

РАЗДЕЛЕНИЕ СМЕСИ ЭТАНОЛ-ВОДА С ИСПОЛЬЗОВАНИЕМ КОМПЛЕКСА РЕКТИФИКАЦИОННЫХ КОЛОНН, РАБОТАЮЩИХ ПОД РАЗНЫМИ ДАВЛЕНИЯМИ

С.Л. Назанский, А.В. Солохин, В.С. Тимофеев

Методами численного моделирования исследована возможность разделения азеотропной смеси этанол – вода с использованием комплекса колонн, работающих под разными давлениями.

Известно, что при разделении неидеальных жидких смесей с использованием процесса ректификации существуют термодинамические ограничения на возможность выделения компонентов в чистом виде даже при бесконечной эффективности ректификационных колонн по разделению [1]. В этом случае концентрационное пространство разделяемой смеси распадается на замкнутые ячейки (области) развития процесса ректификации, и возможные составы продуктовых потоков определяются тем, в какой области разделения расположена точка состава питания колонны.

Преодоление указанных ограничений возможно при использовании принципа перераспределения полей концентраций (ПППК) между областями разделения [2]. Сущность принципа заключается в том, что в зависимости от различных факторов точка состава питания ректификационной колонны может располагаться в разных областях разделения. Одним из способов реализации ПППК является использование изменения давления для перевода точки состава питания из одной области разделения в другую. В данном случае при изменении давления происходит изменение температур кипения и составов азеотропов, что приводит к изменению взаимного расположения областей разделения. Преимущество данного способа заключается в отсутствии необходимости введения дополнительных веществ, используемых для разделения.

Абсолютирование этанола в промышленности проводится методом гетероазеотропной ректификации с

использованием бензола в качестве азеотропообразующего агента [3]. В данном методе спирт может получаться с незначительной примесью бензола, что ограничивает его дальнейшее применение.

В связи с этим в данной работе была предпринята попытка оценить возможность разделения бинарной азеотропной смеси этанол–вода при варьировании давления. Известно, что использование ПППК за счет изменения давления является эффективным только при значительном изменении состава азеотропа в зависимости от давления. Скорость и направление изменения состава бинарного азеотропа регламентируются вторым законом Вревского и зависят от разницы теплот испарения компонентов [4]. Поэтому для оценки принципиальной возможности разделения за счет изменения давления были оценены значения энтальпий испарения этанола и воды при температурах кипения, которые составили $3.874 \cdot 10^7$ и $4.066 \cdot 10^7$ Дж/кмоль соответственно. Из представленных данных видно, что энтальпии испарения отличаются, следовательно, существует возможность разделения азеотропной смеси предлагаемым способом.

С помощью программного комплекса CHEMCAD было проведено численное моделирование равновесия жидкость–пар смеси этанол – вода при различных давлениях. Моделирование проводилось с использованием уравнения NRTL и поправки Пойнтинга [5] для случая давления выше 0.3 МПа. В результате расчетов была получена зависимость температуры кипения и состава азеотропа от давления, представленная в табл. 1.

Таблица 1. Влияние давления на характеристики азеотропа этанол–вода.

P, МПа	t, °С	x_1 , мол. д.
0.0066	22.00	0.935
0.0132	34.25	0.927
0.0264	47.76	0.919
0.0789	72.29	0.903
0.100	78.17	0.898
0.1316	85.29	0.896
0.2632	104.89	0.885
0.3947	117.58	0.879
0.5263	127.22	0.873
0.6579	135.08	0.867
0.8000	142.27	0.862

Из табл. 1 видно, что при увеличении значения давления азеотроп обогащается водой.

На основании полученных данных для разделения смеси, содержащей 0.4 мол. д.

этанола, при допущении о бесконечной эффективности колонн по разделению, можно предложить принципиальную схему разделения, представленную на рис. 1.

