

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.

МИНИСТЕРСТВО НЕФТЯНОЙ ПРОМЫШЛЕННОСТИ
Всесоюзный нефтегазовый научно-исследовательский институт
(ВНИИ)

УТВЕРЖАЮ:
ЗАСТУПАТЕЛЬ МИНИСТРА
НЕФТЯНОЙ ПРОМЫШЛЕННОСТИ
М.М.Михайлов Э.М. Халилов
" 4 " _____ 1980 г.

М Е Т О Д И К А
РАСЧЕТА 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, промышленной 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 нефти и газов.

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

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

РД 39-Г-348-80

Впервые

Приказом Министерства нефтяной промышленности

№ 103от 13.02.80

Срок введения установлен с

20.03.80 до _____

И. 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, промышленной переработки и транспорта продукции. Обоснованный прогноз отмеченных пока-

затемлений 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 10 % каждого компонента от содержания метана в смеси. Предлагаемые расчётные методы применимы при давлениях от 1 до 500 кгс/см² 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 составов 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 процессорные 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 ЭВМЭС СевКавНИИгазом. 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

2.1. 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 среднemasсовые 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. 1 находят молекулярную массу. По массовым долям условных компонентов q_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 1 до $K-1$ 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

$$Z_i = Z_{ост} N_i, \quad i \geq K.$$

Пример расчленения остатка на условные компоненты дается в табл. 18.

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 объем выделившегося газа и массу дегазированной нефти, на основании чего вычисляют газосодержание — отношение объема газа в m^3 при нормальных условиях ($20^\circ C$ и $1,033 \text{ кгс/см}^2$) к массе нефти в т. Далее производят хроматографический 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 выделившемся газе и в дегазированной нефти. Эту мольную долю вычисляют по выражению

$$Z_i = \frac{Y_i R_s^* M_{g,n} + 24060 M_{g,n} R_i}{R_s^* M_{g,n} + 24060} \quad (I)$$

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

где y_i - содержание i -ого компонента в газе, выделившемся из пластовой нефти; i меняется от 1 до $(K - 1)$, R_g^* - газосодержание в m^3/t^* ; n_i - число молей i -ого идентифицируемого компонента, содержащееся в 1 г дегазированной нефти; 24060 - объём 1 моля газа в cm^3 при нормальных условиях; $M_{д.н.}$ - молекулярная масса дегазированной нефти.

Мольная доля остатка в пластовой нефти определяется уравнением

$$Z_{ост} = 1 - \sum_{i=1}^{K-1} Z_i \quad (2)$$

в котором значения Z_i рассчитываются по соотношению (1)

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 1 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 (1), понимая под значением R_g^* 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 cm^3 на грамм совпадает с объёмом в l^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, даёт 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 1

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

Газосодержание, мл ³ /г	Содержание компонентов, % мольные								
	CO ₂	N ₂	C ₁	C ₂	C ₃	и C ₄	н.С ₄	C ₅	C ₆
102	0,10	1,29	69,07	6,93	10,98	2,17	5,88	2,89	1,19

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.С ₄	н.С ₄	C ₅	C ₆	C ₇	Остаток	Дегазированной нефти	остатка (расчётная)
0,843	0,35	0,37	2,22	1,09	4,16	6,33	7,59	6,88	71,21	191	237

Состав пластовой нефти

Таблица 3

Содержание компонентов											% мольные		Молекулярная
CO ₂	N ₂	C ₁	C ₂	C ₃	н.С ₄	н.С ₄	н.С ₅	н.С ₅	C ₆	C ₇	Остаток	масса пластовой нефти (расчётная)	
0,05	0,58	31,10	3,35	5,24	1,61	4,77	1,73	3,03	4,61	3,76	39,19	116	

Физические свойства компонентов

Компоненты	Формула	Молекул. масса	Температура кипения °С	Критическая температура °С	Критическое давление кгс/см ²	Критический объем, см ³ /г	Характер. фактор x)
Метан	CH ₄	16,043	-161,50	-82,57	46,94	6,1866	18,5 (19,5)
Этан	C ₂ H ₆	30,070	-88,60	+32,27	49,75	4,9193	14,5 (18,58)
Пропан	C ₃ H ₈	44,097	-42,05	96,70	43,32	4,6009	14 (14,7)
Изобутан	C ₄ H ₁₀	58,124	-11,72	134,10	37,19	4,5198	13,82
Н. Бутан	C ₄ H ₁₀	58,124	-0,50	152,00	38,71	4,3823	13,51
Изопентан	C ₅ H ₁₂	72,151	27,84	187,28	34,47	4,2388	13,06
Н. пентан	C ₅ H ₁₂	72,151	36,07	196,50	34,34	4,2139	13,04
Н. гексан	C ₆ H ₁₄	86,178	68,73	234,30	30,71	4,295	12,82
Н. гптан	C ₇ H ₁₆	100,205	98,43	267,10	27,89	4,3137	12,72
Н. октан	C ₈ H ₁₈	114,232	125,68	295,70	25,35	4,3075	12,68
Н. нонан	C ₉ H ₂₀	128,259	150,82	321,50	23,34	4,270	12,67
Н. декан	C ₁₀ H ₂₂	142,286	174,16	344,50	21,37	4,2388	12,68
Н. додекан	C ₁₂ H ₂₆	170,330	216,28	385,10	18,56	4,1764	12,74
Н. гексадекан	C ₁₆ H ₃₄	226,430	286,79	337,40	14,48	4,1826	12,90
Циклопентан	C ₅ H ₁₀	70,135	49,25	238,60	45,95	3,7071	11,12
Циклогексан	C ₆ H ₁₂	84,162	80,72	280,40	41,54	3,7903	10,99
Метилциклопентан	C ₆ H ₁₂	84,162	71,81	259,60	38,59	4,3725	11,33
Этилциклогексан	C ₈ H ₁₆	112,216	131,79	299,00	30,93	4,0101	11,37
Бензол	C ₆ H ₆	78,114	80,09	289,00	49,94	3,3285	9,73
Толуол	C ₇ H ₈	92,142	110,63	318,60	41,9	3,4295	10,15
н-ксилол	C ₉ H ₁₂	106,168	138,38	343,11	35,8	3,5604	10,46
Этилбензол	C ₈ H ₁₀	106,168	136,20	344,00	36,8	3,5227	10,37
Азот	N ₂	28,016	195,85	146,95	34,65	3,215	-
Двуокись углерода	CO ₂	44,010	78,45	31,05	75,25	2,135	-
Сероводород	H ₂ S	34,080	60,33	100,39	91,8	2,8654	-

х) Характеристические факторы метана, этана и пропана взяты по Степановой (1), 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/уравнению (6)/. В скобках приведены значения характеристического фактора, полученные в соответствии с уравнением (6) по данным американского нефтяного института.

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

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)

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

где x_i - мольная доля i -ой фракции;

Среднекубическая температура кипения (СКТК)

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

T_{ki} в последнем случае обязательно выражается в абсолютной температуре ($^{\circ}K$).

Характеристический фактор определяют по уравнению

$$K = \frac{1,215}{\rho} \sqrt{T_{кф}} \quad (6)$$

где ρ - плотность условного компонента при $15,6^{\circ}C$ в $г/см^3$ */
и $T_{кф}$ - 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 $15,6^{\circ}C$ от её величины при $20^{\circ}C$.

Наиболее доступные данные по фракционному составу нефтей получают при разгонке типа Эглера (в Советском Союзе ГОСТ 2177-66, в США ASTM D86). 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 среднесъёмной 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 10% до 90 % отгона (в °С на 1% отгона)*. Пользуясь графиком рис. 2 можно по данным разгонки и плотности продукта вычислять характеристический фактор. Для средних и тяжёлых 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 .

$$K = \sum_{i=1}^n \ell_i K_i \quad (7)$$

Молекулярную массу условного компонента находят по графику Ватсона (рис. 1), который даёт 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:

$$M = A + B T_k + C T_k^2, \quad (8)$$

где

$$\begin{aligned} A &= A_0 + A_1 K + A_2 K^2, \\ B &= B_0 + B_1 K + B_2 K^2, \\ C &= C_0 + C_1 K + C_2 K^2, \end{aligned}$$

T_k — температура кипения условного компонента в $^{\circ}\text{C}$.

Численные значения коэффициентов приведены в таблице 5.

Таблица 5

Коэффициенты уравнения

Коэффициент	Значение	Коэффициент	Значение
A_0	$4,03542357143 \cdot 10^2$	B_2	$-3,57142856146 \cdot 10^{-2}$
A_1	$-6,90285714287 \cdot 10^1$	C_0	$9,90999975778 \cdot 10^{-8}$
A_2	$3,42857142857$	C_1	$-1,90999995581 \cdot 10^{-8}$
B_0	$-3,82757141651$	C_2	$9,99999979935 \cdot 10^{-5}$
B_1	$7,62714283515 \cdot 10^{-1}$		

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

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

$$M_{ост} = \frac{1 - \sum_{i=1}^{k-1} n_i M_i}{\frac{1}{M_{г.н}} - \sum_{i=1}^{k-1} n_i} \quad (9)$$

Обозначения в (9) такие же, как в уравнении (1). Если приближенно принять все n_i равными нулю, то получим $M_{ост} = M_{г.н}$, т.е. молекулярная масса остатка в этом случае будет равна молекулярной массе дегазированной нефти.

