МИНИСТЕРСТВО НЕФТЯНОЙ ПРОМЫШЛЕННОСТИ

Всесоюзный нефтегазовый научно-исследовательский институт
(ВНИИ)

М Е Т О Д И К А
РАСЧЁТА ФАЗОВЫХ РАВНОВЕСИЙ И ФИЗИЧЕСКИХ СВОЙСТВ ФАЗ НЕФТЕГАЗОКОНДЕНСАТНЫХ СИСТЕМ

РД 39 - I - 348 - 80

1980 г.

gost.e-ecolog.ru

МИНИСТЕРСТВО НЕФТЯНОЙ ПРОМЫШЛЕННОСТИ

Всесоюзный нефтегазовый научно-исследовательский институт
(ВНИИ)

УТВЕРЖДАЮ:
ЗАМЕСТИТЕЛЬ МИНИСТРА
НЕФТЯНОЙ ПРОМЫШЛЕННОСТИ
_____ Э.М. Халилов
"__" _____ 1980 г.

М Е Т О Д И К А

РАСЧЁТА ФАЗОВЫХ РАВНОВЕСИЙ И ФИЗИЧЕСКИХ СВОЙСТВ ФАЗ НЕФТЕГАЗОКОНДЕНСАТНЫХ СИСТЕМ

РД 39-I-348-80

1980 г.

А Н Н О Т А Ц И Я

Настоящая методика устанавливает способы и порядок расчёта относительных количеств, составов и физических свойств газовой и жидкой фаз нефтегазовых и газоконденсатных смесей. Методика предназначена для научных и инженерно-технических работников научно-исследовательских, проектных и производственных организаций нефтяной и газовой промышленности. Методика рекомендуется для использования при:

- определении балансовых и извлекаемых запасов нефти, газа и содержащихся в них компонентов;

- проектировании разработки и обустройства нефтяных, газовых и газоконденсатных залежей;

- оперативных расчётах технологических показателей разработки, характеристик различных способов эксплуатации скважин, процессов сбора, промысловой переработки и транспорта их продукции.

- обработке и анализе результатов исследования скважин и пластов;

Для использования методики необходимо знание исходных составов смесей и ряда стандартных лабораторных определений свойств нефтей и газов.

Методика составлена Намиотом А.Ю., Шовкринским Г.Ю., Ахмедовым С.А., Муркесом М.Н., Паронджановой Т.Н., Рождественским В.А. Юсуповой З.С.

М Е Т О Д И К А
расчёта фазовых равновесий и физических свойств фаз нефтегазоконденсатных систем

РД 39-I-348-80
Впервые

Приказом Министерства нефтяной промышленности
№ 103 от 13.02.80
Срок введения установлен с
20.03.80 до _____

I. В В Е Д Е Н И Е

Пластовые смеси нефтяных, газовых и газоконденсатных залежей состоят из большого числа веществ, преимущественно углеводородов, многие из которых являются газами. Вместе с углеводородными газами эти смеси могут содержать и неуглеводородные газы – азот, сероводород, двуокись углерода. Для фильтрации таких смесей в пластах, их движения в скважинах, в системах сбора и подготовки к транспорту характерны, связанные с изменением давления и температуры, фазовые переходы – выделение растворенного газа из нефти, выпадение конденсата из газа. Такие фазовые превращения, помимо изменения относительных количеств и составов фаз, сопровождаются изменением их физических свойств (вязкостей, плотностей) и могут оказывать существенное влияние на механизм и количественные показатели различных технологических процессов разработки пластов, на эксплуатационные характеристики скважин, систем сбора, промысловой переработки и и транспорта продукции. Обоснованный прогноз отмеченных пока-

зателей и характеристик не возможен без учёта фазовых превращений и связанных с ними изменений физических свойств фаз.

Данные о фазовых превращениях и физических свойствах фаз нефтегазовых и газоконденсатных смесей могут быть получены путем лабораторных исследований. Однако, сложность и трудоёмкость последних затрудняет возможность их массового проведения для пластовых смесей в широком диапазоне изменения давлений и температур (применительно к большому числу вариантов различных технологических процессов). В связи с этим важное значение приобретает использование достаточно точных и простых расчётных методов установления относительных количеств и составов фаз, их вязкостей и плотностей.

Настоящая методика расчёта фазовых равновесий и физических свойств предназначена для нефтегазовых или газоконденсатных смесей, основным летучим компонентом которых является метан. Содержание других углеводородных компонентов не ограничивается. Допускается содержание небольших количеств двуокиси углерода, азота и сероводорода не более I0 % каждого компонента от содержания метана в смеси. Предлагаемые расчётные методы применимы при давлениях от I до 500 кгс/см^2 и температурах в интервале от - 40 до 200°С. Они рекомендуются для расчётов относительных количеств, составов и физических свойств газовой и жидкой фаз нефтегазовых и газоконденсатных смесей при проектировании и оперативных расчётах процессов:

- разработки нефтяных, нефтегазовых и газоконденсатных месторождений;
- сбора, сепарации и транспорта продукции добывающих скважин;
- стабилизации жидких продуктов и выделения сжиженного газа из

нефтяного газа при его компримировании и охлаждении.

Кроме того, предлагаемые расчётные методики рекомендуется использовать при

- определении балансовых и извлекаемых запасов нефти, газа и содержащихся в них компонентов,
- проектировании и оперативных расчётах характеристик различных способов эксплуатации скважин;
- обработке и анализе результатов исследования скважин и пластов.

В настоящей методике вначале излагаются способы определения состава систем, свойств составляющих их компонентов, знание которых необходимо для нахождения констант равновесия и физических свойств фаз. Затем приводятся методы нахождения констант фазового равновесия и способы расчёта относительных количеств и состава фаз применительно к различным технологическим процессам. Далее описываются методы расчёта плотностей и вязкостей газовой и жидкой фаз.

Методика расчётов составлена параллельно как для ручного счёта, так и для ЭВМ. Сравнительно простые задачи фазовых равновесий, разовые расчёты физических свойств и отдельные проверочные расчёты могут проводиться вручную. Все необходимые для этого рабочие графики приведены в отдельном приложении к методике.

Систематические расчёты фазовых равновесий и физических свойств фаз практически можно выполнять только на ЭВМ. Необходимые для этого массивы констант равновесия и программы записаны на магнитной ленте. Программы расчётов на БЭСМ-6 составлены ВНИИ и переданы для ЭВМЦС СевКавНИПИгазом. Эти материалы вместе с инструкциями по использованию программ могут быть переданы всем заинтересованным организациям по договоренности с руководством ВНИИ.

2. ОПРЕДЕЛЕНИЕ ИСХОДНОГО СОСТАВА СИСТЕМ И СВОЙСТВ СОСТАВЛЯЮЩИХ ИХ КОМПОНЕНТОВ

2.I. Исходный состав смесей.

Состав природного газа устанавливается по результатам его химического анализа. Состав пластовой нефти или ретроградного газа обычно определяется путем измерения количества газа и жидкости, на которые разделяются смеси при приведении их к нормальным условиям и проведения анализа каждой из полученных фаз.

Состав пластовых нефтей или конденсатов принято представлять в виде совокупности идентифицированных компонентов и остатка. Обычно идентифицируются углеводороды, содержащие до 5 - 7 атомов углерода, и неуглеводородные компоненты (азот, двуокись углерода, сероводород). Остаток состоит из большого числа истинных компонентов. Часто остаток представляют в качестве одного условного компонента, обладающего некоторыми средними свойствами от свойств входящих в остаток истинных компонентов. Представление остатка в качестве одного условного компонента целесообразно в тех случаях, в которых компоненты остатка не переходят в газовую фазу.

При переходе части остатка в газ его свойства меняются, так как более летучие компоненты переходят в газовую фазу интенсивнее менее летучих. В таких условиях имеет смысл расчленять остаток на несколько условных компонентов, отличающихся своей способностью испаряться. Условные компоненты, из которых состоит остаток, устанавливают на основании данных по разгонке нефти или конденсата, приписывая каждому условному компоненту

среднюю температуру кипения определенной части продукта. Поскольку каждый условный компонент состоит из большого числа истинных компонентов, то свойства условных компонентов также меняются при испарении, хотя в меньшей степени, чем при допущении, что остаток является одним условным компонентом. Расчленение остатка на условные компоненты производится по данным разгонки по истинным температурам кипения (ИТК). Каждый условный компонент получают обычно объединением нескольких узких фракций. Температуры кипения условных компонентов и их плотности рассчитывают как среднемассовые этих величин у фракций, входящих в выбранный компонент.

Фракции дегазированных нефтей или конденсатов, имеющие температуры кипения ниже, чем компоненты, определяемые газовым анализом, не включают в остаток, а суммируют с соответствующими компонентами газовой фазы. Свойства неперегоняемой части остатка получают путем экстраполяции логарифма температуры кипения и логарифма плотности от логарифма суммарной массы отгона.

Условные компоненты должны охватить весь остаток, включая неперегоняемую часть. Для каждого условного компонента находят его массовую долю в остатке. Она равна отношению массы фракций, входящих в данный условный компонент, к массе всех фракций остатка.

Для каждого условного компонента по его средней температуре кипения и плотности с помощью рис. I находят молекулярную массу. По массовым долям условных компонентов g_i и молекулярной массе M_i находят мольные доли N_i условных компонентов в остатке

$$N_i = \frac{\frac{g_i}{M_i}}{\sum_{i=K}^{n} \frac{g_i}{M_i}}$$

Здесь i меняется от K до n полагая, что значения от I до K - I относятся к идентифицируемым компонентам.

Если общая мольная доля остатка в смеси равна $z_{ост}$, то мольная доля i -го условного компонента в системе определяется соотношением

$$z_i = z_{ост} N_i \quad , \quad i \geq K .$$

Пример расчленения остатка на условные компоненты дается в табл. I8.

В качестве примера получения исходных данных по составу системы рассмотрим определение состава пластовой нефти.

Состав пластовой нефти определяют при лабораторной сепарации глубинной пробы пластовой нефти под атмосферным давлением. При этом определяют объём выделившегося газа и массу дегазированной нефти, на основании чего вычисляют газосодержание - отношение объёма газа в $м^3$ при нормальных условиях (20^0С и I,033 $кгс/см^2$) к массе нефти в т. Далее производят хромотографический анализ газа, определяют молекулярную массу дегазированной нефти и содержание газовых компонентов в ней*). Совокупность компонентов тяжелее исследуемых в газовых анализах рассматривают как остаток.

Мольная доля i -ого (идентифицируемого) компонента в пластовой нефти определяется содержанием этого компонента в выделившимся газе и в дегазированной нефти. Эту мольную долю вычисляют по выражению

$$z_i = \frac{y_i R_s^* M_{д.н.} + 24060 M_{д.н} n_i}{R_s^* M_{д.н} + 24060} \qquad (I)$$

*) Содержание газовых компонентов в дегазированной нефти определяют обычно по методике института "Гипровостокнефть".

где y_i – содержание i -ого компонента в газе, выделившемся из пластовой нефти; i меняется от I до (K – I), R_S^* – газосодержание в м^3/т*); n_i – число молей i -ого идетифицируемого компонента, содержащееся в I г дегазированной нефти; 24060 – объём I моля газа в см^3 при нормальных условиях; $M_{д.н.}$ – молекулярная масса дегазированной нефти.

Мольная доля остатка в пластовой нефти определяется уравнением

$$z_{ост} = 1 - \sum_{i=1}^{K-1} z_i \qquad (2)$$

в котором значения z_i рассчитываются по соотношению (I)

Приведем пример расчёта состава пластовой нефти в случае, когда остаток рассматривают как один условный компонент. Исходные данные по газосодержанию пластовой нефти и составу газа, выделенного из неё при лабораторной сепарации под атмосферным давлением, по составу и свойствам дегазированной нефти приведены в таблицах I и 2.

Рассчитанный состав пластовой нефти приведен в табл. 3.

Если в пласте имеется свободный газ, то состав газонефтяной смеси определяют не по глубинной пробе пластовой нефти, а по газовому фактору, составу попутного газа и молекулярной массе дегазированной нефти. При этом можно пользоваться уравнением (I), понимая под значением R_S^* не газосодержание, а газовый фактор. Полученный в этом случае состав является не составом пластовой нефти, а составом поступающей в скважину газонефтяной смеси. В принципе, если бы не отбирались глубинные пробы, можно

---

*/ – объём в см^3 на грамм совпадает с объёмом в м^3 на тонну.

было бы и при отсутствии свободного газа в пласте для расчётов состава пластовой нефти использовать газовый фактор и данные по составу попутного газа. Точность таких данных, однако, ниже, чем данных, получаемых путем исследования глубинных проб.

2.2. Физические свойства идентифицированных и условных компонентов.

В расчётах фазовых равновесий и физических свойств фаз, рекомендуемых в данной методике, используются такие физические свойства составляющих смеси компонентов, как критические параметры (температура, давление и объём), молекулярная масса, температура кипения и характеристический фактор.

Их значения для индивидуальных компонентов, известные по данным экспериментальных определений, приведены в табл. 4.

Свойства остатка и составляющих его условных компонентов в значительной мере зависят от их группового состава. Влияние последнего на физические свойства остатка и условные компоненты принято учитывать с помощью параметра, называемого характеристическим фактором. Он не имеет теоретического обоснования и установлен эмпирически. Его величина уменьшается при переходе от парафиновых углеводородов к нафтеновым и ароматическим и, таким образом, дает представление о содержании в нефти углеводородов различных рядов.

Характеристический фактор определяется средней температурой кипения остатка или условного компонента и их плотностями при нормальных условиях.

Известны различные виды средней температуры кипения условного компонента:

Среднеобъёмная температура кипения (СОТК)

Таблица I

Газосодержание пластовой нефти и состав газа, выделенного из него при лабораторной сепарации под атмосферным давлением.

Газосодержание, $м^3/т$	Содержание компонентов, % мольные								
	CO_2	N_2	C_1	C_2	C_3	и C_4	н.C_4	C_5	C_6
I02	0,I0	I,29	69,07	6,93	I0,98	2,I7	5,38	2,89	I,I9

Таблица 2

Состав и свойства дегазированной нефти при лабораторной сепарации под атмосферным давлением

Плотность дегазированной нефти при 20°С	Содержание компонентов, % мольные								Молекулярная масса	
	C_1	C_2	C_3	н.C_4	и.C_4	C_5	C_6	C_7	Остаток	Дегазированной нефти	остатка (расчётная)
0,843	0,35	0,37	2,22	I,09	4,I6	6,33	7,59	6,88	7I,2I	I9I	237

Состав пластовой нефти

Таблица 3

Содержание компонентов % мольные												Молекулярная масса пластовой нефти (расчётная)
CO_2	N_2	C_1	C_2	C_3	н.C_4	и.C_4	н.C_5	и.C_5	C_6	C_7	Остаток	
0,05	0,58	3I,I0	3,35	5,24	I,6I	4,77	I,73	3,03	4,6I	3,76	39,I9	II6

Таблица 4

Физические свойства компонентов

Компоненты	Формула	Молекул. масса	Температура кипения °С	Критическая температура. °С	Критическое давление кгс /см²	Критический объем, см³/г	Характер. фактор x)	
Метан	CH_4	I6,043	-I6I,50	-82,57	46,94	6,I866	I8,5	(I9,5)
Этан	C_2H_6	30,070	-88,60	+32,27	49,75	4,9I93	I4,5	(I8,58)
Пропан	C_3H_8	44,097	-42,05	96,70	43,32	4,6009	I4	(I4,7)
Изобутан	C_4H_{I0}	58,I24	-II,72	I34,I0	37,I9	4,5I98	I3,82	
Н.Бутан	C_4H_{I0}	58,I24	-0,50	I52,00	38,7I	4,3823	I3,5I	
Изопентан	C_5H_{I2}	72,I5I	27,84	I87,28	34,47	4,2388	I3,06	
Н.пентан	C_5H_{I2}	72,I5I	36,07	I96,50	34,34	4,2I39	I3,04	
Н.гексан	C_6H_{I4}	86,I78	68,73	234,30	30,7I	4,295	I2,82	
Н.гептан	C_7H_{I6}	I00,205	98,43	267,I0	27,89	4,3I37	I2,72	
Н.октан	C_8H_{I8}	II4,232	I25,68	295,70	25,35	4,3075	I2,68	
Н.нонан	C_9H_{20}	I28,259	I50,82	32I,50	23,34	4,270	I2,67	
Н.декан	$C_{I0}H_{22}$	I42,286	I74,I6.	344,50	2I,37	4,2388	I2,68	
Н.додекан	$C_{I2}H_{26}$	I70,330	2I6,28	385,I0	I8,56	4,I764	I2,74	
Н.гексадекан	$C_{I6}H_{34}$	226.430	286,79	337,40	I4,48	4,I826	I2,90	
Циклопентан	C_5H_{I0}	70,I35	49,25	238,60	45,95	3,707I	II,I2	
Циклогексан	C_6H_{I2}	84,I62	80,72	280,40	4I,54	3,7903	I0,99	
Метилциклопентан	C_6H_{I2}	84,I62	7I,8I	259,60	38,59	4,3725	II,33	
Этилциклогексан	C_8H_{I6}	II2,2I6	I3I,79	299,00	30,93	4,0I0I	II,37	
Бензол	C_6H_6	78,II4	80,09	289,00	49,94	3,3285	9,73	
Толуол	C_7H_8	92,I42	II0,63	3I8,60	4I,9	3,4295	I0,I5	
п - ксилол	C_9H_{I2}	I06,I68	I38,38	343,II	35,8	3,5604	I0,46	
Этилбензол	C_8H_{I0}	I06,I68	I36,20	344,00	36,8	3,5227	I0,37	
Азот	N_2	28,0I6	I95,85	I46,95	34,65	3,2I5	-	
Двуокись углерода	CO_2	44,0I0	78,45	3I,05	75,25	2,I35	-	
Сероводород	H_2S	34,080	60,33	I00,39	9I,8	2,8654	-	

x) Характеристические факторы метана, этана и пропана взяты по Степановой (I), поскольку в настоящей методике рекомендуются способы расчета, использующие указанные значения характеристического фактора. Однако, эти значения характеристического фактора для первых трех углеводородов не соответствуют его определению /уравнение (6)/. В скобках приведены значения характеристического фактора, полученные в соответствии с уравнением (6) по данным американского нефтяного института.

$$СОТК = \sum_{i=1}^{n} x_{vi} T_{ki} \quad , \qquad (3)$$

где x_{vi} – объёмная доля i – той фракции при разгонке по ГОСТ 2177-66; T_{ki} – температура кипения i –ой фракции; n – число фракций условного компонента.

