Міністерство освіти і науки України
Запорізький національний університет

Сокольник В.І.
Прутцьков Д.В.
Добровольська О.Г.
Світлична В.Б.

СУЧАСНІ СИСТЕМИ ВОДОЗАБЕЗПЕЧЕННЯ ПРОМИСЛОВИХ БУДІВЕЛЬ

Навчальний посібник

для студентів спеціальності 192 Будівництво та цивільна інженерія освітньо-професійних програм «Міське будівництво та господарство», "Промислове та цивільне будівництво"

Запоріжжя
2021

УДК 628

Укладачі: Сокольник Володимир Іванович, професор
Прутцьков Дмитро Володимирович, професор
Добровольська Оксана Грирорівна, доцент
Світлична Вікторія Борисівна, ст. викл.

Відповідальний за випуск: *завідувач кафедри МБА,*
А.В. Банах

Прутцьков Д.В., Сокольник В.І., Добровольська О.Г., Коляда В.П., Василенко Т.Г., Чиганов С.Л., Світлична В.Б.

Сучасні системи водозабезпечення промислових будівель. Навчальний посібник для студентів спеціальності для студентів спеціальності 192 Будівництво та цивільна інженерія освітньо-професійних програм «Міське будівництво та господарство», "Промислове та цивільне будівництво" / Уклад.: Прутцьков Д.В., Сокольник В.І., Добровольська О.Г., Коляда В.П., Василенко Т.Г., Чиганов С.Л., Світлична В.Б. Запоріжжя: Видавництво ЗДІА, 2021. 192 с.

ЗМІСТ

стор.

1. ВОДОПОСТАЧАННЯ ПРОМИСЛОВИХ ПІДПРИЄМСТВ.....8

1.1. Принципи проектування споруд очищення води для виробничих потреб 8

1.1.1. Основні задачі проектування 8

1.1.2. Короткі відомості про показники якості природної води 8

1.1.3. Перевірка аналізу вихідної води..... 12

1.1.4. Вибір технологічної схеми 16

1.2. Технологічні процеси підготовки технічної води..... 17

1.2.1. Прояснення і знебарвлення води 17

1.2.2. Зм'якшення води..... 20

1.2.3. Опріснення і знесолення води..... 30

1.3. Розрахунок установок для підготовки технічної води 37

1.3.1. Прояснення 37

1.3.2. Установки для зм'якшення 39

1.3.3. Установки для знесолення..... 57

1.4. Розрахунок допоміжних споруд і устаткування для очищення води іонним обміном..... 76

1.4.1. Розрахунок пристроїв для зберігання солі і кислоти 76

1.4.2. Розрахунок пристроїв для зберігання сипучих фільтруючих матеріалів 78

1.4.3. Запасні резервуари для сирої і зм'якшеної води 79

1.4.4. Устаткування для розпушення..... 79

1.4.5. Розрахунок годинної продуктивності роботи насосів для розпушення катіоніта..... 80

2. СИСТЕМИ ВОДОВІДВЕДЕННЯ ПРОМИСЛОВИХ ПІДПРИЄМСТВ 82

2.1. Загальні відомості про виробничі стічні води (ВСВ) і водовідведення промислових підприємств 82

2.1.1. Класифікація ВСВ 82

2.1.2. Методи водовідведення стічних вод. 84
2.1.3. Класифікація методів очищення 85
2.1.4. Основні принципи вибору схем очищення ВСВ 88
2.1.5. Типи очисних споруд 88
2.2. Використання водойм для випуску ВСВ 91
2.2.1. Класифікація ВСВ за їх дією на водойми 91
2.2.2. Самоочищення водойм 92
2.2.3. Правила охорони поверхневих вод від забруднення стічними водами 94
2.2.4. Необхідний ступінь очистки ВСВ 95
2.3. Усереднення виробничих стічних вод 97
2.3.2. Очистка виробничих стічних вод від суспендованих та емульгованих домішок 101
2.4. Проціджування 102
2.4.1. Решітки 102
2.4.2. Барабанні сітчасті фільтри 103
2.4.3. Волокноуловлювачі 104
2.5. Відстоювання 106
2.5.1. Піскоуловлювачі 106
2.5.2. Відстійники 106
2.5.3. Спеціальні відстійники для виробничих стічних вод 112
2.6. Прояснення в завислому шарі осаду 114
2.7. Флотація 115
2.7.1. Загальні відомості 115
2.7.2. Флотація з виділенням повітря з розчину 116
2.7.3. Флотація з механічним диспергуванням повітря 119
2.7.4. Флотація з подачею повітря через пористі матеріали 121
2.7.5. Електрофлотація 121
2.8. Фільтрування 123
2.8.1. Загальні відомості. Класифікація фільтрів 123

2.8.2. Фільтруючі матеріали, застосовувані для промислових стічних вод 124
2.8.3. Відкриті фільтри 125
2.8.4. Напірні фільтри 126
2.8.5. Багатошарові фільтри 126
2.8.6. Каркасно-засипні фільтри 127
2.8.7. Фільтри з висхідним потоком 128
2.8.8. Фільтри із плаваючим завантаженням 129
2.8.9. Промивання фільтрів 129
2.9. Прояснення в полі відцентрових сил 131
2.9.1. Загальні відомості 131
2.9.2. Відкриті гідроциклони 132
2.9.3. Багатоярусні гідроциклони 135
2.9.4. Напірні гідроциклони 137
2.9.5. Центрифуги 139
2.10. Коагуляція 140
2.10.1. Суть методу коагуляції і межі його застосування 140
2.10.2. Гетерокоагуляційна очистка промислових стічних вод 141
2.10.3. Спільне осадження розчинених домішок 143
2.10.4. Коагуляція під впливом фізико-хімічних факторів 144
2.10.5. Електрохімічна коагуляція 146
2.11. Флокуляція в процесах очищення виробничих стічних вод 148
2.11.1. Загальні відомості 148
2.11.2. Вплив різних факторів на процеси флокуляції 148
2.11.3. Флокулянти, застосовувані для очистки виробничих стічних вод 151
2.12. Реагентні методи очистки виробничих стічних вод 152
2.12.1. Нейтралізація 152
2.12.2. Переведення іонів у малорозчинні сполуки 155
2.12.3. Спільне осадження розчинених неорганічних домішок 156
2.12.4. Метод окиснення 157

2.13. Десорбція летучих неорганічних домішок 161
2.13.1. Загальні відомості 161
2.13.2. Десорбція в струмі інертного газу 162
2.13.3. Десорбція при нагріванні розчинів 168
2.13.4. Приклади десорбційної очистки стічних вод 168
2.14. Очищення виробничих стічних вод методом зворотного осмосу та ультрафільтрації 170
2.14.1. Загальні відомості 170
2.14.2. Напівпроникні мембрани 171
2.14.3. Промислові апарати гіпер- і ультрафільтрації 172
2.14.4. Схеми використання апаратів зворотного осмосу та ультрафільтрації 175
2.14.5. Приклади застосування методу зворотного осмосу та ультрафільтрації 176
2.15. Термічні методи 177
2.15.1. Концентрування виробничих стічних вод 177
2.15.2. Випарювання виробничих стічних вод 179
2.16. Іонний обмін 181
2.16.1. Установки іонообмінної очистки виробничих стічних вод 181
2.16.2. Приклади застосування методу іонного обміну 182
2.17. Інші способи очищення стічних вод від розчинених неорганічних домішок 188
2.17.1. Електрохімічне окислювання 188
2.17.2. Електродіаліз 189
2.17.3. Іонна флотація 193
ЛІТЕРАТУРА 194

1. ВОДОПОСТАЧАННЯ ПРОМИСЛОВИХ ПІДПРИЄМСТВ

1.1. Принципи проектування споруд очищення води для виробничих потреб

1.1.1. Основні задачі проектування

До задач розрахунку та проектування комплексу водоочисних споруд промислових підприємств відносяться:

а) вибір методів і технологічної схеми очищення води та визначення складу споруд, що забезпечують необхідний ефект поліпшення якості води при мінімальній величині приведених витрат на будівництво й експлуатацію;

б) технологічні й гідравлічні розрахунки елементів і вузлів водоочисних споруд;

в) проектування комплексу водоочисних споруд і конструювання їхніх окремих елементів;

г) визначення основних економічних показників роботи споруд.

1.1.2. Короткі відомості про показники якості природної води

Технологія очищення води в значній мірі визначається фізико-хімічними і біологічними показниками її якості й необхідним ступенем його поліпшення.

Якісна й кількісна характеристики домішок, присутніх у воді, визначають можливість її використання для господарсько-питних і виробничих потреб, а також оптимальні методи її кондиціювання.

Основними ***фізичними показниками*** якості води є: температура, мутність (вміст зважених речовин), кольоровість, сухий і прожарений залишок.

Температура води (t°) для виробничих потреб визначається завданням на проектування і залежить від характеру технологічного процесу.

Мутність (М) характеризує вміст високодисперсних зважених і колоїдних домішок. Вміст зважених речовин (ЗР) характеризує кількість домішок мінерального та органічного походження, що мають розмір більше 100 нм. Припустимі величини мутності і вміст ЗР залежать від вимог споживача технічної води. Наприклад, вода, використовувана для охолодження агрегатів або охолодження продукції через стінку теплообмінного апарата, не повинна містити більше 20-50 мг/л ЗР.

Кольоровість води (Ц) обумовлена в основному наявністю в ній колоїдно розчинених органічних сполук, зокрема гумусових речовин, що надають воді жовтий і бурий відтінки. Для більшості виробничих процесів кольоровість води не нормується. У деяких випадках вміст органічних домішок, що спричиняють кольоровість, обмежується. Зокрема, при промиванні пряжі повинна використовуватися вода з кольоровістю, що не перевищує 20 град. Кольоровість води, що піддається зм'якшенню й знесоленню на іонітових фільтрах, не повинна перевищувати 30 град. Ще більш жорсткі вимоги по цьому показнику пред'являються до води, що використовується для підживлення парових котлів високого тиску.

Сухий залишок (СЗ), що утворюється при просушуванні осаду проби профільтрованої води при 105° С, і прожарений сухий залишок (ПСЗ), що утворюється при прожарюванні сухого залишку, орієнтовно характеризують вміст розчинених мінеральних речовин.

Сухий залишок (СЗ) орієнтовно можна визначити за формулою

$$СЗ = \Sigma[Me^{m+}] + \Sigma[A_c^{p-}] + 0{,}5\,[HCO_3^-] + 1{,}4\,[Fe] + [SiO_3^{2-}] + C_{орг}, \qquad (1.1)$$

де $[Me^{m+}]$ – концентрація кожного катіона (за винятком Fe), мг/л;

$[A_c^{p-}]$ – концентрація кожного з аніонів за винятком (HCO^-_3, SiO_3^{2-}),мг/л;

$[HCO^-_3]$ – концентрація бікарбонат-іонів, мг/л;

$[SiO_3^{2-}]$ – концентрація кремнекислоти у формі SiO_2, мг/л;

[Fe] – сумарна концентрація іонів заліза, мг/л;

$C_{орг}$ – вміст органічних домішок, мг/л.

ПСЗ визначається з виразу

$$ПСЗ = \Sigma[Me^{m+}] + \Sigma[A_c^{p-}] + 0{,}13[HCO_3^-] + 1{,}4\,[Fe] + [SiO_3^{2-}]. \quad (1.2)$$

Величини З і ПСЗ, що характеризують загальний солевміст Р, нормуються для води оборотних систем водопостачання (не більше 2000 мг/л), живильної та котлової води парогенераторів, води, використовуваної для виготовлення іонообмінних матеріалів, і т.п.

До основних ***хімічних показників*** якості води відносяться: вміст катіонів (NH_4^+, Na^+, K^+, Mg^{2+}, Ca^{2+}, Fe^{2+}, Mn^{2+}, Al^{3+}), аніонів (Cl^-, HCO_3^-, CO_3^{2-}, SO_4^{2-}, HS^-, S^{2-}, $HSiO_3^-$, SiO_3^{2-}, NO_2^-, NO_3^-, F^-), розчиненого кисню O_2, сірководню H_2S, вугільної кислоти H_2CO_3, кремнієвої кислоти H_2SiO_3,окисність, лужність, твердість, активна реакція pH.

Підвищений вміст катіонів лужних металів характерний для солонуватих і солоних вод. Видалення Na^+ і K^+ із природних вод застосовується при підготовці води для прямоточних парогенераторів докритичного й закритичного тиску, промивання деяких деталей радіотехнічних і електронних приладів і деяких інших технологічних процесів.

Наявність у воді катіонів Mg^{2+} і Ca^{2+} надає їй твердість і створює умови для відкладення їхніх солей на внутрішній поверхні трубопроводів і апаратів. Для дуже багатьох виробничих процесів вміст солей твердості у використовуваній воді нормується. М'яка вода використовується при виготовлені штучних волокон, кіноплівки, синтетичного каучуку, пластмас і ін. Особливо жорстко регламентується вміст солей твердості в живильній воді парогенераторів. Так, для парогенераторів з тиском від 2,4 до 4,0 МПа твердість живильної води не повинна перевищувати 0,003-0,005 мг-екв/л, для прямоточних парогенераторів - відповідно не більше 0,0005 мг-екв/л.

Наявність у воді сполук заліза й марганцю навіть у невеликих кількостях (>0,3 мг/л) надає воді неприємний смак, колір і може виявитися причиною обростання апаратури і трубопроводів колоніями залізистих та марганцевих бактерій. Тому води з підвищеним вмістом заліза і марганцю піддають

знезалізненню і деманганації. Зокрема, вода, використовувана при фарбуванні тканин, не повинна містити залізо в кількості, що перевищує 0,1 мг/л, і марганцю більше 0,05 мг/л.

Для багатьох виробничих процесів вміст у воді аніонів $C1^-$ і SO_4^{2-} зазвичай не регламентується.

Практично повне видалення аніонів з води необхідне при використанні її в якості живильної для барабанних і прямоточних котлів з докритичним і закритичним тиском.

У воді, використовуваній для охолодження устаткування і продукції в теплообмінних апаратах, вміст хлоридів залежно від температури стінок апаратів і устаткування не повинен перевищувати 350-150 мг/л, вміст сульфатів - не більше 500-250 мг/л.

Вміст сполук кремнієвої кислоти H_2SiO_3 регламентується для живильної води парогенераторів тиском більше 4 МПа і для промивання деяких деталей радіоелектронного виробництва.

Окисність води обумовлюється присутністю в ній органічних речовин і деяких легкоокиснюваних неорганічних домішок (сульфітів, сірководню, двовалентного заліза і ін.). Домішки органічного походження можуть бути причиною інтенсивного біологічного обростання охолоджувальних градирень систем оборотного водопостачання. По рекомендаціях [1] у цьому випадку перманганатна окисненість не повинна перевищувати 20 мг/л.

Показник концентрації водневих іонів pH обумовлює інтенсивність протікання фізико-хімічних реакцій при обробці води і дозволяє судити про характер її впливу на стінки трубопроводів і апаратури.

Згаданими нормами [1] для більшості виробничих процесів рекомендується pH технічної води підтримувати в межах від 7,2 до 8,5.

Лужність води, зумовлена вмістом аніонів слабких кислот (бікарбонатів, карбонатів, фосфатів, гуматів) і гідратів OH^-, є важливим нормованим для ряду технологічних процесів показником. Величина лужності впливає також на процеси поліпшення якості води при коагулюванні, вапнуванні та ін.

До біологічних забруднень, що впливають на якість води, використовуваної для технічного водопостачання, відносяться мікроорганізми, водорості, водяні рослини та тварини. Деякі з них є причиною обростання внутрішніх поверхонь трубопроводів і апаратів, інші своєю присутністю у воді збільшують загальний вміст механічних домішок. Тому іноді нормуються швидкість розвитку біологічних обростань, вміст біогенних елементів (P и N), біохімічна потреба в кисні і т.п.

Технологічні показники якості води дозволяють оцінити ефективність використання основних методів поліпшення її якості. До них, для води господарсько-питного призначення, відносяться показники: осаджуваність суспензії, здатність до коагулювання, знебарвлення, фільтрування, хлорування та стабільність води. Ці показники й методика їх визначення поширюються й на воду, використовувану для технічних потреб підприємств.

Докладні відомості про методики виконання технологічних аналізів містяться в спеціальній літературі [3 – 5].

1.1.3. Перевірка аналізу вихідної води

До вихідних даних на проектування (табл. 1.1) можна віднести загальну витрату води, що підлягає зм'якшенню, результати аналізу вихідної води і вимоги споживача до твердості.

Приклад. Загальна витрата води, що підлягає зм'якшенню, Q_o = 180 м^3/г. Твердість зм'якшеної води – 0,1 мг-екв/л. Результати аналізу вихідної води в табл. 1.1.

Таблиця 1.1 - Якість вихідної води

№	Показники по основних елементах	Кількість, мг/л	Примітка
1.	Зважені речовини	15,0	
2.	Сухий залишок	820,0	
3.	pH	8,0	
4.	Вміст:		
	кисню O_2	70,0	
	кальцію Ca^{2+}	140,3	
	магнію Mg^{2+}	36,48	
	натрію Na^{+}	23,0	
	заліза Fe^{3+}	0,5	зазвичай сліди
	бікарбонатів HCO_3^-	305,1	
	сульфатів SO_4^{2-}	96,06	
	хлоридів Cl^-	106,5	
	кремнекислоти SiO_3^{2-}	38,0	
5.	Температура, °С	10…30	

Правильність аналізу визначається по сумі катіонів і аніонів вихідної води. Оскільки молекула будь-якої речовини електронейтральна, то $\sum A = \sum K$:

$$\frac{[Ca^{2+}]}{E_{Ca^{2+}}} + \frac{[Mg^{2+}]}{E_{Mg^{2+}}} + \frac{[Na^{+}]}{E_{Na^{+}}} + \frac{[Fe^{3+}]}{E_{Fe^{3+}}} = \frac{[HCO_3^-]}{E_{HCO_3^-}} + \frac{[SO_4^{2-}]}{E_{SO_4^{2-}}} + \frac{[Cl^-]}{E_{Cl^-}} + \frac{[SiO_3^{2-}]}{E_{SiO_3^{2-}}} \quad (1.3)$$

де $E_{Ca^{2+}}$, $E_{Mg^{2+}}$, $E_{Na^{+}}$ і т.д. – еквіваленти відповідних іонів.

Підставляємо дані з таблиці 1.1 :

$$\frac{140{,}3}{20{,}04} + \frac{36{,}48}{12{,}16} + \frac{23{,}0}{23{,}0} + \frac{0{,}5}{18{,}5} = \frac{305{,}1}{61{,}02} + \frac{96{,}06}{48{,}03} + \frac{106{,}5}{35{,}5} + \frac{38{,}0}{38{,}0}.$$

Визначаємо загальну твердість води:

$$T_з = \frac{[Ca^{2+}]}{E_{Ca^{2+}}} + \frac{[Mg^{2+}]}{E_{Mg^{2+}}} \quad (1.4)$$

$$T_з = \frac{[Ca^{2+}]}{E_{Ca^{2+}}} + \frac{140{,}3}{20{,}04} + \frac{[Ca^{2+}]}{E_{Ca^{2+}}} + \frac{36{,}48}{12{,}16} = 10 \text{ мг} - \text{екв/л}.$$

Знаходимо карбонатну твердість:

$$T_к = \frac{[HCO_3^-]}{E_{HCO_3^-}} \quad (1.5)$$

$$T_к = \frac{305{,}1}{61{,}02} = 5 \text{ мг} - \text{екв/л}.$$

Визначаємо некарбонатну твердість:

$$T_{нк} = T_к - T_з \quad (1.6)$$

$$T_{нк} = 10 - 5 = 5 \text{ мг} - \text{екв/л}.$$

Мінеральний залишок

$$\sum K + \sum A = 140{,}3 + 36{,}48 + 230 + 305{,}1 + 96{,}06 + 106{,}5 + 38{,}0 = 745{,}4 мг / л$$

Аналіз вихідної води виконаний правильно, тому складаємо зведену таблицю 1.2

Таблиця 1.2 - Зведена таблиця аналізу вихідної води

№ п/п	Показники по основних елементах	Одиниця	Кількість
1.	Зважені речовини	мг/л	15,0
2.	Сухий залишок	мг/л	820,0
3.	Мінеральний залишок	мг/л	745,4
4.	pH		8,0
5.	Вміст кисню	мг/л	7,0
6.	Лужність	мг-екв/л	5,0
7.	Вміст CO_2	мг/л	32,75
8.	Твердість загальна	мг-екв/л	10,0
9.	Твердість карбонатна	мг-екв/л	5,0
Катіони			
10.	Кальцій	мг-екв/л	7,0
11.	Магній	мг-екв/л	3,0
12.	Натрій	мг-екв/л	1,0
13.	Залізо	мг-екв/л	Сліди
Разом			11,0
Аніони			
14.	Бікарбонати	мг-екв/л	5,0
15.	Сульфати	мг-екв/л	2,0
16.	Хлориди	мг-екв/л	3,0
17.	Кремнекислота	мг-екв/л	3,0
Разом			11,0

1.1.4. Вибір технологічної схеми

Вибір технологічної схеми і складу споруд для прояснення і кондиціювання води повинен виконуватись на підставі аналізу якості вихідної води, вимог по припустимому вмісту домішок в обробленій воді, корисної продуктивності споруд по обробці води.

Вимоги до води, використовуваної на промислових підприємствах з різними технологічними процесами, можуть мати істотні розбіжності. У таких випадках вихідна вода піддається різним способам очищення і кондиціювання.

Іноді рішення цього завдання досягається об'єднанням декількох потоків, найбільш близьких по якості води.

При відсутності достатніх даних у завданні на проектування варто звернутися до спеціальної технічної літератури, у якій описані основні виробничі процеси, зазначені цілі водоспоживання, питомі витрати й вимоги до якості використовуваної води.

Вибір остаточної схеми водопідготовки повинен обґрунтовуватися техніко-економічним порівнянням різних варіантів технічного рішення.

1.2. Технологічні процеси підготовки технічної води

1.2.1. Прояснення і знебарвлення води

Для глибокого прояснення та знебарвлення технічної води склад основних технологічних споруд рекомендується приймати відповідно до [1, табл. 22]. Слід зазначити, що для підготовки технічної води в ряді випадків доцільно розширити область застосування напірних фільтрів, що дозволяють виключити будівництво і експлуатацію резервуарів фільтрованої води та насосної станції II підйому, не обмежуючи їхнє використання максимальною добовою продуктивністю станції в 3000 $м^3$. Вони можуть бути також використані без застосування коагулянту для часткового прояснення природної води, що містить до 100 мг/л ЗР.

Розрахунок швидких напірних фільтрів виконується так само, як і розрахунок швидких відкритих фільтрів [1].

Поряд зі швидкими напірними фільтрами для часткового прояснення природної води, що містить до 50 мг/л ЗР, доцільно застосовувати високопродуктивні фільтрувальні станції з надшвидкісними фільтрами, що дозволяють одержати фільтровану воду з вмістом ЗР у межах 3-5 мг/л. Ці станції представляють собою батарею з 6-10 (оптимальна кількість - 8) напірних фільтрів, що працюють у режимі надшвидкісного фільтрування. Сутність режиму полягає в пропуску води з високими швидкостями, що знижуються протягом фільтроциклу, без їхнього регулювання при постійній різниці тисків, вимірюваних на вході в блок фільтрів і на виході з нього.

Надшвидкісні фільтрувальні станції працюють із автоматичним керуванням всіма технологічними операціями. Залежно від якості вихідної води призначається певний інтервал часу між промиваннями фільтрів, відповідно до якого фільтри по черзі автоматично виводяться на промивання, промиваються власним фільтратом з напірного колектора фільтрованої води та уводяться в роботу із закінчення промивання.

Надшвидкісні фільтри рекомендується виготовляти з корпусів Na-катіонітових фільтрів I ступеня із трубчастим дренажем. Крім дренажної системи для розподілу води при промиванні влаштовується трубчаста розподільна система для подачі стисненого повітря. Водяну та повітряну розподільні системи варто конструювати і розраховувати відповідно до вказівок, наведених в пп. 6.114-6.115 [1]. Як фільтруючий матеріал слід використовувати кварцовий пісок крупністю 1,0-2,0 мм із коефіцієнтом неоднорідності до 2.Висота шару завантаження - 2,6 м.

Площа фільтра $f_ф$ попередньо визначається за формулою

$$f_ф = \frac{Q_{еф}}{v_{ср}^{бл} \cdot n_ф}, \text{ м}^2, \qquad (1.7)$$

де $Q_{еф}$– витрата води, що подається споживачеві, м^3/г;

$v_{ср}^{бл}$ – середня швидкість фільтрування по блоку, м/г; $v_{ср}^{бл}$ = 25–30 м/г;

$n_ф$– кількість фільтрів у блоці, $n_ф$= 6–10.

До завдань автоматики надшвидкісних фільтрувальних станцій відносяться:

1) дотримання заданого інтервалу часу між промиваннями фільтрів (закінченням промивання одного фільтра й початком промивання наступного).

Величина інтервалу часу залежить від якості вихідної води й призначається обслуговуючим персоналом. Для цієї мети в системі автоматики передбачається блок режимів, що забезпечує завдання наступних інтервалів часу: i = 0, 5, 10, 15, 20, 30, 40, 50 і 60 хв.;

2) дотримання порядку (черговості) вимкнення фільтрів на промивання;

3) виконання заданої програми операції по промивці фільтра.

Програма промивання фільтрів складається з наступних операцій:

а) барботування завантаження стисненим повітрям з інтенсивністю $\omega_{воз}^{'}$ = 25 л/(с ·м^2) протягом t_1 = 4–5 хв;

б) водоповітряне промивання з інтенсивністю подачі стисненого повітря $\omega''_{воз}$ = 20 л/(с·м^2) і води з інтенсивністю $\omega'_{воз}$ = 5 л/(с·м^2) протягом t_2=4хв;

в) промивання водою з інтенсивністю $\omega''_{воз}$ = 20 л/(с·м^2) протягом t_3 = 6 хв.

Тиск стисненого повітря, подаваного у фільтр, що промивається, повинний бути в межах 0,1-0,15 МПа.

Тривалість фільтроциклу (корисної роботи) фільтра визначається за формулою

$$t_{фп} = \frac{t_{пр}(n_ф - 1) + n_ф \cdot i}{60}, \text{ год}, \quad (1.8)$$

де $t_{пр}$ – загальна тривалість всіх операцій промивання фільтра в системі автоматики з урахуванням часу відкриття й закриття засувок, хв.

Перевірка розрахунку надшвидкісних фільтрувальних станцій виконується для періоду найбільшої мутності вихідної води, тобто при i = 0.

У цьому випадку добова витрата промивної води визначається за формулою

$$S_{пр} = \frac{86{,}4\, f_ф (\omega'_{вод} \cdot t_2 + \omega''_{вод} \cdot t_3)}{t_{пр}}, \text{ м}^3/\text{с} \quad (1.9)$$

Розрахункова подача насосів $Q_н$ при цьому дорівнює

$$Q_н = Q_{еф} + Q_{пр}, \text{ м}^3/\text{год} \quad (1.10)$$

де $Q_{пр}$ – максимальна секундна витрата води на промивання, м^3/с,

$$Q_{пр} = 3{,}6\omega''_{вод} \cdot f_ф. \quad (1.11)$$

Повний напір, що розвивається насосами $H_н$, визначається з рівняння

$$H_н = H_г + h_{нс} + h_{сфс} + h_{тр} + H_{потр}, \text{ м}, \quad (1.12)$$

де $H_г$ – геометрична висота підйому води, м;

$h_{нс}$ – втрата напору в насосній станції, $h_{нс}$≈2,5 м;

$h_{сфс}$ – втрата напору в межах надшвидкісної фільтрувальної станції, $h_{сфс}$≈10 м;

$h_{тр}$ – втрати напору в трубопроводах від насосної станції до фільтрувальної й від фільтрувальної станції до споживача, м;

$H_{потр}$ – максимальний потрібний напір у водорозбору, м.

1.2.2. Зм'якшення води

Проектування установок по зм'якшенню води починається з вибору технологічної схеми і складу водоочисних споруд. Вибір їх залежить від показників якості вихідної води, вимог споживачів до обробленої води і місцевих умов (наявності реагентів, площ, умов кооперування з іншими підприємствами і т.п.).

1.2.2.1. Вапняно-содово-катіонітові установки

Вапняні або вапняно-содові установки, що працюють за схемою відстоювання – фільтрування – Na-катіонування (або без нього), є найбільш універсальними. Вони знижують лужність вихідної води $Л_{в\ в}$ до 0,7–1,0 мг-екв/л, твердість Т – до 0,01–0,02 мг-екв/л і трохи знижують сухий залишок води; дозволяють обробляти воду майже будь-якої якості й забезпечують високу надійність роботи пристроїв. Основний недолік – громіздкість споруд, наприклад, сатуратора і прояснювачів.

Вапняно-содово-катіонітові установки, зазвичай, застосовуються при високій мутності (більше 150 мг/л) і кольоровості (більше 150 градусів) вихідної води, значному вмісті органічних і мінеральних колоїдів, що викликає необхідність ведення коагуляції більше 3–4 місяців у році, високій твердості ($Т_о$>6 мг-екв/л) і величині сухого залишку більше 1000 мг/л.

Реагентне зм'якшення води здійснюється як з підігрівом, так і без підігріву. Найбільш типові схеми вапняно-содово-катіонітових установок (або реагентно-катіонітових) показані на рис. 1.1.

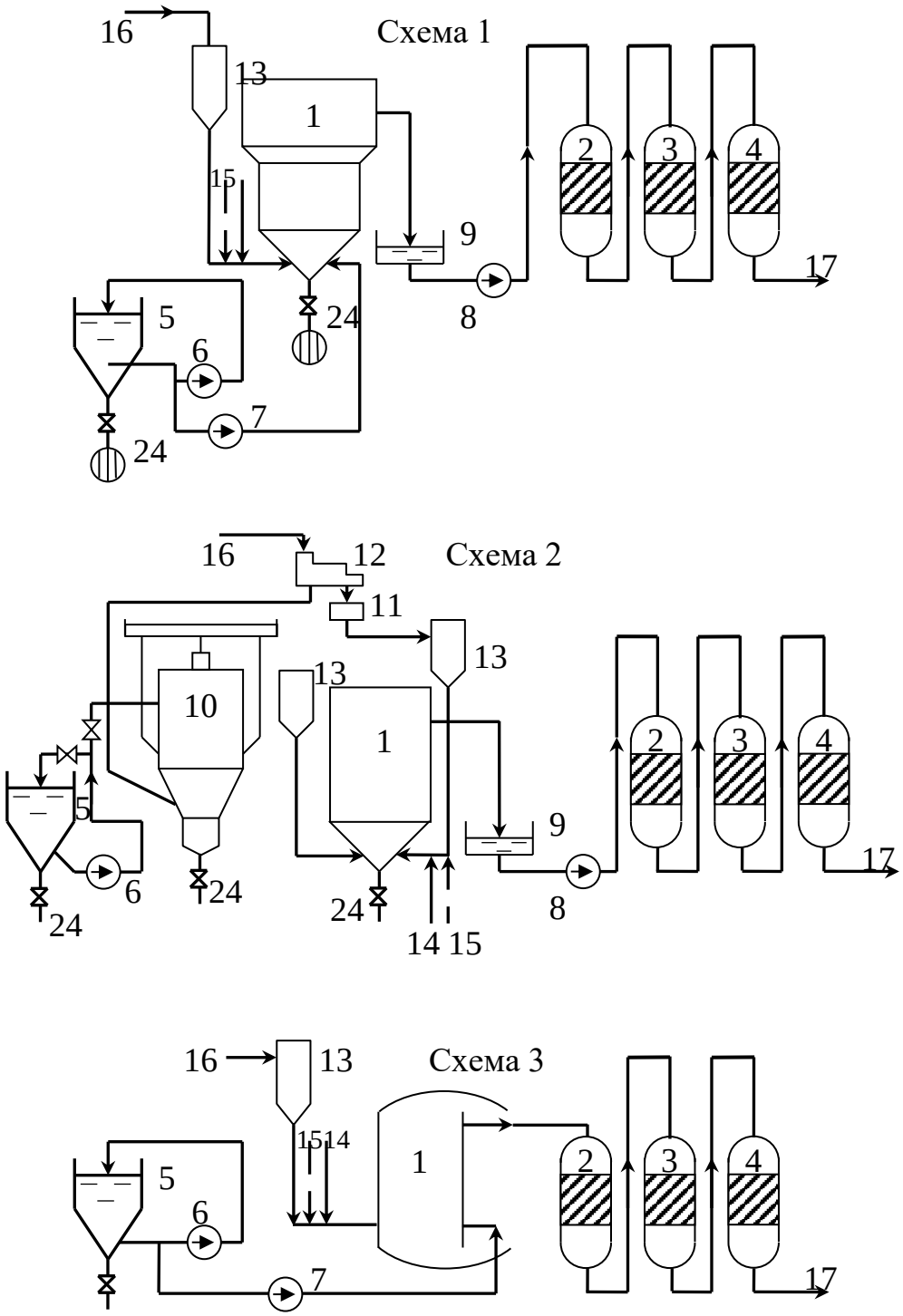


схема 1 - без застосування сатуратора; схема 2 - з застосуванням сатуратора; схема 3 - з напірним прояснювачем; 1 – прояснювачі зі зваженим осадом; 2 - напірні фільтри; 3 і 4 - катіонітові фільтри I і II ступенів; 5 - гідравлічна мішалка вапна; 6 - насос для перемішування вапняного молока; 7 - насос-дозатор; 8 - насос для подачі води на катіонітові фільтри; 9 - проміжний бак; 10 - сатуратор; 11 - підігрівач; 12 - водорозподільник; 13 – повітровідділювачі (варіанти); 14 - подача коагулянту; 15 - подача содового розчину (варіант); 16 - подача на зм'якшення вихідної води; 17 - вихід зм'якшеної води; 18 - гідроелеватор; 19 - ємність для контактної маси; 20 - лійка для завантаження ємності контактною масою; 21 - вихровий реактор; 22 - уведення реагентів; 23 - випуск відпрацьованої контактної маси; 24 - спорожнювання споруд.

Рисунок 1.1 - Схеми вапняно-катіонітового зм'якшення води

У всіх схемах необхідно досить повне видалення повітря з води, що надходить в прояснювач. Na-катіонована вода має підвищену агресивність, вапняно-катіонована вода із pH>8 помітно менш агресивна. При декарбонізації загальна твердість вихідної води не обмежується. Залишкова твердість дорівнює некарбонатній твердості плюс 0,4–0,8 мг-екв/л; лужність може бути знижена до 0,8–1,2 мг-екв/л; температура оброблюваної води може бути будь-якою. При содово-вапняному способі загальна твердість вихідної води також не обмежується. Межа можливого зниження загальної твердості Тз: без підігріву води - до 0,5–1,0 мг-екв/л, з підігрівом (до 80–90° С) - до 0,2–0,4 мг-екв/л; лужності - до 0,8–1,2 мг-екв/л.

Схеми вапняно-содового зм'якшення без Na-катіонування застосовуються для приготування води господарсько-питного призначення з високою початковою мутністю й кольоровістю [3 і 4].

Застосування різних варіантів реагентних методів зм'якшення води визначається якістю вихідної води й необхідним ефектом зм'якшення.

Декарбонізація води може застосовуватися в тих випадках, коли потрібне одночасне зниження її твердості й лужності. Причому основним завданням іноді є усунення лужності води. При вапнуванні необхідно стежити за дозами вапна, оскільки надлишок його (більше 0,5 мг-екв/л) може привести до зростання твердості оброблюваної води.

При вапняно-содовому методі також не рекомендується застосовувати надлишок вапна, тому що це може привести до перевитрати соди і збільшення гідратної лужності води.

Вибір сполучення реагентного методу зм'якшення води і Na-катіонування в кожному конкретному випадку повинний обґрунтовуватися техніко-економічними розрахунками можливих варіантних схем зм'якшення води. Часто вапнування в сполученні з наступним Na-катіонуванням дає можливість одержувати дешевшу глибоко зм'якшену воду з невеликою лужністю.

Застосування прояснювальних фільтрів напірних або ненапірних (рис. 1.2) обумовлюється конкретними умовами проектування. Застосування

другого ступеня Na-катіонітових фільтрів також визначається техніко-економічною доцільністю.

Схема 1 застосовується для установок з Q>100 м^3/год або при витраті вапна більше 0,5 т/доб (по CaO). У схемі відсутній сатуратор. Дозування вапна здійснюється подачею вапняного молока.

Схему 2 рекомендується використовувати для установок із продуктивністю до 100 м^3/год або витраті вапна менше 0,25 т/доб (по CaO). У цьому випадку застосовується сатуратор, за допомогою якого задовільно вирішується дозування вапняного розчину.

Схема 3 рекомендується для невеликих установок. У ній застосований прояснювач напірного типу. Перевагою цього варіанта є відсутність розриву струменя та усунення тим самим другої групи насосів.

1.2.2.2. Na-катіонітові установки

Na-катіонітовий метод застосовується для зм'якшення води підземних і поверхневих джерел з вмістом зважених речовин не більше 5-8 мг/л і кольоровістю до 30 град. При одноступінчастому Na-катіонуванні твердість води знижується до 0,03-0,05 мг-екв/л; при двоступінчастому - до 0,01 мг-екв/л. При цьому pH і лужність залишаються без змін; солевміст збільшується.

Застосовність Na-катіонування для готування котлової води обмежується розміром продувки по лугах, величиною лужності вихідної води й значенням сухого залишку котлової води $S_к$ і вихідної води $S_в$:

$$T_к \le \frac{P_п \cdot Л_к}{(100 + P_п) \cdot a_х}\ ;\ S_в \ge 200 T_к\ , \qquad (1.13)$$

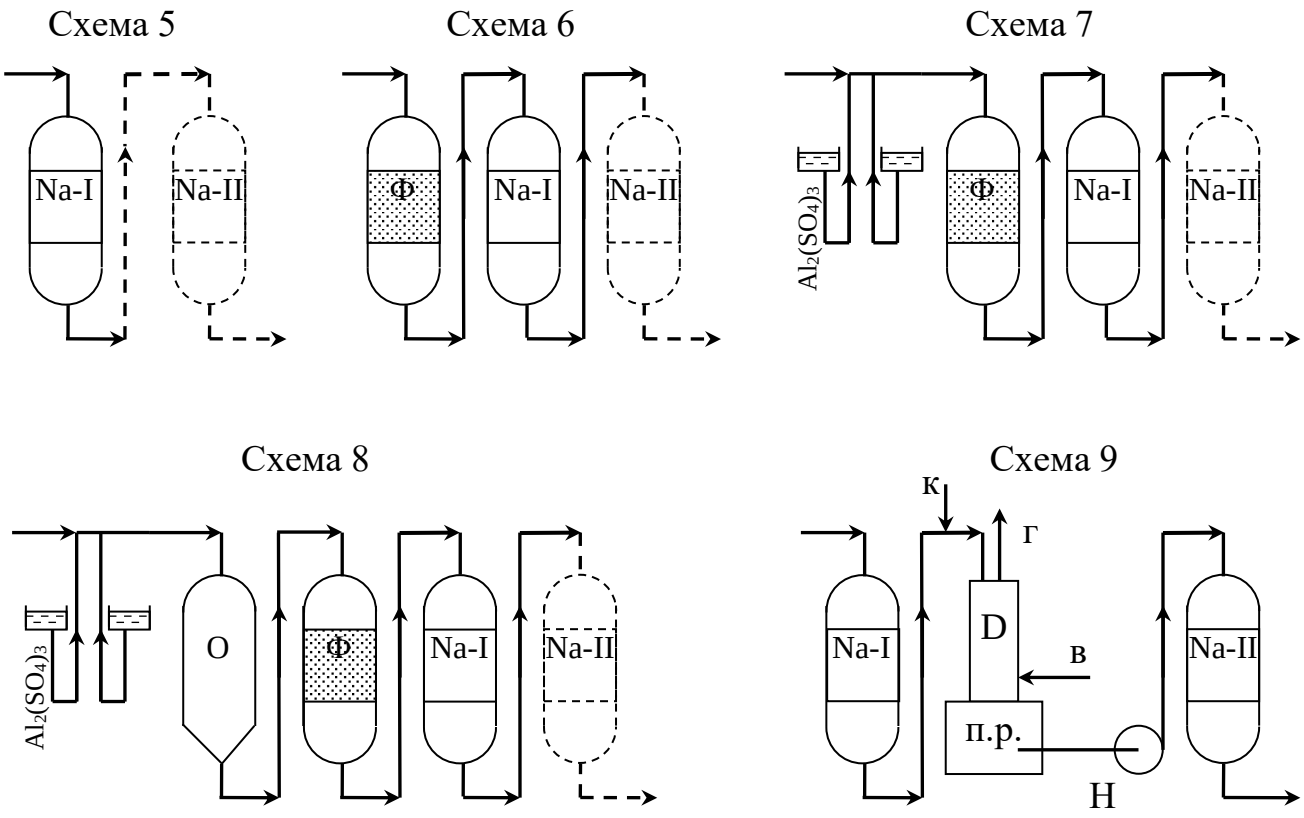
де $T_к$ – карбонатна твердість, мг-екв/л;

$P_п$– розрахункова величина продувки котлів по парі,%;

$Л_к$–лужність, вихідної води, мг-екв/л;

$a_х$–добавка хімічно обробленої води (для компенсації втрати пари, конденсату),%;

$S_в$– сухий залишок вихідної води.



Na_1 і Na_{II} – натрій-катіонітові, фільтри I і II ступенів; Ф – механічний фільтр; О – напірний прояснювач; Д – дегазатор; 2 - видалення газу; в - подача повітря; ПР - проміжний резервуар; Н - насос

Рисунок 1.2 - Схеми Na-катіонітових установок

Схема 5 застосовується для неглибокого зм'якшення води (Na_I) і глибокого зм'якшення (Na_I+Na_{II}).

Схема 6 допускає обробку поверхневих вод, що містять зважені речовини до 100 мг/л, а також артезіанських вод, забруднених залізом (>5 мг/л).

Зважені речовини й сполуки заліза затримуються на фільтрах Ф. Схему доцільно застосовувати при постійній або періодичній (у паводки) наявності у воді грубодисперсних зважених речовин.

Схема 7 з попередньою коагуляцією вихідної води [$Al_2(SO_4)_3$] і, якщо є потреба, підлужуванням її (NaOH). Схема дозволяє видаляти з води дрібнодисперсні й колоїдні домішки.

Напірні механічні фільтри, що працюють на лужній воді (після реагентного зм'якшення), повинні бути завантажені антрацитом або мармуровою крихтою.

При продуктивності станції більше 200 $м^3$/год рекомендується застосовувати дво- і трипоточні фільтри.

Схема 8 може застосовуватись для вихідної води з будь-яким вмістом зважених і колоїдних речовин. Основне грязьове навантаження в цьому випадку лягає на напірні прояснювачі зі зваженим осадом.

Схема 9 дозволяє здійснювати Na-катіонування зі зниженням лужності води шляхом підкислення її перед декарбонізатором. У декарбонізаторі віддаляється CO_2. Застосовується для обробки води з підвищеною карбонатною твердістю. При необхідності видалення кисню й вуглекислого газу використовуються вакуумні дегазатори.

1.2.2.3. Водень-катіонітові установки

Схема 10

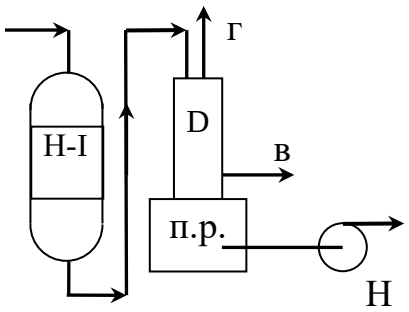


Рисунок 1.3 - Схема водень-катіонітової установки: Н-I - перший ступінь установки, інші позначення див. рис. 1.2

Схема 10 самостійно застосовується тільки при наявності у воді бікарбонатної твердості. При цьому лужний аніон HCO_3^- руйнується:

$$HCO^-_3 + H^+ \rightarrow H_2O + CO_2,$$

що спричиняє зниження лужності і солевмісту (сухого залишку). Кислотний показник pH залишається без зміни.

1.2.2.4. Водень-катіонітові установки

Схема 11 застосовується для послідовного Н-Na-катіонування. Частина зм'якшуваної води пропускається через Н-катіонітові фільтри. Надалі, після змішання з рештою потоку, вся вода проходить через дегазатор і Na-катіонітові

фільтри. Схема застосовується для глибокого зм'якшення. При цьому знижуються лужність і солевміст води.

Рекомендується використовувати для зм'якшення твердих вод з високим солевмістом (більше 1000 мг/л) при (Тк-То) <0,5 і при (SO_4^{2-} + Cl^- + NO_3^-) < 7мг-екв/л.

Межа зм'якшення до 0,1-0,03 мг-екв/л (при одному ступені Na-катіонітового фільтра). Лужність знижується до 0,5-0,6 мг-екв/л. Послідовне H-Na катіонування доцільно застосовувати для зниження pH води, зм'якшеної реагентним методом, перед подачею її на Na-катіонітові фільтри, щоб запобігти руйнуванню вугілля.

Схема 11

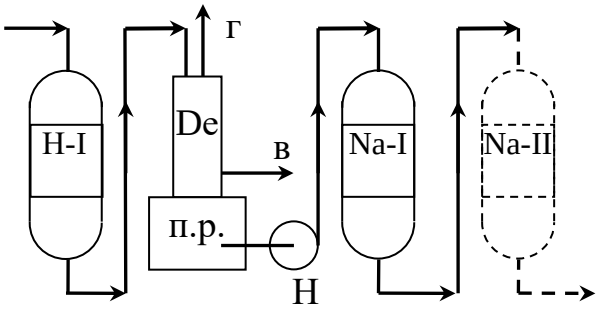


Схема 12

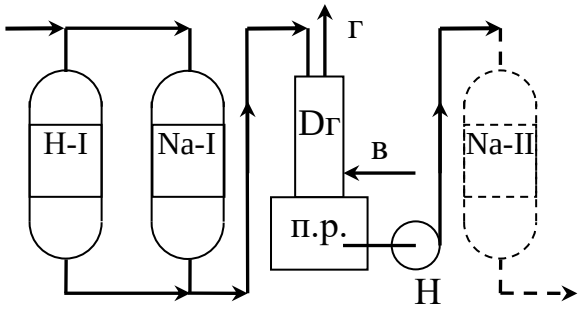


Схема 13

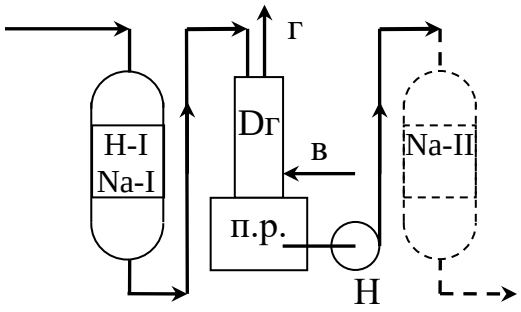
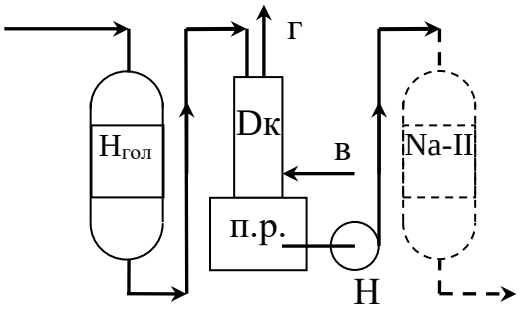


Схема 14



$H_{гол}$ - фільтр із «голодною» регенерацією, інші позначення див. рис. 1.2, 1.3

Рисунок 1.4 - Схеми водень-натрій катіонітових установок

Схема 12 використовується для паралельного H-Na-катіонування. Зм'якшувана вода в певних пропорціях пропускається одночасно через H- і Na-катіонітові фільтри, після чого обидва потоки змішуються. Схема застосовується для глибокого зм'якшення. При цьому відбувається зниження

лужності та солевмісту. Схема використовується для зм'якшення твердих вод (до 15 мг-екв/л), слабомінералізованих вод при ($Т_к$: $Т_о$) > 0,5, при (SO_4^{2-} + Cl^- + NO^-_3)< 7 мг-екв/л, некарбонатної твердості $Т_н$ не більше 3,5 мг-екв/л і вмісті Na^+ – не більше 2 мг-екв/л. Глибина зм'якшення - до 0,1–0,03 мг-екв/л, зниження лужності - до 0,4–0,5 мг-екв/л. Послідовне та паралельне H-Na-катіонування із другим ступенем Na-катіонітових фільтрів дозволяють знизити $Т_о$ до 0,03 мг-екв/л і нижче.

