

## ЭНЕРГОЭФФЕКТИВНОСТЬ КОМПЛЕКСОВ С ЧАСТИЧНО СВЯЗАННЫМИ ТЕПЛОВЫМИ И МАТЕРИАЛЬНЫМИ ПОТОКАМИ В ЭКСТРАКТИВНОЙ РЕКТИФИКАЦИИ СМЕСИ МЕТИЛАЦЕТАТ – ХЛОРОФОРМ

Е.А. Анохина, доцент, \*Е.Л. Шлейникова, инженер,  
А.В. Тимошенко, профессор

кафедра Химии и технологии основного органического синтеза

МИТХТ им. М. В. Ломоносова, Москва, 119571 Россия

\*ООО «Сапр-нефтехим», Москва, 125993 Россия

e-mail: anokhina.ea@mail.ru

**Р**ассмотрена экстрактивная ректификация смеси метилацетат – хлороформ с применением трех разделяющих агентов (диметилформамида, этиленгликоля и диметилсульфоксида) в двухколонной схеме и в комплексе с частично связанными тепловыми и материальными потоками. Проведена оптимизация данных схем по критерию минимума энергетических затрат в кипятильниках колонн. Установлено, что энергозатраты на разделение в комплексе с частично связанными тепловыми и материальными потоками (ЧСТМП) ниже по сравнению с энергозатратами в кипятильниках колонн двухколонной схемы на 32.1%, при экстрактивной ректификации с диметилформамидом, на 11.7 % – при экстрактивной ректификации с этиленгликолем, на 1% – при экстрактивной ректификации с диметилсульфоксидом. Выявлено, что энергоэффективность комплексов с ЧСТМП в процессе экстрактивной ректификации смеси метилацетат – хлороформ зависит от флегмового числа в колонне регенерации традиционной схемы (относительной летучести пары хлороформ–экстрактивный агент).

**Ключевые слова:** экстрактивная ректификация, метилацетат, хлороформ, комплекс с частично связанными тепловыми и материальными потоками, энергосбережение.

Экстрактивная ректификация (ЭР) – один из методов, применяемых для разделения азеотропных смесей и смесей компонентов с малой относительной летучестью. В его основе лежит принцип перераспределения полей концентраций между областями разделения [1] за счет добавления к исходной (базовой) смеси специально подобранного вещества – экстрактивного агента (ЭА), который увеличивает относительную летучесть компонентов базовой смеси и, тем самым, способствует их разделению. Традиционно ЭР бинарных смесей осуществляется в комплексе, состоящем из двух колонн, – экстрактивной и колонны регенерации ЭА. В случае многокомпонентных смесей данный комплекс является одним из элементов более сложной схемы разделения. Несмотря на то, что в ряде случаев энергетические затраты на ЭР меньше, чем на разделение другими методами, например, основанными на варьировании давления [2, 3], исследователи и технологи продолжают искать способы их снижения, в частности, за счет выбора эффективного разделяющего агента и оптимальных условий проведения процесса.

Относительно новое направление энергосбережения в технологиях ЭР заключается в применении комплексов с частично связанными тепловыми и материальными потоками (ЧСТМП), которые в случае разделения бинарной смеси представляют собой одну сложную

колонну с боковой укрепляющей секцией [4-8]. При этом экономия энергии может составлять от 4 до 32%. В [8] выдвинуто предположение, что причина столь значительного отличия данного показателя для процессов экстрактивной ректификации смесей разной природы связана с тем, насколько уменьшается флегмовое число в боковой секции (БС) комплекса с ЧСТМП по сравнению с флегмовым числом в колонне регенерации ЭА. Данная работа является частью исследования, направленного на проверку данной гипотезы.

В качестве объекта выбрана бинарная смесь метилацетат (МА) – хлороформ (ХЛФР), которая имеет азеотроп с максимальной температурой кипения при концентрации МА 25.58% масс. [9]. Для её разделения в [9] на основе анализа коэффициентов активности компонентов при бесконечном разбавлении было предложено использовать диметилформамид (ДМФА). В данной работе мы рассмотрели возможность применения для этой цели и других разделяющих агентов – этиленгликоля (ЭГ) и диметилсульфоксида (ДМСО).

Задача исследования заключается в сопоставлении по критерию энергозатрат в кипятильниках колонн традиционного комплекса экстрактивной ректификации смеси МА–ХЛФР с различными экстрактивными агентами и комплекса с частично связанными тепловыми и материальными потоками, а также в выявлении

причин различной энергоэффективности последних в зависимости от применяемого ЭА.

