

Министерство нефтяной промышленности
ВНИИСПТнефть

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 1985 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 изложены способы определения количества водного и углеводородного конденсатов, выпадающих в газопроводе за счет охлаждения 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 предприятия институт ВНИСИПнефть может представить для ЭВМ ЭС-1022 инструкцию и карточки программы расчета количества конденсата, выпадающего в газопроводе, методом которой основана на использовании уравнения Пейта-Робинсона.

Настоящая "Методика..." разработана авторским коллективом:
от ВНИСИПнефть - Галин И.Н., Зштейн Г.В., Корнева К.Б., Красильникова Г.Н., Звоницкая Г.С.;

от ЦНИИ и ГИ - Туревич Г.Р., Брусловский А.И.;

от Запсибнефть - Амирханов М.М., Рейн Г.Н., Сидоров В.А., Мухоморов М.Н.;

от ВЭС Союзнефтегазпереработки - Хусалтов 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 присланы 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 конденсатосборнике конденсата;

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

вычислением по изменению концентраций наиболее летучих компонентов;

расчетом с помощью уравнения состояния газовой смеси.

I.3. Область применения методов определения количества конденсата:

на действующих газопроводах

измерением количества собранного в конденсатосборниках конденсата,

вычисляем по изменению концентраций наиболее летучих компонентов по длине газопровода;

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

I.4. При прогнозном определении количества выпадающего конденсата газопровод условно рассматривается как система многоступенчатой дифференциальной конденсации газа. Ступенями конденсации приняты места установки конденсатосборников. Парскажностное 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 равн. весного пара предыдущей ступени конденсации.

I.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
I	2	3
Давление	P	МПа
Давление атмосферное	$P_{атм}$	МПа
Давление газа в начале, конце исследуемого 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, концисследуемого участка газопровода	$T_n; T_k$	К
Температура критическая индивидуального компонента или фракции конденсата	$T_{кр_i}$	К

I	2	3
Температура кипения индивидуально-го компонента или средняя температура кипения фракции конденсата	$T_{кип i}$	К
Коэффициент сжимаемости газа	Z	-
Универсальная газовая постоянная	R	Дж/(кг/моль)К
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 индивидуально-го компонента или фракции конденсата в смеси	n_i	%
Молярная концентрация индивидуально-го компонента или фракции конденсата в равновесной парогазовой фазе	y_i	-
Молярная концентрация индивидуально-го компонента или фракции конденсата в равновесной жидкой фазе	x_i	-

I	2	3
Молярная доля газовой (паровой) фазы	e	—
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_n	—
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 $P_{кр}, T_{кр}$	A_i	—
Плотность индивидуального компонента в жидком состоянии или фракции конденсата	ρ_i	г/см ³
Поправочный коэффициент для пересчета плотности жидких углеводородов	α	г/см ³
Коэффициенты уравнения Пенга-Робинсона для смеси	a	$\frac{\text{Па} \cdot \text{м}^6}{(\text{кг/моль})^2}$
	b	м ³ /кг моль
	A	—
	B	—
Коэффициенты уравнения Пенга-Робинсона для индивидуального компонента или фракции конденсата	a_i	$\frac{\text{Па} \cdot \text{м}^6}{(\text{кг моль})^2}$

1	2	3
	b_i	$\text{м}^3/\text{кг моль}$
	α_i	-
	β_i	-
при $i \neq j$ в смеси	α_j	$\frac{j \text{м} \cdot \text{м}^6}{(\text{кг моль})^2}$
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	σ	-
Конденсатный фактор	g	$\text{г}/\text{м}^3$
Конденсатный фактор одной ступени конденсации	g_k	$\text{г}/\text{м}^3$
Число ступеней конденсации	L	-
Среднеквадратическая относительная погрешность определения объема конденсата, образующегося в газопроводе	$\sigma_{бк}$	%
Среднеквадратическая относительная погрешность измерения расхода газа	$\sigma_{бг}$	%
Среднеквадратическая относительная погрешность определения концентрации индивидуальных компонентов в смеси	σ_{n_i}	%
Среднеквадратическая относительная погрешность определения констант фазового равновесия	σ_r	%
Среднеквадратическая относительная погрешность численного решения задачи паровой фазы	σ_s	%

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, определяют по выражению:

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

2.1.2. Молекулярную массу углеводородного конденсата находят по формуле:

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

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:

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

где 999,2 - плотность воды при 20 °С.

2.2.2. Влажность газа в начале и конце газопровода находят экспериментально.

Влажность газа не производится, то при условии отсутствия влаги в газе рассчитывают влажность газа в начале и конце участка газопровода при P_x и T_x и в конце при P_k и T_k по формуле:

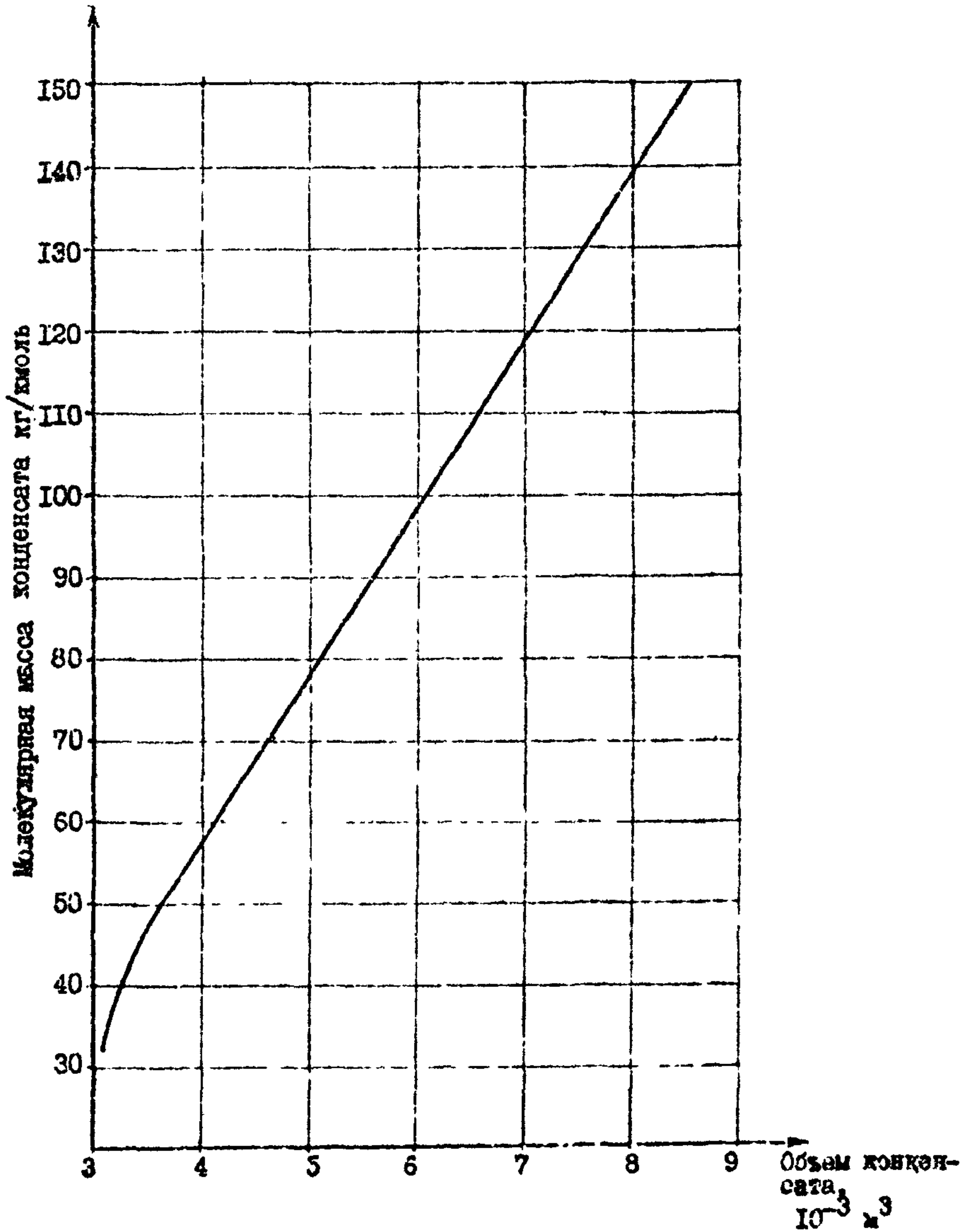


Рис. 1. Объем конденсата, образующегося из 1 м^3 газа

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

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 вычислении 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	$8,090 \cdot 10^{-1}$	$1,168 \cdot 10^{-2}$
253	$9,600 \cdot 10^{-1}$	$1,340 \cdot 10^{-2}$
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
261	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	9,360 · 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

I	:	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		1,327
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