Среднемольная температура кипения (СМТК)

$$СМТК = \sum_{i=1}^{n} x_i T_{ki} \qquad (4)$$

где x_i – мольная доля i –ой фракции;

Среднекубическая температура кипения (СКТК)

$$СКТК = \left(\sum_{i=1}^{n} x_{vi} T_{ki}^{1/3} \right)^3 \qquad (5)$$

T_{ki} в последнем случае обязательно выражается в абсолютной температуре ($^{o}К$).

Характеристический фактор определяют по уравнению

$$K = \frac{1{,}215}{\rho} \sqrt{T_{k\varphi}} \qquad (6)$$

где ρ – плотность условного компонента при I5,6^{o}С в г/см^3*/ и $T_{k\varphi}$ – средняя температура кипения жидкости. Для узких фракций способ усреднения температуры кипения не имеет значения, если же температура кипения меняется в широких пределах, то в качестве средней температуры следует брать полусумму среднемольной и среднекубической температуры кипения

$$\frac{СМТК + СКТК}{2}$$

*В большинстве случаев допустимо пренебрегать отличием плотности при I5,6^{o}С от её величины при 20°С.

Наиболее доступные данные по фракционному составу нефтей получают при разгонке типа Энглера (в Советском Союзе ГОСТ 2177-66, в США ASTMД86). В такого рода разгонках получают связь между объёмным выходом фракций и температурой их кипения. Имеется эмпирический график рис. 2 [2], с помощью которого можно по среднеобъёмной температуре кипения найти другие средние температуры кипения (СМТК, СКТК). В качестве параметра на графике рис. 2 используется средний наклон кривой разгонки по ГОСТ 2177-66 в интервале от I0% до 90 % отгона (в °С на I% отгона)*/ Пользуясь графиком рис. 2 можно по данным разгонки и плотности продукта вычислять характеристический фактор. Для средних и тяжелых нефтей разгонка по ГОСТ 2177-66 часто охватывает менее половины всего количества нефти. Поэтому для нахождения средних температур кипения в этом случае приходится применять значительную экстраполяцию кривой разгонки, что приводит к снижению точности.

Характеристический фактор смеси, состоящий из нескольких компонентов, получают суммированием по массовым долям l_i .

$$K = \sum_{i=1}^{n} l_i K_i \qquad (7)$$

Молекулярную массу условного компонента находят по графику Ватсона (рис. I), который дает эмпирическую связь между характеристическим фактором, средней температурой кипения и плотностью

*Если продукт не перегоняется в указанных пределах, то для приближенных расчётов можно брать средний наклон кривой разгонки в том интервале температур, в котором разгонка осуществляется.

при нормальных условиях. Молекулярная масса условного компонента по рис. I может быть найдена по значениям характеристического фактора и средней температуры кипения или плотности.

Для расчётов молекулярной массы условного компонента на ЭВМ приведенные на рис. I корреляционные зависимости аппроксимированы следующим образом:

$$M = A + B T_к + C T_к^2, \qquad (8)$$

где

$$A = A_0 + A_1 K + A_2 K^2,$$
$$B = B_0 + B_1 K + B_2 K^2,$$
$$C = C_0 + C_1 K + C_2 K^2,$$

$T_к$ –температура кипения условного компонента в ^{o}C.

Численные значения коэффициентов приведены в таблице 5.

Таблица 5

Коэффициенты уравнения

Коэффициент	Значение	Коэффициент	Значение
A_0	$4{,}0354285714 \cdot 10^{2}$	B_2	$-3{,}5714285614 \cdot 10^{-2}$
A_1	$-6{,}9028571428 \cdot 10^{1}$	C_0	$9{,}9099997577 \cdot 10^{-3}$
A_2	3,4285714285	C_1	$-1{,}9099999558 \cdot 10^{-3}$
B_0	-3,8275714165	C_2	$9{,}9999997993 \cdot 10^{-5}$
B_1	$7{,}6271428351 \cdot 10^{-1}$		

Если остаток не расчленяется на условные компоненты, а рассматривается как целое, то его физические свойства рассчитывают следующим образом.

I. Молекулярную массу остатка $M_{ост}$ определяют по уравнению

$$M_{ост} = \frac{1 - \sum_{i=1}^{K-1} n_i M_i}{\frac{1}{M_{д.н.}} - \sum_{i=1}^{K-1} n_i} \qquad (9)$$

Обозначения в (9) такие же, как в уравнении (I). Если приближенно принять все n_i равными нулю, то получим $M_{ост} = M_{д.н.}$, т.е. молекулярная масса остатка в этом случае будет равна молекулярной массе дегазированной нефти.

2. Плотность остатка $\rho_{ост}$ определяют из уравнения

$$\frac{1}{\rho_{д.н}} = \sum_{i=3}^{K-1} \frac{l_i}{\rho_i} + \frac{l_{ост}}{\rho_{ост}} \qquad (10)$$

где $\rho_{д.н.}$ – плотность дегазированной нефти в нормальных условиях, г/см^3; ρ_i – плотность компонентов, начиная с пропана (в растворенном в жидкости состоянии); l_i – массовые доли идентифицируемых компонентов в дегазированной нефти (массовые доли азота, метана, этана и двуокиси углерода принимаются равными нулю). Приближенные значения плотностей компонентов в растворенном состоянии приведены в таблице 6.

Таблица 6

Плотность компонентов в растворенном в жидкости состоянии при 20^{0}С и I,033 кгс/см^2

Компоненты	Плотность г/см^3
Пропан	0,50
Сумма бутанов	0,57
Сумма углеводородов C_5	0,66
Сумма углеводородов C_6	0,70
Сумма углеводородов C_7	0,72

Если приближенно принять все $\ell_i = 0$, то получим $\rho_{д.н.} = \rho_{ост}$, т.е. плотность дегазированной нефти будет в этом случае равна плотности остатка.

3. Характеристический фактор.

а) определяют по молекулярной массе остатка и его плотности в нормальных условиях с помощью графика рис. I;

б) для легких нефтей и конденсатов может быть определен по средней температуре кипения остатка* и его плотности в нормальных условиях с помощью уравнения (6)

Критическая температура условного компонента или остатка в целом может быть определена по номограмме на рис. 3, используя плотность при нормальных условиях и среднюю температуру кипения. Рис. 4 дает возможность по тем же параметрам найти как критическую температуру, так и критическое давление условного компонента или остатка в целом. Если известна средняя молекулярная масса продукта, то рис. 3 или рис. 4 можно использовать, зная лишь один параметр – плотность или среднюю температуру кипения. Недостающий параметр в этом случае находят по рис. I, используя молекулярную массу и один из известных параметров.

Для расчётов на ЭВМ приведенные на рис. 4 корреляционные зависимости аппроксимированы следующими полиномами:

$$T_{кр} = A_0 + A_1 x^{-1} + A_2 y^{-1} + A_3 x + A_4 y + A_5 x^2 + A_6 xy + A_7 y^2 + A_8 x^3 + A_9 x^2 y + A_{10} x y^2 + A_{11} y^3, \qquad (11)$$

$$P_{кр} = B_0 + B_1 x^{-1} + B_2 y^{-1} + B_3 x + B_4 y + B_5 x^2 + B_6 xy + B_7 y^2 + B_8 x^3 + B_9 x^2 y + B_{10} x y^2 + B_{11} y^3, \qquad (12)$$

$$x = \frac{1.2}{\rho}, \quad y = \frac{1056,5554}{T_к + 517,7777}, \qquad (13)$$

*Можно использовать данные разгонки ГОСТ 2177-66 и рис.2 для нахождения $\frac{\text{СНТК} + \text{СКТК}}{2}$

$T_{кр}$, $T_к$ – в °С, $P_{кр}$ – кгс/см².

Численные значения коэффициентов A_i, B_i приведены в таблице 7

Таблица 7

Коэффициенты уравнений (II) и (I2)

Коэффициент	Значение	Коэффициент	Значение
A_0	3,25979794I.I0^3	B_0	– I,I33054524.I0^3
A_I	– 2,4757093.I0^I	B_I	2,744342944.I0^2
A_2	– 2,I3837I4974.I0^2	B_2	9,2955841I6.I0
A_3	– I,4099589803.I0^3	B_3	I,03I028382.I0^3
A_4	– 2,07864I0I02.I0^3	B_4	2,75393700.I0^2
A_5	0,63268403I.I0^3	B_5	– 5,589794067.I0^2
A_6	– 2,53955I5II8.I0	B_6	I,089743I4I.I0
A_7	0,8269642545.I0^3	B_7	– 0,945604084.I0^2
A_8	– I,4962224008.I0^2	B_8	I,383396692 .I0^2
A_9	I,23II7I9I0I.I0^2	B_9	– 0,8I3540591.I0^2
A_{I0}	– 0,7279493847.I0^2	B_{I0}	6,097699836.I0^I
A_{II}	– I,2I766IIII.I0^2	B_{II}	3,807I76626.I0^{-I}

3. РАСЧЁТ ФАЗОВЫХ РАВНОВЕСИЙ

3.I. Общие положения

Методы расчёта фазовых равновесий в газонефтяных или газоконденсатных системах разделяются на два типа [I,47. Первый исходит из общего условия фазовых равновесий – равенства химических потенциалов компонентов в сосуществующих фазах. Химические потенциалы находят с помощью уравнений состояния. Второй тип расчётов основан на эмпирическом принципе давления.

схождения.

Для расчёта фазовых равновесий на основе методов первого типа необходимо располагать сведениями о составе системы и уравнениями состояния, позволяющими рассчитывать химические потенциалы компонентов в газовой и жидкой фазах. В настоящее время имеются определенные успехи в разработке уравнений состояния для смесей углеводородов (уравнения Бенедикта-Вебба-Рубина и Редлиха-Квонга и их модификации, включая уравнения Соава-Пенга-Робинсона). Применение этих уравнений в ряде случаев вполне оправдано для простейших систем, составленных из компонентов нефтяного и природного газа. Однако упомянутые уравнения пока еще не являются достаточно совершенными для сложных смесей, содержащих нефти и конденсаты.

Второй тип методов расчётов основан на использовании бодоступной исходной информации и во многих случаях приводит к приемлемым результатам. Техника счёта в методах второго типа значительно проще, чем в методах первого типа.

В основу рекомендуемых в методике расчётов фазовых равновесий положен метод давления схождения. Этот метод дополнен одной из наиболее простых закономерностей термодинамики фазовых равновесий – законом Генри для метана и азота. Результаты, получаемые по этому методу, в большинстве случаев имеют точность, удовлетворяющую практическим требованиям. Исключение составляет определение точки росы газовых смесей.

Метод давления схождения – эмпирический метод. из теории фазовых равновесий известно, что в общем случае при равновесии жидкость – газ величины констант фазового равновесия определяются числом независимых переменных, равным числу компонентов

в системе. В рассматриваемом методе величина констант равновесия определяется только тремя переменными. Уменьшение числа переменных стало возможным благодаря использованию закономерностей, приближенно соблюдающихся в природных газонефтяных и газоконденсатных системах.

3.2. Константы фазового равновесия.

Связь между составами, находящимися в равновесии жидких и газовых фаз, выражается с помощью констант фазового равновесия. Константа фазового равновесия i-го компонента есть отношение мольной доли этого компонента в газовой фазе к его мольной доле в жидкой фазе

$$K_i = \frac{y_i}{x_i} \qquad (I4)$$

Если известен состав жидкой фазы $x_1, x_2, \ldots, x_n$ и заданы константы равновесия всех n компонентов, то по уравнениям (I4) можно найти $y_1, y_2, \ldots, y_n$, т.е. состав газовой фазы, находящейся в фазовом равновесии с жидкой фазой данного состава при данных значениях давления и температуры. Константа равновесия данного компонента в многокомпонентной системе, содержащей метан, определяется значением давления, температуры, природой и количеством компонентов тяжелее метана, находящихся в системе. Для заданных значений давления и температуры константа равновесия гомолога метана (например, пентана) тем больше, чем более легкими (летучими) являются компоненты тяжелее метана в системе. Увеличение константы равновесия означает возрастание концентрации данного компонента в газовой фазе, т.е. его более интенсивное испарение (см.уравнение I4). Так, например, пентан из смеси с керосином испаряется менее интенсивно, чем из смеси со сжиженным газом.

Согласно принципу давления схождения, параметром, определяющим величину констант равновесия, помимо температуры и давления, является некоторая характеристика совокупности всех компонентов тяжелее метана, находящихся в данной системе. Совокупность компонентов тяжелее метана (C_{2+}) рассматривается как гипотетический (условный) компонент, наделенный определенными свойствами, являющимися средними свойствами истинных компонентов, входящих в состав условного компонента.

Существует определенный произвол в установлении состава гипотетического компонента C_{2+}. Наиболее распространенным способом установления состава условного компонента является отождествление этого компонента, участвующего в данном равновесии, с совокупностью всех компонентов тяжелее метана, находящихся в жидкой фазе. Возможны и другие способы выбора условного компонента, но все они не имеют теоретического обоснования и определяются соображениями удобства и согласованности с экспериментальными данными. В качестве характеристики условного компонента C_{2+} рекомендуется применять среднемассовую критическую температуру $\bar{T}_{кр}$

$$\bar{T}_{кр} = \sum_{3}^{K} m_i T_{кpi} = \frac{\sum_{i=3}^{K} x_i M_i T_{кpi}}{\sum_{i=3}^{K} x_i M_i} \qquad (I5)$$

здесь $T_{кpi}$ – критическая температура i -ого компонента,

m_i – его массовая доля в жидкой фазе без метана и азота,

x_i – его мольная доля в жидкой фазе, M_i – молекулярная масса i -го компонента. Суммирование ведется начиная с этана в предположении, что азоту и метану присвоены первые два порядковых номера.

Чем ниже критическая температура компонента C_{2+}, тем летучее является этот компонент.

Средняя критическая температура компонента C_{2+} не используется явно для определения величины константы равновесия в методе давления схождения Нахождение констант определяется величиной, называемой давлением схождения, и являющейся функцией указанной средней критической температуры условного компонента C_{2+}. Чем меньше эта температура, тем меньше давление схождения.

Давление схождения есть критическое давление при данной температуре в смеси метана с условным компонентом C_{2+}.

Критическое состояние является предельным состоянием равновесия между жидкой и газовой фазами, в котором обе равновесные фазы становятся идентичными. Для каждой температуры в смеси метана и какого-либо индивидуального жидкого углеводорода есть определенная концентрация метана и определенное давление, при которых смесь будет находиться в критическом состоянии.

На рис. 5 приведены зависимости между температурой и критическими давлениями в двойных смесях метана с различными жидкими углеводородами. С помощью рис.5 можно для каждой двойной смеси при заданной температуре найти критическое давление.

Реальные газонефтяные смеси можно рассматривать как условно-двойные, состоящие из метана и второго сложного компонента C_{2+}.

Для условно-двойной системы можно получать зависимость между температурой и критическим давлением, аналогичную кривым истинных двойных систем. Согласно экспериментальным данным зависимости между критической температурой и критическим давлением (критические точки) в смесях метана с индивидуальными нор -

мальными парафиновыми углеводородами закономерно располагаются (см.рис.5) одна над другой. Критические кривые метана со сложным компонентом C_{2+} располагаются подобно критическим кривым метана с истинными компонентами. Экспериментально установлено, что если среднемассовая критическая температура условного сложного компонента совпадает с соответствующими характеристиками истинного компонента,, то приближенно совпадают также критические кривые метана с истинным компонентом и метана с условным компонентом C_2.

Таким образом, критическое давление в двойных смесях метана с условным тяжелым компонентом или, что то же самое, - давление схождения - можно найти по рис.5, если задана температура и средняя критическая температура условного компонента.

Так как составы газовой и жидкой фаз в критической точке совпадают, то константы фазового равновесия - см. уравнение (I4) - всех компонентов в критической точке равны единице. Рассматривая зависимость констант фазового равновесия от какого-либо параметра, следует иметь в виду, что при достижении этим параметром значения, соответствующего критическому состоянию, константы фазового равновесия всех компонентов будут равны единице. Это обстоятельство и используется при графической корреляции констант равновесия от давления. При давлении, равном критическому давлению метана в смеси с условным компонентом C_{2+}, т.е. при давлении схождения, константы фазового равновесия должны равняться единице. Из общих соображений вытекает также необходимость прохождения через минимум констант равновесия тяжелых компонентов [I,4]. При построении графиков констант равновесия наряду с учётом общих требований стремятся также наилучшим образом удовлетворить имеющимся экспериментальным данным.

