

УДК 60.011.665.6/7(075.8)

**МОДЕЛИРОВАНИЕ ГРАВИТАЦИОННОГО
ГАЗОВОГО СЕПАРАТОРА**

Н.М. Семёнов

Томский политехнический университет

E-mail: semyonov@tpu.ru

Семёнов Николай Михайлович, ст. препод. кафедры интегрированных компьютерных систем управления Института кибернетики ТПУ.
E-mail: semyonov@tpu.ru
Область научных интересов: моделирование и анализ систем автоматизированного управления.

Рассматривается моделирование процесса низкотемпературной сепарации газожидкостной смеси в блоке из трёх газовых сепараторов. Предполагается однократное испарение компонентов смеси при достижении состояния равновесия между паровой и жидкой фазами. Математическая модель основывается на уравнениях общего и покомпонентного материального баланса. Для расчёта констант фазового равновесия используется уравнение Ашворта. Приводятся алгоритм

и результаты расчета. Моделирование проводилось с использованием языков VBA и Delphi.

Ключевые слова:

Моделирование, газовый сепаратор, уравнение Ашворта.

Введение

С процессом разделения газожидкостной смеси приходится иметь дело специалистам в различных отраслях, в том числе и в нефтегазовой отрасли. Большое внимание этому процессу уделялось во второй половине XX в. [1–6]. Не остается он без внимания и в настоящее время [7–9]. Тем не менее, существует проблема, заключающаяся в трудности понимания основ процесса. Это связано, *во-первых*, со сложностью и недостаточной формализованностью математической модели. *Во-вторых*, до сих пор явно недостаточно внимания уделяется компьютерному моделированию, хотя и встречаются отдельные работы, например, [10–12].

В настоящей статье рассматривается математическое описание процессов, протекающих в гравитационном газовом сепараторе [11], а также алгоритм моделирования его работы. При этом преследовалась цель доступности для понимания излагаемого материала.

Все расчеты проводятся в предположении, что в процессе сепарации происходит однократное испарение компонентов смеси и при этом достигается состояние равновесия [2, 11]. Однократное испарение (равновесная дистилляция) характеризуется испарением части жидкости и продолжительным контактом паров с неиспарившейся жидкостью до достижения фазового равновесия. Термины «состояние равновесия», «фазовое равновесие» подразумевают, что за единицу времени количество молекул, переходящих из жидкости в пар, равно количеству молекул, переходящих из паровой фазы в жидкую. Устройство, осуществляющее процесс однократного испарения, представлено на рис. 1.

Разделяемая смесь проходит по трубам – 1, обогреваемым снаружи топочными газами. Образовавшаяся при этом парожидкостная смесь, близкая к равновесному состоянию, непрерывно поступает в сепаратор – 2 для механического отделения жидкости от пара. Пары (П) из сепаратора поступают в конденсатор, откуда дистиллят стекает в приёмник, а оставшаяся в сепараторе жидкость (Ж) отводится в сборник.

Аппарат однократного испарения используется при разделении смесей, компоненты которых сильно различаются по температуре кипения (так называемые широкие смеси). При выполнении этого условия отпадает необходимость флегмирования (получения конденсата из пара) и обеспечения многократного контакта потоков пара и жидкости.

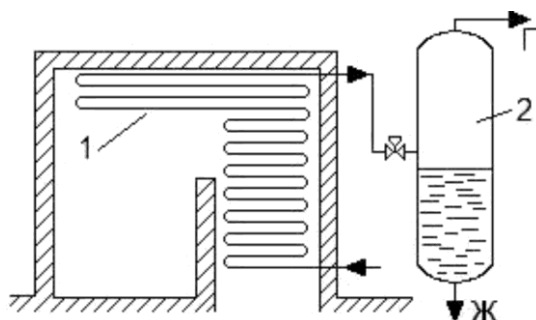


Рис. 1. Аппарат для однократного испарения смеси

Математическая модель

Математическая модель основывается на уравнении общего материального баланса

$$F = G + L,$$

где F – количество исходного сырья, поступающее в единицу времени; G – количество паровой фазы, получающееся в единицу времени; L – количество жидкой фазы, получающееся в единицу времени, и уравнении покомпонентного баланса

$$F \cdot u_i = G \cdot y_i + L \cdot x_i,$$

где u_i , x_i , y_i – концентрации i -го компонента в исходном сырье, жидкой и паровой фазах соответственно [11]. Расходы F , G , L задаются в кг/ч. Концентрация обычно выражается в мольных (молярных) долях. В упрощенном виде (подробная модель приведена в [5. С. 10]) соотношение для паровой фазы записывается в виде

$$y_i = \frac{P_i}{P} \cdot x_i, \quad (1)$$

где P_i – парциальное давление i -го компонента, Па; P – давление в аппарате, Па.

