

О СВЯЗИ ПАРОВОГО И ФЛЕГМОВОГО ЧИСЕЛ В ПРОЦЕССАХ РЕКТИФИКАЦИИ

М.К. Захаров, профессор

кафедра Процессов и аппаратов химической технологии им. Н.И. Гельперина

МИТХТ им. М.В. Ломоносова

e-mail: mkzakharov@gmail.com

П оказано, что при определенных допущениях результаты расчета процесса ректификации зависят только от флегмового числа. Паровое число отгонной колонны не является независимой переменной: оно всегда зависит от флегмового числа.

The effect of distillation (rectification) depends completely on reflux ratio. Vapour number depends on reflux ratio.

Ключевые слова: ректификация, флегмовое число, паровое число.

Key words: rectification, distillation, reflux ratio, vapour number.

При разделении жидких смесей методом ректификации качество получаемых продуктов зависит от размеров колонны и затрат теплоты на процесс. Оптимальный вариант ведения процесса соответствует минимальным суммарным приведенным затратам, учитывающим все расходы на осуществление процесса.

Различают проектный расчет ректификационной колонны (когда требуется определить размеры колонны и режимные характеристики процесса) при заданной степени разделения исходной смеси, поверочный (при известных размерах колонны и характеристиках процесса определяют качество получаемых продуктов разделения) и проектно-поверочный.

Вопрос определения числа независимых переменных (числа степеней свободы) химико-технологических объектов, в том числе ректификационных колонн непрерывного действия, рассмотрен достаточно подробно [1–7]. В работе [6] показано, что число степеней свободы инвариантно относительно метода расчета процесса ректификации (проектного, поверочного или проектно-поверочного).

Рассмотрим ректификацию бинарной смеси в адиабатных условиях и допущении незначительного перепада давления в колонне, то есть принимая теплопотери и перепад давления на каждой тарелке равными нулю*. Дополнительно примем:

- равенство давлений в конденсаторе, в кипятильнике и в колонне,
- равенство давлений исходной смеси и на тарелке питания,
- подача флегмы при температуре ее кипения.

Исходная бинарная смесь характеризуется следующими 4 величинами: поток $L_1 \frac{\text{кмоль}}{\text{с}}$, состав исходной смеси x_1 , температура и давление. Тогда число независимых переменных равно трем.

* При этом пренебрегаем влиянием давления на равновесие разделяемой системы. При гидравлическом расчете колонны и расчете теплообменников перепад давления в колонне, естественно, должен учитываться.

При заданных составах верхнего (X_2) и нижнего (x_0) продуктов (их потоки определяются из материальных балансов) остается одна независимая переменная (одна степень свободы) – это флегмовое число R .

Таким образом, при сформулированной проектной задаче расчета процесса ректификации и необходимое число теоретических тарелок (и реальных – тоже, с учетом их к.п.д.), и затраты теплоты в кипятильнике (и хладоагента – в конденсаторе) зависят лишь от величины флегмового числа.

Введённое в ряде учебников и научных работах [8–11] понятие парового числа θ , равного отношению потока пара D в колонне к потоку отводимого кубового остатка L_0 , не является независимой характеристикой процесса ректификации. Величина θ непосредственно зависит от флегмового числа R . Найдём эти зависимости при различных агрегатных состояниях исходной смеси и допущении о равенстве скрытых теплот парообразования компонентов смеси. При переменной по высоте колонны величине скрытой теплоты парообразования смеси полученные ниже зависимости будут более сложными.

В простейшем случае (при подаче в колонну жидкости в насыщенном состоянии, то есть при **температуре кипения**) внешние (L_1, L_0, Π) и внутренние потоки жидкости (L, L') и пара D в колонне (рис. 1а) связаны соотношениями [7, 9–11]:

$$\Pi = L_1 \frac{x_1 - x_0}{x_2 - x_0}; \quad (1)$$

$$L_0 = L_1 \frac{x_2 - x_1}{x_2 - x_0}; \quad (2)$$

$$L = R\Pi \quad (3)$$

$$D = (R + 1)\Pi \quad (4)$$

$$L' = L + L_1 \quad (5)$$

Паровое число θ в этом случае с учетом (1) и (2) связано с флегмовым R следующим отношением:

$$\theta = \frac{D}{L_0} = \frac{\Pi(R+1)}{L_0} = \frac{x_1 - x_0}{x_2 - x_1}(R+1) \quad (6)$$

При питании колонны **насыщенным паром** с концентрацией НКК $y_1 = x_1$ соотношения (1)–(4) справедливы, а жидкостной поток по всей колонне остается неизменным (при равных или близких теплотах испарения компонентов смеси). Паровой поток D' в отгонной колонне (рис. 1б) меньше парового потока в укрепляющей колонне $D = (R+1)\Pi$ на величину L_1 :

$$D' = D - L_1 = \Pi(R+1) - L_1 \quad (7)$$

Следует отметить, что уровень подачи пара в колонну ниже, нежели при подаче жидкости, а флегмовое число, как правило, больше при подаче пара, так как минимальное флегмовое

число в этом случае больше, чем при подаче жидкости. Сравнительный анализ затрат теплоты – отдельная задача. Она подробно рассмотрена в [12].

