

# **ТЕОРЕТИЧЕСКИЕ ОСНОВЫ ЗАЩИТЫ ОКРУЖАЮЩЕЙ СРЕДЫ**

*Методические указания к практическим занятиям  
для студентов бакалавриата направления 05.03.06*

**САНКТ-ПЕТЕРБУРГ  
2019**

Министерство науки и высшего образования Российской Федерации  
Федеральное государственное бюджетное образовательное  
учреждение высшего образования  
Санкт-Петербургский горный университет

Кафедра геоэкологии

# ТЕОРЕТИЧЕСКИЕ ОСНОВЫ ЗАЩИТЫ ОКРУЖАЮЩЕЙ СРЕДЫ

*Методические указания к практическим занятиям  
для студентов бакалавриата направления 05.03.06*

САНКТ-ПЕТЕРБУРГ  
2019

УДК 504.064.4 (073)

**ТЕОРЕТИЧЕСКИЕ ОСНОВЫ ЗАЩИТЫ ОКРУЖАЮЩЕЙ СРЕДЫ:**  
Методические указания к практическим занятиям / Санкт-Петербургский горный университет. Сост.: *А.Е. Исаков, А.С. Данилов*. СПб, 2019. 52 с.

Практические занятия по дисциплине «Теоретические основы защиты окружающей среды» направлены на формирование у студентов навыков применения знаний, полученных на лекциях, а также самостоятельного решения практических задач на производстве. В методических указаниях представлен комплекс расчетных работ по подбору аппаратов очистки сточных вод различного состава.

Предназначены для студентов бакалавриата направления 05.03.06 «Экология и природопользование» по профилю «Природопользование».

Научный редактор проф. *М.А. Пашкевич*

Рецензент канд. техн. наук *Ю.Н. Лисаков* (ООО «Институт Гипроникель»)

## 1. РАСЧЕТ ОТКРЫТОГО ГИДРОЦИКЛОНА

Открытый гидроциклон, применяемый в качестве песколовки, работает при больших гидравлических нагрузках и задерживает минеральные загрязнения с гидравлической крупностью 20 мм/с и более.

Циклон состоит из цилиндрической части, вверху которой находится периферийный водослив с полупогружным кольцом и конической части с разгрузочной посадкой. Сточная вода вводится в гидроциклон через насадку. Осветленная вода благодаря полупогружному кольцу, установленному перед водосливом, обеспечивает задерживание, и затем удаление из воды легких всплывающих веществ.

Основной характеристикой для расчета открытых гидроциклонов является величина удельной гидравлической нагрузки  $q$ . Расчет гидроциклона рекомендуется вести по эмпирической формуле:

$$q = 4,32u, \text{ м}^3(\text{м}^2 \cdot \text{ч}) \quad (1.1)$$

где  $u$  – гидравлическая крупность задерживаемых частиц, мм/с.

Затем рассчитывается площадь зеркала воды в гидроциклоне

$$F = Q / q, \text{ м}^2 \quad (1.2)$$

где  $Q$  – расход сточных вод, м<sup>3</sup>/ч.

Диаметр гидроциклона:

$$D = \sqrt{\frac{4F}{\pi}}, \text{ м} \quad (1.3)$$

Диаметр гидроциклона должен укладываться в диапазон 500-2000 мм. Высота цилиндрической части принимается равной диаметру.

При концентрации взвешенных в исходной воде  $C_{\text{ст}}$  мг/л и после очистки  $C_{\text{осветл}}$ , за 1 ч в гидроциклоне будет задерживаться осадок массой

$$m_{\text{ос}} = \frac{(C_{\text{ст}} - C_{\text{осветл}}) \cdot Q}{1000 \cdot 1000}, \text{ тонн/ч} \quad (1.4)$$

$$V_{\text{осадка}} = \frac{m_{\text{ос}}}{\rho_{\text{ос}}}, \text{ м}^3 \quad (1.5)$$

Высота конической части гидроциклона определяется по формуле:

$$H = 0,5D/tg\alpha, \text{ м} \quad (1.6)$$

где  $\alpha=30^\circ$ .

Объем конической части гидроциклона с определенным ранее диаметром определяется по формуле:

$$V_{\text{кон}} = \frac{1}{3}\pi\left(\frac{D}{2}\right)^2 H, \text{ м}^3 \quad (1.7)$$

Время выгрузки осадка определяется по формуле:

$$T = \frac{\frac{2}{3}V_{\text{кон}}}{V_{\text{осадка}}}, \text{ ч} \quad (1.8)$$

### ***Пример расчета***

Рассчитайте параметры гидроциклона для очистки сточных вод расходом  $200 \text{ м}^3/\text{ч}$ . Концентрация взвешенных веществ  $2000 \text{ мг/л}$ . Эффективность очистки составляет  $90\%$ . Плотность образующегося осадка составляет  $1,4 \text{ т/м}^3$ . Гидравлическая крупность улавливаемых частиц составляет  $25 \text{ мм/с}$ .

Удельная гидравлическая нагрузка составит:

$$q = 4,32 \cdot 25 = 108 \text{ м}^3(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$$

Площадь зеркала воды в гидроциклоне:

$$F = 400/108 = 3,7 \text{ м}^2$$

Диаметр гидроциклона составит:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot 3,7}{3,14}} = 2,17 \text{ м}$$

Диаметр гидроциклона должен укладываться в диапазон  $500\text{-}2000 \text{ мм}$ . Поэтому планируем установку двух одинаковых циклонов. Для этого делаем пересчет на половинный расход:

Площадь зеркала воды в гидроциклоне:

$$F=200/108=1,85 \text{ м}^2$$

Диаметр гидроциклона составит:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot 1,85}{3,14}} = 1,54 \text{ м}$$

Округляем до 1,6 м. Высота цилиндрической части принимается равной диаметру.

Рассчитываем массу осадка:

$$m_{\text{ос}} = \frac{(2000 - 2000 \cdot 0,1) \cdot 200}{1000 \cdot 1000} = 0,36 \text{ тонн/ч}$$

Объем осадка составит:

$$V_{\text{осадка}} = \frac{0,36}{1,4} = 0,26 \text{ м}^3/\text{час}$$

С учетом влажности осадка 80% его объем составит:

$$V_{\text{вл.осадка}} = \frac{0,26}{1 - 0,8} = 1,3 \text{ м}^3/\text{час}$$

Высота конической части гидроциклона составит:

$$H = 0,5 \cdot 1,6 / \text{tg} 30^\circ = 1,39 \text{ м}$$

Округляем до 1,4 м.

Объем конической части гидроциклона с определенным ранее диаметром составит:

$$V_{\text{кон}} = \frac{1}{3} \cdot 3,14 \cdot \left(\frac{1,6}{2}\right)^2 \cdot 1,4 = 0,94 \text{ м}^3$$

Время выгрузки осадка определяется по формуле:

$$T = \frac{\frac{2}{3} \cdot 0,94}{1,3} = 0,63 \text{ ч}$$

Все основные размеры нанести на рисунок.

## 2. РАСЧЕТ МЕТАНТЕНКА

Один из методов обезвреживания осадков аэробной биологической очистки сточных вод является анаэробное сбраживание. Оно осуществляется микроорганизмами способными в ходе жизнедеятельности окислять органические вещества содержащиеся в осадке. Этот процесс происходит в метантенках (рис.2.1) и сопровождается выделением большого количества биогаза, которые могут использоваться в теплоэнергетическом хозяйстве очистной станции и близ расположенных объектов.

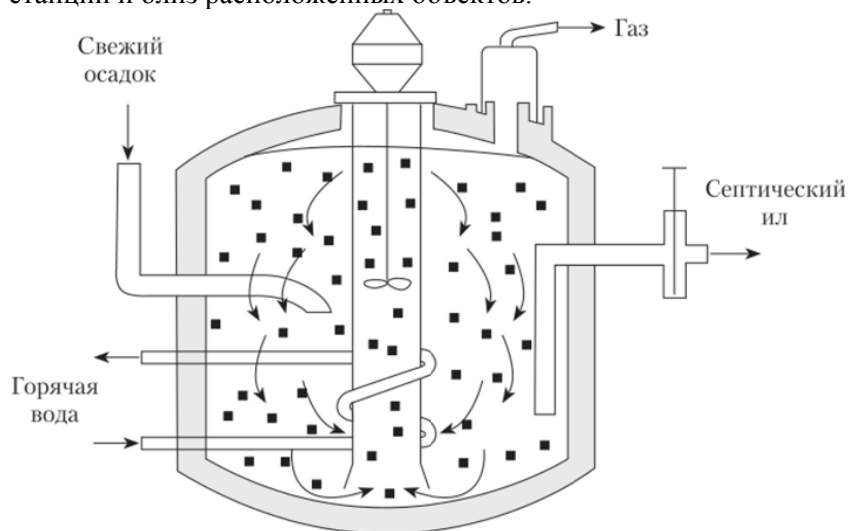


Рис. 2.1. Метантенк

Допускается подача в метантенки и других сбраживаемых органических веществ после их дробления (домового мусора, отходов с решёток, производственных отходов органического происхождения и т.п.).

Сбраживание осадков в метантенках осуществляется в двух режимах: мезофильном ( $30-35^{\circ}\text{C}$ ) и термофильном ( $52-55^{\circ}\text{C}$ ). Выбор режима сбраживания осуществляется с учётом методов последующей обработки и утилизации осадков, а также санитарных требований.

Термофильный процесс заканчивается примерно в два раза быстрее (10-8 дней) мезофильного (25-20 дней) и обеспечивает полную дегельминтизацию осадка, который оказывается полностью обезврежен в санитарном отношении. Но с другой стороны, такое сбраживание требует дополнительного расхода топлива на подогрев метантенков.

Если проектом предусматривается механическое обезвреживание сброженной смеси с последующей её термической сушкой (т.е. дополнительной тепловой обработкой), то принимается мезофильный режим, который будет полностью обеспечиваться теплом, получаемым от сжигания собственных газоброжений.

Если же сброженный осадок предусматривается подсушивать на иловых площадках и использование в качестве удобрения, то принимается термофильный режим, или после мезофильного процесса проводится дегельминтизация осадка. Окончательное решение принимается на основании технико-экономических расчётов.

Расчёт метантенков заключается в подсчёте количества образующихся на очистной станции осадков, выборе режима сбраживания, определении требуемого объёма сооружений и степени распада беззольного (органического) вещества осадков.

Количество сухого вещества  $Q_{\text{сух}}$  и активного ила  $I_{\text{сух}}$  определяется по следующим формулам, тонн/сут:

$$Q_{\text{сух}} = \frac{C \cdot \mathcal{E} \cdot k}{1000 \cdot 1000} \cdot q_{\text{ст}} \quad (2.1)$$

$$I_{\text{сух}} = \frac{0,8C \cdot (1 - \mathcal{E}) + K_{\text{пр}} \cdot L_a - b}{1000 \cdot 1000} \cdot q_{\text{ст}} \quad (2.2)$$

где  $C$  – концентрация взвешенных веществ в воде, поступающей на первичные отстойники, мг/л;  $L_a$  – БПК<sub>полн</sub> поступающей в аэротенк сточной воды, мг/л;  $\mathcal{E}$  – эффективность задержания взвешенных веществ в первичных отстойниках, доли единицы;  $q_{\text{ст}}$  – средний расход сточных вод, м<sup>3</sup>/сут;  $k$  – коэффициент, учитывающий увеличение объёма осадка за счёт крупных фракций взвешенных веществ, не улавливаемых при отборе проб для анализов (равный 1,1-1,2);  $b$  – вынос вторичного ила из вторичных



отстойников, мг/л;  $K_{пр} = 0,3-0,5$  – коэффициент прироста активного ила.