Все расчеты проводили на 1000 кг/ч исходной смеси азеотропного состава, поступающей в колонну при температуре кипения. Качество продуктовых потоков задавали равным для метилацетата – 99.5% масс., для хлороформа и разделяющих агентов – 99.9% масс. Давление в колоннах при ЭР с ДМФА и ЭГ составляло 101.3 кПа, а при ЭР с ДМСО – 25 кПа. В последнем случае проведение разделения под вакуумом обусловлено необходимостью поддержания температуры в кубах колонн не выше 150°C, чтобы предотвратить термическое разложение ДМСО [10].

Для описания фазового равновесия в тройных смесях МА – ХЛФР – ЭА применяли модель NRTL, причем для бинарных пар МА – ХЛФР и ХЛФР – ДМСО использовали параметры из базы данных PRO-II, для пары ХЛФР – ДМФА – параметры из [11], а для остальных бинарных составляющих оценку параметров модели NRTL проводили с привлечением псевдоэкспериментальных данных, полученных по уравнению UNIFAC, поскольку для них параметры модели NRTL в базе данных отсутствуют, а экспериментальных данных по парожидкостному равновесию найти не удалось.

На рис.1 представлен ход  $\alpha$ -линии в тройных смесях МА – ХЛФР – ЭА. Видно, что все ЭА обладают достаточной селективностью, причём она уменьшается в ряду ДМСО – ДМФА – ЭГ. Поскольку рассматриваемые разделяющие агенты увеличивают летучесть МА по отношению к хлороформу, то структура традиционной двухколонной схемы ЭР во всех трех случаях будет одинакова: метилацетат будет выделяться в дистилляте экстрактивной колонны, а хлороформ – в дистилляте колонны регенерации (рис. 2а).

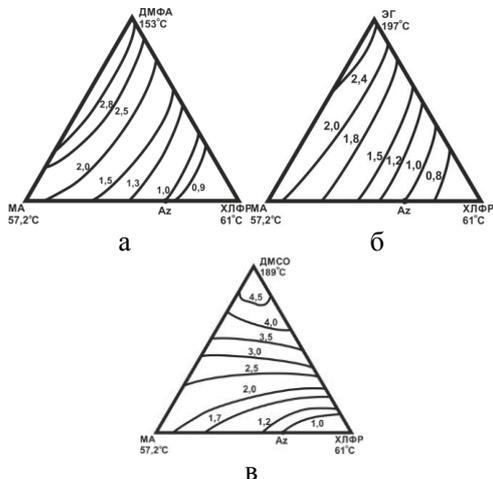


Рис. 1. Ход  $\alpha$ -линий в тройных смесях МА – ХЛФР – ЭА: а) экстрактивный агент – ДМФА, Р = 101.3 кПа; б) экстрактивный агент – ЭГ, Р = 101.3 кПа; в) экстрактивный агент – ДМСО, Р = 25 кПа.

С использованием метода трансформации графов схем ректификации [12] из двухколонной схемы ЭР нами был получен комплекс с ЧСТМП, который представляет собой сложную колонну с боковой укрепляющей секцией, где МА является дистиллятом основной колонны, а хлороформ – дистиллятом боковой секции (рис. 2б).

Поскольку корректное сопоставление вариантов разделения возможно только при оптимальных для каждого из них значениях режимных параметров, нами была проведена оптимизация по критерию минимума энергетических затрат в кипятильниках колонн традиционной схемы экстрактивной ректификации и комплекса с частично связанными тепловыми и материальными потоками.

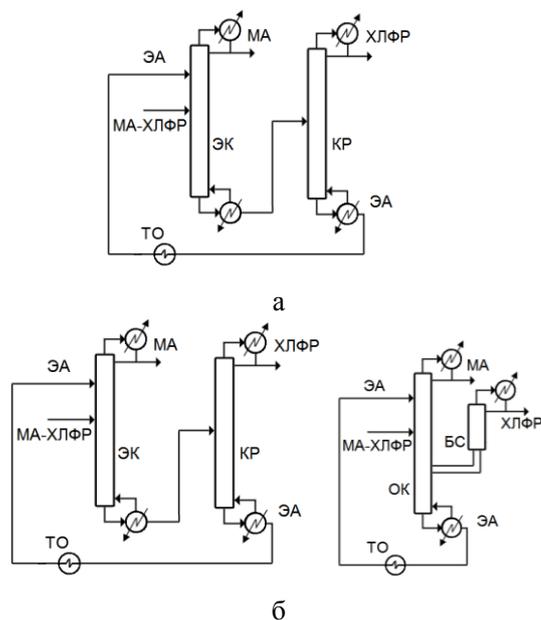


Рис. 2. Комплексы ЭР смеси МА–ХЛФР: а) классический двухколонный, б) с частично связанными тепловыми и материальными потоками.