При нахож ения давления схождения используют сходство в расположении критических кривых в истинных двойных системах и в условно-двойных, состоящих из метана и условного компонента C_{2+}.

Нахождение давления схождения производится следующим образом: находят среднемассовую критическую температуру условного компонента C_{2+} в жидкой фазе $\bar{T}_{кр}$ по уравнению (I5) и устанавливают, между какими двумя критическими температурами чистых углеводородов, приведенных на рис. 5, находится данная критическая температура. Пусть эти углеводороды будут $C_к$ и $C_е$. Далее находят на рис. 5 при заданной температуре процесса критические давления $P_{кр.к}$ и $P_{кр.е}$ для критических кривых метана с углеводородом $C_к$ и соответственно с углеводородом $C_е$. Искомое давление схождения получают путем линейной интерполяции по среднемассовой критической температуре между температурами $T_{кр.е}$ и $T_{кр.к}$

$$P_{сх} = P_{кр.к} + \frac{\bar{T}_{кр} - T_{кр.к}}{T_{кр.е} - T_{кр.к}} \left(P_{кр.е} - P_{кр.к} \right).$$

(I6)

Точность определения давления схождения по рис.5 может быть повышена, если определять не только среднемассовую критическую температуру компонента C_{2+}, но и среднемассовое критическое давление компонента C_{2+}. Через точку $T_{кр}$, $P_{кр}$ компонента C_{2+} приводят критическую кривую, положение которой подобно положению других критических кривых на рис. 5, и давление схождения находят по этой кривой, задавая температуру.

Для грубой оценки величины давления схождения принимают значение давления чистого углеводорода, критическая температура которого на рис. 5 является наиболее близкой к критической температуре условного тяжелого компонента. При этом давление схождения

прямо считывают с рис. 5, задавая температуру процесса.

Для расчёта на ЭВМ давления схождения как функции среднемассовой критической температуры смеси и температуры системы рекомендуется аппроксимация в виде полинома, предложенная Органиком и Холлингсвортом [5].

$$\begin{aligned} \lg P_{cx} &= A + Bx + Cx^2 + \frac{E}{x}, \\ A &= A_0 + A_1 y + A_2 y^2 + A_3 y^3, \\ B &= B_0 + B_1 y + B_2 y^2 + B_3 y^3, \\ C &= C_0 + C_1 y + C_2 y^2 + C_3 y^3, \\ E &= E_0 + E_1 y + E_2 y^2 + E_3 y^3, \\ x &= 1{,}8\,T + 32, \\ y &= 1{,}8\,T_{kp} + 32, \end{aligned} \qquad (17)$$

где T – температура в °С, P_{cx} – давление в кгс/см^2, T_{kp} – критическая температура условного компонента в равновесной жидкой фазе в °С.

Численные значения коэффициентов $A_0, A_1, A_2, A_3, B_0, B_1, B_2, B_3, C_0, C_1, C_2, C_3, E_0, E_1, E_2, E_3$ приведены в таблице 8.

Таблица 8

Коэффициенты уравнения (17)

Коэффициент	Значение	Коэффициент	Значение
1	2	3	4
A_0	0,644014	C_0	$-5{,}2857215.10^{-5}$
A_1	$2{,}198754.10^{-3}$	C_1	$1{,}2446502.10^{-7}$
A_2	$1{,}6185399.10^{-6}$	C_2	$-5{,}3573971.10^{-11}$
A_3	$-1{,}188797.10^{-9}$	C_3	$-2{,}7626487.10^{-14}$
B_0	$9{,}3317175.10^{-3}$	E_0	$3{,}8234458.10^{+1}$
B_1	$3{,}9836405.10^{-6}$	E_1	$-5{,}0328134.10^{-2}$
B_2	$-5{,}5810874.10^{-8}$	E_2	$-1{,}8534104.10^{-5}$
B_3	$4{,}5029573.10^{-11}$	E_3	$3{,}2528355.10^{-8}$

Полином (I7) можно применять при температурах не ниже +I5°С. При $-40^{\circ}C < T < 40^{\circ}C$ давление схождения находят по величине среднемассовой молекулярной массы условного компонента C_{2+} ($\bar{M}$) [I]:

$$P_{сх} = 0{,}101(\ell \cdot \bar{M} - \gamma), \qquad (I7')$$

где $\ell = 2{,}96 - 0{,}002T$,

$\gamma = 66 - 0{,}833T + 0{,}0I25T^2 - 0{,}0000I7T^3$,

$$\bar{M} = \sum_{i=3}^{K} m_i M_i = \frac{\sum_{i=3}^{8} x_i M_i^2}{\sum_{i=3}^{K} x_i M_i}$$

$[P_{сх}] = кгс/см^2$, $[T] = °C$.

Константы равновесия компонентов в зависимости от температуры, давления и давления схождения представлены в атласе Американского общества газопереработчиков [6]. Соответствующие графики для метана, этана, пропана; изо-бутана, н-бутана, изопентана, н-пентана, гексана, гептана, октана, нонана и декана приведены в приложении к данной методике. Графики констант равновесия для каждого компонента представлены в шести вариантах - для давлений схождения, равных 70,I40,2I0,350,700,I400 кгс/см^2. Давление и температура на указанных графиках сохранены в размерностях оригинала ($\frac{фунт.сила}{дюйм}$ и °F). Поскольку в настоящей методике для этих величин используются размерности кгс/см^2 и °С, то последние при пользовании графиками следует переводить в соответствующие размерности по соотношениям:

$$P\left[\frac{фунт \cdot сила}{дюйм^2}\right] = 14{,}2\,P\left[\frac{кгс}{см^2}\right],$$

$$T[°F] = 1{,}8\,T[°C] + 32.$$

Давления схождения до 2I0 кгс/см^2 применяются преимущественно к системам, получаемым из попутного газа, давления схождения 350, 700 и I400 кгс/см^2 - к газонефтяным системам. Область

температур охвачена неравномерно. Чем легче компонент, тем обширнее представлена область низких температур. Для давлений, превосходящих 80% от давления схождения, точность констант тяжелых гомологов метана становится низкой, так как при этих давлениях наблюдается резкий рост констант. При низких давлениях, далеких от давления схождения, константы равновесия как метана, так и его гомологов, мало меняются в зависимости от давления схождения.

Так, например, константа равновесия гексана при 37,8°С и давлении 5 кгс/см^2 равна 0,086 при давлении схождения 210 кгс/см^2, 0,082 при давлении схождения 700 кгс/см^2.

Для расчётов фазовых равновесий с помощью ЭВМ по этим графикам составлены массивы констант равновесий нормальных парафиновых углеводородов от метана до декнана для давлений схождения, равных 42,56,70,140,210,280,350,400,500,600,700 и 1400 кгс/см^2, температур, меняющихся от-40 до 260°С и давлений от 0,7 кгс/см^2 до давления схождения.

При составлении массивов были использованы данные [7]. Массивы констант равновесия представлены в виде таблиц десятичных логарифмов их значений. Для каждого из приведенных выше давлений схождения константы равновесия в этих таблицах приводятся в зависимости от давления и температуры с неравномерными шагами. Алгоритм выбора K_i по этим массивам состоит из двух этапов.

I. Для заданной T из таблиц для всех P_{ax} поочередно линейной интерполяцией (при совпадении заданного T с табличным - просто выбором) составляют вспомогательный массив значений K_i для всех табличных значений P. В связи с тем, что шаги и пределы изменения P для каждого P_{ax} различны, интерполяцией и экстраполяцией значений констант равновесия из этого массива

составляют рабочий массив с одинаковыми (неравномерными) шагами и пределом изменения P для всех $P_{кг}$ от 0,7 кгс/см^2 до 1400 кгс/см^2. Следует иметь в виду, что значения K_i для всех P, больших $P_{кг}$, не имеют физического смысла, и используются только для более точной двухпараметрической интерполяции их значений при P, близких к $P_{кг}$.

2. По рабочему массиву с помощью стандартной процедуры интерполяции для любых заданных $P_{кг}$ и P находят значения $\lg K_i$, потенцированием которых получают значения K_i.

В случае изотермических фазовых превращений процедура построения рабочего массива используется только один раз.

Расчёт константы равновесия метана

Увеличение содержания в нефтях и конденсатах нафтеновых и ароматических соединений уменьшает растворимость метана в нефтях, что сказывается на величине константы равновесия метана. Это обстоятельство не учтено в графиках констант равновесия метана, и константы метана в таких газонефтяных системах должны быть уточнены с помощью специальной процедуры расчёта.

В системах, составленных из нефтяного газа, содержание нафтенов и ароматики обычно мало, их влиянием можно пренебречь и определять константу равновесия метана непосредственно по графикам.

Уточнение расчёта константы равновесия метана нефтегазовых систем основано на законе Генри и термодинамической формулировке [4]. При относительно невысоких давлениях (до 50 кгс/см^2) константу равновесия метана определяют по уравнению [I].

$$K_{CH_4} = \frac{H_{CH_4}(T)}{f_{CH_4}(P,T)} \qquad (18)$$

здесь H_{CH_4} – коэффициент Генри метана при данной температуре и нулевом давлении, f_{CH_4} –летучесть чистого метана при данных тем-

пературе и давлении.

Коэффициент Генри H_{CH_4} находят по эмпирическим уравнениям как функцию усредненного по массовой доле характеристического фактора жидкой фазы без азота и метана [I]

$$\lg H_{CH_4} = \lg b - 0{,}1091K, \qquad (19)$$

где

$$K = \frac{\sum_{i=3}^{n} x_i M_i K_i}{\sum_{i=3}^{n} x_i M_i} \qquad (20)$$

Коэффициент b – определяют в зависимости от температуры по соотношениям

$$b = \begin{cases} 4470 + 36T & \text{для } -50^{\circ}C < T < 0^{\circ}C \\ 4470 + 27{,}5T - 0{,}125T^2 & \text{для } 0^{\circ}C < T < 100^{\circ}C \\ 4310 + 11{,}6\,T & \text{для } 100^{\circ} < T < 150^{\circ}C \end{cases}$$

Летучесть f_{CH_4} рассчитывают, пользуясь коэффициентами летучести γ_{CH_4}

$$f_i = \gamma_i P \qquad (21)$$

Коэффициент летучести (γ_i) метана приведен в таблице 9*/.

---

*/В расчётах на ЭВМ коэффициент летучести в зависимости от P и T определяют по уравнению Редлиха-Квонга

$$\ln \gamma_i = \ln \frac{V}{V-b_i} + \frac{b_i}{V-b_i} + \ln \frac{RT}{PV} - \frac{a_i}{RT^{3/2} b_i} \ln \frac{V+b_i}{V} -$$

$$- \frac{a_i}{RT^{3/2}(V+b_i)};$$

V – мольный объём в см/г моль,

$[P]$ = кгс/см^2, $[T]$ = $^{\circ}K$, $R = 84{,}781 \frac{\text{см.кгс}}{\text{моль}\cdot{}^{\circ}\text{K}}$

Для азота $a = 15{,}8929 \cdot 10^6$, $b = 26{,}8$;

для метана $a = 32{,}771 \cdot 10^6$, $b = 29{,}7$.

Для нахождения коэффициентов летучести по табл. 9 при заданных значениях температуры и давления применяют линейную интерполяцию.

При давлениях выше 50 кгс/см^2 в уравнение (I8) вводят поправку, учитывающую зависимость коэффициента Генри от давления и отклонение от закона Генри [I]

$$K_{CH_4} = \frac{H_{CH_4}}{f_{CH_4}} \exp B_{CH_4} \cdot P \qquad (22)$$

здесь B_{CH_4} – эмпирический коэффициент, зависящий от температуры и разности давления схождения и коэффициента Генри ($P_{сх} - H_{CH_4}$) Значения B_{CH_4} находят по таблице I0.

При давлениях, превосходящих 70% от давления схождения, следует применять модифицированную форму уравнения (22), учитывающую условие приближения константы равновесия к единиц. при приближении давления к давлению схождения [8]

$$K_{CH_4} = \frac{H_{CH_4}}{f_{CH_4}} \exp B_{CH_4} \cdot P - \left(\frac{H_{CH_4}}{f_{CH_4}} \exp B_{CH_4} \cdot P - 1\right)\left(\frac{P}{P_{сх}}\right)^4. \qquad (23)$$

Расчёт константы равновесия азота

Аналитичный метод применяется для расчёта константы равновесия азота. При давлениях до 50 кгс/см^2 константу равновесия азота K_{N_2} следует определять по уравнению

$$K_{N_2} = \frac{H_{N_2}}{P} \qquad (24)$$

Коэффициент Генри для азота H_{N_2} находят по уравнению [9]

$$\lg H_{N_2} = 3{,}5915 - 0{,}0922\theta^2 - 0{,}0971\theta^{-2} + 1477/T - 0{,}6441\left(\frac{K}{10}\right)^2, \qquad (25)$$

Таблица 9

Коэффициент летучести метана

Р кгс/см² \ Т °С	-20	-10	0	10	20	30	40	50	60	70	80	90	100	110	120
1	0,997	0,997	0,998	0,998	0,998	0,998	0,998	0,999	0,999	0,999	0,999	0,999	0,999	0,999	0,999
10	0,969	0,973	0,976	0,978	0,981	0,983	0,985	0,987	0,988	0,989	0,990	0,992	0,992	0,993	0,994
20	0,939	0,946	0,952	0,958	0,962	0,966	0,970	0,973	0,976	0,979	0,981	0,983	0,985	0,987	0,988
30	0,909	0,920	0,929	0,937	0,944	0,950	0,956	0,961	0,965	0,969	0,972	0,975	0,978	0,980	0,983
40	0,881	0,895	0,907	0,918	0,927	0,935	0,942	0,948	0,954	0,959	0,964	0,968	0,971	0,974	0,977
50	0,853	0,871	0,886	0,898	0,910	0,920	0,929	0,936	0,944	0,950	0,955	0,960	0,965	0,969	0,972
60	0,827	0,847	0,865	0,880	0,894	0,905	0,916	0,925	0,933	0,941	0,947	0,953	0,958	0,963	0,968
70	0,801	0,825	0,845	0,862	0,878	0,892	0,904	0,914	0,924	0,932	0,940	0,946	0,952	0,958	0,963
80	0,777	0,803	0,826	0,846	0,863	0,878	0,892	0,904	0,914	0,924	0,932	0,940	0,947	0,953	0,958
90	0,754	0,783	0,808	0,830	0,849	0,866	0,880	0,894	0,905	0,916	0,925	0,934	0,941	0,948	0,954
100	0,732	0,763	0,791	0,814	0,835	0,853	0,870	0,884	0,897	0,908	0,919	0,928	0,936	0,944	0,950
110	0,712	0,745	0,774	0,800	0,822	0,842	0,859	0,875	0,889	0,901	0,912	0,922	0,931	0,940	0,947
120	0,693	0,728	0,759	0,786	0,810	0,831	0,850	0,866	0,881	0,894	0,906	0,917	0,927	0,936	0,943
130	0,676	0,713	0,745	0,773	0,799	0,821	0,841	0,858	0,874	0,888	0,901	0,912	0,922	0,932	0,940
140	0,660	0,698	0,732	0,762	0,788	0,811	0,832	0,851	0,867	0,882	0,896	0,908	0,918	0,928	0,937
150	0,646	0,685	0,720	0,750	0,778	0,802	0,824	0,844	0,861	0,877	0,891	0,903	0,915	0,925	0,934
175	0,616	0,657	0,693	0,726	0,756	0,782	0,806	0,828	0,847	0,864	0,880	0,894	0,907	0,918	0,929
200	0,593	0,634	0,672	0,707	0,738	0,766	0,792	0,815	0,835	0,854	0,871	0,886	0,900	0,913	0,924
250	0,562	0,604	0,644	0,680	0,713	0,743	0,771	0,796	0,819	0,840	0,859	0,876	0,892	0,906	0,919
300	0,546	0,588	0,628	0,665	0,699	0,731	0,760	0,786	0,811	0,833	0,854	0,872	0,889	0,905	0,919
350	0,539	0,582	0,622	0,659	0,694	0,726	0,756	0,784	0,809	0,832	0,854	0,874	0,892	0,908	0,923
400	0,539	0,582	0,622	0,660	0,695	0,728	0,759	0,787	0,813	0,837	0,859	0,880	0,898	0,916	0,931
450	0,544	0,587	0,628	0,666	0,702	0,735	0,766	0,795	0,822	0,846	0,869	0,890	0,909	0,927	0,943
500	0,554	0,597	0,638	0,677	0,713	0,746	0,778	0,807	0,834	0,858	0,882	0,903	0,923	0,941	0,958

Таблица I0

Значения коэффициентов B_{CH_4}.

