

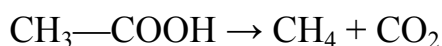
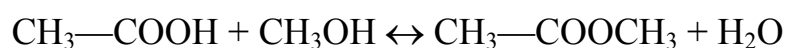
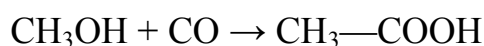
1 ОПИСАНИЕ ТЕХНОЛОГИЧЕСКОЙ СХЕМЫ УСТАНОВКИ

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.

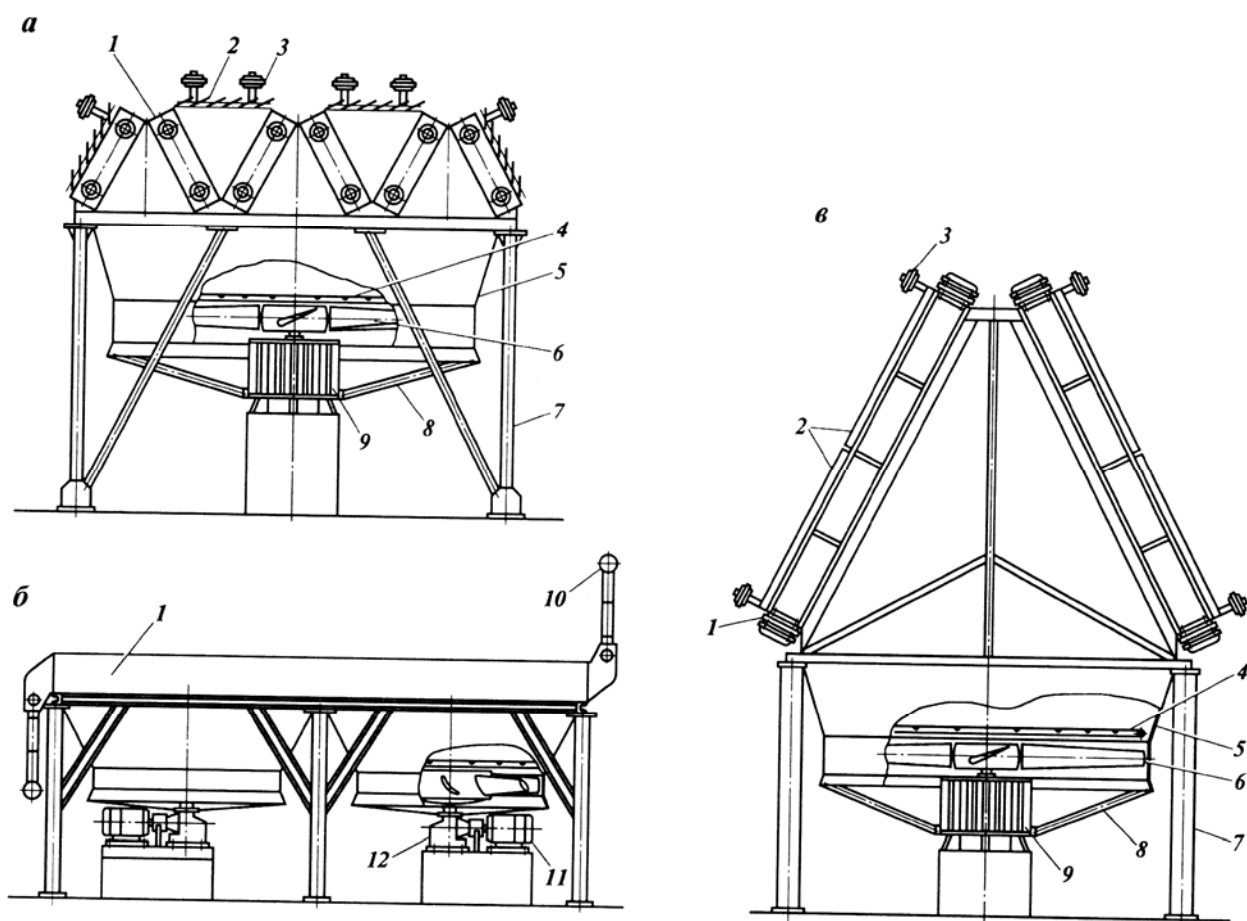
Для производства уксусной кислоты принимаем следующую технологическую схему [1, стр. 527], изображенную на рисунке 1.1.