Схема 13 застосовується для спільного Na-катіонування в тих випадках, коли у вихідній воді $Т_о$ не більше 6 мг-екв/л, вміст Na^+ не більше 1 мг-екв/л і сума аніонів сильних кислот не перевищує 3,5–5 мг-екв/л, і коли одержувана за цією схемою лужність зм'якшеної води ($Л_{ост}$ = 1 – 1,3 мг-екв/л) не викличе збільшення продувки парогенераторів понад установлені норми. При даній схемі відсутні кислі води. Межа зм'якшення: 0,1-0,3 мг-екв/л.

Схема 14 - Н-катіонування з «голодною» регенерацією і Na-катіонування-застосовується для обробки води з підвищеною карбонатною твердістю (лужністю), із солевмістом до 1500 мг/л після передочистки і при порівняно малому вмісті солей натрію при відшкодуванні будь-яких втрат пари й конденсату. Глибина зм'якшення до 0,1 мг-екв/л, зниження лужності до 0,7-1,5 мг-екв/л.

1.2.2.5. Амоній-катіонітові установки

Схема 15 знаходить застосування при обробці води для промислових котелень. Використання її виключає застосування кислот і утворення кислих вод, що має місце при Н-катіонуванні. Введення у воду аміаку значно підвищує pH, вуглекислий газ CO_2 зв'язується з утворенням NH_4HCO_3, що має буферну дію.

Схема 15

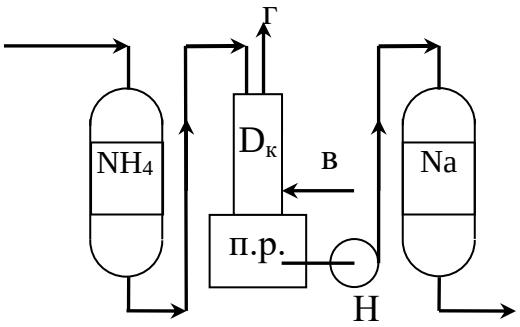


Рисунок 1.5 - Схема установки з амоній-катіонітовим фільтром (NH4), (позначення див. рис.1.2)

Установки рекомендується застосовувати при невисокому вмісті солей твердості у вихідній воді. Межа зниження твердості - до 0,1 - 0,3 мг-екв/л. Лужність знижується приблизно на величину карбонатної твердості. Недолік: амоній-катіонована вода є потенційно кислою.

1.2.2.6. Установки з натрій і хлор-іонуванням

Схема 16 дозволяє знизити твердість води до 0,01 – 0,02 мг-екв/л, лужність – до 0,2–0,6 мг-екв/л. Катіоніт і аніоніт можуть бути завантажені в один фільтр. Схема використовується для зм'якшення води з вмістом $C1^-$ і SO_4^{2-} менше 200 мг/л, а також у тих випадках, коли бажано уникнути застосування кислоти для зниження лужності води.

Схема 16

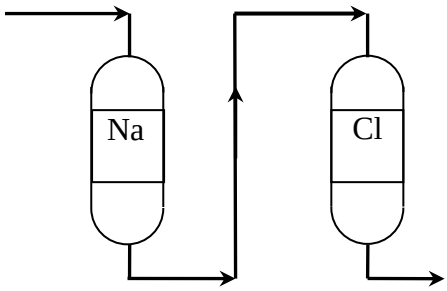


Рисунок 1.6 - Схема установки з натрій-хлор-іонуванням: Na і Cl - натрій-катіонітовій і хлор-аніонітовий фільтри

1.2.2.7. Вибір схеми зм'якшення

Вибір того або іншого методу зм'якшення обумовлений якістю вихідної води, необхідною глибиною зм'якшення і техніко-економічним розрахунком.

Na-катіонітовий або H-Na-катіонітовий метод застосовують для зм'якшення поверхневих і підземних вод з вмістом зважених речовин не більше 5...8 мг/л.

Згідно вихідним даним (див. табл. 1.1) і вимогам промислового об'єкта (T_o = 0,01 мг-екв/л) доцільно прийняти метод зм'якшення Na-катіонуванням [1]. Оскільки твердість вихідної води досить висока (T_o = 10 мг-екв/л), а при одноступінчастому Na-катіонуванні її можна знизити до 0,03…0,05мг-екв/л, варто прийняти двоступінчасту схему зм'якшення.

Переваги двоступінчастої установки перед одноступінчастою:

- більш глибоке зм'якшення води;
- підвищення надійності роботи установки;
- зменшення витрати солі на регенерацію.

Відповідно до табл. 1.1 кількість зважених речовин становить 15,0 мг/л, тому потрібне попереднє очищення від зважених речовин на механічних фільтрах.

При розрахунку споруд необхідно враховувати витрату води на власні потреби установки: механічні фільтри - 3...10% (приймаємо 8%); двоступінчаста установка Na-катіонування - 20...50%, а при використанні 50% відмивної води для першого ступеня фільтрів - 10...12% (приймаємо 10%), для другого ступеня - 2...5% (приймаємо 2%).

Загальна витрата води на механічні прояснювальні фільтри, м^3/год.

$$Q_{оф} = 1{,}2 \cdot Q_o ,$$

де Q_o – корисна витрата води на прояснювальні фільтри, м^3/год.

Таким чином, $Q_{оф} = 1{,}2 \cdot 180 = 216 м^3 / год$

1.2.3. Опріснення і знесолення води

При опрісненні води солевміст повинен бути знижений до величини, що робить воду придатною для питних цілей (Р < 1000 мг/л). Знесолення повинне забезпечувати більш повне видалення розчинених солей (до величини, установленої технологічними вимогами).

Дані про рекомендовані межі застосування різних методів опріснення і їхньої ефективності наведені в табл. 1.3.

Таблиця 1.3 - Доцільні межі застосування основних методів опріснення води

Спосіб опріснення	Солевміст води, мг/л		Технологічна схема (апаратура)
	вихідної	опрісненої	
Дистиляція	більше 8000	1–50	Багатоступінчасті установки адіабатного випару
Електродіаліз	2500-15000 (T_o<40 мг-екв/л К<20 град) Fe_o<0,5 мг/л	500–1000	Електродіалізна установка, фільтри з активованим вугіллям
Іонний обмін	до2000–3000 (М≤5мг/л, К<30^0, перманганатна окисненість O_2<7мг/л)	15–150	Н-катіонітові фільтри, дегазатор, аніонітові фільтри, бар'єрні Na-катіонітові фільтри
Гіперфільтрація	3000–3500	300–1000	Фільтропресні апарати
Заморожування	більше 5000	300–1000	

Для знесолення води застосовуються іонообмінні методи, багатоступінчаста дистиляція та електродіаліз у багатокамерних апаратах з іонітовим заповненням.

Вибір методу знесолення повинен ґрунтуватися на економічному порівнянні іонітового і випарного знесолення. Іонітове знесолення зазвичай переважніше інших методів при загальному солевмісті менше 800- 1000 мг/л.

Часткове знесолення на одноступінчастих іонообмінних установках, що складаються з катіонітових фільтрів, завантажених середньо- або

сильнокислотними катіонітом, і аніонітових фільтрів, завантажених слабоосновним аніонітом, дозволяє знизити загальний солевміст до 2-10 мг/л. При цьому на катіонітових фільтрах затримується більша частина катіонів, а на аніонітових фільтрах зі слабоосновним аніонітом - аніони сильних кислот.

II ступінь катіонітових і аніонітових фільтрів призначається для дознесолення води, причому аніонітові фільтри II ступеня завантажуються сильноосновним аніонітом, який при відсутності вуглекислоти, вилученої в дегазаторі, і аніонів сильних кислот здатний затримати аніони кремнієвої кислоти. Ще глибше знесолення (Р<0,02-0,05 мг/л) досягається на триступінчастих іонообмінних установках.

Застосування іонітових фільтрів змішаної дії в якості II ступеня при двоступінчастій схемі і III ступеня при триступінчастій схемі дозволяє одержати глибше знесолену воду. Однак, це пов'язано зі значною перевитратою реагентів.

Докладний опис конструкції, основ розрахунку й принципів експлуатації фільтрів змішаної дії наведені в гл. XIII [4] і п. 8.6 [8].

Нижче наведені основні технологічні схеми знесолення води методом іонного обміну:

а) $Н_I$ – Д – Б-$А_I$;

б) $Н_I$ – $Н_{II}$ – Д – Б – Н – $А_I$;

в) $Н_I$ – $Н_{II}$ – Д – Б – Н – $А_{II}$;

г) $Н_I$ – Д – Б – Н – $А_I$ – $А_{II}$;

д) $Н_I$ –$А_I$ – $Н_{II}$ – Д – Б – Н – $А_{II}$;

є) $Н_I$ – $А_I$ –$Н_{II}$ – Д -Б – Н – $А_{II}$ – $Н_{III}$ – $А_{III}$;

ж) $Н_I$ – Д – Б – Н – $А_I$ – ФЗД;

з) $Н_I$ – $А_I$ –$Н_{II}$ – Д – Б – Н - $А_{II}$ – ФЗД,

де $Н_I$, $Н_{II}$, $Н_{III}$ – водень-катіонітові фільтри I, II, III ступеня; Д – декарбонізатор; Б – проміжний бак; Н – насос; $А_I$, $А_{II}$, $А_{III}$ – аніонітові фільтри I ступеня (зі слабоосновним аніонітом), II і III ступенів (із сильноосновним аніонітом);

ФЗД– фільтр змішаної дії. У табл. 1.4 наведена ефективність розглянутих технологічних схем знесолення води.

Таблиця 1.4 - Ефективність знесолення води іонним обміном

Склад вихідної води після механічних фільтрів				Якість знесоленої води		
Сума всіх катіонів, мг-екв/л	≤0,6	6–9	6–16	Кремнієва кислота, мг/л	Загальний солевміст, мг/л	Примітка
Натрій, мг-екв/л	≤0,5	0–6	0–12			
Сума аніонів сильних кислот, мг-екв/л	≤2	2–4	4–12			
Кремнієва кислота, мг/л	≤30	≤30	≤30			
Загальний солевміст, мг/л	350–400	350–500	500–950			
	а			Не знижується	2–10	
	б	б		Те саме	1–3	Економічніша схеми а)
		а	а		10–20	
		б	б		1–3	Економічніша схеми а)
	в	в	в	Знижується до 0,05– 0,15	1–3	
	г	г	г	Те саме	1–3	
	д	д	д	0,02–0,2	<1	
	є	є	є	<0,05	<0,1	
	ж	ж	ж	0,02–0,2	<1	Вищий ефект чим при схемі д)
	з	з	з	<0,05	<0,1	Вищий ефект чим при схемі є)

1.2.3.2. Випарювання

Випарювання – це процес концентрування практично нелетучих компонентів частковим випаром розчинника при кипінні. Його сутність полягає

в переведенні розчинника в пароподібний стан і відводі отриманої пари від сконцентрованого розчину. Випарювання зазвичай ведуть при кипінні, тобто в умовах, коли тиск пари над розчинником дорівнює тиску пари в робочому апараті.

Цей процес широко застосовується в різних галузях промисловості (особливо в хімічній), а також у водопідготовці. Це пояснюється тим, що багато речовин одержують у вигляді розведених водних розчинів, а на подальшу переробку і транспорт вони повинні надходити в концентрованому виді.

Випарні установки можуть бути періодичної й безперервної дії. Залежно від кількості перероблюваного розчину випарні установки безперервної дії можуть компонуватися по кілька послідовно працюючих апаратів у так звані багатокорпусні. Виходячи з техніко-економічних міркувань, якщо витрата розчину невелика, необхідно передбачати однокорпусну випарну установку. У випадку великої витрати розчину економічно доцільніше приймати дво-, три- і чотирикорпусні установки, у яких розчин послідовно переходить через окремі апарати, і в кожному наступному апараті встановлюється більша концентрація розчину, чим у попередньому.

По тиску усередині апарата розрізняють випарні апарати, що працюють при надлишковому, атмосферному тиску та у вакуумі. Тиск в установках багатокорпусного випарювання знижується від першого апарата до останнього.

В якості теплоносія широко застосовується водяна пара. Вона може мати природну або примусову циркуляцію.

При багаторазовому випарюванні як теплоносій використовується вторинна пара. Отже, досягається значна економія теплоти. Багаторазове випарювання дозволяє скоротити витрата теплоти на проведення процесу пропорційно числу послідовно з'єднаних апаратів.

Багатокорпусні випарні установки можуть бути прямоточні, противоточні і комбіновані.

За конструктивними особливостями вони можуть підрозділені на апарати із природною і примусовою циркуляцією розчину, зі співвісної і виносною гріючими камерами і апарати з іншими особливостями [6].

1.2.3.3. Основні залежності й розрахункові формули

Рідкі суміші, що концентруються випарюванням, різноманітні як по фізичних параметрах (в'язкість, щільності, температура кипіння і ін.), так і по інших характеристиках (схильні до кристалізації, пінливі, нетермостійкі розчини). Фізико-хімічні властивості сумішей визначають основні вимоги до умов проведення процесу випарювання, а також до конструкцій випарних апаратів.

Матеріальний баланс процесу випарювання описується рівнянням:

$$G_{поч} = G_{кін} + W, \tag{1.14}$$

де $G_{поч}$, $G_{кін}$, W — масова витрата відповідно початкового (вихідного), кінцевого (упареного) розчину й випарюваної води, кг/с.

$$G_{поч} X_{поч} = G_{кін} X_{кін}, \tag{1.15}$$

де $X_{поч}$, $X_{кін}$ — відповідно початкова і кінцева концентрація розчину,%.

$$G_{кін} = G_{поч} X_{поч} / X_{кін}, \tag{1.16}$$

Масова витрата випареної води буде дорівнювати різниці мас розчинів відповідно до і після випарювання:

$$W = G_{поч} - G_{кін,} \tag{1.17}$$

З урахуванням останнього

$$W = G_{поч} (1 - X_{поч} (/ X_{кін})), \tag{1.18}$$

звідки

$$X_{кін} = G_{поч} X_{поч\ ч} / (G_{поч} - W), \tag{1.19}$$

Рівняння теплового балансу випарного апарата має вигляд

$$Q_p + G_{поч}\, C_{поч}\, t_{нач} = G_{кін}\, C_{кін}\, t_{кін} + W\, i_{вт} + Q_{вт,} \qquad (1.20)$$

де Q_p – витрата теплоти на випарювання, Вт;

$C_{поч}$, $C_{кін}$ — питома теплоємність відповідно початкового (вихідного) і кінцевого (упареного) розчину, Дж/(кг·К);

$t_{поч}$, $t_{кін}$ — температура відповідно початкового розчину на вході його в апарат і кінцевого на виході його з апарата, °С;

$i_{вт}$— питома ентальпія вторинної пари на виході з апарата,Дж/кг;

$Q_{вт}$ – втрати теплоти в навколишнє середовище, Вт.

Теплота витрачається на нагрівання розчину до температури кипіння, приховану теплоту випару, відшкодування втрат у навколишнє середовище.

Отже, загальна витрата теплоти на випарювання

$$Q_p = G_{поч}C_{поч}\,(t_{кін} - t_{поч}) + W(i_{вт} - C_в\, t_{кін}) + Q_{вт,} \qquad (1.21)$$

де $C_в$ – питома теплоємність води при $t_{кон}$,Дж/(кг*К).

Якщо розчин надходить у випарний апарат у перегрітому стані ($t_{поч}>t_{кін}$), то величина [$G_{поч}C_{поч}\,(t_{кін} - t_{поч})$]має знак "-", і витрата теплоти у випарному апарату скорочується, тому що частина води випаровується за рахунок теплоти, що виділяється при охолодженні подаваного розчину.

Витрата теплоти на компенсацію втрат у навколишнє середовище $Q_{вт}$ при розрахунку випарних апаратів приймається 3-5% суми $(Q_{нагр} + Q_{вип})$.

Витрату теплоти можна розрахувати по рівнянню

$$Q_{пот} = \alpha\, F_{нар}\,(t_{ст} - t_{пов}), \qquad (1.22)$$

де ($\alpha = \alpha_л + \alpha_{до}$) – сумарний коефіцієнт тепловіддачі випромінюванням і конвекцією, Вт/(м^2*К);

$F_{нар}$ – площа зовнішньої поверхні теплоізольованого апарата,м^2;

$t_{ст}$, $t_{пов}$ – температура відповідно зовнішньої поверхні ізоляції й навколишнього повітря, °С або К.

Витрата гріючої пари дорівнює приходу теплоти з гріючою парою

$$Q_n = G_{г.п.} (i_{г.п.} - i_к) X, \quad (1.23)$$

де Q_n – прихід теплоти, Вт;

$G_{г.п.}$ – витрата пари, що гріє, кг/з;

$i_{г.п.}$ - питома ентальпія сухої насиченої гріючої пари, Дж/кг;

$i_к$ – питома ентальпія конденсату при температурі конденсації, Дж/кг;

X – ступінь сухості гріючої пари.

Внаслідок рівності приходу й витрати теплоти в тепловому балансі маємо:

$$Q_p = G_{г.п.} (i_{г.п.} - i_к) X, \quad (1.24)$$

звідки витрата гріючої пари дорівнює

$$G_{г.п.} = Q_p / ((i_{г.п.} - i_к) X) = Q_p / (r_{г.п.} X), \quad (1.25)$$

де $r_{г.п}$ – питома теплота конденсації гріючої пари, Дж/кг.

Питома витрата пари на випарювання являє собою відношення витрати граючої пари до випарюваної води кг/кг:

$$D = G_{г.п.} / W. \quad (1.26)$$

Теплоємність розчинів є функцією температури й концентрації розчиненої речовини. Для більшості розчинів теплоємність не має адитивних властивостей і не може бути обчислена по теплоємностях розчинених речовин і розчинників. Якщо при розрахунках мають справу з концентрованими розчинами, необхідно використовувати дослідні дані, які у вигляді графіків і таблиць поміщені в багатьох довідниках фізико-хімічних величин.

Питома теплоємність розчину

$$C = C_1 Z_1 + C_2 Z_2 + C_3 Z_3 + ... + C_m Z_m, \quad (1.27)$$

де C_1, C_2, C_3, C_m – питома теплоємність компонентів, Дж/(кг·К);

Z_1, Z_2, Z_3, Z_m –масова частка компонентів.

Питому теплоємність двокомпонентних (вода + розчинена речовина) розведених розчинів, де Z<0,2, можна розраховувати по наближеній формулі

$$C = 4190\ (1 - Z), \tag{1.28}$$

де *4190* – питома теплоємність води, Дж/(кг·К).

При використанні концентрованих водних розчинів (двокомпонентних систем), де Z>0,2, питома теплоємність безводної розчиненої речовини, Дж/(кг·К).

$$C = 4190(1 - X_z) + 3_1 X_z, \tag{1.29}$$

де X_z – концентрація розчиненої речовини, %.

При відсутності експериментальних даних питома теплоємність хімічної сполуки орієнтовно розраховується за формулою:

$$M_c = n_1 C_{1Q} + n_2 C_{2Q} + n_3 C_{3Q} + \ldots, \tag{1.30}$$

де M_c – молекулярна маса хімічної сполуки;

n_1, n_2, n_3 – число атомів елементів, що входять у речовину;

$C_{1Q}, C_{2Q}, 3_{3Q}$ – атомна теплоємність компонентів речовини, Дж/(кг·К).

1.3. Розрахунок установок для підготовки технічної води

1.3.1. Прояснення

1.3.1.1. Розрахунок напірних фільтрів

В прикладі, який нами розглядається, концентрація зважених речовин становить 15,0 мг/л. В цьому випадку необхідно передбачити споруди для прояснення води. Приймаємо вертикальні напірні фільтри, які серійно випускаються промисловістю. Необхідні для розрахунку дані наведені в табл. 1.5.

Вертикально напірні фільтри випускаються шести типорозмірів діаметрами 1; 1,5; 2; 2,6; 3; 3,4 м і з висотою шару завантаження 1 м.

Таблиця 1.5 - Технічні характеристики напірних фільтрів

Матеріал завантаження	Крупність зерен завантаження	Коефіцієнт неоднорідності	Швидкість фільтрування, м/г, при режимах	
Пісок кварцовий	0,8…2,0	1,5…1,7	8…10	10…12
Те саме	0,5…1,25	2,0…2,2	5,5…6,0	6,0…7,5
Антрацит дроблений	0,8…1,8	2,0	8,0…10,0	10…12

Для розрахунку приймаємо фільтри з антрацитовим завантаженням і крупністю зерен 0,8...1,8 мм.

1.3.1.2. Розрахунок площі фільтрів

Приймаємо одношарові фільтри вертикального типу із завантаженням антрацитом крупністю 0,8...1,8 і висотою шару завантаження 1 м.

Загальна площа фільтрування з урахуванням власних потреб

$$F_{о.ф} = \frac{Q_{о.ф}}{V_н} = \frac{216}{8} = 27{,}0 м^2 \qquad (1.31)$$

де $V_н$ – швидкість фільтрування при нормальному режимі, м/г.

Вибираємо фільтри діаметром 3,0 м і площею фільтрування 7,1 м^2.

Тоді число фільтрів $n = \frac{27{,}0}{7{,}1} = 3{,}8 \approx 4.$

Витрата води на власні потреби $q = \frac{drn}{24}$

де d – витрата води на одне промивання одного фільтра, м^3,

$$d = \frac{i \cdot f \cdot \tau \cdot 60}{1000} = \frac{12 \cdot 7.1 \cdot 15 \cdot 60}{1000} = 76.6 \approx 77 м^3 \qquad (1.32)$$

де i – інтенсивність промивання, $л/(с \cdot м^2)$, приймаємо $12 л/(с \cdot м^2)$;

f – площа фільтра;

τ – тривалість промивання, приймається 15 хв;

r – число промивань кожного фільтра, приймаємо 2.

Таким чином, $g = \frac{77 \cdot 2 \cdot 4}{24} = 27.5 м^3 / год = 15{,}3\%$

Як видно з розрахунків, витрата води на власні потреби фільтрів становить 15,3% замість 8,0% /прийнятих за вихідним даними/. Тому необхідно зменшити число регенерацій фільтрів і зробити перерахунок, або при визначенні собівартості води врахувати отримані дані.

Необхідно знайти швидкість фільтрування при нормальному режимі (один фільтр у промиванні) і форсованому (один фільтр у промиванні, один у ремонті):

$$V_{\text{н}} = \frac{Q_{\text{о.ф.}} + g'}{f \cdot (n-1)} = \frac{216 + 14}{7{,}1 \cdot (4-1)} = 10{,}8\text{м/год} \geq 10\text{м/год}, \qquad (1.33)$$

де g' – додаткова витрата води на власні потреби в порівнянні із прийнятим, м^3/год;

$$V_{\text{ф}} = \frac{Q_{\text{о.ф.}} + g'}{f \cdot (n-2)} = \frac{216 + 14}{7.1 \cdot (4-2)} = 16.2 \text{ м/г} \geq 12 \text{ м/год} \qquad (1.34)$$

Отже, швидкості завищені, тому необхідно кількість фільтрів збільшити до 5. Тоді :

$$V_{\text{н}} = \frac{230}{7.1 \cdot (5-1)} = 8{,}1 \text{ м/г} \leq 10 \text{ м/год}$$

$$V_{\text{ф}} = \frac{230}{7.1 \cdot (5-2)} = 10{,}8 \text{ м/г} \leq 12 \text{ м/год}$$

Відповідно до розрахунку необхідно встановити п'ять фільтрів діаметром 3,0 м.

1.3.2. Установки для зм'якшення

В загальному випадку вихідні дані для розрахунку Na-катіонітових фільтрів наступні: продуктивність; загальна твердість вихідної води; залишкова твердість і залишкова лужність (для H-Na-катіонітових фільтрів). Основні дані для розрахунку наведені в таблиці 3.2

Таблиця 1.6 - Технічні характеристики катіонітових фільтрів

№	Показник	Фільтр	
		першого степеня	другого ступеня
1	2	3	4
1	Висота шару катіоніта, м	2,0…2,5	1,5
2	Крупність зерен катіоніта, мм	0,5…1,1	0,5…1,1
3	Швидкість фільтрації, м/г, нормальна (у дужках - максимальна при регенерації одного з фільтрів) при твердості, мг-екв/л: до 5 до 10 до 15	 25 (35) 15 (25) 10 (20)	 40 (60) - -
4	Розпушувальне промивання катіоніта: інтенсивність, $л/(с \cdot м^2)$ тривалість, хв	 3...4 (3) 20 (15)	 3...4 (3) 20 (15)
5	Питома витрата солі і сірчаної кислоти (у дужках) г/ г-екв, на регенерацію сульфовугілля, при двоступінчастому Na- або H-катіонуванні і твердості оброблюваної води: до 5 до 10 до 15 до 20	 100...120 (50...75) 120...200 (100...120) 170...250 (200...250) 200...300 (250...300)	 300...400 - - -
6	Концентрація регенераційного розчину натрію хлористого (у дужках сірчаної кислоти),%	5...8 (1,0...1,5)	8…12
7	Повна обмінна ємність, г-екв/м^3 сульфовугілля крупністю, мм: 0,3...0,8 0,5...1,1 катіоніт КУ - 1 катіоніт КУ - 2	 550 500 600...650 1500..1700	 -
8	Робоча обмінна ємність сульфовугілля, г-екв/м^3	-	250..…300

№	Показник	Фільтр	
9	Швидкість пропуску регенераційного розчину, м/г	3…4	3…5
10	Відмивання катіоніта від продуктів регенерації:		
	швидкість відмивної води через катіоніт, м/г	6...8	6...8
	питома витрата відмивної води, м^3/м^3		
	сульфовугілля	4	8...10
	катіоніт КУ - 2	6	10...12
	тривалість регенерації фільтра при завантаженні, год		
	сульфовугілля	2	2,5...3,5
	катіоніт КУ - 2	3,0...4,5	3,5...5,0

1.3.2.2. Розрахунок Na-катіонітових фільтрів

При розрахунку слід мати на увазі, що в установці повинно бути не менше двох робочих фільтрів і додатково один резервний. Оскільки в нашому прикладі твердість води досить висока (10 мг-екв/л), а залишкова твердість не повинна перевищувати 0,01 мг-екв/л, приймаємо двоступінчасту схему Na-катіонування.

Розрахунок фільтрів першого ступеня

Знаходимо необхідний об'єм катіоніта:

$$W = \frac{24 \cdot Q_{1cm}^{Na} T_o}{E_p^{Na} a} \qquad (1.35)$$

де $Q_{1\text{ст}}^{Na}$ – витрата води на фільтри першого ступеня, м^3/год,

$$Q_{1\text{ст}}^{Na} = 180 \cdot 1{,}1 = 198 \text{ м}^3/\text{год}$$

T_o – загальна твердість вихідної води, г-екв/м^3:

E_p^{Na} - робоча ємність катіоніта, г-екв/м^3

$$E_p^{Na} = \alpha_e \cdot \beta \cdot E_n - 0.5 \cdot g_y \cdot T_o \qquad (1.36)$$

α_e - коефіцієнт ефективності регенерації залежно від питомої витрати солі /по табл. 1.7 приймаємо 150 г-екв, тому λ=0,74/;

β - коефіцієнт, що враховує зниження обмінної ємності катіоніта по Ca^{2+} і Mg^{2+} за рахунок вмісту $N_a{}^+$ (приймаємо по табл. 1.7);

E_n - повна обмінна ємність катіоніта, г-екв/м^3;

g_y - питома витрата води на відмивання катіоніта (по табл.1.6 приймаємо 4м^3/м^3);

a - число регенерацій катіоніта на добу (не більше трьох, приймаємо 2).

Підставляючи числові значення в першу формулу, отримуємо

$$W = \frac{24 \cdot 200 \cdot 10}{318 \cdot 2} = 75.47 \approx 75.5 м^3$$

Таблиця 1.7 - Питома витрата солі на регенерацію катіоніта

Питома витрата солі на регенерацію катіоніта, г-екв, робочої обмінної ємності	100	150	200	250	300		
Коефіцієнт ефективності регенерації катіоніта	0,62	0,74	0,81	0,86	0,9		
$\frac{C_{Na^+}}{T_o}$	0,01	0,03	0,05	0,07	0,1	0,3	0,5
	0,7	1,0	3,0	5,0	7,01	10,0	
β	0,93	0,91	0,88	0,86	0,83	0,77	0,7
	0,68	0,65	0,60	0,54	0,52	0,5	

У табл. 1.7 $C_{Na^+} = \frac{[Na^+]}{23}$

Для даного приклада по табл. 1.1 $C_{Na} = \frac{1}{10} = 0.1$. Отже за табл. 1.7 знаходимо, що

β =0,83.

Тоді $E_p = 0.74 \cdot 0.83 \cdot 550 - 0.5 \cdot 4 \cdot 10 \approx 318$ г $-$ екв/м^3.

Приймаємо висоту завантаження катіоніта 2,5 м і фільтри діаметром 3,4м. Необхідна сумарна площа фільтрів

$$F = \frac{W}{H_{1cm}^{Na}} = \frac{75.5}{2.5} = 30м^2 \quad , \qquad (1.37)$$

де H_{ICT}^{Na} - висота шару завантаження фільтра першого ступеня.

Далі визначаємо число робочих фільтрів:

$$n = \frac{F}{f} = \frac{30.2}{9.1} = 3.3 \approx 4 \qquad (1.38)$$

Приймаємо чотири робочих фільтра й один резервний. Потім визначаємо швидкості фільтрування води:

при нормальному режимі $V_н = \frac{Q_{1ст}^{Na}}{f \cdot n} = \frac{200}{9.1 \cdot 4} = 5.5$ м/год;

при форсованому режимі $V_ф = \frac{Q_{1ст}^{Na}}{f \cdot (n-1)} = \frac{200}{9.1 \cdot 3} = 7$ м/год.

При низьких швидкостях фільтрування знижується обмінна ємність катіоніта. У нашому прикладі швидкості досить низькі, тому необхідно зменшити кількість фільтрів і розрахувати швидкості фільтрування при трьох робочих фільтрах:

$$V_н = \frac{200}{9.1 \cdot 3} = 7.7 \text{ м/год} < 15\text{м/год}$$

$$V_н = \frac{200}{9.1 \cdot 2} = 11 \text{ м/год} < 25\text{м/год}$$

Необхідна кількість регенерацій

$$a = \frac{24 \cdot Q_{1cm}^{Na} T_o}{f H_{к1cm} E_p^{Na} n} = \frac{24 \cdot 200 \cdot 10}{9{,}1 \cdot 2{,}5 \cdot 3 \cdot 318} = 2{,}2 \quad . \qquad (1.39)$$

Таким чином, доцільно прийняти три робочих фільтра й один резервний. Кількість регенерацій: дві (при збільшенні витрати солі на регенерацію до 200г/ г-екв) або три, що відповідає нормам [1].

Розрахунок витрати води на власні потреби установки.

Визначаємо витрату солі на одну регенерацію:

$$\delta_{1ст}^{Na} = \frac{E_p^{Na} f H_{КІСТ} g_1}{10} = \frac{318 \cdot 9.1 \cdot 2.5 \cdot 150}{10^3} = 1060 кг \qquad 1.40)$$

де g_1 - питома витрата солі на регенерацію, г/ г-екв.

Знаходимо добову витрату технічної солі (93%) для регенерації всіх фільтрів:

$$\sum \delta_{1ст}^{Na} = \frac{\delta_{1ст}^{Na} \cdot a \cdot n \cdot 100}{93} = \frac{1060 \cdot 2 \cdot 3 \cdot 100}{93} = 6839 \text{ кг/доб}, \qquad (1.41)$$

де 93 – вміст $NaCl$ у технічній солі, %.

Процес регенерації складається із трьох операцій: розпушення, власне регенерації і відмивання. Загальна тривалість процесу регенерації (якщо катіонітом є сульфовугілля) становить 2год(табл. 1.6).

Витрата води на розпушення одного фільтра першого ступеня

$$Q_{\text{розп1ст}}^{Na} = \frac{i \cdot f \cdot 60 \cdot \tau_{\text{роз}}}{1000} = \frac{3 \cdot 9{,}1 \cdot 60 \cdot 15}{1000} = 24{,}5 \text{ м}^3. \qquad (1.42)$$

Об'єм води для приготування розчину солі, необхідного на одну регенерацію одного фільтра, визначають по наступній формулі:

$$Q_{\rho озч1ст}^{Na} = \frac{\delta_{ІСТ}^{NA} 100}{1000 \rho b} = \frac{1060 \cdot 100}{1000 \cdot 1.034 \cdot 5} = 20.5 м^3 \qquad (1.43)$$

де ρ - щільність розчину, кг/м^3;

b - концентрація розчину, %.

Визначаємо витрату води на відмивання катіоніта від продуктів регенерації:

$$Q_{\text{відм1ст}}^{Na} = g_{\text{отм}} \cdot f \cdot H_{\text{к}} = 4 \cdot 9{,}1 \cdot 2{,}5 = 90 \text{ м}^3. \qquad (1.44)$$

Де$g_{\text{отм}}$ – питома витрата на відмивання катіоніта, м^3/м^3(див. табл.1.6).

Загальна витрата води на одну регенерацію:

без використання відмивної води

$$\sum Q_{1ст}^{Na} = Q_{розп\,1ст}^{Na} + Q_{розч\,1ст}^{Na} + Q_{відм\,1ст}^{Na} = 24{,}5 + 20{,}5 + 90 = 135 м^3 \quad ; \qquad 1.45)$$

з використанням 50% відмивної води на розпушення

$$\sum Q_{1ст}^{Na} = 24{,}5 + 20{,}5 + \frac{90}{2} = 90 м^3 \quad .$$

Середня годинна витрата на власні потреби фільтрів першого ступеня без врахування відмивної води

$$Q_{\text{вл1ст}}^{Na} = \frac{\sum Q_{1\text{ст}}^{Na} \cdot a \cdot n}{24} = \frac{135 \cdot 3 \cdot 3}{24} \approx 51 \text{ м}^3/\text{год}, \qquad (1.46)$$

що становить 18,4% /у вихідних даних прийнято 10%/;

з врахування відмивної води

$$Q_{вл\,1ст}^{Nf} = \frac{90 \cdot 3 \cdot 3}{24} \approx 34 м^3 = 10{,}8\%$$

Отже, при визначенні собівартості очищення води необхідно прийняти витрату води на власні потреби фільтрів першого ступеня, отриману розрахунком (10,8%), або зменшити число регенерацій і провести перерахування.

Міжрегенераційний період роботи фільтра потрібно встановлювати таким, щоб виключити збіг промивань:

$$T = \frac{24}{a} - \sum \tau_{\text{рег}} = \frac{24}{3} - 2{,}25 = 5{,}75\text{год}, \qquad (1.47)$$

$$\sum \tau_{рег} = \tau_{роз} + \tau_р + \tau_{від} \quad , \qquad (1.48)$$

де $\tau_{роз}$ - час розпушення (по табл. 1.6 приймаємо 15 хв);

$\tau_р$ - час пропущення розчину солі:

$$\tau_р = \frac{Q_{розп\,1ст}^{Na} \cdot 60}{V_р f} = \frac{20{,}5 \cdot 5 \cdot 60}{4 \cdot 9{,}1} = 33{,}8 \approx 34{,}0 хв \quad , \qquad (1.49)$$

$V_р$ - швидкість води при регенерації (див. табл. 1.6);

$\tau_{від}$- час відмивання, хв.;

$$\tau_{\text{від}} = \frac{Q^{Na}_{\text{відм1см}} \cdot 60}{V_{\text{відм}} \cdot f} = \frac{90 \cdot 60}{7 \cdot 9.1} = 85 \text{ хв}, \quad (1.50)$$

$V_{\text{відм}}$ – швидкість води при відмиванні (див. табл. 1.6).

Тоді $\sum \tau_p = 15 + 34 + 85 = 134 хв = 2{,}25 год$.

Кількість одночасних регенерацій по фільтрах першого ступеня

$$П = \frac{na \sum \tau_{рее}}{24} = \frac{3 \cdot 3 \cdot 2{,}25}{24} = 0{,}84, \quad (1.51)$$

$П$ <1, отже, збігу регенерації немає.

Розрахунок Na-катіонітових фільтрів другого ступеня

При розрахунку слід виходити з того, що твердість води, яка надходить на фільтри другого ступеня, не повинна перевищувати 0,1 мг-екв/л.

Оскільки твердість вихідної води T_{II} для фільтрів другого ступеня невелика (0,1 мг-екв/л), тривалість фільтроциклу рекомендується приймати рівної 100 год і більше.

Фільтри другого ступеня можна розраховувати двома способами.

1. За об'ємом завантаження катіоніта

$$W_{II} = \frac{24 \cdot Q^{Na}_{II} \cdot T_{II}}{a \cdot E_{IIр}} = \frac{24 \cdot 180 \cdot 0.1}{0.2 \cdot 429} = 5.03 м^3; \quad (1.52)$$

$$E_{IIр} = \alpha_э \cdot \beta \cdot E_{повн} \quad (1.53)$$

Значення β та α - приймаємо по табл. 1.7 і 1.8, тоді

$$E_{IIр} = 0{,}94 \cdot 0{,}83 \cdot 550 = 429 г - екв / м^3$$

Загальна площа фільтрування

$$F = \frac{W_{II}}{H_{II}} = \frac{5.03}{1.5} = 3.35 м^2 \quad (1.54)$$

Приймаємо два фільтри діаметром 2 м і площею 3,1 м^2.

2. За швидкостями процесу фільтрування у зв'язку з незначною твердістю. Загальна площа фільтрації

$$F = \frac{Q_{II}}{V_н} = \frac{180}{40} = 4.5м^2 \quad (1.55)$$

Тому приймаємо два фільтри діаметром 2м і площею 3,1 м^2. Тоді швидкість

$$V_н = \frac{180}{3{,}1 \cdot 2} = 30м/год$$

При форсованому режимі роботи, коли виключений один з фільтрів:

$$V_н = \frac{180}{3{,}1 \cdot (2-1)} = 58м/год,$$

що відповідає нормам [1].

Робочу ємність сульфовугілля згідно [1] приймаємо 250 г-екв/м^3, витрата солі – 300 г/ г-екв.

Установлюємо кількість регенерацій у добу:

$$a = \frac{24 \cdot Q_{II} \cdot T_{II}}{F_{II} \cdot H_{II} \cdot E_{pII}^{Na} n} = \frac{24 \cdot 180 \cdot 0.1}{3.1 \cdot 1.5 \cdot 250 \cdot 2} = 0.2 \quad (1.56)$$

Регенерація фільтрів буде проводитися через 5 діб. Якщо не працює один фільтр, регенерацію необхідно проводити приблизно через 2 доби.

Визначаємо витрату солі на регенерацію одного фільтра другого ступеня:

$$G_{cII} = \frac{E_{pII}^{Na} \cdot F_{II} \cdot H_{II} \cdot g_2}{1000} = \frac{250 \cdot 3.1 \cdot 1.5 \cdot 300}{1000} = 348.75 \approx 349кг \quad (1.57)$$

де g_2 - питома витрата солі.

Знаходимо добову витрату технічної солі на регенерацію фільтрів другого ступеня:

$$\sum G_{cII} = \frac{G_{cII} \cdot a \cdot n \cdot 100}{93} = \frac{349 \cdot 0.2 \cdot 2 \cdot 100}{93} = 150кг/доб \quad (1.58)$$

Розраховуємо витрату води на регенерацію фільтрів другого ступеня.

1. Розпушення:

$$Q_{взрII} = \frac{i_{II} \cdot F_{II} \cdot 60\tau_{взр}}{1000} = \frac{3 \cdot 3{,}1 \cdot 60 \cdot 15}{1000} = 8{,}37 м^3 \approx 8{,}4 м^3 \qquad 1.59)$$

2. Безпосередньо регенерація:

$$Q_{рII} = \frac{G_{сII} \cdot 1000}{1000 \cdot \rho \cdot b} = \frac{349 \cdot 100}{1000 \cdot 1{,}056 \cdot 8} = 4 м^3 \qquad (1.60)$$

3. Відмивання:

$$Q_{відмII} = g_{відмII} \cdot F_{II} \cdot H_{II} = 6{,}0 \cdot 3{,}1 \cdot 1{,}5 = 28 м^3 \qquad (1.61)$$

Визначаємо загальну витрату води на одну регенерацію одного фільтра другого ступеня:

без використання відмивної води

$$\sum Q_{рII} = Q_{розII} + Q_{рII} + Q_{відмII} = 8.4 + 4.0 + 28 = 40.4 м^3; \qquad (1.62)$$

з використанням відмивної води

$$\sum Q_{рII} = 8.4 + 4.0 + \frac{28}{2} = 26.4 м^3.$$

Годинна витрата води на власні потреби другого ступеня:

без урахуванням використання відмивної води

$$Q_{власнII} = \frac{\sum Q_{рII} an}{24} = \frac{40.4 \cdot 0.2 \cdot 2}{24} = 0.7 м^3/год; \qquad (1.63)$$

з урахуванням використання відмивної води

$$Q_{власнII} = \frac{26{,}4 \cdot 0{,}2 \cdot 2}{24} = 0{,}44 м^3/год.$$

Витрата зм'якшеної води на власні потреби другого ступеня склала 0,35%, прийняли 2%.

1.3.2.3. Розрахунок водень-катіонітових фільтрів

При зм'якшенні води Na-катіонітовим методом лужність води не міняється. Якщо, крім того, необхідно знизити лужність, застосовують Н-катіонітовий метод зм'якшення. Співвідношення витрат води, що подається на водень-катіонітові і Na-катіонітові фільтри (при паралельному Н-катіонуванні), визначають по формулах [1]:

$$g_n^н = g_n \cdot \frac{Л - C^*}{A + Л} = 180 \cdot \frac{5{,}0 - 0{,}4}{5{,}0 + 5{,}0} = 82{,}8 \approx 83 м^3/год \qquad 1.64)$$

де $g_n^н$ - корисна витрата води, що подається на водень-катіонітові фільтри, м^3/год;

g_n - корисна продуктивність всієї установки, м^3/год;

$Л$ - лужність вихідної води, мг-екв/л;

C - необхідна лужність зм'якшеної води, мг-екв/л;

A - сумарний вміст у зм'якшеній воді аніонів сильних кислот, мг-екв/л (у цьому випадку SO_4^{2-} й Cl^-).

* Згідно [1] вміст сульфатів і хлоридів у вихідній воді не повинен перевищувати 4 мг-екв/л , а натрія – 1…2 мг-екв/л.

Приклад. Відповідно до табл. 1.2 вихідна лужність Л= 5,0 мг-екв/л. Задаємося лужністю зм'якшеної води. Припустимо, вона повинна бути не більше 0,4 мг-екв/л. Оскільки загальна продуктивність установка в даному прикладі дорівнює 180 м^3/г,витрата води на Na-катіонітові фільтри:

$$g_n^{Na} = g_n - g_n^н = 180 - 83 = 97 м^3/год \qquad (1.65)$$

З останнього виразу видно, що 46 % води необхідно пропустити через водень-катіонітові фільтри і 54% - через Na-катіонітові.

Об'єм катіоніта у водень-катіонітових фільтрах слід визначати за формулою [1]:

$$W_н = \frac{24 \cdot g_n^н \cdot (T_з + C^{Na})}{n_р \cdot E_р^н} = \frac{24 \cdot 83 \cdot (10 + 1)}{2 \cdot 446} = 24{,}5 м^3, \qquad (1.66)$$

де C^{Na} - концентрація у воді катіонів натрію, г-екв/м^3,

$n_р$ – кількість регенерацій за добу.

Робоча обмінна ємність

$$E_p^н = \alpha_н \cdot E_н - 0{,}5 \cdot g_у \cdot C_к, \qquad (1.67)$$

де $\alpha_н$ - коефіцієнт ефективності регенерації водень-катіоніта (приймаємо по табл. 1.8);

$g_у$ - питома витрата води на відмивання катіоніта після регенерації (приймаємо 4-5 м^3/м^3);

$C_к$ - загальний вміст у воді катіонів кальцію, магнію, натрію і калію,мг-екв/м^3.

Таблиця 1.8 - Питома витрата сірчаної кислоти на регенерацію

Питома витрата сірчаної кислоти на регенерацію, г/г-екв/м^3	50	100	150	200
Коефіцієнт ефективності регенерації	0,68	0,85	0,91	0,92

$$E_p^н = 0{,}85 \cdot 550 - 0{,}5 \cdot 4 \cdot (10 + 1) = 446 \text{ г} - \text{екв/м}^3$$

Звідки загальна площа фільтрів

$$F^н = \frac{W_н}{H^н} = \frac{24{,}5}{2{,}5} = 9{,}8 м^2.$$

Приймаємо фільтри діаметром 2,6 м, висота завантаження сульфовугілля 2,5 м. Число фільтрів $n = \frac{9.8}{5.2} = 1.88 \approx 2$.

Приймаємо два робочих фільтра й один резервний. Сумарна площа двох робочих фільтрів $\sum F^н = 2 \cdot 5{,}2 = 10{,}4 м^2 > 9{,}8 м^2$.

Фактична швидкість фільтрування:

при нормальному режимі

$$V_н = \frac{83}{2 \cdot 5{,}2} = 8 \text{ м/год} < 15 \text{ м/год},$$

при форсованому режимі (один фільтр виключений)

$$V_{\text{н}} = \frac{83}{(2-1)\cdot 5{,}2} = 16{,}1 \text{ м/год} < 25 \text{ м/год},$$

що цілком припустимо.

Воду після водень-катіонітових фільтрів (кислий фільтрат) змішують з водою, що пройшла Na-катіонітові фільтри (лужний фільтрат). У результаті взаємної нейтралізації зм'якшена вода отримує задану лужність. Змішаний фільтрат подається в дегазатор для видалення CO_2.

Витрату води Na-катіонітовими фільтрами розраховуємо згідно [1].

1.3.2.4. Розрахунок витрати води на власні потреби водень-катіонітових фільтрів

Витрата 100%-ної сірчаної кислоти на регенерацію одного фільтра

$$P_p^н = \frac{F^н H^н E_p^н q_y^н}{1000} = \frac{5{,}2 \cdot 2{,}5 \cdot 446 \cdot 90}{1000} = 525кг, \quad (1.68)$$

де $q_y^н$ - питома витрата сірчаної кислоти на регенерацію 1м^3 фільтра (приймаємо 90г/ г-екв).

Знаходимо добову витрату кислоти для регенерації всіх фільтрів:

$$\sum_{i=1}^{n} P_{\text{р}}^{\text{н}} = \frac{P_{\text{р}}^{\text{н}} \cdot n_{\text{р}} \cdot 100}{96} = 2 \cdot \frac{525 \cdot 2 \cdot 100}{96} = 2188 \frac{\text{кг}}{\text{доб}} = 2{,}19 \frac{\text{т}}{\text{доб}}, \quad (1.69)$$

де 96- вміст кислоти в товарному продукті, %.

Регенерація водень-катіонітових фільтрів здійснюється 1,0...1,5% - ною сірчаною кислотою. Тому витрату води на приготування регенераційного розчину обчислюємо за формулою

$$Q_p^н = \frac{P_p^н \cdot 100}{1000 \cdot \rho_к} = \frac{525 \cdot 100}{1000 \cdot 1{,}5} = 35м^3, \quad (1.70)$$

де $\rho_к$ - вміст кислоти в регенераційному розчині, %.

