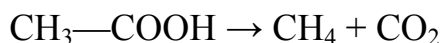
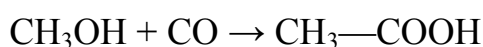


## 1 ОПИСАНИЕ ТЕХНОЛОГИЧЕСКОЙ СХЕМЫ УСТАНОВКИ

Рассмотрим способ получения уксусной кислоты путем оксосинтеза из спиртов. Взаимодействие спиртов с окисью углерода можно осуществлять с помощью кислотных катализаторов, но они не получили практического применения, так как вызывают образование большого количества побочных веществ (простых эфиров, олефинов и их полимеров, продуктов изомеризации и т. д.).

Более удовлетворительные результаты получаются с катализаторами из металлического никеля (плюс йодистая медь или иод), из йодистого никеля с добавками металла-акцептора (Co, Cu, Fe) или его органической соли с добавкой промотора (галогениды щелочных металлов, галогены, алкангалогениды).

Взаимодействие спиртов с окисью углерода при катализе использовано в промышленности для производства уксусной кислоты из метанола. Оно сопровождается побочным образованием метилацетата, метана и двуокиси углерода:



Выход уксусной кислоты в оптимальных условиях составляет 90-98%. Этот метод синтеза позволяет базировать производство уксусной кислоты на метане (метан → синтез-газ → метанол → кислота) или на каменном угле (водяной газ → метанол → кислота) и, по некоторым данным, является самым экономичным для производства уксусной кислоты.

Для производства уксусной кислоты принимаем следующую технологическую схему [1, стр. 527], изображенную на рисунке 1.1.

		N				8



В тарельчатых аппаратах (см. рисунок 2.1, а) контакт между фазами происходит при прохождении пара (газа) сквозь слой жидкости, находящейся на контактном устройстве (тарелке) жидкостью осуществляется на поверхности специальных насадочных тел, а также в свободном пространстве между ними [2].

Насадочные колонны (см. рисунок 2.1, б) представляют собой аппараты, загруженные насадкой – твердыми телами различной формы; при наличии насадки увеличивается поверхность соприкосновения газа и жидкости.

Наиболее распространена насадка в виде тонкостенных колец высотой, равной диаметру, который колеблется в пределах 15–150 мм.

Кольца беспорядочно засыпают в аппарат навалом (см. рисунок 2.2, а), либо укладывают правильными рядами, сдвинутыми друг относительно друга (см. рисунок 2.2, б). Такая правильная укладка практически возможна только при загрузке колец диаметром более 50 мм. Кольца изготовляют из антикоррозионных материалов (керамика, фарфор), реже — из стали.

Широко применяют также хордовую насадку (см. рисунок 2.2, в), которая представляет собой ряд решеток из досок, поставленных на ребро, причем решетки сдвинуты друг относительно друга на 45 или 90°.

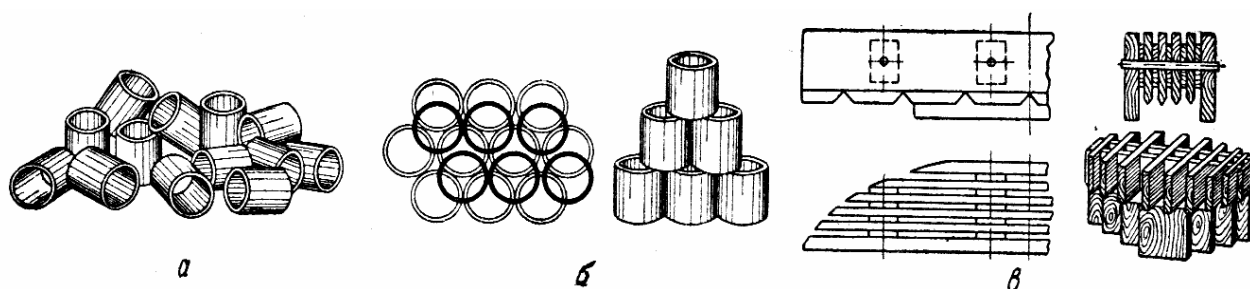


Рисунок 2.2 – Насадки:

а – кольцевая навалом; б – кольцевая, правильно уложенная; в – хордовая

В качестве насадок применяют также кокс и дробленый кварц, засыпаемые в виде кусков размером 25—100 мм. Основными характеристиками насадок являются удельная поверхность и свободный объем.

