НАЦІОНАЛЬНИЙ УНІВЕРСИТЕТ КОРАБЛЕБУДУВАННЯ
імені адмірала Макарова
Кораблебудівний навчально-науковий інститут

В. В. БЛАГОДАТНИЙ, Н. І. МАГАСЬ

УПРАВЛІННЯ ТА ПОВОДЖЕННЯ З ПРОМИСЛОВИМИ ВІДХОДАМИ

Методичні вказівки

Рекомендовано Методичною радою НУК ім. адм. Макарова

Миколаїв
Видавець Румянцева Г.В.
2023

УДК 628.47
ББК 51.21я73
Б 68

Автори:
В. В. Благодатний, кандидат техн. наук, доцент;
Н. І. Магась, кандидат техн. наук, доцент
Рецензент І. О. Ратушняк, канд. техн. наук, доцент

Благодатний В. В.
Б 68 Управління та поводження з промисловими відходами: методичні вказівки / В. В. Благодатний, Н. І. Магась. – Миколаїв : видавець Румянцева Г. В., 2023. – 75 с.

Рекомендовано Методичною радою НУК ім. адм. Макарова (протокол № 4 від 24 травня 2023р.)

У методичних вказівках наведено методики визначення параметрів систем управління промисловими відходами. Наведено приклади розрахунків апаратів переробки рідких і твердих відходів.

Методичні вказівки призначені для студентів денної та заочної форми навчання за спеціальністю 101 Екологія, освітньої програми «Екологія та охорона навколишнього середовища», а також для студентів за спеціальністю 183 «Технології захисту навколишнього середовища» і може бути використані у курсовому та дипломному проектуванні за названими спеціальностями.

© Благодатний В. В., Магась Н. І., 2023
© НУК імені адмірала Макарова, 2023

ЗМІСТ

ВСТУП	4
Практична робота №1. Розрахунок матеріального балансу системи оборотного водопостачання	6
Практична робота № 2. Визначення класу небезпеки промислових відходів	13
Практична робота № 3. Інвентаризація відходів на деревообробному виробництві	21
Практична робота № 4. Розрахунок продуктивності черв'ячного пресу для переробки пластмасових відходів	28
Практична робота № 5. Розрахунок барабанного вакуум – фільтру	35
Практична робота № 6. Розрахунок фільтрувальної центрифуги	45
Практична робота № 7. Розрахунок напірного гідроциклону	53
Практична робота № 8. Розрахунок установки електрохімічної обробки рідких відходів	59
Використана література	69
Додатки	71

ВСТУП

Проблема промислових відходів полягає у постійному зростанні їх обсягу, навіть за умов зростання виробництва і становить суттєву загрозу стану довкілля, нерідко містять високотоксичні речовини, а також з'єднання, які не розкладаються біологічно. Накопиченню відходів виробництва сприяє низька якість сировини, порушення умов її зберігання та підготовки, технологічного чи експлуатаційного регламенту, застосування морально застарілого обладнання, його недбала експлуатація чи невідповідність характеру технологічних процесів.

Основним способом утилізації на сьогодні залишаються складування на полігонах або шламосховищах, інколи не передбачено заходи зі знешкодження відходів. Крім того слід враховувати проблему комплексного використання сировини, утилізації та рекуперації промислових відходів, впровадження маловідходних технологій.

Тому нагальним завданням є впровадження систем управління та поводження відходами, що забезпечують високу ефективності та якість продукції, що споживали б якнайменше сировини, отримання з відходів вторинних матеріальних та енергетичних ресурсів. Необхідно прагнути, щоб у кінцевому результаті забезпечити функціонування замкнених матеріальних та енергетичних потоків у циклі: сировина − матеріали – продукція – відходи − вторинна сировина.

Важливою складовою стратегії управління відходами є підготовка фахівців, здатних розробляти та приймати технологічні та управлінські рішення у цій сфері, а також ознайомлення працівників інших галузей діяльності із сучасним станом та перспективними напрямками модернізації методів менеджменту та переробки промислових відходів.

Тому одне з провідних місць у підготовці спеціалістів з екології та охорони навколишнього середовища займає дисципліна «Управління та поводження з відходами», до якої входить модуль «Управління та поводження з промисловими відходами». Практичні роботи 1÷3 відносяться до теми

«Нормативно – правова база поводження з промисловими відходами» та спрямовані на набуття студентами навичок з визначення нормативів промислових відходів, а роботи 4÷8 − до другої теми «Управління та поводження з промисловими відходами» і мають на меті ознайомлення студентів із сучасними методами розрахунку засобів поводження з відходами. З цією метою студенти повинні засвоїти основні теоретичні положення, викладені у тексті відповідних робіт, а також виконати індивідуальні розрахункові завдання згідно з наведеними прикладами.

Матеріали методичних вказівок можуть бути використані студентами денної та заочної форми навчання за напрямом підготовки 101 Екологія, освітньої програми «Екологія та охорона навколишнього середовища», а також для студентів за спеціальністю 183 «Технології захисту навколишнього середовища» і можуть бути використані при виконанні курсових робіт з дисциплін: «Управління та поводження з відходами», «Техноекологія», «Технології утилізації та рекуперації відходів», «Природоохоронні технології», «Виробничі технології» та при написанні дипломних робіт.

Практична робота № 1

Розрахунок матеріального балансу системи оборотного водопостачання

Системи з оборотним використанням води використовуються з метою зменшення споживання води на промисловому підприємстві та запобігання скиданню великих мас забруднюючих речовин у водні об'єкти. У таких системах відпрацьовану воду можуть піддавати охолодженню, очищенню та дезінфекції, після чого повертати у те ж саме виробництво, не скидаючи у водойму. Загальний вигляд системи оборотного водопостачання показано на рис 1.1.

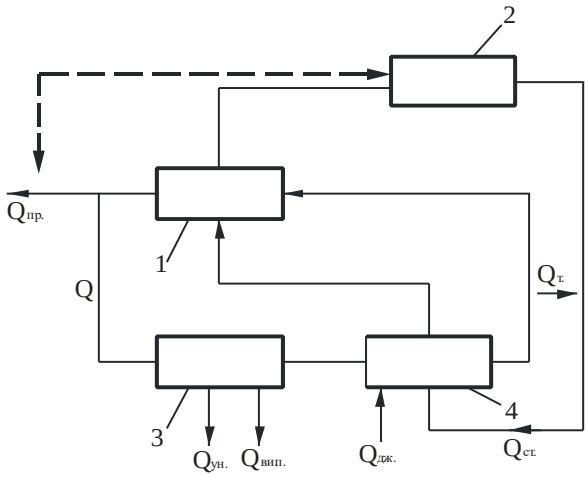

Рис. 1.1. Схема оборотного водокористування: 1- виробництво; 2- очисні споруди; 3- охолоджувач; 4 – насосна станція

Крім того, можуть використовуватися системи виключно з очищенням або виключно з охолодженням. Вибір того або іншого варіанту системи визначається вимогами до якості оборотної води та способом її використання. За останні принципом виробничі води поділяють на чотири категорії. Вода I категорії використовується для охолодження апаратів та речовин, II категорії – для поглинання та транспортування домішок, III категорії – для розчинення реагентів. До IV категорії відносять воду комплексного використання. Відповідно, в процесі експлуатації води I категорії практично не забруднюються, а лише нагрівається, води II категорії забруднюються механічними та розчиненими домішками, а води III категорії перетворюється

на технологічні розчини. Отже, оборотні системи що використовують води II - IV категорій, повинні включати очисні споруди різного складу. Системи ж охолодження з оборотним використанням води є набагато простішими та дешевшими, оскільки можуть складатися лише з теплообмінника(поверхневого або контактного типу) та насосної станції. Тому вони набули більшого поширення.

Функціонування систем оборотного водопостачання супроводжується втратами води. У разі проходження оборотних вод додатково через систему очисних частина води у процесі очищення втрачається зі шламом, осадом тощо. При контактному охолодженні води, частина її випаровується або уноситься повітрям. Іншим видом втрат є течії води внаслідок нещільностей з'єднань трубопроводів та обладнання. Нагрів та охолодження води спричиняє збільшення вмісту в ній солей жорсткості, здатних до відкладання на стінках труб та апаратів. Тому періодично частину води доводиться видаляти з системи, тобто здійснювати продування. (Можливий також варіант повертання частини продувних вод у оборотну систему після очищення, як показано пунктиром на рис.1.1)

Тому до системи оборотного водопостачання необхідно додавати свіжу воду, кількість якої визначається з рівняння водного балансу:

$$Q_{\text{дод}} = Q_{\text{вип}} + Q_{\text{ун}} + Q_{\text{т}} + Q_{\text{шл}} + Q_{\text{пр}} \qquad (1.1)$$

Тут $Q_{\text{дод}}=Q_{\text{св}}$– об'єм підживлювальних вод, що відбираються з водойми та додаються до системи; $Q_{\text{вип}}$, $Q_{\text{ун}}$, $Q_{\text{т}}$, $Q_{\text{шл}}$, $Q_{\text{пр}}$ – втрати води на випаровування, унесення з охолоджувача вітром та розбризкування, зі шламом та осадом, внаслідок течій та при виробництві, а також на продування системи відповідно. У балансових рівняннях для охолоджувальних систем будуть відсутні $Q_{\text{шл}}$, а для очищувальних систем – $Q_{\text{вип}}$ та $Q_{\text{ун}}$.

Якщо до системи додають як свіжу воду з джерела, так і очищену стічну воду у кількості $Q_{оч}$, а також неочищені слабко забруднені стічні води об'ємом $Q_{ст}$, то

$$Q_д = Q_{св} + Q_{ст} + Q_{оч} \quad (1.2)$$

Як зазначалося вище, суттєвою проблемою оборотних систем є зростання концентрації солей у циркулюючий воді. Тому при проектуванні слід складати також матеріальний баланс по забруднювачах, передусім за добре розчинними солями. Це дозволяє обрати раціональний спосіб обробки забрудненої промислової води або підготовки свіжої води.

Рівняння миттєвого матеріального балансу по лімітуючому забруднювачу у загальному випадку має наступний вигляд:

$$dG = C_0\left(Q_{вип} + Q_{ун} + Q_т + Q_{пр} + Q_{шл}\right)d\tau - C\left(Q_т + Q_{пр} + Q_{шл}\right)d\tau \quad (1.3),$$

де dG - приріст кількості солі чи іншого лімітуючого забруднювача, або їх суми за нескінченно малий час $d\tau$ роботи оборотної системи; C_0 -концентрація солі у воді , яка додається у систему; C - миттєва середня концентрація солі в системі.

Позначивши витрати води в системі як Q, а тривалість повного обороту води як a, отримуємо:

$$dG = a \cdot Q \cdot dC$$

Тоді рівняння (1.3) набуває вигляду:

$$a \cdot Q \cdot dC = C_0\left(Q_{вип} + Q_{ун} + Q_т + Q_{пр} + Q_{шл}\right)d\tau - C\left(Q_т + Q_{пр} + Q_{шл}\right)d\tau$$

або

$$\frac{dC}{d\tau} + C\frac{Q_т + Q_{пр} + Q_{шл}}{aQ} = C_0\frac{Q_{вип} + Q_{ун} + Q_т + Q_{пр} + Q_{шл}}{aQ} \quad (1.4)$$

Замінимо абсолютні величини втрат води відносними:

$$p_1 = {(Q_{вип} + Q_{ун})}/{Q} \quad , \quad p_2 = {Q_т}/{Q} \quad , \quad p_3 = {Q_{пр}}/{Q} \quad , \quad p_4 = {Q_{шл}}/{Q}$$

і проінтегруємо рівняння (1.4) за граничної умови: $C = C_0$ при $\tau = 0$.

Отримуємо рівняння зміни концентрації солей у оборотній системи водокористування:

$$C = \frac{p_1 + p_2 + p_3 + p_4}{p_2 + p_3 + p_4} C_0 - \frac{p_1 C_0}{p_2 + p_3 + p_4} e^{-\frac{p_2 + p_3 + p_4}{a}\tau} \quad (1.5)$$

Гранично допустиме значення концентрації домішки при $\tau \to \infty$

$$C_{\text{гр}} = \frac{p_1 + p_2 + p_3}{p_2 + p_3} C_0 \quad (1.6)$$

Тож, визначивши згідно характеристикам системи величини витрат і втрат води та знаючи (відповідно вимогам до якості оборотної води) значення $C_{\text{гр}}$, можна мінімізувати витрати на продувку:

$$p_3^{\min} = \frac{C_{\text{гр}}}{C_{\text{гр}} - C_0} p_1 - p_2 - p_4 \quad (1.7)$$

або знайти необхідне значення концентрації солі у воді , на вході у систему:

$$C_0 = \frac{p_2 + p_3 + p_4}{p_1 + p_2 + p_3 + p_4} C_{\text{гр}} \quad (1.8),$$

у відповідності до якого обирають спосіб обробки (очищення) води чи її частини в оборотній системі.

Для закритих систем охолодження, у яких вода не контактує з повітрям або охолоджуваним продуктом, рівняння (1.8) має вигляд:

$$C_0 = \frac{p_2 + p_3}{p_1 + p_2 + p_3} C_{\text{гр}} \quad (1.9)$$

Для оборотних систем, до яких додають очищені або неочищені стічні води, у рівнянні водно - сольового балансу слід враховувати концентрації у них даного забруднювача – $C_{\text{оч}}$ та $C_{\text{ст}}$ відповідно. Маємо

$$Q_{\text{св}} C_{\text{св}} + + Q_{\text{оч}} C_{\text{оч}} + Q_{\text{ст}} C_{\text{ст}} = C_0 \left(Q_{\text{св}} + Q_{\text{оч}} + Q_{\text{ст}} \right) \quad (1.10)$$

звідки необхідна концентрація очищеної води:

$$C_{\text{оч}} = \frac{C_0 \left(Q_{\text{св}} + Q_{\text{оч}} + Q_{\text{ст}} \right) - Q_{\text{ст}} C_{\text{ст}} - Q_{\text{св}} C_{\text{св}}}{Q_{\text{оч}}} \quad (1.11)$$

Тут $C_{\text{св}}$– концентрація забруднювача у воді, що відбираються з водойми.

Приклад 1. Визначити максимально можливу концентрацію солей у воді продувки після знесолення її з метою повернення до закритої охолоджувальної системи оборотного водопостачання та підтримання у ній постійної витрати і солевмісту.

Вихідні дані: Витрати води у циклі $Q = 8000$ м^3/год; гранично допустима концентрація солей у системі $C_{\text{гр}} = 500$ мг/л; питомі втрати води у системі: в результаті випаровування $p_1 = 1{,}0\%$; внаслідок течій $p_2 = 0{,}5\%$; на продувку $p_3 = 0{,}5\%$. До системи додається стічна вода виробництва із вмістом солей $C_{ст} = 1800$ мг/л у кількості $Q_{ст} = 15$ м^3/год, а також свіжа вода із природного джерела водопостачання із вмістом солей $C_{св} = 100$ мг/л .

Розв'язок:

Оскільки система є закритою охолоджувальною, $p_4 = 0$. Тоді допустиму концентрацію солей у воді, що додається до системи, визначаємо за формулою (1.9):

$$C_0 = \frac{500(0{,}5 + 0{,}5)}{1 + 0{,}5 + 0{,}5} = 250\ {}^{\text{мг}}\!/_{\text{л}}$$

Витрати води, що додається до оборотної системи для компенсації втрат води) $Q_{\text{д}}$, знаходимо з рівняння (1.1), враховуючи, що $Q_{\text{шл}}$=0:

$$Q_{\text{д}} = (p_1 + p_2 + p_3) \cdot Q = (0{,}01 + 0{,}005 + 0{,}005) \cdot 8000 = 160\ {}^{\text{м}^3}\!/_{\text{год}}$$

Приймемо, що усі продувні води після очищення повертаються до системи. Тоді

$$Q_{\text{оч}} = Q_{\text{З}} = p_{\text{З}} \cdot Q = 0{,}005 \cdot 8000 = 40\ {}^{\text{м}^3}\!/_{\text{год}}$$

З рівняння (1.2) знаходимо кількість свіжої води $Q_{\text{св}}$, що додається із природного джерела водопостачання:

$$Q_{\text{св}} = Q_{\text{д}} - Q_{\text{оч}} - Q_{\text{ст}} = 160 - 40 - 15 = 105\ {}^{\text{м}^3}\!/_{\text{год}}$$

Необхідну концентрацію $C_{\text{оч}}$ солей у очищеній воді продувки знаходимо за формулою(1.11) :

$$C_{\text{оч}} = \frac{250(105 + 40 + 15) - 15 \cdot 1800 - 105 \cdot 100}{40} = 62{,}5\ {}^{\text{мг}}\!/_{\text{л}}$$

У оборотних системах зі ставком - охолоджувачем концентрація солей збільшується досить повільно, тому сольовий баланс у таких системах зазвичай

складають для великого проміжку часу, наприклад року. Баланс складають з метою визначення необхідного об'єму ставка, величини продувки, а також динаміки накопичення забруднювачів у воді ставка.

Якщо прийняти об'єм ставка за розрахунковий період $V_0 = \text{const}$, а концентрації забруднювача у ставку на початку та наприкінці розрахункового періоду відповідно C_0 і $C_к$, кількості забруднювача у воді ставка в на початку та наприкінці розрахункового періоду G_0, $G_к$:

$$G_0 = V_0 C_0 \tag{1.12},$$

$$G_к = V_0 C_к \tag{1.13}.$$

Тоді рівняння матеріального балансу за лімітуючим забрудненням, за умови його стабільної концентрації C_n у системі водоспоживання для розрахункового періоду матиме наступний вигляд:

$$G_0 + G_а + G_{ст} - G_{св} + G_{со} - G_ф - G_{оп} - G_{пр} - G_{вп} + G_д = G_к \tag{1.14}.$$

Основними складовими водного балансу є:

$G_а$– можливе пряме скидання забруднювача (зокрема, з реагентами) – забруднювач, що надходить до ставку разом з природним водостоком (дощовим, сніговим):

$$G_{ст} = Q_{ст} C_{ст} \tag{1.15},$$

де $Q_{ст}$ - об'єм стоку атмосферних вод у ставок; $C_{ст}$ - концентрація забруднювача у стоці атмосферних вод, що надходять до ставка.

$G_{св}$– кількість забруднювача, що потрапляє до ставка зі стічними водами виробництва:

$$G_{св} = Q_{св} C_{св} \tag{1.16},$$

де $Q_{св}$ - річний об’єм стічних вод виробництва, що потрапляють у систему; $c_{св}$– концентрація забруднення у стічних водах.

$G_{со}$– кількість забруднювача, що надходить у цикл водоспоживання із ставка з водою, яку відводять з метою виконання умови $V_0 = \text{const}$ та

компенсації добавки води у ставок з природним водостоком і стічними водами виробництва кількість води :

$$G_{\text{со}} = Q_{\text{ст}} C_n + Q_{\text{св}} C_n \qquad (1.17).$$

$G_{\text{ф}-}$ втрати забруднювача з фільтраційною водою:

$$G_{\text{ф}} = Q_{\text{ф}} \cdot (C_0 + C_{\text{к}})/2 \qquad (1.18),$$

де $Q_{\text{ф}}$ - річні втрати води із ставка внаслідок фільтрації, $(C_0 + C_{\text{к}})/2$ - середня за рік концентрація домішки у фільтраційній воді.

$G_{\text{оп}}$– кількість забруднювача, що надходить у цикл із водою з прямими атмосферними опадами у кількості $Q_{\text{оп}}$. Ця вода повинна бути відведена зі ставка для виконання умови $V_0 = \text{const}$.

$$G_{\text{оп}} = Q_{\text{оп}} C_n \qquad (1.19).$$

$G_{\text{пр}}$– втрати забруднювача із системи із продувною водою:

$$G_{\text{пр}} = Q_{\text{пр}} (C_0 + C_{\text{к}})/2 \qquad (1.20),$$

де $Q_{\text{пр}}$ - об'єм скидання (продування) вод із системи за розрахунковий період.