Количество беззольного вещества осадка  $O_{без}$  и активного ила  $I_{без}$ , т в сутки, вычисляются по формулам:

$$O_{без} = \frac{O_{сух} \cdot (100 - B_r) \cdot (100 - Z_{ос})}{100 \cdot 100} \quad (2.3)$$

$$I_{без} = \frac{I_{сух} \cdot (100 - B_r') \cdot (100 - Z_{ос})}{100 \cdot 100} \quad (2.4)$$

где  $B_r, B_r'$  – гигроскопическая влажность сырого осадка и активного ила, %;  $Z_{ос}, Z_{ил}$  – зольность сухого вещества осадка и ила, %.

Расход сырого осадка и избыточно активного ила, м<sup>3</sup>/сут:

$$Q_{ос} = \frac{100 \cdot O_{сух}}{(100 - p_{ос}) \cdot \gamma_{ос}} \quad (2.5)$$

$$Q_{ил} = \frac{100 \cdot I_{сух}}{(100 - p_{ил}) \cdot \gamma_{ил}} \quad (2.6)$$

где  $p_{ос}$  – влажность сырого осадка, %;  $p_{ил}$  – влажность избыточно активного ила, %;  $\gamma_{ос}, \gamma_{ил}$  – плотности осадка и активного ила, т/м<sup>3</sup>.

Общий расход осадков на станции:

- по сухому веществу

$$M_{сух} = O_{сух} + I_{сух} \quad (2.7)$$

- по беззольному веществу

$$M_{без} = O_{без} + I_{без} \quad (2.8)$$

- по объёму смеси фактической влажности

$$M_{общ} = q_{ос} + q_{ил} \quad (2.9)$$

Средние значения влажности и зольности, %

$$B_{см} = 100 \left( 1 - \frac{M_{сух}}{M_{общ}} \right) \quad (2.10)$$

$$Z_{см} = 100 \cdot \left[ 1 - \frac{M_{без}}{\frac{O_{сух} \cdot (100 - B_r)}{100} + \frac{I_{сух} \cdot (100 - B_r)}{100}} \right] \quad (2.11)$$

Зная фактическую влажность смеси, можно подсчитать требуемый объём метантека:

$$W = 100 \frac{M_{общ}}{D}, \text{ м}^3 \quad (2.12)$$

где  $D$  – суточная доза загрузки в метантек, %; определяется по таблице 2.1.

Таблица 2.1

## Суточная доза загрузки осадка в метантенках

Режим сбраживания	Суточная доля загрузки, Д, %, от объёма сооружения, при влажности загружаемого осадка, %, не более				
	93	94	95	96	97
Мезофильный	7	8	8	9	10
Термофильный	14	16	17	18	19

Выход газа  $\Gamma$ , м<sup>3</sup> на 1 кг загруженного беззольного вещества:

$$\Gamma = \frac{(r_{\text{см}} - nD)}{100} \quad (2.12)$$

где  $r_{\text{см}}$  – предел сбраживания осадка, % определяется по формуле (2.1);  $n$  – экспериментальный коэффициент, зависящий от влажности осадка и температурного режима сбраживания, принимаемый по таблице 2.2.

Таблица 2.2

Значение коэффициента  $n$ 

Режим сбраживания	Значение коэффициента $n$ при влажности загружаемого осадка, %				
	93	94	95	96	97
Мезофильный	1,05	0,89	0,72	0,56	0,40
Термофильный	0,455	0,385	0,31	0,24	0,17

Для смеси осадка и активного ила предел сбраживания (распада):

$$r_{\text{см}} = \frac{r_0 \cdot Q_{\text{без}} + r_{\text{ил}} \cdot I_{\text{без}}}{M_{\text{без}}} \quad (2.13)$$

где  $r_0$ ,  $r_{\text{ил}}$  – пределы распада соответственно осадка и ила, %.

Эти показатели могут быть рассчитаны, если известно содержание жиров (ж), белков (б) и углеводов (у) в 1 г сбраживаемого субстрата:

$$r_{\text{см}} = 100(0,92ж + 0,34б + 0,62у) \quad (2.14)$$

В случае когда данные по химическому осадку отсутствуют, можно принять  $r_0=53$  %,  $r_u=44$  %.

Суммарный выход газа, м<sup>3</sup>:

$$\Gamma_{\text{общ}} = \Gamma_{\text{х}} \cdot M_{\text{без}} \cdot 1000 \quad (2.15)$$

При расчёте и проектировании метантенков следует принимать типовые конструкции метантенков (табл. 2.3).

По объёму выходящего газа для выравнивания давления в газовой сети подбираются типовые газгольдеры. Далее следует определить качество сброженной смеси, т.е. рассчитать её влажность и зольность. В процессе сбраживания происходит распад беззольных веществ, приводящий к уменьшению массы сухого вещества и увеличению влажности осадка. Суммарный объём смеси после сбраживания практически не изменяется. Величина  $\Gamma$ , выраженная в процентах, представляет собой степень распада беззольного вещества, подсчитанную по выходу газа. Зная степень распада, можно легко подсчитать массу беззольного вещества в сброженной смеси:

$$M'_{\text{без}} = \frac{M_{\text{без}}(100-\Gamma)}{100}, \text{ т/сут} \quad (2.16)$$

Разность  $M_{\text{сух}} - M_{\text{без}}$  представляет собой зольную часть, не подвергающуюся изменениям в процессе сбраживания, поэтому масса сухого вещества в сброженной смеси  $M'_{\text{сух}}$  выразится суммой:

$$M'_{\text{сух}} = M_{\text{сух}} - M_{\text{без}} + M'_{\text{без}}, \text{ т/сут} \quad (2.17)$$

Зная  $M'_{\text{сух}}$  и  $M'_{\text{без}}$  и зная гигроскопическую влажность сброженной смеси  $f$ , можно определить её зольность:

$$Z = 100 - 100 \frac{M'_{\text{без}} \cdot 100}{M'_{\text{сух}}(100-f)}, \% \quad (2.18)$$

Определим влажность сброженной смеси  $B'_{\text{см}}$  из соотношения:

$$B'_{\text{см}} = 100 - 100 \frac{M_{\text{сух}}}{M_{\text{без}}} \quad (2.19)$$

### ***Пример расчёта***

Выполнить расчёт метантенка для станции биологической очистки производительностью 50000 м<sup>3</sup>/сут, если в поступающей на станцию воде концентрация взвешенных веществ составляет 200 мг/л, БПК<sub>полн</sub> 180 мг/л, эффект осветления в первичных от-

стойниках 50%. Проектом предусмотрено механическое обезвоживание сброженного осадка с последующей термической сушкой.

Определяем расход осадка по сухому веществу:

$$O_{\text{сух}} = \frac{200 \cdot 0,5 \cdot 11}{1000 \cdot 1000} \cdot 5000 = 5,5 \text{ т/сут}$$

В процессе осветления воды в первичных отстойниках происходят снижение концентрации загрязнений, фиксируемых БПК, примерно на 15-25%. Принимая среднее из приведённых значений 20%, определяем БПК в воде, поступающей в аэротенки:

$$L_a = 180(1 - 0,2) = 144 \text{ мг/л}$$

Таблица 2.3

Конструктивные размеры метантенков

Проект	Диаметр, м	Полезный объём рудного резервуара, м <sup>3</sup>	Высота, м			Строительный объём здания обслуживания, м
			Верхнего конуса	Цилиндр. части	Нижнего конуса	
902-2-227	12,5	1000	1,9	6,5	2,15	652
902-2-228	15	1600	2,35	7,5	2,6	2035
902-2-229	17,5	2500	2,5	8,5	3,05	2094
902-2-230	20	4000	2,9	10,6	3,5	2520
Ново-Курьяновской станции аэрации	18	6000	3,15	18	3,5	2700
Люберецкой станции аэрации	22,4	8000	4,45	16,3	3,7	2000

Вынос активного ила из вторичного отстойника принимаем равным 15 мг/л. Тогда определяем:

$$И_{\text{сух}} = \frac{0,8 \cdot 200 \cdot (1-0,5) + 0,3 \cdot 144 - 15}{1000 \cdot 1000} \cdot 50000 = 5,41 \text{ т/сут}$$

Рассчитываем расход осадка и ила по беззольному веществу при зольности осадка  $Z_{\text{ос}}=30\%$ , зольности активного ила  $Z_{\text{ил}}=25\%$  и гигроскопической влажности осадка и ила  $B_{\text{г}} \cdot uB_{\text{г}}$ , равной 5%:

$$O_{\text{без}} = \frac{5,5 \cdot (100-5) \cdot (100-30)}{100 \cdot 100} = 3,66 \text{ т/сут}$$

$$И_{\text{без}} = \frac{5,41 \cdot (100-5) \cdot (100-25)}{100 \cdot 100} = 3,85 \text{ т/сут}$$

При удалении осадков из отстойников плунжерными насосами влажность его можно принять равной 94%, влажность уплотнённого активного ила 97%, плотность осадка и активного ила можно считать равной 1 тонн/м<sup>3</sup>. Тогда

$$q_{\text{ос}} = \frac{100 \cdot 5,5}{(100-94) \cdot 1} = 91,7 \text{ м}^3/\text{сут}$$

$$q_{\text{ил}} = \frac{100 \cdot 5,41}{(100-97) \cdot 1} = 180,3 \text{ м}^3/\text{сут}$$

Суммарные расходы осадка и ила составят:

$$M_{\text{сух}} = 5,5 + 5,41 = 10,91 \text{ т/сут}$$

$$M_{\text{без}} = 3,66 + 3,85 = 7,51 \text{ т/сут}$$

$$M_{\text{общ}} = 91,7 + 180,3 = 272 \text{ м}^3/\text{сут}$$

Среднее значение влажности и зольности составит:

$$B_{\text{см}} = 100 \left( 1 - \frac{10,91}{272} \right) = 96\%$$

$$Z_{\text{см}} = 100 \cdot \left[ 1 - \frac{7,51}{\frac{5,5 \cdot (100-5)}{100} + \frac{5,41 \cdot (100-5)}{100}} \right] = 28\%$$

При влажности исходной смеси 96% доза загрузки для мезофильного режима составит 9% по таблице 2.1, тогда требуемый объём метантенков составит:

$$W = 100 \cdot 272 / 9 = 3022 \text{ м}^3$$

Принимаем три типовых метантенка по таблице 2.3  $d=12,5$  м, полезным объёмом одного резервуара 1000 м<sup>3</sup>. Суммарный объём метантенков при этом окажется несколько больше требуемого, в связи с чем фактическая доза загрузки  $D$  понизится:

$$D = 100 \frac{2,72}{3000} = 9,1\%$$

Подсчитаем предел распада смеси:

$$r_{\text{см}} = \frac{53 \cdot 3,66 + 44 \cdot 3,85}{7,51} = 49,9\%$$

Для подсчёта выхода газа с 1 кг органического вещества осадка принимаем коэффициент  $n = 0,56$  (при  $V_{\text{см}} = 96\%$  и  $t = 33^{\circ}\text{C}$ ) (табл. 2.2). Тогда

$$\Gamma = \frac{(49,9 - 0,56 \cdot 9,1)}{100} = 0,448 \text{ м}^3/\text{кг}$$

Суммарный выход газа:

$$\Gamma_{\text{общ}} = 0,448 \cdot 7,51 \cdot 1000 = 3364 \text{ м}^3/\text{сут}$$

Масса беззольного вещества в сброженной смеси составит:

$$M'_{\text{без}} = \frac{7,51(100 - 44,8)}{100} = 4,14 \text{ т/сут}$$

Масса сухого вещества в сброженной смеси составит:

$$M'_{\text{сух}} = 10,91 - 7,51 + 4,14 = 7,44 \text{ т/сут}$$

Принимая гигроскопическую влажность сброженной смеси 6%, можно определяем её зольность:

$$Z = 100 - 100 \frac{4,14 \cdot 100}{7,44(100 - 6)} = 42\%$$

Влажность сброженной смеси составит:

$$B'_{\text{см}} = 100 - 100 \frac{7,44}{272} = 97,3\%$$

Таким образом, сбраживание приводит к увеличению влажности и зольности бродящей массы.

