

МИНОБРНАУКИ РОССИИ

Федеральное государственное бюджетное  
образовательное учреждение высшего образования  
«Тульский государственный университет»

Институт горного дела и строительства  
Кафедра «Санитарно-технические системы»

Утверждено на заседании кафедры  
«Санитарно-технические системы»  
«20» января 2022 г., протокол № 5

Заведующий кафедрой



Р.А. Ковалев

**МЕТОДИЧЕСКИЕ УКАЗАНИЯ**  
**по выполнению курсовой работы**  
**по дисциплине (модулю)**  
**«Современные технологии очистки сточных вод»**

**основной профессиональной образовательной программы**  
**высшего образования – программы магистратуры**

по направлению подготовки  
**08.04.01 – "Строительство"**

с профилем  
**"Водоснабжение и водоотведение"**

Форма(ы) обучения: очная, заочная

Идентификационный номер образовательной программы: 080401-01-22

Тула 2022 год

## Разработчик(и) методических указаний

Бурдова М.Г., доцент, к.т.н., доцент  
(ФИО, должность, ученая степень, ученое звание)



---

(подпись)

## Содержание

|  |    |
|--|----|
| Введение.....  | 4  |
| 1. Исходные данные.....  | 6  |
| 2. Выбор и обоснование технологической схемы установки.....            | 7  |
| 3. Расчет сооружений по подготовке воды к ионообменной установке ..... | 9  |
| 3.1. Расчет усреднителя.....   | 9  |
| 3.2. Расчет отстойников .....  | 10 |
| 3.3. Расчет механических фильтров .....                                | 12 |
| 3.4. Расчет сорбционных фильтров .....                                 | 15 |
| 4. Расчет катионитовых фильтров.....                                   | 19 |
| 5. Расчет анионообменных фильтров .....                                | 22 |
| 6. Расчет узла регенерирующих резервуаров .....                        | 25 |
| 7. Расчет объема ёмкостей .....  | 27 |
| 8. Расчет узла обезвреживания элюатов.....                             | 31 |
| 9. Суммарное количество оборудования ионообменной установки .....      | 34 |
| Заключение .....   | 36 |
| Список используемой литературы .....                                   | 37 |

## **Введение**

Метод ионного обмена – один из самых распространенных способов очистки воды. Его применяют:

- при небольших концентрациях загрязняющих веществ в растворе;
- на завершающей стадии очистки, когда к воде, выходящей из очистных сооружений, предъявляют повышенные требования.

Сточные воды, подаваемые на установку, не должны содержать: солей – свыше 3000 мг/л; взвешенных веществ – свыше 8 мг/л; ХПК не должна превышать 8 мг О<sub>2</sub> /л.

Ионный обмен (ионообменная сорбция) – процесс обмена между ионами, находящимися в растворе, и ионами, присутствующими на поверхности твердой фазы (ионита). Этот процесс протекает на поверхности материалов, называемых ионообменными. Извлечение из сточных вод загрязнений происходит с помощью ионитовых фильтров.

Метод позволяет извлекать из сточных вод ценные примеси, такие как соединения мышьяка, фосфора, хром, ПАВ, радиоактивные вещества, тяжелые цветные металлы. Метод применяется для очистки сточных вод предприятий различных отраслей промышленности: металлургической, химической, машиностроительной и других.

Иониты подразделяются на природные и искусственные (синтетические). Природные иониты, в свою очередь, делятся на неорганические и органические. К природным неорганическим ионитам относятся цеолиты, глинистые материалы, полевые шпаты, слюды и др. Они обладают катионообменными свойствами.

К природным органическим ионитам относятся гуминовые кислоты углей и почв, обладающие слабокислотными свойствами.

Ионы, присутствующие в растворе, подходят к поверхности ионообменного материала, в структуре которого имеются легкоподвижные ионы. Происходит замена иона, присутствующего в растворе, на ионную группу, входящую в состав ионообменной смолы. Ионные группы, первоначально входящие в состав смолы, переходят в раствор, а ионы,

присутствующие в растворе, хемосорбируются на поверхности полимерного материала.

Существует два вида ионообменных смол: одни смолы способны к обмену катионами, другие – к обмену анионами.

Различают две разновидности катионообменных процессов:

-H-катионирование (смолы обменивают катионы, которые присутствуют в растворе, на ионы водорода);

-Na-катионирование (смолы обменивают ионы, которые присутствуют в растворе, на ионы натрия).

Таким образом, процесс ионного обмена заключается в извлечении из раствора ионов-примесей и замене их на другие ионы ( $H^+$  или  $Na^+$ ), не влияющие на качество воды.

Имеются две разновидности анионообменных смол:

- обладающие способностью к обмену с анионами сильных кислот (соляной, серной, азотной), в процессе работы они хемосорбируют на своей поверхности  $Cl^-$ ,  $SO_4^{2-}$ ,  $NO_3^-$ , в раствор переходят ионы  $OH^-$ ;

- хемосорбирующие анионы слабых кислот - угольной и кремниевой.

Независимо от вида применяемой смолы в раствор поступают ионы  $OH^-$ .

В данной курсовой работе, исходя из состава сточной воды, подобрана и рассчитана технологическая схема очистки ионообменным методом.

## 1. Исходные данные

Табл. 1. Исходные данные

| №<br>вар<br>иан<br>та | Рас<br>ход,<br>м <sup>3</sup> /ч | Гидра<br>вличе<br>ская<br>крупн<br>ость<br>u <sub>0</sub> ,<br>мм/с | Скорос<br>ть в<br>адсорб<br>ере,<br>м/ч | Концен<br>трация<br>ХПК,<br>мг/л | Концентр<br>ация<br>взвешенн<br>ых<br>веществ,<br>мг/л | Сумма<br>катионов, мг-<br>экв/л |                           | Сумма<br>анионов, мг-<br>экв/л |                          |
|-----------------------|----------------------------------|---|---|----------------------------------|--|---------------------------------|---------------------------|--------------------------------|--------------------------|
|                       |                                  |   |   |                                  |  | полив<br>алент<br>ных           | одно<br>вале<br>нтны<br>х | сильн<br>ых<br>кисло<br>т      | слаб<br>ых<br>кисл<br>от |
| 6                     | 35                               | 0,2   | 10                                      | 600                              | 180  | 0,4                             | 6,4                       | 6,0                            | 0,8                      |

## 2. Выбор и обоснование технологической схемы установки

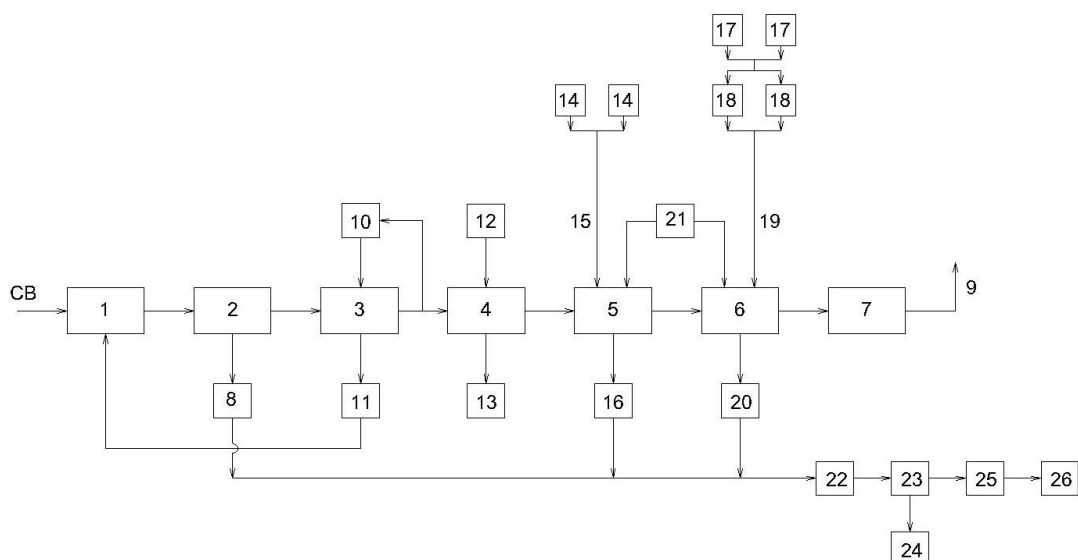


Рис. 1. Технологическая схема установки

1 - Приемный резервуар; 2 - Отстойник; 3 - Механический фильтр; 4 - Сорбционный фильтр; 5 - Н-катионитовый фильтр; 6 - ОН-анионитовый фильтр; 7 - Емкость очищенной воды; 8 - Резервуар осадка; 9 - Очищенная вода в оборот и на собственные нужды; 10 - Резервуар промывной воды; 11 - Резервуар грязной промывной воды; 12 - Склад сорбента; 13 - Склад отработанного сорбента; 14 - Расходные баки HCL; 15 - Трубопровод 10% соляной кислоты; 16 - Емкость элюата Н-катионитового фильтра; 17 - Растворные баки NaOH; 18 - Расходные баки NaOH; 19 - Трубопровод 4% раствора NaOH; 20 - Емкость элюата ОН-анионитового фильтра; 21 - Емкость промывной воды; 22 - Смеситель узла обезвреживания; 23 - Отстойник узла обезвреживания; 24 - Емкость для осадка отстойника; 25 - Центрифуги; 26 - Склад кека.

