

ЭКСТРАКТИВНАЯ РЕКТИФИКАЦИЯ СМЕСИ АЦЕТОН – МЕТАНОЛ С ВОДОЙ В КОМПЛЕКСЕ С ЧАСТИЧНО СВЯЗАННЫМИ ТЕПЛОВЫМИ И МАТЕРИАЛЬНЫМИ ПОТОКАМИ

Е.А. Анохина, доцент, Ю.И. Сидорова, аспирант,

А.В. Тимошенко, профессор

кафедра Химии и технологии основного органического синтеза МИТХТ им. М.В. Ломоносова

e-mail: anokhina.ea@mail.ru

Рассмотрена экстрактивная ректификация смеси ацетон – метанол различного исходного состава с использованием воды в качестве разделяющего агента в традиционной двухколонной схеме и в комплексе с частично связанными тепловыми и материальными потоками. По критерию минимума энергетических затрат в кипятильниках колонн определены оптимальные параметры обеих схем. Показано, что для всех рассмотренных составов питания проведение экстрактивной ректификации в комплексе с частично связанными тепловыми и материальными потоками позволяет снизить энергозатраты на разделение по сравнению с традиционной схемой на 11.2–19.6% в зависимости от состава питания.

Two different flow sheets of extractive distillation for separation of acetone – methanol various composition mixture with water as the extractive agent in the traditional two-column complex and in the partially thermally coupled columns is compared. It is shown, that the complex column provides economy of heat on 11.2–19.6%.

Ключевые слова: экстрактивная ректификация; ацетон; метанол; комплекс с частично связанными тепловыми и материальными потоками; энергосбережение.

Key words: extractive distillation; acetone; methanol; partially thermally coupled flow sheets; energy saving.

Ацетон и метанол широко используются в промышленности в качестве растворителей. Они являются основными компонентами водной фазы, получаемой в процессе Фишера – Тропша. Смесь ацетона и метанола содержит азеотроп с минимумом температуры кипения при концентрации ацетона 86.3 % масс. [1], поэтому её разделение возможно только с применением специальных методов ректификации, основанных на фундаментальном принципе перераспределения полей концентраций между областями разделения [2]. Одними из конкретных приёмов реализации на практике данного принципа являются экстрактивная ректификация (ЭР) в присутствии тяжело-кипящего разделяющего агента и разделение в комплексе колонн, работающих под разным давлением.

Указанные методы разделения смеси ацетон – метанол достаточно подробно изучены как российскими [3, 4], так и зарубежными [5–10] исследователями.

В частности, автором [3] предложено два потенциально возможных разделяющих агента для экстрактивной ректификации данной смеси – вода и диметилформамид (ДМФА), проведено экспериментальное исследование ЭР с водой. В [4] на основе вычислительного эксперимента показано, что более эффективным разделяющим агентом является ДМФА.

Авторами [5] выполнено экспериментальное и расчётное исследование ЭР смеси ацетон – метанол с водой, которое показало, что увеличение протяжённости экстрактивной секции колонны снижает расход экстрактивного агента (ЭА) на 35–40 %, также снижению расхода воды на 25–30 % способствует подача её в колонну двумя потоками. В работе [6] расчётные исследования были продолжены и проведена оптимизация двухколонного комплекса экстрактивной ректификации по критерию получения макси-

мальной прибыли. Как отмечают авторы, максимальную прибыль можно извлечь, выделяя ацетон и метанол, качество которых удовлетворяет требованиям к химически чистым реактивам для хроматографического анализа. Оптимальное число теоретических тарелок в колоннах ЭР и регенерации воды, найденное по указанному выше критерию, составляет 73 и 34 т.т., соответственно.

В работе [7] приведены подробные результаты вычислительного эксперимента, в ходе которого исследовалось влияние на показатели ЭР с водой смеси ацетон – метанол азеотропного состава различных факторов: числа тарелок в колоннах экстрактивной ректификации и регенерации, флегмового числа, положения тарелок подачи исходной смеси и экстрактивного агента, температуры и расхода ЭА. Авторы определили оптимальные значения указанных выше параметров по критерию минимума энергетических затрат в кипятильниках колонн, при этом ограничением на оптимизацию было получение ацетона с концентрацией не менее 99.5% масс. Найденное авторами оптимальное число теоретических тарелок в колоннах ЭР и регенерации воды составляет 52 и 26 т.т., соответственно, что отличается от результатов [6]. Данное отличие, очевидно, связано с разным качеством получаемых продуктов.

Авторами из Колумбии [8] проведено комплексное исследование влияния давления и удельного расхода воды на ЭР смеси ацетон – метанол. Показано, что понижение давления приводит к снижению расхода ЭА, необходимого для получения ацетона высокого качества. Вместе с тем авторы отмечают, что экстрактивную ректификацию при пониженном давлении целесообразно осуществлять только в случае, если установка расположена выше уровня моря (что характерно для ряда предприятий Колумбии),

специально создавать вакуум в колоннах экономически не выгодно.

