

УДК 66.01-66.04

## ЭНЕРГЕТИЧЕСКАЯ ОПТИМИЗАЦИЯ ДВУХКОЛОННЫХ СИСТЕМ ДЛЯ РАЗДЕЛЕНИЯ АЗЕОТРОПОВ, ЧУВСТВИТЕЛЬНЫХ К ИЗМЕНЕНИЮ ДАВЛЕНИЯ

Леонтьев В.С.

ФГУП «Российский научный центр «Прикладная химия», Санкт-Петербург  
e-mail: leontiev@etelecom.spb.ru

***Аннотация.** Предложена методика энергетической оптимизации двухколонных систем с рецикловыми потоками, работающих при разных давлениях, для разделения гомогенных азеотропных смесей, когда двухколонная система с рецикловым потоком рассматривается как совокупность множества двухколонных систем без рецикла, работающих при подобных режимах.*

***Ключевые слова:** ректификация, разделение азеотропов, двухколонные PSD-системы, энергетическая оптимизация, рецикловые потоки, подобные режимы, модельная последовательность*

При разработке технологий выделения химических продуктов из реакционных растворов методами ректификации часто возникают задачи разделения азеотропных смесей. Особенно сложно разделить гомогенные азеотропы.

Анализ литературы показал, что для разделения гомогенных азеотропных смесей, состав которых чувствителен к изменению давления, достаточно широко используется PSD-метод (Pressure-Sensitive Distillation). Описанию PSD-метода для разделения конкретных систем (метанол-дихлорметан, циклогексан-бензол, тетрагидрофуран-вода, ацетон-метанол и др.), в том числе с решением отдельных вопросов энергетической оптимизации посвящен ряд работ [1 - 3].

T.C. Frank в своей работе [1] приводит упрощенный алгоритм расчета двухколонных PSD-систем. В алгоритме используется положение, что оптимальным является режим при минимальном внутреннем рецикле, и, следовательно, состав рециклового потока должен приближаться к азеотропному.

Действительно в литературе часто рекомендуется при реализации PSD-метода работать с рецикловыми потоками по составу, близкими к азеотропным: чем ближе состав рециклового потока к азеотропному, тем меньше энергетические затраты, связанные с повторной ректификацией этого потока. Но с другой стороны, чем ближе состав рециклового потока к азеотропному, тем с большим флегмовым числом должна работать колонна, и тем выше энергетические затраты.

В.А. Horwitz [2] получил интересные результаты на примере разделения смеси вода-этилендиамин, показывающие, что при энергетическом оптимуме составы в колоннах могут весьма далеко отстоять от азеотропных. Однако при поиске энергетического оптимума он не учитывал такие важные для практики характе-

ристики, как влияние на энергетику системы точки ввода питания, эффективности колонн, доли отгона и др.

Четко изложенного подхода к оптимизации двухколонных систем в целом и алгоритма для практической энергетической оптимизации произвольной PSD-системы, учитывающего как конструктивные характеристики колонн, так и технологические параметры процесса, в литературе обнаружить не удалось.

В химических технологиях при многостадийной ректификации, когда колонны работают при различных давлениях, с целью энергосбережения ряд авторов рекомендует использование схем со связанными тепловыми потоками [4 - 6]. Однако методика выбора оптимального энергетического сопряжения для PSD-систем в литературе не описана.

В своей практической деятельности автору пришлось заниматься разработкой ряда технологий, в которые входили модули разделения смесей PSD-методом (разделение систем метилацетат-метанол и тетрагидрофуран-вода в производстве полифурита, этанол-вода в производстве абсолютного этилового спирта и др.). Это подтолкнуло к серьезному рассмотрению проблемы энергетической оптимизации таких узлов.

Многолетняя работа с различными смесями, состав которых чувствителен к давлению, позволила создать алгоритмы и выработать практические рекомендации для выбора основных конструктивных (эффективность колонн –  $N_1$  и  $N_2$ , точки ввода питания –  $N_{f1}$ ,  $N_{f2}$ ) и режимных (давления –  $P$ , температуры –  $t$ , флегмовые числа –  $R_1$ ,  $R_2$ , величины дистиллятов первой –  $D_1$  и второй колонн –  $D_2$ , составы дистиллятов первой –  $CD_1$  и второй колонн –  $CD_2$ ) параметров двухколонных систем разделения.

Наибольшая сложность при многопараметрическом анализе поведения двухколонных систем возникает из-за рециклового потока. Для минимизации вычислительных или экспериментальных работ при определении энергетического оптимума предлагается следующий подход.

