

Министерство образования и науки Российской Федерации
Волгоградский государственный архитектурно-строительный университет

ВОДООТВОДЯЩИЕ СИСТЕМЫ ПРОМЫШЛЕННЫХ ПРЕДПРИЯТИЙ

Методические указания для выполнения курсовых и дипломных проектов

Составители Э. П. Доскина, А. В. Москвичева



© Федеральное государственное бюджетное
образовательное учреждение
высшего профессионального образования
«Волгоградский государственный
архитектурно-строительный университет», 2014

Волгоград
ВолгГАСУ
2014

УДК 628.29:658.265(076.5)
ББК 38.761.12я73
В624

Водоотводящие системы промышленных предприятий [Электронный ресурс] : методические указания для выполнения курсовых и дипломных проектов / М-во образования и науки Рос. Федерации, Волгогр. гос. архит.-строит. ун-т ; сост. Э. П. Доскина, А. В. Москвичева. — Электронные текстовые и графические данные (585 Кбайт). — Волгоград : ВолгГАСУ, 2014. — Учебное электронное издание сетевого распространения. — Систем. требования: PC 486 DX-33; Microsoft Windows XP; Internet Explorer 6.0; Adobe Reader 6.0. — Официальный сайт Волгоградского государственного архитектурно-строительного университета. Режим доступа: <http://www.vgasu.ru/publishing/on-line/> — Загл. с титул. экрана.

Изложены методики расчета сооружений, применяемых для очистки промышленных сточных вод, представлены расчетные схемы очистных сооружений, приведены вспомогательные таблицы, нормативы.

Для студентов специальности 270112 «Водоснабжение и водоотведение» очной и заочной форм обучения, бакалавров направления 270800.62 «Строительство» профиля подготовки «Водоснабжение и водоотведение», магистров направления 270800.68 «Строительство» профиля подготовки «Водоотведение и очистка сточных вод».

УДК 628.29:658.265(076.5)
ББК 38.761.12я73

Введение

Проблема очистки промышленных сточных вод весьма многогранна и усложняется различием технологических процессов, вида перерабатываемого сырья, выпускаемой продукции, применяемых реагентов, состава исходной водопроводной воды, местных условий и других факторов.

Режим сброса производственных сточных вод определяется регламентом технологического процесса как отдельных цехов, так и промышленного предприятия в целом.

При проектировании системы водоотведения промышленных предприятий в первую очередь решается вопрос о возможности использования сточных вод в системе оборотного водоснабжения после их предварительной очистки. Степень очистки определяется требованиями технологического регламента к качеству воды, используемой в том или ином технологическом процессе.

При невозможности повторного использования отработанной воды и расположении промышленного предприятия в населенном пункте или вблизи его, производственные сточные воды могут быть сброшены в городские сети водоотведения для совместной очистки с бытовыми сточными водами на единых очистных сооружениях или непосредственно в водоем. В этом случае они должны быть подвергнуты предварительной очистке на локальных очистных сооружениях.

Для очистки производственных сточных вод применяют механические, химические, физико-химические и биологические методы.

1. Смешение и усреднение сточных вод

Обычно количество и качественный состав промышленных сточных вод крайне непостоянны. Это обусловлено ходом технологических процессов и неравномерностью в использовании воды на производственные нужды.

Непостоянные количества и состав сточных вод крайне осложняет водоотведение промышленных предприятий и особенно работу очистных сооружений. Поэтому на практике во многих случаях оказывается необходимым усреднить количество и состав сточных вод. Достигается это либо перемешиванием сточных вод различного состава, либо введение в сточную жидкость реагентов. В первом случае применяют различные усреднители, во втором – смесители.

Усреднители. Эффективность работы сооружений механической очистки определяется целым рядом факторов и одним из них является равномерность поступления сточных вод - как по расходу, так и по концентрации загрязняющих веществ. Производственные сточные воды большинства промышленных предприятий поступают в водоотводящие сети неравномерно. Регулирование количества и качества сточных вод обеспечивается установкой перед очисткой усреднителей – сооружений, в которых выравнивается расход сточных вод, или концентрация загрязняющих веществ, или и расход и концентрация.

Резервуары – усреднители имеют сравнительно небольшую емкость. Усреднение в них достигается за счет принудительного перемешивания вновь поступающей с содержимым резервуара. При этом применяют механические мешалки (аналогично механическому смесителю), барботирование (перемешивание воздухом) или системы перегородок, разбивающих поток на ряд струй.

Наиболее полное перемешивание достигается в усреднителях с мешалками или барботированием.

Смесители. Различают гидравлические и механические смесители. К гидравлическим смесителям относят ершовые смесители, смесители с дырчатыми перегородками, лоток «Паршаля» и вертикальные смесители вихревого типа. При обработке больших количеств сточных вод применяются механические смесители. Смешение воды с реагентами в этих смесителях осуществляется лопастной или пропеллерной мешалкой.

Механические смесители удобны при последовательном введении в воду реагентов, а также в случаях резких колебаний притока обрабатываемой воды. Соответствие производительности смесителя новому расходу воды может быть легко достигнуто изменением числа оборотов мешалки или пропеллера.

1.1 Расчет усреднителя барботажного типа

Усреднители барботажного типа применяются для усреднения состава сточных вод с содержанием взвешенных веществ до 500 мг/л. Расчетная схема усреднителя представлена на рис.1.1.

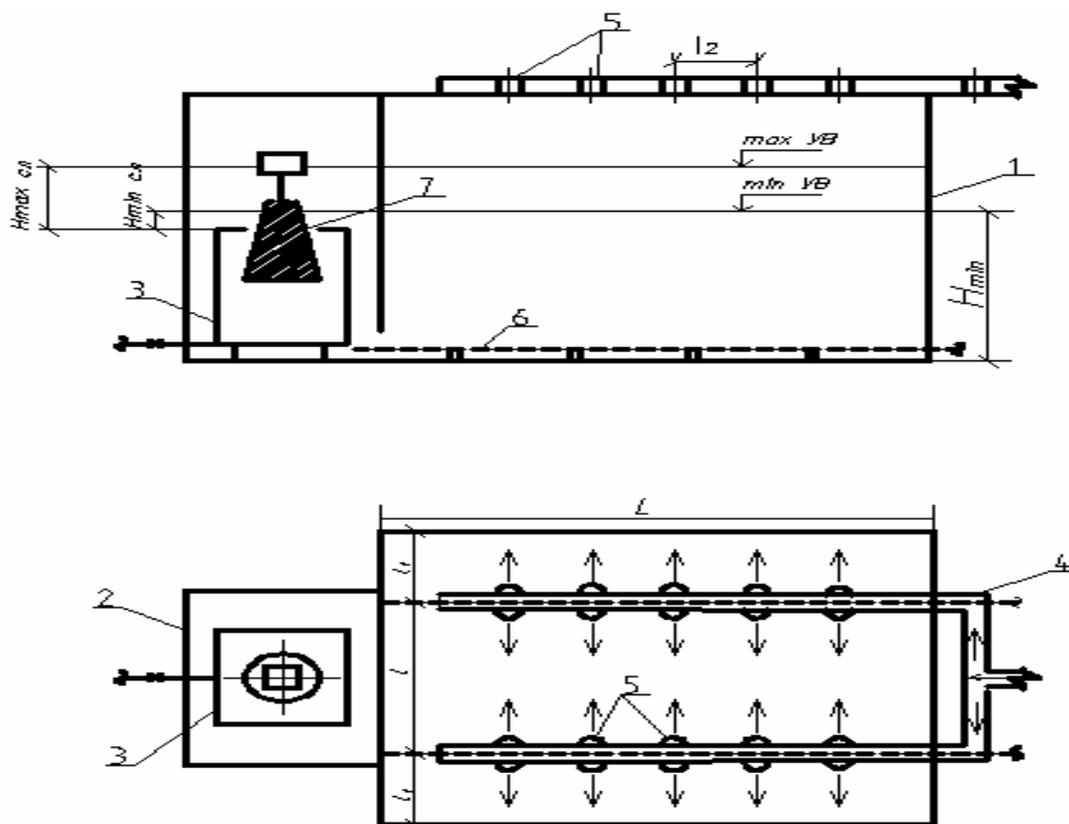


Рис. 1.1 Расчетная схема усреднителя: 1 – резервуар усреднителя; 2 – выпускная камера; 3 – выпускное устройство; 4 – подающие лотки; 5 – впускные устройства; 6 – барботер.

Объем усреднителя при залповом поступлении сточных вод определяется по формуле:

$$W_z = \frac{1,3 \cdot q_w \cdot t_z}{\ln \frac{K_{av}}{K_{av} - 1}} \quad \text{при } K_{av} < 5 \quad (1.1)$$

$$W_z = 1,3 \cdot q_w \cdot t_z \cdot K_{av} \quad \text{при } K_{av} \geq 5 \quad (1.2)$$

где q_w – расход сточных вод минимальный или максимальный, м³/ч; t_z – длительность залпового сброса, ч; K_{av} – требуемый коэффициент усреднения, равный:

$$K_{av} = \frac{C_{\max} - C_{mid}}{C_{adm} - C_{mid}} \quad (1.3)$$

где C_{\max} – максимальная концентрация загрязнений в залповом сбросе, мг/л; C_{mid} – средняя концентрация загрязнений, мг/л; C_{adm} – концентрация, допустимая по условиям работы последующих сооружений, мг/л.

Объем усреднителя при циклических колебаниях:

$$W_{cir} = 0,21 \cdot q_w \cdot t_{cir} \cdot \sqrt{K_{av}^2 - 1} \quad \text{при } K_{av} < 5 \quad (1.4)$$

$$W_{cir} = 1,3 \cdot q_w \cdot t_{cir} \cdot K_{av} \quad \text{при } K_{av} \geq 5 \quad (1.5)$$

где t_{cir} – период цикла колебаний, ч.

Минимальная глубина усреднителя H_{\min} принимается от 1,25м до 2,0м.

Площадь усреднителя определяется по формуле:

$$F = \frac{W_{cit}^{\min}}{H_{\min}}, \text{ м}^2, \quad (1.6)$$

По известным максимальному объему и площади усреднителя определяем максимальную глубину усреднителя:

$$H_{\max} = \frac{W_{cit}^{\max}}{F}, \text{ м}, \quad (1.7)$$

В качестве барботеров принимаем перфорированные трубы, уложенные вдоль усреднителя на высоте 7–10 см от дна. В усреднителе, ширина которого не превышает полуторной глубины, должен быть уложен один барботер,

расположенный у стенки аппарата. Принимаем два барботера и определяем расстояние между ними:

$$l = (2 \div 3) \cdot H_{\max}, \text{ м}, \quad (1.8)$$

Затем определяем расстояние от барботера до стенки усреднителя:

$$l_1 = (1 \div 1.5) \cdot H_{\max}, \text{ м}, \quad (1.9)$$

Ширина усреднителя при двух барботерах будет равна:

$$B = l + 2 \cdot l_1, \text{ м}, \quad (1.10)$$

При одном барботере:

$$B = 2 \cdot l_1, \text{ м}, \quad (1.11)$$

Длина усреднителя при их количестве – n – определяется по формуле:

$$L = \frac{F}{B \cdot n}, \text{ м}, \quad (1.12)$$

Количество усреднителей принимается не менее двух.

Определяем расход воздуха:

$$Q_b = m \cdot q_0 \cdot l_0, \text{ м}^3/\text{ч}, \quad (1.13)$$

где m – количество барботеров; q_0 – интенсивность барботирования, $\text{м}^3/\text{ч} \cdot \text{м}$.

Для пристенных барботеров, создающих один циркуляционный поток $q_0 = 2-3 \text{ м}^3/\text{ч} \cdot \text{м}$; для промежуточных барботеров, создающих два циркуляционных потока $q_0 = 4 - 6 \text{ м}^3/\text{ч} \cdot \text{м}$; l_0 – длина барботера, м, принимается на 200 мм меньше длины усреднителя.

Пример расчета. Рассчитать усреднитель барботажного типа. Исходные данные: на очистные сооружения поступают сточные воды неравномерно по расходу и концентрации загрязняющих веществ. Максимально часовой расход составляет $q_{\max} = 50 \text{ м}^3/\text{ч}$; минимально часовой – $q_{\min} = 20 \text{ м}^3/\text{ч}$; среднечасовой – $q_{\text{mid}} = 35 \text{ м}^3/\text{ч}$. Максимальная концентрация загрязнений – $C_{\max} = 115 \text{ мг}/\text{л}$; средняя концентрация загрязнений – $C_{\text{mid}} = 67 \text{ мг}/\text{л}$; допустимая по условиям работы последующих сооружений концентрация – $C_{\text{adm}} = 72 \text{ мг}/\text{л}$.

Принимаем минимальную глубину усреднителя $H_{\min} = 2 \text{ м}$

Расчет. Требуемый коэффициент усреднения:

$$K_{av} = \frac{115 - 67}{72 - 67} = 9,6$$

Т.к. коэффициент усреднения больше 5-ти, определяем максимальный и минимальный объем усреднителя по формуле (1.2):

$$W_{cir}^{max} = 1,3 \cdot 50 \cdot 6 \cdot 9,6 = 3744 м^3$$

$$W_{cir}^{mix} = 1,3 \cdot 20 \cdot 6 \cdot 9,6 = 1497 м^3$$

Площадь усреднителя:

$$F = \frac{1497}{2} = 748 м^2$$

Максимальная глубина усреднителя:

$$H_{max} = \frac{3744}{748} = 5 м$$

Принимаем два барботера и определяем расстояние между ними:

$$l = 2 \cdot 2 = 4 м$$

Определяем расстояние от барботера до стенки усреднителя:

$$l_1 = 1 \cdot 2 = 2 м$$

Ширина усреднителя:

$$B = 4 + 2 \cdot 2 = 8 м$$

Длина усреднителя при количестве усреднителей $n = 3$:

$$L = \frac{748}{8 \cdot 3} = 31 м$$

Определяем расход воздуха:

$$Q_b = 6 \cdot 6 \cdot 30,8 = 1109 м^3 / ч$$

1.2 Расчет смесителя с пропеллерной мешалкой

Продолжительность t пребывания воды в смесителях с пропеллерной мешалкой 1 – 2 мин. Число оборотов пропеллера зависит от расчетного числа оборотов z воды вокруг смесительного кожуха; величину z принимают равной $5 \div 10$ об/мин.

