

**МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ
ЗАПОРІЗЬКИЙ НАЦІОНАЛЬНИЙ
УНІВЕРСИТЕТ**

В.В. Горбань, Н.В. Воронова

ТЕХНОЕКОЛОГІЯ

Навчально-методичний посібник для здобувачів
ступеня освіти бакалавр спеціальності «Екологія»
освітньо-професійної програми
«Екологія, охорона навколишнього середовища та
збалансоване природокористування»



**МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ
ЗАПОРІЗЬКИЙ НАЦІОНАЛЬНИЙ
УНІВЕРСИТЕТ**

В.В. Горбань, Н.В. Воронова

ТЕХНОЕКОЛОГІЯ

Навчально-методичний посібник для здобувачів
ступеня освіти бакалавр спеціальності «Екологія»
освітньо-професійної програми
«Екологія, охорона навколишнього середовища та
збалансоване природокористування»

Затверджено
вченою радою
біологічного
факультету
Протокол № ____
від 31.01.2018

Запоріжжя
2018

УДК: 504.05

Г

Горбань В.В. Техноекологія: навчально-методичний посібник для здобувачів ступеня освіти бакалавр спеціальності «Екологія» освітньо-професійної програми «Екологія, охорона навколишнього середовища та збалансоване природокористування» / В.В. Горбань, Н.В. Воронова. – Запоріжжя: ЗНУ, 2018. – 59 с.

У посібнику відповідно до робочої програми навчальної дисципліни «Техноекологія» подано тематику та зміст лабораторних занять (короткі теоретичні відомості, завдання і порядок виконання робіт, необхідні інструкції, контрольні питання), вказівки щодо організації самостійної роботи, питання для поточного й підсумкового контролю, список рекомендованої літератури.

Видання сприятиме засвоєнню основ техноекології, методів визначення впливу виробництв на довкілля, по забезпеченню екологічної безпеки виробництв та охороні природи та здоров'я людей від виробничої діяльності.

Для здобувачів ступеня вищої освіти бакалавр спеціальності «Екологія» освітньо-професійної програми «Екологія та охорона навколишнього середовища».

Рецензент

Г.О. Чаусовський канд. техн. наук, доцент
кафедри загальної та прикладної екології і
зоології.

Відповідальний за випуск

О.Ф. Рильський, д-р біол. наук, професор,
завідувач кафедри загальної та прикладної
екології і зоології.

ЗАВДАННЯ ТА ВИМОГИ ДО ВИКОНАННЯ РОЗРАХУНКОВИХ РОБІТ

Виконання розрахункових робіт з дисципліни «Техноекологія» дозволить студентам краще усвідомити ті техногенні процеси, що відбуваються на окремих виробництвах нашої країни, а також одержати навички визначення параметрів і конструкторських рішень при формуванні систем екологічного захисту на промислових підприємствах і в комунальному господарстві.

Попереднім етапом при виконанні розрахункових робіт є ознайомлення з теоретичним матеріалом на лекціях або за допомогою навчальних посібників, що дає можливість одержати інформацію про характер виробництва, який вивчається і існуючі прийоми затримання забруднюючих речовин, що утворюються на ньому.

Студентам пропонується виконати 13 розрахункових робіт за індивідуальними розрахунковими даними, які розміщені в текстовій частині кожного завдання. Наведені також розрахункові схеми і основні формули для встановлення розмірів тих установок, що проектуються.

Розрахункові роботи потрібно виконувати на аркушах формату А4, текст розміщують на одній стороні аркуша, залишаючи поля: ліве – не менше ніж 30 мм, верхнє та нижнє – 15 мм. Окремі аркуші нумеруються.

На титульному аркуші вказують назву ВНЗ, факультету, кафедри, дисципліни. Зазначається курс, група, прізвище студента, викладача. Робота виконується від руки з використанням чорнила (пасти) темного кольору (чорний, синій, фіолетовий), а також на ПК.

Текстова частина повинна включати розрахункові та графічні матеріали.

Текст повинен бути написаний розбірливим почерком державною мовою.

Не допускається довільних скорочень, крім загально-прийнятих. Якщо вводиться декілька значущих цифр, то позначення одиниці вимірювання ставлять після останньої

цифри, наприклад, 6,7 та 7,1 рН , 30, 1 ,..., 40 % тощо.

Математичні знаки $<$, $>$, $=$, \approx , \neq , \pm ставлять тільки перед або між цифрами. Не допускається використовувати їх у тексті замість відповідних слів, наприклад, менше, дорівнює тощо.

При виконанні обчислення спочатку пишуть формулу, потім проставляють чисельні значення символів, що входять у формулу, а потім результати.

Результати обчислень округлюють. Кількість значущих цифр повинна бути достатньою для наступних дій, як правило, досить 2–3 значущих цифр.

Для пояснення тексту і розрахунків у роботі повинні бути ілюстрації – малюнки, графіки, діаграми тощо. Усі ілюстрації називаються малюнками і нумеруються словом “рис.”.

При необхідності малюнки можуть мати назву, яка розміщується під ними. Креслення виконують олівцем чи ручкою, якими виконують текстову частину.

В кінці роботи потрібно помістити список джерел інформації.

РОЗРАХУНКОВА РОБОТА № 1

Тема роботи: Оцінка наслідків забруднення при аваріях під час транспортування нафти

Загальні відомості

Під час транспортування нафти у залізничних цистернах трапилась аварія, в наслідок якої на землю витекла певна кількість цієї рідини. Вихідні дані наведені в табл. 1.1.

Протягом періоду t здійснювались збирання нафти з поверхні землі, але частина нафти (β) просочилась в ґрунт. Визначити глибину просочування нафти в ґрунт і площу захоплення нафтою. Вихідними даними є: Y - вага вилитої нафти; α - відсоток зібраної нафти; v - швидкість фільтрації нафти в ґрунт; ρ - порізність ґрунту; γ - питома вага нафти.

Розв'язок

1. Глибина просочування нафти в ґрунт за період t знаходять за формулою ($t = 1-5$ діб):

$$H = v \cdot t, \text{ м}.$$

2. Об'єм нафти, що проник в ґрунт (V_{in}) на площі 1 га дорівнює:

$$V_{in} = H \cdot \rho \cdot 10^2, \text{ м}^3/\text{га}.$$

3. Об'єм нафти, що вилилась з цистерни знаходять за формулою:

$$V = \frac{Y}{\gamma}, \text{ м}^3.$$

4. Зібраний об'єм нафти V_3 становить:

$$V_3 = \frac{Y \cdot \alpha}{100 \cdot \gamma}, \text{ м}^3.$$

5. Загальний об'єм нафти, що просочилась в ґрунт:

$$W = V - V_3, \text{ м}^3.$$

6. Площа, що захоплена вилитою нафтою F становить:

$$F = \frac{W}{V_{if}} \cdot 10^4, \text{ м}^2.$$

Таблиця 1.1.

Вихідні дані для розрахунку

Початкова літера прізвища	Y , т	α , %	ν , м/добу	Початкова літера імені	ρ , %	γ , кг/м ³	t , год
А	120	35	0,13	А	10	700	24
Б	130	45	0,25	Б	15	750	22
В	140	40	0,20	В	20	800	20
Г	150	36	0,30	Г	25	350	18
Д	160	32	0,35	Д	40	400	16
Е	170	25	0,40	Е	37	850	12
Є	180	28	0,45	Є	47	900	14
Ж	190	19	0,50	Ж	50	950	8
З	200	10	0,47	З	43	1000	10
И	210	15	0,36	И	16	1050	15
І	220	20	0,19	І	23	1100	20
Й	230	30	0,26	Й	11	800	24
К	240	22	0,48	К	36	900	19
Л	120	35	0,13	Л	10	700	24
М	130	45	0,25	М	15	750	22
Н	140	40	0,20	Н	20	800	20
О	150	36	0,30	О	25	350	18
П	160	32	0,35	П	40	400	16
Р	170	25	0,40	Р	37	850	12
С	180	28	0,45	С	47	900	14
Т	190	19	0,50	Т	50	950	8
У	200	10	0,47	У	43	1000	10
Ф	210	15	0,36	Ф	16	1050	15
Х	220	20	0,19	Х	23	1100	20
Ц	230	30	0,26	Ц	11	800	24
Ч	240	22	0,48	Ч	36	900	19
Ш	120	35	0,13	Ш	10	700	24
Щ	130	45	0,25	Щ	15	750	22
Ю	140	40	0,20	Ю	20	800	20
Я	150	36	0,30	Я	25	350	18

РОЗРАХУНКОВА РОБОТА № 2

Тема роботи: Визначити розміри горизонтального відстійника, а також бункеру для збору осаду

Загальні відомості

До приствольного двору, де розташований відстійник надходять умовно чисті води в кількості $Q_{ум.ч.}$ з концентрацією $C_{ум.ч.}$ і забруднені – в кількості Q_z і концентрацією C_z . Приймаючи горизонтальну швидкість руху води у відстійнику v і середню гідравлічну крупність завислих часток U , глибину зони відстоювання H (3-4м), залишкову концентрацію ($C_{зал}$) 100-200мг. Визначити довжину L і ширину B відстійної частини, а також розміри бункеру для розміщення осаду. Бункер розташований в нижній частині відстійника і має полуколову форму в поперечному перерізі з шириною рівною B , довжиною L і максимальною глибиною $B/2$ (рис. 2.1). Крім того треба визначити період між розвантаженням бункеру. Вихідні данні наведенні в табл. 2.1.

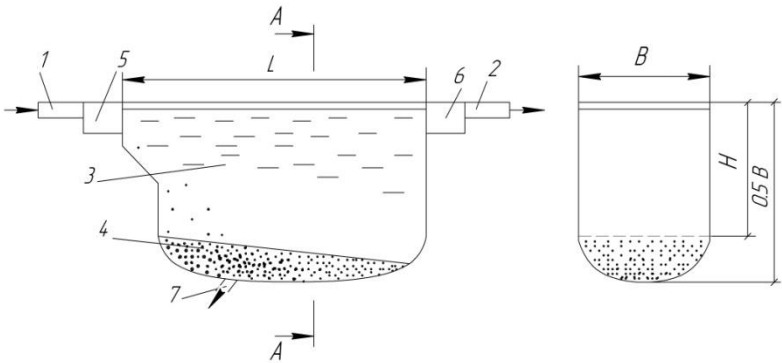


Рис. 2.1. Горизонтальний відстійник

- 1 - подача води, 2 - відведення води, 3 - зона освітлення,
- 4 - зона накопичення осаду, 5 - розподільчий лоток,
- 6 - водозбиральний лоток, 7 - труба для відводу осаду.

Розв'язок

1. Визначаємо середню зважену концентрацію вод, що надходять до відстійника:

$$C_{\text{ср.зв.}} = \frac{Q_{\text{дi.з.}} \cdot C_{\text{дi.з.}} + Q_3 \cdot C_3}{Q_{\text{дi.з.}} + Q_3}, \text{ мг/л.}$$

2. Визначаємо концентрацію завислих речовин підпорядкованих видаленню:

$$\Delta C = C_{\text{ср.зв.}} - C_{\text{зал}}, \text{ мг/л.}$$

3. Визначаємо довжину горизонтального відстійника:

$$L = \frac{H \cdot v}{U}, \text{ м.}$$

4. Визначаємо площу поперечного перерізу відстійної частини відстійника:

$$W = \frac{Q}{v}, \text{ м}^2.$$

5. Визначаємо ширину відстійника:

$$B = \frac{W}{H}, \text{ м.}$$

6. Визначаємо об'єм осадочної частини

$$V = 0,5 \frac{\pi \cdot (0,2 \cdot B)^2}{4} \cdot L, \text{ м}^3.$$

7. Визначаємо час між вивантаженнями бункеру

$$t = \frac{Q \cdot \Delta C}{V}, \text{ год.}$$

Таблиця 2.1

Вихідні дані для розрахунку

Початкова літера прізвища	$Q_{\text{ум.ч.}}$, $\text{м}^3/\text{с}$	Q_3 , $\text{м}^3/\text{с}$	$C_{\text{ум.ч.}}$, мг/л	C_3 , мг/л	Початкова літера імені	v , мм/с	U , мм/с
А	900	1600	30	100	А	4,5	0,2
Б	850	1550	33	150	Б	4,3	0,3
В	800	1500	35	200	В	4,1	0,4
Г	750	1450	38	250	Г	4,0	0,45
Д	700	1400	40	300	Д	5,0	0,5
Е	650	1350	42	350	Е	5,2	0,6

Продовження табл. 2.1

Є	600	1300	44	400	Є	5,4	0,65
Ж	550	1250	46	100	Ж	5,6	0,75
З	500	1200	48	150	З	5,9	0,85
И	450	1150	50	200	И	6,1	0,9
І	900	1100	52	250	І	6,3	1,05
К	850	1000	54	300	К	6,6	1,2
Л	800	1600	58	350	Л	6,8	1,3
М	750	1550	60	400	М	7,0	1,4
Н	700	1500	30	100	Н	4,5	1,6
О	650	1450	33	150	О	4,3	0,2
П	600	1400	35	200	П	4,1	0,3
Р	550	1350	38	250	Р	4,0	0,4
С	500	1300	40	300	С	5,0	0,45
Т	450	1250	42	350	Т	5,2	0,5
У	900	1200	44	400	У	5,4	0,6
Ф	850	1150	46	100	Ф	5,6	0,65
Х	800	1100	48	150	Х	5,9	0,75
Ц	750	1000	50	200	Ц	6,1	0,85
Ч	700	1600	52	250	Ч	6,3	0,9
Ш	650	1550	54	300	Ш	6,6	1,05
Щ	600	1500	58	350	Щ	6,8	1,2
Ю	550	1450	60	400	Ю	7,0	1,3
Я	500	1400	30	100	Я	4,5	1,4

РОЗРАХУНКОВА РОБОТА №3

Тема роботи: Розрахувати, відповідно до завдання, циклон та розташований під ним бункер, а також період між розвантаженням бункера

Загальні відомості

При виготовленні чавуна утворюється колошниковий газ, в складі якого міститься у великих об'ємах колошниковий пил, який використовують при агломерації шихти або при виробленні окатишів. На газопроводі, який відводить газ від колошника до підігрівального апарату встановлюється одно-корпусний циклон для вловлювання колошникової пилу. Пил з

циклону переміщується в бункер, з якого він епізодично відвантажується на рекуперацію.

