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

1986

gost.e-ecolog.ru

Министерство нефтяной промышленности

Всесоюзный научно-исследовательский институт по сбору,
подготовке и транспорту нефти и нефтепродуктов
ВНИИСПТнефть

УТВЕРЖДЕН

заместителем министра
нефтяной промышленности
С.М.Топлом
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

1986

В настоящей методике изложены 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 Минефтепрома.

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

Настоящая "Методика..." разработана авторским коллективом:
от ВНИИСПнефть - Гайни И.Н., Эпштейн Г.З., Корнева К.Б., Красильникова Г.Е., Овчинникова Г.Г.;
от ЦНИИ и ГП - Гуревич Г.Р., Брусиловский А.И.;
от ТатНИИнефть - Амерханов М.М., Рейн Г.Е., Сидоров В.А., Шайдуллинов М.Я.;
от НПО Союзнефтегазпереработка - Хусаинов Б.Х.

3

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 промысловым газопроводам, и, соответственно, определения уменьшения количества транспортируемого газа в результате частичной конденсации, когда непосредственное инструментальное измерение не осуществимо. Результаты расчета не применимы для коммерческого учета.

Методика является обязательной для проектных и научно-исследовательских институтов.

I. ОБЩИЕ ПОЛОЖЕНИЯ

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

проектирования и эксплуатации сборных газопроводов;

организации учета и использования конденсата.

I.2. Сведения о количестве образующегося в газопроводе конденсата и, соответственно, уменьшении 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 изменению концентраций наиболее легучих 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,

вычислением 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. Парожидкостное 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.

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	$P_н$; $P_к$	МПа
Давление критическое индивидуального компонента или фракции конденсата	$P_{кр_i}$	МПа
Температура	T	К
Температура газа в начале, конце исследуемого участка газопровода	$T_н$; $T_к$	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	$T_{кип_i}$	К
Коэффициент сжимаемости газа	Z	-
Универсальная газовая постоянная	R	дж/(кг/моль)К
Молярная (объемная) доля конденсата в газоконденсатной смеси при условиях одноступенчатого равновесия	$L_к$	-
Молярная (объемная) доля конденсата в газоконденсатной смеси для условий многоступенчатого равновесия	L	-
Объемный расход газа за сутки	G	м³/сутки
Объем газа, перешедшего в конденсат за сутки	$G_к$	м³/сутки
Объем углеводородного конденсата	$V_{гк}$	м³
Объем водяного конденсата	$V_{вк}$	м³
Объем углеводородного конденсата, образующегося при конденсации I м³ газа	$q_к$	м³/м³
Сумма объемов углеводородного и водяного конденсатов	$V_к$	м³
Сумма объемов газа и водяных паров	V	м³
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	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	$M_к$	—
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)	$M_п$	—
Влагосодержание газа в начале, конце исследуемого участка газопровода	$W_н$; $W_к$	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	$\frac{Па \cdot м^6}{(кг/моль)^2}$
	b	м^3/кг моль
	A	—
	B	—
Коэффициенты уравнения Пенга-Робинсона для индивидуального компонента или фракции конденсата	a_i	$\frac{Па\ м^6}{(кг\ моль)^2}$

1	2	3
	b_i	$м^3/кг$ моль
	α_i	–
	β_i	–
при $i \neq j$ в смеси	a_j	$\frac{Па \cdot м^6}{(кг\ моль)^2}$
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	$г/м^3$
Конденсатный фактор одной ступени конденсации	g_k	$г/м^3$
Число ступеней конденсации	l	–
Среднеквадратическая относительная погрешность определения объема конденсата, образующегося в газопроводе	δ_{G_k}	%
Среднеквадратическая относительная погрешность измерения расхода газа	δ_G	%
Среднеквадратическая относительная погрешность определения концентрации индивидуальных компонентов в смеси	δ_{y_i}	%
Среднеквадратическая относительная погрешность определения константы фазового равновесия	δ_K	%
Среднеквадратическая относительная погрешность вычисления мольной доли паровой фазы	δ_e	%

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:

$$G_к = GL \qquad (1)$$

2.1.2. Молекулярную массу углеводородного конденсата находят по формуле:

$$M_к = \frac{M' - M''(1-L)}{L} . \qquad (2)$$

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

$$V_{гк} = G_к \cdot g_к \qquad (3)$$

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

2.2. Определение объема водного конденсата, выпадающего в газопроводе

2.2.1. Объем водного конденсата находят по выражению:

$$V_{вк} = \frac{G \cdot W_н - G(1-L) W_к}{998,2} , \qquad (4)$$

где 998,2 – плотность воды при 20 °С.

2.2.2. Влагосодержание газа в начале и конце газопровода являются наиболее трудоемкими.

Если измерения не производятся, то при условии отсутствия осушки газа рассчитывают влагосодержание газа в начале последующего участка газопровода при $P_н$ и $T_н$ и в конце при $P_к$ и $T_к$ по формуле:

