

Министерство нефтяной промышленности
НИИОГПнефть

РУКОВОДЯЩИЙ ДОКУМЕНТ

М Е Т О Д И К А
ОПРЕДЕЛЕНИЯ КОЛИЧЕСТВА КОНДЕНСАТА,
ВЫПАДАЮЩЕГО В ГАЗОПРОВОДЕ

РД 39-0147103-311-86

Министерство нефтяной промышленности
Всесоюзный научно-исследовательский институт по сбору,
подготовке и транспорту нефти и нефтепродуктов
ВНИИСПнефть

УТВЕРЖДЕН

заместителем министра
нефтяной промышленности
С.М.Тополовым
25 декабря 1965 года

РУКОВОДЯЩИЙ ДОКУМЕНТ

М Е Т О Д И К А
ОПРЕДЕЛЕНИЯ КОЛИЧЕСТВА КОНДЕНСАТА,
ВЫПАДАЮЩЕГО В ГАЗОПРОВОДЕ
РД 39-0147103-311-86

В настоящей методике заложены способы определения количества водного и углеводородного конденсатов, выпадающих в газопроводе за счет снижения температуры. Методы применимы для прогнозных оценок или случаев, когда непосредственный инструментальный замер отсутствует.

Методика прогнозного определения реализована по специальной программе на языке "Фортран IV" для ЭС-1022.

"Методика..." предназначена для проектных и научно-исследовательских организаций Миннефтепрома.

По специальному запросу предприятий институт ВНИИСПнефть может представить для ЭМ ЭС-1022 инструкцию и карточки программы расчета количества конденсата, выпадающего в газопроводе, методика которой основана на использовании уравнения Пенга-Робинсона.

Источники "Методика..." разработаны авторским коллективом: от ВНИИСПнефть - Галин И.Н., Зинтеин Г.З., Корнева Я.Б., Красильникова Г.Е., Овчинникова Г.Г.;

от ЦНИИ и ГП - Гуревич Г.Р., Брусильовская А.И.;

от ТатарНИИнефть - Амерханов М.М., Рейн Г.Е., Сидоров В.А., Ибрагимов М.И.;

от ИС Совнефтегазпереработки - Хусалнов Б.Х.

РУКОВОДЯЩИЙ ДОКУМЕНТ

МЕТОДИКА ОПРЕДЕЛЕНИЯ КОЛИЧЕСТВА КОНДЕНСАТА,
ВЫПАДАЮЩЕГО В ГАЗОПРОВОДЕ

РД 39-0147103-311-86

Вводится впервые

Срок действия с 1.03.86 г.Срок действия до 1.03.89 г.

Настоящая методика предназначена для определения количества конденсата, образующегося из газа, транспортируемого по промышленным газопроводам, и, соответственно, определения уменьшения количества транспортируемого газа в результате частичной конденсации, когда непосредственное инструментальное измерение не осуществимо. Результаты расчета не присылаются для коммерческого учета.

Методика является обязательной для проектных и научно-исследовательских институтов.

1. ОБЩИЕ ПОЛОЖЕНИЯ

1.1. Информация о количестве образующегося в газопроводе конденсата и, соответственно, уменьшения за счет этого объема газа, транспортируемого по газопроводу, необходима для следующих целей:

проектирования и эксплуатации сборных газопроводов;
организации учета и использования конденсата.

1.2. Сведения о количестве образующегося в газопроводе конденсата и, соответственно, уменьшения за счет этого объема газа при эксплуатации газопроводов могут быть получены одним из следующих методов:

измерением количества собранного в конденсатосборниках конденсата;

непосредственным инструментальным измерением транспортируемого газа, если величина уменьшения объема больше погрешности измерения;

вычислением по измерениям концентраций наиболее летучих компонентов;

расчетом с помощью уравнения состояния газовой смеси.

1.3. Область применения методов определения количества конденсата:

на действующих газопроводах
измерением количества собранного в конденсаторных конденсата,

вычисляем по изменению концентраций наиболее летучих компонентов по длине газопровода;

на проектируемых газопроводах расчетом с помощью уравнения состояния газовой смеси Пенга-Робинсона.

1.4. При прогнозном определении количества выпадающего конденсата газопровод условно рассматривается как система многоступенчатой дифференциальной конденсации газа. Ступенями конденсации приняты места установки конденсаторных аппаратов. Парциальное равновесие по каждой ступени рассчитывается с помощью констант равновесия, вычисленных по методике, основанной на уравнении Пенга-Робинсона. При этом термодинамические условия каждой ступени конденсации вычисляются по РД 39-32-704-82 /3/, а состав газовой смеси для расчета составов пара (газа) и равновесной жидкости (конденсата) является составом равновесного пара предыдущей ступени конденсации.

1.5. В настоящей методике изложен метод прогнозного определения количества образующегося в газопроводе конденсата. В примере расчета дан также способ определения количества конденсата и по разности концентраций легких компонентов в начале и конце газопровода.

Таблица I

Условные обозначения основных величин

Величина	Условное обозначение	Единица измерения
1	2	3
Давление	P	МПа
Давление атмосферное	$P_{атм}$	МПа
Давление газа в начале, конце последующего участка газопровода	$P_n; P_k$	МПа
Давление критическое индивидуального компонента или фракции конденсата	$P_{кр_i}$	МПа
Температура	T	К
Температура газа в начале, конце последующего участка газопровода	$T_n; T_k$	К
Температура критическая индивидуального компонента или фракции конденсата	$T_{кр_i}$	К

I	2	3
Температура кипения индивидуального компонента или средняя температура кипения фракции конденсата	$T_{кип};$	K
Коэффициент сжимаемости газа	Z	-
Универсальная газовая постоянная	R	дл/(кг/моль)K
Молярная (объемная) доля конденсата в газоконденсатной смеси при условиях одноступенчатого равновесия	L_K	-
Молярная (объемная) доля конденсата в газоконденсатной смеси для условий многоступенчатого равновесия	L	-
Объемный расход газа за сутки	G	м ³ /сутки
Объем газа, перешедшего в конденсат за сутки	G_K	м ³ /сутки
Объем углеводородного конденсата	$V_{гк}$	м ³
Объем водяного конденсата	$V_{вк}$	м ³
Объем углеводородного конденсата, образующегося при конденсации		
1 м ³ газа	q_K	м ³ /м ³
Сумма объемов углеводородного и водяного конденсатор	V_K	м ³
Сумма объемов газа и водяных паров	V	м ³
Молярная концентрация метана в начале, конце исследуемого участка газопровода	$C_1'; C_1''$	%
Молярная концентрация азота в начале, конце исследуемого участка газопровода	$N_2'; N_2''$	%
Молярная концентрация индивидуального компонента или фракции конденсата в смеси	n_i	%
Молярная концентрация индивидуального компонента или фракции конденсата в равновесной парогазовой фазе	y_i	-
Молярная концентрация индивидуального компонента или фракции конденсата в равновесной жидкой фазе	x_i	-

I	2	3
Молярная доля газовой (паровой) фазы	ϑ	—
Константа фазового равновесия (коэффициент распределения) индивидуального компонента или фракции конденсата	K_i	—
Число компонентов или фракций смеси	n	—
Число итерационных циклов вычисления K_i	S	—
Молекулярная масса конденсата	M_K	—
Молекулярная масса газа в начале, конце исследуемого участка газопровода	$M'; M''$	—
Молекулярная масса индивидуального компонента или фракции конденсата	M_i	—
Молекулярная масса равновесного газа (пара)	M_{Γ}	—
Влагосодержание газа в начале, конце исследуемого участка газопровода	$W_N; W_K$	кг/1000 м ³
Ацентрический фактор индивидуального компонента или фракции конденсата	ω_i	—
Коэффициент в уравнениях подсчета P_{Kp}, T_{Kp}	A_i	—
Плотность индивидуального компонента в жидком состоянии или фракция конденсата	ρ_i	г/см ³
Поправочный коэффициент для пересчета плотности жидких углеводородов	α	г/см ³
Коэффициенты уравнения	a	$\frac{\text{Па} \cdot \text{м}^6}{(\text{кг}/\text{моль})^2}$
Пенга-Робинсона для смеси	b	$\frac{\text{м}^3}{\text{кг} \cdot \text{моль}}$
	A	—
	B	—
Коэффициенты уравнения		
Пенга-Робинсона для индивидуального компонента или фракции конденсата	a_i	$\frac{\text{Па} \cdot \text{м}^6}{(\text{кг} \cdot \text{моль})^2}$

