

ВЗАИМОСВЯЗЬ ВНЕШНЕГО И ВНУТРЕННЕГО ЭНЕРГОСБЕРЕЖЕНИЯ ПРИ РЕКТИФИКАЦИИ БИНАРНЫХ СМЕСЕЙ

М.К. Захаров, профессор, А.А. Швец[@], студент

Московский технологический университет (Институт тонких химических технологий),
Кафедра процессов и аппаратов химической технологии им. Н.И. Гельперина,
Москва, 119571 Россия

[@] Автор для переписки, e-mail: melamoryblimm93@gmail.com

Проведено сравнение затрат теплоты при ректификации бинарных смесей в одной колонне и в двухколонной установке с использованием теплоты парового потока из первой колонны для обогрева второй. Показано, что ожидаемое в двухколонной установке снижение вдвое расхода тепловой энергии невозможно из-за уменьшения внутреннего энергосбережения в колоннах.

Ключевые слова: внутреннее энергосбережение, внешнее энергосбережение, ректификация, затраты теплоты, флегмовое число.

DEPENDENCE OF EXTERNAL AND INTERNAL ENERGY-SAVING FOR RECTIFICATION OF BINARY MIXTURES

M.K. Zakharov, A.A. Shvets

Moscow Technological University (Institute of Fine Chemical Technologies),
Moscow, 119571 Russia

[@] Corresponding author e-mail: melamoryblimm93@gmail.com

The comparison of energy consumption for rectification of binary mixtures in one-column and two-column apparatuses was carried out with the use of vapor flow energy from the first column for heating the second column. It is shown that the expected two-fold reduction of the flow of heat energy is impossible due to the decrease of the internal energy-saving.

Keywords: rectification, energy consumption, internal and external energy-saving, reflux ratio.

Введение

Энергоёмкость процессов разделения жидких смесей методами перегонки (дистилляция, ректификация) и выпаривания растворов солей обусловлена необходимостью испарения одного или нескольких компонентов разделяемой смеси. Особенно энергозатратны выпаривание **водных** растворов солей и процессы перегонки компонентов с малой относительной летучестью (низкой разделяемостью смеси).

Для уменьшения затрат теплоты при выпаривании часто используют тепловой насос и многокорпусное выпаривание [1–3]. Принцип теплового насоса широко используется и при организации процессов ректификации [4]. Ранее нами [5] предложены энергосберегающие схемы ректификации бинарных смесей, а также выполнены расчеты энергосбережения и приведенных затрат для этих случаев [6, 7]. Ожидаемого двукратного снижения расхода греющего пара в кипятильнике первой

колонны (при ректификации в двухколонном агрегате) за счет использования паров из первой колонны для кипятильника второй получено не было [7].

С целью выяснения причин такого результата проведено сравнение затрат теплоты при ректификации бинарных смесей в одной колонне, в двух колоннах при одинаковых давлениях и в двух колоннах с разными давлениями с возможностью использования пара в качестве греющего в кипятильнике второй колонны.

Экспериментальная часть

При сравнении затрат теплоты на разделение по различным схемам оценивалось и внутреннее энергосбережение в ректификационных колоннах, зависящее в значительной степени от флегмового числа. Под внутренним энергосбережением авторы [8–10] понимают степень использования парового потока из кипятильника в процессах тепломассообмена на

всех тарелках колонны. При этом величина парового потока по колонне определяется заданными требованиями к чистоте получаемых продуктов разделения.

В укрепляющей части ректификационной колонны внутреннее энергосбережение характеризуется отношением потоков жидкости L и пара D . При одинаковом отношении $\frac{L}{D}$ по высоте колонны оно равно $\frac{R}{(R+1)}$, где R – флегмовое число.

В отгонной части за счет ввода питания в колонну жидкостной поток всегда больше парового. Это позволяет паровому потоку максимально полно конденсироваться на тарелках за счет жидкостного потока с вышележащих тарелок. Энергосбережение здесь максимально и принято равным 1.

С учётом разного числа тарелок в укрепляющей и отгонной частях колонны среднее (по колонне) внутреннее энергосбережение можно рассчитать по формуле (при подаче в колонну исходной смеси при температуре кипения):

$$\mathcal{E}_n = \frac{R}{R+1} \frac{n_y}{n_y + n_0} + \frac{n_0}{n_y + n_0} \quad (1)$$

При подаче в колонну на разделение парожидкостной смеси (Ψ – доля пара) требуется меньший паровой поток в отгонной части колонны. Отношение парового потока в нижней части колонны D_H к полному D при подаче исходной смеси в парожидкостном состоянии зависит от доли пара Ψ в подаваемой в колонну жидкости:

$$\frac{D_H}{D} = \frac{D - \Psi L_1}{D} = 1 - \frac{\Psi L_1}{(R+1)D} = 1 - \frac{\Psi(x_2 - x_0)}{(R+1)(x_1 - x_0)} \quad (2)$$

Правое из выражений (2) применимо только для бинарных смесей.

