соединенных участков. Сложив эти равенства, будем иметь

$$p_n^2 - p_k^2 = BQ^2 \sum_{i=1}^k \frac{L_i}{D_{3i}^{5,2}}; \quad p_n^2 - p_k^2 = \frac{B}{D_0^{5,2}} Q^2 \sum_{i=1}^k \frac{L_i}{k_{pi}^2}$$

$$\text{и } p_n^2 - p_k^2 = BQ^2 \sum_{i=1}^k \frac{1}{\kappa^2}. \quad (5.38)$$

Теперь сопоставим (5.37) и (5.38). Получим, что при последовательном соединении трубопроводов (или трубопроводных блоков)

$$\frac{L}{D_3^{5,2}} = \sum_{i=1}^k \frac{L_i}{D_{3i}^{5,2}}; \quad \frac{L}{k_p^2} = \sum_{i=1}^k \frac{L_i}{k_{pi}^2} \quad \text{и} \quad \frac{1}{\kappa^2} = \sum_{i=1}^k \frac{1}{\kappa_i^2}. \quad (5.39)$$

Газопроводы, состоящие из параллельно и последовательно соединенных блоков

Процедура приведения таких газопроводов к простому или, что то же, определение их D_3 , k_p или κ прежде всего состоит в том, чтобы выделить сначала самые крупные блоки, из которых состоит газопровод, затем более мелкие блоки и так далее до отдельных ниток. Помня, что при параллельном соединении складываются $D_{3i}^{2,6}$, k_{pi} или κ_i , а при последовательном — $L_i/D_{3i}^{5,2}$, L_i/k_{pi}^2 или $1/\kappa_i^2$, составляются в той же последовательности выражения, определяющие эти параметры. Следующий этап — определение численных значений D_3 , k_p или κ отдельных трубопроводов (ниток) затем блоков и, наконец, всего газопровода. Способы приведения сложного газопровода к простому при помощи D_3 , k_p или κ , очевидно, равноценны. Однако при неодинаковых длинах параллельных трубопроводов в каком-либо блоке коэффициент κ оказывается предпочтительным.

Газопроводы с лупингами; увеличение пропускной способности газопроводов

Лупинги предназначаются либо для увеличения пропускной способности, либо для повышения давления в конечной точке газопровода, либо для снижения давления в начальной точке. Цель расчета — определение длины лупинга, при которой обеспечивается требуемый эффект. Газопровод с лупингом — один из простейших видов сложных

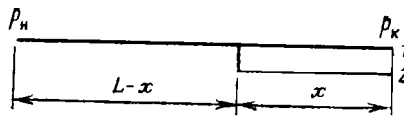


Рис. 5.7. Схема газопровода с лупингом

газопроводов. При расчете газопроводов с лупингами удобно пользоваться коэффициентами расхода.

Определим коэффициент расхода газопровода, схема которого изображена на рис. 5.7. Газопровод состоит из участков $L-x$ и x . Первый из них — одноконтурный, диаметром D_1 ; коэффициент расхода этого участка — k_{p1} . Участок x — двухконтурный; диаметры ниток — D_1 и D_2 , коэффициент расхода k_{p12} . Участки $L-x$ и x соединены последовательно. Поэтому в соответствии с (5.39) будем иметь

$$\frac{L}{k_p^2} = \frac{L-x}{k_{p1}^2} + \frac{x}{k_{p12}^2},$$

где k_p — коэффициент расхода всего газопровода; коэффициент расхода k_{p1} следует считать известной величиной; коэффициент расхода k_{p12} подлежит определению. Поскольку трубопроводы 1 и 2 соединены параллельно, согласно (5.36) $k_{p12} = k_{p1} + k_{p2}$ (как и k_{p1} , коэффициент k_{p2} — тоже известная величина). Получим

$$\frac{L}{k_p^2} = \frac{L-x}{k_{p1}^2} + \frac{x}{(k_{p1} + k_{p2})^2},$$

откуда

$$k_p = \frac{k_{p1}}{\sqrt{1 - \frac{x}{L} \left[1 - \left(\frac{k_{p1}}{k_{p1} + k_{p2}} \right)^2 \right]}}. \quad (5.40)$$

Теперь сравним пропускную способность газопровода с лупингом (Q) с пропускной способностью газопровода без лупинга (Q_1). При условии, что давления p_n и p_k до и после прокладки лупинга одинаковые, на основании формулы (5.34) можно написать, что коэффициент увеличения пропускной способности $\kappa = Q/Q_1 = k_p/k_{p1}$. Учитывая (5.40), получим, что

$$\kappa = \frac{1}{\sqrt{1 - \frac{x}{L} \left[1 - \left(\frac{k_{p1}}{k_{p1} + k_{p2}} \right)^2 \right]}}. \quad (5.41)$$

Из (5.41) находим, что длина лупинга, необходимая для увеличения пропускной способности в κ раз,

$$x = L \frac{1 - \frac{1}{\kappa^2}}{1 - \left(\frac{k_{p1}}{k_{p1} + k_{p2}} \right)^2}. \quad (5.42)$$

В частном случае, когда диаметры магистрали и лупинга D_1 и D_2 одинаковы, $k_{p2} = k_{p1}$ и формулы (5.41) и (5.42) примут вид

$$\chi = \frac{1}{\sqrt{1 - \frac{3}{4} \frac{x}{L}}} \quad \text{и} \quad x = \frac{4}{3} L \left(1 - \frac{1}{\chi^2} \right). \quad (5.43)$$

Теперь найдем длину лупинга, для случая, когда необходимо повысить давление p_n до p_{n*} (при неизменной пропускной способности Q).

Из уравнений

$$p_n^2 - p_k^2 = \frac{B}{D_0^{2,6}} Q^2 \frac{L}{k_{p1}^2};$$

$$p_n^2 - p_{k*}^2 = \frac{B}{D_0^{2,6}} Q^2 \left[\frac{L-x}{k_{p1}^2} + \frac{x}{(k_{p1} + k_{p2})^2} \right]$$

получим

$$x = \frac{L}{1 - \left(\frac{k_{p1}}{k_{p1} + k_{p2}} \right)^2 \frac{p_{k*}^2 - p_k^2}{p_n^2 - p_k^2}}, \quad (5.44)$$

а при одинаковых диаметрах лупинга и магистрали ($D_2 = D_1$)

$$x = \frac{4}{3} L \frac{p_{k*}^2 - p_k^2}{p_n^2 - p_k^2}.$$

Если же лупинг прокладывается для снижения давления p_n до p_{n*} , то, поступив аналогично, найдем

$$x = \frac{L}{1 - \left(\frac{k_{p1}}{k_{p1} + k_{p2}} \right)^2 \frac{p_n^2 - p_{n*}^2}{p_n^2 - p_k^2}}$$

и при $D_2 = D_1$

$$x = \frac{4}{3} L \frac{p_n^2 - p_{n*}^2}{p_n^2 - p_k^2}.$$

Второй способ увеличения пропускной способности газопровода — удвоение числа компрессорных станций. Считая, что это равносильно сокращению расстояний между станциями вдвое, напишем: до удвоения числа станций

$$Q = A D_0^{2,6} \sqrt{\frac{p_n^2 - p_k^2}{L} k_p}$$

и после удвоения

$$Q_* = A L_0^{2,6} \sqrt{\frac{p_n^2 - p_k^2}{L/2} k_p}.$$

Отсюда следует, что коэффициент увеличения пропускной способности

$$\chi = Q_*/Q = \sqrt{2}.$$

Многониточный газопровод с лупингом

Рассмотрим n -ниточный газопровод с лупингом. Начальная точка лупинга соединена со всеми n трубопроводами (рис. 5.8). По-прежнему будем считать, что рассматриваемый газопровод состоит из двух последовательно соединенных блоков: $L-x$ и x . Блок $L-x$ составлен из n , а блок x — из $n+1$ параллельно идущих ниток. Очевидно, что формулы для χ и для x будут иметь вид, аналогичный (5.41) и (5.42).

Достаточно лишь заменить в них k_{p1} на $\sum_{i=1}^n k_{pi}$ и $k_{p1} + k_{p2}$ на $\sum_{i=1}^{n+1} k_{pi}$.

Получим, что коэффициент увеличения пропускной способности при прокладке лупинга длиной x

$$\chi = \frac{1}{\sqrt{1 - \frac{x}{L} \left[1 - \left(\frac{\sum_{i=1}^n k_{pi}}{\sum_{i=1}^{n+1} k_{pi}} \right)^2 \right]}}, \quad (5.45)$$

а длина лупинга при заданном значении χ

$$x = L \frac{1 - (1/\chi^2)}{1 - \left(\frac{\sum_{i=1}^n k_{pi}}{\sum_{i=1}^{n+1} k_{pi}} \right)^2}.$$

Длина лупинга, необходимая для увеличения конечного давления p_k до p_{k*} ,

$$x = \frac{L}{1 - \left(\frac{\sum_{i=1}^n k_{pi}}{\sum_{i=1}^{n+1} k_{pi}} \right)^2} \frac{p_{k*}^2 - p_k^2}{p_n^2 - p_k^2}.$$

Из трех последних формул видно: чем больше число ниток n , тем меньше эффективность лупинга — коэффициент увеличения пропускной способности χ уменьшается, длина лупинга, обеспечивающая заданные χ или p_{k*} , возрастает.

Эффективность перемычек

Если лупинг соединен лишь с частью параллельных ниток (рис. 5.9) или лишь с одной из них, то линия падения квадратов давления у ниток, связанных с лупингом, будет с изломом (в точке подключения лупинга), а у «свободных» ниток — без излома. Давление в свободных нитках будет выше, чем в лупингованных. Если теперь соединить перемычкой все нитки, то давления сравняются и линия падения квадратов давления будет для всех ниток одна и та же (на рис. 5.9 — пунктирная). Произойдет перераспределение расходов, в результате чего пропускная способность газопроводной системы увеличится. Отношение пропускной способности газопровода с перемычкой к пропускной

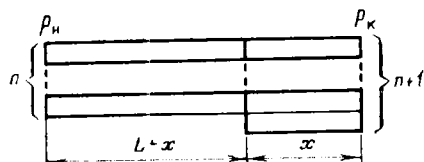
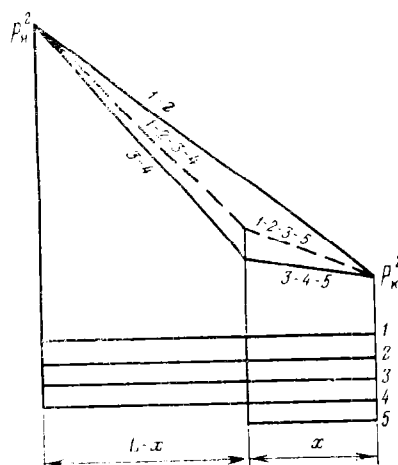


Рис. 5.8. Схема многониточного газопровода с лупингом

Рис. 5.9. Линии падения квадратов давлений:

1-2 — в нитках 1 и 2, не соединенных перемычкой; 3-4 — в нитках 4 и 3 на участке $L-x$; 3-4-5 — в нитках 3, 4 и 5 на участке x ; 1-2-3-4 и 1-2-3-4-5 — в соответствующих нитках на участках $L-x$ и x после соединения всех ниток



способности до включения перемычки будем называть эффективностью перемычки. Перемычки эффективны не только в местах присоединения лупингов, но и в точках, где изменяются диаметры трубопроводов. В этих точках изменяется угол наклона линии падения квадрата давления, и соединение перемычкой таких ниток с другими приведет к перераспределению расходов и, следовательно, к увеличению пропускной способности. Очевидно, что с увеличением числа ниток эффективность перемычки уменьшается. Очевидно также, что эффективность перемычки уменьшается с уменьшением различия в диаметрах участков. Если диаметры параллельных ниток не изменяются по длине и если отсутствует лупинг, то перемычки как средство, увеличивающее пропускную способность газопровода, оказываются бесполезными (в этом случае линия падения квадрата давления будет одна, общая для всех параллельных ниток). Однако это не означает, что для таких газопроводов перемычки не нужны. Перемычки позволяют, например, уменьшить снижение пропускной способности при аварийных или планово-предупредительных ремонтах трубопровода. Эти работы ведутся не на всей поврежденной нитке, а на сравнительно небольшой ее части. При помощи кранов ремонтируемый участок отключается. Пропускная способность газопровода при этом снижается. Очевидно, что чем меньше длина ремонтируемого участка и, следовательно, чем большее число перемычек имеет система трубопроводов, тем меньше будет снижение пропускной способности. Определим число перемычек, при котором пропускная способность уменьшается до заданного предела. Обозначив длину ремонтируемого участка $L-x$, получим, что число перемычек

$$m = \frac{L}{L-x} - 1 = \frac{x}{L} \left(1 - \frac{x}{L} \right). \quad (5.46)$$

Пусть общее число ниток газопровода равно n . Тогда при отключении на участке $L-x$ одной нитки на ремонт газопровод можно считать

$(n-1)$ -ниточным с лупингом длиной x . Далее поступим аналогично тому, как это было при определении коэффициента увеличения пропускной способности n -ниточного газопровода прокладкой лупинга. Отличие состоит лишь в том, что сейчас требуется определить не коэффициент увеличения пропускной способности, а коэффициент ее уменьшения $\psi = Q_{n-1}/Q_n$, где Q_{n-1} — расход при отключении участка $L-x$ одной из ниток на ремонт и Q_n — расход, когда все нитки загружены полностью. В результате будем иметь:

$$\psi = \frac{\sum_{i=1}^{n-1} k_{pi}}{\sum_{i=1}^n k_{pi}} \frac{1}{\sqrt{1 - \frac{x}{L} \left[1 - \left(\frac{\sum_{i=1}^{n-1} k_{pi}}{\sum_{i=1}^n k_{pi}} \right)^2 \right]}}.$$

Отсюда находим относительную длину неремонтируемой части газопровода x/L и подставляем в (5.46). В результате получаем формулу, определяющую число перемычек в зависимости от заданного снижения пропускной способности:

$$m = \frac{\psi^2 \left(\sum_{i=1}^n k_{pi} / \sum_{i=1}^{n-1} k_{pi} \right)^2 - 1}{1 - \psi^2}.$$

В частности, если число ниток $n = 2$, то $\sum_{i=1}^{n-1} k_{pi} = k_{p1}$; $\sum_{i=1}^n k_{pi} = k_{p1} + k_{p2}$ и формула числа перемычек будет выглядеть проще:

$$m = \frac{\psi^2 (1 + k_{p2}/k_{p1})^2 - 1}{1 - \psi^2}.$$

5.7. РАСЧЕТ ГАЗОПРОВОДА С УЧЕТОМ РЕЛЬЕФА ТРАССЫ

Согласно нормам технологического проектирования газопроводов рельеф следует учитывать в тех случаях, когда на трассе имеются точки, расположенные выше или ниже начального пункта газопровода более чем на 200 м. Представим себе, что такой газопровод состоит из соединенных друг с другом прямолинейных наклонных участков. Начало и конец каждого из них — характерные точки трассы, геодезические отметки которых существенно различные. Микрорельефом участков пренебрегаем. Для любого из этих участков

$$-dp = \rho \lambda \frac{dx}{D} \frac{\omega^2}{2} + \rho g dz. \quad (5.47)$$

Привлечем сюда уравнение состояния $p/\rho = zRT$ и сделаем замены:

$$\omega = \frac{4M}{\pi D^2 \rho} = \frac{4MzRT}{\pi D^2 p}; \quad dz = \frac{dz}{dx} dx$$

или $dz = \frac{\Delta z}{l} dx$, поскольку для наклонного трубопровода $\frac{dz}{dx} = \frac{\Delta z}{l}$,

где Δz — разность высот конца и начала участка; l — длина участка. Кроме того, умножим (6.47) на p . В результате получим:

$$-dp^2 = \left(M^2 b + a \frac{\Delta z}{l} p^2 \right) dx,$$

где

$$b = \frac{16zRT}{\pi^2 D^5} \lambda \quad \text{и} \quad a = \frac{2g}{zRT}.$$

После интегрирования

$$p_n^2 - p_k^2 \exp(a\Delta z) = M^2 b l \frac{\exp(a\Delta z) - 1}{a\Delta z}$$

(индексы «н» и «к» означают начало и конец наклонного участка).

Далее целесообразно индекс «н» присвоить началу первого участка, а индекс «к» — концу последнего. Первый, второй, третий и т. д. участки, составляющие рассматриваемый газопровод, обозначим соответствующими цифрами. Этими же цифрами будем обозначать конечные точки участков. Таким образом, для первого участка

$$p_n^2 - p_1^2 \exp(a\Delta z_1) = M^2 b l_1 \frac{\exp(a\Delta z_1) - 1}{a\Delta z_1};$$

для второго

$$p_1^2 - p_2^2 \exp(a\Delta z_2) = M^2 b l_2 \frac{\exp(a\Delta z_2) - 1}{a\Delta z_2};$$

для третьего

$$p_2^2 - p_3^2 \exp(a\Delta z_3) = M^2 b l_3 \frac{\exp(a\Delta z_3) - 1}{a\Delta z_3};$$

для конечного участка

$$p_{k-1}^2 - p_k^2 \exp(a\Delta z_k) = M^2 b l_k \frac{\exp(a\Delta z_k) - 1}{a\Delta z_k}.$$

Умножим второе уравнение на $\exp(a\Delta z_1)$, третье на $\exp[a(a\Delta z_2 + \Delta z_1)]$, четвертое на $\exp[a(a\Delta z_3 + \Delta z_2 + \Delta z_1)]$ и т. д. и учтем, что

$$a\Delta z_1 = a(z_1 - z_n); \quad a(\Delta z_2 + \Delta z_1) = a(z_2 - z_n);$$

$$a(\Delta z_3 + \Delta z_2 + \Delta z_1) = a(z_3 - z_n) \quad \text{и т. д.}$$

Затем сложим уравнения для всех участков. Приняв $z_n = 0$, получим

$$p_n^2 - p_k^2 \exp(az_k) = M^2 b \sum_{i=1}^k l_i \frac{\exp(az_i) - \exp(az_{i-1})}{a(z_i - z_{i-1})}. \quad (5.48)$$

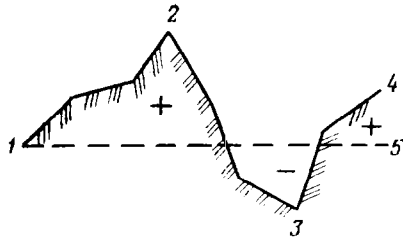


Рис. 5.10. Расчетный профиль трассы газопровода

Теперь воспользуемся формулой

$$\exp(az) = 1 + \frac{az}{1!} + \frac{(az)^2}{2!} + \frac{(az)^3}{3!} + \dots$$

и примем $\exp(az_i) \approx 1 + az_i + \frac{(az_i)^2}{2}$. Отсюда

$$\begin{aligned} \frac{\exp(az_i) - \exp(az_{i-1})}{a(z_i - z_{i-1})} &\approx \frac{1 + az_i + \frac{(az_i)^2}{2} - \left[1 + az_{i-1} + \frac{(az_{i-1})^2}{2}\right]}{a(z_i - z_{i-1})} = \\ &= 1 + \frac{a}{2}(z_i + z_{i-1}). \end{aligned}$$

Примем также $\exp(az_k) \approx 1 + az_k$. Подставив это в (5.48), получим

$$p_n^2 - p_k^2(1 + az_k) = M^2 bL \left\{ 1 + \frac{a}{2L} \sum_{i=1}^k (z_i + z_{i-1}) l_i \right\} \quad (5.49)$$

и далее

$$M = \sqrt{\frac{p_n^2 - p_k^2(1 + az_k)^2}{bL \left\{ 1 + \frac{a}{2L} \sum_{i=1}^k (z_i + z_{i-1}) l_i \right\}}} \quad (5.50)$$

Здесь az_k учитывает влияние разности высот конечной и начальной точек газопровода на его пропускную способность. Чем выше расположена конечная точка по отношению к начальной (чем больше z_k), тем пропускная способность меньше, и наоборот.

Слагаемое $\frac{a}{2L} \sum_{i=1}^k (z_i + z_{i-1}) l_i$ учитывает влияние на пропускную способность геодезических отметок промежуточных точек, т. е. влияние характера профиля трассы. Заметим, что $\frac{1}{2} \sum_{i=1}^k (z_i + z_{i-1}) l_i = F$ представляет собой алгебраическую сумму площадей, заключенных между линией профиля трассы и горизонтальной линией, проведенной из начальной точки трассы (рис. 5.10). Там, где линия профиля проходит выше горизонтальной линии, площадь F имеет знак плюс, а где ниже — минус. Пропускная способность, как это видно из (5.50), будет больше у того газопровода, у ко-

торого при прочих равных условиях суммарная площадь F меньше. Например, пропускная способность газопровода 1—2—3—4 меньше пропускной способности горизонтального газопровода 1—5 такой же протяженности и такого же диаметра не только из-за того, что $z_4 > z_5$, но и потому, что $F_{1-5} = 0$, а $F_{1-2-3-4} > 0$. Влияние вида профиля трассы на пропускную способность обусловлено тем, что в начале трубопровода плотность газа больше, чем в конце. Если az_k и $\frac{a}{2L} \sum_{i=1}^k (z_i + z_{i-1}) l_i$ отбросить, то (5.49) и (5.50) обратятся в уже известные нам формулы для расчета газопроводов, проходящих по равнинной местности.

5.8. ХАРАКТЕРИСТИКИ НАГНЕТАТЕЛЕЙ

Характеристикой центробежного компрессора называется зависимость отношения давлений (степени сжатия) ε , политропического коэффициента мощности (к. п. д.) $\eta_{\text{пол}}$ и внутренней мощности N_i от расхода при различной частоте вращения ротора. Известно, что

$$\varepsilon, \eta_{\text{пол}}, N_i = f_{1,2,3}(Q_v, p_v, \rho_v, D_2, \omega), \quad (5.51)$$

где Q_v — расход; p_v — давление; ρ_v — плотность газа при условиях всасывания, называемых обычно начальными; D_2 — диаметр рабочего колеса; ω — угловая скорость.

На основании теории подобия зависимость (5.51) представляют в критериальной форме:

$$\varepsilon, \eta_{\text{пол}}, \frac{N_i}{\rho_v D_2^3 u_2^3} = f_{1,2,3} \left(\frac{Q_v}{D_2^2 u_2}, \frac{u_2}{\sqrt{z_v R T_v}} \right), \quad (5.52)$$

где $u_2 = D_2 \omega$ — окружная скорость; $Q_v / (D_2^2 u_2)$ — коэффициент расхода; $u_2 / \sqrt{z_v R T_v}$ — число Маха.

Согласно (5.52) можно построить графики зависимости безразмерной мощности $N_i / \rho_v D_2^3 u_2^3$ от безразмерного расхода $Q_v / (D_2^2 u_2)$ при различных числах Маха. Но поступают иначе. Поскольку D_2 — заданная величина, заменяют окружную скорость u_2 частотой вращения ротора n и переходят к следующему выражению:

$$\varepsilon, \eta_{\text{пол}}, \frac{N_i}{\rho_v n^3} = f_{1,2,3} \left(\frac{Q_v}{n}, \frac{n}{\sqrt{z_v R T_v}} \right), \quad (5.53)$$

где $N_i / \rho_v n^3$, Q_v / n и $n / \sqrt{z_v R T_v}$ — размерные величины, пропорциональные соответствующим безразмерным параметрам в (5.52).

Чтобы характеристики были пригодны для природных газов различного состава, их приводят к фиксированным, целесообразно выбранным условиям. Параметры приведения: $R_{\text{пр}} = 490$ Дж/(кг·К); $T_{v, \text{пр}} = 288$ К; $z_{v, \text{пр}} = 0,91$ и $n_{\text{пр}} = n_n$ (номинальная).

В результате получаем

$$\varepsilon, \eta_{\text{пол}}, \left[\frac{N_i}{\rho_v} \right]_{\text{пр}} = f_{1,2,3} \left[Q_{\text{пр}}, \left(\frac{n}{n_n} \right)_{\text{пр}} \right], \quad (5.54)$$

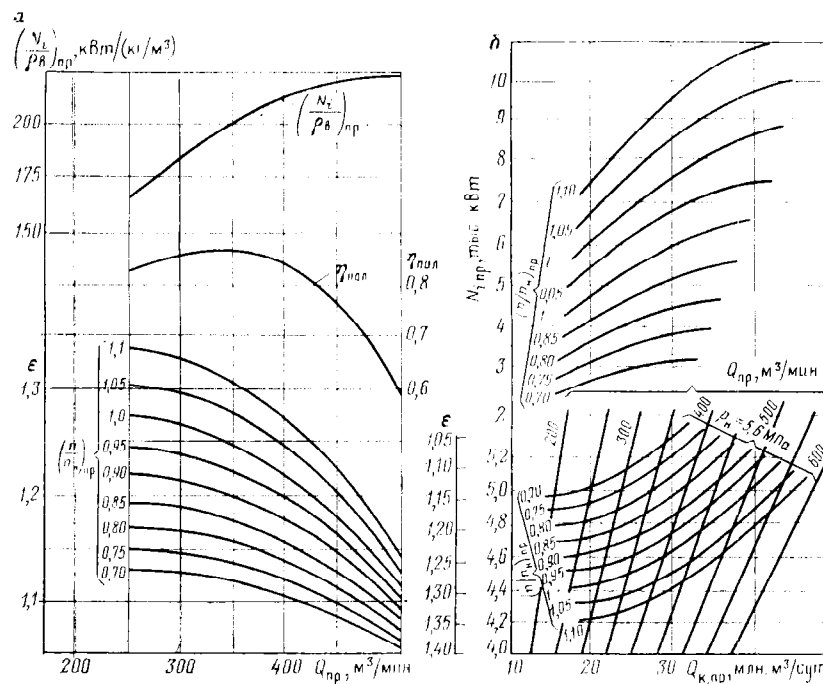


Рис. 5.11. Приведенные характеристики нагнетателя 370-14-1. Условия приведения: $T_{в. пр} = 288 \text{ K}$; $R_{пр} = 500 \text{ Дж/(кг·K)}$; $z_{в. пр} = 10,91$; $n_n = 5300 \text{ 1/мин}$

где

$$\begin{aligned} \left(\frac{N_t}{\rho_v} \right)_{пр} &= \frac{N_t}{\rho_v} \left(\frac{n_n}{n} \right)^3; \quad Q_{пр} = Q_v \frac{n_n}{n}; \\ \left(\frac{n}{n_n} \right)_{пр} &= \frac{n}{n_n} \sqrt{\frac{z_{в. пр} R_{пр} T_{в. пр}}{z_v R T_v}}. \end{aligned} \quad (5.55)$$

Такие характеристики, называемые приведенными, были разработаны во ВНИИгазе. В итоге широко поставленных натурных испытаний центробежных нагнетателей ВНИИгазом изданы специальные альбомы приведенных характеристик.

На рис. 5.11, а изображены приведенные характеристики для нагнетателя 370-14-1. Порядок расчета следующий:

по формулам (5.55) определяют приведенный объемный расход на всасывании $Q_{пр}$ и приведенную относительную частоту вращения $(n/n_n)_{пр}$; при этом рабочий расход $Q_{пр}$ должен быть больше наименьшего, от которого начинаются кривые характеристики, не менее чем на 10 %; наименьший расход соответствует границе помпажа;

в зависимости от $Q_{пр}$ по соответствующим кривым находят поли-тропический к. п. д. $\eta_{пол}$ и приведенную внутреннюю мощность

$(N_i/\rho_n)_{\text{пр}}$, а в зависимости от $Q_{\text{пр}}$ и $(n/n_n)_{\text{пр}}$ — степень сжатия; по найденной величине $(N_i/\rho_v)_{\text{пр}}$ вычисляют N_i согласно (5.55) и, прибавив сюда мощность $N_{\text{мех}}$, затрачиваемую на механические потери, получают мощность на муфте привода.

При расчете режимов работы нагнетателей можно пользоваться также характеристиками второго типа, построенными не по объемному, а по коммерческому расходу. Такие характеристики нагнетателя изображены на рис. 5.11, б.