1	2	3
	b_i	$\text{м}^3/\text{кг моль}$
	α_i	-
	β_i	-
при $i + j$ в смеси	σ_j	$\frac{V_A \cdot M^B}{(\text{кг моль})^2}$

Летучесть индивидуального компонента или фракции конденсата в равновесной жидкой фазе

$f_i^{(ж)}$ МПа

Летучесть индивидуального компонента или фракции конденсата в равновесной паровой (газовой) фазе

$f_i^{(г)}$ МПа

Номер итерационного расчета

c -

Конденсатный фактор

g $\text{г}/\text{м}^3$

Конденсатный фактор одной ступени конденсации

g_1 $\text{г}/\text{м}^3$

Число ступеней конденсации

l -

Среднеквадратическая относительная погрешность определения объема конденсата, образующегося в газопроводе

σ_{B_k} %

Среднеквадратическая относительная погрешность измерения расхода газа

σ_g %

Среднеквадратическая относительная погрешность определения концентрации индивидуальных компонентов в смеси

σ_{b_i} %

Среднеквадратическая относительная погрешность определения констант фазового равновесия

σ_k %

Среднеквадратическая относительная погрешность численного расчета доли паровой фазы

σ_d %

2. ОПРЕДЕЛЕНИЕ ОБЪЕМА КОНДЕНСАТА, ВЫПАДАЮЩЕГО В ГАЗОПРОВОДЕ

2.1. Определение объема углеводородного конденсата, выпадающего в газопроводе

2.1.1. Объем газовых углеводородных компонентов, переходящих в жидкое состояние при известном расходе газа, рассчитают по выражению:

$$G_k = GL \quad (1)$$

2.1.2. Молекулярную массу углеводородного конденсата находят по формуле:

$$M_k = \frac{M^i - M^a(1-L)}{L} \quad (2)$$

2.1.3. Объем конденсата, образующегося из углеводородных компонентов газа, вычисляют по выражению:

$$V_{гк} = G_k \cdot g_k \quad (3)$$

2.1.4. Объем углеводородного конденсата, образующегося из 1 м³ газа при переходе в жидкое состояние (g_k), находят по графикам (рис. 1).

2.2. Определение объема водяного конденсата, выпадающего в газопроводе

2.2.1. Объем водяного конденсата находят по выражению:

$$V_{вк} = \frac{G \cdot W_{вг} - G(1-L) W_k}{999,2} \quad (4)$$

где 999,2 - плотность воды при 20 °С.

2.2.2. Влагоудерживание газа в начале и конце газопровода определяют экспериментально.

Влаге, которую не производится, то при условии отсутствия осушки газа рассчитывают влагоудерживание газа в начале и конце газопровода при P_N и T_N и в конце при P_k и T_k по формуле:

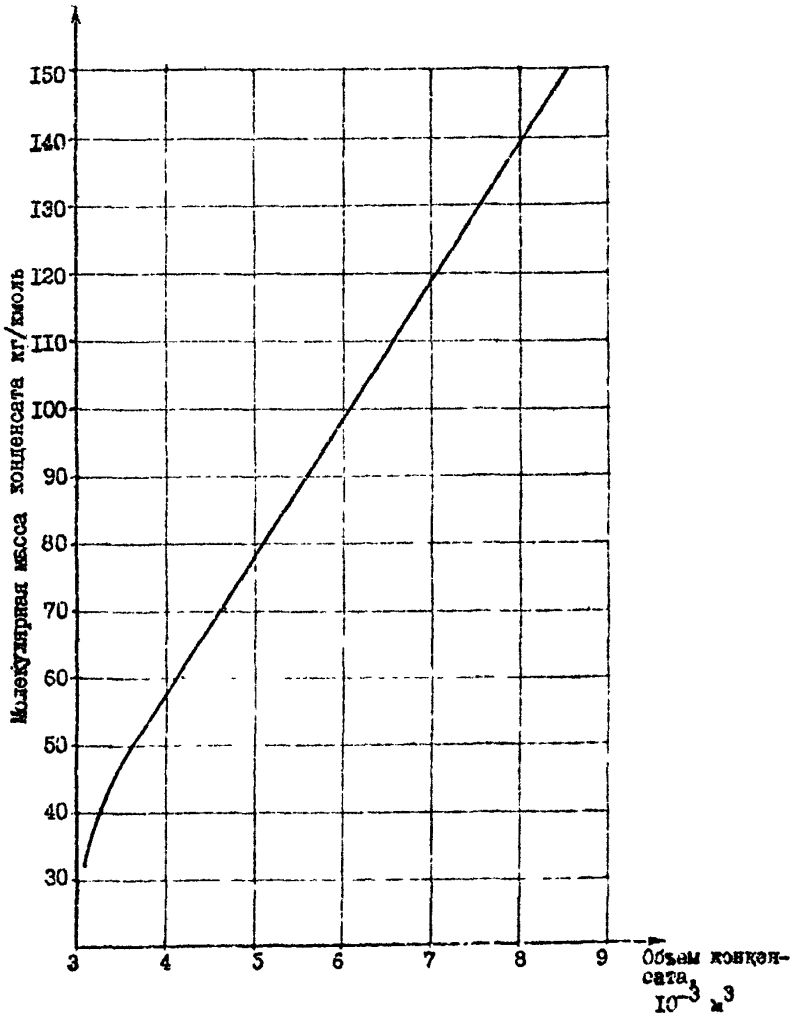


Рис. 1. Объем конденсата, образующегося из
1 м³ газа

$$W_{H(K)} = \left(\frac{A}{10,1 \cdot P_{H(K)}} + B \right) \cdot K_1 \cdot K_2, \quad (5)$$

где A, B — коэффициенты, учитывающие температуру газа;
 K_1 — поправочный коэффициент, учитывающий плотность газа;
 K_2 — поправочный коэффициент, учитывающий соленость воды.

Значения коэффициентов A и B приведены в табл. 2, а коэффициентов K_1 и K_2 — на рис. 2 соответственно для условий в начале и конце газопровода.

2.3. Общий объем углеводородного и водяного конденсата, выпадающего в газопроводе, определяют по формуле:

$$V_K = V_{ГК} + V_{ВК}. \quad (6)$$

Основная задача при определении объема выпадающего конденсата в газопроводе состоит в вычисления молярной доли конденсата (\angle) в газоконденсатной смеси. Методы для её определения изложены в главах 3 и 4 данного документа.

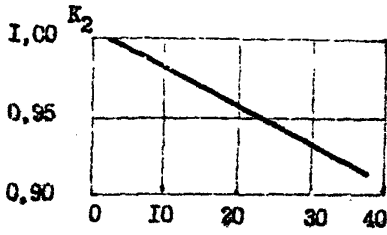
Таблица 2

Значение коэффициентов A и B в уравнении
 влагосодержания углеводородного газа

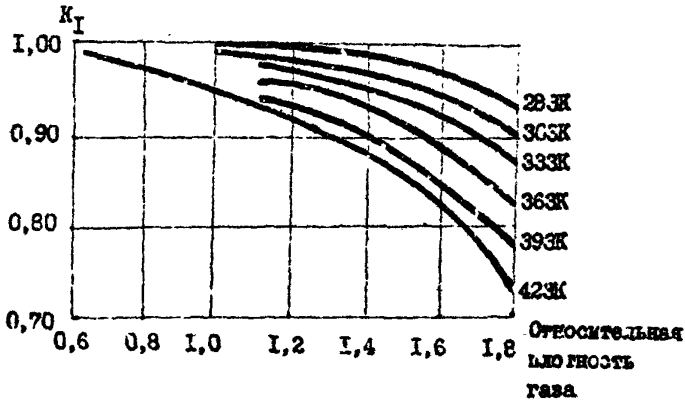
Температура, К	A	B
1	2	3
233	$1,451 \cdot 10^{-1}$	$3,470 \cdot 10^{-3}$
235	$1,780 \cdot 10^{-1}$	$4,020 \cdot 10^{-3}$
237	$2,137 \cdot 10^{-1}$	$4,650 \cdot 10^{-3}$
239	$2,670 \cdot 10^{-1}$	$5,380 \cdot 10^{-3}$
241	$3,235 \cdot 10^{-1}$	$6,230 \cdot 10^{-3}$
243	$3,930 \cdot 10^{-1}$	$7,100 \cdot 10^{-3}$
245	$4,715 \cdot 10^{-1}$	$8,060 \cdot 10^{-3}$
247	$5,660 \cdot 10^{-1}$	$9,210 \cdot 10^{-3}$
249	$6,775 \cdot 10^{-1}$	$1,043 \cdot 10^{-2}$
251	$8,090 \cdot 10^{-1}$	$1,163 \cdot 10^{-2}$
253	$9,603 \cdot 10^{-1}$	$1,340 \cdot 10^{-2}$
255	1,144	$1,510 \cdot 10^{-2}$
257	1,350	$1,705 \cdot 10^{-2}$
259	1,590	$1,927 \cdot 10^{-2}$