Витрата води на розпушення одного фільтра знаходимо за формулою:

$$Q_{\text{роз}}^{\text{н}} = \frac{i^{\text{н}} \cdot f^{\text{н}} \cdot \tau^{\text{н}} \cdot 60}{1000} = \frac{3 \cdot 5.2 \cdot 15 \cdot 60}{1000} = 14 \text{ м}^3, \quad (1.71)$$

де $i^{н}$ – інтенсивність розпушування, л/(с·м^2) [за табл. 1.6];

$f^{н}$ – площа фільтру, м^2;

$\tau^{н}$ – тривалість розпушування, хв. [за табл. 1.6].

Витрата води на відмивання катіоніта одного фільтра від продуктів регенерації

$$Q^{н}_{відм} = q_{відм} \cdot f^{н} \cdot H^{н} = 4 \cdot 5{,}2 \cdot 2{,}5 = 52{,}7 \text{ м}^3, \quad (1.72)$$

Загальна додаткова витрата води за добу при дворазовій регенерації двох водень-катіонітових фільтрів

$$Q_{доб} = 2 \cdot (Q^{н}_{р} + Q^{н}_{роз} + Q^{н}_{відм}) \quad (1.73)$$

$$Q_{доб} = 2 \cdot (35 + 14 + 52{,}1) = 404{,}5 \frac{\text{м}^3}{\text{доб}} = \frac{16{,}8\text{м}^3}{\text{год}},$$

тобто 16,8·100/180=9,3%.

Для скорочення витрати води можна половину відмивної води використовувати для розпушення, завантаження і готування регенераційного розчину. Тоді витрату додаткової води можна скоротити:

$$Q_{доб} = 2 \cdot (Q^{н}_{р} + Q^{н}_{роз} + \frac{Q^{н}_{відм}}{2}) = 2 \cdot \left(35 + 14 + \frac{52{,}1}{2}\right) = 300{,}2 \frac{\text{м}^3}{\text{доб}} = \frac{12{,}5\text{м}^3}{\text{год}},$$

тобто 12,5·100/180=6,9%.

Витрату води на Na-катіонітові фільтри знаходимо згідно з раніше наведеною методикою.

Витрата солі на регенерацію одного Na-катіонітового фільтра

$$G^{Na} = \frac{318 \cdot 5{,}2 \cdot 2{,}5 \cdot 150}{10^3} = 624{,}8кг \approx 625кг.$$

Добова витрата солі

$$\sum G^{Na} = \frac{625 \cdot 2 \cdot 3 \cdot 100}{93} = 4031кг/доб = 4{,}031т/доб.$$

Витрата води на розпушення одного фільтра

$$Q^{Na}_{роз} = \frac{3 \cdot 5{,}2 \cdot 60 \cdot 15}{100} = 14 \text{ м}^3$$

Витрата води на регенерацію одного фільтра

$$Q_p^{Na} = \frac{625 \cdot 100}{1000 \cdot 1{,}034 \cdot 5} = 12{,}8 м^3$$

.

Витрата води на відмивання катіоніта

$$Q_{\text{відм}}^{Na} = 4 \cdot 5{,}2 \cdot 2{,}5 = 51 \text{ м}^3$$

Загальна витрата води на одну регенерацію:

без використання відмивної води

$$\sum Q^{Na} = 14 + 12{,}8 + 51 = 77{,}8 м^3$$

;

з використанням 50% відмивної води на розпушення

$$\sum Q^{Na} = 14 + 12{,}8 + \frac{51}{2} = 52{,}3 м^3$$

.

Середня годинна витрата води на власні потреби Na-катіонітових фільтрів:

без врахування відмивної води

$$\sum Q_{год}^{Na} = \frac{77{,}8 \cdot 2 \cdot 3}{24} = 19{,}45 м^3 / год$$

;

з врахуванням відмивної води

$$\sum Q_{год}^{Na} = \frac{52{,}3 \cdot 2 \cdot 3}{24} = 13{,}09 м^3 / год$$

тобто 7,7%.

Загальна додаткова витрата води на водень-натрій-катіонітові фільтри з врахуванням відмив очної води

$$Q^{H+Na} = 12{,}5 + 13{,}09 = 25{,}59 м^3$$

або 14,2%.

1.3.2.5. Розрахунок дегазатора

При зм'якшенні води H-Na-катіонуванням необхідно видаляти з води вільну вуглекислоту за допомогою дегазаторів. Зазвичай застосовують плівкові дегазатори, завантажені насадкою і обладнані вентиляторами для подачі повітря знизу, тобто в напрямку, зустрічному потоку води, що рухається зверху вниз.

Насадкою служать кільця Рашига розміром 25х25х3 мм або дерев'яні хордові насадки (бруски) розміром 50х13 мм.

Відомості про вміст вільної вуглекислоти у воді наведені в табл. 1.9.

Таблиця 1.9 - Вміст вільної вуглекислоти у воді

Загальна лужність води	Вміст вільної вуглекислоти (C_2) у воді при температурі 10^0С, солевмісту 200 мг/л і при наступних значеннях pH															
	6,5	6,6	6,7	6,8	6,9	7,0	7,1	7,2	7,3	7,4	7,5	7,6	7,7	7,8	7,9	8,0
0,5	18	14	10	8	7	6	5	4	3	2	2	2	2	1	1	1
0,6	21	16	13	10	8	7	6	5	4	3	2	2	2	1	1	1
0,7	24	18	15	12	10	8	7	5	4	3	3	3	2	1	1	1
0,8	28	21	18	14	11	9	7	6	5	4	3	3	2	1	1	1
0,9	32	24	20	15	13	10	8	6	5	4	4	4	2	1	1	1
1,0	36	27	23	17	14	11	9	7	5	4	4	4	3	2	2	1
1,1	39	30	25	19	15	12	9	7	6	5	4	4	3	2	2	1
1,2	43	33	27	21	17	13	10	8	6	5	4	4	3	2	2	1
1,3	47	36	29	23	18	14	11	8	7	6	5	4	3	3	2	1
1,4	50	39	31	24	19	15	12	9	8	6	5	4	3	3	2	2
1,5	54	41	33	26	21	17	13	10	8	7	5	5	3	3	3	2
1,6	58	44	36	28	22	18	14	11	9	7	5	5	4	3	3	2
1,7	61	47	38	30	23	20	15	11	10	7	6	5	4	3	3	2
1,8	64	50	40	31	25	21	16	12	11	8	6	5	4	3	3	2
1,9	68	52	42	33	26	22	17	13	11	9	6	6	4	3	3	2
2,0	78	55	44	35	28	23	18	14	12	10	7	6	5	4	3	2
2,5	90	69	56	44	35	28	22	18	14	12	9	7	6	5	4	3
3,0	108	83	67	53	42	34	27	22	17	14	11	8	7	6	5	3
3,5	-	97	79	62	49	32	31	25	19	16	12	9	8	7	5	4
4,0	-	111	90	71	56	45	35	28	22	18	14	11	10	8	6	5
4,5	-	-	100	79	63	50	40	32	25	21	16	12	11	9	7	5
5,0	-	-	-	88	70	56	44	36	28	23	18	14	12	10	9	6
5,5	-	-	-	97	77	62	48	39	31	25	19	15	13	11	9	6
6,0	-	-	-	106	85	68	53	43	33	27	21	17	14	12	9	7
6,5	-	-	-	-	92	74	57	46	36	29	23	18	15	12	10	8
7,0	-	-	-	-	99	79	61	50	39	31	25	19	16	13	10	9
7,5	-	-	-	-	106	85	66	54	42	33	26	21	17	14	11	10
8,0	-	-	-	-	-	90	70	57	44	35	28	22	18	15	12	10

Фактичний вміст вуглекислоти розраховують за формулою:

$$[CO_2]_{\text{факт}} = [CO_2]_{\text{табл}} \cdot \beta \cdot t, \textit{мг/л} \qquad (1.74)$$

де β - поправка на солевміст (табл. 1.10);

t - поправка на температуру (табл. 1.11).

Таблиця 1.10 - Поправка на солевміст

Солевміст, мг/л	100	200	300	400	500	750	1000
Значення β	1,05	1	0,96	0,94	0,92	0,87	0,83

Таблиця 1.11 - Поправка на температуру

Температура води,^{0}C	0	5	10	15	20	25	30	40	50	60
Значення, t	1,28	1,12	1,0	0,9	0,83	0,78	0,74	0,7	0,66	0,65

У розглянутому випадку витрата води, що подається на дегазатор, Q=180 м^3/ч.

Вміст вуглекислоти в воді, яка подається на дегазатор визначають за формулою:

$$[CO_2]_{\text{дег}} = [CO_2]_{\text{факт}} + 44 \cdot Л, \quad (1.75)$$

де $[CO_2]_{\text{факт}}$ – вміст вільної вуглекислоти у вихідній воді, мг/л;

Л – лужність вихідної води.

У цьому випадку Л = 5,0 мг-екв/л; загальний солевміст у вихідній воді 746 мг/л, pH води 8,0 і розрахункова її температура 10^{0}C.

Інтерполяцією знайдемо значення β і t (табл. 1.10 і 1.11) і далі за формулами:

$$[CO_2]_{\text{факт}} = 6 \cdot 0{,}87 \cdot 1 = 5{,}22 \text{ мг/л},$$

$$[CO_2]_{\text{дег}} = 5{,}22 + 44 \cdot 5 = 225{,}22 \text{ мг/л}.$$

Площа поперечного перерізу дегазатора:

$$F_{\text{дег}} = \frac{Q}{P_2}, \text{ м}^2 \quad (1.76)$$

де P - площа зрошення на 1 м^2 площі дегазатора, рівна при насадці з кілець Рашига 60 м^3/год і при дерев'яній хордовій насадці – 40 м^3/г.

Висоту шару насадки в дегазаторі знаходимо за табл. 1.12.

Таблиця 1.12 - Висота шару насадки в дегазаторі

Тип насадки	Висота шару насадки, м, при вмісті $[CO_2]_{дег}$ у воді, мг/л					
	50	100	150	200	250	300
Кільця Рашига	3,0	4,0	4,7	5,1	5,5	5,7
Хордова з дерев'яних брусків	4,0	5,2	6,0	6,5	6,8	7,0

Для даного приклада при насадці з кілець Рашига $F_{дег} = \frac{180}{60} = 3м^2$ і його діаметр 2 м.

По табл. 1.2 висота шару насадки при вмісті $[CO_2]_{дег}$= 225,22 мг/л дорівнює 5,5 м.

Вентилятор дегазатора повинен забезпечити подачу питомої витрати повітря 20 м^3 на 1 м^3 води, що подається в дегазатор. У даному прикладі

$$Q_{пов} = 180 \cdot 20 = 3600 м^3 / год.$$

Необхідний напір, що розвивається вентилятором, визначається з урахуванням втрат напору в кільцях, які приймають рівними 30 мм на 1 м висоти шару насадки, і інших втрат, прийнятих 40 мм.

Сумарні втрати напору в дегазаторі

$$\sum h = 5{,}5 \cdot 30 + 40 = 205 мм = 205 \cdot 9{,}8 = 2000 Па$$

1.3.3. Установки для знесолення

1.3.3.1. Основи розрахунку випарювання розчинів

Просте випарювання (однократна випарка) економічно доцільне на установках невеликої продуктивності (до 75 м^3/доб). Крім того, просте випарювання на установках періодичної дії виправдується при випарюванні розчинів, що відрізняються високою депресією.

Багаторазове випарювання, при якому використовується як гріюча пара, так і вторинна, значно заощаджує теплоту. Такий процес можливий або при використанні гріючої пари високого тиску, або при застосуванні вакууму.

Сутність багаторазового випарювання полягає в тому, що вторинна пара попереднього апарата використовується як гріюча пара у наступному апараті.

Вибір граничного числа корпусів установки

Витрата пари при багаторазовому випарюванні зменшується з додаванням числа корпусів в установці, але лише до деякої межі [2]. Зі збільшенням числа корпусів збільшуються і температурні втрати: чим більше корпусів в установці, тим більші втрати. Температура гріючої пари повинна бути хоча б на 6...7°С вище точки кипіння розчину в даному корпусі.

Температурні втрати складаються з наступних втрат:

І. Втрати від зростання температури кипіння розчину з підвищенням його концентрації до насичення. Різниця між температурами кипіння розчину $T_в$, і розчинника $T_а$ називається температурною депресією Δg, °С або К:

$$\Delta g = T_в - T_а, \tag{1.77}$$

Температурну депресію неконцентрованих розчинів і недисоційованих речовин можна розрахувати по рівнянню ебуліоскопії:

$$\Delta g = (R\, T^2_{кип} / r)\, X, \tag{1.78}$$

де R — універсальна газова постійна, кДж/(кмоль·К);

$T_{кип}$ – температура кипіння розчинника,К;

r – молярна теплота випару розчинника, кДж/кмоль;

X – концентрація розчиненої речовини, кДж/кмоль.

Для концентрованих розчинів температурна депресія

$$\Delta g = (R\, T^2_{кип} / r)\, (X /(1 - Bc), \tag{1.79}$$

де B – константа, визначена експериментальним шляхом.

Зазвичай, температурну депресію не обчислюють, а знаходять по відповідних таблицях, складених на підставі експериментальних даних.

2. Втрати від підвищення температури кипіння розчину через гідростатичний тиск розчину в апараті. Температура кипіння розчину по висоті

апарата неоднакова через зміну тиску. Тому, говорячи про температуру кипіння розчину в апараті, мають на увазі температуру кипіння середнього шару в гріючих трубах.

Гідростатичний тиск у середини гріючої труби прийнятий для розрахунку

$$P_{ср} = P_{в.п.} + (\rho g H_{тр} /2) (1 - \varepsilon), \quad (1.80)$$

де $P_{в.п.}$ — тиск вторинної пари в апараті, МПа;

ρ – щільність киплячого розчину, кг/м^3;

$H_{тр}$ – висота кип'ятильних труб в апарату, м;

ε – паронаповнення (об'ємна частка пари в киплячому розчині), м^3/м^3.

3. Втрати від зниження тиску вторинної пари через гідравлічні опори в паропроводах між апаратами. У середньому ці втрати становлять 0,5...1,5°С на кожний корпус установки (гідравлічна депресія).

Температурні втрати у випарній установці обмежують можливе число її корпусів. Найбільший вплив при цьому вносить температурна депресія розчину.

Температурний режим роботи випарної установки

Температурний режим роботи однокорпусної випарної установки полягає у визначенні і розрахунку теплових втрат через температурну і гідростатичну депресією, знаходженні корисної різниці температур і поверхні нагрівання.

Температурна депресія, що виражає підвищення температури кипіння розчину в порівнянні з температурою кипіння чистого розчинника (води) при тім же тиску

$$\Delta g = t_{к.р.} - t_{в}, \quad (1.81)$$

де $t_{к.р.}$, $t_{в}$ — температура кипіння відповідно розчину і води,°С.

Температуру кипіння розчинів можна розраховувати різними способами.

Якщо відомі дві температури (t_1, t_2)якого-небудь розчину при відповідних тисках (P_1, P_2)можна використовувати рівняння

$$\frac{\ln P_{A_1} - \lg P_{A_2}}{\ln P_{B_1} - \lg P_{B_2}} = K_n, \qquad (1.82)$$

де P_{A_1}, P_{B_1} – тиск насиченої пари двох рідин при температурі t_1, МПа;

P_{A_2}, P_{B_2} – тиск насиченої пари двох рідин при температурі t_2, МПа;

K_n–постійна.

Температуру кипіння розчину можна знайти також за правилом Дюринга:

$$\frac{t_{p_1} - t_{p_2}}{\theta_{p_1} - \theta_{p_2}} = K_n, \qquad (1.83)$$

де $t_{ð_1}, t_{ð_2}$ - температура кипіння розчину при тисках відповідно P_1 і P_2;

$\theta_{ð_1}, \theta_{ð_2}$ - температура кипіння води або іншої еталонної рідини.

Як вказувалося, температура кипіння розчину у випарному апараті змінюється по висоті гріючих труб. Середня температура кипіння визначається на середині висоти гріючих труб з урахуванням гідростатичного тиску.

Гідростатична депресія залежить від висоти рівня розчину, яка визначається по водомірному склу, і від щільності розчину. Оптимальна висота рівня розчину при випарюванні, м:

$$H_{опт} = [0{,}26 + 0{,}0014(\rho_р - \rho_в)]\, H_{тр}, \qquad (1.84)$$

де $\rho_р$, $\rho_в$ – щільність розчину кінцевої концентрації і води при температурах кипіння відповідно, кг/м^3;

$H_{тр}$ – робоча висота труби, м.

При відсутності даних про температури кипіння розчину й води можна прийняти

$$(\rho_р - \rho_в)\, t_{кип} \approx (\rho_р - \rho_в) t = 20°C, \qquad (1.85)$$

Гідростатична депресія

$$\Delta r = t_{ср} - t_{вт}, \qquad (1.86)$$

де $t_{ср}$ – температура кипіння води при тиску

$$P_{ср} = P_{вп} + \frac{\rho g H}{2}(1 - \varepsilon), \qquad (1.87)$$

$t_{вт}$ – температура вторинної пари в сепараторі апарата.

Температура вторинної пари в сепараторі визначається як температура кипіння води при її тиску, рівному тиску в апараті:

$$t_{вт} = t_{вт.б} + \Delta_{гідр}, \qquad (1.88)$$

де $t_{вт.б}$ - температура вторинної пари в барометричному конденсаторі, °С;

$\Delta_{гідр}$ –гідравлічна депресія, приймається $\Delta_{гідр}$ = 0,5...1,5 °С або К.

Середня температура кипіння розчину

$$t_{ср} = t_{кон} + \Delta r = t_{вт.б} + \sum_{\Delta пім}, \qquad (1.89)$$

де $\sum_{\Delta пім}$ – сума температурних втрат,

$$\sum_{\Delta пім} = \Delta g + \Delta r + \Delta_{гідр} \qquad (1.90)$$

Загальна і корисна різниця температур

Різниця між температурами гріючої пари першого корпуса установки й водяної пари в барометричному конденсаторі $t_{вт.б}$**,** називається загальною різницею температур Δt_o :

$$\Delta t_o = t_{г.п.} - t_{вт.б.} \qquad (1.91)$$

Різниця між температурою гріючої пари і температурою кипіння розчинув одному апараті називається корисною різницею температур, ^{0}С або К:

$$\Delta t_{кор} = t_{г.п.} - t_к = \Delta t_o + \sum_{\Delta пім}. \qquad (1.92)$$

Для визначення площі поверхні нагрівання випарного апарата корисну різницю температур $\Delta t_{кор}$ виражають через середню рушійну силу. Тоді площа поверхні нагрівання апарата, м**:**

$$F = Q / (K \Delta t_{кор}), \qquad (1.93)$$

де K – коефіцієнт теплопередачі.

Розподіл корисної різниці температур між окремими корпусами визначають при розрахунку:

- на мінімальну загальну площу поверхні всіх корпусів – пропорційно відношенню $\sqrt{Q/K}$:

$$\Delta t_i = \frac{\Delta t_{\text{кор}} \cdot \sqrt{Q_i/K_i}}{\sum_{i=1}^{n} \sqrt{Q_i/K_i}} \qquad (1.94)$$

де Δt_i– корисна різниця температур i-ого корпуса, °С;

- на рівну площу поверхні корпусів – пропорційно відношенню Q/K:

$$\Delta t_i = \frac{\Delta t_{\text{кор}} \cdot Q_i/K_i}{\sum_{i=1}^{n} Q_i/K_i} \qquad (1.95)$$

Розрахунок барометричного конденсатора

Для створення вакууму у випарних установках зазвичай застосовуються конденсатори змішання з барометричною трубою.

Витрата води на конденсаторі визначається з рівняння теплового балансу конденсатора, кг/с:

$$G_{\text{в}} = \frac{W \cdot (i_{\text{вт}} - \text{С}_{\text{в}} \cdot t_{\text{в.кін}})}{\text{С}_{\text{в}} \cdot (t_{\text{в.кін}} - t_{\text{в.поч}})} \qquad (1.96)$$

де W – витрата вторинної пари (випареної води) в останньому корпусі випарної установки, кг/с;

$i_{вт}$ – питома ентальпія вторинної пари в барометричному конденсаторі, Дж/кг;

$t_{в.поч}$, $t_{в.кін}$ – початкова і кінцева температура відповідно охолоджувальної води та суміші води і конденсату, °С.

Різниця температур між парою і рідиною на виході з конденсатора повинна бути 3...5°С. Тому кінцева температура води на виході з конденсатора приймається на 3...5°С нижче температури конденсації пари:

$$t_{кін} = t_{б.к.} - (3...5), \qquad (1.97)$$

де $t_{б.к.}$ — температура пари в барометричному конденсаторі, °С.

Діаметр труби барометричного конденсатора визначається з рівняння витрати, м:

$$d_{б.к.} = \sqrt{\frac{4W}{\rho_n \pi v}}, \qquad (1.98)$$

де ρ_n – щільність пари, кг/м^3;

v - швидкість руху пари, м/с, при залишковому тиску в конденсаторі приблизно 10^4 Па можна прийняти v = 15...25 м/с.

Швидкість води в барометричній трубі, м/с:

$$v_{в.} = \frac{4(G_в + W)}{\rho_в \pi d^2_{б.к.}}, \qquad (1.99)$$

де $\rho_в$ – щільність води, кг/м^3.

Висота барометричної труби, м:

$$H_{б.т.} = \frac{B}{\rho_в g} + (1 + \sum\xi + \lambda_{тр} \frac{H_{б.т}}{d_{б.т.}}) \frac{v^2_в}{2g} + 0{,}5, \qquad 1.100)$$

де B – вакуум у барометричному конденсаторі, Па;

$$B = P_{атм.} - P_{б.к.} = 9{,}8 \times 10^{-4} - P_{б.к.}, \qquad 1.101)$$

$P_{б.к.}$ –тиск у барометричному конденсаторі, Па;

$\sum\xi$ – коефіцієнт місцевих опорів на вході і виході із труби, можна прийняти $\sum\xi$ = 1,5;

$\lambda_{тр}$ – коефіцієнт тертя.

Коефіцієнт тертя залежить від режиму течії води в барометричній трубі, що характеризується числом Рейнольдса

$$Re = v_в \, d_{б.т.} \rho_в / \mu_в, \qquad 1.102)$$

де $\mu_в$ – динамічна в'язкість води, МПа·с.

Обчисливши число Рейнольдса, можна знайти коефіцієнт тертя по таблицях [3].

1.3.3.2. Приклад розрахунку однокорпусної випарної установки

Задача. Визначити витрату гріючої пари і площу поверхні нагрівання однокорпусної установки для концентрування розчину їдкого натру.

Вихідні дані для розрахунку

1. Витрата розчину G= 2500 кг/ч.
2. Початкова (вихідна) концентрація розчину $X_{поч}$= 5%.
3. Кінцева концентрація розчину $X_{кін}$ = 40%.
4. Тиск гріючої пари $P_{г.п}$= 0,6 МПа.
5. Тиск вторинної пари $p_{вт}$ = 0,015 МПа.
6. Розчин надходить в установку підігрітим до температури 100 °С.

Подача установки по випарюваній воді

$$W = G\,(1 - (X_{поч} / X_{кін})) = \frac{2500}{3800} \times \left(1 - \frac{5}{40}\right) = 0{,}6 \text{ кг/с}.$$

Перевіряємо кінцеву концентрацію випареного розчину:

$$X_{кон} = G\,X_{поч} / (G - W) = \frac{2500 \times 0.05}{2500 - 2160} = 0{,}36 = 36\%$$

Надалі розрахунок можна виконувати на І кг розчину, що надходить на випарювання:

$$w = W / C = \frac{2160}{2500} = 0{,}86 \text{ кг}.$$

Питома теплоємність розчину при початковій концентрації

$$C = (C_{сух}X_{поч} + (100 - X_{поч})) / 100 = \frac{4.13 \times 5 + (100 - 5)}{100} = 1{,}15 \text{ кДж/(кг·К)},$$

де $C_{сух}$ – питома теплоємність речовини в чистому виді, кДж/(кг·К),

$$C_{сух} = 4{,}13 \text{ кДж/(кг·К)}.$$

Температурну депресію знаходять по довідкових матеріалах [2], Δ_+=28°С.

Гідростатичну і гідравлічну депресію можна прийняти

$$\Delta r + \Delta_{гідр} = 2°C .$$

Тоді сумарна депресія

$$\sum\Delta = \Delta_{+} + \Delta r + \Delta_{гідр} = 28{,}0 + 2{,}0 = 30°C.$$

Температура кипіння розчину

$$t_{кр} = 54 + 30 = 84°C.$$

По таблицях водяної пари необхідно знайти ентальпії гріючої і вторинної пари:

$P_{г.п} = 0{,}6$ МПа; $i_{г.п} = 2765$ кДж/кг;

$P_{в.т} = 0{,}15$ МПа; $i_{в.т} = 2489$ кДж/кг.

Коефіцієнти випару і самовипару:

$$\alpha_i = \frac{i_{г.п} - t_n}{i_{вт.} - t_{к.р}} = \frac{2765 - 158.0}{2489 - 180.0} = 1{,}12 ;$$

$$\beta = \frac{i_0 - t_{к.р}}{i_{вт.} - t_{к.р}} = \frac{101 - 180.0}{2489 - 180.0} = 0{,}034,$$

де t_0 – температура кипіння розчину на вході в апарат, °С.

Питома витрата гріючої пари

$$d_{г.п} = \frac{\omega - C\beta}{\alpha_u} = \frac{0.86 - 1.15 \times 0.034}{1.12} = 0{,}82 \text{ кг/кг}.$$

Загальна витрата пари

$$D = d\, G_{нач} = 0{,}82 \times 2500 = 2052 \text{ кг/г}.$$

Теплова подача апарата

$$Q = D\,(i_{г.п} - t_n) = 2052\ (2765 - 158) = 5349564 \text{ кДж/г}.$$

Температурний напір

$$\Delta t = 158{,}0 - 80{,}0 = 78°C .$$

При розрахунку приймають коефіцієнт теплопередачі в I год K=1530 кДж/(м^2·К).

Площа поверхні нагрівання установки

$$F = \frac{Q}{k \times \Delta t} = \frac{5349564}{1530 \times 78} = 44{,}9 \text{ м}^2.$$

За ГОСТ II 987-8I вибираємо випарний апарат з наступними характеристиками:

номінальна площа поверхні теплообміну, м²	63
діаметр труб, мм	38х2
висота труб, мм	4000
діаметр гріючої камери, мм	800
загальна висота апарата, мм	13000

1.3.3.3. Приклад розрахунку багатокорпусної випарної установки

Задача. Розрахувати прямоточну з природною циркуляцією багатокорпусну випарну установку для концентрування розчину хлористого кальцію.

Вихідні дані для розрахунку

1. Початкова витрата розчину $G_{поч}$= 7 т/г.
2. Початкова (вихідна) концентрація розчину $X_{поч}$ = 3%.
3. Кінцева концентрація розчину $X_{кін}$= 40%.
4. Розчин в установку надходить підігрітим до температури кипіння $t_{поч}$=100°С.
5. Обігрів здійснюється насиченою водяною парою з тиском $P_{г.п}$=0,8 МПа.
6. Тиск у барометричному конденсаторі $P_{б.к}$ = 0,01 МПа.
7. Висота гріючих труб $H_{тр}$= 5 м.
8. Відбір екстрапари не здійснюється.

Подача установки по випарюваній воді

$$W = \frac{7000}{3600}\left(1 - \frac{3}{40}\right) = 6475 \text{ кг/год} = 1{,}8 \text{ кг/с}.$$

Розрахунок концентрацій упарюваного розчину

Розподіл концентрацій розчину по корпусах установки буде залежати від співвідношення навантажень по випарюваній воді у кожному апараті. На підставі практичних даних можна прийняти масові кількості випарюваної води по корпусах у наступному співвідношенні: 1:2:3 = 1,0:1,1:1,2.

Тоді масова витрата випарюваної води у першому корпусі

$$W_1 = \frac{6475 \times 1}{3600(1+1{,}1+1{,}2)} = 0{,}545 \text{ кг/с},$$

у другому

$$W_2 = \frac{1.1 \times W}{3.3} = 0{,}599 \text{ кг/с},$$

у третьому

$$W_3 = \frac{1.2 \times W}{3.3} = 0{,}654 \text{ кг/с}.$$

Разом $W = 1{,}779$ кг/с = 1,8 кг/с.

Потім визначають концентрацію розчину по корпусах, використовуючи рівняння теплового балансу. З першого корпуса в другий перейде розчину:

$$G_1 = C_{поч} - W_1 = \frac{7000}{3600} - 0.545 = 1{,}94 - 0{,}545 = 1{,}395 \text{ кг/с}.$$

Концентрація розчину

$$X_1 = G_{поч} X_{поч} / (G_{поч} - W_1) = \frac{1.94 \times 3}{1.94 - 0.545} = 4{,}17\%$$

Із другого корпуса в третій перейде розчину

$$G_2 = G_{поч} - W_1 - W_2 = 1{,}94 - 0{,}545 - 0{,}599 = 0{,}796 \text{ кг/с}.$$

Концентрація розчину

$$X_2 = \frac{1.94 \times 3}{0.796} = 7{,}3\%$$

Із третього корпуса виходить розчину

$$G_{кін} = G_{поч} - W = 1{,}94 - 1{,}8 = 0{,}14 \text{ кг/с}.$$

з концентрацією

$$X_{кін} = \frac{1.94 \times 3}{0.14} = 41{,}5\ \%$$

що відповідає завданню.

Розрахунок перепаду тиску по корпусах

З вихідних даних видно, що загальний перепад тиску в установці дорівнює різниці тисків гріючої пари і пари в барометричному конденсаторі:

$$\Delta p = 0{,}8 - 0{,}01 = 0{,}79 \text{ МПа}.$$

Попередньо загальний перепад тисків розподіляємо між корпусами установки нарівно, тобто на кожний корпус можна прийняти

$$\Delta p = 0{,}79:3 = 0{,}263 \text{ МПа}.$$

Тоді абсолютні тиски розподіляться по корпусах у такий спосіб:

- у третьому корпусі P_3= 0,01 МПа (задане),
- у другому P_2 =0,01+0,263 = 0,273 МПа; у першому P_1 = 0,273 + 0,263 = 0,536 МПа.

Тиск гріючої пари

$$P_{г.п} = 0{,}536 + 0{,}263 = 0{,}799 \approx 0{,}8 \text{ МПа},$$

що відповідає завданню.

Знаходимо температури насичених пар води й питомі теплоти паротворення для прийнятих тисків (табл. 1.13).

Таблиця 1.13 - Температури насичених пар води й питомі теплоти паротворення

Температура насиченої пари, С	Питома теплота паротворення
гріюча пара, $t_{1год}$= 169,6;	r_1 = 2057 кДж/кг;
у першому корпусі $t_{2год}$= 153,2;	r_2= 2113 кДж/кг ;
у другому $t_{3год}$= 121,7;	r_3 = 2156 кДж/кг ;
у третьому i = 45,4;	r_4 = 2190 кДж/кг.

Розрахунок температурних втрат

Знаходимо температури кипіння розчинів при атмосферному тиску (табл.1.14) і визначаємо температурну депресію по корпусах згідно.

Таблиця 1.14 - Температури кипіння розчинів при атмосферному тиску

Корпус	Концентрація$CaCl_2$. %,	Температура кипіння, °С	Депресія°С
Перший	4,17	100,8	0,8
Другий	7,46	101,5	1,5
Третій	40,0	120,0	20,0

При спрощеному розрахунку температурну депресію можна не уточнювати. Отже, сумарна температурна депресія

$$\Delta g = 0{,}8 + 1{,}5 + 20{,}0 = 22{,}3°C.$$

Потім розраховуємо гідростатичну депресію, що обумовлена різницею тисків у середньому шарі киплячого розчину і на його поверхні. Для цього спочатку знаходимо за довідковим даними щільність розчину хлористого кальцію при температурі 20 °С (табл. 1.15).

Таблиця 1.15 - Щільність розчину хлористого кальцію при температурі 20 °С

Корпус	Концентрація $CaCl_2$, %	Щільність, кг/м^3
Перший	4,17	1014
Другий	7,46	1033
Третій	40,0	1390

При визначенні щільності розчинів по кожному корпусу зневажають зміною її з підвищенням температури від 20°С до температури кипіння через малість коефіцієнта об'ємного розширення.

Далі визначаємо температури вторинних пар по корпусах установки (для цього гідравлічну депресію між корпусами установки приймаємо рівної 1°С):

$$t_{в.п.1} = t_{г.п.2} + \Delta_{гідр} = 153{,}2 + 1{,}0 = 154{,}2\ ;$$

$$t_{в.п.2} = t_{г.п.3} + \Delta_{гідр} = 121{,}7 + 1{,}0 = 122{,}7\ ;$$

$$t_{в.п.3} = t_{г.п.4} + \Delta_{гідр} = 45{,}4 + 1{,}0 = 46{,}4\ .$$

Знаючи температури вторинних пар, знаходимо їхні тиски [3].

Температура вторинних пар, °С: $t_{в.п.1}$ = 54,2; $t_{в.п.2}$ =122,8; $t_{в.п.3}$ =46,4,

Тиск, МПа: 0,54; 0,27; 0,011 відповідно.

Розраховуємо тиск у середньому шарі киплячого розчину кожного корпуса випарної установки. При бульбашковому режимі кипіння розчину перенаповнення ε= 0,4...0,6. Для даного випадку приймемо ε= 0,5.

Тоді тиск у середньому шарі кип'ятильних труб

$$P_{1ср} = P_{в.п.1} + \frac{\rho_1 g H_{тр}}{2}(1-\varepsilon) =$$

$$= 0{,}54 + \frac{1014 \times 9.8 \times 5}{2}(1 - 0{,}5) = 54{,}0 \times 10^4 + 1{,}24 \times 10^4 = 55{,}24 \times 10^4 \text{ Па};$$

$$P_{2ср.} = 0{,}27 + \frac{1033 \times 9.8 \times 5}{2}(1 - 0{,}5) = 27{,}0 \times 10^4 + 1{,}26 \times 10^4 = 28{,}26 \times 10^4 \text{ Па};$$

$$P_{3ср.} = 0{,}011 + \frac{1390 \times 9.8 \times 5}{2}(1 - 0{,}5) = 1{,}1 \times 10^4 + 1{,}7 \times 10^4 = 2{,}8 \times 10^4 \text{ Па};$$

Цим тискам відповідають наступні температури кипіння і теплоти випарування розчинника.

Таблиця 1.16 - Температури кипіння й теплоти випарування розчинника

Тиск	Температура кипіння	Теплота випару
$P_{1ср}$= 0,552 МПа	154,6 °С	2107 кДж/кг
$P_{2ср}$= 0,282 МПа	131,5 °С	2180 кДж/кг
$P_{3ср}$= 0,028 МПа	66,8 °С	2189 кДж/кг

Гідростатична депресія:

у першому корпусі

$$\Delta_1 r = t_{1ср} - t_{1вп} = 154{,}6 - 154{,}2 = 0{,}4°\text{C};$$

у другому

$$\Delta_2 r = t_{2ср} - t_{2вп} = 131{,}5 - 122{,}8 = 8{,}7°\text{C};$$

у третьому

$$\Delta_3 r = t_{3ср} - t_{3вп} = 130{,}5 - 121{,}4 = 9{,}1°\text{C};$$

Сума гідростатичних депресій

$$\sum \Delta r = \Delta_1 r + \Delta_2 r + \Delta_3 r = 0{,}4 + 8{,}7 + 9{,}1 = 18{,}2°\text{C}.$$

Втрату різниці температур між корпусами приймаємо 1°С. Отже, сумарні втрати теплоти від гідравлічних депресій

$$\sum \Delta_{гідр} = 1 \times 3 = 3°C.$$

Сумарні температурні втрати для установки в цілому

$$\sum \Delta t_{пот} = \sum \Delta g + \sum \Delta r + \sum \Delta_{гідр} = 22,3 + 18,2 + 3,0 = 43,5°C.$$

Температури кипіння розчинів по корпусах установки:

у першому корпусі

$$t_{1к} = t_{2r} + \Delta_1 g + \Delta_1 r + \Delta_{1гідр} = 153,2 + 0,8 + 0,4 + 1,0 = 155,4°C.$$

у другому

$$t_{2к} = t_{3r} + \Delta_2 g + \Delta_2 r + \Delta_{2гідр} = 121,7 + 8,7 + 1,0 = 131,4°C.$$

у третьому

$$t_{3к} = t_{4r} + \Delta_3 g + \Delta_3 r + \Delta_{3гідр} = 45,4 + 20,0 + 9,1 + 1,0 = 75,5°C.$$

Розрахунок корисної різниці температур

Загальна різниця температур

$$\Delta t_0 = 169,6 - 45,5 = 124,2°C.$$

Отже, корисна різниця температур всієї установки

$$\Delta t_{кор} = 124,2 - 43,5 = 80,7°C.$$

Корисні різниці температур:

у першому корпусі

$$\Delta t_{1кор} = t_{1r} - t_{1до} = 169,6 - 155,4 = 14,2°C,$$

у другому

$$\Delta t_{2кор} = t_{2r} - t_{2до} = 153,2 - 131,4 = 21,8°C,$$

у третьому

$$\Delta t_{3кор} = t_{3r} - t_{3до} = 121,7 - 75,5 = 46,2°C.$$

Загальна корисна різниця температур

$$\Delta t_{кор} = 14,2 + 21,8 + 46,2 = 81,5°C.$$

Розрахунок теплових навантажень

Теплові навантаження по корпусах визначаємо рішенням рівнянь теплових балансів. Для спрощення теплові баланси складемо без урахування теплових втрат. Тоді витрата теплоти:

у першому корпусі

$$Q_1 = W_1 \times r_2 = 0{,}545 \times 2113 \times 10^3 = 1151500 \text{ Вт},$$

у другому

$$Q_2 = W_2 \times r_3 - G_1 C_1 (t_{1до} - t_{2к}) =$$

$$= 0{,}599 \times 2156 \times 10^3 - 1{,}55 \times 4190 \times 0{,}96(155, 4\text{-}131{,}4) = 1197580 \text{Вт},$$

у третьому

$$Q_3 = W_3 \times r_4 - G_2 C_2 (t_{2до} - t_{3к}) =$$

$$= 0{,}654 \times 2190 \times 10^3 - 1{,}12 \times 4190 \times 0{,}948(131, 4\text{-}75{,}5) = 1343285 \text{ Вт}.$$

Витрата гріючої пари у першому корпусі

$$G_{г.п.} = 1151500 / (2057 \times 10^3) = 0{,}56 \text{ кг/с}.$$

Питома витрата пари на випарювання

$$D = 0{,}56/1{,}8 = 0{,}31 \text{ кг/кг}.$$

Розрахунок коефіцієнтів теплопередачі

Коефіцієнти теплопередачі по корпусах, Вт/(м²·К)

$$k = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\lambda_2}},$$

1.103)

де α_1 – коефіцієнт теплопередачі від пари, що конденсується, до стінки, Вт/(м·К); значення α_1 коливається в межах 3000...17500 Вт/(м·К);

$\sum\sigma/\lambda$ – термічний опір стінки і накипу, м²·К/Вт,

$$\sum\sigma/\lambda = \frac{0.002}{25.0} + \frac{0.0005}{2.42} = 2{,}87 \times 10\text{-}4 \text{ м}^2 \times \text{К /Вт},$$

α_2 – коефіцієнт тепловіддачі від стінки до рідини, м²·К /Вт.

Для всіх корпусів установки можна прийняти α_1 = 1000.0 Вт/(м²·К).

За формулою Стермана:

у першому корпусі

$$\alpha_2^3 = 1{,}9\ P_{в.п}^{0.4}\ g^{0{,}73} \qquad 1.104)$$

$$\alpha_2^3 = 1{,}9 \times 0{,}011^{0{,}4} \times 20000^{0{,}73} = 393 \text{ Вт/(м}^2\times\text{год}\times\text{град)},$$

де P – тиск вторинної пари в установці, МПа;

g – питоме теплове навантаження для установок із природною циркуляцією, можна прийняти g =20000...50000 Вт/м^2;

у другому

$$\alpha_2^2 = 11{,}3 \times 0{,}27^{0{,}4} \times 20000^{0{,}548} = 1400 \text{ Вт/(м}^2\times\text{год}\times\text{град)},$$

у третьому

$$\alpha_2^1 = 97{,}7 \times 0{,}54^{0{,}4} \times 20000^{0{,}373} = 2972 \text{ Вт/(м}^2\times\text{год}\times\text{град)}.$$

Тоді коефіцієнт теплопередачі:

у третьому корпусі $k_3 = \dfrac{1}{\frac{1}{10000} + 2.87\times10^{4} + \frac{1}{393.0}} = 263$ Вт/(м^2×К),

у другому $k_2 = \dfrac{1}{\frac{1}{10000} + 2.87\times10^{4} + \frac{1}{1400}} = 1000$ Вт/(м^2×К),

у першому $k_1 = \dfrac{1}{\frac{1}{10000} + 2.87\times10^{4} + \frac{1}{2972}} = 1428$ Вт/(м^2×К) .

Розподіл корисної різниці температур

Корисні різниці температур у корпусах установки можна знайти з умови рівності поверхні їхнього нагрівання:

у першому корпусі

$$\frac{Q_i / k_j}{\sum^{n} Q / k}$$

$$\Delta t_{кор.j} = \sum \Delta t_{кор}$$ $j=1$

1.105)

$$\Delta t_{кор.j} = 81{,}5 \frac{1151500/1428}{\frac{1151500}{1428} + \frac{1197580}{1000} + \frac{1343285}{263}} = 9{,}2°\text{C},$$

де $\Delta t_{кор}$, Q_j, K_j – відповідно корисна різниця температур, теплове навантаження й коефіцієнт теплопередачі для *j*-го корпуса,

у другому

$$\Delta t_{кор.2} = 81{,}5 \frac{1195}{7111} = 13{,}04°\text{C},$$

у третьому

$$\Delta t_{кор.3} = 81{,}5 \frac{5107}{7111} = 58{,}53°\text{C},$$

Площа поверхні теплопередачі в першому корпусі

$$F_1 = \frac{1151500}{1428 \times 9.2} = 87{,}6 \text{ м}^2,$$

у другому

$$F_2 = \frac{1197580}{1000 \times 13.04} = 91{,}8 \text{ м}^2,$$

У третьому

$$F_3 = \frac{1343285}{263 \times 58.53} = 87{,}2 \text{ м}^2 .$$

За ГОСТ 11987-81 вибираємо випарний апарат з наступними характеристиками:

номінальна площа поверхні теплообміну, м^2	112
діаметр труб, мм	38х2
висота труб, мм	5000
діаметр гріючої камери, мм	1000
діаметр циркуляційної труби, мм	600
загальна висота апарата, мм	13000

Розрахунок барометричного конденсатора

Витрата води в конденсаторі

$$G_в = \frac{0.654\,(2583000 - 4.19\times10^3\times43.4)}{4.19\times10^3(43.4-20)} = 16 \text{ кг/с.}$$

Діаметр барометричного конденсатора

$$d_{б.к} = \sqrt{\frac{4\times0.654}{0.98\times3.14\times20}} = 0{,}2 \text{ м}.$$

По нормалях НИИХИММАШа підбираємо конденсатор діаметром, що дорівнює розрахунковому або найближчому більшому. У цьому випадку можна прийняти $d_{б.к}$= 600 мм.

Швидкість води в барометричній трубі

$$v_в = \frac{4\,(16.0+0.654)}{1000\times3.14\times0.3^2} = 0.235 \text{ м/с}.$$

Висота барометричної труби

$$H_{б.т} = \frac{B}{1000\times9.8} + \left(1+1.5+0.013\times\frac{H_{б.т.}}{0.3}\right)\frac{0.235^2}{2\times9.8} + 0.5 =$$

$$= \frac{8.7\times10^4}{1000\times9.8} + \left(1+1.5+0.013\times\frac{H_{б.т.}}{0.3}\right)\frac{0.235^2}{2\times9.8} + 0.5 = 9{,}4 \text{ м},$$

де $B = 8{,}7\times10^4 - 1{,}1\times10^4 = 8{,}7\times10^4$ Па .

1.4. Розрахунок допоміжних споруд і устаткування для очищення води іонним обміном

При очищенні води іонним обміном необхідно передбачити склади реагентів і фільтруючих матеріалів, резервуари сирої і зм'якшеної води, насоси та ємності для приготування регенераційних розчинів і мокрого зберігання солі, баки води для розпушення катіоніту, фільтри для сольових розчинів.

1.4.1. Розрахунок пристроїв для зберігання солі і кислоти

Для солі, як правило, застосовують мокре зберігання. Сухе зберігання солі допускають лише при добовій витраті її не менш 0,5 т/доб.

Для мокрого зберігання застосовують залізобетонні ємності. Місткість резервуарів для зберігання солі необхідно підбирати, виходячи з 30 – добового запасу з урахуванням залишку на 10 днів. Місткість резервуарів для мокрого зберігання повинна прийматися з розрахунку 1,5 м^3 на 1 т солі. Таким чином, загальний об'єм резервуарів, м^3:

$$W_{р.с} = \frac{1.5 \cdot \sum G \cdot (b + p)}{1000} = \frac{1.5 \cdot 6989 \cdot (30 + 10)}{1000} = 420 м^3, \qquad 1.106)$$

де $\sum G$ - загальна витрата солі в добу на установці (для першого й другого ступеня);

$\sum G = 6839 + 150 = 6989 кг$; b - запас; p - резерв.

Приймаємо три резервуари місткістю 140 м^3 кожний висотою 2,5 м і розмірами 11,2 х 5 м.

Розчин солі прокачують через фільтр (солерозчинювач), і він надходить у мірник (або в бак) міцного 20% – ного розчину. З мірника розчин ежекторами розбавляється до 2…8% і подається на регенерацію фільтрів. Місткість мірника визначають, виходячи з добової витрати солі на все водоочищення (обидва ступені фільтрів з урахуванням промивання другого ступеня в цю добу);

$$\sum G_c = 6889 + 349 = 7188 кг.$$

Далі знаходимо об'єм розчину для регенерації, м^3:

$$W_{см} = \frac{\sum G_c \cdot 100}{1000 \cdot b \cdot \gamma \cdot m} = \frac{7188 \cdot 100}{1000 \cdot 26 \cdot 1{,}197 \cdot 2} = 11{,}9 \approx 12 м^3 \quad , \qquad 1.107)$$

де b - концентрація розчину, %;

γ - щільність розчину;

m - кількість мірників.

Приймаємо бак-мірник діаметром 2,5 м, робочою висотою 2,3 м і загальною висотою 2,5 м.

Час роботи кожного фільтра (солерозчинювача) у добу приймаємо 3 год. Тоді витрата розчину в 1 год на фільтрі

$$W_ф = \frac{W_{ом}}{t} = \frac{12}{3} = 4 м^3 \quad ; \qquad 1.108)$$

площа фільтра

$$f_ф = \frac{W_ф}{V} = \frac{4}{5} = 0{,}8 м^2 \quad , \qquad 1.109)$$

де $W_ф$ - об'єм розчину в годину;

V - розрахункова швидкість.

Виходячи з розрахунків як фільтр можна прийняти стандартний солерозчинювач діаметром 1000 мм.

Регенерацію водень-катіонітових фільтрів виконують 1,0...1,5%-ним розчином сірчаної кислоти. Звідси місткість бака для регенераційного розчину

$$W_к^н = \frac{525 \cdot 100}{1000 \cdot 1{,}5} = 35 м^3 \quad .$$

Приймаємо два таких баки, обладнаних пристроями для барботування стисненим повітрям.

Місткість бака для зберігання сірчаної кислоти

$$W_s = \frac{Q_н \cdot 24 \cdot Ж_o \cdot q_s \cdot m \cdot 100}{1000 \cdot 1000 \cdot b \cdot \gamma} = \frac{83 \cdot 24 \cdot 10 \cdot 90 \cdot 25 \cdot 100}{1000 \cdot 1000 \cdot 100 \cdot 1{,}83} = 24{,}49 м^3 \quad (1.110)$$

де q_s - питома витрата кислоти на регенерацію, г/ г-екв;

m - число днів, на які передбачається запас кислоти;

b - концентрація кислоти;

γ - питома вага 100%-ний кислоти.

