

ИССЛЕДОВАНИЕ СЕПАРАЦИОННЫХ ПРОЦЕССОВ В РЕЖИМАХ ФУНКЦИОНИРОВАНИЯ УСТРОЙСТВ ПРЕДВАРИТЕЛЬНОЙ ПОДГОТОВКИ НЕФТИ

Е.В. Николаев

nickolaev_evgeny@mail.ru

Научный руководитель: Харламов С.Н., д.ф.-м.н., профессор Национальный исследовательский Томский политехнический университет, г. Томск, Россия

Эффективное прогнозирование процессов разделения является важной частью при проектировании и эксплуатации оборудования для многоступенчатой сепарации нефти. В настоящее время существует большое количество эмпирических уравнений, с различной степенью точности позволяющих прогнозировать термодинамические процессы в углеводородных средах. Известно [1], что в практике прикладных расчетов состава вязких систем очень популярны модели с многокоэффициентными, а также полиномиальными связями между искомыми параметрами. В частности, наиболее удобными, относительно простыми и корректными в сравнении с имеющимися опытными данными являются полиномиальные уравнения состояния. Чувствительные к реальным возмущениям в рабочем процессе они прогнозируют свойства чистых веществ и смесей с большей надежностью в сравнении с моделями, включающими многокоэффициентные уравнения состояния. Стоит заметить, что отдельный анализ достоинств методик прогноза свойств углеводородных сред по указанным уравнениям, представленный в [1] показывает, что проблемы разделения в смесях еще далеки от завершения и требуют детального исследования, особенно в части эволюции структуры веществ в режимах интенсификации массопереноса. В связи с этим *цель* настоящей работы состоит в: выявлении закономерностей процесса сепарации в углеводородных средах; выдаче рекомендаций в практику прикладных расчетов компонентного состава сложных гомогенных систем в следующем диапазоне изменений термобарических условий – температуры $T \cong 0 - 70$ °С и давления $P \cong 50 - 70$ кПа.

Расчет фазового равновесия производится в первом приближении с помощью совместного решения уравнений Дальтона и Рауля, предположив, что паровая фаза будет подчиняться законам идеального газа, а жидкая фаза будет являться идеальным раствором. Второе приближение с помощью уравнений состояния проводится путем итераций и основано на применении аксиоматических положений термодинамики в многокомпонентных системах – равнозначности летучестей компонентов смеси во всех сосуществующих фазах [1, 2]. В качестве метода решений на первых итерациях применяют метод последовательных приближений. Если решения не достигают, то поиск продолжают методом Ньютона [1].

Модель первой ступени сепарации была построена на базе данных пластовой нефти Вынгапуровского месторождения [3], у которой обводненность $G = 72,5$ %, плотность $\rho = 817,4$ кг/м³, молекулярная масса $M = 91$ кг/кмоль с помощью программного комплекса Aspen HYSYS в стационарном режиме в рамках равновесной термодинамики. При формулировке модели приняты *следующие допущения*: режим стационарный; геометрия сепаратора не учитывается; расходы газа и жидкости постоянны; давление и температура в сепараторе постоянны; система находится в термодинамическом равновесии; пренебрегаются тепловые потери через стенку сепаратора за счет температуры окружающей среды; гидравлическое сопротивление емкости и штуцеров сепаратора пренебрежимо малы.

Заметим, что усилия по корректировке алгоритмов, по которым работает HYSYS, в силу его закрытости бесперспективны [4]. В качестве термодинамического пакета было выбрано уравнение состояния Пенга-Робинсона, которое в полиномиальной форме имеет вид [2, 5]:

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

Здесь A , B – коэффициенты уравнения, которые выражаются через критические свойства и ацентрические факторы компонентов, а также через давление и температуру системы; Z – коэффициент сжимаемости.

