

Ректификационная колонна с ситчатыми тарелками для разделения смеси ацетон – этиловый спирт. Производительность по исходной смеси 4500 кг/ч. Концентрация НКК в исх. смеси 30% (масс.), в дистилляте – 92%, в кубовом остатке 4%.

Давление в колонне 760 мм рт.ст.

## **Аннотация**

В данном курсовом проекте проведен расчет ректификационной колонны непрерывного действия с ситчатыми тарелками для разделения смеси ацетон–этиловый спирт производительностью 45000 кг/час исходной смеси. Выполнен материальный и тепловой балансы, определены основные размеры аппарата и подобраны нормализованные конструктивные элементы. Подобраны испаритель и дефлегматор. Определено гидравлическое сопротивление аппарата.

# Содержание

Аннотация

Введение

1. Технологическая схема
  2. Выбор конструкционного материала
  3. Материальный расчет колонны
    - 3.1. Производительность колонны по дистилляту и кубовому остатку
    - 3.2. Расчет оптимального флегмового числа
    - 3.3. Массовый поток пара в верхней и нижней частях колонны
    - 3.4. Массовые расходы жидкости в верхней и нижней части колонны
  4. Расчет диаметра колонны
    - 4.1. Плотности компонентов
    - 4.2. Скорость пара в колонне
    - 4.3. Диаметр колонны:
    - 4.4. Характеристика тарелки
  5. Расчет числа тарелок
    - 5.1. Число теоретических тарелок
    - 5.2. Средний к.п.д. тарелки
    - 5.3. Высота колонны
  6. Гидравлический расчет колонны
    - 6.1. Гидравлическое сопротивление сухой тарелки
    - 6.2. Гидравлическое сопротивление обусловленное силами поверхностного натяжения
    - 6.3. Гидравлическое сопротивление газожидкостного слоя
    - 6.4. Полное сопротивление тарелки
    - 6.5. Суммарное гидравлическое сопротивление рабочей части колонны
  7. Тепловой расчет колонны
    - 7.1. Расход теплоты отдаваемой воде в дефлегматоре
    - 7.2. Расход теплоты в кубе испарителя
  8. Конструктивный расчет
- Выводы
- Литература

## Введение

Для разделения смеси жидкости обычно прибегают к перегонке, основанной на разной температуре кипения компонентов смеси. При испарении компонент с более низкой температурой кипения (НК) переходит в пары, а компонент с более высокой температурой кипения (ВК) остается в жидком состоянии. Для достижения наиболее полного разделения компонентов применяют ректификацию. Ректификация заключается в противоточном взаимодействии паров образующихся при перегонке, с жидкостью, получающейся при конденсации паров.

В ректификационном аппарате снизу вверх движутся пары, а сверху подается жидкость, представляющая собой почти чистый НК. При соприкосновении поднимающихся паров со стекающей жидкостью происходит частичная конденсация паров и частичное испарение жидкости. При этом из паров конденсируется преимущественно ВК, а из жидкости испаряется преимущественно НК. Таким образом, стекающая жидкость обогащается ВК, а поднимающиеся пары обогащаются НК, в результате чего выходящие из аппарата пары представляют собой почти чистый НК. Эти пары поступают в конденсатор, называемый дефлегматором, и конденсируются. Часть конденсата, возвращаемая на орошение аппарата, называется флегмой, другая часть отводится в качестве дистиллята.

Как и для всех массообменных процессов эффективность ректификации зависит от поверхности контакта фаз. Для увеличения поверхности массообмена используют различные контактные устройства насадочного или барботажного типа. Наиболее распространенными ректификационными установками являются барботажные колонны с различными типами тарелок: колпачковыми, ситчатыми, провальными и т.п. Наиболее универсальны колонны с колпачковыми тарелками, но при разделении незагрязненных жидкостей в установках с постоянной нагрузкой, хорошо зарекомендовали себя аппараты с ситчатыми тарелками, отличающимися простотой конструкции и легкостью в обслуживании.

