





### 3 ХАРАКТЕРИСТИКА РАБОЧИХ ВЕЩЕСТВ

**Водяной пар** – газообразное состояние воды. Пар получают в процессе парообразования (испарения) при нагревании воды в паровых котлах, испарителях и других теплообменных аппаратах. Пар служит рабочим телом в паросиловых установках, теплоносителем в системах вентиляции, тепло- и водоснабжения; используется также в технологических целях. По отношению к черным металлам проявляет коррозионные свойства.

**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.

**Этанол** (этиловый спирт), химическая формула  $C_2H_5OH$ ; бесцветная подвижная жидкость с характерным запахом и жгучим вкусом. Температура плавления  $-114,15^{\circ}C$ , кипения  $78,39^{\circ}C$ , плотность  $0,794\text{ г/см}^3$ . Смешивается с водой, эфиром, ацетоном и многими другими органическими растворителями; легко воспламеняется (температура вспышки  $14^{\circ}C$ ), с воздухом образует взрывоопасные смеси (3,28—18,95% по объему). Этиловый спирт обладает всеми характерными для одноатомных спиртов химическими свойствами. Коррозионных свойств не имеет.

					КП ПАХТ МД-011 РУК 00.00.00 ПЗ	12
		N				

## 4.2 Определение расхода жидкости на горячее орошение

Схема к расчету испарителя приведена на рисунке 4.1.

