

PRODUCTION AND TRANSPORT OF OIL AND GAS

A. P. SZILAS

*Professor of Petroleum Engineering
Petroleum Engineering Department, Miskolc Technical University
of Heavy Industries (Hungary)*

AKADÉMIAI KIADÓ · BUDAPEST 1975

А. П. СИЛАШ

ДОБЫЧА И ТРАНСПОРТ НЕФТИ И ГАЗА

ЧАСТЬ II

*Перевод с английского Н. М. БАЙКОВА, Л. А. БОЛЬШАКОВА,
Б. К. ВОЛОШИНА, Б. И. ПЛУЖНИКОВА*

Под редакцией Р. Ш. МИНГАРЕЕВА

МОСКВА «НЕДРА» 1980

УДК [622.276.5 + 622.69] = 20 = 03.82

Силаш А. П. Добыча и транспорт нефти и газа. Часть II.
Пер. с англ. — М., Недра, 1980, 264 с. Пер. изд. ВНР, 1975.

Освещены технические и экономические вопросы добычи, сепарации и транспорта нефти и газа. Показаны последние достижения в области техники и технологии эксплуатации нефтяных и газовых месторождений по основным нефтегазодобывающим районам мира и проектированию разработки этих месторождений. Рассмотрены различные способы добычи нефти и газа и используемое при этом оборудование. Освещены также вопросы движения нефти и газа по трубопроводам и транспорта их. Состоит из двух частей и содержит расчетные формулы и методы проектирования, приведены практические примеры.

Рассчитана на широкий круг инженерно-технических работников нефтяной и газовой промышленности, а также будет полезна студентам нефтяных вузов и факультетов.

Табл. 34, ил. 216, список лит. 384 назв.

ОТ ИЗДАТЕЛЬСТВА

По техническим причинам данная книга в отличие от оригинала выпускается в двух отдельных частях.

C 30802—270 183—80 2504030300
043(01)—80

© Akadémiai Kiadó, Budapest 1975
© Перевод на русский язык, «Недра», 1980

ОГЛАВЛЕНИЕ

Глава 6. Система сбора и сепарации нефти и газа	7
6.1. Трубопроводы	7
6.1.1. Стальные трубы	7
6.1.2. Алюминиевые трубы	10
6.1.3. Трубы из пластмассы. Стальные трубы, покрытые пластмассой	10
6.1.4. Толщина стенок труб	17
6.2. Задвижки, регуляторы давления	19
6.2.1. Задвижки	19
а) Клиновые задвижки	19
б) Краны и шаровые задвижки	23
в) Регулирующие клапаны	25
6.2.2. Регуляторы давления	30
6.3. Очистка внутренней поверхности трубопроводов	33
6.4. Сепарация нефти и газа	38
6.4.1. Расчеты равновесных состояний систем	38
6.4.2. Факторы, влияющие на эффективность работы сепараторов	49
а) Давление сепарации	49
б) Температура сепарации	50
в) Состав продукции скважин	51
г) Ступенчатая сепарация	52
6.4.3. Основные типы сепараторов	55
а) Вертикальные сепараторы	56
б) Горизонтальные сепараторы	59
в) Сферические сепараторы	59
6.4.4. Подбор сепаратора	60
а) Выбор типа сепаратора	60
б) Расчеты сепараторов	62
6.4.5. Специальные сепараторы	65
а) Циклонные сепараторы	65
б) Трехфазные (нефть — вода — газ) сепараторы	67
в) Автоматизированные замерные сепараторы	68
6.4.6. Низкотемпературная сепарация	73
6.5. Хранение нефти на промысле	75
6.5.1. Потери нефти при хранении	75
6.5.2. Резервуары для хранения нефти	79
6.5.3. Измерение объема нефти в резервуарах	87
6.6. Системы сбора нефти и газа	89
6.6.1. Проектирование систем сбора с групповыми замерными установками	90
6.6.2. Групповые установки с ручным управлением	92
6.6.3. Автоматизированные системы	96
а) Автоматизированные групповые установки	99
б) Автоматизированные системы перекачки нефти в трубопровод	103
в) Измерение количества нефти, воды, механических примесей и газа	107
Глава 7. Магистральный транспорт нефти	116
7.1. Изотермический характер течения ньютоновской нефти	116
7.1.1. Профиль напора и максимальная пропускная способность трубопроводов	116
7.1.2. Повышение пропускной способности трубопровода	119
7.1.3. Пропускная способность разветвленных трубопроводов	123

7.1.4. Оптимальная трасса и диаметр трубопровода	125
7.2. Неизотермическое течение	129
7.2.1. Тепловые свойства грунтов	130
7.2.2. Температура нефти при ламинарном течении в заглубленном трубопроводе	134
7.2.3. Коэффициент теплопередачи	137
7.2.4. Расчет потерь напора при установившемся потоке ньютоновской нефти	146
а) Теория Черникова	146
б) Теория Форда (модифицированная)	149
7.2.5. Температура нефти при неуставновившемся течении в заглубленном трубопроводе	151
7.2.6. Пусковое давление трубопроводов для ньютоновских нефтей	158
7.2.7. Пусковое давление и характер течения псевдопластических нефтей	161
7.2.8. Трубопроводы для транспортирования горячей нефти	166
7.3. Средства для улучшения транспортных характеристик нефтей	171
7.3.1. Термообработка	171
7.3.2. Добавка растворителей	175
7.3.3. Обработка химреагентами	177
7.3.4. Транспортирование нефти и воды	180
Глава 8. Трубопроводный транспорт природного газа	184
8.1. Физические и физико-химические свойства природного газа	184
8.1.1. Уравнение состояния, сжимаемость, плотность, удельный вес	184
8.1.2. Вязкость	189
8.1.3. Удельная теплоемкость, молярная теплоемкость, показатель адабаты, эффект Джоуля — Томсона	190
8.1.4. Гидраты углеводородных газов	194
8.2. Температура газа, транспортируемого по трубопроводу	198
8.3. Стационарный поток в трубопроводных системах	200
8.3.1. Основы проектирования	200
8.3.2. Газопроводные системы без кольцевых участков	202
а) Численные методы	202
б) Графические методы	205
8.3.3. Системы газопроводов с кольцевыми участками	206
8.4. Нестационарный поток в трубопроводных системах	215
8.4.1. Основные зависимости	215
8.4.2. Транспортирование газа по трубопроводам	216
а) Расчет системы с изменяющимся объемом потребления	216
б) Численные решения	220
8.4.3. Транспортирование газа в сложных трубопроводных системах	223
8.5. Моделирование газопроводных систем с помощью ЭВМ	226
8.5.1. Применение цифровых ЭВМ	226
а) Применение теории графов	226
б) Обзор программ, моделирующих систему	230
8.5.2. Применение аналоговых машин	234
8.6. Экономика трубопроводного транспорта газа	236
Приложение	242
Список литературы	247

Глава 6

СИСТЕМА СБОРА И СЕПАРАЦИИ НЕФТИ И ГАЗА

6.1. ТРУБОПРОВОДЫ

6.1.1. СТАЛЬНЫЕ ТРУБЫ

Для сбора и транспортирования нефти и газа в основном применяются горячекатанные бесшовные или так называемые спирально-шовные трубы. В меньшей степени используют прямошовные трубы, соединяемые электродуговой или электроконтактной сваркой или электродуговой сваркой под флюсом. В таблице 6.1-1 приведены некоторые характеристические размеры труб с гладкими концами диаметром 60,3 мм и выше по стандартам АНИ 5L-1971 и 5LX-1971. Номинальный диаметр в дюймах равен наружному диаметру трубы. Допустимое отклонение наружного диаметра зависит от диаметра трубы и способа ее изготовления. Допускается максимальное отклонение $\pm 1\%$.

Допустимое отклонение толщины стенки также зависит от диаметра трубы и способа ее изготовления. Максимально допустимое отклонение составляет $+20$ и $-12,5\%$. В табл. 6.1-1 для данного диаметра трубы приведены наименьшие и наибольшие по стандарту толщины стенок. Между крайними их значениями имеется несколько других стандартных толщин. В графах 6 и 7 приведены стандартные толщины стенок (отсюда и стандартные внутренние диаметры) для каждого номинального размера. Для сварки встык на концах труб имеется фаска. Если нет каких-либо особых условий, фаску делают под углом 30° ($+5^\circ, -0^\circ$) от плоскости, перпендикулярной оси трубы. Высота среза торца трубы без фаски должна быть 1,59 мм ($\pm 0,79$ мм).

В табл. 6.1-2 приведены некоторые данные о материалах труб и их прочностные характеристики. Номинальные диаметры труб с нарезанными концами для соединения с помощью муфт находятся в пределах $2\frac{3}{8}''$ — $20''$. Эти трубы неизменно изготавливаются из сталей марки А-25, А и В.

Так как сопротивление разрыву и предел текучести сталей растет, возрастают трудности производства соответствующего качества сварных соединений. Характерно, что еще в начале 60-х гг. была получена сталь с низкой прочностью из сплава ниобия (с пределом текучести 4,14 МПа), легко свариваемая. Из информации, опубликованной в 1965 г., в США с этого времени для сооружения газопроводов используют трубы из стали X100. Предел текучести этой стали $\sigma_s = 7,51$ МПа. Улучшение качества стали дает значительный экономический эффект. Для данного диаметра и расчетного давления чем меньше толщина стенки трубы, тем меньше стоимость трубопровода. Это требует, без сомнения, при-

Таблица 6.1-1
Размеры бесшовных и прямозшовных сварных труб диаметром выше 2^{3/8}"
(по стандарту АН15 L-1971 и 5 LX-1971)

Номинальный диаметр, дюймы	Диаметр наружный d_H , мм	Номинальный вес G , Н/м	Толщина стенки s , мм	Диаметр внутренний d_B , мм	Номер размера	
					стандарт 5 L X	стандарт 5 L
2 ^{9/16}	60,3	3,02	2,11	56,1	11	11
2 ^{9/16}	60,3	13,46	11,07	38,2	12	12
2 ^{5/8}	73,0	3,68	2,11	68,8		
2 ^{7/8}	73,0	20,41	14,02	45,0	12	12
3 ^{1/2}	88,9	4,51	2,11	84,7		
3 ^{1/2}	88,9	27,7	15,24	58,4	12	12
4	101,6	5,2	2,11	97,4	11	11
4	101,6	18,64	8,08	85,4		
4 ^{1/2}	114,3	5,8	2,11	110,1		
4 ^{1/2}	114,3	41,6	17,12	80,1	16	16
6 ^{1/8}	168,3	8,65	2,11	164,1		
6 ^{1/8}	168,3	67,62	18,26	131,8	19	20
8 ^{5/8}	219,1	16,92	3,18	212,7		
8 ^{5/8}	219,1	90,5	18,26	182,6	16	16
10 ^{3/4}	273,0	26,3	3,96	265,1		
10 ^{3/4}	273,0	114,9	18,26	236,5	14	14
12 ^{3/4}	323,8	34,45	4,37	315,1		
12 ^{3/4}	323,8	165,4	22,22	279,4	19	17
14	355,6	41,34	4,78	346,0		
14	355,6	195,1	23,28	307,9	19	16
16	406,4	47,33	4,78	396,8		
16	406,4	266,4	28,58	349,2	22	20
18	457,2	53,3	4,78	447,6		
18	457,2	333,4	31,75	393,7	23	21
20	508,0	68,98	5,56	496,9		
20	508,0	407,8	34,92	438,2	24	22
22	558,8	75,96	5,56	547,7		
22	558,8	489,6	38,10	482,6	26	24
24	609,6	94,6	6,35	596,9		
24	609,6	558,2	39,67	530,3	26	24
26	660,4	102,4	6,35	647,7		
26	660,4	398,1	25,40	609,6	17	15
28	711,2	110,5	6,35	698,5		
28	711,2	429,9	25,40	660,4	17	14
30	762,0	118,4	6,35	749,3		
30	762,0	461,8	25,40	711,2	17	14
32	812,8	126,4	6,35	800,1		
32	812,8	493,7	25,40	762,0	17	14
34	863,6	134,4	6,35	850,9		
34	863,6	525,5	25,40	812,8	17	14
36	914,4	142,3	6,35	901,7		
36	914,4	557,3	25,40	863,6	17	14
38	965,2	187,3	7,92	949,4		
38	965,2	589,2	25,40	914,4	15	15
40	1016,0	197,1	7,92	1000,2		
40	1016,0	621,0	25,40	965,2	15	15
42	1066,8	228,1	8,74	1049,3		
42	1066,8	552,9	25,40	1016,0	14	14
44	1117,6	239,2	8,74	1100,1		
44	1117,6	684,7	25,40	1066,8	14	14
46	1168,4	250,1	8,74	1150,9		
46	1168,4	716,5	25,40	1117,6	14	14
48	1219,2	261,0	8,74	1201,7		
48	1219,2	748,5	25,40	1168,4	14	14

менения сталей повышенной прочности. Например, в настоящее время в Венгрии стоимость удельной массы стальных труб в 1—1,2 раза превышает стоимость той же массы из самой дешевой стали, в то время как предел текучести в 1—1,9 раз превышает предел текучести самой

Таблица 6.1-2
Состав и прочностные характеристики стальных труб
(по стандартам АНИ 5L-1971 и 5LX-1971)

Марка трубы	Стандарт АНИ	σ_s , МПа	σ_p , МПа	Легирующие элементы и примеси	Примечание
A-25	5L-1971 (нормальный)	173	310	C, Mn, P, S	
A	То же	207	331	C, Mn, P, S	
B	»	241	413	C, Mn, P, S	
X 42	5LX-1971 (повышенный)	289	413	C, Mn, P, S	
X 46	То же	317	434	C, Mn, P, S	
X 52	»	359	455*	C, Mn, P, S	
			496**		
X 56	»	385	490*	C, Mn, P, S	
			517**	Nb, V, Ti	
X 60	»	414	517*	Nb, V, Ti	
			538**		
X 65	»	448	531*	C, Mn, P, S	
			551**	Nb, V, Ti или по соглашению	

* Для труб диаметром $d_H < 508,0$ мм с толщиной стенки более 9,52 мм.

** Для труб диаметром $d_H > 508,0$ мм с толщиной стенки $< 9,52$ мм.

низкосортной стали. Так как допустимые рабочие давления (см. уравнение 6.1-1) прямо зависят от толщины стенки (т. е. массы) и предела текучести, эффективность применения высокопрочных труб очевидна.

Удельные затраты на транспорт нефти и газа уменьшаются по мере увеличения производительности трубопровода при условии, если нефть или газ транспортируется по трубопроводу достаточно большого диаметра, оптимального для данной производительности. Обычно более экономично строить трубопроводы большого диаметра из спиральношовных труб. Такие трубы имеют меньшую толщину стенки по сравнению с горячекатанными трубами того же диаметра.

В спиральношовных трубах допустимые рабочие давления выше, чем для прямошовных труб того же диаметра и той же толщины стенки (см. ниже). Спиральношовные трубы могут изготавливаться из стали любой марки (см. табл. 6.1-2) за исключением марки A-25. Их размеры по стандарту АНИ 5 согласуются со стандартом АНИ 5LS. Поэтому по табл. 6.1-1 можно определять размеры труб.

За последнее время значительно возросли требования к стали труб, что связано с тем, что все большее количество нефтяных и газовых скважин бурится в суровых климатических условиях. Низкие температуры

туры значительно снижают пластичности стали трубы. Оценку прочности стали для этих условий прежде всего делают по так называемой критической или переходной к хрупкости температуре, устанавливаемой испытанием на ударный изгиб. При добавлении Mn до 2% повышается

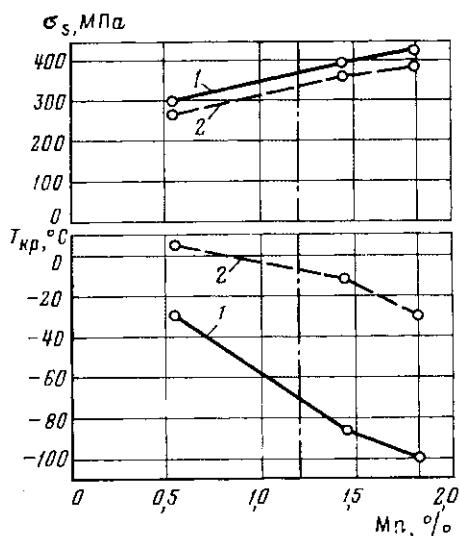


Рис. 6.1-1. Прочность стали марки ст. 52,3 при низких температурах в зависимости от содержания Mn:
1 — содержание Al = 0,05%; 2 — содержание Al = 0,01% (Хаарман, 1970)

ются в холмистой местности или по искривленным трассам; пленка окиси, образующаяся на поверхности алюминия, защищает трубу от большинства видов грунтовой коррозии; коррозионная стойкость к сероводороду, поэтому эти трубы применяют, если в транспортируемой нефти или газе содержится сероводород; невосприимчивость к воздействию соленой воды, что естественно, предопределяет выбор их при прокладке подводных выкидных линий от морских скважин. В таблице 6.1-3 приведены качественные и прочностные характеристики труб из алюминиевого сплава, а в таблице 6.1-4 — основные размеры алюминиевых труб. До настоящего времени алюминиевые трубы широко не применяют в основном из-за того, что у алюминиевых сплавов сопротивления разрыву и предел текучести ниже, чем у стальных труб. Кроме того, преимущества алюминиевых труб еще недостаточно широко известны.

6.1.3. ТРУБЫ ИЗ ПЛАСТМАССЫ. СТАЛЬНЫЕ ТРУБЫ, ПОКРЫТЫЕ ПЛАСТМАССОЙ

С 40-х годов в нефтяной и газовой промышленности начали применять в возрастающих объемах трубы из пластмасс. В 1948 г. в США стоимость примененных из пластмассы труб составила только

предел текучести стали и снижается переходная к хрупкости температура. Однако после добавки небольшого количества Al (0,05%) повышается предел текучести и значительно снижается переходная к хрупкости температура при любом содержании Mn (рис. 6.1-1). Поэтому трубы, применяемые в холодных климатических условиях, обычно содержат небольшое количество алюминия (Хаарман, 1970).

6.1.2. АЛЮМИНИЕВЫЕ ТРУБЫ

В 60-х годах было признано, что трубы, изготовленные из сплавов алюминия, имеют следующие преимущества: меньшая удельная масса, что облегчает их хранение и транспортирование; большая стойкость к ударам; невосприимчивость к температурным колебаниям; сравнительно легко свариваются; вследствие гибкости легче прокладываются

0,5 млн. долл.; в 1960 г. она достигла 100 млн. долл. Пластмассовые трубы имеют ряд преимуществ, к которым относятся: меньшая масса, что облегчает их хранение, транспортирование и прокладку; невосприимчивость как к внутренней, так и к внешней коррозии; незначительная шероховатость внутренней поверхности, эти трубы можно рассматри-

Таблица 6.1-3
Прочностные характеристики и состав алюминиевого сплава для труб
(по стандарту АНИ 5LA-1962)

Легирующие элементы	Максимальная массовая доля легирующих элементов в алюминиевых сплавах для труб в %			
	6063	6151	6051	6062
Si	0,20—0,60	0,70—1,3	0,40—0,80	0,40—0,80
Fe	0,35	0,50	0,70	0,70
Cu	0,10	0,10	0,15—0,40	0,15—0,4
Mn	0,10	0,40—0,80	0,15	0,15
Mg	0,45—0,90	0,40—0,80	0,80—1,2	0,80—1,2
Cr	0,10	—	0,15—0,35	0,04—0,14
Zn	0,10	—	0,25	0,25
Ti	0,10	0,20	0,15	0,15
Другие элементы	0,05	0,05	0,05	0,05
Всего	0,15	0,15	0,15	0,15
Al			Oстаток	
σ_p (напряжение разрыва), МПа	207	289	262	262
σ_s (предел текучести), МПа	173	255	241	241
Наименьшее удлинение трубы длиной 50 мм, %	8	10	10	10

Таблица 6.1-4
Размеры и масса труб из лиминиевых сплавов (по стандарту АНИ 5LA-1962)

Номинальный диаметр, дюймы	Наружный диаметр d_H , мм	Внутренний диаметр d_B , мм	Толщина стенки s , мм	Допуск, мм		Номинальная масса, кг/м
				на d_H	на толщину s стенки	
2	60,3	57,0	1,6	±0,79	±0,30	0,37
2½	73,0	68,8	2,1	±0,79	±0,30	0,58
3	88,9	84,7	2,1	±0,79	±0,30	0,70
3½	101,6	97,4	2,1	±0,79	±0,30	0,81
4	114,3	110,1	2,1	±0,79	±0,30	0,91
5	141,3	135,8	2,8	+1,57 —0,79	±0,36	1,48
6	168,3	160,2	2,8	+1,57 —0,79	±0,36	1,77

вать как гидравлически гладкие. Отсюда гидравлические сопротивления для данной производительности у труб из пластины меньше, чем у стальных труб того же диаметра. Некоторые трубы из пластины обла-

дают свойствами, предотвращающими отложения парафина на стенках. При транспорте высокопарафинистых нефтей это значительно снижает затраты, связанные с очисткой труб при помощи скребков. Электро- и теплопроводность низкие. Стоимость ремонтных работ также невысокая.

Пластмассовые трубы имеют следующие недостатки. Прочность, особенно в случае применения веществ, с размягчающимися от тепла свойствами (термопластичные), низкая и значительно снижается с повышением температуры. Поэтому их применение ограничивается только при довольно низких давлениях и высоких температурах. Термовое расширение пластмасс значительно и превышает до 15 раз этот показатель для стали. Довольно плохо сохраняются размер труб и их конфигурация. Такие трубы слабо противостоят физическим воздействиям, включая воздействие огня. Все эти недостатки в меньшей степени присущи трубам, изготавливаемым из термостойких (термореактивных) смол. Пластмассы, применяемые для изготовления труб, подразделяются на две большие группы: размягчающиеся от тепла (термопластичные) и термостойкие (термореактивные).

Термопластичные материалы обычно представляют синтетические полимеры. Сущность полимеризации состоит в том, чтобы связать молекулы мономера в молекулы полимера. Из таких пластиков трубы (экструзионные) изготавливаются с помощью экструзионного пресса (рис. 6.1-2). Порошок пластмассы, засыпаемый в воронку 1, при помощи шнека 2 по каналу 5 продавливается в каналы 7 и в барабан 4 через перфорированную плиту 6. Барабан 4 обогревается электрообогревателями 3. При прохождении через перфорационные отверстия устра

няется беспорядочное расположение молекул. Молекулы пластика «выстраиваются» более или менее в направлении оси трубы. Затем пластмасса продавливается через канал 7. Окончательный размер и конфигурация трубы соответствуют таковым отверстия в головке экструдера 8 (Оатс, 1962). Термопластичные мате-

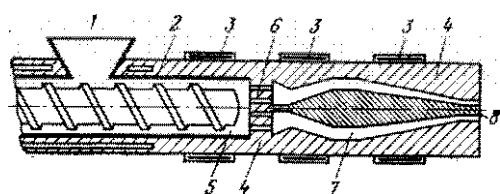


Рис. 6.1-2. Экструзионный пресс для изготовления пластмассовых труб

риалы имеют то преимущество, что отбракованные и негодные трубы можно использовать для повторного изготовления.

Термореактивные пластмассы или формованные смолы обычно образуются поликонденсацией мономеров. При соединении мономеров образуются некоторые побочные продукты (вода, CO_2 или аммиак). Трубы изготавливаются подобно литым методом статического или центробежного литья. Литье смолы осуществляется в жидком виде, после чего смола затвердевает при использовании химических средств или при нагреве. В результате труба сохраняет свой размер и конфигурацию даже при дальнейшем нагреве. Материал трубы повторно нельзя использовать. Однако трубы, изготовленные из таких пластмасс, довольно тяжелы и хрупки. Поэтому смолы обычно применяют в комбинации

со стекловолокном. Трубы изготавливаются или путем навивки стекловолокна, пропитанного смолой, на остав трубы (в этом случае стенки трубы наращиваются изнутри наружу), или центробежным литьем (путем разбрзгивания смолы за счет центробежных сил в остав из стекловолокна, удерживаемого на месте цилиндром установки). В этом случае трубы наращиваются снаружи к центру). По технологии не допускается образование воздушных пузырьков, так как в последнем случае появляются локальные ослабленные участки.

В качестве термопластичных материалов используются следующие составы. Впервые в середине 30-х гг. в Германии был получен ПВХ путем полимеризации хлористого винила, производного ацетилена. С тех пор разработано несколько способов по улучшению его качества. Трубы, изготовленные из чистого ПВХ (ПВХ-1), обладают сравнительно высоким сопротивлением на разрыв, но хрупки и склонны к поломке.

Хрупкость снижается путем добавления 3% синтетической резины к чистому ПВХ (ПВХ-2). Этот продукт стоек как к механическим воздействиям, так и в отношении коррозии. Оба вида ПВХ обладают свойствами определенных соединений парафина. По Грумбэку (1964 г.), при использовании других средств для увеличения пластичности ПВХ-1 был получен дешевый высококачественный материал для изготовления труб (Краластик или АВС). Синтетическая резина Буна впервые была использована Германией в период второй мировой войны. По существу эта резина — сополимер акрилонитрил-бутадиена и бутадин-стирола. Ее прочность сравнительно мало зависит от температуры. Тем не менее она не обладает парафобными свойствами.

САВ — смешанный сложный эфир целлюлозы с масляной или уксусной кислотами. Его прочность ниже всех экструзионных пластиков, она значительно снижается в кислых или щелочных растворах. САВ обладает парафобными свойствами по отношению к некоторым видам парафинов.

Полиэтилен получают путем полимеризации этилена под высоким давлением в присутствии катализатора перекиси бензола. Удельная масса его наименьшая среди всех типов пластиков. Он особенно стоек на химическое воздействие и поэтому широко используется для антикоррозионных покрытий.

Среди термореакционных пластиков для производства труб наиболее приемлемы полистер и эпоксидная смола. Полистер получают путем поликонденсации многоатомных спиртов (гликоль, глицерин и т. д.) с многоатомными кислотами (фталевой, малеиновой и др.).

Эпоксидную смолу получают при конденсации диена с эпихлоргидрином в присутствии каустической соды. Смолы затвердевают как на холода в присутствии соответствующего катализатора, так и при нагреве без катализатора. Затвердевание происходит в результате образования пространственной кристаллической решетки. Полученный продукт стоек, имеет высокую прочность. Полистер дает значительную усадку, в то время как эти свойства в эпоксидных смолах выражены слабо. Смолы в сочетании со стекловолокном (волокнистое литье) имеют еще большую прочность, чем чистые смолы; они также более стойки к теплу и абсорбции воды.

На рис. 6.1-3 показаны зависимости прочности на разрыв от температуры. На оси ординат отложены значения изменения прочности при комнатной температуре. Для ПВХ прослеживается линейная зависимость уменьшения прочности с увеличением температуры, в то время как некоторые пластмассы с наполнителем из стекловолокна имеют максимальную прочность при 80 °С.

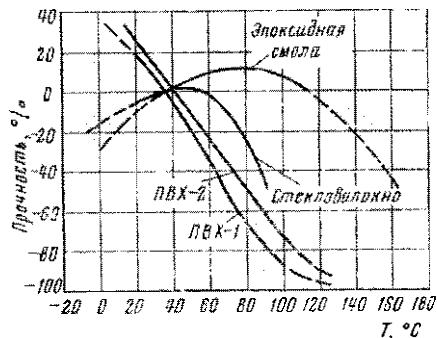


Рис. 6.1-3. Зависимость прочности от температуры (Грейхус, 1958)

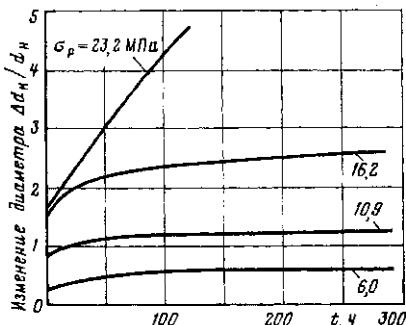


Рис. 6.1-4. Изменение диаметра труб, изготовленных из ПВХ-1, в зависимости от времени (Грейхус и Мк Глассон, 1958)

На рис. 6.1-4 приведены зависимости увеличения диаметра от времени при различных тангенциальных или касательных напряжениях для труб, изготовленных из ПВХ (кривые для других пластмасс имеют такой же характер). В отличие от стальных увеличение диаметра пластмассовых труб — процесс медленный. Имеется критическое тангенциальное или касательное напряжение, ниже которого после определенного времени увеличение диаметра не происходит:

$$\sigma_t = \frac{P(r_b^2 + r_h^2)}{r_h^2 - r_b^2}.$$

Однако если критическое касательное напряжение превышено, труба начнет удлиняться и может разрушиться. В графике 2 табл. 6.1-5 приведены напряжения, возникающие в результате кратковременного превышения внутреннего давления. С другой стороны, испытуемое сопротивление разрыву имеет значение критического касательного напряжения при данной температуре.

Парафобное свойство проявляется в том, что не происходит адгезии кристаллов парафина, образующихся в жидкости и соответственно парафин не отлагается в трубах. В связи с тем, что свойства данного пластика по отношению к определенным, но не ко всем соединениям парафина обычно парафобные, степень парафобности необходимо экспериментально проверять для каждого конкретного случая. Пластик не может быть ингибитором, предотвращающим отложение парафина. Необходимо учитывать возможность отложения при небольших скоростях потока

Таблица 6.1-5

Основные характеристики пластмасс, используемых для изготовления труб (Грейхус и МкГлассон, 1958 г.)

Наименование	Плотность $d_{24}^{24,6}$, г/см ³	Напряжение на разрыв σ_r , МПа	Допустимое напряжение на разрывение	Ударная вязкость КГа·м	Модуль упругости ГПа	Возможно применение в пластичной температуре, °C	Количество абсорбированной воды 31.24 ч, %	Уменьшение (3) в слабых кислотах и соснованных за 30 дней, %	Уменьшение (3) в нефти в течение 18 мес, %	Стоимость обслуживания единицы спиринда	Отложение парафинов
ПВХ-1	1,38	48,3	17,9	1,7	0,34	-6	0,06	?	?	16	±
ПВХ-2	1,35	41,4	13,8	31	1,7	-12	0,07	0	?	0	—
Краластик	1,06	32,4	13,8	21-31	1,6	-29	0,3	0	15-19	5,4	—
САВ	1,20	31,0	6,9	3,8	1,0	-23	2,1	12-23	0-24	8,9	±
Полиэтилен	0,92-1,00	6,9	2,6	34	0,1	-46	0,49	0,01	?	?	?
Смола полистер	1,55	276	51,7	31	11	-68	0,3	Хорошо предложен	?	?	?
Эпоксидная смола	?	276	103	?	—	?	126	?	Хорошо предложен	?	?
Сталь	7,90	386	—	73	207	-46	+316	0,0	—	1	—

более или менее оформленных агрегатов таких кристаллов. Для этого должны быть предусмотрены средства для их удаления.

По данным, опубликованным в 1961 г., 98% находящихся в эксплуатации пластмассовых труб были изготовлены из термопластика (Пайлэнт, 1961).

В табл. 6.1-6 показана область применения труб, изготовленных из разных сортов пластмасс и используемых на нефтяных и газовых про-

Таблица 6.1-6

Количество пластмассовых труб, находящихся в эксплуатации на нефтяных и газовых месторождениях, в процентах от общего объема уложенных труб
(Пайлэнт, 1961)

Наименование	ABC	Полиэтилен	ПВХ	САВ	Другие	Итого
Нефтесборные сети	58	8	18	12	4	100
Газосборные сети	1	97	1	1	0	100
Для сбора сточных вод	52	6	15	4	23	100
Разное	1	58	28	4	9	100

мыслах. В стандартах АНИ: пробный стандарт 5LP-1968 (для термопластмассовых) и пробный стандарт 5LR-1971 (для смол) — приведены основные требования для материалов, производства, размеров и испытания пластмассовых труб. Тот факт, что пластмассовые трубы, наряду с положительными качествами имеют меньшую прочность по сравнению со стальными, сыграл определенную роль в покрытии поверхности стальных труб пластмассой.

Первые экспериментальные покрытия трубы были осуществлены еще в 1947 г. с целью использования их при транспорте коррозионной нефти и газа. Промышленное применение их началось в 1959 г. Новые трубы покрывают пластмассой в заводских условиях, однако покрытия можно наносить и на трубопроводы, находящиеся в эксплуатации. Опытным путем установлено, что наиболее подходящий материал для этих целей — эпоксидная смола. Однако к таким смолам относят довольно большое количество соединений, и только из 60 из них во всех отношениях оказалось приемлемым одно (Кат, 1969). Перед нанесением покрытия толщиной 37—50 мкм труба сначала подвергается механической очистке (например, при помощи металлических щеток), а затем химической обработке раствором кислоты. После этого труба промывается водой, содержащей небольшую концентрацию фосфатов, и сушится. Нанесение эпоксидной смолы на трубы, находящиеся в эксплуатации, осуществляется следующим образом. Сначала в трубу вставляется специальный ерш из резиновых конусов, помещаемых между двумя резиновыми дисками, удерживаемыми вместе резиновой муфтой. Жидкий пластик заполняет пространство между дисками. В оба конца трубопровода подается сжатый воздух, при этом давление поддерживается в пределах, необходимых для обеспечения медленного движения

ерша по трубе. Пленка пластика будет наноситься на стенку трубы, позади ерша; толщина пленки зависит от текучести пластика, величины зазора между дисками и стенкой трубы и от скорости движения ерша. Если покрытие нанесено ровно, труба становится гладкой и не повреждается металлическим ершом. Такое покрытие снижает гидравлическое сопротивление трубы и соответственно увеличивает производительность трубопровода; уменьшает или предотвращает отложение парафина на стенах; устраняет проблему коррозии; продукты коррозии (ржавчина) не поступают вместе с жидкостью, что снижает износ фитингов и счетчиков. В трубопроводах низкого давления пластик может заполнить небольшие трещины и пробои, вследствие чего устраниется или снизится утечка. По данным советских исследователей, при высококачественном нанесении покрытия стоимость трубопровода на 15—20% выше первоначальной. В стандарте АНИ RP 5L2-1968 приведены рекомендации по выбору материалов, производству подготовительных работ и испытанию газопроводов с внутренним покрытием.

6.1.4. ТОЛЩИНА СТЕНОК ТРУБ

Толщину стенки труб, предназначенных для транспорта нефти и газа, можно рассчитать по формуле для тонкостенных труб

$$s = \frac{d_h \Delta p}{2e \sigma_{\text{доп}}}, \quad (6.1-1)$$

где Δp — перепад давления на стенку трубы; e — коэффициент, учитывающий качество сварных швов, для стальных бесшовных труб его значение равно 1 и для прямошовных 0,7—0,9. Для спирально-шовных труб по данным Сайбела значение e следует разделить на σ_a/σ_ϕ , где σ_a — касательное напряжение, перпендикулярное шву; σ_ϕ — касательное напряжение по сечению, перпендикулярному оси трубы. Если в применяемых на практике спирально-шовных трубах угол a (шаг сварного шва) больше 40° , то $\sigma_a/\sigma_\phi = 0,8—0,6$. Чем больше a , тем меньше отношение σ_a/σ_ϕ . При $a < 40^\circ$ и $\frac{e}{\sigma_a/\sigma_\phi} \geq 1$ наименьшее напряжение приходится на стальной лист, а не на сварной шов. В этом случае разрешается принимать $e=1$ (Стрэдмэн, 1961). В соответствии с промышленными стандартами ФРГ ДИН 2413

$$\sigma_{\text{доп}} = \frac{\sigma_s}{k}, \quad (6.1-2)$$

если температура ниже 120°C , а внутреннее давление не колеблется. Здесь σ_s — предел текучести; k — коэффициент безопасности, значение которого находится между 1,6 и 2,0. (Предел текучести в строгом понимании является напряжением, при котором деформация происходит при постоянном неизменяющемся напряжении. Это явление можно наблюдать не для каждого металла или сплава. В таких случаях обычно

следует рассматривать постоянную деформацию в 0,2% как текучесть, а соответствующее напряжение как предел текучести и обозначать $\sigma_{0,2}$ вместо σ_s .) В соответствии с действующими правилами Венгрии коэффициенты безопасности, приведенные в табл. 6.1-7, относятся к трубопроводам, транспортирующим нефть и нефтепродукты (графа 1) и газ и сжиженные газы (графа 2).

Уравнение (6.1-1) по существу согласуется с формулой Барлоу, применяемой в США для определения наружного диаметра труб. Коэф-

Таблица 6.1-7

Наименование	1	2
а) Открытая местность, пахота, лес и др.	1,3	1,4
б) На расстояниях 100—200 м от населенных пунктов, железных дорог, магистральных дорог и т. д.	1,5	1,7
в) То же, но в пределах 100 м	1,7	2,0
г) В промышленных и густонаселенных местах, под железнодорожной дорогой, магистральными дорогами и водными путями	2,0	2,5

фициенты безопасности для газопроводов в США подразделены на 4 группы на основе приведенных соображений. Значения k близки к тем, которые приведены в графе 2 табл. 6.1-7 (Управление трубных отводов, 1969).

Для пластмассовых труб в уравнении (6.1-1) $\sigma_{\text{доп}}$ следует заменить на σ_p , а правую часть умножить на температурный фактор k_t . Тогда

$$s = \frac{d_n \Delta p}{2\sigma_p} k_t, \quad (6.1-3)$$

где σ_p — эффективное или испытанное сопротивление разрыву, показанное на рис. 6.1-4. Для описанных пластмассовых труб его значение можно определять по аналогичным кривым, приведенным на рис. 6.1-3 с учетом различных рабочих температур.

Пример 6.1-1. Определить требуемую толщину стенки спирально-шовной трубы номинального диаметра $d=273$ мм ($10^3/4$), изготовленной из стали марки X5L. Труба будет использоваться для газопровода, прокладываемого по пахотной земле и расчетного на рабочее давление 6 МПа.

Из таблицы 6.1-2 $\sigma_s=359$ МПа. На основе приведенных рассуждений $k=1,4$. Отсюда по уравнению (6.1-1)

$$s = \frac{0,273 \cdot 60 \cdot 10^5}{2 \frac{359 \cdot 10^6}{1,4}} = 3,04 \cdot 10^{-3} \text{ м} = 3,04 \text{ мм.}$$

В табл. 6.1-1 наименьшая стандартная толщина стенки для трубы номинального диаметра $10^3/4"$ составляет 3,96 мм. Эта толщина может быть и выбрана.

6.2. ЗАДВИЖКИ, РЕГУЛЯТОРЫ ДАВЛЕНИЯ

ч

6.2.1. ЗАДВИЖКИ

Применяемые в нефте- и газопроводах задвижки могут быть клиновыми, пробковыми или шаровыми. Все эти задвижки имеют свои разновидности.

а) Клиновые задвижки

В задвижках клинового типа запорный элемент — плашки — в процессе открытия или закрытия задвижки перемещаются в направлении, перпендикулярном потоку как на приеме так и на выкиде трубопровода. Классификация многочисленных типов задвижек может быть осу-

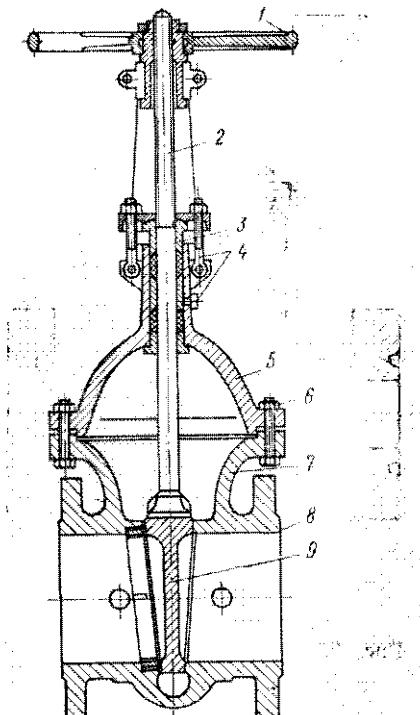


Рис. 6.2-1. Клиновая задвижка с выдвигающимся шпинделем

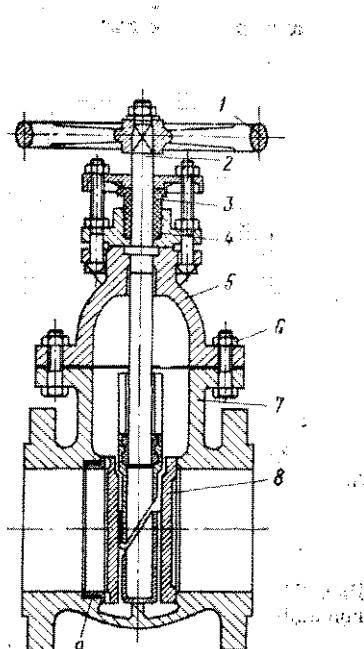


Рис. 6.2-2. Двухплашечная задвижка с невыдвигающимся шпинделем по стандарту 6Д-1971 АНИ

ществлена с нескольких точек зрения. В дальнейшем рассмотрим задвижки исходя из условий их закрытия. На рис. 6.2-1—6.2-4 приведены типичные задвижки. Из них конструкции, показанные на 6.2-2 и 6.2-3, соответствуют стандарту 6Д-1971 АНИ.

Клиновая задвижка (рис. 6.2-1 и 6.2-2) состоит из следующих основных частей: штурвала 1, шпинделя 2, нажимной втулки 3, сальниковой

набивки 4, крышки 5, болтов 6, корпуса 7, клина или плашек 8 и посадочного седла 9. В задвижке, показанной на рис. 6.2-1, в качестве запорного элемента служит клин 8. Эта задвижка довольно простой конструкции и дешевая, но не обеспечивает герметичности запорного элемента, так как клин, который в процессе закрытия скользит по металлу, трудно притирается. Поэтому механические примеси царапают поверхность, в результате чего появляются пропуски. В настоящее время эти задвижки уже не пользуются большой популярностью.

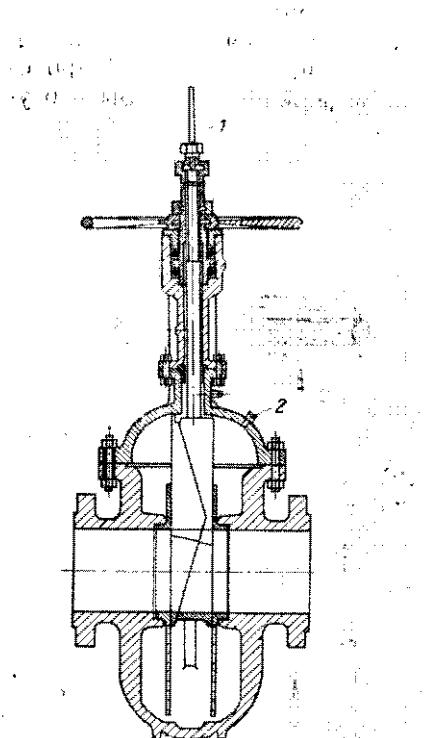


Рис. 6.2-3. Задвижка с выдвигаемым шпинделем с металлическим уплотнением

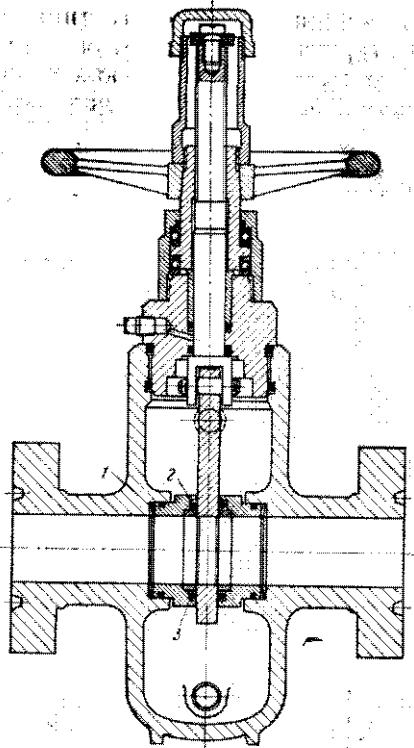


Рис. 6.2-4. Задвижка с плавающим посадочным элементом

Задвижка, показанная на рис. 6.2-2, относится к двухплашечным с невыдвигающимся шпинделем. Конструкция запорного элемента этой задвижки совершеннее предыдущей, так как двойные плашки непосредственно в момент открытия или закрытия не скользят по поверхности посадочного седла, а движутся к нему почти под прямым углом. Две плашки, поверхность которых обрабатывается отдельно, легко подгоняются к поверхности посадочного седла.

На рис. 6.2-3 показана задвижка с выдвигаемым штоком по каналу с металлическим уплотнением. Характеризуется эта задвижка тем, что в ней предусмотрен указатель положения штока 1. Одно из преиму-

ществ этой конструкции заключается в том, что внутренняя поверхность ее не подвержена эрозии даже тогда, когда в перекачиваемой жидкости содержатся мех примеси. Запорные элементы этой задвижки не могут быть прихвачены или заклиниены. В случае появления избыточного давления открывается предохранительный клапан 2. Недостаток этой конструкции — негерметичность уплотнения металл — металлу. Кроме

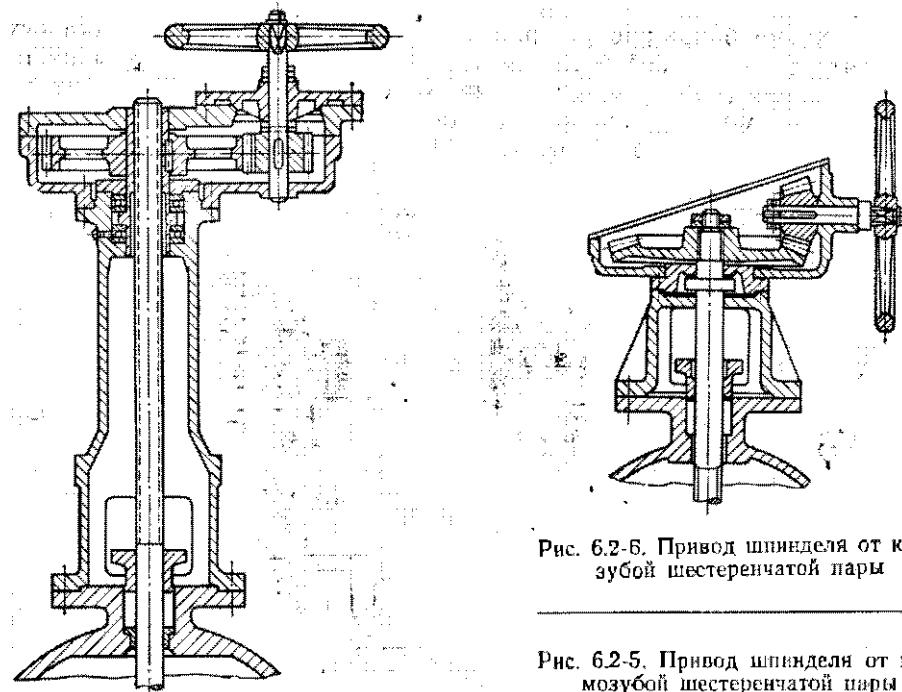


Рис. 6.2-6. Привод шпинделя от косозубой шестеренчатой пары

Рис. 6.2-5. Привод шпинделя от прямозубой шестеренчатой пары

того, на герметичность задвижки могут повлиять царапины на поверхности запорного элемента, вызываемые мех примесями. В настоящее время применяют самые большие задвижки этого типа с номинальным проходным отверстием 1000 мм, рассчитанные на рабочее давление 6,6 МПа.

На рис. 6.2-4 показана задвижка с плавающим посадочным элементом. Шпиндель не выдвигается. Так называемые плавающие седла 3 допускают осевое перемещение, имеют О-образные уплотнительные кольца 2 и при помощи пружины прижимаются к плашке 1. В процессе закрытия возникающая от перепада давления сила способствует лучшему уплотнению. Небольшие по размеру твердые частицы, за исключением кусков металла, не могут вызвать повреждения поверхности уплотняющих элементов. Стали широко применять разновидности этих задвижек, рассчитанные на высокое давление и большие диаметры. Корпус таких задвижек сваривается из стальных листов.

Описанные задвижки имеют выдвижные или невыдвижные шпинNELи. Выдвижные шпинNELи занимают большее пространство по вертика-

ли. Резьба в них нарезается в верхней части и соприкасается с атмосферой. Резьба же в невыдвигаемых шпинделях нарезается в нижней части и находится в контакте с продукцией скважин. Поэтому важно правильно оценить местные условия при выборе той или иной конструкции задвижек с целью предотвращения нарушения резьбовых соединений. В задвижках с выдвигаемыми штоками штурвал может оставаться на месте или выдвигаться вместе со шпинделем. Первое решение в настоящее время более распространено. Вращение шпинделя может осуществляться или непосредственным воздействием штурвала, смонтированного на нем (как во всех указанных задвижках), так и косвенно путем передачи момента вращения шпинделю от шестеренчатой пары с прямой или конусной нарезкой зубьев (см. рис. 6.2-5 и 6.2-6):

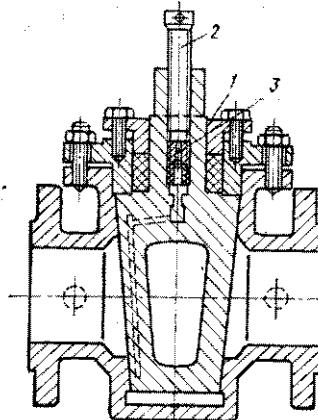
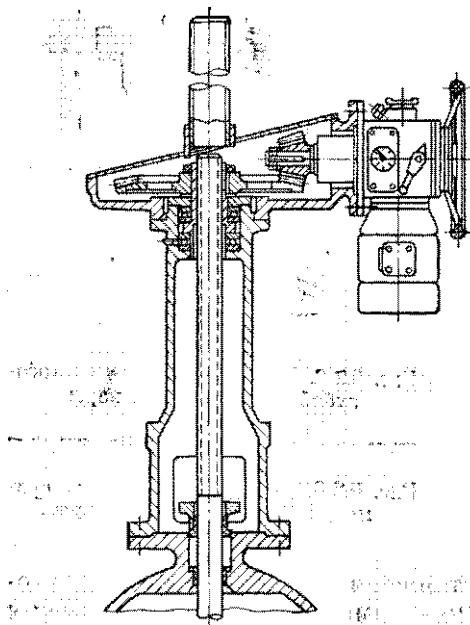


Рис. 6.2-8. Кран

Рис. 6.2-7. Электроприводная задвижка с косозубчатым редуктором

Задвижка может быть и управляемой, в этом случае привод может быть пневматический, гидравлический или электрический. На рис. 6.2-7 показана электроприводная задвижка с косозубчатым редуктором.

Плашечные задвижки, применяемые в нефтегазопроводах, имеют обычно фланцевые соединения, но в некоторых случаях поставляются без фланцев, которые привариваются на месте монтажа. Иногда используются задвижки с резьбовым соединением. В задвижках, рассчитанных на низкое давление, внешняя сторона фланца бывает гладкой или с ребрами. В качестве прокладок используются неметаллические материалы, например клингерит. В задвижках, рассчитанных на высокое давление, на фланцах вытачивается коаксиальный желоб для установки кольцевой металлической прокладки, изготавливаемой из мягкого железа.

Плашечные задвижки в соответствии со стандартом 6Д-1971 АНИ рассчитаны на давление 5,5—13,8 МПа. По этому стандарту предусмотрены стали по АСТМ всех марок, из которых изготавливают задвижки.

При нормальной эксплуатации плашечные задвижки должны быть открыты или закрыты. Когда задвижка открыта не полностью, механизмы, содержащиеся в потоке, могут повредить запорные элементы, находящиеся в контакте с потоком.

б) Краны и шаровые задвижки

В задвижках этого типа путем поворота запорного элемента на 90° достигается полное открытие или закрытие проходного сечения. Запорный орган выполняется или в виде усеченного конуса (в кранах), или в виде шара (шаровые задвижки). На рис. 6.2-8 показан кран, в котором пакующая втулка 1 может при помощи болтов прижиматься до создания необходимого уплотнения. Имеются также более простые конструкции кранов. В большинстве кранов поверхность контакта пробки и седла должна смазываться. Для этой цели, как показано на рис. 6.2-8, предусматривается принудительная подача смазки на трещищиеся поверхности при подтягивании винта 2. Обратные клапаны 3 позволяют производить смазку в случае, если кран находится под давлением.

Иногда поверхности контакта покрываются сульфидом молибдена или тефлоном. В полностью открывающихся кранах диаметр проходного сечения отверстия пробки тот же, что и в подсоединенном трубопроводе. Такая конструкция крана имеет те же преимущества, что и плашечные задвижки со сквозным проходным сечением.

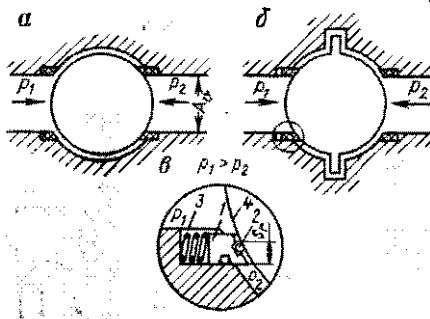


Рис. 6.2-9. Шаровые краны

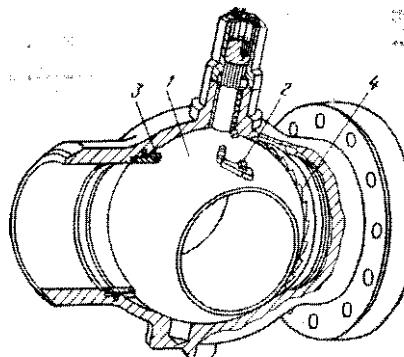


Рис. 6.2-10. Шаровой кран с плавающим седлом фирмы Камерон

С начала 60-х гг. в нефтяной промышленности стали применять шаровые краны. При тех же名义尺寸ах шаровые краны намного легче и занимают меньше места, чем плашечные задвижки. Они относительно менее чувствительны к твердым включениям небольшой крупности и обеспечивают достаточную герметичность. В настоящее время, используют две конструкции шаровых кранов, общий вид которых показан на рис. 6.2-9. В конструкции (см. рис. 6.2-9, а) предусмотр-

рен плавающий шар, который имеет возможность перемещаться в осевом направлении за счет перепада давления и прижиматься к седлу со стороны низкого давления. Седло обычно изготавливается из пластика, например из тefлона. Равнодействующая сила, прижимающая шар к седлу, $F = (p_1 - p_2)S_k$, т. е. перепаду давления, действующего на площадь поперечного сечения крана, равную площади поперечного сечения трубы S_k . Если значение F большое, то давление, оказываемое на уплотнение

6.2.2. Краны с пневмоприводом

Краны с пневмоприводом отличаются тем, что для их открывания и закрывания требуется дополнительное устройство, называемое пневмоприводом. Пневмоприводом называется устройство, которое преобразует энергию сжатого воздуха в механическую энергию для приведения в движение рабочего органа. Для этого в пневмоприводе имеется компрессор, который создает давление в воздухопроводе, а также мембранный или гидравлический привод, который преобразует давление в механическую энергию.

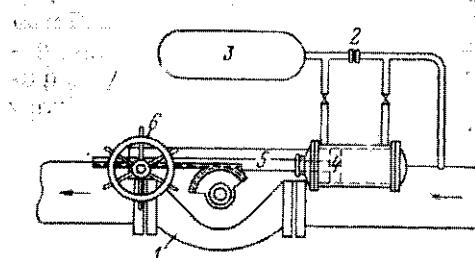


Рис. 6.2-11. Кран фирмы Роквелл с пневмоприводом для автоматического закрытия газопровода

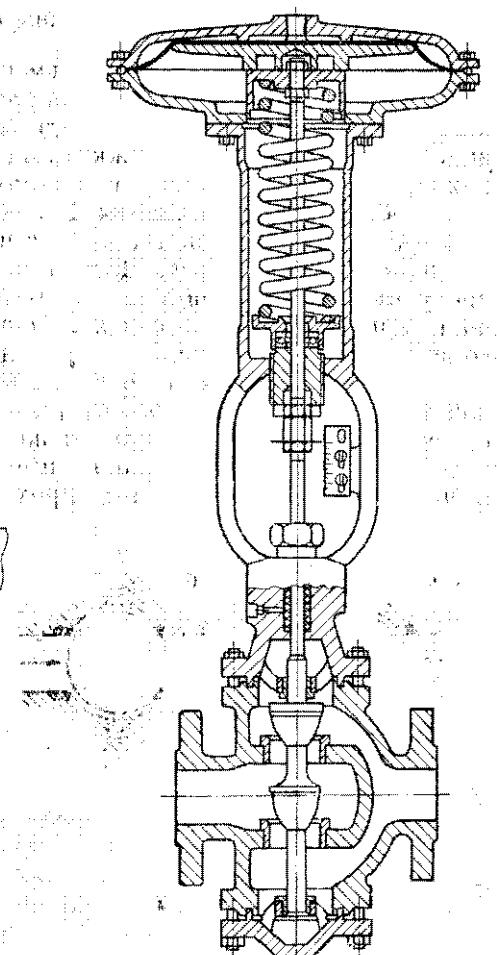


Рис. 6.2-12. Диафрагменный двухседельчатый клапан фирмы Фишера

няющее кольцо из пластмассы, может превысить допустимое. В этом случае более приемлема конструкция, показанная на рис. 6.2-9, б. В ней осевое перемещение шара предотвращается при помощи верхнего и нижнего штифтов. Герметичность крана обеспечивается за счет плавающего седла, на которое воздействуют две силы. Из рис. 6.2-9, в видно, что пружина 3 действует на металлическое кольцо 1 и О-образное уплотнение

из пластика, размещаемое в кольцевом желобе 2. При этом постоянное усилие воспринимается шаром 4. При низком давлении обеспечивается достаточная герметичность соединения. Более того, одна сторона поверхности ($s_r d_{кл}$) находится под воздействием давления p_1 , в то время как другая — под воздействием давления p_2 . При соответствующем выборе ширины кольца s_r общее усилие ($F_1 - F_2$) будет достаточным для обеспечения герметичности при повышенных давлениях; однако последние не должны превышать расчетные значения, действующие на О-образное уплотнение из пластика.

На рис. 6.2-10 показан шаровой кран с плавающим седлом фирмы Камерон. При каждом открытии шара 1 седло 3 поворачивается на небольшой угол по отношению к оси трубы при помощи ключа, имеющего сцепление с зубьями 4 седла. Такой конструкцией достигается равномерность износа и удлиняется срок службы крана.

Так же, как и плашечные задвижки, шаровые и пробковые краны при нормальной эксплуатации должны быть полностью открыты или полностью закрыты. Материалы для изготовления должны соответствовать стандарту 6Д-1971 АНИ.

Для управления кранами можно применять различные приводы. На рис. 6.2-11 показан кран фирмы Роквелл с пневмоприводом. При снижении давления в газопроводе ниже предельного клапан крана автоматически закроется. При нормальных условиях кран открыт полностью. Бачок 3 через штуцер 2 заполняется транспортируемым газом до давления, равного давлению в газопроводе. В случае падения давления в газопроводе из-за перепада давления, действующего на поршень 4, последний вместе со штоком 5 перемещается направо и закрывает кран. При этом прекращается выпуск газа в атмосферу из поврежденного участка трубопровода. Кран снова можно открыть при помощи штурвала 6.

в) Регулирующие клапаны

Для регулирования расхода жидкости и газа применяют шаровые клапаны различных конструкций. Для таких клапанов характерно то, что плоскость их седла или параллельна вектору потока на входе в корпус клапана, или угол между ними равен 90° . Запорный орган клапана (внутренний клапан) движется при помощи шпинделя перпендикулярно к плоскости седла. При полностью открытом клапане шпиндель должен находиться в самом верхнем положении, чтобы проходное сечение клапана равнялось сечению подключенного к клапану трубопровода. Наиболее распространенный клапан показан на рис. 6.2-12. Конструкция клапана может быть одно- или двухседельчатой (последняя показана на рисунке). Односедельчатые клапаны имеют то преимущество, что внутренний клапан может быть с большей точностью подогнан к седлу, что обеспечивает более плотное закрытие. У высококачественных клапанов пропускная способность при полностью закрытом положении не должна превышать 0,01% от максимальной пропускной способности при полностью открытом клапане. Двухседельчатые клапаны обеспечивают меньшую герметичность при закрытом положении. Допустимые макси-

мальные утечки в 50 раз выше и составляют 0,5%. В двухседельчатых клапанах силы давления, действующие на внутренний клапан, почти полностью сбалансированы: силы, действующие на внутренний двойной клапан, почти равны. Поэтому для работы клапана требуются незначительные усилия. В односедельчатых клапанах при закрытом положении, наоборот, на внутренний клапан действует значительный перепад давления, и для его открытия требуется значительные усилия.

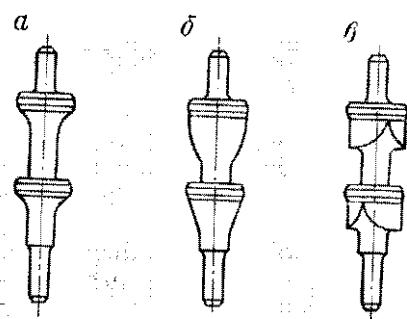


Рис. 6.2-13. Внутренние клапаны

относительной длине хода, равной 0,5, расход составляет 0,8 от максимального значения.

Клапан с линейной характеристикой потока показан на рис. 6.2-13, б. В таких клапанах приращение расхода при равных интервалах хода

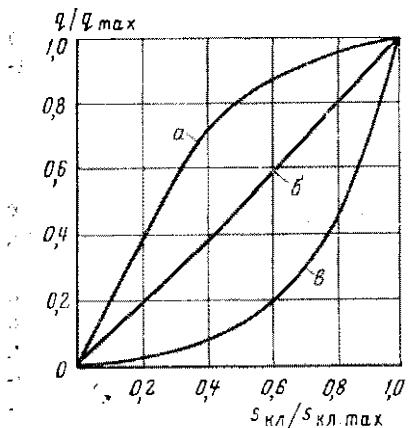


Рис. 6.2-14. Характеристика открытия клапанов в зависимости от их конструкции

по конструкции внутренние клапаны могут быть различными. На рис. 6.2-13, а показан быстро действующий дисковый клапан. Характеристика его представлена кривой зависимости фактического расхода продукции к максимальному от отношения фактической длины хода клапана к максимальной (рис. 6.2-14, а). По этой кривой видим, что в быстро действующих клапанах при

относительной длине хода, равной 0,5, расход составляет 0,8 от максимального значения.

По конструкции внутренние клапаны могут быть различными. На рис. 6.2-13, а показан быстро действующий дисковый клапан. Характеристика его представлена кривой зависимости фактического расхода продукции к максимальному от отношения фактической длины хода клапана к максимальной (рис. 6.2-14, а). По этой кривой видим, что в быстро действующих клапанах при

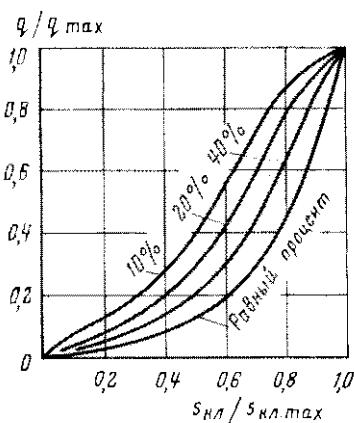


Рис. 6.2-15. Характеристика клапана по Рейду (1969 г.)

остается величиной постоянной (рис. 6.2-14, б). Это необходимо при контроле за уровнем жидкости, например, в вертикальных резервуарах, где данному изменению уровня жидкости всегда сопутствует соответствующее изменение ее объема.

На рис. 6.2-13, в показан клапан с так называемой равнопроцентной характеристикой. В данной конструкции при изменении длины хода клапана расход будет изменяться по заданной пропорции (рис. 6.2-14, в). Например, если $q/q_{\max} = 0,09$, то $s_{\text{кл}}/s_{\text{кл. max}}$ составляет 0,4. Если последнее увеличить до 0,6 (приращение 0,2), то q/q_{\max} будет равно 0,2, или возрастет в 2,2 раза по сравнению с предшествующим значением. При дальнейшем увеличении относительного хода клапана на 0,2 (т. е. до

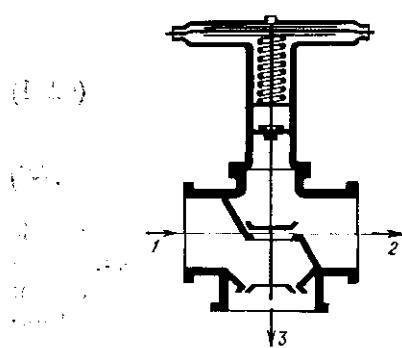


Рис. 6.2-16. Трехходовой двухпозиционный клапан

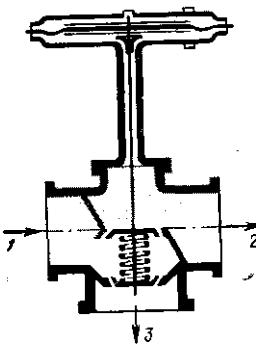


Рис. 6.2-17. Трехходовой трехпозиционный клапан

0,8), относительный расход будет 0,45, или возрастет в 2,2 раза по отношению к предшествующему значению. Это необходимо, например, при контроле за температурой системы. Если для изменения температуры

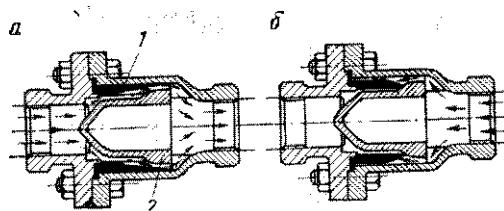
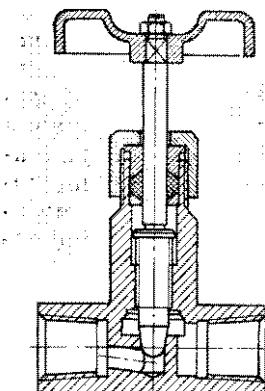


Рис. 6.2-19. Обратный клапан Чексфлоу фирмы Гроув

Рис. 6.2-18. Шаровый клапан

системы на единицу требуется 9 тепловых единиц при 90%-ной загрузке системы, то при загрузке на 50% требуется только 5 единиц.

Приведенные характеристики строго выдерживаются только в том случае, если учитываются гидравлические потери в самом клапане. Однако если падение напора в трубопроводах и фитингах, подключенных к

клапану, сравнительно высокое, то с увеличением расхода увеличиваются гидравлические сопротивления в этих элементах. На рис. 6.2-15 показано, как смещаются кривые равнопроцентных характеристик, когда потери давления в клапане составляют соответственно 40, 20 и 10% от суммарных потерь давления в системе. Чем меньшую долю составляет процент потерь в клапане, тем больше кривая характеристики клапана смещается и с меньшей точностью достигается намеченное равнопроцентное регулирование. Пропускная способность клапана обычно определяется по формулам:

для жидкости

$$q_k = K_k \sqrt{\frac{\Delta p}{\rho_k}}, \quad (6.2-1)$$

для газа

$$q_g = K'_k \sqrt{\frac{p_1^2 - p_2^2}{\rho_g T}}. \quad (6.2-2)$$

Здесь K_k и K'_k — коэффициенты, характеризующие пропускную способность клапана (изменяется при изменении длины хода клапана). В хорошо отрегулированных клапанах значение K_k (K'_k), полученное при максимальном расходе (клапан открыт полностью), должно быть примерно в 50 раз большие значения, полученного при минимальном постоянном расходе, допускаемом для этой конструкции клапана.

Широко распространен диафрагменный клапан фирмы Фишер, который показан на рис. 6.2-12 (клапан открывается при помощи пружины 1, если отсутствует давление газа над диафрагмой 2). В трехходовом двухпозиционном клапане (рис. 6.2-16), если на диафрагму не действует давление, жидкость, поступающая через входное отверстие 1, выходит из клапана через отверстие 2. При воздействии на диафрагму давления газа верхний внутренний клапан закроется, нижний откроется и жидкость направится на выход 3. В трехходовом трехпозиционном диафрагменном клапане (рис. 6.2-17) перемещение диафрагмы осуществляется при подаче газа в пространство как над диафрагмой, так и под ней. Если давление не существует, внутренние клапаны прижимаются к седлам с помощью пружины, при этом оба выходные отверстия 1 клапана закрыты. Если газ воздействует на диафрагму сверху, верхний внутренний клапан открывается и жидкость поступает на выход 2. Если газ воздействует на диафрагму снизу, нижний клапан приподнимается, в то время как верхний закрывается, и поток направляется к выходу 3.

Рис. 6.2-20. Электромагнитный пилотный клапан

Из серии клапанов специального назначения необходимо упомянуть об игольчатом клапане, одна из конструкций которого показана на

рис. 6.2-18. Этот клапан применяется для регулирования потока высокого давления в трубопроводах малого диаметра с небольшим расходом, например, в лабораторных условиях. Конструктивно клапан простой, легко поддается обслуживанию и ремонту.

Для обеспечения потока только в одном направлении применяют обратные клапаны (рис. 6.2-19). Конусный конец эластичного резинового рукава 1 плотно охватывает цилиндрическую часть центрального сердечника 2, если в направлении, показанном на рис. 6.2-19, а, не течет

Таблица 6.2-1
Характеристика различных конструкций клапанов

Особенности конструкций	Перепад давления низкий	Возможен пропуск скребка в трубопроводе	Срок службы длительный	Герметичность соединений	Простота работы	Быстро действующий	Применимость		
							Высокое давление	Коррозионная среда	Окружающая среда коррозионная
Полное открытие Уплотнение запорного органа: металлическое эластичное смешанное	×	×	×	×	×	×	×	×	Требует мало места
Сменное седло									
Запорный орган сбалансирован									
Поворот шпинделя на подшипниках									
Резьба шпинделя внутри									
Резьба шпинделя снаружи									
Крышка собрана на болтах									
Крышка удерживается кольцом									
Сальниковое устройство на болтах									
Сальниковое устройство на резьбе									
Привод рычажный									
Привод силовой									

газ. При возникновении даже небольшого перепада давления слева направо рукав отжимается от сердечника и прижимается к внутренней стенке корпуса клапана, в результате чего последний открывается. При перепаде давления, действующем в противоположном направлении, движение потока прекращается, так как резиновый рукав сильнее прижимается к сердечнику (рис. 6.2-19, б).

Часто подачу газа для привода в действие клапанов с пневмопри-

водом осуществляют при помощи пилотного клапана. В качестве примера на рис. 6.2-20 показан электромагнитный пилотный клапан. При подаче напряжения на катушку соленоида 1 в нее втягивается сердечник 2 из мягкого железа, при этом внутренний клапан, прикрепленный к нему, приподнимается.

При выборе типа клапана учитывается большое число факторов, некоторые из которых были рассмотрены. Кроме того, в таких случаях можно пользоваться данными, приведенными в табл. 6.2-1.

6.2.2. РЕГУЛЯТОРЫ ДАВЛЕНИЯ

Контроль за характером газожидкостных потоков обычно осуществляется при помощи регуляторов давления с пилотным клапаном или без него. С помощью регуляторов давления без пилотного клапана осуществляется грубое регулирование относительно низких давлений (до 3 МПа). На рис. 6.2-21 показан автоматический регулятор, предназначенный для регулирования давления после себя. Груз 1 служит для корректирования степени снижения давления. Если давление после клапана превышает расчетное, увеличение давления газа, воздействующего на мембранны по трубке 2, вызовет перемещение диафрагмы и внутреннего клапана 4. В результате этого сечение для потока уменьшается, и давление на выходе из клапана снижается. Если это давление снижается против расчетного, произойдет обратное явление. К преимуществам автоматических регуляторов следует отнести их относительно простую конструкцию, высокую надежность и низкую стоимость. К недостатку относится, особенно при высоких давлениях, возможность только грубого регулирования давления. Чем больше площадь диафрагмы при воздействии на нее давления газа, тем большая достигается точность регулирования. Однако в таких диафрагмах образуются значительные касательные напряжения по периметру. В этом случае необходима диафрагма большей площади, однако это

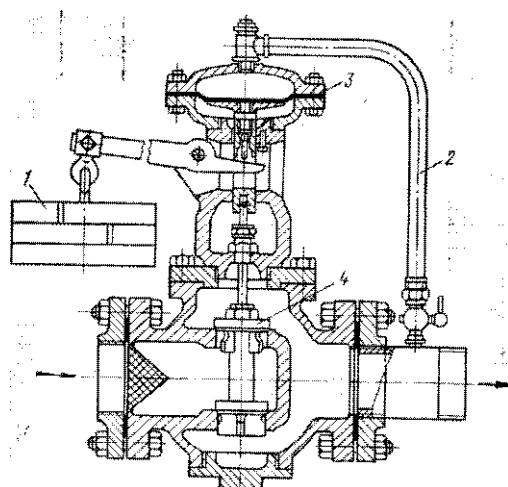


Рис. 6.2-21. Автоматический регулятор давления, нагруженный грузом

является дополнительным препятствием для осуществления точной регулировки.

На рис. 6.2-22 в общем виде показан регулятор давления с пилотным клапаном. Здесь давление газа из регулируемого потока воздействует на пилотный клапан, а не на основной. Давление газа, поступающего из другого источника, редуцируется до постоянного низкого значе-

ния автоматическим регулятором 1. Газ поступает в полость 3, проходит через штуцер 2. Если сопло 4 открыто, газ выпускается в атмосферу. Если давление газа в регулируемом потоке возрастает, трубка Бурдона 5 стремится выпрямиться и заставляет нижний конец заслонки 6 перемещаться к соплу 4. Давление газа в полости 3 над диафрагмой 7 возрастает, при этом внутренний клапан будет перемещаться вниз. По-

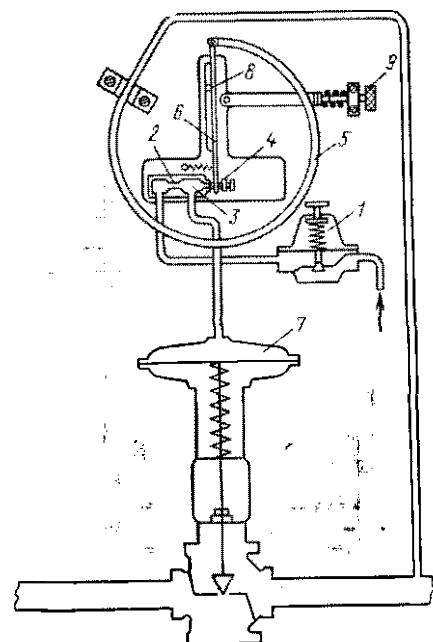


Рис. 6.2-22. Регулятор давления с пилотным клапаном

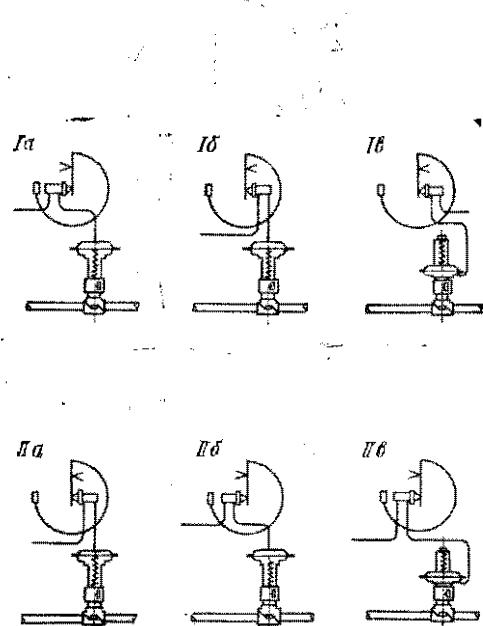


Рис. 6.2-23. Схемы обвязки регуляторов давления

правку на чувствительность можно внести путем перемещения опоры 8, в то время как при помощи винта 9 регулируется степень снижения давления.

При регулировании давления открытые пневматические клапаны можно заменить закрытыми. Этот клапан может быть, например, такого же типа, как пневматический клапан, показанный на рис. 6.2-12. В этом случае клапан закрывается при перемещении шпинделя вверх. При выборе типа клапана следует учитывать последствия, которые могут произойти в случае изменения характера подачи газа на диафрагму. Если подводящая к диафрагме трубка обвязана до клапана, то последний без каких-либо переделок может служить в качестве регулятора до себя. Если сопло 4 для выпуска газа устанавливается с противоположной стороны заслонки 6, давление изменяется. В этом случае давление над диафрагмой будет уменьшаться по мере увеличения регули-

руемого давления. На рис. 6.2-23 показаны основные схемы обвязки регуляторов давления с пневмоприводом (см. табл. 6.2-2).

На рис. 6.2-24 представлена схема редукционного клапана с колпачком для газа, изготавливаемого фирмой Гроув. После установки

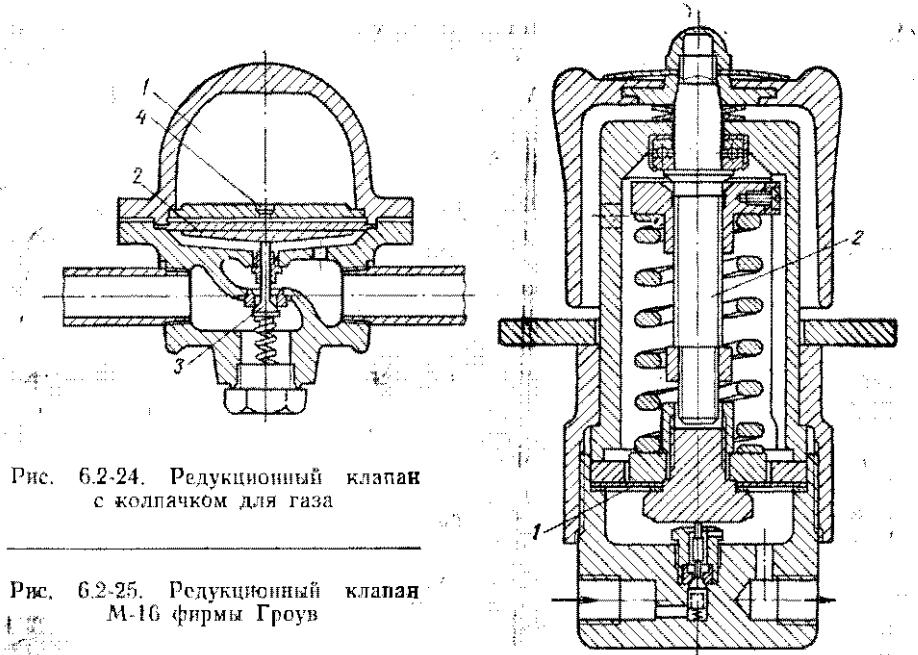


Рис. 6.2-24. Редукционный клапан с колпачком для газа

Рис. 6.2-25. Редукционный клапан М-16 фирмы Гроув

клапана пространство под колпачком 1 заполняется газом (трубки для газа не показаны), и над диафрагмой 2 создается давление, обеспечивающее соответствующее его снижение. Газ в колпачке удерживается при помощи игольчатых клапанов. Нижняя поверхность диафрагмы от-

Таблица 6.2-2

Поведение основных регуляторов давления газа

Наименование	Поток регулируемого газа					
	после клапана			до клапана		
Управление	прямое закрытие	обратное открытие	обратное закрытие	обратное закрытие	прямое открытие	прямое закрытие
Перемещение клапана вниз вызывает	откроется	закроется	закроется	откроется	закроется	закроется
При нарушении подачи газа на диафрагму клапан	закроется	закроется	закроется	откроется	откроется	откроется
При повышении регули- руемого давления кла- пан	Ia	Iб	Iв	IIa	IIб	IIв
Шифр клапана						

крыта для воздействия пониженного давления. Положение внутреннего клапана 3 в основном зависит от перепада давления на диафрагму. Процесс регулирования улучшается при содержании газа под колпачком, который капилляром 4 разделен на две части. Если регулируемое давление превышает некоторый предельный уровень, в пространстве под капилляром неожиданно увеличивается давление. Преимущество этих редукционных клапанов заключается в простоте конструкции и безотказности в работе. К недостатку следует отнести зависимость регулируемого давления от температуры окружающей среды. Поэтому данная конструкция наиболее приемлема для регулирования небольших расходов газа в районах с постоянной температурой.

Редукционный клапан М-16 фирмы Гроув (рис. 6.2-25) приемлем для контроля за небольшими расходами газа, например, при подаче газа в пневматические клапаны. С помощью этих клапанов можно снизить давление на приеме от 7 МПа до любого давления, но не менее 0,007 МПа. Принцип действия клапана напоминает принцип действия редуктора с газонаполненным колпачком. Основная разница состоит в том, что в этом клапане диафрагма 1 нагружена пружиной, регулирование которой осуществляется винтом 2.

Предохранительные клапаны предназначены для спуска жидкости или газа из емкостей, когда давление в них превышает допустимое. На рис. 6.2-26 показан наружный предохранительный клапан СППК-16 конструкции Гипронефтемаша. Если сила, действующая на дисковый клапан 2 со стороны входного патрубка 1, превышает усилие пружины 3, направленное вниз, клапан срабатывает и давление в аппарате 4 снижается. Давление срабатывания клапана может регулироваться винтом 5 путем изменения усилия пружины.

Принцип действия других известных типов редукционных и предохранительных клапанов тот же, что и у рассмотренных клапанов.

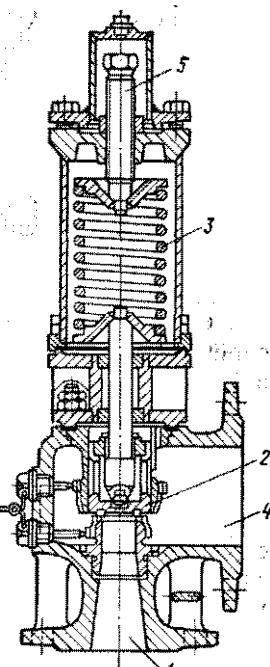


Рис. 6.2-26. Предохранительный клапан СППК-16

6.3. ОЧИСТКА ВНУТРЕННЕЙ ПОВЕРХНОСТИ ТРУБОПРОВОДОВ

При добыче парафинистой нефти на внутренних стенках нефтепроводов и газопроводов наблюдаются отложения парафина, которые состоят из соединений парафина, церезина, асфальтосов и песка. Так как эти отложения уменьшают сечение трубы, необходимо предусматривать мероприятия по их удалению.

При транспорте газа на внутренних стенах трубы могут конденсироваться вода и жидкие углеводороды. Жидкость, содержащая механические примеси, может, с одной стороны, снизить пропускную способность газопровода, а с другой — вызвать серьезные осложнения в работе горелок. Поэтому должны быть приняты меры по предотвращению накопления жидкости в газопроводах.

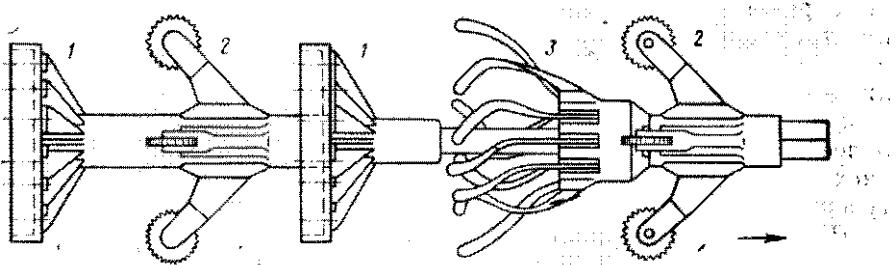


Рис. 6.3-1. Скребок

Отложения парафина в трубопроводах удаляются при помощи скребков (ершей) или шаров, которые, через определенные интервалы, в зависимости от характера отложений, запускаются в трубопровод и движутся вместе с транспортируемым потоком жидкости или газа.

Для очистки внутренних стенок нефтепроводов широко применяют скребки, показанные на рис. 6.3-1. Номинальный диаметр этих скребков до 300 мм. Круги из кожи или нефтестойкой синтетической резины, натянутые на тарелки 1 и имеющие возможность перемещения вдоль скребка, обеспечивают поршневое вытеснение. Пилообразные ролики 2 с пружинами обеспечивают центровку скребка. Отложения со стенок трубы срезаются ножами 3. Некоторые скребки изготавливают из соединенных различных деталей. Однако такие скребки из-за большого числа деталей имеют склонность к поломкам и могут вызывать всевозможные осложнения. Это является их основным недостатком. В скребках, применяемых для очистки труб малого диаметра (рис. 6.3-2), поршневое вытеснение обеспечивается резиновыми манжетами 1, а очистка внутренней поверхности труб — круглой проволочной щеткой 2. При очистке трубопроводов большого диаметра применяют вращающиеся скребки 4 (рис. 6.3-3). Корпус скребка 3, на который насыжены манжеты 1 и круглые щетки 2, в передней части имеет тангенциальные сопла, которые пропускают небольшой объем нефти. Струйки, исходящие из этих сопел, заставляют скребок медленно вращаться и способствуют разрыхлению отложений, скапливающихся по мере продвижения скребка. Все это снижает опасность застревания скребка в трубопроводе.

При перекачке различных жидкостей или газа (последовательная перекачка) скребки могут применяться в качестве их разделителей. Если в трубопроводах не отлагается парафин, вместо скребков проще и дешевле применять специальные разделители. На рис. 6.3-4 показан разделитель типа GDSS 90-4 фирмы Дженирал Дескейлинг. Манжеты разделителя изготавливают из неопрена. Этот разделитель проходит через любой изгиб, радиус которого в полтора раза больше

радиуса трубы. Применять разделители нетрудно, если диаметры их того же размера, что и основных трубопроводов. В качестве разделителей и для удаления жидкости из газопроводов можно применять шары такой же конструкции, как шары фирмы Дженирал Дескейлинг

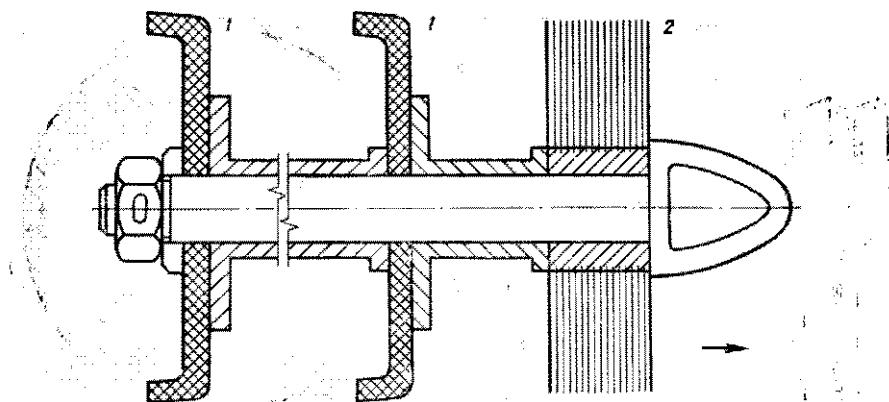


Рис. 6.3-2. Скребок для труб малого диаметра фирмы Дженирал Дескейлинг

(рис. 6.3-5). Шары из синтетической резины изготавливаются полыми. В корпусе устанавливается клапан 1, через который закачивается жидкость с таким расчетом, чтобы диаметр шара превысил на 2% внутренний диаметр трубы. Эксперименты показывают, что при помощи шаров

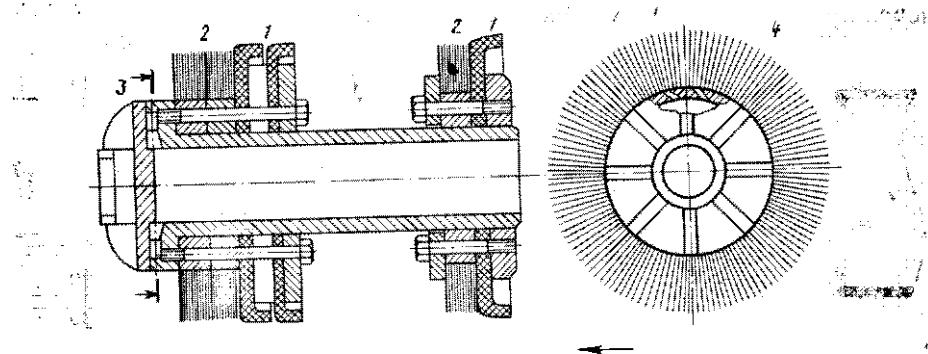


Рис. 6.3-3. Вращающийся скребок для труб большого диаметра фирмы Дженирал Дескейлинг

можно удалить до 99,96—99,98% жидкости, находящейся в трубопроводе. К преимуществам шаров следует отнести повышенную продолжительность их срока службы из-за сферической формы. Шары легко проходят через фитинги. Запуск шаров в трубопровод поддается автоматизации.

На практике применяют скребки с ножами, изготовленными из полиуретана, и шары из полиуретана и пенополиуретана. Срок службы их продолжительный (Зонкер, 1969). Наиболее полная очистка жидкости от примесей может быть осуществлена при помощи разделителя сифонного типа (рис. 6.3-6). Это разделитель, проталкиваемый в тру-

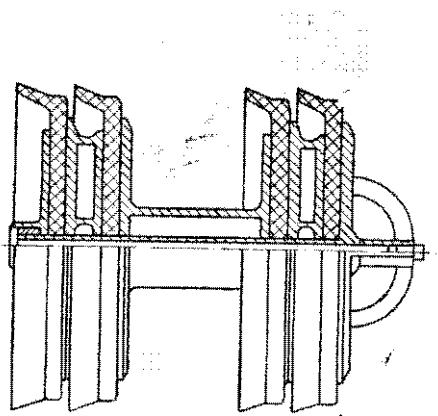


Рис. 6.3-4. Разделитель типа GDSS 90-4 фирмы Джеперал Дескейлинг

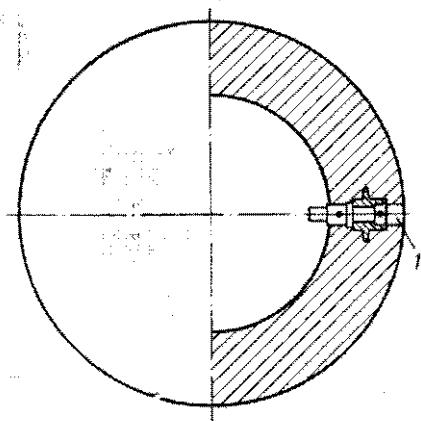


Рис. 6.3-5. Шар фирмы Джеперал Дескейлинг

бе давлением сухого газа, имеет четыре манжеты 1. Часть сухого газа проходит через отверстие 2, а затем по извилистым путям, показанным стрелками, попадает в камеры 3 и 4. При испарении пленки жидкости стенки трубы осушаются. Пары жидкости уносятся в камеру 5, а затем через трубку 6 и сопла 7 удаляются. Движение струи жидкости вызы-

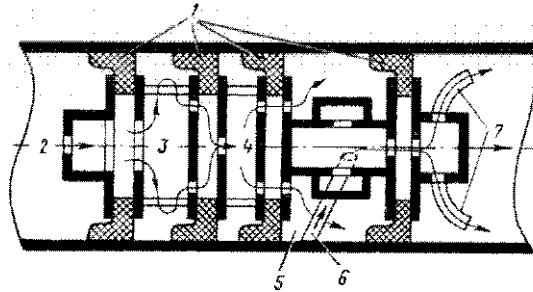


Рис. 6.3-6. Разделитель сифонного типа

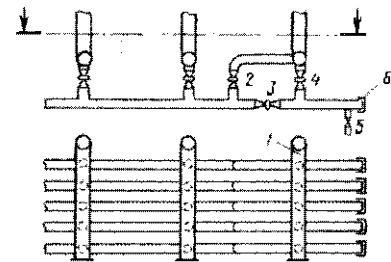


Рис. 6.3-7. Карман для ловли скребков

вают турбулизацию прогоняемой через разделитель жидкости, что предотвращает осаждение механических примесей и устраниет возможность прихвата разделителя. В некоторых случаях для удаления парафиновых отложений применяют шары или цилиндры, изготовленные из смеси парафина и асфальта или из веществ, медленно растворяющихся в нефти.

Скребки в выкидные линии вводятся непосредственно около устья скважин и извлекаются из карманов (рис. 6.3-7), устанавливаемых перед сепараторами на сборном пункте.

В период ввода скребка продукция скважины направляется по выкидной линии 1 в первый сепаратор при закрытой задвижке 2 и открытых задвижках 3 и 4. После прохода скребка задвижка 2 открывается

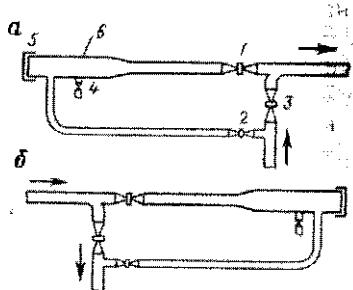


Рис. 6.3-8. Карман для запуска и приемки скребка, установленный в начале и конце трубопровода

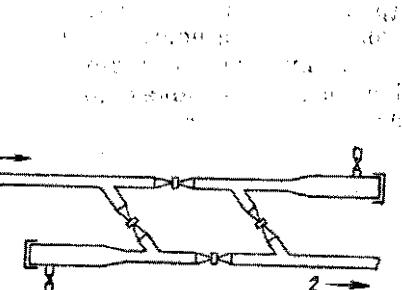


Рис. 6.3-9. Промежуточная камера для приема и запуска скребка

ется, а задвижки 3 и 4 закрываются. Давление в отсеченном участке трубы (кармане), где находится скребок, уменьшается при помощи предохранительного клапана 5. Скребок из кармана можно удалить, если открыть крышку 6.

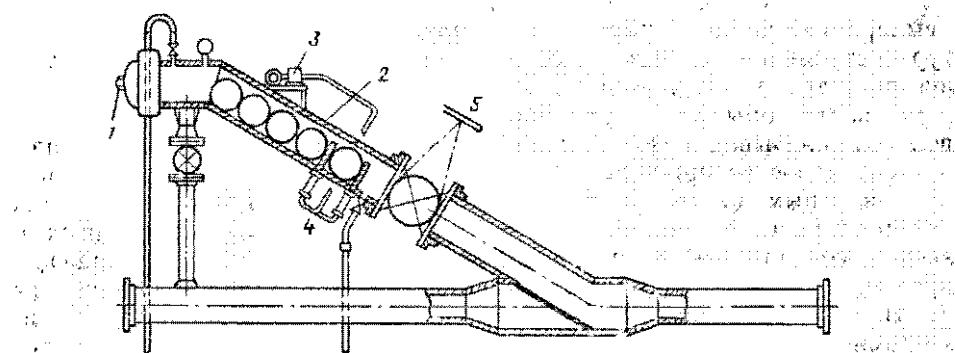


Рис. 6.3-10. Гидравлическое устройство для запуска шаров фирмы Дженерал Дескейлинг

На рис. 6.3-8 показаны камеры для запуска и карманы для приема скребка, установленные в начале и конце соответствующих участков трубопровода. При нормальной работе задвижки 1 и 2 камеры запуска (см. рис. 6.3-8, а) скребка закрыты, в то время как задвижка 3 открыта. Для снятия давления при помощи клапана 4 камера отсекается задвижками 1 и 2, крышка 5 снимается и скребок перемещается в утолщенную трубу 6. Крышка 5 закрывается, задвижки 1 и 2 открываются,

а задвижка 3 закрывается. Для этой цели часто вместо плашечных задвижек применяются краны со штурвалом с ручным приводом. Операции, производимые в карманах для ловли скребков (рис. 6.3-8, б), аналогичны работам, производимым в камерах для его запуска.