Розрахунок циклона з дотичним підводом газу

У розрахунках визначаються основні розміри окремих елементів циклонів при таких завданих величинах: витрата потоку газу Q , характеристика вловленої пилу (питома вага пилу γ_i , фракційний склад), швидкості вхідного $v_{вх}$ і вихідного $v_{вих}$ потоків газу, а також питома вага газу γ_a і ступінь очищення η газу.

Вихідні дані наведені в табл. 3.1. Схема циклона зображена на рис. 3.1 [4].

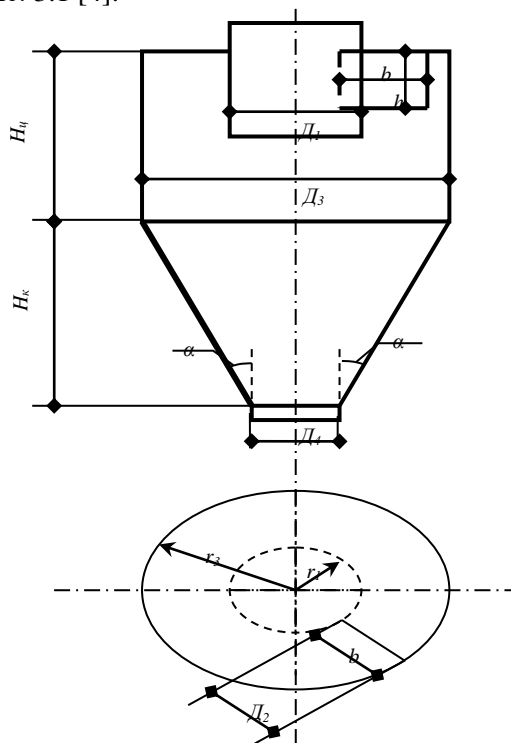


Рис. 3.1. Схема циклона

1. Спочатку визначають діаметр вихлопної труби D_1 із наступного співвідношення:

$$Q_{\hat{a}\hat{a}\hat{a}} = 3600 \frac{\pi \hat{A}_1^2}{4} \cdot v_{\hat{a}\hat{a}\hat{a}}, \quad \hat{A}_1^3 / \hat{a}\hat{a}\hat{a};$$

$$\hat{A}_1 = \sqrt{\frac{Q_{\hat{a}\hat{a}\hat{a}}}{900\pi \cdot v_{\hat{a}\hat{a}\hat{a}}}}, \quad \hat{A}_1.$$

2. Діаметр патрубку \hat{A}_2 по якому підводиться газ визначається за виразом:

$$\hat{A}_2 = \sqrt{\frac{Q_{\hat{a}\hat{a}\hat{a}}}{900\pi \cdot v_{\hat{a}\hat{a}\hat{a}}}}, \quad \hat{A}_2.$$

При вході коловий поперечний переріз труби переходить в прямокутний, співвідношення h/\hat{a} приймається рівним 1,5.

В цьому разі:

$$V_{\hat{a}\hat{a}\hat{a}} = 3600h\hat{a}v_{\hat{a}\hat{a}\hat{a}} = 3600 \cdot 1,5 \cdot \hat{a}^2 \cdot v_{\hat{a}\hat{a}\hat{a}},$$

звідки:

$$\hat{a} = \sqrt{\frac{Q_{\hat{a}\hat{a}\hat{a}}}{1,5 \cdot 3600 \cdot v_{\hat{a}\hat{a}\hat{a}}}}$$

$$\hat{a} = 0,0136 \sqrt{\frac{Q_{\hat{a}\hat{a}\hat{a}}}{v_{\hat{a}\hat{a}\hat{a}}}}$$

3. Радіус циклона r_3 дорівнює (див. рис.3.1):

$$r_3 = r_1 + \hat{a},$$

де r_1 – радіус вхідного патрубка, \hat{A}_1 .

Діаметр циклона \hat{A}_3 становить: $D_3 = 2r_3$.

Середній радіус циклона визначається з виразу:

$$r_{cp} = \frac{r_1 + r_3}{2}.$$

4. Середня колова швидкість газу v_{cp} в циклоні становить:

$$v_{\hat{n}\hat{a}} = 0,6v_{\hat{a}\hat{a}\hat{a}}, \quad \hat{A}_1 / \hat{n}.$$

5. Кутова швидкість обертання ω_e дорівнює:

$$\omega_{\hat{a}} = \frac{0,6v_{\hat{a}\hat{a}\hat{a}}}{r_{\hat{n}\hat{a}}}, \quad \hat{n}^{-1}.$$

6. Час руху t частки пилу в циклоні визначається за формулою:

$$t = \frac{18v}{d_{\pm}^2} \cdot \frac{\gamma_{\bar{a}}}{\gamma_i} \ln \frac{r_{\bar{n}\delta}}{r_l},$$

де v – кінематична в'язкість повітря, яку бажано прийняти рівною $14,4 \cdot 10^{-6} \text{ і}^2 / \bar{n}$;

d_{\pm} – мінімальний діаметр частки пилу, що вловлюється циклоном, при $\eta = 90\%$ циклона та діаметром частки пилу $10-100 \text{ і}\hat{\epsilon}$.

7. Шлях руху частки пилу визначається за виразом:

$$S = v_{\bar{n}\delta} t, \text{ м.}$$

8. Шлях частки за одне обертання пилу дорівнює:

$$S_l = \frac{2\pi r_{\bar{n}\delta}}{\bar{n} \sin \beta} = \frac{h}{\sin \beta},$$

де β – кут нахилу спіралі руху частки до горизонтальної площини. При куті $8^\circ \sin \beta = 0,139$.

Кількість обертів частки n в корпусі циклона буде дорівнювати:

$$n = \frac{S}{S_l}.$$

9. Висота циліндричної частини циклона визначається за виразом:

$$H_{\hat{\epsilon}} = 0,05hn.$$

Кут нахилу конічної частини циклона та висота $H_{\hat{\epsilon}}$ визначають за формулою:

$$H_{\hat{\epsilon}} = \frac{\ddot{A}_3 - \ddot{A}_4}{2} \text{ctg} \alpha.$$

В даному завданні \ddot{A}_4 слід прийняти рівним $(0,1 \dots 0,2) \ddot{A}_3$.

Загальна висота циклона буде дорівнювати:

$$\dot{I}_{\hat{\epsilon}\hat{\alpha}\hat{\alpha}} = \dot{I}_{\hat{\epsilon}} + \dot{I}_{\hat{\delta}}.$$

10. Об'єм пилу, що надходить за 1 год. в бункер знаходять за формулою:

$$v = C \cdot Q, \text{ кг.}$$

11. Тоді об'єм бункера визначається:

$$V_{\bar{o}} = \frac{V}{\gamma}, \text{ м}^3.$$

де γ - питома вага пилу.

12. Приймаючи діаметр бункера d рівним діаметру циклону D , висота бункера дорівнює:

$$H = \frac{4V}{\pi D^2}, \text{ м.}$$

Таблиця 3.1

Вихідні дані для розрахунку циклона

№ вар	Q , м ³ /год	$v_{\bar{a}\bar{o}}$, м/с	β	$\gamma_{\bar{i}}$, кг/м ³	$\gamma_{\bar{a}}$, кг/м ³	$v_{\bar{a}\bar{o}\bar{o}}$	α	C , г/м ³
1	5000	10	6	2500	1,00	3,2	16	18
2	6000	10,5	7	2450	1,10	3,4	18	19
3	7000	11	8	2400	1,15	3,6	20	20
4	7500	11,5	9	2350	1,20	3,8	22	15
5	8000	12	10	2300	1,25	4	24	16
6	8500	12,5	11	2250	1,30	4,2	26	17
7	9000	13	12	2200	1,35	4,4	28	15
8	9500	13,5	6	2150	1,40	4,5	30	20
9	10000	14	7	2100	1,45	4,6	32	19
10	10500	14,5	8	2050	1,50	4,8	34	18
11	11000	15	9	2000	1,00	5	16	18
12	11500	15,5	10	1950	1,15	5,2	18	19
13	12000	16	11	1900	1,20	5,4	20	20
14	12500	16,5	12	1850	1,25	5,5	22	15
15	13000	17	6	1800	1,30	5,6	24	16
16	13500	17,5	7	1750	1,35	5,8	26	17
17	14000	18	8	1700	1,40	6	28	15
18	14500	18,5	9	1650	1,45	6,2	30	20
19	15000	19	10	1600	1,50	6,4	32	19
20	15500	19,5	11	1550	1,00	6,5	34	18
21	16000	20	12	1500	1,10	6,6	16	18
22	16500	20,5	6	1450	1,15	6,8	18	19
23	17000	21,0	7	1400	1,20	7	20	20
24	17500	21,5	8	1350	1,25	7,2	22	15
25	18000	22	9	1300	1,30	7,4	24	16

РОЗРАХУНКОВА РОБОТА №4

Тема роботи: Визначення кількості електроенергії, що виробляє гідроелектростанція (ГЕС)

Загальні відомості

Одним з прийомів одержання електричної енергії є використання енергії води за допомогою гідроенергетики. Енергія виробляється в наслідок передачі обертового моменту від турбіни до генератора. Кількість виробленої енергії, яка залежить від двох параметрів: витрати (Q) і напору (H) води, яка проходить крізь лопаті турбіни (рис. 4.1).

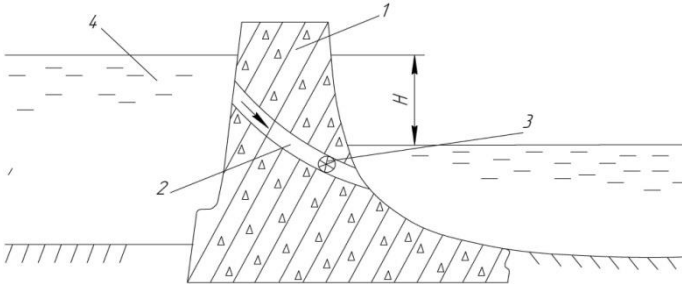


Рис. 4.1. Поперечний переріз греблі

1 – залізобетонна гребля, 2 – водоскидальний канал, 3 – турбіна, 4 – водосховище.

Розв'язок

Для створення більшого напору побудовано водосховище за допомогою перегородження русла річки греблею. Чим вища гребля, тим більше напір, хоча витрата води залишається постійною. Кількість води, що надходить до водосховища $Q_{\text{прит}}$ визначається за формулою:

$$Q_{\text{прит}} = \frac{q \cdot F}{1000}, \text{ м}^3/\text{с},$$

де q – модуль стоку, л/с·км²;

F – водозбірна площа, км².

Внаслідок випаровування і господарського відбору води стік з водосховища зменшується на 10-30% відповідно до притоку.

Тому треба визначити фактичний стік з водосховища, тобто витрату води Q , яка рухається через турбіну. Визначення проводять за формулою:

$$Q = \frac{(100 - \alpha) \cdot Q_{\text{ідві}}}{100}, \text{ м}^3/\text{с},$$

де α - відсоток води, що витрачається з водосховища, %.

Кількість виробленої електричної енергії знаходиться за формулою:

$$N = \frac{Q \cdot H \cdot \eta}{102}, \text{ кВт},$$

де η - коефіцієнт корисної дії агрегату, ($\eta = 0,95-0,97$).

Таблиця 4.1

Вихідні данні для розрахунку

№ вар.	q, л/с/км ²	F · 10 ³ , км ²	α , %	H, м
1	2,0	200	10	20
2	3,1	150	15	35
3	2,2	124	17	48
4	4,4	198	20	50
5	2,3	180	13	22
6	2,7	110	30	29
7	3,6	98	33	23
8	3,3	84	27	39
9	2,9	76	19	46
10	4,3	55	11	38
11	2,0	75	24	24
12	3,1	90	10	49
13	2,2	50	15	20
14	4,4	198	17	35
15	2,3	180	20	48
16	2,7	110	13	50
17	3,6	98	30	22
18	3,3	84	33	29
19	3,3	76	27	23
20	2,9	55	19	39
21	4,3	75	11	46
22	2,0	90	24	38
23	2,8	50	10	24
24	3,2	198	15	49
25	4,1	180	17	20

РОЗРАХУНКОВА РОБОТА №5

Тема роботи: Скласти схему дії розподільчо-колекторної сонячної системи, розрахувати величину дзеркальної поверхні і кількість дзеркал

Загальні відомості

Система перетворює сонячну енергію в тепло шляхом сприймання сонячних променів полусферичними коловими дзеркалами, які в сконцентрованому вигляді спрямовують далі її на колектор, що заповнений теплоносієм – водою.

Добове надходження сонячної енергії Q , кДж/м², об'єм води W , що нагрівається в колекторі діаметром d і довжиною l , діапазон зміни температур ΔT , тривалість нагріву t , коефіцієнт корисної дії K , діаметр дзеркал приймають в межах 5-10м, питому вагу води $\gamma=1000$ кг/м³.