Технологическая схема включает в себя усреднитель для равномерного поступления сточных вод на дальнейшие очистные сооружения для лучшей их работы. Усреднитель также позволяет регулировать концентрацию загрязнений. За усреднителем расположен вертикальный отстойник для удаления взвешенных веществ до концентрации порядка 15-20 мг/л, что диктуется дальнейшими сооружениями – механическими фильтрами. Механические фильтры позволяют получить концентрацию взвешенных веществ около 5 мг/л. Такая концентрация необходима для устойчивой работы сорбционных фильтров. Сорбционные фильтры позволяют очищать

сточную воду по ХПК. После сорбционных фильтров концентрация ХПК должна составлять меньше 8 мг/л. Все вышеперечисленные сооружения необходимы для подготовки сточных вод к установке ионного обмена. Ионообменные установки включают в себя Н-катионитовые фильтры для удаления одновалентных и поливалентных металлов; ОН-анионообменные фильтры для удаления кислот. Концентрация по соединениям металлов и кислот не должна превышать на выходе из ионообменных фильтров 1,5 мг/л. Емкость (7) служит для сбора очищенной воды. Для взрыхления загрузки ионообменных фильтров при промывке очищенную воду забирают из резервуара чистой воды в бак. Для регенерации загрузок используют растворы кислот и щелочей. Данные растворы готовятся в растворных баках и дозируются из расходных баков. Сорбционные и механические фильтры промываются водой перед катионитовыми фильтрами. Вода забирается в резервуар, откуда подается на механические и сорбционные фильтры. Промывочная вода от сорбционных и механических фильтров подается в усреднитель. Осадок из отстойника подается в накопительный резервуар. Элюат от ионообменных фильтров поступает в резервуары. Элюаты поступают в узел обезвреживания, где они объединяются в смесителе, после удаляется лишняя вода в отстойнике, и затем осадок обезвоживается на центрифугах. Обезвоженный осадок хранятся на складах.



### 3. Расчет сооружений по подготовке воды к ионообменной установке

#### 3.1. Расчет усреднителя

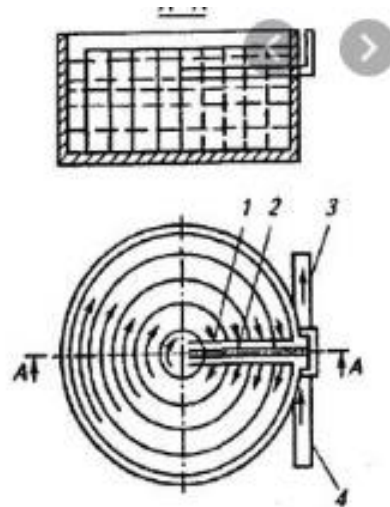


Рис. 6.2. Круглый усреднитель сточных вод:  
1 — распределительный лоток; 2 — перегородка; 3 — сборный лоток;  
4 — подвод воды

Рис. 2. Схема усреднителя

Требуемый объем усреднителя:

$$W_{\text{уср}} = q_w \cdot t_{\text{уср}} \cdot 1,1, \text{ м}^3 \quad (3.1.1)$$

где  $q_w$  — часовой расход сточных вод,  $\text{м}^3/\text{ч}$ ;

$t_{\text{уср}}$  — время усреднения сточных вод, ч.

$$W_{\text{уср}} = 35 \cdot 3 \cdot 1,1 = 115,5 \text{ м}^3$$

В качестве усреднителя принимаем металлический резервуар высотой  $H = 4 \text{ м}$ , тогда диаметр резервуара:

$$D_{\text{уср}} = \sqrt{\frac{4W_{\text{уср}}}{\pi H}}, \text{ м} \quad (3.1.2)$$

$$D_{\text{уср}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 115,5}{3,14 \cdot 4}} = 6 \text{ м}$$

Принимаем стальной резервуар  $H = 4 \text{ м}$ ,  $D = 6 \text{ м}$

### 3.2. Расчет отстойников

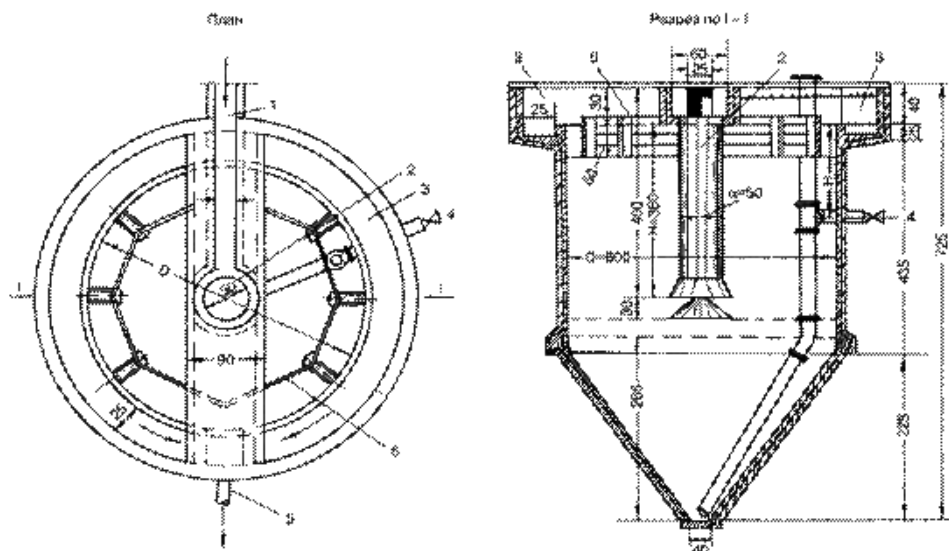


Рис. 2.14. Рабочий чертеж вертикального отстойника  
1 – приток сточной воды; 2 – центральная труба; 3 – кольцевой сборный лоток;  
4 – иловая труба; 5 – трубопровод осветленной воды; 6 – полупогруженные доски  
для обеспечения ламинарности потока

Рис. 3. Вертикальный отстойник

1. Производительность одного отстойника.

$$q_{set} = 2,8 \cdot (D^2 - d^2) \cdot u_0, \text{ м}^3/\text{ч} \quad (3.2.1)$$

где  $D$  – диаметр отстойника, м;

$d$  – диаметр впускного устройства, м;

$u_0$  – гидравлическая крупность задерживаемых частиц, мм/с.

$$q_{set} = 2,8 \cdot (6^2 - 1,4^2) \cdot 0,2 = 19,1 \text{ м}^3/\text{ч}$$

2. Количество отстойников.

$$n_{set} = \frac{q_w \cdot 1,2}{q_{set}} \quad (3.2.2)$$

$$n_{set} = \frac{35 \cdot 1,2}{19,1} = 2 \text{ шт}$$

К установке принимаем 2 вертикальных отстойника диаметром 6 м.

Высота цилиндрической части 4200 мм, высота конической части 3350 мм.

В отстойнике выпадают в осадок гидроксиды металлов. Концентрация взвешенных веществ в очищенной воде не должна превышать 15-20 мг/л, что диктуется работой последующего сооружения технологической схемы – механическими фильтрами.

3. Эффект осветления:

$$\vartheta = \frac{C_{en} - C_{ex}}{C_{en}} \quad (3.2.3)$$

$$\vartheta = \frac{180 - 15}{180} \cdot 100\% = 91,7\%$$

4. Количество выпавшего осадка.

$$Q_{mud} = \frac{24 \cdot q_w \cdot (C_{en} - C_{ex})}{(100 - P_{mud}) \cdot \gamma \cdot 10^4} \quad (3.2.4)$$

$$Q_{mud} = \frac{24 \cdot 35 \cdot (180 - 15)}{(100 - 93) \cdot 1 \cdot 10^4} = 1,98 \text{ м}^3/\text{сут}$$

### 3.3. Расчет механических фильтров

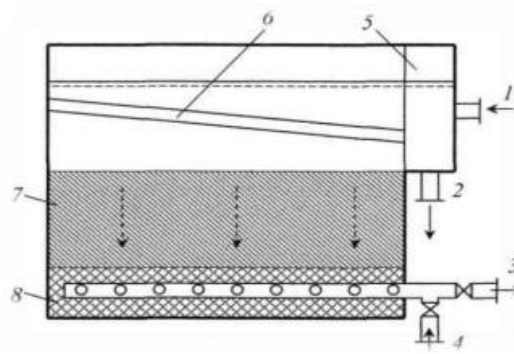


Рис. 4.1. Зернистый фильтр с нисходящим потоком:  
1 – подвод воды; 2 – отвод промывной воды; 3 – отвод фильтрата; 4 – подача промывной воды; 5 – распределительный карман; 6 – желоб для подачи исходной воды; 7 – песчаная загрузка; 8 – поддерживающий слой

Рис. 4. Однослойный мелкозернистый механический фильтр

Механические фильтры должны обеспечивать концентрацию взвешенных веществ не более 5 мг/л, что диктуется требованиями работы сорбционных фильтров.