На трубопроводах большой протяженности предусматривается устройство промежуточных камер для запуска и приема скребка (рис. 6.3-9), где изношенный скребок, поступивший по трубопроводу 1, извлекается, а новый — запускается в линию 2.

Запуск шаров в трубопровод может осуществляться дистанционно. На рис. 6.3-10 показано гидравлическое устройство для запуска шаров фирмы Дженерал Дессейпинг. После снятия крышки 1 несколько шаров можно запустить в участок трубы 2. В нужный момент гидросистема 3 (детально не показана) перемещает устройство 4, и шар скатывается в трубопровод через открытую задвижку 5. Можно также получать сигнал о прохождении шара по определенным участкам трубопровода. На этих участках трубы врезается небольшой датчик. При прохождении датчика шар касается его, и от датчика поступает механический или электрический сигнал о прохождении шара на этом участке.

6.4. СЕПАРАЦИЯ НЕФТИ И ГАЗА

6.4.1. РАСЧЕТЫ РАВНОВЕСНЫХ СОСТОЯНИЙ СИСТЕМЫ

Разделение продукции скважин (на нефть и газ) обычно осуществляется в сепараторах. В качестве сепараторов применяют емкости, в которых поддерживаются определенные давление и температура. Температура поддерживается на заданном уровне или за счет температур поступающей продукции скважин и окружающей среды, или путем внесения тепла или холода извне. Заданное давление в сепараторе поддерживается обычно регулятором давления, устанавливаемым на газовой линии. Вывод нефти и газа осуществляется раздельно. Состав и относительное содержание продукции сепарации можно определить по лабораторным данным или с приемлемой точностью по данным теоретических расчетов, а также при помощи графиков, составленных по экспериментальным данным. При расчетах с использованием графиков предполагается, что составы продукции скважин и отсепарированных нефти и газа не изменяются во времени. Другими словами, система находится в термодинамическом равновесии при данных давлении и температуре или же происходит контактная сепарация. Расчеты основаны на использовании следующих трех уравнений:

$$n = n_{\text{ж}} + n_{\text{г}}, \quad (6.4-1)$$

$$z_i n = n_{\text{ж}} x_i + n_{\text{г}} y_i, \quad (6.4-2)$$

$$K_i = \frac{y_i}{x_i}. \quad (6.4-3)$$

Здесь K_i — константа равновесия i -го компонента системы жидкость — газ. Из уравнения (6.4-1) вытекает, что общее число молей системы

равно числу молей жидкой и газовой фаз, взятых отдельно. Из уравнения (6.4-2) вытекает, что общее число молей любого компонента системы равно числу молей этого компонента, взятого отдельно в жидкой и газовой фазах.

С учетом приведенного можно записать

$$\sum_{i=1}^m x_i = \sum_{i=1}^m y_i = \sum_{i=1}^m z_i = 1. \quad (6.4-4)$$

Разделив обе части уравнения (6.4-2) на n , получим

$$z_i = \frac{n_{ж}}{n} x_i + \frac{n_г}{n} y_i.$$

Так как

$$\begin{aligned} \frac{n_{ж}}{n} &= z_{ж}, \quad \text{а} \quad \frac{n_г}{n} = z_г, \\ z_i &= z_{ж}x_i + z_гy_i. \end{aligned} \quad (6.4-5)$$

Из уравнения (6.4-4) видно, что сумма молярных долей компонентов, взятых отдельно для жидкой и газовой фаз, а также для всей системы, равна единице. Из уравнения (6.4-5) молярная доля данного компонента в системе равна сумме молярных долей его в жидкой и газовой фазах, взятых отдельно. Подставив значения y_i и x_i из уравнений (6.4-3) в уравнение (6.4-5), получим

$$x_i = \frac{z_i}{z_{ж} + K_i z_г}, \quad (6.4-6)$$

$$y_i = \frac{z_i}{z_{ж}/K_i + z_г}. \quad (6.4-7)$$

Эти уравнения — основные используемые при расчетах равновесной сепарации.

На практике сепарация осуществляется в несколько последовательно подключаемых ступеней. В качестве последней ступени используется резервуар. Например, при трехступенчатой сепарации на первых двух ступенях сепарация осуществляется в двух сепараторах, а на последней — в резервуаре. На рис. 6.4-1 цифровые индексы при буквах означают соответствующую ступень сепарации. Жидкость после первой ступени сепарации поступает во второй сепаратор. Число молей компонента системы составляет

$$n_{ж1} = z_{ж1} \cdot n_1.$$

Число молей жидкой фазы, поступающей в третий сепаратор (**в данном случае в резервуар**),

$$n_{ж2} = z_{ж2} n_{ж1} = z_{ж1} z_{ж2} n_1.$$

Число молей жидкости на выходе из третьего сепаратора

$$n_{ж3} = z_{ж3} n_{ж2} = z_{ж1} z_{ж2} z_{ж3} n_1.$$

Число молей газовой фазы на выходе из первого сепаратора

$$n_{r1} = z_{r1} n_1.$$

Число молей газовой фазы на выходе из второго сепаратора

$$n_{r2} = z_{r2} n_{j1} = z_{r2} \cdot z_{j1} n_1.$$

Число молей газовой фазы на выходе из третьей ступени сепарации (или просто испаряющейся из нее, если резервуар негерметичный)

$$n_{r3} = z_{r3} n_{j2} = z_{r3} z_{j1} \cdot z_{j2} n_1.$$

При трехступенчатой сепарации газовый фактор определяется по отношению объема газа, выделенного на первых двух ступенях, к объе-

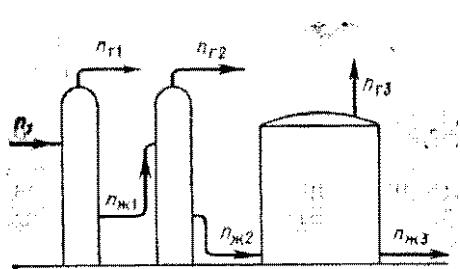


Рис. 6.4-1. Схема трехступенчатой сепарации

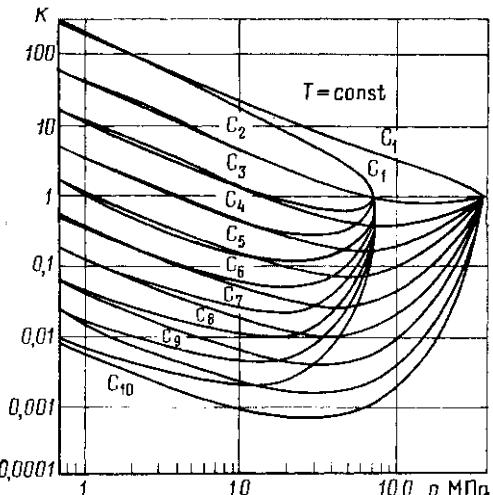


Рис. 6.4-2. Константы равновесия компонентов углеводородных систем при кажущихся давлениях схождения 6,9 и 0,000134,5 МПа

му жидкости, поступающей в третью ступень (или резервуарной нефти):

$$R = \frac{(n_{r1} + n_{r2}) V_{\text{мол}}}{n_{j3} \frac{M_{j3}}{\rho_{j3}}},$$

где $V_{\text{мол}}$ — молярный объем молекул газа в стандартных условиях, $\text{м}^3/\text{кмоль}$; M_{j3} — молярная масса жидкости на третьей ступени, $\text{кг}/\text{моль}$; ρ_{j3} — плотность жидкости на третьей ступени, $\text{кг}/\text{м}^3$.

Разделив числитель и знаменатель в приведенной формуле на n_1 , получим

$$R = \frac{\frac{n_{r1} + n_{r2}}{n_1} V_{\text{мол}} \rho_{j3}}{\frac{n_{j3}}{n_1} M_{j3}} = \frac{(z_{r1} + z_{r2} z_{j1}) V_{\text{мол}} \rho_{j3}}{z_{j1} z_{j2} z_{j3} M_{j3}} \quad (6.4-8)$$

При двухступенчатой сепарации

$$R = \frac{z_{r1} V_{\text{мол}} \rho_{j2}}{z_{j1} z_{j2} M_{j2}}. \quad (6.4-9)$$

Практическая ценность расчетов химического равновесия системы прежде всего зависит от точности значений констант равновесия K_i . Константа равновесия i -го компонента зависит, помимо давления и температуры сепарации, также от состава продукции скважины. Точное ее значение можно получить путем лабораторных исследований испытуемой системы. Кроме того, значения K_i можно определить с достаточным приближением различными методами с использованием монограмм. В настоящее время распространен метод, по которому состав системы зависит от давления схождения систем. При этом исходят из того, что если давления схождения двух систем углеводородов равны, то будут равны и константы равновесия их компонентов при данных давлениях и температуре. Отсюда, чтобы определить K_i , необходимо знать давление схождения системы и константы равновесия, относящиеся к различным давлениям схождения систем. Определив в лабораторных условиях константы равновесия компонентов данной углеводородной системы при различных давлениях и данной температуре, можно получить семейство кривых, подобных двум, представленным на рис. 6.4-2. Эти кривые сходятся все в одной точке на линии с $K=1$, характеризуемой определенным давлением. Найденное таким образом давление — кажущееся давление схождения. Для первого семейства кривых это давление равно 6,9 МПа, для второго — 34,5 МПа (Амикс, 1960). Если лабораторные определения сделаны при критической температуре системы, тогда кажущееся давление схождения согласуется с критическим давлением. При любой другой температуре схождение кажущееся, так как система имеет свою точку кипения при давлении ниже давления кажущегося схождения. В этом случае присутствует одна фаза вместо двух в точке схождения давления. В области между критическим давлением и кажущимся давлением схождения константа равновесия теряет физический смысл: соответствующие участки кривой и сама точка кажущегося схождения являются результатом простой экстраполяции. Для данной системы углеводородов кажущееся давление схождения можно определить различными способами, и это особенно важно при высоких давлениях. При давлениях выше 0,7 МПа состав системы и отсюда знание ее точного значения давления схождения теряет свою актуальность (Амикс, 1960). Эксперименты показали, что при определении значений K , требуемых для расчета равновесных состояний системы в сепараторах низкого давления, удовлетворительная точность может быть получена, если давление схождения принять равны 34,5 МПа. Изотермы K можно построить с помощью номограмм (см. справочник по константам равновесия NGAA, 1957). В качестве примера на рисунке 6.4-3 приведены изотермы K для изобутана.

При обычных лабораторных анализах принято показывать молярные доли всех компонентов выше гексана в одной строке C_7+ (гептан+). Состав этой смеси углеводородов может изменяться в широких пределах в зависимости от состава сырой нефти. Так как кривые давления и критические параметры компонентов тяжелее гексана различаются очень незначительно, система может быть с достаточной точностью охарактеризована средним значением K . Константа равновесия этой части определяется по кривым, показанным на рис. 6.4-4 (Катц и

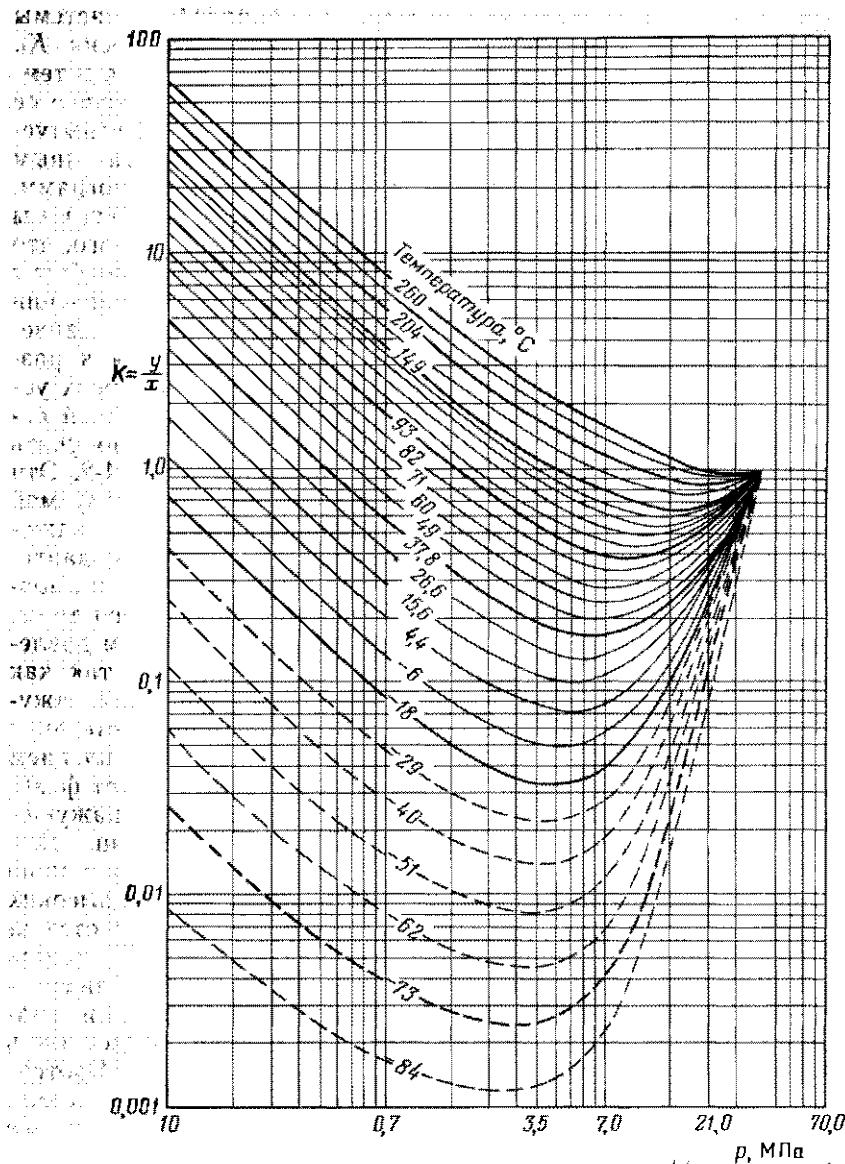


Рис. 6.4.3. Константы равновесия изобутана при кажущемся давлении схождения, равном 35 МПа

Видно, что для каждого температурного режима имеется определенное давление схождения, при котором константа равновесия изобутана становится равной единице. Для температуры 260 °С это давление составляет 35 МПа, для 204 °С — 21,0 МПа, для 149 °С — 10,0 МПа и т. д.

Роулэнд; Амикс, 1960). Для расчетов равновесных состояний требуется знать два параметра компонентов C_7+ — плотность и молярную массу. При этом в лаборатории необходимо определить только один из параметров, а второй можно рассчитать по формуле Крейгоу:

$$M = \frac{44,29\rho}{1030 - \rho}. \quad (6.4-10)$$

Если сепарация продукции происходит при низких давлениях, расчеты проводятся следующим образом.

1. Значения K_i для характерных температуры и давления находят по номограмме NGGA при давлении схождения, равном 34,5 МПа.

2. Константа равновесия для фракции C_7+ определяется по рис. 6.4-4.

3. Задаемся значением z_r , а значения x_i определяем для каждого компонента по уравнению (6.4-6).

4. Если $\sum_{i=1}^m x_i$ равно единице, заданное значение z правильно и соответственно $(1-z_r) = z_{ж}$.

Если $\sum_{i=1}^m x_i$ отличается от единицы, расчет необходимо повторить при другом значении z_r . В настоящее время расчеты равновесных состояний обычно осуществляют при помощи ЭВМ.

В табл. 6.4-1 приведены физические константы для расчета равновесных состояний.

Пример 6.4-1. Исходя из приведенных в графах 1 и 2 таблицы 6.4-2 данных системы I и предполагая, что сепарация осуществляется в три ступени, найти:

- 1) состав газа на каждой ступени;
- 2) состав резервуарной нефти при атмосферном давлении;

3) рабочий газовый фактор, т. е. объем газа, выделившегося на первых двух ступенях сепарации на каждый 1 м³ резервуарной нефти. Пусть температура сепарации на всех трех ступенях равна 4 °С, давление на первой ступени 0,6 МПа, на второй 0,21 МПа и на третьей 0,101 МПа. Стандартные условия; $p_{ст}=0,101$ МПа; $T_{ст}=15,6$ °С.

Основные результаты расчетов для трех ступеней сепарации приведены в табл. 6.4-2 — 6.4-4. Значения для K_i взяты из номограмм справочника по равновесным состояниям NGAA при давлении схождения, равном 35 МПа; значения для C_7+ взяты по рис. 6.4-4. Состав отсепарированного газа на трех ступенях сепарации приведен в графах 5 упомянутых таблиц, состав резервуарной нефти приведен в табл. 6.4-4.

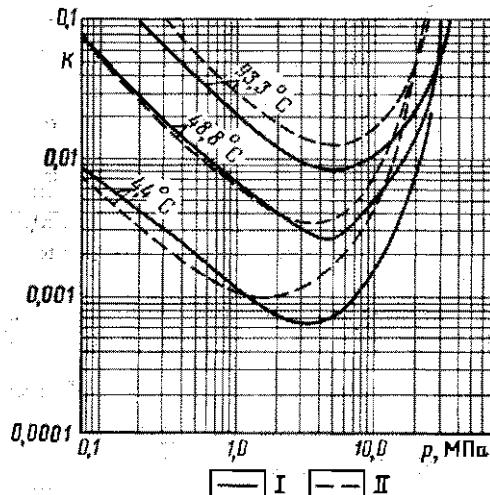


Рис. 6.4-4. Константы равновесия для C_7+ . I — по Катцу; II — Роулэнду

КОМПОНОВАНИЕ ГАЗОВОГО СОСТОЯНИЯ ДЛЯ ВОДЫ КЛАССА 6,0 МИЛЛИМ Таблица

Физические параметры углеводородов

Наименование	Единица измерения	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈
Молярная масса	$M, \frac{\text{кг}}{\text{кмоль}}$	16,042	30,668	44,094
Критическая температура	$T_{\text{кр}}, \text{К}$	190,6	305,5	370,0
Критическое давление	$p_{\text{кр}}, \frac{\text{МПа}}{(\text{кгс}/\text{см}^2)}$	4,66 (46,6)	4,88 (48,8)	4,26 (42,6)
Критическая плотность	$\rho_{\text{кр}}, \text{кг}/\text{м}^3$	161,9	203,1	226,2
Критический молярный объем	$V_{\text{мкр}}, \text{м}^3/\text{кмоль}$	0,09901	0,1480	0,1950
Плотность газа (при стандартных условиях)	$\rho_{\text{г. ст.}}, \text{кг}/\text{м}^3$	0,6750	1,265	1,855
Плотность газа (относительная)	$\rho_{\text{г. от.}}$	0,554	1,038	1,522
Плотность жидкости	$\rho_{\text{ж.}}, \text{кг}/\text{м}^3$	299,5*	372,6	506,8

* Псевдомасса.

Стандартные условия: $T_{\text{ст}} = 15,6^{\circ}\text{C}$; $p_{\text{ст}} = 0,101 \text{ МПа}$.

Рабочий газовый фактор можно определить по уравнению (6.4-8). В этом соотношении молярный объем газа при данных параметрах

$$V_{\text{мол}} = \frac{R' T_{\text{ст}}}{p_{\text{ст}}} = \frac{8,314 \cdot 288,8}{1,01 \cdot 10^5} = 0,02377 \text{ м}^3/\text{моль} = 23,77 \text{ м}^3/\text{кмоль}.$$

Таблица 6.4-2

Первая ступень сепарации: $p_1 = 0,6 \text{ МПа}$; $T_1 = 4^{\circ}\text{C}$

Компонент	$z_{\text{г1}}$	K_{i1}	$\frac{z_{\text{ж1}} = 0,0742}{z_{\text{г1}} = 0,9258}$	
			x_i	μ_i
1	2	3	4	5
C ₁	0,7354	28,0	0,0283	0,7920
C ₂	0,1503	3,80	0,0418	0,1590
C ₃	0,0120	0,94	0,0127	0,0119
i-C ₄	0,0087	0,325	0,0232	0,0075
n-C ₄	0,0273	0,222	0,0976	0,0217
i-C ₅	0,0036	0,080	0,0243	0,0019
n-C ₆	0,0045	0,065	0,0335	0,0022
C ₇	0,0104	0,026	0,1059	0,0028
	0,0478	0,0015	0,6327	0,0010
Всего	1,0000		1,0000	1,0000

<i>i</i> -C ₄ H ₁₀	<i>n</i> -C ₄ H ₁₀	<i>i</i> -C ₅ H ₁₂	<i>n</i> -C ₅ H ₁₂	<i>n</i> -C ₆ H ₁₄	<i>n</i> -C ₇ H ₁₆	C ₇ +
58,120	58,120	72,146	72,146	86,172	100,198	
407,2	425,0	461,1	470,6	507,8	540,0	
3,66 (36,6)	3,80 (38,0)	3,32 (33,2)	3,35 (33,5)	2,99 (29,9)	2,74 (27,4)	
233,0	226,6	234,2	231,9	234,6	234,5	
0,2491	0,2578	0,3078	0,3109	0,3671	0,4270	
2,446	2,036	2,036	3,036	3,626	4,216	
2,006	2,006	2,491	2,491	2,975	3,459	M/28,96
561,9	582,3	623,1	629,0	662,5	686,5	

Необходимо отметить, что точное значение газовой постоянной $R=8,31433 \pm 0,00044$ Дж/(моль·К). Примем это значение равным 8,314 с достаточной точностью для данного случая. Значением коэффициента сверхжимаемости z_{ct} в стандартных условиях пренебрегаем и приравниваем его к единице.

Плотность жидкости $\rho_{ж,2}$ определяют с помощью номограммы Стэндинга (рис. 6.4-5). По этой номограмме можно определить плотность жидких углеводородов,

Таблица 6.4-3
Вторая ступень сепарации: $p_2=0,2$ МПа; $T_2=4$ °С

Компонент	$z_{r,2}=x_{i,1}$	$K_{t,2}$	$\begin{matrix} z_{ж,2}=0,9612 \\ z_{r,2}=0,0388 \end{matrix}$	
			$x_{i,2}$	$y_{i,2}$
1	2	3	4	5
C ₁	0,0071	165,0	0,0016	0,2718
C ₂	0,0306	21,8	0,0215	0,4695
C ₃	0,0120	5,40	0,0110	0,0593
<i>i</i> -C ₄	0,0233	1,80	0,0230	0,0413
<i>n</i> -C ₄	0,0993	1,20	0,0989	0,1187
<i>i</i> -C ₅	0,0251	0,430	0,0254	0,0109
<i>n</i> -C ₅	0,0346	0,315	0,0351	0,0111
C ₆	0,1099	0,115	0,1119	0,0129
C ₇ +	0,6581	0,0067	0,6716	0,0045
Всего	1,0000		1,0000	1,0000

Таблица 6.4-4

111

Третья ступень сепарации: $p_3 = 0,101$ МПа; $T_3 = 4^\circ\text{C}$

Компонент	$x_{T_3} = x_{i_2}$	K_{i_3}	$\begin{matrix} z_{ж_3} = 0,9798 \\ z_{г_3} = 0,0202 \end{matrix}$	
			x_{i_3}	y_{i_3}
1	2	3	4	5
C ₁	0,0071	165,0	0,0016	0,2718
C ₂	0,0306	21,8	0,0215	0,4695
C ₃	0,0120	5,40	0,0110	0,0593
i-C ₄	0,0233	1,80	0,0230	0,0413
n-C ₄	0,0993	1,20	0,0989	0,1187
i-C ₅	0,0251	0,430	0,0254	0,0109
n-C ₅	0,0346	0,315	0,0351	0,0111
C ₆	0,1099	0,115	0,1199	0,0129
C ₇ +	0,6581	0,0067	0,6716	0,0045
Всего	1,0000		1,0000	1,0000

содержащих C₁ и C₂. (Исходные данные приведены в таблице 6.4-5.) Тогда плотность жидкости, содержащей C₃+, составит

$$\rho_{ж C_3+} = \frac{\sum_{i=3}^{7+} M_i x_{i_3}}{\sum_{i=3}^{7+} \frac{M_i x_{i_3}}{\rho_{ж i}}} = 688 \text{ кг/м}^3$$

Массовые доли C₂ в жидкой фазе C₂+ составят 0,03%, а C₁ в жидкой фазе C₁+ 0,66%. Из-за низких значений C₁+ и C₂+ по графику на рис. 6.4-5 данные получаем без отклонений. Поэтому можно принять $\rho_{ж 3} = 688 \text{ кг/м}^3$. Из табл. 6.4-5 $M_{ж 3} =$

Таблица 6.4-5

Компонент	x_{i_3}	M_i	$x_{i_3} M_i$	$\rho_{ж i}$	$\frac{x_{i_3} M_i}{\rho_{ж i}}$
					6
1	2	3	4	5	
C ₁	0,0016	16,04	0,03		
C ₂	0,0215	30,07	0,65		
C ₃	0,0110	44,99	0,48	506,8	0,0010
i-C ₄	0,0230	58,12	1,34	561,9	0,0024
n-C ₄	0,0989	58,12	5,75	582,3	0,0099
i-C ₅	0,0254	72,15	1,83	623,1	0,0029
n-C ₅	0,0351	72,15	2,53	629,0	0,0040
C ₆	0,1199	86,17	9,64	662,5	0,0146
C ₇ +	0,6716	115,0	77,23	710,0	0,1088
Итого	1,0000		99,48		0,1436

$\Rightarrow 99,48$ кг/моль. Подставляя полученные данные в уравнение (6.4-8), получим значение газового фактора:

$$R = \frac{(0,9258 + 0,0388 \cdot 0,0742) \cdot 23,77 \cdot 688}{0,0742 \cdot 0,9612 \cdot 0,9798 \cdot 99,48} = 2185 \text{ м}^3/\text{м}^3.$$

Если давление в сепараторе превышает 0,7 МПа или температура системы ниже -5°C , необходимо определить кажущееся давление схождения и константы равновесия K_i по соответствующим номограммам.

Так как расчеты с использованием констант равновесия требуют много времени, рекомендуется заранее определить, могут ли существовать вообще две отдельные фазы при заданных температуре и давлении. Если продукция скважины состоит только из углеводородов, такое определение можно сделать следующим образом. При снижении температуры смеси при заданном давлении сначала достигаем области конденсации E , затем точки кипения H (рис. 6.4-6). Например, если мы при так называемой низкотемпературной сепарации вводим в сепаратор продукцию скважины после ее охлаждения, то необходимо рассмотреть, была ли температура системы до охлаждения ниже температуры конденсации, а температура после охлаждения — выше температуры кипения. Если ответ в обоих случаях будет положительным, то смесь в обоих случаях необходимо рассматривать как двухфазную и при этом следует провести расчеты фазовых равновесий. В точке кипения один моль газовой фазы находится в равновесии с каплей жидкости быстро исчезающего размера. Отсюда с хорошим приближением по уравнениям (6.4-4) и (6.4-6) можно определить $z_{\text{ж}}=0$ и $z_{\text{г}}=1$:

$$\sum_{i=1}^m x_i = \sum_{i=1}^m z_i / K_i = 1. \quad (6.4-11)$$

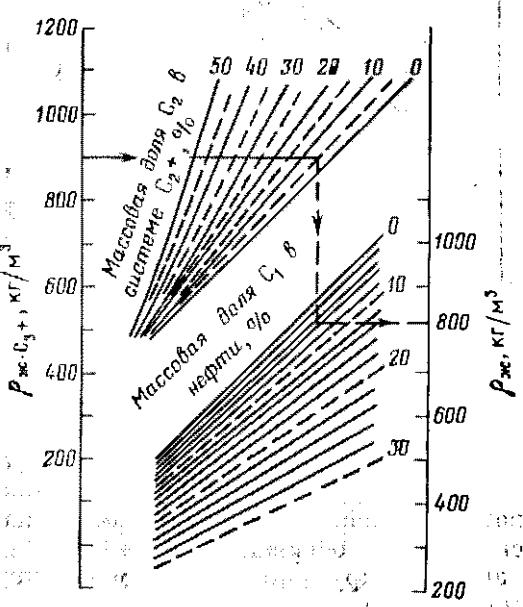


Рис. 6.4-5. Кажущаяся плотность нефти, содержащей метан и этан при $T=15,6^\circ\text{C}$ и $p=0,1$ МПа (по Стэндингу)

Если это значение больше единицы, смесь — двухфазная; чтобы довести его до единицы, необходимо увеличить K_i . При этом, согласно номограмме, приведенной на рис. 6.4-3, потребуется повысить температуру в том случае, если давление поддерживается постоянным. Использо-

вать рис. 6.4-6 можно только тогда, когда смесь находится преимущественно в двухфазном состоянии.

В точке кипения один моль жидкости находится в равновесии с быстроисчезающим газовым пузырьком. Отсюда, с хорошим приближением можно приравнять $z_{\text{ж}}=1$ и $z_r=0$. Тогда по уравнениям (6.4-4) и (6.4-7) получим:

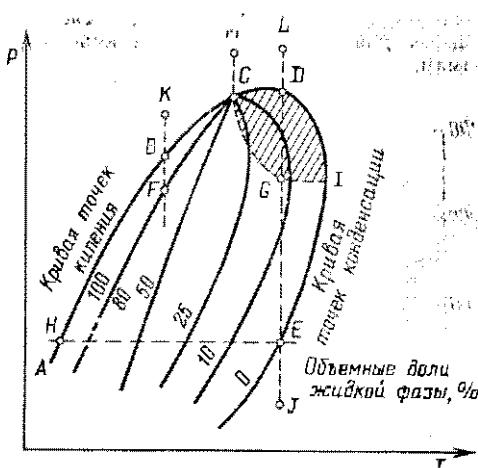


Рис. 6.4-6. Фазовая диаграмма природного газа, содержащего значительное количество конденсата

$$\sum_{i=1}^m y_i = \sum_{i=1}^m z_i K_i = 1. \quad (6.4-12)$$

Если значение $\sum_{i=1}^m y_i$ больше единицы, значит, смесь двухфазная. Чтобы довести значение до единицы, необходимо уменьшить K_i . Теперь, согласно номограмме на рис. 6.4-3, при постоянном давлении потребуется снизить температуру, а в соответствии с рис. 6.4-6 это возможно только в том случае, если смесь состоит из двух фаз.

Часто в продукции скважин содержится вода. При расчете таких потоков необходимо учитывать, что общее давление паров несмешивающихся жидкостей не зависит от доли содержания их компонентов в жидкой фазе и равно сумме давлений упругости паров компонентов, взятых отдельно при данной температуре.

Пример 6.4-2. Необходимо найти давление паров смеси вода — пентан при температуре 50 °C.

Компонент	H ₂ O	C ₅ H ₁₂	0,12	1,60 = 1,72
Давление, 10 ² кПа				

Таблица 6.4-6

Компонент	m, кг	M, кг/моль	n	z	p _{парц., 1,72, МПа}	T _{парц., °C}
1	2	3	4	5	6	7
H ₂ O	1,0	18	0,0555	0,285	0,49	80,9
n-C ₅	10,0	72	0,139	0,715	1,23	41,7
				0,1945		

При подогреве этой смеси пузырьки газа появляются при температуре, когда сумма давлений паров равна внешнему давлению. Точка кипения смеси ниже точки кипения любого из компонентов. Часто необходимо определять температуру, при которой начинается конденсация воды из системы углеводороды — вода (для установления

точки росы смеси). Так как каждый компонент создает парциальное давление, независимое от других компонентов, задача состоит в том, чтобы определить температуру, при которой сумма парциальных давлений равна давлению шаров.

Пример 6.4.3 (Маддокс, 1963). Определить точку росы смеси, состоящей из паров 1 кг H_2O и 10 кг нормального пентана. Какой из компонентов будет конденсироваться первым? Результаты расчетов приведены в таблице 6.4-6. При охлаждении с более высокой температуры пары воды будут конденсироваться при температуре точки росы $80,9^\circ\text{C}$.

6.4.2. ФАКТОРЫ, ВЛИЯЮЩИЕ НА ЭФФЕКТИВНОСТЬ РАБОТЫ СЕПАРАТОРОВ

а) Давление сепарации

На рис. 6.4-7 показан выход жидкости из потока, имеющего состав, приведенный ниже.

Компонент	C_1	C_1	C_3	$i\text{-}C_4$	$n\text{-}C_4$	$i\text{-}C_5$	$n\text{-}C_5$	C_6	C_7+
z_i	0,7118	0,1503	0,0478	0,0104	0,0343	0,0096	0,0114	0,0092	0,0151

Видим, что при давлении 7,0 МПа из объема 1 млн. м³ можно извлечь 100 м³ жидкой фазы C_7+ . Кроме того, по мере повышения давления в сепараторе на начальном участке идет более интенсивная конденсация. Наибольшее приращение объема конденсируемой жидкости при повышении давления на единицу наблюдается для метана, но по мере увеличения молекулярной массы оно уменьшается.

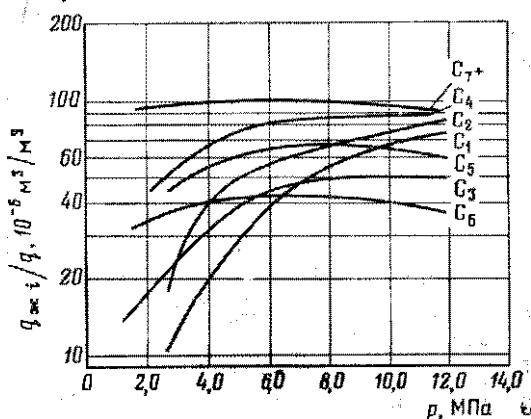


Рис. 6.4-7. Влияние давления на выход жидкости из потока при $T=27^\circ\text{C}$ (Кэмпбелл, 1955)

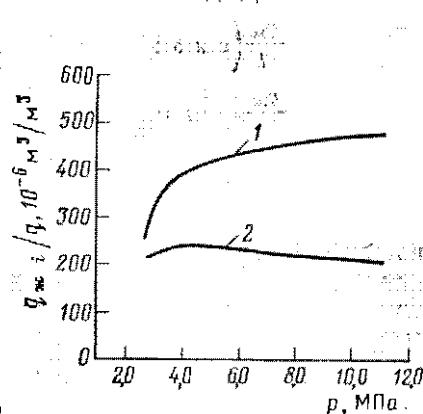


Рис. 6.4-8. Влияние давления на выход жидкости в сепараторе при $T=27^\circ\text{C}$ (Кэмпбелл, 1955)

Кривые для компонентов тяжелее бутана имеют пики, при которых для данной температуры извлекается максимальное количество жидкости. Однако по мере дальнейшего повышения давления количество извлекаемой жидкой фазы уменьшается из-за ретроградного парообразования. Это явление представляет значительный интерес при получении жидкой фазы, стабильной при атмосферном давлении.

На рис. 6.4-8 кривая 1 характеризует зависимость выхода жидкости от давления в сепараторе при температуре 27 °C, а кривая 2 — объема стабильной товарной нефти при атмосферном давлении и температуре 38 °C от давления в сепараторе. Объем товарной нефти, состоящей в ос-

Таблица 6.4-7

Компонент или группа	z_i		
	A	B	C
C_1	0,7118	0,7001	0,7354
C_2	0,1503	0,1503	0,1503
C_3	0,0478	0,0742	0,0120
$i\text{-}C_4$	0,0104	0,0104	0,0087
$n\text{-}C_4$	0,0343	0,0343	0,0273
$i\text{-}C_5$	0,0046	0,0096	0,0036
$n\text{-}C_5$	0,0114	0,0114	0,0045
C_6	0,0092	0,0063	0,0104
C_7+	0,0152	0,0034	0,0478
Итого	1,0000	1,0000	1,0000
z_3+	0,1379	0,1496	0,1143
$z_3+\text{отн.}$	1,0	1,1	0,82
z_5+	0,0358	0,0211	0,0627
$z_5+\text{отн.}$	1,0	0,59	1,8
$\frac{q_{ж}}{q} \left(\text{считать } 10^{-6} \frac{\text{м}^3}{\text{м}^3} \right)$	265	153	490
$\frac{q_{ж}}{q} \left(\text{считать отн} \right)$	1,0	0,58	1,8
$\frac{q_{ж}}{q} \left(\text{расчетное } 10^{-6} \frac{\text{м}^3}{\text{м}^3} \right)$	272	152	492

новном из пентанов и более тяжелых, увеличивается с увеличением давления до 4,1 МПа и снижается при дальнейшем его повышении. Объем жидкости, определяемой по разнице ординат двух кривых, при данной температуре испаряется в резервуаре. При сепарации продукции другого состава при различных температурах кривые извлечения жидкости будут смещаться относительно представленных на рисунке, но характер их будет тот же.

б) Температура сепарации

На рис. 6.4-9 даны кривые, характеризующие извлечение различных углеводородов из данной продукции в зависимости от температуры. Чем ниже температура, тем меньше приращение выхода C_5 и C_6 при дальнейшем снижении температуры. Извлечение максимального объема C_7+ происходит при температуре около 10 °C.

На рис. 6.4-10 отражен относительный выход всей жидкости в сепараторе в зависимости от температуры (кривая 1) и относительный

выход стабильной жидкости при атмосферном давлении (кривая 2). Как видно, объем извлечения стабильной жидкости не увеличивается при температуре ниже -10°C . Если основная задача поставлена по извлечению максимального объема стабильной жидкости, предпочтительно поддерживать температуру в пределах $-1\text{--}10^{\circ}\text{C}$. Необходимо также указать, что при температурах менее $+10^{\circ}\text{C}$ содержание пентана и гек-

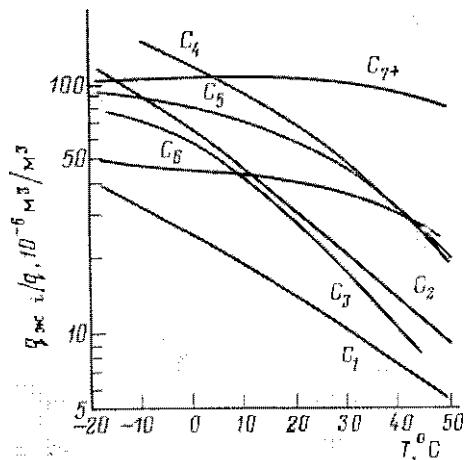


Рис. 6.4-9. Зависимость $q_{ж,i}/q_i$ от температуры при $p=2,8$ МПа (Кэмпбелл, 1955)

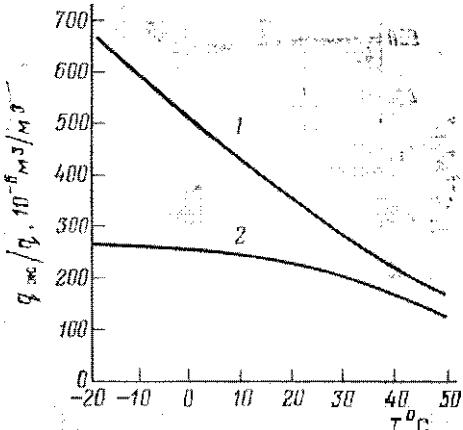


Рис. 6.4-10. Зависимость $q_{ж,p}/q_p$ от температуры при $p=2,8$ МПа (Кэмпбелл, 1955)

сана в стабильном продукте будет увеличиваться, что вызовет уменьшение его плотности. Если основная задача заключается в увеличении выхода общей жидкости вместо получения из газа возможно большего объема пропана и бутана, то предпочтительнее понизить температуру до -26°C и даже ниже. Однако процесс низкотемпературной сепарации требует применения некоторого вида специального оборудования, для обеспечения окупаемости которого требуется значительная производительность. Как правило, не рекомендуется повышать температуру сепарации выше 30°C .

в) Состав продукции скважин

На рис. 6.4-11 представлены кривые зависимости количества извлекаемой стабильной товарной нефти в зависимости от температуры при двух различных давлениях сепарации для каждой из трех продукции скважин, составы которых приведены в табл. 6.4-7. Как видно из рисунка, все три кривые выполняются по мере снижения температуры ниже -8°C и практически в этой области не зависят ни от температуры, ни от давления. Ниже температуры -7°C выход стабильной товарной нефти в большей степени зависит от состава продукции. Наибольшее влияние на выход стабильной нефти оказывает молярная доля компонентов C_5+ . В табл. 6.4-7 помимо составов трех потоков, обозна-

ченных буквами *A*, *B* и *C*, приведены абсолютные значения z_3+ и z_5+ и отношения этих величин к выходу этих компонентов в потоке *A*. Относительные выходы стабильной жидкости трех потоков приведены на рис. 6.4-11. В табл. 6.4-7 приведены эти значения при -7°C , (на рисунке штриховая линия). Отношения выходов к выходу жидкости потока *A* хорошо согласуются с относительными значениями z_5+ . Также

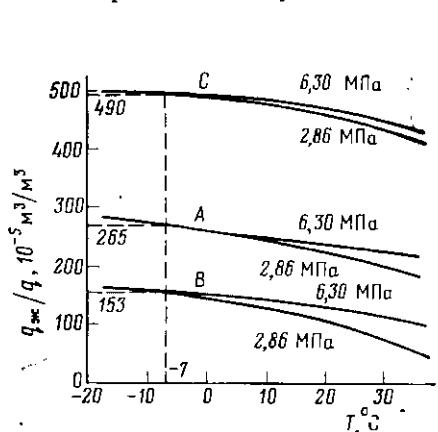


Рис. 6.4-11. Влияние состава системы на выход жидкости (Кэмпбелл, 1955)

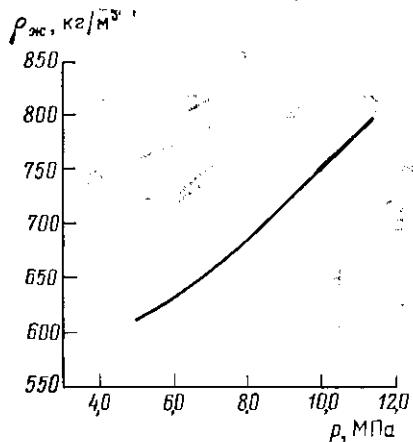


Рис. 6.4-12. Зависимость $\rho_{\text{ж}}$ от p (Кэмпбелл, 1955)

очевидно, что C_3+ не является представительным для всего объема выхода стабильной жидкости.

Ожидаемый выход стабильной жидкости при сепарации при температуре ниже -7°C можно рассчитать по формуле

$$\frac{q_{\text{ж}}}{q} = 8160z_{5+} - 20. \quad (6.4-13)$$

Значения, полученные по этой формуле для трех потоков *A*, *B* и *C*, приведены в последней строке табл. 6.4-7. Имеется хорошая сходимость значений $q_{\text{ж}}/q$ с приведенными на рис. 6.4-11. Более сложны расчеты, определяющие выход при температурах выше -7°C . На рис. 6.4-12 приведены полученные эмпирическим путем кривые зависимости извлечения максимального объема общей жидкости при соответствующем давлении сепарации в зависимости от плотности продукции для интервала температур $21-27^{\circ}\text{C}$.

г) Ступенчатая сепарация

В разделах (а), (б) и (в) рассмотрено влияние температуры, давления и состава продукции на выход компонентов. При этом первая ступень сепарации происходит в сепараторе, а вторая — в товарном резервуаре. Если число ступеней сепарации более двух, это улучшает получение стабильной резервуарной нефти, но уменьшает общий объем извлекаемой жидкости.

Отсюда в открытых резервуарах потери нефти в результате испарения будут меньше при ступенчатой сепарации. Увеличение числа ступеней сепарации с двух до трех приводит к значительному улучшению процесса сепарации. По данным анализа стабильной резервуарной нефти, полученным по 13 скважинам, объем последней в среднем повышается на 8% (с отклонениями от 3 до 22%). При увеличении числа ступеней сепарации с трех до четырех выход нефти увеличивается не-

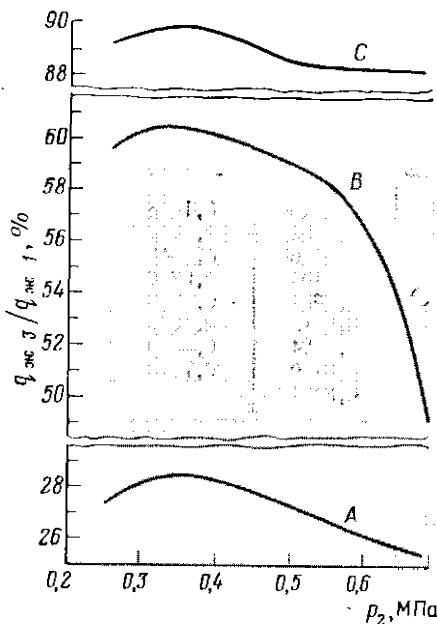


Рис. 6.4-13. Получение стабильной нефти в резервуаре при трехступенчатой сепарации (Кэмпбелл, 1955)

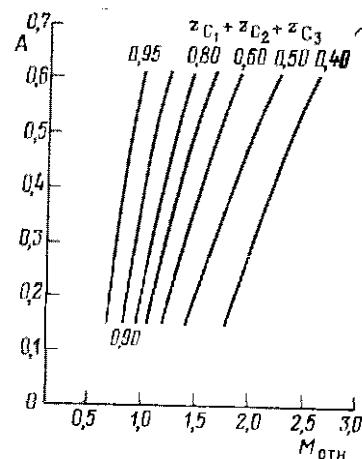


Рис. 6.4-14. Изменение коэффициента A в зависимости от $M_{\text{отн}}$ (Кэмпбелл, 1958)

значительно. Поэтому применение четырехступенчатой сепарации обычно неэкономично. На рис. 6.4-13 показан объем жидкости (в %) после первой ступени сепарации (состав продукции приведен в табл. 6.4-8), накапливаемый в виде стабильной нефти в резервуаре ($q_{\text{жз}}$) в зависимости от давления второй ступени с учетом того, что давление на первой ступени составляло 2,76 МПа, а на третьей ступени 0,101 МПа. Потоки A и B , пройдя первую ступень сепарации, поступают на вторую ступень, но при этом температура на первой ступени для потока A была 17,8 °C, для потока B 26,7 °C, что привело к уменьшению содержания C_5+ в потоке A . Данные рис. 6.4-13 и табл. 6.4-8 еще раз подтверждают, что выход стабильной резервуарной нефти тем больше, чем больше содержание C_5+ в потоке, поступающем на вторую ступень сепарации. Из рис. 6.4-13 также видно, что для всех трех потоков максимальное извлечение стабильной резервуарной нефти получено при давлении на второй

ступени сепарации около 0,35 МПа. Давление на первой ступени сепарации ограничивается возможностями поддержания на максимально возможном уровне давления на устье скважин, или, более точное, максимальным давлением на входе в выкидную линию. Давление на третьей ступени (или атмосферное) определяется требованиями, предъявляемыми к системе газосбора. Единственным давлением, при котором можно получить максимальный объем извлекаемой стабильной резервуарной нефти, является давление на второй ступени.

Таблица 6.4-8

Компонент	z_i		
	A	B	C
C_1	0,1191	0,0826	0,1018
C_2	0,2129	0,1060	0,0272
C_3	0,1686	0,0986	0,0348
$i\text{-}C_4$	0,0498	0,0403	0,0216
$n\text{-}C_4$	0,1779	0,1634	0,0276
$i\text{-}C_5$	0,0544	0,0713	0,0177
$n\text{-}C_5$	0,0661	0,0924	0,0220
C_6	0,0564	0,1130	0,7473*
C_7+	0,0948	0,2324	
Сумма	1,0000	1,0000	1,0000
ρ_1 , МПа	27,6	27,6	27,6
t_1 , °C	-17,8	26,7	26,7
q_{x_1} , 10^{-6} м ³ /м ³	658	293	131

Выбор наиболее оптимального давления для второй ступени сепарации может быть осуществлен экспериментально непосредственно на установке, расчетным путем с использованием констант равновесия, что требует много времени, или методом приближенных расчетов. Расчеты с использованием констант равновесия должны быть выполнены для ряда значений давления по методике, описанной в предшествующем разделе, однако эта процедура утомительна.

С использованием методов приближенного расчета такие расчеты можно выполнить быстро, но с меньшей точностью. Известно несколько методов приближенного расчета. Весьма приблизительно давление на второй ступени сепарации можно определить по формуле

$$p_2 = \sqrt{p_1 p_3}. \quad (6.4-14)$$

Давление p_2 , рассчитанное по этой формуле, по сравнению с оптимальным обычно оказывается завышенным.

Более точные результаты для низкомолекулярных газожидкостных смесей можно получить по формулам, предложенными в 1958 г. Уиннери и Кэмпбеллом. Формула (6.4-15) применяется, когда молярная масса M

продукции по отношению к воздуху выше 1, а формула (6.4-16) — когда это значение меньше 1:

$$p_2 = 16Ap_1^{0.686} + 2,96 \cdot 10^5 (A + 0,057), \quad (6.4-15)$$

$$p_2 = 8Ap_1^{0.705} - 5,75 \cdot 10^5 (A + 0,028). \quad (6.4-16)$$

Коэффициент A определяют по кривым, выражающим зависимость A от $M_{\text{отн}}$ (рис. 6.4-14). Эти формулы справедливы для случая, когда давление на третьей ступени сепарации равно атмосферному. Тогда погрешность не превышает $\pm 5\%$.

Пример 6.4-4 (Уиннери и Кэмпбелл, 1958).

Таблица 6.4-9

Компонент	z_i	M	1·2
	1	2	3
C_1	0,40	16,01	6,40
C_2	0,20	30,07	6,01
C_3	0,10	44,09	4,41
C_4	0,10	58,12	5,81
C_5	0,10	72,15	7,22
C_6	0,05	86,17	4,31
C_7+	0,05	115,22	5,76
Итого . . .	1,00		39,92

Характеристика продукции скважины приведена в табл. 6.9-9. Пусть давление на первой ступени сепарации будет 3,47 МПа, а на третьей ступени — атмосферное. Какое будет наибольшее приемлемое давление на второй ступени?

$$M_{\text{отн}} = \frac{39,92}{28,96} = 1,38.$$

$z_{C_1} + z_{C_2} + z_{C_3} = 0,7$. По рис. 6.4-14 определяется значение $A = 0,421$. Так как $M_{\text{отн}} > 1$, по формуле (6.4-15)

$$p_2 = 16 \cdot 0,421 (34,5 \cdot 10^5)^{0,686} + 2,96 \cdot 10^5 (0,421 + 0,057) = 3,47 \cdot 10^5 \text{ Па} = 0,347 \text{ МПа}.$$

6.4.3. ОСНОВНЫЕ ТИПЫ СЕПАРАТОРОВ

Составы жидкости и газа, разделяемых в сепараторе, могут отличаться от расчетных потому, что при расчетах используются вспомогательные nomogramмы, с помощью которых нельзя точно моделировать реальные условия из-за того, что с жидкостью, выходящей из сепаратора, могут уноситься газовые пузырьки, а с газом — жидкость. Современные сепараторы конструируются таким образом, чтобы содержание жидкости в газе на выходе из сепаратора было менее 0,1 г/м³.

В большинстве газожидкостных сепараторов основные элементы, обеспечивающие сепарацию, могут быть разделены на три группы. К первой группе относятся элементы, обеспечивающие грубое отделение нефти от газа, ко второй — каплеуловители и к третьей — аккуму-

ляторы нефти. Элементы первой группы обеспечивают первичное отделение нефти от газа в основном за счет использования центробежной или гравитационной силы. Они состоят из сепарирующего элемента на входе, полок, проходов для жидкости и части сепаратора, расположенного между поверхностью жидкости и входным патрубком (в вертикальных сепараторах) или выше поверхности жидкости (в горизонтальных и сферических сепараторах). Каплеуловители устанавливают на пути газового потока с целью отделения капелек жидкости. Каплеуловители бывают лопастного типа, в виде коалесцирующих набивок, или гидроциклического типа. Аккумулятор нефти (жидкости) предназначен для сбора в нижней части сепаратора жидкостей, отделившихся из потока или сконденсировавшихся в сепараторе. Для предотвращения прорыва газа в нефтяной коллектор или подъема уровня жидкости выше предельного, а также для обеспечения достаточного времени пребывания для вскрытия газовых пузырьков из жидкости в сепараторах предусматриваются регуляторы уровня.

По форме сепараторы могут быть вертикальными, цилиндрическими, горизонтальными одноемкостными или двухемкостными, или сферическими. Ниже будут описаны характерные особенности этих сепараторов.

а) Вертикальные сепараторы

Продукция скважин поступает в вертикальный сепаратор через входной патрубок, устанавливаемый на уровне $\frac{2}{3}$ высоты аппарата. Входной патрубок может устанавливаться в радиальном (а) или тангенциальном (б) направлении (рис. 6.4-15). При тангенциальном вводе получают преимущество, так как разделение газа от жидкости происходит под воздействием центробежной силы, которая может превосходить гравитационную до двух порядков; кроме того, жидкость будет двигаться в сепараторе по спиральной линии по внутренней стенке, в то время как газ будет подниматься по центральному пространству вдоль оси сепаратора. Это значительно снижает вероятность загрязнения газа капельками жидкости по сравнению со случаем радиального ввода продукции. На рис. 6.4-16 показан сепарирующий элемент с радиальным вводом продукции. Многие изготовители выпускают сепараторы с сепарирующими элементами данной конструкции. Эта конструкция способствует ускорению разделения жидкости от газа непосредственно на входе в сепаратор. На рис. 6.4-17 показан вертикальный сепаратор. Продукция скважин поступает в сепарирующий элемент 2 через входной патрубок 1. Выход нефти регулируется пневматическим клапаном 5, управляемый поплавком 3 через пневматический пилотный клапан 4. Колебание поплавка предотвращается щитом 6. Капли жидкости из потока газа улавливаются уголковым каплеотбойником 7, откуда они стекают в полость сепаратора. Давление в сепараторе контролируется регулятором 9, установленным на газовой линии 8. Механические примеси, которые могут осаждаться в нижней части сепаратора, могут удаляться через дренажный патрубок 10. Защита аппарата от избыточного давления осуществляется при помощи рычажного или грузового предохранителя.

нительного клапана 11. Различные конструкции предохранительных клапанов, включая рычажные, показаны на рис. 6.2-26.

Предохранительные клапаны, рассчитываемые на полную пропускную способность, довольно громоздкие и соответственно дорогие. Поэтому защита сепараторов от избыточного давления решается двумя

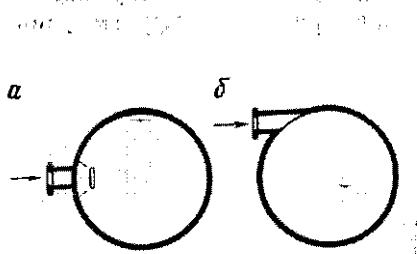


Рис. 6.4-15. Ввод продукции в сепаратор

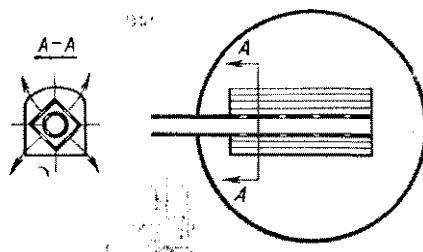


Рис. 6.4-16. Радиальный ввод продукции в сепаратор

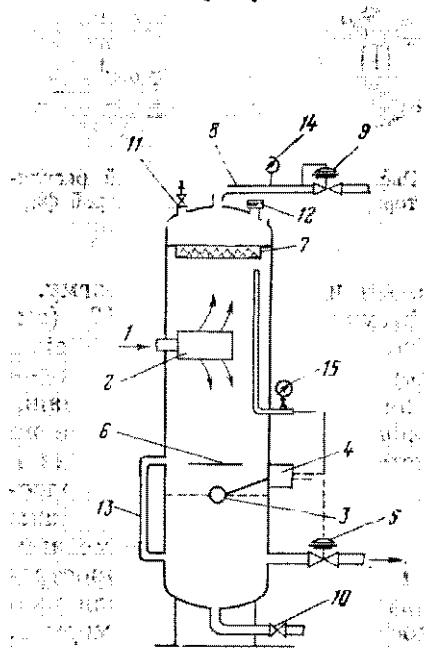


Рис. 6.4-17. Вертикальный сепаратор

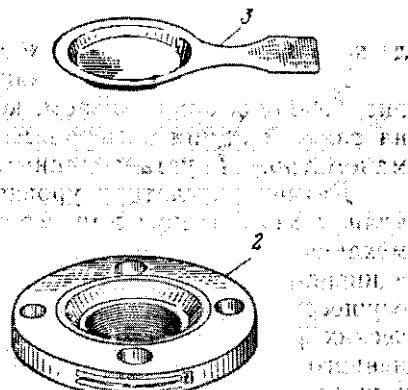
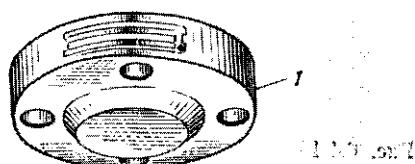


Рис. 6.4-18. Предохранительная диафрагма

способами: применением предохранительных клапанов с малой пропускной способностью или разрывных диафрагм 12 (см. рис. 6.4-18). Если избыточное давление в сепараторе значительно, а расход через предохранительный клапан недостаточен, диафрагма разрушается, в результате чего обеспечивается достаточно большое проходное отвер-

стие для истечения продукции. На рис. 6.4-18 показана предохранительная диафрагма фирмы БСБ. Диафрагма 3 закладывается между фланцами 1 и 2. При двойной защите аппарата и наиболее часто встречающихся случаях появления небольшого избыточного давления с помощью предохранительного клапана это давление уменьшается до нормального значения. После этого клапан автоматически закрывается. Значительные избыточные давления вызывают разрыв диафрагмы, по-

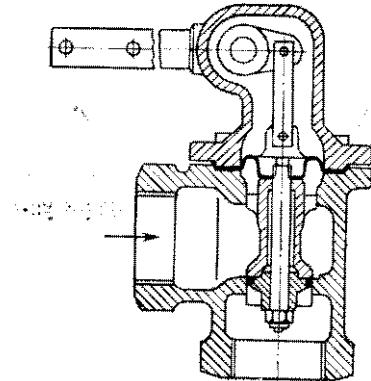


Рис. 6.4-19. Механический регулятор уровня фирмы Фишер

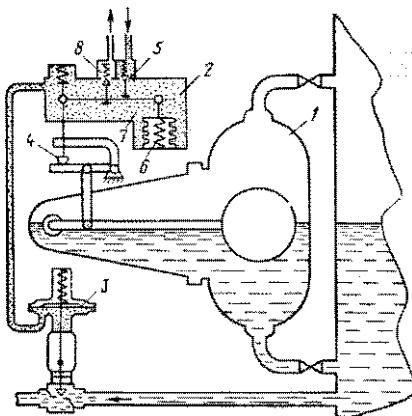


Рис. 6.4-20. Пневматический регулятор уровня с выносной камерой фирмы Фишер

ле которого сепаратор необходимо остановить и заменить диафрагму.

Каждый сепаратор оснащается нефтемерным стеклом 13 (см. рис. 6.4-17) и люком-лазом, который не показан на рисунке. Давление на газовой линии измеряется манометром 14, а до каплеуловителя — манометром 15, установленным на линии питания газом пневмоклапана.

Датчик регулятора уровня поплавкового типа передает усилие на клапан механически или через пневмосистему. На рис. 6.4-19 показан механический регулятор с рычажным управлением (поплавок, подсоединеный к рычагу, на рисунке не показан). Пневматические клапаны осуществляют более надежное регулирование, но они дороже механических регуляторов. Принцип действия наиболее широко распространенного пневматического регулятора показан на рис. 6.4-20. Если уровень жидкости находится посередине выносной поплавковой камеры 1, с помощью пилотного клапана 2 газ поступает под давлением около 0,16 МПа под диафрагму клапана 3. В этом положении расход поступающей в аппарат жидкости будет равен расходу на выходе. Если приток превышает расход на выходе, уровень жидкости в камере будет увеличиваться. Рычаг 4 приподнимется, в результате чего откроется клапан 5. Давление газа в пилотном клапане возрастет, и соответственно возрастет давление под диафрагмой. Внутренний клапан в основном клапане 3 начнет открываться. Одновременно сильфоны 6, сжатые за счет увеличения внешнего давления, освобождают шарирное соединение

ние с правым поворотом от рычага 7, и в результате этого поступление газа прекращается закрытием клапана 5. Этим приостанавливается дальнейший рост давления под диафрагмой. Давление открытия клапана будет сохраняться до тех пор, пока уровень жидкости в камере не изменится. Если уровень жидкости начнет снижаться, то некоторое количество газа при помощи клапана 8 будет выпущено и процесс регулирования начнет повторяться.

б) Горизонтальные сепараторы

В одноемкостных горизонтальных сепараторах (рис. 6.4-21) продукция поступает в аппарат через патрубок 1 и стекает по стенке аппарата. Перегородка 2 из полосового листа способствует ускорению отделения нефти от газа. Уровень жидкости регулируется клапаном 4, приводимым в действие поплавком 3. Газ поступает в газосборную сеть через патрубок 5, а жидкость — в систему сбора нефти через патрубок 6. Приборы для регулирования давления, обеспечения безопасности и другое оборудование очень похожи на оборудование, применяемое в вертикальных сепараторах.

Двухъемкостные горизонтальные сепараторы (рис. 6.4-22). Продукция скважин поступает в верхнюю емкость через входной патрубок 1 и сепарирующие элементы 2, выполненные из перфорированных листов. Часть жидкости по первой соединительной трубе стекает в нижнюю емкость 3, а затем направляется в выкидную линию через пневматический клапан 6 регулятора уровня. Управление клапаном осуществляется при помощи поплавка и пилотного клапана 5. От-

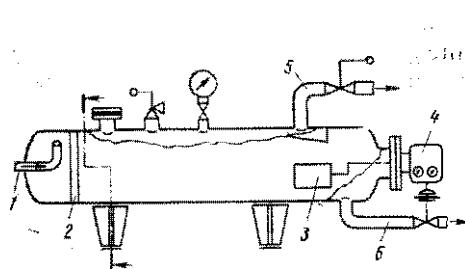


Рис. 6.4-21. Одноемкостной горизонтальный сепаратор

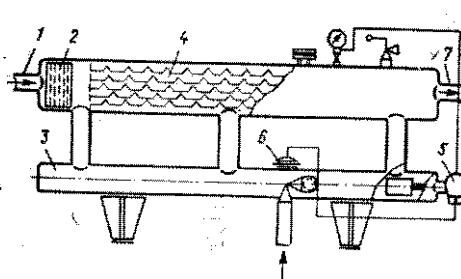


Рис. 6.4-22. Двухъемкостной горизонтальный сепаратор

делившийся газ с каплями жидкости движется вдоль перфорированного отбойника 4, а затем поступает в газовую линию через патрубок 7.

в) Сферические сепараторы

На рис. 6.4-23 показан сферический сепаратор с отводом газа из нижней части аппарата. Продукция скважин поступает в аппарат через входной патрубок 1 и стекает вниз по сферической крышке 2.

Нефть собирается в нижней части аппарата. Регулирование уровня осуществляется воздействием поплавка 3 на пилотный клапан 4, который дает команду на управление пневматического клапана 5. Капли жидкости улавливаются в коалесцирующей набивке 6. Газ поступает в выкидную линию 8, где установлен регулятор давления 7.

6.4.4. ПОДБОР СЕПАРАТОРА

а) Выбор типа сепаратора

Вертикальные сепараторы имеют то преимущество, что они нечувствительны к колебаниям уровня жидкости, что позволяет для его регулирования применять более простые средства. При изменении уровня жидкости в аппарате объем ее, приходящийся на единицу высоты аппарата, незначителен. Но с другой стороны изменение уровня не влияет на площадь поперечного сечения газового потока, а также на содержание капель жидкости в газе. Поэтому эти сепараторы наиболее приемлемы для сепарации продукции скважин, при поступлении которой в сепаратор происходит пульсации потока. На единицу производительности по газу требуется меньше площади, чем в сепараторах других типов. Процесс очистки сепаратора прост, поэтому сепаратор приемлем, когда в продукции скважин содержится песок. В горизонтальном сепараторе такого же объема, что и вертикальный, производительность по газу (или объем газа в стандартных условиях, который может быть отсепарирован из жидкой фазы за единицу времени) больше. Это объясняется следующими причинами. В вертикальном сепараторе диаметр аппарата должен быть достаточным, чтобы скорость выходящего газа

была меньше скорости осаждения капелек жидкости. Высота сепаратора в основном определяется пространством, необходимым для размещения отдельных элементов, описанных в разделе 6.4.3а. Высота современных сепараторов находится в пределах 3 м. Дальнейшее увеличение высоты не приводит к повышению производительности по газу.

Производительность горизонтальных сепараторов повышается с увеличением длины. При поступлении продукции скважин в сепаратор уже на начальном участке произойдет осаждение более крупных капель жидкости. Размеры капелек жидкости на выходе из сепаратора, соответственно и меньше содержание капелек жидкости в газовом потоке. (Частицы диаметром менее 0,01 мм не могут быть удалены простым осаждением.) Поток газа

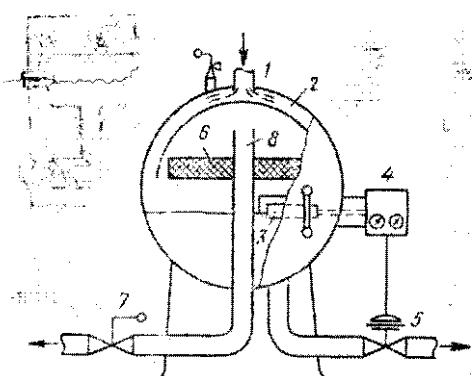


Рис. 6.4-23. Сферический сепаратор

жидкости будут уменьшаться от входа продукции до выхода газа из сепаратора. Чем больше длина сепаратора, тем меньше будут размеры капелек жидкости на выходе из сепаратора, соответственно и меньше содержание капелек жидкости в газовом потоке. (Частицы диаметром менее 0,01 мм не могут быть удалены простым осаждением.) Поток газа

на выходе не встречается с потоком поступающей продукции, что исключает вероятность загрязнения газа каплями жидкости и позволяет увеличить скорость газового потока. Поверхность раздела фаз газ — жидкость сравнительно велика, поэтому требуется меньше времени для всплытия пузырьков газа в жидкости. Одноемкостный горизонтальный сепаратор той же производительности по газу, что и вертикальный, по размеру меньше и дешевле. Разница в стоимости возрастает при сепарации продукции под высоким давлением. В этом случае толщина стеки вертикального сепаратора высотой 3 м должна быть рассчитана на высокое давление, но этот сепаратор можно заменить горизонтальным большей длины, меньшего диаметра и с меньшей толщиной стенки.

Стоимость двухъемкостных сепараторов больше стоимости одноемкостных, их газовое пространство отделено от пространства для жидкости, что предотвращает смешивание двух фаз, а уровень жидкости всегда остается спокойным. В этом заключается преимущество таких сепараторов, особенно при сепарации легких жидкостей. Горизонтальные сепараторы монтировать и обслуживать намного проще, чем вертикальные.

У сферических сепараторов первоначальные капиталовложения на единицу производительности по газу наименьшие, что является основным их преимуществом. Их лучше всего применять, когда дебиты скважин

Таблица 6.4-10
Преимущества и недостатки различных типов сепараторов

Сепаратор	K/q_g^*	Экономичность при высокой производительности по газу, q_g	Экономичность при высоком давлении газа	Содержание грязи, песка	Содержание пенного нефти	Высокая вязкость и большая температура застывания	Пульсация потока	Регулирование уровня жидкости	Компактность	Монтаж и ремонт	A/q_g^{**}
Вертикальный Горизонтальный: одноемкостной	3	2	3	2	3	2	2	1	3	2	1
двуихъемкостной	2	1	1	3	1	1	3	4	2	1	4
сферический	2	1	1	3	1	3	1	2	2	1	3
	1	3	2	1	3	4	4	3	1	1	2

* Первоначальные капиталовложения на единицу производительности по газу.

** Потребная площадь на единицу производительности по газу.

сравнительно низкие и постоянны. Монтаж и перемещение их осуществляются довольно просто. Кроме того, их легко очищать, они занимают небольшую площадь, особенно при двухступенчатой сепарации, так как одна сфера может монтироваться на другой. В табл. 6.4-10 приведены для руководства преимущества и недостатки различных типов сепараторов. Меньшая цифра показывает большее преимущество.

6) Расчеты сепараторов

При определении внутреннего диаметра сепаратора для обеспечения соответствующей производительности по газу исходят из следующих соображений. Прежде всего учитывают максимальную производительность по газу, которую может обеспечить сепаратор при заданных давлении и температуре при содержании капель в жидкости менее $0,1 \text{ г}/\text{м}^3$. Так как на производительность сепаратора влияют как внутренняя конструкция, так и состав продукции, рекомендуется расчеты по определению размера сепаратора осуществлять по эмпирическим формулам или по методике, разработанной Грейвидсом (1960 г.). Производительность сепаратора по газу можно определить по графику (рис. 6.4-25). Коэффициент производительности

$$f = f_1 f_{ж} f_r f_t$$

Основной коэффициент производительности по газу f_1 можно определить по рис. 6.4-24. Здесь $f_{ж}$ — поправочный коэффициент на плотность жидкости; его значение равно единице, если $\rho_ж = 0,848 \text{ кг}/\text{м}^3$; f_r — поправочный коэффициент на плотность газа, значение которого равно единице, если ρ_g относительно воздуха равна 0,7; f_t — поправочный коэффициент на длину сепаратора, значение которого для любого вертикального или сферического сепаратора равно единице, а для горизонтального сепаратора длиной 3 м также равно 1. Значения этих коэф-

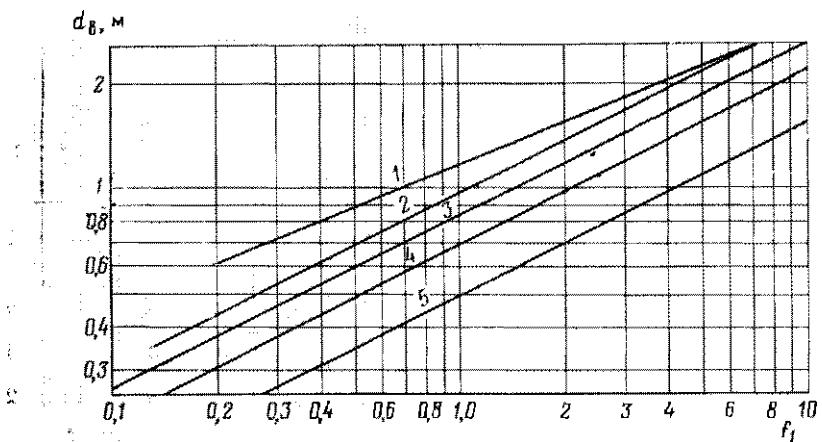


Рис. 6.4-24. Кривые для определения коэффициента производительности сепараторов по газу (Грейвис, 1960):

1 — сферический; 2 — вертикальный (1,5 и 2,3 м); 3 — вертикальный (3 м); 4 — одноемкостный горизонтальный (3 м); 5 — двухемкостный горизонтальный (3 м)

фициентов для условий, отличных от приведенных, можно определить с помощью рис. 6.4-25—6.4-28. По коэффициенту f при данном давлении p производительность сепаратора по газу можно определить с помощью рис. 6.4-25.

Строго говоря, по этой методике температура сепарации принята равной 15,6 °C. Производительность сепаратора несколько ниже при повышенной температуре и несколько больше при пониженной. Предполагается, что как температура застывания нефти, так и температура гидратообразования находятся ниже температуры сепарации: нефть обладает средней склонностью к вспениванию, поэтому поток продукции

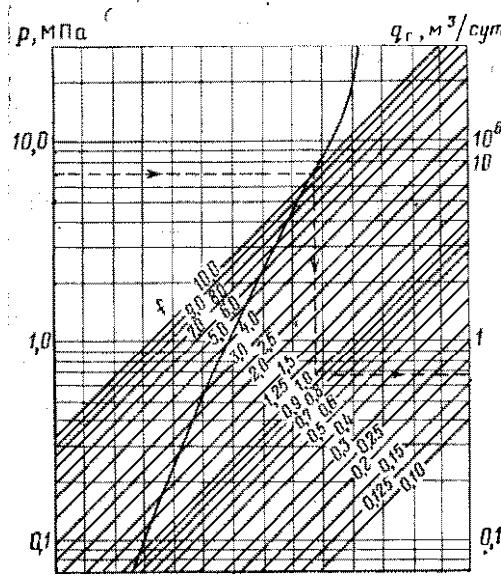


Рис. 6.4-25. Производительность сепараторов по газу (Грейвис, 1960)

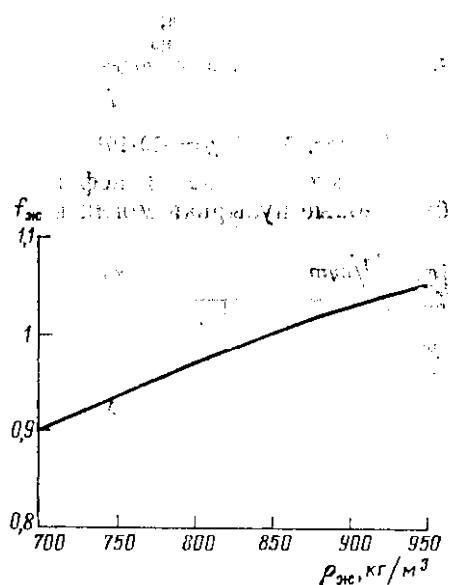


Рис. 6.4-26. Зависимость поправочного коэффициента $f_{ж}$ от плотности жидкости (Грейвис, 1960)

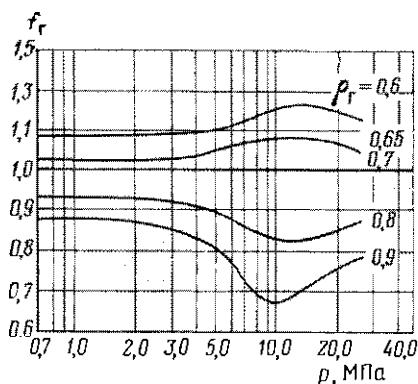


Рис. 6.4-27. Зависимость поправочно-го коэффициента f_g от плотности газа (Грейвис, 1960)

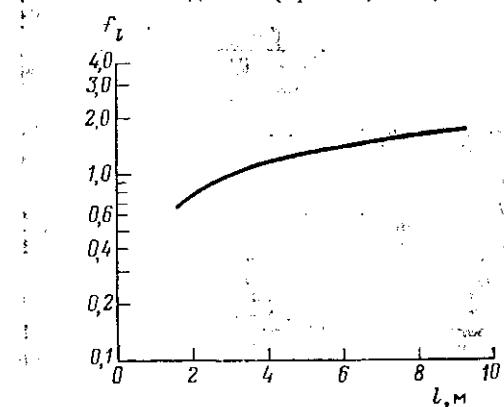


Рис. 6.4-28. Зависимость поправочно-го коэффициента f_t от длины горизонтального сепаратора (Грейвис, 1960)

из скважин стабильный. Далее предполагается, что для одноемкостных горизонтальных сепараторов жидкость занимает половину объема аппарата. В двухъемкостных сепараторах жидкость заполняет нижнюю емкость, в то время как верхняя целиком заполнена газом. Поэтому производительность по газу двухъемкостного сепаратора приблизительно в два раза выше, чем одноемкостного того же диаметра.

Пример 6.4-5. Найти производительность вертикального сепаратора, если $d_{\text{вн}}=0,9 \text{ м}$; $\rho=5,0 \text{ МПа}$; $\rho_{\text{ж}}=760 \text{ кг}/\text{м}^3$; $\rho_{\text{г}}$ относительно воздуха = 0,650; $l=3 \text{ м}$. Из рис. 6.4-24 $f_{\text{ж}}=1,18$; из рис. 6.4-26 $f_{\text{ж}}=0,44$; из рис. 6.4-27 $f_{\text{г}}=1,05$; из рис. 6.4-28 $f_{\text{г}}=1$. Коэффициент производительности составит

$$f = 1,18 \cdot 0,94 \cdot 1,05 = 1,16.$$

Из рис. 6.4-25 $q_{\text{г}}=650 \cdot 10^3 \text{ м}^3/\text{сут}$.

Время пребывания нефти в сепараторе следует выбирать так, чтобы газовые пузырьки могли выделяться из нефти. Для непенистых нефтей это время составляет от 1 до 3 мин. Нефть в сепараторе заполняет объем между уровнем нефти, поддерживаемым регулятором, и выходным патрубком. Если объем жидкости в сепараторе равен 0,16 м³, время пребывания 1 мин, то производительность сепаратора составит $1440 \cdot 0,16 = 230 \text{ м}^3/\text{сут}$. Производительность сепаратора по жидкости — функция внутреннего диаметра. Ее можно определить с помощью рис. 6.4-29. Если нефть имеет тенденцию к вспениванию, время ее пребывания в сепараторе должно быть увеличено (вплоть до 20 мин), а производительность сепаратора соответственно уменьшена. Путем добавки в поток небольшого количества силикона (0,0017—0,025 г/т) можно добиться значительного снижения пенообразования. При этом отмечались случаи увеличения производительности сепаратора до 40% (Нематизаде, 1969). Это окупается особенно тогда, когда по условиям эксплуатации необходимо увеличение производительности сепаратора за сравнительно короткое время.

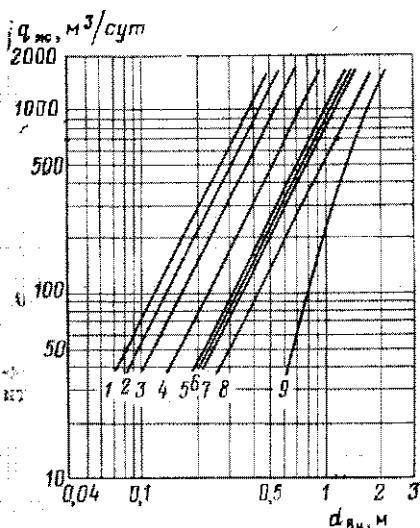


Рис. 6.4-29. Зависимость производительности сепараторов по жидкости от внутреннего диаметра (Грейвис, 1960).

- 1 — одноемкостный горизонтальный, $l=6,1 \text{ м}$;
- 2 — двухъемкостный горизонтальный, $l=4,6 \text{ м}$;
- 3 — двухъемкостный горизонтальный, $l=3 \text{ м}$ и одноемкостный горизонтальный, $l=6,1 \text{ м}$;
- 4 — двухъемкостный горизонтальный, $l=1,5 \text{ м}$ и одноемкостный горизонтальный, $l=3,0 \text{ м}$;
- 5 — вертикальный, $l=4,6 \text{ м}$;
- 6 — одноемкостный горизонтальный, $l=1,5 \text{ м}$;
- 7 — вертикальный, $l=3,0 \text{ м}$;
- 8 — вертикальный, $h=1,5-2,3 \text{ м}$;
- 9 — сферический

Пример 6.4-6. Необходимо определить производительность по жидкости сепаратора, описанного в предыдущем примере. Нефть имеет среднюю склонность к вспениванию, время пребывания нефти в аппарате составляет 1 мин.

Из рис. 6.4-29 определяем $q_{\text{ж}}=650 \text{ м}^3/\text{сут}$.

Расход жидкости по выкидной линии от сепаратора до резервуара определяется по перепаду давления между этими аппаратами или по гидравлическим сопротивлениям. Поэтому при проектировании сепарационной установки необходимо исходить из того, чтобы пропускная способность выкидной линии была рассчитана на максимальную производительность сепаратора по жидкости.

Объем нижней емкости двухъемкостного сепаратора определяется по времени пребывания жидкости в нем, но практически объем ее должен быть равен объему верхней емкости. Уровень жидкости в сферическом сепараторе должен поддерживаться обычно на 13 см ниже плоскости среднего горизонтального сечения.

При неустановившихся режимах потока в трубопроводе (пульсирующий или пробковые режимы, продукция поступает периодически) сепараторы рассчитываются не на среднюю, а на максимальную мгновенную производительность. Это особенно важно при определении размера сферического сепаратора.

6.4.5. СПЕЦИАЛЬНЫЕ СЕПАРАТОРЫ

а) Циклонные сепараторы

К этому типу относятся двухфазные сепараторы, обеспечивающие за счет изменения направления потока эффективную сепарацию без применения механических каплеслововителей. На рис. 6.4-30 показан циклонный сепаратор. По тангенциальному вводу 1 (поток закручивается по спирали) жидкость перемещается вниз между корпусом аппарата и колпаком 2. Большая часть ее поступает в нижнюю часть аппарата 3. Поток газа, содержащий некоторое количество капель жидкости, поступает в трубу 5, расположенную выше полки 4. Давление в газовой воронке выше шайбы, расположенной в центре полки 4, будет наименьшим. Часть капель ударяется о нижнюю поверхность колпака 2, коалесцируется и стекает вниз. Большая часть капель жидкости при подъеме по трубе 5 из-за вихревого движения соударяется о стенку трубы. В результате пониженного давления выше шайбы 8 происходит отсос жидкости из отверстий в трубы 7 к шайбе 8. Здесь вихревым потоком капли жидкости отбрасываются к стенке сепаратора и стекают вниз. В сепараторах такого типа из газа удаляется до 99,94 % содержащихся в нем капель жидкости. Таком же принцип действия и горизонтальных сепараторов. Для отделения из жидкости твердых взвесей (мелкого песка) применяют циклонные сепараторы компании ДЕМКО (6.4-31). Продукция поступает через входной патрубок 1. Твердые примеси при вихревом потоке отбрасываются к коническому корпусу, перемещаются вниз и дренируются через выходной патрубок 2, а чистая жидкость выпускается через патрубок 3. Обычно несколько таких аппаратов соединяется параллельно, имеют общую обвязку. Производительность циклонного сепаратора данного размера зависит от перепада давления между приемом и выкидом, а также от размера удаляемых частиц (рис. 6.4-32). Эффективность сепарации наибольшая в области между штриховыми линиями. В сепараторе отделяется до 90% примесей с размером частиц, указанным на диаграмме. В этой области приведены

значения минимально рекомендуемого давления на выкиде и максимальный перепад давления в аппарате.

На рис. 6.4-33 показан сепаратор (скруббер) фирмы МОКВЕЛД, рассчитанный на улавливание твердых взвесей и капельной жидкости диаметром частиц более 10 мкм. Продукция поступает через вводной патрубок 1. Поток газа, двигаясь ниже разделяющей перегородки 2,

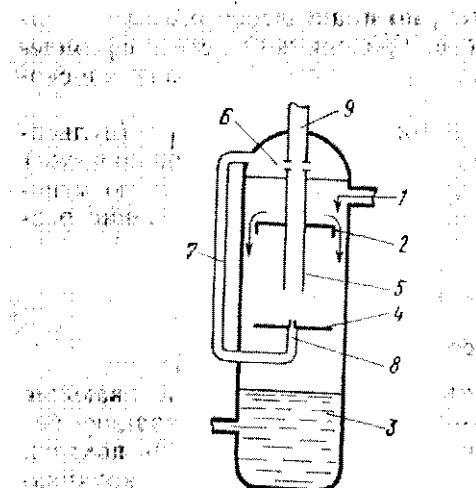


Рис. 6.4-30. Циклонный сепаратор (Барретт, 1970)

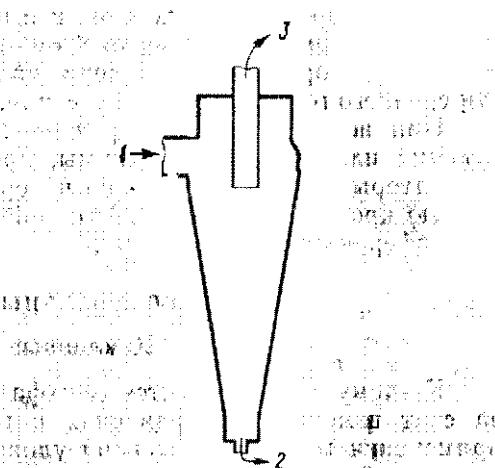


Рис. 6.4-31. Центробежный сепаратор ДЕМКО

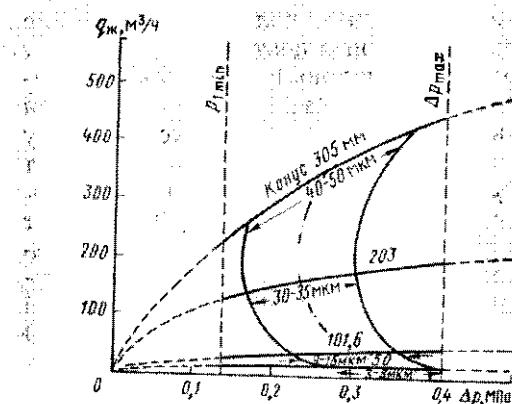


Рис. 6.4-32. Зависимость производительности центробежных сепараторов фирмы ДЕМКО от перепада давления Δp

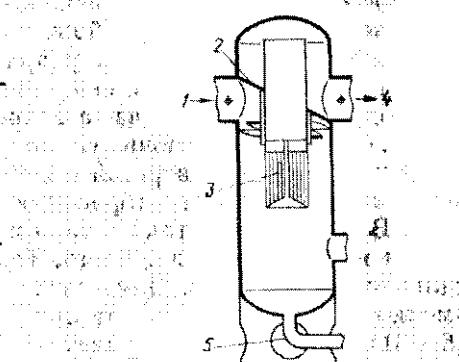


Рис. 6.4-33. Сепаратор фирмы МОКВЕЛД

проходит через каплеотбойник 3 и через патрубок 4 направляется в выкидную линию. Капли жидкости и твердые примеси из потока газа выводятся через патрубок 5. Скруббер обеспечивает удаление от 98 до 100% частиц диаметром более 10 мкм.

6) Трехфазные (нефть — вода — газ) сепараторы

Помимо нефти и газа в продукции скважин иногда содержится значительное количество воды, которая может находиться в потоке в виде отдельной фазы или в виде эмульсии с нефтью. В первом случае применяют так называемые трехфазные сепараторы, в которых отделяются нефть и вода, так и капли жидкости из газа.

На рис. 6.4-34—6.4-36 показаны три основных типа трехфазных сепараторов. Вода из сепаратора сбрасывается через клапан, для управления которым предназначены пилотный клапан и поплавок. Масса поплавка подбирается таким образом, чтобы он плавал на разделе фаз нефть — вода. В сепараторе типа *а* уровни нефти и воды поддерживаются только поплавками 1 и 2. Так как разность плотностей воды и неф-

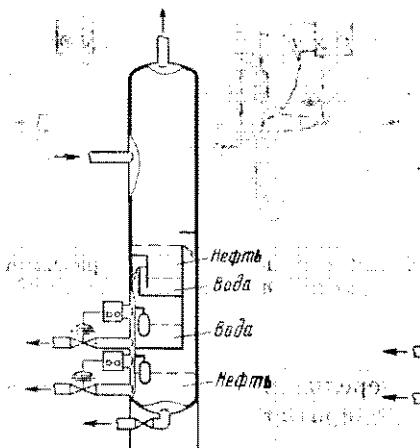


Рис. 6.4-34. Трехфазный вертикальный сепаратор типа *а* (Броусард и Грэйвис, 1960)

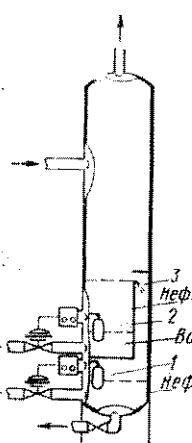


Рис. 6.4-35. Трехфазный вертикальный сепаратор типа *б* (Броусард и Грэйвис, 1960)

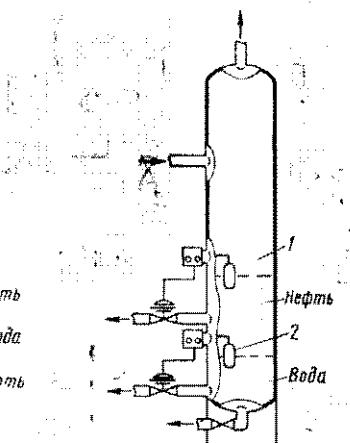


Рис. 6.4-36. Трехфазный вертикальный сепаратор типа *в* (Броусард и Грэйвис, 1960)

ти обычно небольшая, соответственно малы пределы плавучести, удерживающие поплавок на разделе фаз. Особенна мешают поддержанию нормального уровня различные пробки жидкости в потоке, которые вызывают раскачивание поплавка. Этот тип сепаратора сравнительно простой и дешевый. Вся его нижняя часть доступна для осаждения. При этом довольно легко удаляются отложения песка и грязи.

В сепараторе типа *б* для улучшения поддержания уровней раздела фаз поплавками 1 и 2 смонтирована переливная камера 3. В этом случае объем секции, в которой осаждаются различные примеси, меньше, чем в сепараторе типа *а*, а внутренняя конструкция ухудшает условия для сепарации газа.

В сепараторе конструкции *в* раздельное поддержание двух уровней фаз осуществляется при помощи переливных камер и поплавков. В данном случае не предусматривается поплавок на разделе фаз нефть — вода. Нефть и вода собираются в отдельных отсеках. Этот сепаратор

имеет следующее преимущество. В случае отказа одного из регуляторов уровня сброс воды и нефти можно производить раздельно даже в случае смешения их с газом. К недостаткам этого сепаратора относится небольшое пространство для осаждения примесей, меньшее даже, чем в сепараторе типа б. При этом сепарация затруднена, а сам аппарат довольно дорогой.

На рис. 6.4-37 и 6.4-38 показаны сферические сепараторы, в которых внутренняя конструкция в принципе аналогична сепараторам ти-

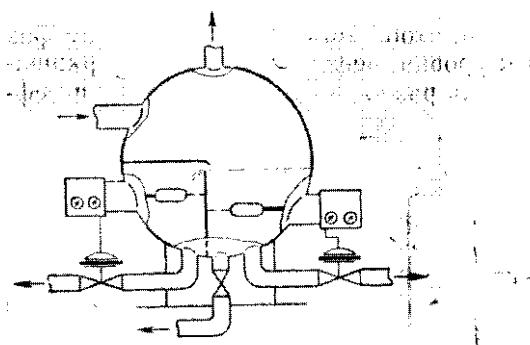


Рис. 6.4-37. Трехфазный сферический сепаратор типа б (Броусард и Грейвис, 1960)

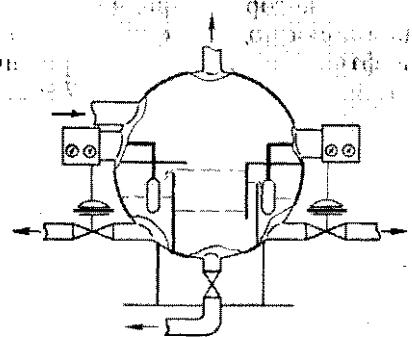


Рис. 6.4-38. Трехфазный сферический сепаратор типа а (Броусард и Грейвис, 1960)

пов б и в. Эти сепараторы, хотя и имеют переливные камеры, но, в отличие от соответствующих вертикальных сепараторов, очистка их осуществляется проще. Это необходимо отнести к преимуществу сепаратора.

Трехфазный сепаратор, приведенный на рис. 6.4-39, может оказаться экономически эффективным, если при нагреве нефтяная эмульсия может быть легко разрушена. Продукция скважин поступает в сепаратор через приемный патрубок 1 и по трубе 2 направляется в зону нагрева. Обезвоженная нефть поднимается на поверхность. Первый грузовой клапан 4 регулирует сброс воды из аппарата, второй клапан 7 регулирует сброс нефти. Грузовой клапан 4 открывается при полностью заполненной водой трубе 6, так как давление столба воды, действующего на диафрагму снизу, превышает давление рабочего газа, действующего на нее сверху. Грузовой клапан 3 работает аналогичным образом.

в) Автоматизированные замерные сепараторы

Замерные сепараторы предназначены для измерения массы или объема продукции. Замерные сепараторы могут быть двух- или трехфазными в зависимости от измерения объема общей жидкости или раздельно нефти и воды.

Физико-химические характеристики продукции скважин, склонность их к пенообразованию должны приниматься во внимание при выборе

той или иной конструкции сепаратора. Наиболее распространены сепараторы для замера объема, и реже — массы жидкости.

На рис. 6.4-40 показан замерный сепаратор, приемлемый для отделения непеннистой нефти от газа (Фрик, 1962). Емкость сепаратора разделена на две секции, верхняя из которых и является собственно сепаратором. Его конструкция почти не отличается от конструкции обычного вертикального сепаратора (например, приведенного на рис. 6.4-17).