Порядок расчета следующий:

вычисляют приведенный коммерческий расход $Q_{\text{к. пр}}$ и приведенную относительную частоту вращения:

$$Q_{\text{к. пр}} = Q_{\text{к}} \sqrt{\frac{z_{\text{в}} R_{\text{пр}} T_{\text{в}}}{z_{\text{пр}} R T_{\text{в. пр}}}}; \quad \left(\frac{n}{n_n}\right)_{\text{пр}} = \frac{n}{n_n} \sqrt{\frac{z_{\text{в. пр}} R_{\text{пр}} T_{\text{в. пр}}}{z_{\text{в}} R T_{\text{в}}}};$$

в нижнем поле кривых находят точку с координатами $Q_{\text{к. пр}}$, $p_{\text{в}}$; от этой точки движутся по линии приведенного объемного расхода $Q_{\text{пр}}$ до пересечения с нужной линией $(n/n_n)_{\text{пр}}$; на шкале ε находят, чему равна степень сжатия;

далее по вертикали переходят на верхнее поле кривых; в точке пересечения вертикали с $(n/n_n)_{\text{пр}}$ — значение приведенной внутренней мощности $N_{i\text{пр}}$;

по формуле

$$N_i = N_{i\text{пр}} \frac{p_{\text{в}} \varepsilon}{p_{\text{ном}}} \sqrt{\frac{z_{\text{в}} R T_{\text{в}}}{z_{\text{пр}} R_{\text{пр}} T_{\text{в. пр}}}}$$

вычисляют внутреннюю мощность N_i , и затем находят мощность на валу привода $N = N_i + N_{\text{мех}}$.

Характеристики компрессоров могут быть представлены аналитически. Из известных зависимостей наилучшей считается

$$\varepsilon^2 = a - b_0 Q_{\text{в}}^2. \quad (5.56)$$

Это уравнение характеристики первого типа. Если заменить

$$\varepsilon = \frac{p_{\text{н}}}{p_{\text{в}}}; \quad Q_{\text{в}} = Q \frac{p_{\text{в}} T_{\text{ст}}}{p_{\text{ст}} T_{\text{в}} z_{\text{в}}},$$

получим уравнение характеристики второго типа

$$p_{\text{н}}^2 = a p_{\text{в}}^2 - b Q^2, \quad (5.57)$$

здесь

$$b = b_0 (p_{\text{ст}} z_{\text{в}} T_{\text{в}} / T_{\text{ст}}), \quad (5.58)$$

a и b_0 — опытные коэффициенты, зависящие от состава газа (R , $z_{\text{в}}$), температуры газа перед входом в нагнетатель $T_{\text{в}}$ и частоты вращения ротора (n).

Для поршневых компрессоров (станций) достаточно точным оказывается следующее эмпирическое уравнение характеристики:

$$Q_{\text{в}} = a \sqrt{1 - b(\varepsilon^2 - 1)}, \quad (5.59)$$

где a и b — коэффициенты, получаемые обработкой опытных кривых зависимости объемного расхода при условиях всасывания (Q_v) от степени сжатия ε ; $a = Q_v$ (при $\varepsilon = 1$, b — учитывает влияние мертвого пространства).

Если объемный расход Q_v заменить коммерческим Q_k , то из (5.59) получается уравнение такого же вида, как и для центробежных компрессоров:

$$p_n^2 = a_n p_u^2 - b_n Q^2,$$

где

$$a_n = \frac{1+b}{b}; \quad b_n = \frac{1}{a^2 b} \left(\frac{p_{ст} T_{взв}}{T_{ст}} \right)^2.$$

Это уравнение, как в (5.59), весьма удобно при совместном решении с уравнением характеристики трубопровода.

5.9. СОВМЕСТНАЯ РАБОТА ГАЗОПРОВОДА И КОМПРЕССОРНЫХ СТАНЦИЙ

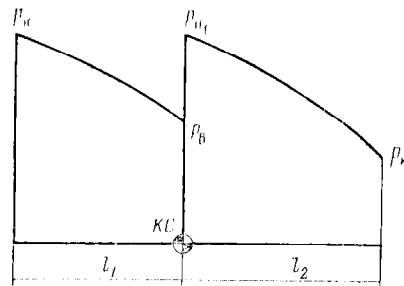
Режимы работы трубопровода и компрессорных станций (КС) связаны между собой: расход в трубопроводе равен подаче КС, давление нагнетания соответствует давлению в начале перегона между станциями, а давление всасывания следующей КС равно давлению в конце перегона. Любые изменения режима работы КС приводят к изменениям режима работы трубопровода, и наоборот. Поэтому нельзя определить пропускную способность газопровода при помощи одной только формулы расхода. Пропускную способность газопровода также нельзя найти, пользуясь только характеристиками нагнетателей или только аналитическими выражениями этих характеристик.

Трубопровод и КС следует рассматривать как единое целое, и в технологическом расчете газопровода режимы работы трубопровода и КС должны быть согласованы. Это согласование может быть осуществлено совместным решением уравнений характеристик КС и характеристики перегонов между станциями. Уравнение характеристики КС возьмем в виде $p_n^2 = a p_u^2 - b Q^2$, а уравнение характеристики трубопровода (перегона между КС) удобно выразить так: $p_n^2 = p_u^2 + c l Q^2$, где c — постоянный коэффициент; l — длина перегона.

Рассмотрим простейший магистральный газопровод с одной промежуточной КС (рис. 5.12). Требуется рассчитать режим работы газопровода как единой газодинамической системы, а именно определить пропускную способность газопровода Q и давления всасывания p_u и нагнетания p_{n1} КС при известных (и постоянных) значениях давления в начале p_u и в конце p_k газопровода. Это можно сделать, решив совместно уравнения характеристик двух перегонов и КС газопровода

$$p_n^2 = p_u^2 + c l_1 Q^2; \quad p_{n1}^2 = a p_u^2 - b Q^2; \quad p_{n1}^2 = p_k^2 + c l_2 Q^2. \quad (5.60)$$

Рис. 5.12. Схема газопровода с промежуточной компрессорной станцией



При этом предполагается, что коэффициент c , равный

$$c = \frac{16\rho_{\text{ст}}^2 z_{\text{ср}} T_{\text{ср}} \lambda \Delta}{\pi^2 T_{\text{ст}}^2 D^5}, \quad (5.61)$$

практически одинаков для первого и второго перегонов. Для его определения необходимо задаться в первом приближении значениями $z_{\text{ср}}$, $T_{\text{ср}}$ и λ . После определения Q , p_b и p_{n1} , а также в процессе теплового расчета перегонов их значения могут быть уточнены. Отметим, что принятие различных значений коэффициента c для каждого из перегонов газопровода не осложнило бы решение задачи.

Решая систему уравнений (6.50), находим

$$Q = \sqrt{\frac{ap_n^2 - p_k^2}{acl_1 + b + cl_2}}. \quad (5.62)$$

При неработающей КС уравнение (5.62) превращается в известное уравнение расхода участка газопровода

$$Q = \sqrt{\frac{p_n^2 - p_k^2}{c(l_1 + l_2)}},$$

поскольку в этом случае $a = 1$, а $b = 0$. Из уравнения (5.62) следует очень важный практический вывод: при прочих равных условиях (неизменных значениях давлений в начале и конце газопровода и заданной характеристике КС) пропускная способность газопровода как системы тем больше, чем ближе КС будет размещена к началу газопровода. Очевидно, что при этом одновременно будут возрастать давления на входе и выходе КС. Увеличение пропускной способности газопровода при смещении КС к его началу объясняется повышением степени сжатия КС вследствие уменьшения объемной производительности на ее всасывании (растет давление p_b), а также некоторым повышением среднего давления для обоих перегонов, что вызывает расход энергии на преодоление сил трения при движении газа по трубопроводу (снижается средняя скорость движения газа на перегоне).

Для газопровода с n компрессорными станциями имеем

$$\begin{aligned} p_{n1}^2 &= a_1 p_{B1}^2 - b_1 Q^2; \quad p_{n1}^2 = p_{B2}^2 + c_1 l_1 Q^2; \\ p_{n2}^2 &= a_2 p_{B2}^2 - b_2 Q^2; \quad p_{n2}^2 = p_{B3}^2 + c_2 l_2 Q^2; \\ &\dots \dots \dots \\ p_{nn}^2 &= a_n p_{Bn}^2 - b_n Q^2; \quad p_{nn}^2 = p_K^2 + c_n l_n Q^2. \end{aligned} \quad (5.63)$$

Обозначив $y_i = b_i + c_i l_i$ и найдя из первой пары уравнений p_{B2}^2 , из второй p_{B3}^2 и т. д., получим, что для КС, номер которой равен x ,

$$\begin{aligned} p_{Bx}^2 &= a_1 \dots a_{x-1} p_{B1}^2 - \left(\sum_{i=1}^{x-1} a_i \dots a_{x-1} y_{i-1} + y_{x-1} \right) Q^2; \\ p_{nx}^2 &= a_1 \dots a_x p_{B1}^2 - \left(\sum_{i=2}^x a_i \dots a_x y_{i-1} + b_x \right) Q^2. \end{aligned} \quad (5.64)$$

Для конечной точки газопровода

$$p_K^2 = \Pi_1 p_{B1}^2 - \left(\sum_{i=2}^n \Pi_i y_{i-1} + y_n \right) Q^2,$$

где $\Pi_i = a_i a_{i+1} a_{i+2} \dots a_n$.

Отсюда расход в системе КС — трубопровод

$$Q = \sqrt{(p_{B1} - p_K^2) / \left(\sum_{i=2}^n \Pi_i y_{i-1} + y_n \right)}. \quad (5.65)$$

Если станции однотипные и перегоны между ними одинаковые (за исключением последнего, длина которого зависит от давления p_K), т. е. если

$$\begin{aligned} a_1 &= a_2 = \dots = a_n = a; \\ b_1 &= b_2 = \dots = b_n = b; \\ c_1 &= c_2 = \dots = c_n = c; \\ l_1 &= l_2 = \dots = l_{n-1} = l, \end{aligned}$$

то

$$\begin{aligned} y_1 &= y_2 = \dots = y_{n-1} = y, \quad \Pi_1 = a^n; \\ \sum_{i=2}^n \Pi_i y_{i-1} &= (a^{n-1} + a^{n-2} + \dots + a^2 + a) y = \frac{a^n - a}{a - 1} y \end{aligned}$$

и формула (5.65) станет проще

$$Q = \sqrt{(a^n p_{B1}^2 - p_K^2) / \left(\frac{a^n - a}{a - 1} y + y_n \right)}. \quad (5.66)$$

Если начальной точкой газопровода считать не всасывающий, а нагнетательный коллектор головной компрессорной станции, где дав-

ление равно p_{n1} , то из системы (5.63) надо будет исключить первое уравнение. Тогда

$$Q = \sqrt{(a^{n-1}p_{n1}^2 - p_k^2) \left(\frac{a^{n-1} - a}{a - 1} y + a^{n-1}cl + y_n \right)}. \quad (5.67)$$

Из (5.65), (5.66) и (5.67) видно, что пропускная способность газопровода в первую очередь зависит от давления в начальной точке газопровода ($p_{в1}$ или $p_{н1}$); даже незначительное снижение этого давления приводит к ощутимому уменьшению пропускной способности газопровода ($a \gg 1$).

Давление в конечной точке газопровода, напротив, оказывает незначительное влияние на его пропускную способность; оно может изменяться в довольно большом диапазоне, и на пропускной способности газопровода это существенно не отразится. Влияние p_k на Q тем меньше, чем больше число станций n ; влияние начального давления на пропускную способность газопровода с увеличением n , наоборот, возрастает.

Из (5.65), (5.66) и (5.67) также следует, что на пропускную способность газопровода влияет расположение компрессорных станций: чем меньше расстояния между ними, тем меньше y и, следовательно, тем больше Q . Но при сближении станций возрастут давления p_v и p_n . Это — ограничение: давление в любой точке газопровода не должно превышать допустимого из условия прочности.

При однотипных станциях и одинаковых перегонах между ними упрощаются также выражения, определяющие давления всасывания и нагнетания: для произвольно взятой компрессорной станции x вместо (5.64) получаем

$$p_{vx}^2 = a^{x-1}p_{n1}^2 - \frac{a^{x-1} - 1}{a - 1} yQ^2;$$

$$p_{nx}^2 = a^x p_{n1}^2 - \left(\frac{a^x - a}{a - 1} y + b \right) Q^2. \quad (5.68)$$

Отсюда следует, что давления всасывания и нагнетания даже при однотипных КС и при перегонах одной и той же протяженности практически не бывают одинаковыми на всех станциях. Одинаковыми эти давления будут при расходе, который получается из первой пары уравнений (5.63):

$$Q = p_{в1} \sqrt{(a-1)/y}. \quad (5.69)$$

Если это подставить в (5.68), то на любой станции x окажется, что $p_v = p_{в1}$ и $p_n = p_{н1}$.

Из последней пары уравнений (5.63) нетрудно найти давление p_k , при котором все это может быть обеспечено. Получается, что $p_k^2 = p_{в1}^2 [a(1 - y_n/y) + y_n/y]$.

Изменения давления p_k вызывают изменения давлений всасывания и нагнетания (p_v и p_n) на КС. Рассмотрим, как это происходит. Пусть давление p_k повысилось на Δp_k . Если бы расход оставался

неизменным, то для перегона между последней КС и конечным пунктом газопровода $p_n^2 - p_k^2 = (p_n + \Delta p_n)^2 - (p_k + \Delta p_k)^2$. Отсюда следует, что

$$\Delta p_n < \Delta p_k, \quad (5.70)$$

т. е. прирост давления в начале перегона меньше величины, на которую повысилось давление в конце перегона.

На компрессорной станции повышение давления всасывания (Δp_n) по сравнению с повышением давления нагнетания (Δp_n) определяется из сопоставления отношений давления (степеней сжатия). При неизменном расходе $(p_n + \Delta p_n)/(p_v + \Delta p_v) = p_n/p_v$. Отсюда следует, что

$$\Delta p_v < \Delta p_n. \quad (5.71)$$

Однако в действующем газопроводе изменения давления p_k связаны с изменением отбора газа в конечном пункте газопровода; увеличение p_k происходит при уменьшении отбора. Если это учесть, то неравенства (5.70) и (5.71) усилятся.

Таким образом, на участке последняя КС — конечный пункт газопровода $\Delta p_v < \Delta p_n < \Delta p_k$.

Такой же вывод следует и для остальных станций и перегонов между ними. Но заметными изменения p_n и p_v при изменении p_k бывают лишь на последних двух — трех станциях. На последней КС Δp_n и Δp_v — самые большие, на предпоследней они значительно меньше, а на остальных КС давления p_n и p_v практически не изменяются. Теперь рассмотрим, как будут изменяться давления p_v и p_n на КС при изменении давления в начальной точке газопровода. Пусть давление p_{v1} возросло на Δp_{v1} . Считая сначала, что расход не изменился, получим, как и прежде из сравнения степеней сжатия, что $\Delta p_{n1} > \Delta p_{v1}$, а из равенства разностей квадратов давлений для перегона между первой и второй станциями $\Delta p_{v2} > \Delta p_{n1}$.

Для второй станции окажется, что $\Delta p_{n2} > \Delta p_{v2}$, для перегона между второй и третьей станциями $\Delta p_{v3} > \Delta p_{n2}$ и т. д. Но, как уже было сказано, изменение давления p_{v1} сопряжено с изменением подачи газа в газопровод, при этом чем больше число КС, тем больше увеличивается расход при повышении давления p_{v1} . Увеличение расхода приведет к уменьшению степени сжатия, а это, как нетрудно понять, — к уменьшению Δp_n . В результате неравенства $\Delta p_n > \Delta p_v$ окажутся либо ослабленными, либо знак у них переменится на обратный. То же получается и с неравенствами для перегонов между станциями. Таким образом, в общем случае нельзя сделать вывод о том, что больше — Δp_n или Δp_v и как эти величины будут изменяться от станции к станции — увеличиваться или уменьшаться. Можно лишь сказать, что при увеличении подачи газа в газопровод давления p_v и p_n повысятся, линии падения давлений поднимутся, а при уменьшении подачи газа — наоборот.

Для сравнения заметим, что при увеличении отбора газа давления p_v и p_n уменьшаются и линии падения давлений на перегонах между станциями снижаются.

5.10. РЕЖИМ РАБОТЫ ГАЗОПРОВОДА ПРИ ОТКЛЮЧЕНИИ КОМПРЕССОРНЫХ СТАНЦИЙ ИЛИ АГРЕГАТОВ

Нередко случается, что часть КС по тем или иным причинам не работает. Это бывает, например, в периоды слабого потребления газа (летом) на газопроводе, не имеющем подземных хранилищ, при авариях, в начальный период эксплуатации газопровода, когда станции вводятся в действие по очередям.

Рассмотрим сначала простейший случай: на газопроводе с однотипными и расположенными на одинаковых расстояниях станциями одна из них (x) вышла из строя. Очевидно, что пропускная способность их уменьшается. Ее можно найти из той же системы уравнений (5.63), но при этом надо учесть, что в точке x $p_{nx} = p_{bx}$ и поэтому в уравнении $p_{nx}^2 = a_x p_{bx}^2 - b_x Q^2$, входящем в систему (5.63), следует принять $a_x = 1$ и $b_x = 0$. Тогда получим

$$Q_x = \sqrt{\frac{a^{n-1} p_{n1}^2 - p_k^2}{\frac{a^{n-1} - a}{a-1} y + a^{n-x} cl + y_n}} \quad (5.72)$$

или, если первой станции нет и давление газа, поступающего в начальный пункт газопровода, обозначить p_{n1} , то

$$Q = \sqrt{\frac{a^{n-2} p_{n1}^2 - p_k^2}{\frac{a^{n-2} - a}{a-1} y + (a^{n-2} + a^{n-x}) cl + y_n}} \quad (5.73)$$

Формула (5.72) или (5.73) позволяет сделать вывод, что чем меньше номер вышедшей из строя станции (x), тем сильнее снижается пропускная способность газопровода. Больше всего она снизится при отключении первой станции. Разделив (5.67) на (5.72) при $x = 1$, найдем, во сколько раз уменьшится пропускная способность газопровода при отключении первой станции:

$$\frac{Q}{Q_1} = \sqrt{\frac{a^{n-1} p_{n1}^2 - p_k^2}{a^{n-1} p_{n1}^2 - p_k^2}}.$$

Если $a^{n-1} p_{n1}^2 \gg p_k^2$, то $Q/Q_1 \approx p_{n1}/p_{b1} = \varepsilon_1$.

Выход из строя последней КС не оказывает существенного влияния на пропускную способность газопровода. В этом нетрудно убедиться. Положив в (5.72) $x = n$, при достаточно большом n , когда $a^{n-1} p_{n1}^2 \gg p_k^2$ и

$$\frac{a^{n-1}}{a-1} \gg cl + y_n - \frac{a}{a-1} y,$$

получаем, что $Q_n \approx p_{n1} \sqrt{(a-1)/y}$. Это — расход при условии, что давления p_n и p_n на всех станциях одинаковые. Помимо формального вывода, вытекающего из (5.72) или (5.73), можно дать следующее объяснение снижению пропускной способности газопровода в зави-

симости от номера отключенной станции. Будем считать, что станция $x + 1$ делит газопровод на два участка: левый и правый. На левом участке снижение пропускной способности происходит из-за уменьшения числа действующих КС. При этом очевидно, что это уменьшение числа станций будет тем ощутимей, чем меньше их находится на рассматриваемом участке, т. е. чем меньше x .

Причина снижения пропускной способности газопровода на правом участке — уменьшение давления всасывания на станции $x + 1$. Влияние уменьшения давления всасывания на снижение пропускной способности газопровода согласно (5.66) возрастает с увеличением числа станций. В рассматриваемом случае (на правом участке) число станций увеличивается при уменьшении левого участка, т. е. при уменьшении x . Следовательно, как и для левого участка, пропускная способность газопровода снижается тем сильнее, чем меньше x .

При отключении двух станций x_1 и x_2 по аналогии с (5.72)

$$Q_{2x} = \sqrt{\frac{a^{n-2} p_{n1}^2 - p_k^2}{\frac{a^{n-2} - a}{a - 1} y + (a^{n-x_1} + a^{n-x_2}) cl + y_n}}.$$

Таким же путем получаются формулы, определяющие расход при выходе из строя любого числа станций. Если на какой-либо КС работают не все, а лишь часть компрессорных агрегатов, то, обозначив для этой станции $a = a_x$ и $b = b_x$, из системы уравнений (5.63) можно получить

$$Q_x = \sqrt{\frac{a_x a^{n-1} p_{n1}^2 - p_k^2}{\frac{a^{n-1} - a^{n-x}}{a - 1} a_x y + a^{n-x} y_x + \frac{a^{n-x} - a}{a - 1} y + y_2}},$$

где $y_x = b_x + cl$.

Теперь рассмотрим, как после отключения части или всех агрегатов на станции x изменятся давления p_n и p_{n1} на предыдущих и последующих станциях. Примем всасывающий коллектор станции x (точка x) за конечный пункт левого участка газопровода. Линия падения давления, идущая от станции $x-1$, вследствие уменьшения расхода будет более пологой. Поэтому давление в точке x возрастет. Получается аналогия с рассмотренным выше увеличением давлений при уменьшении отбора газа. Поэтому давления p_n и p_v на станции $x-1$ увеличатся; на станции $x-2$ они возрастут в меньшей мере и т. д. Для правого участка, начинающегося от станции $x+1$, аналогия будет со случаем уменьшения подачи газа на головную станцию: линия падения давления будет более пологой, давления на станциях понизятся. Давления p_n и p_v можно определить, переходя от станции к станции. Зная давление в конце газопровода, по формуле $p_n^2 = p_k^2 + clQ^2$ находим давление p_n на последней станции. Затем по формуле $p_n^2 = ap_n^2 - bQ$ или при помощи приведенных характеристик нагнетателей находим давление p_v . Далее таким же путем можно вычислить

давления на всех остальных станциях. Если при нормальной работе газопровода давления p_n близки к допустимому p_d , то при отключении станции x необходимо провести регулирование, снижающее давление p_n на станции $x-1$ до допустимого давления p_d .

Возьмем участок, начинающийся от станции $x-1$. Вторая станция на этом участке отключена. Расход при условии, что давление на первой станции $x-1$ равно p_d , может быть определен по формуле (5.73), в которой сначала следует принять $x = 2$, а затем n надо будет заменить на $n - (x-2)$. Получим, что наибольшее допустимое значение расхода при отключении станции

$$Q_{xд} = \sqrt{\frac{a^{n-x} - p_d^2 - p_k^2}{\frac{a^{n-x} - a}{a-1} y + 2a^{n-x} cl + y_n}}.$$

После определения расхода $Q_{xд}$ решается вопрос о том, каким образом на станции $x-1$ может быть достигнуто давление p_d т. е. решается вопрос о регулировании. Наиболее экономичные способы регулирования — отключение агрегатов и изменение частоты вращения роторов.

Число агрегатов, которые должны быть отключены на станциях от первой до $x-1$ включительно, и частоту вращения роторов можно определить по приведенным характеристикам. При этом возможен целый ряд режимов работы, обеспечивающих на станции $x-1$ давление, равное p_d . Наилучшим из них будет тот, при котором давления поддерживаются на возможно более высоком уровне. В этом случае линии падения давления будут пологими, степени сжатия на станциях, а следовательно, и мощности, затрачиваемые на компримирование, — наименьшими.

5.11. ОПТИМАЛЬНЫЕ ПАРАМЕТРЫ МАГИСТРАЛЬНОГО ГАЗОПРОВОДА

Определение экономически наивыгоднейших параметров магистрального газопровода (диаметр D , рабочее давление p_1 и степень сжатия компрессорных станций ε) — одна из основных задач технологического расчета. В качестве критерия при выборе оптимальных параметров газопроводов принимаются приведенные затраты: $S = KE + \mathcal{E}$, где S — приведенные годовые затраты; K — капитальные затраты; E — нормативный коэффициент эффективности капитальных вложений (при расчете объектов транспорта и хранения нефти и газа он принимается равным 0,12 1/год); $\mathcal{E}$ — эксплуатационные расходы. Для расчета наивыгоднейших параметров магистральных газопроводов используют методы графоаналитический, сравнения конкурирующих вариантов, а также аналитический. В практике проектирования наибольшее распространение получили первые два метода.

Этот метод расчета оптимальных параметров в конечном счете сводится к определению рациональной области применения труб различного диаметра и рабочего давления, а также к обоснованию области использования газоперекачивающих агрегатов (ГПА), выпускаемых промышленностью в данный период. С этой целью для каждого из вариантов с постоянным диаметром труб, рабочего давления, типа ГПА и степени сжатия строят графическую зависимость удельных приведенных затрат $S_{уд}$ от пропускной способности газопровода Q . Удельные затраты — затраты на единицу длины и пропускной способности газопровода. При построении такой зависимости для выбранного сочетания основных параметров (D , p и ϵ), а также для определенного типа ГПА используют укрупненные нормативные технико-экономические показатели, разрабатываемые проектными институтами, в частности ВНИПИтрансгазом.

Удельные приведенные затраты находят из следующего выражения: $S_{уд} = S_{КС}/(lQ) + S_{л.ч}/Q$, где $S_{КС}$ — приведенные затраты на одну КС, зависящие от ее типоразмера, т. е. от типа, числа и схемы работы ГПА; $S_{л.ч}$ — приведенные затраты по линейной части газопровода в расчете на единицу длины, зависящие от его диаметра и рабочего давления; l — расстояние между КС, зависящее от диаметра и рабочего давления газопровода, а также от степени сжатия КС. На рис. 5.13 приведено несколько подобных графических зависимостей $S_{уд} = f(Q)$ для газопроводов диаметром 1020—1620 мм с рабочим давлением 5,6 МПа и двухступенчатым компримированием. Подобные графические зависимости, построенные для всех практически возможных и целесообразных сочетаний диаметра и рабочего давления газопровода и степени сжатия КС, позволяют при проектировании

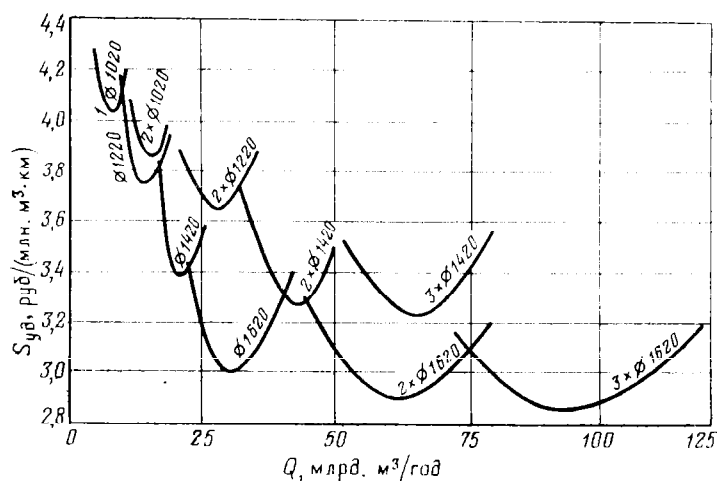


Рис. 5.13. График рациональной области применения газопроводов различного диаметра

конкретного газопровода наметить сравнительно небольшое число конкурирующих вариантов для выбора его экономически наивыгоднейших параметров. При этом конкурирующие варианты назначаются с учетом стандарта на трубы, а также типов ГПА, выпускаемых промышленностью для магистральных газопроводов. Следует отметить, что подобные графические зависимости обычно строят для каких-то средних условий строительства газопроводов без учета таких важных показателей, как сроки ввода в эксплуатацию газопровода в целом, уровень замыкающих затрат на газ в районе строительства газопровода и т. д. Поэтому при проектировании конкретных газопроводов обычно используют метод сравнения конкурирующих вариантов.