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

$$\frac{1}{\rho_{г.н}} = \sum_{i=3}^{k-1} \frac{c_i}{\rho_i} + \frac{c_{ост}}{\rho_{ост}} \quad (10)$$

где $\rho_{г.н}$ - плотность дегазированной нефти в нормальных условиях, г/см³; ρ_i - плотность компонентов, начиная с пропана (в растворенном в жидкости состоянии); c_i - массовые доли идентифицируемых компонентов в дегазированной нефти (массовые доли азота, метана, этана и двуокси 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°C и 1,033 кгс/см²

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: $\rho_{г.н.} = \rho_{ост}$, т.е. плотность дегазированной нефти будет в этом случае равна плотности остатка.

3. Характеристический фактор.

а) определяя по молекулярной массе остатка и его плотности в нормальных условиях с помощью графика рис. 1;

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. 1, используя молекулярную массу и один из известных параметров.

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

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

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

$$x = \frac{1.2}{\rho}, \quad y = \frac{1055,5554}{T_x + 517,7777}, \quad (13)$$

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

$$T_{кр}, T_k - \text{в } ^\circ\text{C}, P_{кр} - \text{кгс/см}^2.$$

Численные значения коэффициентов A_i, B_i приведены в таблице 7

Таблица 7
Коэффициенты уравнений (II) и (I2)

Коэффициент	Значение	Коэффициент	Значение
A_0	$3,259797941 \cdot 10^3$	B_0	$-1,133054524 \cdot 10^3$
A_1	$-2,4757093 \cdot 10^1$	B_1	$2,744342944 \cdot 10^2$
A_2	$-2,1383714974 \cdot 10^2$	B_2	$9,295584176 \cdot 10$
A_3	$-1,4099589803 \cdot 10^3$	B_3	$1,031028382 \cdot 10^3$
A_4	$-2,0786410102 \cdot 10^3$	B_4	$2,75393700 \cdot 10^2$
A_5	$0,632684031 \cdot 10^3$	B_5	$-5,589794067 \cdot 10^2$
A_6	$-2,5395515118 \cdot 10$	B_6	$1,089743141 \cdot 10$
A_7	$0,8269642545 \cdot 10^3$	B_7	$-0,945604084 \cdot 10^2$
A_8	$-1,4962224008 \cdot 10^2$	B_8	$1,383396692 \cdot 10^2$
A_9	$1,2311719101 \cdot 10^2$	B_9	$-0,813540591 \cdot 10^2$
A_{10}	$-0,7279493847 \cdot 10^2$	B_{10}	$6,097699836 \cdot 10^1$
A_{11}	$-1,217661111 \cdot 10^2$	B_{11}	$3,807176626 \cdot 10^{-1}$

3. РАСЧЁТ ФАЗОВЫХ РАВНОВЕСИЙ

3.1. Общие положения

Методы расчёта фазовых равновесий в газонефтяных или газоконденсатных системах разделяются на два типа [1, 4]. 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 Соаза-Лента-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 более доступной 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, приблизительно 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

$$K_i = \frac{y_i}{x_i} \quad (14)$$

Если известен состав жидкой фазы x_1, x_2, \dots, x_n и заданы константы равновесия всех n компонентов, то по уравнениям (14) можно найти y_1, y_2, \dots, 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 14). 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 отсечение 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 среднemasсовую критическую температуру $\bar{T}_{кр}$

$$\bar{T}_{кр} = \sum_3^K m_i T_{кри} = \frac{\sum_{i=3}^K x_i M_i T_{кри}}{\sum_{i=3}^K x_i M_i} \quad (15)$$

здесь $T_{кри}$ — 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 равнения 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 кривые) в смесях метана с индивидуальными нор -

малыми 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 среднemasсовая критическая температура условного сложного компонента совпадает с соответствующими характеристиками истинного компонента, то приблизительно 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 (14) - 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 [1,4]. При построении графиков констант равновесия наряду с учетом общих требований стремятся также наилучшим образом удовлетворить имеющимся экспериментальным данным.

При нахождении 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 (15) и устанавливают, между какими двумя критическими температурами чистых углеводородов, приведенных на рис. 5, находится данная критическая температура. Пусть эти углеводороды будут C_k и C_e . Далее находят на рис. 5 при заданной температуре процесса критические давления $P_{кр,k}$ и $P_{кр,e}$ для критических кривых метана с углеводородом C_k и соответственно с углеводородом C_e . Искомое давление схождения получают путем линейной интерполяции по среднемассовой критической температуре между температурами $T_{кр,e}$ и $T_{кр,k}$

$$P_{сх} = P_{кр,k} + \frac{\bar{T}_{кр} - T_{кр,k}}{T_{кр,e} - T_{кр,k}} (P_{кр,e} - P_{кр,k}).$$

(16)

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 средне-массовой критической температуры смеси и температуры системы рекомендуется аппроксимация в виде полинома, предложенная Органником и Холлингсвортом [5].

$$\begin{aligned} \lg P_{сх} &= A + Bx + Cx^2 + \frac{E}{x}, \\ A &= A_0 + A_1y + A_2y^2 + A_3y^3, \\ B &= B_0 + B_1y + B_2y^2 + B_3y^3, \\ C &= C_0 + C_1y + C_2y^2 + C_3y^3, \\ E &= E_0 + E_1y + E_2y^2 + E_3y^3, \\ x &= 1,8T^{0,32}, \end{aligned} \quad (17)$$

где T — температура в $^{\circ}\text{C}$, $P_{сх}$ — давление в кгс/см 2 , $T_{к,с}$ — критическая температура условного компонента в равновесной жидкой фазе в $^{\circ}\text{C}$.

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)

Коеф- фициент	Значение	Коеф- фициент	Значение
1	2	3	4
A_0	0,644014	C_0	$-5,2897215 \cdot 10^{-5}$
A_1	$2,198754 \cdot 10^{-9}$	C_1	$1,2446502 \cdot 10^{-7}$
A_2	$1,6186399 \cdot 10^{-6}$	C_2	$-5,3573971 \cdot 10^{-11}$
A_3	$-1,188797 \cdot 10^{-9}$	C_3	$-2,7628487 \cdot 10^{-14}$
B_0	$9,3317175 \cdot 10^{-3}$	E_0	$3,8234458 \cdot 10^{+1}$
B_1	$3,9836405 \cdot 10^{-6}$	E_1	$-5,0398134 \cdot 10^{-2}$
B_2	$-5,5610874 \cdot 10^{-8}$	E_2	$-1,8534104 \cdot 10^{-5}$
B_3	$4,5029573 \cdot 10^{-11}$	E_3	$3,2528355 \cdot 10^{-8}$

Полином (I7) можно применять при температурах не ниже +15°C. При -40°C < T < 40°C давление схождения находят по величине среднemasовой молекулярной массы условного компонента C₂₊.

(М) [I 7]:

$$P_{cx} = 0,101 (e \cdot \bar{M} - z), \quad (I 7')$$

где $e = 2,96 - 0,002T$,

$$z = 66 - 0,833T + 0,0125T^2 - 0,0000417T^3,$$

$$\bar{M} = \frac{\sum_{i=3}^K x_i M_i^2}{\sum_{i=3}^K x_i M_i} \quad [P_{cx}] = \text{кгс/см}^2, [T] = ^\circ\text{C}.$$

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, изо-пентана, 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, 140, 210, 350, 700, 1400 кгс/см². Давление и температура на указанных графиках сохранены в размерностях оригинала ($\frac{\text{фунт. сила}}{\text{дюйм}^2}$ и °F). Поскольку в настоящей методике для этих величин используются размерности кгс/см² и °C, то последние при пользовании графиками следует переводить в соответствующие размерности по соотношениям:

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

$$T [^\circ\text{F}] = 1,8 T [^\circ\text{C}] + 32.$$

Давления схождения до 210 кгс/см² применяются преимущественно к системам, получаемым из попутного газа, давления схождения 350, 700 и 1400 кгс/см² - 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 $37,8^{\circ}\text{C}$ 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 декана 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°C и давлений от $0,7 \text{ кгс/см}^2$ 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 $P_{\text{сж}}$ поочередно линейной интерполяцией (при совпадении заданного T с табличным - просто выбором) составляет вспомогательный массив значений K_i для всех табличных значений P . В связи с тем, что шаг и пределы изменения P для каждого $P_{\text{сж}}$ различны, интерполяцией и экстраполяцией значений констант равновесия из этого массива

составляет рабочий массив с одинаковыми (неравномерными) шагами и пределом и минимия P для всех $P_{сх}$ от 0,7 кгс/см² до 1400 кгс/см². Следует иметь в виду, что значения K_i для всех P , больших $P_{сх}$, не имеют физического смысла, и используются только для более точной двухпараметрической интерполяции их значений при P , близких к $P_{сх}$.

2. По рабочему массиву с помощью стандартной процедуры интерполяции для любых заданных $P_{сх}$ 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 нефтяных 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 нефтяных 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 [1]. При относительно невысоких давлениях (до 50 кгс/см²) константу равновесия метана определяют по уравнению [1].

