

В нижней части (от питающей до нижней тарелки) необходимо в максимальной степени удалить из жидкости НК, то есть исчерпать жидкость для того, чтобы в кипятильник стекала жидкость, близкая по составу к чистому ВК. Соответственно эта часть колонны называется исчерпывающей или отгонной.

В дефлегматоре 3 (конденсатор-холодильник) могут быть сконденсированы либо все пары, поступающие из колонны, либо только часть их соответствующая количеству возвращаемой в колонну флегмы. В первом случае часть конденсата, остающаяся после отделения флегмы, представляет собой дистиллят (ректификат), или верхний продукт, который после охлаждения в холодильнике 6 направляется в сборник дистиллята 9. Во втором случае несконденсированные в дефлегматоре пары одновременно конденсируются и охлаждаются в холодильнике 6, который при таком варианте работы служит конденсатором-холодильником дистиллята.

Жидкость, выходящая из низа колонны (близкая по составу ВК) также делится на две части. Одна часть, как указывалось, направляется в кипятильник, а другая – остаток (нижний продукт) после охлаждения водой в холодильнике 7 направляется в сборник 8.

		N				10

Теплоемкость смеси

$$c_c := c_{p1} \cdot X_L + c_{p2} \cdot (1 - X_L) = 2,97 \times 0,3 + 4,19 \times (1 - 0,3) = 3,82 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \times \text{К}} \quad (4.8)$$

Тепловая нагрузка подогревателя

$$Q := G_c \cdot c_c \cdot (t_{c2} - t_{c1}) = 20000 \times 3,82 \times (120 - 20) = 7,646 \times 10^6 \frac{\text{кДж}}{\text{ч}} \quad (4.9)$$

4.3 Определение расхода горячего теплоносителя

В качестве горячего теплоносителя принимаем водяной пар. Температуру греющего пара принимаем на 10 °С выше конечной температуры сырья:

$$t_{\text{п}} = 130 \text{ °С}$$

Теплота испарения водяного пара этой температуре [3]

$$r_{\text{п}} = 2175 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$$

Следовательно, массовый расход пара

$$G_{\text{п}} := \frac{Q}{r_{\text{п}}} = \frac{7,646 \times 10^6}{2175} = 3517 \text{ кг/ч} \quad (4.10)$$

Плотность водяного пара при $t_{\text{п}} = 130 \text{ °С}$ [3]

$$\rho_{\text{п}} := 1,5 \cdot \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$$

Следовательно, объемный расход греющего пара

$$V_{\text{п}} := \frac{G_{\text{п}}}{\rho_{\text{п}}} = \frac{3517}{1,5} = 2344 \text{ м}^3/\text{ч} \quad (4.11)$$

4.4 Определение средней разности температур

Средняя разность температур считается по формуле

$$\Delta T_{\text{ср}} := \frac{\Delta T_{\text{max}} - \Delta T_{\text{min}}}{2,3 \cdot \log \left(\frac{\Delta T_{\text{max}}}{\Delta T_{\text{min}}} \right)} \quad (4.12)$$

где ΔT_{max} и ΔT_{min} – большая и меньшая разность температур соответственно:

$$\Delta T_{\text{max}} = t_{\text{п}} - t_{c1} = 130 - 20 = 110 \text{ °С} \quad (4.13)$$

		N				18

Для определения отношения числа трубок n к числу ходов z теплообменника зададимся критерием Рейнольдса $Re_{тр} = 15000$, что соответствует развитому турбулентному режиму движения воды в трубках (> 10000).

Предварительно принимаем трубки

$$d \times \delta = 20 \times 2.$$

Тогда число трубок, приходящихся на один ход по трубам равно

$$\frac{n}{z} = \frac{4G_{тр}}{\pi d_{вн} Re_{тр} \mu_{тр}} \quad (4.18)$$

где $d_{вн} = d - 2\delta = 20 - 2 \times 2 = 16$ мм – внутренний диаметр трубок;

$\mu_{тр}$ – вязкость 30% раствора метанола при $t_{мтр} = 70$ °С [4, табл. V],

$$\mu_{тр} = 8.22 \times 10^{-4} \text{ Н/(с} \times \text{м}^2\text{)}.$$

Соответственно

$$\frac{n}{z} = \frac{4 \times 5,556}{3,14 \times 0,016 \times 15000 \times 8.22 \times 10^{-4}} = 170$$

Анализируя справочные данные [3, табл. II.3], можно сделать вывод, что с поверхностью теплообмена $50 \dots 80 \text{ м}^2$ и n/z , близким к 170, есть только одноходовые теплообменники. Выбираем аппарат со следующими характеристиками:

$$F_0 = 71 \text{ м}^2, n = 389, z = 1, L = 3 \text{ м}, D = 600 \text{ мм}.$$

4.6 Уточненный расчет теплообменника

Для уточненного расчета поверхности теплопередачи необходимо определить значение коэффициента теплопередачи по формуле (без учета загрязнений)

$$K := \frac{1}{\frac{1}{\alpha_{тр}} + \frac{\delta}{\lambda_{ст}} + \frac{1}{\alpha_{мтр}}} \quad (4.19)$$

где $\alpha_{тр}$ – коэффициент теплоотдачи со стороны среды в трубном простр.;

$\lambda_{ст}$ – теплопроводность материала трубок, принимаем трубки из легированной стали $\lambda = 25 \text{ Вт / (м} \times \text{К)}$ [2];

$\alpha_{мтр}$ – коэффициент теплоотдачи со стороны среды в межтрубном простр.