I	:	2	:	3
26I		1,868		21,155 · 10 ⁻⁹
263		2,188		2,290 · 10 ²
265		2,550		2,710 · 10 ⁻²
267		2,990		3,035 · 10 ⁻²
269		3,480		3,380 · 10 ⁻²
271		4,030		3,770 · 10 ⁻²
273		4,670		4,180 · 10 ⁻²
275		5,400		4,640 · 10 ⁻²
277		6,225		5,160 · 10 ⁻²
279		7,150		5,710 · 10 ⁻²
281		8,200		6,300 · 10 ⁻²
283		9,390		6,960 · 10 ⁻²
285		1,072 · 10		7,670 · 10 ⁻²
287		1,239 · 10		8,550 · 10 ⁻²
289		1,394 · 10		9,300 · 10 ⁻²
291		1,575 · 10		1,020 · 10 ⁻¹
293		1,787 · 10		1,120 · 10 ⁻¹
295		2,015 · 10		1,227 · 10 ⁻¹
297		2,280 · 10		1,343 · 10 ⁻¹
299		2,550 · 10		1,453 · 10 ⁻¹
301		2,870 · 10		1,595 · 10 ⁻¹
303		3,230 · 10		1,740 · 10 ⁻¹
305		3,610 · 10		1,895 · 10 ⁻¹
307		4,050 · 10		2,070 · 10 ⁻¹
309		4,520 · 10		2,240 · 10 ⁻¹
311		5,080 · 10		2,420 · 10 ⁻¹
313		5,625 · 10		2,630 · 10 ⁻¹
315		6,270 · 10		2,850 · 10 ⁻¹
317		6,925 · 10		3,100 · 10 ⁻¹
319		7,670 · 10		3,350 · 10 ⁻¹
321		8,529 · 10		3,630 · 10 ⁻¹
323		9,499 · 10		3,910 · 10 ⁻¹
325		1,030 · 10 ²		4,220 · 10 ⁻¹
327		1,140 · 10 ²		4,540 · 10 ⁻¹
329		1,260 · 10 ²		4,870 · 10 ⁻¹
331		1,380 · 10 ²		5,210 · 10 ⁻¹
333		1,520 · 10 ²		5,620 · 10 ⁻¹

1	:	2	:	3
335		1,665 · 10 ²		5,990 · 10 ⁻¹
337		1,833 · 10 ²		6,450 · 10 ⁻¹
339		2,005 · 10 ²		6,910 · 10 ⁻¹
341		2,190 · 10 ²		7,410 · 10 ⁻¹
343		2,385 · 10 ²		7,930 · 10 ⁻¹
345		2,600 · 10 ²		8,410 · 10 ⁻¹
347		2,830 · 10 ²		9,020 · 10 ⁻¹
349		3,060 · 10 ²		9,650 · 10 ⁻¹
351		3,350 · 10 ²		1,023
353		3,630 · 10 ²		1,083
355		3,940 · 10 ²		1,148
357		4,270 · 10 ²		1,205
359		4,620 · 10 ²		1,250
361		5,010 · 10 ²		1,293
363		5,375 · 10 ²		1,327
365		5,825 · 10 ²		1,377
367		6,240 · 10 ²		1,405
369		6,720 · 10 ²		1,445
371		7,250 · 10 ²		1,487
373		7,760 · 10 ²		1,530
375		1,093 · 10 ³		2,620



Содержание солей в воде,
контактирующей с газом
(г/л)



Молекулярная масса газа, кг/ кмоль

Рис. 2. Значение поправочных коэффициентов K_1 , K_2

3. РАСЧЕТ МОЛЯРНОЙ ДОЛИ КОНДЕНСАТА С ПОМОЩЬЮ УРАВНЕНИЯ СОСТОЯНИЯ ГАЗОВОЙ СМЕСИ

3.1. Подготовка данных для расчетов

В начале исследуемого участка газопровода отбирают пробу газа и проводят анализ молярной концентрации отдельных компонентов в газовой смеси. Отбор проб выполняют по ГОСТ 18917-73, анализ — по ГОСТ 14920-73.

Чем точнее выполнен анализ газа, тем надежнее результаты расчетов. В случае, когда последний компонент не расфигуривается (обозначается C_{6+} или C_{7+}), то для повышения точности расчетов проводят разбивку такого условного компонента на отдельные фракции. С этой целью строят график зависимости концентрации отдельных компонентов в смеси от их температуры кипения. Проводят кривую по точкам, экстраполируя ее до пересечения с осью температур кипения или линией, отвечающей сумме концентраций компонентов, равной 100%. Таким образом, графически определяется температура кипения последнего компонента пробы.

На участке от температуры кипения предпоследнего компонента до конца кипения пробы выбирают несколько температурных интервалов, по которым с помощью кривой зависимости содержания компонентов и фракций от температуры кипения определяют концентрации отдельных фракций и их средние температуры кипения.

Пример подготовки материала приведен в приложении.

Если концентрация последнего компонента не превышает 1,0%, то разбивку на фракции можно не производить, а принять для расчета как фракцию с молекулярной массой 121, температурой кипения 138°C.

3.2. Расчет индивидуальных свойств фракций

Вычисляют свойства фракций:

$$t_i = T_{\text{кип}i} - 459,67 \quad (7)$$

$$M_i = 54,389 + 0,17566 t_i + 12102 \cdot 10^{-4} t_i^2 + 0,22085 \cdot 10^{-6} t_i^3; \quad (8)$$

$$C_{\text{кип}i}^{\text{норм}} = M_i (8,597 \cdot 10^{-5} + 5,647 \cdot 10^{-6} t_i - 8,303 \cdot 10^{-8} t_i^2 - 1,533 \cdot 10^{-10} t_i^3 - 8,742 \cdot 10^{-14} t_i^4); \quad (9)$$

Таблица 3

Константы и критические параметры газов и жидкостей

Вещество	Молекулярная масса, м	Температура кипения, Т _{кп}		Критическая температура, Т _{кр}		Критическое давление, Р _{кр} МПа	Плотность при 20 °С и 0,1013 МПа, кг/м ³	Ацентрический фактор, ω
		°С	К	°С	К			
метан	16,042	-161,49	111,66	-81,49	190,66	4,79	0,6681	0,013
этан	30,036	-88,63	184,52	33,31	305,46	5,04	1,2600	0,105
пропан	44,094	-42,07	231,08	97,75	369,90	4,39	1,8659	0,152
н-бутан	58,120	-0,50	252,65	153,05	425,20	3,92	2,4947	0,201
изобутан	58,120	-11,73	261,42	135,96	408,10	3,77	2,4911	0,192
н-пентад	72,151	36,07	309,22	197,35	469,50	3,46	3,1633	0,252
изопентан	72,151	27,85	301,00	188,25	460,40	3,50	3,1633	0,206
гексан	86,178	68,74	341,89	235,15	507,30	3,13	3,5849	0,290
гептан	100,198	98,43	371,58	268,16	540,30	2,83	4,1679	0,352
октан	114,220	125,66	399,82	296,45	568,60	2,58	4,6370	0,408
нонан	128,250	151,85	424,00	322,45	594,60	2,28	5,3204	0,441
декан	142,260	175,15	447,30	345,45	617,60	2,11	5,9075	0,486
азот	28,016	-195,80	77,40	-145,95	126,20	3,51	1,1889	0,040
сероводород	34,082	-60,34	212,80	101,45	373,60	9,30	1,4311	0,100
двуокись углерода	44,011	-78,58	194,57	32,11	304,26	7,63	1,8346	0,420
хлорводород	32,000	-132,98	90,21	-117,35	154,80	5,24	1,3311	0,021

$$P_{277}^{235} = P_{285}^{235} - 4,4\alpha \quad (10)$$

Величины α определяются из таблицы 4.