Розв'язок

1. Визначаємо потужність теплової енергії, що надходить на 1м²/с:

$$N = \frac{Q}{365 \cdot 86400}, \text{ кВт.}$$

2. Визначаємо кількість води Y , що може бути нагріта дзеркалами площею 1 м² за період t (с):

$$Y = \frac{K \cdot N \cdot t}{C(T_2 - T_1)}, \text{ кг,}$$

де T_1 і T_2 - відповідно початкова і кінцева температури води, °К;

C - теплоємність води, $C=4,19$ кДж/кг·К

3. Знаходимо об'єм води, що буде нагріто від T_1 до T_2 .

$$V = \frac{Y}{\gamma}, \text{ м}^3$$

де γ - питома вага води ($\gamma=1000$ кг/м³).

4. Об'єм води, що містить колектор: $W = \frac{\pi \cdot d^2}{4} \cdot l, \text{ м}^3$.

5. Потрібну площу нагріву $F_{заг}$ визначають так:

$$F_{заг} = \frac{W}{V}, \text{ м}^2.$$

7. Визначаємо кількість дзеркал n як:

$$n = \frac{F_{сд\bar{a}}}{f}, \text{ од.}$$

де f – площа поверхні одного дзеркала, м^2 .

Таблиця 5.1

Вихідні данні для розрахунків

Початкова літера прізвища	Q кДж/м ² ·рік	T ₁ , °C	T ₂ , °C	t, год	Початкова літера імені	K	d, мм	L, м
А	300·10 ⁴	10	100	6	А	0,2	150	6,0
Б	350·10 ⁴	12	95	7	Б	0,3	200	5,5
В	400·10 ⁴	14	90	8	В	0,4	250	5,0
Г	450·10 ⁴	16	85	9	Г	0,5	300	4,5
Д	500·10 ⁴	18	80	10	Д	0,6	350	4,0
Е	550·10 ⁴	20	75	11	Е	0,7	400	3,5
Є	600·10 ⁴	22	100	12	Є	0,8	450	3,0
Ж	650·10 ⁴	24	95	13	Ж	0,2	500	2,5
З	700·10 ⁴	26	90	14	З	0,3	550	2,0
И	750·10 ⁴	28	85	6	И	0,4	600	6,0
І	800·10 ⁴	30	80	7	І	0,5	150	5,5
К	850·10 ⁴	10	75	8	К	0,6	200	5,0
Л	900·10 ⁴	12	100	9	Л	0,7	250	4,5
М	950·10 ⁴	14	95	10	М	0,8	300	4,0
Н	1000·10 ⁴	16	90	11	Н	0,2	350	3,5
О	1050·10 ⁴	18	85	12	О	0,3	400	3,0
П	1100·10 ⁴	20	80	13	П	0,4	450	2,5
Р	1150·10 ⁴	22	75	14	Р	0,5	500	2,0
С	1200·10 ⁴	24	100	6	С	0,6	550	6,0
Т	1000·10 ⁴	26	95	7	Т	0,7	600	5,5
У	950·10 ⁴	28	90	8	У	0,8	150	5,0
Ф	900·10 ⁴	30	85	9	Ф	0,2	200	4,5
Х	850·10 ⁴	10	80	10	Х	0,3	250	4,0
Ц	800·10 ⁴	12	75	11	Ц	0,4	300	3,5
Ч	750·10 ⁴	14	100	12	Ч	0,5	350	3,0
Ш	700·10 ⁴	16	95	13	Ш	0,6	400	2,5
Щ	650·10 ⁴	18	90	14	Щ	0,7	450	2,0
Ю	600·10 ⁴	20	85	16	Ю	0,8	500	6,0
Я	550·10 ⁴	22	80	18	Я	0,2	550	5,5

РОЗРАХУНКОВА РОБОТА №6

Тема роботи: Розрахувати два типи фільтраційних установок: імпеллерну і електрофлотатор

Загальні відомості

На ТЕС від мастило охолоджувачів і від іншого технологічного обладнання в стічні води потрапляють різні види нафтопродуктів з питомою вагою наближеною до одиниці. Кращим методом видалення цих забруднювачів є флотація.

6.1. Розрахунок імпеллерної флотаційної установки

Застосування імпеллерних установок доцільно при очищенні стічних вод з великої (до 2-3 г/л) концентрацією нерозчинених забруднень і густиною приблизно 1000 кг/м^3 , які зустрічаються в потоках нафто-, жировмісних і ряду інших вод.

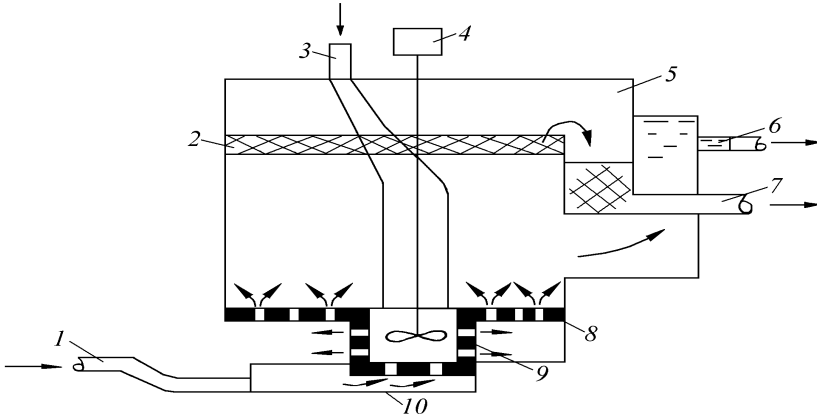


Рис. 6.1. Схема імпеллерної однокамерної флотаційної установки:

- 1 – подача забрудненої води; 2 – піна; 3 – подача повітря;
- 4 – привід імпеллера; 5 – пінозбірник; 6 – відвід очищеної води; 7 – відвід піни; 8 – решітка; 9 – статор; 10 – приймальна кишеня

В імпеллерних установках утворення бульбашок повітря у водному середовищі здійснюється турбінкою (імпеллером) діаметром d_i . Імпеллер розміщується в статорі, який

представляє собою циліндр з верхньою і нижньою кришками. Вода підводиться по трубі до нижньої частини статора (рис. 6.1), де всмоктується в нього через отвори із загальною площею S_o .

Вихідні дані для розрахунку установки наведені в табл. 6.1.

Таблиця 6.1.

Вихідні дані для розрахунку імпеллерної установки

№варі- анту	Q, тис. м³/год	h _{ст} , м	d _i , см	τ, хв	γ _{внз} , кг/м³	S _о , м²
1	1	1,5	50	30	900	0,06
2	1,2	1,6	55	28	880	0,07
3	1,3	1,7	60	26	860	0,08
4	1,4	1,8	65	24	840	0,09
5	1,5	1,9	70	22	820	0,10
6	1,6	2,0	75	20	800	0,11
7	1,7	2,1	80	18	780	0,12
8	1,8	2,2	50	16	760	0,05
9	1,9	2,3	55	14	750	0,06
10	2	2,4	60	12	740	0,07
11	1,1	2,5	65	10	730	0,08
12	1,2	2,6	70	20	720	0,09
13	1,3	2,7	75	18	700	0,10
14	1,4	2,8	80	16	690	0,11
15	1,5	2,9	50	14	680	0,05
16	1,6	1,5	55	26	800	0,06
17	1,7	1,6	60	24	790	0,07
18	1,8	1,7	65	22	780	0,08
19	1,9	1,8	70	20	770	0,09
20	2,0	1,9	75	18	760	0,10
21	10	2,0	80	16	750	0,05
22	1,1	2,1	50	15	740	0,06
23	1,2	2,2	55	14	730	0,07
24	1,3	2,3	60	12	720	0,08
25	1,4	2,4	65	10	710	0,09

Повітря подається через верхню кришку. Після перемішування цих двох фаз імпеллером водоповітряна суміш виходить через отвори в стінках та верхній кришці і за допомогою направляючих решіток розподіляється по всій площі флотаційної камери. Напір, з яким вода входить в

отвори статора, дорівнює висоті стовпчика водноповітряної суміші, що знаходиться у флотаційній камері.

Зона обслуговування одним імPELLером не повинна перевищувати розміру квадрата із стороною $6d_i$. Глибина води у флотаційній камері h_{cm} , тривалість флотації τ , витрати стічної води, що надходить на очищення Q .

Розв'язок

Розрахункова глибина флотаційної камери дорівнює:

$$H_{\phi} = 1,1 h_{cm}.$$

Кількість води, що засмоктується турбіною, становить:

$$q = \mu S_o \sqrt{2gH}, \text{ м}^3/\text{с},$$

де μ - коефіцієнт витрати води (0,65);

S_o – загальна площа отворів, крізь які вода надходить до турбінки, м^2 ;

g – прискорення вільного падіння, $\text{м}^2/\text{с}$;

H – напір, під яким вода надходить у турбіну, який в свою чергу визначається за формулою:

$$H = \gamma_{\text{вн}} \cdot H_{\phi} \cdot 10^{-3}, \text{ м.}$$

де $\gamma_{\text{вн}}$ – густина водно-повітряної суміші, $\text{кг}/\text{м}^3$.

Об'єм флотокамери становить:

$$V_{\phi} = q \cdot \tau, \text{ м}^3.$$

де τ – час перебування води в камері, с.

Площа поверхні камери дорівнює:

$$S = \frac{V_{\phi}}{H_{\phi}}, \text{ м}^2.$$

Площу поверхні, що обслуговується однією турбіною, визначають за формулою:

$$S_1 = 36 d^2, \text{ м}^2.$$

Тоді число турбін становитиме:

$$n = S/S_1.$$

Об'єм повітря, що засмоктується турбіною за 1 секунду становить:

$$W = Q_n \cdot S \text{ м}^3/\text{год.}$$

де Q_n – витрата повітря на одиницю площі S , яка зазвичай дорівнює 40-50 $\text{м}^3/\text{м}^2\text{год}$.

8. Необхідну кількість флотаційних камер знаходять за формулою:

$$N = \frac{Q}{3600q}$$

Отриману розрахункову кількість камер округлюють до цілого числа.

6.2. Розрахунок електрофлотаторів

В процесі електролізу, який трапляється в наслідок проходження електричного струму, розчин води і домішок, на електродах утворюються бульбашки повітря, а при застосуванні залізних або алюмінієвих електродів пластівців коагуляції. Далі очищення йде в двох напрямках: бульбашки з прилиплими частинками забруднень спливають уверх, утворюючи на поверхні споруди піну; друга частина забруднюючих домішок разом із бульбашками приєднується до пластівців і потрапляють в осад на дні споруди.

Розрахунок установки зводиться до визначення загального об'єму електрофлотатора W , який складається з об'єму електродного відділення W_e і об'єму камери флотації W_f , тобто

$$W = W_e + W_f$$

Об'єм електродного відділення визначається з можливості розміщення в ньому електродної системи. Так при розрахунках горизонтальної установки (рис. 6.2) ширина секції A приймається в залежності від витрат стічної води Q .

Якщо $Q < 90$ м³/год, то $A = 2$ м.

Якщо $Q = 90-180$ м³/год, то $A = 2,5-3$ м.

Дані для розрахунку установки наведено в табл. 6.2.

Таблиця 6.2.

Вихідні дані для розрахунку електрофлотаційної установки

№ варіанту	Q , м ³ /год	h_l , м	t_f , год
1	60	0.8	1.0
2	70	0.9	0.9
3	80	1.0	0.8
4	90	1.1	0.7
5	100	1.2	0.6
6	110	1.3	0.5

Продовження табл. 6.2

7	120	1.4	0.4
8	130	1.5	0.3
9	140	1.6	1.0
10	150	1.7	0.9
11	160	1.8	0.8
12	170	1.9	0.7
13	180	2.0	0.6
14	190	0.7	0.5
15	200	0.8	0.4
16	60	0.9	0.3
17	70	1.0	1.0
18	80	1.1	0.9
19	90	1.2	0.8
20	100	1.3	0.7
21	110	1.4	0.6
22	120	1.5	0.5
23	130	1.6	0.4
24	140	1.7	0.3
25	150	1.8	0.7

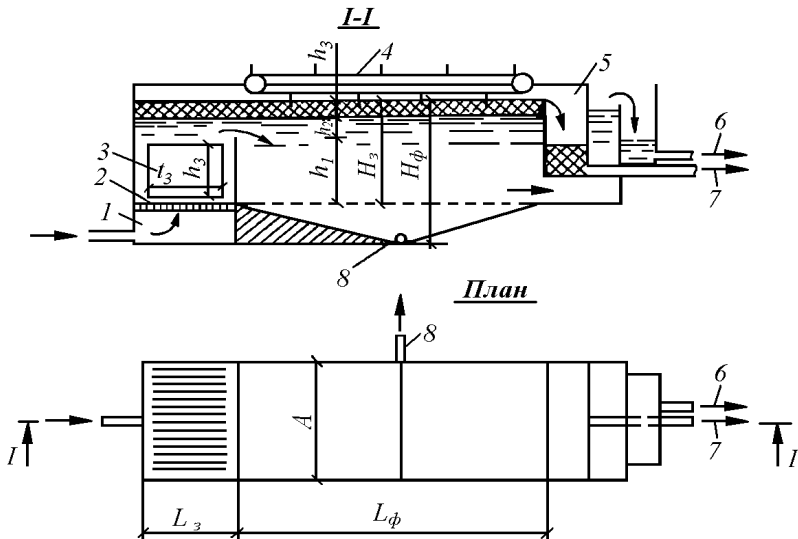


Рис. 6.2. Горизонтальний електрофлотатор:

- 1 – подача стічної води; 2 – решітка-заспокоювач; 3 – електродна система;
 4 – скребачка; 5 – пінозбірник; 6 – відвід очищеної води; 7 – відвід пінного шламу; 8 – випуск осаду

Розв'язок

1. Число пластин електродів, що розміщують в установці, знаходять за формулою:

$$n = \frac{A - 2a_1 + a_2}{\delta + a_2},$$

де $a_1 = 100$ мм – величина зазору між крайніми пластинами і стінками камери;

$a_2 = 15 \dots 20$ мм – величина зазору між пластинами;

$\delta = 6 \dots 10$ мм – товщина пластин.

