

663.551.11

РАСЧЕТ И АНАЛИЗ БРАЖНОЙ И РЕКТИФИКАЦИОННОЙ КОЛОНН БРАГОРЕКТИФИКАЦИОННОГО АППАРАТА СИСТЕМЫ КТИПП

А. П. НИКОЛАЕВ, П. С. ЦЫГАНКОВ, В. С. БОДРОВ

Киевский технологический институт пищевой промышленности

В Киевском технологическом институте пищевой промышленности разработан и испытан брагоректификационный аппарат БРА новой схемы [1, 2, 3].

В эшюрационной колонне ЭК предварительно нагретая бражка проходит эшюрацию и поступает на верхнюю тарелку бражной колонны БК. Спирто-водные пары из БК направляются на обогрев ректификационной РК и эшюрационной колонн.

Эфиристо-альдегидная фракция ЭАФ из конденсатора ЭК направляется в колонну разгонки КРЭАФ [4], в которой происходит концентрирование летучих примесей и абсорбирование спирта водой. Спирто-водная смесь из КРЭАФ направляется на перегонку в БК, а концентрат К этой фракции отводится из БРА.

Ректифицированный спирт подвергается дополнительной обработке в колонне окончательной очистки КОО.

Предварительные расчеты и эксплуатация аппарата показали его экономичность, высокую степень очистки и увеличенный выход ректифицированного спирта. Поэтому целесообразно провести расчет статики колонн и затрат на процесс с целью получения данных для оптимального проектирования и эксплуатации таких аппаратов.

Приняты следующие обозначения переменных:

F, W — количество питания и кубового погона, *моль/моль* дистиллята;

P, P' — количество греющего водяного пара, соответственно *моль/моль* дистиллята и *кг/дал* абсолютного алкоголя а. а.;

$P^{эп}, P^э, P^р$ — количество спирто-водных паров, уходящих из БК, направляемых в ЭК и РК, соответственно *моль/моль* дистиллята;

H — непастеризованный спирт, *моль/моль* дистиллята;

D — количество отбираемого из РК дистиллята, *моль*;

L, G — текущие значения жидкостного и парового потоков, *моль/моль* дистиллята;

R — флегмовое число РК;

X_n, X_d, X_f, X_w — концентрация спирта в конденсате и в дистилляте РК, в питании и кубовом погоне БК, *мол. %*;

X, Y — концентрация спирта в жидкости и паре, находящихся в контакте в произвольно взятых сечениях колонны, *мол. %*;

X', Y' — концентрация спирта в жидкости и паре, находящихся в равновесии, *мол. %*;

$Y^{эп}$ — концентрация спирта в спирто-водных парах, уходящих из БК, мол. %;

n, m_x — число теоретических тарелок и число единиц переноса.

Материальный баланс БК (открытый обогрев):

$$F + R + P = P^{эп} + W \quad (1) \quad \text{или} \quad P + L = G + W.$$

Материальный баланс БК по спирту:

$$LX = GY + WX_w \quad \text{или} \quad (F + R)X = PY + (F + R)X_w.$$

Отсюда уравнение рабочей линии процесса:

$$Y = \frac{F + R}{P} X - \frac{F + R}{P} X_w = \frac{F + R}{P} (X - X_w). \quad (2)$$

Уравнение (1) можно выразить: $F + P = P^{эп} + W + (P^p - R) = P^{эп} + W + D$.

Тогда баланс по спирту: $FX_f = P^{эп} Y^{эп} + WX_w + DX_0$.

Но так как

$$P^{эп} = P - P^p = P - (R + D) = P - R - D,$$

$$\text{то} \quad FX_f = (P - R - D) Y^{эп} + (F + R) (X_w + X_0),$$

откуда

$$F = \frac{(P - R - D) Y^{эп} + RX_w + X_0}{X_f - X_w}.$$

Так как $P^p Y^{эп} = RX_f + DX_0$, то $Y^{эп} = \frac{R}{P^p} X_f + \frac{DX_0}{P^p} = \frac{RX_f - X_0}{R + D}$. (3)

Тогда $F = \frac{(P - R - D)(RX_f + X_0) + (RX_w + X_0)(R + D)}{(X_f - X_w)(R + D)}$. (4)

Материальный баланс РК по всему продукту: $P^p R + D + H$. Количество отбираемого непастеризованного спирта невелико и для разных режимов практически постоянно, поэтому в расчеты оно не включено. Материальный баланс РК по спирту: $P^p Y = RX + DX_0 = RX + DX_0$. Отсюда уравнение рабочей линии ректификации:

$$Y = \frac{R}{P^p} X + \frac{DX_0}{P^p} \quad \text{или} \quad X = Y + \frac{Y - DX_0}{R}. \quad (5)$$

В расчетах все величины отнесены к D , т. е. $D=1$. Величины n и m_x колонн определялись путем последовательного совместного решения уравнений кривой равновесия системы этанол—вода и рабочих линий процесса [5, 6, 7].

