



Калашников О.В., Иванов Ю.В., Будняк С.В. Институт газа НАН Украины, Киев.

ВОПРОСЫ АДЕКВАТНОСТИ ТЕПЛОФИЗИЧЕСКОЙ БАЗЫ ПРОГРАММНЫХ СИСТЕМ HYSYS, PRO-2 И ГАЗКОНДНЕФТЬ.

1. Углеводородные смеси.

В настоящее время в химической и нефтехимической промышленности, газо- и нефтепереработке для расчетов технологических процессов и схем используют программы HYSYS, PRO-2, CHEMCAD. В [1] сообщалось о разработке программы ГАЗКОНДНЕФТЬ, предназначенной для компьютерного моделирования технологий промышленной обработки природного газа и нефти, газоразделения и фракционирования нефти и конденсата. К настоящему времени система ГАЗКОНДНЕФТЬ (ГКН) успешно используется в ряде научно-исследовательских и проектно-конструкторских организаций в СНГ. Для специалистов газовой и нефтяной промышленности представляет интерес сравнение получаемых по различным программам расчетных данных и их адекватность экспериментальным данным. Цель настоящей серии статей - дать общее представление о функциональных возможностях и надежности указанных программ в области параметров добычи и переработки природных газов и нефти. Сравниваются теплофизические базы программ HYSYS, PRO-2 и ГКН. Программа CHEMCAD не включена в сравнение, поскольку, как показали проверочные расчеты, эта программа малоприспособлена для моделирования 3х-фазных систем газ-конденсат(нефть)-водные растворы.

Добываемое сырье газовых, газоконденсатных и нефтяных месторождений - это, в основном, смеси предельных и циклических углеводородов, свойства которых достаточно хорошо изучены. Отправной точкой в термодинамических исследованиях пластовых флюидов и расчетах технологических процессов является определение фазового состояния углеводородных смесей. В рассматриваемых программах для расчета фазовых равновесий природных углеводородных смесей используются различные модификации кубических уравнений ван-дер-ваальсового типа: Пенга-Робинсона (ПР) [2] и Соава-Редлиха-Квонга(СРК) [3]. В [4] дан подробный сравнительный анализ точности этих уравнений, а также уравнений состояний Бенедикта-Вебба-Рубина с поправкой Орая (БВРО) [5] и Патела-Тя (ПТ) [6]. В табл. 1 приводятся результаты сравнения 2630 экспериментальных и рассчитанных значений констант фазового равновесия (КФР), полученные с помощью программы глобальной проверки точности расчетных моделей и банка экспериментальной информации. Включенный в сравнение достаточно представительный массив экспериментальных данных охватывает технически важные для газодобычи и газопереработки интервалы температур от -196 до +310 С и давлений от 0.1 до 34 МПа. В состав бинарных, тройных и многокомпонентных систем входят углеводороды C1-C10, гелий, азот, диоксид углерода и сероводород.

Таблица 1

Уравнение состояния	Средние абсолютные отклонения расчетных значений КФР от экспериментальных, %
БВРО	10.7
СРК	7.5
ПР	7.7
ПТ	7.8
ПР*	6.6

Примечание: ПР* - уравнение ПР с уточнениями [4].

Таблица 2

Экспериментальные [7] и рассчитанные составы пара и жидкости многокомпонентной смеси при температуре 10 С.

Исходный состав смеси (мол.доли): N2-0.04031; CH4-0.62982; CO2-0.03835; C2H4-0.04903;

H2S-0.0773; C3H8-0.03046; n-C5H12-0.0304; n-C7H16-0.02061; n-C10H22-0.01552; Толуол-0.0682.