Количество воды Q_l , оборачивающейся вокруг смесительного кожуха, равно:

$$Q_1 = \frac{z \cdot W}{60}, \text{ м}^3/\text{сек}, \quad (1.14)$$

где W – объем смесителя в м^3 , зависящий от принятой продолжительности перемешивания t и расчетного притока сточных вод Q .

Необходимый объем смесителя:

$$W = \frac{Q \cdot t}{60}, \text{ м}^3, \quad (1.15)$$

где Q – расход воды в $\text{м}^3/\text{ч}$; t – продолжительность пребывания ее в смесителе, мин.

Площадь, перекрываемая вращающимся пропеллером:

$$F = \frac{Q_1}{v_0}, \text{ м}^2, \quad (1.16)$$

где Q_1 – количество оборачиваемой воды, $\text{м}^3/\text{сек}$; v_0 – скорость движения воды через пропеллер, величина ее обычно равна 1,5 – 2,0 м/сек.

Диаметр пропеллера:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot F}{0,94 \cdot \pi}}, \text{ м}, \quad (1.17)$$

Число оборотов пропеллера:

$$n = \frac{27,2 \cdot v_0}{D \cdot \text{tg} \varphi \cdot \cos^2 \varphi}, \text{ об/мин} \quad (1.18)$$

где φ – угол наклона лопасти пропеллера; обычно $\varphi = 22^\circ$.

Развиваемый пропеллером напор:

$$H = \frac{1}{\eta_g} \cdot \left(h + \frac{v_0^2}{2g} \right), \text{ м}, \quad (1.19)$$

где η_g – гидравлический коэффициент полезного действия пропеллера, величина его равна 0,8 – 0,9; h – потери напора на местные сопротивления в смесителе, приближенно они равны 0,2 м.

Необходимая мощность на валу пропеллера:

$$N_0 = \frac{1000 \cdot Q_1 \cdot H}{102 \cdot \eta_0}, \text{ кВт}, \quad (1.20)$$

где η_0 – к.п.д., равный 0,75.

Мощность двигателя N_I определяется с учетом коэффициента полезного действия отдельных элементов передачи $\eta_{п}$, который в зависимости от ее типа

колеблется от 0,6 (червячная передача) до 0,95 (ременная или цепная передача); мощность двигателя определяется по формуле:

$$N_1 = \frac{N_0}{\eta_n}, \text{ кВт} \quad (1.21)$$

Пример расчета. Количество сточных вод $Q = 360 \text{ м}^3/\text{ч}$, продолжительность перемешивания $t = 1,5 \text{ мин}$. В качестве реагента применяется известь, содержащая 50% окиси кальция. Рассчитать механический пропеллерный смеситель.

Необходимый объем смесителя:

$$W = \frac{360 \cdot 1,5}{60} = 9 \text{ м}^3.$$

Количество воды Q_1 , оборачивающейся вокруг смесительного кожуха при числе оборотов воды в 1 мин, $z = 5$:

$$Q_1 = \frac{5 \cdot 9}{60} = 0,75 \text{ м}^3/\text{сек}.$$

Площадь, перекрываемая вращающимся пропеллером, при $v_0 = 2 \text{ м/сек}$:

$$F = \frac{0,75}{2} = 0,375 \text{ м}^2.$$

Диаметр пропеллера:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,375}{0,94 \cdot 3,14}} = 0,72 \text{ м}.$$

Число оборотов пропеллера:

$$n = \frac{27,2 \cdot 2}{0,72 \cdot 0,4 \cdot 0,93^2} = 220 \text{ об/мин}.$$

Развиваемый пропеллером напор, при $\eta_r = 0,8$:

$$H = \frac{1}{0,8} \cdot \left(0,2 + \frac{2^2}{2 \cdot 9,81}\right) = 0,5 \text{ м}.$$

Необходимая мощность на валу пропеллера:

$$N_o = \frac{1000 \cdot 0,75 \cdot 0,5}{102 \cdot 0,75} = 4,9 \text{ кВт}.$$

Необходимая мощность двигателя N_1 при конической зубчатой передаче, когда $\eta_{\text{п}} = 0,8$:

$$N_1 = \frac{4,9}{0,8} = 6,12 \text{ кВт}.$$

2. Механическая очистка

Механическая очистка в зависимости от характера загрязнений сточных вод и требований к качеству очищенных вод может быть самостоятельным методом очистки или предварительным в сочетании с другими методами. В последнем случае механическая очистка обеспечивает подготовку сточных вод для последующей более глубокой очистки на сооружениях химической, физико-химической или биологической очистки.

На сооружениях механической очистки удаляют нерастворенные примеси как минерального, так и органического происхождения. В зависимости от требований к качеству очищенных сточных вод применяют процеживание, отстаивание и фильтрование.

Процеживание сточных вод производится на решетках – для задержания крупных примесей и ситах – для выделения более мелких взвешенных веществ.

Отстаивание применяют для выделения из производственных сточных нерастворенных примесей в отстойниках различной конструкции. Для выделения всплывающих примесей применяют отстойники специального назначения: нефтеловушки, жируловители, смололовители. Для удаления из сточных вод оседающих, преимущественно тяжелых и грубодисперсных всплывающих примесей применяют открытые гидроциклоны.

Фильтрование применяют для выделения из сточных вод тонкодиспергированных веществ (масел, смол, пыли, волокон).

2.1 Расчет нефтеловушек

Нефтеловушки применяют для очистки сточных вод от грубодиспергированной нефти и нефтепродуктов при концентрации их более 100 мг/л. Нефтеловушки проектируются трех видов: горизонтальные, тонкослойные, радиальные. Число секций горизонтальных и тонкослойных нефтеловушек принимается не менее двух, радиальных – не менее трех. В этих сооружениях происходит разделение нефти и воды за счет разности их плотности. Нефть всплывает на поверхность, а содержащиеся в сточной воде

минеральные примеси оседают на дно сооружения. Всплывшая нефть собирается щелевыми поворотными трубами, установленными в начале и конце сооружения. Освобожденная от нефти вода в конце нефтеловушки проходит под затопленной нефтеудерживающей стенкой и через водослив переливается в отводящий лоток.

Горизонтальные нефтеловушки представляют собой прямоугольный, вытянутый в длину резервуар, в начале которого устраивается приямок для сбора минеральных частиц и тяжелых нефтепродуктов. Для перемещения выпавшего по длине сооружения осадка имеется скребковый транспортер. Осадок из приямка удаляется один два раза в сутки гидроэлеватором или через донные клапаны. Расчетная схема горизонтальной нефтеловушки представлена на рис.2.1.

Длина нефтеловушки определяется по формуле:

$$L = a \cdot H \cdot \frac{\sigma}{u_0}, \text{ м}, \quad (2.1)$$

где a – коэффициент, учитывающий турбулентность потока воды и зависит от отношения скорости движения воды $-\sigma$, мм/с к гидравлической крупности u_0 , мм/с; H – глубина отстаиваемого слоя, м.

Значения коэффициента: при $\frac{\sigma}{u_0} = 20$, $a = 1,75$; при $\frac{\sigma}{u_0} = 15$, $a = 1,65$;

при $\frac{\sigma}{u_0} = 10$, $a = 1,5$.

Гидравлическая крупность равна:

$$u_0 = \frac{(\gamma_1 - \gamma_2) \cdot g \cdot d^2}{1.8 \cdot \mu}, \text{ мм/с}, \quad (2.2)$$

где γ_1, γ_2 – объемные массы воды и нефти, г/см³; d – крупность всплывающих нефтяных частиц, см; μ – вязкость сточной воды 0,0101 г/см·с.

При отсутствии данных по кинетике всплывания частиц нефти допускается принимать: $u_0 = 0,4 - 0,6 \text{ мм/с}$; $\sigma = 4 - 6 \text{ мм/с}$.

Общая ширина нефтеловушки равна:

$$B = \frac{Q}{\sigma \cdot H}, \text{ м}, \quad (2.3)$$

где Q – расход сточных вод, $\text{м}^3/\text{ч}$.

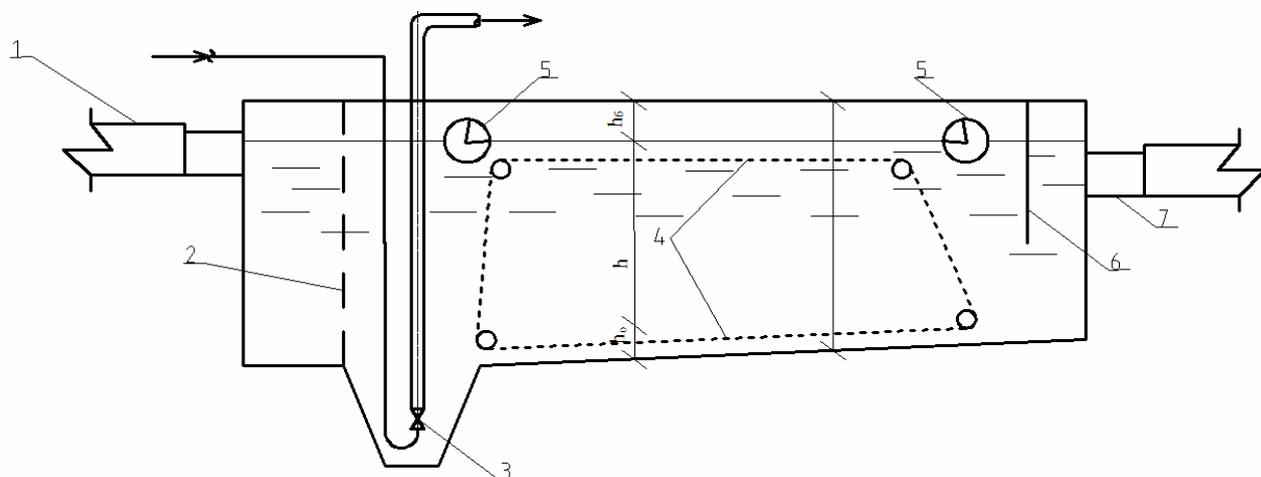


Рис.2.1 Расчетная схема горизонтальной нефтеловушки: 1 – лотки для подачи сточной воды; 2 – щелевая перегородка; 3 – гидрозелеватор; 4 – скребки; 5 – поворотная нефтесборная труба; 6 – полупогружная перегородка; 7 – лоток для отвода сточной воды.

Количество задержанного осадка:

$$Q_{oc} = \frac{24 \cdot Q \cdot C_{en} \cdot \mathcal{E}}{\gamma_{oc} \cdot (100 - P) \cdot 10^6}, \text{ м}^3/\text{сут}, \quad (2.4)$$

где C_{en} – концентрация взвешенных веществ в исходной воде, мг/л ; \mathcal{E} – эффект очистки по задержанию взвешенных веществ составляет 60 – 70% ; P – влажность осадка, равная 95%; γ_{oc} – плотность осадка, равная $1,1 \text{ т/м}^3$.

Количество задержанной нефти:

$$Q_n = \frac{24 \cdot Q \cdot (C_n - C_k)}{\gamma_n \cdot (100 - Z) \cdot 10^4} \text{ м}^3/\text{сут}, \quad (2.5)$$

где C_n – начальная концентрация нефтепродуктов, мг/л ; C_k – конечная концентрация нефтепродуктов, мг/л ; Z – процент обводненности уловленных нефтепродуктов принимается равным 70 ÷ 90%; γ_n – объемный вес нефтепродуктов, равный $0,95 \text{ т/м}^3$.

Общая высота нефтеловушки:

$$H_{\text{общ}} = H + h_o + h_n, \text{ м}, \quad (2.6)$$

где h_o – высота бортов сооружения, принимается равной 0,5,м; h_n – высота слоя всплывших нефтепродуктов – 0,3м.

Пример расчета. Рассчитать нефтеловушку на расход 400 м³/ч \approx 100 л/с. В исходной воде содержатся нефтепродукты в количестве $C_n = 500 \text{ мг/л}$ и минеральные примеси в количестве $C_{en} = 200 \text{ мг/л}$.

Принимаем:

- скорость движения воды в нефтеловушке $\sigma = 5 \text{ мм/с}$;
- крупность всплывающих частиц нефти $d = 90 \text{ мм}$;
- глубину проточной части $h = 2 \text{ м}$;
- объемный вес задерживаемых частиц нефти $\gamma_n = 0,89 \text{ г/см}^3$.

Определяем гидравлическую крупность задерживаемых нефтяных частиц:

$$u_0 = \frac{(1 - 0,89) \cdot 981 \cdot 0,009^2}{1,8 \cdot 0,0101} = 0,481 \text{ мм/с}$$

Длина отстойной части нефтеловушки:

$$L = 1,5 \cdot \frac{2 \cdot 5}{0,481} = 31,19 \text{ м}$$

При отношении $\frac{\sigma}{u_0} = \frac{5}{0,481} \approx 10$ $a = 1,5$

Общая ширина нефтеловушки:

$$B = \frac{0,110}{5 \cdot 2} = 11 \text{ м}$$

Общая высота нефтеловушки:

$$H_{\text{общ}} = 2 + 0,5 + 0,3 = 2,8 \text{ м}$$

Согласно таблицы 1 приложения 1, принимаем типовую 2-х секционную нефтеловушку с размерами: $L = 36 \text{ м}$; $H = 2 \text{ м}$;

$H_{\text{общ}} = 2,84 \text{ м}$; $B = 2 \times 6 \text{ м}$; рабочая длина $l = 33,3 \text{ м}$

Проверяем фактическую скорость движения воды:

$$\sigma_{\phi} = \frac{Q}{3,6 \cdot H \cdot B} \quad (2.7)$$

$$\sigma_{\phi} = \frac{400}{3.6 \cdot 2 \cdot 12} = 4,63 \text{ мм/с} \leq 6 \text{ мм/с}$$

Расчетная продолжительность отстаивания:

$$T = \frac{l}{\sigma_{\phi}} \quad (2.8)$$

$$T = \frac{33,3}{0,00463 \cdot 3600} = 2 \text{ ч}$$

Количество задержанной нефти:

$$Q_n = \frac{24 \cdot 400 \cdot (500 - 100)}{0,95 \cdot (100 - 70) \cdot 10^4} = 13,47 \text{ м}^3 / \text{сут}$$

Количество задерживаемого осадка:

$$Q_{oc} = \frac{24 \cdot 400 \cdot 200 \cdot 60}{1,1 \cdot (100 - 95) \cdot 10^6} = 20,94 \text{ м}^3 / \text{сут}$$

Нефтеловушки с тонкослойными модулями – прямоугольный, горизонтальный резервуар, рабочий объем которого разделен на ярусы параллельными пластинами или трубчатыми блоками. Высота ярусов принимается 50 – 150 мм. Благодаря уменьшению высоты, отстаивание жидкости происходит в ламинарном режиме, что обеспечивает высокий эффект очистки. Расчетная схема нефтеловушки с тонкослойными модулями представлена на рис.2.2.

