

ВЛИЯНИЕ АГРЕГАТНОГО СОСТОЯНИЯ ИСХОДНОЙ БИНАРНОЙ СМЕСИ НА ЗАТРАТЫ ТЕПЛОВОЙ ЭНЕРГИИ ПРИ РЕКТИФИКАЦИИ

М.К. Захаров¹, профессор, Моханд Аббаси^{1,2}, аспирант

¹кафедра Процессов и аппаратов химической технологии им. Н.И. Гельперина
МИТХТ им. М.В. Ломоносова, Москва, 119571 Россия;

²Университет Вавилона, Вавилон, Ирак
e-mail: mm2010_sa@yahoo.com

Проведен анализ затрат теплоты на процесс ректификации с учетом фазового состояния исходной смеси. Теоретически доказано, что с увеличением доли пара в подаваемой в колонну смеси минимальные затраты тепловой энергии в кипятильнике уменьшаются. При этом суммарные затраты тепловой энергии в кипятильнике и в испарителе исходной смеси при работе колонны с малыми коэффициентами избытка флегмы больше, чем при работе колонны без предварительного испарения исходной смеси. При больших коэффициентах избытка флегмы затраты тепловой энергии в кипятильнике могут увеличиваться даже при увеличении доли пара в исходной смеси. Найдены условия, при которых экономически целесообразна предварительная полная конденсация парожидкостной смеси перед подачей ее в колонну.

Ключевые слова: ректификация, затраты теплоты, флегмовое число, парожидкостная смесь, кипящая жидкость.

Разделение жидких бинарных смесей методом ректификации возможно, как известно [1-3], лишь при затратах теплоты в кипятильнике ректификационной колонны с целью создания парового потока и затратах холода при конденсации выходящих из колонны паров для образования потока флегмы. В большинстве случаев (кроме ректификации при отрицательных температурах) стоимость подвода теплоты для ректификации на порядок (и более) превышает стоимость организации теплоотвода с помощью охлаждающего агента. Поэтому при оценке энергоемкости процесса будем учитывать лишь затраты теплоты на процесс ректификации, пренебрегая энергозатратами на охлаждение.

Анализ влияния агрегатного состояния исходной смеси (пар или жидкость) на затраты тепловой энергии в процессе ректификации подробно рассмотрен в [4]. Этот анализ внес определенную ясность в вопрос о целесообразности предварительной конденсации паровой смеси перед подачей ее в колонну, по которому в научной литературе [5, 6] была довольно жаркая дискуссия.

В данной работе приведен более полный анализ затрат теплоты в зависимости от состояния исходной смеси, а именно, при разных долях пара в исходной смеси.

Затраты теплоты на процесс ректификации, безусловно, зависят как от способности смеси разделяться методами перегонки, так и от состояния исходной смеси и качества получаемых продуктов разделения. То есть от концентраций низкокипящего компонента (НКК) в исходной смеси x_1, x_2 – в верхнем продукте и x_0 – в нижнем продукте. Заметим, что количества получаемых продуктов Π и L_0 соответствуют материальным балансам [1]:

По общим потокам:

$$L_1 = L_0 + \Pi. \quad (1)$$

По потокам НКК:

$$L_1 x_1 = L_0 x_0 + \Pi x_2. \quad (2)$$

Исходная смесь и требуемая степень ее разделения могут быть заданы любым из нижеперечисленных наборов величин: L_1, x_1, Π, x_2 ; L_1, x_1, L_0, x_0 ; L_1, x_1, Π, x_0 ; L_1, x_1, L_0, x_2 . Остальные две величины находятся с помощью системы уравнений (1)-(2).

При подаче исходной смеси в виде кипящей жидкости тепловой баланс записывается [1]:

$$Q_K^K + L_1 c_1 t_1 - Q_{\text{конд}} - L_0 c_0 t_0 - \Pi c_2 t_2 = 0.$$

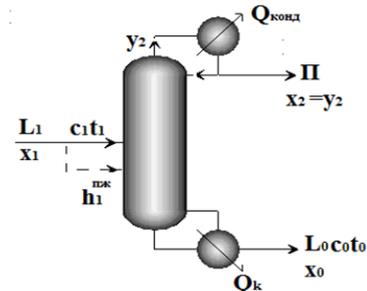


Рис. 1. К тепловому балансу ректификационной колонны.