1. Эффект очистки.

$$\Xi = \frac{15-5}{15} \cdot 100 = 66,7\%$$

2. Исходя из требуемого эффекта очистки по таблице 52 [1] подбираем фильтр: двухслойный с подачей воды сверху вниз.

- Фильтрующий материал – кварцевый песок (высота слоя – 0,6-0,7 м)
- Поддерживающий слой – гравий (высота слоя – 0,15-0,25 м)
- Скорость фильтрования при нормальном режиме – 7-8 м/ч
- Скорость фильтрации при форсированном режиме – 9-10 м/ч
- Интенсивность водной промывки – 14-16 л/(с·м<sup>2</sup>)
- Продолжительность промывки водой – 10-12 мин.
- Эффект очистки по взвешенным веществам – 70-80 %

3. Требуемая площадь фильтров.

$$F_{\phi} = \frac{24 \cdot q_w \cdot (1+m)}{T \cdot v_f - 3,6 \cdot n_{reg} \cdot (W_1 \cdot t_1 + W_2 \cdot t_2) - t_3 \cdot n_{reg} \cdot v_f}, \text{ м}^2 \quad (3.3.1)$$

где  $m$  – количество воды (в процентах), возвращаемое в начало очистных сооружений после промывки;

$T$  – продолжительность работы фильтров, ч;

$v_f$  – скорость фильтрования при нормальном режиме работы, м/ч;

$n_{reg}$  – количество промывок в сутки;

$W$  – интенсивность промывки;

$t_1$  – время промывки фильтров водой;

$t_2$  – время промывки фильтров воздухом;

$t_3$  – время простоя фильтра в связи с промывкой, принимаемое для фильтров, промываемых водой, - 0,33 ч, водой и воздухом - 0,5 ч.

$$F_{\Phi} = \frac{24 \cdot 35 \cdot (1 + 0,03)}{24 \cdot 7 - 3,6 \cdot 1 \cdot (15 \cdot 0,2) - 0,33 \cdot 1 \cdot 7} = 5,6 \text{ м}^2$$

4. Число фильтров.

$$N_{\Phi} = 0,5 \sqrt{F_{\Phi}} \quad (3.3.2)$$

$$N_{\Phi} = 0,5 \sqrt{5,6} = 1,2 \approx 2 \text{ шт}$$

Принимаем 2 рабочих и 1 резервный фильтр.

5. Скорость фильтрации при форсированном режиме.

$$v_{ff} = \frac{v_f \cdot N_f}{(N_f - N_r)} \quad (3.3.3)$$

$$v_{ff} = \frac{7 \cdot 2}{2 - 1} = 14 \text{ м/ч}$$

14 м/ч больше требуемых значений (9-10 м/ч), тогда примем число рабочих фильтров 4 шт и 1 резервный.

5.1. Скорость фильтрации при форсированном режиме при числе фильтров 4 шт. составит:

$$v'_{ff} = \frac{v_f \cdot N_f}{(N_f - N_r)} \quad (3.3.4)$$

$$v'_{ff} = \frac{7 \cdot 4}{4 - 1} = 9,3 \text{ м/ч}$$

Данное значение удовлетворяет требованиям.

6. Площадь одного фильтра.

$$F' = \frac{F_{\Phi}}{N_F} \quad (3.3.5)$$

$$F' = \frac{5,6}{4} = 1,4 \text{ м}^2$$

Следовательно, размеры фильтра составят 1,2 x 1,2 м.

### 3.4. Расчет сорбционных фильтров

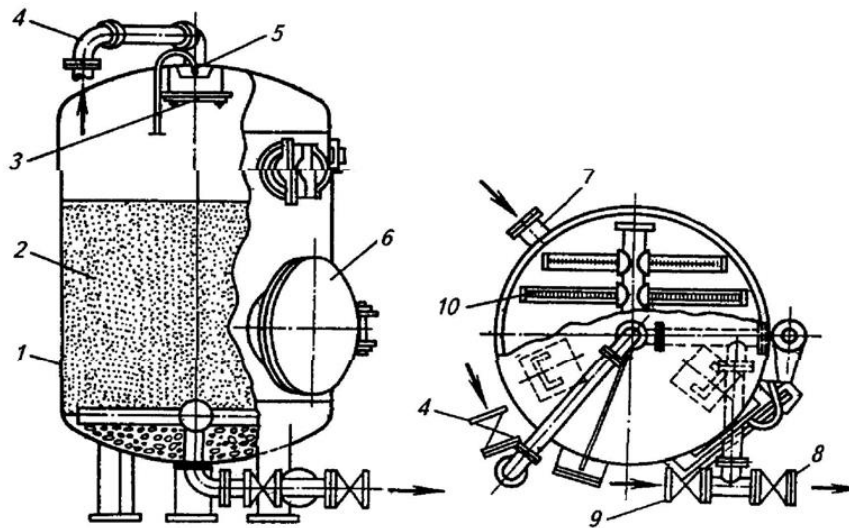


Рис. 3.11. Сорбционный вертикальный параллельно-проточный фильтр:

1 — корпус; 2 — неподвижный слой активного угля; 3 — отбойник; 4 — трубопровод подачи очищаемой сточной воды; 5 — труба сброса воздуха; 6 — люк; 7 — трубопровод для выгрузки активного угля; 8 — трубопровод отвода очищенной воды; 9 — трубопровод подачи взрыхляющей воды;

Рис. 5. Сорбционный фильтр

В качестве сорбирующего материала выбираем загрузку типа – АГ-3.

1. Так как  $XPK \leq 8$  мг/л

$$C_{ex} = 7 \text{ мг/л}$$

Минимальные и максимальные значения сорбционной емкости загрузки.

$$a_{sb}^{\min} = 253 \cdot \sqrt{C_{ex}} \quad (3.4.1)$$

$$a_{sb}^{\min} = 253 \cdot \sqrt{\frac{7}{1000}} = 21,2$$

$$a_{sb}^{\max} = 253 \cdot \sqrt{C_{en}} \quad (3.4.2)$$

$$a_{sb}^{\max} = 253 \cdot \sqrt{\frac{600}{1000}} = 196$$

2. Требуемая общая площадь адсорберов при скорости фильтрации  $v_f = 10$  м/ч составит:

$$F_{ads} = \frac{q_w}{v_f} \quad (3.4.3)$$

$$F_{ads} = \frac{35}{10} = 3,5 \text{ м}^2$$

3. Требуемое количество параллельно работающих линий при диаметре фильтра 3 м составит:

$$N_{ads} = \frac{F_{ads}}{f_{ads}} \quad (3.4.4)$$

$$N_{ads} = \frac{4 \cdot 3,5}{3,14 \cdot 3^2} = 0,5 \approx 1 \text{ линия}$$

Принимаем к работе 1 линию сорбционных фильтров с диаметром фильтра 3 м и скоростью фильтрации 10 м/ч.

4. Минимальная доза активированного угля, выгружаемого из сорбционного фильтра:

$$D_{ads}^{\min} = \frac{C_{en} - C_{ex}}{k_{sb} \cdot a_{ads}^{\max}} \quad (3.4.5)$$

$$D_{ads}^{\min} = \frac{600 - 7}{0,7 \cdot 196} = 4,3 \text{ г/л}$$

5. Максимальная доза активированного угля, выгружаемого из сорбционного фильтра:

$$D_{ads}^{\min} = \frac{C_{en} - C_{ex}}{a_{ads}^{\min}} \quad (3.4.6)$$

$$D_{ads}^{\min} = \frac{600 - 7}{21,17} = 28 \text{ г/л}$$

6. Минимальная высота слоя загрузки:

$$H_1 = \frac{D_{ads}^{\min} \cdot q_w \cdot t_{ads}}{F_{ads} \cdot \gamma_{ads}^{nac}} \quad (3.4.7)$$

$$H_1 = \frac{4,3 \cdot 35 \cdot 24}{7 \cdot 450} = 1,15 \text{ м}$$

7. Максимальная высота слоя загрузки:

$$H_2 = \frac{D_{ads}^{\max} \cdot q_w \cdot t_{ads}}{F_{ads} \cdot \gamma_{ads}^{nac}} \quad (3.4.8)$$

$$H_2 = \frac{28 \cdot 35 \cdot 24}{7 \cdot 450} = 7,5 \text{ м}$$

8. Высота слоя отработанного адсорбента, выгружаемого из сорбционного фильтра, принимается равной минимальной высоте загрузки сорбционного фильтра  $H_3 = 1,5 \text{ м}$ .