# 1. Технологическая схема

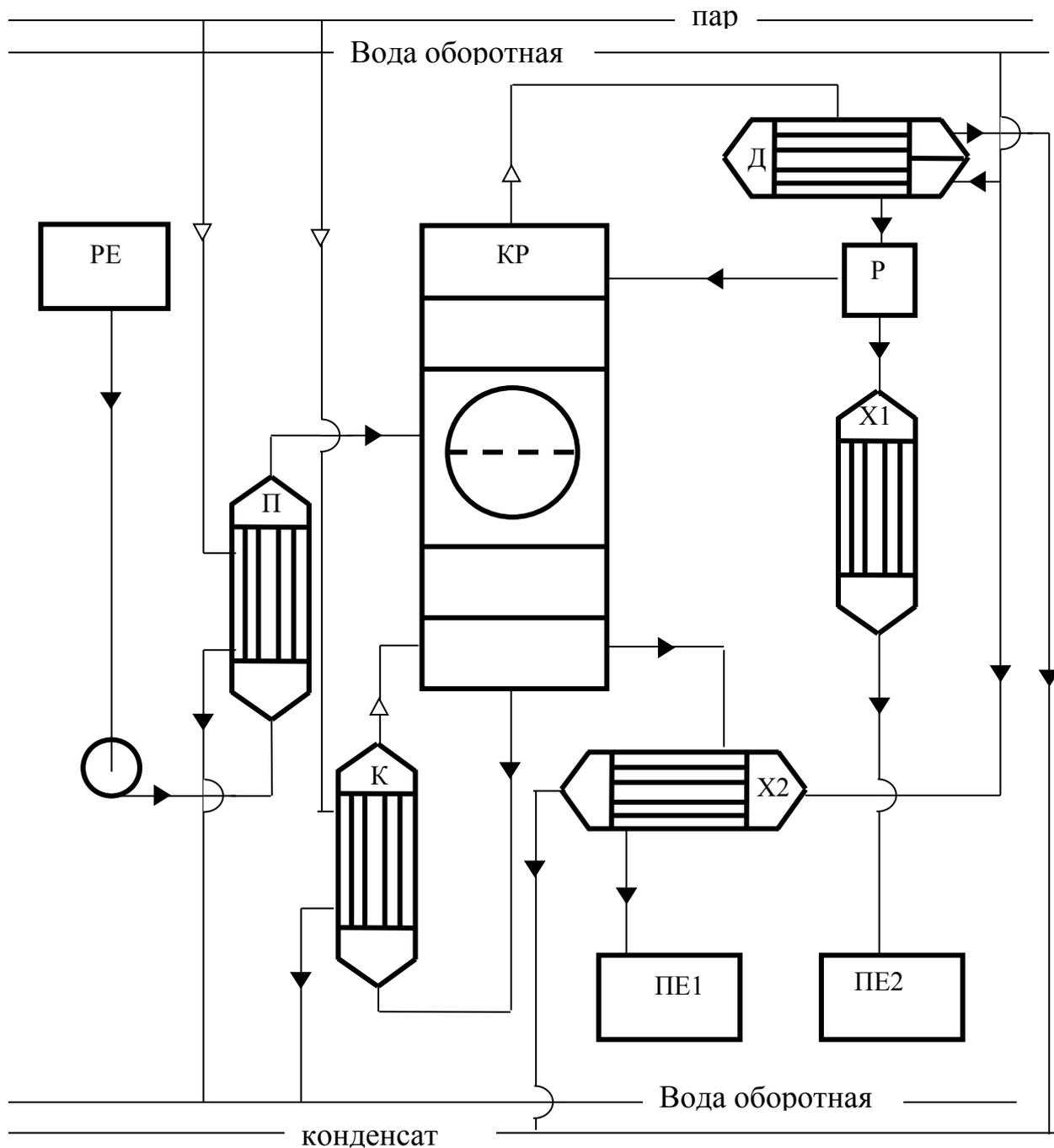


Рис. 1 Технологическая схема ректификационной установки

Исходная смесь из расходной емкости РЕ центробежным насосом подается в подогреватель П, где нагревается до температуры кипения и поступает на питающую тарелку ректификационной колонны РК. Стекая по тарелкам жидкость, попадает в куб, из которого поступает в кипятильник К. Из кипятильника пары жидкости поступают в нижнюю часть колонны и

двигаются навстречу исходной смеси, барботируя через нее и обогащаясь низкокипящим компонентом. Выходя из колонны пары, попадают в дефлегматор Д и конденсируются. Дистиллят поступает разделитель Р, где разделяется на два потока: одна часть в качестве флегмы возвращается в колонну и стекает по тарелкам вниз, обогащаясь при этом высококипящим компонентом, а другая часть поступает в холодильник Х1, охлаждается и попадает в приемную емкость ПЕ2. По мере работы часть жидкости из куба отводится в холодильник Х2 и поступает в приемную емкость ПЕ1 в качестве кубового остатка.

## **2. Выбор конструкционного материала**

Этанол и ацетон не являются коррозионно-активными веществами, рабочая температура в колонне не выше 100 °С, поэтому в качестве конструкционного материала для основных деталей аппарата выбираем сталь Ст 3 ГОСТ 380 – 94 [2с.59]: которая используется для изготовления деталей химической аппаратуры при работе с неагрессивными средами при температурах от 10 до 200 °С.

### 3. Материальный расчет колонны

#### 3.1. Производительность колонны по дистилляту и кубовому остатку

Температуры кипения и молекулярные массы разделяемых компонентов

	$t_k, ^\circ\text{C}$	$M_B, \text{ кг/кмоль}$
ацетон	56	58
этанол	78,3	46

Мольные доли исходной смеси, дистиллята и кубового остатка

$$x_F = \frac{\bar{x}_F / M_A}{x_F / M_A + (1 - x_F) / M_B} = (0,30/58) / [(0,30/58) + (0,70/46)] = 0,254$$

$$x_p = (0,92/58) / [(0,92/58) + (0,08/46)] = 0,901$$

$$x_w = (0,04/58) / [(0,04/58) + (0,96/46)] = 0,032$$

Молекулярные массы исходной смеси, дистиллята и кубового остатка

$$M_F = 0,254 \cdot 58 + 0,746 \cdot 46 = 49,0 \text{ кг/моль}$$

$$M_p = 0,901 \cdot 58 + 0,099 \cdot 46 = 56,8 \text{ кг/моль}$$

$$M_w = 0,032 \cdot 58 + 0,968 \cdot 46 = 46,4 \text{ кг/моль}$$

Уравнение материального баланса

$$F = P + W;$$

$$F \bar{x}_F = P \bar{x}_p + W \bar{x}_w,$$

где  $\bar{x}_F, \bar{x}_p, \bar{x}_w$  – массовые концентрации н.к.к.,

$F = 4500/3600 = 1,250$  кг/с – расход исходной смеси,

$P$  – расход дистиллята,

$W$  – расход кубового остатка,

отсюда находим

$$W = F(\bar{x}_p - \bar{x}_F) / (\bar{x}_p - \bar{x}_w) = 1,250 \cdot (0,92 - 0,30) / (0,92 - 0,04) = 0,881 \text{ кг/с}$$

$$P = F - W = 1,250 - 0,881 = 0,369 \text{ кг/с}$$

#### 3.2. Расчет оптимального флегмового числа

Строим у-х-диаграмму (рис. 2) и находим значение  $y_F^* = 0,48$ , тогда минимальное флегмовое число:

$$R_{\min} = (x_p - y_F^*) / (y_F^* - x_F) = (0,901 - 0,48) / (0,48 - 0,254) = 1,86$$