		N				7

деляется на две жидкие фазы в сепараторе 11. Верхняя фаза, представляющая собой водный раствор, служит флегмой колонны 8, а тяжелая фаза, состоящая в основном из CH_3I , возвращается насосом в реактор. Из средней части колонны 8 отбирают сырую уксусную кислоту, а кубовую жидкость возвращают в сепаратор 6.

Сырая уксусная кислота поступает в колонну обезвоживания 12. Кроме того, уксусная кислота освобождается от HI , для облегчения чего на одну из тарелок подается метанол, дающий с HI летучий CH_3I . Часть паров дистиллята после конденсации и охлаждения до $30..40\text{ }^\circ\text{C}$ направляется на орошение колонны 12, а остальные пары возвращаются в реактор. Кубовая жидкость колонны 12 закачивается в среднюю часть ректификационной колонны 13, в которой отгоняется технически чистая уксусная кислота. Кубовый остаток этой колонны отправляют на сжигание.

		N							9



1 – секция; 2 – сетка; 3 – клапан; 4, 8 – защитная решетка; 5 – раструб;
 6 – лопасть; 7 – стойка; 9 – опорный диск; 10 – штуцер;
 11 – электродвигатель; 12 – редуктор

Рисунок 2.1 – Типы аппаратов воздушного охлаждения

Пройдя распределительную решетку 4, поток холодного воздуха движется по расширяющемуся конусному раструбу 5. В результате расширения сечения потока его скорость несколько уменьшается, и снижается давление, что влечет некоторое снижение температуры, компенсирующее ее возрастание при прохождении лопастей 6 вентилятора.

Непосредственная передача тепла от охлаждаемого компонента воздуху происходит в секциях 1, состоящих из расположенных в шахматном порядке гладких или оребренных трубок. Профилированная сетка 2 служит для создания определенного направления движения воздуха.

3 ХАРАКТЕРИСТИКА РАБОЧИХ ВЕЩЕСТВ

Уксусная кислота, CH_3COOH , одноосновная карбоновая кислота алифатического ряда; бесцветная жидкость с резким запахом и кислым вкусом. Для безводной, так называемой «ледяной», температура плавления $16,75\text{ }^\circ\text{C}$, температура кипения $118,1\text{ }^\circ\text{C}$, плотность $1,055\text{ г/см}^3$ (при $15\text{ }^\circ\text{C}$). Уксусная кислота во всех соотношениях смешивается с водой, спиртом, эфиром, бензолом и многими другими органическими растворителями, не растворяется в сероуглероде, хорошо растворяет многие неорганические и органические соединения, например серу, фосфор, галогеноводороды, ацетилцеллюлозу. Уксусная кислота является слабой кислотой. Кипящая уксусная кислота проявляет сильные коррозионные свойства.

Метилацетат, $\text{CH}_3\text{COOCH}_3$, является эфиром и эфиры уксусной кислоты. Представляет собой летучую жидкость с фруктовым и цветочным запахом. Температура кипения при атмосферном давлении $57,1\text{ }^\circ\text{C}$. Метилацетат широко применяют как растворитель для нитроцеллюлозных лаков, глифталевых и полиэфирных смол, в производстве целлулоида, киноплёнки, в парфюмерии и пищевой промышленности. Коррозионных свойств не имеет.

Вода, окись водорода, H_2O , простейшее устойчивое в обычных условиях химическое соединение водорода с кислородом (11,19% водорода и 88,81% кислорода по массе), молекулярная масса 18,0160. Вода – бесцветная жидкость без запаха и вкуса (в толстых слоях имеет голубоватый цвет). По отношению к черным металлам проявляет коррозионные свойства.

		N							15

$$M(\text{H}_2\text{O}) = 2 + 16 = 18 \text{ кг/кмоль}$$

Соответственно массовые расходы компонентов

$$G_M(\text{CH}_3\text{J}) = 142 \times 2 \times 10.07 / (2 + 1) = 953 \text{ кг/ч}$$

$$G_M(\text{CH}_3\text{COOCH}_3) = 74 \times 2 \times 9.14 / (2 + 1) = 451 \text{ кг/ч}$$

$$G_M(\text{CH}_3\text{COOH}) = 60 \times 2 \times 148.58 / (2 + 1) = 5943 \text{ кг/ч}$$

$$G_M(\text{H}_2\text{O}) = 18 \times 2 \times 524.73 / (2 + 1) = 6297 \text{ кг/ч}$$