В работах [9, 10] для снижения энергозатрат на экстрактивную ректификацию смеси ацетон – метанол с водой авторы предлагают поднять давление в колонне регенерации до 0.2 [9] или 0.5 МПа [10] и использовать конденсатор этой колонны в качестве кипятильника экстрактивной колонны, работающей при атмосферном давлении. Однако это потребует установки дополнительного кипятильника для колонны ЭР, поскольку теплоты, выделяемой за счёт конденсации паров дистиллята колонны регенерации, недостаточно для обогрева куба экстрактивной колонны. Тем не менее, расчёты авторов [9, 10] показали, что схема с рекуперацией тепла обладает существенно меньшими (на 27–40%) энергетическими затратами. Что касается капитальных и приведённых затрат, то здесь результаты [9] и [10] расходятся: авторы [9] отмечают незначительное увеличение (на 1%) приведённых затрат, а автор [10] приводит расчётные данные, которые свидетельствуют о том, что схема ЭР с рекуперацией тепла обладает меньшими капитальными и приведёнными затратами. Возможно, это расхождение связано с разным мольным соотношением потоков ЭА и питания: в [9] оно

составляло 0.55:1 и 1:1, а в [10] – 2:1, а также с разными значениями флегмовых чисел в колоннах.

В работе [10] также проведено сопоставление двухколонной схемы экстрактивной ректификации и комплекса колонн, работающих под разным давлением, и показано, что меньшими энергетическими, капитальными и приведёнными затратами (последняя величина на 17 % ниже) обладает схема ЭР.

Как показали исследования, выполненные нами ранее [11–13], значительно снизить энергозатраты на экстрактивную ректификацию можно за счёт использования комплексов с частично связанными тепловыми и материальными потоками (ЧСТМП). В частности, для ЭР смеси ацетон – метанол с диметилформамидом [12] снижение энергопотребления составило от 9.8 до 16% в зависимости от состава исходной смеси.

Цель данной работы заключается в сопоставлении по критерию энергетических затрат экстрактивной ректификации смеси ацетон – метанол с водой в традиционной двухколонной схеме (рис. 1а) и в комплексе с частично связанными тепловыми и материальными потоками, который в данном случае представляет собой одну сложную колонну с боковой укрепляющей секцией (рис. 1б).

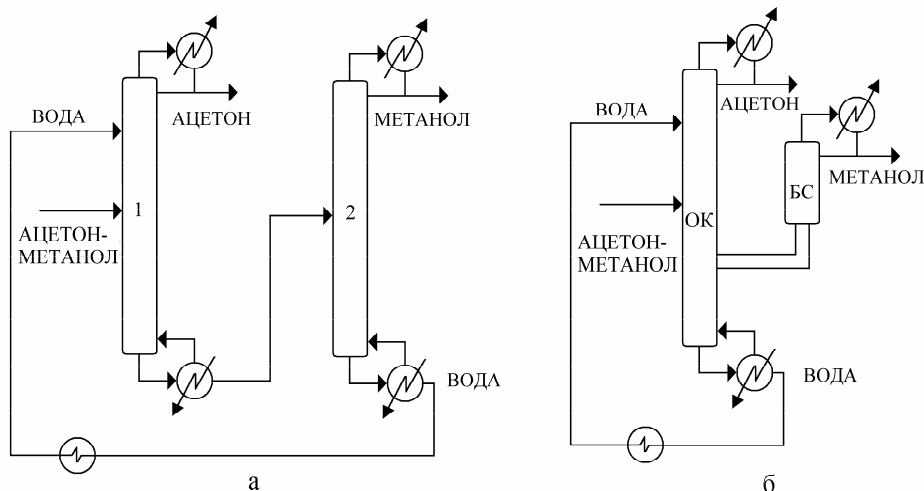


Рис. 1. Схемы экстрактивной ректификации смеси ацетон – метанол с водой: а – традиционная двухколонная схема; б – комплекс с частично связанными тепловыми и материальными потоками; 1 – экстрактивная колонна, 2 – колонна регенерации; ОК – основная колонна; БС – боковая секция.

Двухколонный комплекс и комплекс со связанными тепловыми и материальными потоками сравнивали по энергопотреблению при оптимальных для каждого из них значениях рабочих параметров (критерий оптимальности – минимум энергетических затрат в кипятильниках колонн).

Первоначально мы провели оптимизацию двухколонной схемы. Поскольку литературные данные об оптимальном числе тарелок в колоннах экстрактивной ректификации и регенерации противоречивы, то мы определили оптимальное число тарелок в этих колоннах по критерию энергетических затрат. При этом для каждого заданного общего числа тарелок были найдены оптимальные тарелки подачи питания и экс-

трактивного агента.