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

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

температуре 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 $[I]$

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

где

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

Коэффициент b - определяют в зависимости от температуры по соотношениям

$$b = \begin{cases} 4470 + 36T & \text{для } -50^\circ\text{C} < T < 0^\circ\text{C} \\ 4470 + 27,5T - 0,125T^2 & \text{для } 0^\circ\text{C} < T < 100^\circ\text{C} \\ 4810 + 11,6T & \text{для } 100^\circ < T < 150^\circ\text{C} \end{cases}$$

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

$$f_i = Y_i P \quad (21)$$

Коэффициент летучести (Y_i) метана приведен в таблице 9^{*/}.

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

$$\ln Y_i = \ln \frac{v}{v-b_i} + \frac{b_i}{v-b_i} + \ln \frac{RT}{PV} - \frac{a_i}{RT^{3/2}b_i} \ln \frac{v+b_i}{v} - \frac{a_i}{RT^{3/2}(v+b_i)};$$

v - мольный объём в см³/г моль,

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

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 (18) вводят поправку, учитывающую зависимость коэффициента Генри от давления и отклонение от закона Генри [1]

$$\mathcal{K}_{\text{CH}_4} = \frac{H_{\text{CH}_4}}{f_{\text{CH}_4}} \exp B_{\text{CH}_4} \cdot P \quad (22)$$

здесь B_{CH_4} - эмпирический коэффициент, зависящий от температуры и разности давления схождения и коэффициента Генри ($P_{\text{сх}} - H_{\text{CH}_4}$). Значения B_{CH_4} находят по таблице 10.

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

$$\mathcal{K}_{\text{CH}_4} = \frac{H_{\text{CH}_4}}{f_{\text{CH}_4}} \exp B_{\text{CH}_4} \cdot P - \left(\frac{H_{\text{CH}_4}}{f_{\text{CH}_4}} \exp B_{\text{CH}_4} \cdot P - 1 \right) \left(\frac{P}{P_{\text{сх}}} \right)^4 \quad (23)$$

Расчёт константы равновесия азота

Аналогичный метод применяется для расчёта константы равновесия азота. При давлениях до 50 кгс/см^2 константу равновесия азота \mathcal{K}_{N_2} следует определять по уравнению

$$\mathcal{K}_{\text{N}_2} = \frac{H_{\text{N}_2}}{P} \quad (24)$$

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

$$\lg H_{\text{N}_2} = 3,5915 - 0,0922\theta^2 - 0,0971\theta^{-2} + 147,7/\gamma - 0,6441 \left(\frac{K}{10} \right)^2,$$

(25)

Таблица 9

Коэффициент летучести метана

Расс/см ² : T°C	-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	0,896	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
250	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 10

Значения коэффициентов $B_{\text{сн}}$.

Температура °C	$\rho_{\text{сн}} - \text{Н}_{\text{сн}}$ (кгс/см ²)										
	-100	-50	0	50	100	150	200	250	300	350	
-40	-0,0043	-0,003	-0,00185	-0,0009	-0,0002	0,00015	0,00035	0,00045	0,0005	0,0005	
-20	-0,0038	-0,0025	-0,0012	-0,0004	0,00015	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	0,001	
20	-0,0028	-0,0014	-0,00015	0,00037	0,0007	0,0009	0,00107	0,00115	0,0012	0,00125	
40	-0,0023	-0,00067	0,0003	0,00074	0,001	0,00115	0,00130	0,00135	0,00142	0,00145	
60	-0,00155	-0,0001	0,00055	0,00097	0,00125	0,00138	0,00148	0,00153	0,00157	0,00160	
80	-0,001	0,00022	0,0008	0,00118	0,0014	0,00155	0,00167	0,00170	0,00170	0,00170	
100	-0,000506	0,00040	0,001	0,00135	0,00160	0,00167	0,00172	0,00175	0,00175	0,00175	
120	-0,00030	0,0006	0,00112	0,0015	0,00165	0,00171	0,00174	0,00175	0,00175	0,00175	
140	-0,00013	0,0007	0,00125	0,00155	0,00165	0,00173	0,00175	0,00175	0,00175	0,00175	
160	0	0,00075	0,0013	0,0016	0,00169	0,00174	0,00175	0,00175	0,00175	0,00175	
180	0,00010	0,0008	0,00135	0,00165	0,0017	0,00175	0,00175	0,00175	0,00175	0,00175	

где $\theta = \frac{T}{T_k}$; T - температура опыта в $^{\circ}\text{K}$;
 T_k - температура кипения растворителя в $^{\circ}\text{K}$;
 K - характеристический фактор жидкой фазы.

При давлениях выше 50 кгс/см² константу равновесия азота находят из уравнения [9]

$$K_{N_2} = \frac{H_{NH_3}}{f_{N_2}} \exp B_{N_2} P + \left(1 - \frac{H_{N_2}}{f_{N_2}} \exp B_{N_2} P\right) \left(\frac{P}{P_{ср}}\right)^{\theta} \quad (26)$$

Коэффициент B_{N_2} приведен в таблице II. Летучесть азота находят по уравнению (21). Коэффициенты летучести азота даны в таблице I2.

Константа равновесия сероводорода

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

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

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

где T_k - температура кипения (в $^{\circ}\text{K}$);

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 °C	- 40	0	40	80	120	160
30	- 0,08289	-0,012204	-0,015888	-0,025329	-0,032236	-0,038453
40	-0,001497	-0,003661	-0,007483	-0,014391	-0,022105	-0,028805
50	0,000345	-0,000576	-0,001727	-0,004605	-0,012089	-0,018766
60	0,001266	0,000230	0,001151	-0,003454	-0,003454	-0,009210
70	0,001842	0,001382	0,000806	0	-0,000921	-0,002993
80	0,002141	0,001727	0,001266	0,000691	0	-0,000921
100	0,002533	0,002072	0,001612	0,001220	0,000806	0,000460
120	0,002579	0,002118	0,001681	0,001335	0,001036	0,000852
140	0,002648	0,002187	0,001727	0,001382	0,001197	0,001036
180	0,002809	0,002349	0,001911	0,001612	0,001381	0,001266
225	0,002994	0,002487	0,002072	0,001842	0,001658	0,001497

Таблица 12

Коэффициент летучести азота

$\frac{100}{\text{Взрос/см}^2}$	$^{\circ}\text{C}$	-20	-10	0	10	20	30	40	50	60	70	80	90	100	110	120	130	140
1		0,999	0,999	0,999	0,999	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000
10		0,991	0,992	0,994	0,995	0,996	0,997	0,997	0,998	0,999	0,999	1,000	1,000	1,000	1,001	1,001	1,001	1,001
50		0,959	0,966	0,972	0,977	0,982	0,986	0,990	0,993	0,995	0,998	1,000	1,001	1,003	1,005	1,006	1,007	1,008
100		0,934	0,946	0,956	0,965	0,973	0,980	0,985	0,991	0,995	0,999	1,002	1,006	1,008	1,011	1,013	1,014	1,016
150		0,914	0,931	0,945	0,957	0,968	0,978	0,986	0,993	0,999	1,005	1,010	1,014	1,018	1,021	1,024	1,027	1,029
200		0,907	0,926	0,942	0,956	0,969	0,980	0,989	0,998	1,005	1,011	1,017	1,022	1,026	1,030	1,035	1,037	1,039
300		0,907	0,929	0,949	0,966	0,981	0,994	1,005	1,015	1,024	1,032	1,039	1,045	1,050	1,055	1,059	1,063	1,066
400		0,934	0,958	0,980	0,999	1,015	1,030	1,043	1,054	1,064	1,073	1,080	1,087	1,093	1,098	1,102	1,106	1,109
500		0,984	1,009	1,032	1,051	1,068	1,083	1,096	1,108	1,118	1,126	1,134	1,140	1,146	1,151	1,155	1,159	1,162

[II] прямолинейную зависимость

$$\ln(\chi_i; P) = a_0(T, P_{cx}) + a_1(T, P_{cx}) \frac{T - T_{ki}}{T_{kpi} - T_{ki}} \cdot \frac{T_{kpi}}{T} \ln P_{kpi}. \quad (29)$$

где T_{ki} - средняя температура кипения фракции в °К;

T_{kpi} - средняя критическая температура фракции в °К;

P_{kpi} - среднее критическое давление фракции в кгс/см².

Зная константы 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:

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

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

Экспериментальное определение констант фазового равновесия.

Описанные способ 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 выдлившийся 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 (14).

3.3. Расчёты относительного количества и составов фаз.

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

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

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

$$V + L = 1, \quad (33)$$

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

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

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

Здесь \mathcal{X}_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 \mathcal{X}_i и значениям констант равновесия \mathcal{K}_i вычисляют мольную долю жидкой (газовой) фазы в смеси $\mathcal{L}(V)$ и составы фаз \mathcal{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 $\sum_{i=1}^n \mathcal{X}_i \mathcal{K}_i \leq 1$, то смесь находится в жидкой фазе и $v=0, \mathcal{L}=1, x_i = \mathcal{X}_i, y=0$ ($i = 1, 2, \dots, n$).

Если $\sum_{i=1}^n z_i / \alpha_i \leq 1$, то смесь находится в газовой фазе и
 $v=1, \mathcal{L}=0, x_i=0, y_i=z_i (i=1,2,\dots,n)$.