9. Общая высота загрузки адсорбента.

$$H_{gen} = H_1 + H_2 + H_3 \quad (3.4.9)$$

$$H_{gen} = 1,15 + 7,5 + 1,15 = 9,8 \text{ м}$$

10. Общее количество последовательных установок при высоте загрузки – 2,5 м составит:



$$N'_{ads} = \frac{9,8}{2,5} = 3,9 \approx 4 \text{ шт.}$$

11. Продолжительность работы до проскока:

$$t_{ads}^{np} = \frac{2 \cdot C_{en} \cdot (H_2 + H_3) \cdot \varepsilon \cdot (a_{sb}^{max} + C_{en})}{V \cdot C_{en}^2} \quad (3.4.10)$$

$$t_{ads}^{np} = \frac{2 \cdot 0,007 \cdot (7,5 + 1,15) \cdot 0,5 \cdot (196 + 0,6)}{10 \cdot 0,6^2} = 3,3 \text{ ч}$$

12. Продолжительность работы до полного насыщения:

$$t_{ads}^{np} = \frac{2 \cdot C_{en} \cdot K_{ads} \cdot H_1 \cdot \varepsilon \cdot (a_{sb}^{max} + C_{en})}{V \cdot C_{en}^2} \quad (3.4.11)$$

$$t_{ads}^{np} = \frac{2 \cdot 0,6 \cdot 0,7 \cdot 1,15 \cdot 0,5 \cdot (196 + 0,6)}{10 \cdot 0,6^2} = 26,4 \text{ ч}$$

Таким образом, требуемая степень очистки может быть достигнута непрерывной работой одной линии адсорберов (4 штуки). При этом каждый адсорбер работает в режиме перегрузки через каждые 3,3 часа.

Каждый адсорбер последовательно перегружается для восстановления своих сорбционных качеств.

13. Объем каждого адсорбера:

$$W_{ads} = f_1 \cdot H = \frac{\pi \cdot D^2}{4} \cdot H \quad (3.4.9)$$

$$W_{ads} = \frac{3,14 \cdot 3^2}{4} \cdot 3 = 21,2 \text{ м}^3$$

14. Затраты сорбента:

$$Z_{sb} = \gamma \cdot W_{ads} \quad (3.4.9)$$

$$Z_{sb} = 0,45 \cdot 21,2 = 9,54 \text{ т}$$

15. Часовые затраты угля:

$$P = \frac{Z_{sb}}{t_{ads}^{np}} \quad (3.4.9)$$

$$P = \frac{9,54}{3,3} = 2,9 \text{ т/час}$$

16. Доза загрузки:

$$D = \frac{P}{q_w} \quad (3.4.9)$$

$$D = \frac{2,9}{35} = 0,08 \frac{\text{т}}{\text{м}^3} = 80 \text{ г/л}$$

#### 4. Расчет катионитовых фильтров

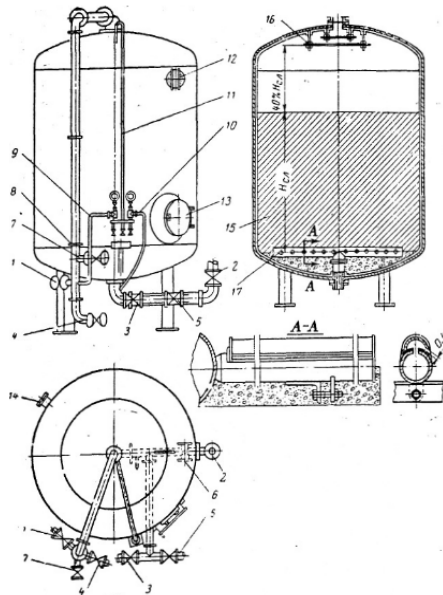


Рис. 13. Н-катионитовый фильтр I ступени.

1 — подвод обрабатываемой воды; 2 — выход обработанной воды; 3 — подвод взрыхляющей воды; 4 — спуск взрыхляющей воды; 5 — спуск первых порций фильтрата; 6 — подвод регенерационного раствора при последовательной регенерации; 7 — подвод регенерационного раствора при обычной регенерации; 8 — расходомер; 9 — линия к манометру на входе воды; 10 — линия к манометру на выходе воды; 11 — воздушник; 12 — верхний люк; 13 — нижний люк; 14 — люк для гидрорегулировки; 15 — катионит; 16 — верхнее распределительное устройство; 17 — дренажное устройство.

Рис. 6. Катионитовый фильтр

1. В качестве загрузки принимаем КУ-2-8 с полной рабочей обменной емкостью при Н-катионировании  $-E_{gen}^K = 800$  г-экв/м<sup>3</sup>.

2. Фактическая рабочая обменная емкость составит:

$$E_{wc}^k = \alpha E_{gen}^k - K_{ion} \cdot q_k \cdot \Sigma C_w^k, \frac{\text{г-экв}}{\text{м}^3} \quad (4.1)$$

где  $\alpha$  — коэффициент эффективности регенерации, принимается равным 0,8-0,9;

$E_{gen}^k$  — полная обменная емкость катионита;

$K_{ion}$  — коэффициент, учитывающий тип ионита: для катионитов принимается равным 0,5, для анионитов — 0,8;

$q_k$  — удельный расход отмывочной воды, принимается 3-4 м<sup>3</sup> на 1 м<sup>3</sup> ионита;

$\Sigma C_w^k$  — суммарная концентрация извлекаемых ионов, мг-экв/л.

$$E_{wc}^k = 0,8 \cdot 800 - 0,5 \cdot 3 \cdot 1,5 = 637,75 \frac{\text{г-экв}}{\text{м}^3}$$

3. Требуемый объем ионита составит:

$$W_k = \frac{24 q_w (\Sigma C_{en}^k - \Sigma C_{ex}^k)}{n_{reg} \cdot E_{wc}^k} \quad (4.2)$$

$$W_k = \frac{24 \cdot 35 \cdot (6,8 - 1,5)}{1 \cdot 637,75} = 7 \text{ м}^3$$

Регенерация происходит каждые 24 часа.

4. Площадь рабочих фильтров:

$$F_k = \frac{q_w}{v}, \text{ м}^2 \quad (4.3)$$

где  $v$  – скорость фильтрования сточной воды, м/ч; принимается в зависимости от солесодержания обрабатываемой воды: не более 20, 15, 10 и 8 м/ч при солесодержании соответственно до 5, 5-15, 15-20, 20 мг-экв/л и более.

$$F_k = \frac{35}{12} = 2,9 \text{ м}^2$$

5. Принимаем типовой фильтр по табл.40 [4]:  
ФИПа 1-15-6

- Площадь – 3,14 м<sup>2</sup>

- Диаметр – 2 м

- Высота загрузки – 2,5 м

Проверяем площадь с учетом объема катионита:  $F_k = 7/2,5 = 2,8 \text{ м}^2$

По проверке, площадь близка к расчетной, значит фильтр подобран, верно.

Принимаем 1 рабочий и 1 резервный фильтр.

6. Определение длительности рабочего цикла фильтра.

$$t_f = \frac{W_k \cdot E_{wc}^k - q_k \cdot W_k \cdot \sum C_w^k}{q_w \cdot (\sum C_{en}^k - \sum C_{ex}^k)} \quad (4.5)$$

$$t_f = \frac{7 \cdot 637,75 - 3 \cdot 7 \cdot 0,5 \cdot 1,5}{35 \cdot (6,8 - 1,5)} = 23,98 \approx 24 \text{ ч}$$

7. Определение расхода реагента на регенерацию 1 фильтра.

Регенерация фильтра производится с применением 7-10%-го раствора HCl (п. 6.303 [1]) в количестве 2,5-3 г-экв / г-экв сорбируемых катионов.

Расход реагента в 1 цикл составит:

$$P_k = \frac{W_k \cdot E_{wc}^k \cdot q_k \cdot N \cdot 100}{m \cdot 10^3} \quad (4.6)$$

$$P_k = \frac{7 \cdot 637,75 \cdot 3 \cdot 36,46 \cdot 100}{30 \cdot 10^3} = 1575,2 \text{ кг}$$

где  $q_k$  – удельный расход HCl;

$N$  – молярная масса;

$m$  – содержание чистой кислоты в продукте.

8. Определение требуемого расхода воды на регенерацию катионообменных фильтров.

