

Министерство науки и высшего образования Российской Федерации
федеральное государственное автономное образовательное учреждение
высшего образования
**«НАЦИОНАЛЬНЫЙ ИССЛЕДОВАТЕЛЬСКИЙ
ТОМСКИЙ ПОЛИТЕХНИЧЕСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ»**

Инженерная школа ядерных технологий
Направление – Ядерные физика и технологии
Отделение ядерно-топливного цикла

Отчет по лабораторной работе №2
по дисциплине
«Методы разделения стабильных изотопов»
Материальные расчеты процесса ректификации
Вариант 6

Исполнитель:

Студент, гр. 0А8Д

подпись

дата

Кузьменко А.С.

Проверил:

Профессор ОЯТЦ

подпись

дата

Орлов А.А.

СОДЕРЖАНИЕ

1	ЦЕЛЬ РАБОТЫ	3
2	ТЕОРЕТИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ.....	3
2.1	Введение	3
3	ИСХОДНЫЕ ДАННЫЕ.....	7
4	ПРАКТИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ	7
5	ВЫВОДЫ	12

1 ЦЕЛЬ РАБОТЫ

Произвести расчет материального баланса ректификационной колонны.

2 ТЕОРЕТИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ

2.1 Введение

Из физико-химических методов разделения смесей веществ широкое применение как в лабораторной практике, так и в промышленном производстве находят дистилляционные методы. Под дистилляционными методами будем понимать все методы очистки веществ с использованием фазового перехода жидкость–пар (различные варианты простой перегонки, ректификации и дистилляции). Несмотря на многообразие существующих способов осуществления дистилляции, все они основаны на использовании различия в составах разделяемой жидкой смеси и образующегося из нее пара. Это различие можно охарактеризовать величиной относительной летучести отделяемого редкого компонента, называемой в этом случае обычно коэффициентом разделения.

Процесс ректификации осуществляется в специальных аппаратах, называемых ректификационными колоннами (простейшая схема представлена на рис. 1). Пар, образующийся при кипении жидкости в кубе колонны 1, поднимается вверх по ректифицирующей части 2 и попадает в конденсатор 3. Конденсат (флегма) стекает вниз по колонне в куб 1. Поднимающийся пар, вступая в контакт со стекающей жидкостью, обедняется высококипящим компонентом и одновременно обогащается низкокипящим компонентом. Таким образом, в ректифицирующей части 2, которая представляет собой вертикальный цилиндр, обычно заключающий в себе то или иное устройство для улучшения контакта жидкости и пара, осуществляется противоток фаз. В результате между жидкостью и паром протекает процесс массообмена, т.е. происходит межфазное перераспределение компонентов. На концах колонны имеет место обращение фаз: в конденсаторе происходит фазовый переход из

пара в жидкость, а в кубе колонны – из жидкости в пар. Все это приводит к умножению элементарного акта разделения, наблюдаемого при обычном испарении жидкости, т.е. ректификация в отличие от однократной перегонки является многоступенчатым процессом. Чем лучше контакт между жидкостью и паром в ректифицирующей части, тем выше скорость межфазового массообмена и эффект разделения в колонне.

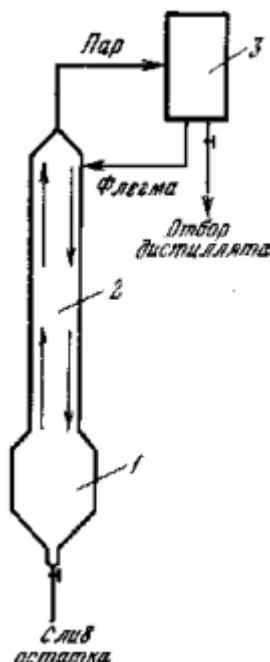


Рисунок 1 – Схема ректификационной колонны

1 – куб колонны; 2 – ректифицирующая часть; 3 – конденсатор

Вследствие межфазного массообмена в процессе ректификации легкокипящая компонента разделяемой смеси концентрируется вверху колонны и в виде дистиллята может отбираться оттуда. Для этой цели в конденсаторе осуществляется деление потока жидкости, образующейся из поступающего пара, на две части. Одна часть отбирается в сборник дистиллята, а другая часть возвращается в колонну в противоток пару в виде орошения – флегмы. Отношение скорости орошения к скорости отбора продукта называется флегмовым числом.