Если же ни одно из указанных неравенств не выполняется, то смесь находится в состоянии двухфазного равновесия. В этом случае величину \mathcal{L} , лежащую в интервале (0,1), 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 \mathcal{L} получают величину больше нуля, то \mathcal{L} нужно уменьшить, чтобы приблизиться к значению \mathcal{L} , удовлетворяющему уравнению. При подборе \mathcal{L} можно применять метод деления отрезка пополам. Начиная со значения $\mathcal{L} = 0,5$ и далее в зависимости от знака величины, получающейся при подстановке \mathcal{L} в уравнение (36), уменьшают или увеличивают значение \mathcal{L} , испытывая его до половины нового интервала (0 - 0,5 или 0,5-1) и т.д.

Быстрее приводит к результату подбор значения \mathcal{L} по величине отклонений от нуля подстановок в уравнение (36) двух произвольных значений \mathcal{L} . По величинам этих отклонений путем линейной интер(экстра)поляции находят такое значение \mathcal{L} , при котором отклонение должно быть равным нулю. Подставив это значение \mathcal{L} 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 \mathcal{L} , удовлетворяющего уравнению (36), по соотношениям (31) 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 (15) находят среднюю массовую критическую температуру условного компонента C_{2+} . Далее по уравнениям (16) или (17) 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 1 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 (31)-(35) упрощаются.

Для линии насыщения ($\mathcal{L} = 1$; $\tilde{x}_i = x_i$) уравнения (34) и (35) переходят в

$$y_i = x_i \cdot K_i, \quad (37)$$

$$\sum_{i=1}^n x_i \cdot K_i = 1. \quad (38)$$

Для линии конденсации (условия точки росы) ($\mathcal{L} = 0$; $\tilde{x}_i = y_i$) уравнения (31) и (32) переходят в

$$x_i = \frac{y_i}{K_i}, \quad (39)$$

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

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 проб 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 $37,8^{\circ}\text{C}$, 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 $\frac{x_i(x_i-1)}{v(x_i-1)+1}$ 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 (10)) 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 (18) и (19) 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 10) и по найденному значению v (0,39) находят значения x_i и y_i (столбцы 11 и 12). Дальнейшие итерации не приводят к уточнению константы метана.

Расчёт примера 1.

Таблица 13

Компоненты	Z_i	$\rho_{Cr} = 700$ $\frac{кг}{см^3}$	$Z_i (K_i - 1)$ $V (K_i - 1) + 1$					Z_i	Y_i	
			2	3	4	5	6			7
I	2	3	4	5	6	7	8	9		
I. Метан CH_4	0,311	30	0,4901	0,7157	0,7503	0,7326	0,7413	0,0255	0,7650	
2. Этан C_2H_6	0,0333	5,6	0,0411	0,0547	0,0565	0,0556	0,0561	0,0116	0,0672	
3. Пропан C_3H_8	0,0624	1,75	0,0322	0,0360	0,0364	0,0362	0,0363	0,0484	0,0847	
4. И-бутан C_4H_{10}	0,0161	0,77	-0,0042	-0,0040	-0,0040	-0,0040	-0,0040	0,0176	0,0135	
5. Н-бутан C_4H_{10}	0,0477	0,55	-0,0293	-0,0260	-0,0258	-0,0259	-0,0258	0,0576	0,0316	
6. И пентан C_5H_{12}	0,0173	0,24	-0,0243	-0,0190	-0,0186	-0,0188	-0,0187	0,0245	0,0057	
7. Н.Пентан C_5H_{12}	0,0303	0,185	-0,0476	-0,0362	-0,0353	-0,0358	-0,0356	0,0440	0,0083	
8. Гексан C_6H_{14}	0,0461	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	0,0013	
10. Остаток	0,3919	0	-0,9797	-0,6531	-0,6320	-0,6424	-0,6372	0,6372	0	
11. Азот N_2	0,0058	80	0,0094	0,0140	0,0147	0,0144	0,0145	0,0002	0,0147	
12. Двухкись углерода CO_2	0,0005	13,19	0,0007	0,0010	0,0010	0,0010	0,0010	0	0,0011	
	0		-0,7025	-0,0460	0,0179	-0,0143	0,0020	0,9993	0,9976	

Таблица 14

Расчет примера I (продолжение)

Компоненты	M_i	T_{api}	K_i	$x_i M_i$	$m_i \frac{x_i M_i}{\sum x_i M_i}$	$m_i T_{api}$	$m_i K_i$	K_i	$\frac{z_i (K_i - 1)}{V(K_i - 1) + 1}$ $V=0,385 ; V=0,39$	x_i	y_i	$x_i M_i$	$y_i M_i$	
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
1. Метан	16,04	-82,57						40,2	0,7575	0,7484	0,0190	0,7638	0,3048	12,2514
2. Этан	30,07	32,27	14,5	0,3488	0,0020	0,645	0,0290	5,8	0,8562	0,0556	0,0116	0,0673	0,3488	2,0237
3. Пропан	44,09	96,67	14	2,1339	0,0122	1,1794	0,1708	1,75	0,0363	0,0362	0,0483	0,0845	2,1295	3,7256
4. И-бутан	58,12	134,99	13,5	1,0229	0,0058	0,7829	0,0783	0,77	-0,0041	-0,0041	0,0178	0,0137	1,0345	0,7962
5. Н-бутан	58,12	152,03	13,51	3,3477	0,0191	2,9038	0,2580	0,55	-0,0260	-0,0260	0,0578	0,0318	3,3593	1,8482
6. И-пентан	72,15	187,28	13,06	7,7676	0,0101	1,8915	0,1319	0,235	-0,0188	-0,0189	0,0247	0,0058	1,7821	0,4185
7. Н-пентан	72,15	196,5	13,04	3,1746	0,0181	3,5566	0,2360	0,19	-0,0357	-0,0359	0,0443	0,0084	3,1962	0,6061
8. Гексан	86,2	234,3	12,82	6,295	0,0357	8,3645	0,4577	0,063	-0,0674	-0,0679	0,0694	0,0044	5,9823	0,3793
9. Гептан	100,2	267,1	12,72	6,0420	0,0345	9,2150	0,4388	0,022	-0,0590	-0,0594	0,0607	0,0013	6,0821	0,1302
10. Остаток	237	497	11,6	151,0164	0,8624	428,6128	10,3038	0	-0,6372	-0,6425	0,6425	0	182,2725	0
11. Азот	28,02	-146,89						80	0,0146	0,0144	0,0002	0,0160	0,0056	3,7920
12. Двуокись углерода	44,01	31,05						15,49	0,0001	0,0011	0	0,0011	0	0,0308
Сумма Σ				175,1034		456,57	11,8043		0,0165	0,0010	0,9963	0,9981	176,50	26,00

На $\sum_{i=1}^{12} x_i M_i = 107,7$ г. жидкой фазы приходится $V \sum_{i=1}^{12} y_i M_i = 10,1$ г. или $24060 \cdot V = 9383,4$ н.см³

газовой фазы, что составляет 87,1 н.м³ 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 71°C и давлении в $70 \text{ кгс}/\text{см}^2$.

Предполагаемое значение давления схождения принято $700 \text{ кгс}/\text{см}^2$. Ориентировочный расчёт приведен в таблице 15. Уточнение расчёта дано в таблице 16. В столбцах 1,2 последней таблицы приведены молекулярные массы и характеристические факторы компонентов. Нахождение характеристического фактора остатка описано в предыдущем примере.

Среднемассовый характеристический фактор компонента C_{2+} поведен 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 15.

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

Найти при давлении $250 \text{ кгс}/\text{см}^2$ и температуре 75°C составы и количества нефти и газа, на которые разделяется пластовая нефть. Состав пластовой нефти приведен в таблице 17.

Состав пластовой нефти

Компоненты	C_1	C_2	C_3	ж. C_4	н. C_4
Молярная доля	0,5063	0,0885	0,0731	0,0257	0,0250

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

Таблица 15.

Расчёт примера 2

	X_i	K_i	$\frac{X_i (K_i - 1)}{V(K_i - 1) + 1}$				X_i	Y_i
			$P_{\text{ср}} = 700 \frac{\text{кгс}}{\text{см}^2}$					
			$V = 0,175$	$V = 0,125$	$V = 0,15$	$V = 0,162$		
1	2	3	4	5	6	7	8	
1. Метан	0,311	4,2	0,6379	0,7109	0,6724	0,6554	0,2048	0,8602
2. Этан	0,0333	1,2	0,0100	0,0095	0,0096	0,0095	0,0318	0,0413
3. Пропан	0,0624	0,58	-0,0283	-0,0276	-0,0280	-0,0281	0,0670	0,0389
4. И-бутан	0,0161	0,33	-0,0122	-0,0116	-0,0120	-0,0121	0,0181	0,0060
5. Н-бутан	0,0477	0,26	-0,0406	-0,0387	-0,0397	-0,0401	0,0542	0,0141
6. И-пентан	0,0175	0,145	-0,0174	-0,0164	-0,0170	-0,0172	0,0201	0,0029
7. Н-пентан	0,0303	0,12	-0,0315	-0,0298	-0,0308	-0,0311	0,0353	0,0042
8. Гексан	0,0461	0,056	-0,0521	-0,0493	-0,0507	-0,0514	0,0544	0,0030
9. Гептан	0,0376	0,024	-0,0443	-0,0416	-0,0430	-0,0436	0,0447	0,0011
10. Остаток	0,3919	0	-0,4750	-0,4478	-0,4611	-0,4677	0,4678	0
11. Азот	0,0058	13,5	0,0227	0,0283	0,0252	0,0240	0,0019	0,0256
12. Двуокись углерода	0,0005	234	0,0005	0,0005	0,0005	0,0005	0,00002	0,0023
			-0,0303	0,0864	0,0254	-0,0019	1,0001	0,9996