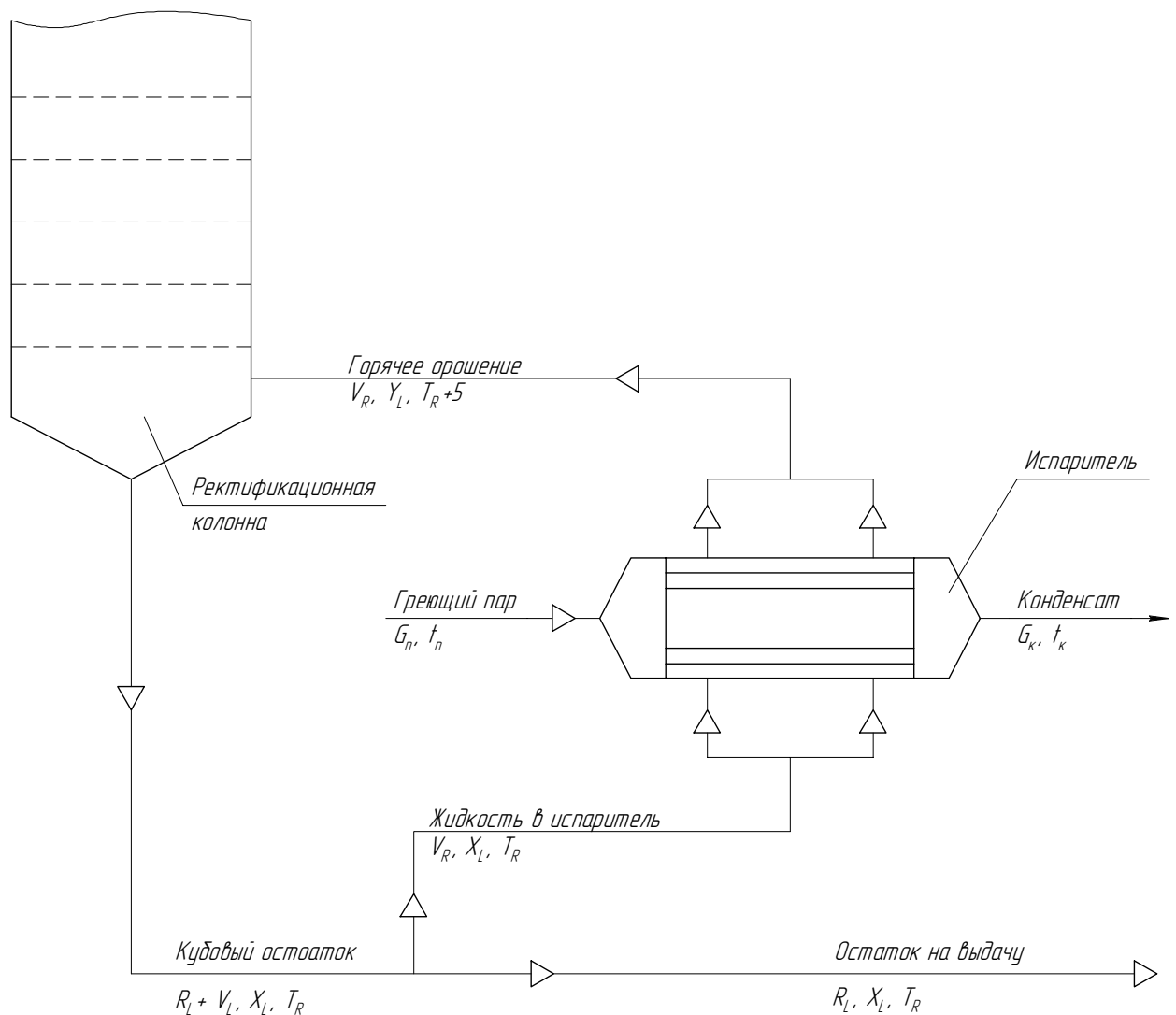


Рисунок 4.1 – Схема к расчету испарителя

Расход горячего орошения связан с выдачей кубового остатка следующим уравнением

$$V_M = R_M Sp$$

где  $V_M$  – расход горячего орошения (жидкости на испарение), кг/ч;

$R_M$  – расход кубового остатка, кг/ч;

$Sp$  – паровое число, согласно заданию на проектирование  $Sp = 0,7$ .

Соответственно

$$V_M = 15000 \times 0,7 = 10500 \text{ кг/ч}$$

### 4.3 Определение температуры кубового остатка

Температура кубового остатка определяется из уравнения изотермы состояния паровой фазы

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

где  $X_{Li}$  – мольная доля  $i$ -го компонента в жидкости;

$k_i = P_{vi}/P$  – 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.

Таблица 4.2 – Давление насыщенных паров компонентов

Абсолютная температура $t, ^\circ\text{C}$	Давление насыщенных паров, мм. рт. ст.	
	Этанол	Вода
20	43,9	17,5
30	78,8	31,8
40	135,0	55,3
50	222,0	92,5
60	353,0	149,0
70	543,0	234,0
80	813,0	355,0
90	1187,0	526,0
100	1692,0	760,0
110	2360,0	1075,0
120	3223,0	1489,0
130	4320,0	2026,0