$G_{\text{вп}}$ – втрати забруднювача із ставка з водою, що витрачається на власні потреби водооборотної системи:

$$G_{\text{вп}} = Q_{\text{вп}} (C_0 + C_{\text{к}})/2 \qquad (1.21),$$

де $Q_{\text{вп}}$ – витрати води на власні потреби системи.

$G_{\text{д}}$– кількість забруднювача, що надходить до ставка з додатковою водою, призначеною для компенсації втрат води:

$$G_{\text{д}} = G_{\text{д}}^{\text{ф}} + G_{\text{д}}^{\text{пр}} + G_{\text{д}}^{\text{вп}} + G_{\text{д}}^{\text{пв}} + G_{\text{д}}^{\text{дв}} \qquad (1.22)$$

Тут $G_{\text{д}}^{\text{ф}}$ – добавка у ставок забруднювача з водою із циклу водоспоживання, що компенсує втрати води при фільтрації:

$$G_{\text{д}}^{\text{ф}} = Q_{\text{ф}} C_n \qquad (1.23)$$

$G_{д}^{пр}$ – добавка забруднювача у ставок з водою, що компенсує втрати води при продувці:

$$G_{д}^{пр} = Q_{пр} C_n \quad (1.24)$$

$G_{д}^{вп}$ – добавка забруднювача у ставок з оборотною водою, яку додають для компенсації витрат води на власні потреби водооборотної системи:

$$G_{д}^{вп} = Q_{вп} C_n \quad (1.25)$$

$G_{д}^{пв}$ – добавка забруднювача в ставок з водою, яка компенсує втрати води із ставка, що не містить забруднювача, внаслідок природного випаровування:

$$G_{д}^{пв} = Q_{п.в} C_n \quad (1.26)$$

$G_{д}^{дв}$ добавка забруднювача в ставок з водою, яка компенсує втрати води із ставка, що не містить забруднювача, внаслідок додаткового випаровування води у системі:

$$G_{д}^{дв} = Q_{д.в} C_n \quad (1.22)$$

де $Q_{п.в}$ і $Q_{д.в}$ - об'єм води, що випаровується за розрахунковий період при природному і додатковому випаровуванні.

Практична робота № 2

Визначення класу небезпеки промислових відходів

Згідно з Законом України «Про відходи» до небезпечних відносять відходи, фізичні, хімічні чи біологічні характеристики яких створюють чи можуть створити значну небезпеку для навколишнього природного середовища та здоров’я людини та які потребують спеціальних методів і засобів поводження з ними.

Як правило, відходи є складними сумішами різних речовин і їхня небезпечність зумовлена наявністю (у певній концентрації) речовин, які становлять токсикологічну, радіаційну та біологічну небезпеку. За характером впливу на організм ГОСТ 12.0.003 - 74. виділяє такі види небезпечних речовин:

•**токсичні**, що призводять до отруєння усього організму, враження окремих його систем, таких як центральна нервова система та кровотворення, а також до патологічних змін печінки та нирок;

•**подразнюючі**, що викликають подразнення слизових оболонок дихальних шляхів, очей, легенів, шкірних покривів;

•**канцерогенні**, що сприяють появі злоякісних новоутворень;

•**сенсибілізуючі**, що діють як алергени;

•**мутагенні**, що призводять до порушення генетичного коду та змін у спадковій інформації;

•**такі, що впливають на репродуктивну функцію**.

При оцінці рівня небезпеки речовини найчастіше використовують показники токсикометрії і критерії токсичності шкідливих речовин, які у кількісному вигляді виражають токсичний ефект від дії різних доз і концентрацій шкідливих речовин. Якщо результатом цього впливу є загибель організму, токсичність речовини характеризують її смертельною концентрацією, а у випадку виникнення у організмі функціональних та структурних змін − діючими, пороговими і недіючими дозами і концентраціями. До основних токсикометричних показників належать:

•**середня смертельна концентрація речовини у повітрі** $\boldsymbol{LC_{50}}$, тобто концентрація речовини, що викликає загибель 50% піддослідних тварин при 2÷4-годинному інгаляційному впливі, мг/$м^3$;

•**середня смертельна доза речовини** $\boldsymbol{LD_{50}}$, що викликає загибель 50% піддослідних тварин при введенні її у шлунок або нанесенні на шкіру, мг/кг;

•**ступінь токсичності речовини**, що є оберненою величиною до LD_{50} або LC_{50}, тож є тим вищим, чим меншими є значення смертельної дози або концентрації;

•**порогова (мінімальна) концентрація або доза речовини**, під впливом якої відбуваються зміни біологічних показників на рівні організму, що виходять

за межі пристосувальних реакцій, або виникає прихована (тимчасово компенсована) патологія;

- **коефіцієнт небезпеки раптового гострого інгаляційного отруєння** внаслідок витоку газу або леткої речовини, що залежить від концентрації її насиченої пари за температури 20ºС, і зі зростанням якого збільшується реальна небезпека гострого отруєння.

Клас небезпеки речовини визначається за токсикометричним показником, який свідчить про найбільшу міру небезпеки. Відповідно до прийнятої в Україні класифікації шкідливим речовинам надаються наступні класи небезпеки:

- I-й клас – надзвичайно небезпечні;
- II-й клас – високонебезпечні;
- III-й клас – небезпечні;
- IV-й клас – помірно небезпечні.

Крім того, для оцінки ступеню небезпеки речовини можуть бути використані нормативні показники: гранично допустима концентрація (ГДК) або орієнтовно безпечний рівень дії (ОБРД), мг/м^3. Їх встановлюють за санітарно-токсикологічними, загально-санітарними та органолептичними показниками.

На сучасних об’єктах господарської діяльності утворюється значна кількість різнотипних відходів, до складу кожного з яких входить декілька речовин різних класів небезпеки. Тому юридичні та фізичні особи, діяльність яких пов’язана з утворенням небезпечних відходів, повинні вести облік утворення таких відходів, обсягів їх накопичення і зберігання та реальної або потенційно можливої утилізації.

Визначення класу небезпеки утворених відходів здійснюється на підставі відповідних нормативно-правових документів, які затверджуються уповноваженими органами виконавчої влади, як правило, за ДСанПіН 2.2.7.029-99 «Гігієнічні вимоги щодо поводження з промисловими відходами та визначення класу їх небезпеки для здоров’я населення».

Згідно з названим нормативним документом, клас небезпеки відходів визначається їх виробником або за його дорученням одним з двох способів:

− експериментальним шляхом на піддослідних тваринах в установах, акредитованих на цей вид діяльності;

− розрахунковим методом, якщо відомий фізико-хімічний склад відходів, за LD_{50} або ГДК екзогенних речовин у ґрунті.

В основі розрахункового методу лежить визначення індексу токсичності (K_i) кожного хімічного інгредієнту відходів.

Для відходів, що піддаються утилізації, знешкодженню або обробці, завдяки чому їхній негативний вплив на біоценози об'єктів навколишнього середовища, насамперед, ґрунту, усувається або суттєво зменшується, K_i розраховують за показником LD_{50} згідно з формулою:

$$K_i = \frac{\lg (LD_{50})_i}{S_i + 0{,}1F_i + C_{\text{В}i}}, \qquad (2.1)$$

де $\lg (LD_{50})i$ − логарифм середньої смертельної дози i-го хімічного інгредієнта при потраплянні до шлунку; S_i = (0 ÷ 1) – безрозмірний коефіцієнт, що відображає розчинність i-го хімічного інгредієнта у воді; F_i = (0 ÷ 1) – безрозмірний коефіцієнт леткості i-го хімічного інгредієнта; $C_{\text{в}i}$ − вміст i-го інгредієнта у загальній масі відходу, т/т.

Значення lg (LD_{50}), приймається за довідковою літературою.

Величина S розраховується в залежності від значення розчинності $S_{\text{р}i}$, г/100 г води за температури не вище 25°С за формулою:

$$S_i = S_{\text{р}i} / 100 . \qquad (2.2)$$

Коефіцієнт леткості визначають для інгредієнтів відходу, що мають температуру кипіння не вище 80°С за тиску 760мм.рт.ст., за величиною тиску насиченої пари при температурі 25ºС $P_i^{\text{н}}$, мм.рт.ст.:

$$F_i = \frac{P_i^{\text{н}}}{760}. \qquad (2.3)$$

Вказані характеристики деяких небезпечних речовин наведено у таблиці 1 Додатку.

Якщо відсутні дані про LD_{50} для інгредієнта відходу, але відомий його клас небезпеки у повітрі робочої зони згідно з ГОСТ 12.1.005-88, у формулу (2.1) підставляють умовну величину еквівалента LD_{50}, яку орієнтовно визначають за показником класу небезпеки речовини у повітрі робочої зони (табл.2.1).

Таблиця 2.1. **Класи небезпеки інгредієнтів у повітрі робочої зони та відповідні еквіваленти LD_{50}**

Клас небезпеки в повітрі робочої зони	Еквівалент LD_{50}	Lg (LD_{50})
I	15	1,176
II	150	2,176
III	5000	3,699
IV	>5000	3,778

Деякі види відходів за сучасного технологічного рівня неможливо переробити або знешкодити. Тому їх або видаляють для складування на полігони твердих промислових відходів або використовують як ізолюючий шар на полігонах твердих побутових відходів. В обох випадках відходи будуть безпосередньо контактувати з ґрунтом.

Тому розрахунок індексу токсичності проводиться за ГДК у ґрунті хімічного інгредієнта, який входить до складу відходу, і формула (2.1) набуває вигляду:

$$K_i = \frac{\text{ГДК}_i}{S_i + 0{,}1F_i + C_{Bi}}, \qquad (2.4)$$

де ГДК$_i$ − гранично допустима концентрація у ґрунті, мг/м^3, токсичної хімічної речовини, що міститься у відході.

Отриманні значення K_i округляють до першого знаку після коми.

Після розрахунку K_i для окремих інгредієнтів відходу, обирають три провідних компоненти, що мають мінімальне значення K_i, при тому

$K_1 < K_2 < K_3$.

Також повинна виконуватися умова:

$2K_1 \geq K_3$.

Якщо ця умова не виконується, то обирають два компоненти.

Потім визначають сумарний індекс небезпеки за двома або трьома обраними індексами токсичності:

$$K_\Sigma = \frac{1}{n^2}\sum_{i=1}^{n} K_i \,, 2 \leq n \leq 3, \qquad (2.5)$$

де n − кількість вибраних інгредієнтів (2 або 3).

На основі сумарного індексу небезпеки визначають клас небезпеки і ступінь токсичності відходів за допомогою таблиці 3.3.

Таблиця 2.3. **Класифікація небезпечності відходів на основі LD_{50} та ГДК у ґрунті**

Величина K_Σ, визначена на основі		Клас небезпеки	Ступінь токсичності
LD_{50}	ГДК у ґрунті		
Менше 1,3	Менше 2	I	Надзвичайно небезпечні
Від 1,3 до 3,3	Від 2,1 до 16	II	Високо небезпечні
Від 3,4 до 10	Від 16,1 до 30	III	Помірно небезпечні
Від 10 і більше	Від 30,1 і більше	IV	Мало небезпечні

Приклад 2. Визначити клас небезпеки промислових відходів за значеннями LD_{50}.

Основні інгредієнти відходів та їхня питома маса:

1. Нікелю сульфат, C_{B1} = 0,09 т/т;
2. Алюмінію оксид, C_{B2} = 0,16 т/т;
3. Свинцю сульфат, C_{B3} = 0,17 т/т;
4. Алюмінію сульфат, C_{B4} = 0,25 т/т;
5. Заліза сульфат , C_{B5} = 0,20 т/т.

Розв'язок:

Згідно з таблицею 1 Додатку визначаємо фізико-хімічні та токсикологічні характеристики інгредієнтів відходів. Результати заносимо до таблиці.

Інгредієнт	Маса інгредієнта, $C_в$, т/т	Тиск насиченої пари, $P^н$ мм рт. ст.	Розчинність інгредієнта у воді, S, г/100	LD_{50}, мг/кг	Клас небезпеки	Еквівалент LD_{50}
$NiSO_4$	0,09	0	38,4	32	II	-
Al_2O_3	0,16	0	0	-	III	5000
$PbSO_4$	0,17	0	0,0045	282	I	-
$Al_2(SO_4)_3$	0,25	0	38,5	370		-
$Fe_2(SO_4)_3$	0,20	0	0	533		-

За відсутності даних у таблиці 1 приймаємо еквівалент LD_{50} для оксиду алюмінію, що належить до III класу небезпеки рівним 5000.

За формулами (2.2) та (2.3) відповідно визначаємо:

– для сульфату нікелю: $S_1 = 38{,}4/100 = 0{,}384$;

– для оксиду алюмінію: $S_2 = 0$;

– для сульфату свинцю: $S_3 = 0{,}045/100 = 4{,}5 \cdot 10^{-4}$;

– для сульфату алюмінію: $S_4 = 38{,}5/100 = 0{,}385$;

– для сульфату заліза: $S_5 = 0$.

Коефіцієнти леткості $F_1 \ldots F_5$ для усіх інгредієнтів дорівнюють 0.

За формулою (2.1) знаходимо індекси токсичності кожного хімічного інгредієнта:

– для сульфату нікелю: $K_1 = \dfrac{\lg 32}{(0{,}384 + 0 + 0{,}09)} = 3{,}2$;

– для оксиду алюмінію: $K_2 = \dfrac{\lg 5000}{(0 + 0 + 0{,}16)} = 23{,}1$;

– для сульфату свинцю: $K_3 = \dfrac{\lg 282}{(4{,}5 \cdot 10^{-4} + 0 + 0{,}17)} = 14{,}4$;

– для сульфату алюмінію: $K_4 = \frac{\lg 370}{(0{,}385 + 0 + 0{,}25)} = 4{,}0$;

– для сульфату заліза: $K_5 = \frac{\lg 533}{(0 + 0 + 0{,}20)} = 13{,}6$.

Обираємо три значення K_i, які мають найменші величини ($K_1 < K_2 < K_3$): K_1 = 3,2; K_2 = 4,0; K_3 = 13,6.

Перевіряємо умову $2K_1 \geq K_3$: $2K_1 = 2 \cdot 3{,}2 = 6{,}4 < 13{,}6$.

Отже подальший розрахунок проводимо тільки за двома компонентами (n=2) за формулою (2.5):

$$K_\Sigma = \frac{1}{2^2} \sum_{i=1}^{2} K_i = \frac{1}{4}(3{,}2 + 4{,}0) = 1{,}8$$

Згідно з таблицею 2.3 сумарний рівень небезпеки відходу відповідає II класу небезпеки.

Складування відходів гірничовидобувної, переробної, енергетичної, металургійної промисловості, що мають досить високі рівні іонізуючого випромінювання (100–400 мкР/год) у великих кількостях на обмежених ділянках хвостосховищ, шламонакопичувачів, золовідвалів та відвалів гірничих порід може призвести до утворення так званих техногенно-підсилених джерел природного радіаційного опромінення. Такі джерела здатні істотно змінювати радіаційні параметрів довкілля і спричиняти додаткове опромінення населення навколишніх територій. Тому у цьому випадку важливого значення набуває оцінка відходів за їхніми радіаційними показниками.

При визначенні рівня небезпечності відходів сільськогосподарського виробництва, особливо, тваринництва, картонно-паперових підприємств, шкіряно-взуттєвого виробництва, харчової промисловості, житлово-комунального господарства (осади стічних вод) слід враховувати критерії негативного біологічного впливу (формами та індексами бактерій групи кишкової палички (БГКП), наявністю патогенних мікроорганізмів, вірусів, найпростіших, життєздатних яєць геогельмінтів тощо). Оцінка біологічної

складової при визначенні класу небезпеки може здійснюватися за класифікацією, наведеною у табл. 2.4.

Таблиця 2.4. **Класифікація небезпечності відходів за ступенем проявів негативних біологічних ознак**

Клас небезпеки	Мікроорганізми			Яйця геогельмінтів (життєздатні), шт./г
	Індекс БГКП	Індекс анаеробів	Патогенна мікрофлора	
I	$> 1 \cdot 10^6$	$>1 \cdot 10^7$	присутня	> 100
II	$1 \cdot 10^5 \div 1 \cdot 10^6$	$1 \cdot 10^6 \div 1 \cdot 10^7$	присутня	10–100
III	$1 \cdot 10^3 \div 1 \cdot 10^5$	$1 \times 10^3 \div 1 \cdot 10^6$	відсутня	< 10
IV	$< 1 \cdot 10^3$	$< 1 \cdot 10^3$	відсутня	відсутні

Розроблено також методики комплексної оцінки небезпечності відходів, які передбачають визначення класів небезпеки за трьома блоками: токсикологічних (хімічних), радіаційних та біологічних показників. Залежно від кількості набраних балів за тим або іншим критерієм кожного блоку визначається пріоритетність показників з урахуванням кумулятивних ефектів.

Практична робота № 3

Інвентаризація відходів на деревообробному виробництві

Під інвентаризацією відходів розуміють комплекс разових організаційно-технічних заходів з виявлення, ідентифікації, опису і реєстрації відходів, обліку обсягів їх утворення, утилізації та видалення, а також виявлення і обстеження місць утворення відходів і об’єктів поводження з ними.

Погоджений звіт з інвентаризації відходів безстроковий, проте він потребує коригування в разі суттєвих змін технології та обсягів виробництва, які впливають на кількість видів утворюваних відходів, їх обсяги, склад та ін. властивості.

Розглянемо розрахунок обсягів утворення деревних відходів. У процесі механічної обробки деревини на фугувальних, рейсмусових, свердлувальних, фрезерних, стругальних, шипорізних, шліфувальних та інших верстатах до

атмосфери потрапляє значна кількість тирси, стружки і шліфувального пилу різного дисперсного складу. Крім того утворюються шматкові відходи деревини.

Кількість матеріалу, т/рік, що використовується при виробництві, визначається за формулою:

$$G = V \cdot \rho, \tag{3.1}$$

де V – об'єм матеріалу, що надходить на деревообробне виробництво , м^3 ; ρ − густина матеріалу, т/м (по таблиці. 3.1).

Таблиця 3.1. **Середня вага 1 м^3 деревини**

(за даними інституту ЦНИИМОД)

Найменування матеріалу	Вага1 м³ деревини, т			
	сухий	транспортній вологості	напівсухий	сирий
Фанера і деревостружкова плита	0,80	0,80	-	-
Береза	0,65	0,67	0,69	0,88
Бук	0,65	0,67	0,69	0,88
Дуб	0,72	0,75	0,78	0,99
Ялина	0,45	0,47	0,52	0,71
Кедр	0,44	0,46	0,51	0,70
Модрина	0,67	0,69	0,77	0,04
Липа	0,50	0,52	0,58	0,75
Вільха	0,52	0,54	0,61	0,78
Осика	0,50	0,52	0,53	0,75
Ялиця європейська	0,45	0,47	0,52	0,71
Ялиця сибірська	0,37	0,38	0,43	0,59
Сосна	0,51	0,53	0,59	0,81
Ясен європейський	0,70	0,73	0,76	0,96

Примітка: при розрахунку ваги деревини середньорічна вологість пиломатеріалів приймається, %: сухих матеріалів усіх порід - 15;напівсухих хвойних і м'яколистяних порід - 40 ;твердолистяних порід - 30; сирих хвойних порід - 90; м'яколистяних порід - 80; транспортна вологість усіх порід- 22

Знаходимо кількість, т/рік, шматкових відходів , тирси , стружки, а також загальні витрати деревообробки :

$$Q = G \cdot К \cdot 10^{-2}, \quad (3.2)$$

де K - кількість відходів від об'єму сировини, що надходить, % (по таблиці. 10.2).

Усього відходів деревопереробки , т/рік:

$$Q^{з} = Q^{ш} + Q^{т} + Q^{с} \quad (3.3)$$

де $Q^{ш}$ - загальна кількість шматкових відходів , т/рік; $Q^{т}$ - загальна кількість відходів тирси, т/рік; $Q^{с}$ загальна кількість відходів стружки,т/рік

Кількість завислих речовин, що, надходять на очищення , M',, тирси і стружок, що виділяються при механічній обробці деревної сировини визначається за формулою, т/рік:

$$M' = \eta_{мв} \cdot (Q^{т} + Q^{с}) \quad (3.4)$$

де $\eta_{мв}$ - коефіцієнт ефективності місцевого відсмоктувача.