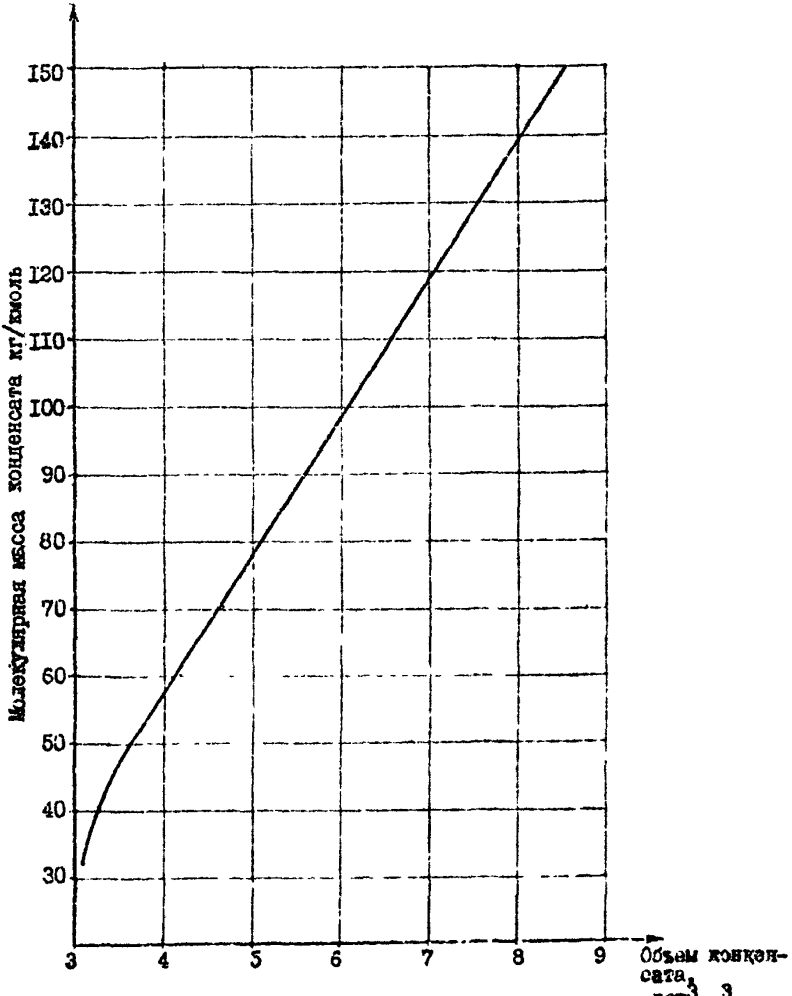


Рис. I. Объем конденсата, образующегося из I м^3 газа

$$W_{н(к)} = \left(\frac{A}{10{,}1 \cdot P_{н(к)}} + B\right) \cdot K_1 \cdot K_2 \,, \qquad (5)$$

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:

$$V_к = V_{гк} + V_{вк} \,. \qquad (6)$$

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.

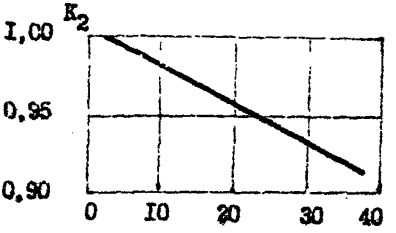
Таблица 2

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	$1{,}927 \cdot 10^{-2}$

1	2	3
261	1,868	$21,155 \cdot 10^{-3}$
263	2,188	$2,290 \cdot 10^{-2}$
265	2,550	$2,710 \cdot 10^{-2}$
267	2,990	$3,035 \cdot 10^{-2}$
269	3,480	$3,380 \cdot 10^{-2}$
271	4,030	$3,770 \cdot 10^{-2}$
273	4,670	$4,180 \cdot 10^{-2}$
275	5,400	$4,640 \cdot 10^{-2}$
277	6,225	$5,150 \cdot 10^{-2}$
279	7,150	$5,710 \cdot 10^{-2}$
281	8,200	$6,300 \cdot 10^{-2}$
283	9,390	$6,960 \cdot 10^{-2}$
285	$1,072 \cdot 10$	$7,670 \cdot 10^{-2}$
287	$1,239 \cdot 10$	$8,550 \cdot 10^{-2}$
289	$1,394 \cdot 10$	$9,300 \cdot 10^{-2}$
291	$1,575 \cdot 10$	$1,020 \cdot 10^{-1}$
293	$1,787 \cdot 10$	$1,120 \cdot 10^{-1}$
295	$2,015 \cdot 10$	$1,227 \cdot 10^{-1}$
297	$2,280 \cdot 10$	$1,343 \cdot 10^{-1}$
299	$2,550 \cdot 10$	$1,453 \cdot 10^{-1}$
301	$2,870 \cdot 10$	$1,595 \cdot 10^{-1}$
303	$3,230 \cdot 10$	$1,740 \cdot 10^{-1}$
305	$3,610 \cdot 10$	$1,895 \cdot 10^{-1}$
307	$4,050 \cdot 10$	$2,070 \cdot 10^{-1}$
309	$4,520 \cdot 10$	$2,240 \cdot 10^{-1}$
311	$5,080 \cdot 10$	$2.420 \cdot 10^{-1}$
313	$5,625 \cdot 10$	$2,630 \cdot 10^{-1}$
315	$6,270 \cdot 10$	$2,850 \cdot 10^{-1}$
317	$6,925 \cdot 10$	$3,100 \cdot 10^{-1}$
319	$7,670 \cdot 10$	$3,350 \cdot 10^{-1}$
321	$8,529 \cdot 10$	$3,630 \cdot 10^{-1}$
323	$9,499 \cdot 10$	$3,910 \cdot 10^{-1}$
325	$1,030 \cdot 10^{2}$	$4,220 \cdot 10^{-1}$
327	$1,140 \cdot 10^{2}$	$4,540 \cdot 10^{-1}$
329	$1,260 \cdot 10^{2}$	$4,870 \cdot 10^{-1}$
331	$1,380 \cdot 10^{2}$	$5,210 \cdot 10^{-1}$
333	$1,520 \cdot 10^{2}$	$5,620 \cdot 10^{-1}$

