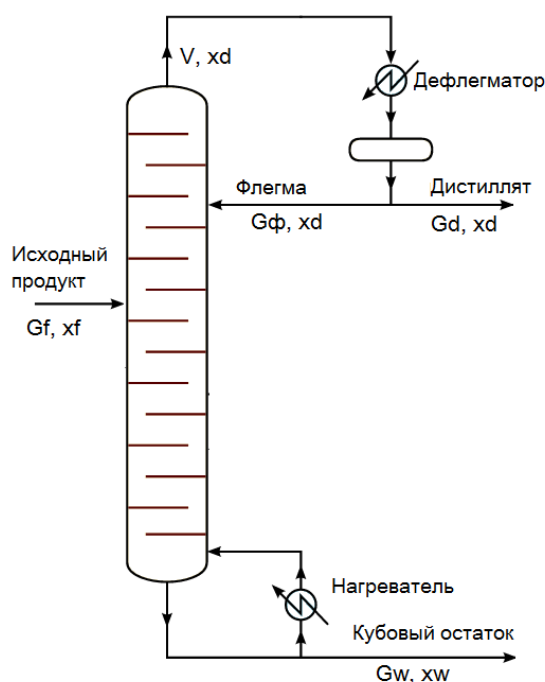


## ИССЛЕДОВАНИЕ ПРОЦЕССА РЕКТИФИКАЦИИ И РАЗРАБОТКА МАТЕМАТИЧЕСКОЙ МОДЕЛИ ПРОЦЕССА

**Пасько Е. С., студ.; Жукова Н. В., доц., к.т.н., доц.**

*(ГОУ ВПО «Донецкий национальный технический университет», г. Донецк, ДНР)*

Общая постановка проблемы. Ректификация с помощью тарельчатой колонны – эффективный способ разделения смеси двух или большего количества фракций с различными температурами кипения. В данной работе исследуется процесс разделения смеси на два компонента. Вид ректификационной установки показан на рис.1.  $G_f, x_f$  – расход и концентрация исходной смеси,  $x_d, x_w$  – концентрации дистиллята и кубового остатка соответственно,  $V$  – расход пара, выходящий из верха колонны,  $G_d, G_f, G_w$  – расходы дистиллята, флегмы и кубового остатка соответственно.



*Рисунок 1 – Функциональная схема объекта управления*

Показателем эффективности технологического процесса принимается концентрация легкокипящей фракции в дистилляте, состав же кубового остатка может меняться в произвольных пределах. Возмущающими воздействиями являются расход исходной смеси и ее состав. Управляющие воздействия – расход флегмы (рефлюкса), подаваемой в колонну орошением и расход пара, подаваемого в кипятильник.

Если условие в колонне постоянно, давление и температура кипения вещества связаны определенным соотношением, следовательно, по температуре верха колонны возможно однозначно определить концентрацию полезного вещества в паре, выходящем из верха колонны. В данной работе определение концентрации дистиллята будет определяться опосредованно, путем измерения температуры кипения, так как датчики температуры дешевле и надежнее, чем анализаторы состава.

Представив объект в виде «черного ящика», можно получить следующую схему анализа ТП ректификации с точки зрения основных материальных потоков и их информационных переменных (рис. 2).

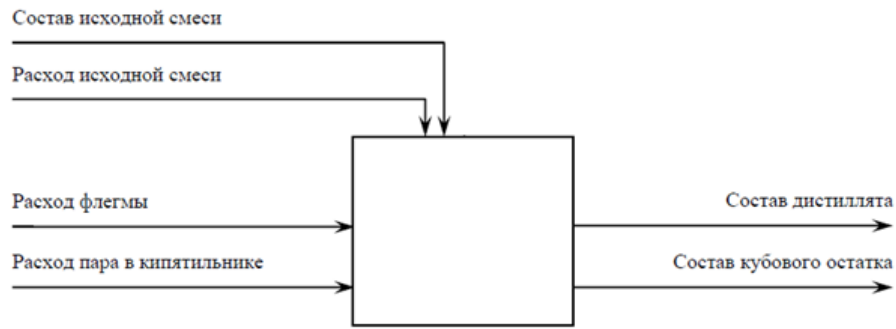


Рисунок 2 – Схема анализа ТП ректификации с точки зрения основных материальных потоков и их информационных переменных

Методика решения. Ректификационная колонна является сложным объектом со значительным запаздыванием [1-4]. Так как время между подачей воздействия и реакцией объекта относительно велико, необходимо применить вычислительное устройство, которое, используя математическую модель объекта, будет определять значения управляющих воздействий, обеспечивающие требуемое значение выходной величины.