Визначаємо середнє значення величини $K_{П\,СР}$ для усіх груп верстатів, % :

$$K_{П\,СР.} = \frac{\sum_{i=1}^{n} n_i \cdot k_{ПВ}^{i}}{\sum_{i=1}^{n} n_i} \quad \% \quad (3.5)$$

де n_i - кількість і- го типу верстату ; $k_{ПВ}^{i}$ - коефіцієнт вмісту пилоподібних відходів розміром ніж менш 200 мкм,% для і- го типу верстату (згідно таблиці 3.3).

Кількість завислих речовин,що викидається в атмосферу визначається за формулою, т/рік:

$$M = K_{ПСР} \cdot 10^{-2} \cdot M' \cdot (1 - \eta_{ПВ}) \quad (3.6)$$

де $\eta_{пв}$ - коефіцієнт ефективності очищення у аспіраційній системі

Таблиця 3.2. **Відходи деревообробки**

Вид виробництва, продукція	Вид сировини	Кількість відходів, % від об'єму сировини			
		шматкові	стстружки, обрізання, шпону	тирса	обрізання колод
1	2	3	4	5	6
Ящичні комплекти з круглих лісоматеріалів	Тарний кряж	25,0	1,4	18,0	1,5
	Сировина для технологічної переробки	40,0	1,0	20,0	2,5
Те ж, з пиломатеріалів строгані	Пиломатеріали хвойних порід	16,0	11,0	10,0	-
середнє по хвойних		16,0	2,0	10,0	-
строгані	Пиломатеріали листяних порід	20,0	10,0	12,0	-
Середнє по пиломатеріалах і видах ящичних комплектів	Пиломатеріали мішаних порід	13,0	2,0	11,0	-
Житлове будівництво:					
стандартні будинки	Пиломатеріали	13,0	4,0	4.0	-
комплекти деталей для стандартних будинків	Те ж	13,0	14,0	4,0	-
віконні і дверні блоки		22,0	10,0	7,0	-
дошки підлоги		5,0	20,0	2,0	-
наличники		5,0	36,0	3,0	-
плінтуси		5,0	30,0	3,0	-
Машинобудування:					
автобудування	Пиломатеріали	23,0	15,0	2,0	-
вагонобудування	Те ж	19,0	19,0	3,0	-
с/х машинобудування		35,0	20,0	3,0	-
Меблеве середнє, у тому числі:	Пиломатеріали, заготівлі	30,0	17,0	6,5	-
чисті меблеві заготівлі	ЧМЗ хвойних порід	8,2	22,0	0,6	-
	ЧМЗ твердолистяних порід	10,5	28,8	1,2	-
	Пиломатеріали хвойних порід	28,5	15,0	9,5	-
	Пиломатеріали берези і твердолистяних порід	46,5	15,0	7,5	-
деталі і заготівлі	Деревні плити, фанера	15,0	-	1,5	-
	Строганий шпон	-	43,0	1,0	-
	Лущений шпон	-	48,0	1,0	-
	Круглий ліс	15,0	32,0	4,0	-
Середнє по деревообробці	Пиломатеріали	24,0	11,0	6,0	-
Інша деревообробка	Пиломатеріали	18,0	10,0	5,0	-
Токарні вироби	Технологічна сировина	41,0	25,0	15,0	-

Таблиця 3.3. **Середня кількість відходів при обробці деревини**

Тип верстату		Найменування верстату	Коефіцієнт використання машинного часу	Середня кількість відходів,*B* кг / год	Частка пилу розміром менш 200 мкм, $k_п$, %
Круглопилильні		ПДК-4	0,9	78	36
		ПР-2	0,9	110	36
		ПМР-1	0,95	170	36
		ПІВ-2	0,5	44	35
		ЦПА	0,6	44	35
		Ц2К12	0,6	35	34
		Ц-6	0,7	28	30
		УП	0,7	21	30
Рейсмусові		СР 6	0,9	245	12,5
		СР - 12	0,9	335	12,5
		СР - 18	0,9	500	12,5
		С2Р8	0,9	445	12,5
		С2Р12	0,9	490	12,5
		С2Р16	0,9	555	12,5
		СР-3	0,9	97	12,5
Фрезерні		Ф-4, Ф-5, Ф-6	0,7	26	12,0
		ФА-4	0,8	44	12,0
		Ф1К	0,8	22	12,0
Шипорізні	Ш-10	пила	-	4,6	16
		шипорізні фрези	-	73	16
		вушкова фреза	-	24	16
	Ш-6	пила	-	3,7	16
		шипорізні голівки	-	54	16
		вушковий диск	-	16,3	16
	ШД-10	пила	0,95	74	34
		фрезерні голівки	0,95	68	20
		пили	-	9,2	16
		шипорізні фрези		145	16
		вушкові фрези	-	48	16
Стрічковопиляльні		ЛД-140	0,8	245	34
		ЛС-80	0,8	39	34
Стругальні		СФ-3, СФ-4	0,7	33	12,5
		СФ-6	0,6	73	12,5
		СФА-4	0,9	97	12.5
		СФА-6	0,9	190	12,5
		СК-15, СК16-4, С16-5	0,9	310	12,5
		СП-30, З-26	0,9	600	12,5
Свердлильні задов. бальні		СВА	0,5	14	18
		СвПА	0,6	32	18
		ДЦА-2	0,4	27	18
Шліфувальні		ШлСЛ	0,85	1,8	90
		ШлНС	0,85	2,8	90
		ШлДБ	0,78	1,6	90
		ІШ 2Д	0,70	2,2	90
		ШлЗЦ-3	0,85	27,0	90

Приклад 3. Визначити кількість використаних деревних відходів , що утворюються впродовж року при меблевим виробництві пиломатеріалів хвойних порід : $V_{\text{дош}}$ - 650 м^3 соснових дощок , $V_{\text{фан}}$ - 450 м³ фанери та $V_{\text{дсп}}$ - 1100 м³ плит деревостружкових. Механічна обробка здійснюється на круглопиляльні верстати n_1 - 6 шт. , стругальні n_2 - 8 шт. ,фрезерні n_3 - 10 шт., шліфувальні n_4 - 3 шт.

Коефіцієнт ефективності місцевого відсмоктувача $\eta_{\text{мв}}$ - 0,90, коефіцієнт ефективності очищення у аспіраційній системі $\eta_{\text{пв}}$ - 0,95.

Розв'язок:

Знаходимо по таблиці. 3.1 густини фанери та деревостружкова плити $\rho_{\text{фан}} = \rho_{\text{дсп}} = 0.8$ т/м^3, сухої сосни $\rho_{\text{дош}} = 0.51$ т/м^3.

Кількість матеріалу, що надходив, визначається по формулі(3.1):

$G_{\text{дош}} = 650 \cdot 0{,}51 = 331{,}5\text{т/рік}$

$G_{\text{фан}} = 450 \times 0{,}8 = 360{,}0\text{т/рік}$

$G_{\text{дсп}} 1100 \times 0{,}8 = 880{,}0\text{т/рік}$.

Знаходимо кількість відходів від об'єму сировини (по таблиці 3.2) і зводимо у таблицю 3.4.

Таблиця 3.4. **Кількість відходів в залежності від об'єму сировини**

Вид виробництва, продукція	K - кількість відходів від об'єму сировини, що надходить, %		
	Шматкові $К^{ш}$	стружка, $К^{т}_{фан}$	Тирса $К^{т}$
Дошки $К_{дош}$	28,5	15,0	9,5
Фанера $К_{фан}$	15,0	-	1,5
ДСП $К_{дсп}$	15,0	-	1,5

Кількість відходів деревообробки, згідно формули (3.2), т/рік :

Шматкові відходи:

$$Q^{ш}_{дош} = G_{дош} \cdot К^{ш}_{дош} \cdot 10^{-2} = 331,5 \cdot 28,5 \cdot 10^{-2} = 94,5т/рік$$

$$Q^{ш}_{фан} = G_{фан} \cdot К^{ш}_{фан} \cdot 10^{-2} = 360,0 \cdot 15,0 \cdot 10^{-2} = 54,0т/рік$$

$$Q^{ш}_{дсп} = G_{дсп} \cdot К^{ш}_{дсп} \cdot 10^{-2} = 880,0 \cdot 15,0 \cdot 10^{-2} = 132,0т/рік .$$

Загальні шматкові відходи:

$$Q^{ш} = Q^{ш}_{дош} + Q^{ш}_{фан} + Q^{ш}_{дсп} = 94,5 + 54,0 + 132,0 = 280,5т/рік$$

Тирса:

$$Q^{т}_{дош} = G_{дош} \cdot К^{т}_{дош} \cdot 10^{-2} = 331,5 \cdot 9,5 \cdot 10^{-2} = 31,5т/рік$$

$$Q^{т}_{фан} = G_{фан} \cdot К^{т}_{фан} \cdot 10^{-2} = 360,0 \times 1,5 \cdot 10^{-2} = 5,4т/рік$$

$$Q^{т}_{дсп} = G_{дсп} \cdot К^{т}_{дсп} \cdot 10^{-2} = 880 \times 1,5 \cdot 10^{-2} = 1,32т/рік .$$

Загальні відходи тирси:

$$Q^{т} = Q^{т}_{дош} + Q^{т}_{фан} + Q^{т}_{дсп} = 31,5 + 5,4 + 13,2 = 50,1т/рік$$

Загальні відходи стружки:

$$Q^{с}_{дош} = Q^{с}_{дош} = G_{дош} \cdot К^{ш}_{дош} \cdot 10^{-2} = 331,5 \cdot 15,0 \cdot 10^{-2} = 49,7т/рік$$

Усього відходів деревопереробки знаходимо по формулі(3.3):

$$Q^{з} = Q^{ш} + Q^{т} + Q^{с} = 280,5 + 50,1 + 49,7 = 380,3т/рік$$

Кількість завислих речовин, що, поступають на очищення, тирси і стружок, визначається за формулою (3.4):

$$M' = \eta_{мв} \cdot (Q^{т} + Q^{с}) = 0.9 \cdot (50,1 + 49,7) = 89,8т/рік$$

По таблиці 3.3 для і- х типів верстатів знаходимо коефіцієнти вмісту пилоподібних відходів розміром ніж менш 200 мкм,%: $k^{1}_{ПВ} = 36\ \%$, $k^{2}_{ПВ} = 12,5\%$, $k^{3}_{ПВ} = 16\%$, $k^{4}_{ПВ} = 90\ \%$.

Визначаємо середнє значення величини вмісту пилоподібних відходів $K_{\text{ПСР}}$ для усіх груп верстатів за рівнянням(3.5):

$$K_{\text{П СР.}} = \frac{6 \cdot 36 + 8 \cdot 12{,}5 + 10 \cdot 16 + 3 \cdot 90}{6 + 8 + 10 + 3} = 27{,}6\%$$

Тоді з урахуванням коефіцієнту очищення у аспіраційній системі згідно з формулою (3.6) знаходимо кількість завислих речовин,що викидаються в атмосферу:

$$M = K_{ПСР} \cdot 10^{-2} \cdot M' \cdot (1 - \eta_{ПВ}) = 27{,}6 \cdot 10^{-2} \cdot 89{,}8 \cdot (1 - 0{,}95) = 1{,}24 \text{т/рік}\ .$$

Крім того до матеріальному балансу включають кількість використаних шматкових відходів як допоміжне паливо у котельній підприємства, або реалізується обрізки плит і фанери населенню чи стружка сторонній організацій. Решта суміш шматкових відходів, тирса і стружки вивозиться автотранспортом на міську звалище.

Практична робота № 4

Розрахунок продуктивності черв'ячного пресу для переробки пластмасових відходів.

Процес переробки пластмасових відходів за заводською технологією – складається з наступних етапів:

- сортування відходів за зовнішнім виглядом з відділенням непластмасових компонентів(дрантя, залишки паперової або деревинної тари, металевих предметів);
- подрібнення матеріалу на ножових агрегатах до розмірів, відповідних умовам його подальшої переробки;
- промивання дробленого матеріалу мийними засобами і водою, з метою відділення органічних та неорганічних забруднень;
- розділення відходів за типами пластмас(класифікація);
- сушіння;

•Змішування висушених дроблених відходів із стабілізаторами, барвниками, наповнювачами і з товарним продуктом;

•гранулювання, переважно у черв'ячних екструдерах;

•переробка грануляту у вироби згідно процесам переробки відповідного товарного продукту з урахуванням специфіки режимів обробки відходів.

На установці з переробки пластмасових відходів (рис 4.1) обладнання, призначене для здійснення вказаних процесів, а також транспортувальні пристрої компонуються у одну однопоточну технологічну лінію.

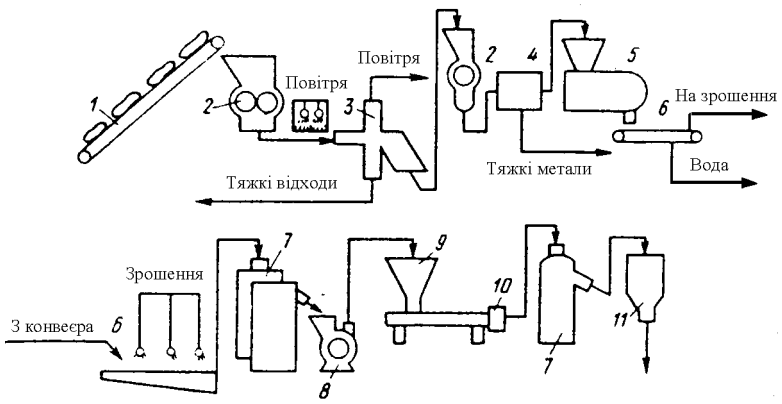

Рис.4.1. Схема регенерації пластмасових відходів

1 – конвеєр; 2 – дробарки; 3 – повітряний класифікатор; 4 – магнітний сепаратор; 5 – промивач; 6 – конвеєр; 7 – відцентрові сушарки; 8 – млин; 9 – екструдер; 10 – пристрій для таблетування; 11 – бункер

У таких процесах переробки пластмасових відходів як екструзія, змішування, гранулювання тощо найширшого застосування набули черв’ячні машини . Крім того, до складу екструзійно-видувних і виливних машин входять черв’ячні вузли.

Незалежно від технічного призначення будь-яка черв’ячна машина (рис.4.2) складається із циліндра 4, температура якого по зонах регулюється за допомогою електронагрівачів 6 та каналів 5 подачі охолоджувальної рідини або повітря, одного або двох черв’яків 3, головки для формування профілю для продавлення матеріалу 1, завантажувального бункера 7 і приводу 8.

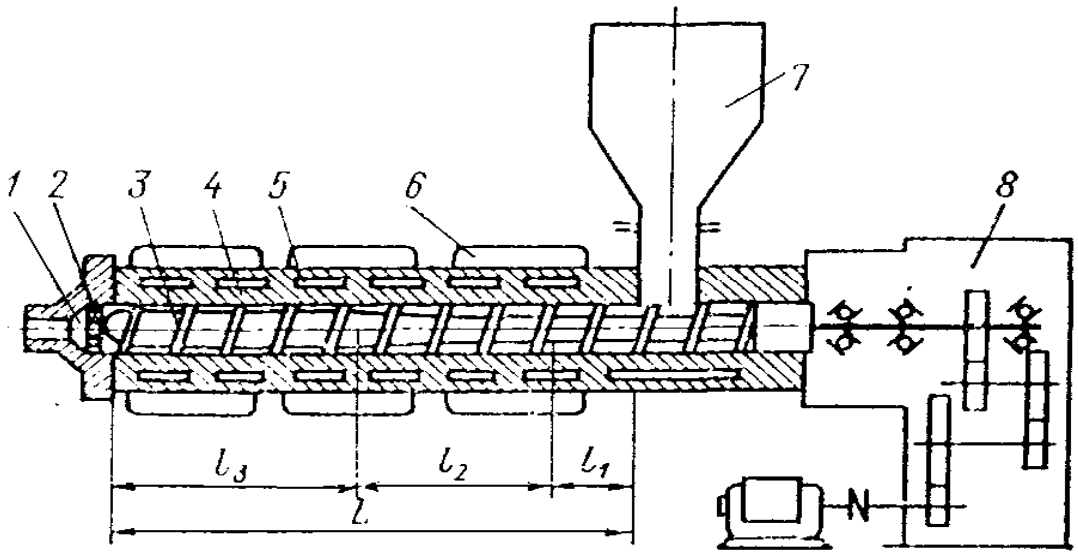

Рис.4.2.Схема черв’ячної машини

Між головкою і кінцем циліндру можуть встановлюватися сітки, дросельні ґрати 2 тощо.

Призначені для переробки на гранули пластмасові відходи, надходять у апарат через завантажувальний бункер, захоплюються черв’яком і переміщуються вздовж циліндру, проходячи: зону завантаження l_1 де залишаються у твердому стані; зону плавлення (стискування) l_2, де ущільнюються з подальшим переходом до в’язкопластичного стану під впливом температури і деформацій зсуву; зону дозування l_3, де нагріваються до температури формування, і далі витискуються через формувальну головку.

Основними геометричними характеристиками головного робочого органу машини – черв’яка є зовнішній діаметр D (обирається з параметричного ряду: 20, 32, 45, 63, 90, 125, 160, 200, 250, 320, 400, 450, 500 мм.), довжина робочої частини L, крок нарізки t = (0.8…1,2)D або кут підйому гвинтової лінії $\varphi = arctg\frac{t}{\pi D}$, глибина нарізки h, ширина гребеню нарізки e = (0,05…0,12)D, кількість заходів нарізки i(при переробці термопластів i = 1), ширина нарізки каналу $b = (t - e)/\cos\varphi$.

Об’ємна продуктивність одночерв’ячної машини при перевірочному розрахунку визначається за зоною дозування. При цьому матеріал розглядають

як ньютонівську рідину з ефективною в'язкістю, узятою за середньої швидкості зрушення і середньої температури в зоні в умовах ламінарного руху. За таких припущень об'ємна продуктивність може бути розрахованою за рівнянням, яке враховує обернене перетікання розплаву:

$$V = v_в \cdot n - K_р \cdot \frac{\Delta p}{\mu_к} - K_з \cdot \frac{\Delta p}{\mu_з} \qquad (4.1)$$

Тут $v_в$- об'єм міжвиткового простору на довжину ступеню нарізки, м^3; $К_р$, $К_з$ - коефіцієнти геометричної форми каналу черв'яка і кільцевого каналу зазору між гребенем витка і циліндром, м^3; $\mu_к$, $\mu_з$ - ефективні в'язкості розплаву в каналі черв'яка і у зазорі, Па·с; n- частота обертання черв'яка, с$^{-1}$; Δр- перепад тиску в зоні дозування, який вираховується за величиною опору формувальної головки, Па.

Ефективна в'язкість розплаву визначається за залежностями виду :

$$\mu_e = \mu_1 \cdot (\dot{\gamma})^{m-1}, \qquad (4.2)$$

де $\dot{\gamma}$ - градієнт швидкості деформації, с$^{-1}$. Значення коефіцієнту консистентності μ_1 та відхилення поведінки матеріалу від ньютонівської рідини m для різних видів пластмас наведено у таблиці 4.1.

