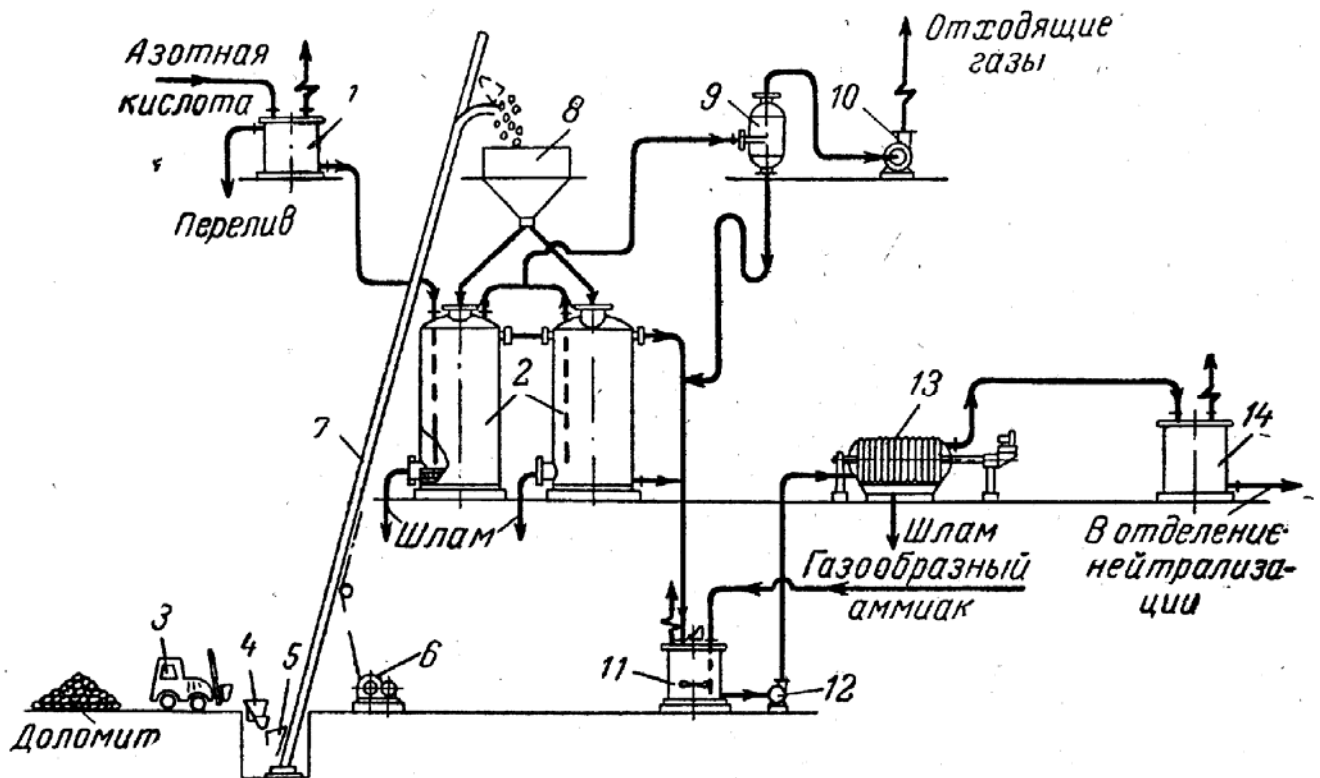


# 1 ОПИСАНИЕ ТЕХНОЛОГИЧЕСКОЙ СХЕМЫ УСТАНОВКИ

Схема установки для получения добавки ДЛМ приведена на рисунке 1.1 [1]



1 — напорный бак для азотной кислоты; 2 — реакторы; 3 — автопогрузчик; 4 — бункер; 5 — ковш; 6 — лебедка; 7 — подъемник; 8 — распределительный бункер; 9 — ловушка; 10 — вентилятор; 11 — бак (мешалка) для растворов нитратов кальция и магния; 12 — насос; 13 — фильтр-пресс; 14 — сборник раствора добавки.

