

1 ОПИСАНИЕ ТЕХНОЛОГИЧЕСКОЙ СХЕМЫ УСТАНОВКИ

Принципиальная схема трехкорпусной выпарной установки показана на рисунке 1.1 [3].

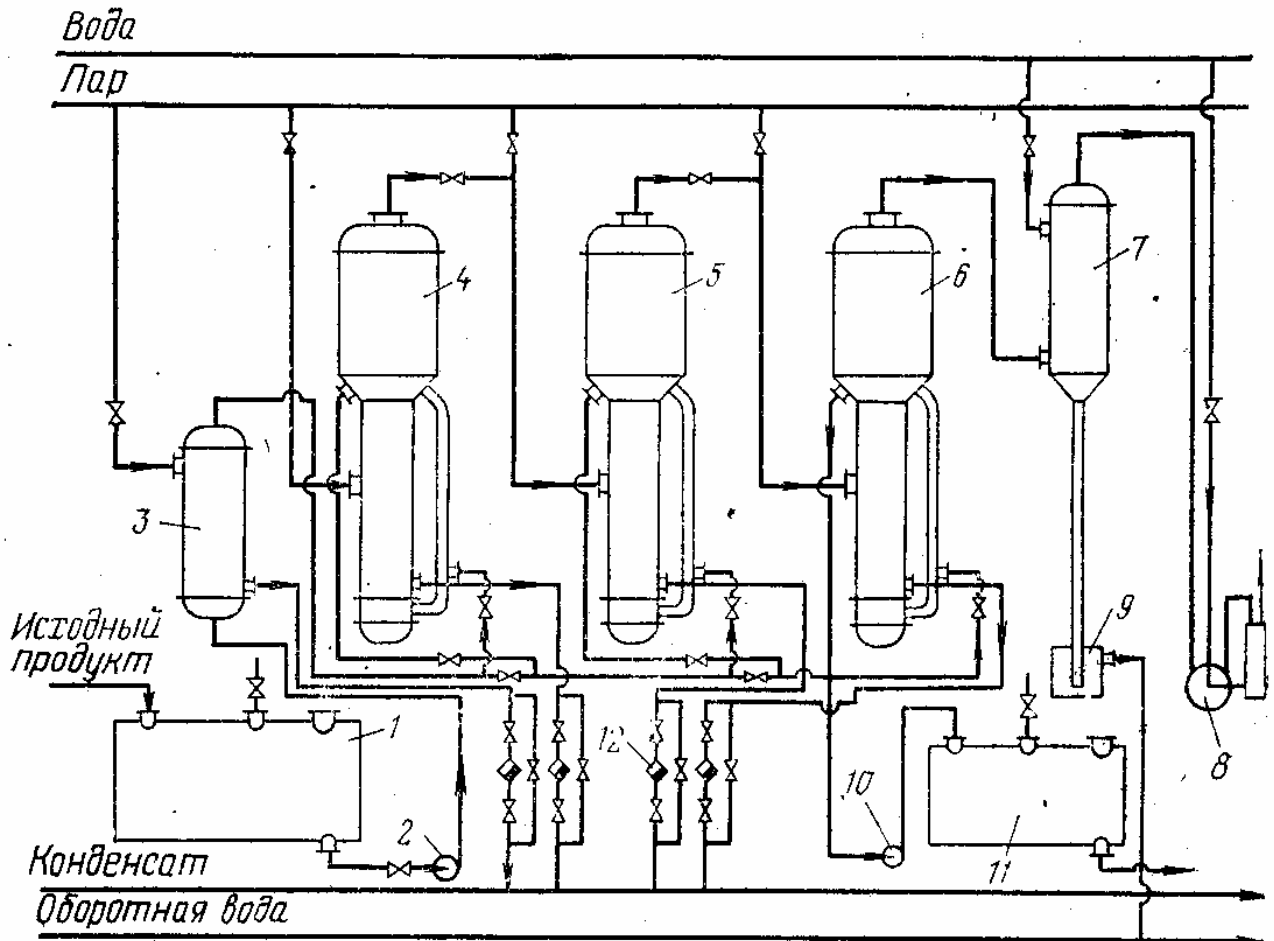


Рисунок 1.1 – Схема трехкорпусной выпарной установки

1 – емкость исходного раствора; 2, 10 – насосы; 3 – теплообменник-подогреватель; 4, 5, 6 – выпарные аппараты; 7 – барометрический конденсатор; 8 – вакуум-насос; 9 – гидрозатвор; 11 – емкость упаренного раствора; 12 – конденсатоотводчик.