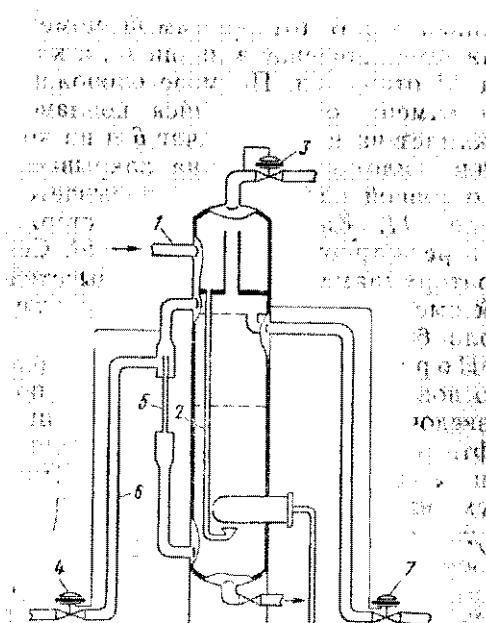


Рис. 6.4-39. Трехфазный вертикальный сепаратор с нагревом (Кэмпбелл, 1956)

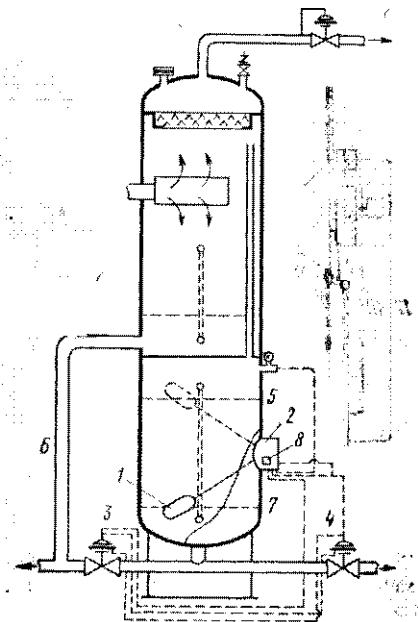


Рис. 6.4-40. Автоматизированный замерный сепаратор

Крайние положения поплавка 1 в нижней секции (замерная камера) контролируются промежуточным 2 и основными клапанами 3 и 4. В любой момент, пока уровень жидкости в замерной камере ниже верхнего положения 5 поплавка, клапан 3 открыт, а клапан 4 закрыт, и жидкость может перетекать из верхней секции по линии 6 в замерную камеру. При верхнем положении поплавка 5 (показано штриховой линией) пилотный клапан 2 закрывает задвижку 3 и открывает задвижку 4. Как только поплавок достигнет нижнего уровня 7, клапан 3 снова откроется, а клапан 4 закроется. Число опорожнений замерной камеры записывается счетчиком 8. Счетчик может быть также оборудован цифропечатающим устройством для определения объема жидкости путем перемножения числа отсчетов на объем замерной секции.

Сепаратор, показанный на рис. 6.4-41, позволяет осуществлять автоматическое измерение продукции малодебитных скважин. Продукция

скважин поступает в сепаратор 2 через приемный патрубок 1. Когда выкидная линия закрыта, дегазированная нефть по трубе 3 поступает в замерную камеру 4. По мере подъема уровня нефти стальной сферический поплавок 5 занимает положение, показанное на рисунке. Поплавок приподнимает рычажную пару 6—6 и увлекает за собой стержень 7.

В результате этого пилотный клапан 8 дает команду распределителю 9 на подачу газа в линию 10 для закрытия клапана 11. В тот же самый момент снижается давление в линии 12, а клапан 13 открывается. По мере опорожнения камеры опускающийся поплавок нажимает на нижний рычаг 6 и по команде пилотного клапана закрывается основной клапан 13 и открывается клапан 11. Каждый ход вниз стержня 7 регистрируется счетчиком 14. Сепаратор диаметром 0,3 м и высотой 2 м имеет производительность по газу около 6000 м³/сут.

Портативные сепараторы в основном применяют при освоении разведочных скважин и для сепарации нефти от газа одиночных скважин. Эти сепараторы также могут быть двух- или трехфазными. Объем жидкости обычно замеряется счетчиками объемного типа. Количество газа определяется при помощи шайбного расходомера. В трехфазных сепараторах отделение воды от нефти может

Рис. 6.4-41. Автоматизированный замерный сепаратор для малодебитных скважин (по МакГи, 1957)

осуществляться без нагрева (если разделение фаз идет легко) или путем нагрева пролукции. В последнем случае отделение воды может происходить с добавкой деэмульгатора или без него. Нагрев может осуществляться непосредственно за счет сжижания газа или при помощи электронагревателей. Сепараторы могут быть вертикальными или горизонтальными. Рассмотрим только портативные сепараторы, не требующие нагрева продукции. При этом имеется в виду, что при разделении трех фаз вода полностью отделяется от нефти и отстает за счет действия гравитационных сил за время пребывания жидкости в аппарате. В двухфазном сепараторе (рис. 6.4-42) жидкость проходит через счетчик объемного типа; портативный трехфазный сепаратор, приведенный на рис. 6.4-43 (Фрик, 1962), оборудован двумя калибранными емкостями для измерения объемов как нефти, так и воды. Диаметр сепаратора равен 0,3—1,2 м, длина 1,8—2,1. Максимальное рабочее давление составляет 17 МПа; максимальная производительность по газу двухфазных сепараторов около 500 тыс. м³/сут, для трехфазных сепараторов — 340 тыс. м³/сут. Максимальная производительность по жидкости для двухфазных сепараторов около 750 м³/сут, и

750 м³/сут по нефти и плюс 380 м³/сут по воде для трехфазных сепараторов. Масса установок от 0,5 до 2 т.

Если используются калиброванные емкости (камеры), поправочный коэффициент следует определять при каждом замере на новом объекте. Это связано с тем, что в жидкости содержится газ и, кроме того, само измерение производится при давлении и температуре, близких к условиям сепарации. Поэтому объем продукции при нормальных условиях

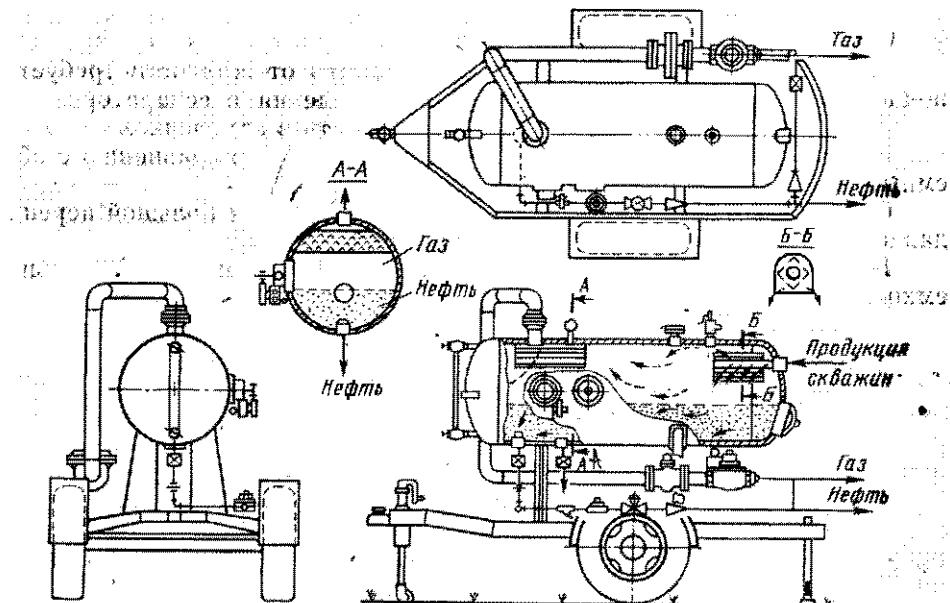


Рис. 6.4-42. Двухфазный портативный сепаратор (по Киммелю)

и объем при стандартных условиях будет отличаться от измеренных. Кроме того, необходимо учитывать тот факт, что будут определенные погрешности самого прибора и ошибки из-за присутствия в нефти загрязнений. Пересчетный коэффициент счетчика всегда будет меньше 1. Поэтому отсчитанный по счетчику объем будет всегда больше объема жидкости в стандартных условиях или объема жидкости в резервуаре.

Счетчики с калиброванными емкостями имеют следующие преимущества:

1. Легко поддается проверке исправность замерного устройства; установка находится в хорошем состоянии, если она не забита отложениями и стенки ее не деформированы, а запорные клапаны хорошо открываются и закрываются.

2. Менее чувствительны к содержанию песка и других механических примесей по сравнению со счетчиками объемного типа.

3. Точность измерения не зависит от дебита в пределах от 0 до q_{max} .

4. При определении массы поступающей жидкости они приемлемы и для измерения пенистых нефтей.

5. Обслуживание и ремонт можно производить при работающем сепараторе.

6. Даже при выходе из строя средств контроля невозможно измерить объем газовой фазы вместо объема жидкости.

К недостаткам таких счетчиков следует отнести.

1. Стоимость оборудования и стоимость монтажа выше, чем у счетчиков объемного типа.

2. Измерение не непрерывное.

3. Для освобождения измерителей емкости от жидкости требуется поддержание определенного избыточного давления в сепараторе.

4. Отложения парафина вносят погрешность в измерение.

5. Более тяжелы и занимают больше площади по сравнению с объемными счетчиками.

6. При измерении высоковязких нефтей требуется большой перепад давления в процессе освобождения измерительной емкости.

Производительность счетчиков зависит от объема измерительной емкости.

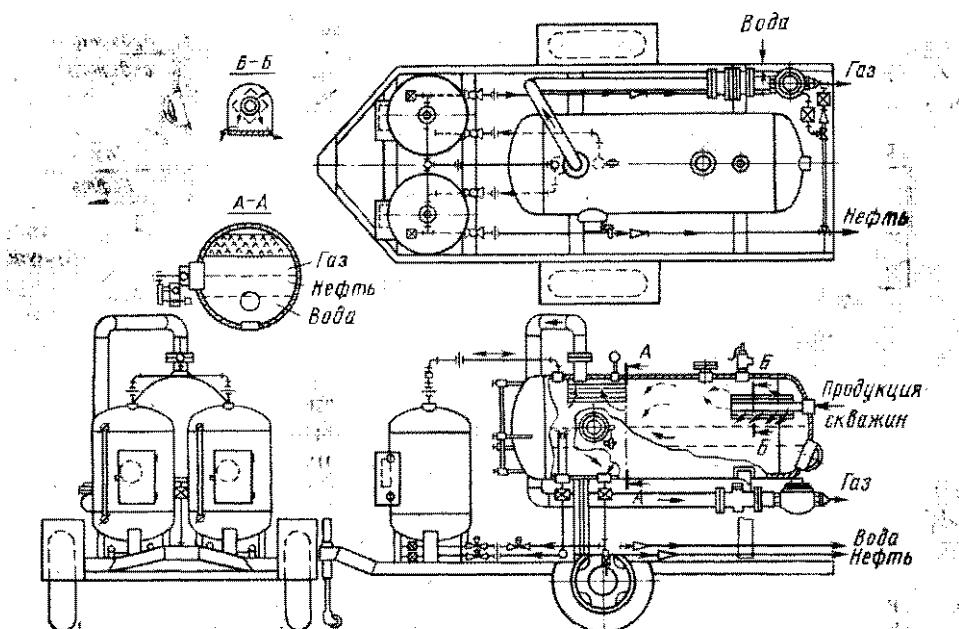


Рис. 6.4-43. Трехфазный портативный сепаратор (по Киммелю)

Из объемных счетчиков большее распространение получили ротационные счетчики. Эти счетчики просты, прочны, дешевы и рассчитаны на относительно широкий диапазон измерений. Они менее точны, чем счетчики с овальными шестернями.

Объемные счетчики имеют следующие преимущества:

1. Выход жидкости и процесс измерения непрерывный.
2. Счетчики пригодны также для измерения высоковязких нефтей.
3. Перепады давления в счетчике незначительны.
4. В большинстве счетчиков устройство по введению температурной компенсации, т. е. уменьшение измеренного объема по сравнению с объемом при стандартных условиях, дешевле, чем в счетчиках с измерительными емкостями.

К недостаткам счетчиков относятся.

1. Объем газа, проходящий через счетчик, будет показан как объем нефти. Быстрое изменение скорости потока из-за газовых пробок может привести к повреждению или поломке счетчика.
2. Содержание в продукции песка, глины, солей и других механических примесей ведет к повышению погрешности.
3. Точность счетчика должна периодически проверяться при помощи калиброванной смеси или другого счетчика.
4. Точность измерения может осуществляться при довольно ограниченных пределах расхода.

6.4.6. НИЗКОТЕМПЕРАТУРНАЯ СЕПАРАЦИЯ

Если продукция скважин перед поступлением в сепаратор предварительно охлаждается, в последнем будут получаться сухой газ и жидкость, содержащая большое количество низкокипящих углеводородов (конденсат). Так как точка росы сухого газа низкая, такой газ лучше транспортируется по газопроводам. Если в продукции скважин содержатся только низкокипящие углеводороды, извлекаемый нестабильный конденсат будет содержать большое количество пропана и бутана.

Процесс низкотемпературной сепарации разработан сравнительно недавно и осуществляется обычно при температуре ниже -5°C . Разработаны многочисленные варианты процесса. В зависимости от того, используется ли для охлаждения потока его собственный «холод» за счет расширения газа или внешний «холод», процесс можно подразделить на два вида. При внедрении процесса низкотемпературной сепарации основная трудность, связанная с низкими температурой и давлением, заключается в том, что образуются гидраты, которые, в случае отсутствия мер по их предотвращению, могут привести к быстрому замораживанию продукции. Для обеспечения непрерывной работы оборудования принимаются различные меры по предотвращению гидратообразований.

По И. С. Янг низкотемпературная сепарация может быть обеспечена при следующих условиях (Фрик, 1962):

а) Охлаждение за счет расширения потока

а.1) без ингибитора гидратообразования;

а.1.1) без применения внешнего подогрева;

а.1.2) с применением внешнего подогрева;

а.2) С ингибитором против гидратообразования;

а.2.1) без стабилизации;

а.2.2) со стабилизацией.

б) Охлаждение холодоносителем в теплообменниках,

б.1) низкотемпературная абсорбция;

б.2) компрессионный холод.

(а.1.1). Для расплавления гидратов подогрев не применяется. На рис. 6.4-44 показано оборудование, применяемое для этой цели. Оно состоит из жидкостного сепаратора 2 на входе, теплообменника газ—газ 3 и низкотемпературного сепаратора 6. Более детально низкотемпературный сепаратор показан на рис. 6.4-45. Продукция скважин поступает в сепаратор через штуцер 1. В сепараторе предусмотрены выход-

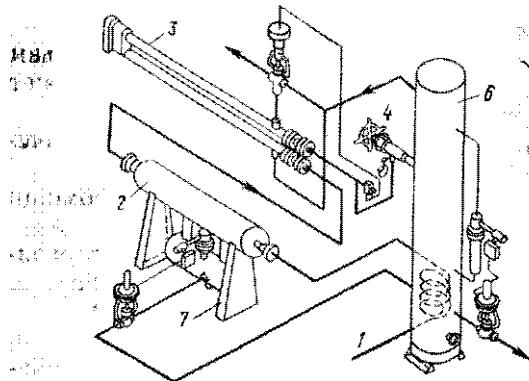


Рис. 6.4-44. Низкотемпературный сепаратор типа а (по Фрику)

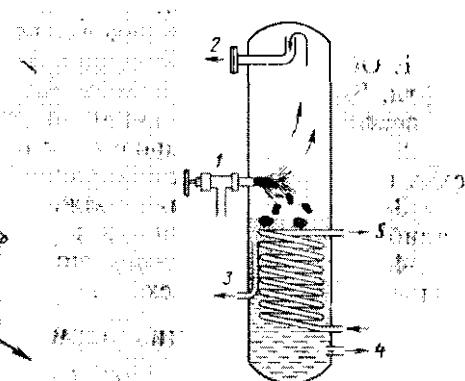


Рис. 6.4-45. Низкотемпературный сепаратор (Мейлс, 1960)

ные патрубки: для газа 2, для жидких углеводородов 3 и для воды 4. Твердые гидраты скапливаются в нижней части аппарата. Твердые гидраты нагреваются выше температуры их разложения с помощью змеевика 5, по которому циркулирует горячий поток. Давления и температуры могут поддерживаться на следующем уровне: температура газа до штуцера 30°C , после штуцера 0°C . Температура подогретой продукции скважин на входе 50°C , на выходе 30°C . Такое охлаждение продукции скважин можно получить при перепаде давления с 14 МПа до 0,5 МПа или 1 МПа. Аппараты для низкотемпературной сепарации могут быть вертикальными, горизонтальными, комбинированными (рис. 6.4-46), а также сферическими.

Еще раз обратимся к рис. 6.4-44. При такой технологической схеме поступающая продукция скважин 1 используется для разложения гидратов, скапливающихся в нижней части аппарата. Охлажденная продукция поступает в сепаратор 2, где отделяется жидкая фаза. Отделение жидкой фазы преследует две цели: во-первых, уменьшить вероятность оледенения штуцера 4; во-вторых, освобожденный от жидкости газ можно глубже охладить, так как в противном случае жидкость, имеющая большую теплопроводность, препятствует созданию глубокого «холода». Газ, освобожденный от жидкости, поступает в теплообменник 3, где охлаждается поступающим с выкида сепаратора 6 холодным сухим газом до температуры, несколько превышающей температуру гидратообразования перед штуцером. Это осуществляется путем регулирования трехходовым клапаном 5 по команде термостата расхода газа, проходящего через теплообменник 3. Эта схема может работать удовлетвори-

тельно в случае, когда теплосодержание поступающей продукции достаточно для расплавления гидратных соединений на дне сепаратора и если температура потока перед штуцером будет выше температуры гидратообразования при данном давлении.

а.1.2). Необходимое тепло для подогрева продукции скважин и разложения гидратных соединений в сепараторе подводится из внеш-

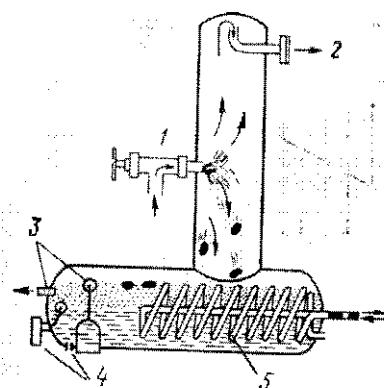


Рис. 6.4-46. Комбинированный низкотемпературный сепаратор (Мейлс, 1960).

Позиции те же, что и на рис. 6.4-45

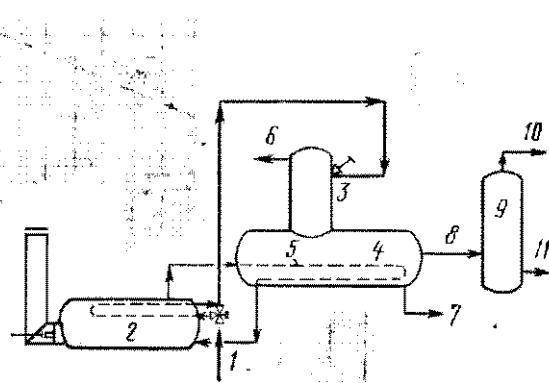


Рис. 6.4-47. Низкотемпературный сепаратор (Мейлс, 1960)

них источников. В этом случае теплообменник газ — газ заменяется путевым нагревателем. Газ подогревается паром или горячей водой в теплообменнике или часть потока направляется через змеевик, размещаемый в жидкой фазе нагревателя. Соотношение нагреваемого и иснагреваемого потоков регулируется по температуре потока перед штуцером. Последнее решение более современное. Гидратные соединения разлагаются под действием воды или пара. Такая схема приведена на рис. 6.4-47. Продукция скважин поступает по трубопроводу 1 и разделяется с помощью трехходового клапана. Часть ее поступает в нагреватель 2, после которого вместе с оставшимся газом через штуцер 3 направляется в комбинированный сепаратор 4. Сухой газ отводится через выходной патрубок 6. Гидратные соединения нагреваются до необходимой температуры горячей водой, циркулируемой в змеевике 5. Вода дренируется через патрубок 7. Жидкие углеводороды по трубе 8 поступают в сепаратор второй ступени 9, где часть газа, выделенная из жидкости, направляется в выкидную линию 10, а жидкие углеводороды — в линию 11.

6.5. ХРАНЕНИЕ НЕФТИ НА ПРОМЫСЛЕ

6.5.1. ПОТЕРИ НЕФТИ ПРИ ХРАНЕНИИ

Потери нефти при хранении слагаются из потерь из-за утечек продукции и потерь от испарения. Утечки нефти можно избежать, если металлические листы резервуара и арматура герметичны, заполнение и

опорожнение резервуаров производится с соответствующей предосторожностью. Потери от испарения происходят из-за того, что воздушное пространство в резервуаре над уровнем жидкости насыщается парами углеводородов, которые поступают в атмосферу. Потери от испарения слагаются из потерь при больших и малых дыханиях резервуара. Ма-

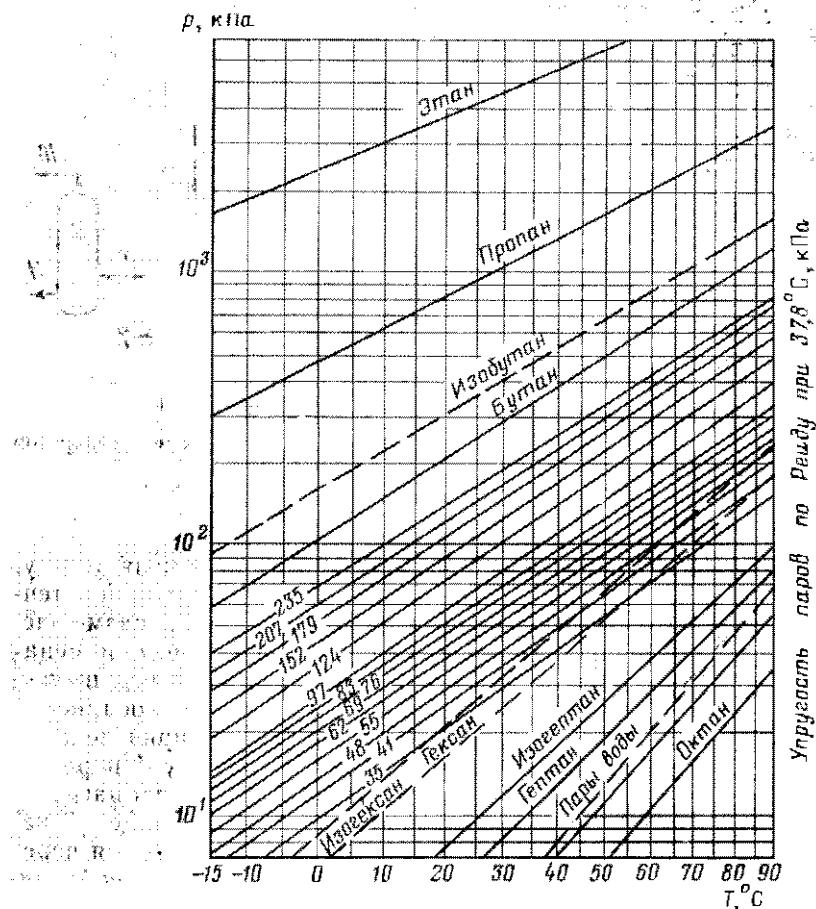


Рис. 6.5-1. Изменение давления паров в зависимости от температуры (О'Брайэн, 1951)

лые дыхания происходят из-за суточных колебаний температуры резервуара. При нагревании резервуара объем паров увеличивается. Пары частично поступают в атмосферу через дыхательную арматуру. При охлаждении, наоборот, атмосферный воздух поступает в резервуар. Этот процесс усложняется при дожде или других атмосферных осадках. Потери при малых дыханиях резервуара тем больше, чем больше упругость паров нефти, колебания температуры и объем парового пространства. Потери при больших дыханиях резервуара происходят в результате вытеснения из парового пространства углеводородов при заполнении

резервуара. Испарение имеет следующие нежелательные последствия: пары углеводородов, поступающие в атмосферу, теряются безвозвратно; содержание легких углеводородов и отсюда стоимость 1 т нефти снижаются; происходит загрязнение окружающей среды продуктами испарения и, кроме того, создается взрывоопасная среда; воздух, поступающий в резервуар, ускоряет процесс коррозии внутренних стенок резер-

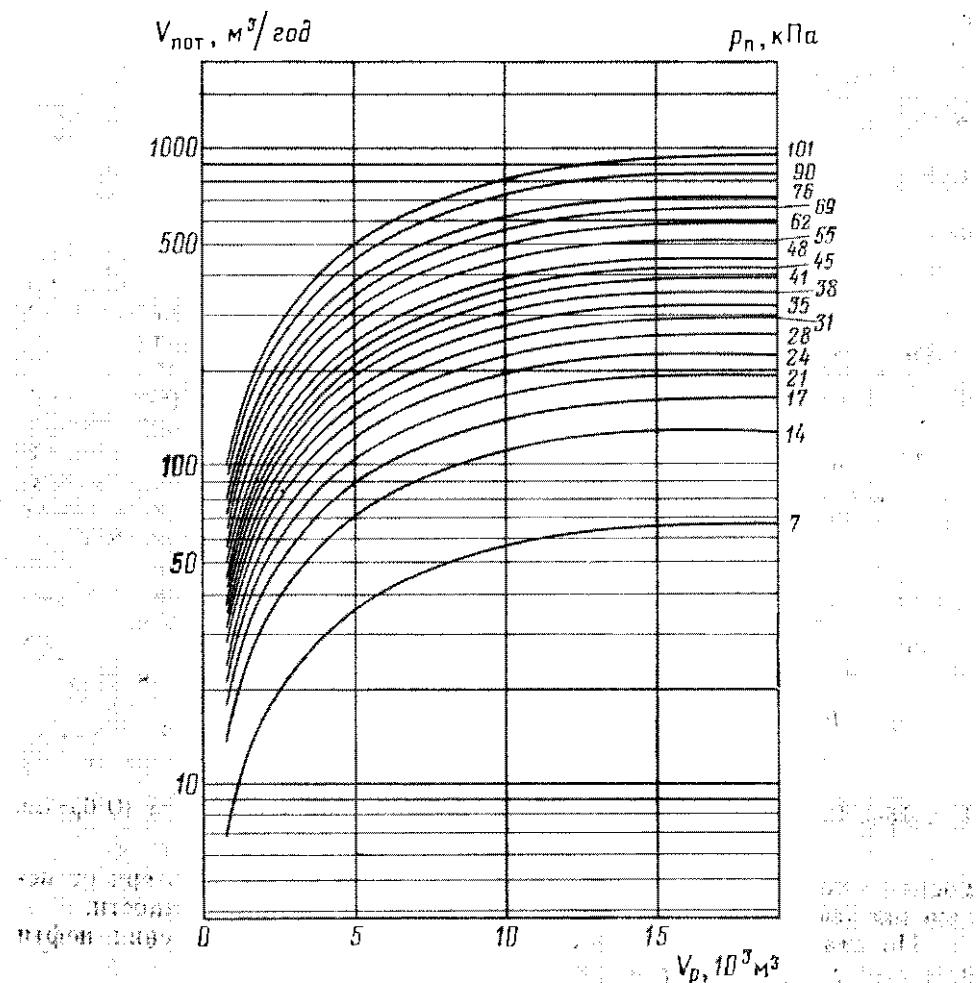
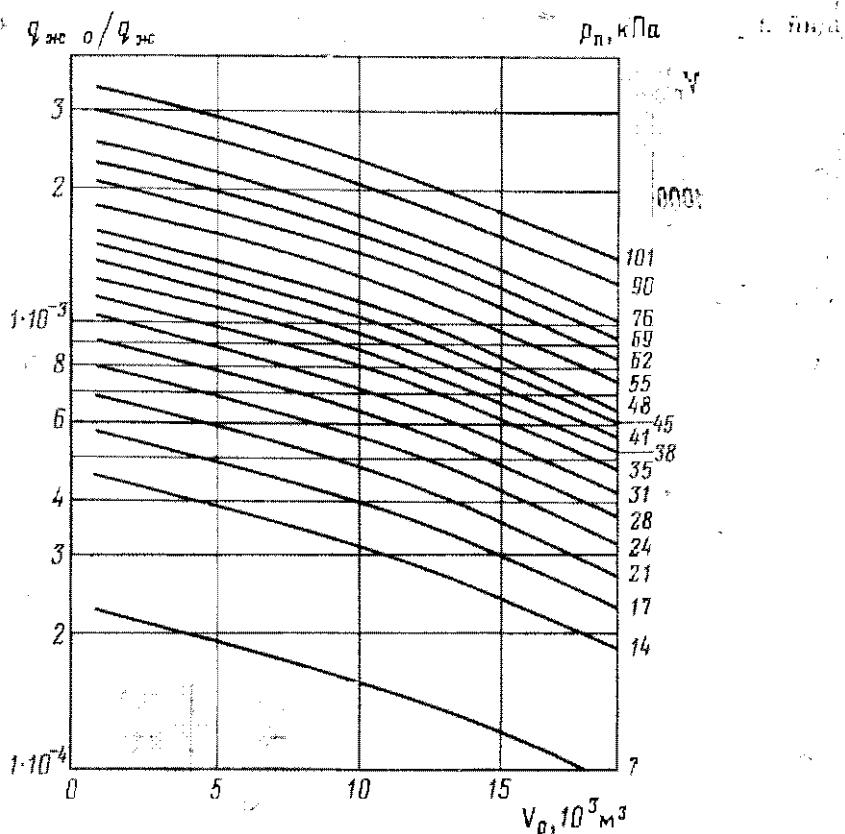


Рис. 6.5-2. Изменение потерь нефти ($V_{\text{пот}}$ при «малых дыханиях») резервуара (О'Брайэн, 1951)

вуара. Имеется несколько путей по сокращению или полной ликвидации потерь нефти. Для оценки экономической эффективности от мероприятий по сокращению потерь необходимо определить объемы потерь путем измерения объема газа, выпускаемого в атмосферу за продолжительный период через одно из оставленных в резервуаре отверстий. Для

определения объема потерь легких углеводородов от испарения в больших резервуарах предложена методика, не требующая тех измерений, которые упомянуты выше (О'Брайн, 1951). На рис. 6.5-1 приведены кривые изменения давления паров для различных углеводородов в зависи-



вой фазе, теряемой при заполнении резервуара, то же, что и в паровом пространстве. Резервуар окрашен в серебряный цвет, заполнение его принято наполовину, и потери нефти определялись в течение продолжительного времени.

Пример 6.5-1. Необходимо определить по методике О'Брайна потери нефти в течение одного года в зависимости от «малых дыханий» резервуара при заполнении 10^6 м^3 жидкости в резервуар объемом 8700 м^3 . В резервуаре хранится газолин при давлении паров по Рейду 90 кПа и средней температуре жидкости у поверхности, равной 25 °C.

По рис. 6.5-1 давление в паровом пространстве равно $p_2 = 63 \text{ кПа}$. Соответственно, потери от «малых дыханий» в течение года составят 485 м^3 (см. рис. 6.5-2). По графику на рис. 6.5-3 коэффициент потерь составит 0,00162 (потери на 10^6 составят 1620 м^3).

Потери в вертикальных цилиндрических резервуарах могут быть сокращены следующим образом:

а) за счет поддержания колебаний температуры в определенных пределах: 1) применения защитных покрытий (из серебра или алюминия) для резервуаров; потери нефти плотностью 0,837 кг/м³ в резервуарах, окрашенных в различные цвета, приведены в табл. 6.5-1; 2) использования теплоизолирующих покрытий резервуаров, при частичном покрытии необходимо теплоизолировать крышу; 3) охлаждения резервуара за счет испарения слоя воды на крыше или орошением последней водой, за счет водяного слоя на крыше потери от испарения можно сократить от 25 до 40%, при орошении — более чем на 50%; 4) применения подземных резервуаров.

При засыпке резервуара слоем земли от 30 до 40 см можно ликвидировать все потери от малых дыханий;

б) путем герметизации резервуара. При этом резервуар должен выдерживать внутреннее давление, превышающее давление паров нефти или нефтепродукта; потери от испарения прекратятся, если давление на поверхности жидкости больше давления паров жидкости; в) путем создания специальных конструкций крыш; г) путем использования установок по улавливанию продуктов испарения.

6.5.2. РЕЗЕРВУАРЫ ДЛЯ ХРАНЕНИЯ НЕФТИ

Нефтяные резервуары на промыслах устанавливаются при групповых замерных установках или центральных пунктах сбора. Изготавливаются они из стальных листов или из бетона. Большинство резервуаров наземные, но применяют и подземные.

Земляные амбары, являющиеся простыми средствами для хранения жидкости, можно применять только как временные сооружения, при открытых фонтанах или освоении разведочных скважин. Амбары долж-

Таблица 6.5-1
Влияние окраски резервуара
на объемы потерь при малых
дыханиях (плотность нефти 837 кг/м³)

Цвет окраски	Потери от испарения, % в год	Плотность нефти после одного года хранения
Черный	1,24	840,3
Красный	1,14	839,7
Серый	1,03	838,6
Алюминиевый	0,83	838,1

ны рыться по возможности на ровной площадке. Днище и стены их следует покрывать утрамбованной глиной (рис. 6.5-4). Чтобы уменьшить фильтрацию нефти в грунт, в нижней части амбара необходим слой воды высотой 10—15 см. Амбары, служащие для хранения бурового раствора или жидкости гидроразрыва, сначала заливаются силиконовой смесью, а затем полимером, расширяющимся в воде. В таких амбара



Рис. 6.5-4. Земляной амбар для хранения нефти

фильтрация составляет менее 0,1 % от объема хранимой жидкости. При такой обработке амбаров также снижается фильтрация нефти.

На промыслах наиболее распространены вертикальные резервуары, изготавливаемые из стальных листов. Листы обычно гладкие, редко рифленые. Стальные листы соединяются между собой при помощи болтов, заклепок или путем сварки. Резервуары, собранные на болтах или заклепках, могут быть разобраны и собраны на новом месте. Сварные резервуары сооружаются быстрее, и потребность в металле для такой конструкции резервуара будет меньше, чем для других. Виды сварки поясов резервуара показаны на рис. 6.5-5; сварка впритык (а), сварка

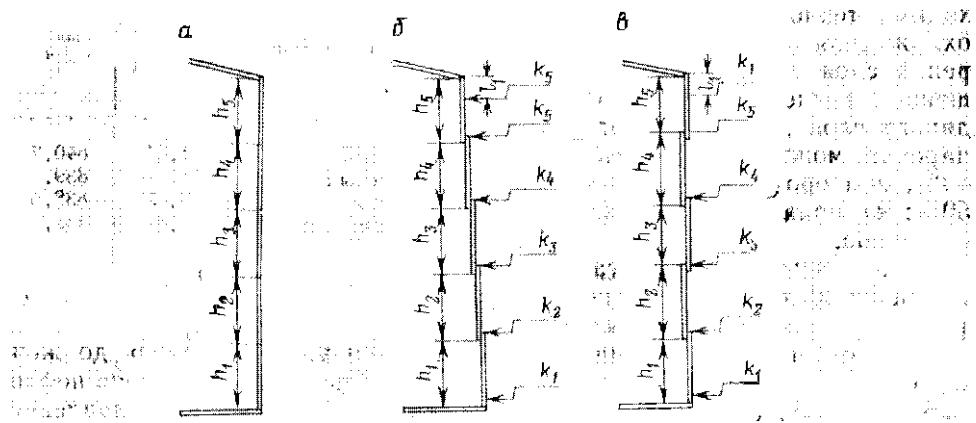


Рис. 6.5-5. Виды сварки поясов резервуара

телескопическая внахлестку (б) и сварка чередующаяся внахлестку (в). Днище резервуара плоское, крыша — обычно коническая. Необходимая толщина стенки корпуса вертикального резервуара определяется по ожидаемому максимальному давлению:

$$s = \frac{rp}{\sigma_{\text{доп}}} = \frac{rh\rho_{\text{ж}}g}{\sigma_{\text{доп}}k},$$

где r — радиус; h — максимальная высота столба жидкости в резервуаре; $\rho_{\text{ж}}$ — максимальная ожидаемая плотность жидкости; $\sigma_{\text{доп}}$ — максимально допустимое напряжение; k — коэффициент на сварной шов.

Пример 6.5-2. Пусть $h=3$ м, $d_i=6$ м, $\rho=1000$ кг/м³, $\sigma_{\text{доп}}=140$ МПа. Какой должна быть толщина стенки?

По уравнению (6.5-1)

$$s = \frac{2,5 \cdot 3 \cdot 1000 \cdot 9,81}{140 \cdot 10^6} = 5,3 \cdot 10^{-4} \text{ м} = 0,53 \text{ мм.}$$

Учитывая приданье необходимой прочности и обеспечения надежности соединения листов, толщину стенок принимают равной 3—4 мм в зависимости от объема резервуара и сорта стали.

Резервуары объемом до 600 м³ сооружают из стального листа постоянной толщины, однако резервуары большего объема делают телескопическими (чем выше пояс, тем тоньше лист). Расход металла на сооружение резервуара данного объема зависит от соотношения высоты резервуара к диаметру. Расход металла составляет

$$V_{\text{мет}} = d_i \pi h s_1 + \frac{d_i^2 \pi}{4} (s_2 + s_3).$$

Так как

$$V = \frac{d_i^2 \pi}{4} h,$$

имеем

$$V_{\text{мет}} = \pi s_1 h \sqrt{\frac{4V}{h \pi}} + \frac{V(s_2 + s_3)}{h}.$$

Минимальный расход металла, потребный для данного объема резервуара, можно определить расчетным путем. Производная $V_{\text{мет}}$ по h будет

$$\frac{dV_{\text{мет}}}{dh} = \frac{\pi s_1}{2} \sqrt{\frac{4V}{h \pi}} - \frac{V(s_2 + s_3)}{h^2}.$$

Отсюда **минимальный расход металла будет**

$$\frac{h}{d_i} = \frac{s_2 + s_3}{2s_1} \quad (6.5-2)$$

Подставляя это значение в вышеприведенную формулу, получим наиболее предпочтительную высоту резервуара:

$$h_{\text{опт}} = \sqrt[3]{\frac{V(s_2 + s_3)^2}{\pi s_1^2 k'}} \quad (6.5-3)$$

где k' — коэффициент, учитывающий сварку внахлестку.

Такой же вид имеет формула и для телескопических **резервуаров** (Шищенко и Апресов, 1952):

$$h_{\text{опт}} = \sqrt{\frac{\sigma'_{\text{доп}}(s_2 + s_3)}{\rho g k'}}, \quad (6.5-4)$$

где $\sigma'_{\text{доп}} = \sigma_{\text{доп}} k''$. Значение k'' находится в пределах 0,72—0,77. Этот коэффициент учитывает уменьшение прочности стыков из-за сварки и клепки.

Оптимальные размеры резервуара, определенные по вышеприведенной формуле, могут быть несколько скорректированы за счет использования стальных листов стандартного размера. С другой стороны, если учесть, что необходимо измерять содержимое резервуара, то лучше применять более высокие резервуары. В случае неточности измерения высоты взлива будет допущена меньшая ошибка по определению объема.

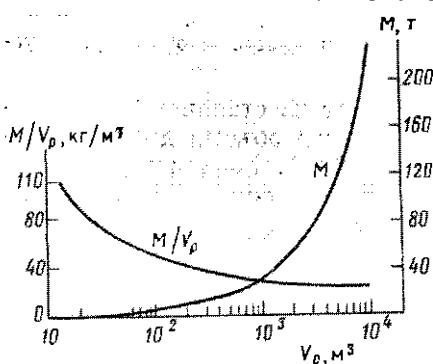


Рис. 6.5-6. Основная характеристика вертикальных стальных резервуаров, применяемых в Советском Союзе (Шищенко и Апресов, 1952)

не изготавливаются объемом более 1600 м³. Резервуары больших объемов обычно сварные. Однако до сих пор нет запрета на выпуск и небольших сварных резервуаров.

Для большинства вертикальных цилиндрических резервуаров давление паров над уровнем жидкости не должно превышать 0,4—0,5 кПа. Для резервуаров с радиально рифлеными крышами это значение может достигать 0,02—0,05 МПа, но расход металла при этом значительно возрастает. Если резервуар рассчитывается на более повышенные давления, в этом случае применяют горизонтальные цилиндрические резервуары. Цилиндрическая обечайка по обоим концам закрывается эллипсоидальным или сферическим днищем. Такие резервуары должны изготавливаться на заводах, а не в полевых условиях. Для нефти, имеющей особенно высокое давление паров, а также при хранении легких дистиллятов следует применять шаровые или сферические емкости.

Вертикальный стальной резервуар (рис. 6.5-7) оборудован люками-лазами на крыше 1 и в корпусе 2, приемными патрубками 3, дыхательным клапаном 4, замерным люком 5, сифонным краном 6, наружной стремянкой или лестницей 7, внутренней стремянкой 8, раздаточным патрубком с шарнирной подъемной трубой 9, указателем уровня 10 и обвязкой средств пенотушения 11.

Дыхательные клапаны устанавливаются на крыше резервуара и открываются при перепадах давления 0,15—0,30 кПа как избыточного, так и вакуума. Принцип действия механического дыхательного клапана (рис. 6.5-8) заключается в следующем: при избыточном давлении в резервуаре клапан 1 открывается, а клапан 2 открывается при вакууме. Пропускная способность клапана зависит от максимальной скорости

приема газов в резервуар. При выборе объема необходимо иметь в виду, что чем больше объем резервуара, тем меньше удельный расход металла M , приходящийся на единицу объема V_p (рис. 6.5-6). Так как этот параметр основной, то экономичнее сооружать несколько резервуаров большого объема вместо многочисленных мелких.

Основные данные по резервуарам изложены в Стандартах АНИ 12В, 12С, 12Д и 12Ф, по алюминиевым — в Стандарте АНИ 12Г. Необходимо указать, что резервуары, предназначенные для демонтажа,

поступления нефти в резервуар и ее откачки из резервуара.

Диаметры механических дыхательных клапанов
(Шищенко и Апресов, 1952)

Подача насоса, м ³ /ч	0—50	50—100	100—200	200—400
Диаметр клапана, мм	50	100	150	200

В некоторых случаях конструкция замерного люка позволяет осуществлять функцию дыхательного клапана механического типа (рис. 6.5-9). Здесь линия 1 служит нулевой отметкой при измерении

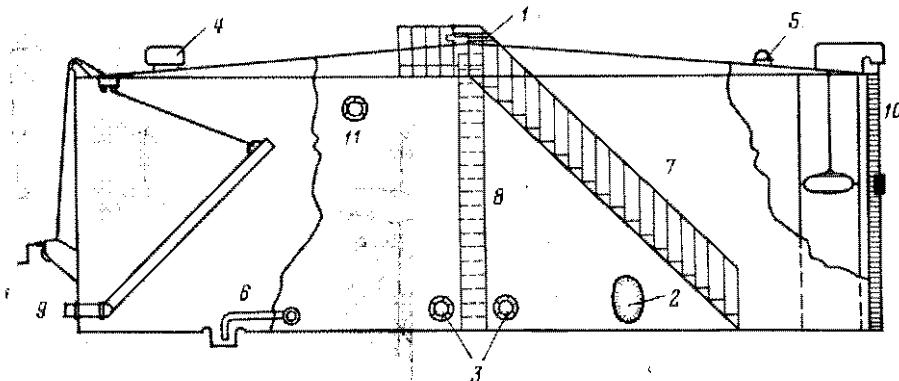


Рис. 6.5-7. Вертикальный стальной резервуар

уровня. При избыточном давлении вся крышка люка поворачивается на шарнире 2; вакуум компенсируется через дисковый клапан 3. Чтобы избежать возникновения аварийных ситуаций, возможных в результате прихвата или заедания тарелок механического дыхательного клапана, в некоторых случаях устанавливаются гидравлические клапаны (рис. 6.5-10). При избыточном давлении незамерзающая жидкость, за-

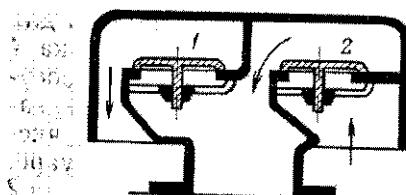


Рис. 6.5-8. Механический дыхательный клапан (Шищенко и Апресов, 1952)

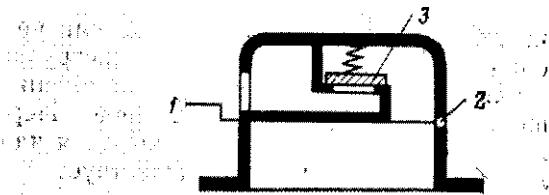


Рис. 6.5-9. Совмещение замерного люка с дыхательным клапаном

литая в корпусе, будет вытесняться в кольцевое пространство 2, а при вакууме — в кольцевое пространство 3. Жидкость из кольцевого пространства 1 такого клапана может быть «выброшена» только при превышении максимального рабочего давления дыхательного клапана. Для предохранения от загораний дыхательные клапаны часто оборудуются огневыми преградителями. В зависимости от природы нефти или нефте-

продукта при использовании дыхательных клапанов могут сократиться потери нефти при ее испарении от 15 до 20%.

На рис. 6.5-11 показаны два вида указателя уровня жидкости. Конструкция *а* позволяет приблизительно определять уровень жидкости в резервуаре. Замерная лента 2, на которой подвешен поплавок 1, проходит через гидрозатвор 3 и далее движется вдоль калиброванной ленты 4. По указателю 5 можно приблизительно определить уровень жид-

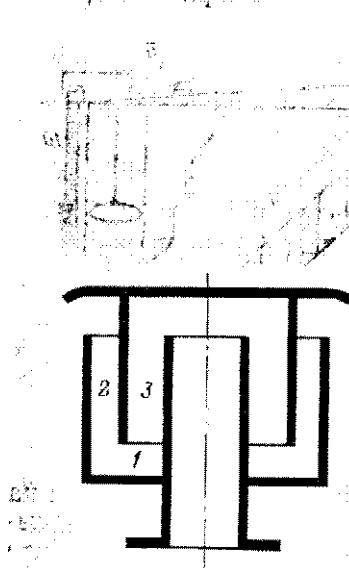


Рис. 6.5-10. Гидравлический предохранительный клапан

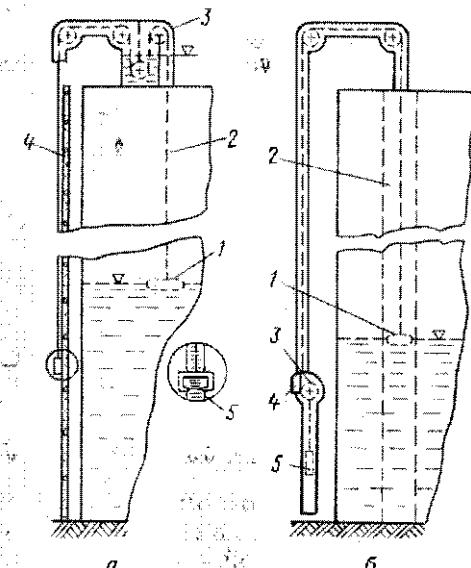


Рис. 6.5-11. Указатели уровня жидкости в резервуарах (Чилинджер и Бисон, 1969)

кости в резервуаре. Такие указатели уровня предназначены только для оперативного учета нефти. В конструкции *б* раскачивание поплавка 1 ограничивается двумя направляющими тросами 2, что позволяет осуществлять измерения более точно. Пертфорированная лента, прикрепленная к ленте поплавка, навивается на измерительный барабан 3, число оборотов которого соответствует уровню жидкости в резервуаре. Шкала 4 калибрована в единицах объема жидкости. Натяжение троса 2 и пертфорированной ленты осуществляется контргрузом 5.

Автоматический уровнемер, позволяющий замерить уровни жидкости с точностью до 1 мм и легко встраиваемый в систему телеметрии, описан Уайфельман (1969 г.).

При помощи подъемной трубы нефть может откачиваться из резервуара с любой высоты. Это позволяет отделить слои нефти с различной загрязненности, или слой нефти, содержащий воду и другие загрязняющие вещества.

На приемных линиях некоторых резервуаров устанавливаются хлопушки — обратные клапаны, позволяющие осуществить замену задвиж-

ки на приемной линии без откачки нефти из резервуара. Управление хлопушкой осуществляется снаружи резервуара (рис. 6.5-12).

В случае необходимости подогрева нефти резервуар может быть оборудован нагревательными элементами. Для нагрева нефти обычно используется пар. Нагревательные элементы могут быть плоскими, спиральными и устанавливаться ближе к днищу резервуара или около выкидной линии для подогрева только откачиваемой нефти (Пентимиров, 1951).

На рис. 6.5-13 показана обвязка трех резервуаров. Заполнение резервуаров 3 осуществляется через приемные линии 1 и 2. Любой резервуар может быть поставлен на замер открытием задвижек 4 и 5. Опорожнение резервуаров осуществляется по линии 6, а сброс воды — через дренажную линию 7. При ручном управлении процессом откачки нефти резервуары должны быть оборудованы средствами для предотвращения попадания нефти в дренажную линию.

Газовое пространство резервуаров при помощи вертикальных патрубков 8 подключается к газоуравнительной трубе 9. Вытесняемые пары при заполнении одного из резервуаров поступают в два других резервуара, а в случае откачки нефти из одного из резервуаров происходит отсос газа из двух других. Если давление в газоуравнительной системе превысит определенный уровень, заданный регулятору давления 10, избыток газа по трубе 11 направляется в газосборную линию. Если же давление в газоуравнительной системе упадет ниже предельного, за-

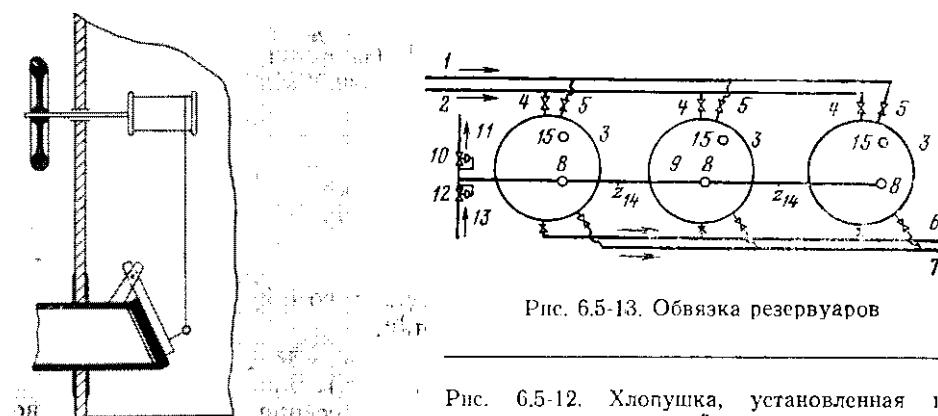


Рис. 6.5-13. Обвязка резервуаров

Рис. 6.5-12. Хлопушка, установленная на приемной линии

данного регулятору давления 12, тогда через этот регулятор часть газа из линии 13 поступит в газоуравнительную систему. В случае, если регуляторы 10 и 12 не обеспечивают поддержание необходимого давления в паровом пространстве резервуаров, в работу включаются дыхательные клапаны 14.

Дальнейшая защита резервуара осуществляется при помощи аварийных предохранительных клапанов 15, которые могут быть или гидравлическими или другой конструкции.

Важно, чтобы пропускная способность по газу регуляторов давлений, а также пределы регулирования давлений соответствовали проектным показателям. На рис. 6.5-14 представлены пределы давлений, регулируемых с помощью различных средств вышеприведенной системы. Заштрихованная ширина в каждой колонке (*I*, *II*, *III*, *IV*) пропорциональна длине хода клапана.

При конструировании предохранительных клапанов необходимо учитывать, что в процессе горения углеводородов объем их увеличива-

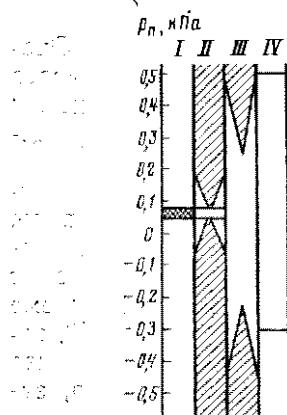


Рис. 6.5-14.
Пределы регулирования рабочих давлений в резервуарах при помощи регулирующих средств (по Чилдинджеру и Бисону)

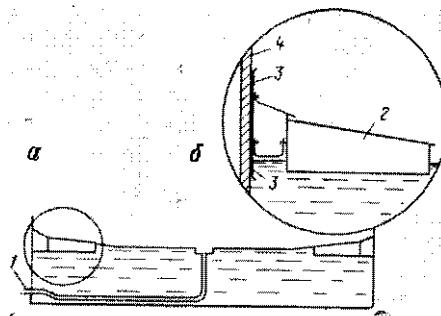


Рис. 6.5-15. Плавающая крыша конструкции МкКенна

ется приблизительно в 15 раз. На выпуск этого объема газа и должен рассчитываться предохранительный клапан.

Система улавливания легких углеводородов на центральном пункте сбора месторождения описана Литлом (1963 г.). Влажный газ поступает в скруббер на приеме центробежного компрессора, имеющего привод мощностью 22 кВт. Система окупила себя за 76 дней.

При хранении нефти (в основном легких нефтепродуктов) применяют резервуары с крышами, предназначенными для уменьшения испарения продукции. Известно несколько конструкций, из которых наибольший интерес представляют резервуары с плавающими крышами. Такие крыши плавают на поверхности нефти и не закрепляются к корпусу резервуара. В такой конструкции отсутствует газовое пространство и отсюда потери от испарения нефти сводятся к минимуму или к нулю. Имеется несколько видов плавающих крыш. На рис. 6.5-15, *a* показана конструкция кругового понтона. Дождевая вода с крыши отводится по

трубе 1 в дренажное устройство. Крыши со стенкой корпуса резервуара уплотняются несколькими способами. На рис. 6.5-15, б показан один из вариантов уплотнения. При этом важно, чтобы по возможности обеспечивалось хорошее уплотнение со стенкой корпуса 4, затвора 3, смонтированного на крыше 2.

6.5. ИЗМЕРЕНИЕ ОБЪЕМА НЕФТИ В РЕЗЕРВУАРАХ

До осуществления товаро-транспортных операций резервуары, в которых объем жидкости определяется при измерении их уровней, должны быть откалиброваны. Калибровка резервуаров проводится или расчетным путем, основанном на измерении длины окружности резервуара и его диаметра, или непосредственно путем заполнения резервуара известным объемом жидкости. Из расчетных методов более точен метод, основанный на измерении длины окружности каждого пояса при помощи стальной ленты. В сварных резервуарах независимо от типа сварки измерения необходимо проводить ниже каждого горизонтального сварного шва на $\frac{1}{5}$ высоты листа. На рис. 6.5-5 стрелками показаны высоты, на которых необходимо производить обмер клепанных резервуаров. Высота пояса измеряется для каждого пояса постоянного диаметра. Измеряется также толщина листа (принимается среднее значение нескольких измерений). Если длина окружности пояса s_0 , а число поясов n , тогда приблизительный объем резервуара на единицу высоты составит

$$V = \frac{s_0^2}{4\pi} - \left(s_0 s + b_1 s n + \frac{1}{2} b_2 s n \right), \quad (6.5-5)$$

где значения b_1 и b_2 показаны на рис. 6.5-16.

Для точного определения объема резервуара необходимо также знать объемы арматуры, которые могут или уменьшить, или увеличить объем резервуара. Объемы арматуры можно определить расчетным путем по их геометрическим размерам. Объем резервуара уменьшается



Рис. 6.5-16

за счет размеров внутренней лестницы; уголка, соединяющего корпус с днищем, связующих элементов между крышкой и днищем; змеевиков для подогрева и т. д. Шарнирные соединения подъемной трубы обычно при расчете не учитываются.

К объему резервуара необходимо отнести объемы люка-лаза, трубных стоек и т. д. Неровности днища резервуара обычно учитываются по объему воды, необходимой чтобы закрыть все неровности.

Обмер резервуаров объемом менее 80 м^3 производится в том случае, если он полностью не заполнен жидкостью, но при полном его заполне-

ния жидкостью замеры проводят по меньшей мере не менее одного раза. При обмере резервуаров объемом более 80 м^3 последние должны быть заполнены на $\frac{2}{3}$.

При калибровке резервуаров, заполненных жидкостью, резервуар должен постепенно опорожняться или заполняться водой определенного объема. Полученные результаты интерполируются с целью определения объема резервуара при изменении объема жидкости, приходящейся на каждый сантиметр. Это довольно продолжительная процедура и применяется только в случае необходимости получения точных результатов. В основном таким способом пользуются при калибровке деформированных резервуаров неправильной формы.

Резервуары калибруются: после их монтажа, замены резервуарного оборудования или при деформации резервуара.

Результаты калибровки приводят в виде таблиц, в которых отражается суммарный объем резервуара от днища до верха с интервалом в 1 см. Формулы для определения деформации корпуса вертикального резервуара даны Уитерсом (1970 г.).

Уровень жидкости в резервуаре можно замерять несколькими способами. Раньше для определения уровня жидкости применяли стальную ленту. В настоящее время в США такой способ определений применяют редко. Система ЛАКТ, которая пришла на смену этому способу, будет описана в разделе 6.6.

Наиболее широко распространены два метода определения уровня жидкости — измерение высоты столба нефти и измерение высоты газового пространства. Для определения высоты столба нефти мерную ленту с грузом опускают до днища резервуара, затем ее поднимают и определяют высоту до метки, на которой лента оказалась смоченнойной нефтью (h_1 , рис. 6.5-17).

Объем резервуара, соответствующего высоте h_1 , можно определить по калибровочной таблице. При определении объема резервуара методом измерения высоты газового пространства высота, соответствующая h_1+h_2 на рис. 6.5-17, измеряется непосредственно после калибровки резервуара и записывается на замерном люке. Все последующие измерения проводят с этой высоты. Затем ленту с грузом спускают на высоту h_2 , а высоту нефтяного столба определяют по формуле $(h_1+h_2)-h_2=h$ (калибровочная таблица может также составляться по определению объема нефти непосредственно в зависимости от высоты газового пространства).

Последний метод может оказаться предпочтительным, если на дне резервуара имеются отложения грязи, каких-либо примесей. Уровень отделившейся воды в резервуаре можно определить аналогичным образом, но для этого нижний конец ленты обмазывают пастой или на нее навешивают мерный лот, на который прикрепляют полоску бумаги. При контакте с водой паста или бумага изменяют свой цвет. Объем воды в резервуаре, соответствующей высоте h_3 , можно определить по калибровочной таблице.

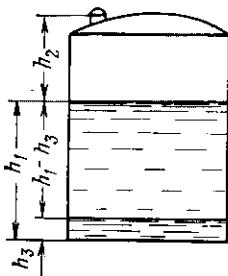


Рис. 6.5-17

Высоту нефтяного столба определяют по формуле $(h_1+h_2)-h_2=h$ (калибровочная таблица может также составляться по определению объема нефти непосредственно в зависимости от высоты газового пространства).

Последний метод может оказаться предпочтительным, если на дне резервуара имеются отложения грязи, каких-либо примесей. Уровень отделившейся воды в резервуаре можно определить аналогичным образом, но для этого нижний конец ленты обмазывают пастой или на нее навешивают мерный лот, на который прикрепляют полоску бумаги. При контакте с водой паста или бумага изменяют свой цвет. Объем воды в резервуаре, соответствующей высоте h_3 , можно определить по калибровочной таблице.

Чтобы найти фактический объем нефти, необходимо к измеренному таким образом объему жидкости внести две поправки. Прежде всего в нефти может содержаться диспергированная вода. Кроме того, объем чистой нефти при данной температуре необходимо привести к стандартным условиям.

Чтобы рассчитать содержание воды и других примесей, а также плотность нефти, отбирают пробы нефти, и эти параметры определяют в лаборатории. Среднюю температуру жидкости в резервуаре можно найти по соответствующим инструкциям. Соответствующие материалы отражены в стандартах АНИ 2543-1548.

Б. АИЭС ОЖН
титр. № 1
указатель

6.6. СИСТЕМЫ СБОРА НЕФТИ И ГАЗА

Продукция скважин как нефтяных, так и газовых, по выкидным и сборным коллекторам поступает на центральный пункт сбора. Система, состоящая из трубопроводов, фитингов и оборудования центральных пунктов сбора, позволяет отделять жидкость от газа, измерять их количество, улучшать их качество с таким расчетом, чтобы они удовлетворяли условиям контракта или другим спецификациям для направления потребителям или на нефтеперерабатывающие заводы.

Систему сбора нефти и газа можно подразделить на три группы. Системы всех групп начинаются со скважин и заканчиваются резервуа-

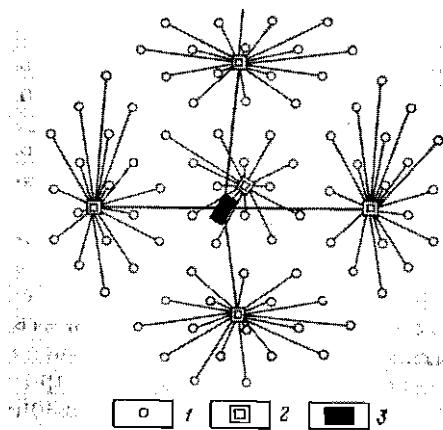


Рис. 6.6-1. Групповая система сбора (Граф, 1957)

В зависимости от характера и свойств добываемой нефти и газа, а также от условий эксплуатации скважин, приемные фитинги и оборудование могут различаться в зависимости от применяемых методов добычи и обработки продукции

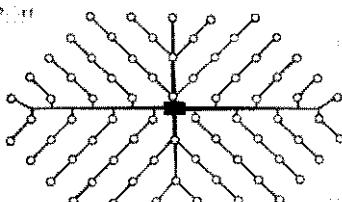


Рис. 6.6-2. Схема сбора продукции нескольких скважин в один сборный коллектор (Граф, 1957)

рами для хранения товарной нефти или приемными линиями магистральных насосов.

К первой группе относятся средства для обеспечения добычи высокодебитных скважин. У каждой скважины располагается оборудование для сепарации и измерения продукции, а иногда и оборудование

для подготовки нефти и газа. Такая система редко бывает экономичной.

Ко второй группе относится наиболее часто применяемая система, в которой продукция нескольких скважин поступает в единую групповую замерную установку. На рис. 6.6-1 показана схема групповой системы сбора. Скважины 1 на месторождении связаны с групповой установкой 2. Продукция скважин поступает на групповую установку по индивидуальным выкидным линиям для замера дебита по нефти, газу и воде. Затем или вся продукция направляется на центральный пункт сбора 3 месторождения, или газ после сепарации поступает в газосборную сеть, а нефть — на центральный пункт сбора.

К третьей группе относится система сбора, в которой продукция нескольких скважин поступает в общую выкидную линию (рис. 6.6-2). Дебиты индивидуальных скважин по нефти, газу и воде измеряются периодически с помощью небольших замерных установок, устанавливаемых около скважин. Все остальное оборудование по подготовке продукции скважин располагается на центральном пункте сбора.

Из перечисленных систем сбора наиболее широко распространена групповая система. В дальнейшем ограничимся рассмотрением этой системы.

6.6.1. ПРОЕКТИРОВАНИЕ СИСТЕМ СБОРА С ГРУППОВЫМИ ЗАМЕРНЫМИ УСТАНОВКАМИ

В процессе проектирования системы сбора продукции необходимо исходить из следующих принципов.

1. Давление на устье скважин должно быть наименьшим (до экономически приемлемого уровня). При этом должно быть обеспечено следующее: увеличение периода фонтанирования скважин; меньший удельный расход газа в газлифтных скважинах; высокая производительность насосных скважин на последней стадии разработки месторождения.

2. Потери углеводородов в системе сбора должны быть минимальными.

3. Простота обслуживания системы, в первую очередь, это относится к средствам контроля и управления, что позволяет легко управлять процессом добычи продукции и устранять аварийные ситуации.

4. Измерение продукции отдельных скважин, а также общей продукции по нефти, газу и воде должно обеспечиваться с необходимой точностью.

5. При проектировании объема нефтяных резервуаров необходимо учитывать ожидаемые объемы откачиваемой нефти, возможные перерывы в откачке из-за аварий. Одновременно следует учитывать время, необходимое для удаления воды и механических примесей.

6. При расширении установки в случае подключения новых скважин существующая технологическая схема не должна подвергаться большим изменениям.

7. Удельные капиталовложения на единицу объема добываемой нефти или газа и эксплуатационные расходы должны быть по возможности минимальными.

8. Должны быть учтены все требования по созданию безопасных условий работы.

При реализации этих принципов могут возникнуть следующие, отчасти противоречивые, положения.

а1) Потери давления в выкидной линии между скважиной и сепаратором должны быть минимальными. Отсюда необходимо избегать резких поворотов выкидных линий и перегибов в них. Диаметр выкидной линии, ее длина, а также трасса для ее прокладки должны быть выбраны с учетом обеспечения минимальных гидравлических потерь. Если нефть парафинистая или содержит песок, необходимо принять меры по предотвращению отложения парафина в выкидных линиях или фитингах. Для снижения гидравлических потерь при сборе высоковязких или высокопарафинистых нефтей можно использовать устьевые и путевые нагреватели. Кроме того, в таких случаях применяют различные реагенты. Если вода легко отделяется из потока, рекомендуется устанавливать аппараты для предварительного сброса воды около каждой скважины.

а2) Давление сепарации должно быть минимальным. Для поддержания такого давления сепараторы на групповых установках рекомендуется устанавливать выше резервуаров, чтобы нефть в резервуары поступала самотеком. Чем меньше перепад давления в газосборной сети от сепаратора до компрессорной станции, тем лучше условия работы системы сбора газа. Это можно обеспечить за счет применения газосборной сети с малым гидравлическим сопротивлением потоку (большой диаметр, участки небольшой длины, эффективное удаление жидкости или применение скрубберов) и использования компрессоров низкого давления на приеме.

б1) Продукция фонтанных скважин, имеющих высокие давления на устье, должна направляться в сепаратор высокого давления; рекомендуется ступенчатая сепарация.

б2) Резервуары должны быть герметизированы.

б3) Потери от испарения в открытых резервуарах и утечки нефти и газа должны быть сведены к минимуму.

в) Определенное внимание следует уделять сосредоточению всего оборудования на групповой установке или центральном пункте сбора. Особенно это касается систем с ручным управлением или со средствами местной автоматики. В случае применения систем дистанционного контроля и управления необходимо обеспечить быструю передачу необходимой информации. Информация должна передаваться как людям, работающим на месторождении, так и на центральный диспетчерский пункт.

г1) Число замерных сепараторов на групповой установке должно обеспечивать измерение продукции отдельных скважин по нефти, газу и воде с интервалом от 4 до 7 суток.

г2) Каждая ступень групповых сепараторов для общей продукции скважин должна обвязываться отдельно. Число сепараторов определяется по производительности одного сепаратора.

г3) Измерение расхода газа при помощи шайбных расходомеров допустимо с точностью $\pm 1-2\%$. Расход газа, нагнетаемого в маги-

центральный газопровод, по возможности, следует определять с большей точностью.

г4) Если измерение продукции осуществляется в резервуарах на групповой установке, дебиты скважин, измеренные в замерных сепараторах, должны соответствовать объему продукции, поступающей в резервуары. Число резервуаров на групповой установке, используемых для измерения общего объема поступающей на групповую установку продукции, должно быть не менее двух.

г5) Измерение количества нефти в пределах промысла должно производиться с точностью до 0,5%. Количество нефти, поступающей за пределы промысла, желательно измерять с точностью до 0,2%.

д) Оптимальный объем резервуаров для хранения нефти может колебаться в широких пределах в зависимости от принятых проектных решений по сбору, сепарации и транспорту. Обычно объем резервуаров принимается из расчета обеспечения двух-трехсуточной добычи.

е) Групповые установки должны быть запроектированы так, чтобы отключение от них скважин, подключение новых скважин, замена сепараторов, резервуара и замерных сепараторов проводились без остановки действующего оборудования. Все оборудование и фитинги на групповой установке должны быть унифицированы.

ж1) Переход на механизированный способ добычи нефти должен быть во времени определен проектом разработки, чтобы удельные эксплуатационные расходы были минимальными за весь период жизни месторождения.

ж2) Газ из скважин, имеющих высокие давления на устье, должен транспортироваться до компрессорной станции с минимальным перепадом давления в газосборных сетях. В этом случае можно временно получить экономию за счет отказа от одной или двух ступеней компримирования.

ж3) Число групповых установок и их расположение, а также расположение центрального пункта сбора следует выбирать из расчета сведения к минимуму общих затрат.

ж4) Временные трубные обвязки должны быть на быстросъемных соединениях.

ж5) Перевод замерных установок, рассчитанных на ручное управление на период эксплуатации месторождения, или на автоматизированное управление, должен осуществляться с возможно минимальной передвижкой существующего оборудования.

Более предпочтителен монтаж системы безрезервуарной сдачи нефти с самого начала разработки месторождения.

6.6.2. ГРУППОВЫЕ УСТАНОВКИ С РУЧНЫМ УПРАВЛЕНИЕМ

При выборе наиболее приемлемой конструкции групповой установки может быть рассмотрено несколько вариантов в зависимости от физико-химических свойств продукции скважин, от технологических решений по компоновке оборудования центральных пунктов и от климатических условий данного района. На рис. 6.6-3, а показана групповая

установка с резервуарами для легких нефтей, не содержащих песок. Продукция скважин по выкидным 1 и приемным 2 линиям может поступать в замерные сепараторы 3 или групповой сепаратор 4. Нефть после сепараторов по трубопроводам 5 направляется в замерный резервуар 6 или в резервуар 7 для хранения. Нефть может откачиваться из резервуаров по трубопроводам 8. Для сброса воды предназначены дренажные линии 9. В качестве емкостей приняты открытые цилиндрические вертикальные стальные резервуары. Газ из сепараторов по линии 10 через шайбный расходомер 11 поступает в газосборную сеть 12, а по линии 13 сбрасывается на факел.

На рис. 6.6-3, б приведена схематическая диаграмма групповой установки с емкостями, находящимися под давлением. Обвязка сепараторов сделана аналогично первой схеме. Жидкость после сепараторов по линиям 1 и через шайбный расходомер 2 поступает в горизонтальные цилиндрические герметичные емкости 3. Из этих емкостей нефть отбирается по линии 5, газ в газосборную сеть направляется по линии 4, а вода — по линии 6.

С целью ускорения процессов отделения от нефти газа и воды, а также предотвращения возможного образования гидратных пробок в сепараторах и счетчиках продукцию скважин перед поступлением в сепараторы часто подогревают. Нагрев осуществляется горячей водой или паром с помощью теплообменников.

На рис. 6.6-4 дана технологическая схема групповой установки для легких нефтей, не содержащих песок. В схеме применена двухступенчатая сепарация. Потери от испарения в открытых резервуарах сокращаются за счет применения вакуума для стабилизации нефти. Продукция всех скважин по выкидным линиям 1 поступает на групповую установку. Продукция одной скважины направляется в замерный сепаратор 2 второй ступени, а остальных скважин — на групповой сепаратор 3. Из замерного сепаратора 2 отделившийся газ поступает по линии 4 в газосборную сеть 5, а жидкость по линии 6 — в стабилизатор 7, в котором поддерживается вакуум около 4 кПа. После группового сепаратора 3 первой ступени жидкость поступает в сепараторы второй ступени 8 и 9, а затем направляется в стабилизатор. Отделившийся в стабилизаторе газ с помощью компрессора 12 подается в газосборную сеть 5. Нефть из стабилизатора насосом 10 по линии 11 перекачивается в резервуар для хранения. Отбор газа из стабилизационной колонны

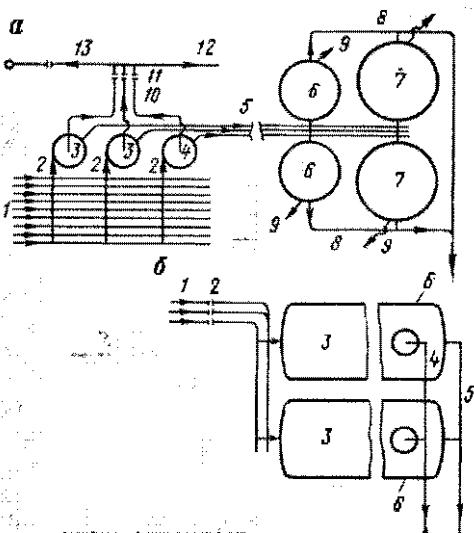


Рис. 6.6-3. Групповая замерная установка для легких нефтей, не содержащих песок

осуществляется непрерывно, в то время как нефть откачивается периодически. Нефтяной насос 10 осуществляет циркуляцию нефти в стабилизатор до достижения заранее определенного уровня жидкости в нем. После этого циркуляция прекращается, и осуществляется откачка нефти в линию 11. Это происходит до тех пор, пока уровень жидкости в стабилизаторе понизится до нижнего заданного значения. Такая стаби-

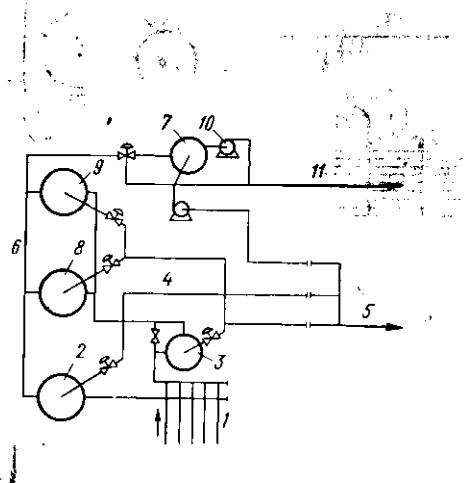


Рис. 6.6-4. Технологическая схема групповой замерной установки (Скот, 1965)

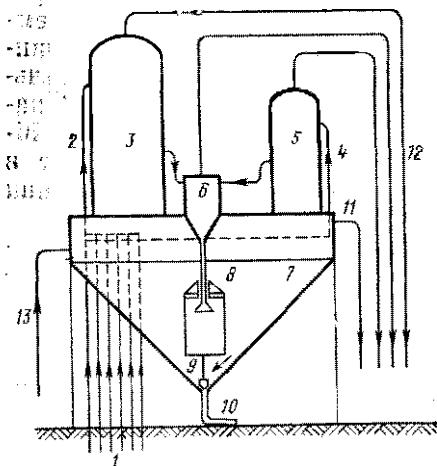


Рис. 6.6-5. Групповая замерная установка для сбора продукции, содержащей песок

лизация нефти обычно окупается в течение около полугода, однако экономический эффект снижается из-за дополнительных затрат на ком-примиривание газа.

Групповая установка, применяемая в Советском Союзе для сбора продукции скважин, содержащей воду и песок, показана на рис. 6.6-5. Продукция скважин по выкидным линиям 1 и линиям на приеме 2 и 4 поступает в групповой 3 или замерный 5 сепараторы, из которых жидкость через вакуумный сепаратор 6 поступает в емкость 7 с коническим днищем. Пригруженный поплавок 8 на границе раздела нефть — вода управляет клапаном 9, который служит для автоматического сброса воды и песка по дренажной линии 10 из емкости.

Чистая нефть из емкости отводится по линии 11. Газ из сепараторов 3, 5 и 6 по линии 12 после измерения расхода поступает в газосборную сеть. В случаях осаждения песка и грязи предусмотрен ввод в емкость воды по линии 13 для разрушения осадка и образования пульпы.

Для высокопарафинистых нефтей, содержащих небольшое количество газа и песка, применяется групповая установка, показанная на рис. 6.6-6. Продукция скважин по подогреваемым выкидным линиям 1 и распределительную гребенку 2 поступает в замерный 3 и групповой 4 сепараторы. Нефть из сепараторов направляется в выкидную линию 5, а газ — в линию 6. На рисунке не показаны линии для сброса воды. Выкидные линии обычно подогреваются паром, подаваемым в трубки или

затрубное пространство коаксиальных труб. Трубная обвязка между емкостями обычно укладывается в закрытые заглубленные бетонные каналы (штриховые линии), которые могут обогреваться пароспутниками.

Такая обвязка может быть применена и для сбора высоковязких нефтей с малым содержанием газа и песка, температура застывания которых ниже температуры окружающей среды. В этих случаях подогрев продукции не всегда обязательен.

На рис. 6.6-7 показана система сбора и сепарации нефти и газа, разработанная институтом Гипровостокнефть. Эта система, применяемая в Советском Союзе, имеет свои особенности. Первая ступень сепарации осуществляется только на групповой установке. Относительно сухой газ после первой ступени сепарации поступает в газосборную сеть. Жидкость, содержащая все еще значительное количество газа, транспортируется до центрального пункта сбора (ЦПС), который может находиться на расстоянии до 100 км. На ЦПС осуществляются еще две, а если считать также резервуары — три ступени сепарации. Основное преимущество этой системы состоит в том, что она позволяет централизовать все оборудование на центральном пункте сбора по подготовке нефти, газа и воды из месторождений, разбросанных на достаточно большой площади. Из рисунка видно, что продукция скважин по выкидным линиям 1 после за-

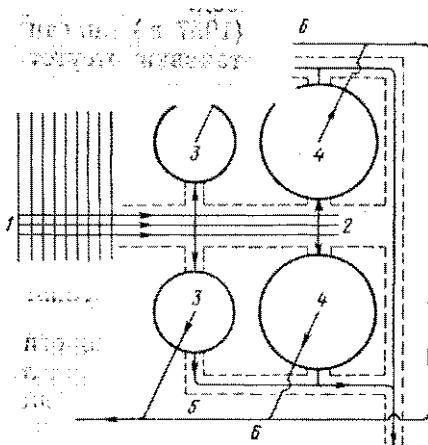


Рис. 6.6-6. Групповая установка для высокопарафинистых нефтей, содержащих небольшое количество газа и песка

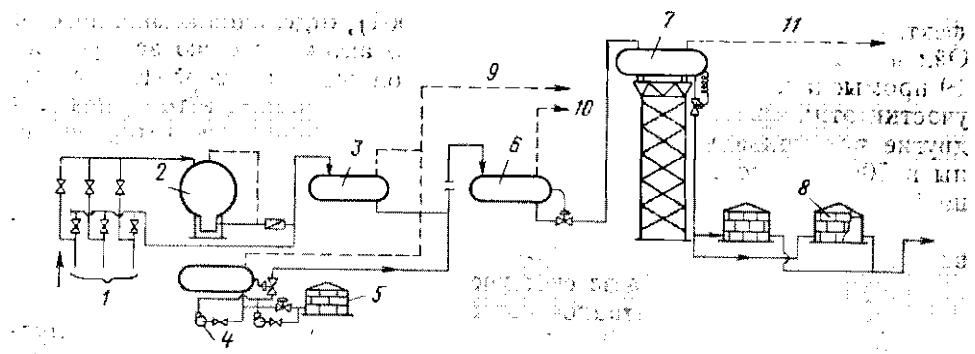


Рис. 6.6-7. Система сбора и сепарации Гипровостокнефти

мерной установки 2 поступает в сепаратор первой ступени 3. В верхней части рисунка показан вариант, когда давление в сепараторе достаточно для транспорта газонасыщенной нефти до сепараторов 6 второй ступени,

а в нижней части рисунка — вариант, когда давление в сепараторе 3 недостаточно для транспорта газонасыщенной нефти до сепаратора 6. Поэтому на групповой установке предусмотрены обвязка насоса 4 и резервуара 5. После сепаратора 6 жидкость поступает в сепаратор третьей ступени 7. Отсюда нефть поступает в резервуары 8. Газ каждой ступени сепарации направляется по трубопроводам 9, 10 и 11 на газоперерабатывающий завод.

Графом (1957 г.) описана упрощенная система, при которой после групповой установки отсутствуют какие-либо газопроводы. Сепарация осуществляется только для продукции той скважины, которая поставлена на замер, при этом отселарированный газ сбрасывается в атмосферу или сжигается на факеле. Продукция всех скважин при помощи винтовых насосов транспортируется до центрального пункта сбора. Все остальные процессы сепарации, измерения и т. д. осуществляются на ЦПС.

6.6.3. АВТОМАТИЗИРОВАННЫЕ СИСТЕМЫ

Автоматизация технологических процессов добычи уже осуществляется на протяжении многих лет. Элементарные технологические задачи процесса добычи, сбора и сепарации на протяжении многих десятилетий осуществляются без участия человека (регулирование уровня и давления в сепараторах и т. д.). С начала 50-х гг. получила довольно быстрое развитие новая система автоматизации, названная ЛАКТ. По этой системе автоматизируются процессы централизованного сбора, подготовки, измерения и транспорта (Ризон, 1957), а также разрабатываются автоматизированные групповые замерные установки (Сэй, 1958). Средства контроля вначале выполняли функции местной автоматизации, однако вскоре они были подключены к системе телемеханики, и результаты измерений и основные показатели работы периферийных установок стали поступать и записываться на центральном диспетчерском пункте. Внедрение этих систем дало значительный экономический эффект. По Уайссу (Ойл энд гэс Джорнэл, 1964), отделение компании Сан Ойл на Мексиканском побережье внедрило автоматизацию замеров на 19 промыслах, некоторые из которых расположены на море. Некоторые участки этих промыслов уже находились в разработке, в то время как другие разбуривались. Общие затраты на автоматизацию были оценены в 500 тыс. долл США. Затраты оправдывались, исходя из следующих соображений:

- 1) экономия на калвложениях (по сравнению с обычным оборудованием);
- 2) увеличение дохода за счет увеличения объема продажи нефти;
- 3) снижение эксплуатационных затрат (табл. 6.6-1).

Из табл. 6.6-1 видно, что увеличение дохода и снижение эксплуатационных затрат ежегодно составляют 375 тыс. долл. США. Добавив сюда разницу ежегодной амортизации, можно видеть, что калвложения в 500 тыс. долл. окупаются за период чуть больше года. К концу шестидесятых годов система ЛАКТ уже была широко внедрена, и 60—70% добываемой нефти США поступало в магистральные нефтепроводы с по-

мощью этой системы. В начале шестидесятых годов была разработана система управления процессами добычи с помощью ЭВМ.

Главный информационный вычислительный центр получает, записывает и обрабатывает всю информацию по добыче, существующему положению и по технике безопасности на промысловых объектах. В этой системе только диспетчер, который фактически получает всю

Таблица 6.6-1
Экономический эффект от внедрения автоматизации
на нефтяном месторождении

Наименование	Тыс. долл.	%
Снижение первоначальных затрат:		
резервуары	303	50
трубы и фитинги	36	6
другое поверхностное оборудование	137	23
платформа на море	128	21
Всего . . .	604	100
Ежегодное увеличение дохода от продажи продукции:		
снижение плотности нефти	51	41
более эффективное использование оборудования	41	33
продажа продуктов испарения в резервуарах	19	15
экономия газа	13	11
Всего . . .	124	100
Ежегодное снижение эксплуатационных затрат:		
зарплата	177	41
материалы и оборудование для ремонта	48	19
транспорт	16	6
разные затраты	10	4
Всего . . .	251	100

информацию от машины, при необходимости может вмешиваться в ход производства. Вмешательство обычно заключается в нажатии соответствующей кнопки для осуществления дистанционного управления процессом. В дальнейшем была разработана система машинного управления, при которой сама машина разрабатывала команду на дистанционное управление и исполняла ее. В конце шестидесятых годов, после появления машин с интегральными элементами появилось до 40 систем управления процессами добычи с помощью ЭВМ, работающих на различных нефтяных и газовых месторождениях мира (Граф, 1970). Осу-

ществление управления процессом добычи ЭВМ рассматривается как большой прогресс; «самое крупное достижение с момента внедрения роторного бурения в нефтяной промышленности» (Пирсон, 1969). К основным преимуществам этой системы следует отнести: снижение эксплуатационных расходов, уменьшение простоев из-за аварийных неполадок, более гибкая и многоцелевая оптимизация процессов добычи и более быстрое вмешательство при возникновении аварийных ситуаций. Вся информация закладывается в систему управления ЭВМ. Это освобождает большинство промысловых работников для решения тех проблем, которые недоступны для управления ЭВМ: для работы оператора по открытию и закрытию задвижек на устье скважины или для производства работ по пуску шаров, измерению уровня жидкости в резервуарах. При этом работы по ремонту и поддержанию промыслового оборудования будут вестись более квалифицированно и с большей, возможно, отдачей. Персонал, ведущий учет добычи продукции и периодически составляющий отчеты, не будет предусмотрен. Но будут необходимы специалисты по добыче и анализу информации о ходе процесса добычи и ставящие новые задачи. Работа средств автоматизации под контролем машинной программы становится более гибкой, чем при работе средств местной автоматики. Программы позволяют гибко адаптироваться к изменившимся требованиям процесса добычи без замены периферийных терминалов. Например, компания Хамбл Ойл энд Рейфайнинг располагает 500 программами для управления процессами, которые изо дня в день применяются на всех производственных участках добычи (Скотт и Кросси, 1970). Уменьшение времени простоев из-за быстрого вмешательства и более эффективное устранение неполадок позволяют увеличить добычу нефти на месторождении на несколько процентов (Харрисон, 1970).

За последнее время опубликовано несколько статей по автоматизации нефтяных месторождений с помощью ЭВМ. Из этих статей вытекает, что такая система автоматизации будет экономичной как для крупных месторождений, насчитывающих несколько тысяч скважин, так и для маленьких участков. Однако в каждом конкретном случае обязательным условием является проведение специальных исследований относительно того, где применить автоматизацию, в каких объемах и в какой степени должна быть осуществлена ее централизация.

В следующих разделах будет рассмотрено оборудование по добыче, применяемое на автоматизированных промыслах. Такое оборудование может быть предусмотрено в следующих случаях: для ручного управления, при использовании средств местной автоматики, при управлении технологическими процессами с помощью ЭВМ. При выборе способа управления необходимо исходить из следующих соображений. Для разработки системы автоматизированного управления процессами добычи нефти требуется привлечение специалистов трех направлений: 1. Добыча нефти и газа. Специалисты в этой области должны сформулировать требования по организации добычи. 2. Автоматизация процессов добычи. Специалисты этого профиля должны разработать и поставить необходимую аппаратуру для автоматизированной системы. 3. Анализ системы и подготовка программ. Программы составляются математиками

на основе задач, сформулированных специалистами по добыче, дополненные и приспособленные к изменяющимся условиям и совершенствованию аппаратуры. В этой книге будет описано только первое направление.

Необходимо отметить, что в начальный период разработки (и, естественно, эксплуатации) месторождения трудно сразу найти оптимальные условия эксплуатации. Хорошо обоснованный прогноз может быть сделан по крайней мере после тщательного анализа хотя бы начальной стадии разработки, когда все скважины на месторождении разбурены. Специалисты, занятые проектированием обустройства нефтяного месторождения, должны учитывать всю информацию по добыче в течение всех стадий разработки. Только в этом случае можно выбрать определенную схему обустройства, выбрать систему автоматизации и реализовать ее. Окончательная, наиболее оснащенная система автоматизации является результатом постепенной эволюции от простой к более совершенной автоматизации.

При этом необходимо иметь в виду, что затраты на эксплуатационное оборудование и элементы автоматики должны окупить дополнительные затраты, связанные с внедрением этого оборудования.

а) Автоматизированные групповые установки

Автоматизированные групповые установки предназначены для выполнения следующих функций без прямого участия человека: 1) пуск и остановка по программе периодически эксплуатирующихся скважин; 2) переключение по программе отдельных скважин и замерному или групповому сепаратору; 3) остановка скважины в случае неисправности в системах замера или сбора; 4) осуществление сепарации нефти от газа; 5) измерение и запись дебита по нефти, воде и газу скважины, поставленной на замер, а также продукции остальных скважин, подключенных к групповому сепаратору; возможность передачи полученной информации на центральный диспетчерский пункт; 6) транспорт нефти и газа.

Для выполнения пп. 1—3 требуются определенные клапаны и соответствующая обвязка, позволяющая по команде программного устройства или аварийных датчиков открывать или закрывать линии потока продукции. На каждой установке следует устанавливать отсекатель для остановки или пуска скважины в случае изменения давления в выкидной линии выше или ниже аварийных пределов.

На рис. 6.6-8 показана обвязка автоматизированной групповой установки. По выкидным линиям 1 продукция скважин проходит через трехходовой клапан 2 и по трубной обвязке 3 поступает в замерный трехфазный сепаратор 9 или по линии 4 — в трехфазный групповой сепаратор 21.

Обвязка диафрагменных клапанов, управление которыми осуществляется соленоидными пилотными клапанами, может быть осуществлена различными способами. На рис. 6.6-9 показана обвязка, когда каждая выкидная линия имеет ответвление и на каждой из них устанавливается двухпозиционный двухходовой клапан, приводящийся в действие соле-

ноидным пилотным клапаном. Клапаны по конструкции двухседельчатые, сбалансированные и, как правило, нормально закрытые. Такая конструкция разработана с учетом скважин, имеющих высокие давления, где при применении несбалансированных клапанов при открытии и закрытии потребуется излишняя мощность. На рис. 6.6-10 показана обвязка двухпозиционного трехходового клапана. При закрытии пилотного клапана 1 открывается основной клапан 2 и продукция скважин

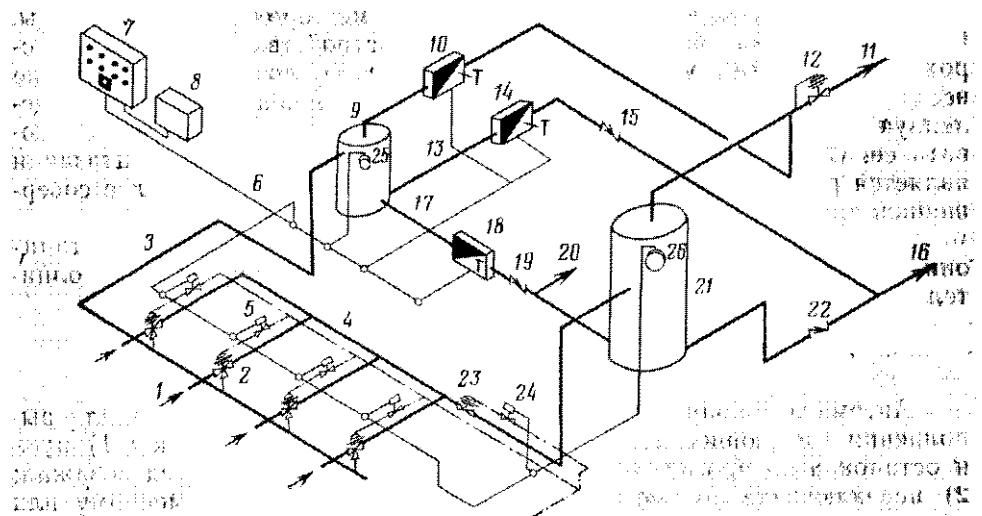


Рис. 6.6-8. Автоматизированная групповая установка (Сэй, 1958)

направляется на групповой сепаратор. Если по команде пилотного клапана газ будет подан в верхнее пространство диафрагмы, продукция скважины будет направлена в замерный сепаратор. В обвязках групповой установки, особенно при сборе продукции при относительно низких давлениях, скважины не могут останавливаться поочередно. В этом случае при аварии все пилотные клапаны дают команду на закрытие клапанов и продукция всех скважин направляется на групповой сепаратор. Клапан 4 на приеме этого сепаратора также автоматически закрывается по команде от пилотного клапана 3.

На рис. 6.6-11 показана обвязка трехходовых и трехпозиционных клапанов. Переключение продукции скважин с замерного в групповой сепаратор и обратно осуществляется при помощи двух пилотных клапанов, устанавливаемых на каждой выкидной линии. Эти клапаны обеспечивают подачу газа в пространства над или под диафрагмой. Если оба пилотных клапана закрыты, то с помощью основных клапанов остаются скважины.

«Отсечка» скважин на устье. Если максимально допустимое рабочее давление в выкидной линии будет выше давления на устье скважины, пуск и остановку скважины можно осуществлять на групповой установке. Если рабочее давление в выкидной линии ниже давления

на устье остановленной скважины, пуск ее можно осуществить с помощью дистанционно-управляемой электроприводной задвижки, установленной на устье скважины. Однако такое решение обходится довольно дорого, особенно если скважина расположена на значительном расстоянии от групповой установки. В этом случае более приемлема установка на скважине отсекателя, который остановит скважину в случае превышения или снижения давления (при порыве!) от допустимых (см. рис. 2.3-26). В фонтанных и газлифтных скважинах могут в качестве отсекателей использоваться пневматические клапаны, в то время как в насосных скважинах применяются датчики давления. Если давление будет выше или ниже предельных уровней, по команде датчика давления будет дана команда на отключение подачи электроэнергии двигателю (или в системе зажигания, если в качестве привода используется двигатель внутреннего сгорания). Кроме того, датчик давления может служить в качестве пилотного клапана для открытия или закрытия пневматических или электроприводных устьевых отсекателей.

Рассмотрим системы управления работой глубиннонасосных скважин при периодической эксплуатации. На рис. 6.6-12, а реле времени с часовым механизмом 1, установленное на групповой установке, дает команду на открытие или закрытие клапана 2. Если давление в выкидной линии превысит предельное значение, датчик 3, установленный на устье скважин, дает команду на остановку привода насоса. По рис. 6.6-12, б реле времени, установленное на групповой установке, за-

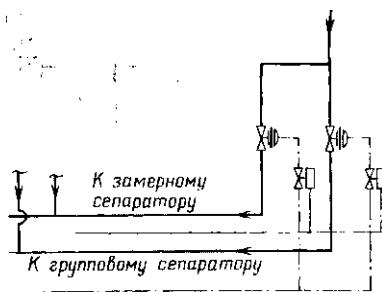


Рис. 6.6-9. Обвязка двухходовых двухпозиционных клапанов (Сэй, 1958)

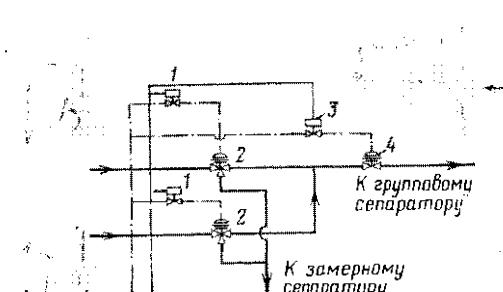


Рис. 6.6-10. Обвязка трехходовых двухпозиционных клапанов (Сэй, 1958)

пускает двигатель станка-качалки, используя для этой цели линию телемеханики. По рис. 6.6-12, в пуск и остановка насоса осуществляются оператором, который может проверить работу насоса по динамограммам, передаваемым ему по его вызову (такое решение широко распространено в Советском Союзе). В случае г насос запускается по команде реле времени, установленного вблизи скважины, а остановку насоса производят по команде датчика, следящего за понижением уровня жидкости на приеме насоса. Это решение имеет определенное преимущество, так как время работы насоса устанавливается исключительно только от количества жидкости, накопившейся в скважине. Установку датчика

легко осуществить около скважины, что позволяет записывать изменения забойного давления и соответственно вносить правильные поправки по изменению режима работы насоса.

На групповой установке, схема которой показана на рис. 6.6-8, измерение продукции после замерного сепаратора 9 осуществляется газовым счетчиком 10, счетчиком нефти 14 и счетчиком для воды 18. Количество нефти и газа после группового сепаратора измеряется только на центральном пункте сбора. При превышении давления в сепараторах аварийных значений датчики давления 25 и 26 посыпают сигналы на пульт управления 7. Если это произойдет в замерном сепараторе, то по команде с пульта управления с помощью пилотного клапана 5 продукция измеряемой скважины переключается на групповой сепаратор 21. Если давление в групповом сепараторе возрастет выше предельного, по команде пилотного клапана 24 пневматический клапан 23 закроет приемную линию. В результате этого начнется повышение давления в выкидных линиях, и устьевые отсекатели автоматически остановят скважины (если выкидные линии рассчитаны на давление ниже давления на устье остановленной скважины), а в насосных скважинах будет остановлен привод.