Отсюда может быть найдено условие равного внутреннего энергосбережения (эффективности использования пара) в укрепляющей и отгонной колоннах:

$$\frac{R}{R+1} = 1 - \frac{\Psi(x_2 - x_0)}{(R+1)(x_1 - x_0)} \quad (3)$$

Преобразование (3) приводит к паросодержанию в исходной бинарной смеси, при котором на каждой тарелке всей колонны конденсируется один и тот же паровой поток:

$$\Psi = \frac{x_1 - x_0}{x_2 - x_0} \quad (4)$$

Заметим, что при таком паросодержании исходной смеси энергетическая эффективность процесса не является максимальной, так как в отгонной колонне «работает» не весь паровой поток, необходимый для ректификации.

Таким образом, среднее внутреннее энергосбережение $\mathcal{E}_n$ ректификационной колонны при подаче исходной смеси с долей пара Ψ зависит от числа теоретических ступеней в укрепляющей (n_y) и отгонной (n_0) частях колонны и может быть рассчитано:

$$\mathcal{E}_n = \frac{R}{R+1} \frac{n_y}{n_y + n_0} + \left[1 - \frac{\Psi L_1}{(R+1)D} \right] \frac{n_0}{n_y + n_0} \quad (5)$$

Формула (5) справедлива и для многокомпонентных смесей. Заметим, что в случае подачи в колонну «холодной» исходной смеси ($t_x < t_f$) величина $\Psi < 0$.

Для бинарных смесей второе слагаемое в правой части формулы (5) с учетом материального баланса колонны может быть записано в виде:

$$\mathcal{E}_n = \frac{R}{R+1} \frac{n_y}{n_y + n_0} + \left[1 - \frac{\Psi}{(R+1)} \frac{x_2 - x_0}{x_1 - x_0} \right] \frac{n_0}{n_y + n_0} \quad (6)$$

С помощью формул (5) и (6) может быть оценено внутреннее энергосбережение $\mathcal{E}_n$ (эффективность использования парового потока в ректификационной колонне) при заданной степени разделения смеси (x_1 , x_2 и x_0) и состояния исходной смеси на входе в колонну. Естественно предположить, что при увеличении внутреннего энергосбережения $\mathcal{E}_n$ затраты тепловой энергии на процесс разделения уменьшаются.

Для системы из двух колонн внутреннее энергосбережение (коэффициент использования паровых потоков в обеих колоннах) может быть рассчитан с учетом долей паровых потоков в каждой колонне:

$$\mathcal{E}_n = \mathcal{E}_{n_1} \frac{D_1}{D_1 + D_2} + \mathcal{E}_{n_2} \frac{D_2}{D_1 + D_2} \quad (7)$$

Расчеты были выполнены с помощью программного обеспечения Aspen Plus, а внутреннее энергосбережение в колоннах рассчитано по формулам (1), (6) и (7).

Результаты и их обсуждение

При разделении $L_f = 0.01$ кмоль/с бинарной смеси бензол–толуол состава $x_f = 0.5$ кмоль НКК/кмоль смеси в одноколонной ректификационной установке (рис. 1) с получением дистиллята состава $x_2 = 0.98$ кмоль НКК/кмоль смеси и кубового продукта состава $x_0 = 0.02$ кмоль НКК/кмоль смеси получены результаты, представленные в табл. 1.

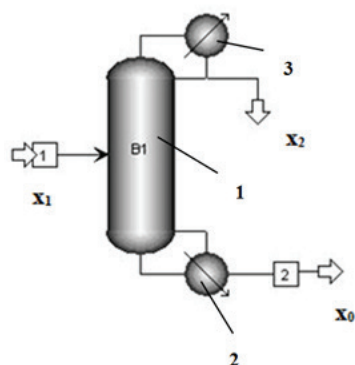


Рис. 1. Схема одноколонной ректификационной установки.

1 – колонна, 2 – кипятильник, 3 – конденсатор.

С целью выбора оптимальной схемы двухколонной установки с разными давлениями в колоннах проведено сравнение двух вариантов разделения в двухколонных ректификационных установках при одинаковых давлениях (рис. 2).