Метод сравнения конкурирующих вариантов

В соответствии с этим методом и в зависимости от пропускной способности газопровода намечается ряд конкурирующих вариантов по диаметру, рабочему давлению газопровода и степени сжатия КС. При этом используют известные рекомендации о рациональной области применения труб различного диаметра и рабочего давления, а также различных типоразмеров КС. Применительно к газопроводам достаточно большой пропускной способности (более 5 млрд. м³/год) с учетом выпускаемого промышленностью оборудования для магистральных газопроводов для сравнения следует рассматривать варианты с рабочим давлением 5,6 и 7,6 МПа, а в отношении степени сжатия КС — схемы одно- и двухступенчатого компримирования. Для выбора оптимального диаметра обычно достаточно сравнить 2—3 варианта.

По каждому из намеченных вариантов проводят комплекс механических, тепловых, гидравлических и экономических расчетов для определения приведенных затрат на строительство и эксплуатацию газопровода. К строительству обычно принимается вариант с наименьшими приведенными затратами. Если какие-либо варианты оказываются по приведенным затратам примерно равноценными (разница приведенных затрат не превышает 5 %), то для выбора наивыгоднейшего варианта может быть использован дополнительный критерий, например величина металлозатрат, капитальных затрат и т. д.

Аналитический метод

При проектировании реальных газопроводов рассмотренные методы являются наиболее целесообразными и рациональными, вместе с тем при общем исследовании вопроса об оптимальных параметрах магистральных газопроводов, в частности при изучении зависимости оптимальных значений диаметра и рабочего давления газопровода и степени сжатия КС от его пропускной способности, более рациональным становится аналитический метод. Хотя этот метод и является менее точным в результате использования приближенных аналитических выражений для приведенных затрат, тем не менее он позволяет получить более четкую зависимость оптимальных параметров газопровода от его пропускной способности, применяемого оборудования, материа-

лов, условий строительства и т. д. Аналитический метод позволяет обеспечить научный подход к разработке стандарта на трубы и нормального ряда ГПА для магистральных газопроводов.

Аналитический метод расчета оптимальных параметров магистральных газопроводов предполагает использовать приближенные аналитические зависимости для приведенных затрат как функции пропускной способности газопровода, его диаметра и давления, а также степени сжатия КС. Выбор указанных аналитических зависимостей определяется требованиями достаточно точного совпадения расчетных значений экономических показателей с нормативными и необходимой простоты исследования поставленной задачи, поскольку в противном случае аналитический метод лишается всех своих преимуществ.

Исследуем сначала зависимость оптимальной степени сжатия КС от пропускной способности газопровода. Удельные приведенные затраты на КС газопровода в расчете на единицу его длины можно представить следующим образом $S_{\text{уд. КС}} = S_{\text{КС}}/l$. Величина $S_{\text{КС}}$ может быть достаточно точно представлена в виде

$$S_{\text{КС}} = A_0 + A_N Q (\varepsilon^{m-1/m} - 1),$$

где A_0 — приведенные затраты на одну КС, не зависящие от ее мощности; A_N — коэффициент, характеризующий приведенные затраты на одну КС, зависящие от ее мощности; m — показатель политропы. Расстояние между КС газопровода определяется из уравнения расхода

$$l = \frac{\rho_1^2 D^5}{c Q^2} \frac{\varepsilon^2 - 1}{\varepsilon^2}.$$

Тогда выражение удельных приведенных затрат на КС газопровода принимает следующий вид:

$$S_{\text{уд. КС}} = \frac{[A_0 + A_N Q (\varepsilon^{m-1/m} - 1)] c Q^2}{\rho_1^2 D^5} \frac{\varepsilon^2}{\varepsilon^2 - 1}. \quad (5.74)$$

Оптимальную степень сжатия найдем, приравняв нулю частную производную от выражения удельных приведенных затрат по степени сжатия. После преобразований получаем

$$\left(2 + \frac{m-1}{m}\right) \varepsilon^{m-1/m} - \frac{m-1}{m} \varepsilon^{3m-1/m} = 2 - \frac{2A_0}{A_N Q}.$$

Таким образом, оптимальная степень сжатия КС газопровода не зависит от его диаметра и рабочего давления. При увеличении пропускной способности газопровода правая часть стремится к двум, поэтому степень сжатия должна стремиться к единице. Это объясняется тем, что при повышении пропускной способности газопровода уменьшается доля приведенных затрат на КС, не зависящих от ее мощности, и, наоборот, увеличиваются затраты, пропорциональные рабочей мощности КС. Последние же с понижением степени сжатия уменьшаются. Значения отношения A_0/A_N для КС с агрегатами ГТК-10

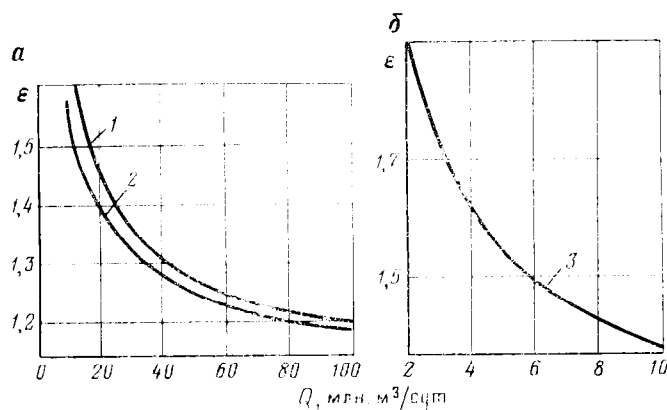


Рис. 5.14. График зависимости оптимальной степени сжатия газотурбинных (а) и газомоторных (б) КС магистральных газопроводов от пропускной способности:

1 — при $A_0/A_N = 1$ млн. м³/сут; 2 — 0,8 млн. м³/сут; 3 — 0,4 млн. м³/сут

и ГТК-16 соответственно равны (при $m = 1,31$) 0,97 и 0,94 млн. м³/сут при рабочем давлении 5,6 и 0,8 МПа и 0,86 млн. м³/сут при давлении 7,6 МПа.

На рис. 5.14 изображена зависимость оптимальной степени сжатия ϵ газотурбинных и газомоторных КС газопровода от его пропускной способности Q при $m = 1,31$ и различных значениях отношения A_0/A_N . Приведенные графические зависимости $\epsilon_{\text{опт}} = f(Q)$ в определенной степени носят качественный характер, однако они дают достаточно четкое представление о характере изменения оптимальной степени сжатия КС при изменении их пропускной способности и определяют область, где необходимо искать оптимальную степень сжатия более точными методами.

При проектировании большинства магистральных газопроводов отдают предпочтение даже при больших расходах (15—20 млрд. м³/год) вариантам со степенью сжатия 1,4—1,5, хотя это менее выгодно как по приведенным затратам, так и по всем остальным экономическим показателям. Преимуществом такого решения можно считать несколько большую надежность, более широкий диапазон регулирования пропускной способности, большую устойчивость системы КС — газопровод вследствие более крутой газодинамической характеристики КС, возможность более быстрого ввода в эксплуатацию всех КС газопровода (меньшее число строительных площадок). Однако в каждом конкретном случае необходимо детально обосновать выбор той или иной схемы компримирования КС.

Перейдем к исследованию зависимости оптимального диаметра и рабочего давления газопровода от его пропускной способности. Анализ нормативных экономических показателей позволяет рекомендовать следующую интерполяционную формулу, аналитически выра-

жающую зависимость приведенных затрат линейной части газопровода от диаметра и рабочего давления:

$$S_{л.ч} = S_0 + S_p p_1 D^2 + S_D D^2, \quad (5.75)$$

где S_0 — приведенные затраты на единицу длины газопровода, не зависящие от его диаметра и рабочего давления; S_p — приведенные затраты на единицу длины газопровода, пропорциональные массе трубопровода; S_D — приведенные затраты на единицу длины газопровода, зависящие только от диаметра трубопровода. Выражение (5.75) достаточно точно аппроксимирует нормативные приведенные затраты по линейной части газопроводов в широком диапазоне изменения диаметра (от 530 до 1420 мм) и рабочего давления. Максимальная погрешность расчетных данных по отношению к нормативным не превышает 3—4 %, что следует считать вполне допустимым для проводимых исследований.

Для приведенных затрат на одну КС с газотурбинным приводом весьма удобна следующая приближенная аналитическая зависимость:

$$S_{КС} = S_{0КС} + S_Q Q + S_{p\text{ КС}} p_1 Q, \quad (5.76)$$

где $S_{0КС}$ — приведенные затраты на одну КС, не зависящие от ее типоразмера; S_Q — приведенные затраты на одну КС, зависящие только от ее подачи; $S_{p\text{ КС}}$ — приведенные затраты на одну КС, зависящие от ее рабочего давления и подачи.

С учетом выражений (5.74), (5.75) и (5.76) уравнение удельных приведенных затрат на единицу длины газопровода при фиксированной степени сжатия КС (считается, что выбор оптимальной степени сжатия КС уже сделан) принимает следующий вид:

$$S_{уд} = \frac{(S_{0КС} + S_Q Q + S_{p\text{ КС}} p_1 Q) Q^2}{c p_1^2 D^5} + S_0 + S_p p_1 D^2 + S_D D^2,$$

где

$$c = \frac{\pi^2 T_{ст}^2 R_{возд} (\varepsilon^2 - 1)}{16 p_{ст}^2 \varepsilon^2 \Delta \lambda T_{ср}^2 z_{ср}}.$$

Оптимальные значения рабочего давления и диаметра газопровода найдем, приравняв к нулю частные производные от приведенных затрат по давлению и диаметру:

$$\frac{\partial S}{\partial D} = -5 \frac{(S_{0КС} + S_Q Q + S_{p\text{ КС}} p_1 Q) Q^2}{c p_1^2 D^6} + 2 S_p p_1 D + 2 S_D D = 0; \quad (5.77)$$

$$\frac{\partial S}{\partial p_1} = -2 \frac{S_{0КС} + S_Q Q}{c p_1^3 D^5} - \frac{S_{p\text{ КС}} Q^2}{c p_1^2 D^5} + S_p D^2 = 0; \quad (5.78)$$

Решая совместно два последних уравнения, находим

$$D = \sqrt[7]{\frac{(S_{0КС} + S_Q Q + 3 S_{p\text{ КС}} p_1 Q) Q^2}{2 S_D c p_1^2}}. \quad (5.79)$$

Из (5.77) и (5.79) относительно p_1 получаем квадратное уравнение

$$3p_1^2 + \left(\frac{S_{0KC} + S_Q Q}{S_{pKCQ}} - \frac{2S_D}{S_p} \right) p_1 - 4 \frac{S_D}{S_p} \frac{S_{0KC} + S_Q Q}{S_{pKCQ}} = 0. \quad (5.80)$$

Анализ полученных уравнений позволяет сделать выводы.

1. Оптимальное давление газопровода в основном зависит от соотношений S_D/S_p и S_Q/S_{pKC} , повышаясь с их ростом. Другими словами, оптимальное давление тем выше, чем меньше при прочих равных условиях составляющие приведенных затрат линейной части и КС, зависящие от рабочего давления. В частности, если $S_{pKC} = 0$, т. е. приведенные затраты на КС не зависят от рабочего давления, то оптимальное давление $p_1 = 4S_D/S_p$.

2. Применение высокопрочных сталей приводит к увеличению оптимального рабочего давления газопровода, так как при этом отношение S_D/S_p увеличивается.

3. Оптимальное рабочее давление весьма слабо зависит от пропускной способности газопровода, особенно в области больших расходов, когда уравнение (5.80) принимает такой вид:

$$3p_1^2 + \left(\frac{S_Q}{S_{pKC}} - \frac{2S_D}{S_p} \right) p_1 - 4 \frac{S_D}{S_p} \frac{S_Q}{S_{pKC}} = 0.$$

4. Оптимальный диаметр газопровода, как видно из уравнения (5.79), в первую очередь зависит от пропускной способности газопровода. При больших значениях Q оптимальный диаметр газопровода примерно пропорционален пропускной способности в степени $2/3$.

5. Удельные приведенные затраты в расчете на единицу длины и пропускной способности газопровода уменьшаются с ее ростом. Поэтому удельные приведенные затраты одноконтурного газопровода всегда меньше, чем многоконтурного равной пропускной способности. Однако необходимо отметить, что существует другой подход к выбору оптимальных параметров магистральных газопроводов, составляющих вместе с газовыми промыслами и потребителями единую систему. Наличие сезонной неравномерности газопотребления и условие бесперебойной подачи газа потребителям накладывают отпечаток на экономику трубопроводного транспорта газа. В частности, обработка статистических данных об отказах на магистральных газопроводах показывает, что их общая продолжительность за год существенно возрастает с увеличением диаметра газопровода. Поэтому с увеличением диаметра газопровода возрастают (для обеспечения одного уровня надежности газоснабжения) затраты на создание необходимых резервов газообразного или другого вида топлива в районе газопотребления. В первую очередь это возможно за счет увеличения мощности подземных хранилищ газа. На случай перерыва подачи газа по газопроводу следует предусмотреть возможность увеличения суточного отбора газа из подземного хранилища, что даже при его неизменной полезной емкости приводит к значительному увеличению затрат на его сооружение и эксплуатацию. Поэтому с учетом обеспечения необходимой надежности двухконтурный газопровод может оказаться более экономичным, чем одноконтурный газопровод большего диаметра

с такой же пропускной способностью. Приведенные аналитические исследования оптимальных параметров в значительной степени носят качественный характер. В таком виде аналитический метод для проектной практики вряд ли представляет большой интерес. Однако в несколько упрощенном виде аналитическая методика может быть применена и к решению целого ряда задач в проектной практике. В частности, при определении рациональной области применения труб различного диаметра вместо графоаналитического метода более удобен следующий упрощенный аналитический метод.

Для заданных значений рабочего давления и диаметра газопровода, а также типа ГПА и схемы компримирования уравнение удельных приведенных затрат в расчете на единицу длины и пропускной способности имеет вид

$$S_{уд} = \frac{(S_0 + S_Q Q) Q}{c p_1^2 D^5} + \frac{S_{л.ч}}{Q},$$

где $S_{л.ч}$ — удельные приведенные затраты на единицу длины газопровода диаметром D и рабочим давлением p_1 . Если, например, необходимо определить пропускную способность, выше которой трубопровод диаметром D_2 будет выгоднее трубопровода диаметром D_1 (при $D_1 < D_2$), достаточно решить равенство

$$\frac{(S_0 + S_Q Q) Q}{c p_1^2 D_1^5} + \frac{S'_{л.ч}}{Q} = \frac{(S_0 + S_Q Q) Q}{c p_1^2 D_2^5} + \frac{S''_{л.ч}}{Q},$$

где $S'_{л.ч}$ и $S''_{л.ч}$ — удельные приведенные затраты на линейную часть газопроводов соответственно диаметром D_1 и D_2 , принимаемые по нормативным источникам.

Аналогичным образом может быть найдена пропускная способность, при которой, например, двухниточный газопровод будет выгоднее однониточного и т. д.

Для практики определенный интерес представляет оптимальная пропускная способность газопроводов различных диаметров, соответствующая минимальным удельным приведенным затратам.

Приравнявая к нулю производную от удельных приведенных затрат по расходу, получаем

$$\frac{dS_{уд}}{dQ} = \frac{S_0 + 2S_Q Q}{c p_1^2 D^5} - \frac{S_{л.ч}}{Q^2} = 0,$$

отсюда

$$2Q^3 + \frac{S_0}{S_Q} Q^2 - \frac{S_{л.ч}}{S_Q} c p_1^2 D^5 = 0.$$

Из последнего уравнения определяется оптимальная пропускная способность газопровода заданного диаметра и рабочего давления.

5.12. РЕЖИМ РАБОТЫ ГАЗОПРОВОДА ПРИ СБРОСАХ И ПОДКАЧКАХ

Характерной особенностью магистральных газопроводов является наличие значительного числа сбросов попутным потребителям. Эти сбросы могут производиться как в течение всего года (будучи, как правило, переменными по времени), так и периодически (например, сбросы буферным потребителям). Для протяженных магистральных газопроводов нередко также наличие подкачек газа по трассе. Эти поступления газа возможны из других магистральных газопроводов по специальным перемышкам или с удаленно расположенных газовых месторождений и подземных хранилищ газа.

В связи с созданием Единой системы газоснабжения страны любой крупный магистральный газопровод, как правило, имеет значительное число сбросов и подкачек, которые, будучи переменными во времени, могут существенно влиять на режим работы газопровода в целом. Расчет режима работы протяженного магистрального газопровода с переменными сбросами и подкачками представляет весьма сложную инженерную задачу, требующую применения совершенного математического аппарата и вычислительной техники.

Здесь даются лишь качественный анализ режима работы магистрального газопровода с переменными сбросами и подкачками и на основе этого некоторые общие рекомендации по регулированию его режима работы.

На рис. 5.15, а изображен график изменения режима работы газопровода при периодическом сбросе. Как видно из графика, при периодическом сбросе линия депрессии давления (пунктирная линия) снижается на всем протяжении газопровода, но особенно заметно на участке после сброса. Это объясняется тем, что при сбросе пропускная способность на участке после сброса уменьшается, а это, в свою очередь, при неизменных конечном давлении газопровода и характеристиках КС приводит к снижению линии депрессии давления за сбросом. Отсюда же следует, что на участке до сброса пропускная способность должна несколько возрасти. С увеличением пропускной способности степени сжатия КС, расположенных до сброса, уменьшаются, что приводит к снижению линии депрессии давления и на этом участке.

Очевидно, чем больше сброс, тем в большей степени снижается линия депрессии давления. На основе сделанного ранее анализа также следует, что чем ближе к началу газопровода будет расположен сброс, тем в большей степени при прочих равных условиях будет изменяться режим работы газопровода. Таким образом, при периодических сбросах давления на всех КС газопровода понижаются, а подача газа конечному потребителю уменьшается (при неизменных характеристиках КС). Такая же картина получается при увеличении сброса. Последнее очень характерно для зимнего периода работы газопровода, когда из-за сезонной неравномерности газопотребления сбросы газа попутным потребителям заметно увеличиваются. При этом давления на выходе последних станций заметно снижаются, а эффективность их работы падает вследствие снижения их степеней сжатия.

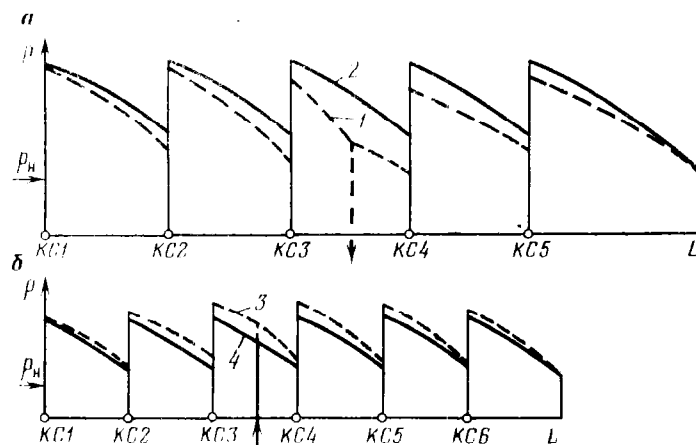


Рис. 5.15. Графики изменения режима работы газопровода при периодических сбросе (а) и подкачке (б):
1 и 2 — линии депрессии газопровода соответственно со сбросом и без сброса; 3 и 4 — линии депрессии газопровода соответственно с подкачкой и без подкачки

Снижение степеней сжатия на КС, расположенных за сбросом, объясняется увеличением объемной подачи, отнесенной к условиям всасывания КС этого участка. В некоторых случаях эта подача может снизиться настолько, что возникает необходимость регулирования, поскольку она не должна быть меньше минимально допустимой, указанной в паспорте нагнетателя (здесь рассматривается лишь КС с центробежными нагнетателями). Повышения рабочих давлений на участке за сбросом можно добиться за счет отключения части агрегатов на одной или двух последних КС газопровода или снижения частоты вращения ротора нагнетателей на тех же КС. При отключении части агрегатов на последней или двух последних КС пропускная способность протяженного газопровода с большим числом станций практически не изменяется, в то же время заметно повышается эффективность работы остальных КС за сбросом (повышаются их степень сжатия, мощность и к. п. д.).

График изменения режима работы газопровода при периодической подкачке изображен на рис. 5.15, б. Как видно из графика, при подкачке (пунктирная линия) наблюдается повышение давления на всех КС газопровода. Поэтому если давление на какой-либо КС превышает максимально допустимое, то возникает необходимость регулирования отключением части агрегатов или снижением частоты вращения ротора агрегатов на этой станции или на станциях, расположенных до нее.

5.13. РАЗМЕЩЕНИЕ КОМПРЕССОРНЫХ СТАНЦИЙ НА ТРАССЕ ГАЗОПРОВОДА

Компрессорные станции на трассе газопровода размещают с учетом как чисто технологических, так и экономических соображений. В частности, необходимо стремиться к тому, чтобы размещение КС отвечало требованиям удобства их строительства и эксплуатации. Кроме того, следует помнить, что расположение КС по трассе существенно влияет на пропускную способность отдельных участков и газопровода в целом, а также на суммарную мощность КС. Как было показано ранее (см. уравнение (5.65)), при прочих равных условиях пропускная способность газопровода тем больше, чем ближе к его началу расположены КС. Физически увеличение пропускной способности газопровода при смещении КС к началу газопровода объясняется двумя причинами. Во-первых, при приближении КС к началу газопровода (рис. 5.16, а) увеличиваются давления на входе станций, а следовательно, уменьшается подача КС, отнесенная к условиям всасывания. Это, в свою очередь, приводит к увеличению степени сжатия КС, а значит, и пропускной способности газопровода. Во-вторых, при смещении КС к началу газопровода повышается среднее давление на участках между станциями, что приводит к уменьшению затрат энергии (при прочих равных условиях) на преодоление сил трения при движении газа по трубопроводу, так как снижается скорость движения газа. Максимально возможная пропускная способность газопровода при заданном числе КС с учетом ограничения давления нагнетания, следовательно, будет достигнута при таком расположении КС по трассе, когда на всех станциях давление нагнетания будет равно максимально допустимому $p_{\max}$. Так, при однотипных КС и отсутствии сбросов и подкачек по трассе газопровода оптимальное расположение КС на трассе, обеспечивающее максимально возможную пропускную способность газопровода, может быть найдено из следующей системы уравнений характеристик участков трубопровода и КС:

$$p_{\max}^2 = p_v^2 + clQ_{\max}^2; \quad p_{\max}^2 = ap_v^2 - bQ_{\max}^2; \quad p_{\max}^2 = p_k^2 + c(L - nl)Q_{\max}^2. \quad (5.81)$$

Отсюда находим максимально возможную пропускную способность газопровода $Q_{\max}$ при n промежуточных КС

$$Q_{\max} = \sqrt{\frac{[n(a-1) + a] p_{\max}^2 - ap_k^2}{acL + nb}},$$

а затем расстояние между КС

$$l = \frac{(a-1) p_{\max}^2 - bQ_{\max}^2}{acQ_{\max}^2}$$

и давление всасывания КС

$$p_v = \sqrt{\frac{p_{\max}^2 + bQ_{\max}^2}{a}}.$$

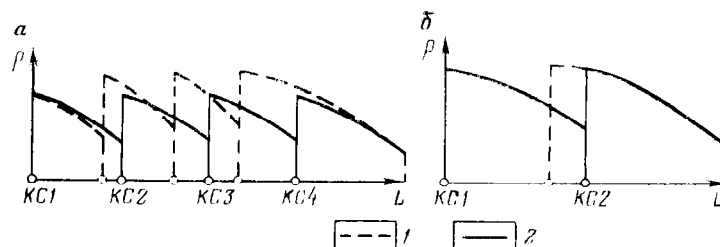


Рис. 5.16. График изменения режима работы газопровода при смещении КС (а) и промежуточной КС (б) к началу газопровода:
1 и 2 — линии депрессии газопровода соответственно после смещения и до смещения КС

Давление нагнетания головной КС также принято равным $p_{\max}$. Следует подчеркнуть, что давление нагнетания головной КС необходимо во всех случаях (в том числе и в процессе падения пластового давления на промысле) поддерживать на уровне $p_{\max}$ за счет ввода дополнительных мощностей (увеличения числа ступеней сжатия), так как это позволяет максимально использовать пропускную способность газопровода в целом и уменьшить затраты энергии на перекачку газа.

При строительстве крупных магистральных газопроводов в несколько очередей возникает задача определения очередности ввода в эксплуатацию КС газопровода. Минимально возможное число КС, которые должны быть введены в эксплуатацию на том или ином этапе развития газопровода с заданной пропускной способностью, может быть найдено из системы уравнений (5.81). При этом необходимо лишь учитывать, что на КС к этому времени могут быть в эксплуатации не все газоперекачивающие агрегаты, что отразится на коэффициентах a и b в уравнении характеристик КС.

В некоторых случаях размещение КС на трассе газопровода может проводиться из условия минимальных энергозатрат на перекачку заданного количества газа. Это, в частности, возможно в том случае, когда при расстановке КС в соответствии с системой уравнений (8.51) пропускная способность газопровода окажется больше необходимой подачи газа или возможностей промысла.

Так, при одной промежуточной КС и постоянном начальном давлении газопровода p_{H1} (рис. 5.16, б) мощность этой КС при неизменной (заданной) пропускной способности газопровода будет существенно зависеть от ее положения на трассе газопровода. Чем ближе она расположена к началу газопровода, тем меньше будет ее степень сжатия (при постоянной пропускной способности газопровода) и тем меньше будет ее рабочая мощность. Следовательно, для уменьшения энергозатрат на перекачку газа надо КС располагать как можно ближе к началу газопровода, т. е. размещать их на трассе таким образом, чтобы давления нагнетания на них были равны $p_{\max}$.

С энергетической точки зрения при поэтапном вводе в эксплуатацию протяженного газопровода с большим числом КС предпочтителен одновременный пуск возможно большего числа КС, что позволит при

заданной пропускной способности на первых этапах развития газопровода уменьшить расход энергии на перекачку газа (за счет снижения степеней сжатия отдельных КС) по сравнению с вариантом, где та же самая пропускная способность обеспечивается строительством меньшего числа КС (с большей степенью сжатия и, следовательно, большим числом газоперекачивающих агрегатов). Так, если при полном развитии газопровода все его КС будут работать по схеме двухступенчатого компримирования, то уже на первом этапе строительства, когда пропускная способность его будет меньше проектной, может оказаться целесообразным ввести в эксплуатацию большую часть КС (а возможно, и все КС) на режиме одноступенчатого компримирования, так как это может уменьшить энергозатраты на перекачку газа. Однако в этом случае увеличивается фронт строительно-монтажных работ, поскольку их необходимо вести на большем числе площадок, что имеет свои минусы. Очевидно, в каждом конкретном случае необходим детальный технико-экономический расчет для выбора оптимального варианта наращивания мощности газопровода в целом.

Характерной особенностью работы магистральных газопроводов является наличие сезонной и суточной неравномерности газопотребления. В частности, для покрытия часовых пиков газопотребления используется аккумулирующая способность самого газопровода и прежде всего его последнего участка. Аккумулирующая способность последнего участка зависит, очевидно, от его геометрических размеров (диаметра и длины) и рабочего давления, а следовательно, и от расположения последней КС.

Исследуем, как зависит аккумулирующая способность последнего участка газопровода от его длины. Для определения аккумулирующей способности последнего участка воспользуемся методом последовательной смены стационарных состояний, считая, что дважды в сутки, когда расход газа в начале и конце участка становится равным среднечасовому, режим движения газа и распределение давления на последнем участке близки к стационарному. Тогда в конце периода накопления газа в последнем участке среднее давление можно выразить следующим образом:

$$p_{\text{ср max}} = \frac{2}{3} \left(p_{1 \text{ max}} + \frac{p_{2 \text{ max}}^2}{p_{1 \text{ max}} + p_{2 \text{ max}}} \right), \quad (5.82)$$

где $p_{1 \text{ max}}$ — максимальное давление в начале последнего участка газопровода; оно определяется прочностью газопровода или возможностями последней КС; $p_{2 \text{ max}}$ — максимальное давление в конце последнего участка.