Сірчана кислота доставляється залізничним транспортом, тому отримане значення W_s повинне бути кратне місткості залізничної цистерни. Вантажопідйомність цистерни 50 т., отже, її місткість дорівнює 50:1,83=27,4м^3.

Приймаємо два баки-цистерни місткістю по 15 м^3 (діаметр і довжина кожного 5,8 м).

Далі розраховуємо бак-мірник для концентрованої сірчаної кислоти:

$$W_m^н = \frac{F^н H^н E^н_{полн} 0.75 q^н \cdot 100}{1000 \cdot 1000 \cdot b\gamma} = \frac{5{,}2 \cdot 2{,}5 \cdot 550 \cdot 0{,}75 \cdot 90 \cdot 100}{1000 \cdot 1000 \cdot 100 \cdot 1{,}83} = 0{,}26 м^3 \quad 1.111)$$

Приймаємо бак-мірник діаметром 0,5 м і висотою 1,5 м.

1.4.2. Розрахунок пристроїв для зберігання сипучих фільтруючих матеріалів

Витрату антрациту відповідно до норми приймаємо 10% його добового об'єму. З розрахунку необхідно встановити 5 прояснювальних фільтрів площею 7,1 м^2 і висотою завантаження 1,0 м. виходить, об'єм завантаження цих фільтрів

$$W_{оф} = 7{,}1 \cdot 1{,}0 \cdot 5 = 35{,}5 м^3.$$

необхідна щорічна добавка антрациту

$$W_{доб} = W_{оф} \cdot 0{,}1 = 35{,}5 \cdot 0{,}1 \approx 3{,}6 м^2.$$

При висоті завантаження 1,0 м площа складу дорівнює 4 м^2.

Місткість складу для зберігання сульфовугілля розраховують, виходячи з необхідності підживлення в перший рік 20% і потім 12% щорічно, з урахуванням добового об'єму.

Розрахунок складу слід робити, виходячи з річного запасу:

$$W_{зап} = (\sum W_1 + \sum W_2) \cdot 0.2 = (22.75 \cdot 4 + 4.65 \cdot 2) \cdot 0.2 = 20.06 \approx 21 м^3. \quad 1.112)$$

Приймаємо засипання в складі висотою 1,5 м і площею 15 м^2. Загальна площа складів становить 20 м^2. Склад необхідно компонувати в загальному плані зі складом антрациту.

1.4.3. Запасні резервуари для сирої і зм'якшеної води

Для сирої води слід передбачати резервуар, виходячи з 6-годинного запасу, два резервуари - з урахуванням ремонту та чищення.

Необхідна місткість резервуарів

$$W_{рез} = 180 \cdot 6 = 1080 м^3.$$

Приймаємо два круглих залізобетонних резервуари місткістю 500 м^3, діаметром 10 м і глибиною 4,5 м кожного.

Запасні резервуари зм'якшеної води приймаємо однаковими з резервуарами сирої води.

1.4.4. Устаткування для розпушення

При застосуванні двоступінчастої Na-катіонітової установки з прояснювальними фільтрами місткість баків розраховуємо за формулою:

$$\sum V = V_п + V_к \quad 1.113)$$

де ΣV - загальна місткість баків, м^3;

$V_п, V_к$- місткість відповідно прояснювальних і катіонітових баків, м^3.

Розпушення для прояснювальних і Na-катіонітових фільтрів можна робити із загальних баків (кількість баків - два з урахуванням чищення й ремонту):

$$\sum V = \frac{a_п \cdot f_п \cdot 60 \cdot \tau_п \cdot i_п}{2 \cdot 1000} + \frac{a_{Na1} \cdot f_{Na1} \cdot 60 \cdot \tau_{Na1} \cdot i_{Na1}}{2 \cdot 1000} + \frac{a_{Na2} \cdot f_{Na2} \cdot 60 \cdot \tau_{Na2} \cdot i_{Na2}}{2 \cdot 1000} \quad (1.114)$$

$$\sum V = \frac{2 \cdot 9.1 \cdot 60 \cdot 15 \cdot 10}{2 \cdot 1000} + \frac{1.3 \cdot 9.1 \cdot 60 \cdot 15 \cdot 3}{2 \cdot 1000} + \frac{1.3 \cdot 3.1 \cdot 60 \cdot 15 \cdot 3}{2 \cdot 1000} = 103{,}3 \text{ м}^3$$

де a_o і $a_н$ - коефіцієнт запасу відповідно для прояснювальних і Na-катіонітових фільтрів;

f_o, $f_{1к}$, $f_{2к}$ - площа прояснювальних, Na-катіонітових фільтрів першого й другого ступеня відповідно, хв.;

i_o, $i_{1к}$, $i_{2к}$ - інтенсивність промивання прояснювальних, Na-катіонітових фільтра першого і другого ступеня відповідно, $л/(с \cdot м^2)$.

Приймаємо два баки діаметром 4 м і висотою 4,5 м кожний.

Місткість бака для розпушення у випадку H-Na-катіонування розраховуємо аналогічно.

1.4.5. Розрахунок годинної продуктивності роботи насосів для розпушення катіоніта

Необхідна годинна витрата води для прояснювальних фільтрів

$$Q_{\text{год}} = \frac{i \cdot 3600 \cdot f_{\text{п}}}{1000} = \frac{10 \cdot 3600 \cdot 9{,}1}{1000} = 328 \text{ м}^3/\text{год}. \qquad (1.115)$$

Тривалість промивання фільтра 15 хв., число промивань кожного фільтра - 2, кількість фільтрів - 5.

Таким чином, насос працює у добу

$$T_o = \frac{15 \cdot 5 \cdot 2}{60} = 2{,}5 год.$$

Потрібний напір визначаємо згідно [3], у даному прикладі приймаємо 15 м.

Для катіонітових фільтрів розрахунок виконують по першому ступені, тому що другий ступінь промивається один раз у п'ять діб.

Годинна витрата:

$$Q_{\text{год.к}} = \frac{i_{1\text{к}} \cdot 3600 \cdot f_{1\text{к}}}{1000} = \frac{3 \cdot 3600 \cdot 9{,}1}{1000} = 100 \text{ м}^3/\text{год}.$$

Промивання кожного фільтра виконується 3 рази в добу протягом 15 хв. З урахуванням промивання одного фільтра другого ступеня загальне число промивань 3·3+1 = 10. Значить, насос працюватиме на добу

$$T_к = \frac{15 \cdot 10}{60} = 2{,}5\,год.$$

без фільтра другого ступеня насос буде працювати

$$T_к = \frac{15 \cdot 9}{60} = 2{,}25\,год.$$

Потрібний напір визначають по [3]. У розглянутому прикладі приймаємо 17 м.

2. СИСТЕМИ ВОДОВІДВЕДЕННЯ ПРОМИСЛОВИХ ПІДПРИЄМСТВ

2.1. Загальні відомості про виробничі стічні води (ВСВ) і водовідведення промислових підприємств

2.1.1. Класифікація ВСВ

Незважаючи на велике різноманіття продуктів, які випускаються на промислових підприємствах, кількість технологічних операцій, в результаті яких утворюються стічні води, досить обмежена, що визначає незначну кількість видів стічних вод. Класифікація ВСВ за видами, в залежності від джерела утворення наступна:

1. Реакційні води – характерні для реакцій, що протікають із утворенням води. Забруднені як вихідним продуктами, так і продуктами реакцій. Очистка цих вод, зазвичай, вважається складним завданням.
2. Води, що містяться у сировині та вихідних продуктах (вільні або зв'язані води).
3. Промивна вода – широко використовується для промивання сировини та продуктів, які були використані або отримані в результаті технологічних процесів.
4. Маточні водяні розчини – утворюються в результаті проведення процесів виробництва або переробки продуктів у водних середовищах (наприклад, полімеризація стиролу у водному середовищі, кристалізація з розчинів і т.д.).
5. Водні екстракти та абсорбційна рідина – утворюються при використанні води в якості екстрагента або абсорбенту. Містять значні кількості хімічних речовин. Велика кількість абсорбційних рідин утворюються при мокрому очищенні металургійних газів.

6. Охолоджувальні води – використовуються для охолодження продуктів і технологічного устаткування. Вода, що не контактує з технологічними продуктами, використовується в системах оборотного водопостачання.
7. Інші види стічних вод – утворюються від вакуум-насосів, конденсаторів змішування, при гідрозоловидаленні, конденсації водяної пари, від мийки устаткування, тари й приміщень і т.д. Атмосферні осади з територій промислових підприємств також можуть бути забруднені хімічними речовинами.

Існує цілий ряд класифікацій ВСВ за різними ознаками. Наприклад, за впливом на водойму, за можливістю повторного використання або використання в оборотному водопостачанні, ступеню забруднення і т.д. З точки зору вибору найбільш ефективного методу очищення ВСВ особливий інтерес представляє класифікація Л.А. Кульского, яка заснована на фазово-дисперсних і хімічних характеристиках домішок. Стосовно дисперсного середовища (води) всі домішки діляться на чотири групи:

1) група I – нерозчинні у воді речовини з величиною часток 10^{-5}–10^{-4}м і більше;
2) група II - речовини, що утворюють водні колоїдні розчини;
3) група III - розчинені гази і молекулярно-розчинені органічні речовини;
4) група IV - речовини, що дисоціюють у воді на іони.

Відповідно до наведеної класифікації домішок ВСВ також діляться на чотири групи:

група I – стічні води, що містять нерозчинні у воді домішки з величиною часток 10^{-5}–10^{-4} м і більше;

група II - стічні води, що представляють собою колоїдні розчини;

група III - стічні води, що містять розчинені гази й молекулярно-розчинені органічні речовини;

група IV - стічні води, що містять речовини, дисоційовані на іони.

Фазово-дисперсна характеристика домішок стічних вод дозволяє запропонувати для кожної групи ВСВ певний набір методів їх очищення.

2.1.2. Методи водовідведення стічних вод.

Питання водовідведення сучасного великого підприємства, що має у своєму складі десятки хімічних виробництв, досить складне. Всі стічні води, а також атмосферні опади з території підприємства транспортуються по каналізаційній мережі системою закритих трубопроводів і каналів. На підприємствах, як правило, застосовується повна роздільна система каналізації.

При розробці системи каналізації підприємства керуються наступними основними положеннями:

1) необхідність максимального зменшення кількості стічних вод і зниження вмісту в них домішок;
2) можливість вилучення зі стічних вод цінних домішок і їх наступної утилізації;
3) повторне використання стічних вод (вихідних або очищених) у технологічних процесах або системах оборотного водопостачання;
4) використання стічних вод на інших підприємствах, а також для зрошення.

Стічну воду на підприємствах найчастіше відводять за централізованою схемою, хоча можливо в деяких випадках застосування і децентралізованої схеми. Число окремих каналізаційних мереж залежить від кількості видів стічних вод, їх складу, можливості повторного використання, утилізації домішок і т.д. Зазвичай в самостійні потоки виділяються наступні види стічних вод:

1) не забруднені в технологічному процесі (після охолодження апаратури, деякі конденсати й т.п.);
2) коррозійно-активні (кислі або лужні);
3) високомінералізовані;
4) забруднені органічними речовинами;

5) які містять цінні домішки, видалення яких економічно доцільне;
6) які містять нафтопродукти та масла;
7) які містять смердючі, особливо токсичні, пожежо-, або вибухонебезпечні домішки;
8) дощові води;
9) побутові води.

Об'єднання різних стічних вод в один потік доцільно, якщо для їх очистки застосовуються однакові методи очистки (наприклад, біологічна очистка). В ряді випадків об'єднання стічних вод неможливе внаслідок взаємодії домішок з утворенням вибухонебезпечних речовин, нерозчинних сполуки, що засмічують трубопроводи, і т.д. Стічні води, що містять невеликі кількості органічних домішок, часто поєднують із побутовими стоками і направляють на споруди біологічної очистки. Атмосферні осади з території підприємства, забруднені хімічними речовинами, в деяких випадках поєднують із виробничими стічними водами.

2.1.3. Класифікація методів очищення

Очистку стічних вод здійснюють механічними, фізико-хімічними і біологічними методами. Крім того, використовують термічні методи, що призводять до знищення стічних вод, а також методи закачування стічних вод у підземні горизонти або їх захоронення. Застосовувані методи очищення можуть бути підрозділені на регенеративні, пов'язані з вилученням домішок, і деструктивні, що передбачають руйнування домішок. На підставі класифікації стічних вод за фазово-дисперсними і хімічними характеристиками домішок (за Кульским Л.А.) розроблені класифікації основних методів очистки ВСВ зручно представити у вигляді схеми (рис.1.1). При відомих даних по витратам стічних вод та їх детальній характеристиці, у тому числі за вмістом домішок, а також вимог до очищеної води, можливо за схемою обрати для перевірки декілька

методів. На підставі експериментальних досліджень, та з урахуванням техніко-економічних показників обирають оптимальний метод очистки стічних вод.

Для ліквідації бактеріального забруднення стічних вод застосовують знезараження (дезінфекцію).

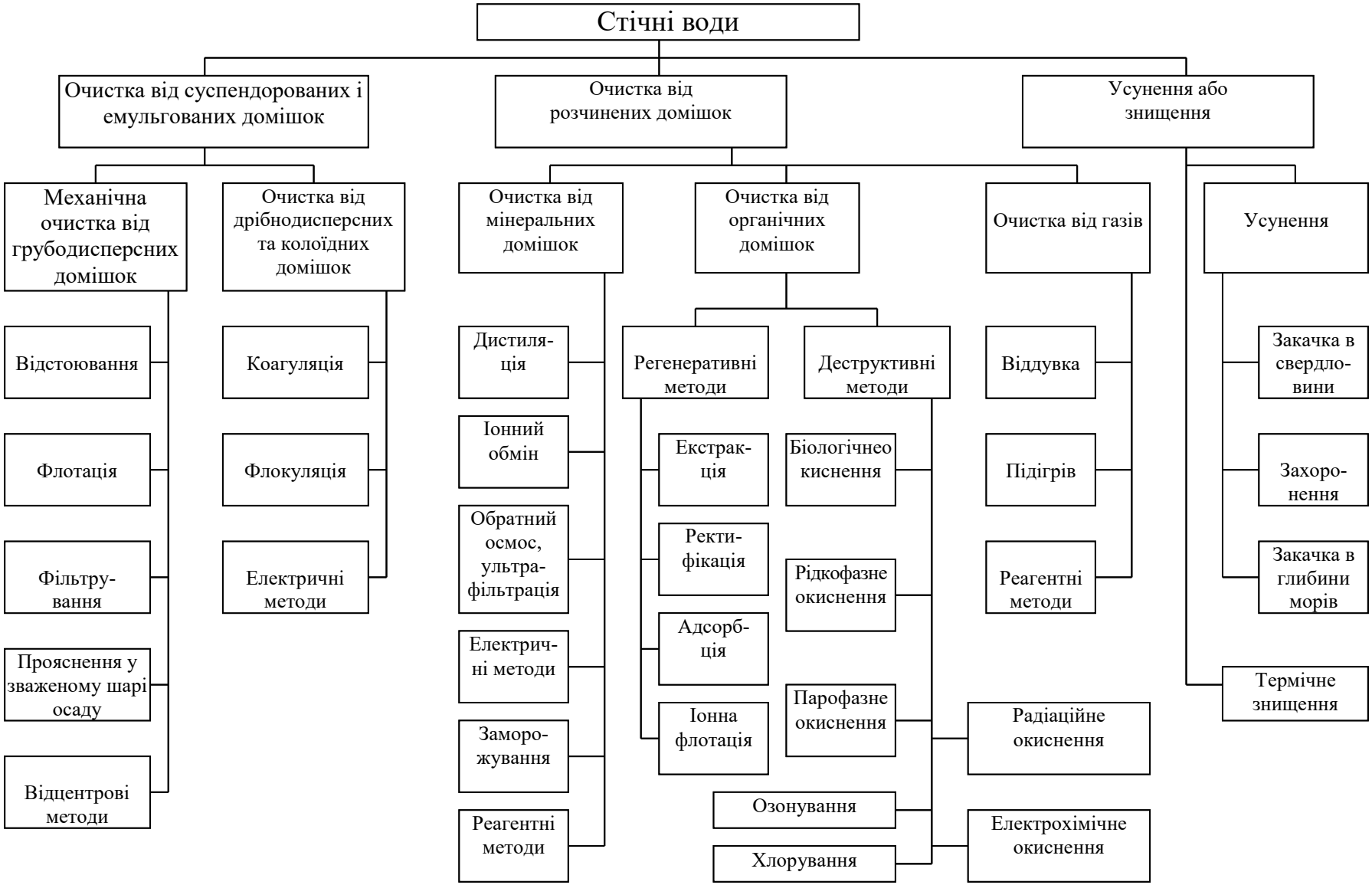


Рисунок 2.1 - Класифікація основних методів знешкодження стічних вод хімічних виробництв

2.1.4. Основні принципи вибору схем очищення ВСВ

Вибір схеми очищення стічних вод промислового підприємства залежить від багатьох факторів: кількості різних видів стічних вод, їх витрат, можливості та економічній доцільності вилучення домішок зі стічних вод, вимог до якості очищеної води з метою використання її в системах повторного і оборотного водопостачання, якості свіжої води, потужності водойми, наявності районних або міських очисних споруд і т.д.

Схема очистки стічних вод повинна забезпечувати мінімальне скидання стічних вод у водойму, максимальне використання очищених стічних вод у технологічних процесах і системах оборотного водопостачання, повне вилучення цінних домішок.

2.1.5. Типи очисних споруд

Для очистки стічних вод застосовують три основних типи очисних споруд: 1) локальні (цехові); 2) загальні (заводські); 3) районні або міські.

На промислових підприємствах в основному застосовують локальні та загальні очисні споруди, рідше проводять очищення на районних або міських спорудах. У деяких випадках стічні води після очистки на локальних спорудах направляють для доочищення на районні або міські споруди.

Локальні (цехові) очисні споруди. Локальні очисні споруди призначені для знешкодження стічних вод безпосередньо після технологічних установок і цехів. Установки локальної очистки стічних вод є продовженням технологічного процесу виробництва.

На локальних установках очищуються стічні води, які без очистки не можуть бути спрямовані в системи повторного та оборотного водопостачання або на загальні заводські, чи на районні (міські) очисні споруди. На цих установках, як правило, зі стічних вод вилучають цінні домішки, тому зазвичай застосовуються регенераційні методи очищення: відстоювання, флотація, екстракція, ректифікація, адсорбція, іонний обмін, зворотний осмос та ін. У ряді випадків як локальні

установки використовують установки термічного знешкодження стічних вод «вогневим» методом.

Слід зазначити, що застосування локальних установок дозволяє в багатьох випадках повторно використовувати очищену стічну воду в тому ж технологічному процесі виробництва.

Загальні (заводські) очисні споруди. Великі промислові підприємства обладнані загальними очисними спорудами. Останні можуть включати споруди першого (механічна), другого (біологічна) і третього ступеня (доочищення) очистки стічних вод. На багатьох підприємствах є споруди першого та другого ступеню очистки. Установки доочистки необхідно застосовувати для одержання води, що може бути повторно використана в технологічних процесах або в системах оборотного водопостачання. При обробці води на цих установках підвищується ефективність очищення по ХСК і БСК, завислим речовинам, поверхнево-активним речовинам, а також знижується вміст біогенних елементів (наприклад, фосфору, азоту) і інших неорганічних солей.

До споруд механічного очищення відносяться: решітки, піскоуловлювачі, відстійники, флотаційні та фільтраційні установки й ін. На цих спорудах видаляються в основному грубодисперсні домішки. У деяких випадках проводиться коагуляція колоїдних домішок.

До споруд біологічного очищення, призначених для біологічного руйнування органічних речовин, відносяться: аеротенки, біологічні фільтри, біологічні ставки та ін..

Для доочистки стічних вод застосовують реагентні методи (наприклад, коагуляція, флокуляція), фільтрування, флотацію, адсорбцію, іонний обмін, зворотний осмос і ін.

На нафтохімічних і нафтопереробних підприємствах загальними очисними спорудами є споруди нафтоуловлювання.

На багатьох підприємствах загальні очисні споруди використовуються не тільки для знешкодження виробничих стічних вод, але і для очищення побутових і атмосферних вод.

У зв'язку з необхідністю створення безстічних виробництв різко зростає значення споруд для доочистки стічних вод.

Слід зазначити, що стічні води, залежно від ступеня забруднення, можуть направлятися безпосередньо на споруди першого, другого та третього ступеню очистки. Наприклад, стічні води, що не містять завислих речовин, відразу надходять на біологічну очистку.

Районні або міські очисні споруди. Районні або міські очисні споруд призначені, в основному, для механічної та біологічної очистки побутових стічних вод.

Виробничі стічні води, що підлягають сумісному відведенню та очищенню з побутовими стічними водами населеного пункту, не повинні порушувати роботу мереж і споруд, тобто не повинні містити:

а) більше 500 мг/л завислих і спливаючих речовин;

б) речовини, які здатні засмічувати труби каналізаційної мережі або відкладатися на стінках труб;

в) речовини, що мають руйнівну дію на матеріал труб і елементи споруд каналізації;

г) горючі домішки й розчинені газоподібні речовини, здатні утворювати вибухонебезпечні суміші в каналізаційних мережах і спорудах;

д) шкідливі речовини в концентраціях, що перешкоджають біологічному очищенню стічних вод або скиданню їх у водойму (з урахуванням ефекту очищення).

Температура цих вод не повинна перевищувати 40°С. Виробничі стічні води, у яких можуть міститись радіоактивні, токсичні та бактеріальні забруднення, перед випуском у каналізацію населеного пункту повинні бути знешкоджені та знезаражені. Не допускаються залпові скидання висококонцентрованих стічних вод, у тому числі маточних і кубових розчинів.

Очевидно, що очистка стічних вод на великих районних (міських) очисних станціях економічно доцільніша, чим на місцевих менш потужних станціях.

2.2. Використання водойм для випуску ВСВ

2.2.1. Класифікація ВСВ за їх дією на водойми

Разом зі стічними водами промислових підприємств в водойми потрапляють різноманітні речовини, часто неприродного походження (синтетичні). До їх складу входять токсичні речовини і речовини, здатні накопичуватися в водоймах та акумулюватися водними організмами.

У відповідності із складом домішок стічних вод і характером їх впливу на водойми та водні організми, запропоновано стічні води підрозділяти на чотири групи (табл. 2.1).

Таблиця 2.1 - Класифікація стічних вод за їх впливом на водойми

Група	Характер домішок	Характер впливу домішки на водойми та водні організми	Походження стічних вод
1	Неорганічні із специфічними токсичними властивостями	Зміна органолептичних та фізико-хімічних властивостей води; отруєння водних організмів, зяброві захворювання риби та ін.	Підприємства основної хімічної та азотної промисловості, електрохімічні виробництва та ін.
2	Неорганічні без специфічних токсичних властивостей	Містять завислі речовини	Підприємства керамічної, силікатної промисловості, вугілля збагачувальні фабрики та ін.
3	Органічні зі специфічними токсичними властивостями	Отруюють водні організми, погіршують якість води, створюють дефіцит кисню	Більшість хімічних та нафтохімічних підприємств
4	Органічні без специфічних токсичних властивостей (такі, як цукор)	Створюють дефіцит кисню	Те ж

2.2.2. Самоочищення водойм

Концентрації домішок, що забруднюють стічну воду при надходженні її у водойму, поступово зменшуються за рахунок розбавлення стічної води водою водойми, хімічної взаємодії домішок з речовинами, присутніми у воді водойми (нейтралізація вільної кислоти та луги, окиснення Fe^{2+}і т.д.), а також внаслідок розкладання органічних домішок за допомогою аеробних мікроорганізмів, що завжди знаходяться у воді водойми і, що часто вносяться зі стічними водами. Здатність водойм до ліквідації забруднюючих домішок та відновлення природних якостей води водойми і називається самоочищувальною здатністю водойми. Головну роль у процесах самоочищення грають біологічні процеси. Більшість неорганічних солей не беруть участі в процесах самоочищення, і їх шкідливий вплив послаблюється лише розбавленням стічних вод.

Процеси біологічного самоочищення пов'язані із споживанням кисню, розчиненого в воді водойми. Для попередження порушення кисневого режиму водойм кількість органічних речовин, що потрапляють із стічними водами в водойми, не повинна перевищувати визначеної величини, що відповідає певній кількості кисню, що потрапляє з атмосфери. У протилежному випадку вміст кисню у воді водойми почне знижуватися, що призведе до загибелі флори та фауни. Процеси біологічного самоочищення водойми можуть порушуватися при потраплянні токсичних речовин (наприклад, солей важких металів).

Одночасно можуть протікати процеси сорбції розчинених домішок, коагуляції та осадження частинок, зниження кількості патогенних бактерій та ін.

Самоочищувальна здатність водойм залежить від їх потужності, глибини водойми, швидкості течії, температури води та ін.

Охорона водойм здійснюється згідно з діючими «Правилами охорони поверхневих вод від забруднення стічними водами». Ці правила містять загальні вимоги до складу та властивостей води водних об'єктів, що використовуються для:

1) господарсько-питного та культурно-побутового водокористування;

2) рибогосподарських потреб.

Водні об’єкти першого виду діляться на дві категорії:

а) ті, що використовуються для централізованого або нецентралізованого господарсько-питного водопостачання, а також для водопостачання харчових підприємств;

б) ті, що використовуються для купання, спорту та відпочинку населення, а також для водойм в межах населених пунктів.

Водні об’єкти для рибогосподарських потреб також поділяються на дві категорії:

а) ті, що використовуються для зберігання та відтворювання цінних видів риби, і мають високу чутливість до кисню;

б) ті, що використовуються для усіх інших рибогосподарських потреб.

Нормативні вимоги до складу і властивостей води водойм різного водокористування різні. Так, вимоги до води водних об’єктів, що використовуються для рибогосподарських потреб, відрізняються по показникам, що характеризують умови мешкання риби: температура, розчинений кисень та біохімічна потреба у кисні.

Концентрації шкідливих речовин у воді водних об’єктів не повинні перевищувати гранично допустимі концентрації (ГДК).

ГДК – це максимальна концентрація шкідливих речовин при яких вони не мають прямого або опосередкованого впливу на здоров’я населення та не погіршують гігієнічних умов водокористування.

ГДК встановлюються на підставі визначення впливу різноманітних речовин на організм людини з урахуванням трьох ознак шкідливості:

- санітарно-токсикологічної,
- загальносанітарної,
- органолептичної.

ГДК для речовини, яка розглядається,встановлюється по тій ознаці шкідливості, при якій концентрація цієї речовини найменша. Ця ознака встановлюється для даної речовини лімітуючою.

ГПК – це основний норматив, необхідний для контролю стану водойм. Він являється основою для розрахунку гранично допустимого скидання (ГДС) підприємств.

2.2.3. Правила охорони поверхневих вод від забруднення стічними водами

Склад та властивості води поверхневих водойм в пунктах господарсько-питного та культурно - побутового водокористування не повинні перевищувати нормативи, що викладені у додатку 1 до «Правил охорони поверхневих водойм від забруднення стічними водами».

Основи нормування у санітарній охороні водойм базуються на ГДК окремих шкідливих речовин, що потрапляють у водойми разом із стічними водами. На практиці ж у їх складі після відповідної очистки при скиданні у водойми, містяться десятки різноманітних шкідливих речовин, сумісна присутність яких може взаємно підсилювати шкідливий вплив. Тому для розрахунку умов скидання промислових стічних вод при сумісній присутності у них декількох шкідливих речовин користуються методикою, запропонованою С.Н. Черкинським. У відповідності з цією методикою сума концентрацій усіх речовин (нормованих по одній ознаці шкідливості), виражених у долях від відповідних ГДК для кожної речовини окремо, не повинна перевищувати одиниці.

$$\sum_{1}^{i} \frac{C_i}{C_{i\ddot{i}\,.\ddot{a}}} \le 1, \qquad (2.1)$$

де C_1, C_2, ..., C_i – концентрації речовин 1-го та 2-го класу шкідливості у воді водойми;

$C_{1\ п.д}$, $C_{2\ п.д}$, ..., $C_{i\ п.д}$ – ГДК, встановлені для відповідних речовин у воді водойми.

Якщо при розрахунку умова формули не дотримується, то санітарний стан водойми не відповідає нормативним вимогам і необхідно здійснити заходи щодо підвищення ефективності очистки промислових стічних вод перед їх скиданням у водойму.

Усі розрахунки по визначенню умов скидання стічних вод в водойму слід виконувати для самих невигідних гідрологічних умов:

для незарегульованих річок — на середню витрату найбільш маловодного місяця гідрологічного року 95 %-ної забезпеченості;

для нижніх б'єфів зарегульованих річок — на мінімальний гарантований пропуск гідровузла;

для озер і водосховищ — при найменших рівнях води в них;

для морів, озер, водосховищ — при найбільш несприятливому напрямку течії до найближчого пункту водокористування.

Умови скидання стічних вод у водойми, викладені у «Правилах…», розповсюджуються на усі об'єкти каналізування незалежно від їх відомчої підпорядкованості.

2.2.4. Необхідний ступінь очистки ВСВ

Ступінь очистки стічних вод повинен бути таким, щоб якість води у водоймі після випуску в неї ВСВ була не нижче якості, визначеної «Правилами …».

Для правильного визначення необхідного ступеню очистки стічних вод, що скидаються у водойму, у кожному випадку необхідно мати детальні дані про їх кількість та склад, а також дані детальних досліджень водойми, що характеризують гідрологічні та санітарні умови. Необхідний ступінь очистки стічних вод визначається по відношенню до загальносанітарних та органолептичних показників шкідливості і до кожного з нормативних показників забруднення.

Розрахунки з визначення необхідного ступеню очистки стічних вод, що скидаються у водойму, виконують по кількості завислих речовин, по припустимому БСК у суміші річкової та стічних вод, по поглинанню стічними водами розчиненого кисню, по температурі води, забарвленню, запаху та солевому складу, по ГДК токсичних домішок та інших шкідливих речовин, а також по зміні активної реакції води водойми.

Взаємозв'язок між санітарними вимогами до умов скидання стічних вод у водойми (відповідність складу та властивостей води водойми, що використовується

для водокористування, встановленим нормативам) та необхідного ступеню очистки стічних вод перед скиданням їх у водойму у загальному вигляді визначаються формулою:

$$C_{ст}\, q + C_p\, a\, Q \le (aQ + q)\, C_{п.д}\ , \qquad (2.2)$$

де $C_{ст}$ – концентрація забруднення(шкідливої речовини) стічних вод, при якій не будуть перевищені допустимі межі (розрахунковий показник складу та властивостей води у відповідності з санітарними вимогами);

C_p – концентрація цього ж виду забруднення (шкідливої речовини) у воді водойми вище місця випуску стоку, який розглядається;

$C_{п.д}$– гранично допустимий вміст забруднення (шкідливої речовини) у воді водойми;

a – коефіцієнт змішування, що показує, яка частина витрати води у водоймі змішується зі стічними водами в розрахунковому створі;

Q – витрата води у водоймі;

q – витрата стічних вод, що потрапляє у водойму.

Значення Q визначається за даними гідрометеорологічної служби, q – за технологічними розрахунками, а C_p – за літературними даними або на основі натурних замірів. Коефіцієнт змішування а, залежить від багатьох факторів: конструкції випуску, відстані до розрахункового створу, гідравлічних та гідрологічних параметрів водойми. Значення коефіцієнту a визначається за методом В.А.Фролова та И.Д. Родзиллера.

Внесені у водоймище забруднення переміщуються разом з річковою водою до розрахункового створу. При цьому у водоймі проходить два процеси: перемішування забрудненої води зі всією водяною масою, мінералізація органічних речовин. Ступінь змішування з річковою водою визначається витратою води у водоймі та об’ємом стічної води.

2.3. Усереднення виробничих стічних вод

Виробничі стічні води мають ряд специфічних особливостей, а саме:

1) нерівномірність витрат і концентрації забруднень;

2) наявність важкоокислюваних, токсичних домішок, а також специфічних речовин, які інгібують процеси очищення стічних вод;

3) наявність висококонцентрованих або низькоконцентрованих забруднень;

4) висока нерівномірність температури стічних вод.

Таким чином, витрата та склад стічних вод переважної більшості промислових підприємств не є постійними в часі. Щоб уникнути пов'язаних з цим труднощів, для регулювання коливань витрат і концентрацій забруднень стічних вод застосовують усереднювачі. Вони забезпечують рівномірне надходження стічних вод і концентрацій забруднень, ефективну та економічну технологію їх очистки.

Усереднювачі проектують трьох категорій:

1) усереднювачі концентрацій забруднень стічних вод;

2) усереднювачі витрат стічних вод;

3) усереднювачі концентрацій забруднень і витрат.

Розглянемо кожну із наведених категорій.

Для усереднення витрат стічних вод використовують усереднювачі з перемішуванням, які мають назву "барботажні" Конструкція зображена на рис.2.2.

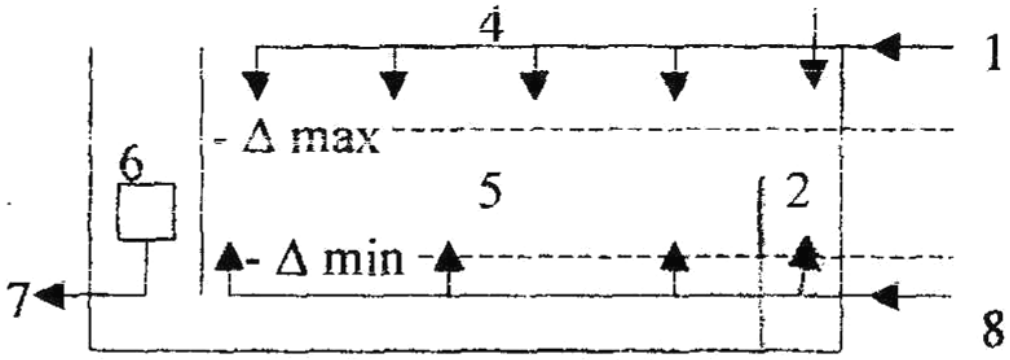


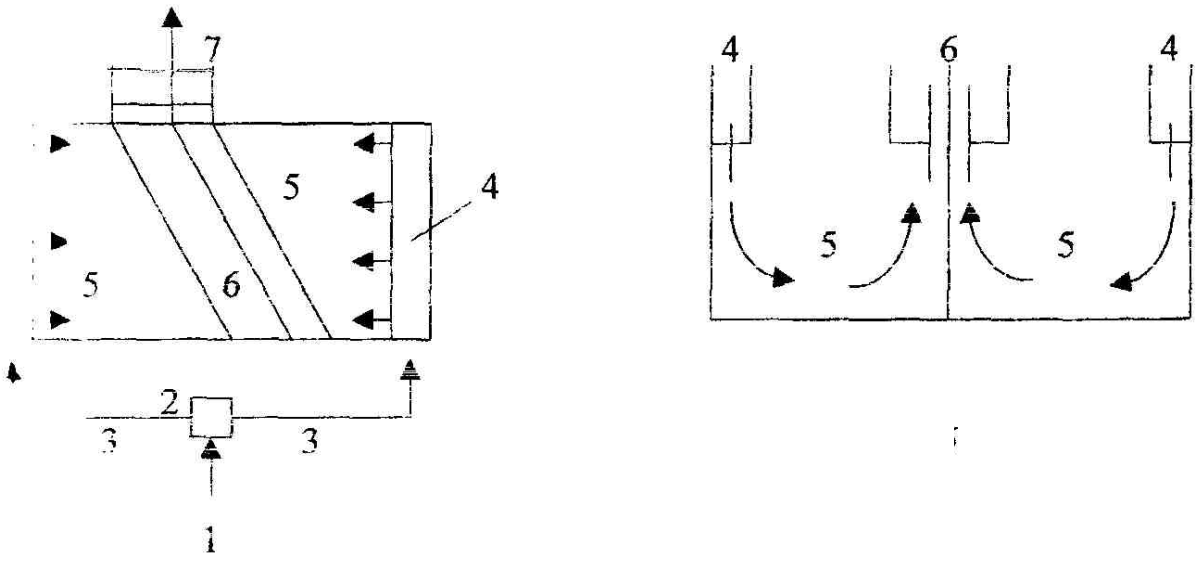
Рисунок 2.2 - Барботажний усереднювач

При мінімальних витратах забруднені стічні води надходять по трубопроводу в приймальну камеру 2, а при максимальних - по трубопроводу 4 у зону усереднення

5. Зона усереднення обмежена мінімальними та максимальними рівнями. Із зони усереднення стічні води надходять у камеру дозування 6 і рівномірно за допомогою поплавка по трубопроводу 7- до наступної споруди технологічної схеми. З метою запобігання осідання завислих речовин до апарата підводять стиснене повітря по трубопроводу 8.

Для усереднення концентрації забруднень стічних вод використовують усереднювачі з диференціюванням потоку стічних вод.

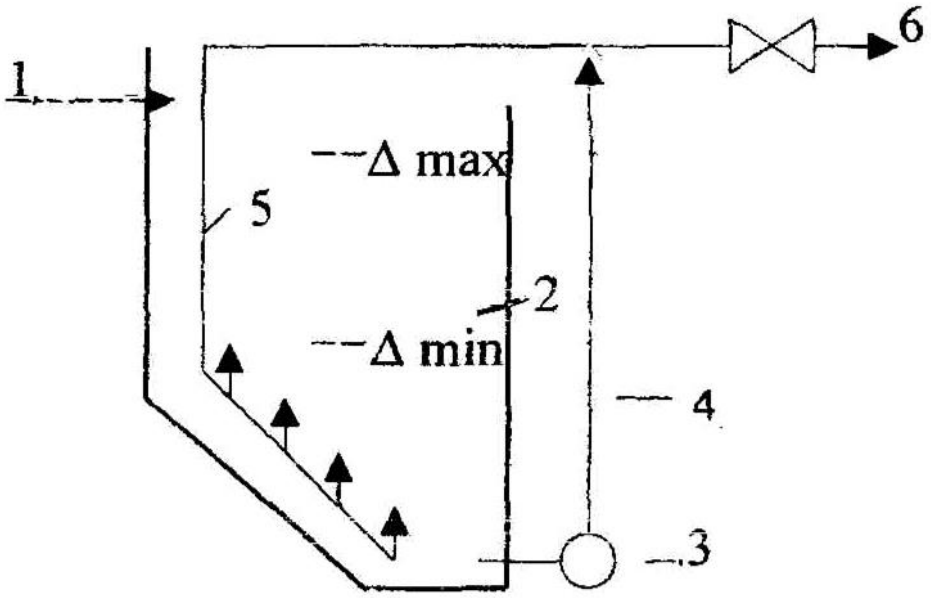
Такий усереднювач працює так (рис. 2.2): неочищені стічні води надходять по трубопроводу 1 до камери розподілу 2 і по трубопроводу 3 рівномірно подаються в лотки 4. Звідти стічні води переливаються в зону усереднення 5. Потім усереднені стічні води збираються в лоток 6 і потрапляють в збірну камеру 7, після чого вони з постійною витратою направляються до споруд механічної очистки.



а) б)

Рисунок 2.3 - Усереднювач із диференціюванням потоку

Для усереднення концентрацій забруднень стічних вод і їх витрат застосовують усереднювач об'єднаного типу. Такі усереднювачі застосовують переважно при невеликих витратах. Вони працюють за такою схемою (рис. 2.3).



Усереднювач витрати та концентрації

Неочищені стічні води по трубопроводу 1 надходять у зону усереднення 2. Робоча зона розрахована так, що вона забезпечує підтримку максимального та мінімального рівнів стічних вод. З метою усереднення та запобігання осідання завислих речовин установка обладнана насосом 3, що за допомогою циркуляційних трубопроводів 4 і 5 забезпечує транспортування рідини в робочу зону 2.

Розрахункові витрати стічних вод по трубопроводу 6 направляються на подальшу очистку.

Регулююча ємність усереднювача визначається за такою формулою:

$$W = Q\,t\,K / 2, \qquad (2.3)$$

де W – регулююча ємність, м^3;

t – час (тривалість) скидання залпом;

Q – витрата стічних вод, м^3/год;

K – коефіцієнт усереднення;

$K = (C_{max} - C_{ср}) / (C_{доп} - C_{ср})$,

де C – концентрація завислих речовин стічних вод, відповідно, максимальна C_{max}, середня $C_{ср}$ і допустима $C_{доп}$.

Усереднювачі витрат концентрованих забруднень із об'єднаним процесом очистки для малопотужних станцій. Ці споруди працюють у такий спосіб (рис. 2.4): неочищені стічні води по трубопроводу 1 надходять у зону усереднення 2. Загальний об'єм (позиції 2, 3) розраховується так, щоб він забезпечував необхідну тривалість перебування стічних вод для анаеробного біологічного очищення, а об'єм 2 - тільки для усереднення.

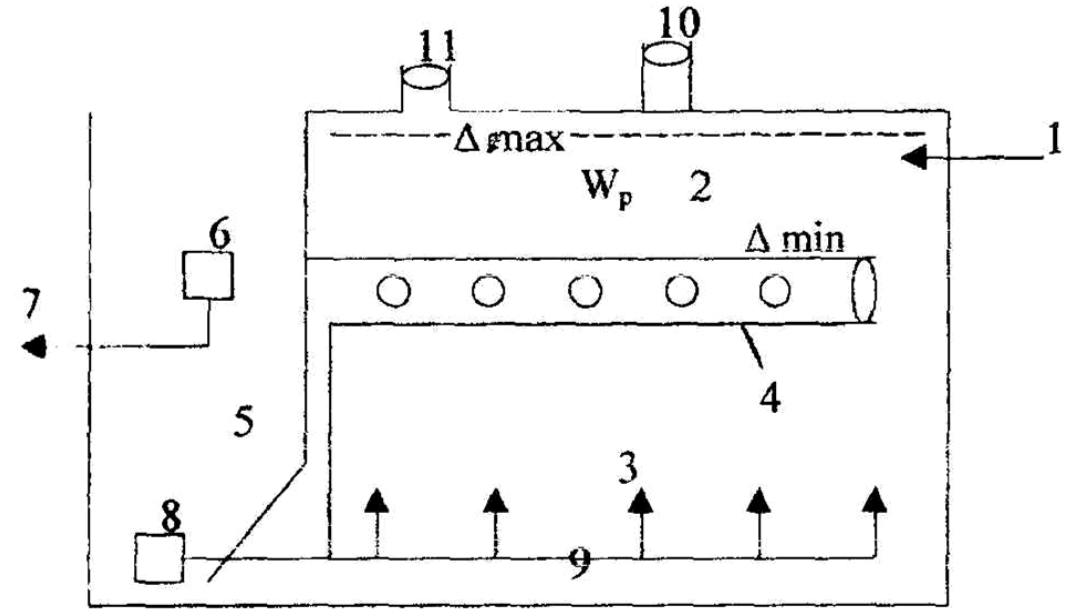


Рисунок 2.4 - Усереднювачі об'єднаного типу

Усереднені й частково очищені стічні води збираються в перфоровану трубу 4 і надходять у зону відстоювання 5. Із цієї зони стічні води за допомогою поплавка 6 по трубопроводу 7 рівномірно потрапляють до наступної споруди. З метою виключення випадання завислих часток, а також пластівців біоценозу в зоні осадження 5, глибинним насосом 8 стічні води із сумішшю біоценозу вертаються по трубопроводу 9 у зону біологічної очистки 3. Утворений при цьому газ-метан через трубу 10 випускають в атмосферу. Для обслуговування апарата передбачений люк 11.

Тип усереднювача (барботажний, з механічним перемішуванням, багатоканальний) варто обирати з урахуванням характеру коливань концентрації забруднюючих речовин (циклічні, довільні коливання та залпові скиди), а також в залежності від виду та кількості завислих речовин. При гасінні залпових скидів

перевага віддається конструкції багатоканального типу. Усереднювач-змішувач барботажного типу варто застосовувати для усереднення стоків незалежно від режиму їх надходження при вмісті завислих речовин до 500 мг/л із гідравлічною крупністю 10 мм/с. Усереднювач із механічним перемішуванням варто застосовувати для усереднення стічних вод із вмістом завислих речовин понад 500 мг/л при будь-якому режимі надходження.

2.3.2. Очистка виробничих стічних вод від суспендованих та емульгованих домішок

Найбільш розповсюдженим видом забруднювачів стічних вод є нерозчинні домішки або завислі речовини. Цей вид забруднень характерний як для побутових стічних вод, так і для виробничих стоків більшості галузей промисловості. По ступеню дисперсності та щільності окремих часток ці домішки досить різноманітні. Частки завислих речовин, діаметр яких більше 10^{-5} см, не утримуються у завислому стані тривалий час і під дією гравітаційних сил вони осідають або спливають. Швидкість осадження або спливання залежить від щільності і крупності часток.

Дрібні частки (діаметром менше 10^{-5} см) можуть перебувати в стані кінетичної стійкості, тобто у завислому стані, тривалий час.

Ці властивості нерозчинних домішок лежать в основі сучасних методів очистки від них виробничих стічних вод. Для видалення грубодисперсних мінеральних та органічних домішок із стічних вод широке застосування отримали наступні методи:

1) проціджування;
2) відстоювання;
3) прояснення у завислому шарі осаду;
4) флотація;
5) фільтрування;
6) прояснення в полі відцентрових сил.

Для виділення дрібнодисперсних і колоїдних часток застосовують методи коагуляції й флокуляції.

2.4. Проціджування

2.4.1. Решітки

Решітки, як правило, виконують роль захисних споруд і служать в основному для видалення крупних відходів виробництва, потрапляння яких на очисні споруди може викликати засмічення труб і каналів, а також порушення нормальної роботи устаткування.

Решітки для проціджування стічних вод підрозділяються на нерухомі, рухомі і поєднані з дробарками (решітки-дробарки). Найбільше розповсюдження отримали нерухомі решітки. Це металеві рами з паралельно встановленими стрижнями, поставленими вертикально або під кутом за напрямком руху стічної води. Очищення решіток від затриманих ними забруднень здійснюється регулярно вручну або механізовано.

Решітки встановлюються перед очисними спорудами, на які стічні води подаються самопливом. В разі подачі стічних вод під тиском, решітки встановлюються лише в будівлі насосної станції, якщо при цьому довжина напірного трубопроводу не перевищує 500 м.

Решітки монтуються також на локальних цехових очисних установках за наявності в стоках грубих і волокнистих забруднень (наприклад, при очищенні стічних вод суконних, текстильних, а також шкіряних фабрик).

Ширину прозорів решіток обирають в залежності від крупності забруднень, але не більше 16 мм (більше 16 мм - лише для решіток, що встановлюються на насосних станціях). Швидкість руху стічної води в прозорах решіток при максимальному притоці приймають рівною 0,8-1,0 м/с, максимальна швидкість має бути не менше 0,4 м/с.

Методика розрахунку решіток зводиться до визначення загального числа прозорів і загальної ширини решіток з врахуванням товщини стрижнів, а потім до визначення кількості робочих і резервних решіток.

Матеріал для виготовлення решіток приймають з урахуванням величини pH стічної води.

2.4.2. Барабанні сітчасті фільтри

Ці пристрої призначені для видалення із стічних вод плаваючих на поверхні і завислих твердих забруднень при величині часток більше 50 мкм.

Залежно від умов застосування сітчасті барабанні фільтри умовно підрозділяють на барабанні сітки і мікрофільтри.

Сітчасті барабанні фільтри можуть використовуватися для попереднього механічного очищення виробничих вод перед фільтрами глибокого очищення (барабанні сітки) і як самостійні споруди глибокої очистки (мікрофільтри).

Принцип дії барабанних сітчастих фільтрів полягає в наступному: стічна вода поступає безперервно через вхідну трубу всередину барабана, фільтрується через сітчасті фільтруючі елементи (робочу і підтримуючу сітки і поступає в збірну камеру, а далі через водозлив - в канал, що відводить її на наступні споруди.