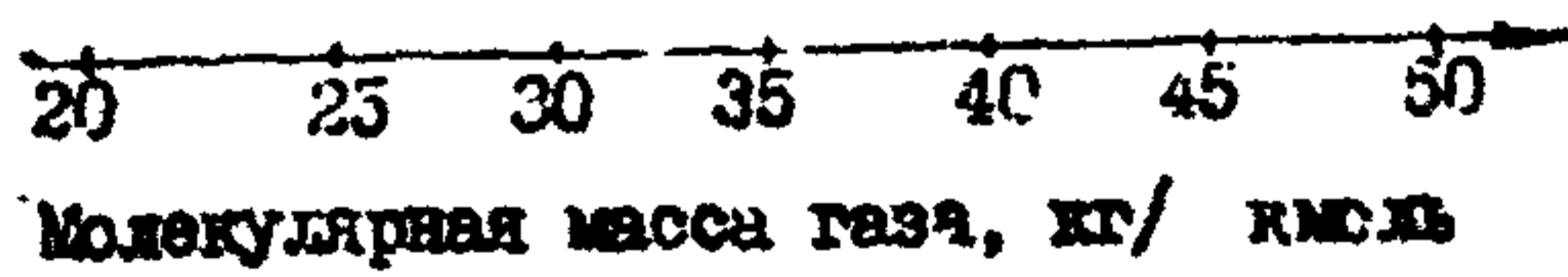
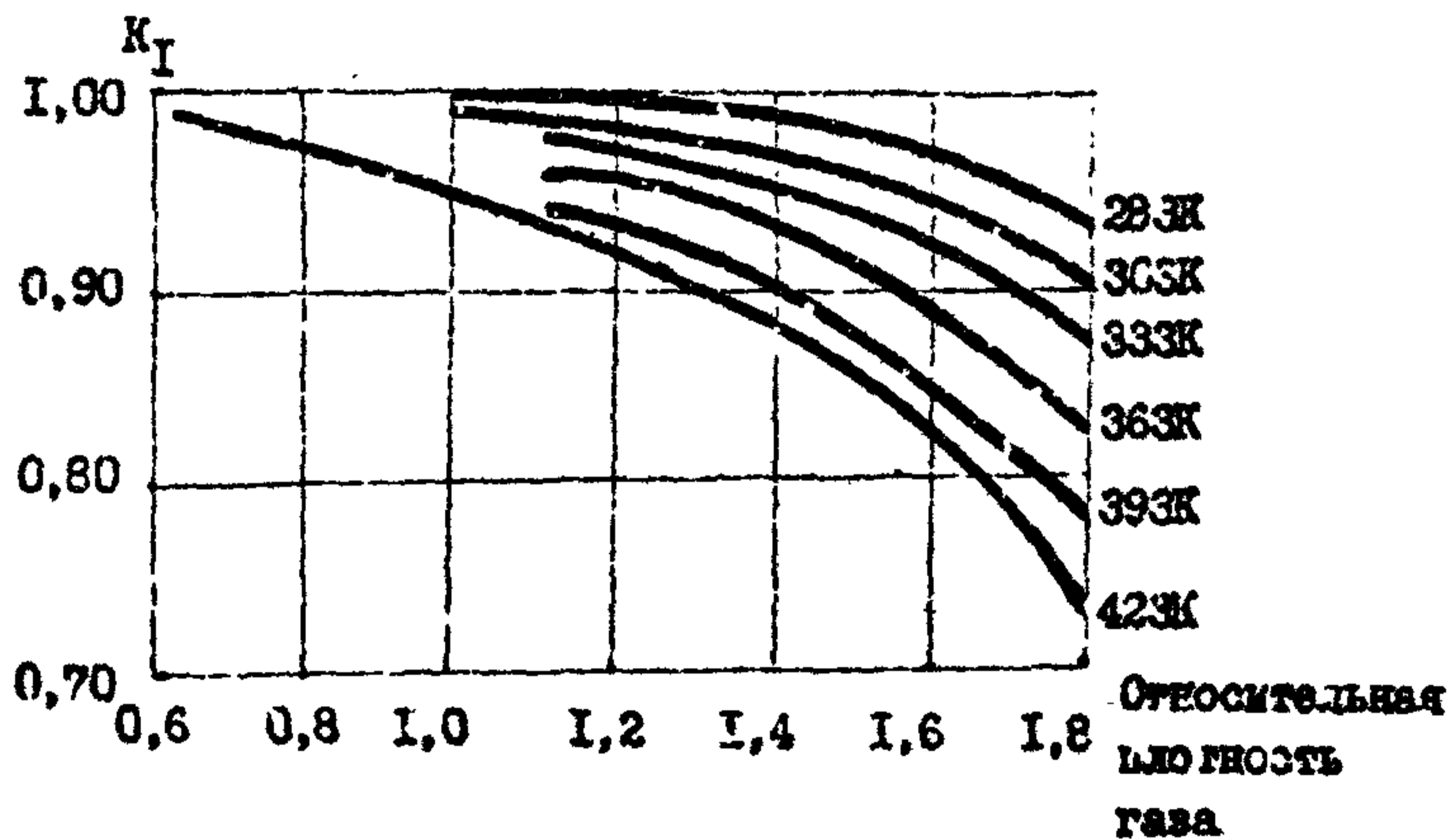
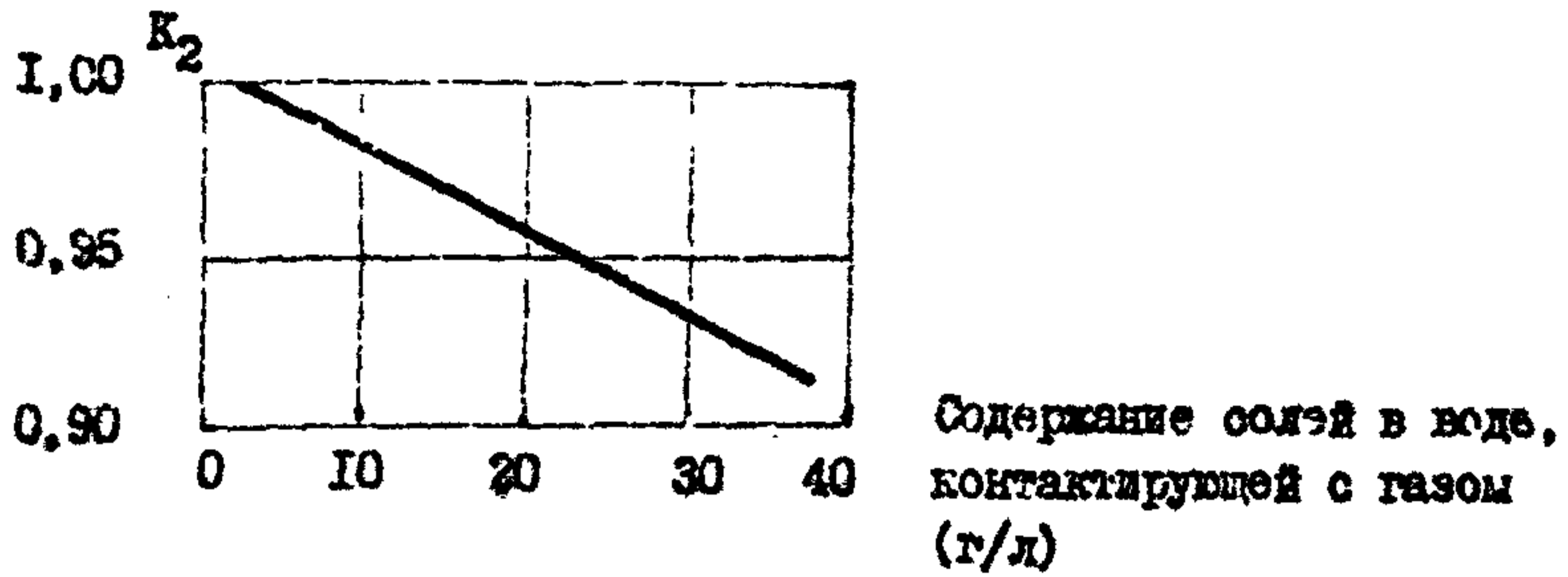