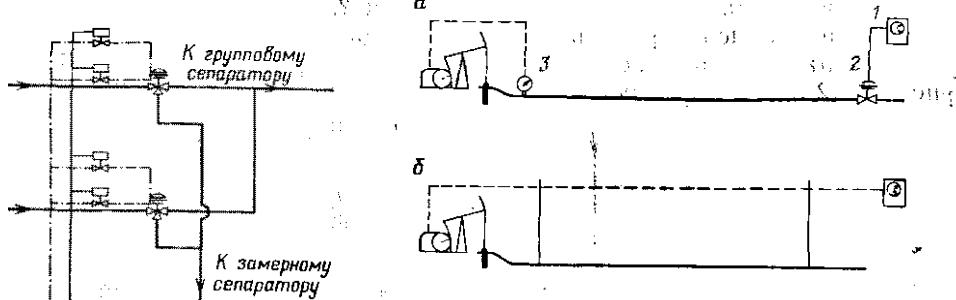
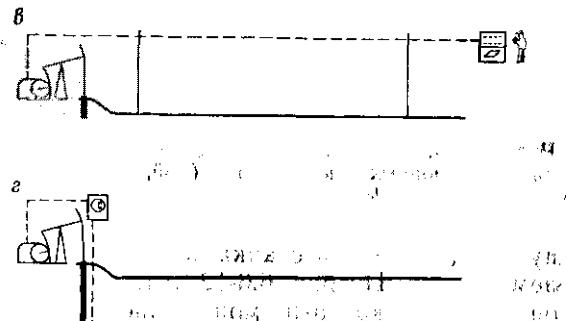


Рис. 6.6-11. Обвязка трехходовых и трехпозиционных клапанов (Сэй, 1958)

Рис. 6.6-12. Системы автоматического управления за работой штанговых установок



На рис. 6.6-13 показана система сбора, включающая один центральный пункт сбора 5, при перекачке нефти с централизованным измерением продукции скважин. Общая продукция скважин по коллектору 3, минута замерное устройство 2 на групповой установке 1, поступает в сборный коллектор 4 и затем — в центральный пункт сбора. По команде с центрального пункта управления 6 блоки местной автоматики 8 по

программе направляют продукцию скважин на замерный или групповой сепараторы. Блоки местной автоматики передают результаты измерения и другие данные на центральный пункт управления и на блок записи информации 7. Применение методов измерения объемов нефти с помощью счетчиков исключает необходимость строительства обычных резервуаров на групповых установках.

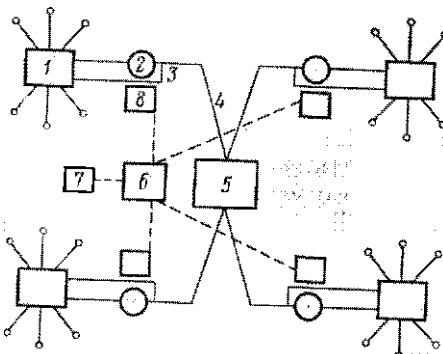


Рис. 6.6-13. Система сбора (Сэй, 1958)

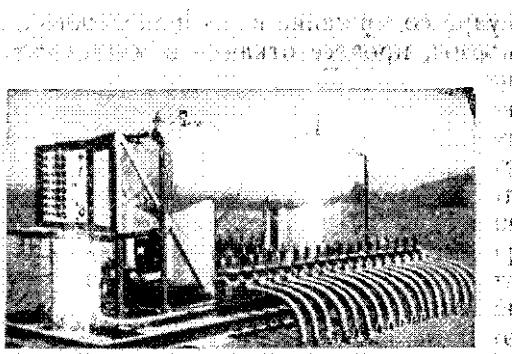


Рис. 6.6-14. Автоматизированная групповая замерская установка фирмы Нэшэнл Тэнк К°

В настоящее время в основном применяют блочные автоматизированные групповые замерные установки заводского изготовления. Установка их на промыслах сводится к подключению выкидных линий от скважин и выводных патрубков к нефтегазосборным коллекторам и водоводам. Блочные групповые установки могут быть легко расширены за счет установки дополнительных блоков по мере необходимости подключения к ним новых скважин. Площадь, занимаемая современными автоматизированными блочными групповыми замерными установками, не превышает нескольких квадратных метров. На рис. 6.6-14 показана автоматическая групповая замерная установка фирмы Нэшэнл Тэнк К°.

б) Автоматизированные системы перекачки нефти в трубопровод

Основное назначение центрального пункта сбора и подготовки нефти состоит в том, чтобы отделить воду от сырья, поступающего с групповых установок, измерить с высокой точностью количество нефти, в которой содержание воды не должно превышать нескольких десятых долей процента, и направить ее через распределительную гребенку на прием магистрального насоса или в резервуар с подключенными насосом. В некоторых случаях нефть также подвергается стабилизации на центральных пунктах сбора. Вплоть до середины пятидесятых годов в центральных пунктах сбора размещали несколько резервуаров больших объемов для хранения нефти перед подачей ее в магистральный трубопровод. При этом измеряли количество нефти в каждом резервуаре в соответствии с требованиями, изложенными в разделе 6.5-3. Обвязка резервуаров тех времен показана на рис. 6.5-13.

Впервые система ЛАКТ для автоматического измерения и перекачки нефти была внедрена в 1954 г. Уже в 1960 г. (Скотт, 1967) 60—70% от всей добываемой нефти в США измерялось и передавалось в магистральные трубопроводы с применением этой системы. По системе ЛАКТ обезвоженная нефть после дегидратора поступает в резервуар чистой нефти. После того как резервуар заполнится нефтью до определенной высоты, он автоматически включается на откачуку. Если в резервуаре содержание воды и механических примесей находится в пределах нормы, процесс откачки в магистральный трубопровод осуществляется непрерывно. Если же содержание воды и механических примесей превышает норму, некондиционная нефть возвращается на повторную подготовку. В начальный период внедрения системы ЛАКТ некоторые старые резервуары использовались также для измерения количества нефти. В них нефть закачивалась до определенного уровня, а затем откачивалась до определенного нижнего уровня. Для определения объема резервуара между двумя заданными уровнями заранее проводилась его тщательная калибровка. Фактически полученный объем корректировался на содержание воды и приводился к стандартным условиям. Для этого необходимо знать среднюю температуру жидкости в резервуаре, фактическую плотность и содержание воды. Впервые оборудование ЛАКТ для выполнения вышеприведенных функций было внедрено в 1954 г. фирмой Галф Ойл К° (Ойл энд гэс Джорнэл, 1956).

Система ЛАКТ, использующая сливные мерники, имеет то преимущество, что ее можно устанавливать в существующих резервуарах, где переключения и измерения проводились вручную, при этом на точность измерения не влияет присутствие газа. К недостаткам системы следует отнести то, что точность измерения зависит от правильного функционирования ряда клапанов и поплавков. Время пребывания нефти в емкостях может быть продолжительным. На точность измерения влияют возможные отложения парафина на стенах и скопления грязи в нижней части емкости. Температуру жидкости в мерной емкости необходимо каждый раз определять до откачки из нее жидкости, фактические объемы нефти расчетным путем приводить к стандартным условиям. Система открытая, поэтому возможны значительные потери нефти из-за испарения.

Применяемое в настоящее время оборудование системы ЛАКТ — результат быстрого и эффективного усовершенствования существовавших в первый период видов оборудования. Основное отличие от старых типов оборудования состоит в том, что количество нефти измеряется расходомерами объемного типа вместо замера ее объема при сливе из мерных емкостей. Показания счетчиков приводятся на самом приборе или печатаются, при этом объем нефти получают при стандартных условиях. На рис. 6.6-15 показана связка современной системы ЛАКТ по Ризену. Нефть по линии 1 из автоматизированной групповой замерной установки поступает в подогреватель-дезмульсатор 2. Обезвоженная нефть из дезмульсатора поступает в емкость подготовленной нефти 3. Когда уровень жидкости в этой емкости достигнет поплавка L_2 , клапан V_2 откроется, и жидкость через узел определения качества 5 и клапан V_2 направится на откачуку. Если качество нефти удовлетвори-

тельное, начинает работать подпорный насос 7. На приеме этого насоса установлен фильтр 6, а на выкиде — дегазатор 8, через который нефть по линии 13 поступает на прием основного насоса. Количество нефти измеряется счетчиком объемного типа 9, в котором после температурной компенсации потока показания приведены к нормальным условиям или передаются на центральный диспетчерский пункт. Автоматическим пробоотборником 10 осуществляется отбор проб откачиваемой нефти; содержание воды и механических примесей через определенные промежутки времени определяется в лаборатории. Вместо пробоотборника после объемного счетчика можно установить влагомер, а вместо обводной линии 11 (калибровочной петли), которая отсекается клапанами V_4 и V_6 , последовательно со счетчиком 9 можно установить счетчик объемного типа (прувер). Калибруют счетчик при помощи мерной емкости 14. Емкость 4 — резервная.

Высокая точность измерения по системе ЛАКТ (погрешность менее 0,1%) объясняется следующим.

1. Регулятор давления 12 обеспечивает поддержание постоянного давления до счетчика; насос откачивает нефть почти с постоянной подачей и таким образом ошибки из-за утечек в объемном счетчике сводятся к минимуму (см. раздел 6.6-3, п. в).

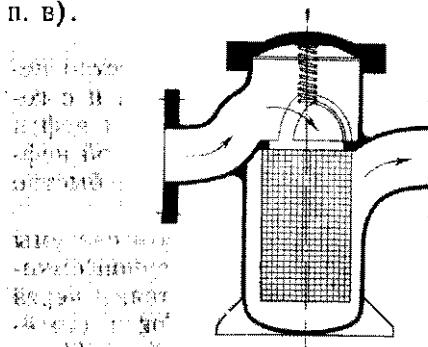


Рис. 6.6-16. Фильтр

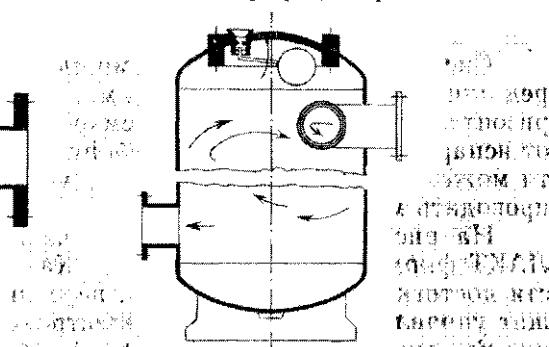


Рис. 6.6-17. Дегазатор

2. Фильтр 6 удаляет механические примеси, содержащиеся в нефти. Таким образом уменьшаются износ счетчика и вероятность его выхода из строя.

3. Давление подпорного насоса несколько выше давления в емкости готовой нефти, поэтому в нефти растворяются газовые пузырьки.

Удалению газа из потока также способствует дегазатор 8.

Схематический разрез фильтра приведен на рис. 6.6-16. Сетка из проволоки задерживает механические примеси — зерна песка, выносимые из скважины вместе с нефтью, или небольшие, иногда острые, зерна железа или другого металла, попадающие в нефтяной поток из оборудования и трубопроводов.

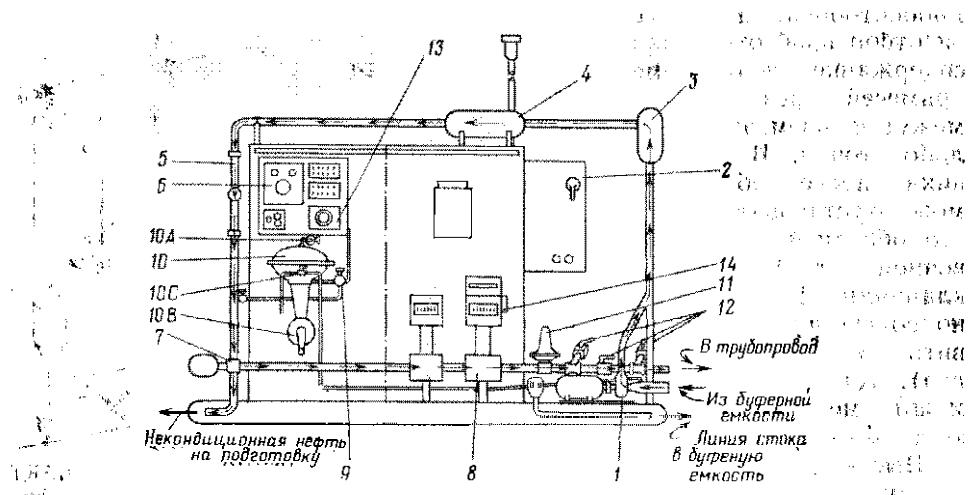


Рис. 6.6-18. Установка системы ЛАКТ фирмы Джонс энд Лафлин

В дегазаторе (рис. 6.6-17) скорость потока уменьшается до значения, несколько ниже критической скорости всплытия газовых пузырьков. Последние скапливаются у верхнего днища аппарата, оттесняя нефть. Когда поплавок опустится на определенную высоту, газ через клапан будет выпущен в атмосферу.

Системы ЛАКТ с объемными счетчиками имеют преимущество перед сливными мерными емкостями, так как могут применяться и с горизонтальными герметичными емкостями, что исключает потери нефти от испарения. Кроме того, все оборудование до резервуара готовой нефти может быть выполнено в блочном исполнении, позволяющем быстро проводить монтажные работы.

На рис. 6.6-18 показана одна из портативных установок системы ЛАКТ фирмы Джонс энд Лафлин. Как только нефть в буферной емкости достигнет заданного уровня, переключатель 14 включается, и через щит управления 2 включается электродвигатель насоса 1. Когда давление на выкиде насоса достигнет определенной величины, клапан 11 открывается, и нефть начнет поступать в нефтепровод. При движении нефти от насоса до нефтепровода она проходит через фильтр 3, дегазатор 4, узел качества 5, трехходовой клапан 7, счетчики 13 и 8, клапан 11 и клапан 12, закрывающий калибровочную петлю. Если узел качества 5 покажет на панели 6, что содержание воды и механических примесей превышает норму, то клапан 7 направляет нефть на повторную подготовку. При откачке нефти в нефтепровод электрический пробоотбор-

ник 9 под давлением направляет небольшое количество жидкости в емкость 10, которая заполняется ею. Проба нефти через определенные интервалы времени вручную перемешивается смесителем 10B. Необходимое количество пробы нефти для лабораторных исследований дренируется при помощи четырехходового клапана 10C. Остальная проба из емкости 10 направляется на прием откачивающего насоса при соответствующем переключении клапана 10C, где смешивается с основным потоком нефти. На установке предусмотрены и другие виды вспомогательного оборудования; для закрытия линии потока нефти в случае неисправности, для определения качества нефти (при отклонении от нормы или в случае достижения объемов суточной или месячной добычи). Производительность таких портативных установок может достигнуть от 32 до 1300 м³/сут, масса от 420 до 2100 кг.

Если на центральный сборный пункт, оборудованный системой ЛАКТ, поступает продукция из нескольких участков, каждый сорт нефти должен проходить через свою установку ЛАКТ. Некоторые системы ЛАКТ сконструированы так, чтобы принимать несколько потоков нефти. Руководство по конструированию, установке и эксплуатации систем ЛАКТ, а также требования в отношении точности измерения описаны в Стандарте АНИ 2502.

в) Измерение количества нефти, воды, механических примесей и газа

Одно из основных условий внедрения автоматизированных групповых замерных установок, а также систем ЛАКТ — применение счетчиков, обеспечивающих более точное измерение, чем раньше, количества нефти, содержания воды, механических примесей, объема газа, т. е. таких приборов, показания которых можно получить в цифровой форме без вмешательства человека. В состав этих приборов входят объемные счетчики с температурной компенсацией для нефти, влагомеры емкостного типа для определения содержания воды и расходомеры для определения объема газа.

в1) Объемные счетчики. Объем жидкости или газа, поступающей в измерительную камеру, измеряется при периодическом отсекании определенных объемов ее, заключенных между поверхностью измерительной камеры и поршнями или плунжерами различной конструкции, совершающими различные движения и затем выталкивающими жидкость из счетчика. Такие счетчики можно рассматривать как гидравлическую машину с высоким объемным к.п.д., которая забирает только ту часть энергии, проходящей через нее жидкости, которая необходима для поддержания в движении отдельных ее элементов. Объем измеряемой жидкости определяется по числу ходов поршня, если последний совершает возвратно-поступательное движение, или по числу оборотов, если счетчик ротационного типа. Эти счетчики уже применяются последние три десятилетия, разработано их около 700 различных модификаций. К основным типам можно отнести счетчики с дисковым поршнем, с качающимся поршнем, лопастные ротационные, с

овальными шестернями, возвратно-поступательным поршнем и с двойным ротором.

Для измерения жидких углеводородов наиболее популярны счетчики с овальными шестернями и с дисковым поршнем. Принцип действия счетчика с овальными шестернями (рис. 6.6-19) заключается в следующем. При каждом обороте пары овальных прямозубых шестерен через счетчик теоретически проходит постоянный объем жидкости. Между зацеплением зубьев овальных шестерен с одной стороны и поверхностью измерительной камеры и скользящей по ней овальной шестер-

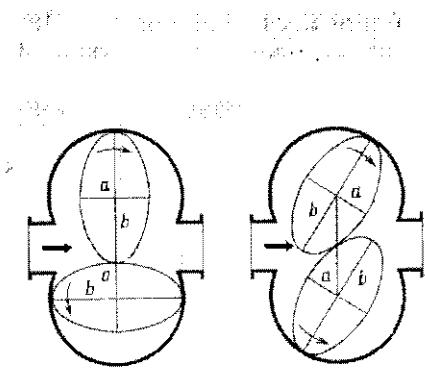


Рис. 6.6-19. Схема счетчика с овальными шестернями (Реппих, 1958)

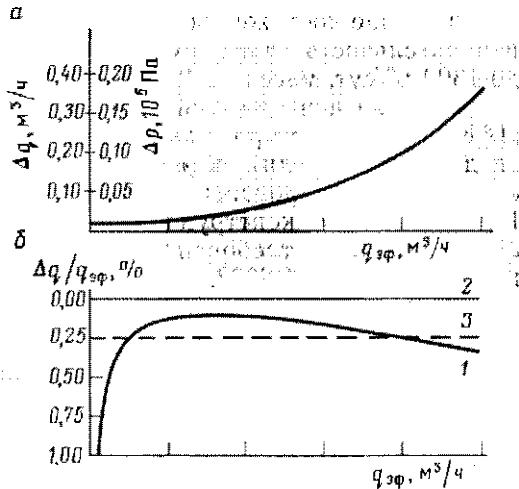
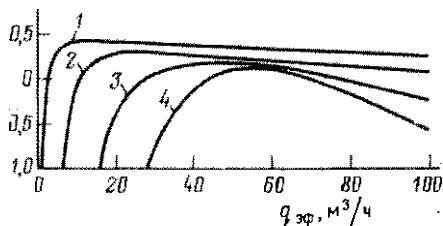


Рис. 6.6-20. Характеристика счетчика с овальными шестернями (Реппих, 1958)



не с другой стороны имеются зазоры в несколько сотых миллиметра. Через эти зазоры проникает какое-то незамеряемое количество жидкости. При более высоких скоростях перепад давления из-за трения и гидравлического сопротивления потока в счетчике будет увеличиваться и соответственно будут возрастать утечки жидкости почти пропорционально увеличению перепада давления. Для точного измерения необходимо знать относительную потерю от утечек жидкости.

На рис. 6.6-20, а показана зависимость перепада давления Δp и утечек жидкости Δq , принятых пропорционально Δp , от эффективного расхода $q_{\text{эфф}}$ жидкости через счетчик. Кривая 1 на графике б отражает зависимость $\Delta q/q_{\text{эфф}}$ (или другими словами погрешность замера в %) от $q_{\text{эфф}}$. В идеальном случае, когда нет утечек жидкости через счетчик, лин-

ния 2 характеризует фактический расход жидкости через счетчик. В любом случае фактический расход превышает показания счетчика на объем потерь за счет утечек. Однако путем изменения передаточного числа между овальными шестернями и счетчиком можно линию 2 сместить к положению линии 3, в этом случае счетчик будет постоянно показывать объем нефти на 0,25% больше по сравнению с идеальным случаем. Ошибки в показаниях счетчика будут равны нулю в двух точках, где прямая 3 и кривая 1 пересекаются, завышенной между этими точками пересечения (т. е. показания счетчика превысят фактический расход) и заниженной за пределами точек пересечения. Для расхода от 6 до 100 м³/ч максимальная погрешность может быть $\pm 0,15\%$. Ошибка будет большей при низких и повышенных расходах и особенно значительной при слишком низких расходах жидкости. Эта кривая верна только для жидкостей данной вязкости, так как величина утечек зависит не только от ширины зазоров, но и от вязкости измеряемой жидкости. Кривые графика (рис. 6.6-20, в) отражают погрешности при измерении различных нефтепродуктов; 1 — для масла 32-СР, 2 — для дизельного топлива 4,4-СР, 3 — для керосина 1,9-СР и 4 — для автомобильного бензина 0,48-СР. Отсюда ясно, что, вместо того чтобы определять уровень ошибок при измерении жидкостей различных вязкостей, необходимо вносить поправку в передаточное число между овальными шестернями и счетчиком. Из рис. 6.6-20 также видно, что чем больше вязкость измеряемой жидкости, тем данный уровень ошибки будет выдержан в более широком диапазоне расходов q и наоборот.

Из приведенных соображений вытекает, что передаточные числа необходимо менять при переходе измерения от одной жидкости к другой, а также при значительном изменении температуры измеряемой жидкости. С наибольшей точностью результаты можно получить в том случае, если вязкость нефти при равномерном расходе почти постоянная. Погрешность в измерении может находиться в пределах $\pm 0,1\%$ при использовании вспомогательного оборудования, описанного в разделе 6.6-3, п. б в связи с внедрением систем ЛАКТ. Современные счетчики с овальными шестернями комплектуются регуляторами, подключенными к термопарам, позволяющими показывать или записывать расход жидкости в стандартных условиях вместо эффективного объема при температуре потока.

На рис. 6.6-21 показан счетчик с температурной компенсацией фирмы Болл-Ройтерт. Сильфон 2 перемещается пропорционально изменению температуры потока, передаваемого термометром 1. Сильфон 3 компенсирует перемещение сильфона 2 в зависимости от температуры окружающей среды. Перемещение сильфона передается стержнем 4 на рычаг 5. Диск 7 вращается с частотой, пропорциональной частоте вращения овальных шестерен счетчика 6. С одной стороны он вращает планетарную двухколесную передачу 8, а с другой стороны — за счет трения диск 9. В результате этого центральная шестерня 10 планетарного механизма будет вращаться с частотой, пропорциональной частоте вращения диска 9. Частота вращения последнего пропорциональна температуре потока. Установка так сконструирована, что счетчик 11, приводимый в действие осью планетарного механизма, будет показывать

заниженный объем. Ввод температурной коррекции обосновывается следующим соотношением:

$$v_{ct} = v [1 - \beta_T \Delta T + (\beta_T \Delta T)^2].$$

При невысоких температурах потока член во второй степени незначителен, и им можно пренебречь. Формула упрощается, носит линейный характер и очень широко применяется на практике. Если же температура высокая, то член во второй степени следует учитывать. В счетчиках фирмы Бопп-Ройтерт это достигается за счет ввода поворотного кронштейна 12, показанного на рисунке штриховой линией. В зависимости

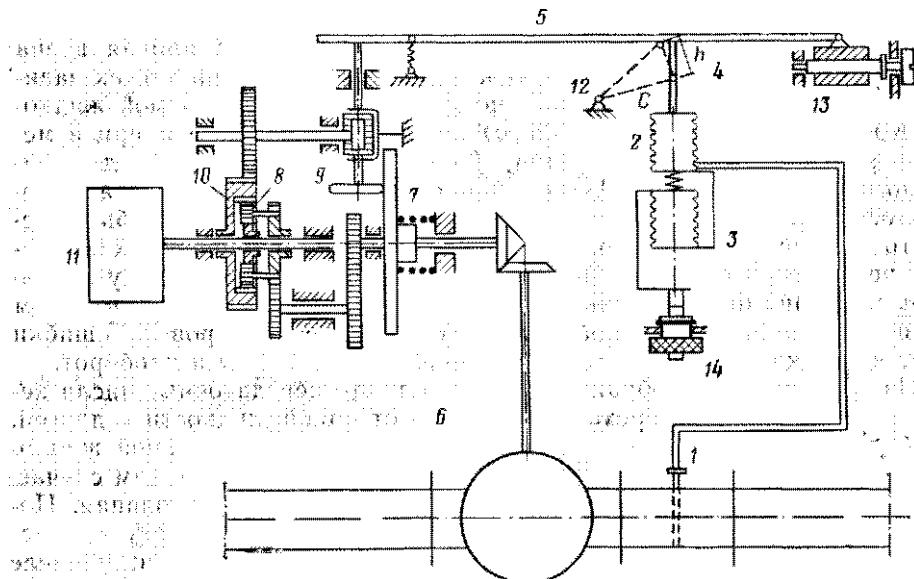


Рис. 6.6-21. Объемный счетчик с температурной компенсацией фирмы Бопп-Ройтерт
(Эберт и Кальхоф, 1961)

от характеристики нефти необходимо вносить поправку на β_T . Винт 14 предназначен для поддержания стандартной температуры.

Счетчики могут быть оснащены и дополнительными приборами. Встроенная печатная машинка может регистрировать объем измеренной жидкости. Это имеет определенное преимущество при заполнении отчетных документов в компании или если напечатанный материал служит квитанцией для оплаты счетов потребителями. Счетчики могут поставляться с приставками для дистанционной передачи расхода, пропорционального мгновенной частоте вращения дисков, или суммарного расхода, пропорционального общей частоте вращения дисков.

Когда не требуется высокая точность при определении расходов, для определения фактического объема жидкости можно применять счетчик с дисковым поршнем. На рис. 6.6-22 показан бензосчетчик типа

ДЕ-4У, применяемый в Советском Союзе. В измерительной камере счетчика штифт 1 описывает коническую траекторию. Перпендикулярно к штифту установлен диск 2, периметр которого скользит по стенке измерительной камеры. При прохождении жидкости через камеру диск начинает совершать колебательные движения. При каждом обороте диска через счетчик проходит объем жидкости, равный объему измерительной камеры. Обороты штифта 1 через поводок 3 передаются передаточному механизму 4, который служит для показа как фактического расхода, так и суммарного объема жидкости, прошедшей через счетчик. Порог чувствительности счетчика при обвязке 40-мм трубами составляет 0,1 л/ч, пределы измерения — от 0,6 до 10 м³/ч. Допустимая погрешность при расходах от 0,6 до 1,2 м³/ч составляет $\pm 1,0\%$ при расходах от 1,2 до 10 м³/ч — $\pm 0,5\%$.

Калибрование счетчиков. Счетчики можно калибровать несколькими способами: 1) при помощи мерной емкости; 2) при помощи прувера с шаровым поршнем; 3) последовательным подключением калиброванного счетчика. Последний должен быть постоянно откалиброван при помощи мерной емкости (см. стандарт АНИ 1101).

Идея применения пруверов с шаровым поршнем состоит в том, чтобы при последовательном подключении их со счетчиком сравнивать небольшого объема иметь возможность определить расход с высокой точностью. Один из таких приборов, разработанный компанией Шелл Пайлайн Кор, показан на рис. 6.6-23. В U-образной трубе, покрытой внутри эпоксидной смолой, поток измеряемой жидкости движется в направлении, показанном стрелками. Счетчик импульсов 3 счетчика 2 включается в тот момент, когда шар 4 проходит датчик 5 и выключается по достижении датчика 6. Точность измерения определяется тем, что как объем U-образной трубы, так и моменты прохождения шара через датчики могут быть определены с высокой точностью. При прохождении через прувер 3,79 л жидкости счетчик выдаст 1000 импульсов. На один импульс приходится максимальная ошибка в 3,79 см³. Объем U-образной трубы должен быть по крайней мере в 10000 раз больше наименьшего объема, допустимого для измерения, что для данного случая находится на уровне 37,9 л. С другой стороны, объем должен составить не менее 0,5% от максимального расхода жидкости за 1 ч через счетчик, подлежащий калибровке. Обвязка, показанная на

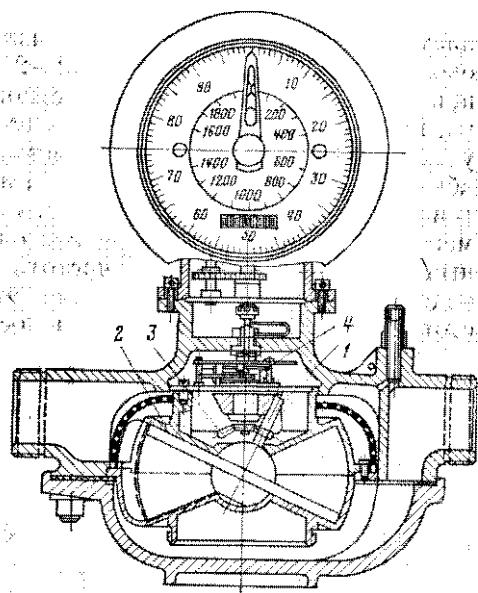


Рис. 6.6-22. Бензосчетчик ДЕ-4У с дисковым поршнем (СССР)

рис. 6.6-23, позволяет поток в трубе 1 направить в противоположном направлении открытием задвижек 7 и 10 и закрытием задвижек 9 и 8; в этом случае шар пройдет сначала датчик 6 и затем датчик 5. Обратный поток может быть также использован для калибрования счетчика. Порядок калибровки объемных счетчиков описан Байэрзом (1962—1963, части 1, 2, 4).

в2) Влагомеры емкостного типа. Диэлектрические проницаемости воды и нефти резко различаются. Для нефти она составляет около 80; для воды — около 2—2,5. Это обстоятельство использовано при создании влагомеров емкостного типа. Принцип действия влагомера, показанного на рис. 6.6-24, следующий. Закрытая труба 2 длиной s установлена коаксиально нефтяной трубе 1. Эти трубы работают как обкладки конденсатора длиной s , а обводненная нефть служит диэлектриком. Конденсатор (емкость его зависит помимо геометрических размеров и от диэлектрической постоянной жидкости) входит в резонансный контур. Собственная частота контура f_n зависит от содержания воды в жидкости конденсатора. Эта частота вместе с постоянной частотой f_1 на выходе генератора поступает на ступень смешивания компонентов. Частота блений ($f_n - f_1$) смесителя поступает на управляющее устройство реверсивного электродвигателя. Реверсивный электродвигатель устроен так, что путем поворота переменного конденсатора регулируется первоначальная частота прохождения безводной нефти. Угол этого поворота, соответственно усиленный, служит мерой содержания

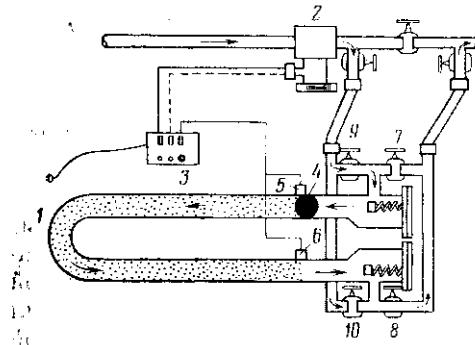


Рис. 6.6-23. Прибор с шаровым поршнем
фирмы Шелл Пайплайн Кор

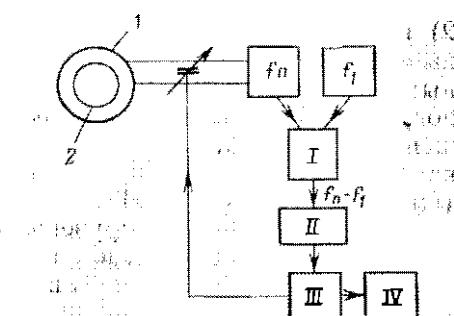


Рис. 6.6-24. Принципиальная схема влагомера емкостного типа.
I — смеситель; II — усилитель; III — механизм с сервоприводом; IV — запирающее устройство

воды в экспериментально откалиброванной шкале. Прибор также приспособлен для дистанционной передачи показаний.

Опыты подтвердили, что такой влагомер может работать только до содержания воды в нефти, равного 50%. На рис. 6.6-25 показана зависимость кажущегося сопротивления и диэлектрической постоянной от содержания воды в данной нефти, смешанной с соленой водой, содержащей 9% соли. Эксперименты проводились на эмульсиях типа М/В, приготовленных соответственно при низких и высоких частотах

оборотов мешалки. Из графика видно, что при обводненности около 50—60% диэлектрическая постоянная при высокой частоте перемешивания приготовленных эмульсий быстро увеличивается, соответственно падает сопротивление. При медленном перемешивании диэлектрическая постоянная растет постоянно, но сопротивление при обводненности между 70 и 80% быстро уменьшается. То же самое наблюдается и со сме-

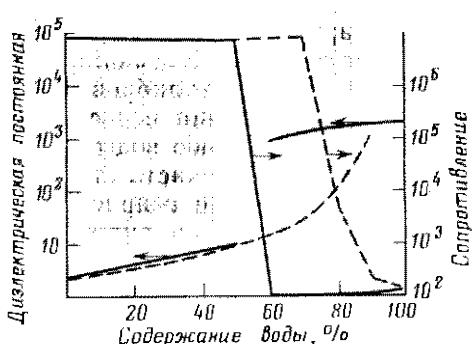


Рис. 6.6-25. Зависимость кажущегося сопротивления и диэлектрической постоянной от содержания воды (Вуд, 1958)

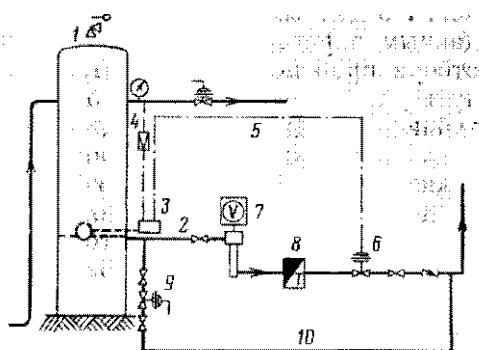


Рис. 6.6-26. Обвязка влагомера на выкиде сепаратора (Вуд, 1958)

сями нефти с другими минерализованными до различной концентрации водами. Это объясняется тем, что при значительном содержании воды первоначальная эмульсия типа В/М переходит в эмульсию типа М/В (ранее при быстром перемешивании и позже при медленном перемешивании; из-за присутствия соленой воды образуются «пробоны» между обкладками конденсатора).

Последние исследования показали, что необходимо считаться с погрешностями при использовании влагомеров емкостного типа, которые достигают 7%. Это происходит по двум причинам. Диэлектрическая постоянная воды, во-первых, зависит от содержания в ней глинистых частиц, особенно монтмориллонита и, во-вторых, от применяемой при измерениях частоты циклов процесса в показаниях. Разброс может быть значительно уменьшен при применении высоких частот циклов процесса перемешивания. Более всего подходит частота 10 МГц (Томсон и Никсик, 1970). При использовании влагомера необходимо правильно выбрать место его установки. На рис. 6.6-26 показан один из наиболее предпочтительных способов обвязки влагомера непосредственно после сепаратора. Жидкость из сепаратора 1 сбрасывается в выкидную линию 2. Уровень жидкости в сепараторе поддерживается поплавковым регулятором. Как только жидкость в сепараторе достигнет верхнего уровня, узел управления 3 переключит линию поступления из редуктора 4, тогда газ по линии 5 направится в пространство над диафрагмой клапана 6, и выкидная линия откроется. Содержание воды в продукции определяется влагомером емкостного типа 7. Объем жидкости измеряется счетчиком 8. Обводная линия 10, связанная параллельно измерительной системе, может открываться при помощи дистанционно-управляемого устройства.

ляемого клапана 9. Картограмма влагомера протягивается часовым механизмом только в момент сброса жидкости из сепаратора. Преимущество такой обвязки состоит в том, что в ней предусмотрено следующее: непрерывная запись содержания воды в продукции; постоянное давление в период сброса жидкости из сепаратора; быстрое перемешивание жидкости, которая поступает во влагомер довольно однородной. По данным Вуда, показания влагомеров емкостного типа близки к данным определения содержания воды в товарных резервуарах путем отбора проб по обычной методике. Но при этом особое внимание следует уделить соответству объемов проб объемам по калибровочным таблицам. Однако пробы, отобранные из выкидной линии непосредственно на устье скважины, дают отклонения по содержанию воды в пироких пределах. Это объясняется, по-видимому, тем, что часто структура двухфазного потока пробковая. При такой структуре неприемлема методика отбора проб. Методы калибрования влагомеров емкостного типа описаны Байэрзом (1962—1963, часть 3).

в3) Расходомеры. По этому вопросу будут изложены только основные принципы измерения расхода газа при применении автоматизированных промысловых процессов. Из основных работ, посвященных этому вопросу, необходимо назвать работы Стирза и др. 1951, Спинка, 1958, Моканова, 1962; Хэрнига, 1950; Американской Газовой ассоциации, 1955.

Для измерения расхода газа наиболее широко распространены диафрагменные расходомеры. Объем газа, приведенный к стандартным условиям при $T_{ст}$ и $p_{ст}$, в промежутке времени между t_1 и t_2 определяется по формуле

$$q_{r,ст} = Cd^2 K_1 K_2 K_3 \frac{T_{ст} z_{ст}}{p_{ст}} \sqrt{\frac{\Delta p}{TMz}}, \quad (6.6-1)$$

где C — постоянная; K_1 — основной коэффициент диафрагмы; K_2 — поправочный коэффициент на расширение, зависящий от давления p и температуры T потока; K_3 — коэффициент, учитывающий тепловое расширение диафрагмы (зависит также от температуры потока). Это означает, что ведется непрерывная регистрация значений Δp , p , T и если состав газа изменяется во времени, то изменяется и масса M . Следует учитывать, что коэффициент сжимаемости z зависит от p , T и M .

Даже если значения Δp и p в период измерения сохранятся постоянными, расчеты и приведение к стандартным условиям параметров газа занимают много времени. Дополнительное затруднение возникает, если значения Δp и p не постоянны, так как в этом случае необходимо определять среднеквадратичное значение произведения мгновенных величин за период t_1 и t_2 по формуле

$$\overline{\Delta p t p_t} = \sqrt{\int_{t_1}^{t_2} \Delta p_t p_t dt} = \sqrt{\Delta p \int_{t_1}^{t_2} p_t dt} = \sqrt{\Delta p \frac{p(t_2) - p(t_1)}{T_2 - T_1}}.$$

Это значение обычно определяли расчетным путем. Позже были использованы планиметры для суммирования значений параметров, находят

щихся под квадратным корнем. Но на это также затрачивалось много времени. Далее были разработаны схемы по автоматической записи значений $\sqrt{\Delta p_r}$ механическими, пневматическими, электрическими средствами или средствами электроники. Даже в этом случае прибегали к формуле (6.6-1) для определения $q_{r,ст}$ расчетным путем или с помощью ЭВМ. Точность измерения расхода с применением довольно сложной методики и оборудования не превышала $\pm 1,5\%$. Это заставило конструкторов разработать счетчики-расходомеры, основанные на новых принципах.

Можно показать, если измерение газа осуществляется в массовых единицах, а не в объемных, тогда уравнение $q_{r,ст} = K\sqrt{\Delta p_r}$ будет верным, а коэффициент K не будет зависеть от абсолютного значения давления p потока, а также от T , M и z . Из формулы видно, что при учете этого принципа необходимо осуществлять непрерывную регистрацию помимо величины перепада давления, а также эффективной плотности замеряемого газа ρ_r . Однако число регистрируемых параметров сводится только к двум. Позже были разработаны более современные методы регистрации плотности газа (Апп, 1969; О'Дониэл, 1969, Сенз, 1969). Полученные данные могут быть поданы на ЭВМ, и последняя проведет расчеты по определению среднеквадратичных значений (Хеннинг, 1970 и Якобсон, 1970).

В Голландии расход газа, приведенный к стандартным условиям, измеряется турбинными скоростными счетчиками; они имеют также значительную погрешность, достигающую $\pm 2\%$ на сутки и $\pm 1\%$ в течение месяца. Разработка счетчиков для измерения массы потока продолжается. Конструкции различных типов масляных расходомеров, принципы их правильного подбора, наиболее полно отвечающим данным условиям, описаны Пуском (1970).

Счетчики для измерения расхода газа в масляных расходомерах
разработаны в Амстердаме в 1969 г. В 1970 г. в Голландии начаты испытания масляных расходомеров для измерения расхода газа в масляных расходомерах.

(8.1.1)

93

Счетчики для измерения расхода газа в масляных расходомерах
разработаны в Амстердаме в 1969 г. В 1970 г. в Голландии начаты испытания масляных расходомеров для измерения расхода газа в масляных расходомерах.

Глава 7

МАГИСТРАЛЬНЫЙ ТРАНСПОРТ НЕФТИ

7.1. ИЗОТЕРМИЧЕСКИЙ ХАРАКТЕР ТЕЧЕНИЯ НЬЮТОНОВСКОЙ НЕФТИ

Температура нефти, текущей по трубопроводу, обычно изменяется по длине трубопровода. Однако, если вязкость нефти невелика и температура нефти, закачиваемой в трубопровод, близка к температуре грунта, окружающего трубу, течение нефти может, для практических целей, рассматриваться как изотермическое.

7.1.1. ПРОФИЛЬ НАПОРА И МАКСИМАЛЬНАЯ ПРОПУСКАННАЯ СПОСОБНОСТЬ ТРУБОПРОВОДОВ

Обозначим удельное энергосодержание потока нефти в начале трубопровода — через W'_1 , а на расстоянии x от начала трубопровода — через W'_x . Снижение удельного энергосодержания составит

$$W'_1 - W'_x = \frac{p_1 - p_x}{\rho g} + \frac{v_1^2 - v_x^2}{2g} + z_1 - z_x = h_{tr,x}. \quad (7.1-1)$$

Снижение удельного энергосодержания эквивалентно потерям на трение, т. е. согласно уравнению (1.1-1)

$$p_{tr} = \lambda \frac{v^2 \rho}{2d_b}. \quad (7.1-1)$$

Ниже рассмотрим изменения падения напора по длине трубопровода. Обозначим $p_{tr} = p_{tr,x}$ и $l = l_x$. Далее разделим обе части уравнения (1.1-1) на ρg и положим $p_{tr,x}/\rho g = h_{tr,x}$. Тогда

$$h_{tr,x} = \lambda \frac{v^2 l_x}{2g d_b} = \xi_{tr} l_x, \quad (7.1-2)$$

где

$$\xi_{tr} = \frac{\lambda v^2}{2g d_b} \quad (7.1-3)$$

есть градиент гидравлических потерь.

Каждая из частей уравнения (7.1-1) допускает двоякую физическую интерпретацию. С одной стороны, их можно рассматривать как энергосодержание единицы веса жидкого тела в Дж/Н, а с другой стороны — как высоту столба жидкости в метрах при плотности, равной ρ .

При изотермическом течении ξ_{tr} постояню, и поэтому удельное энергосодержание уменьшается линейно по длине трубы. Удельная внешняя (механическая) потенциальная энергия $p_x/\rho g$ в этом случае

эквивалентна гидростатическому напору h_x , удельная кинетическая энергия $v_x^2/2g$ — динамическому напору, удельная внутренняя потенциальная энергия z_x — гидравлическому уклону и потерям удельной энергии в результате трения, $h_{\text{тр.}x}$ — потере напора на трение. Поэтому уравнение (7.1-1) можно записать в виде:

$$h_{\text{тр.}x} = h_1 - h_x + z_1 - z_x.$$

Изменение компонентов удельного содержания жидкости в трубопроводе, проложенном по холмистой местности, показано на рис. 7.1-1.

Начальный гидростатический напор h_1 в точке K при прокачке нефти по трубопроводу с пропускной способностью q и с внутренним диаметром труб d_b , проложенному по трассе данного профиля, можно определить следующим образом: значение $\xi_{\text{тр}}$ определяют по уравнению (7.1-3). Наклонная линия II , соответствующая этому градиенту, проведена от конечной точки трубопровода V к его головной части K . Это линия давлений или пьезометрического перепада: при пересечении с профилем поверхности земли ее следует перемещать параллельно самой себе до тех пор, пока она не будет за пределами кривой профиля поверхности земли или будет касаться ее только в одной точке (линия I). Начальный гидростатический напор представлен отрезком ординаты, находящимся над кривой профиля поверхности земли в точке K . Рекомендуется с учетом ожидаемых условий работы трубопровода начальный гидростатический напор принимать с запасом в 30—50 м. Точка M , где пьезометрическая линия касается профиля поверхности, носит название критической, так как в ней гидравлический напор потока жидкости наименьший. Между точками M и V значения гидравлического градиента больше, чем между точками K и M . Следовательно, если в точке V отсутствует дросселирование потока, течение свободно продолжается после критической точки, давление в потоке будет снижаться до атмосферного. В результате нефть поступит в концевой резервуар.

Если в точке V поток дросселируется, гидростатический напор нефти в этой точке будет равным h_2 ; точка V обычно находится выше грунта, на максимально возможном уровне жидкости в концевых резервуарах.

Второй критической точкой на трубопроводе с точки зрения прочности труб может рассматриваться точка M' в понижении части профиля трассы. Следует определить гидростатический напор h в точке M' , чтобы убедиться, что давление $p = \rho g$ не превышает максимально допустимого рабочего давления для данных труб.

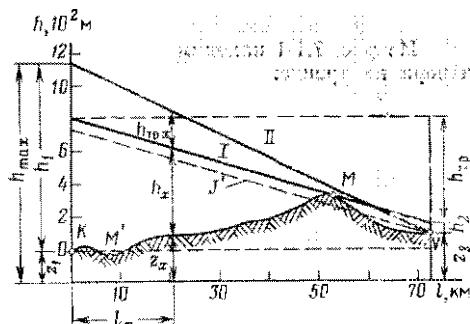


Рис. 7.1-1. Профиль изменения напора по трассе трубопровода, уложенного по пересеченной местности

Пример 7.1-1. Пусть трубопровод с наружным диаметром труб $d_n = 219,1$ мм и внутренним диаметром $d_B = 209,5$ мм ($s = 4,78$ мм) проложен на местности с профилем, показанным на рис. 7.1-1. Пропускная способность трубопровода при температуре не-рекаки составляет $q = 150 \text{ м}^3/\text{ч}$; $\rho = 830 \text{ кг}/\text{м}^3$; $v = 7,5 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$; $l = 72,4$ км и шероховатость труб $K = 0,2$ мм. Определим профиль изменения напора и гидростатический напор в начале трубопровода h_1 .

Скорость потока

$$v = \frac{q}{\pi d_B^2/4} = \frac{0,04167}{0,2095^2 \cdot 0,7854} = 1,21 \text{ м}/\text{с};$$

$$\text{Re} = \frac{vd_B}{\nu} = \frac{1,21 \cdot 0,2095}{7,5 \cdot 10^{-6}} = 3,38 \cdot 10^4;$$

$$\frac{K}{d_B} = \frac{2 \cdot 10^{-4}}{0,2095} = 9,5 \cdot 10^{-4}.$$

Из рис. 7.1-1 находим $\lambda = 0,0253$; по формуле (7.1-3) определяем градиент потерь напора на трение:

$$\xi_{tr} = 0,0253 \frac{1,21^2}{2 \cdot 9,81 \cdot 0,2095} = 0,00901 \text{ м}/\text{м}.$$

Ордината в точке K , соответствующая точке пересечения с наклонной линией, характеризующей профиль напора в трубопроводе (проводится из точки V), определяется следующим образом:

$$h'_1 = 72400 \cdot 0,00901 + 83 = 652 + 83 = 735 \text{ м},$$

где 83 м — разница геодезических отметок ($z_1 - z_2$) в точках K и V . На рисунке 7.1-1 профиль напора нанесен пунктирной линией J . Поскольку эта линия пересекает линию профиля местности, давление в начале трубопровода фактически должно быть выше, и его величину можно определить, перемещая пунктирную линию параллельно самой себе вверх до момента, когда она будет только касаться линии профиля местности в точке M . В результате по ординате в точке K определяется начальный напор $h'_1 = 805$ м. Для резерва можно приplusовать 40 м, тогда получим $h'_1 = 845$ м.

В этом случае давление нагнетания на выкide насосов в начальной точке трубопровода должно быть:

$$p_1 = h_1 g = 845 \cdot 830 \cdot 9,81 = 6,88 \cdot 10^6 \text{ Па}.$$

При условии, что закачка нефти проводится только в точке K , величину наивысшей пропускной способности трубопровода можно определить следующим образом. Отметим на ординате в точке K (выше линии профиля местности) точку h_{max} , соответствующую максимально-му допустимому рабочему давлению трубопровода. Соединив эту точку с точкой V (или с критической точкой M , если положения M и V совпадают), получим линию профиля изменения давлений, наклон которой соответствует максимальному возможному градиенту давлений $\xi_{tr, max}$. Исходя из этого, максимальная пропускная способность трубопровода q_{max} может быть определена так: пусть две постоянных формулы (1.1-10) будут равны $a = 0,194$ и $b = 0,189$, тогда

$$\lambda = 0,194 \text{Re}^{-0,189}. \quad (7.1-4)$$

Вводя эту величину в формулу (7.1-3), где $g = 9,81$, получим

$$\xi_{tr} = 9,89 \cdot 10^{-3} \frac{v^{0,189} \cdot l^{1,81}}{d_B^{1,19}}.$$

Поскольку $v = \frac{\pi d^2}{4} \cdot \frac{q}{\xi_{tr}} \cdot \frac{L}{d}$, получим

$$\xi_{tr} = \frac{q}{v} \cdot \frac{4}{\pi d^2} \cdot \frac{L}{d} = 1,53 \cdot 10^{-2} v^{0,180} q^{1,81} / d^{4,81} \quad (7.1-5)$$

откуда

$$q = 10,1 \frac{\xi_{tr}^{0,552} d^{2,66}}{v^{0,104}} \quad (7.1-6)$$

Вводя в формулу (7.1-6) графическую определяемую величину $\xi_{tr,max}$, можно рассчитать $q_{max} = q$, т. е. максимальную пропускную способность трубопровода, если насосная станция расположена в его головной точке.

Пример 7.1-2. Требуется определить максимальную пропускную способность трубопровода по данным, указанным в примере 7.1-1 с учетом, что трубы изготовлены из стали марки Х-42 по стандарту АНИ, а грунт относится к категории а, описанной в разделе 6.1-4, т. е. запас прочности $K=1,3$; принимаем $K=1$.

Расчетное давление определяем по формуле (7.1-2). Из таблицы 6.1-2 находим $\sigma_s = 289$ МПа. Следовательно,

$$\sigma_{dop} = \frac{289}{1,3} = 222 \text{ МПа.}$$

Максимально допустимое внутреннее избыточное давление, согласно уравнению (6.1-1), составит:

$$\Delta p = \frac{2l\sigma_{dop}s}{d_h} = \frac{2 \cdot 1 \cdot 222 \cdot 10^6 \cdot 4,78 \cdot 10^{-3}}{0,2191} = 9,69 \cdot 10^6 \text{ Па} = 9,69 \text{ МПа,}$$

$$h'_{max} = \frac{\Delta p}{\rho g} = \frac{9,69 \cdot 10^6}{830 \cdot 9,81} = 1190 \text{ м.}$$

В целях безопасности уменьшим эту величину на 40 м, тогда $h_{max} = 1190 - 40 = 1150$ м.

Нанося значение h_{max} на ординату в точке K (см. рис. 7.1-1) и соединяя верхнюю точку с точкой V , получим линию профиля давлений H . Ясно, что профиль напора проходит выше критических точек профиля местности, т. е. и с этой точки зрения запас напора достаточен. Максимальный градиент

$$\xi_{tr,max} = \frac{1150 - 83}{72400} = 0,0147 \text{ м/м.}$$

Определяем максимальную пропускную способность трубопровода согласно уравнению (7.1-6).

$$q_{max} = 10,1 \frac{0,0147^{0,552} \cdot 0,2095^{2,66}}{(7,5 \cdot 10^{-2})^{0,104}} = 0,0525 \text{ м}^3/\text{с} = 189 \text{ м}^3/\text{ч.}$$

7.1.2. ПОВЫШЕНИЕ ПРОПУСКНОЙ СПОСОБНОСТИ ТРУБОПРОВОДА

Часто максимальная пропускная способность q_{max} данного трубопровода может оказаться недостаточной для транспортирования всего объема q добываемой на промысле нефти. При решении вопроса о ме-

рах, принимаемых для повышения пропускной способности существующего трубопровода, следует выбирать наименее дорогостоящий вариант. Зачастую это достигается путем строительства нового трубопровода параллельно существующему или установкой одной или нескольких промежуточных (бустерных) насосных станций на действующем трубопроводе. Трубопровод, параллельный действующему (лупинг), может быть двух типов: 1) той же длины, что и действующий, но из труб другого

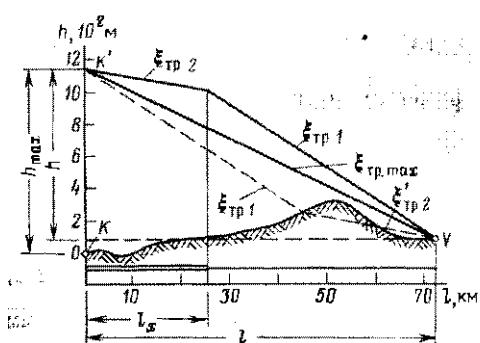


Рис. 7.1-2. Профиль изменения напора в трубопроводе с лупингом

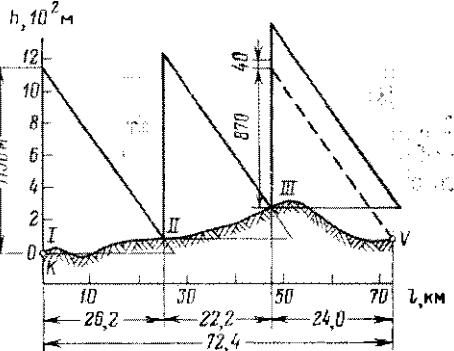


Рис. 7.1-3. Профиль изменения напора в трубопроводе с промежуточными насосными станциями

диаметра (полный лупинг); 2) меньшей длины, чем действующий трубопровод, но из труб того же диаметра (частичный лупинг).

Трубопровод первого типа можно рассматривать как составленный из двух независимых трубопроводов, когда размер новой линии позволяет транспортировать нефть при пропускной способности $q_2 = q_1 - q_{\max}$ при сохранении первоначального давления на входе. Вследствие идентичности профиля трассы, а также начального и конечного давлений градиент давления второй линии равен максимально возможному градиенту существующей линии.

Следовательно, задача состоит в том, чтобы определить диаметр труб трубопровода такой же протяженности, что и существующий, для транспортирования жидкости при пропускной способности, равной q_2 , и при градиенте давления $\xi_{tp, \max}$.

Согласно уравнению (7.1-5),

$$d_b = 0,419 \frac{v^{0,0393} q^{0,376}}{\xi_{tp}^{0,208}}$$

Подставляя $\xi_{tp} = \xi_{tp, \max}$ и $q = q_2$, можно рассчитать внутренний диаметр труб для лупинга d_b .

Если для лупинга используются трубы того же диаметра, что и для основного трубопровода, а $q_1 < 2q_{\max}$, то длина лупинга может быть меньше длины основного трубопровода. Лупинг может быть построен как в начальной части, так и в конце трубопровода (рис. 7.1-2). Если позволяет профиль местности, строительство лупинга следует начинать

от конечной точки существующего трубопровода, так как это позволит снизить среднее давление во всей системе.

Профиль напора в лупинге можно определить, исходя из следующих соображений: при перекачке жидкости с заданной пропускной способностью трубопровода $q_1 > q_{\max}$ градиент давлений на отрезке одного трубопровода составит $\xi_{\text{тр}1} > \xi_{\text{тр},\max}$. Согласно уравнению (7.1-5),

$$\xi_{\text{тр}1} = 1,53 \cdot 10^{-2} \frac{v^{0,189} q_1^{1,81}}{d_B^{4,81}}. \quad (7.1-7)$$

При двух параллельных трубопроводах идентичного диаметра и равных начальных давлениях каждый из них будет обеспечивать пропускную способность $q_1/2$. Градиент давления составит

$$\xi_{\text{тр}2} = 1,53 \cdot 10^{-2} \frac{v^{0,189} \left(\frac{q_1}{2}\right)^{1,81}}{d_B^{4,81}}. \quad (7.1-7a)$$

Разделив уравнение (7.1-7) на (7.1-7a) и решая относительно $\xi_{\text{тр}2}$, получим:

$$\xi_{\text{тр}2} = \xi_{\text{тр}1} \left(\frac{1}{2}\right)^{1,81} = 0,285 \xi_{\text{тр}1}. \quad (7.1-8)$$

Если известны значения обоих градиентов давления, то длина лупинга и профиль напора в нем можно определить графическим методом или расчетным путем.

При строительстве лупинга в начале трассы существующего трубопровода графический метод определения градиента давления состоит в следующем. От точки K' на линии ординат (см. рис. 7.1-2) в направлении движения потока проводится линия профиля с уклоном $\xi_{\text{тр}2}$, а другая линия профиля давления с уклоном $\xi_{\text{тр}1}$ проводится из точки V до пересечения с первой линией. Если предполагается строить лупинг с конечной точкой трассы существующего трубопровода, положение на графике указанных линий градиентов давлений должно быть взаимозаменено.

Расчетным путем длина лупингов определяется следующим образом (см. рис. 7.1-2):

$$h = \xi_{\text{тр},\max} l = \xi_{\text{тр}1} (l - l_x) + \xi_{\text{тр}2} l_x,$$

откуда

$$l_x (\xi_{\text{тр}1} - \xi_{\text{тр}2}) = l (\xi_{\text{тр}1} - \xi_{\text{тр},\max}),$$

$$l_x = l \frac{\xi_{\text{тр}1} - \xi_{\text{тр},\max}}{\xi_{\text{тр}1} - \xi_{\text{тр}2}}. \quad (7.1-9)$$

Пример 7.1-3. Пропускную способность трубопровода с характеристикой, указанной в предыдущем примере, необходимо увеличить до $222 \text{ м}^3/\text{ч}$ путем строительства лупинга. Определим основные параметры полного и частичного лупингов.

а) Полный лупинг

$$q_2 = 222 - 189 = 33 \text{ м}^3/\text{ч} = 0,00917 \text{ м}^3/\text{s}.$$

Из уравнения (7.1-7) находим:

$$d_{\text{в}} = 0,419 \frac{(7,5 \cdot 10^{-6})^{0,0393} \cdot (9,17 \cdot 10^{-3})^{0,376}}{(1,47 \cdot 10^{-2})^{0,208}} = 0,108 \text{ м.}$$

По стандарту АИИ на трубы высокого давления ближайший (следующий), диаметр трубы $d_{\text{в}} = 114,3$ мм. Согласно примеру (7.1-2), для стали марки Х-42 $\sigma_{\text{доп}} = 222 \cdot 10^6$ Па = 222 МПа.

По уравнению (6.1-1) находим, что

$$s = \frac{\Delta p d_{\text{в}}}{2l\sigma_{\text{доп}}} = \frac{9,69 \cdot 10^6 \cdot 0,1143}{2 \cdot 1 \cdot 222 \cdot 10^6} = 0,0025 \text{ м} = 2,5 \text{ мм.}$$

Ближайшая (в большую сторону) толщина стенки трубы по стандарту равна 3,18 мм и, следовательно, $d_{\text{в}} = 107,9$ мм.

б) Частичный лупинг

Согласно уравнению (7.1-5),

$$\xi_{\text{тр } 1} = 1,53 \cdot 10^{-2} \frac{(7,5 \cdot 10^{-6})^{0,189} \cdot 0,06167^{1,81}}{0,2095^{4,81}} = 0,0196 \text{ м/м.}$$

Согласно уравнению (7.1-8),

$$\xi_{\text{тр } 2} = 0,285 \cdot 0,0196 = 0,0559 \text{ м/м.}$$

По уравнению (7.1-9) находим длину лупинга:

$$l_x = 72400 \frac{0,0196 - 0,0147}{0,0196 - 0,0056} = 25340 \text{ м.}$$

Профиль изменения давлений для лупинга показан на рис. 7.1-2.

Повышение пропускной способности трубопровода посредством строительства подпорных насосных станций. Насосные станции закачивают нефть в трубопровод при давлении, равном максимально допустимому, для труб, из которых сооружен трубопровод.

Давление на выходе всех насосных станций должно быть одинаковым (за исключением, обычно, последней станции). Уклон профиля изменения давления, который также одинаков для всех станций, зависит от объема жидкости q , который необходимо прокачать по данному трубопроводу.

Первая насосная станция I устанавливается в головной точке K трубопровода (рис. 7.1-3). Наклонную линию профиля давления, которая характеризует также градиент давлений, следует провести, начиная от h_{max} , нанесенной на линию ординат в точке K , до пересечения ее с кривой профиля местности. Это и будет точка II , где необходимо устанавливать первую подпорную насосную станцию. Затем h_{max} следует нанести на линию ординат в данной точке и повторять последовательно эту графическую операцию до тех пор, пока линия профиля напора от последней станции пересечет кривую профиля местности в точке V или за ней.

Пример 7.1-4. Пропускную способность существующего трубопровода, имеющего характеристику, указанную в предыдущем примере, необходимо повысить до 340 м³/ч путем установки подпорных насосных станций. Для нахождения мест уста-

шоки таких станций на трассе трубопровода находим по уравнению (7.1-5) градиент давления при пропускной способности 340 м³/ч = 0,0945 м³/с:

$$\xi_{tr} = 1,53 \cdot 10^{-2} \frac{(7,5 \cdot 10^{-6})^{0,188} \cdot 0,0945^{1,81}}{0,2095^{4,81}} = 0,0470 \text{ м/м.}$$

Согласно примеру 7.1-2 максимально допустимый напор на входе в трубопровод составляет 1150 м.

Зная ξ_{tr} и h_{max} и выполняя описанную выше процедуру нахождения местоположения подпорных станций, находим, что для станции III указанный напор на выходе чрезмерно высок. Реально требующийся напор на выходе станции III находим, проведя линию профиля напора из точки V до ее пересечения с линией ординат, проведенной в месте станции III. В данном случае искомый напор на выходе эквивалентно разности высот линии профиля местности в точке III и значения профиля напора, отложенного на вертикальной линии, проходящей через точку III. Искомый напор составляет $870 + 40 = 910$ м.

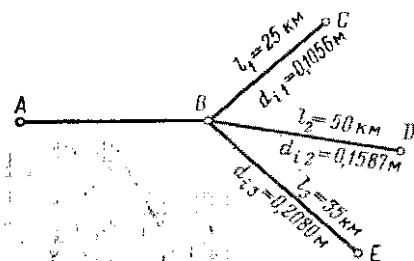


Рис. 7.1-4. Схема разветвленного трубопровода

7.1.3. ПРОПУСКНАЯ СПОСОБНОСТЬ РАЗВЕТВЛЕННЫХ ТРУБОПРОВОДОВ

По одному трубопроводу нефть может транспортироваться на несколько нефтеперерабатывающих заводов. Например, на рис. 7.1-4 показана схема, по которой из точки B на 200-мм нефтепроводе отходят три ветви различных диаметров и протяженности. Зная объем перекачиваемой продукции по основному трубопроводу AB, можно определить полную пропускную способность отдельно каждого из трех ответвлений.

Согласно уравнению (1.1-10), приблизительное значение

$$\lambda = a \left(\frac{d_B v}{v} \right)^{-b}.$$

Подставляя это значение λ в формулу (7.1-12), получим:

$$h_{tr} = a \frac{v^{(2-b)} v^b}{2 g d_B^{(b+1)}}.$$

Так как согласно уравнению (7.1-1) потеря напора h_{tr} при горизонтальной местности на трассе трубопровода равна высоте нагнетания $\Delta p / \rho g = h$, для каждого ответвления справедливо условие

$$h = a' v^{(2-b)} = a'' q^{(2-b)}. \quad (7.1-10)$$

Так как $\lg h = \lg a'' + (2-b) \lg q$, значения $q - h$ для ответвлений, нанесенные на логарифмическую сетку, представляют собой взаимно параллельные прямые.

Суммируя пропускные способности q_1 , q_2 , q_3 ответвлений при любой высоте нагнетания h , можно найти некоторую точку (h, q_4) , по которой определится так называемая эквивалентная линия — кривая, параллельная линиям $h = q$; с помощью этой кривой при любой данной высоте нагнетания можно определить суммарную пропускную способность ответвлений. Поэтому, если известна пропускная способность q основного нефтепровода, то в точке (q, h') на эквивалентной линии определяются высота нагнетания h' , требующаяся в пункте B , а также соответствующие пропускные способности q'_1 , q'_2 , q'_3 ответвлений при этом напоре.

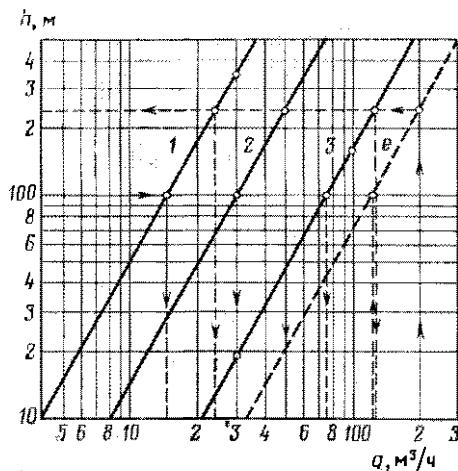


Рис. 7.1-5. Зависимость напора от расхода в разветвленном трубопроводе

$K=0,1$ мм. При пропускной способности $30 \text{ м}^3/\text{ч}$ согласно уравнению (7.1-2) потери давления на трение в отдельных ответвлении составят:

$$h_1' = 0,0318 \frac{0,952^2 \cdot 25\,000}{2 \cdot 9,84 \cdot 0,1056} = 348 \text{ м};$$

$$h_2' = 99,0 \text{ м}; \\ h_3' = 19,0 \text{ м}.$$

Чтобы найти угол наклона кривых для всех ответвлений, определим потери напора на трение, например, для третьего ответвления при пропускной способности, скажем, $100 \text{ м}^3/\text{ч}$:

$$h_3'' = 0,0275 \frac{0,847^2 \cdot 35\,000}{2 \cdot 9,81 \cdot 0,208} = 158 \text{ м}.$$

Нанося на логарифмическую сетку соответствующие значения q и h , получим линию, характеризующую ответвление 3 , а параллельно ей расположатся линии для ответвлений 1 и 2 , которые пройдут через точки h'_2 и h'_3 (рис. 7.1-5).

Определим пропускную способность каждого ответвления, если высота напора в пункте B составляет, например, $h=100$ м. Из рисунка находим, что $q_1=14,7$; $q_2=30,2$ и $q_3=77,1 \text{ м}^3/\text{ч}$. Пропускная способность эквивалентного трубопровода равна сумме пропускных способностей ответвлений, т. е. $122 \text{ м}^3/\text{ч}$. Линия, характеризующая эквивалентный трубопровод, проходит через точку с координатами $(100 \text{ м}; 122 \text{ м}^3/\text{ч})$ и параллельна трем другим линиям. Для пропускной способности $200 \text{ м}^3/\text{ч}$, указанной в условии примера, высота напора в точке B должна быть 238 м. В этом случае, согласно рис. 7.1-5, пропускные способности составят: первого ответвления $24,1 \text{ м}^3/\text{ч}$; второго ответвления — $49,5 \text{ м}^3/\text{ч}$ и третьего ответвления — $126,4 \text{ м}^3/\text{ч}$.

2.1.4. ОПТИМАЛЬНАЯ ТРАССА И ДИАМЕТР ТРУБОПРОВОДА

При отсутствии достаточно обоснованных доводов (о которых речь пойдет ниже) экономически оптимальной трассой трубопровода будет трасса, проложенная по прямой, соединяющей его концевые пункты.

К факторам, которые исключают возможность строительства трубопроводов по прямолинейной трассе, относятся следующие:

— пересечение трассой такой местности, где строительство трубопровода будет связано с большими капиталовложениями (болота, озера, скалы и т. п.);

— прохождение трассы через зоны безопасности других сооружений (жилые и общественные здания, кладбища, оборонные объекты и т. п.) или пересечение шоссейных дорог, железнодорожных путей;

— сокращение расходов на строительство, создание удобств для эксплуатации, ускорение в случае необходимости ремонтных работ, при прокладке трубопровода вдоль шоссейных или железных дорог.

Оптимальный диаметр труб — это такой диаметр, при котором обеспечивается транспорт нефти с минимальными затратами.

Нахождение оптимального диаметра труб может быть сведено к решению двух основных задач: 1) обеспечение постоянной пропускной способности трубопровода; 2) обеспечение переменной пропускной способности трубопровода.

Ниже мы ограничимся рассмотрением решения первой задачи, так как решение второй задачи значительно сложнее.

В действительности продолжительность эксплуатации трубопровода достигает нескольких десятилетий.

Если по трубопроводу на протяжении всей его эксплуатации транспортируется продукция одного, относительно хорошо изученного нефтедобывающего района, желаемую годовую пропускную способность трубопровода можно определить, исходя из плана добычи нефти. Зная эту пропускную способность, можно выбрать диаметр трубопровода, обеспечивающий транспорт нефти с наименьшими затратами на протяжении всего времени эксплуатации промысла или трубопровода. Поступая так, следует, однако, учитывать, что экономика указанной системы может быть изменена за счет монтажа подпорных насосных станций на ограниченный период времени (на несколько лет), в частности, на период максимальной добычи нефти на промысле. По истечении этого периода насосные станции могут быть демонтированы и перемещены в другое место, где в них возникает надобность. В последующем установка может быть осложнена другими факторами, например, если в данном районе будет открыто новое месторождение нефти, продукцию которого необходимо транспортировать по существующему трубопроводу.

Если годовая пропускная способность может считаться постоянной, оптимальный диаметр труб для строительства трубопровода можно определить, исходя из следующих соображений.

Стоимость транспортирования продукции — сумма двух компонентов:

— амортизационных отчислений;

— затрат на перекачку плюс расходов на эксплуатацию.

Увеличение диаметра труб вызывает рост первого компонента и сокращение затрат на перекачку нефти.

На рис. 7.1-6 показаны кривые изменения амортизационных расходов A , затрат на перекачку B и полной стоимости транспортирования K в зависимости от диаметра трубопровода при данной пропускной способности $q = \text{const}$. Оптимальный диаметр труб $d_{\text{в. опт}}$, как видно, соответствует точке минимума на кривой $K = A + B$.

Значение $d_{\text{в. опт}}$ можно определить следующим образом:

- оценивая стоимость транспорта при различных диаметрах труб, строят кривые, идентичные кривым на рис. 7.1-6; $d_{\text{в. опт}}$ определяют графически;

- оптимальный диаметр труб рассчитывается по соответствующим формулам, например формулам, предложенным Смитом, Бреди и Донелом.

Полная годовая стоимость транспортирования продукции составляет:

$$K = A_1 + A_2 + B_1 + B_2. \quad (7.1-11)$$

Рис. 7.1-6. Экономические показатели трубопровода в зависимости от его диаметра

Амортизационные расходы

$$A_1 = (a_1 + a_2 d_{\text{в}}) l z_1,$$

где a_1 — компонент стоимости, не зависящий от диаметра труб (стоимость рытья траншеи и ее засыпки); $a_2 d_{\text{в}}$ — компонент стоимости, зависящий от диаметра труб (стоимость труб, затраты на транспортирование труб к месту строительства, затраты на сварку, очистку, изоляцию, испытание трубопровода под давлением); z_1 — годовая доля амортизационных отчислений для трубопровода, сданного в эксплуатацию; l — протяженность трубопровода. Годовые амортизационные отчисления для насосной станции

$$A_2 = P b z_2 = \frac{q \rho g h b z_2}{\eta}. \quad (7.1-12)$$

Здесь мощность насосной станции

$$P = \frac{q \rho g h}{\eta},$$

b — первоначальная удельная стоимость насосной станции; z_2 — годовая доля амортизационных отчислений для насосных станций; η — общий к. п. д. установки.

По уравнениям (7.1-2) и (7.1-5)

$$h = 1,53 \cdot 10^{-2} \frac{v^{0,189} q^{1,81} l}{d_{\text{в}}^{4,81}}.$$

Подставив значение h в уравнение (7.1-12), получим

$$A_2 = 1,53 \cdot 10^{-2} \frac{q^{2,81} \rho v^{0,189} b z_2 l}{d_{\text{в}}^{4,81}}. \quad (7.1-13)$$

Годовые затраты на перекачку составят:

$$B_1 = P cef, \quad (7.1-13)$$

где c — время перекачки в течение года; e — удельное потребление мощности для электродвигателей и для двигателей внутреннего сгорания; f — цена единицы мощности или топлива.

Аналогично уравнению (7.1-13) можно записать

$$B_1 = 1,53 \cdot 10^{-2} \frac{q^{2,81} \rho g v^{0,189} cef l}{d_b^{1,81}}. \quad (7.1-14)$$

Годовые расходы на эксплуатацию трубопровода могут рассматриваться постоянными.

Подставляя найденные значения величин в правую часть уравнения (7.1-11), находим производную $dK/d(d_b)$. Приравнивая результат к нулю и решая найденное выражение относительно диаметра, путем преобразований находим значение диаметра труб, который обеспечит минимальную стоимость транспортирования продукции:

$$d_b = \sqrt{3,18 \cdot 10^{-3} \frac{q^{2,81} \rho g v^{0,189} (bz_2 + cef)}{a_2 z_1 \eta}}. \quad (7.1-15)$$

Таков порядок расчета оптимального диаметра труб, исходя из предположения, что перекачка нефти по трубопроводу будет вестись без перерывов, т. е. при 100%-ном использовании времени эксплуатации.

В действительности трубопроводный транспорт нефти имеет в большей или меньшей степени прерывистый характер. Паузы в процессе перекачки создают гибкость, необходимую для того, чтобы воспринять различного рода неравномерности в подаче нефти с промыслов. Однако понижение коэффициента эксплуатации трубопровода вызывает увеличение стоимости транспортировки единицы продукции.

Стоимости транспортировки могут быть проанализированы для случаев различных (постоянных) диаметров труб и изменяющихся пропускных способностей.

Заменив найденными выражениями величины, входящие в правую часть уравнения (7.1-11), и соединя все элементы этих выражений, за исключением d_b и q , в постоянные (обозначим их буквой C), получим

$$K = C_1 + C_2 d_b + C_3 d_b^{-4,81} q^{2,81}.$$

Принимаем, что длина трубопровода равна 1 км, и делим обе части уравнения на величину годовой пропускной способности $C_4 q \rho$. Считая, что $K/C_4 q \rho = k$ — удельная стоимость транспортировки, будем иметь

$$k = C_4 q^{-1} + C_5 d_b q^{-1} + C_6 d_b^{-4,81} q^{1,81}. \quad (7.1-16)$$

Это отношение описывается семейством кривых $k = f(q)d_b$, показанных на рис. 7.1-7. Линия ординат — шкала удельной стоимости транспортировки продукции, отнесенной к некоторому базовому значению.

На рисунке оптимальные диаметры труб, соответствующие частным значениям пропускной способности трубопровода, отражены кривыми.

При этом большей пропускной способности соответствуют больший оптимальный диаметр труб и меньшая удельная стоимость транспортирования. Это семейство кривых не может быть прямым образом использовано в проектных работах, так как постоянные в уравнении (7.1-16) будут иметь различные значения в разных случаях.

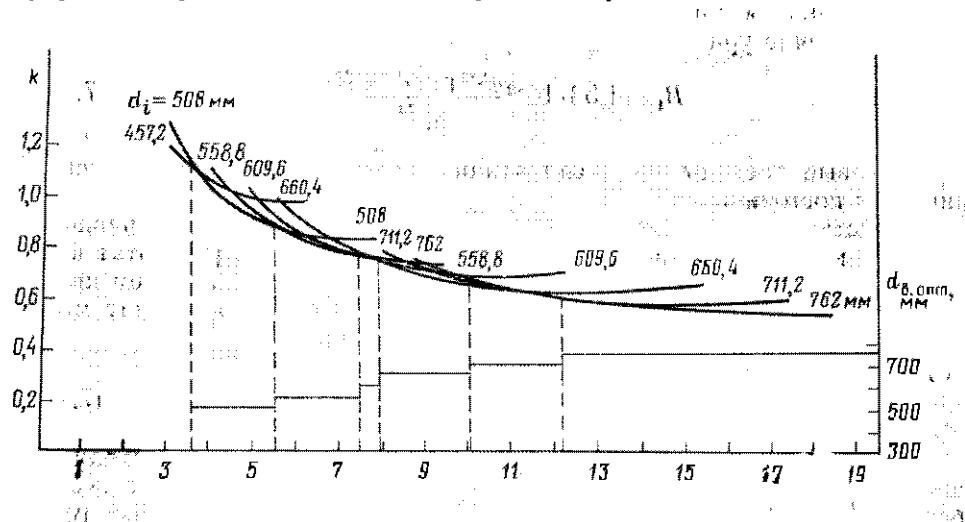


Рис. 7.1-7. Зависимость оптимального диаметра трубопровода от его пропускной способности (Кэбет, 1966)

В табл. 7.1-1 представлены основные компоненты стоимости транспортирования продукции по трубопроводу Гавр — Париж, построенному в 1964 г. Наиболее значительные расходы связаны с амортизацией и уплатой процентов по государственному долгу.

Амортизационные отчисления отражают в принципе годовые снижения стоимости системы. При этом бухгалтерское значение амортизации и степень фактического износа системы зачастую не согласуются. Трубопроводные компании предпочитают, чтобы бухгалтерская амортизация была как можно более высокой. Во Франции, например, амортизационный срок, установленный законом, равен: 30 лет для зданий, 20—25 лет для трубы, 10 лет для насосов, двигателей и запорной арматуры и 5 лет для контрольно-измерительной аппаратуры и средств автоматизации.

Однако фактически в результате внедрения катодной защиты трубопроводов срок продолжительности службы труб практически неограниченный. Наряду с этим, хотя фактический срок службы оборудования и арматуры может быть более длительным, чем предусмотрено названными выше сроками амортизации, такие сроки, однако, можно технологически обосновать: в результате научно-технического прогресса еще действующее оборудование может оказаться устаревшим, так как появилось более совершенное в техническом и экономическом отношении оборудование или арматура. В результате этого относительная

амортизация (моральный износ) существующих технических систем может быть ускорена.

В приведенных расчетах использовалась так называемая техническая стоимость, которая удобна при сопоставлении различных проектных вариантов в целях выбора наиболее оптимального из них.

Таблица 7.1-1

Компоненты стоимости транспортирования нефти по трубопроводу Гавр — Париж (Кэбет, 1966)

Компоненты стоимости	Млн. франков	%
Амортизационные отчисления	6534	30,7
Стоимость уплаты капитального долга и процентов по государственному долгу	2830	13,3
Стоимость перекачки продукции, всего	11931	56,0
В том числе:		
зарплата	4035	18,9
энергия	2850	13,4
материалы	1688	7,9
автоматика и связь	275	1,3
другие затраты	3083	14,5
Всего:	21295	100

Фактическая стоимость во всех случаях выше технической из-за того, что всегда добавляются дополнительные «чуждые» компоненты стоимости, такие как уплата капитального долга и процентов по государственному долгу, накладные расходы и т. п. Учет такого рода расходов при проектировании трубопроводов оправдано только в тех случаях, когда трубопроводный транспорт сопоставляется с другими транспортными средствами, таким, например, как речные танкерные баржи.

Значение стоимости оплаты капитального долга и процентов по государственному долгу очевидно из таблицы 7.1-1.

Компоненты стоимости трубопроводного транспорта в США хорошо отражены в работе Уайта (1969 г.)

7.2. НЕИЗОТЕРМИЧЕСКОЕ ТЕЧЕНИЕ

Когда транспортируемая нефть обладает относительно высокой вязкостью, а ее температура в потоке заметно отличается от температуры среды, окружающей трубопровод, течение нефти не может рассматриваться как изотермическое.

Поскольку нефтепроводы, как правило, заглубляются в землю, температурный режим грунта, окружающего данный нефтепровод, будет оказывать влияние на температуру нефти.

7.2.1. ТЕПЛОВЫЕ СВОЙСТВА ГРУНТОВ

Температура грунта данного состава определяется, с одной стороны, уровнем его освещенности солнечными лучами, а с другой — количеством тепла, поступающего из земных глубин к поверхности.

Уровень освещенности грунта солнечными лучами изменяется в зависимости от сезона и времени суток.

Количественные характеристики теплового потока из земных глубин, возникающего, главным образом, вследствие процессов радиоактивного распада, можно с большой степенью приближения считать постоянными для любого географического района. Температурное влияние этого потока на глубинах 1—2 м, которое нас интересует, примерно на два порядка слабее влияния тепла, поступающего от солнечных лучей. Поэтому его можно не учитывать при рассмотрении вопросов о температурном режиме грунтов.

Исходя из предположения, что грунт обладает тепловой однородностью, изменение температуры грунта в единицу времени описывается дифференциальным уравнением Фурье:

$$\frac{\partial T}{\partial t} = a_{tp} \nabla^2 T, \quad (7.2-1)$$

где a_{tp} — фактор диффузии или распределения температуры, описываемый уравнением

$$a_{tp} = \frac{\lambda_{tp}}{c_{tp}\phi_{tp}}. \quad (7.2-2)$$

Это уравнение, описывающее температурные изменения с достаточным для данного случая приближением, может использоваться также в его одномерной форме:

$$-\frac{\partial T}{\partial t} = a_{tp} \frac{\partial^2 T}{\partial h^2}. \quad (7.2-3)$$

Температурные изменения на поверхности грунта, т. е. при $h=0$, характеризуются уравнением:

$$\Delta T_0 = \Delta T_{0a} \sin \omega t,$$

где $\omega = 2\pi/t_{t.b.}$. Другие обозначения определяются по рис. 7.2-1. При определенных значениях начальных физических характеристик уравнение (7.2-3) имеет решение:

$$\Delta T_h = \Delta T_{0a} \exp \left[-h \sqrt{\frac{\pi}{a_{tp} t_{t.b.}}} \right] \sin \left[\frac{2\pi t}{t_{t.b.}} - h \sqrt{\frac{\pi}{a_{tp} t_{t.b.}}} \right]. \quad (7.2-4)$$

Экстремальные колебания температуры ΔT_{ha} на глубине h увеличиваются, когда значение \sin равно единице. При этом

$$\Delta T_{ha} = \Delta T_{0a} \exp \left[-\sqrt{\frac{h^2 \pi}{a_{tp} t_{t.b.}}} \right]. \quad (7.2-5)$$

По этому уравнению и рис. 7.2-1 видим, что с глубиной амплитуда уменьшается. Суточные колебания температуры грунта на глубине 1 м почти незаметны, так как чаще всего составляют менее 0,1 °C.

Сезонные изменения температуры грунта достигают измеримых значений даже на глубине 25—30 м в зависимости от тепловых свойств грунта.

Ниже глубины 30 м температура определяется только количеством тепла, поступающего из глубин земли.

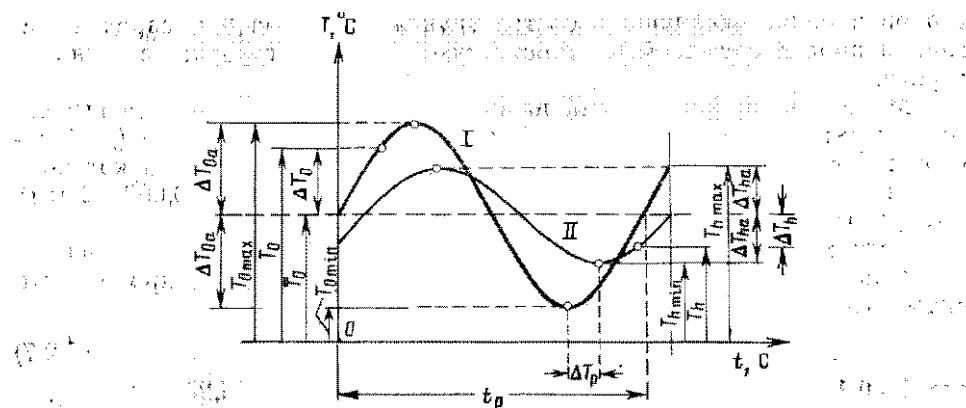


Рис. 7.2-1. Изменение температуры грунта в зависимости от времени

На рис. 7.2-1 показано, что кривая изменения температур II на глубине h смещена по фазе относительно кривой I , характеризующей изменения температуры на поверхности земли. Этот сдвиг фаз описывается уравнением

$$\Delta t_{\text{т.в.}} = \sqrt{\frac{t_{\text{т.в.}} h^2}{4 \pi a_{\text{гр}}}}. \quad (7.2-6)$$

Пример 7.2-1. Требуется найти пределы суточных изменений температуры на глубинах 0,3 и 0,1 м, а также величину сдвига фаз для этих глубин, если $a = 4,9 \cdot 10^{-7} \text{ м}^2/\text{с}$ и температура поверхности грунта изменяется от $+22^\circ\text{C}$ до $+2^\circ\text{C}$.

Учитывая обозначения на рис. 7.2-1, находим среднее отклонение температуры на поверхности грунта:

$$\Delta T_{0a} = \frac{T_{0\max} - T_{0\min}}{2} = \frac{22 - 2}{2} = 10^\circ\text{C}.$$

С помощью уравнения (7.2-5) находим отклонение температуры на глубине 0,3 м

$$T_{ha} = 10 \exp \left[- \sqrt{\frac{0,3^2 \pi}{4,9 \cdot 10^{-7} \cdot 86 \cdot 400}} \right] = \pm 0,7^\circ\text{C},$$

а на глубине 1,0 м

$$T_{ha} = \pm 0,0016^\circ\text{C}.$$

Среднее значение температуры с достаточной точностью составит

$$T_h = T_0 = T_{0\min} + \Delta T_{0a} \rightarrow = 2 + 10 = 12^\circ\text{C}.$$

Предельные значения температуры на глубине 0,3 м:

$$T_{h\max} = T_h + \Delta T_{ha} = 12 + 0,7 = 12,7^\circ\text{C},$$

$$T_{h\min} = T_h - \Delta T_{ha} = 12 - 0,7 = 11,3^\circ\text{C},$$

а на глубине 1,0 м $T_{h\max} = 12,002^\circ\text{C}$ и $T_{h\min} = 11,988^\circ\text{C}$.

Таким образом, на глубине 1,0 м температурные пределы исчезающие малы. Сдвиг фаз на глубине 0,3 м, согласно уравнению (7.2-6),

$$\Delta t_{\text{т.в.}} = \sqrt{\frac{86,400 \cdot 0,3^2}{4 \cdot \pi \cdot 4,9 \cdot 10^{-7}}} = 35,5 \cdot 10^3 \text{ с} = 9,9 \text{ ч.}$$

Теплопроводность грунта зависит от теплопроводности основной горной породы, входящей в состав грунта; размера и распределения гранул пород; насыпной плотности сухой части грунта; влажности грунта.

Маковский и Мохлинский на основе уравнения Джиманта вывели соотношение, описывающее теплопроводность влажного грунта (Дейвенпорт и Конти, 1971). Они рассматривали грунт, сухая часть которого состояла из гранул двух фракций: песка (размер гранул 0,002—2 мм) и глины (размер частичек менее 0,002 мм).

Если массовая доля глины составляет S_b , а объемная доля влаги, отнесенная ко всей сухой составляющей грунта, S_v , теплопроводность влажного грунта выражается следующим образом:

$$\lambda_v = (A \lg S_v + B) 10^6, \quad (7.2-7)$$

где $A = 0,1424 - 0,000465 S_b$; $B = 0,0419 - 0,000313 S_b$; $C = 6,24 \cdot 10^{-4} \rho_{\text{тр.с.}}$

Для определения коэффициента распределения температуры необходимо знать насыпную плотность и удельную теплоемкость грунта. Во влажном грунте

$$\rho_{\text{тр.в.}} = \rho_{\text{тр.с.}} (1 + 0,01 S_b), \quad (7.2-8)$$

$$C_{\text{тр.в.}} = \frac{C_{\text{тр.с.}} + 0,01 S_b C_{\text{с.}}}{1 + 0,01 S_b} = \frac{C_{\text{тр.с.}} + 41,9 S_b}{1 + 0,01 S_b}. \quad (7.2-9)$$

Данное упрощение основано на том, что удельная теплоемкость воды $c_v = 4187 \text{ Вт/кг}\cdot\text{К}$.

Вводя в формулу 7.2-2 коэффициенты, найденные из приведенных уравнений, получим для влажного грунта:

$$a_{\text{тр.в.}} = \frac{\lambda_{\text{тр.в.}}}{\rho_{\text{тр.в.}} C_{\text{тр.в.}}} = \frac{A (\lg S_v + B)}{\rho_{\text{тр.с.}} (C_{\text{тр.с.}} + 41,9 S_b)} 10^6. \quad (7.2-10)$$

На рисунке 7.2-2 дана диаграмма Маковского и Мохлинского (Дейвенпорт и Конти, 1971), построенная на основе уравнения (7.2-7). На диаграмме даны кривые, характеризующие зависимость теплопроводности влажного грунта от степени влажности для песка (1) и глин (2) с различной насыпной плотностью.

На рисунке 7.2-3 (заимствован из того же источника) представлены кривые, характеризующие рассеивание тепла для песка и глин с различной насыпной плотностью в зависимости от их влажности.

Разработаны различные методы и технические средства для определения теплопроводности природного грунта.

Из этих методов следует указать на метод игольчатого зонда, использующего неустановившиеся электрические явления (Маковский и Мохлинский, 1956). Игольчатый зонд представляет собой электронагревательное устройство, которое может рассматриваться как линейный источник тепла. Вводится он в скважину, пробуренную в грунте на том

месте, где должны быть проведены измерения. С помощью электроэнергии зона нагревается до такой степени, когда генерируется тепловой поток постоянной величины.

К внешней металлической оболочке зонда прикреплены две термопары, которые используются для измерения температуры оболочки на повторяющихся интервалах. Можно показать, что если тепловой поток

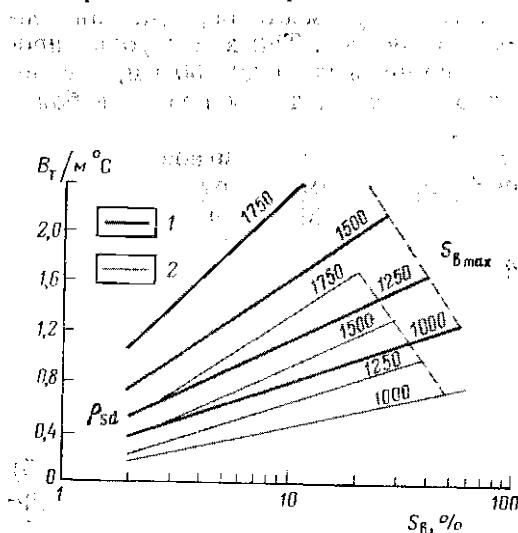


Рис. 7.2-2. Влияние содержания воды на теплопроводность песка и глины (Дейвенпорт и Конти, 1971)

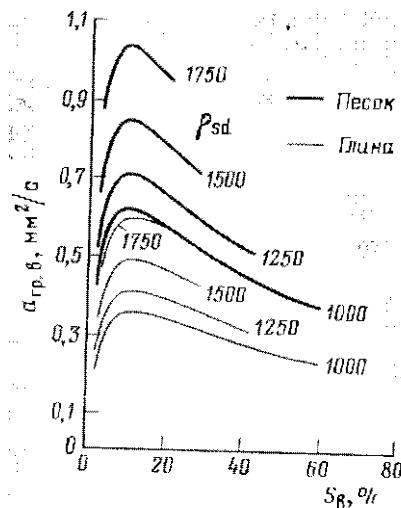


Рис. 7.2-3. Влияние содержания воды на коэффициенты распределения температур для песка и глины (Дейвенпорт и Конти, 1971)

постоянен, температура грунта (с внешней стороны металлической оболочки) на расстояниях от линейного источника тепла, эквивалентных диаметру зонда r , по истечении времени t описываются уравнением:

$$T = \frac{\Phi^*}{4\pi\lambda_{\text{тр}}} \left[-EI \left(\frac{r^2}{4a_{\text{тр}}t} \right) \right].$$

Если значение $r^2/4a_{\text{тр}}t$ достаточно мало, т. е. t велико и принимает значение $r^2/a_{\text{тр}}$, то

$$\frac{1}{\lambda_{\text{тр}}} = \frac{4\pi}{\Phi^*} \frac{T_2 - T_1}{\lg \frac{t_2}{t_1}}, \quad (7.2-11)$$

т. е. при постоянном тепловом потоке температура изменяется как логарифм времени. Нанеся значения этого отношения на логарифмическую сетку, получим прямую с углом наклона $\Phi^*/4\pi\lambda_{\text{тр}}$. Откуда затем, если значение Φ^* известно, можно вычислить теплопроводность грунта.

В действительности, для того чтобы тепловой поток приобрел устойчивый характер, требуется некоторое время и, следовательно, все

указанные отношения станут линейными также только по истечении определенного непродолжительного (порядка 10 с) времени.

В практике промышленного проектирования и эксплуатации трубопроводов используется приведенное уравнение в видоизмененной форме, в котором учитываются тепловые свойства зонда, не соответствующие свойствам грунта. Зонд потребляет электрическую энергию, которая генерирует тепловой поток. Поэтому вместо определения теплового потока замеряют расход электроэнергии. Так как глубина проникновения теплового потока в грунт не превышает 20—30 мм, измерение требуется повторять многократно для того, чтобы получить более или менее представительную величину.

Теплопроводность нетронутого грунта — функция мгновенного значения влажности, которая находится в зависимости от погодных условий. Следовательно, одновременно с измерениями с помощью зонда необходимо отбирать пробы грунта, по которым определять его влажность, насыпную плотность сухой части грунта, относительное содержание песка и глины, а также удельную теплоемкость. Если известны эти параметры, то с помощью уравнений (7.2-7) и (7.2-11) найденные значения теплопроводности грунта и рассеивания тепла в нем могут быть экстраполированы для любой влажности (Дейвенпорт и Конти, 1971). Среднее долгосрочное рассеивание тепла можно определить на основе данных систематической регистрации изменений температур одновременно на поверхности грунта и на глубине h . Уравнения (7.2-5) и (7.2-6) приемлемы для вычисления $a_{\text{пр}}$, если известны: температурный период $t_{\text{т.в.}}$, отношение значений температуры $\Delta T_{ha}/\Delta T_{0,a}$ и величина сдвига фаз $\Delta t_{\text{т.в.}}$.