Все расчёты проводились в проектно-поворотном варианте на 100кг/ч исходной смеси азеотропного состава, поступающей в колонну при температуре кипения. Качество ацетона и метанола задавали равным 99.5% масс. Полагали, что поток экстрактивного агента содержит 99.9% масс. воды и подаётся в колонну при температуре 60 °С. Массовое соотношение потоков питания и ЭА составляло 1:3.4. Для описания зависимости давления насыщенных паров чистых компонентов от температуры использовали уравнение Антуана, а для моделирования парожидкостного равновесия – модель NRTL. Погрешность определения величины критерия оптимизации составляла 0.1%.

На рисунках 2 и 3 приведены зависимости

флегмового числа и энергозатрат в кипятильниках колонн традиционной схемы ЭР от числа тарелок в них. Видно, что в экстрактивной колонне существенное увеличение энергозатрат и флегмового числа наблюдается при числе тарелок, меньшем 35 т.т., а в колонне регенерации – при числе тарелок, меньшем 14 т.т. Поэтому при проведении дальнейших расчётов мы приняли число тарелок в колонне ЭР равным 35 т.т., а в колонне регенерации – 14 т.т.

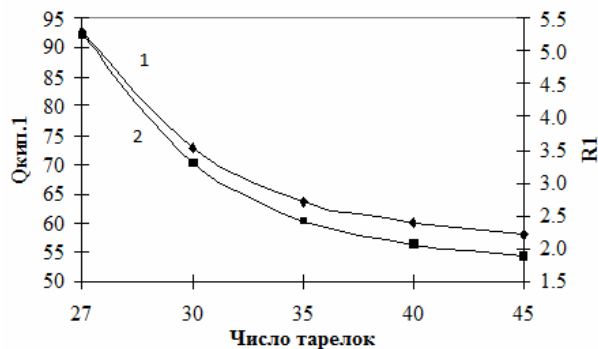


Рис. 2. Зависимость флегмового числа и энергозатрат в кипятильнике экстрактивной колонны от числа тарелок в ней; 1 – флегмовое число, 2 – энергозатраты в кипятильнике экстрактивной колонны.

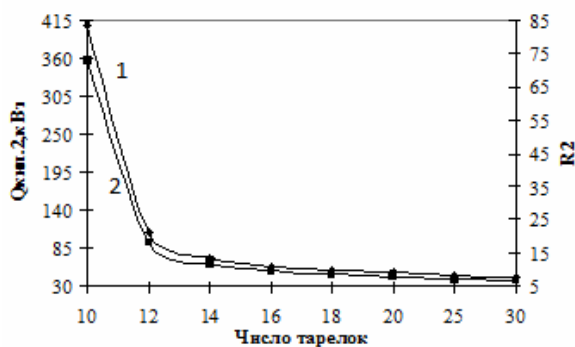


Рис. 3. Зависимость флегмового числа и энергозатрат в кипятильнике колонны регенерации от числа тарелок в ней; 1 – флегмовое число, 2 – энергозатраты в кипятильнике колонны регенерации.

Дальнейшую оптимизацию двухколонной схемы проводили в соответствии с алгоритмом, рассмотренным нами в [11]. Оптимизируемыми параметрами являлись температура подачи в экстрактивную колонну разделяющего агента, его удельный расход, положение тарелок питания в колоннах ЭР и регенерации. При этом мы исследовали разделение смеси пяти исходных составов, содержащей 20.0; 40.0; 50.0; 60.0 и 86.3 % масс. ацетона и поступающей в колонну при температуре кипения. Температуру воды варьировали в пределах от 20 до 95 °С. Результаты расчётов представлены в таблице 1.

В табл. 1 данные для всех составов приведены при температуре подачи воды в колонну экстрактивной ректификации равной 70 °С. Эта

температура была выбрана нами в качестве рабочей по следующим причинам. При проведении расчётов для смеси азеотропного состава было установлено, что в исследованном интервале температур с повышением температуры экстрактивного агента ($T_{ЭА}$) энергозатраты в кубе экстрактивной колонны ($Q_{кп.1}$) снижаются (рис. 4). Отметим, что аналогичные результаты получены авторами [7]. Однако одновременно увеличивается флегмовое число, а, следовательно, и расход охлаждающей воды в конденсаторе. Наиболее значительный рост флегмового числа наблюдается при $T_{ЭА}$ выше 70 °С, при этом снижение $Q_{кп.1}$ становится менее заметным. Кроме того, поскольку экстрактивный агент (вода) имеет относительно невысокую температуру кипения, то повышение температуры будет способствовать его уносу с потоком дистиллята. Принимая во внимание всё выше сказанное, при проведении дальнейших расчётов для всех остальных составов нами была принята температура подачи воды в колонну ЭР, равная 70 °С.