Таблиця 4.1

Матеріал	μ_1, Паєс m	Температура, °С					
		140	160	180	200	220	240
Поліетилен високої густини	μ_1	17000	12150	8930	7600	6600	5800
	m	0,42	0,43	0,45	0,46	0,48	0,50
Поліетилен низької густини	μ_1	41830	33420	23190	15880	13000	119800
	m	0,34	0,35	0,37	0,40	0,40	0,40
Поліпропілен	μ_1	–	–	42000	18800	8920	6200
	m	–	–	0,17	0,27	0,35	0,375
Полівінілхлорид пластифікований	μ_1	85000	57800	31500	16500	11000	9000
	m	0,20	0,24	0,28	0,34	0,36	0,36
Полівінілхлорид непластифіко-ваний	μ_1	113000	101000	88000	73000	–	–
	m	0,38	0,40	0,41	0,41	–	–

При розрахунку продуктивності черв'яка з постійною глибиною нарізки в зоні дозування значення $v_в$, $К_з$, $К_р$ розраховуються за наступними формулами(4.3) - (4.5):

$$v_в = \frac{\pi D h_3 (t - ie)\cos^2 \varphi}{2} \cdot \Phi_B ; \tag{4.3}$$

$$K_p = \frac{h_3^3 (t - ie)\sin \varphi \cos \varphi}{12 L_3} \Phi_P ; \tag{4.4}$$

$$K_з = \frac{\pi^2 D^2 \delta^3 tg\varphi \sin \varphi}{10 ei L_3} . \tag{4.5}$$

Тут: L_3– довжина зони дозування, м; де h_3 – глибина нарізки в зоні дозування, м; δ – величина радіального зазору між циліндром і черв'яком, м; $\Phi_Р$, Φ_B – формфактори, які враховують гальмуючий вплив бічних стінок, і залежать від відносного розміру перерізу гвинтового каналу *h*/*b*.

Рекомендовані величини зазорів між витком черв'яка і циліндром наведені у таблиці 4.2.

Таблиця 4.2. **Рекомендовані величини зазорів**

Діаметр черв'яка *D*, мм	Зазор δ, мм	Діаметр черв'яка D, мм	Зазор δ, мм
32	0,08 - 0,12	125	0,25 - 0,3
45	0,1 - 0,15	160	0,3 - 0,38
63	0,18 - 0,22	200	0,33 - 0,4
90	0,25 - 0,3	250	0,42 - 0,5

Значення формфакторів можуть бути знайдені із рівнянь:

$$\Phi_B = 0{,}125\left(\frac{h}{b}\right)^2 - 0{,}625\frac{h}{b} + 1 \tag{4.6а}$$

$$\Phi_P = 0{,}13\left(\frac{h}{b}\right)^2 - 0{,}71\frac{h}{b} + 1 \tag{4.6б}$$

Швидкість зсуву в каналі черв'яка розраховуємо за формулою:

$$\dot{\gamma}_к = \frac{\pi^2 (D - h_{ср})(D - 2h_{ср})n}{h_{ср}\sqrt{\pi^2 (D - 2h_{ср})^2 + t^2}}\ , \qquad (4.7)$$

а у зазорі – за формулою:

$$\dot{\gamma}_з = \frac{\pi^2 D^2 n}{\delta\sqrt{\pi^2 D^2 + t^2}}, \qquad (4.8)$$

де $h_{ср}$ – середня глибина нарізки в зоні дозування.

Таблиця 4.3. **Технічні характеристики типових одно черв'ячних універсальних пресів**

Умовне позначення пресу	D, мм	L/D	Частота обертання, $хв^{-1}$	Потужність приводу,	Потужність нагрівачів, кВт	Число зон нагріву	Продуктивність за поліетиленом, кг/год.
4П20×20 4П20×25	20	20 25	12,5-125 18-180 26-260	2,2	1,5	3	4 6 9
4П32×20 4П45×25	32	20 25	11-106 14-140 21-212	6,0	3,6	3	11 15 23
4П45×20 4П45×25	45	20 25	9-90 12-118 18-180	11 19 19	7,5	4	30 46 80
4П63×20 4П63×25	63	20 25	7,5-75 10-100 15-150	25 25 30	14 14 19	4	63 90 100
4П90×20 4П90×25	90	20 25	6-63 9-90 12,5-125	55 55 75	19 19 26	4	95 135 185
4П125×20 4П125×25	125	20 25	4-43 6-63 8,5-85	100	50	6	145 300 350
4П160×20 4П160×25	160	20 25	3-34 5-50 7-67	125 125 160	80	6	220 335 450
4П200×20 4П200×25	200	20 25	3-27 4-40 5-53	200 200 250	120	6	400 500 800

Приклад 4.

Розрахувати продуктивність черв'ячного пресу 4П45×20 (Таблиця 4.3) для подрібнення поліетилену високої густини за наступними вихідними даними:

Діаметр черв'яку: D = 45мм. Частота обертання черв'яка: n = 1,10с$^{-1}$. Максимальний опір голівки черв'яка $\Delta p_Г$=95·10^5 Па. Умовна довжина зони дозування: L_3 = 12 D =540мм. Ефективні в'язкості розплаву в каналі черв'яка $\mu_к$=860 Па·с, а у зазорі $\mu_з$=120 Па·с. Глибина нарізки в зоні дозування h_3=5·10^{-3} м.

Розв'язок:

Приймаємо крок нарізки $t = D$ = 45 мм, ширину гребеню нарізки e= 0,06D = 2,7мм , ступінь нарізки: $t = D$ = 45мм, кількість заходів нарізки i = 1. За таблицею 4.2 приймаємо величину зазору між витком черв'яка і циліндром δ = 0,1 мм = 1·10^{-4} м.

Знаходимо кут підйому гвинтової лінії:

$$\varphi = \quad arctg\frac{t}{\pi D} = arctg\frac{45}{3.14\cdot 45} = 17°40'.$$

Ширина гвинтового каналу, м:

$$b = \frac{t-e}{i}\cos\varphi = \frac{(45-2{,}7)\cdot 10^{-3}}{1}\cos(17^{\circ}40') = 4\cdot 10^{-4}$$

Значення формфакторів за формулами (4.6а) та (4.6б):

$$\Phi_P = 0{,}13\left(\frac{5\cdot 10^{-3}}{4\cdot 10^{-4}}\right)^2 - 0{,}71\frac{5\cdot 10^{-3}}{4\cdot 10^{-4}} + 1 = 0{,}516$$

$$\Phi_B = 0{,}125\left(\frac{5\cdot 10^{-3}}{4\cdot 10^{-4}}\right)^2 - 0{,}625\frac{5\cdot 10^{-3}}{4\cdot 10^{-4}} + 1 = 0{,}580$$

Коефіцієнт геометричної форми каналу черв'яка знаходимо за формулою (4.4):

$$K_p = \frac{(5\cdot 10^{-3})^3\cdot(0{,}045-0{,}0027)\cdot\sin(17°40')\cdot\cos(17°40')}{12\cdot 0{,}54}\cdot 0{,}516 = 1{,}21\cdot 10^{-10}\,м^3.$$

Визначаємо коефіцієнт геометричної форми кільцевого каналу зазору між гребенем витка і циліндром згідно з залежністю (4.5):

$$K_з = \frac{3{,}14^2 \cdot 0{,}045^2 \cdot (1 \cdot 10^{-4})^3 \cdot tg(17°40') \cdot \sin(17°40')}{10 \cdot 0{,}0027 \cdot 1 \cdot 0{,}54} = 1{,}32 \cdot 10^{-13} м^3.$$

Об'єм міжвиткового простору на довжину ступеню нарізки знаходимо згідно (4.3):

$$v_в = \frac{3{,}14 \cdot 0{,}045 \cdot 0{,}005 \cdot (0{,}045 - 1 \cdot 0{,}0027) \cdot \cos^2(17°40')}{2} \cdot 0{,}580 = 7{,}85 \cdot 10^{-6} м^3.$$

Тоді при максимальному опору голівки $\Delta p_Г = 95 \cdot 10^5$ Па, продуктивність дорівнюватиме за формулою (4.1):

$$V = 7{,}85 \cdot 10^{-6} \cdot 1{,}10 - 1{,}21 \cdot 10^{-10} \frac{95 \cdot 10^5}{8{,}6 \cdot 10^2} - 1{,}32 \cdot 10^{-13} \frac{95 \cdot 10^5}{1{,}2 \cdot 10^2} = 6{,}79 \cdot 10^{-6} м^3 / с$$

Практична робота № 5

Розрахунок барабанного вакуум – фільтру

Барабанні вакуум – фільтри є апаратами безперервної дії, що мають зовнішню поверхню фільтрування і у яких напрямки сили тяжіння та руху фільтрату є протилежними. Їхніми перевагами є зручність промивання осаду та технічного обслуговування. Тому барабанні вакуум – фільтри широко використовуються для сушіння осадів промислових та побутових стічних вод, а також для розділення суспензій, що утворюються у процесах утилізації промислових відходів.

Барабанні вакуум – фільтри (рис. 5.1) складаються із обертового горизонтального циліндричного барабану, зануреного на 0,3…0,4 своєї поверхні у заповнений суспензією резервуар. Бічна поверхня барабану перфорована і ззовні вкрита фільтрувальною тканиною. Зсередини фільтрувальна поверхня розділена по твірним на ізольовані комірки, під'єднанні трубками до розподільного пристрою, який з'єднує комірку з джерелами вакууму або стислого повітря відповідно технологічній зоні (фільтрування, зневоднення тощо).

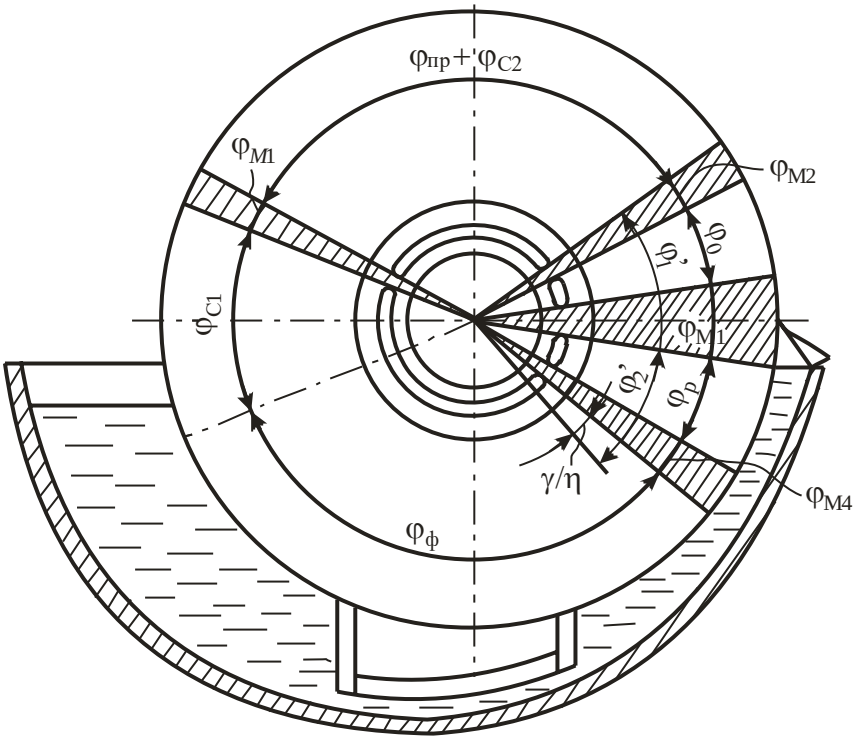

Рис.5.1 Схема розподілу технологічних зон на поверхні барабану

У процесі свого обертання барабан спочатку проходить зону фільтрування (у резервуарі), де фільтрат потрапляє всередину комірок, у якій підтримується вакуум, а на фільтрувальній поверхні утворюється осад. Наступною є зона першого сушіння, де під впливом атмосферного повітря з осаду витискується рідка фаза та додається до фільтрату. Далі у зоні промивання осад зрошується рідиною, яка потім потрапляє до комірок, а у зоні другого сушіння атмосферним повітрям витискується з осаду. Промивна рідина відводиться окремо від фільтрату. У зоні знімання осаду здійснюється продування осаду зсередини барабану потоком стислого повітря та, внаслідок чого осад відділяється від тканини та сповзає по ножу. Залишки осаду відділяються у зоні регенерації також за допомогою стислого повітря.

Для розрахунку фільтру складається схема розподілу технологічних зон на барабані відповідно до обраної модифікації фільтру з урахуванням корозійних, вибухопожеженебезпечних та інших властивостей суспензії. Відповідно обирається фільтрувальний матеріал, кут зони фільтрування, заходи із забезпечення герметичності тощо.

Кожна технологічна зона характеризується певним значенням кута сектора. Приклад схеми розподілу технологічних зон для фільтрів загального призначення наведений на рис. 5.1. Тут $\varphi_ф$ – кут сектору фільтрування; $\varphi_{с1}$ – кут сектору першого сушіння осаду; $\varphi_{пр}$ – кут сектору промивання; $\varphi_{с2}$ – кут сектору другого сушіння осаду; $\varphi_о$ – кут сектору знімання осаду; $\varphi_ф$ – кут сектору регенерації. Для того, щоб промивна вода не змішувалася з фільтратом, а також щоб розділити зони вакууму та зони з подачею стислого повітря між секторами слід передбачати мертві зони, де процеси не відбуваються. Перша розташована між зонами першого сушіння та промивання (кут $\varphi_{м1}$); друга – між зонами другого сушіння та знімання осаду (кут $\varphi_{м2}$); третя – між зонами знімання осаду та регенерації; четверта – між зонами регенерації та фільтрування.

При розрахунку барабанного вакуум – фільтру попередньо задаються висотою шару осаду $h_{ос}$, що вибирається трохи вище за мінімально рекомендовану висоту h_{min}, але зазвичай не вище (1,5 ÷ 2) h_{min} , а також згідно зі стандартною розбивкою поверхні фільтрації на технологічні зони (табл. 4 Додатку), задаються середніми значеннями величин наведених вище кутів їхніх секторів та кількістю комірок у барабані $z_к$. Розрахунок барабанних вакуум – фільтрів проводиться у наступній послідовності.

Спочатку визначають час, що витрачається на фільтрування $\tau_ф$ і промивання осаду $\tau_{пр}$. Попередньо знаходять допоміжні величини.

Густину вологого осаду, кг/м^3 , отримуємо з рівняння:

$$\rho_{ос} = \frac{\rho_т / \rho_р}{\rho_р + (\rho_т + \rho_р) \cdot W}, \qquad (5.1)$$

де W – масова вологість осаду після фільтрування, частки; $\rho_р$ – густина рідкої фази, кг/м^3; $\rho_{ос}$ – густина вологого осаду, кг/м^3, $\rho_т$ - густина твердих частинок, кг/м^3.

Відношення об’єму відфільтрованого осаду до об’єму отриманого фільтрату знаходимо за формулою:

$$x_0 = \frac{v_{\text{ос}}}{v_{\text{ф}}} = \frac{x_{\text{т}} \cdot \rho_{\text{р}}}{\rho_{\text{ос}}\left[1-(W+x_{\text{т}})\right]}, \tag{5.2}$$

де $v_{ос}$ – об'єм осаду, м^3; $v_{\text{ф}}$ – об'єм фільтрату, м^3; $x_{\text{т}}$ – масова концентрація твердої фази у суспензії, кг/м^3.

Масу твердої фази, що відкладається при проходженні 1 м^3 фільтрату, кг/м^3, знаходимо за рівнянням:

$$x_{\text{в}} = \frac{m_{\text{т}}}{v_{\text{ф}}} = \frac{x_{\text{т}} \cdot \rho_{\text{р}} \cdot (1-W)}{1-(W+x_{\text{т}})}, \tag{5.3}$$

де $m_{\text{т}}$ – маса твердого осаду, кг.

Для визначення тривалості процесів слід попередньо розрахувати комплекси:

$$b_1 = \frac{\mu \cdot r_{\text{в}} \cdot x_{\text{в}}}{2\Delta p}, \tag{5.4}$$

$$N_{\text{пр}} = \frac{v_{\text{пр.р}} \cdot \rho_{\text{ос}} \cdot r_{\text{в}} \cdot x_{\text{в}} \cdot \mu_{\text{пр}}}{\Delta p_{\text{пр}}}, \tag{5.5}$$

$$v_0 = r_{\text{ф.п}} / (r_{\text{в}} x_{\text{в}}), \tag{5.6}$$

де $r_{\text{ф.п}}$– опір фільтрувальної перегородки, 1/м; $r_{\text{в}}$ – питомий опір осаду, м/кг.

Оскільки фільтри безперервної дії працюють у режимі постійного перепаду тиску, то розрахунок часу фільтрування $\tau_{\text{ф}}$ виконується за рівнянням:

$$\tau_{\text{ф}} = \frac{\mu \cdot r_{\text{в}} \cdot x_{\text{в}}}{2\Delta p x_0} h_{\text{ос}} \cdot (h_{\text{ос}} + 2x_0 v_0) = \frac{b}{x_0^2} h_{\text{ос}} \cdot (h_{\text{ос}} + 2x_0 v_0) \tag{5.7}$$

де Δp – перепад тиску під час фільтрування, Па; $\Delta p_{\text{пр}}$ – перепад тиску під час промивання, Па; $\mu_{\text{пр}}$ – динамічна в'язкість промивної рідини, Па·с; $v_{\text{пр.р}}$ – об'єм промивної рідини на 1 кг вологого осаду, м^3/кг.

Відповідно час промивання $\tau_{\text{пр}}$, с, попередньо розраховується за рівнянням:

$$\tau_{\text{пр}} = \frac{N_{\text{пр}} \cdot h_{oc}}{x_0} (h_{\text{ос}} + x_0 \cdot v_0) \tag{5.8}$$

а остаточно приймається:

$$\tau'_{\text{пр}} = k \cdot \tau_{\text{пр}} \tag{5.9}$$

де k – коефіцієнт запасу, що враховує необхідність збільшення поверхні промивання у порівнянні з теоретичною, k = 1,05 ÷ 2.

Час другого сушіння τ_{c2} визначається згідно з експериментальними даними.

При визначенні необхідної поверхні фільтрування розрахунок ведеться у два етапи. На першому етапі визначається загальна орієнтовна поверхня фільтрування, на підставі якої вибирається доцільна кількість фільтрів і їхні типорозміри; на другому етапі уточнюється продуктивність обраного фільтра і їхня кількість. Крім того визначають швидкість руху фільтрувальної поверхні, що забезпечує дотримання розрахункового значення часу циклу, а також розміри технологічних зон.

Сумарний кут сектору знімання осаду й мертвої зони $\varphi'_1+\varphi'_2$ розраховується за формулою:

$$\varphi'_1+\varphi'_2 = \varphi_{м2} + \varphi_0 + \varphi_{м3} + \varphi_р + \gamma_a, \tag{5.10}$$

де γ_a – кут, що враховує коливання границі зони фільтрування барабану в порівнянні з її положенням у розподільному пристрої, яке відбувається внаслідок конструктивної можливості контакту порожнини комірки одночасно із зонами регенерації й фільтрування. Величина γ_a залежить від кількості комірок:

$$\gamma_a = 360/(2z_к) \tag{5.11}$$

Орієнтовна кутова швидкість обертання барабану (рад/с), що забезпечує набір осаду заданої товщини й подальше його промивання й сушіння, визначається з рівняння

$$\omega = \left[\frac{360 - (\varphi_{c1} + \varphi'_1+\varphi'_2)}{\tau_ф + \tau'_{\text{пр}} + \tau_{c2}}\right]\frac{\pi}{180} \tag{5.12}$$

Час повного циклу (повного оберту барабану) роботи фільтру дорівнює

$$\tau_{ц} = 2\pi / \omega \tag{5.13}$$

Питомий об’єм фільтрату знаходимо за формулою:

$$v_{ф.пит} = h_{ос} / x_0 \tag{5.14}$$

Необхідна загальна площа поверхні фільтру, м^2 відповідно до рівняння (5.1) буде

$$F_{\Sigma} = V_{\Sigma} \cdot \tau_{ц} / (v_{ф.пит} K_{п}) \tag{5.15}$$

де V_{Σ} – задана продуктивність по фільтрату, м^3/с; $v_{ф.пит}$ – питомий об'єм фільтрату, м^3/м^2, що розраховується за рівнянням:

$$h_{ос} = x_0 \cdot v_{ф.пит} \tag{5.16}$$

За знайденим значенням F_{Σ} з у табл. 5.1 вибирається типорозмір фільтру й розраховується їхня кількість. Потім перевіряється можливість здійснення процесу на обраному фільтрі шляхом порівняння розрахункового ($\varphi_{ф}$) і стандартного ($\varphi_{ф.ст}$) кутів фільтрування

$$\varphi_{ф} = \omega \cdot \tau_{ф} \frac{180}{\pi} < \varphi_{ф.ст} \tag{5.17}$$

Таблиця 5.1. **Основні параметри барабанних вакуум – фільтрів**

Фільтр	Площа фільтрування, м^2	Кількість комірок $z_к$	Швидкість обертання барабану, с$^{-1}$	Розподіл технологічних зон на поверхні барабану,°							
				$\varphi_{ф}$	$\varphi_{с1}$	$\varphi_{пр}+\varphi_{с2}$	φ_{0}	$\varphi_{р}$	Мертві зони		
									$\varphi_{м1}$	$\varphi_{м2}$	$\varphi_{м3}$
БОШ3-1,75Р	3	16	0,01…0,2	107	71	101	19	20	2	5	30
БОШ5-1,75Р	5										
БО3-1,75К	3	18		125	60	99	25	24	4		14
БО5-1,75К	5										
14БО5-1,75У	5	24	0,01…0,18	124,5	67	103	20	20	2		13,5
БО10-2,6У	10		0,013…0,2	132	59,5						
БО10-2,6Р	10		0,01…0,2	125	71	93,5	19,5	18		4,5	22,5
БО20-2,6У	20		0,013…0,2	132	59,5	103	20	20		5	13,5
БО40-3У	40		0,057…0,172	135	56,5						

Отримане значення $\varphi_ф$ порівнюється зі значенням, наведеним у табл. 5.1. Якщо розрахункове значення перевищує табличне для даного фільтру, слід змінити висоту осаду, або розглянути можливість застосування іншої модифікації фільтра.

