

МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ
Національний університет кораблебудування
імені адмірала Макарова

В. В. БЛАГОДАТНИЙ, Н. І. МАГАСЬ

**МЕТОДИЧНІ ВКАЗІВКИ
до виконання практичних завдань з дисципліни
"УПРАВЛІННЯ ТА ПОВОДЖЕННЯ З ВІДХОДАМИ"**

Рекомендовано Методичною радою НУК

Електронне видання комбінованого
використання на DVD-ROM



МИКОЛАЇВ • НУК • 2016

УДК 628.47(076)
ББК 51.21я73
Б 68

Укладачі: В. В. Благодатний, канд. техн. наук, доцент;
Н. І. Магась, старший викладач

Рецензент І. О. Ратушняк, канд. техн. наук, доцент

Благодатний В. В.

Б 68 Методичні вказівки до виконання практичних робіт з дисципліни "Управління та поведження з відходами" / В. В. Благодатний, Н. І. Магась. – Миколаїв : НУК, 2016. – 105 с.

Наведено методики визначення параметрів систем управління промисловими та побутовими відходами, а також приклади розрахунків апаратів переробки рідких, твердих та газоподібних відходів.

Призначено для студентів денної та заочної форм навчання за напрямом 6.040106 "Екологія, охорона навколишнього природного середовища та збалансоване природокористування", а також для студентів спеціальності 8.00001 "Економіка довкілля та природних ресурсів".

УДК 628.47(076)
ББК 51.21я73

Навчальне видання

**БЛАГОДАТНИЙ Володимир Валентинович
МАГАСЬ Наталія Іванівна**

**МЕТОДИЧНІ ВКАЗІВКИ
до виконання практичних завдань з дисципліни
"УПРАВЛІННЯ ТА ПОВЕДЖЕННЯ З ВІДХОДАМИ"**

Комп'ютерне верстання *О. О. Маринець*
Коректор *М. О. Паненко*

© Благодатний В. В., Магась Н. І., 2016
© Національний університет кораблебудування
імені адмірала Макарова, 2016

Формат 60×84/16. Ум. друк. арк. 6,1. Обсяг даних 7 135 кб. Тираж 15 прим. Вид. № 38. Зам. № 196'.

Видавець і виготовник Національний університет кораблебудування імені адмірала Макарова
просп. Героїв України, 9, м. Миколаїв, 54025, e-mail : publishing@nuos.edu.ua

Свідоцтво суб'єкта видавничої справи ДК № 2506 від 25.05.2006 р.

ВСТУП

Муніципальні та промислові відходи залишаються однією з найактуальніших проблем сьогодення. Розвиток сфери споживання призводить до істотного збільшення кількості та значних змін у якісному складі твердих побутових відходів (ТПВ). Протягом останніх десятиріч спостерігається стійка тенденція до збільшення вмісту небезпечних речовин у муніципальних відходах. Більшість з останніх складується на полігонах, де не передбачені заходи зі знешкодження відходів, а отже, такі об'єкти можуть становити реальну загрозу для довкілля. Аналогічні проблеми виникають у сфері поводження з промисловими відходами. Крім того, слід враховувати проблему комплексного використання сировини, утилізації та рекуперації промислових відходів, впровадження маловідходних технологій.

Таким чином, постає нагальне завдання вдосконалення системи управління та поводження з відходами і координації дій органів державного управління, місцевого самоврядування, промислових підприємств та установ різних форм власності, а також громадських організацій у цьому напрямку. 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 муніципальних і промислових відходів.

Тому одне з провідних місць у підготовці спеціалістів з екології та охорони навколишнього середовища займає дисципліна "Управління та поводження з відходами", яка складається з двох модулів: "Системи управління відходами виробництва та споживання на основних стадіях їх переробки" та "Стратегії управління відходами виробництва та споживання". Практичні роботи 1 ÷ 4 відносяться до першого модуля і спрямовані на набуття студентами навичок з управління побутовими та промисловими відходами, а роботи 5 ÷ 9 – до другого 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 6.040106 "Екологія, охорона навколишнього природного середовища та збалансоване природокористування", а також студентами спеціальності 8.000001 "Економіка довкілля та природних ресурсів" при виконанні курсових робіт з дисциплін: "Ресурсозберігаючі технології", "Техно-екологія", "Природоохоронні технології" та при написанні дипломних робіт.

Практична робота №1

ВИЗНАЧЕННЯ КІЛЬКОСТІ КОНТЕЙНЕРІВ ДЛЯ РОЗДІЛЬНОГО ЗБИРАННЯ ВІДХОДІВ

Контейнерна схема роздільного збирання твердих, великогабаритних та ремонтних відходів передбачає розміщення сміттєзбиральних контейнерів різної місткості на контейнерних майданчиках. Вимоги до розміщення контейнерів, контейнерних майданчиків та їхніх розмірів регламентуються санітарними правилами і нормами. Зокрема, майданчики повинні мати водонепроникне покриття, бути обладнаними навісом та сітчастою огорожею для обмеження доступу тварин до цих об'єктів, а також, якщо можливо, огороженими зеленими насадженнями (рис. 1.1) за умови забезпечення вільного доступу до контейнерів користувачів та сміттєзбиральних машин.

З метою запобігання накопиченню рідини, яка може виділятися зі сміття, на платформі, де розташовані контейнери, майданчики слід будувати з ухилом приблизно 2 % у бік, протилежний фронтальному. Відстань між контейнерами і краєм тротуару має бути такою, щоб з одного боку не перешкоджати руху пішоходів, а з іншого – забезпечувати захоплення контейнерів без заїзду сміттєвозів на тротуар. Як показує практика, мінімальною можна вважати відстань 80 см.

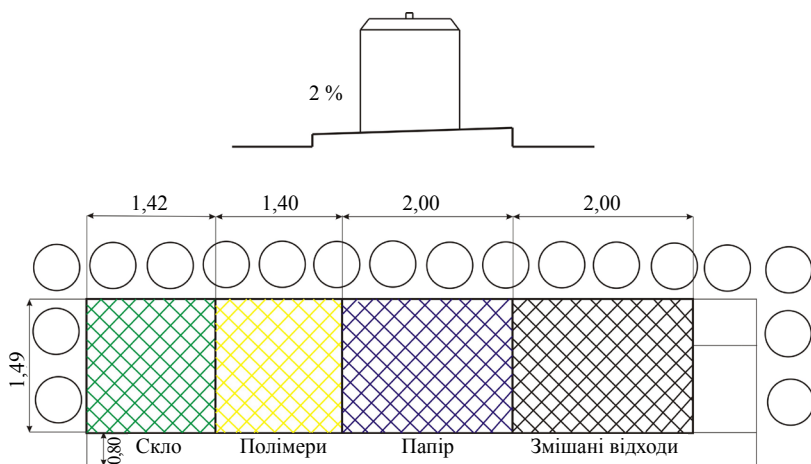


Рис.1.1. Схема майданчика для роздільного збирання відходів

Можливим варіантом є облаштування закритих майданчиків для збирання відходів, тобто будинків, з розміщеними всередині стандартними контейнерами, призначеними для збирання як змішаних, так і окремих видів відходів. При цьому слід забезпечити можливість в'їзду до приміщення та виїзду з нього сміттєвотривків, а також охорону майданчика під час його роботи.

Майданчики для контейнерів на колесах рекомендується обладнувати пандусом від проїзної частини та огороженням (бордюром) висотою 7...10 см, що унеможливиє скочування контейнерів убік. У багатоквартирних будинках із сміттєпроводами тверді відходи збирають у спеціальні ємності об'ємом до 40 л на колесах, розташовані безпосередньо у сміттєприймальній камері, які після наповнення перевозять та розміщують на контейнерному майданчику або з яких тверді відходи перевантажують у стаціонарні контейнери, розміщені на такому майданчику.

Для збирання твердих, великогабаритних, ремонтних відходів, а також окремих компонентів твердих відходів

рекомендується застосовувати типові металеві або пластмасові контейнери заводського виготовлення, які дозволені для використання в Україні. Розмір контейнерів залежить від прогнозованої кількості відходів, частоти їх збору, виду сортованих відходів та їх кількості, а також від типу будівлі. Для збирання невеликої кількості відходів житлових будинків, офісних будівель, освітніх і лікувальних установ використовують пластикові сміттєві баки – контейнери об'ємом від 110 до 1200 літрів і вагою від 9 кг. Мешканцям багатоквартирних будинків економічно вигідніше використовувати великі металеві або пластмасові контейнери (0,5 м³; 0,75 м³ або 1,1 м³), які можна переміщувати і закривати. Накопичувальне збирання великих об'ємів ТПВ від житлових масивів, об'єктів будівництва, дачних кооперативів тощо доцільно здійснювати у металеві сміттєві контейнери об'ємом від 6 до 14 м³ і вагою від 950 кг. Такі контейнери вивозяться централізовано сміттєвозами, оснащеними спеціальними маніпуляторами для їх захоплення.