2. Площа, потрібна для розміщення пластин електродів f_e становить:

$$f_e = \frac{f_{ae}}{n_e - 1}, \text{ м}^2.$$

де f_{ae} – активна поверхня електродів, м^2 ;

$$f_{ae} = \frac{EQ}{i}, \text{ м}^2.$$

де E – питома кількість електрики, $\text{А} \cdot \text{год} / \text{м}^2$;

Q – витрата стічних вод, $\text{м}^3 / \text{год}$;

i – щільність струму на електродах, $\text{А} / \text{м}^2$.

При обробці стічних вод нафтозаводів, целюлозно-паперових комбінатів, шкіряних заводів, м'ясокомбінатів величина E коливається в межах $100-600 \text{ А} \cdot \text{год} / \text{м}^2$, $i = 50-200 \text{ А} / \text{м}^2$; напруга постійного струму $5-30 \text{ В}$.

3. Висота пластин h_e приймається рівною $1-1,5$ м.

4. Довжину пластини l_e визначають так:

$$l_e = \frac{f_e}{h_e}, \text{ м}.$$

5. Довжина електродної камери L_e становить:

$$L_e = l_e + 2a, \text{ м}.$$

6. Об'єм електродної камери становить

$$W_e = A \cdot H_e \cdot L_e, \text{ м}^3,$$

де H_e – робоча висота електродної камери, м:

$$H_e = h_1 + h_2 + h_3, \text{ м},$$

де h_1 – висота просвітленого шару;

h_2 – висота захисного шару, $0,3 \dots 0,5$ м;

h_3 – шар шламу, 0,4-0,5 м.

7. Об'єм флотаційної камери становить

$$W_{\phi} = Q \cdot t_{\phi}, \text{ м}^3,$$

де t_{ϕ} – тривалість флотації.

8. Витрата металу електродів m_e знаходимо за формулою:

$$m_e = K_m \cdot C \cdot E, \text{ г}$$

де K_m – коефіцієнт виходу струму (0,5...0,9),

C – електрохімічний еквівалент, г/А·год (для Fe^{2+} , Fe^{3+} , Al^{3+} відповідно дорівнюють 1,040; 0,7 та 0,34).

9. Строк служби електродної системи T визначають за формулою:

$$T = \frac{M \cdot 1000}{m_e \cdot Q_{\text{доб}}}, \text{ діб},$$

де M – кількість металу електродів, яка розпиляється при електролізі, кг:

$$M = \gamma \cdot K_6 \cdot f_e \cdot \delta \cdot n_e, \text{ кг},$$

де γ – густина металу електродів, кг/м³; (2-3 тис),

$K_6 = 0,8...0,9$ – коефіцієнт використання матеріалу електродів.

РОЗРАХУНКОВА РОБОТА № 7

Тема роботи: Описати способи видалення сірководню (H_2S), включаючи хімічні реакції і апаратуру, в яких цей процес відбувається. Розрахувати форсунковий скруббер та адсорбер

Загальні відомості

При коксуванні кам'яного вугілля утворюється велика кількість сірководню (H_2S). Сірководень є нервово токсичним газом і при концентрації 6 мг/м³ викликає головну біль та біль в очах [3]. Тому видалення його з газового потоку по можливості повинно бути повним. До того ж одночасно з видаленням H_2S може здійснюватись його перетворення в корисний товарний продукт: сірку (S), діоксид сірки (SO_2) і сірчану кислоту (H_2SO_4).

Вибір способу очищення найчастіше визначається кінцевим продуктом технологічного процесу. В більшості випадків це сірка. Газ перепускають в кількості Q (м³/год) з концентрацією C (мг/м³).

7.1. Розрахунок адсорбера

При підборі способів видалення H₂S можна скористатись посібником [3].

Розв'язок

Необхідну кількість сорбенту визначаємо за формулою:

$$V = \frac{Q \cdot C \cdot T}{E}, \text{ м}^3,$$

де Q – витрата газу, м³/год;

C – концентрація H₂S в газі, мг/м³;

T – час адгезії H₂S до сорбенту, год;

E – адсорбційна здатність цеоліту, α залежить від температури t і тиску P наведені в табл. 7.1.

Таблиця 7.1

Адсорбційна здатність цеоліту до H₂S, г/м³ (*10⁴)

Цеоліт	Температура, °C	Тиск, кПа						
		0,07	0,13	0,33	1,33	6,65	13,3	33,0
NaA	25	3,6	4,7	6,4	9,5	12,8	14,0	15,0
	75	1,3	2,2	3,6	6,0	8,0	11,5	13,0
	150	0,6	0,9	1,4	2,5	5,0	7,5	9,0
CaA	25	3,0	4,8	6,8	10,0	13,6	15,0	16,2
	75	1,3	1,7	2,7	7,2	9,6	11,8	13,2
	150	0,3	0,4	0,7	2,2	4,3	5,5	7,4
NaX	25	2,8	4,0	7,5	10,5	14,5	16,0	16,2
	75	1,0	2,0	4,0	6,0	9,5	11,8	14,0
	150	0,0	0,2	1,3	2,0	5,5	6,2	9,2

Знаючи V і приймаючи стандартний діаметр адсорбера $D=1-4$ м з градацією через 0,5 м визначають висоту завантаження корпусу, як:

$$H = \frac{V \cdot H}{\pi \cdot D^2}, \text{ м.}$$

Загальна висота корпусу становить:

$$H_{\text{заг}} = 1,25 \cdot H, \text{ м.}$$

Регенерація здійснюється в десорбері корпусу апарату за розміром аналогічним адсорберу, але з більш високою температурою.

Таблиця 7.2

Вихідні дані для розрахунку адсорбера

Початкова літера прізвища	Q, м ³ /год	C, мг/м ³	Цеоліт, мг/м ³	Початкова літера імені	t, °C	P, кПа	T, год
А	2000	5,0	NaA	А	25	0,07	12
Б	1900	6,0	CaA	Б	75	0,13	14
В	1800	7,0	NaX	В	150	0,33	16
Г	1700	8,0	NaA	Г	25	1,33	18
Д	1600	9,0	CaA	Д	75	6,65	20
Е	1500	10,0	NaX	Е	150	13,3	22
Є	1400	7,0	NaA	Є	25	33,0	24
Ж	1300	8,0	CaA	Ж	75	0,07	26
З	1200	9,0	NaX	З	150	0,13	28
І	1100	10,0	NaA	І	25	0,33	30
К	1000	11,0	CaA	К	75	1,33	32
Л	900	12,0	NaX	Л	150	6,65	34
М	800	13,0	NaA	М	25	13,3	36
Н	700	14,0	CaA	Н	75	33,0	38
О	600	15,0	NaX	О	150	0,07	40
П	500	16,0	NaA	П	25	0,13	42
Р	400	17,0	CaA	Р	75	0,33	44
С	300	18,0	NaX	С	150	1,33	46
Т	2000	7,0	NaA	Т	25	6,65	48
У	1900	8,0	CaA	У	75	13,3	12
Ф	1800	9,0	NaX	Ф	150	33,0	14
Х	1700	10,0	NaA	Х	25	0,07	16
Ц	1600	11,0	CaA	Ц	75	0,13	18
Ч	1500	12,0	NaX	Ч	150	0,33	20
Ш	1400	13,0	NaA	Ш	25	1,33	22
Щ	1300	14,0	CaA	Щ	75	6,65	24
Ю	1200	15,0	NaX	Ю	150	13,3	26
Я	1100	16,0	NaA	Я	25	33,0	28

7.1. Розрахунок форсункового скрубера

Розрахунок скрубера зводиться до визначення параметрів корпусу і діаметра підвідної труби з водою. Для цього задається витрата газу $Q_{\bar{a}}$, що рухається знизу в гору в корпусі адсорберу, і питома витрата води $q_{\bar{a}}$ – у підвідній трубі. Крім того, відомі швидкість руху газів в корпусі $v_{\bar{a}}$ і води в трубі $v_{\bar{a}}$. Висота корпусу $H=(2...3)D$. Схема скрубера наведена в посібнику [2].

Таблиця 7.3.

Вихідні дані для розрахунку форсункового скрубера

№ варіанту	$Q_{\bar{a}} \cdot 10^3, \text{ м}^3/\text{год}$	$\vartheta_{\bar{a}}, \text{ м/с}$	$q_{\bar{a}}$	$\vartheta_{\bar{a}}, \text{ м/с}$
1	5,0	1,0	1,0	1,0
2	6,0	1,0	1,0	1,1
3	7,0	1,0	1,0	1,2
4	8,0	2,0	1,5	1,2
5	9,0	2,0	1,5	1,3
6	10,0	2,0	1,5	1,4
7	11,0	3,0	2,0	1,2
8	12,0	3,0	2,0	1,3
9	13,0	3,0	2,0	1,4
10	14,0	4,0	2,5	1,4
11	15,0	4,0	2,5	1,5
12	16,0	4,0	2,5	1,6
13	17,0	5,0	3,0	1,4
14	18,0	5,0	3,0	1,5
15	19,0	5,0	3,0	1,6
16	20,0	6,0	3,5	1,6
17	21,0	6,0	3,5	1,7
18	22,0	6,0	3,5	1,8
19	23,0	3,0	4,0	1,6
20	24,0	3,0	4,0	1,7
21	25,0	3,0	4,0	1,8
22	26,0	4,0	4,5	1,8
23	27,0	4,0	4,5	1,9
24	28,0	4,0	4,5	2,0
25	29,0	5,0	5,0	2,0
26	30,0	5,0	5,0	2,1

Розв'язок

1. Діаметр корпусу D дорівнює:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot Q_{\hat{a}}}{\pi \cdot g_{\hat{a}}}}, \text{ м.}$$

2. Висота корпусу

$$H = (2 \dots 3)D, \text{ м.}$$

3. Витрата води

$$Q_{\hat{a}} = Q_{\hat{a}} \cdot q_{\hat{a}}, \text{ м}^3/\text{год}$$

4. Діаметр труби

$$d = \sqrt{\frac{4 \cdot Q_{\hat{A}}}{\pi \cdot g_{\hat{A}}}}, \text{ м}$$

Прийняти стандартний діаметр труби, який дорівнює (мм):
15, 20, 25, 32, 40, 50, 70, 80, 100, 125.

РОЗРАХУНКОВА РОБОТА № 8

Тема роботи: Вивчення схеми технологічного процесу очищення стічних вод від ізобутанолу та розрахунок окремих її елементів

Загальні відомості та схема очищення води

Найбільш поширений прийом очищення стічних вод від органічних домішок — біохімічний. Але при виробництві синтетичної продукції, наприклад, віскози в стічні води потрапляють штучні органічні речовини, такі як ізобутанол, диметилацетомид та ін., які біоценози не здатні переробляти в нешкідливі домішки. Тоді для видалення зі стічних вод цих забруднень застосовують більш дорогий, але ефективний прийом — адсорбцію. В якості сорбенту беруть активоване вугілля. В адсорбційних фільтрах (колонах) забруднюючі домішки приєднуються (прилипають) до вугілля. Регенерацію вугілля здійснюють за допомогою хлороформу, а десорбцію хлороформу — водяною парою.

На рис. 8.1. зображена схема очищення стічних вод, які утворюються при виробництві віскози від ізобутанолу.

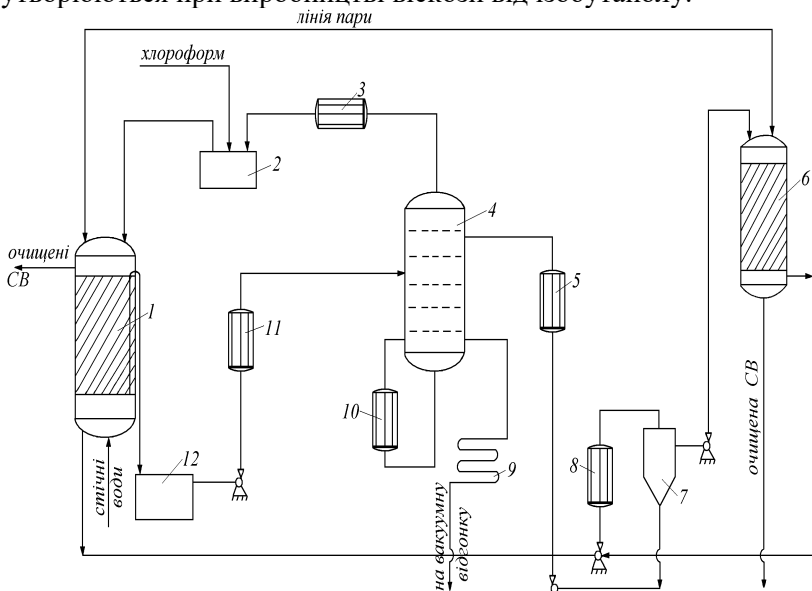


Рис. 8.1. Схема очищення СВ та регенерування активованого вугілля:
 1 і 6 – адсорбери; 2,12 – ємкості для хлороформу; 3,8 – конденсатори;
 4 – ректифікаційна колона; 5,10,11 – теплообмінники; 7 – відстійник-розподільник; 9 – охолодник

Стічна вода, що містить органічні домішки, надходить в адсорбційний фільтр 1. Після використання адсорбційної ємності адсорбенту залишки води з адсорбенту скидають за допомогою відповідного трубопроводу в збірник неочищених стічних вод. Потім з ємності 2 у колону подають розчинник-хлороформ. Після повного заповнення шару адсорбенту, що регенерується хлороформом, розчинник зливається через переливний пристрій у ємність 12. Звідси хлороформ, що містить вилучені з активованого вугілля сполуки, подається в теплообмінник 11, де підігрівається до температури кипіння, і далі у ректифікаційну колону 4. Пара хлороформу через верхню частину колони потрапляє в конденсатор 3 і далі в ємність 2, а потім знову на адсорбент, який регенерується. Отже за час регенерування адсорбент багато разів промивають чистим

хлороформом. Органічні речовини, які вилучаються з води вугіллям, концентруються в кубовий рідині ректифікаційної колони. Кубова рідина після охолодження в охолоднику 9 надходить на вакуумну відгонку ізобутанолу.