В промышленных условиях ректификация осуществляется обычно в виде непрерывного процесса. Разделяемую смесь – питание – подают в

среднюю часть колонны. Легкокипящая компонента смеси при этом концентрируется в верхней части колонны. Местом ввода питания колонна делится на две секции. Секция, в которой концентрируется интересующий компонент, носит название укрепляющей, другая секция – исчерпывающая. С точки зрения теории ректификации каждую из этих секций можно рассматривать как отдельную колонну. Непрерывно действующие колонны также называются колоннами с открытым циклом.

Таким образом, при работе непрерывно действующей колонны исходная питающая смесь делится на две фракции: дистиллят (обогащен легкокипящей компонентой и отбирается из конденсатора колонны) и кубовый остаток (обеднен легкокипящей компонентой и отбирается из куба колонны).

По характеру контакта между жидкостью и паром ректификационные колонны условно можно разделить на следующие типы:

1. Тарельчатые колонны. Контакт между жидкостью и паром в таких колоннах происходит скачкообразно на специальных горизонтально установленных в различных сечениях ректифицирующей части колонны устройствах – тарелках.

2. Насадочные колонны. К насадочным колоннам обычно относятся колонны, ректифицирующая часть которых заполнена засыпной (нерегулярной) насадкой. Контакт между жидкостью и паром здесь осуществляется непрерывно по всей высоте колонны в ее объеме на насадке. В качестве насадки используются фарфоровые или стеклянные кольца, отрезки металлической спирали, тела различной геометрической формы из проволочной сетки т.д.

3. Пленочные колонны. В колоннах этого типа жидкость движется сверху вниз в виде пленки по поверхности специального приспособления, вводимого в ректифицирующую часть для обеспечения большей площади контакта фаз и их движения по заданному пути. Контакт между жидкостью и

паром при этом происходит на поверхности этой пленки непрерывно по всей высоте колонны (наиболее простой случай – полая труба).

С момента начала работы ректификационной колонны достигаемый в ней эффект разделения постепенно увеличивается до установления в колонне стационарного состояния, при этом в колонне уже не происходит изменения составов жидкой и паровой фаз. Следовательно, отношение концентраций веществ вверху и внизу ректифицирующей части будет при этом постоянной величиной. Этим отношением характеризуют разделительную способность ректификационной колонны.

3 ИСХОДНЫЕ ДАННЫЕ

Таблица 1 – Исходные данные

Система "ацетон - уксусная кислота" (C_3H_6O - $C_2H_4O_2$)		
x, %	y, %	t
4,2	10,8	112,1
8,2	22,5	-
10,3	25,7	107,4
12,7	31	106,1
15,8	35,6	104,6
19,4	43,3	101,4
22,6	56,4	94,3
23,6	58	92,5
27,1	63	90,4
29,4	66	87
30,7	70,9	86
43,3	84,4	78,6
55	92	70,8
66,8	96,6	65,6
76,1	98,1	63,6
93,5	99,7	60,7

Исходные данные: расход исходной смеси $\bar{G}_F = 11$ кг/с; концентрации (мольные доли) $x_D = 0,92$, $x_F = 0,52$, $x_W = 0,12$.

4 ПРАКТИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ

По исходным данным (таблица 1) построена зависимость $x(y)$:

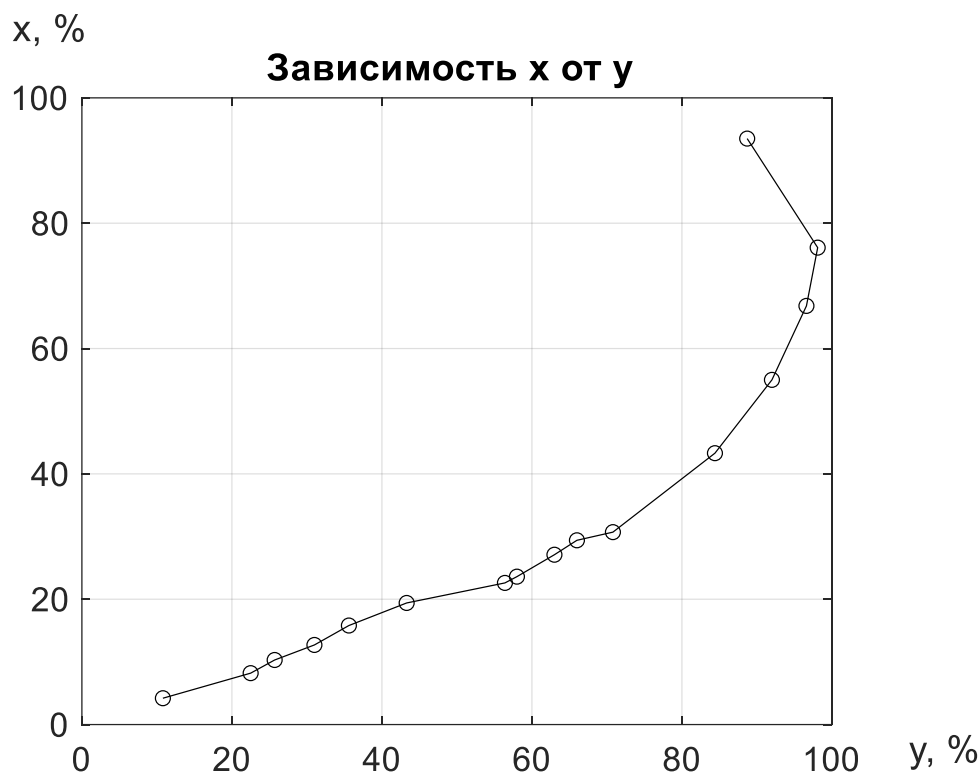


Рисунок 2 – Зависимость $x(y)$

Определены молярные массы ацетона (M_1) и уксусной кислоты (M_2):

$$M_1 = 3 \cdot 12 \frac{\text{кг}}{\text{кмоль}} + 6 \cdot 1 \frac{\text{кг}}{\text{кмоль}} + 16 \frac{\text{кг}}{\text{кмоль}} = 58 \frac{\text{кг}}{\text{кмоль}}$$

$$M_2 = 2 \cdot 12 \frac{\text{кг}}{\text{кмоль}} + 4 \cdot 1 \frac{\text{кг}}{\text{кмоль}} + 2 \cdot 16 \frac{\text{кг}}{\text{кмоль}} = 60 \frac{\text{кг}}{\text{кмоль}}$$

По формулам (1-3) определены молярные массы исходной смеси, дистиллята и кубового остатка:

$$M_F = M_1 \cdot x_F + M_2 \cdot (1 - x_F) \quad (1)$$

$$M_W = M_1 \cdot x_W + M_2 \cdot (1 - x_W) \quad (2)$$

$$M_D = M_1 \cdot x_D + M_2 \cdot (1 - x_D) \quad (3)$$

$$M_F = 58 \frac{\text{кг}}{\text{кмоль}} \cdot 0,52 + 60 \frac{\text{кг}}{\text{кмоль}} \cdot (1 - 0,52) = 58,96 \frac{\text{кг}}{\text{кмоль}}$$

$$M_W = 58 \frac{\text{кг}}{\text{кмоль}} \cdot 0,12 + 60 \frac{\text{кг}}{\text{кмоль}} \cdot (1 - 0,12) = 59,76 \frac{\text{кг}}{\text{кмоль}}$$

$$M_D = 58 \frac{\text{кг}}{\text{кмоль}} \cdot 0,92 + 60 \frac{\text{кг}}{\text{кмоль}} \cdot (1 - 0,92) = 58,16 \frac{\text{кг}}{\text{кмоль}}$$