### 3. РАСЧЕТ ФЛОТАЦИОННОЙ УСТАНОВКИ

Флотация – это процесс молекулярного прилипания частиц флотируемого материала к поверхности раздела двух фаз, обычно газа (чаще воздуха) и воды, обусловленный избытком свободной энергии поверхностных пограничных слоев, а также поверхностными явлениями смачивания.

Процесс очистки сточных вод, содержащих поверхностно-активные вещества, нефть, нефтепродукты, масла, волокнистые материалы, методом флотации заключается в образовании комплексов «частица-пузырек», всплывании этих комплексов и удаления образовавшегося пенного слоя с поверхности обрабатываемой воды.

Наиболее существенные принципиальные отличия способов флотации связаны с насыщением жидкости пузырьками воздуха определенной крупности. По этому принципу можно выделить следующие способы флотационной обработки сточных вод:

- 1) флотация с выделением воздуха из раствора (вакуумные, напорные и аэролифтные флотационные установки);
- 2) флотация с механическим диспергированием воздуха (импеллерные, безнапорные и пневматические флотационные установки);
- 3) флотация с подачей воздуха через пористые материалы;
- 4) электрофлотация;
- 5) биологическая и химическая флотация.

Различные способы флотации отличаются конструкцией установок и способом разделения жидкой и всплывающей фаз. Напорная флотация имеет более широкий диапазон применения, поскольку позволяет регулировать степень пресыщения в соответствии с требуемым эффектом очистки сточных вод при начальной концентрации загрязнений до 4-5 г/л более.

Площадь флотационной камеры следует принимать исходя из гидравлической нагрузки 6-10 м<sup>3</sup>/ч на 1 м поверхности камеры. Время флотации составляет 20-30 мин. При проектировании флотаторов для обработки сточных вод с расходом до 100 м<sup>3</sup>/ч принимают прямоугольные камеры глубиной 1-1,5 м. При расходах

более 100 м<sup>3</sup>/ч используют радиальные флотаторы глубиной не менее 3 м. Глубина зоны флотации принимается не менее 1,5 м, а продолжительность пребывания воды в ней – не менее 5 мин; глубина зоны отстаивания – не менее 1,5 м, период пребывания воды в ней – 15 мин.

Многокамерные флотационные установки типа ЦНИИ-5 (рис.3.1) используются для очистки небольших количеств сточных вод от нефтепродуктов, масел, жиров, волокон, минеральной и органической взвеси и подобных им веществ. Разработаны установки производительностью от 5 до 50 м<sup>3</sup>/ч.

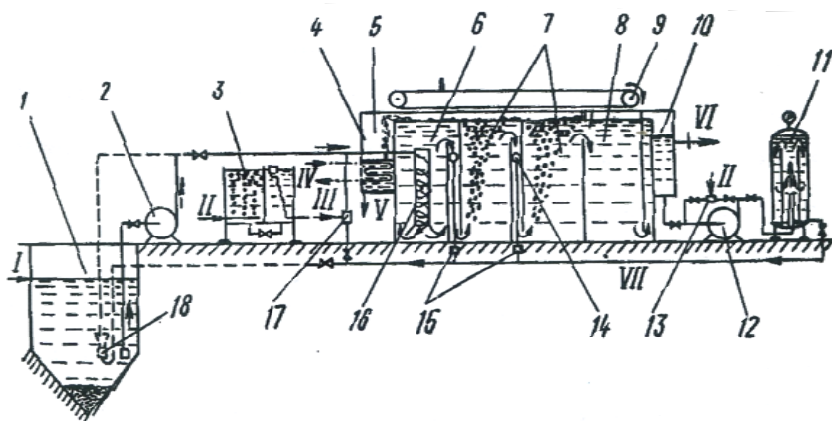


Рис.3.1. Схема флотационной установки ЦНИИ-5

I – очищаемая вода; II – воздух; III – коагулянт; IV – пар; V – нефтепродукты; VI – очищенная вода; VII – рециркуляционная вода

1 – усреднитель-отстойник; 2 – низконапорный насос; 3 – затворно-дозировующий бак; 4 – флотатор; 5 – сборный карман для нефтепродуктов; 6 – смесительная камера; 7 – флотационные камеры;

8 – отстаивная камера; 9 – скребковый механизм; 10 – карман для очищенной воды; 11 – напорный бак; 12 – рециркуляционный насос;

13 – воздушный эжектор; 14 – распределительные трубы; 15 – диафрагмы; 16 – вихревой смеситель; 17 – эжектор для подачи коагулянта;

18 – гидрозелеватор

Сооружения представляют собой прямоугольный открытый бак, разделенный перегородками на четыре последовательно со-



единенные камеры, каждая из которых рассчитана на пребывание в ней воды в течение 5-6 мин. В камерах 5 и 7 происходит флотация частиц нефти и хлопьев коагулянта, а в камере 8 – окончательное выделение мелких пузырьков воздуха. В первой камере размещен вихревой смеситель, в котором очищаемая вода перемешивается с раствором коагулянта, подаваемым эжектором из затворно-дозировочного бака. Смеситель представляет собой вертикальный закрытый сверху цилиндр с коническим раструбом внизу. Очищаемая вода вводится в верхнюю часть смесителя через тангенциально расположенный патрубок и благодаря этому приобретает быстрое вращательное движение, используемое для смешивания воды с коагулянтом.

Перед каждой из флотационных камер к очищаемой воде с помощью дырчатых распределительных труб, расположенных между перегородками, подмешивается часть насыщенной воздухом рециркулирующей воды. Диафрагмы перед распределительными трубами создают перепад давления, необходимый для выделения пузырьков воздуха. По концам флотатора расположены сборные карманы для очищенной воды и для нефтепродуктов, в карман 10 встроен мерный бачок для контроля производительности флотатора. Карман 5 оборудован змеевиком для обогрева с целью быстрее разрушения пены и обезвоживания нефтепродуктов, а также шестеренчатым насосом для их откачки. Дно флотатора имеет небольшой уклон в направлении дренажных выпусков, сделанных в каждой камере, что облегчает удаление осадка.

При расчете флотатора определяют его конструкционные размеры.

Объем  $V_k$  каждой из камер флотатора определяют по формуле:

$$V_k = \frac{Q_ч + Q_p}{60n_0}, \text{ м}^3 \quad (3.1)$$

где  $Q_ч$  – часовая производительность установки,  $\text{м}^3/\text{ч}$ ;  $Q_p$  – расход рециркулирующей воды,  $\text{м}^3/\text{ч}$ . Величину  $Q_p$  при давлении 5-6  $\text{кгс}/\text{см}^2$  принимают в размере (0,16-0,2)  $Q_ч$  на каждую работающую флотационную камеру. Если очищаемая вода подается гид-

роэлеваторм, величину  $Q_4$  для первой камеры принимают равной расходу воды на питание гидроэлевателя и определяют при его расчете;  $\eta_0$  – коэффициент объемного использования флотатора ( $\eta_0=0,4$ ).

Рабочая глубина флотатора  $H_\phi$  определяется высотой флотационных камер, которую рассчитывают по формуле:

$$H_\phi = 0,06u_{восх}t_k, \text{ м} \quad (3.2)$$

где  $t_k$  – продолжительность пребывания воды в камере, рекомендуется принимать 6-8 мин для камер грубой очистки и отстойной и 4-6 мин – для флотационной;  $u_{восх}$  – скорость восходящего движения воды в камере, мм/с (принимается в пределах 6-8 мм/с).

В плане камеры имеют квадратную или близкую к ней форму.

Ширина флотатора  $B$  принимается равной ширине первой камеры и определяется по формуле и затем уточняется конструктивно.

$$B = \sqrt{\frac{V_k}{H_\phi}}, \text{ м} \quad (3.3)$$

Длину камер находят расчетом исходя из  $V_k$ ,  $H_\phi$  и  $B$ . Полная глубина флотатора  $H$  принимается на 50-100 мм больше и обычно составляет 1,5-2 м.

Высоту переливных перегородок между камерами делают на 100-200 мм меньше  $H$ . Смеситель рассчитывают на пребывание воды в течение 15-20 с. Диаметр смесителя определяется по формуле:

$$d_c = 70\sqrt{Q_4} \cdot 10^{-3}, \text{ м} \quad (3.4)$$

Высоту его принимают около 1-1,2 м, т.е. примерно  $0,7H$ . Низ смесителя расположен на 100-200 мм выше дна флотатора. Расстояние между направляющими перегородками определяют из условий размещения распределительной трубы и обычно принимают 100-150 мм.

Размещение отверстий по длине трубы должно обеспечить равномерное распределение рециркулирующей воды по ширине флотатора. Глубину расположения труб над дном флотатора принимают примерно  $0,7H$ . Размеры карманов для сбора пены и

очищенной воды назначаются конструктивно (с учетом размещения змеевика для подогрева пены).

Объем напорного бака определяют по формуле:

$$V_6 = \left( \frac{1}{20} \div \frac{1}{10} \right) Q_p, \text{ м}^3 \quad (3.5)$$

Размеры бака назначают конструктивно, принимая высоту 1-1,5 м. Для изготовления флотатора и напорного бака используется листовая сталь толщиной 3-5 мм с антикоррозионным покрытием внутри и снаружи.

Количество воздуха, необходимое для насыщения сточных вод, составляет 9% общего расхода воды:

$$q = Q_v \cdot 0,09 \text{ м}^3/\text{ч} \quad (3.6)$$

Гашение пенного продукта (выделение из него воздуха) производится в приемном резервуаре насосной станции осадка, рассчитанном на шестичасовое накопление пенного продукта.

### ***Пример расчета***

Рассчитать флотатор для очистки сточных вод расходом 29 м<sup>3</sup>/ч.