Рисунок 1.1 - Схема установки для получения добавки ДЛМ

Из напорного бака 1 в реактор 2 (диаметр 1,9 м, высота 4,3 м) до половины его объема заливается азотная кислота. Доломит подвозится со склада автопогрузчиком 3, ссыпается в бункер 4, затем в ковш 5, подъемника 7 и с помощью лебедки 6 подается в распределительный бункер 8.

## 2 ОБЗОР КОНСТРУКЦИЙ ОБОРУДОВАНИЯ

### 2.1 Характеристика процесса перемешивания

Для характеристики способов и аппаратурного оформления процессов используются понятия об эффективности и интенсивности перемешивания.

Под эффективностью перемешивания понимают технологический эффект процесса перемешивания, характеризующий качество проведения процесса. В зависимости от назначения перемешивания эту характеристику выражают различным образом. Так, при получении суспензии или эмульсии эффективность характеризуется равномерностью распределения дисперсной фазы, при протекании химических процессов — степенью превращения или расходом реагента, а при интенсификации тепловых или массообменных процессов — отношением коэффициентов тепло- и массоотдачи при перемешивании и без него [2].

Интенсивность перемешивания определяется расходом энергии, подводимой в единицу времени к единице объема или массы перемешиваемой жидкости. Интенсивность перемешивания следует определять исходя из условий достижения максимального технологического эффекта при минимальных энергозатратах.

Существуют следующие основные способы перемешивания:

- механическое – обеспечивается с помощью различных вращающих устройств;
- барботажное – осуществляется за счет пропуска газа через слой жидкости;
- гидравлическое – осуществляется при совместном движении смешиваемых потоков в трубопроводе, насосе или специальных смесителях.

### 2.2 Механическое перемешивание

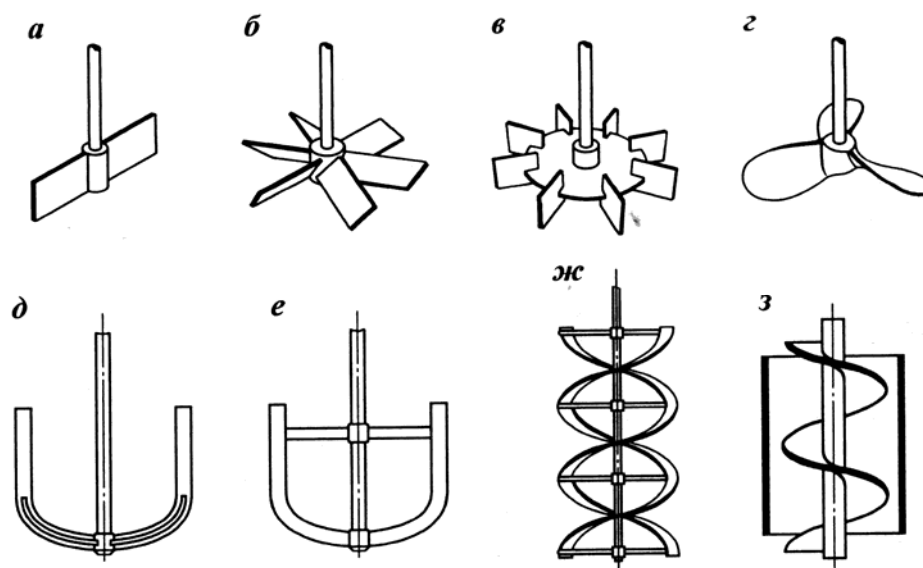
При механическом перемешивании интенсивность движения сред в аппарате обеспечивается специальным перемешивающим устройством, получающим вращательное или более сложное движение от внешнего привода, и связана с передачей механической энергии перемешиваемой среде.

					КП ПчАХТ ХТЗ-013 М 00.00.00 ПЗ	10
		N				

Процесс, осуществляемый перемешивающими устройствами, характеризуется обтеканием элементов этого устройства жидкой средой.