Исходный разбавленный раствор из промежуточной емкости 1 центробежным насосом 2 подается в теплообменник 3 (где подогревается до температуры, близкой к температуре кипения), а затем — в первый корпус 4 выпарной установки. Предварительный подогрев раствора повышает интенсивность кипения в выпарном аппарате 4.

2 ОБЗОР И АНАЛИЗ КОНСТРУКЦИЙ ОБОРУДОВАНИЯ

В зависимости от свойств и назначения упариваемых растворов применяются выпарные аппараты с вертикальными, горизонтальными и (реже) наклонными кипяtilьными трубками [2].

Обычно выпарной аппарат состоит из разного количества кипяtilьников (греющих секций, паровых камер) и испарительной части (сепаратора, камеры вторичного пара). Кипяtilьник представляет собой теплообменник, состоящий из большого числа трубок, концы которых развальцованы в трубных решетках (досках). Испарительная часть составляет одно целое с кипяtilьником либо вынесена в виде полого или с внутренними устройствами сосуда.

Растворы поступают в кипяtilьные трубы, а греющий пар — в межтрубное пространство, где, конденсируясь, отдает тепло нагреваемому раствору.

В производстве широко распространены так называемые *пленочные выпарные аппараты*. Их отличительной особенностью является упаривание растворов в тонком слое (пленке), движущемся с большой скоростью (25 м/сек и более) вдоль внутренней поверхности трубок, обогреваемых паром. При пуске пленочного аппарата сначала подают греющий пар в кипяtilьник, а затем набирают раствор на 1/4 - 1/5 высоты трубок. Такой уровень жидкости и поддерживается во время работы аппарата.

Подаваемый снизу раствор сразу же на входе в трубки закипает, выделяя большое количество пузырьков пара. Поднимаясь вверх, пузырьки увлекают с собой раствор, «всползающий» по стенкам кипяtilьных трубок. Образующаяся при этом паро-жидкостная смесь с большой скоростью выбрасывается из верхней части трубок в сепаратор. Здесь паро-жидкостная смесь, ударяясь о поверхность изогнутых лопаток, приобретает вращательное вихреобразное движение, в результате чего происходит быстрое отделение сокового пара из раствора. Пленка раствора движется с большой скоростью, поэтому, чтобы обеспечить необходимое для выпаривания время, приходится применять кипяtilьные трубы длиной 6 или 9 м.

выпарных аппаратов второй ступени поступает в расширитель, откуда иногда направляется на подогрев в отделение нейтрализации.

Вертикальный пленочный аппарат предназначен для предварительного упаривания растворов аммиачной селитры, но в последние годы он стал широко использоваться и для получения плава селитры высокой концентрации (например, 98,4—98,6% NH_4NO_3) [2].

