

МОДЕЛИРОВАНИЕ ПРОЦЕССА НИЗКОТЕМПЕРАТУРНОЙ СЕПАРАЦИИ

А.А. Бунаев

Научный руководитель – к.т.н., доцент И.М. Долганов

*Национальный исследовательский Томский политехнический университет
634050, Россия, г. Томск, пр. Ленина 30, ayur.bunaev@mail.ru*

На сегодняшний день низкотемпературная сепарация является одним из процессов активно эксплуатирующихся для подготовки природного газа. Он основан на отделении жидких углеводородов посредством конденсации в условиях низких температур [1].

При моделировании этого процесса основной задачей ставится расчет составов фаз на выходе при определенных температуре и давлении.

В качестве начальных условий имеются: отсутствие жидкой фазы, температура, до которой охлаждается газ, давление, а также мольные доли компонентов в начальной смеси (z_i).

При рассмотрении двухфазной области, очевидно, что для каждой фазы сумма долей компонентов составляют единицу. При этом их значения в фазах и в начальной смеси связаны рассчитываемой общей долей пара ϕ :

$$z_i = \phi y_i + (1 - \phi) x_i \quad (1)$$

Которая рассчитывается по уравнению Рашфора-Райса:

$$\sum_{i=1}^n \frac{z_i (K_i - 1)}{1 + \phi (K_i - 1)} = 0 \quad (2)$$

Где константы фазового равновесия задаются корреляцией Вильсона [2]:

$$K_i = \frac{p_{ci}}{p} \exp\left(5,37(1 + \omega_i) \left(1 - \frac{T_{ci}}{T}\right)\right) \quad (3)$$

С помощью этих рассчитанных величин находят предварительные мольные доли компонентов в фазах:

$$x_i = \frac{z_i}{1 + \phi (K_i - 1)} \quad (4)$$

$$y_i = K_i x_i \quad (5)$$

С помощью уравнения Соава-Редлиха-Квонга затем определяются коэффициенты летучести для каждой фазы (уравнение для газовой фазы в качестве примера) [3]:

$$\Phi_{vi} = \exp\left((Z_v - 1) \frac{B_{vi}}{B_v} - \ln(Z_v - B_v) - \frac{A_v}{B_v} \left(\frac{2\sqrt{A_{vi}}}{\sqrt{A_v}} - \frac{B_{vi}}{B_v}\right) \ln\left(\frac{Z_v + B_v}{Z_v}\right)\right) \quad (6)$$

После этого рассчитываются более точные константы [4]:

$$K_i = \frac{\Phi_{li}}{\Phi_{vi}} = \frac{y_i}{x_i} \quad (7)$$

Из них, соответственно, рассчитываются более точные составы фаз, которые проверяются на сходимость – сумма долей должна быть равна единице. В случае если это не так, то проводится еще одна итерация. Однако в этом случае, и каждом последующем, в качестве предварительных констант берутся оные, рассчитанные на предыдущей.

Следующим компонентом моделирующей системы является алгоритм нахождения точки росы по углеводородам.

В начале расчета берется некоторая точка в системе координат давление-температура. При этом давление в ходе вычислений будет оставаться постоянным, в то время как температура должна быть взята заранее достаточной низкой

Таблица 1. Исходные данные для моделирования процесса сепарации

Компонент	Мольная доля	Критическое давление, кПа	Критическая температура, °C	Ацентрический фактор
CH ₄	0,8122	4640,68	-82,45	0,0115
C ₂ H ₆	0,07	4883,85	32,28	0,0986
C ₃ H ₈	0,09	4256,66	96,75	0,1524
i-C ₄ H ₁₀	0,0448	3647,62	134,95	0,18479
n-C ₄ H ₁₀	0,041	3796,62	152,05	0,201
H ₂ O	0,049	22119,25	373,85	0,348

- такой, что обеспечит нахождение в однофазной, жидкой, области. После этого программа начнет вычисления, описанные выше, проверяя при этом значение общей доли пара – она должны быть больше нуля. Если этого не происходит, то температура проведения расчета увеличивается на заданный шаг. Программа остановит вычисления и вернет значение температуры кипения, если достигнет области, где разница общей доли пара и нуля равна бесконечно малой величине ϵ . Аналогично она действует и в отношении температуры конденсации. Однако, в этом случае температура постоянна, а взятое заранее низкое давление – растет. Также проверяется отличие значения общей доли пара от нуля в меньшую сторону.