Поток $L_1 = 0.01$ кмоль/с и состав исходной смеси ($x_1 = 0.5$ кмоль/с), а также конечные составы дистиллята $x_2 = 0.98$ и кубового остатка $x_0 = 0.02$ кмоль/смеси для обеих схем одинаковые.

В схеме «а» кубовый остаток с промежуточной концентрацией $x_0' = 0.20$ кмоль НКК/кмоль смеси подлежит разделению во второй колонне с получением требуемых конечных продуктов. В схеме «б» дистиллят состава $x_2' = 0.85$ кмоль НКК/кмоль смеси разделяется во второй колонне до требуемых составов конечных продуктов.

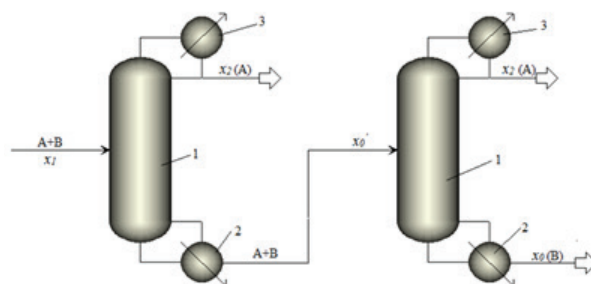
Расчет числа теоретических тарелок и затраты теплоты в кипятильниках выполнен с помощью программного обеспечения Aspen Plus. Внутреннее энергосбережение для каждой колонны рассчитывалось по формуле (1), а среднее внутреннее энергосбережение – по формуле (7). Результаты расчетов представлены в табл. 2.

Из табл. 2 видно, что меньшие суммарные затраты характерны для схемы «а». Ректификация в обеих колоннах по схеме «а» проводится при больших флегмовых числах, что создает условия для большего внутреннего энергосбережения (особенно во второй колонне). Практически равные средние внутренние энергосбережения обусловлены разной степенью приближения проведенных расчетов к оптимальным.

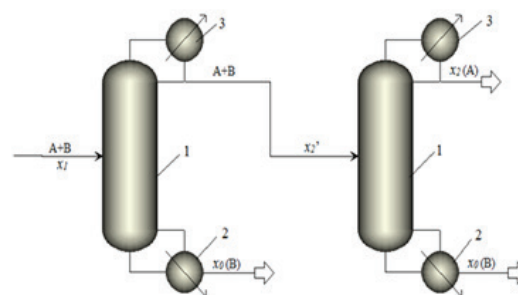
Для оценки внешнего энергосбережения при разделении бинарной смеси в двух колоннах с разными давлениями была выбрана схема «а» как менее затратная. Схема такой энергосберегающей установки представлена на рис. 3. Давление во второй колонне принято атмосферным, а оптимальное давление в первой в соответствии с проведенными ранее расчетами [6, 7] – равным 3 атм.

Таблица 1. Результаты расчета одноколонной установки при разделении смеси бензол–толуол.

Флегмовое число, R	1.6023
Количество теоретических тарелок в укрепляющей части, n_y	9
Количество теоретических тарелок в отгонной части, n_o	9
Затраты теплоты в кипятильнике Q_k , кВт	435
Внутреннее энергосбережение, $\mathcal{E}_u$	0.812



а



б

Рис. 2. Схемы разделения бинарной смеси бензол–толуол:

а – двухколонная ректификационная установка с промежуточной концентрацией кубового остатка x_0' ; б – двухколонная ректификационная установка с промежуточной концентрацией дистиллята x_2' .
1 – колонна, 2 – кипятильник, 3 – конденсатор.

Таблица 2. Основные показатели работы двухколонных установок при атмосферном давлении.

Показатель	Схема «а» $x_0' = 0.20$ кмоль НКК/кмоль смеси		Схема «б» $x_2' = 0.85$ кмоль НКК/кмоль смеси	
	1 колонна	2 колонна	1 колонна	2 колонна
Флегмовое число, R	1.603	4.85	0.84	0.84
Количество тарелок в укрепляющей части, n_y	8	9	4	5
Количество тарелок в отгонной части, n_o	5	6	9	10
Внутреннее энергосбережение, $\mathcal{E}_H$	0.763	0.897	0.832	0.818
Среднее внутреннее энергосбережение, $\mathcal{E}_H$	0.818		0.826	
Затраты теплоты, кВт	314	212	325	268
Суммарное количество тепла в кубе, Q_{Σ} (кВт)	526		593	