$$P_{KPi} = \exp \left\{ 2,30259 \left[2,8290411 + (0,244204 \cdot 10^{-3} - 0,3047476 \cdot 10^{-5}) t_i - \right. \right. \\ \left. - 0,20876 \cdot 10^{-7} A_i \cdot t_i + 0,15711 \cdot 10^{-1} t_i^2 + (0,110479 \cdot 10^{-7} \right. \\ \left. + 0,129495 \cdot 10^{-2} A_i) A_i \cdot t_i^2 - 0,482716 \cdot 10^{-7} A_i^2 t_i^2 \right] \cdot 0,00698 \quad ; \quad (11)$$

$$T_{KPi} = \left[168,0712 + (1,71337 - 0,10134 \cdot 10^{-2} t_i) t_i - \right. \\ \left. - 0,892158 \cdot 10^{-2} A_i t_i + A_i t_i + 0,3889 \cdot 10^{-4} t_i^3 + \right. \\ \left. + (953095 \cdot 10^{-5} + 0,32712 \cdot 10^{-2} A_i) A_i t_i^2 \right] \cdot \frac{1}{18} \quad , \quad (12)$$

$$A_i = \frac{144,5}{P_{277i}} - 131,5 \quad (13)$$

$$\omega_i = \frac{3}{7} \cdot \frac{\lg(P_{KPi}/P_{am})}{\frac{T_{KPi}}{T_{am}} - 1} - 1 \quad (14)$$

Некоторые индивидуальные свойства отдельных компонентов и фракций конденсата представлены в табл. 5.

3.3. Расчет пароводяного равновесия

3.3.1. Рассчитывают начальные приближенные значения констант равновесия для условий P и T :

$$K_i^{(0)} = \frac{P_{KPi}}{P} \cdot \exp \left[5,372697 (1 + \omega_i) \left(1 - \frac{T_{KPi}}{T} \right) \right] \quad (15)$$

Таблица 4

Температурные поправки к значениям плотности
нефтепродуктов на 1 °С (по ГОСТ 3900-47)

20 4	:	:	20 4	:
0,6900 - 0,6999	:	0,000910	0,8500 - 0,8599	0,000699
0,700 - 0,7099	:	0,000897	0,8600 - 0,8699	0,000686
0,7100 - 0,7199	:	0,000884	0,8700 - 0,8799	0,000673
0,7200 - 0,7299	:	0,000870	0,8800 - 0,8899	0,000660
0,7300 - 0,7399	:	0,000857	0,8900 - 0,8999	0,000647
0,7400 - 0,7499	:	0,000844	0,9000 - 0,9099	0,000633
0,7500 - 0,7599	:	0,000831	0,9100 - 0,9199	0,000620
0,7600 - 0,7699	:	0,000818	0,9200 - 0,9299	0,000607
0,7700 - 0,7799	:	0,000805	0,9300 - 0,9399	0,000594
0,7800 - 0,7899	:	0,000792	0,9400 - 0,9499	0,000581
0,7900 - 0,7999	:	0,000778	0,9500 - 0,9599	0,000567
0,8000 - 0,8099	:	0,000765	0,9600 - 0,9699	0,000554
0,8100 - 0,8199	:	0,000752	0,9700 - 0,9799	0,000541
0,8200 - 0,8299	:	0,000738	0,9800 - 0,9899	0,000528
0,8300 - 0,8399	:	0,000725	0,9900 - 1,000	0,000515
0,8400 - 0,8499	:	0,000712		

Таблица 5

Основные свойства фракций группы C_{6+} мазута

Номер фракции	Пределы выкипания, К	Средняя температура кипения, К	Плотность, кг/м ³	Молекулярная масса
I	НК-333	325	634	72
2	333-372	350	712	91
3	372-399	385	745	107
4	399-424	411	764	121
5	424-448	436	778	134
6	448-469	458	789	147
7	469-490	479	800	161
8	490-509	499	811	175
9	509-527	518	822	190
10	527-544	535	832	206
11	544-560	552	839	222
12	560-576	568	847	237
13	576-590	583	852	251
14	590-604	597	857	263
15	604-617	610	862	275
16	617-630	623	867	291
17	630-642	636	872	305
18	642-654	648	877	318
19	654-665	659	881	331
20	665-675	670	885	345
21	675-686	680	889	359
22	686-696	691	893	374
23	696-705	700	896	388
24	705-714	709	899	402
25	714-723	718	902	416
26	723-732	727	906	430

3.3.2. Решают уравнение фазовых концентраций, находя молярную долю газовой фазы, при условии, что

$$\sum_{i=1}^n (y_i - x_i) - \sum_{i=1}^n \frac{\eta_i (K_i - 1)}{1 + \theta (K_i - 1)} = 0 \quad (16)$$

Для нахождения значения θ , изменяющегося в пределах от 0 до 1, используют метод хорд или метод деления отрезка пополам.

3.3.3. Вычисляют молярные составы жидкой и паровой фаз:

$$x_i = \frac{\eta_i}{1 + \theta (K_i - 1)}, \quad y_i = x_i K_i \quad (17)$$

3.3.4. Для паровой фазы вычисляют коэффициенты уравнения состояния:

$$a_i = 345724 \frac{R^2 T_{кпi}^2}{P_{кпi}} \alpha_i(T), \quad (18)$$

где
$$\alpha_i(T) = \left[1 + \beta_i \left[1 - \left(\frac{T}{T_{кпi}} \right)^{4.6} \right] \right]^2; \quad (19)$$

$$\beta_i = 0.571464 + 15.4226 \omega_i - 0.25992 \omega_i^2; \quad (20)$$

$$\delta_i = 0.778 \frac{R \cdot T_{кпi}}{P_{кпi}}; \quad (21)$$

$$\sigma_{ij} = (a_i \cdot a_j)^{0.5}; \quad (22)$$

$$\sigma = \sum_{i=1}^n \sum_{j=1}^n y_i \cdot y_j \cdot \sigma_{ij}; \quad (23)$$

$$\delta = \sum_{i=1}^n y_i \cdot \delta_i; \quad (24)$$

$$A = \frac{aP}{R^2 T^2}, \quad (25)$$

$$B = \frac{bP}{RT} \quad (26)$$

3.3.5. Решает уравнение по определению коэффициента сжимаемости газовой фазы:

$$Z^3 - (1+B)Z^2 + (A-3B^2-2B)Z - (AB-B^2-B^3) = 0. \quad (27)$$

3.3.6. Вычисляет летучесть компонентов в фазе в равновесной газовой фазе:

$$\ln f_i^{(n)} = \ln y_i P + \frac{b_i}{b} (Z-1) - \ln (Z-B) - \frac{A}{2\sqrt{2}B} \left[\frac{2 \sum y_j a_j}{a} - \frac{b_i}{b} \right] \ln \left[\frac{Z+(1+\sqrt{2})B}{Z-(1-\sqrt{2})B} \right]. \quad (28)$$

3.3.7. Для каждой фазы вычисляет коэффициенты уравнения состояния a , b , A и B , для чего в выражениях (24) и (23) вместо y_i берется X_i .

3.3.8. Решает уравнение (27) по определению коэффициента сжимаемости газовой фазы.

3.3.9. Для каждого компонента в фазе в равновесной газовой фазе по выражению (28) вычисляет летучесть, беря X_i вместо y_i .

3.3.10. Корректируется значение константы равновесия:

$$K_i^{(s)} = K_i^{(s-1)} \cdot \frac{f_i^{(n)}}{f_i^{(s)}} \quad (29)$$

3.3.11. Проверяет неравенство

$$\left| \frac{f_i^{(n)}}{f_i^{(s)}} - 1 \right| > 10^{-4}. \quad (30)$$

Если оно удовлетворяет хотя бы для одного компонента, то возвращают решение к 3.3.2, принимая $K_i = K_i^{(3)}$. В противном случае расчётные остатки паровой и жидкой фаз обменяются равновесными.