Мікрофільтри затримують грубодисперсні домішки. Допускають вміст зважених речовин у вихідній воді до 300 мг/л, а при використанні для глибокої доочистки - не більше 40 мг/л. Ефективність очистки по завислим речовинам складає 40 - 60%, по БСКповн - 25 - 30%. Отвори в сітці 40 - 90 мкм. Процес фільтрування (і регенерації відповідно) іде безперервно через тонкий шар грубодисперсної суспензії. Цей фільтруючий шар при безперервному обертанні барабана не встигає ущільнюватись і легко змивається промивною водою.

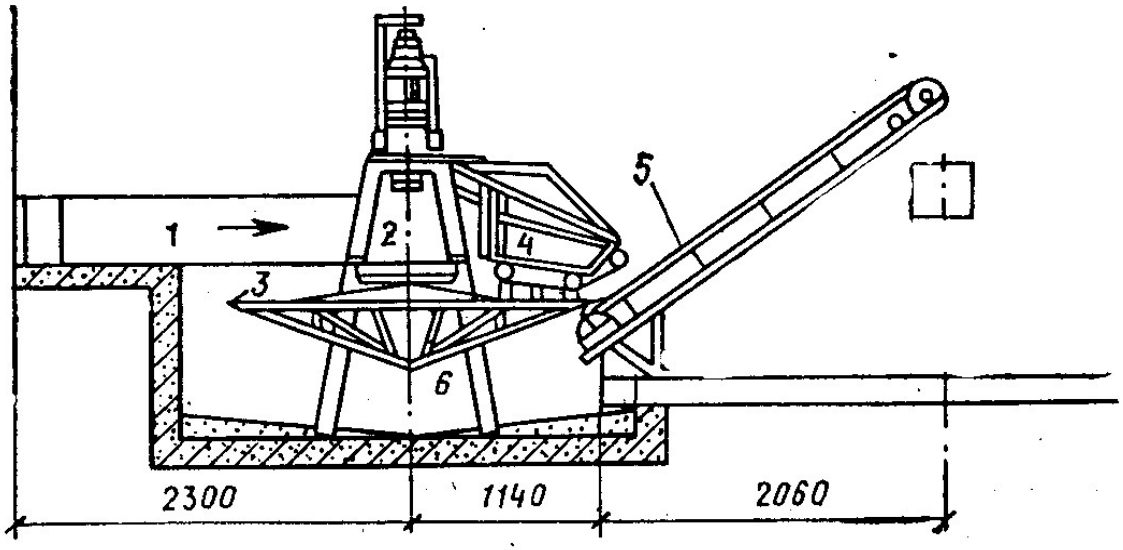
Барабанні сітки мають розміри робочої і підтримуючої сіток не більше 8 х 8 мм і не менше 2 х 2 мм. Допустимий вміст зважених речовин - 250 мг/л. При цьому забезпечується ефективність очистки по зваженим речовинам 20-25%, а по БСКповн - 5-10%.

Барабанні сітки, на відміну від мікрофільтрів, можуть обертатися періодично.

2.4.3. Волокноуловлювачі

Для уловлювання волокнистих речовин, що містяться в стічних водах застосовують волокноуловлювачі різних конструкцій.

У текстильній промисловості для цієї мети застосовується волокноуловлювачі марки ШУ-3. Він представляє собою наступну конструкцію.



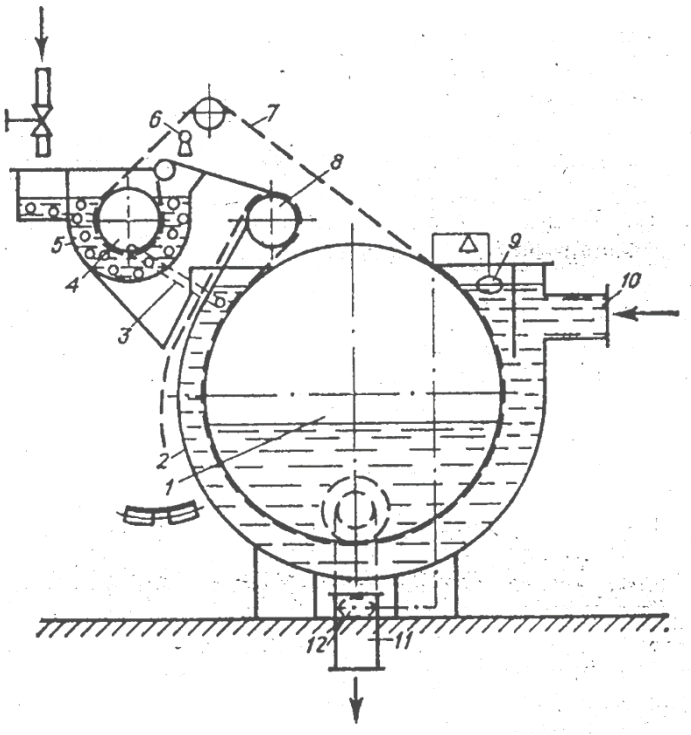
1 - водопідвідний канал; 2 - розподільний барабан; 3 - вигнутий конічний диск; 4 - волокноз'ємний пристрій; 5 - транспортер; 6 - водовідвідний канал.

Рисунок 2.5 - Волокноуловлювач ШУ-3

Працює апарат таким чином. Волокновмістка стічна вода по підводному каналу поступає в розподільчий барабан і рівномірно виливається через кільцеву щілину між барабаном і конічним дірчастим диском. Стічна вода розтікається по диску і досягає перфорованого поясу та потім стікає через отвори у відвідний канал, а волокно затримується на поверхні диску. Диск під час роботи волокноуловлювача повільно обертається. Затримане на поверхні диска волокно збирається спеціальним пристроєм, скидається на транспортер і накопичується в бункері.

Продуктивність волокноуловлювача ШУ-3 120-140 $м^3/г$, діаметр перфорованого диска 2500 мм, діаметр отворів в нім 3,5 мм. Частота обертання диска - 2 об/хв. Ефект уловлювання волокна ~ 85 %.

Для очистки волокномістких стічних вод в целюлозно-паперовій промисловості застосовують фільтри «Вако». Їх робота заснована на фільтрації стічної води через безперервно рухому сітку з нанесеним на неї шаром з волокнистої маси. Для створення цього шару (щільністю 20-70 г на 1 м^2 сітки) застосовують целюлозу або її відходи при сортуванні. Виготовляються фільтри «Вако» з діаметром барабана 4 м і загальною площею фільтруючої поверхні 18 м^2. Ефект очищення фільтрів «Вако» залежить від початкового вмісту волокна, щільності заздалегідь нанесеного шару, що фільтрує, швидкості руху сітки і складає зазвичай 80-90 %.



1–фільтрувальний барабан; 2–ванна; 3– переливна труба; 4 – фільтрувальний барабан для нанесення підшару; 5– ванна для маси підшару; 6 – сприски;

7–сітка; 8–вал для зрізання осаду; 9–поплавковий регулятор

рівня; 10, 11 – трубопроводи для вхідної і освітленої води; 12 – дросельний клапан

Рисунок 2.6 - Фільтр Вако

2.5. Відстоювання

2.5.1. Піскоуловлювачі

Однією з найпростіших і найстаріших споруд, що працюють за принципом відстоювання, є піскоуловлювачі. Вони застосовуються для виділення із стічних вод піску, меленого вапняку, гіпсу і інших мінеральних речовин з гідравлічною крупністю не менше 11 мм/с. В системі очисних споруд піскоуловлювачі розміщують перед відстійниками для зниження навантаження і поліпшення режиму їх роботи або після змішувачів-нейтралізаторів сірчанокислотних стічних вод для видалення грубодисперсних забруднень вапняного молока (породи, вапняку) і крупних кристалів гіпсу. Піскоуловлювачі бувають двох типів - горизонтальні і вертикальні.

По конструкції горизонтальні піскоуловлювачі розподіляють на:

1) піскоуловлювачі з прямолінійним рухом води;
2) піскоуловлювачі з круговим рухом води;
3) піскоуловлювачі з тангенціальним рухом води.

Для стічних вод, що містять нафту, в піскоуловлювачах встановлюються щілисті нафтозбірні труби, а в відводних лотках – нафтоутримуючі напівзанурені щити. Досвід показує, що в піскоуловлювачах затримується 20-40% всіх нафтопродуктів, що поступають із стічними водами.

2.5.2. Відстійники

2.5.2.1. Загальні відомості і класифікація

Для виділення з виробничих стічних вод нерозчинених грубодисперсних домішок широко застосовуються відстійники - споруди, що працюють за принципом гравітаційного розділення суспензій. Процес відстоювання достатньо простий, ефективний і не вимагає великих енерговитрат.

Відстійники розрізняють за призначенням, режимом роботи і напрямком основного потоку стічних вод.

За призначенням відстійники розподіляються на первинні і вторинні. Первинні встановлюються на початку технологічної схеми очистки стоків за піскоуловлювачами, а вторинні - в кінці схеми, наприклад, для видалення активного мулу після аеротенків.

За режимом роботи розрізняють відстійники періодичної (контактні) і безперервної дії.

За напрямком руху основного потоку стічної води відстійники безперервної дії діляться на вертикальні (Q≤20000м^3/доб), горизонтальні (Q≥15000 м^3/доб) і радіальні (Q>20000 м^3/доб).

2.5.2.2. Контактні відстійники

Відстійники періодичної дії (або контактні) використовуються зазвичай при малих витратах або періодичному надходженні стічних вод, що вимагають контакту з реагентами. Ці відстійники є металевими або залізобетонними резервуарами з конічним днищем. Відстійник заповнюються стічною водою і після відстоювання суспензії виконується відведення проясненої води за допомогою сифонної трубки або кранів, розташованих вище за рівень осаду. Осад вивантажують вручну або за допомогою спеціальних занурених пристроїв. Розміри відстійника визначаються, в основному, витратою стічних вод і кінетикою осадження зважених речовин.

2.5.2.3. Вертикальні відстійники

Вертикальний відстійник є циліндричним (або квадратним) в плані резервуаром з конічним (або пірамідальним) днищем. Відстійники цього типу мають діаметр до 10 м і продуктивність до 3000 м^3/доб.

Прояснена вода рухається за вертикальним напрямком - знизу вгору. Зважені речовини осідають у висхідному потоці води. Розрахункова швидкість висхідного потоку, як правило, не повинна перевищувати 0,5-0,6 мм/с. Висота зони осадження зазвичай складає 4-5 м.

Збір проясненої води здійснюється за допомогою периферійних або радіальних жолобів через водозлив. Осад, що випав в осадочній частині відстійника, видаляють по муловій трубі за рахунок створення гідростатичного тиску. Ухил

конічної (або пірамідальної) частини днища відстійника приймається не менше 45-50° для забезпечення сповзання осаду. Ефективність прояснення стічної води у вертикальному відстійнику зазвичай на 10-20% нижче, ніж в горизонтальному і радіальному. Застосовують їх як первинні відстійники на загальнозаводських очисних спорудах.

2.5.2.4. Горизонтальні відстійники

Горизонтальні відстійники - це прямокутні резервуари глибиною H=1,5-4,0 м, довжиною 8-12 H (в деяких випадках до 20H), з шириною коридору 3-6 м. Видалення осаду в них здійснюється гідравлічно або рухомими скребками. Рівномірний розподіл стічної води по ширині відстійника проводиться за допомогою поперечного лотка з водозливом або дірчастими перегородками. Для затримання плаваючих речовин біля виходу з відстійника встановлюють перегородку, занурену у воду на 0,25 м.

Горизонтальна швидкість руху води у відстійнику зазвичай не перевищує 10-12 мм/с, а для стічних вод, що містять пластівці гидроксидів алюмінію або заліза, складає 3-5 мм/с. Тривалість відстоювання від 1 до 3 годин. При очищенні коагуляцією стічних вод ці відстійники обладнують вбудованими камерами реакції.

Для розрахунку горизонтальних відстійників використовують дані про кінетику осадження суспензії з урахуванням заданого ефекту прояснення.

2.5.2.5. Радіальні відстійники

Радіальні відстійники - це звичайно круглі в плані резервуари діаметром до 60 м (іноді і більше 100 м), вода в яких рухається від центру до периферії. Швидкість руху води змінна: в центрі - максимальна, в на периферії - мінімальна. Стічна вода через центральний розподільчий пристрій потрапляє у відстійник, а прояснена збирається в круговий периферійний жолоб.

Радіальні відстійники обладнуються рухомими фермами з центральним або периферійним приводом. Глибина проточної частини відстійника складає 1,5-5 м, а відношення діаметра до глибини - від 6 до 30. Тривалість перебування стічної води в радіальному відстійнику 1,5-2 години.

Істотний недолік описаних відстійників - наявність підвищених швидкостей в зоні випуску води, що обумовлює неефективне використання значної частини об'єму відстійника. Цей недолік значною мірою усунений в радіальному відстійнику з периферійною подачею стічної води. Збір освітленої води в них здійснюється за допомогою кільцевого лотка розташованого в центрі відстійника. Така конструкція відстійника дозволяє на 30-50% підвищити його пропускну спроможність.

На ефективність роботи радіального відстійника також негативно впливає струйність потоку. Цей недолік усунений в конструкції з рухомим водорозподільним і водозбірним пристроями. Це підвищує ефект освітлення на 10-20%.

Застосовують радіальні відстійники на локальних установках, а також як первинні і вторинні на біологічних очисних спорудах.

2.5.2.6. Тонкошарові відстійники

Пошуки методів інтенсифікації і здешевлення процесу відстоювання привели до створення апаратів, які відрізняються від звичайних відстійників малою глибиною зони осадження. Мала глибина цієї зони забезпечує необхідний ступінь освітлення протягом 4-10 хв. Це дозволяє різко зменшити об'єм відстійника. Апарати такого типу називають тонкошаровими відстійниками. Їх можна розділити по конструкції на дві групи: *трубчасті* і *пластинчасті* (або поличні).

Трубчасті відстійники. Робочим елементом трубчастого відстійника є пакет трубок діаметром 2,5-5 см, довжиною 60-100 см. Можливе застосування трубок квадратного, шестикутного, ромбоподібного і інших перетинів. Застосовуються дві конструкції трубчастих відстійників: з малим нахилом труб і крутонахилені.

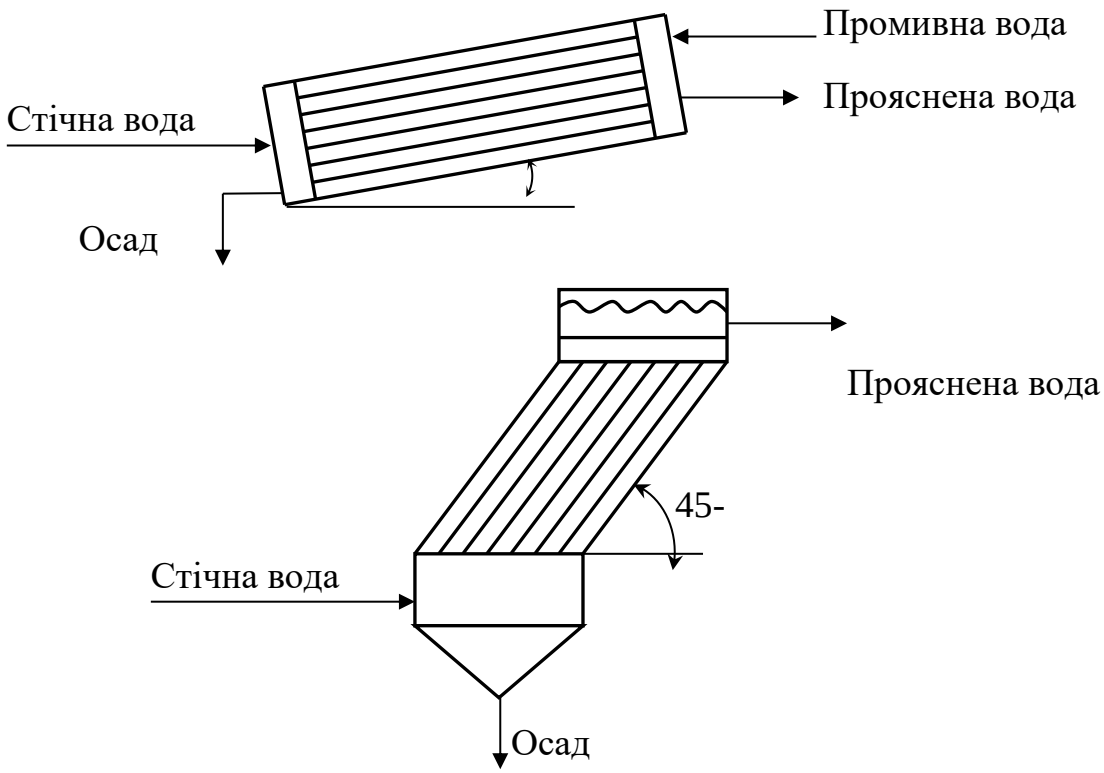


Рисунок 2.7 - Тонкошарові відстійники

Трубчастий відстійник з малим нахилом труб працює в періодичному режимі, який включає періоди прояснення води і промивки трубок. Ці відстійники доцільно застосовувати для прояснення стічних вод, що містять невелику кількість завислих речовин, і застосовувати в схемах із зернистими фільтрами. Промивка завантаження фільтру поєднується з промивкою трубок відстійника. Ефективність прояснення складає 80-85%. Відстійник рекомендується використовувати при витратах стічних вод від 100 до 10000 $м^3$/доб.

Гідравлічне навантаження на трубчастий відстійник залежить від характеристики завислих частинок і складає 6-10 $м^3$/г на 1 $м^2$ вхідного перетину трубок, що в 2-4 рази перевищує навантаження на звичайний відстійник. Тривалість роботи відстійника практично не залежить від діаметра трубок (у вказаних межах), але зростає із збільшенням їх довжини.

Крутонахилений трубчастий відстійник працює в безперервному режимі. В ньому стічна вода проходить через трубки, розташовані під кутом 45°-60° до горизонту, від низу до верху, а осад сповзає по дну трубок вниз і накопичується в шламовому просторі. Безперервне видалення осаду виключає необхідність

промивки трубок. Ці відстійники виготовляють у вигляді стандартних полістирольних або поліхлорвінілових блоків довжиною до 3 м, шириною 0,75 м і глибиною0,5 м. Розмір трубчастого елементу в поперечному перетині складає 5×5 см. Така конструкція дозволяє легко вмонтовувати блоки в існуючі відстійники вертикального, горизонтального або радіального типів.

Крутонахилені трубчасті відстійники використовуються як первинні і вторинні прояснювачі. Їх застосовують на очисних спорудах продуктивністю до 170 тис.м^3/доб. Вони вважаються перспективними для очистки стічних вод від нафтопродуктів.

Пластинчасті (або поличні) багатоярусні відстійники складаються з ряду паралельно встановлених похилих пластин. Вода в такому відстійнику рухається паралельно пластинам. Завислі речовини осідають на пластині і сповзають в шламовий простір. Залежно від схеми руху у відстійнику води і осаду існує три типи таких відстійників:

1) прямоточні, в яких напрям руху води і осаду співпадає;
2) противоточні, в яких вода і осад рухаються в протилежному напрямку;
3) перехресні, в які вода рухається перпендикулярно напряму руху осаду.

Найбільше розповсюдження отримали противоточні відстійники як найпродуктивніші.

Пластинчаті відстійники можуть використовуватися як вторинні прояснювачі на спорудах біологічного очищення. Вони широко застосовуються для виділення із стічних вод нафтопродуктів.

Переваги трубчастих і пластинчатих відстійників полягають в їх економічності внаслідок невеликого будівельного об'єму, можливості використання пластмас, що спрощує їх виготовлення і, отже, знижує вартість, а також можливість реконструкції існуючих відстійників шляхом установки в них трубчастих або пластинчатих блоків.

2.5.3. Спеціальні відстійники для виробничих стічних вод

2.5.3.1. Жировловлювачі

Виробничі стічні води багатьох галузей промисловості (м'ясокомбінатів, маслозаводів, шкіряних заводів і ін.), як правило, містять велику кількість жирів і масел, що представляють значну цінність. Крім того, видалення цих домішок значною мірою полегшує подальшу очистку стічних вод.

Широке застосування в практиці очистки стоків, що містять жири, отримав метод відстоювання. Він здійснюється в спорудах, які називають жировловлювачами або жироловками. Їх встановлюють при концентрації жирів в стічних водах більше 100 мг/л. Найчастіше за все, як жироловки застосовуються горизонтальні або вертикальні відстійники. Жиромаса яка сплила видаляється з поверхні, а інші домішки, що осіли, - з осадочної частини відстійників. Причому вміст жиру в жиромасі досягає 75%, а в осаді - 35% (по сухій речовині).

Лінійні розміри основних елементів жироловок визначаються за загальними правилами розрахунку відстійників. Тривалість відстоювання приймається 5-7 хв. при глибині 2-2,5 м. Швидкість потоку в горизонтальних спорудах не повинна перевищувати 0,5 мм/с, а у вертикальних - 0,3-0,4 мм/с. Ефект зниження вмісту жиру досягає 70-80%.

2.5.3.2. Нафтоуловлювачі

Нафтоуловлювачі застосовуються для механічної очистки стічних вод від нафтопродуктів, здатних до гравітаційного видалення (тобто спливання), і від твердих механічних домішок, які осідають.

Інші продуктовловлювачі використовуються з тією ж метою для відстоювання деяких специфічних речовин, наприклад парафіну.

Нафтоуловлювачі бувають трьох видів: горизонтальні, багатоярусні (тонкошарові) і радіальні.

Горизонтальний нафтоуловлювач є відстійником, розділеним поздовжніми стінками на паралельні секції. Стічна вода з окремо розташованої розподільної камери по самостійним трубопроводам через щілисту перегородку потрапляє в

кожну секцію нафтоуловлювача. Звільнена від нафти вода в кінці секції проходить під затопленою нафтоутримуючою стінкою і зливається в відвідний лоток. Для зниження в'язкості нафти в зимовий час передбачається обігрів поверхні рідини за допомогою змійовика.

Розрахункова тривалість відстоювання повинна бути не менше 2 годин.

Багатоярусний нафтоуловлювач (тонкошаровий) є вдосконаленим видом горизонтального. Він має менші габарити і більш економічний в роботі. В ньому стічна вода з окремо розташованої розподільної камери по трубопроводам потрапляє в секції і через поперечну розподільчу трубу з вертикальними патрубками і дифузорами розподіляється по ширині і глибині зони грубої очистки. Тут протягом 1-4 хвилин видаляється основна кількість грубодиспергованної нафти і осаду. Далі потік із швидкістю 0,2-0,4 м/с проходить через пропорційний водорозподільний пристрій і потрапляє в поличний блок. При рухові потоку в ярусах блоку частинки нафти спливають до верхніх ярусів, рухаються вгору до периферії, і в просторі між блоками і стінкою нафтоуловлювача спливають на поверхню води. Потік проясненої води після поличних блоків проходить під напівзануреною перегородкою і виводиться із споруди через водозлив у водозбірний лоток.

Радіальні нафтоуловлювачі застосовують замість горизонтальних нафтоуловлювачів і ставків додаткового відстоювання. Для установки цих нафтоуловлювачів потрібні значно менше площі, видалення нафтопродуктів, що спливають і осідають в них, повністю механізовано. Внаслідок скорочення в цих нафтоуловлювачах відкритої поверхні і безперервного видалення нафтопродуктів зменшується загазованість території.

Продуктоуловлючвачі влаштовуються і розраховуються аналогічно горизонтальним нафтоуловлювачам.

2.5.3.3. Смоло- і маслоуловлювачі

Для очищення на коксохімічних заводах загального стоку фенольних вод, забруднених переважно смолою і маслами, застосовують радіальні і прямокутні відстійники.

Радіальний смоломаслоуловлювач конструктивно аналогічний радіальному відстійнику. Смола, яка осідає на дні, скребковим пристроєм періодично переміщається в центральний приямок і відкачується насосом. Для зменшення в'язкості смолу перед відкачуванням підігрівають парою до 60°С. Масла з поверхні збираються радіальними лотками, по яких відводяться в кільцеву збірну камеру, розташовану навколо центральної труби. Масло відкачується насосам. Ефект очищення 80-90 %.

Прямокутні відстійники призначені для очищення фенольних вод тільки від важких домішок - смол. Після відстійників - смоловловлювачів фенольні води піддають очищенню від масел флотацією повітрям в масловіддільнику.

Ефект прояснення в прямокутному смоловловлювачі також складає 80-90 %.

2.6. Прояснення в завислому шарі осаду

В практиці очищення виробничих стічних вод широке застосування отримав метод прояснення шляхом пропускання їх від низу до верху через шар раніше створеного осаду із швидкістю, що забезпечує підтримку осаду в завислому стані. Цей метод можна розглядати як коагуляційний, а механізм процесу - як процес масопередачі дрібних часток з води на поверхню осаду. Внаслідок протікання процесів коагуляції, сорбції та кристалізації значно інтенсифікується процес виділення часток з води і підвищується ефект прояснення. Швидкість висхідного потоку в освітлювачах зазвичай складає 0,5-1,2 мм/с і в деяких випадках досягає 1,5-1,8 мм/с.

У зв'язку з тим, що прояснення води супроводжується процесами коагуляції часток, агрегації дрібних пластівців і видалення пластівців суспензії з води, в прояснювачах всіх типів є зона реакції і зона освітлення води. Перемішування в зоні реакції створюється механічним або гідравлічним способом. Зниження швидкості руху води в зоні прояснення зазвичай досягається збільшенням площі поперечного перетину апарата.

Використання прояснювачів практично доцільно для очищення стічних вод, що містять грубодисперсні, дрібнодисперсні і колоїдні домішки малою агрегатівної стійкістю (наприклад, гідроксиди кольорових і важких металів), або стічних вод після обробки коагулянтами при витраті більше 5000 $м^3$/доб. Концентрація суспензій у воді, що потрапляє в прояснювач, не повинна перевищувати 4 г/л. Найбільш ефективне застосування прояснювачів при вмісті в стічній воді до 1,5 г/л суспензій, що агрегатуються.

Прояснювачі можуть бути круглого або прямокутного в плані перетину. Діаметри круглих освітлювачів до 14 м. Воду в прояснювач подають обов'язково через повітровідокремлювач. Причому, коливання температури не повинні перевищувати 1° в годину, коливання витрати води - 10% в годину. Не допускається різка зміна швидкості подачі або відбору води.

2.7. Флотація

2.7.1. Загальні відомості

Для очистки виробничих стічних вод від грубодисперсних, а також дрібнодисперсних часток широко застосовується метод флотації. Він полягає в створенні комплексів «частка-пухирець газу», спливанні цих комплексів і видаленні пінного шару, що утворився, з поверхні води. Флотація застосовують для видалення з виробничих стічних вод мінеральних суспензій, ПАА, нафти, нафтопродуктів, масел, волокнистих матеріалів, а також для розподілу мулових сумішей.

У практиці очищення виробничих стічних вод використовуються різні конструктивні схеми, прийоми та методи флотації.

Найбільш істотні принципові відмінності способів флотації пов'язані з насиченням рідини пухирцями повітря. За цією ознакою можна виділити наступні способи флотації:

1) *флотація з виділенням повітря з розчину.* Сутність його полягає в створенні пересиченого розчину повітря в стічній рідині. Отримане із розчину повітря

створює мікро пухирці, які і флотують забруднення, які містяться у воді. Цей спосіб дозволяє отримувати найдрібніші пухирці і тому застосовується для видалення дуже дрібних забруднень. Кількість повітря яке повинне виділитися із розчину і забезпечити необхідну ефективність флотації зазвичай складає 1-5% від об'єму стічної води;

2) *флотація з механічним диспергуванням повітря,* заснована на розпаді повітряного струменя на окремі пухирці при інтенсивному вихровому русі у воді, що може створюватися імпелером, робочим колесом відцентрового насоса або подачею повітря через сопла;
3) *флотація з подачею повітря через пористі матеріали*;
4) *електрофлотація*, здійснюється пухирцями газу, що утворюються при електролізі стічної води.

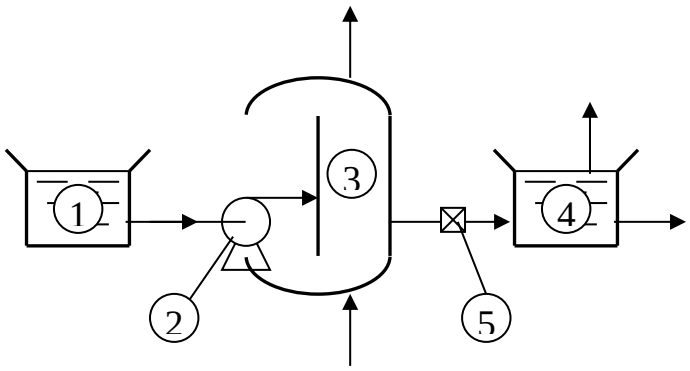
2.7.2. Флотація з виділенням повітря з розчину

Флотація з виділенням повітря з розчину здійснюється у вакуумних, напірних і ерліфтних установках.

Сутність **вакуумного** методу полягає в тім, що стічна рідина, що надходить на флотацію, попередньо насичується повітрям протягом 1-2 хв. в аераційній камері, звідки вона надходить у деаератор для видалення повітря, що не розчинилося. Далі під дією розрідження (002-0,03МПа) стічні води надходять у флотаційну камеру, у якій повітря, що розчинилося при атмосферному тиску, виділяється у вигляді мікропухирців і виносить частки забруднень у пінний шар. Тривалість перебування стічної води у флотаційній камері 20 хв., а навантаження на 1 м^2 площі поверхні до 200 м^3/доб. Піна, що захоплюється, обертовими шкребками видаляється в пінозбірник. Для відводу очищеної стічної води забезпечується необхідна різниця рівнів у флотаційній камері та приймальному резервуару або встановлюються насоси. Перевагами вакуумної флотації є те, що виділення пухирців газу, їх злипання із частками забруднень і спливання комплексів, що утворилися, «пухирець-частка» відбувається в спокійному середовищі та ймовірність їх руйнування зводиться до мінімуму, мінімальні також енерговитрати на насичення

рідини повітрям, створення та подрібнювання пухирців. Недоліками вакуумної флотації є необхідність застосування герметично зачинених резервуарів, складність експлуатаційних установок і обмежений діапазон концентрації забруднень - не більше 250 мг/л.

Напірна флотація має більш широкий діапазон застосування, тому що дозволяє регулювати ступінь перенасичування відповідно до необхідної ефективності очистки стічних вод при початковій концентрації забруднень до 5 г/л (іноді і більше). При напірній флотації стічні води насосом подаються в напірний бак-сатуратор. Сюди ж компресором подається повітря. Об'єм сатуратора розраховується на необхідну тривалість насичення повітрям (звичайно 1-3 хв.) при надлишковому тиску 0, 3-0,5 МПа. Кількість повітря, що розчиняється при цьому в сатураторі, повинна становити 3-5% від об'єму стічної води. Насичена повітрям вода із сатуратора подається у флотаційну камеру, де зі стічної води пухирці повітря спливають разом із частками суспензії. Маса, яка спливає безупинно видаляється механізмами для згрібання піни в пінозбірник. Схема процесу наступна:



1 - прийомний резервуар;
2 - відцентровий насос;
3 - сатуратор;
4 - флотаційна камера;
5 - редукційний клапан;
потоки - 1 - подача стічної води
- 2 - відводи води із сатуратора
- 3 - очищена стічна вода
- 4 - піна
– 5,6 – подача і відведення води

Рисунок 2.8 - Схема установки напірної флотації

При невеликій висоті всмоктування (до 2 м) і незначних коливань рівня води в приймальному резервуарі (не більше 1 м) повітря подають через ежектор до всмоктувального патрубку насосу.

Схема процесу наступна:

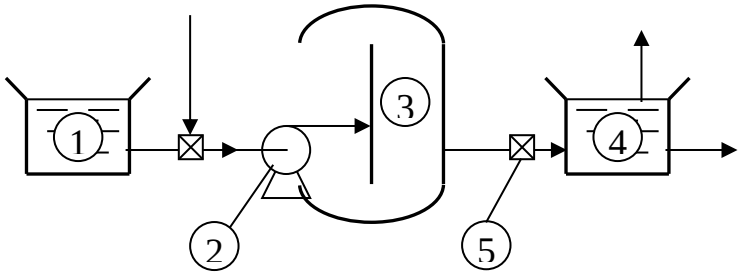


Рисунок 2.9 - Схема установки напірної флотації з ежектором

У сполученні із процесами коагуляції та флотації напірна флотація забезпечує високоефективне очистку стічних вод - звичайно 80-95%, а іноді і більше, які забезпечують залишковий вміст зважених речовин 10-30 мг/л, а нафтопродуктів - 10-20 мг/л. Слід зазначити, що залишковий зміст зважених речовин та нафтопродуктів в очищеній воді мало залежить від їхнього вмісту у вихідній воді. Основні параметри процесу залежать від властивостей домішок і їх попередньої обробки (коагуляція, флокуляція).

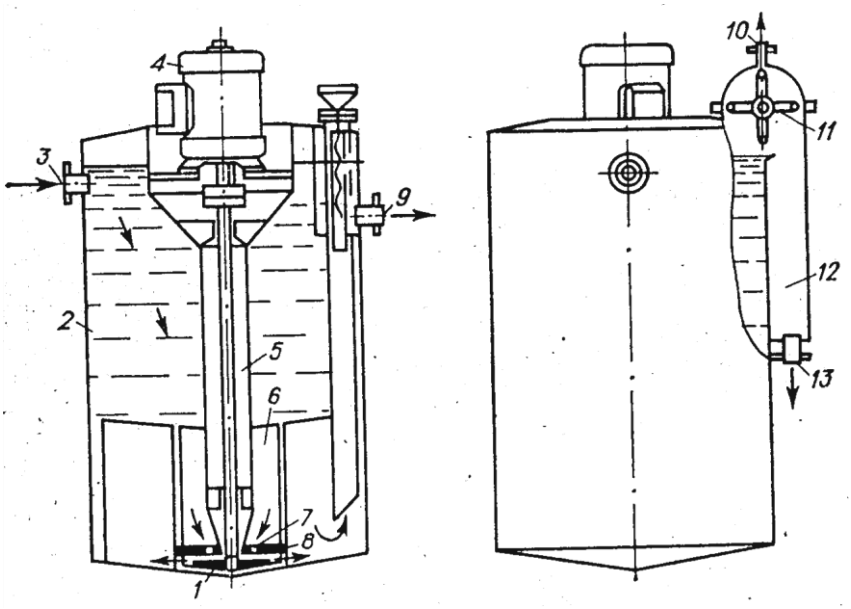
Поряд із очищенням від названих суспендованих і емульгованих речовин в процесі флотації, внаслідок протікання процесів окиснення та віддувки, відбувається зниження ХПК і БПК стічної води, вмісту сульфідів, фенолів і деяких інших домішок.

При **ерліфтній флотації** стічна вода перекачується із прийомного резервуара за допомогою ерліфта (повітряного водопідйомника) одночасно насичуючись повітрям. При цьому витрати енергії в 2-4 рази менше, ніж при напірної, але конструкція установки вимагає значного перепаду оцінок по висоті між приймальним резервуаром і аератором, а також між аератором і флотаційною камерою (порядку 20-35 м), а це значно звужує межі застосування цього методу.

2.7.3. Флотація з механічним диспергуванням повітря

Флотація з механічним диспергуванням повітря здійснюється в імпелерних, безнапірних і пневматичних установках.

В *імпелерних флотаторах* енергійне перемішування стічної води мішалкою (імпелером) створює в ній велика кількість дрібних вихрових потоків, що дозволяє отримати пухирці певної величини.



1 - імпелер;
2 - флотаційна камера;
3 - подача вихідної води;
4 - електродвигун;
5 - повітряна труба;
6 - відбійні перегородки;
7 - отвір статора;
8 - статор;
9 - відвід очищеної води;
10 - вихід повітря;
11 - пінознімач;
12 - пінозбірний бункер;
13 - штуцер висновку пінного продукту

Рисунок 2.10 - Схема імпелерного флотатора

Стічна вода надходить у флотаційну камеру, у центрі якої встановлений імпелер, що приводиться в обертання електродвигуном. Імпелер закритий статором. При обертанні імпелера довкола нього утворюється зона зниженого тиску, куди через центральну трубу подається повітря. Одночасно через отвори статора на лопасті імпелера надходить невелика кількість води, що перемішується з повітрям і

викидається через бічні отвори у флотаційну камеру. Відбійні перегородки призначені для гасіння енергії турбулентного потоку, що виходить із отворів статора.

У флотаційній камері повітряні пухирці прилипають до часток забруднень і флотують на поверхню води. Пінний шар віддаляється за допомогою пінозбірника в пінозбірний бункер.

Для знебарвлення стічних вод застосовуються також багатокамерні флотаційні машини подібного типу.

Ступінь диспергування повітря залежить від окружної швидкості обертання імпелера, що приймають рівної 10-15 м/с. Діаметр імпелера повинен бути 200 -750 мм. Зона, що обслуговується імпелером не повинна перевищувати розмірів квадрата зі стороною $6d_i$ (d_i - діаметр імпелера). Висота флотаційної камери приймається рівної 1,5-3 м, тривалість флотації 20-30 хв.

Застосування імпелерних установок доцільно при очищенні стічних вод з високою концентрацією нерозчинених забруднень (більше 3 г/л), які містять нафту, нафтопродукти та жири.

До недоліків імпелерних установок відносять низьку ефективність, високу турбулентність потоків у флотаційній камері, що призводить до руйнування пластівчастих часток, та необхідність застосування флотореагентів.

У безнапірних установках диспергування повітря відбувається за рахунок вихрьових потоків, які створюються робочим колесом відцентрового насоса. Схема безнапірної флотації аналогічна напірній, але в ній відсутній сатуратор, що і є перевагою безнапірної флотації. Але в камері безнапірної установки пухирці мають більшу крупністю, а отже, і ефект флотації дрібних часток знижується.

Установки безнапірного типу застосовують для очистки стічних вод від жиру та вовни.

Пневматичні флотаційні установки застосовують при очищенні стічних вод, що містять, крім суспендированих і емульгированих забруднень, розчинені домішки, агресивні до механізмів (насосів, імпелерів і т.д.). В них диспергування досягається шляхом впуску повітря у флотаційну камеру через сопла, розташовані

на повітророзподільних трубках, прокладених на дні флотаційної камери на відстані 25-30 см друг від друга. Діаметр отворів сопла 1, 0-1,2 мм; робочий тиск перед ними 0 3-0,5 МПа; швидкість виходу струменя із сопла 100-200 м/з, інтенсивність аерації 15-20 $м^3/(м^2 \times год)$. Тривалість флотації 20-30 хв. Глибина флотатора 1,5-4,0 м.

2.7.4. Флотація з подачею повітря через пористі матеріали

Флотація за допомогою пористих матеріалів відрізняється простотою апаратного оформлення процесу і відносно малими витратами енергії. Повітря у флотаційну камеру подається через дрібнопористі фільтросні пластини, труби, насадки, прокладені на дні камери. Величина отворів у пористому матеріалі повинна бути 4-20 мкм, тиск повітря 0,1-0,2 МПа, тривалість флотації 20-30 хв. Витрата повітря визначається експериментально. Недоліками методу є можливість заростання пор і складність підбору дрібнопористих матеріалів, що забезпечують вихід дрібних, близьких за розмірами пухирців повітря.

2.7.5. Електрофлотація

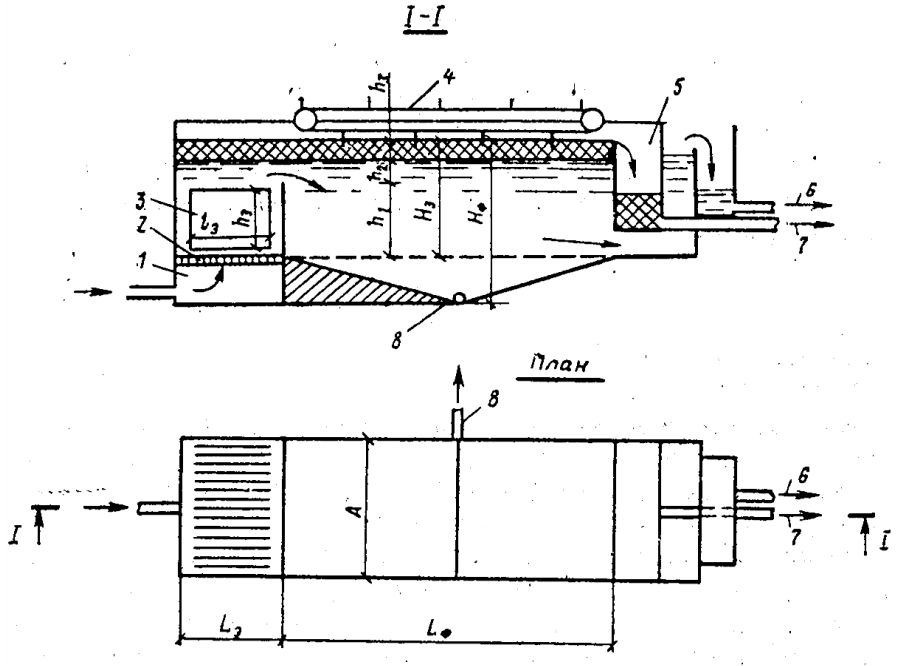
Сутність електрофлотаційного способу очищення стічних вод полягає в переносі забруднюючих часток з рідини на її поверхню за допомогою пухирців газу, що утворюється при електролізі води. У процесі електролізу води на катоді виділяється водень, а на аноді - кисень. Основну роль у процесі флотації часток грають пухирці, що виділяються на катоді. Розмір пухирців, що відриваються від поверхні електрода, залежить від величини кута змочування, кривизни поверхні електрода, а також від його конструкції. Заміна пластинчастого катода на дротовий приводить до зменшення крупності пухирців і, отже, до підвищення ефективності роботи електрофлотатора.

При застосуванні розчинних електродів (звичайно залізних або алюмінієвих) на аноді відбувається анодне розчинення металу, у результаті чого у воду переходять катіони заліза або алюмінію, що приводить до створення пластівців гідроокисів. Одночасне утворення пластівців коагулянту та пухирців газу в умовах міжелектродного простору створює передумови для надійного закріплення газових

пухирців на пластівцях і інтенсивній коагуляції забруднень, що забезпечує ефективність флотаційного процесу. Такі установки називаються електрокоагуляційно-флотаційними. При пропускній здатності до 10 – 15 м^3/год установки можуть бути однокамерними, а при більшій – двокамерними горизонтального або вертикального типу.

Розрахунок установок для електрофлотації або електрофлотокоагуляції зводиться до визначення загального об'єму W_y установки, об'ємів електродного відділення $W_э$ і камери флотації $W_ф$. Загальний робочий об'єм установки, м^3, $W_y = W_э + W_ф$.

Об'єм електродного відділення визначається із можливості розміщення в ньому необхідної електродної системи. Так, при розрахунку горизонтальної установки (рис 7.4) ширина секції A приймається залежно від продуктивності Q: якщо Q<90м^3/год, те A=2м, а якщо Q=90÷180м^3/год, те A=2,5÷3м.



1-впускна камера; решітка-заспокоювач; 3-електродна система; 4-механізм для згрібання піни; 5-пінозбірник; 6-відведення проясненої води; 7-7- відведення пінного шламу; 8-трубопровід спорожнювання апарата і відведення осаду.

Рисунок 2.11 - Схема горизонтального електрофлотатора

2.8. Фільтрування

2.8.1. Загальні відомості. Класифікація фільтрів

Фільтрування застосовують для виділення зі стічних вод грубо - і дрібнодисперсних домішок. Фільтрування вважається останньою стадією очищення стічних вод, що пройшла споруди механічного, фізико-хімічного та біологічного очищення.

Залежно від характеру та кількості домішок, а також витрати стічних вод і вимог до проясненої води застосовують фільтри з фільтрувальними перегородками або зернистим завантаженням.

Апарати з фільтрувальними перегородками: мікрофільтри, фільтри Вако, Кніцке і ін. розглянуті раніше.

У цьому розділі розглянемо процес фільтрування через зернисті завантаження. При фільтруванні стічних вод через шар піску або іншого зернистого матеріалу можуть протікати наступні процеси:

1) відкладення зважених речовин у вигляді тонкого шару на поверхні фільтруючого шару («плівкове» фільтрування);
2) відкладення зважених речовин у порах фільтруючого шару;
3) відкладення частини зважених речовин у плівці та частини - у порах фільтруючого шару.

Видалення зважених часток з води та їх закріплення на зернах фільтруючого завантаження відбувається під дією сил прилипання. Явище прилипання та відриву часток і визначають хід процесу прояснення води.

По швидкості фільтрування зернисті фільтри підрозділяються на:

1) повільні (0,5 м/год);
2) швидкі (2-15 м/год);
3) надто швидкі (більше 25 м/год).

Фільтри можуть бути відкриті і закриті. За крупністю верхнього шару завантаження вони можуть бути:

1) дрібнозернисті (0,4 мм);
2) середньозернисті (0, 4-0,8 мм);
3) грубозернисті (більше 0,8 мм).

Для запобігання виносу фільтруючого матеріалу з фільтратом у фільтрах застосовуються спеціальні дренажні системи (пористі труби та плити, ковпачки та ін.) або укладають фільтруючі матеріали на підтримуючі шари (гравій, щебінь й т.п.), розташовувані в порядку збільшення крупності часток.

При погіршенні якості фільтрату або значному збільшенні гідравлічного опору фільтр зупиняється для промивки фільтруючого завантаження.

2.8.2. Фільтруючі матеріали, застосовувані для промислових стічних вод

До фільтруючих матеріалів пред'являються наступні вимоги:

1) певні фракційні розміри;
2) висока механічна міцність на стирання і подрібнювання;
3) висока хімічна стійкість до води та її домішок;
4) доступність та низька вартість.

Фракційні розміри зерен фільтруючого завантаження визначають продуктивність фільтрів. Використання фракції з великими розмірами фільтруючого матеріалу приводить до збільшення пропускної здатності фільтра та зменшенню якості фільтрату. І навпаки, дрібний фільтруючий матеріал викликає зменшення тривалості фільтроциклу. Збільшення ступеня неоднорідності зерен завантаження погіршує умови промивання фільтруючого матеріалу, а також приводить до збільшення концентрації дрібних часток на поверхні завантаження внаслідок гідравлічної класифікації часток при промивці. Останнє приводить до утворення на поверхні фільтруючого шару плівки, що складається зі зважених часток і перешкоджає фільтруванню.

Недостатня механічна міцність фільтруючого матеріалу сприяє збільшенню гідравлічного опору завантаження та до винесенню матеріалу промивною водою.

Хімічна стійкість матеріалу завантаження - одне з основних вимог, що запобігають вторинному забрудненню води, і зміна властивостей фільтруючого матеріалу в процесі експлуатації фільтрів.

Найбільше широко застосовуються наступні фільтруючі матеріали: кварцовий пісок, дроблений антрацит, кварц, мармур, керамічна крихта, доломіт, а також керамзит і пористі пластмаси (полістирол, поліуретан).

2.8.3. Відкриті фільтри

Відкритий фільтр являє собою прямокутний у плані резервуар, завантажений фільтруючим шаром зернистого матеріалу і підтримуючих шарів, під якими розміщена дренажна система, призначена для відводу фільтрованої води і рівномірного розподілу промивної води.

У верхній частині фільтра закріплюються жолоби для подачі вихідної води і відводу промивної води. Впродовж фільтру розміщають апаратуру для керування його роботою, у тому числі регулятори швидкості фільтрування або витратоміри з регуляторами для фільтрату.

Висота шару води над завантаженням фільтра приймається звичайно не менш 2 м.

Висоту шару фільтруючого завантаження обирають залежно від гранулометричної форми зерен, характеру забруднюючих гетерофазних домішок, необхідного ефекту очищення води, а також в залежності від прийнятої швидкості фільтрування і т.д. Вона може становити від 200 до 1200мм.

Для очищення стічних вод, як правило, застосовуються швидкі відкриті фільтри. Швидкість фільтрування зазвичай становить 5-10 м/год.