Компо- Ненты	Пар												
	3.57 МПа				13.93 МПа					20.79 МПа			
	Экспер.	HYSYS	PRO-2	ГКН	Экспер.	HYSYS	PRO-2		ГКН	Экспер.	HYSYS	PRO-2	ГКН
							SRKS	PR					
N2	0.05089	0.05009	0.04998	0.05032	0.05680	0.05665	0.05657	0.05693	0.05734	0.05333	0.05550	0.0560	0.05669
CH4	0.76801	0.76140	0.75947	0.76498	0.77726	0.77540	0.77923	0.77350	0.77866	0.72528	0.74390	0.7410	0.74097
CO2	0.04319	0.04280	0.04281	0.04323	0.03870	0.03796	0.03740	0.03800	0.03878	0.03817	0.03744	0.0375	0.03832
C2H6	0.04983	0.05036	0.04991	0.04985	0.04369	0.04395	0.04205	0.04317	0.04294	0.04620	0.04547	0.0448	0.04450
H2S	0.06277	0.06873	0.07129	0.06592	0.05000	0.05309	0.05483	0.05559	0.05035	0.05607	0.05770	0.0600	0.05633
C3H8	0.02081	0.02185	0.02166	0.02100	0.01950	0.01960	0.01896	0.01925	0.01873	0.02502	0.02340	0.0230	0.02265
n-C5H12	0.00367	0.00374	0.00388	0.00373	0.00777	0.00742	0.00652	0.00754	0.00728	0.01820	0.01429	0.0144	0.01461
n-C7H16	0.00026	0.00033	0.00033	0.00031	0.00196	0.00194	0.00159	0.00191	0.00185	0.00930	0.00624	0.0063	0.00661
n-C10H22	0.00000	0.00001	0.00001	0.00001									
	7	3	1	1	0.00034	0.00037	0.00022	0.00033	0.00034	0.00452	0.00249	0.0024	0.00284
Толуол	0.00056	0.00066	0.00065	0.00064	0.00399	0.00350	0.00265	0.00376	0.00373	0.02391	0.01350	0.0147	0.01650
Мольная доля пара	0.783	0.796	0.798	0.791	0.586	0.626	0.665	0.619	0.599	0.44	0.519	0.422	0.396
Объемная доля пара	0.958	0.959	0.959	0.959	0.698	0.709		0.705	0.705	0.497	0.528	-	0.431
Плотность, кг/м3		35.6	35.1	35		185.1		186.1	176.9(ПТ) 184.9(ПП)		305.2	307.6	294.1
Теплоемкость, кДж/(кг*К)		2.09	2.08	2.09		3.383		3.385	3.387		3.23	3.215	3.217
Вязкость, мПа*с		0.012	0.012	0.012		0.0198		0.0201	0.0192		0.033	0.0338	0.0296
Теплопро- водность,		0.031	0.0337	0.0301		0.0536		0.0545	0.0516		0.0776	0.0787	0.0742

Вт/(м*К)

Таблица 2 (продолжение)