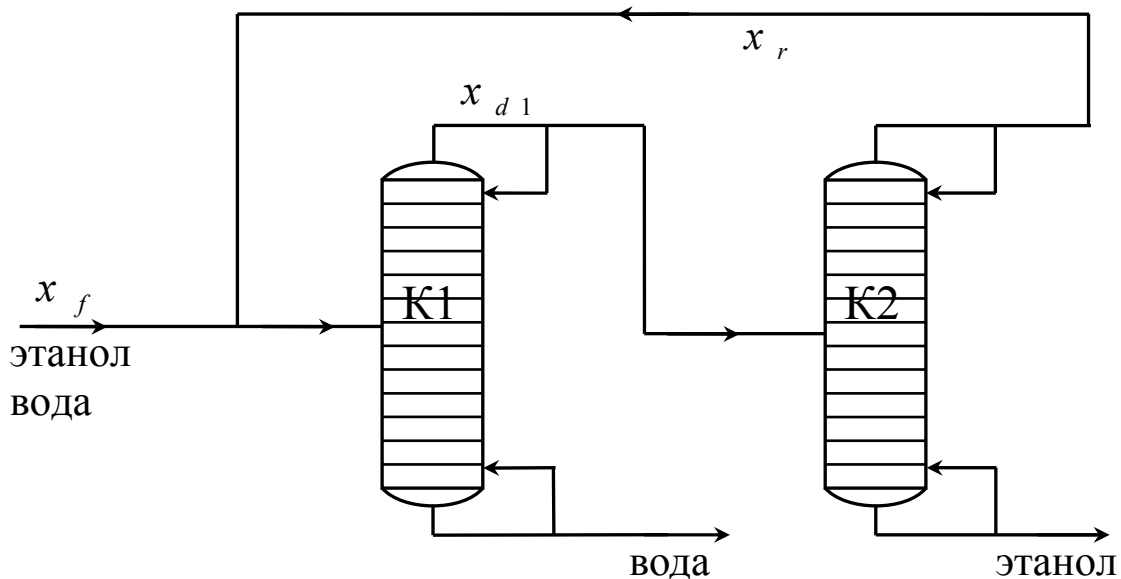


Рис. 1. Принципиальная технологическая схема разделения смеси этанол–вода.

В соответствии с данной схемой поток питания состава x_f смешивается с потоком рецикла (дистиллатом второй колонны) состава x_r , равного составу азеотропа при давлении P_2 , и направляется на разделение в первую ректификационную колонну, работающую при давлении P_1 . Кубовым продуктом первой колонны отбирается вода, а дистиллат колонны K1 азеотропного состава x_{d1} при давлении P_1 подается во

вторую ректификационную колонну K2. Кубовым продуктом второй колонны выводится этанол, а дистиллат возвращается в первую колонну. Из данных табл. 1 видно, что рассматриваемая схема будет работоспособна при $P_1 < P_2$.

Далее с помощью программного пакета CHEMCAD было проведено численное моделирование предложенной принципиальной технологической схемы

разделения. Расчеты проводились для случая 100 кмоль/ч питания с мольной долей этанола, равной 0.4. Первая серия расчетов проводилась при давлении в первой колонне, равном 0.1 МПа, и давлении во второй колонне 0.8 МПа.

Из данных табл. 1 видно, что в этом случае азеотропная точка изменяет свой

состав на 0.036 мол. д. Результаты расчета показали, что величина рецикла должна быть не меньше 113.3 кмоль/ч, а значения основных конструктивных и режимных параметров, обеспечивающих максимальную чистоту этанола, представлены в табл. 2.

Таблица 2. Основные конструктивные и режимные параметры схемы разделения смеси этанол–вода при давлении в колонне К1, равном 1 атм.