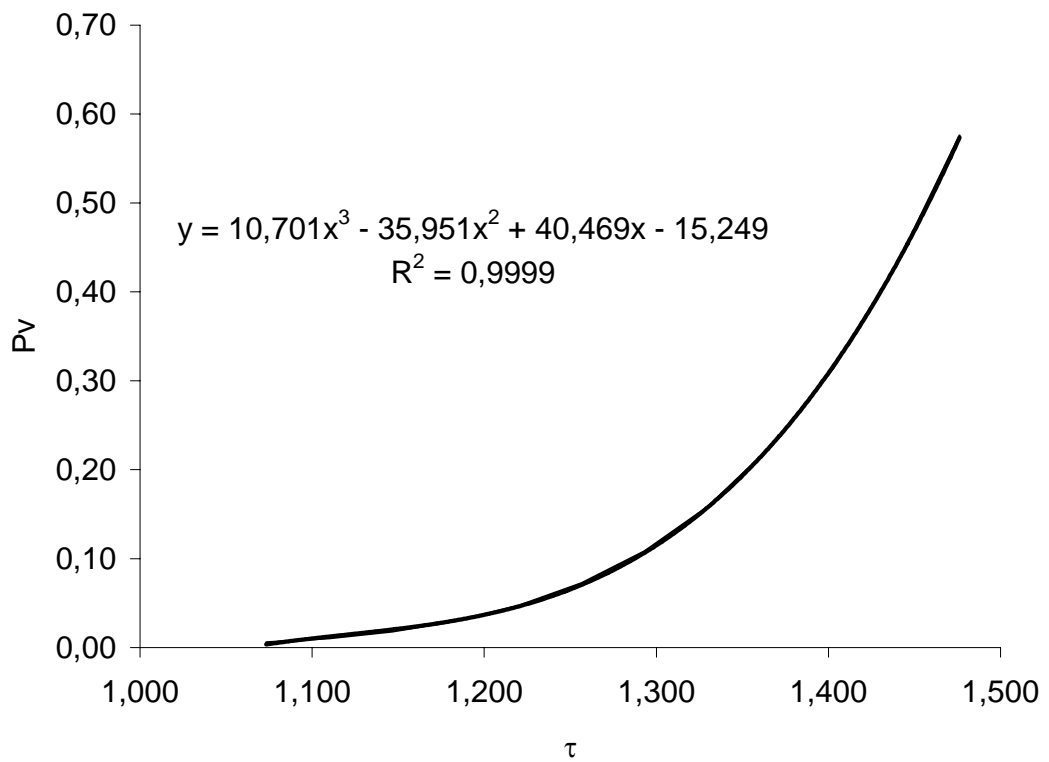


Рисунок 4.3 – Интерполяция ДНП этанола

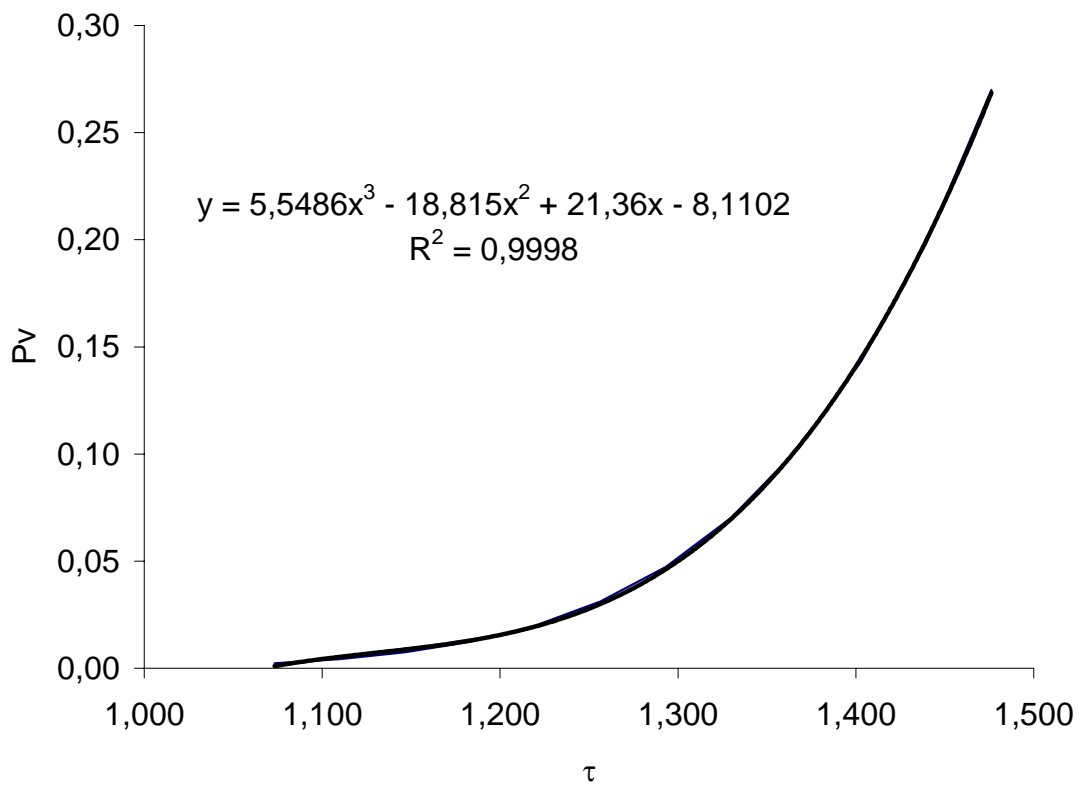


Рисунок 4.4 – Интерполяция ДНП воды

Поскольку жидкость состоит из двух компонентов с разными температурами кипения, то она будет кипеть в некотором интервале температур. Температуру образовавшихся паров  $T_{\Pi}$  определяем как изотерму состояния паровой фазы также с применением ЭВМ

Температуру образовавшихся паров определяем как изотерму состояния паровой фазы

$$T_{\Pi} := 350\text{K}$$

Given

$$\sum \left( X_L \cdot \frac{P_R}{P_v \left( \frac{T_{\Pi}}{T_0} \right)} \right) = 1$$

$$T_{\Pi} := \text{Find}(T_{\Pi}) \quad T_{\Pi} - T_0 = 119.783 \text{ grC}$$

$$P_v \left( \frac{T_{\text{ж}}}{T_0} \right) = \begin{pmatrix} 0.426 \\ 0.199 \end{pmatrix} \text{ МПа}$$

Рисунок 4.6 – Программы на MathCAD для определения температуры паров

Получаем температуру окончания кипения жидкости (температура паров)

$$T_{\Pi} = 119,8 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

#### 4.4 Определение тепловой нагрузки испарителя

Все расчетные формулы и зависимости взяты из [3].