Доцільно використовувати контейнери, обладнані кришками та пристроєм для відкривання кришки за допомогою ніг. Для збирання окремих компонентів твердих відходів рекомендується використовувати контейнери із спеціальними отворами з кришкою, що замикається, або контейнери закритого типу. Для збирання твердих відходів, що не містять органічних речовин, та окремих компонентів твердих відходів, що утворюються у багатоквартирних житлових будинках, на підприємствах, установах та організаціях, об'єктах благоустрою, на вільних від інженерних комунікацій місцях, можуть бути встановлені підземні та напівпідземні контейнери. Такі контейнери повинні бути доступними для вологого прибирання і мати пристрої для відведення стічних, талих та зливових вод. Зовнішні периметри камер повинні бути забетоновані з метою унеможливлення надходження зливових вод

до підземної камери. Для окремого збирання паперу, упаковок, коробок, що утворюються, наприклад, у супермаркетах та мережах магазинів, а також унітарного збирання значних об'ємів відходів можуть використовуватися прес-контейнери, обладнані спеціальним пресом для ущільнення відходів.

Великогабаритні та ремонтні відходи у складі ТПВ мають збиратися окремо від інших видів ТПВ у бункери-накопичувачі місткістю понад 2 м³, які можуть бути встановлені не тільки на контейнерних майданчиках, а й у спеціально відведених місцях, доступних для під'їзду спеціального автотранспорту.

Метою впровадження роздільного збирання ТПВ є використання корисних властивостей їхніх ресурсоцінних компонентів з урахуванням наявності підприємств, які можуть переробляти ці компоненти, відстані їх перевезення на ці підприємства; капітальних та експлуатаційних витрат, а також повернених сум вартості продуктів перероблення.

Під ресурсоцінними компонентами ТПВ розуміють папір, картон, скло, полімери, чорні та кольорові метали, а також харчові та інші органічні відходи, що легко загнивають, тобто такі відходи, які можуть бути використані у промисловості як вторинна сировина або з яких можна безпосередньо виготовити товарні продукти.

Розрахунок кількості одного ресурсоцінного компонента у загальній масі ТПВ, кг, проводять за формулою:

$$M_i = d_i / 100 \cdot M_{\text{заг}} \quad (1.1)$$

де M_i – маса одного ресурсоцінного компонента у загальній масі ТПВ; d – вміст у відсотках одного ресурсоцінного компонента у загальній масі відходів, %; $M_{\text{заг}}$ – загальна маса ТПВ, кг.

Якщо ресурсоцінні компоненти збирають в одному контейнері, формула (1.1) набуває вигляду:

$$\sum M_i = \sum d_i / 100 \cdot M_{\text{заг}} \quad (1.2)$$

За формулами (1.1) та (1.2) визначають також об'єм ресурсоцінних компонентів у загальному об'ємі ТПВ, якщо відомий морфологічний склад ТПВ у об'ємних відсотках.

На контейнери для збирання твердих, великогабаритних, ремонтних, небезпечних відходів та ресурсоцінних компонентів твердих відходів рекомендується наносити способом, що забезпечує її наочність, механічну стійкість, стійкість до різних погодних умов, інформацію про назву організації, у власності якої знаходиться контейнер, та вид відходів ("Скло", "Папір", "Полімери", "Харчові відходи", "Небезпечні відходи", "Змішані відходи", "Великогабаритні відходи", "Ремонтні відходи" або "Вторинна сировина").

Методичними рекомендаціями з організації збирання, перевезення, перероблення та утилізації побутових відходів встановлюються наступні кольори контейнерів для збирання муніципальних відходів: сірий – для змішаних, помаранчевий – для великогабаритних, білий – для ремонтних, жовтий – для полімерних, зелений – для скла, синій – для паперу, коричневий – для органічної речовини, червоний – для небезпечних відходів, блакитний – для збирання окремих компонентів твердих відходів (паперу, скла, пластмаси) у одному контейнері.

Організація збирання відходів може здійснюватися різними способами:

- у два контейнери, у один з яких (блакитний) збирають ресурсоцінні компоненти, а у другий (сірий) – решту. Така схема застосовується, якщо у відходах невеликий вміст органічних речовин або відсутні споживачі компосту;

- у три контейнери, один з яких призначений для збирання компоненту, який може бути безпосередньо спрямований на переробку (полімери, папір, скло), другий – для збирання решти цінних компонентів, а третій – для змішаних;

- у чотири контейнери, у два з яких збираються окремо певні види цінних компонентів, у третій – решта вторинної сировини, а у четвертий – змішані;

- з повним розділним збиранням усіх видів відходів.

Спалювання відходів у контейнерах та на контейнерних майданчиках у зв'язку з екологічною та санітарно-гігієнічною небезпекою заборонено. З метою забезпечення санітарного та епідемічного благополуччя рекомендується не допускати потрапляння відходів тваринного і рослинного походження у контейнери для збирання побутових відходів, особливо – у районах індивідуальної житлової забудови.

У тих районах індивідуальної житлової забудови, де існуючі умови вулично-дорожньої мережі ускладнюють можливість розміщення контейнерних майданчиків, тверді відходи, що утворюються в одноквартирних житлових будинках, та їхні окремі компоненти рекомендується збирати у контейнери ємністю до 0,24 м³, розміщені на присадибній ділянці одноквартирного житлового будинку у місцях, визначених самими мешканцями одноквартирних житлових будинків.

Необхідна кількість контейнерів для збирання твердих, великогабаритних та ремонтних відходів розраховується, виходячи з чисельності населення, що користується контейнерами, норм надання послуг з вивезення побутових відходів та графіків роботи транспортних засобів. Сумарний об'єм контейнерів для збирання твердих побутових відходів має перевищувати фактичний об'єм утворення твердих побутових відходів на 25 відсотків.

Кількість контейнерів для окремого збирання i -го ресурсоцінного виду ТПВ, шт., рекомендується визначати за формулою:

$$N_{bi} = \frac{Q_{\text{Дмаxi}} \cdot t \cdot K_1 \cdot K_2}{C \cdot K_3}, \quad (1.3)$$

де N_{bi} – необхідна кількість контейнерів, шт.; $Q_{\text{Дмаxi}}$ – максимальний добовий об'єм утворення i -го ресурсоцінного виду ТПВ у частині населеного пункту, для якої проводиться розрахунок, м³/добу; t – періодичність перевезення кожного

виду ПВ, діб (для літнього періоду дорівнює 1, для зимового періоду – 2); K_1 – добовий коефіцієнт нерівномірності утворення кожного виду ПВ, K_2 – коефіцієнт, який враховує кількість контейнерів, що перебувають у ремонті та в резерві; C – місткість одного контейнера, м³; K_3 – коефіцієнт заповнення контейнера.

Максимальний добовий об'єм утворення i -го ресурсоцінного виду ТПВ $Q_{\text{Дmax}i}$, м³/добу, рекомендується визначати за формулою:

$$Q_{\text{Дmax}i} = \frac{q_i \cdot m \cdot 365}{(365 - T_{\text{кр}})} \cdot K_1, \quad (1.4),$$

де q_i – добовий об'єм утворення i -го ресурсоцінного виду ТПВ на одного мешканця, м³/добу; m – чисельність населення; K_1 – добовий коефіцієнт нерівномірності утворення кожного виду ТПВ; $T_{\text{кр}}$ – кількість неробочих днів на рік для спеціально обладнаних транспортних засобів, що здійснюють збирання та перевезення кожного виду ТПВ.

Методичними рекомендаціями встановлено такі значення коефіцієнтів: $K_1 = 1,4$; $K_2 = 1,05$; $K_3 = 0,9$.

Приклад 1. Визначити кількість контейнерів для окремого збирання у літній період полімерів, паперу та скла, що входять до складу ТПВ.