Первоначально мы выполнили оптимизацию двухколонной схемы, в ходе которой варьировали число тарелок (N) в колоннах ЭР и регенерации, температуру и расход ЭА, положение тарелок подачи в колонны исходной смеси и экстрактивного агента (для колонны ЭР). Определение оптимальной совокупности перечисленных выше параметров – итерационная и достаточно трудоёмкая процедура, которую мы, с целью сокращения количества расчетов, несколько упростили.

Первое упрощение заключается в том, что определение оптимального числа тарелок в колоннах ЭР и регенерации ЭА осуществлялось при фиксированных температуре ЭА и соотношении F:ЭА, при этом для каждого заданного N были найдены оптимальные тарелки подачи питания и ЭА. Результаты представлены на рис. 3–5:

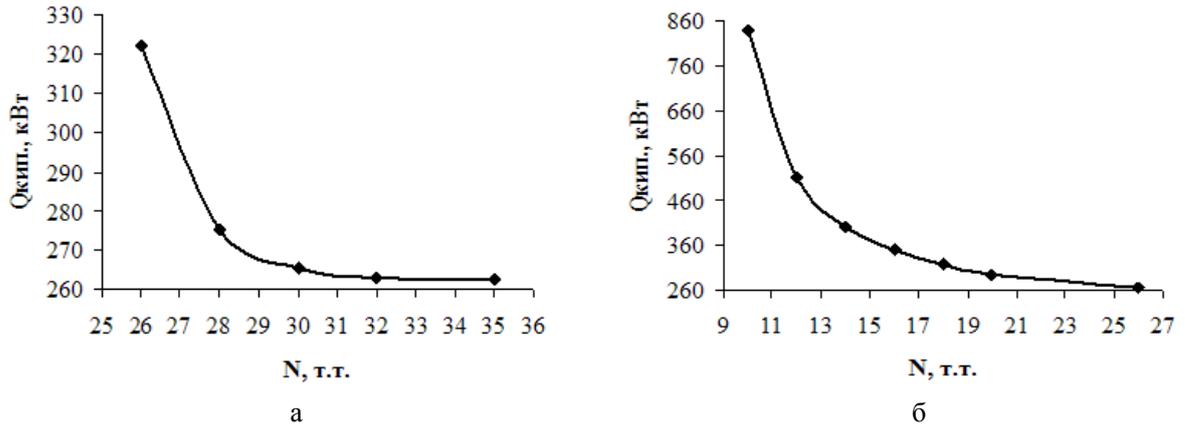


Рис. 3. Зависимость энергозатрат в кипятильниках колонн традиционной схемы ЭР смеси МА–ХЛФР с ДМФА от числа тарелок в них: а – колонна ЭР, б – колонна регенерации;  $T_{\text{ДМФА}} = 60^\circ\text{C}$ , F:ДМФА = 1:4.

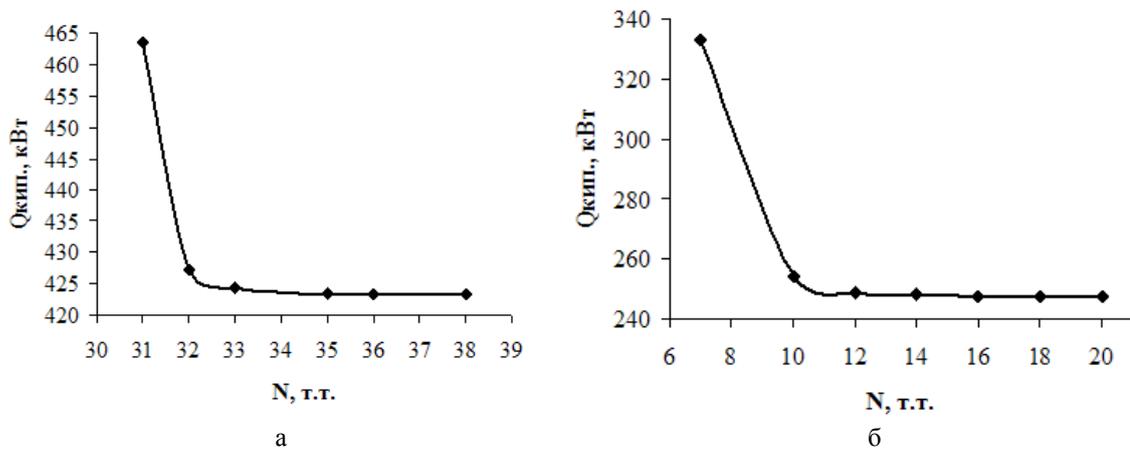


Рис. 4. Зависимость энергозатрат в кипятильниках колонн традиционной схемы ЭР смеси МА–ХЛФР с ЭГ от числа тарелок в них: а – колонна ЭР, б – колонна регенерации;  $T_{\text{ЭГ}} = 60^\circ\text{C}$ , F:ЭГ = 1:5.