С учетом сделанных допущений из уравнения для последнего участка

$$p_{2 \text{ max}} = \sqrt{p_{1 \text{ max}}^2 - c l_k Q_{\text{ср}}^2}. \quad (5.83)$$

В конце периода выдачи накопленного в последнем участке газа в нем будет среднее давление

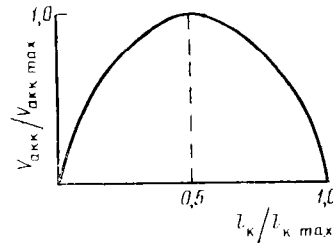


Рис. 5.17. Зависимость аккумуляющей способности последнего участка ($V_{акк}/V_{акк \max}$) газопровода от его длины ($l_k/l_{k \max}$)

$$p_{ср \min} = \frac{2}{3} \left(p_{1 \min} + \frac{p_{2 \min}^2}{p_{1 \min} + p_{2 \min}} \right); \quad (5.84)$$

$$p_{1 \min} = \sqrt{p_{2 \min}^2 + c l_k Q_{ср}^2}, \quad (5.85)$$

где $p_{2 \min}$ — минимальное допустимое давление в конце последнего участка.

Тогда аккумуляющую способность последнего участка, приведенную к стандартным условиям, запишем таким образом:

$$V_{акк} = \frac{\pi D^2}{4} \frac{p_{ср \max} - p_{ср \min}}{p_{ср}} \frac{T_{ср}}{T_{ср z_{ср}}} l_k. \quad (5.86)$$

Подставив в уравнение (5.86) выражения (5.82), (5.84) и (5.85), после преобразования получим

$$\begin{aligned} V_{акк} = & \frac{\pi D^2}{6} \frac{T_{ср}}{p_{ср} T_{ср z_{ср}}} \left(p_{1 \max}^3 - p_{1 \max}^2 \sqrt{p_{1 \max}^2 - c Q^2 l_k} + \right. \\ & + c Q^2 l_k \sqrt{p_{1 \max}^2 - c Q^2 l_k} + p_{2 \min}^3 - c Q^2 l_k \sqrt{p_{2 \min}^2 + c Q^2 l_k} - \\ & \left. - p_{2 \min}^2 \sqrt{p_{2 \min}^2 + c Q^2 l_k} \right) \frac{1}{c Q^2}. \end{aligned} \quad (5.87)$$

Оптимальную длину последнего участка газопровода, при которой обеспечивается максимальная аккумуляющая способность участка, найдем из условия $dV_{акк}/dl_k = 0$. После преобразования получим

$$l_k = \frac{p_{1 \max}^2 - p_{2 \min}^2}{2c Q^2}. \quad (5.88)$$

Таким образом, максимальная аккумуляющая способность последнего участка достигается в том случае, если его длина будет равна половине максимально возможной:

$$l_{k \max} = \frac{p_{1 \max}^2 - p_{2 \min}^2}{c Q^2}.$$

Величину $V_{акк \max}$ найдем из (5.87), подставив в него (5.88),

$$V_{акк \max} = k D^7 \frac{p_{1 \max}^3 + p_{2 \min}^3 - \sqrt{\frac{(p_{1 \max}^2 + p_{2 \min}^2)^3}{2}}}{Q^2},$$

где k — постоянный коэффициент.

На рис. 5.17 изображена зависимость аккумулирующей способности последнего участка газопровода от его длины. При малой длине аккумулирующая способность мала, поскольку мал геометрический объем участка. При большой длине участка мала разность $p_{\text{ср max}} - p_{\text{ср min}}$. Таким образом, чтобы использовать аккумулирующую способность последнего участка, КС газопровода необходимо несколько сдвинуть к концу газопровода по отношению к оптимальной расстановке, при которой обеспечивается максимальная пропускная способность газопровода, если режим потребления постоянный. Вопрос об оптимальной расстановке КС должен, следовательно, находиться в каждом конкретном случае с учетом всех перечисленных факторов, а также с учетом нестационарности работы последнего участка и газопровода в целом. Критерием выбора оптимального варианта расстановки КС, как уже говорилось, может быть максимум подачи газа или минимум энергозатрат при заданной пропускной способности.

**6.1. ОСОБЕННОСТИ ТЕХНОЛОГИИ И ПРЕИМУЩЕСТВА
ПОСЛЕДОВАТЕЛЬНОЙ ПЕРЕКАЧКИ**

Магистральные трубопроводы широко применяются для транспорта нефтепродуктов массового потребления, главным образом автомобильных бензинов, дизельных и реактивных топлив от нефтеперерабатывающих заводов (НПЗ) до районов их потребления.

Метод последовательной перекачки позволяет решить проблему транспорта по одному и тому же нефтепродуктопроводу с НПЗ до перевалочных и распределительных нефтебаз различных нефтепродуктов массового потребления, и в первую очередь бензинов и дизельных топлив различных сортов. При последовательной перекачке различные нефтепродукты поступают с НПЗ в резервуары начального пункта нефтепродуктопровода, а перекачка их происходит последовательно (отсюда и название метода) — в виде отдельных, следующих друг за другом партий разных нефтепродуктов. Так, вслед за партией бензина А-72 закачивается в нефтепродуктопровод партия бензина А-76, затем партия дизельного топлива и т. д.

В нефтепродуктопроводе большой протяженности при определенных условиях одновременно может находиться несколько партий различных нефтепродуктов. В период заправки в нефтепродуктопровод очередной партии нефтепродукта поступающие с НПЗ другие нефтепродукты принимаются в резервуары начального пункта нефтепродуктопровода. В период поступления из нефтепродуктопроводов на нефтебазы его конечного или промежуточных пунктов очередной партии определенного нефтепродукта снабжение потребителей нефтепродуктами других сортов осуществляется за счет созданных за это время запасов соответствующих нефтепродуктов в резервуарах нефтебаз.

Преимущества последовательной перекачки нефтепродуктов — это возможность использовать для перекачки различных нефтепродуктов один нефтепродуктопровод, а не сооружать несколько нефтепродуктопроводов для каждого нефтепродукта; обеспечить наиболее полную загрузку нефтепродуктопровода при перекачке по нему нескольких нефтепродуктов; применить для перекачки разных нефтепродуктов один более крупный нефтепродуктопровод (большого диаметра, большей пропускной способности) и тем самым снизить себестоимость перекачки, которая уменьшается с ростом диаметра и пропускной способности.

Применение последовательной перекачки на разветвленных нефтепродуктопроводах позволяет доставлять моторные топлива разных сортов от НПЗ непосредственно на распределительные нефтебазы дан-

ного района. При этом отпадает необходимость в перегрузке нефтепродуктов на железнодорожный и автомобильный транспорт.

Особенностью последовательной перекачки является образование некоторого количества смеси в зоне контакта двух следующих друг за другом нефтепродуктов вследствие неравномерности осредненных местных скоростей по сечению трубопровода, а также при переключении системы задвижек перед резервуарами начального пункта при смене нефтепродуктов, закачиваемых в нефтепродуктопровод (смесь, образующуюся при таком переключении, называют первичной).

Количество смеси нефтепродуктов, образующейся при последовательной перекачке, при турбулентном режиме течения находится в пределах 0,5—1 % от объема нефтепродуктопровода. Для контроля за прохождением зоны смеси и ее своевременного приема на конечном пункте нефтепродуктопровод оборудуют специальными приборами. Чтобы уменьшить количество смеси, иногда применяют различные разделители, помещенные в зону контакта разнородных нефтепродуктов и двигающиеся вместе с ними по нефтепродуктопроводу. При последовательной перекачке должны быть предусмотрены мероприятия по исправлению и реализации получающейся смеси нефтепродуктов, а объем резервуарных парков на начальном, промежуточном и конечном пунктах нефтепродуктопровода определяется с учетом создания необходимых запасов нефтепродуктов.

Последовательную перекачку очень вязких нефтепродуктов (масел, некоторых мазутов и др.) при ламинарном режиме течения без специальных разделителей (с непосредственным контактом нефтепродуктов) обычно не применяют, так как в этом случае количество смеси может в 4—5 раз превысить объем нефтепродуктопровода.

Последовательная перекачка бензинов и дизельных топлив разных сортов практически применяется на всех магистральных нефтепродуктопроводах. По некоторым из них последовательно перекачиваются по 8—10 различных сортов нефтепродуктопроводов, бензин А-72, А-76, дизельные топлива с температурой вспышки 40 и 65 °С и различным содержанием серы.

Большие преимущества имеет последовательная перекачка различных нефтей по одному и тому же нефтепроводу. Очень часто в одном и том же районе добываются нефти разного состава. Обычно такие нефти перекачиваются на НПЗ по нефтепроводу совместно, в виде смеси, и перерабатываются по одной технологической схеме.

В ряде случаев при последовательной перекачке разных по составу нефтей и отдельной переработке их на НПЗ по различным схемам можно получить дополнительное количество очень пужных нефтепродуктов (масел, стронительных битумов и т. п.) или упростить процесс переработки.

В СССР имеется положительный опыт последовательной перекачки обессоленной и «сырой» нефти с наличием воды и солей по магистральному нефтепроводу. Освоена последовательная перекачка сернистой и малосернистой нефтей по нефтепроводу диаметром 1220 мм, протяженностью около 1000 км. Последовательная перекачка нефтей с различным содержанием солей, механических примесей или воды обычно

имеет ряд отличий от последовательной перекачки таких нефтепродуктов, как бензины и дизельные топлива, обусловленных меньшими числами Рейнольдса, возможностью образования отложений солей или механических примесей на стенках труб при перекачке одной из нефтей и смыва этих отложений при перекачке другой нефти.

При последовательной перекачке возникает необходимость в определении конфигурации и гидравлическом расчете разветвленных нефтепродуктопроводов, оптимизации их параметров, выборе средств контроля последовательной перекачки, в определении количества ожидаемой смеси и выборе способа ее реализации. Важной проблемой является уменьшение количества смеси при последовательной перекачке.

6.2. ОБЩИЕ ПРИНЦИПЫ ПРОЕКТИРОВАНИЯ СИСТЕМ НЕФТЕПРОДУКТОПРОВОДОВ

Все системы нефтепродуктопроводов условно можно разделить на две основные группы. Первая группа включает магистральные нефтепродуктопроводы относительно больших диаметров (350—700 мм). Для таких трубопроводов характерно задание основного направления потока нефтепродуктов и сравнительно небольшое число промежуточных отводов. К трубопроводам первой группы относится большинство систем, построенных до 60-х годов. Вторая группа включает распределительные системы нефтепродуктопроводов с высокой степенью разветвленности (трубопроводы типа «дерева») и наличием большого числа подключенных потребителей (распределительных нефтебаз) с относительно небольшими объемами потребления. Такие разветвленные системы нефтепродуктопроводов сооружают в последние годы.

На первом этапе проектирования НПЗ как поставщиков прикрепляют к пунктам сосредоточенного потребления нефтепродуктов. В качестве критерия на этом этапе может быть использован минимум грузовой работы, который позволяет приближенно определить основные направления потоков нефтепродуктов на территории СССР или отдельных экономических районов страны. В масштабах всей страны в качестве сосредоточенных потребителей удобно рассматривать столицы союзных республик и областные центры. В пределах отдельного экономического района, при более детальной проработке, сосредоточенными потребителями являются распределительные или перевалочные нефтебазы. Исходными данными являются план производства нефтепродуктов (по объему и номенклатуре) на НПЗ и схема размещения пунктов сосредоточенного потребления. Данная задача решается при условии, что каждый сосредоточенный потребитель был бы полностью обеспечен требуемыми нефтепродуктами (автобензином, дизельным топливом), а весь объем выработки каждого НПЗ был бы полностью распределен между потребителями.

Введем обозначения: n — число пунктов потребления; m — число поставщиков (НПЗ); x_j, y_j — координаты пунктов потребления на карте ($j = \overline{1, n}$); z_i, w_i — координаты НПЗ на карте ($i = \overline{1, m}$); b_j — объем потребления j -го потребителя; a_i — объем производства i -го НПЗ; V_{ij} — объем нефтепродуктов, планируемых к доставке от i -го

НПЗ к j -му потребителю. С учетом формулы, определяющей расстояние между двумя точками на плоскости, заданными координатами, задача ставится следующим образом. Найти минимум выражения

$$\sum_{i=1}^m \sum_{j=1}^n \sqrt{(z_i - x_j)^2 + (w_i - y_j)^2} V_{ij} \rightarrow \min$$

при ограничениях: объем нефтепродуктов, поставляемых с любых НПЗ к каждому потребителю, соответствует его объему потребления

$\left(\sum_{i=1}^m V_{ij} = b_j \right)$ и объем доставки нефтепродукта ко всем потребителям

с данного НПЗ не превышает его объема производства $\left(\sum_{j=1}^n V_{ij} \leq a_i \right)$.

Таким образом определяется приближенное распределение потоков нефтепродуктов по направлениям.

Следующим этапом проектирования является определение оптимальной конфигурации системы разветвленных нефтепродуктопроводов в данном экономическом районе, исходя из определенных ранее направлений потоков нефтепродуктов, расположения НПЗ и распределительных нефтебаз с известным объемом потребления для каждой из них.

Известно, что стоимость сооружения линейной части трубопроводов составляет до 80 % от общих капитальных затрат. Эксплуатационные затраты также зависят от длины трубопровода. Поэтому минимум суммарной длины трубопровода является важным критерием, характеризующим его экономическую эффективность, и используется при отыскании оптимальной конфигурации системы разветвленных нефтепродуктопроводов. Эта задача формулируется следующим образом: на карте местности заданы пункты производства и потребления нефтепродуктов, которые необходимо связать сетью нефтепродуктопроводов минимальной протяженности, чтобы приведенные затраты на ее сооружение и эксплуатацию были бы минимальными. Для этого на топографическую карту местности наносятся возможные трассы нефтепродуктопроводов, связывающих источники нефтепродуктов с их потребителями. При этом источники и потребители находятся в вершинах связанного графа, и возможные трассы трубопроводов являются его ребрами. Исходя из условий местности оценивается стоимость сооружения трубопровода по каждой такой трассе (по каждому ребру графа), и в результате получают цифровую модель местности (ЦММ). Топографические карты местности обновляются с интервалом в 10—15 лет, поэтому реальное состояние местности может не соответствовать зафиксированному на карте, кроме того, составление ЦММ по карте является трудоемкой ручной работой.

Существенно облегчить составление ЦММ с получением реального плана и вертикального профиля возможных трасс можно, используя космические фотоснимки, каждый из которых позволяет получить стереоскопическую модель участка земной поверхности размером до 100×180 км. Обработывая эти снимки на стереокомпараторах, снаб-

женных ЭВМ и графопостроителями, можно получить вертикальный профиль и план возможных трасс со степенью точности 10—15 м.

Отыскание оптимальной трассы разветвленного нефтепродуктопровода формулируется как задача поиска кратчайшего пути на графе, соединяющем источники с потребителями, и осуществляется на ЭВМ с использованием алгоритмов, основанных на решении задачи Штейнера о кратчайшем пути, связывающем точки на плоскости, с учетом метода Лаунгардта, учитывающего количество нефтепродукта, перекачиваемого от источника к каждому потребителю. В результате решения такой задачи путем направленного перебора получают схематическое изображение «дерева» разветвленной системы трубопроводов, координаты точек разветвления, характеристики участков (объем перекачки, диаметр трубопровода, длины участков) и другие необходимые данные для оптимального варианта с минимальными приведенными затратами и минимальной суммарной протяженностью. Затем по этой трассе может быть произведено аэрофотографирование с обработкой аэроснимков на стереокомпараторах, что позволяет сделать окончательную привязку трассы на местности с погрешностью определения планово-высотных координат не более 2—3 м.

Эксплуатационные затраты по каждому участку сети длиной l_i определяют по формуле $\mathcal{E}_i = (\mathcal{E}_{\text{п}i} + Q_i \mathcal{E}_{\text{пер}i} l_i)$, где $\mathcal{E}_{\text{п}i}$, $\mathcal{E}_{\text{пер}i}$ — постоянная и переменная части эксплуатационных расходов; Q_i — расход по данному участку.

Суммарные приведенные затраты по рассматриваемому варианту системы нефтепродуктопроводов складываются из приведенных затрат на каждом участке их сети

$$S = \sum_{i=1}^N (\mathcal{E}_i + E_{\text{н}} K_i),$$

где $E_{\text{н}}$ — нормативный коэффициент эффективности капитальных затрат; K_i — капитальные затраты.

Полученная система разветвленных нефтепродуктопроводов может быть сопоставлена с уже имеющимися видами транспорта в данном экономическом районе (железными и автомобильными дорогами), что позволит определить участки, где трубопроводный транспорт экономически более выгоден, исходя из соотношений приведенных затрат.

Все расчеты по определению оптимальной конфигурации разветвленных нефтепродуктопроводов производят на ЭВМ по специально разработанным программам.

6.3. ПРИБЛИЖЕННАЯ ТЕОРИЯ СМЕСЕОБРАЗОВАНИЯ В ТРУБОПРОВОДЕ ПРИ ПОСЛЕДОВАТЕЛЬНОЙ ПЕРЕКАЧКЕ НЕФТЕПРОДУКТОВ

При последовательной перекачке в зоне контакта двух нефтепродуктов образуется некоторое количество из смеси. Предположим, что в начальный момент времени перекачиваемые последовательно нефтепродукты соприкасаются по плоскости, перпендикулярной к оси трубы,

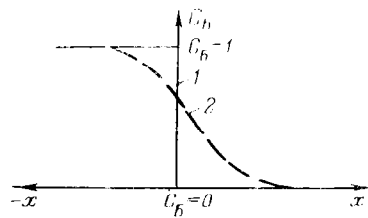


Рис. 6.1. График изменения концентрации замещающего нефтепродукта в зоне смеси

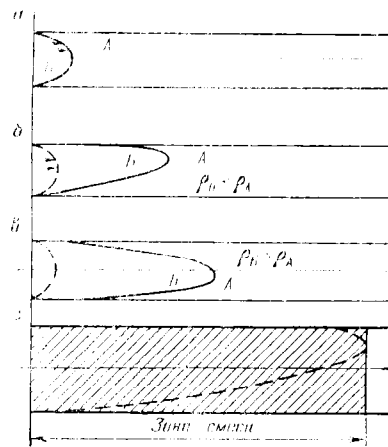


Рис. 6.2. Эпюра вклинивания замещающего нефтепродукта B в замещаемый нефтепродукт A при ламинарном режиме последовательной перекачки

а концентрация замещающего нефтепродукта B в этой плоскости изменяется скачкообразно от единицы до нуля (рис. 6.1, линия 1). После начала последовательной перекачки в процессе движения нефтепродуктов по трубопроводу будет происходить перемешивание обоих нефтепродуктов в месте их контакта, в результате чего образуется зона смеси этих нефтепродуктов. Концентрация нефтепродуктов по длине зоны смеси при этом будет изменяться от $c_B = 0$ в ее начале до $c_B = 1$ в конце (см. рис. 6.1, линия 2). Причиной образования зоны смеси в месте первоначального контакта нефтепродуктов при ламинарном режиме последовательной перекачки является неравномерность местных осредненных скоростей по поперечному сечению трубы, а при турбулентном режиме перекачки — неравномерность местных осредненных скоростей и турбулентное перемешивание жидкости в поперечном сечении трубы. Вблизи оси трубопровода скорость течения жидкости больше, чем около стенок. Поэтому при ламинарном режиме последовательной перекачки замещающий нефтепродукт B будет вклиниваться в замещаемый нефтепродукт A в соответствии с профилем скоростей (рис. 6.2, а). Одновременно с этим из-за различия плотностей этот клин нефтепродукта B будет всплывать к верхней образующей трубы, если $\rho_A > \rho_B$, или опускаться к нижней образующей, если $\rho_A < \rho_B$, а на всей поверхности раздела этих нефтепродуктов будет взаимная молекулярная диффузия (рис. 6.2, б, в).

При ламинарном режиме последовательной перекачки замещающий нефтепродукт B будет вклиниваться в замещаемый нефтепродукт A в соответствии с профилем местных осредненных скоростей и в некоторый момент этот клин подойдет к конечному сечению трубопровода и начнется «вымывание» нефтепродукта A из трубопровода, при котором в приемный резервуар будет поступать смесь нефтепродуктов A и B (рис. 6.2, г). Этот процесс «вымывания» достаточно длительный. В результате объем смеси, образующейся при ламинарном режиме последовательной перекачки, достигает 4—5 объемов всего нефтепровода. Вследствие значительного объема смеси последова-

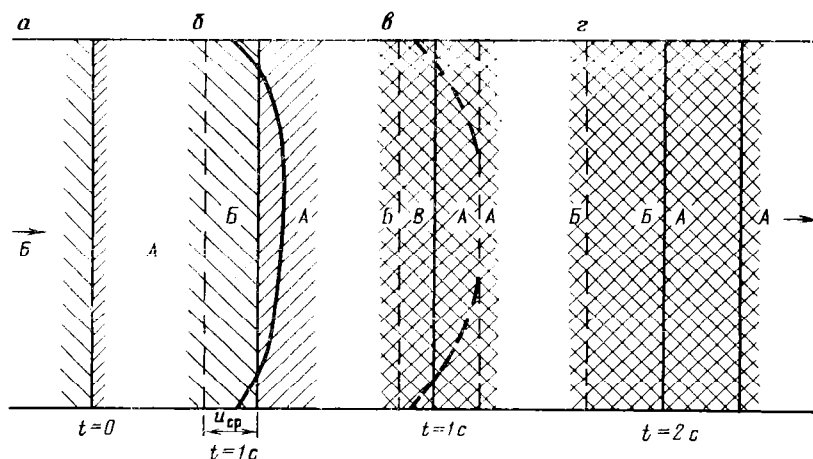


Рис. 6.3. Схема смесеобразования при турбулентном режиме последовательной перекачки

тельная перекачка при ламинарном режиме с непосредственным контактом перекачиваемых нефтепродуктов не применяется. Для уменьшения образования смеси при последовательной перекачке высоковязких нефтепродуктов (масел, мазутов) при ламинарном режиме необходимо проводить ее с разделительными устройствами, помещаемыми в зону контакта перекачиваемых нефтепродуктов и препятствующими «вклиниванию» нефтепродукта *Б* в нефтепродукт *А*, что позволит существенно уменьшить количество смеси.

При турбулентном режиме последовательной перекачки одновременно с вклиниванием нефтепродукта *Б* в нефтепродукт *А* в соответствии с профилем местных осредненных скоростей происходит турбулентное перемешивание этих нефтепродуктов по поперечному сечению трубы и это уменьшает количество образующейся смеси. В связи с этим механизм образования смеси при турбулентном режиме последовательной перекачки, обусловленный неравномерностью скоростей по сечению трубопровода и турбулентным перемешиванием, можно упрощенно представить в следующем виде.

В момент времени $t = 0$, соответствующий началу последовательной перекачки, нефтепродукты *А* и *Б* соприкасаются по плоскости, перпендикулярной к оси трубопровода (рис. 6.3, *а*). За первую секунду ($t = 1 \text{ с}$) нефтепродукт *Б* вклинивается в нефтепродукт *А* в соответствии с профилем местных осредненных скоростей, а первоначальная плоскость раздела этих нефтепродуктов переместится на расстояние, равное средней (по расходу) скорости потока $u_{\text{ср}}$ (рис. 6.3, *б*). Одновременно с этим за тот же промежуток времени под воздействием турбулентной диффузии будет происходить перемешивание вклинившейся части нефтепродукта *Б* с нефтепродуктом *А* в поперечном направлении, и к исходу первой секунды в трубопроводе образуется

некоторый объем, занятый смесью нефтепродуктов *A* и *B* примерно в равных количествах (рис. 6.3, *а*). В течение второй секунды ($t = 2$ с) часть уже образовавшейся смеси (а не чистый нефтепродукт *B*) будет вклиниваться в чистый нефтепродукт *A*, одновременно перемешиваясь с ним под воздействием турбулентной диффузии. В головной части зоны смеси она будет смешиваться с чистым нефтепродуктом *A* и в хвостовой части — с чистым нефтепродуктом *B*, а плоскость первоначального раздела этих нефтепродуктов, двигаясь со средней скоростью потока, будет оставаться примерно в середине зоны смеси (рис. 6.3, *г*).

Таким образом, по мере продвижения зоны смеси по трубопроводу ее объем будет увеличиваться, причем влево от плоскости первоначального раздела нефтепродуктов, где их концентрации примерно одинаковы, увеличивается концентрация замещающего нефтепродукта *B*, а вправо от этой плоскости концентрация уменьшится.

При турбулентном режиме последовательной перекачки в результате турбулентного перемешивания вклинившийся нефтепродукт *B* будет перемешиваться с нефтепродуктом *A* и будет происходить выравнивание концентраций смеси по поперечному сечению трубы. В результате воздействия турбулентного перемешивания (турбулентных пульсаций) «вытягивания» жидкостного клина не происходит. В результате количество смеси при турбулентном режиме значительно меньше, чем при ламинарном, и находится в пределах от 0,5 до 1 % от объема нефтепродуктопровода. При этом по мере увеличения числа Рейнольдса распределение скоростей по сечению трубы становится более равномерным и объем смеси в результате последовательной перекачки уменьшается. В результате такого перемешивания по мере движения зоны контакта нефтепродуктов по трубопроводу будет происходить продольное распространение зоны смеси по обе стороны от первоначальной границы их раздела. При этом протяженность зоны смеси будет увеличиваться с течением времени пропорционально величине $(Dt)^{0,5}$, где D — эффективный коэффициент диффузии, характеризующий интенсивность распространения зоны смеси под воздействием конвективной диффузии при ламинарном режиме течения и под воздействием конвективной диффузии в сочетании с турбулентным перемешиванием в поперечной плоскости при турбулентном режиме.

Эффективный коэффициент диффузии имеет различную величину для разных режимов течения: большую при ламинарном режиме и меньшую при турбулентном режиме. Интенсивность продольного распространения смеси (скорость ее диффузии в продольном направлении) можно определить в соответствии с законом Фика по формуле

$$v = -D \frac{dC_B}{dx}, \quad (6.1)$$

где v — скорость диффузии; D — эффективный коэффициент диффузии; dC_B/dx — градиент концентрации замещающего нефтепродукта.

Чтобы получить уравнение, описывающее процесс образования смеси нефтепродуктов, поместим начало координат в середину зоны смеси,двигающейся по трубопроводу со средней скоростью потока

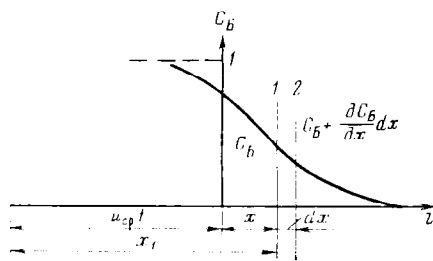


Рис. 6.4. График распределения концентраций относительно подвижного начала координат

(рис. 6.4), где концентрации замещающего и замещаемого нефтепродуктов равны: $C_A = C_B = 0,5$. Тогда продольная координата x в подвижной системе координат будет связана с той же координатой x_1 в неподвижной системе (с началом координат в начале трубопровода) соотношением $x = x_1 - u_{cp}t$. Двумя сечениями 1 и 2 на расстоянии x и $(x + dx)$ от подвижного начала координат выделим в трубопроводе элементарный объем Fdx и составим уравнение баланса замещающего нефтепродукта B в этом объеме в процессе последовательной перекачки. Пусть средняя по поперечному сечению концентрация замещающего нефтепродукта в сечении 1 равна C_B , а в сечении 2 (на расстоянии dx) она составит

$$C_B + \frac{dC_B}{dx} dx.$$

Тогда на основании зависимости (6.1) можно записать, что через сечение 1 за промежуток времени dt в выделенный объем в процессе продольного распространения смеси войдет нефтепродукт B в количестве

$$q_1 = -D \frac{\partial C_B}{\partial x} F dt, \quad (6.2)$$

а через сечение 2 за тот же период времени выйдет из этого объема нефтепродукт B в количестве

$$q_2 = -D \frac{\partial}{\partial x} \left[C_B + \frac{\partial C_B}{\partial x} dx \right] F dt. \quad (6.3)$$

В (6.2) и (6.3) берутся частные производные потому, что концентрация C_B изменяется не только вдоль зоны смеси, но и во времени. Вследствие переноса через сечения 1 и 2 в выделенном объеме за время dt накопится следующее количество нефтепродукта B :

$$\Delta q = \frac{\partial C_B}{\partial t} F dx dt. \quad (6.4)$$

Вполне очевидно, что уравнение баланса нефтепродукта B в выделенном объеме имеет вид

$$\Delta q = q_1 - q_2. \quad (6.5)$$

Подставим в (6.5) значения слагаемых из (6.2), (6.3) и (6.4)

$$\frac{\partial C_B}{\partial t} F dx dt = -D \frac{\partial C_B}{\partial x} F dt + D \left(\frac{\partial C_B}{\partial x} + \frac{\partial^2 C_B}{\partial x^2} dx \right) F dt$$

и после упрощения получим дифференциальное уравнение, описывающее изменение концентрации нефтепродуктов в смеси вдоль зоны смеси и во времени с постоянным эффективным коэффициентом диффузии

$$\frac{\partial C_B}{\partial t} = D \frac{\partial^2 C_B}{\partial x^2}. \quad (6.6)$$

Уравнение (6.6) — линейное уравнение второго порядка в частных производных, часто называемое уравнением теплопроводности.