Суммарный массовый расход потока

$$D_M = \sum G_{Mi} = G_M(\text{CH}_3\text{J}) + G_M(\text{CH}_3\text{COOCH}_3) + G_M(\text{CH}_3\text{COOH}) + G_M(\text{H}_2\text{O}) = \\ = 953 + 451 + 5943 + 6297 = 13644 \text{ кг/ч} = 3.790 \text{ кг/с}$$

Массовый состав потока

$$Y_{Mi} = \frac{G_{Mi}}{D_M}$$

$$Y_M(\text{CH}_3\text{J}) = \frac{G_M(\text{CH}_3\text{J})}{D_M} = \frac{953}{13644} = 0.070$$

$$Y_M(\text{CH}_3\text{COOCH}_3) = \frac{G_M(\text{CH}_3\text{COOCH}_3)}{D_M} = \frac{451}{13644} = 0.033$$

$$Y_M(\text{CH}_3\text{COOH}) = \frac{G_M(\text{CH}_3\text{COOH})}{D_M} = \frac{5943}{13644} = 0.436$$

$$Y_M(\text{H}_2\text{O}) = \frac{G_M(\text{H}_2\text{O})}{D_M} = \frac{6297}{13644} = 0.461$$

4.3 Определение температуры паров дистиллята и конденсата

Температура паров дистиллята определяется из уравнения изотермы состояния жидкой фазы

$$\sum \frac{Y_{Li}}{k_i} = 1 \quad (1)$$

где Y_{Li} – мольная доля i -го компонента в паровом потоке;

$k_i = P_{vi}/P$ – константа фазового равновесия i -го компонента;

P_{vi} – давление насыщенных паров i -го компонента.

Давление насыщенных паров (ДНП) определяем по справочным данным [3, прил. XI]. Выборка из этого приложения приведена в таблице 4.1.

		N				19

$$P_v(\tau) := \begin{pmatrix} 11.826 \cdot \tau^3 - 38.523 \cdot \tau^2 + 42.111 \cdot \tau - 15.431 \\ 5.2842 \cdot \tau^3 - 16.984 \cdot \tau^2 + 18.393 \cdot \tau - 6.701 \\ 2.6431 \cdot \tau^3 - 8.8751 \cdot \tau^2 + 9.9825 \cdot \tau - 3.757 \\ 5.5498 \cdot \tau^3 - 18.82 \cdot \tau^2 + 21.365 \cdot \tau - 8.112 \end{pmatrix} \text{МПа} \quad T_{\Pi} := 350\text{K}$$

$$\text{Given} \quad \sum \left(P_D \cdot \frac{Y_L}{P_v\left(\frac{T_{\Pi}}{T_0}\right)} \right) = 1 \quad T_{\Pi} := \text{Find}(T_{\Pi})$$

$$T_{\Pi} - T_0 = 121.887 \text{ grC} \quad P_v\left(\frac{T_{\Pi}}{T_0}\right) = \begin{pmatrix} 0.671 \\ 0.361 \\ 0.112 \\ 0.211 \end{pmatrix} \text{МПа}$$

Рисунок 4.3 – Фрагмент программы на MathCAD
для определения температуры верха колонны

Температуру сконденсировавшихся паров $T_{\text{Ж}}$ определяем как изотерму состояния жидкой фазы также с применением ЭВМ

$$T_{\text{Ж}} := 350\text{K}$$

$$\text{Given} \quad \sum \left(Y_L \cdot \frac{P_v\left(\frac{T_{\text{Ж}}}{T_0}\right)}{P_D} \right) = 1 \quad T_{\text{Ж}} := \text{Find}(T_{\text{Ж}})$$

$$T_{\text{Ж}} - T_0 = 118.642 \text{ grC} \quad P_v\left(\frac{T_{\text{Ж}}}{T_0}\right) = \begin{pmatrix} 0.615 \\ 0.333 \\ 0.102 \\ 0.191 \end{pmatrix} \text{МПа}$$

Рисунок 4.4 – Фрагмент программы на MathCAD
для определения температуры сконденсировавшихся паров

Тепло, затрачиваемое на конденсацию всей смеси

$$Q_r = Q_r(\text{CH}_3\text{J}) + Q_r(\text{CH}_3\text{COOCH}_3) + Q_r(\text{CH}_3\text{COOH}) + Q_r(\text{H}_2\text{O}) = \\ = 9.080 \times 10^5 + 1.516 \times 10^5 + 2.382 \times 10^6 + 1.387 \times 10^7 = 1.734 \times 10^7 \text{ кДж/ч}$$