3.3.12. Для равновесных составов паровой (газовой) и жидкой фаз вычисляют молекулярные массы:

$$M_R = \sum_{i=1}^n y_i M_i ; \quad (31)$$

$$M_K = \sum_{i=1}^n x_i M_i . \quad (32)$$

3.3.13. Вычисляют молярную долю конденсата для одноступенчатого равновесия жидкость-пар и конденсатный фактор одноступенчатого равновесия - массу конденсата, отнесенную к 1 м³ смеси:

$$L_K = 1 - \theta ; \quad (33)$$

$$q = \frac{L_K \cdot M_R}{24, 04} . \quad (34)$$

3.4. Расчет молярной доли конденсата по результатам парожидкостного равновесия

3.4.1. В случае, когда по длине газопровода отсутствуют конденсатосборники и весь образовавшийся конденсат поступает на конец последующего участка, молярная доля конденсата вычисляется из одноступенчатого парожидкостного равновесия при условиях состава газовой смеси в начале газопровода и термобарических условий в конце газопровода:

$$L = 1 - \theta . \quad (35)$$

3.4.2. Для случая, когда по газопроводу установлены емкости для сбора конденсата, расчет парожидкостного равновесия выполняется по составу равновесного газа от предыдущей ступени расчета и термобарическим условиям в газопроводе рассматриваемого конденсатосборника. Для первого конденсатосборника это есть состав газа в начале газопровода P_1 и T_1 , для 2-го конденсатосборника

$$y_i^{(1)} = \eta_i^{(1)} ; P_2 \text{ и } T_2 \quad \text{и т.д.}$$

Расчет проводят для всех конденсатосборников, считая последней ступенью конец последующего участка газопровода, для которого

$$\eta_i^{(e)} = y_i^{(e-1)} , P_K \text{ и } T_K .$$

Суммарная доля конденсации рассчитывается по (7) или по выражению

$$L = \sum L_L \cdot \prod_{L=1}^n e_{L-1} . \quad (36)$$

Суммарная доля паровой фазы вычисляется по выражению

$$e = \prod_{L=1}^{n-1} e_L . \quad (37)$$

Программа вычислений реализована для ЭВМ ЭС-1022 и имеется в институте ВНИИСПНефть.

4. ОПРЕДЕЛЕНИЕ ПОГРЕШНОСТИ ВЫЧИСЛЕНИЙ

4.1. При оценке погрешности вычислений допускают следующие упрощения:

составляющие погрешности не имеют корреляционной связи между собой и считаются независимыми друг от друга;

закон распределения погрешностей принимается нормальным (закон Гаусса);

предельную погрешность измерения принимают равной максимальной погрешности однократного измерения при доверительной вероятности 0,95, при этом $\sigma^2 = 2\sigma^2$;

составляющие или совокупность составляющих погрешностей, равных или менее 30 % результирующей погрешности, пренебрегают.

4.2. При расчете парожидкостного равновесия принято, что

$$\beta_{K_i} = 10\% .$$

Среднеквадратическую погрешность мольной доли пара определяют по уравнению

$$\sigma_e^2 = \sqrt{\frac{\sigma_{p_i}^2}{e^2 \left(\sum \frac{z_i K_i}{[1 + e(K_i - 1)]^2} \right)^2} + \sigma_{K_i}^2} . \quad (38)$$

Среднеквадратическую погрешность мольной суммарной доли конденсата вычисляют по выражению

$$\sigma_L^2 = \frac{e}{1-e} \sigma_e^2 . \quad (39)$$

ЛИТЕРАТУРА

1. РД 39-I-1213-84. Методические указания по определению технологических потерь нефтяного газа при сборе, подготовке и внутривзрывном транспортировании. -Уфа, ВНИСПнефть, 1984.
2. РД 50-213-80. Правила измерения расхода газов и жидкостей стандартными сузиющими устройствами. -М., Изд-во стандартов, 1982.
3. РД 39-32-704-82. Инструкция для расчета расходных характеристик трубопровода при бескомпрессорном транспорте сырого нефтяного газа. -Краснодар, ВНИИГазпереработка, 1982.

ПРИМЕР РАСЧЕТА

Исходные данные: $G = 10^5$; $C^i = 49,8$; $C^* = 56,46$; $N_2' = 0,09$;
 $N_2'' = 0,104$; $T_H = 313$; $T_i = 278$; $P_H = 1,0$; $P_K = 0,201$; $M_H = 35$;
 $M_K = 28,75$.

1. Расчет количества конденсата по разности концентраций летучих компонентов в начале и конце газопровода

$$L = 1 - \frac{49,8 + 0,09}{56,46 + 0,104} = 0,118.$$

$$G_K = 10^5 \cdot 0,118 = 11,8 \cdot 10^3 \text{ (м}^3\text{/сутки)}.$$

$$M_K = \frac{35 - 28(1 - 0,118)}{0,118} = 87,32$$

По графику рис. 1 находим $g_K = 5,4 \cdot 10^{-3}$

$$V_K = 11,8 \cdot 10^3 \cdot 5,4 \cdot 10^{-3} = 63,72 \text{ (м}^3\text{/сутки)}.$$

Принимая $K_1 = 1$, $K_2 = 1$ и газ без осушки, вычисляем влагосодержание, найдя из табл. 2 $A_K = 5,625 \cdot 10^3$; $B_H = 2,63 \cdot 10^{-1}$;
 $A_K = 6,6875$; $B_K = 6,005 \cdot 10^{-2}$;

$$W_H = \frac{5,625 \cdot 10}{10,1 \cdot 1,8} + 2,63 \cdot 10^{-1} = 5,83 \text{ (кг/1000 м}^3\text{)}.$$

$$W_K = \frac{6,6875}{10,1 \cdot 0,6201} + 6,005 \cdot 10^{-2} = 3,38 \text{ (кг/1000 м}^3\text{)}$$

$$V_{B_K} = \frac{100 \cdot 5,83 - 100(1 - 0,118) \cdot 3,38}{998,2} = 0,285 \text{ (м}^3\text{/сутки)}$$

Общий объем конденсата

$$V = 0,285 + 63,72 = 64,00 \text{ (м}^3\text{/сутки)}.$$

Находим объем газа в конце исследуемого участка:

$$G_{\text{кин}} = G - G_K = 10^5 - 11,8 \cdot 10^3 = 88,2 \cdot 10^3 \text{ (м}^3\text{/сутки)}.$$

2. Расчет количества конденсата с помощью уравнения состояния

По длине газопровода установлено 4 конденсатосборника.

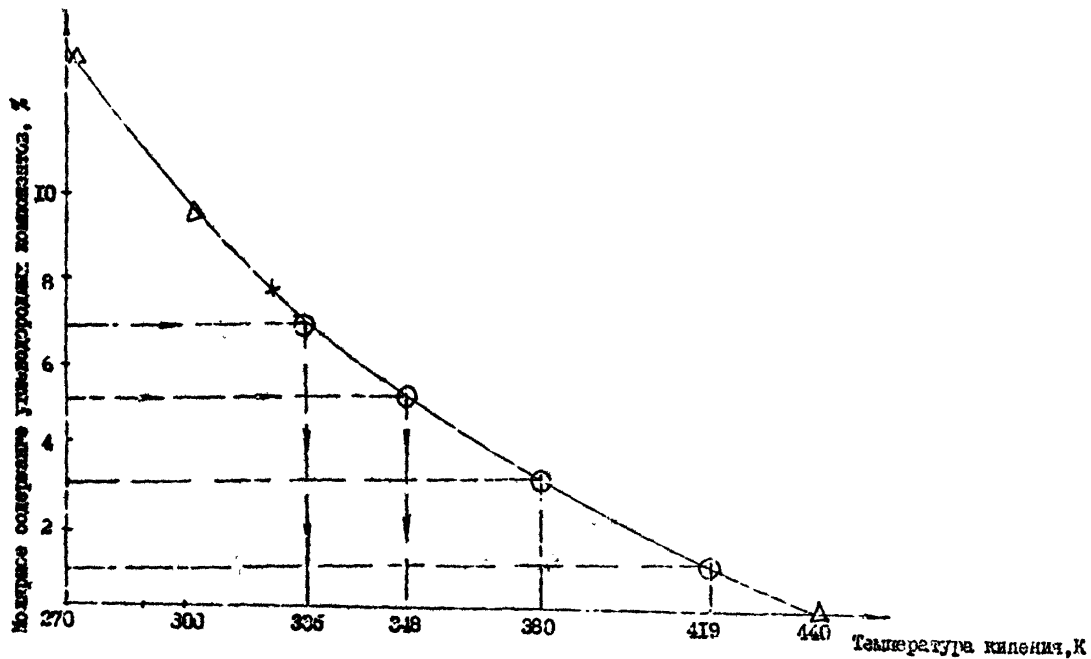


Рис. 3. Зависимость мольного содержания тяжелых фракций смеси от их средней температуры кипения

Таблица 6

Термодинамические условия в местах установки
конденсаторов

№ конденсаторов	P	T
1	0,8	313
2	0,7	298
3	0,6	288
4	0,5	280

Таблица 7

Компонентный состав газа в начале газопровода

Компонент	Молярная концентрация
CO ₂	0,24503
2	0,09201
NH ₄	49,79700
C ₂ H ₆	10,12342
C ₃ H ₈	19,31071
C ₄ H ₁₀	4,09858
C ₄ H ₁₀	6,31089
C ₅ H ₁₂	1,23017
C ₅ H ₁₂	1,19717
C ₆₊	7,59422

100,00000

Расчет приведен в виде распечатки с ЭВМ ЕС 1022.