При подаче исходной смеси в виде кипящей жидкости и не слишком малых флегмовых числах численные значения тепловых потоков в кипятильнике Q_K и конденсаторе $Q_{\text{конд}}$ примерно одинаковы, поскольку часто можно считать [1]

$$L_1 c_1 t_1 = L_0 c_0 t_0 + \Pi c_2 t_2. \quad (3)$$

С учетом (3) имеем:

$$Q_K^K = Q_{\text{конд}}. \quad (4)$$

При подаче парожидкостной смеси

$$Q_K^{пж} + L_1 h_1^{пж} - Q_{\text{конд}} - L_0 c_0 t_0 - \Pi c_2 t_2 = 0. \quad (5)$$

Удельная энтальпия парожидкостной смеси $h_1^{пжс}$ больше удельной энтальпии кипящей исходной смеси ($c_1 t_1$) на величину произведения скрытой теплоты парообразования r_1 на долю пара ψ :

$$h_1^{пжс} = c_1 t_1 + r_1 \psi. \quad (6)$$

Тепловой поток в кипятильнике при подаче исходной смеси в парожидкостном состоянии находим из (5) с учетом (3) и (6):

$$Q_k^{пжс} = Q_{конд} - L_1 \psi r_1. \quad (7)$$

Тепловой поток в конденсаторе $Q_{конд}$ зависит от флегмового числа R и верхнего продуктового потока Π :

$$Q_{конд} = \Pi(R+1)r_2. \quad (8)$$

При заданной степени разделения (x_1, x_2, x_0) продуктовый поток Π связан с потоком исходной смеси L_1 соотношением, получаемым из материальных балансов (1) и (2):

$$\Pi = L_1 \frac{x_1 - x_0}{x_2 - x_0}. \quad (9)$$

Рабочее флегмовое число $R = \sigma R_{min}$, где σ – коэффициент избытка флегмы, R_{min} – минимальное флегмовое число.

Минимальное флегмовое число зависит от агрегатного состояния исходной смеси (рис. 2).

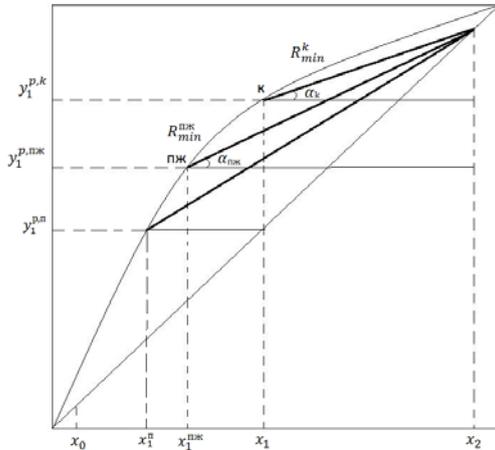


Рис. 2. К расчету минимальных флегмовых чисел.

При подаче в колонну кипящей исходной смеси

$$tg \alpha_k = \frac{R_{min}^k}{R_{min}^k + 1} = \frac{x_2 - y_1^{п,k}}{x_2 - x_1}. \quad (10)$$

В случае питания колонны парожидкостной смесью

$$tg \alpha_{пжс} = \frac{x_2 - y_1^{п,пжс}}{y_1^{п,пжс} - x_1^{п,пжс}}. \quad (11)$$

Для идеальной бинарной смеси состава x_1 и разделяемости P (аналог относительной летучести компонентов α : $D = \frac{\alpha - 1}{\alpha + 1}$) равновесная концентрация НКК в паре определяется выражением [7–9]:

$$y_1^p = \frac{(1+P)x_1}{1-P+2Px_1}. \quad (12)$$

В случае подачи парожидкостной смеси

$$y_1^{п,пжс} = \frac{(1+P)x_1^{пжс}}{1-P+2Px_1^{пжс}}. \quad (13)$$

Соответствующая составу пара (y_1^{pi}) равновесная концентрация НКК в жидкости ($x_1^{пжс}$) зависит от доли пара ψ в исходной смеси и находится по формуле [10]:

$$x_1^{пжс} = \frac{2P(E+x_1)-(1+P)}{4PE} \pm \frac{\sqrt{[(1+P)-2P(E+x_1)]^2 + 8PE(1-P)x_1}}{4PE}. \quad (14)$$

где $E = 1 - \psi$.

В решении (14) физическому смыслу ($0 < x_1^{пжс} < 1$) отвечает знак «плюс» перед радикалом, так как при $E > 0$ величина $8PE(1-P)x_1$ положительна, и числитель больше нуля.