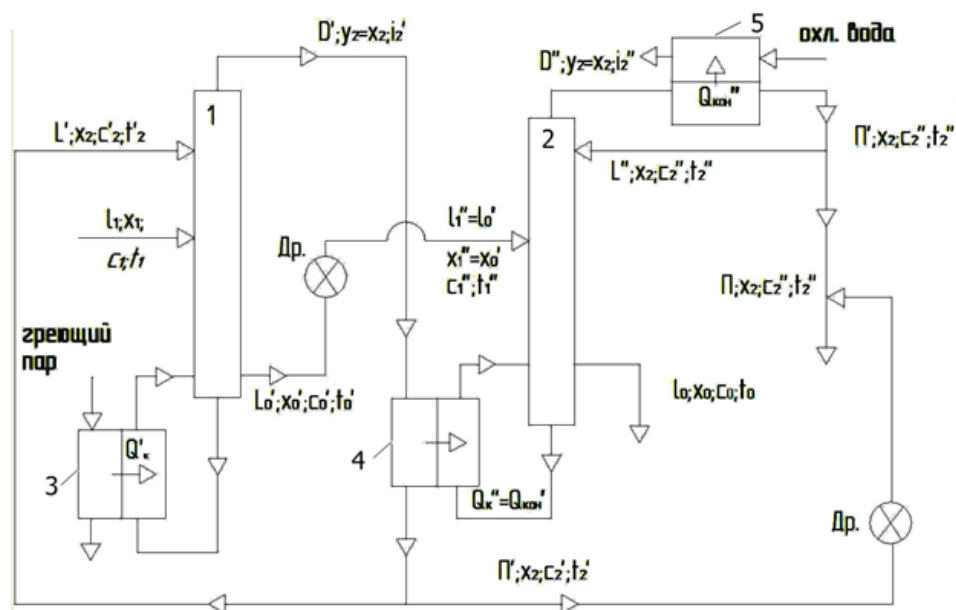


Рис. 3. Схема двухколонной ректификационной установки с разными рабочими давлениями в них.

1, 2 – колонны, 3 – кипятильник, 4 – конденсатор-кипятильник, 5 – конденсатор, Др. – дроссельный вентиль.

Для удобства сравнения затрат теплоты с другими вариантами ректификации здесь, как и ранее, разделяется поток исходной смеси $L_1 = 0.01$ кмоль/с состава $x_1 = 0.5$ кмоль НКК/кмоль смеси с получением дистиллята состава $x_2 = 0.98$ кмоль НКК/кмоль смеси и кубового продукта $x_0 = 0.02$ кмоль НКК/кмоль смеси. Концентрация $x_0' = 0.3155$ кмоль НКК/кмоль смеси соответствует

$$\mathcal{E}_{H2} = \frac{3.29}{3.29+1} \cdot \frac{9}{9+10} + \left[1 - \frac{0.265}{3.29+1} \cdot \frac{0.98-0.02}{0.316-0.02} \right] \frac{10}{9+10} = 0.363 + (1-0.2003) \frac{10}{19} = 0.783$$

Результаты расчета этого энергосберегающего варианта двухколонной ректификации в сравнении с результатами в одной колонне представлены в табл. 3.

Выводы

Показано, что общие затраты теплоты на разделение в случае двухколонной ректификации, равные 329 кВт (теплотребление второй колонны – 352 кВт обеспечивается паром из первой колонны), существенно меньше затрат теплоты в одной колонне 435 кВт.

равенству теплоотвода $Q_{кон}'$ в конденсаторе первой колонны необходимому теплоподводу $Q_{кн}'$ в кипятильнике второй [7]. При указанных концентрациях и давлениях в колоннах доля пара Ψ в поступающей после дросселирования во вторую колонну парожидкостной смеси составляет 0.265. Расчет внутреннего энергосбережения в этом случае для второй колонны выполнен по формуле (6):

Однако, это снижение затрат теплоты (в 1.32 раза), а, следовательно, и расхода первичного пара значительно меньше двукратного, получаемого в двухкорпусной выпарной установке при допущении постоянства скрытой теплоты парообразования в интервале разных давлений. Это объясняется следующим. В отсутствие какого-либо внутреннего энергосбережения в корпусах выпарной установки применение внешнего энергосбережения дает кратное числу корпусов уменьшение расхода первичного

Таблица 3. Сравнение основных характеристик процессов ректификации в одной колонне и в двух колоннах с внешним энергосбережением в рекуператоре 4.

