

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 №3

по дисциплине

«Методы разделения стабильных изотопов»

Расчет теплового баланса ректификационной колонны

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

Провести расчет теплового баланса ректификационной колонны.

2 ТЕОРЕТИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ

2.1 Введение

Процессы теплообмена играют важную роль в современной технике. Они применяются всюду, где возникает необходимость нагрева или охлаждения среды для ее обработки и для утилизации тепла. Особенно широко процессы теплообмена используют в химической, нефтеперерабатывающей, энергетической и пищевой промышленности.

Перенос тепла может происходить различными способами в зависимости от агрегатного состояния вещества. Если вещество находится в твердом состоянии, то теплоперенос происходит в результате колебательного движения атомов и молекул кристаллической решетки, движения электронов, блуждания атомов примеси по дислокациям решетки. Такое явление носит название теплопроводности. Если вещество находится в жидком или газообразном состоянии, то кроме теплопроводности возможен теплоперенос путем механического передвижения и перемешивания самого вещества; такой перенос называется конвективным. Перенос тепла может происходить и в глубоком вакууме; в этом случае он производится излучением, испускаемым одними телами, и поглощаемым другими.

Известны два пути изучения явлений теплопереноса: феноменологический и молекулярно-кинетический (статистический). Феноменологический путь основывается на представлении вещества непрерывной сплошной средой; молекулярное строение вещества при этом обычно не играет роли; основные исходные законы (закон Фурье и др.) считаются экспериментальными фактами. Молекулярно-кинетический (статистический) путь состоит в изучении явлений на основе знаний о молекулярном строении вещества, на основе решения кинетических

уравнений, например, уравнения Больцмана. Мы будем рассматривать феноменологический метод исследования.

Температура – одна из основных физических величин, характеризующих процесс теплопроводности. Совокупность значений температуры во всех точках изучаемого пространства называется температурным полем $T(x,y,z)$.

Если температура в любой точке изучаемого пространства не меняется со временем, т.е. является функцией только координат, то такое поле называется стационарным или установившимся. По пространственным координатам температурное поле может быть одномерным, двух- и трехмерным в зависимости от количества координат, от которого это поле фактически зависит. Если соединить точки поля, имеющие одинаковую температуру, то получится изотермическая поверхность (изотерма). Передача тепла теплопроводностью происходит по нормали к изотермической поверхности от более нагретых областей к менее нагретым. Количество тепла, переносимое за единицу времени, называется тепловым потоком.

Основной закон теплопроводности, названный законом Фурье, может быть сформулирован так: плотность теплового потока в неподвижной среде прямо пропорциональна градиенту температуры.

Теплообменными аппаратами называют устройства, предназначенные для передачи тепла от одного теплоносителя к другому, а также осуществления различных технологических процессов: нагрева, охлаждения, кипения, конденсации и др.

Теплообменные аппараты классифицируют по различным признакам, в том числе по способу передачи тепла (поверхностные, смесительные). Основными требованиями к ним являются: обеспечение наиболее высокого коэффициента теплопередачи при возможно меньшем гидравлическом сопротивлении; компактность и наименьший расход материалов; надежность и герметичность в совокупности с простотой обслуживания и ремонта; унификация узлов и деталей; наибольший диапазон рабочих температур и давлений и т.д.

На интенсивность и эффективность процесса теплообмена влияют форма поверхности теплообмена; эквивалентный диаметр и компоновка каналов, обеспечивающих оптимальные скорости движения сред; средний температурный напор; наличие турбулизирующих элементов в каналах; оребрение и т.д.

Теплопередача между теплоносителями существенно изменяется в зависимости от физических свойств и параметров теплообменивающихся сред, а также от гидродинамических условий движения теплоносителя.

Основными параметрами рабочих сред являются плотность, вязкость, удельная теплоемкость, коэффициент теплопроводности, температура кипения, скрытая теплота испарения или конденсации и др. Для большинства физических параметров существует линейная зависимость от температуры.

Тепловой расчет начинается с определения тепловой нагрузки аппарата и расхода греющего и охлаждающего теплоносителя. Тепловой нагрузкой называется количество тепла, переданного от греющего теплоносителя к хладагенту.

Расчет температурного режима теплообменного аппарата состоит из определения средней разности температур, вычисления средних температур теплоносителей, а также определения температуры стенок аппарата.