Рис. 2. Значение поправочных коэффициентов K_I , K_2

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 расшифровывается (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 конца 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:

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

$$M_i = 54,389 + 0,17566 t_i + 12102 \cdot 10^{-4} \cdot t_i^2 + 0,22985 \cdot 10^{-6} \cdot t_i^3; \quad (8)$$

$$C_{\text{ки}}^{200} = M_i (1,597 \cdot 10^{-3} + 5,647 \cdot 10^{-6} \cdot t_i - 8,303 \cdot 10^{-8} \cdot t_i^2 - 1,533 \cdot 10^{-10} \cdot t_i^3 - 8,742 \cdot 10^{-14} \cdot t_i^4); \quad (9)$$

Таблица 3

Константы и критические параметры газов и жидкостей

Вещество	Молекулярная масса, м	Температура кипения, Т _{кип}		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	30,038	-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	135,95	408,10	3,77	2,4911	0,192
н-пентан	72,151	36,07	309,22	197,35	469,50	3,48	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	268,15	540,30	2,83	4,1679	0,352
октан	114,220	125,66	398,82	296,45	568,60	2,58	4,6870	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
хлор	32,000	-132,98	90,21	-117,35	154,80	5,24	1,3311	0,021

$$P_{277}^{295} = P_{288}^{288} - 4.4\alpha \quad (10)$$

Величины α определяются из таблицы 4.

$$P_{кр_i} = \exp \left\{ 2,30259 \left[2,829041 + (0,244204 \cdot 10^{-3} - 0,3047475 \cdot 10^{-5} t_i) t_i - \right. \right. \\ \left. - 0,20876 \cdot 10^{-4} A_i \cdot t_i + 0,15144 \cdot 10^{-1} t_i^3 + (0,110479 \cdot 10^{-7} + \right. \\ \left. + 0,129495 \cdot 10^{-2} A_i) A_i \cdot t_i^2 - 0,482716 \cdot 10^{-2} A_i^2 t_i \right] \cdot 0,00698 \quad ; \quad (11)$$

$$T_{кр_i} = \left[768,0712 + (1,74337 - 0,10834 \cdot 10^{-2} t_i) t_i - \right. \\ \left. - 0,892458 \cdot 10^{-2} A_i t_i + A_i t_i + 0,3889 \cdot 10^{-6} t_i^3 + \right. \\ \left. + (0,53095 \cdot 10^{-5} + 0,32712 \cdot 10^{-7} A_i) A_i t_i^2 \right] \frac{1}{1,8} \quad , \quad (12)$$

$$A_i = \frac{144,5}{P_{277}^{295}} - 131,5 \quad , \quad (13)$$

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

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

3.3. Расчет перодического равновесия

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

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

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_{5+} вышле

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

$$\sum_{i=1}^n (y_i - x_i) - \sum_{i=1}^n \frac{n_i (\kappa_i - 1)}{1 + v (\kappa_i - 1)} = 0 \quad (16)$$

Для нахождения значения v , 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:

$$x_i = \frac{n_i}{1 + v (\kappa_i - 1)}, \quad y_i = x_i \kappa_i \quad (17)$$

3.3.4. Для паровой фазы вычисляют коэффициенты уравнения состояния:

$$a_i = 2,45724 \frac{R^2 T_{кр_i}^2}{P_{кр_i}} \alpha_i(T), \quad (18)$$

где

$$\alpha_i(T) = \left\{ 1 + \beta_i \left[1 - \left(\frac{T}{T_{кр_i}} \right)^{0,5} \right] \right\}^2; \quad (19)$$

$$\beta_i = 0,57464 + 1,54226 \omega_i - 0,26992 \omega_i^2; \quad (20)$$

$$b_i = 0,778 \frac{R \cdot T_{кр_i}}{P_{кр_i}}; \quad (21)$$

$$\sigma_{ij} = (a_i \cdot a_j)^{0,5}; \quad (22)$$

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

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

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

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

3.3.5. Решают уравнение по определенным коэффициентам 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. Вычисляют летучесть компонентов в фазе в равновесной газовой фазе:

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

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

3.3.8. Решают уравнение (27) по определенным коэффициентам сжимаемости жидкой фазы.

3.3.9. Для каждого компонента в фазе в равновесной жидкой фазе по выражению (28) вычисляют летучесть, беря x_i вместо y_i .

3.3.10. Корректируется значение константы равновесия:

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

3.3.11. Проверяют неравенство

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

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

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

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

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

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

$$L_k = 1 - e ; \quad (33)$$

$$qe = \frac{L_k \cdot M_k}{24,04} . \quad (34)$$

3.4. Расчет молярной доли конденсата по результатам парожидкостного равновесия

3.4.1. В случае, когда по длине газопровода отсутствуют конденсатосборники и весь образующийся 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:

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

3.4.2. Для случая, когда по газопроводу установлены емкости для сбора конденсата, расчет парожидкостного равновесия выполняют 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 $y_i^{(1)} = n_i^{(1)}$, P_2 и T_2 и т.д.

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

$$n_i^{(e)} = y_i^{(e-1)} , \quad P_k \text{ и } T_k .$$

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 ВНИСПНефть.

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);

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

составляющими или совокупностью составляющих погрешностей, равных или менее 30 % результирующей погрешности, пренебрегают.