Насадка 1 опирается на решетки 2, в которых имеются отверстия для прохождения газа и стока жидкости. Газ поступает в колонну снизу и движется вверх противотоком по отношению к жидкости. Подаваемая на насадку жидкость должна быть равномерно распределена по сечению колонны. Для подачи жидкости применяют желоба, дырчатые трубы и другие устройства.

Жидкость подается на насадку при помощи распределительного стакана 3, в котором имеется большое количество отверстий диаметром 3–6 мм. Жидкость поступает в распределительный стакан из напорного бака или подается непосредственно насосом и вытекает из отверстий стакана отдельными струями.

Чтобы предотвратить растекание жидкости к стенкам, иногда насадку засыпают не сплошь на всю высоту, а в виде отдельных слоев. Высота отдельных слоев 1,5–3 м. Для перераспределения жидкости и отвода ее от стенок под каждым слоем насадки, кроме нижнего, устанавливают направляющий конус 4.

Насадочные колонны — достаточно распространенный тип аппаратов. Преимуществом их является простота устройства, особенно важная при работе с агрессивными средами, так как в этом случае требуется защита от коррозии только корпуса колонны и поддерживающих насадку решеток, насадка же может быть выполнена из химически стойкого материала (керамика, фарфор). Другое преимущество насадочных колонн — более низкое, чем в барботажных абсорберах, гидравлическое сопротивление.

Однако насадочные колонны мало пригодны при работе с загрязненными жидкостями, а в случае малых количеств орошающей жидкости не дают удовлетворительных результатов, так как при низкой плотности орошения не достигается полная смачиваемость насадки.

На основании рекомендаций [3] принимаем в качестве насадки правильно уложенные керамические кольца  $50 \times 50 \times 5$ .

		N				14



## 4.2 Расчет питательной секции

Для расчетов необходимо заданный массовый расход пересчитать в мольный:

$$L = L_M \left( \frac{X_M}{M_1} + \frac{1 - X_M}{M_2} \right)$$

где  $M_1$  и  $M_2$  – мольные массы воды и уксусной кислоты соответственно.

При расчете процесса ректификации используются мольные доли, поэтому необходимо пересчитать массовый состав сырья в мольный:

$$X_L = \frac{L_M X_M}{M_1 L}$$

Далее, исходя из обеспечения необходимой доли отгона, рассчитывается состав сырья после однократного испарения по формуле

$$X_C = \frac{X_L}{1 + e(k_1 - 1)}, \quad (4.1)$$

где  $k_1$  – константа фазового равновесия компонента (в данном случае воды):

$$k_1 = P_{v1}/P$$

где  $P_{v1}$  – давление насыщенных паров компонента, МПа;

$P$  – давление смеси, МПа.

Давление насыщенных паров компонентов определяется в зависимости от температуры  $T$ : при  $T < T_{кpi}$  – по методу Питцера; при  $T = T_{кpi}$  – принимается  $P_{vi} = P_{кpi}$ ; при  $T > T_{кpi}$  – по методу Филиппова (продолжение линии  $P$ - $T$  зависимости). Поскольку ориентировочная температура в секции питания около 130 °С (что значительно меньше критической температуры компонентов: 374 °С для воды и 321 °С для уксусной кислоты), то расчет давления насыщенных паров проведем по методу Питцера:

$$\tau = T/T_{кр}$$

$$f_0 = 169347 \tau^6 - 6.09648 / \tau - 1.28862 \ln(\tau) + 5.92714$$

$$f_1 = 0,43577 \tau^6 - 15,6875/\tau - 13,4721 \ln(\tau) + 15.2518$$

$$P_v = P_{кр} \exp(f_0 + w f_1)$$

$$k = P_v/P$$

		N				18

Предварительные количества верхнего и нижнего продуктов колонны ( $D$  и  $R$ , кмоль/ч) определяются из материального баланса колонны по формулам:

$$D = L \frac{X_L - X_R}{Y_D - X_R}$$

$$R = L - D$$

#### 4.4 Расчет флегмового и парового чисел

Минимальное флегмовое число, соответствующее минимальной разделительной способности тарелок, определяется по формуле:

$$R_{p_{\min}} = \frac{\varphi Y_D}{\alpha - \varphi} + \frac{\varphi (1 - Y_D)}{1 - \varphi}$$