Вихідні дані: Загальна маса ТПВ $M_{\text{заг}} = 6,1$ кг/чол; вміст полімерів у загальній масі відходів $d_1 = 3,5$ %; вміст паперу у загальній масі відходів $d_2 = 25,5$ %; вміст скла у загальній масі відходів $d_3 = 5,5$ %; густина полімерів $\rho_1 = 85$ кг/м³; густина паперу $\rho_2 = 65$ кг/м³; густина скла $\rho_3 = 300$ кг/м³; чисельність населення $m = 120,0$ тис. чол.; місткість одного контейнера $C = 0,75$ м³, періодичність перевезення ресурсоцінного компонента ТПВ $t = 1$ доба; кількість неробочих днів на рік для спеціально обладнаних транспортних засобів, що здійснюють збирання та перевезення кожного виду ТПВ $T_{\text{кр}} = 60$ діб.

Розв'язок:

Згідно з формулою (1.3) знаходимо кількість ресурсо-
цінних компонентів у загальній масі ТПВ:

– поліетилену:

$$M_1 = d_1 / 100 \cdot M_{\text{заг}} = 3,5 / 100 \cdot 6,1 = 0,214 \text{ кг/чол};$$

– паперу:

$$M_2 = d_2 / 100 \cdot M_{\text{заг}} = 25,5 / 100 \cdot 6,1 = 1,556 \text{ кг/чол};$$

– скла:

$$M_3 = d_3 / 100 \cdot M_{\text{заг}} = 5,5 / 100 \cdot 6,1 = 0,336 \text{ кг/чол}.$$

Враховуючи, що добовий об'єм утворення i -го ресурсо-
цінного виду ТПВ на одного мешканця, $\text{м}^3/\text{добу}$, дорівнює
відношенню його маси до густини:

$$q_i = \frac{M_i}{\rho_i},$$

запишемо формулу (1.4) у вигляді

$$Q_{\text{Дmax}i} = \frac{\frac{M_i}{\rho_i} \cdot m \cdot 365}{(365 - T_{\text{кр}})} \cdot K_1.$$

Тоді максимальне добове утворення ресурсоцінних ком-
понентів ТПВ:

– поліетилену:

$$Q_{\text{Дmax}1} = \frac{\frac{M_1}{\rho_1} \cdot m \cdot 365}{(365 - T_{\text{кр}})} \cdot K_1 =$$

$$= \frac{\frac{0,214}{85} \cdot 120000 \cdot 365}{(365 - 60)} \cdot 1,4 = 506,2 \text{ м}^3/\text{добу};$$

– паперу:

$$Q_{\text{Дmax}2} = \frac{\frac{M_2}{\rho_2} \cdot m \cdot 365}{(365 - T_{\text{кр}})} \cdot K_1 =$$
$$= \frac{\frac{1,556}{65} \cdot 120000 \cdot 365}{(365 - 60)} \cdot 1,4 = 4812,8 \text{ м}^3/\text{добу};$$

– скла:

$$Q_{\text{Дmax}3} = \frac{\frac{M_3}{\rho_3} \cdot m \cdot 365}{(365 - T_{\text{кр}})} \cdot K_1 =$$
$$= \frac{\frac{0,336}{300} \cdot 120000 \cdot 365}{(365 - 60)} \cdot 1,4 = 225,2 \text{ м}^3/\text{добу}.$$

Кількість контейнерів для збирання ресурсоцінних компонентів ТПВ знаходимо за формулою (1.3):

– для збирання поліетилену:

$$N_{b1} = \frac{Q_{\text{Дmax}1} \cdot t \cdot K_1 \cdot K_2}{C \cdot K_3} = \frac{506,2 \cdot 1 \cdot 1,4 \cdot 1,05}{0,75 \cdot 0,9} = 1103;$$

– для збирання паперу:

$$N_{b2} = \frac{Q_{\text{Дmax}2} \cdot t \cdot K_1 \cdot K_2}{C \cdot K_3} = \frac{4812,8 \cdot 1 \cdot 1,4 \cdot 1,05}{0,75 \cdot 0,9} = 10481;$$

– для збирання скла:

$$N_{b3} = \frac{Q_{\text{Дmax}3} \cdot t \cdot K_1 \cdot K_2}{C \cdot K_3} = \frac{225,2 \cdot 1 \cdot 1,4 \cdot 1,05}{0,75 \cdot 0,9} = 490.$$

Небезпечні відходи у складі побутових відходів збираються окремо від інших видів побутових відходів з урахуванням вимог статті 34 Закону України "Про відходи", а також мають відокремлюватися на етапі збирання чи сортування та передаватися спеціалізованим підприємствам, що одержали ліцензії на здійснення операцій у сфері поводження з небезпечними відходами.

Практична робота № 2

ВИЗНАЧЕННЯ ПОТУЖНОСТІ

СМІТТЕПЕРЕРОБНОГО КОМПЛЕКСУ

Сміттепереробні комплекси призначені для відділення та переробки цінних компонентів побутових відходів. Основними складовими частинами таких комплексів є сортувальні лінії. На сучасних сміттепереробних комплексах може бути відділено до 10–15 різних видів вторинних матеріалів, зокрема, папір, картон, пластмаси, скло, алюмінієві та сталеві банки, текстильні матеріали, чорні та кольорові метали, деревина. Передбачається також утилізація холодильників та інших предметів домашнього вжитку, електричних та електронних товарів, відходів будівництва та руйнування, садових відходів, великогабаритних відходів, спалювання неутилізованих відходів, спеціальна обробка побутових небезпечних відходів тощо.

Процес переробки включає декілька ступенів, які, за винятком ручного сортування, контролюються електронними мікропроцесорними системами і управляються оператором, який здійснює моніторинг процесів та через систему зв'язку повідомляє обслуговуючий персонал про будь-які проблеми, що виникають.

Схему сучасного сміттепереробного комплексу показано на рис. 2.1. Відходи надходять на перекидний майданчик, звідки за допомогою перекидної плити спрямовуються на дробарку сміттєвих пакетів, де останні розривають

за допомогою високошвидкісного циліндра. Рівномірне наповнення дробарки досягається за рахунок зміни швидкості руху плити і висоти завантаження.

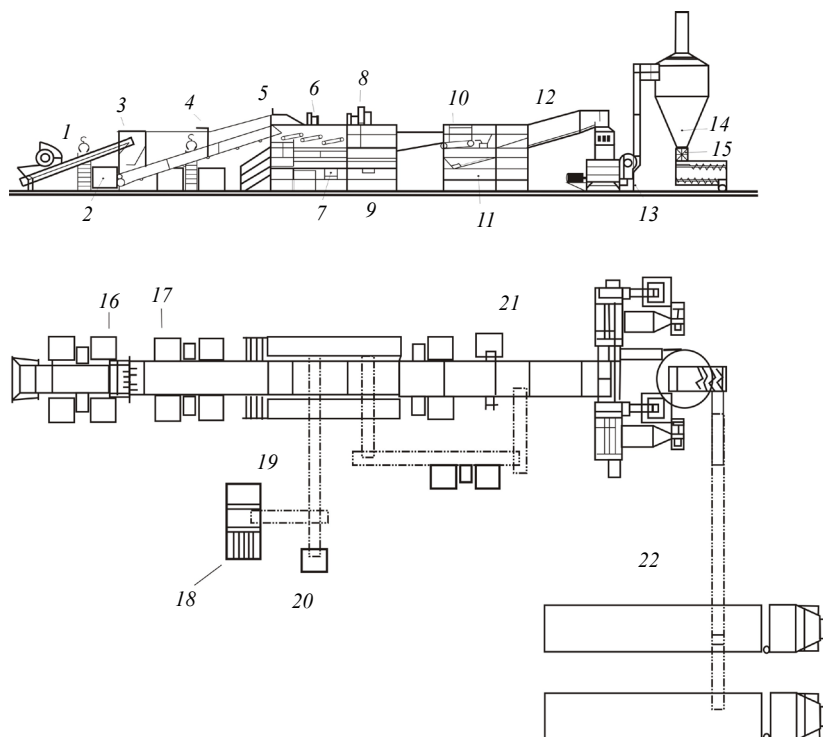


Рис. 2.1. Схема сміттєпереробного заводу:

1 – перекидна плита і валик рівномірного завантаження, 2 – ящик попереднього сортування, 3 – дробарка, 4 – рампа завантаження сепаратора, 5 – гідравлічна секція, 6 – магнітна секція, 7 – конвеєр чорних металів, 8 – контейнер повітряного сортування, 9 – конвеєр важких фракцій, 10 – сепаратор вихрового потоку, 11 – відведення алюмінію, 12 – конвеєр палива з сміттєвих відходів, 13 – проміжний бункер, 14 – циклонна установка, 15 – повітряний клапан, 16, 17 – майданчики попереднього ручного сортування, 18 – бункер чорних металів, 19 – конвеєр чорних металів, 20 – скляний бій, 21 – бункер для алюмінію, 22 – вихід палива

Після дробарки відходи рівномірно розподіляють по майданчиках ручного сортування, де відділяють технічний поліетилен (PET), поліетилен високої густини (HDPE) та інші матеріали, які можуть використовуватися як вторинна сировина. Ці матеріали спеціальним конвеєром подають на гідравлічний пакетувальний прес.