Таблица

Переменные величины	Принятые значения		
P , моль/моль дист.	6	10	14
R	3	4	5
	6	7	—
X_0 , об. %	96	96,2	96,5
X_f , об. %	15	20	30
X_w , об. %	0,05	0,032	0,015
	0,01	0,0052	0,0032
	0,0015	0,00032	—

Результаты расчетов (таблица) имеют пределы изменения, охватывающие все реально допустимые значения, в том числе нормированные, возможные на производстве и интересные в теоретическом плане. Блок-схемы алгоритмов и программы расчета статических зависимостей параметров колонны составлены для вычислений на ЭЦВМ «Проминь». Рассмотрено 1080 сочетаний исходных переменных. Результаты расчетов представлены в виде серии статических характеристик, одна из которых — на рис. 1.

Анализ характеристик показал, что а) в бражной колонне увеличение X_f ведет к уменьшению необходимого для его вываривания n , так как увеличение X_f означает, что одновременно уменьшилось L/G ; при постоянном X_f возрастание R также ведет к снижению n ; изменение P не приводит к изменению n , так как при этом одновременно взаимно компенсируются изменения значений L , G и X_f ; изменение X_0 в пределах нормированных значений не оказывает заметного влияния на X_n ; б) в ректификационной колонне (как и в РК аппаратов косвенного действия) с уменьшением R и повышением X_0 требуется увеличение n .

Оптимальные величины P , X_w и n для определенных значений X_f и X_0 можно определить, если с помощью полученных статических зависимостей рассчитать затраты на процессы [8]:

$$K^B = K_{ам}^B + K_{рем}^B + K_n + K_{сн} \text{ коп/дал а. а.}, \quad (13)$$

$$K^P = K_{ам}^P + K_{рем}^P + K_{зд} \text{ коп/дал а. а.}, \quad (14)$$

$$K_{ам} = \left(\frac{n}{\eta} + 3 \right) C_{тар} - \text{амортизационные отчисления на колонну,}$$

где η — к. п. д. тарелки;

3 — три реальные тарелки сепаратора БК и зоны, находящейся выше отбора ректифицированного спирта в РК;

$C_{тар}$ — удельные затраты на амортизацию;

$K_{рем}$ — затраты на ремонт, $K_{рем}^B = K_{ам}^B$;

$K_n = P' C_n$ — стоимость греющего водяного пара;

C_n — удельная стоимость пара;

$K_{сн} = WC_{сн}$ — затраты, связанные с потерями спирта с бардой.

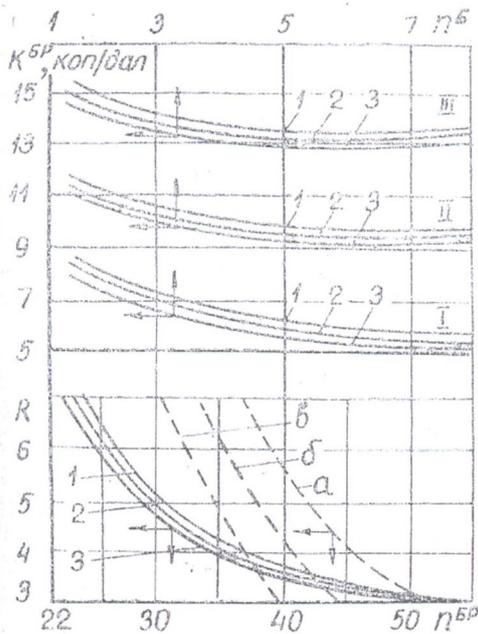


Рис. 1. Перегонка — — —; перегонка и ректификация — — —. $\eta = 0,45$; $X_0 = 96,2$ об. %; $X_w = 0,005$ об. %; $P, \text{кг/дал а. а.}$: I — 2,75; II — 4,5; III — 6,35; $X_{fB}, \text{об. \%}$: 1 — 15; 2 — 20; 3 — 30; $X_{f2}, \text{об. \%}$: а — 5; б — 7; в — 10.