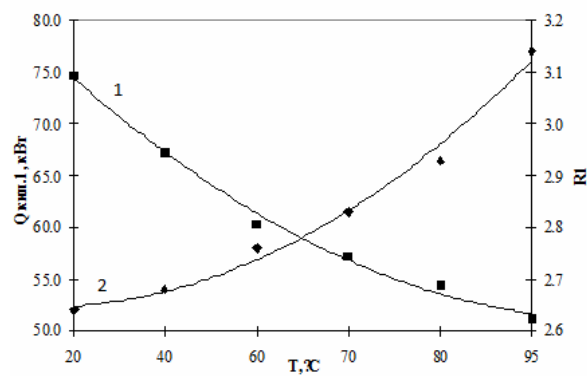


Рис. 4. Зависимость энергозатрат в кипятильнике экстрактивной колонны традиционной схемы и флегмового числа от $T_{ЭА}$. $F:ЭА = 1:3.4$. 1 – энергозатраты, 2 – флегмовое число.

Из таблицы 1 видно, что чем выше концентрация ацетона в потоке питания, тем ниже располагается оптимальный уровень подачи ЭА и исходной смеси в колонну ЭР, при этом протяжённость экстрактивной секции практически не изменяется и составляет порядка 10 т.т. Оптимальное положение тарелки питания в колонне регенерации не зависит от состава исходной смеси ацетон – метанол. С ростом концентрации ацетона в питании расход экстрактивного агента увеличивается незначительно, энергозатраты в кубе экстрактивной колонны возрастают, а флегмовое число ($R1$) уменьшается. Для колонны регенерации наблюдается иная картина: энергозатраты в кубе ($Q_{кп.2}$) уменьшаются, а флегмовое число ($R2$) возрастает. При этом суммарное энергопотребление в кипятильниках колонн с увеличением содержания ацетона в питании уменьшается (рис. 5).

Таблица 1. Оптимальные рабочие параметры традиционной схемы экстрактивной ректификации при разделении исходной смеси различного состава. $T_{ЭА} = 70\text{ }^{\circ}\text{C}$ и $V_F = 100\text{ кг/ч}$.

Концентрация ацетона в питании, % масс.	Экстрактивная колонна			Колонна регенерации				$Q_{\text{кип.}}^{\Sigma}$, кВт
	$V_{ЭА}$, кг/ч	$N_{ЭА}/N_{F1}$	R1	$Q_{\text{кип.1}}$, кВт	N_{F2}	R2	$Q_{\text{кип.2}}$, кВт	
20.0	100	12/23	11.2	36.7	9	2.0	76.4	113.1
40.0	110	14/24	5.4	38.5	9	2.4	63.5	102.0
50.0	110	15/25	4.5	41.4	9	2.6	56.2	97.6
60.0	110	16/26	4.1	45.8	9	2.8	48.7	94.5
86.3	120	17/27	3.3	55.9	9	6.1	30.7	86.6

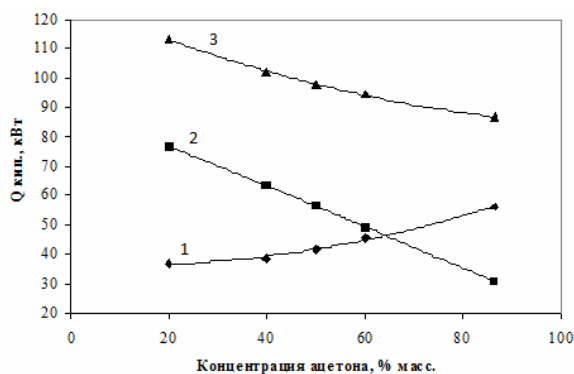


Рис. 5. Зависимость энергоснабжения в кипятильниках колонн традиционной схемы и их суммарного значения от концентрации ацетона в питании.

1 – экстрактивная колонна, 2 – колонна регенерации ЭА, 3 – суммарные энергоснабжения.

Для того, чтобы объяснить характер зависимости $Q_{\text{кип.1}}$ и $Q_{\text{кип.2}}$ от состава исходной смеси, рассмотрим численные значения слагаемых, входящих в выражения для расчёта критерия

оптимизации, для различных составов питания (табл. 2 и 3).

Для колонны экстрактивной ректификации уравнение теплового баланса имеет вид:

$$Q_{\text{кип.1}} = Q_{D1} + Q_{W1} + Q_{\text{конд.1}} - Q_F - Q_{ЭА} \quad (1)$$

С ростом концентрации ацетона в питании увеличивается поток дистиллята, а, следовательно, и количество тепла Q_{D1} , которое он уносит из колонны, а также количество тепла, отводимое в конденсаторе $Q_{\text{конд.1}}$. Количество тепла Q_F , поступающее с потоком исходной смеси, с ростом концентрации ацетона постепенно снижается. Эти факторы способствуют увеличению энергоснабжения в кипятильнике, обозначим их суммарное изменение как $\Delta Q_+ = |\Delta Q_{D1}| + |\Delta Q_{\text{конд.1}}| + |\Delta Q_F|$ (Δ – разница между значением для выбранного состава и состава с содержанием ацетона 20 % масс.).