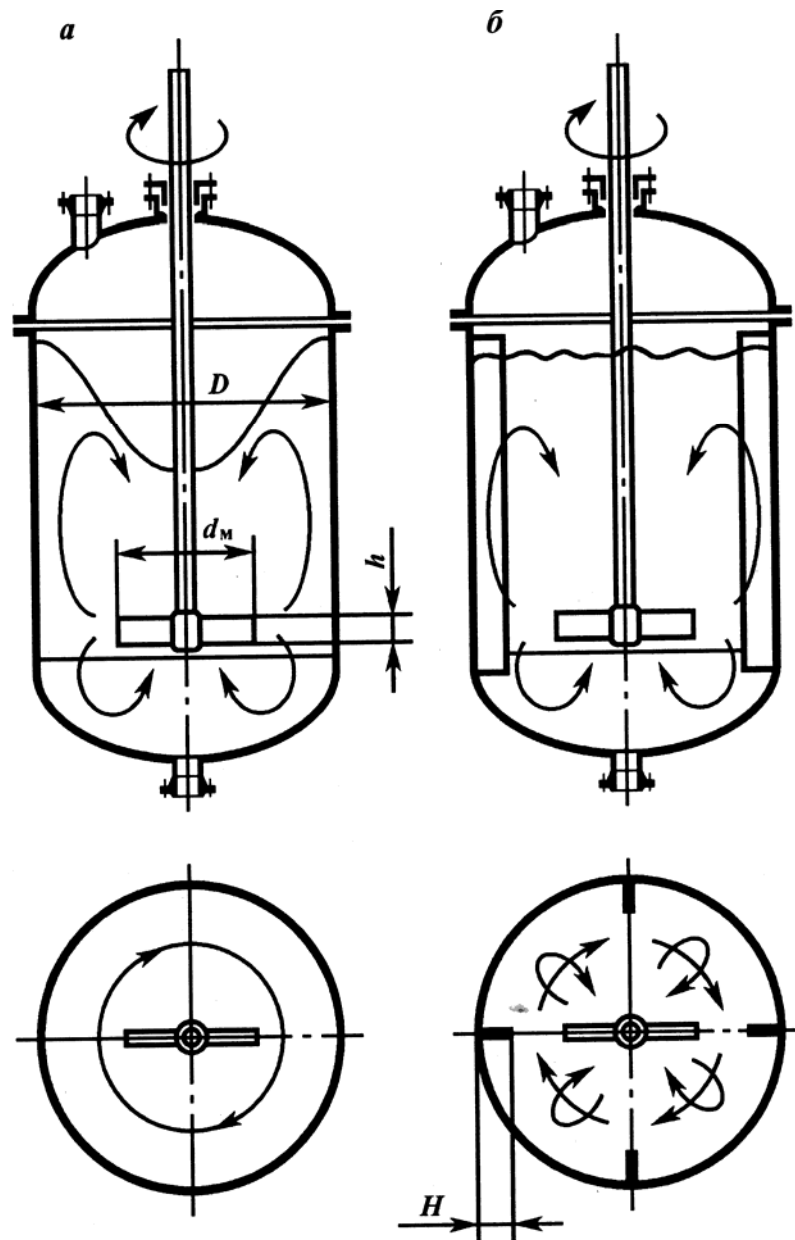
Аппараты для механического перемешивания называются мешалками, основными узлами которых являются корпус, привод и перемешивающее устройство. Для охлаждения или подогрева перемешиваемых сред корпус мешалки может иметь наружную рубашку (гладкостенную или из полутруб), а внутри мешалки может быть помещен трубчатый змеевик. Для герметизации вывода вала из корпуса мешалки применяют гидрозатворы, сальниковые и торцовые уплотнения. В качестве привода мешалки используют электродвигатель с зубчатым редуктором или ременной передачей или специальный мотор-редуктор. На рис. 2.1 приведена конструкция якорной мешалки.