Для проведения испытания с моделью был

Список литературы

1. Кобылов Х.Х., Гойбובה Д.Ф., Назарова А.П. // *Молодой ученый*, 2015.– №7.– С.153–155.
2. Peng D., Robinson D.B. // *Ind. Eng. Chem.*, 1976.– Vol.15.– Issue 1.– P.59–64.
3. Soave G. // *Chem. Eng. Sci.*, 1984.– Vol.39.– Issue 2.– P.357–369.
4. Баталин О.Ю., Брусиловский А.И., Захаров М.Ю. *Фазовые равновесия в системах природных углеводородов*.– М.: Недра, 1992.– 272с.

ВЛИЯНИЕ ПРЕДВАРИТЕЛЬНОГО ВОССТАНОВЛЕНИЯ НА КАТАЛИТИЧЕСКУЮ АКТИВНОСТЬ ЖЕЛЕЗНОГО КАТАЛИЗАТОРА СИНТЕЗА ФИШЕРА-ТРОПША, ПОЛУЧЕННОГО МЕТОДОМ ЭЛЕКТРИЧЕСКОГО ВЗРЫВА

Н.П. Бурлуцкий

Научный руководитель – к.т.н., доцент ИШПР ТПУ Е.В. Попок

Национальный исследовательский Томский политехнический университет
634050, Россия, г. Томск, пр. Ленина 30, np-bur@mail.ru

Открытый в 1922 году процесс «Синтол» положил начало технологиям углеводородных продуктов, полученных из синтез-газа. В перспективе, с вовлечением в нефтепереработку всё более тяжёлого сырья важность GTL-технологий будет только возрастать. Синтез Фишера-Тропша является одной из технологий, позволяющих получать углеводороды из различного сырья.

В данной работе был исследован катализатор, полученный методом электрического взрыва железного в среде окиси углерода [1]. Условия опытов: соотношение $\text{CO}:\text{H}_2=2:1$, давление

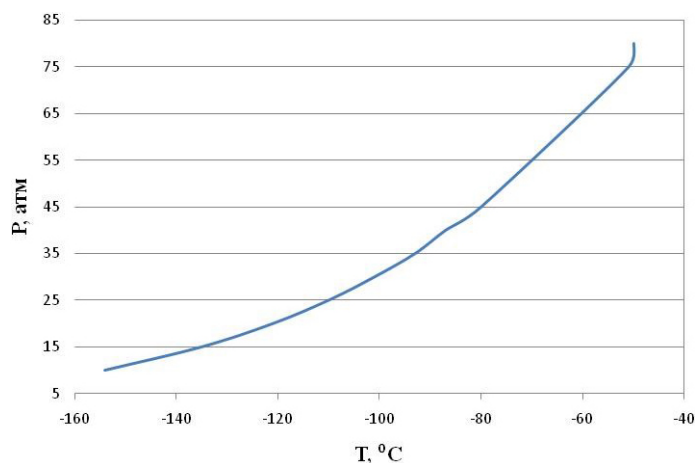


Рис. 1. Кривая кипения углеводородной смеси

взят газ, свойства которого указаны в таблице 1.

Для которых, с использованием написанной программы, была построена кривая кипения (рисунок 1).

1,0–1,5 МПа, температура 220–270 °С, расход синтез-газа 300–600 нмл/мин.

После получения порошка методом электрического взрыва катализатор был таблетирован в гранулы размером 1–2 мм [2]. Гранулы катализатора располагаются в реакторе, представляющим собой цилиндрическое пространство вытянутой формы, обогреваемое при помощи электрического тока. Объем реактора – 10 см³.

Часть опытов проводилась с предварительным восстановлением катализатора. Для этого образец был сначала просушен в течение часа в токе горячего азота (120 °С) при повышенном