Площадь поперечного сечения полочного пространства:

$$F = 2 \cdot h_{\text{ол}} \cdot b, \text{ м}^2, \quad (2.9)$$

где $h_{\text{ол}}$ – высота полочного блока, принимается 1,5–1,6м; b – ширина полочного блока, принимается 0,75м.

Скорость движения воды в секции:

$$\sigma = \frac{Q}{3.6 \cdot F \cdot n}, \text{ м/с}, \quad (2.10)$$

где Q – общий расход сточных вод, м³/ч; n – число секций.

Определяем число Рейнольдса:

$$\text{Re} = \frac{\sigma \cdot \omega}{\chi \cdot \nu} \quad (2.11)$$

где ω – площадь поперечного сечения одного метра ширины яруса, $0,05 \times 1 = 0,05 \text{ м}^2$; χ – смоченный периметр одного метра ширины яруса, $2 \times 1 + 2 \times 0,05 = 2,1 \text{ м}$; ν – величина кинематического коэффициента вязкости, $8,04 \times 10^{-7} \text{ м}^2/\text{с}$.

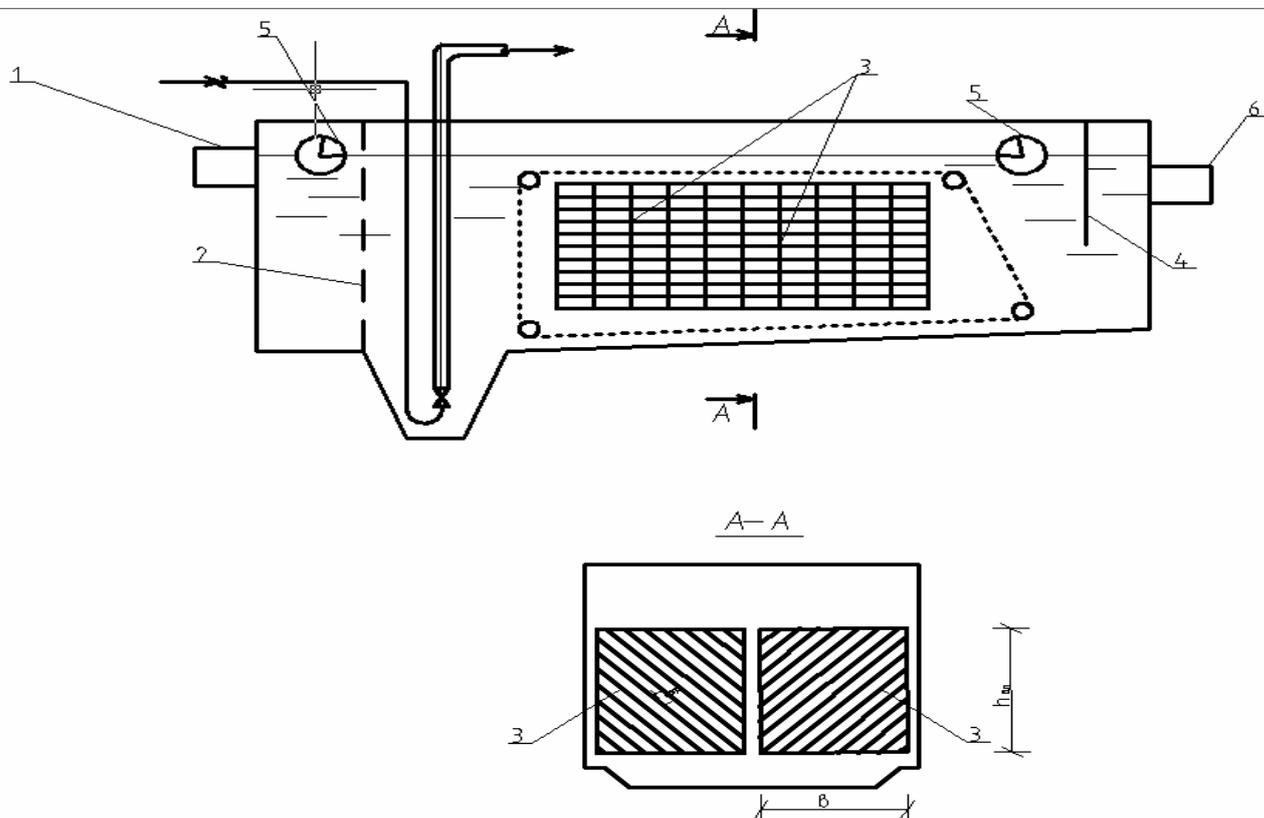


Рис. 2.2 Расчетная схема нефтеловушки с тонкослойными модулями: 1 – лоток подвода сточной воды; 2 – щелевая перегородка; 3 – полочные блоки; 4 – полупогружная перегородка; 5 – нефтесборные трубы; 6 – лоток сбора очищенной воды.

Согласно результатам научно-исследовательских работ ВНИИ ВОДГЕО наибольший коэффициент использования объема нефтеловушки и требуемый эффект очистки достигается при $Re \leq 700 - 800$.

Необходимая продолжительность отстаивания определяется по формуле:

$$T = \frac{h_b}{u_0}, \text{ с}, \quad (2.12)$$

где h_b – расстояние между полками по вертикали, мм; u_0 – гидравлическая крупность задерживаемых частиц, мм/с.

$$h_b = \frac{h_{яp}}{\cos \alpha} \quad (2.13)$$

где $h_{яp} = 50-150$ мм – высота ярусов; α – угол наклона полок 45^0-60^0 .

Длина полочного пространства:

$$L = K \cdot \sigma \cdot T \quad (2.14)$$

где K – коэффициент запаса –1,3.

Общая высота нефтеловушки:

$$H = h_{ол} + h_1 + h_2 + h_б, \text{ м}, \quad (2.15)$$

где h_1 –высота слоя воды и всплывших нефтепродуктов $\approx 0,3$ м; h_2 –высота приямка для осадка $\approx 0,5-0,7$ м; $h_б$ – высота строительного борта $\approx 0,5$ м.

Пример расчета. Рассчитать нефтеловушку с тонкослойными модулями на расход сточных вод $= 400 \text{ м}^3/\text{ч} \approx 100 \text{ л/с}$. В исходной воде содержатся нефтепродукты в количестве $C_n = 500 \text{ мг/л}$ и минеральные примеси в количестве $C_{en} = 200 \text{ мг/л}$.

Принимаем:

- гидравлическую крупность частиц нефти $u_0 = 0,15 \text{ мм/с}$;
- глубину отстаиваемого слоя $h = 2,5-3 \text{ м}$;
- длина полочного блока $l_{ол} = 0,7 \text{ м}$;
- ширина секции по осям $B = 2,0-3,0 \text{ м}$;
- высота полочного блока $h_{ол} = 1,6 \text{ м}$;
- высота ярусов $h_{яp} = 50 \text{ мм}$;
- объемный вес задерживаемых частиц нефти $\gamma_n = 0,89 \text{ г/см}^3$.

Площадь поперечного сечения полочного пространства секции нефтеловушки:

$$F = 2 \cdot 1,6 \cdot 0,75 = 2,4 \text{ м}^2$$

Скорость движения сточной воды в секции при их количестве, равное 2:

$$\sigma = \frac{400}{3,6 \cdot 2,4 \cdot 2} = 23,15 \text{ мм/с}$$

Определим число Рейнольдса:

$$Re = \frac{0,02315 \cdot 0,05}{2,1 \cdot 8,04 \cdot 10^{-7}} = 685,6$$

Полученная величина Re удовлетворяет рекомендации НИИ ВОДГЕО.

Расстояние между полками по вертикали:

$$h_b = \frac{50}{\cos 45^\circ} = 70,72 \text{ м.м}$$

Необходимая продолжительность отстаивания:

$$T = \frac{70,72}{0,15} = 471,5 \text{ с} \approx 8 \text{ мин}$$

Длина полочного пространства:

$$L = 1,3 \cdot 0,02315 \cdot 471,5 \approx 14,2 \text{ м}$$

Принимаем 20 блоков длиной по 0,7 м, тогда конструктивно

$$L = 20 \cdot 0,7 = 14 \text{ м}$$

Общая высота нефтеловушки:

$$H = 1,6 + 0,3 + 0,5 + 0,5 = 2,9 \text{ м}$$

Принимаем общую высоту нефтеловушки 3 м.

Общая ширина двух секций нефтеловушки:

$$B_{\text{общ}} = 2 \cdot 2 = 4 \text{ м}$$

2.2 Расчет гидроциклонов

Открытые безнапорные гидроциклоны применяют для выделения из сточных вод оседающих и всплывающих примесей. Процесс разделения сточных вод в них происходит под действием гравитационных и центробежных сил. Гидроциклоны относятся к сооружениям отстойного типа с вращательным движением потока, которое обеспечивается тангенциальным подводом воды.

Гидроциклоны могут быть применены в качестве первой ступени механической очистки. Открытые гидроциклоны применяют следующих типов: без внутренних устройств, с диафрагмой, с диафрагмой и цилиндрической перегородкой, многоярусные.

Гидроциклоны без внутренних устройств применяют для очистки сточных вод расходом до 200 м³/ч от крупных примесей гидравлической крупностью $u_0 \geq 5 \text{ мм/с}$. Диаметр этих гидроциклонов принимается от 2 до 10 м.

Гидроциклоны с конической диафрагмой применяют для очистки сточных вод расходом до $200\text{ м}^3/\text{ч}$ от мелкодисперсных взвешенных частиц гидравлической крупностью $u_0 \geq 0,2 - 0,3\text{ мм}/\text{с}$. Диаметр гидроциклонов 2 – 6м. Дополнение цилиндрической перегородкой повышает эффективность очистки сточных вод.

Многоярусные низконапорные гидроциклоны могут быть применены для очистки сточных вод от крупно- и мелкодисперсных примесей гидравлической крупностью $u_0 \geq 0,2\text{ мм}/\text{с}$ при расходе воды более $200\text{ м}^3/\text{ч}$ на один аппарат, для очистки от минеральной коагулированной взвеси и нефтепродуктов.

Расчет всех открытых гидроциклонов ведется по величине удельной гидравлической нагрузке $q_{hc} \text{ м}^3 / \text{м}^2 \cdot \text{ч}$ по формуле:

$$q_{hc} = 3.6 \cdot K_{hc} \cdot u_0, \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{ч}, \quad (2.16)$$

где K_{hc} – коэффициент пропорциональности, зависящий от типа гидроциклона и равный для гидроциклонов: без внутренних устройств – 0,61; с конической диафрагмой и внутренним цилиндром – 1,98. Для многоярусного гидроциклона с центральными выпусками коэффициент пропорциональности определяется по формуле:

$$K_{hc} = \frac{0.75 \cdot n_{ii} \cdot (D_{hc}^2 - d_{en}^2)}{D_{hc}^2}, \quad (2.17)$$

где n_{ii} – число ярусов принимается от 4 до 20; D_{hc} – диаметр гидроциклона, принимается от 2 до 6м; d_{en} – диаметр окружности, на которой располагаются раструбы выпусков 0,6 – 1,4м.

Для многоярусного гидроциклона с периферийным отбором осветленной воды коэффициент пропорциональности определяется по формуле:

$$K_{hc} = \frac{1,5 \cdot n_{ii}^1 \cdot (D_{hc}^2 - d_d^2)}{D_{hc}^2}, \quad (2.18)$$

где n_{ii}^1 – число пар ярусов (за один ярус принимается прямоточная и противоточная части) 4 – 20; d_d – диаметр отверстия средней диафрагмы пары ярусов от 0,9 до 1,6м.

Производительность одного аппарата многоярусного гидроциклона:

$$Q_{hc} = 0.785 \cdot q_{hc} \cdot D_{hc}^2, \text{ м}^3/\text{ч}, \quad (2.19)$$

Количество гидроциклонов принимается не менее двух.

$$n = \frac{Q_{cb}}{Q_{hc}} \quad (2.20)$$

где Q_{cb} – расход сточных вод, $\text{м}^3/\text{ч}$.

Пример расчета. Безнапорный гидроциклон без внутренних устройств.
Рассчитать гидроциклон на расчетный расход $180 \text{ м}^3/\text{ч}$.

Принимаем:

– гидравлическую крупность частиц, на задержание которых рассчитан гидроциклон $u_0 = 5 \text{ мм}/\text{с}$;

– коэффициент пропорциональности $\kappa_{hc} = 0,61 /1/$.

Удельная гидравлическая нагрузка:

$$q_{hc} = 3.6 \cdot 0,61 \cdot 5 = 11 \text{ м}^3 / \text{м}^2 \cdot \text{ч}$$

Площадь всех аппаратов:

$$F = \frac{180}{11} = 16,4 \text{ м}^2$$

При количестве аппаратов $n = 2$ диаметр гидроциклона равен:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot F}{\pi \cdot n}}, \text{ м}, \quad (2.21)$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot 16,4}{3,14 \cdot 2}} = 4 \text{ м}$$

2. Безнапорный гидроциклон с конической диафрагмой. Рассчитать гидроциклон на расчетный расход $180 \text{ м}^3/\text{ч}$.