Перемешивающие устройства, применяемые в мешалках, разнообразны по конструктивному оформлению и условно разделяются на быстроходные и тихоходные (рис. 2.2). Первые работают преимущественно при турбулентном и переходном режимах движения жидкости, вторые – при ламинарном. К быстроходным относятся лопастные, турбинные открытого и закрытого типов, пропеллерные, к тихоходным – якорные, рамные, ленточные и шнековые перемешивающие устройства.



а - г – быстроходные; д - з – тихоходные; а – лопастное; б – шестилопастное с наклонными лопастями; в – турбинное открытого типа; г – пропеллерное; д – якорное; е – рамное; ж – ленточное; з – шнековое

Рисунок 2.2 – Перемешивающие устройства



а – без отражательных перегородок; б – с перегородками

Рисунок 2.3 – Схема потоков жидкости в аппарате с мешалкой

препятствует отложению осадка на стенке и днище. Поэтому такие мешалки часто используют при перемешивании суспензий, частицы которых характеризуются склонностью к налипанию на стенки.

Тихоходные ленточные и шнековые мешалки применяют для перемешивания высоковязких неньютоновских жидкостей.

Основываясь на рекомендациях [3] принимаем мешалку якорного типа.

					КП ПУАХТ ХТЗ-013 М 00.00.00 ПЗ	
						14
	N					

## 4 ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЙ РАСЧЕТ

### 4.1 Исходные данные

В качестве исходных данных выступают следующие величины, указанные в задании на проектирование.

Таблица 4.1 – Исходные данные для проектирования мешалки

Наименование параметра	Обозначение	Величина
Объем суспензии	$V_M$	$80 \text{ м}^3$
Массовая доля дисперсной фазы	$X_M$	20%
Начальная температура среды	$t_H$	$20 \text{ }^\circ\text{C}$
Конечная температура среды	$t_K$	$55 \text{ }^\circ\text{C}$

### 4.2 Выбор конструкции мешалки

Для интенсификации теплообмена подходят мешалки нескольких конструкций. Их выбор обусловлен вязкостью перемешиваемой среды.

Средняя температура среды в аппарате

$$t_{\text{cp}} := \frac{t_H + t_K}{2} = \frac{20 + 55}{2} = 37.5 \text{ }^\circ\text{C}$$

Вязкость среды для случая объемной концентрации твердой фазы более 10% рассчитываем по формуле [3, ф-ла 31.9]

$$\mu_M := \mu_{\text{ж}} \cdot (1 + 4.5X_V)$$

где  $\mu_{\text{ж}}$  – вязкость жидкости,  $\text{Н} \times \text{с} / \text{м}^2$ ;

$X_V$  – объемная концентрация твердой фазы.

В задании на проектирование указана массовая концентрация и объем суспензии. Для приведения этих данных в соответствие выполним ряд преобразований.

					КП ПчАХТ ХТЗ-013 М 00.00.00 ПЗ	16
				N		

Плотность суспензии

$$\rho_M := \frac{G_M}{V_M} = \frac{91640}{80} = 1145 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$$

Вязкость воды при средней температуре определяем интерполированием справочных данных [4, табл. XXXIX] при 30 °С и 40 °С.

$$\mu_{ж}^{30} = 804 \times 10^{-6} \frac{\text{Н} \times \text{с}}{\text{м}^2} \quad \mu_{ж}^{40} = 657 \times 10^{-6} \frac{\text{Н} \times \text{с}}{\text{м}^2}$$

$$\begin{aligned} \mu_{ж} &= \mu_{ж}^{30} + (t_{\text{ср}} - 30) \frac{\mu_{ж}^{40} - \mu_{ж}^{30}}{40 - 30} = 804 \times 10^{-6} + (37,5 - 30) \frac{657 \times 10^{-6} - 804 \times 10^{-6}}{40 - 30} = \\ &= 694 \times 10^{-6} \frac{\text{Н} \times \text{с}}{\text{м}^2} = 6,94 \times 10^{-4} \frac{\text{Н} \times \text{с}}{\text{м}^2} \end{aligned}$$