При уточненому розрахунку приймаються середні табличні дані розподілу технологічних зон на барабані. Значення кутової швидкості обертання барабану, $с^{-1}$, приймається найменшим з розрахованих за наступними залежностями:

$$\omega_1 = \varphi_ф \cdot \pi /(\tau_ф \cdot 180) \tag{5.18}$$

$$\omega_2 = \left[\frac{\varphi_{пр} + \varphi_{с2}}{\tau_{пр} + \tau_{с2}}\right]\frac{\pi}{180} \tag{5.19}$$

Швидкість фільтрування за цикл, м/с, розраховується за рівнянням:

$$w_ц = v_{ф.пит}/\tau_ц \tag{5.20}$$

Розрахунок продуктивності фільтру безперервної дії, $м^3/с$ проводиться за загальним рівнянням:

$$V_\Sigma = w_ц \cdot F_ф \cdot K_п \cdot K_м \tag{5.21}$$

де $F_ф$ – поверхня фільтру, $м^2$; $K_п$ – поправочний коефіцієнт, що враховує збільшення опору фільтруючої перегородки при її багаторазовому використані, $K_п$ = 0,8; $K_м$ – поправочний коефіцієнт, що враховує можливі коливання властивостей промислової суспензії та масштабний перехід від лабораторної моделі до промислового фільтру, $K_м$ = 0,7 ÷ 0,9.

Приклад 5. Підібрати стандартний барабанний вакуум-фільтр з продуктивністю по фільтрату $V_ф$ = 1,5 $м^3$/год. Масова концентрація твердої фази $x_т$ = 17 %; перепад тиску при фільтруванні та промивці Δp = 0,63 $\cdot 10^5$ Па; густина рідкої фази $\rho_р$ = 1065 кг/$м^3$; густина твердої фази $\rho_т$ = 2530 кг/$м^3$; динамічна в'язкість фільтрату μ =1,04$\cdot 10^{-3}$ Па·с; висота шару осаду $h_{ос}$ = 12 мм; питомий опір осаду $r_в$ = 35,4$\cdot 10^9$ м/кг; опір фільтрувальної перегородки $r_{ф.п}$ = 40$\cdot 10^9$ 1/м; питомі витрати промивної рідини $v_{пр.р}$ = 1,1$\cdot 10^{-3}$ $м^3$/кг; в'язкість

промивної рідини при 50°С $\mu_{пр}$ = 0,90·10^{-3} Па·с; мінімальний час кінцевого сушіння осаду $\tau_{с2}$ = 15 с.

Розвязок:

Густину вологого осаду знаходимо за формулою (5.1):

$$\rho_{ос} = \frac{2530 \cdot 1065}{1065 + (2530 - 1065)0{,}44} = 1576 \text{ кг/м}^3$$

Співвідношення об'єму відфільтрованого осаду до об'єму отриманого фільтрату знаходимо за формулою (5.2):

$$x_0 = \frac{0{,}17 \cdot 1065}{1576[1 - (0{,}44 + 0{,}17)]} = 0{,}295$$

Масу твердої фази, що відкладається при проходженні 1 м^3 фільтрату знаходимо за рівнянням (5.3):

$$x_в = \frac{0{,}17 \cdot 1065 \cdot (1 - 0{,}44)}{1 - (0{,}44 + 0{,}17)} = 259{,}97 \text{ кг/м}^3$$

Час фільтрування, необхідний для отримання шару осаду висотою $h_{ос}$ = 12 мм, знаходимо з рівняння (5.7), попередньо розрахувавши комплекси b_1 та v_0 відповідно за формулами (5.4) та (5.6):

$$b_1 = \frac{1{,}04 \cdot 10^{-3} \cdot 35{,}4 \cdot 10^9 \cdot 259{,}97}{2 \cdot 0{,}63 \cdot 10^5} = 7{,}6 \cdot 10^4 \text{ с/м}^2$$

$$v_0 = 40 \cdot 10^9 / (35{,}4 \cdot 10^9 \cdot 259{,}97) = 4{,}35 \cdot 10^{-3} \text{ м}$$

Тоді

$$\tau_ф = \frac{7{,}6 \cdot 10^4}{(0{,}295)^2} \cdot 12 \cdot 10^{-3} \cdot (12 \cdot 10^{-3} + 2 \cdot 0{,}295 \cdot 4{,}35 \cdot 10^{-3}) = 152{,}65 \text{ с}$$

За формулою (5.5) знаходимо значення комплексу:

$$N_{пр} = \frac{1{,}1 \cdot 10^{-3} \cdot 1576 \cdot 35{,}4 \cdot 10^9 \cdot 259{,}97 \cdot 0{,}90 \cdot 10^{-3}}{0{,}63 \cdot 10^5} = 2{,}28 \cdot 10^5 \text{ с/м}$$

Час, що потрібен на промивку осаду згідно з рівнянням (5.8) дорівнює:

$$\tau_{пр} = \frac{2{,}28 \cdot 10^5 \cdot 12 \cdot 10^{-3}}{0{,}295}(12 \cdot 10^{-3} + 0{,}295 \cdot 4{,}35 \cdot 10^{-3}) = 123{,}2 \text{ с}$$

Остаточно приймаємо час промивки осаду, згідно (5.9):

$$\tau'_{\text{пр}} = 1{,}05 \cdot 123{,}2 = 129{,}36 \text{ с}$$

Для розрахунку кутової швидкості обертання барабану згідно даних табл. 4 Додатку попередньо приймаємо фільтр БО10-2.6Р зі значенням кутів секторів барабану (рис. 5.1): $\varphi_{с1} = 71^o$; $\varphi_0 = 19{,}5^o$; $\varphi_р = 18^o$; $\varphi_{м2} = 4{,}5^o$; $\varphi_{м3} = 22{,}5^o$; $\varphi_{м4} = 4^o$. При кількості комірок барабану $z_к = 24$ кут γ_a буде дорівнювати (5.11):

$$\gamma_a = 360/(2 \cdot 24) = 7{,}5°$$

Тоді сумарний кут сектору зйому осаду та мертвої зони згідно формули (5.10):

$$\varphi'_1 + \varphi'_2 = 4{,}5 + 19{,}5 + 22{,}5 + 18 + 7{,}5 = 72°$$

Кутову швидкість обертання барабану розрахуємо за формулою (5.12):

$$\omega = \left[\frac{360 - (71 + 72)}{152{,}65 + 129{,}36 + 15}\right]\frac{3{,}14}{180} = 1{,}28 \cdot 10^{-2}\ c^{-1}$$

Необхідний кут зони фільтрування дорівнює:

$$\varphi_{ф} = 1{,}28 \cdot 10^{-2} \cdot 152{,}65 \cdot \frac{180}{3{,}14} = 111{,}5°$$

$\varphi_ф$ $(111{,}5^o)$ < $\varphi_{ф.ст}$ (125^o), отже попередньо прийняті значення забезпечують здійснення процесу фільтрування.

Час циклу знаходимо за формулою (5.15):

$$\tau_ц = 2 \cdot 3{,}14/1{,}28 \cdot 10^{-2} = 490{,}87 \text{ с}$$

Питомий об’єм фільтрату знаходимо з формули (5.16):

$$v_{\text{ф.пит}} = h_{\text{ос}} / v_{\text{ф.пит}} = 12 \cdot 10^{-3} / 0{,}295 = 41 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{м}^2$$

Загальну поверхню фільтрування розраховуємо за формулою (5.21), підставивши в неї вираз для $w_ц$ з формули (5.20):

$$F_\Sigma = \frac{V_\Sigma \tau_ц}{v_{\text{ф.пит}} K_ц} = \frac{1{,}5 \cdot 490{,}87}{3600 \cdot 41 \cdot 10^{-3} \cdot 0{,}8} = 6{,}23\text{м}^2$$

Для забезпечення цієї поверхні приймаємо один фільтр БО10-2.6Р з площею фільтрування $F_ф = 10$ м^2 (табл.4 Додатку).

Уточнений розрахунок продуктивності фільтру розраховується на основі існуючого розподілення кутів технологічних зон в розподільчій шайбі фільтру БО10-2.6Р.

Фільтр БО10-2.6Р має наступні значення основних кутів технологічних зон (табл.5.1): $\varphi_ф = 125^o$; $\varphi_{пр} + \varphi_{с2} = 93,5^o$; $\varphi_р = 18^o$; $\psi = 144^o$.

Кутову швидкість обертання барабану, виходячи з існуючого кута сектору зони фільтрування та розрахованого часу фільтрування, визначаємо за формулою (5.18):

$$\omega_1 = 125 \cdot 3,14/(152,65 \cdot 180) = 1,43 \cdot 10^{-2} \text{ с}^{-1}$$

Кутову швидкість обертання, виходячи з необхідного часу на промивання та просушування осаду, визначаємо за формулою (5.19):

$$\omega_2 = \left[\frac{93,5}{129,36 + 15}\right]\frac{3,14}{180} = 1,13 \cdot 10^{-2} \text{ с}^{-1}$$

Оскільки $\omega_2 < \omega_1$, тоді остаточно приймаємо кутову швидкість обертання барабану $\omega = \omega_2 = 1,43 \cdot 10^{-2}$ рад/с.

Тоді мінімально необхідний кут фільтрування буде дорівнювати:

$$\varphi'_ф = w \cdot \varphi_ф \cdot 180/\pi = 1,43 \cdot 10^{-2} \cdot 125 \cdot 180/3,14 = 102,4°$$

Час повного циклу (оберту) знаходимо з виразу:

$$\tau_ц = \frac{360 \cdot (\tau_{пр} + \tau_{с2})}{\varphi_{пр} + \varphi_{с2}} = \frac{360 \cdot (129,36 + 15)}{93,5} = 556 \text{ с}$$

Продуктивність фільтру знаходимо за формулою (5.20) та (5.21):

$$V_ф = \frac{v_{ф.пит} \cdot F_ф \cdot K_п}{\tau_ц} = \frac{41 \cdot 10^{-3} \cdot 10 \cdot 0,8}{490,87} = 0,67 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с} = 2,41 \text{м}^3/\text{гто}$$

Що задовольняє вимоги завдання.

Практична робота № 6

Розрахунок фільтрувальної центрифуги

Фільтрувальні центрифуги широко застосовуються у технологічних схемах утилізації відходів для розділення дрібно- та середньо дисперсних суспензій з метою виділення цінних компонентів, а також сушіння осадів. У фільтрувальній центрифузі вихідна суспензія завантажується у вертикальний або горизонтальний перфорований ротор, який приводиться у обертання електродвигуном за допомогою валу та клиноремінної передачі. Внутрішня поверхня ротора покрита фільтрувальною тканиною або металевою сіткою, крізь яку проходить рідка фаза суспензії і відводиться для подальшої обробки, у той час як осад, що утворився на стінках ротора, видаляється за допомогою шнека, поршня, ножів або вручну.

Схема базової моделі вертикальної фільтрувальної центрифуги ФМБ-601У-1 зображена на рис. 6.1. Усі основні вузли та деталі центрифуги закріплені на станині 1, яка підвішена на підвісці, що складається з фундаментної рами 2 і опорних колонок 3. Опорні колонки призначені для пом’якшення впливу вібрацій на фундамент під час роботи центрифуги.

У центрі станини розташована опора 7 ротора, на верхньому кінці вала якої закріплено ротор 6, на нижньому – гальмо 12 і привідний шків 11. Ротор огороджений кожухом 4, який разом зі станиною слугує збирачем фільтрату і одночасно ізолює зону центрифугування у машині від навколишнього середовища. Зверху кожух закритий кришкою 5 з трубою живлення для подачі рідких продуктів. Вал у опорі встановлений на двох підшипниках, порожнини яких закриті кришками з манжетними ущільнення для запобігання витоків мастила. Крім того, нижня кришка служить гальмівним обідком.

У нижній частині машини розташований привід центрифуги, що складається з електродвигуна 8, на валу якого закріплено турбомуфту 9, та клиноремінної передачі 10, яка передає обертання на привідний шків, закріплений на валу центрифуги. Центрифуга забезпечена гальмом, яке може бути приведено у дію тільки після зупинки електродвигуна.

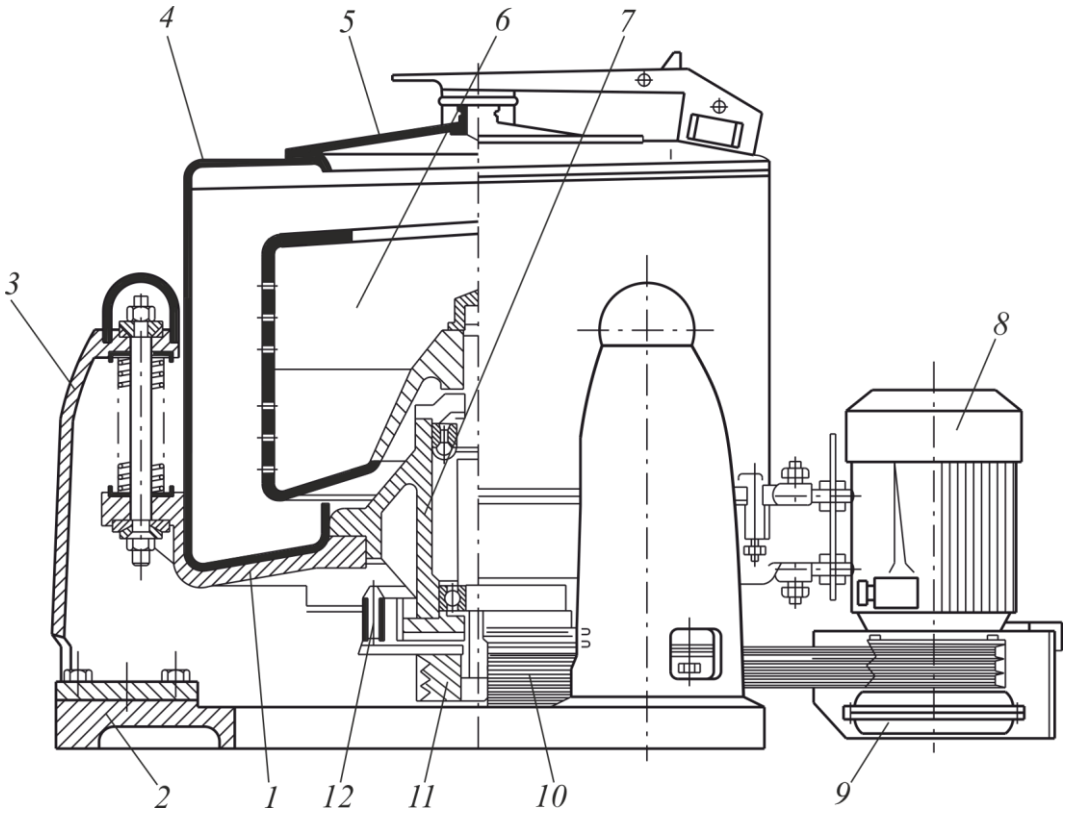

Рис 6.1 Схема вертикальної центрифуги:

1 − станина; 2 – фундаментна рама; 3 − опорна колонка; 4 − кожух; 5 − кришка; 6 − ротор; 7 − опора; 8 − електродвигун; 9 – турбомуфта; 10 − клиноремінна передача; 11 − привідний шків; 12 − гальмо.

Для розрахунку центрифуг здебільшого необхідне попереднє проведення модельних випробувань на зменшених моделях апаратів того ж самого типу та конструктивної модифікації. Отримані на модельних машинах експериментальні дані згодом використовуються при проведенні технологічних розрахунків центрифуг.

Вибір типа центрифуги здійснюється за аналогами, що працюють на тих самих вихідних речовинах, або шляхом аналізу технологічних вимог до процесу розділення, властивостей осаду та суспензії, а також потужності установки.

В останньому випадку слід знати необхідну об’ємну продуктивність центрифуги по суспензії V_c, м^3/с, яка пов’язана з масовою продуктивністю G_c, кг/с співвідношенням:

$$V_{\text{с}} = \frac{G_{\text{с}}}{\rho_{\text{с}}}, \tag{6.1}$$

де $\rho_{\text{с}}$ – густина суспензії, кг/м^3, яку визначають за формулою:

$$\rho_{\text{с}} = \frac{\rho_{\text{т}} \cdot \rho_{\text{р}}}{\rho_{\text{т}} - x_{\text{т}} \cdot (\rho_{\text{т}} - \rho_{\text{р}})}, \tag{6.2}$$

де $\rho_{\text{т}}$ – густина твердої фази, кг/м^3; $\rho_{\text{р}}$ – густина рідини, кг/м^3; $x_{\text{т}}$ – масова концентрація твердої фази, частки.

Іншим важливим фактором, що враховується при виборі типу центрифуги є об'ємна концентрація суспензії, кг/м^3, що дорівнює:

$$x_0 = \frac{x_{\text{т}} \cdot \rho_{\text{р}} \cdot 100}{\rho_{\text{т}} - x_{\text{т}} \cdot (\rho_{\text{т}} - \rho_{\text{р}})}, \tag{6.3}$$

де $x_{\text{т}}$ – масова концентрація твердої фази.

Методики розрахунку фільтрувальних центрифуг мають певні особливості, залежно від режиму роботи апарату та властивостей осаду.

Середня продуктивність центрифуги періодичної дії за суспензією, м^3/с, дорівнює:

$$V_{\text{с.сер.}} = \frac{\nu_{\text{с}}}{\tau_{\text{ц.}}} \cdot K_{\text{П}} = \frac{\nu_{\text{р}} \cdot \varphi}{x_1 \cdot \tau_{\text{ц.}}} \cdot K_{\text{П}}, \tag{6.4}$$

де $\nu_{\text{с}}$ – об'єм суспензії, відфільтрованої за цикл, м^3; $\nu_{\text{р}}$ – робоча місткість барабана центрифуги, м^3, що приводиться у її технічних характеристиках (табл. 6.1); x_1 – відношення об'єму утвореного осаду до об'єму відфільтрованої суспензії, що визначається експериментально; φ – коефіцієнт заповнення барабана центрифуги осадом (для мало стисливих осадів φ = 0,7 … 0,8, для сильно стисливих φ визначається експериментально); $\tau_{\text{ц}}$ – час повного циклу обробки суспензії у центрифузі; $K_{\text{п}}$ – коефіцієнт, який враховує зростання опору фільтрувальної перегородки при багаторазовому її використанні та у розрахунках приймається рівним 0,8.