Тепловая нагрузка на охлаждение

$$Q_{\text{охл}} := D_M \cdot (H_{D_H} - H_{D_K})$$

где H_{D_H} – энтальпия конденсата при температуре $t_x = 120.3 \text{ }^\circ\text{C}$, кДж/ (кг × К);

H_{D_K} – энтальпия жидкости, при температуре $t_{D_K} = 30 \text{ }^\circ\text{C}$, кДж/ (кг × К).

Энтальпия жидкости считается по формуле

$$H(t) = c(t) t$$

где $c(t)$ – теплоемкость при температуре t .

Общая теплоемкость смеси считается по принципу аддитивности

$$C(t) = \Sigma (c(t)_i Y_{Mi})$$

Значение теплоемкости при $t_{D_H} = t_x = 120.3 \text{ }^\circ\text{C}$ и $t_{D_K} = 30 \text{ }^\circ\text{C}$ подсчитаем интерполированием, используя табличные значения теплоемкости при $20 \text{ }^\circ\text{C}$, $40 \text{ }^\circ\text{C}$, $100 \text{ }^\circ\text{C}$ и $120 \text{ }^\circ\text{C}$ [5, прил. III].

$$c_{20} := \begin{pmatrix} 0.85 \\ 0.458 \\ 0.74 \\ 0.999 \end{pmatrix} \cdot 4.19 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{К}} \quad c_{40} := \begin{pmatrix} 0.86 \\ 0.475 \\ 0.75 \\ 0.998 \end{pmatrix} \cdot 4.19 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}$$

$$c_{100} := \begin{pmatrix} 0.88 \\ 0.527 \\ 0.79 \\ 1.01 \end{pmatrix} \cdot 4.19 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{К}} \quad c_{120} := \begin{pmatrix} 0.89 \\ 0.544 \\ 0.80 \\ 1.02 \end{pmatrix} \cdot 4.19 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}$$

Теплоемкость жидкости при указанных температурах

$$c_{D_H} := c_{100} + (t_{D_H} - 100 \cdot \text{grC}) \cdot \frac{c_{120} - c_{100}}{(120 - 100) \text{grC}} \quad c_{D_H} = \begin{pmatrix} 3.726 \\ 2.275 \\ 3.349 \\ 4.271 \end{pmatrix} \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}$$

Соответственно расход воды

$$G_B = \frac{2.193 \times 10^7}{106 - 21} = 2.585 \times 10^5 \text{ кг/ч} = 71.8 \text{ кг/с}$$

Определим объемный расход воды

$$V_B = \frac{G_B}{\rho_B}$$

где $\rho_B = 943 \text{ кг/м}^3$ – плотность воды при $t_{вн} = 5^\circ \text{С}$, кг/м^3 [4, табл. XXXIX]

Тогда

$$V_B = \frac{2.585 \times 10^5}{943} = 274 \text{ м}^3/\text{ч} = 76,1 \text{ л/с}$$

4.6 Определение средней разности температур

Средняя разность температур считается по формуле

$$\Delta T_{\text{ср}} := \frac{\Delta T_{\text{max}} - \Delta T_{\text{min}}}{2.3 \cdot \log \left(\frac{\Delta T_{\text{max}}}{\Delta T_{\text{min}}} \right)}$$

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

$$\Delta T_{\text{max}} = t_{\text{Дн}} - t_{\text{Дк}} = 120.3 - 30 = 90,3 \text{ }^\circ\text{С}$$

$$\Delta T_{\text{min}} = t_{\text{в2}} - t_{\text{в1}} = 25 - 5 = 20 \text{ }^\circ\text{С}$$

Тогда средняя разность температур

$$\Delta T_{\text{ср}} = \frac{90.3 - 20}{2.3 \log (90.3/20)} = 46,7 \text{ }^\circ\text{С}$$