В (1) отношение $\frac{P_i}{P}$ называется константой фазового равновесия i -го компонента и обозначается как K_i . С учетом этого (1) можно представить в виде

$$y_i = K_i \cdot x_i.$$

Основное уравнение для расчета частичного однократного испарения многокомпонентной системы есть

$$x_i = \frac{u_i}{1 + e \cdot (K_i - 1)},$$

где $e = \frac{G}{F}$ – молярная доля пара (доля отгона) в конце процесса однократного испарения.

Контролем правильности решения является выполнение стехиометрических соотношений:

$$\sum x_i = \sum y_i = 1. \quad (2)$$

Для определения давления насыщенных паров P_i можно использовать, например, формулу Ашворта [2. С. 45]:

$$P_i = 10^5 \cdot \exp[6,172 \cdot (1 - F(T)/F(T_i))], \quad (3)$$

где T – температура однократного испарения, °С; T_i – температура кипения углеводорода или средняя температура кипения углеводородной фракции, °С.

Функцию $F(T)$ находят из уравнения

$$F(T) = \frac{1250}{\sqrt{(T + 273)^2 + 108000}} - 1.$$

По этому же уравнению, подставляя T_i вместо температуры T , рассчитывают и функцию $F(T_i)$.

Для повышения качества получаемого газа нередко применяется каскадное соединение отдельных сепараторов (рис. 2).

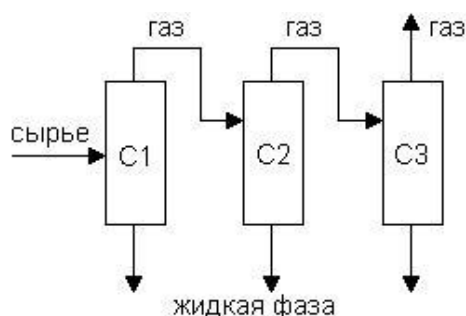


Рис. 2. Схема сепарационного блока: C1, C2, C3 – сепараторы

Именно такая схема сепарационного блока использовалась для моделирования.

Исходные данные, отражающие состав и основные характеристики сырья на входе первого сепаратора, приведены в табл. 1 [11. С. 66]. Расход сырья на входе первого сепаратора – 200 910,60 кг/ч.

Таблица 1. Состав и основные характеристики сырья

Компонент	Состав, мольные доли	Молекулярная масса	Температура кипения, °С	Плотность жидкости, кг/м ³	Плотность газа, кг/м ³
CO ₂	0,00538	44,01110	-78,2	859,0	1,9650
N ₂	0,02648	28,0160	-195,8	570,0	1,2510
CH ₄	0,8486	16,0430	-161,58	300,0	0,7162
C ₂ H ₆	0,0424	30,0700	-88,70	460,0	1,3420
C ₃ H ₈	0,02628	44,0970	-42,06	501,0	1,969
i-C4	0,00759	58,1240	-11,73	557,0	2,5948
C-4	0,00548	58,1240	-0,5	580,0	2,5948
C-5	0,0083	72,1510	36,1	616,0	3,2200
OST	0,02692	108,0	100,7	721,3	3,8800
H ₂ O	0,00172	18,0	100,0	1000,0	0,804
Метанол	0,00085	32,0	64,65	791,0	2,678

Основные параметры – это температура T и давление P в каждом сепараторе (табл. 2).

Таблица 2. Температура и давление в сепараторах

Сепаратор	Температура T , °С	Давление P , Па
C1	16,50	6 800 000
C2	- 9,20	6 000 000
C3	- 22,5	5 300 000

Моделирование процесса сепарации

Алгоритм моделирования укрупненно можно представить схемой:

1. ввод исходных данных, представленных в табл. 1 и табл. 2;
2. нахождение K_i с использованием уравнения Ашворта (3);
3. циклическое изменение доли отгона e в диапазоне $0...1$ с целью нахождения такого значения, при котором выполняется стехиометрическое соотношение (2); тем самым находятся все x_i – мольные доли жидкой фазы;
4. расчет y_i – мольных долей паровой фазы;
5. расчет параметров уходящих потоков, материального баланса на выходе из j -го сепаратора;
6. при $(j+1) > \text{«количество сепараторов»}$ переход к пункту 9;
7. присваивание концентраций y_i для j -го сепаратора в качестве концентраций u_i компонентов исходного сырья $(j+1)$ -го сепаратора;
8. переход к пункту 2;
9. вывод результатов расчета процесса сепарации.