Після вилучення органічних речовин з пор активованого вугілля хлороформом здійснюють відгонку (регенерацію) хлороформу водяною парою. Для цього в адсорбційну колону подають пару. Подання пари припиняють, коли об'єм конденсату дорівнює 1% об'єму очищеної води. Після охолодження конденсат подають у відстійник-розподільник 7, де відбувається відділення хлороформного шару від водного. Хлороформний шар після підігрівання до температури кипіння надходить до ректифікаційної колони, а вода, що містить розчинений хлороформ, у допоміжний адсорбер 6, звідки відокремлений хлороформ утилізується в тій же системі регенерації вугілля, а вода-в колектор очищених стічних вод. Регенерування активованого вугілля в допоміжному адсорбенті здійснюють водяною парою.

Завдання

Розрахувати адсорбер та визначити об'єми подачі хлороформу та водяної пари.

Для розрахування адсорберу в табл.1 наведені наступні вихідні дані: витрата стічних вод Q , швидкість фільтрування v , висота шару завантаження H , питома вага γ і порозність активованого вугілля ρ , концентрація забруднюючих речовин C .

При визначенні параметрів розчинника насамперед виходять з умов порозності вугілля V_n і об'ємів, що знаходяться в трубопроводах $V_1 = 0,8 \text{ м}^3$; в конденсаторі та теплообміннику $V_2 = 1,1 \text{ м}^3$; в ректифікаційній колоні V_3 ; в ємкості для хлороформу V_4 .

Загальна витрата водяної пари $\Pi_{заг}$ складається з витрати динамічної її пари Π_0 , та витрати нагрівної пари Π_n , тобто

$$\Pi_{заг} = \Pi_0 + \Pi_n.$$

Динамічна пара витрачається на десорбцію хлороформу з пор активованого вугілля.

Таблиця 8.1

Вихідні дані для розрахунку адсорберу

№ варіанту	$Q, \text{ м}^3/\text{доб}$	$v, \text{ м/год}$	$H, \text{ м}$	$\gamma \cdot 10^3, \text{ кг/м}^3$	$p, \%$	V_3	V_4	$C, \text{ г/м}^3$
1	3000	3,2	2,7	1,6	60	4,0	5	200
2	3050	3,3	2,8	1,5	58	4,1	5,1	210
3	3100	3,4	2,9	1,4	56	4,2	5,2	220
4	3150	3,5	3,0	1,3	54	4,3	5,3	230
5	3200	3,6	3,1	1,2	52	4,4	5,4	240
6	3250	3,7	3,2	1,1	50	4,5	5,5	250
7	3300	3,8	3,3	1,0	48	4,6	5,6	260
8	3350	3,9	3,4	0,9	46	4,7	5,7	270
9	3400	4,0	3,5	0,8	44	4,8	5,8	280
10	3450	4,1	3,6	0,7	42	4,9	5,9	290
11	3500	4,2	3,7	0,6	40	5,0	6,0	300
12	3550	4,3	3,8	0,5	38	5,1	6,1	310
13	3600	4,4	3,9	0,4	36	5,2	6,2	320
14	3650	4,6	4,0	0,3	34	5,3	6,3	330
15	3700	4,7	4,1	1,6	32	5,4	6,4	340
16	3750	4,8	4,2	1,5	30	5,5	6,5	350
17	3800	4,9	4,3	1,4	40	5,6	6,6	360
18	3850	5,0	4,4	1,3	38	5,7	6,7	380
19	3900	5,1	4,5	1,2	36	5,8	6,8	250
20	3950	5,2	4,6	1,1	34	5,9	6,9	260
21	4000	5,3	4,7	1,0	32	6,0	7,0	270
22	3100	3,0	2,3	0,9	50	4,0	5,0	280
23	3200	3,1	2,4	0,8	48	4,1	5,1	290
24	3300	3,2	2,5	0,7	46	4,2	5,2	300
25	3400	3,3	2,6	0,6	44	4,3	5,3	310

Теплота нагрівної пари визначається із умов нагрівання всієї системи від 20 до 100°C, та складається з теплоти нагрівання адсорбенту $Q_{НС}$ і теплоти на компенсацію теплових втрат $Q_{вт}$ у навколишнє середовище. Теплоємність активованого вугілля дорівнює 1,26 кДж/кг.град. Тепловміст водяної пари при 105°C і тиску 101325 Па q становить 2365 кДж/кг.

Розв'язок

1. Визначаємо сумарну площу фільтрування:

$$S = \frac{Q}{D}, \text{ м}^2.$$

2. Враховуючи, що діаметри стандартних фільтрів знаходяться в межах від 3 до 4 м (з градацією через 0,2 м), встановлюємо кількість фільтрів:

$$n = \frac{S}{f}, \text{ од},$$

де f – площа стандартного фільтра (розрахункове), м^2 .

3. Визначаємо сумарний об'єм активованого вугілля в адсорберах

$$V = n H f, \text{ м}^3.$$

4. Визначаємо масу завантаження n фільтрів u за формулою:

$$G = \gamma V, \text{ т}.$$

5. Так, як адсорбуюча здатність 1т активованого вугілля ізобутанолу дорівнює 100 кг, то увесь об'єм завантаження n колонах може поглинути P забруднюючих речовин

$$P = 100 \cdot G, \text{ кг/доб}.$$

6. Щодоби на адсорбційний блок надходять такі маси органічних речовин:

$$W = Q \cdot C, \text{ кг}.$$

7. Звідси, час роботи блоку до регенерування становить:

$$t = \frac{P}{W}, \text{ доб}.$$

Технологічні параметри регенерування виконуються для однієї колони (фільтра).

8. Як зазначено вище, об'єм завантаження активованого вугілля в одному фільтрі дорівнює

$$V_{\phi} = H \cdot f, \text{ м}^3.$$

9. Об'єм міжзернового простору дорівнює

$$V_n = V_{\phi} \cdot \rho, \text{ м}^3,$$

де ρ – порозність вугілля, %.

10. Визначаємо мінімальний об'єм розчинника в системі, як

$$V_p = V_n + V_1 + V_2 + V_3 + V_4, \text{ м}^3.$$

11. Об'єм розчинника, що надходить в адсорбційну колону дорівнює

$$V_{pk} = V_n + V_l, \text{ м}^3.$$

12. Визначаємо витрату динамічної пари на всю кількість завантаження колони, виходячи з 0,8 кг пари на 1 кг вугілля

$$P_0 = 0,8 \cdot \gamma \cdot V_{\phi}, \text{ т.}$$

13. Витрати теплоти на нагрівання сорбенту будуть дорівнювати:

$$Q_{nc} = \gamma \cdot V_{\phi} \cdot (100 - 20) \cdot 1,26, \text{ кДж.}$$

14. Теплові втрати дорівнюють приблизно 15% від Q_{nc} , тобто:

$$Q_{вт} = 0,15 Q_{nc}, \text{ кДж.}$$

15. Сумарна потреба тепла Q_n на нагрів системи дорівнює:

$$Q_n = Q_{nc} + Q_{вт}, \text{ кДж.}$$

16. Витрату нагрівної пари визначаємо за відношенням:

$$P_n = Q_n / q, \text{ кг.}$$

17. Загальна витрата пари:

$$P_{заг} = P_0 + P_n, \text{ т.}$$

Величина $P_{заг}$ повинна бути менше 1% в Q між регенераціями.

РОЗРАХУНКОВА РОБОТА № 9

Тема роботи: Скласти схему вилучення забруднюючих речовин з стічних вод при виробництві капролоктама, визначити кількість екстракційних апаратів та виконати їх розрахунок

Загальні відомості

Метод екстракції, в основному застосовують для очищення промислових стоків від розчинених органічних речовин штучного походження. В процесі екстракції із стічної води вилучаються екстрагуєча речовина, яка переходить в інший розчин, який називається екстрагентом. Потік рідини, що звільнився від забруднень називають рафінатом, а екстрагент насичений забрудненими домішками називають екстрактом.

Для здійснення екстракції треба підібрати два таких розчину, які після їх перемішування і утворення рафінату і екстракту,

змогли б повністю розділитися під дією гравітаційної сепарації або інших механічних способів.

Таблиця 9.1

Значення коефіцієнта розподілу К

№ п/п	Екстрагуюча речовина	Екстрагент	К
1	Мурашиний альдегід	Аміловий спирт	13
2	Хлорацетатова кислота	Хлорацетатова кислота	11,5...17,3
3	Бензойна кислота	Діетиловий спирт	20,9...30,9
		Бутилацетат	12
		Хлороформ	9,4...13,5
4	Саліцилова кислота	Бензол	1,7...4,5
		Ацетат	12,6
5	Фенол	Бутилацетат	31
		Бензол	2,3...12,5
6	Хінон	Діетиловий спирт	3,1...3,2
7	Анілін	Бутилацетат	27,2
8	Хлоральдегід	Діетиловий спирт	4,25
		Хлороформ	14

Є багато технологічних прийомів виконання екстракції. В даній розрахунковій роботі цей процес треба виконати в одному або декількох екстракційних апаратах, в яких на зустріч один одному безперервно рухаються потоки: забруднений і екстрагент. Екстракційний апарат являє собою (рис. 9.1) вертикальну циліндричну колону з ребрами де, в залежності від густини розчину, один потік рухається зверху вниз (велика густина), а інший знизу вверх (мала густина).

Розв'язок

Розрахунок екстракторів починається із визначення потрібного об'єму екстрагенту за формулою:

$$W = b n Q,$$

де b – питома витрата екстрагенту, $\text{м}^3/\text{м}^3$;

n – число екстракцій (4);

Q – витрата стічних вод, $\text{м}^3/\text{доб}$;

W – об'єм екстрагенту, м³/доб.

Таблиця 9.2

Вихідні дані для розрахунку екстрактора

№ варіанту	Q м ³ /доб	V , м/год	Екстрагуюча речовина	Екстрагент	C_0 т/м ³	C_1 г/м ³
1	1000	5,2	Мурашиний альдегід	Аміловий спирт	80	40
2	1050	5,3	Хлороацетатова кислота	Аміловий спирт	60	15
3	1100	5,4	Бензойна кислота	Діетиловий спирт	30	5
4	1150	5,5	Бензойна кислота	Бутилацетат	45	30
5	1200	5,6	Бензойна кислота	Хлороформ	70	20
6	1250	5,7	Саліцилова кислота	Бензол	60	40
7	1300	5,8	Саліцилова кислота	Ацетат	90	60
8	1350	5,9	Фенол	Бутилацетат	100	10
9	1400	6,0	Фенол	Бензол	110	20
10	1450	4,1	Хінон	Діетиловий спирт	50	30
11	1500	4,2	Анілін	Бутилацетат	85	15
12	1550	4,3	Хлоральдегід	Діетиловий спирт	120	80
13	1600	4,4	Хлоральдегід	Хлороформ	90	50
14	1650	4,5	Мурашиний альдегід	Аміловий спирт	70	20
15	1700	4,6	Хлороацетатові кислота	Аміловий спирт	130	30
16	1750	4,7	Бензойна кислота	Діетиловий спирт	40	15
17	1800	4,8	Бензойна кислота	Бутилацетат	30	10
18	1850	4,9	Бензойна кислота	Хлороформ	70	10
19	1900	5,0	Саліцилова кислота	Бензол	60	20
20	1950	6,1	Саліцилова кислота	Ацетат	90	70
21	2000	6,2	Фенол	Бутилацетат	80	40
22	1000	4,4	Фенол	Бензол	60	20
23	1100	4,6	Хінон	Діетиловий спирт	50	30
24	1200	4,8	Анілін	Бутилацетат	100	10
25	1300	5,0	Хлоральдегід	Діетиловий спирт	80	30

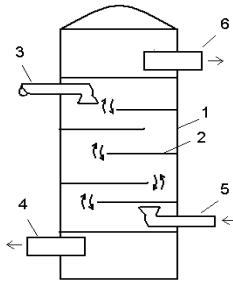


Рис. 9.1. Екстракційний апарат:

1 – корпус; 2 – ребро; 3 – подача забрудненого розчину; 4 – відвід рафінату;
5 – подача екстрагенту; 6 – відвід екстракта

Величина "b" в свою чергу знаходиться за формулою:

$$b = \frac{C_o - C}{KC_o},$$

де C_o – початкова концентрація екстрагуючої речовини у розчині, $г/м^3$;

C – кінцева концентрація екстрагуючої речовини в розчині, $г/м^3$;

K – коефіцієнт розподілу, величина якого знаходиться так:

$$K = C_e / C_o,$$

де C_e – концентрація даної речовини в екстрагенті, $кг/м^3$.

Але найчастіше величину K визначають за таблицею в залежності від роду екстрагуємої речовини і екстрагента.