Изменение температур может регистрироваться в течение всего года или за более короткие периоды времени.

7.2.2. ТЕМПЕРАТУРА НЕФТИ ПРИ ЛАМИНАРНОМ ТЕЧЕНИИ В ЗАГЛУБЛЕННОМ ТРУБОПРОВОДЕ

Температура потока нефти, прокачиваемой по трубопроводу, обычно отличается от температуры грунта.

Предполагая, что структура теплового потока как внутри трубопровода, так и вокруг него — установившаяся, с учетом следующих соображений определим изменение температуры нефти по оси трубопровода.

Часть потенциальной энергии потока нефти, движущегося в трубопроводе, трансформируется в тепло, которое нагревает нефть. Относительное повышение температуры нефти происходит в результате энзотермического процесса выпадения из нее отверждаемых высококипящих компонентов. С другой стороны, температура нефти снижается вследствие перетока тепла от трубопровода к окружающей его среде, имеющей более низкую температуру.

При определении количества тепла, выделяющегося вследствие трения, предполагается постоянство коэффициента трения вдоль трубы.

Вследствие изменения сил давления $\Delta p d_{\text{ш}}^2 \pi / 4$ по длине l элемента трубы генерируется тепло в количестве $Q = \Delta p d_{\text{ш}}^2 \pi l / 4$.

Пренебрегая снижением расхода жидкости вследствие **повышения ее плотности** из-за охлаждения потока, будем иметь $l=vt$,

$$v = \frac{q}{\pi d_B^2/4}.$$

Пользуясь этим отношением, можно написать формулу для расчета количества тепла, выделившегося в результате трения в единицу времени на единице пути потока:

$$\Phi^* = \frac{Q}{lt} = \frac{\Delta p}{l} q. \quad (7.2-12)$$

Предположим, что снижение температуры потока на $1^\circ\text{C}=1 \text{ К}$ приводит к отверждению ϵ кг высококипящих компонентов нефти (в последующем для простоты называемых парафинами) на 1 кг нефти. Допустим, что количество тепла, высвободившегося в результате отверждения 1 кг парафина, равно κ , тогда общее количество тепла, высвободившееся при снижении температуры нефти на 1°C , составит $qr\kappa$, где r — плотность жидкости при расходе q ; v и κ — величины, зависящие от температуры (допускаем, что в пределах рассматриваемых нами температур их среднее значение постоянно).

Обозначим через K тепловой поток, направленный в сторону грунта в единицу времени, на единицу длины трубы и на единицу перепада температуры, если весь перепад температуры равен $T_{\text{тр.в}} - T_{\text{р}}$ (где $T_{\text{тр.в}}$ — температура нефти по оси трубопровода, а $T_{\text{р}}$ — начальная температура грунта на глубине оси трубопровода). K — это коэффициент теплопередачи на единице длины трубы, который будем считать постоянным вдоль всего трубопровода.

Снижение температуры потока нефти на пути dl составит $dT_{\text{тр.в}}$. При расходе q изменение теплосодержания под влиянием указанного перепада температуры равно алгебраической сумме выделившегося тепла, с одной стороны, и потерю тепла в окружающую среду, с другой, отнесенную к бесконечно малой длине трубы dl , т. е.

$$qpcdT_{\text{тр.в}} = \Phi^* dl + \epsilon qr\kappa dT_{\text{тр.в}} - K(T_{\text{тр.в}} - T_{\text{р}}) dl \quad (7.2-13)$$

или в дифференциальной форме:

$$qpcdT_{\text{тр.в}} - \epsilon qr\kappa dT_{\text{тр.в}} = \Phi^* dl - KT_{\text{тр.в}} dl + KT_{\text{р}} dl.$$

Пусть $qp\epsilon - \epsilon qr\kappa = A$ и $\Phi^* + KT_{\text{р}} = B$.

После преобразования и интегрирования имеем

$$\int \frac{A}{B - KT_{\text{тр.в}}} dT_{\text{тр.в}} = \int dl.$$

Решая это уравнение при начальных условиях $l=0$ и $T=T_1$ и подставляя исходные значения A и B , находим, что температура потока в конце трубопровода протяженностью l будет

$$T_{\text{тр.в.2}} = T_{\text{р}} + \left(T_{\text{тр.в.1}} - T_{\text{р}} - \frac{\Phi^*}{K} \right) \exp \left[- \left(\frac{Kl}{qp(c + \epsilon\kappa)} + \frac{\Phi^*}{K} \right) \right]. \quad (7.2-14)$$

Следует отметить, что температура нефти изменяется также и в радиальных направлениях от осевой линии трубопровода в любом его поперечном сечении. При турбулентном течении в радиальных направлениях снижение температуры незначительно, но при ламинарном потоке оно может быть значительным.

На рис. 7.2-4 показана одна из возможных конфигураций профилей скоростей движения и распределения температур в потоке (Черниккин, 1958). В этом случае температура нефти на осевой линии $T_{\text{тр.в}}=55,5^{\circ}\text{C}$ выше, чем средняя температура по сечению потока.

Рис. 7.2-4. Конфигурация профиля скоростей движения и распределения температур (Черниккин, 1958)

Пример 7.2-2. Имеется нефтепровод, сооруженный из труб диаметром $d_{\text{вн}}=0,2$ м, протяженностью $l=20$ км. Плотность нефти $\rho=850 \text{ кг}/\text{м}^3$, перекачка ведется с постоянным расходом $q=100 \text{ м}^3/\text{ч}$. Температура нефти на входе $T_{\text{тр.в.1}}=50^{\circ}\text{C}$; температура грунта $T_{\text{гр}}=2^{\circ}\text{C}$; $\Phi^*=7 \text{ Вт}/\text{м}$; $\epsilon=3,0 \cdot 10^{-3} \text{ 1}/\text{C}$; $c=1900 \text{ Дж}/(\text{кг} \cdot ^{\circ}\text{C})$; $\chi=2,3 \cdot 10^5 \text{ Дж}/\text{кг}$; $K=2 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot ^{\circ}\text{C})$.

Требуется определить температуру нефти $T_{\text{тр.в.2}}$ на конечном пункте нефтепровода для случаев, когда:

при всех температурах выпадает парафин;

количество выпадающего парафина незначительно и им можно пренебречь;

пренебрегается влиянием эффекта выпадения парафина и потерями на трение.

1. Согласно уравнению (7.2-14)

$$T_{\text{тр.в.2}} = 2 + \left(50 - 2 - \frac{7}{2} \right) \exp \left[- \frac{2 \cdot 2 \cdot 10^4}{0,0278 \cdot 850 (1900 + 3,0 \cdot 10^{-3} \cdot 2,3 \cdot 10^5)} \right] + \frac{7}{2} = 28,6^{\circ}\text{C}$$

2. Считая, что $\epsilon=0$, имеем

$$T_{\text{тр.в.2}} = 2 + \left(50 - 2 - \frac{7}{2} \right) \exp \left[- \frac{2 \cdot 2 \cdot 10^4}{0,0278 \cdot 850 \cdot 1900} \right] + \frac{7}{2} = 23,7^{\circ}\text{C}.$$

3. Считая, что $\epsilon=0$ и $\Phi^*=0$, получим

$$T_{\text{тр.в.2}} = 2 + (50 - 2) \exp \left[- \frac{2 \cdot 2 \cdot 10^4}{0,0278 \cdot 850 \cdot 1900} \right] = 21,7^{\circ}\text{C}.$$

Теплота отверждения парафина (Черниккин, 1958) редко учитывается при расчетах нефтепроводов. Однако, как видно из примера 7.2-2, она может влиять на режим нефтепровода.

На рис. 7.2-5 даны кривые зависимости теплоты отверждения парафина и других высококипящих углеводородов от температуры их плавления.

Согласно данным, приведенным на рис. 7.2-5, скрытая теплота плавления компонентов, формирующих осадок в нефти, изменяется в широких пределах, в зависимости от состава отверждающейся фазы.

Это обстоятельство усиливает важность того, что следует знать со-

став и тепловые характеристики компонентов нефти, которые могут отверждаться при температурных условиях данного нефтепровода.

Учитывать или не учитывать при расчетах теплоту, выделяющуюся в результате трения, можно на основе следующего правила, установленного на основе практических данных: теплота, выделившаяся

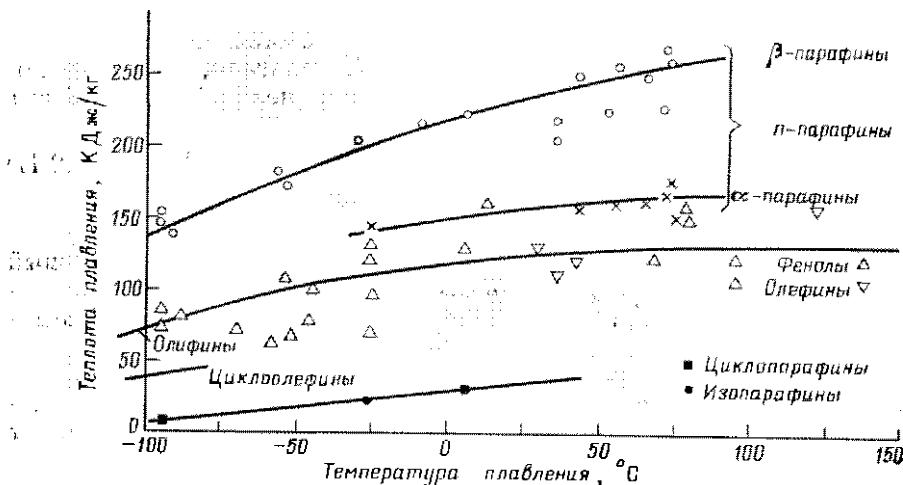


Рис. 7.2-5. Зависимость теплоты отверждения парафина и других углеводородов от температуры их плавления (Гросс, 1951)

при потере давления, равного 100 МПа, увеличивает температуру потока в конечном пункте трубопровода примерно на 4 °С независимо от диаметра и пропускной способности трубопровода (Хедденхорст, 1962).

Уравнение (7.2-14) наиболее часто применяемое в упрощенной форме, и называемое в СССР уравнением Шухова, имеет вид (при допущении, что ϵ и Φ^* равны нулю):

$$T_{\text{тр.в.2}} = T_{\text{тр.2}} + (T_{\text{тр.в.1}} - T_{\text{тр.2}}) \exp\left(\frac{Kl}{qpc}\right). \quad (7.2-15)$$

7.2.3. КОЭФФИЦИЕНТ ТЕПЛОПЕРЕДАЧИ

В практических расчетах используются две разновидности коэффициента теплопередачи:

— коэффициент K^* , выраженный в Вт/(м²·К), характеризующий тепловой поток с единицы площади трубы в грунт на единицу перепада температуры;

— K в Вт/(м·К), характеризующий тепловой поток на единицу длины трубы вместо единицы площади трубы,

$$K = \pi d K^*. \quad (7.2-16)$$

На практике трубы обычно заглубляются в землю, т. е. укладываются в специально вырытую траншею и затем засыпаются землей. Если допустить, что грунт, окружающий трубу, характеризуется однородно-

стью в отношении теплопроводности, графическая модель теплового потока при установившемся течении представляет собой систему линий теплового потока в сочетании с рядами перпендикулярных к ним изотерм (рис. 7.2-6).

Ближайшие к трубе изотермы представляют собой (с достаточной степенью точности) окружности, центры которых в соответствии с понижением температуры смещаются вниз по вертикальной оси.

В случае, представленном на рис. 7.2-6, полагаем, что стальная стенка трубы задерживает незначительное количество тепла. Тогда

$$K = \frac{\pi}{\frac{1}{\alpha_1 d_b} + \frac{1}{2\lambda_{H,H}} \ln \frac{d_{H,H}}{d_b} + \frac{1}{\alpha_2 d_{H,H}}} \quad (7.2-17)$$

Первый член знаменателя описывает внутренний конвективный теплообмен или тепловую устойчивость, второй — влияние теплоизоляции, наложенной на трубу, и третий — теплоизоляционный эффект самого грунта.

Численное значение первого слагаемого в знаменателе уравнения (7.2-17), характеризующегося коэффициентом внутреннего теплообмена α_1 , можно определить по известным формулам. Этот коэффициент учитывает тепловой поток от оси трубы при температуре $T_{tr,w}$ к стенке трубы при температуре T_{oc} на единицу площади стенки трубы и на единицу перепада температуры.

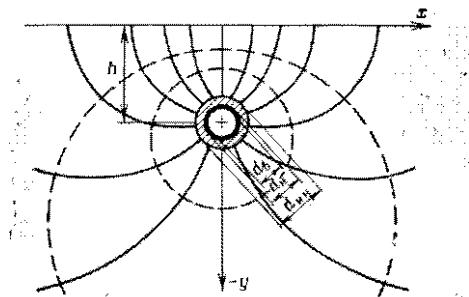


Рис. 7.2-6. Модель теплового потока при установившемся течении

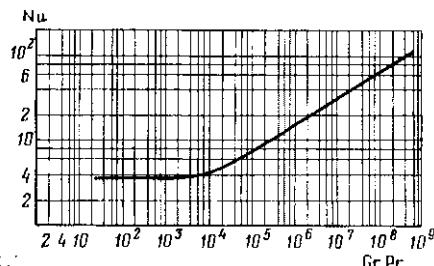


Рис. 7.2-7. Зависимость Nu от GrPr
(Джилл и Рассел, Форд, 1955)

Среди формул, используемых для вычисления α_1 , наиболее распространена зависимость на основе числа Нусельта Nu

$$\alpha_1 = Nu \frac{\lambda_{oc}}{d_b} \quad (7.2-18)$$

Интенсивность конвекционного теплопереноса зависит от того, в какой зоне потока жидкости он происходит (Добринулауску и Бэу, 1969). Различают три характерных зоны потока жидкости: зону турбулентного течения, где значение числа Рейнольдса $Re > 10^4$; переходную зону, для

которой $Re=2300-10^4$, и зону ламинарного течения, если $Re<2300$. Согласно Сидеру и Тету, в зоне турбулентного течения

$$Nu = 0,027 Re^{0,8} Pr^{1/3} \left(\frac{\mu_{oc}}{\mu_{tr.b}} \right)^{0,14}, \quad (7.2-19)$$

где μ_{oc} — динамическая вязкость нефти по оси трубы; $\mu_{tr.b}$ — динамическая вязкость нефти у стенки трубы.

Для переходной зоны Рамм предложил следующую распространенную формулу:

$$Nu = 0,027 Re^{0,8} Pr^{1/3} \left(\frac{\mu_{oc}}{\mu_{tr.b}} \right)^{0,14} \left(1 - \frac{6 \cdot 10^6}{Re^{1,8}} \right) \quad (7.2-20)$$

В зоне турбулентного течения и переходной зоне теплоперенос за счет конвекции протекает интенсивно, из-за чего для этих двух зон разность между температурой нефти по оси трубы и ее температурой у стенки трубы обычно не принимается в расчет. В ламинарных потоках интенсивность конвекционного теплопереноса значительно слабее. Однако, если жидкость подвергается принудительному перемещению, в ней также формируются струи свободной конвекции и они искажают конфигурацию профиля скоростей. Это искажение более значительно в вертикальных потоках, чем в горизонтальных. Для горизонтальных трубопроводов конвективный теплоперенос наиболее целесообразно характеризовать через произведение чисел Прандтля и Грашова (Форд, 1955):

$$Cr Pr = \frac{d_B^3 c \rho g \beta_T (T_{oc} - T_{tr.b})}{\nu \lambda_{oc}} \quad (7.2-21)$$

Для ламинарного течения отношение числа Nu к произведению $Cr Pr$ можно определить по зависимости Джилла—Рассела, которая показана на рис. 7.2-7 (Форд, 1955).

Если значение отсчета по оси абсцисс превышает $5 \cdot 10^4$,

$$Nu = 0,184 (Cr Pr)^{0,32}. \quad (7.2-22)$$

Из сомножителей формул (7.2-21) и (7.2-22) с помощью формулы Крагоу (Добринеску и Булау, 1969) можно определить удельную теплоемкость c и коэффициент теплопроводности:

$$c = \frac{762,5 + 3,38T}{\sqrt{\rho_4^{20}}}, \quad (7.2-23)$$

$$\beta_T = \frac{1}{2583 - 6340 \rho_4^{20} + 5965 (\rho_4^{20})^2 - T}, \quad (7.2-24)$$

$$\lambda_{oc} = \frac{0,134 - 6,31 \cdot 10^{-6} T}{\rho_4^{20}}, \quad (7.2-25)$$

$$\rho_T = \rho_n - \alpha_T (T - T_n) + \alpha_p p. \quad (7.2-26)$$

На первый взгляд, физическая характеристика нефти может быть определена в пределах средних значений температур нефти в начале и в конце трубопровода.

Но, как показали исследования Орличека и Пелла (1955 г.), теплопередача зависит прежде всего от природы и состояния пленки жидкости, удерживающейся на стенах трубы. Поэтому методически более правильно определять физические параметры нефти при средних температурах указанной пленки жидкости. Однако до сих пор не существует зависимостей, пригодных для определения этих температур. Для практических целей лучше всего, по-видимому, пользоваться показателями средней температуры стенки трубы в рассматриваемом сечении.

Вязкость жидкости зависит, главным образом, от ее температуры и значительно меньше от давления (в пределах давлений транспортируемой нефти).

По результатам лабораторных измерений строятся графики $v = f(p, T)$. Характер зависимости вязкости ньютоновских жидкостей от температуры описывается уравнением Вальтера

$$\lg \lg (10^6 v + a) = b + c \lg T,$$

где: a , b и c — постоянные величины, значение которых зависит от состава нефти; значение a колеблется в пределах 0,7—0,95, но для практических целей, с достаточной степенью точности можно принимать, $a = 0,8$. Тогда

$$\lg \lg (10^6 v + 0,8) = b + c \lg T. \quad (7.2-27)$$

Это уравнение показывает, что в прямоугольной системе координат зависимость вязкости нефти от температуры будет представлена прямой. Вариант такой диаграммы (диаграммы Вальтера — Абелоде), соответствующий венгерскому стандарту MNOSZ-3258-53 приведен на рис. 7.2-8.

Для практических целей рекомендуется строить график зависимости вязкости от температуры по результатам определения вязкости по меньшей мере при трех значениях температуры.

Следует также убедиться в том, не проявляются ли аномалии в течении нефти при наиболее низких температурах потока и не происходят ли потери легких фракций от испарения при наиболее высоких температурах.

С повышением давления вязкость несколько увеличивается. Согласно Добринеску и Булау (1969 г.), динамическая вязкость при давлении p описываются зависимостью

$$\mu_{r,p} = \mu_{r,a} (0,9789 + 0,0261 \rho_4^{20})^{1,02p} \quad (7.2-28)$$

По этой зависимости вязкость увеличивается на 13% для нефти, имеющей плотность 900 кг/м³, с повышением давления от атмосферного до $p = 5,0$ МПа.

Второе слагаемое в знаменателе уравнения (7.2-17) характеризует термостойкость теплоизоляции трубы. Теплопроводность покрытия зависит от свойств изолирующего материала и, прежде всего, от объема порового пространства и распределения пор в объеме изолирующего материала.

Основным теплоизолятором является воздух, находящийся в порах изоляционного покрытия. Коеффициент теплопроводности воздуха при комнатной температуре (λ_a) незначителен и равен $0,023 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{К})$.

Если в результате перепадов температур между различными точками стенок пустот в массе воздуха, содержащегося в порах, формируются проводящие потоки, то тепло вследствие свободной конвекции будет теряться не только через проводящий материал стенок пор, но и через сами поры. Чем меньше средний размер пор, тем менее значителен эффект конвекции.

Суммарная теплопроводность большого числа взаимосвязанных мелких пор и стенок, разделяющих их, будет меньше, чем теплопроводность изоляции с таким же суммарным объемом пор, но с большими размерами пор.

Однако мелкопористое изоляционное покрытие обладает низкой механической прочностью. Следовательно, уменьшение размеров пор лимитируется требованиями минимальной механической прочности покрытия.

Материал может рассматриваться как хороший теплоизолятор в следующих случаях: а) теплопроводность менее $0,08 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{К})$; б) не содержатся компоненты, способствующие коррозии трубы; в) химическая инертность относительно воды и воздуха; г) механическая прочность превышает минимально допустимую; д) сохраняются свойства в течение длительного времени; е) довольно просто покрываются стенки трубы.

Следует отметить, что инфильтрация воды в поры изоляционного материала существенно ухудшает ее термоизоляционные свойства, так как теплопроводность воды при комнатной температуре равна около $0,58 \text{ Вт}/\text{м} \cdot \text{К}$, что почти в 25 раз выше, чем для воздуха. Следовательно, попадание воды в поры теплоизолирующего материала должно быть исключено. Это достигается частично за счет полбара изолирующего материала, имеющего изолированные, несообщающиеся поры, а частично за счет применения водонепроницаемой краски.

Основные параметры наиболее распространенных изоляционных материалов указаны в таблице 7.2-1. Материалы, перечисленные в таблице, относятся к типу «открытопористых» и поэтому должны окрашиваться водонепроницаемой краской.

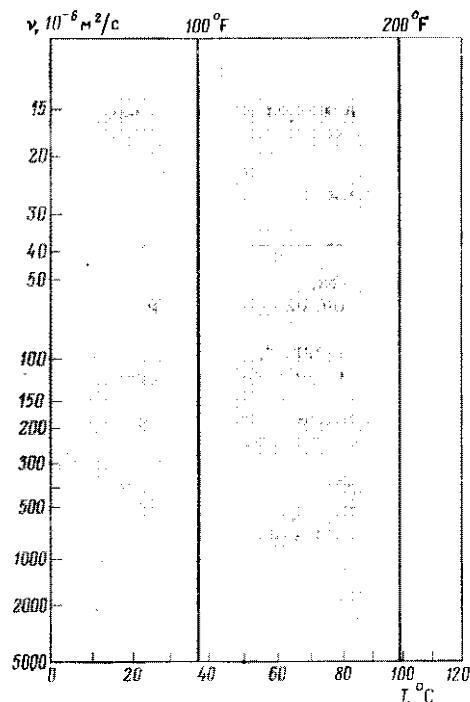


Рис. 7.2-8. Диаграмма Вальтера — Аебелоде

В последние годы расширяется применение пенополиуретана. Компания Шел Австралия Лимитед построила 200-мм трубопровод протяженностью 56 км, который изолирован слоем пенополиуретана толщиной 51 мм, имеющим обмотку из полиэтиленовой ленты (Томас, 1965).

Пенополиуретан отличается крайне высокой степенью пористости (пористость достигает 90%) и небольшой плотностью (около 34 кг/м³). Поры не сообщаются между собой и наполнены фреоном. Теплопровод-

Таблица 7.2-1

Параметры изоляционных материалов для трубопроводов (Балки, 1949)

Изоляционный материал	$\rho_{из}$, Па	$\lambda_{из}$, Вт/м·К						σ_z , МПа
		0	20	50	100	150		
при средних температурах °С								
1. Шлаковата, покрытая оцинкованным листом	225 300	0,045 0,047	0,047 0,051	0,047 0,057	0,053 0,064	0,060 —	— 0,6	
2. Стекломатериал, покрытый оцинкованным листом	100 375	0,034 0,035	0,036 0,037	0,039 0,041	0,049 0,050	0,058 0,059	— 0,6	
3. Обожженные кирпичи из диатомитной породы:								
легкие	370	0,070	0,072	0,075	0,081	0,088	0,3—0,4	
средние	480	0,087	0,089	0,093	0,100	0,107	0,4—0,7	
тяжелые	650	0,116	0,120	0,127	0,139	0,145	1,2—2,0	
4. Обмазка из диатомитной породы*:								
легкая	350	0,063	0,064	0,066	0,070	0,073	0,2—0,3	
средняя	500	0,075	0,078	0,081	0,085	0,088	0,2—0,3	
тяжелая	700	0,104	0,108	0,116	0,125	0,129	0,3—0,4	

* Применяется для изоляции трубопроводов, по которым перекачивается горячая продукция.

ность пенополиуретана колеблется от 0,016 до 0,021 Вт/м·К. Он может использоваться при температурах до 107°C. Наносится пенополиуретан на трубы на трубопрокатных заводах; при этом для сварки концы их оставляют незаизолированными. На трассе, после того как трубы будут сварены, настыки наносится пенополиуретан, а затем вся теплоизоляция обматывается слоем подогретой полиэтиленовой пленки. Остывая, полиэтиленовая пленка сжимается и превращается в плотный водонепроницаемый слой.

В СССР используют установку, которая позволяет в полевых условиях наносить пенополиуретан на плети сваренных труб. Трубы, нагретые до 60°C, протягиваются через камеру напыления пенополиуретана. Заданная толщина слоя изоляции выдерживается с помощью шаблона, установленного в выходном отверстии камеры напыления (Зейналов, 1968).

Нанесение высококачественной теплоизоляции связано со значительными затратами средств, так как ее стоимость приблизительно равна стоимости самих труб (Гутвер, 1970).

Третье слагаемое в знаменателе уравнения (7.2-17) характеризует свойства грунта, окружающего трубопровод.

Обозначив через T_{rp} начальную температуру незатронутого грунта на глубине размещения трубопровода и учитывая, что она будет равна температуре грунта у дневной поверхности, можно показать, что

$$\alpha_2 = \frac{2\lambda_{rp}}{d_{и.н}ch^{-1}\left(\frac{2h}{d_{и.н}}\right)}. \quad (7.2-29)$$

Здесь $d_{и.н}$ — внешний диаметр трубопровода вместе с изоляционным покрытием. Если трубопровод не покрыт изоляцией, $d_{и.н} = d_n$ (d_n — наружный диаметр труб). Чем выше $h/d_{и.н}$, тем более приближенное будет значение α_2 :

$$\alpha_2 = \frac{2\lambda_{rp}}{d_{и.н} \ln \frac{4h}{d_{и.н}}}. \quad (7.2-30)$$

На практике при $h/d_{и.н}=2$ по этим формулам получают близко сходящиеся результаты.

Методы расчета теплопроводности грунта были рассмотрены в разделе 7.2-1.

При определении коэффициента теплопередачи K для действующего трубопровода следует учитывать, что пористость грунта, которым засыпана траншея, выше пористости незатронутого грунта и, следовательно, его теплопроводность будет ниже. Порядок расчетов для этого случая был разработан Фордом, Эллсом и Расселом (Дейвеннорт и Конти, 1971). Грунт, заполняющий траншею, со временем уплотняется и, следовательно, эффективный коэффициент его теплопроводности незначительно увеличивается. Коэффициент теплопроводности грунта зависит от силы ветра, растительного покрова, снежного покрова, влажности грунта и агрегатного состояния воды. В местностях с умеренным климатом промерзание грунта редко учитывается в расчетах теплопотерь через грунт. Но в районах вечной мерзлоты это может играть важную роль. Влияние силы ветра, растительного или снежного покрова на значение величины K мало изучено и не может быть определено количественно. Однако степень влияния влажности грунта известна (рассмотрено в разделе 7.2-1). В соответствии с этим следует ожидать, что коэффициент теплопередачи будет изменяться в течение года в зависимости от влажности грунта, которая, в свою очередь, определяется состоянием погоды.

На рис. 7.2-9 представлен график изменения K^* по длине трех участков нефтепровода «Дружба», построенный по данным замеров за три года. Согласно этому графику, коэффициент теплопередачи имеет наиболее низкие значения в июне, июле и августе, т. е. в самые теплые и сухие месяцы северного полушария с континентальным климатом.

Если коэффициент теплопередачи K необходимо определить расчетным путем при ламинарном режиме течения, для вычисления α_1 требуется знать температуру внутренней поверхности стенки трубы $T_{тр.в.}$

При неизменных условиях поток тепла в грунт с поверхности отрезка трубопровода длиной в 1 м равен

$$\begin{aligned} \Phi^* &= K(T_{oc} - T_{rp}) = \alpha_1 d_b \pi (T_{oc} - T_{bp.v}) = \\ &= \frac{2\lambda_{n,n} (T_{bp.v} - T_{iz})}{\ln \frac{d_{iz,n}}{d_n}} = \alpha_2 d_b \pi (T_{iz} - T_{rp}). \end{aligned} \quad (7.2-31)$$

Температуры внутренней и наружной поверхностей стенки стальной трубы принимаются одинаковыми, т. е. $T_b = T_{n,n}$.

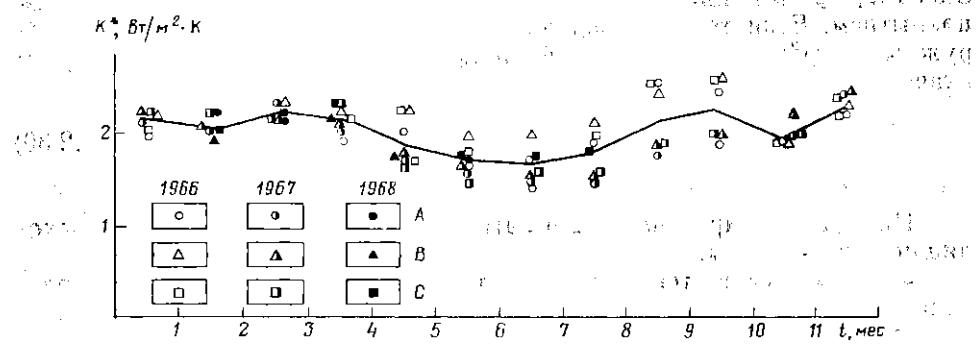


Рис. 7.2-9. Зависимость коэффициента теплопередачи от времени (Рабинович и Кузнецов, 1970).
A, B, C — трубопроводы

Уравнение (7.2-31) можно разложить на три независимых уравнения:

$$K = (T_{oc} - T_{rp}) = d_b \pi \alpha_1 (T_{oc} - T_{bp.v}), \quad (7.2-32)$$

$$d_b \pi \alpha_1 (T_{oc} - T_{bp.v}) = \frac{2\lambda_n (T_{bp.v} - T_{iz})}{\ln d_{iz,n}/d_n}, \quad (7.2-33)$$

$$d_b \pi \alpha_1 (T_{oc} - T_{bp.v}) = d_{iz,n} \pi \alpha_2 (T_{iz} - T_{rp}). \quad (7.2-34)$$

Величина $T_{bp.v}$ определяется по уравнению (7.2-32). Расчет может быть проведен методом последовательных приближений. Первоначально принимается некоторое значение $T_{bp.v}$. Зная соответствующие физические параметры нефти, устанавливают значения $Gr \cdot Pr$ и Nu . В результате по уравнению (7.2-18) получают значение α_1 . Подставляя α_1 в уравнение (7.2-17), вычисляют K . Затем, пользуясь найденным значением α_1 , по уравнению (7.2-32) находят второе значение величины K . Если полученные два значения K согласуются, принятое значение $T_{bp.v}$ правильно, а в противном случае расчет повторяется при других значениях $T_{bp.v}$.

Уравнения (7.2-33) и (7.2-34) можно применять для расчета теплопроводности λ_{iz} изоляции при известных T_{iz} и $T_{bp.v}$ для данного действующего нефтепровода. Этот расчет позволяет проверить, достигается ли с помощью наложенной теплоизоляции поставленная цель или теп-

изоляция потеряла свои свойства за время, прошедшее с момента ее наложения.

Пример 7.2-3. Требуется определить коэффициент теплопередачи трубопровода, если $d_h=0,1143$ м; $d_b=0,1023$ м, $h=1$ м. Изменение вязкости ν в зависимости от изменения температуры T для нефти плотностью $\rho_{20}=887$ кг/м³ при ламинарном потоке показано на рис. 7.2-10; $\lambda_{\text{тр}}=1,76$ Вт/м·К; $T_{\text{oc}}=318,4$ К; $T_{\text{рв}}=273$ К; температурный коэффициент плотности $\alpha_T=0,65$ кг/м²·К.

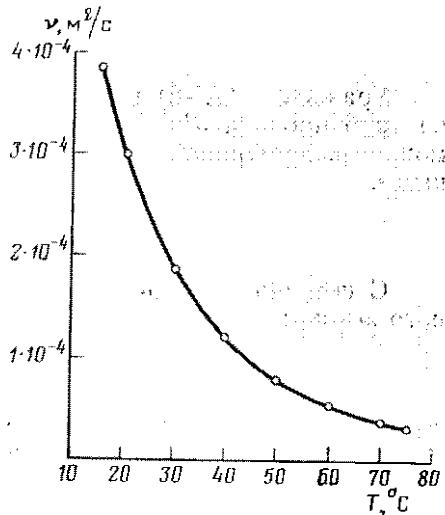
Предположим, что температура стенки трубы $T_{\text{тр.в}}$ на 9,5 К ниже температуры нефти T_{oc} (т. е. $T_{\text{р.в}}=308,9$ К). Соответственно этому из уравнений (7.2-23) и (7.2-26) получим:

$$\rho_T = 887 - 0,65 (308,9 - 293) = 876,6 \text{ кг/м}^3,$$

$$c = \frac{762,5 + 3,38 \cdot 308,9}{0,887} = 1918 \text{ Дж/кг·К},$$

$$\beta_T = \frac{1}{2583 - 6340 \cdot 0,887 + 5965 \cdot 0,887^2} = 7,442 \cdot 10^{-4} \text{ К}^{-1},$$

$$\lambda_{\text{oc}} = \frac{0,134 - 6,31 \cdot 10^{-5} \cdot 308,9}{0,887} = 0,129 \text{ Вт/м·К}.$$



Согласно графику, приведенному на рис. 7.2-10, вязкость нефти при 308,9 К ($K=35,9^{\circ}\text{C}$) составляет $1,423 \cdot 10^{-4}$ м²/с.

Из уравнения (7.2-21)

$$\text{Gr Pr} = \frac{0,1023 \cdot 1918 \cdot 876,6 \cdot 9,81 \cdot 7,442 \cdot 10^{-4} (318,4 - 308,9)}{1,423 \cdot 10^{-4} \cdot 0,129} = 6,798 \cdot 10^6.$$

Так как $6,798 \cdot 10^6 > 5 \cdot 10^4$, значение параметра Nu получим из уравнения (7.2-22):

$$Nu = 0,184 (6,798 \cdot 10^6)^{0,32} = 28,26.$$

По уравнению (7.2-18)

$$\alpha_1 = \frac{0,129 \cdot 28,26}{0,1023} = 35,66 \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{К}.$$

Из уравнения (7.2-30)

$$\alpha_2 = \frac{2 \cdot 1,76}{0,1143 \ln \frac{4,1}{0,1143}} = 8,67 \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{К}.$$

Коэффициент теплопередачи, согласно уравнению (7.2-17),

$$K = \frac{\pi}{\frac{1}{35,66 \cdot 0,1023} + \frac{1}{8,67 \times 1143}} = 2,448 \text{ Вт/м·К}.$$

В то же время по уравнению (7.2-32) получим:

$$K = \frac{0,1023 \pi \cdot 35,66 (318,4 - 308,9)}{318,4 - 273} = 2,400 \text{ Вт/м·К}.$$

В порядке дальнейшего приближения примем $T_{\text{тр.в}} = 308,7$ К. В этом случае по уравнению (7.2-17) получим $K = 2,449$ Вт/м·К, а по уравнению (7.2-32) $K = 2,450$. Для дальнейших расчетов считаем приемлемым $K = 2,45$ Вт/м·К.

7.2.4. РАСЧЕТ ПОТЕРЬ НАПОРА ПРИ УСТАНОВИВШЕМСЯ ПОТОКЕ НЬЮТОНОВСКОЙ НЕФТИ

а) Теория Черникина

Уравнение (7.1-2) применимо только для бесконечно малого отрезка трубопровода dl , когда температура потока нефти в трубопроводе может рассматриваться постоянной, а, следовательно, λ и v неизменными:

$$dh_{\text{рп}} = \frac{\lambda v^2}{2g d_b} dl. \quad (7.2-35)$$

С помощью уравнения (1.1-10) можно определить λ для ламинарного потока:

$$\lambda = a \left(\frac{1}{Re} \right)^b = a \left(\frac{v}{d_b g} \right)^b, \quad (7.2-36)$$

где a и b — постоянные, значение которых в случае ламинарного потока зависит только от характера потока.

Подставляя это выражение для λ , а также зависимость $v = \frac{q}{d_b^2 \pi / 4}$ в уравнение (7.2-35), получим

$$dh_{\text{рп}} = \beta \frac{q^{(2-b)} v^b}{d_b^{(5-b)}} dl, \quad (7.2-37)$$

где

$$\beta = \frac{4^{(2-b)} a}{2g \pi^{(2-b)}} \text{ — постоянный коэффициент.}$$

Зависимость вязкости от температуры для ньютоновской нефти может быть описана с помощью формулы Филонова

$$v = v_0 e^{-nT}. \quad (7.2-38)$$

Здесь v_0 — вязкость при 0°C ;

$$n = \frac{\ln v_I/v_{II}}{T_I - T_{II}},$$

v_I и v_{II} — экспериментальным путем найденные значения вязкости при температурах T_I и T_{II} . Отметим, что v_0 может рассматриваться как фиктивное значение вязкости, полученное в результате экстраполяции и не имеющее физического смысла, если при рассматриваемых температурах нефть неニュтоновская.

На расстоянии l от начала трубопровода температура потока нефти описывается уравнением 7.2-15 как

$$T_{oc} = T_{rp} + (T_{oc1} - T_{rp}) e^{-ml},$$

где

$$m = \frac{K}{qpc}.$$

Подставляя эти зависимости в уравнение (7.2-38), получим

$$v = v_h e^{-n[\tau_{rp} + (T_{oc1} - T_{rp}) e^{-ml}]}.$$

После подстановки полученного значения v в уравнение (7.2-37) будем иметь

$$dh = \beta \frac{q^{(2-b)} v_0^b}{d^{(5-b)}} e^{-bn\tau_{rp}} e^{-bn(T_{oc1} - T_{rp}) e^{-ml}} dl. \quad (7.2-39)$$

Пусть $bn(T_{oc1} - T_{rp}) = B$ и $\beta \frac{q^{(2-b)} v_0^b}{d^{(5-b)}} e^{-bn\tau_{rp}} = A$,

тогда

$$h_{rp} = \int_0^l A e^{-Be^{-ml}} dl.$$

Пусть $B e^{-ml} = u$ тогда $e^{-ml} = \frac{u}{B}$. Следовательно,

$$l = -\frac{1}{m} \ln \frac{u}{B} \quad \text{и} \quad dl = -\frac{1}{mu} du.$$

После подстановки постоянных в это уравнение получим

$$h_{rp} = -\frac{A}{m} \int_{u=B}^{B'} \frac{e^{-u}}{u} du.$$

Так как

$$\int_{u=B}^{B'} \frac{e^{-u}}{u} du = \int_{u=B}^{\infty} \frac{e^{-u}}{u} du - \int_{u=B'}^{\infty} \frac{e^{-u}}{u} du = Ei(-B') - Ei(-B),$$

имеем

$$h = \beta \frac{q^{(2-b)} v_0^b}{d^{(5-b)}} e^{-bn\tau_{rp}} \frac{1}{m} [(-bn(T_{oc1} - T)) - Ei(-bn(T_{oc1} - T_{rp}) e^{-mb})].$$

Вводя $v_h = v_1 e^{nT_{oc1}}$ из уравнения (7.2-38) и $(T_{oc1} - T_{rp}) e^{-ml} \approx T_{oc2} - T_{rp}$, подразумеваемое по уравнению (7.2-15), получим:

$$h_{rp} = \beta \frac{q^{(2-b)} v_1^b}{d^{(5-b)}} l \frac{e^{bn(T_{oc1} - T_{rp})}}{ml} [Ei(-bn(T_{oc1} - T_{rp})) - Ei(-bn(T_{oc2} - T_{rp}))]. \quad (7.2-40)$$

Это уравнение можно упростить следующим образом:

$$h_{rp} = \beta \frac{q^{(2-b)} v_1^b}{d^{(6-b)}} l \Delta_l \Delta_r. \quad (7.2-41)$$

В этом случае с учетом уравнения (7.2-37) h_{rp} можно интерпретировать как потери напора при изотермическом течении жидкости, вязкость которой в начале трубопровода равна v_1 ; Δ_l — поправка, учитывающая охлаждение жидкости вдоль участка трубопровода; Δ_r — радиальная температурная поправка. При ламинарном течении $\beta = 128/\pi g$ и $b = 1$, а при турбулентном $\beta = 0,201/g$ и $b = 0,25$ (если коэффициент трения λ определен по уравнению 1.1-4).

В уравнении (7.2-41)

$$\Delta_l = \frac{e^{bn(T_{oc1}-T_{rp})}}{ml} \{ Ei[-bn(T_{oc1}-T_{rp})] - Ei[-bn(T_{oc2}-T_{rp})] \},$$

и, следовательно, Δ_l — поправка, учитывающая охлаждение потока в осевом направлении и указывающая, во сколько раз растет потеря напора вследствие того, что температура нефти за время движения потока постепенно понижается с T_{oc1} до T_{oc2} ; Δ_r — поправка, учитывающая охлаждение потока в радиальном направлении. Эта поправка была бы неизменной, если бы температура нефти в любом поперечном сечении трубопровода оставалась постоянной. Однако фактически температура нефти уменьшается от оси трубы к ее стенкам и, следовательно, вязкость нефти у стенок выше, чем на оси трубы. Δ_r учитывает это. Для определения этой поправки Черникин использовал отношение Сейдера — Тейта

$$\Delta_r = \epsilon \left(\frac{v_{tr,b}}{v_{oc}} \right)^\omega, \quad (7.2-42)$$

где $v_{tr,b}$ и v_{oc} — соответственно средние значения вязкости нефти у стенок трубы и вдоль ее оси, которые определяются на основе средних арифметических значений температур нефти в начале и в конце отрезка трубопровода; ϵ и ω — константы (ϵ равно 0,9 для ламинарного и 1 для турбулентного потоков; ω составляет от $1/3$ до $1/4$ при ламинарном и от $1/3$ до $1/7$ при турбулентном потоках). В трубопроводах, по которым транспортируются вязкие нефти, переход от ламинарного к турбулентному течению можно ожидать при числе Рейнольдса, равном примерно 2000.

Уравнение (7.2-41), пригодное для проведения сравнительно быстрых расчетов, ограничивается в следующих случаях:

- 1) если коэффициент теплопередачи K остается постоянным вдоль всего трубопровода, хотя фактически он может существенно изменяться, особенно при неизолированных трубопроводах;
- 2) если для определения коэффициента трения при турбулентном потоке применено уравнение Блазиуса, которое действительно для гладких труб; точность расчета увеличивается при введении постоянных a и b — см. уравнение (7.1-4);

3) уравнение (7.2-38) выражает приближенную зависимость вязкости от температуры, которая действительна для крайне ограниченных значений температуры;

4) постоянные ϵ и ω колеблются в достаточно широких пределах и, следовательно, Δr не может быть определено с желаемой степенью точности.

б) Теория Форда (модифицированная)

Определение потерь напора в потоке нефти по этой теории основано на применении метода конечных разностей, это позволяет учитывать изменения K и использовать точные значения коэффициента трения и вязкости (Форд, 1955). Ниже описан этот метод в несколько видоизмененной форме. Исходя из того, что начальная температура нефти по оси трубы равна $T_{oc,1}$, полагаем, что температура нефти ΔT_{oc} будет понижаться незначительно на относительно коротком участке трубы l_1 . Это означает, что средняя температура на длине этого участка трубы с достаточной степенью приближения составит

$$\bar{T}_{oc,1} = T_{oc,1} - 0,5\Delta T_{oc}. \quad (7.2-43)$$

По уравнениям (7.2-15), (7.2-17) и (7.2-30) можно рассчитать длину l_1 участка трубы, на которой падение осевой температуры равно ΔT_{oc} . Для выполнения расчета необходимо определить коэффициент теплопередачи, как это указано в примере 7.2-3, а затем среднюю температуру стенок трубы $T_{tr,v}$. После этого находят взаимосвязанные значения параметров T_{oc} , $T_{vn,t}$, T_{iz} и l , что позволяет построить кривую зависимости температуры от длины трубы.

Значение вязкости, соответствующей числу Рейнольдса $Re = 2000$, которое характеризует момент перехода ламинарного потока в турбулентный, определяется по уравнению (7.1-2); для определения температуры T_{oc} , соответствующей критической вязкости нефти, необходимо построить график зависимости $T - v$. Точка на графике, соответствующая этой температуре, будет указывать на область перехода турбулентного течения в ламинарное. При расчете потерь напора в турбулентном потоке температура трубопровода может быть приравнена к T_{oc} . Однако при ламинарном потоке температурная разница нефти по оси трубы и на ее стенках настолько значительно различается, что необходимо определять в каждом случае среднюю температуру. Из практики известно, что среднюю температуру потока проще всего определять с помощью графика, построенного по опытным данным (рис. 7.2-11). С помощью этого графика можно определить изменения откорректированной температуры T_n вдоль трубопровода.

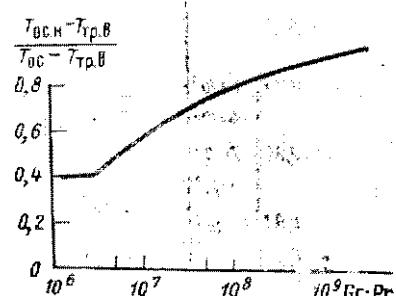


Рис. 7.2-11. График для определения откорректированной температуры T_n (Форд, 1955)

Данные, приведенные в разделе 1.1, позволяют определить плотность нефти и коэффициент трения, соответствующие температурам T_{oc} (или T_n) в ключевых точках отрезков трубопровода как при ламинарном, так и при турбулентном потоках. При помощи плаинметра можно определить средние значения $\bar{\rho}$ и $\bar{\lambda}$ для обеих зон течений. Подставив зависимость

$$v = \frac{q_m}{d^2 \pi} \frac{\rho}{4} \quad (7.2-43)$$

в уравнение (1.1-1), получим потери напора на трение:

$$P_{tp} = \frac{8\bar{\lambda} q_m^2 l}{\pi^2 d_b^5} \quad (7.2-44)$$

Подставив значения $\bar{\lambda}$ и $\bar{\rho}$ в формулу (7.2-44), получим $P_{tp,T}$ и $P_{tp,L}$ соответственно для турбулентной и ламинарной зон.

Полная потеря напора составит

$$P = P_{tp,T} + P_{tp,L} \quad (7.2-45)$$

Пример 7.2-4. Требуется определить потери на трение в неизолированном горизонтальном трубопроводе, заглубленном в землю, если $d_b = 102,3$ мм; $d_n = 114,3$ мм; $\lambda d_b = 4 \cdot 10^{-4}$; $l = 9000$ м; $T_{oc,1} = 74^\circ\text{C}$; $T_{tp} = 0^\circ\text{C}$; $h = 1$ м; $\lambda_{tp} = 1,76 \text{ Вт}/\text{м}\cdot\text{К}$; $\rho_{20} =$

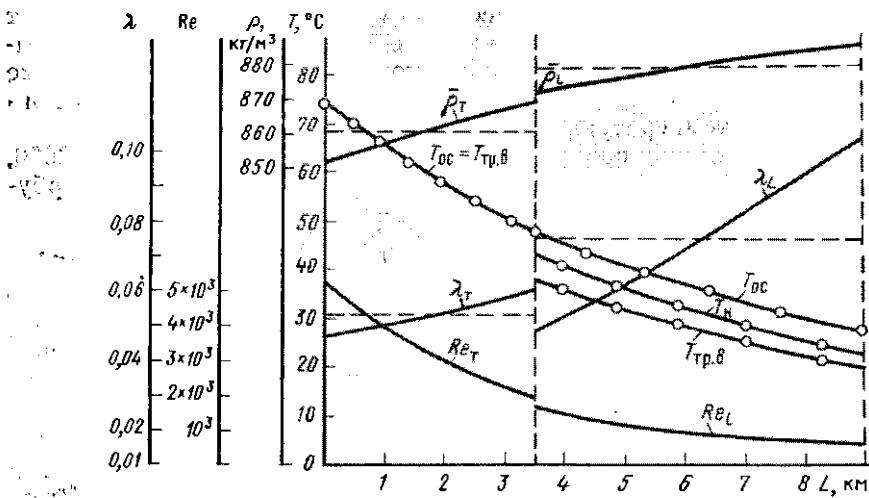


Рис. 7.2-12. График для определения Re , ρ и T в узловых точках

$= 887 \text{ кг}/\text{м}^3$; $q = 50 \text{ м}^3/\text{ч}$; $a_T = 0,65 \text{ кг}/\text{м}^3\cdot\text{К}$, а вязкость нефти изменяется в зависимости от температуры так, как показано на рис. 7.2-10.

Пусть $\Delta T_{oc} = 4^\circ\text{C}$, тогда средняя температура \bar{T}_{oc} на первом участке трубопровода составит $74 - 4/2 = 72^\circ\text{C}$. Найдем число Рейнольдса Re при этой температуре. Если это число превысит 2000, тогда течение имеет турбулентный характер. В таком случае с приближением, достаточным для наших целей, $\bar{T}_n = \bar{T}_{oc} = 72^\circ\text{C}$. Для этой температуры с помощью уравнения (7.2-23) найдем v , а по уравнению (7.2-15) длину

трубопровода l_1 , на которой температура нефти изменится от начальной 74°C до 70°C ; значение K находится по уравнению (7.2-17), исходя из предположения, что $1/d_1=0$. Таким путем расчет продолжается до того момента, пока Re достигнет критического значения, равного 2000.

В зоне ламинарного течения этот порядок расчета изменяется следующим образом: задаваясь начальной температурой $T_{\text{ос},n}$, определяют длину участка трубопровода l_n , на которой температура снижается на 4°C . В этом случае температура $T_{\text{ос},n}=-4/2$. К этому значению условно приравнивается средняя температура стенки трубы. Тогда K_n рассчитывается в порядке, указанном в примере 7.2-3, а l_n с учетом K_n определяется по уравнению (7.2-15). Таким же путем определяются ближайшие значения величин $T_{\text{ос}}$, $T_{\text{тр.в}}$ и l до тех пор, пока Σl достигнет 9000 м или превысит его (9000 м — полная длина трубопровода).

С помощью графика, показанного на рис. 7.2-11, для каждой пары $T_{\text{ос}}$ и $T_{\text{тр.в}}$, подсчитанной на участке ламинарного течения, определяется T_n .

На рис. 7.2-12 приведен график зависимости температур $T_{\text{ос}}$, $T_{\text{тр.в}}$ и T_n от расстояния от начала трубопровода, а также плотности нефти ρ от температур $T_{\text{ос}}$ и T_n .

Среднее значение плотности находится с помощью планиметра; в данном случае $\bar{\rho}_t=861,1 \text{ кг}/\text{м}^3$ на отрезке турбулентного течения и $\bar{\rho}_L=879,4 \text{ кг}/\text{м}^3$ на отрезке ламинарного течения. Значения чисел Рейнольдса Re и λ в основных трубопроводах даны на графиках рис. 7.2-12. Средние величины λ определяются как $\bar{\lambda}_T=0,0432$ для турбулентного и как $\bar{\lambda}_L=0,0654$ для ламинарного потоков.

Потери напора на трение на отрезке с турбулентным течением

$$P_{\text{тр.}T}=1,95 \cdot 10^6 \text{ Па},$$

а на отрезке с ламинарным течением

$$P_{\text{тр.}L}=4,46 \cdot 10^6 \text{ Па}.$$

Тогда полные потери на трение составляют

$$P_{\text{тр}}=6,41 \cdot 10^6 \text{ Па}.$$

Все другие промежуточные, но относящиеся к расчету величины (полученные в результате расчета) приведены в табл. 7.2-2.

7.2.5. ТЕМПЕРАТУРА НЕФТИ ПРИ НЕУСТАНОВИВШЕМСЯ ТЕЧЕНИИ В ЗАГЛУБЛЕННОМ ТРУБОПРОВОДЕ

В предыдущих разделах мы предполагали, что тепловой поток вокруг заглубленного трубопровода постоянен и равномерен. Другими словами, это тот случай, когда по трубопроводу транспортируется нефть, поступающая на входах с постоянными температурой и расходом. Физические параметры нефти в продолжении относительно длительного времени остаются постоянными, не изменяется также и температура грунта вокруг трубопровода.

Строго говоря, на практике такие условия не соблюдаются. Однако, если отклонения от установившегося состояния относительно невелики, методы расчетов, приведенные в разделе 7.2-2, остаются приемлемыми.

Во многих случаях, имеющих значительный практический интерес, отклонения от установившегося состояния могут быть настолько большими, что выведенные выше отношения становятся неприменимыми. Такого рода условия неустановившихся тепловых потоков возникают прежде всего в следующих случаях:

1) при пуске трубопровода, по которому транспортируется разогретая нефть (такая нефть, поступая в трубопровод, первоначально имеющий температуру грунта, постепенно нагревает окружающую среду);

2) перекачка нефти по трубопроводу остановлена, а затем снова возобновлена;

Таблица

Порядковый номер расчета	$T_{oc, n} - T_{oc, n+1}$, К	$\bar{T}_{oc, n}$, К	$T_{n, n}$, К	$T_{из}$, К	ρ_n , кг/м ³	v_n , 10^{-4} м ² /с
1	347—343	345,0	—	345,0	853,2	0,361
2	343—339	341,0	—	341,0	355,8	0,413
3	339—335	337,0	—	337,0	858,4	0,474
4	335—331	333,0	—	333,0	861,0	0,546
5	331—327	329,0	—	329,0	863,6	0,633
6	327—323	325,0	—	325,0	866,2	0,736
7	323—320,4	321,7	—	321,7	868,4	0,837
8	320,4—316,4	318,4	313,6	308,7	873,6	1,16
9	316,4—312,6	314,4	309,6	305,1	876,2	1,38
10	312,4—308,4	310,4	305,6	301,6	878,8	1,65
11	308,4—304,4	306,4	301,6	298,1	881,4	1,97
12	304,4—300,4	302,4	297,7	294,6	883,9	2,37
13	300,4—296,4	298,4	294,1	291,3	886,3	2,82

3) изменяется количество нефти, перекачиваемой по трубопроводу;

4) изменяются качество, а следовательно, и тепловые свойства нефти, перекачиваемой по трубопроводу.

Для решения этих проблем следует знать зависимости, описывающие процессы нагрева и охлаждения нефти. Таким путем можно найти методы расчета увеличения пускового давления и вариации изменения давления во времени.

Многие модели и методы расчета были разработаны для описания неустановившегося процесса теплопередачи, параметров потока жидкости и других частных вопросов, входящих в вышеперечисленные общие проблемы.

В целях уменьшения сложностей, вызываемых большим числом участвующих переменных, разными авторами вводились различные упрощающие допущения, в результате чего отдельные из разработанных модели и методы могут существенно отличаться друг от друга.

Недавно были опубликованы результаты первых попыток решений проблем. Но такие теоретические разработки, которые могли бы успешно применяться на практике, к настоящему времени еще не завершены.

Из публикаций по этой проблеме, прежде всего следует назвать монографию Тугунова (1968), в которой обобщены данные и материалы 39 работ, выполненных автором и его сотрудниками. Интересные обобщения были доложены также на конференции по вопросу «Парафинистые нефти в трубопроводном транспорте» (Лондон, ноябрь 1970).

Однако представляется, что еще преждевременно в настоящей книге делать попытки обобщения достигнутых результатов.

Ниже приводится модель, описывающая изменения температуры установившихся потоков в трубопроводе в зависимости от его длины и времени перекачки нефти.

7.2-2

$Gr \cdot Pr_n, 10^6$	Re_n	λ_n	$\alpha_1, \text{Вт}/\text{м}^2 \cdot \text{К}$	$K_n, \text{Вт}/\text{м} \cdot \text{К}$	$c_n, \text{Дж}/\text{кг} \cdot \text{К}$	$\Delta l_n, \text{м}$	$\Sigma \Delta l_n, \text{м}$
—	4972	0,0378	—	3,11	2047	450	450
—	4341	0,0392	—	3,11	2033	473	923
—	3769	0,0410	—	3,11	2019	500	1423
—	3259	0,0428	—	3,11	2005	529	1952
—	2806	0,0448	—	3,11	1990	563	2515
—	2405	0,0469	—	3,11	1976	602	3117
—	2061	0,0493	—	3,11	1964	420	3537
6,866	1512	0,0423	35,76	2,45	1925	858	4395
5,567	1268	0,0505	33,52	2,42	1920	948	5343
4,467	1060	0,0604	31,32	2,38	1906	1059	6402
3,545	883	0,0725	29,13	2,34	1829	1197	7599
2,775	733	0,0873	27,00	2,30	1870	1373	8972
2,135	614	0,1042	24,86	2,24	1865	29	9000

Черникин для того, чтобы характеризовать температуру нефти в незолированных трубопроводах, пренебрегая при этом разницей в тепловых свойствах нефти и грунта, исходил из предположений, что:

1) трубопровод заглублен в бесконечно большую полисферу, заполненную грунтом, имеющим во всех направлениях однородные свойства относительно изменений температуры;

2) температура грунта в месте контакта с трубопроводом может быть описана уравнением Черникоша (1958), основанным на теории Керслая и Джебера (1947).

Предположим, что в момент t температура нефти по всему сечению трубопровода, включая также температуру стали в сечении трубы, постоянна, т. е. $T_{oc} = T_n$ (индексом и обозначен внешний диаметр).

Тепловой поток через площадь стенки на единице длины трубы в более холодный грунт в течение бесконечно малого отрезка времени dt уменьшает температуру нефти и стали на величину dT :

$$\left[-\frac{d_{\text{в}}^2 \pi}{4} \rho_{oc} c_{oc} + \frac{(d_n^2 - d_{\text{в}}^2) \pi}{4} \rho_{ct} c_{ct} \right] dT_n = -K (T_n - T'_{iz}) dt, \quad (7.2-17)$$

где T'_n и T'_{iz} характеризуют неустановившийся процесс.

Из уравнения (7.2-17) коэффициент теплопередачи можно представить как $K = \frac{\pi}{\frac{1}{2\lambda_{iz}} \ln \frac{d_{iz}}{d_n}}$.

Пусть $\frac{\pi}{4K} [d_{\text{в}}^2 \rho_{oc} c_{oc} + (d_n^2 - d_{\text{в}}^2) \rho_{ct} c_{ct}] = A$,

тогда после преобразований

$$A \left[\frac{dT_n}{T_n - T_{nz}} \right] = -dt. \quad (7.2-46)$$

Уменьшаться будет не только температура нефти T'_n , но также температура T_{nz} на внешней поверхности изоляции. Чтобы описать эти изменения, воспользуемся соотношением Керслеу — Дисегера — Чернико-кина. Представим, что p_1 на рис. 7.2-13 характеризует проекцию линейного источника тепла на плоскости, перпендикулярной к источнику; тогда разница температуры между точкой p_2 , лежащей в плоскости проекции (определенной координатами y и z), и не затронутым грунтом, будет:

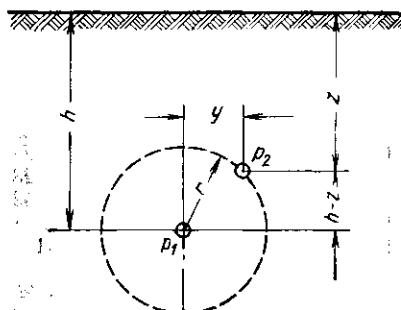


Рис. 7.2-13. Проекция линейного источника тепла на перпендикулярной плоскости

установившегося течения:

$$T_n - T_{rp} = \frac{\Phi^*}{2\pi\lambda_{rp}} \ln \frac{2h}{r}. \quad (7.2-48)$$

Теперь, с помощью уравнений (7.2-47) и (7.2-48), получим

$$\frac{T'_n - T_{rp}}{T_n - T_{rp}} = \frac{1}{2 \ln \frac{2h}{r}} \left\{ Ei \left[-\frac{h^2}{r^2} \frac{1}{Fo} \right] - Ei \left[-\frac{1}{4Fo} \right] \right\},$$

где $Fo = \frac{a_{rp}t}{r^2}$ — коэффициент Фурье.

Для заданного трубопровода, т. е. если даны h , r , λ_{rp} и a_{rp} , предыдущее уравнение принимает более простую форму:

$$\frac{T'_n - T_{rp}}{T_n - T_{rp}} = \kappa,$$

где

$$\kappa = f(\theta) = \frac{1}{2 \ln \frac{2h}{r}} \left\{ Ei \left[-\frac{h^2}{r^2} \frac{1}{Fo} \right] - Ei \left[-\frac{1}{4Fo} \right] \right\}. \quad (7.2-49)$$

Это отношение в приведенной форме описывает процесс нагрева. С другой стороны, в случае охлаждения при установившемся течении $\frac{T'_n - T_{rp}}{T_n - T_{rp}} = 1 - \kappa$,

т. е.

$$T'_{\text{н}} = (1 - \kappa)(T_{\text{н}} - T_{\text{рп}}) + T_{\text{рп}}. \quad (7.2-50)$$

Черниккин пользовался уравнением (7.2-50) для определения температуры поверхности «нефтяного цилиндра» радиусом r . Он принимал, что разницей в тепловых свойствах между нефтью в неизолированном трубопроводе и окружающим грунтом можно пренебречь. Если трубопровод изолирован, это уравнение, по-видимому, пригодно для определения температуры наружной поверхности изоляции, т. е.

$$T'_{\text{из}} = (1 - \kappa)(T_{\text{из}} - T_{\text{рп}}) + T_{\text{рп}}. \quad (7.2-51)$$

Если это выражение для внешней изменяющейся температуры $T_{\text{из}}$ трубопровода ввести в уравнение (7.2-46), то оно представит возможность определять время изменения температуры нефти, заключенной в изолированном трубопроводе.

Сложность получаемого отношения заставляет прибегнуть к следующему методу упрощения его решения.

Соотношение $\kappa = f(t)$ для заданного случая может быть изображено графически (с помощью уравнения 7.2-50). Некоторые отрезки полученной таким образом кривой достаточно хорошо аппроксимируются с помощью соотношения

$$\kappa = a + b \ln t. \quad (7.2-52)$$

Вводя это соотношение в уравнение (7.2-51), а результат в уравнение (7.2-46), получим

$$A \left[\frac{dT_{\text{н}}}{T'_{\text{н}} - B + C \ln t} \right] = dt, \quad (7.2-53)$$

где

$$B = (1 - a)(T_{\text{из}} - T_{\text{рп}}) + T_{\text{рп}};$$

$$C = b(T_{\text{из}} - T_{\text{рп}}).$$

Общее решение уравнения (7.2-53) имеет вид:

$$T_{\text{н}} = B - C \ln t + \left\{ C \operatorname{Ei} \left[\frac{t}{A} \right] c \right\} e^{-t/A}, \quad (7.2-54)$$

Здесь C — постоянная интегрирования.

При $T'_{\text{н}} = T_0$, если $t = 0$, получим частное уравнение:

$$T'_{\text{н}} = B - C \ln t + \left\{ C \operatorname{Ei} \left[\frac{t}{A} \right] T_0 - B - C(0,5772 - \ln A) \right\} e^{-t/A}, \quad (7.2-55)$$

Данное соотношение позволяет определять изменения температуры $T'_{\text{н}} = T'_{\text{ос}}$ после остановки трубопровода в любом его сечении, находящемся на расстоянии l от головной части трубопровода, в зависимости от времени t .

На рис. 7.2-14 даны зависимости изменения температуры нефти, находящейся в изолированном трубопроводе, от времени. При построении данных кривых на основе уравнения (7.2-55) было принято, что

преобладающая температура в установившемся потоке в момент остановки трубопровода составляла 70°C . Кроме того, $\rho_n = 968 \text{ кг}/\text{м}^3$; $c_n = 0,55 \text{ кг}/\text{м}^3 \cdot \text{К}$; $T_{rp} = 0^{\circ}\text{C}$; $d_n = 0,273 \text{ м}$; $d_h = 0,292 \text{ м}$; $d_{uz} = 0,392 \text{ м}$; $h = 1,1 \text{ м}$; $\lambda_{uz1} = 0,035 \text{ Вт}/\text{м} \cdot \text{К}$ (стекловолокно); $\lambda_{uz2} = 0,019 \text{ Вт}/\text{м} \cdot \text{К}$ (пенополиуретан).

Пользуясь уравнением (7.2-55) для построения кривых охлаждения различных участков трубопровода и нанося значения темпе-

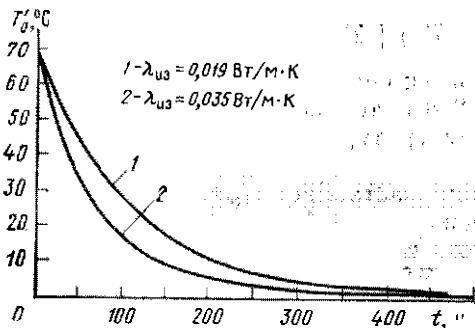


Рис. 7.2-14. Зависимость изменения температуры в теплоизолированном нефтепроводе после его остановки от времени (Силаш, 1968)

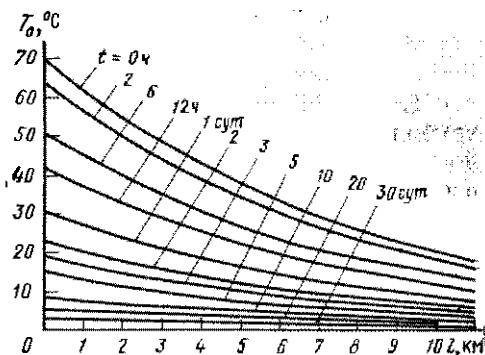


Рис. 7.2-15. Температурные профили в различные моменты времени после остановки нефтепровода (Силаш, 1968)

тур, относящихся к заданному времени охлаждения в зависимости от положения на длине трубопровода, получим семейство кривых $T'_n = f(l)$. В семействе кривых, приведенных на рис. 7.2-15, отражена кривая, характеризующая установившийся поток при $t=0$, рассчитанная по уравнению (7.2-15).

При этом считалось, что нефть течет по трубопроводу, имеющему параметры, приведенные выше (см. рис. 7.2-14), за исключением того, что на трубы было нанесено только антикоррозионное покрытие (смола и бумага). Начальная температура нефти (на входе в трубопровод) $T_{n1} = 70^{\circ}\text{C}$, $q_{max} = 12,5 \text{ кг}/\text{с}$, $l = 11\,200 \text{ м}$. Как видно из кривых, скорость охлаждения была высокая в первые часы после остановки трубопровода, в последующем она значительно замедлилась. В первый день степень охлаждения достигла 44%, но затем даже в течение 30 суток не была достигнута температура окружающего незатронутого грунта.

Вопросы нагревания холодного трубопровода горячей нефтью, перекачиваемой по нему, будут рассматриваться в основном исходя из исследований Дейвенпорта и Конти (1971 г.). Горячая нефть, введенная в холодный трубопровод, охлаждается значительно быстрее, чем при установившемся течении в подогретом трубопроводе. Коэффициент теплопередачи, действительный для таких ситуаций, может быть в несколько раз выше коэффициента теплопередачи при установившемся течении.

Время перекачки, необходимое для того, чтобы наступил установившийся тепловой поток для случая неизолированного трубопровода, уложенного в землю, можно определить только со значительным приближением, путем сопоставления значений чисел Нуссельта для установившегося и неустановившегося потоков.

Если учитывается термоизоляция, которая обеспечивается грунтом, окружающим трубопровод, то по уравнению (7.2-30) можно ожидать, что при установившемся состоянии коэффициент теплопередачи

$$K = \alpha_2 d_n \pi = \frac{2\pi \lambda_{rp}}{\ln \frac{4h}{d_n}}. \quad (7.2-56)$$

Уравнение (7.2-18) можно переписать в виде

$$Nu = \frac{K^* d_n}{\lambda_{rp}}. \quad (7.2-57)$$

С учетом уравнений (7.2-16) и (7.2-56)

$$Nu = \frac{K}{\lambda_{rp} \pi} = \frac{1}{\ln \frac{4h}{d_n}}. \quad (7.2-58)$$

Исходя из предположения, что трубопровод заглублен в бесконечную среду из грунта, а теплопередача между поверхностью земли и воздухом неопределенная, можно показать, что неустановившееся число Нуссельта будет функцией числа Фурье:

$$Nu = 0,362 + \frac{0,953}{Fo^{0,33}}. \quad (7.2-59)$$

Число Фурье

$$Fo = \frac{a_{rp} t}{d_n^2}. \quad (7.2-60)$$

Уравнение (7.2-59) можно использовать для определения времени, которое потребуется, чтобы нефть, перекачиваемая по неизолированному трубопроводу с наружным диаметром d_n , проложенному в грунте, обладающем теплопроводностью a_{rp} , достигла устойчивой температуры или, другими словами, чтобы число Нуссельта достигло значения, определяемого по уравнению (7.2-58).

Поскольку в этом уравнении за счет приближения число Nu — функция h и d_n , после подстановки этих параметров в уравнение (7.2-59) получим

$$Fo = \left[\frac{\frac{0,953}{2}}{\ln \frac{4h}{d_n} - 0,362} \right]^{\frac{1}{3}}. \quad (7.2-61)$$

Отсюда следует, что время, необходимое для того, чтобы достичь установившегося теплового потока, является функцией h/d_n .

На практике гипотеза об относительно бесконечном полупространстве не отражает с достаточной точностью действительный характер теплового потока особенно после того, когда он достигает поверхности земли. С этого момента действительные потери тепла на 10—15% превышают расчетные значения. Конфигурация кривых изменения теплового потока изменяется, а время, необходимое для достижения устойчивого состояния, становится бесконечным. Точность значения $\lambda_{\text{гр}}$ в основном не превышает 10%.

Время транспортирования нефти в трубопроводе обычно не прерывается настолько, чтобы она не охладилась до температуры незатронутого грунта. Поэтому при возобновлении движения нефти ее температура практически всегда выше температуры незатронутого грунта, а следовательно, при этом требуется меньше времени для достижения состояния установившегося потока (или близкого к этому).

Это время для неизолированного трубопровода можно определить с учетом того, что в рассматриваемом случае строится график семейства кривых, аналогичный графику, приведенному на рис. 7.2-15. Каждая из кривых будет представлена с достаточной степенью приближения уравнением типа (7.2-15), которые различаются только значением K . Но этот параметр будет постоянным для данной кривой. Подставляя $q_p = q_t$ и $c = c_u$ для любой кривой, можно записать

$$K = \frac{\ln T_1 - \ln T_2}{t} q_t c_u. \quad (7.2-62)$$

Зная продолжительность времени охлаждения, можно на рис. 7.2-15 выбрать кривую, характеризующую начало движения остановленного потока. Это необходимо для расчета времени, необходимого для того, чтобы свойства нефти, транспортируемой по трубопроводу, соответствовали бы свойствам в том случае, если прокачка горячей нефти возобновляется по охлажденному трубопроводу.

Для этого с помощью уравнения (7.2-62) определяется значение K , соответствующее фактической кривой охлаждения, а затем по уравнению (7.2-58) вычисляется значение числа Нуссельта при неуставившемся течении. С помощью уравнения (7.2-59) определяется число Fo , а по уравнению (7.2-60) — эквивалентное ему время перекачки нефти.

7.2.6. ПУСКОВОЕ ДАВЛЕНИЕ ТРУБОПРОВОДОВ ДЛЯ НЬЮТОНОВСКИХ НЕФТЕЙ

Трубопровод может быть разогрет достаточно просто путем прокачки по нему высоковязкой нефти, которая подлежит транспортировке. Однако на это потребуется неоправданно длительная прокачка. Поэтому обычно охлажденный трубопровод вначале промывают легкой нефтью, а транспортировку высоковязкой нефти начинают после нагрева трубопровода.

Распределение давлений в разогреваемом трубопроводе может быть описано по методу Форда, основанному на использовании параметров при установившемся состоянии (Форд, 1955).

На рис. 7.2-16 приведены графики зависимости изменения давления от расхода высоковязкой нефти, транспортируемой по трубопроводу диаметром $d = 300$ мм различной протяженности. Любая точка на кривых характеризует падение давления установившегося потока при принятом расходе q_t в трубопроводе данной протяженности. Температура нефти в начале трубопроводов составляет около 66°C , а температура грунта 4°C . На каждой из трех кривых видно, что после определенных пиковых значений давления происходит его снижение при относительно низких расходах, а затем оно снова растет при некотором увеличении расхода.

Исходя из того, что начальная температура нефти постоянна, можно заключить, что:

1) большие расходы вызывают более высокие потери давления на трение при изотермическом течении (линия $0-A$);

2) средняя температура нефти повышается, что ведет к снижению вязкости и, следовательно, к уменьшению потерь давления на трение.

При низких расходах температура нефти почти не отличается от температуры грунта и режим потока нефти, как правило, ламинарный.

Потери давления на трение могут быть представлены зависимостью, выведенной на основе уравнения (1.1-1):

$$p_{tr} = K_L'' q_t \quad (7.2-63)$$

откуда следует, что потери давления на трение являются линейной функцией от расхода. Графическим изображением этой зависимости является линия $0-A$, касательная к кривой для трубопровода протяженностью 32 км.

При бесконечной большой пропускной способности трубопровода средняя температура нефти равна температуре на входе. В этом случае режим потока может рассматриваться как турбулентный и, согласно уравнению (7.1-10), может быть описан произведением

$$p_{tr} = K_t'' q^{(2-b)} \quad (7.2-64)$$

где $b < 1$.

При построении указанных кривых предполагалось, что течение носит установившийся характер. Однако установившееся состояние потока не достигается сразу.

Представим, что по трубопроводу длиной 24 км транспортируется нефть с расходом $100 \text{ m}^3/\text{ч}$. Затем пропускная способность трубопровода была увеличена до $150 \text{ m}^3/\text{ч}$. Во-первых, увеличение пропускной способности трубопровода едва ли вызовет повышение средней температу-

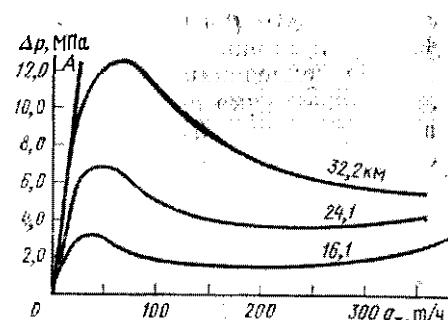


Рис. 7.2-16. Изменение давлений в зависимости от пропускной способности нефтепровода диаметром 300 мм при различных его протяженностях (Форд, 1955)

ры нефти до значений больших, чем они были в предшествующем установленвшемся потоке. Полагая, что течение ламинарное, при увеличении пропускной способности на 50% требуется повысить давление транспортирования нефти, т. е. давление увеличится с 5,1 до 7,6 МПа. С течением времени средняя температура постепенно повышается, в результате чего r_{tr} снижается и стабилизируется на уровне около 4,0 МПа.

Из приведенных соображений следует, что падение пускового давления неизменно выше, чем показано на рис. 7.2-16, причем это превышение будет тем больше, чем выше разница между той пропускной способностью, которую надо достичь, и установленвшейся пропускной способностью трубопровода, показанной на рис. 7.2-16. Данные, приведенные на этом рисунке, действительны для случаев бесконечно малых изменений пропускной способности трубопроводов. Но даже в таких идеальных случаях очевидно, что для пуска трубопровода требуются более высокие давления, чем при транспортировании установленвшегося потока.

Например, непрерывное транспортирование нефти с расходом 350 м³/ч по трубопроводу протяженностью 32,2 км происходит при давлении 5,5 МПа, при этом пусковое давление может достичь пикового значения в 12,4 МПа. Следовательно, нужно учитывать, что если трубопровод будет прогреваться транспортируемой нефтью, насосы необходимо подбирать так, чтобы они были рассчитаны на пиковые давления. Более того, в целях обеспечения достаточно быстрого пуска трубопровода желательно, чтобы насосы могли развивать давление на 20—25% большее, чем пиковое пусковое давление.

Уменьшение пускового или пикового давления можно достигнуть несколькими путями. Например, в одном из пунктов на трассе трубопровода можно установить промежуточную насосную или нагревательную станцию или и то, и другое.

Предположим, что при эксплуатационных условиях, характеризуемых рис. 7.2-16, промежуточная насосная и нагревательная станции установлены посередине трубопровода протяженностью 32,2 км, т. е. в 16,1 км от обоих его концов. Если эта промежуточная насосная используется для нагрева транспортируемой нефти до температуры, равной температуре на входе в трубопровод (66 °С), трубопровод может рассматриваться как состоящий из двух сегментов длиною по 16,1 км, а условия эксплуатации каждого из них будет характеризоваться самой нижней кривой на рис. 7.2-16. Тогда пиковое давление составит 3,1 МПа против предыдущих 12,4 МПа. Даже если промежуточная насосная будет отключена (останется только нагревательная станция), пусковое давление не превысит $2 \cdot 3,1 = 6,2$ МПа.

Как только трубопровод прогреется, подогрев нефти на промежуточной станции можно прекратить, а в случае необходимости отключить и насосы. Снижение давления, достигаемое не за счет работы промежуточных насосов, а за счет подогрева нефти, незначительно превышает давление при перекачке нефти с расходом 350 т/ч при установленвшемся потоке. Если такой подогрев нефти неэкономичен, давление перекачки может быть снижено за счет подключения в работу проме-

жуточной насосной. Для трубопровода протяженностью 32,2 км для этого достаточно подключения насоса, рассчитанного на давление около 7 МПа. Промежуточную насосную следует установить не посередине трубопровода, а на расстоянии около 23 км от его начала.

Мы предположили, что для пуска трубопровода использовалась нефть того же сорта, которая транспортировалась при установившемся потоке. В этом случае часто запуск трубопровода происходит очень медленно. Для ускорения этого процесса можно применить маловязкие жидкости (легкую нефть или воду). При низкой вязкости снижается перепад давления по сравнению с ожидаемым при высоковязкой нефти. Это означает, что при максимальном допустимом рабочем давлении пропускная способность трубопровода будет выше и прогрев его соответственно будет происходить быстрее. Если для запуска будет применяться вода, прогрев также ускорится, так как удельная теплоемкость воды в два раза больше удельной теплоемкости нефти. К недостатку этого метода нужно отнести то, что после остановки трубопровода последний должен быть заполнен маловязкой жидкостью, на что затрачиваются значительные энергетические затраты. Экономические показатели процесса могут быть улучшены, если в конце трубопровода использовать воду, а на некоторых интервалах легкие нефти.

В трубопроводах небольшой протяженности пусковое давление может быть снижено за счет электроподогрева остывшей трубы. Существует несколько способов нагрева. Паскуалини предложил при помощи трансформаторов 2 понижать напряжение в сети 1 до 50—60 В. Вторичные обмотки трансформаторов подсоединяются к трубопроводу по схеме, показанной на рис. 7.2-17. Нефть нагревается электрическим током, пропускаемым по трубопроводу. Рекомендуется применять переменный ток, так как постоянный ток может вызвать электролитическую коррозию. Готье (1970 г.) описано решение, в котором нагревательные кабели заделываются на наружной стенке трубы в цементнографитовом аксиальном кожухе, а вся система затем теплоизолируется полиуретановой пеной. Такой способ дорог и неэкономичен, его можно применять только в специальных случаях. Сама теплоизоляция по стоимости равна стоимости трубы. Оборудование для нагрева также равно стоимости трубы. Таким образом, общая стоимость трубопровода превысит его первоначальную стоимость в три раза. Такое решение применяется обычно для поддержания температурного поля вокруг остановленного трубопровода. Его применение нерационально для восстановления температурного поля уже остывшего трубопровода.

7.2.7. ПУСКОВОЕ ДАВЛЕНИЕ И ХАРАКТЕР ТЕЧЕНИЯ ПСЕВДОПЛАСТИЧЕСКИХ НЕФТЕЙ

Потеря напора при изотермическом течении в трубопроводе псевдопластической нефти может быть рассчитана на основе формул, при-



Рис. 7.2-17. Электроподогрев трубопровода (Паскуалини, 1950)

веденных в разделе 1.3.5. Если течение неизотермическое, положения, приведенные в разделе 7.2.2, изменяются, так как в этом случае метод нахождения коэффициента конвекционной теплопередачи a_1 отличается от процедуры, подходящей для ньютоновской нефти. Давление, требующееся для страгивания застывшей в трубопроводе нефти, определяется из соотношения

$$\Delta p = \frac{4l\tau_{ct}}{d_b}, \quad (7.2-65)$$

которое получается из уравнения (1.3-14) при замене τ на τ_{ct} , принимаем $\tau = \tau_{ct}$.

Если предположить, что копечное давление p_2 почти равно атмосферному, давление $p_1 = p_2 + \Delta p$, необходимое для страгивания застывшей нефти в трубопроводе данного диаметра, прямо пропорционально напряжению сдвига τ_{ct} и протяженности трубопровода.

Исследованиями последних лет показано, что давление страгивания для промышленных трубопроводов значительно меньше, чем расчетное, что объясняется рядом различных факторов (Вершуур и др., 1971, Паркинс и Тэрнер, 1971). Уравнение (7.2-65) справедливо при условии, что весь объем трубопровода заполнен застывшей несжимаемой нефтью. В этом случае давление в начале трубопровода должно быть достаточным для получения напряжения сдвига, равного пределу текучести вдоль всего трубопровода. В результате в пристенной зоне образуется пленка жидкости, и в этом случае будет происходить поршневое вытеснение нефти в воде. Такие условия можно воспроизвести в лаборатории или во внутривоздушных трубопроводах небольшой протяженности. Однако промышленные трубопроводы обычно не полностью заполняются застывшей нефтью. С учетом упругих свойств как самой нефти, так и трубопровода давление страгивания обычно бывает значительно ниже расчетного, полученного по уравнению (7.2-65).

Рассмотрим приведенные основные факторы, влияющие на давление страгивания нефтей, имеющих структурированную вязкость (Вершуур и др., 1971). Необходимо указать, что эти факторы в основном изучены только для условий сохранения постоянной температуры по оси трубопровода и что расчетные формулы получены для этих условий.

Если перекачка подогретой парафинистой нефти остановлена, нефть будет постепенно охлаждаться и могут образовываться трехмерные кристаллы парафина, обладающие значительной механической прочностью. Эти кристаллы совместно с нефтью образуют гель. Кристаллическая парафиновая решетка обладает хорошо выраженной проницаемостью. Жидкая фаза при относительно низких перепадах давления будет просачиваться через решетку, не разрушая ее. Такая фильтрация подчиняется закону Дарси: скорость фильтрации изменяется линейно в зависимости от изменения градиента давления. При незначительных объемах фильтрующейся жидкости кристаллическая решетка будет подвергаться небольшим упругим деформациям, ее структура изменится незначительно.

Если под влиянием каких-либо обстоятельств решетка будет разорвана, образуется гетерогенная дисперсная система, обладающая более

благоприятными условиями для перекачки, чем застывшая нефть с сохранившейся кристаллической решеткой. В этом случае для страгивания всей системы, заполняющей трубопровод, требуется создать значительно меньший перепад давления. Таким образом, для снижения давления страгивания необходимо добиться разрушения трехмерной решетки парафина. В дополнение к изменению отношения напряжения сдвига к напряжению текучести разрушению структуры способствуют еще два важных обстоятельства: уменьшение удельного объема нефти за счет ее охлаждения и уменьшение упругостей нефти и трубы.

При усадке нефти разрывается на части первоначально непрерывный объем нефти цилиндрической формы, заключенный в трубопроводе. В некоторых местах застывшая нефть отстанет от стенки трубы, а концы нефтяных пробок, образовавшиеся в результате усадки, могут разойтись. При усадке нефти может произойти разрушение парафиновой структуры. Условия охлаждения определенным образом влияют на образование трещин и степень непрерывности системы. Характерно, что охлаждение начинается со стенки трубы, а в этой зоне нефть начинает застывать. Около же оси трубы нефть может оставаться текучей, в результате чего она заполнит все щели, образовавшиеся при ее усадке.

Рассмотрим модель трубопровода, показанного на рис. 7.2-18. В трубе 1 остановлен поток, в результате чего нефть остывает. С момента начала охлаждения задвижка 2 закрыта, а задвижка в направлении к резервуару 3 открыта. Поэтому при охлаждении нефть из резервуара может поступать в трубопровод. Скорость продольного перемещения из-за усадки при охлаждении нефти составит

$$v = \beta_{\tau} l \frac{dT}{dt}, \quad (7.2-66)$$

где β_{τ} — коэффициент термического сжатия; l — расстояние до закрытой задвижки; dT/dt — скорость охлаждения нефти.

Принимаем скорость фильтрации жидкой нефти через парафиновую решетку по закону Дарси, тогда перепад давления

$$\frac{dp}{dl} = v \frac{\mu}{k}, \quad (7.2-67)$$

где k — проницаемость парафиновой решетки; μ — динамическая вязкость жидкой фазы. Зависимость мгновенного градиента давления от напряжения сдвига вдоль стенки трубы по уравнению (1.3-14) описывается следующим соотношением:

$$\frac{dp}{dl} = \frac{4\tau_{ct}}{d_b}. \quad (7.2-68)$$

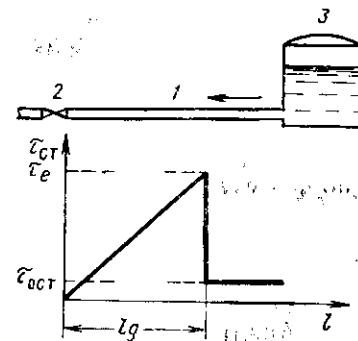


Рис. 7.2-18. Модель трубопровода с резервуаром (Вершур и др., 1971)

Отсюда напряжение сдвига вдоль стенки трубы

$$\tau_{ct} = \frac{Id_B}{4} \frac{dT}{dt} \beta_t \frac{\mu}{k}.$$

Напряжение сдвига вдоль стенки трубы затем будет увеличиваться в обратном направлении от закрытой задвижки до тех пор, пока оно не будет равно пределу текучести ($\tau_{ct} = \tau_e$). Как только оно достигнет этого значения, гелеобразная структура разрушится и часть трубопровода заполнится гетерогениодисперсной суспензией, характеризующейся низким остаточным напряжением сдвига τ_{ost} . Протяженность трубопровода, заполненного застывшей нефтяной пробкой, можно определить по формуле

$$l_g = \frac{4}{d_B \frac{dT}{dt}} \frac{k \tau_e}{\beta_t \mu}. \quad (7.2-69)$$

Анализируя лабораторные данные, k можно определить по уравнению (7.2-67), а τ_e — по уравнению (7.2-68). При лабораторных испытаниях гелеобразная структура при быстром охлаждении в трубках легко разрушается. Известная осторожность должна быть проявлена при определении значений постоянных величин уравнений.

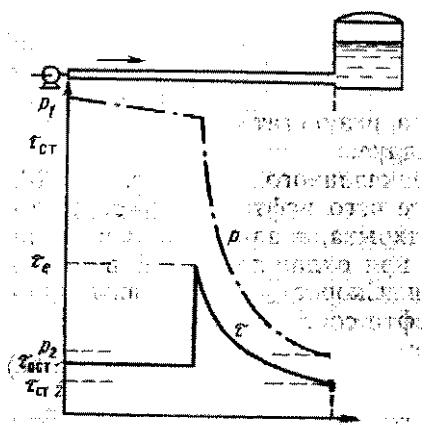


Рис. 7.2-19. Модель трубопровода.
(Вершуур и др., 1971)

чем короче участок застывшей в трубопроводе, тем лучше. В этом случае не следует закачивать в трубопровод дополнительный объем нефти.

Упругие свойства трубы и заполняющей ее нефти являются еще одним фактором, влияющим на давление страгивания. В результате упругих свойств замещение и деформация застывшей нефти будет возвращать с повышением давления. Если возьмем модель, представленную на рис. 7.2-19, в которой давление на конце трубы равно гидростатическому давлению столба жидкости у днища резервуара, напряжение сдвига у стенки трубы и давление по длине трубопровода будут иметь

значения, показанные на рисунке. Застывшая в трубопроводе пробка по мере закачки нефти в трубу будет деформироваться. При этом длина перемещения составит

$$z_g = \frac{\tau_{ct} d_b}{E_g}, \quad (7.2-70)$$

где E_g — модуль упругости геля. Это уравнение справедливо до тех пор, пока напряжение сдвига вдоль стенки трубы не достигнет значения предела текучести τ_t . Соответствующее перемещение будет равно критическому z_{kp} . В этом случае

$$\frac{1}{E_g} = \frac{z_{kp}}{\tau_t d_b} = \frac{\varepsilon_{kp}}{\tau_t}, \quad (7.2-71)$$

где ε_{kp} — критическая деформация, отнесенная к внутреннему диаметру трубы ($\varepsilon_{kp} = z_{kp}/d_b$).

Из вышеприведенных соображений, если $\tau_{ct}/\tau_e \leq 1$,

$$z_g = \frac{\varepsilon_{kp}}{\tau_t} d_b \tau_{ct}. \quad (7.2-72)$$

Значения z_{kp} и τ_e определяются в лаборатории на U-образных трубках. Эффективная сжимаемость системы, учитывающая упругость трубопровода и сжимаемость геля, характеризуется коэффициентом c . Относительная деформация из-за давления p составит

$$\frac{dz_g}{dt} = pc. \quad (7.2-73)$$

Градиент давления определяется по уравнению (7.2-68). Из уравнений (7.2-68), (7.2-72) и (7.2-73)

$$\frac{d^2p}{dl^2} - \frac{4\tau_e c}{\varepsilon_{kp} d_b^2} p = 0. \quad (7.2-74)$$

В конце трубопровода $p = p_2$, $\tau_{ct} = \tau_{ct2}$ и $l = 0$, тогда уравнение (7.2-74) можно решить относительно длины участка трубы $l = l_g$, в которой нефть остается застывшей:

$$l_g = \frac{1}{2} d_b \sqrt{\frac{\varepsilon_{kp}}{c \tau_e}} \ln \left[\frac{\tau_e + \sqrt{\tau_e^2 - \tau_{ct2}^2 + \left(\frac{p_2}{2} \sqrt{\frac{\tau_e c}{\varepsilon_g}} \right)^2}}{\frac{p_2}{2} \sqrt{\frac{\tau_e c}{\varepsilon_g}} + \tau_{ct2}} \right]. \quad (7.2-75)$$

Из этого уравнения видно, что при минимальном значении τ_{ct2} участок трубопровода, заполненный застывшей нефтью, будет наибольшим. Давление в конце трубопровода будет близко атмосферному. Поэтому с целью уменьшения l_g давление в конце трубопровода должно быть равным давлению страгивания застывшей нефти. Кроме того, рекомендуется закачка нефти в концевой участок трубопровода. По уравнению (7.2-75) можно правильно определить длину участка застывшей нефти только в том случае, если заполняющая трубу нефть не имеет каверн. В этом случае коэффициент сжимаемости нефти приблизительно равен $7,5 \cdot 10^{-10}$ Па⁻¹. Эффективный коэффициент сжимае-

мости возрастает намного, если каверны заполняются газом, высвободившимся из нефти. При объеме каверн, равном 2%, коэффициент сжимаемости может возрасти до 250. В результате этого значительно уменьшается длина застывшей пробки. Это подтверждает, что требуется меньший объем дополнительно закачиваемой нефти при охлаждении трубопровода.

Отметим, что параметры застывшей нефти, влияющие на пуск трубопровода, в значительной степени зависят от механической и термической предыстории образования геля. Кроме того, температура геля, как правило, не бывает постоянной по длине трубопровода (она будет снижаться, как было показано в предыдущем разделе). Однако до сих пор еще мало известно о количественных воздействиях этих факторов.

7.2.8. ТРУБОПРОВОДЫ ДЛЯ ТРАНСПОРТИРОВАНИЯ ГОРЯЧЕЙ НЕФТИ

Для снижения перепада давления нефть подогревают. Подогрев нефти может быть местным или по всей длине трубопровода. При местном нагреве нефть нагревается перед закачкой в нефтепровод или в перекачивающих насосных станциях. По мере удаления от подогревателя температура будет снижаться даже при установленном тепловом режиме. Подогрев по всей длине трубопровода обычно осуществляется на трубопроводах небольшой протяженности. Для трубопроводов значительной протяженности обычно применяют местный нагрев нефти.

На рис. 7.2-20 показана одна из возможных схем нагрева. Нефть в резервуаре 1 нагревается при помощи змеевиков до температуры $T_{1\circ}$, которая ниже температуры T_1 , необходимой для страгивания нефти, но достаточной для поступления нефти на прием насоса 3. Последний подает нефть в теплообменник 4 и далее в трубопровод 6. За счет нагрева в теплообменнике 4 нефть подогреется до температуры T_1 . Котел 5 служит для выработки пара, который поступает в паровую обвязку резервуаров и теплообменник 4. В конце трубопровода нефть поступает в резервуар 7. Здесь же при помощи насоса 3 из резервуара 2 подкачивается легкая нефть для улучшения отделения газа из высоковязкой нефти. При остановке трубопровода последний заполняется незастывающей нефтью. Запуск трубопровода осуществляется подогретой легкой нефтью, поступающей из резервуара 2 и подогреваемой перед подачей в трубопровод. При перерывах в перекачке высоковязкой нефти легкая нефть перекачивается насосом по трубопроводу 6 в резервуар 2.

Перерывы в перекачке нефти сильно влияют на экономические показатели транспортирования горячей нефти. Причин перерыва перекачки может быть несколько. При проектировании таких трубопроводов необходимо учитывать ожидаемые объемы их загрузки. Обычно часто перекачка нефти по трубопроводу уже начинается, хотя месторождение еще полностью не разрабатывается. В таком случае объем добычи нефти меньше максимального. Рассмотрим случай влияния снижения пропускной способности трубопровода на перепад давления (см. рис. 7.2-16). Например, по кривой для трубопровода длиной 24,1 км видно, что при пропускной способности 150—350 т/ч давление на выки-

де насоса остается почти без изменения. Для трубопровода длиной 32,2 км, наоборот, при перекачке 150 т/ч нефти требуется давление в два раза меньшее, чем при перекачке 350 т/ч нефти. Если максимально допустимое рабочее давление трубопровода при расходе 150 т/ч ожидается меньше 8,8 МПа, тогда непрерывную перекачку нефти невозможно осуществить. Более высокая пропускная способность трубопро-

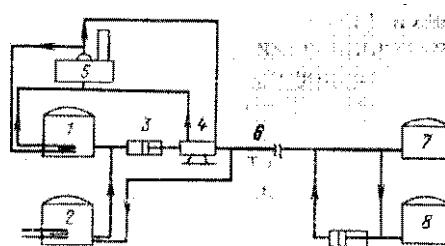


Рис. 7.2-20. Система транспортирования нефти с местным нагревом

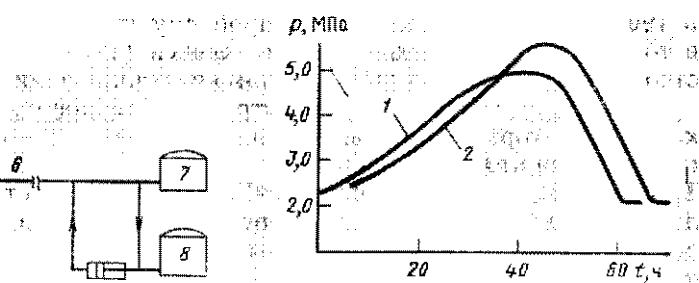


Рис. 7.2-21. Зависимость давления страгивания нефти от времени (Эллс и Браун, 1971)

вода при пониженном перепаде давления может быть обеспечена только периодической откачкой нефти.