Компо- Ненты	Жидкость												
	3.57 МПа				13.93 МПа					20.79 МПа			
	Экспер.	HYSYS	PRO-2	ГКН	Экспер.	HYSYS	PRO-2		ГКН	Экспер.	HYSYS	PRO-2	ГКН
							SRKS	PR					
N2	0.00301	0.00209	0.00206	0.00245	0.01552	0.0130	0.01016	0.01332	0.01488	0.02916	0.02380	0.0251	0.29570
CH4	0.13148	0.11550	0.11695	0.11880	0.42111	0.3863	0.35287	0.39655	0.40753	0.55484	0.50680	0.5220	0.55698
CO2	0.02048	0.02097	0.02071	0.01990	0.03869	0.0390	0.04011	0.03890	0.03771	0.03894	0.03933	0.0392	0.03837
C2H6	0.04730	0.04383	0.04553	0.04592	0.05880	0.0575	0.06198	0.05854	0.05812	0.05243	0.05287	0.0532	0.05200
H2S	0.10981	0.11080	0.10105	0.12033	0.11826	0.1178	0.11896	0.11255	0.11755	0.08282	0.09840	0.0941	0.09104
C3H8	0.06811	0.06410	0.06525	0.06621	0.04812	0.0485	0.05178	0.04866	0.04798	0.03609	0.03807	0.0377	0.03557
n-C5H12	0.13525	0.13460	0.13532	0.13125	0.06385	0.0688	0.07467	0.06752	0.06492	0.04176	0.04778	0.0459	0.04075
n-C7H16	0.09863	0.09985	0.10085	0.09734	0.04698	0.0518	0.05587	0.05096	0.04862	0.03105	0.03612	0.0345	0.02978
n-C10H22	0.07025	0.07612	0.07687	0.07415	0.03359	0.0409	0.04388	0.04017	0.03819	0.02509	0.02958	0.0282	0.02383
Толуол	0.31568	0.33220	0.33540	0.32360	0.15508	0.1763	0.18971	0.17281	0.16449	0.10783	0.12720	0.1201	0.10211
Мольная доля жидкости	0.217	0.204	0.202	0.209	0.414	0.374	0.35	0.381	0.401	0.56	0.481	0.578	0.604
Объемная доля Жидкости	0.042	0.041	0.041	0.041	0.302	0.291		0.295	0.295	0.503	0.472	-	0.569
Плотность, кг/м3		740.8	722	732.8		626.8		628.5	634.7		560	569.2	549.2
Теплоемкость, кДж/(кг*К)		1.88	1.89	1.94		2.11		2.13	2.19		2.25	2.29	2.42
Вязкость, мПа*с		0.366	0.385	0.343		0.193		0.194	0.184		0.134	0.132	0.124
Теплопро- водность, Вт/(м*К)		0.118	0.147	0.128		0.0985		0.141	0.114		0.0909	0.128	0.108
Поверхностное Напряжение,		18.6	18.6	19.4(ББМ)		11		7.6	6.8(ББМ)		8.23	2.5	0.95(ББМ)

MH/m	16.3(MC)	2.8(MC)	0.25(MC)
------	----------	---------	----------

Из таблицы видно, что все 3 модификации уравнения Ван-дер-Ваальса (СРК, ПР и ПТ) имеют практически равную точность. Некоторые расхождения в получаемых результатах у различных авторов при использовании определенной модели имеют место в связи с использованием тех или иных наборов коэффициентов парного взаимодействия.

В качестве примера рассмотрим результаты расчета фазового равновесия и свойств многокомпонентной системы, экспериментальное исследование которой выполнено в [7]. В табл. 2 даются экспериментальные и рассчитанные по программам HYSYS, PRO-2 и ГАЗКОНДНЕФТЬ (ГКН) составы пара и жидкости и объемные доли фаз. Кроме того, в таблице приводятся рассчитанные по различным программам свойства фаз: плотность, теплоемкость, вязкость, теплопроводность и поверхностное натяжение. Расчеты составов фаз выполнены по модели ПР.

Из таблицы видно, что при давлении 3.57 и 13.93 МПа рассчитанные составы пара и жидкости по всем трем программам близки к экспериментальным данным. Близки и объемные доли фаз. Расчетное значение объемной доли фазы зависит от точности расчета как фазового равновесия, так и плотности фаз. Для оценки точности расчета только парожидкостного равновесия в таблице приводятся и мольные значения фаз. Их экспериментальные значения в работе [7] не даются; они определены по экспериментальным мольным концентрациям метана, как основного компонента, и уравнению материального баланса:

$$L = \frac{Y_1 - G_1}{Y_1 - X_1}, \quad (1)$$

где L - мольная доля жидкости; G_1, Y_1, X_1 - мольные концентрации метана в исходной смеси пара и жидкости.

При давлении 13.93 МПа приведены и результаты расчета паро-жидкостного равновесия по модели SRKS (модификации уравнения СРК). Видно, что точность ее заметно ниже точности уравнения ПР.

При давлении 20.79 МПа расхождения между рассчитанными величинами несколько возрастает, что объясняется близостью смеси к критической точке.