2.1. Подготовка данных

В связи с тем, что анализ пробы газа выполнен до компонента C₆₊, концентрация которого 7,59 %, строится график концентрации отдельных компонентов и их температуры кипения (рис. 3). Экстраполируем кривую, соединяющую точки графика, находим конец кипения C₆₊. Эта величина получается 440 К.

Для выполнения более точных определений средних температур кипения, строится график зависимости T_{кип} и η для компонентов от i C₅ и выше, считая концом кипения фракции C₆₊ 440 К.

Таблица 8

ДАВЛЕНИЕ: АТА- 8.000 ТЕМПЕРАТУРА С= 48.022
 7.74 АТМ ТЕМПЕРАТУРА 315.197 КВАСУС КЕЛЬВИНА

КОМПОНЕНТ ИЗВ	СОСТАВ	СОСТАВ		K РАВНО	K ИЗЛОСКИ	M ПАРА
		ИЗЛОСКИ	ПАРА			
CO2	0.24503	4.8394	0.26032	6.2219848	0.000212	0.003975
N2	0.09281	9.8016	0.10225	65.8293579	0.000000	0.000967
МЕТН	49.75659	2.2161	55.10430	34.0327942	0.003340	0.208026
ETAN	10.12042	2.1065	11.02355	5.1276845	0.007894	0.111614
PROP	19.31071	12.3266	20.10146	1.6009877	0.006479	0.200394
I-C4	4.09050	0.4610	3.74323	0.7213736	0.003025	0.0077174
N-C4	6.31009	11.0700	5.77104	0.5207952	0.008710	0.112930
I-C5	1.23017	4.0013	0.91641	0.2200921	0.003500	0.002053
N-C5	1.19717	4.0186	0.00900	0.1752653	0.0040755	0.019464
F1	1.59422	0.0770	0.00022	0.1064775	0.0077707	0.022026
F2	2.00020	13.7361	0.07451	0.0402510	0.147602	0.000016
F3	2.00020	17.2624	0.27220	0.0157030	0.216311	0.000001
F4	2.00020	19.0700	0.00753	0.0035455	0.205665	0.002704
ИСЛЫННЕ ДСЛМ	100.00	10.1707	09.02925			
ОБЪЕМНЫЕ ДСЛМ	100.00	0.4301	99.56807			
МАССОВЫЕ ДСЛМ	100.00	23.7598	76.24010			
ИСЛ. ВЕС	35.00	01.75	29.206			

ЧИСЛО ИТЕРАЦИЯ ДЛЯ ОПРЕДЕЛЕНИЯ КОНСТАНТ РАВНОВЕСИЯ 4

КОНСТАНТНЫЙ ФАКТОР СТЕПЕНИ 0.2050500000/МЗ.

Таблица 9

ДАВЛЕНИЕ, АТМ - 7.888 ТЕМПЕРАТУРА С° - 25.828
 6.77 АТМ ТЕМПЕРАТУРА 298.151 ГРАДУСОВ КЕЛЬВИНА

КОМПОНЕНТ НАЗВ	СОСТАВ		СОСТАВ		К		М	
	СОСТАВ	ЖИКОСТИ	ПАР	РАВНО	ЖИКОСТИ	ПАР		
CO2	0.26632	0.0437	0.27874	0.1911764	0.020264	0.304276		
N2	0.10229	0.0815	0.10334	0.3319672	0.020206	0.029978		
МЕТН	55.18426	2.1958	55.75512	0.4285034	0.04825	0.305914		
ETNH	11.02659	2.3997	11.11952	4.8386988	0.009882	0.114752		
PROF	20.18146	15.8474	20.15952	1.3407081	0.058874	0.373977		
I-04	3.94423	7.8658	3.91461	1.5541492	0.056239	0.077737		
N-C4	5.77164	14.5865	5.67855	0.3581864	0.115985	2.112842		
I-05	0.91641	5.4196	0.86758	0.1683285	0.053553	0.071415		
N-C5	0.88978	5.2876	0.75877	0.1154995	0.022129	0.018325		
F1	0.86822	10.8884	0.75385	0.8697354	0.116516	0.278283		
F2	2.67461	16.6532	0.58277	2.0302038	0.228933	0.15148		
F3	0.27273	14.8615	0.12378	2.0037993	0.197328	0.04335		
F4	0.06753	5.4547	0.00915	0.0217394	0.051489	0.018397		
ЖЕЛЬНЫЕ ДЛИ	100.00	1.8658	98.93417					
ОБЪЕМНЫЕ ДЛИ	100.00	0.8358	99.96981					
МАССОВЫЕ ДЛИ	100.00	1.6198	97.32817					
МЛ. ВЕС	29.71	73.82	29.248					

ЧИСЛО ИТЕРАЦИЙ ДЛЯ ОПРЕДЕЛЕНИЯ КОНСТАНТ РАВНОВЕСИЯ - 6

КОНДЕНСАЦИОННЫЙ ФАКТОР СТУПЕНИ 0.03222186 КР/МЗ

Таблица 10

ДАВЛЕНИЕ, АТМ = 6,800 ТЕМПЕРАТУРА С = 15,000
 3.0: АТМ ТЕМПЕРАТУРА 268.15 ГРАДУСЫ КЕЛЬВИНА

КОМПОНЕНТ НАЗВ	СОСТАВ	ГОСТАВ		К	М	М	М
		НИКОСТИ	ПАРА				
CO2	0.27874	0.2451	0.27244	6.0444212	0.022289	0.004134	
N2	0.10334	0.0812	0.10412	0.0526947	0.023045	0.001900	
MECH	55.75513	2.2699	56.16266	0.1661377	0.307010	0.311366	
ETHN	11.11953	2.4807	11.18547	4.5118303	0.310867	0.106227	
PROP	20.15592	16.6170	20.18252	1.2152891	0.126749	0.307548	
I-C4	3.91061	0.1345	3.87036	0.4771751	0.068819	0.077890	
N-C4	5.67659	16.5682	5.59275	0.3296466	0.142679	0.112291	
I-C5	0.36790	0.4125	0.02527	0.1280262	0.067406	0.020583	
N-C5	0.75077	7.4396	0.69971	0.0941010	0.078198	0.017445	
F1	0.75369	12.4682	0.06368	0.0532967	0.142948	0.010062	
F2	2.56277	17.1131	0.37957	0.0219791	0.217641	0.011446	
F3	0.12378	9.1704	0.05444	0.0259597	0.106892	0.001935	
F4	0.09949	1.0985	0.00110	0.0010710	0.019598	0.000002	
ИЗМЕНЕНИЕ ДАВЛ	100.00	2.7575	99.24240				
ИЗМЕНЕНИЕ ДАВЛ	100.00	0.0203	99.97916				
МАССОВЫЕ ДАВЛ	100.00	1.7706	98.22144				
ИЗМ. ВЕС	29.24	60.64	28.939				