Таблица 16

Расчет примера 2 (продолжение)

№ п/п	Компо- ненты	M_i	K_i	$x_i M_i$	$m_i \sum \frac{x_i M_i}{\sum x_i M_i}$	$m_i K_i$	X_i	$\frac{x_i (x_i - 1)}{y_i (x_i - 1)^2}$					x_i	y_i	$x_i M_i$	$y_i M_i$
								$y=0,125$	$y=0,17$	$y=0,185$	$y=0,195$	$y=0,2075$				
A	B	I	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
1. Метан		16,04					5,218	0,8589	0,7640	0,7368	0,7198	0,6973	0,1658	0,8651	2,6594	13,8762
2. Этан		30,07	14,5	0,9562	0,0073	0,1058	1,3	0,0096	0,0095	0,0095	0,0094	0,0094	0,0313	0,0407	0,9412	1,2238
3. Пропан		44,09	14	2,5837	0,0198	0,2772	0,58	-0,0277	-0,0282	-0,0284	-0,0285	-0,0287	0,0684	0,0397	3,0158	1,7504
4. И-бутан		58,12	13,5	1,0462	0,0080	0,1080	0,33	-0,0118	-0,0122	-0,0123	-0,0124	-0,0125	0,0187	0,0062	1,0868	0,3603
5. Н-бутан		58,12	13,51	3,1327	0,0240	0,3242	0,26	-0,0389	-0,0404	-0,0409	-0,0412	-0,0417	0,0564	0,0147	3,2780	0,8544
6. И-пентан		72,15	13,06	1,4358	0,0110	0,1437	0,145	-0,0166	-0,0173	-0,0176	-0,0177	-0,0180	0,0210	0,0030	1,5151	0,2164
7. Н-пентан		72,15	13,04	2,5325	0,0194	0,2530	0,12	-0,0300	-0,0313	-0,0318	-0,0322	-0,0326	0,0371	0,0045	2,6768	0,3247
8. Гексан		86,2	12,82	4,6548	0,0356	0,4564	0,056	-0,0493	-0,0518	-0,0527	-0,0533	-0,0541	0,0573	0,0032	4,9393	0,2758
9. Гептан		100,2	12,72	4,4389	0,0340	0,4325	0,024	-0,0418	-0,0440	-0,0448	-0,0453	-0,0460	0,0471	0,0011	4,7194	0,1102
10. Остаток		237	11,6	109,9206	0,8414	9,7556	0	-0,4479	-0,4722	-0,4809	-0,4868	-0,4945	0,4945	0	117,1965	0
11. Газ		28,02					13,5	0,0283	-0,0232	-0,0219	0,0211	0,0202	0,0016	0,0216	0,0448	0,6052
12. Двуокись углерода		44,01					2,478	0,0006	0,0006	0,0006	0,0005	0,0006	0,0004	0,0010	0,0176	0,7746
Σ				130,7014	1,0001	11,8564		0,2334	0,0999	0,0594	0,0334	-0,0006	0,9996	1,0008	142,0907	20,3720

На $\sum_{i=1}^{12} x_i M_i = 112,67$ жидкой фазы приходится $y \sum_{i=1}^{12} y_i M_i = 4,23$ или $24060 \cdot y = 4992,5$ н.см³ газа, что составляет 44,3 н.м³ газа на 1 т нефти

Таблица 18

Свойства условных компонентов

Средняя температура кипения, °С	Массовая доля	Средняя плотность г/см ³	Характеристический фактор (по рис. 1)	Молекулярная масса (по рис. 1)	Мольная доля	
					на остаток	на пластовую нефть
75	0,01014	0,721	12,0	89,2	0,0371	0,006
100	0,0898	0,741	11,8	99,4	0,201	0,0381
135	0,0721	0,766	11,9	116,8	0,130	0,0246
165	0,0671	0,787	11,9	133,9	0,105	0,0199
195	0,0528	0,7971	11,9	155,2	0,072	0,0136
225	0,0540	0,8231	11,7	175,4	0,065	0,0123
260	0,0919	0,8359	11,8	205,8	0,096	0,0182
300	0,055	0,8362	12,0	251,0	0,048	0,0092
305	0,0449	0,857	12,1	286,7	0,036	0,0066
380	0,0918	0,875	12,05	341,6	0,061	0,0116
445	0,176	0,889	12,2	442,5	0,087	0,0165
(535)	0,2133	0,894	12,65	638,5	0,069	0,0131

Разделение остатка на условные компоненты по данным разгонки по истинным температурам кипения приведено в таблице 18.

Процедура такого разделения остатка описана в разделе 2.1.

Результаты расчёта выполненного на ЭВМ, представлены в таблице 19.

Следует обратить внимание на следующие обстоятельства:

1) 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 1,054 г. компонентов остатка на 24060 см^3 газа или 43,8 г компонентов остатка на 1 м^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 1, подвергается компримированию и разделению на газовую и жидкую фазу при 10°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 1. Полученная в этом примере жидкая фаза подвергается вторичной сепарации до давления в $1,5 \text{ кг/см}^2$ (абс) при температуре 25°C . Исходным составом системы во второй ступени сепарации является состав жидкой фазы, полученной в первой ступени сепарации.

Таблица 19

Результаты расчёта примера 3

№ п/п	Компоненты	M_i	K_i	$\frac{x_i}{y_i}$		$x_i M_i$	$y_i M_i$
				$V = 0,2458$	$V = 0,2458$		
		1	2	3	4	5	6
1.	Метан	16,043	1,78358	0,4245	0,7572	6,8102	12,1477
2.	Этан	30,070	0,98352	0,0889	0,0874	2,6732	2,6281
3.	Пропан	44,097	0,62378	0,0805	0,0502	3,5498	2,2136
4.	И-бутан	58,124	0,53361	0,0290	0,0165	1,6855	0,9009
5.	Н-бутан	58,124	0,48683	0,0286	0,0139	1,6623	0,8079
6.	И-пентан	72,151	0,36874	0,0166	0,0061	1,1977	0,4401
7.	Н-пентан	72,151	0,38561	0,0167	0,0056	1,2049	0,4040
8.	Гексан	86,178	0,23211	0,0296	0,0069	2,5508	0,5946
9.	Франция I	89,203	0,19323	0,0075	0,0014	0,6690	0,1248
10.	II	99,440	0,11898	0,0485	0,0058	4,8228	0,5767
11.	3	116,795	0,05536	0,0320	0,0018	3,7374	0,2102
12.	4	133,930	0,02669	0,0262	0,0007	3,5089	0,0937
13.	5	155,210	0,01220	0,0180	0,0002	2,7937	0,0310
14.	6	175,446	0,00518	0,0163	0,0001	2,8597	0,0175
15.	7	205,816	0,00180	0,0241	0	4,9601	0
16.	8	250,973	0,00049	0,0121	0	3,0367	0
17.	9	286,711	0,00014	0,0093	0	2,5230	0
18.	10	341,634	0,00002	0,0154	0	5,2611	0
19.	11	442,484	0,	0,0219	0	9,6903	0
20.	12	638,457	0	0,0172	0	10,9814	0
21.	Двуокись углерода	44,010	1,25048	0,0377	0,0471	1,6591	2,0728
						Σ 77,8376	23,2636

Давление сжатия 540 кгс/см²на $x \sum x_i M_i = 58,7$ г жидкой фазы приходится $y \sum y_i M_i = 5,7181$ г или 24000 . $V = 5914$ н.см³ газа,что составляет 100,7 н.м³ газа на 1 т нефти.

Таблица 20

Результат расчёта примера 4

Компоненты	M_i	z_i	x_i	x_i	y_i	$x_i M_i$	$y_i M_i$
				$V = 0,91442$			
	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	1,0000		24,1738	20,5081

Давление схождения 140 кгс/см². На $z \sum x_i M_i = 2,069$ г жидкой фазы приходится 18,75 г или 24060 . $V = 22000$ н.см³ газовой фазы, что составляет 94 г сжиженного газа на 1 н.м³ газа

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

$$x_1' = x_1''; x_2' = x_2''; \dots; x_n' = x_n''.$$

Результаты расчёта второй ступени сепарации приведены в таблице 2Г. На 175,9 г сепарированной во II-ой ступени нефти получено 1,2 г газа или на 175,9 г нефти выдेलилось 895 см³ 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 $x'x''\sum x_i M_i = 107,3$ г, масса газа I-ой ступени - $V'\sum y_i M_i = 10,1$ г., масса газа второй ступени - $x'V''\sum y_i M_i = 0,73$ г, объём газа - соответственно $V' \cdot 24060 = 9383$ см³ и $x'V'' \cdot 24060 = 546$ см³.

В двух ступенях сепарации на 107,3 г сепарированной нефти выделится 9929 см³ газа или 92,5 м³ газа на 1 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 $x'x''V'''$.

Указанные соотношения можно обобщить на любое число ступеней.

Пример 6. Отноступенчатая сепарация газоконденсатной системы.

Газ, полученный в результате разделения нефтегазовой смеси в скважине в примере 3 при давлении 50 кгс/см² и температуре 36°С разделится на газовую и жидкую фазу (в данном случае сухой конденсат). Результаты расчёта приведены в табл.22.