Таблиця 6.1. **Технічна характеристика базових моделей маятникових та підвісних центрифуг**

Параметр	ФМБ-60,ОМБ-60	ФМБ-63	ФМД-80,ОМД-80	ФМД-120 ОМД-120	ФПН-100	ФПД-120
Внутрішній діаметр, мм	600	630	800	1200	1000	1200
Довжина барабану, мм	350	350	400	500	750	600
Робоча ємність барабану, $м^3$	0,045	0,045	0,08	0,25	0,30	0,30
Граничне завантаження, кг	90	100	180	375	450	450
Максимальна частота обертання, $с^{-1}$	25	23,7	20,8	15,8	24	16,3
Фактор розділення	800	770	700	605	1180	620
Площа поверхні фільтрування, $м^2$	0,66	0,70	1,00	1,90	2,36	2,26

Час повного циклу роботи фільтрувальної центрифуги періодичної дії:

$$\tau_ц = \tau_ф + \tau_{пр} + \tau_с + \tau_д, \quad (6.5)$$

де $\tau_ф$ – час фільтрування, який в загальному випадку складається з часу завантаження $\tau_з$ та часу фільтрування шару рідини, який залишається над осадом після завершення подачі суспензії, с; $\tau_{пр}$ – час промивання осаду, с, що визначається експериментально; $\tau_с$ – час сушіння осаду, с; $\tau_д$ – час, який витрачений на проведення допоміжних операцій (розгін, гальмування, вивантаження осаду, регенерація фільтрувальної поверхні), с, і може бути орієнтовно прийнятий по даним, наведеним у каталогах для відповідного типу центрифуги.

Для визначення часу фільтрування та промивки стисливих осадів на промисловій центрифузі використовують дані експериментальних досліджень, отримані на модельній центрифузі з таким самим режимом фільтрування і значеннями фактору розділення та висоти осаду $h_{ос}$.

Якщо висота шару осаду $h_{ос.п.}$, яка прийнята для промислової машини, відрізняється від $h_{ос.м}$, отриманій на модельній центрифузі, то величину $\tau_ф$ розраховують за формулою:

$$\tau_ф = \tau_{ф.м} \cdot \frac{h_{ос.п}}{h_{ос.м}} \cdot k_1, \tag{6.6}$$

де $\tau_{фм}$ – час фільтрування на модельній установці; k_1 – коефіцієнт масштабного переходу від моделі до промислової центрифуги, чисельне значення якого залежить від ступеню стиснення осаду, k_1 = 1,5…2,0.

Висота шару осаду у промисловій центрифузі м, може бути розрахована за формулою:

$$h_{ос.п} = \frac{v_р \cdot \varphi}{F_ф} = \frac{v_р \cdot \varphi}{(\pi \cdot D_в \cdot L)}, \tag{6.7}$$

де $F_ф$ – площа поверхні фільтрування центрифуги, м^2; $D_в$ – внутрішній діаметр барабану (ротора) центрифуги, м; L – довжина барабану, м, які можна визначити за табл. 6.1.

Час промивання та сушіння осаду на промисловій центрифузі, с, відповідно визначається за залежностями:

$$\tau_{пр.п} = \tau_{пр.м} \cdot \frac{h_{ос.п}}{h_{ос.м}} \cdot k_2; \tag{6.8}$$

$$\tau_{с.п} = \tau_{с.м.} \cdot k_3, \tag{6.9}$$

де де k_2, k_3 – коефіцієнти масштабного переходу, k_2 = 1,0…1,5; k_3 = 1,0…1,4.

Найбільш поширеним для фільтрувальних центрифуг є режим з постійними витратами суспензії під час її завантаження $V_с$, м^3/с, які розраховують за залежністю:

$$V_с = \frac{V_{с.м} \cdot F_ф}{F_{ф.м}}, \tag{6.10}$$

де $V_{см}$ – витрати суспензії при завантаженні модельної центрифуги, м^3/с; $F_{фм}$ – площа поверхні фільтрування модельної центрифуги, м^2.

Для мало стисливого осаду у режимі з постійними оптимальними

витратами суспензії наприкінці режиму завантаження шар рідини над осадом є мінімальним. Тож тривалість фільтрування можна вважати рівною тривалості завантаження, а швидкість фільтрування – постійною протягом циклу. У цьому випадку продуктивність центрифуги по фільтрату, м^3/с, можна визначити з рівняння фільтрування у полі відцентрових сил:

$$V_{\text{ф}} = \frac{\rho_{\text{р}} \cdot \omega^2 \cdot D_{\text{в}} \cdot \nu_{\text{р}} \cdot \varphi \cdot F_{\text{ф}}}{2\mu \cdot (r_{\text{о}} \cdot \nu_{\text{р}} \cdot \varphi + r_{\text{фп}} \cdot F_{\text{ф}})}, \tag{6.11}$$

де ω – кутова швидкість обертання барабану, с$^{-1}$; μ – динамічна в'язкість рідкої фази, Па·с; $r_{\text{о}}$ – питомий об'ємний опір осаду, 1/м^2; $r_{\text{фп}}$ – опір фільтрувальної перегородки, 1/м.

Продуктивність центрифуги по суспензії у період завантаження, м^3/с розраховують за формулою:

$$V_c = \frac{\rho_{\text{р}} \cdot \omega^2 \cdot D_{\text{в}} \cdot \nu_{\text{р}} \cdot \varphi \cdot F_{\text{ф}}}{2\mu \cdot [r_{\text{о}} \cdot \nu_{\text{р}} \cdot \varphi \cdot (1 - x_1) + r_{\text{фп}} \cdot F_{\text{ф}} \cdot (1 - x_1)]}. \tag{6.12}$$

Час фільтрування, с, визначається з виразу:

$$\tau_{\text{ф}} = \frac{2r_{\text{фп}} \cdot \mu}{\rho_{\text{р}} \cdot \omega^2 \cdot D_{\text{в}}} + \frac{\rho_{\text{р}} \cdot \omega^2 \cdot D_{\text{в}} \cdot \nu_{\text{р}} \cdot \varphi \cdot F_{\text{ф}} - 2\mu \cdot r_{\text{фп}} \cdot F_{\text{ф}} \cdot V_{\text{с}}}{2\mu \cdot r_{\text{о}} \cdot x_1 \cdot V_{\text{ф}} \cdot V_{\text{с}}} \tag{6.13}$$

Час промивки осаду, с, знаходять за формулою:

$$\tau_{\text{пр}} = \frac{2\nu_{\text{пр}} \cdot \nu_{\text{р}} \cdot \varphi \cdot \rho_{\text{т}} \cdot (1 - \varepsilon_{\text{ос}}) \mu_{\text{пр}} \cdot r_o}{\rho_{\text{пр}} \cdot \omega^2 \cdot D_{\text{в}} \cdot F_{\text{ф}}}, \tag{6.14}$$

де $\nu_{\text{пр}}$ – питомий об'єм промивної рідини на 1 кг твердої фази**,** м^3/кг; $\mu_{\text{пр}}$ – динамічна в'язкість промивної рідини рідкої фази, Па·с; $\varepsilon_{\text{ос}}$ – порізність осаду, частки; $\rho_{\text{пр}}$ – густина промивної рідини , кг/м^3.

Тоді середня продуктивність центрифуги по суспензії за цикл, м^3/с, дорівнюватиме:

$$V_{\text{с.ср}} = \frac{V_{\text{с}} \tau_{\text{ф}}}{\tau_{\text{ц}}}. \tag{6.15}$$

Приклад 6. Розрахувати середню продуктивність центрифуги ФМБ-60 при розділенні суспензії, що містить кристалічні частинки промислових відходів, густина твердої фази $\rho_т$ = 1450 кг/м^3; густина рідкої фази $\rho_р$ = 1000 кг/м^3; динамічна в'язкість рідкої фази $\mu = 0{,}98 \cdot 10^{-3}$ Па·с. При проведенні випробувань на модельній установці отримано наступні результати: відношення об'єму осаду до об'єму суспензії x_1 = 0,30; питомий об'ємний опір осаду $r_о = 1{,}0 \cdot 10^{11}$ 1/м^2; опір фільтрувальної перегородки $r_{ф.п} = 1{,}5 \cdot 10^{10}$ 1/м; питомий об'єм промивної рідини на 1 кг твердої фази $v_{пр}$ = 1,0 м^3/кг; густина промивної рідини $\rho_{пр}$ = 995 кг/м^3; в'язкість промивної рідини $\mu_{пр} = 0{,}89 \cdot 10^{-3}$Па·с; порізність осаду $\varepsilon_{ос}$ = 0,50; час сушіння осаду на модельній центрифузі $\tau_{с.м}$ =150 с; час, що витрачається на допоміжні операції у промисловій центрифузі $\tau_д$ = 600 с.

Розв'язок:

За таблицею 6.1у визначаємо технічні параметри центрифуги ФМБ-60:

− максимальна частота обертання барабану n = 25 с$^{-1}$;

− внутрішній діаметр барабану $D_в$ = 0,6 м;

− робоча місткість барабану $v_р$ = 0,045 м^3;

− площа поверхні фільтрування $F_ф$ = 0,66 м^2.

Приймаємо коефіцієнт заповнення барабану осадом φ=0,8.

Знаходимо кутову швидкість обертання барабану з виразу:

$$\omega = 2\pi \cdot n = 2 \cdot 3{,}14 \cdot 25 = 157{,}1 \text{с}^{-1}$$

Продуктивність центрифуги по фільтрату у режимі постійної швидкості фільтрування визначаємо за формулою (6.11):

$$V_ф = \frac{1000 \cdot (157{,}1)^2 \cdot 0{,}6 \cdot 0{,}045 \cdot 0{,}8 \cdot 0{,}66}{2 \cdot 0{,}98 \cdot 10^{-3} \cdot (1.0 \cdot 10^{11} \cdot 0{,}045 \cdot 0{,}8 + 1{,}5 \cdot 10^{10} \cdot 0{,}66)} = 1{,}3 \cdot 10^{-2} \text{м}^3/\text{с}$$

Продуктивність центрифуги по суспензії у період завантаження розраховуємо за формулою (6.12):

$$V_с = \frac{1000 \cdot (157{,}1)^2 \cdot 0{,}6 \cdot 0{,}045 \cdot 0{,}8 \cdot 0{,}66}{2 \cdot 0{,}98 \cdot 10^{-3}[1{,}0 \cdot 10^{11} \cdot 0{,}045 \cdot 0{,}8 \cdot (1-0{,}3) + 1{,}5 \cdot 10^{10} \cdot 0{,}66 \cdot (1-0{,}3)]} =$$

$$= 1{,}9 \cdot 10^{-2} \text{м}^3/\text{с}$$

Час фільтрування знаходимо за рівнянням (6.13):

$$\tau_{\text{ф}} = \frac{2 \cdot 1{,}5 \cdot 10^{10} \cdot 0{,}98 \cdot 10^{-3}}{1000 \cdot (157{,}1)^2 \cdot 0{,}6} +$$

$$+ \frac{1000 \cdot (157{,}1)^2 \cdot 0{,}6 \cdot 0{,}045 \cdot 0{,}8 \cdot 0{,}66 - 2 \cdot 0{,}98 \cdot 10^{-3} \cdot 1 \cdot 10^{11} \cdot 0{,}66 \cdot 1{,}9 \cdot 10^{-2}}{2 \cdot 0{,}98 \cdot 10^{-3} \cdot 1 \cdot 10^{11} \cdot 0{,}3 \cdot 1{,}3 \cdot 10^{-2} \cdot 1{,}9 \cdot 10^{-2}} =$$

$$= 145c$$

Час промивання осаду визначаємо за формулою (6.14):

$$\tau_{\text{пр}} = \frac{2 \cdot 1{,}0 \cdot 0{,}045 \cdot 0{,}8 \cdot 1450 \cdot (1 - 0{,}5) \cdot 0{,}89 \cdot 10^{-3} \cdot 1 \cdot 10^{11}}{995 \cdot (157{,}1)^2 \cdot 0{,}6 \cdot 0{,}66} = 478\text{с}$$

Приймаємо коефіцієнт масштабного переходу k_3=1,2.

Тоді час сушіння осаду на промисловій центрифузі згідно з формулою (6.9):

$$\tau_{\text{с.п.}} = 1{,}2 \cdot 150 = 180\,\text{с}$$

Час повного циклу обробки суспензії на центрифузі, знаходимо за формулою (6.5):

$$\tau_{\text{ц}} = 145 + 475 + 180 + 600 = 1403\,\text{с}$$

Середню продуктивність центрифуги по суспензії визначаємо за рівнянням (6.15):

$$V_{\text{с.ср}} = \frac{1{,}9 \cdot 10^{-2} \cdot 145}{1403} = 1{,}96 \cdot 10^{-3}\,\text{м}^3/\text{с}$$

При розрахунку фільтрувальної центрифуги безперервної дії спочатку з рівняння (6.10) за заданою продуктивністю по суспензії визначають необхідну площу поверхні фільтрування $F_{\text{ф}}$, за якою обирають центрифугу та проводять перевірку її продуктивності за осадом, кг/с, яка для центрифуг зі шнековим вивантаженням осаду складає:

$$G_{\text{тп}} = G_{\text{тм}} \cdot \frac{D_{\text{вп}}^3}{D_{\text{вм}}^3}$$

де $G_{тп}$, $G_{тм}$ – відповідно продуктивності за осадом промислової та модельної центрифуги, кг/с; $D_{вп}$ $D_{вм}$ – відповідно внутрішній діаметр барабану (ротора) промислової та модельної центрифуги, м.

Практична робота № 7

Розрахунок напірного гідроциклону

Напірні гідроциклони широко використовуються для гідравлічного розділення сумішей твердих відходів. У процесах збагачення відходів у гідроциклонах за рахунок різниці у густині від цільового продукту відділяють частинки мінерального чи органічного походження, які знижують його цінність, а у процесах класифікації відходи розділяють на фракції за дисперсністю частинок. Крім того напірні гідроциклони застосовуються у системах очищення стічних вод для прояснення води та згущення осаду.

Схема напірного гідроциклону представлена на рис 7.1. Суспензія надходить до циліндричної частини апарату 3 по живильному патрубку 2 круглого або прямокутного перерізу. За рахунок тангенціального розташування патрубка досягається закручування потоку, який спіралеподібно опускається вниз до конічної частини апарату 4. При цьому під дією відцентрової сили суспензія відкидається до периферії. Оскільки відцентрова сила залежить від маси, частинки більшого розміру або більшої густини осідають на внутрішній поверхні конічної частини, стікають по ній униз та видаляються через шламовий патрубок 5. В той же час ближче до центру гідроциклона утворюється зона розрідження, внаслідок чого потік проясненої рідини разом з легкими або дрібними частинками підіймається вгору та видаляється з апарату через зливний патрубок 1.

Напірні гідроциклони можуть працювати у трьох гідродинамічних режимах: з вільним рухом верхнього та нижнього продуктів в атмосферу, коли тиск у шламовому та зливному патрубках дорівнює атмосферному; за протитиску зі сторони зливного трубопроводу та вільному русі шламу, коли тиск у шламовому патрубку дорівнює атмосферному, а у зливному – перевищує

атмосферний, та за протитиску з боків зливного та шламового трубопроводів, коли тиск у шламовому та у зливному патрубках перевищує атмосферний. Вибір гідродинамічного режиму залежить від технологічного процесу утилізації відходів або очищення води.

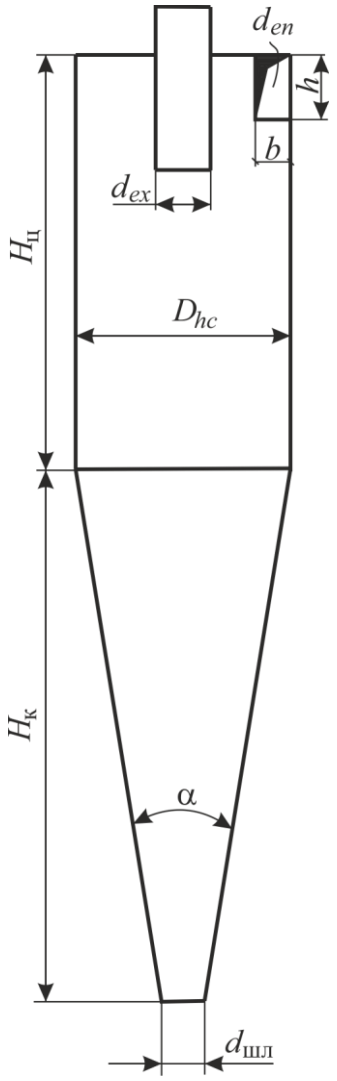

Рис 7.1. Схема напірного гідроциклона:
1 – зливний патрубок; 2 – живильний патрубок; 3 – циліндрична частина; 4 – конічна частина; 5 – шламовий патрубок

Продуктивність напірних гідроциклонів та ефективність розділення у них суспензій значною мірою залежать від основних конструктивних та технологічних параметрів апаратів. Визначальними конструктивними параметрами (рис. 7.1) є діаметр циліндричної частини гідроциклону D_{hc}; площа поперечного перерізу живильного патрубка F_{en}; діаметри зливного та

шламового патрубків d_{ex} та $d_{шл}$; висота циліндричної частини $H_{ц}$, а також кут конусності конічної частини α. До визначальних технологічних параметрів належать перепад між тиском на вході у гідроциклон P_{en} та виході з нього P_{ex}: $\Delta P = P_{en} - P_{ex}$, Па, концентрація суспензії на вході у гідроциклон C_{en}, мг/дм^3, розмір $d_{ср}$, м, та густина частинок твердої фази суспензії $\rho_{ч}$, кг/м^3.

Вибір розмірів напірних гідроциклонів здійснюється за даними заводів – виробників з урахуванням необхідності дотримання певних співвідношень між геометричними параметрами. Зокрема, відношення діаметра живильного патрубка до діаметра зливного патрубка повинно складати 0,5…1,0, а до діаметра гідроциклона – 0,12…0,4, а також має виконуватися умова:

$$d_{en} \le \left(\frac{D_{hc} - d_{ex}}{2} \right) - \Delta,$$

де Δ – товщина стінки зливного патрубка.

З метою запобігання збивання шламового патрубка його діаметр повинен у шість – сім разів перевищувати максимальний діаметр частинок і відноситися до діаметра зливного патрубка як 1/5…1/1. Висота циліндричної частини апарата повинна прийматися рівною 2…4 його діаметрам для гідроциклонів - прояснювачів, та 1…2 його діаметрам для гідроциклонів - згущувачів. Кут конусності конічної частини α має дорівнювати 5°…15° для гідроциклонів - згущувачів та 20°…45° для гідроциклонів – прояснювачів.

За необхідності отримання декількох цільових продуктів використовуються багатопродуктові напірні гідроциклони з декількома зливними патрубками. За великих витрат суспензії з метою досягнення компактності установки застосовують мультициклони – батареї та блоки гідроциклонів малих діаметрів.

Розрахунок напірних гідроциклонів проводиться у наступній послідовності.

За дослідною кривою кінетики відстоювання (Рис. 7.2) за заданим ефектом очищення E, %, визначається час осадження t, хв, за яким розраховується охоплююча швидкість осадження U_0, мм/с:

$$U_0 = \frac{h}{60 \cdot t} \qquad (7.1),$$

де h – висота шару рідини, мм, для даної кривої.