Таблица 2. Значения слагаемых, входящих в уравнение теплового баланса экстрактивной колонны, для различных составов исходной смеси. $T_{ЭА} = 70\text{ }^{\circ}\text{C}$.

Концентрация ацетона в питании, % масс.	Q_{D1} , кВт	Q_{W1} , кВт	$Q_{\text{конд.1}}$, кВт	Q_F , кВт	$Q_{ЭА}$, кВт	ΔQ_+ , кВт	ΔQ_- , кВт	$Q_{\text{кип.1}}$, кВт
20.0	0.7	13.6	34.7	4.2	8.1	0	0	36.7
40.0	1.4	13.8	36.1	3.9	8.9	2.4	0.8	38.5
50.0	1.7	13.4	39.0	3.8	8.9	5.7	0.8	41.4
60.0	2.1	13.1	43.2	3.7	8.9	10.4	0.8	45.8
86.3	3.0	13.6	52.5	3.4	9.8	20.9	1.7	55.9

Как видно из табл. 2, количество тепла, которое кубовый поток уносит из колонны Q_{W1} , практически не меняется с изменением состава питания, поэтому эту величину можно исключить из дальнейшего рассмотрения. Вместе с тем, расход ЭА несколько увеличивается с ростом концентрации ацетона в питании (табл. 1), что увеличивает и количество тепла $Q_{ЭА}$, которое он приносит в колонну ЭР и способствует снижению энергоснабжения в кипятильнике, обозначим этот фактор как $\Delta Q_- = |\Delta Q_{ЭА}|$.

Из таблицы 2 видно, что для всех рассмотренных составов питания ΔQ_+ больше, чем ΔQ_- , поэтому энергоснабжения в кипятильнике

экстрактивной колонны возрастают с ростом концентрации ацетона в исходной смеси.

Проведем аналогичный анализ для колонны регенерации. В этом случае уравнение теплового баланса будем иметь следующий вид:

$$Q_{\text{кип.2}} = Q_{D2} + Q_{W2} + Q_{\text{конд.2}} - Q_{F2} \quad (2)$$

Величина Q_{F2} есть не что иное, как Q_{W1} , поэтому её можно исключить из дальнейшего рассмотрения. При увеличении концентрации ацетона уменьшается количество метанола, поступающего в колонну регенерации, а, следовательно, уменьшается поток дистиллята и количество

тепла, которое он уносит из колонны Q_{D2} , а также энергозатраты в конденсаторе $Q_{\text{конд.2}}$, см. таблицу 3. Эти факторы способствуют снижению $Q_{\text{кип.2}}$, обозначим их суммарное изменение как $\Delta Q_- = |\Delta Q_{D2}| + |\Delta Q_{\text{конд.2}}|$. С увеличением расхода

ЭА увеличивается величина кубового потока, и количество забираемого им тепла Q_{W2} , что вызывает рост энергозатрат в кубе, обозначим этот фактор как $\Delta Q_+ = |\Delta Q_{W2}|$.

Таблица 3. Значения слагаемых, входящих в уравнение теплового баланса колонны регенерации ЭА, для различных составов исходной смеси. $T_{ЭА} = 70^\circ\text{C}$.

Концентрация ацетона в питании, % масс.	Q_{D2} кВт	Q_{W2} кВт	$Q_{\text{конд.2}}$ кВт	Q_{F2} кВт	ΔQ_+ кВт	ΔQ_- кВт	$Q_{\text{кип.2}}$ кВт
20.0	3.7	11.6	74.7	13.6	0	0	76.4
40.0	2.8	12.7	61.8	13.8	1.1	13.8	63.5
50.0	2.3	12.7	54.9	13.4	1.1	21.2	56.5
60.0	1.9	12.7	47.2	13.1	1.1	29.3	48.7
86.3	0.6	13.9	29.8	13.6	2.3	48.0	30.7

Из табл. 3 видно, что для всех составов питания ΔQ_+ меньше, чем ΔQ_- , поэтому энергозатраты в кипятильнике колонны регенерации снижаются с ростом концентрации ацетона в питании.

Таким образом, определены оптимальные параметры традиционной схемы ЭР смеси ацетон – метанол и выявлены причины изменения энергозатрат в кипятильниках колонн в зависимости от состава питания.

На следующем этапе для каждого из указанных выше составов исходной смеси в соответствии с алгоритмом, рассмотренным в [11], была проведена оптимизация сложной колонны с боковой укрепляющей секцией. Оптимизируемыми параметрами являлись: температура и удельный расход ЭА, положение тарелок питания и отбора в боковую секцию, а также величина

бокового отбора. Расчёты проводили в проектно-проверочном варианте, качество продуктов разделения задавали таким же, как и для традиционной схемы. Число тарелок в основной колонне составляло 40 т.т., а в боковой секции – 9 т.т.