а) На взрыхление смолы при интенсивности 2-3 л/с·м<sup>2</sup> в течении 25 минут:

$$P_{\text{воды}}^{\text{взрыхл}} = f_1 \cdot J \cdot 60 \cdot t \cdot 10^{-3} \quad (4.7)$$

$$P_{\text{воды}}^{\text{взрыхл}} = 3,14 \cdot 3 \cdot 60 \cdot 15 \cdot 10^{-3} \approx 8,5 \text{ м}^3$$

б) На изготовление 10% концентрации HCl:

$$P_{\text{воды}}^{\text{раб. конц.}} = \frac{P_k \cdot m}{z \cdot \rho} \quad (4.8)$$

$$P_{\text{воды}}^{\text{раб. конц.}} = \frac{1575,2 \cdot 31}{10 \cdot 1000} = 4,88 \text{ м}^3$$

в) На послерегенерационную промывку (3-4 объема на 1м<sup>3</sup> ионита):

$$P_{\text{воды}}^{\text{отмыв}} = W_k \cdot q_k \quad (4.9)$$

$$P_{\text{воды}}^{\text{отмыв}} = 7 \cdot 3 = 21 \text{ м}^3$$

9. Общий объем воды:

$$P_{\text{общ}} = P_{\text{воды}}^{\text{взрыхл}} + P_{\text{воды}}^{\text{раб. конц.}} + P_{\text{воды}}^{\text{отмыв}} \quad (4.10)$$

$$P_{\text{общ}} = 8,5 + 4,88 + 21 = 34,38 \text{ м}^3$$

10. Средний расход воды на 1 фильтр составит:

$$P_{\text{сп}}^{\text{воды}} = \frac{P_{\text{общ}}}{t_f} \quad (4.11)$$

$$P_{\text{сп}}^{\text{воды}} = \frac{34,38}{24} = 1,43 \text{ м}^3/\text{ч}$$

## 5. Расчет анионообменных фильтров

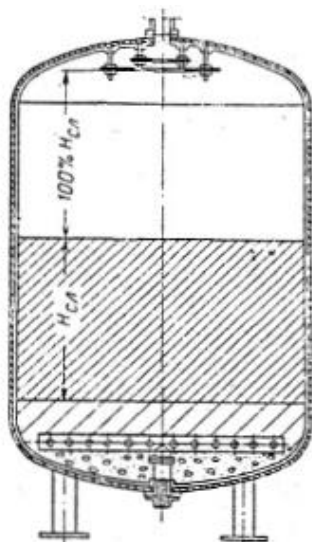


Рис. 21 Разрез анионитового фильтра

Рис. 7. Анионитовый фильтр

Для удаления анионов сильных кислот рекомендуется применять слабоосновную загрузку, например, АН-18П с общей обменной ёмкостью 1100 г·экв.

### 1. Определение рабочей обменной ёмкости.

$$E_{wc}^{an} = \alpha \cdot E_{gen}^{an} - k_{ion} \cdot q_{an} \cdot \sum C_w^{an} \quad (5.1)$$

$$E_{wc}^{an} = 0,9 \cdot 1100 - 0,8 \cdot 3 \cdot 1,5 = 986,4 \text{ мг} \cdot \text{экв/л}$$

где:  $\alpha$  - коэффициент эффективности регенерации анионита, принимаемый для слабоосновных анионитов равным 0,9;

$E_{gen}^{an}$  - полная обменная емкость анионита, мг·экв /л, определяемая на основании паспортных данных, по каталогу на иониты или экспериментальным данным;

$q_{an}$  - удельный расход воды на отмывку анионита после регенерации смолы, принимаемый равным 3-4 м на 1 м смолы;

$K_{ion}$  - коэффициент, учитывающий тип ионита, для анионита принимается равным 0,8;

$\sum C_w^{an}$  - суммарная концентрация анионов в отмывочной воде, мг·экв /м<sup>3</sup>.

### 2. Определение требуемого объема анионитовой загрузки.

Принимаем число регенераций 1 раз в 36ч, тогда объем анионитовой загрузки составит:

$$W_{an} = \frac{24 \cdot q_w \cdot (\sum C_{en}^{an} - \sum C_{ex}^{an})}{n_{reg} \cdot E_{wc}^{an}} \quad (5.2)$$

$$W_{an} = \frac{24 \cdot 35 \cdot (6,8 - 1,5)}{0,67 \cdot 986,4} = 6,7 \text{ м}^3$$

где:  $\sum C_{en}^{an}$  - суммарная концентрация катионов в обрабатываемой воде, г·экв/м<sup>3</sup>;

$\sum C_{ex}^{an}$  - допустимая суммарная концентрация катионов в очищенной воде, г·экв/м<sup>3</sup>;

$n_{reg}$  - число регенераций каждого фильтра в сутки (выбирается в зависимости от конкретных условий, но не более двух);

$E_{wc}^k$  - рабочая обменная емкость катионита по наименее сорбируемому катиону, г·экв/м<sup>3</sup>.

3. Принимаем к установке фильтр аналогичный катионитовому ФИПа 1-15-6 (1 резервный и 1 рабочий).

- Площадь – 3,14 м<sup>2</sup>
- Диаметр – 2 м
- Высота загрузки – 2,5 м

4. Определение расхода реагента.

Регенерация фильтра производится 4-6% раствором NaOH (п. 6.308 [1]).

Расход NaOH составит:

$$P_{NaOH} = \frac{W_{an} \cdot E_{wc}^{an} \cdot q_r \cdot N}{10^3} \quad (5.3)$$

$$P_{NaOH} = \frac{7 \cdot 986,4 \cdot 2,5 \cdot 40}{10^3} = 690,48 \text{ кг}$$

5. Определение требуемого расхода воды на регенерацию анионообменных фильтров.

а) На взрыхление:

$$P_{воды}^{взрых} = F_{an} \cdot q_{air} \cdot 60 \cdot t \quad (5.4)$$

$$P_{воды}^{взрых} = 3,14 \cdot 3 \cdot 60 \cdot 15 \cdot 10^{-3} = 8,5 \text{ м}^3$$

б) На изготовление рабочего раствора:

$$P_{воды}^{раб. конц.} = \frac{P_{NaOH} \cdot 100}{z \cdot \rho} \quad (5.5)$$

$$P_{\text{воды}}^{\text{раб.конц}} = \frac{690,48 \cdot 100}{4 \cdot 1000} = 17,3 \text{ м}^3$$

в) На послерегенерационную промывку:

$$P_{\text{воды}}^{\text{отмыв}} = W_{\text{ан}} \cdot q_{\text{ан}} \quad (5.6)$$

$$P_{\text{воды}}^{\text{отмыв}} = 7 \cdot 3 = 21 \text{ м}^3$$

9. Общее количество воды:

$$P_{\text{общ}} = P_{\text{воды}}^{\text{взрых}} + P_{\text{воды}}^{\text{раб.конц}} + P_{\text{воды}}^{\text{отмыв}} \quad (5.7)$$

$$P_{\text{общ}} = 8,5 + 17,3 + 21 = 46,8 \text{ м}^3$$

10. Определение продолжительности работы фильтра.

$$t_f = \frac{24}{n_{\text{рег}}} - (t_1 + t_2 + t_3) = \frac{24}{n_{\text{рег}}} - \left( t_1 + \frac{P_{\text{воды}}^{\text{раб.конц.}}}{F \cdot V_p} + \frac{P_{\text{воды}}^{\text{отмыв}}}{F \cdot V_{\text{отн}}} \right) \quad (5.8)$$

$$t_f = \frac{24}{0,67} - \left( 0,25 + \frac{17,3}{3,14 \cdot 1,5} + \frac{21}{3,14 \cdot 5} \right) = 30,5 \text{ ч}$$

11. Проверка площади фильтрования.

$$F_f = \frac{24 \cdot q_w}{n_{\text{рег}} \cdot t_f \cdot V_f} \quad (5.9)$$

$$F_f = \frac{24 \cdot 35}{0,67 \cdot 30,5 \cdot 12} \approx 3,4 \text{ м}^2$$

12. Определение часового расхода на регенерацию анионообменного фильтра.

$$P_{\text{воды}} = \frac{P_{\text{общ}}}{t_f} \quad (5.10)$$

$$P_{\text{воды}} = \frac{46,8}{30,5} = 1,5 \text{ м}^3/\text{ч}$$

13. Определение общего расхода воды на катионитовые и анионитовые фильтры:

$$P_{\text{общ}} = P_{\text{воды}}^k + P_{\text{воды}}^{\text{ан}} \quad (5.11)$$

$$P_{\text{общ}} = 1,43 + 1,5 = 2,93 \text{ м}^3/\text{ч} \text{ — затраты воды на собственные нужды}$$

14. Потери воды на собственные нужды:

$$P_{\text{собст.нужды}} = \frac{P_{\text{общ}}}{q_w} \cdot 100 \quad (5.12)$$

$$P_{\text{собст.нужды}} = \frac{2,93}{35} \cdot 100 = 8,4\% \text{ — что ниже барьера } 10\%$$



## 6. Расчет узла регенерирующих резервуаров

Расчет расходных и растворных баков для реагентов.