Задаемся различными значениями коэффициента избытка флегмы  $\beta$  и для каждого значения строим рабочие линии процесса, по которым, графическим методом, находим число тарелок  $N$  рис. 2. Результаты расчетов сводим в таблицу

## x-y диаграмма ацетон-этанол

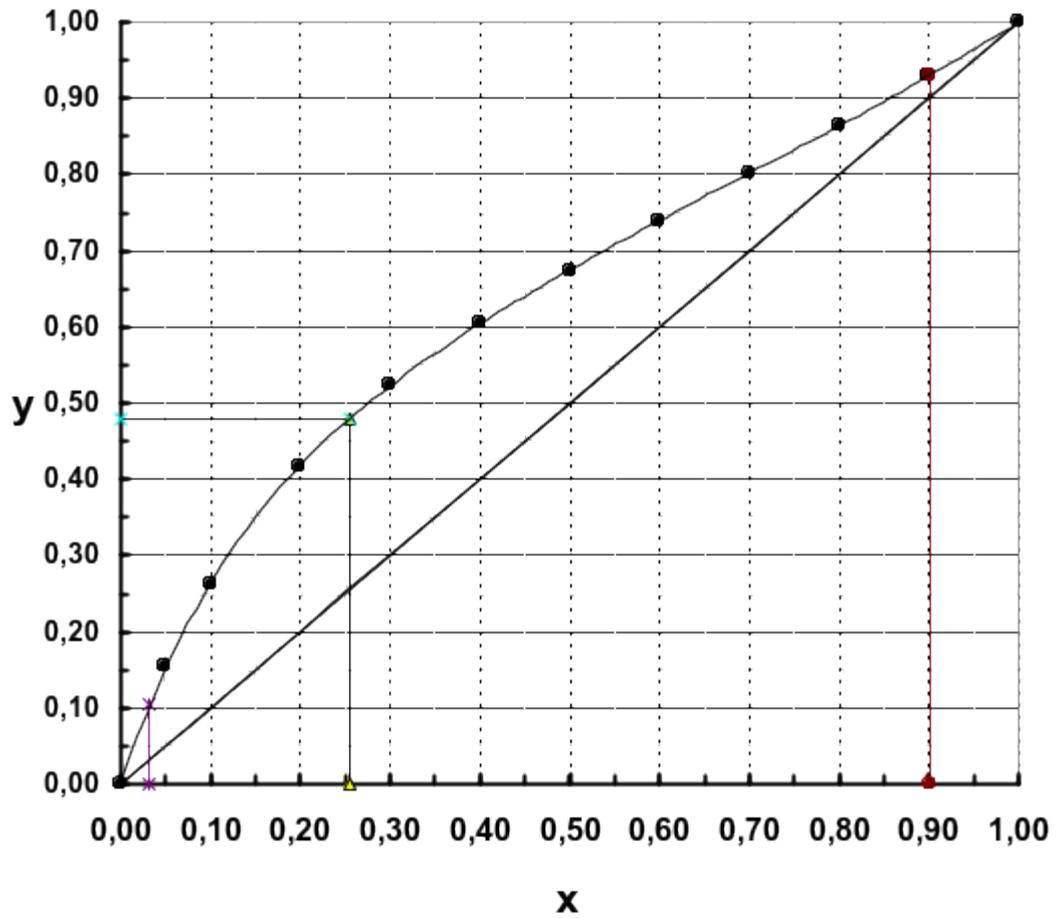


Рис. 2 y-x- диаграмма этанол – ацетон

$\beta$	1,2	1,3	1,4	1,5	1,6
$R = \beta R_{\min}$	2,81	3,04	3,27	3,51	3,74
$x_p/(R+1)$	0,236	0,223	0,211	0,200	0,190
N	14	12	11	11	11
$N(R+1)$	53,6	48,5	47,0	49,6	52,1

По этим данным строим график  $N(R+1) = f(R)$  и по его минимуму определяем оптимальное флегмовое число  $R = 3,30$

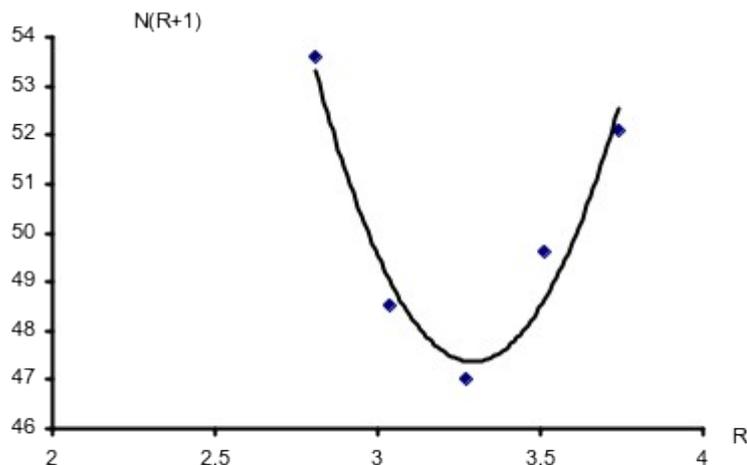


Рис.3 К определению оптимального флегмового числа.