где параметр  $\varphi$  находится из соотношения:

$$\frac{\alpha X_L}{\alpha - \varphi} + \frac{1 - X_L}{1 - \varphi} = e. \quad (4.3)$$

Рабочее флегмовое число, соответствующее оптимальной способности тарелок, рассчитывается по формуле:

$$R_p = 1,35 R_{p_{\min}} + 0,35$$

Рабочее паровое число рассчитывается из материального баланса питательной секции по формуле:

$$S_p = \frac{D R_p + L (1 - e)}{R} - 1$$

Число теоретических тарелок, соответствующее рабочим флегмовому и паровому числам, рассчитывается по формуле:

$$N_t = 1,7 N_{t_{\min}} + 0,7$$

#### 4.5 Определение места ввода питания

Число тарелок в концентрационной секции находится методом приближений. В первом приближении считается, что число тарелок в секции  $N_k$  равно половине числа теоретических тарелок с округлением в большую сторону.

$$N_k = N_t / 2$$

		N				20

$$\alpha_K = \frac{P_{V1}}{P_{V2}}$$

Минимальное число тарелок в концентрационной секции:

$$N_{Kmin} = \frac{\ln \frac{Y_D(1 - X_C)}{X_C(1 - Y_D)}}{\ln(\alpha)}$$

Число теоретических тарелок в концентрационной секции рассчитывается с округлением в большую сторону по формуле:

$$N_{K2} = N_t \frac{N_{отн}}{N_{отн} + 1},$$

где вспомогательная величина  $N_{отн}$  равна

$$N_{отн} = \frac{N_{Kmin}}{N_{tmin} - N_{Kmin}}$$

Если рассчитанное значение  $N_{K2}$  не совпадает с принятой ранее величиной  $N_K$ , то в следующем приближении принимают  $N_K = N_{K2}$  и проводят расчёт нового значения  $N_K$ . Число тарелок в отгонной секции распределяется по формуле:

$$N_O = N_t - N_K$$

#### 4.6 Расчет диаметров основных штуцеров колонны

К основным штуцерам колонны относят штуцера ввода питания, вывода дистиллята и остатка, подачи холодного и горячего орошений.

Расчетный диаметр штуцера определяется следующим образом:

$$D_{шп} = \sqrt{\frac{4V}{\pi w_p}}$$

где  $V$  – объемный расход среды,  $m^3/c$ ;

$w_p$  – рекомендуемая скорость среды в штуцере,  $m/c$ .

Объемный расход находится через мольный и плотность:

$$V = \frac{GM}{3600\rho}$$

где  $G$  – мольный расход смеси,  $кмоль/ч$ ;

$M$  – соответственно мольная масса всего потока,  $кг/кмоль$ ;

$\rho$  – плотность потока,  $кг/м^3$ .

		N			



$$B = (7,784 - 3,267 \lg A)^{0,323}$$

$\lg A$  - критерий Филипова:

$$\lg A = 0,604 - 1,505 w$$

Вязкость паровой фазы определяется следующим образом:

$$\mu_{\text{п}} = \Delta\mu_{\text{р}} + \Delta\mu_{\text{т}}$$

где  $\Delta\mu_{\text{р}}$  и  $\Delta\mu_{\text{т}}$  – составляющие вязкости в зависимости от давления и температуры соответственно:

$$\Delta\mu_{\text{р}} = \frac{1,08 \cdot 10^{-7} \cdot [\exp(1,439 \rho_{\text{пр}}) - \exp(-1,11 \rho_{\text{пр}}^{1,858})]}{\xi}$$

$$\Delta\mu_{\text{т}} = \mu_{\text{кр}} \cdot \frac{3\tau^{1,5}}{1 + 2\tau^{0,91}}$$

где  $\rho_{\text{пр}} = \rho_{\text{п}}/\rho_{\text{кр}}$  – приведенная плотность паров;

$\mu_{\text{кр}}$  – вязкость паров при критической температуре, Па·с;