Решта відходів потрапляє до модуля магнітної сепарації, який складається з декількох магнітних конвеєрів. Спочатку на верхньому сепараційному конвеєрі за допомогою магнітних роликів валків відділяються залізовмісні відходи разом з папером, що застрягає між валками. Відокремлення чорних металів від паперу здійснюється у нижньому магнітному сортувальному конвеєрі, куди вони скидаються з верхнього сепаратора. Остаточне відділення залишків паперу від металу відбувається в очисному пристрої, до якого вони потрапляють за допомогою розвантажувального конвеєра залізовмісних матеріалів. Папір, відсортований у нижньому магнітному конвеєрі, подається до приймального пристрою модуля повітряної сепарації, а папір, відділений у очисному пристрої – на конвеєр важких фракцій.

Відходи, що не були відокремлені у магнітному сепараторі, піддаються повітряній сепарації у модулі повітряного сортування. Звідти важкі матеріали (харчові відходи, одноразові серветки, взуття, дерево і кольорові метали) потрапляють на конвеєр важких фракцій, де з них вручну за допомогою металевого детектора вилучають кольорові метали. Легкі матеріали, що містять папір, пластик і алюміній, надходять до сепаратора вихрового потоку, розташованого під конвеєром. Тут під впливом потужного поля, що створюється магнітами рідкоземельних елементів, відділяється алюміній, який збирально-розвантажувальним конвеєром виводиться з модуля і завантажується у контейнер.

Залишкові матеріали з конвеєра важких фракцій та сепаратора вихрового потоку, що складаються в основному з паперу

й пластику, скидаються у розвантажувальний конвеєр технологічно обробленого палива, де за допомогою конвеєра подвійної подачі потік розділяється і спрямовується на виготовлення компосту, палива або гранульованих добрив.

Технологічний процес виготовлення палива включає операції подрібнення та відділення у відцентровому вентиляторі важких матеріалів (металів, скла, каміння тощо), які не були вилучені протягом попередніх сортувань і які подаються конвеєром у контейнери. Матеріали, що залишилися, містять папір, пластик і горючі органічні речовини. Їх спрямовують шнеком до проміжного бункера, звідки вони потрапляють у високоефективний циклон. У циклоні одночасно з розділенням відбувається сушіння частинок гарячим повітрям. Висушені матеріали висипаються з дна циклонної установки через повітряну трубу у рухомі резервуари-накопичувачі, звідки вони або надсилаються прямо в камеру згоряння для отримання енергії або в напівпричіп для транспортування до місця виробництва енергії. Частинки дуже великих розмірів збираються в контейнери і потім повертаються у процес роздібнення. Вологе повітря викидається у атмосферу через витяжну трубу у верхній частині циклонної установки.

При виготовленні гранульованого палива частинки просіюють через великий сітчастий фільтр. Просів збирається під фільтром, пресується, і потрапляє до ущільнювача. Решта матеріалу за допомогою U-подібного шнеку направляється безпосередньо до гранулятора. Для висушування матеріалу в системі гранулювання вбудований потужний сушильний елемент, з якого до гранулятора надходить гаряче повітря. Виготовлені гранули охолоджуються у спеціальних елеваторах і подаються конвеєром у сховище або на транспортувальні засоби.

Продуктивність сміттєпереробного заводу визначається кількістю ТПВ, що утворюються на території, для обслуговування якої він розробляється. Обсяги накопичення ТПВ

визначаються на основі натурних замірів обсягів накопичення ТПВ на найважливіших об'єктах їх утворення (житлових будинках та об'єктах невиробничої сфери), а також на підставі даних обліку вивезення ТПВ за останні 3 роки.

Натурні заміри роблять за стандартною (типовою) методикою проведення досліджень та визначення норм накопичення твердих побутових відходів для населених пунктів. Згідно з цією методикою, на визначальних для даного населеного пункту об'єктах, таких як житлові будинки, адміністративні установи, заклади освіти, соціально-культурної та побутової сфери, торгівлі тощо, передбачається проведення натурних замірів обсягів накопичення ТПВ. У зв'язку з істотною нерівномірністю утворення муніципальних відходів протягом різних сезонів року, а також протягом тижня (внаслідок відмінностей в організації побуту мешканців під час робочих та вихідних днів) дослідження проводяться навесні, влітку, восени та взимку впродовж семи днів поспіль, або кількості днів кратному семи.

У житловому секторі повинні вимірюватися відходи, що утворюються приблизно 0,5 відсотками (але не менш ніж по 2000 чоловік) мешканців кожного виду житлової забудови. Для замірів обирається по три об'єкти накопичення для кожного виду муніципальних відходів:

- житлові будинки: багатоквартирні із сміттєпроводами, багатоквартирні без сміттєпроводів та індивідуальної забудови;
- установи: адміністративні та громадські установи, заклади освіти, об'єкти соціально-культурної та побутової сфери;
- заклади торгівлі: супермаркети, промтоварні крамниці, ринки.

На обраних об'єктах здійснюються щоденні заміри об'ємів накопичення ТПВ за об'ємом сміттєзбирального

контейнера, який вони займають, а також періодичні заміри маси, шляхом зважування відходів при їх завантаженні у сміттєвози.

Первинні дані замірів заносяться до спеціальних журналів експериментальних даних, систематизуються і після вилучення результатів з випадковими несистематичними граничними відхиленнями заносяться до табличних форм первинних даних. Наступним етапом є обробка отриманих даних за стандартними методиками статичного опрацювання та аналізу експериментальних даних наукових досліджень із визначенням середньостатистичних величин, показників точності досліджень, середніх значень досліджуваних величин, їх довірчих інтервалів тощо.

За даними замірів визначаються середньодобові та річні обсяги накопичення ТПВ на обраних ділянках як середня арифметична їх величина для прийнятих повторностей.

Після цього за наявною структурою об'єктів утворення ТПВ розраховуються загальні обсяги накопичення ТПВ в цілому по місту, м³/рік, за залежністю:

$$W_p = \sum_{i=1}^4 \tau_i \cdot (N_6 \cdot n_{6i} + N_{\pi} \cdot n_{\pi i}) \cdot k_1, \quad (2.1)$$

де W_p – загальні річні обсяги утворення ТПВ, м³/рік, τ_i – тривалість сезону (зими, літа, весни та осені), діб; N_6 – кількість мешканців багатоквартирних будинків; n_{6i} – добові обсяги утворення ТПВ на 1 мешканця багатоквартирних будинків для i -го сезону, м³; N_{π} – кількість мешканців індивідуальних (приватних) будинків; n_{π} – добові обсяги утворення ТПВ на 1 мешканця сектору приватної (індивідуальної) забудови для i -го сезону, м³; k_1 – коефіцієнт збільшення загальних обсягів накопичення ТПВ у місті за рахунок невиробничої сфери (адміністративних та комерційних відходів), $k_1 = 1,09$.

Відповідно загальна річна маса ТПВ міста, т/ рік:

$$Q_p = 0,001 \cdot W_p \cdot \rho_c, \quad (2.2)$$

де ρ_c – загальнозважена густина змішаних ТПВ, кг/м³, що визначиться за залежністю:

$$\rho_c = \frac{1}{4} \times \sum_{i=1}^4 \frac{N_{\delta} \cdot n_{\delta i} \cdot \rho_{\delta i} + N_{\Pi} \cdot n_{\Pi i} \cdot \rho_{\Pi i} + 0,1 \cdot (N_{\delta} \cdot n_{\delta i} + N_{\Pi} \cdot n_{\Pi i}) \cdot \rho_{\Pi i}}{N_{\delta} \cdot n_{\delta i} + N_{\Pi} \cdot n_{\Pi i} + 0,1 \cdot (N_{\delta} \cdot n_{\delta i} + N_{\Pi} \cdot n_{\Pi i})}, \quad (2.3)$$

де $\rho_{\delta i}$, $\rho_{\Pi i}$, $\rho_{\Pi i}$ – густина ТПВ, кг/м³, які утворюються, відповідно, у секторі багатоквартирної житлової забудови, індивідуальної забудови (приватному секторі) та у невиробничій сфері для i -го сезону.