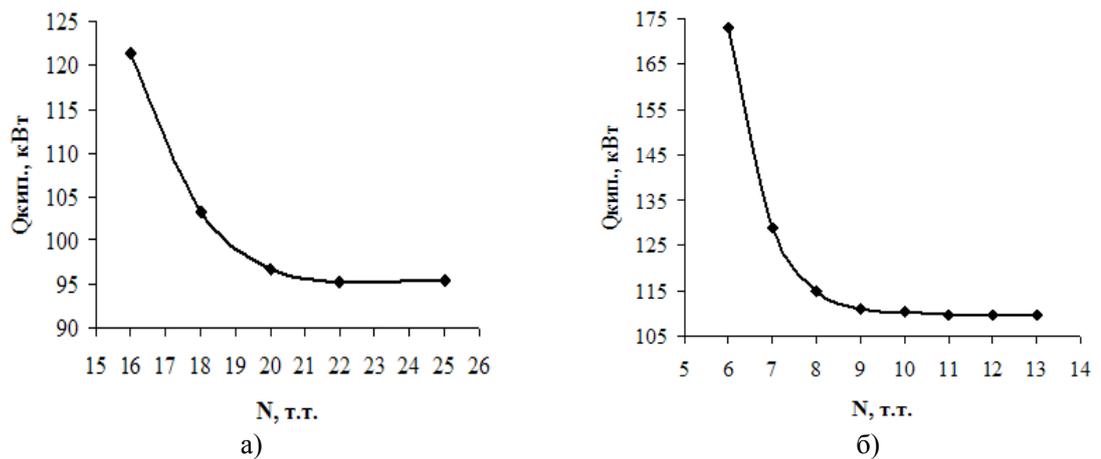


Рис. 5. Зависимость энергозатрат в кипятильниках колонн традиционной схемы ЭР смеси МА–ХЛФР с ДМСО от числа тарелок в них: а – колонна ЭР, б – колонна регенерации;  $P = 25 \text{ кПа}$ ,  $T_{\text{ДМСО}} = 20 \text{ C}$ , F:ДМСО = 1:1.5.

Исходя из полученных зависимостей, при проведении всех дальнейших расчетов число тарелок в колонне ЭР было принято равным 30 т.т. при применении ДМФА, 35 т.т. – при применении ЭГ и 22 т.т. – при применении ДМСО, а в колонне регенерации ЭА – 15 т.т., 12 т.т. и 9 т.т., соответственно.

Второе упрощение состоит в том, что на следующем этапе мы исследовали влияние температуры ЭА на флегмовое число и энергозатраты в колонне ЭР при найденном (см. выше) числе тарелок в ней и фиксированном соотношении F:ЭА, при этом для каждого значения температуры определялись оптимальные тарелки подачи питания и ЭА. Результаты представлены на рис. 6.

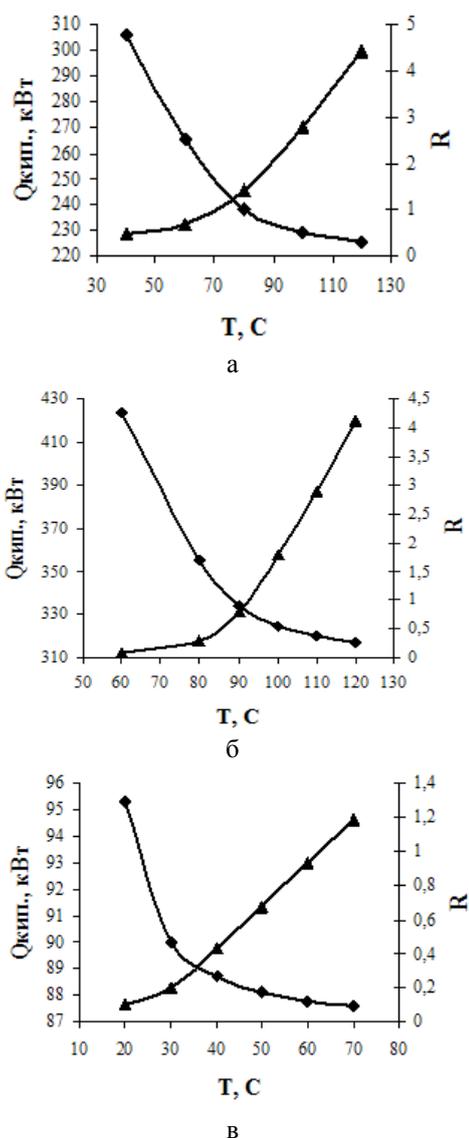


Рис. 6. Зависимость флегмового числа (1) и энергозатрат в кипятильнике ЭК (2) от температуры ЭА: а) ЭР с ДМФА, F:ДМФА=1:4; б) ЭР с ЭГ, F:ЭГ = 1:5; в) ЭР с ДМСО, F:ДМСО =1:1.5.