Уравнения рабочих линий:

$$\text{верхняя часть } y = [R/(R+1)]x + x_p / (R+1) = 0,767x + 0,210$$

$$\text{нижняя часть } y = [(R+f)/(R+1)]x - [(f-1)/(R+1)]x_w = 1,55x - 0,018$$

$$f = F / P = 1,250/0,369 = 3,39$$

### 3.3. Массовый поток пара в верхней и нижней частях колонны

Средние концентрации паров и их температуры (по t-x, y диаграмме)

$$y_F = 0,42; \quad y_p = 0,901; \quad y_w = 0,032 \text{ (из } y^* - x \text{ диаграммы)}$$

$$y_{\text{ср.в}} = 0,5(y_F + y_p) = 0,5 \cdot (0,420 + 0,901) = 0,66 \quad \rightarrow \quad t_{\text{ср.в}} = 59^\circ \text{ C}$$

$$y_{\text{ср.н}} = 0,5 \cdot (0,420 + 0,032) = 0,23 \quad \rightarrow \quad t_{\text{ср.н}} = 68^\circ \text{ C}$$

Средние молярные массы паров

$$M_{\text{ср.в}} = 0,66 \cdot 58 + 0,34 \cdot 46 = 53,9 \text{ кг/моль}$$

$$M_{\text{ср.н}} = 0,23 \cdot 58 + 0,77 \cdot 46 = 48,8 \text{ кг/моль}$$

Расход пара

$$G_v = P(R+1)M_{\text{ср.в}}/M_p = 0,369 \cdot (3,30+1) \cdot 53,9/56,8 = 1,51 \text{ кг/с}$$

$$G_n = P(R+1)M_{\text{ср.н}}/M_p = 0,369 \cdot (3,90+1) \cdot 48,8/56,8 = 1,36 \text{ кг/с}$$

### 3.3. Массовые расходы жидкости в верхней и нижней части

колонны

Средние концентрации жидкости

$$x_{\text{ср.в}} = (x_F + x_p) / 2 = (0,254 + 0,901)/2 = 0,578$$

$$x_{\text{ср.н}} = (0,254 + 0,032)/2 = 0,143$$

Средние молярные массы жидкости

$$M_{\text{ср.в}} = 0,578 \cdot 58 + 0,422 \cdot 46 = 52,9 \text{ кг/моль}$$

$$M_{\text{ср.н}} = 0,143 \cdot 58 + 0,857 \cdot 46 = 47,7 \text{ кг/моль}$$

Расход жидкости

$$L_{\text{в}} = PRM_{\text{ср.в}} / M_{\text{р}} = 0,369 \cdot 3,30 \cdot 52,9 / 56,8 = 1,13 \text{ кг/с}$$

$$L_{\text{н}} = PRM_{\text{ср.н}} / M_{\text{р}} + FM_{\text{ср.н}} / M_{\text{ф}} = \\ = 0,369 \cdot 3,30 \cdot 47,7 / 56,8 + 1,250 \cdot 47,7 / 49,0 = 2,24 \text{ кг/с}$$

## 4. Расчет диаметра колонны

### 4.1. Плотности компонентов

По диаграмме  $t - x, y^*$ , находим температуры исходной смеси, дистиллята и кубового остатка:  $t_F = 68^\circ \text{C}$ ;  $t_D = 57^\circ \text{C}$ ;  $t_W = 76^\circ \text{C}$

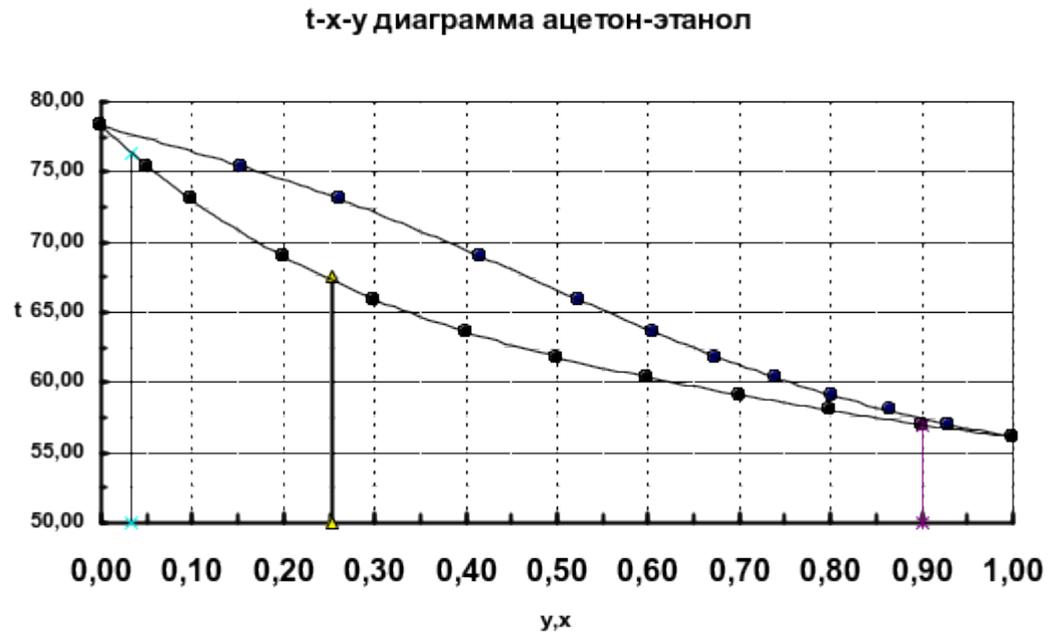


Рис. 4 t-x-y диаграмма системы этанол – ацетон

Плотности компонентов при этих температурах,  $\text{кг/м}^3$

	$57^\circ \text{C}$	$68^\circ \text{C}$	$76^\circ \text{C}$
ацетон	749	738	724
этанол	757	748	739

Плотность жидкости

$$\rho_{\text{жF}} = \frac{1}{x_F / \rho_A + (1 - x) / \rho_B} = 1 / (0,30 / 738 + 0,70 / 748) = 745 \text{ кг/м}^3$$

$$\rho_{\text{жD}} = 1 / (0,92 / 749 + 0,08 / 757) = 750 \text{ кг/м}^3$$

$$\rho_{\text{жW}} = 1 / (0,04 / 724 + 0,96 / 739) = 738 \text{ кг/м}^3$$

Средняя плотность жидкости в верхней и нижней части

$$\rho_{\text{вж}} = 0,5(\rho_{\text{жF}} + \rho_{\text{жD}}) = 0,5 \cdot (745 + 750) = 748 \text{ кг/м}^3$$

$$\rho_{\text{нж}} = 0,5(\rho_{\text{жF}} + \rho_{\text{жW}}) = 0,5 \cdot (745 + 738) = 742 \text{ кг/м}^3$$