I	: 2	: 3
335	$1{,}665 \cdot 10^{2}$	$5{,}990 \cdot 10^{-1}$
337	$1{,}833 \cdot 10^{2}$	$6{,}450 \cdot 10^{-1}$
339	$2{,}005 \cdot 10^{2}$	$6{,}910 \cdot 10^{-1}$
341	$2{,}190 \cdot 10^{2}$	$7{,}410 \cdot 10^{-1}$
343	$2{,}385 \cdot 10^{2}$	$7{,}930 \cdot 10^{-1}$
345	$2{,}600 \cdot 10^{2}$	$8{,}410 \cdot 10^{-1}$
347	$2{,}830 \cdot 10^{2}$	$9{,}020 \cdot 10^{-1}$
349	$3{,}060 \cdot 10^{2}$	$9{,}650 \cdot 10^{-1}$
351	$3{,}350 \cdot 10^{2}$	1,023
353	$3{,}630 \cdot 10^{2}$	1,083
355	$3{,}940 \cdot 10^{2}$	1,148
357	$4{,}270 \cdot 10^{2}$	1,205
359	$4{,}620 \cdot 10^{2}$	1,250
361	$5{,}010 \cdot 10^{2}$	1,290
363	$5{,}375 \cdot 10^{2}$	1,327
365	$5{,}825 \cdot 10^{2}$	1,329
367	$6{,}240 \cdot 10^{2}$	1,405
369	$6{,}720 \cdot 10^{2}$	1,445
371	$7{,}250 \cdot 10^{2}$	1,487
373	$7{,}760 \cdot 10^{2}$	1,530
375	$1{,}093 \cdot 10^{3}$	2,620



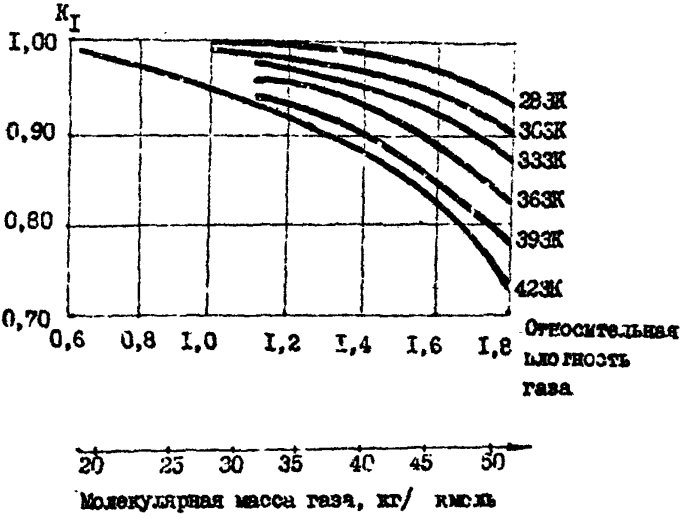


Рис. 2. Значение поправочных коэффициентов K_I, K_2

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

3.I. 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 I8917-73, анализ - по ГОСТ I4920-79.

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 I00 %. 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 концентрацию 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 I2I, температурой кипения I38°С.

3.2. Расчет индивидуальных свойств фракций

Вычисляют свойства фракций:

$$t_i = T_{кип_i} - 459,67 \qquad (7)$$

$$M_i = 54,389 + 0,17566\,t_i + 1,2102\cdot10^{-4}\,t_i^2 + 0,22885\cdot10^{-6}\,t_i^3 ; \qquad (8)$$

$$\rho_{288_i}^{288} = M_i\left(8,597\cdot10^{-3} + 5,647\cdot10^{-6}\,t_i - 8,303\cdot10^{-8}\,t_i^2 - 1,533\cdot10^{-10}\,t_i^3 - 8,742\cdot10^{-13}\,t_i^4\right); \qquad (9)$$

Таблица 3

Константы и критические параметры газов и жидкостей

Вещество	Молекулярная масса, м	Температура кипения, Ткип		Критическая температура, Ткр		Критическое давление, Ркр МПа	Плотность при 20 °С и 0,1013 МПа, кг/м³	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	186,25	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
кислород	32,000	-182,98	90,21	-117,35	154,80	5,24	1,3311	0,021

$$P_{277}^{293} = P_{288}^{288} - 4{,}4\alpha \quad . \qquad (10)$$

Величина α определяется из таблицы 2.

$$P_{kp_i} = \exp\left\{2{,}302\,59\left[2{,}829\,041 + (0{,}344\,201\,1\cdot 10^{-3} - 0{,}304\,747\,5\cdot 10^{-5} t_i)t_i - \right.\right.$$
$$- 0{,}208\,76\cdot 10^{-4} A_i \cdot t_i + 0{,}151\,114\cdot 10^{-1} t_i^3 + (0{,}110\,479\,10^{-7} + \qquad (11)$$
$$\left.\left. + 0{,}129\,495\cdot 10^{-3} A_i) A_i \cdot t_i^2 - 0{,}482\,716\cdot 10^{-7} A_i^2 t_i\right]\right\} \cdot 0{,}006\,98 \quad ;$$

$$T_{kp_i} = \left[768{,}0712 + (1{,}71337 - 0{,}108\,34\cdot 10^{-2} t_i)t_i - \right.$$
$$- 0{,}892\,158\cdot 10^{-2} A_i t_i + A_i t_i + 0{,}3819\cdot 10^{-6} t_i^3 +$$
$$\left. + (0{,}530\,95\cdot 10^{-5} + 0{,}327\,12\cdot 10^{-7} A_i) A_i t_i^2\right]^{\frac{1}{1{,}8}} \quad , \qquad (12)$$

