

Вопросы адекватности теплофизической базы программных систем HYSYS, PRO-2 и ГазКондНефть. 4. Расчетные и действительные данные по установке низкотемпературной сепарации природного газа.

Калашиников О.В.¹, Касперович А.Г.², Будняк С.В.¹, Гамалея Р.В.¹, Рычков Д.А.²

¹ Институт газа НАН Украины, г. Киев

² ТюменНИИгипрогаз, г. Тюмень

Результаты технологического моделирования промышленной установки многоступенчатой сепарации пластовой газоводоконденсатной смеси, полученные по программным системам (ПС) HYSYS, PRO-2 и ГазКондНефть (ГКН), сравниваются с фактическими данными. Показано, что применение в ПС ГКН фактора неравновесности процесса сепарации дает возможность адекватно фактическим данным построить компьютерную модель установки. Наиболее достоверные расчетные данные, как по распределению метанола в технологических средах установки, так и по минимально необходимому расходу его как антигидратного ингибитора, обеспечивает ПС ГКН.

Компьютерное моделирование процессов подготовки и переработки углеводородного сырья основано на использовании равновесных моделей состояния и свойств парожидкостных смесей веществ. В статьях [1] результаты расчетов составов фаз и их свойств сравнивались с экспериментальными лабораторными данными. Сделан вывод о близости результатов расчетов по обсуждаемым программам для углеводородных смесей и существенных расхождениях расчетных данных по взаимной растворимости углеводородов, воды, метанола и гликолей. Представляет несомненный практический интерес вопрос о том, насколько существенно погрешности термодинамических моделей могут повлиять на прогнозируемые технологические параметры. Не менее важно знать, насколько действительные выходы и составы продуктов переработки отличаются от прогнозируемых равновесными моделями. Некоторые ответы на эти вопросы помогут дать результаты обследования установки комплексной подготовки природного газа (УКПГ) Ханчейского газоконденсатного месторождения (ГКМ).

Технологическое обследование установки, а также детальный физико-химический анализ состава продукции (с определением содержания 10-градусных фракций конденсата до 590 С) и некоторых внутренних потоков выполнены сотрудниками института ТюменНИИгипрогаз в 2004 г. (руководитель работ – В.Ф.Новопашин).

Расчетно-графическая модель установки, реализованная в среде ПС ГазКондНефть, показана на рис. 1.