Швидкі піщані фільтри часто працюють як поверхневі, тобто частки забруднень затримуються в тонкому верхньому шарі зернистого завантаження. У цьому випадку доцільно висоту шару завантаження зменшувати на 27-30 см.

Тривалість фільтроциклу залежить від багатьох факторів: вмісту і властивостей домішок, швидкості фільтрування, висоти шару завантаження, розміру часток завантаження і т.д. Внаслідок цього, наприклад, тривалість фільтроцикла при

швидкості фільтрування 3 м/год для нафтовміщуючих стічних вод становить 150-200 год, а для стоків целюлозно-паперового виробництва при швидкості фільтрування 8-10 м/год - 10-12 год.

2.8.4. Напірні фільтри

Напірні швидкі фільтри являють собою закриті резервуари циліндричної форми. Вони обладнані дренажною системою для відводу проясненої і подачі промивної води, розподільним пристроєм для подачі стисненого повітря під тиском 0, 4-0,6 МПа. Виготовляються вертикальні і горизонтальні напірні фільтри.

Діаметри серійних вертикальних фільтрів 1,0-3,4 м, продуктивність 50-90 $м^3$/год. Висота шару фільтруючого матеріалу 1000-1200 мм.

Створені також конструкції напірних фільтрів із двома та трьома камерами, що практично представляють собою два або три фільтри, розташовані один над іншим. Вони дозволяють підвищити продуктивність по воді в 2-3 рази без збільшення діаметра фільтра.

Існують конструкції швидких напірних фільтрів, що промиваються самостійно. В них промивка фільтруючого шару виконується за допомогою сифона, що заряджається при зростанні напору перед фільтром до певної межі внаслідок забруднення зернистого завантаження.

Напірні швидкі фільтри застосовують для прояснення невеликих кількостей стічних вод, забруднених зваженими речовинами, смолами і т.д.

2.8.5. Багатошарові фільтри

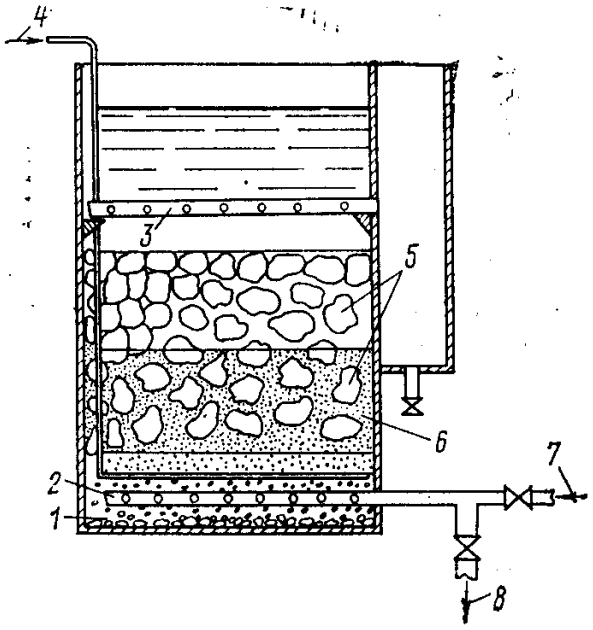
Збільшення брудоємності фільтрів без зниження ефективності їх роботи досягається застосуванням фільтрів з багатошаровим завантаженням, що складається з матеріалів різної щільності. Наявність у багатошаровому фільтрі верхніх грубозернистих шарів спричиняє більшу глибину проникнення забруднень, а наявність нижнього дрібнозернистого піщаного шару - досить високий ефект прояснення води. Крім того, різні по природі фільтруючі матеріали збільшують ймовірність адгезійної взаємодії часток із зернами завантаження.

Найбільше розповсюдження отримали двошарові фільтри. В якості матеріалу верхніх фільтруючих шарів використовується антрацит ($d_э$=0,8-1,1мм), керамзит, полістирол, а нижніх шарів - пісок ($d_э$ = 0,4-0,5мм), граніт і ін.

Швидкість фільтрування води становить 10 м/год і більше (до 25 м/год). Брудоємність багатошарових фільтрів в 2-4 рази вище, а фільтроцикл в 2-3 рази довший, ніж в одношарових фільтрах.

2.8.6. Каркасно-засипні фільтри

Різновидом багатошарових фільтрів є каркасно-засипний фільтр.



1 - підтримуючі гравійні шари;
2 - розподільна система
великого опору;
3 - трубчаста система для подачі
вихідної і відводу промивної води;
4 - подача повітря;
5 - гравійний каркас;
6 - піщане завантаження;
7 - подача промивної води;
8 - відвід фільтрату.

Рисунок 2.12 - Схема каркасно-засипного фільтра

У цьому фільтрі можна використовувати дешеві фільтруючі матеріали, такі як гравій, щебінь, пісок і ін., що вигідно відрізняє його від інших багатошарових фільтрів. Каркасно-засипний фільтр обладнується системами рівномірного розподілу вихідної води і відводу промивних вод через розташовані на відстані 200-

300 мм від рівня завантаження з’ємні дірчасті затоплені труби. Завантаження каркасно-засипного фільтра виконується у вигляді каркаса із гравію або із щебіню, і завантаження із дрібнозернистого матеріалу, що заповнює частину простору каркасу. Діаметр зерен каркаса і завантаження, а так само їх об'єм підбираються таким чином, щоб зерна завантаження вільно проникали в міжзерновий простір каркаса і під дією сили ваги опускалися в нижні шари каркаса залишаючи в його верхній частині простір, вільний від завантаження.

Для завантаження можуть використовуватися пісок, антрацит, мармурова крихта, керамзит, гранульовані доменні шлаки.

Головними перевагами фільтрів цього типу є можливість використання регенерації завантаження, що полягає в тім, що дрібнозернисте завантаження переміщається в порах каркаса, зерна якого залишаються нерухливими. При цьому відбувається відмивання самого завантаження і очистка поверхні зерен каркаса. Нерухомість каркаса під час промивки дозволяє робити промивку водою або водоповітряною сумішшю без небезпеки зсуву підтримуючих шарів.

2.8.7. Фільтри з висхідним потоком

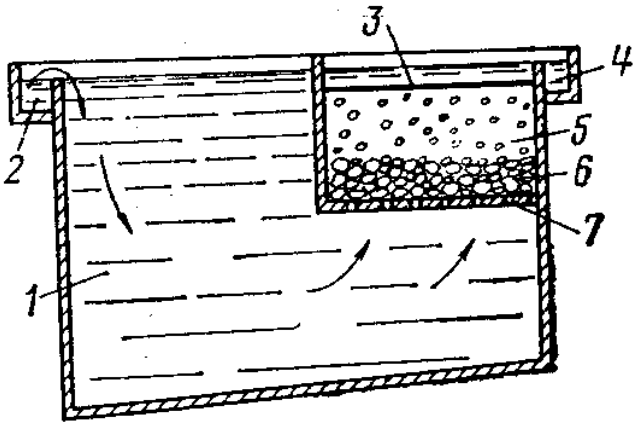
Фільтри з висхідним потоком (або контактні прояснювачі) по ефективності роботи аналогічні фільтрам з багатошаровим завантаженням. При очистці стічних вод вони застосовуються не тільки в схемах з реагентною обробкою води, але і у схемах без коагуляції.

Стічну воду перед подачею в дренажну систему контактних прояснювачів попередньо очищають від плаваючих і грубодисперсних забруднень, як правило проціджуванням (барабанні сітки і т.д.). Для завантаження використовують кварцовий пісок і інші матеріали, наприклад, доменні шлаки.

У фільтрах конструкції АКХ передбачене одночасно фільтрування води знизу нагору і зверху вниз. Прояснена вода видаляється через збірну систему, що перебуває в товщі фільтруючого шару. Таке розташування дренажної системи забезпечує стійкість фільтруючого шару при будь-яких швидкостях фільтрування води.

2.8.8. Фільтри із плаваючим завантаженням

За схемою висхідного фільтрування працюють також фільтри із плаваючим завантаженням з полістиролу. Ці фільтри вбудовуються в первинні або вторинні відстійники і можуть бути одношаровими або двошаровими.



1 - зона відстоювання;
2 - подача вихідної води;
3 - грати;
4 - відвід проясненої води;
5 - дрібні фракції плаваючого завантаження;
6 - великі фракції плаваючого завантаження;
7 - дірчасте дно фільтру.

Рисунок 2.13 - Схема фільтра із плаваючим завантаженням

На рисунку представлена схема установки плаваючого фільтру у відстійнику. Фільтрація здійснюється знизу нагору. Причому частина зважених речовин випадає у відстійнику, а інші затримуються плаваючим завантаженням фільтру. Регенерація здійснюється подачею води зверху.

2.8.9. Промивання фільтрів

Регенерацію зернистого завантаження фільтрів виконують промивкою. Зазвичай для цього використовується чиста вода, яку під тиском подають у дренажну систему фільтру, рівномірно розподіляючи її його площі. Вона піднімається нагору через завантаження зі швидкістю, що забезпечує перехід зерен завантаження у зважений стан. При цьому зерна завантаження зіштовхуються один з

одним, у результаті чого забруднення які знаходяться на завантаженні відмиваються потоком промивної води і виносяться з фільтру.

Для ефективної промивки зерен завантаження різної крупності потрібний різний ступінь розширення фільтруючого шару. Основним завданням промивки фільтра є встановлення таких інтенсивності і ступеню розширення шару завантаження, які б забезпечили повне відмивання зерен від забруднень. Збільшення інтенсивності промивки дозволяє підвищити ефективність відмивання завантаження, але одночасно приводить до небажаного зростання витрати промивної води. Значне підвищення інтенсивності промивки може викликати зсув фільтруючих і підтримуючих шарів.

Витрата промивних вод при промивці швидких і багатошарових фільтрів становить 3-5% від об'єму фільтрату. З метою зниження витрати промивної води і поліпшення якості відмивання зерен завантаження поряд з подачею промивної води проводиться продувка завантаження стисненим повітрям. Повітря від компресора подається по спеціальній розподільній системі під фільтруюче завантаження. Залежно від розміру зерен завантаження інтенсивність продувки приймають у межах 15-20 л/м^2×с. При цьому інтенсивність промивки фільтру водою знижується до 10-12 л/м^2×із замість 16-20 л/м^2×із при промивці водою.

Для відмивання зерен завантаження від нафти, нафтопродуктів і смол застосовують гарячу воду, тому що при цьому значно знижуються в'язкість і поверхневий натяг, а отже, і міцність прилипання часток до зерен. Режим регенерації фільтрів залежить від конкретних умов і встановлюється звичайно дослідним шляхом.

Значна кількість часток забруднень, що затримується на поверхні фільтруючого, погано відмивається під час промивки фільтра. Тому вводять попереднє промивання фільтра. Суть полягає в тому, що струмені води зі швидкістю 20-25 м/хв, що виходять із отворів промивної системи, розташованої над фільтруючим шаром, руйнують плівку на поверхні цього шару, сприяючи тим самим більшої ефективності наступної промивки. Застосовуються як стаціонарні, так і обертові промивні системи. У першому випадку інтенсивність промивки

становить 3-4 л/м^2×с, у другому - 0, 5-0,75 л/м^2×с. Застосовується також комбінована (одночасна подача води знизу та зверху) і ежекторна промивка.

При регенерації фільтрів із плаваючим завантаженням інтенсивність подачі промивної води 10-14 л/м^2×с при тривалості промивки 3-4 хв. Високий ефект промивки пояснюється тим, що напрямок вектору швидкості водяного потоку в цьому випадку збігається з напрямком сили ваги забруднень, що вимиваються.

2.9. Прояснення в полі відцентрових сил

2.9.1. Загальні відомості

Принцип розподілу суспензій і емульсій у полі відцентрових сил реалізований у гідроциклонах і центрифугах.

У гідроциклонах поле відцентрових сил виникає завдяки тангенціальному підведенню води до циліндричного корпусу апарата, а в центрифузі - воно забезпечується обертанням її корпусу (ротора). Гідроциклони і центрифуги застосовують для видалення зі стічних вод твердих механічних домішок. Для розподілу емульсій використовуються відцентрові сепаратори.

Процес розподілу фаз у полі відцентрових сил умовно можна вважати таким, що протікає по принципу відстоювання, причому дія сили гравітації замінюється дією відцентрової сили. Швидкість розподілу часток у відцентровому полі перевищує швидкість осадження еквівалентних часток у гравітаційному полі в сотні тисяч разів.

За гідравлічними умовами розрізняють два основних типи гідроциклонів:

1) відкриті (низьконапірні);
2) закриті (високонапірні).

Центрифуги спеціально для очистки стічних вод вітчизняної промисловості не виробляються. Із центрифуг, що випускаються серійно, для цих цілей використовуються:

1) осаджувані горизонтальні шнекові безперервного дії;

2) центрифуги періодичної дії маятникові і трубчасті.

2.9.2. Відкриті гідроциклони

Відкриті гідроциклони застосовують для видалення зі стічних вод осідаючих, переважно важких, і грубодисперсних спливаючих домішок. Можуть застосовуватися відкриті гідроциклони в комплексі з іншими спорудами для механічної очистки виробничих стічних вод. Перед подачею у відкриті гідроциклони стічні води при необхідності можна коагулювати. Перевагами відкритих гідроциклонів є більша питома пропускна здатність (2-20м^3/(м^2×г)) при невеликих втратах напору (не більше 0,5 м).

Відкриті гідроциклони відносяться до споруд відстійного типу з обертовим рухом потоку в робочій зоні, що забезпечується тангенціальним підведенням води на освітлення до циліндричного корпусу. Обертання потоку сприяє агломерації завислих речовин і збільшенню їх гідравлічної крупності.

Для рівномірного розподілу потоку і більш повного використання об'єму гідроциклону кількість впускних патрубків повинна бути не менш двох. Швидкість впуску води в гідроциклон становить 0,1-0,5 м/с.

Відкриті гідроциклони можуть бути наступних типів:

1) без внутрішніх пристроїв;
2) з діафрагмою;
3) з діафрагмою і циліндричною перегородкою;
4) багатоярусні.

Для всіх типів відкритих гідроциклонів осад з конічної частини видаляється насосами, гідроелеваторами або під гідростатичним тиском води. Для затримки і видалення спливаючих домішок і нафтопродуктів гідроциклони обладнуються напівзаглибленим кільцевим щитом, встановленим перед водозливом на відстані не більше 50 мм, і заглибленою лійкою.

Ефект очистки відкритих гідроциклонів визначається в основному питомим гідравлічним навантаженням, яке залежить від характеристики стічних вод, необхідного ступеня очистки і від геометричних розмірів гідроциклону.

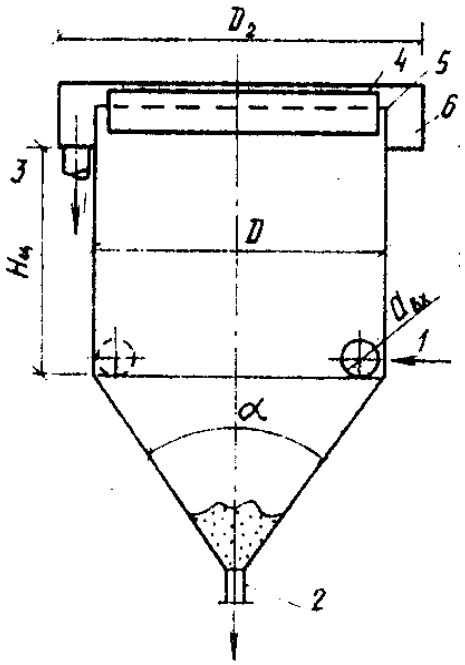
Для всіх видів відкритих гідроциклонів гідравлічне навантаження визначають за формулою:

$$q = 3{,}6 \times K \times U_o\,, \qquad (2.4)$$

де U_o - гідравлічна крупність затримуваних часток, мм/с;

K – коефіцієнт, залежний від виду гідроциклону.

Відкритий гідроциклон без внутрішніх пристроїв являє собою конструкцію наведену на наступній схемі:

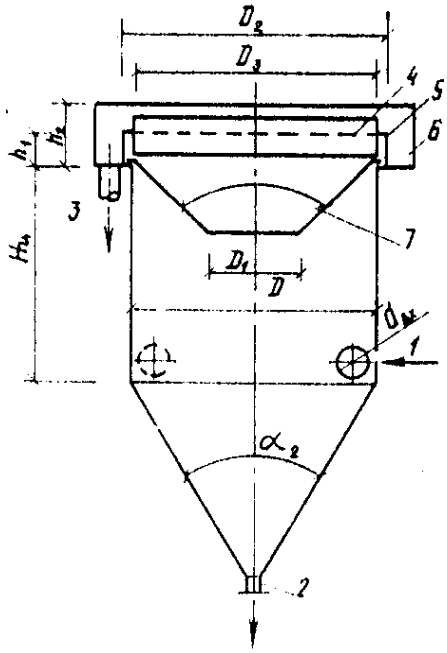


D = 2 - 10 м
$H_y = D$
$D_{вх} \approx 0{,}07D$ (при 2^x впусках)
α = 60°
1 - підвідна труба;
2 - шламовідвідна труба;
3 - водовідвідна труба;
4 - напівзаглиблені кільцеві стінки;
5 - кільцевий водозлив;
6 - водозбірний кільцевий лоток.

Рисунок 2.14 - Схема відкритого гідроциклону без внутрішніх пристроїв

Такі апарати рекомендується застосовувати для затримки грубо - і дрібнодисперсних домішок гідравлічної крупністю 5 мм/с і більше.

Гідроциклон з конічною діафрагмою наведений на наступній схемі:

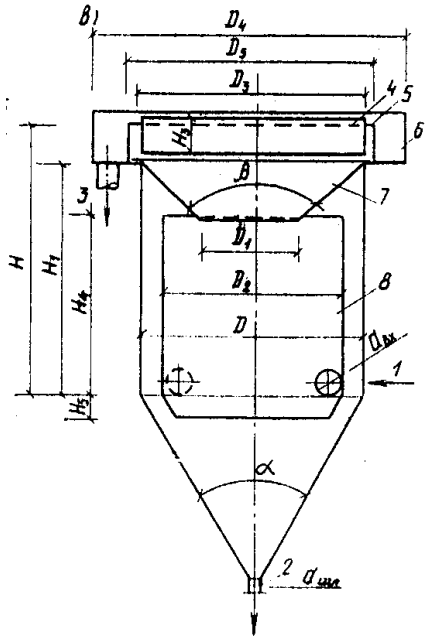


D = 2 - 6 м
$H_y = D$
$D_1 \approx 0{,}5D$
β = 60°
α = 45°
$D_{вп} \approx 0{,}05D$
1 - підвідна труба; 2 - шламовідвідна труба; 3 - водовідвідна труба; 4 - напівзаглибні кільцеві стінки; 5 - кільцевий водозлив;
6 - водозбірний кільцевий лоток. 7 - конічні діафрагми.

Рисунок 2.15 - Схема гідроциклона з конічною діафрагмою

4) Ці апарати призначені для видалення зі стічних вод дрібнодисперсних завислих речовин гідравлічною крупністю більше 0,2-0,3 мм/с. Їх доцільно застосовувати для обробки невеликих (до 200 м^3/г) кількостей стоків. При коагулюванні стічних вод межі їх використання можуть бути розширені.

Для підвищення ефективності описаного гідроциклона його доповнюють **циліндричною перегородкою.** Впуск води здійснюється тангенціально в простір, обмежений внутрішнім циліндром. При цьому виникає замкнутий циркуляційний потік, що сприяє підвищенню якості очистки. Діаметр гідроциклонів з діафрагмою й циліндричною перегородкою приймається не більше 6 м.



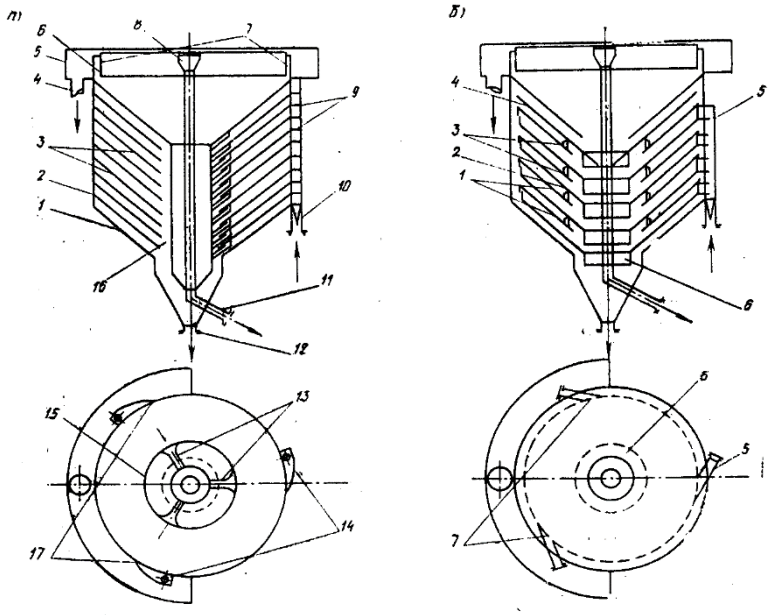
1 - підвідна труба;
2 - шламовідвідна труба;
3 - водовідвідна труба;
4 - напівзаглиблені кільцеві стінки;
5 - кільцевий водозлив;
6 - водозбірний кільцевий лоток.
7 - конічні діафрагми;
8 - циліндрична перегородка.

Рисунок 2.16 - Схема гідроциклона із циліндричною перегородкою

2.9.3. Багатоярусні гідроциклони

Багатоярусні гідроциклони є різновидом відкритих гідроциклонів. В основу конструкції багатоярусних гідроциклонів покладена та ж ідея, що і у конструкцію ярусних відстійників: більш повне використання об'єму споруди і зменшення розрахункової тривалості перебування в ньому стічної води при одному і тому ж ступені її очистки. У корпус багатоярусного гідроциклона вільно вставлені конічні діафрагми, які розподілять його об'єм на окремі яруси, що працюють незалежно один від одного. З'єднання діафрагм у центральній частині телескопічне, що полегшує монтаж і демонтаж апарата. Впуск води здійснюється тангенціально через три загальні для всіх ярусів щілини, розташовані через 120°. Підведення води до них і її розподіл по висоті здійснюється в прибудованих до циклона аванкамерах з розподільними лотками. Робочий потік рухається в ярусі по спіралі і виходить у центральну частину через три тангенціальних випуски, що перетинають

шламовідвідну щілину. Кут нахилу випусків, виконаних у вигляді розтрубів, збігається з кутом нахилу діафрагми. Осад, що накопичився в ярусі, сповзає до центральної частини і через кільцеву шламовідвідну щілину направляється в конічну частину апарату, звідки видаляється, зазвичай, під гідростатичним тиском через насадку із засувкою. Застосовуються і інші відомі способи видалення осаду.



а - з похилими патрубками для відведення очищеної води: 1 - конічна частина; 2 - циліндрична частина; 3 - конічні діафрагми; 4 - патрубки для проясненої води; 5 - водозбірний кільцевий лоток; 6 - водозлив; 7 - маслозатримуюче кільце; 8 - маслозбірна лійка; 9 - розподільні лопатки; 10 - патрубок для подачі вихідної води; 12 - патрубок для розвантаження шламу; 13 - похилі випуски; 14 - аванкамери; 15 - шламовідокремлююча діафрагма; 16 - шламовідвідна щілина; 17 - тангенціальні впускні насадки; б - з периферійним відбором очищеної води: 1 - проміжні короткі діафрагми; 2 - нижні діафрагми прямоточного ярусу; 3 - пропускні трубчасті стояки; 4 - направляюча діафрагма; 5 - аванкамери; 6 - шламовідвідна шахта; 7 - тангенціальні впуски.

Рисунок 2.17 - Багатоярусний гідроциклон

Масла та інші легкі речовини через зазор між діафрагмами і корпусом гідроциклона спливають під верхню діафрагму і далі по спеціальних стояках видаляються на поверхню, відокремлену напівзаглибленим кільцевим щитом. Масло з гідроциклона можна видаляти будь-яким з відомих способів, у тому числі через напівзаглиблену лійку, до якої воно спрямовується скребковим механізмом.

Інтенсифікація процесу розподілу в багатоярусному гідроциклоні досягається за рахунок зменшення висоти шару відстоювання. Обертовий рух дозволяє повніше

використовувати об'єм ярусу і створює умови, сприятливі для агломерації завислих речовин.

Зазвичай багатоярусні циклони розміщають на естакадах. При цьому спрощується вивантаження осаду і подача проясненої води на наступні споруди. Діаметр багатоярусних гідроциклонів приймається 2 - 6 м, висота ярусу 100 - 200 мм, число ярусів 4 - 20.

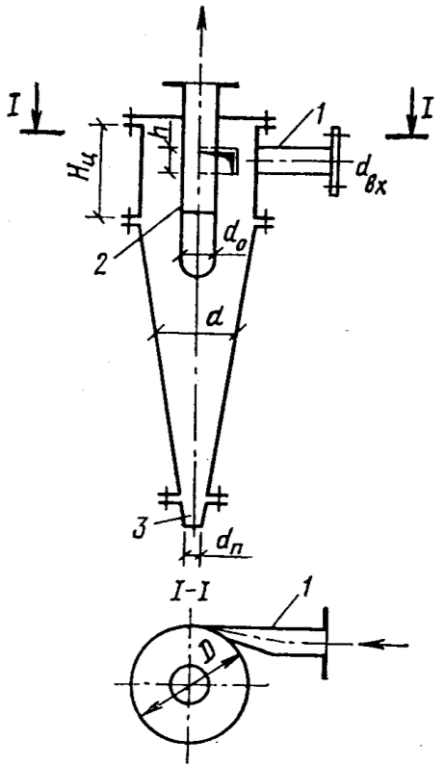
2.9.4. Напірні гідроциклони

Напірні гідроциклони застосовуються для механічної очистки стічних вод, а також для згущення, збагачення і класифікації осаду, який видаляється зі стічних вод.

У напірному гідроциклоні струмінь, рухаючись по гвинтовій спіралі впродовж зовнішньої стінки апарата, направляється в його конічну частину. Тут основний потік змінює напрямок руху і переміщується до центральної частини апарата. Осад, що видаляється в пристінній зоні, і найбільш насичена завислими речовинами частина води видаляється з апарата через насадку для шламу. Потік проясненої води в центральній зоні апарата рухається по циліндричній спіралі нагору до зливної насадки.

Залежно від діаметрів зазначених насадок, а також розмірів інших конструктивних елементів гідроциклонів відбувається відповідний розподіл води та шламу. Гідроциклони можуть працювати у вертикальному, нахиленому або горизонтальному положенні.

Діаметри напірних гідроциклонів 15-1000 мм. У результаті впливу абразивних часток механічних домішок гідроциклони швидко зношуються, тому їх внутрішню поверхню футерують кам'яним литтям або гумою, покривають з’ємними зносостійкими вставками. Гідроциклони невеликого діаметра (15-20 мм) відливають із абразивностійких матеріалів - гуми, кераміки, пластмаси.



1 - підвідна труба;
2 - патрубок для відводу проясненої води;
3 - шламовий патрубок.

Рисунок 2.18 - Напірний гідроциклон

Залежно від витрати стічних вод і типу гідроциклонів можна встановлювати один або кілька паралельно працюючих апаратів, об'єднаних у блоки (мультігідроциклони).

При необхідності глибокої очистки стічних вод доцільна послідовна робота гідроциклонів різних типорозмірів. При цьому апарати першого ступеня призначені для видалення з води грубих домішок, а апарати останнього ступеня - для виділення найбільш дрібних зважених часток, гідравлічна крупність яких визначається відповідно до необхідного ефекту очистки. При багатоступінчастій схемі роботи гідроциклонів воду на очистку можна подавати під загальним тиском в усі послідовно працюючі ступені і під певним тиском у кожний ступінь. У першому випадку передбачають одну загальну насосну установку, у другому - насосну установку для кожного ступеня.

Щоб уникнути засмічення гідроциклонів, рекомендується встановлювати захисні сітки на всмоктувальних трубах насосів.

Параметри оптимального режиму експлуатації гідроциклонів уточнюють при пуску та наладці установок, змінюючи тиск перед апаратами та розміри площ живого перетину зливного та шламового патрубків.

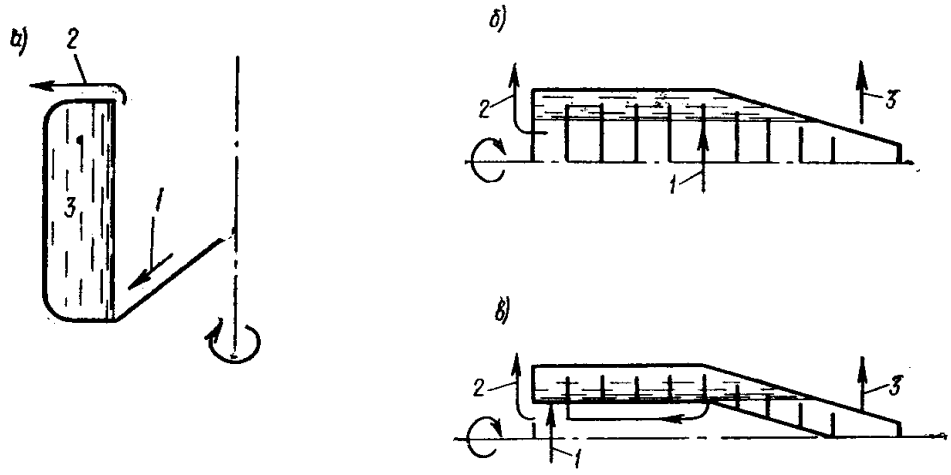
Конструктивні розміри напірних гідроциклонів підбирають залежно від витрати стічних вод, концентрації і властивостей завислих речовин, що затримуються в них.

2.9.5. Центрифуги

Для розподілу неоднорідних систем - суспензій і емульсій - використовується метод центрифугування. Для очистки виробничих стічних вод застосовують центрифуги типу ОГШ, ОТР, ОМ.

Умови застосування центрифуг наступні:

- локальна очистка виробничих стічних вод, коли осад представляє собою цінний продукт;
- дрібнодисперсний склад забруднень, коли для їх видалення не можуть бути застосовані реагенти.



а) маятникова; б) шнекова противоточна; в) шнекова прямоточна.
1 - стічна вода; 2 - фугат; 3 - осад.

Рисунок 2.19 - Центрифуги

Центрифуги безперервної дії застосовуються для очистки стічних вод з витратою до 50-100 м^3/год. Причому в тих випадках, коли потрібно виділити речовини гідравлічною крупністю 0,2 мм/с - противоточні, а 0,05 мм/с - прямоточні.

Центрифуги періодичної дії застосовуються для очистки стічних вод, витрата яких не перевищує 20 $м^3$/год при концентрації суспензії до 2-3 г/л і гідравлічною крупністю 0,05-0,01 мм/с.

2.10. Коагуляція

2.10.1. Суть методу коагуляції і межі його застосування

Стічна води більшості виробництв являють собою низькоконцентровані емульсії або суспензії, що містять дрібнодисперсні частки розміром 0, 1-10 мкм і більше, а також колоїдні частки розміром 0, 001-0,1 мкм.

У процесі механічної очистки зі стічних вод видаляються частки розміром 10-50 мкм, а дрібнодисперсні і колоїдні частки практично не видаляються. Таким чином, стічні води багатьох виробництв після споруд механічної очистки являють собою агрегативно стійку систему. Метод коагуляції дозволяє зруйнувати агрегативну стійкість цієї системи, що приводить до укрупнення часток забруднень і дає можливість їх видалити зі стічних вод відомими механічними способами.

Коагуляція - це злипання часток колоїдної системи при їх зіткненнях у процесі теплового руху, перемішування або спрямованого переміщення в зовнішньому силовому полі. У результаті коагуляції утворюються агрегати - більші (вторинні) частки, що складаються з дрібних (первинних). Первинні частки в таких агрегатах з'єднані силами міжмолекулярної взаємодії безпосередньо або через прошарок навколишнього дисперсійного середовища. Коагуляція супроводжується прогресуючим укрупненням часток і зменшенням їх загального числа в об'ємі дисперсійного середовища (рідина в нашому випадку).

Злипання однорідних часток називається гомокоагуляцією, а різнорідних - гетерокоагуляцією.

Існує декілька способів коагуляції дисперсних систем (стічних вод), доцільність застосування яких визначається діючими факторами стійкості системи і економічними міркуваннями. Особливістю коагуляційної очистки стічних вод є

необхідність застосування коагулянтів, що не викликають вторинного забруднення води.

До основних методів коагуляціоної очистки відносяться: коагуляція електролітами - гетерокоагуляція (у тому числі взаємна коагуляція колоїдів); а також коагуляція під дією фізичних або хімічних факторів (перемішування, нагрівання, заморожування й ін.).

Метод широко використовується для очистки стічних вод підприємств хімічної, нафтохімічної, нафтопереробної, целюлозно-паперової, легкої, текстильної і інших галузей промисловості.

Осади що утворюються в результаті коагуляції, являють собою пластівці розміром від декількох мікрометрів до декількох міліметрів. Пухка просторова структура пластівців осаду визначає його високу вологість - до 96-99,9%. Щільність осадів звичайно становить 1,01-1,09 т/м^3. Для знебарвлення висококонцентрованих і дуже забарвлених вод витрата коагулянтів досягає 1-4 кг/м^3, а об'єм осаду при цьому може становити до 20% об'єму води. Значна витрата коагулянтів, великий об'єм осаду, що утворюється, складність його обробки і наступне зберігання, збільшення ступеню мінералізації стоку, у більшості випадків не дозволяють застосовувати коагуляцію як самостійний метод очистки. Його рекомендують засосовувати при невеликих витратах і наявності дешевих коагулянтів.

2.10.2. Гетерокоагуляційна очистка промислових стічних вод

Гетерокоагуляція, тобто взаємодія колоїдних і дрібнодисперсних часток з агрегатами, що утворюються при введенні у воду коагулянтів, є основним процесом коагуляційної очистки стічних вод.

У сучасній практиці очистки виробничих стічних вод застосовують наступні коагулянти:

1. Солі алюмінію:

- сульфат алюмінію (глинозем);
- алюмінат натрію $NaAl_2$;
- оксихлорид алюмінію $Al_2(OH)_5CI$;

- поліхлорид алюмінію $[Al_2(OH)_nCI\ 6\text{-}_n]_m(SO_4)_x$ де $1 \le n \le 5m \le 10$;
- алюмокалієві квасци $AlK(SO_4)_2 \cdot 18H_2ПРО$;
- алюмоамонійні квасци $Al(NH_4)(SO_4)_2 \cdot 12H_2O$.

2. Солі заліза:

- залізний купорос $FeSO_4 \cdot 7H_2ПРО$;
- хлорид заліза (III) $FeCI_3 \cdot 6H_2ПРО$;
- хлорид заліза (II) $Fe_2(SO_4)_3 \cdot 9H_2O$.

3. Солі магнію:

- хлорид магнію $MgCI_2 \cdot 6H_2ПРО$;
- сульфат магнію $MgSO_4 \cdot 7H_2O$.

4. Вапно.
5. Шламові відходи та відпрацьовані розчини окремих виробництв:

- хлорид алюмінію (виробництво етилбензола);
- сульфат заліза (II) (відпрацьовані розчини травлення металів);
- вапняний шлам і ін.

Кількість коагулянту, необхідного для здійснення процесу коагуляції залежить від виду коагулянту, витрати, та необхідного ступеня очистки стічних вод і визначається експериментально в кожному конкретному випадку, або орієнтовно за нормативами.

При введенні у воду неорганічних коагулянтів відбувається руйнування агрегативної стійкості системи під дією електроліту (солі), сорбція іонів на поверхні часток і утворення в результаті хімічної реакції нової малорозчинної сполуки, концентрація якої у воді значно вище його розчинності.

На ефективність процесу коагуляції і його швидкість впливають багато факторів: кількість і сполука розчинених у воді домішок, концентрація колоїдних домішок, температура, перемішування, магнітне і електричне поле, ультразвукові коливання.

Однак, фактором, що визначає саму можливість процесу, є величина Рн. Оптимальні значення Рн для різних коагулянтів залежать від його виду й кількості домішок у воді і коливаються в досить широких межах. Вони становлять:

$Al(OH)_3$ - 4,5 - 7,0

$Fe(OH)_2$ - 8,5 - 10,5

$Fe(OH)_3$ - 4-6 і 8-10

$CaCO_3$ - 9 - 11,5

$Ca_3(PO_4)_2$ - 10 - 11

$CaSO_4$ - 4 - 10

2.10.3. Спільне осадження розчинених домішок

У процесі коагуляційної очистки стічних вод відбувається одночасне спільне осадження молекулярно- дисперсних домішок води. Вилучення з води домішок у вигляді молекул або іонів пояснюється сорбційними процесами і процесами іонного обміну, а також хімічною взаємодією.

Спільне осадження відбувається при видаленні твердої фази з пересиченого розчину. В процесі кристалізації тверді частки притягують домішки. Домішки можуть сорбуватися на поверхні зростаючих кристалів, і взаємодіяти зі скупченнями поверхневих крапкових дефектів або переходити в приповерхню зону твердої фази.

У процесі росту часток коагулянту домішки можуть взаємодіяти з утворенням комплексів різних сполук, брати участь в окислювально-відновлювальних, гидролітичних і сольватаційних процесах. Адсорбовані молекули домішок можуть блокуватися молекулами коагулянту, що кристалізується.

Ефективність процесу спільного осадження розчинених домішок залежить від багатьох факторів: фізико-хімічних властивостей домішок, концентрації, виду і дози коагулянту, наявності і кількості інших домішок і ін.

Складність процесу не дозволяє робити прогнозування кількості домішок, які будуть захоплюватися твердою фазою в процесі кристалізації. Проте, цей процес широко використовується для очистки стічних вод від розчинених неорганічних і органічних речовин.

При коагуляційній очистці в процесі спільного осадження із природної води видаляються органічні речовини, що визначають її забарвленість. Цей метод

дозволяє ефективно видаляти зі стічних вод фтор. Стічні води можуть бути очищені від іонів міді і цинку з фосфатом кальцію, а миш'яку - з фосфатом кальцію та карбонатом кальцію.

Метод спільного осадження успішно застосовується для доочистки стічних вод від неорганічних і органічних речовин. При використанні як коагулянтів солей алюмінію вдається знизити вміст розчиненого фосфору в стоках на 80-90%, а у випадку використання солей заліза - на 75-85%. У процесі доочистки стічних вод виробництва сульфатної целюлози коагуляцією сульфатом алюмінію значно знижується вміст розчинених органічних домішок. Ефект очищення при цьому становить по ХПК - 90-93%, а по $БПК_5$ - 80-85%.

Спільним осадженням видаляються з води поверхнево активні речовини, а також деяка кількість фенолів.

У процесі очистки стічних вод від нафти, нафтопродуктів, смол і сажі методом коагуляції відбувається осадження таких токсичних забруднень, як канцерогенні речовини: бензопирен, антрацен і ін.

2.10.4. Коагуляція під впливом фізико-хімічних факторів

Агрегатно стійкі дисперсні системи можуть коагулювати, якщо в результаті фізичного або хімічного впливу змінюється заряд або властивості поверхні часток, властивості стабілізатора системи або у випадку видалення цих стабілізаторів із системи.

Для коагуляції дисперсної системи стічних вод застосовують:

- окислювання;
- введення хімічних речовин, які взаємодіють із частками або стабілізаторами системи;
- радіаційну обробку;
- вплив електричного і магнітного поля;
- електрогідравлічний удар.

Ефективність і економічність впливу зазначених факторів на коагуляцію дисперсних домішок стічних вод залежать від властивостей дисперсних часток, а також від природи а кількості речовин, що стабілізують ці системи.

Метод окиснення може бути використаний для руйнування твердих і рідких часток, що забруднюють стічні води.

Багато детергентів практично повністю руйнуються озоном. Можуть використовуватися і інші окислювачі.

Для очистки стічних вод виробництва полістиролу і полімерів стиролу використовують метод виведення стабілізатора суспензій із системи ***обробкою хімічними реагентами***. Стабілізатором колоїдної системи в цьому випадку є полівініловий спирт або його похідні. Ці речовини можна видалити, обробляючи воду карбоксилвміщуючими полімерами (наприклад, поліметакриловою кислотою), з якими вони утворюють нерозчинні у воді сполуки. У результаті такої обробки стічних вод відбувається коагуляція колоїдних домішок. Ефективність очистки стічних вод становить 98-99,9%.

Радіаційна обробка колоїдних систем також може привести до втрати стабільності і до коагуляції. Це явище використовують для коагуляційної очистки стічних вод, що містять синтетичні поверхнево-активні речовини.

Електрообробку дисперсних систем можна проводити в постійному і змінному однорідному і неоднорідному електричному полях, а також за допомогою електричного розряду малої потужності. Під впливом електричного поля дисперсні системи стічних вод стають менш стійкими і може відбуватися утворення агрегатів розмірами до 1000 мкм.

При впливі на дисперсну систему електричного розряду малої потужності спостерігається коагуляція, наприклад, стійких суспензій кембрійської глини, керамічних матеріалів і азот барвників.

До факторів, що впливають на агрегатну стійкість системи, варто віднести наявність електричного поля, ***різкого перепаду тисків і температур у зоні розряду***, випромінювання і електрохімічних реакцій.

Крім того, слід зазначити, що в результаті дії електричного розряду малої потужності вода може бути практично повністю очищена від бактерій.

2.10.5. Електрохімічна коагуляція

Процес очистки стічних вод від колоїдних і дрібнодисперсних домішок гетерокоагуляцією з використанням коагулянтів - гідроксидів алюмінію і заліза - можна здійснювати, пропускаючи стічні води через електролізер з анодами із зазначених металів. Метал анодів під дією постійного струму іонізується і переходить у воду. Далі створені у воді гідроксиди алюмінію або заліза коагулюють дисперсну систему. Процесу коагуляції сприяє наявність електричного поля, а також електрохімічні реакції в між електродному просторі, що призводить до зниження стійкості дисперсної системи.

Анодне розчинення металу доцільно проводити при невисокій щільності струму. Зі зменшенням відстані між електродами витрата електроенергії на анодне розчинення металу знижується. Нормальним вважається відстань між електродами 10-20 мм. На процес електрохімічної коагуляції впливають наступні фактори: матеріал електродів, швидкість руху води в між електродному просторі, відстані між електродами, температури, сполуки домішок стічної води й т.д.

На ефективність очистки найбільший вплив має кількість пропущеного через воду електричного струму. При проходженні 40 Кл/л утворюються дрібні, повільно осідаючі пластівці, при 80 Кл/л відбувається активне пластівцеутворення, а при 160 Кл/л - різке поліпшення процесу коагуляції і прояснення води.

З метою зниження витрати електроенергії звичайно рекомендується проводити процес при наступних умовах:

- щільність струму не більше 10 А/м^2;
- відстань між електродами не більше 20 мм;
- швидкість руху води між електродами не менш 0,5 м/с.

Позитивні результати електрохімічна коагуляція дає при очистці стічних вод, що містять емульговані нафтопродукти, а також хромати та фосфати.

Для очистки стічних вод використовуються електрокоагулятори різних конструкцій. Одна з них наведена на схемі:

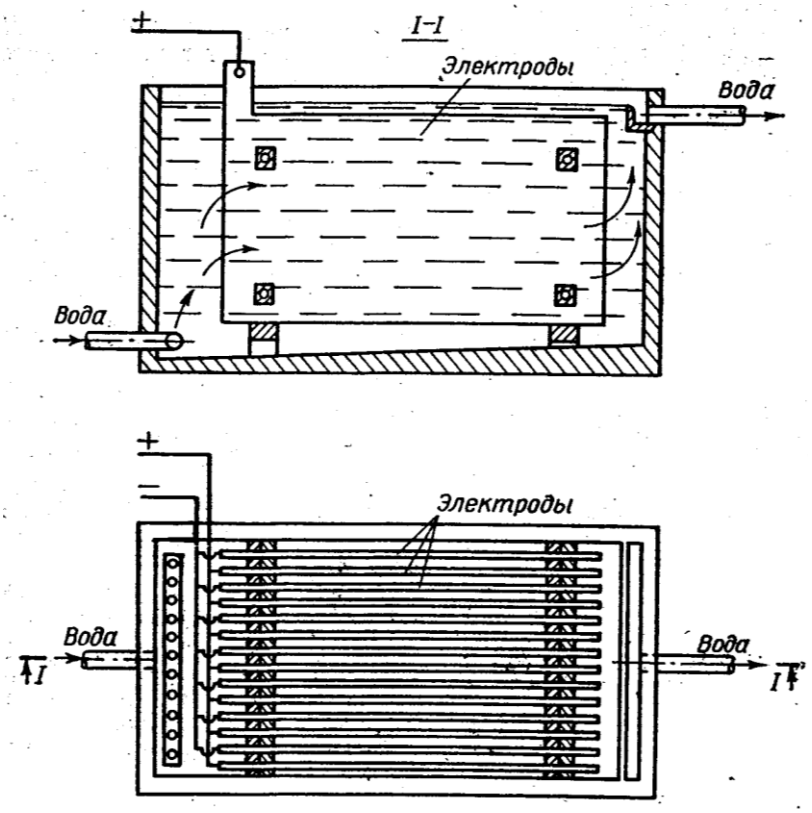


Рисунок 2.20 - Апарат для очистки води методом електрохімічної коагуляції

Стічна вода протікає між пластинами алюмінію або заліза і видаляється за допомогою збірних лотків, розташованих у верхній частині електролізера.

Метод електрохімічної коагуляції має ряд переваг: компактність установок, відсутність необхідності в реагентах, простота обслуговування.

Недоліком методу є підвищена витрата металу, а також електроенергії внаслідок утворення окісної плівки на поверхні електродів і їх механічного забруднення домішками стічних вод. Крім того, у процесі очистки відбувається нагрівання води, що також збільшує витрату електроенергії.

Процес очистки стічних вод методом коагуляції (а також флокуляції) включає приготування водяних розчинів реагентів, їх дозування, змішування з усім об'ємом води, пластівцеутворення і видалення пластівців. При цьому використовуються ті ж технологічно схеми, устаткування і апарати, що й при очистці природних вод.

2.11. Флокуляція в процесах очищення виробничих стічних вод

2.11.1. Загальні відомості

Для прискорення процесу пластівцеутворення, збільшення швидкості осадження пластівців, підвищення якості очищеної води, а в ряді випадків і для коагуляції колоїдних домішок використовують деякі високомолекулярні речовини - *флокулянти*. Зазвичай їх застосовують як доповнення до мінеральних коагулянтів, тому що вони сприяють розширенню оптимальних меж температур і pH коагулювання, знижують витрату коагулянтів, підвищують щільність і міцність агрегатів, що утворюються, стабілізують роботу очисних споруд і підвищують їх продуктивність.

Під флокуляцією розуміють процес платсівцеутворення за допомогою високомолекулярних речовин, що на відміну від процесу коагуляції протікає без зміни електричних властивостей часток (подвійного електричного шару).

У цей час флокуляція широко використовується в технології очистки як природних так і стічних вод.

Флокулянти являють собою розчинні у воді лінійні полімери, що складаються з великої кількості груп з довжиною ланцюжка до 1мкм. Молекулярна маса флокулянта може досягати декількох мільйонів, а ступінь полімеризації 500-5000 і більше.

Їх підрозділяють на три групи:

1) неорганічні;
2) природні органічні;
3) синтетичні органічні.

2.11.2. Вплив різних факторів на процеси флокуляції

На швидкість і ефективність процесу флокуляції впливають багато факторів, найбільш значимі з яких наступні:

1) концентрація часток і властивості їх поверхні;
2) розчинені у воді домішки;
3) перемішування;
4) послідовність введення коагулянтів і флокулянтів;
5) величина pH;
6) температура.

Розглянемо в чому полягає цей вплив.

Витрата флокулянта залежить від ***сумарної питомої поверхні*** часток дисперсної фази. При незмінному розмірі часток зберігається пропорційна залежність між оптимальною дозою флокулянта і концентрацією твердих часток. Зростання ступеню дисперсності знижує ефективність флокулянтів.