Необходимо предусмотреть меры, позволяющие с минимальными затратами запустить трубопровод после непредвиденных остановок или повреждений. Из семейства кривых, приведенных на рис. 7.2-15, легко определить, что при любых перерывах в перекачке нефти требуемое давление для запуска трубопровода тем меньше, чем быстрее вязкая нефть в трубопроводе замещается легкой нефтью. По рис. 7.2-21 видно, как для данного случая изменяется давление во времени, если замещение легкой нефтью началось немедленно после остановки трубопровода (кривая 1) и с опозданием на 6 ч (кривая 2).

Выбор оборудования и процесс перекачки нефти с местным нагревом должны быть запроектированы так, чтобы затраты на перекачку данного объема нефти по данному трубопроводу были по возможности минимальными. Число технически приемлемых вариантов настолько велико, что до настоящего времени не разработана необходимая теория, которая позволяла бы учитывать все факторы, влияющие на выбор оптимального решения. Однако существуют отдельные методики, позволяющие оптимизировать отдельные параметры. Например, Тугунов (1968 г.) обосновал условия нанесения теплоизоляции на трубопровод. Им были заданы: температуры потока в начале трубопровода, его длина и диаметр. Предполагалось также, что нефть относится к ньютоновским жидкостям. Кроме того, учитывались: материал теплоизоляции, а также число промежуточных станций подогрева.

Вестфалем в (1952 г.) приведены экономические сопоставления работы трубопроводов данного диаметра как теплоизолированных, так и без теплоизоляции при различных пропускных способностях. Он считает, что для рассмотренного им случая при сравнительно низких про-

пускных способностях незаизолированный трубопровод более экономичен и наоборот.

Яблонский разработал методику для определения оптимальной температуры нефти при запуске трубопровода. Под $T_{\text{опт}}$ понимается та температура, при которой общая стоимость на подогрев и перекачку нефти минимальна. По этой методике Яблонский допускает, что коэффициент теплопередачи K вдоль трубопровода остается постоянным. Абрамсон в 1968 г. решил ту же самую проблему при перемещении значений K , в то время как Мурадов и Маметкичев (1970 г.) рассчитали количество тепла, высвобождаемого при кристаллизации парафинов.

В качестве примера рассмотрим нефтепровод, по которому перекачивается горячая нефть. Данный трубопровод — один из крупных и построен фирмой Гетти Ойл Ко (О'Доннел, 1968; Гриффит, 1962 г.). Трубопровод протяженностью 280 км имеет диаметр 500 мм, незаизолирован, заглублен. По нему перекачивается около 26 тыс. м³ в сутки нефти. В промежуточных насосных станциях установлены только печи, насосы и вспомогательное оборудование. Общая мощность установленных насосов составляет 9,3 МВт; общая тепловая мощность печей 59 МВт.

На трубопроводе применена система контроля и управления Мотарола, которая способна производить 250 измерений и определять состояние параметров через каждые 15 с. Система контроля и управления позволяет: корректировать температуру подаваемой нефти; управлять по программе и записывать объемы перекачиваемой нефти; открывать и закрывать задвижки при прохождении скребка на промежуточных станциях; при запуске трубопровода по программе управлять работой винтовых насосов; приводить в действие предохранительное оборудование и др. На рис. 7.2-22 показана схема обвязки оборудования на станции Коалинга, а на рис. 7.2-23 — схема обвязки насосов и печей (О'Доннел, 1968).

Нагрев нефти по всей длине трубопровода может осуществляться при помощи горячей воды, пара или электроэнергии. В первых двух случаях теплоноситель прокачивается по параллельно проложенному трубопроводу. Трубы для теплоносителя и нефти могут располагаться коаксиально (рис. 7.2-24, а, б) или параллельно к основной трубе с наружной стороны (в, г). В схеме а температура стенки наружной трубы ниже, соответственно меньше потери тепла, но по нефтяной трубе нельзя пропускать скребки. Если труба с теплоносителем выполнена некоаксиально (в, г), то передача тепла к основной трубе происходит хуже, но для данного перепада давления диаметр нефтяной трубы можно принять меньшего размера. Трубы-теплоспутники, как правило, применяются на коротких участках трубопроводов (протяженностью менее 1 км).

Для выбора числа и диаметра теплоспутников можно воспользоваться таблицей 7.2-3 (Пектимиров, 1951). Современные методы теплоизоляции параллельно проложенных теплоспутников описаны Айхбергом (1970 г.). В случае применения горячей воды требуется для нефтяной трубы диаметром 76 мм проложить две параллельные трубы диаметрами по 38 мм. В качестве изоляционного материала обычно применяется полиуретан.

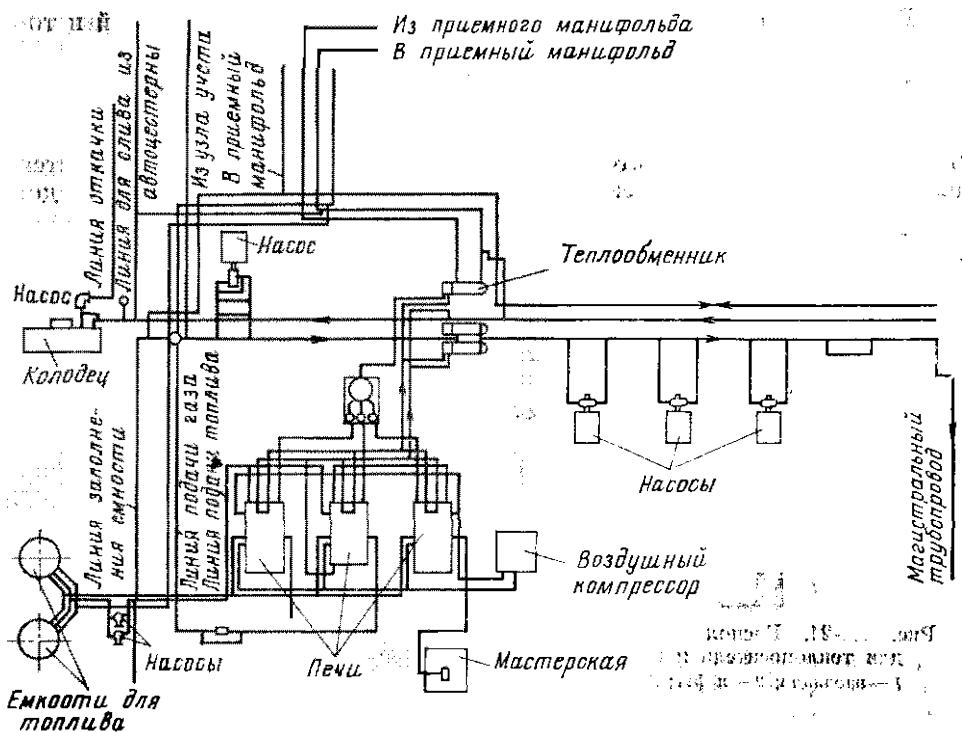


Рис. 7.2-22. Схема обвязки оборудования на станции Коалинга (О'Доннел, 1968)

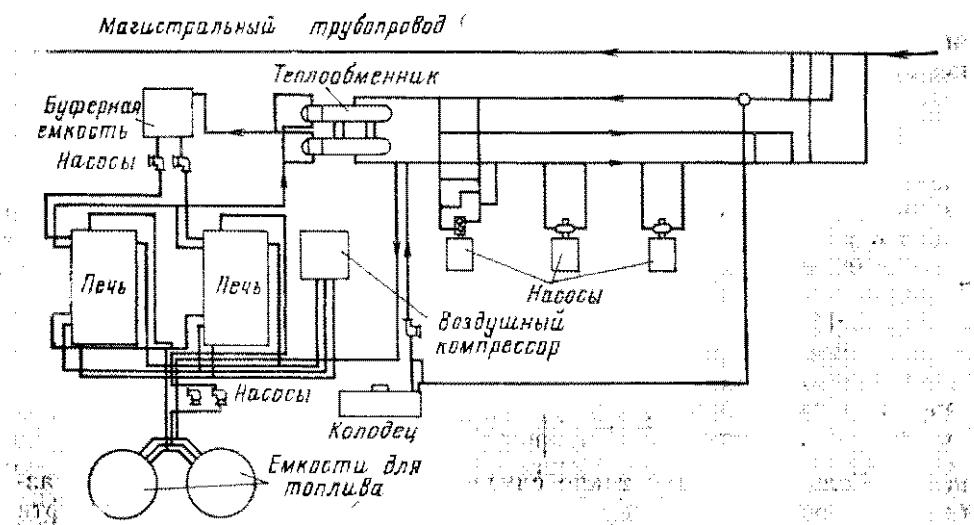


Рис. 7.2-23. Схема обвязки насосов и печей (по О'Доннелу, 1968)

В Японии разработан способ перекачки высоковязких нефтей и топочных мазутов по трубопроводам с подогревом при помощи электроэнергии. В этой разработке, названной СЕКТ, одна или две трубы диаметрами 12,7—38 мм закрепляются с наружной стороны подогреваемой трубы. В этих трубах укладывается электрический кабель. Частично ток проходит по стенке подогреваемой трубы (осуществляется непосредственный подогрев), при этом плотность теплового потока до-

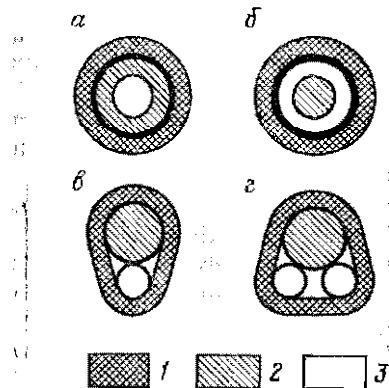


Рис. 7.2-24. Расположение труб для теплоносителя и нефти:
1 — изоляция; 2 — нефть; 3 — пар

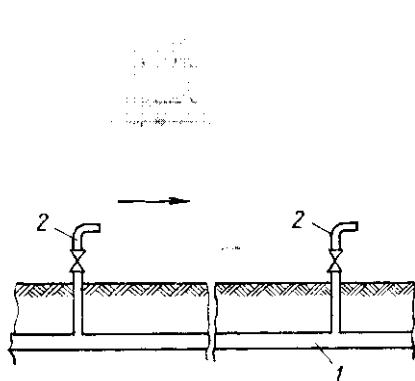


Рис. 7.2-25. Обвязка для разрушения застывшей нефти в трубопроводе
Силаш, 1966)

стигает 15—16 Вт/м². Вероятно, по такой изолированной трубе экономична периодическая в течение суток перекачка при нагреве продукта ниже 50 °С.

На случай продолжительных аварий при местном подогреве, когда ни один из описанных способов для разрушения структуры застывшей нефти не действен, должны быть предусмотрены меры для удаления

Таблица 7.2-3

Приемлемые диаметры нефтепроводов
и пароспутников
(по Пектимирову, 1951 г.)

Диаметр нефтепровода, мм	Пароспутник	
	число	диаметр, мм
50,8—76,2	1	12,7
101,6—127	1	19,0
152,4	1	19,0—25,4
203,2	2	19,0

нефти. Если ожидаются такие случаи, трубопровод должен быть разбит на короткие участки и разрушение структуры застывшей нефти должно осуществляться по отдельным его участкам с использованием сравнительно маломощных блочных насосов. В качестве последнего

средства при запуске трубопроводов небольшого диаметра может быть применен следующий способ. В трубопроводе 1 (рис. 7.2-25) предусмотрены отводы 2 для продувки. Расстояние между этими отводами должно равняться самой максимально возможной длине пробки застывшей нефти, которую можно разрушить при создании максимально допустимого давления в трубопроводе. Застывшая нефть из каждой секции вытесняется через отводы путем закачки маловязкой нефти, воды или газа.

7.3. СРЕДСТВА ДЛЯ УЛУЧШЕНИЯ ТРАНСПОРТНЫХ ХАРАКТЕРИСТИК НЕФТЕЙ

7.3.1. ТЕРМООБРАБОТКА

В разделе 1.3.1 рассматривался характер движения тиксотропных псевдопластичных сырых нефтей. Установлено, что макроструктура затвердевших парафинов как функция скорости снижения температуры может изменяться в значительных пределах. Если нефть нагревается до температуры, достаточной, чтобы все парафины растворились, а затем медленно охлаждается, то будет образовываться множество мельчайших отдельных кристаллов парафина, которые не агрегируют и не образуют пространственной кристаллической решетки даже после длительного хранения при конечной температуре. Характеристика этой дисперсной системы может быть предпочтительней, чем характеристика сырой нефти, в которой парафин, затвердевший при медленном охлаждении, образовал соединенную трехмерную решетку. Термообработка развивает эти свойства кристаллизации парафина при улучшении свойств движущейся нефти. До проскитирования термообработки необходимо определить: лабораторными исследованиями температуру, при которой все парафины растворятся, наименьшую скорость охлаждения нефти, при которой улучшатся реологические свойства нефти; самую низкую конечную температуру, ниже которой охлаждение нефти практически не будет влиять на ее транспортные характеристики.

Кривая на рис. 7.3-1 указывает на важность правильного выбора температуры термообработки. Сырая нефть месторождения Алгио в южной части Венгрии с первоначальной температурой 20 °С была сначала нагрета до различных температур и затем охлаждена до 20 °С при постоянной скорости. В исследуемом случае жидкость имела наихудшие транспортные характеристики после нагрева до 50 °С. При дальнейшем увеличении температуры нагрева до 70 °С транспортные характеристики несколько улучшились, но не достигли характеристик первоначальной необработанной нефти. Оптимальный нагрев достигается при температуре между 80 и 85 °С. Объяснение этой ситуации состоит в том, что при нагревании растворяется часть, предварительно выпавшего парафина. Если в начале охлаждения имеются некоторые признаки парафинистой кристаллической решетки, то отдельные частицы парафина будут откладываться на ней, цементируя ее. При возврате к первоначальной температуре будет образовываться новая решетка, отличаю-

щаяся от первоначальной прочностью и сопротивлением сдвигу (Силаш, 1971).

Быстрое охлаждение нефти приведет к образованию небольших отдельных кристаллических гранул, так как времени для образования ядра кристаллизации недостаточно. В результате кристаллические агрегаты парафина не будут увеличиваться. В этом случае ядро адсорбирует смолистые компоненты, которые снижают сродство связей среди кристаллов парафина. Таким образом развивающиеся мельчайшие гранулы кристаллов в значительной степени могут стабилизироваться.

Скорость охлаждения обычно должна составлять 0,3—1,0 °C/c. Увеличение скорости не будет улучшать транспортные характеристики за некоторыми границами. Эти границы должны устанавливаться опытным путем. Слишком быстрая скорость охлаждения будет увеличивать стоимость обработки.

В соответствии с концепциями Миллея нефть охлаждается с высокой скоростью до температуры на несколько градусов выше температуры помутнения раствора. Ниже этой температуры скорость охлаждения нефти должна быть снижена.

Конечную температуру охлаждения нефти следует выбирать такой, чтобы большинство парафинов в нефти находилось в твердом состоянии. В противном случае, если в растворе после его обработки останется значительное количество парафина, он будет откладываться при медленном охлаждении на стенках емкостей или трубопровода. В результате этого ухудшаются транспортные характеристики нефти.

Рис. 7.3-1. Влияние начальной температуры термообработки на сопротивление сдвигу нефти (Силаш, 1971)

случае, если в растворе после его обработки останется значительное количество парафина, он будет откладываться при медленном охлаждении на стенках емкостей или трубопровода. В результате этого ухудшаются транспортные характеристики нефти.

Транспортные характеристики нефти после термообработки зависят от свойств исходной нефти. Если сырья нефть высокопарафинистая и содержит мало светлых фракций, можно ожидать хорошие результаты. Например, после обычной термообработки нефти упомянутого ранее месторождения Алгно эффект получают тот же, что и при добавлении к ней 10% газолина. С другой стороны, после добавления 10% газолина применение термообработки нефти не улучшает ее транспортные характеристики.

В таблице 7.3-1 приведены характеристики различных нефти Советского Союза в зависимости от различных начальных температур термообработки.

Впервые термообработку нефти применили в Индии на нефтях месторождений Нахоркатия и Морап. Нефть месторождения Нахоркатия, имеющая температуру застывания в пределах 29—34 °C и содержащая

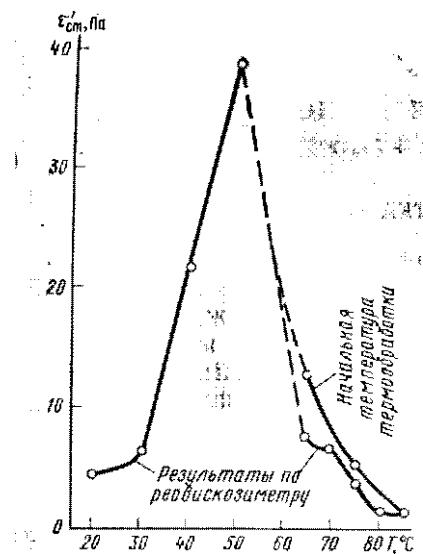


Рис. 7.3-1. Влияние начальной температуры термообработки на сопротивление сдвигу нефти (Силаш, 1971)

случае, если в растворе после его обработки останется значительное количество парафина, он будет откладываться при медленном охлаждении на стенках емкостей или трубопровода. В результате этого ухудшаются транспортные характеристики нефти.

Транспортные характеристики нефти после термообработки зависят от свойств исходной нефти. Если сырья нефть высокопарафинистая и содержит мало светлых фракций, можно ожидать хорошие результаты. Например, после обычной термообработки нефти упомянутого ранее месторождения Алгно эффект получают тот же, что и при добавлении к ней 10% газолина. С другой стороны, после добавления 10% газолина применение термообработки нефти не улучшает ее транспортные характеристики.

В таблице 7.3-1 приведены характеристики различных нефти Советского Союза в зависимости от различных начальных температур термообработки.

Впервые термообработку нефти применили в Индии на нефтях месторождений Нахоркатия и Морап. Нефть месторождения Нахоркатия, имеющая температуру застывания в пределах 29—34 °C и содержащая

15,4% парафина, транспортируется по 400-мм трубопроводу длиной 402 км на нефтеперерабатывающий завод, где часть ее перерабатывается; остаток нефти транспортируется по 350-мм трубопроводу к другому нефтеперерабатывающему заводу, расположенному на расстоянии 765 км от первого. Первая часть трубопровода проектировалась для пропускной способности в 2,75 млн. т/год, вторая для — 2,0 млн. т/год.

Таблица 7.3-1

**Эффективность термообработки нефтей месторождений Советского Союза
(по Михалкову и Восриковой 1967 г.)**

Месторождение	Нагрев до температуры °C	Вязкость 10³ Па·с при			Температура застывания, °C	Температура при которой достигается
		0 °C	10 °C	20 °C		
Нефтяные Камни	X	—	124	34	19	>20
	70	—	178	46	>23	>20
	80	—	180	39	23	>20
	90	—	58	15	12	>20
	98	—	31	14	0	>20
Жирновское	X	53	28	16	—1	17
	25	70	32	16	?	?
	30	51	31	16	?	?
	35	41	25	16	—17	0
	40	40	24	16	—17	0
Коробковское	90	40	26	17	—17	0
	X	11	6	?	—21	0
	40	12	6	?	—15	?
	50	9	5	?	—21	0
	70	8	5	?	—21	0
Г	80	7	5	?	—21	0

Примечание. X — без нагрева; — не замерялось; ? — нет сведений.

Самая низкая температура почвы на глубине 1,2—1,8 составила 18°C. Термообработка необходима в период между октябрем и апрелем. Обычно при 18°C и скорости сдвига 13 с⁻¹ кажущаяся вязкость составляет 0,6 Па·с для необработанной нефти и 0,1 Па·с для обработанной нефти.

Станция тепловой обработки нефти в Нахоркатия показана на рис. 7.3-2. Сырая нефть нагревается в теплообменниках, работающих на газу, до температуры 90—95°C. Последующее охлаждение до температуры 65°C осуществляется в теплообменнике, в котором используется сырья нефть (которая должна нагреваться) в качестве хладоагента. На следующем этапе нефть в статическом состоянии охлаждается водой до 18°C. Каждая из 36 реакторных емкостей представляет собой вертикальную цилиндрическую емкость высотой 6,1 м и 9,2 м в диаметре; каждая емкость содержит 127 охлаждающих труб диаметрами 25 мм. Холодная вода течет по трубам, а сырья нефть занимает пространство между ними. Стационарное охлаждение применяется на следующих этапах. Пустая емкость заполняется сырой нефтью, которая охлаждается со скоростью 0,6 °C/с при циркуляции холодной воды. После ох-

лаждения до 18 °С нефть перекачивается в емкость для хранения, а трубы используются для циркуляции в них горячей воды, которая снова поднимает температуру в емкости до 65 °С. В результате этого выпавший парафин расплывается, после чего емкость может заполняться другой порцией нефти. Такие нагревания и охлаждения нефти осущес-

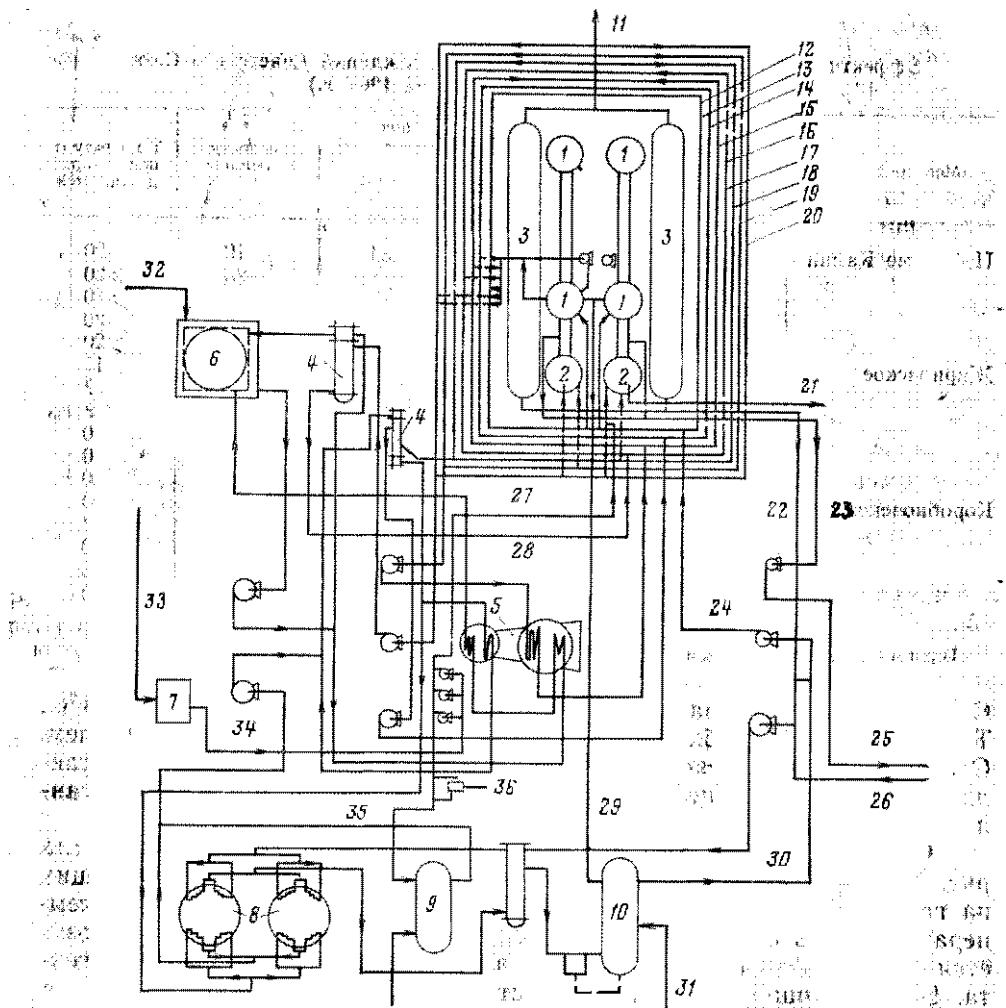


Рис. 7.3.2. Станция термообработки нефти на месторождении Нахоркат:

1 — реактор; 2 — буферная емкость; 3 — емкость кондиционированной нефти; 4 — теплообменник; 5 — холодильник; 6, 28 — охлаждающая вода; 7 — емкость свежей воды; 8 — нагреватель; 9 — пар; 10 — уравнительный резервуар; 11 — кондиционная нефть во вспомогательный резервуар; 12 — питательные трубопроводы; 13, 30 — сырья нефти; 14, 20 — горячая вода низкого давления; 15, 19 — охлажденная вода; 16, 18 — промежуточная вода; 17 — возвратные трубопроводы от реакторов; 21 — сливная труба; 22 — рециркуляция нефти; 23 — нефть к хранилищу; 24 — нефть в реактор; 25 — трубопровод к хранилищу; 26 — сырья нефть из хранилища; 27, 32, 35 — чистая вода; 29 — сливная труба в уравнительный резервуар; 31 — газ; 33 — фильтр исчерченной воды; 34 — горячая вода высокого давления; 36 — ввод химикалиев

ствляются за пять циклов. 1. Нагрев газом горячей воды высокого давления до 145°C и выдержка под достаточным давлением ниже температуры начала кипения, осуществляемые для нагрева горячей воды низкого давления и регенерации хладоагента абсорбционного холодильника концентрированного бромистого лития. 2. Горячая вода низкого давления используется для нагрева реакторных емкостей до 65 °C после охлаждения каждой ванны. 3. «Промежуточная» вода используется для охлаждения нефти на первой фазе. Температура сохраняется на уровне 30 °C путем охлаждения воды в градирне. 4. Холодная вода используется для охлаждения сырой нефти до температуры 18 °C в реакторной емкости. 5. Охлаждающая вода используется для охлаждения «промежуточной» воды.

324 задвижки, смонтированные на установке, контролируются электрическим таймером. Водяные схемы контролируются программным контроллером, который в свою очередь реагирует на необходимые температуры.

7.3.2. ДОБАВКА РАСТВОРИТЕЛЕЙ

При смешивании сырых нефтей или при добавлении в них относительно низкомолекулярных продуктов, отличающихся по транспортным характеристикам, получают смесь с другими реологическими свойствами. Таким образом, можно улучшить транспортные характеристики высокопарафинистых, высоковязких застывающих сырых нефтей (добав-

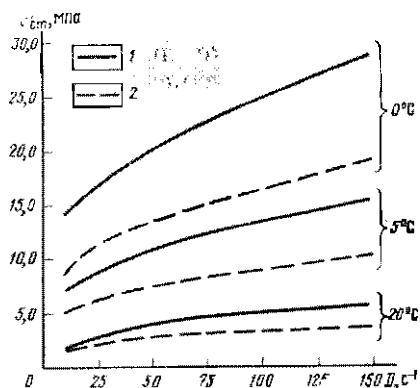


Рис. 7.3-3. Кривые установившегося течения нефти месторождения Алгио, необработанной (1) и разбавленной 10% газолина (2)

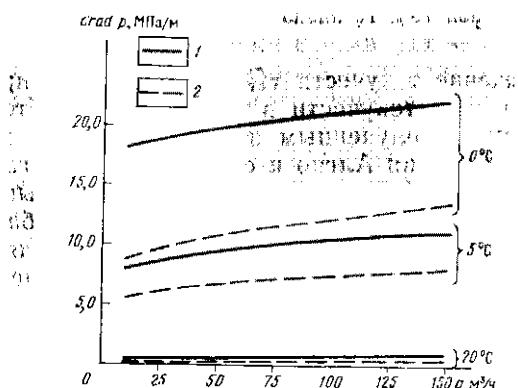


Рис. 7.3-4. Изменение градиента давления от расхода при установившемся течении нефти месторождения Алгио, необработанной (1) и разбавленной 10% газолина (2)

лением маловязких нефтей или газолина, керосина, дизельного топлива).

Предпринимались попытки предсказать свойства смесей, исходя из свойств компонентов. До сих пор не изучены законы развития этих процессов, но важные исследования были проведены с целью определения эмпирических зависимостей (Алиев и др., 1969).

Точный метод определения влияния растворителя на режим установившегося течения при транспортировании нефти состоит в том, чтобы регистрировать кривые движения жидкости и смеси при различных температурах и рассчитать по методу, рассмотренному в разделе 1.3.5, градиенты давления в зависимости от пропускной способности трубопроводов при различных температурах во время перекачки жидкостей.

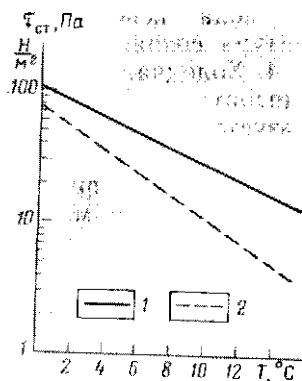


Рис. 7.3-5. Изменение напряжения текучести нефти месторождения Алгио, необработанной (1) и разбавленной 10% газолина (2)

На рис. 7.3-3 приведены кривые установившегося движения жидкости для трех температур нефти месторождения Алгио, определенных с помощью ротационного вискозиметра в отделе технологий добычи нефти Университета тяжелой промышленности (Венгрия). Используя метод, описанный в параграфе 1.3.5, были определены градиенты давления, которые ожидаются в 12-м трубопроводе. Изменение градиента давления в зависимости от расхода показано на рис. 7.3-4. Ясно, что обе сырье нефти и смесь проявляют псевдопластичные свойства. При добавлении газолина снижается падение давления потока. Снижение будет тем больше, чем сильнее охлаждается движущаяся нефть. Исследования показывают, что улучшение, вызываемое растворителем, должно быть тем больше, чем выше структурная вязкость нефти.

Растворитель будет также снижать напряжение текучести τ'_s . На рис. 7.3-5 приведен график изменения напряжения текучести в зависимости от температуры, построенный по данным, полученным на модели трубы для необработанной нефти месторождения Алгио и с добавкой 10% газолина. Вследствие погрешностей метода измерения не могут быть выведены более общие зависимости.

Транспортирование нефти с добавкой растворителей будет экономичнее, если в качестве растворителя используется сырье для переработки (сырой газолин, маловязкая нефть). В этом случае сырье может

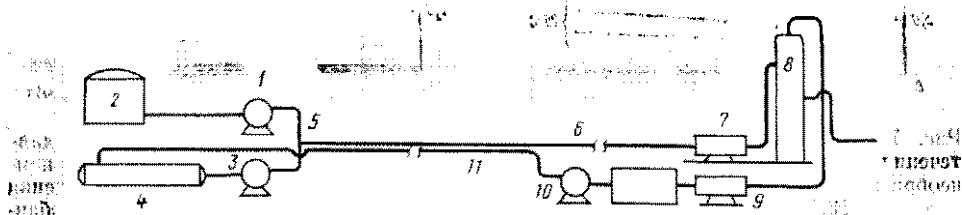


Рис. 7.3-6. Схема транспортирования разбавленной нефти

перерабатываться после доставки на нефтеперегонный завод. Стоимость будет выше, если применяется специальный растворитель, выпариваемый из нефти после доставки к месту назначения. После этого растворитель можно использовать повторно. Схематическая диаграмма системы транспортирования нефти такого типа показана на рис. 7.3-6 (Си-

лаш, 1966). Насос 1 забирает высоковязкую нефть из хранилища 2, а насос 3 — растворитель из горизонтальной емкости 4. С помощью двух насосов нагнетаются две жидкости в предварительно рассчитанной пропорции через горловину 5 в трубопровод 6. Затем смешанная жидкость нагревается на конце трубопровода в теплообменнике 7, а растворитель выпаривается в колонне 8. Выпаренная фракция охлаждается и сжижается в теплообменнике 9. Насосом 10 по трубопроводу 11 растворитель возвращается в емкость 4. Смешивающиеся части сырой нефти и растворителя должны подбираться с учетом температуры земли на глубине заложения трубопровода.

7.3.3. ОБРАБОТКА ХИМРЕАГЕНТАМИ

Транспортные характеристики нефти можно улучшить добавлением некоторых химикалиев в сырую нефть. Рассматриваемые химикалии относятся к двум различным группам. Первая включает соединения, которые проникают в парафин и изменяют парафиновую кристаллическую решетку во время охлаждения нефти. Соединения второй группы образуют в нефти сольваты, ориентируемые в направлении, параллельном направлению потока. В таком случае не происходит радиального перемещения частиц жидкости в турбулентном потоке, что снижает потери энергии, вызываемые импульсным обменом. Добавки, изменяющие кристаллическую решетку, включают так называемые Р-ингибиторы. Молекулы этого ингибитора прилипают к гранулам или нарушениям в кристаллах парафина, образованных во время охлаждения сырой нефти. В результате в большинстве случаев парафин формирует мельчайшие кристаллические гранулы, что вызвано снижением адгезии между частицами парафина и снижением тенденции формировать агрегаты (Прайс, 1971).

По Прайсу, Р-ингибиторы относятся к двум группам химических соединений, особенно к этиленсополимеру и высшим полимерам. Из упоминаемых в последнем главная цепь полимера состоит из боковых цепей нормальных парафинов. Оба типа соединений зацепляются этими боковыми цепями к кристаллической решетке парафина.

Из этих добавок испытаны хорошие известные под кодовым названием ECA 841 и ECA 5217 (Брод и др., 1971). ECA 841 представляет собой пасту, которая хорошо растворяется при комнатной температуре в ароматических растворителях, таких, как бензол и его гомологи. ECA 5217 — желеобразное или пастоподобное вещество; оно хорошо растворяется в тех же растворителях. Оба соединения, по-видимому, являются эфирами с присоединенными к ним цепями полимеров метакрилатного типа.

Эти соединения были исследованы в лабораторных и промышленных условиях. В табл. 7.3-2 (Брод и др., 1971) показано изменение характеристик смеси африканской и средневосточной нефтей в соотношении 4 : 1 после добавки 0,15% соединения ECA 5217. Свойства смеси не изменились даже после ее хранения в емкости в течение 25 дней.

Степень, до которой улучшаются транспортные характеристики этой добавкой, зависит от концентрации добавки в нефти и темпе-

туры. На графике 7.3-7 приведены суммарные результаты экспериментов, проведенных отделом технологий добычи нефти Университета тяжелой промышленности (Венгрия), при использовании в качестве добавки соединения ECA 841. Точки на графике отражают нефть месторождения Алгио при температуре 4°C и скорости сдвига $D = 32 \text{ с}^{-1}$. Видно, что напряжение сдвига при данной концентрации добавки ингибитора должно быть тем меньше, чем выше температура. Это объясняется сущностью механизма абсорбции. Добавка тем эффективнее, чем меньше выделенного парафина в нефти находится во время ввода ингибитора, следовательно, тем меньший размер структуры будет формироваться парафиновыми кристаллами. Разница в напряжении сдвига оказалась значительной — в пределах 40—50°C. Минимальное напряжение сдвига было почти идентичным в трех случаях. Это обеспечивалось добавкой 0,02% (по весу) ECA 841 при температурах 50 и 80°C, в то время как 0,05% требовалось добавить, чтобы получить тот же эффект при 40°C. Кривую движения оптимально обработанной нефти можно построить с использованием ротационного вискозиметра, когда известна оптимальная температура введения ингибитора.

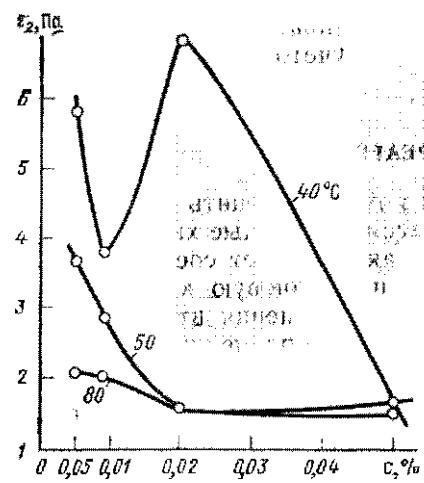


Рис. 7.3-7. Влияние Р-ингибитора ECA 841 на напряжение сдвига для нефти месторождения Алгио

Используя эти данные, можно рассчитать ожидаемые градиенты в трубопроводе (см. рис. 7.3-4 и 7.3-5).

В 1954 г. впервые было исследовано снижение скорости торможения потока в ньютоновских и неニュтоновских жидкостях под влиянием некоторых ингибиторов. Эксперименты показали, что более эффективное снижение этой скорости достигается при использовании лиофильных полимеров с длинными прямыми связями. В полярных жидкостях, например в воде, более эффективны молекулы, которые имеют полярные карбоксильные группы. К одному из таких соединений относится КМЦ (карбоксиметилцеллюлоза). В КМЦ макромолекулы образуют сольваты в жидкости, к которой они добавляются (Эллерин и др. 1966). В нефтедобываче ингибиторы, снижающие скорость торможения потока, добавляются в основном к жидкостям на водной основе, пагнетаемым в продуктивный пласт при гидравлическом разрыве пласта. Добавок такого типа для сырых нефтей и продуктов переработки нефтей до сих пор нет. Однако Лескарбоур и др. (1970 г.) установили, что лабораторные и промысловые испытания по снижению скорости торможения потока в легких нефтях и дизельном топливе уже проводились. Испытуемая добавка включала в себя углеводородный полимер высокой молекулярной массы под кодовым названием CDR и несколько вариантов полизобутилена, называемого Вистанекс. Установлено, что при данной

концентрации добавки ингибитора должно быть тем меньше, чем выше температура. Это объясняется сущностью механизма абсорбции. Добавка тем эффективнее, чем меньше выделенного парафина в нефти находится во время ввода ингибитора, следовательно, тем меньший размер структуры будет формироваться парафиновыми кристаллами. Разница в напряжении сдвига оказалась значительной — в пределах 40—50°C. Минимальное напряжение сдвига было почти идентичным в трех случаях. Это обеспечивалось добавкой 0,02% (по весу) ECA 841 при температурах 50 и 80°C, в то время как 0,05% требовалось добавить, чтобы получить тот же эффект при 40°C. Кривую движения оптимально обработанной нефти можно построить с использованием ротационного вискозиметра, когда известна оптимальная температура введения ингибитора.

концентрации эти добавки тем эффективнее, чем быстрее растворяются в обрабатываемых жидкостях. При использовании полимеров можно снизить скорость торможения в турбулентном потоке двумя путями. 1. В движущейся жидкости эластичные макромолекулы размещаются параллельно направлению потока и затрудняют радиальное движение частиц жидкости и адсорбцию и временно аккумулируют энергию, которая иначе будет рассеиваться импульсным обменом (Прут и др.,

Таблица 7.3-2

**Характеристика сырой нефти, необработанной
и с добавкой 0,15% соединения ЕСА 5217
(Брод и др., 1971)**

	Характеристика нефти при 4 °C	Нефть	
		необрабо- тная	сработан- ная
	Верхняя точка застывания нефти, °C	21	6
	Пластическая вязкость, Па·с	0,112	0,058
	Статическое напряжение сдвига, заме- ренное: реовискозиметром на модели трубы	32 35	0,43 1,0

1965). 2. Снижение скорости торможения потока происходит вследствие прилипания макромолекул к стенкам труб, в результате чего уменьшается относительная шероховатость труб (Уайт, 1964). Присутствие полимеров увеличивает кажущуюся вязкость транспортируемой жидкости и придает неニュтоновские характеристики даже ньютоновским жидкостям.

Ожидаемое падение давления в трубопроводе нельзя рассчитать на основе кривых изменения скорости торможения потока, построенных по данным, полученным с помощью ротационного вискозиметра. Это вызывается двумя факторами. Во-первых, ротационный вискозиметр не будет учитывать влияние шероховатости труб, во-вторых, согласно некоторым гипотезам (Элперн и др., 1966), течение в трубе может быть таким, что концентрация молекул полимера будет изменяться от оси трубы к стенке трубы. Лескарбоур и др. (1970 г.) предложили способ для расчета ожидаемого падения давления, справедливый только для испытанных жидкостей и добавок. Этот способ позволяет оценить степень снижения скорости торможения потока жидкости. Лабораторные эксперименты осуществлялись в 25-мм трубе длиной 13,7 м при скоростях течения жидкости от 0,6 до 4,9 м/с. Затем были проведены промысловые эксперименты на трубопроводах протяженностью 45 км ($d=8$ дм) и 51,5 км ($d=12$ дм). Было найдено, что снижение $\Delta p_{top}/\Delta p_{in}$, вызванное данной добавкой в данной жидкости, зависит от концентрации этой добавки C_{top} , названной CDR, скорости течения v и диаметра трубопровода d . На основе опытов (и примерно для

всех диаметров труб в пределах 4—16 дм) получили

$$\frac{\Delta p_{\text{топ}}}{\Delta p_n} = \frac{2,19v - 1}{\frac{C_{\text{топ}} v}{0,32C_{\text{топ}} - 30,9} + \frac{1000}{76,6 + 0,098C_{\text{топ}}}}, \quad (7.3-1)$$

где $C_{\text{топ}}$ — концентрация добавки, $10^{-6} \text{ м}^3/\text{м}^3$.

Пример 7.3-1. Найти снижение $\Delta p_{\text{топ}}/\Delta p_n$ в легкой нефти, двигающейся со скоростью 2,3 м/с, с добавкой СДР в пропорции 1000 частей на миллион.

По уравнению (7.3-1)

$$\frac{\Delta p_{\text{топ}}}{\Delta p_n} = \frac{2,19 \cdot 2,3 - 1}{\frac{1000 \cdot 2,3}{0,32 \cdot 1000 - 30,9} + \frac{1000}{76,6 + 0,098 \cdot 1000}} = 0,30,$$

т. е. снижение скорости торможения потока, вызванное добавкой, составляет 30%.

По уравнению (7.3-1) видно, что снижение торможения увеличивается с увеличением скорости потока. Максимально ожидаемое увеличение скорости потока на практике составляет 50—60%. При выборе соответствующей добавки следует учитывать прочность полимера, которая должна быть достаточной, чтобы молекулы его не деградировались от ударов в двигающейся жидкости. Эффективность снижения скорости торможения потока жидкости уменьшается по мере деградации молекул полимера.

7.3.4. ТРАНСПОРТИРОВАНИЕ НЕФТИ И ВОДЫ

Довольно большое количество публикаций, начиная с 1950 г., содержит теоретические соображения и экспериментальные данные, относящиеся к совместному транспортированию нефти и воды по одному трубопроводу. Из этих публикаций можно сделать вывод, что если во время движения в трубопроводе с трубой контактирует в основном вода, а не нефть (нефть сохраняется заключенной в водяную оболочку), то торможение потоку и требуемое усилие для продвижения жидкости могут быть значительно меньше, даже если пропускная способность трубопровода увеличится за счет добавления воды. График на рис. 7.3-8, построенный по экспериментальным данным Чарльза, показывает изменение давления, необходимого только для перекачки нефти, отнесенное к давлению, требуемому для нефтеводяной смеси в зависимости от содержания в ней воды (Силапп, 1966). Видно, что давление снижается до 9 единиц при содержании воды, равном 0,3—0,4.

Эта идея не была развита вследствие того, что две фазы, двигающиеся вместе, имеют тенденцию формировать нестабильную структуру потока, особенно в трубопроводах, глубоко расположенных в земле.

В последние несколько лет совместное транспортирование воды и нефти предпринималось различными путями; например, в форме эмульсии нефть в воде, приготовленной путем добавки поверхностно-активных веществ к воде. Вязкость эмульсии этого типа не зависит от вязкости нефти. Лабораторные испытания Роза и Марсдена (1970 г.)

показали, что вязкость эмульсии хорошо описывается формулой Ричардсона

$$\mu_{\text{в.в}} = \mu_{\text{в}} \exp \left(a \frac{q_{\text{в}}}{q_{\text{н.в}}} \right), \quad (7.3-2)$$

где a — постоянная величина.

В исследуемых случаях вязкость эмульсии была много ниже, чем вязкость нефти. При $q_{\text{в}}/q_{\text{н.в}} = 0,5$ торможение потока в эмульсии составило $1/9$ торможения чистой нефти.

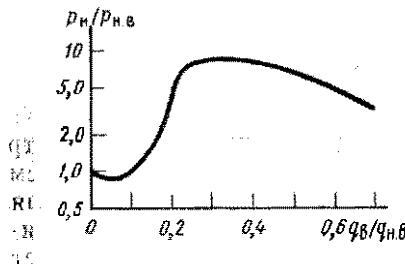


Рис. 7.3-8. Изменение давления, необходимого для перекачки чистой нефти в зависимости от содержания воды

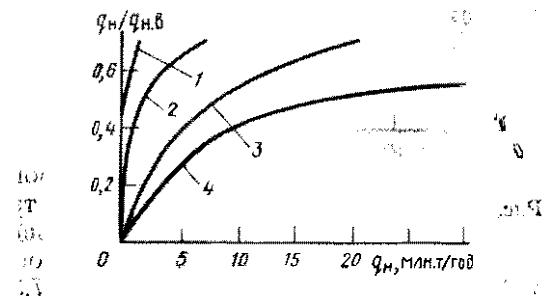


Рис. 7.3-9. Зависимость отношения вязкостей $q_{\text{н}}/q_{\text{н.в}}$ от $q_{\text{н}}$ (Губин и Степанюгин, 1970)

Важные исследования в этой области были проведены советскими нефтяниками, которые экспериментировали в трубопроводах значительной протяженности перекачку мангышлакских нефтей и тяжелого мазута в эмульсии с водой, обработанной сульфатом. Зависимости для определения коэффициента трения при совместном движении двух фаз были даны Губиным и Степанюгиным (1970 г.):

$$\lambda_{\text{н.в}} = \frac{0,390 R_{\sigma}^{-1,13} \left(\frac{q_{\text{н}}}{100 q_{\text{н.в}}} \right)^{n_1}}{(245 A^{1,10} \text{Re}_{\text{н.в}})^{n_2}} \quad (7.3-3)$$

где

$$R_{\sigma} = \frac{\sigma_{\text{н.в}}}{\sigma_{\text{н}} + \sigma_{\text{в}}}; \quad A = \frac{\mu_{\text{в}}^2}{\mu_{\text{н.в}} \sigma_{\text{н.в}} d_{\text{в}}};$$

$$N_{\text{Re н.в}} = \frac{v_{\text{н.в}} d_{\text{в}}}{v_{\text{н}}};$$

$$n_1 = 3,50 (1 - 3,82 R_{\sigma})^2;$$

$$n_2 = 1,75 (1 - 3,82 R_{\sigma}).$$

Эти зависимости показывают, что коэффициент трения действительно не зависит от реологических свойств нефтяной фазы. Влияние температуры очень незначительно: она изменяет вязкость воды, обработанной добавками. Исследования выявили активные материалы для оболочки границ раздела воды и нефти и стенок труб. Абсорбция имеет место

в течение около 30 мин. Используя уравнения движения, полученные таким образом, была разработана методика расчета, позволяющая оптимизировать стоимость транспортирования продукции (Губин и Степанюгин, 1970 г.). На рис. 7.3-9 приведены графики оптимальных отношений $q_{\text{н}}/q_{\text{н.в}}$ от $q_{\text{н}}$ для различных длин трубопроводов в зависимости

от годовой пропускной способности, рассчитанных этим методом. Ясно, что чем больше пропускная способность трубопровода, тем выше относительное оптимальное содержание воды. Для данного трубопровода отношение $(q_{\text{н}}/q_{\text{н.в}})_{\text{опт}}$ будет тем меньше, чем длиннее трубопровод. На рис. 7.3-10 приведены графики изменения оптимального диаметра трубопровода в зависимости от пропускной способности трубопровода. Оптимальный диаметр для трубопровода данной длины тем больше, чем большее его пропускная способность, и тем меньше, чем протяженнее трубопровод. На рис. 7.3-9 и 7.3-10 цифра к кривым указывает длину трубопровода в тысячах километрах. Для предотвращения загрязнения окружающей среды необходимо к воде добавить химические или

Рис. 7.3-10. Зависимость $d_{\text{в}}$ от $q_{\text{н}}$
(Губин и Степанюгин, 1970)

железные трубопроводы. На рис. 7.3-9 и 7.3-10 цифра к кривым указывает длину трубопровода в тысячах километрах. Для предотвращения загрязнения окружающей среды необходимо к воде добавить химические или

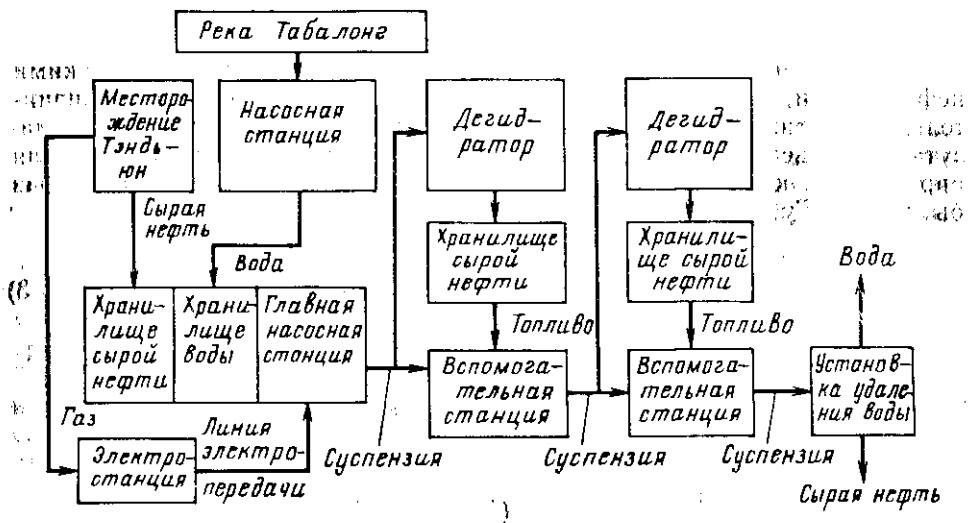


Рис. 7.3-11. Трубопровод нефти месторождения Тэндунг, по Лэмбу и Симпсону (1963 г.)

биологические вещества, чтобы нейтрализовать поверхностно-активные вещества (Губин и др., 1971 г.).

Нефть, которая в трубопроводе находится в твердом состоянии, может транспортироваться в виде суспензии в воде. Гранулы нефти,

как установлено, концентрируются по оси труб, в то время как жидкость движется по их стенкам и практически является чистой водой. Соответственно торможение потока в этом случае незначительно. Движение в трубопроводе определяется проскальзыванием водной оболочки, скоростью сдвига, продолжительностью сдвига и температурой потока (Лэмб и Симпсон, 1963). Транспорт супензионной нефти в воде впервые был осуществлен в 1962 г. в Индонезии. Схематическая диаграмма передаточной системы этого процесса показана на рис. 7.3-11. Нефть с температурой застывания 41°C , содержащая 33% парафина, транспортируется по 500-мм трубопроводу с пропускной способностью 2 млн. т/год на расстояние 238 км от месторождения Тэндунг до перерабатывающего завода Балик Папан. В этом случае кажущаяся вязкость при скорости потока 0,7 м/с снижается от 10^2 до 0,4 Па·с. 70% жидкости представлено загущенной нефтью, остальную часть занимает вода (Лэмб и Симпсон, 1963).

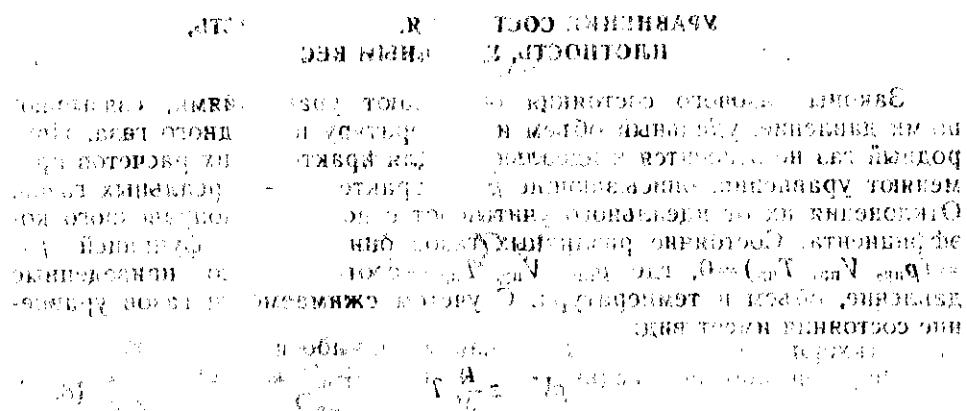
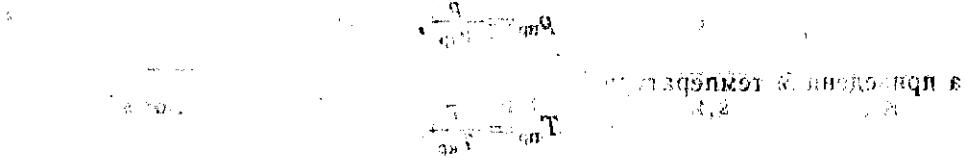


Рис. 7.3-11. Схематическая диаграмма передаточной системы для транспорта супензионной нефти в воде из месторождения Тэндунг в Индонезии.

На рисунке отображены различные параметры транспорта нефти из месторождения Тэндунг в Индонезии. Основные характеристики транспорта:

- Скорость потока: 0,7 м/с
- Давление: 100 бар
- Длина трубы: 238 км
- Диаметр трубы: 500 мм
- Температура: 41°C
- Вид транспорта: транспортировка супензионной нефти в воде
- Количество парафина: 33%
- Количество воды: 70%
- Пропускная способность: 2 млн. т/год
- Месторождение: Тэндунг
- Завод: Балик Папан



На графике показано, что при увеличении скорости сдвига вязкость снижается, а при дальнейшем ее увеличении вязкость остается постоянной.

Глава 8

ТРУБОПРОВОДНЫЙ ТРАНСПОРТ ПРИРОДНОГО ГАЗА*

8.1. ФИЗИЧЕСКИЕ И ФИЗИКО-ХИМИЧЕСКИЕ СВОЙСТВА ПРИРОДНОГО ГАЗА

Рассмотрим только те физические и физико-химические свойства природного газа, которые влияют на параметры потока газа в трубопроводах.

8.1.1. УРАВНЕНИЕ СОСТОЯНИЯ, СЖИМАЕМОСТЬ, ПЛОТНОСТЬ, УДЕЛЬНЫЙ ВЕС

Законы газового состояния описывают уравнениями, связывающими давление, удельный объем и температуру природного газа. Природный газ не относится к идеальным. Для практических расчетов применяют уравнения, описывающие pVT -характеристики реальных газов. Отклонения их от идеального учитывают с помощью поправочного коэффициента. Состояние различных газов описывается функцией $f = (p_{\text{пр}}, V_{\text{пр}}, T_{\text{пр}}) = 0$, где $p_{\text{пр}}$, $V_{\text{пр}}$, $T_{\text{пр}}$ — соответственно приведенные давление, объем и температура. С учетом сжимаемости газов уравнение состояния имеет вид:

$$pV = z \frac{R}{M} T, \quad (8.1-1)$$

где V — удельный объем газа при давлении p и температуре T ; R — универсальная газовая постоянная ($R \approx 8314$ Дж/(кмоль·К)).

Газовая постоянная

$$R' = \frac{R}{M}. \quad (8.1-2)$$

Если приведенные параметры различных газов равны, равны и коэффициенты их сжимаемости. Приведенное давление выражается в виде

$$p_{\text{пр}} = \frac{p}{p_{\text{кр}}},$$

а приведенная температура

$$T_{\text{пр}} = \frac{T}{T_{\text{кр}}}.$$

* Глава написана в сотрудничестве с Ференцем Патшем.

Для газовых смесей приведенные параметры заменяются их псевдоприведенными значениями $p_{\text{пс.пр}}$ и $T_{\text{пс.пр}}$, зависящими от состава газа:

$$p_{\text{пс.пр}} = \frac{p}{p_{\text{пс.кр}}}, \quad (8.1-3)$$

$$T_{\text{пс.пр}} = \frac{T}{T_{\text{пс.кр}}}. \quad (8.1-4)$$

Если состав газа известен, $p_{\text{пс.кр}}$ и $T_{\text{пс.кр}}$ можно определить, используя принцип аддитивности, или, с меньшей точностью, по эмпирическим nomogrammам. Молярная масса, псевдокритические давление и температура смеси, исходя из принципа аддитивности, равны сумме соответствующих значений параметров компонентов, умноженных на их молярные или объемные доли:

$$M = \sum_{i=1}^n y_i M_i,$$

$$p_{\text{пс.кр}} = \sum_{i=1}^n y_i p_{\text{кр.}i},$$

$$T_{\text{пс.кр}} = \sum_{i=1}^n y_i T_{\text{кр.}i}.$$

Точность расчета обычно уменьшается, если в газе содержатся тяжелые углеводороды C_n+ . Критические параметры обычно принимаются для компонента C_{n+1} .

Таблица 8.1-1

Компоненты природного газа	z_i	$M_i z_i$, кг/кмоль	$T_{\text{кр.}i} z_i$, К	$p_{\text{кр.}i} z_i \cdot 10^5$ Па
Метан	0,790	12,67	150,7	36,67
Этан	0,100	3,01	30,5	4,89
Пропан	0,055	2,43	20,3	2,34
<i>i</i> -Бутан	0,010	0,58	4,1	0,36
<i>n</i> -Бутан	0,015	0,87	6,4	0,57
<i>n</i> -Пентан	0,024	1,73	11,3	0,81
CO_2	0,001	0,04	0,3	0,08
N_2	0,005	0,14	0,6	0,17
Всего . . .	1,000	21,47	224,2	45,90

Пример 8.1-1. Найти молярную массу и псевдокритические параметры влажного природного газа при давлении 8,8 МПа и температуре 280 К; состав газа и ре-

зультаты расчета приведены в табл. 8.1-1. Физические константы компонентов газа даны в табл. 6.4-1. По уравнениям (8.1-3) и (8.1-4)

$$p_{\text{пс.пр}} = \frac{8,8}{4,59} = 1,92,$$

$$T_{\text{пс.пр}} = \frac{280}{224,2} = 1,25.$$

Зависимость между псевдокритическими и реальными значениями температур и давлений показана на рис. 8.1-1 для углеводородных газов различного молярного состава.

Пример 8.1-2. Найти по рис. 8.1-1 псевдоприведенные параметры газа молярной массы $M=21,5$ для давления и температуры, приведенных в предыдущем примере. Из рисунка $p_{\text{пс.кр}}=4,61 \text{ МН/м}^2$ и

$$(8.1-4) T_{\text{пс.кр}}=233 \text{ К. По уравнению (8.1-3) и}$$

$$p_{\text{пс.пр}} = \frac{8,8}{4,61} = 1,91,$$

$$T_{\text{пс.пр}} = \frac{280}{233} = 1,26.$$

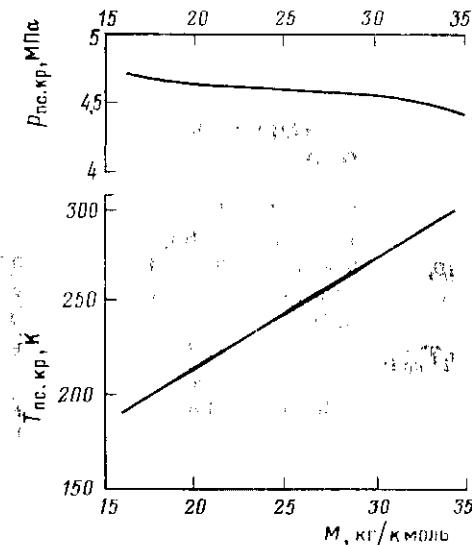


Рис. 8.1-1. Зависимость между псевдокритическими параметрами и молярной массой природного газа

Результаты расчетов псевдокритических параметров по примерам 8.1-1 и 8.1-2 близки, однако могут быть и значительные расхождения.

Коэффициент сжимаемости z с наибольшей точностью определяется по кривой зависимости pVT , построенным по лабораторным данным. Если отсутствует экспериментально построенная диаграмма $z=f(p, T)$, то z определяется как функция приведенных параметров с помощью эмпирических диаграмм или соответствующих уравнений.

Одна из наиболее широко извест-

ных эмпирических диаграмм такого рода получена Стэндингом и Катцем в 1942 г. (рис. 8.1-2). Для псевдоприведенных параметров при $p_{\text{пс.пр}}=1,92$ и $T_{\text{пс.пр}}=1,25$ в примере 8.1-1 по этой диаграмме значение $z=0,92$.

В природном газе часто содержатся значительные количества неуглеводородных газов, прежде всего N_2 и CO_2 . Если содержание N_2 и CO_2 меньше, чем соответственно 8 и 10%, то коэффициент сжимаемости определяют по методике, предложенной Графом (Силаш, 1967). По этой методике предполагается, что все углеводороды в газе представляют как бы один компонент, псевдокритические параметры и коэффициент сжимаемости z которого определяют наиболее приемлемым методом. Затем по диаграммам, представленным на рис. 8.1-3 и 8.1-4, находят значения коэффициентов сжимаемости CO_2 и N_2 , после чего рассчитывают коэффициент сжимаемости смеси:

$$z' = y_{\text{N}_2} z_{\text{N}_2} + y_{\text{CO}_2} z_{\text{CO}_2} + (1 - y_{\text{N}_2} - y_{\text{CO}_2}) z.$$

При составлении программ для вычислительных машин предпочтительно определять коэффициент сжимаемости расчетным путем. Предложены уравнения, описывающие свойства кривых, изображенных на эмпирических диаграммах. Во Франции для определения коэффици-

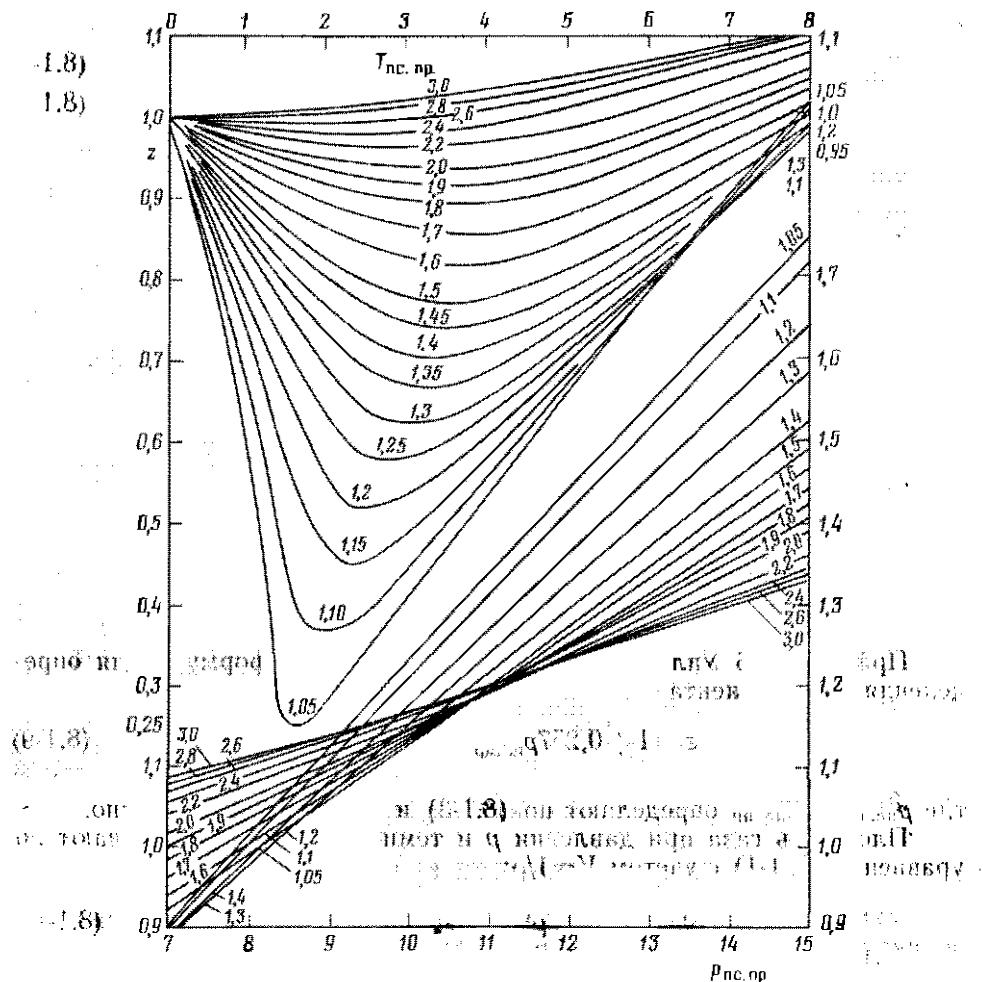


Рис. 8.1-2. Зависимость коэффициента сжимаемости природного газа от псевдоприведенных параметров

ента сжимаемости при давлениях менее 7 МПа и температуре газа, равной температуре грунта, используют следующую формулу:

$$z = 1 - 2 \cdot 10^{-8} p. \quad (8.1-5)$$

С учетом температуры газа при давлениях ниже 6 МПа

$$z = \frac{1}{1 + kp}, \quad (8.1-6)$$

Приводим значения k для различных температур.

Температура $T, ^\circ\text{C}$	0	15	30
k	$2,65 \cdot 10^{-8}$	$2,04 \cdot 10^{-8}$	$1,65 \cdot 10^{-8}$

Для расчета псевдокритических параметров Томасом и др. (1970 г.) были предложены зависимости

$$\rho_{\text{пс.кп}} = 4,894 \cdot 10^6 - 4,050 \cdot 10^5 p_{\text{пп}}, \quad (8.1-7)$$

$$T_{\text{пс.кп}} = 94,71 + 170,7 p_{\text{пп}}. \quad (8.1-8)$$

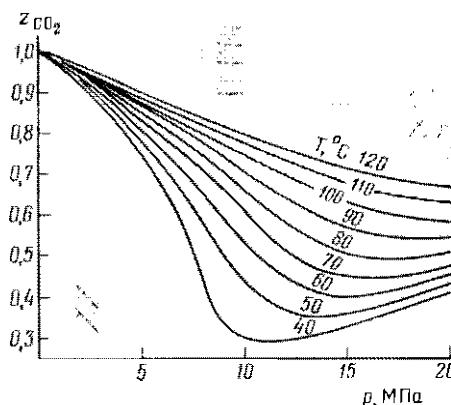


Рис. 8.1-3. Коэффициент сжимаемости CO_2 по Ремеру и Элтерсу

При $p_{\text{пп}} < 1,5$ Уилкинсоном (1964 г.) получена формула для определения коэффициента сжимаемости:

$$z = 1 + 0,257 p_{\text{пс.пп}} - 0,533 \frac{p_{\text{пс.пп}}}{T_{\text{пс.пп}}}, \quad (8.1-9)$$

где $p_{\text{пс.пп}}$ и $T_{\text{пс.пп}}$ определяются по (8.1-3) и (8.1-4) соответственно.

Плотность газа при давлении p и температуре T рассчитывают по уравнению (8.1-1) с учетом $V = 1/\rho$:

$$\rho = \frac{pM}{zRT} \quad (8.1-10)$$

Для стандартных условий $p = p_{\text{ст}}$, $T = T_{\text{ст}}$ и $z = z_{\text{ст}} = 1$ формула (8.1-10) принимает вид

$$\rho_{\text{ст}} = \frac{p_{\text{ст}}M}{RT_{\text{ст}}} \quad (8.1-11)$$

После подстановки значений $R = 8314 \text{ Дж/(кмоль}\cdot\text{К)}$, $p_{\text{ст}} = 0,1013 \text{ МПа}$ и $T_{\text{ст}} = 273,2 \text{ К}$ получим

$$\rho_{\text{ст}} = \frac{M}{22,42}. \quad (8.1-12)$$

При принятых стандартных условиях молярный объем

$$V_{\text{мол}} = M p_{\text{ст}} = 22,42 \text{ м}^3/(\text{кмоль}). \quad (8.1-13)$$

Приведенная плотность — отношение плотностей газа и воздуха при стандартных условиях:

$$\rho_{\text{пр}} = \frac{\rho_{\text{г}}}{\rho_{\text{в,ст}}} \quad (8.1-14)$$

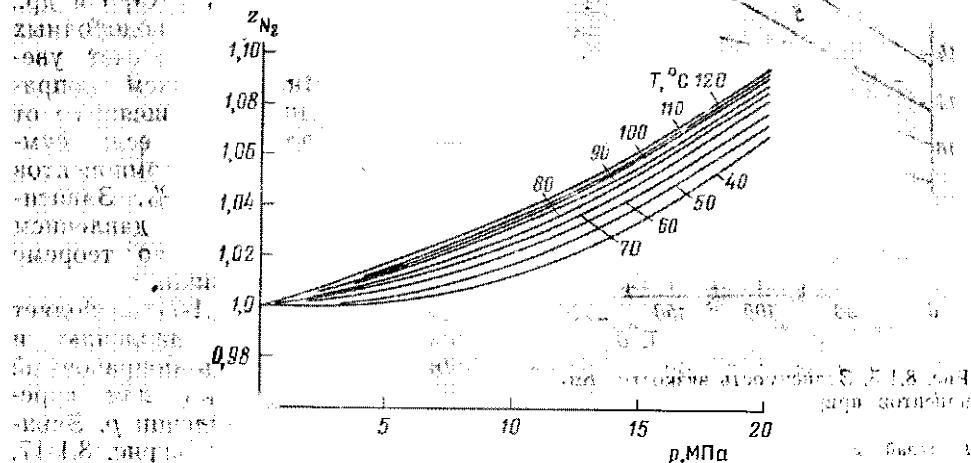


Рис. 8.1-4. Коэффициент сжимаемости N_2 по данным Сэйджа и Лэйси

Тогда по (8.1-12) и (8.1-14)

$$\rho_{\text{пр}} = \frac{M}{M_{\text{в}}} = \frac{M}{28,96}, \quad (8.1-15)$$

а удельный вес газа

$$\gamma = \rho g. \quad (8.1-16)$$

8.1.2. ВЯЗКОСТЬ

Вязкость газа, в отличие от вязкости жидкости, возрастает при увеличении температуры и уменьшается при увеличении молекулярной массы и не зависит от давления при его средних значениях. При атмосферном давлении вязкость углеводородных газов изменяется линейно в интервале температуры от 0 $^{\circ}\text{C}$ до 200 $^{\circ}\text{C}$ (рис. 8.1-5) и рассчитывается по формуле, предложенной Хернингом и Циппером:

$$\mu_{\text{г,а}} = \frac{\sum_{i=1}^n y_i V M_i}{\sum_{i=1}^n y_i V M_i} \quad (8.1-17)$$

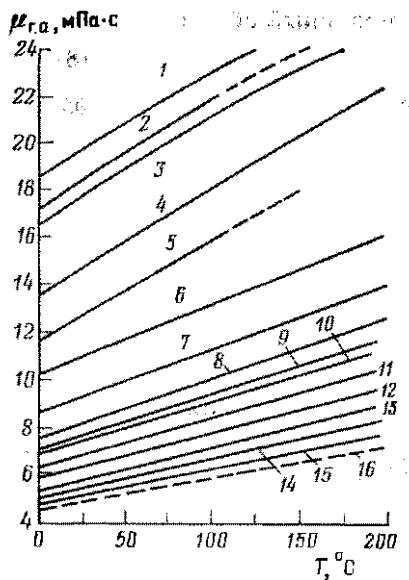


Рис. 8.1-5. Зависимость вязкости компонентов природного газа от температуры;

1 — гелий; 2 — воздух; 3 — азот; 4 — CO_2 ; 5 — сероводород; 6 — метан; 7 — этан; 8 — пропан; 9 — изобутан; 10 — n -бутан; 11 — n -пентан; 12 — n -гексан; 13 — n -гептан; 14 — n -октан; 15 — n - nonан; 16 — n -декан

вые соотношения для определения наличия жидкости в системе.

8.1.3. УДЕЛЬНАЯ ТЕПЛОЕМКОСТЬ, МОЛЯРНАЯ ТЕПЛОЕМКОСТЬ, ПОКАЗАТЕЛЬ АДИАБАТЫ, ЭФФЕКТ ДЖОУЛЯ — ТОМСОНА

Удельная (молярная) теплоемкость представляет собой теплоемкость единицы массы (молярной массы) вещества. В рассматриваемом случае это отношение количества теплоты dQ , поглощенной единицей массы, к изменению температуры dT , если при этом не происходит изменения фаз. Различают удельную теплоемкость при постоянном давлении c_p , или изобарическую, и при постоянном объеме c_v , или изохорическую; $c_p > c_v$, так как при изобарической подаче тепла в систему часть его расходуется на расширение газа. Для идеальных газов разность теплоемкостей равна газовой постоянной:

$$c_p - c_v = R.$$

Для реальных газов эта разность не является постоянной. На рис. 8.1-8 приведена зависимость изобарической удельной теплоемкости от температуры углеводородных гомологов при атмосферном давлении (Браун, 1945). Удельная теплоемкость газовых смесей при атмосфер-

Кривые на рис. 8.1-6, рассчитанные по этой формуле для искусственных смесей углеводородных газов, которые можно распространить на природные газы, позволяют определить вязкость при атмосферном давлении, зная молекулярную массу и относительную плотность газа (Карр и др., 1954). Влияние неуглеводородных компонентов учитывают за счет увеличения вязкости введением поправочного коэффициента, зависящего от относительной плотности, если суммарное содержание этих компонентов в смеси не превышает 15%. Зависимость между вязкостью и давлением может быть установлена по теореме соответственных состояний.

Диаграмма (рис. 8.1-7) позволяет по псевдокритическим давлению и температуре определить поправочный коэффициент $k = \mu_{\text{г.в.}} / \mu_{\text{г.в.}}$ для пересчета вязкости при давлении p . Зависимость, представленная на рис. 8.1-17, действительна только для газообразных смесей, и поэтому при ее использовании необходимо оценивать фазовые соотношения для определения наличия жидкости в системе.

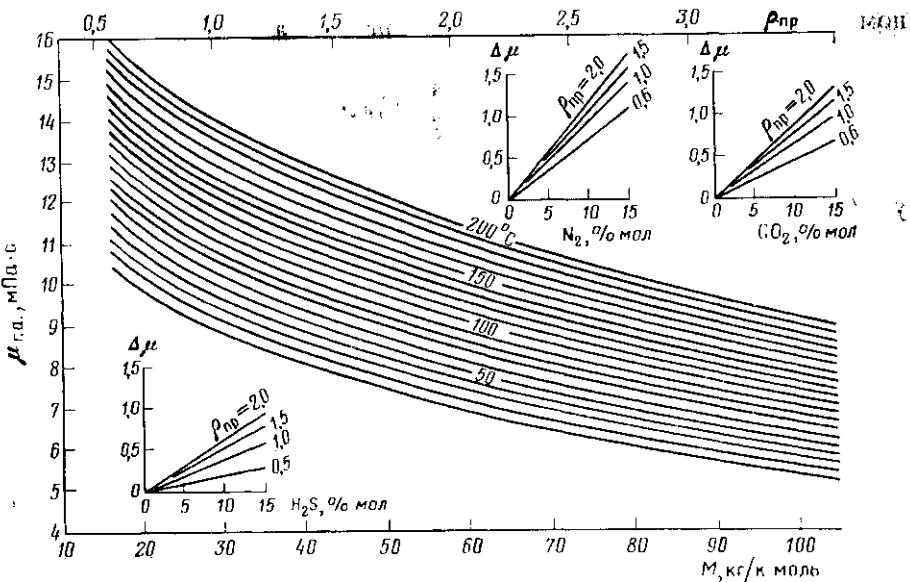


Рис. 8.1-6. Вязкость природного газа при атмосферном давлении

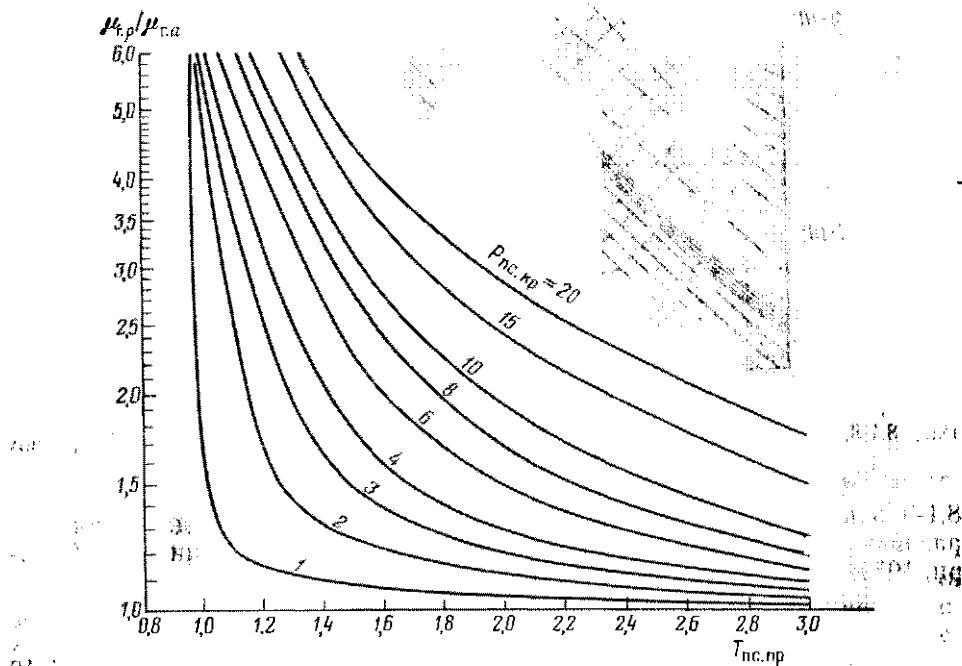


Рис. 8.1-7. Зависимость $k = \mu_{r,p}/\mu_{r,a}$ от псевдоприведенных параметров

ном давлении определяют, используя принцип аддитивности:

$$c_{pa} = \sum_{i=1}^n Y_i c_{pa,i}$$

Удельная теплоемкость газовой смеси при давлении p превышает удельную теплоемкость при атмосферном давлении на Δc_p . На рис.

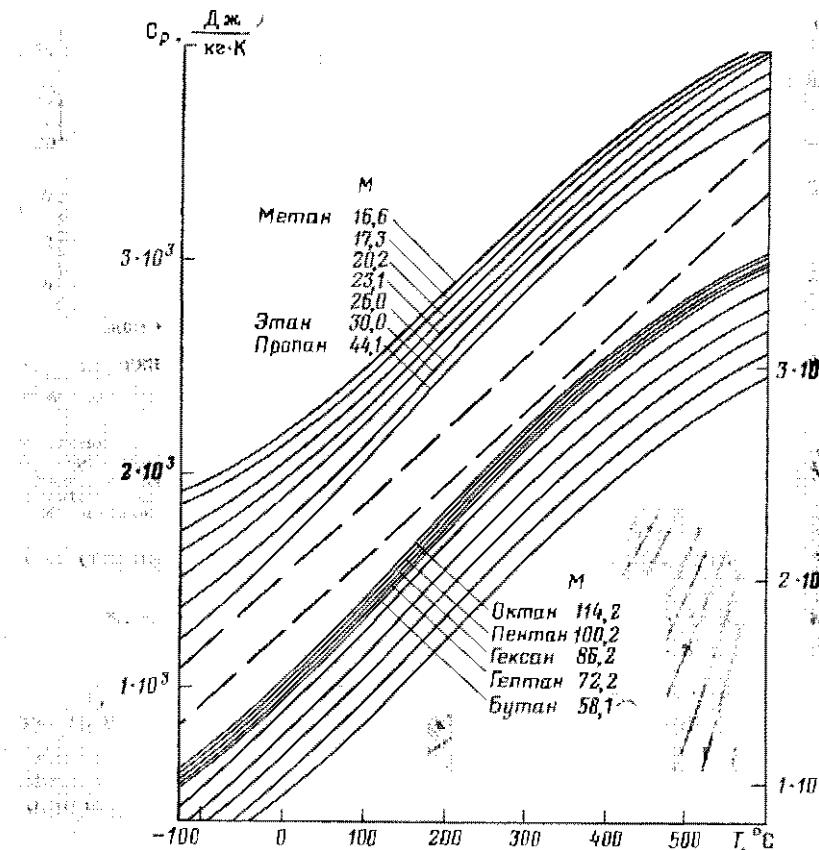


Рис. 8.1-8. Удельная теплоемкость компонентов природного газа при атмосферном давлении от температуры по Брауну

8.1-9 показана зависимость Δc_p от псевдоприведенного давления для различных псевдоприведенных температур $T_{\text{пс.пр}}$ по Эдмистеру (Перри, 1969).

Показатель адиабаты представляет собой отношение

$$x = \frac{c_p}{c_v} \quad (8.1-19)$$

Для вычисления показателя адиабаты κ определяют разность ($c_p - c_v$) и по известному c_p (рис. 8.1-10) рассчитывают c_v . Использование этой диаграммы предполагает знание псевдоприведенных параметров. Молярную или удельную теплоемкость рассчитывают обычно для

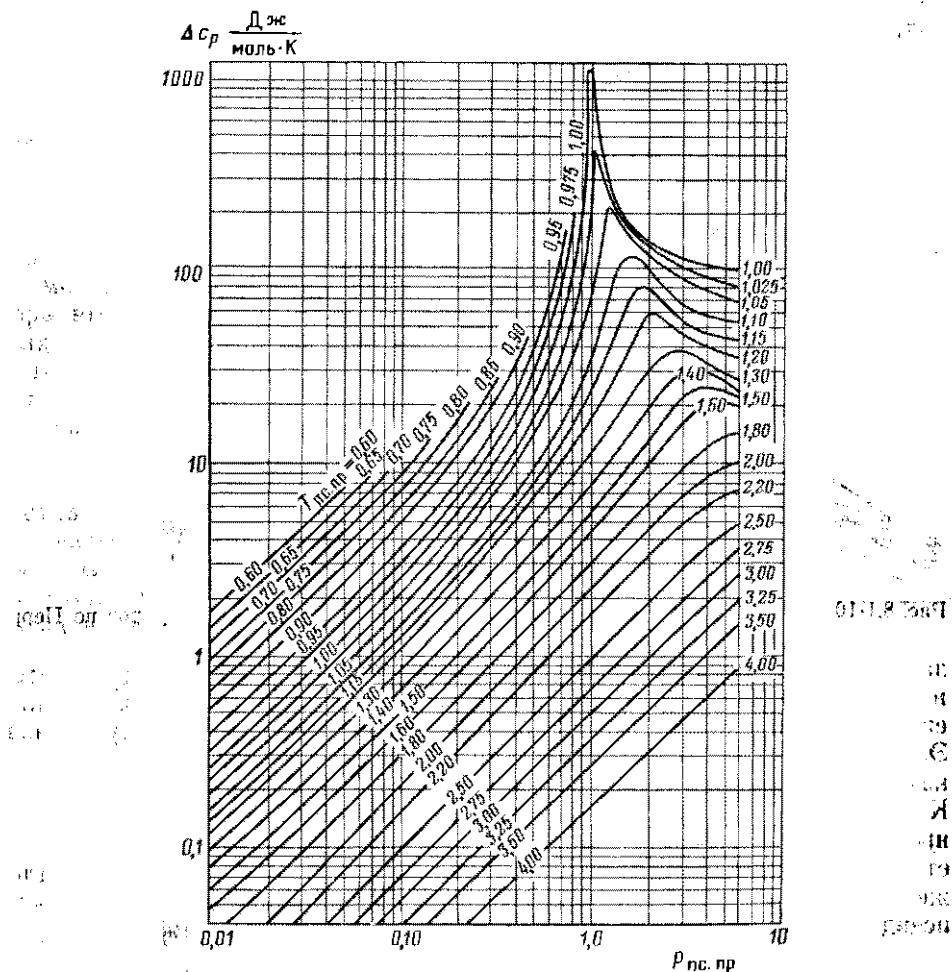


Рис. 8.1-9. Зависимость Δc_p от псевдоприведенного давления для различных псевдо-приведенных температур по Перри

определенного диапазона температур. Средняя удельная теплоемкость может быть определена, например, по значениям удельных теплоемкостей, рассчитанным для разных температур. Более простой метод расчета заключается в считывании с соответствующих диаграмм или из таблиц значений энталпии h_1 и h_2 , соответствующих начальной и ко-

нечной температурам T_1 и T_2 . Тогда

$$\bar{c}_p = \frac{h_2 - h_1}{T_2 - T_1}. \quad (8.1-20)$$

При снижении давления идеального газа без подвода энергии, т. е. при изменении его состояния адиабатическим путем, общая внутренняя энергия системы остается постоянной, процесс изменения состояния га-

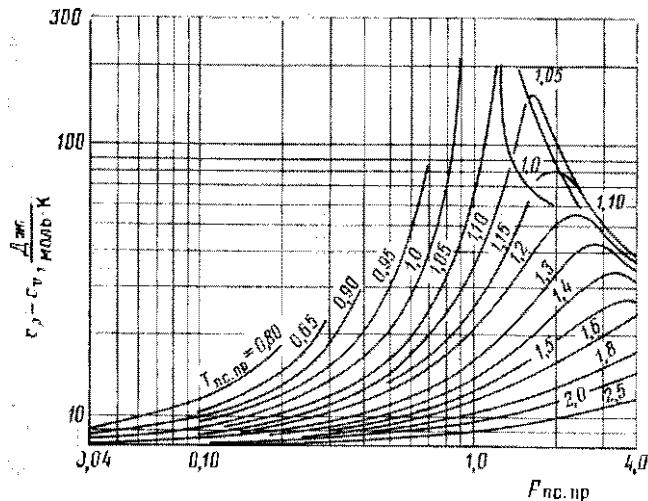


Рис. 8.1-10. Зависимость ($c_p - c_v$) реальных газов от приведенных параметров по Перри

за происходит изоэнталпийски и температура газа также остается неизменной. Если же газ является реальным, то в результате изменения его объема будут изменяться внутренняя энергия и температура газа. Эффект Джоуля — Томсона учитывают коэффициентом μ_d , который показывает изменение температуры газа на единицу изменения давления. Коэффициент μ_d может быть положительным, отрицательным или равным нулю, когда температура газа при уменьшении давления понижается, повышается или остается неизменной. Для определения μ_d предложено несколько формул. На рис. 8.1-11 приведена зависимость между псевдоприведенными параметрами состояния газа и выражением

$$\frac{P_{\text{пс.кр}} c_p \mu_d}{T_{\text{пс.кр}}}, \text{Дж/(К к.моль)}$$

откуда можно найти значение μ_d .

8.1.4. ГИДРАТЫ УГЛЕВОДОРДНЫХ ГАЗОВ

Гидраты углеводородных газов представляют собой твердое кристаллическое вещество, по внешнему виду напоминающее снег или лед. Гидраты состоят из воды и молекул одного или более гидратообразу-

ющих газов, заполняющих полости решетки между узлами ассоциированных молекул воды; при этом химического соединения не происходит. Решетка имеет форму додекаэдра. Условия образования гидратов:

достаточно низкая температура и высокое давление;

удержание молекул гидратообразующего газа за счет ковалентных связей; размер молекул его меньше 0,8 Å. В сжиженном состоянии гидратообразующий газ не должен смешиваться с водой; при гидратообразовании вода должна сохранять жидкую форму; гидраты должны сохранять устойчивость по отношению к воде.

Гидратообразователями могут быть метан, этан, пропан или бутан в отдельности или в смеси. Гидраты могут образовывать и неуглеводородные компоненты природного газа, такие как азот, двуокись углерода или H_2S . Состав гидрата зависит от природы гидратообразующего газа. Наименьшее значение отношения содержания воды к содержанию метана в метановом гидрате составляет 4,5. Могут существовать и насыщенные метановые гидраты с содержанием воды более чем 4,5 молей на моль метана. В гидратах этана на 1 моль приходится минимум 7,7 моля воды, а в гидратах пропана это соотношение достигает 17.

На рис. 8.1-12 показаны диаграммы фазового состояния различных двухкомпонентных углеводородных гидратов по Вилларду (Орличек и Пелл, 1951). Верхний температурный предел образования, например, гидрата пропана составляет $5,6^\circ\text{C}$ с соответствующим давлением 0,56 МПа. Точка с этими параметрами состояния является инвариантной в системе пропан—вода и характеризуется отсутствием степеней свободы. Гидрат пропана (твердая фаза) находится в равновесии с газообразным пропаном, насыщенным водяными парами, водой, насыщенной жидким пропаном, пропаном, насыщенным водой.

Реальные газовые гидраты обычно включают в себя более чем один углеводородный компонент. Критическое давление гидратообразования, например, метана значительно уменьшается, если в его состав входят более тяжелые углеводороды, прежде всего пропан или бутан. Даже при небольшой концентрации более тяжелых углеводородов фазовая диаграмма изменяется весьма значительно. Примерную оценку этого изменения можно провести по рис. 8.1-13, где приведены критические давления и температуры гидратообразования углеводородов различной

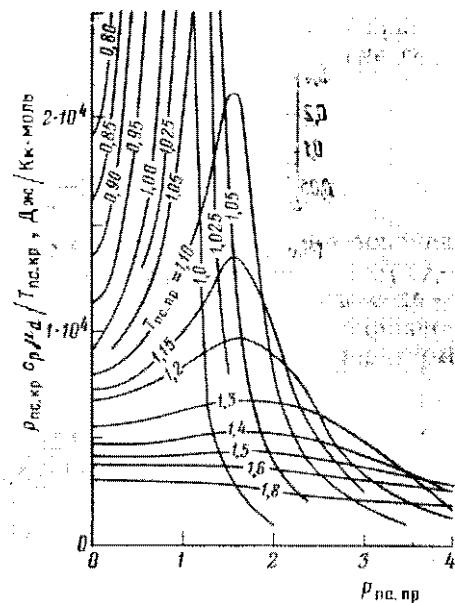


Рис. 8.1-11. Кривые для определения штуцерного эффекта по Корчажкину

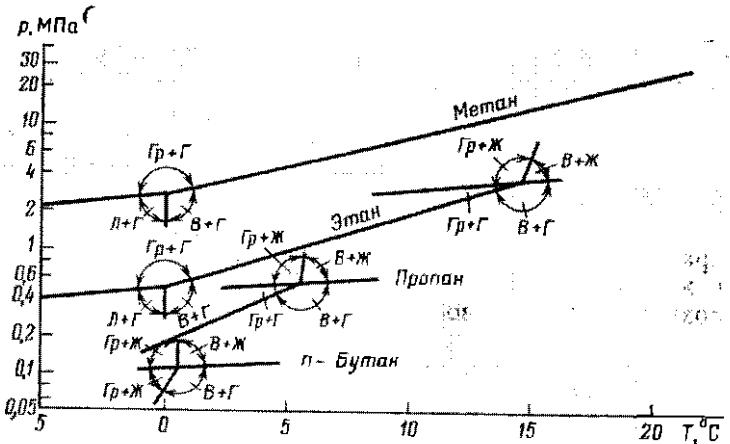


Рис. 8.1-12. Диаграмма состояния углеводородов по Вилларду:
Ж — жидкий углеводород; Г — газ; Гр — гидрат; В — вода; Л — лед

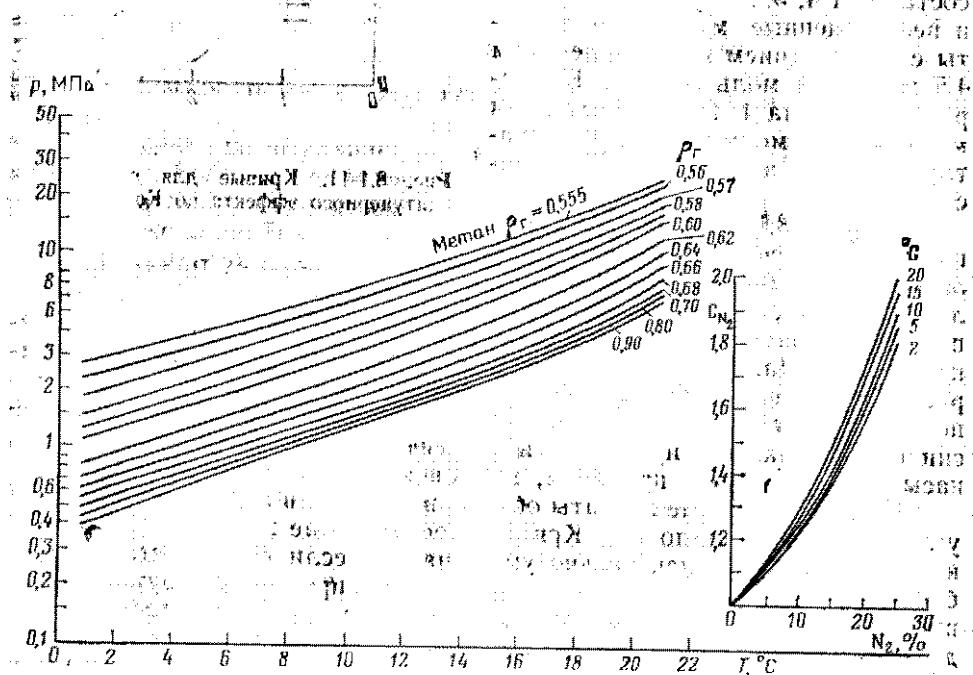


Рис. 8.1-13. Предельные параметры гидратообразования по Катцу

относительной плотности. Присутствие H_2S и CO_2 может уменьшить критическое давление при данной температуре, в то время как присутствие N_2 повышает критическое давление. По этой же диаграмме можно определить поправочный коэффициент C_{N_2} , который показывает, во сколько раз критическое давление гидратообразования в присутствии азота выше, чем при его отсутствии.