Моделирование проводилось с использованием языков программирования Delphi и VBA. Обе программы дали практически одинаковые результаты. Применение электронных таблиц Excel и языка VBA обусловлено наличием эффективной графической оболочки – мастера диаграмм, а также справочного материала в [12].

Доли отгона рассчитывались по методу половинного деления и оказались равными для первого сепаратора $e1 = 0,536$, для второго сепаратора $e2 = 0,833$, для третьего сепаратора $e3 = 0,801$. Пример расчета третьей ступени сепарации приведен ниже.

Давление в сепараторе $P = 5\,300\,000$ Па, температура $T = -22,5$ °С, состав газожидкостной смеси на входе сепаратора и коэффициенты равновесия приведены в табл. 3.

Расчет доли отгона $e3$ по методу половинного деления иллюстрируется рис. 3. Здесь по оси ординат откладываются значения стехиометрического соотношения (2), представленного в виде

$$f = 1 - \sum x_i = 1 - \sum \frac{u_i}{1 + e \cdot (K_i - 1)}.$$

Компонентный состав на выходе третьего сепаратора приведен в табл. 4.

При моделировании важно учитывать тот факт, что давление и температура в каждом из трех сепараторов должны соответствовать области, в которой происходит реальный процесс сепарации. Например, если в третьем сепараторе задать $P = 6\,000\,000$ Па, то испарения молекул жидкости с поверхности раздела «газ-жидкость» происходить не будет. Это подтверждается кривой, представленной на рис. 4. Как видно, пересечения ее с осью абсцисс не наблюдается, а значит, доля отгона $e3 = 0$.



Рис. 3. График зависимости $f(e)$ для третьего сепаратора при $P = 5\,300\,000$ Па: f – отклонение от стехиометрического соотношения; e – доля отгона

Таблица 3. Пример расчета третьей ступени сепарации

Компонент	Состав, мольные доли	Коэффициент равновесия K_i
CO ₂	$1,191 \cdot 10^{-3}$	$1,310 \cdot 10^{-1}$
N ₂	$3,663 \cdot 10^{-2}$	1,747
CH ₄	$9,476 \cdot 10^{-1}$	1,025
C ₂ H ₆	$1,318 \cdot 10^{-2}$	$1,797 \cdot 10^{-1}$
C ₃ H ₈	$1,215 \cdot 10^{-3}$	$3,916 \cdot 10^{-2}$
i-C ₄	$5,974 \cdot 10^{-5}$	$1,233 \cdot 10^{-2}$
C-4	$2,045 \cdot 10^{-5}$	$7,778 \cdot 10^{-3}$
C-5	$2,062 \cdot 10^{-6}$	$1,541 \cdot 10^{-3}$
OST	$2,330 \cdot 10^{-8}$	$5,609 \cdot 10^{-5}$
H ₂ O	$1,592 \cdot 10^{-9}$	$5,833 \cdot 10^{-5}$
Метанол	$1,971 \cdot 10^{-8}$	$3,831 \cdot 10^{-4}$

Таблица 4. Фазовые составляющие на выходе третьего сепаратора

Компонент	Состав, мольные доли	
	Жидкость	Газ
CO ₂	$3,926 \cdot 10^{-3}$	$5,144 \cdot 10^{-4}$
N ₂	$2,290 \cdot 10^{-2}$	$4,003 \cdot 10^{-2}$
CH ₄	$9,289 \cdot 10^{-1}$	$9,523 \cdot 10^{-1}$
C ₂ H ₆	$3,850 \cdot 10^{-2}$	$6,919 \cdot 10^{-3}$
C ₃ H ₈	$5,288 \cdot 10^{-3}$	$2,071 \cdot 10^{-4}$
i-C ₄	$2,868 \cdot 10^{-4}$	$3,538 \cdot 10^{-6}$
C-4	$9,994 \cdot 10^{-5}$	$7,785 \cdot 10^{-7}$
C-5	$1,032 \cdot 10^{-5}$	$1,591 \cdot 10^{-8}$
OST	$1,174 \cdot 10^{-7}$	$6,587 \cdot 10^{-12}$
H ₂ O	$8,023 \cdot 10^{-9}$	$4,679 \cdot 10^{-13}$
Метанол	$9,921 \cdot 10^{-8}$	$3,801 \cdot 10^{-11}$



Рис. 4. График зависимости $f(e)$ для третьего сепаратора при $P = 6\,000\,000$ Па: f – отклонение от стехиометрического соотношения; e – доля отгона

Аналогичную картину можно наблюдать при понижении температуры в сепараторе. Например, при давлении $P = 5\,300\,000$ Па, температуре $T = -32,5$ °С график стехиометрического соотношения выглядит следующим образом (рис. 5).