Розчинені у воді домішки впливають на процес флокуляції по різному. Так, у присутності гідроксидів кальцію і магнію процес флокуляції поліакриламідом активізується. Хлориди калію і кальцію і карбонат калію практично не впливають на процес флокуляції. Високий вміст (більше 1 г/л) таких солей, як Na_2CO_3, K_2SO_4, Na_2HPO_4, $Fe(NH_4)(SO)_2 \bullet 12H_2O$, Na_2SO_3, $Ca(NO_3)_2$, різко погіршує процес флокуляції ПАА.

Даних, що дозволяють прогнозувати вплив різних ***органічних домішок*** стічних вод на процеси флокуляції, не має. Відомо лише вплив деяких з них. Наприклад, наявність етилового спирту в стічних водах негативно позначається на процесах флокуляції.

Ефективність процесу флокуляції, розмір і щільність пластівців, що утворюються, більшою мірою залежать від ***інтенсивності та тривалості перемішування.*** Інтенсивне перемішування скорочує час досягнення адсорбційної рівноваги, але при цьому зменшується кількість адсорбованого флокулянту, а також руйнується частина агрегатів, що утворюються при флокуляції.

На ефективність очистки води може впливати ***послідовність введення коагулянту та флокулянту***. Зазвичай попередня каогуляція дисперсної системи з наступною флокуляцією забезпечує більш високий ступінь очистки. Попереднє введення в стічну воду флокулянтів може привести до зниження швидкості

кристалізації коагулянту, а також зменшення розмірів кристалів, що утворюються. У результаті знижується ефект очистки, а також збільшується об'єм і вологість осаду. Вводити флокулянт у стічну воду доцільно після завершення коагуляції колоїдних домішок (через 0,5-5 хв після введення коагулянту). Однак, у деяких випадках послідовність введення коагулянту і флокулянта не роблять помітного впливу на очистку стічних вод.

Доза та молекулярна вага флокулянта. Також впливають на процес флокуляції. При оптимальній кількості доданого флокулянта утворюються не зв'язані між собою агрегати, здатні до швидкого осадження. При дуже малих або більших дозах може спостерігатися не флокуляція, а, навпаки, стабілізація дисперсної системи. При надлишку флокулянта у воді може також утворитися густа сітка асоційованих молекул полімеру, що буде перешкоджати зближенню та агрегації часток суспензії.

На процес флокуляції впливає і ***розмір макромолекул флокулянтів (молекулярна вага)***. З його збільшенням утворюються, як правило, більші агрегати. Найбільш ефективна флокуляція спостерігається при певному співвідношенні між розмірами часток суспензії та макромолекул флокулянтів. Для звичайно застосовуваних діапазонів молекулярних мас полімерів (до декількох мільйонів) збільшення розмірів макромолекул приводить до зниження оптимальної дози флокулянта. При значному розходженні в розмірах часток суспензії та макромолекул флокуляція ускладняється.

Оптимальний діапазон pH для різних флокулянтів різний. Звичайно флокулянти діють у широкому діапазоні pH. У середовищах з різним значенням pH утворяться неоднакові за розмірами і щільністю флокулянти. Наприклад, при флокуляції вугільних шламів поліакриламідом найбільш щільні флокули утворюються при pH= 5-7. Швидкість осадження їх при цьому найбільша, а об'єм осаду - найменший.

У діапазоні температур, у яких здійснюється коагуляційна і флокуляційна очистка стічних вод, помітного впливу на процес флокуляції не виявлено. Проте при низьких температурах води (до 10°С) рекомендується застосовувати флокулянти, що

різко прискорюють створення пластівців. При цьому, наприклад, дозу активної кремнієвої кислоти при температурі менш 7°С варто підвищити в 1,5 рази.

2.11.3. Флокулянти, застосовувані для очистки виробничих стічних вод

У цей час для очистки стічних вод застосовується велика кількість різних флокулянтів.

При підборі найбільш прийнятного флокулянта необхідно враховувати природу часток дисперсної фази та властивості макромолекул флокулянта. Розглянемо основні виду флокулянтів, застосовуваних для очистки стічних вод.

Неорганічні флокулянти. Основним неорганічним флокулянтом є активна кремнієва кислота (АК). Вона являє собою частково структурований колоїдний розчин (золь) діоксиду кремнію і відповідає загальній формулі $xSi_2 \bullet y_2O$.

АК не є промисловим продуктом, її готують на місці застосування. Сировиною служить силікат натрію (рідке скло) і агент, що активує,-мінеральні кислоти, хлор, діоксид вуглецю або сірки, сульфат або оксихлорид алюмінію, алюмінат натрію та ін.

Свіжоприготовлену АК необхідно використовувати протягом декількох годин (до утворення гелю). Для продовження строку придатності рекомендується АК розбавляти водою до концентрації 0,5% по Si_2.

Природні органічні флокулянти. До природних високомолекулярних органічних флокулянтів відносять: крохмаль, декстрин, ефіри, целюлози, альгінат натрію та гуарові смоли.

Розчинений у воді крохмаль отримують із сільськогосподарських рослин (в основному, картоплі та кукурудзи).

Декстрини отримують кислотною обробкою крохмалю. У порівнянні із крохмалем вони володіють більшою здатністю до флокуляції.

Альгинат натрію витягають із морських водоростей.

Карбоксиметилцеллюлозу (КМЦ) отримують шляхом обробки лужної целюлози хлороцтовою кислотою.

Гуарові смоли - речовини, що витягаються з насіння деяких бобових рослин.

Синтетичні органічні флокулянти. У цей час виробляється велике число синтетичних органічних високомолекулярних флокулянтів. Вони практично витиснули природні флокулянти.

Найпоширенішим у практиці очистки води є поліакриламід

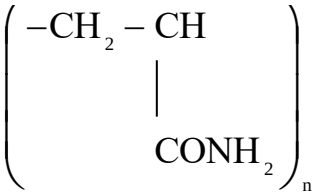


Рисунок 2.21 - Поліакриламід

Для флокуляційної очистки води використовують технічний поліакриламід, часто називається просто ПАА.

Технічний ПАА може бути вапняним і аміачним. Зазвичай використовується вапняний, тому що аміачний ПАА в деяких випадках негативно впливає на процес флокуляції.

2.12. Реагентні методи очистки виробничих стічних вод

2.12.1. Нейтралізація

Кислі та лужні стічні води, величина pH яких виходить за межі 6,5-8,5 перед випуском у водойму або подачею на біологічні очисні споруди повинні бути нейтралізовані. Крім того, нейтралізація стічних вод необхідна для запобігання корозії трубопроводів та технологічних апаратів і споруд.

Застосовуються наступні способи нейтралізації:

1) взаємна нейтралізація кислих і лужних стічних вод (якщо вони одночасно є на даному підприємстві);
2) реагентна нейтралізація;
3) фільтрування через нейтралізуючі матеріали (вапняк – $CaCO_3$, доломіт – $CaCO_3 \cdot MgCO_3$, магнезіт - $MgCO_3$, випалений магнезіт - MgO).

Останній спосіб широкого поширення у вітчизняній практиці не отримав через експлуатаційні труднощі, обумовлені цементуванням завантаження, а також виносом його часток з нейтралізованою водою.

Взаємна нейтралізація стоків досить часто використовується на промислових підприємствах. Але при її використанні слід враховувати різний режим утворення і скидання кислих та лужних стоків. Для забезпечення максимального використання кислих або лужних агентів, що містяться в стічних водах, необхідно застосовувати регулюючі та усереднюючи пристрої.

При наявності на підприємстві тільки кислих або тільки лужних стічних вод їх нейтралізацію проводять реагентами. Кількість виробничих стічних вод, що мають pH>8,5, невелика, тому реагентний метод широко використовується для нейтралізації кислих стоків. Для цього застосовуються, в основному такі реагенти:

1) їдкий натр технічний (сода каустична);
2) сода кальцинована (Na_2CO_3);
3) вапно будівельне.

Крім названих, у деяких випадках використовують також карбонат кальцію (вапняк, доломіт), діоксид вуглецю, аміак. Як нейтралізуючі добавки можуть бути використані відходи виробництва, наприклад, карбідний шлам ацетиленових установок або шлам від установок хімводоочистки.

Вартість їдкого натру та карбонату натрію достатньо велика, тому їхнє застосування доцільно лише у випадках одночасного з нейтралізацією одержання цінних продуктів. Гарна розчинність натрієвих реагентів у воді спрощує процес нейтралізації, але збільшує кількість мінеральних домішок води. Крім того CO_2, що виділяється при використанні карбонату натрію, викликає піноутворення, флотацію осаду і корозію устаткування.

У результаті нейтралізації стічних вод утворюються солі, добре розчинні у воді (NaCl, $NaNO_3$, Na_2SO_4, $CaCl_2$, $Ca(NO_3)_2$, $MgSO_4$ і ін.) або малорозчинні у воді ($CaSO_4$, $CaCO_3$, $Ca_3(PO_4)_2$, Ca_2 і ін.).

Найбільшого поширення для нейтралізації стічних вод отримали гашене та негашене вапно. Перевагами вапна є невисока вартість і менша мінералізація води

чим при нейтралізації сірчаної, фосфорної і вугільної кислот. Однак утворення при цьому значних об'ємів осаду вимагає будівництва споруд по проясненню нейтралізованої води і обробки осаду.

Найчастіше для нейтралізації кислих стоків застосовують гашене вапно у вигляді вапняного молока. При продуктивності нейтралізаційних установок більше 5т/доб (по вапну) доцільно застосування сухого дозування вапна.

Частіше інших кислот у стічних водах міститься сірчана. Істотним недоліком методу нейтралізації сірчаної кислоти вапном є утворення пересиченого розчину гіпсу ($CaSO_4$), що виділяється з води протягом декількох діб. Це приводить до засмічення трубопроводів та апаратури. Для зняття пересичення розчину застосовують метод внесення в розчин затравочних кристалів гіпсу. Зазвичай це здійснюють шляхом рециркуляції осаду сульфату кальцію, що утворюється в результаті нейтралізації.

При нейтралізації сірчанокислих стічних вод вапняним молоком доза вапна (по CaO) береться на 5-10% вище стехіометричної кількості. У випадку нейтралізації сухим порошком або вапняною пастою доза оксиду кальцію повинна становити 140-150 % від стехіометричної, тому що взаємодія між твердою і рідкою фазами відбувається повільніше і не до кінця.

Нейтралізація солянокислих та азотнокислих стічних вод вапняним молоком або іншими лужними агентами протікає більш активно і доза при розрахунку по оксиду кальцію може становити 95%.

Для нейтралізації стічних вод зазвичай використовується вапняне молоко, що містить 5-10% активного оксиду кальцію.

Установки для нейтралізації стічних вод включають: реагентне господарство, усереднювачі, змішувачі, контактні резервуари, відстійники для видалення шламу.

Тривалість процесу нейтралізації стічних вод залежить від їх складу, виду застосовуваного нейтралізуючого агента, температури та інших умов.

Час перебування води в камері нейтралізації при використанні вапняного молока становить 5-30 хв залежно від наявності у воді солей важких металів і інших домішок. Зі збільшенням інтенсивності перемішування або при використанні

аерації, а також з підвищенням температури тривалість контакту зменшується. Якщо нейтралізуючими агентами служать вапняк, карбідний шлам, доломіт і т.д. час контакту необхідно збільшувати до 1-3 годин. Конкретний час контакту визначається в кожному випадку експериментально.

2.12.2. Переведення іонів у малорозчинні сполуки

Очистка стічних вод даним методом зводиться до зв'язування іонів, що підлягають видаленню, у малорозчинні та малодисоційованні сполуки. У цьому випадку іонні реакції практично необоротні.

При виборі реагентів для видалення домішок у вигляді осадів необхідно виходити зі значень добутку розчинності сполук, що утворюються. Чим воно менше, тим вище ступінь очистки води.

Швидкість іонних реакцій у водяних розчинах велика і зазвичай вони протікають практично миттєво.

Метод використовується для видалення з виробничих стічних вод іонів важких металів, сполук фтору та фосфору, радіоактивних та інших сполук.

Глибока очистка стічних вод від іонів ***важких металів*** проводиться шляхом їхнього осадження у вигляді сульфідів по реакції:

$$Me^{2+} + S^{2-} \rightarrow MeS \qquad (2.5)$$

де *Me це* Hg^{2+}, Zn^{2+}, Cr^{2+}, Pb^{2+}, Cu^{2+}, Cd^{2+}, Ni^{2+}.

Іони ***цинку, свинцю, міді, кадмію, хрому (III)*** утворюють із лугами малорозчинні гідроксиди. Треба мати на увазі, що при цьому для кожного металу існує своє оптимальне значення pH осадження:

Для Zn^{2+} – $pH_{опт}$ = 9,0 – 9,2

Для Cr^{3+} – $pH_{опт}$ = 8,0 – 9,5

Для Cu^{2+} – $pH_{опт}$ = 8,0 – 10,0

Для Cd^{2+} – $pH_{опт}$ = 10,5

Миш'як зі стічних вод може бути також вилучений за допомогою обробки вапняним молоком або у вигляді сульфідів залежно від того, у якій формі він присутній у стоках.

Фтор у стічних водах перебуває зазвичай у вигляді фтористоводневої (HF) і кремнефтористоводневої (H_2SiF_6) кислот та їх солей. Знешкодження таких стічних вод виконується обробкою меленим вапняком або вапняним молоком:

$$Na_2SiF_6 + 3CaCO_3 \rightarrow 3CaF_2\downarrow + SiO_2\downarrow + Na_2CO_3 + 2\,CO_2\uparrow$$
$$2HF + CaCO_3 \rightarrow CaF_2\downarrow + H_2O + CO_2\uparrow \qquad (2.6)$$

або

$$Na_2SiF_6 + 3Ca(OH)_2 \rightarrow 3CaF_2\downarrow + 2H_2O + 2NaOH$$
$$2HF + Ca(OH)_2 \rightarrow Ca_2\downarrow + 2H_2O \qquad (2.7)$$

Фосфор у стічних водах присутній у вигляді розчинних орто- і метафосфатів, а також у вигляді поліфосфатів, які використовуються як миючі засоби.

Методи осадження фосфатів засновані на обробці стічних вод вапняним молоком до pH =10-11 або сульфатом алюмінію в лужному середовищі. У першому випадку утворюється $Ca_5(PO_4)_3 \cdot OH$, в другому – складна нерозчинна сполука з гідроксильними та фосфатними групами.

2.12.3. Спільне осадження розчинених неорганічних домішок

Деякі теоретичні питання процесу сумісного осадження домішок з осадами солей розглянуті раніше в темі «Коагуляція».

До сказаного раніше додамо наступне. Метод осадженя використовується для очистки стічних вод від радіоактивних ізотопів, сполук фосфору, миш'яку, фтору та інших елементів. Промислове застосування цей спосіб отримав для доочистки від фосфору стічних вод після біологічної очистки.

Сумісне осадження сполук фосфору виконується з гідроксидами алюмінію або заліза. Дози реагентів повинні відповідати кількості фосфатів, що містяться у стічній воді. Висока ефективність очистки стічних вод від фосфору досягається при

мольних співвідношеннях Fe: P = 2,5:1 й Al : P = 1,5:1. При цьому разом з фосфатами співосаджуються і інші домішки, у тому числі сполуки азоту та органічні речовини.

Гарні результати досягаються при очистці стічних вод від фтору сумісним осадженням з гідроксидом алюмінію. При дозі $Al_2(SO_4)_3$ 200 мг/л залишковий вміст сполук фтору не перевищує 1 мг/л.

Цей метод з фосфатом кальцію дає високий ефект очистки стічних вод від миш'яку As^{5+}. Стічна вода обробляється фосфорною кислотою та гідроксидом кальцію. Осад фосфату кальцію, що утворюється в результаті, захоплює миш'як з утворенням в осаді твердих розчинів арсенату та фосфату кальцію, з яких миш'як практично не вимивається. При вихідній концентрації миш'яку 100 мг/л, залишковий його вміст не перевищує 0,03-0,04 мг/л. Якщо ж у стоці присутній As^{3+} його попередньо окислюють до As^{5+} хлором, хлорним вапном або озоном.

Метод сумісного осадження використовується також для очистки стічних вод від важких металів та інших неорганічних речовин.

2.12.4. Метод окиснення

Деструктивний метод окиснення застосовують для знешкодження стічних вод, що містять токсичні домішки (наприклад, ціаніди) або для дезодорації стоків, які дурно пахнуть (наприклад, сірчасто-лужних). Як окислювачі при цьому використовують: хлор, гіпохлорити, діоксид хлору, озон, технічний кисень і кисень повітря.

Метод окиснення домішок хлором і його сполуками є одним з найпоширеніших у практиці очистки стічних вод.

Хлор, як окислювач, залежно від pH середовища, може перебувати у воді у вигляді різних сполук.

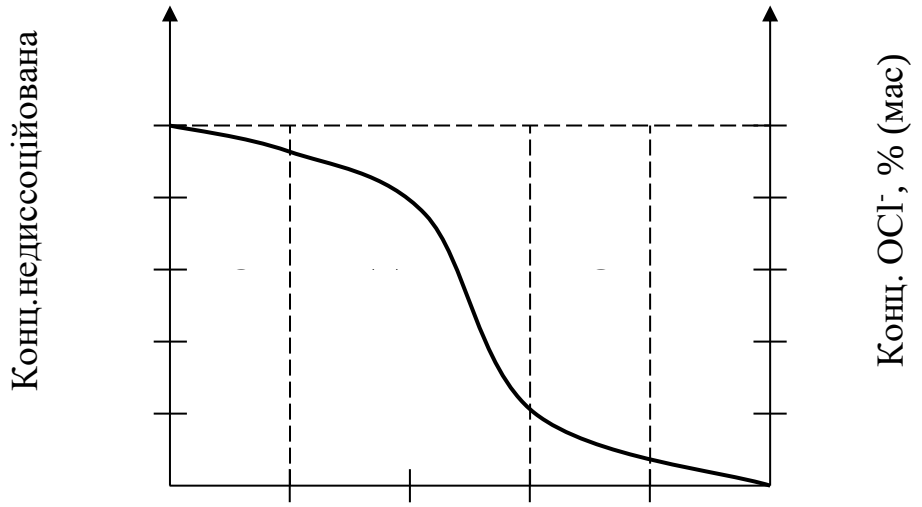


Рисунок 2.22 - Діаграма стану хлору у воді

Як видно на діаграмі, у сильно кислому середовищі можлива присутність тільки молекулярного хлору. По мірі зменшення кислотності з'являється хлорноватиста кислота (HOCl), а в лужній області - гіпохлорити.

Окиснення ціанідів хлором можна проводити тільки в лужному середовищі (pH= 9-10)

$$CN^- + 2OH^- + Cl_2 \rightarrow CNO^- + 2Cl^- + 2H_2O \qquad (2.8)$$

Ціанати, що утворилися, далі можуть бути окиснені до молекулярного азоту і діоксиду вуглецю:

$$2CNO^- + 4OH^- + 3Cl_2 \rightarrow 2CO_2\uparrow + N_2\uparrow + 2H_2O + 6Cl^- \qquad (2.9)$$

При низьких pH (<9) можливе протікання реакції прямого хлорування цианіта з утворенням дуже токсичного хлорціану:

$$CN^- + C\,l_2 \rightarrow CNCl + Cl^- \qquad (2.10)$$

У порівнянні із хлором, більш надійним і прийнятним окислювачем є гіпохлорит:

$$CN^- + OCl^- \rightarrow CNO^- + Cl^- \qquad (2.11)$$

Реакція швидко і повно йде при pH = 9-10. Ціанати, що утворюються, поступово гідролізують:

$$CNO^- + 2H_2O \rightarrow CO_3^{2-} + NH_4^+ \qquad (2.12)$$

або окиснюються надлишком гіпохлорита після підкислення суміші до pH=6,6.

$$2CNO^- + 2H^+ + 3Cl^- \rightarrow CO_2\uparrow + N_2\uparrow + 3Cl^- + H_2O \qquad (2.13)$$

За подібною схемою відбувається і окиснення сірководню.

Тривалість процесу окиснення ціанідів і сірководню не більше 1-3 хв.

Високою окисною здатністю володіє і діоксид хлору ClO_2. У сильнолужному середовищі (pH ≥ 10) він протягом 1 хв окислює до 99,9% ціанідів.

Апаратурне оформлення процесу обробки стічної води хлором і його похідними залежить від агрегатного стану використовуваних реагентів. Якщо стічна вода обробляється газоподібним хлором або діоксидом хлору, процес здійснюють в адсорберах, якщо ж Cl_2 або ClO_2 перебувають у розчині, контактування стічної води та розчину здійснюється в контактних резервуарах з перемішуванням.

Для окиснення сірководню та сульфідів використовується також кисень. Причому, окиснення H_2S, NaHS, Na_2S протікає через ряд послідовних стадій:

$$S^{2-} \rightarrow S^0 \rightarrow S_nO_6^{2-} \rightarrow S_2O_3^{2-} \rightarrow SO_3^{2-} \rightarrow SO_4^{2-} \qquad (2.14)$$

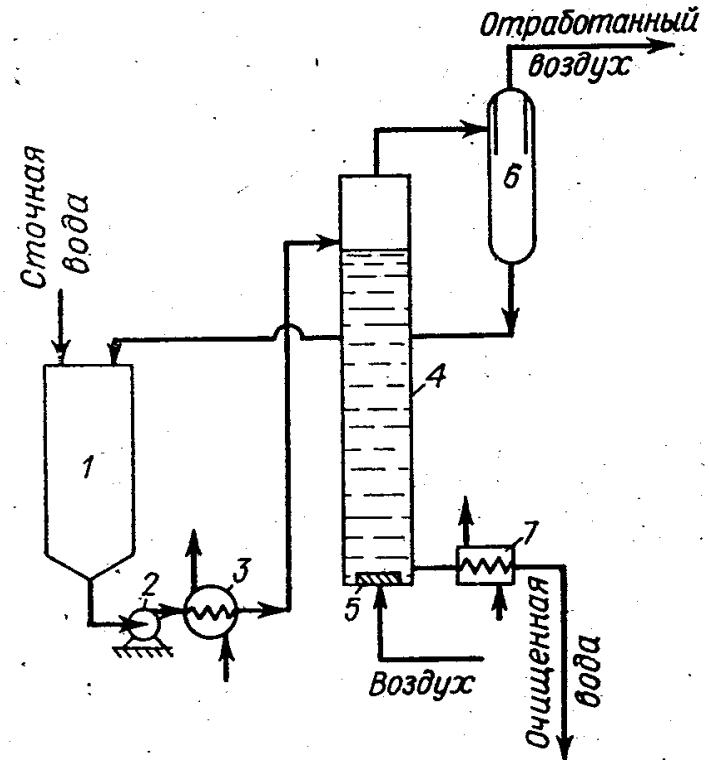
При pH =7,0-13,5 основним продуктом є тіосульфат. У кислому середовищі утворюється значна кількість тіонових кислот. При окисненні гідросульфіду відбуваються наступні реакції:

$$\begin{gathered} 2HS^- + 2O_2 \rightarrow S_2O_3^{2-} + H_2O \\ 2HS^- + 3O_2 + 2OH^- \rightarrow 2SO_3^{2-} + 2H_2O \\ 2HS^- + 4O_2 + 2OH^- \rightarrow 2SO_4^{2-} + 2H_2O \end{gathered} \qquad (2.15)$$

Сульфіди окислюються за наступними схемами:

$$\begin{gathered} 2S^{2-} + 2O_2 + H_2O \rightarrow S_2O_3^{2-} + 2OH^- \\ 2S^{2-} + 3O_2 \rightarrow 2SO_3^{2-} \\ S^{2-} + 2O_2 \rightarrow SO_4^{2-} \end{gathered} \qquad (2.16)$$

Підвищення температури та тиску збільшує швидкість і глибину окислювання сульфідів і гідросульфідів. Тому в промисловості поширення одержав спосіб окислювання в рідкій фазі киснем повітря під тиском. Принципова схема установки наступна:



1 - приймальна ємність;
2 - насос;
3 - підігрівник;
4 - окисна колона;
5 - розпилювач повітря;
6 - сепаратор;
7 - холодильник.

Рисунок 2.23 - Установка рідиннофазного окислювання

При температурі від 60 до 120°С, тиску 0,1-0,8 МПа та витраті повітря 80-150 $м^3/м^3$ ефект очистки за наведеною схемою досягає 90-95%.

Високу окисну здатність має і озон. У реакціях з неорганічними речовинами в розведених водяних розчинах він поводиться як сильний окиснювач. З його допомогою очищають стоки від ціанідів:

$$CN^- + O_3 \xrightarrow{OH^-} CNO^- + O_2 \qquad (2.17)$$

Ціанати далі окисляються по рівнянню:

$$2CNO^- + 3O_3 + 2OH^- \rightarrow 2CO_3^{2-} + N_2 + 3O_2 + H_2O \qquad (2.18)$$

Метод озонування застосовується також для очищення стічних вод, що містять роданіди, сірководень, миш'як, а також ціанідні комплекси міді, цинку, заліза.

12.5. Метод відновлення. Процес відновлення застосовується для очистки стічних вод від токсичних сполук, які у відновленій формі менш токсичні і можуть бути видалені зі стічних вод.

Широке застосування цей метод одержав для очистки стічних вод від солей хромової кислоти. У цьому випадку Cr^{6+} відновлюють до Cr^{3+}, який потім виділяють у вигляді $Cr(OH)_3$. У якості відновника можуть бути використані Fe^{2+}, $NaHSO_3$, Na_2SO_3.

$$6FeSO_4 + 6H_2SO_4 + 2H_2CrO_4 \rightarrow Cr_2(SO_4)_3 + 3Fe_2(SO_4)_3 + 8H_2O \qquad (2.19)$$

$$6NaHSO_3 + 3H_2SO_4 + 4H_2CrO_4 \rightarrow Cr_2(SO_4)_3 + 3Na_2SO_4 + 10H_2O \qquad (2.20)$$

$$3Na_2SO_3 + 3H_2SO_4 + 2H_2CrO_4 \rightarrow Cr_2(SO_4)_3 + 3Na_2SO_4 + 5H_2O \qquad (2.21)$$

Перспективним є застосування в якості відновника двоокису сірки:

$$3SO_2 + 2H_2CrO_4 \rightarrow Cr_2(SO_4)_3 + 2H_2O. \qquad (2.22)$$

2.13. Десорбція летучих неорганічних домішок

2.13.1. Загальні відомості

Стічні води багатьох виробництв містять летючі неорганічні забруднення, такі як: сірководень, діоксид сірки, аміак, діоксид вуглецю та ін. Концентрація їх у стоках звичайно становить 0,1-1,0 г/л, тоді як ГДК у воді водойм, наприклад, для сірководню дорівнює 0, а для аміаку і сірковуглецю - 0,1мг/л.

Крім того, багато хімічних речовин, що забруднюють стічні води, є коштовними хімічними продуктами. Тому вкрай бажане повернення їх у виробництво.

Виділення розчиненого газу з розчину називають процесом десорбції. Вона обумовлена більш високим парціальним тиском газу над стічною водою, чим у навколишнім середовищі.

Видалення розчинних летючих домішок зі стічних вод методом десорбції здійснюється шляхом природної дегазації через відкриту водну поверхню або штучної дегазації в спеціальних дегазаторах.

Природна десорбція відбувається звичайно у відкритих відстійниках або ставках при тривалому перебуванні в них стічних вод. Швидкість десорбції при цьому залежить від температури і вологості повітря, швидкості вітру, площі дзеркала та глибини водойми.

Ефективність природної десорбції, як правило, не перевищує 50-60% навіть при дуже тривалому перебуванні води у відкритих спорудах. Наприклад, при невеликих концентраціях сірковуглецю та сірководню у вихідній воді тривалість природної десорбції становить 3-5 доби.

Істотні недоліки природної десорбції, а саме: більші площі очисних споруд, безповоротні втрати коштовних речовин, забруднення атмосферного повітря, роблять метод природної десорбції мало придатним для широкого застосування.

Звичайно для витягу зі стічних вод летючих домішок застосовують адсорбцію в штучних умовах. Залежно від сполуки стічних вод, властивостей летючих домішок, необхідного ефекту очистки та способу наступної регенерації домішок, її проводять у струмі інертного газу або випарювання розчину. Часто ці методи комбінують, а також застосовують десорбцію під вакуумом.

2.13.2. Десорбція в струмі інертного газу

Десорбція в струмі інертного газу і є властиво десорбція. Найчастіше як інертний газ використовують повітря. Крім того, застосовують димові гази, азот, водяну пару і деякі інші гази.

Процес десорбції в струмі інертного газу проводять у десорберах різного типу - насадочних, розпилювальних, барботажних і пінних.

Насадочні апарати. Летючі речовини зі стічних вод видаляють при атмосферному тиску або під вакуумом.

Для десорбції при атмосферному тиску застосовують вентиляторні градирні. Вони являють собою круглі або прямокутні в плані колонні апарати з дірчастим днищем, на якому покладена насадка. Стічна вода за допомогою розподільної системи розприскується зверху і стікає тонкою плівкою по насадці. Повітря подається під днище.

Оптимальні параметри роботи насадочного десорбера залежать від властивостей і концентрації летючого компоненту, сполуки домішок стічних вод, температури та необхідного ефекту очистки.

Для видалення CO_2 зі стічної води приймають такі параметри:

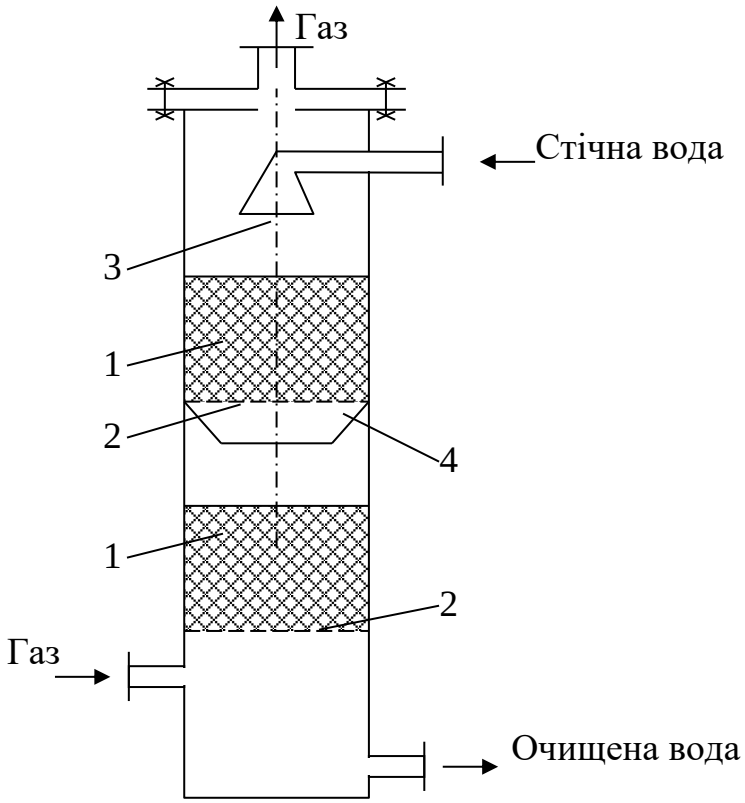
- витрата повітря на аерацію - 15-20 $м^3/м^3$;
- щільність зрошення: кільця Рашига - 60 $м^3/(м^2 \times ч)$;

  хордова насадка - 40 $м^3/(м^2 \times ч)$.

При десорбції сірковуглецю та сірководню оптимальна витрата повітря становить 10$м^3/м^3$ при щільності зрошення 12 $м^3/(м^2 \times год)$.

При роботі насадочних десорберів під вакуумом оптимальна питома витрата повітря при десорбції сірковуглецю та сірководню знижується до 3 $м^3/м^2$, а щільність зрошення досягає 60 $м^3/(м^2 \times год)$.

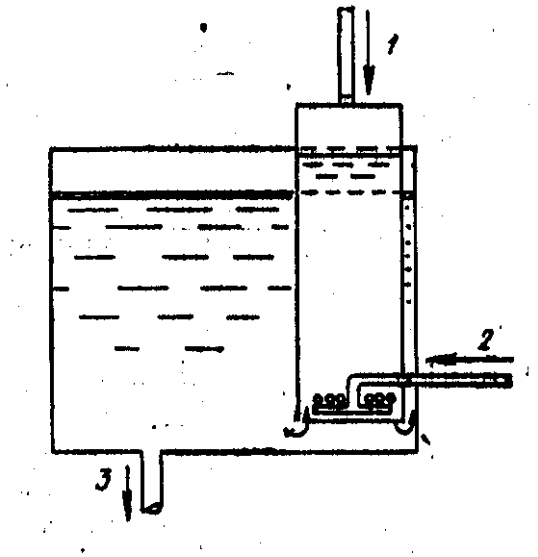
Необхідний напір вентилятора визначають із урахуванням втрат у насадці, розподільній решітці, а також на подолання місцевих опорів. Втрата напору в кільцях Рашига на 1 м висоти шару насадки приймає 30 мм, а хордової насадки - 10 мм.



1 – насадка;
2 - решітка;
3 - розподільна склянка
4 - конус

Рисунок 2.24 - Насадочний апарат

Барботажні апарати. Для десорбції летючих домішок можуть застосовуватися апарати із суцільним барботажним шаром рідини і колонні апарати з ковпачковими, сітчастими та провальними тарілками. Перевагами барботажних апаратів (особливо із суцільним барботажним шаром рідини) є можливість очистки стічних вод, що містять зважені речовини.

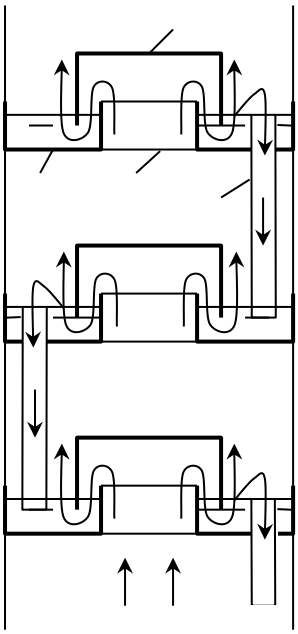


1 – підведення води;
2 - підведення повітря;
3 - відведення води.

Рисунок 2.25 - Барботажний дегазатор

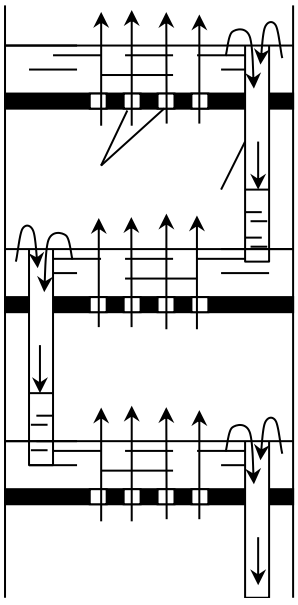
Процес десорбції здійснюється під вакуумом або при атмосферному тиску. Навантаження стічних вод на робочу площу барботера не повинна перевищувати 10 $м^3/(м^2 \times ч)$ при пневматичному барботажі і 25 $м^3/(м^2 \times ч)$ при дегазації під вакуумом. Інтенсивність подачі повітря відповідно становить 120 і 60 $м^3/(м^2 \times год)$. Гасіння піни виконується стічною водою, що розпилюється за допомогою сопел.

Ступінь десорбції стічних вод звичайно становить 98-99% (залишкова концентрація летючих речовин 0,5-1,5мг/л).



1 - тарілки;
2 - патрубки;
3 - ковпачки;
4 - переливні труби.

Рисунок 2.26 - Колона з ковпачковими тарілками



1 - отвори;
2 - переливні труби.

Рисунок 2.27 - Колона із сітчастими тарілками

Розпилювальні апарати. Видалення летючих компонентів зі стічних вод у десорберах цього типу відбувається в основному в момент розпилення рідини в газовій фазі та у процесі падіння краплі рідини в десорбері. Розпилення рідини

виконують механічними або пневматичними форсунками та відцентровими розпилювачами. Висоту падіння краплі до решітки приймають 4-5 м. Зазвичай ступінь очистки води в таких десорберах становить 80-85%.

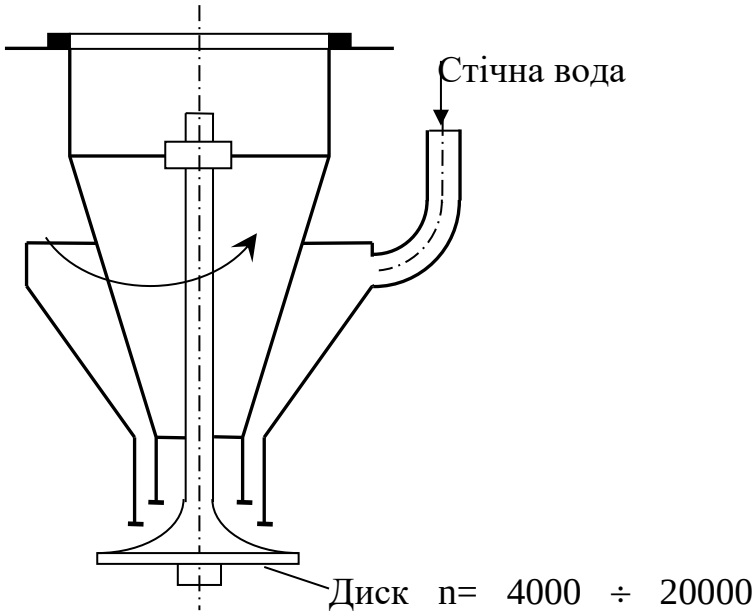


Рисунок 2.28 - Відцентровий розпилювач

Пінні апарати. Для інтенсифікації процесу десорбцію розчинених газів проводять при пінному режимі.

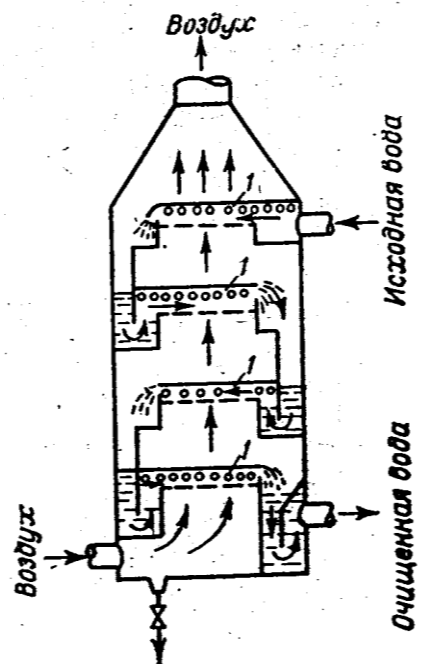


Рисунок 2.29 - Пінний апарат

Вода в десорбері рухається по решітках в горизонтальному напрямку, перетікаючи з одних решіток на інші через труби або канали. Повітря подається за допомогою вентилятора під нижні решітки знизу нагору зі швидкістю, що забезпечує утворення на кожних решітках шар піни і запобігає «провалювання» води крізь отвори решіток.

Розміри отворів решіток становлять 2-12 мм. Гідравлічний опір однієї 50-70 мм (залежно від висота шару піни). Щільність зрошення досягає 200 $м^3/(м^2 \times год)$ при швидкості газу 1,5-3 м/с.

2.13.3. Десорбція при нагріванні розчинів

При цьому методі десорбції в нижню частину десорбера (кип'ятильника) подається теплоносій - звичайна пара. У кип'ятильнику стічна води частково випаровується, і отриманий пар рухається знизу нагору назустріч рідини, сприймаючи компонент, що виділяється зі стічної води. Таким чином, процес протікає так само, як при десорбції гострою парою, з тією відмінністю, що пара виходить із самої стічної води, яка десорбується, а не вводиться ззовні.

Перевага даного методу полягає в отримані летючих компонентів у концентрованому вигляді.

Для видалення розчинених газів зі стічних вод може бути використана установка миттєвого скипання. Вона складається з підігрівача стічної води і випарної камери. У закритому підігрівачу стічні води нагріваються до 120°С, а потім через редукційний клапан подаються у випарну камеру, у якій відбувається їх миттєве закипання і дегазація. Парогазова суміш, що утворюється, виводиться за межі камери.

2.13.4. Приклади десорбційної очистки стічних вод

Десорбція діоксида вуглецю. Розчинність CO_2 у воді значна і становить 169 мг в 100 г води при 20°С, а при 5°С - 283 мг в 100 г.

Звичайно розчинений діоксид вуглецю видаляють аерацією. Вода, рівномірно насичена діоксидом вуглецю, при контакті з повітрям при 5°С містить 2,77 мг/л CO_2,

а при 20°С - 1,69 мг/л. Ці кількості є межею, до якого може бути зменшений зміст CO_2 десорбцією повітрям. Застосовувані для десорбції CO_2 з води насадочні колони (вентиляторні градирні) забезпечують залишковий вміст CO_2 в очищеній воді 3-4 мг/л при 5-8°С.

Десорбція сірководню. Вільний сірководень може бути присутнім у воді тільки при pH ≤ 5. Тому практично повне видалення з води сульфідних сполук можливо при підкисленні стічної води. Підкислення виконується кислотами або шляхом продувки димовими газами, що містять CO_2.

Сірководень ефективно видаляється з води аерацією в дегазаторах з насадкою з кілець Рашига. Причому одночасно з десорбцією відбувається окислювання частини H_2S до сірки:

$$2H_2S + O_2 \rightarrow 2S + 2H_2O \qquad (2.23)$$

Десорбція аміаку. Аміак добре розчиняється у воді при 20°С у 100г води розчиняється 51 г NH_3. При p > 10 він перебуває у воді у вільному стані. При зниженні pH кількість вільного NH_3 зменшується за рахунок переходу в іон аміаку NH_4^+.

Аміак десорбує із стічних вод в умовах природної дегазації або при аерації з попереднім підлужуванням води, звичайно вапняним молоком до pH=10,8-11,5. Природна дегазація здійснюється в ставках. У зимових умовах при швидкості вітру 8 км/год концентрацію NH_3 у стічній воді вдається знизити на 90%, пропускаючи стічну воду через 10 ставків із тривалістю перебування 1,5 доби в кожному. Інтенсивність десорбції аміаку в непроточному ставку нижче в 2-3 рази.

Ефективність видалення аміаку у відкритих градирнях при 20°С та щільності зрошення 2,5-7,5 $м^3/(м^2 \times ч)$ становить 55-90%. Однак утворення відкладень карбонату кальцію і забруднення атмосфери обмежує застосування цього способу очистки.

2.14. Очищення виробничих стічних вод методом зворотного осмосу та ультрафільтрації

2.14.1. Загальні відомості

Зворотний осмос (гіперфільтрація) - це безперервний процес молекулярного розподілу розчинів шляхом їх фільтрування під тиском через напівпроникні мембрани, що затримують повністю або частково молекули або іони розчиненої речовини. Гіперфільтрація використовується для видалення низькомолекулярних розчинених речовин (наприклад, солей, кислот, цукрів). При збільшенні тиску вище осмотичного (рівноважного) здійснюється перенос розчинника у зворотному (у порівнянні зі звичайним осмотичним переносом) напрямку - від розчину до чистого розчинника через мембрану. Необхідний тиск, що перевищує осмотичний тиск розчиненої речовини в розчині, становить 0,5-1,0 МПа при концентрації солей 2-5 г/л і 5-10 МПа при 20-30 г/л.

Витрата енергії в процесі гіперфільтрації набагато нижче, ніж в інших процесах, тому що він здійснюється без фазових переходів, а енергія витрачається, в основному, на продавлювання рідини через мембрану.

Ультрафільтрація - це мембранний процес розподілу розчинів, осмотичний тиск яких є незначним. Цей метод використовується при видаленні порівняно високомолекулярних речовин, колоїдів, зважених часток. Ультрафільтрація, у порівнянні зі зворотним осмосом, більш продуктивний процес, тому що здійснюється при більш низьких тисках 0,2-1 МПа.

Перевагами методів гіпер- і ультрафільтрації є:

1) простота апаратури;
2) можливість розподілу розчинів при нормальній температурі;
3) можливість видалення коштовних компонентів;
4) одночасна очистка води від неорганічних, органічних і бактеріальних забруднень;

5) мала залежність ефективності очистки від концентрації забруднень у воді.

Поряд із цим є і серйозні недоліки:

1) необхідність проведення процесу при підвищеному тиску в системі;
2) явище концентраційної поляризації, що полягає в збільшенні концентрації розчиненої речовини в поверхні мембрани внаслідок переважного переносу через неї розчинника.

2.14.2. Напівпроникні мембрани

Мембрани - це пристосування у вигляді тонкої перегородки, що пропускає одні компоненти розчину (або суміші) і затримує інші.

Мембрани класифікують:

1) по природі матеріалу, з якого вони виготовлені:

- полімерні;
- неполімерні (неорганічні).

У свою чергу, полімерні мембрани залежно від хімічного складу полімеру можуть бути: целюлозними, ацетилцелюлозними, поліамідними, полісульфоновими, полівінілхлоридними та ін.

Неорганічні мембрани бувають: металеві, керамічні, графітові, скляні та ін.

2) *за пористою структурою* мембрани розподіляються на пористі та непористі (дифузійні). Пористі, у свою чергу, бувають ізотропними і анізотропними. В ізотропних мембранах діаметр по в повному обсязі однаковий, а в анізотропних діаметр пор поступово зростає.
3) *за геометричною формою*: мембрани можуть бути виготовлені у вигляді плівок, пластин, трубок, пустотілих волокон. Плівки і пластини виготовляють у вигляді дисків, квадратів, прямокутників та еліпсів. Товщина плівкових мембран становить 100-150 мкм, пластин - 2-3мм, внутрішній діаметр трубок 5-25 мм, у волокон - 20-100 мкм при товщині стінки 10-50 мкм.
4) *за функціональними ознаками* мембрани бувають: діалізні, електродіалізні (іонообмінні), мікро-фільтрувальні, нанофільтрувальні, ультрафільтрувальні,

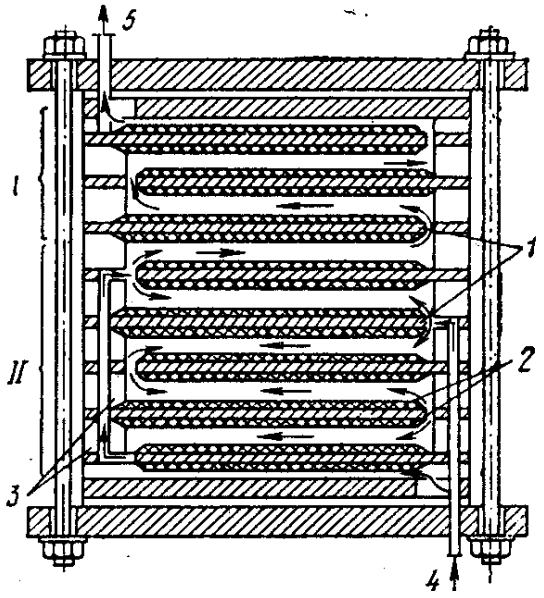
зворотньоосматичні, первапораціонні, газо-розділові, мембрани з додатковими функціями.

5) *За способом отримання та станом* мембрани бувають: сухі, мокрі (набряклі в розчиннику), полімерні, трекові, рідкі (без підкладки і на підкладці), динамічні, мембрани із твердою структурою. Мембрани можуть бути отримані методами нанесення, напилювання, осадження, спікання.