Рассмотрим решение уравнения (6.6) на трубопроводе условно бесконечной длины с известным начальным условием в месте контакта нефтепродуктов (см. рис. 6.1):
при $t = 0$

$$C_B = f(x) = \begin{cases} 1 & \text{для } x < 0 \\ 0 & \text{для } x > 0. \end{cases}$$

Решение уравнения (6.6) на бесконечной прямой имеет вид

$$C_B(x, t) = \frac{1}{2\sqrt{\pi Dt}} \int_{-\infty}^{\infty} f(\xi) \exp \left[-\frac{(x-\xi)^2}{4Dt} \right] d\xi, \quad (6.7)$$

где $f(\xi)$ — начальное распределение концентраций замещающего нефтепродукта.

Чтобы убедиться, что при $t = 0$ выполняется начальное условие $C_B|_{t=0} = f(x)$, достаточно в (6.7) произвести замену

$$(x-\xi)/2\sqrt{Dt} = \eta, \quad (6.8)$$

тогда

$$C_B = \frac{1}{\sqrt{\pi}} \int_{-\infty}^{\infty} f(x-2\eta\sqrt{Dt}) \exp(-\eta^2) d\eta$$

и при $t = 0$ из этого выражения следует

$$C_B|_{t=0} = \frac{1}{\sqrt{\pi}} f(x) \int_{-\infty}^{\infty} \exp(-\eta^2) d\eta = f(x).$$

В соответствии с начальным распределением концентрации (см. рис. 6.1, линия 1) интеграл (6.7) будет отличаться от нуля лишь на отрезке $-\infty < x < 0$, где $f(x) = 1$, и примет вид

$$C_B(x, t) = \frac{1}{2\sqrt{\pi Dt}} \int_{-\infty}^0 \exp \left[-\frac{(x-\xi)^2}{4Dt} \right] d\xi. \quad (6.9)$$

Произведя в (6.9) замену переменной по условию (6.8), получим

$$\begin{aligned}
 C_B &= \frac{1}{\sqrt{\pi}} \int_{-\infty}^{-\frac{\xi}{2\sqrt{Dt}}} \exp(-\eta^2) d\eta = \frac{1}{\sqrt{\pi}} \int_{-\infty}^{\infty} \exp(-\eta^2) d\eta - \\
 &- \frac{1}{\sqrt{\pi}} \int_0^{-\frac{\xi}{2\sqrt{Dt}}} \exp(-\eta^2) d\eta = \\
 &= \frac{1}{2} - \frac{1}{\sqrt{\pi}} \int_0^{-\frac{\xi}{2\sqrt{Dt}}} \exp(-\eta^2) d\eta.
 \end{aligned} \quad (6.10)$$

Функция

$$\frac{2}{\sqrt{\pi}} \int_0^z \exp(-\eta^2) d\eta = \operatorname{erf} z$$

называется интегралом вероятности, и для нее составлены подробные таблицы, поэтому решение (6.10) можно записать в виде (имея в виду, что переменная ξ — аналог координаты x)

$$C_B = \frac{1}{2} \left(1 - \operatorname{erf} \frac{x}{2\sqrt{Dt}} \right). \quad (6.11)$$

Поскольку рассматривается изменение концентрации в конечном сечении трубопровода длиной $x_1 = L$, можно записать $x = L - u_{\text{ср}}t$, где $u_{\text{ср}}t$ — путь, который прошла подвижная система координат за время t со средней скоростью $u_{\text{ср}}$. Следовательно,

$$\frac{x}{2\sqrt{Dt}} = \frac{L - u_{\text{ср}}t}{2\sqrt{Dt}}.$$

Обозначим через t_0 время, в течение которого середина зоны смеси с концентрацией $C_A = C_B = 0,5$ дойдет до конца трубопровода длиной L . Тогда $L = u_{\text{ср}}t_0$ и

$$\frac{L - u_{\text{ср}}t}{2\sqrt{Dt}} = \frac{u_{\text{ср}}(t_0 - t)}{2\sqrt{Dt}} = \frac{1 - \tau}{2\sqrt{\tau}} \sqrt{\frac{u_{\text{ср}}L}{D}}, \quad (6.12)$$

где $\tau = t/t_0$.

Величина под знаком радикала в (6.12) является безразмерной и получила название диффузионного параметра Пекле, $Pe_d = u_{\text{ср}}L/D$.

Поскольку протяженность зоны при турбулентном режиме не превышает 1 % от длины трубопровода L , моменты прохождения смеси через концевое сечение трубопровода t мало отличаются от t_0 и, следовательно, величина $\sqrt{\tau} \approx 1$. Поэтому в интересующем ин-

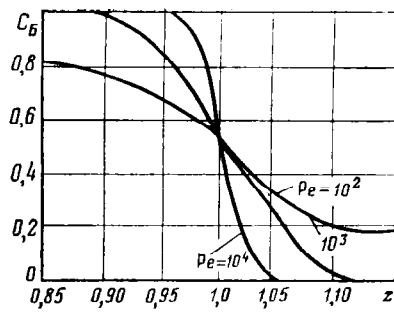


Рис. 6.5. Вид функции $C_B(z)$ при различных значениях числа Пекле (Pe_d)

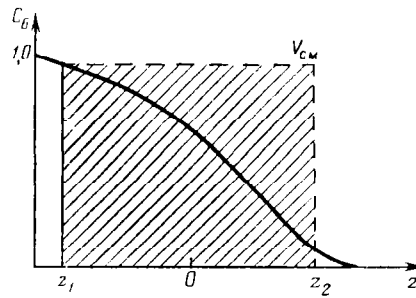


Рис. 6.6. Схема к определению объема смеси в пределах граничных концентраций C_{B1} (для z_1) и C_{B2} (для z_2)

тервале времени, определяемом продолжительностью прохождения зоны смеси через концевое сечение трубопровода, можно принять

$$\frac{1-\tau}{2\sqrt{\tau}} \sqrt{\frac{u_{cp}L}{D}} = \frac{1}{2}(1-\tau)\sqrt{Pe_d} = z. \quad (6.13)$$

При условии (6.13) уравнение, определяющее изменение мгновенной концентрации замещающего нефтепродукта в концевом сечении трубопровода, может быть записано в виде

$$C_B = \frac{1}{2} \left[1 - \operatorname{erf} \left(\frac{1-\tau}{2} Pe_d^{0,5} \right) \right] \quad (6.14)$$

или

$$C_B = \frac{1}{2} (1 - \operatorname{erf} z).$$

График функции (6.14) при разных значениях числа Пекле изображен на рис. 6.5. Формула (6.14), выражающая зависимость мгновенной концентрации смеси от времени, позволяет получить методику определения количества смеси, образовавшейся в трубопроводе. Объем смеси, прошедшей через концевое сечение трубопровода в промежуток от t_1 до t_2 , определяется выражением

$$V_{cm} = Q(t_2 - t_1), \quad (6.15)$$

где Q — пропускная способность, которая предполагается постоянной в период прохождения зоны смеси.

На основании (6.15) относительный объем смеси (отнесенный к объему трубопровода $V_{тр}$) можно записать следующим образом:

$$\frac{V_{cm}}{V_{тр}} = \frac{Q}{V_{тр}}(t_2 - t_1) = \frac{u_{cp}F}{LF}(t_2 - t_1) = \frac{1}{t_0}(t_2 - t_1) = \tau_2 - \tau_1. \quad (6.16)$$

Но из соотношения (6.12) следует, что

$$\tau = 1 - 2z Pe_d^{-0,5}, \quad (6.17)$$

Таблица 6.1

C_{B1}	C_{B2}	z	C_{B1}	C_{B2}	z
0,01	0,99	1,645	0,1	0,9	0,906
0,02	0,98	1,452	0,15	0,85	0,733
0,03	0,97	1,33	0,2	0,8	0,595
0,04	0,96	1,238	0,25	0,75	0,477
0,05	0,95	1,163	0,3	0,7	0,371
0,06	0,94	1,099	0,35	0,65	0,272
0,07	0,93	1,044	0,4	0,6	0,18
0,08	0,92	0,994	0,45	0,55	0,089
0,09	0,91	0,948	0,5	0,5	0

Примечание. Для всех $C_B < 0,5$ значения $\operatorname{erf} z$ и z положительные, а для всех $C_B > 0,5$ — отрицательные.

поэтому, подставив в (6.16) значения τ_1 и τ_2 в соответствии с (6.17) получим формулу для определения объема смеси

$$V_{\text{см}}/V_{\text{тр}} = 2(z_1 - z_2) \operatorname{Pe}_d^{-0,5}. \quad (6.18)$$

Значения z_1 и z_2 в (6.18) можно определить следующим образом. На основании формулы (6.14) для заданных значений концентраций C_{B1} (для z_1) и C_{B2} (для z_2), в пределах которых определяют искомый объем смеси (рис. 6.6), находят соответствующие значения интеграла вероятностей $\operatorname{erf} z_1$ и $\operatorname{erf} z_2$ из соотношений $\operatorname{erf} z_1 = 1 - 2C_{B1}$, $\operatorname{erf} z_2 = 1 - 2C_{B2}$ и затем по таблицам интеграла вероятностей определяют соответствующие значения аргументов z_1 и z_2 . Значения аргумента z для некоторых значений концентраций смеси приведены в табл. 6.1. Если объем смеси определяют в пределах симметричных концентраций, дающих в сумме единицу, например, $C_{B1} = 0,01$ и $C_{B2} = 0,99$, то $z_1 - z_2 = 2z$ и формула для объема смеси (6.18) упрощается:

$$V_{\text{см}}/V_{\text{тр}} = 4z \operatorname{Pe}_d^{-0,5}, \quad (6.19)$$

где знак аргумента z всегда положительный, а само значение одинаково для любого из двух симметричных пределов концентраций C_{B1} и C_{B2} . Если заданы граничные концентрации не замещающего C_B , а замещаемого нефтепродукта C_A , то формула (6.19) не изменяется, а в формуле (6.18) аргументы z_1 и z_2 поменяются местами.

Для эффективного коэффициента смещения в уравнении одномерной линейной диффузии (6.6). Тейлор аналитически получил следующее выражение (без учета различия вязкостей и плотностей смешивающихся жидкостей):

$$D = 2R^2 \int_0^1 \frac{d\eta}{\eta \varepsilon(\eta)} \left[\int_{-\eta}^1 [u_x(\xi) - u_{\text{ср}}] \xi d\xi \right]^2, \quad (6.20)$$

где R — радиус трубы; $u_x(\xi)$ — функция распределения местных ско-

ростей по поперечному сечению трубы; $\varepsilon(\eta)$ — радиальный коэффициент турбулентной диффузии,

$$\varepsilon(\eta) = -\frac{u_d^2 \eta}{R} \left(\frac{\partial u}{\partial \eta} \right)^{-1};$$

u_d — динамическая скорость, $u_d = u_{\text{ср}} \sqrt{\lambda/8}$; λ — коэффициент гидравлического сопротивления; $du/d\eta$ — градиент скорости; $u_{\text{ср}}$ — средняя скорость потока.

Эффективный коэффициент диффузии D на порядок больше коэффициента радиальной турбулентной диффузии $\varepsilon(\eta)$, так как неоднородность поля скоростей по сечению трубы является основной причиной увеличения длины зоны смеси.

Формула (6.20) позволяет при известном распределении скоростей $u_x(\xi)$ вычислить эффективный коэффициент диффузии D . Так, для ламинарного режима течения с распределением скоростей

$$u_x(\xi) = 2u_{\text{ср}}(1 - \xi^2),$$

где $\xi = r/R$; r — переменный радиус; R — радиус трубы.

Принимая радиальный коэффициент диффузии $\varepsilon(\eta)$ равным коэффициенту молекулярной диффузии χ , из (6.20) получим

$$D_{\text{лам}} = R^2 u_{\text{ср}}^2 / (48\chi). \quad (6.21)$$

Для турбулентного режима течения Тейлор в 1954 г. в результате обработки опытов Никурадзе по измерению профиля скоростей по поперечному сечению трубы на основе выражения (6.20) получил следующую формулу для эффективного коэффициента диффузии:

$$D = 10,1 u_d R = 3,57 u_{\text{ср}} R \sqrt{\lambda}. \quad (6.22)$$

Формулы (6.21) и (6.22) позволяют сравнить эффективные коэффициенты диффузии при ламинарном и турбулентном режимах перекачки. Принимая $R = 0,25$ м, $u_{\text{ср}} = 1$ м/с, $\lambda = 0,02$, $\chi = 10^{-8}$ м²/с, получим

$$D_{\text{лам}}/D_{\text{турб}} = Ru_{\text{ср}}/(172\chi\lambda) \approx 10^6.$$

Из формулы (6.18) и полученного соотношения эффективных коэффициентов диффузии при ламинарном и турбулентном режимах последовательной перекачки следует

$$V_{\text{см лам}}/V_{\text{см турб}} = \sqrt{D_{\text{лам}}/D_{\text{турб}}} \approx 10^3.$$

Таким образом, если при турбулентном режиме $V_{\text{см турб}} \approx 0,005 V_{\text{тр}}$, что подтверждается опытными данными и расчетами, то при ламинарном режиме следует ожидать объема смеси, достигающего $5 V_{\text{тр}}$, т. е. в 5 раз большего, чем объем всего трубопровода. Это означает, что надо прокачать пять объемов трубопровода, чтобы вытеснить оставшийся вблизи стенок замещаемый нефтепродукт А вследствие вклинивания замещающего нефтепродукта Б. Это подтверждает, что последовательная перекачка при ламинарном режиме с непосредственным контактом нефтепродуктов нецелесообразна из-за

очень большого количества смеси. В формуле (6.22) для эффективного коэффициента диффузии при турбулентном режиме использовано распределение скоростей однородного потока в трубе, и эта формула не всегда подтверждается опытными данными по последовательной перекачке разнородных нефтепродуктов. В связи с этим предложен ряд других формул для вычисления эффективного коэффициента диффузии при турбулентном режиме, полученных в результате экспериментальных данных:

формула Асатуряна

$$D/\nu = 17,4 \operatorname{Re}^{2/3};$$

формула Нечваля—Яблонского

$$D/\nu = 28,3 (\operatorname{Re} \sqrt{\lambda})^{0,755}.$$

Кинематическую вязкость в этих формулах следует вычислять для смеси с 50 %-ной концентрацией по формуле

$$\nu_{50} = (\nu_1 + 3\nu_2)/4,$$

где ν_1 и ν_2 — кинематическая вязкость компонентов смеси (всегда $\nu_1 > \nu_2$).

Удобной для вычислений является формула Сьенитцера

$$\frac{D}{u_{ср}d} = 1,32 \cdot 10^7 \left(\frac{\lambda}{4}\right)^{3,6} \left(\frac{L}{d}\right)^{0,141}.$$

Используя это выражение, можно получить формулу для подсчета объема смеси в нефтепродуктопроводе в пределах симметричных концентраций в виде

$$\frac{V_{см}}{V_{тр}} = A (C_{Б1}) (\lambda_1^{1,8} + \lambda_2^{1,8}) \left(\frac{d}{L}\right)^{0,43},$$

где λ_1, λ_2 — коэффициенты гидравлического сопротивления в потоке соответственно менее вязкого и более вязкого нефтепродуктов; $C_{Б1}$ — концентрация отсечки смеси в нефтепродуктопроводе ($C_{Б1} + C_{Б2} = 1$); d, L — соответственно диаметр и длина нефтепродуктопровода; $A (C_{Б1})$ — коэффициент для разных значений концентраций отсечки.

Изменение концентрации C_B в концевом сечении трубопровода при этом описывается, по В. С. Яблонскому, формулой

$$\begin{aligned} C_B = \frac{Q_B}{Q} &= 2 \int_0^{r_0} \left(1 - \frac{r^2}{R^2}\right) d\left(\frac{r^2}{R^2}\right) = \\ &= \left[1 - \left(1 - \frac{r_0^2}{R^2}\right)^2\right] = 1 - \frac{1}{\tau^2}, \end{aligned}$$

где Q_B — расход жидкости B в концевом сечении.

Для объема смеси при ламинарном режиме В. С. Яблонский предложил формулу

$$\frac{V_{см}}{V_{тр}} = Q (t_2 - t_1) = \frac{1}{2} (C_{A2}^{-0,5} - C_{A1}^{-0,5}),$$

где t_1 и t_2 — моменты времени, соответствующие прохождению через концевое сечение смеси с концентрациями C_{A1} и C_{A2} . Из этой формулы следует, в частности, что в пределах граничных концентраций $C_{A1} - C_{A2} = 0,99 - 0,01$ объем смеси при ламинарном режиме составит

$$V_{см} = \frac{V_{тр}}{2} (0,01^{-0,5} - 0,99^{-0,5}) = 4,5 V_{тр},$$

а при $C_{A1} - C_{A2} = 0,991 - 0,009$ объем смеси $V_{см} = 4,8 V_{тр}$.

Как это было найдено позднее (В. И. Черникиным, В. Ф. Новоселовым, В. И. Харламенко и др.), различие вязкостей существенно влияет на объем смеси и продолжительность фазы вытеснения при ламинарном режиме последовательной перекачки. Однако при турбулентном режиме расчет объема смеси только по различию местных осредненных скоростей и без учета турбулентного перемешивания дает чрезмерно завышенные результаты по сравнению с наблюдаемым на практике.

6.4. ВЛИЯНИЕ РАЗЛИЧНЫХ ФАКТОРОВ НА ПРОЦЕСС СМЕСЕОБРАЗОВАНИЯ ПРИ ТУРБУЛЕНТНОМ РЕЖИМЕ

Влияние первичной смеси. При смене нефтепродукта, закачиваемого в трубопровод на его начальном пункте, перекачка не прекращается. Поэтому закрытие задвижки у резервуара с нефтепродуктом *A* и открытие у резервуара с нефтепродуктом *B* производится одновременно при работающем трубопроводе. Таким образом, в трубопроводе в течение некоторого периода времени, определяемого быстрым действием задвижек, поступают нефтепродукты одновременно и на его начальном участке образуется так называемая первичная смесь нефтепродуктов *A* и *B*.

Концентрация нефтепродуктов C_B по длине первичной зоны смеси изменяется от 0 до 1 по произвольному закону, определяемому интенсивностью открытия и закрытия задвижек, уровнем нефтепродукта в резервуарах и пропускной способностью трубопровода.

При продолжительности переключения задвижек всего лишь 5 мин и скорости перекачки 2 м/с протяженность зоны первичной смеси составляет 600 м, что при диаметре трубопровода 0,5 соответствует 120 м³ смеси.

При наличии первичной смеси первоначальный скачок концентрации (см. рис. 6.1, линия 1) отсутствует и смесеобразование нефтепродуктов *A* и *B* при их движении по трубопроводу, обусловленное различием местных осредненных скоростей и турбулентного перемешивания, начинается при наличии между ними первичной смеси с некоторым распределением концентраций замещающего нефтепродукта $f(x)$ по ее длине (рис. 6.7). Подсчитать общее количество смеси, образующейся в трубопроводе, с учетом первичной смеси можно следующим образом.

Условно увеличим длину данного трубопровода на величину $L_{доп}$, на которой в результате последовательной перекачки тех же нефте-

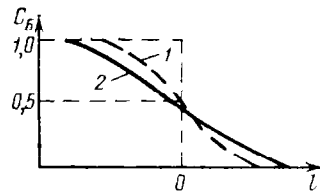


Рис. 6.7. График влияния первичной смеси на распределение концентраций и общее количество образующейся смеси:
1 — без учета первичной смеси; 2 — с учетом первичной смеси

продуктов образуется то же самое количество первичной смеси $V_{\text{п}}$, что и в результате переключения задвижек. Тогда формулу (6.19) для этого объема первичной смеси можно записать в виде

$$V_{\text{п}} = 4F_{\text{тр}}L_{\text{доп}}z \sqrt{\frac{D}{uL_{\text{доп}}}} = 4F_{\text{тр}}z \sqrt{\frac{DL_{\text{доп}}}{u}},$$

откуда эта дополнительная длина определяется в виде

$$L_{\text{доп}} = \frac{V_{\text{п}}}{16F_{\text{тр}}^2 z^2} \frac{u}{D}. \quad (6.23)$$

Чтобы определить общий объем смеси (с учетом первичной $V_{\text{п}}$), достаточно в формуле (6.19) увеличить длину трубопровода L на величину $L_{\text{доп}}$ и записать ее в виде

$$V_{\text{см}} = 4F_{\text{тр}}z \sqrt{\frac{D}{u}} \sqrt{L + L_{\text{доп}}},$$

откуда получаем

$$\frac{V_{\text{см}}}{V_{\text{тр}}} = 4z \text{Re}_d^{-0,5} \sqrt{1 + \frac{L_{\text{доп}}}{L}}. \quad (6.24)$$

Подставляя в (6.24) значение $L_{\text{доп}}$ из (6.23), получим следующее отношение объемов смеси:

$$\frac{V_{\text{п см}}}{V_{\text{см}}} = \sqrt{1 + \frac{\text{Re}}{16z^2} \left(\frac{V_{\text{п}}}{V_{\text{тр}}^2} \right)},$$

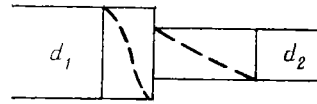
где $V_{\text{п см}}$ и $V_{\text{см}}$ — объем смеси в данном трубопроводе с учетом и без учета первичной смеси соответственно.

Из последнего выражения видно, что влияние первичной смеси сильно сказывается лишь на коротких трубопроводах. Поэтому мероприятия по уменьшению первичной смеси наиболее эффективны на коротких трубопроводах.

Смесеобразование при переменной скорости перекачки

Скорость перекачки может изменяться скачкообразно в местах изменения диаметра трубопровода и в местах промежуточного отбора части нефтепродуктов или изменяться плавно вследствие регулирования

Рис. 6.8. Схема деформации зоны смеси в трубопроводе с участками разного диаметра



расхода и его постепенного изменения в процессе замещения нефтепродуктов, различающихся по вязкости и плотности. Кроме того, в местах изменения диаметра трубопровода зона смеси будет «сжиматься», если $d_1 < d_2$, и «вытягиваться», если $d_1 > d_2$ (рис. 6.8). Таким образом, скорость перекачки в процессе движения зоны смеси может меняться с течением времени.

Уравнение, описывающее процесс смесеобразования при произвольном изменении скорости перекачки $u(t)$ и зависящего от нее эффективного коэффициента диффузии $D(t)$, будет иметь вид (при условии, что неподвижное начало координат расположено в начальном пункте трубопровода)

$$\frac{\partial C_B}{\partial t} + u(t) \frac{\partial C_B}{\partial x_1} = D(t) \frac{\partial^2 C_B}{\partial x_1^2}. \quad (6.25)$$

После перехода к подвижной системе координат по условию $x = x_1 - u(t)t$ и замены независимой переменной по условию $\eta = \int_0^t D(t) dt$ уравнение (6.25) примет вид $\partial C_B / \partial \eta = \partial^2 C_B / \partial x^2$. Решение этого уравнения для трубопровода с n участками разного диаметра и, кроме того, с монотонным изменением скорости перекачки будет следующим:

$$C_B = \frac{1}{2} \left(1 - \operatorname{erf} \frac{X_n}{2\sqrt{A_n}} \right),$$

где

$$\begin{aligned} X_n &= x - x_n = x - \int_0^{t_1} u_0(t) dt - \int_{t_1}^{t_2} u_1(t) dt - \dots - \int_{t_{n-1}}^t u_n(t) dt, \\ A_n &= \left(\frac{d_0}{d_n} \right)^2 \int_0^{t_1} D_0(t) dt + \left(\frac{d_1}{d_n} \right)^2 \int_{t_1}^{t_2} D_1(t) dt + \\ &+ \dots + \left(\frac{d_{n-1}}{d_n} \right)^2 \int_{t_{n-1}}^{t_n} D_{n-1}(t) dt + \int_t^t D_n(t) dt, \end{aligned}$$

$t_1, t_2, \dots, t_n$ — моменты подхода зоны смеси к t_n границам соответствующих участков трубопровода.

Предположим $x = L$ и записав L для рассматриваемого случая в виде

$$L = \int_0^{t_1} u_0(t) dt + \int_{t_1}^{t_2} u_1(t) dt + \dots + \int_{t_{n-1}}^t u_n(t) dt,$$

получим

$$X_n = \int_{t_n}^{t_0} u_n(t) dt - \int_{t_n}^t u_n(t) dt.$$

Объем смеси в конце трубопровода в пределах граничных концентраций C_{B1} и C_{B2} для рассматриваемого случая можно определить по формуле

$$V_{см} = \frac{\pi d_n^2}{4} (z_1 - z_2) \sqrt{A_n},$$

где d_n — диаметр последнего участка трубопровода; z_1 и z_2 — аргументы интеграла вероятности для граничных концентраций C_{B1} и C_{B2} .

Влияние различия вязкостей на процесс смесеобразования

При последовательной перекачке нефтепродуктов, существенно отличающихся по вязкости, вязкость смеси по ее длине будет изменяться в соответствии с изменением концентрации в ней нефтепродуктов.

Вследствие изменения вязкости смеси будет происходить деформация профиля местных осредненных скоростей и это, в свою очередь, приведет к изменению эффективного коэффициента диффузии D по длине зоны смеси. Эффективный коэффициент диффузии D можно считать пропорциональным коэффициенту гидравлического сопротивления, также определяемого профилем местных осредненных скоростей.

При последовательной перекачке нефтепродуктов, существенно отличающихся по вязкости, количество смеси увеличивается, а концентрация $C_B = 0,5$ не совпадает с координатой $z = 0$. Расчеты и практические наблюдения свидетельствуют о том, что на количество смеси и распределение концентраций по ее длине влияет порядок следования нефтепродуктов разной вязкости: если замещающий нефтепродукт имеет меньшую вязкость, чем замещаемый, то объем смеси на 10—15 % больше, чем при обратном порядке следования этих же нефтепродуктов. Физически это можно объяснить трудностью «смыывания» высоковязкого нефтепродукта, например дизельного топлива, маловязким нефтепродуктом, например бензином, вблизи стенок трубы, где интенсивность турбулентного перемешивания снижается. Объем смеси при последовательной перекачке различающихся по вязкости нефтепродуктов в пределах симметричных концентраций можно определить по формуле

$$V_{см}/V_{тр} = 2z \text{Re}_B^{-0,5} [1 + (D_A/D_B)^{0,5}],$$

где D_A , D_B , Re_B — соответственно эффективные коэффициенты диффузии и числа Пекле для нефтепродуктов A и B .