Объем каждой из камер флотатора составит:

$$V_k = \frac{29+29 \cdot 0,2}{60 \cdot 0,4} = 3 \text{ м}^3$$

Рассчитаем высоту флотационных камер:

$$H_\phi = 0,06 \cdot 7 \cdot 5 = 2,1 \text{ м}$$

Ширина флотатора составит:

$$B = \sqrt{\frac{3}{2,1}} = 1,2 \text{ м}$$

Длина камеры составит:

$$L = 3 / (2,1 \cdot 1,2) = 1,2 \text{ м}$$

Полная глубина флотатора 2,2 м.

Высота переливных перегородок 2,05 м.

Смеситель рассчитывают на пребывание воды в течение 15-20 с. Диаметр смесителя определяется по формуле:

$$d_c = 70 \sqrt{29} = 0,38 \text{ м}$$

Высоту его принимаем 1,7 м.

Глубину расположения труб над дном флотатора принимаем 1,47 м.

Объем напорного бака определяют по формуле:

$$V_{\text{б}} = \frac{1}{20} 29 \cdot 0,2 = 0,29 \text{ м}^3$$

Высота бака принимается равной 1 м. Диаметр высчитывается по формуле:

$$d_{\text{н.б.}} = \sqrt{\frac{0,29}{3,14 \cdot 1}} = 0,3 \text{ м}$$

Количество воздуха, необходимое для насыщения сточных вод, составит:

$$q = 29 \cdot 0,09 = 2,61 \text{ м}^3/\text{ч}$$

#### 4. РАСЧЕТ НЕФТЕЛОВУШКИ

Отстаивание является наиболее простым и дешевым технологическим способом выделения дисперсных примесей из воды, в основе которого лежит разделение в поле гравитационных сил в условиях покоя или медленно движущегося потока жидкости. При этом взвешенные вещества с плотностью, большей плотности воды, осаждаются, вещества с меньшей плотностью – всплывают.

Основная масса нефтепродуктов в грубодиспергированном и некоторая часть в эмульгированном состоянии из сточных вод удаляются в отстойных сооружениях – нефтеловушках. Они применяются при содержании нефтепродуктов в сточных водах не более 100 мг/л. По конструктивному исполнению нефтеловушки являются горизонтальными, вертикальными и радиальными отстойниками, дополнительно оборудованными для сбора и удаления всплывающих нефтепродуктов. На нефтебазах наибольшее распространение получили горизонтальные нефтеловушки (рис.4.1).

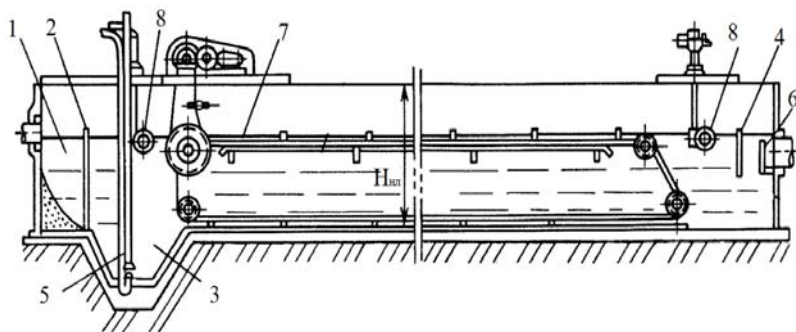


Рис.4.1. Схема горизонтальной нефтеловушки

1 – входная камера; 2 – щелевая перегородка; 3 – приямок; 4 – полупогружная перегородка; 5 – гидроэлеватор; 6 – водослив; 7 – скребковый транспортер; 8 – поворотная нефтесборная труба

Горизонтальная нефтеловушка представляет собой отстойник, разделенный продольными стенками на параллельные сек-

ции. Сточная вода из отдельно расположенной распределительной камеры по самостоятельным трубопроводам поступает через щелевую перегородку в каждую секцию нефтеловушки. Из медленно движущегося потока сточных вод выделяются всплывающие нефтепродукты и оседающие механические примеси. Для удаления всплывающего слоя предусматриваются нефтесборные щелевые поворотные трубы, а для сбора осадка – приямок в начале сооружения и уклон дна по всей длине. Освобожденная от нефти вода в конце секции проходит под затопленной нефтесдерживающей стенкой и через водослив переливается в отводящий лоток и далее в трубопровод.

При расчете нефтеловушки определяют ее конструкционные размеры, количество уловленных продуктов.

Принимаем глубину  $H$  рабочего слоя в пределах 1,5-2,0 м. Ширину каждой секции обычно принимают 3 или 6 м. Определяем среднюю горизонтальную скорость (расчетную):

$$u_p = \frac{Q}{nbH} \cdot 10^3, \text{ мм/с} \quad (4.1)$$

где  $Q$  – расход сточных вод, м<sup>3</sup>/с;  $b$  – ширина секции, м;  $H$  – глубина секции.

Обычно рекомендуется принимать  $V_p=3-10$  мм/с,

Длину нефтеловушки обычно рассчитывают из условия задержания частиц нефти диаметром 80-100 мкм. В данном случае расчетным диаметром принимается  $d=100$  мкм.

Рабочая длина нефтеловушки  $L$  определяется из формулы:

$$L = \frac{12,5H}{0,312 + \frac{u}{\sqrt{u_p}} - 0,00018 \cdot u_p^2}, \text{ м} \quad (4.2)$$

где  $u$  – скорость всплывания нефтяных частиц, мм/с.

Эта величина рассчитывается по формуле:

$$u = a(112 - 93y_n) \cdot 10^{0,0143d} \cdot 10^{-3} \quad (4.3)$$

где  $y_n$  – плотность нефти;  $a$  – коэффициент, учитывающий влияние механических примесей на всплывание нефти, определяемый по формуле:

$$a = 0,0015 \frac{C_n}{C_{в.в.}} + 0,875 \quad (4.4)$$

Расчетная продолжительность протока воды по сооружению составит:

$$t = \frac{L}{u_p}, \text{ с} \quad (4.5)$$

Продолжительность всплывания нефти:

$$t_e = \frac{H}{u}, \text{ с} \quad (4.6)$$

Должно удовлетворяться условие, согласно которому должно соблюдаться неравенство  $t \leq t_b$ . Осадок скребается в приямок скребками и удаляется гидроэлеваторами на шламовые площадки.

Количество осадка, задерживаемого в нефтеловушке, определится по формуле:

$$V_{oc} = \frac{24 \cdot Q \cdot C_{в.в.} \cdot \mathcal{E}}{y_{oc}(100-p) \cdot 10^6}, \text{ м}^3/\text{сут} \quad (4.7)$$

где  $Q$  – расход очищаемых сточных вод,  $\text{м}^3/\text{ч}$ ;  $\mathcal{E}$  – эффект очистки (в процентах) по взвешенным веществам, принимаемый равным 60%;  $y_{oc}$  – плотность осадка;  $p$  – влажность осадка, равная 70%

Объем уловленной нефти будет равен:

$$V_H = \frac{24 \cdot (C_H - C_{ост}) \cdot Q}{y_H \cdot 10^6}, \text{ м}^3/\text{сут} \quad (4.8)$$

где  $C_H$  – концентрация нефтепродуктов на входе в нефтеловушке,  $\text{мг}/\text{л}$ ;  $C_{ост}$  – концентрация нефтепродуктов на выходе из нефтеловушки,  $\text{мг}/\text{л}$ ;  $y_H$  – плотность нефти.

При выпуске всплывшей нефти из нефтеловушки вместе с ней уходит часть воды. В практике обводненность выпускаемой нефти составляет 30%.

Задержанная нефть направляется в разделочные резервуары, в которых производится разделение нефти и воды методом

### ***Пример расчета***

Максимальный расход сточных вод  $169 \text{ м}^3/\text{час}$ . Концентрация нефти в исходных сточных водах  $C_H=400 \text{ мг}/\text{л}$ , взвешенных веществ  $C_{вв}=200 \text{ мг}/\text{л}$ . Эффективность очистки воды при отстаивании ограничивается остаточным содержанием нефти  $50 \text{ мг}/\text{л}$ .

Эффективность очистки по взвешям составляет 60%. Плотность нефти равна  $0,89 \text{ т/м}^3$ , осадка –  $1,2 \text{ т/м}^3$ . Влажность осадка 80%.

Принимая в данном случае  $b=3 \text{ м}$ ,  $h=2$ ,  $n=2$ , определим среднюю горизонтальную скорость (расчетную):

$$V_p = \frac{0,047}{2 \cdot 3 \cdot 2} \cdot 10^3 = 3,92 \text{ мм/с}$$

Коэффициент  $a$  равен:

$$a = 0,0015 \frac{400}{200} + 0,875 = 0,878$$

Скорость всплывания нефтяных частиц составит:

$$u = a(112 - 93 \cdot 0,89) \cdot 10^{0,0143 \cdot 100} \cdot 10^{-3} = 0,691 \text{ мм/с}$$

В данном случае расчетным диаметром принимается  $d=100 \text{ мкм}$ .

Рабочая длина нефтеловушки равна:

$$L = \frac{12,5 \cdot 2}{0,312 + \frac{0,69}{\sqrt{3,92}} - 0,00018 \cdot 3,92^2} = 37,8 \text{ м}$$

Принимая во внимание, что типовые проекты нефтеловушек имеют длину 36 м и что разница с расчетной составляет всего 4,5% от расчетной длины, можно с достаточной точностью принять длину нефтеловушки 36 м. Тогда расчетная продолжительность протока воды по сооружению составит:

$$t = \frac{36}{0,00392} = 9814 \text{ или } 2,55 \text{ ч}$$

Продолжительность всплывания нефти:

$$t_g = \frac{2}{0,000691} = 2894 \text{ или } 0,8 \text{ ч}$$

Следовательно, удовлетворяется условие, согласно которому должно соблюдаться неравенство  $t \leq t_v$ . Осадок сгребается в приемок скребками и удаляется гидроэлеваторами на шламовые площадки.

Количество осадка, задерживаемого в нефтеловушке, определится по формуле:

$$V_{oc} = \frac{24 \cdot 169 \cdot 400 \cdot 60}{1,2(100 - 80) \cdot 10^6} = 4,1 \text{ м}^3/\text{сут}$$

Объем уловленной нефти составит:



$$V_H = \frac{24 \cdot 169 \cdot (400 - 50)}{0,89 \cdot 10^6} = 1,6 \text{ м}^3/\text{сут}$$

С учетом обводненности объем выпускаемой нефти составит 2,08 м<sup>3</sup>/сут.

## 5. РАСЧЕТ ВЕРТИКАЛЬНОГО ОТСТОЙНИКА

Отстаивание воды для выделения нерастворенных оседающих или всплывающих механических примесей (взвешенных веществ, эмульгированных масел, нефти и ее продуктов и т.п.) является одним из наиболее распространенных в практике способов разделения суспензий.

Отстаивание производится в горизонтальных, вертикальных, радиальных или комбинированных отстойниках. Приведенная классификация отражает основное направление движения потока воды в этих сооружениях. К числу отстойников нередко относят также осветлители или отстойники с взвешенным фильтром, хотя по принципу действия они тяготеют к фильтрам.