Видно, что во всех рассматриваемых случаях с ростом температуры ЭА энергозатраты в

кипятильнике экстрактивной колонны снижаются, а флегмовые числа и, соответственно, тепловые нагрузки на конденсатор увеличиваются. На данном этапе исследования в качестве оптимальных были приняты следующие значения температуры подачи ЭА в колонну ЭР: для ДМФА – 80°C, для ЭГ – 90°C, для ДМСО – 30°C. При этом мы не учитывали количество тепла, которое можно получить за счет охлаждения потока ЭА. С учетом этого показателя оптимальные значения температуры могут измениться.

Третье упрощение процедуры оптимизации двухколонного комплекса ЭР касается определения оптимального положения тарелки питания в колонне регенерации ЭА. Как известно, оптимальное положение тарелки питания зависит от состава исходной смеси, поступающей в колонну. Питанием колонны регенерации является кубовый поток экстрактивной колонны. Поскольку мы проводили расчеты в проектно-проверочном варианте и задавали в ЭК концентрацию основного компонента в дистилляте и соотношение концентраций компонентов базовой смеси в нижнем продукте, то состав кубового потока этой колонны практически не зависит от уровня подачи в неё питания и ЭА, а определяется расходом последнего. Таким образом, перед оптимизацией схемы в целом можно найти оптимальное положение тарелки питания в колонне регенерации в зависимости от расхода ЭА в некотором интервале его варьирования, а затем использовать полученные значения в последующих расчетах.

Определение интервала варьирования расхода ЭА осуществляли следующим образом. В колонне экстрактивной ректификации для нескольких наборов  $N_{ЭА}/N_{F}^{ЭК}$  рассчитывали оптимальный по критерию минимума энергозатрат в кипятильнике этой колонны и минимальный расход экстрактивного агента (под минимальным понимается расход ЭА, при котором ещё возможно получение продуктов заданного качества). Наименьшее значение минимального расхода принимали за нижнюю границу интервала варьирования. Верхней границей являлась величина несколько большая максимального значения оптимального расхода. Далее при нескольких значениях расхода ЭА из этого интервала проводили расчет схемы и определяли оптимальное положение тарелки питания в колонне регенерации. При ЭР с ДМФА интервал варьирования расхода составлял 3400–4500 кг/ч, при ЭР с ЭГ – 4250–5000 кг/ч, при ЭР с ДМСО – 750–1500 кг/ч. Расчеты показали, что оптимальное положение тарелки питания в колонне регенерации в указанных диапазонах расхода практически не изменяется, поскольку концентрация экстрактивного агента в потоке питания этой колонны намного больше

концентрации поступающего вместе с ним компонента базовой смеси, и это соотношение концентраций мало изменяется при варьировании расхода ЭА. При ЭР с ДМФА и ЭГ оптимальной тарелкой питания в КР является 5 т.т., а при ЭР с ДМСО – 4 т.т.

Дальнейшая процедура оптимизации двухколонного комплекса экстрактивной ректификации состояла в следующем:

1. Задаем расход ЭА.
2. Задаем оптимальное положение тарелки питания в колонне регенерации, предварительно найденное для заданной величины расхода ЭА, как описано выше.
3. Задаем положение тарелки подачи экстрактивного агента в экстрактивную колонну ( $N_{ЭА}$ ).
4. Задаем положение тарелки подачи питания в экстрактивную колонну ( $N_F^{ЭК}$ ).

5. Определяем величину критерия оптимизации  $Q_{кин}^{\Sigma}$ .

6. Возвращаемся на п.4, задаем новое значение  $N_F^{ЭК}$ , выполняем п.5. Варьируем  $N_F^{ЭК}$  до тех пор, пока не достигнем минимума  $Q_{кин}^{\Sigma}$ .

7. Возвращаемся на п.3, задаем новое значение  $N_{ЭА}$ , выполняем п.4–6. Варьируем  $N_{ЭА}$  до тех пор, пока не достигнем минимума  $Q_{кин}^{\Sigma}$ .

8. Возвращаемся на п.1, задаем новое значение расхода ЭА, выполняем п.2–7. Варьируем расход ЭА до тех пор, пока не достигнем минимума  $Q_{кин}^{\Sigma}$ .

Оптимальные параметры двухколонных комплексов ЭР с применением различных ЭА приведены в табл. 1.