Таблица 21

КОМПОНЕНТ	$z_i = x_i$	K_i	$\frac{x_i''}{V} = 0,0372$	$\frac{y_i''}{V}$	$x_i'' M_i$	$y_i'' M_i$
1. Метан	0,0191	76,9196	0,0025	0,4479	0,0401	7,1843
2. Этан	0,0116	21,6382	0,0066	0,1420	0,1984	4,2699
3. Пропан	0,0485	5,5198	0,0415	0,2292	1,8297	10,1054
4. И-бутан	0,0179	2,2921	0,0171	0,0391	0,9938	2,2724
5. Н-бутан	0,0580	1,5426	0,0569	0,0877	3,3070	5,0971
6. И-пентан	0,0248	0,5895	0,0252	0,0148	1,8181	1,0678
7. Н-пентан	0,0445	0,4662	0,0454	0,0212	3,2756	1,5295
8. Гексан	0,0696	0,1407	0,0719	0,0101	6,1977	0,8706
9. Гептан	0,0609	0,0451	0,0631	0,0029	6,3226	0,2905
10. Остаток	0,6449	0	0,6698	0	158,7426	0
11. Азот	0,0002	478,4277	0	0,0051	0	0,1429
12. Двуокись углерода	0	49,4352	0	0	0	0
			Σ		182,7266	32,8304

Таблица 22

Стр. 54 РД 39-1-348-80

Компоненты	M_i	x_i	x_i	x_i	y_i	$\frac{x_i M_i}{Y} = 0,9612$	
						$y_i M_i$	
1. Метан	16,043	0,7572	4,309	0,1811	0,7805	2,9053	12,5215
2. Этан	30,070	0,0374	1,009	0,0866	0,0874	2,6040	2,6281
3. Пропан	44,097	0,0502	0,361	0,1302	0,0470	5,7441	2,0725
4. И-бутан	58,124	0,0155	0,184	0,0719	0,0132	4,1791	0,7672
5. Н-бутан	58,124	0,0139	0,140	0,0800	0,0112	4,6500	0,6509
6. И-пентан	72,151	0,0061	0,075	0,0552	0,0041	3,9827	0,2958
7. Н-пентан	72,151	0,0056	0,060	0,0578	0,0035	4,1703	0,2525
8. Гексан	86,178	0,0069	0,027	0,1070	0,0029	9,2210	0,2499
9. Фракция I	89,209	0,0014	0,024	0,0227	0,0005	2,0250	0,0446
10.	2 99,440	0,0058	0,012	0,1149	0,0014	11,4256	0,1392
11.	3 116,738	0,0018	0,004	0,0419	0,0002	4,8913	0,0233
12.	4 133,914	0,0007	0,0026	0,0173	0	2,3167	0
13.	5 155,210	0,0002	0,0006	0,0051	0	0,7915	0
14.	6 175,446	0,0001	0,0002	0,0026	0	0,4561	0
15. Двуокись углерода	44,010	0,0471	1,879	0,0255	0,0480	1,1222	2,1124
				0,9998	0,9999	59,3627	21,7579

На 23100 н.см³ газовой фазы приходится

$L \sum_{i=1}^n x_i M_i = 2,3$ г конденсата, что составляет 100,13 г сырого конденсата на 1 н.м³ 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 рассчитывать различными способами, которые могут быть условно разделены на две группы. Первая группа объединяет расчётные методы, применение которых требует знания всего состава фаз. Способн второй группы в основном используют эмпирически устанавливаемые значения плотностей и вязкостей фаз в нормальных условиях,

количество 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.

4.1. 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 молярные объёмы и молекулярные массы фаз по формулам

$$\rho_r = \frac{M_r}{V_r} \quad , \quad \rho_{ж} = \frac{M_{ж}}{V_{ж}} \quad (41)$$

где V_r и $V_{ж}$ - объём одного моля смеси газовой и жидкой фаз;
 M_r и $M_{ж}$ - молекулярные массы газовой и жидкой фаз.

Молекулярные массы газовой и жидкой фаз многокомпонентных смесей рассчитывают по уравнениям

$$M_r = \sum_{i=1}^n M_i Y_i \quad , \quad (42)$$

$$M_{ж} = \sum_{i=1}^n M_i X_i \quad , \quad (43)$$

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_r 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

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

где V_r - объём 1 моля газа в см³/г.моль;

$R = 84,781$ см.кгс/К⁰ моль - универсальная газовая постоянная;

P - давление в кгс/см²;

T - температура в °К;

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

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

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

$P_{кри}$, $T_{кри}$ — критические давление и температура i -ого компонента в кгс/см² и °К, соответственно.

Значения $P_{кри}$ и $T_{кри}$ 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 $P_{кри}$ и $T_{кри}$ приведены в табл. 4. Из трех возможных значений корней уравнения (44) для объема газовой фазы V_g выбирают максимальное значение. Точность расчетов V_g во многом зависит от точности определения критических параметров для остатка.

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

$$V_{ж}^3 - \left(\frac{RT}{\rho} + b \right) V_{ж}^2 + \frac{a}{\rho} V_{ж} - \frac{a \cdot b}{\rho} = 0, \quad (47)$$

где $V_{ж}$ — объем одного моля смеси в см³/г.моль,

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

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

$$a_i = K_i e^{N_i/T^{i-1}}, \quad b_i = m_i T + c_i. \quad (50)$$

Экспериментально установленные значения коэффициентов K_i ,

c_i , N_i , m_i для индивидуальных компонентов приведены в табл. 23. Значения a_k и b_k для остатка определяют по соотношениям

$$a_k = \exp(3,8405985 \cdot 10^{-3} M_{ост} - 9,5638221 \cdot 10^{-4} M_{ост} / \rho_{ост} + 1,454449 \cdot 10^2 / T + 7,310446 \cdot 10^{-6} M_{ост} + 13,753517), \quad (51)$$

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

где $\rho_{ост}$ — плотность остатка при нормальных условиях в г/см³,
 $M_{ост}$ — 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 объема жидкой фазы углеводородной смеси выбирают минимальное значение.

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

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

$$\rho_{ж} = \rho_{ж}^{нас} [1 + C_0(\rho - \rho_{нас})], \quad (53)$$

$$C_0 = \frac{V_{ж}^2 (V_{ж} - b)}{a(V_{ж} - 2b) - P V_{ж}^2} \quad (54)$$

Вязкость газовой фазы, определяемая её составом, давлением и температурой, рассчитывается по методике Ли-Гонсалеса-Индина [13], основанной на корреляционной зависимости между температурой, плотностью и вязкостью. Эта зависимость усвоена 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/см² и от 38°C до 171°C. Вязкость газовых смесей по этому методу определяют из уравнения:

$$\mu_r = \mu_{r,0} \exp [x(T) \rho_r^{1.5}(T)], \quad (55)$$

где μ_r - вязкость газа в сП,

$$\mu_{r,0} = \frac{(9.4 + 0.02 M_r) \cdot (1.8 T)^{1.5}}{209 + 19 M_r + 1.8 T} \cdot 10^{-4} \quad (56)$$

вязкость газа при $\rho = 1$ кгс/см² и данной температуре в сП,

$$x(T) = 3.5 + \frac{986}{1.8 T} + 0.01 M_r, \quad (57)$$

ρ_r - плотность газа в г/см³, 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
1.	Сероводород	13200	0	32,220	0,3945
2.	Азот	4300	1,2738	8,082	0,3853
3.	Двуокись углерода	8166	70	3,2724	0,3872
4.	Метан	9160,6513	34,3851	5,9691	0,5087
5.	Этан	46709,573	-224,7157	9,2737	0,5224
6.	Пропан	20247,757	105,6912	3,8854	0,9083
7.	Н-бутан	3306, 212	81,1969	5,2236	1,1
8.	Н-пентан	37046,234	166,4590	3,9519	1,4364
9.	Н-гексан	52093,	141,4227	6,6538	1,5929
10.	Н-гептан	82295,457	35,7666	9,4640	1,73
11.	Н-октан	89185,432	82,9944	10,7816	1,931
12.	Н-нонан	124062,65	21,0650	12,114	2,152
13.	Н-декан	146643,83	14,7355	14,1408	2,333

$$f(\tau) = 2,4 - 0,2 \mathcal{L}(\tau). \quad (58)$$

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 [14], основанной на предположении об однозначной зависимости между "остаточной вязкостью" ($\mu_{ж,0}$) жидкости и её приведенной плотностью ($\rho_{пр}$):

$$\begin{aligned} [(\mu_{ж,0} - \mu_{ж,0}^0) \mathcal{F} + 10^{-4}]^{1/4} = & 0,1023 + 0,023364 \rho_{пр} + \\ & + 0,053533 \rho_{пр}^2 - 0,040758 \rho_{пр}^3 + 0,0093324 \rho_{пр}^4, \end{aligned} \quad (59)$$

где $\mu_{ж,0}$ – вязкость жидкости в сП.

В соотношении (59) вязкость жидкости при данной температуре и атмосферном давлении определяют по соотношению [15]

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

где μ_{oi} – вязкости компонентов при атмосферном давлении, определяемые по графикам на рис. 6 и 13.