По назначению отстойники делятся: первичные и вторичные. Первичные устанавливают в начале технологической схемы очистки сточных вод за песколовками, а вторичные – в конце схемы (для удаления биопленки после биофильтров, активного ила после аэротенков). По направлению движения основного потока сточной воды отстойники делятся на горизонтальные, вертикальные и радиальные.

Вертикальный отстойник (рис.5.1) представляет собой круглый в плане резервуар с коническим днищем.

Сточная вода подводится к центральной трубе и спускается по ней вниз. При выходе из нижней части центральной трубы она меняет направление движения и медленно поднимается вверх к сливному желобу. Сточная вода содержит механические примеси различной гидравлической крупности, поэтому при протоке ее в отстойнике с какой-либо постоянной скоростью частицы этих примесей будут занимать самые различные положения. Одни из них будут быстро осаждаются на дно отстойника, другие находятся во взвешенном состоянии, третьи увлекаются вверх. Последние на своем пути встречают зону воды с массой взвешенных частиц, так называемый взвешенный слой. Проходя его и сталкиваясь с более крупными частицами, мельчайшие частицы укрупняются, что способствует их осаждению. Для лучшего распределения воды по всему сечению отстойника и предотвращения

взмучивания осадка опускающейся водой центральную трубу делают с раструбом, ниже которого устанавливают отражательный щит.

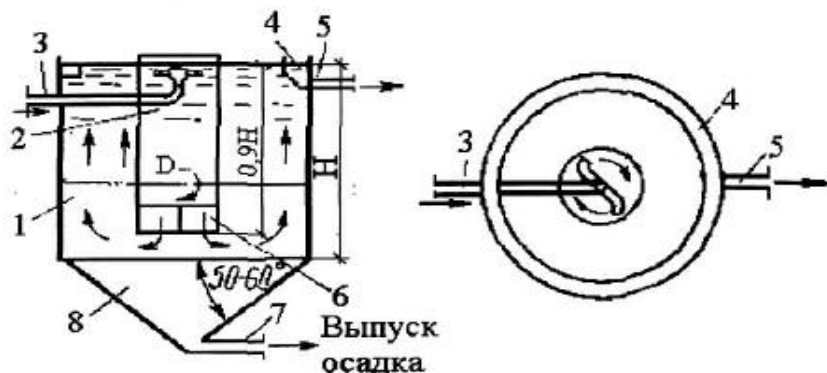


Рис.5.1. Вертикальный отстойник со встроенной камерой хлопьеобразования

1 – цилиндрическая часть; 2 – камера хлопьеобразования; 3 – труба подвода сточной воды; 4 – переливной желоб; 5 – труба отвода очищенной воды; 7 – иловая труба

Преимущества вертикальных отстойников заключаются в простоте устройства и эксплуатации, недостатки – в большой глубине и ограничении по диаметру (до 9 м).

Для улучшения осаждения взвешенных веществ при отстаивании в сточные воды добавляют коагулянты и флокулянты. Они улучшают осаждение за счет разрушения коллоидных систем и образования крупных хлопьев. Эффективность хлопьеобразования зависит от дозы вводимых реагентов, температуры воды, перемешивания и других факторов. Камеры хлопьеобразования предназначены для проведения в них физико-химических процессов, обуславливающих агломерацию крупных, прочных, быстро оседающих хлопьев гидроксидов металлов с извлекаемыми из воды примесями.

Оптимальные условия хлопьеобразования создаются в камерах при обеспечении определенного характера продолжительности и интенсивности перемешивания воды, поступившей из сме-

сителя, где в воду были добавлены реагенты. Камеры хлопьеобразования отличаются способом перемешивания воды, режимом формирования хлопьев и предназначаются для различных систем отстойников.

Расчет заключается в определении конструктивных размеров вертикального отстойника.

Диаметр отстойника находим по формуле:

$$D = \sqrt{(F + f_{k.x}) \cdot \frac{4}{\pi}}, \text{ м} \quad (5.1)$$

где  $F$  – площадь зоны отстаивания, рассчитывается по формуле:

$$F = \beta \cdot \frac{Q}{3,6 \cdot V_p}, \text{ м}^2 \quad (5.2)$$

где  $V_p=0,2-0,3$  мм/с – расчетная скорость восходящего потока воды;  $\beta=1,5$  – коэффициент объемного использования;  $Q$  – часовой расход сточных вод,  $\text{м}^3$ ;  $f_{k.x}$  – площадь камеры хлопьеобразования, рассчитывается по формуле:

$$f_{k.x} = \frac{Q \cdot t}{60 \cdot H \cdot N}, \text{ м}^2 \quad (5.3)$$

где  $t=15-20$  мин – время пребывания сточной воды в камере хлопьеобразования;  $H=0,9 \cdot H_{отс}$  – высота камеры хлопьеобразования;  $H_{отс}$  – высота отстойника, принимается 4-5 метров.

Диаметр хлопьеобразования камеры:

$$D_{k.x} = \sqrt{f_{k.x} \cdot \frac{4}{\pi}}, \text{ м} \quad (5.4)$$

Высота конической части определяется по формуле:

$$H = 0,5D/tg\alpha, \text{ м} \quad (5.5)$$

где  $\alpha=30^\circ$ .

Объем конической части отстойника с определенным ранее диаметром определяется по формуле:

$$V_{\text{кон}} = \frac{1}{3} \pi \left(\frac{D}{2}\right)^2 H, \text{ м}^3 \quad (5.6)$$

Время выгрузки осадка определяется по формуле:

$$T = \frac{\frac{2}{3} V_{\text{кон}}}{V_{\text{осадка}}}, \text{ ч} \quad (5.7)$$

### **Пример расчета**

Рассчитайте параметры вертикального отстойника с расходом сточной воды  $8,79 \text{ м}^3$  в час, Концентрация взвешенных веществ в исходных сточных водах  $C_{\text{вв}}=2000 \text{ мг/л}$ . Эффективность очистки воды при отстаивании ограничивается остаточным содержанием взвешенных веществ составляет 80%. Плотность осадка –  $1,2 \text{ т/м}^3$ .

Площадь отстаивания составит:

$$F = 1,5 \cdot \frac{8,79}{3,6 \cdot 0,3 \cdot 1} = 8,1 \text{ м}^2$$

Высота камеры хлопьеобразования  $H=0,9 \cdot 4,0=3,6 \text{ м}$ .

Площадь камеры хлопьеобразования составит:

$$f_{k.x} = \frac{8,79 \cdot 20}{60 \cdot 3,6 \cdot 1} = 0,6 \text{ м}^2$$

Находим диаметр отстойника:

$$D = \sqrt{8,1 + 0,6 \cdot \frac{4}{3,14}} = 3 \text{ м}$$

Диаметр камеры хлопьеобразования:

$$D = \sqrt{0,6 \cdot \frac{4}{3,14}} = 0,87 \text{ м}$$

Высота конической части отстойника составит:

$$H = 0,5 \cdot 3 / \text{tg}30 = 2,61 \text{ м}$$

Объем конической части отстойника с определенным ранее диаметром составит:

$$V_{\text{кон}} = \frac{1}{3} \cdot 3,14 \cdot \left(\frac{3}{2}\right)^2 \cdot 2,61 = 6,15 \text{ м}^3$$

Объем осадка, улавливаемого за 1 час с учетом влажности 90% составит:

$$V_{\text{ос}} = \frac{8,79 \cdot 2000 \cdot 80}{1,2 \cdot (100 - 90) \cdot 10^6} = 0,12 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Время выгрузки осадка составит:

$$T = \frac{\frac{2}{3} \cdot 6,15}{0,12} = 34,2 \text{ ч}$$

## 6. РАСЧЕТ ПРЯМОТОЧНОЙ ЭЛЕКТРОДИАЛИЗНОЙ УСТАНОВКИ

Для очистки сточных вод от различных растворимых примесей применяются процессы анодного окисления и катодного восстановления, электрокоагуляции, электрофлокуляции и электродиализа. Все эти процессы протекают на электродах при прохождении через сточную воду постоянного электрического тока. Электрохимические методы позволяют извлекать из сточных вод ценные продукты при относительно простой технологической схеме очистки, без использования химических реагентов. Основным недостатком этих методов является большой расход электроэнергии. Очистку сточных вод электрохимическими методами можно проводить периодически или непрерывно.

Эффективность электрохимических методов оценивается плотностью тока, напряжением, коэффициентом полезного использования напряжения, выходом по току, выходом по энергии.

Электродиализ – процесс мембранного разделения, в котором ионы растворенного вещества переносятся через мембрану под действием электрического поля.

Раствор для разделения помещают в емкость, разделенную перегородками из полупроницаемых мембран (рис.6.1). Мембраны свободно пропускают раствор и задерживают ионы электролита. Используются два вида мембран: одни задерживают катионы, другие – анионы. Матрица анионообменной мембраны имеет катионные группы. Заряд катионов нейтрализован зарядом подвижных анионов, находящихся в порах мембраны. Анионы раствора электролита могут внедряться в матрицу мембраны и замещать первоначально присутствующие в ней анионы. Проникновению в мембрану катионов препятствуют силы отталкивания их фиксированными в матрице мембраны катионами. Эти мембраны расположены поочередно и разделяют общий объем на множество полостей. Через ванну с раствором пропускают постоянный электрический ток, который приводит ионы растворенных солей в движение. Противоположно заряженные ионы движутся в противоположные стороны, но из-за того, что ванна заполнена

препятствующими движению ионов мембранами, ионы задерживаются на ближайшей мембране, соответствующей их заряду, и остаются в полости между двумя мембранами.

В многокамерном электродиализаторе чередуется большое число (до нескольких сотен) катионообменных и анионообменных мембран, расположенных между двумя электродами. На электродах протекает процесс электролиза. В многокамерном аппарате неизбежные непроизводительные затраты электроэнергии, обусловленные этим процессом, распределяются на большое число камер. Поэтому в расчете на единицу продукции эти затраты сводятся к минимуму.

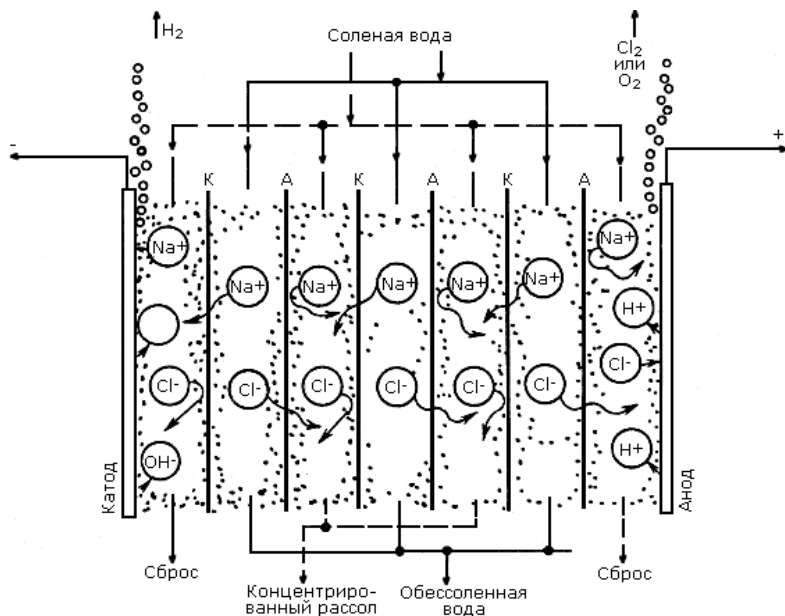


Рис.6.1. Схема электродиализной установки

Ионообменные мембраны, применяемые для электродиализа, должны иметь высокую электропроводность и высокую проницаемость для ионов. Кроме того, они должны обладать высокой

селективностью, умеренной степенью набухания и достаточной механической прочностью.