На каждый выработанный на аппарате декалитр спирта потери его с кубовой жидкостью составят:

$$T = \frac{46 \cdot 100 [PX_f - X_0 - Y^{эп} (P - R - D)]}{M_0 X_0'} \text{ дал/дал дистиллята,}$$

где X_0 , X_f и $Y^{эп}$ — в мол. долях;

M_0 — молекулярный вес дистиллята;

$C_{сн}$ — удельная стоимость спирта;

$$K_{зд} = \left(\frac{n}{\eta} + 3 \right) C_{зд} - \text{отчисления на амортизацию здания;}$$

$C_{зд}$ — удельные амортизационные отчисления на здание.

В расчетах принято:

$$C_{тар}^B = 9,3 \cdot 10^{-5} \text{ руб/дал а. а. тар;}$$

$$C_{тар}^P = 4,75 \cdot 10^{-5} \text{ руб/дал а. а. (по каталогам);}$$

$$C_n = 2,5 \cdot 10^{-3} \text{ руб/кг (по данным производства);}$$

$$C_{сн} \text{ 5,9; 6,1; 6,3 руб/дал а. а. для соответственных величин } X_0 \text{ 96; 96,2; 96,5 об. \% (отпускные цены);}$$

$$C_{зд} = 4,3 \cdot 10^{-5} \text{ руб/дал а. а. тар [9].}$$

При определении затрат к.п.д. изменяли от 0,3 до 0,6.

Ввиду того, что БК и РК осуществляют последовательно процессы вываривания и концентрирования спирта и связаны паровыми и жидкостными потоками, целесообразно рассмотреть единую статическую характеристику этих колонн и рассчитать суммарные затраты на извлечение и концентрирование спирта с целью определения параметров совместной работы этих колонн. На нижней части рис. 1 показана зависимость числа теоретических тарелок бражной n^b и совместно бражной и ректификационной n^{bP} колонн от X_f и R для постоянных X_d и X_w . При постоянном n^{bP} , увеличивая R , можно работать с меньшими X_f ; уменьшение X_f при постоянном R вызывает рост n^{bP} . Большее значения X_d можно достигнуть увеличением R или X_f (при постоянном n^{bP}).

В верхней части рис. 1 представлен график $K^{bP} = f(X_f, R, P, n^{bP})$. Основные затраты приходятся на стоимость греющего пара. Изменение расхода пара с 6 до 10 моль/моль питания вызывает увеличение K^{bP} в среднем на 4—4,5 коп/дал а.а. (для принятых пределов изменения X_d , X_w и постоянных X_f и R).