Для упрощения расчетов принимаем, что вся жидкость испарилась при температуре

$$t_x = \frac{T_{\Pi} + T_{\text{ж}}}{2} = \frac{119.6 + 119.8}{2} = 119.7 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

Теплота, затрачиваемая на испарение жидкости

$$Q_{\text{исп}} = \sum G_{\text{Mi}} r_i$$

где  $r_i$  – теплота испарения  $i$ -го компонента при температуре  $t_x$ .

Суммарная теплота на перегрев

$$Q_{\text{пер}} = Q_{\text{пер}}(\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}) + Q_{\text{пер}}(\text{H}_2\text{O}) = 3\,000 + 221\,000 = 224\,000 \text{ кДж/ч}$$

$$Q_{\text{пер}} = 63 \text{ кВт}$$

Полная тепловая нагрузка испарителя

$$Q = 229.63 \times 10^5 + 2.24 \times 10^5 = 231,87 \times 10^5 \text{ кДж/ч}$$

Мощность испарителя

$$W = Q/3600 = 231,87 \times 10^5 / 3600 = 6430 \text{ кДж/с} = 6430 \text{ кВт}$$

#### 4.5 Определение расхода греющего пара

Расход пара можно определить по формуле

$$G_{\text{п}} := \frac{Q}{r_{\text{п}} \cdot \eta_{\text{т}}}$$

где  $r_{\text{п}}$  – теплота конденсации пара;

$\eta_{\text{т}}$  – коэффициент удержания тепла [5].

Принимаем к использованию пар давлением 10 ати (11 ата). Согласно справочным данным [6, табл. LV] параметры выбранного пара

теплота конденсации

$$r_{\text{п}} := 2009 \cdot \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$$

температура пара

$$t_{\text{п}} = 182,3 \text{ }^\circ\text{C}$$

плотность

$$\rho_{\text{п}} := 5.516 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$$

Тогда расход пара

$$G_{\text{п}} = \frac{231,87 \times 10^5}{2009 \times 0.95} = 12\,100 \text{ кг/ч} = 3,4 \text{ кг/с}$$

Определим объемный расход пара

$$V_{\text{п}} = \frac{G_{\text{п}}}{\rho_{\text{п}}} = \frac{12\,100}{5,516} = 2218 \text{ м}^3/\text{ч} = 0,616 \text{ м}^3/\text{с}$$



В испарителях жидкость кипит в межтрубном пространстве, а пар конденсируется в трубном [3, стр. 32]. Поэтому кубовый остаток направляем в межтрубное пространство, а пар – в трубное.

Средняя температура воды в трубках не изменяется

$$t_{сртр} = t_{п} = 182,3 \text{ }^{\circ}\text{C}.$$

Средняя температура жидкости в межтрубном пространстве

$$t_{срмтр} = \frac{t_{ж} + t_{к}}{2} = \frac{119,6 + 124,8}{2} = 122,2 \text{ }^{\circ}\text{C}.$$

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

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

где  $G_{тр} = G_{п} = 3,4$  кг/с – расход среды в трубном пространстве;

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

$\mu_{тр}$  – вязкость паров, определяемая интерполированием справочных данных при 100 и при 200  $^{\circ}\text{C}$  [4]

$$\mu_{п100} := 0,0206 \cdot 10^{-3} \cdot \frac{\text{Н} \cdot \text{с}}{\text{м}^2}$$

$$\mu_{п200} := 0,0284 \cdot 10^{-3} \cdot \frac{\text{Н} \cdot \text{с}}{\text{м}^2}$$

$$\mu_{п} = \mu_{п100} + t_{п} \frac{\mu_{п200} - \mu_{п100}}{200 - 100} =$$

$$= 0,0206 \times 10^{-3} + 182,3 \times \frac{0,0284 \times 10^{-3} - 0,0206 \times 10^{-3}}{200 - 100} = 3,489 \times 10^{-5} \text{ Па} \times \text{с}$$

Соответственно

$$\frac{n}{z} = \frac{4 \times 3,4}{3,14 \times 0,016 \times 15000 \times 3,489 \times 10^{-5}} = 260$$

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

где  $A$  – коэффициент, зависящий от температуры пара и определяемый по графику  $A = f(182 \text{ }^\circ\text{C} + 273 = 455 \text{ K}) = 6$  [5, рис. 2.14]

$q$  – теплонапряжение поверхности нагрева испарителя

$$q = \frac{Q}{F} = \frac{6430\ 000}{130} = 48\ 800 \text{ м}^2/\text{Вт}$$

$l$  – длина пути пара,  $l = z L = 2 \times 3 = 6 \text{ м}$ ;

