

Литвинцев Юрий Игоревич,
ассистент, Ангарский государственный технический университет,
e-mail: litvincev_1991@mail.ru

Мануйлов Виктор Валерьевич,
обучающийся, Ангарский государственный технический университет,
e-mail: bik.vitek@mail.ru

ВЛИЯНИЕ ТЕМПЕРАТУРЫ ВВОДА БИНАРНОЙ СМЕСИ НА ФЛЕГМОВОЕ ЧИСЛО РЕКТИФИКАЦИОННОЙ КОЛОННЫ

Litvintsev Yu.I., Manuilov V.V.

INFLUENCE OF THE TEMPERATURE INPUT OF A BINARY MIXTURE ON THE REFLUX RATIO OF THE DISTILLATION COLUMN

Аннотация. На примере бинарной смеси бензол-толуол показано влияние температуры ввода сырья в колонну на флегмовое число: для выбранных температур найдены оптимальные флегмовые числа.

Ключевые слова: ректификация, флегмовое число, критерий оптимальности.

Abstract. Using the benzene-toluene binary mixture as an example, the effect of the feed temperature of the raw material in the column on the reflux ratio is shown: optimal reflux numbers have been found for the selected temperatures.

Keywords: distillation, reflux ratio, optimality criterion.

Выбор оптимального флегмового числа ректификационной колонны представляет собой сложную задачу. Это объясняется тем, что флегмовое число (R) определяет размеры аппарата, а также расходы теплоносителей (греющего пара в кипятильнике, охлаждающей воды в дефлегматоре). Следовательно, от величины R зависят капитальные и эксплуатационные затраты на ректификацию. Эксплуатационные затраты, определяемые расходом теплоносителя, возрастают прямо пропорционально величине R . С увеличением R возрастает движущая сила процесса и уменьшается необходимое число теоретических и действительных ступеней, а значит, снижается рабочий объем колонны, и, соответственно, капитальные затраты.

Наиболее распространенным критерием при выборе оптимального флегмового числа является зависимость между флегмовым числом и расходом теплоносителя (греющего пара). При этом флегмовое число может изменяться в очень широких пределах от R_{\min} до ∞ . При R_{\min} расход греющего пара будет наименьший. Однако такое разделение возможно лишь гипотетически при ректификационной колонне с бесконечно большим числом ступеней. Практика показывает, что уже при небольшом увеличении флегмового числа сокращается количество теоретических ступеней до приемлемого. В то же время увеличение R ведет к росту флегмы (жидкости возвращаемой в колонну для поддержания противотока), а, следовательно, и возрастанию тепловой нагрузки на испаритель и конденсатор. При $R = \infty$ требуется испарить максимально возможное ко-

личество жидкости. В этом режиме отбора дистиллята нет, колонна работает «на себя», без выдачи продукта. Подобный режим колонны удобен только для исследовательских целей [1].

Таким образом, с увеличением флегмового числа высота аппарата уменьшается, а расход греющего пара возрастает. Единого критерия при выборе оптимального флегмового числа не существует. Наиболее объективным критерием для выбора оптимального флегмового числа являются затраты на сооружение установки и ее эксплуатацию, приведенные к одному и тому же отрезку времени, т.е. приведенные.

Кроме приведенных затрат предложены и другие критерии для выбора оптимального флегмового числа. Например, оптимальным флегмовым числом считают такое, при котором объем колонны минимален. Полагая, что высота колонны пропорциональна числу теоретических ступеней:

$$H_k \sim n_{TT},$$

а сечение колонны пропорционально количеству пара, которое, в свою очередь, зависит от флегмового числа:

$$S_k \sim (R + 1),$$

можно утверждать, что объем колонны будет пропорционален их произведению:

$$H_k \cdot S_k \sim n_{TT} \cdot (R + 1)$$

Строя график в координатах $n_{TT} \cdot (R + 1)$ от R , можно определить флегмовое число, при котором объем колонны окажется минимальным [1].

Одним из допущений при расчете ректификационной колонны является то, что смесь перед подачей в колонну должна быть нагрета до температуры кипения жидкости, в том сечении, в которое она поступает [2]. Однако нагрев смеси перед вводом в колонну также требует дополнительных затрат тепла.

Нами была проведена оценка влияния температуры ввода смеси в колонну на оптимальное флегмовое число при разделении бинарной смеси бензол-толуол.

В качестве исходных данных для расчета взяты следующие значения:

- количество исходной смеси, поступающей в колонну $F = 10$ т/ч;
- мольное содержание бензола в исходной смеси $X_F = 0,35$;
- мольное содержание бензола в кубовом остатке $X_W = 0,04$;
- мольное содержание бензола в дистилляте $X_D = 0,92$;
- давление в колонне 1 ата.