Результаты оптимизации сложной колонны (СК) с боковой секцией (БС) представлены в табл. 4. Для смеси азеотропного состава было установлено, что зависимость флегмового числа в основной колонне (ОК) и энергозатрат в кубе комплекса с ЧСТМП от температуры ЭА имеет такой же вид, как и для колонны ЭР традиционной схемы, а именно, с ростом $T_{ЭА}$ тепловая нагрузка в кипятильнике уменьшается, а флегмовое число возрастает (рис. 6). Из тех же соображений, что и для традиционной схемы, расчёты для всех остальных составов проводились при температуре подачи воды в сложную колонну 70°C .

Таблица 4. Оптимальные рабочие параметры сложной колонны с боковой секцией при разделении исходной смеси различного состава. $T_{ЭА} = 70^\circ\text{C}$ и $V_F = 100$ кг/ч

Концентрация ацетона, % масс.	$V_{ЭА}$, кг/ч	$V_{БО}$, кг/ч	$N_{ЭА}/N_F/N_{БО}$	$R_{БС}$	$R_{ОК}$	$Q_{\text{кип.СК}}$, кВт
20.0	120	175	12/22/34	1.6	10.6	100.4
40.0	140	135	14/23/34	1.8	5.1	90.4
50.0	140	110	15/24/34	1.7	4.5	85.9
60.0	140	90	16/25/35	2.0	3.7	81.8
86.3	150	33	18/26/35	2.4	3.1	69.6

Из табл. 4 видно, что чем больше концентрация ацетона в потоке питания, тем ниже располагается уровень подачи ЭА и исходной смеси, при этом протяжённость экстрактивной секции практически не меняется. Аналогичные результаты были получены нами и для колонны ЭР традиционной схемы. Оптимальный уровень отбора парового потока в боковую секцию изменяется незначительно.

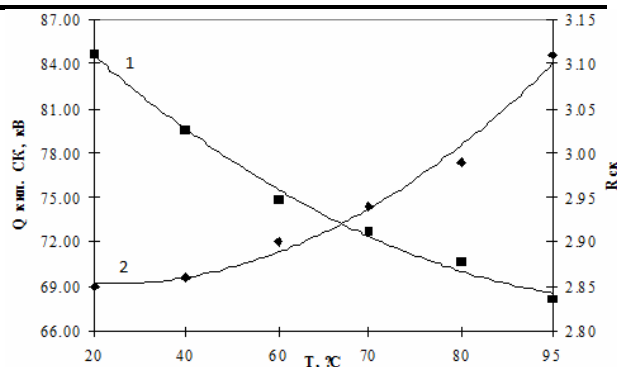


Рис. 6. Зависимость энергозатрат в кипятильнике сложной колонны и флегмового числа от $T_{ЭА}$. $F: ЭА = 1:2.4$ и $V_{БО} = 35$ кг/ч. 1 – энергозатраты, 2 – флегмовое число.

С ростом концентрации ацетона в питании расход экстрактивного агента постепенно увеличивается, а флегмовое число в основной колонне (R_{OK}) и энергозатраты в кубе сложной колонны ($Q_{кип.СК}$) уменьшаются (рис. 7). Величина бокового отбора уменьшается, поскольку снижается количество метанола в исходной смеси, а флегмовое число в боковой секции возрастает.

Для объяснения характера зависимости $Q_{кип.СК}$ от состава питания так же, как и для традиционной схемы, рассмотрим численные значения слагаемых, входящих в выражение для расчёта критерия оптимизации (уравнение 3), для различных составов питания (табл. 5).

Для сложной колонны с боковой укрепляющей секцией уравнение теплового баланса имеет вид:

$$Q_{кип.СК} = Q_D^{OK} + Q_D^{BC} + Q_W + Q_{конд.}^{OK} + Q_{конд.}^{BC} - Q_F - Q_{ЭА} \quad (3)$$

С ростом концентрации ацетона в питании увеличивается поток дистиллята в основной колонне, а, следовательно, и количество тепла Q_D^{OK} , которое он уносит из колонны, а также количество тепла, отводимое в конденсаторе $Q_{конд.}^{OK}$. При этом количество тепла Q_F , поступающее с потоком исходной смеси, снижается. Как видно из табл. 4, с увеличением содержания ацетона в питании увеличивается расход ЭА, а, следовательно, возрастает величина кубового потока и количество тепла Q_W , которое он уносит из колонны. Эти факторы способствуют росту нагрузки на кипятильник сложной колонны, обозначим их, как

$$\Delta Q_+ = \left| \Delta Q_D^{OK} \right| + \left| \Delta Q_W \right| + \left| \Delta Q_{конд.}^{OK} \right| + \left| \Delta Q_F \right|$$

(напомним, что Δ – разница между значением для выбранного состава и состава с содержанием ацетона 20% масс.).