Для приготовления рабочих растворов необходимы растворные и расходные баки, в том числе на приготовление 10% HCl предусматриваем расходные баки, для NaOH – и растворные, и расходные баки.

### 6.1. Расчет расходных баков для HCl.

$$W_{HCl}^{раств.} = \frac{M_{HCl}}{\rho} \quad (6.1.1)$$

$$W_{HCl}^{раств.} = \frac{1,575}{1,19} = 1,3 \text{ м}^3$$

Где  $\rho$  – плотность кислоты, принимаемая равной 1,19 т/м<sup>3</sup>.

Тогда общий объем расходного бака:

$$W_{общ}^{расх} = (P_{общ} + W_{HCl}^{раств.}) * k_1 \quad (6.1.2)$$

$$W_{общ}^{расх} = (4,88 + 1,3) \cdot 1,1 = 6,8 \text{ м}^3$$

Принимаем к установке 2 расходных бака для HCl с кислотоустойчивым покрытием высотой  $H_{HCl}^{расх} = 2$  м, тогда диаметр бака составит:

$$D_{HCl}^{расх} = \sqrt{\frac{4 \cdot W_{HCl}^{расх}}{\pi \cdot H_{HCl}^{расх}}} \quad (6.1.3)$$

$$D_{HCl}^{расх} = \sqrt{\frac{4 \cdot 6,8}{3,14 \cdot 2}} \approx 2,1 \text{ м}$$

Для подачи раствора HCl в катионообменный фильтр – устанавливаем 2 дозировочных насоса типа НД-АР46

### 6.2. Расчет растворных баков для NaOH.

Приготовление 4% раствора NaOH происходит в 2 этапа:

1) Расчет приготовления 20% раствора

2) 20% раствор поступает в расходные баки для приготовления 4 % раствора. В соответствии с расчетом требует 690,48 кг NaOH, следовательно, объем бака с учетом бортиков:

$$W^{раств} = \frac{M_{NaOH} \cdot 100}{n_1 \cdot z_1 \cdot \gamma_1} \cdot k_1 \quad (6.2.1)$$

$$W^{раств} = \frac{0,69 \cdot 100}{1 \cdot 20 \cdot 1,05} \cdot 1,2 = 3,6 \text{ м}^3$$

$n_1$  – число приготовлений, равное 1.

$z_1$  – концентрация раствора, 20%.

$\gamma_1 = 1,05 \text{ т/м}^3$

Принимаем к установке 2 растворных бака для NaOH с антикоррозионным покрытием высотой  $H_{NaOH}^{раств} = 1,6 \text{ м}$ , тогда диаметр бака составит:

$$D_{NaOH}^{раств} = \sqrt{\frac{4 \cdot W_{NaOH}^{раств}}{\pi \cdot H_{NaOH}^{раств}}} \quad (6.2.2)$$

$$D_{NaOH}^{раств} = \sqrt{\frac{4 \cdot 3,6}{3,14 \cdot 1,6}} \approx 1,7 \text{ м}$$

### 6.3. Расчет расходных баков для NaOH.

$$W_{NaOH}^{расх} = k_1 \cdot \frac{M_{NaOH} \cdot 100}{n \cdot z \cdot \gamma} \quad (6.3.1)$$

$$W_{NaOH}^{расх} = 1,1 \cdot \frac{0,69 \cdot 100}{5 \cdot 4 \cdot 1,02} = 3,7 \text{ м}^3$$

Принимаем к установке 2 расходных бака для NaOH с антикоррозионным покрытием, с числом приготовлений 5 раз в сутки, высотой  $H_{NaOH}^{расх} = 1,7 \text{ м}$ , тогда диаметр бака составит:

$$D_{NaOH}^{расх} = \sqrt{\frac{4 \cdot W_{NaOH}^{расх}}{\pi \cdot H_{NaOH}^{расх}}} \quad (6.3.2)$$

$$D_{NaOH}^{расх} = \sqrt{\frac{4 \cdot 18,6}{3,14 \cdot 1,7}} \approx 1,7 \text{ м}$$

Для подачи раствора NaOH в анионообменный фильтр – устанавливаем 2 дозировочных насоса типа НД-АР46.

В каждый бак устанавливаем пропеллерные низкочастотные мешалки с частотой вращения 40 об./мин.

### 6.6. Расчет растворных баков для $\text{Ca}(\text{OH})_2$ .

Приготовление 5% раствора  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  происходит в 2 этапа:

- 1) Расчет приготовления 20% раствора
- 2) 20% раствор поступает в расходные баки для приготовления 5 % раствора.

кг NaOH, следовательно, объем бака с учетом бортиков:

$$W_{\text{раств}} = \frac{M_{\text{NaOH}} \cdot 100}{n_1 \cdot z_1 \cdot \gamma_1} \cdot k_1 \quad (6.2.1)$$

$$W_{\text{раств}} = \frac{0,15 \cdot 100}{1 \cdot 20 \cdot 1,05} \cdot 1,2 = 0,86 \text{ м}^3$$

Принимаем к установке 2 растворных бака для  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  с антикоррозионным покрытием высотой  $H_{\text{NaOH}}^{\text{раств}} = 1$  м, тогда диаметр бака:

$$D_{\text{NaOH}}^{\text{раств}} = \sqrt{\frac{4 \cdot W_{\text{NaOH}}^{\text{раств}}}{\pi \cdot H_{\text{NaOH}}^{\text{раств}}}} \quad (6.2.2)$$

$$D_{\text{NaOH}}^{\text{раств}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,86}{3,14 \cdot 1}} \approx 1,1 \text{ м}$$

### 6.3. Расчет расходных баков для NaOH.

$$W_{\text{NaOH}}^{\text{расх}} = k_1 \cdot \frac{M_{\text{NaOH}} \cdot 100}{n \cdot z \cdot \gamma} \quad (6.3.1)$$

$$W_{\text{NaOH}}^{\text{расх}} = 1,1 \cdot \frac{0,15 \cdot 100}{15 \cdot 5 \cdot 1,02} = 0,98 \text{ м}^3$$

Принимаем к установке 2 расходных бака для NaOH с антикоррозионным покрытием, с числом приготовлений 15 раз в сутки, высотой  $H_{\text{NaOH}}^{\text{расх}} = 1$  м, тогда диаметр бака составит:

$$D_{\text{NaOH}}^{\text{расх}} = \sqrt{\frac{4 \cdot W_{\text{NaOH}}^{\text{расх}}}{\pi \cdot H_{\text{NaOH}}^{\text{расх}}}} \quad (6.3.2)$$

$$D_{\text{NaOH}}^{\text{расх}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,98}{3,14 \cdot 1}} \approx 1,1 \text{ м}$$

Для подачи раствора  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  в смеситель – устанавливаем 2 дозировочных насоса типа НД-АР46.

В каждый бак устанавливаем пропеллерные низкочастотные мешалки с частотой вращения 40 об./мин.

## 7. Расчет объема ёмкостей

### 7.1. Для сбора очищенной воды.

Очищенная вода отводится на дальнейшие технологические нужды путем оборотного водоснабжения. Подача осуществляется насосом с резервуара.

Производительность установки составляет  $35 \text{ м}^3/\text{ч} \Rightarrow$  принимаем к установке 1 рабочий и 1 резервный насосы марки ХМ 80-50-160а.

Объем приемного резервуара насоса принимается на 5 мин. пребывания вод:

$$W_{\text{рез-ра}}^{\text{о.в.}} = \frac{q_w \cdot t_{\text{нак}} \cdot 1,1}{60} \quad (7.1.1)$$
$$W_{\text{рез-ра}}^{\text{о.в.}} = \frac{35 \cdot 5 \cdot 1,1}{60} = 3,2 \text{ м}^3$$

Принимаем высоту резервуара  $H_{\text{ов}}=1,5 \text{ м}$ , тогда площадь составит:

$$F_{\text{ов}} = \frac{W_{\text{рез}}^{\text{о.в.}}}{H_{\text{ов}}} \quad (7.1.2)$$
$$F_{\text{ов}} = \frac{3,2}{1,5} = 2,1 \text{ м}^2$$

Принимаем к установке резервуар очищенной воды размерами  $B \times L=1,4 \times 1,5 \text{ м}$ .

### 7.2. Для промывных вод ионообменных фильтров.

На 1 промывку катионообменного фильтра требуется  $21 \text{ м}^3$  воды, на 1 промывку анионообменного фильтра –  $21 \text{ м}^3$  воды.