Двухколонная система с рецикловым потоком рассматривается как совокупность множества двухколонных систем без рецикла (см. рис. 1), работающих при подобных режимах и отличающихся только величинами дистиллятов  $D_{1i}$ ,  $D_{2i}$ , и кубовых жидкостей  $W_{1i}$ ,  $W_{2i}$ . При этом:

$$\left. \begin{aligned} P_1 = P_{1i} = \text{const}; P_2 = P_{2i} = \text{const}; \\ R_1 = R_{1i} = \text{const}; R_2 = R_{2i} = \text{const}; \\ e_1 = e_{1i} = \text{const}; e_2 = e_{2i} = \text{const}; \\ N_1 = N_{1i} = \text{const}; N_2 = N_{2i} = \text{const}; \\ N_{f1} = N_{f1i} = \text{const}; N_{f2} = N_{f2i} = \text{const}; \end{aligned} \right\} \quad (1)$$

$$W_1 = \sum_{i=1}^n W_{1i}; W_2 = \sum_{i=1}^n W_{2i}; D_1 = \sum_{i=1}^n D_{1i}; D_2 = \sum_{i=1}^n D_{2i} \quad (2)$$

$$\text{при } CF = CD_2 \Rightarrow CF_1 = CF = CD_2. \quad (3)$$

При подобных режимах

$$\left. \begin{aligned} CD_1 &= CD_{11} = \dots = CD_{1i} = \dots = CD_{1n}; \\ CD_2 &= CD_{21} = \dots = CD_{2i} = \dots = CD_{2n} = CF; \\ CW_1 &= CW_{11} = \dots = CW_{1i} = \dots = CW_{1n}; \\ CW_2 &= CW_{21} = \dots = CW_{2i} = \dots = CW_{2n}; \\ CF &= CD_2 = CF_1, \end{aligned} \right\} \quad (4)$$

где  $P$  – давление в колонне, МПа;  $R$  – флегмовое число;  $N$  – эффективность колонны, теоретические тарелки;  $N_f$  – точка ввода питания;  $e$  – доля отгона, кг/кг;  $D$  – величина дистиллята, кг/с;  $W$  – величина кубовой жидкости, кг/с;  $CD$  – состав дистиллята, % масс;  $CW$  – состав кубовой жидкости, % масс;  $CF$  – состав исходной смеси, % масс;  $CF_1$  – состав питания 1-ой колонны, % масс;  $E$  – энергия, затрачиваемая на проведение процесса, Дж;

индексы:  $1$  – первая колонна;  $2$  – вторая колонна,  $f$  – относится к точке питания,  $i$  – текущий параметр, относящийся к  $i$ -ому блоку модельной последовательности.

В этом случае расходы однотипных потоков в совокупности двухколонных систем представляют собой геометрические прогрессии, состоящие из " $n$ " членов, т.к.

$$\frac{D_{21}}{F} = \frac{D_{2i+1}}{D_{2i}} = \frac{D_{1i+1}}{D_{1i}} = \frac{W_{1i+1}}{W_{1i}} = \frac{W_{2i+1}}{W_{2i}} = k = \text{const} \quad \text{при вариациях } i \text{ от } 1 \text{ до } n, \quad (5)$$

где  $k$  – знаменатель прогрессии.

Тогда

$$D_2 = \sum_{i=1}^n D_{2i} = D_{21} + D_{21}k + D_{21}k^2 + \dots + D_{21}k^i + \dots + D_{21}k^n = D_{21} \left( 1 + \sum_{i=1}^n k^i \right), \quad (6)$$

$$\text{при } n \rightarrow \infty \quad D_2 = \lim_{n \rightarrow \infty} D_{21} \left( 1 + \sum_{i=1}^n k^i \right) = \frac{D_{21}}{1-k}. \quad (7)$$

$$\text{Аналогично } D_1 = \frac{D_{11}}{1-k}; \quad W_1 = \frac{W_{11}}{1-k}; \quad W_2 = \frac{W_{21}}{1-k}. \quad (8)$$

Знаменатель прогрессии определяется из материального баланса 1-го блока последовательности двухколонных систем без рецикла:

$$k = \frac{D_{21}}{F}. \quad (9)$$

Энергия, которая затрачивается в системе на проведение процесса, может быть представлена следующим образом:

$$E = E_1 + E_2; \quad (10)$$

$$E_1 = \sum_{i=1}^n E_{1i} = E_{11} \frac{D_1}{D_{11}} = E_{11} \frac{\sum_{i=1}^n D_{1i}}{D_{11}} = \frac{E_{11}}{1-k}; \quad (11)$$

$$E_2 = \sum_{i=1}^n E_{2i} = E_{21} \frac{D_2}{D_{21}} = E_{21} \frac{\sum_{i=1}^n D_{2i}}{D_{21}} = \frac{E_{21}}{1-k}; \quad (12)$$