Принимаем:

– гидравлическую крупность частиц, на задержание которых рассчитан гидроциклон $u_0 = 0,3 \text{ мм}/\text{с}$;

– коэффициент пропорциональности $\kappa_{hc} = 1,98 /1/$.

Удельная гидравлическая нагрузка:

$$q_{hc} = 3.6 \cdot 1,98 \cdot 0,3 = 2,14 \text{ м}^3 / \text{м}^2 \cdot \text{ч}$$

Площадь всех аппаратов:

$$F = \frac{180}{2,14} = 84 \text{ м}^2$$

При количестве аппаратов $n = 3$ диаметр гидроциклона равен:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot 84}{3.14 \cdot 3}} = 6 \text{ м}$$

3. Многоярусный гидроциклон с центральными выпусками. Рассчитать многоярусный гидроциклон с центральными выпусками на расход $-200 \text{ м}^3/\text{ч}$. В сооружении должны быть задержаны частицы гидравлической крупности $u_0 = 0.2 \text{ мм}/\text{с}$.

Принимаем:

– $n_{ii} = 15$ ярусов;

– диаметр гидроциклона $D_{hc} = 4 \text{ м}$;

– d_{en} – диаметр окружности, на которой располагаются раструбы выпусков, $d_{en} = 1 \text{ м}$.

Расчетная схема многоярусного гидроциклона с наклонными патрубками для отведения очищенной воды представлена на рис.2.3.

Определяем коэффициент пропорциональности:

$$K_{hc} = \frac{0.75 \cdot 15 \cdot (4^2 - 1^2)}{4^2} = 10,55$$

Удельная гидравлическая нагрузка:

$$q_{hc} = 3.6 \cdot 10,55 \cdot 0,2 = 7,6 \text{ м}^3 / \text{м}^2 \cdot \text{ч}$$

Производительность одного аппарата :

$$Q_{hc} = 0.785 \cdot 7,6 \cdot 4^2 = 95,5 \text{ м}^3 / \text{ч}$$

Количество гидроциклонов:

$$n = \frac{200}{95,5} = 2$$

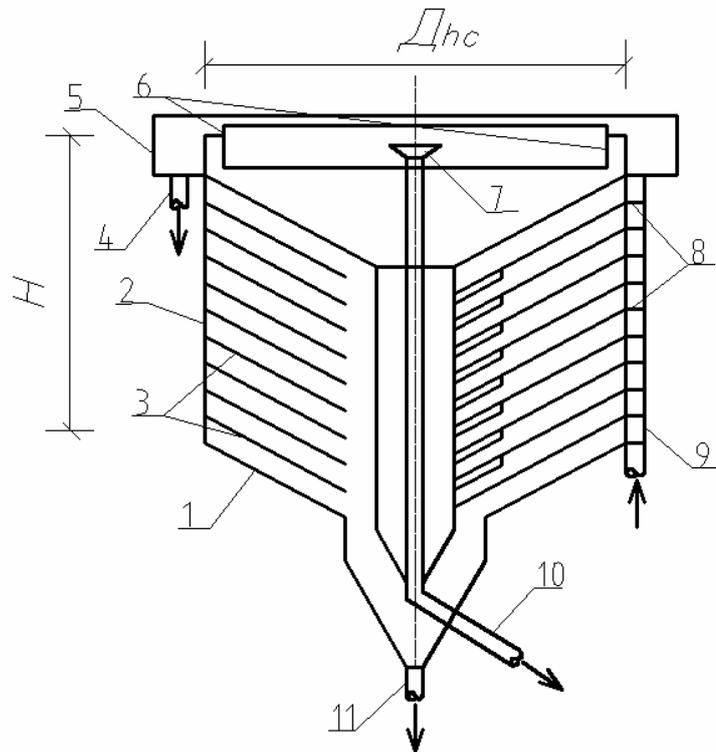


Рис. 2.3 Расчетная схема многоярусного гидроциклона с наклонными патрубками для отведения очищенной воды: 1 – коническая часть; 2 – цилиндрическая часть; 3 – конические диафрагмы; 4 – патрубок для осветленной воды; 5 – водосборный кольцевой лоток; 6 – мослоудерживающее кольцо; 7 – маслосборная воронка; 8 – распределительные лопатки; 9 – патрубок для подачи исходной воды; 10 – маслоотводящая труба; 11 – патрубок для выгрузки шлама.

4. Гидроциклон с периферийным отбором воды. Рассчитать гидроциклон с периферийным отбором воды на расход – $200\text{ м}^3/\text{ч}$. В сооружении должны быть задержаны частицы гидравлической крупности $u_0 = 0.2\text{ мм}/\text{с}$.

Принимаем:

- $n_{ii}^1 = 10$ – пар ярусов;
- диаметр гидроциклона $D_{hc} = 3\text{ м}$;
- диаметр отверстия средней диафрагмы пары ярусов $d_d = 1,0\text{ м}$.

Расчетная схема гидроциклона с периферийным отбором воды представлена на рис. 2.4.

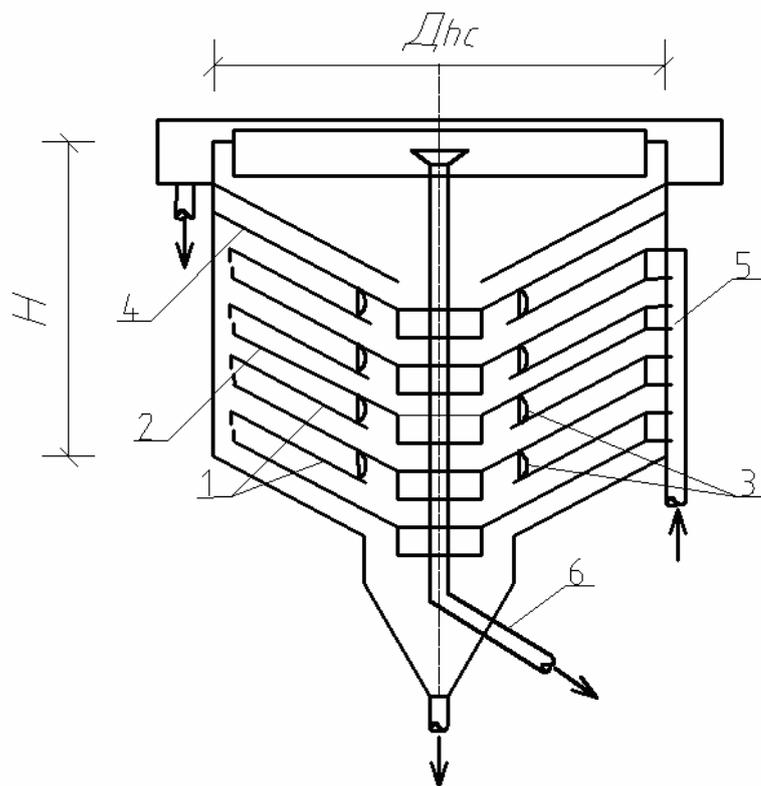


Рис. 2.4 Расчетная схема многоярусного гидроциклона с периферийным отбором осветленной воды: 1 – промежуточные короткие диафрагмы; 2 – нижние диафрагмы прямоточного яруса; 3 – перепускные трубчатые стояки; 4 – направляющая диафрагма; 5 – аванкамера; 6 – маслоотводящая труба.

Определяем коэффициент пропорциональности:

$$K_{hc} = \frac{1,5 \cdot 10 \cdot (3^2 - 1^2)}{3^2} = 13,33$$

Удельная гидравлическая нагрузка:

$$q_{hc} = 3,6 \cdot 13,33 \cdot 0,2 = 10,1 \text{ м}^3 / \text{м}^2 \cdot \text{ч}$$

Производительность одного аппарата:

$$Q_{hc} = 0,785 \cdot 10,1 \cdot 3^2 = 70,65 \text{ м}^3 / \text{ч}$$

Количество гидроциклонов:

$$n = \frac{200}{70,65} = 3$$

3. Физико-химическая очистка

К физико-химическим методам очистки сточных вод относятся: коагуляция, флотация, экстракция, сорбция, ионный обмен.

3.1 Расчет флотаторов

Метод флотации применяется для очистки сточных вод от нефтепродуктов, жиров, волокон шерсти, поверхностно-активных веществ и других нерастворимых в воде веществ, имеющих плотность близкую к плотности воды. Сущность процесса флотации заключается в прилипании к мелко диспергированным пузырькам воздуха взвешенных частиц и всплывании их на поверхность воды. Различают импеллерную, напорную, пенную флотацию.

Напорная флотация. Напорная флотация работает без рециркуляции и с рециркуляцией. В схеме без рециркуляции весь поток очищаемых сточных вод насыщается воздухом в напорном баке. Под давлением 0,3–0,5 МПа в баке создается пересыщенный раствор воздуха в воде. Через 1–3 минуты из напорного бака вода подается во флотатор или флотатор–отстойник, где вследствие резкого снижения давления до атмосферного происходит выделение мельчайших пузырьков воздуха и флотация загрязнений на поверхность сооружения.

В схеме с рециркуляцией через напорный бак проходит только рециркуляционный расход сточных вод. На флотатор подается основной поток сточных вод совместно с рециркуляционным.

Радиальный флотатор. Флотаторы представляют собой отстойники радиального типа с встроенной флотационной камерой, оборудованной вращающимся водораспределителем и механизмом сгребания пены. Расчетная схема радиального флотатора представлена на рис. 3.1.

Диаметр флотационной камеры D_k определяется по формуле:

$$D_k = 0.6 \cdot \sqrt{\frac{Q_1}{\sigma}}, \text{ м}, \quad (3.1)$$

где Q_1 – расход сточных вод, поступающих на один флотатор, м³/ч; σ – восходящая скорость движения воды, равная 6 мм/с.

Высота флотационной камеры H_k принимается равной 1,5 м.

Диаметр флотатора D определяется по формуле:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot Q_1 \cdot t_0}{\pi \cdot H_0 \cdot 60}} \quad (3.2)$$

где t_0 – время пребывания воды в отстойной зоне, принимается равным 14 – 16 мин; H_0 – высота отстойной зоны равна 1,5 м.

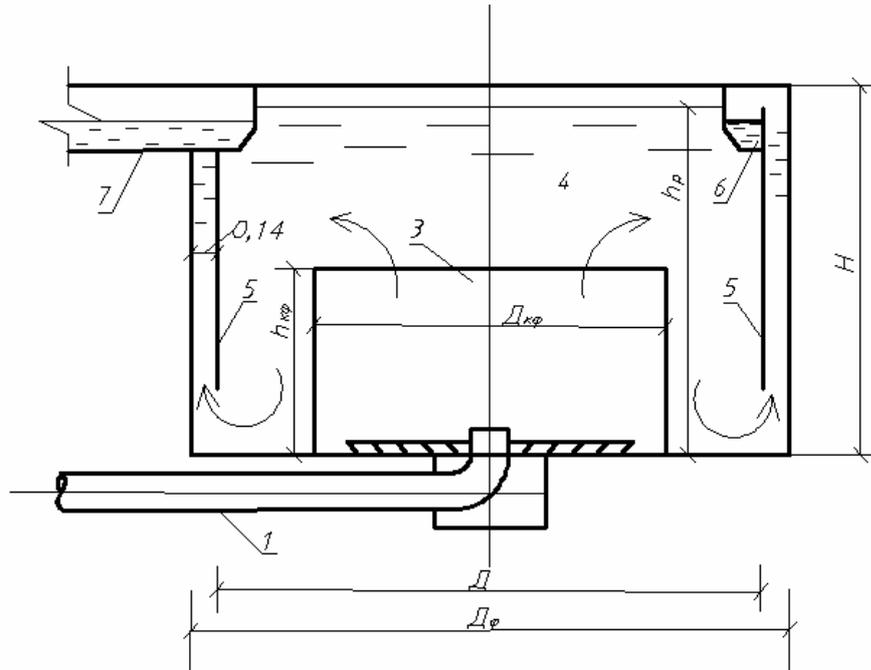


Рис. 3.1 – Расчетная схема радиального флотатора: 1 – трубопровод подачи сточной воды; 2 – реактивный водораспределитель; 3 – флотационная камера; 4 – камера отстаивания; 5 – кольцевая стенка; 6 – водосборный лоток; 7 – лоток отвода очищенной воды.

Полный диаметр флотатора с учетом ширины зазоров между стенкой флотатора и кольцевой полупогружной стенкой, равной $2 \times 0,14 = 0,28$ м:

$$D_{\phi} = D + 0,28, \text{ м}, \quad (3.3)$$

Общее время пребывания воды во флотационной камере и отстойной зоне составляет 20 мин.

Высота флотатора H_{ϕ} равна сумме высот флотационной камеры и отстойной зоны:

$$H_{\phi} = H_{\kappa} + H_0, \text{ м}, \quad (3.4)$$

Ширина зазора между стенкой флотатора и кольцевой полупогружной стенкой (h_1) составляет 0,14м.

Количество выпавшего осадка W_{oc} при эффекте задержания взвешенных веществ $\mathcal{E} = 30 - 50\%$ (соответственно при флотации без коагуляции и с коагуляцией) определяется по формуле:

$$W_{oc} = \frac{24 \cdot Q \cdot C_{en} \cdot \mathcal{E}}{\gamma_{oc} \cdot (100 - P) \cdot 10^6}, \text{ м}^3/\text{сут}, \quad (3.5)$$

где C_{en} – концентрация взвешенных веществ в исходной воде, мг/л; P – влажность свежес выпавшего осадка составляет 95%; γ_{oc} –объемная масса осадка, 1,05 т/м³.

В осадке содержится 20% по массе нефти. Количество нефтесодержащей пены находится по формуле:

$$W_n = \frac{Q \cdot (C_n - C_k)}{\gamma_n \cdot (100 - Z) \cdot 10^4}, \text{ м}^3/\text{сут}, \quad (3.6)$$

где C_n, C_k – начальное и конечное содержание нефтепродуктов в исходной воде, мг/л; Z – процент обводненности уловленных нефтепродуктов принимается 90%; γ_n – объемная масса нефтесодержащей пены, равная 0,95 т/м³.