4.2. При расчете парожидкостного равновесия принято, что

$$b_{K_i} = 15 \% .$$

Среднеквадратическую погрешность молярной доли пара определяют по уравнению

$$b_e = \sqrt{\frac{b_{\eta_i}^2}{e^2 \left(\sum \frac{\eta_i K_i}{[1 + e(K_i - 1)]^2} \right)^2} + b_{K_i}^2} . \quad (38)$$

Среднеквадратическую погрешность молярной суммарной доли конденсата вычисляют по выражению

$$b_L = \frac{e}{1-e} b_e . \quad (39)$$

ЛИТЕРАТУРА

1. РД 39-1-1213-84. Методические указания по определению технологических потерь нефтяного газа при сборе, подготовке и внутрипромысловом транспортировании. -Уфа, НИИСПТнефть, 1984.
2. РД 50-213-80. Правила измерения расхода газов и жидкостей стандартными сушащими 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, НИПИГазпереработка, 1982.

ПРИМЕР РАСЧЕТА

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

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 $A_H = 5,625 \cdot 10^3$; $B_H = 2,63 \cdot 10^{-1}$; $A_K = 6,6875$; $B_K = 6,005 \cdot 10^{-2}$;

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

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

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

Общий объем конденсата

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

Находим объем газа в конце рассматриваемого участка:

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

2. Расчет количества конденсата с помощью уравнения состояния

По длине газопровода установлено 4 конденсатосборника.

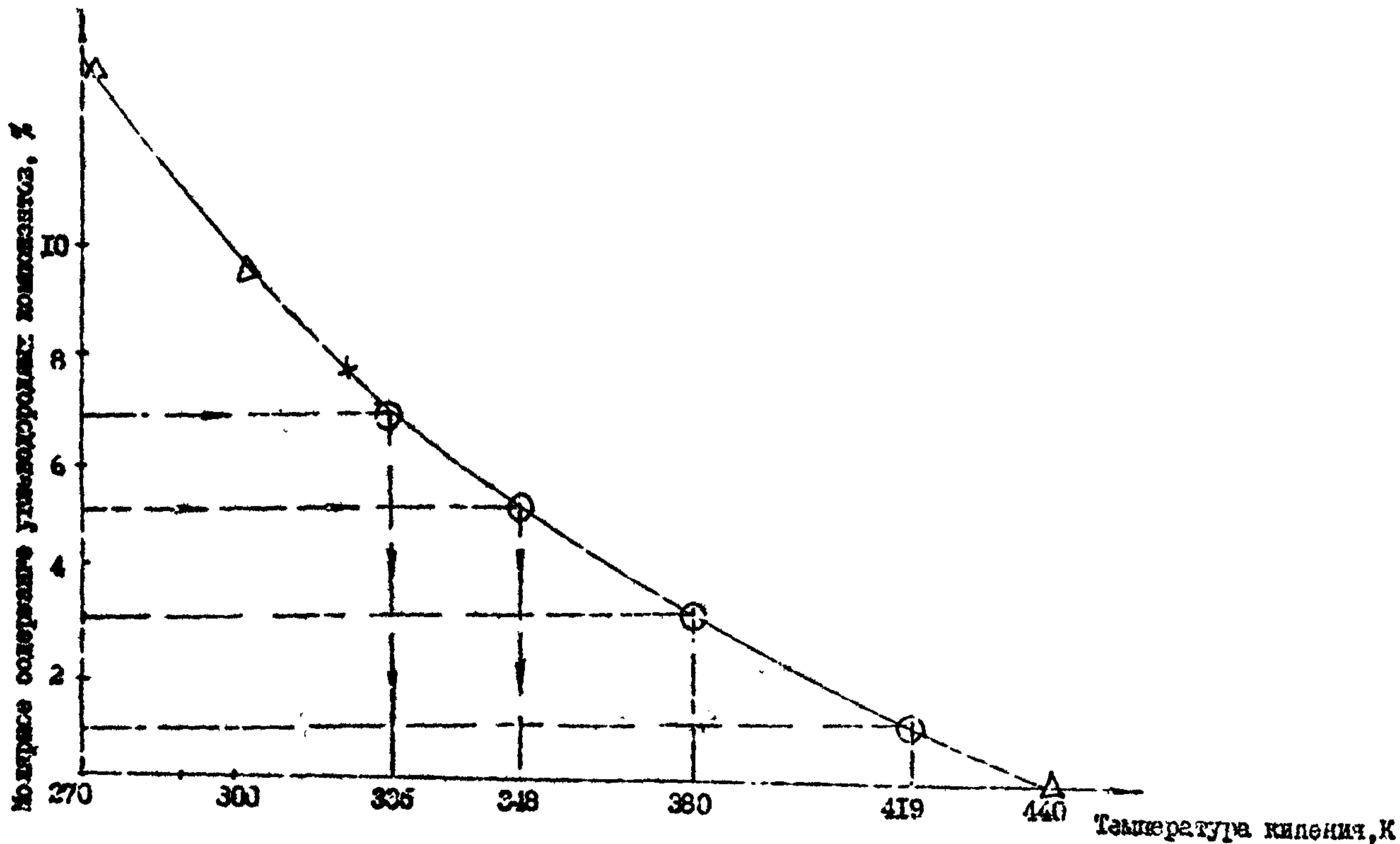


Рис. 3. Зависимость мольного содержания тяжелых фракций смеси от их средней температуры кипения