Чтобы смоделировать массообменные процессы внутри колонны, необходимо проанализировать процесс на каждой из тарелок колонны (рис. 3).  $N$  – количество тарелок,  $f$  – номер тарелки питания,  $V_i$  – поток пара через  $i$ -тую тарелку,  $L_i$  – поток жидкости, стекающей через  $i$ -тую тарелку,  $x_i$  и  $y_i$  – содержания низкокипящей фракции в жидкой и паровой фазе соответственно.

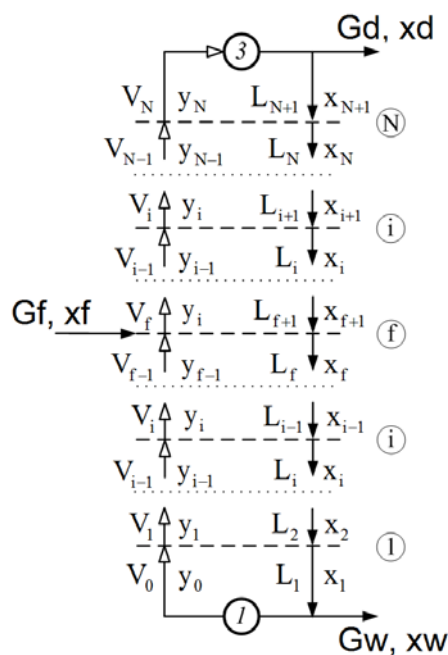


Рисунок 3 – Распределение параметров процесса по тарелкам колонны

Основные уравнения материального баланса в колонне:

$$G_f = G_d + G_w \quad (1)$$

$$G_d = V - G_\phi \quad (2)$$

$$G_f x_f = G_d x_d + G_w x_w \quad (3)$$

Для построения математической модели примем следующие допущения:

- смесь не задерживается на тарелках колонны, а моментально проходит дальше в виде пара либо жидкости, т.е. слой смеси на тарелках отсутствует;

- поток пара в укрепляющей части колонны (выше тарелки питания) постоянен, т.е.  $V_i = V + V_f$ ,  $i=(f+1) \dots N$ , где  $V$  – поток пара, подаваемый в колонну из кипятильника, а  $V_f$  – испаренная часть смеси, подаваемой на тарелку питания;

- поток пара в исчерпывающей части колонны (ниже тарелки питания) постоянен, т.е.  $V_i = V$ ,  $i=1 \dots f$ ;

- поток жидкости в укрепляющей части колонны (выше тарелки питания) постоянен, т.е.  $L_i = G_\phi$ ,  $i=(f+1) \dots N$ ;

- поток жидкости в исчерпывающей части колонны (ниже тарелки питания) постоянен, т.е.  $L_i = G_\phi + L_f$ ,  $i=1 \dots f$ , где  $L_f$  – жидкая часть смеси, подаваемой на тарелку питания.

При принятии вышеизложенных допущений уравнения материального баланса имеют следующий вид [5]:

- для куба колонны ( $i=0$ ):

$$(L_f + G_\phi)x_1 - Vy_0 - G_w x_w = 0 \quad (4)$$

- для исчерпывающей части колонны (ниже тарелки питания) ( $1 < i < f$ ):

$$(L_f + G_\phi)(x_{i+1} - x_i) + V(y_{i-1} - y_i) = 0 \quad (5)$$

- для тарелки питания ( $i=f$ ):

$$G_\phi(x_{i+1} - x_i) + L_f(x_f - x_i) + V(y_{i-1} - y_i) = 0 \quad (6)$$

- для укрепляющей части колонны (выше тарелки питания) ( $f < i < N$ ):

$$G_\phi(x_{i+1} - x_i) + (V_f + V)(y_{i-1} - y_i) = 0 \quad (7)$$

- для дефлегматора ( $i=N+1$ ):

$$(V_f + V)y_{i-1} - G_\phi x_d - G_d x_d = 0 \quad (8)$$

Систему автоматизации следует строить таким образом, чтобы обеспечивалась компенсация возмущений, таких как колебания расхода исходной смеси. Имеет смысл применение регулятора соотношения расходов, который бы заранее корректировал подачу флегмы в колонну в ответ на изменение расхода исходной смеси. Возможная реализация подобной системы изображена на рис. 4.