Рассчитаны массовые доли легколетучего компонента в исходной смеси, дистилляте и кубовом остатке по формулам (4-6):

$$\bar{x}_F = \frac{M_1 \cdot x_F}{M_1 \cdot x_F + M_2 \cdot (1 - x_F)} \quad (4)$$

$$\bar{x}_W = \frac{M_1 \cdot x_W}{M_1 \cdot x_W + M_2 \cdot (1 - x_W)} \quad (5)$$

$$\bar{x}_D = \frac{M_1 \cdot x_D}{M_1 \cdot x_D + M_2 \cdot (1 - x_D)} \quad (6)$$

$$\bar{x}_F = \frac{58 \frac{\text{кг}}{\text{кмоль}} \cdot 0,52}{58 \frac{\text{кг}}{\text{кмоль}} \cdot 0,52 + 60 \frac{\text{кг}}{\text{кмоль}} \cdot (1 - 0,52)} = 0,511533242876527$$

$$\bar{x}_W = \frac{58 \frac{\text{кг}}{\text{кмоль}} \cdot 0,12}{58 \frac{\text{кг}}{\text{кмоль}} \cdot 0,12 + 60 \frac{\text{кг}}{\text{кмоль}} \cdot (1 - 0,12)} = 0,116465863453815$$

$$\bar{x}_D = \frac{58 \frac{\text{кг}}{\text{кмоль}} \cdot 0,92}{58 \frac{\text{кг}}{\text{кмоль}} \cdot 0,92 + 60 \frac{\text{кг}}{\text{кмоль}} \cdot (1 - 0,92)} = 0,917469050894085$$

Записаны уравнения материального баланса (формула 7):

$$\begin{cases} \bar{G}_F = \bar{G}_D + \bar{G}_W, \\ \bar{G}_F \cdot \bar{x}_F = \bar{G}_D \cdot \bar{x}_D + \bar{G}_W \cdot \bar{x}_W, \end{cases} \quad (7)$$

В данной системе уравнений неизвестными являются массовые расходы дистиллята (\bar{G}_D) и кубового остатка (\bar{G}_W). Решение системы линейных алгебраических уравнений проведено методом обратных матриц. Записаны матрицы системы A , свободных членов B и неизвестных X :

$$A = \begin{pmatrix} 1 & 1 \\ \bar{x}_D & \bar{x}_W \end{pmatrix} \quad (8)$$

$$B = \begin{pmatrix} \bar{G}_F \\ \bar{G}_F \cdot \bar{x}_F \end{pmatrix} \quad (9)$$

$$X = \begin{pmatrix} \bar{G}_D \\ \bar{G}_W \end{pmatrix} \quad (10)$$

Вычислен определитель матрицы системы A :

$$\Delta A = \begin{vmatrix} 1 & 1 \\ \bar{x}_D & \bar{x}_W \end{vmatrix} = \bar{x}_W - \bar{x}_D = 0,116465863453815 - 0,917469050894085 = \\ = -0,801003187440270 \neq 0$$

Найдены алгебраические дополнения для каждого элемента матрицы:

$$A_{11} = (-1)^2 \cdot \bar{x}_W = \bar{x}_W \quad (11)$$

$$A_{12} = (-1)^3 \cdot \bar{x}_D = -\bar{x}_D \quad (12)$$

$$A_{21} = (-1)^3 = -1 \quad (13)$$

$$A_{22} = (-1)^4 = 1 \quad (14)$$

Обратная матрица равна:

$$A^{-1} = \frac{1}{\Delta A} \cdot \begin{pmatrix} \bar{x}_W & -1 \\ -\bar{x}_D & 1 \end{pmatrix} \quad (15)$$

$$A^{-1} = \frac{1}{\bar{x}_W - \bar{x}_D} \cdot \begin{pmatrix} \bar{x}_W & -1 \\ -\bar{x}_D & 1 \end{pmatrix} \quad (16)$$

Найденная обратная матрица подставлена в уравнение $A^{-1}B=X$:

$$\frac{1}{\bar{x}_W - \bar{x}_D} \cdot \begin{pmatrix} \bar{x}_W & -1 \\ -\bar{x}_D & 1 \end{pmatrix} \cdot \begin{pmatrix} \bar{G}_F \\ \bar{G}_F \cdot \bar{x}_F \end{pmatrix} = \begin{pmatrix} \bar{G}_D \\ \bar{G}_W \end{pmatrix} \quad (17)$$