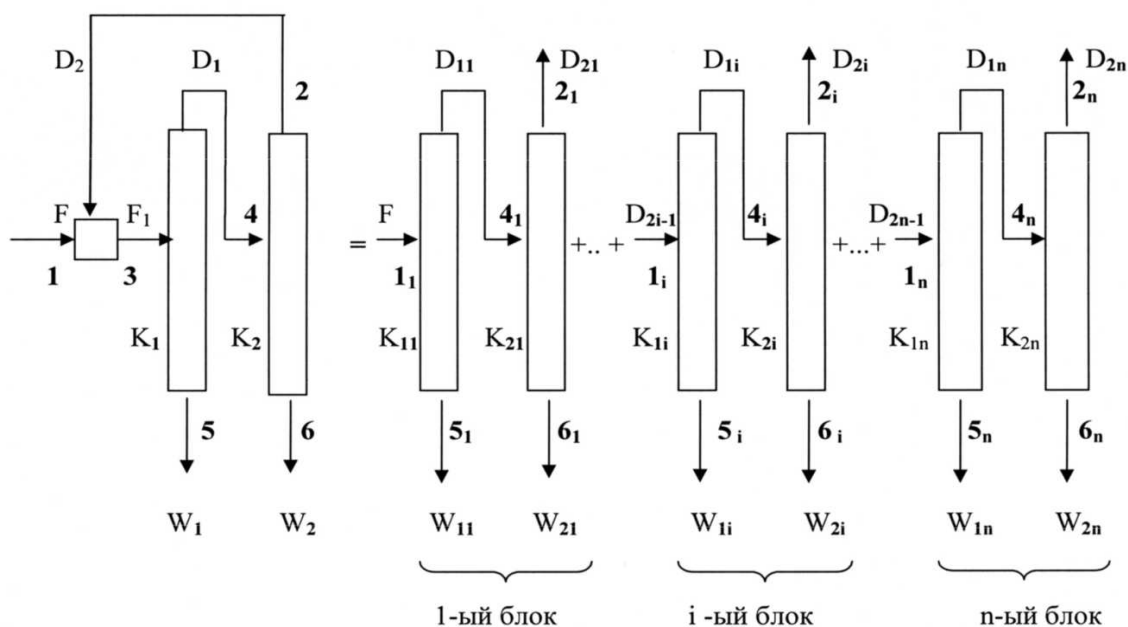


Рис. 1. Модельное представление двухколонной системы с рециклом:

1...6 – номера потоков двухколонной системы с рециклом;

1<sub>1</sub>...6<sub>1</sub> – номера потоков в 1-ом блоке модельной последовательности;

1<sub>i</sub>...6<sub>i</sub> – номера потоков в i-ом блоке модельной последовательности;

1<sub>n</sub>...6<sub>n</sub> – номера потоков в n-ом блоке модельной последовательности

K<sub>1</sub>, K<sub>2</sub> – первая и вторая колонна PSD-системы

F – поток смеси, поступающей на разделение в PSD-систему, кг/с;

F<sub>1</sub> – поток смеси поступающий на питание 1-ой колонны, кг/с;

D<sub>1</sub>, D<sub>2</sub> – потоки дистиллята 1-ой и 2-ой колонн, соответственно, кг/с;

W<sub>1</sub>, W<sub>2</sub> – потоки кубовой жидкости 1-ой и 2-ой колонн, соответственно, кг/с;

K<sub>11</sub>, K<sub>21</sub> – первая и вторая колонна 1-го блока модельной последовательности

D<sub>11</sub>, D<sub>21</sub> – соответственно, потоки дистиллята 1-ой и 2-ой колонн 1-го блока модельной последовательности, кг/с;

W<sub>11</sub>, W<sub>21</sub> – соответственно, потоки кубовой жидкости 1-ой и 2-ой колонн 1-го блока модельной последовательности, кг/с;

K<sub>1i</sub>, K<sub>2i</sub> – первая и вторая колонна i-го блока модельной последовательности

D<sub>2i-1</sub> – поток смеси, поступающий на питание 1-ой колонны i-го блока модельной последовательности, равный потоку дистиллята 2-ой колонны i-го блока модельной последовательности, кг/с;