Усовершенствованное фирмой Huprotech данное уравнение состояния (1) наиболее точно описывает разнообразные системы в широком диапазоне термобарических условий по сравнению с другими уравнениями. Поэтому многие специалисты в своих исследованиях используют именно это уравнение, как в России, так и за рубежом, например [6, 7]. Существуют данные [2], что результаты расчета, полученные в программе HYSYS на базе уравнения Пенга-Робинсона, могут не совпадать

с результатами, полученными с помощью других коммерческих программ на базе аналогичного уравнения. Возможно, это связано с тем, что уравнение состояния Пенга-Робинсона в среде HYSYS содержит модифицированные коэффициенты бинарного взаимодействия [2].

Для валидации и верификации модели и ее результатов использовались данные расчетов других авторов (например, [3]) при аналогичных термобарических условиях: $P=0,6$ МПа, $T=15^\circ\text{C}$. В качестве термодинамического пакета помимо уравнения состояния Пенга-Робинсона, с целью сравнительного анализа, были использованы различные модели: уравнение состояния Ли-Кеслера-Плокера, полуэмпирическая модель Грейсона-Стрида, уравнение NRTL (non-random two-liquid), разработанное Реноном и Праусницем (табл. 1).

Таблица 1. Среднее расхождение результатов моделирования компонентного состава выходящего потока газа в HYSYS с использованием различных термодинамических пакетов с результатами работы [3]

Пенга–Робинсона	Ли-Кеслера-Плокера	Ренона–Праусница	Грейсона–Стрида
6,82	9,57	8,38	11,43

Из таблицы видно, что наилучшую корреляцию с результатами работы [3] дало уравнение состояния Пенга-Робинсона, тем самым подтвердив свое превосходство над другими уравнениями. При этом стоит отметить, что концентрации легких углеводородов (метан, этан, пропан), углеводородов C_{6+} и неуглеводородных компонентов в выходящем потоке газа хорошо коррелируют с данными работы [3], а концентрации бутанов и пентанов имеют относительно высокое расхождение, что объясняется нехваткой информации входных данных промышленного сепаратора и различием методов расчета. Тем не менее, среднее расхождение с использованием уравнения состояния Пенга-Робинсона составляет 6,82 %.

В качестве оценки, провели сравнение компонентного состава газа при условиях из работы [3] ($P=0,6$ МПа, $T=15^\circ\text{C}$) с компонентным составом газа при предлагаемых условиях ($P=0,7$ МПа, $T=0^\circ\text{C}$). Таким образом, выяснили, что применив данные условия к существующему сепаратору, гипотетически, удалось бы добиться снижения концентрации тяжелых углеводородов (C_{4+}) в выходящем потоке газа до 48,41 %.

Построены поверхности эволюции концентраций компонент в выходящем потоке газа в зависимости от изменений температуры и давления. Некоторые из них представлены на рис. 1–4.

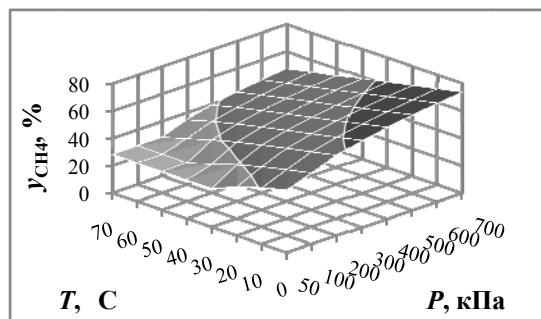


Рисунок 1. Эволюция концентрации метана ($y_{\text{CН}_4}$) в зависимости от T и P

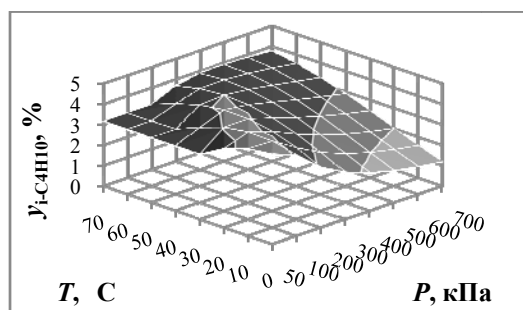


Рисунок 2. Эволюция концентрации изобутана ($y_{i\text{-CН}_{10}}$) в зависимости от T и P

Из рисунков видно, что поведение концентрации метана монотонно, в эволюции концентрации изобутана существуют экстремумы не только в плоскостях изотерм, но и в плоскостях изобар. Подробности поведения концентраций данных компонент представлены в табл. 2.