Плотность паров на питающей тарелке

$$\rho_{\text{пF}} = \frac{M_{\text{пF}} T_0}{22,4T} = 51,0 \cdot 273 / [22,4 \cdot (273 + 68)] = 1,93 \text{ кг/м}^3$$

$$M_{\text{пF}} = 0,42 \cdot 58 + 0,58 \cdot 46 = 51,0 \text{ кг/моль}$$

Плотность паров в верхней части

$$\rho_{\text{пв}} = 53,9 \cdot 273 / [22,4 \cdot (273+59)] = 1,98 \text{ кг/м}^3$$

Плотность паров в нижней части

$$\rho_{\text{пн}} = 48,8 \cdot 273 / [22,4 \cdot (273+68)] = 1,74 \text{ кг/м}^3$$

#### 4.2. Скорость пара в колонне

Скорость пара в верхней части колонны

$$w_{\text{пв}} = 0,847 \cdot 10^{-4} \cdot C \sqrt{(\rho_{\text{жжс}} - \rho_{\text{пн}}) / \rho_{\text{пн}}}$$

где  $C = 700$  – при расстоянии между тарелками 400 мм [4с. 31]

$$w_{\text{пв}} = 0,847 \cdot 10^{-4} \cdot 700 \cdot [(748 - 1,98) / 1,98]^{1/2} = 1,15 \text{ м/с}$$

Скорость пара в нижней части колонны

$$w_{\text{пн}} = 0,847 \cdot 10^{-4} \cdot 700 \cdot [(742 - 1,74) / 1,74]^{1/2} = 1,22 \text{ м/с}$$

#### 4.3. Диаметр колонны:

верхней части

$$D_B = \sqrt{G_B / (\rho_{\text{вп}} \cdot 0,785 \cdot w_{\text{пв}})} = [1,51 / (1,98 \cdot 0,785 \cdot 1,15)]^{1/2} = 0,91 \text{ м}$$

нижней части

$$D_H = \sqrt{G_H / (\rho_{\text{пн}} \cdot 0,785 \cdot w_{\text{пн}})} = [1,36 / (1,74 \cdot 0,785 \cdot 1,22)]^{1/2} = 0,86 \text{ м}$$

Принимаем диаметр колонны 800 мм, тогда действительная скорость пара составит:

$$w_{\text{пв}} = 1,15 \cdot (0,91 / 0,8)^2 = 1,48 \text{ м/с}$$

$$w_{\text{пн}} = 1,22 \cdot (0,86 / 0,8)^2 = 1,41 \text{ м/с}$$

#### 4.4. Характеристика тарелки

Принимаем тарелки типа ТС (ОСТ 26-01-108-85) [4с.138]:

Диаметр тарелки – 800 мм;

Свободное сечение колонны – 0,51 м<sup>2</sup>;

Периметр слива – 0,570 м;

Сечение перелива – 0,016 м<sup>2</sup>;

Свободное сечение тарелки – 0,51 м<sup>2</sup>;

Относительная площадь перелива – 4,1%;

Масса – 21,0 кг

## 5. Расчет числа тарелок

### х-у диаграмма ацетон-этанол

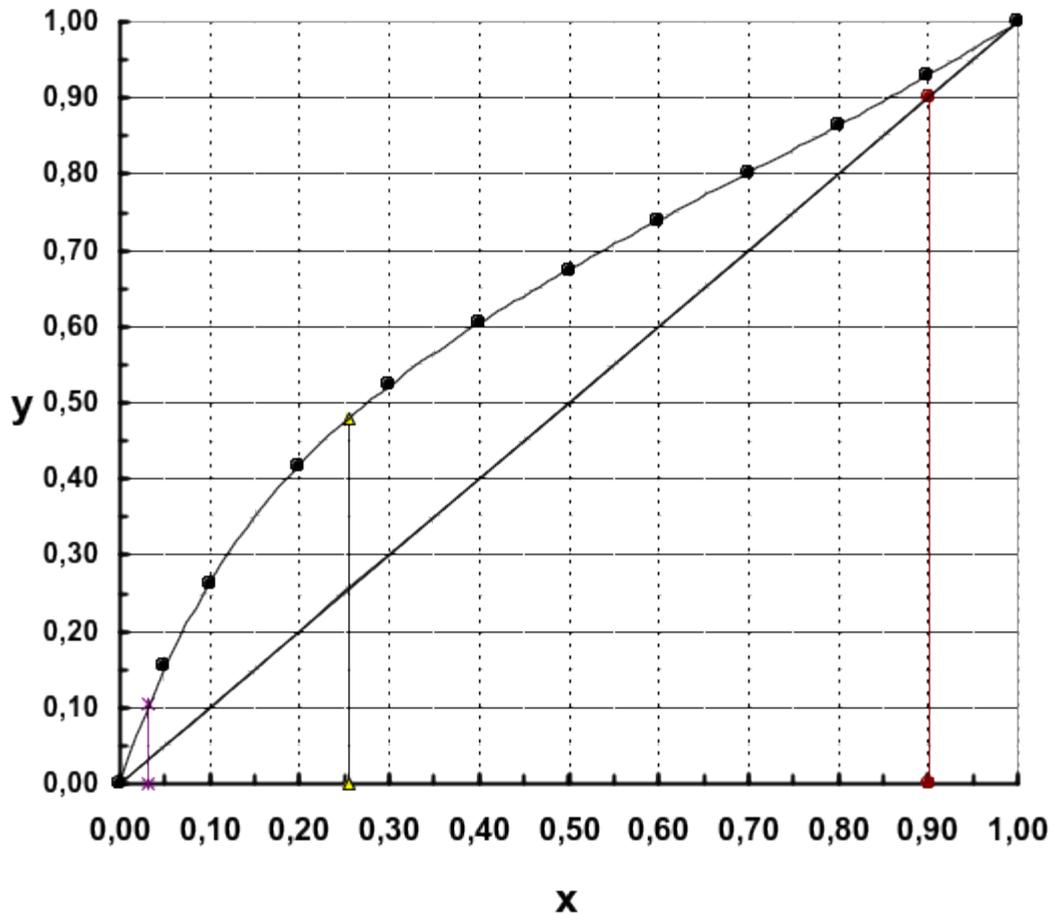


Рис. 5 Определение теоретического числа тарелок.