Пример расчета. Рассчитать флотаторы радиального типа установки напорной флотации производительностью $Q = 3500 \text{ м}^3/\text{ч}$. Концентрация нефтепродуктов в исходной воде $C_{en}^n = 100 \text{ мг}/\text{л}$, взвешенных веществ – $C_{en} = 200 \text{ мг}/\text{л}$. Очистка производится без коагуляции.

Принимаем:

- время пребывания в камере флотации $t_\phi = 5 \text{ мин}$;
- время пребывания в камере отстаивания $t_0 = 15 \text{ мин}$;
- эффект задержания взвешенных веществ –30%;
- количество флотаторов $n = 4$.

Расход воды, поступающей в один флотатор:

$$Q_1 = \frac{Q}{n}, \text{ м}^3/\text{ч}, \quad (3.7)$$

$$Q_1 = \frac{3500}{4} = 875 \text{ м}^3 / \text{ч}$$

Диаметр камеры флотации:

$$D_k = 0,6 \cdot \sqrt{\frac{875}{6}} = 7,25 \text{ м}$$

Диаметр флотатора:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot 875 \cdot 15}{3,14 \cdot 1,5 \cdot 60}} = 13,63 \text{ м}$$

Полный диаметр флотатора

$$D_\phi = 13,63 + 0,28 = 13,91 \text{ м}$$

Принимаем по таблице 1 приложения 2 типовой флотатор с размерами:

$$D_\phi = 15 \text{ м} ; \quad D_k = 7,5 \text{ м} ; \quad H_\phi = 3,0 \text{ м} ; \quad H_k = 1,5 \text{ м}$$

Количество выпавшего осадка:

$$W_{oc} = \frac{24 \cdot 3500 \cdot 200 \cdot 30}{1,05 \cdot (100 - 95) \cdot 10^6} = 96 \text{ м}^3 / \text{сут}$$

Количество нефтесодержащей пены:

$$W_n = \frac{3500 \cdot (100 - 30)}{0,95 \cdot (100 - 90) \cdot 10^4} = 61,85 \text{ м}^3 / \text{сут}$$

Флотатор-отстойник с рециркуляцией. Внутри флотатора–отстойника встроена подвесная флотационная камера. Сточная вода подается вращающимся водораспределителем. Для удержания всплывшей пены устроена пеноудерживающая стенка с водоприемными окнами у дна и радиальным пеносборным лотком. Флотаторы–отстойники такой конструкции применяются производительностью 150 и 300 м³/ч.

Расход воды на один флотатор Q_1 с учетом рециркуляционного расхода составит:

$$Q_1 = \frac{Q + a \cdot Q}{n}, \text{ м}^3 / \text{ч}, \quad (3.8)$$

где Q – расход сточных вод, м³/ч; a – коэффициент рециркуляции принимается 20 – 50%; n – количество флотаторов принимается не менее двух.

Диаметр камеры флотации определяется по формуле:

$$D_k = \sqrt{\frac{4 \cdot Q_1}{\pi \cdot \sigma_k}}, \text{ м}, \quad (3.9)$$

где σ_k – восходящая скорость движения воды, равная 6 мм/с или 21,6 м/ч.

Диаметр флотатора D_ϕ определяется по формуле:

$$D_\phi = \sqrt{\frac{4 \cdot Q_1}{\pi \cdot \sigma_0}}, \text{ м}, \quad (3.10)$$

где σ_0 – скорость движения воды в отстойной зоне, равная 1,3 мм/с или 4,7 м/ч.

Время пребывания воды во флотационной камере:

$$t_\phi = \frac{h \cdot 60}{\sigma_k}, \text{ мин}, \quad (3.11)$$

где $h = 0,8$ м – расстояние от оси водораспределителя до нижней кромки камеры; $\sigma_k = 6 \text{ мм/с}$ или $21,6 \text{ м/ч}$ – скорость движения воды во флотационной камере.

Время пребывания воды в отстойной зоне:

$$t_0 = \frac{\pi \cdot D_\phi^2 \cdot h_0}{4 \cdot Q_1}, \text{ мин}, \quad (3.12)$$

где $h_0 = 1,5 \text{ м}$ – глубина отстойной зоны ниже камеры флотации.

Общее время пребывания воды во флотаторе – отстойнике:

$$t = t_\phi + t_0, \text{ мин}, \quad (3.13)$$

Количество нефтесодержащей пены:

$$W_n = \frac{24 \cdot Q \cdot (C_{en}^n - C_{ex}^n)}{\gamma_n \cdot (100 - 90) \cdot 10^4}, \text{ м}^3/\text{сут}, \quad (3.14)$$

где C_{en}^n, C_{ex}^n – концентрация нефтепродуктов в исходной и очищенной воде, соответственно, мг/л, γ_n – объемный вес нефтесодержащей пены, т/м³; 90% – процент обводненности нефтесодержащей пены.

Количество задержанного осадка определяется по формуле (3.5).

Пример расчета. Рассчитать флотаторы–отстойники установки напорной флотации, работающие с 50%-рециркуляцией. На установку поступают сточные

воды в количестве $Q = 800 \text{ м}^3 / \text{м}$. Концентрация нефтепродуктов в исходной воде $C_{en}^n = 100 \text{ мг} / \text{л}$, взвешенных веществ – $C_{en} = 200 \text{ мг} / \text{л}$.

Принимаем:

– высоту флотационной камеры $h_k = 1.5 \text{ м}$;

– высота воды во флотаторе $h_\phi = 3 \text{ м}$;

– остаточная концентрация нефтепродуктов составляет: $C_{ex}^n = 10 - 15 \text{ мг} / \text{л}$

при флотации с коагуляцией и $C_{ex}^n = 25 - 30 \text{ мг} / \text{л}$ при флотации без коагуляции;

– остаточная концентрация взвешенных веществ составляет:

$C_{ex} = 10 - 25 \text{ мг} / \text{л}$ при флотации с коагуляцией и $C_{ex} = 30 - 50 \text{ мг} / \text{л}$ при флотации без коагуляции; 4 отстойника–флотатора.

Расход на один флотатор-отстойник с учетом рециркуляционного расхода:

$$Q_1 = \frac{800 + 0,5 \cdot 800}{4} = 300 \text{ м}^3 / \text{ч}$$

Диаметр камеры флотации:

$$D_k = \sqrt{\frac{4 \cdot 300}{3,14 \cdot 21,5}} = 4,2 \text{ м}$$

Диаметр флотатора-отстойника:

$$D_\phi = \sqrt{\frac{4 \cdot 300}{3,14 \cdot 4,7}} = 9,02 \text{ м}$$

Принимаем типовой флотатор–отстойник диаметром 9м; диаметром флотационной камеры 4,5м (таблица 2 приложения 2).

Время пребывания воды во флотационной камере:

$$t_\phi = \frac{0,8 \cdot 60}{21,6} \approx 2,22 \text{ мин}$$

Время пребывания воды в отстойной зоне:

$$t_0 = \frac{3,14 \cdot 9^2 \cdot 1,5}{4 \cdot 300} = 19,2 \text{ мин.}$$

Общее время пребывания воды во флотаторе– отстойнике:

$$t = 2,22 + 19,2 = 21,42 \text{ мин}$$

Количество нефтесодержащей пены:

$$W_n = \frac{24 \cdot 800 \cdot (100 - 25)}{0,95 \cdot (100 - 90) \cdot 10^4} \approx 16 \text{ м}^3 / \text{сут}$$

Горизонтальный камерный флотатор. Горизонтальные камерные флотаторы были разработаны ЦНИИ министерства путей сообщения на производительность до 50 – 100 м³/ч для очистки от нефтепродуктов, жиров, масел, смол и т.д. Флотатор состоит из 4 камер, из которых три первые являются флотационными, четвертая предназначена для окончательного выделения воздуха. Расчетная схема горизонтального камерного флотатора представлена на рис. 3.2.

Расчетный расход сточных вод на 1 флотатор с учетом рециркуляционного расхода:

$$Q_\phi = \frac{Q + k \cdot Q}{n}, \text{ м}^3/\text{ч}, \quad (3.15)$$

где n – количество флотаторов.

Рециркуляционный расход вводится в каждую камеру флотатора в равных долях, т.е.

$$Q_{\text{реци}}^1 = \frac{k \cdot Q}{n \cdot 3}, \text{ м}^3/\text{ч} \quad (3.16)$$

Расчетный расход на каждую камеру:

$$\text{первую} \quad Q_1 = \frac{Q}{n} + Q_{\text{реци}}^1, \text{ м}^3/\text{ч}, \quad (3.17)$$

$$\text{вторую} \quad Q_2 = \frac{Q}{n} + 2 \cdot Q_{\text{реци}}^1, \text{ м}^3/\text{ч}, \quad (3.18)$$

$$\text{третью} \quad Q_3 = \frac{Q}{n} + 3 \cdot Q_{\text{реци}}^1, \text{ м}^3/\text{ч}, \quad (3.19)$$

$$\text{четвертую} \quad Q_4 = Q_3, \text{ м}^3/\text{ч} \quad (3.20)$$

Принимаем ширину флотатора В = 2м, тогда объем камеры:

$$W = \frac{Q \cdot t}{60 \cdot k_1}, \text{ м}^3, \quad (3.21)$$

где Q – расчетный расход каждой камеры, м³/ч, вычисленный по формулам (3.17 – 3.20); t = 5 мин – время пребывания воды в камере k₁ = 0,5 – 0,6 – коэффициент объемного использования камер флотатора.

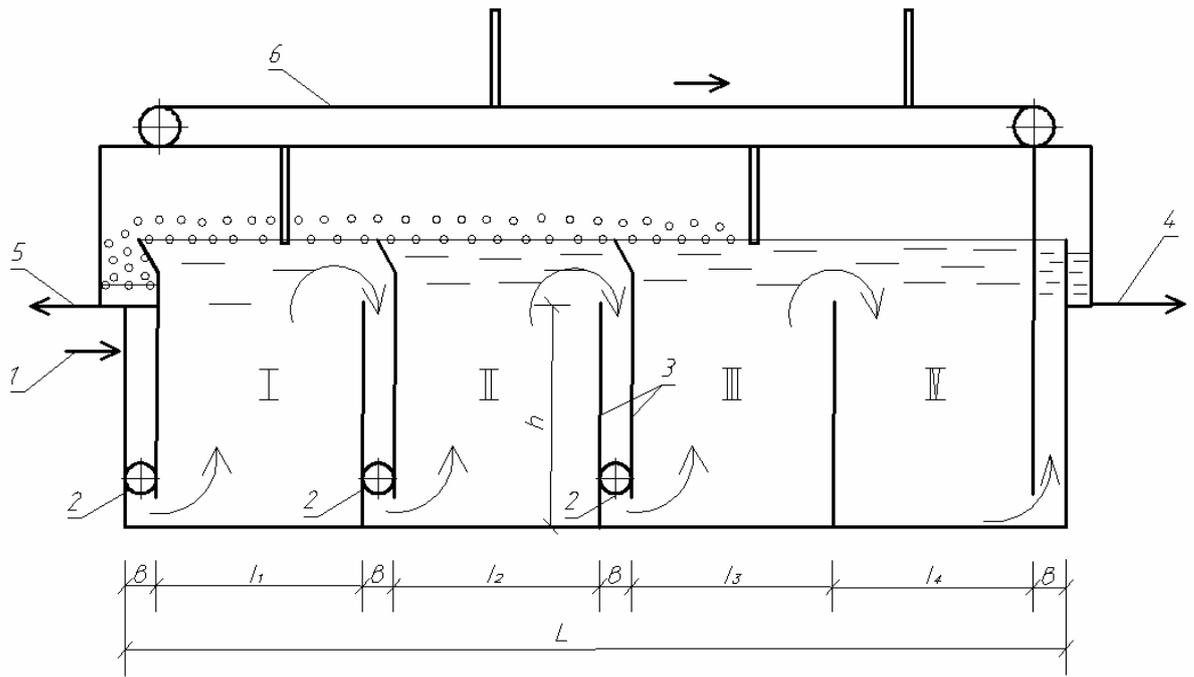


Рис. 3.2 Расчетная схема горизонтального камерного флотатора: I, II, III – камеры флотации; IV – камера отстаивания; 1 – подача сточной воды на флотатор; 2 – подача рециркуляционного расхода; 3 – направляющие перегородки; 4 – отвод очищенной воды; 5 – отвод пены; 6 – скребковый механизм.

Длина камер:

$$l = \frac{W}{B \cdot h}, \text{ м} \quad (3.22)$$

Фактическая восходящая скорость потока в каждой камере:

$$\sigma_{\text{восх}} = \frac{Q}{3.6 \cdot B \cdot l \cdot k_1} \text{ мм/с} \leq 4 - 6 \text{ мм/с} \quad (3.23)$$

где Q – расчетный расход каждой камеры, $\text{м}^3/\text{ч}$, вычисленный по формулам (3.17 – 3.20); l – длина каждой камеры, вычисленная по формуле (3.22).

Размеры флотатора:

– общий объем камер $W = \sum_1^4 W, \text{ м}^3, \quad (3.24)$

– общая длина $L = \sum_1^4 l + 4 \cdot b_{\text{ц}} + b_{\text{нк}} + b_{\text{свк}}, \text{ м}, \quad (3.25)$

где $b_{щ} = 0,1м$ – ширина щелей между направляющими перегородками; $b_{нк} = 0,5м$ – ширина пеносборного канала; $b_{сбк} = 0,2м$ – ширина сборного канала очищенных стоков;

– общая высота с учетом повышения уровня эмульсии на $0,1 \cdot h$:

$$H = h + 0,1 \cdot h + h_{пены} + h_{борта}, \text{ м}, \quad (3.26)$$

где $h_{пены} = 0,1м$ – высота слоя пены; $h_{борта} = 0,25м$ – высота борта.