Таблица 2. Описание эволюции концентраций компонент в выходящем потоке газа в зависимости от изменений T и P

№	Компонент	Плоскости изотерм	Плоскости изобар
1	Метан	Во всех изотермах с увеличением давления концентрация возрастает.	Во всех изобарах с увеличением температуры концентрация убывает.
2	Изобутан	В изотермах $T = \{20, 30, 40, 50, 60, 70\}^{\circ}\text{C}$ имеются экстремумы при $P = \{100, 200, 200, 300, 400, 500\}$ кПа соответственно. В остальных изотермах концентрация с увеличением давления убывает.	В изобарах $P = \{100, 200, 300, 400\}$ кПа имеются экстремумы при $T = \{20, 40, 50, 60\}^{\circ}\text{C}$ соответственно. В изобаре $P = 50$ кПа с увеличением температуры концентрация убывает, а в изобарах $P = \{500, 600, 700\}$ кПа – возрастает.

Расчеты показывают, что существуют условия, при которых значения концентрации каждого компонента в HYSYS остаются неизменными. Эти условия имеют место в плоскости изобары $P = 50$ кПа при температурах $T \cong 30 - 70^{\circ}\text{C}$, в плоскости изобары $P = 100$ кПа при температурах $T \cong 50 - 70^{\circ}\text{C}$ и в плоскости изотермы $T = 70^{\circ}\text{C}$ при давлениях $T \cong 50 - 200$ кПа. Данные условия находятся за пределами двухфазной области в области однофазного ненасыщенного газового состояния, т.е. в той области, где фазовое равновесие невозможно. Поэтому HYSYS показывает одинаковые компонентные составы в выходящих из сепаратора паровом и жидком потоках, т.е. константа фазового равновесия $K_i = 1$ для всех компонентов.

Помимо расчета фазового равновесия были проведены расчеты теплофизических свойств газовой смеси, таких как коэффициент динамической вязкости, теплопроводности, диффузии, а также критериев подобия тройной аналогии (чисел Прандтля, Шмидта и Льюиса). Вычисления вязкостей компонентов проводились с помощью метода статистической механики [8] и метода соответственных состояний [9], а для смеси использовалось уравнение Вильке [10], которое дает достаточно точные результаты. Средние расхождения результатов расчета вязкости методом соответственных состояний и методом статистической механики с результатами HYSYS составили 13,82 и 18,72 %, соответственно. Важно отметить, что тенденции изменений вычисленных значений коэффициентов динамической вязкости различными методами повторяют тенденцию изменения значений, полученных с помощью программного продукта HYSYS в зависимости от изменения температуры.

Коэффициент теплопроводности компонентов смеси газов по методике Гиршфельдера, Берда и Кертисса с поправкой Эйкена [8] прямо пропорционально зависит от коэффициента динамической вязкости, поэтому для двух вариантов вязкостей, рассчитанных вышеперечисленными методами, были вычислены коэффициенты теплопроводности компонентов. Для расчета теплопроводности смеси использовали уравнение А. Васильевой [11]. Результаты расчетов показали очень близкие значения с результатами HYSYS, средние расхождения составляют при использовании вязкостей, полученными с помощью метода соответственных состояний и метода статистической механики, соответственно, 1,14 и 3,33 %.

В характеристике локальных явлений в многокомпонентных системах важным является не только представление о взаимодействии отдельных компонентов, но и общая картина поведения системы. Поэтому, предположив, что молекулы газа физически идентичны, вычислили коэффициент самодиффузии для смеси в целом. Полученные результаты показали, что поведение коэффициента самодиффузии смеси напоминает поведение коэффициента динамической вязкости и теплопроводности. Таким образом, такой подход качественно описывает процессы диффузии в смеси газов, показывая картину диффузии в целом.