Вибір обладнання сміттєпереробного заводу здійснюється за годинною продуктивністю кожного цеху з урахуванням можливого простоювання устаткування з метою його ремонтування та усунення експлуатаційних неполадок. Слід також враховувати перерви у доставці відходів на завод у вихідні та деякі святкові дні, а також тривалість доставки ТПВ протягом доби.

Звідси розрахункова добова потужність (максимально можлива продуктивність) Q_d заводу за початковими ТПВ складає:

$$Q_d = \frac{Q_p}{\tau_p}, \quad (2.4)$$

де Q_p – задана річна продуктивність заводу тис. т/рік; Q_d – добова потужність, т/добу; τ_p – тривалість роботи сміттєсортувального цеху протягом року, діб.

До цеху сортування надходить 100 % початкових ТПВ. Робота цеху сортування залежить від режиму доставки ТПВ на завод. Враховуючи нерівномірність надходження

сміттевозів на розвантаження, розрахункова годинна продуктивність (подача ТПВ) сміттесортувального цеху повинна складати:

$$q = \frac{Q_d \cdot k_n}{\tau_{\text{доб}}}, \quad (2.5)$$

де q – годинна продуктивність цеху, т/год; k_n – коефіцієнт, що враховує нерівномірність надходження сміттевозів на розвантаження; $\tau_{\text{доб}}$ – тривалість роботи сміттесортувальної лінії протягом доби, год.

Тоді необхідна кількість сміттесортувальних ліній дорівнюватиме:

$$n = \frac{q}{q_1}, \quad (2.6)$$

де q_1 – продуктивність однієї лінії сортування, т/год.

Для визначення продуктивності цеху термічної обробки необхідний розрахунок матеріальних потоків відходів на стадії сортування початкових ТПВ. Відсоток відходів, що надходять на термообробку:

$$w_n = 100 - (w_{\text{ц}} - w_n), \quad (2.7)$$

де $w_{\text{ц}}$ – вміст у відходах ресурсоцінних компонентів, що можуть бути відсортовані, %; w_n – відсоток відсортованого неперероблюваного та негорючого залишку.

Річна кількість відходів, т/рік, які надходять на термообробку, визначається за формулою:

$$Q_n = \frac{(Q_p \cdot w_n)}{100}. \quad (2.8)$$

Цех термічної обробки повинен працювати безперервно, тобто 3 зміни на добу, 365 днів на рік. Задана продуктивність та безперебійна робота цеху забезпечується шляхом встановлення резервного обладнання. Номінальна годинна продуктивність, т/год, цеху термообробки:

$$q_{\text{п}} = \frac{Q_{\text{п}}}{365 \cdot 24}. \quad (2.9)$$

Кількість відходів, що необхідно буде захороняти (вивозити на полігон ТПВ), т/рік дорівнює:

$$Q_{\text{в}} = w_{\text{н}} \cdot Q_{\text{р}} + A^{\text{р}} \cdot Q_{\text{п}}, \quad (2.10)$$

де $A^{\text{р}}$ – зольність палива, що виготовлено з ТПВ, %.

Слід зазначити, що за умови застосування описаних вище сучасних методів переробки сміття, а також використання перспективних технологій піролізу та газифікації, кількість відходів, що утворюються у цеху термічної обробки буде значно нижчою, ніж при спалюванні несортованих ТПВ.

Запас відходів, необхідний для безперервної роботи сміттєпереробного заводу, повинен дорівнювати приблизно подвійній добовій потужності сміттєсортувального цеху, а для забезпечення роботи цеху термообробки необхідний п'ятидобовий запас.

Приклад 2. Розрахувати продуктивність сміттєпереробного заводу, а також роботу його окремих цехів, якщо кількість початкової сировини $Q_{\text{р}} = 150$ тис.т/рік. Вміст у відходах ресурсоцінних компонентів, що можуть бути відсортовані $w_{\text{ц}} = 20$ %, а неперероблюваного та негорючого залишку – $w_{\text{н}} = 30$ %. Тривалість роботи сміттєсортувального цеху протягом року $\tau_{\text{р}} = 300$ діб, а протягом доби – $\tau_{\text{доб}} = 16$ год. Продуктивність однієї лінії сортування $q_1 = 20$ т/год.

Розв'язок:

Розраховуємо добову потужність заводу за початковими ТПВ за формулою (2.4):

$$Q_{\text{д}} = 150000/300 = 500 \text{ т/добу.}$$

Приймаємо коефіцієнт нерівномірності надходження сміттєвезів на розвантаження рівним 1,2. Тоді середня годинна

продуктивність цеху сортування згідно з формулою (2.5) дорівнює:

$$q = \frac{500 \cdot 1,2}{16} = 37,5 \text{ т/год.}$$

Розраховуємо необхідну кількість ліній сортування за формулою (2.6):

$$n = 37,5 / 20 = 1,875 \approx 2 .$$

Отже, для заводу потрібні дві лінії сортування.

Відсоток відходів, що надходять на термообробку, знаходимо за формулою (2.7):

$$w_{\Pi} = 100 - (20 + 30) = 50 \% .$$

Кількість відходів, що надходять на термообробку, визначаємо за формулою (2.8)

$$Q_{\Pi} = \frac{(150000 \cdot 50)}{100} = 75000 \text{ т/рік.}$$

Номінальна годинна продуктивність цеху термічної обробки, виходячи з кількості відходів, що надходять до нього, складає:

$$q_{\Pi} = \frac{75000}{365 \cdot 24} = 8,6 \text{ т/год.}$$

Практична робота № 3

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 всього 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;
- **сенсibiliзуючі**, 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 LC_{50}** , тобто концентрація речовини, що викликає загибель 50 % піддослідних тварин при 2 ÷ 4-годинному інгаляційному впливі, мг/м³;

– **середня смертельна доза речовини 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 смеральної 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 легкої речовини, що залежить від концентрації її насиченої пари за температури 20 °C, 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/м³. 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:

$$K_i = \frac{\lg(LD_{50})_i}{S_i + 0,1F_i + C_{bi}}, \quad (3.1)$$

де $\lg(LD_{50})_i$ – логарифм середньої смертельної дози i -го хімічного інгредієнта при потраплянні до шлунку; $S_i = (0 \div 1)$ – безрозмірний коефіцієнт, що відображає розчинність i -го хімічного інгредієнта у воді; $F_i = (0 \div 1)$ – безрозмірний коефіцієнт леткості i -го хімічного інгредієнта; C_{bi} – 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_{pi} , г/100 г води за температури не вище 25 °С за формулою:

$$S_i = S_{pi} / 100. \quad (3.2)$$

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

$$F_i = \frac{P_i^H}{760}. \quad (3.3)$$

Вказані характеристики деяких небезпечних речовин наведено у таблиці 1 Додатку.

Якщо відсутні дані про LD_{50} для інгредієнта відходу, але відомий його клас безпеки у повітрі робочої зони згідно з ГОСТ 12.1.005-88, у формулу (3.1) підставляють умовну величину еквівалента LD_{50} , яку орієнтовно визначають за показником класу безпеки речовини у повітрі робочої зони (табл.3.1).

Таблиця 3.1. Класи безпеки інгредієнтів у повітрі робочої зони та відповідні еквіваленти LD_{50}

Клас безпеки 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 (3.1) набуває вигляду:

$$K_i = \frac{ГДК_i}{S_i + 0,1F_i + C_{Bi}}, \quad (3.4)$$

де $ГДК_i$ – гранично допустима концентрація у ґрунті, мг/м³, 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:

$$K_{\Sigma} = \frac{1}{n^2} \sum_{i=1}^n K_i, 2 \leq n \leq 3, \quad (3.5)$$

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

На основі сумарного індексу небезпеки визначають клас небезпеки і ступінь токсичності відходів за допомогою таблиці 3.2.

Таблиця 3.2. 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 3. 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 3.3.

Таблиця 3.3

Інгредієнт	Маса інгредієнта, C_B , т/т	Тиск насиченої пари, P^H 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 (3.2) та (3.3) 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 $F_1 \dots F_5$ для усіх інгредієнтів дорівнюють 0.

За формулою (3.1) знаходимо індекси токсичності кожного хімічного інгредієнта:

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

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

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

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

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

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 (3.5):

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

Згідно з таблицею 3.2 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 параметри 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 (форми та індекси бактерій групи кишкової палички (БГКП), наявність патогенних мікроорганізмів, вірусів, найпростіших, життєздатних яєць геогельмінтів тощо). Оцінка біологічної складової при визначенні класу небезпеки може здійснюватися за класифікацією, наведеною у табл. 3.4.