Скорость движения сточной воды в щелях между камерами:

– в 1-й щели:
$$\sigma = \frac{Q_1}{3,6 \cdot B \cdot b_{щ}}, \text{ мм/сек}, \quad (3.27)$$

– в 4-й щели:
$$\sigma = \frac{Q_4}{3,6 \cdot B \cdot b_{щ}} \quad (3.28)$$

Пример расчета. Рассчитать горизонтальный камерный флотатор установки напорной флотации с 50% рециркуляцией, производительностью $Q = 40м^3 / ч$.

Принимаем:

- продолжительность обработки сточных вод во флотаторе 20мин;
- время пребывания стоков в каждой камере $t = 5$ мин.;
- глубина воды в камере флотатора $h = 1,5м$;
- количество флотаторов $n = 2$;
- ширину флотатора $B = 2м$;
- коэффициент объемного использования камер $k_1 = 0,5$.

Расчетный расход сточных вод на 1 флотатор с учетом рециркуляционного расхода:

$$Q_{\phi} = \frac{40 + 0,5 \cdot 40}{2} = 30м^3 / ч$$

Количество рециркуляционного расхода, вводимого в каждую камеру:

$$Q_{\text{реци}}^1 = \frac{0,5 \cdot 40}{2 \cdot 3} = 3,33м^3 / ч$$

Расчетный расход на каждую камеру:

$$Q_1 = \frac{40}{2} + 3,33 = 23,33м^3 / ч ;$$

$$Q_2 = \frac{40}{2} + 2 \cdot 3,33 = 26,66 \text{ м}^3 / \text{ч};$$

$$Q_3 = \frac{40}{2} + 3 \cdot 3,33 = 30 \text{ м}^3 / \text{ч};$$

$$Q_4 = 30 \text{ м}^3 / \text{ч}.$$

Объем камер и длина:

$$W_1 = \frac{23,33 \cdot 5}{60 \cdot 0,5} = 3,89 \text{ м}^3 \quad l_1 = \frac{3,89}{2 \cdot 1,5} = 1,3 \text{ м}$$

$$W_2 = \frac{26,66 \cdot 5}{60 \cdot 0,5} = 4,44 \text{ м}^3 \quad l_2 = \frac{4,44}{2 \cdot 1,5} = 1,5 \text{ м}$$

$$W_{3,4} = \frac{30 \cdot 5}{60 \cdot 0,5} = 5,0 \text{ м}^3 \quad l_{3,4} = \frac{5,0}{2 \cdot 1,5} = 1,7 \text{ м}$$

Фактическая восходящая скорость потока в каждой камере:

$$1\text{-ой} \quad \sigma_{\text{восх}} = \frac{23,33}{3,6 \cdot 2 \cdot 1,3 \cdot 0,5_1} \approx 5 \text{ мм} / \text{с}$$

$$3\text{-й и } 4\text{-й} \quad \sigma_{\text{восх}} = \frac{30}{3,6 \cdot 2 \cdot 1,7 \cdot 0,5_1} = 4,9 \text{ мм} / \text{с}$$

Общий объем камер:

$$W = 3,89 + 4,44 + 2 \cdot 5 = 18,33 \text{ м}$$

$$\text{— общая длина} \quad L = 1,3 + 1,5 + 2 \cdot 1,7 + 4 \cdot 0,1 + 0,5 + 0,2 = 7,3 \text{ м}$$

$$\text{— общая высота} \quad H = 1,5 + 0,1 \cdot 1,5 + 0,1 + 0,25 = 2 \text{ м}$$

Скорость движения сточной воды в щелях между камерами:

$$\text{— в } 1\text{-й щели:} \quad \sigma = \frac{23,33}{3,6 \cdot 2 \cdot 0,1} = 32,4 \text{ мм} / \text{с}$$

$$\text{— в } 4\text{-й щели:} \quad \sigma = \frac{30}{3,6 \cdot 2 \cdot 0,1} = 41,7 \text{ мм} / \text{с}$$

Электрофлотатор. Сущность процесса электрофлотации заключается в электролитическом получении газовых пузырьков на поверхности электродов: обычно водорода (на катоде) и кислорода (на аноде). При помощи этих пузырьков загрязнения флотируются в поверхностный слой электрофлотатора. Электродная система электрофлотатора обычно состоит из двух горизонтально расположенных друг над другом пластин: верхняя (сетка) – из нержавеющей

стали или другого коррозионно-стойкого материала, нижняя – из анодно-нерастворимого материала (графит, титан и т.д.). Для увеличения интенсивности газовыделения электроды могут располагаться и вертикально.

При расчете электрофлотатора задаются напряжением на электродах, высотой столба обрабатываемой жидкости (обычно h находится в пределах от 0,8 до 1,2 м). Величина напряжения зависит от солесодержания обрабатываемой жидкости и расстояния между электродами (конструктивно принимается 8 – 10 мм). Расчетная схема электрофлотатора представлена на рис. 3.3.

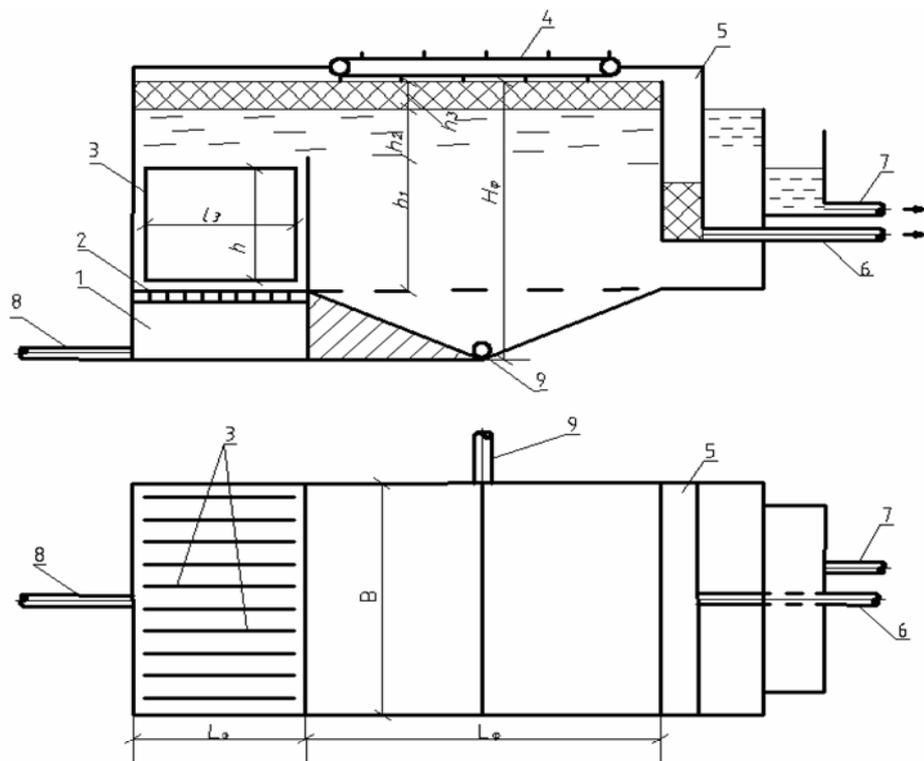


Рис. 3.3 – Расчетная схема электрофлотатора: 1 – впускная камера; 2 – решетка успокоитель; 3 – электроды; 4 – скребковый механизм; 5 – пеносборник; 6 – трубопровод для отвода пенного шлама; 7 – трубопровод для отвода сточной воды; 8 – трубопровод для подачи воды на очистку; 9 – трубопровод для выпуска осадка и опорожнения.

Число пластин электродов:

$$n_s = \frac{(A - 2a + c)}{\delta + c}, \quad (3.29)$$

где A – ширина камеры принимается в зависимости от расхода сточной воды Q , поступающей на очистку. При $Q \leq 90 \text{ м}^3/\text{ч}$ $A = 2\text{ м}$; при $Q = 90 - 180 \text{ м}^3/\text{ч}$ $A = 2,5 - 3\text{ м}$; a – величина зазора между крайними пластинами и стенками камеры, равна 100 мм; c – величина зазора между пластинами (15–20 мм); δ – толщина пластин (6 – 10 мм).

Необходимая площадь пластин электродов:

$$f_{\text{э}} = \frac{f_{\text{ав}}}{n_{\text{э}} - 1}, \text{ м}^2, \quad (3.30)$$

где $f_{\text{ав}}$ – площадь поверхности электродов, м^2 :

$$f_{\text{ав}} = \frac{E \cdot Q_1}{i}, \text{ м}^2, \quad (3.31)$$

где E – удельное количество электричества, $\text{А} \cdot \text{ч} / \text{м}^3$; Q_1 – расход сточных вод на каждую камеру, $\text{м}^3/\text{ч}$; i – плотность тока на электродах, $\text{А}/\text{м}^2$.

Значение параметров E и i зависит от состава сточных вод и принимается по таблице 1 приложения 3.

Назначив высоту пластин h_a обычно 1 – 1,5 м, определяется их длина:

$$l_{\text{э}} = \frac{f_{\text{э}}}{h_a}, \text{ м} \quad (3.32)$$

Длина электродной камеры:

$$l_{\text{эк}} = l_{\text{э}} + 2a, \text{ м} \quad (3.33)$$

Объем электродной камеры:

$$V_{\text{эк}} = A \cdot H_{\text{эк}} \cdot l_{\text{эк}}, \text{ м}^3, \quad (3.34)$$

где $H_{\text{эк}}$ – рабочая высота электродной камеры:

$$H_{\text{эк}} = h_1 + h_2 + h_3, \text{ м}, \quad (3.35)$$

где $h_1 = 1 - 1,5\text{ м}$ – высота осветленного слоя; $h_2 = 0,3 - 0,5\text{ м}$ высота защитного слоя; $h_3 = 0,4 - 0,5\text{ м}$ – слой шлама.

Объем флотационной камеры:

$$V_{\text{ф}} = Q_1 \cdot t_{\text{ф}}, \text{ м}^3, \quad (3.36)$$

где $t_{\text{ф}}$ – продолжительность флотации, принимается 0,3 – 0,75 ч.

Длина флотационной камеры:

$$l_{\phi} = \frac{V_{\phi}}{A \cdot H_{\text{эк}}}, \text{ м} \quad (3.36)$$

Общий объем электрофлотационной установки:

$$V_y = 2 \cdot (V_{\text{эк}} + V_{\phi}), \text{ м}^3, \quad (3.37)$$

Пример расчета. Рассчитать электрофлотатор на расход сточных вод – 100 м³/ч.

Принимаем:

- две рабочие камеры;
- ширина камеры $A = 2,2$ м;
- высота осветленного слоя $h_1 = 1,0$ м;
- высота защитного слоя $h_2 = 0,3$ м;
- слой шлама $h_3 = 0,4$ м;
- продолжительность флотации $t_{\phi} = 0,3$ ч;
- зазор между пластинами $c = 20$ мм;
- толщина пластин $\delta = 10$ мм;
- высота пластин $h_a = 1$ м;
- удельное количество электричества $E = 100$ А/м²;
- плотность тока на электродах $I = 50$ А/м².

Определяем число пластин электродов:

$$n_{\text{э}} = \frac{(2000 - 2 \cdot 100 + 20)}{10 + 20} = 61$$

Площадь поверхности электродов:

$$f_{\text{ав}} = \frac{100 \cdot 50}{50} = 100 \text{ м}^2$$

Площадь пластин электродов:

$$f_{\text{э}} = \frac{100}{61 - 1} \approx 1,7 \text{ м}^2$$

Длина электродов:

$$l_{\text{э}} = \frac{1,7}{1,0} = 1,7 \text{ м}$$

Длина электродной камеры:

$$l_{\text{эк}} = 1,7 + 2 \cdot 0,1 = 1,9 \text{ м}$$

Рабочая высота электродной камеры:

$$H_{\text{эк}} = 1,0 + 0,3 + 0,4 = 1,7 \text{ м}$$

Объем электродной камеры:

$$V_{\text{эк}} = 2 \cdot 1,7 \cdot 1,9 = 6,46 \text{ м}^3$$

Объем флотационной камеры:

$$V_{\text{ф}} = 50 \cdot 0,3 = 15 \text{ м}^3$$

Объем электрофлотационной установки

$$V_y = 2 \cdot (6,46 + 15) = 43 \text{ м}^3$$

3.2 Расчет экстракционной пульсационной колонны

Экстракционная пульсационная колонна. Пульсационная колонна является аппаратом, в котором происходит непрерывное контактирование очищаемой воды и экстрагента, вследствие того, что обе фазы непрерывно перемещаются и дробятся за счет сообщения жидкости возвратно поступательного движения вдоль оси аппарата.

Режим экстракции в пульсационной колонне характеризуется:

- амплитудой пульсации (a), мм;
- частотой пульсации f в минуту;
- интенсивностью пульсации $F = f \cdot a$ (мм / мин);
- пульсационным объемом $\text{ПО} = F \cdot S$;
- площадью поперечного сечения пульсационной колонны S , мм².

В зависимости от интенсивности пульсации различают три режима работы пульсационной колонны:

1. Область слабого перемешивания $F = 0 - 230$ (мм / мин). Режим устойчив, но мало эффективен.
2. Наиболее интенсивная экстракция (при диаметре капель 0,5-1,5 мм) $F = 1500 - 2000$ (мм / мин).

3. Режим захлебывания колонны, при котором расслоение фаз в отстойных частях колонны не происходит $F \geq 2000$ (мм/мин).

Существенный недостаток пульсационных колонн – возможность возникновения вибрации при пульсации. В связи с этим диаметр экстракционной части колонны должен быть не более 600 мм.

Расчетная схема экстракционной колонны представлена на рис. 3.4.