Различие плотностей последовательно перекачиваемых нефтепродуктов оказывает гораздо меньшее влияние на объем смеси, чем различие вязкостей, и им можно пренебречь при нормальных условиях перекачки. Однако в случае остановки зоны смеси в трубопроводе при аварийном прекращении последовательной перекачки различие плотностей может привести к существенному увеличению количества смеси, особенно если рельеф местности пересеченный и нефтепродукт большей плотности находится выше по склону нефтепродукта меньшей плотности. Если при остановке перекачки нефтепродукт большей плотности находится выше по склону нефтепродукта меньшей плотности (наиболее опасный случай), то происходит существенное увеличение смеси вследствие растекания более плотного нефтепродукта вниз по склону.

Заметное увеличение количества смеси происходит и в том случае, если остановка зоны смеси происходит в горизонтальном трубопроводе большого диаметра. Если же при остановке перекачки более плотный нефтепродукт находится ниже по склону, чем менее плотный нефтепродукт, то заметного увеличения смеси не происходит. На количество смеси оказывают также влияние тупиковые ответвления от основного трубопровода и лупинги на его трассе, например, при пересечении рек. Тупиковые ответвления остаются заполненными замещаемым нефтепродуктом *А*, который постепенно вымывается замещающим нефтепродуктом *Б* и ухудшает его качество. При наличии большого числа тупиковых ответвлений на трубопроводе ухудшение качества нефтепродукта *Б* вследствие вымывания из этих ответвлений нефтепродукта *А* может оказаться заметным.

При наличии на трубопроводе лупинга поток на этом участке раздваивается и при несовпадении скоростей в основной магистрали и лупинге уже образовавшаяся смесь попадает в поток чистого нефтепродукта в месте соединения лупинга с магистралью. При одинаковом диаметре и скорости течения в лупинге и основной магистрали оценка влияния лупинга на увеличение смеси вследствие раздваивания потока может быть приближенно определена по формуле

$$V_{\text{см. л}}/V_{\text{см}} = \sqrt{1 + 7L_{\text{л}}/L},$$

где $V_{\text{см. л}}$ и $L_{\text{л}}$ — соответственно объем смеси с учетом лупингов и длина лупингов; $V_{\text{см}}$ и L — объем смеси без лупингов и длина трубопровода.

6.5. ГИДРАВЛИЧЕСКИЙ РАСЧЕТ НЕФТЕПРОДУКТОПРОВОДА ПРИ ПОСЛЕДОВАТЕЛЬНОЙ ПЕРЕКАЧКЕ

Предполагаются заданными количество и номенклатура нефтепродуктов, получаемых от «источника» — НПЗ, и годовая потребность потребителей — распределительных нефтебаз для разветвленной системы трубопроводов или конечного пункта «стволового» магистрального

трубопровода. На основе этих данных определяют среднегодовую пропускную способность отдельных расчетных участков нефтепродуктопровода G_r :

$$G_r = \sum_{i=1}^n G_{r i},$$

где $G_{r i}$ — годовое количество i -го нефтепродукта; n — число перекачиваемых последовательно нефтепродуктов.

Для найденного значения G_r по табл. 6.1 для разветвленных или по нормам технологического проектирования для «стволовых» нефтепродуктопроводов определяют рекомендуемый диаметр данного участка, берут для расчета еще два соседних диаметра и ведут дальнейший расчет по этим трем вариантам. При расчете «стволового» нефтепродуктопровода определяют расчетную часовую пропускную способность по формуле

$$Q_{\text{ч}} = \frac{1}{8400} \sum_{i=1}^n \frac{G_{r i}}{\rho_i}.$$

Затем для всех рассматриваемых вариантов выполняется гидравлический расчет с определением потерь напора на всех расчетных участках, определением числа насосных станций, подбором насосов. Если на нефтепродуктопроводе по расчету должны быть промежуточные насосные станции, то расчет потерь напора следует вести по нефтепродукту с наибольшей вязкостью, так как при последовательной перекачке партия наиболее вязкого нефтепродукта на участке между двумя соседними насосными станциями будет «лимитировать» пропускную способность всего нефтепровода. Если нефтепродуктопровод по расчету не имеет промежуточных насосных станций, то его пропускная способность будет плавно меняться по мере замещения нефтепродукта одной вязкости нефтепродуктом другой вязкости. Поэтому при подборе насосов в этом случае должна быть обеспечена возможность их работы при перекачке каждого нефтепродукта в зоне максимального коэффициента полезного действия. По совмещенным характеристикам для каждого варианта определяют фактическую часовую пропускную способность $Q_{\text{ч } i}$ и продолжительность (в сутках) перекачки каждого из нефтепродуктов N_i :

$$N_i = \frac{G_{r i}}{24 \rho_i Q_{\text{ч } i}}, \quad \sum_{i=1}^n N_i \leq T_p,$$

где T_p — расчетное число суток работы нефтепродуктопровода в течение года. Если это условие не выполняется, то подбирают насосы с большей подачей.

В качестве оптимального принимают вариант нефтепродуктопровода с минимальными приведенными затратами (на сооружение и эксплуатацию линейной части и насосных станций), определяемыми по

нормативным показателям в соответствии с нормами технологического проектирования.

Для оптимального варианта «стволового» нефтепродуктопровода определяют оптимальное число циклов исходя из следующих соображений. На начальный пункт нефтепродуктопровода с НПЗ практически одновременно поступает несколько разных нефтепродуктов. Поэтому в период закачки в нефтепродуктопровод одного из нефтепродуктов все остальные должны поступать в предназначенные для них резервуары.

Снабжение потребителей на конечном пункте нефтепродуктопровода разными нефтепродуктами также практически происходит одновременно. Поэтому в период поступления на конечный пункт из нефтепродуктопровода одного из перекачиваемых последовательно нефтепродуктов для бесперебойного снабжения потребителей нефтепродуктами других сортов должны быть созданы запасы их в выделенных для этого резервуарах конечного пункта. Если нефтепродукты перекачивать последовательно очень большими по объему партиями, то в течение года на конечный пункт нефтепродуктопровода поступит небольшое количество смеси этих нефтепродуктов. Следовательно, затраты на исправление смеси и убытки от пересортицы окажутся незначительными. Однако при этом на начальном и конечном пунктах нефтепродуктопровода потребуются соорудить резервуарные парки большого объема, что приведет к большим капиталовложениям и расходам на их эксплуатацию. Если перекачивать нефтепродукты большими по объему партиями, то расходы на сооружение и эксплуатацию резервуаров окажутся небольшими, зато значительно увеличится количество смеси на конечном пункте и, следовательно, возрастут затраты на исправление смеси и убытки от пересортицы. Таким образом, по мере увеличения числа циклов последовательной перекачки и уменьшения объема партий нефтепродуктов затраты на резервуары будут снижаться, а затраты на исправление и реализацию смеси возрастать, поэтому должно существовать некоторое оптимальное число циклов, которому соответствует минимум суммарных затрат на резервуары и исправление смеси.

Число разных нефтепродуктов, перекачиваемых последовательно по существующим магистральным нефтепродуктопроводам, колеблется от 3 до 10 видов и более. При этом сами нефтепродуктопроводы могут иметь путевые сбросы и подкачки нефтепродуктов, а объем потребления отдельных нефтепродуктов претерпевает сезонные изменения.

Оптимальное число циклов последовательной перекачки для рассматриваемого случая может быть определено из условия минимума приведенных затрат на резервуары для создания запасов нефтепродуктов и на реализацию получаемой смеси.

В настоящее время по отечественным магистральным нефтепродуктопроводам последовательно перекачиваются в основном бензины и дизельные топлива различных марок.

Если в каждом цикле необходимо последовательно перекачивать разные по своим свойствам и назначению нефтепродукты, то число отдельных партий в цикле и число зон контакта разных нефтепродук-

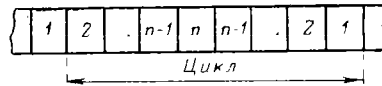


Рис. 6.9. Схема к определению числа партий нефтепродуктов в цикле последовательной перекачки (с учетом совместимости нефтепродуктов)

тов, т. е. зон образования смеси (как это следует из рис. 6.9), при соблюдении условия наименьшего различия физико-химических свойств будет $n = 2(m-1)$. Если t_i — продолжительность заправки в нефтепродуктопровод i -го нефтепродукта, а в каждом цикле перекачиваются m нефтепродуктов, то общая продолжительность одного цикла составит

$$T_{\text{ц}} = t_1 + 2t_2 + \dots + 2t_{m-1} + t_m = t_1 + 2 \sum_{i=2}^{m-1} t_i + t_m.$$

Предположим, что нефтепродуктопровод имеет r сосредоточенных путевых отборов в определенных пунктах трассы с суточными расходами $q_{\text{сут } 1}, q_{\text{сут } 2}, \dots, q_{\text{сут } r}$ и s подкачек нефтепродуктов от расположенных вдоль трассы нефтеперерабатывающих заводов с суточным расходом $q_{\text{п } 1}, q_{\text{п } 2}, \dots, q_{\text{п } s}$. При перекачке всех нефтепродуктов

в цикле, кроме первого, в течение времени $T_{\text{ц}} - t_1 = 2 \sum_{i=2}^{m-1} t_i + t_m$ на начальном пункте и в местах подкачки будет накапливаться первый нефтепродукт, а на конечном пункте и в пунктах сброса тот же первый нефтепродукт из созданных ранее запасов, который будет поставляться потребителям. Если $q_{1\text{н}}$ — суточное поступление нефтепродукта с завода на начальный пункт, то необходимый для его хранения объем резервуаров будет $V_{1\text{н}} = q_{1\text{н}} (T_{\text{ц}} - t_1)$, а в местах подкачек на трассе необходимо иметь объем

$$\sum_{j=1}^s V_{1\text{п } j} + \sum_{j=1}^s q_{1\text{п } j} (T_{\text{ц}} - t_1),$$

где $q_{1\text{п } j}$ — суточное поступление первого нефтепродукта на j -м пункте подкачки.

Объем резервуаров для создания необходимых запасов первого нефтепродуктопровода на конечном пункте составит $V_{1\text{к}} = q_{1\text{к}} (T_{\text{ц}} - t_1)$, а в местах отбора (сброса) на трассе

$$\sum_{i=1}^n V_{1\text{с } i} = \sum_{i=1}^n q_{1\text{с } i} (T_{\text{ц}} - t_1),$$

где $q_{1\text{с } i}$ — суточное потребление первого нефтепродукта на i -м пункте отбора; $q_{1\text{к}}$ — суточное потребление первого нефтепродукта на конечном пункте нефтепродуктопровода.

Таким образом, для создания необходимых запасов перекачиваемых нефтепродуктов всех сортов требуется следующий объем резервуаров:

на начальном пункте

$$\sum_{p=1}^m V_{pн} = \sum_{p=1}^m q_{pн} (T_u - t_p);$$

в местах подкачки на трассе

$$\sum_{j=1}^s \sum_{p=1}^m V_{pнj} = \sum_{j=1}^s \sum_{p=1}^m q_{pнj} (T_u - t_p);$$

в пунктах отбора на трассе

$$\sum_{i=1}^r \sum_{p=1}^m V_{pсi} = \sum_{i=1}^r \sum_{p=1}^m q_{pсi} (T_u - t_p);$$

на конечном пункте нефтепродуктопровода

$$\sum_{p=1}^m V_{pк} = \sum_{p=1}^m q_{pк} (T_u - t_p).$$

Общий объем резервуарных парков всего нефтепродуктопровода определится из суммы этих выражений

$$\begin{aligned} V_0 = & \frac{1}{U} \left[\sum_{p=1}^m q_{пн} (N_0 - N_p) + \right. \\ & + \sum_{j=1}^s \sum_{p=1}^m q_{пнj} (N_0 - N_p) + \sum_{i=1}^r \sum_{p=1}^m q_{псi} (N_0 - N_p) + \\ & \left. + \sum_{p=1}^m q_{пк} (N_0 - N_p) \right] = \frac{B}{U}, \end{aligned} \quad (6.26)$$

где $t_p = N_p/U$; $T_u = N_0/U$; N_p — число дней в году для перекачки p -го нефтепродукта; N_0 — число дней работы нефтепродуктопровода в течение года; U — число циклов последовательной перекачки в году.

Суммарные приведенные затраты Π на сооружение и эксплуатацию резервуаров и на реализацию смеси можно представить в виде соотношения

$$\Pi = (E_n K + \mathcal{E}) (V_0 - V_{см}) + A U,$$

где E_n — нормативный коэффициент эффективности капиталовложений для нефтяной промышленности; K и $\mathcal{E}$ — соответственно удельные капиталовложения и эксплуатационные расходы на единицу полезного объема резервуара; A — убытки от смешения нефтепродуктов

за цикл, $A = \sum_{i=1}^n a_i$, n — число контактов разных нефтепродуктов в одном цикле; $V_{см}$ — объем резервуаров для приема смеси нефтепродуктов на конечном пункте.

Необходимый объем резервуаров для смеси $V_{см}$ можно определить из следующего соотношения: $V_{см} = (V_{с.у} - V_{р.у}) U$, где $V_{с.у}$ — объем смеси, принятый на конечном пункте за один цикл; $V_{р.у}$ — объем смеси, реализованный в течение одного цикла.

Для определения минимума функции ее первую производную по числу циклов приравняем к нулю с учетом (6.26)

$$\begin{aligned} \frac{d\Pi}{d\mathcal{U}} = & -(E_n K + \mathcal{E}) \left[\sum_{p=1}^m q_{pn} (N_0 - N_p) + \sum_{j=1}^s \sum_{p=1}^m q_{pnj} (N_0 - N_p) + \right. \\ & \left. + \sum_{i=1}^r \sum_{p=1}^m q_{pci} (N_0 - N_p) + \sum_{p=1}^m q_{pnk} (N_0 - N_p) \right] \frac{1}{\mathcal{U}_{\text{опт}}^2} + A + \\ & + (V_{c.ц} - V_{p.ц}) (E_n K + \mathcal{E}) = 0. \end{aligned}$$

Решая это уравнение относительно оптимального числа циклов $\mathcal{U}_{\text{опт}}$, получаем следующую расчетную формулу

$$\mathcal{U}_{\text{опт}} = \left[\frac{B (E_n K + \mathcal{E})}{A + (V_{c.ц} - V_{p.ц}) (E_n K + \mathcal{E})} \right]^{0.5}.$$

Зная $\mathcal{U}_{\text{опт}}$, можно по формуле (6.26) определить оптимальный объем резервуарных парков всего нефтепродуктопровода и распределение этого объема между начальным, конечным и промежуточным пунктами нефтепродуктопровода. Затем определяют продолжительность перекачки каждого нефтепродукта в период одного цикла, а с учетом формулы рассчитывают объем партий нефтепродуктов в каждом цикле.

Гидравлический расчет разветвленного нефтепродуктопровода (типа «дерево») при большом числе отводов производится при помощи ЭВМ для различных сочетаний включений отводов. Методика гидравлического расчета разветвленных нефтепродуктопроводов разработана в отраслевой лаборатории гидродинамических исследований кафедры

транспорта и хранения нефти и газа МИНГ им. И. М. Губкина.

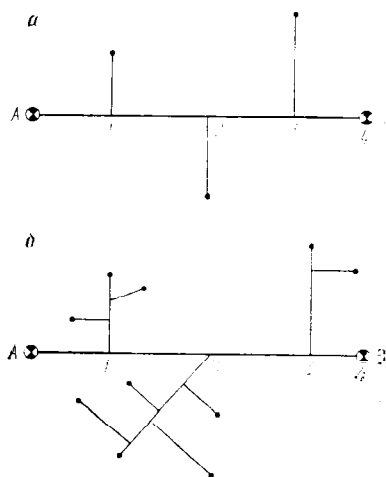


Рис. 6.10. Схемы разветвленных нефтепродуктопроводов

На рис. 6.10 изображены две схемы разветвленных нефтепродуктопроводов, имеющих структуру простого *a* и сложного *b* дерева. Из комбинаторики известно, что для трубопровода с n отводами, имеющего структуру простого дерева, число N возможных способов включения отводов равно 2^n . Если разветвленный трубопровод имеет структуру сложного дерева, каждое из ответвлений которого характеризуется $N_1, N_2, \dots, N_n$ способами включений, то общее число N возможных сочетаний включения отводов будет равно произведению этих чисел: $N = N_1 N_2 \dots N_n$. Для схемы, изображенной на рис. 6.10, *a*, число возможных включений

составляет 8, а для случая рис. 6.10, б — 1024. Поэтому разветвленный нефтепродуктопровод будет иметь не одну, а N гидравлических характеристик «расход — напор», каждая из которых относится к определенному варианту включения отводов. Вначале выполняется гидравлический расчет системы для всех возможных комбинаций включения отводов для определения расходов в отводах и основной магистрали при различных вариантах. Для этого решается система уравнений баланса напоров и расходов в каждом узле системы нефтепродуктопроводов. Эти уравнения для i -го узла варианта включения отводов имеют вид

$$H_{i-1,k} - H_{i,k} = \frac{8\lambda_{ik}l_{ik}}{\pi^2 d_{ik}^5 g} Q_{ik}^2; \quad H_{ik} - H_{i0} = \frac{8\lambda_{i0,k}l_{i0,k}}{\pi^2 d_{i0}^5 g} q_{ik}^2;$$

$$q_{ik} = \frac{\omega_* \pi d_{i0}}{4}; \quad Q_{ik} = Q_{(i+1)k} + q_{ik},$$

где H_{ik} — напор в i -м узле; ω_* — максимально допустимая скорость потока жидкости в отводе; λ_{ik} , $\lambda_{i0,k}$ — коэффициенты гидравлического сопротивления i -го участка и i -го отвода; l_{ik} , d_{ik} — соответственно длина и диаметр i -го участка; Q_{ik} — расход на участке между $(i-1)$ и i -м включенными отводами; g — ускорение свободного падения; H_{i0} — расчетный напор в конце каждого отвода; l_{i0} , d_{i0} — соответственно длина и диаметр i -го отвода; q_{ik} — расход в i -м отводе.

В результате такого расчета определяют расходы q_{1k} , q_{2k} , $\dots$, q_{nk} при всех « k » вариантах включения, а также транзитные расходы q_{0k} .

Запланированные объемы поставки нефтепродуктов на i -ю нефтебазу V_i за время T , продолжительность работы t_k при k -м варианте включения отводов связаны с расходами q_i выражениями:

$$\sum_{i=0}^n q_{ik} t_k = V_i; \quad \sum_{k=1}^N t_k = T.$$

Решение этой системы ищут при условии, что транзитный расход через рассматриваемый участок будет равен плановому $\sum_{k=1}^N q_{0k} t_k = V_{\text{план}}$.

Задачу решают на ЭВМ подбором различных сочетаний расходов в отводах, диаметров магистрали, отводов и напоров. В результате уточняют параметры разветвленного нефтепродуктопровода, размещение насосных станций и оптимальную схему включения отводов, обеспечивающую доставку нефтепродуктов на нефтебазы в минимальные сроки. Число циклов и объем партий нефтепродуктов для разветвленных нефтепродуктопроводов определяют исходя из мощности НПЗ, потребности нефтебаз, наличия резервуарной емкости на нефтебазах с учетом принятой схемы эксплуатации разветвленной системы. При этом может оказаться, что на отдельных нефтебазах потребуется установка дополнительного числа резервуаров, чтобы обеспечить снабжение потребителей при соблюдении оптимального числа циклов последовательной перекачки.

6.6. РАСЧЕТ ИЗМЕНЕНИЯ ПРОПУСКНОЙ СПОСОБНОСТИ НЕФТЕПРОДУКТОПРОВОДА ПРИ ПОСЛЕДОВАТЕЛЬНОЙ ПЕРЕКАЧКЕ НЕФТЕПРОДУКТОВ С РАЗНОЙ ВЯЗКОСТЬЮ

В трубопроводе большой протяженности с промежуточными насосными станциями обычно находится несколько чередующихся партий нефтепродуктов, так как объем каждой партии в несколько раз меньше объема всего трубопровода. Так, в магистральном нефтепродуктопроводе протяженностью 1000 км могут одновременно находиться 5—6 партий разнородных нефтепродуктов, например бензин и дизельное топливо. Пропускная способность такого трубопровода будет ограничиваться (лимитироваться) пропускной способностью одного из участков, занятого партией более вязкого нефтепродукта. И хотя на участках, занятых менее вязким нефтепродуктом, будет при этом оставаться неиспользуемый напор, передать его на участки с более вязким нефтепродуктом полностью не удастся из-за ограничения максимального давления в трубопроводе прочностью труб. По мере перемещения партий нефтепродуктов по трубопроводу лимитирующая пропускная способность может изменяться.

Определить максимальную пропускную способность трубопровода с промежуточными насосными станциями в этом случае можно методом последовательных приближений, который заключается в следующем. При известном расположении партий нефтепродуктов, полагая включенными все насосы на насосных станциях, из уравнения баланса давлений определяют пропускную способность трубопровода (нулевое приближение). Затем при найденной таким образом пропускной способности проверяют выполнение ограничений по максимальному давлению нагнетания после каждой насосной станции и по минимальному давлению подпора перед каждой насосной станцией, начиная с первой.

При первом же невыполнении этих ограничений давление на данной насосной станции принимают равным предельно допустимому и определяют новое значение пропускной способности, после чего повторяют процедуру проверки ограничений. В результате расчета определяют «лимитирующий» участок трубопровода, где давления нагнетания и подпора равны предельно допустимым и определенная для этого случая пропускная способность всего трубопровода будет максимально возможной при данном расположении партий нефтепродуктов.

Предлагаемая методика расчета максимальной пропускной способности нефтепродуктопровода путем последовательных приближений позволяет определить «лимитирующую» пропускную способность и «лимитирующий» участок на каждом шаге перемещения партий нефтепродуктов.

Продолжительность движения T по нефтепродуктопроводу любой «отмеченной» границы раздела нефтепродуктов в этом случае может быть определена суммированием продолжительности замещения на каждом шаге расчета Δt_i при известной и постоянной на этом шаге максимальной пропускной способности Q_i^* .

При последовательной перекачке бензина, дизельного топлива разных сортов можно ограничиться рассмотрением двух групп нефтепродуктов, существенно различающихся по вязкости и плотности. Если перекачивается один нефтепродукт или несколько нефтепродуктов с одинаковыми вязкостями и плотностями или нефть одного сорта по нефтепродуктопроводу, то эта методика позволяет определить его максимальную пропускную способность.

Пропускную способность на каждом шаге расчета при известном расположении партий нефтепродуктов с разными вязкостями определяют из уравнения баланса давления для «стволового» трубопровода с n насосными станциями, на которых установлено по k_i насосов, включенных последовательно:

$$\begin{aligned} p_n + \sum_{i=1}^n \left[\sum_{j=1}^{k_i} (a_{ij} - b_{ij} Q^{7/4}) \rho g \right] &= c Q^{7/4} (\alpha Q + \beta_n)^{1/4} l_n \rho_n + \\ &+ \sum_{r=1}^2 c Q^{7/4} (\alpha Q + \beta_r)^{1/4} l_r \rho_r + c Q^{7/4} (\alpha Q + \beta_k)^{1/4} l_k \rho_k + \\ &+ \sum_{i=1}^n p_{др\ i} + p_z + p_k, \end{aligned} \quad (6.27)$$

где a_{ij} , b_{ij} — коэффициенты; l_n , ρ_n — соответственно протяженность начальной партии нефтепродукта, закачиваемого в трубопровод, и его плотность; l_k , ρ_k — соответственно протяженность конечной партии нефтепродукта, принимаемой из трубопровода в резервуар, и его плотность; $p_{др\ i}$ — дросселируемое давление на i -м участке; $c = 0,88/(\pi^2 d^5)$; $\alpha = k_3/d$, $\beta = \pi d v$, k_3 — эффективная шероховатость труб.

Потерю давления на преодоление разности геодезических отметок для участка трубопровода с равномерным уклоном при перекачке двух нефтепродуктов с разными плотностями можно записать следующим образом (рис. 6.11):

$$p_z = [\rho_B l_B + \rho_A (L - l_B)] g \operatorname{tg} \alpha = \rho_A g \Delta z + (\rho_B - \rho_A) \Delta z l_B / L.$$

Если профиль трассы трубопровода более сложный, то он может быть условно разделен на участки с примерно равномерными уклонами и величина p_z такого трубопровода при известном расположении партий нефтепродуктов определится суммой потерь давления на отдельных участках.

Ограничения на давления до и после k -й насосной станции можно записать в следующем виде:

$$\begin{aligned} p_n + \sum_{i=1}^{k-1} p_{ст\ i} - \sum_{i=1}^{k-1} p_{п\ i} - \sum_{i=1}^{k-1} p_{др\ i} &\geq p_{\min}; \\ p_n + \sum_{i=1}^k p_{ст\ i} - \sum_{i=1}^{k-1} p_{п\ i} - \sum_{i=1}^k p_{др\ i} &\leq p_{\max}, \end{aligned} \quad (6.28)$$

где $p_{ст\ i}$ — давление, развиваемое i -й насосной станцией; $p_{п\ i}$ — потери давления на i -м участке трубопровода.

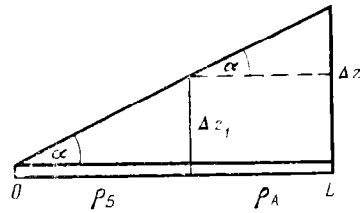


Рис. 6.11. Схема, иллюстрирующая вычисление величины p_z

В качестве нулевого приближения принимается пропускная способность Q_0 , определяемая по уравнению (6.27) при давлении в начале первого линейного участка p_n , при давлении в конце трубопровода (в конце последнего линейного участка) $p_{n+1} = p_k$ и при отсутствии дросселирования давления. Затем при определенной таким образом пропускной способности Q_0 проверяют выполнение ограничений (6.28) по давлению перед k -й насосной станцией и давлению после k -й насосной станции, начиная с первой насосной станции. Если давление подпора перед какой-либо насосной станцией $p_i < p_{\min}$ и не удовлетворяет ограничению (6.28), то оно принимается равным $p_{\min}$ ($p_i = p_{\min}$) и вновь определяется пропускная способность Q_1 на участке от первого линейного участка до этой насосной станции. Если давление нагнетания после k -й станции больше $p_{\max}$, то оно принимается равным $p_{\max}$ и по уравнению (6.27) определяется новое значение пропускной способности Q_i для участка от этой насосной станции до конца трубопровода и в дальнейших расчетах учитывается лишь меньшее значение.

Если нефтепродуктопровод без промежуточных насосных станций, то различие вязкостей нефтепродуктов будет влиять на изменение пропускной способности в период замещения нефтепродуктов и продолжительность этого замещения (рис. 6.12). Когда нефтепродукт вязкостью ν_A и плотностью ρ_A замещается в начале нефтепродуктопровода с одной насосной станцией, оборудованной центробежными насосами, другим нефтепродуктом вязкостью ν_B и плотностью ρ_B , то по мере перемещения зоны раздела этих нефтепродуктов пропускная способность последовательной перекачки будет изменяться от Q_A в момент начала замещения до Q_B в момент окончания замещения (рис. 6.13). Такое изменение пропускной способности будет происходить из-за неодинаковых потерь напора на преодоление гидравлического сопротивления на участках, занятых перекачиваемыми нефтепродуктами. При этом если $\nu_A > \nu_B$, то пропускная способность перекачки будет увеличиваться, а если $\nu_A < \nu_B$ — уменьшаться. Уравнение баланса давлений для этого случая (только одна головная насосная станция) имеет вид

$$p_n + \sum_{j=1}^k (a_j - b_j Q^{7/4}) \rho_B g = c Q^{7/4} (\alpha_0 Q + \beta_B)^{1/4} \rho_B l_B + \\ + c Q^{7/4} (\alpha_0 Q + \beta_A)^{1/4} \rho_A (L - l_B) + p_{др} + p_z + p_k, \quad (6.29)$$

где $\beta_A = 17\pi d \nu_A$; $\beta_B = 17\pi d \nu_B$.