где
$$A_i = \frac{144{,}5}{\rho_{277_i}^{288}} - 131{,}5 \quad , \qquad (13)$$

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

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

3.3. Расчет парожидкостного равновесия

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

$$K_i^{(0)} = \frac{P_{kp_i}}{P} \cdot \exp\left[5{,}372\,697(1+\omega_i)\left(1 - \frac{T_{kp_i}}{T}\right)\right] \qquad (15)$$

Таблица 4

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

$\frac{20}{4}$		$\frac{20}{4}$	
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+} высше

Номер фракции	Пределы выкипания, К	Средняя температура кипения, К	Плотность, кг/м³	Молекулярная масса
I	НК-333	325	634	72
2	333-372	350	7I2	9I
3	372-399	385	745	I07
4	399-424	4II	764	I2I
5	424-448	436	778	I34
6	448-469	458	789	I47
7	469-490	479	800	I6I
8	490-509	499	8II	I75
9	509-527	5I8	822	I90
I0	527-544	535	832	206
II	544-560	552	839	222
I2	560-576	568	847	237
I3	576-590	583	852	25I
I4	590-604	597	857	263
I5	604-6I7	6I0	862	275
I6	6I7-630	623	867	29I
I7	630-642	836	872	305
I8	642-654	648	877	3I8
I9	654-665	659	88I	33I
20	665-675	670	885	345
2I	675-686	680	889	359
22	686-696	69I	893	374
23	696-705	700	896	388
24	705-7I4	709	889	402
25	7I4-723	7I8	902	4I6
26	723-732	727	906	430

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

$$\sum_{i=1}^{n}(y_i - x_i) = \sum_{i=1}^{n} \frac{z_i(K_i - 1)}{1 + e(K_i - 1)} = 0 \quad . \tag{16}$$

Для нахождения значения e, 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:

$$x_i = \frac{z_i}{1 + e(K_i - 1)}, \quad y_i = x_i K_i \quad . \tag{17}$$

3.3.4. Для паровой фазы вычисляют коэффициенты уравнения состояния:

$$a_i = 0{,}45724 \frac{R^2 T_{kpi}^2}{P_{kpi}} \alpha_i(T), \tag{18}$$

где

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

$$\beta_i = 0{,}37464 + 1{,}54226\omega_i - 0{,}26992\omega_i^2; \tag{20}$$

$$b_i = 0{,}778 \frac{R \cdot T_{kpi}}{P_{kpi}}; \tag{21}$$

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

$$a = \sum_{i=1}^{n} \sum_{j=1}^{n} y_i y_j \cdot a_{ij}; \tag{23}$$

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

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

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

3.3.5. Решают уравнение по определению коэффициента сжимаемости газовой фазы:

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

3.3.6. Вычисляют летучесть компонентов и фракций в равновесной газовой фазе:

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

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 определению коэффициента сжимаемости жидкой фазы.

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

3.3.10. Корректируется значение константы равновесия:

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

3.3.11. Проверяют неравенство

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

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:

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

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

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

$$L_к = 1 - e \quad ; \tag{33}$$

$$g_e = \frac{L_к \cdot M_к}{22{,}4} \quad . \tag{34}$$

3.4. Расчет мольной доли конденсата по результатам пароконденсатного равновесия

3.4.1. В случае, когда по длине газопровода отсутствуют конденсатосборники и весь образующийся конденсат поступает на конец последнего участка, мольная доля конденсата вычисляется как однократное пароконденсатное равновесие при условиях состава газовой смеси в начале газопровода и термобарических условий в конце газопровода:

$$L = 1 - e \quad . \tag{35}$$

3.4.2. Для случая, когда по газопроводу установлены емкости для сбора конденсата, расчет пароконденсатного 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 $y_i^{(1)} = \eta_i^{(0)}$; P_1 и T_1, для 2-го конденсатосборника P_2 и T_2 и т.д.

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

$$\eta_i^{(e)} = y_i^{(e-1)} \quad , \quad P_к \text{ и } T_к \quad .$$

Суммарная доля конденсации рассчитывается по (7) или по выражению

$$L = \sum L_i \cdot \prod_{i=1}^{n} e_{i-1} \quad . \tag{36}$$

Суммарная доля паровой фазы вычисляется по выражению

$$e = \prod_{i=1}^{n+1} e_i \quad . \tag{37}$$

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 $\delta = 2\sigma$;

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

4.2. При расчете парожидкостного равновесия принято, что $\sigma_{K_i} = 10\ \%$.

Среднеквадратическую погрешность мольной доли пара определяют по уравнению

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

Среднеквадратическую погрешность мольной суммарной доли конденсата вычисляют по выражению

$$\sigma_L = \frac{e}{1-e} \sigma_e \quad . \tag{39}$$

ЛИТЕРАТУРА

I. РД 39-I-I2I3-84. Методические указания по определению технологических потерь нефтяного газа при сборе, подготовке и внутрипромысловом транспортировании.-Уфа,ВНИИСПТнефть, I984.

2. РД 50-2I3-80. Правила измерения расхода газов и жидкостей стандартными сужающими устройствами.-М.,Изд-во стандартов,I982.

3. РД 39-32-704-82. Инструкция для расчета расходных характеристик трубопровода при бескомпрессорном транспорте сырого нефтяного газа. -Краснодар, ВНИПИгазпереработка, I982.