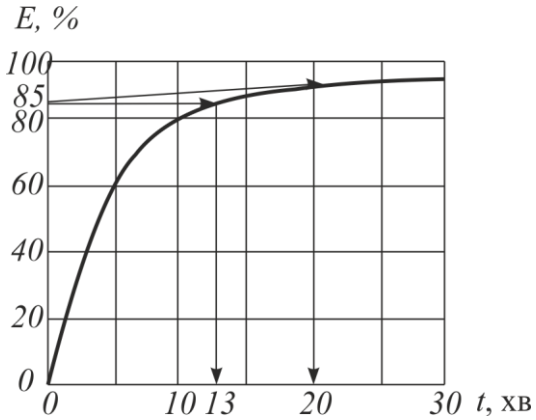

Рис. 7.2. Крива кінетики відстоювання (C_{en} = 300 мг/дм^3, h = 200мм)

Потім з точки на осі ординат, що відповідає заданому ефекту очищення, проводиться дотична до кривої кінетики $E = f(t)$. Далі з точки дотику опускається перпендикуляр на ось абсцис та за знайденим часом $t_{гр}$, розраховується гранична швидкість осадження $U_{гр}$, мм/с, затриманих частинок:

$$U_{гр} = \frac{h}{60 \cdot t_{гр}} \qquad (7.2),$$

за якою згідно з формулою Стокса розраховується граничний діаметр, мкм, затримуваних при заданому ефекті очищення частинок:

$$\delta_{гр}^{ст} = \sqrt{\frac{18 \cdot \mu_р \cdot U_{гр} \cdot 10^{-3}}{100 \cdot (\rho_ч - \rho_р) \cdot g}} \cdot 10^6 \qquad (7.3),$$

де $\mu_р$– в’язкість рідини, Па·с , $\rho_р$ – густина рідини, кг/м^3.

Після визначення граничного діаметру частинок, які необхідно виділити за табличними даними (див. наприклад табл. 3 Додатку), підбирають діаметр гідроциклону D_{hc}, мм, у якому можна виділити ці частинки, та задаються розмірами основних робочих вузлів: діаметром живильного патрубку d_{en}, мм; діаметром зливного патрубку $d_{вх}$, мм; діаметром шламового патрубку $d_{шл}$, мм; висотою циліндричної частини $H_ц$, мм; кутом конічної частини α. Також

задається тиск P_{en}, МПа, під яким вихідна суспензія буде подаватися на гідроциклони.

Висота конічної частини, см, розраховується за залежністю:

$$H_{\text{к}} = \frac{D_{hc}}{2tg\frac{\alpha}{2}} \tag{7.4}$$

Виходячи із заданих розмірів гідроциклону розраховується граничний діаметр розділення, мкм, за формулою:

$$\delta_{\text{гр}} = 8{,}5 \cdot 10^3 \frac{D_{hc}^{0,543} \cdot d_{en}^{1,643} \cdot d_{ex}^{0,014} \cdot \mu_{\text{р}}{}^{0,5}}{d_{\text{шл}}^{0,572} \cdot H_{\text{ц}}^{0,507} \cdot H_{\text{к}}^{0,714} \cdot \left(\rho_{\text{ч}} - \rho_{\text{р}}\right)^{0,5} \cdot (P_{en} \cdot 10^6)^{0,222}} \tag{7.5}$$

У випадку, якщо $\delta_{\text{гр}}$ буде більше за $\delta_{\text{гр}}^{\text{ст}}$, треба повторити підбір гідроциклону, задаючись іншими розмірами та тиском на вході.

Після цього визначається продуктивність гідроциклону за рідиною, м³/год, згідно з формулою:

$$Q_{en} = 1{,}03 \cdot D_{hc}^{0,053} \cdot d_{en}^{1,28} \cdot d_{ex}^{0,405} \cdot d_{\text{шл}}^{0,143} \cdot H_{\text{ц}}^{0,015} \cdot \alpha^{0,025} \cdot P_{en}^{0,443} \tag{7.6}$$

Після визначення продуктивності одного апарату, виходячи з загальної кількості стічних вод, визначають кількість гідроциклонів:

$$N = \frac{Q}{Q_{en}} \tag{7.7}$$

Після визначення кількості гідроциклонів визначаються витрати води, що видаляються зі шламом, л/с, на які потрібно розрахувати ущільнювач осаду, за формулою:

$$Q_{\text{шл}} = 0{,}026 \cdot \frac{D_{hc}^{1.45} \cdot d_{en}^{0.239} \cdot d_{\text{шл}}^{0,285} \cdot H_{\text{ц}}^{0,087}}{d_{ex}^{2,.318} \cdot \alpha^{0,457} \cdot P_{en}^{0.319}} \cdot N \tag{7.8}$$

Приклад 7. Розрахувати гідроциклон для розділення суспензії, витрати якої складають Q = 15 м³/год. Тиск на вході у гідроциклон P_{en} = 0,25 МПа. Концентрація завислих речовин на вході C_{en} = 300 мг/дм^3. Необхідна ефективність розділення E = 85 %. Температура води 20°С. Густина частинок $\rho_{\text{ч}}$ = 2000 кг/м³.

Розв'язок:

За кривою кінетики відстоювання для C_{en} = 300 мг/дм^3, h = 200мм. За ефективності розділення Е = 85%, визначаємо час осадження t = 13 хв. Тоді охоплююча швидкість осадження згідно з формулою (7.1):

$$U_0 = \frac{200}{13 \cdot 60} = 0{,}26 \text{ мм/с}.$$

З точки на осі ординат, що відповідаю E = 85%, проводимо дотичну до кривої кінетики відстоювання. З точки дотику опускаємо перпендикуляр на ось абсцис, що відповідає часу $t_{\text{гр}}$ =16,5 хв.

Розраховуємо граничну швидкість осадження за формулою (7.2):

$$U_{\text{гр}} = \frac{200}{20 \cdot 60} = 0{,}17 \text{ мм/с}$$

Згідно з температурою води 20°С з таблиці 2 Додатку знаходимо її густину ρ = 998,2 кг/м^3 та динамічну в'язкість μ = 1,004·10^{-3} Па·с.

Потім розраховуємо граничний діаметр затриманих частинок за формулою (7.3):

$$\delta_{\text{гр}}^{\text{ст}} = \sqrt{\frac{18 \cdot 1{,}004 \cdot 10^{-3} \cdot 0{,}17 \cdot 10^{-3}}{(2000 - 998{,}2) \cdot 9{,}8}} \cdot 10^6 = 17{,}7 \text{ мкм}$$

За $\delta_{\text{гр}}^{\text{ст}}$ і таблиці 3 Додатку підбираємо гідроциклон марки ГН – 25 діаметром D_{hc} = 25 мм, та основні розміри його робочих вузлів: діаметр живильного патрубку d_{en} = 8 мм; діаметр зливного патрубку $d_{вх}$ = 12 мм; діаметр шламового патрубку $d_{шл}$ = 5 мм; висота циліндричної частини $H_{\text{ц}}$ = 100 мм; кут конічної частини α = 10

Висоту конічної частини, см, розраховуємо за формулою (7.4):

$$H_{\text{к}} = \frac{25}{2tg\frac{10}{2}} = 143 \text{ мм}$$

Граничний діаметр розділення визначаємо за формулою (7.5):

$$\delta_{\text{гр}} = 8{,}5 \cdot 10^3 \frac{25^{0{,}543} \cdot 8^{1{,}643} \cdot 12^{0{,}014} \cdot (1{,}004 \cdot 10^{-3})^{0{,}5}}{5^{0{,}572} \cdot 100^{0{,}507} \cdot 143^{0{,}714} \cdot (2000 - 998{,}2)^{0{,}5} \cdot (0{,}25 \cdot 10^6)^{0{,}222}} = 2{,}3 \text{ мкм}$$

Розрахункове значення $\delta_{\text{гр}} < \delta_{\text{ст}}^{\text{гр}}$, отже підібраний циклон забезпечить ефективність очищення трохи вище ніж задана.

Потім визначаємо продуктивність одного апарату за формулою (7.6):

$$Q_{en} = 1{,}03 \cdot 25^{0{,}053} \cdot 8^{1{,}28} \cdot 12^{0{,}405} \cdot 5^{0{,}143} \cdot 100^{0{,}015} \cdot 10^{0{,}025} \cdot 0{,}25^{0{,}443} = 6{,}1\,\text{м}^3/\text{год}$$

Виходячи із загальної кількості стічних вод, для їх очищення знадобиться така кількість гідроциклонів:

$$N = \frac{15}{6{,}1} = 2{,}45$$

Приймаємо кількість одночасно працюючих гідроциклонів N =3 та 1 резервний гідроциклон.

Після визначення кількості гідроциклонів витрати води, що видаляється зі шламом, на які потрібно розрахувати ущільнювач осаду визначаємо за формулою (7.8):

$$q_{\text{шл}} = 0{,}026 \cdot \frac{25^{1{,}45} \cdot 8^{0{,}239} \cdot 5^{0{,}285} \cdot 100^{0{,}087}}{12^{2{,}318} \cdot 10^{0{,}457} \cdot 0{,}25^{0{,}315}} = 0{,}054\ \text{л/с} = 0{,}20\ \text{м}^3/\text{год}$$

Практична робота № 8

Розрахунок установки електрохімічної обробки рідких відходів

До процесів електрохімічної обробки рідких відходів (у тому числі з метою вилучення з них цінних компонентів) належать електроліз, електрокоагуляція та електрофлотація. Названі процеси проводять у електролізерах − прямокутних сталевих резервуарах, які можуть бути як відкритими, так і обладнаними знімною кришкою. Стічні води у електролізерах рухаються у горизонтальному напрямку вздовж поверхні електродів. При цьому у просторі поблизу катодів відбувається відновлення частинок, що реагують, а поблизу анодів − окислення.

Резервуари зазвичай розділяють на декілька відсіків за допомогою перфорованих перегородок із синтетичних матеріалів висота яких відповідає

висоті робочої частини електродів. Загальна площа отворів становить близько 20÷ 30 % від площі зануреної у воду частини перегородки.

Крім того, за допомогою дірчастих перегородок робочий простір електролізера відділяється від приймальної та збиральної камер. З метою покращення процесу електролізу застосовують перемішування. Для цього на дно кожного відсіку апарата укладають дірчасті трубки з синтетичних матеріалів, через які надходить стисле повітря, яке барботує крізь рідину.

Для проведення процесу електролізу зазвичай використовуються пластинчасті сталеві катоди та аноди у вигляді плит чи стрижнів з графітованого вугілля або титану, покритого оксидами металів. Електрокоагуляція здійснюється у безнапірних горизонтальних або вертикальних електролізерах з пакетами електродів − алюмінієвих або сталевих пластин, які встановлюють на відстані $0{,}003 \div 0{,}02$ м один від одного і утримують ізолюючими вставками.

Для збільшення інтенсивності процесів електрохімічного вилучення металів, концентрація іонів яких у розчинах мала, використовують об’ємні електроди: пластинчасті, об’ємно-пористі та псевдозріджені. Їхньою особливістю є наявність каналів, по яких рухається розчин. Потенціал таких електродів підтримують на рівні, що відповідає граничній силі дифузійного струму, і відтак забезпечує протікання процесу вилучення з максимально можливою швидкістю.

У пластинчастому катоді розчин рухається між пластинами, розташованими перпендикулярно аноду у напрямку, перпендикулярному протіканню електричного струму. Метал отримують у порошкоподібній формі. Утворені частинки відриваються від катода під дією сил тяжіння та, осідають на дно апарата, звідки й видаляються.

Об’ємно-пористий або насипний катод складається з камери, до бічних перфорованих стінок якої притиснутий шар подрібненого електропровідного матеріалу, гранул металу, частинок або волокон графіту. Оброблюваний розчин проходить через пори у шарі в напрямку, паралельному протіканню

електричного струму. В процесі електролізу метал (зазвичай благородний) відкладається на поверхню гранул (волокон) та, якщо можливо, разом з ними піддається прямому плавленню.

У псевдозріджених електродах розчин проходить крізь рухливі шари електропровідного дисперсного матеріалу (графіту, металу) зі швидкістю, що забезпечує циркуляцію основної маси частинок шару від вершини до основи. При цьому частинки постійно контактують з розташованими всередині шару струмозбірниками з отворами, діаметр яких не перевищує середнього розміру частинок.

Як катоди, так і аноди підвішуються на мідних або латунних стрижнях − струмовідводах. Вздовж бортів електролізеру на ізоляторах укладають катодні та анодні шини, на яких знаходяться кінці струмовідводів. Аноди з графітованого вугілля можна також встановлювати на дно електролізеру, яке викладене матеріалом – діелектриком.

Якщо протягом процесу електролізу виділяється значна кількість газоподібних речовин або розрахункова величина струму в електричній мережі перевищує 3000 А слід встановлювати декілька електролізерів з автономними джерелами електроживлення.

Розрахунок електролізерів зводиться до визначення корисного об’єму, поверхні електродів і навантаження за струмом, витрати енергії на обробку води. Вихідними даними для розрахунку є витрати стічної води, загальний вміст у ній мінеральних солей і забруднюючих компонентів, час обробки води.

Об’єм електролізера, м^3, знаходять з виразу:

$$W_{el} = q_w \cdot t_{el} \quad , \tag{8.1}$$

де q_w − витрати стічної води, м^3/с, м^3/ год; t_{el} – час обробки, с, год.

Навантаження за струмом, А, орієнтовно можна визначити за формулами:

$$I_{cur} = q_w \cdot q_{cur} \tag{8.2}$$

де q_{cur} − кількість електрики, необхідна для знешкодження або уловлювання забруднювача чи ресурсоцінного компонента, А·год/м^3.

Величина цього показника визначається видом електрохімічного процесу (електроліз, електрокоагуляція, електрофлотація) та вмістом цільового компонента. Необхідну кількість електрики приймають за результатами попередніх досліджень. Значення q_{cur} для електрокоагуляційної обробки відпрацьованої мастильно – охолоджувальної рідини наведені у таблиці 9 Додатку. Для оціночних розрахунків, припускаючи, що кількість кисню, яку необхідно отримати у результаті електродної реакції, повинна дорівнювати величині ХСК рідких відходів, можна використовувати формулу:

$$q_{cur} = 26{,}8 \cdot \text{ХСК} / (\eta_{cur} \cdot 8 \cdot 10^5) \tag{8.3}$$

Якщо рідкі відходи містять лише один токсичний компонент і анодна реакція його окислення відома, навантаження за струмом визначають за залежністю:

$$I_{cur} = \frac{C_{cn} \cdot q_w}{A \cdot \eta_{cur}}, \tag{8.4}$$

де η_{cur} − коефіцієнт корисного використання електроенергії − вихід за струмом, частки одиниці; C_{en} − вихідна концентрація іонів у стічній воді, г/м^3; A − електрохімічний еквівалент, г/(А·год).

Габаритні розміри електролізера розраховуються, виходячи як з об’єму води, яка постійно у ньому перебуває, так і з об’єму, що займають електроди та перегородки. Перша складова залежить від відстані між сусідніми катодом і анодом (для електролізерів приймається у межах 40÷50 мм, для електрокоагуляторів з алюмінієвими електродами − 12÷15 мм) та від установочних зазорів $l_з$ (рис. 8.1), а друга − від товщини анодів та катодів.

Загальна поверхня електродів, м^2, може бути розрахована за формулою:

$$f_{el} = W_{el} / (2b), \tag{8.5}$$

де b − відстань між електродами, м.

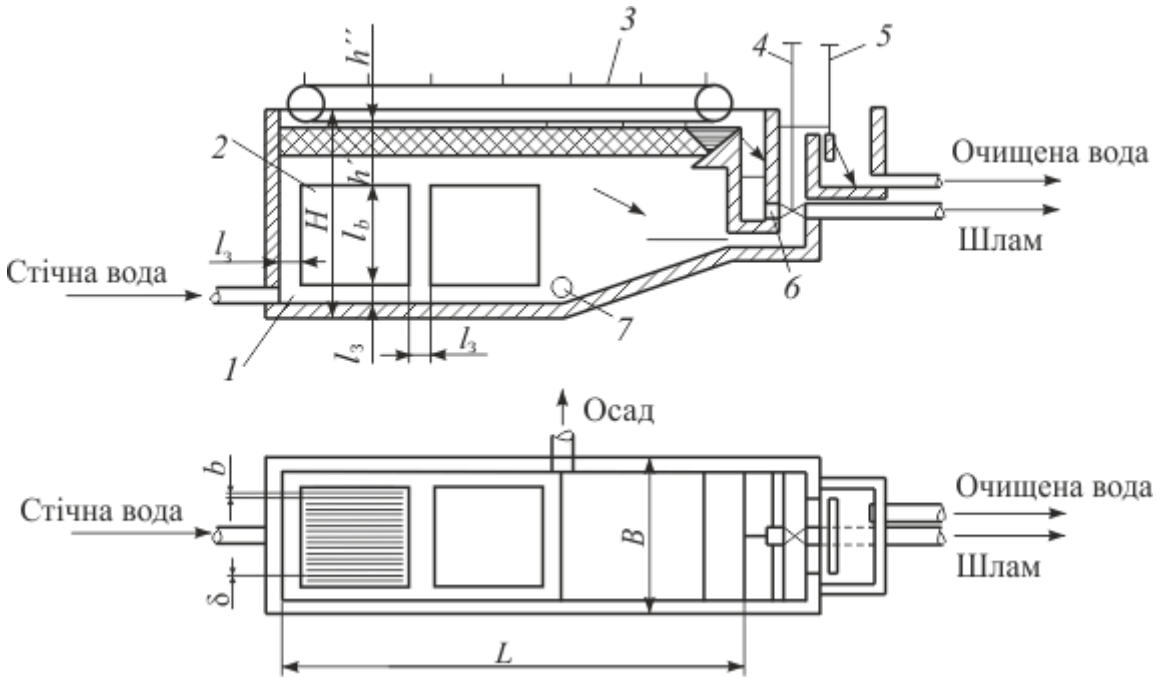

Рис 8.1. Схема електрокоагулятора:

1 – впускна камера; 2 – електродна системи, 3 – шкребки, 4 – регулятор відводу шламу, 5 – регулятор рівня на випуску води, 6 – шламоприймач, 7 – відведення осаду

Якщо експериментальним шляхом попередньо визначено коефіцієнт корисного використання енергії η_{cur}, а також оптимальні значення густини струму − питомої сили струму, що припадає на одиницю поверхні електрода *i*, розміри електродів можуть бути визначені з виразу

$$f_{el} = \frac{I_{cur}}{i}, \tag{8.6}$$

де *i* − густина струму, А/м^2.

Якщо метою електролізу є вилучення металів або перетворення забруднюючого компоненту відбуваються виключно в результаті електродної реакції, лімітуючим фактором процесу є перенесення частинок, що розряджаються, до електрода. У цьому випадку поверхню останнього можна розрахувати за формулою:

$$f_{el} = (q_w / K_m) \cdot \ln(C_{en} / C_{ex}), \tag{8.7}$$

де K_m − коефіцієнт масопередачі, що дорівнює відношенню коефіцієнта молекулярної дифузії до товщини дифузійного шару, м/с; C_{ex} − кінцева концентрація металів на виході з апарату, г/м^3.

Довжина електродів залежить від типу електролізера. Наприклад, для обробки циановмісних вод використовуються графітові електроди довжиною 1000 мм. У електрокоагуляторах з алюмінієвими електродами застосовуються електродні блоки вагою до 50 кг. Довжину ребра блока l_b, м, визначають за формулою:

$$l_b = \sqrt[3]{f_{el} \cdot (b + \delta)}, \tag{8.8}$$

де δ − товщина електроду, м, W_{ek} − об'єм рідини у електрокоагуляторі, м^3.

Розрахунок продуктивності вентилятора витяжної системи q_{fan}, м^3/год, проводять за кількістю водню, що виділяється у процесі електрокоагуляції, згідно з залежністю:

$$q_{fan} = (40 \div 50) \cdot W_{ek} \cdot q_H, \tag{8.9}$$

де q_H — питомий об'єм водню, що виділяється, л/м^3 (таблиця 8.1).

Таблиця 8.1. **Технологічні параметри установок електрохімічної обробки рідких відходів**

Пара метр	Вміст мастил, г/м^3										
	2000	2500	3000	3500	4000	4500	5000	5500	6000	8000	10000
q_{cur}, А·год/м^3	180	225	270	315	360	405	430	495	540	720	860
q_{Al}, г/м^3	60	75	92	106	121	136	151	166	182	242	302
q_H, л/м^3	85	95	113	132	151	170	184	208	227	303	368

Приклад 8. Розрахувати параметри електрокоагулятора для обробки відпрацьованої мастильно – охолоджувальної рідини (МОР). Продуктивність електрокоагулятора по стічній воді q_w = 2,0 м^3/ год; анодна густина струму i_{an} = 100 А/м^2; вихідна концентрація МОР C_{en} = 5000 г/м^3; товщина електродних пластин δ = 0,005 м; відстань між електродами b = 0,015м; час електрохімічної обробки стічних вод t_{el} = 0,33 год.