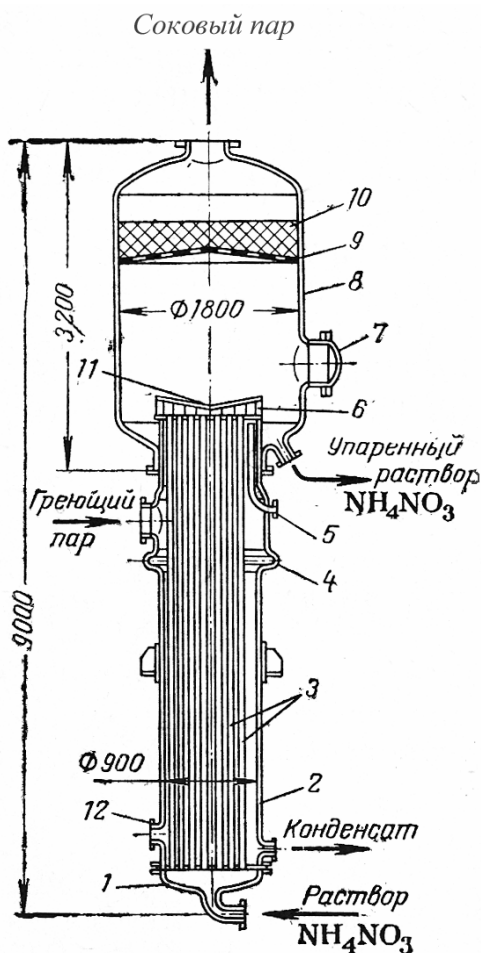


Рисунок 2.1 – Вертикальный пленочный аппарат

1 – нижняя крышка; 2 – кожух; 3 – теплообменные трубки; 4 – компенсатор; 5 – штуцер для верхней продувки; 6 – направляющие лопатки; 7 – лаз; 8 – сепаратор; 9 – решетка; 10 – отбойник; 11 – крышка разделителя; 12 – штуцер для нижней продувки.

Вертикальные выпарные аппараты пленочного типа, при равной поверхности нагрева, имеют производительность, примерно в полтора раза большую, чем горизонтальные выпарные аппараты. Он представляет собой кожухотрубчатый теплообменник с примыкающим к его верхней части сепаратором. Аппарат вы-

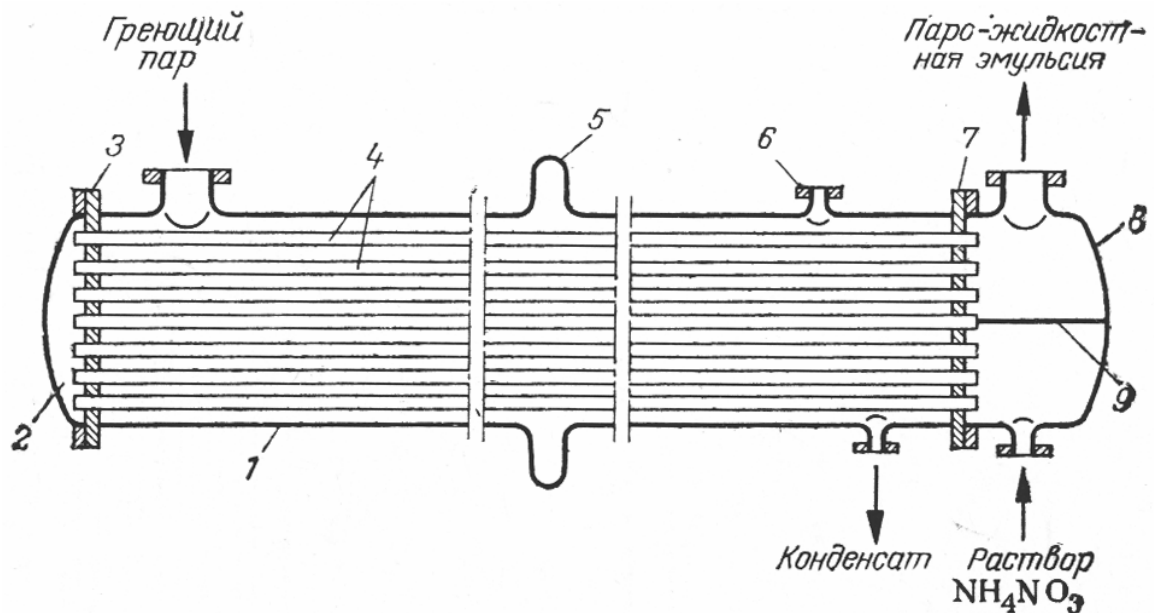


Рисунок 2.2 – Горизонтальный выпарной аппарат:

1 – корпус двухходового теплообменника; 2 – задняя головка; 3, 7 – трубные решетки; 4 – кипяточные трубки; 5 – компенсатор; 6 – штуцер для продувки; 8 – передняя разделительная головка; 9 – перегородка.