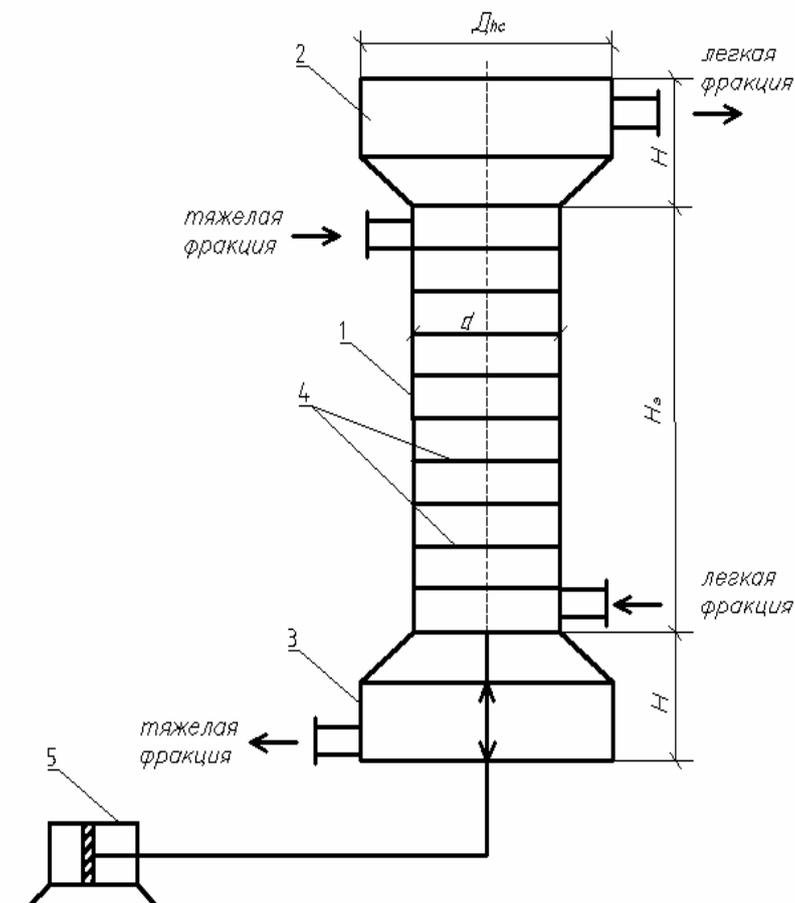


Рис. 3.4 Расчетная схема экстракционной колонны: 1 – экстракционная часть колонны; 2, 3 – отстойники; 4 – движущиеся перфорированные тарелки; 5 – поршневой насос.

Удельный расход экстрагента:

$$v = \frac{Q_3}{Q_6 \cdot n}, \text{ м}^3 / \text{м}^3, \quad (3.38)$$

где n – количество экстракций,

или

$$v = \frac{C_0 - C}{K \cdot C_0}, \text{ м}^3 / \text{м}^3, \quad (3.39)$$

Концентрация загрязнений в очищенной воде:

$$C = \frac{C_0 \cdot (k\epsilon - 1)}{k \cdot \epsilon^{n+1} - 1}, \text{ мг/л}, \quad (3.40)$$

Высота экстракционной части колонны:

$$H_э = \frac{W_э}{S_э}, \text{ м}, \quad (3.41)$$

где $W_э$ – объем экстракционной части колонны, м^3 ; $S_э$ – площадь экстракционной части колонны, м^2 .

$$W_э = \frac{Q_{см} \cdot \tau_э}{60}, \text{ м}^3, \quad (3.42)$$

где $Q_{см}$ – количество воды $Q_в$ и экстрагента $Q_э$, поступающих в колонну, $\text{м}^3/\text{ч}$; $\tau_э$ – время экстракции, принимается 8 – 10 мин.

$$S_э = \frac{\pi \cdot d^2}{4}, \text{ м}^2, \quad (3.43)$$

где d – диаметр экстракционной части колонны принимается не более 600 мм.

Объем отстойника для отделения экстрагента от воды:

$$W_{оз} = \frac{Q_э \cdot \tau_{оз}}{60}, \text{ м}^3, \quad (3.44)$$

где $\tau_{оз}$ – продолжительность отделения экстрагента от воды, принимается 8–12 минут.

Объем цилиндрической части отстойника:

$$W_{оц} = W_{оз} - W_{ок}, \text{ м}^3, \quad (3.45)$$

где $W_{ок}$ – объем конической части отстойника.

$$W_{ок} = \frac{1}{3} \cdot h^{11} \cdot \pi \cdot \left(\frac{D^2}{4} + \frac{D}{2} \cdot \frac{d}{2} + \frac{d^2}{4} \right), \text{ м}^3, \quad (3.46)$$

где D – диаметр отстойной части колонны принимается равным $(1,4 - 1,6) \cdot d$.

Высота отстойника $h_{оз}$ для отделения насыщенного экстрагента от воды определяется как сумма высот цилиндрической части отстойника h^1 и усеченного конуса h^{11} . Угол скоса принимается равным 45^0 .

$$h^1 = \frac{W_{оц}}{S_0}, \text{ м}, \quad (3.47)$$

$$h^{11} = \frac{D-d}{2}, \text{ м}, \quad (3.48)$$

$$h_{os} = h^1 + h^{11}, \text{ м}, \quad (3.49)$$

Аналогично определяются размеры для отделения очищенной воды от экстрагента.

Общая высота экстракционной колонны:

$$H = H_s + h_{os} + h_{oe}, \text{ м}, \quad (3.50)$$

Пример расчета. Рассчитать пульсационную колонну для очистки сточных вод в количестве $Q_e = 2 \text{ м}^3/\text{ч}$, содержащих фенол. Начальная концентрация фенола – $C_0 = 10 \text{ г/л}$; конечная концентрация фенола в очищенной воде $C = 0,1 \text{ г/л}$.

Принимаем:

- продолжительность экстракции $\tau_s = 10 \text{ мин}$;
- продолжительность отделения экстрагента от воды $\tau_{os} = 12 \text{ мин}$;
- количество экстракций $n = 2$;
- в качестве экстрагента принимаем бутилацетат, согласно таблицы 1 приложения 4, $K = 10$;
- диаметр колонны, $d_{эк} = 0,6 \text{ м}$;

Удельный расход экстрагента:

$$e = \frac{10 - 0,1}{10 \cdot 10} = 0,099 \text{ м}^3 / \text{м}^3$$

Количество экстрагента:

$$Q_s = 2 \cdot 0,099 \cdot 2 = 0,396 \text{ м}^3 / \text{ч}$$

Расход смеси сточной воды и экстрагента:

$$Q_{см} = 2 + 0,396 = 2,396 \text{ м}^3 / \text{ч}$$

Объем экстракционной части колонны:

$$W_s = \frac{2,396 \cdot 10}{60} = 0,399 \text{ м}^3$$

Высота экстракционной части колонны:

$$H_s = \frac{4 \cdot 0,399}{3,14 \cdot 0,6^2} = 1,41 \text{ м}$$

Диаметр отстойной части колонны D принимается равным $1,4 \cdot d = 1,4 \cdot 0,6 = 0,84$ м.

Объем отстойника для отделения экстрагента от воды:

$$W_{ос} = \frac{0,396 \cdot 12}{60} = 0,08 м^3$$

Определение размеров отстойника для отделения экстрагента от воды.

Высота отстойника $h_{ос}$ для отделения насыщенного экстрагента от воды определяется как сумма высот цилиндрической части отстойника h^1 и усеченного конуса h^{11} . Угол скоса принимается равным 45^0 .

$$h^1 = \frac{0,02 \cdot 4}{3,14 \cdot 0,9^2} = 0,036 м$$

$$h^{11} = \frac{0,9 - 0,6}{2} = 0,15 м$$

$$h_{ос} = 0,036 + 0,15 = 0,186 м$$

Объем конической части отстойника:

$$W_{ок} = \frac{1}{3} \cdot 0,15 \cdot 3,14 \cdot \left(\frac{0,9^2}{4} + \frac{0,9}{2} \cdot \frac{0,6}{2} + \frac{0,6^2}{4} \right) = 0,06 м^3$$

Объем цилиндрической части отстойника:

$$W_{оц} = 0,08 - 0,06 = 0,02 м^3$$

Аналогично определяются размеры для отделения очищенной воды от экстрагента. После чего определяется общая высота экстракционной колонны по формуле (3.50).

3.3 Расчет электролизера

Электролиз. Сущность электрохимической очистки сточных вод заключается в пропускании постоянного электрического тока между параллельно расположенными электродами, погруженными в ванну с обрабатываемой жидкостью. Прохождение электрического тока через слой жидкости вызывает протекание в объеме обрабатываемой сточной воды

сложных физико-химических процессов: электролиза воды, электрофореза, окислительно-восстановительных реакций и др.

Характер и интенсивность электрохимических процессов зависит от физико-химического состава обрабатываемой жидкости, величины электрического тока и напряжения, материала электродов, времени обработки, рН обрабатываемой среды и др.

В процесс прямого электролиза сточной воды загрязнения окисляются и восстанавливаются как на поверхности электродов, так и в объеме очищаемой жидкости. При этом одни загрязнения разрушаются полностью – до углекислого газа и воды, другие окисляются для более простых – нетоксичных соединений.

В большинстве случаев промышленные сточные воды обладают низкой электропроводностью, поэтому для повышения эффективности процесса электрохимической очистки сточных вод, обработку их постоянным электрическим током ведут в присутствии хлористого натрия.

При проектировании электролизных установок следует руководствоваться следующими соображениями:

1) Электродная система выполняется из параллельно расположенных чередующихся анодных (электрохимически нерастворимых) и катодных пластин. Соединение осуществляется только по монополярной схеме. Смена полярности электродов приводит к разрушению анодов.

2) Расстояние между разноименными электродами следует принимать равным от 1 до 4 см, в зависимости от размеров электролизера и состава жидкости.

3) Лишь часть «активного» хлора, образовавшегося в результате электролиза раствора хлористого натрия, расходуется на окисление загрязняющих веществ. В результате, концентрация его в обрабатываемой воде, после электрохимической очистки, значительно превышает предельно-допустимую. Поэтому необходимо предусматривать процесс дехлорирования очищаемой воды после электрохимической обработки ее с использованием

поваренной соли. Дехлорирование может осуществляться несколькими способами:

- путем мутационного фильтрования через слой дробленого антроцита;
- путем восстановления молекулярного хлора до хлоридов.

4) Так как в процессе электролиза воды на поверхности электродов образуются водород и кислород, составляющие друг с другом взрывоопасную смесь, при проектировании электролизных установок очистки сточных вод необходимо предусматривать локальную приточно-вытяжную вентиляцию. По этой же причине нежелательно устраивать сооружения электрохимической очистки в подвальных помещениях.

5) При использовании процесса электролиза для очистки промышленных сточных вод необходимо в каждом конкретном случае тщательно изучать химический состав продуктов, образующихся в сточной воде при обработке ее постоянным электрическим током, на предмет отсутствия среди них токсичных веществ.

Расчетная схема электролизера представлена на рис. 3.5.

Рабочий объем одного электролизера:

$$V = \frac{Q_p \cdot t}{n' \cdot 60}, \text{ м}^3, \quad (3.51)$$

где Q_p – расчетный расход жидкости, $\text{м}^3/\text{ч}$; t – время обработки сточной воды в электролизере, мин; n' – количество рабочих электролизеров, шт.

Конструктивно принимаем следующие рабочие размеры каждого из электролизеров: $b = 0,8$ м; $l = 1,8$ м; $h = 0,9$ м. Высота строительных бортов ($h_{\text{общ}}$) принимается не менее 0,3 м.

Общая высота электролизера будет равна:

$$H = h + h_{\text{общ}}, \text{ м}, \quad (3.52)$$

Количество секций в электролизере устанавливаем равным 3. Следовательно, размеры одной секции: $b_1 = 0,8$ м; $l_1 = 0,6$ м; $h = 0,9$ м.

Величина силы тока определяется по формуле:

$$I = V \cdot i_v, \text{ А}, \quad (3.53)$$

где V – объем одного электролизера, м^3 ; i_v – объемная плотность тока. В расчетах обычно принимается от 2 – до 5 А/дм^2 .

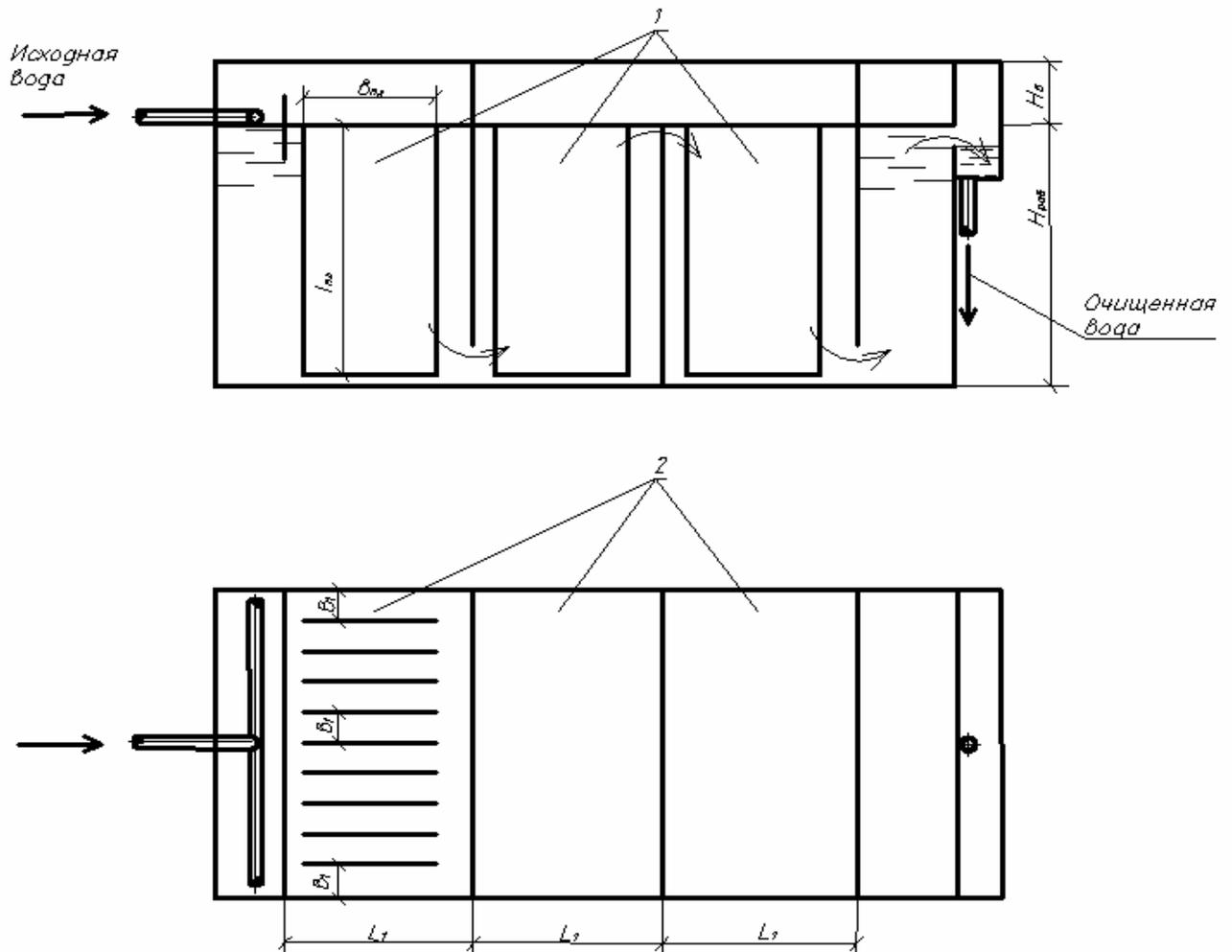


Рис. 3.5 – Расчетная схема электролизера: 1 – электроды; 2 – рабочие камеры.