При возрастании концентрации ацетона содержание метанола в питании падает, поэтому в боковой секции уменьшается поток дистиллята, что приводит к снижению количества тепла Q_D^{BC} , которое он уносит из колонны, а также количества тепла $Q_{конд.}^{BC}$, отводимого в конденсаторе боковой секции. Как уже отмечалось выше, при увеличении концентрации ацетона в питании увеличивается расход ЭА, а, следовательно, и

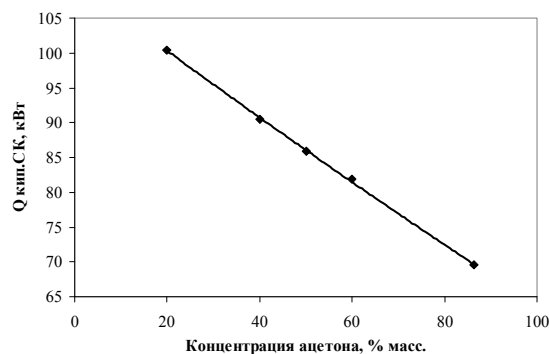


Рис. 7. Зависимость энергозатрат в кипятильнике сложной колонны с боковой секцией от концентрации ацетона в питании.

количество тепла $Q_{ЭА}$, которое он приносит в колонну. Эти факторы способствуют снижению нагрузки на кипятильник сложной колонны, обозначим их как

$$\Delta Q_- = \left| \Delta Q_D^{BC} \right| + \left| \Delta Q_{конд.}^{BC} \right| + \left| \Delta Q_{ЭА} \right|$$

Из табл. 5 видно, что с ростом концентрации ацетона в питании увеличение $Q_{кип.СК}$ за счёт ΔQ_+ меньше, чем их снижение за счёт ΔQ_- . В итоге энергозатраты в кипятильнике сложной колонны с боковой секцией уменьшаются.

Сравнение результатов параметрической оптимизации двух схем ЭР смеси ацетон – метанол (таблицы 1 и 4) показывает, что оптимальное положение тарелок питания в экстрактивной колонне традиционной схемы и в основной колонне комплекса с частично связанными тепловыми и материальными потоками практически совпадает. Флегмовые числа в экстрактивной колонне и в сложной колонне с БС также имеют близкие значения. Суммарные энергозатраты в кипятильниках колонн традиционной схемы и энергозатраты в кубе комплекса с ЧСТМП с увеличением содержания ацетона в исходной смеси снижаются. Таким образом, подтверждается сделанный нами ранее [11] вывод о том, что результаты параметрической оптимизации традиционной схемы могут служить хорошим начальным приближением для поиска оптимальных параметров работы СК с БС.

Таблица 5. Значения слагаемых, входящих в уравнение теплового баланса сложной колонны с боковой секцией, для различных составов исходной смеси. $T_{ЭА} = 70^\circ\text{C}$.

Концентрация ацетона в питании, % масс.	Q_D^{OK} , кВт	Q_D^{BC} , кВт	Q_W , кВт	$Q_{конд.}^{OK}$, кВт	$Q_{конд.}^{BC}$, кВт	Q_F , кВт	$Q_{ЭА}$, кВт	ΔQ_+ , кВт	ΔQ_- , кВт	$Q_{кип.СК}$, кВт
20.0	0.7	3.7	13.9	32.7	63.5	4.2	9.8	0	0	100.5
40.0	1.4	2.8	16.2	34.7	50.6	3.9	11.4	5.3	15.4	90.4
50.0	1.7	2.3	16.2	39.3	41.6	3.8	11.4	10.3	24.9	85.9
60.0	2.1	1.9	16.2	40.5	36.3	3.7	11.4	12.0	30.6	81.9
86.3	3.0	0.6	17.4	50.2	14.1	3.4	12.2	24.1	54.9	69.7

При этом следует отметить, что флегмовое число в боковой секции меньше, чем в колонне регенерации экстрактивного агента традиционной схемы. Это связано с тем, что в боковую секцию поступает паровой поток с более высоким содержанием метанола (64.0 – 83.2 % масс.), чем в колонну регенерации ЭА (10.3 – 44.5 % масс.).

Расход экстрактивного агента в традиционной схеме ЭР несколько меньше, чем в комплексе с частично связанными тепловыми и материальными потоками.

Таблица 6. Сравнение энергопотребления рассматриваемых схем ЭР для различных составов питания при $T_{ЭА} = 70\text{ }^{\circ}\text{C}$.