Таблица 1. Оптимальные конструктивные и рабочие параметры традиционных схем экстрактивной ректификации с различными разделяющими агентами

Параметр	ЭР с ДМФА		ЭР с ЭГ		ЭР с ДМСО	
	ЭК	КР	ЭК	КР	ЭК	КР
Давление, кПа	101.3	101.3	101.3	101.3	25.3	25.3
Число тарелок	30	15	35	12	22	9
Диаметр, м	0.7	0.8	0.7	0.6	0.55	0.5
Соотношение F:ЭА	1:3.45	-	1:4.5	-	1:0.9	-
$T_{ЭА}$ , °C	80	-	90	-	30	-
Тарелки питания	4/12	5	3/14	5	3/11	4
Флегмовое число	2.6	5.0	2.0	0,8	1.04	0.12
Энергозатраты в кипятильниках, кВт	246.8	327.1	330.0	238.6	89.8	92.7
Суммарные энергозатраты в кипятильниках колонн, кВт	573.9		568.6		182.5	

Из табл. 1 видно, что наименьшими капитальными (число тарелок и диаметры колонн) и энергетическими затратами характеризуется схема с применением в качестве экстрактивного агента ДМСО. Оптимальный удельный расход ЭА уменьшается в ряду ЭГ, ДМФА, ДМСО, что согласуется с ходом  $\alpha$ -линий в системах МА–ХЛФР–ЭА (рис. 1). Протяженность экстрактивной секции колонны относительно невелика (8 – 11 т.т.), что связано с высокой селективностью применяемых разделяющих агентов.

Флегмовые числа в колонне ЭР уменьшаются в ряду ДМФА, ЭГ, ДМСО. Аналогичная картина наблюдается и в колонне регенерации ЭА. Последнее связано с относительной летучестью бинарной пары ХЛФР – ЭА: для смеси ХЛФР – ДМФА значения  $\alpha$  находятся в диапазоне 5.5 – 17.5, для смеси ХЛФР – ЭГ  $\alpha = 50 – 350$ , а для смеси ХЛФР – ДМСО  $\alpha = 32 – 880$ .

На следующем этапе была проведена оптимизация комплексов с ЧСТМП, в ходе которой варьировали температуру и расход экстрактивного агента, положение тарелок

питания и отбора в боковую секцию, а также величину бокового отбора. Давление в колоннах, температуру, количество и состав питания, качество продуктовых потоков задавали такими же, как и для двухколонных схем. При ЭР с ДМФА число тарелок в основной колонне составляло 40 т.т., в боковой секции – 5 т.т., при ЭР с ЭГ – 42 т.т. и 5 т.т., соответственно, при ЭР с ДМСО – 27 т.т. и 4 т.т., соответственно.

С целью снижения размерности задачи оптимизации, первоначально мы исследовали влияние на энергозатраты в кипятильнике СК с БС температуры экстрактивного агента при фиксированных соотношении F:ЭА и количестве отбора в боковую секцию, при этом для каждого значения температуры определялось оптимальное положение тарелок подачи питания и ЭА, а также тарелки отбора в БС. Было установлено, что с ростом температуры ЭА энергозатраты в кипятильнике комплекса с ЧСТМП уменьшаются, а флегмовое число в основной колонне – увеличивается. Аналогичная зависимость наблюдалась и для экстрак-

тивной колонны традиционной схемы (рис. 6), поэтому исходя из тех же соображений, что и ранее, мы приняли температуру подачи ЭА в комплекс с ЧСТМП равной 80°C при ЭР с ДМФА, 90°C – при ЭР с ЭГ, 30°C – при ЭР с ДМСО.

Далее оптимизация комплекса с ЧСТМП выполнялась следующим образом:

1. Задаем расход ЭА.
2. Задаем количество отбора в боковую секцию (БО).
3. Задаем положение тарелки подачи экстрактивного агента в основную колонну ( $N_{ЭА}$ ).
4. Задаем положение тарелки подачи питания в основную колонну ( $N_F$ ).
5. Задаем положение тарелки отбора в БС ( $N_{БС}$ ).
6. Определяем величину критерия оптимизации ( $Q_{кин}^{СК}$ ).
7. Возвращаемся на п.5, задаем новое значение  $N_{БС}$ , выполняем п.6. Варьируем  $N_{БС}$  до тех пор, пока не достигнем минимума  $Q_{кин}^{СК}$ .

8. Возвращаемся на п.4, задаем новое значение  $N_F$ , выполняем п.5-7. Варьируем  $N_F$  до тех пор, пока не достигнем минимума  $Q_{кин}^{СК}$ .

9. Возвращаемся на п.3, задаем новое значение  $N_{ЭА}$ , выполняем п.4-8. Варьируем  $N_{ЭА}$  до тех пор, пока не достигнем минимума  $Q_{кин}^{СК}$ .

10. Возвращаемся на п.2, задаем новое значение БО, выполняем п.3-9. Варьируем количество бокового отбора до тех пор, пока не достигнем минимума  $Q_{кин}^{СК}$ .