Таблица 6

Термодинамические условия в местах установки
конденсаторов

№ конденсатора	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	Мольная концентрация
CO ₂	0,24503
2	0,09201
CH 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 проб газа выполнен до компонента C₆₊, концентрация которого 7,59 %, строится график концентрации отдельных компонентов и их температуры кипения (рис. 3). Экстраполируя кривую, соединяющую точки графика, находится 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, АТМ = 8.000 ТЕМПЕРАТУРА С° = 48.022
 7.74 АТМ ТЕМПЕРАТУРА 313.197 КЕЛЬВИНА

I	КОМПОНЕНТ :		СОСТАВ		I	K	I	M	I	M
	НАЗВ	СОСТАВ	ЖИДКОСТИ	ПАРА						
I	CO2	0.24503	0.2394	0.26022	I	6.2219048	I	0.000212	I	0.003975
I	N2	0.09221	0.0916	0.10225	I	65.8293579	I	0.020005	I	0.000961
I	МЕТН	49.75659	2.2161	55.10420	I	24.0327942	I	0.024348	I	0.298026
I	ETAN	10.12342	2.1465	11.02355	I	5.1276045	I	0.027894	I	0.111614
I	PROP	19.31071	12.3266	20.10146	I	1.6285077	I	0.066419	I	0.200394
I	I-C4	4.09858	2.4618	3.74423	I	0.7215136	I	0.038325	I	0.077174
I	N-C4	6.31089	11.2736	5.77104	I	0.5207952	I	0.070718	I	0.112934
I	I-C5	1.23017	4.0813	0.91641	I	0.2288921	I	0.033308	I	0.022253
I	N-C5	1.19717	4.6156	0.00970	I	0.1752633	I	0.040755	I	0.019464
I	F1	1.59422	6.0770	0.06022	I	0.1064775	I	0.077727	I	0.022026
I	F2	2.00020	13.7361	0.67451	I	0.0492510	I	0.147682	I	0.000016
I	F3	2.00020	17.2624	0.27220	I	0.0157036	I	0.216311	I	0.009291
I	F4	2.00020	19.0780	0.00753	I	0.0035455	I	0.205645	I	0.002704
I	ЖИДКОСТИ	100.00	10.1707	89.82925						
I	ПАРА	100.00	0.4581	99.54187						
I	МАССОВЫЕ ЖИДКОСТИ	100.00	23.7598	76.24016						
I	МАССОВЫЕ ПАРА	35.00	81.77	29.706						

25

ЧИСЛО ИТЕРАЦИЙ ДЛЯ ОПРЕДЕЛЕНИЯ КОНСТАНТ РАВНОВЕСИЯ = 4

КОНСТАНТ РАВНОВЕСИЯ = 0.20505050 КГ/М³

Таблица 9

ДАВЛЕНИЕ, АТМ - 7.000 ТЕМПЕРАТУРА СЕ 25.000
 6.77 АТМ ТЕМПЕРАТУРА 290.151 РАВНЫМ КЕЛЬВИНА

КОМПОНЕНТ НАЗВ	СОСТАВ	СОСТАВ		К		М	
		ЖИДКОСТИ	ПАРА	РАВНО	ЖИДКОСТИ	ПАРА	
CO2	0.26632	7.0437	0.27874	0.1911961	0.020264	0.004275	
N2	0.10229	0.0015	0.10334	0.0319672	0.020206	0.009927	
МЕТН	55.18426	2.1950	55.75513	0.4305034	0.004825	0.305914	
ЕТНН	11.02659	2.3997	11.11953	4.0386900	0.009002	0.114553	
ПРОП	20.10146	15.0474	20.15952	1.3407001	0.250874	0.373977	
I-С4	3.94423	7.0650	3.91061	0.5541492	0.056239	0.077737	
N-С4	5.77164	14.5665	5.67050	0.3501064	0.115905	2.112049	
I-С5	0.91641	5.4196	0.86750	0.1003285	0.053553	0.071415	
N-С5	0.00070	5.2876	0.75077	0.1154995	0.062129	0.018325	
F1	0.06022	10.0004	0.75300	0.0697354	0.110516	0.070283	
F2	0.07451	10.0532	0.50277	0.0302030	0.200933	0.015140	
F3	0.27223	14.0615	0.12370	0.0057993	0.197320	0.004335	
F4	0.06753	5.4547	0.00915	0.0217390	0.091409	0.000397	
ЖСЛЫНЕ ДСЛН	100.00	1.0000	98.93417				
ОБЪЕМНЕ ДСЛН	100.00	0.0350	99.96501				
МАССОБНЕ ДСЛН	100.00	0.6196	97.38017				
ДСЛ. ВЕС	29.71	73.02	29.240				