Температура, °С	$P_{сж} - H_{CH_4}$ (кгс/см^2)										
	-I00	- 50	0	50	I00	I50	200	250	300	350	
-40	-0,0043	-0,003	-0,00I85	-0,0009	-0,0002	0,000I5	0,00035	0,00045	0,0005	0,0005	
-20	-0,0038	-0,0025	-0,00I2	-0,0004	0,000I5	0,0004	0,0006	0,0007	0,00075	0,00075	
0	-0,0033	-0,002	-0,00067	0	0,0004	0,00065	0,00085	0,00093	0,00098	0,00I	
20	-0,0028	-0,00I4	-0,000I5	0,00037	0,0007	0,0009	0,00I07	0,00II5	0,00I2	0,00I25	
40	-0,0023	-0,00067	0,0003	0,00074	0,00I	0,00II5	0,00I30	0,00I35	0,00I42	0,00I45	
60	-0,00I55	-0,000I	0,00055	0,00097	0,00I25	0,00I38	0,00I48	0,00I53	0,00I57	0,00I60	
80	-0,00I	0,00022	0,0008	0,00II8	0,00I4	0,00I55	0,00I67	0,00I70	0,00I70	0,00I70	
I00	-0,000506	0,00040	0,00I	0,00I35	0,00I60	0,00I67	0,00I72	0,00I75	0,00I75	0,00I75	
I20	-0,00030	0,0006	0,00II2	0,00I5	0,00I65	0,00I7I	0,00I74	0,00I75	0,00I75	0,00I75	
I40	-0,000I3	0,0007	0,00I25	0,00I55	0,00I65	0,00I73	0,00I75	0,00I75	0,00I75	0,00I75	
I60	0	0,00075	0,00I3	0,00I6	0,00I69	0,00I74	0,00I75	0,00I75	0,00I75	0,00I75	
I80	0,000I0	0,0008	0,00I35	0,00I65	0,00I7	0,00I75	0,00I75	0,00I75	0,00I75	0,00I75	

где $Q = \frac{T}{T_к}$; T – температура опыта в °К;

$T_к$ – температура кипения растворителя в °К;

K – характеристический фактор жидкой фазы.

При давлениях выше 50 кгс/см^2 константу равновесия азота находят из уравнения [9]

$$K_{N_2} = \frac{H_{CH_4}}{f_{N_2}} \exp B_{N_2} P + \left(1 - \frac{H_{N_2}}{f_{N_2}} \exp B_{N_2} P\right)\left(\frac{P}{P_{сх}}\right)^6. \qquad (26)$$

Коэффициент B_{N_2} приведен в таблице II. Летучесть азота находят по уравнению (2I). Коэффициенты летучести азота даны в таблице I2.

Константа равновесия сероводорода

Константу равновесия сероводорода K_{H_2S} рассчитывают по уравнению [10]

$$\lg K_{H_2S} = \left(\lg H_{H_2S} - 0{,}907 \lg P\right)\left(1 - \frac{P}{P_{сх}}\right), \qquad (27)$$

$$\lg H_{H_2S} = 2{,}12204 - 0{,}000495\, T_к - 0{,}09685\, B + 3230\, K/T^2 - 1745450/T^2 K + 97{,}52/K^2, \qquad (28)$$

где $T_к$ – температура кипения (в °К);

Константа равновесия двуокиси углерода

Константу равновесия двуокиси углерода определяют как среднее геометрическое констант этана и метана при заданных температуре, давлении и давлении схождения.

Константы равновесия условных компонентов, входящих в состав остатка

Для нахождения констант равновесия условных компонентов, входящих в состав остатка, используют эмпирически установленную

Таблица II

Коэффициент B_{N_2} в зависимости от молекулярной массы и температуры

Температура, °С / Молекулярная масса	- 40	0	40	80	I20	I60
30	- 0,08289	-0,0I2204	-0,0I5888	-0,025329	-0,032236	-0,038453
40	-0,00I497	-0,003661	-0,007483	-0,0I439I	-0,022I05	-0,028805
50	0,000345	-0,000576	-0,00I727	-0004605	-0,0I2089	-0,0I8766
60	0,00I266	0,000230	0,00II5I	-0,003454	-0,003454	-0,009210
70	0,00I842	0,00I382	0,000806	0	-0,000921	-0,002993
80	0,002I4I	0,00I727	0,00I266	0,000691	0	-0,000921
I00	0,002533	0,002072	0,00I612	0,00I220	0,000806	0,000460
I20	0,002579	0,002II8	0,00I68I	0,00I335	0,00I036	0,000852
I40	0,002648	0,002I87	0,00I727	0,00I382	0,00II97	0,00I036
I80	0,002809	0,002349	0,00I9II	0,00I6I2	0,00I38I	0,00I266
225	0,002994	0,002487	0,002072	0,00I842	0,00I658	0,00I497

Таблица I2

Коэффициент летучести азота

P кгс/см² \ t°C	-20	-10	0	I0	20	30	40	50	60	70	80	90	I00	II0	I20	I30	I40
I	0,999	0,999	0,999	0,999	I,000	I,000	I,000	I,000	I,000	I,000	I,000	I,000	I,000	I,000	I,000	I,000	I,000
I0	0,99I	0,992	0,994	0,995	0,996	0,997	0,997	0,998	0,999	0,999	I,000	I,000	I,000	I,00I	I,00I	I,00I	I,00I
50	0,959	0,966	0,972	0,977	0,982	0,986	0,990	0,993	0,995	0,998	I,000	I,00I	I,003	I,005	I,006	I,007	I,008
I00	0,934	0,946	0,956	0,965	0,973	0,980	0,985	0,99I	0,995	0,999	I,002	I,006	I,008	I,0II	I,0I3	I,0I4	I,0I6
I50	0,9I4	0,93I	0,945	0,957	0,968	0,978	0,986	0,993	0,999	I,005	I,0I0	I,0I4	I,0I8	I,02I	I,024	I,027	I,029
200	0,907	0,926	0,942	0,956	0,969	0,980	0,989	0,998	I,005	I,0II	I,0I7	I,022	I,026	I,030	I,035	I,037	I,039
300	0,907	0,929	0,949	0,966	0,98I	0,994	I,005	I,0I5	I,024	I,032	I,039	I,045	I,050	I,055	I,059	I,063	I,066
400	0,934	0,958	0,980	0,999	I,0I5	I,030	I,043	I,054	I,064	I,073	I,080	I,087	I,093	I,098	I,I02	I,I06	I,I09
500	0,984	I,009	I,032	I,05I	I,068	I,083	I,096	I,I08	I,II8	I,I26	I,I34	I,I40	I,I46	I,I5I	I,I55	I,I59	I,I62

[11] прямолинейную зависимость

$$\ln(K_i P) = a_0(T, P_{сх}) + a_1(T, P_{сх}) \frac{T - T_{кi}}{T_{кpi} - T_{кi}} \cdot \frac{T_{кpi}}{T} \ln P_{кpi}, \quad (29)$$

где $T_{кi}$ – средняя температура кипения фракции в ^{o}К;

$T_{кpi}$ – средняя критическая температура фракции в ^{o}К;

$P_{кpi}$ – среднее критическое давление фракции в кгс/см^2.

Зная констант: компонентов от C_5 до C_{10} для определенной температуры и давления схождения, методом наименьших квадратов рассчитывают коэффициенты a_0 и a_1, после чего с использованием уравнения (29) вычисляют константы равновесия фракций по их критическим давлениям и температурам и температурам кипения:

$$K_i = \frac{\exp\left[a_0 + a_1 \frac{T - T_{кi}}{T_{кpi} - T_{кi}} \cdot \frac{T_{кpi}}{T} \ln P_{кpi}\right]}{P} \quad (30)$$

Значения критических параметров фракций находят по рис. 3 и 4.

Экспериментальное определение констант фазового равновесия.

Описанные способы нахождения констант равновесия являются приближенными. Для оценки их точности рекомендуется проводить выборочные экспериментальные определения констант фазового равновесия различных компонентов. Полученные результаты могут быть использованы для корректировки констант равновесия в сходных системах. Экспериментальные значения констант равновесия определяют путем исследования проб на аппаратуре для исследования пластовых нефтей. Для этого при заданных давлениях и температуре устанавливают равновесие между пластовой нефтью и выделившимся из неё газом. Поддерживая в установке постоянное давление, уда-

ляют из неё весь газ и проводят его анализ. Оставшуюся нефть при давлении, несколько превосходящем давление равновесия, вытесняют в лабораторный сепаратор, анализируют выделившийся при сепарации из нефти газ, определяют молекулярный вес сепарированной нефти и содержание в ней летучих компонентов. Мольный состав нефти представляют в форме, приведенной в таблице 3. Константы равновесия рассчитывают по уравнению (I4).

3.3. Расчёты относительного количества и составов фаз.

Составы жидкой и газовой фаз, их относительные количества и состав двухфазной n - компонентной системы связаны соотношениями

$$x_i = \frac{z_i}{\mathcal{L} + K_i(1-\mathcal{L})} = \frac{z_i}{1 + V(K_i - 1)}, \qquad (31)$$

$$\sum_{i=1}^{n} \frac{z_i}{\mathcal{L} + K_i(1-\mathcal{L})} = \sum_{i=1}^{n} x_i = 1, \qquad (32)$$

$$V + \mathcal{L} = 1, \qquad (33)$$

$$y_i = \frac{z_i K_i}{\mathcal{L} + K_i(1-\mathcal{L})} = \frac{z_i K_i}{1 + V(K_i - 1)}, \qquad (34)$$

$$\sum_{i=1}^{n} \frac{z_i K_i}{\mathcal{L} + K_i(1-\mathcal{L})} = \sum_{i=1}^{n} y_i = 1, \qquad (35)$$

$$\sum_{i=1}^{n} y_i - \sum_{i=1}^{n} x_i = \sum_{i=1}^{n} \frac{z_i(K_i - 1)}{\mathcal{L} + K_i(1-\mathcal{L})}. \qquad (36)$$

Здесь z_i - мольная доля i-го компонента в двухфазной системе, $V, \mathcal{L}$ - мольные доли газовой и жидкой фаз в двухфазной системе. В основу расчёта фазовых равновесий может быть положено любое из эквивалентных уравнений (32), (35) и (36).

Наиболее распространенной задачей является нахождение относительных количеств и составов фаз, на которые разделяется система при заданных давлении, температуре и общем составе.

Для решения задачи нужно знать константы равновесия. В общем случае они являются функциями не только температуры и давления, но и давления схождения. Последнее определяется составом равновесной жидкой фазы, который заранее не известен.

Состав жидкой фазы влияет на величины констант равновесия метана, азота и сероводорода в нефтегазовых смесях. В связи с этим расчёты ведут итерационным путем.

Вначале задают первое приближение давления схождения, которое для нефтегазовых систем должно быть не меньше 350 кгс/см^2, а для газоконденсатных систем должно быть не больше 350 кгс/см^2, но больше чем давление в системе. Затем ручным способом с помощью графиков или с применением ЭВМ, по описанной выше процедуре, находят значения констант равновесия углеводородных компонентов от метана до декана и азота. Далее по известному составу смеси z_i и значениям констант равновесия K_i вычисляют мольную долю жидкой (газовой) фазы в смеси $\mathcal{L}(V)$ и составы фаз x_i и y_i. Расчёты проводят в следующей последовательности.

Прежде всего определяют, в каком состоянии находится смесь: в однофазном (газ или жидкость) или в двухфазном.

Если $\sum_{i=1}^{n} z_i K_i \le 1$, то смесь находится в жидкой фазе и

$V=0,\ \mathcal{L}=1,\ x_i=z_i,\ y=0\ (i=1,2,\ldots,n)$.

Если $\sum_{i=1}^{n} z_i / K_i \le 1$, то смесь находится в газовой фазе и $V = 1$, $\alpha = 0$, $x_i = 0$, $y_i = z_i$ $(i = 1,2,\ldots,n)$.

Если же ни одно из указанных неравенств не выполняется, то смесь находится в состоянии двухфазного равновесия. В этом случае величину α , лежащую в интервале (0,I), находят путем решения любого из эквивалентных уравнений (32),(35) или (36).

Решение уравнений ведут путем последовательного подбора. При этом следует иметь в виду, что если при подстановке в уравнение (36) значения α получают величину больше нуля, то α нужно уменьшить, чтобы приблизиться к значению α ,удовлетворяющему уравнению. При подборе α можно применять метод деления отрезка пополам. Начиная со значения α = 0,5 и далее в зависимости от знака величины, получающейся при подстановке α в уравнение (36), уменьшают или увеличивают значение α , испытывая его до половины нового интервала (0 – 0,5 или 0,5–I) и т.д.

Быстрее приводит к результату подбор значения α по величине отклонений от нуля подстановок в уравнение (36) двух произвольных значений α . По величинам этих отклонений путем линейной интер(экстра)поляции находят такое значение α , при котором отклонение должно быть равным нулю. Подставив это значение α в уравнение, снова находят отклонение от нуля и используют это отклонение и наименьшее из предыдущих отклонений для новой интерполяции и т.д.

После нахождения значения α , удовлетворяющего уравнению (36), по соотношениям (3I) и (34) определяют составы газовой и жидкой фаз.

Для расчётов фазовых равновесий на ЭВМ описанная выше

процедура была запрограммирована с использованием стандартной подпрограммы решения нелинейного уравнения методом "деления отрезка пополам".

По составу жидкой фазы из уравнения (I5) находят среднемассовую критическую температуру условного компонента C_{2+}. Далее по уравнениям (I6) или (I7) уточняют величину давления схождения и по уравнениям (23), (26)значения констант равновесия метана и азота. Если полученные значения давления схождения и констант равновесия метана и азота отличаются от их величин на предыдущем шаге не более чем на I и 2 % соответственно, то итерация заканчивается. В противном случае, итерационные расчёты продолжаются, начиная с определения констант равновесия всех компонентов смеси за исключением метана и азота, для которых константы равновесия принимаются равными их уточненным значениям на предыдущем шаге.

Другой задачей фазовых равновесий является расчёт точек насыщения (начала преобразования) или точек росы. В этих случаях уравнения (3I)-(35) упрощаются.

Для линии насыщения ($\mathcal{X} = I; \mathcal{X}_i = x_i$) уравнения (34) и (35) переходят в

$$y_i = x_i \mathcal{K}_i \ , \qquad (37)$$

$$\sum_{i=1}^{n} x_i \mathcal{K}_i = 1 \ . \qquad (38)$$

Для линии конденсации (условия точки росы) ($\mathcal{X} = 0; \mathcal{X}_i = y_i$) уравнения (3I) и (32) переходят в

$$x_i = \frac{y_i}{\mathcal{K}_i} \ , \qquad (39)$$

$$\sum_{i=1}^{n} \frac{y_i}{K_i} = 1 \qquad (40)$$

Уравнения (38) или (40) решают обычно для условий либо постоянного давления, либо постоянной температуры, т.е. находят либо температуру начала фазового перехода при постоянном давлении, либо давление начала фазового перехода при постоянной температуре.

Расчёты точки росы, как правило, являются весьма ненадежными, так как требуют отсутствующих обычно данных о содержании в газовой фазе следов таких компонентов, которые не определяются в газовом анализе.

Также трудно достичь необходимой уверенности в расчётах давления начала конденсации газоконденсатного газа (давление ретроградной точки росы).

Давление насыщения пластовой нефти рассчитывается с большей надежностью, хотя этот параметр желательно определять путем прямого исследования глубинной пробы нефти.

Ниже рассмотрен ряд примеров расчёта разделения смеси на жидкую и газовую фазы в различных практических задачах.

Пример I. Одноступенчатая сепарация пластовой нефти

Составы пластовой и дегазированной нефти приведены в таблицах 3 и 2. Температура сепарации 37,8°С, давление – 7 кгс/см^2. Давление схождения нефтегазовых систем должно быть не меньше 350 кгс/см^2. При давлениях, меньших 50 кгс/см^2 константы равновесия в нефтегазовых системах практически не зависят от давления схождения. В данном случае давление схождения принято 700 кгс/см^2.

Расчёт приведен в таблицах I3 и I4. В таблице I3 в графе 2 приведены снятые с графиков константы равновесия.

Константа равновесия остатка принята равной нулю: В столбцах 3, 4, 5, 6 и 7 приведены расчёты величины $\frac{x_i(K_i-1)}{V\cdot(K_i-1)+1}$ для пробных значений V = 0,6; 0,4;0,38; 0,39; 0,385. В нижней строчке приведены суммы по компонентам. За искомое значение V принято 0,385 (7-ой столбец). Соответствующие этому значению составы жидкости (x_i) и газа (y_i) приведены в столбцах 8 и 9.

В таблице I4 приведены расчёты, необходимые для уточнения константы метана. В столбце 2 и 3 приведены критические температуры компонентов и их характеристические факторы. Критическая температура остатка найдена по его плотности, равной 0,873 (уравнение (I0)) и молекулярной массе, равной 237 (табл.2) с помощью графиков рис. I и 3. Характеристический фактор остатка найден по плотности остатка и его молекулярной массе по графику рис. I. В столбце 5 приведены массовые доли m_i компонентов в жидкой фазе (без метана и азота). Используя эти доли, находят критическую температуру и среднемассовый характеристический фактор (столбцы 6 и 7). Далее по уравнениям (I8) и (I9) и таблице 9 находят коэффициент Генри H_{CH_4} и уточненную константу равновесия метана (40,2).

Используя новое значение константы метана, находят значение V (столбцы 9 и I0) и по найденному значению V (0,39) находят значения x_i и y_i (столбцы II и I2). Дальнейшие итерации не приводят к уточнению константы метана.

Расчёт примера 1.