Концентрация ацетона, % масс.	$Q_{\text{кип.}}^{\Sigma}$, кВт	$Q_{\text{кип.СК}}$, кВт	$\Delta Q_{\text{кип.}}$, %
20.0	113.1	100.4	11.2
40.0	102.0	90.4	11.3
50.0	97.6	85.9	12.0
60.0	94.5	81.8	13.4
86.3	86.6	69.6	19.6

$$\text{здесь } \Delta Q_{\text{кип.}} = \frac{Q_{\text{кип.}}^{\Sigma} - Q_{\text{кип.СК}}}{Q_{\text{кип.}}^{\Sigma}} \cdot 100\% .$$

УСЛОВНЫЕ ОБОЗНАЧЕНИЯ

БО – боковой отбор; БС – боковая укрепляющая секция; ОК – основная колонна; СК – сложная колонна; ЭА – экстрактивный агент; ЭР – экстрактивная ректификация; F – поток питания, кг/ч; N – число тарелок в колонне; $N_{\text{БО}}$ – уровень бокового отбора; $N_{\text{ЭА}}$ – уровень подачи ЭА; N_{F} – уровень подачи F; R – флегмовое число; T – температура, $^{\circ}\text{C}$; Q – тепловая нагрузка, кВт; $V_{\text{БО}}$ – величина бокового отбора, кг/ч; $V_{\text{ЭА}}$ – расход экстрактивного агента, кг/ч; V_{F} – количество (расход) разделяемой смеси, кг/ч; т.т. – теоретическая тарелка; масс. – массовое значение; кип. – кипятильник; конд. – конденсатор

ЛИТЕРАТУРА:

1. Огородников С.К., Лестева Т.М., Коган В.Б. Азеотропные смеси: справочник. – Л.: Химия, 1971. 848 с.
2. 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.
3. Пирог Л.А. Оценка эффективности агентов при разделении неидеальных смесей экстрактивной ректификацией: дисс. ... канд. техн. наук. – М., 1987. 204 с.
4. Бенюнес Хассиба. Закономерности разделения азеотропных смесей в присутствии селективных разделяющих агентов: дисс. ... канд. техн. наук. – М., 2002. 185 с.
5. Hilal N., Yousef G., Langston P. The reduction of extractive agent in extractive distillation and auto-extractive distillation // Chem. Eng. & Proc.. 2001. V. 41. P. 673–679.
6. Langston P., Hilal N., Shingfield S., Webb S. Simulation and optimization of extractive distillation with water as solvent // Chem. Eng. & Proc.. 2005. V. 44. P. 345–351.
7. Gil I.D., Botia D.C., Ortiz P., Sanchez O. F. Extractive distillation of acetone/methanol mixture using water as entrainer // Ind. Eng. Chem. Res. 2009. V. 48. P. 4858–4865.
8. Botia D.C., Riverous D.C., Ortiz P., Gil I.D., Sanchez O.F. Vapor-liquid equilibrium in extractive distillation of acetone/methanol system using water as entrainer and pressure reduction // Ind. Eng. Chem. Res. 2010. V. 49. P. 6176–6183.
9. Knapp J.P., Doherty M.F. Thermal Integration of Homogeneous Azeotropic Distillation Sequences // AIChE J. 1990. V. 36. № 7. P. 969–984.
10. Luyben W.L. Comparison of Extractive Distillation and Pressure-Swing Distillation for Aceton-Methanol Separation // Ind. Eng. Chem. Res. 2008. V. 47. P. 2696–2707.
11. Анохина Е.А., Долматов Б.Б., Тимошенко А.В. Энергетическая эффективность экстрактивной ректификации смеси ацетон – хлороформ в сложной колонне с боковой секцией // Хим. технология. 2008. № 8. С. 402–407.
12. 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.
13. Анохина Е.А., Рудаков Д.Г., Тимошенко А.В. Энергетическая эффективность экстрактивной ректификации смеси изобутиловый спирт – изобутилацетат в зависимости от состава питания // Хим. технология. 2010. № 9. С. 549–556.

В табл. 6 приведены энергозатраты в кипятильниках колонн традиционной схемы ЭР и сложной колонны с боковой секцией.

Видно, что для всех рассмотренных составов питания проведение экстрактивной ректификации в одной сложной колонне с боковой секцией является менее энергоёмким по сравнению с традиционным вариантом разделения. Снижение энергозатрат составляет 11.2 – 19.6 % в зависимости от состава исходной смеси. Аналогичные результаты были получены нами и при ЭР данной смеси с ДМФА, когда снижение энергозатрат составило от 9.8 до 16 % в зависимости от состава питания [12].

Таким образом, рассмотрена экстрактивная ректификация смеси ацетон – метанол различного исходного состава с водой в двух-колонной схеме и в сложной колонне с боковой укрепляющей секцией. Показано, что для всех исследованных составов питания проведение экстрактивной ректификации в комплексе с частично связанными тепловыми и материальными потоками требует меньших затрат энергии по сравнению с традиционной схемой разделения.