$$\begin{pmatrix} \frac{\bar{x}_W}{\bar{x}_W - \bar{x}_D} & \frac{-1}{\bar{x}_W - \bar{x}_D} \\ \frac{-\bar{x}_D}{\bar{x}_W - \bar{x}_D} & \frac{1}{\bar{x}_W - \bar{x}_D} \end{pmatrix} \cdot \begin{pmatrix} \bar{G}_F \\ \bar{G}_F \cdot \bar{x}_F \end{pmatrix} = \begin{pmatrix} \bar{G}_D \\ \bar{G}_W \end{pmatrix} \quad (18)$$

$$\begin{pmatrix} \frac{\bar{x}_W \cdot \bar{G}_F}{\bar{x}_W - \bar{x}_D} - \frac{\bar{G}_F \cdot \bar{x}_F}{\bar{x}_W - \bar{x}_D} \\ \frac{-\bar{x}_D \cdot \bar{G}_F}{\bar{x}_W - \bar{x}_D} + \frac{\bar{G}_F \cdot \bar{x}_F}{\bar{x}_W - \bar{x}_D} \end{pmatrix} = \begin{pmatrix} \bar{G}_D \\ \bar{G}_W \end{pmatrix} \quad (19)$$

Откуда массовый расход дистиллята равен:

$$\bar{G}_D = \frac{\bar{G}_F \cdot (\bar{x}_W - \bar{x}_F)}{\bar{x}_W - \bar{x}_D} \quad (20)$$

$$G_D = \frac{11 \frac{\text{кг}}{\text{с}} \cdot (0,116465863453815 - 0,511533242876527)}{(0,116465863453815 - 0,917469050894085)} =$$

$$= 5,42537313432836 \frac{\text{кг}}{\text{с}}$$

И массовый расход кубового остатка:

$$\bar{G}_W = \frac{\bar{G}_F \cdot (\bar{x}_F - \bar{x}_D)}{\bar{x}_W - \bar{x}_D} \quad (21)$$

$$\bar{G}_W = \frac{11 \frac{\text{кг}}{\text{с}} \cdot (0,511533242876527 - 0,917469050894085)}{(0,116465863453815 - 0,917469050894085)} =$$

$$= 5,57462686567164 \frac{\text{кг}}{\text{с}}$$

Молярные расходы исходной смеси, дистиллята и кубового остатка определены по формуле (8):

$$\begin{cases} G_F = \frac{\bar{G}_F}{M_F} \\ G_D = \frac{\bar{G}_D}{M_D} \\ G_W = \frac{\bar{G}_W}{M_W} \end{cases} \quad (22)$$

$$G_F = \frac{11 \frac{\text{кг}}{\text{с}}}{58,96 \frac{\text{кг}}{\text{кмоль}}} = 0,186567164179105 \frac{\text{кмоль}}{\text{с}}$$

$$G_D = \frac{5,42537313432836 \frac{\text{кг}}{\text{с}}}{58,16 \frac{\text{кг}}{\text{кмоль}}} = 0,0932835820895523 \frac{\text{кмоль}}{\text{с}}$$

$$G_W = \frac{5,57462686567164 \frac{\text{кг}}{\text{с}}}{59,76 \frac{\text{кг}}{\text{кмоль}}} = 0,0932835820895522 \frac{\text{кмоль}}{\text{с}}$$

С помощью линейной интерполяции найдена концентрация легколетучего компонента в паре, находящаяся в равновесии с жидкостью:

$$y_F^* = 0,844 + \frac{0,52 - 0,433}{0,55 - 0,433} \cdot (0,92 - 0,844) = 0,900512820512821$$

По формуле (23) вычислено минимальное флегмовое число:

$$R_{\min} = \frac{x_D - y_F^*}{y_F^* - x_F} \quad (23)$$

$$R_{\min} = \frac{0,92 - 0,900512820512821}{0,900512820512821 - 0,52} = 0,0512129380053908$$

Определено флегмовое число по формуле (24):

$$R = 1,3 \cdot R_{\min} + 0,3 \quad (24)$$

$$R = 1,3 \cdot 0,0512129380053908 + 0,3 = 0,366576819407008$$

5 ВЫВОДЫ

Произведен расчет материального баланса ректификационной колонны. В результате расчет флегмовое число для системы «ацетон-уксусная кислота» при исходных данных получилось равным $R = 0,366576819407008$.