При расчете температурного режима теплообменника необходимо сначала установить характер изменения температуры теплоносителей, выбрать схему их движения так, чтобы получить большую среднюю разность температур. Это обеспечит самые благоприятные условия теплопередачи и минимальную температуру стенок аппарата.

Направления движения теплоносителей могут быть прямоточными, противоточными, с перекрестным и смешанным токами. Лучшие результаты дает противоточное движение, поэтому во всех теплообменных аппаратах, где это возможно, создают противоток движения теплоносителей.

Прямоток – параллельное движение теплоносителей в одном направлении. Противоток – параллельное движение теплоносителей в противоположных направлениях.

Основные параметры технологического режима ректификационной колонны – температура и давление. Давление в процессе ректификации существенно влияет на температурный режим работы колонны и другие факторы (относительную летучесть компонентов, производительность, размеры и др.).

Использование повышенного давления приводит к уменьшению объемов паров, а, следовательно, и объема аппаратуры. Однако при этом уменьшается относительная летучесть компонентов, затрудняется ректификация и, кроме того, появляется необходимость увеличения толщины корпуса колонны. При повышении давления увеличивается температуры кипения остатка, поэтому в кипятильнике необходим теплоноситель с более высоким температурным потенциалом. Понижение давления в ректификационной колонне приводит к понижению в ней температуры, что бывает необходимо при разделении высококипящих и термически нестабильных компонентов.

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 $G_F = 11$ кг/с; концентрации (мольные доли) $x_D = 0,92$, $x_F = 0,52$, $x_W = 0,12$.

4 ПРАКТИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ

С помощью линейной интерполяции определены температуры веществ исходной смеси, кубовом остатке и дистилляте по равновесным системы и исходных данным:

$$T_F = 78,6 \text{ } ^\circ\text{C} + \frac{0,52 - 0,433}{0,55 - 0,433} \cdot (70,8 \text{ } ^\circ\text{C} - 78,6 \text{ } ^\circ\text{C}) = 72,8 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_W = 107,4 \text{ } ^\circ\text{C} + \frac{0,12 - 0,103}{0,127 - 0,103} \cdot (107,4 \text{ } ^\circ\text{C} - 106,1 \text{ } ^\circ\text{C}) = 106,4791666666667 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_D = 63,6 \text{ } ^\circ\text{C} + \frac{0,92 - 0,761}{0,935 - 0,761} \cdot (60,7 \text{ } ^\circ\text{C} - 63,6 \text{ } ^\circ\text{C}) = 60,95 \text{ } ^\circ\text{C}$$

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 уравнениям (1-3) и известным из условий мольным долям легколетучего компонента в исходной смеси, дистилляте и кубовом остатке определены массовые доли:

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

$$\bar{x}_D = \frac{M_1 \cdot x_D}{M_1 \cdot x_D + M_2 \cdot (1 - x_D)} \quad (2)$$

$$\bar{x}_W = \frac{M_1 \cdot x_W}{M_1 \cdot x_W + M_2 \cdot (1 - x_W)} \quad (3)$$

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

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

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

Рассчитаны теплоты испарения смеси ацетона и уксусной кислоты по формулам 4 и 5 соответственно:

$$r(T_D) = A \cdot (T_{kp} - T_D)^{0,38} \quad (4)$$

$$r(T_D) = 333,3 + 0,9657 \cdot T_D - 0,004223 \cdot T_D^2 \quad (5)$$

Для ацетона эмпирический коэффициент $A = 72,18$ и критическая температура $T_{kp} = 235,1 \text{ } ^\circ\text{C}$.

$$r_{T_D}(C_3H_6O) = 72,18 \cdot (235,1 \text{ } ^\circ\text{C} - 60,95 \text{ } ^\circ\text{C})^{0,38} = 512,823359801095 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$$

$$\begin{aligned} r_{T_D}(C_2H_4O_2) &= 333,3 + 0,9657 \cdot 60,95 \text{ } ^\circ\text{C} - 0,004223 \cdot (60,95 \text{ } ^\circ\text{C})^2 = \\ &= 376,4713817425 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}} \end{aligned}$$