ПРИЛОЖЕНИЕ

ПРИМЕР РАСЧЕТА

Исходные данные: $G = 10^5$; $C' = 49{,}8$; $C'' = 56{,}46$; $N_2' = 0{,}09$; $N_2'' = 0{,}104$; $T_н = 313$; $T_к = 278$; $P_н = 1{,}0$; $P_к = 0{,}201$; $M_н = 35$; $M_к = 28{,}75$.

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

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

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

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

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

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

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

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

$$W_к = \frac{6{,}6875}{10{,}1 \cdot 0{,}620} + 6{,}005 \cdot 10^{-2} = 3{,}38 \ (кг/1000\ м^3)$$

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

Общий объем конденсата

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

Находим объем газа в конце последующего участка:

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

2. Расчет количества конденсата с помощью уравнения состояния

По длине газопровода установлено 4 конденсатосборника.

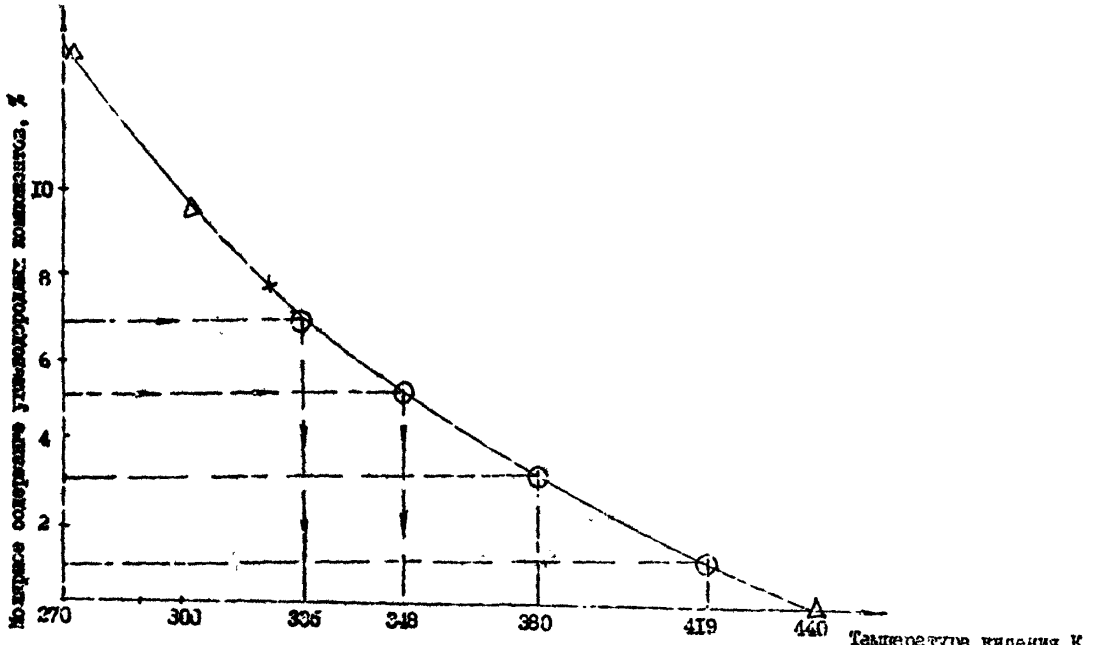


Рис. 3. Зависимость мольного содержания тяжелых фракций смеси от их средней температуры кипения

Таблица 6

Термодинамические условия в местах установки конденсатосборников

№ конденсатосборника	P	T
I	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
N_2	0,09201
CH_4	49,79700
C_2H_6	I0,I2342
C_3H_8	I9,3I07I
C_4H_{I0}	4,09858
C_4H_{I0}	6,3I089
C_5H_{I2}	I,230I7
C_5H_{I2}	I,I97I7
C_{6+}	7,59422
	I00,00000

Расчет приведен в виде распечатки с ЭВМ ЕС I022.

2.I. Подготовка данных

В связи с тем, что анализ пробы газа выполнен до компонента C_{6+}, концентрация которого 7,59 %, строится график концентрации отдельных компонентов и их температуры кипения (рис. 3). Экстраполируя кривую, соединяющую точки графика, находится конец кипения C_{6+}. Эта величина получается 440 К.

Для выполнения более точных определений средних температур кипения, строится график зависимости $T_{кип}$ и η для компонентов от $i\,C_5$ и выше, считая концом кипения фракции C_{6+} 440 К.

Таблица 8

ДАВЛЕНИЕ, АТА= 8.000 ТЕМПЕРЕТУРА С= 40.023
7.74 АТМ ТЕМПЕРАТУРА 313.19ГРАДУСЫ КЕЛЬВИНА

КОМПОНЕНТ НАЗВ	СОСТАВ	СОСТАВ ЖИДКОСТИ	СОСТАВ ПАРА	К РАВНО	W ЖИДКОСТИ	W ПАРА
CO2	0.24503	0.0394	0.26832	6.0019848	0.000212	0.003975
N2	0.09221	0.0016	0.10225	65.0293579	0.000005	0.000964
METH	49.79699	2.2161	55.18426	24.8327942	0.024348	0.298026
ETHN	10.12342	2.1465	11.02359	5.1276045	0.007894	0.111614
PROP	19.31071	12.3266	20.10146	1.6285877	0.066479	0.298394
I-C4	4.09858	3.4618	3.94423	0.7213736	0.038525	0.077174
N-C4	6.31089	11.2736	5.77164	0.5207852	0.078718	0.112930
I-C5	1.23017	4.0013	0.91641	0.2288921	0.035308	0.002253
N-C5	1.19717	4.0186	0.80978	0.1752633	0.040755	0.019669
F1	1.59422	6.0776	0.86022	0.1064775	0.077797	0.022826
F2	2.00028	13.7061	0.67451	0.0492518	0.147682	0.000016
F3	2.00028	17.2624	0.27226	0.0157836	0.216341	0.009391
F4	2.00028	19.0785	0.00753	0.0035459	0.285645	0.002784
МОЛЬНЫЕ ДОЛИ	100.00	10.1707	89.82925			
ОБЪЕМНЫЕ ДОЛИ	100.00	0.4381	99.56187			
МАССОВЫЕ ДОЛИ	100.00	23.7598	76.24016			
МОЛ. ВЕС	35.00	81.77	29.706			