В последние годы наиболее часто применяются выпарные аппараты длиной 6400 мм и диаметром 820 мм с поверхностью теплообмена 120 м².

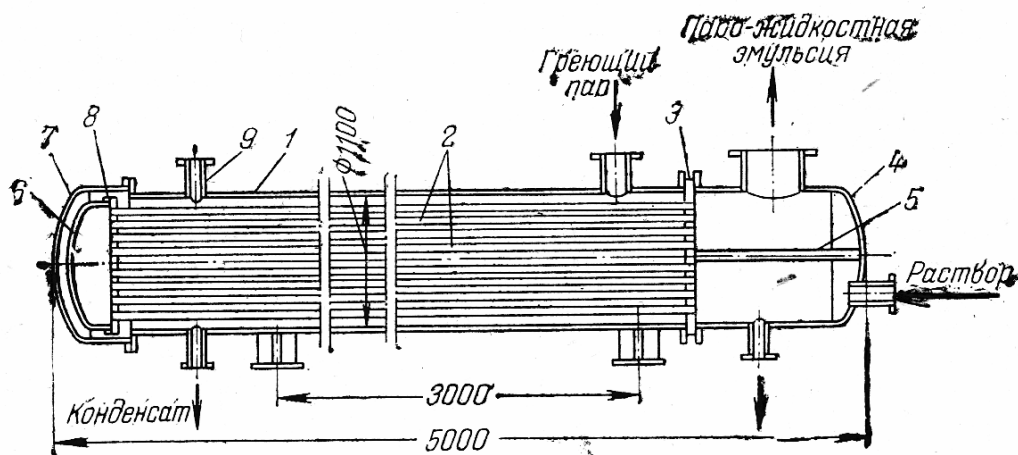


Рисунок 2.3 – Секция двухходового выпарного аппарата типа АС:

1 – кожух; 2 – теплообменные трубки; 3, 8 – трубные решетки (доски); 4 – передняя крышка (распределительная головка); 5 – разделительная перегородка; 6 – крышка плавающей головки; 7 – задняя крышка; 9 – воздушник.

	N			

КП ПАХТ МЗ-021 ТВУ 00.00.00 ПЗ

3 ХАРАКТЕРИСТИКА РАБОЧИХ ВЕЩЕСТВ

Раствор хлористого натрия в воде (морская вода, например) обладает значительной коррозионной активностью, не токсичен, не взрывоопасен, не горюч. Химическая формула хлористого натрия – NaCl.

Обогревание выпарного аппарата осуществляется водяным паром.

Пар водяной – 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. Если при давлении, равном 0,101325 МПа, воду нагреть до 100° С, то она закипает - начинает образовываться пар, имеющий ту же температуру, но существенно больший объём. До тех пор пока остаётся некоторое количество воды, температура системы, несмотря на непрерывающийся подвод теплоты, постоянна. Только после превращения всей воды в пар температура может начать вновь повышаться. При этом пар из насыщенного переходит в перегретое состояние.

Для расчета выпарного аппарата необходимо знать зависимость давления пара, энтальпии и плотности от его температуры. Эти зависимости можно взять из [4].

4.2 Расчет концентраций упариваемого раствора

Все расчетные формулы и зависимости взяты из [3, стр. 86-98].

Производительность установки по выпариваемой воде определяют из уравнения материального баланса [3, с. 87]:

$$W = G_H (1 - x_H/x_K) = 20\,000 \times (1 - 0,10/0,30) = 13\,333 \text{ кг/ч}$$