Виходячи із швидкості руху забрудненого потоку і екстрагенту v в екстракційній колоні, знаходять площу її поперечного перерізу за формулою:

$$F_{роз} = \frac{Q}{v}.$$

Якщо колона колова в поперечному перерізі, то її діаметр D буде дорівнювати:

$$D_{роз} = \sqrt{\frac{4F_{роз}}{\pi}}.$$

Одержану величину $D_{роз}$ округляють до стандартної, яка кратна 0,2 м (наприклад 3,2; 3,4; 3,6 тощо). Висота колони H відповідно буде знайдена як:

$$H = \frac{W}{NF},$$

де N – кількість екстракційних апаратів, яка приймається виходячи із умов, що H повинна дорівнювати (2...4) D ;

F – площа поперечного перерізу колони екстрактора в горизонтальному напрямку, яка дорівнює:

$$F = \frac{\pi D_{ct}^2}{4},$$

де D_{ct} – стандартний діаметр екстракційного апарату, м.

Тоді робочий об'єм одного екстрактора можна знайти за формулою:

$$V = HF.$$

РОЗРАХУНКОВА РОБОТА № 10

Тема роботи: Визначити розміри градирні для охолодження води, що надходить з ТЕС, електролізера та інших, а також підібрати насосно-силове обладнання

Загальні відомості

Витрати води Q , температура гарячої води $t_{\bar{a}}=95^{\circ}\text{C}$. Вода в градирні охолоджується до температури 20°C . Тепломісткість повітря C_n , води C_v . Питома вага води γ_v і повітря γ_n .

Розв'язок

1. Знаходимо тепловитрати води A в градирні за формулою:

$$A = M \cdot C_v \cdot (t_{\bar{a}} - t_{\bar{a}}), \text{ ккал},$$

де M – масова витрата води, кг/с:

$$M = Q \cdot 10^3, \text{ кг/с}.$$

2. Визначаємо потрібну вагу повітря за формулою:

$$Y = \frac{A}{C_n (t_{\bar{a}} - t_{\bar{a}})}$$

Звідки об'єм повітря буде дорівнювати:

$$V = \frac{Y}{\gamma_i}, \text{ м}^3/\text{с}.$$

3. Поперечний переріз градирні в її середній частині дорівнює:

$$S = \frac{V}{v_a}.$$

4. Висота градирні $H_{\text{град}}$ визначається різницею в температурах нагрітої і охолодженої води. Для охолодження води на 10°C треба 4 м висота.

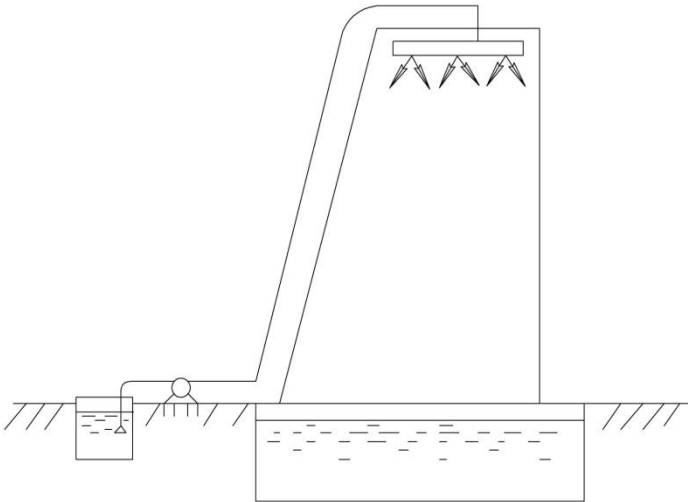


Рис. 10.1. Схема градирні з насосом

Для подачі води в градирню треба підібрати насос, який має подавати воду з витратою $Q = V_B \text{ м}^3/\text{год}$ і напором H .

$$H = H_{\text{геод}} + \sum h, \text{ м},$$

де $H_{\text{геод}}$ – геодезична висота підйому, м,

$$H_{\text{геод}} = H_{\text{град}},$$

$\sum h$ – висота напору, який знаходиться за формулою:

$$\sum h = A \cdot L \cdot Q^2, \text{ м},$$

де L – довжина трубопровода, яку слід прийняти рівною 150-200 м

A – питома витрата напору, м [6].

Таблиця 10.1

Вихідні данні для розрахунку градирні

Поч. літера прізвища	Q , л/с	C_v , ккал/ кг·°C	C_n , ккал/ кг·°C	Поч. літера імені	$t_{\bar{a}}$, °C	$t_{\bar{a}}$, °C	γ_v , кг/м ³	γ_n , кг/м ³
А	10	0,900	0,20	А	70	15	900	1,1
Б	20	0,920	0,22	Б	72	16	920	1,2
В	30	0,940	0,24	В	74	17	940	1,3
Г	40	0,960	0,26	Г	76	18	960	1,4
Д	50	0,980	0,28	Д	78	19	980	1,5
Е	60	1,000	0,30	Е	80	20	1000	1,6
Є	70	1,010	0,20	Є	82	21	1020	1,7
Ж	80	1,020	0,22	Ж	84	22	1040	1,8
З	90	1,060	0,24	З	86	23	1060	1,9
И	100	1,080	0,26	И	88	24	1080	2,0
І	10	1,100	0,28	І	90	25	1100	2,1
Й	20	0,900	0,30	Й	92	26	1120	2,2
К	30	0,920	0,20	К	94	27	1140	2,3
Л	40	0,940	0,22	Л	96	28	1160	2,4
М	50	0,960	0,24	М	98	29	1180	2,5
Н	60	0,980	0,26	Н	70	30	1200	2,6
О	70	1,000	0,28	О	72	15	900	2,7
П	80	1,010	0,30	П	74	16	920	2,8
Р	90	1,020	0,20	Р	76	17	940	2,9
С	100	1,060	0,22	С	78	18	960	3,0
Т	10	1,080	0,24	Т	80	19	980	1,1
У	20	1,100	0,26	У	82	20	1000	1,2
Ф	30	0,900	0,28	Ф	84	21	1020	1,3
Х	40	0,920	0,30	Х	86	22	1040	1,4
Ц	50	0,940	0,20	Ц	88	23	1060	1,5
Ч	60	0,960	0,22	Ч	90	24	1080	1,6
Ш	70	0,980	0,24	Ш	92	25	1100	1,7
Щ	80	1,000	0,26	Щ	94	26	1120	1,8
Ю	90	1,010	0,28	Ю	96	27	1140	1,9
Я	100	1,020	0,30	Я	98	28	1160	2,0

РОЗРАХУНКОВА РОБОТА № 11

Тема роботи: Скласти схему технологічного процесу виготовлення алюмінію і викидів забруднюючих речовин, а також зробити розрахунок вказаних у завданні очисних споруд.

Загальні відомості

Таблиця 11.1

Вихідні дані для вибору очисних споруд при виробництві алюмінію

Початкова літера прізвища	Викиди	Забруднююча речовина	Очисна споруда
А	газ	пил d=5мкм	фільтр волокнистий
Б	газ	пил d=100мкм	ПРП
В	газ	пил d=1000мкм	циклон
Г	газ	газоподібні домішки SO ₂	адсорбер з рухомим шаром сорбенту
Д	газ	газопод. дом. смол	відцентровий скрублер
Є	стічна вода	завислі частки	вертикальний відстійник
Ж	стічна вода	іони Ca ⁺ і Mg ⁺	катіонітовий фільтр
З	газ	пил d=5мкм	фільтр волокнистий
І	газ	пил d=100мкм	ПРП
К	газ	пил d=1000мкм	циклон
Л	газ	газопод. дом. смол	відцентровий скрублер
М	газ	газоподібні домішки SO ₂	адсорбер з рухомим шаром сорбенту
Н	стічна вода	завислі частки	вертикальний відстійник
О	стічна вода	іони Ca ⁺ і Mg ⁺	аніонітовий фільтр
П	газ	пил d=5мкм	фільтр волокнистий
Р	газ	пил d=100мкм	ПРП
С	газ	пил d=1000мкм	циклон
Т	газ	газоподібні домішки SO ₂	адсорбер з рухомим шаром сорбенту
У	газ	газопод. дом. смол	відцентровий скрублер
Ф	стічна вода	завислі частки	вертикальний відстійник
Х	стічна вода	іони Ca ⁺ і Mg ⁺	катіонітовий фільтр
Ц	газ	газопод. дом. смол	відцентровий скрублер
Ч	газ	пил d=100мкм	ПРП
Ш	газ	пил d=1000мкм	циклон
Щ	газ	газоподібні домішки SO ₂	адсорбер з рухомим шаром сорбенту
Ю	стічна вода	завислі частки	вертикальний відстійник
Я	стічна вода	іони Ca ⁺ і Mg ⁺	аніонітовий фільтр

Алюміній в основному виготовляють з бокситів шляхом електролізу. При цьому на різних етапах його виготовлення в повітря і водне середовище викидається велика кількість різноманітних забруднюючих речовин. Цей процес описаний в літературному джерелі [2] на стор. 83-86. Методика розрахунків окремих споруд наведена в методичних вказівках [4] і [5], інших – в даних розробках. Вихідні дані наведені в табл. 11.1.

11.1. Розрахунок волокнистого фільтра

Розрахунок фільтрів зводиться до визначення площі фільтруючого матеріалу, а також періоду між зміною фільтруючого матеріалу. Для виконання роботи задаються: витрата потоку повітря Q , висота фільтра H , кількість перегибів в середині потоку $n=1$, відстань від вхідного перерізу b (рис.11.1), концентрація пилу C , ємність 1,0-метрового шару волоку E , швидкість руху потоку v , товщина шару волоку δ . Вихідні дані наведені в табл.11.2.

Таблиця 11.2

Вихідні дані для розрахунку волокнистого фільтра

Поч. літ. прізви.	$Q, \text{ м}^3/\text{год}$	$H, \text{ м}$	$b, \text{ м}$	$\delta, \text{ м}$	Поч. літ. імені	$C, \text{ г}/\text{м}^3$	$E, \text{ кг}/\text{м}^3$	$v, \text{ м}/\text{с}$
А	300	4	2	0.1	А	10	100	0.01
Б	350	3.8	2.2	0.2	Б	15	95	0.02
В	400	3.6	2.4	0.3	В	20	90	0.03
Г	450	3.4	2.6	0.4	Г	25	85	0.04
Д	500	3.2	2.8	0.5	Д	30	80	0.05
Е	550	3.0	3.0	0.1	Е	35	75	0.06
Є	600	3.0	2	0.2	Є	40	70	0.07
Ж	650	3.2	2.2	0.3	Ж	45	65	0.08
З	700	3.4	2.4	0.4	З	50	60	0.09
И	750	3.6	2.6	0.5	И	10	55	0.1
І	800	3.8	2.8	0.1	І	15	50	0.11
Й	850	4	3.0	0.2	Й	20	45	0.12
К	900	4	2	0.3	К	25	40	0.13
Л	950	3.8	2.2	0.4	Л	30	35	0.14
М	1000	3.6	2.4	0.5	М	35	30	0.15
Н	1050	3.4	2.6	0.1	Н	40	25	0.16
О	1100	3.2	2.8	0.2	О	45	20	0.17

Продовження таблиці 11.12

П	1150	3.0	3.0	0.3	П	50	15	0.18
Р	1200	3.0	2	0.4	Р	10	10	0.19
С	1250	3.2	2.2	0.5	С	15	50	0.2
Т	1300	3.4	2.4	0.1	Т	20	45	0.21
У	300	3.6	2.6	0.2	У	25	40	0.22
Ф	350	3.8	2.8	0.3	Ф	30	35	0.23
Х	400	4	3.0	0.4	Х	35	30	0.24
Ц	450	4	2	0.5	Ц	40	25	0.25
Ч	500	3.8	2.2	0.1	Ч	45	20	0.26
Ш	550	3.6	2.4	0.2	Ш	50	15	0.27
Щ	600	3.4	2.6	0.3	Щ	10	10	0.28
Ю	650	3.2	2.8	0.4	Ю	15	100	0.29
Я	700	3.0	3.0	0.5	Я	20	95	0.3

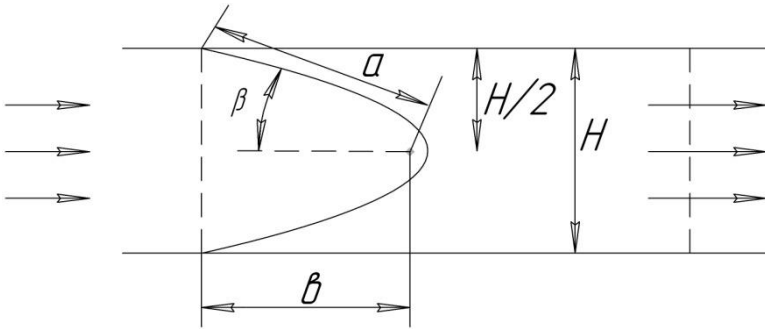


Рис.11.1. Волокнистий фільтр

Розв'язок

1. Визначимо загальну площу фільтра за формулою:

$$F = \frac{Q}{v}, \text{ м}^2.$$

2. Визначимо тангенс кута β

$$\operatorname{tg} \beta = \frac{0,5H}{b}$$

Звідки α визначають за табл. 11.3.