Параметр	Колонна К1	Колонна К2
Высота, теор. тар.	35	35
Тарелка питания (сверху)	25	25
Дистиллат, кмоль/ч	170	130
Кубовый прод., кмоль/ч	60	40
Флегмовое число К1	15	-
Паровое число К2	-	20
Вода в кубе, мол. д.	0.958	0.064
Этанол в кубе, мол. д.	0.042	0.936
Давление, МПа	0.1	0.8

Из представленных в табл. 2 данных видно, что при найденных параметрах качество этанола и воды недостаточно высокое. В связи с этим были предприняты моделирование схемы при минимальном давлении в первой колонне 6.6 кПа. В соответствии с данными табл. 1, в этом

случае изменение состава азеотропа составляет 0.073 мол. д. и величина рецикла должна быть не менее 36.0 кмоль/ч. В рассматриваемых условиях были получены основные конструктивные и режимные параметры процесса, представленные в табл. 3.

Таблица 3. Основные конструктивные и режимные параметры схемы разделения смеси этанол–вода при давлении в колонне К1, равном 6.6 кПа..

Параметр	Колонна К1	Колонна К2
Высота, теор. тар.	35	35
Тарелка питания (сверху)	25	25
Дистиллат, кмоль/ч	100	60
Кубовый прод., кмоль/ч	60	40
Флегмовое число К1	15	-
Паровое число К2	-	20
Вода в кубе, мол. д.	0.978	0.033
Этанол в кубе, мол. д.	0.022	0.967
Давление, кПа	6.6	800

Из данных табл. 3 видно, что снижение величины давления в первой колонне привело к уменьшению потока рецикла (дистиллата колонны К2) и к повышению качества выделяемых продуктов. Также из данных табл. 3 следует, что качество потоков этанола и воды, выходящих из схемы, по-прежнему недостаточно

высокое. В связи с этим далее было проведено численное моделирование схемы разделения при более высоких значениях высот колонн – 55 теоретических тарелок. При этом давление в первой колонне составляло 6.6 кПа. Результаты расчетов представлены в табл. 4.

Таблица 4. Основные параметры и показатели схемы разделения смеси этанол–вода при высоте ректификационных колонн 55 теоретических тарелок и давлении в колонне К1, равном 6.6 кПа.

Параметр	Колонна К1	Колонна К2
Высота, теор. тар.	55	55
Тарелка питания (сверху)	29	25
Дистиллат, кмоль/ч	130	90
Кубовый прод., кмоль/ч	60	40
Флегмовое число К1	15	-
Паровое число К2	-	20
Вода в кубе, мол. д.	0.996	0.005
Этанол в кубе, мол. д.	0.004	0.995
Давление, кПа	6.6	800

Из табл. 4 видно, что при увеличении эффективности ректификационных колонн по разделению удастся достичь высокой чистоты продуктов. Кроме того, величины параметров орошения (флегмового и парового чисел) также достаточно высокие. Из этого следует, что разделение азеотропной смеси этанол – вода на практически чистые компоненты с использованием комплекса

колонн, работающих под разными давлениями, связано с высокими капитальными и энергетическими затратами. Следует отметить, что для выбора конкретного варианта получения абсолютного этанола (гетероазеотропная ректификация или комплекс) необходимо провести сравнение различных вариантов схем по критерию приведенных затрат.

ЛИТЕРАТУРА:

1. Жаров, В. Т. Физико-химические основы дистилляции и ректификации / В. Т. Жаров, Л. А. Серафимов. – Л. : Химия, 1975. – 238 с.
2. Серафимов, Л. А. Фундаментальный принцип перераспределения полей концентраций как основа создания разделительных комплексов / Л. А. Серафимов, А. К. Фролкова // Теор. основы хим. технол. – 1997. – Т. 31, № 2. – С. 184.
3. Климовский, Д. Н. Технология спиртового производства / Д. Н. Климовский, В. Н. Стабников. – М. : Пищепромиздат, 1950. – 385 с.
4. Коган, В. Б. Азеотропная и экстрактивная ректификация / В. Б. Коган. – Л. : Химия, 1971. – 432 с.
5. Рид, Р. Свойства газов и жидкостей / Р. Рид, Дж. Шервуд, Т. Прауэриц. – Л. : Химия, 1982. – 592 с.