Плотность. Расхождение расчетных плотностей жидкой фазы для данной смеси невелики. Существенней отличие в результатах расчета плотности пара. При давлении 13.93 МПа оно составляет почти 5%. Это объясняется тем, что в программах HYSYS и PRO-2 значения плотности, получаемые по уравнению состояния ПР, используется не только в качестве промежуточных величин для расчета летучести и далее равновесных составов фаз, но и выводятся в результатах как расчетные характеристики веществ и их смесей. Точность расчетов плотности газовых и жидких смесей углеводородов по различным уравнениям состояния обсуждалось в [4]. Сравнивались уравнения Бенедикта–Вебба–Рубина, Старлинга–Хана (СХ), Ли–Кеслера(ЛК) [9] и ПТ. Уравнения СРК и ПР не были включены в сравнение, как более ранние модификации уравнения состояния Ван-дер-Ваальса, по сравнению с модификацией ПТ. По результатам сравнительных расчетов плотностей газовых смесей, в том числе в ретроградной области, выбрано уравнение ПТ, которое и включено в программу ГКН. Для жидкой фазы принято наиболее точное уравнение СХ, распространенное в системе ГКН на конденсатные и нефтяные фракции. Следует заметить, что уравнения ПТ и СХ задействуются в системе ГКН только после определения составов сосуществующих фаз.

В табл. 3 сравнивается точность уравнений ПР и ПТ по данным для чистого метана, как основного компонента природных газов. Уравнение ПР дает завышенные, а уравнение ПТ - заниженные значения плотности метана. Этим и объясняется расхождение в результатах расчета плотности пара в табл. 2 .

Таблица 3

Плотность газообразного метана при температуре 300 К					
P, Мпа	d, кг/м ³ (станд.) [10]	Расчет		δ, %	
		ПР	ПТ	ПР	ПТ
5	34.97	35.65	35	+1.9	+0.1
10	75.2	77.11	74.71	+2.5	-0.7
20	155.29	158.46	151.25	+2.0	-2.6
30	210.82	218.34	206.45	+3.6	-2.1
40	246.47	260.4	244.71	+5.7	-0.7
80	319.62	352.35	327.8	+10.2	+2.6

В табл. 4 приводятся экспериментальные [7] и рассчитанные по уравнениям ПР и ПТ значения коэффициентов сжимаемости четырех многокомпонентных газовых смесей в ретроградной области. Максимальная погрешность расчета коэффициента сжимаемости по уравнению ПР - 7.2%, по уравнению ПТ- 3.0%. Выбор в пользу уравнения ПТ очевиден. Интересен, однако, тот факт, что, как показано в [4], дальнейшее усложнение модели Ван-дер-Ваальса, предпринятое в [6], хотя и дало определенное уточнение расчета плотности как газа, так и жидкости, не привело к улучшению предсказания фазовых равновесий. Более того, усложнились возможности распространения расчетной модели фазового поведения на газоконденсатные и газонефтяные системы, по сравнению с уравнением ПР. Поэтому, из соображений получения максимально возможной точности описания фазовых равновесий в широкой области температур, давлений и составов и расчета плотности фаз, в системе ГКН фазовые состояния определяются по модели ПР*, а по рассчитанным составам фаз находятся их плотности - по уравнениям ПТ (газовая фаза) и СХ (жидкая фаза).

Таблица 4.

Экспериментальные и рассчитанные значения коэффициентов сжимаемости Многокомпонентных газовых смесей в ретроградной области.

Смесь	Т, К	P, МПа	Z _{эксп.}	Расчет		δ, %	
				ПР	ПТ	ПР	ПТ
1	338.7	22.6	0.7601	0.738	0.7729	-3.0	+1.7
	338.7	25.8	0.8083	0.785	0.8221	-3.0	+1.7
2	310.9	21.8	0.7277	0.6967	0.7342	-4.4	+0.9
	310.9	24.7	0.7774	0.7453	0.7853	-4.3	+1.0
3	338.7	21.7	0.7748	0.7247	0.7603	-6.9	-1.9
	338.7	26.5	0.8502	0.7933	0.8324	-7.2	-2.1
4	366.4	21.6	0.8051	0.7939	0.8289	-1.4	+3.0
	366.4	26.5	0.8616	0.8449	0.8834	-2.0	+2.5