режимов перекачки бензина и дизельного топлива ошибка в определении пропускной способности последовательной перекачки и продолжительности замещения достигает 15 %.

6.7. ПРИЕМ И РЕАЛИЗАЦИЯ СМЕСИ НЕФТЕПРОДУКТОВ НА КОНЕЧНОМ ПУНКТЕ НЕФТЕПРОДУКТОПРОВОДА

Образующаяся в нефтепродуктопроводе смесь перекачиваемых последовательно нефтепродуктов принимается, как правило, в конечном пункте нефтепродуктопровода и реализуется одним из следующих способов: добавляется в допустимых количествах к соответствующим нефтепродуктам; отправляется на ближайший НПЗ в качестве сырья для переработки совместно с нефтью.

Нефтепродукты, поступающие с НПЗ, имеют, как правило, некоторый «запас качества» по отдельным показателям, например, по температуре конца кипения и октановому числу для бензинов, по температуре вспышки для дизельного топлива и т. п. Этот «запас качества» необходим для компенсации возможного ухудшения качественных характеристик топлив при их транспорте и хранении.

Поскольку с конечного пункта нефтепродуктопровода нефтепродукты поступают в большинстве случаев к потребителям, оказывается возможным использовать имеющийся у них «запас качества» для добавления к ним смеси соответствующих нефтепродуктов в небольших количествах, определяемых допустимыми концентрациями примеси одного нефтепродукта к другому, которые предполагаются известными в результате проведенных анализов нефтепродуктов и их смесей или в результате предварительных расчетов.

Технология присма смеси из нефтепродуктопровода в резервуары конечного пункта определяется свойствами компонентов смеси, запасом качества и количеством нефтепродуктов в резервуарах.

При большом объеме резервуаров с нефтепродуктами и значительном «запасе качества» у них иногда можно всю смесь прямо из нефтепродуктопровода распределить по резервуарам с перекачиваемыми нефтепродуктами.

Смесь разносортных нефтепродуктов, например бензина и дизельного топлива, обычно делят на две части и принимают в два отдельных резервуара (рис. 6.15). Та часть смеси, в которой меньше бензина, получила название легкого дизельного топлива, а другая часть смеси, в которой больше бензина, — тяжелого бензина.

Тяжелый бензин добавляют затем в допустимых количествах к товарному бензину за счет запаса качества у него по концу кипения и другим показателям. Легкое дизельное топливо добавляют к дизельному топливу, используя запас качества у него по температуре вспышки и другим показателям. При этом в зависимости от состава смеси и запаса качества в резервуарах соответствующих товарных нефтепродуктов составляется карта смешения с указанием, сколько и какой смеси можно добавить в резервуар с конкретным нефтепродуктом. При подходе зоны смеси к конечному пункту ее головная часть направляется в резервуар с замещаемым нефтепродуктом, хво-

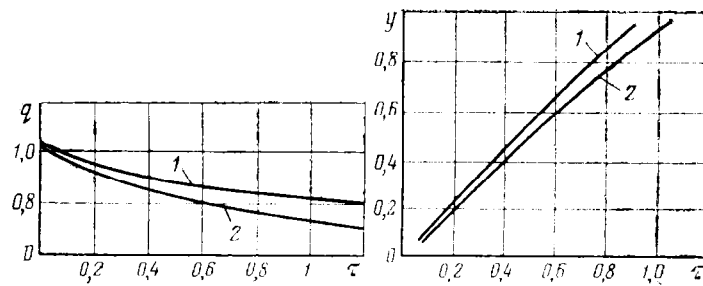


Рис. 6.14. Графики для сопоставления расчетов продолжительности замещения по уравнениям (6.31) (1) и (6.32) (2) при перекачке бензина и дизельного топлива в трубопроводе диаметром 359 мм

Начальное условие для уравнения (6.31) имеет вид $y(0) = 0$. Уравнение (6.31) позволяет определить изменение расхода в трубопроводе без промежуточных насосных станций и продолжительность замещения в нем нефтепродуктов с разными вязкостями и плотностями. Уравнение (6.31) допускает параметрическое решение, так как не зависит в явном виде от аргумента τ . Если замещаемый и замещающий нефтепродукты перекачиваются в зоне гидравлически гладких труб по горизонтальному трубопроводу ($\Delta z = 0$), то (6.31) принимает более простой вид

$$y' = \left(\frac{a_1}{a_6 - a_7 y} \right)^{1/(2-m)}, \quad (6.32)$$

где

$$a_6 = \left(\frac{\beta v_A^m \rho_A L}{d^{5-m}} + \rho_B \sum_{j=1}^k b_j \right) \frac{g F^2}{\rho_A Q_A^m};$$

$$a_7 = (v_B^m \rho_B - v_A^m \rho_A) \frac{V_{\text{тр}} F \beta g}{\rho_A Q_A^m d^{5-m}};$$

$$m = 0,25; \quad \beta = \frac{8\lambda}{\pi^2 g}.$$

Уравнение (6.32) имеет аналитическое решение

$$y(\tau) = \frac{1}{a_7} \left[\left(\frac{3-m}{2-m} \right) a_7 a_1^{1/(2-m)} \tau + a_6^{(3-m)/(2-m)} \right] - \frac{a_6}{a_7},$$

откуда следует

$$q(\tau) = \alpha_1^{1/(2-m)} \left[\left(\frac{3-m}{2-m} \right) a_7 a_1^{1/(2-m)} \tau + a_6^{(3-m)/(2-m)} \right]^{-1/(3-m)}.$$

Из сопоставления расчетов по «точному» уравнению (6.31) и упрощенному уравнению (6.32) для случая последовательной перекачки бензина и дизельного топлива по трубопроводу диаметром 359 мм и длиной 170 км (рис. 6.14) видно, что при расчете без учета различия

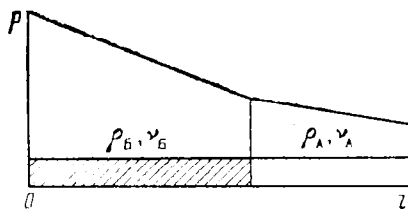


Рис. 6.12. Схема замещения нефтепродуктов в трубопроводе без промежуточных насосных станций

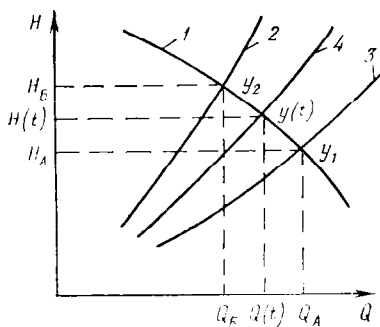


Рис. 6.13. Совмещение характеристик насосной станции и трубопровода при последовательной перекачке:

1 — насосной станции; 2 — трубопровода при перекачке нефтепродукта Б; 3 — трубопровода при перекачке нефтепродукта А; 4 — переменная характеристика трубопровода при замещении нефтепродуктов

Перейдем в (6.29) к относительному расходу q и времени τ по условиям

$$q = Q/Q_A; \quad \tau = Q_A t / V_{\text{тр}}. \quad (6.30)$$

С учетом (6.30) величину $l_B(t)$ в уравнении (6.29) представим в виде

$$l_B(t) = \frac{4}{\pi d^2} \int_0^t Q(t) dt = \frac{V_{\text{тр}}}{F} \int_0^{\tau} q(\tau) d\tau = Ly(\tau),$$

а относительный расход

$$q(\tau) = \frac{dy}{d\tau} = y'(\tau).$$

С учетом этих замен исходное уравнение (6.29) запишем в виде

$$y' = \left[\frac{a_1 - a_2 y}{a_3 + a_4 (\alpha y' + \beta_B)^{1/4} y + a_5 (\alpha y' + \beta_A)^{1/4} (1 - y)} \right]^{4/7}, \quad (6.31)$$

где $y'(\tau)$ — относительный расход в трубопроводе;

$$a_1 = \left[p_H + \sum_{i=1}^k a_i \rho_B - (\Delta z \rho_A + p_K) \right] \frac{g F^2}{\rho_A Q_A^2};$$

$$a_2 = (\rho_B - \rho_A) \frac{q \Delta z F^2}{\rho_A Q_A^2}; \quad a_3 = \frac{\rho_B g F^2 \sum_{i=1}^k b_i}{\rho_A Q_A^{1/4}};$$

$$a_4 = \frac{0,11 \rho_B L}{2 \rho_A Q_A^{1/4} d}; \quad a_5 = \frac{0,11 L}{2 Q_A^{1/4} d}; \quad \alpha_0 = \frac{k_9}{d} Q_A.$$

Функция $y(\tau)$ в уравнении (6.31) представляет собой относительный объем трубопровода, заполненный к моменту времени τ замещающим нефтепродуктом, и изменяется в пределах $0 \leq y \leq 1$.

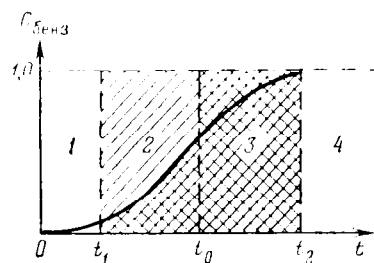


Рис. 6.15. Схема приема смеси разнородных нефтепродуктов — бензина и дизельного топлива:

1 — дизельное топливо; 2 — «легкое» дизельное топливо; 3 — «тяжелый» бензин; 4 — бензин ($C_{\text{бенз}}$ — концентрация бензина в смеси; t_1 , t_2 — моменты начала и конца приема смеси соответственно; t_0 — момент разделения смеси)

стовая часть — в резервуар с замещающим нефтепродуктом, а оставшая основная часть смеси принимается в отдельный резервуар. Допустимое количество нефтепродукта B , которое можно принять вместе со смесью в резервуар с нефтепродуктом A , определяется исходя из «запаса качества» замещаемого нефтепродукта и его количества в резервуаре с нефтепродуктом A . Момент переключения задвижек у резервуаров для отсечки головной части смеси от остальной ее части определяют по графику изменения концентрации смеси по ее длине, измеряемой прибором контроля. Аналогично поступают и при отсечке хвостовой части смеси в резервуар с нефтепродуктом B .

На конечном пункте устанавливают обычно два прибора контроля, измеряющих концентрацию нефтепродуктов в зоне смеси: первый в 10—15 м от конечного пункта, а второй — на конечном пункте. Зная допустимые количества примеси в резервуарах с нефтепродуктами A и B , по графику изменения концентрации по длине зоны смеси, измеренной первым прибором, определяют графическим интегрированием моменты отсечки головной и хвостовой частей смеси и соответствующие им значения мгновенной концентрации смеси. Как только второй прибор контроля в момент прихода смеси на конечный пункт зарегистрирует эти значения концентраций отсечки, переключают задвижки перед соответствующими резервуарами и ведут прием смеси в соответствии с принятой схемой ее реализации. Если режим перекачки соответствует расчетному и можно ожидать, что распределение концентраций по длине зоны смеси будет следовать формуле (6.27), то концентрации отсечки головной и хвостовой частей смеси можно определить следующим способом.

Если известно время $(t_2 - t_1)$, в течение которого в резервуар с нефтепродуктом A будет поступать головная часть смеси, то количество нефтепродукта B , попавшего в этот резервуар вместе со смесью, определится интегралом

$$V_B = Q \int_{t_1}^{t_2} C_B(t) dt, \quad (6.33)$$

где Q — пропускная способность трубопровода, принимается постоянной в период приема смеси.

Подставив в (6.33) значения $C_B(t)$ из формулы (6.27) и проинтегрировав, получим

$$V_B = \frac{Q}{2} \int_{t_1}^{t_2} \left[1 - \operatorname{erf} \frac{1}{2} \left(1 - \frac{t}{t_0} \right) \operatorname{Pe}^{0,5} \right] dt =$$

$$= - \frac{Q t_0}{\operatorname{Pe}^{0,5}} \int_{z_1}^{z_2} (1 - \operatorname{erf} z) dz.$$

Поскольку

$$\int_0^z \operatorname{erf} \eta = z \operatorname{erf} z + \frac{\exp(-z^2) - 1}{\sqrt{\pi}},$$

после интегрирования получим для концентрации нефтепродукта B в резервуаре с нефтепродуктом A следующие выражения:

$$C_{B \text{ в } A} = \frac{V_B}{V_{p \text{ в } A}} = \frac{V_{\text{тр}}}{V_{p \text{ в } A} \operatorname{Pe}^{0,5}} [\Phi(z_1) - \Phi(z_2)], \quad (6.34)$$

где $V_{p \text{ в } A}$ — количество нефтепродукта в резервуаре A ;

$$\Phi(z_{1,2}) = z_{1,2} (1 - \operatorname{erf} z_{1,2}) - \frac{1}{\sqrt{\pi}} \exp(-z_{1,2}^2);$$

t_1 — момент начала прохождения смеси, определяемый точностью прибора; t_2 — момент отключения резервуара с нефтепродуктом A .

Поскольку $C_B(z_1)$ близко к нулю, по абсолютной величине функция $\Phi(z_1) \ll \Phi(z_2)$ и ею можно пренебречь. Так, при $C_B(z_1) = 0,5\%$ и $C_B(z_2) = 10\%$ $\Phi(z_1) = 0,0001$ и погрешность при ее отбрасывании составляет всего лишь $0,1\%$. При этом допущении получим

$$C_{B \text{ в } A} = \zeta_A \left[\frac{\exp(-z_2^2)}{\sqrt{\pi}} - z_2 (1 - \operatorname{erf} z_2) \right], \quad (6.35)$$

где

$$\zeta_A = V_{\text{тр}} / (V_{p \text{ в } A} \operatorname{Pe}^{0,5}).$$

Если известно время $(t_4 - t_3)$, в течение которого в резервуар с нефтепродуктом B будет поступать хвостовая часть смеси, то количество нефтепродукта A , попавшего в этот резервуар вместе со смесью, определится интегралом

$$V_A = Q \int_{t_3}^{t_4} [1 - C_B(t)] dt, \quad (6.36)$$

где t_3 — момент отсечки хвостовой части смеси в резервуар с нефтепродуктом A ; t_4 — момент окончания прохождения смеси по показаниям прибора контроля.

Пронизведя в (6.36) интегрирование по аналогии с (6.33), получим

$$C_{A \text{ в } B} = \zeta_B [\Psi(z_3) - \Psi(z_4)],$$

где

$$\zeta_B = V_{\text{тр}} / (V_{p \text{ в } B} \operatorname{Pe}^{0,5});$$

$$\Psi(z_{3,4}) = z_{3,4} (1 + \operatorname{erf} z_{3,4}) + \frac{1}{\sqrt{\pi}} \exp(-z_{3,4}^2);$$

V_{pB} — количество нефтепродукта B в резервуаре.

Поскольку в момент окончания прохождения смеси величина $C_B(z_4)$ близка к единице, по абсолютному значению $\psi(z_4) \ll \psi(z_3)$ и ею можно пренебречь. При этом

$$C_{ApB} = \zeta_B \left[\frac{\exp(-z_3^2)}{\sqrt{\pi}} + z_3(1 + \operatorname{erf} z_3) \right]. \quad (6.37)$$

Из формулы (6.27) следует, что

$$C_B(z_2) = \frac{1}{2} (1 - \operatorname{erf} z_2);$$

$$C_B(z_3) = \frac{1}{2} (1 - \operatorname{erf} z_3).$$

Функции (6.35) и (6.37) представлены на рис. 6.16 в виде семейства кривых с параметрами ζ_A и ζ_B . Зная допустимые концентрации смеси к нефтепродуктам C_{BpA} и C_{ApB} , а также параметры ζ_A и ζ_B , можно с помощью графика на рис. 6.16 определить значения мгновенных концентраций смеси в трубопроводе C_{B2} и C_{B3} , при которых следует переключать резервуары. На оси ординат находят точки, соответствующие заданным значениям C_{BpA} и C_{ApB} , и проводят горизонтальные линии до пересечения с соответствующими кривыми для ζ_A и ζ_B .

Затем из точек пересечения проводят вертикальные прямые до пересечения с кривой $C_B(z)$ и сносят эти точки пересечения на ось

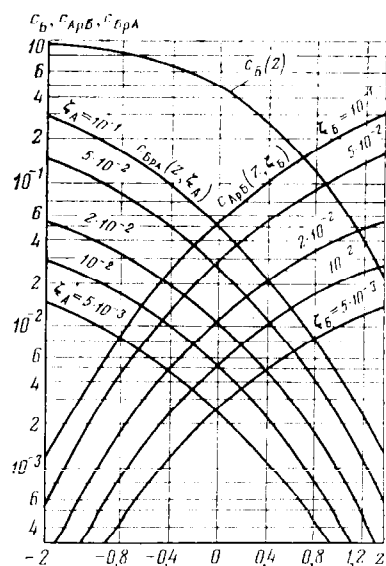


Рис. 6.16. Обобщенный график для расчета приема смеси

ординат, находят точки, соответствующие концентрациям смеси в трубопроводе C_{B2} и C_{B3} , при достижении которых следует переключать резервуары. Если окажется, что $C_{B2} < C_{B3}$, то часть смеси между этими концентрациями не может быть принята в резервуары с нефтепродуктами A и B и ее следует принимать в резервуары для смеси. При этом объем смеси можно подсчитать по формуле $V_{см}/V_{тр} = 2(z_2 - z_3) \operatorname{Re}^{-0,5}$, а значения z_2 и z_3 определить по графику на рис. 6.16 путем сносa точек пересечения на ось абсцисс. Если окажется, что $C_{B2} > C_{B3}$, то вся смесь может быть принята в резервуары с нефтепродуктами A и B , а переключать эти резервуары можно при любом значении концентрации смеси в трубопроводе в диапазоне $C_{B2} - C_{B3}$. В этом случае $C_{B2} = C_{B3} = C_B$ и $z_2 = z_3 = z$. Если равны и объемы резервуаров

$V_{pB} = V_{pA}$, то $\xi_A = \xi_B$ и система расчетных уравнений упрощается

$$C_{A \text{ p } B} - C_{B \text{ p } A} = 2\xi z;$$

$$C_B = \frac{1}{2} (1 - \operatorname{erf} z)$$

и может быть преобразована в одно уравнение, связывающее допустимые концентрации примеси в резервуарах и концентрацию смеси в трубопроводе в момент ее разделения по резервуарам с нефтепродуктами A и B :

$$C_B = \frac{1}{2} \left[1 - \operatorname{erf} \left(\frac{C_{A \text{ p } B} - C_{B \text{ p } A}}{2\xi} \right) \right].$$

При разделении смеси разнородных нефтепродуктов на две части, например на тяжелый бензин и легкое дизельное топливо, при последовательной их перекачке в расчетах иногда учитывается относительное количество одного нефтепродукта, попавшего в другой, при помощи критерия качества смеси I .

Критерий качества смеси I определяется суммой двух интегралов (рис. 6.17)

$$I(z_0) = \frac{V_A + V_B}{V_{\text{тр}}} = \int_{-\infty}^{z_0} [1 - C_B(z)] dz + \int_{z_0}^{\infty} C_B(z) dz,$$

где V_A и V_B — объем нефтепродуктов соответственно A и B , попавших в смесь; z_0 — координата сечения деления смеси на две части.

Если $z_0 = 0$ и $C_B(z_0) = 0,5$, то критерий качества смеси имеет минимальное значение

$$I_{\min} = \frac{2}{\sqrt{\pi}} \operatorname{Re}^{-0,5}.$$

Критерий качества позволяет оценивать по характеру кривой распределения концентраций по длине зоны смеси влияние количества примеси одного нефтепродукта к другому при разделении всей смеси на две части. Он также позволяет сравнивать количества товарных нефтепродуктов, необходимое для реализации смеси. Так, из рис. 6.18 видно, что критерий качества смеси для распределения концентраций для случая 1 меньше, чем для случая 2, хотя суммарный объем смеси $V_{\text{см}}$ в обоих случаях одинаков. Поэтому для реализации смеси, разделенной на две части, путем подмешивания в случае 1 потребуется меньше товарных нефтепродуктов, чем в случае 2. Допустимые концентрации примеси одного нефтепродукта к другому определяются, как правило, по результатам анализа нефтепродуктов и их смесей в лаборатории конечного пункта. Ориентировочные значения допустимых концентраций для некоторых нефтепродуктов приведены в табл. 6.2.

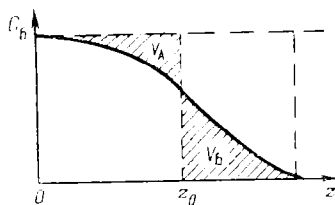


Рис. 6.17. Схема, иллюстрирующая критерий качества смеси

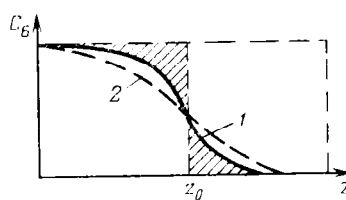


Рис. 6.18. Схема сопоставления критериев качества смеси при различном характере распределения концентраций по длине зоны смешения

Примесь бензина к дизельному топливу ограничивается допустимым снижением его температуры вспышки, а примесь дизельного топлива к бензину — допустимым повышением конца кипения бензина.

Определить допустимую концентрацию примеси бензина к дизельному топливу по температуре вспышки можно по эмпирической формуле

$$C_{\text{бенз}} = \frac{(16,7t_{10} - 32)}{t_{\text{в. ф}} + 55} \lg \frac{t_{\text{в. ф}}}{t_{\text{всп}}},$$

где t_{10} — температура выкипания 10 % бензина; $t_{\text{в. ф}}$ — фактическая температура вспышки чистого дизельного топлива; $t_{\text{всп}}$ — минимально допустимая температура вспышки дизельного топлива.

Определить допустимую концентрацию примеси дизельного топлива к бензину по температуре конца кипения можно из эмпирического соотношения

$$C_{\text{д. т}} = \frac{(t_{\text{к}} - 124)^2 - (t_{\text{к. ф}} - 124)^2}{(\rho_{20} - 0,753) 28 \cdot 10^3},$$

где $t_{\text{к}}$ — максимально допустимое значение конца кипения бензина; $t_{\text{к. ф}}$ — фактическая температура конца кипения чистого бензина; ρ_{20} — плотность дизельного топлива.

Т а б л и ц а 6.2

Товарный нефтепродукт	Ориентировочные максимально допустимые концентрации примеси, %				
	Бензин А-72	Топливо ТС-1	Дизельное топливо		Керосин тракторный
			Л	З	
Бензин А-72	ЛК	З	0,5	1	1
Топливо ТС-1	0	ЛК	1	5	0
Дизельное топливо летнее (Л)	0	1	ЛК	0,5	0,6
Дизельное топливо зимнее (З)	0,5	6	55	ЛК	16
Керосин тракторный	3	ЛК	1,5	3	ЛК

Примечание. ЛК — любое количество примеси.

6.8. МЕРОПРИЯТИЯ ПО УМЕНЬШЕНИЮ КОЛИЧЕСТВА СМЕСИ ПРИ ПОСЛЕДОВАТЕЛЬНОЙ ПЕРЕКАЧКЕ

Количество смеси, образующейся в каждой зоне контакта последовательно перекачиваемых нефтепродуктов, составляет 0,5—1 % от объема трубопровода при турбулентном режиме перекачки, а для трубопровода большой протяженности достигает нескольких сотен кубических метров. При остановках перекачки, большом объеме первичной смеси и малой скорости перекачки количество смеси может в 2—3 раза превысить номинальное ее количество для конкретного трубопровода.

Для уменьшения количества смеси на магистральных нефтепродуктопроводах предусматривают организационные мероприятия, а также применяют разделители для полного или частичного разобщения последовательно перекачиваемых нефтепродуктов.

Организационные мероприятия по уменьшению количества смеси предусматривают перекачку при нормальных и повышенных скоростях турбулентного потока нефтепродуктов (при $Re > 10\,000$), чтобы уменьшить эффективный коэффициент диффузии; правильный выбор порядка следования партии нефтепродуктов, обеспечивающего меньшие затраты на прием и реализацию смеси: максимально возможное увеличение партий нефтепродуктов (исходя из возможностей резервуарного парка), что позволяет уменьшить общее количество физических смесей в течение квартала, года; применение быстросействующих задвижек для уменьшения количества первичной смеси; предотвращение остановок последовательной перекачки, особенно при неблагоприятном рельефе местности.

Перечисленные организационные мероприятия следует применять при проведении последовательных перекачек, так как они позволяют свести количество смеси к некоторому минимуму, определяемому гидродинамикой процесса смешения контактирующих жидкостей в процессе перекачки.

Дальнейшее уменьшение количества смеси ниже этого минимума можно обеспечить, лишь применяя разделители, помещаемые в зону последовательно перекачиваемых нефтепродуктов. Разделители могут быть жидкостные и твердые. Жидкостный разделитель представляет собой буферную жидкость, помещаемую между последовательно перекачиваемыми нефтепродуктами. В качестве жидкого разделителя применяют какой-либо нефтепродукт или образовавшуюся ранее смесь последовательно перекачиваемых нефтепродуктов. Так, между бензином и дизельным топливом можно поместить буферную партию реактивного топлива (или керосина). В этом случае бензин и дизельное топливо будут смешиваться с реактивным топливом, и эту смесь легче реализовать, чем смесь бензина с дизельным топливом. Объясняется это тем, что допустимые концентрации реактивного топлива к бензину и дизельному топливу в несколько раз больше (см. табл. 6.2) и для реализации смеси потребуется меньше «чистых» нефтепродуктов. В качестве разделителей стали чаще применять загущенные жидкости (так называемые полужидкие или гелеобразные разделители). Полу-

жидкие разделители получают загущением некоторого количества одного из перекачиваемых нефтепродуктов или с помощью специальных студнеобразных полимеров. Применение полужидкого разделителя особенно целесообразно в том случае, если эффективный коэффициент диффузии его материала на несколько порядков меньше, чем у последовательно перекачиваемых нефтепродуктов. Расчеты показывают, что при последовательной перекачке бензина А-72 и дизельного топлива по трубопроводу диаметром 350 мм и длиной 180 км для надежного их разделения при помощи жидкой пробки требуется 20 м³ реактивного топлива ТС-1 или 3,2 м³ полужидкого разделителя.

Твердые разделители представляют собой механические устройства, которые находятся между перекачиваемыми нефтепродуктами и перемещаются вместе с ними по трубопроводу. Эти устройства должны касаться внутренней поверхности стенок труб и предохранять тем самым перекачиваемые нефтепродукты от смешения. Эффективность действия твердых разделителей в значительной степени зависит от надежности такого контакта с поверхностью трубопровода в течение всего времени движения.

Хотя конструкций твердых разделителей к настоящему времени предложено много, их можно разделить на два основных вида: манжетные и сферические. Манжеты у разделителей первого типа и сами разделители второго типа изготавливают из эластичного износостойкого материала, в основном из маслбензостойкой резины или полимерных материалов.

При последовательной перекачке нефтепродуктов широко применяют шаровые резиновые разделители, а при последовательной перекачке нефтей — манжетные (рис. 6.19). Внутренняя полость шарового разделителя заполняется водой (зимой антифризом) до определенного давления, чтобы обеспечивать достаточно плотный контакт с внутренней поверхностью трубопровода. Запуск шаровых разделителей в трубопровод и прием их из трубопровода производятся при помощи специальных устройств (рис. 6.20). Камера запуска разделителей 4 приподнята под углом до 20° и заканчивается концевым затвором 3. Второй конец камеры 4 соединен с тройником 1. Последовательный ввод шаровых разделителей в тройник 1 осуществляется отсекающим механизмом 5, после чего они под действием силы тяжести (или под напором жидкости из линии, показанной пунктиром) попадают в основной трубопровод и их проход в него фиксируется сигнализатором 2. Приемная камера 6 опущена под углом 10° и имеет одну или две отводящие линии. Жидкость из камеры 6 после поступления туда разделителя откачивается насосом 7. Приход разделителя в камеру фиксируется сигнализатором.