#### 5.1. Число теоретических тарелок

Графическим методом находим общее число теоретических тарелок

$$n_T = 11,$$

нижняя часть – 4

верхняя часть – 7.

#### 5.2. Средний к.п.д. тарелки

Вязкость жидкости на питающей тарелке:

$$\ln \mu = x \cdot \ln \mu_A + (1 - x) \cdot \ln \mu_B$$

где  $\mu_A = 0,22$  мПа · с – вязкость ацетона [1с. 512]

$\mu_B = 0,55$  мПа · с – вязкость этанола [1с. 512]

$$\ln \mu_{ж} = 0,254 \cdot \ln 0,22 + (1 - 0,254) \cdot \ln 0,55$$

откуда  $\mu = 0,44 \text{ мПа} \cdot \text{с}$

Коэффициент относительной летучести:

$$\alpha = P_A/P_B = 1050/480 = 2,2$$

где  $P_A = 1050$  - давление насыщенного пара ацетона [1с.565],

$P_B = 480 \text{ мм рт.ст.}$  - давление насыщенного пара этанола

Произведение  $\alpha\mu = 2,2 \cdot 0,44 = 0,96$

По произведению  $\alpha\mu = 0,96$  находим к.п.д. тарелки  $\eta = 0,49$  [1с323],

тогда число тарелок в верхней части колонны:

$$n_v = 7/0,49 = 14$$

в нижней части колонны:

$$n_n = 4/0,49 = 8$$

### 5.3. Высота колонны

Принимаем расстояние между тарелками  $H_T = 400 \text{ мм}$ , тогда высота нижней и верхней части составит:

$$H_n = (N_n - 1)H_T = (8 - 1) \cdot 0,4 = 2,8 \text{ м}$$

$$H_v = (N_v - 1)H_T = (14 - 1) \cdot 0,4 = 5,2 \text{ м}$$

Высота сепарационного пространства –  $0,7 \text{ м}$  [4с. 115]

Высота кубового пространства –  $2,3 \text{ м}$

Высота опоры –  $1,2 \text{ м}$

Общая высота колонны

$$H = 1,2 + 2,3 + 0,7 + 5,2 + 2,8 = 12,2 \text{ м}$$

## 6. Гидравлический расчет колонны

### 6.1 Гидравлическое сопротивление сухой тарелки

$$\Delta P_c = \xi w_{\Pi}^2 \rho_{\Pi} / (2\varphi^2)$$

где  $\varphi = 0,10$  – относительное свободное сечение тарелки [Зс. 214]

$\xi = 1,5$  – коэффициент сопротивления тарелки [Зс.210]

нижняя часть:

$$\Delta P_{сн} = 1,5 \cdot 1,41^2 \cdot 1,74 / (2 \cdot 0,100^2) = 259 \text{ Па}$$

$$\Delta P_{св} = 1,5 \cdot 1,48^2 \cdot 1,98 / (2 \cdot 0,100^2) = 325 \text{ Па}$$

### 6.2 Гидравлическое сопротивление обусловленное силами поверхностного натяжения

$$\sigma = 0,5(\sigma_A + \sigma_B) = 0,5 \cdot (0,019 + 0,017) = 0,018 \text{ Н/м}$$

$$\Delta P_{\sigma} = 4\sigma/d_3 = 4 \cdot 0,018/0,05 = 2 \text{ Па}$$

где  $d_3 = 0,05$  м – диаметр отверстий

### 6.3 Гидравлическое сопротивление газожидкостного слоя

$$\Delta P_{сл} = g\rho_{ж}h_0$$

где  $h_0$  – высота светлого слоя жидкости на тарелке

$$h_0 = 0,787q^{0,2}h_{\Pi}^{0,56}w_T^m[1 - 0,31\exp(-0,11\mu)](\sigma_{ж}/\sigma_{и})^{0,09}$$

где  $q = L/\rho\Pi$  – удельный расход жидкости

$\Pi = 0,57$  м – периметр сливного устройства [Зс. 214]

$h_{\Pi} = 0,04$  м – высота сливного порога

$w_T = w_{\Pi}S_{к}/S_T$  – скорость пара отнесенная к рабочей площади тарелки

$\sigma_{в} = 0,059$  Н/м – поверхностное натяжение воды [1с. 537]

$m$  – показатель степени  $m = 0,05 - 4,6h_{\Pi} = 0,05 - 4,6 \cdot 0,04 = -0,134$

нижняя часть:

$$h_{он} = 0,787 \cdot [2,24/(748 \cdot 0,57)]^{0,2} \cdot 0,04^{0,56} \cdot (1,41 \cdot 0,502/0,41)^{-0,134} \times \\ \times [1 - 0,31 \cdot \exp(-0,11 \cdot 0,44)] \cdot (0,018/0,059)^{0,09} = 0,027 \text{ м}$$