Таблица I3

Компоненты	z_i	$p_{кр}=700$ кгс/см² K_i	$\frac{z_i(K_i-1)}{V(K_i-1)+1}$ V=0,6	V=0,4	V=0,38	V=0,39	V=0,385	x_i	y_i
	I	2	3	4	5	6	7	8	9
I. Метан CH_4	0,3II	30	0,490I	0,7I57	0,7503	0,7326	0,74I3	0,0255	0,7650
2. Этан C_2H_6	0,0333	5,6	0,04II	0,0547	0,0565	0,0556	0,056I	0,0II6	0,0672
3. Пропан C_3H_8	0,0624	I,75	0,0322	0,0360	0,0364	0,0362	0,0363	0,0484	0,0847
4. И-бутан C_4H_{10}	0,0I6I	0,77	-0,0042	-0,0040	-0,0040	-0,0040	-0,0040	0,0I76	0,0I35
5. Н-бутан C_4H_{10}	0,0477	0,55	-0,0293	-0,0260	-0,0258	-0,0259	-0,0258	0,0576	0,03I6
6. И пентан C_5H_{12}	0,0I73	0,24	-0,0243	-0,0I90	-0,0I86	-0,0I88	-0,0I87	0,0245	0,0057
7. Н. Пентан C_5H_{12}	0,0303	0,I85	-0,0476	-0,0362	-0,0353	-0,0358	-0,0356	0,0440	0,0083
8. Гексан C_6H_{14}	0,046I	0,62	-0,0979	-0,0689	-0,0669	-0,0679	-0,0674	0,0725	0,0045
9. Гептан C_7H_{16}	0,0376	0,022	-0,0888	-0,0602	-0,0584	-0,0593	-0,0588	0,0603	0,00I3
I0. Остаток	0,39I9	0	-0,9797	-0,653I	-0,6320	-0,6424	-0,6372	0,6372	0
II. Азот N_2	0,0058	80	0,0094	0,0I40	0,0I47	0,0I44	0,0I45	0,0002	0,0I47
I2. Двуокись углерода CO_2	0,0005	I3,I9	0,0007	0,00I0	0,00I0	0,00I0	0,00I0	0	0,00II
	0		-0,7025	-0,0460	0,0I79	-0,0I43	0,0020	0,9993	0,9976

Таблица I4

Расчет примера I (продолжение)

Компоненты	M_i	$T_{кр_i}$	K_i	$x_i M_i$	$m_i = \frac{x_i M_i}{\sum x_i M_i}$	$m_i T_{кр_i}$	$m_i K_i$	α_i	$\frac{z_i(\alpha_i - 1)}{v(\alpha_i - 1) + 1}$ $v = 0{,}335$	$v = 0{,}39$	x_i	y_i	$x_i M_i$	$y_i M_i$
	I	2	3	4	5	6	7	8	9	I0	II	I2	I3	I4
I. Метан	I6,04	-82,57						40,2	0,7575	0,7484	0,0190	0,7638	0,3048	I2,25I4
2. Этан	30,07	32,27	I4,5	0,3488	0,0020	0,645	0,0290	5,8	0,0562	0,0556	0,0II6	0,0673	0,3488	2,0237
3. Пропан	44,09	96,67	I4	2,I339	0,0I22	I,I794	0,I708	I,75	0,0363	0,0362	0,0483	0,0845	2,I295	3,7256
4. И-бутан	58,I2	I34,99	I3,5	I,0229	0,0058	0,7829	0,0783	0,77	-0,004I	-0,004I	0,0I78	0,0I37	I,0345	0,7962
5. Н-бутан	58,I2	I52,03	I3,5I	3,3477	0,0I9I	2,9038	0,2580	0,55	-0,0260	-0,0260	0,0578	0,03I8	3,3593	I,8482
6. И-пентан	72,I5	I87,28	I3,06	I,7676	0,0I0I	I,89I5	0,I3I9	0,235	-0,0I88	-0,0I89	0,0247	0,0058	I,782I	0,4I85
7. Н-пентан	72,I5	I96,5	I3,04	3,I746	0,0I8I	3,5566	0,2360	0,I9	-0,0357	-0,0359	0,0443	0,0084	3,I962	0,606I
8. Гексан	86,2	234,3	I2,82	6,2 95	0,0357	8,3645	0,4577	0,063	-0,0674	-0,0679	0,0694	0,0044	5,9823	0,3793
9. Гептан	I00,2	267,I	I2,72	6,0420	0,0345	9,2I50	0,4388	0,022	-0,0590	-0,0594	0,0607	0,00I3	6,082I	0,I302
I0. Остаток	237	497	II,6	I5I,0I64	0,8624	428,6I28	I0,0038	0	-0,6372	-0,6425	0,6425	0	I62,2725	0
II. Азот	28,02	-I46,89						80	0,0I46	0,0I44	0,0002	0,0I60	0,0056	3,7920
I2. Двуокись углерода	44,0I	3I,05						I5,49	0,000I	0,00II	0	0,00II	0	0,0308
Сумма $\sum$				I75,I034		456,57	II,8043		0,0I65	0,00I0	0,9963	0,998I	I76,50	26,00

На $\sum_{i=1}^{12} x_i M_i$ = I07,7 г. жидкой фазы приходится $V \sum_{i=1}^{12} y_i M_i$ =I0,Ig. или $24060 \cdot V$ = 9383,4 н.см^3 газовой фазы, что составляет 87,I н.м^3 газа на 1 т нефти.

Пример 2. Разделение нефтегазовой смеси в скважине

Найти составы и количества нефти и газа, на которые разделяется та же пластовая нефть в скважине при 7I°С и давлении в 70 кгс/см^2.

Предполагаемое значение давления схождения принято 700 кгс/см^2. Ориентировочный расчёт приведен в таблице I5. Уточнение расчёта дано в таблице I6. В столбцах I,2 последней таблицы приведены молекулярные массы и характеристические факторы компонентов. Нахождение характеристического фактора остатка описано в предыдущем примере.

Среднемассовый характеристический фактор компонента C_{2+} поиведен в нижней строчке таблицы. Уточнение давления схождения в данном случае несущественно. Уточненное значение константы равновесия метана, рассчитанное по уравнению (22), приведено в столбце 6. Константы остальных компонентов оставлены такими же, как и в таблице I5.

Пример 3. Разделение нефтегазовой смеси в скважине (смесь содержит большое количество газовых компонентов и легких фракций).

Найти при давлении 250 кгс/см^2 и температуре 75°С составы и количества нефти и газа, на которые разделяется пластовая нефть. Состав пластовой нефти приведен в таблице I7.

Таблица I7.

Состав пластовой нефти

Компоненты	C_1	C_2	C_3	и.C_4	н.C_4
Мольная доля	0,5063	0,0885	0,0731	0,0257	0,0250

и.C_5	н.C_5	C_6	остаток	CO_2
0,0140	0,0140	0,0240	0,1894	0,0400

Таблица I5.

Расчёт примера 2

	z_i	$P_{ск} = 700 \frac{кгс}{см^2}$ K_i	$\frac{z_i(K_i-1)}{V(K_i-1)+1}$				x_i	y_i
			V =0,I75	V =0,I25	V =0,I5	V =0,I62		
	I	2	3	4	5	6	7	8
I. Метан	0,3II	4,2	0,6379	0,7I09	0,6724	0,6554	0,2048	0,8602
4. Этан	0,0333	I,3	0,0I00	0,0095	0,0096	0,0095	0,03I8	0,04I3
3. Пропан	0,0624	0,58	-0,0283	-0,0276	-0,0280	-0,028I	0,0670	0,0389
4. И-бутан	0,0I6I	0,33	-0,0I22	-0,0II6	-0,0I20	-0,0I2I	0,0I8I	0,0060
5. Н-бутан	0,0477	0,26	-0,0406	-0,0387	-0,0397	-0,040I	0,0542	0,0I4I
6. И-пентан	0,0I75	0,I45	-0,0I74	-0,0I64	-0,0I70	-0,0I72	0,020I	0,0029
7. Н-пентан	0,0303	0,I2	-0,03I5	-0,0298	-0,0308	-0,03II	0,0353	0,0042
8. Гексан	0,046I	0,056	-0,052I	-0,0493	-0,0507	-0,05I4	0,0544	0,0030
9. Гептан	0,0376	0,024	-0,0443	-0,04I6	-0,0430	-0,0436	0,0447	0,00II
I0. Остаток	0,39I9	0	-0,4750	-0,4478	-0,46II	-0,4677	0,4678	0
II. Азот	0,0058	I3,5	0,0227	0,0283	0,0252	0,0240	0,00I9	0,0256
I2. Двуокись углерода	0,0005	234	0,0005	0,0005	0,0005	0,0005	0,00002	0,0023
			-0,0303	0,0864	0,0254	-0,00I9	I,000I	0,9996

Таблица I6

Расчет примера 2 (продолжение)

№№ пп	Компоненты	M_i	K_i	$x_i M_i$	$m_i = \frac{x_i M_i}{\sum x_i M_i}$	$m_i K_i$	K_i	$\frac{z_i(K_i-1)}{V(K_i-1)+1}$ V =0,I25	V =0,I7	V =0,I85	V=0,I95	V=0,2075	x_i	y_i	$x_i M_i$	$y_i M_i$
A	Б	I	2	3	4	5	6	7	8	9	I0	II	I2	I3	I4	I5
I.	Метан	I6,04					5,2I8	0,8589	0,7640	0,7368	0,7I98	0,6973	0,I658	0,865I	2,6594	I3,8762
2.	Этан	30,07	I4,5	0,9562	0,0073	0,I058	I,3	0,0096	0,0095	0,0095	0,0094	0,0094	0,03I3	0,0407	0,94I2	I,2238
3.	Пропан	44,09	I4	2,5837	0,0I98	0,2772	0,58	-0,0277	-0,0282	-0,0284	-0,0285	-0,0287	0,0684	0,0397	3,0I58	I,7504
4.	И-бутан	58,I2	I3,5	I,0462	0,0080	0,I080	0,33	-0,0II8	-0,0I22	-0,0I23	-0,0I24	-0,0I25	0,0I87	0,0062	I,0868	0,3603
5.	Н-бутан	58,I2	I3,5I	3,I327	0,0240	0,3242	0,26	-0,0389	-0,0404	-0,0409	-0,04I2	-0,04I7	0,0564	0,0I47	3,2780	0,8544
6.	И-пентан	72,I5	I3,06	I,4358	0,0II0	0,I437	0,I95	-0,0I66	-0,0I73	-0,0I76	-0,0I77	-0,0I80	0,02I0	0,0030	I,5I5I	0,2I64
7.	Н-пентан	72,I5	I3,04	2,5325	0,0I94	0,2530	0,I2	-0,0300	-0,03I3	-0,03I8	-0,0322	-0,0326	0,037I	0,0045	2,6768	0,3247
8.	Гексан	86,2	I2,82	4,6548	0,0356	0,4564	0,056	-0,0493	-0,05I8	-0,0527	-0,0533	-0,054I	0,0573	0,0032	4,9393	0,2758
9.	Гептан	I00,2	I2,72	4,4389	0,0340	0,4325	0,024	-0,04I8	-0,0440	-0,0448	-0,0453	-0,0460	0,047I	0,00II	4,7I94	0,II02
I0.	Остаток	237	II,6	I09,9206	0,84I6	9,7556	0	-0,4479	-0,4722	-0,4809	-0,4868	-0,4945	0,4945	0	II7,I965	0
II.	Азот	28,02					I3,5	0,0283	-0,0232	-0,02I9	0,02II	0,0202	0,00I6	0,02I6	0,0448	0,6052
I2.	Двуокись углерода	44,0I					2,478	0,0006	0,0006	0,0006	0,0005	0,0006	0,0004	0,00I0	0,0I76	0,7746
	Σ		I30,70I4		I,000I	II,8564		0,2334	0,0999	0,0594	0,0334	-0,0006	0,9996	I,0008	I42,0907	20,372o

На $\sum_{i=1}^{n} x_i M_i$ = II2,6г жидкой фазы приходится $V \sum_{i=1}^{n} y_i M_i$ = 4,23г или 24060·V =4992,5 н.см³ газа, что составляет 44,3 н.м³ газа на I т нефти

Таблица I8

Свойства условных компонентов

Средняя температура кипения, °С	Массовая доля	Средняя плотность г/см³	Характеристический фактор (по рис. I)	Молекулярная масса (по рис.I)	Мольная доля	
					на остаток	на пластовую нефть
75	0,0I0I4	0,72I	I2,0	89,2	0,037I	0,006
I00	0,0898	0,74I	II,8	99,4	0,20I	0,038I
I35	0,072I	0,766	II,9	II6,8	0,I30	0,0246
I65	0,067I	0,787	II,9	I33,9	0,I05	0,0I99
I95	0,0528	0,797I	II,9	I55,2	0,072	0,0I36
225	0,0540	0,823I	II,7	I75,4	0,065	0,0I23
260	0,09I9	0,8359	II,8	205,8	0,096	0,0I82
300	0,055	0,8362	I2,0	25I,0	0,048	0,0092
325	0,0449	0,857	I2,I	286,7	0,036	0,0066
380	0,09I8	0,875	I2,05	34I,6	0,06I	0,0II6
445	0,I76	0,889	I2,2	442,5	0,087	0,0I65
(535)	0,2I33	0,894	I2,65	638,5	0,069	0,0I3I

Разделение остатка на условные компоненты по данным разгонки по истинным температурам кипения приведено в таблице I8. Процедура такого разделения остатка описана в разделе 2.I.

Результаты расчёта выполнечного на ЭВМ, представлены в таблице I9.

Следует обратить внимание на следующие обстоятельства: I) давление схождения в данном случае меньше 700 кгс/см^2 и величина его (в отличие от предыдущих примеров) заметно влияет на значение констант равновесия компонентов; газовая фаза при заданных условиях содержит I,054 г. компонентов остатка на 24060 см^3 газа или 43,8 г компонентов остатка на I нм^3 газа. Газ содержит большое количество тяжелых компонентов, что могло быть установлено лишь в результате учёта констант равновесия условных компонентов тяжелее гексана, входящих в остаток.

Пример 4. Компримирование нефтяного газа

Попутный газ, полученный при сепарации пластовой нефти в примере I, подвергается компримированию и разделению на газовую и жидкую фазу при I0^{o}C и давлении 50 кгс/см^2. Найти количества и состав свободного газа и конденсата.

Результаты расчёта на ЭВМ представлены в таблице 20.

Следует обратить внимание на относительно низкую величину давления схождения, характерную для газовых систем.

Пример 5. Ступенчатая сепарация пластовой нефти

В качестве первой ступени взята сепарация, рассчитанная в примере I.Полученная в этом примере жидкая фаза подвергается вторичной сепарации до давления в I,5 кг/см^2(абс) при температуре 25°C. Исходным составом системы во второй ступени сепарации является состав жидкой фазы, полученной в первой ступени сепарации.

Таблица I9

Результаты расчёта примера 3

№ п/п	Компоненты	M_i	K_i	x_i (V =0,2458)	y_i (V =0,2458)	$x_i M_i$	$y_i M_i$
		I	2	3	4	5	6
I.	Метан	I6,043	I,78358	0,4245	0,7572	6,8I02	I2,I477
2.	Этан	30,070	0,98352	0,0889	0,0874	2,6732	2,628I
3.	Пропан	44,097	0,62378	0,0805	0,0502	3,5498	2,2I36
4.	И-бутан	58,I24	0,5336I	0,0290	0,0I65	I,6855	0,9009
5.	Н-бутан	58,I24	0,48683	D,0286	0,0I39	I,6623	0,8079
6.	И-пентан	72,I5I	0,36874	0,0I66	0,006I	I,I977	0,440I
7.	Н-пентан	72,I5I	0,3256I	0,0I67	0,0056	I,2049	0,4040
8.	Гексан	86,I78	0,232II	0,0296	0,0069	2,5508	0,5946
9.	Фракции I	89,209	0,I9323	0,0075	0,00I4	0,6690	0,I248
I0.	2	99,440	0,II898	0,0485	0,0058	4,8228	0,5767
II.	3	II6,795	0,05536	0,0320	0,00I8	3,7374	0,2I02
I2.	4	I33,930	0,02669	0,0262	0,0007	3,5089	0,0937
I3.	5	I55,2I0	0,0I220	0,0I80	0,0002	2,7937	0,03I0
I4.	6	I75,446	0,005I8	0,0I63	0,000I	2,8597	0,0I75
I5.	7	205,8I6	0,00I80	0,0241	0	4,960I	0
I6.	8	250,973	0,00049	0,0I2I	0	3,0367	0
I7.	9	286,7II	0,000I4	0,0083	0	2,5230	0
I8.	I0	34I,634	0,00002	0,0I54	0	5,26II	0
I9.	II	442,484	0,	0,0219	0	9,6903	0
20.	I2	638,457	0	0,0I72	0	I0,98I4	0
2I.	Фракция углерода	44,0I0	I,25048	0,0377	0,047I	I,659I	2,0728
					Σ	77,8376	23,2636

Давление схождения 540 кгс/см^2

На $\sum_{i=1}^{n} x_i M_i$ = 58,7 г жидкой фазы приходится

$V \sum_{i=1}^{n} y_i M_i$ = 5,7I8I г или 24000 . V = 59I4 н.см^3 газа,

что составляет I00,7 н.м^3 газа на I т.нефти.