Процесс электродиализа реже применяется в промышленности, чем процессы обратного осмоса и ультрафильтрации, так как применяя электродиализ возможно удалять из раствора только ионы. Наиболее широко электродиализные установки применяются для опреснения морской воды при получении питьевой и/или технической воды. Но чаще процесс электродиализа применяют для очистки воды, содержание растворенных солей в которой составляет примерно 10 г/л. В этом случае процесс электродиализа является более дешевым по сравнению с обратным осмосом или выпариванием.

Расход энергии при очистке воды, содержащей 250 мг/л примесей, до остаточного содержания солей 5 мг/л составляет 7 кВт-ч/м<sup>3</sup>. С увеличением содержания солей в воде удельный расход энергии возрастает.

Основным недостатком электродиализа является концентрационная поляризация, приводящая к осаждению солей на поверхности мембран и снижению показателей очистки, а так же невозможность удаления нерастворимых соединений.

При расчете электродиализной установки необходимо определить степень обессоливания по формуле:

$$n = \frac{C_n - C_k}{C_n} \quad (6.1)$$

где  $C_k$  – необходимое общее содержание растворенных солей в воде на выходе из установки, мг/л;  $C_n$  – общее содержание растворенных солей в исходной воде мг/л.

Ионная сила раствора находится по формуле:

$$I = 0,5 \sum_{i=1}^n C_i \cdot z_i^2 \quad (6.2)$$

где  $C_i$  – молярная концентрация иона;  $z_i$  – заряд иона.

Степень допустимого концентрирования солей в рассольных камерах при циркуляции рассола:

$$K_c = \frac{19 \cdot I \cdot 10^{-4}}{C_{Ca^{2+}} \cdot C_{Mg^{2+}}} \quad (6.3)$$

где  $C_{Ca^{2+}} \cdot C_{Mg^{2+}}$  – молярная концентрация ионов кальция и магния соответственно.



Предельная концентрация ионных примесей в рассольных камерах рассчитывается по формуле:

$$C_{\text{макс}} = C_p K_c \quad (6.4)$$

где  $C_p$  – общая концентрация ионов одного знака в растворе.

Количество растворенных примесей, удаленных за 1 ч работы установки составит:

$$B = Q \cdot (C_H - C_K) \quad (6.5)$$

где  $C_H$  и  $C_K$  – общие концентрации веществ исходной и получаемой воды, моль/л;  $Q$  – объем очищаемой воды, л/ч.

Количество электричества, необходимое для работы установки при заданном количестве очищаемой воды, составит:

$$I_{\text{факт}} = \frac{26,8 \cdot Q_{\text{э}} \cdot (C_H - C_K)}{\eta} \quad (6.6)$$

где  $\eta$  – коэффициент выхода по току, зависящий от исходного соледержания воды.

Общая площадь мембран установки рассчитывается по формуле:

$$F_m = \frac{I_{\text{факт}}}{i_T} \quad (6.7)$$

где  $i_T$  – оптимальную плотность тока, определяется по табличным величинам в зависимости от принятой стоимости электроэнергии и мембран.

Число пар мембран в аппарате рассчитывается по формуле:

$$N = \frac{F_m}{f} \quad (6.8)$$

где  $f$  – площадь единичной мембраны.

### ***Пример расчета***

Рассчитайте параметры электродиализной установки для обессоливания 50 м<sup>3</sup>/ч воды с начальным содержанием растворенных примесей 1343,6 мг/л, конечным – 400 мг/л. Содержание ионов: Са<sup>2+</sup> – 112,2 мг/л, Mg<sup>2+</sup> – 59,6 мг/л, Na<sup>+</sup> – 248,4 мг/л, НСО<sub>3</sub><sup>2-</sup> – 152,5 мг/л, SO<sub>4</sub><sup>2-</sup> – 398,6 мг/л, Cl<sup>-</sup> – 372,3 мг/л. Выход по току – 0,87.

Степень обессоливания равна:

$$n = \frac{1343,6 - 400}{1343,6} = 0,70$$

Ионная сила раствора составит:

$$I = 0,5 \cdot (2,3 \cdot 2^2 + 2,45 \cdot 2^2 + 10,8 + 2,5 \cdot 2^2 + 4,15 \cdot 2^2 + 10,5 \cdot 10^{-3}) = 0,067$$

Степень допустимого концентрирования солей в рассольных камерах при циркуляции рассола:

$$K_c = \frac{19 \cdot 0,033 \cdot 10^{-4}}{2,23 \cdot 10^{-3} \cdot 2,45 \cdot 10^{-3}} = 11,8$$

Предельная концентрация ионных примесей в рассольных камерах рассчитывается по формуле:

$$C_{\text{макс}} = 11,8 \cdot (2,23 + 2,45 + 10,8) = 182,7 \text{ ммоль/л}$$

Количество растворенных примесей, удаленных за 1 ч работы установки составит:

$$B = 50 \cdot (32,7 - 9,7) = 1148,2 \text{ ммоль/ч}$$

Количество электричества, необходимое для работы установки при заданном количестве очищаемой воды, составит:

$$I_{\text{факт}} = \frac{26,8 \cdot 50 \cdot (32,7 - 9,7)}{0,87} = 35371 \text{ А}$$

Общая площадь мембран установки рассчитывается по формуле:

$$F_m = \frac{35371}{0,007} = 50,5 \cdot 10^5 \text{ см}^2$$

Число пар мембран в аппарате рассчитывается по формуле:

$$N = \frac{50,5 \cdot 10^5}{5,6 \cdot 10^3} = 902 \text{ пары}$$

## 7. РАСЧЕТ РАДИАЛЬНОГО ОТСТОЙНИКА

Отстаивание воды для выделения нерастворенных оседающих или всплывающих механических примесей (взвешенных веществ, эмульгированных масел, нефти и ее продуктов и т.п.) является одним из наиболее распространенных в практике способов разделения суспензий.

Отстаивание производится в горизонтальных, вертикальных, радиальных или комбинированных отстойниках. Приведенная классификация отражает основное направление движения потока воды в этих сооружениях. К числу отстойников нередко относят также осветлители или отстойники с взвешенным фильтром, хотя по принципу действия они тяготеют к фильтрам.

По назначению отстойники делятся: первичные и вторичные. Первичные устанавливают в начале технологической схемы очистки сточных вод за песколовками, а вторичные – в конце схемы (для удаления биопленки после биофильтров, активного ила после аэротенков). По направлению движения основного потока сточной воды отстойники делятся на горизонтальные, вертикальные и радиальные.

Радиальные отстойники (рис.7.1) являются разновидностями горизонтальных отстойников. Они представляют собой круглый в плане железобетонный резервуар, диаметром до 60 м. Особенностью гидравлического режима работы радиальных отстойников является то, что величина скорости движения воды в них изменяется от максимального ее значения в центре отстойника до минимального у периферии. Сточная вода к радиальным отстойникам подводится по трубам или каналам.

Выпавший осадок при помощи скребков, укрепленных на подвижной ферме, сдвигается в приямок отстойника, из которого удаляется по трубе под гидростатическим давлением или при помощи насосов, установленных в рядом расположенной насосной станции.

Осветленная вода поступает в круговой сборный лоток. В целях обеспечения более надежного выравнивания скорости

движения воды на выходе из отстойника водосливы сборных лотков делаются зубчатыми.

Известны радиальные отстойники трех конструктивных модификаций: с центральным впуском; с периферийным впуском воды и с вращающимися сборно-распределительными устройствами.

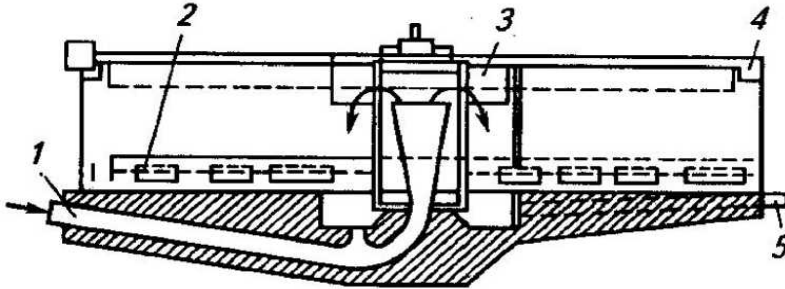


Рис.7.1. Схема радиального отстойника с центральным впуском сточных вод. 1 – труба для подачи воды; 2 – скребки; 3 – распределительная чаша; 4 – водослив; 5 – отвод осадка

Расчет заключается в определении конструктивных размеров радиального отстойника.

Определяем эффективность очистки:

$$\eta = \frac{C_n - C_k}{C_n} \quad (7.1)$$

где  $C_n$  и  $C_k$  – концентрация взвесей в поступающей и очищенной воде соответственно, мг/л.

По таблице 7.1 определяем продолжительность отстаивания  $\tau$ , соответствующую эффективности очистки.

Таблица 7.1

Зависимость продолжительности отстаивания воды от эффективности при  $t = 20^\circ\text{C}$ ,  $h = 500 \text{ мм}$

Эффективность отстаивания, %	30	40	50	60	70
Продолжительность отстаивания, с	320	450	640	870	2600

Примем скорость движения воды в отстойнике  $w=5$  мм/с.

Вертикальная составляющая скорости определяется по формуле:

$$\omega = 0,05w, \text{ мм/с} \quad (7.2)$$

По таблице 7.2 определяем температурный коэффициент  $\alpha$ .

Таблица 7.2

Зависимость температурного коэффициента  $\alpha$  от температуры воды в отстойнике

$t, ^\circ\text{C}$	50	40	30	25	20	15	10	5	0
$\alpha$	0,55	0,66	0,8	0,9	1,0	1,3	1,4	1,5	1,8

Гидравлическая крупность  $U_0$  находится по формуле:

$$U_0 = \frac{H \cdot K \cdot 10^3}{\tau \cdot \alpha \left(\frac{H \cdot K}{h}\right)^n} - \omega, \text{ мм/с} \quad (7.3)$$

где  $H$  – глубина отстойника;  $K$  – коэффициент использования объема;  $h$  – глубина отстаивания воды при определении продолжительность отстаивания  $\tau$ ;  $n$  – коэффициент агломерации примесей сточной воды.

Диаметр центральной трубы:

$$d_{\text{ВП}} = \sqrt{\frac{Q_{\text{макс}}}{3600 \cdot 0,785w_{\text{ВП}}}}, \text{ М} \quad (7.4)$$

Радиус отстойника:

$$D = 2 \sqrt{\frac{Q_{\text{макс}}}{11,3 \cdot K \cdot (U_0 - \omega) + \frac{d_{\text{ВП}}^2}{4}}}, \text{ М} \quad (7.5)$$

Действительная средняя скорость потока определяем по формуле:

$$\omega_{\text{д}} = \frac{Q_{\text{макс}}}{3600 \cdot \pi \cdot \frac{D}{2} \cdot H}, \text{ м/с} \quad (7.6)$$

Действительная скорость течения должна быть меньше принятой иначе требуется пересчет.