верхняя часть:

$$h_{ов} = 0,787 \cdot [1,13/(742 \cdot 0,57)]^{0,2} \cdot 0,04^{0,56} \cdot (1,48 \cdot 0,502/0,41)^{-0,134} \times \\ \times [1 - 0,31 \cdot \exp(-0,11 \cdot 0,44)] \cdot (0,018/0,059)^{0,09} = 0,023 \text{ м}$$

$$\Delta P_{н.сл} = 748 \cdot 9,8 \cdot 0,027 = 198 \text{ Па}$$

$$\Delta P_{в.сл} = 742 \cdot 9,8 \cdot 0,023 = 167 \text{ Па}$$

### 6.4 Полное сопротивление тарелки

$$\Delta P = \Delta P_c + \Delta P_{\sigma} + \Delta P_{сл}$$

$$\Delta P_{н} = 259 + 2 + 198 = 459 \text{ Па}$$

$$\Delta P_{в} = 325 + 2 + 167 = 494 \text{ Па}$$

### 6.5 Суммарное гидравлическое сопротивление рабочей части колонны

$$\Delta P_{к} = 459 \cdot 8 + 494 \cdot 14 = 10588 \text{ Па}$$

## 7. Тепловой расчет колонны

### 7.1 Расход теплоты отдаваемой воде в дефлегматоре

$$Q_d = P(1 + R)r_p = 0,369 \cdot (1 + 3,30) \cdot 554 = 879 \text{ кВт}$$

где  $r_p$  – теплота конденсации флегмы

$$r_p = r_A \bar{x}_p + (1 - \bar{x}_p)r_B = 0,92 \cdot 525 + (1 - 0,92) \cdot 882 = 554 \text{ кДж/кг}$$

где  $r_A = 525 \text{ кДж/кг}$  – теплота конденсации ацетона

$r_B = 882 \text{ кДж/кг}$  – теплота конденсации этанола

В качестве охлаждаемого агента принимаем воду с начальной температурой  $20^\circ \text{C}$ , и конечной  $30^\circ \text{C}$ , тогда средняя разность температур составит:

$$\Delta t_6 = 57 - 20 = 37^\circ \text{C}$$

$$\Delta t_m = 57 - 30 = 27^\circ \text{C}$$

$$\Delta t_{cp} = (\Delta t_6 + \Delta t_m) / 2 = (37 + 27) / 2 = 32,0^\circ \text{C}$$

Ориентировочное значение коэффициента теплопередачи [Зс.47]:

$K = 400 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{K})$ , тогда требуемая поверхность теплообмена

$$F = Q / (K\Delta t_{cp}) = 879 \cdot 10^3 / (400 \cdot 32,0) = 69 \text{ м}^2$$

Принимаем стандартный кожухотрубчатый конденсатор с диаметром кожуха 600 мм и длиной труб 4 м, для которого поверхность теплообмена равна  $75 \text{ м}^2$  [Зс. 51]

Расход охлаждающей воды

$$G_B = Q_d / [c_w(t_{BK} - t_{BH})] = 879 / [4,19 \cdot (30 - 20)] = 21,0 \text{ кг/с}$$

### 7.2 Расход теплоты в кубе испарителя

$$Q_k = 1,03(Q_d + P c_p t_p + W c_w t_w - F c_F t_F)$$

где  $c_p = 2,31 \text{ кДж}/(\text{кг} \cdot \text{K})$  – теплоемкость дистиллята [1с. 562]

$c_w = 3,23 \text{ кДж}/(\text{кг} \cdot \text{K})$  – теплоемкость кубового остатка [1с. 562]

$c_F = 2,95 \text{ кДж}/(\text{кг} \cdot \text{K})$  – теплоемкость исходной смеси [1с. 562]

1,03 – коэффициент учитывающий потери в окружающую среду

$$Q_k = 1,03(879 + 0,369 \cdot 2,31 \cdot 57 + 0,881 \cdot 3,23 \cdot 76 - 1,250 \cdot 2,95 \cdot 68) = 920 \text{ кВт}$$

Расход греющего пара

Принимаем пар с давлением 0,3 МПа, для которого теплота конденсации  $r = 2171 \text{ кДж/кг}$  [1с. 550], тогда

$$G_n = Q_k / r = 920 / 2171 = 0,42 \text{ кг/с}$$

Средняя разность температур в кубе испарителя

$$\Delta t_{cp} = t_n - t_w = 133 - 76 = 57^\circ \text{C}$$

Ориентировочное значение коэффициента теплопередачи [Зс. 47]

$K = 300 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{K})$ , тогда требуемая поверхность теплообмена

$$F = Q / (K\Delta t_{cp}) = 920 \cdot 10^3 / (300 \cdot 57) = 54 \text{ м}^2$$

Принимаем стандартный кожухотрубчатый теплообменник с диаметром кожуха 600 мм и длиной труб 4 м, для которого поверхность теплообмена равна  $63 \text{ м}^2$

## 8. Конструктивный расчет

Корпус колонны диаметром до 1000 мм изготавливают из отдельных царг, соединяемых между собой с помощью фланцев.

Толщина обечайки

$$S > pD / (2[\sigma]\varphi - p) + c$$

где  $[\sigma] = 138$  МПа – допустимое напряжение для стали [Зс394];

$\varphi = 0,8$  – коэффициент ослабления сварного шва;

$c = 0,001$  мм – поправка на коррозию [Зс394].

$$S > 0,1 \cdot 0,8 / (2 \cdot 138 \cdot 0,8 - 0,1) + 0,001 = 0,003 \text{ м}$$

Согласно рекомендациям [2с211] принимаем толщину обечайки  $s=8$ мм

Наибольшее распространение в химическом машиностроении получили эллиптические отбортованные днища по ГОСТ 6533 – 78 [2с25] Толщину стенки днища принимаем равной толщине стенки обечайки  $s_d = s = 8$  мм.



Рис. 6 Днище колонны

Характеристика днища:

$h = 40$  мм – высота борта днища;

Масса днища  $m_d = 16,9$  кг.

Объем днища  $V_d = 0,086$  м<sup>3</sup>.

Соединение обечайки с днищами осуществляется с помощью плоских приварных фланцев по ОСТ 26–428–79 [2с36].

Рис. 7 Фланец.