ЧИСЛО ИТЕРАЦИЙ ДЛЯ ОПРЕДЕЛЕНИЯ КОНСТАНТ РАВНОВЕСИЯ= 4

КОНДЕНСАТНЫЙ ФАКТОР СТУПЕНИ 0.3838585 КГ/М3

Таблица 9

ДАВЛЕНИЕ, АТМ- 7.000 ТЕМПЕРАТУРА С= 25.000
6.77 АТМ ТЕМПЕРАТУРА 298.15 РАДИУС ЖЕЛЬВИНА

КОМПОНЕНТ НАЗВ	СОСТАВ	СОСТАВ ЖИДКОСТИ	СОСТАВ ПАРА	К РАВНО	К ЖИДКОСТИ	К ПАРА
CO2	0.26632	0.0437	0.27074	0.1911964	0.020264	0.004075
N2	0.10229	0.0015	0.10334	70.5319672	0.020206	0.020970
METH	55.18426	2.1958	55.75513	15.4385834	0.004825	0.305914
ETHN	11.02659	2.3997	11.11953	4.6386900	0.009862	0.114353
PROP	20.10146	15.0474	20.15992	1.3467001	0.090874	0.323977
I-C4	3.94423	7.0658	3.91061	0.5541492	0.056239	0.077737
N-C4	5.77164	14.5665	5.67695	0.3901864	0.115905	0.112849
I-C5	0.91641	5.4196	0.86750	0.1603285	0.053553	0.021416
N-C5	0.80970	5.2876	0.75077	0.1194995	0.062129	0.018325
F1	0.86022	10.8084	0.75385	0.0697354	0.116576	0.020283
F2	0.67491	16.6532	0.50277	0.0302090	0.220933	0.015149
F3	0.27223	14.0615	0.12378	0.0057993	0.197328	0.004335
F4	0.06753	5.4547	0.00915	0.0217398	0.091409	0.000397
МОЛЬНЫЕ ДОЛИ	100.00	1.0658	98.93417			
ОБЪЕМНЫЕ ДОЛИ	100.00	0.0350	99.96501			
МАССОВЫЕ ДОЛИ	100.00	2.6196	97.38017			
МОЛ. ВЕС	29.71	73.02	29.240			

ЧИСЛО ИТЕРАЦИЙ ДЛЯ ОПРЕДЕЛЕНИЯ КОНСТАНТ РАВНОВЕСИЯ= 8

КОНДЕНСАТНЫЙ ФАКТОР СТУПЕНИ 0.03272186КГ/М3

Таблица 10

ДАВЛЕНИЕ, АТА= 6.000 ТЕМПЕРАТУРА С= 15.000
5.81 АТМ ТЕМПЕРАТУРА 288.15ГРАДУСН КЕЛЬВИНА

КОМПОНЕНТ НАЗВ	СОСТАВ	СОСТАВ ЖИДКОСТИ	СОСТАВ ПАРА	К РАВНО	К ЖИДКОСТИ	К ПАРА
CO2	0.27874	0.0451	0.27246	6.0444212	0.002289	0.004144
N2	0.10334	0.0013	0.10412	78.6526947	0.000005	0.001008
METH	55.75513	2.0699	56.16496	27.1661377	0.004818	0.311366
ETHN	11.11953	2.4807	11.18547	4.5118303	0.010867	0.116927
PROP	20.15592	16.6170	20.18293	1.2152891	0.106749	0.307548
I-C4	3.91061	8.1345	3.87836	0.4771351	0.068879	0.077898
N-C4	5.67655	16.5682	5.59875	0.3296466	0.143679	0.112291
I-C5	0.86793	6.4129	0.82557	0.1288268	0.067406	0.020583
N-C5	0.75077	7.4396	0.69971	0.0941018	0.078198	0.017445
F1	0.75309	12.4682	0.66368	0.0532967	0.142948	0.018062
F2	0.50277	17.1131	0.37957	0.0219791	0.212641	0.011446
F3	0.12378	9.1704	0.05464	0.0259597	0.136892	0.001935
F4	0.00949	1.0985	0.00118	0.0010710	0.019598	0.000050
МОЛЬНЫЕ ДОЛИ	100.00	0.7575	99.24240			
ОБЪЕМНЫЕ ДОЛИ	100.00	0.0283	99.97915			
МАССОВЫЕ ДОЛИ	100.00	1.7786	98.22144			
МОЛ. ВЕС	29.24	68.64	28.939			