Предложено несколько более точных методов определения параметров гидратообразования. Для природного газа, не содержащего азот и находящегося под давлением до 28 МПа, целесообразно применять метод Катца, использующий константы равновесия. Условие гидратообразования выражается в форме

$$\sum_{i=1}^n \frac{z_{\text{гидр } i}}{K_{\text{гидр } i}} = 1.$$

Значение $K_{\text{гидр } i}$ определяют по диаграммам гидратообразования компонентов природного газа, выражающим зависимость $K_{\text{гидр}} = f(T)_p$.

Хайнце в 1971 г. предложил модифицированный метод Маклеода—Кэмпбелла для определения температур гидратообразования природного газа, содержащего азот, при давлении до 40 МПа. Температуры гидратообразования рассчитывают по соотношению

$$T = \sqrt{\frac{K_{\text{гидр}}}{0,445}}. \quad (8.1-21)$$

Значения $K_{\text{гидр}}$ для различных давлений приведены в табл. 8.1-2.

Таблица 8.1-2

Компоненты	Константы равновесия K для гидратообразующих компонентов природного газа при давлении, МПа							
	5	10	15	20	25	30	35	39
CH_4	34543	35949	36719	37357	37814	38204	38531	38767
C_2H_6	45535	47101	48078	48704	49316	49772	50140	50435
C_3H_8	85060	83970	79836	75610	73150	71340	70103	69154
$i-C_4H_{10}$	102096	94310	89319	82481	78791	75569	74533	73304
$n-C_4H_{10}$	57979	51133	47648	45032	43846	43328	43276	43234
N_2	30555	32133	33369	33695	34214	34656	35005	35251
CO_2	38788	43504	44812	46773	50371	51660	52269	54018
H_2S	63986	69972	74001	76349	78554	80426	81373	82148

Промежуточные значения $K_{\text{гидр}}$ могут быть найдены методом линейной интерполяции. Коэффициент гидратообразования для природного газа, содержащего примеси известного молярного состава, может быть найден по принципу аддитивности.

Пример 8.1-3. (Хайнце, 1971 г.). Найти температуру гидратообразования при давлении 14,7 МПа для газа состава, приведенного в табл. 8.1-3. Примем, что цезави-

символ от количественных характеристик и природы негидратообразующих компонентов природного газа, имеющих длинные цепочки

$$\sum_{i=1}^n z_{\text{гидр } i} = 1.$$

Таблица 8.1-3

Компоненты	$z_{\text{гидр } i}$	$K_{\text{гидр } i}$ при 14,7 МПа	$z_{\text{гидр } i} \times$ $\times K_{\text{гидр } i}$
CH ₄	0,865	30,673	26,532
C ₂ H ₆	0,073	48,020	3,505
C ₃ H ₈	0,028	80,084	2,242
i-C ₄ H ₁₀	0,013	89,618	1,165
N ₂	0,010	33,295	0,333
CO ₂	0,011	44,734	0,492

По данным табл. 8.1-4 $K_{\text{гидр}} = 39,459$, и поэтому температура гидратообразования природного газа с приведенными в таблице компонентами будет составлять

$$T = \sqrt{\frac{39,459}{0,445}} = 297,8 \text{ K} = 24,6^\circ\text{C}.$$

Температура гидратообразования значительно уменьшается при вводе в природный газ ингибитора гидратообразования, таких как хлорид кальция, метанол, этиленгликоль, диэтиленгликоль.

8.2. ТЕМПЕРАТУРА ГАЗА, ТРАНСПОРТИРУЕМОГО ПО ТРУБОПРОВОДУ

На протяженных газопроводах без теплоизоляции температура газа практически равна температуре окружающего грунта. Для большинства расчетов участком, прилежащем к компрессорной станции, где температуры газа и грунта имеют существенные различия, пренебрегают. В ряде случаев, однако, разница температур может наблюдаться и на других участках газопровода. Поэтому для определения зон гидратообразования необходимо знать распределение температуры вдоль газопровода. Особенно это важно при проектировании трубопроводов в районах вечной мерзлоты, где газ повышенной температуры может вызвать таяние грунта.

На рис. 8.2-1 (Смирнов и Ширковский, 1957 г., Терек и др., 1968 г.) приведена кривая распределения температуры по длине газопровода (кривая I), которая дает возможность выделить участок гидратообразования. Кривая II — кривая изменения давления вдоль трубопровода. Точное построение этих кривых проводят методом последовательного приближения. По известному давлению можно построить кривую III гидратообразования.

В точке I температура гидратообразования равна температуре газа $T_{\text{гидр}} = T_g$, и для образования гидратов достаточным условием является наличие свободной воды. Кривая IV характеризует насыщение

газа наряду с водой вдоль трубопровода. Точки этой кривой могут быть определены с помощью вспомогательных диаграмм значений p и T_g (Катц, 1959). Если предположить, что содержание паров воды в газе составляет $0,4 \text{ г}/\text{м}^3$, то точка росы газа соответствует точке 2; начиная с этой точки в трубопроводе будет находиться сконденсированная вода.

Температура газа в трубопроводе зависит от следующих факторов:

теплообмена с окружающей средой, главным образом от коэффициента теплоотдачи. Коэффициент внутренней конвекции a_1 с достаточной степенью приближения может быть принят равным бесконечности;

эффекта Джоуля — Томсона, проявляющегося вследствие трения газа о стенки трубопровода, увеличения скорости потока и изменения относительной высоты трубопровода над уровнем моря;

изменения фаз;
потерь энергии потока.

Все эти факторы учитываются при определении температуры газа при установившемся течении на расстоянии l_x от начала трубопровода следующим уравнением (Папей, 1970):

$$T_{l_x} = \frac{\frac{C_2}{C_3} \left[T_{rp} + \frac{C_4}{C_2} - \frac{C_1 C_5}{C_2 (C_2 + C_3)} \right]}{\frac{C_2}{C_3} + \frac{C_4}{C_2} + \frac{C_5 (C_1 + C_3) l_x}{C_2 (C_2 + C_4 + C_3)}} \quad (8.2-1)$$

где

$$C_1 = z_{\text{мол. г. 1}} c_{p, ж} + (1 - z_{\text{мол. г. 1}}) c_{p, г};$$

$$C_2 = \frac{k}{q_m};$$

$$C_3 = \frac{z_{\text{мол. г. 2}} - z_{\text{мол. г. 1}}}{l} (c_{p, ж} - c_{p, г});$$

$$C_4 = z_{\text{мол. г. 1}} c_{p, ж} \mu_{dr} \frac{p_1 - p_2}{l} + (1 - z_{\text{мол. г. 1}}) c_{p, г} \mu_{dr} \frac{p_1 - p_2}{l} +$$

$$+ Q \frac{z_{\text{мол. г. 2}} - z_{\text{мол. г. 1}}}{l} + v_1 \frac{v_2 - v_1}{l} + g \frac{h}{l} - \frac{k \pi d_h}{q_m} T_1;$$

$$C_5 = \frac{(z_{\text{мол. г. 2}} - z_{\text{мол. г. 1}}) (p_1 - p_2)}{l^2} \cdot (c_{p, ж} \mu_{dr} - c_{p, г} \mu_{dr}) + \left(\frac{v_2 - v_1}{l} \right).$$

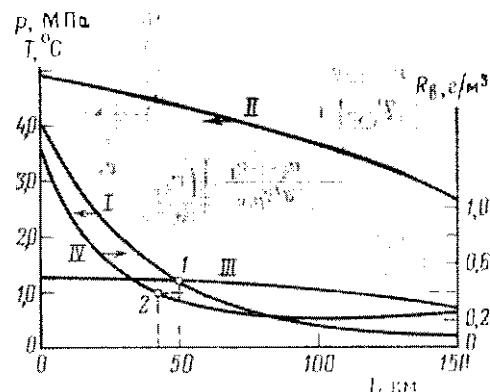


Рис. 8.2-1. Выявление зон возможного гидрообразования

При выводе этого уравнения Папей принял линейную зависимость давления, расхода и фазовых процессов от расстояния. Для высокой точности расчетов необходимо рассчитывать температурные изменения для коротких участков трубопровода. Индексы 1 и 2 приняты соответственно для начала трубопровода и конца участка протяженностью l_x и не относятся к постоянным коэффициентам C .

В случае одифазного потока уравнение (8.2-1) приводится к виду

$$T_{l_x} = T_{rp} + (T_1 - T_{rp}) e^{-al_x} - \frac{\mu_{d\Gamma} (p_1 - p_2)}{al} (1 - e^{-al_x}) - \frac{dh}{alc_{p,r}} (1 - e^{-al_x}) - \frac{v_2 - v_1}{alc_{p,r}} \left[\left(v_1 - \frac{v_2 - v_1}{al} \right) (1 - e^{-al_x}) + \frac{(v_2 - v_1) l_x}{l} \right], \quad (8.2-2)$$

где

$$a = \frac{k}{q_m c_{p,r}}.$$

Первые два члена уравнения (8.2-2) описывают теплообмен с окружающей средой, третий — эффект Джоуля — Томсона, четвертый учитывает разность геодезических высот и пятый — изменение скоростного напора. При практических расчетах последними двумя членами можно пренебречь. Если перепад давления невелик, то можно пренебречь и третьим членом уравнения, и тогда оно упрощается до вида уравнения 7.2-15.

8.3. СТАЦИОНАРНЫЙ ПОТОК В ТРУБОПРОВОДНЫХ СИСТЕМАХ

Течение газа в газопроводных системах почти всегданосит неуставновившийся характер, но некоторые проблемы решаются, исходя только из предположения, что течение установившееся. Модели схем, построенные на этом допущении, позволяют построить карты изобар радиальных и обводных (лупингованных) газопроводных сетей на период пиковых нагрузок. По этим картам определяют критические участки сети трубопроводов, в которых требования потребителя не могут быть полностью удовлетворены в пиковые периоды. Карта давления полезна при проектировании новых систем, а также для контроля за работой находящихся в эксплуатации газопроводов.

8.3.1. ОСНОВЫ ПРОЕКТИРОВАНИЯ

Сеть газопроводов состоит из узловых точек и соединяющих их участков трубопроводов. Узловые точки — это точки, из которых выходят отводы газопровода или где соединяются два или более участков трубопроводов. Карта давления сети газопроводов составляется по давлениям в узловых точках.

Наиболее важными элементами газопровода являются отводы, компрессорные станции, регуляторы давления, задвижки и подземные хранилища газа. Перед построением модели комплексной газопроводной

системы необходимо создать математическую модель для отдельных элементов и участков трубопровода.

Характерным уравнением для отвода газопровода высокого давления служит уравнение (1.2-7)

$$p_1^2 - p_2^2 = k_1 q^2. \quad (8.3-1)$$

Течение газа, выраженное в единицах стандартного объема, имеет вид

$$q = \left[\frac{p_1^2 - p_2^2}{k_1} \right]^{0.5}, \quad (8.3-2)$$

где

$$k_1 = 1.95 \times 10^{-4} \left(\frac{p_{\text{ср}}}{T_{\text{ср}}} \right)^3 \frac{IMT\bar{\lambda}}{d_B^6}. \quad (8.3-3)$$

В низконапорном газопроводе с давлением, близким к атмосфериому, $\bar{z}=1$, тогда

$$p_1^2 - p_2^2 = (p_1 + p_2)(p_1 - p_2) \approx 2p_{\text{ср}}(p_1 - p_2),$$

а приведенные уравнения примут вид

$$p_1^2 - p_2^2 = k_2 q^2, \quad (8.3-4)$$

$$q = \left[\frac{p_1^2 - p_2^2}{k_2} \right]^{0.5}. \quad (8.3-5)$$

Соответственно

$$k_2 = 0.975 \times 10^{-4} \frac{p_{\text{ср}} IMT\bar{\lambda}}{T_{\text{ср}}^2 d_B^6}. \quad (8.3-6)$$

Работу компрессора можно аппроксимировать функцией

$$q = \frac{p}{k_3 \left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{k_4} + k_5}, \quad (8.3-7)$$

где k_3 , k_4 и k_5 — постоянные компрессора.

Работа регуляторов давления описывается уравнениями течения через штуцеры. Если перепад давления меньше критического (течение дозвуковое) и газ не содержит жидкости, уравнение (1.5-2) будет справедливым, то есть

$$q = k_6 p_1 \sqrt{\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{2}{x}} - \left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{x+1}{x}}}, \quad (8.3-8)$$

где

$$k_6 = \sqrt{2R} \frac{\pi}{4} d_{\text{шт}}^2 \frac{T_{\text{ср}}}{p_{\text{ср}}} \alpha \sqrt{\frac{1}{MT_1} \frac{x}{x-1}}. \quad (8.3-9)$$

Если перепад давления больше критического (текущее звукос), то p_2/p_1 должно быть заменено выражением в уравнении (1.5-3), и характерная зависимость будет иметь вид

$$q = k_7 p_1. \quad (8.3-10)$$

Приток продукции в скважины, вскрывшие газоносный горизонт, описывается выражением

$$q = k_8 (p_1^2 - p_2^2)^n, \quad (8.3-11)$$

где p_1 — пластовое давление; p_2 — давление на устье скважины; k_8 — коэффициент продуктивности.

Когда известны элементы транспортной газовой системы, можно построить математическую модель всей системы. При формировании принципов моделирования была проведена аналогия между потоком газа в сети трубопроводов и течением электричества в электрических сетях и применены законы Кирхгоффа к газовому потоку. Первый закон: алгебраическая сумма газовых потоков, входящих и выходящих из узловых точек, равна нулю — применяют к любому узлу сетки газопровода, то есть

$$\sum_{i=1}^m q_i = 0, \quad (8.3-12)$$

где m — число участков газопроводов, соединяющих узловые точки. Газ, поступающий в узловую точку, имеет положительный знак. По второму закону Кирхгоффа, для любого кольцевого газопровода высокого давления алгебраическая сумма перепадов давлений, взятых с соответствующими знаками, при движении по газопроводу равна нулю, то есть

$$\sum_{i=0}^n (p_1^2 - p_2^2)_i = 0, \quad (8.3-13)$$

где n — число соединяющих участков в кольцевом газопроводе, а p_1 и p_2 — соответственно давления в начале и в конце соответствующих участков.

В сети с потреблением газа низкого давления сжимаемость газа незначительна, и формулу (8.3-13) можно упростить:

$$\sum_{i=1}^n (p_1 - p_2)_i = 0. \quad (8.3-14)$$

8.3.2. ГАЗОПРОВОДНЫЕ СИСТЕМЫ БЕЗ КОЛЬЦЕВЫХ УЧАСТКОВ

а) Численные методы

В системе без кольцевых участков соединяющие участки, сходящиеся в узловые точки, никогда не образуют замкнутых газопроводов. На рис. 8.3-1 показана гипотетическая система без отводов. Газ входит

через точку I и проходит по газопроводу через точки II , III и IV . Давления и производительности в такой системе, допуская, что все соединяющие участки рассматриваются как отводы газопровода, рассчитываются следующим образом. При известных объемах газа, соответственно поступивших или отобранных из узловых точек, по уравнению (8.3-13) можно вычислить производительность отводов газопровода. Затем по

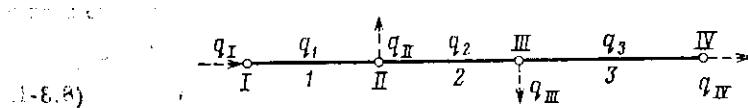


Рис. 8.3-1. Схема гипотетического газопровода без кольцевых участков

уравнению (8.3-1) вычисляют перепады давления в отводах и давления в узловых точках.

Пример 8.3-1. Даны поступления и отборы газа через четыре узловые точки газопровода (см. рис. 8.3-1), параметры трех ответвлений газопровода и заданное конечное давление $p_{IV}=1,8$ МПа для точки IV ; найти давление нагнетания газа p_I , необходимое для обеспечения заданных производительностей и конечного давления; найти давление в каждой узловой точке. Коэффициенты сопротивления рассчитаны по уравнению (8.3-3). Коэффициенты k_i заменены на k_i . Параметры отводов газопровода производительности узловых точек падения давлений в отводах газопровода и заданное конечное давление приведены в колонках 3, 4, 7, 9. Табл. 8.3-1.

Таблица 8.3-1

Узловая точка i	Отвод газопровода i	$k_i \cdot 10^{10} \frac{\text{Н}^2\text{с}^2}{\text{м}^{10}}$	$q_i \cdot 10^{10} \frac{\text{м}^3}{\text{с}}$	$q_i \cdot \frac{\text{м}^3}{\text{с}}$	$k_i q_i \cdot 10^{10} \frac{\text{Н}^2}{\text{м}^2}$	$k_i q_i^2 \cdot 10^{10} \frac{\text{Н}^2}{\text{м}^4}$	$p_i^2 \cdot 10^{10} \frac{\text{Н}^2\text{с}^2}{\text{м}^{10}}$	$p_i \cdot 10^5 \text{ Па}$
1	2	3	4	5	6	7	8	9
I	—	249,0	+2,38	2,38	592,6	1410,4	3008,5	54,9
II	1	145,0	-0,38	2,00	290,0	580,0	1598,1	40,0
III	2	482,0	-0,80	1,20	578,4	694,1	1018,1	31,9
IV	3	—	-1,20				324,0	18,0

Производительности отводов газопровода, приведенные в колонке 5, можно рассчитать, используя закон узловых точек 8.3-12. Теперь, зная p_{IV} , можно найти давления узловых точек:

$$p_i^2 = p_{IV}^2 + \sum_{i=j}^3 k_i q_i^2 \quad (8.3-15)$$

$j = III; II; I$.

Давление нагнетания газа в газопровод, необходимое для обеспечения конечного давления $p_{IV}=1,8$ МПа, равно 5,49 МПа.

Расчет несколько усложнится, если давления нагнетания, конечное давление, подача и отбор в промежуточных узловых точках заданы и необходимо определить максимальную производительность начального участка. При решении пользуются методом последовательной аппроксимации (Хайн, 1968), состоящим из следующих этапов: 1) оценка максимальной производительности $q_i^{(1)}$ первого отвода газопровода; 2) определение первого приближения производительности $q_i^{(1)}$ отдельных отводов по (8.3-12); 3) определение падения давлений в отводах по уравнению 8.3-1; 4) расчет давления в узловых точках, относящихся к $q_i^{(1)}$, вычисленных в первом приближении по зависимости

$$p_j^2 = p_1^2 - \sum_{i=1}^{j-1} (p_i^2 - p_2^2)_i; \quad (8.3-16)$$

$$j = \text{III; II; I, ..., } m,$$

где m — число узловых точек;

5) корректировка производительности, определенной в пункте 2 для отдельных отводов по выражению

$$q_i^{(2)} = q_i^{(1)} + \Delta q,$$

где

$$\Delta q = -\frac{p_m^2 - p_m^{(1)2}}{\frac{n}{2} \sum_{i=1}^n k_i q_i^{(2)}}, \quad (8.3-17)$$

если значение $(p_m^2 - p_m^{(1)2})$ больше допускаемой погрешности; 6) повторение процедуры от этапа 3 до тех пор, пока заданные и вычисленные конечные давления совпадут в пределах заданной погрешности.

Таблица

Узловая точка	Отвод газопровода	$k_i \cdot 10^{10} \text{ H}^2\text{c}^2 / \text{m}^10$	$q_j, \frac{\text{м}^3}{\text{с}}$	$q_i^{(1)}, \frac{\text{м}^3}{\text{с}}$	$k_i q_i^{(1)}, \frac{10^{10} \text{ H}^2\text{c}}{\text{м}^2}$	$k_i q_i^{(1)2}, \frac{10^{10} \text{ H}^2}{\text{м}^4}$
I	1	249,0		1,38	592,6	1410,4
II	2	145,0	-0,38	2,00	290,0	580,0
III	3	482,0	-0,8	1,20	578,4	694,1
IV						

Расчет (1): $\Sigma k_i q_i^{(1)} = 1461,0 \times 10^{10}$,

$q_1 = 2,38 \text{ м}^3/\text{с} \rightarrow q_{1V} = 1,2 \text{ м}^3/\text{с}$,

$$\Delta q = -\frac{(16 \times 10^6)^2 - (18,5 \times 10^6)^2}{2 \times 1461,0 \times 10^{10}} = 0,029 \approx 0,03.$$

Пример 8.3-2. Найти максимальную подачу газа в узловой точке IV газопровода с параметрами, приведенными в предыдущем примере, если $p_1 = 5,5 \text{ МПа}$ и $p_{IV} = 1,6 \text{ МПа}$. Основные данные решения сведены в таблицу 8.3-2. Максимальный расход, достижимый на выходном конце газопровода, равен $1,23 \text{ м}^3/\text{с}$.

При двух приближениях, примененных для решения задачи, значения k_i были неизменными, хотя производительность и давления в конце отводов были различными. Это связано с тем, что поток полностью турбулентный и коэффициент трения не зависит от числа Рейнольдса, изменение средних давлений в отводах незначительно. Поэтому изменением коэффициента сжимаемости γ можно пренебречь.

Если на газопроводе установлен дожимной компрессор, то максимальную производительность газопровода можно рассчитать следующим образом (Хайн, 1968). Этапы: 1) — 3) такие же, как и в предыдущем примере; 4) при известных подаче газа, давлении на приеме и производительности установленного компрессора определяют давление на выходе компрессора для рассматриваемой узловой точки; 5) давление на конце газопровода рассчитывают на основе данных выходного давления и падения давлений в отдельных отводах; 6) если вычисленные давления отличаются от заданных, то пропускную способность отвода корректируют, используя зависимость

$$q_i^{(2)} = q_i^{(1)} + \Delta q,$$

$$\Delta q = \frac{p_m^2 - p_m^{(1)2}}{2 \left[\frac{(p_2)_k - (p_1)_k}{q_k} + \sum_{i=1}^n k_i q_i^{(1)} \right]}, \quad (8.3-18)$$

где $(p_1)_k$ и $(p_2)_k$ — давления на приеме и выходе компрессора и q_k — производительность компрессора.

б) Графические методы

Быстрый и простой графический метод для определения пропускной способности и давления газопроводной системы, основанный на диаграммах, предложен ван ден Хенде (1969 г.).

8.3-2

$\frac{p_j^2}{10^{10} \text{ H}^2 \text{ м}^2}$	$p_j, 10^6 \text{ Па}$	$q_i^{(2)}, \text{ м}^3/\text{с}$	$\frac{k_i q_i}{10^{10} \text{ H}^2 \text{ с}} \text{ м}^2$	$k_i q_i^{(2)2}, 10^{10} \text{ Па}^2$	$\frac{p_j^2}{10^{10} \text{ Па}^2}$	$p_j, 10^6 \text{ Па}$
3025,0	55,0	2,41	600,0	1446,2	3025,0	55,0
1614,6	2,03	296,2	601,2	1578,8	39,7	39,7
1034,6	1,23	592,9	729,2	977,6	31,3	31,3
340,5	18,5			248,4	15,8	15,8

Расчет (2): $\Sigma k_i q_i^{(2)} = 1489,2 \times 10^{10}$,

$q_1 = 2,41 \text{ м}^3/\text{с} \rightarrow q_{IV} = 1,23 \text{ м}^3/\text{с}$,

$$\Delta q = - \frac{(16 \times 10^5)^2 - (15,8 \times 10^6)^2}{2 \times 1489,2 \times 10^{10}} = -0,0025.$$

Сначала строят серию кривых $\Delta p = f(p_1)q$ (рис. 8.3-2) для рассматриваемых газопроводов, используя уравнение

$$\Delta p = p_1 - p_2 = p_1 - \sqrt{p_1^2 - kq^2}. \quad (8.3-19)$$

Здесь p_2 определяют по уравнению (8.3-1). Коэффициент k в уравнении (8.3-19) идентичен коэффициенту k_1 в уравнении (8.3-3). Значения λ и z представляют функции p и q . Построение кривых можно упростить, допуская, что λ и z являются постоянными величинами для любых значений p и q .

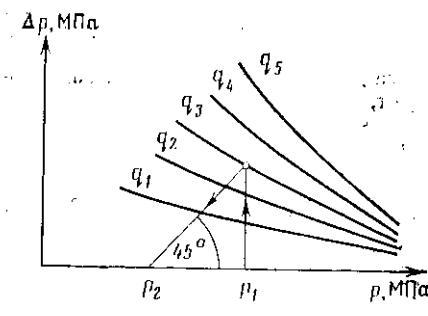


Рис. 8.3-2. Графический способ расчета газопровода по пан ден Хенде (1969 г.)

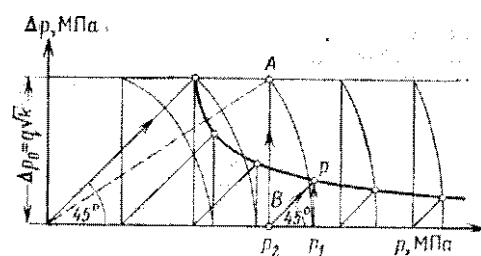


Рис. 8.3-3. Кривая $\Delta p = f(p)$ по-ван ден Хенде (1969 г.)

Ван ден Хенде разработал способ для определения k из формулы $k = C/t$, где C — табличная величина, зависящая от диаметра газопровода d . Независимо от способа определения k кривые могут строиться графическим способом (рис. 8.3-3). Значение p_0 определяют по уравнению (8.3-1) после подстановки $p_2=0$, т. е. $\Delta p_0=q\sqrt{k}$. Уравнение (8.3-1) справедливо для любой точки этой кривой. Гипотенуза треугольника OAB равна абсциссе точки p_1 , и в треугольнике $p_1^2=p_2^2+kq^2$. Когда имеется серия кривых, характеризуемых данным k , любой из трех параметров p_1 , p_2 и q газопровода можно при двух известных быстро определить.

Пример 8.3-3. Найти давление p_1 в начале газопровода, необходимое для обеспечения конечного давления $p_1 V = 1,8$ МПа, (см. рис. 8.3-1) с параметрами, приведенными в примере 8.3-1.

На рис. 8.3-4 приведена серия кривых, рассчитанных по уравнению (8.3-19). Давление в начале газопровода определяется построением сплошной линии, как показано на рис. 8.3-4. Результатирующее давление в начале газопровода $p_1 = 5,5$ МПа. Этот графический способ пригоден также достаточно успешно для решения ряда других задач.

Пример 8.3-4. В том же газопроводе необходимо поднять давление в узловой точке III с 3,19 до 3,5 МПа. На сколько должно возрасти давление в начале газопровода и какие давления будут в узловых точках II и IV?

Решение этой задачи показано пунктирной линией (см. рис. 8.3-4). Результат: $\Delta p_1 = 0,15$ МПа, $p_{II} = 4,27$ МПа; $p_{IV} = 2,43$ МПа.

8.3.3. СИСТЕМЫ ГАЗОПРОВОДОВ С КОЛЬЦЕВЫМИ УЧАСТКАМИ

Первая методика для моделирования кольцевых газопроводных систем низкого давления, разработанная Кросом (1936 г.), является некоторой модификацией методики для систем высокого давления (Хайн,

1968). Проиллюстрируем применение этой методики (рис. 8.3-5). Известны направления потока газа в узловых точках I—IV, давление p_i в узловой точке I. Необходимо найти расходы газа в отводах сети, а

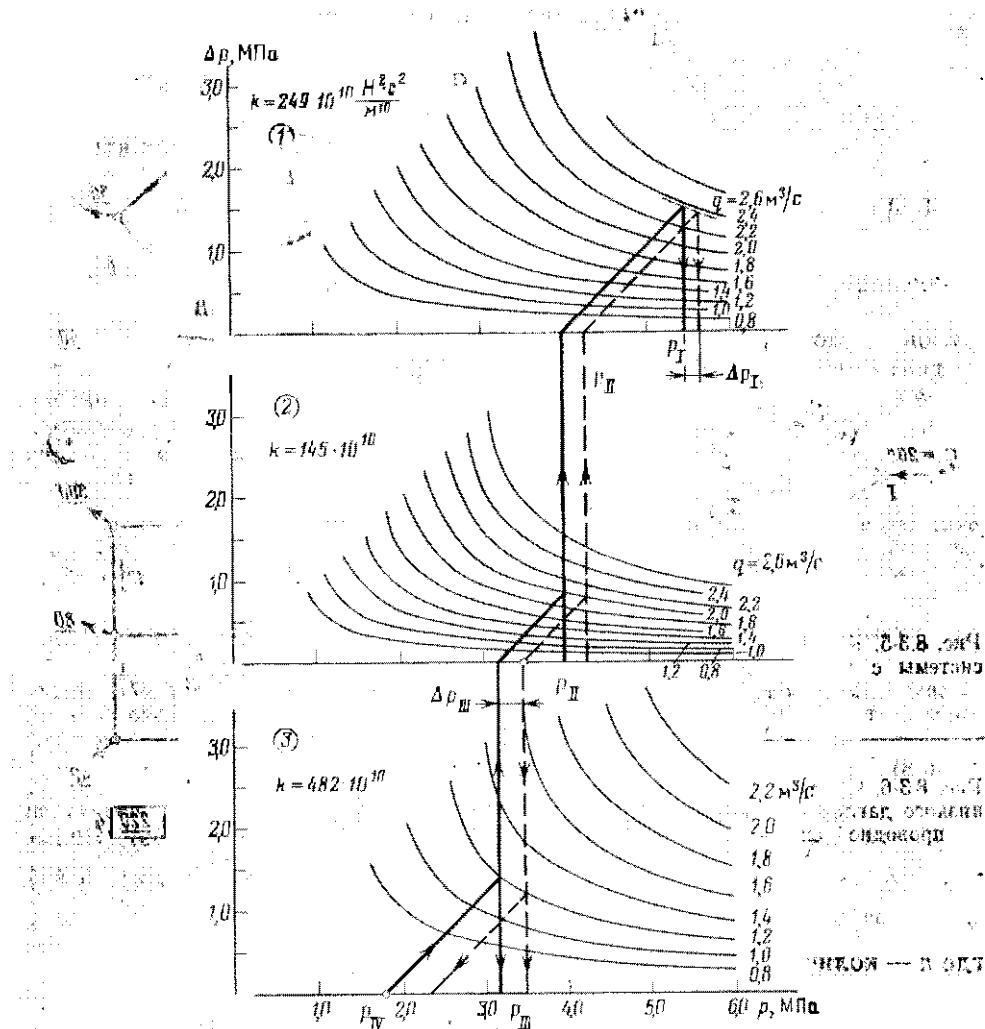


Рис. 8.8-4. Изменение пропускной способности и давления в трубопроводе, приведенном на рис. 8.3-1

также давления в оставшихся узловых точках. Примем направление вращения по часовой стрелке 1, 2 положительным. Применим закон узловой точки, чтобы найти пропускную способность $q_i^{(1)}$. К установившемуся потоку применим уравнение (8.3-13) или (8.3-14). Если при-

нять, что значения первого приближения пропускной способности $q_i^{(1)}$ в отводах отличаются на Δq от действительной,

$$\sum_{i=1}^n k_i |q_i^{(1)} + \Delta q| q_i^{(1)} + \Delta q = 0,$$

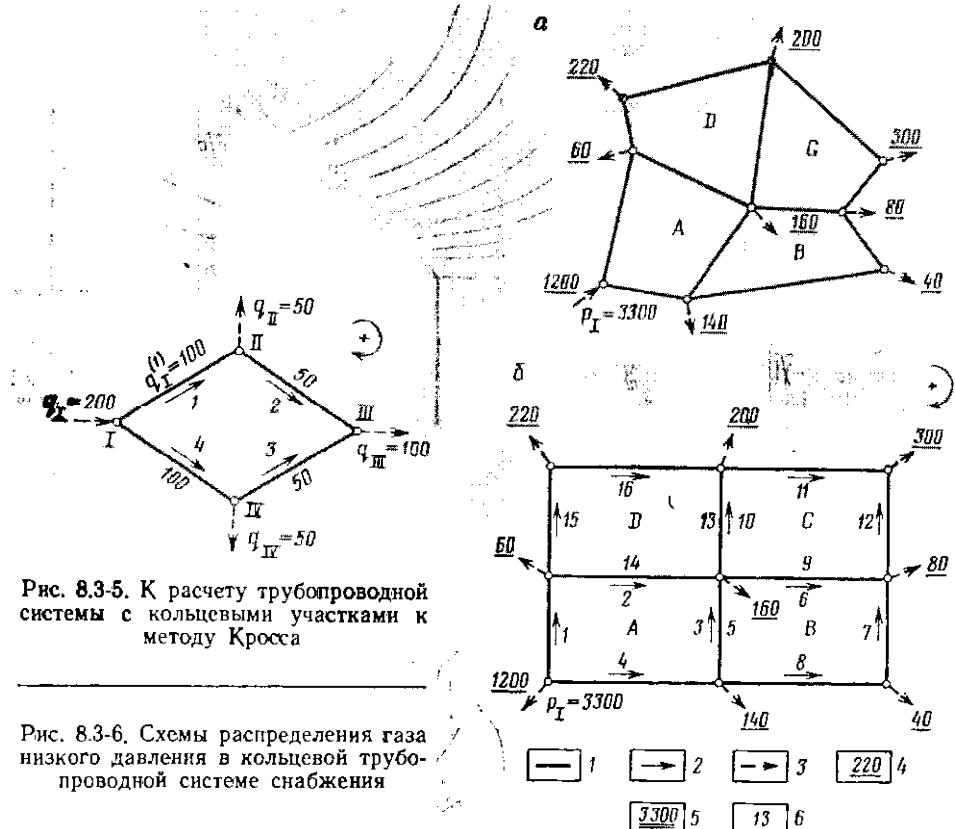


Рис. 8.3-5. К расчету трубопроводной системы с кольцевыми участками к методу Кросса

Рис. 8.3-6. Схемы распределения газа низкого давления в кольцевой трубопроводной системе снабжения

где n — количество соединяющих отводов. Отсюда

$$\Delta q = -\frac{\sum_{i=1}^n k_i |q_i^{(1)}| q_i^{(1)}}{2 \sum_{i=1}^n k_i |q_i^{(1)}|} \quad (8.3-20)$$

при условии, что $\Delta q \ll q_i$; значение второго приближения пропускной способности в отводах теперь можно вычислить как

$$q_i^{(2)} = q_i^{(1)} + \Delta q. \quad (8.3-21)$$

Если после k -го последовательного приближения значение Δq будет в пределах допустимой погрешности, тогда давления в узловых точках можно рассчитать, используя зависимость

$$p_j^2 = p_1^2 - \sum_{i=1}^{j-1} k_i |q_i^{(k)}| q_i^{(k)} \quad (8.3-22)$$

$j = I, II, \dots$

для сети газопроводов высокого давления или

$$p_i = p_1 - \sum_{i=1}^{j-1} k_i |q_i^{(k)}| q_i^{(k)} \quad (8.3-23)$$

для сети газопроводов низкого давления; k равно k_1 в уравнении (8.3-3) в первом случае и k_2 в уравнении (8.3-6) во втором.

Если система состоит из нескольких кольцевых участков, то после первого приближения оценки производительности в отдельных отводах рассчитываются Δq для каждого участка и затем осуществляется их коррекция. Производительности отводов, общих для двух кольцевых участков, корректируются, используя Δq , определяемые для обоих участков. Проиллюстрируем это на примере сети низкого давления.

Пример 8.3-5. Даны расходы газа в узловых точках (рис. 8.3-6, а) и давление $p_{1(1)} = 3300$ Па узловой точки $I(I)$; найти пропускную способность отводов и давления в узловых точках. Рассматриваемые участки являются сбалансированными, если со-

блюдаются условие $\left| \sum_{i=1}^n \Delta p_i \right| < 5$ Н/м². Модель сети газопроводов показана на

рис. 8.3-6, б. Нумерация, диаметры и длины отводов, составляющие луплиги, приведены в колонках 2—4 табл. 8.3-3. Падение давления в отводах рассчитывают по соотношению

$$\Delta p_i = k_i |q_i| q_i, \quad (8.3-24)$$

полученному из уравнения (8.3-4); k_i определяют по уравнению (8.3-6), где $\rho_u = 1,014 \times 10^5$ Па; $T_u = 288,2$ К, $M = 16,03$ кг/кмоль, $\bar{T} = 283$ К; λ — по уравнению (1.2-5). После подстановок $k_i = 5,079 \times 10^{-3} \frac{l_i}{d_i^{0.333}}$. Расчетанные величины приведены в колонке 5; пропускные способности отводов первого приближения — в колонке 6. Падение давления (колонка 8) рассчитывают по уравнению (8.3-24); Δq для отдельных кольцевых участков определяют из уравнения (8.3-20), например, для участка A :

$$\Delta q_A = \frac{26,70}{2 \times 0,5289 \times 10^4} = -0,252 \times 10^{-2} \text{ м}^3/\text{с}.$$

Данные колонки 8 показывают, что $\left| \sum_{i=1}^4 \Delta p_i \right|$ превышает допустимое 5 Н/м²,

так что значения, приведенные в колонке 6б, должны быть скорректированы. В отводах, которые относятся к одному только кольцевому участку, корректировку полученного значения пропускной способности осуществляют по уравнению (8.3-21). В отводах, общих для двух участков, пропускные способности должны быть одинаковыми (колонка 10). Корректировку этих величин осуществляют следующим образом. Первое приближение для отводов 2 и 14 (колонка 6б) — $5,556 \times 10^{-2}$ м³/с со знаками,

соответствующими направлению вращения. Абсолютное значение скорректированной величины пропускной способности для отвода 2, вычисленное по уравнению (8.3-21), не приведенное в таблице, равно $5,304 \times 10^{-2} \text{ м}^3/\text{с}$. Расход газа в отводе 14 приравнивается этому значению и затем корректируется, используя коррекцию для участка D и уравнение (8.3-21). Полученное значение равно $4,076 \times 10^{-2} \text{ м}^3/\text{с}$, и соответственно пропускная способность отвода 2 — $4,076 \times 10^{-2} \text{ м}^3/\text{с}$. Эти значения заносят в колонку

Таблица

Кольцевой участок	Отвод	d_i м	l_i м	k_i $10^4 \text{ Нс}^2/\text{м}^5$	$q_i^{(1)}$ $\text{м}^3/\text{ч}$	$q_i^{(1)}$ $10^{-2} \text{ м}^3/\text{с}$	$k_i q_i^{(1)}$ $10^4 \text{ Нс}/\text{м}^6$
1	2	3	4	5	6а	6б	7
<i>A</i>	1	0,3071	450	0,1240	700	14,444	0,0241
	2(14)	0,1541	420	4,5759	200	5,556	0,2542
	3(5)	0,1541	370	4,0311	—200	—5,556	0,2240
	4	0,2589	280	0,1917	—500	—13,889	0,0266
<i>B</i>	5(3)	0,1541	370	4,0311	200	5,556	0,2240
	6(9)	0,1023	290	28,087	200	5,556	1,5604
	7	0,1023	240	23,245	—120	—3,333	0,7748
	8	0,1023	660	63,923	—160	—4,444	2,8410
	9						5,4002
<i>C</i>	9(6)	0,1023	290	28,087	—200	—5,556	1,5604
	10(13)	0,1541	480	5,2296	40	1,111	0,0581
	11	0,1023	480	46,489	60	1,667	0,7748
	12	0,1023	220	21,308	—240	—6,667	1,4205
<i>D</i>	13(10)	0,1541	480	5,2295	—40	—1,111	0,0581
	14(2)	0,1541	420	4,5759	—200	—5,556	0,2542
	15	0,3071	180	0,0496	440	12,22	0,0061
	16	0,2051	500	1,1859	220	6,111	0,0725
							0,3909

ку 10. Итерация продолжается с q_i : колонки 10. Повторяя вычисление семь раз, получают значение последнего расчета. Окончательные результаты сводят в колонках 11—14. В каждом случае

$$\left| \sum_{i=1}^n \Delta p_i \right|$$

находится в пределах 5 Па (колонки 12).

В колонках 13 и 14 даны величины p_{1i} и p_{ni} давлений соответственно в начале и конце отводов, основанные на данных падения давления, приведенных в колонке 12, и условия $p_{1i}=3300$ Па в узловой точке с отводами 1 и 4.

Основным преимуществом метода Кросса является его простота, а недостатком — медленная сходимость, которая делает этот метод неэкономичным. Для устранения этого недостатка Ренауар усовершенствовал вариант метода Кросса (1968 г.). Метод Ренауара приемлем для моделирования установившихся потоков в несложных кольцевых газопроводных сетях. Методика Ренауара была обобщена Пернеллем и использовалась для расчета газовых сетей любого размера (1968 г.). Сущность последнего метода состоит в следующем. В предыдущем примере была необходима коррекция пропускной способности для каждого кольцевого участка в каждом этапе итерации. Отметим, что коррекция должна рассчитываться путем Δq_A для участка A, Δq_B — для участка B и т. д. Коррекция пропускной способности отвода (отводов)

общих для участков *A* и *B* определяется как $(\Delta q_A - \Delta q_B)$, общих для участков *B* и *C* — как $(\Delta q_B - \Delta q_C)$ и т. д.

Уравнение (8.3-20) позволяет нам дописать для *n* кольцевых участков *n* линейных уравнений в *n* коррекциях пропускной способности Δq_A , Δq_B , Δq_C и т. д. Коррекции определяются решением этой системы

8.3-3

$\Delta p_i = k_i q_i^{(1)} \mid q_i^{(k)}$ Па	Δq $10^{-2} \text{ м}^3/\text{с}$	$q_i^{(2)}$ $10^{-2} \text{ м}^3/\text{с}$	$q_i^{(8)}$ $10^{-2} \text{ м}^3/\text{с}$	$q_i^{(8)}$ $\text{м}^3/\text{ч}$	$\Delta p = k_i q_i^{(8)} \mid q_i^{(8)}$ Па	$P_I i$ Па	$P_{II} i$ Па
8	9	10	11a	11b	12	13	14
46,87		19,192	20,960	754,6	54,47	3300	3246
141,23	-0,252	4,076	4,532	163,2	93,98	3246	3152
-124,42		-6,298	-5,486	-197,5	-121,30	3152	3273
-36,99		-14,141	-12,373	-445,4	-29,35	3273	3302
26,70					-2,20		
12,42		6,298	5,486	197,5	121,30	3273	3152
866,89		3,846	4,353	156,7	532,14	3152	2619
-258,27		-2,843	-1,888	-68,0	-82,81	2619	2702
1262,7		-3,954	-2,999	108,0	-574,75	2702	3277
-529,64					-4,12		
-866,89		-3,846	-4,353	-156,7	-532,14	2619	3152
6,46	2,200	2,083	1,220	43,9	7,79	3152	3144
129,14		3,867	4,315	155,3	865,76	3144	2278
-947,0		-4,466	-4,018	144,6	-343,98	2278	2622
-1678,3					-2,58		
-6,46		-2,083	-1,220	-43,9	-7,78	3144	3152
-142,23	1,228	-4,076	-4,532	-163,2	-93,98	3152	3246
7,41		13,450	14,762	531,4	10,81	3246	3235
44,29		7,339	8,651	311,4	88,74	3235	3146
95,99					-2,32		

уравнений. После коррекции полученные значения проверяются, чтобы видеть, соответствуют ли они (8.3-13); если совокупность падений давления кольцевых участков превышает заданные пределы, то процедура повторяется. Этот метод обеспечивает достаточно точный результат в два или три этапа, даже если первые оценки дают широкий разброс.

Метод Стонера для расчета кольцевых газопроводных сетей основан на уравнении неразрывности (Стонер, 1970 г.). Этот метод имеет преимущество; если метод Кросса используется только для составления карт пропускных способностей и давлений сетей, то метод Стонера дает любые параметры (диаметр трубы, отвода, мощность компрессора, число скважин в подземном хранилище, диаметр штуцеров для снижения давления в газопроводах и т. д.) комплексных систем. Однако этот метод очень сложен и требует значительно большего времени работы вычислительных машин.

Схема для расчета этим методом приведена на рис. 8.3-7. Узловая точка 11 выбрана как пример. Газ по газопроводу подают на прием компрессора 13 и потребителю. В точке 11 в газопровод поступает газ

из подземного хранилища 12. Уравнение неразрывности для точки 11 запишется в виде

$$F_{11} = (q_{12-11})_x - (q_{13-11})_k + (q_{10-11})_{tr} - q_{\text{вых } 11} = 0, \quad (8.3-25)$$

где индексы x — газовое хранение, k — компрессор, tr — трубопровод, вых — отбор газа из точки 11.

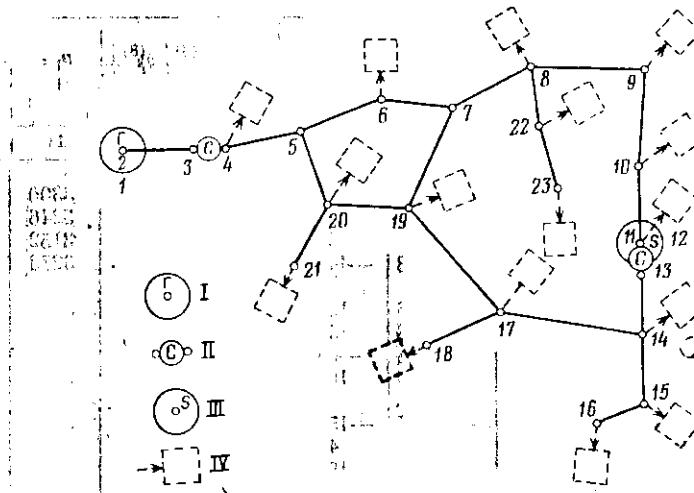


Рис. 8.3-7. Региональная газопроводная система:

I — газовое месторождение; II — компрессорная станция; III — газохранилище; IV — потребитель

Поток газа в узловую точку положителен. F_{11} равно нулю, если узловая точка сбалансирована, то есть если удовлетворяется условие $|F_j| < \epsilon$, где ϵ — допустимая погрешность. Вводя в это уравнение зависимости (8.3-1), (8.3-7) и (8.3-11), мы получим

$$\begin{aligned} F_{1,1} = J_{12-11} (|\rho_{12}^2 - \rho_{11}^2|)_n S_{12-11} - \frac{\rho_{13-11}}{k_3 \left(\frac{\rho_{13}}{\rho_{11}} \right)^{k_4} + k_5} + \\ + \frac{(|\rho_{10}^2 - \rho_{11}^2|)^{0.5}}{(k_1)_{10-11}^{0.5}} S_{10-11} - q_{\text{вых } 11} = 0, \end{aligned} \quad (8.3-26)$$

где $S_{i,j}$ — коэффициент знака, зависящий от направления потока газа.

$$S_{i,j} = \text{знак} (\rho_i - \rho_j) = \begin{cases} +1, & \text{если } \rho_i \geq \rho_j, \\ -1, & \text{если } \rho_i < \rho_j. \end{cases}$$

Записав n уравнений непрерывности для n узловых точек системы, мы получим нелинейную систему уравнений, представляющую математическую модель системы при установленном режиме течения газа. Уравнения содержат $(2n+m)$ параметров, где n — количество узловых точек, а m — число участков газопровода, входящих в узловую точку. Мод-

дель из n уравнений будет в принципе давать любые n неизвестных из $(2n+m)$ параметров, если оставшиеся $(n+m)$ параметры даны. Эти уравнения, сходные с уравнением (8.3-26), могут быть написаны в форме

$$F_j(x_1, x_2, \dots, x_n) = 0, \quad j=1, 2, \dots, n. \quad (8.3-27)$$

Решить нелинейную систему уравнений (8.3-27), представляющих математическую модель сети газопроводов, можно методом Ньютона—Рафсона. Этот метод дает линейные зависимости для корректировки первоначальных оценочных значений неизвестных. Допустим, что значение i -го неизвестного, обозначенного x_i , будет $x_i^{(k)}$ после k -го этапа итерации; тогда

$$x_i^{(k+1)} = x_i^{(k)} + \Delta x_i^{(k+1)}, \quad i=1, 2, \dots, n, \quad (8.3-28)$$

где Δx_i получают на каждом этапе итерации решением линейной системы уравнений

$$\sum_{i=1}^n \frac{\partial F_j}{\partial x_i} \Delta x_i = -F_j, \quad j=1, 2, \dots, n. \quad (8.3-29)$$

$\frac{\partial F_j}{\partial x_i}$ являются производными от уравнений непрерывности потока в узловых точках, взятых при x_i , рассчитанных на предыдущем этапе итерации. Линейную систему уравнений (8.3-29) решают прямым исключением. Метод Ньютона — Рафсона требует, чтобы первоначальные значения $x_i^{(0)}$ неизвестных x_i были заданы. Сходимость итерации будет зависеть в значительной степени от добротности этих оценок, даже в очень простой системе. Необходимую скорость сходимости можно обеспечить в соответствии с теоремой Стонера. Вводя коэффициент ускорения α_i , уравнение (8.3-28) можно написать в форме

$$x_i^{(k+1)} = x_i^{(k)} + \Delta x_i^{(k+1)} \alpha_i. \quad (8.3-30)$$

Величину α_i можно определить следующим образом.

$$\text{Допустим } A_i = \frac{\Delta x_i^{(k+1)}}{\Delta x_i^{(k)}};$$

если $A_i \leq -1$, то $\alpha_i = 0,5 |A_i|$;

если $-1 < A_i < 0$, то $\alpha_i = 1,0 - 0,5 |A_i|$;

если $0 < A_i < 1$, то $\alpha_i = 1,0 - 2,0 |A_i|$;

если $A_i \geq 1$, то $\alpha_i = 3$.

На первых двух этапах итерации, где сходимость более вероятна, лучше принять $\alpha_i = 0,5$, чтобы гарантировать сходимость. В последующих этапах величину α_i определяют, как было показано выше, на каждом отдельном этапе. Этот метод гарантирует сходимость в каждом случае и дает результаты удовлетворительной точности после 6—10 итераций.

Стонер (1971—1972 гг.) при разработке этого метода показал, как изменения некоторых параметров системы воздействуют на остальные параметры. Например, как необходимо изменить входное давление и скорость течения или мощность компрессора, чтобы удовлетворить новые требования потребителя? Схематично этот способ можно описать следующим образом.

Обозначим через y_i те n параметров, чьи изменения нас интересуют, после того как другие m параметров системы, обозначенные x_i , уже изменились. Тогда нелинейная система уравнений (8.3-26), представляющая модель системы, может быть записана в форме

$$F_j(y_1, y_2, \dots, y_n; x_1, x_2, \dots, x_m) = 0 \quad j=1, 2, \dots, n. \quad (8.3-31)$$

Разложение в ряд Тейлора функции F_j дает

$$\sum_{i=1}^n \frac{\partial F_j}{\partial y_i} dy_i + \sum_{i=1}^m \frac{\partial F_j}{\partial x_i} dx_i = 0, \quad j=1, 2, \dots, n. \quad (8.3-32)$$

Каждая из двух серий производных $\partial F_j / \partial y_i$ и $\partial F_j / \partial x_i$ формально идентична производным уравнения (8.3-29) и может рассматриваться как матрица:

$$J = \begin{bmatrix} \frac{\partial F_1}{\partial y_1} & \dots & \frac{\partial F_1}{\partial y_n} \\ \vdots & \ddots & \vdots \\ \frac{\partial F_n}{\partial y_1} & \dots & \frac{\partial F_n}{\partial y_n} \end{bmatrix}$$

$$C = \begin{bmatrix} \frac{\partial F_1}{\partial x_1} & \dots & \frac{\partial F_1}{\partial x_m} \\ \vdots & \ddots & \vdots \\ \frac{\partial F_n}{\partial x_1} & \dots & \frac{\partial F_n}{\partial x_m} \end{bmatrix}$$

С учетом этого уравнение (8.3-32) можно переписать в матричном виде как

$$Jdy + Cdx = 0, \quad (8.3-33)$$

которое после перестановки примет вид $dy = -J^{-1}Cdx$, где $-J^{-1}$ — обратная величина J . Произведение $(-J^{-1}C)$ называется матричной чувствительностью системы, которая обозначается символом $[dy/dx]$. Эта мера изменения параметров y_i , которая является результатом от единичного изменения параметра x_i , при условии, что уравнение непрерывности движения для газа (8.3-12) справедливо для каждой узловой точки. Достаточно определить матричную чувствительность, чтобы определить путем простого матричного умножения изменение параметров

y_i системы от любого изменения в параметрах x_i , представленных вектором Δx :

$$\Delta y = \left[\frac{dy}{dx} \right] \Delta x. \quad (8.3-34)$$

8.4. НЕСТАЦИОНАРНЫЙ ПОТОК В ТРУБОПРОВОДНЫХ СИСТЕМАХ

Если жидкость, текущая в трубах несжимаема, то любые изменения режима течения будут происходить одновременно в любой точке трубопровода. Такое неустановившееся течение в любой момент времени может быть описано уравнениями для установившегося течения.

При транспортировании сжимаемого газа изменение спроса вызовет изменение давления в начале трубопровода, на которое затратится некоторое время Δt . Уравнения для установившегося течения тогда могут быть применены только к бесконечно малым участкам трубопровода. Для определения параметров газа в сложных системах газопроводов значительной длины из этих основных зависимостей могут быть выведены уравнения.

Благодаря ЭВМ, за последние 15 лет разработано несколько методов для моделирования газового потока в сложных трубопроводных системах.

8.4.1. ОСНОВНЫЕ ЗАВИСИМОСТИ

Зависимости, описывающие течение в трубопроводах ограниченной длины, могут быть получены из четырех основных уравнений.

Уравнение непрерывности имеет вид

$$\frac{\partial q_m}{\partial x} + \frac{\partial (\rho A_i)}{\partial t} = 0. \quad (8.4-1)$$

Уравнение энергии при неустановившемся движении потока можно записать как

$$\frac{\partial p}{\partial x} + \rho g \sin \alpha + \frac{\lambda v^2 g}{2 \alpha_i} + \rho \frac{\partial v}{\partial t} = 0. \quad (8.4-2)$$

Уравнение состояния газа, рассматриваемого как изотермическое, выражается соотношением (8.1-1)

$$\frac{p}{\rho} = z \frac{R}{M} T.$$

Четвертая основная зависимость

$$z = f(p)_t$$

имеет несколько решений, применяемых на практике, одно из которых осуществляется по уравнению (8.1-9). Если z заменяется его средним значением и рассматривается постоянным, то число основных уравнений

снижается до трех и уравнение (8.1-1) может быть записано в упрощенной форме:

$$\frac{\rho}{\rho} = B^2, \quad (8.4-3)$$

где B — изотермическая скорость звука.

Уравнения (8.4-1) и (8.4-3) означают

$$F_1 = \frac{B^2}{A_i} \frac{\partial q_m}{\partial x} + \frac{\partial p}{\partial t} = 0, \quad (8.4-4)$$

где q_m — массовый расход,

$$q_m = \rho A_i v = \frac{p}{B^2} A_i v.$$

По уравнениям (8.4-2), (8.4-3) и приведенному определению q_m

$$F_2 = \frac{\partial p^2}{2\partial x} + \frac{p \partial q_m}{A_i \partial t} + \frac{p^2 g}{B^2} \sin \alpha + \frac{\lambda B^2 q_m |q_m|}{2\alpha_i A_i^2} = 0. \quad (8.4-5)$$

Уравнения (8.4-4) и (8.4-5) представляют систему нелинейных частных дифференциальных уравнений; при допущении, что $z = \text{const}$, они описывают неустановившийся поток в трубопроводных системах.

8.4.2. ТРАНСПОРТИРОВАНИЕ ГАЗА ПО ТРУБОПРОВОДАМ

а) Расчет системы с изменяющимся объемом потребления

Имеются два способа преодоления пульсации в трубопроводах (обычно суточной), связанный с колебаниями потребления газа. В обоих случаях исходит из того, что количество газа, поступающего в трубопровод, равняется потреблению. В первом случае ежечасное поступление газа $q_{\text{вх}}$ в трубопровод не меняется.

Давление в конце трубопровода зависит от давления в его начале и колебляется от минимально допустимого $p_{2\min}$ до пикового $p_{2\max}$.

Скорость подачи газа в такой трубопровод постоянная и не требует регулирования в пределах одного дня. Разница между объемом подаваемого газа и колебаниями потребления компенсируется самим газопроводом, действующим как буферная скорость. Недостатком этого способа является потеря давления газа при дросселировании на питющем конце, так как в течение всего дня давление превышает $p_{2\min}$, необходимое для снабжения потребителей. Этого можно избежать, если газ пропускать через турбодетандер, подключив к нему электрический генератор. Приближенный расчет трубопровода можно осуществить несколько усовершенствованным способом Смирнова и Ширковского (Силаш, 1967 г.).

Уравнение (1.2-7) можно представить в более простой форме:

$$q = k \sqrt{\frac{p_1^2 - p_2^2}{z}}. \quad (8.4-6)$$

Заметим, что в отличие от коэффициента k_1 в уравнении (8.3-2) k здесь не учитывает сжимаемость.

Из уравнения (8.4-6)

$$p_1 = \sqrt{p_2^2 + \frac{q^2 z}{k^2}} \quad (8.4-7)$$

с учетом

$$p_1/p_2 = R_p$$

$$p_1 = \frac{q R_p \sqrt{z}}{k \sqrt{R_p^2 - 1}} \quad (8.4-8)$$

Аналогично, из уравнения (8.4-6)

$$p_2 = \sqrt{p_1^2 - \frac{q^2 z}{k^2}} \quad (8.4-9)$$

и после подстановки $p_1/p_2 = R_p$, получим

$$p_2 = \frac{q \sqrt{z}}{k \sqrt{R_p^2 - 1}} \quad (8.4-10)$$

С учетом (8.4-8), (8.4-10) уравнение (1.2-26) для среднего значения давления примет вид

$$\frac{3pk}{2q \sqrt{z}} = \frac{R_p^2 + R_p + 1}{(R_p + 1) \sqrt{R_p^2 - 1}} \quad (8.4-11)$$

Графически эта зависимость представлена на рис. 8.4-11.

Приведенные соотношения позволяют определить, будет ли максимальное давление $p_{1\max}$ в начале трубопровода достаточным, чтобы удовлетворять потребность при постоянной скорости подачи газа в трубопровод. Расчет состоит в следующем. 1) Сначала строят кривую потребления газа во времени t на основе данных суточного потребления. На рис. 8.4-2 приведены значения потребления R_q по часам в процентах к суточному объему потребления. Ввод газа в трубопровод за час равен $1/24$ ежедневного потребления, то есть

$$\bar{q} = \frac{1}{24} \int_{t=0}^{24} q(t) dt$$

Линия, параллельная оси абсцисс, имеющая ординату \bar{q} , пересекает кривую в точках A , B и C . В сегменте $A-B$ потребление меньше чем \bar{q} ; то есть газ накапливается в трубопроводе. В сегменте $B-C$ накопленный газ используется для покрытия повышенной потребности. 2) Подача газа в трубопровод точно равна расходу в точке A . Запас газа в трубопроводе в этой точке падает до нуля; то есть давление на конце трубопровода в этот момент должно равняться $p_{2\min}$, которое является наименьшим необходимым давлением в начале системы газо-

данной частоты отношение амплитуды будет меньше, то есть затухание будет тем сильнее, чем ниже давление p_2 на конце трубопровода (часть *a* рисунка), чем меньше коэффициент трения λ и чем меньше диаметр трубы d . Каждая кривая в диаграммах *b*, *d*, *f* рисунка показывает, что

чем меньше фазовый сдвиг колебания потребности, тем больше фазовая скорость и частота. Для данной частоты фазовый сдвиг будет тем меньше, чем выше давление p_2 , чем меньше коэффициент трения λ и чем больше диаметр трубы. На диаграмме *g* показано уменьшение отношения амплитуды от длины трубопровода; диаграмма *h* показывает фазовый сдвиг, который увеличивается с длиной.

Этот способ имеет преимущество в отсутствии потери давления при дросселировании на конце трубопровода, то есть снижается необходимая мощность компрессора. Непременным условием применения этого метода является достаточная точность предвидения колебаний потребности газа в виде $q_1 = f'(t)$ и $p_1 = f''(t)$; кроме этого, компрессорная станция должна работать с учетом этих зависимостей.

Нет аналитического решения систем частных дифференциальных уравнений, описывающих неустановившееся

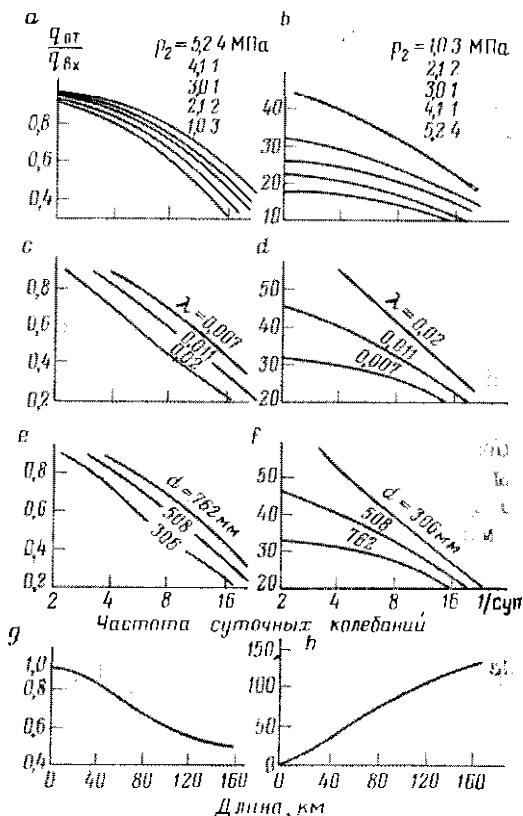


Рис. 8.4-4. Характеристики неустановившегося потока по Бейти и др. (1961 г.)

течение газа. В особых случаях, однако, с помощью начальными и конечными условиями, эта система уравнений может быть решена. Одна из общих особенностей этих решений состоит в том, что они позволяют анализировать частные задачи и что их машинное время не является чрезмерно большим. На практике численные решения часто являются предпочтительными при моделировании неустановившихся условий течения.

6) Численные решения

При численном решении системы частных дифференциальных уравнений (8.4-4) и (8.4-5) она преобразуется в решаемую систему алгебраических уравнений. Для преобразования с успехом может быть

применен метод конечных разностей. Он состоит в замене непрерывной в рассматриваемом интервале функции хордой, простирающейся через конечную область независимой переменной. Наклон хорды приближенно равен наклону касательной к кривой в середине этой области. В дальнейшем просто рассчитывается численное значение производной этой кривой.

Для решения систем дифференциальных уравнений в литературе описываются три метода: неявный, явный и метод характеристик. Общей характеристикой чертой этих методов является то, что расчет осуществляют последовательными операциями, получая давления и скорости потока в различных точках трубопровода в момент времени $t + \Delta t$ на основе известного распределения давления и скоростей потока в момент времени t . Различия методов в следующем. При расчете явным методом частные дифференциальные уравнения преобразуются в алгебраические уравнения, так что неизвестные давления и скорости потока в момент времени $t + \Delta t$ зависят только от известных давлений и скоростей потока предшествующих этапов времени, которые позволяют нам найти их значения по одиночке решением индивидуальных уравнений для них. Расчет неявным методом системы алгебраических уравнений дает результаты, содержащие неизвестные давления и скорости потока в момент времени $t + \Delta t$ у граничных точек трубопровода только решением всей серии уравнений одновременно. После преобразований системы уравнений в обоих случаях могут быть или линейными, или нелинейными.

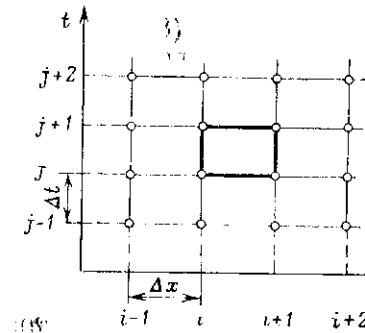


Рис. 8.4-5

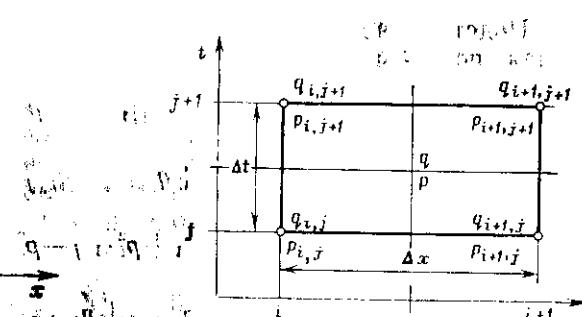


Рис. 8.4-6

Метод характеристик является в основном явным методом, сущность которого сводится к отысканию в плоскости $[x, t]$ таких направлений, вдоль которых частное дифференциальное уравнение может быть упрощено до дифференциального уравнения. Последнее можно решить численно методом конечных разностей.

Преобразуем систему частных дифференциальных уравнений в один из алгебраических уравнений методом конечных разностей (Стритец и Вили, 1970 г., Зилже, 1971 г.). Рассматриваемый отвод газопровода делим на части длиной Δx . Изменяющиеся во времени скорости потока и давления линейных частей, получаемые таким образом, могут быть

отнесены к узловым точкам решетки (рис. 8.4-5), расстояние ячейки которой по длине равно Δx , а по времени Δt .

На рис. 8.4-6 представлена одна ячейка, ограниченная точками решетки $(i; i+1)$ по расстоянию и $(j; j+1)$ — по времени. Приближенные значения для численных производных в системах частных дифференциальных уравнений (8.4-4) и (8.4-5) для ячейки можно написать (q_m заменено на q) следующим образом:

$$\frac{\partial p^2}{\partial x} = \frac{p_{i+1, j+1}^2 + p_{i+1, j}^2 - p_{i, j+1}^2 - p_{i, j}^2}{2\Delta x}, \quad (8.4-14)$$

$$\frac{\partial p}{\partial t} = \frac{p_{i, j+1} + p_{i+1, j+1} - p_{i, j} - p_{i+1, j}}{2\Delta t}, \quad (8.4-15)$$

$$\frac{\partial q}{\partial x} = \frac{q_{i+1, j+1} + q_{i+1, j} - q_{i, j+1} - q_{i, j}}{2\Delta x}, \quad (8.4-16)$$

$$\frac{\partial q}{\partial t} = \frac{q_{i, j+1} + q_{i+1, j+1} - q_{i, j} - q_{i+1, j}}{2\Delta t}. \quad (8.4-17)$$

Рассматривая давление p и массовую скорость потока q в уравнениях (8.4-4) и (8.4-5), а также время и расстояние постоянными в пределах ячейки, получим

$$q = \frac{1}{4} (q_{i, j} + q_{i+1, j} + q_{i, j+1} + q_{i+1, j+1}), \quad (8.4-18)$$

$$p = \frac{1}{4} (p_{i, j} + p_{i+1, j} + p_{i, j+1} + p_{i+1, j+1}). \quad (8.4-19)$$

Подставляя уравнения (8.4-14) — (8.4-19) в (8.4-4) и (8.4-5) и упрощая, получим систему нелинейных алгебраических уравнений:

$$\left. \begin{aligned} F_1 &= \frac{1}{\Delta t} (p_{i, j+1} + p_{i+1, j+1} - p_{i, j} - p_{i+1, j}) + \\ &+ \frac{B^2}{A\Delta x} (q_{i+1, j+1} + q_{i+1, j} - q_{i, j+1} - q_{i, j}) = 0; \\ F_2 &= \frac{1}{\Delta x} (p_{i+1, j+1}^2 + p_{i+1, j}^2 - p_{i, j+1}^2 - p_{i, j}^2) + \\ &+ \frac{1}{2A\Delta t} (p_{i, j} + p_{i+1, j} + p_{i, j+1} + p_{i+1, j+1}) \times \\ &\times (q_{i, j+1} + q_{i+1, j+1} - q_{i, j} - q_{i+1, j}) + \\ &+ \frac{g \sin \alpha}{4B^2} (p_{i, j}^2 + p_{i+1, j}^2 + p_{i, j+1}^2 + p_{i+1, j+1}^2) + \\ &+ \frac{\lambda B^2}{8dA^2} (q_{i, j} + q_{i+1, j} + q_{i, j+1} + q_{i+1, j+1}) \times \\ &\times |q_{i, j} - q_{i+1, j} + q_{i, j+1} + q_{i+1, j+1}| = 0. \end{aligned} \right\} \quad (8.4-20)$$

Если значения параметров $q_{i, j}; q_{i+1, j}; p_{i, j}; p_{i+1, j}$ в момент j известны или они заданы как начальные условия, или являются результатом расчета для заданного периода времени, то два уравнения содержат всего четыре неизвестных: параметры $q_{i, j+1}; q_{i+1, j+1}; p_{i, j+1}; p_{i+1, j+1}$, от-

носящиеся к моменту $(t+\Delta t)$. Уравнения (8.4-20) могут быть записаны для каждой из n ячеек.

Таким образом, для любого периода времени можно решить $(2n+2)$ уравнения, включая два граничных условия, для $(2n+2)$ неизвестных. Для решения $(2n+2)$ и нелинейных уравнений Стрите́р и Вайли (1970 г.) предложили метод итераций Ньютона — Рафсона. Способ решения зависит от того, каким образом устанавливаются два граничных условия. Основное отличие состоит в том, к каким концам трубопровода относятся эти два граничных условия: к одним и тем же или противоположным. Названные граничные условия более часто являются временной функцией скорости потока газа или давления узловой точки.

Число итераций, необходимых для решения системы уравнений, зависит от выбора начальных значений переменных. Для ускорения сходимости рекомендуется оценить их методом экстраполяции значений предшествующих периодов времени. Решение системы уравнений может быть достигнуто одним или двумя этапами. Неявный метод решения более стабилен, даже если временной период Δt превышает $\Delta x/B$. Однако имеется недостаток в том, что величины переменных для момента $(t+\Delta t)$ иногда могут устанавливаться нелинейной системой уравнений в размерах, не имеющих практических целей.

Метод характеристик также применяется для решения уравнений (8.4-4) и (8.4-5) (Стрите́р и Вайли, 1970 г.). Преимущества и недостатки этого метода те же, что и при явном методе.

8.4.3. ТРАНСПОРТИРОВАНИЕ ГАЗА В СЛОЖНЫХ ТРУБОПРОВОДНЫХ СИСТЕМАХ

Если имеется закачка или отбор газа в некоторых промежуточных точках газопровода, то эти точки рассматриваются как узловые точки. Система нелинейных алгебраических уравнений для ячеек, составленных из двух уравнений, сходных с уравнением (8.4-20), дополняется уравнениями непрерывности потока в узловой точке в форме

$$q_{\text{ст}} + \sum_{i=1}^m q_i = 0,$$

где $q_{\text{ст}}$ — массовый расход газа, нагнетаемого в узловую точку или отбираемого из нее, а q_i — массовый расход газа в отводах, пересекающих узловую точку. Получаем систему нелинейных алгебраических уравнений для трубопроводов с изменяющимися во времени давлениями и скоростями потока, с закачкой или отбором в промежуточных точках. Этот способ неуставовившихся потоков слишком сложный, несмотря на точность расчета, он используется для решения более простых радиальных систем (Вайли и др., 1970). Моделирование сложных неуставовившихся процессов кольцевых сетей обычно осуществляется более простыми методами, в которых некоторые параметры не учитываются.

Например, в газопроводных системах пренебрежение разницей высот между узловыми точками обычно не дает значительной ошибки, поэтому третий член правой части уравнения (8.4-5), описывающий неустановившийся поток, может быть опущен. Член $(p/A_i)(dq/dt)$ описывает изменение массовой скорости потока в единицу времени, в большинстве практических случаях на порядок меньше, чем потери на трение

$$\frac{\lambda B^2 q^2}{2d_i A_i^2},$$

и, следовательно, также незначителен. Эти упрощения снижают сложность, и система уравнений (8.4-4) и (8.4-5) принимает вид

$$\frac{\partial p}{\partial t} = -\frac{B^2 \partial q}{A \partial z}; \quad (8.4-21)$$

$$\frac{\partial p}{\partial x} = \frac{\lambda B^2}{d A^2} q^2, \quad (8.4-22)$$

где изменены обозначения, относящиеся к площади поперечного сечения и внутреннего диаметра трубы ($A_i \rightarrow A$; $d_i \rightarrow d$).

Уравнение (8.4-21) описывает изменение давления в единицу времени на бесконечно малом участке трубы dx , вызванное незначительным изменением массового расхода потока. Это уравнение описывает емкостные свойства трубопровода.

По уравнению (8.4-22) падение давления за счет сопротивления на бесконечно малом участке трубопровода dx можно вычислить, используя зависимость для установившегося потока.

Просуммируем половинки длин всех отводов, сходящихся в данную узловую точку. Допустим, что объем просуммированных труб узловой точки j будет V_j . Поступление и отбор $q_{i,j}$ в узловой точке и подача $q_{\text{от } j}$ в другую систему определяют изменение массового расхода в узловой точке. Следовательно, уравнение (8.4-21) для этой узловой точки можно переписать в следующем виде:

$$\frac{V_j \partial p_j}{B^2 dt} = \sum_{i=1}^m q_{i,j} - q_{\text{от } j}, \quad (8.4-23)$$

где m — число отводов, сходящихся в узловой точке.

По уравнению (8.4-22) массовые расходы в отводах, отнесенные к узловой точке j , можно вычислить:

$$q_{i,j} = \left[\frac{d_{i,j} A_{i,j}^2}{\lambda_{i,j} B^2} \frac{|p_i^2 - p_j^2|}{l_{i,j}} \right]^{0.5} S_{i,j}, \quad (8.4-24)$$

где $l_{i,j}$ — длины отдельных отводов,

$$S_{i,j} = (p_i - p_j).$$

С учетом обозначения

$$K_j = \frac{B}{V_j}$$

$$J_{i,j} = J_{j,i} = \left[\frac{dA^2}{M} \right]_{i,j}^{0,5},$$

получим дифференциальное уравнение

$$\frac{dp_j}{dt} = K_j \sum_{i=1}^m |J_{i,j}| p_i^2 - p_j^2 |^{0,5} S_{i,j} - q_{0,j}. \quad (8.4-25)$$

Применим метод конечных разностей:

$$\frac{dp_j}{dt} = \frac{p_j(t + \Delta t) - p_j(t)}{\Delta t},$$

При этом уравнение (8.4-25) принимает вид

$$p_j(t + \Delta t) = \Delta t K_j \left\{ \sum_{i=1}^m |J_{i,j}| p_i^2 - p_j^2 |^{0,5} S_{i,j} \right\} - q_{0,j} + p_j t. \quad (8.4-26)$$

Написав аналогичные уравнения для других узловых точек, получаем систему нелинейных алгебраических уравнений для неустановившихся течений в системах газопроводов. Решение этой системы уравнений дает давления, превалирующие в отдельных узловых точках в момент $(t + \Delta t)$. Дифференциальное уравнение (8.4-25) можно решить, используя неявный или явный метод, следующим образом.

Введем обозначение

$$C_j = \Delta t K_j \left\{ \sum_{i=1}^m |J_{i,j}| p_i^2 - p_j^2 |^{0,5} S_{i,j} - q_{0,j} \right\}.$$

Уравнение (8.4-26) можно соответственно представить в двух видах:

$$p_j(t + \Delta t) = C_j(t) + p_j(t)$$

для явного метода и

$$p_j(t + \Delta t) = C_j(t + \Delta t) + p_j(t)$$

для неявного метода.

Если давление в момент времени t зафиксировано некоторым первоначальным условием, то результатом решения явным методом будет давление в момент $(t + \Delta t)$. Применяя неявный метод, это давление можно получить только путем одновременного решения системы нелинейных алгебраических уравнений, включая уравнение, аналогичное (8.4-26) для каждой узловой точки. Если система включает в себя другие элементы (компрессор, штуцер и др.), то модели, описывающие эти системы, усложняются. Эти элементы, не имеющие неустановившейся емкости накопителя, будут описываться теми же математическими моделями, рассмотренными в части 8.3.1 для установившихся процессов.

Применение математических моделей в каждом конкретном случае

требует соответствующих начальных и граничных условий. Их выбор рассмотрен Батей и др. (1961 г.).

Если начальные условия постоянны, то имеют место два случая:

1. Расходы и давления определяют одновременным измерением в различных точках рассматриваемого отвода и по функциям распределения давления и расхода, полученным таким образом, находят первоначальное состояние системы.

2. В исследуемом отводе поток рассматривают как установившийся в момент времени $t=0$. Начальное распределение давления неуставившегося потока можно получить, используя модель установившегося потока и приняв постоянным его массовый расход.

При определении граничных условий можно фиксировать изменение во времени давления нагнетания или отбора газа, скорость потока или расход. Так как эти параметры не являются математически независимыми, необходимо и достаточно фиксировать время изменения двух параметров. Обычно необходимо начать с изменения во времени потребления газа в различных узловых точках. Математическая формулировка соответствующих временных функций (времени) может основываться, например, на анализах результатов измерений. Как только временные функции будут получены, задача сводится к внесению поправок к величинам расхода газа, давления, компрессорной мощности, чтобы давление поступления газа в систему было минимально возможным. В этом случае потери энергии газа, вызванные расширением, могут быть сведены до минимума.

8.5. МОДЕЛИРОВАНИЕ ГАЗОПРОВОДНЫХ СИСТЕМ С ПОМОЩЬЮ ЭВМ

8.5.1. ПРИМЕНЕНИЕ ЦИФРОВЫХ ЭВМ

С появлением быстродействующих ЭВМ стало практически возможно создание математических моделей газопроводных систем. При использовании цифровых ЭВМ для моделирования систем требуется математическое описание основных параметров (например, конфигурации системы) и основных зависимостей, описывающих конкретно рассматриваемую модель. При разработке модели программисту приходится обращаться к различным независимым друг от друга разделам современной математики, к теории графов (Харей, 1969), которая используется, например, Сзенди (1967 г.) также для топологической характеристики электрических сетей.

а) Применение теории графов

Комплекс газопроводной системы, состоящий из узловых точек и связывающих ее элементов, при определенных условиях, по известным или предполагаемым направлениям потоков, может рассматриваться как направленный граф, для которого можно записать связующую матрицу A .

Пусть колонки A представляют связующие элементы узловых точек, или грани графа, а ряды — узловые точки. Элемент a_{ij} матрицы будет

$$a_{ij} = \begin{cases} +1, & \text{если грань } j \text{ выходит из узла } i \\ -1, & \text{если грань } j \text{ заканчивается в узле } i \\ 0, & \text{если грань } j \text{ и узел } i \text{ не связаны.} \end{cases}$$

Связующая матрица графа (рис. 8.5-1), представляющая газопроводную систему (см. рис. 8.3-6), имеет вид

$$A = \begin{array}{|c|c|c|c|c|c|c|c|c|c|c|c|c|c|c|} \hline & 1 & 2 & 3 & 4 & 5 & 6 & 7 & 8 & 9 & 10 & 11 & 12 \\ \hline 1 & 1 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ \hline 2 & -1 & 1 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 1 \\ \hline 3 & 0 & -1 & -1 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 1 & 1 & 0 \\ \hline 4 & 0 & 0 & 1 & -1 & 1 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ \hline 5 & 0 & 0 & 0 & 0 & -1 & 1 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ \hline 6 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & -1 & 1 & 0 & 0 & 0 & -1 & 0 \\ \hline 7 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & -1 & -1 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ \hline 8 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 1 & -1 & -1 & 0 & 0 \\ \hline 9 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 1 & 0 & 0 & -1 \\ \hline \end{array} \quad (8.5-1)$$

Узловые
точки

Связующие элементы узловых точек.

Эта связующая матрица определяет конфигурацию системы. При расчете схемы матрицу необходимо дополнить определением кольцевых участков и принятым направлением отсчета. Для этого составляется контурная матрица. Чтобы получить контурную матрицу из связую-

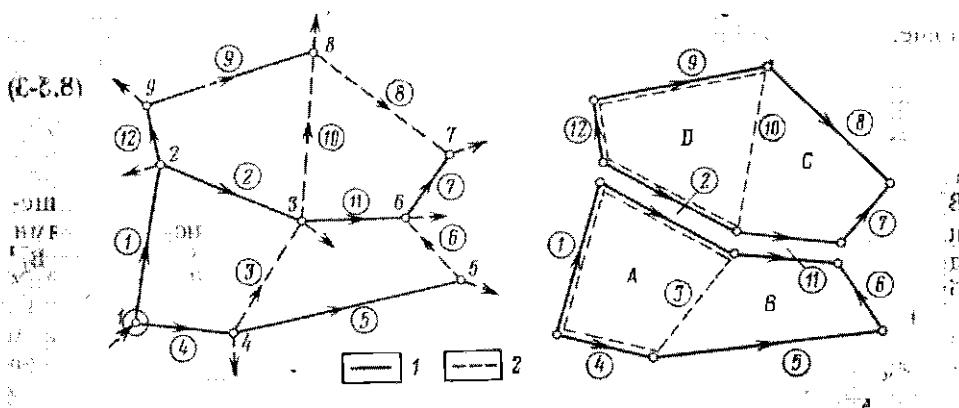


Рис. 8.5-1. Газопроводная система:
1 — ветвь дерева; 2 — хорда

щей, необходимо ввести понятие дерева. Этот термин обозначает, что в связанным графе существует одна и только одна траектория между двумя любыми узловыми точками. Таким образом, любой неконтурный

граф представляет дерево. Если граф контурный, его можно превратить в дерево ликвидацией некоторых граней. Это можно сделать автоматически, добавляя ряды связующей матрицы. Обозначим на выбранном дереве так называемую базовую точку и опустим соответствующий ряд матрицы. Теперь, перестраивая матрицу таким образом, чтобы отделить ветви дерева и хорды ветвей (последние подлежат аннулированию, чтобы образовать дерево), мы можем записать так называемую подогнанную матрицу системы. Для примера в графе (см. рис. 8.5-1,а) в качестве базовой принята узловая точка 1. В нем аннулируем контуры изъятием граней 3, 6, 8 и 10. Подогнанную матрицу затем запишем в виде

$$B = [B_f B_h] = 2 \begin{bmatrix} 1 & 2 & 4 & 5 & 7 & 9 & 11 & 12 & 3 & 6 & 8 & 10 \\ 1 & -1 & 1 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 1 & 0 & 0 & 0 \\ 2 & 3 & 0 & -1 & 0 & 0 & 0 & 0 & 1 & 0 & -1 & 0 \\ 3 & 4 & 0 & 0 & -1 & 1 & 0 & 0 & 0 & 0 & 1 & 0 \\ 4 & 5 & 0 & 0 & 0 & -1 & 0 & 0 & 0 & 0 & 1 & 0 \\ 5 & 6 & 0 & 0 & 0 & 0 & 1 & 0 & -1 & 0 & 0 & 0 \\ 6 & 7 & 0 & 0 & 0 & 0 & -1 & 0 & 0 & 0 & 0 & -1 \\ 7 & 8 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & -1 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 8 & 9 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & -1 & 0 & 0 & 0 & 1 \\ 9 & 10 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 1 & 0 & -1 & 0 & 0 \end{bmatrix} \quad (8.5-2)$$

В графе из n узловых точек и m граней число независимых так называемых основных контуров равно $k = m - n + 1$. Можно показать, что замена \mathbf{C}^T матрицы \mathbf{C} этих основных контуров проводится по соотношению

$$C^T = \begin{bmatrix} C_f^T \\ C_h^T \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} -B_f^{-1} B_h \\ I \end{bmatrix}, \quad (8.5-3)$$

где I — единичная матрица.

B_f^{-1} — обратная матрица B_f . Она может быть получена или обращением матрицы B_f , или прямой записью. Ряды B_f^{-1} являются ветвями дерева: колонны — узловыми точками. Пусть элемент b_{fi}^{-1} матрицы B_f^{-1} будет

$$b_{ji}^{-1} = \begin{cases} +1, & \text{если газ движется от базовой точки к узловой } i \\ & \text{по ветви } j, \text{ направленной к базовой точке} \\ -1, & \text{то же с ветвью, направленной к узловой точке} \\ 0, & \text{если движение газа базовой точки к узловой не} \\ & \text{включает ветвь } j. \end{cases}$$

В качестве примера приведем выписанную в соответствии с уравнением (8.5-4) обратную матрицу B_1 , относящуюся к дереву, показан-

ному непрерывной линией (см. рис. 8.5-1):

$$-\mathbf{B}_f^{-1} = 1 \begin{vmatrix} 1 & 1 & 0 & 0 & 1 & 1 & 1 & 1 \\ 2 & 0 & 1 & 0 & 0 & 1 & 1 & 0 & 0 \\ 4 & 0 & 0 & 1 & 1 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 5 & 0 & 0 & 0 & 1 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 7 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 1 & 0 & 0 \\ 9 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 1 & 0 \\ 11 & 0 & 0 & 0 & 0 & 1 & 1 & 0 & 0 \\ 12 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 1 & 1 \end{vmatrix}$$

Узловые точки

Ветви дерева

Когда есть обратная матрица, замена \mathbf{C}^T матрицы \mathbf{C} , если независимые контуры получены после умножения матрицы, записывается по уравнению (8.5-3) в виде (см. рис. 8.5-1):

$$\mathbf{C}^T \begin{bmatrix} -\mathbf{B}_f^{-1} \mathbf{B}_h \\ \mathbf{I} \end{bmatrix} = 1 \begin{vmatrix} \mathbf{A} & \mathbf{B} & \mathbf{C} & \mathbf{D} \\ -1 & -1 & 0 & 0 \end{vmatrix}$$

2	-1	-1	-1	1
4	1	1	0	0
5	0	1	0	0
7	0	0	-1	0
9	0	0	1	-1
11	0	-1	-1	0
12	0	0	1	-1
3	1	0	0	0
6	0	1	0	0
8	0	0	1	0
10	0	0	0	1

Контуры	Связующие элементы узловых точек
2	3
4	5
5	6
7	8
9	10
11	12
12	3
3	6
6	8
8	10

Систему точно определяют связующей матрицей \mathbf{A} и контурной матрицей \mathbf{C} , полученной из нее. Обозначим поток газа в отдельных связующих элементах узловых точек t размерным колонным вектором q , а отбор газа в отдельных узловых точках n — размерным колонным вектором q_0 , тогда по закону узловых точек Кирхгофа можно записать уравнение матрицы в виде

$$\mathbf{A}_{q_t} = q_0$$

или, более подробно

$$\sum_{j=1}^{n-1} a_{ij} q_j = q_{0t}, \quad t = 1, 2, \dots, n-1,$$

Второй закон Кирхгофа можно записать **подобным образом, где изменения давления**

$$\Delta p^2 = p_1^2 - p_2^2$$

в связующих элементах узловых точек можно заменить векторами колонн ΔP . Тогда закон принимает вид

$$\mathbf{C} \Delta P = 0$$

или более подробно

$$\sum_j c_{kj} \Delta P_j = 0,$$

где k — обозначение контура.

Из сказанного видно, что моделирование газопроводных систем при помощи направленных графов осуществляется довольно просто. Однако в случае рассмотрения довольно больших систем необходимо иметь значительную емкость памяти ЭВМ, матрицы **A**, **B** и **C** обычно чрезвычайно разбросаны.

В некоторых случаях высокий процент ее элементов (до 90% и даже для некоторых случаев 98%) равен нулю. Поэтому разработаны специальные методы решения разбросанных матриц, чтобы уменьшить потребности в емкости для памяти и упростить расчеты.

б) Обзор программ, моделирующих систему

Все известные программы, связанные с этой проблемой, наиболее полно были описаны Поучером (1969 г.), который их разделил на три группы.

1. Общие программы, которые можно использовать также для моделирования газопроводных систем включают в основном программы для решения дифференциальных уравнений различных типов. Некоторые из них являются стандартными почти для каждой средней и большой машины общего назначения. К ним относятся:

CSMP (Continuous System Modelling Program) (IBM 1130/360), Digital Simulation Language (IBM 1130/7090), MIMIC, MIDAS (Modified intergration Digital Analog Simulation), KALDAS (Kidsrove Algol Digital Analog Simulation (ICL серии 1900); SLANG (Simulation Language (ICL 503/803/4120/4130 (ATLAS)).

Эти программы имеют один общий недостаток. Система дифференциальных уравнений, описывающих процесс, должна составляться инженером по газу, и он же должен придать системе наиболее удобную форму. Не менее трудоемкой является подготовка граничных условий. Другим недостатком является то, что в приведенных программах используется явный метод. Результаты расчета для любого интервала (шага) времени получаются довольно быстро, однако шаги времени довольно короткие, что создает определенные трудности, когда обрабатываются переходные состояния большой протяженности.

2. Программы, моделирующие установившиеся состояния потока, применяют для двух различных целей: во-первых, для исследования

достаточно большого класса технических и инженерных проблем; во-вторых, для воссоздания начальных условий динамическим моделям. В табл. 8.5-1 (по Гоучеру, 1969) приведены программы, разработанные работниками Совета по газу исследовательской станции Лондона. Преимущество этих программ заключается в том, что потребитель не должен знать о ее структуре и работе. Входные данные, включая конфигурацию системы, параметры отводящих труб, давления, производительность ис-

Т а б л и ц а 8.5-1

Программа	Отводящие трубы	Узловые точки	Узловые точки с определенным давлением	Кольцевые участки	Компрессоры/регуляторы
MANNA (8 K)	150	150	12	15	Нет
MANNA (32 K)	300	300	40	50	Нет
			Всего 50		
MANNA 1 (32 K)	600	500	100	200	Нет
			Всего 200		
SONIK (8 K)	150	150	20	20	10
			Всего 20		
SONIK (32 K)	300	300	40	50	20 (по крайней мере 1)
			Всего 50		
DEVIL (32 K)	300	300	40	50	20 (по крайней мере 1)
			Всего 50		
SNAK (32 K)	400	300	25	150	25

MANNA — алгебра матриц для анализа нелинейной системы (IBM 1130).

SONIK — системы установившиеся, включая компрессора (IBM 1130).

SNAK — анализ установившихся систем с компрессорами.

точников и спрос потребителей, собраны в виде рекомендаций и включены в инструкции. Чтобы решить вопрос о кольцевом участке газопровода, достаточно рассчитать производительность одного отвода, входящего в него. По этим данным машина ведет расчет методом итераций.

3. Программы, моделирующие установившиеся и переходные состояния, служат для получения начальных условий, необходимых для расчетов переходных состояний. Программа и в этом случае составляется таким образом, чтобы инженер-газовик, управляющий системой, мог пользоваться ей при условии, что он выполняет работы в соответствии с определенными инструкциями и правилами эксплуатации. Каждая программа, кроме данных, моделирующих установившиеся состо-

Таблица 8.5-2

Программа	Связующие трубопроводы	Узловые точки, определяющие поток	Узловые точки, определяющие давление	Компессоры	Регуляторы	Кольцевые участки	Клапана	Профили давления потока	Параллельные трубы
CAP	150	150 (Могут иметь верхние и нижние пределы по давлению)	5 Нет ограничений	Нет	Нет	10	10	Нет ограничений	150
	300	300 Нет ограничений	30 Всего 80	20PCO	Нет	10 Не включаетступников компрессоров	Нет	5 стандартных типов. Нет ограниченний на специфический тип 30	30
ENSMP	105	106	30	5	10 PCO PCI FCO FCI HPC HPM	10 PCO PCI FCO FCI HPC HPM	Всего 150	Нет ограничений	105
	300	300 Могут иметь верхние и нижние пределы по давлению	25	PCO FCO HPC HPM	PCO FCO HPC HPM	Всего 50	Нет ограничений	50	Нет
PIPETRAN	105	106	30	5	10 PCO PCI FCO FCI HPC HPM	10 PCO PCI FCO FCI HPC HPM	Всего 150	Нет ограничений	105
	300	300 Могут иметь верхние и нижние пределы по давлению	25	PCO FCO HPC HPM	PCO FCO HPC HPM	Всего 50	Нет ограничений	50	Нет
SATAN	105	106	30	5	10 PCO PCI FCO FCI HPC HPM	10 PCO PCI FCO FCI HPC HPM	Всего 150	Нет ограничений	105
	300	300 Могут иметь верхние и нижние пределы по давлению	25	PCO FCO HPC HPM	PCO FCO HPC HPM	Всего 50	Нет ограничений	50	Нет

PCO — выкид регулируется по давлению.

PCI — вход регулируется по давлению.

FCO — регулируется расход на выкиде.

FCI — регулируется расход на приеме.

HPC — управление мощности.

HPM — максимальная мощность.

ENSMP — расширенная сеть программ, моделирующих системы; инженерно-исследовательская (Англия)

CAP — программа управления советом. Инженерно-исследовательская станция Совета по газу (Англия).

PIPETRAN — переходы трубопроводные. Electronic Associates, Inc. U.S.A.

SATAN — анализ переходных и стационарных сетей. Совет по газу. Лондон. Исследовательской станции.

яния, должна быть дополнена переходными граничными условиями, а также параметрами компрессоров, регуляторов, клапанов и т. д., включенных в систему. В табл. 8.5-2 приведены наиболее широко известные программы и их основные характеристики, кроме пользующегося популярностью моделирующего устройства **GE** (Дженерал Электрик, США). Последнее, подобно **ENSM** и **CAP**, решает дифференциальные уравнения явным методом, в то время как **PIPETRAN** и **SATAN** ис-

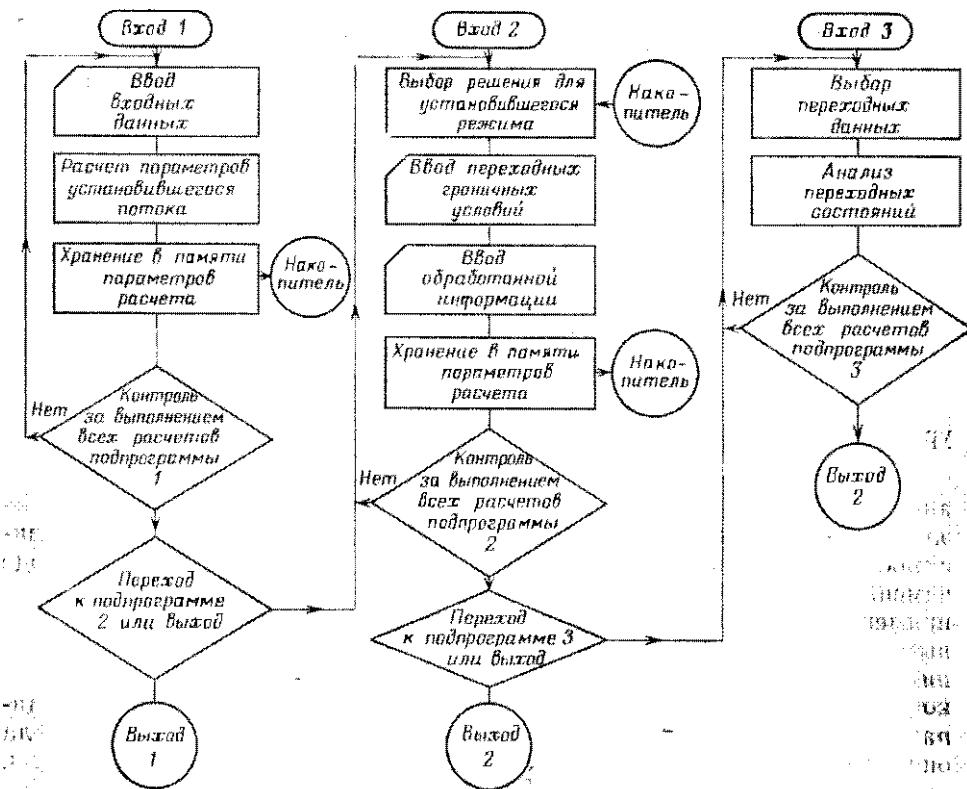


Рис. 8.5-2. Блок-схема программы (по Гоучеру, 1969 г.)