Найдена удельная теплота конденсации паров дистиллята по аддитивной формуле 6:

$$r_D = \bar{x}_D \cdot r_{T_D}(C_3H_6O) + (1 - \bar{x}_D) \cdot r_{T_D}(C_2H_4O_2) \quad (6)$$

$$r_D = 0,917469050894085 \cdot 512,823359801095 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}} + (1 - 0,917469050894085) \cdot 376,4713817425 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}} = 501,570101639450 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$$

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 (7) вычислено минимальное флегмовое число:

$$R_{\min} = \frac{x_D - y_F^*}{y_F^* - x_F} \quad (7)$$

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

Определено флегмовое число по формуле (8):

$$R = 1,3 \cdot R_{\min} + 0,3 \quad (8)$$

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

Записаны уравнения материального баланса (формула 9):

$$\begin{cases} \bar{G}_F = \bar{G}_D + \bar{G}_W, \\ \bar{G}_F \cdot \bar{x}_F = \bar{G}_D \cdot \bar{x}_D + \bar{G}_W \cdot \bar{x}_W, \end{cases} \quad (9)$$

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 :

$$A = \begin{pmatrix} 1 & 1 \\ \bar{x}_D & \bar{x}_W \end{pmatrix} \quad (10)$$

$$B = \begin{pmatrix} \bar{G}_F \\ \bar{G}_F \cdot \bar{x}_F \end{pmatrix} \quad (11)$$

$$X = \begin{pmatrix} \bar{G}_D \\ \bar{G}_W \end{pmatrix} \quad (12)$$

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:

$$A_{11} = (-1)^2 \cdot \bar{x}_W = \bar{x}_W \quad (13)$$

$$A_{12} = (-1)^3 \cdot \bar{x}_D = -\bar{x}_D \quad (14)$$

$$A_{21} = (-1)^3 = -1 \quad (15)$$

$$A_{22} = (-1)^4 = 1 \quad (16)$$

Обратная матрица равна:

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

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

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

$$\frac{1}{\bar{x}_W - \bar{x}_D} \cdot \begin{pmatrix} \bar{x}_W & -1 \\ -\bar{x}_D & 1 \end{pmatrix} \cdot \begin{pmatrix} \bar{G}_F \\ \bar{G}_F \cdot \bar{x}_F \end{pmatrix} = \begin{pmatrix} \bar{G}_D \\ \bar{G}_W \end{pmatrix} \quad (19)$$

$$\begin{pmatrix} \frac{\bar{x}_W}{\bar{x}_W - \bar{x}_D} & \frac{-1}{\bar{x}_W - \bar{x}_D} \\ \frac{-\bar{x}_D}{\bar{x}_W - \bar{x}_D} & \frac{1}{\bar{x}_W - \bar{x}_D} \end{pmatrix} \cdot \begin{pmatrix} \bar{G}_F \\ \bar{G}_F \cdot \bar{x}_F \end{pmatrix} = \begin{pmatrix} \bar{G}_D \\ \bar{G}_W \end{pmatrix} \quad (20)$$

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

Откуда массовый расход дистиллята равен:

$$\bar{G}_D = \frac{\bar{G}_F \cdot (\bar{x}_W - \bar{x}_F)}{\bar{x}_W - \bar{x}_D} \quad (22)$$

$$\begin{aligned} \bar{G}_D &= \frac{11 \frac{\text{кг}}{\text{с}} \cdot (0,116465863453815 - 0,511533242876527)}{(0,116465863453815 - 0,917469050894085)} = \\ &= 5,42537313432836 \frac{\text{кг}}{\text{с}} \end{aligned}$$

И массовый расход кубового остатка:

$$\bar{G}_W = \frac{\bar{G}_F \cdot (\bar{x}_F - \bar{x}_D)}{\bar{x}_W - \bar{x}_D} \quad (23)$$

$$\begin{aligned} \bar{G}_W &= \frac{11 \frac{\text{кг}}{\text{с}} \cdot (0,511533242876527 - 0,917469050894085)}{(0,116465863453815 - 0,917469050894085)} = \\ &= 5,57462686567164 \frac{\text{кг}}{\text{с}} \end{aligned}$$