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

$$\mathcal{F} = \frac{\left[\sum_{i=1}^n x_i T_{кpi} \right]^{1/6}}{\left[\sum_{i=1}^n x_i M_i \right]^{1/2} \left[\sum_{i=1}^n x_i \rho_{oi} \right]^{2/3}}, \quad (61)$$

$$\rho_{np} = \frac{\rho_{ост}}{\rho_{жк}}, \quad \rho_{жк} = \frac{M_{жк}}{\sum_{i=1}^k x_i M_i V_{кри}}, \quad (62)$$

где ρ - плотность жидкой фазы в г/см³, 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/см³) и молекулярная масса остатка, определяемые экспериментально или устанавливаемые, как отмечено выше с использованием разгонки остатка по ИТК.

В соотношениях (60) - (62) M_i , $T_{кри}$, $\rho_{кри}$ и $V_{кри}$ 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 нефтяного газа при заданных ρ и T может быть рассчитана по любому из следующих соотношений, получаемых из обобщенного газового закона.

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

где $[\rho] = \text{г/см}^3$; $\gamma_r^\phi = \frac{\rho_r^\phi}{\rho_g^\phi} = \frac{M_r}{M_g}$; Z - коэффициент сжимаемости; ϕ - индекс, обозначающий стандартные условия; γ_r^ϕ - относительная плотность газа по воздуху; $\rho_g^\phi = 1,21 \cdot 10^{-3} \text{ г/см}^3$; $P^\phi = 1,033 \text{ кгс/см}^2$, $T^\phi = 20^\circ\text{C}$.

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 - 12. Определение коэффициента сжимаемости по этим диаграммам, помимо P , T и $\gamma_{г,у}^\phi$, (относительного удельного веса газа без неуглеводородных компонентов), требует знания 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.

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

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

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

$$\bar{P}_{лк} = 17,01 \left[9,668 - (\gamma_{r,y}^{\phi} - 0,248)^2 \right]^{1/2} - 6,8, \quad (55)$$

$$\bar{T}_{лк} = 100 + 166,7 \gamma_{r,y}^{\phi}, \quad (66)$$

где $[P] = \text{кгс/см}^2$, $[T] = \text{°К}$.

2. С помощью диаграммы на рис. 9 по заданным $M_{ост}$ и $\rho_{ост}$ определяют $P_{лк\text{ост}}$ и $T_{лк\text{ост}}$. 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:

$$T_{лк\text{ост}} = \sum_{i=1}^m N_i T_{кри}, \quad P_{лк\text{ост}} = \sum_{i=1}^m N_i P_{кри} \quad (67)$$

где: N_i - молярное содержание i -ого условного компонента в остатке

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

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

$$\begin{aligned} P_{пл} &= (1 - N_{ост}) \bar{P}_{пл} + N_{ост} P_{пл\text{ост}}, \\ T_{пл} &= (1 - N_{ост}) \bar{T}_{пл} + N_{ост} T_{пл\text{ост}}. \end{aligned} \quad (68)$$

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

4. По соотношениям

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

рассчитывают псевдоприведенные значения давления и температуры и по диаграмме на рис. 10 [17] определяют коэффициент сжимаемости углеводородной части смеси Z_y .

5. По P и T , пользуясь диаграммами на рис. 11 - 12, определяют коэффициенты сжимаемости неуглеводородных составляющих: Z_{CO_2} и Z_{N_2} .

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

$$Z = Z_y N_y + Z_{CO_2} N_{CO_2} + Z_{N_2} N_{N_2}, \quad (70)$$

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:

$$\beta_r = \frac{\rho^s}{\rho_r} = \frac{Z T}{P T^s} \quad (71)$$

Вязкость газовых смесей при отсутствии данных об их составе рассчитывают по методу Карра и др. [16], основанному на применении принципа соответственных состояний к "приведенной

вязкости"

$$\mu_{r, \text{пр}} = \frac{\mu_r(\rho, T)}{\mu_r(t, T)} \quad (72)$$

Расчёт вязкости газа по [18] требуют знания $\rho, T, \delta_r^{\text{д}}$ или M_r , предварительного определения его вязкости при той же температуре и давлении в I кгс/см^2 - $\mu_r(t, T)$ и "приведенной вязкости".

Расчёт производят в следующей последовательности:

1. По заданным $\delta_r^{\text{д}}$ или M_r и T с помощью графика на рис. 13 определяют $\mu_r(t, T)$. Эта же величина может быть рассчитана по формуле, аппроксимирующей указанные графические зависимости:

$$\mu_r(t, T) = \frac{(12,61 + 0,767\delta_r^{\text{д}}) T^{3/2}}{116,2 + 305,7\delta_r^{\text{д}} + T} \cdot 10^{-4}, \quad (73)$$

где $[\mu] = \text{сП}$, $[T] = \text{°К}$.

2. По графику на рис. 8 или соотношениям (65) - (66) определяют $P_{\text{пр}}$ и $T_{\text{пр}}$ и далее для заданных ρ и T по (69) - псевдоприведенные значения давления и температуры $P_{\text{пр}}$ и $T_{\text{пр}}$.

3. По графику на рис. 14 находят значение

$$\mu_{r, \text{пр}} = \frac{\mu_r(\rho, T)}{\mu_r(t, T)}.$$

Значение $\mu_{r, \text{пр}}$ может быть также рассчитано с помощью полинома, аппроксимирующего зависимости на рис. 14 [19]:

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

(74)

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

4. По соотношению (72) через μ_{rnp} и $\mu_r(t, T)$ рассчитывают $\mu_r(\rho, T)$.

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

$$1 \leq P_{np} \leq 20 ;$$

$$1,2 \leq T_{np} \leq 30 ;$$

$$16 \leq M_r \leq 110 ;$$

- 4.3. Методы расчёта объёмных 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 ρ, T , количеству растворенного газа (R_s), плотности дегазированной нефти в нормальных условиях ($\rho_{g.n.}$) и плотности газа дегазации в нормальных условиях ($\rho_{r.g.}$). Применяются два способа определения $\rho_{ж}$ по этим данным.

Первый способ основан на применении понятия "кажущаяся плотность" растворенного газа в нормальных условиях [20]. Расчеты по этому способу ведутся на 1 м³ дегазированной нефти в нормальных условиях в следующей последовательности.

1. По R_s и плотности газа дегазации $\rho_{r.g.}$ находят массу газа растворенного в 1 м³ нефти.

$$m_r = R_s \cdot \rho_{r.g.}, \quad [R_s] = \text{мм}^3 / \text{м}^3.$$

Таблица 24

Коэффициенты	! Численные значения	! Порядок
a_0	- 0,246211820	01
a_1	0,297054714	01
a_2	- 0,286264054	00
a_3	0,805420522	- 02
a_4	0,280860949	01
a_5	- 0,349803305	01
a_6	0,360373020	00
a_7	- 0,104432413	- 01
a_8	- 0,793385684	00
a_9	0,139643306	01
a_{10}	- 0,149144925	00
a_{11}	0,441015512	- 02
a_{12}	0,839387178	- 01
a_{13}	- 0,186408848	00
a_{14}	0,203367881	- 01
a_{15}	- 0,609579263	- 03

2. По γ_r^g и $\rho_{g,n}$, пользуясь графиком на рис. 15, находят "кажущуюся плотность" растворенного газа при нормальных условиях $\rho_{гк}^g$.

3. Вычисляют плотность смеси при нормальных условиях

$$\rho_x^* = \frac{\rho_{g,n} + m_r}{1 + \frac{m_r}{\rho_{гк}^g}} \quad (76)$$

4. С помощью графиков на рис. 16 и 17 [21], по ρ_x^* 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

$$\rho_x = \rho_x^* + \Delta\rho_P \pm \Delta\rho_T, \quad (77)$$

где знак (+) берется при $T < T^g$ и (-) - при $T > T^g$.

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

Другой способ нахождения плотности жидкости ρ_x по $\rho_{g,n}$, $\rho_{гг}$ и R_s основан на использовании эмпирически установленной связи этих параметров с температурой T и объёмным коэффициентом жидкости при давлении насыщения $\beta_x^{нас}$ [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.

1. По заданным R_s , γ_r^g , $\rho_{g,n}$ и T с помощью номограммы на рис. 18 или аппроксимирующей её зависимости

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

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

где

$$F = 5,615 \cdot R_s \left(\frac{\gamma_r^\beta}{\rho_{g,n}} \right)^{0,5} + 1,25(1,8T - 460), \quad (79)$$

$[T] = ^\circ K.$

2. По соотношению

$$\rho_{ж} = \frac{\rho_{g,n} + R_s \cdot \rho_{r,g}}{\beta_{ж}^{нас}} \quad (80)$$

рассчитывают плотность жидкой фазы в г/см³.

Если заданное давление превышает давление насыщения, то к плотности жидкости $\rho_{ж}^{нас}$, определяемой при давлении насыщения по номограмме на рис. 18 или по формулам (78) - (80), следует прибавить поправку на изотермическую сжимаемость.

Расчёты ведут в следующей последовательности:

1. С помощью номограммы на рис. 19 [23] по R_s , $\rho_{g,n}$ и γ_r^β определяют значения давления насыщения при заданной температуре $P_{нас}(T)$ и при температуре T^β , соответствующей нормальным условиям, $P_{нас}^\beta = P_{нас}(T^\beta)$.

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

3. По графику на рис. 17 определяют поправку $\Delta \rho_r$ к плотности на тепловое расширение недонасыщенной жидкости при её приведении к T^β .