Таблиця 11.3

Тангенси і синуси кутів

$\alpha, ^\circ$	5	10	15	20	25	30	35	40	45
$\sin \alpha$	0,0872	0,1736	0,2588	0,3420	0,4226	0,5000	0,5736	0,6428	0,7071
$\operatorname{tg} \alpha$	0,0875	0,1763	0,2679	0,3640	0,4663	0,5774	0,7002	0,8391	1,000
$\alpha, ^\circ$	50	55	60	65	70	75	80	85	---
$\sin \alpha$	0,7660	0,8192	0,8660	0,9063	0,9397	0,9659	0,9848	0,9962	
$\operatorname{tg} \alpha$	1,1918	1,4281	1,732	2,145	2,747	3,732			

3. Визначаємо довжину a за формулою:

$$a = \frac{0,5H}{\sin \beta}.$$

4. Таким чином, загальна площа становить:

$$F = 2a \cdot B, \text{ м}^2, \text{ звідки } B = \frac{F}{2a}, \text{ м}.$$

5. Добова кількість надходжень забруднюючих речовин до фільтра визначається як:

$$Y = Q \cdot C, \text{ кг}.$$

6. Так як товщина фільтруючого матеріалу δ , а поглинаюча місткість q (м^3) даного фільтра дорівнює E ($\text{кг}/\text{м}^3$), то період між його зміною буде дорівнювати:

$$t = \frac{P}{Y}, \text{ діб}.$$

7. Поглинаюча місткість фільтра P буде дорівнювати:

$$P = E \cdot F \cdot \delta, \text{ кг}.$$

11.2. Розрахунок адсорбера з десорбером

Для вилучення сірчистого газу що утворюється на електролізаторах застосовують такий фізико-хімічний прийом як адсорбцію, де в якості сорбента використовують активоване вугілля. Але після граничного насичення вугілля сірчистим газом в адсорбері виникає потреба в його регенерації або повної зміни. Економічно вигідним прийомом вважають регенерацію із застосуванням підвищеної температури. Цей процес відбувається в апаратах - десорберах. Обидва апарати з'єднані між собою єдиним безперервним рухомим потоком сорбенту схема

даної установки наведена на рис. 2.21 стор.138 підручника [1], а також стор.39 методичних вказівок [4].

Таблиця 11.4

Вихідні дані для розрахунку установки для видалення SO₂

Поч. літ. прізви.	Q , м ³ /год	C , г/м ³	E , кг/т	Поч. Літ. імені	t , год	T , год	$v_{\text{в}}$, м/с
А	100	100	50	А	8	24	1
Б	200	90	60	Б	10	26	1.2
В	300	80	70	В	12	28	1.3
Г	400	70	80	Г	14	30	1.4
Д	500	60	90	Д	16	32	1.5
Е	600	50	100	Е	18	34	1.6
Є	700	40	110	Є	20	36	1.7
Ж	800	30	120	Ж	8	38	1.8
З	900	20	130	З	10	40	1.9
И	1000	10	140	И	12	42	2
І	100	100	150	І	14	44	2.1
Й	200	90	160	Й	16	46	2.2
К	300	80	170	К	18	48	2.3
Л	400	70	180	Л	20	24	2.4
М	500	60	190	М	8	26	2.5
Н	600	50	200	Н	10	28	1
О	700	40	50	О	12	30	1.2
П	800	30	60	П	14	32	1.3
Р	900	20	70	Р	16	34	1.4
С	1000	10	80	С	18	36	1.5
Т	100	100	90	Т	20	38	1.6
У	200	90	100	У	8	40	1.7
Ф	300	80	110	Ф	10	42	1.8
Х	400	70	120	Х	12	44	1.9
Ц	500	60	130	Ц	14	46	2
Ч	600	50	140	Ч	16	48	2.1
Ш	700	40	150	Ш	18	24	2.2
Щ	800	30	160	Щ	20	26	2.3
Ю	900	20	170	Ю	8	28	2.4
Я	1000	10	180	Я	10	30	2.5

Необхідно визначити швидкість руху сорбенту в адсорбері і десорбері. Діаметр десорбера в 1.5 раз більше за діаметр адсорбера. Концентрація SO₂ становить С (г/м³), витрата сорбенту Q (м³/год), поглинальна місткість сорбенту в адсорбері Е (кг/м³), висота шару вугілля в адсорбері Н (м), час на адгезію газу до сорбенту t (год), період перебування вугілля в адсорбері Т (год).

Розв'язок

1. Визначаємо надходження SO₂ за період t за формулою:

$$Y = Q \cdot C \cdot t, \text{ кг.}$$

2. Знаходимо потрібну масу вугілля для адгезії SO₂ протягом періоду t:

$$M = \frac{Y \cdot K_3}{E}, \text{ т,}$$

де K₃ – коефіцієнт запасу (1.2-1.3).

3. Об'єм вугілля знаходиться як:

$$V = \frac{M}{\gamma_{\text{в}}}, \text{ м}^3,$$

де $\gamma_{\text{в}}$ – питома вага вугілля ($\gamma_{\text{в}} = 1100 \text{ г/м}^3$).

4. Визначаємо кратність оновлення сорбенту в корпусі адсорберу як:

$$n = \frac{T}{t}$$

5. Звідки об'єм корпусу адсорбера $V_{\text{заг}}$ буде дорівнювати

$$V_{\text{заг}} = n \cdot V, \text{ м}^3.$$

6. Приймавши швидкість руху газів в порах сорбенту $v_{\text{а}}$ рівною даним табл. 11.4. знаходимо площу поперечного перерізу адсорбера як:

$$S = \frac{V_{\text{заг}}}{v_{\text{а}}}, \text{ м}^2,$$

а висоту шару сорбенту Н рівною:

$$H = \frac{V_{\text{заг}}}{S}, \text{ м.}$$

7. Тоді швидкість руху вугілля в адсорбері буде дорівнювати:

$$v_a = \frac{H}{T}, \text{ м/с,}$$

а діаметр:

$$d_a = \sqrt{\frac{4 \cdot S}{\pi}}, \text{ м.}$$

8. Діаметр десорбера дорівнює

$$d_o = 1.5 \cdot d_a, \text{ м,}$$

а швидкість руху сорбенту в ньому:

$$v_{\bar{a}} = \frac{4V}{\pi d_{\bar{a}}^2}, \text{ м/с.}$$

11.3. Протиточний ротаційний пиловловлювач (ПРП)

Схема цього апарата наведена на рис.2.8 стор.121 посібника [2]. Треба визначити число обертів ротору пиловловлювача. Для цього слід скористатися формулою:

$$\omega = \sqrt{\frac{Q \cdot \nu}{400 \cdot \pi \cdot b \cdot d_r^2 \rho_i / \rho_{\bar{a}}}},$$

де ω – кутова швидкість, с^{-1} ;

Q – витрата потоку газу, $\text{м}^3/\text{год}$;

d_r – діаметр часток, що вловлюються, м;

ρ_i $\rho_{\bar{a}}$ – відповідно густина пилу і газу, $\text{кг}/\text{м}^3$;

ν – коефіцієнт кінематичної в'язкості, $\text{м}^2/\text{с}$.

Приведена ширина всмоктувальних отворів ротора:

$$b = \frac{n \cdot d_o}{8 \cdot R}, \text{ м,}$$

де n – кількість отворів;

d_o – діаметр отвору, м;

R – відношення суми площ отворів до довжини кола ротора,

м.

Число обертів ротору знаходиться за формулою:

$$N = \frac{30\omega}{\pi}, \text{ об/хв.}$$

Таблиця 11.5

Вихідні дані для розрахунку ПРП

№ варіанту	$Q, \text{ м}^3/\text{год}$	$d_c \cdot 10^{-4}, \text{ м}$	$\rho_i, \text{ кг}/\text{м}^3$	$\rho_a, \text{ кг}/\text{м}^3$	$\nu \cdot 10^{-3}, \text{ м}^2/\text{с}$	$b, \text{ м}$
1	100	1	500	500	10	1
2	200	2	550	550	11	1.5
3	300	3	600	600	12	2
4	400	4	650	650	13	2.5
5	500	5	700	700	14	3
6	600	6	750	750	15	3.5
7	700	7	800	800	16	4
8	800	8	850	850	17	4.5
9	900	9	900	900	18	5
10	100	10	950	950	19	5.5
11	1100	11	1000	1000	20	6
12	1200	12	1050	1050	21	6.5
13	1300	13	1100	1100	22	7
14	1400	14	1150	1150	23	7.5
15	1500	15	1200	1200	24	8
16	1600	16	1250	1250	25	8.5
17	1700	17	1300	1300	26	9
18	1800	18	1350	1350	27	9.5
19	1900	19	1400	1400	28	10
20	2000	20	1450	1450	29	10.5
21	2100	21	1500	1500	30	11
22	2200	22	1550	1550	31	11.5
23	2300	23	1600	1600	32	12
24	2400	24	1650	1650	33	12.5
25	2500	25	1700	1700	34	13

11.4. Відцентровий скрублер

Схема апарату наведена на рис. 2.14 стор. 130 посібника [1].

Визначити параметри корпусу скрубера, l і d розвідної труби, якщо швидкість руху газу у вивідній трубці $v_{\text{ввд}}$, в просторі між

вихідною трубою і корпусом – ν . Висота корпусу H в 2-5 разів більше D корпусу. Питома витрата води на 1 м^3 газу становить $q=10 \text{ л/м}^3$. Загальна витрата газу Q_g , швидкість руху води ν_a в трубі 1,0-1,5 м/с.

Таблиця 11.6

Вихідні дані для розрахунку відцентрового скрубєру

№ варіанта	Q_g , $\text{м}^3/\text{год}$	$\nu_{a\text{до}}$, м/с	ν , м/с	H/D
1	100	1.5	1	2
2	110	1.6	1.05	2.2
3	120	1.7	1.1	2.4
4	130	1.8	1.15	2.6
5	140	1.9	1.2	2.8
6	150	2	1.25	3
7	160	2.1	1.3	3.2
8	170	2.2	1.35	3.4
9	180	2.3	1.4	3.6
10	190	2.4	1.45	3.8
11	200	2.5	1.5	4
12	210	2.6	1.55	4.2
13	220	2.7	1.6	4.4
14	230	2.8	1.65	4.6
15	240	2.9	1.7	4.8
16	250	3	1.75	5
17	260	3.1	1.8	2
18	270	3.2	1.85	2.2
19	280	3.3	1.9	2.4
20	290	3.4	1.95	2.6
21	300	3.5	2	2.8
22	310	3.6	2.05	3
23	320	3.7	2.1	3.2
24	330	3.8	2.15	3.4
25	340	3.9	2.2	3.6

Розв'язок

1. Визначаємо площу вихідної труби S_m і між трубного простору $S_{m.n}$. як:

$$S_m = \frac{Q_{\bar{a}}}{v_{\bar{a}\bar{e}\bar{o}}},$$

$$S_{mm} = \frac{Q_{\bar{a}}}{v}.$$

2. Діаметр корпусу знаходиться як:

$$D = \sqrt{\frac{4(S_{\bar{o}} + S_{\bar{i}\bar{i}})}{\pi}}, \text{ м.}$$

3. Висота корпусу:

$$H = (2 \div 5)D, \text{ м.}$$

4. Витрата води:

$$Q_{\bar{a}} = q \cdot Q_{\bar{a}}.$$

5. Діаметр труби:

$$d = \sqrt{\frac{4Q_{\bar{a}}}{\pi w_{\bar{a}}}}.$$

6. Довжина труби в корпусі скрубера:

$$l = 2 \cdot \pi \cdot R, \text{ м.}$$

РОЗРАХУНКОВА РОБОТА № 12

Тема роботи: Визначити розміри пилоосаджувальної камери для вловлювання пилюватої маси, що надходить від деревообробних верстатів

Загальні відомості

Камера має прямокутну форму в поперечному перерізі. В наслідок зменшення швидкості потоку турбулентний режим руху, що відбувається в початковій, а іноді в середній частині камери переходить в ламінарний, при якому зважені тверді частинки падають на дно камери і далі в бункер (рис. 12.1), хоча по мірі зниження швидкості вони вже в турбулентній зоні починають поступово знижуватись.

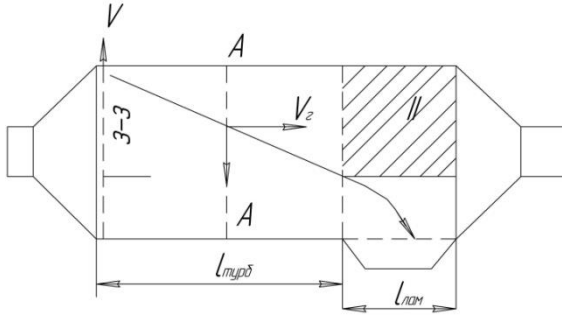


Рис. 12.1. Схема пилоосаджуваної камери

Інтенсивний рух часток вниз починається від розрізу А-А, який відстоюється від зони II на величину $L_{лам}$.

Для проведення розрахунків камери необхідно мати відомості про об'єми забрудненого газу Q , $м^3/год$, характеристику пилу (у вигляді кінетичної в'язкості ν , $м^2/с$), швидкість руху газу в корпусі камери v_z , $м/с$. Вихідні дані наведені в табл. 12.1.