4.7 Ориентировочный выбор теплообменника

Требуемая поверхность теплообмена определяется по формуле

$$F := \frac{Q}{K \cdot \Delta T_{\text{ср}}}$$

где K – коэффициент теплопередачи. Для предварительных расчетов принимаем [3, стр. 32]

$$K = 0,8 \frac{\text{кВт}}{\text{м}^2 \text{ К}}$$

		N				27

Анализируя справочные данные [3, табл II.3], можно сделать вывод, что с поверхностью теплообмена $160...180 \text{ м}^2$ и n/z , близким к 330, есть только двухходовые холодильники. Выбираем аппарат со следующими характеристиками:

$$F_0 = 173 \text{ м}^2, n = 690, z = 2, L = 4 \text{ м}, D = 800 \text{ мм}.$$

4.8 Уточненный расчет теплообменника

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

$$K := \frac{1}{\frac{1}{\alpha_{\Gamma}} + \frac{\delta}{\lambda_{\text{СТ}}} + \frac{1}{\alpha_{\text{В}}}}$$

где α_{D} – коэффициент теплоотдачи со стороны конденсата;

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

$\alpha_{\text{В}}$ – коэффициент теплоотдачи со стороны воды.

Значение коэффициент теплоотдачи определяют по формуле [2]

$$\text{Nu} = \frac{\alpha d_2}{\lambda}$$

где Nu – критерий Нуссельта;

d_2 – эквивалентный диаметр поверхности, для цилиндрической поверхности эквивалентный диаметр равен диаметру цилиндра;

λ – теплопроводность среды.

Коэффициент теплоотдачи со стороны воды. Критерий Нуссельта для воды может быть определен по формуле

$$\text{Nu}_{\text{В}} := 0.023 \cdot \text{Re}_{\text{В}}^{0.8} \cdot \text{Pr}_{\text{В}}^{0.4}$$

где $\text{Re}_{\text{В}}$ – критерий Рейнольдса для воды

$$\text{Re}_{\text{В}} = \frac{4G_{\text{В}}}{\pi d_{\text{ВН}} (n/z) \mu_{\text{В}}} = \frac{4 \times 71.8}{3,14 \times 0,016 \times (690/2) \times 1.16 \times 10^{-3}} = 14341$$

$\text{Pr}_{\text{В}}$ – критерий Прандтля для воды

		N			29

очередь рассчитываются по принципу аддитивности значений вязкости отдельных компонентов. Вязкости составляющих жидкости можно взять из справочных данных [5, прил. XIII].

$$\mu_{60} := \begin{pmatrix} 0.351 \\ 0.297 \\ 0.92 \\ 0.469 \end{pmatrix} \cdot 10^{-3} \frac{\text{Н} \cdot \text{с}}{\text{м}^2} \quad \mu_{80} := \begin{pmatrix} 0.290 \\ 0.248 \\ 0.65 \\ 0.357 \end{pmatrix} \cdot 10^{-3} \frac{\text{Н} \cdot \text{с}}{\text{м}^2}$$

Общая вязкость смеси при 60 °С

$$\begin{aligned} \mu_{60} &= \sum \mu_{60i} Y_{Mi} = \\ &= (0.351 \times 0.070 + 0.297 \times 0.033 + 0.920 \times 0.436 + 0.469 \times 0.461) \times 10^{-3} = 6,515 \times 10^{-4} \frac{\text{Н} \times \text{с}}{\text{м}^2} \end{aligned}$$

Общая вязкость смеси при 80 °С

$$\begin{aligned} \mu_{80} &= \sum \mu_{80i} Y_{Mi} = \\ &= (0.290 \times 0.070 + 0.248 \times 0.033 + 0.650 \times 0.436 + 0.357 \times 0.461) \times 10^{-3} = 4,763 \times 10^{-4} \frac{\text{Н} \times \text{с}}{\text{м}^2} \end{aligned}$$

Вязкость при $t_{\text{срмтр}} = 75$ °С определяем интерполированием:

$$\begin{aligned} \mu_D &= \mu(60) + (75 - 60) \frac{\mu(80) - \mu(60)}{80 - 60} = \\ &= 6,515 \times 10^{-4} + 15 \times \frac{4,763 \times 10^{-4} - 6,515 \times 10^{-4}}{20} = 5.190 \times 10^{-4} \frac{\text{Н}}{\text{с} \times \text{м}^2} \end{aligned}$$

Соответственно критерий Рейнольдса

$$\text{Re}_D = \frac{3,790 \times 0,016}{0,069 \times 5.190 \times 10^{-4}} = 21168$$

Критерий Прандтля для газа

$$\text{Pr}_D = \frac{c_D \mu_D}{\lambda_D}$$

где λ_D – теплопроводность конденсата при средней температуре 75 °С;

c_D – теплоемкость воды при средней температуре $t_{\text{ср}} = 190$ °С.