пользуют явный метод. В качестве примера рассмотрим структуру программы **SATAN**, моделирующую комплекс газопроводной системы.

Программа состоит из трех основных подпрограмм, которые могут работать отдельно.

Подпрограмма 1. Расчет установившегося состояния. Очень часто необходимо только сравнить конфигурацию различных систем при установившейся работе или задать начальные условия для переходных расчетов. В этом случае, вводя подпрограмму отдельно, можно изучить до 10 последовательных вариантов.

В конце каждого решения необходимые результаты печатаются; вся информация для переходных расчетов, за исключением граничных условий, хранится в блоке памяти.

Подпрограмма 2. Построение переходной модели по результатам одного или нескольких вариантов предыдущей подпрограммы, а также расчет данных за пределами граничных условий. В таких случаях до 10 вариантов динамичной модели могут храниться в блоке памяти.

Подпрограмма 3. Анализ переходных состояний. Машина вызывает промежуточные результаты одного или нескольких предпочтительных вариантов, рассчитанных в предыдущих подпрограммах, и определяет расходы и давления при переходных режимах.

На рис. 8.5-2 приведена блок-схема программы, составленной Гоу-чером. Для обеспечения высокой точности, быстрого решения или более экономичного использования объема памяти подпрограммы могут быть внесены в программу без изменения ее структуры простым вводом дополнительного оператора.

8.5.2. ПРИМЕНЕНИЕ АНАЛОГОВЫХ МАШИН

В аналоговых машинах можно моделировать четыре основных элемента газопроводной системы: отводящие газопроводы, потребителей, поставщиков газа и компрессорные станции. Модель системы может быть составлена из ячеек простой сменой вставок. В аналоговых машинах, моделирующих поток по трубопроводу можно воспользоваться уравнением

$$E_1 - E_2 = RJ$$

аналогичным уравнению трения, где E — электродвижущая сила, R — электрическое сопротивление, и J — сила тока. Если пренебречь зависимостью плотности потока от его давления, то давление в трубопроводе изменяется пропорционально напряжению. Эта аналогия может быть применена для газопроводных сетей низкого давления. В газопроводах высокого давления, где плотность газа заметно изменяется от давления, давление пропорционально корню квадратному от E . Извлечение корня осуществляется функциональным генератором. Современная аппаратура позволяет автоматически изменять направление потока, если оно не соответствует принятому. Ячейка, моделирующая потребителя, представляет источник тока постоянной силы, не зависящий от напряжения. Так называемая ячейка источника, моделирующая подачу газа, представляет установку постоянного тока при переменных значениях напряжения. Ячейка компрессорной станции представляет электронный усилитель.

При определении значений различных постоянных пользуются вспомогательными nomogrammами, в которых построены кривые зависимости этих констант, например гидравлических сопротивлений потока в отводящей трубе от ее диаметра и длины и т. д.

Довольно просто и точно эти константы можно установить при помощи калиброванных потенциометров. Результаты моделирования показываются на пульте центрального диспетчерского управления, где любая узловая точка или ячейка системы может быть вызвана нажа-

тием кнопки: расход, а также разницу давления на входе и выходе, расход газа, которые считаются со шкалы цифровых вольтметров или печатаются машинкой, связанный с системой. Каждый параметр имеет свой код, позволяющий опознать его. Система позволяет осуществлять последовательный опрос всех узловых точек и записывать его результаты.

Для построения моделей газопроводных систем с применением аналоговых машин требуется гораздо меньше времени, чем при применении цифровой машины. Это представляет определенное преимущество при проектировании новых систем или при анализе работы существующих. Аналоговая машина может применяться для исследования переходных состояний. В качестве примера рассмотрим одну из возможных аналоговых моделей неустановившегося потока на одном из участков системы, показанной на рис. 8.5-3. Принцип решения такой задачи изложен Гоучером (1969 г.). Математическая модель данного участка представляет систему дифференциальных уравнений первой степени (8.4-25) и может быть записана в виде:

$$\left. \begin{aligned} \frac{dp_1}{dt} &= K_1 [-J_{2,1}(p_1^2 - p_2^2)^{0,5} - J_{3,1}(p_1^2 - p_3^2)^{0,5} + q_{\text{вх } 1}] \\ \frac{dp_2}{dt} &= K_2 [J_{1,2}(p_1^2 - p_2^2)^{0,5} - J_{3,2}(p_2^2 - p_3^2)^{0,5} - q_{\text{вых } 2}] \\ \frac{dp_3}{dt} &= K_3 [J_{1,3}(p_1^2 - p_3^2)^{0,5} - J_{2,3}(p_2^2 - p_3^2)^{0,5} - q_{\text{вых } 3}] \end{aligned} \right\} \quad (8.5-5)$$

Для решения этой системы уравнений блок-схема аналоговой модели показана на рис. 8.5-4.

Аналоговая машина имеет значительное преимущество, так как она позволяет решать различные задачи, при этом для получения результатов не требуется время для расчетов. Поэтому такой вид моделирования представляет значительный интерес при проектировании новых систем или оптимизации существующих, когда из большого числа возможных вариантов необходимо выбрать оптимальный. Аналоговые машины можно также использовать для обучения инженеров, обслуживающих газовые системы, как наглядное пособие для иллюстрации работы системы при различных условиях (см. также Шепхард и Вильямс, 1965 г.; де Брем и Тоннелиэр, 1970).

Основным недостатком аналоговой машины является то, что она разработана для моделирования систем газоснабжения и ее трудно использовать для других целей. Машины же, применяемые для моделирования более сложных систем с большим числом яческ, стоят дороже.

Аналоговая машина большого размера для моделирования системы газоснабжения Италии работает в Метанополи. Общая протяженность

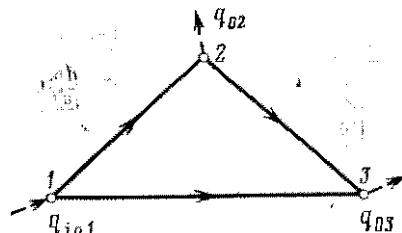


Рис. 8.5-3. Аналоговая модель неустановившегося потока

трубопроводов в системе, по данным 1970 г., составляла 4000 км, и предусматривалось дальнейшее расширение системы еще на 5000 км. В 1968 г. объем транспорта газа достиг 10 млрд. м³, а к 1980 г. этот объем планируется довести от 18 до 20 млрд. м³. Аналоговая машина

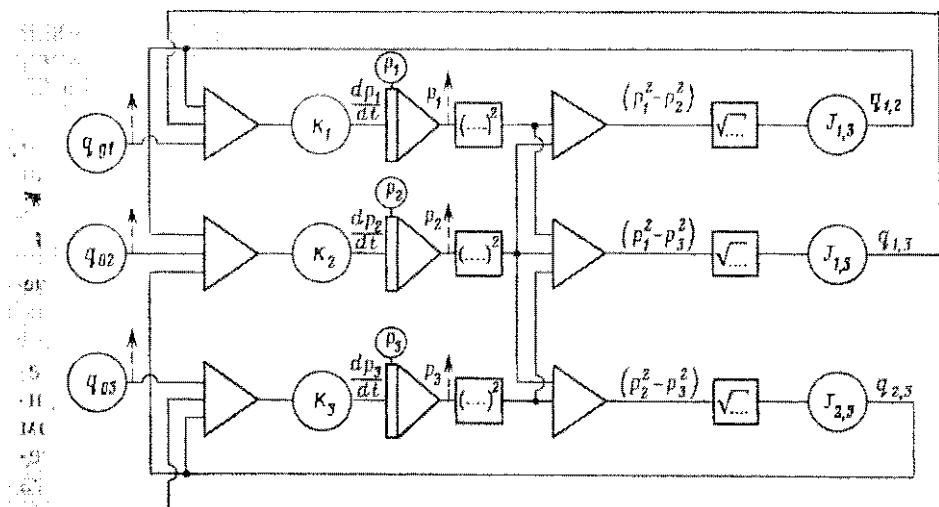


Рис. 8.5-4. Блок-схема аналоговой системы для решения системы уравнений

моделирует 210 отводящих газопроводов, 22 нагнетательные и 70 газоотборных узловых точек, 4 компрессорные станции, 20 регуляторов давления и 40 клапанов. Переходные состояния в сети проверяются каждые 3 часа.

Проверка необходима для выбора наиболее экономичного способа удовлетворения потребителя за счет минимальной загрузки компрессорной мощности и эксплуатации хранилищ газа в оптимальных условиях. В 1969 г. паряду с аналоговой была установлена цифровая машина, служащая для получения информации о состоянии объектов для проведения расчетов, сигнализации аварийных состояний и подготовки отсчетов (Бонифiglioli и Кросе, 1970 г.).

8.6. ЭКОНОМИКА ТРУБОПРОВОДНОГО ТРАНСПОРТА ГАЗА

При транспортировании газа по трубопроводу от пункта добычи до места потребления легко можно определить оптимальные размеры и рабочие параметры газопровода. При отсутствии промежуточных компрессорных станций расчет оптимальных трассы и диаметра проводят по методике для нефтепроводов (см. раздел 7.1-4).

Если по трассе газопровода предусмотрено строительство одной или нескольких промежуточных компрессорных станций (Сосьете..., Руководство, 1968 г.), то диаметр трубопровода рассчитывают по методике, разработанной Ренольдоном.

В реальных условиях расчет экономической оптимизации систем трубопроводного транспорта значительно усложняется вследствие необходимости учета большого числа факторов. Среди них газовое месторождение как составная часть газопроводной системы, запасы газа, запланированный темп отбора, ожидаемый срок разработки и др.

На экономические показатели влияют такие факторы, как запасы газа на месторождении, запланированный темп отбора и ожидаемый срок разработки.

Важность этих факторов с экономической точки зрения на простом примере была проиллюстрирована Мейер — Гэрром (1971 г.). На рис. 8.6-1, а показаны первые два участка кривой разработки газового месторождения по трем вариантам. Извлекаемые запасы газа по месторождению составляют 55 млрд. м³. Запроектированы также три темпа разработки. Во всех трех вариантах первый период разработки составляет 5 лет. За этот период объем добычи достигает максимума и будет отобрано при первом варианте (1) 4,5 млрд. м³, при втором (2) — 3,0 млрд. м³ и при третьем (3) 2 млрд. м³ газа. В первом варианте период максимальной добычи составляет 10 лет, во втором — 15 и в третьем — 20. На рис. 8.6-1, б показаны сроки разбуривания и число скважин по трем вариантам. Продолжение бурения скважин через 5 лет связано с падением пластового давления и, соответственно, продуктивности скважин. На рис. 8.6-1, в приведены значения капитальных затрат на сооружение скважин и обустройство месторождения. Капитальные вложения в первом варианте ровно в два раза выше, чем в третьем. Темп разработки и поддержание запланированного уровня добычи газа из месторождения оказывают существенное влияние на экономику региональной трубопроводной системы газоснабжения.

Граф (1971 г.) к основным факторам, влияющим на эксплуатацию системы газоснабжения на оптимальном режиме, относит следующие.

1. Коэффициент загрузки (отношение среднего расхода газа к максимальному в течение часа) газопроводной системы должен быть по возможности максимальным. Коэффициент загрузки системы добычи может отличаться от коэффициента загрузки системы газоснабжения. Это связано с тем, что в один газопровод может поступать газ из нескольких месторождений. Для увеличения коэффициента загрузки используют газопровод как буферную емкость для хранения газа (см.

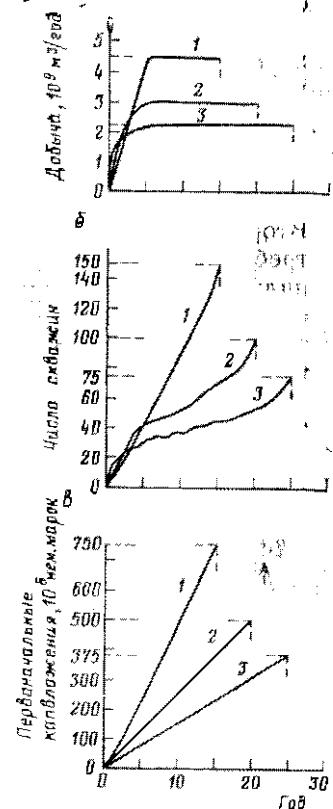


Рис. 8.6-1. Экономические показатели разработки газового месторождения (по Мейеру—Гэрру, 1971 г.)

раздел 8.4-2а); создают подземное стратиграфическое хранилище; используют сжиженный газ, закачку пропана или газохранилище высокого давления как дополнительный резерв для использования в периоды пиковых нагрузок.

2. Из перечисленных мероприятий выбирают только те, которые обеспечивают наиболее экономичное решение.

3. Если имеется несколько газовых месторождений, их нужно эксплуатировать при наиболее экономичной комбинации, возможно, одно месторождение за другим.

4. Обеспечение высокой степени безопасности системы газоснабжения. Степень безопасности газоснабжения оценивается двумя коэффициентами. Первый — доступность — определяется как отношение продолжительности периода непрерывной подачи газа к общему времени. Второй — коэффициент резерва. Доступность тем выше, чем меньше требуется резерва в виде параллельных труб, объемов подземных хранилищ или резервных систем для удовлетворения пиковых потребностей.

Рассмотрим некоторые основные проблемы подземного хранения газа. Природный газ можно хранить в истощенных или приближающихся к ним газовых пластах, в истощенных нефтяных или водоносных пластах при условии, что: кровля должна быть непроницаема для газа; пласт должен иметь высокую пористость и проницаемость; пласти в скважине должны быть хорошо изолированы (безупречное разобщение); газовое хранилище должно быть максимально приближено к району потребления; породы пласта должны быть инертны по отношению к газу.

Если газовый пласт не имеет притока воды как со стороны подошвы, так и с боков, то с некоторым допущением его можно рассматривать как закрытый резервуар, объем которого равен объему пор. В пластах, имеющих питание, при снижении давления начнется приток воды к центру структуры. По мере закачки газа уровень раздела газа — вода будет снижаться.

В хранилищах такого типа объем пласта, занятого газом, — величина переменная. В США подземные хранилища для природного газа используются, начиная с 1915 г. Объем таких

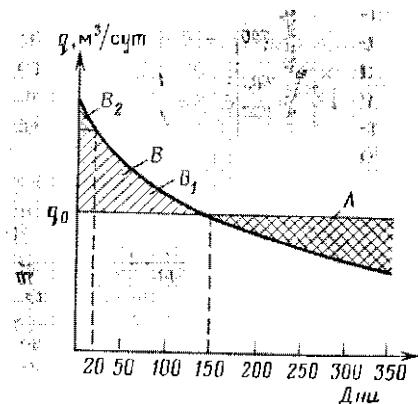


Рис. 8.6-2. Кривая сезонных колебаний потребления газа (по Криднеру, 1965 г.).

хранилищ к 1980 г. обеспечит 35% годового потребления газа по стране (Г. С. Гроу, 1965 г.).

Основное назначение подземных хранилищ газа состоит в том, чтобы сгладить экономически вредное влияние сезонных колебаний спроса на газ. Они особенно значительны в районах, где газ используют в основном для отопления. Для более полной загрузки мощностей по добыче и транспорту газа в период низкого спроса на газ в летние месяцы

создается резерв в подземных хранилищах, располагаемых ближе к центру потребления. В зимние же месяцы газохранилища служат для удовлетворения пиковых потребностей.

На рис. 8.6-2 представлена типичная кривая газоснабжения. Кривая до точек пересечения показывает число дней, когда суточное потребление превышает среднее \bar{q}_i в течение года. Площадь ниже кривой

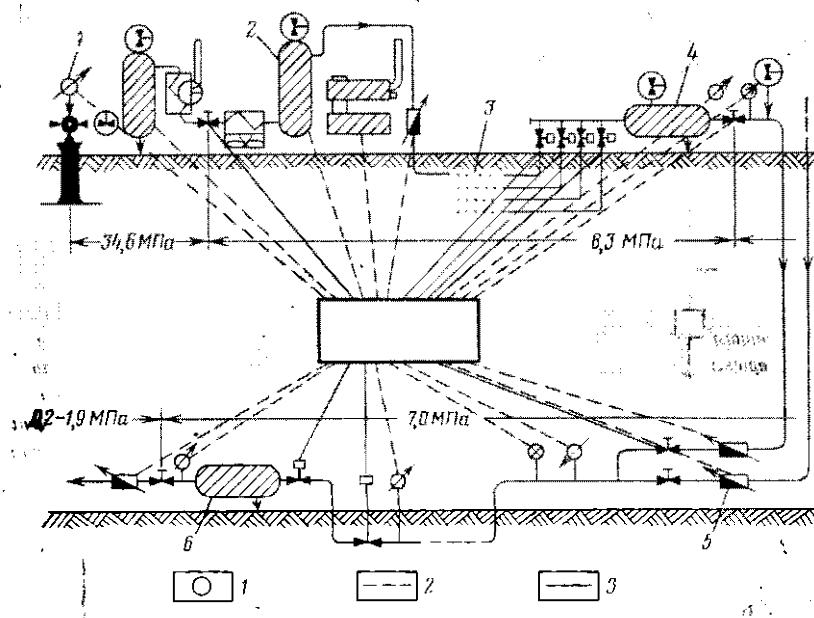


Рис. 8.6-3. Система газоснабжения в ФРГ (по Графу, 1971 г.):
1 — местная защита; 2 — телесигнализация; 3 — телуправление

равна годовому объему потребления при условии, если выдержаны соответствующие масштабы координатных осей. q_0 — среднесуточное потребление. Из предположения, что промысловое оборудование добывает, а система транспорта ежедневно обеспечивает перекачку газового потока q , площадь A обозначает объем газа, который можно хранить в период низкой потребности. Площадь B равна площади A и соответственно пропорциональна объему газа, отбиаемому в период большего спроса на газ. Кривой показано, что газ из хранилища отбирается в течение 150 дней. Площадь B разделена на две части. Наиболее выгодно хранение объема газа B_1 , в то время как хранение объема B_2 может быть экономично за счет использования дополнительного топлива со стороны. Без этого отбор такого большого объема B_2 из хранилища потребует значительного увеличения отборов газа на месторождении, что является довольно дорогостоящим делом. В этом случае выгодным может оказаться обеспечение объема B_2 , например, за счет газа, находя-

щегося под высоким давлением в подземных емкостях, из складов для сжиженного газа или пропана и т. д.

С точки зрения непрерывных изменений объемов спроса и других условий представляет большие сложности поддержание на оптимальном режиме без помощи человека региональных систем газоснабжения.

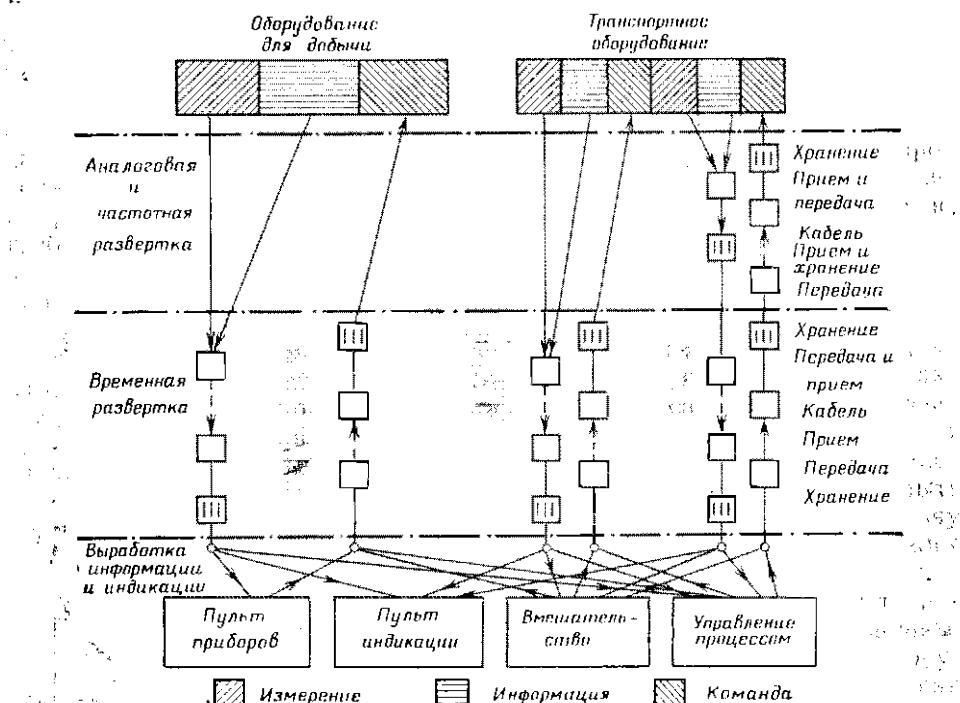


Рис. 8.6-4. Схема передачи информации, показаний и управления (по Миттендорфу и Шлемму, 1971 г.)

— отражение

В этих условиях большое значение имеет установление надлежащего контроля за работой системы. В настоящее время признано всеми, что предпочтение нужно отдать осуществлению совместного контроля человеком и машиной. На машину в этом случае возлагаются сбор и передача в соответствующее время нужной информации. По получении этой информации диспетчер должен принять оптимальные решения и исполнить их, используя канал связи. На машину также возлагается функция управления определенными параметрами (Холлэнд и Микс, 1970 г.). Первые публикации с применением машин для управления системы газоснабжения появились в 1966 г. (Пайц Лайн Ньюз, 1966 г.). С этого времени управление системой газоснабжения с использованием машин получило широкое распространение. Робертсон (1970 г.) описывается система газоснабжения в Панхэндл Истэри, которая управляет диспетчером с помощью машины IBM — 1800. Общая протя-

жемость газопровода системы составляет 2100 км, и природный газ поступает в 110 пунктов с общим числом потребителей до 22 млн.

В качестве примера рассмотрим систему управления с помощью ЭВМ, осуществленную фирмой Бригитта-Мобил Ойл. На рис. 8.6-3 показан схематично путь движения газа от месторождения до потребителей. Газ из скважины 1 поступает на установку по осушке 2, расположо-

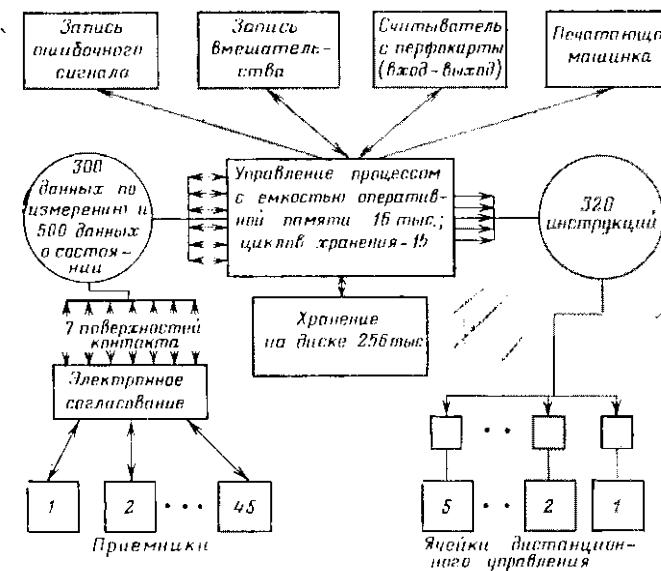


Рис. 8.6-5. Схема потока информации между ЭВМ и периферийными блоками

женную около каждой скважины, затем по выкидным линиям 3 — на групповые установки 4. Отсюда газ по газопроводу 5 поступает на распределительную станцию 6 низкого давления. Информация о работе всей системы поступает на центральный диспетчерский пункт в Висбеке. В критических точках установлены средства местной автоматики для обеспечения безопасных условий работы оборудования (Граф, 1971).

На рис. 8.6-4 приведены схема потока информации и ход управления процессом (Миттендорф и Шлемм, 1971 г.). Из рисунка видно, что команды на управление процессами как добычи, так и транспорта газа могут выдаваться как диспетчером, так и машиной.

На рис. 8.6-5 показан поток информации между машиной и периферийными блоками, а также средства телесигнализации и телеуправления.

Приложение. Кривые градиентов для различных d и q_0 по Джилберту

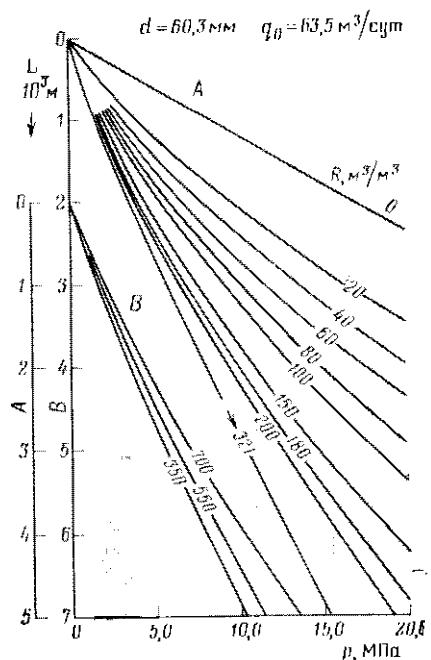


Рис. А-1

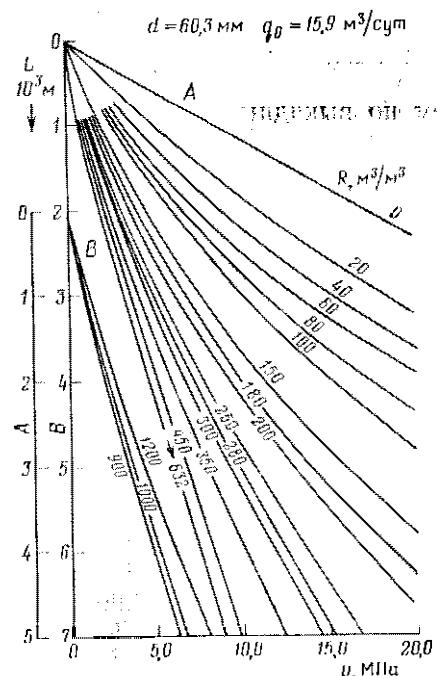
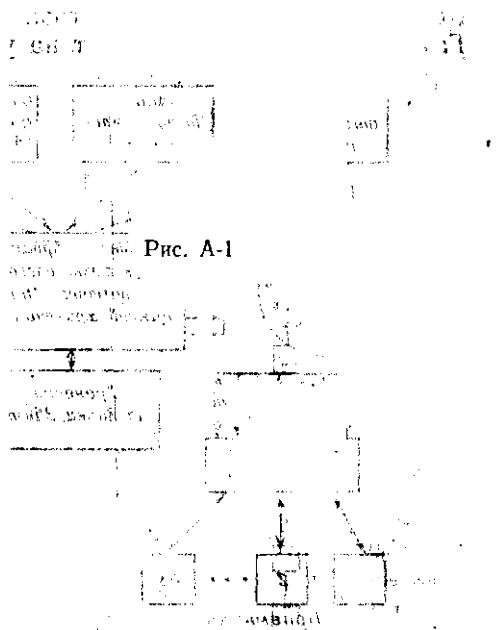


Рис. А-2

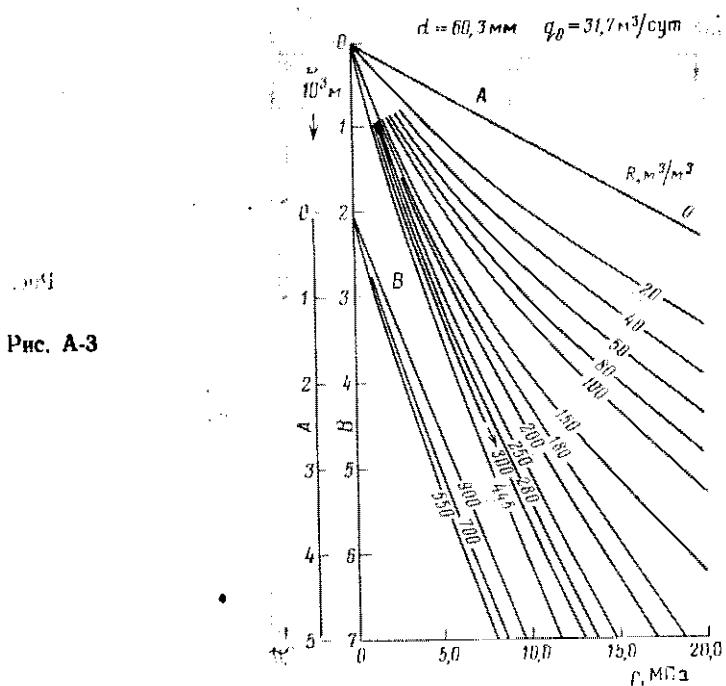


Рис. А-3

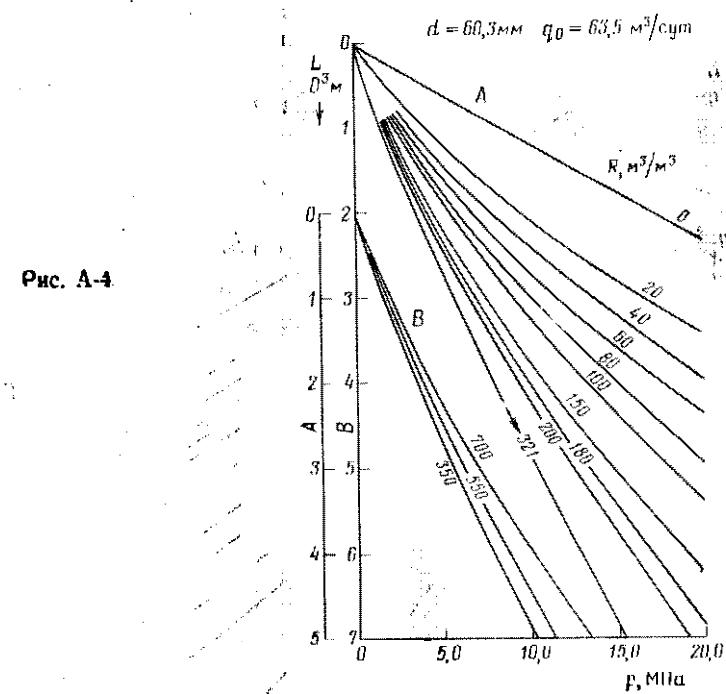


Рис. А-4

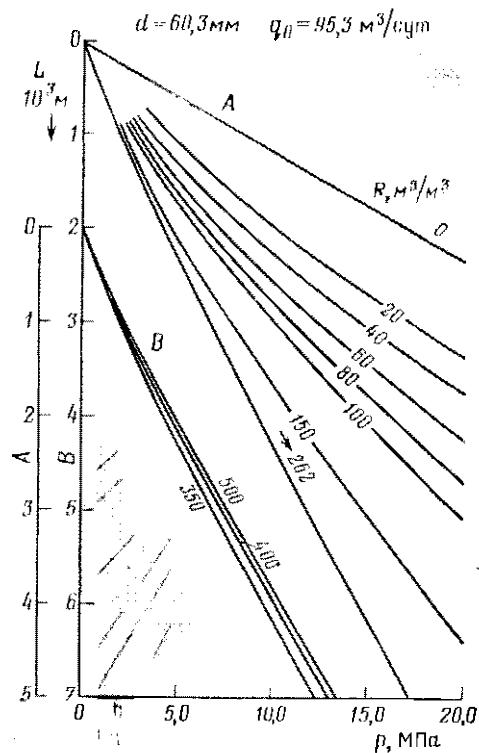


Рис. А-5

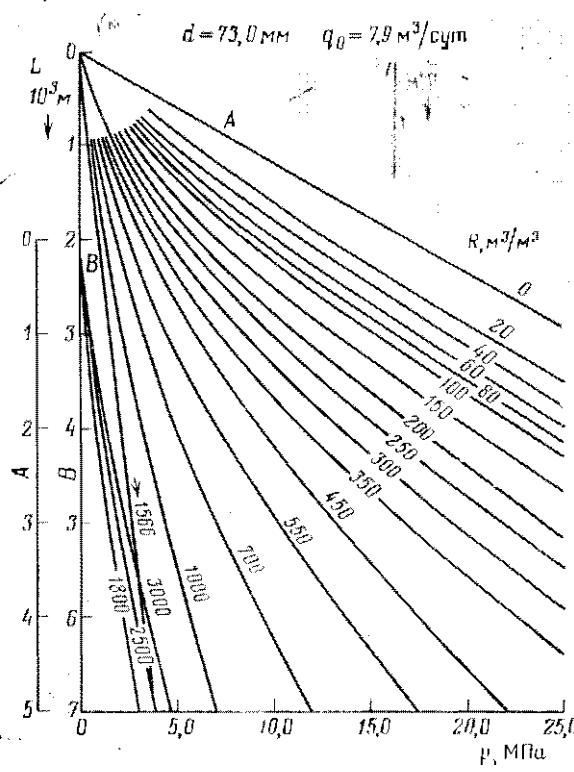


Рис. А-6

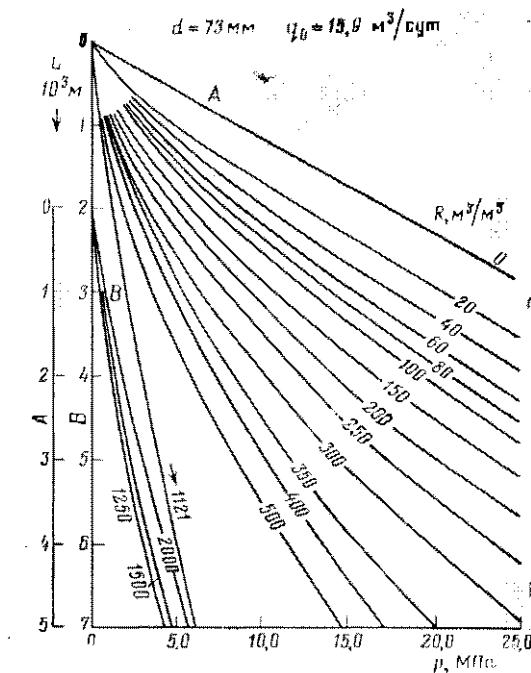


Рис. А-7

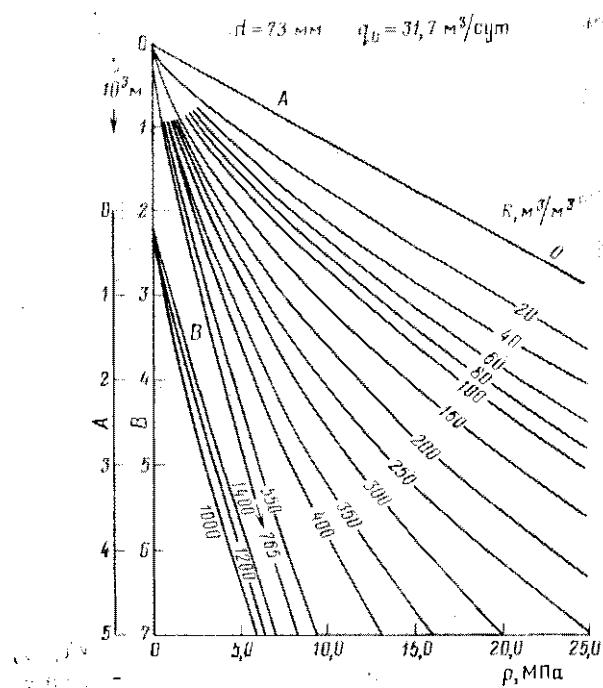


Рис. А-8

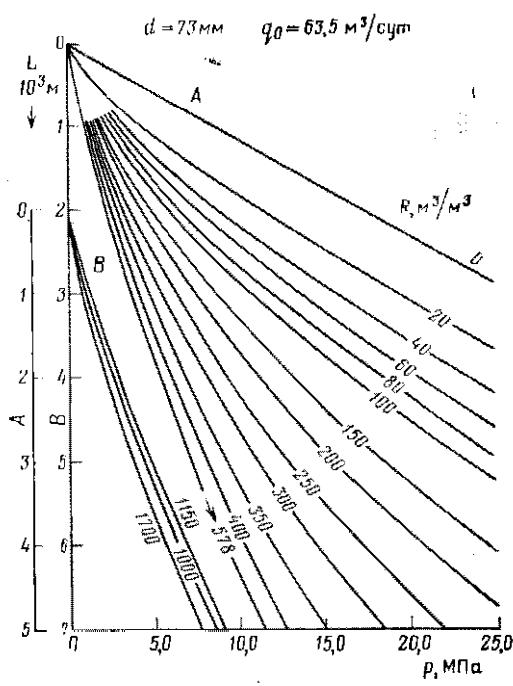


Рис. А-9

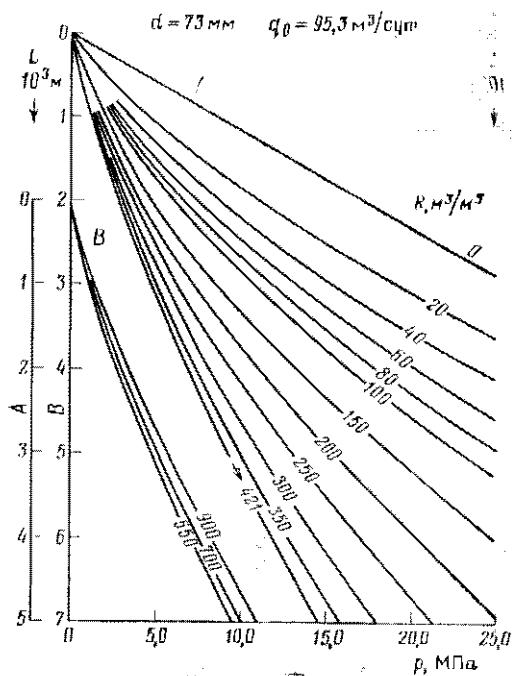


Рис. А-10

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

- Abdurashitov, S. A., Avenesyan, V. G. (1964): Eksperimentalnoe issledovanie fizi-cheskikh svoistv emulsionnykh neftei. Izvestia Neft i Gaz. 1.
- Abramzon, L. S. (1968): Vybor temperatury podogreva nefti. Transport i Khranenie Nefti i Nefteproduktov 4.
- Adonin, A. N. (1969): Vybor novogo oborudovaniya i rezhima otkachki dlya glubinnonasosnykh skazhin. Neftyanoe Khozyaistvo 8.
- Agnew, B. G. (1956): Dynamometer stars in a new role. Oil and Gas Journal. Oct. 22nd.
- Aliev, R. A., Bleikner, E. M., Kulakov, V. A., Loshchilin, A. E. (1969): Opredeleniye raschetnykh reologicheskikh parametrov smesci vysokozastivayushchei nefti s malovyazkimi razbaviteleyami. Transport i Khranenie Nefti i Nefteproduktov 8.
- American Gas Association (1955): Orifice metering of natural gas. Gas measurement committee report 3.
- American Petroleum Institute (1961): History of Petroleum Engineering. Dallas and Houston.
- Amyx, J. W. (1960): Petroleum Reservoir Engineering. McGraw-Hill Book Co. Inc., New York, Toronto, London.
- Ando, M. (1970): Here's how the Japanese use electric pipeline heating. Oil and Gas International 7.
- API RP 39 (1960): Standard procedure for the evaluation of hydraulic fracturing fluids. 7.
- Arutyunoff, S. (1965): Modern aspects of electrical submersible pumps. ASME preprint 54-PET-28.
- Aziz, K. (1962—1963): Ways to calculate gas flow and static head. Petroleum Management, Nov. — Aug.
- Aziz, K., Govier, G. W., Fogarasi, M. (1972): Pressure drop in wells producing oil and gas. J. of Canadian Petroleum Technology. July — Sept.
- Beker, O. (1954): Simultaneous flow of oil and gas. Oil and Gas Journal, July 26th.
- Balcke, H. (1949): Die Wärmeschutztechnik. Verlag von W. Knapp, Halle.
- Bán, A. (1962): Vliyanie svoistv gornykh porod na dvizheniye v nikh zhidkosti. Gostoptekhnizdat, Moscow.
- Barrett, R. (1970): Unique 'high efficiency' cyclone separator. Europe and Oil 8.
- Barry, E. G. (1971): Pumping non — Newtonian waxy crude oils. Journal of the Institute of Petroleum 3.
- Batey, E. H., Courts H. R., Hannah K. W. (1961): Dynamic approach to gas pipeline analysis. Oil and Gas Journal, Dec. 18th.
- Baxendell, P. B. (1955): Pipeline flow of oil and gas mixtures. Fourth WPC, Section 11/E, Paper 4.
- Baxendell, P. B., Thomas, R. (1961): Calculation of pressure gradients in high-ratio oil wells. Journal of Petroleum Technology 10.

- Beadle, G., Harlan, J., Brown K. E. (1963): Evaluation of surface back-pressure for continuous- and intermittent-flow gas lift. *Journal of Petroleum Technology* 3.
- Bean, D. W. (1967): CIG tames two-phase flow with onstream sphere system. *Pipe Line Industry*, 8, 9.
- Beeson, C. M., Knox, D. G., Stoddard, J. H. (1958): The plunger lift method of oil production. *Petroleum Engineer*, June, July, August.
- Beggs, H. D., Brill, J. P. (1972): An experimental study of two-phase flow in inclined pipes. *SPE Preprint*, No. 4007.
- Belházy, T. Z. (1970): Die Entwicklung der Absperrorgane. *Gas und Wasserfach* 3.
- Belov, I. G. (1960): Issledovanie raboty glubinnykh nasosov dinamografom. *Gostoptekhnizdat*, Moscow.
- Bennett, E. N., Auvenshine, W. L. (1957): Dewatering of gas wells. *API Drilling and Production Practice*, 1956. Dallas.
- Bertuzzi, A. F., Tek, M. R., Poettmann, F. H. (1956): Simultaneous flow of liquid and gas through horizontal pipe. *Trans. AIME*, 207.
- Bilharz, H. L., Greenwell, H. E. (1953): Condensate well corrosion. *NGAA*. Tulsa, Oklahoma.
- Binder, R. C. (1958): *Advanced Fluid Mechanics*. Vol. I. Prentice-Hall, Inc., New Jersey.
- Bleakley, W. B. (1970a): Humble takes a look at man's role in automated production. *Oil and Gas Journal*, Sept. 14th.
- Bleakley, W. B. (1970b): Pegasus automated to nth degree. *Oil and Gas Journal*, Nov. 2nd.
- Bogdanov, A. A. (1968): *Pogruzheniye tsentrobezhniye elektronasosy dlya dobchi nefti*. NEDRA, Moscow.
- Bogdanov, A. A., Rozantsev, V. P., Holodnyak, A. Yu. (1972): Napornaya kharakteristika pogrughnogo tsentrobezhnogo nasosa pri rabote vyazkikh zhidkostyakh neftevodyanykh emul'siyakh. *Neftepromsvyozov Delo* 12.
- Boldizsár, T. (1958): The distribution of temperature in flowing wells. *American Journal of Science* 256, 4.
- Boley, W. (1967): Einsatzplanung und Betriebserfahrung mit elektrischen Tauchkreiselpumpen. *Erdöl — Erdgas — Zeitschrift* 11.
- Bonfiglioli, G. P., Croce, L. (1970): Analog and numerical computers in the operation and design of gas networks. *International Gas Union Conf.*, Moscow, Preprint C9—70.
- Bonsall, J. G. (1960): Slim-hole completions reduce well costs 35%. *Oil and Gas Journal*, July 18th.
- Bowers, J. H. (1970): Shell tries hydraulic lift for high-volume wells in West Texas. *Oil and Gas Journal*, Jan, 19th.
- Boyd, M. C. (1960): Tandem rod pumps prove practical and economical in deep dual wells. *World Oil*, June.
- Brameller, A., Chancellor, V. E., Hamann, Y. (1971): Recent advances in mathematical analysis for gas industry application. *IGE Journal* 3.
- Brandt, H., Poynter, W. G., Hummel, J. D. (1965): Stimulating heavy oil reservoirs with downhole air-gas burners. *World Oil* 9.
- de Brem, F. R., Tonnelier, J. (1970): Study of gas distribution nets with an analogic computer: application and performances of the new Gaz de France unit. *International Gas Union Conf.*, Moscow, Preprint D12—70.

- Brill, J. P., Doerr, T. C., Hagedorn, A. R. (1966): Practical use of recent research in multiphase vertical and horizontal flow. *Journal of Petroleum Technology* 4.
- Brod, M., Deane, B. C., Rossi, F. (1971): Field experience with the use of additives in the pipeline transportation of waxy crudes. *Journal of the Institute of Petroleum* 3.
- Broussard, W. F., Gravis, Ch. K. (1960): Three-phase separators. *World Oil* 4.
- Brown, G. G. (1945): A series of enthalphy-entropy charts for natural gases. *Trans. AIME* 160.
- Brown, K. E. (1967): *Gas Lift Theory and Practice, Including a Review of Petroleum Engineering Fundamentals*. Prentice Hall, Inc., Englewood Cliffs, New Jersey, USA.
- Brüggemann, F., de Monyé, G. (1959): Neuerungen auf dem Gebiet der Erdölförderung mittels Tiefpumpen. *Erdoel Zeitschrift* 5.
- Bucaram, S. M., Sullivan, J. H. (1971, 1972): A data gathering and processing system to optimize field operations. SPE Preprint 3468; *Journal of Petroleum Technology* 2.
- Burner, B. L. (1971): Improved paraffin prevention techniques reduce operating costs. *Powder River Basin, Wyoming*. SPE Preprint 3352.
- Burrell, G. R., Cornett, D. E., Green, B. F. (1970): Computerized multilift data acquisition and control system. SPE Preprint 2933.
- Bulhod, A. P., Castillo, G., Thompson, E. E. (1971): How to use computers to calculate heat, pressure in buried pipelines. *Oil and Gas Journal*, March 18th.
- Byers, D. P. (1962—1963): Handbook for LACT operation. (Parts 1—4). *Pipe Line Industry* 11 1962; 2 1963; 4 1963; 8 1963.
- Cabet, R. (1966): *L'économie du transport par conduite*. Société des Éditions Techniques, Paris.
- Campbell, J. M. (1955): Elements of field processing. (Parts 2—5) *Oil and Gas Journal*, April 11th, May 30th, June 20th.
- Campbell, J. M. (1956): Separation of oil and water. *Oil and Gas Journal*, Oct. 29th.
- Carr, N. L., Kobayashi, R., Burrows, D. B. (1954): Viscosity of hydrocarbon gases under pressure. *Trans. AIME* 201.
- Carslaw, H. S., Jaeger, J. C. (1947): *Conduction of heat in solids*. Clarendon Press, Oxford.
- Carter, R. D., Miller, S. C., Rilley, H. G. (1963): Determination of stabilized gas well performance from short flow tests. *Journal of Petroleum Technology* 6.
- Chandrasekharan, K. P., Sikdar P. K. (1970): Here's how waxy Indian crude is prepared for pipeline transit. *Oil and Gas International* 10.
- Chapin, R. L., Woodhall, R. J. (1970): Analysis of an operating telemetering system at Elk Basin Field. *Journal of Petroleum Technology* 4.
- Cheeseman, A. P. (1971): How to optimize gas pipeline design by computer. *Oil and Gas Journal*, Dec. 20th.
- Cheeseman, A. P. (1972a): Here's how operations simulator works in gas-pipeline design. *Oil and Gas Journal*, March 13th.
- Cheeseman, A. P. (1972b): Dynamic simulator an effective tool. *Oil and Gas Journal*, April 24th.
- Chernikin, V. I. (1958): *Perekachka vyazikh i zastyvoyushchikh neftei*. Gostoptekhnizdat, Moscow.
- Chilingar, G. V., Beason, C. M. (1969): *Surface Operations in Petroleum Production*. American Elsevier P. C., New York.

- Coberly, C. J. (1961): Theory and Application of Hydraulic Oil Well Pumps. KOBE Inc., Huntington Park, California.
- Coltarp, E. D. (1971): Subsurface electrical pump well test analysis. SPE Preprint 3548.
- Corely, C. J., Rike, J. L. (1959): How to save with tubingless completions. Oil and Gas Journal, April 20th.
- Coulier, D. M. (1971): Cooled gas line from the Arctic? Pipe Line Industry 10.
- Cox, J. B., Underrinner, C. F. (1970): Electronic-computer production management — a new era. SPE Preprint 2934.
- Craft, B. C., Holden, W. R., Graves, E. D. (1962): Well Design: Drilling and Production. Prentice-Hall, Inc., New Jersey.
- Crosby, G. E. (1969a): Miniaturized completions can be artificially lifted. Petroleum Engineer, Febr.
- Crosby, G. E. (1969b): Fully rolled thread: breakthrough in rod couplings. Petroleum Engineer, June.
- Cross, H. (1936): Analysis of flow in networks of conduits or conductors. Bulletin of University of Illinois 286.
- Crumback, L. (1964): PVC not a substitute, but a first line material. Canadian Petroleum Engineer 7.
- Davenport, T. C., Conti, V. J. (1971): Heat transfer problems encountered in the flow characteristics of gas wells. Trans. AIME 204.
- Davenport, T. C., Conti, V. J. (1971): Heat transfer problems encountered in the handling of waxy crude oils in large pipelines. Journal of the Institute of Petroleum 5.
- Degtyarev, V. N., Didenko, V. S. (1972): Rezul'taty polupromyshlennyykh eksperimentov po termicheskoi obrabotke mangyshlakskikh neftei. Neftyanoe Khozyaistvo 4.
- De Moss, E. E., Ellis, R. C., Kingsley, G. S. (1972): New gas lift concept — continuous flow production rates from deep low pressure wells. SPE Preprint 4174.
- Dempsey, J. R., Patterson, J. K., Coats, K. H., Brill, J. P. (1971): An efficient model for evaluating gas field gathering system design. Journal of Petroleum Technology, 9.
- DeVertenil, L. R. (1954): The exercise of control of flowing wells and of input to gas lift installations by means of a differential flow control valve. Journal of the Institute of Petroleum 39.
- Dobrinescu, D., Bulau, L. (1969): Contributii la calculul termic al conductelor ingropate. Petrol si Gaze 2.
- Dodge, D. W., Metzner, A. B. (1959): Turbulent flow of non-Newtonian systems. A. I. Ch. E. Journal, June.
- Downer, L., Inkley, F. A. (1972): Thermal expansion coefficients need update to combat errors in crude oil measuring. Petroleum and Petrochemical International 6.
- Drouin, A. H. (1970): Oil field valves for subzero temperatures. Oil and Gas Journal, Febr. 16th.
- Dukler, A. E., Wicks, M., Cleveland, R. G. (1964): Frictional pressure drop in twophase flow:
- (A) A comparison of existing correlations for pressure loss and holdup.
 - (B) An approach through similarity analysis. A. I. Ch. E. Journal, January.
- Duns, H. Jr., Ros, N. C. J. (1963): Vertical flow of gas and liquid mixtures in wells. Sixth WPC, Section 11/22.

- Ebert, M., Kalkhof, H. (1961): Flüssigkeitsmengenmessung wird von der Temperatur des Durchflussmediums unabhängig. VDI — Nachrichten 16, Nr. 41.
- Eichberg, D. (1970): Zip-on jacketing insulates pipeline. Oil and Gas Journal, July 27th.
- Ells, J. W., Brown, V. R. R. (1971): The design of pipelines to handle waxy crude oils. Journal of the Institute of Petroleum, May.
- Elperin, I. T., Smolsky, B. M., Levental, L. I. (1966): K voprosu umensheniya gidrodinamicheskogo sопrotivleniya truboprovodov. Inzhinerno-Fizichesky Zhurnal 2.
- Espanol, J. H. (1968): Comparison of three methods for calculating a pressure traverse in vertical multiphase flow. M. S. Thesis, The University of Tulsa.
- Espanol, J. H., Holmes, C. S., Brown, K. E. (1969): A comparison of existing multiphase flow methods for the calculation of pressure drop in vertical wells. SPE Preprint 2553.
- Eubanks, J. M., Franks, B. L., Lawrence, D. K., Maxwell, T. E., Merryman, C. J. (1958): Pumping Well Problem Analysis. Joe Chastain, Midland, Texas.
- Ewing, R. D. (1970): Long stroke pumping unit. SPE Preprint 3186.
- Farrar, G. L. (1972): Computer control in the industry. Oil and Gas Journal, Nov. 6th.
- Fincham, A. E. (1971): A review of computer programs for network analysis (developed at London Research Station). GC (London) 189.
- Ford, P. E. (1955): Pipelines for viscous fuels. Fourth WPC, Section VIII.
- Forsythe, V. L. (1964): Evaluation of a stabilizer charged gas lift valve for multiphase flow using graphical techniques. Journal of Petroleum Technology 6.
- Franco, A. (1972): Polyurethane foam insulates 100-mile Brazil pipeline. Oil and Gas Journal, July 10th.
- Frick, Th. C. (1962): Petroleum Production Handbook. McGraw-Hill Book Co. Inc., New York, Toronto, London.
- Garlyauskas, A. I. (1971): Diskretny printsip maksimuma v optimalnom upravlenii gazoprovodami. Gazovaya Promyshlennost' 4.
- Gautier, M. (1970): L'expérience d'Elf Union sur le transport du fuel lourd par pipeline. Revue de L'AFTP 11—12.
- Gazimov, M. G., Imamalikov, Yu. A., Makhyanova K. I., Sattarov, U. G., Hisaynov, B. H. (1971): Krivye i empiricheskie formuly dlya opredeleniya vyazkosti neftei i emulsii. Neftepromyslovoe Delo 9.
- Geyman, M. A., Gadiev, S. M. (1960): Glubinnonasosniye privody dlya ekspluatatsii kustovykh dvukhstvolnikh skvazhin. Azerbaidzhanskoе Neftyanoe Khozyaistvo 7.
- Gibbs, S. G., Nolen, K. B. (1972): Well site diagnosis of pumping problems using mini-computers. SPE Preprint 4068.
- Gilbert, W. E. (1955): Flowing and gas-lift well performance. API Drilling and Production Practice, 1954, Dallas.
- Goacher, P. S. (1969): Steady and transient analysis of gas flows in networks. GC (London) 157.
- Govier, G. W., Aziz, K. (1972): The flow of complex mixtures in pipes. Van Nostrand Reinhold Company, New York.
- Govier, G. W., Fogarasi, M. (1972): The interpretation of data on the rheological behaviour of thixotropic crude oils. Journal of Canadian Petroleum Technology 4 (Oct. — Dec.)
- Govier, G. W., Ritter, R. A. (1963): Pipeline flow characteristics of crude oils. Sixth WPC, Section VII/I.
- Graf, H. G. (1957a): Vereinfachte Sammelstelle im Ölfeld. Erdöl Zeitschrift 2.

- Graf, H. G. (1975b): Dual completion im Feld Eilte-West. Erdöl Zeitschrift 7.
- Graf, H. G. (1970): Stand der Automatisierung in der Öl- und Gasproduktion. Erdöl — Erdgas — Zeitschrift 1.
- Graf, H. G. (1971): Dispatching von Erdgas. Erdöl — Erdgas — Zeitschrift 9.
- Graham, G. E. (1972): Optimizing gas-system design. Oil and Gas Journal, Nov. 13.
- Gravis, Ch. K. (1960): The oil and gas separator. World Oil, Jan.
- Greathouse, W. D., McGlasson R. L. (1958): Progress in plastics for petroleum-production piping. API Drilling and Production Practice, 1957, Dallas.
- Griffin, F. D. (1968): New API design calculations for sucker rod pumping systems. API Preprint 875—22 F.
- Griffith, P. (1962): Two-phase flow in pipes. Special Summer Program, Massachusetts Institute of Technology, Cambridge, Mass.
- Griffith, P., Wallis, G. B. (1961): Two-phase slug flow. Journal of Heat Transfer, Trans. ASME 8.
- Grosse, L. (1951): Arbeitsmappe für Mineralölingenieure. VDI — Verlag GmbH, Düsseldorf.
- Grow, G. C. Jr. (1965): Analysis of underground storage. Pipe Line Industry 10.
- Gubin, V. E., Emkov, A. A., Protasova, L. A. (1971): Primencie alkilsulfatov i alkilsulfatonov dlya gidrotransporta vysokovyazkikh i vysokozastyvayushikh neftei. Transport i Khranenie Nefti i Nefteproduktov 3.
- Gubin, V. E., Stepanyugin, V. N. (1970a): Gidravlichesky raschet truboprovodov dlya perekachki neftei v smesy a vodnym rastvorom PAV. Neftyanoe Khozyaistvo 2.
- Gubin, V. E., Stepanyugin, V. N. (1970b): Optimalniye parametry dlya perekachki vysokovyazkikh i vysokozastyvayushchikh neftei v smesy s vodnym rastvorom PAV. Neftyanoe Khozyaistvo 12.
- Gudkov, S. F., Benyaminovich, C. A., Odisahariya, G. E. (1970): Rational utilisation fields of technological schemes for the natural gas large volumes transport. International Gas Union Conf. Moscow, Preprint C-16-70.
- Guy, J. J. (1967): Computation of unsteady gas flow in pipe networks. Ind. Chem. Eng. Symposium, London, 23.
- Gyulay, Z. (1942): Olajvezetékek tervezésé és építése (Designing and building oil pipelines). Mérnöki Továbbképző Intézet, Budapest.
- Haarmann, K. (1970): Metallurgical factors in producing steels for large diameter pipe. World Petroleum 10.
- Hacksma, J. D. (1972): How to predict plunger-lift performance. Oil and Gas Journal, May, 22nd.
- Haddenhorst, H. G. (1962): Die Verpumpung von schwereren Erdölen durch Rohrleitungen. Erdöl Zeitschrift 5.
- Hagedorn, A. R., Brown, K. E. (1964): The effect of viscosity in two-phase vertical flow. Journal of Petroleum Technology 2.
- Hagedorn, A. R., Brown, K. E. (1965): Experimental study of pressure gradients occurring during continuous two-phase flow in small-diameter vertical conduits. Journal of Petroleum Technology 4.
- Hain, H. A. (1968): How to determine the maximum capability of a complex pipeline system. Pipe Line News 9.
- Ilangs, F. E. (1966): More insulated, heated-oil pipelines are in prospect. Oil and Gas Journal, Oct. 3rd.
- Ilaray, F. (1969): Graph Theory. Addison Wesley, Massachusetts.

- Harriger, J. W. (1971): Measurement trends in the 70s. Pipe Line Industry 2.
- Harrison, O. R. (1970): Planning and implementing a computer production control system. Journal of Petroleum Technology 2.
- Harvey, A. H., Briller, R., Arnold, M. H. (1971): Pipelining oils below their pour points. (I-II.) Oil and Gas Journal, Aug. 23rd; Aug. 30th.
- Hedström, B. O. A. (1952): Flow of plastic materials in pipes. Ind. and Eng. Chem. 3.
- Heideman, J. C. (1972): Optimal development of natural gas transmission system. SPE Preprint 3980.
- Heinze F. (1971): Hydratbildung. Lehrbogen 3.3 von der Bergakademie Freiberg.
- Hende, van den, A. (1969): Résolution graphique des problèmes de perte de charge dans les canalisations. L'Industrie Chimique 7.
- Hennig, J. (1970): Neue Messgeräte zur Erfassung von Erdgasmengen in Verbindung mit Messumformern für Dichte. Erdöl — Erdgas — Zeitschrift 5.
- Herning, F. (1950): Grundlagen und Praxis der Mengenstrommessung. VDI — Verlag GmbH, Düsseldorf.
- Holland, A. E., Mix R. C. (1970): Computer aids gas dispatching. Oil and Gas Journal, Oct. 5th.
- Hollis, R. G. (1968): Deep, high-volume hydraulic pumping Reno-field. API Preprint 801—44A.
- Holzschuhmacher, W. (1972): Ausbauoptimierung von Gastransports-Systemen. Erdöl — Erdgas — Zeitung 10.
- Hood, L. E. (1968): The flexible sucker rod — an innovation in pumping. API Preprint 801—44F.
- Howell, J. K., Hogwood, E. E. (1962): Electrified Oil Production. The Petroleum Publishing Co., Box 1260, Tulsa, Oklahoma 74101.
- Hudgins, Ch. M. (1970): Hydrogen sulfide corrosion can be controlled. Petroleum Engineer, Dec.
- Hurst, W., Goodson, W. C., Leese, R. E. (1963): Aspects of gas deliverability. Journal of Petroleum Technology 6.
- Hutlas, E. J., Granberry, W. R. (1972): A practical approach to removing gas well liquids. Journal of Petroleum Technology 8.
- Ioachim, G. (1965): Extraelia petrolului si gazelor. Editura Tehnică, Bucuresti.
- Ives, O. G. (1971): Basic look at CPC end devices. Petroleum Engineer, Aug.
- Jacobsen, R. S. (1970): Computerized calculation of orifice meter constants. Pipe Line Industry 5.
- Jaeger, J. C., Clarke, M. (1942): Proc. Roy. Soc. (Edinburgh) 61.
- Jernigan, W. F. (1971): New producers aid optimum design of high-volume pumping systems. Oil and Gas Journal, June 28th.
- Jones, D. L., Brown, K. E. (1971): Application of system analysis can increase production by 200 percent in high volume gas lift wells. SPE Preprint 3547.
- Joy, R. F., Coleman, G. H. (1968): Flexible sucker rod in the works. Oil and Gas Journal, July 15th.
- Juch, A. H., Watson, R. J. (1969): New concepts in sucker-rod pump design. Journal of Petroleum Technology 3.
- Karpov, S. V., Galiiullin, Z. T., Khodanovich, I. E., Bikchentai, R. I. (1972): Transport bolshikh potokov gaza s uchetom teplovyykh rezhimov gazoprovodov i okhlazhdeniya gaza na KS. Gazovaya Promyshlennost' 5.
- Katz, D. L. (1959): Handbook of Natural Gas Engineering. McGraw-Hill Book Co. Inc., New York, Toronto, London.

- Katz, D. L. (1972): Thermodynamic analysis of frictional heat effects in pipeline flow. Oil and Gas Journal, March 6th.
- Klampfl, H. (1971): Neue Art des Schaltens von Tiefpumpenantrieben bei periodischen Betrieb. Erdöl — Erdgas — Zeitschrift 7.
- Knudsen, J. G., Katz, D. L. (1958): Fluid dynamics and heat transfer. McGraw-Hill Book Co. Inc., New York, Toronto, London.
- Kolodezny, P. A., Karachev, A. S. (1971): Issledovanie vikhrevoi kamery pri vysokikh davleniyakh i bolshikh raskhodakh. Neft i Gas 7.
- Komikova, V. G. (1971): Transport i khranenie nefty i gaza. Vypusk 97. Nedra, Moscow.
- Korchazhkin, M. T. (1963): Raschet protsessa drosselirovaniya prirodnogo gaza. Gazovaya Promyshlennost' 7.
- Kornilov, G. G., Gallyamov, M. N. (1972): Dvizhenie po truboprovodam vysokovyazkikh plastichnyi zhidkosteii sloem iz malovyazkoi zhidkosti. Transport i Khranenie Nefti 6.
- Kridner, K. (1965): What are needs for gas storage? Pipe Line Industry 10.
- Kriegel, E. (1967): Berechnung von Zweiphasenströmungen von Gas/Flüssigkeits-Systemen in Rohren. Chemic-Ing. Techn. 22.
- Kruman, B. B., Geibovich, A. A. (1970): Otkachka vyazkikh zhidkosteii s pomochyu vibratsionovo nasosa. Neftyanoe Khozyaistvo 8.
- Kulizade, K. N. (1960): Elektrooborudovaniye v neftedobyche. Azneftneshr., Baku.
- Kut, S. (1969): Internal epoxy coating natural gas lines. Erdöl und Kohle, Erdgas, Petrochemie 3.
- Kut, S. (1972): Internal and external pipe coatings (carrying gas, liquid and solids). Rohre — Rohrleitungsbau — Rohrleitungstransport 2.
- Laabs, H. (1969): Armaturen für den Transport von Erdöl, Erdgas und deren Produkte durch Pipelines. Erdöl und Kohle, Erdgas, Petrochemie 12.
- Lamb, M. J., Simpson, W. C. (1963): Pipeline transportation of waxladen crude oil as water suspension. Sixth WPC, Section VII, Paper 13.
- LeBaron Bowen, R. (1961): Scaleup for non-Newtonian fluid flow. (7 articles.) Chem. Eng., Jun. 12th — Sept. 4th.
- Ledet, Cha A., Leutwyler, K., Turner, R. G. (1968): Dewater gas wells automatically. Petroleum Engineer, Dec.
- LeFur, E., Martin, M. (1967): Transport en conduite de liquides non newtoniens. Revue de l'Institut Francais du Pétrole 7, 8.
- Lescarboura, J. A., Culter, J. D., Wahl, H. A. (1970): Drag reduction with a polymeric additive in crude oil pipelines. SPE Preprint 3087.
- Little, L. F. (1963): Stock tank vapor recovery pays off. World Oil, June.
- Lobkov, A. M. (1955): Sbor i transport nefty na promyslakh. Gostoptekhnizdat. Moscow.
- Longwell, P. A. (1966): Mechanics of fluid Flow. McGraw-Hill, Book Co. Inc., New York, St. Louis, San Francisco, Toronto, London, Sidney.
- Lubinski, A., Blenkarn, K. A. (1957): Buckling of tubing in pumping wells, its effects and means for controlling it. Petroleum Transaction AIME 210.
- MacMillan, J. I. (1971): Economics of remote data processing for oil and gas production. ASME Preprint Pet. 39.
- Maddox, R. N. (1963): Some properties of mixtures. Oil and Gas Journal, March 4th.
- Maher, J. L., Coggins, R. W. (1969): How to estimate size, cost of producing equipment. (Part 1.) Separators and treaters. World Oil, Aug.

Makowski, M. M., Mochlinski, K. (1956): An evaluation of two rapid methods of assessing the thermal resistivity of soil. Proceedings of the Institution of Electrical Engineers, Oct.

Maksutov, R. A., Gazimov, M. G. (1971): Vliyanie elektricheskikh svoistv materialov na otlozhennye parafina. Neftyanoe khozyaistvo 7.

Mamedov, Z. I., Mustafayev, S. D., Bairamov, A. A. (1971): Prinuditelnoe izmenenie vremeni opredeleniya plastovogo davleniya glubinnonasosnykh skvazhin. Neft i Gaz 6.

Mapes, G. J. (1960): The low temperature separation unit. World Oil, Jan.

March, H. B., McCall, N. J. (1972): Optimization of the design and operation of natural gas pipeline systems. SPE Preprint 4006.

Martin, J. S. (1961): Stop pounding that pumping well. Petroleum Engineer, May.

Martin, J. T. (1970): Low level automation for marginal leases. Petroleum Engineer, May.

Mayer-Gürr, A. (1971): Erdgas — Produzenten und Erdgas — Abnehmer. Gasverwendung 10.

McAfee, R. V. (1961): The evaluation of vertical-lift performance in producing wells. Journal of Petroleum Technology 4.

McCurdy, R. C., Elkins, L. E. (1967): Impact of New Technology on the US Petroleum Industry 1946—1965. National Petroleum Council, Washington.

McDannold, G. R. (1960): How to determine pumping loads with hollow sucker rods. Oil and Gas Journal, Aug. 1st.

McDonald, E., Baker, O. (1964): Spheres up capacity 30—70%. Oil and Gas Journal, June 15th, 22nd, 29th.

McGhee, E. (1957): How to get cheap daily tests on every well. Oil and Gas Journal, April 8th.

McLeod, W. R., Anderson, D. L., Day, J. J. (1972): A comparison of vertical two-phase computation techniques. ASME Preprint 72-Pet-38.

Metcalf, J. P., Landry, R. W. (1971): Turbine meters offer benefits for the big oil producers. Oil and Gas International 4.

Metters, E. W. (1970): A new concept in pumping unit technology. SPE Preprint 3193.

Metzner, A. B., Reed, J. C. (1955): Flow of non-Newtonian fluids — correlation of the laminar, transition, and turbulent flow regions. A. I. Ch. E. Journal 12.

Michie, T. W., Page, W. A., Kidd, A. N. (1970): Program for maintaining equipment reliability and data integrity in a large-scale computer production control project. SPE Preprint 2935.

Mikhailov, P. V., Vosrikova, V. P., et al. (1967): Termoohrabotka nefty kak odin iz faktorov uvelicheniya proizvoditel'nosti nefteprovodov. Neftyanoe khozyaistvo 1.

Milinsky, V. M., Kharlamenko, V. I., Lutfullin, A. Kh., Buskunov, A. A. (1970): Puti snizheniya energeticheskikh zatrat glubinnonasosnykh ustavovok. Neftyanoe khozyaistvo 8.

Milley, Gy. (1970): Nevezéktani problémák a kőolajok magas hőmérsékleten dermedő természetes komponenseivel kapcsolatban. különös tekintettel a reológiai tulajdonságokat befolyásoló komponensekre (Problems of terminology concerning the high-pour-point natural components of crudes, with special regard to those components affecting rheological behaviour). Research Report, Petroleum Engineering Department, University of Heavy Industries, Miskolc, Hungary.

Milton, L. H. (1972): PCP. Humble computerized data system for manually operated oil field. Oil and Gas Journal, March 13th.

Mirzadzhanzade, A. H., Mingaraev, R. Sh., Zaitsev, Yu. V., Gurbanov, R. S., Rasi-zade, Ya. M. (1969): A nem newtoni folyadékok áramlása csövekben. Néhány hidrodinamikai hőcserefeladat (Flow of non-Newtonian fluids in pipes. Some problems of heat exchange in hydrodynamics). Kőolaj és Földgáz 3.

Mittendorf, H., Schlemm, F. (1971): Prozessrechnereinsatz zur Leistungsüberwa-chung in Ferngasnetzen. Erdöl — Erdgas — Zeitschrift 11.

Mokhanov, V. I. (1962): Izmerenie razkhoda i kolichestva zhidkosti, gaza i para. Gosenergoizdat, Moscow.

Monyé, G. (1959): Regelung des Tiefpumpenantriebes durch den Ölufluss. Erdöl und Kohle 1.

Muradov, A., Mametklychev K. II. (1970): Opredelenie optimalnoi temperatury podogreve parafinovykh neftei pored perekachkoi. Transport i Khraneniye Nefty i Nefte-produktov 6.

Muraviev, I. M. (1959): Spravochnik po dobyche nefty. (Vol. II.) Gosoptekhizdat, Moscow.

Muraviev, I. M., Knisenko, G. N., Mishchenko, I. T., Knyazev, N. S., Olifer, S. L. (1971): Vliyanie reologicheskikh svoistv nefti na rabotu pogruzhnogo tsentrobezhnogo nasosa. Neftepromeyslovoe Delo 2.

Muraviev, I. M., Krylov, A. P. (1949): Ekspuatatsiya neftyanykh mestorozhdeniy. Gosoptekhizdat, Moscow.

Natural Gasoline Association of America (1957): Equilibrium Ratio Data Book. Tulsa.

Nematizadeh, F. (1969): Silicone injection boosts separator capacity 40%. World Oil, May.

Nemudrov, A. G., Kulikov, V. A. (1971): Optimalnoe rezhimy rabotu nasosnykh stantsii «goryachego» nefteprovoda. Neftyanoe Khozyaistvo 6.

Nichols, R. (1968): Dewatering gas wells. API Preprint 851-42-A.

Nind, T. E. W. (1964): Principles of Oil Well Production. McGraw-Hill Book Co., New York, Toronto, London.

Nomisikov, Yu. P., Khalichin, A. G., Samilev, M. A. (1970): Oborudovanie skvazhiny rekomenduemoe dlya mestorozhdenii soderzhashchikh serovodorodov. Gazovaya Promy-shlennost' 10.

November, M. H. (1972): Electronic density-measuring system is accurate, versa-tile. Oil and Gas Journal, Febr. 21st.

Novoselov, V. F., Kandurov, A. A. (1971): Uchet inertsi pri rashchete neustano-vivshegosya dvizheniya zhidkosti v truboprovode. Neftyanoe Khozyaistvo 9.

Oates, J. A. (1962): Pipes and Pipelines Manual and Directory. (1st ed.) Scientific Surveys Ltd., London.

O'Brien, H. L. (1951): Petroleum Tankage and Transmission. Graver Tank and Mfg. Co. Inc., Houston, Texas.

O'Donnell, U. P. (1968): Getty's new heated crude line is probably world's largest. Oil and Gas Journal, April 8th.

O'Donnell, J. P. (1969): TGT makes valuable use of densitometers. Oil and Gas Journal, Nov. 10th.

Oil and Gas Journal (1956): Automatic custody transfer. — June 11th.

Oil and Gas Journal (1963): Treating plant will make high-wax crude transportable by pipeline. — Febr. 25th.

- Oil and Gas Journal (1964): S 500.000 automation investment. — July 27th.
 Oil and Gas Journal (1969): Chemicals solve tank shortage. — Jan. 27th.
 Oil Well Supply (1957): Selection and application of subsurface pumps. Bulletin 6—956.
 Omaha, R., Houssiere, Jr., C., Brown, K. E., Brill, J. P., Thompson, R. E. (1969): Multiphase flow through chokes. SPE Preprint 2682.
 O'Neil, R. K. (1972): Operating costs and performance of large-volume submergible pumps. Journal of Petroleum Technology 12.
 Orkiszewski, J. (1967): Predicting two-phase pressure drops in vertical pipe. Journal of Petroleum Technology 6.
 Orlicek, A. F., Pöll, H. (1951, 1955): Hilfsbuch für Mineralöltechniker (I-II). Springer Verlag, Wien/New York.
 Palm, C. D. (1962): NGPL 'insured' with automatic valve. Pipeline Engineer 6.
 Panteleev, G. V. (1970): Turbulizator potoka primenyaemy dlya uvelicheniya davleniya na uste skvazhin. Neftepromyshlovoe Delo 9.
 Pápay, J. (1970): Termelőkutak és vezetékek hőmérséklet viszonyai stacionér állapotban (Steady temperature distributions in producing wells and pipelines.) Kőolaj és Földgáz 11.
 Pápay, J. (1971): Gáztelep, -kút és-vezeték teljesítményegyenlete (Performance equations of oil reservoir, well, and flowline). Kőolaj és Földgáz 8.
 Pasqualini, M. (1950): Le rechauffage des produits pétroliers lors de leur transport dans les pipe-lines. Bulletin de l'Association Francaise des Techniciens du Pétrole 8.
 Patsch, F. (1971): Függőleges kétfázisú áramlás nyomásviszonyainak számítása (Calculation of pressure traverse.. in vertical two-phase flow). Bányászati és Kohászati Lapok, Kőolaj és Földgáz 12.
 Patton, L. D. (1970): Continuous rod design. Petroleum Engineer, Aug.
 Pearson, W. G. (1969): Is there a computer in your oil fields future? Oil and Gas Journal, May 26th.
 Pektyenirov, G.A. (1951): Aszályolajtelepi kézikönyv (Petroleum tankage handbook). NIK, Budapest. (Translation from Russian.)
 Perkins, T. K., Turner, J. B. (1971): Starting behaviour of the gathering lines and pipelines when filled with gelled Prudhoe Bay oil. Journal of Petroleum Technology 3.
 Perry, C. W. (1964): The modern ball valve. Petroleum Times, May 15th.
 Perry, J. H. (1969): Vegyészmérnökök kézikönyve (Chemical engineer's handbook). Műszaki Könyvkiadó, Budapest. (Translation from English.)
 Petroleum Engineer (1958): Sonic pump bows in. Sept.
 Petroleum Extension Service (1955): Oil Pipe Line Measurement and Storage Practices. The University of Texas, Texas.
 Petroleum Extension Service (1956): Field Handling of Natural Gas. — The University of Texas, Dallas.
 Phoenix-Rheinrohr AG (1960): Tabellen für Tiefbohrtechnik. Düsseldorf.
 Pipeline News (1960): Annual automation symposium. — 10. Bayonne, N. J.
 Pipeline News (1972): Shell moves viscous oil through unheated lines. — 5. Bayonne, N. J.
 Pisarik, M. N. (1972): Raspredelenie temperatur po stvolu skvazhiny pri rabote nagrevatelei. Neftepromyslovoc Delo 9.
 PLI Staff (1970): New triple action siphon pig leaves pipe lines clean and dry. Pipe Line Industry 1.
 Poettmann, F. H., Beck, R. L. (1963): New charts developed to predict gas-liquid flow through chokes. World Oil, March.

- Poellmann, F. H., Carpenter, P. G. (1953): The multiphase flow of gas, oil and water through vertical flow strings. API Drilling and Production Practice, 1952. Dallas.
- Powers, M. L. (1972): Optimizing sucker rod replacement. Oil and Gas Journal, Febr. 7th.
- Price, R. C. (1971): Flow impovers for waxy crudes. Journal of the Institute of Petroleum 3.
- Pruitt, G. T., Simmons, C. M., Neil, G. H., Crawford, H. R. (1965): A method to minimize the cost of pumping fluids containing friction-reducing additives. Journal of Petroleum Technology 5.
- Prutzman, F. G. (1955): Problems and economies of dual completions. Petroleum Engineer, July.
- Puscoiu, N. (1970): Debitmetri de masa folosite la măsurarea producției de titei și gaze, Petrol și Gaze 4.
- Pylant, H. S. (1961): Plastic pipe in oil and gas fields. Oil and Gas Journal, Febr. 27th.
- Raabe, J. (1970): Rumpen. Hydraulische Maschinen und Anlagen (Teil 3). VDI — Verlag GmbH, Düsseldorf.
- Rabinovitch, E. Z., Kuznetsov, P. B. (1970): Gidravlicheskie soprotivleniya magistralnykh nefteprovodov. Transport i Khranenie Nefti i Nefteproduktov 7.
- Rachford, H. H. (1972): Transient-pipeline calculations improve desing. Oil and Gas Journal, Oct. 30th.
- Raulins, G. M. (1972): Safety by down-hole well control. Journal of Petroleum Technology 3.
- Reher, E. O., Mylius, E. (1967): Eine Übersicht über einige Methoden zur Berechnung des Druckverlustes beim Transport zeitunabhängiger nicht — Newton'scher Flüssigkeiten in Rohrleitungen. Chem. Techn. 3.
- Reid, A. M. (1969): Valve desing and selection. Pipes and Pipelines International 4.
- Reneau, G. (1953): Design and development of improved annular survey equipment and techniques. API Drilling and Production Practice, 1952. Dallas.
- Reppisch, I. (1958): Mengenmessung mit Ovalrad-Flüssigkeitzählern in der Erdöl-industrie. Erdöl Zeitschrift 8.
- Resen, L. (1957): Humble tries L. A. C. T., gives it stamp of approval. Oil and Gas Journal, March 4th.
- Ritter, R. A., Baticky, J. P. (1967): Numerical prediction of the flow characteristics of thixotropic liquids. Society of Petroleum Engineers Journal, Dec.
- Ritter, R. A., Govier, G. W. (1970): The development and evaluation of theory of thixotropic behaviour. Canadian Journal of Chemical Engineering 348.
- Roberts, B. J. (1970): Panhandle extends its automation. Oil and Gas Journal July 23rd.
- Ros, N. C. J. (1961): Simultaneous flow of gas and liquid as encountered in well tubing. Journal of Petroleum Technology 10.
- Rose, S. C., Marsden, S. S. (1970): The flow of North Slope crude oil and its emulsions at low temperatures. SPE Preprint 2996.
- Sanders, J. M. (1969): Basic criteria for the sizing and selection of control valves. Pipes and Pipelines International 10, 12.
- Saye, H. A. (1958): Automatic well testing. Oil and Gas Journal Jan. 6th.
- Schlichting, P. (1970): Der Transport von Öl - Wasser - Gas Gemischen in Erdölförderleitungen. Erdöl — Erdgas — Zeitschrift 6.

- Schmoe, W. P. (1959): Bottom hole separators increase production. *World Oil*, April.
- Scott, R. W. (1965): Vacuum stabilizers boosts income minimize production problems. *World Oil*, Jan.
- Scott, J. (1967): Production automation breaks barriers. *Petroleum Engineer*, June.
- Scott, J. (1969): The revolution in artificial lift. *Petroleum Engineer*, Feb.
- Scott, J. (1971): CPC new way of oil country life. *Petroleum Engineer*, Aug.
- Scott, J., Grosby, G. (1970): What does industry expect of computer production control. *Petroleum Engineer*, May.
- Sens, M. (1969): Evolution of gas measurement in France. *Pipe Line Industry* 2.
- Shaver, R. G., Merrill, E. W. (1959): Turbulent flow of pseudoplastic polymer solutions in straight cylindrical tubes. *A. I. Ch. E. Journal* 6.
- Shamir, U. (1971): Optimal route for pipelines in two-phase flow. *Society of Petroleum Engineers Journal*, March.
- Shaw, S. F. (1939): *Gas-lift Principles and Practices*. Gulf P. C., Houston, Texas.
- Shephard, P. A., Williams, R. W. (1965): The application of analogue computer techniques to the distribution system of the North Thames Gas Board. *The Institution of Gas Engineers, Communication* 700 (London), 11.
- Sherman, P. (1963): Changes in the rheological properties of emulsions on aging, and their dependence on the kinetics of globule coagulations. *I. Phys. Chem.* 12.
- Shirkovsky, A. I. (1970): Estimating minimum flow rate required for continuous removal of condensate from gas wells. *SPE Preprint* 2987.
- Shishchenko, R. Y., Apriesov, K. A. (1952): *A kőolaj szállítása és tárolása* (Transport and storage of petroleum). NIK, Budapest. (Translation from Russian.)
- Simmons, W. E. (1972): Optimizing continuous flow gas lift wells. (Parts I-II.) *Petroleum Engineer*, Aug., Sept.
- Slonegger, J. C. (1961): *Dynagraph Analysis of Sucker Rod Pumping*. Gulf P. C., Houston, Texas.
- Smirnov, A. S., Shirkovsky, A. I. (1957): *Dobycha i transport gaza*. Gostoptekhizdat, Moscow.
- Smith, R. S. (1968): Submergible pump completion in low-phase flowing wells. *Petroleum Engineer*, Dec.
- Snyder, R. E. (1970): New pumping methods boost oil production. *World Oil*, May.
- Société du Journal des Usines à Gaz (1968): *Manuel pour le transport et la distribution du gaz*. Paris.
- Sommer, H. A. (1972): An approach to oil field automation. *SPE Preprint* 3971.
- Speel, L. (1967): High pressure gas well completions. *Seventh WPC Proceedings* 3.
- Spink, L. K. (1958): *Principles and Practice of Flow Meter Engineering*. The Foxboro Co., Massachusetts.
- Standing, M. B. (1952): *Volumetric and Phase Behaviour of Oil Field Hydrocarbon Systems*. Reinhold P. C., New York.
- Standing, M. B., Katz, D. L. (1942): Density of crude oil saturated with natural gases. *Trans. AIME* 146.
- Stearns, R. F., Johnson, R. R., Jackson, R. M., Larson, C. A. (1951): *Flow Measurement With Orifice Meters*. D. Van Nostrand Co. Inc., Toronto, New York, London.
- Stephens, M. M., Spencer, O. F. (1950): *Natural Gas Engineering*. The Pennsylvania State College, Pennsylvania.

Stewart, T. L. (1971a): Computer speeds surge calculations. Oil and Gas Journal, Nov. 22nd.

Stewart, T. L. (1971b): Modelling liquid pipelines in transient and steady state. Pipeline News 12.

Stoner, M. A. (1970): A new way to design natural gas systems. Pipe Line Industry 2.

Stoner, M. A. (1971, 1972): Sensitivity analysis applied to a steady-state model of natural gas transportation systems. SPE Preprint 3056; and Society of Petroleum Engineers Journal, April.

Stradtmann, F. H. (1961): Stahlrohr Handbuch. (6. Aufl.) Vulkan-Verlag, Essen.

Streeter, V. L., Wyllie, E. E. (1970): Natural gas pipeline transients. Society of Petroleum Engineers Journal, Dec.

Swinney, G. W. (1972): Gas measurement with on-line computers. Pipe Line Industry 7.

Szendy, K. (1967): Korszerű hálózatszámítási módszerek (Modern network analysis methods). Akadémiai Kiadó, Budapest.

Szilas, A. P. (1955): Betriebsverhältnisse gasfreies Öl fördernder Sonden. Mitteilungen der Fakultäten für Bergingenieure und Geo-Ingenieure (XVIII). Techn. Universitätsfakultäten, Sopron.

Szilas, A. P. (1957): A gazdaságos termelőberendezés kiválasztása (Choosing the most economical production equipment). Bányászati Lapok 6.

Szilas, A. P. (1959): Bestimmung des Druckkoeffizienten aus den Betriebsdaten der Ölsonde. Mitteilungen der Fakultäten für Bergingenieure und Geo-Ingenieure (XX). Techn. Universitätsfakultäten, Sopron.

Szilas, A. P. (1962): Intermittente Gaslift- und Plungerliftförderung — zwei rationelle Förderverfahren für geringproduktive Sonden. Freiberger Forschungshefte A233.

Szilas, A. P. (1964): Kontinuierlicher oder intermittierender Betrieb von Pumpsonden? Erdoel — Zeitschrift 3.

Szilas, A. P. (1966): Erdölgewinnung. Fernstudium. Bergakademie, Freiberg.

Szilas, A. P. (1967): A földgáz termelése, előkészítése és szállítása (Production, handling and transportation of natural gas). Müszaki Könyvkiadó, Budapest.

Szilas, A. P. (1968): Startdruckänderung eines in einer Erdölförderleitung abkühlenden strukturviskosen Öles. Erdoel — Erdgas — Zeitschrift 9.

Szilas, A. P. (1971): Tixotrop pszeudoplasztikus kőolaj nyomásveszteségszámításra alkalmas folyási görbék meghatározása (Determining the flow curves permitting head loss calculation for thixotropic-pseudoplastic crudes). Kőolaj és Földgáz 4.

Szilas, A. P., Falk, R. (1959): Kőolaj — és földgáztermelés (Oil and gas production). Mining Handbook. II. Müszaki Könyvkiadó, Budapest.

Taylor, C. J. (1960): How and why tubing anchors reduce operating costs of rods. Canadian Oil and Gas Journal 6.

Terris, J. (1965): How and when to automate oil producing facilities. World Oil, June.

Thielen, H. (1971): Die Druckwellengeschwindigkeit in Pipelines unter dem Einfluss von Temperatur und Druck. Rohre — Rohrleitungsbau — Rohrleitungstransport, Oct.

Thomas, L. K., Hankinson, R. W., Phillips, K. A. (1970): Determination of acoustic velocities for natural gas. Journal of Petroleum Technology 7.

Thomas, N. L. (1965): Polyurethane foam insulates Australian heavy oil line. Pipe Line Industry 5.

Thompson, D. D., Nicksic, S. W. (1970): Frequency can help improve BS&W monitor's accuracy. Oil and Gas Journal, Nov. 23rd.

Török, J., Haraszti, E., Kassai, L. (1966): Földgázok PVT tulajdonságai (PVT relationships of natural gases). NIMDOK, Budapest.

Török, J., Pápay, J., Haraszti, E., Berecz, E., Kassai, L. (1968): Fázisegyenlőségek és olajmérnöki alkalmazásuk (Phase equilibria and their application in petroleum engineering). II. NIMDOK, Budapest.

Tube Turns Division of Chemotron Corp. (1969): Piping Engineering. Louisville, Kentucky.

Tugunov, P. Y. (1968): Opredelenie optimalnoy tolschiny teplovoi izolatsii dlya magistralnykh truboprovodov. Neftyanoe Khozyaistvo 5.

Turner, M. C. (1954): When do dual completions pay? Oil and Gas Journal, May 17th.

Turner, R. G., Hubbard M. G., Dukler A. E. (1969): Analysis and prediction of minimum flow rate for the continuous removal of liquids from gas wells. Journal of Petroleum Technology 11.

Uhde, A., Kopp, G. (1971): Pipelining problems resulting from the handling of waxy crudes. Journal of the Institute of Petroleum, March.

Uhl, A. E. (1967): Steady flow in gas pipe lines. (Parts 3-4) Pipe Line Industry 1, 3.

Upp, E. L. (1969): New developments in gas flow measurement. Pipe Line Industry 10.

USI (1959): Handbook of Gas Lift. Garrett Oil Tools. US Industries Inc., New York.

Vance, R. L. (1971): Density+computer=faster volume finding. Oil and Gas Journal, June 14th.

Vermeersch, F. (1968): Problems and techniques in producing gas wells in South-West France. Journal of the Institute of Petroleum, Sept.

Verschuur, E., Den Hartog, A. P., Verheul, C. M. (1971): The effect of thermal shrinkage and compressibility on the yielding of gelled waxy crude oils in pipelines. Journal of the Institute of Petroleum, May.

Versluys, J. (1930): Mathematical development of the theory of flowing wells. Trans. AIME (Petroleum Development and Technology) 86.

VNIIOEIG (1969): Sostoyaniye i puti sovershenstvovaniya sбora i transporta nesti gaza na promyslakh vostochnikh rayonov SSSR. Moscow.

Vodolaga, V. S. (1971): Issledovaniya dinamiki temperaturnykh potei vokrug podzemnogo gazoprovoda. Gazovaya Promishlennost' 11.

Wafelman, H. R. (1969): Displacer operated level gauges most specified throughout Europe. Europe and Oil 3.

Walker, E. W. (1959): Heavy crude is more attractive now. Oil and Gas Journal, Sept. 28th.

Walton, T. A. (1972): Correlations for design of gas transmission lines. SPE Preprint 4010.

Werner, K., Becker, J. (1968): Zweizonenförderung in Hochdruck-Gasbohrungen. Erdöl und Kohle, Erdgas, Petrochemie 12.

Westphal, K. (1952): Rohrleitungstransport von zähflüssigen Rohölern mit hohem Stockpunkt. Erdöl und Kohle 12.

Whinery, K. F., Campbell, J. M. (1958): A method for determining optimum second stage pressure in three stage separation. Journal of Petroleum Technology 4.

White, G. L. (1964): Friction pressure reducers in well stimulation. Journal of Petroleum Technology 8.

White, G. W., O'Connell, B. T., Davis, R. C., Stacha, L. A. (1963): An analytical concept of the static and dynamic parameters of intermittent gas lift. Journal of Petroleum Technology 3.

White, J. E. (1969): Pipeline cost and investment analyses reveal big-inch economies. Oil and Gas International 3.

Wieland, D. R. (1961a): Wire-line installations are a boost to gas lift. Oil and Gas Equipment 8.

Wieland, D. R. (1961b): How gas-lift valves aid in dual multiple completions. Oil and Gas Equipment 9.

Wijdecks, J. (1971): Water hammer in large oil transmission lines. Rohre, Rohrleitungsbau, Rohrleitungstransport 4.

Wilkinson, J. V., Holliday D. V., Batey E. H. (1964): Analytic solution for gas flow. Pipe Line Industry 11.

Wilson, P. M. (1973): Deep well tests show jet pump advantage. World Oil, May.

Winkler, H. W., Camp, G. F. (1956): Down-hole chambers increase gas-lift efficiency. Petroleum Engineer, May, June.

Winkler, H. W., Smith, S. (1962): CAMCO Gas Lift Manual. CAMCO Inc., Houston, Texas.

Withers, V. R. (1970): The expansion of an oil storage tank under the liquid head of its contents. Journal of the Institute of Petroleum, Jan.

Woods, J. B. (1961): How to improve your hydraulic pumping operations. World Oil, Jan.

Wood, R. S. (1958): Capacitance-type BS&W recorder. Oil and Gas Journal, Dec. 8th.

World Oil (1970): Automation ideas improve marginal lease operation.—June.

Wylie, E. B., Stoner, M. A., Streeter, V. L. (1970): Network system transient calculations by implicit method. SPE Preprint 2963.

Wylie, E. B., Streeter, V. L., Stoner, M. A. (1972): Unsteady natural gas calculations in complex piping systems. SPE Preprint 4004.

Zaba, J., Doherty, W. T. (1956): Practical Petroleum Engineers' Handbook. (4th ed.) Gulf Publishing Co., Houston, Texas.

Zaitsev, Yu. B. (1968): Tekhnika i tekhnologiya podema nefty iz skvazhin i puti ikh dalneyshego sovershenstvovaniya. Neftepromyshlovoe Delo 7.

Zeinalov, T. K., Sarkisov, E. J., Bagiryan, G. G. (1968): Teploizolatsiya neftegazoprovodov penopoluiretanom. Gazovoe Delo 6.

Zielke, W. (1971): Einige Betrachtungen über die Berechnung instationärer Strömungsvorgänge in Gasfernleitungen. Das Gas- und Wasserfach 11.

Zongker, F. (1969): Testing program indicates advantages of polyurethane pipeline cleaning tools. Europe and Oil 3.

Zorkóczy, B. (1968): Metallográfia es anyagvizsgálat (Metallography and material testing). Tankönyvkiadó, Budapest.

Zotov, A. G., Kand, A. G. (1967): Nagruzki i napryazheniya v polikhi nasosnykh stangakh iz osteklovannykh trub. Izv. V. U. Z. Nefti i Gaz 8.

А. П. СИЛАШ

ДОБЫЧА И ТРАНСПОРТ НЕФТИ И ГАЗА

Часть II

Редактор **Н. М. Байков**

Редактор издательства **Е. А. Петрова**

Переплет художника **В. Е. Те**

Художественный редактор **В. В. Шутько**

Технический редактор **В. В. Соколова**

Корректор **И. Н. Таранева**

ИБ № 3812

Сдано в набор 06.05.80. Подписано в печать 30.07.80. Формат 70×100^{1/16}.
Бумага типографская № 2. Гарнитура «Литературная». Печать высокая. Усл. л. л. 21,28.
Уч.-изд. л. 18,52. Тираж 3000 экз. Заказ 546/8032—6. Цена 1 р. 80 к.

Издательство «Недра», 103633, Москва, К-12, Третьяковский проезд, 1/19.

Московская типография № 11 Союзполиграфпрома при Государственном комитете СССР
по делам издательств, полиграфии и книжной торговли. Москва, 113105, Нагатинская ул., д. 1.