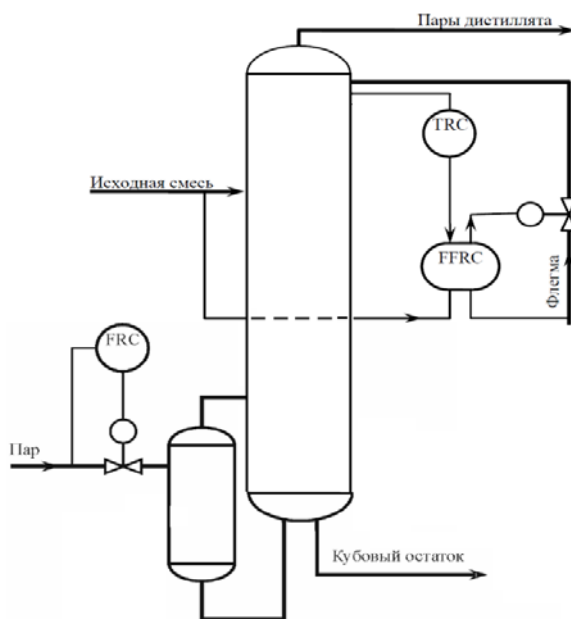


Рисунок 4 – Схема автоматизации колонны с использованием регулятора соотношения расходов

На рисунке показана двухконтурная система регулирования температуры. При увеличении подачи в колонну исходной смеси регулятор увеличивает подачу флегмы, и наоборот. Само же соотношение расходов определяется регулятором температуры.

Изменение расхода пара, подаваемого в колонну, оказывает относительно малое влияние на состав дистиллята, так что для регулирования подачи пара достаточно простой одноконтурной системы с обратной связью.

Исходя из вышесказанного, формула, описывающая расход флегмы в колонну, имеет вид:

$$G_{\phi} = \gamma(x_d)G_f, \quad (9)$$

где  $\gamma(x_d)$  – требуемое соотношение расходов, определяемое регулятором температуры.

Из формул (1)-(3) получим:

$$\begin{aligned} x_d &= \frac{G_f x_f - G_w x_w}{G_d} = \frac{G_f x_f - (G_f - V + \gamma(x_d)G_f)x_w}{V - \gamma(x_d)G_f} = \\ &= \frac{Vx_w + G_f(x_f - x_w[1 + \gamma(x_d)])}{V - \gamma(x_d)G_f} \end{aligned} \quad (10)$$

где  $V$  – суммарный поток пара, выходящий из верха колонны.

Это уравнение можно считать основным для последующего расчета зависимостей концентрации дистиллята. Таким образом, задача состоит в разработке конкретной численной зависимости  $\gamma(x_d)$ .

Выводы.

1. Выполнен анализ технологического процесса ректификации в тарельчатой колонне как объекта управления с точки зрения основных материальных потоков и их информационных переменных. Показателем эффективности технологического процесса принимается концентрация легкокипящей фракции в дистилляте. Основные возмущения – расход исходной смеси и ее состав. Управляющие воздействия – расход флегмы (рефлюкса), подаваемой в колонну орошением и расход пара, подаваемый в кипятильник.

2. Рассмотрены теоретические основы процессов, протекающие в ректификационной колонне и процессы на каждой из тарелок. Получены ключевые зависимости между поступающими воздействиями и реакцией системы на них.

3. При разработке идеологии автоматизации процесса ректификации, принято решение применения каскадной схемы регулирования с регулятором соотношения для обеспечения компенсации возмущений, связанных с колебаниями расхода исходной смеси. Регулятор соотношения расходов будет заранее корректировать подачу флегмы в колонну в ответ на изменение расхода исходной смеси.

#### Перечень ссылок

1. Дудникова, Е. Г. Автоматическое управление в химической промышленности: учебник для вузов / Е. Г. Дудникова. – Москва : Химия, 1987. – 111 с.

2. Голубятников, В. А. Автоматизация технологических процессов в химической промышленности / В. А., Голубятников, В. В. Шувалов. – Москва : Химия, 1985. – 212 с.

3. Бондарь, А. Г. Математическое моделирование в химической технологии / А. Г. Бондарь. – Киев : «Вища школа», 1973. – 274 с.

4. Исакович, Р.Я. Автоматизация производственных процессов нефтяной и газовой промышленности / Р. Я. Исакович, В. И. Логинов, В. Е. Попадько. – Москва : Недра, 1983. – 324 с.

5. Холоднов, В. А. Математическое моделирование и оптимизация химико-технологических процессов : практ. руководство / В. А. Холоднов, В. П. Дьяконов – Санкт-Петербург : Професионал, 2003. – 312 с.