На промежуточных насосных станциях производится смена разделителей: прием перед станцией и запуск после станции другого разделителя. Для более лучшего разделения нефтепродуктов в одну и ту же зону их контакта помещают до трех разделителей, в том числе чтобы отделить зону первичной смеси от чистых нефтепродуктов.

Опыт применения шаровых разделителей при последовательной перекачке показал, что они позволяют уменьшить количество смеси

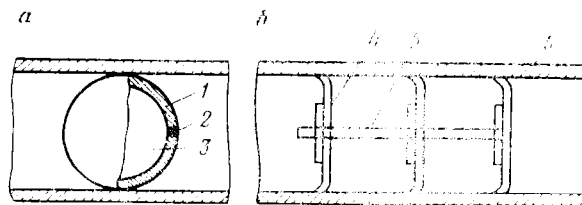


Рис. 6.19. Механические разделители:

a — сферический; *б* — манжетный; 1 — эластичная сфера; 2 — штуцер; 3 — внутренняя полость; 4 — эластичные уплотнительные манжеты; 5 — остои разделителя; 6 — трубопровод

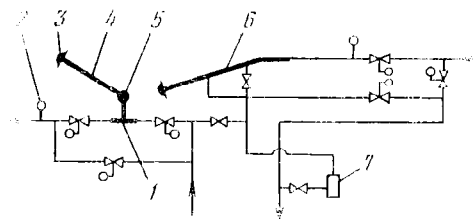


Рис. 6.20. Устройство для запуска и приема сферических разделителей

на 20—40 %. Износ разделителей от трения о стенки труб, а также наличие в трубопроводе участков с разной толщиной стенок труб, поперечных сварных стыков и первичной смеси являются причинами неполного разделения перекачиваемых нефтепродуктов.

Эффективность перекачки с разделителями может быть определена по формуле

$$\mathcal{E}_p = 1 - I_{\text{разд}}/I_{\text{н.к.}}$$

где $I_{\text{разд}}$ — критерий качества смеси при перекачке с разделителями; $I_{\text{н.к.}}$ — критерий качества при перекачке с непосредственным контактом нефтепродуктов.

Целесообразность последовательной перекачки с разделителями определяется в каждом конкретном случае путем сопоставления приведенных затрат при перекачке с разделителями и с непосредственным контактом нефтепродуктов.

6.9. ОСОБЕННОСТИ ПОСЛЕДОВАТЕЛЬНОЙ ПЕРЕКАЧКИ НЕФТЕЙ

Количество смеси при последовательной перекачке нефтей обычно бывает несколько увеличенным по сравнению с количеством смеси при перекачке светлых нефтепродуктов вследствие большой вязкости нефтей и увеличенного эффективного коэффициента диффузии. При последовательной перекачке нефтей с разным содержанием воды, а также механических примесей или солей объем смеси дополнительно увеличивается из-за смывания солей, отложений или механических примесей со стенок трубопровода партией нефти с меньшим содержанием этих примесей. Например, при последовательной перекачке обессоленной и сырой нефтей головная часть партии обессоленной нефти будет насыщаться солями, смываемыми со стенок трубопровода, где они скопились в период прохождения партии сырой нефти.

Вследствие значительного объема смеси последовательную перекачку сырых и обессоленных нефтей проводят с твердыми разделите-

лями. При последовательной перекачке нефтей применяются манжетные разделители с манжетами из полиэтилена. Диаметр и форма манжет подобраны таким образом, что между ними и стенкой трубы остается пленка нефти и они работают в зоне полужидкостного трения, что позволяет существенно уменьшить износ манжет. В настоящее время применяют манжетные разделители подобного типа диаметром 500—1200 мм. Использование разделителей при последовательной перекачке сырых и обессоленных нефтей позволяет уменьшить в 5 раз (с 15 до 3 % объема нефтепровода) количество потерь обессоленной нефти.

Имеется опыт последовательной перекачки сернистых и малосернистых нефтей по одному из отечественных магистральных нефтепроводов большого диаметра на расстояние около 1000 км. Контроль последовательной перекачки в этом случае осуществляется по содержанию серы при помощи специальных приборов, основной частью которых является датчик содержания серы. Работа датчика серы основана на различии характеристик поглощения радиоактивного излучения в зависимости от содержания серы. Радиоактивное γ -излучение от источника проходит через поток нефти, содержащей серу, и попадает в ионизационную камеру. Сила тока ионизационной камеры зависит от количества серы и плотности жидкости. Для компенсации изменения плотности в приборе имеется вибрационный плотномер. Как показал опыт последовательной перекачки сернистой и малосернистой нефтей, отложения серы на поверхности трубы и связанного с этим значительного увеличения объема смеси не наблюдается.

6.10. КОНТРОЛЬ ПОСЛЕДОВАТЕЛЬНОЙ ПЕРЕКАЧКИ НЕФТЕПРОДУКТОВ

При последовательной перекачке надо иметь надежные средства контроля за прохождением зоны смеси через определенные пункты нефтепродуктопровода и для определения концентраций нефтепродуктов по длине зоны смеси. Это необходимо, чтобы своевременно принимать меры для приема чистых нефтепродуктов и их смеси в разные резервуары на конечном пункте нефтепродуктопровода, определять заранее ожидаемое количество смеси.

Эффективное управление процессами транспорта, приема и распределения по резервуарам разнородных нефтепродуктов и их смесей зависит от точности, чувствительности и быстродействия применяемых методов и приборов аналитического контроля, которые должны обеспечивать: автоматический контроль границ раздела смеси для исключения возможности попадания смеси в резервуары с товарными нефтепродуктами; непрерывное измерение концентрации одного нефтепродукта в другом во всей зоне их смешения.

Большинство известных методов и приборов контроля последовательной перекачки нефтепродуктов основано на различии их физических свойств: плотности, вязкости, диэлектрической постоянной, цвета, скорости распространения ультразвуковых колебаний и т. п. По изменению физических свойств нефтепродуктов, определяемых

соответствующими приборами, судят о составе (концентрации) смеси и определяют границы раздела последовательно перекачиваемых нефтепродуктов.

Приборы контроля размещают как правило, на конечном пункте нефтепродуктопровода, где принимают смесь нефтепродуктов. При этом используют два однотипных прибора, один из которых размещен непосредственно на конечном пункте перед приемными резервуарами, а второй в виде выносного блока — в 10—15 км от конечного пункта. Это необходимо для получения предварительной информации о подходе смеси и распределении концентраций нефтепродуктов по ее длине, чтобы можно было за 1,5—2 ч до подхода смеси выполнить необходимые расчеты по ее приему.

Наибольшее распространение на нефтепродуктопроводах получили методы и приборы, основанные на измерении плотности, скорости распространения ультразвуковых колебаний, диэлектрической постоянной и оптической плотности в ультрафиолетовой области спектра. Представляется возможным и применение вискозиметров непрерывного действия, производство которых освоено в настоящее время промышленностью. Для повышения селективности и точности методов контроля последовательной перекачки продуктов возможно использование и комбинированного метода, когда измеряются два физических показателя нефтепродуктов и их смесей (например, плотность и цвет или диэлектрическая постоянная и цвет).

Рассмотрим принцип действия отечественных промышленных аналитических приборов, наиболее перспективных для применения на нефтепродуктопроводах, в системах контроля последовательной перекачки нефтепродуктов.

Приборы контроля плотности по принципу измерения подразделяются на поплавковые, весовые, гидростатические, вибрационные, радиоизотопные и ультразвуковые плотномеры.

Действие плотномеров с погруженным поплавком основано на непрерывном уравнивании выталкивающей силы, действующей на чувствительный элемент — поплавок, помещенный в специальной камере, в которой находится контролируемая жидкость. К плотномерам с погруженным поплавком относится датчик удельного веса с температурной компенсацией типа ДУВ-П-ТК-104. Датчик представляет собой пневматический компенсационный прибор, предназначенный для непрерывного на потоке измерения удельного веса жидкости. Контролируемой жидкостью могут быть светлые нефтепродукты.

Принцип действия радиоизотопных плотномеров основан на изменении интенсивности пучка γ -лучей после прохождения их через измеряемую жидкость в зависимости от изменения плотности этой жидкости. Интенсивность J_γ однородного пучка γ -лучей, прошедшего через слой жидкости, определяется соотношением $J_\gamma = J_{0\gamma} \exp(-\mu \rho l)$ где $J_{0\gamma}$ — интенсивность γ -излучения на поверхности слоя; μ — массовый коэффициент ослабления пучка γ -лучей; ρ — плотность смеси нефтепродуктов; l — толщина слоя жидкости.

Основное преимущество радиоактивного метода измерения плотности — бесконтактность, что позволяет применять его при опреде-

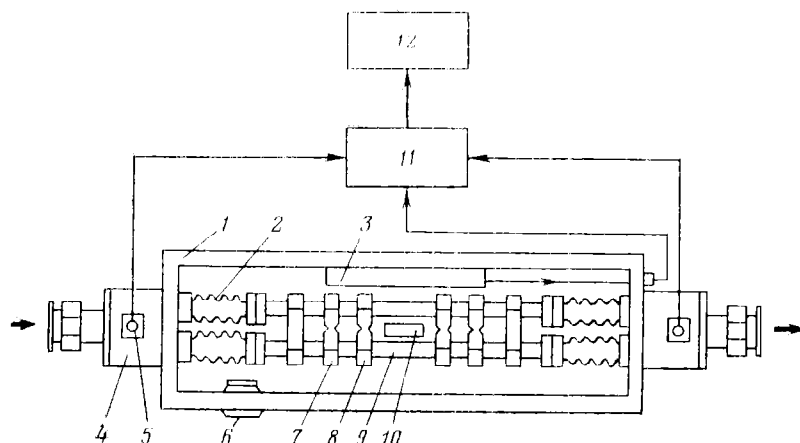


Рис. 6.21. Принципиальная схема плотнoмера АИП

лении плотности агрессивных и вязких сред, а также жидкостей, находящихся при высоких давлениях и температурах, где использование приборов других типов практически невозможно.

Значительное повышение точности измерения плотности достигается при использовании вибрационных плотнoмеров. Их действие основано на зависимости собственной частоты колебаний механических резонаторов от плотности жидкости, находящейся внутри них. Наиболее распространенными являются проточные вибрационные датчики плотности с трубчатыми резонаторами, внутри которых протекает контролируемая жидкость.

Жидкость, помещенная внутри колеблющейся трубки, движется вместе с ней практически как единое целое. В этом случае влияние вязкости очень незначительно и им можно пренебречь. Таким образом, поперечные колебания заполненной жидкостью трубки постоянного сечения можно рассматривать как колебания упругого тела с массой, зависящей от плотности жидкости. В СССР выпускается автоматический измеритель плотности типа АИП (рис. 6.21). Контролируемый продукт поступает на вход вибрационного преобразователя 1 и через распределитель 4 разветвляется на два потока, проходя по трубкам 9 чувствительного элемента. На распределителях установлены платиновые термометры сопротивления 5, введенные в поток распределителя 4 для коррекции показаний при изменении температуры контролируемого продукта. Между распределителями и трубками расположены сильфоны 2, устраняющие температурные напряжения и влияние вибрации корпуса 1 на вибратор. На корпусе вибрационного преобразователя предусмотрен влагопоглотитель 6, предотвращающий конденсацию влаги на трубках при понижении температуры продукта. Трубки соединены между собой системой упругих перемычек 7, 8 и образуют вместе с ними механическую колебательную систему — вибратор. Механическая колебательная система вибрацион-

ного преобразователя выполнена в виде так называемого двойного камертона, образованного соединенными на концах трубками проточной системы. Частота собственных колебаний камертона зависит от плотности протекающей по трубкам жидкости. Для возбуждения и стабилизации амплитуды механических колебаний используется специальный полупроводниковый усилитель 3, соединенный с воспринимающими и возбуждающими колебания электромагнитами 10, расположенными между трубками 9. Конструкция вибратора дает возможность настроить в нужных пределах частоту собственных колебаний вибратора: грубо — путем регулировки положения центральных перемычек 8, точно — периферийными перемычками 7. Вибрационный преобразователь соединяется со вторичной аппаратурой 12 через блок питания 11. Расстояние передачи сигнала от преобразователя до вторичного прибора — не более 1000 м. По точности измерения плотности ($\pm 1,5$ кг/м³) вибрационный плотномер АИП превосходит другие типы промышленных плотномеров и является наиболее перспективным для применения в промышленности.

Плотномер АИП

инструкция
к прибору
АИП-1

ожидать
есть
л
и
р
Ри
тес
кбо
кан
хт
тг
пго

етс

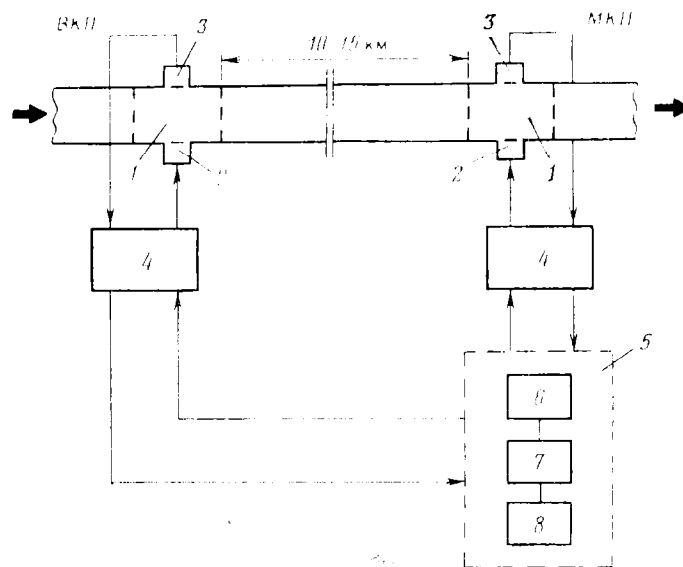


Рис. 6.22. Структурная схема ультразвуковой системы контроля типа УКП-2

вых волн в нефтепродуктах влияют изменение температуры и давления анализируемой среды, содержание механических примесей, свободной воды и газовых включений в нефтепродуктах. Скорость распространения ультразвуковых волн в нефтепродуктах уменьшается при повышении их температуры, а повышение давления среды вызывает рост их скорости приблизительно по линейному закону.

Для повышения точности ультразвуковых приборов необходимо включать в схему системы контроля соответствующие устройства коррекции показаний по температуре и давлению.

Принцип действия диэлькометрических приборов контроля основан на зависимости диэлектрических свойств от концентрации смеси. Измерение концентрации смеси нефтепродуктов при использовании этого метода сводится к определению емкости конденсатора, между обкладками которого протекает смесь нефтепродуктов, выполняющая роль диэлектрика.

В СССР разработан диэлькометрический прибор СК-2, позволяющий контролировать границы раздела смеси и измерять концентрацию нефтепродуктов в зоне их смешения (рис. 6.23). Он состоит из двух вмонтированных в трубопровод 1 емкостных датчиков 2 и 3. Измерительный датчик 2 имеет форму цилиндра с кожухом. Благодаря отверстиям в кожухе датчик имеет хороший контакт с анализируемым нефтепродуктом. Компенсационный датчик 3, имеющий герметический кожух-стакан, заполнен очищенным трансформаторным маслом, служит для коррекции показаний прибора при измене-

нии температуры анализируемого нефтепродукта. С повышением температуры нефтепродуктов значения их диэлектрической проницаемости уменьшаются. Датчики соединены с блоком сопоставителя емкостей 4, состоящего из двух генераторов. Сопоставитель емкостей 4 осуществляет непрерывное сравнение частот двух генераторов, формируя на выходе разностный частотный сигнал, который зависит от значений электрических емкостей измерительного и компенсационного датчиков. Сигнал сопоставителя емкости 4 поступает на частотно-аналоговый преобразователь 5, соединенный с вычислительным блоком 6 и регистрирующим прибором 7.

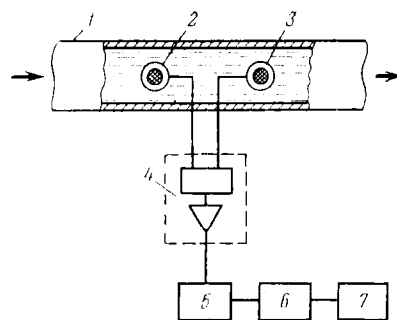


Рис. 6.23. Принципиальная схема диэлькометрического прибора типа СК-2

Достоинством диэлектрических и ультразвуковых приборов является то, что их чувствительные элементы могут встраиваться непосредственно в нефтепродуктопровод, исключая устройства отбора пробы с использованием насосов.

Ограничением для широкого применения на нефтепродуктопроводах приведенных методов и приборов контроля являются их недостаточная селективность и разрешающая способность при контроле пар нефтепродуктов с близкими характеристиками по химическому составу (например, смеси различных марок бензинов и разных сортов дизельных топлив).

В этих условиях представляют интерес спектрофотометрический и индикаторный методы контроля последовательной перекачки нефтепродуктов. Спектрофотометрический метод контроля основан на связи между поглощением оптического излучения и концентрацией, определяемой законом Бугера—Ламберта—Бера $J_\lambda = J_{0\lambda} \exp(-\kappa_\lambda cl)$, где J_λ — интенсивность излучения, прошедшего через слой вещества толщиной l и концентрацией c ; $J_{0\lambda}$ — интенсивность падающего на вещество излучения; κ_λ — молярный коэффициент поглощения, определяемый свойствами молекул растворенного вещества и длиной волны света λ оптического излучателя.

На практике чаще пользуются не понятием интенсивности, а понятием оптической плотности $D = \lg J_{0\lambda}/J_\lambda = \kappa_\lambda cl$, которая прямо пропорциональна концентрации.

Спектрофотометрический метод измерения концентрации нефтепродуктов для различных парных сочетаний последовательно перекачиваемых продуктов (бензин—бензин, бензин—дизтопливо, дизтопливо—дизтопливо) построен на различии оптических плотностей D разных марок нефтепродуктов, измеренных в ультрафиолетовой области спектра, где D является параметром, с помощью которого можно различать близкие по составу нефтепродукты.

На рис. 6.24 представлена структурно-функциональная схема ИИС

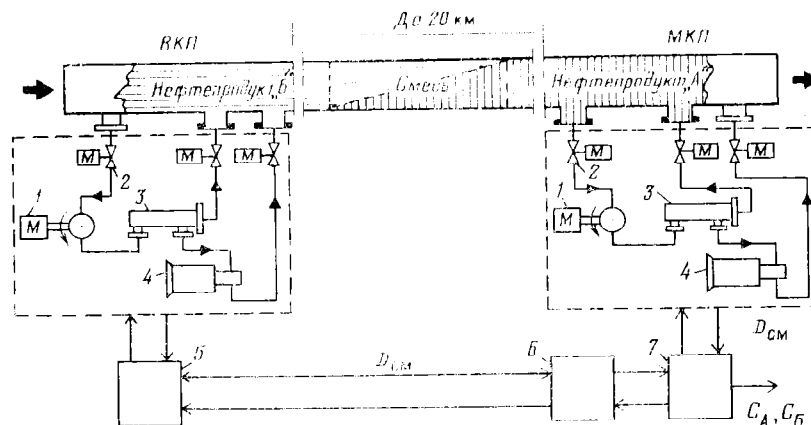


Рис. 6.24. Структурно-функциональная схема ИИС «Компаунд»:

1 — насос; 2 — задвижка с электроприводом; 3 — фильтр самоочищающийся ФС; 4 — фотоабсорбциометр ФА-1; 5, 6 — устройство телемеханики ТМ-800 В; 7 — устройство контроля, управления, обработки информации и индикации марок нефтепродуктов УКУ

«Компаунд», в которую входят: два ультрафиолетовых абсорбционных фотометра 3 типа ФА-1, разнесенных по нефтепродуктопроводу на расстояние 10—15 км, т. е. превышающее удвоенную длину потока смеси нефтепродуктов, и устройство контроля, управления и обработки информации 7 типа УКУ. На выносном и местном контролируемых пунктах (ВКП и МКП) устанавливаются фотометры ФА-1, элементы отбора и подготовки пробы 1, 2, 3, а в операторной резервуарного парка — устройство контроля, управления, и обработки информации. Управление и получение информации с ВКП осуществляются по каналам связи через устройство телемеханики 5, 6 типа ТМ-800В.

Определение концентраций C_A и C_B нефтепродуктов производится следующим образом: при прохождении смеси нефтепродуктов через кюветы фотометра ФА-1 (ВКП) на диаграмме регистрирующего прибора типа КСП-4 записывается график, показывающий качественный характер изменения концентрации смеси. Значения оптической плотности снимаются оператором с графика смеси на ВКП и вводятся в блок обработки информации 7, что приводит к установлению в устройстве 7 диапазона измерения по массовой концентрации 0—100 %. При прохождении этой смеси через кюветы фотометра ФА-1, установленного на МКП, происходят автоматическое измерение оптической плотности смеси $D_{см}$ и вычисление C_A и C_B с записью их значений на диаграмме прибора.

В настоящее время добывается значительное количество высоковязких и высокопарафинистых нефтей, застывающих при сравнительно высоких температурах. Перекачка таких нефтей обычным способом нерациональна, так как при температуре окружающей среды велико гидравлическое сопротивление трубопроводов. Снижение гидравлического сопротивления трубопроводов обеспечивается различными способами повышения текучести нефтей: смешение вязких и застывающих нефтей и нефтепродуктов с маловязкими и совместная их перекачка, смешение и перекачка с водой, термическая обработка застывающих парафинистых нефтей и нефтепродуктов и последующая их перекачка, перекачка газонасыщенных нефтей, использование присадок-депрессаторов в нефти и др. В каждом случае выбор способа перекачки должен быть обоснован технико-экономическим расчетом.

7.1. РЕОЛОГИЧЕСКИЕ СВОЙСТВА ВЯЗКИХ И ЗАСТЫВАЮЩИХ НЕФТЕЙ

Реология — наука, занимающаяся изучением текучести жидких, газообразных и пластических веществ, а также процессов, связанных с остаточными деформациями твердых тел. Свойства жидкости, от которых зависит характер их течения, называются реологическими. В трубопроводном транспорте реологические характеристики нефтей оцениваются следующими параметрами: вязкостью (ньютоновской), пластической вязкостью, эффективной вязкостью, начальным (статическим) напряжением сдвига, предельным динамическим напряжением сдвига и температурой застывания.

Характер течения жидкости определяется видом зависимости напряжения сил трения на поверхности соприкосновения слоев жидкости или напряжения сдвига τ от градиента скорости по радиусу или скорости сдвига dw/dr . Графическое напряжение этой зависимости называется кривой течения жидкости.

Для светлых нефтепродуктов, нефтей с низким содержанием парафина и парафинистых нефтей при высокой температуре справедлива полученная Ньютоном зависимость, которую он сформулировал следующим образом: «Сопротивление, которое возникает из-за недостаточного проскальзывания частиц жидкости, при прочих равных

¹ В написании этой главы принимали участие проф. В. Н. Антипов и доц. С. Н. Челищев.

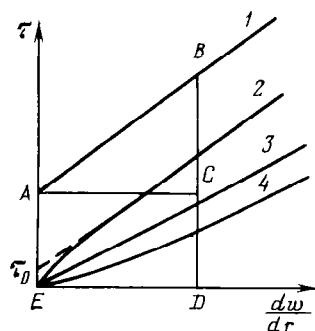


Рис. 7.1. Зависимость напряжения сдвига τ от скорости сдвига dw/dr для различных жидкостей

условиях, пропорционально скорости, с которой частицы жидкости перемещаются друг относительно друга», или

$$\tau = -\mu \frac{dw}{dr}, \quad (7.1)$$

где μ — коэффициент динамической вязкости.

Жидкости, для которых справедлива приведенная зависимость τ от dw/dr при постоянной величине μ , называются ньютоновскими, а вязкость таких жидкостей — ньютоновской.

Поведение многих жидкостей, в частности парафинистых нефтей и нефтепродуктов, при температурах, близких к температуре их застывания, не подчиняется закону Ньютона. Такие жидкости называются неньютоновскими. Существует несколько классов неньютоновских жидкостей, различающихся по виду кривой течения (рис. 7.1). Кривые течения описывают поведение жидкостей: пластичных, или бингамовских 1, псевдопластичных 2, ньютоновских 3 и дилатантных 4. Как видно из рис. 7.1, кривые течения псевдопластичных, ньютоновских и дилатантных жидкостей проходят через начало координат, следовательно, их течение начинается при малейших перепадах давлений. Течение бингамовских жидкостей начинается только после создания определенного напряжения τ_0 . При меньших, чем τ_0 , напряжениях такие жидкости ведут себя как твердые тела, а при больших — как жидкости. Реологическое уравнение бингамовской жидкости было получено из сочетания двух уравнений — уравнения Ньютона и реологического уравнения пластического тела ($\tau = \tau_0$) — и может быть записано следующим образом:

$$\tau = \tau_0 + \eta_{пл} \frac{dw}{dr}.$$

Оно содержит два коэффициента: предел текучести τ_0 и вязкость $\eta_{пл}$, которая называется пластической вязкостью.

Для псевдопластичных и дилатантных жидкостей в широком диапазоне изменения скорости сдвига в технических расчетах можно применять степенную зависимость напряжения от скорости сдвига

$$\tau = -k \left| \frac{dw}{dr} \right|^{n-1} \frac{dw}{dr},$$

где $|dw/dr|$ — безразмерный модуль скорости сдвига; n и k — постоянные для данной жидкости коэффициенты. Коэффициент n называется индексом течения, а коэффициент k — характеристикой консистенции. Для ньютоновской жидкости $n = 1$ и $k = \mu$, для псевдопластичных жидкостей $n < 1$ и для дилатантных $n > 1$.

Течение парафинистых нефтей и нефтепродуктов при температурах, близких к температуре их застывания и ниже, может быть описано кривыми 1 или 2 (см. рис. 7.1). Иначе говоря, они могут быть отнесены к пластичным или псевдопластичным жидкостям, а при достаточно высоких температурах — к ньютоновским жидкостям. Эта особенность связана с высоким содержанием парафина в таких нефтях. При высокой температуре основное количество парафина, содержащегося в нефти, находится в растворенном состоянии. В этих условиях нефть является ньютоновской жидкостью.

При снижении температуры из нефти начинает выкристаллизовываться парафин, что влечет за собой изменение структуры жидкой фазы нефти. Сущность этого изменения заключается в упорядочении расположения молекул растворенного вещества за счет снижения их теплового движения. По мере охлаждения раствора способность молекул растворителя удерживать в рассеянном и изолированном состоянии молекулы парафина снижается, т. е. снижается растворяющая способность растворителя. При дальнейшем снижении температуры концентрация парафина в углеводородной среде достигает такого уровня, при котором раствор становится насыщенным. Однако кристаллизация парафина при этом не начинается, и необходимо некоторое перенасыщение раствора, которое создает возможность появления достаточно крупных кристаллов парафина.

При приближении температуры охлаждения к температуре застывания T_z число и размеры кристаллов настолько увеличиваются, что они образуют пространственную структурную решетку по всему объему нефти, иммобилизуют жидкую фазу нефти. Нефть приобретает свойства псевдопластичных, а затем и пластичных жидкостей.

Некоторые высокопарафинистые нефти (например, мангышлакские) обладают еще и свойствами тиксотропных жидкостей. Тиксотропия — это свойство тел, благодаря которому отношение касательного напряжения к скорости деформации (сдвига) временно уменьшается за счет предшествующих деформаций. Иными словами, тиксотропия — это способность жидкости с течением времени восстанавливать разрушенную ранее структуру.

Вязкость (ньютоновская). При перекачке вязких жидкостей влияние вязкости на гидравлические потери весьма существенны, поэтому в каждом реальном случае надо определять вязкость с наиболее возможной точностью. Если нет возможности получить в лаборатории вязкостно-температурную кривую нефти, то ее вязкость при интересующей температуре можно рассчитать по эмпирическим формулам. Наибольшее распространение получили следующие формулы:

Американского общества испытания материалов (ASTM)

$$\lg \lg (v + 0,8) = a + b \lg T;$$