Розв'язок:

За таблицею 8.1 для вихідної концентрації МОР C_{en} = 5000 г/м^3 визначаємо необхідну кількість електрики q_{cur} = 430 А·год/м^3 , питомий об'єм водню, що виділяється, q_H = 184 л/м^3 та питомі витрати алюмінію q_{Al} = 151 г/м^3.

Необхідну величина струму у електричній мережі електрокоагулятора знаходимо за формулою (8.2):

$$I_{cur} = 2{,}0 \cdot 430 = 860\text{A}$$

Об'єм стічних вод у електрокоагуляторі згідно з формулою (8.1):

$$W_{вк} = 2{,}0 \cdot 0{,}33 = 0{,}66\,\text{м}^3$$

Загальну площу поверхні анодів визначаємо за залежністю (8.6):

$$f_{an} = \frac{I_{cur}}{i_{an}} = \frac{860}{100} = 8{,}6\,\text{м}^2$$

Площу поверхні катодів приймаємо рівною площі поверхні анодів f_{an}= f_k = 8,6 м^2. Тоді загальна маса електродів:

$$M_{el} = (f_{an} + f_k) \cdot \delta \cdot \rho_{Al} = (8{,}6 + 8{,}6) \cdot 0{,}005 \cdot 2700 = 232{,}2\,\text{кг},$$

де ρ_{Al} = 2700 кг/м^3 − густина алюмінію. Оскільки маса одного блоку не повинна перевищувати 50 кг, приймаємо кількість блоків N_b = 5. Площа поверхні електродів у одному блоці:

$$f'_{el} = (f_{an} + f_k) / N_b = (8{,}6 + 8{,}6) / 5 = 3.44\,\text{м}^2$$

Довжину ребра електрода знаходимо за формулою (8.8):

$$l_b = \sqrt[3]{f'_{el} \cdot (b + \delta)} = \sqrt[3]{3{,}44 \cdot (0{,}015 + 0{,}005)} = 0{,}41\,\text{м}$$

Кількість електродів у одному електродному блоці:

$$N'_{el} = \frac{l_b}{(b + \delta)} = \frac{0{,}41}{(0{,}015 + 0{,}005)} = 20{,}5$$

Приймаємо $N'_{el} = 22$: 11 анодів та 11 катодів.

З урахуванням установочних зазорів $l_з$ = 0,06 м (рис. 9.1) загальна довжина електрокоагулятора дорівнює:

$$L = N_b \cdot l_b + (N_b + 1) \cdot l_з = 5 \cdot 0{,}41 + 6 \cdot 0{,}06 = 2{,}41\,\text{м}\ ,$$

а ширина апарата:

$$B = l_b + 2l_з = 0{,}41 + 2 \cdot 0{,}06 = 0{,}53\,\text{м}$$

Враховуючи, що загальний об’єм електродів у електрокоагуляторі, м^3, дорівнює:

$$V_{el} = N_b \cdot N'_{el} \cdot l_b^2 \cdot \delta = 5 \cdot 22 \cdot (0{,}41)^2 \cdot 0{,}005 = 0{,}09\,\text{м}^3,$$

знайдемо об’єм рідини на висоті верхньої кромки електродів:

$$V_w = L \cdot B \cdot (l_b + l_з) - V_{el} = 2{,}41 \cdot 0{,}53 \cdot (0{,}41 + 0{,}06) - 0{,}06 = 0{,}54\,\text{м}^3.$$

Висота шару рідини над електродами:

$$h' = \frac{W_{ek} - V_w}{L \cdot B} = \frac{0{,}66 - 0{,}54}{2{,}41 \cdot 0{,}54} = 0{,}09\,\text{м}$$

Загальна висота апарата (без урахування пристрою для видалення піни), м:

$$H = l_b + l_з + h' = 0{,}54 + 0{,}06 + 0{,}09 = 0{,}69\,\text{м}$$

Продуктивність вентилятора витяжної системи знаходимо за формулою (8.9):

$$q_{fan} = 50 \cdot W_{ek} \cdot q_H = 50 \cdot 0{,}66 \cdot 184 = 6072 \approx 6100\,\text{м}^3/\text{год}$$

Основною величиною, що визначає експлуатаційні витрати на установки електрохімічної обробки та їхню конкурентоспроможність є витрата енергії W на 1 м^3 води, що очищується або до одиниці маси вилученого цінного компоненту. Величина W визначається напругою на електродах, відстанню між ними, питомим опором та іншими характеристиками оброблюваної води і може бути виражена як

$$W = q_{cur} \cdot U_{\text{ел}}, \tag{8.10}$$

де $U_{\text{ел}}$ − напруга на електролізері, В.

Для однієї пари електродів напругу можна визначити за виразом:

$$U = E_a - E_k + \eta_a + \eta_k + \Delta E_{\text{конц}} + \Delta U_{\text{ел}} + \Delta U_{\text{д}} + \Delta U_1 + \Delta U_2, \tag{8.11}$$

де E_a та E_k − термодинамічні (оборотні) значення потенціалів відповідно анода і катода, В; η_a та η_k − перенапруга відповідно на аноді і катоді, В; $\Delta E_{\text{конц}}$ − величина концентраційної поляризації, В; $\Delta U_{\text{ел}}$ − падіння напруги у електроліті,

В; $\Delta U_д$ − падіння напруги у діафрагмі або мембрані, В; ΔU_1, ΔU_2 − падіння напруги у електродах та контактах відповідно, В.

Значення $E_а$ та $E_к$ за температури 293 К визначаються залежно від pH оброблюваної води з рівнянь.

$$E_а = 1{,}23 - 0{,}059\,pH \tag{8.12}$$

$$E_к = -0{,}059\,pH \tag{8.13}$$

Значення перенапруги на аноді η_a та катоді η_k визначаються реакцією, що протікає на електроді. Так для реакції розчинення заліза, що має місце при електрокоагуляції, кінетичні залежності перенапруги від сили струму є досить складними, тому в значення η_a знаходять експериментальним шляхом. У інших випадках використовують математичні залежності, наприклад, для реакції виділення водню − рівняння Тафеля:

$$\eta_{H_2} = a + b \lg i\,, \tag{8.14}$$

де, a, b − константи, що залежать від природи матеріалу катода і наведені у довідковій літературі.

Якщо вилучення іонів металів у апараті відбувається в результаті катодної реакції відновлення, суттєвого значення набуває уповільнення масоперенесення іонів до електрода внаслідок концентраційної поляризації. Наближену оцінку $\Delta E_{конц}$ для випадку стаціонарної дифузії можна дати за рівнянням

$$\Delta E_{конц} = \left[R \cdot T /(n \cdot F)\right] \cdot \lg\,(i / i_{пр_{(K)}}) \tag{8.15}$$

де R − універсальна газова стала, Дж/(моль·К); T − температура, К; n − кількість електронів, що беруть участь в реакції; F − число Фарадея, Кл·моль; i, $i_{пр(к)}$ − густини струму і граничного струму дифузії електродної реакції відповідно, А/м^2.

Величину $U_д$ визначають для апаратів, в яких анодний простір відокремлений від катодного діафрагмою або іонообмінної мембраною. Для електролізерів з діафрагмою справедливо вираз

$$\Delta U = I_{cur} R_Д\,, \tag{8.16}$$

де $R_д$ − опір діафрагми, Ом:

$$R_{Д} = \rho_{Д} \cdot \left[\delta_{Д} \cdot \beta^{2} / (S \cdot n_{Д})\right], \qquad (8.17)$$

де $\rho_{Д}$ − питомий електричний опір електроліту в порах діафрагми з урахуванням їх заповнення газом, Ом·м; $\delta_{Д}$ − товщина діафрагми, м; $\beta = 1{,}2 \div 1{,}3$ − коефіцієнт звивистості пор; S − площа поверхні діафрагми, м^2; $n_{Д}$ − об'ємна пористість діафрагми.

Падіння напруги, що виникає при проходженні струму через розчин, для апаратів з плоскопаралельними електродами розраховують згідно з законом Ома:

$$\Delta U_{ел} = i \cdot \rho \cdot b. \qquad (8.18)$$

Падіння напруги у електродах ΔU_1 також розраховують за законом Ома, а перенапругу у контактах ΔU_2 визначають за довідковою літературою згідно з матеріалами контактуючих пар металів.

ВИКОРИСТАНА ЛІТЕРАТУРА

1. Благодатний В. В., Маркіна Л.М. Методичні вказівки до виконання практичних робіт з дисципліни «Утилізація та рекуперація відходів –Миколаїв : НУК, 2009 – 52с.
2. Брыгинец Е. Д. Методические указания к практическим занятиям по курсу «Основы утилизации отходов». – Харьков : ХНАГХ, 2007. – 44 с.
3. Гриценко А. В. Технологические основы промышленной переработки отходов мегаполиса. / А. В. Гриценко и др. – Харьков : ХНАДУ, 2005. −340с.
4. Касимов А. Н., Семёнов В. Т., Щербань Н. Г., Мясоедов В. В. Современные проблемы и решения в системе управления опасными отходами – Х.: ХНАГХ, 2008. −510с.
5. Краснянский М. Е. Утилизация и рекуперация отходов – Харьков : Бурун и К, К:КНТ, 2007. – 288с.
6. Розпорядження Кабінету Міністрів України від 08.11.2017 №820-р «Про схвалення Національної стратегії управління відходами в Україні до 2030 року». URL: https://zakon.rada.gov.ua/laws/show/820-2017-%D1%80#Text
7. Радовенчик В. М., Гомеля М.Д. Тверді відходи: збір, переробка, складування. – К.: Кондор, 2010. – 552с.
8. Рижков С. С., Харитонов Ю.М., Благодатний В.В. Методи утилізації та рекуперації виробничих відходів – Миколаїв : УДМТУ, 2003. − 36с.
9. Рижков С. С., Харитонов Ю.М., Благодатний В.В. Технології утилізації та рекуперації відходів. – Миколаїв : УДМТУ, 2003. − 80с.
10. Савицький В М. Відходи виробництва і споживання та їх вплив на ґрунти і природні води: Навчальний посібник. В. М. Савицький, В. К. Хільчевський, О. В. Чунарьов, М. В. Яцюк – К.: Видавничо-поліграфічний центр "Київський університет", 2007. – 152 с.
11. Борисовська О. О., Ґрунтова В. Ю.Технології утилізації відходів та рециклінг. Методичні рекомендації до виконання практичних робіт для студентів спеціальностей 101 «Екологія» та 183 «Технології захисту навколишнього середовища». — Дніпро: НТУ «ДП», 2019. — 52 с.

12. Борисовська О.О. Інвентаризація та облік відходів. Дніпро : Літограф, 2017.- 168с.

13. Управління та поводження з відходами. Клименко М.О. та ін. Практикум, Херсон,Олді+, 2019- 238с.

14. Семиноженко В. П., Сталинский Д. В., Касимов А. М. Промышленные отходы : проблемы и пути решения – Харьков.: Индустрия, 2011. -509 с.

15. Управління та поводження з відходами. Шаніна Т.П. та ін. Одеса. ТЕС,2012 – 272с.

16. Борисовська О.О., Павличенко А.В. Інвентаризація та облік відходів. Методичні рекомендації до виконання практичних робіт для студентів спеціальностей 101 «Екологія» та 183 «Технології захисту навколишнього середовища» – Д.: Національний технічний університет «Дніпровська політехніка», 2019. – 100с.

Додаток

Таблиця 1. **Фізико-хімічні і токсикологічні властивості інгредієнтів, що входять до складу промислових відходів**

Назва	Формула	Р насиченої пари, мм рт. ст.	Розчинність, г/100 вод	LD_{50}	Клас небезпеки
1	2	3	4	5	7
1. Алюміній	Al	0	0		III
2. А гідроксид	$Al(OH)_3$	0	0,00001		III
3. **А** калію сульфат	$AlK(SO_4)_2$* *12 H_2O	0	5.9		III
4. **А** нітрат нонагідрат	$Al(NO_3)_3$* $9H_2O$	0	241	204	
5. **А** нітрид	AlN	0	0		III
6. **А** оксид	Al_2O_3	0	0		III
7. А фтористий	Al F_3	0	0,559		III
8. **А** сульфат	$Al_2(SO_4)_3$	0	38,5	370	
9. **А** хлорид	$AlCl_3$	0	45,1	150	
10. Залізо	Fe	0	0	98600	
11. **З** оксид	Fe O, Fe_3O_4, Fe_2O_3	0	0		III
12. **З** сульфат	$Fe_2(SO_4)_3$	0	0	533	
13. **З** хлорид	$FeCl_3$	0	96,6	59	
14. **Кадмій**	Cd	0	0	890	I
15. **К** оксид	CdO	0	0,00048	67	II
16. **К** сульфат	$CdSO_4$	0	76,4	47	I
17. **К** хлорид	$CdCl_2$	0	114,1	67	I
18. К нітрат тетрагідрат	$Cd(NO_3)_2$* $4H_2O$	0	149,4	47	I
19. Марганець	Mn	0	0		II
20. **М** карбонат	$MnCO_3$	0	0,00011		
21. **М** нітрат гексагідрат	$Mn(NO_3)_{2*}$ $6H_2O$	0	132,3	56	
22. М оксид	MnO_2	0	0	550	I
23. М сульфат	$MnSO_4$	0	62,9	64	
24. М хлорид	$MnCl_2$	0	73,9	120	
25. Мідь	Cu	0	0		II
26. М оксид	CuO	0	0	273	

Продовження таблиці 1.

1		2	3	4	5	6
27.	**М** сульфат	$CuSO_4$	0	20,5	43	II
28.	**М** хлориста	$CuCl_2$	0	74,5	3,7	II
29.	**Миш'як**	As	0	0	144	
30.	**М** оксид (III)	As_4O_6	0	3,7	10	
31.	**М** оксид (III)	As_2O_3	0	2,04	19,1	II
32.	**М** оксид (V)	As_2O_5	0	65,8		II
33.	**М** сульфід	As_2S_3	0	0	215	
34.	**М** хлорид	$AsCl_3$	11,65	0	48	
35.	**Нікель**	Ni	0	0	780	II
36.	**Н** оксид	NiO	0	0		II
37.	**Н** сульфат	$NiSO_4$	0	38,4	32	II
38.	**Н** сульфід	NiS	0	0		II
39.	**Н** тетракарбоніл	$Ni(CO)_4$	0	0,018		I
40.	**Н** хлорид	$NiCl_2$	0	65,6	105	
41.	**Ртуть**	Hg	0,0013	0		I
42.	**Р** хлорид (сулема)	$HgCl_2$	0	6,6	17,5	I
43.	**Р** нітрат гідрат	$Hg(NO_3)*0.5H_2O$	0			I
44.	**Р** оксид	HgO	0	0,0051		I
45.	**Р** сульфат	Hg_2SO_4	0	0,058		I
46.	**Свинець**	Pb	0	0		I
47.	**С** оксид (II, IV)	PbO, Pb_2O_4, PbO_2	0	0,2756	217	
48.	**С** нітрат	$Pb(NO_3)_2$	0	52,2		I
49.	**С** сульфат	$PbSO_4$	0	0,0045	282	I
50.	**С** ортоарсенат	$Pb_3(AsO_4)_2$	0	0		II
51.	**Хром**	Cr	0	0		
52.	**Х** оксид	Cr_2O_3	0	0	450	II
53.	**Х** хлорид	$CrCl_3$	0	0	7,8	I
54.	**Цинк**	Zn	0	0		
55.	**Ц** оксид	ZnO	0	0,00016		II
56.	**Ц** ортофосфат	$Zn_3(PO_4)_2$	0	0	551	
57.	**Ц** сульфат	$ZnSO_4*7H_2O$	0	165		III
58.	**Ц** сульфід	ZnS	0	0		III
59.	**Ц** фосфід	Zn_2P_2	0	0		II
60.	**Ц** хлорид	$ZnCl_2$	0	375		II

Таблиця 2. **Фізичні властивості води на лінії насичення**

t, ^{0}C	ρ, кг/м^3	λ, Вт/(м·C^0)	$\alpha \cdot 10^6$, м^2/с	$\mu \cdot 10^6$, Па·с	$\nu \cdot 10^6$, м^2/с
0	999,9	0,560	13,2	1788	1,789
10	999,7	0,580	13,8	1306	1,306
20	998,2	0,597	14,3	1004	1,006
30	995,7	0,612	14,7	801,5	0,805
40	992,2	0,627	15,1	653,3	0,659
50	988,1	0,640	15,5	549,4	0,556
60	983,1	0,650	15,8	469,9	0,478
70	977,8	0,662	16,1	406,1	0,415
80	971,8	0,669	16,3	355,1	0,365
90	965,3	0,676	16,5	314,9	0,326
100	958,4	0,684	16,8	282,5	0,295

Таблиця 3. **Основні параметри напірних гідроциклонів**

Параметри	Розміри основних вузлів та деталей											
	Тип ГЦ											
	ГН-25	ГН-40	ГН-60	ГН-80	ГНС-100	ГНС-125	ГНС-160	ГНС-200	ГНС-250	ГНС-320	ГНС-400	ГНС-500
Внутрішній діаметр D_{hc}, мм	25	40	60	80	100	125	160	200	250	320	400	500
Діаметр живильного патрубку d_{en}, мм	4, 6, 8	6, 8,12	8, 12,16	10, 12, 16, 20	12, 16, 20, 25	16,25, 32,40	20,25,32, 40,50	25,32,40, 50,60	32, 40,50, 60,80	40, 50,60, 80,100	50, 60,80, 100,125	60, 80,100, 125,160
Діаметр зливного патрубку d_{ex}, мм	5, 8,12	8, 12,16	12, 16,20	16, 20,32	20, 32,40	25,32, 40,50	32,40, 50,60	40,50, 60,80	50, 60, 80,100	60, 80, 100,125	80, 100, 125,160	100,125, 160,200
Діаметр шламового патрубку $d_{шл}$, мм	3, 4,5	4, 5,6	5, 6,8	6, 8, 10, 12	8, 10, 12, 16	8, 10, 12,16	10,12, 16,20,25	12,16, 20,25	16, 20,25, 32,40	16, 20,25, 32,40, 50	20, 25,32, 40,50	25, 32,40, 50,60
Кут конусності конічної частини α, град	5, 10,15	5, 10,15	5, 10, 15, 20	5, 10, 15, 20	10, 15,20	10,15,20	10,15,20	10,15, 20,30	10, 15, 20, 30	10, 15, 20, 30	15, 20, 30, 45	15, 20, 30, 45
Висота циліндричної частини $H_{ц}$, мм	25, 50, 75,100	40,80,60, 120,160	60,120, 180,240	80,160, 240,320	100,200, 300,400	125,250, 375	160,320, 480	200,400, 600	250,500, 750	320,500, 750	400,500, 800	500,750, 1000
Граничний діаметр розділення $\delta_{гр}$, мкм	2,3…64	2,3…84,9	3,47…92,9	4,35…103	6,13…150	6,67…311	8,9…330,8	10,5…342	12,5… 413,3	15,3… 685,5	17,5…745	20,5… 884

Навчальне видання

БЛАГОДАТНИЙ В.В., МАГАСЬ Н. І.

УПРАВЛІННЯ ТА ПОВОДЖЕННЯЗ ПРОМИСЛОВИМИ ВІДХОДАМИ

Методичні вказівки

Формат 60×84 1/16. Ум. друк. арк. 3,2. Тираж 100 пр. Зам. № 729-096.

ВИДАВЕЦЬ І ВИГОТОВЛЮВАЧ
Поліграфічне підприємство СПД Румянцева Г. В.
54038, м. Миколаїв, вул. Бузника, 5/1.
Свідоцтво МК № 11 від 26.01.2007 р.