Результаты расчетов числа Прандтля, Шмидта и Льюиса определены в диапазоне соответствующих значений для реальных газов. Более того, установлено, что существуют условия, при которых профили температуры и компонентного состава смеси идентичны между собой.

Заключение. Результаты настоящего исследования и их детальный анализ позволяет сформулировать следующие выводы:

1) показано, что эволюции концентраций метана, углеводородов C_{6+} выше, азота и двуокиси углерода в выходящем потоке газа в зависимости от изменения температуры и давления происходят монотонно, а концентрации этана, пропана, бутанов и пентанов, как в плоскостях изобар, так и в плоскостях изотерм имеют экстремальные зависимости, проходящие через максимум;

2) выявлено, что при условиях $T=0^{\circ}\text{C}$ и $P=700$ кПа в существующем сепараторе гипотетически удалось бы достичь снижения концентрации тяжелых углеводородов ($\text{C}_{4+\text{высшие}}$) в выходящем потоке газа до 48,41 %;

3) расчет теплофизических свойств показал, что полученные результаты с помощью метода статистической механики и метода соответственных состояний успешно коррелируют с результатами HYSYS;

4) установлено, что существуют условия, при которых профили температуры и компонентного состава смеси идентичны между собой.

Отмеченное выше позволяет утверждать, что в многокомпонентных системах фазовые процессы достаточно успешно предсказываются на базе представленной математической модели. В подобных смесях интенсифицируются механизмы переноса тепла и массы, как за счет прямых, так и скрещивающихся эффектов. Пренебрежение последними способно заметно исказить картину сепарации в смесях с переменными термобарическими условиями и фазовыми эффектами.

Список литературы

1. Брусиловский А.И. Фазовые превращения при разработке месторождений нефти и газа / А.И. Брусиловский. – Москва :Грааль, 2002. – 572 с.
2. Базис HYSYS. – AspenTech, Версия 2006. – 311 с.
3. Леонтьев С.А. Обоснование рациональных технологических параметров подготовки скважинной продукции Вынгапуровского месторождения / С.А. Леонтьев, А.Н. Марченко, О.В. Фоминых // Электронный научный журнал «Нефтегазовое дело», 2012. – № 3. – С. 211 – 221.
4. Акберов Р.Р. Особенности расчета фазового равновесия пар-жидкость многокомпонентных систем при использовании уравнения Соава-Редлиха-Квонга / Р.Р. Акберов // Теорет. основы хим. технологии, 2009. – Т. 45. – № 3. – С. 329 – 335.
5. Peng D.Y., Robinson D.B. A new two-constant equation of state // Ind. Eng. Chem. Fundam. – V. 15 (1976). – PP. 59 – 64.
6. Фаловский В.И. Современный подход к моделированию фазовых превращений углеводородных систем с помощью уравнения состояния Пенга–Робинсона / В.И. Фаловский, А.С. Хорошев, В.Г. Шахов // Известия Самарского научного центра Российской академии наук, 2011. – Т. 13. – № 3. – С. 120 – 125.
7. Kylling O.W. Optimizing separator pressure in a multistage crude oil production plan: thesis Master of Science in Engineering Cybernetics. – Norwegian University of Science and Technology, 2009. – 76 p.
8. Гиршфельдер Дж. Молекулярная теория газов и жидкостей / Дж. Гиршфельдер, Ч. Кертисс, Р. Берд ; ред. Е.В. Ступоченко. – Москва :Издательство иностранной литературы, 1961. – 933 с.
9. Голубев И.Ф. Вязкость газов и газовых смесей / И.Ф. Голубев. – Москва :Физматгиз, 1959. – 377 с.
10. Wilke C.R. A Viscosity Equation for Gas Mixtures // The Journal of Chemical Physics, V. 18, Issue 4, PP. 517 – 519.
11. Wassiljewa A. Wärmeleitung in Gasgemischen // Physikalische Zeitschrift, 5 (1904) PP. 737 – 742.