Состав смесей (мол. Доли)	1	2	3	4
Азот	0.03020	0.00478	-	-
Метан	0.7227	0.80324	0.7743	0.8097
Диоксид углерода	0.03015	0.00188	-	-
Этан	0.04551	0.06024	0.0574	0.0566
Сероводород	0.03001	-	0.0296	-
Пропан	0.02474	0.03066	0.0299	0.0306
Н-пентан	0.05205	0.04381	0.0466	0.0457
Н-гептан	0.0365	0.03108	0.0359	0.033
Н-декан	0.02814	0.02431	0.0263	0.0244

В табл. 5 сравниваются результаты расчета плотности жидкостей: смесей метан-этан [11], этан-пропан [11] и н-декана [12]. Программы HYSYS и ГКН дают близкие к экспериментальным данным значения, PRO-2 со значительным завышением для легких углеводородов, и заниженными значениями для тяжелых (уравнение ПР). Лучшие результаты по плотности жидких смесей дает модификация Хурона-Видала уравнения ПР (PRH).

Таблица 5.

Экспериментальные и рассчитанные значения плотности жидкости.

% (мол.)	Т К	Р МПа	d _{эксп.} кг/м ³	Расчет		
				HYSYS	PRO-2(PR)	ГКН
Метан(97.9) - Этан(2.1)	96.42	0.026	449.7	451.2	506.6	453.4
	114.93	1.31	423.4	426	477.6	425.4
	128.18	3.25	403.5	408.2	455.4	407
Этан(49.54) - Пропан(50.46)	172.81	0.027	607.6	614	653.1	598.3
	229.16	0.37	541.1	543.4	581.1	533
Н-декан	250	0.1	762	763.7	695	764.5
	300	0.1	724	726	674	722.3
	400	0.1	645	644.9	617	643.7

Калорические свойства. Для расчета энтальпии, энтропии и теплопроводности газоконденсатных смесей в программах HYSYS, PRO-2 и ГКН используются уравнения ПР, СРК и их модификации. Точность этих уравнений, а также моделей БВРО, СХ и ПТ, применительно к расчету калорических свойств газовых и жидких смесей углеводородов, обсуждались в [4]. Теплоемкость газовых смесей и теплота парообразования определяется с приемлемой для практики точностью (погрешность обычно не превышает 2-3% по легким углеводородам и 4-5% по тяжелым углеводородам). Что касается теплоемкости жидкостей, то погрешности менее 5% получаются только в интервале приведенных температур τ от 0.55 до 0.85. Со стороны высоких температур отклонения теплоемкости от действительных величин положительны и растут до 20% при $\tau = 0.95$. При $\tau < 0.7$ погрешности меняют знак, и при $\tau = 0.4 - 0.45$ расчетные значения теплоемкости жидкости оказываются заниженными на 5-10%. В [4] предложена поправочная функция к уравнениям СРК, ПР и ПТ, снижающая погрешности расчета теплоемкости жидкостей при низких температурах до 3-4%. Изложенное объясняет расхождение порядка 3% в полученных по программам HYSYS, PRO-2 и ГКН величинах теплоемкости жидкой фазы (табл. 2).

В табл. 6 приводятся данные по изобарной теплоемкости жидких метана [10] и н-декана [12]. Для метана результаты расчета по всем трем программам близки к литературным данным, для н-декана погрешности расчета по программам HYSYS и PRO-2 до 11%.

Таблица 6

Изобарная теплоемкость жидкости.

Углево-Дород	Т К	Ср КДж/(кг*К)	Расчет			$\delta, \%$		
			HYSYS	PRO-2	ГКН	HYSYS	PRO-2	ГКН
Метан	100	3.258	3.383	3.353	3.328	+3.8	+2.9	+2.1
	140	3.822	3.908	3.897	3.877	+2.3	+2.0	+1.4
Н-декан	250	2.07	1.85	1.87	2.02	-10.6	-10.5	-2.4
	300	2.21	2.08	2.09	2.14	-6.2	-5.7	-3.2

Вязкость. Точность расчета вязкости газовых и жидких смесей углеводородов обсуждалась в [4]. Для газа влияние давления учитывается в программе ГКН с помощью уточненной в [4] корреляции Дина-Стила [13]. Для жидкостей (конденсатов и нефтей) используется распространенная в [4] на тяжелые углеводороды обобщенная корреляция [14]. Погрешности ее для углеводородов от метана до эйкозана находятся в пределах 10%. Для чистых веществ в жидком состоянии программы HYSYS и PRO-2 также дают удовлетворительные результаты (табл. 7).