D<sub>1i</sub>, D<sub>2i</sub> – соответственно, потоки дистиллята 1-ой и 2-ой колонн i-го блока модельной последовательности, кг/с;

W<sub>1i</sub>, W<sub>2i</sub> – соответственно, потоки кубовой жидкости 1-ой и 2-ой колонн i-го блока модельной последовательности, кг/с;

Для решения задачи поиска глобального энергетического оптимума проводится моделирование работы первого блока модельной последовательности разомкнутой системы без рецикла и для нее находятся оптимальные конструктивные и режимные параметры  $N_{11 \text{ опт}}, N_{f11 \text{ опт}}, R_{11}, e_{11}, E_{11}, N_{21 \text{ опт}}, N_{f21 \text{ опт}}, R_{21}, e_{21}, E_{21}$ , а затем проводится коррекция на увеличение потоков по зависимостям (7) и (8), где  $D_{11}, D_{21}$  определяются из условий материального баланса.

Однако следует отметить, что в реальных случаях

$$CF \neq CD_2 \neq CF_1 \text{ и } \min|CF, CD_2| < CF_1 < \max|CF, CD_2|. \quad (13)$$

При этом двухколонную систему с рецикловым потоком также можно рассматривать как совокупность множества двухколонных систем без рецикла, но с обособлением 1-го элемента 1-го блока.

В этом случае:

$$\left. \begin{aligned} CD_1 = CD_{11} = \dots = CD_{1i} = \dots = CD_{1n}; \\ CD_2 = CD_{21} = \dots = CD_{2i} = \dots = CD_{2n} \neq CF; \\ CW_1 = CW_{11} = \dots = CW_{1i} = \dots = CW_{1n}; \\ CW_2 = CW_{21} = \dots = CW_{2i} = \dots = CW_{2n}; \end{aligned} \right\} \quad (14)$$

$$\left. \begin{aligned} \frac{D_{21}}{F} \neq \frac{D_{2i+1}}{D_{2i}} = \frac{D_{1i+1}}{D_{1i}} = \frac{W_{1i+1}}{W_{1i}} = \frac{W_{2i+1}}{W_{2i}} = k = \text{const}; \\ \frac{W_{12}}{W_{11}} \neq \frac{W_{1i+2}}{W_{1i+1}}. \end{aligned} \right\} \quad (15)$$

Тогда

$$D_2 = \frac{D_{21}}{1-k_1}; \quad D_1 = \frac{D_{11}}{1-k_1}; \quad W_1 = W_{11} + \frac{W_{12}}{1-k_1}; \quad W_2 = \frac{W_{21}}{1-k_1}, \quad (16)$$

где  $k_1$  определяется из совокупности материальных балансов 1-го и 2-го блоков последовательности двухколонных систем без рецикла:

$$k_1 = \frac{D_{22}}{D_{21}} = \frac{D_{12}}{D_{11}} = \frac{W_{22}}{W_{21}}; \quad (17)$$

$$\text{При этом } E_1 = \frac{E_{11}}{1-k_1}; \quad E_2 = \frac{E_{21}}{1-k_1}; \quad E = E_1 + E_2 = \frac{E_{11} + E_{21}}{1-k_1}; \quad (18)$$

При исследовании двухколонных систем удобнее оперировать удельной энергией, отнесенной к единице продукта, поступающего на разделение ( $E_{\text{уд}} = E/F$ ).

Удельные энергозатраты легко определить из соотношения:

$$E_{\text{уд}} = \frac{E_{11 \text{ уд}} + E_{21 \text{ уд}}}{1-k_1}, \quad (19)$$

где  $E_{11 \text{ уд}}$  и  $E_{21 \text{ уд}}$  – удельные энергозатраты на 1-ой и 2-ой колоннах, соответственно, для первого блока модельной последовательности.

Качество продукта характеризуется содержанием либо основного вещества, либо  $\Sigma$  примесей, либо какой-нибудь одной лимитирующей примесью, либо

совокупностью вышеперечисленных параметров. В случае многокомпонентной ректификации (МКР) анализируется все поле составов дистиллята и кубовой жидкости.

Для бинарных PSD-систем в качестве технологических ограничений задаются:

1. Содержание легколетучего компонента (примесного) в товарном труднолетучем компоненте;
2. Содержание труднолетучего компонента (примесного) в товарном легколетучем компоненте;
3. Степень приближения состава дистиллята 1-ой и 2-ой колонны к соответствующему азеотропному составу.

Если содержание легколетучего и труднолетучего компонентов в соответствующих продуктах диктуется техническими требованиями к товару и является жестким для конкретной задачи, то степень приближения к составу азеотропа является внутренним потоком двухколонной системы и может варьироваться при поиске энергетического оптимума.