Учитывая различную частоту промывок этих фильтров принимаем ёмкость промывных вод по наибольшему объему.

Принимаем к установке 1 бак объемом  $21 \text{ м}^3$ .

При высоте бака 3 м диаметр составит:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot W_{\text{пр.в.}}}{\pi \cdot H}} \quad (7.2.1)$$
$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot 21}{3,14 \cdot 3}} \approx 3 \text{ м}$$

Принимаем к установке 1 бак высотой  $H=3 \text{ м}$  и диаметром  $D = 3 \text{ м}$ .

### 7.3. Для элюатов от регенерации ионообменных фильтров.

Для катионообменных фильтров:

Элюат от катионообменных фильтров образуется при их промывке 10% раствором HCl  $\Rightarrow$  объем резервуара для элюата составит:

$$W_{эл}^k = 6,8 \text{ м}^3$$

Принимаем высоту резервуара  $H=2$  м, тогда диаметр составит:

$$D_{эл}^k = \sqrt{\frac{4 \cdot W_{эл}^k}{\pi \cdot H}} \quad (7.3.1)$$

$$D_{эл}^k = \sqrt{\frac{4 \cdot 6,8}{3,14 \cdot 2}} \approx 2,1 \text{ м}$$

Принимаем к установке 1 резервуар для элюата катионообменных фильтров высотой  $H=2$  м, диаметром  $D=2,1$  м.

7.4. Для анионообменных фильтров:

Элюат от анионообменных фильтров образуется при промывке этих фильтров регенерирующим раствором NaOH.

При расчете установлено, что расход воды, требуемый для приготовления раствора, составляет  $3,7 \text{ м}^3 \Rightarrow$  объем резервуара составит:

$$W_{эл}^a = 3,7 \text{ м}^3$$

Принимаем высоту резервуара  $H=1,7$  м, тогда диаметр составит:

$$D_{эл}^{an} = \sqrt{\frac{4 \cdot W_{эл}^{an}}{\pi \cdot H}} \quad (7.4.1)$$

$$D_{эл}^{an} = \sqrt{\frac{4 \cdot 3,7}{3,14 \cdot 1,7}} \approx 1,7 \text{ м}$$

Принимаем к установке резервуар для элюата анионообменных фильтров высотой  $H = 1,7$  м, диаметром  $D = 1,7$  м.

7.5. Определение суммарного количества элюатов.

$$\sum W_{эл} = W_{эл}^k + W_{эл}^{an} \quad (7.5.1)$$

$$\sum W_{эл} = 6,8 + 3,7 = 10,5 \text{ м}^3$$

Эти элюаты поступают на установку обезвреживания.

7.6. Емкость для осадка из отстойников.

Объем резервуара:

$$W_{p-ра}^{от} = Q_{mud} \cdot k \quad (7.6.1)$$

$$W_{p-ра}^{от} = 1,98 \cdot 1,1 = 2,2 \text{ м}^3$$

Принимаем высоту резервуара  $H=1,4$  м, тогда диаметр составит:

$$D_{p-ра}^{от} = \sqrt{\frac{4 \cdot W_{p-ра}^{от}}{\pi \cdot H}} \quad (7.6.2)$$

$$D_{p-ра}^{от} = \sqrt{\frac{4 \cdot 2,2}{3,14 \cdot 1,4}} \approx 1,5 \text{ м}$$

Принимаем к установке резервуар для осадка из отстойников высотой  $H = 1,4$  м, диаметром  $D = 1,5$  м. Устанавливаем мешалку с частотой вращения 40 об./мин.

7.7. Резервуар промывной воды для механических фильтров.

Объем промывной воды на промывку 1 механического фильтра:

$$W_{пром}^{мех.ф} = F' \cdot J \cdot t_{пром} \cdot 60/1000 \quad (7.7.1)$$

$F'$  – площадь одного механического фильтра;

$J$  – интенсивность водной промывки;

$t_{пром}$  – продолжительность промывки, мин.

$$W_{пром}^{мех.ф} = 1,4 \cdot 14 \cdot 10 \cdot 60/1000 = 11,76 \text{ м}^3$$

$$W_{p-ра}^{от} = 1,98 \cdot 1,1 = 2,2 \text{ м}^3$$

Принимаем высоту резервуара  $H=2,5$  м, тогда диаметр составит:

$$D_{p-ра}^{от} = \sqrt{\frac{4 \cdot W_{p-ра}^{от}}{\pi \cdot H}} \quad (7.7.2)$$

$$D_{p-ра}^{от} = \sqrt{\frac{4 \cdot 11,76}{3,14 \cdot 2,5}} \approx 2,5 \text{ м}$$

Принимаем к установке резервуар для осадка из отстойников высотой  $H = 2,5$  м, диаметром  $D = 2,5$  м.

## 8. Расчет узла обезвреживания элюатов

Так как элюат катионообменных фильтров включает кислый раствор с катионами металлов, а элюат анионообменных фильтров – щелочной раствор, то при их смешивании возможна реакция нейтрализации кислых стоков с обеспечением избыточной щелочности, при которой ионы металлов образуют гидроксиды металлов, способных выпасть в осадок.

Регенерация катионообменных фильтров происходит 1 раз в сутки. Значит почасовой расход элюатов:  $q_{\text{час}}^{\text{кат}} = 6,18/24 = 0,2575 \text{ м}^3/\text{ч}$ .

Регенерация анионообменных фильтров происходит 1 раз в 1,5 суток. Значит почасовой расход элюатов:  $q_{\text{час}}^{\text{ан}} = 3,36/36 = 0,093 \text{ м}^3/\text{ч}$ .

Тогда суммарный расход:

$$q_{\text{mix}} = q_{\text{час}}^{\text{кат}} + q_{\text{час}}^{\text{ан}} \quad (8.1)$$
$$q_{\text{mix}} = 0,2575 + 0,093 = 0,3505 \text{ м}^3/\text{ч}$$

При смешивании стоков достигается избыточная щелочность  $\Rightarrow$  обеспечивается нейтрализация и образование гидроксидов металлов. Смешение этих стоков предусматривается в смесителях с продолжительностью пребывания 3 мин.

### 8.1. Расчет смесителя

$$W_{mix} = q_{mix} \cdot t \quad (8.1.1)$$

$$W_{mix} = \frac{0,3505 \cdot 3}{60} = 0,018 \text{ м}^3$$

Принимаем высоту смесителя  $H=0,3$  м, тогда диаметр составит:

$$D_{mix} = \sqrt{\frac{4 \cdot W_{mix}}{\pi \cdot H}} \quad (8.1.2)$$

$$D_{mix} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,018}{3,14 \cdot 0,4}} = 0,3 \text{ м}$$

### 8.2. Расчет отстойника

Для выделения осадка предусматриваем отстойник с продолжительностью отстаивания 3-4 часа.

Объем отстойника составит:

$$W_{set} = q_{mix} \cdot t_{set} \quad (8.2.1)$$

$$W_{set} = 0,3505 \cdot 4 = 1,402 \text{ м}^3$$

Принимаем к установке 1 типовой наименьший вертикальный отстойник высотой конической части 1,8 м, высотой цилиндрической части 4,1 м, диаметром  $D_{set}=4$  м.

Влажность обработанного осадка колеблется в пределах  $97\% < P_{mud} < 98\%$ , объем осадка составит 5-7%:

$$Q_{mud} = \frac{t_{set} \cdot q_{mix} \% \cdot t_{cm}}{100} \quad (8.2.2)$$

$$Q_{mud} = \frac{4 \cdot 0,3505 \cdot 8}{100} = 0,11 \text{ м}^3/\text{смену}$$

Осадок направляется в ёмкость для последующего обезвоживания на центрифугах.

### 8.3. Определение объема ёмкости (резервуара) для осадков отстойника

$$W_{p-pa}^{осад.} = Q_{mud} \cdot 1,2 \quad (8.3.1)$$

$$W_{p-pa}^{осад.} = 0,11 \cdot 1,2 = 0,132 \text{ м}^3$$

Принимаем к установке резервуар высотой  $H_{oc}=0,5$  м, тогда диаметр составит:



$$D_{p-pa}^{осад} = \sqrt{\frac{4 \cdot W_{p-pa}^{осад}}{\pi \cdot H_{oc}}} \quad (8.3.2)$$

$$D_{p-pa}^{осад} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,132}{3,14 \cdot 0,5}} = 0,6 \text{ м}$$

Для дальнейшей обработки осадок поступает на центрифуги.