Таблица 7
Вязкость газообразного метана при температуре 25 С

Р Мпа	η _{эсп.} мПа*с	Расчет		
		HYSYS	PRO-2	ГКН
10.13	0.0139	0.0142	0.0141	0.0142
20.26	0.0193	0.0198	0.0195	0.0190
40.53	0.0294	0.0327	0.0302	0.0294
60.8	0.0374	0.0444	0.0383	0.0395
81.06	0.0441	0.0547	0.0450	0.0490

Значение вязкости обеих фаз смеси, приведенной в табл. 2, рассчитанные по программам HYSYS, PRO-2 и ГКН, близки между собой.

В табл. 7 приводятся данные по вязкости газообразного метана [15] при давлениях до 81.06 МПа. Программы PRO-2 и ГКН дают близкие результаты.

Таблица 8
Вязкость жидкости.

Углево- дород	Т К	μ _{эсп.} МПа*с	Расчет			δ, %		
			HYSYS	PRO-2	ГКН	HYSYS	PRO-2	ГКН
Метан	133	0.0742	0.0749	0.0744	0.0796	-0.9	-0.3	+7.3
	153	0.0531	0.0526	0.0512	0.0555	-0.9	-3.6	+4.5
Н-декан	250	2.1	1.86	2.15	2.22	-11.4	+2.4	+5.7
	300	0.8	0.825	0.839	0.89	+3.1	+4.9	+11.2

Теплопроводность. Вопросы расчетного определения теплопроводности газовых и жидких смесей углеводородов рассмотрены в [4]. В системе ГКН для этой цели используется обобщенная корреляция Стила-Тодоса [15], распространенная в [4] на жидкости при низких температурах. Сравнение расчетных и экспериментальных данных, выполненное для углеводородов от С1 до С16 показало, что погрешности расчета при давлениях до 15-17 МПа, а для чистого газообразного метана до 100 МПа, обычно лежат в пределах 5-6% при максимальных 8-13%.

В табл. 2 приводятся значения теплопроводности пара и жидкости, рассчитанные по программам HYSYS, PRO-2 и ГКН. Для паровой фазы все три программы дают близкие результаты, для жидкой же фазы – программы HYSYS и ГКН.

Поверхностное натяжение. В [4] сравнивались расчетные методы Маклеода-Сагдена (МС) и Брока-Берда-Миллера (ББМ), описанные в [16]. По углеводородам от С1 до С14 получены следующие погрешности: МС до 22% (для этана при 113 К) и ББМ до 12% (для метана при 113 К). В области умеренных температур погрешности по обоим методам не превышают 10%. В систему ГКН включена модель МС, т.к. принцип соответственных состояний, на котором основан метод ББМ, не применим для смесей с большой газонасыщенностью.

В табл. 2 приводятся результаты расчета поверхностного натяжения газонасыщенных жидких смесей по программам HYSYS, PRO-2 и ГКН. При давлении 3.57 МПа получена удовлетворительная согласованность расчетных значений по всем программам. С повышением же давления программа ГКН (модель MC) показывает более резкое снижение поверхностного натяжения, по сравнению с программами HYSYS и PRO-2. Особенно большие расхождения наблюдаются при давлении 20.79 МПа: 8.23 мН/м по программе HYSYS и 0,25 мН/м по программе ГКН. Для оценки достоверности полученных результатов обратимся к экспериментальным данным.