Вязкость среды для случая объемной концентрации твердой фазы более 10% [3, ф-ла 31.9]

$$\begin{aligned} \mu_M &:= \mu_{ж} \cdot (1 + 4.5X_V) = 694 \times 10^{-6} \times (1 + 4.5 \times 0.0790) = \\ &= 9,40 \times 10^{-4} \frac{\text{Н} \times \text{с}}{\text{м}^2} = 0.940 \text{ спз} \end{aligned}$$

Плотность перемешиваемой среды [3, ф. 31.2]

$$\rho_M := \rho_D \cdot X_V + \rho_B \cdot (1 - X_V) = 2900 \times 0,0790 + 995 \times (1 - 0,0790) = 1145 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$$

Полученное значение согласуется с рассчитанным выше исходя из массы и объема суспензии.

На основании рассчитанного значения вязкости принимаем в соответствии с рекомендациями [3, табл. 31.1] мешалку рамного типа с рубашкой. Эта мешалка предназначена для суспензий с вязкостью до 10 000 спз и рекомендуется для интенсификации теплообмена.

Принимаем окружную скорость вращения [3, табл. 31.1]

$$V_{\text{окр}} := 6 \frac{\text{м}}{\text{с}}$$

Принимаем высоту перемешиваемого слоя равным  $\psi$  от диаметра аппарата

$$\psi := 2$$

Тогда приблизительный объем среды в аппарате (без учета эллиптического днища и внутренней арматуры)

$$V = \pi \cdot \frac{D_B^2}{4} \cdot H$$

Откуда после подстановки  $H = \psi D_B$  получим

$$V = \pi \cdot \frac{\psi \cdot D_B^3}{4}$$

Отсюда требуемый диаметр аппарата

$$D_B := \sqrt[3]{\frac{4 \cdot V_M}{\pi \cdot \psi}} = \sqrt[3]{\frac{4 \times 80}{3,14 \times 2}} = 3.707 \text{ м}$$

Поскольку в нормали МН 5874-66 [3, т. 31.4] максимальный диаметр мешалки рамного типа равен 2800 мм, то принимаем аппарат нестандартной конструкции с внутренним диаметром

$$D_B := 3.8 \text{ м}$$

Тогда высота слоя суспензии

$$H_{\text{ж}} := \frac{4 \cdot V_M}{\pi \cdot D_B^2} = \frac{4 \times 80}{3,14 \times 3,8^2} = 7.05 \text{ м}$$

Наружный диаметр рамы [3, табл. 31.1]

$$d_M := \frac{D_B}{1.1} = \frac{3.8}{1.1} = 3.45 \text{ м}$$

Ширина лопасти рамы

$$b := 0.07d_M = 0,07 \times 3,45 = 0,242$$

Принимаем

$$b = 0.250 \text{ м}$$

Зазор между мешалкой и днищем аппарата

$$h_M := 0.04d_M = 0,04 \times 3,45 = 0,138 \text{ м}$$

#### 4.5 Определение расхода тепла на нагрев смеси

Требуемое количество теплоты для нагрева суспензии от  $t_n$  до  $t_k$  рассчитываем по формуле

$$Q_M := C_M \cdot G_M \cdot (t_k - t_n)$$

где  $C_M$  – теплоемкость суспензии, Дж / (кг × К).