Увеличение X_f от 15 до 30 об.% при постоянных X_d , X_w и P ведет

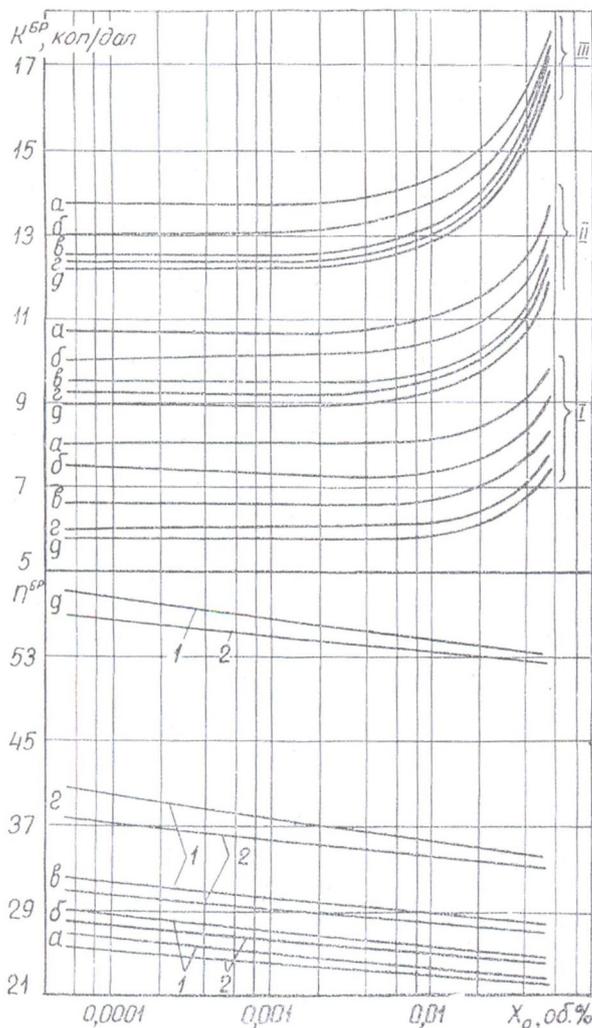


Рис. 2. $X_d = 96,2$ об.%; $\eta = 0,45$. P , кг/дал а. а.: I — 2,75; II — 4,5; III — 6,35. R : а — 7; б — 6; в — 5; г — 4; д — 3. X_f , об. %: 1 — 15; 2 — 30.

к снижению затрат в среднем на 0,2—1,5 коп/дал а.а. Влияние содержания спирта в барде на суммарные затраты и суммарное число теоретических тарелок в бражной и ректификационной колоннах представлено на рис. 2. С изменением X_w от 0,05 до 0,005 об.% и R от 7 до 3 при постоянных X_d , X_f и η затраты на брагоректификацию уменьшаются в среднем на 4,5—5,6 коп/дал. Дальнейшее снижение потерь спирта до $\lambda = 0,0015$ об.% сопровождается менее заметным уменьшением K^{bP} . после чего в области $X_w \ll 0,0015$ об.% величина K^{bP} начинает возрастать. Объясняется это тем, что для достижения $\lambda \ll 0,0015$ об.% требуется гораздо большее число тарелок, амортизация и ремонт которых, а также увеличивающаяся амортизация здания цеха вызывает заметный рост K^{bP} . Повышение X_d от 96,2 до 96,5 об.% вызывает рост K^{bP} на 0,2—0,5 коп/дал а.а.

С помощью полученных статико-экономических зависимостей можно найти режим брагоректификации, которому

соответствует минимум затрат. Например, для $n^{BP} = 34$ и $\eta = 0,45$ при постоянном $X_D = 96,2$ об. % наиболее экономичным будет процесс, при котором $P = 6$ моль/моль дистиллята, $X_f = 30$ и $X_w = 0,0015$ об. %. При этом изменение X_f от 30 до 15 об. % вызывает увеличение K^{BP} на 0,5—1,5 коп/дал а. а. от минимального, равного 5,9 коп/дал а. а. Если же вести этот процесс при $X_w = 0,015$ об. % (нормированная величина), то $K^{BP} = 6,2$ коп/дал а. а., т. е. затраты увеличиваются на 0,3 коп/дал а. а.

ВЫВОДЫ

Полученные статические характеристики и зависимости затрат от режимов извлечения и концентрирования спирта в бражной и ректификационной колоннах определяют взаимное влияние различных переменных на ход процесса, выявляют тенденции в изменениях величины затрат с изменением параметров и в распределении затрат по отдельным составляющим, указывают пути удешевления процесса — вывода режимов работы реальных колонн на экономически выгодные.

Полученные зависимости необходимы для статико-экономического анализа всего аппарата с целью его оптимального проектирования и эксплуатации.

ЛИТЕРАТУРА

1. Стабников В. Н. Новое в области ректификации спирта. ЦИНТИПищепром, М., 1967.
2. Ферменты и спирт. пром-сть, № 6, 28, 1964.
3. Цыганков П. С. Брагоректификационные установки. «Пищевая пром-сть», М., 1970.
4. Цыганков П. С., Носенко В. А. Изв. вузов СССР, Пищевая технология, № 3, 75, 1969.
5. Цыганков П. С. Изв. вузов СССР, Пищевая технология, № 3, 140, 1964.
6. Процюк Т. Б. Изучение фазового равновесия жидкость—пар и процесса ректификации некоторых систем спиртового производства. Автореф. канд. дисс., КТИПП, 1968.
7. Николаев А. П. Изв. вузов СССР, Пищевая технология, № 6, 140, 1969.
8. Николаев О. П., Юдицкий Д. Т. Сб. Харчова промисловість, № 12, 6, 1970.
9. Прейскурнт 23—03, ч. 1. Дополнения № 10, № 12, НИИХиммаш. М., 1968.

Кафедра процессов и аппаратов
пищевых производств

Поступила 16 VI 1970