В [17] отмечается, что экспериментально измеренное значение поверхностного натяжения сырой нефти при температуре 48.3 С и давлении 189 ат составляет 1.1 мН/м. Указывается также, что “углеводородная жидкость, конденсат или нефть, насыщенные природным газом при пластовом давлении более 210 ат, будут иметь поверхностное натяжение 2 мН/м или менее”. Основываясь на этих данных, можно утверждать, что упомянутое значение 8.23 мН/м, полученное по программе HYSYS для достаточно легкой газонасыщенной жидкой смеси, близкой к критической точке, слишком велико. По-видимому, ближе к действительности значения, полученные по программам PRO-2 и ГКН.

ЛИТЕРАТУРА

1. Калашников О.В., Иванов Ю.В., Будняк С.В. Инженерные расчетные модели технологических сред нефтяных и газовых промыслов.

1. Фазовые равновесия углеводородов, воды, метанола и гликолей // Экотехнологии и

ресурсосбережение.-1995.-№3.-с.25-29.

2. Калорические свойства, там же.-1995.-№4.-с.29-31.

3. Плотность, вязкость, теплопроводность, поверхностное натяжение, там же.-1995.-№6.-с.44-48.

4. Учет минерализации воды, там же.-1996.-№1.-с.46-49.

5. Программная система ГАЗКОНДНЕФТЬ, там же.-1996.-№2.-с.50-51.

2. Peng D.-Y., Robinson D.B. A new two-constant equation of state // Ind. Eng. Chem. Fundam.-1976.-Vol.15, №1.-p.59-64.

3. Soave G. Equilibrium constants from a modified Redlich-Kwong equation of state // Chem. Eng. Sci.-1972.-Vol.27, №6.-p.1197-1203.

4. Калашников О.В., Иванов Ю.В. Инженерные расчетные модели технологических сред газопереработки

1. Фазовые состояния жидкость-пар // Химическая технология.-1990.-№6.-с.28-36.

2. Калорические свойства, там же.-1991.-№1.-с.38-43.

3. Плотность газовых и жидких смесей, там же.-1991.-№2.-с.26-29.

4. Вязкость, теплопроводность и поверхностное натяжение, там же.-1991.-№3.-с.28-34.

5. Orye R.V. Prediction and correlation of phase equilibria and thermal properties with the BWR equation of state // Ind. Eng. Chem. Proc. Design and Develop.-1969.-Vol.8, №4.-P.579-588.

6. Patel N.C., Teja A.S. A new cubic equation of state for fluid and fluid mixtures // Chem. Eng. Sci.-1982.-Vol.37, №3.-P.463-473.

7. Jarborough L. Vapor-liquid equilibrium data for multicomponent mixture containing hydrocarbon and non-hydrocarbon components // AIChE J.-1972.-Vol.17, №2.-P.129-133.

8. Starling K.E., Han M.S. Thermo data refined for LPG // Hydrocarbon proc.-1972.-Vol.51, №5.-P.129-132.

9. Lee B.I., Kesler M.G. A generalized thermodynamic correlation based on three parameter corresponding states // AIChE J.-1975.-Vol.21, №3.-P.510-527.

10. Метан жидкий и газообразный .Таблицы стандартных справочных данных.-М:Изд. Стандартов,1982.-11с.
11. Orrit J. E. Orthobaric liquid densities of natural gas-component mixtures // Fluid phase equilibria.-1983.-Vol.12,№3.-P.253-281.
12. Варгафтик Н.Б. Справочник по теплофизическим свойствам газов и жидкостей.-М.:Физматгиз,1963.-708с.
13. Dean D. E. , Stiel L.I. The viscosity of nonpolar gas mixtures at moderate and high pressure// AIChE J.-1965.-Vol.11,- №3.-P.526-532.
14. Недужий И.А., Хмара Ю.И., Волков О.И.Исследование вязкости смесей н-парафинов и олефинов в жидкой фазе//Теплофизические свойства жидкостей.-М.:Наука,1970.-С.77-78.
15. Голубев И.Ф. Вязкость газов и газовых смесей.-М.:Физматгиз,1959.-375с.
16. Рид Р.,Праусниц Дж.,Шервуд. Свойства газов и жидкостей.-Л. Химия, 1982.-591с.
17. Катц Д.Л. и др. Руководство по добыче, транспорту и переработке природного газа.-М., Недра.-1965.