2.14.3. Промислові апарати гіпер- і ультрафільтрації

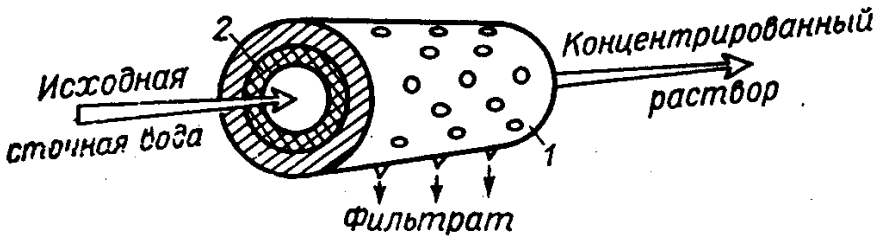
Для очистки виробничих стічних вод застосовуються наступні типи промислово виготовлених апаратів:

1) апарати типу «фільтр-прес» із пласкокамерними фільтруючими елементами. Застосовуються при невисокій продуктивності установок. У них пакет фільтруючих елементів затискується між двома фланцями і стягується болтами. Основний недолік цих апаратів - невелика питома площа поверхні мембрани (60-300м^2 на 1 м^3 об'єму апарата) і більша металоємність. Серійні апарати мають продуктивність 0,6-100 м^3/доб.
2) апарати із трубчастими фільтруючими елементами. Ці апарати мають ряд переваг: простота конструкції, мала металоємність, легкість турбулізації розчину. Поряд із цим, є і недоліки: невелика питома площа поверхні мембрани (100-200м^2/м^3), труднощі заміни мембран, що вийшли з ладу.



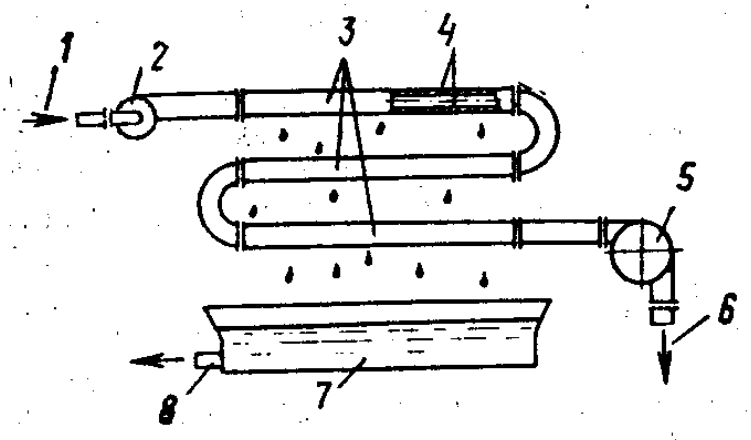
1 - пластини; 2 - мембрани; 3 - паронітові прокладки; 4 - подача розчину; 5 - відвід концентрату; I-блок елементів з послідовним рухом транзитного потоку по камерам; II - те ж, з паралельним рухом.

Рисунок 2.30 - Апарат типу фільтр-прес



1 - пориста труба; 2 - мембрана.

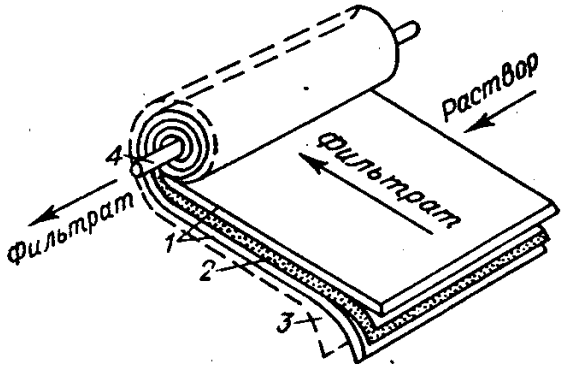
Рисунок 2.31 - Схема трубчастого елементу апарата зворотного осмосу



1 - подача стічної води; 2 - насос високого тиску; 3 - пористі труби з склопластику; 4 - напівпроникна мембрана; 5 - турбіна для рекуперації енергії розсолу; 6 - відведення розсолу; 7 - збірний лоток очищеної води; 8 - відведення очищеної води.

Рисунок 2.32 - Апарат із трубчастими напівпроникними мембранами

3) апарати з рулонними фільтруючими елементами:

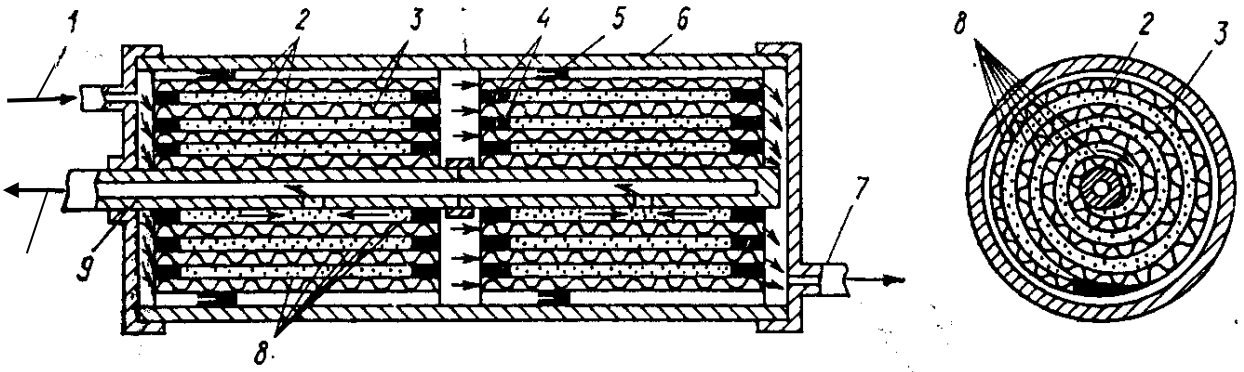


1 - мембрана;
2 - гнучка пориста пластина;
3 - гофрований сепаратор;
4 - трубчастий колектор.



Рисунок 2.33 - Схема рулонного укладання напівпроникних мембран

Ці апарати мають більшу питому площу поверхні мембран (300-800 $м^2/м^3$). Напівпроникна мембрана з підкладкою згорнута у вигляді спіралі і утворює циліндричний модуль діаметром до 100 мм і довжиною 1м. Один такий модуль має пропускну здатність до 2 $м^3$ у добу. Недолік цих апаратів - складність монтажу та зміни мембран.

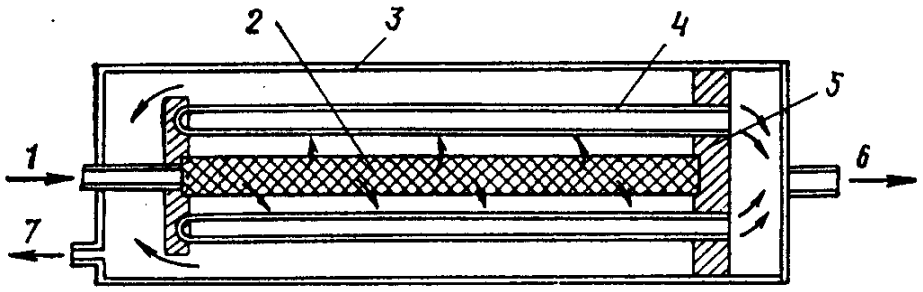


1 - подача стічної води; 2 - дренаж; 3 - турбулізатор; 4 - клейовий шов;
5 - ущільнювальне кільце; 6 - напірний корпус апарата; 7 - відведення розсолу;
8 - напівпроникна мембрана; 9 - центральна водовідвідна перфорована трубка; 10 – відведення очищеної води.

Рисунок 2.34 - Гіперфільтраційний апарат рулонного типу

4) апарати з мембранами з порожніх волокон малого діаметра (45-200 мкм). Волокна (з ацетатцеллюлози, нейлону та інших матеріалів) збираються в пучки

довжиною 2-3 м, які прикріплюються до стінок апарата за допомогою епоксидної смоли. Питома площа поверхні мембран у цих апаратах може досягати 20000 $м^2/м^3$. Розташування волокон може бути лінійним або U-образним.



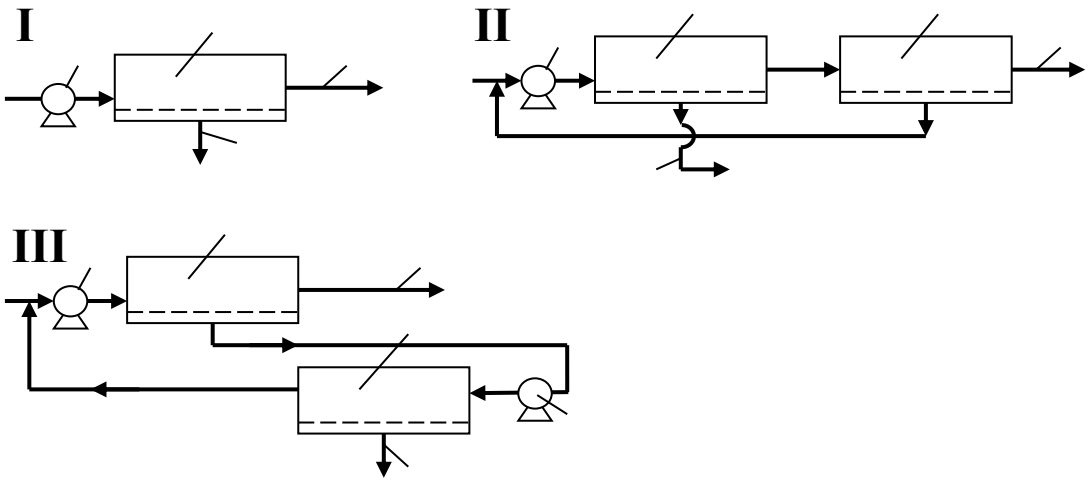
1 - подача вихідної води; 2 - розподільна трубка вихідної води; 3 - корпус; 4 - порожнє волокно; 5 - перегородка камери фільтрату; 6 - вихід фільтрату; 7 - вихід концентрату.

Рисунок 2.35 - Апарат з мембранами у вигляді порожнього волокна

Апарати з мембранами з порожніх волокон компактні і високопродуктивні. Недолік - труднощі заміни ушкоджених волокон. Якщо розчин протікає усередині волокон, то необхідно ретельна очистка його від механічних забруднень.

2.14.4. Схеми використання апаратів зворотного осмосу та ультрафільтрації

Схеми спільної роботи гіпер- і ультрафільтраційних апаратів, залежно від продуктивності, стоків і необхідного ступеня концентрації, можуть бути одноступінчастими і багатоступінчастими.



I - одноступінчаста схема; II - III - багатоступінчасті схема; 1 - насос;
2 - фільтраційний апарат; 3 - вихід концентрату; 4 - відведення фільтрату.

Рисунок 2.36 - Схеми гіпер- і ультрафільтрації

За одноступінчастою схемою (I) працюють установки невеликої продуктивності.

Для установок великої продуктивності і при необхідності значного концентрування стоків доцільне застосування багатоступінчастих схем (II, III).

При очищенні води, наприклад, за схемою 2 в апарату першого ступеню можна підтримувати оптимальний для роботи мембран тиск (~50кгс/см^2) і застосовувати мембрани більшої продуктивності (за рахунок зниження необхідної для концентрату селективності). При цьому фільтрат апарата другого рівня з більш високим вмістом солей повертається на повторну фільтрацію в апарат першого ступеню.

2.14.5. Приклади застосування методу зворотного осмосу та ультрафільтрації

Зворотний осмос та ультрафільтрація використовуються для очистки стічних вод гальванічних, хімічних, нафтохімічних, целюлозно-паперових та інших виробництв.

Метод зворотного осмосу дає можливість концентрувати стічні води, що вміщують хром, гальванічних виробництв в 50-100 разів при оптимальному тиску 8-10 МПа. На установці зворотного осмосу досягається 95%-ний ефект очистки стічних вод від хрому.

На гіперфільтраційній установці, що працює під тиском 3 МПа, зі стічних вод гальванічного виробництва на 95-99% витягаються $NiCl_2$ та $NiSO_4$. Отримані солі нікелю повторно використовуються у виробництві. Зміна мембран виконується один раз в 1,5 роки.

За допомогою напівпроникних мембран можна концентрувати розчини лугів, амонійних, фосфатних і нітратних солей при виробництві добрив, гліцерину, спирту.

Метод зворотного осмосу успішно використовується для третинного очищення стічних вод від сполук фосфору та азоту. При очищенні зворотним осмосом побутових стічних вод вміст фосфатів у них знижується на 94%, аміаку - на 90% і нітратів - на 94%.

Зворотний осмос застосовується для очищення стічних вод, забруднених радіоактивними речовинами. При цьому активність води знижується на 2-3 порядки.

Вартість очищення води цими методами залежить від продуктивності установки та ступеню вилучення коштовних домішок. Слід зазначити, що вартість мембран достатня. Проте витрати на очистку води зворотним осмосом та ультрафільтрацією, особливо на великих установках, порівняно незначні з вартістю очистки води іншими методами.

2.15. Термічні методи

Метод термічного знешкодження доцільно застосовувати для видалення з високомінералізованих стоків коштовних солей та інших домішок, а також використовувати його як першу стадію перед високотемпературним знешкодженням стічних вод.

Розрізняють дві стадії термічного знешкодження стічних вод: концентрування та випарювання з отриманням сухого залишку.

2.15.1. Концентрування виробничих стічних вод

Концентрування стічних вод здійснюють у випарних установках поверхневого типу (випарні апарати, установки миттєвого випару), в установках з апаратами контактного типу (скрубери, печі, апарати глибокого горіння), у холодильних концентраторах. Вибір апарата залежить від виду домішок, їх кількості, витрати стічних вод, їх корозійної активності, необхідного ступеня розпарювання і т.д.

Випарні апарати. Застосовують випарні апарати різних конструкцій: однокорпусні та багатокорпусні із природною та примусовою циркуляцією. Звичайно використовують багатокорпусні (4-5-корпусні) установки, що забезпечують витрату тепла по парі на 1 кг вологи – 600 кДж/кг. Відоме застосування випарних апаратів (6-корпусна установка) з винесеною зоною випаровування. Для запобігання утворення відкладень солей виконується

рециркуляція шламу. Перед випарюванням вода обробляється содою, у результаті чого випадає шлам ($CaCO_3$).

За допомогою випарних апаратів концентрують сульфатні лугу, радіоактивні та інші стічні води. Коефіцієнт очистки (відношення значень активності до та після очистки) радіоактивних стічних вод залишає приблизно $1 \cdot 10^4$.

Досить часто застосування випарних апаратів ускладнено внаслідок «заростання» теплопередавальних поверхонь осадом. Крім того, щоб уникнути корозії теплопередавальної поверхні таких апаратів повинні виготовлятися з дорогої легованої сталі.

Адіабатні установки. У цей час ведуться дослідження процесу розпарювання стічних вод з використанням методу миттєвого випарювання. Вода нагрівається до температури кипіння в окремо винесених підігрівниках, з яких вона надходить у випарну камеру з більш високим вакуумом. Випар у камері відбувається не тільки з поверхні води, але і з поверхні крапель, що розприскуються спеціальними пристроями.

Високий термодинамічний ККД подібних установок і більш низька інтенсивність солеутворення роблять цей метод дуже перспективним для розпарювання стічних вод.

Апарати із заглибними пальниками. В апаратах із заглибними пальниками стічна вода, що випаровується, нагрівається при безпосередньому контакті з димовими газами, отриманими при спалюванні газоподібного або рідкого палива в пальниках, частково або повністю занурених у рідину. Апарати із заглибними пальниками використовують для розпарювання агресивних рідин у тих випадках, коли в процесі випарювання виділяються кристалічні солі.

Випарні апарати із заглибними пальниками використовують для розпарювання стічних вод у виробництвах синтетичних смол і лакофарбових матеріалів, люмінофорів і хімічних реактивів, епоксидних смол.

Згідно з техніко-економічними розрахунками вартість випарювання 1 $м^3$ стічних вод в апаратах із заглибними пальниками приблизно в 2 рази нижче, ніж у звичайних випарних апаратах.

Скрубери. Високий економічний ефект досягається при розпарюванні стічних вод у скруберах, що представляють собою герметичний порожній циліндр із конічним днищем. Стічна вода подається під тиском 0,5 - 0,6 МПа в розпилювальні форсунки, розташовані у верхній частині скрубера. Знизу подаються димові гази, що мають температуру 900 - 1000°С. Температура парогазової суміші підтримується в межах 75-90°С. Випарений розчин видаляється через нижній злив і потім подається на спалювання. Щільність зрошення приймається звичайно 0,5 - 1,0 кг/(м^2·с).

Установка витяжних вентиляторів на скрубері скорочує його висоту і забезпечує можливість сталої роботи скрубера при коливаннях навантаження.

2.15.2. Випарювання виробничих стічних вод

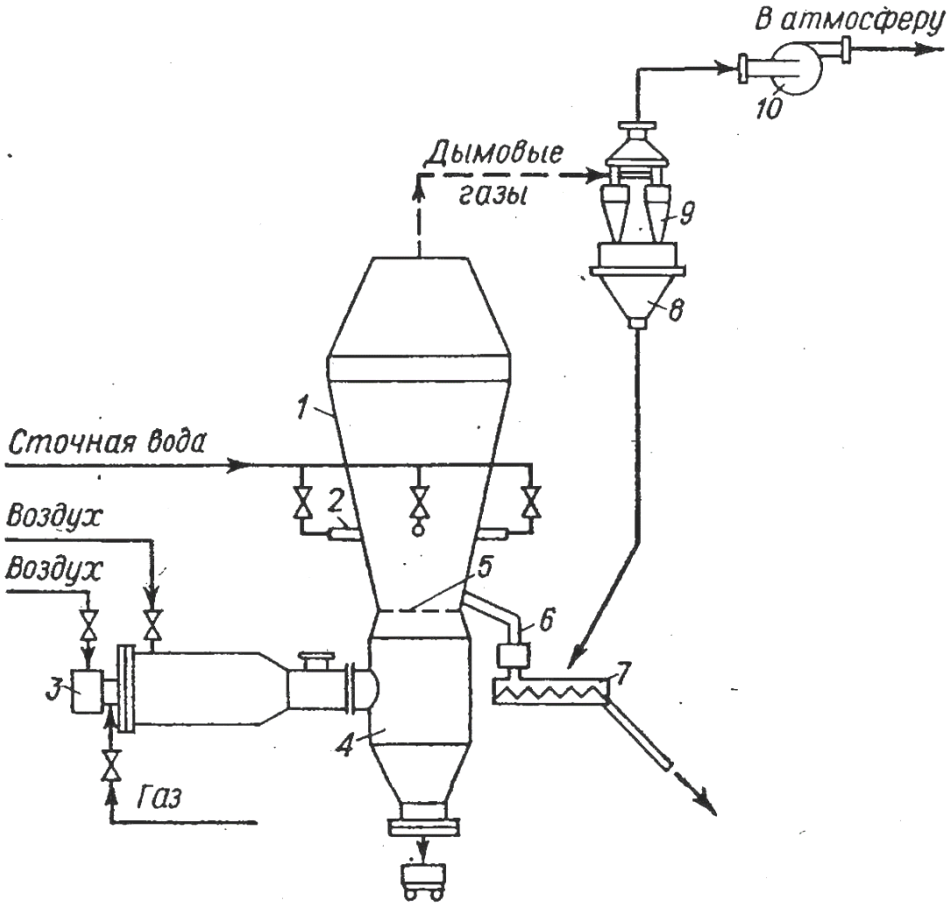
Випарювання стічних вод з одержанням твердого (сухого) продукту проводять у розпилювальних сушарках, печах, кристалізаторах та в апаратах з киплячим шаром матеріалу.

Розпилювальні сушарки. У розпилювальній сушарці стічна вода надходить зверху сушильної камери через форсунку. Сушильний агент (гаряче повітря, димові гази) рухається паралельним струмом зі стічною водою. Дрібні (розміром до декількох мікронів) тверді частки висушеного матеріалу осаджуються на дно камери і видаляються шнеком. Відпрацьований сушильний агент після очистки від пилу викидається в атмосферу.

У цих сушарках досягається висока інтенсивність випару за рахунок тонкого розпилення стічної води (діаметр краплі становить 20 - 60 мкм). Питома поверхня випару при цьому велика, і процес сушіння закінчується досить швидко (через 15 - 30 с). В умовах практично миттєвого сушіння температура поверхні часток, незважаючи на високу температуру сушильного агента, лише небагато перевищує температуру адіабатичного випару рідини. Кількість пари, одержуваного з 1 м^2 апарата в 1 ч становить усього 10-14 кг, тому розпилювальні сушарки являють собою громіздкі апарати. Це саме і обмежує можливість їх застосування.

Для розпилення стічних вод, забруднених зваженими речовинами, застосовують пневматичні форсунки. Можливо також, використання розпилювальних сушарок, що працюють за принципом противотока.

Апарати з киплячим шаром. Використання киплячого шару дозволяє інтенсифікувати процес випарювання.



1-апарат киплячого шару; 2-форсунки; 3-топка; 4-змішувальна камера; 5-газо-розподільчі решітки; 6 - трубопровід; 7 - шнек; 8 - бункер; 9 - циклони; 10 - димосос.

Рисунок 2.37 - Схема знешкодження стічних вод в апарату киплячого шару з одержанням гранул

Для випарювання стічних вод застосовують установки з однокамерними безперервно діючими апаратами киплячого шару (рис. 2.38).

Стічна вода подається в апарат з киплячим шаром 1 через форсунки 2. Форсунки розташовані на висоті 300 - 400 мм над шаром. Топкові гази з топки 3 надходять у змішувальну камеру 4, де змішуються з повітрям, і з необхідною температурою подаються під газорозподільні решітки 5, підтримуючи матеріал у киплячому стані. Висушений продукт через трубопровід 6 потрапляє в шнек 7 і далі

направляється споживачеві або на поховання. Відпрацьовані гази очищаються від пилу в циклоні 9 і за допомогою димососа 10 викидаються в атмосферу, а затримані в циклоні частки засипаються у бункер 8, з якого періодично подаються до шнеку.

2.16. Іонний обмін

16.1. Установки іонообмінної очистки виробничих стічних вод

16.2. Приклади застосування методу іонного обміну.

Метод дозволяє утилізувати коштовні домішки, очищати воду до гранично припустимих концентрацій і забезпечує можливість використання очищених стічних вод у виробничих процесах або в системах оборотного водопостачання.

Практичне застосування для очистки стічних вод одержали синтетичні іонообмінні смоли. Сполуки ці складаються із просторово з'єднаних нерозчинних у воді вуглеводневих ланцюгів (матриці) з фіксованими на них активними іоногенними групами, що мають заряд і нейтралізуються розташованими усередині полімеру іонами протилежного знаку - протиіонами, здатними вступати в реакції обміну з іонами того ж знака, що перебувають у розчині. При негативному заряді фіксованих груп іоніт обмінює катіони (катіоніт), при позитивному - аніони (аніоніт).

2.16.1. Установки іонообмінної очистки виробничих стічних вод

Процеси іонообмінної очистки стічних вод, що включають стадії, які змінюються: сорбції та регенерації іонітів, і здійснюються в апаратах періодичної або безперервної дії.

Фільтр періодичної дії являє собою зачинену циліндричну посудину з розташованим на днищі щілинним дренажним пристроєм, що служить для рівномірного відведення очищеної води по всьому перетині фільтру. Фільтр завантажується іонітом, висота шару якого становить 1,5 - 2,5 м. Якщо подача стічної води та розчину, що регенерує, здійснюється зверху, фільтр називається

паралельноточним, коли стічна вода надходить знизу, а розчин, що регенерує, зверху - протиточним.

При відносно невисоких швидкостях фільтрування стічної води через нерухомий шар іоніту (до 10 м/год) розрахунок фільтра виконується на підставі матеріального балансу, тому що кінетика обміну на процес практично не впливає, а динамічна ємність іоніту використовується повністю.

На тривалість фільтроциклу великий вплив мають зважені речовини, що містяться в стічній воді. Кальматація іоніту приводить до зростання гідравлічного опору завантаження фільтру та необхідності промивки. Наприклад, зі збільшенням вмісту зважених речовин гідроксиду алюмінію від 10 до 50мг/л при швидкості фільтрування $5м^3/(м^2 \cdot ч)$ коефіцієнт використання ємності сульфовугілля зменшується від 23,6 до 8,1%.

Перевага установок із псевдоозжиженим шаром іонітів - можливість очистки стічних вод, забруднених зваженими речовинами.

Застосовуються апарати безперервної дії різних конструкцій, однак загальним у них є нижній відбір відпрацьованого іоніту і наступна подача його у верхню частину регенераційного пристрою. У цих установках іоніт рухається по замкненому контуру, послідовно проходячи стадії сорбції, регенерації та промивки.

Метод іонного обміну може використовуватися для очистки стічних вод багатьох хімічних виробництв: електрохімічних (від іонів важких металів, ціанідів та ін.), синтетичних волокон (від іонів цинку та ін.), азотних добрив (від аміаку, міді та ін.), коксохімічних (від тіосульфатів, родонітів та ін.), штучних і природних ізотопів (від радіоактивних речовин) і т.д.

2.16.2. Приклади застосування методу іонного обміну

Метод іонного обміну може використовуватися для очистки стічних вод багатьох хімічних виробництв: електрохімічних (від іонів важких металів, ціанідів та ін.), синтетичних волокон (від іонів цинку й ін.), азотних добрив (від аміаку, міді й ін.), коксохімічних (від тіосульфатів, родонітів та ін.), штучних і природних ізотопів (від радіоактивних речовин) і т.д.

Очистка від іонів важких металів. Ефективність а економічність вилучення іонів важких металів зі стічних вод методом іонного обміну залежить від їх концентрації у воді, pH, загальної мінералізації води, концентрації іонів кальцію, заліза і т.д.

Іони цинку. Для очистки стічних вод від іонів цинку застосовують Na - або H - катіонування. При використанні сульфокатіоніта КУ-2 у H-формі динамічна обмінна ємність катіоніта по іонам цинку «до проскакування» становить 2-3 мг-екв/г (повітряно-сухого катіоніта), причому співвідношення концентрації іонів цинку та іонів водню або лужних металів мало впливає на обмінну ємність катіоніта. Збільшення загальної мінералізації води різко знижує ємність сульфокатіонітів.

Обмінна ємність слабокислих катіонітов (наприклад, марки КБ-4) по цинку становить 5 мг-екв/г навіть при високій мінералізації води. Однак ці катіоніти можуть застосовуватися тільки для нейтральних і слаболужних стічних вод.

Позитивні результати досягаються при очистці стічних вод від цинку на установці із псевдозжиженим шаром катіоніта. Регенерацію катіоніту проводять 2–5% розчином Na_2SO_4. Відпрацьований регенераційний розчин, що містить іони Na^+, Ca^{2+}, Zn^{2+}, Fe^{2+} і H^+, обробляється перекисом водню і підлужується содою до pH = 4,5 ÷ 5,0. Гідроксид заліза, що утворюється, відокремлюється від розчину, потім pH доводять до 9 - 9,5 і гідроксид цинку, що випадає, відокремлюється і повертається у виробництво.

Варто відзначити, що застосування для регенерації катіоніта розчинів H_2SO_4 та Na_2SO_4 пов'язане з утворенням і виділенням малорозчинного гіпсу ($CaSO_4$), що ускладнює експлуатацію установки. Тому для регенерації катіонітів краще вживати соляну кислоту та поварену сіль.

Сполуки хрому. Очистка стічних вод, що містять солі хромової кислоти, можлива на сильнолужному аніоніті АВ-17. Аніоніт не змінює своїх властивостей (не окислюється) протягом тривалого часу при концентрації CrO_3 до 1200 мг/л. Для аніоніту, що містить 6% дівінілбензолу, при pH = 1,8 ÷ 6 динамічна обмінна ємність становить 11,5–12% від маси сухої смоли.

Регенерують аніоніт 10–15% розчинами NaOH. Однак десорбція хроматів протікає ефективніше, якщо аніоніт попередньо переводиться в хлоридну форму. При регенерації аніоніту розчином, що містить 2% NaOH та 6% NaCl, десорбується 89–99% хроматів (від кількості сорбованих). При двохкратному використанні розчинів, що регенерують, концентрація Cr^{6+} в елюаті становить 48-54 г/л, при трьохкратному використанні – 73-79 г/л.

Отриманий при регенерації розчин, що містить Na_2Cr_4, NaOH та NaCl, придатний для отримання розчинів, що пасивують. Методом Н-катіонування хромат натрію може бути переведений у хромову кислоту.

Аналогічні результати досягаються при використанні аніоніту – Вофатита SB. При оптимальному значенні pH = 3,5 ÷ 4,5 динамічна обмінна ємність Вофатита SB становить 3,04 – 3,66 м CrO_3 на 100 моль аніоніту.

Іони ртуті. Вивчення сорбції ртуті з 0,1% розчину сулеми на целюлозних волокнах довело, що в статичних умовах максимальна сорбція (4-4,5 мг-екв/г) досягається при часі контакту 40 хв. Регенерувати ртуть можна шляхом спалювання волокна, що містить до 40% металевої ртуті, з наступною конденсацією її пар.

Стічні води, що містять ртуть, як правило, є багатокомпонентними системами. Присутні в них іони натрію, кальцію, магнію, заліза, а також окиснювачі знижують поглинальну здатність іонітів.

Дослідження залежності поглинальної здатності іоніту Мтилон-Т від концентрації ртуті в розчині показало, що в області концентрацій більше 0,5 мг-екв/л ємність іоніту не залежить від концентрації ртуті в розчині, при концентрації ртуті менш 0,5 мг-екв/л сорбція її на іоніті помітно зростає з підвищенням концентрації. Позитивною особливістю даного іоніту є те, що в інтервалі pH від 1 до 6,5 його ємність не змінюється.

При концентрації ртуті у вихідній стічній воді до 20 мг/л залишкова концентрація ртуті становить 0,1-0,15 мг/л.

Іони міді, нікелю та інших металів. Видалення іонів міді, нікелю, заліза та інших катіонів можливо проводити на сильнокислих катіонітах КУ-1, КУ-2 і т.д.

Очистка стічних вод цеху концентрування бутадієну від іонів міді на катіоніті КУ-1 дозволяє практично повністю виділити з води іони міді. Сорбціонна ємність катіоніта по міді становить 37-50 г/л при концентрації іонів міді у вихідній воді 44-219 мг/л і pH = 12,0 - 12,4. Регенерують катіоніт 5% розчином соляної кислоти. Вміст міді в елюаті становить 11-17 г/л.

У кислих середовищах сорбція іонів міді на іонітах пригнічується.

Для вилучення іонів міді, що перебувають у вигляді ацетатів або форміатів, зі стічних вод заводів синтезу аміаку застосовуються катіоніти, отримані зі шлаків металургійних заводів, регенерувати які доцільно 3-5% розчином оцтової або мурашиної кислоти. Елюат може бути повернутий у виробництво.

Витяг іонів нікелю зі стічних вод ефективно здійснюється на катіоніті КУ-2. Обмінна ємність катіоніта – 63 г Ni^{2+} на 1 кг сухого катіоніта. Регенерацію катіоніта доцільно робити 20% розчином сірчаної кислоти. При витраті кислоти 2 л на 1 кг катіоніта концентрація $NiSO_4$ в елюаті становить 215–220 г/л.

Для очистки стічних вод від іонів важких металів можливе застосування силікатнокальцієвих матеріалів (шламів і шлаків металургійних виробництв).

Очистка від аміаку та амонійних солей. Статична обмінна ємність катіонітів по іону амонію значно зменшується в ряді $NH_3 \cdot H_2O \rightarrow NH_4HCO_3 \rightarrow NH_4Cl$, що пояснюється зменшенням значення pH розчину при вилученні іонів амонію з розчину бікарбонату амонію і, тим більше, хлориду амонію.

Очистка стічних вод, що утворюються при конденсації пари виробництва аміачної селітри, на катіоніті КУ-2 забезпечує 100% вилучення аміаку. У процесі експлуатації установки обмінна ємність катіоніту не знижується. 10% розчин сірчаної кислоти, практично повністю регенерує катіоніт. Для цієї мети використовують також 15% розчин HNO_3. Елюат, що містить NH_4NO_3 та HNO_3, може бути повернутим до виробництва.

Задовільна регенерація досягається при подачі H_3PO_4 з деяким надлишком (0,5–1,0 моль на моль аміаку у смолі). При технічно доцільному надлишку кислоти 1,5-2,2 мг-екв/г іонів амонію залишається в смолі.

При вилучені аміаку з надсмольної води коксохімічних заводів регенерацію іоніту доцільно робити розчинами фосфорної кислоти, тому що отримані кислі розчини фосфату амонію можливо спрямовувати в цикл уловлювання аміаку при виробництві діамонійфосфату з аміаку коксового газу. Домішки фенолів у воді не впливають на статичну обмінну ємність катіонітів по аміаку.

При виробництві сульфату амонію регенерацію варто проводити сірчаною кислотою, а при виробництві нітрату амонію - азотною кислотою.

Іонообмінний метод очистки аміачних стічних вод економічний, а очищена вода може бути використана у виробництві і навіть для живлення парових котлів.

Видалення аніонів зі стічних вод. Стічні води можуть бути очищені від фосфатів-іонів на різних аніонітах. У випадку очистки від фосфатів з одночасним зниженням ХСК рекомендується застосовувати спеціально оброблені глини типу вермикуліту. У результаті обробки сорбційна ємність вермикуліту по фосфатам і ХСК зростає в 1,5–3,0 рази в порівнянні з вермикулітом в Na-формі і досягає 884 мг PO_4^{3-} на 100 г вермикуліту.

Міська стічна вода після аніонітного фільтру містить близько 0,1 мг/л PO_4^{3-}.

Вивчення процесу іонообмінної очистки стічних вод коксохімічного заводу показує, що попередньо обезфенолена екстракційним методом і звільнена від аміаку надсмольна вода газових холодильників може бути практично повністю знесолена за допомогою катіоніта КУ-2 у Н-формі та аніоніту АН-2Ф у ОН-формі. Ємність вологого катіоніту КУ-2 по іону амонію склала 1935 г-екв/м^3, а вологого аніоніту АН-2Ф по аніонах CNS^-, $S_2O_3^{2-}$, Cl^-, CN^-, SO_4^{2-}, SO_3^{2-} – 2065 г-екв/м^3. Очищена вода мала твердість 0,01-0,02 мг-екв/л і могла використовуватися в оборотному водопостачанні заводу.

Стічні води коксохімічного заводу можуть бути очищені від роданід- і тіосульфатів-іонів аніонітом ЭДЭ-10-П. Незважаючи на складну сполуку стічних вод і більшу концентрацію солей, сорбція роданід-іона досягає 99,6%, а тіосульфату-іона - 99%. Повна регенерація аніоніту забезпечується 5% розчином їдкого натру.

Практично повну очистку стічних вод від простих і комплексних ціанідів можливо виконати при використанні аніоніту ЭДЭ-10-П у Він-формі. Однак регенерація аніоніту розчинами лугів протікає не повністю.

Очистка від радіоактивних забруднень. Іонообмінні смоли дозволяють ефективно очищати воду від багатьох радіоактивних домішок. Потрібно відзначити; що ефективність очистки води в значній мірі залежить від pH води: підвищення pH приводить до переходу деяких радіоактивних продуктів у колоїдний стан і зменшенню ефективності очистки.

Ефективність очистки від більшості радіоактивних домішок залежить від солевмісту стічних вод. При відсутності солей ємність іонітів по радіоактивним ізотопам досить велика. Наприклад, двохступінчаста іонообмінна очистка води із загальним солевмістом не більше 0,7 г/л і концентрацією ізотопів $1{,}3\cdot10^{-9}$ – $4{,}1\cdot10^{-6}$ Ки/л забезпечує отримання високих коефіцієнтів очистки.

Велике значення має радіаційна стійкість іонообмінних смол. Під дією іонізуючого випромінювання ємність іонообмінних смол знижується і вони руйнуються.

Суттєвий недолік іонообмінних смол - висока вартість, що пояснюється необхідністю їх регенерації. Це приводить до утворення радіоактивних відходів, що вимагають обробки та зберігання. У зв'язку із цим перспективними іонообмінними матеріалами є менш дорогий сульфірованний бітум, а також іонообмінники у вигляді тканин і синтетичних волокон.

2.17. Інші способи очищення стічних вод від розчинених неорганічних домішок

2.17.1. Електрохімічне окислювання

В електролізері здійснюється ряд процесів: окислювання на аноді, електрокоагуляція, електрофорез колоїдних часток, електрофлотація.

Встановлено, що звичайно відбувається окислювання хемосорбованних молекул органічної речовини сполуками, що містять кисень.

Електрохімічне окислювання простих або комплексних ціанідів протікає за реакціями:

$$CN^- + 2OH^- - 2e \rightarrow CNO^- + H_2O$$

$$CNO^- + 2H_2O \rightarrow NH_4^+ + 3_3^{2-}$$

Також у невеликому ступені відбуваються процеси:

$$2CNO^- + 4OH^- - 6e \rightarrow 2CO_2 + N_2 + 2H_2O$$

$$4OH^- - 4e \rightarrow 2H_2O + ПРО_2$$

При очищенні стічної води від ціанідів в електролізері без діафрагми з катодом із нержавіючої сталі і анодом із платини, графіту, сталі, нікелю та магнезиту в інтервалі щільності струму 100 – 600 А/м^2 вихід по струму при напрузі 15–20 В становить усього 2 – 4%. Ефективне окислювання відбувалося на всіх названих анодах. Зниження щільності струму до 10–50 А/м^2 дозволяє збільшити вихід по струму до 30–40%, причому питома витрата електроенергії склала 0,01–0,02 кВт·год на 1 г ціанідів. Зниження концентрації ціанідів у розчині приводить до деякого зменшення швидкості окислювання.

Додавання хлориду натрію в стічну воду підвищує вихід по струму до 60-80%. Очевидно, при цьому ціаніди руйнуються під дією хлору, що виділяється на аноді:

$$2Cl^- - 2e \rightarrow Cl_2$$

$$CN^- + Cl_2 + 2OH^- \rightarrow CNO^- + 2Cl^- + H_2O$$

$$2CNO^- + 3Cl_2 + 4OH^- \rightarrow 2CO_2 + N_2 + 6Cl^- + 2H_2O$$

Тривалість обробки розчину, що містить 200 мг/л ціанідів, при щільності струму 10 А/м^2 і використанні графітового аноду становить 3–3,5 год. Кількість хлоридів повинна перевищувати кількість ціанідів в 3-5 разів. Комплексні ціаніди (наприклад, міді, срібла) повністю руйнуються. Витрата електроенергії при цьому становить 0,007-0,01 кВт/год на 1 г ціанідів. Ціанати-іони надалі піддаються гідролізу.

Присутні в стічних водах роданіди також руйнуються:

$$CNS^- + 10OH^- - 8e \rightarrow CNO^- + SO_4^{2-} + 5H_2O$$

Одночасно руйнуються феноли, що містяться в стічних водах.

Рекомендується також додавати в розчин ціанідів суміш хлориду натрію і їдкого натру для доведення pH до 9–10 і більше. При вмісті NaCl та NaOH відповідно 120 і 10 мг на 1 г ціанідів концентрація ціанідів у розчині при щільності струму, 130 А/м^2 за 1–2 хв знижується з 60 до 0,04 – 0,05 мг/л.

При електролізі води, що містить 145–170 мг/л роданід-іонів, анодної щільності струму 10 А/м^2 концентрація роданід-іонів протягом 5 год знизилася до 14–19 мг/л.

У випадку спільної присутності у воді ціанідів і роданідів приблизно в рівних концентраціях окислювання ціанідів на аноді відбувається більш ефективно і концентрація CN-іонів знижується швидше, ніж концентрація CNS-іонів.

Є свідчення про можливості очистки стічних вод виробництва віскозного волокна від цинку в електролізері з металевими електродами. При напрузі 3 В та щільності струму 200 А/м^2 протягом 8–10 хв концентрація цинку в стічних водах зменшується від 50–60 до 0,3 г/л.

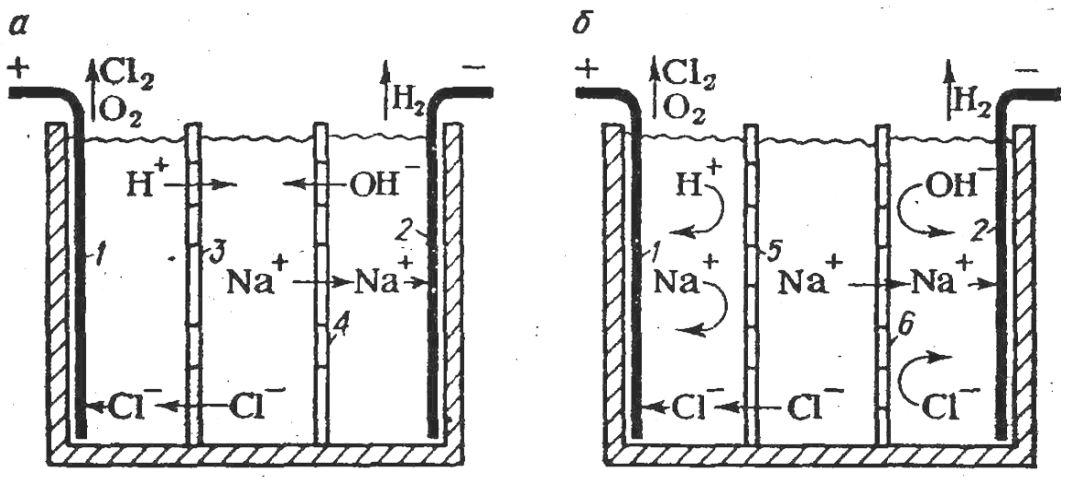
2.17.2. Електродіаліз

Сутність процесу видалення солей з води електродіалізом полягає в наступному: якщо середнє відділення ванни, розподіленої діафрагмами на три відділення (рис. 2.39а), заповнити водою, що містить розчинені солі, наприклад хлорид натрію, а в бічні відділення, заповнені чистою водою, помістити електроди і проводити електроліз, то аніони будуть переноситися струмом в анодний простір.

На аноді буде виділятися кисень і хлор, та утворюватися кислота (пропорційно до кількості кисню, що виділився). Одночасно катіони переносяться в катодний простір. На катоді буде виділятися водень та утворюватися луга. У міру проходження струму концентрація солей у середньому просторі знижується. Однак із збільшенням лужності та кислотності в камерах з електродами, у процесі переносу будуть приймати участь H^- і ОН-іони, що будуть утворювати у середньому відділені воду. Це призводить до уповільнення переносу іонів солі. Якщо в середній простір не буде зворотного надходження іонів, то 1 Кл минулої електрики дозволить видалити із середньої камери 1 г-екв електроліту. У практичних умовах частина напруги буде витрачатися на зворотний перенос іонів, а також повторний вивід цих іонів із середньої камери.

Вихід по струму (відношення вилученої кількості солей до кількості, що повинна бути вилучена при 100%-ному використанні струму) при очищенні води в трьохкамерних апаратах не перевищує 20%. Ефективність процесу знесолення води різко підвищується в результаті застосування електрохімічних активних (іонообмінних) діафрагм, здатних пропускати іони тільки одного знаку.

Схема трьохкамерного діалізатора з іонообмінними діафрагмами представлена на рис. 2.39б. У ванні встановлюють аніонопроникну діафрагму 5 і катіонопроникну діафрагму 6. Катіони з анодного простору не можуть потрапити в середню камеру, тому що діафрагма 5 для них непроникна. Аналогічно, аніони не можуть пройти через діафрагму 6.



1 - анод; 2 - катод; 3 - анодна діафрагма; 4 - катодна діафрагма;
5 - аніонопроникна діафрагма; 6 – катіонопроникна діафрагма.

Рисунок 2.38 - Схема знесолення води в трьохкамерному електродіалізаторі з електрохімічними неактивними (а) і активними (б) діафрагмами

Найбільший вихід по струму досягається в багатокамерних електродіалізаторах.

В електродіалізаторах використовують гомогенні та гетерогенні діафрагми. Перші одержують поліконденсацією або сополімеризацією. мономерів, другі – змішуванням тонкокришеного іоніту та інертного неелектропровідного сполучення (наприклад, поліетилену, каучуку) з наступним формуванням у тонкі пластини.

Катоди а, особливо, аноди, повинні виготовлятися зі стійких до окиснювачів матеріалів: платини, магнетиту, графіту.

При очищенні методом електродіалізу стічних вод, що містять солі, які утворені з кислот і луг, можна одержувати кислоти та луги і знову використовувати їх у виробництві. Таким чином, методом електродіалізу можна утилізувати кислоти та луги зі стічних вод з одночасним їх знесоленням.

Метод електродіалізу широко застосовується в цей час для знесолення природних вод. Цей метод є перспективним для очистки стічних вод від розчинених солей. Єдиний істотний недолік методу - необхідність попередньої очистки стічних вод від зважених і колоїдних часток, які можуть засмічувати іонітові діафрагми.

Цим методом очищають стічні води від сполук фтору та хрому.

Схема очистки стічних вод від фтору включає двохступінчастий електродіаліз (концентрація фтору у воді знижується від 5,5 до 0,5 г/л) і іонітову доочистку.

Витрата енергії на очистку електродіалізом становить 17 кВт·год/м^3 (без урахування енергії на перекачування), вихід по струму – 46%.

Техніко-економічна оцінка показала, що витяг 1 кг фтору електродіалізом приблизно в 5 разів дешевше реагентного методу.

Від хрому очищали стічні води, що містять (г/л):

CrO_3……...3,6 NaCl……0,18

Na_2SO_4…….....2,3 $Na_2S_2O_3$ ……... 0,21

NaOH...…….....2,7

На першому етапі електродіалізу концентрація CrO_3 знижувалася до 1г/л, на другому – до 0,2–0,3 г/л. Вміст CrO_3 у концентраті не перевищував 69 г/л. Вихід по струму - 36%. При терміні служби діафрагм 2 роки і іоніту (для доочистки стічних вод) - 5 років електродіалізний метод приблизно в 2 рази дешевше хімічного. Видалені зі стічних вод домішки можуть бути застосовані у виробництві.

Метод електродіалізу використовується для очистки стічних вод від радіоактивних забруднень. Цим методом можна з високою ефективністю видаляти багато розчинених радіоактивних ізотопів (^{137}Cs, ^{131}I, ^{89}Sr й ін.), однак була встановлена неможливість ефективного видалення з його допомогою радіоактивних забруднень, асоційованих зі зваженою фазою стічних вод (^{95}Zr, ^{95}Nb й ін.).

Ефективність очистки радіоактивних вод за допомогою електродіалізу можна підвищити, якщо між іонообмінними мембранами помістити суміш катіоніту і аніоніту (відношення об'ємів 1:3). Перевага цього процесу полягає в тім, що під дією електричного струму відбувається безперервна електролітична регенерація іонітів і видалення продуктів регенерації через іонообмінні мембрани в камері концентрування.

Позитивні результати отримані при очищенні радіоактивних стічних вод методом електродіалізу у дві стадії: перша – часткове знесолення; друга – глибоке очищення від радіоактивних ізотопів. У результаті двохстадійного очищення мінералізація води не перевищувала 25 мг/л, а β-активність стічної води знижувалася в 50–100 разів (по ^{90}Sr – в 10^3–$5\cdot10^3$ разів). У порівнянні з очищенням

води методом іонного обміну об'єм відходів зменшувався в 2,5-3 рази, а вартість - на 70%.

2.17.3. Іонна флотація

Очищення стічних вод методом іонної флотації заснований на здатності багатьох неорганічних іонів утворювати з поверхнево-активними речовинами погано розчинні у воді гідрофобні продукти, що, завдяки наявності ПАР, концентрується на міжфазній поверхні газ - рідина. Після руйнування піни, що утворюється, отримують концентрат компонента, який вилучають.

Для витягу ртуті зі стічних вод у якості осаджувача використовують етилксантогенат калію, а в якості піноутворювача – ксиленол. При тривалості флотації 13,3 хв (продуктивність установки 300 л/год), вихідної концентрації ртуті у воді 178,7 мг/л, pH = 4,5 і витраті ксантогената 200 г/м^3 ступінь вилучення становила 89,7%. Вміст ртуті в концентраті досягав 21,4%.

Ефективне очищення стічних вод від іонів кадмію методом іонної флотації досягається при використанні додецилбензол-сульфоната натрію. Концентрація іонів кадмію у воді знижувалася від 10 до 0,01 мг/л.

Ферроціанід може бути видалений з водяного розчину при використанні в якості піноутворюючої речовини солей алкілу-амонію. Є дані про можливості вилучення біхромат-іонів з водяних розчинів за допомогою етилгексаде-цилдиметиламонію броміду або лаурилсульфата натрію.