ЧИСЛО ИТЕРАЦИИ ДЛЯ ОПРЕДЕЛЕНИЯ КОНСТАНТ РАВНОВЕСИЯ 6

КОНДЕНСАЦИОННЫЙ ФАКТОР, СТЕПЕНИ 0.03272186 КР/МЗ

Таблица 10

ДАВЛЕНИЕ, АТМ = 6,000 ТЕМПЕРАТУРА С = 15,000
 5,61 АТМ ТЕМПЕРАТУРА 268,19 ГРАДУСОВ КЕЛЬВИНА

I	КОМПОНЕНТ I	I	I		I	I	I	I	I
			НАЗВ	СОСТАВ					
I	СО2	I	0.27974	0.2451	I	0.27246	0.2444212	I	0.022289
I	N2	I	0.10334	0.0813	I	0.10412	0.0526947	I	0.023045
I	МЕТ4	I	55.75513	2.2699	I	56.16456	27.1661377	I	0.024838
I	ETHN	I	11.11953	2.4887	I	11.18547	4.5115783	I	0.010267
I	PROP	I	20.15552	16.6170	I	20.18257	1.2152691	I	0.126749
I	I-C4	I	3.91061	0.1345	I	3.87836	0.4771351	I	0.068819
I	N-C4	I	5.67655	16.5422	I	5.59275	3.3296466	I	0.142679
I	I-C5	I	0.36793	6.4125	I	0.02587	0.1268262	I	0.067406
I	N-C5	I	0.75577	7.4396	I	0.69971	0.0541018	I	0.078198
I	F1	I	0.75329	12.4682	I	0.26368	0.0332967	I	0.142948
I	F2	I	2.56277	17.1131	I	0.37957	0.0219791	I	0.212641
I	F3	I	0.12372	9.1784	I	0.05444	0.0259597	I	0.126892
I	F4	I	0.00949	1.0905	I	0.00112	0.0210710	I	0.019598
I	ИЗЛЫННЕ ДЛ/И	I	100.00	2.7575	I	99.24240		I	
I	ОБЪЕМНЕ ДЛ/И	I	100.00	0.0289	I	99.97915		I	
I	МАССОВЫЕ ДЛ/И	I	100.00	1.7786	I	98.22144		I	
I	ИСП. ВЕС	I	29.24	68.64	I	28.939		I	

ЧИСЛО ИТЕРАЦИЯ ДЛЯ ОПРЕДЕЛЕНИЯ КОНСТАНТ РАВНОВЕСИЯ 7

КОНДЕНСАЦИОННЫЙ ФАКТОР СТУПЕНЬ 0.22176743 КР/ИЗ

Таблица II

ДИФФЕРЕНЦИАЛЬНАЯ АТА- 5,900 ТЕМПЕРАТУРА С= 7,000
 4,00 АТЧ ТЕМПЕРАТУРА 232,15 ГРАДУСОВ КЕЛЬВИНА

КОМПОНЕНТ	СОСТАВ	СОСТАВ		К	Н	П
		УДЕЛЬНЫЕ	ПАРА			
CO2	0.27240	2.0440	0.27373	0.2163773	0.000241	0.044194
N2	0.10412	2.0811	0.10445	0.9468530	0.000005	0.001021
MEIN	56.16456	1.2556	56.46582	32.4436369	0.004403	2.315317
ETHN	11.18547	2.4249	11.23480	4.6338711	0.010912	0.117481
PROP	20.18293	17.2639	20.19911	1.1762495	0.114133	0.110039
I-C4	3.07830	6.7773	3.05123	0.4389243	0.076407	0.017016
N-C4	5.59879	18.5417	5.51982	2.2577306	0.101576	0.111657
I-C5	0.82581	7.1875	0.79877	0.1113015	0.076003	0.019850
N-C5	0.69971	2.2589	0.63780	0.0797902	0.009251	0.016527
F1	0.66300	13.4806	0.59240	0.0439011	0.159111	0.016741
F2	0.37597	16.5344	0.28447	0.0173309	0.218346	0.008705
F3	0.05464	5.5293	0.02437	0.0043991	0.004945	0.000067
F4	0.00118	0.1000	0.00014	0.0007247	0.023407	0.000006
КОЛЬЧЕ ДСЛИ	100.00	0.2500	99.44910			
ОБЪЕМНЫЕ ДСЛИ	100.00	0.0123	99.98750			
МАССОВЫЕ ДСЛИ	100.00	1.2696	98.73036			
НСА. ВЕС	28.94	66.70	28.730			

ЧИСЛО ИТЕРВЦИА ДЛЯ ОПРЕДЕЛЕНИЯ КОНСТАНТ РАВНОВЕСИЯ

КОНДЕНСАТНЫЙ ФАКТОР СТУПЕНИ 0.01534810 КР/У

Таблица 12

ДАВЛЕНИЕ, АТМ = 2.190 ТЕМПЕРАТУРА С = 5.000
 ВЕРОЯТНО, КРИТИЧЕСКАЯ ИЛИ ОДНОФАЗНАЯ ОБЛАСТЬ
 2.83 АТМ ТЕМПЕРАТУРА 278.15 ГРАДУСЫ КЕЛЬВИНА

КОМПОНЕНТ	СОСТАВ	СОСТАВ		К	К	К
		ЖИДКОСТИ	ПАРА			
НАЗВ	СОСТАВ	ЖИДКОСТИ	ПАРА	РАВНС	ЖИДКОСТИ	ПАРА
CO2	9.27373	9.2737	9.27373	1.00000002	0.604193	0.604193
N2	0.10465	0.1047	0.10470	1.00000019	0.001021	0.001021
HEXN	56.46500	56.4614	56.47016	1.00000019	0.315273	0.315355
ETHN	11.23400	11.2342	11.23302	1.00000000	0.117575	0.117506
PROP	20.19911	20.2010	20.19720	0.9999974	0.310047	0.310020
I-C4	3.85123	3.8515	3.85000	0.9999970	0.077924	0.077907
H-C4	5.51982	5.5200	5.51805	0.9999961	0.111671	0.111644
I-C5	0.79077	0.7910	0.78850	0.9999950	0.019803	0.019856
N-C5	0.65700	0.6500	0.65771	0.9999940	0.016525	0.016519
F1	0.59260	0.5929	0.59251	0.9999940	0.016251	0.016243
F2	0.20647	0.2066	0.20637	0.9999925	0.000877	0.000870
F3	0.02422	0.0243	0.02431	0.9999915	0.000000	0.000000
F4	0.00010	0.0001	0.00010	0.9999900	0.000000	0.000000
ЖИДКИЕ ЧАСТИ	100.00	50.0000	50.00000			
ОБЪЕМНЫЕ ЧАСТИ	100.00	49.9999	50.00000			
МАССОВЫЕ ЧАСТИ	100.00	50.0000	49.99999			
ЖИД. БЕЗ	20.73	20.73	20.730			

ЧИСЛО ИТЕРАЦИЙ ДЛЯ ОПРЕДЕЛЕНИЯ КОНСТАНТ РАВНОВЕСИЯ = 0

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

Т.е. ордината, соответствующая температуре кипения, должна пересечь 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 вычисленных точек обозначены треугольником (Δ).