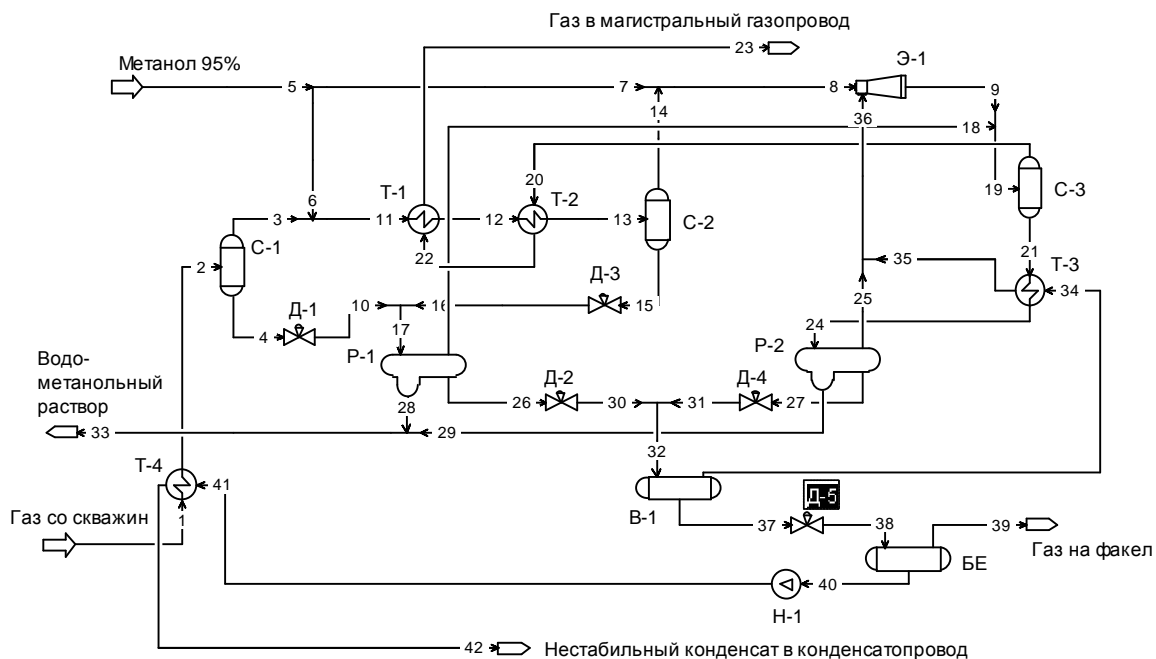


Рис. 1. Схема низкотемпературной сепарации природного газа. С-1 - С-3 – сепараторы; Р-1, Р-2 – трехфазные разделители; Т-1 – Т-4 – рекуперативные теплообменники; Э-1 – эжектор; В-1 – выветриватель; БЕ – буферная емкость; Н-1 – насос; Д-1 – Д-5 – дроссели.

Фактические параметры работы аппаратов, данные по выходу продуктов сепарации и их составы приведены в табл.1-4.

Таблица 1

Аппарат	Давление, МПа (абс.)	Температура, С
Сепаратор С-1	13,1	25,6
Теплообменник Т-2, выход	12,8	-12,9
Сепаратор С-3	7,8	-32,0
Разделитель Р-1	7,8	20,9
Разделитель Р-2	7,4	-27,1
Выветриватель В-1	4,1	-9,9
Буферная емкость БЕ	2,1	-19,2

Таблица 2

Расходные показатели	Среднечасовые данные от 27.05.2004 г.
Выход товарного газа, тыс. ст. м ³ /час	314,27
Выход неустойчивого конденсата, т/час	76,40
Выход пластовой воды, м ³ /час	2,09
Подача метанола (95% масс.), т/час	0,73

Таблица 3

Компоненты смеси, масс. доли	Товарный газ	Конденсат	Газ из БЕ
Азот	0.014945	-	-
Метан	0.790735	0.022024	0.724033
Диоксид углерода	0.004767	-	-
Этан	0.121199	0.044906	0.194276
Пропан	0.039208	0.096183	0.056679
изо-Бутан	0.006833	0.037747	0.007428
н-Бутан	0.011949	0.094197	0.011389
изо-Пентан	0.002801	0.043642	0.002000
н-Пентан	0.002543	0.059162	0.001800
фракция до 70 °С	0.001302	0.073873	0.000812
70-100 °С	0.001946	0.103084	0.000793
100-150 °С	0.001704	0.159745	0.000738
150-200 °С	0.000068	0.109607	0.000052
200-250 °С	-	0.066633	-
250-300 °С	-	0.044676	-
300-350 °С	-	0.024327	-
350-400 °С	-	0.010994	-
400-450 °С	-	0.004984	-
450-500 °С	-	0.002767	-
500-550 °С	-	0.001248	-
выше 550 °С	-	0.000205	-

Таблица 4

Характеристики фракций

Температуры кипения, °С	Молекулярная масса	Плотность при 20°С г/см ³
фракция до 70 °С	82.2	0.6764
70-100 °С	92.0	0.7264
100-150 °С	108.4	0.7508
150-200 °С	136.8	0.7836
200-250 °С	169.3	0.8116
250-300 °С	206.2	0.8302
300-350 °С	248.0	0.8493
350-400 °С	299.7	0.8681
400-450 °С	359.7	0.8872
450-500 °С	431.9	0.9043
500-550 °С	515.1	0.9168
выше 550 °С	595.8	0.9834

В табл. 3 и 4 представлены составы потоков и характеристики углеводородных фракций с объединением 10-градусных фракций в 30 – и 50-градусные. Заметим, что такое объединение практически не повлияло на результаты расчетов, приводимые в настоящей работе.