Распределение концентрации раствора по корпусам установки зависит от соотношения нагрузок во выпариваемой воде в каждом аппарате. В первом приближении на основании практических данных принимают, что производительность по выпариваемой воде распределяется между корпусами в соответствии с соотношением [3]:

$$\omega_1 : \omega_2 : \omega_3 = 1,0 : 1,1 : 1,2$$

Тогда

$$\omega_1 = \frac{1,0 W}{1,0 + 1,1 + 1,2} = \frac{1,0 W}{3,3} = 1,0 \times 13\,333 / 3,3 = 4040 \text{ кг/ч}$$

$$\omega_2 = \frac{1,1 W}{3,3} = 1,1 \times 13\,333 / 3,3 = 4444 \text{ кг/ч}$$

$$\omega_3 = \frac{1,2 W}{3,3} = 1,2 \times 13\,333 / 3,3 = 4848 \text{ кг/ч}$$

Далее рассчитываем концентрации растворов в трех корпусах

$$x_1 = \frac{G_H x_H}{G_H - \omega_1} = 20000 \times 0,10 / (20000 - 4040) = 0,1253$$

$$x_2 = \frac{G_H x_H}{G_H - \omega_1 - \omega_2} = 20000 \times 0,10 / (20000 - 4040 - 4444) = 0,1737$$

$$x_3 = \frac{G_H x_H}{G_H - \omega_1 - \omega_2 - \omega_3} = 20000 \times 0,20 / (20000 - 4040 - 4444 - 4848) = 0,3000$$

Концентрация раствора в последнем корпусе x_3 соответствует заданной концентрации упаренного раствора x_K .

4.3 Определение температур кипения растворов

Общий перепад давлений в установке равен

$$\Delta P_{об} = P_{г1} - P_{бк}$$

температурных потерь от температурной (Δ'), гидростатической (Δ'') и гидродинамической (Δ''') депрессий.

Гидродинамическая депрессия обусловлена потерей давления пара на преодоление гидравлических сопротивлений трубопроводов при переходе из корпуса в корпус. Обычно в расчетах принимают $\Delta''' = 1,0-1,5$ °С на корпус. Примем для каждого корпуса $\Delta''' = 1$ °С. Тогда температуры вторичных паров в корпусах равны:

$$t_{вп1} = t_{г2} + \Delta_1''' = 143,0 + 1,0 = 144,0 \text{ °С}$$

$$t_{вп2} = t_{г3} + \Delta_2''' = 120,0 + 1,0 = 121,0 \text{ °С}$$

$$t_{вп3} = t_{бк} + \Delta_3''' = 68,0 + 1,0 = 69,0 \text{ °С}$$

Сумма гидродинамических депрессий

$$\Sigma\Delta''' = \Delta_1''' + \Delta_2''' + \Delta_3''' = 1,0 + 1,0 + 1,0 = 3,0 \text{ °С}$$

По температурам вторичных паров определим их давления

Температура, °С Давление, МПа

$$t_{вп1} = 144,0 \quad P_{вп1} = 0,420$$

$$t_{вп2} = 121,0 \quad P_{вп2} = 0,220$$

$$t_{вп3} = 69,0 \quad P_{вп3} = 0,035$$

Гидростатическая депрессия обусловлена разностью давлений в среднем слое кипящего раствора и на его поверхности. Давление в среднем слое кипящего раствора $P_{ср}$ каждого корпуса определяется по уравнению

$$P_{ср} = P_{вп} + \frac{\rho g H}{2} (1 - \varepsilon)$$

где H – высота кипятильных труб в аппарате, согласно заданию на проектирование $H = 3.2$ м;

ρ – плотность кипящего раствора, кг/м³;

ε – паронаполнение (объемная доля пара в кипящем растворе), м³/м³.

Тогда поверхность теплопередачи корпусов ориентировочно равна:

$$F_{оп} = \frac{Q}{q} = \frac{\omega r}{q}$$

где r – теплота парообразования вторичного пара, кДж/кг.

$$F_{\text{орз}} = \frac{Q_3}{q} = \frac{\omega_3 r_3}{q} = (4848 / 3600) * 2320 / 40 = 78.2 \text{ м}^2$$

Для проведения процесса выпаривания необходимо по рассчитанной поверхности теплопередачи выбрать три выпарных аппарата. Выпарной аппарат принятой конструкции состоит из греющей камеры и сепаратора.