ЧИСЛО ИТЕРАЦИЙ ДЛЯ ОПРЕДЕЛЕНИЯ КОНСТАНТ РАВНОВЕСИЯ= 7

КОНДЕНСАЦИЯ ФАКТОР СТУПЕНИ 0.02176743КГ/М3

Таблица II

ДАВЛЕНИЕ АТА= 5.000 ТЕМПЕРАТУРА С= 7.222
4.08 АТМ ТЕМПЕРАТУРА 280.15ГРАДУСОВ КЕЛЬВИНА

КОМПОНЕНТ НАЗВ	СОСТАВ	СОСТАВ ЖИДКОСТИ	СОСТАВ ПАРА	K РАВНС	h ЖИДКОСТИ	h ПАРА
CO2	0.27246	0.0448	0.27373	6.2163773	0.000291	0.004191
N2	0.10412	0.0011	0.10469	91.9468535	0.000005	0.001021
METH	56.16456	1.2556	56.46562	37.4436369	0.024463	0.315317
ETHN	11.18547	2.4249	11.23489	4.6338711	0.010932	0.117781
PROP	20.18263	17.2635	20.19911	1.1762595	0.114135	0.310835
I-C4	3.87836	8.7773	3.85123	0.4389243	0.026467	0.047916
N-C4	5.59873	18.5817	5.51982	0.2977306	0.161576	0.111657
I-C5	0.82587	7.1075	0.79877	0.1113815	0.076063	0.019859
N-C5	0.69971	8.2589	0.65788	0.0797582	0.089251	0.016522
C1	0.66368	13.4886	0.59368	0.0439811	0.159171	0.016247
C2	0.37597	16.5344	0.28647	0.0173389	0.218376	0.000785
C3	0.05464	5.5293	0.02432	0.0043991	0.054945	0.000867
C4	0.00115	0.1888	0.00034	0.0007247	0.023467	0.000026
МОЛЬНЫЕ ДОЛИ	100.00	0.2508	99.44916			
ОБЪЕМНЫЕ ДОЛИ	100.00	0.0125	99.98756			
МАССОВЫЕ ДОЛИ	100.00	1.2696	98.73036			
МОЛ. ВЕС	28.94	66.70	28.73			

ЧИСЛО ИТЕРАЦИЙ ДЛЯ ОПРЕДЕЛЕНИЯ КОНСТАНТ РАВНОВЕСИЯ

КОНДЕНСАТНЫЙ ФАКТОР СТУПЕНИ 0.0153810КГ/М3

Таблица I2

ДАВЛЕНИЕ, АТА= 2.100 ТЕМПЕРЕТУРА С= 5.000
ВЕРОЯТНО, КРИТИЧЕСКАЯ ИЛИ ОДНОФАЗНАЯ ОБЛАСТЬ
2.03 АТМ ТЕМПЕРАТУРА 278.15ГРАДУСЫ КЕЛЬВИНА

КОМПОНЕНТ НАЗВ	СОСТАВ	СОСТАВ ЖИДКОСТИ	СОСТАВ ПАРА	К РАВНО	Ж ЖИДКОСТИ	Ж ПАРА
CO2	0.27373	0.2737	0.27373	1.0000000	0.004193	0.004193
N2	0.10465	0.1047	0.10470	1.0000019	0.001021	0.001021
METH	56.46580	56.4614	56.47016	1.0000019	0.315271	0.315359
ETHN	11.23400	11.2342	11.23382	1.0000000	0.117575	0.117586
PROP	20.19911	20.2018	20.19720	0.9999974	0.310047	0.310024
I-C4	3.85123	3.8518	3.85000	0.9999970	0.077924	0.077907
N-C4	5.51982	5.5200	5.51805	0.9999961	0.111671	0.111644
I-C5	0.79877	0.7910	0.79850	0.9999950	0.019863	0.019856
N-C5	0.65700	0.6580	0.65771	0.9999946	0.016525	0.016519
F1	0.59268	0.5929	0.59251	0.9999948	0.016251	0.016243
F2	0.28647	0.2866	0.28637	0.9999925	0.008747	0.008782
F3	0.02432	0.0243	0.02431	0.9999915	0.000868	0.000867
F4	0.00014	0.0001	0.00014	0.9999906	0.000006	0.000006
МОЛЬНЫЕ ДОЛИ	100.00	50.0000	50.00000			
ОБЪЕМНЫЕ ДОЛИ	100.00	49.9999	50.00009			
МАССОВЫЕ ДОЛИ	100.00	50.0028	49.99722			
МОЛ. ВЕС	28.73	28.73	28.728			

ЧИСЛО ИТЕРАЦИЙ ДЛЯ ОПРЕДЕЛЕНИЯ КОНСТАНТ РАВНОВЕСИЯ= 8

$$T_{кип}\ C_5 = 309,3, \quad \eta = 7,594 + \frac{I,I97}{2} = 8,I93.$$

Т.е. ордината, соответствующая температуре кипения, должна пересечь середину отрезка, соответствующего содержанию компонента.

Координаты следующей точки:

$$T_{кип}\ C_4 = 30I, \quad \eta = 7,594 + I,I97 + \frac{I,23}{2} = 9,406.$$

Аналогично определяем координаты точки для H-C_4:

$$T_{кип}\ C_3 = 272,7. \quad \eta = 7,594 + +I,I97 + I623 + \frac{6,3I}{2} = I3,I76.$$

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 $\eta = f(T_{кип})$ отметим содержание фракций C_{6+} - (X). Оно, согласно анализу, составляет 7,594 %. Для удобства примем содержание I-ой фракции (F_1) равным I,594 %, 2-й (F_2) - 2 %, 3-й (F_3) - 2 % и 4-й (F_4) - 2 %.

$$I,594 + 2 + 2 + 2 = 7,594$$

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

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

На оси η находим величину 6,797, проводим линию, параллельную оси T, до пересечения с кривой $\eta = f(T)$. Точка пересечения обозначена окружностью (⊙). 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 содержание 3 % имеем T = 380 К, для η = I % имеем T = 419 К.