Удельные затраты электроэнергии:

$$W_{\text{уд}} = \frac{I \cdot U \cdot t}{1000 \cdot 60 \cdot V'}, \text{ кВт}\cdot\text{ч/м}^3, \quad (3.54)$$

где V' – общий объем рабочих электролизеров, м^3 .

Общие затраты электроэнергии:

$$W_{\text{общ}} = W_{\text{уд}} \cdot Q_p, \text{ кВт}\cdot\text{ч} \quad (3.55)$$

В зависимости от необходимой мощности и напряжения необходимо подобрать марку и количество рабочих и резервных выпрямителей тока.

Произведем расчет электродного узла.

Общая площадь анодных пластин в одной секции электролизера:

$$S = \frac{I}{i_a \cdot n_c}, \text{ дм}^2 \quad (3.56)$$

где i_a – анодная плотность тока, А/дм²; n_c – общее количество секций в рабочих электролизерах, шт.

Количество анодов при продольном расположении электродов в секции электролизера, расстоянии от стенки электролизера до электрода (b_1) равном 4 см и расстоянии между электродами (b_2) равном 3 см, определяется по формуле:

$$n = \frac{b - 2 \cdot b_1}{2 \cdot b_2}, \text{ шт.} \quad (3.57)$$

Площадь одной анодной пластины:

$$S_a = \frac{S}{n \cdot 2}, \text{ дм}^2 \quad (3.58)$$

Пример расчета электролизера. Рассчитать электролизер для очистки сточных вод, расход которых составляет 10 м³/ч. Принимаем:

- количество аппаратов – 2 рабочих, 1 резервный;
- рабочая концентрация хлористого натрия – 5 г/л;
- напряжение на электродах – 10 В;
- продолжительность обработки сточной воды постоянным электрическим током – 15 мин.

Рабочий объем одного электролизера:

$$V = \frac{10 \cdot 15}{2 \cdot 60} = 1,25 \text{ м}^3$$

Конструктивно принимаем следующие рабочие размеры каждого из электролизеров: $b = 0,8$ м; $l = 1,8$ м; $h = 0,9$ м. Высота строительных бортов ($h_{\text{общ}}$) принимается не менее 0,3 м.

Общая высота электролизера будет равна:

$$H = 0,9 + 0,3 = 1,2 \text{ м}$$

Количество секций в электролизере устанавливаем равным 3. Следовательно, размеры одной секции: $b_1 = 0,8$ м; $l_1 = 0,6$ м; $h = 0,9$ м.

Величина силы тока определяется по формуле:

$$I = 1,25 \cdot 2 \cdot 2 \cdot 1000 = 5000 A$$

Удельные затраты электроэнергии:

$$W_{уд} = \frac{5000 \cdot 10 \cdot 15}{1000 \cdot 60 \cdot 2,5} = 5 \text{ кВт}\cdot\text{ч}/\text{м}^3$$

Общие затраты электроэнергии:

$$W_{общ} = 5 \cdot 10 = 50 \text{ кВт}\cdot\text{ч}$$

В зависимости от необходимой мощности и напряжения по данным таблицы 2 приложения 3 подбираем 3 выпрямителя ТВ1-3150/12 0 1УХЛ4 2 рабочих и 1 резервный выпрямитель тока.

Произведем расчет электродного узла. Общая площадь анодных пластин в одной секции электролизера:

$$S = \frac{2 \cdot 3150}{2 \cdot 6} = 525 \text{ дм}^2$$

Количество анодов при продольном расположении электродов в секции электролизера, расстоянии от стенки электролизера до электрода (b_1) равном 4 см и расстоянии между электродами (b_2) равном 3 см:

$$n = \frac{0,8 - 2 \cdot 0,04}{2 \cdot 0,03} = 12 \text{ шт.}$$

Площадь одной анодной пластины:

$$S_a = \frac{525}{12 \cdot 2} = 22 \text{ дм}^2$$

Конструктивно принимаем размеры одной анодной пластины устанавливаем $l_{пл} \times b_{пл} = 0,9 \times 0,2$.

Заключение

В методических указаниях приведены теоретические основы, принципы работы и расчетные схемы некоторых сооружений, применяемых для очистки промышленных сточных вод.

Предлагаемые методические указания не претендуют на изложение всего цикла дисциплины «Водоотводящие системы промышленных предприятий», но при недостаточности справочно-нормативной, учебной и методической

литературы могут оказать помощь как студентам при выполнении курсовых и дипломных проектов, так и инженерам, занимающимся проблемами очистки промышленных сточных вод.

Библиографический список

- 1) СНиП 2.04.03. – 85 КАНАЛИЗАЦИЯ. Наружные сети и сооружения. М.: ОАО «ЦПП», 2007. 87с.
- 2) Канализация населенных мест и промышленных предприятий: справ. проектировщика / под общ. ред. В.Н. Самохина. М.: Стройиздат, 1981. 638с.
- 3) Технология очистки промышленных сточных вод/ В.В.Найденко, Л.Н.Губанов, В.И.Чернышева. Горький: Издательство Горьковского инженерно-строительного института им. В.П.Чкалова, 1980. 38с.

ПРИЛОЖЕНИЕ 1

Таблица 1

Характеристика типовых нефтеловушек

Расход, л/с	Количество секций	Размеры секций, м				Гидравлический объем, м ³	№№ типовых проектов
		длина рабочая	длина общая	ширина	высота воды		
5	1	10,2	12	1,7	1,2	20,8	902-2- 157
10	2	10,2	12	1,7	1,2	41,6	902-2- 158
20	2	16,2	18	2,85	1,25	2×57,7	902-2- 159
30	2	22,2	24	2,85	1,5	2×95	902-2- 160
45	2	28,2	30	2,85	1,5	2×121	902-2- 161
110	2	33,3	36	6	2	2×392	902-2-3
165	3	33,3	36	6	2	3×392	902-2-17
220	4	33,3	36	6	2	4×392	902-2-18

ПРИЛОЖЕНИЕ 2

Таблица 1

Основные параметры радиальных флотаторов

Расход сточных вод на один флотатор Q, м ³ /ч	Диаметр флотатора D, м	Высота отстойной камеры H, м	Флотационная камера		Диаметры трубопроводов, мм			Ширина кольцевого отводящего лотка, мм	№№ типовых проектов
			высота h _к , м	D _к , м	подводящего d ₁	для отвода пены d ₂	для отвода осадков и опорожнения d ₃		
300	9	3	1,5	4,5	250	200	200	300	902-2-290
600	12	3	1,5	6	300	200	200	400	302-2-291
900	15	3	1,5	7,5	400	200	200	500	902-2-219

Таблица 2

Основные параметры флотаторов-отстойников (типовой проект Т-2316)

Расход сточных вод на один флотатор-отстойник	Флотационная камера		Общие габариты	
	диаметр D _к , м	высота H _к , м	диаметр D _ф , м	высота H _ф , м
150	3	1,5	6	3
300	4,5	1,5	9	3
600	6	1,5	12	3
900	7,5	1,5	15	3

ПРИЛОЖЕНИЕ 3

Таблица 1

Параметры электрохимической обработки промышленных сточных вод

Наименование предприятий	$E, A \cdot ч / м^3$	$i, A / м^2$
Кожевенные заводы при дублении:		
хромовом	300-500	50-100
смешанном	300-600	50-100
Меховых фабрик	100-300	50-100
Мясокомбинатов	100-270	100-200
Фабрик искусственных кож	15-20	40-80

Таблица 2

Характеристики некоторых видов выпрямительных агрегатов

№ п/п	Наименование	Условное обозначение по ГОСТ 26284	Номинальный выходной ток, А	Номинальное выходное напряжение, В	Габаритные размеры (Н×L×В)	Масса, кг
1	2	3	4	5	6	7
	Агрегат выпрямительный	В-ТПЕ-25-12 0 1 УХЛ4	25	12	1280×600×400	135
2	Агрегат выпрямительный	В-ТПЕ-50-12 0 1 УХЛ4	50	12	1280×600×400	135
3	Агрегат выпрямительный	В-ТПЕ-100-12 0 1 УХЛ4	100	12	1280×600×400	135
4	Агрегат выпрямительный	В-ТПЕ-100-24 0 1 УХЛ4	100	24	1280×600×400	165
5	Агрегат выпрямительный	В-ТПЕ-100-48 0 1 УХЛ4	100	48	1560×1000×400	285
6	Агрегат выпрямительный	В-ТПЕ-100-115 0 1 УХЛ4	100	115	1560×1000×400	355
7	Агрегат выпрямительный	В-ТПЕ-200-12 0 1 УХЛ4	200	12	1280×600×400	165
8	Агрегат выпрямительный	В-ТПЕ-200-24 0 1 УХЛ4	200	24	1560×1000×400	290
9	Агрегат выпрямительный	В-ТПЕ-200-48 0 1 УХЛ4	200	48	1560×1000×400	359

1	2	3	4	5	6	7
10	Агрегат выпрямительный	В-ТПЕ-300-115 0 1 УХЛ4	300	115	1560×1000×400	435
11	Агрегат выпрямительный	В-ТПЕ-400-12 0 1 УХЛ4	400	12	1560×1000×400	315
12	Агрегат выпрямительный	В-ТПЕ-400-24 0 1 УХЛ4	400	24	1560×1000×400	350
13	Агрегат выпрямительный	В-ТПЕ-400-48 0 1 УХЛ4	400	48	1560×1000×400	440
14	Агрегат выпрямительный	В-ТПЕ-630-12 0 1 УХЛ4	630	12	1560×1000×400	360
15	Агрегат выпрямительный	В-ТПЕ-630-24 0 1 УХЛ4	630	24	1560×1000×400	410
16	Агрегат выпрямительный	В-ТПЕ-630-48 0 1 УХЛ4	630	48	1560×1000×400	630
17	Агрегат выпрямительный	В-ТПЕ-800-12 0 1 УХЛ4	800	12	1560×1000×400	320
18	Агрегат выпрямительный	В-ТПЕ-800-24 0 1 УХЛ4	800	24	1560×1000×400	465
19	Агрегат выпрямительный	В-ТПЕ-800-48 0 1 УХЛ4	800	48	1560×1000×400	480
20	Агрегат выпрямительный	В-ТПП-1600-12 0 1 УХЛ4	1600	12	1560×1000×400	500
21	Агрегат выпрямительный	В-ТПП-1600-24 0 1 УХЛ4	1600	24	1560×1000×400	500
22	Агрегат выпрямительный	В-ТПВ-1600-12 0 1 УХЛ4	1600	12	1560×1000×400	500
23	Агрегат выпрямительный	В-ТПВ-1600-24 0 1 УХЛ4	1600	24	1560×1000×400	655
24	Агрегат выпрямительный	В-ТПВ-1600-48 0 1 УХЛ4	1600	48	1600×1200×800	975
25	Агрегат выпрямительный	В-ТПВ-3150-12 0 1 УХЛ4	3150	12	1560×1000×400	665
26	Агрегат выпрямительный	В-ТПВ-3150-24 0 1 УХЛ4	3150	24	1600×1200×800	1210

1	2	3	4	5	6	7
27	Агрегат выпрямительный	В-ТПВ- 3150-48 0 1 УХЛ4	3150	48	1800×1500×106 00	1730
28	Агрегат выпрямительный	В-ТПВ- 6300-12 0 1 УХЛ4	6300	12	1600×1200×800	1210
29	Агрегат выпрямительный	В-ТПВ- 6300-24 0 1 УХЛ4	6300	24	1800×1500×106 00	1860
30	Агрегат выпрямительный	В-ТПВ- 12500-12 0 1 УХЛ4	12500	12	1800×1500×106 00	1860

ПРИЛОЖЕНИЕ 4

Таблица 1

Значения коэффициента распределения К

Экстрагируемое вещество	Экстрагент	К
Уксусная кислота	Четыреххлористый углерод	0,06
	Бензол	0,055
Фенол	Четыреххлористый углерод	0,4
	Бензол	2,4
	Трикрезилфосфат	25 – 50
	Бутилацетат	8 – 12
Анилин	Бензол	10

План выпуска учеб.-метод. документ. 2014 г., поз. 51

Публикуется в авторской редакции

Подписано в свет 23.10.2014.

Гарнитура «Таймс». Уч.-изд. л. 1,6. Объем данных 585 Кбайт.

Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение
высшего профессионального образования
«Волгоградский государственный архитектурно-строительный университет»
400074, Волгоград, ул. Академическая, 1
<http://www.vgasu.ru>, info@vgasu.ru