Для составления расчетной модели установки необходимо найти состав сырья, исходя из составов и расходов товарного газа и конденсата, приведенных в табл. 2 и 3, с включением

воды (табл.2). Расход газа на факел не измерялся, но, поскольку он составляет всего 0,9% от расхода сырья, не будет большой погрешности, если его величину принять расчетной.

Расход сырья (318,06 т/час) определен суммированием фактических массовых выходов товарного газа (314,27 тыс. ст.м³/час = 236,35 т/час) и конденсата (76,4 т/час), а также расчетных выходов факельного газа (ФГ) из емкости БЕ (3,6 т/час) и воды (2,09 т/час), за вычетом расчетного количества метанола, содержащегося в товарном газе (130 кг/час) и конденсате (250 кг/час).

При сравнительных расчетах материальных потоков и температурного режима установки в качестве исходных данных приняты давления в аппаратах и температуры потоков на входе в сепаратор С-1 и на выходе из теплообменников Т-2 и Т-3 (перед разделителем Р-2). В табл. 4 приводятся результаты расчета температур в остальных аппаратах.

Таблица 4.

Аппарат	t факт	PRO-2	HYSYS	ГКН
Сепаратор С-3	-32,0	-30,5*	-30,5*	-30,5
Разделитель Р-1	20,9	19,7	19,6	19,5
Выветриватель В-1	-9,9	-12,6	-13,7	-13,0
Буферная емкость БЕ	-19,2	-18,3	-19,5	-18,6

* См. комментарий ниже.

В программах PRO-2 и HYSYS нет модели эжекции газа, поэтому, в целях уравнивания условий сепарации и выхода газа и конденсата, при расчете схемы по этим программам в сепараторе С-3 принята температура, полученная по программе ГазКондНефть. В табл.5 сравниваются фактические и расчетные выходы газа и конденсата, а также концентрации метанола на выходе из разделителей фаз. В программе ГазКондНефть используется уравнение состояние Пенга-Робинсона (ПР) [2], уточненное и распространенное в [3,4,5] на углеводородные фракции, воду, метанол и гликоли и соли. При расчетах по PRO-2 и HYSYS использованы модификации уравнений Соава-Редлиха-Квонга [6] и ПР, дающие результаты, наиболее близкие к фактическим данным (соответственно Панагитопулоса-Рида и Стрижека-Вера).

Таблица 5

Продукция УКПГ	Фактич. данные	PRO-2	HYSYS	ГКН	ГКН*	ГКН**
Газ в магистральный трубопровод, тыс. ст. м ³ /час	314,27	312,23	312,28	312,65	312,74	314,28
Нестабильный конденсат, т/час	76,40	78,23	77,71	77,67	77,45	76,36
Концентрация метанола, % масс.:						
на выходе из разделителя Р-1						
- по плотности	4,0	2,7	5,6	6,0	6,0	6,1
- по показателю преломления	19,0					
на выходе из разделителя Р-2						
- по плотности	85,3	63,9	66,3	84,5	84,5	85,8
- по показателю преломления	83,5					

Примечание. * - расчет по равновесной модели + механический унос жидкости в сепараторах (3 см³/ст. м³); ** - с применением фактора неравновесности + механический унос.

Из таблицы видно, что результаты "равновесного" моделирования в части выхода отсепарированного газа и нестабильного конденсата по всем трем программам близки, причем,

по газу они несколько ниже (на 0,5-0,6%), а по конденсату – выше фактических расходов (на 1,7-2,4%). В табл. 6 с фактическими данными сравниваются расчетные выходы компонентов C1-C5, содержащихся в товарном конденсате. Погрешности равновесных моделей по всем программам – от 1,4 до 58,6 %.