Паровое число в отгонной колонне при подаче исходной смеси в виде пара:

$$\theta = \frac{D'}{L_0} = \frac{\Pi(R+1) - L_1}{L_0} = \frac{\Pi R + \Pi - L_1}{L_0} = \frac{\Pi}{L_0} R - 1,$$

так как $L_1 - \Pi = L_0$.

С учетом уравнений (1) и (2) получаем

$$\theta = \frac{x_1 - x_0}{x_2 - x_1} R - 1. \quad (8)$$

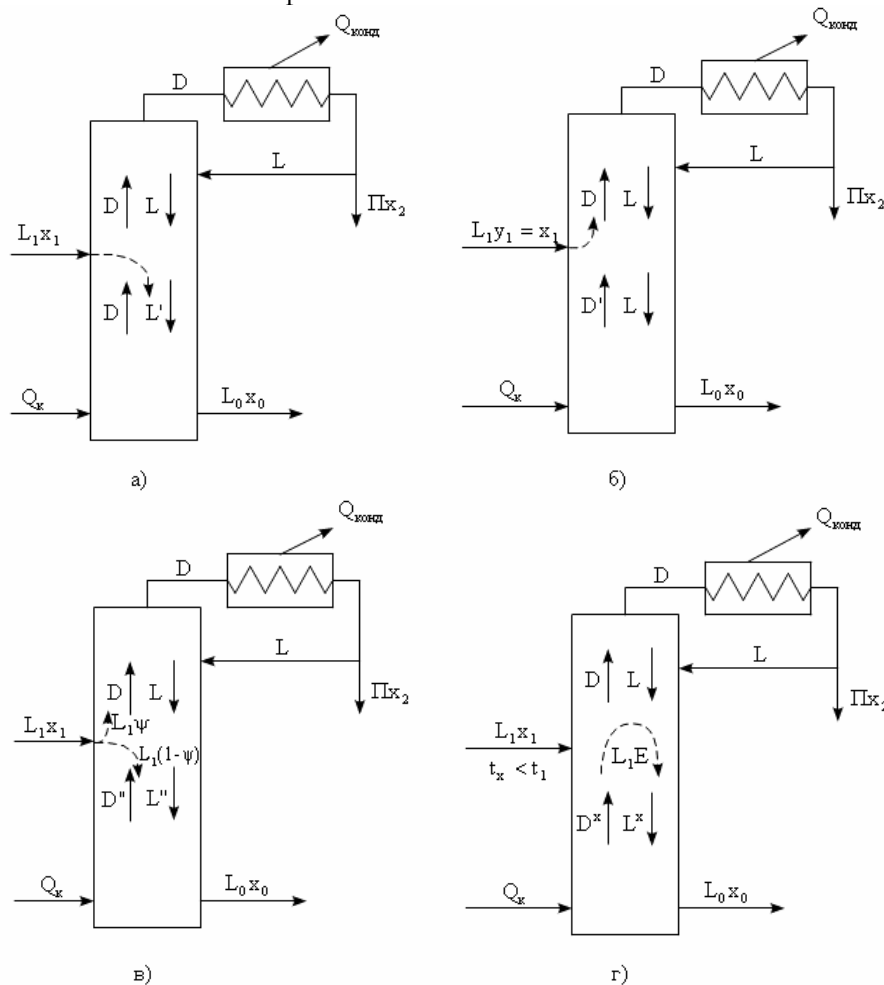


Рис. 1. Внутренние потоки в колонне при различных агрегатных состояниях исходной смеси.

а – кипящая жидкость, б – насыщенный пар, в – парожидкостная смесь,

г – «холодная» смесь.

В общем случае (при питании колонны **парожидкостной смесью** с массовой долей пара ψ) паровой поток D'' в отгонной колонне (рис. 1в) меньше, чем в укрепляющей на величину $L_1\psi$:

$$D'' = D - L_1\psi$$

и паровое число θ зависит от флегмового числа R следующим образом:

$$\theta = \frac{D - L_1\psi}{L_0} = \frac{\Pi(R+1)}{L_0} - \frac{L_1}{L_0}\psi.$$

С учётом соотношений (1) и (2) получаем

$$\theta = \frac{x_1 - x_0}{x_2 - x_1}(R+1) - \frac{x_2 - x_0}{x_2 - x_1}\psi. \quad (9)$$

Естественно, что при $\psi=0$ (кипящая жидкость) формула (9) обращается в формулу (6).