Теплоемкость суспензии рассчитываем по правилу аддитивности

$$C_M := C_d \cdot X_M + C_B \cdot (1 - X_M)$$

где  $C_d$  – теплоемкость доломита,  $C_d = 920$  Дж / (кг × К) [4, табл. XXV];

$C_B$  – теплоемкость воды,  $C_B = 4180$  Дж / (кг × К) [4, табл. XXXIX];

Тогда

$$C_M = 920 \times 0,20 + 4180 \times (1 - 0,20) = 3548 \frac{\text{Дж}}{\text{кг} \times \text{К}}$$

Соответственно требуемое количество теплоты на нагрев смеси

$$Q_M = 3,548 \times 91640 \times (55 - 20) = 1,132 \times 10^7 \text{ кДж}$$

#### 4.6 Определение расхода греющего агента

Принимаем нагрев за счет использования тепла конденсации водяного пара 5 ат ( $t_{\text{конд}} = 151$  °С) [4, табл. LV]. Тогда расход греющего пара

$$G_{\text{п}} = \frac{Q_M}{r}$$

где  $r$  – теплота парообразования пара 5 ат,  $r = 2117$  кДж/кг [4, табл. LV].

Соответственно расход пара

$$G_{\text{п}} = \frac{1,132 \times 10^7}{2117} = 5345 \text{ кг}$$

#### 4.7 Расчет времени нагревания суспензии

##### 4.7.1 Расчет поверхности теплообмена

Принимаем толщину стенки мешалки

$$s_M := 10 \text{ мм}$$

Тогда поверхность теплообмена между суспензией и конденсирующимся паром составит

					КП ПУАХТ ХТЗ-013 М 00.00.00 ПЗ	22
		N				



$Nu_M$  – критерий Нуссельта для среды в мешалке;

$Re_M$  – критерий Рейнольдса для среды в мешалке;

$Pr_M$  – критерий Прандтля для среды в мешалке.

Критерий Рейнольдса

$$Re_M := \frac{n_M \cdot d_M^2 \cdot \rho_M}{\mu_M} = \frac{0,53 \times 3,45^2 \times 1145}{9,40 \times 10^{-4}} = 7,768 \times 10^6$$

Критерий Прандтля

$$Pr_M := \frac{c_M \cdot \mu_M}{\lambda_M}$$

где  $\lambda_M$  – коэффициент теплопроводности для суспензии, для расчетов принимаем как для воды  $\lambda_M = 67,5 \times 10^{-2}$  Вт / (м × К) [4, табл. XXXIX];

$$Pr_M = \frac{3548 \times 9,40 \times 10^{-4}}{67,5 \times 10^{-2}} = 5,789$$

Тогда значение критерия Нуссельта

$$Nu_M = 0,36 \times (7,768 \times 10^6)^{0,67} \times 5,789^{0,33} = 2,658 \times 10^4$$

Из критерия Нуссельта выражаем значение коэффициента теплоотдачи [5, стр. 23]

$$\alpha_M := \frac{\lambda_M}{D_B} \cdot Nu_M = \frac{67,5 \times 10^{-2}}{3,45} \times 2,658 \times 10^4 = 4721 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \times \text{К}}$$

Коэффициент теплоотдачи со стороны конденсирующегося на вертикальной стенке пара [5, ф. П.22]

$$\alpha_{\text{п}} = \sqrt[4]{\lambda_{\text{п}}^3 \rho_{\text{п}}^2 r \Delta t H_{\text{ж}} g / \mu_{\text{п}}}$$

где  $\lambda_{\text{п}}$  – теплопроводность водяного пара при  $t_{\text{конд}}$ ;

$\rho_{\text{п}}$  – плотность водяного пара при  $t_{\text{конд}}$ ;

$\Delta t$  – средняя разность между температурой конденсации пара и суспензией, °С;

$\mu_{\text{п}}$  – вязкость водяного пара при  $t_{\text{конд}}$ ;

$g = 9,81$  м/с<sup>2</sup> – ускорение свободного падения

где  $D_{\text{загр}}$  – диаметр загрузочного штуцера, принимаем  $D_{\text{загр}} = 500$  мм;

$\omega_{\text{загр}}$  – скорость среды в трубопроводе загрузки, при перекачивании жидкостей насосом в нагнетательных трубопроводах  $\omega_{\text{загр}} = 2,5$  м/с [5, стр. 10].

$$t_{\text{загр}} = \frac{4 \times 80}{3,14 \times 0,500^2 \times 2,5} = 163 \text{ с}$$