#### 8.4. Расчет механического обезвоживания осадка

Для механического обезвоживания осадка принимаем к установке типовые центрифуги типа ОГШ-202К-05 с производительностью:

$$q_{cf} = (15 \div 20) \cdot l_{rot} \cdot d_{rot} \quad (8.4.1)$$

$$q_{cf} = 17 \cdot 0,6 \cdot 0,2 = 2,04 \text{ м}^3/\text{ч}$$

8.4.1. Определение требуемого количества центрифуг.

$$n_{cf} = \frac{Q_{mud}}{q_{cf} \cdot 2 \cdot 24} \quad (8.4.1.1)$$

$$n_{cf} = \frac{0,41}{2,04 \cdot 2 \cdot 24} \approx 1шт;$$

Принимаем к установке 1 рабочую и 1 резервную центрифуги.

8.4.2. Определение размеров склада кека.

Кек (осадок) с центрифуги направляется на склад для 3-4 мес. хранения, соответственно площадь склада составит:

$$F_c = \frac{q_c \cdot 4 \cdot 30}{H} = \frac{Q_{mud} \cdot (100 - 97) \cdot 4 \cdot 30}{(100 - 70) \cdot H} \quad (8.4.2.1)$$

$$F_c = \frac{0,11 \cdot 3 \cdot 4 \cdot 30}{30 \cdot 2} = 0,66 \text{ м}^2$$

Принимаем склад размерами В×L=1×0,7 м.

## 9. Суммарное количество оборудования ионообменной установки

Табл. 2. Оборудование ионообменной установки.

| №<br>п/п                                | Наименование  | Основные<br>размеры  | Кол-во              | Примечание                                    |
|---|---|--|---------------------|---|
| 1                                       | 2   | 3  | 4                   | 5   |
| <b>1. Узел подготовки</b>               |   |  |                     |   |
| 1.1                                     | Усреднитель   | D=6 м<br>H=4 м   | 1                   | Стальной резервуар                            |
| 1.2                                     | Вертикальный отстойник                              | D=6 м<br>H=7,55 м  | 2                   |   |
| 1.3                                     | Механические фильтры                                | BxL = 1,2x1,2 м<br>H <sub>з</sub> = 0,4-0,5 м<br>(кварцевый песок) | 4 раб.<br>1 резерв. | Двухслойный фильтр с подачей воды сверху вниз |
| 1.4                                     | Сорбционные фильтры                                 | D=3 м<br>H <sub>з</sub> =2,5 м<br>1 ветвь из 4 фильтров            | 4                   | Загрузка АГ-3                                 |
| <b>2. Узел ионообменных фильтров</b>    |   |  |                     |   |
| 2.1                                     | Катионитовые фильтры                                | D=2 м<br>H <sub>к</sub> =2,5 м                                     | 1 раб.<br>1 резерв. | Фильтр ФИПа 1-15-6<br>Загрузка КУ-2-8         |
| 2.2                                     | Анионитовые фильтры                                 | D=2 м<br>H <sub>а</sub> =2,5 м                                     | 1 раб.<br>1 резерв. | Фильтр ФИПа 1-15-6<br>Загрузка АН-18П         |
| <b>3. Узел регенерирующих растворов</b> |   |  |                     |   |
| 3.1                                     | Емкости соляной кислоты                             | D=2,1 м<br>H=2 м   | 2                   | Расходный бак с кислотоустойчивым покрытием   |
| 3.2                                     | Емкости едкого натра                                | D=1,7 м<br>H=1,6 м   | 2                   | Растворный бак с кислотоустойчивым покрытием  |
|   |   | D=1,7 м<br>H=1,7 м   | 2                   | Расходный бак с кислотоустойчивым покрытием   |
| 3.3                                     | Емкость для сбора очищенной воды                    | BxL=1,4x1,5 м<br>H=1,5 м   | 1                   |   |
| 3.4                                     | Емкость для промывных вод для ионообменных фильтров | D=3 м<br>H=3 м   | 1                   |   |
| 3.5                                     | Для элюатов от регенерации ионообменных фильтров:   |  |                     |   |
|   | Для катионообменных                                 | D=2,1 м  | 1                   |   |

|  |   |                    |                     |                      |
|--|---|--------------------|---------------------|----------------------|
|  | фильтров  | H=2 м              |                     |                      |
|  | Для анионообменных<br>фильтров                              | D=1,7 м<br>H=1,7 м | 1                   |                      |
| 3.6  | Емкость для осадка из<br>отстойников                        | D=1,5 м<br>H=1,4 м | 1                   | Мешалка 40<br>об/мин |
| 3.7  | Резервуар промывной<br>воды для<br>механических<br>фильтров | D=2,5 м<br>H=2,5 м | 1                   |                      |
| <b><u>4. Узел обезвреживания элюатов</u></b> |   |                    |                     |                      |
| 4.1  | Смеситель   | D=0,3 м<br>H=0,3 м | 1                   |                      |
| 4.2  | Отстойник   | D=4 м<br>H=5,9 м   | 1                   | Вертикальный         |
| 4.3  | Резервуар для осадка<br>отстойника                          | D=0,6 м<br>H=0,5 м | 1                   |                      |
| 4.4  | Центрифуга  |                    | 1 раб.<br>1 резерв. | ОГШ-202К-05          |
| 4.5  | Склад кека  | B×L=1×0,7 м        |                     |                      |

## Заключение

Был произведен расчет ионообменной установки, выполнена ее технологическая схема и план расположения сооружений очистки.

В качестве сооружений установки на  $35 \text{ м}^3/\text{ч}$  были приняты следующие:

- усреднитель  $H=4 \text{ м}$ ,  $D=6 \text{ м}$ ;
- вертикальный отстойник  $D=6 \text{ м}$ ;
- механические фильтры  $1,2 \times 1,2 \text{ м}$ ;
- сорбционные фильтры  $D=3 \text{ м}$ ,  $H=2,5 \text{ м}$ ;
- катионитовые фильтры  $D=2,5 \text{ м}$ ,  $H=2 \text{ м}$ ;
- анионообменные фильтры  $D=2,5 \text{ м}$ ,  $H=2 \text{ м}$ ;
- расходные баки для  $\text{HCl}$   $H=2 \text{ м}$ ,  $D=2,1 \text{ м}$ ;
- растворные баки для  $\text{NaOH}$   $H=1,6 \text{ м}$ ,  $D=1,7 \text{ м}$ ;
- расходные баки для  $\text{NaOH}$   $H=1,7 \text{ м}$ ,  $D=1,7 \text{ м}$ ;
- резервуар очищенной воды  $B \times L=1,4 \times 1,5 \text{ м}$ ;
- бак для промывных вод для ионообменных фильтров  $H=3 \text{ м}$ ,  $D=3 \text{ м}$ ;
- резервуар для элюата катионообменных фильтров  $H=2 \text{ м}$ ,  $D=2,1 \text{ м}$ ;
- резервуар для элюата анионообменных фильтров  $H=1,7 \text{ м}$ ,  $D=1,7 \text{ м}$ ;
- резервуар для осадка из отстойников  $H=1,4 \text{ м}$ ,  $D=1,5 \text{ м}$ ;
- резервуар промывной воды для механических фильтров  $H=2,5 \text{ м}$ ,  $D=2,5 \text{ м}$ ;
- смеситель  $H=0,3 \text{ м}$ ,  $D=0,3 \text{ м}$ ;
- вертикальный отстойник  $D=4 \text{ м}$ ;
- резервуар для осадков отстойника  $H_{\text{ос.}}=0,8=6 \text{ м}$ ,  $D=0,5 \text{ м}$ ;
- центрифуги типа ОГШ-202К-05;
- склад кека  $B \times L=1 \times 0,7 \text{ м}$ .

Благодаря такой установке происходит обессоливание и очистка сточных вод от ионов металлов, а также других загрязнений до заданных концентраций. Минусом установки является постоянная загрузка реагентов и удаление осадка, а плюсом - они способны работать без перерыва.

## **Список используемой литературы**

1. СНиП 2.04.03-85 Канализация. Наружные сети и сооружения (с Изменением N 1)
2. СП 32.13330.2018 Канализация. Наружные сети и сооружения. СНиП 2.04.03-85 (с Изменением N 1)
3. Пособие к СНиП 2.04.03-85 Проектирование сооружений для очистки сточных вод
4. Справочник проектировщика. Канализация населенных мест и промышленных предприятий. Самохин В.Н., 1981
5. Очистка производственных сточных вод: Учеб. пособие для вузов/С.В. Яковлев, Я.А. Карелин, Ю.М. Ласков, Ю.В. Воронов; Под ред. С.В. Яковлева. – 2-е изд., перераб. и доп. – М.: Стройиздат, 1985. – 335 с.
6. Проектирование сооружений механической очистки и обработки осадка сточных вод: Учеб. пособие/Э. И. Шлапакова, М. Г. Бурдова; Тул. гос. техн. ун-т. Тула, 1993 г. 96 с.
7. Книга “Водоотведение и очистка сточных вод”, Воронов Ю.В., Яковлев С.В., МГСУ Издательство АСВ, Москва 2006 г, 704 стр