Таблица I3

Компонентный состав газовой смеси

Компоненты	Молярная концентрация, %	$T_{кип}$, К
I	2	3
CO_2	0,245	I94,65
N_2	0,092	77,35
CH_4	49,790	III,85

I	2	3
C_2H_6	I0,I22	I54,56
C_3H_8	I9,308	220,95
$i\text{-}C_4H_{I0}$	4,098	26I,50
$n\text{-}C_4H_{I0}$	6,3I0	272,70
$i\text{-}C_5H_{I2}$	I,230	30I,00
$n\text{-}C_5H_{I2}$	I,I97	309,30
F_1	1,594	325,00
F_2	2,000	348,00
F_3	2,000	380,00
F_4	2,000	4I9,00
	I00,000	

Расчет индивидуальных свойств фракций выполнен на ЭВМ ЕС I022. Затем выполняется расчет парожидкостного равновесия для I-го, 2-го, 3-го и 4-го конденсатосборников и термодинамических условий конца газопровода. При этом состав равновесной паровой фазы первого конденсатосборника (y_i) есть состав смеси (z_i) для расчета парожидкостного равновесия 2-го конденсатосборника и т.д.

2.2. Расчетное определение объема конденсата в конденсатосборниках

Воспользуемся результатом расчета равновесия для условий I конденсатосборника: $\angle = 0,I0I7$; $M_к = 3I,77$.

Вычислим:

$G_к = I00000 \cdot 0,I0I7 = I0,I7 \cdot I0^3$ (м³/сутки).

По графику рис. I находим $q_к = 5,2 \cdot I0^{-3}$.

Объем углеводородного конденсата составит:

$V_к = G_к \cdot q_к = I0,I7 \cdot 5,2 \cdot I0^{-3} = 52,88$ (м³/сутки).

Вычислим влагосодержание газа в начале газопровода:

$$W_н = \frac{5,625 \cdot I0}{I0,I \cdot I,0} + 2,63 \cdot I0^{-2} = 5,83 \text{ (кг/I000 м}^3\text{)}.$$

Поскольку температура газа над I- м конденсатосборником не упала, по сравнению с началом газопровода, а давление снизилось, то влагосодержание не изменится и, следовательно, конденсата не будет.

Ко 2-му конденсатосборнику поступает следующее количество газа:

$$G = 10000\ (1-0,1017) = 89,83 \cdot 10^3 (м^3/сутки).$$

По результатам расчета парожидкостного равновесия для условий 2-го конденсатосборника $L = 0,0106$ и $M_к = 73,02$.

$$G_к = 89,83 \cdot 10^3 \cdot 0,0106 = 0,95 \cdot 10^3\ (м^3/сутки).$$

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

Вычисляем:

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

Влагосодержание газа после 1-го конденсатосборника составляет 8,83 кг/1000 м^3.

Вычислим влагосодержание газа над 2-м конденсатосборником:

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

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

Определяем объем водного конденсата:

$$V_{в.к} = \frac{89,83 \cdot 8,83 - 89,83\ (1-0,0106) \cdot 3,56}{998,20} = 0,2077\ (м^3/сутки).$$

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

Аналогично ведем вычисление по 3-му конденсатосборнику:

$L = 0,007576$; $M_к = 69664$.

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

$$G_к = 88,88 \cdot 10^3 \cdot 0,007576 = 0,67 \cdot 10^3\ (м^3/сутки).$$

Определяем $g_к = 4,5 \cdot 10^{-3}$;

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

Вычисляем влагосодержание над 3-м конденсатосборником:

$$A = 1,31687 \cdot 10; \quad B = 8,925 \cdot 10^{-2}$$

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

Определяем объем водного конденсата:

$$V_{в.к} = \frac{88,88 \cdot 3,56 - 88,88\ (1-0,007576) \cdot 2,26}{998,20} = 0,12\ (м^3/сутки).$$

Общий объем конденсата:

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

Выполняем вычисления для 4-го конденсатосборника:
$L = 0,0056$; $M_K = 66,7$.

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

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

Находим: $g_K = 4,47 \cdot 10^{-3}$;

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

Определяем влагосодержание:

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

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

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

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

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

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

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:

$$L = 1 \cdot 0,1017 + 0,0106 \cdot 0,8993 + 0,0075 \cdot 0,8993 \cdot 0,9893 + 0,0055 \cdot 0,8983 \cdot 0,9924 = 0,1228 .$$

Средний молекулярный вес конденсата:

$$M_K = \frac{35 - 28,728 \ (1-0,1228)}{0,1228} = 79,79 .$$

Находим:

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

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

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

Объем водяного конденсата составляет: $V_{в_к} = 0{,}285$ ($м^3$/сутки).
Общий объем конденсата $V = 63{,}240 + 0{,}285 = 63{,}525$ ($м^3$/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:

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

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:

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

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

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

СОДЕРЖАНИЕ

	Стр.
I. Общие положения	3
2. Определение объема конденсата, выпадающего в газопроводе	8
3. Расчет молярной доли конденсата с помощью уравнения состояния газовой смеси	I4
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 39-0147103-311-86

450055, Уфа, просп. Октября, 144/3

Подписано в печать 30.01.86г. ЮЛ180
Формат 60х90 1/16. Уч.-изд.л. 1,8. Тираж 70 экз.
Заказ 41

Ротапринт ВНИИСПнефти

gost.e-ecolog.ru