Таблиця 3.4. 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	$1 \cdot 10^3 \div 1 \cdot 10^5$	$1 \cdot 10^3 \div 1 \cdot 10^6$	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 № 4

РОЗРАХУНОК ПАРАМЕТРІВ

КУЛЬОВИХ БАРАБАННИХ МЛИНІВ

Барабанні млини широко використовуються для подрібнення промислових відходів. Зменшення розмірів частинок матеріалу у цих апаратах здійснюється подрібнювальними тілами (кулями або стрижнями), які заповнюють обертовий барабан приблизно на половину його об'єму. При обертанні барабану подрібнювальні тіла разом із відходами завдяки тертю захоплюються його внутрішньою поверхнею, піднімаються на деяку висоту й вільно або перекочуючись падають униз. Процес подрібнення вихідного матеріалу відбувається за рахунок удару, стирання і роздавлювання. Великі частинки найкраще подрібнюються ударом, а дрібні – стиранням. Подрібнювання може бути мокрим, і тоді суспензія матеріалу видаляється із млина потоком води, або сухим, коли частинки вивантажуються повітряним потоком, що виникає при відсмоктуванні повітря з барабана, або під впливом власної ваги.

Схема двокамерного барабанного млина наведена на рис. 4.1. Вихідний матеріал надходить через завантажувальний патрубок 1 та живильником 2 з лопатями 23 подається до порожнинної завантажувальної цапфи 4 зі шнековою насадкою 3.

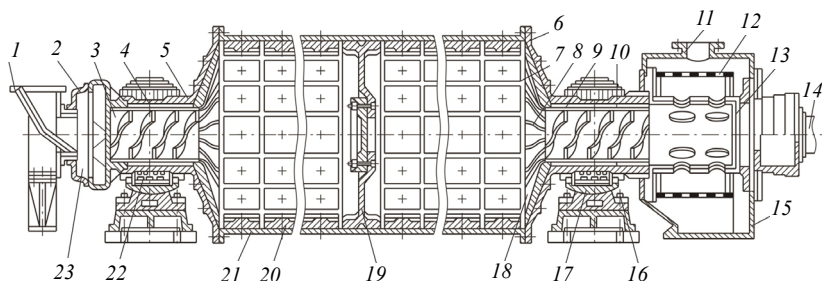


Рис. 4.1. Схема двокамерного барабанного млина

Звідти відходи потрапляють до сталевого барабана 21, закритого з обох боків порожнинними кришками 5 та 6 і розділеного на дві камери перегородкою із щілинними отворами 19, з метою забезпечення якіснішого помелу у першу камеру завантажують кулі більшого діаметру, ніж у другу. Внутрішня поверхня обох секцій барабану та кришок футерована плитами 20, виготовленими із стійких матеріалів зі звукоізолюючими прокладками.

Подрібнений матеріал видаляється через торцеві ґрати 7 та по центральному конусу 8 зсипається у розвантажувальну цапфу 10 зі шнековою насадкою 9. Ґрати обладнані радіальними ребрами 18, що захоплюють відходи, які знаходяться нижче за розвантажувальну цапфу, і підіймають їх у верхню частину апарата.

З розвантажувальної цапфи подрібнений матеріал потрапляє до розвантажувального патрубку 13, через вікна в якому він просипається на барабанне сито 12, де від нього відділяються частинки подрібнювальних тіл та видаляється з млина. Для аспірації повітря слугує патрубок 11 у кожусі 15.

Цапфи барабану спираються на підшипники 22, що складаються з корпуса 17, кришки та нижнього вкладиша 16. Барабан приводиться у обертання електродвигуном через редуктор та зубчасту муфту 14.

Оскільки аналіз механізму руйнування частинок у процесах тонкого подрібнення є ускладненим, розрахунок млинів базується на залежності питомої енергії подрібнення матеріалу, що подрібнюється $E_{\text{пит}}$, Дж/кг, від приросту питомої площі поверхні цього матеріалу $F_{\text{пит}}$, м²/м³. Остання визначається за питомою площею поверхні матеріалу на вході до млина $F_{\text{пит.п}}$ та на виході з нього $F_{\text{пит.к}}$. Якщо матеріал надходить до млина після подрібнення у дробарках, то $F_{\text{пит.п}}$ приймають рівною 0, відповідно $F_{\text{пит.к}} = F_{\text{пит.п}}$ і розраховується за рівнянням:

$$F_{\text{пит}} = \frac{41,4}{\delta_{\text{к.мах}}} \cdot \lg \left(\frac{\delta_{\text{к.мах}} \cdot 10^6}{5,47} \right). \quad (4.1)$$

Після цього за графічними залежностями $F_{\text{пит}} = f(E_{\text{пит}})$ (рис.4.2) у відповідності з типом вихідного матеріалу знаходять значення $E_{\text{пит}}$.

Попередній вибір млина здійснюється за необхідною

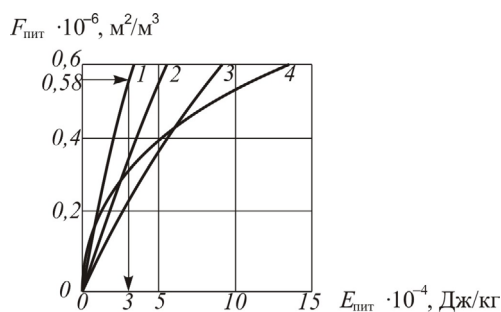


Рис. 4.2. Залежність приросту питомої площі поверхні $F_{\text{пит}}$ від питомих витрат енергії матеріалів:

1 – апатит, гіпс, вапняк середньої густини й пористий; 2 – вапняк високої густини, мергель; 3 – граніт високої густини; 4 – кам'яне вугілля (антрацит)

для подрібнення матеріалу потужністю кульового завантаження, Вт, яку знаходять за формулою:

$$N_{\text{кз}} = k_3 \cdot G \cdot E_{\text{пит}}, \quad (4.2)$$

де G – задана продуктивність, кг/с; k_3 – коефіцієнт запасу, що приймається рівним (1,3...1,5).

Згідно значення потужності кульового завантаження обирається млин з відповідною

потужністю електродвигуна, розмірами та частотою обертання барабану. Також обирають матеріал кульового завантаження (сталь, кераміка), маса якого відповідає типу млина.

Остаточний вибір млина проводять за результатами уточнюючого розрахунку. Спочатку визначають коефіцієнт потужності кульового завантаження K_N за рівнянням:

$$K_N = \frac{60 \cdot N_{\text{к.з.}}}{(k_3 \cdot \rho_{\text{н.к.}} \cdot R^{2,5} \cdot L \cdot g)}, \quad (4.3)$$

де R – внутрішній радіус барабану, м; L – внутрішня довжина барабану млина, м; $\rho_{\text{н.к.}}$ – насипна густина кульового завантаження (для сталевих кульок $\rho_{\text{н.к.}} = 4100 \text{ кг/м}^3$, для керамічних – $\rho_{\text{н.к.}} = 1260 \text{ кг/м}^3$).

Потім згідно зі значенням частоти обертання барабану $n, \text{с}^{-1}$, та його внутрішнього радіусу R , м, розраховують комплекс $n \cdot \sqrt{2 \cdot R}$, за яким знаходять відповідну криву на графіку залежності $K_N = f(\varphi)$ (рис. 4.3). За названим графіком визначають коефіцієнт заповнення барабану φ .

Далі розраховують масу подрібнювальних тіл, кг, за рівнянням:

$$m_{\text{к.}} = \varphi \cdot \pi \cdot R^2 \cdot L \cdot \rho_{\text{н.к.}}. \quad (4.4)$$

При цьому розрахункове значення не повинне перевищувати табличне для обраного типу млина.

Діаметр куль визначається з умови рівності кінетичної енергії кулі та енергії, яка необхідна для руйнування частинок. Для його розрахунку необхідно знати найменший радіус

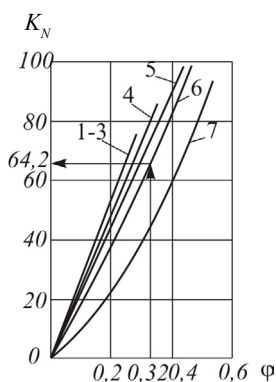


Рис. 4.3. Залежність коефіцієнта потужності кульового завантаження від коефіцієнту заповнення барабану при окремих значеннях $n \cdot \sqrt{2 \cdot R}$:

1 – 0,42; 2 – 0,45;
3 – 0,47; 4 – 0,50;
5 – 0,53; 6 – 0,57; 7 – 0,62

кульового завантаження R_n , який залежить від коефіцієнта заповнення барабану φ та комплексу $n \cdot \sqrt{2} \cdot R$. За графіком, зображеним на рис. 4.4., знаходять співвідношення R_n/R і, знаючи величину R , обчислюють R_n .