Таблица 20

Результат расчёта примера 4

Компоненты	M_i	z_i	k_i	x_i (V = 0,91442)	y_i (V = 0,91442)	$x_i M_i$	$y_i M_i$
	1	2	3	4	5	6	7
Метан	16,043	0,768	3,30154	0,2474	0,8167	3.9690	13,1023
Этан	30,070	0,067	0,76618	0,0852	0,0653	2,5619	1,9635
Пропан	44,097	0,0845	0,27120	0,2533	0,0687	11,1697	3,0294
И-бутан	58,124	0,0135	0,12561	0,0674	0,0085	3,9175	0,4940
Н-бутан	58,124	0,0315	0,09186	0,1858	0,0171	0,9939	0,9939
И-пентан	72,151	0,0055	0,04716	0,0427	0,002	1,2337	0,1443
Н-пентан	72,151	0,0080	0,04038	0,0653	0,0026	0,1875	0,1875
Гексан	86,178	0,0040	0,01624	0,0398	0,0006	0,0517	0,0517
Гептан	100,205	0,0010	0,00767	0,0108	0,0001	0,0101	0,0100
Азот	28,120	0,0160	12,37218	0,0014	0,0174	0,0392	0,4875
Двуокись углерода	44,010	0,0010	1,11681	0,0009	0,0010	0,0396	0,440
			1,00000	1,0900		24,1738	20,5081

Давление схождения 140 кгс/см^2. На $\sum_i x_i M_i$ = 2,069 г жидкой фазы приходится 18,75 г или 24060 . V = 22000 н.см^3 газовой фазы, что составляет 94 г сжиженного газа на 1 н.м^3 газа

Если величины, относящиеся к первой степени, отмечать одним штрихом, (') а ко второй – двумя (") то:

$$x_1' = x_1''; \quad x_2' = x_2''; \ldots; \quad x_n' = x_n''.$$

Результаты расчёта второй ступени сепарации приведены в таблице 2I. На I75,9 г сепарированной во I-ой ступени нефти получено I,2 г газа или на I75,9 г нефти выделилось 895 см^3 газа. Общий баланс двухступенчатой сепарации следует относить к исходной пластовой нефти первой ступени. Из одного моля пластовой нефти выделится $x'x''$ моля нефти, сепарированной на второй ступени, V' моля газа, выделенного на первой ступени сепарации, и $x'V''$ моля газа, выделенного на второй ступени сепарации. Масса жидкой фазы составит $x'x''\sum x_i''M_i$= I07,3 г, масса газа I-ой ступени – $V'\sum y_i'M_i$ = I0,I г., масса газа второй ступени – $x'V''\sum y_i''M_i$ = 0,73 г, объём газа – соответственно $V' \cdot 24060$ = 9383 см^3 и $x'V'' \cdot 24060$ = 546 см^3. В двух ступенях сепарации на I07,3 г сепарированной нефти выделяется 9929 см^3 газа или 92,5 м^3 газа на I т. нефти. При трехступенчатой сепарации число молей жидкой фазы, полученной после ступеней, составит $x'x''x'''$, число молей газа на первой ступени V', на второй ступени $x'V''$ и на третьей ступени $x'x''V'''$.

Указазанные соотношения можно обобщить на любое число ступеней.

Пример 6. Одноступенчатая сепарация газоконденсатной системы.

Газ, полученный в результате разделения нефтегазовой смеси в описанном в примере 3 при давлении 50 кгс/см^2 и температуре 30^{0}С разделяется на газовую и жидкую фазу (в данном случае сырой конденсат). Результаты расчёта приведены в табл.22.

Таблица 2I

Компонент	$z_i = x_i$	K_i	$\frac{x_i''}{V}$	$\frac{y_i''}{V} = 0{,}0372$	$x_i'' M_i$	$y_i'' M_i$
I. Метан	0,0I9I	76,9I96	0,0025	0,4479	0,040I	7,I843
2. Этан	0,0II6	2I,6382	0,0066	0,I420	0,I984	4,2699
3. Пропан	0,0485	5,5I98	0,04I5	0,2292	I,8297	I0,I054
4. И-бутан	0,0I79	2,292I	0,0I7I	0,039I	0,9938	2,2724
5. Н-бутан	0,0580	I,5426	0,0569	0,0877	3,3070	5,097I
6. И-пентан	0,0248	0,5895	0,0252	0,0I48	I,8I8I	I,0678
7. Н-пентан	0,0445	0,4662	0,0454	0,02I2	3,2756	I,5295
8. Гексан	0,0696	0,I407	0,07I9	0,0I0I	6,I977	0,8706
9. Гептан	0,0609	0,045I	0,063I	0,0029	6,3226	0,2905
I0. Остаток	0,6449	0	0,6698	0	I58,7426	0
II. Азот	0,0002	478,4277	0	0,005I	0	0,I429
I2. Двуокись углерода	0	49,4352	0	0	0	0
			Σ		I82,7266	32,8304

Таблица 22

Компоненты	M_i	z_i	K_i	x_i	y_i	$x_i M_i$ / $Y = 0{,}9612$	$y_i M_i$ / $Y = 0{,}9612$
I. Метан	I6,043	0,7572	4,309	0,I8II	0,7805	2,9053	I2,52I5
2. Этан	30,070	0,0374	I,009	0,0866	0,0874	2,6040	2,628I
3. Пропан	44,097	0,0502	0,36I	0,I302	0,0470	5,744I	2,0725
4. И-бутан	58,I24	0,0I55	0,I84	0,07I9	0,0I32	4,I79I	0,7672
5. Н-бутан	58,I24	0,0I39	0,I40	0,0800	0,0II2	4,6500	0,6509
6. И-пентан	72,I5I	0,006I	0,075	0,0552	0,004I	3,9827	0,2958
7. Н-пентан	72,I5I	0,0056	0,060	0,0578	0,0035	4,I703	0,2525
8. Гексан	86,I78	0,0069	0,027	0,I070	0,0029	9,22I0	0,2499
9. Фракции I	89,209	0,00I4	0,024	0,0227	0,0005	2,0250	0,0446
I0. 2	99,440	0,0058	0,0I2	0,II49	0,00I4	II,4256	0,I392
II. 3	II6,738	0,00I8	0,004	0,04I9	0,0002	4,89I3	0,0233
I2. 4	I33,9I4	0,0007	0,0026	0,0I73	0	2,3I67	0
I3. 5	I55,2I0	0,0002	0,0006	0,005I	0	0,79I5	0
I4. 6	I75,446	0,000I	0,0002	0,0026	0	0, 456I	0
I5. Двуокись углерода	44,0I0	0,047I	I,879	0,0255	0,0480	I,I222	2,II24
				0,9998	0,9999	59,3627	2I,7579

На 23I00 н.см^3 газовой фазы приходится

$\sum_{i=1}^{15} x_i M_i$ = 2,3 г конденсата, что составляет I00,I3 г сырого конденсата на I н.м^3 газа

4. МЕТОДЫ РАСЧЁТА ФИЗИЧЕСКИХ СВОЙСТВ ГАЗОВОЙ И ЖИДКОЙ ФАЗ НЕФТЕГАЗОВЫХ И ГАЗОКОНДЕНСАТНЫХ СИСТЕМ.

Жидкие фазы нефтегазовых и газоконденсатных систем (нефти и конденсаты) характеризуются тем, что в них при высоких давлениях и температурах может быть растворено большое количество легкокипящих и газообразных компонентов, в значительной мере определяющих их физические свойства (плотность, вязкость, объёмный коэффициент и т.п.). Растворение газа приводит к уменьшению их вязкости и плотности, увеличению объёмного коэффициента.

Газовые же фазы нефтегазовых и газоконденсатных смесей при высоких давлениях и температурах (в области ретроградного испарения) могут содержать заметные количества тяжелых углеводородов, влияющих на их объёмный коэффициент и вязкость.

Наиболее точные значения физических свойств фаз (особенно жидкой) могут быть установлены путем прямых экспериментальных измерений. Очевидно, что этот путь, когда он возможен, представляется предпочтительным. Однако в расчётах, в которых требуется знание изменения указанных свойств в широком диапазоне давлений, температур и составов фаз, необходимо привлекать расчётные и графоаналитические методы определения этих свойств.

Физические свойства газовой и жидкой фаз можно рассчитать различными способами, которые могут быть условно разделены на две группы. Первая группа объединяет расчётные методы, применение которых требует знания всего состава фаз. Способы второй группы в основном используют эмпирически устанавливаемые значения плотностей и вязкостей фаз в нормальных условиях,

количестве растворенного газа, его относительной плотности и т.п. Указанные характеристики газовой и жидкой фаз нефтегазовых и газоконденсатных систем обычно известны по результатам лабораторных определений. Они также могут быть установлены в результате описанных выше (см.раздел 3) расчётов фазовых равновесий по заданным P, T и составу смеси.

Необходимо иметь в виду, что плотности, вязкости, объёмные коэффициенты газовой и жидкой фаз нефтегазовых и газоконденсатных систем, устанавливаемые с помощью приведенных ниже способов, следует контролировать выборочными экспериментальными определениями.

4.I. Методы расчёта свойств газовой и жидкой фаз по их составам.

Плотности газовой и жидкой фаз рассматриваемых систем по их составу, давлению и температуре рассчитывают по методам, основанным на использовании того или иного вида уравнения состояния. При этом расчёт плотностей фаз производят через мольные объёмы и молекулярные массы фаз по формулам

$$\rho_г = \frac{M_г}{V_г} \quad , \quad \rho_ж = \frac{M_ж}{V_ж} \qquad (41)$$

где $V_г$ и $V_ж$ – объёмы одного моля смеси газовой и жидкой фаз;

$M_г$ и $M_ж$ – молекулярные массы газовой и жидкой фаз.

Молекулярные массы газовой и жидкой фаз многокомпонентных смесей рассчитывают по уравнениям

$$M_г = \sum_{i=1}^{n} M_i y_i \quad , \qquad (42)$$

$$M_ж = \sum_{i=1}^{n} M_i x_i \quad , \qquad (43)$$

где n – число компонентов,

M_i – молекулярная масса i -го компонента,

x_i, y_i – мольные доли i -го компонента в жидкой и газовой фазах.

Суммирование в (42) и (43) может производиться как с учётом разделения остатка на составляющие фракции, так и без разделения. Точность расчёта $M_г$ и $M_ж$ по (42) и (43) в значительной степени определяется точностью установления молекулярной массы остатка.

Мольный объём многокомпонентной смеси в газовой фазе рассчитывают по уравнению Редлиха-Квонга

$$\left(P + \frac{a}{T^{0,5} V_г (V_г + b)}\right)\left(V_г - b\right) = RT, \qquad (44)$$

где $V_г$ – объём I моля газа в $см^3$/г.моль;

R = 84,781 см.кгс/$К^0$ моль – универсальная газовая постоянная;

P – давление в кгс/$см^2$;

T – температура в ^{0}К;

$$a^{0,5} = \sum_{i=1}^{n} a_i^{0,5} y_i \ , \quad b = \sum_{i=1}^{n} y_i b_i , \qquad (45)$$

$$a_i = \frac{0,4278\, R^2 T_{кpi}^{2,5}}{P_{кpi}} ,$$

$$b_i = \frac{0,0867\, R\, T_{кpi}}{P_{кpi}} , \qquad (46)$$

$P_{крi}$, $T_{крi}$ – критические давление и температура i -ого компонента в кгс/см^2 и ^{o}К, соответственно.

Значения $P_{крi}$ и $T_{крi}$ для остатка или фракций определяют по графику на рис. 4 или рассчитывают по формулам (II) и (I2) с использованием результатов разгонки остатка по ИТК. Для чистых компонентов значения $P_{крi}$ и $T_{крi}$ приведены в табл. 4. Из трех возможных значений корней уравнения (44) для объёма газовой фазы $V_г$ выбирают максимальное значение. Точность расчётов $V_г$ во многом зависит от точности определения критических параметров для остатка.

Мольный объём жидкой фазы рассчитывают по методике Алани и Кеннеди [I2]. Она основана на определении объёма одного моля смеси по уравнению, формально совпадающему с уравнением Ван-дер-Ваальса

$$V_ж^3 - \left(\frac{RT}{P} + b\right)V_ж^2 + \frac{a}{P}V_ж - \frac{a \cdot b}{P} = 0, \qquad (47)$$

где $V_ж$ – объём одного моля смеси в см^3/г.моль,

$$a = 265{,}0681 \sum_{i=1}^{K} a_i x_i, \qquad (48)$$

$$b = 62{,}422 \sum_{i=1}^{K} b_i x_i, \qquad (49)$$

$$a_i = K_i e^{N_i/T}, \quad b_i = m_i T + C_i. \qquad (50)$$

Экспериментально установленные значения коэффициентов K_i, C_i, N_i, m_i для индивидуальных компонентов приведены в табл. 23. Значения $a_к$ и $b_к$ для остатка определяют по соотношениям

$$a_к = \exp(3{,}8405985 \cdot 10^{-3} M_{ост} - 9{,}5638281 \cdot 10^{-4} M_{ост}/\rho_{ост} + 1{,}45449 \cdot 10^{2}/T + 7{,}310446 \cdot 10^{-6} M_{ост} + 10{,}753517), \quad (51)$$

$$b_к = 3{,}4992740 \cdot 10^{-2} M_{ост} - 7{,}2725403 \rho_{ост} + 4{,}018311 \cdot 10^{-4} T - 1{,}6322572 \cdot 10^{-2} M_{ост}/\rho_{ост} + 6{,}2256545, \quad (52)$$

где $\rho_{ост}$ – плотность остатка при нормальных условиях в г/см^3,

$M_{ост}$ – молекулярная масса остатка.

Плотность и молекулярная масса остатка считаются экспериментально установленными величинами. Если молекулярная масса остатка неизвестна, то в случае, когда остаток рассматривается как целое, её рассчитывают по формуле (9). В случае же, когда остаток расчленяют на условные компоненты, его молекулярная масса рассчитывается как среднее массовое значение молекулярных масс последних.

Из трех возможных значений корней уравнения (47) в качестве мольного объёма жидкой фазы углеводородной смеси выбирают минимальное значение.

Найдя из уравнений (42) или (43) молекулярные массы и из уравнений (44) или (47) мольные объёмы фаз, по соотношениям (41) рассчитывают их плотности.

Если жидкость находится при давлении, большем давления насыщения ($P > P_{нас}$), то к плотности, рассчитанной описанным выше способом ($\rho_ж^{нас}$), следует добавить поправку на сжимаемость. Эту поправку рассчитывают через коэффициент изотермической сжимаемости $C_o = \frac{1}{V}\left(\frac{\partial V}{\partial P}\right)$ с использованием уравнения (47) Плотность недонасыщенной при заданном давлении жидкости определяют по формуле

$$\rho_{ж} = \rho_{ж}^{нас}\left[1 + C_0\left(P - P_{нас}\right)\right], \qquad (53)$$

где

$$C_0 = \frac{V_{ж}^2\left(V_{ж} - b\right)}{a\left(V_{ж} - 2b\right) - PV_{ж}^3} \qquad (54)$$

Вязкость газовой фазы, определяемая её составом, давлением и температурой, рассчитывается по методике Ли-Гонсалеса-Икина [13], основанной на корреляционной зависимости между температурой, плотностью и вязкостью. Эта зависимость установлена по экспериментальным определениям вязкостей и плотностей газовых смесей, причем содержание метана в них менялось от 36% до 92%, давление и температура соответственно – от 70 до 560 кгс/см^2 и от 38^{0}С до 171^{0}С. Вязкость газовых смесей по этому методу определяют из уравнения:

$$\mu_r = \mu_{r,0}\exp\left[\varkappa(T)\,\rho_r^{1(T)}\right], \qquad (55)$$

где μ_r – вязкость газа в сП,

$$\mu_{r,0} = \frac{\left(9{,}4 + 0{,}02M_r\right)\cdot\left(1{,}8\,T\right)^{1{,}5}}{209 + 19M_r + 1{,}8\,T}\cdot 10^{-4} \qquad (56)$$

вязкость газа при P = 1 кгс/см^2 и данной температуре в сП,

$$\varkappa(T) = 3{,}5 + \frac{986}{1{,}8T} + 0{,}01M_r, \qquad (57)$$

ρ_r – плотность газа в г/см^3, рассчитываемая по уравнениям (41) и (44),

Таблица 23

№ п/п	Название компонентов	Эмпирические постоянные			
		K_i	N_i	$m_i \cdot 10^4$	C_i
I.	Сероводород	I3200	0	32,220	0,3945
2.	Азот	4300	I,2738	8,082	0,3853
3.	Двуокись углерода	8I66	70	3,2724	0,3872
4.	Метан	9I60,65I3	34,385I	5,969I	0,5087
5.	Этан	46709,573	-224,7I57	9,2737	0,5224
6.	Пропан	20247,757	I05,69I2	3,8854	0,9083
7.	Н-бутан	3306, 2I2	8I,I969	5,2236	I,I
8.	Н-пентан	37046,234	I66,4590	3,95I9	I,4364
9.	Н-гексан	52093,	I4I,4227	6,6538	I,5929
I0.	Н-гектан	82295,457	35,7666	9,4640	I,73
II.	Н-октан	89I85,432	82,9944	I0,78I6	I,93I
I2.	Н-нонан	I24062,65	2I,0650	I2,II4	2,I52
I3.	Н-декан	I46643,83	I4,7355	I4,I402	2,333

$$f(T) = 2,4 - 0,2\,z(T). \qquad (58)$$

В соотношениях (56) – (57) M_i определяют по уравнению (42). Вязкость углеводородных жидких фаз в зависимости от их состава, давления и температуры рассчитывают по методике Лоренца с соавторами [I4], основанной на предположении об однозначной зависимости между "остаточной вязкостью" ($\mu_{ж} - \mu_{ж,0}$) жидкости и её приведенной плотностью ($\rho_{пр}$):

$$\left[\left(\mu_{ж} - \mu_{ж,0}\right)\xi + 10^{-4}\right]^{1/4} = 0,1023 + 0,023364\rho_{пр} + 0,058533\rho_{пр}^2 - 0,040758\rho_{пр}^3 + 0,0093324\rho_{пр}, \qquad (59)$$

где $\mu_{ж}$ – вязкость жидкости в сП.