Общая высота отстойника:

$$H_{\text{общ}} = H + 0,5 + 0,3 \text{ м} \quad (7.7)$$

Объем образующегося осадка находим по формуле:

$$V_{\text{ос}} = \frac{24 \cdot Q \cdot (C_n - C_k)}{\left(\frac{100-p}{100}\right) \cdot \gamma_{\text{ос}} \cdot 10^6}, \text{ м}^3/\text{сут} \quad (7.8)$$

где  $\gamma_{\text{ос}}$  – плотность осадка.

Продолжительность отстаивания находим по формуле:

$$t = \frac{V_{\text{отст}}}{Q} \quad (7.9)$$

Отстойник снабжен скребковым механизмом для сгребания осадка в приямок.

### **Пример расчета**

Рассчитайте параметры радиального отстойника с расходом сточной воды  $1000 \text{ м}^3$  в час. Концентрация взвешенных веществ в исходных сточных водах  $C_n = 400 \text{ мг/л}$ , на выходе  $C_k = 150 \text{ мг/л}$ . Плотность осадка –  $1,5 \text{ т/м}^3$ , влажность –  $95\%$ . Температура воды  $t = 20^\circ\text{C}$ . Коэффициент агломерации примесей сточной воды  $n = 0,3$ .

Определяем эффективность очистки:

$$\xi = \frac{400 - 150}{400} = 0,625$$

По таблице 7.1 определяем продолжительность отстаивания  $\tau = 1302 \text{ с}$ .

Примем скорость движения воды в отстойнике  $w = 5 \text{ мм/с}$ .

Вертикальная составляющая скорости будет равна:

$$\omega = 0,05 \cdot 5 = 0,25 \text{ мм/с}$$

По таблице 7.2 определяем температурный коэффициент  $\alpha = 1$ .

Примем глубину проточной части отстойника  $H = 3 \text{ м}$ , коэффициент использования объема  $K = 0,45$  (по данным практики).

Гидравлическая крупность  $U_0$  составит:

$$U_0 = \frac{3 \cdot 0,45 \cdot 10^3}{1302 \cdot 1 \left(\frac{3 \cdot 0,45}{0,5}\right)^{0,3}} = 0,25 = 0,52 \text{ мм/с}$$

Принимаем скорость воды в центральной трубе  $w_{\text{ВП}} = 25 \text{ мм/с}$ , тогда диаметр центральной трубы составит:

$$d_{\text{вп}} = \sqrt{\frac{2000}{3600 \cdot 0,785 \cdot 0,025}} = 5,32 \text{ м}$$

Радиус отстойника:

$$D = 2 \sqrt{\frac{2000}{11,3 \cdot 0,45 \cdot (0,52 - 0,25) + \frac{5,32^2}{4}}} = 30,77 \text{ м}$$

Принимаем стандартный диаметр отстойника  $D_{\text{ст}} = 30 \text{ м}$ .

Действительная средняя скорость потока определяем по формуле:

$$\omega_{\text{д}} = \frac{2000}{3600 \cdot 3,14 \cdot \frac{30}{2} \cdot 3} = 0,0039 \text{ м/с} = 3,9 \text{ мм/с}$$

Действительная скорость течения меньше принятой.

Общая высота отстойника  $H_{\text{общ}} = 3 + 0,5 + 0,3 = 3,8 \text{ м}$ .

Объем образующегося осадка находим по формуле:

$$V_{\text{ос}} = \frac{24 \cdot 2000 \cdot (400 - 150)}{\left(\frac{100 - 95}{100}\right) \cdot 1,5 \cdot 10^6} = 160 \text{ м}^3/\text{сут}$$

Продолжительность отстаивания находим по формуле:

$$t = \frac{\frac{3,14 \cdot 30^2}{4} \cdot 3}{2000} = 1,06 \text{ ч}$$

## 8. РАСЧЕТ ЭЛЕКТРОКОАГУЛЯТОРА ПЕРИОДИЧЕСКОГО ДЕЙСТВИЯ

Коагуляция основана на физико-химическом процессе разрушения (коагуляции) коллоидных систем при воздействии на них реагентов уменьшающих их дзета-потенциал.

Для осуществления процесса коагуляции в воду могут быть введены реагенты или ионы металлов, полученные электрохимическим путем. Для процесса электрокоагуляции воду пропускают через электролизер – аппарат с опущенными в него электродами. При использовании в качестве анода железных или алюминиевых электродов происходит их электролитическое растворение, при котором в сточную воду переходят ионы этих металлов, превращающиеся в их гидроксиды или соли, обладающие коагулирующей способностью. Процесс аналогичен обработке воды соответствующими реагентами, однако, при электрокоагуляции вода не обогащается сульфатами или хлоридами.

В дальнейшем обработанная сточная вода должна отстаиваться. В зависимости от типа это может быть встроенный блок или периферийное устройство.

Стандартных конструкций аппаратов для электрокоагуляции нет. Обычно электрокоагулятор представляет собой корпус прямоугольной формы, в котором помещают электродный блок. Наиболее удобны при монтаже и простые в изготовлении блоки электродов, выполненные из листового материала. Конструкция электродов может состоять из объёмного модуля, соединённого сваркой или стягивающими шпильками с диэлектрической проставками, также может состоять из отдельных электродов, соединённых с токопроводящими шинами.

Время обработки сточной воды при соответствующей силе тока выбирают экспериментально по степени ее осветления. При изменении состава воды время ее обработки также изменяется.

Расчет заключается в определении конструктивных размеров вертикального отстойника.

Общий расход электричества на обработку сточной воды находится по формуле:



$$Q = q_{эл} \cdot V, \text{ А/ч} \quad (8.1)$$

где  $q_{эл}$  – удельный расход электричества на обработку сточных вод, А·ч/м<sup>3</sup>;  $V$  – расход сточных вод м<sup>3</sup>/ч.

Сила тока в электрической цепи составит:

$$I = \frac{Q}{t}, \text{ А} \quad (8.2)$$

где  $t$  – продолжительность электрокоагуляционной обработки.

Рабочую поверхность электродов, общий их объем и массу высчитываем по формулам:

$$f = \frac{I}{i_{ан}}, \text{ м}^2 \quad (8.3)$$

$$V_{ан} = f \cdot b, \text{ м}^3 \quad (8.4)$$

$$M_{ан} = V_{ан} \cdot \rho_{Al}, \text{ кг} \quad (8.5)$$

где  $i_{ан}$  – анодная плотность тока, А/м<sup>2</sup>;  $b$  – толщина анода, м;  $\rho_{Al}$  – плотность алюминия, кг/м<sup>3</sup>.

В связи с тем, что масса одного электролизного блока не должна превышать 50 кг принимаем число блоков равным  $M_{ан}/50$  с округлением в большую сторону при отклонении от целого числа более 10%.

Общий объем жидкости в межэлектродном пространстве всех электродных блоков составит:

$$V_{ж} = f \cdot b_{ж}, \text{ м}^3 \quad (8.6)$$

где  $b_{ж}$  – толщина слоя жидкости межэлектродного пространства, м<sup>3</sup>.

Условно, приняв форму блока кубической, длину его ребра находим по формуле:

$$l_6 = \sqrt[3]{V_{ж}}, \text{ м} \quad (8.7)$$

Число электродов в одном электродном блоке составит:

$$n = \frac{l_6}{b+b_{ж}}, \text{ шт} \quad (8.8)$$

С учетом установочных зазоров находим общую длину электрокоагулятора и его ширину по формулам:

$$L = n \cdot l_6 + (n + 1)l_3, \text{ м} \quad (8.9)$$

$$B = l_6 + l_3, \text{ м} \quad (8.10)$$

где  $l_3$  – установочный зазор

На высоте верхней кромки электродов объем жидкости в электрокоагуляторе составит:

$$V_{\text{ЭК}} = L \cdot B(l_6 + l_3) - 2V_{\text{АН}}, \text{ м}^3 \quad (8.11)$$

Высота слоя жидкости над электродами высчитываем по формуле:

$$h = \frac{(V - V_{\text{ЭК}})}{L \cdot B}, \text{ м} \quad (8.12)$$

Общая высота слоя жидкости в электрокоагуляторе составляет:

$$L_{\text{Ж}} = l_6 + l_3 + h, \text{ м} \quad (8.13)$$

### ***Пример расчета***

Рассчитайте параметры электрокоагулятора периодического действия с расходом сточной воды  $1,5 \text{ м}^3$  в час, удельный расход электричества на обработку сточных вод равен  $540 \text{ А} \cdot \text{ч}/\text{м}^3$ . Толщина электродных пластин  $0,006 \text{ м}$ , межэлектродное расстояние  $0,02 \text{ м}$ , анодная плотность тока  $120 \text{ А}/\text{м}^2$ . Продолжительность цикла очистки  $0,5$  часа (продолжительность электрокоагуляционной обработки составляет  $0,3$  ч, продолжительность налива жидкости в аппарат и ее слива –  $0,2$  ч).

Объем жидкости в электрокоагуляторе составит:

$$V = 1,5 \cdot 0,5 = 0,75 \text{ м}^3.$$

Общий расход электричества на обработку такого количества жидкости составит:

$$Q = 540 \cdot 0,75 = 405 \text{ А} \cdot \text{ч}$$

Величина тока в электрической цепи составит:

$$I = \frac{405}{0,3} = 1350 \text{ А}$$

Рабочая поверхность электродов, общий их объем и масса составит:

$$f = \frac{1350}{120} = 11,25 \text{ м}^2$$

$$V_{\text{ЭЛ}} = 11,25 \cdot 0,006 = 0,068 \text{ м}^3$$

$$M_{\text{ЭЛ}} = 0,068 \cdot 2700 = 183,6 \text{ кг}$$

В связи с тем, что масса одного электролизного блока не должна превышать  $50 \text{ кг}$  принимаем число блоков равным  $4$ .

Общий объем жидкости в межэлектродном пространстве всех электродных блоков составит:

$$V_{\text{ж}} = 11,25 \cdot 0,02 = 0,225 \text{ м}^3$$

А объем одного блока равен  $(0,225 + 0,068)/4 = 0,073 \text{ м}^3$ .

Находим длину ребра:

$$l_6 = \sqrt[3]{0,074} = 0,42 \text{ м}$$

Число электродов в одном электродном блоке составит:

$$n = \frac{0,42}{0,006 + 0,02} = 16 \text{ шт}$$

Т.е. будет состоять из 8 анодов и 8 катодов.