11. Возвращаемся на п.1, задаем новое значение расхода ЭА, выполняем п.2-10. Варьируем расход ЭА до тех пор, пока не достигнем минимума  $Q_{кин}^{СК}$ .

Результаты оптимизации комплексов ЭР с ЧСТМП приведены в табл. 2.

Из табл. 2 следует, что наименьшими энергетическими и капитальными (число тарелок и диаметры колонн) затратами обладает комплекс с ЧСТМП при экстрактивной ректификации с ДМСО. Удельный расход ЭА имеет наибольшее значение для ЭГ и наименьшее – для ДМСО.

Таблица 2. Оптимальные конструктивные и рабочие параметры комплексов экстрактивной ректификации с частично связанными тепловыми и материальными потоками с различными разделяющими агентами

Параметр	ЭР с ДМФА	ЭР с ЭГ	ЭР с ДМСО
Давление, кПа	101.3	101.3	25.3
Число тарелок в основной колонне, т.т.	40	42	27
Число тарелок в БС, т.т.	5	5	4
Диаметр основной колонны, м	0.7	0.6	0.6
Диаметр БС, м	0.4	0.4	0.4
Соотношение F:ЭА	1:3.67	1:4.18	1:0.8
$T_{ЭА}$ , °C	80	90	30
$N_{ЭА} / N_F$	4/11	3/15	3/11
$N_{БС}$	29	38	23
Величина отбора в БС, кг/ч	1150	770	750
Флегмовое число в основной колонне	2.67	1.62	1.30
Флегмовое число в боковой секции	1.18	0.22	0.06
Энергозатраты в кипятильнике колонны, кВт	389.6	501.9	180.7
$\Delta Q^*$ , %	32.1	11.7	1.0

$$* \Delta Q = \frac{Q_{кин}^{\Sigma} - Q_{кин}^{СК}}{Q_{кин}^{\Sigma}} \cdot 100\%$$

Аналогичные результаты были получены нами и для двухколонных схем.

Из табл. 1 и 2 видно, что оптимальные значения режимных параметров для традиционного комплекса ЭР и комплекса с ЧСТМП для каждого из экстрактивных агентов имеют близкие значения. Оптимальная тарелка подачи питания и ЭА для обеих схем отличаются мало. Удельный расход ЭА в комплексе с ЧСТМП и в

традиционной схеме также практически совпадает. Флегмовые числа в основной колонне комплекса с ЧСТМП и в экстрактивной колонне традиционной схемы также имеют близкие значения, а в боковой секции и колонне регенерации существенно отличаются. Последнее связано с тем, что в колонну регенерации поступает смесь с низким содержанием хлороформа (20–50 % масс.), а в боковую секцию –

с существенно более высоким (80–99 %масс). При этом при ЭР с ДМФА флегмовое число в БС уменьшается в 4.2 раза по сравнению с его значением в колонне регенерации, при ЭР с ЭГ – в 3.6 раза, а при ЭР с ДМСО – в 2 раза.

Из таблиц видно, что энергопотребление в кубе СК с БС меньше, чем суммарные затраты энергии в кипятильниках колонн традиционной схемы. При этом максимальное снижение энергозатрат наблюдается при ЭР с ДМФА и составляет 32.1 %. Для экстрактивной ректификации с ЭГ этот показатель равен 11.7 %, а для экстрактивной ректификации с ДМСО – всего 1 %. Таким образом, несмотря на примерно одинаковое уменьшение флегмовых чисел в БС по сравнению с колонной регенерации для процессов с ДМФА и ЭГ, энергоэффективность комплексов с ЧСТМП для этих разделяющих агентов разная. Здесь необходимо отметить, что флегмовые числа в колонне регенерации традиционной схемы ЭР с ЭГ и ДМСО имеют очень низкие значения вследствие высокой относительной летучести пары хлороформ-ЭА. Следовательно, нужно уточнить вывод, сделанный в работе [8] относительно причин неодинаковой энергетической эффективности комплексов с ЧСТМП в различных процессах экстрактивной ректификации: эффективность применения комплексов с ЧСТМП

зависит не только от того, во сколько раз уменьшается флегмовое число в БС по сравнению с флегмовым числом в колонне регенерации традиционной схемы, но и от значения последнего, которое определяется, в том числе и относительной летучестью разделяемых в КР компонентов. Если относительная летучесть указанных компонентов высокая (флегмовые числа в колонне регенерации низкие), то и энергосбережение за счет проведения ЭР в комплексе с ЧСТМП будет незначительным.