ЧИСЛО ИТЕРАЦИЙ ДЛЯ ОПРЕДЕЛЕНИЯ КОНСТАНТ РАВНОВЕСИЯ 7

КОЭФФИЦИЕНТ ФАКТОР СТУПЕНЬ 0.2217674337/МЗ

Таблица II

ДАВЛЕНИЕ ПАРА 5,900 ТЕМПЕРАТУРА ДА 7,000
4.00 АТМ ТЕМПЕРАТУРА 233.15 ГРАДУСОВ КЕЛЬВИНА

КОМПОНЕНТ НАЗВ	СОСТАВ	СОСТАВ		К РАВНС	Н УВЯЖОСТИ	Н ПАРА
		УВЯЖОСТИ	ПАРА			
CO2	0.27246	0.0448	0.27375	0.2163775	0.000241	0.044194
N2	0.10412	0.0811	0.10465	0.9468535	0.000005	0.001021
MEPH	56.16456	1.0556	56.46582	30.4436369	0.004463	0.315317
ETHN	11.18547	2.4249	11.23489	4.0338711	0.010932	0.117081
PROP	20.18253	17.2635	20.15911	1.1762995	0.114133	0.310035
I-C4	3.07836	0.7773	3.05122	0.4389243	0.076487	0.077916
N-C4	5.59079	10.5017	5.51982	2.2577306	0.161576	0.111657
I-C5	0.02557	7.1075	0.79577	1.1113015	0.076083	0.019059
N-C5	0.09971	0.2509	0.05780	0.0797302	0.000231	0.016527
F1	0.06368	13.4886	0.59368	0.0439011	0.159111	0.016741
F2	0.37597	16.5344	0.28047	0.0173389	0.210346	0.008785
F3	0.05464	5.5293	0.02437	0.0043091	0.004945	0.000067
F4	0.00118	0.1888	0.00034	0.0007247	0.023407	0.000026
КОЛЬЕВЫЕ ДОЛИ	100.00	0.5500	99.44910			
ОБЪЕМНЫЕ ДОЛИ	100.00	0.0123	99.98770			
МАССОВЫЕ ДОЛИ	100.00	1.2696	98.73030			
МЛА. ВЕС	28.94	66.70	28.730			

ЧИСЛО ИТЕРАЦИЙ ДЛЯ ОПРЕДЕЛЕНИЯ КОНСТАНТ РАВНОВЕСИЯ

КОНДЕНСАТНЫЙ ФАКТОР СТУПЕНИ 0.01534810КР/КО

Таблица 12

ДАВЛЕНИЕ, АТА= 2.190 ТЕМПЕРАТУРА С= 5.000
 ВЕРОЯТНО, КРИТИЧЕСКАЯ ИЛИ ОДНОФАЗНАЯ ОБЛАСТЬ
 2.03 АТМ ТЕМПЕРАТУРА 276.13 ГРАДУСЫ КЕЛЬВИНА

I	КОМПОНЕНТ И НАЗВ	СОСТАВ				I	K РАВНС	I	K ЖАКОСТИ	I	M ПАРА
		СОСТАВ	ЖАКОСТИ	ПАРА	ПАРА						
I	CO2	0.27373	0.2737	0.27373	1.0000000	0.004193	0.004193				
I	N2	0.10465	0.1047	0.10470	1.0000019	0.001021	0.001021				
I	MEIN	56.46380	56.4614	56.47016	1.0000019	0.031527	0.0315359				
I	ETHN	11.23480	11.2342	11.23382	1.0000000	0.117579	0.117506				
I	PROP	20.19911	20.2018	20.19720	0.9999974	0.0310047	0.0310020				
I	I-C4	3.05123	3.0519	3.05000	0.9999970	0.077924	0.077807				
I	N-C4	5.51982	5.5209	5.51805	0.9999961	0.111671	0.111644				
I	I-C5	0.79077	0.7910	0.78850	0.9999950	0.019807	0.019856				
I	N-C5	0.65700	0.6580	0.65771	0.9999940	0.016525	0.016510				
I	P1	0.59260	0.5929	0.59251	0.9999940	0.016251	0.016243				
I	P2	0.20647	0.2066	0.20637	0.9999925	0.000747	0.000702				
I	P3	0.02432	0.0243	0.02431	0.9999915	0.000000	0.000000				
I	P4	0.00014	0.0001	0.00014	0.9999900	0.000000	0.000000				
I	МАСШЕНЫЕ ЧОИ	100.00	50.0000	50.00000							
I	ОБЪЕМНЫЕ АСЛИ	100.00	49.9999	50.00000							
I	МАССОВЫЕ АСЛИ	100.00	50.0000	49.99770							
I	МСА, БЕС	20.73	20.73	20.720							

ЧИСЛО ИТЕРАЦИЙ ДЛЯ ОПРЕДЕЛЕНИЯ КОНСТАНТ РАВНОВЕСИЯ: 2

$$T_{\text{кип}} C_5 = 309,3, \quad \eta = 7,594 + \frac{1,197}{2} = 8,193.$$

Т.е. ордината, соответствующая температуре кипения, должна пере-
сечь середину отрезка, соответствующего содержанию компонента.

Координаты следующей точки:

$$T_{\text{кип}} C_4 = 301, \quad \eta = 7,594 + 1,197 + \frac{1,23}{2} = 9,406.$$

Аналогично определяем координаты точки для $H-C_4$:

$$T_{\text{кип}} C_3 = 272,7, \quad \eta = 7,594 + 1,197 + 1,623 + \frac{6,31}{2} = 13,176.$$

Через эти точки проводим кривую. На графике координаты вычис-
ленных точек обозначены треугольником (Δ).

Примем решение, что фракцию C_{6+} необходимо разбить на 4 фрак-
ции. На кривой $\eta = f(T_{\text{кип}})$ отметим содержание фракций $C_{6+} - (X)$.
Оно, согласно анализу, составляет 7,594%. Для удобства примем
содержание 1-ой фракции (F_1) равным 1,594%, 2-й (F_2) - 2%,
3-й (F_3) - 2% и 4-й (F_4) - 2%.

$$1,594 + 2 + 2 + 2 = 7,594$$

Найдем на графике средние температуры кипения фракций, как
соответствующие по координатам серединам отрезков, отвечающих со-
держанию каждой фракции.

$$\text{Для } F_1 \text{ это } 2 + 2 + 2 + \frac{1,594}{2} = 6,797.$$

На оси η находим величину 6,797, проводим линию, параллель-
ную оси T , до пересечения с кривой $\eta = f(T)$. Точка пересе-
чения обозначена окружностью (\odot). От точки пересечения опускаем
перпендикуляр на ось T и находим для F_1 среднюю температуру
кипения - 325 К. Аналогично для F_2 от точки с содержанием 5%
- 328 К, для F_3 от точки с содержанием 3% имеем $T = 380$ К, для
 $\eta = 1\%$ имеем $T = 419$ К.

Таблица 13

Компонентный состав газовой смеси

Компоненты	Мольная концентрация, %	$T_{\text{кип}}$, К
1	2	3
CO_2	0,245	194,65
N_2	0,092	77,35
CH_4	49,790	117,85

I	:	2	:	3
C_2H_6		10,122		154,55
C_3H_8		19,308		220,95
$i-C_4H_{10}$		4,098		261,50
$n-C_4H_{10}$		6,310		272,70
$i-C_5H_{12}$		1,230		301,00
$n-C_5H_{12}$		1,197		309,30
F_1		1,594		325,00
F_2		2,000		343,00
F_3		2,000		360,00
F_4		2,900		419,00
		<u>100,000</u>		

Расчет индивидуальных свойств фракций выполнен на ЭВМ ЕС 1022. Затем выполнялся расчет парожидкостного равновесия для 1-го, 2-го, 3-го и 4-го конденсаторов и термодинамический расчет конца газопровода. При этом состав равновесной паровой фазы первого конденсатора (y_i) есть состав смеси (P_i) для расчета парожидкостного равновесия 2-го конденсатора и т.д.

2.2. Расчеты определения объема конденсата в конденсаторах

Воспользуемся результатом расчета равновесия для условной 1-го конденсатора: $Z = 0,1017$; $M_K = 31,77$.

Вычисляем:

$$G_K = 100000 \cdot 0,1017 = 10,17 \cdot 10^3 \text{ (кг/сутки)}.$$

По графику рис. 1 находим $q_K = 5,2 \cdot 10^{-3}$.