Принимаем три стандартных аппарата с диаметром греющей камеры $D_{\text{гк}} = 800$ мм и длиной трубок $H = 3.0$ м. Поверхность теплопередачи такого аппарата составит 72 м^2 . Для проведения процесса выпаривания в третьем корпусе увеличим длину теплообменных труб в этом аппарате на 200 мм.

Определяем гидростатическую депрессию

$$\Delta_1'' = t_{\text{ср1}} - t_{\text{вп1}} = 146,0 - 144,0 = 2,0^\circ \text{ C}$$

$$\Delta_2'' = t_{\text{ср2}} - t_{\text{вп2}} = 123,0 - 121,0 = 2,0^\circ \text{ C}$$

$$\Delta_3'' = t_{\text{ср3}} - t_{\text{вп3}} = 71,0 - 69,0 = 2,0^\circ \text{ C}$$

Сумма гидростатических депрессий

$$\Sigma \Delta'' = 2,0 + 2,0 + 2,0 = 6^\circ \text{ C}$$

Температурная депрессия определяется по уравнению

$$\Delta' = 1,62 * 10^{-2} (T^2 / r_{\text{вп}}) \Delta'_{\text{атм}}$$

где T – температура в среднем слое кипяtilьных труб, К;

$\Delta'_{\text{атм}}$ – температурная депрессия при атмосферном давлении.

Для корпусов выпарной установки [3]

$$\Delta'_{\text{атм1}} = 2,5^\circ \text{ C}$$

$$\Delta'_{\text{атм2}} = 6,3^\circ \text{ C}$$

$$\Delta'_{\text{атм3}} = 11,0^\circ \text{ C}$$

Соответственно

$$\Delta'_1 = 1,62 * 10^{-2} * (146,0 + 273)^2 / 2141 * 2,5 = 2,8^\circ \text{ C}$$

$$\Delta'_2 = 1,62 * 10^{-2} * (123,0 + 273)^2 / 2208 * 6,3 = 2,5^\circ \text{ C}$$

$$\Delta'_3 = 1,62 * 10^{-2} * (71,0 + 273)^2 / 2320 * 11,0 = 1,8^\circ \text{ C}$$

Сумма температурных депрессий

$$\Sigma \Delta' = 2,8 + 2,5 + 1,8 = 7,1^\circ \text{ C}$$

$$D_{\text{вх1}} = \sqrt{\frac{4 \times 0,00514}{3,14 \times 3}} = 0,047 \text{ м}$$

$$D_{\text{вх2}} = \sqrt{\frac{4 \times 0,00392}{3,14 \times 3}} = 0,041 \text{ м}$$

$$D_{\text{вх3}} = \sqrt{\frac{4 \times 0,00283}{3,14 \times 3}} = 0,034 \text{ м}$$

Принимаем для всех аппаратов одинаковые штуцера

$$D_{\text{вх}} = 50 \text{ мм}$$

Для аппаратов объемные расходы упаренного раствора составят

$$V_{\text{ур1}} = (G_{\text{вх1}} - \omega_1) / \rho_1 = (20\,000 - 4040) / 1080 = 14,78 \text{ м}^3/\text{ч} = 0,00410 \text{ м}^3/\text{с}$$

$$V_{\text{ур2}} = (G_{\text{вх1}} - \omega_1 - \omega_2) / \rho_2 = (20\,000 - 4040 - 4444) / 1130 = 10,39 \text{ м}^3/\text{ч} = 0,00294 \text{ м}^3/\text{с}$$

$$V_{\text{ур3}} = (G_{\text{вх1}} - \omega_1 - \omega_2 - \omega_3) / \rho_2 =$$

$$= (20\,000 - 4040 - 4444 - 4848) / 1203 = 5,54 \text{ м}^3/\text{ч} = 0,00153 \text{ м}^3/\text{с}$$