Обозначим

$$A = 2P(E+x_1)-(1+P) \pm$$

$$\sqrt{[(1+P)-2P(E+x_1)]^2 + 8PE(1-P)x_1}.$$

Тогда:

$$x_1^{пжс} = \frac{A}{4PE}.$$

При разделении бинарной смеси минимальное флегмовое число в случае питания колонны кипящей жидкостью может быть рассчитано из уравнения (10):

$$R_{min}^k = \frac{x_2 - y_1^{п,k}}{y_1^{п,k} - x_1}. \quad (15)$$

Используя равновесную зависимость (12), после сокращений и преобразований получаем

$$R_{min}^k = \frac{x_2(1-P) - x_1(1+P) + 2Px_1x_2}{2Px_1(1-x_1)}. \quad (16)$$

Из (11) следует выражение для минимального флегмового числа при питании колонны парожидкостной смесью:

$$R_{min}^{пжс} = \frac{x_2 - y_1^{п,пжс}}{y_1^{п,пжс} - x_1^{п,пжс}} = \frac{4PEx_2[2E(1-P)+A] - 2EA(1+P)}{(4PE-A)A}. \quad (17)$$

Тепловые потоки в кубе ректификационной колонны составляют:

- при питании колонны парожидкостной смесью в соответствии с формулами (7) и (8)

$$Q_k^{пжс} = \Pi(\sigma R_{min}^{пжс} + 1)r_2 - L_1 \psi r_1. \quad (18)$$

- при питании колонны нагретой до кипения жидкостью

$$Q_k^k = \Pi(\sigma R_{min}^k + 1)r_2. \quad (19)$$

С целью упрощения анализа: примем близкими мольные теплоты парообразования компонентов, так что можно считать $r_1 = r_2 = r$;

будем оперировать удельными расходами теплоты (отнесенными к 1 кмоль исходной смеси).

Тогда, очевидно

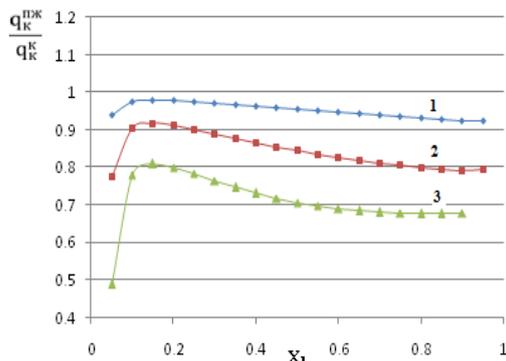
$$q_{\kappa}^{n\kappa} = \frac{Q_{\kappa}^{n\kappa}}{L_1} = \frac{\Pi}{L_1} (\sigma R_{\min}^{n\kappa} + 1)r - \psi r. \quad (20)$$

$$q_{\kappa}^{\kappa} = \frac{Q_{\kappa}^{\kappa}}{L_1} = \frac{\Pi}{L_1} (\sigma R_{\min}^{\kappa} + 1)r. \quad (21)$$

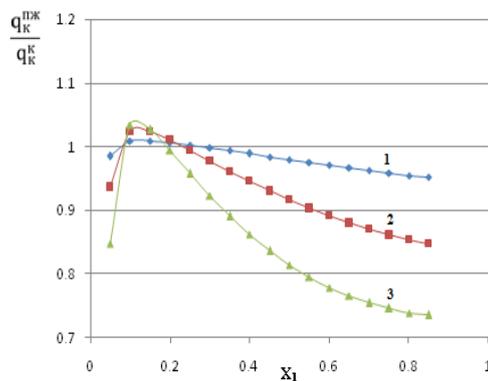
Разделив (20) на (21), после сокращения на Π и преобразований, получаем

$$\frac{q_{\kappa}^{n\kappa}}{q_{\kappa}^{\kappa}} = \frac{\sigma R_{\min}^{n\kappa} + 1 - \psi \frac{x_2 - x_0}{x_1 - x_0}}{\sigma R_{\min}^{\kappa} + 1}. \quad (22)$$

В зависимости от разделяемости смеси P , доли пара ψ , требуемой чистоты продуктов разделения (x_2, x_0) и коэффициента избытка флегмы σ отношение $\frac{q_{\kappa}^{n\kappa}}{q_{\kappa}^{\kappa}}$ может быть больше, меньше или равно 1. Это наглядно продемонстрировано на рис. 3 и 4 (принято: $x_2 = 0.98, x_0 = 0.02$).