Объем углеводородного конденсата составит:

$$V_K = G_K \cdot q_K = 10,17 \cdot 5,2 \cdot 10^3 = 52,83 \text{ (м}^3\text{/сутки)}.$$

Вычислим влагосодержание газа в начале газопровода:

$$W_H = \frac{5,626 \cdot 10}{10,1 \cdot 1,0} + 2,63 \cdot 10^{-2} = 5,83 \text{ (кг/1000 м}^3\text{)}.$$

Поскольку температура газа над 1-м конденсатором не упадет, по сравнению с началом газопровода, а давление снизилось, то влагосодержание не изменится и, следовательно, водяного конденсата не будет.

Ко 2-му конденсатороборудку поступает следующее количество газа:

$$G = 10000 (1 - 0,0107) = 99,83 \cdot 10^3 \text{ (м}^3\text{/сутки)}.$$

По результатам расчета парциального давления для условий 2-го конденсатороборудка $L = 0,0106$ и $M_K = 73,62$.

$$G_K = 99,83 \cdot 10^3 \cdot 0,0106 = 0,95 \cdot 10^3 \text{ (м}^3\text{/сутки)}.$$

По графику рис. 1 находим $g_1 = 4,75 \cdot 10^{-3}$.

Вычисляем:

$$V_K = 0,95 \cdot 10^3 \cdot 4,75 = 4,51.$$

Влажностное содержание газа после 1-го конденсатороборудка составляет 5,83 кг/1000 м³.

Вычисляем влажностное содержание газа над 2-м конденсатороборудком:

$$A = 2,415 \cdot 10; \quad B = 1,398 \cdot 10^{-1}$$

$$W = \frac{2,415 \cdot 10}{10,1 \cdot 0,7} + 1,398 \cdot 10^{-1} = 3,56 \text{ (кг/1000 м}^3\text{)}$$

Определяем объем водяного конденсата:

$$V_{K_1} = \frac{99,83 \cdot 5,83 - 99,83 (1 - 0,0106) \cdot 3,56}{99,20} = 0,2077 \text{ (м}^3\text{/сутки)}.$$

Общий объем конденсата: $V = 4,51 + 0,21 = 4,72 \text{ (м}^3\text{/сутки)}$.

Аналогично делаем вычисления по 3-му конденсатороборудку:
 $L = 3,007576$; $M_K = 69664$.

$$G = 99,83 \cdot 10^3 (1 - 0,0106) = 98,88 \cdot 10^3 \text{ (м}^3\text{/сутки)}$$

$$G_K = 98,88 \cdot 10^3 \cdot 0,007576 = 0,67 \cdot 10^3 \text{ (м}^3\text{/сутки)}$$

Определяем $g_K = 4,5 \cdot 10^{-3}$;

$$V_K = 0,67 \cdot 10^3 \cdot 4,5 \cdot 10^{-3} = 3,03 \text{ (м}^3\text{/сутки)}$$

Вычисляем влажностное содержание над 3-м конденсатороборудком:

$$A = 1,316710; \quad B = 8,925 \cdot 10^{-2}$$

$$W = \frac{1,316 \cdot 10}{10,7 \cdot 0,6} + 8,925 \cdot 10^{-2} = 2,26 \text{ (кг/1000 м}^3\text{)}$$

Определяем объем водяного конденсата:

$$V_{K_2} = \frac{98,88 \cdot 2,26 - 98,98 (1 - 0,007576) \cdot 2,26}{99,20} = 0,12 \text{ (м}^3\text{/сутки)}$$

Общий объем конденсата:

$$V = 3,03 + 0,12 = 3,15 \text{ (м}^3\text{/сутки)} .$$

Выполняем вычисления для 4-го конденсатосборника:

$$L = 0,0056; M_K = 66,7.$$

$$G = 88,88 (1 - 0,007576) = 88,21 ;$$

$$G_K = 88,21 \cdot 0,0055 = 0,49 \cdot 10^3 \text{ (м}^3\text{/сутки)}.$$

$$\text{Находим: } g_K = 4,47 \cdot 10^{-3} ;$$

$$V_K = 0,49 \cdot 4,4 = 2,14 \text{ (м}^3\text{/сутки)}.$$

Определяем влагосодержание:

$$A = 7,675; \quad B = 6,005 \cdot 10^{-2};$$

$$W = \frac{7,675}{10,1 - 0,5} + 6,005 \cdot 10^{-2} = 1,58 \text{ (кг/1000 м}^3\text{)} ;$$

$$V_{6K} = \frac{88,21 \cdot 2,26 - 88,21(1 - 0,0055) \cdot 1,58}{998,20} = 0,061 \text{ (м}^3\text{/сутки)} ;$$

$$V = 2,14 + 0,06 = 2,20 \text{ м}^3\text{/сутки)}.$$

В конце газопровода, согласно расчету, однофазное состояние, общее количество конденсата:

$$V = 52,88 + 4,72 + 3,15 + 2,2 = 62,95 \text{ (м}^3\text{/сутки)} .$$

2.3. Если нет необходимости определять количество конденсата в каждом конденсатосборнике, то можно воспользоваться выражением (7) или выражениями (37) и (38) для расчетов. Пример расчета по выражению (7) приведен выше.

По формуле (37) находим общую молярную долю конденсата:

$$L = 1 \cdot 0,1017 + 0,0106 \cdot 0,8983 + 0,0075 \cdot 0,8983 \cdot 0,9693 + 0,0055 \cdot 0,8983 \cdot 0,9924 = 0,1228 .$$

Средний молекулярный вес конденсата:

$$M_K = \frac{35 - 28,723 (1 - 0,1228)}{0,1228} = 70,79 .$$

Находим:

$$g_K = 5,15 \cdot 10^{-3} ;$$

$$G_K = 100 \cdot 0,1228 = 12,28 \cdot 10^3 \text{ (м}^3\text{/сутки)} ;$$

$$V_K = 12,28 \cdot 5,15 = 63,24 \text{ (м}^3\text{/сутки)} .$$

Объем водяного конденсата составляет: $V_{вк} = 0,285$ (м³/сутки).
 Общий объем конденсата $V = 63,240 + 0,285 = 63,525$ (м³/сутки).

3. Определение погрешности вычисления

Расход газа определяется со среднеквадратичной погрешностью 5 %, концентрация метана - 5 %, концентрация азота - 10 %:

$$\sigma_{(C_2H_2)} = \sqrt{\left(\frac{49,8}{49,81} \cdot 5\right)^2 + \left(\frac{0,1}{49,81} \cdot 10\right)^2} = 5 \%$$

Для случая вычислений по разности концентраций летучих компонентов среднеквадратическая погрешность составит:

$$\sigma_{G_k} = \sqrt{\left(\frac{2 \cdot 49,81}{56,46 + 0,1 - 49,81} \cdot 5\right)^2 + 25} = 52,4 \%$$

Вычислим погрешности при варианте прогнозного определения количества конденсата. Общую молярную долю пара найдем по формуле (38):

$$e = 0,8982 \cdot 0,9893 \cdot 0,9924 \cdot 0,9945 = 0,8777.$$

По выражению (41) вычислим σ_e , имея ввиду, что константу равновесия каждого компонента можно взять по одной из ступеней расчета:

$$\sigma_e = \sqrt{\frac{5^2}{0,8777^2 \cdot 0,4426^2} + 10^2} = 16,16 ;$$

$$\sigma_L = \frac{0,8777}{0,1223} \cdot 16,16 = 116 \%$$

$$\sigma_{G_k} = \sqrt{\sigma_G^2 + \sigma_L^2} = \sqrt{5^2 + 116^2} = 116,11 \%$$

СОДЕРЖАНИЕ

	Стр.
1. Общие положения	3
2. Определение объема конденсата, выпадающего в газопроводе	8
3. Расчет молярной доли конденсата с помощью уравнения состояния газовой смеси	14
4. Определение погрешности вычислений	23
Литература	23
Приложение. Пример расчета	24

РУКОВОДЯЩИЙ ДОКУМЕНТ

М Е Т О Д И К А

**ОПРЕДЕЛЕНИЯ КОЛИЧЕСТВА КОНДЕНСАТА,
ВЫПАДАЮЩЕГО В ГАЗОПРОВОДЕ**

РД 39-0147103-311-86

460055, Уфа, просп. Октябр., 144/3

Подписано в печать 30.01.86г. ЛД1180
Формат 60x90 1/16. Уч.-изд.л. 1,8. Тираж 70 экз.

Заяв 41

Ротапринт УНИИСПТнефтя