Рассмотрим более подробно энергетическую оптимизацию двухколонной системы при несвязанных энергетических потоках (базовый вариант) на примере разделения смеси метилацетат-метанол.

Выбор данного примера обусловлен его практической значимостью: PSD-технология для разделения данной смеси является одной из важнейших стадий регенерации метанола в производстве полифурита.

Состав азеотропа метилацетат-метанол достаточно сильно зависит от давления (см. рис. 2) и задачу разделения данной азеотропной смеси можно решить с помощью системы двух колонн с рециклом, работающих под различным давлением, как с разомкнутыми тепловыми потоками, так и со связанными тепловыми потоками (см. рис. 3).

Движение к оптимуму осуществляется за счет последовательной фиксации составов дистиллятов 1-ой и 2-й колонн и поиска энергетических оптимумов при этих условиях.

На основе анализа температур кипения азеотропов при различных давлениях и оптимального температурного сопряжения тепловых потоков колонн выбираем давления процесса. Для системы метилацетат-метанол выбираем абсолютное давление в первой колонне  $P_1=0,8$  МПа, а во второй –  $P_2=0,1$  МПа. В качестве начального приближения для оптимизации выбираем условия, когда дистиллят первой колонны близок к составу азеотропа при  $P=0,8$  МПа, а дистиллят 2-ой колонны к составу азеотропа при  $P=0,1$  МПа. Содержание метанола в азеотропе метилацетат-метанол при  $P=0,1$  МПа равно  $17,95\%_{\text{мас}}$ , а при  $P=8$  МПа –  $37,87\%_{\text{мас}}$ . В качестве начального приближения принимаем  $CD_1=37,5\%$ ,  $CD_2=18,5\%$ .

Предварительный выбор эффективности колонн осуществляется на основании оценочных расчетов при выбранных концентрациях начального приближения. В нашем случае для первой и второй колонн принимаем  $N_1 = N_2 = 20$  т.т.

Первоначально рассчитывается материальный баланс для 1-го и 2-го блоков модельной последовательности двухколонной системы при этих условиях и определяется знаменатель прогрессии  $k$ .

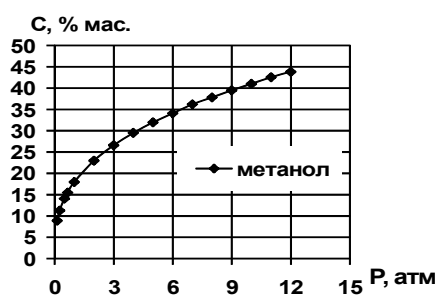


Рис.2. Зависимость состава азеотропа метилацетат-метанол от давления.

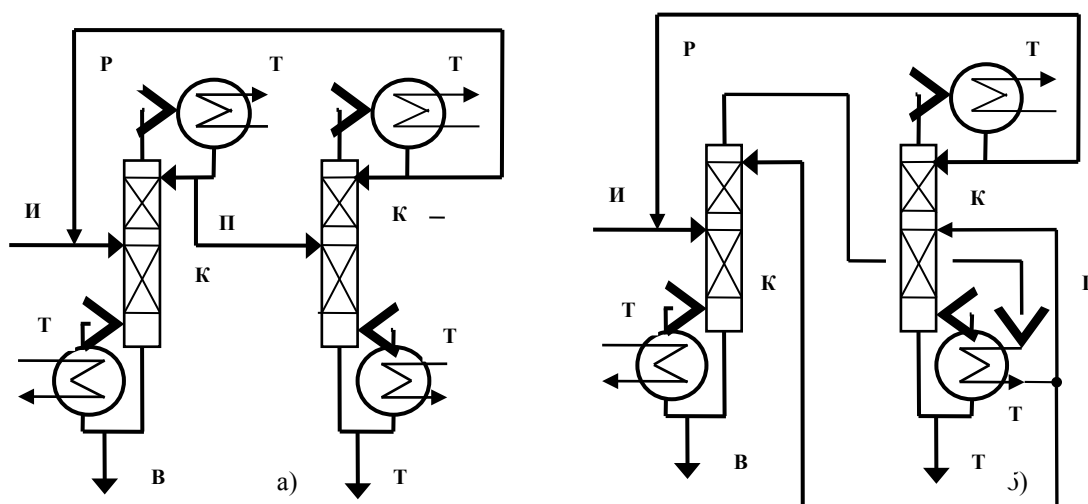


Рис. 3. Схема двухколонной PSD-системы с разомкнутыми (а) и связанными (б) тепловыми потоками:

K1, K2 – насадочные ректификационные колонны; T1...T4 – теплообменники;  
 ИС – исходная смесь; ПП – промежуточный продукт; РП – рецикловый поток;  
 ТП – товарный продукт (первый компонент разделяемой азеотропной смеси);  
 В – второй компонент разделяемой азеотропной смеси

Затем проводится оптимизация двухколонной системы при фиксированном составе дистиллята 1-ой колонны (см. рис. 4). При этом определяются минимальные рабочие флегмовые числа при которых выполняются требования по качеству товарных продуктов, оптимальная точка ввода питания для каждой из колонн, энергетические затраты на каждую стадию и двухколонную систему в целом. Из анализа удельного расхода энергии на двухколонную систему определяется оптимальный состав рециклового потока. Минимальное значение на кривой  $E_{уд} = f(CD_2)$  характеризует энергетически оптимальные условия проведения процесса при  $CD_1 = 37,5\%$ . В нашем случае  $E_{уд.опт.} = 2900$  кДж/кг достигается при  $CD_2 = 19\%$  масс. По сравнению с начальными условиями (работа при  $CD_2 = 18,5\%$ ) на первом шаге оптимизации энергетика снижается примерно в 1,4 раза.

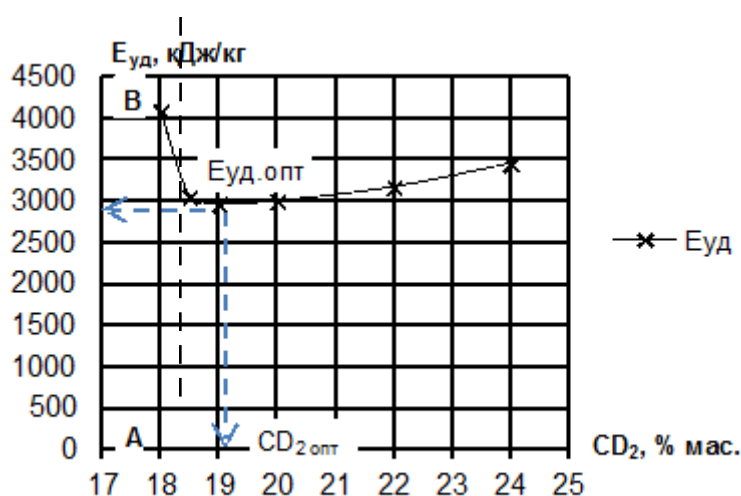


Рис. 4. Зависимость удельного расхода энергии в двухколонной системе от содержания метанола в дистилляте колонны, работающей под атмосферным давлением. АВ – линия, характеризующая азеотропный состав при работе под атмосферным давлением:  $CD_{2AB} = 17,95\%$  масс.

На втором шаге (см. рис. 5) проводится оптимизация двухколонной системы при найденном оптимальном составе рециклового потока второй колонны ( $CD_2 = 19\%$  масс.). При этом определяется оптимальный состав дистиллята 1-ой колонны. Минимальное значение на кривой  $E_{уд} = f(CD_1)$  характеризует энергетически оптимальные условия проведения процесса при  $CD_2 = 19\%$ . В нашем примере  $E_{уд.опт.} = 2400$  кДж/кг достигается при  $CD_1 = 35,5\%$  масс. Таким образом, на втором шаге оптимизации достигается снижение энергозатрат  $\sim$  в 1,2 раза по сравнению с первым шагом. Затем цикл повторяется.

Задачу расчета флегмовых чисел, и составов продуктов можно решить с помощью известных моделирующих комплексов: CHEMCAD, ASPEN+, SiDiCo и др.



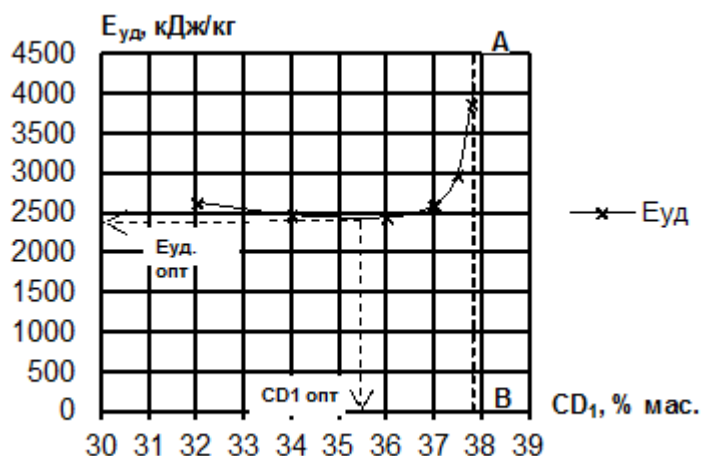


Рис. 5. Зависимость удельного расхода энергии в двухколонной системе от содержания метанола в дистилляте колонны, работающей под давлением  $P=0,8$  МПа.