Подсоединение трубопроводов к аппарату осуществляется с помощью штуцеров. Диаметр штуцеров

$$d = \sqrt{\frac{G}{0,785w_{шт}\rho}}$$

где  $w_{шт}$  – скорость среды в штуцере.

Принимаем скорость жидкости  $w_{шт}=1$  м/с, газовой смеси  $w_{шт}=25$  м/с

Штуцер для входа исходной смеси

$$d_{1,2} = (1,250/0,785 \cdot 1 \cdot 745)^{0,5} = 0,046 \text{ м}$$

принимаем  $d_1 = d_2 = 50$  мм

Штуцер для входа флегмы

$$d_3 = (3,3 \cdot 0,369/0,785 \cdot 1 \cdot 750)^{0,5} = 0,045 \text{ м}$$

принимаем  $d_3 = 50$  мм

Штуцер для выхода кубового остатка

$$d_3 = (0,881/0,785 \cdot 1 \cdot 738)^{0,5} = 0,039 \text{ м}$$

принимаем  $d_4 = 40$  мм

Штуцер для выхода паров

$$d_3 = (1,51/0,785 \cdot 25 \cdot 1,98)^{0,5} = 0,197 \text{ м}$$

принимаем  $d_5 = 200$  мм

Штуцер для входа паров

$$d_6 = (1,36/0,785 \cdot 25 \cdot 1,74)^{0,5} = 0,199 \text{ м}$$

принимаем  $d_4 = 200$  мм

Все штуцера должны быть снабжены плоскими приварными фланцами по ГОСТ 12820-80. Конструкция фланца приводится на рисунке, а размеры в таблице

Рис. 8 Фланец штуцера

$d_{\text{усл}}$	D	D <sub>2</sub>	D <sub>1</sub>	h	n	d
40	130	100	80	13	4	14
50	140	110	90	13	4	14
200	315	280	258	18	8	18

Расчет опоры. Аппараты вертикального типа с соотношением  $H/D > 5$ , размещаемые на открытых площадках, оснащают так называемыми юбочными цилиндрическими опорами, конструкция которых приводится на рисунке.

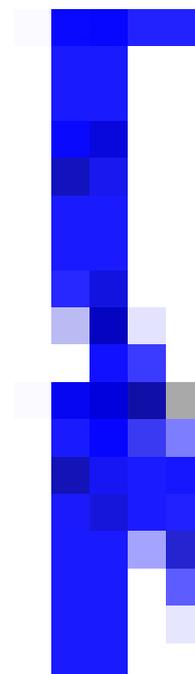


Рис. 9 Опора юбочная

Ориентировочная масса аппарата.

Масса обечайки

$$m_{об} = 0,785(D_n^2 - D_{вн}^2)H_{об}\rho$$

где  $D_n = 0,816$  м – наружный диаметр колонны;

$D_{вн} = 0,8$  м – внутренний диаметр колонны;

$H_{об} = 12,2$  м – высота цилиндрической части колонны

$\rho = 7900$  кг/м<sup>3</sup> – плотность стали

$$m_{об} = 0,785(0,816^2 - 0,8^2)12,2 \cdot 7900 = 1956 \text{ кг}$$

Масса тарелок

$$m_T = mn = 22 \cdot 21 = 462 \text{ кг}$$

$m = 21,0$  кг – масса одной тарелки

Общая масса колонны. Принимаем, что масса вспомогательных устройств (штуцеров, измерительных приборов, люков и т.д.) составляет 10% от основной массы колонны, тогда

$$m_k = m_{об} + m_T + 2m_d = 1,1(1956 + 462 + 2 \cdot 17) = 2697 \text{ кг}$$

Масса колонны заполненной водой при гидроиспытании.

Масса воды при гидроиспытании

$$m_b = 1000(0,785D^2H_{ц.об} + 2V_d) = 1000(0,785 \cdot 0,8^2 \cdot 12,2 + 2 \cdot 0,086) = 6301 \text{ кг}$$

Максимальный вес колонны

$$m_{max} = m_k + m_b = 2697 + 6301 = 8998 \text{ кг} = 0,088 \text{ МН}$$

Принимаем внутренний диаметр опорного кольца  $D_1 = 0,75 \text{ м}$ ,  
наружный диаметр опорного кольца  $D_2 = 1,0 \text{ м}$ .

Площадь опорного кольца

$$A = 0,785(D_2^2 - D_1^2) = 0,785(1,00^2 - 0,75^2) = 0,34 \text{ м}^2$$

Удельная нагрузка опоры на фундамент

$\sigma = Q/A = 0,088/0,34 = 0,26 \text{ МПа} < [\sigma] = 15 \text{ МПа}$  – для бетонного фундамента.

## Выводы

На основе материального расчета рассчитаны материальные потоки в колонне и определен диаметр ректификационной колонны – 800 мм. Найдено оптимальное флегмовое число  $R = 3,3$ . Рассчитано действительное число тарелок: 14 в верхней и 8 в нижней части колонны. На основе теплового расчета выбран дефлегматор (диаметр кожуха 600 мм, длина труб 4 м, поверхность теплообмена  $75 \text{ м}^2$ ) и испаритель (диаметр кожуха 600 мм, длина труб 4, поверхность теплообмена  $63 \text{ м}^2$ ) определен расход охлаждающей воды и греющего пара. Проведен конструктивный расчет и подобраны нормализованные конструктивные элементы.

## Литература

1. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов. – Л.:Химия,1987, 576 с.
2. Разработка конструкции химического аппарата и его графической модели. Методические указания. – Иваново, 2004.
3. Основные процессы и аппараты химической технологии: Пособие по проектированию/ Под ред. Ю.И.Дытнерского. – М.:Химия, 1983. 272 с.
4. Расчет и проектирование массообменных аппаратов. Учебное пособие. Лебедев В.Я. и др. – Иваново, 1994.