Значение теплопроводности и теплоемкости вычисляется аналогично тому, как было вычислено значение вязкости при 75 °С. Поэтому процесс расчета опус-

$\rho_{\text{тр}}$ – плотность среды в трубках при средней температуре $t_{\text{сртр}} = 85 \text{ }^\circ\text{C}$,
 $\rho_{\text{тр}} = \rho_{\text{в15}} = (1000 + 998)/2 = 999 \text{ кг/м}^3$;

$\omega_{\text{тр}}$ – скорость среды в трубном пространстве

$$\omega_{\text{тр}} := \frac{4 \cdot G_{\text{тр}} \cdot z}{\pi \cdot d_{\text{вн}}^2 \cdot n \cdot \rho_{\text{тр}}} = \frac{4 \times 71.8 \times 2}{3.14 \times 0,0162 \times 690 \times 999} = 1,04 \text{ м/с}$$

Коэффициент трения рассчитываем по формуле

$$\lambda_{\text{тр}} := \frac{0.25}{\log \left[\frac{e}{3.7} + \left(\frac{6.81}{\text{Re}_{\text{тр}}} \right)^{0.9} \right]^2}$$

где $e = \Delta/d_{\text{вн}}$ – относительная шероховатость труб;

Δ – высота выступов шероховатостей, $\Delta = 0.2 \times 10^{-3} \text{ м}$ [3, стр. 33].

Подставляя, получим

$$e = 0.2 \times 10^{-3} / 16 \times 10^{-3} = 0,0125$$

Соответственно коэффициент трения

$$\lambda_{\text{тр}} = \frac{0.25}{\log \left(\frac{0.0125}{3.7} + \left(\frac{6.81}{14341} \right)^{0.9} \right)^2} = 0,045$$

Тогда перепад давления в трубном пространстве

$$\Delta P_{\text{тр}} = \left(\frac{0,045 \times 4 \times 2}{0,016} + 5 \right) \frac{999 \times 1,04^2}{2} = 14754 \text{ Па}$$

Гидравлическое сопротивление межтрубного пространства

$$\Delta P_{\text{мтр}} = \sum \xi_i \frac{\rho_{\text{мтр}} \omega_{\text{мтр}}^2}{2}$$

где $\sum \xi_i$ – сумма местных сопротивлений для межтрубного пространства; вход и выход газа $\xi = 1,5$; поворот через сегментную перегородку $\xi = 1,5$; сопротивление пучка труб $\xi = 3m/\text{Re}_{\text{мтр}}^2$;

m – число рядов труб, огибаемых газом

$$m := \sqrt{\frac{n-1}{3} + 0.25} = \sqrt{\frac{690-1}{3} + 0.25} = 15.1 = 15 \text{ рядов}$$

Тогда сумма коэффициентов местных сопротивлений

		N			

5 РАСЧЕТ ВСПОМОГАТЕЛЬНОГО ОБОРУДОВАНИЯ

5.1 Расчет насоса для подачи захолаженной воды

Требуется подавать $L = 0.076 \text{ м}^3/\text{с}$ воды. Принимаем расположение установки на отметке +1 м, а расположение конденсатора-холодильника на отметке +15 м, длина трубопровода 30 м. Принимаем скорость воды в трубопроводе 2 м/с. Тогда диаметр трубопровода

$$D = \sqrt{\frac{4V}{\pi \omega}} = \sqrt{\frac{4 \times 0.076}{3.14 \times 2}} = 0.219 \text{ м}$$

Примем трубопровод $d \times s = 250 \times 2 \text{ мм}$.

Ниже приведена схема к расчету насоса.