Подставляя значения, получим

$$\alpha_1 = 1,36 \times 6 \times 48\ 800^{0,5} \times 6^{0,35} \times 0,016^{-0,25} = 9485 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \text{ К}}$$

**Коэффициент теплоотдачи со стороны кипящего кубового остатка.** Для пузырькового режима кипения жидкости в большом объеме [5, стр. 148]

$$\alpha_2 := 7.77 \cdot 10^{-2} \cdot \left( \frac{\rho_{\text{п}} \cdot r}{\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{п}}} \right)^{0.033} \cdot \left( \frac{\rho_{\text{ж}}}{\sigma} \right)^{0.33} \cdot \frac{\lambda_{\text{ж}}^{0.75}}{\mu_{\text{ж}}^{0.45} \cdot c_{\text{ж}}^{0.12} \cdot T_s^{0.37}} \cdot q^{0.7}$$

где  $T_s$  – температура кипения кубового остатка

$$T_s = t_x + 273 = 119,7 + 273 = 392,7 \text{ К}$$

$c_{\text{ж}}$  – теплоемкость жидкости, Дж/(кг К);

$\mu_{\text{ж}}$  – вязкость жидкости, Па  $\times$  с;

$\lambda_{\text{ж}}$  – теплопроводность жидкости, Вт / (м  $\times$  К);

$\sigma$  – поверхностное натяжение, кг/с<sup>2</sup>;

$\rho_{\text{ж}}$  – плотность жидкости, кг/м<sup>3</sup>;

Поскольку мольная доля этанола в жидкости менее 1%, то можно с небольшой погрешностью принять значения величин как для 100% воды. Используя справочные данные [4] и [6] при  $t = 120 \text{ }^\circ\text{C}$

$$c_{\text{ж}} = 4230 \text{ Дж}/(\text{кг К})$$

$$\mu_{\text{ж}} = 231 \times 10^{-6} \text{ Па} \times \text{с}$$

$$\lambda_{\text{ж}} = 0,686 \text{ Вт} / (\text{м} \times \text{К})$$

$$\sigma = 549 \times 10^{-4} \text{ кг}/\text{с}^2$$

$$\rho_{\text{ж}} = 943 \text{ кг}/\text{м}^3$$

$$\omega_{\text{тр}} := \frac{4 \cdot G_{\text{тр}} \cdot z}{\pi \cdot d_{\text{вн}}^2 \cdot n \cdot \rho_{\text{тр}}} = \frac{4 \times 3,4 \times 2}{3,14 \times 0,0162 \times 690 \times 887} = 0,0055 \text{ м/с}$$

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;

$\Delta$  – высота выступов шероховатостей,  $\Delta = 0,2 \times 10^{-3}$  м [3, стр. 33].

Подставляя, получим

$$e = 0,2 \times 10^{-3} / 16 \times 10^{-3} = 0,0125$$

Критерий Рейнольдса для случая жидкости

$$\text{Re}_{\text{тр}} := \frac{4 \cdot G_{\text{тр}}}{\pi \cdot d_{\text{вн}} \cdot \frac{n}{z} \cdot \mu_{\text{тр}}} = \frac{4 \times 3,4}{3,14 \times 0,0162 \times 690/2 \times 153 \times 10^{-4}} = 51$$

Соответственно коэффициент трения

$$\lambda_{\text{тр}} = \frac{0,25}{\log \left( \frac{0,0125}{3,7} + \left( \frac{6,81}{51} \right)^{0,9} \right)^2} = 0,411$$

Тогда перепад давления в трубном пространстве

$$\Delta P_{\text{тр}} = \left( \frac{0,411 \times 3 \times 2}{0,016} + 5 \right) \frac{887 \times 0,0055^2}{2} = 215 \text{ Па}$$

Для пара соответственно скорость в трубках

$$\omega_{\text{тр}} := \frac{4 \cdot G_{\text{тр}} \cdot z}{\pi \cdot d_{\text{вн}}^2 \cdot n \cdot \rho_{\text{тр}}} = \frac{4 \times 3,4 \times 2}{3,14 \times 0,0162 \times 690 \times 5,516} = 8,88 \text{ м/с}$$

Критерий Рейнольдса

$$\text{Re}_{\text{тр}} := \frac{4 \cdot G_{\text{тр}}}{\pi \cdot d_{\text{вн}} \cdot \frac{n}{z} \cdot \mu_{\text{тр}}} = \frac{4 \times 3,4}{3,14 \times 0,0162 \times 690/2 \times 3,489 \times 10^{-5}} = 22464$$