AB – линия, характеризующая азеотропный состав при работе под давлением  $P=0,8$  МПа:  $CD_{1AB}=37,87$  % масс.

Как показали работы с целым рядом азеотропных систем – оптимальная область находится практически за первые два шага оптимизации. В дальнейшем идет коррекция параметров в оптимальной зоне. В приведенном примере за первые два шага оптимизации энергозатраты, по сравнению с начальным значением (при  $CD_1 \approx CD_{1аз}$ ,  $CD_2 \approx CD_{2аз}$ ), снижаются  $\sim$  в 1,7 раз.

За счет коррекции параметров в оптимальной зоне суммарные энергетические затраты снижаются всего в 1,03 раза.

Интересным для разделения PSD-систем представляется вариант двухколонной системы со связанными тепловыми потоками, схема которого приведена на рис. 2б.

Сопоставляем энергетические затраты полученные для каждой из стадий:  $E_1$  и  $E_2$ . Для разомкнутой системы  $\Sigma E = E_1 + E_2$ .

Для системы со связанными тепловыми потоками возможны следующие варианты:

- 1)  $E_1 = E_2$ ;
- 2)  $E_1 < E_2$ ;
- 3)  $E_1 > E_2$ .

При  $E_1 = E_2$  потоки направляются таким образом, чтобы кипятильник 1-ой колонны являлся одновременно дефлегматором 2-ой. При этом достигается снижение энергоемкости технологии практически в 2 раза по сравнению с разомкнутой схемой.

При  $E_1 < E_2$  и организации работы колонн как системы со связанными тепловыми потоками (т.е. когда энергия парового потока с 1-ой колонны используется для испарения жидкости в кипятильнике 2-ой колонны) для сбалансированной работы системы ко 2-ой колонне необходимо подвести дополнительную энергию

$\Delta E = E_2 - E_1$ . Суммарные затраты энергии в двухколонной системе при этом будут равны  $E_1 + \Delta E = E_2$ .

В то же время дополнительную энергию  $\Delta E$  можно подвести не ко 2-ой, а к 1-ой колонне.

Увеличение  $E_1$  (принимая  $E_1 = E_1^1 = E_2$ ) в замкнутой системе не приводит к увеличению  $\Sigma E$ .

С другой стороны увеличение  $E_1$  приводит к увеличению чистоты продукта (дистиллята 1-ой колонны) и, следовательно, к снижению величины рециклового потока ( $D_2$ ), а значит и нагрузки на 2-ю колонну.

Пересчитываем характеристики колонны  $K_2$  при новом составе рециклового потока и находим значение  $E_2^1$ , которое будет меньше  $E_2$ . Теперь мы получаем, что  $E_2^1 < E_1^1$ . Принимаем  $E_1^2 = E_2^1$  и делаем новую итерацию. При этом  $E_2^2$  будет больше, чем  $E_2^1 = E_1^2$ .

Итерации продолжаем пока не выполнится неравенство:

$$(E_2^{i+1} - E_2^i) / E_2^i < \varepsilon, \quad (20)$$

где  $\varepsilon$  – некоторая заданная величина. Для инженерных расчетов можно принять  $\varepsilon = 0,05$ .

При  $E_1 > E_2$  и организации работы колонн как системы со связанными тепловыми потоками избыток энергии  $\Delta E = E_1 - E_2$  диссипируется т.е. теряется.

Примем  $E_2 = E_1$  и рассчитаем характеристики колонны  $K_2$  при новом энергетическом параметре. При этом состав дистиллята с колонны  $K_2$  станет ближе к азеотропному, рецикловый поток уменьшится, и, следовательно уменьшится нагрузка на колонну  $K_1$ . Рассчитываем характеристики системы при новом значении  $E_1$  и находим величину  $(E_1^i - E_2^{i+1}) / E_1^i$ . Итерации продолжаем до тех пор пока не выполнится неравенство:

$$(E_1^i - E_2^{i+1}) / E_1^i < \varepsilon. \quad (21)$$

Таким образом, в случаях 2 ( $E_1 < E_2$ ) и 3 ( $E_1 > E_2$ ) при использовании системы со связанными тепловыми потоками также достигается существенное снижение энергозатрат.