Примем решение, что фракцию C_{6+} необходимо разбить на 4 фракции. 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 содержанию 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, параллельную оси T , до пересечения с кривой $\eta = f(T)$. Точка пересечения 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% - 348 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	Молярная 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	10,123	14,55
C_3H_8	19,308	230,95
$L-C_4H_{10}$	4,098	261,50
$N-C_4H_{10}$	6,310	272,70
$L-C_5H_{12}$	1,230	301,00
$N-C_5H_{12}$	1,197	309,30
F_1	1,594	325,00
F_2	2,000	348,00
F_3	2,000	360,00
F_4	2,000	419,00
	100,000	

Расчет индивидуальных свойств фракций выполнен на ЭВМ ЕС 1022. Затем выполняется расчет парожидкостного равновесия для 1-го, 2-го, 3-го и 4-го конденсаторов и термодинамических условий 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 условий 1-го конденсатора: $Z = 0,1017$; $M_K = 81,77$.

Вычисляем:

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

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

Объем углеводородного конденсата составит:

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

Вычисляем влагосодержание газа в начале газопровода:

$$W_H = \frac{5,625 \cdot 10}{10,1 \cdot 1,0} + 2,63 \cdot 10^{-2} = 5,83 \text{ (кг/1000 м}^3\text{)}.$$

Поскольку температура газа задана 1-м конденсатором и угля, по сравнению с начальной газопровода, в дальнейшем снижалась, то влагосодержание не изменится и, следовательно, объема конденсата не будет.

Ко 2-му конденсатору поступает следующее количество газа:

$$G = 10000 (1 - 0,0107) = 89,83 \cdot 10^3 \text{ (м}^3\text{/сутки)}.$$

По результатам расчета паржидкостного равновесия для усложни 2-го конденсаторного $L = 0,0106$ и $M_K = 73,02$.

$$G_K = 89,83 \cdot 10^3 \cdot 0,0106 = 0,95 \cdot 10^3 \text{ (м}^3\text{/сутки)}.$$

По графику рис. I нахожу $q_1 = 4,75 \cdot 10^{-3}$.

Вычисляем:

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

Влажностное содержание газа после 1-го конденсаторного составляет $5,83 \text{ кг/1000 м}^3$.

Вычислим влажностное содержание газа над 2-м конденсаторным:

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

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

Определяем объем водяного конденсата:

$$V_{K,K} = \frac{89,83 \cdot 5,83 - 89,83 (1 - 0,0106) \cdot 3,56}{998,20} = 0,2077 \text{ (м}^3\text{/сутки)}.$$

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

Аналогично делаем вычисления по 3-му конденсаторному:

$$L = 3,007576; \quad M_K = 69664.$$

$$G = 89,83 \cdot 10^3 (1 - 0,0106) = 88,88 \cdot 10^3 \text{ (м}^3\text{/сутки)};$$

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

Определяем $q_K = 4,5 \cdot 10^{-3}$;

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

Вычисляем влажностное содержание над 3-м конденсаторным:

$$A = 1,3165710; \quad B = 8,925 \cdot 10^{-2}$$

$$W = \frac{1,315 \cdot 10}{10,7 \cdot 0,6} + 8,925 \cdot 10^{-2} = 2,26 \text{ (кг/1000 м}^3\text{)}.$$

Определяем объем водяного конденсата:

$$V_{K,K} = \frac{88,88 \cdot 2,26 - 88,88 (1 - 0,007576) \cdot 2,26}{998,20} = 0,12 \text{ (м}^3\text{/сутки)}.$$

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:

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

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

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

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

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:

$$L = 1 \cdot 0,1017 + 0,0106 \cdot 0,8983 + 0,0075 \cdot 0,8983 \cdot 0,9893 + \\ + 0,0055 \cdot 0,8983 \cdot 0,9924 = 0,1228 .$$

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: $V_{\text{вк}} = 0,285 \text{ (м}^3\text{/сутки)}$.
 Общий объем конденсата $V = 63,240 + 0,285 = 63,525 \text{ (м}^3\text{/сутки)}$.

3. Определение погрешности вычисления

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

$$\sigma_{(C_1+N_2)} = \sqrt{\left(\frac{49,8}{49,81} \cdot 5\right)^2 + \left(\frac{0,1}{49,81} \cdot 10\right)^2} = 5 \%$$

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:

$$\sigma_e = \sqrt{\frac{5^2}{0,8777^2 \cdot 0,4486^2} + 10^2} = 16,16 ;$$

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

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

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	22
Литература	23
Приложение. Пример расчета	24

РУКОВОДЯЩИЙ ДОКУМЕНТ

М Е Т О Д И К А

**ОПРЕДЕЛЕНИЯ КОЛИЧЕСТВА КОНДЕНСАТА,
ВЫПАДАЮЩЕГО В ГАЗОПРОВОДЕ**

РД 39-0147103-311-65

450055, Уфа, просп. Октября, 144/3

Подписано в печать 30.01.66г. ЛЮ1180
Формат 60x90 1/16. Уч.-изд.х. 1,8. Тираж 70 экз.

Заказ 41

Ротапринт НИИСПНефтя