Таблица 6

Компоненты	кг/час по фактич. составу	PRO-2		HYSYS		ГКН		ГКН**	
		кг/час	Откло- нение, %	кг/час	Откло- нение, %	кг/час	Откло- нение, %	кг/час	Откло- нение, %
Метан	1677	2220	32.4	2170	29.4	2154	28.4	1794	7.0
Этан	3420	5424	58.6	5218	52.6	5325	55.7	3453	1.0
Пропан	7324	6625	-9.5	6750	-7.8	6817	-6.9	7190	-1.8
изо-Бутан	2874	2734	-4.9	2671	-7.1	2653	-7.7	2827	-1.6
н-Бутан	7173	6637	-7.5	6650	-7.3	6626	-7.6	7013	-2.2
изо-Пентан	3323	3263	-1.8	3222	-3.0	3198	-3.8	3314	-0.3
н-Пентан	4505	4441	-1.4	4295	-4.7	4303	-4.5	4432	-1.6

Приближение к фактическим данным, как по выходу продукции, так и по ее составу, в системе ГазКондНефть достигается посредством применения фактора неравновесности процесса сепарации. Результаты “неравновесного” моделирования установки показаны в табл. 5 и 6. При расчете по программе ГазКондНефть с применением фактора неравновесности сепарации погрешности расчета выхода с конденсатом легких углеводородов снижаются до 0,3-7,0 %.

В табл.5 приводятся измеренные и расчетные концентрации метанола в потоках ВМР, покидающих разделители фаз Р-1 и Р-2. По более надежным данным для разделителя Р-2 можно сделать вывод, что программа ГазКондНефть обеспечивает наиболее верный результат. Заниженные расчетные концентрации метанола по программам PRO-2 и HYSYS объясняются завышением количества метанола, переходящего в конденсат. Это факт отмечался в предыдущей статье [1] настоящей серии, и теперь он получил подтверждение на примере промышленной установки.

Следует остановиться на вопросе прогнозирования затрат метанола как противогидратного ингибитора. В программе PRO-2 такая функция отсутствует. В HYSYS его расход можно оценить с помощью функции определения температуры гидратообразования: он составляет 1250 кг/час. По программе ГазКондНефть минимально необходимый расход 95%-ного метанола – 600 кг/час, что хорошо согласуется с фактическим расходом, который всегда делается с некоторым запасом.

ВЫВОДЫ

1. Программные системы HYSYS, PRO-2 и ГазКондНефть дают близкие результаты моделирования многоступенчатой сепарации газоконденсатных смесей, как по термобарическому режиму работы установки, так и по количествам и составам отсепарированного газа и конденсата.
2. Используемые на практике равновесные модели сепарации газожидкостных смесей, не приводя к существенным ошибкам по общему выходу отсепарированного газа и конденсата, по выходу отдельных компонентов могут дать значительные погрешности. Снижение этих погрешностей достигается посредством применения фактора неравновесности сепарации.
3. По концентрации, и, следовательно, по распределению метанола в технологических потоках УКПГ наиболее близкие к фактическим данным

результаты дает программа ГазКондНефть. Это является залогом верного прогнозирования расхода метанола как антигидратного ингибитора и объемов его регенерации.

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. Калашников О.В., Иванов Ю.В., Будняк С.В. Вопросы адекватности теплофизической базы программных систем HYSYS, PRO-2 и ГАЗКОНДНЕФТЬ// Экотехнологии и ресурсосбережение.-1999.- № 6.- С. 13-18; 2000.- № 1.- С. 31-35.
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. Калашников О.В. Иванов Ю.В. Инженерные расчетные модели технологических сред газопереработки. 1.Фазовое состояние жидкость-пар//Хим. технология. - 1991.- № 6.- С. 28-36.
4. 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.
5. Калашников О.В. Применение уравнения состояния для описания термодинамических свойств систем природный газ - минерализованная вода// Экотехнологии и ресурсосбережение.-2004.-№ 2.- С. 24-27.
6. Soave G. Equilibrium constants from a modified Redlich-Kwong equation of state// Chem. Eng. Sci.-1972.-Vol. 27, № 6.-P. 1197-1203.