Таким образом, рассмотрена экстрактивная ректификация смеси метилацетат – хлороформ с применением трех разделяющих агентов (ДМФА, ЭГ и ДМСО) в двухколонной схеме и в комплексе с частично связанными тепловыми и материальными потоками. Для обоих вариантов разделения определены оптимальные по критерию энергетических затрат в кипятильниках колонн режимные параметры. Показано, что применение комплексов с ЧСТМП обеспечивает снижение энергозатрат на экстрактивную ректификацию с ДМФА на 32.1%, с ЭГ – на 11.7 %, с ДМСО – на 1%. Установлено, что энергоэффективность комплексов с ЧСТМП в процессе ЭР смеси МА – ХЛФР зависит от флегмового числа в колонне регенерации традиционной схемы (относительной летучести пары ХЛФР – ЭА).

#### ЛИТЕРАТУРА:

1. Серафимов Л.А., Фролова А.К. Фундаментальный принцип перераспределения полей концентраций между областями разделения как основа создания технологических комплексов // Теор. основы хим. технологии. 1997. Т. 31. № 2. С. 193–201.
2. Luyben W.L. Comparison of extractive distillation and pressure-swing distillation for acetone-methanol separation // Ind. Eng. Chem. Res. 2008. V. 47. P. 2696–2707.
3. Muñoz R., Montón J.B., Burguet M.C. Separation of isobutyl alcohol and isobutyl acetate by extractive distillation and pressure-swing distillation: Simulation and optimization // Separation & Purification Technology. 2006. V. 50. P. 175–183.
4. Тимошенко А.В., Анохина Е.А., Тимофеев В.С. Способ разделения смеси ацетон хлороформ азеотропного состава экстрактивной ректификацией: пат. № 2207896 РФ. № 2002107039; заявл. 21.03.2002; опубл. 10.07.2003, Бюл. № 19. 4 с.
5. Lei Z.G., Zhou R.Q., Duan Z.T. Process improvement on separating C<sub>4</sub> by extractive distillation // Chem. Eng. J. 2002. V. 85. P. 379–386.
6. Анохина Е.А., Панкова И.А., Тимошенко А.В. Исследование эффективности применения сложных колонн с боковой укрепляющей секцией в экстрактивной ректификации смеси ацетон – метанол различного исходного состава // Хим. пром. сегодня. 2009. № 3. С. 44–49.
7. San-Jang Wang, Hsiao-Ping Huang, Cheng-Ching Yu. Plantwide design of transesterification reactive distillation to co-generate ethyl acetate and n-butanol // Ind. Eng. Chem. Res. 2010. V. 49. P. 750–760.
8. Анохина Е.А., Рудаков Д.Г., Тимошенко А.В. Экстрактивная ректификация смеси изобутиловый спирт – изобутилацетат с диметилформамидом // Хим. технология. 2011. Т. 12. № 10. С. 627–634.
9. Пирог Л.А. Оценка эффективности агентов при разделении неидеальных смесей экстрактивной ректификацией: дис. ... канд. техн. наук. М., 1987. 204 с.
10. Оаз С. Химия органических соединений серы: пер. с япон. / Под ред. Е.Н. Прилежаевой. М.: Химия, 1975. 512 с.
11. Хасиба Бенюнес. Закономерности разделения азеотропных смесей в присутствии селективных разделяющих агентов: дис. ... канд. техн. наук. М., 2002. 185 с.
12. Тимошенко А.В., Иванова Л.В., Анохина Е.А. Комплексы экстрактивной ректификации, включающие сложные колонны с частично связанными тепловыми и материальными потоками // Теор. основы хим. технологии. 2005. Т. 39. № 5. С. 491–498.

## **ENERGY EFFICIENCY OF COMPLEXES WITH PARTIALLY COUPLED THERMALLY AND MATERIAL FLOWS FOR EXTRACTIVE DISTILLATION OF METHYL ACETATE – CHLOROFORM MIXTURE**

**E.A. Anokhina<sup>®</sup>, E.L. Shleynikova, A.V. Timoshenko**

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

<sup>®</sup>*Corresponding authore-mail: anokhina.ea@mail.ru*

*The extractive distillation of methyl acetate – chloroform mixture was studied with the application of three extracting agents (dimethyl formamide, ethylene glycol and dimethyl sulfoxide) in the two-column flowsheet and in the complex with the partially coupled heat and material flows (PCHMF). Optimization of the researched flowsheets was carried out according to the criterion of the boilers minimum energy consumption.*

*It was established that the energy consumption by the separation in the complex with PCHMF decreases as compared to two-column flowsheets up to 32.1%, for the extractive distillation with dimethyl formamide, up to 11.7% with the ethylene glycol and up to 1% with dimethyl sulfoxide.*

*It was found that energy efficiency of extractive distillation complexes with PCHMF for methyl acetate – chloroform mixture separation depends on the reflux ratio in the regeneration column of the traditional two-column flowsheet (relative volatility of chloroform – extracting agent).*

**Key words:** *extractive distillation, methyl acetate, chloroform, partially thermally coupled flow sheets, energy saving.*