Уравнение линии равновесия для бинарной смеси, с учетом постоянства летучести компонентов по сечению колонны:

$$y_n = \alpha \cdot x / (1 - x + \alpha \cdot x), \quad (1)$$

где: α – относительная летучесть смеси.

Для заданных условий рассчитанное значение $\alpha = 2,44$.

Таким образом, уравнение линии равновесия для данной системы имеет вид:

$$y_n = 2,44 \cdot x_n / (1 + 1,44 \cdot x_n) \quad (2)$$

Минимальное флегмовое число:

$$R_{\text{МИН}} = (X_D - Y_F^*) / (Y_F^* - X_F) = (0,931 - 0,526) / (0,526 - 0,313) = 1,9,$$

где Y_F^* – мольное содержание бензола в газовой фазе.

Расход жидкости в укрепляющей части колонны:

$$L_B = D \cdot R \quad (3)$$

Расход жидкости в исчерпывающей части колонны:

$$L_H = D \cdot R + F(1 - \varphi) \quad (4)$$

где φ – доля пара в питании.

Расход пара в укрепляющей части колонны:

$$G_B = D \cdot (R + 1) \quad (5)$$

Расход пара в исчерпывающей части колонны:

$$G_H = D \cdot (R + 1) - F \cdot \varphi \quad (6)$$

При подаче сырья в виде жидкости, нагретой до температуры кипения, $\varphi=0$; если исходная смесь поступает в виде насыщенного пара, $\varphi=1$; при подаче холодной жидкости $\varphi < 0$.

Коэффициент φ зависит от термодинамического состояния пара. Он определяется уравнением:

$$\varphi = (i_F - i) / (I - i), \quad (7)$$

где I и i – соответственно мольные доли энтальпии пара и жидкости в колонне.

Знание равновесной зависимости, концентраций X_F , X_D , X_W , и расходов L_B , L_H , G_B , G_H позволяет применить методы расчета теоретических ступеней бинарной смеси [2]. Для большей точности расчет проводился численно, с применением математического пакета MathCAD, последовательно определяя составы фаз на выходе со всех ступеней, начиная с низу.

Концентрация бензола на первой ступени равна концентрации, которая задана для кубового остатка $x_1=X_W$, а концентрацию в паре на первой ступени y_1 находим по уравнению линии равновесия для данной системы. Расчет ведется до тех пор, пока содержание бензола в жидкости не превысит его содержание в исходной смеси (x_F). Достигнув этого значения, принимаем эту ступень за ступень питания и, начиная с нее, состав жидкой фазы определяем по уравнению рабочей линии для укрепляющей части колонны. Расчет заканчивается тогда, когда концентрация бензола в паре (y_n) превышает требуемое его содержание в дистилляте.

В общем случае уравнение рабочей линии для исчерпывающей части колонны имеет вид:

$$x = \frac{y - \left(1 - \frac{L_H}{G_H}\right) \cdot X_W}{\frac{L_H}{G_H}}, \quad (8)$$

где X_w – мольная концентрация бензола в кубовом остатке.

Для укрепляющей части:

$$x = \frac{y - \left(1 - \frac{L_B}{G_B}\right) \cdot X_D}{\frac{L_B}{G_B}}, \quad (9)$$

где X_D – мольная концентрация бензола в дистилляте.

Записав уравнения расходов 8 и 9 с учетом полученных из материального баланса колонны мольных расходов D и F для нашей смеси, а также мольных концентраций X_w и X_D , получили уравнения рабочих линий для исчерпывающей (10) и укрепляющей (11) частей колонны:

$$x = \frac{y - \left(1 - \frac{0,0095 \cdot R + 0,0317 \cdot (1 - \varphi)}{0,0095 \cdot (R + 1) - 0,0317 \cdot \varphi}\right) \cdot 0,048}{\frac{0,0095 \cdot R + 0,0317 \cdot (1 - \varphi)}{0,0095 \cdot (R + 1) - 0,0317 \cdot \varphi}} \quad (10)$$

$$x = \frac{y - \left(1 - \frac{0,0095 \cdot R}{0,0095 \cdot (R + 1)}\right) \cdot 0,931}{\frac{0,0095 \cdot R}{0,0095 \cdot (R + 1)}} \quad (11)$$

Меняя значения φ для каждой из выбранных температур и варьируя коэффициент избытка флегмы, нами были получены оптимальные флегмовые числа для каждой из выбранных температур. Значения φ были получены по уравнению 7, соответствующие данные для этого уравнения были взяты из [3]. В качестве сравнения были выбраны следующие температуры ввода сырья: температура кипения жидкой смеси бензол-толуол (98°C); 90°C; 60°C; 40°C; 20°C. Результаты представлены в таблицах 1-5.