Таким образом, с учетом установочных зазоров ( $l_3 = 0,07 \text{ м}$ ;  $l_b = 0,41$ ) длина и ширина электрокоагулятора составит:

$$L = 4 \cdot 0,42 + 5 \cdot 0,07 = 2,03 \text{ м}$$

$$B = 0,42 + 2 \cdot 0,07 = 0,56 \text{ м}$$

На высоте верхней кромки электродов объем жидкости в электрокоагуляторе составит:

$$V_{\text{ЭК}} = 2,03 \cdot 0,56 \cdot (0,42 + 0,07) - 0,068 = 0,49 \text{ м}^3$$

Высота слоя жидкости над электродами высчитываем по формуле:

$$h = \frac{(0,75 - 0,49)}{2,03 \cdot 0,56} = 0,23 \text{ м}$$

Общая высота слоя жидкости в электрокоагуляторе составляет:

$$L_{\text{ж}} = 0,42 + 0,07 + 0,23 = 0,72 \text{ м}$$

С учетом необходимости размещения пеносгонного устройства полная высота аппарата  $H$ , составит 0,8 м.

Общие габариты электрокоагулятора 2,03x0,56x0,8 м.

## ЗАДАНИЯ ДЛЯ РАСЧЕТОВ

### *Практическая работа №1*

№ п/п	Q, м <sup>3</sup> /ч	Э, %	С <sub>в.в.</sub> , мг/л	U, мм/с	ρ, т/м <sup>3</sup>
1.	150	85	2200	20	1,3
2.	160	85	2150	20	1,3
3.	170	85	2000	20	1,3
4.	180	85	2600	20	1,3
5.	190	85	2450	20	1,3
6.	240	80	1900	15	1,4
7.	250	80	1950	15	1,4
8.	260	80	2100	15	1,4
9.	270	80	2250	15	1,4
10.	130	80	1700	15	1,4
11.	140	90	1800	25	1,5
12.	150	90	1850	25	1,5
13.	160	90	2300	25	1,5
14.	200	90	2100	25	1,5
15.	210	90	1600	25	1,5
16.	220	92	1550	30	1,6
17.	230	92	2350	30	1,6
18.	240	92	2100	30	1,6
19.	250	92	1950	30	1,6
20.	260	92	1900	30	1,6

*Практическая работа №2*

№ п/п	Q, м <sup>3</sup> /сут	C <sub>в.в.</sub> , мг/л	БПК <sub>полн</sub>	Режим сбраживания
1.	10000	150	200	Мезофильный
2.	11000	150	200	Мезофильный
3.	14000	150	200	Мезофильный
4.	20000	150	200	Мезофильный
5.	8000	150	200	Мезофильный
6.	12000	180	150	Мезофильный
7.	5000	180	150	Мезофильный
8.	9000	180	150	Мезофильный
9.	14000	180	150	Мезофильный
10.	8500	180	150	Мезофильный
11.	10000	200	240	Термофильный
12.	12000	200	240	Термофильный
13.	11000	200	240	Термофильный
14.	14000	200	240	Термофильный
15.	9500	200	240	Термофильный
16.	10000	220	180	Термофильный
17.	15000	220	180	Термофильный
18.	18000	220	180	Термофильный
19.	11000	220	180	Термофильный
20.	9000	220	180	Термофильный

***Практическая работа №3***

№ п/п	Q, м <sup>3</sup> /сут
1.	15
2.	17
3.	19
4.	25
5.	30
6.	32
7.	34
8.	36
9.	38
10.	42
11.	40
12.	44
13.	46
14.	18
15.	48
16.	35
17.	37
18.	31
19.	23
20.	50

*Практическая работа №4*

№ п/п	Q, м <sup>3</sup> /сут	C <sub>п</sub> , мг/л	C <sub>в.в.</sub> , мг/л	Влажность осадка, %
1.	90	250	250	90
2.	100	270	250	90
3.	110	290	250	90
4.	120	310	250	90
5.	130	330	250	90
6.	140	350	150	95
7.	150	370	150	95
8.	160	390	150	95
9.	170	410	150	95
10.	180	430	150	95
11.	190	450	225	92
12.	200	250	225	92
13.	210	270	225	92
14.	220	290	225	92
15.	230	310	225	92
16.	240	330	180	94
17.	250	350	180	94
18.	260	370	180	94
19.	270	250	180	94
20.	280	270	180	94

### *Практическая работа №5*

№ п/п	Q, м <sup>3</sup> /сут	C <sub>в.в.</sub> , мг/л	Э, %	Плотность осадка, т/м <sup>3</sup>
1.	5	3000	80	1,3
2.	5,5	2900	80	1,3
3.	6	2800	80	1,3
4.	6,5	2700	80	1,3
5.	7	2600	80	1,3
6.	7,5	2500	90	1,2
7.	8	2400	90	1,2
8.	8,5	2300	90	1,2
9.	9	2200	90	1,2
10.	9,5	2100	90	1,2
11.	10	3500	85	1,4
12.	10,5	3400	85	1,4
13.	11	3300	85	1,4
14.	11,5	3200	85	1,4
15.	12	3000	85	1,4
16.	12,5	2900	87,5	1,5
17.	13	2800	87,5	1,5
18.	13,5	2700	87,5	1,5
19.	14	2600	87,5	1,5
20.	1,5	2500	87,5	1,5



### *Практическая работа №6*

№ п/п	Q, м <sup>3</sup> /сут	Ca <sup>2+</sup>	Cl <sup>-</sup>	Начальное содержание растворенных примесей, мг/л	Выход по току
1.	20	45	253,8	1157,9	0,87
2.	25	115	377,8	1351,9	0,87
3.	30	80	315,8	1254,9	0,87
4.	35	30	227,2	1116,3	0,87
5.	40	85	324,7	1268,8	0,87
6.	45	50	262,7	1171,8	0,9
7.	50	42	248,5	1149,6	0,9
8.	55	80	315,8	1254,9	0,9
9.	60	75	307,0	1241,1	0,9
10.	65	85	324,7	1268,8	0,9
11.	20	120	386,8	1365,8	0,85
12.	25	55	271,5	1185,6	0,85
13.	30	150	439,8	1448,9	0,85
14.	35	160	457,5	1476,6	0,85
15.	40	90	333,5	1282,6	0,85
16.	45	110	369,0	1338,1	0,89
17.	50	35	236,1	1130,2	0,89
18.	55	100	351,2	1310,5	0,89
19.	60	95	342,4	1296,5	0,89
20.	65	45	253,9	1157,9	0,89

**Практическая работа №7**

№ п/п	Q, м <sup>3</sup> /сут	C <sub>н</sub> , мг/л	Коэффициент агломерации примесей сточной воды	Влажность осадка, %	Плотность осадка, т/м <sup>3</sup>
1.	600	300	0,3	95	1,3
2.	650	350	0,3	95	1,3
3.	700	400	0,3	95	1,3
4.	750	450	0,3	95	1,3
5.	800	500	0,3	95	1,3
6.	850	550	0,4	98	1,4
7.	900	300	0,4	98	1,4
8.	950	350	0,4	98	1,4
9.	1000	400	0,4	98	1,4
10.	1050	450	0,4	98	1,4
11.	1100	500	0,25	97	1,5
12.	1150	550	0,25	97	1,5
13.	1200	300	0,25	97	1,5
14.	1250	350	0,25	97	1,5
15.	1300	400	0,25	97	1,5
16.	1350	450	0,35	96	1,6
17.	1400	500	0,35	96	1,6
18.	1450	550	0,35	96	1,6
19.	1500	250	0,35	96	1,6
20.	1550	300	0,35	96	1,6

### *Практическая работа №8*

№ п/п	Q, м <sup>3</sup> /сут	q <sub>эл</sub> , А·ч/м <sup>3</sup>	Продолжительность электрокоагуляционной обработки, ч/полчаса
1.	0,8	540	0,3
2.	0,9	550	0,3
3.	1,0	450	0,3
4.	1,1	500	0,3
5.	1,2	550	0,3
6.	1,3	490	0,3
7.	1,4	480	0,3
8.	1,5	490	0,3
9.	1,6	500	0,3
10.	1,7	550	0,3
11.	0,8	600	0,25
12.	0,9	430	0,25
13.	1,0	460	0,25
14.	1,1	450	0,25
15.	1,2	500	0,25
16.	1,3	550	0,25
17.	1,4	540	0,25
18.	1,5	480	0,25
19.	1,6	460	0,25
20.	1,7	450	0,25

## РЕКОМЕНДАТЕЛЬНЫЙ БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК

### а) основная литература

1. *Ветошкин А.Г.* Процессы и аппараты защиты окружающей среды. Учеб. пособие для вузов. М.: Абрис, 2012. 639 с.
2. *Исаков А.Е.* Процессы и аппараты защиты окружающей среды. Учебное пособие / А.Е. Исаков, М.Ш. Баркан. СПб: Экспертные решения, 2016. 211 с.
3. *Каракеян В.И.* Процессы и аппараты защиты окружающей среды. Учебник для ВУЗов / В.И. Каракеян, В.Б. Кольцов, О.В. Кольцова. М.: Юрайт, 2016. 588 с.

### б) дополнительная литература

1. *Беспалов В.И.* Оценка процессов и расчет аппаратов защиты окружающей среды / В.И. Беспалов, С.В. Мещеряков, О.С. Гурова. М.: Мини Тайп, 2007. 192 с.
2. *Лотош В.Е.* Технология основных производств в природопользовании. Учебник для ВУЗов. Екатеринбург: УрГУПС, 2002. 553 с.
3. *Николайкина Н.Е.* Процессы и аппараты защиты окружающей среды. Учебник для ВУЗов / Н.Е. Николайкин, А.Ю. Вальдберг. М.: Дрофа, 2008. 240 с.
4. *Юсфин Ю.С.* Промышленность и окружающая среда / Ю.С. Юсфин, Л.И. Леонтьев, П.И. Черноусов. М.: Академкнига, 2002. 468 с.
5. *Юшин В.В.* Техника и технология защиты воздушной среды: Учеб. пособие для вузов / В.В. Юшин, В.М. Попов. М.: Высш. шк., 2005. 391 с.

## СОДЕРЖАНИЕ

1. Расчет открытого гидроциклона .....	3
2. Расчет метантенка .....	6
3. Расчет флотационной установки.....	14
4. Расчет нефтеловушки.....	20
5. Расчет вертикального отстойника.....	25
6. Расчет прямоточной электродиализной установки.....	29
7. Расчет радиального отстойника .....	34
8. Расчет электрокоагулятора периодического действия .....	39
Задания для расчетов.....	43
Рекомендательный библиографический список .....	51

# **ТЕОРЕТИЧЕСКИЕ ОСНОВЫ ЗАЩИТЫ ОКРУЖАЮЩЕЙ СРЕДЫ**

*Методические указания к практическим занятиям  
для студентов бакалавриата направления 05.03.06*

Сост.: *А.Е. Исаков, А.С. Данилов*

Печатается с оригинал-макета, подготовленного кафедрой  
геоэкологии

Ответственный за выпуск *А.С. Данилов*

Лицензия ИД № 06517 от 09.01.2002

Подписано к печати 01.02.2019. Формат 60×84/16.  
Усл. печ. л. 3,0. Усл.кр.-отт. 3,0. Уч.-изд.л. 2,3. Тираж 100 экз. Заказ 59. С 27.

Санкт-Петербургский горный университет  
РИЦ Санкт-Петербургского горного университета  
Адрес университета и РИЦ: 199106 Санкт-Петербург, 21-я линия, 2