Время выгрузки суспензии зависит от способа выгрузки.

$$t_{\text{выгр}} = \frac{4 V_M}{\pi D_{\text{выгр}}^2 \omega_{\text{выгр}}}$$

где  $D_{\text{выгр}}$  – диаметр разгрузочного штуцера, принимаем  $D_{\text{выгр}} = 500$  мм;

$\omega_{\text{выгр}}$  – скорость среды в трубопроводе разгрузки, при перекачивании жидкостей насосом во всасывающих трубопроводах  $\omega_{\text{загр}} = 1,5$  м/с [5, стр. 10].

$$t_{\text{загр}} = \frac{4 \times 80}{3,14 \times 0,500^2 \times 1,5} = 272 \text{ с}$$

Суммарное время работы оборудования

$$t_{\text{пер}} = 163 + 937 + 272 = 1372 \text{ с} = 22 \text{ мин}$$

Увеличиваем время на дополнительные операции по обслуживанию оборудования, пуска и останова. Окончательно, принимаем

$$t_{\text{пер}} = 25 \text{ мин}$$

2. колено с углом  $90^\circ$  при  $d > 50$  мм (два поворота):  $\xi = 1.1$

3. задвижка для  $d > 300$  мм:  $\xi = 0.15$

Сумма коэффициентов

$$\Sigma \xi_i = 1 + 1.1 + 0.15 = 2.25$$

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

$$h_{\text{тр+мс}} = \left( \lambda \frac{1}{d_s} + \Sigma \xi_{\text{м.с.}} \right) \frac{\omega^2}{2g} = \left( 0.0137 \times \frac{20}{0.500} + 2.25 \right) \frac{2.50^2}{2 \times 9.81} = 0.90 \text{ м}$$

Необходимый напор насоса

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

где  $p_2$  – давление в мешалке,  $p_2 = \text{атм} = 1.01 \times 10^5$  Па;

$p_1$  – давление перед всасывающим патрубком,  $p_1 = \text{атм} = 1.01 \times 10^5$  Па;

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

Соответственно

$$H = \frac{1.01 \times 10^5 - 1.01 \times 10^5}{9.81 \times 1145} + 0.90 + 10 = 10.9 \text{ м}$$

Производительность насоса

$$Q = \frac{V_{\text{м}}}{t_{\text{загр}}} = \frac{80}{163} = 0.49 \text{ м}^3/\text{с}$$

Наиболее близкими характеристиками обладают два осевых насоса ОГ8-30, работающих параллельно. Их напор составляет 11,0 м, а суммарная производительность  $Q = 2 \times 0.29 = 0.48 \text{ м}^3/\text{с}$ .

Суммарная полезная мощность насосной установки

$$N_{\text{п}} = 2 \rho g Q H = 2 \times 1145 \times 9.81 \times 0.49 \times 10.9 = 120000 \text{ Вт} = 120 \text{ кВт}$$

Принимаем КПД по справочным данным [5, табл. I.4]

$$\eta = 0.86$$

Тогда мощность на валу каждого двигателя

$$N_{\text{дв}} = N_{\text{п}} / (2 \eta) = 120 / (2 \times 0.7) = 85.7 \text{ кВт}$$

КП ПуАХТ ХТЗ-013 М 00.00.00 ПЗ

## СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННЫХ ИСТОЧНИКОВ

1. Справочник азотчика, т. II, М.: «Химия», 1969 г. – 448 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. Основы конструирования и расчета химической аппаратуры. Лещинский А. А., Толчинский А. Р., Л., Машиностроение, 1970 г., 752 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. Основные процессы и аппараты химической технологии: Пособие по проектированию / под ред. Ю. И. Дытнерского. – М.: Химия, 1983. – 272 с.
6. Плановский А. Н., Рамм В. М., Соломон З. К. Процессы и аппараты химической технологии, М.: Химия, 1967. – 848 с.

					КП ПУАХТ ХТЗ-013 М 00.00.00 ПЗ	30
		N				