а

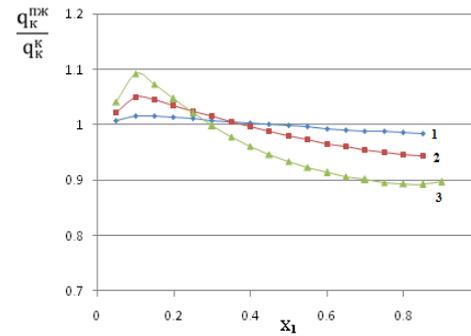


б

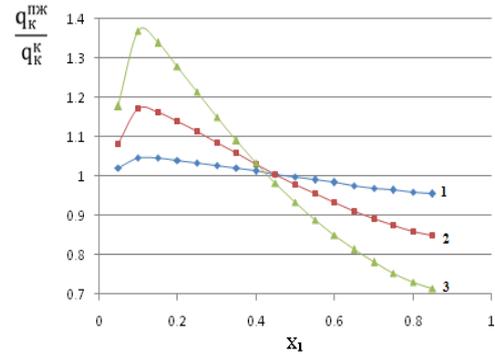
Рис. 3. Отношение $\frac{q_{\kappa}^{n\kappa}}{q_{\kappa}^{\kappa}}$ в зависимости

от состава x_1 при различных σ и p :
1: $p = 0.1$; 2: $p = 0.3$; 3: $p = 0.5$;
а) $\sigma = 1.1$; б) $\sigma = 1.5$.

Здесь принято: $x_2 = 0.98, x_0 = 0.02, \psi = 0.5$.



а



б

Рис. 4. Отношение $\frac{q_{\kappa}^{n\kappa}}{q_{\kappa}^{\kappa}}$ в зависимости

от состава x_1 при различных ψ и p :
1: $p = 0.1$; 2: $p = 0.3$; 3: $p = 0.5$;
а) $\psi = 0.25$; б) $\psi = 0.75$.

Здесь принято: $x_2 = 0.98, x_0 = 0.02, \sigma = 2$.

Из рис. 3 и 4 видно, что почти всегда при подводе любого количества пара с исходной смесью уменьшается расход теплоты в кубе.

Также видно, что отношение $\frac{q_{\kappa}^{n\kappa}}{q_{\kappa}^{\kappa}}$ может быть

(как показано на рис. 3б, и 4) больше 1 (но только в случае больших коэффициентов избытка флегмы σ). В данном случае (сравнение затрат теплоты в случае кипящей жидкости и парожидкостной смеси) пересечение кривых происходит в разных точках.

Отдельной задачей является нахождение коэффициента избытка флегмы, при котором возможно выполнение условия $\frac{q_{\kappa}^{n\kappa}}{q_{\kappa}^{\kappa}} > 1$.

Граничное значение коэффициента избытка флегмы $\sigma_{\Gamma P}$ можно найти из (22), принимая его одинаковым для разных состояний смеси:

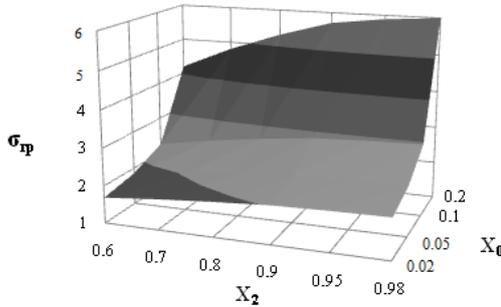
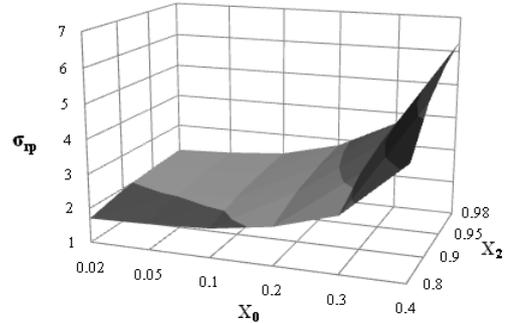
$$\sigma_{\Gamma P} (R_{\min}^{n\kappa} - R_{\min}^{\kappa}) = \psi \frac{x_2 - x_0}{x_1 - x_0}. \quad (23)$$

$$\sigma_{\Gamma P} = \frac{\psi(x_2 - x_0)}{(x_1 - x_0)(R_{\min}^{n\kappa} - R_{\min}^{\kappa})}. \quad (24)$$

Рассчитанные по формуле (24) значения $\sigma_{\Gamma P}$ при различных значениях x_1, x_2, x_0 и ψ представлены в табл. 1 и 2 при разделяемости смеси $P = 0.1$ и на рис. 5 и 6.