4. По соотношению

$$\rho_{ж}(\rho_{нас}, T^{\phi}) = \rho_{ж}(\rho_{нас}, T) + \Delta \rho_T \quad (81)$$

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

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

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

7. По соотношению $C_0 = \frac{C_{лн}}{P_{лк}}$ рассчитывают коэффициент изотермической сжимаемости C_0 .

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

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

$$R_g = \frac{24060 \cdot P_{гн}}{M_{гн}} \cdot \frac{V}{1-V}, \quad (82)$$

где V - мольная доля растворенного газа,

$M_{гн}$ - молекулярная масса дегазированной жидкости, определяемая экспериментально.

Расчет R_g ведут в следующей последовательности.

1. По значениям $\rho_{нас}$, T и δ_r^{ϕ} вычисляют коэффициент начата испарения $\rho_g = \frac{\rho_{нас} \delta_r}{T}$, $[T] = \chi$.

2. По соотношению [23]

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

(83)

рассчитывают мольную долю растворенного газа.

3. По значениям V , $M_{g.n.}$ и $\rho_{g.n.}$, 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 $P = 1$ кгс/см² 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

$$\mu_{ж}(P, T) = A \exp \left[b \ln \mu_{ж}(1, T) \right], \quad (84)$$

где коэффициенты A и b аппроксимированы соотношениями

$$A = 1 - R_s \left(\frac{0,7479}{52,16 + R_s} + 5,946 \cdot 10^{-4} \right), \quad (85)$$

$$b = 1 - R_s \left(\frac{0,99}{141,6 + R_s} - 5,6515 \cdot 10^{-4} \right), \quad (86)$$

здесь $[\mu] = \text{сП}$, $[\rho_s] = \text{гм}^3/\text{м}^3$.

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

$$\mu_{ж}(t, T) = \exp\left(\frac{b^*}{T} - A^*\right), \quad (87)$$

где

$$A^* = \frac{T_1 \cdot T_2}{T_2 - T_1} \left[\frac{b_2 \mu_1}{T_2} - \frac{b_2 \mu_2}{T_1} \right], \quad (88)$$

$$b^* = \frac{T_1 \cdot T_2}{T_2 - T_1} b_2 \frac{\mu_1}{\mu_2}. \quad (89)$$

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 скжимаемой 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 насыщенную 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:

1. По номограмме на рис. 19 определяют величину давления насыщения $P_{нас}$.

2. По формулам (87)–(89) или графику на рис. 24 находят значение вязкости разгазированной нефти $\mu_{ж}(1, T)$.

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/см² и температуре $T = 37,8^{\circ}\text{C}$. Расчёты плотностей фаз и вязкости газа будем проводить по методикам, изложенным в п.4.1, 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_2 . Значения μ_1 и μ_2 , установленные экспериментально, составляют $\mu_1 = 5$ сП при $T_1 = 20^{\circ}\text{C}$ и $\mu_2 = 2,51$ сП при $T_2 = 50^{\circ}\text{C}$.

Величина R_2 рассчитывается в следующей последователь-

ности.

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

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

3. Определяют газосодержание сепарированной нефти на I т. остатка как разность газосодержания исходной нефти $R_{S,N}^*$ и величины, полученной в п.2.

4. Рассчитывают газосодержание в $\text{м}^3/\text{м}^3$ сепарированной нефти.

Определение R_S по описанной процедуре сводится к расчёту по формуле

$$R_S = \rho_{g,n} \left[R_{S,N}^* - \frac{24060 V x_{ост}^g}{M_{g,n} (1-V) x_{ост}} \right], \quad (90)$$

где $x_{ост}$ и $x_{ост}^g$ - 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,2,14):

$$\rho_{g,n} = 0,043; \quad R_{S,N}^* = 102 \text{ м}^3/\text{т}; \quad M_{g,n} = 191; \quad x_{ост}^g = 0,7121; \\ V = 0,39; \quad x_{ост} = 0,6425.$$

Расчёт по формуле (90) даёт значение $R_S = 10,7 \text{ м}^3/\text{м}^3$

Результаты вычисления плотностей и вязкости газа и нефти

дали следующие значения:

$$\rho_r = 0,0064 \text{ г/см}^3; \\ \mu_r = 0,011 \text{ сП}; \quad \rho_n = 0,824 \text{ г/см}^3; \quad \mu_n = 2,84 \text{ сП}.$$

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

5.1. 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. 10 и II массивы коэффициентов В 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

1. 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 $K_i(P, T, P_{ax})$ для заданной температуры T составляются двухпараметрические таблицы $K_i(P, P_{ax})$.

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

3. Для заданного P и $P_{ax}^{(0)}$ с использованием массивов $K_i(P, P_{ax})$ 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 (17) вычисляется новое приближение давления схождения $P_{сх}$.

9. С учётом нового приближения $P_{сх}$ вычисляются новые приближения констант равновесия метана по формулам (18), (22) или (23) и азота - по формулам (24) или (26).

10. Сравниваются два последовательных приближения для давления схождения и констант равновесия метана и азота. Если расхождение по давлению схождения превышает 1%, а по константам равновесия метана и азота - 2%, то цикл расчётов повторяется, начиная с пункта 4.

11. По процедурам, описанным в разделе 4.1, рассчитываются плотность и вязкость газовой фазы и плотность жидкой фазы, а по процедуре раздела 4.4 - вязкость жидкой фазы.

Л и т е р а т у р а

1. СТЕПАНОВА Г.С. - "Фазовые превращения углеводородных смесей газоконденсатных месторождений". М. "Недра", 1974, 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. НАМИОТ А.Ю. "Фазовые равновесия в добыче нефти" М. "Недра", М. "Недра", 1976, 184с.
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, Engineering Data Book, NGPSA, 1972.
7. Рекомендации по автоматизации выбора констант равновесия углеводородных систем на ЭВМ. Таблицы констант равновесия. Москва ВНИИГаз, 1972 г.
8. СТЕПАНОВА Г.С., МАРТЫНОВА М.А., МОСИНА А.А. "Расчёт фазовых превращений газонефтяных смесей глубокозалегающих месторождений" ВНИИ, сб. трудов. М, 1976 г.
9. СТЕПАНОВА Г.С., БУРМИСТРОВ А.Г. "Растворимость азота в углеводородах различного строения. Переработка газа и газового конденсата". № 5, ВНИИГазпром, М., 1976.
10. БУРМИСТРОВ А.Г., СТЕПАНОВА Г.С. Константы фазового равновесия сероводорода и природных углеводородных смесях. Сб. "Переработка газа и газового конденсата" М., ВНИИГазпром 1979, № 5, с 12-15.

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., Gonzalez M.N., Eakin B.E. J. Petrol. Technol., 1966, v. 18.
14. Lohrens J., Bray B.G., Clark C.K. Calculating Viscosities 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. 1974
17. Katz D.L. Handbook of Natural Gas Engineering, 1959.
18. Carr N.L., Kobayashi R., Burrows D.B. Viscosity of hydrocarbon gases under pressure. Trans AIME, 1954, vol. 201.
19. Dempsey J.R. Computer routine treats gas viscosity as a variable. Oil and Gas J., 1965, v. 63, N 33.
20. Standing M.B. Volumetric and phase behavior of oil field hydrocarbon systems. Reinhold Publishing Corp. N.Y., 1952.
21. Madraze A. Liquid-density Correlation of hydrocarbons Systems. Trans. AIME, 1960, vol. 219.
22. Справочник по эксплуатации нефтяных месторождений, т. 2. Перевод с английского, "Недра", 1965.
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.

Ctp.82 PII 59-I-348-80

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.

О г л а в л е н и е

	стр.
I. В в е д е н и е	3
2. ОПРЕДЕЛЕНИЕ ИСХОДНОГО СОСТАВА СИСТЕМ И СВОЙСТВ СОСТАВЛЯЮЩИХ ИХ КОМПОНЕНТОВ	6
2.1. Исходный состав смесей	6
2.2. Физические свойства идентифицированных и услов- ных компонентов	10
3. РАСЧЁТ ФАЗОВЫХ РАВНОВЕСИЙ	18
3.1. Общие положения	18
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
4.1. Методы расчёта свойств газовой и жидкой фаз по их составам	56
4.2. Методы расчёта физических свойств газа нефтега- зовых 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 РАСЧЕТА НА ЭВМ ОТНОСИТЕЛЬНЫХ КОЛИЧЕСТВ,
СОСТАВОВ И ФИЗИЧЕСКИХ СВОЙСТВ ФАЗ ПО ДАВЛЕНИЮ,
ТЕМПЕРАТУРЕ И СОСТАВУ СМЕСИ 77

5.1. Исходные данные 77

5.2. Алгоритм расчёта 78

Л и т е р а т у р а 80



Директор ВНИИ
доктор техн. наук, профессор *С. Г. Рахитов* — Г. Г. Рахитов

Начальник отдела физики
гидрофизики и плазмы доктор
технических наук, профессор *М. Л. Розенберг* — М. Л. Розенберг

Руководитель сектора фазовых
состояний жидкостей и газов
доктор техн. наук, профессор *А. Б. Назлов* — А. Б. Назлов

Руководитель лаборатории
методики проектирования разра-
ботки нефтяных месторождений,
канд. техн. наук *Т. В. Шокрицкий* — Т. В. Шокрицкий