$\xi$  – коэффициент:

$$\xi = \frac{T_{\text{кр}}^{0,17}}{M_{\text{п}}^{0,5} P_{\text{кр}}^{0,67}}$$

Вязкость паров при критической температуре

$$\mu_{\text{кр}} = 15,8 \cdot 10^{-7} \cdot \frac{M^{0,5} P_{\text{кр}}^{0,67}}{T_{\text{кр}}^{0,17}}$$

Вязкость жидкой фазы

$$\mu_{\text{ж}} = 1,85 \rho_{\text{ж}} \sqrt[3]{\frac{k T U}{\rho_{\text{ж}}}}$$

где  $k = 1,38066 \cdot 10^{-23}$  Дж/К – постоянная Больцмана;

$U$  – скорость звука в жидкости, м/с:

$$U = \frac{2,1316}{\tau^2} \sqrt{\frac{R T}{M_{\text{ж}}}}$$

где  $R = 8,314$  Дж/(моль·К) – универсальная газовая постоянная.

Расход жидкости и пара для концентрационной секции

$$L = R \times (Sp + 1) = 23,95 \times (11,27 + 1) = 293,86 \text{ кмоль/ч} = 17631 \text{ кг/ч}$$

$$G = R \times Sp = 23,95 \times 11,27 = 269,92 \text{ кмоль/ч} = 16195 \text{ кг/ч}$$

		N				24

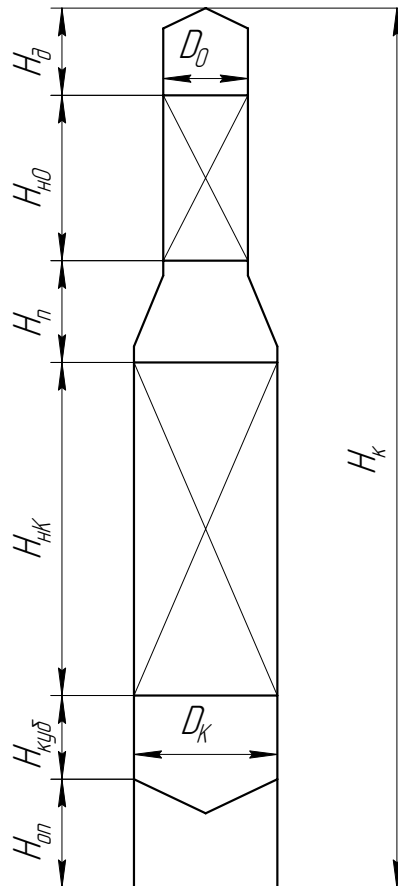


Рисунок 4.2 – Схема к определению высотных размеров колонны

Высота насадки, эквивалентная одной единице переноса определяется по формуле [5]:

$$h_{0y} = \frac{G}{K_V S}$$

где  $K_V$  – объемный коэффициент массопередачи.

Объемный коэффициент массоотдачи в паровой фазе

$$\beta_{rV} = 1.305 \times 10^{-4} W_r^{0,7} W_{ж}^{0,25}$$

где  $W_r$  и  $W_{ж}$  – количества газа и жидкости соответственно:

$$W_r = \frac{G}{s} = \frac{17631}{3.14} = 5614 \frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \text{ ч}}$$

$$W_{ж} = \frac{L}{s} = \frac{16195}{3.14} = 5157 \frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \text{ ч}}$$

Итого

$$\beta_{rV} = 1.305 \times 10^{-4} \times 5614^{0,7} \times 5157^{0,25} = 0,267 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3 \text{ ч}}$$

		N				26

## 5 РАСЧЕТ ВСПОМОГАТЕЛЬНОГО ОБОРУДОВАНИЯ

Выполним расчет насоса для подачи флегмы вверх колонны. Схема к расчету приведена на рисунке 5.1.