Таблица 1

Выбор оптимального флегмового числа при вводе смеси при температуре кипения ($\varphi = 0$)

Коэффициент избытка флегмы, β	1,1	1,3	1,5	1,7	1,9	2,1	2,3	2,5
Флегмовое число, $R = R_{\min} \beta$	2,09	2,47	2,85	3,23	3,61	3,99	4,37	4,75
Число теоретических тарелок, определённых расчётом, $n_{\text{тТ}}$	18	14	12	11	10	10	10	9
Критерий оптимальности, $n_{\text{тТ}}(R+1)$	55,6	48,58	46,2	46,5	46,1	49,9	53,7	51,75

Таблица 2

Выбор оптимального флегмового числа при вводе смеси с температурой
90°C ($\varphi = -0,053$)

Коэффициент избытка флегмы, β	1,1	1,3	1,5	1,7	1,9	2,1	2,3	2,5
Флегмовое число, $R=R_{\text{мин}}\beta$	2,09	<u>2,47</u>	2,85	3,23	3,61	3,99	4,37	4,75
Число теоретических тарелок, определённых расчётом, $n_{\text{тт}}$	16	13	12	11	10	10	10	9
Критерий оптимальности, $n_{\text{тт}}(R+1)$	49,44	<u>45,1</u>	46,2	46,5	46,1	49,9	53,7	51,75

Таблица 3

Выбор оптимального флегмового числа при вводе смеси с температурой
60°C ($\varphi = -0,277$)

Коэффициент избытка флегмы, β	1,1	1,3	1,5	1,7	1,9	2,1	2,3	2,5
Флегмовое число, $R=R_{\text{мин}}\beta$	<u>2,09</u>	2,47	2,85	3,23	3,61	3,99	4,37	4,75
Число теоретических тарелок, определённых расчётом, $n_{\text{тт}}$	13	12	11	10	10	9	9	9
Критерий оптимальности, $n_{\text{тт}}(R+1)$	<u>40,17</u>	41,64	42,35	42,3	46,1	44,9	48,3	51,75

Таблица 4

Выбор оптимального флегмового числа при вводе смеси с температурой
40°C ($\varphi = -0,408$)

Коэффициент избытка флегмы, β	1,1	1,3	1,5	1,7	1,9	2,1	2,3	2,5
Флегмовое число, $R=R_{\text{мин}}\beta$	2,09	<u>2,47</u>	2,85	3,23	3,61	3,99	4,37	4,75
Число теоретических тарелок, определённых расчётом, $n_{\text{тт}}$	13	11	11	10	10	9	9	9
Критерий оптимальности, $n_{\text{тт}}(R+1)$	40,17	<u>38,17</u>	42,35	42,3	46,1	44,9	48,3	51,75

Таблица 5

Выбор оптимального флегмового числа при вводе смеси с температурой 20°C ($\varphi = -0,504$)

Коэффициент избытка флегмы, β	1,1	1,3	1,5	1,7	1,9	2,1	2,3	2,5
Флегмовое число, $R=R_{\text{мин}}\beta$	2,09	<u>2,47</u>	2,85	3,23	3,61	3,99	4,37	4,75
Число теоретических тарелок, определённых расчётно, $n_{\text{тт}}$	16	13	12	11	10	10	10	9
Критерий оптимальности, $n_{\text{тт}}(R+1)$	49,44	<u>45,11</u>	46,2	46,53	46,1	49,9	53,7	51,75

Анализ полученных данных показал, что подача исходной смеси в ректификационную колонну с температурой ниже, чем температура кипения смеси, приводит к снижению флегмового числа, но при этом требуется небольшое увеличение числа теоретических тарелок. Применительно к нашей смеси, наиболее оптимальной температурой ввода сырья является температура 40°C, при этом необходимое число теоретических тарелок 11, что на 1 больше, чем при подаче смеси с температурой кипения, при этом флегмовое число снизилось почти в 1,5 раза.

Таким образом, полученный нами результат показывает, что при проектировании ректификационных колонн необходимо учитывать фактор температуры ввода сырья в колонну, который оказывает влияние на эксплуатационные и энергетические затраты.

ЛИТЕРАТУРА

1. Ульянов Б.А. Бадеников В.Я., Ликучёв В.Г. Процессы и аппараты химической технологии. – Ангарск: Изд-во АГТА, 2006. – 754 с.
2. Дытнерский Ю.И. Процессы и аппараты химической технологии: Учебник для вузов. В 2-х книгах. Часть 2. Массообменные процессы и аппараты. – М.: Химия, 1995. – 368 с.
3. Белоусов В.П., Морачевский А.Г. Теплоты смешения жидкостей. – М.: Химия, 1970. – 256 с.