Значение коэффициента теплоотдачи определяют по формуле [2]

		N			20

Коэффициент теплоотдачи со стороны конденсирующегося водяного пара. Для случая конденсации водяного пара внутри пучка вертикальных труб [5, стр. 151]

$$\alpha_1 = 1,36 A q^{0,5} l^{0,35} d_{\text{вн}}^{-0,25} \quad (4.23)$$

где A – коэффициент, зависящий от температуры пара и определяемый по графику $A = f(130 \text{ }^\circ\text{C}) = 6$ [5, рис. 2.14]

q – теплонапряжение поверхности нагрева подогревателя

$$q = \frac{Q}{F} = \frac{7646000}{71} = 56637 \text{ м}^2/\text{Вт}$$

l – длина пути пара, $l = z L = 1 \times 3 = 3 \text{ м}$;

Подставляя значения, получим

$$\alpha_1 = 1,36 \times 6 \times 56637^{0,5} \times 3^{0,35} \times 0,016^{-0,25} = 1605 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \text{ К}}$$

Тогда значение коэффициента теплопередачи

$$K = \frac{1}{1/1848 + 0,002/25 + 1/1605} = 789 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \times \text{К}}$$

Действительная требуемая поверхность теплопередачи

$$F = \frac{2124}{0,789 \times 41,8} = 63,7 \text{ м}^2$$

Запас поверхности теплообмена

$$\frac{F_0 - F}{F} = \frac{71,0 - 63,7}{63,7} = 0,104 = 10,4 \%$$

4.7 Определение гидравлического сопротивления подогревателя

Гидравлическое сопротивление трубного пространства определяется по формуле [3, стр. 33]

$$\Delta P_{\text{тр}} = \left(\frac{\lambda_{\text{тр}} L z}{d_{\text{вн}}} + \sum \xi_i \right) \frac{\rho_{\text{тр}} \omega_{\text{тр}}^2}{2} \quad (4.24)$$

где $\lambda_{\text{тр}}$ – коэффициент трения для трубного пространства;

$\sum \xi_i$ – сумма коэффициентов местных сопротивлений: для входной и выходной камеры $\xi = 1,5$; вход в трубки и выход из них $\xi = 1$ [3, стр. 33].

Итого $\sum \xi_i = 2 \times 1,5 + 1 \times 2 = 5$;

		N				22

$$\omega_{\text{мтр}} := \frac{G_{\text{мтр}}}{S_{\text{мтр}} \cdot \rho_{\text{мтр}}} = \frac{0,977}{0,040 \times 1,5} = 6,08 \text{ м/с} \quad (4.29)$$

Соответственно перепад давления в межтрубном пространстве

$$\Delta P_{\text{мтр}} = 9 \times \frac{6,02 \times 6,08^2}{2} = 1001 \text{ Па}$$

4.8 Расчет диаметров основных штуцеров подогревателя

К основным штуцерам подогревателя относят штуцера ввода и вывода сырья, ввода греющего пара и вывода конденсата.

Диаметр штуцера определяется по формуле

$$D_{\text{шп}} = \sqrt{\frac{4V}{\pi \omega}} \quad (4.30)$$

где V – объемный расход среды, $\text{м}^3/\text{с}$;

ω – рекомендуемая скорость среды в штуцере, м/с .

Диаметр штуцера ввода сырья

$$D_{\text{Гвх}} = \sqrt{\frac{4 \times (21,60/3600)}{3,14 \times 1}} = 0,087 \text{ м}$$

Принимаем стандартное значение

$$D_{\text{Гвх}} = 100 \text{ мм}$$

Диаметр штуцера вывода нагретого сырья принимаем равным штуцеру ввода

$$D_{\text{Гвых}} = D_{\text{Гвх}} = 100 \text{ мм}$$

Диаметр штуцера ввода греющего пара

$$D_{\text{п}} = \sqrt{\frac{4 \times (2344 / 3600)}{3,14 \times 15}} = 0,235 \text{ м}$$

Принимаем стандартное значение

$$D_{\text{п}} = 250 \text{ мм}$$

Диаметр штуцера вывода конденсата

$$D_{\text{к}} = \sqrt{\frac{4 \times (3517 / 1000 / 3600)}{3,14 \times 1}} = 0,035 \text{ м}$$

Принимаем стандартное значение

$$D_{\text{к}} = 50 \text{ мм}$$

		N				24

$$D_{\text{емк}} = \sqrt[3]{\frac{4 V_{\text{емк}}}{\pi \alpha}} = \sqrt[3]{\frac{4 \times 27,0}{3.14 \times 5}} = 2.62 \text{ м} \quad (5.2)$$

Принимаем стандартный диаметр

$$D_{\text{емк}} = 2,8 \text{ м}$$

Тогда длина емкости

$$L_{\text{емк}} = \alpha D_{\text{емк}} = 5 \times 2,8 = 14 \text{ м} \quad (5.3)$$

Принимаем

$$L_{\text{емк}} = 14,0 \text{ м}$$

		N				26

СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННЫХ ИСТОЧНИКОВ

1. Кутепов А. М., Бондарева Т. И., Беренгартен Н. Г., Общая химическая технология, изд. 2-е, перераб. и доп., М.: «Высшая школа», 1990. – 522 с.
2. Скобло А. И., Молоканов Ю. К., Владимиров А. И., Щелкунов В. А. Процессы и аппараты нефтегазопереработки и нефтехимии. Учебник для вузов. – 3-е изд., переаб. и доп. – М.: ООО «Недрабизнесцентр», 2000. – 677 с. ил.
3. Основные процессы и аппараты химической технологии: Пособие по проектированию / под ред. Ю. И. Дытнерского. – М.: Химия, 1983. – 272 с.
4. Павлов К. Ф., Романков П. Г., Носков А. А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии, М.: Химия, 1970. – 624 с.
5. Плановский А. Н., Рамм В. М., Соломон З. К. Процессы и аппараты химической технологии, М.: Химия, 1967. – 848 с.

		N				28