Розв'язок

У вхідній частині камери на довжині $L_{\delta\delta\delta}$ здійснюється перехід від турбулентного до ламінарного режиму. Величина $L_{\delta\delta\delta}$ знаходиться за формулою:

$$L_{\delta\delta\delta} = 0,115 \frac{\dot{V}^2 v_a}{\nu}, \text{ м},$$

де v_T – горизонтальна складова руху частки пилу, $м/с$;

H – висота камери, $м$;

ν – коефіцієнт кінематичної в'язкості, $м^2/с$;

Висота камери визначається за формулою:

$$H = \frac{Q}{v_a \cdot A}, \text{ м}.$$

Виходячи з попередньої формули розрахункова довжина камери буде дорівнювати:

$$L_{\text{в\ddot{a}i}} = \frac{Q}{Bv_{\ddot{a}} \cdot 2}, \text{ м,}$$

Таблиця 12.1

Вихідні дані для розрахунків

№ вар.	$v_{\ddot{a}}, \text{ м/с}$	$B, \text{ м}$	$v_e, \text{ м/с}$	$Q, \text{ м}^3/\text{год}$	$v \times 10^{-3}, \text{ м}^2/\text{с}$	$C, \text{ г/м}^3$	$\gamma, \text{ кг/м}^3$
1	0,1	1,0	0,1	1000	10	1,0	1500
2	0,2	1,5	0,09	2000	9	1,1	1800
3	0,3	2,	0,08	3000	8	1,2	2000
4	0,4	2,5	0,07	4000	7	1,3	2100
5	0,5	3	0,06	5000	6	1,4	2200
6	0,6	3,5	0,05	6000	5	1,5	2400
7	0,1	4	0,04	7000	4	1,6	2500
8	0,2	4,5	0,03	8000	3	1,7	3000
9	0,3	5	0,02	1000	2	1,8	3500
10	0,4	5,5	0,01	2000	1	1,9	4000
11	0,5	6	0,1	3000	10	2,0	4500
12	0,6	1	0,09	4000	9	1,0	5000
13	0,1	1,5	0,08	5000	8	1,1	5500
14	0,2	2	0,07	6000	7	1,2	6000
15	0,3	2,5	0,06	7000	6	1,3	6500
16	0,4	3	0,05	8000	5	1,4	7000
17	0,5	3,5	0,04	1000	3	1,5	1500
18	0,6	4	0,03	2000	2	1,6	1800
19	0,1	4,5	0,02	3000	1	1,7	2000
20	0,2	5	0,01	4000	10	1,8	2100
21	0,3	1	0,1	5000	9	1,9	2200
22	0,4	1,5	0,8	6000	8	2,0	2400
23	0,5	2	0,6	7000	7	1,0	2500
24	0,6	2,5	0,4	8000	6	1,1	3000
25	0,4	3	0,2	2000	5	1,2	3500

а загальна довжина камери буде дорівнювати:

$$L_{\text{ç\ddot{a}a}} = L_{\text{в\ddot{a}i}} + L_{\text{ð\ddot{o}ð\ddot{a}}}, \text{ м,}$$

Об'єм бункеру для пилу знаходиться так:

$$V = \frac{Q \cdot C}{\gamma}, \text{ м}^3,$$

де γ – питома вага пилу в бункері.

Приймаючи довжину і ширину бункера рівними B і $L_{\text{лам}}$ глибина його може бути визначена як:

$$H = \frac{V}{B \cdot L_{\text{лаі}}}, \text{ м.}$$

РОЗРАХУНКОВА РОБОТА № 13

Тема роботи: Розрахунок іонообмінної схеми очищення стічних вод

Загальні відомості

Відповідно до завдання скласти схему катіонного і аніонітового фільтрів з декарбонізатором , схему будови Н-катіонітового фільтра, зробити розрахунок параметрів фільтра.

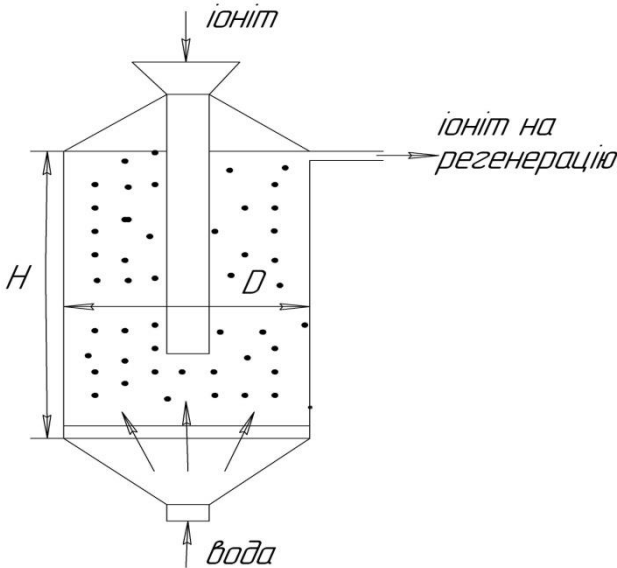


Рис. 13.1. Схема аніонітового фільтра з псевдорідким станом іоніту

В залежності від виду іонів, які видаляють, застосовують катіонітові або аніонітові фільтри на H^+ - і Na^+ -катіонітових фільтрах з розчинів видаляють іони Mg^{2+} , Ca^{2+} , Fe^{2+} , Cu^{2+} і інших; на OH^- , HCO_3^- , Cl^- аніонітових - аніони SO_3^{2-} , SO_4^{2-} , NO_3^- , Cl^- , CO_3^{2-} , SiO_3^{2-} . В залежності від концентрації забруднюючих речовин в розчині призначають одно-, двох- і більше ступеневі схеми очищення. Так як H^+ - катіонітові HCO_3^- аніонітові фільтри надають очищеній воді надлишкову кисла реакцію, а Na^+ -катіонітові і OH^- -аніонітові – кислу, то можливо застосування одночасно двох типів катіонітових або аніонітових фільтрів для нейтралізації потоків при їх змішуванні.

Іонітові фільтри можуть бути періодичної або безперервної дії. Але розрахунок слід виконати для обох типів фільтрів.

Декарбонізатор призначений для видалення діоксиду карбону (CO_2), який утворюється при розпаду бікарбонатів при H^+ -катіонуванні води, а також в аніонітових фільтрах при їх регенерації кальційованою водою.

13.1. Розрахунок Na^+ -катіонітових фільтрів періодичної дії

Для пом'якшення води в кількості Q з твердістю T_0 за одну ступінь застосовують Na^+ -катіонітовий фільтр завантажений смолою КУ-2. Концентрація іонів Na^+ у воді C , моль/м³. Число регенерацій фільтра n . Схема фільтра наведена на рис. 1.32 (стор.56 посібника [1]).

Розрахунок об'єму катіоніту в фільтрі визначають за формулою:

$$W_k = \frac{24Q \cdot T_0}{n^a \delta i a},$$

де Q – витрата води;

T_0 – загальна твердість води, моль/м³;

$C_{роб}$ – робоча обмінна ємність катіоніту, моль/м³.

В свою чергу $C_{роб}$ знаходиться за формулою:

$$C_{роб} = \frac{\alpha \beta_{Na^+} - 0.5qT}{n}, \text{ моль/м}^3$$

де α_e – коефіцієнт, що враховує неповну регенерацію катіоніту і залежить від питомої витрати хлориду натрію;

β_{Na} – коефіцієнт, який враховує зниження обмінної ємності катіоніту внаслідок затримання іону Na^+ ;

$C_{повн}$ – повна обмінна ємність катіоніту, моль/м³;

q – питома витрата води для відмивання 1 м³ катіоніту (4-5 л/м³).

Таблиця 13.1

Коефіцієнт ефективності регенерації матеріалу α_e

Питома витрата NaCl на регенерацію катіону робочої ємності, г/моль	100	150	200	250	300
α_e	0,62	0,74	0,81	0,86	0,90

Коефіцієнт β_{Na} залежить від концентрації іона Na^+ у воді до обробки та її твердості.

Таблиця 13.2

Значення коефіцієнта β_{Na}

C_{Na}/T_0	0,001	0,005	0,1	0,5	1,0	5,0	10,0
β_{Na}	0,93	0,88	0,83	0,70	0,65	0,54	0,50

Необхідна площа фільтрування становить:

$$F = \frac{W}{H}$$

Висота одноступеневого фільтра становить в межах 1,8-2,5 м.

Діаметр фільтра визначається як:

$$D = \sqrt{\frac{4F}{\pi}}$$

Витрата P_{NaCl} для регенерації Na-катіонітового фільтра I ступеня визначаємо за формулою:

$$P_{NaCl} = \frac{F \cdot H \cdot a^{\delta a} \cdot \dot{a}}{1000}$$

де a – питома витрата NaCl (100-150 г/моль)

Тривалість фільтроциклу визначаємо як:

$$\tau = \frac{FH^a \delta a}{Q \cdot T_0}$$

Об'єм води на спущування визначають за формулою

$$Q = \frac{F \cdot \tau_{\bar{n}i} \cdot I_{\bar{n}i}}{1000},$$

де τ_{cn} – час спушуння, (15 хв);

I_{cn} – інтенсивність спушуння, (3...4 л/с·м²);

13.2. Розрахунок аніонітових фільтрів безперервної дії

В аніонітових фільтрах безперервної дії (рис.13.1) іоніт знаходиться в псевдо рідкому стані, що є наслідком подання води в апарат знизу. При цьому висота шару іоніту збільшується пропорційно швидкості руху води в корпусі v і становить h . Подача іоніту в корпус здійснюється порціями один раз за фільтроцикл. В цей період t подачу води на пом'якшення припиняють.

Розв'язок

1.Визначаємо тривалість фільтроциклу за формулою:

$$T = \frac{24 - n \cdot t}{n},$$

де n – число фільтроциклів.

2.Визначаємо відсоток часу роботи фільтру:

$$S = \frac{24 - T \cdot n}{24} \cdot 100, \%$$

3.Приріст витрат води, що припадає на період регенерації іоніту:

$$\Delta Q = \frac{Q(24 - nT)}{nT}.$$

4.Об'єм води, що очищається за період T становить

$$W = (Q + \Delta Q) T.$$

5.Висота шару іонітових фільтрів в щільному стані (при періодичній дії) становить $h_0 = 1,0 \dots 1,5$ м. Внаслідок спушуння і перетворення іоніту в псевдорідкий стан його висота зростає на h/h_0 . Тоді фактична висота іоніту H буде дорівнювати:

$$H = h_0 \left(\frac{h}{h_0} \right).$$

6. Площа поперечного перерізу фільтру дорівнює:

$$F = \frac{W}{H}.$$

Таблиця 13.3

Вихідні дання для розрахунку іонітових фільтрів

Поч літ. прізви.	Схема іонізації	Q , $м^3/год$	T_0 , $моль/м^3$	n	Поч літ. імені	C_{Na} , $моль/м^3$	h/h_0	t , $год$
А	Іст. К і Пст А	30	16	1	А	140	1,2	0,5
Б	Пст. К і Пст А	32	14	2	Б	80	1,3	1,0
В	Пст. К і Іст А	34	12	3	В	16	1,4	1,5
Г	Шст. К і Іст А	36	10	1	Г	8	1,5	2,0
Д	Шст. К і Пст А	38	8	2	Д	1,6	1,6	2,5
Е	Шст. К і Шст А	40	7	3	Е	0,8	1,7	3,0
Є	Пст. К і Шст А	42	6	1	Є	0,16	1,8	0,5
Ж	Іст. К і Шст А	44	5	2	Ж	160	1,9	1,0
З	Н і Na К і Пст А	46	4	3	З	140	2,0	1,5
И	Іст. К і Пст А	48	3	1	И	80	1,2	2,0
І	Пст. К і Пст А	50	16	2	І	140	1,3	2,5
Й	Пст. К і Іст А	30	14	3	Й	80	1,4	3,0
К	Шст. К і Іст А	32	12	1	К	16	1,5	0,5
Л	Шст. К і Пст А	34	10	2	Л	8	1,6	1,0
М	Шст. К і Шст А	36	8	3	М	1,6	1,7	1,5
Н	Пст. К і Шст А	38	7	1	Н	0,8	1,8	2,0
О	Іст. К і Шст А	40	6	2	О	0,16	1,9	2,5
П	Н і Na К і Пст А	42	5	3	П	160	2,0	3,0
Р	Іст. К і Пст А	44	4	1	Р	140	1,2	0,5
С	Пст. К і Пст А	46	3	2	С	80	1,3	1,0
Т	Пст. К і Іст А	48	16	3	Т	140	1,4	1,5
У	Шст. К і Іст А	50	14	1	У	80	1,5	2,0
Ф	Шст. К і Пст А	30	12	2	Ф	16	1,6	2,5
Х	Шст. К і Шст А	32	10	3	Х	8	1,7	3,0
Ц	Пст. К і Шст А	34	8	1	Ц	1,6	1,8	0,5
Ч	Іст. К і Шст А	36	7	2	Ч	0,8	1,9	1,0
Ш	Н і Na К і Пст А	38	6	3	Ш	0,16	2,0	1,5
Щ	Іст. К і Пст А	40	5	1	Щ	160	1,2	2,0
Ю	Пст. К і Пст А	42	4	2	Ю	140	1,3	2,5
Я	Пст. К і Іст А	44	3	3	Я	80	1,4	3,0

7. Діаметр корпусу фільтра знаходиться за формулою:

$$D_{роз} = \sqrt{\frac{HF}{\pi}} .$$

Далі розрахунковий діаметр округлюють до наближеного стандартного кратного 0,2 м. При цьому треба перерахувати площу і висоту фільтру.

8. Швидкість фільтрації у фільтрі становить:

$$v_{\delta} = \frac{Q + \Delta Q}{F} .$$

СПИСОК ВИКОРИСТАНОЇ ЛІТЕРАТУРИ:

1. Бакка М.Т. Очисні споруди і пристрої. / М.Т. Бакка, В.В. Дорошенко. – Ж., 2005.
2. Бакка М.Т. Техноекологія. / М.Т. Бакка, В.В. Дорошенко. – Ж., 2007.
3. Сухарьов С.М. Техноекологія та охорона навколишнього середовища. / С.М. Сухарьов – Львів, 2004.
4. Методичні вказівки з дисципліни «Техноекологія». – Ж., 2008.
5. Методичні вказівки з дисципліни «Очисні споруди і пристрої» – Ж., 2009.
6. Методичні вказівки для виконання курсового проекту по МКГ. – Ж. 2007.