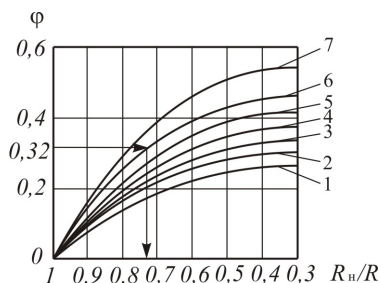


Рис. 4.4. Залежність коефіцієнта заповнення від найменшого радіусу кульового завантаження при окремих значеннях $n \cdot \sqrt{2} \cdot R$:

1 – 0,42; 2 – 0,45;
3 – 0,47; 4 – 0,50;
5 – 0,53; 6 – 0,57; 7 – 0,62

Далі за знайденим значенням найменшого радіусу кульового завантаження, m , визначають величину квадрату швидкості падіння куль ω_k^2 , m^2/c^2 , за рівнянням:

$$\omega_k^2 = 16 \cdot g \cdot \left[R_n \cdot (2 \cdot n) - R_n^3 (2 \cdot n)^5 \right], \quad (4.5)$$

і підставляють його у рівняння для розрахунку діаметру куль, m , необхідного для подрібнення частинок розміром, тобто

$$d_k = \sqrt[3]{\frac{18 \cdot \sigma_{ст.}^2}{\rho_k \cdot \pi \cdot E \cdot \omega_k^2}} \cdot \delta_{m \max}, \quad (4.6)$$

де $\sigma_{ст.}$ – межа міцності відходів при стисканні, Па; $\delta_{m \max}$ – початковий розмір частинок, м; E – модуль пружності відходів, Па; ρ_k – густина матеріалу куль (для сталі $\rho_k = 7800 \text{ кг/м}^3$, для кераміки $\rho_k = 2440 \text{ кг/м}^3$).

Отримане значення діаметра округляється до найближчого максимального розміру з нормалізованого переліку d_k , мм: 15; 20; 25; 30; 40; 50; 60; 70; 80; 90; 100; 110; 125.

На кінцевому етапі проводять оцінку величин запасу потужності, а також можливості зменшення потужності

електродвигуна. Потужність двигуна кульового млина повинна забезпечувати обертання барабану, заповненого кулями та матеріалом.

Насипна густина завантаження $\rho_{\text{н.з.}}$, кг/м^3 , розраховується за рівнянням:

$$\rho_{\text{н.з.}} = \rho_{\text{н.к.}} + 1,15 \cdot \left(1 - \frac{\rho_{\text{н.к.}}}{\rho_{\text{к}}} \right) \cdot \rho_{\text{м}}, \quad (4.7)$$

де $\rho_{\text{м}}$ – насипна густина матеріалу, кг/м^3 .

Потужність млина, Вт, визначається за залежністю:

$$N_{\text{дв}} = K_N \cdot \rho_{\text{н.з.}} \cdot R^{2,5} \cdot \frac{L \cdot g}{60 \cdot \eta_{\text{п}}}, \quad (4.8)$$

де $\eta_{\text{п}} = 0,9$ – к. к. д. механічної передачі.

Розраховане значення $N_{\text{дв}}$ не повинне перевищувати табличного для обраного типу млина.

Приклад 4. Підібрати апарат для подрібнення відходів гіпсу з початковим розміром частинок $\delta_{\text{м max}} = 0,1$ м, межею міцності при стисканні $\sigma_{\text{ст}} = 70 \cdot 10^6$ Па, модулем пружності $E = 3 \cdot 10^{10}$ Па та насипною густиною $\rho_{\text{н}} = 1350$ кг/м^3 . Матеріал подається на подрібнення з продуктивністю $G = 80$ т/год та далі використовується для виробництва цементу вологим способом. Кінцевий розмір частинок має бути менше $70 \cdot 10^{-6}$ м.

Розв'язок.

Згідно вихідних даних, підбираємо кульовий барабанний млин вологого помелу. Для визначення типу млина розрахуємо потужність кульового завантаження за рівнянням (4.1), попередньо визначивши величини, що входять до нього.

Значення $E_{\text{пит}}$ знайдемо з графіку (рис. 4.2). Для цього визначимо з рівняння (2) величину $F_{\text{пит.к}}$:

$$F_{\text{пит.к}} = \frac{41,4}{70 \cdot 10^{-6}} \cdot \lg \left(\frac{70 \cdot 10^{-6} \cdot 10^6}{5,47} \right) = 0,655 \cdot 10^6 \text{ м}^2/\text{м}^3.$$

Тоді, прийнявши $F_{\text{пит.в}} = 0$, отримуємо $E_{\text{пит}} = 30 \cdot 10^3$ Дж/кг.

Приймаємо коефіцієнт запасу $k_3 = 1,4$. Тоді потужність згідно з формулою (4.2):

$$N_{\text{к.з.}} = 1,4 \cdot 80 \cdot \frac{1000}{3600} \cdot 30 \cdot 10^3 = 933,3 \cdot 10^3 \text{ Вт.}$$

Згідно значення потужності з табл. 3 Додатку обираємо кульовий млин вологого помелу МШР-3600×4000 з наступними параметрами: внутрішній радіус барабану $R = 3,480/2 = 1,740$ м; внутрішня довжина барабану $L = 3,880$ м; частота обертання барабану $n = 0,28 \dots 0,33$ с⁻¹; маса кульок $m_k = 82,0$ т

Матеріал кульок – сталь, отже насипна густина $\rho_{\text{н.к.}} = 4100$ кг/м³, істинна $\rho_k = 7800$ кг/м³.

Проведемо уточнюючий розрахунок. Для цього за рівнянням (4.3) визначимо коефіцієнт K_N :

$$K_N = \frac{60 \cdot 933,3 \cdot 10^3}{(1,4 \cdot 4100 \cdot 1,74^{2,5} \cdot 3,88 \cdot 9,81)} = 64,2 ;$$

а також комплекс $n \cdot \sqrt{2 \cdot R}$, прийнявши $n = 0,305$ с⁻¹:

$$n \cdot \sqrt{2 \cdot R} = 0,305 \cdot \sqrt{2 \cdot 1,74} = 0,57 .$$

Тоді з рис. 4.3 знайдемо коефіцієнт наповнення барабану $\varphi = 0,32$.

Масу кульок, що завантажуються, визначимо за рівнянням (4.4):

$$m_k = 0,32 \cdot 3,14 \cdot 1,74^2 \cdot 3,88 \cdot 4100 = 484118 \text{ кг.}$$

Розраховане значення m_k не перевищує табличного (82000 кг).

Для визначення діаметру куль розрахуємо спочатку швидкість їх падіння. З рис. 4.4 при $\varphi = 0,32$ та $n \cdot \sqrt{2 \cdot R} = 0,57$ отримуємо $R_n/R = 0,73$. Відтак:

$$R_{\text{н}} = 0,73 \cdot 1,74 = 1,27 \text{ м.}$$

Тоді за рівнянням (4.5):

$$\omega_{\text{п}}^2 = 16 \cdot 9,81 \cdot \left[1,27 \cdot (2 \cdot 0,305) - 1,27^3 \cdot (2 \cdot 0,305)^5 \right]^2 = 56,8 \text{ м}^2/\text{с}^2.$$

Таким чином діаметр кульок згідно рівняння (4.6) складемо:

$$d_{\text{к}} = \sqrt[3]{\frac{18 \cdot (70 \cdot 10^6)^2}{7800 \cdot 3,14 \cdot 3 \cdot 10^{10} \cdot 56,8}} \cdot 100 \cdot 10^{-3} = 128,3 \cdot 10^{-3} \text{ м.}$$

Обираємо кінцевий діаметр кульок $d_{\text{к}} = 125 \text{ мм.}$

Потужність двигуна млина знайдемо з рівняння (4.8) підставивши у нього відповідне значення насипної густини завантаження (кульок та матеріалу) $\rho_{\text{н.з.}}$, що знаходиться за рівнянням 4.7:

$$\rho_{\text{н.з.}} = 4100 + 1,15 \cdot \left(1 - \frac{4100}{7800} \right) \cdot 1350 = 4836 \text{ кг/м}^3$$

$$N_{\text{дв}} = 64,2 \cdot 4836 \cdot 1,74^{2,5} \cdot \frac{43,88 \cdot 9,81}{60 \cdot 0,9} = 988 \cdot 10^3 \text{ Вт.}$$

Розраховане значення потужності двигуна млина не перевищує табличного (1000 кВт).