В соотношении (59) вязкость жидкости при данной температуре и атмосферном давлении определяют по соотношению [I5]

$$\mu_{ж,0} = \frac{\sum_{i=1}^{n} \mu_{oi} x_i \sqrt{M_i}}{\sum_{i=1}^{n} x_i \sqrt{M_i}} \qquad (60)$$

где μ_{oi} – вязкости компонентов при атмосферном давлении, определяемые по графикам на рис. 6 и I3.

Параметр вязкости (ξ) и приведенная плотность жидкой фазы ($\rho_{пр}$) рассчитывают по соотношениям

$$\xi = \frac{\left[\sum_{i=1}^{n} x_i T_{кpi}\right]^{1/6}}{\left[\sum_{i=1}^{n} x_i M_i\right]^{1/2} \left[\sum_{i=1}^{n} x_i P_{кoi}\right]^{2/3}}, \qquad (61)$$

$$\rho_{пр} = \frac{\rho_{сп}}{\rho_{пк}}, \qquad \rho_{пк} = \frac{M_{ж}}{\sum_{i}^{k} x_i M_i V_{кpi}}, \quad (62)$$

где ρ – плотность жидкой фазы в г/см^3, рассчитываемая по изложенному выше методу Алани и Кеннеди [12]. Критические давления и температуру остатка определяют по описанным в разделе 2 методикам. Критический объём остатка рассчитывают по соотношению

$$V_{кр.к} = 1348,3125/M_{ост} + 0,9439 - 1128,5\,\rho_{ост}/M_{ост} + 4,4079\,\rho_{ост}, \quad (63)$$

где $\rho_{ост}$ и $M_{ост}$ – плотность (г/см^3) и молекулярная масса остатка, определяемые экспериментально или устанавливаемые, как отмечено выше с использованием разгонки остатка по ИТК.

В соотношениях (60) – (62) $M_i, T_{кpi}, P_{кpi}$ и $V_{кpi}$ для идентифицированных компонентов берут из табл. 4.

4.2. Методы расчёта физических свойств газа нефтегазовых систем по его характеристикам в нормальных условиях.

Плотности и вязкости газовой фазы нефтегазовых систем могут быть определены по корреляциям, связывающим их с давлением, температурой и эмпирически установленными характеристиками смесей (плотности, вязкости фаз и др.) в нормальных условиях.

Плотность природного, конденсатного или попутного нетяного газа при заданных P и T может быть рассчитана по любому из следующих соотношений, получаемых из обобщенного газового закона.

$$\rho_r = \frac{P \cdot M_r}{\mathcal{Z} \cdot R \cdot T}; \quad \rho_r = \frac{\rho_r^{\phi} \cdot T^{\phi} \cdot P}{\rho^{\phi} \cdot \mathcal{Z} \cdot T}; \quad \rho_r = 0{,}353\, \gamma_r^{\phi} \frac{P}{\mathcal{Z} \cdot T}; \qquad (64)$$

где $[\rho]$ = г/см^3; $\gamma_r^{\phi} = \frac{\rho_r^{\phi}}{\rho_в^{\phi}} = \frac{M_r}{M_в}$; $\mathcal{Z}$ – коэффициент сжимаемости; ϕ – индекс, обозначающий стандартные условия; γ_r^{ϕ} – относительная плотность газа по воздуху; $\rho_в^{\phi}$ = I,2I . IO^{-3}г/см^3; P^{ϕ} = I,033 кгс/см^2, T^{ϕ} = 20°С.

Расчёт плотности газа по любому из уравнений (64) сводится к определению его коэффициента сжимаемости. Последний может быть рассчитан по различным корреляционным зависимостям, основанным на использовании принципа соответственных состояний.

Для смесей легких природных газов (с $\gamma_r^{\phi} < 1$) и малыми (менее 5 %) примесями неуглеводородных компонентов (N_2, CO_2) удобно пользоваться диаграммой на рис. 7 [16]. По этой диаграмме коэффициент сжимаемости находится в зависимости от P, T и γ_r^{ϕ}.

Для газов с $\gamma_r^{\phi} > 1$ и газов, содержащих большие примеси неуглеводородных компонентов, коэффициент сжимаемости следует определять, пользуясь диаграммами на рис. 8 – I2. Определение коэффициента сжимаемости по этим диаграммам, помимо P, T и $\gamma_{г.у}^{\phi}$, (относительного удельного веса газа без неуглеводородных компонентов), требует значния содержания в газе неуглеводородных компонентов и остатка, а также значений $M_{ост}$ и $\rho_{ост}$ или характеристик разгонки остатка по ИТК.

Расчёт производится в следующей последовательности.

I. С помощью графиков на рис. 8 по относительному удельному весу газа без неуглеводородных компонентов $\gamma_{г.у}^{\phi}$ устанавли-

вают значения его псевдокритического давления $\bar{P}_{пк}$ и температуры $T_{пк}$.

Эти значения могут быть рассчитаны и непосредственно по соотношениям, аппроксимирующим графические зависимости

$$\bar{P}_{пк} = 17{,}01\left[9{,}668-\left(\gamma^{\phi}_{г.у}-0{,}248\right)^2\right]^{1/2}-6{,}8, \qquad (65)$$

$$\bar{T}_{пк} = 100 + 166{,}7\,\gamma^{\phi}_{г.у}, \qquad (66)$$

где $[P]$ = кгс/см^2, $[T]$ = ^{o}К.

2. С помощью диаграммы на рис. 9 по заданным $M_{ост}$ и $\rho_{ост}$ определяют $P_{пк\,ост}$ и $T_{пк\,ост}$. Если $M_{ост}$ и $\rho_{ост}$ неизвестны, то псевдокритические значения давления и температуры остатка устанавливают по правилу аддитивности через значения $P_{кр}$ и $T_{кр}$ составляющих его компонентов:

$$T_{пк\,ост} = \sum_{i=1}^{m} N_i T_{крi},\quad P_{пк\,ост} = \sum_{i=1}^{m} N_i P_{крi} \qquad (67)$$

где: N_i – мольное содержание i -ого условного компонента в остатке

m – число условных компонентов, составляющих остаток. Значения $T_{крi}$ и $P_{крi}$ в (67) определяются по той же диаграмме через ρ и M условных компонентов.

3. По найденным $P_{пк}$ и $T_{пк}$ обеих углеводородных групп и их относительному содержанию, пользуясь правилом аддитивности, рассчитывают $P_{пк}$ и $T_{пк}$ всей углеводородной части смеси:

$$P_{пк} = (1 - N_{ост})\,\bar{P}_{пк} + N_{ост}\,P_{пк\,ост},$$
$$T_{пк} = (1 - N_{ост})\,\bar{T}_{пк} + N_{ост}\,T_{пк\,ост}. \qquad (68)$$

$N_{ост}$ – мольная доля остатка в углеводородной части смеси.

4. По соотношениям

$$P_{пл} = \frac{P}{P_{пк}} \quad ; \quad T_{пл} = \frac{T}{T_{пк}} \qquad (69)$$

рассчитывают псевдоприведенные значения давления и температуры и по диаграмме на рис. I0 [17] определяют коэффициент сжимаемости углеводородной части смеси $Z_у$.

5. По P и T , пользуясь диаграммами на рис. II – I2, определяют коэффициенты сжимаемости неуглеводородных составляющих: Z_{CO_2} и Z_{N_2} .

6. Средневзвешенный коэффициент сжимаемости смеси рассчитывают в соответствии с правилом аддитивности

$$Z = Z_у N_у + Z_{CO_2} N_{CO_2} + Z_{N_2} N_{N_2}, \qquad (70)$$

где N – мольные доли составляющих смеси.

После расчёта коэффициента сжимаемости, плотности газов при различных условиях вычисляют по любому из уравнений (64). Зная Z, можно рассчитать объёмный коэффициент газа, определяемый отношением его плотностей при нормальных и заданных условиях:

$$\beta_г = \frac{\rho^{\phi}}{\rho_г} = \frac{Z\,T}{\rho\,T^{\phi}} \qquad (7I)$$

Вязкость газовых смесей при отсутствии данных об их составе рассчитывают по методу Карра и др. [18], основанному на применении принципа соответственных состояний к " приведенной

вязкости"

$$\mu_{r.пр} = \frac{\mu_r(P,T)}{\mu_r(1,T)} \qquad (72)$$

Расчёт вязкости газа по [18] требует знания P, T, γ_r^{ϕ} или M_r, предварительного определения его вязкости при той же температуре и давлении в I кгс/см^2 – $\mu_r(1,T)$ и "приведенной вязкости".

Расчёт производят в следующей последовательности:

I. По заданным γ_r^{ϕ} или M_r и T с помощью графика на рис. I3 определяют $\mu_r(1,T)$. Эта же величина может быть рассчитана по формуле, аппроксимирующей указанные графические зависимости:

$$\mu_r(1,T) = \frac{(12{,}61 + 0{,}767\gamma_r^{\phi})\,T^{3/2}}{116{,}2 + 305{,}7\gamma_r^{\phi} + T} \cdot 10^{-4}, \qquad (73)$$

где $[\mu] = $ сП, $[T] = {}^{o}$К.

2. По графику на рис. 8 или соотношениям (65) – (66) определяют $P_{пк}$ и $T_{пк}$ и далее для заданных P и T по (69) – псевдоприведенные значения давления и температуры $P_{пп}$ и $T_{пп}$.

3. По графику на рис. I4 находят значение

$$\mu_{r.пр} = \frac{\mu_r(P,T)}{\mu_r(1,T)}.$$

Значение $\mu_{r.пр}$ может быть также рассчитано с помощью полинома, аппроксимирующего зависимости на рис. I4 [19]:

$$\ln[\mu_{r\,пр}\,T_{пр}] = a_0 + a_1 P_{пр} + a_2 P_{пр}^2 + a_3 P_{пр}^3 + T_{пр}(a_4 + a_5 P_{пр} + a_6 P_{пр}^2 + a_7 P_{пр}^3) + T_{пр}^2(a_8 + a_9 P_{пр} + a_{10} P_{пр}^2 + a_{11} P_{пр}^3) + T_{пр}^3(a_{12} + a_{13} P_{пр} + a_{14} P_{пр}^2 + a_{15} P_{пр}^3),$$

(74)

где a_i - постоянные коэффициенты, значения которых приведены в табл. 24.

4. По соотношению (72) через $\mu_{r_{пр}}$ и $\mu_r(1,T)$ рассчитывают $\mu_r(P,T)$.

Изложенный способ расчёта вязкости газовых смесей рекомендуется использовать в диапазоне изменения:

$$1 \le P_{пр} \le 20;$$
$$1{,}2 \le T_{пр} \le 30;$$
$$16 \le M_r \le 110;$$

4.3. Методы расчёта объёмный свойств жидких фаз нефтегазовых и газоконденсатных систем по их характеристикам в нормальных условиях

Плотность газонасыщенной углеводородной жидкой фазы $\rho_ж$ (нефти или конденсата) при отсутствии данных по её составу рассчитывают по заданным P, T, количеству растворенного газа (R_s), плотности дегазированной нефти в нормальных условиях ($\rho_{д.н.}$) и плотности газа дегазации в нормальных условиях ($\rho_{г.д.}$). Применяются два способа определения $\rho_ж$ по этим данным.

Первый способ основан на применении понятия " кажущейся плотности" растворенного газа в нормальных условиях [20]. Расчеты по этому способу ведутся на I м^3 дегазированной нефти в нормальных условиях в следующей последовательности.

I. По R_s и плотности газа дегазации $\rho_{г.д.}$ находят массу газа растворенного в I м^3 нефти.

$$m_г = R_s \cdot \rho_{г.д.}, \quad [R_s] = нм^3/м^3.$$

(75)

Таблица 24

Коэффициенты	Численные значения	Порядок
a_0	- 0,2462II820	0I
a_I	0,2970547I4	0I
a_2	- 0,286264054	00
a_3	0,805420522	- 02
a_4	0,280860949	0I
a_5	- 0,349803305	0I
a_6	0,360373020	00
a_7	- 0,I044324I3	- 0I
a_8	- 0,793385684	00
a_9	0,I39643306	0I
a_{I0}	- 0,I49I44925	00
a_{II}	0,44I0I55I2	- 02
a_{I2}	0,839387I78	- 0I
a_{I3}	- 0,I86408848	00
a_{I4}	0,20336788I	- 0I
a_{I5}	- 0,609579263	- 03

2. По γ_r^{ϕ} и $\rho_{g.н.}$, пользуясь графиком на рис. I5, находят "кажущуюся плотность" растворенного газа при нормальных условиях $\rho_{гк}^{\phi}$.

3. Вычисляют плотность смеси при нормальных условиях

$$\rho_{ж}^{*} = \frac{\rho_{g.н.} + m_r}{1 + \frac{m_r}{\rho_{гк}}} \qquad (76)$$

4. С помощью графиков на рис. I6 и I7 [21] по $\rho_{ж}^{*}$ и заданным P и T определяют поправки на изотермическую сжимаемость $\Delta\rho_p$ и тепловое расширение $\Delta\rho_T$ насыщенной жидкости.

5. После вычисления указанных поправок определяют плотность жидкости при заданных условиях

$$\rho_{ж} = \rho_{ж}^{*} + \Delta\rho_p \pm \Delta\rho_T, \qquad (77)$$

где знак (+) берется при $T < T^{\phi}$ и (–) – при $T > T^{\phi}$.

Описанный способ можно применять для расчёта плотности как насыщенной, так и недонасыщенной жидкости.

Другой способ нахождения плотности жидкости $\rho_{ж}$ по $\rho_{g.н.}$, $\rho_{г.g.}$ и R_s основан на использовании эмпирически установленной связи этих параметров с температурой T и объёмным коэффициентом жидкости при давлении насыщения $\beta_{ж}^{нас}$ [20], определяемым отношением объёма газонасыщенной жидкости при заданных T и $P_{нас}$ к её объёму при нормальных условиях.

Расчёты по этому способу ведут в следующей последовательности.

I. По заданным R_s, γ_r^{ϕ}, $\rho_{g.н.}$ и T с помощью номограммы на рис. I8 или аппроксимирующим её зависимостям

[22] определяют величину $\beta_{ж}^{нас}$

$$\beta_{ж}^{нас} = 0{,}972 + 0{,}000147\,F^{1{,}175}, \qquad (78)$$

где

$$F = 5{,}615 \cdot R_s \left(\frac{\gamma_г^{\phi}}{\rho_{д.н}}\right)^{0.5} + 1{,}25(1{,}8T - 460), \qquad (79)$$

$$[T] = {}^{\circ}K.$$

2. По соотношению

$$\rho_{ж} = \frac{\rho_{д.н} + R_s \cdot \rho_{г.д.}}{\beta_{ж}^{нас}} \qquad (80)$$

рассчитывают плотность жидкой фазы в г/см^3.

Если заданное давление превышает давление насыщения, то к плотности жидкости $\rho_{ж}^{нас}$, определяемой при давлении насыщения по номограмме на рис. I8 или по формулам (78) – (80), следует прибавить поправку на изотермическую сжимаемость.

Расчёты ведут в следующей последовательности:

I. С помощью номограммы на рис. I9 [23] по R_s, $\rho_{д.н.}$ и $\gamma_г^{\phi}$ определяют значения давления насыщения при заданной температуре $P_{нас}(T)$ и при температуре T^{ϕ}, соответствующей нормальным условиям, $P_{нас}^{\phi} = P_{нас}(T^{\phi})$.

2. По формулам (78) – (80) определяют $\rho_{ж}^{нас}$ при заданной T и $P = P_{нас}$.

3. По графику на рис. I7 определяют поправку $\Delta'\rho_г$ к плотности на тепловое расширение недонасыщенной жидкости при её приведении к T^{ϕ}.

4. По соотношению

$$\rho_{ж}\left(P_{нас}, T^{\phi}\right) = \rho_{ж}\left(P_{нас}, T\right) + \Delta\rho_{T} \qquad (81)$$

определяют плотность жидкости при $T = T^{\phi}$.

5. По значениям $P_{нас}^{\phi}$ и $\rho_{ж}\left(P_{нас}, T^{\phi}\right)$ с помощью графиков на рис. 20 и 21 [24] определяют псевдокритические значения давления $P_{пк}$ и температуры $T_{пк}$.

6. По формулам (69) рассчитывают $P_{пп}$ и $T_{пп}$, и по графику на рис. 22 [24] определяют псевдоприведенную сжимаемость недонасыщенной жидкости $C_{пп}$.

7. По соотношению $C_{o} = \frac{C_{пп}}{P_{пп}}$ рассчитывают коэффициент изотермической сжимаемости C_{o}.

8. Плотность жидкости при $P > P_{нас}$ определяют по формуле (53).