Показатель	Одна колонна	Двухколонная установка	
		1 колонна	2 колонна
Флегмовое число, R	1.602	1.98	3.29
Количество тарелок в укрепляющей части, n_y	9	10	9
Количество тарелок в отгонной части, n_o	9	4	10
Количество тепла в кубе, Q_k , кВт	435	329	352
Внутреннее энергосбережение, $\mathcal{E}_n$	0.812	0.760	0.783
Среднее внутреннее энергосбережение, $\mathcal{E}_n$	0.812	0.760	

пара. Использование внешнего энергосбережения при ректификации ухудшает внутреннее энергосбережение в первой колонне (оно оценивается величиной 0.76 по сравнению с 0.812 при ректификации в одной колонне). Пониженное внутреннее энергосбережение во второй колонне (0.783) за счет подачи в колонну парожидкостной смеси, тем не менее, не влияет на общее энергосбережение, так как обогрев второй колонны полностью обеспечивается паровым потоком из первой.

Таким образом, приведенный выше анализ показал, что использование внешнего энергосбережения в приведенном варианте ректификации сопровождается изменением внутреннего, от которого напрямую зависят затраты теплоты в кипятильнике ректификационной колонны.

Условные обозначения

D – поток пара, кмоль/с; E – критерий разделения; L – поток жидкости, кмоль/с; n – номер тарелки; Q – тепловой поток, кВт; R – флегмовое число; r – теплота парообразования, кДж/кмоль; t – температура, °С; x – концентрация низкокипящего компонента в жидкости, кмоль/кмоль смеси; y – концентрация низкокипящего компонента в паре, кмоль/кмоль смеси; P – поток дистиллята, кмоль/с;

Индексы: 0 – кубовый продукт, 1 – исходная смесь, 2 – верхний продукт, p – равновесный продукт, y – укрепляющая колонна, o – отгонная колонна.

Список литературы:

1. Айнштейн В.Г., Захаров М.К., Носов Г.А., Захаренко В.В., Зиновкина Т.В., Таран А.Л., Костянян А.Е. Процессы и аппараты химической технологии. Общий курс: в 2-х кн. / Под ред. В.Г. Айнштейна. М.: Теренвиф, 2015. Кн. 1. 912 с. Кн. 2. 872 с.
2. Гельперин Н.И. Основные процессы и аппараты химической технологии. М.: Химия, 1981. 812 с.
3. Захаров М.К., Носов Г.А., Коваль А.В. // Вестник МИТХТ. 2006. № 1. С. 53–59.

4. Захаров М.К. // Наука и технология углеводородов. 2006. № 1. С. 65–67.
5. Айнштейн В.Г., Захаров М.К. // Хим. промышленность. 2001. № 6. С. 39–47.
6. Захаров М.К., Моисеева Е.Д. // Ученые записки МИТХТ. 2003. Вып. 7. С. 69–73.
7. Захаров М.К., Моисеева Е.Д. // Хим. промышленность. 2003. № 9. С. 35–42.
8. Захаров М.К. // Хим. технология. 2008. Т. 9. № 4. С. 177–182.
9. Захаров М.К. // Вестник МИТХТ. 2014. Т. 9. № 2. С. 94–98.
10. Захаров М.К. // Тонкие химические технологии. 2015. Т. 10. № 1. С. 29–33.

References:

1. Ainshtejn V.G., Zakharov M.K., Nosov G.A., Zakharenko V.V., Zinovkina T.V., Taran A.L., Kostanyan A.E. Processy i apparaty khimicheskoy tekhnologii. Obshchij kurs: v 2-kh kn. (The processes and apparatuses of chemical technology. Common course: in 2 books / Ed. by V.G. Ainshtejna. M.: Terenvif, 2015. Book 1. 912 p. Book 2. 872 p.
2. Gel'perin N.I. Osnovnye processy i apparaty khimicheskoy tekhnologii (Basic processes and devices of chemical technology). M.: Khimiya, 1981. 812 p.
3. Zakharov M.K., Nosov G.A., Koval' A.V. // Vestnik MITHT (Fine chem. tech.). 2006. № 1. P. 53–59.
4. Zakharov M.K. // Nauka i tekhnologiya uglevodorodov. 2006. № 1. P. 65–67.
5. Ainshtejn V.G., Zakharov M.K. // Khim. promyshlennost'. 2001. № 6. P. 39–47.
6. Zakharov M.K., Moiseeva E.D. // Uchenye zapisi MITHT. 2003. Ed. 7. P. 69–73.
7. Zakharov M.K., Moiseeva E.D. // Khim. promyshlennost'. 2003. № 9. P. 35–42.
8. Zakharov M.K. // Khim. tekhnologiya. 2008. Vol. 9. № 4. P. 177–182.
9. Zakharov M.K. // Vestnik MITHT (Fine chem. tech.). 2014. Vol. 9. № 2. P. 94–98.
10. Zakharov M.K. // Vestnik MITHT (Fine chem. tech.). 2015. Vol. 10. № 1. P. 29–33.