Таблица 1. Значение $\sigma_{гр}$ при $\psi = 0.25$ и различных значениях x_0 и x_2 .Состав исходной смеси $x_1 = 0.3$

$x_2 \backslash x_0$	0.6	0.7	0.8	0.9	0.95	0.98
0.02	1.344	1.410	1.464	1.508	1.527	1.538
0.05	1.428	1.510	1.576	1.631	1.655	1.669
0.1	1.622	1.742	1.839	1.919	1.954	1.974
0.2	2.596	2.903	3.152	3.358	3.448	3.499

Рис. 5. Диаграмма зависимости $\sigma_{гр}$ (при $x_1 = 0.5$) от значений x_0 и x_2 ; $\psi = 0.25$.Рис. 6. Диаграмма зависимости $\sigma_{гр}$ (при $x_1 = 0.5$) от значений x_0 и x_2 ; $\psi = 0.5$.Таблица 2. Значение $\sigma_{гр}$ при $\psi = 0.5$ и различных значениях x_0 и x_2 ; величина $x_1 = 0.5$

$x_2 \backslash x_0$	0.8	0.9	0.95	0.98
0.02	1.707	1.958	2.087	2.166
0.05	1.750	2.017	2.155	2.238
0.1	1.838	2.136	2.289	2.382
0.2	2.100	2.492	2.693	2.815
0.3	2.626	3.204	3.501	3.682
0.4	4.201	5.340	5.925	6.280

В заключение отметим, что затраты теплоты в кипятильнике в большинстве случаев реальных режимов работы ректификационных колонн уменьшаются при увеличении доли пара в исходной смеси. Вместе с этим суммарные затраты теплоты в кубе колонны и в испарителе исходной смеси перед подачей ее в колонну

всегда больше затрат теплоты при питании колонны жидкой исходной смесью при температуре кипения [10]. Это объясняется уменьшением внутреннего энергосбережения в ректификационной колонне за счет уменьшения парового потока в ее отгонной части [11].

ЛИТЕРАТУРА:

1. 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 ред. В.Г. Айнштейна. М.: Университетская книга, Логос, Физматкнига, 2006. Кн. 1. 912 с. Кн. 2. 872 с.
2. Львов С.В. Некоторые вопросы ректификации бинарных и многокомпонентных смесей. М.: Изд-во АН СССР, 1960. 128 с.
3. 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. 2. 416 с.
4. 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.
5. Платонов В.М., Берго Б.Г. Разделение многокомпонентных смесей. М.: Химия, 1965. 231 с.
6. Львов С.В. К вопросу о зависимости расхода энергии на ректификацию от физического состояния (энергетического уровня) исходной смеси / В кн.: Физико-химические основы ректификации / под ред. С.В. Львова. М.: МИТХТ, 1970. С. 212–300.
7. Захаров М.К. Энергоемкость и энергосбережение процессов ректификации // Энциклопедия нижегородского химика. 2009. № 1. С. 19–24.

8. Захаров М.К. Энергоемкость и энергосбережение процессов ректификации // Энциклопедия химико-технологии. 2009. № 3. С. 18–21.
9. Захаров М.К. Энергозатраты и энергосбережение при разделении жидких смесей методами перегонки // Вестник МИТХТ. 2009. Т. 4. № 1. С. 15–17.
10. Захаров М.К., Моханд Аббаси. Сравнение затрат теплоты на ректификацию при различных состояниях исходной бинарной смеси // Вестник МИТХТ. 2012. Т. 7. № 1. С. 41–45.
11. Захаров М.К., Аббаси Моханд, Зверева Е.Н. Внутреннее энергосбережение и суммарные затраты тепла при ректификации жидких смесей // Материалы III Междунар. научно-техн. конф. «Нестационарные, энерго- и ресурсосберегающие процессы и оборудование в химической, нано- и биотехнологии». М.: Изд-во МГОУ, 2013. С. 241–243.

INFLUENCE OF INITIAL BINARY MIXTURE STATE OF MATTER ON HEAT COSTS AT RECTIFICATION

M.K. Zakharov¹, Mohand Abbasi^{1,2@}

¹*M.V. Lomonosov Moscow State University of Fine Chemical Technologies, Moscow, 119571 Russia*

²*Babylon University, Babylon, Iraq*

[@] *Corresponding author e-mail: mm2010_sa@yahoo.com*

Analysis of heat cost for rectification was performed taking into account the phase state of the original mixture. It was proved theoretically that increasing feed vapor fraction leads to decreasing energy consumption in conventional distillation process. With a low excess factor of reflux, total energy consumption by the reboiler and feed heater is greater than for a distillation column without a feed heater. For high excess factor of reflux values the cost of energy consumed by the reboiler can increase even for rising feed vapor fraction. The most economical condition for full condensation of the vapor-liquid feed before entering the distillation column was found.

Keywords: *rectification, energy cost, reflux ratio, boiling liquid, vapor-liquid mixture.*