## 5 РАСЧЕТ ВСПОМОГАТЕЛЬНОГО ОБОРУДОВАНИЯ

### 5.1 Расчет насоса для подачи горячего орошения в испаритель

Требуется подавать  $L = G_M = 2.92 \text{ кг/с} = 0,0034 \text{ м}^3/\text{с}$  жидкости. Принимаем расположение насоса на отметке +1 м, а расположение испарителя на отметке +5 м, длина трубопровода 30 м. Принимаем скорость жидкости в трубопроводе 2 м/с. Тогда диаметр трубопровода

$$D = \sqrt{\frac{4V}{\pi \omega}} = \sqrt{\frac{4 \times 0.0034}{3.14 \times 2}} = 0.047 \text{ м}$$

Примем трубопровод  $d \times s = 50 \times 2 \text{ мм}$ .

Ниже приведена схема к расчету насоса.

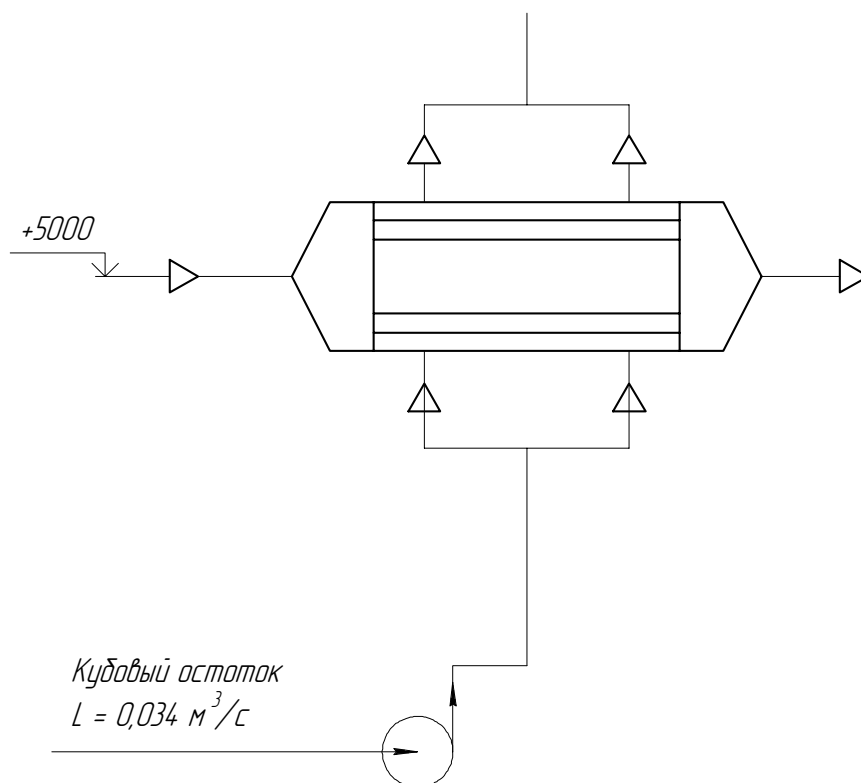


Рисунок 5.1 – Схема к расчету насоса

Скорость воды в трубопроводе [5]

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

$$L_{\text{пов}}^{90} = 1,65 * 0,246 = 0,40 \text{ м.}$$

Тогда полная эквивалентная длина всех местных сопротивлений

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

Итого

$$h_{\text{тр+мс}} = \frac{0,70 \times (30 + 0,80)}{0,050 - 2 \times 0,002} \times 0,20 = 93,7 \text{ м}$$

Требуемый полный напор насосной установки:

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

где  $P_{\text{изб}} = \Delta P_{\text{мтр}} = 0 \text{ Па}$  – избыточное давление в межтрубном пространстве испарителя. Следовательно

$$H = (5 - 1) + 93,7 + 0,20 = 97,9 \text{ м}$$

Мощность, потребляемую насосом, определяем по формуле [5]

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

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

$$N = 0,0034 \times 850 \times 9,81 \times 97,9 / 1000 / 0,8 = 3,5 \text{ кВт}$$

## СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННЫХ ИСТОЧНИКОВ

1. Твоя книжка по технологии.
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. Красная книжка
6. Павлов К. Ф., Романков П. Г., Носков А. А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии, М.: Химия, 1970. – 624 с.

					КП ПАХТ МД-011 РУК 00.00.00 ПЗ	34
		N				