Рис. 5. График зависимости $f(e)$ для третьего сепаратора при температуре $T = -32,5$ °С: f – отклонение от стехиометрического соотношения; e – доля отгона

Основные результаты моделирования представлены в табл. 5, 6.

Таблица 5. Результаты расчета процесса сепарации 1-го и 2-го сепараторов

Потоки	Плотность, кг/м ³		Расход, кг/ч	
	газ	нефть	газ	нефть
вход	0	341,29	–	200910,6
1 сепаратор	0,759	371,64	107784,0	93126,6
Влагосодержание WLS = $1,61 \cdot 10^{-3}$ г/м ³ . Содержание C3+ = 9,493 г/м ³ . Содержание C5+ = $4,15 \cdot 10^{-1}$ г/м ³ . Содержание C3+ = 0,482 мольных процента. Содержание C5+ = $1,2 \cdot 10^{-2}$ мольных процента.				
2 сепаратор	0,747	325,78	89863,9	17920,1
Влагосодержание WLS = $1,28 \cdot 10^{-6}$ г/м ³ . Содержание C3+ = 2,393 г/м ³ . Содержание C5+ = $6,64 \cdot 10^{-3}$ г/м ³ . Содержание C3+ = 0,122 мольных процента. Содержание C5+ = $2,06 \cdot 10^{-4}$ мольных процента.				

Таблица 6. Результаты расчета процесса сепарации 3-го сепаратора

Потоки	Плотность, кг/м ³		Расход, кг/ч	
	газ	нефть	газ	нефть
3 сепаратор	0,743	315,71	72032,15	17831,8
Влагосодержание WLS = $3,76 \cdot 10^{-10}$ г/м ³ . Содержание C3+ = 0,408 г/м ³ . Содержание C5+ = $5,13 \cdot 10^{-5}$ г/м ³ . Содержание C3+ = 0,021 мольных процента. Содержание C5+ = $1,59 \cdot 10^{-6}$ мольных процента.				

Заключение

Приведенный алгоритм и результаты моделирования позволяют исследовать процесс разделения газожидкостной углеводородной смеси. Это может быть полезным как специалистам нефтегазовой отрасли, так и начинающим изучать соответствующие дисциплины студентам. Расчеты можно проводить и для одиночных сепараторов, в том числе нефтяных. Следует отметить, что эмпирическая модель Ашворта (3) даёт достаточно хорошие результаты (погрешность в пределах 10 %) для нефтяных смесей при температуре $T \leq 300$ °C и давлении P до 2 МПа [13].

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ:

1. Смирнов А.С. Сбор и подготовка нефтяного газа на промысле. – М.: Недра, 1971. – 256 с.
2. Танатаров М.А. и др. Технологические расчеты установок переработки нефти. – М.: Химия, 1987. – 352 с.
3. Общая химическая технология топлива / под ред. С.В. Кафтanova. – М., Л.: Государственное научно-техническое издательство химической литературы, 1947. – 495 с.
4. Лутошкин Г.С. Сбор и подготовка нефти, газа и воды к транспорту. – М.: Недра, 1972. – 324 с.
5. Кафаров В.В., Ковалев Ю.Н., Ветохин В.Н. Разделение многокомпонентных систем в химической технологии. Методы расчета. – М.: МХТИ, 1987. – 84 с.
6. Эмирджанов Р.Т. Основы технологических расчетов в нефтепереработке. – М., Л.: Химия, 1965. – 544 с.
7. Сулейманов Р.С. и др. Сбор, подготовка и хранения нефти и газа. Технологии и оборудование. – Уфа: Нефтегазовое дело, 2007. – 450 с.
8. Калинин А.В. и др. Перспективы использования технологии НТСР на вновь вводимых месторождениях // Газовая промышленность. – 2007. – № 3. – С. 58–62.
9. Ланчаков Г.А. и др. Новые технологии промысловой подготовки сеноманского газа на Уренгойском НГКМ // Газовая промышленность. – 2007. – № 3. – С. 62–66.
10. Степанова Г.С., Выборнов Н.М., Выборнов Я.И. Расчет фазовых равновесий углеводородных смесей. – М.: Недра, 1969. – 65 с.
11. Кравцов А.В. и др. Математическое моделирование химико-технологических процессов. – Томск: Изд-во ТПУ, 2009. – 136 с.
12. Новиков А.А., Хамухин А.А. Введение в информатику процессов переработки нефти. – Томск: Изд-во Томского политехнического ун-та, 2008. – 232 с.
13. Галиаскаров Ф.М. Расчет ректификации нефтяных смесей. – Уфа: Изд-во Башкирского ун-та, 1999. – 152 с.

Поступила 13.01.2012 г.