При $\psi=1$ она обращается в (8). В самом деле, при $\psi=1$ паровое число:

$$\begin{aligned}\theta &= \frac{x_1 - x_0}{x_2 - x_1} (R + 1) - \frac{x_2 - x_0}{x_2 - x_1} = \\ &= \frac{x_1 - x_0}{x_2 - x_1} R + \frac{x_1 - x_0}{x_2 - x_1} - \frac{x_2 - x_0}{x_2 - x_1} = \\ &= \frac{x_1 - x_0}{x_2 - x_1} R + \frac{x_1 - x_0 - x_2 + x_0}{x_2 - x_1} \\ \text{или} \\ \theta &= \frac{x_1 - x_0}{x_2 - x_1} R - 1.\end{aligned}\quad (8)$$

При питании колонны «холодной» исходной смесью (ее температура t_x меньше температуры кипения этой смеси t_1) к потоку флегмы L в укрепляющей колонне на тарелке питания добавляется жидкостной поток $L_1 E$ (рис. 1г), где $E = 1 + \frac{c(t_1 - t_x)}{r}$, c – теплоемкость исходной смеси, r – теплота парообразования. Очевидно, что для холодной смеси $E > 1$. При этом полный жидкостной поток в отгонной колонне L^x равен сумме $L + L_1 E$, а паровой – D^x должен быть больше D (в укрепляющей колонне) на величину $(E - 1)L_1$, необходимую для подогрева

исходной смеси до температуры кипения, то есть

$$D^x = D + (E - 1)L_1. \quad (10)$$

Паровое число в отгонной части колонны в этом случае:

$$\begin{aligned}\theta &= \frac{D^x}{L_0} = \frac{D + (E - 1)L_1}{L_0} = \frac{\Pi(R + 1) + (E - 1)L_1}{L_0} = \\ &= \frac{\Pi(R + 1)}{L_0} + \frac{(E - 1)L_1}{L_0} = \frac{\Pi}{L_0} (R + 1) + \frac{L_1}{L_0} (E - 1).\end{aligned}$$

С учетом соотношений (1) и (2) получаем

$$\theta = \frac{x_1 - x_0}{x_2 - x_1} (R + 1) + \frac{x_2 - x_0}{x_2 - x_1} (E - 1). \quad (11)$$

Так как величина E для парожидкостной исходной смеси равна $1 - \psi$, то очевидно, что $\psi = 1 - E$ и формула (11) переходит в (9) (и наоборот).

В заключение отметим, что выбор состояния исходной смеси является дополнительной степенью свободы. При фиксированных требованиях к качеству получаемых продуктов и определенном состоянии исходной смеси единственным параметром, определяющим процесс ректификации (затраты теплоты в кипятильнике колонны, холода в конденсаторе, размеры и стоимость колонны и др.) является флегмовое число.

ЛИТЕРАТУРА:

1. Gilliland S.R., Reed C.F. Degrees of freedom of a rectification column // 2nd Eng. Chem. 1942. V. 34. № 5. P. 551–561.
2. Бенедек П., Ласло А. Научные основы химической технологии: пер с нем. под ред. П.Г. Романкова, М.И. Курочкиной. – Л.: Химия, 1970. 367 с.
3. Kwauk M. Specification of design variables // In: Henley E.J., Seader J.D. Equilibrium stage separation operations in chemical engineering. – NY: John Wiley & Sons, 1956. P. 239–269.
4. Серафимов Л.А. Вариантность термодинамических систем // Ученые записки МИТХТ. 1999. Вып. 1. С. 4–13.
5. Серафимов Л.А. Вариантность термодинамических систем. Продолжение // Ученые записки МИТХТ. 1999. Вып. 2. С. 13–14.
6. Фролова А.К., Хахин Л.А. К определению числа степеней свободы химико-технологических объектов (на примере ректификационной колонны) // Хим. технология. 2009. Т. 10. № 4. С. 237–245.
7. Айнштейн В.Г., Захаров М.К., Носов Г.А., Захаренко В.В., Зиновкина Т.В., Таран А.Л., Костянян А.Е. Общий курс процессов и аппаратов химической технологии: в 2-х кн. / Под общ. ред. В.Г. Айнштейна. – М.: Университетская книга, Логос, Физматкнига, 2006. Кн. 1. 872 с. Кн. 2. 912 с.
8. Скобло А.И., Молоканов Ю.К., Владимиров А.И., Щелкунов В.А. Процессы и аппараты нефтегазопереработки и нефтехимии. – М.: ООО «Недра-Бизнесцентр», 2000. 677 с.
9. Львов С.В. Некоторые вопросы ректификации бинарных и многокомпонентных смесей. – М.: Изд-во АН СССР, 1960. 163 с.
10. Комиссаров Ю.А., Гордеев Л.С., Вент Д.П. Научные основы процессов ректификации : в 2-х т. / Под ред. Л.А. Серафимова. – М.: Химия, 2004. Т. 1. 270 с.
11. Хахин Л.А. Разработка энтропийной оценки работы ректификационных колонн и функциональных комплексов: дис. ... канд. техн. наук. – М., 2009. 219 с.
12. Захаров М.К., Старостина Ю.А., Назаров Д.Г. О целесообразности питания ректификационной колонны исходной смесью в виде пара // Вестник МИТХТ. 2011. Т. 6. № 6. С. 23–29.