Выход раствора осуществляется самотеком, поэтому принимаем скорость движения среды $\omega = 0,5 \text{ м/с}$. Соответственно диаметры штуцеров вывода упаренного раствора

$$D_{\text{ур1}} = \sqrt{\frac{4 \times 0,00410}{3,14 \times 0,5}} = 0,098 \text{ м}$$

$$D_{\text{ур2}} = \sqrt{\frac{4 \times 0,00294}{3,14 \times 0,5}} = 0,086 \text{ м}$$

$$D_{\text{ур3}} = \sqrt{\frac{4 \times 0,00153}{3,14 \times 0,5}} = 0,062 \text{ м}$$

Принимаем для всех аппаратов одинаковые штуцера

$$D_{\text{ур}} = 100 \text{ мм}$$

Для аппаратов объемные расходы сокового пара

$$V_{\text{сп}} = \omega / \rho_{\text{п}}$$

где $\rho_{\text{п}}$ – плотность водяных паров при соответствующей температуре, кг/м^3 .

Для соковых паров аппаратов значения плотности водяных паров [3]

$$\rho_{\text{п1}} = 2,120 \text{ кг/м}^3$$

$$\rho_{\text{п2}} = 1,107 \text{ кг/м}^3$$

$$G_{гп} r_{гп} = \omega r_{исп}$$

Тогда расход греющих паров для каждого выпарного аппарата

$$G_{гп1} = \frac{\omega_1 r_{исп1}}{r_{гп1}} = \frac{4040 \times 2141}{2089} = 4140 \text{ кг/ч}$$

$$G_{гп2} = \frac{\omega_2 r_{исп2}}{r_{гп2}} = \frac{4444 \times 2208}{2150} = 4563 \text{ кг/ч}$$

$$G_{гп3} = \frac{\omega_3 r_{исп3}}{r_{гп3}} = \frac{4848 \times 2320}{2207} = 5096 \text{ кг/ч}$$

Пересчитаем расход

$$5,55 \text{ кг/с} = 0,0513 \text{ л/с} = 51,3 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Определяем необходимый напор, который должен давать насос. Скоростной напор [3]

$$\omega = \frac{4 L}{\pi (d - 2s)^2}$$

где $L = 0,0513 \text{ м}^3/\text{с}$ – расход жидкости;

$d = 0,15 \text{ м}$ – наружный диаметр трубопровода;

$s = 0,005 \text{ м}$ – толщина стенки трубопровода.

Подставляя, получим:

$$\omega = \frac{4 \times 0,0513}{3,14 \times (0,02 - 2 \times 0,005)^2} = 1,31 \text{ м/с}$$

Скоростной напор [3]

$$h_{\text{ск}} = \frac{\omega^2}{2g} = 1,31^2 / (2 * 9,81) = 0,0875 \text{ м}$$

Потеря напора на трение и местные сопротивления

$$h_{\text{тр+мс}} = \frac{\lambda (L + L_{\text{экв}})}{d} h_{\text{ск}}$$

где $\lambda = 0,03$ - коэффициент трения в трубопроводе;

$L + L_{\text{экв}} = 20 \text{ м}$ – длина трубопровода с учетом местных сопротивлений.

Итого

$$h_{\text{тр+мс}} = 0,03 * (20) / 0,15 * 0,206 = 0,826 \text{ м}$$

Требуемый полный напор насоса [3]:

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

где $P_{\text{изб}} = 0,025 \text{ МПа}$ – избыточное давление в аппарате. Следовательно

$$H = \frac{25000}{9,81 \times 1080} + 15 + 0,826 + 0,0875 = 87,3 \text{ м}$$

Требуемая производительность насоса:

$$Q = L = 73 \text{ м}^3/\text{ч} = 3100 \text{ л/с}$$

По производительности и напору выбираем насос ХН-25 [3].

СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННЫХ ИСТОЧНИКОВ

1. Скобло А. И., Молоканов Ю. К., Владимиров А. И., Щелкунов В. А. Процессы и аппараты нефтегазопереработки и нефтехимии: Учебник для ВУЗов, М.: ООО «Недрабизнесцентр», 2000. – 677 с.
2. Расчеты основных процессов и аппаратов нефтепереработки. Справочник. /Под ред. Е.Н. Судакова.– М.: Химия, 1979.– 568 с.
3. Основные процессы и 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.