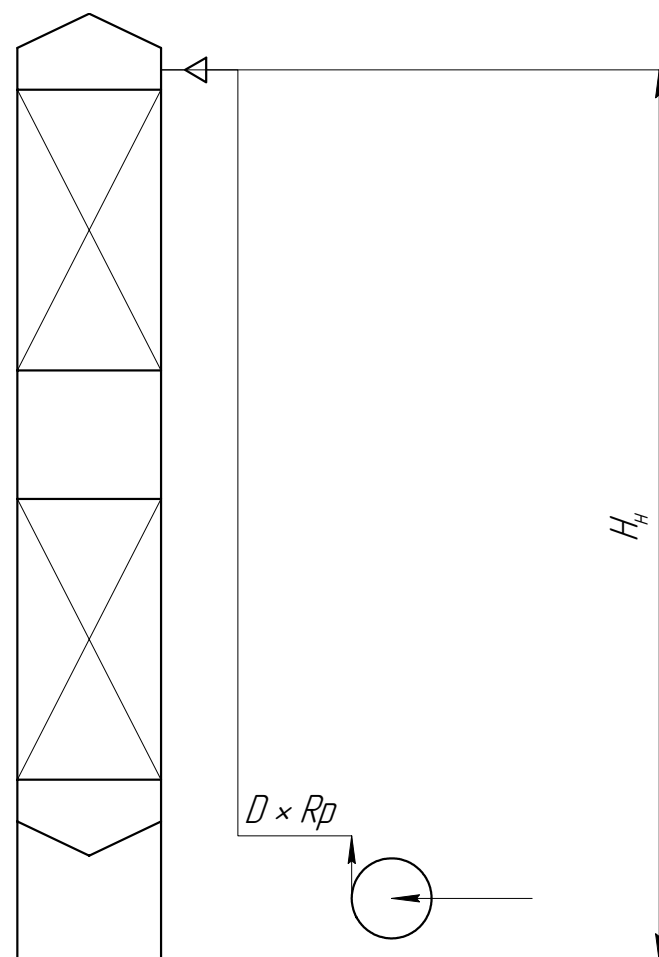


Рисунок 5.1 – Схема к расчету насоса

Объемный расход флегмы после пересчета из мольного расчета составит

$$V = 0.00113 \text{ м}^3/\text{с}$$

Принимаем одинаковый диаметр для всасывающего и нагнетательного трубопровода. В соответствии с рекомендациями [3] принимаем скорость движения воды в трубопроводе

$$w = 2 \text{ м/с}$$

Тогда диаметр трубопровода

		N							28

Сумма коэффициентов

$$\sum \xi_i = 1 + 4 + 1,04 = 6,04$$

Принимаем длину подающего трубопровода 20 м. Тогда напора от перемещения жидкости в нагнетательной линии  $h_{\text{тр+мс}}$

$$h_{\text{тр+мс}} = \left( \lambda \frac{1}{d_3} + \sum \xi_{\text{м.с.}} \right) \frac{\omega^2}{2g} = \left( 0,0281 \times \frac{20}{0,025} + 6,04 \right) \frac{2,30^2}{2 \times 9,81} = 7,69 \text{ м}$$

Необходимый напор насоса

$$H = \frac{p_2 - p_1}{g \rho} + h_{\text{тр+мс}} + h_r$$

где  $p_2$  – давление в абсорбере,  $p_2 = 1,47 \times 10^5$  Па;

$p_1$  – давление перед всасывающим патрубком,  $p_1 = \text{атм} = 1,01 \times 10^5$  Па;

$h_r$  – геометрическая высота подъема жидкости, принимаем  $h_r = 10$  м.

Соответственно

$$H = \frac{1,47 \times 10^5 - 1,01 \times 10^5}{9,81 \times 997} + 7,69 + 10 = 22,4 \text{ м}$$

Такой напор можно обеспечить одноступенчатым центробежным насосом.

Полезная мощность насоса

$$N_{\text{п}} = \rho g L H = 1000 \times 9,81 \times 0,00113 \times 22,4 = 2500 \text{ Вт} = 2,5 \text{ кВт}$$

Принимаем КПД

$$\eta = 0,7$$

Тогда мощность на валу двигателя

$$N_{\text{дв}} = N_{\text{п}} / \eta = 2,5 / 0,7 = 3,6 \text{ кВт}$$

В соответствии со справочными данными [3, табл. I.2] принимаем насос X20/31 с напором 31 м и мощностью двигателя 5,5 кВт.

		N				30

## СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННЫХ ИСТОЧНИКОВ

1. Лебедев Н. Н. Химия и технология основного органического и нефтехимического синтеза: Учебник для вузов. 4-е изд., перераб. и доп. – М. Химия, 1988. – 592 с, ил.
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.
5. Павлов К. Ф., Романков П. Г., Носков А. А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии, М.: Химия, 1970. – 624 с.

		N				32