Предложенный подход применим для оценки работы произвольной двухколонной PSD-системы с рециклом, существенно упрощает энергетическую оптимизацию и в большинстве случаев позволяет получать корректные практические результаты за два первых шага оптимизации.

## Выводы

1. При поиске глобального энергетического оптимума PSD-системы необходим совокупный учет технологических режимов, а именно:  $P_1, P_2, t_1, t_2, R_1, R_2, D_1, D_2, CD_1, CD_2$  – и конструктивных параметров (эффективность колонн и точки ввода питания).

2. При энергетической оптимизации PSD-систем использование модельной последовательности, когда двухколонная система с рецикловым потоком рассматривается как совокупность множества двухколонных систем без рецикла, работающих при подобных режимах, существенно сокращает количество вычислений.

3. Для практических оценок можно ограничиваться двумя первыми шагами оптимизации.

4. Максимальная экономия энергетики достигается при использовании замкнутой по тепловым потокам схеме.

5. Установленный факт существенного отличия составов дистиллятов при энергетическом оптимуме от азеотропных необходимо учитывать при поиске глобального энергетического оптимума.

### Литература

1. Frank T.C. Break azeotropes with pressure-sensitive distillation // *Chemical Engineering Progress*. 1997. Volume 93. Issue 4. PP. 52 - 63.

2. Horwitz B.A. Optimize pressure-sensitive distillation // *Chemical Engineering Progress*. 1997. Volume 93. Issue 4. PP. 47 - 51.

3. Abu-Eishah S.I., Luyben W.L. Design and control of a two-column azeotropic mixtures // *Ind. Eng. Chem. Proc. Des. Dev.* 1985. 24. P. 132.

4. Rathore R.N.S., Vanwormer K.A., Powers G.J., Synthesis strategies for multicomponent separation systems with energy integration // *AIChE Journal*. 1974. Volume 20. Issue 3. PP. 491 - 502. DOI: 10.1002/aic.690200309

5. Rathore R.N.S., Vanwormer K.A., Powers G.J., Synthesis of Distillation Systems with Energy Integration // *AIChE Journal*. 1974. Volume 20. Issue 5. PP. 940 -950. DOI: 10.1002/aic.690200515

6. Петлюк Ф.Б., Серафимов Л.А. Многокомпонентная ректификация. Теория и расчет. М.: Химия, 1983. 304 с.

## ENERGY OPTIMIZATION OF TWO-TOWER SYSTEMS FOR SEPARATION OF PRESSURE-SENSITIVE AZEOTROPES

V.S. Leontiev

*Russian Scientific Center "Applied Chemistry", Saint-Petersburg, Russia  
e-mail: leontiev@etelecom.spb.ru*

**Abstract.** *A method is presented to optimize energy efficiency of two-tower systems with recycling flow operating at different pressures and intended for separation of homogeneous pressure-sensitive azeotrope mixtures. Two-tower system with recycling flow is considered a set of multiple two-tower systems without flow recycling, which are operated at similar process conditions.*

**Keywords:** *rectification, azeotrope separation, two-tower PSD systems, energy optimization, recycling flows, similar conditions, model sequence*

### References

1. Frank T.C. Break azeotropes with pressure-sensitive distillation, *Chemical Engineering Progress*, 1997, Vol. 93, Issue 4, pp. 52 - 63.
2. Horwitz B.A. Optimize pressure-sensitive distillation, *Chemical Engineering Progress*, 1997, Vol. 93, Issue 4, pp. 47 - 51.
3. Abu-Eishah S.I., Luyben W.L. Design and control of a two-column azeotropic mixtures, *Ind. Eng. Chem. Proc. Des. Dev.*, 1985, 24, p. 132.
4. Rathore R.N.S., Vanwormer K.A., Powers G.J., Synthesis strategies for multicomponent separation systems with energy integration, *AIChE Journal*, 1974, Volume 20, Issue 3, pp. 491 - 502. DOI: 10.1002/aic.690200309
5. Rathore R.N.S., Vanwormer K.A., Powers G.J., Synthesis of distillation systems with energy integration, *AIChE Journal*, 1974, Volume 20, Issue 5, pp. 940 -950. DOI: 10.1002/aic.690200515
6. Petlyuk F.B., Serafimov L.A. *Mnogokomponentnaya rektifikatsiya. Teoriya i praktika (Multicomponent rectification. Theory and Practice)*. Moscow: Khimiya, 1983. 304 p.