Если количество растворенного газа R_{s} не известно, то его величина может быть либо определена по номограмме на рис.19, либо рассчитана по соотношению

$$R_{s} = \frac{24060\,\rho_{g.н.}}{M_{g.н.}} \cdot \frac{V}{1-V}, \qquad (82)$$

где V – мольная доля растворенного газа,

$M_{g.н.}$ – молекулярная масса дегазированной жидкости, определяемая экспериментально.

Расчёт R_{s} ведут в следующей последовательности.

1. По значениям $\rho_{нас}$, T и $\delta_{г}^{\phi}$ вычисляют коэффициент начала испарения $\beta_{f} = \frac{P_{нас}\,\delta_{г}}{T}$, $[T] = K$.

2. По соотношению [23]

$$V=\begin{cases}28{,}7\,P_f^3-14{,}66\,P_f^2+4{,}12\,P_f-0{,}03\,; & P_f\le 0{,}25;\\ 0{,}678\,P_f+0{,}331\,; & \end{cases}$$

(83)

рассчитывают мольную долю растворенного газа.

3. По значениям V , $M_{g.н.}$ и $\rho_{g.н.}$, с помощью соотношения (82) определяют количество растворенного газа R_s

4.4. Методы расчёта вязкости жидких фаз нефтегазовых и газоконденсатных систем по их характеристикам в нормальных условиях.

Для определения вязкости нефтей и конденсатов в широкой области изменения P, T и объёма растворенного в них газа применяется метод Чью и Коннелли [25]. Он основан на эмпирической корреляции вязкости пластовой нефти $\mu_ж(P,T)$ с вязкостью дегазированной нефти при P = I кгс/см^2 и заданной температуре $\mu_ж(1,T)$ и количества газа R_s , растворенного в ней при давлении насыщения. Для однократного определения вязкости можно пользоваться графической зависимостью, приведенной на рис. 23. При многократном определении $\mu_ж$ удобнее использовать аналитическое представление этой зависимости

$$\mu_ж(P,T)=A\exp\left[B\ln\mu_ж(1,T)\right], \qquad (84)$$

где коэффициенты A и B аппроксимированы соотношениями

$$A=1-R_s\left(\frac{0{,}7479}{52{,}16+R_s}+5{,}946\cdot10^{-4}\right), \qquad (85)$$

$$B=1-R_s\left(\frac{0{,}99}{141{,}6+R_s}-5{,}6515\cdot10^{-4}\right), \qquad (86)$$

здесь $[\mu] = сП$, $[R_s] = нм^3/м^3$.

Вязкость дегазированной нефти $\mu_{ж}(1,T)$ при заданной T может быть определена, если известны её значения при двух других температурах $\mu_1 = \mu_{ж}(1,T_1)$ и $\mu_2 = \mu_{ж}(1,T_2)$ [26]

$$\mu_{ж}(1,T) = \exp\left(\frac{B^*}{T} - A^*\right), \qquad (87)$$

где

$$A^* = \frac{T_1 \cdot T_2}{T_2 - T_1}\left[\frac{\ln \mu_1}{T_2} - \frac{\ln \mu_2}{T_1}\right], \qquad (88)$$

$$B^* = \frac{T_1 \cdot T_2}{T_2 - T_1} \ln \frac{\mu_1}{\mu_2}. \qquad (89)$$

В случае, когда неизвестны значения μ_1 и μ_2, вязкость дегазированной нефти может быть приближенно найдена по графику на рис. 24 по плотности нефти в нормальных условиях. [25]

Описанный выше метод расчёта вязкости жидкой фазы может быть использован, когда заданное давление равно давлению насыщения ($P = P_{нас}$).

В случае, когда $P > P_{нас}$ необходимо вводить соответствующие поправки, учитывающие увеличение вязкости сжимаемой жидкости с ростом давления [26]. Для этого сначала, пользуясь номограммой на рис. 19, по количеству растворенного газа и другим характеристикам определяют давление насыщения. Затем изложенным выше способом находят вязкость насыщенной нефти $\mu_{ж}^{нас}$ и, наконец, с помощью графической зависимости $\mu_{ж} = \mu_{ж}(P, \mu_{ж}^{нас})$, приведенной на рис. 25, определяют вязкость недонасыщенной нефти.

Определение вязкости жидкой фазы нефтегазовых и газоконденсатных систем производят в следующей последовательности:

I. По номограмме на рис. I9 определяют величину давления насыщения $P_{нас}$.

2. По формулам (87)- (89) или графику на рис. 24 находят значение вязкости разгазированной нефти $\mu_ж(1,7)$.

3. По формулам (84)-(86) определяют значение вязкости нефти при давлении насыщения $\mu_ж^{нас}$.

4. Если $P > P_{нас}$, то значение вязкости недонасыщенной нефти находят по P и $\mu_ж^{нас}$ с помощью графика на рис. 25.

4.5. Пример расчёта плотностей и вязкостей газовой и жидкой фаз.

Определим плотности и вязкости газовой и жидкой фаз, на которые сепарируется нефть примера I при давлении P = 7 кгс/см^2 и температуре T = 37,8^{0}С. Расчёты плотностей фаз и вязкости газа будем проводить по методикам, изложенным в п.4.I, а вязкость жидкой фазы - в п. 4.4. Состав и свойства исходной нефти приведены в табл. I-3, а составы газа и нефти при данных P и T, рассчитанные по описанному в п.5.2 алгоритму, приведены в таблице I4.

Этих данных достаточно для определения плотностей фаз и вязкости газа. Для расчёта же вязкости жидкой фазы необходимо знание двух значений вязкости дегазированной нефти μ_1 и μ_2 при двух температурах T_1 и T_2 и газосодержания пластовой нефти R_s. Значения μ_1 и μ_2, установленные экспериментально, составляют μ_1 = 5 сП при T_1 = 20^{0}С и μ_2 = 2,5I сП при T_2 = 50^{0}С.

Величина R_s рассчитывается в следующей последователь-

ности.

I. Рассчитывают газосодержание исходной нефти на I т. остатка.

2. Определяют объём в $нм^3$ газа, выделившегося из исходной нефти при заданных P и T в расчёте на I т.остатка.

3. Определяют газосодержание сепарированной нефти на I т. остатка как разность газосодержания исходной нефти $R^{*}_{s,н}$ и величины, полученной в п.2.

4. Рассчитывают газосодержание в $нм^3/м^3$ сепарированной нефти.

Определение R_s по описанной процедуре сводится к расчёту по формуле

$$R_s = \rho_{г.н.}\left[R^{*}_{s,н} - \frac{24060\,V\,x^{\phi}_{ост}}{M_{г.н.}(1-V)\,x_{ост}}\right], \qquad (90)$$

где $x_{ост}$ и $x^{\phi}_{ост}$ – мольные доли остатка в сепарированной при данных P и T нефти и в дегазированной нефти.

V – мольная доля газа, выделившегося из исходной нефти при заданных P и T.

В условиях данного примера величины, входящие в формулу (90), имеют следующие значения (см. табл. I,2,I4):

$\rho_{г.н}$ =0,843; $R^{*}_{s,н}$ =I02 $нм^3/т$; $M_{г.н.}$ = I9I; $x^{\phi}_{ост}$ = 0,7I2I;

V = 0,39; $x_{ост}$ = 0,6425.

Расчёт по формуле (90) дает значение R_s = I0,7 $нм^3/м^3$

Результаты вычисления плотностей и вязкости газа и нефти дали следующие значения:

$\rho_г$ = 0,0064 $г/см^3$;

$\mu_г$ = 0,0II сП; $\rho_н$ = 0,824 $г/см^3$; $\mu_н$ = 2,84 сП.

5. АЛГОРИТМ РАСЧЁТА НА ЭВМ ОТНОСИТЕЛЬНЫХ КОЛИЧЕСТВ, СОСТАВОВ И ФИЗИЧЕСКИХ СВОЙСТВ ФАЗ ПО ДАВЛЕНИЮ, ТЕМПЕРАТУРЕ И СОСТАВУ СМЕСИ.

5.I. Исходные данные.

Необходимые для реализации указанных расчётов на ЭВМ исходные данные делятся на две группы.

К первой группе относятся следующие константы:

- данные о физических свойствах, приведенные в табл.4, константы равновесия в нормальных условиях K_i, снятые с атласа [6] массивы констант равновесия $K_i(P, T, P_{cr})$ идентифицированных компонентов;

- приведенные в табл. 5 и 7 коэффициенты уравнений (8), (II), (I2) для определения критических температур, давлений и молекулярных масс фракций;

- приведенные в табл. 8 коэффициенты уравнения (I7) для расчёта давления схождения;

- приведенные в табл. I0 и II массивы коэффициентов B в уравнениях (23) и (26) для расчёта коэффициента Генри метана и азота;

- приведенные в табл. 23 коэффициенты K_i, N_i, m_i, C_i для определения мольного объёма жидкой фазы по уравнениям (47) - (50).

Ко второй группе относятся данные, характеризующие исследуемую нефтегазовую или газоконденсатную систему и условия, для которых проводится расчёт:

- мольный состав исходной смеси, включая остаток;

- экспериментальные данные по вязкости дегазированной нефти при двух температурах, её плотности при нормальных усло-

виях и относительному удельному весу газа дегазации нефти при нормальных условиях;

- характеристика остатка в целом (молекулярная масса и плотность в нормальных условиях);

- данные разгонки остатка по ИТК (количество фракций условных компонентов, их температуры кипения и плотность в нормальных условиях, весовое содержание в остатке);

- давление (P) и температура (T).

5.2. Алгоритм расчёта

I. С учётом заданного числа компонентов и разбиения остатка на фракции формируются числовые массивы физических величин; характеризующих свойства идентифицированных и условных компонентов. По массивам констант равновесия $K_i(P, T, P_{ск})$ для заданной температуры T составляются двухпараметрические таблицы $K_i(P, P_{ск})$.

2. Вибирается нулевое приближение давления схождения, большее заданного давления $P_{ск}^{(0)} > P$.

3. Для заданного P и $P_{ск}^{(0)}$ с использованием массивов $K_i(P, P_{ск})$ рассчитываются нулевые приближения констант равновесия метана и азота.

4. Аналогично пункту 3 рассчитываются константы равновесия идентифицированных компонентов от этана до декана.

5. Производится расчёт констант равновесия условных компонентов по формуле (30).

6. Рассчитываются константы равновесия сероводорода - по формуле (27) и двуокиси углерода - как среднее геометрическое констант метана и этана.

7. По процедуре, описанной в разделе 3.3, рассчитываются относительные количества и составы газовой и жидкой фаз.

8. По составу жидкой фазы с помощью формулы (I7) вычисляется новое приближение давления схождения $P_{сх}$.

9. С учётом нового приближения $P_{сх}$ вычисляются новые приближения констант равновесия метана по формулам (I8),(22) или (23) и азота - по формулам (24) или (26).

I0. Сравниваются два последовательных приближения для давления схождения и констант равновесия метана и азота. Если расхождение по давлению схождения превышает I%, а по константам равновесия метана и азота - 2%, то цикл расчётов повторяется, начиная с пункта 4.

II.По процедурам, описанным в разделе 4.I, рассчитываются плотность и вязкость газовой фазы и плотность жидкой фазы, а по процедуре раздела 4.4 - вязкость жидкой фазы.

Литература

I. СТЕПАНОВА Г.С. - "Фазовые превращения углеводородных смесей газоконденсатных месторождений". М."Недра",I974, 224 с

2. Technical Data Book Petroleum Refining Chapters 1-6. Second Edition, 1971, AOI.

3. Smith R.L., Watson K.M. Biling Points and Critical Properties of Hydrocarbon Mixtures. Ind. Eng. Chem. 29, p 1408,1937.

4. НАЗИОТ А.Ю. "Фазовые равновесия в добыче нефти" М. "Недра", М. "Недра", I976, I84с.

5. Organik S.G. and Hallingswarth B.G. Computing convergence pressure. Petroleum Refiner, vol. 38, N 5, pp. 172,173, May, 1959.

6. Equilibrium Ratio Data Book, NGAA, 1953, Engieneering Data Book, NGPSA, 1972.

7. Рекомендации по автоматизации выбора констант равновесия углеводородных систем на ЭВЦМ. Таблицы констант равновесия. Москва ВНИИгаз, I972 г.

8. СТЕПАНОВА Г.С., МАРТЫНОВА М.А., МОСИНА А.А. "Расчёт фазовых превращений газонефтяных смесей глубокозалегающих месторождений" ВНИИ, сб.трудов. М,I976 г.

9. СТЕПАНОВА Г.С.,БУРМИСТРОВ А.Г. "Растворимость азота в углеводородах различного строения. Переработка газа и газового конденсата". № 5, ВНИИЭГазпром, М., I976.

IO. БУРМИСТРОВ А.Г.,СТЕПАНОВА Г.С. Константы фазового равновесия сероводорода и природных углеводородных смесях. Сб. "Переработка газа и газового конденсата" М., ВНИИЭГазпром I979, № 5, с I2-15.

11. Campbell J.M. Gas Conditioning and Processing. Second Edition, 1970.

12. Alani G.H., Kennedy H.T. Trans. AIME, 1960, v. 219.

13. Lee A.L.. Gonsalez M.N,, Eakin B.E. J. Petrol. Technol., 1966, v. 18.

14. Lohrenz J., Bray B.G., Clark C.K. Calculating Viscosites of Reservoir Fluids From Their Compositions. J. Petrol. Technol., 10, 1974.

15. Herning F. and Zipperer L. Calculation of the Viscosity of Technical Gas Mixtures from the Viscosity of Individual Gases. Gas u Wasserfach (1936), 79, N 49, 69.

16. Brown K.E. Gas Lift Theory and Practice Prentice Hall. 197"

17. Katz D.L. Handbook of Natural Gas Engineering, 1959.

18. Carr N.L., Kobayaschi R., Burrows D.B. Viscosity of hydrocarbon gases under pressure. Trans AIME, 1954, vol. 201.

19. Dempsey J.R. Computer routine theats gas viscosity as a variable. Oil and Gas J., 1965, v. 63, N 33.

20. Standing M.B. Volumetric and phase bechavoir of oil field hydrocarbon systems. Reinhold Publishing Corp. N.Y., 1952.

21. Madrazo A. Liquid-density Correlation of hydrocarbons Systems. Trans. AIME, 1960, vol. 219.

22. Справочник по эксплуатации нефтяных месторождений, т. 2. Перевод с английского, "Недра", I965.

23. Lasater J.A. Bubble point pressure correlation. Trans. AIME, 1957, v. 213.

24. Trube A.S. Compressibility of Undersaturated Hydrocarbon Reservoir Fluids. Trans. AIME, vol. 210, 1957.

25. Chew Ju-Man, Connaly C.A. A Viscosity Correlation For Gas-Saturated Crude Oils. Trans AIME, 1959, v. 216.

26. Beal C. The Viscosity of Air, Water, Natural Gas, Crude Oil and Its Associated Gases at Oil Field Temperatures and Pressures. Trans. AIME, 1946, v. 165.

Оглавление

стр.

I. Введение 3

2. ОПРЕДЕЛЕНИЕ ИСХОДНОГО СОСТАВА СИСТЕМ И СВОЙСТВ СОСТАВЛЯЮЩИХ ИХ КОМПОНЕНТОВ 6

2.I. Исходный состав смесей 6

2.2. Физические свойства идентифицированных и условных компонентов I0

3. РАСЧЁТ ФАЗОВЫХ РАВНОВЕСИЙ I8

3.I. Общие положения I8

3.2. Константы фазового равновесия 20

3.3. Расчёты относительного количества и составов фаз . . 37

4. МЕТОДЫ РАСЧЁТА ФИЗИЧЕСКИХ СВОЙСТВ ГАЗОВОЙ И ЖИДКОЙ ФАЗ НЕФТЕГАЗОВЫХ И ГАЗОКОНДЕНСАТНЫХ СИСТЕМ 55

4.I. Методы расчёта свойств газовой и жидкой фаз по их составам 56

4.2. Методы расчёта физических свойств газа нефтегазовых систем по его характеристикам в нормальных условиях 63

4.3. Методы расчёта объёмных свойств жидких фаз нефтегазовых и газоконденсатных систем по их характеристикам в нормальных условиях 68

4.4. Методы расчёта вязкости жидких фаз нефтегазовых и газоконденсатных систем по их характеристикам в нормальных условиях 73

4.5. Пример расчёта плотностей и вязкостей газовой и жидкой фаз 75

5. АЛГОРИТМ РАСЧЁТА НА ЭВМ ОТНОСИТЕЛЬНЫХ КОЛИЧЕСТВ, СОСТАВОВ И ФИЗИЧЕСКИХ СВОЙСТВ ФАЗ ПО ДАВЛЕНИЮ, ТЕМПЕРАТУРЕ И СОСТАВУ СМЕСИ 77

5.I. Исходные данные 77

5.2. Алгоритм расчёта 78

Литература 80

Директор ВНИИ
доктор техн.наук, профессор — Г.Г.Вахитов

Начальник отдела физики гидродинамики пласта доктор технических наук, профессор — М.Д.Розенберг

Руководитель сектора фазовых состояний нефтей и газов доктор техн.наук, профессор — А.Ю.Намиот

Руководитель лаборатории методики проектирования разработки нефтяных месторождений, канд.техн.наук — Г.Ю.Шовкринский

ОНТИ-ВНИИ-80. Зак II7. Тир.80. Л-60458

gost.e-ecolog.ru