По формуле (24) рассчитана тепловая нагрузка дефлегматора:

$$Q_D = \bar{G}_D \cdot (R+1) \cdot r_D \quad (24)$$

$$\begin{aligned} Q_D &= 5,42537313432836 \frac{\text{кг}}{\text{с}} \cdot (0,366576819407008+1) \cdot 501,570101639450 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}} = \\ &= 3718,73561156180 \text{ кВт} \end{aligned}$$

Теплоемкости ацетона и уксусной кислоты вычислены по формуле (25). Для ацетона коэффициенты $A_1 = 0,0028$; $c_0 = 2,11$ и для уксусной кислоты $A_1 = 0,0036$; $c_0 = 1,97$.

$$c(t) = c_0 + A_1 \cdot t \quad (25)$$

$$c_{T_D}(C_3H_6O) = 2,11 + 0,0028 \cdot 60,95 \text{ °C} = 2,28066 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{°C}}$$

$$c_{T_F}(C_3H_6O) = 2,11 + 0,0028 \cdot 72,8 \text{ °C} = 2,31384 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{°C}}$$

$$c_{T_W}(C_3H_6O) = 2,11 + 0,0028 \cdot 106,479166666667 \text{ °C} = 2,353325 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{°C}}$$

$$c_{T_D}(C_2H_4O_2) = 1,97 + 0,0036 \cdot 60,95 \text{ °C} = 2,18942 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{°C}}$$

$$c_{T_F}(C_2H_4O_2) = 1,97 + 0,0036 \cdot 72,8 \text{ °C} = 2,23208 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{°C}}$$

$$c_{T_W}(C_2H_4O_2)=1,97+0,0036 \cdot 106,479166666667 \text{ }^{\circ}\text{C}=2,353325 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot ^{\circ}\text{C}}$$

Определены теплоемкости смеси по формулам (26)-(28):

$$c_W = \bar{x}_W \cdot c_{T_W}(C_3H_6O) + (1 - \bar{x}_W) \cdot c_{T_W}(C_2H_4O_2) \quad (26)$$

$$c_D = \bar{x}_D \cdot c_{T_D}(C_3H_6O) + (1 - \bar{x}_D) \cdot c_{T_D}(C_2H_4O_2) \quad (27)$$

$$c_F = \bar{x}_F \cdot c_{T_F}(C_3H_6O) + (1 - \bar{x}_F) \cdot c_{T_F}(C_2H_4O_2) \quad (28)$$

$$c_W = 0,116465863453815 \cdot 2,353325 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot ^{\circ}\text{C}} + (1 - 0,116465863453815) \cdot 2,353325 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot ^{\circ}\text{C}} = 2,35970927041499 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot ^{\circ}\text{C}}$$

$$c_D = 0,917469050894085 \cdot 2,28066 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot ^{\circ}\text{C}} + (1 - 0,917469050894085) \cdot 2,18942 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot ^{\circ}\text{C}} = 2,27312987620358 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot ^{\circ}\text{C}}$$

$$c_F = 0,511533242876527 \cdot 2,31384 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot ^{\circ}\text{C}} + (1 - 0,511533242876527) \cdot 2,23208 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot ^{\circ}\text{C}} = 2,27390295793759 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot ^{\circ}\text{C}}$$

Рассчитана тепловая нагрузка ректификационной колонны по формуле (29):

$$Q_k = Q_D + \bar{G}_D c_D T_D + \bar{G}_W c_W T_W - \bar{G}_F c_F T_F + Q_{m.n.} \quad (29)$$

$$Q_k = 0,95 \cdot \left(\begin{aligned} &3718,73561156180 \text{ кВт} + \\ &+ 5,42537313432836 \frac{\text{кг}}{\text{с}} \cdot 2,27312987620358 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot ^{\circ}\text{C}} \cdot 60,95 \text{ }^{\circ}\text{C} + \\ &+ 5,57462686567164 \frac{\text{кг}}{\text{с}} \cdot 2,35970927041499 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot ^{\circ}\text{C}} \cdot 106,479166666667 \text{ }^{\circ}\text{C} - \\ &- 11 \frac{\text{кг}}{\text{с}} \cdot 2,27390295793759 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot ^{\circ}\text{C}} \cdot 72,8 \text{ }^{\circ}\text{C} \end{aligned} \right) =$$

$$= 3847,6375564358 \text{ кВт}$$

5 ВЫВОДЫ

Проведен расчет теплового баланса ректификационной колонны.