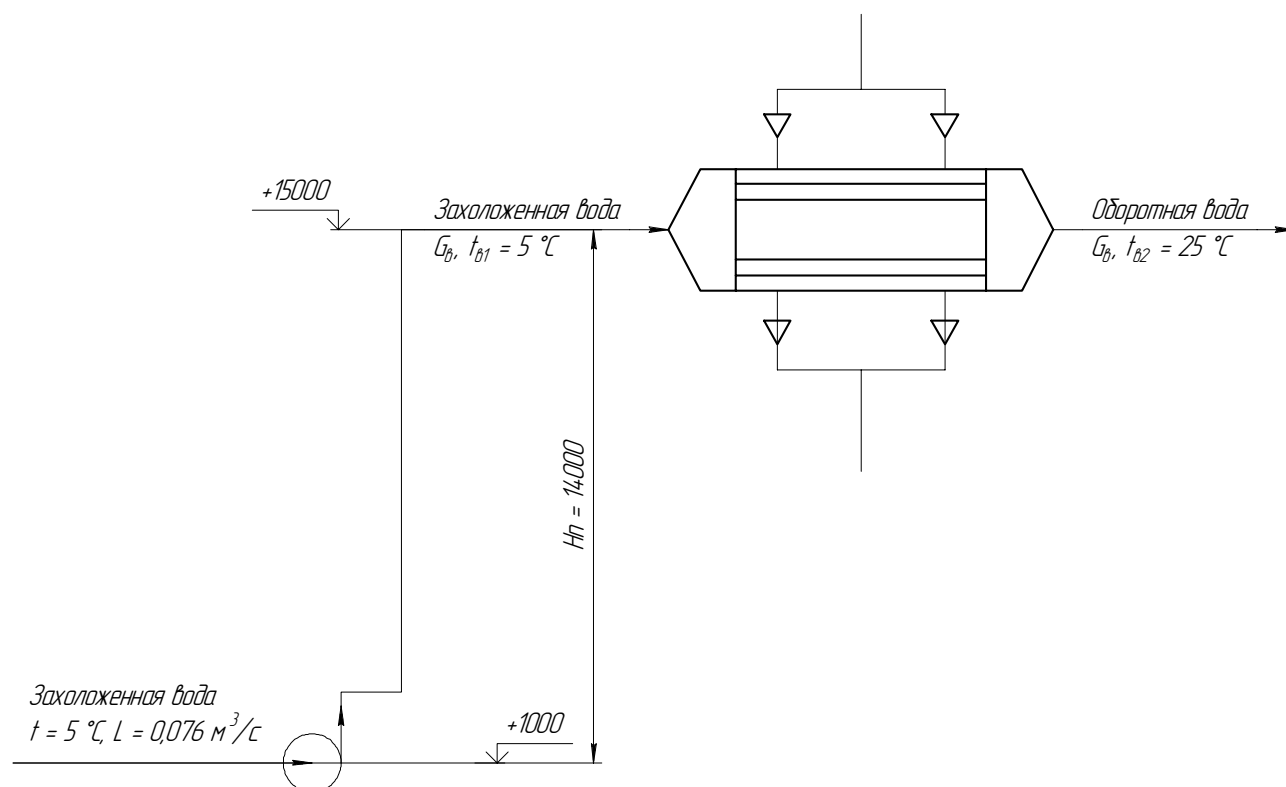


Рисунок 5.1 – Схема к расчету насоса

Скорость воды в трубопроводе [5]

$$\omega = \frac{Q}{s}$$

где s – площадь поперечного сечения потока воды:

		N							35

Тогда полная эквивалентная длина всех местных сопротивлений

$$L_{\text{экв}} = 2 L_{\text{пов}}^{90} = 2 * 0,40 = 0,80 \text{ м}$$

Итого

$$h_{\text{тр+мс}} = \frac{0,162 \times (30 + 0,80)}{0,250 - 2 \times 0,002} \times 0,51 = 20,3 \text{ м}$$

Требуемый полный напор насосной установки:

$$H = \frac{P_{\text{изб}}}{g \rho} + H_{\text{п}} + h_{\text{тр+мс}} + h_{\text{ск}}$$

где $P_{\text{изб}} = \Delta P_{\text{мтр}} = 1197 \text{ Па}$ – избыточное давление в межтрубном пространстве конденсатора-холодильника. Следовательно

$$H = 1197/9.81/999 + 14 + 20,3 + 0,13 = 34,5 \text{ м}$$

Мощность, потребляемую насосной установкой определяем по формуле [5]

$$N = \frac{Q \rho g H}{1000 \eta}$$

где $\eta = 0,8$ – КПД насоса (принимаем). Соответственно

$$N = 0,076 * 999 * 9,81 * 34,5 / 1000 / 0,8 = 10950 \text{ Вт} = 32 \text{ кВт}$$

		N				37

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. Плановский А. Н., Рамм В. М., Соломон З. К. Процессы и аппараты химической технологии, М.: Химия, 1967. – 848 с.
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.