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 комірочки, під'єднанні трубками до розподільного пристрою, який з'єднує комірку з джерелами вакууму або стислого повітря відповідно технологічній зоні (фільтрування, зневоднення тощо).

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, внаслідок чого осад відділяється від тканини та сповзає по ножу. Залишки осаду відділяються у зоні регенерації також за допомогою стислого повітря.

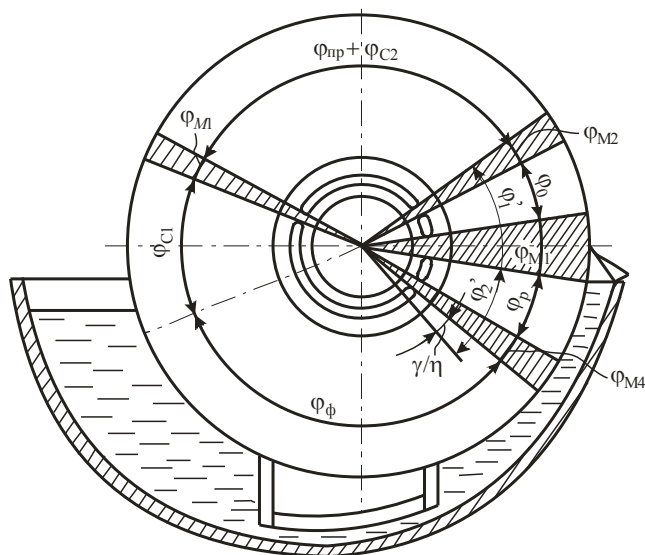


Рис. 5.1. Схема розподілу технологічних зон на поверхні барабану

Для розрахунку фільтру складається схема розподілу технологічних зон на барабані відповідно до обраної модифікації фільтру з урахуванням корозійних, вибухопожеже-небезпечних 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 φ_ϕ – кут сектору фільтрування; φ_{c1} – кут сектору першого сушіння осаду; φ_{np} – кут сектору промивання; φ_{c2} – кут сектору другого сушіння осаду; φ_o – кут сектору знімання осаду; φ_ϕ – 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 φ_{m1}); друга – між зонами другого сушіння та знімання осаду (кут φ_{m2}); третя – між зонами знімання осаду та регенерації; четверта – між зонами регенерації та фільтрування.

При розрахунку барабанного вакуум-фільтру попередньо задаються висотою шару осаду h_{oc} , що вибирається трохи вище за мінімально рекомендовану висоту h_{min} , але зазвичай не вище $(1,5 \div 2)h_{min}$, 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_k . Розрахунок барабанних вакуум-фільтрів проводиться у наступній послідовності.

Спочатку визначають час, що витрачається на фільтрування τ_ϕ і промивання осаду τ_{np} . Попередньо знаходять допоміжні величини.

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

$$\rho_{oc} = \frac{\rho_\tau / \rho_p}{\rho_p + (\rho_\tau + \rho_p) \cdot W}, \quad (5.1)$$

де W – масова вологість осаду після фільтрування, частки;
 ρ_p – густина рідкої фази, кг/м^3 ; ρ_{oc} – густина вологого осаду, кг/м^3 , ρ_t – густина твердих частинок, кг/м^3 .

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

$$x_0 = \frac{v_{oc}}{v_\phi} = \frac{x_t \cdot \rho_p}{\rho_{oc} [1 - (W + x_t)]}, \quad (5.2)$$

де v_{oc} – об'єм осаду, м^3 ; v_ϕ – об'єм фільтрату, м^3 ; x_t – 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:

$$x_b = \frac{m_t}{v_\phi} = \frac{x_t \cdot \rho_p \cdot (1 - W)}{1 - (W + x_t)}, \quad (5.3)$$

де m_t – маса твердого осаду, кг .

Для визначення тривалості процесів слід попередньо розрахувати комплекси:

$$b_1 = \frac{\mu \cdot r_b \cdot x_b}{2 \Delta p}; \quad (5.4)$$

$$N_{пр} = \frac{v_{пр.р} \cdot \rho_{oc} \cdot r_b \cdot x_b \cdot \mu_{пр}}{\Delta p_{пр}}; \quad (5.5)$$

$$v_0 = r_{ф.п} / (r_b x_b), \quad (5.6)$$

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

Оскільки фільтри безперервної дії працюють у режимі постійного перепаду тиску, то розрахунок часу фільтрування τ_ϕ виконується за рівнянням:

$$\tau_\phi = \frac{\mu \cdot r_b \cdot x_b}{2 \Delta p x_0} h_{oc} \cdot (h_{oc} + 2 x_0 v_0) = \frac{b}{x_0^2} h_{oc} \cdot (h_{oc} + 2 x_0 v_0), \quad (5.7)$$

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, м³/кг.

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

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

а остаточно приймається:

$$\tau'_{\text{пр}} = k \cdot \tau_{\text{пр}}, \quad (5.9)$$

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

Час другого сушіння $\tau_{\text{с2}}$ 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:

$$\varphi'_1 + \varphi'_2 = \varphi_{\text{м2}} + \varphi_0 + \varphi_{\text{м3}} + \varphi_{\text{р}} + \gamma_a, \quad (5.10)$$

де γ_a – кут, що враховує коливання границі зони фільтрування барабану в порівнянні з її положенням у розподільному пристрої, яке відбувається внаслідок конструктивної мож-

ливості контакту порожнини комірки одночасно із зонами регенерації й фільтрування. Величина γ_a залежить від кількості комірок:

$$\gamma_a = 360/(2z_k). \quad (5.11)$$

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

$$\omega = \left[\frac{360 - (\varphi_{c1} + \varphi'_{11} + \varphi'_{12})}{\tau_\phi + \tau'_{np} + \tau_{c2}} \right] \frac{\pi}{180}, \quad (5.12)$$

Час повного циклу (повного оберту барабану) роботи фільтру дорівнює

$$\tau_{\text{ц}} = 2\pi/\omega. \quad (5.13)$$

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

$$F_\Sigma = V_\Sigma \cdot \tau_{\text{ц}} / (v_{\text{ф.пит}} K_n), \quad (5.14)$$

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

$$v_{\text{ф.пит}} = h_{\text{ос}}/x_0. \quad (5.15)$$

За знайденим значенням F_Σ у табл. 4 Додатку вибирається типорозмір фільтру й розраховується їхня кількість. Потім перевіряється можливість здійснення процесу на обраному фільтрі шляхом порівняння розрахункового (φ_ϕ) і стандартного ($\varphi_{\text{ф.ст}}$) кутів фільтрування

$$\varphi_\phi = \omega \cdot \tau_\phi \frac{180}{\pi} < \varphi_{\text{ф.ст}}. \quad (5.16)$$

Отримане значення φ_ϕ порівнюється зі значенням, наведеним у табл. 4 Додатку. 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:

$$\omega_1 = \varphi_{\phi} \cdot \pi / (\tau_{\phi} \cdot 180); \quad (5.17)$$

$$\omega_2 = \left[\frac{\varphi_{\text{пр}} + \varphi_{\text{с2}}}{\tau_{\text{пр}} + \tau_{\text{с2}}} \right] \frac{\pi}{180}. \quad (5.18)$$

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

$$w_{\text{ц}} = v_{\text{ф.пит}} / \tau_{\text{ц}}. \quad (5.19)$$

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

$$V_{\Sigma} = w_{\text{ц}} \cdot F_{\phi} \cdot K_{\text{п}} \cdot K_{\text{м}}, \quad (5.20)$$

де F_{ϕ} – поверхня фільтру, м^2 ; $K_{\text{п}}$ – поправочний коефіцієнт, що враховує збільшення опору фільтруючої перегородки при її багаторазовому використанні, $K_{\text{п}}=0,8$; $K_{\text{м}}$ – поправочний коефіцієнт, що враховує можливі коливання властивостей промислової суспензії та масштабний перехід від лабораторної моделі до промислового фільтру, $K_{\text{м}}=0,7 \div 0,9$.

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

мивної рідини при 50 °C $\mu_{\text{пр}} = 0,90 \cdot 10^{-3}$ Па·с; мінімальний час кінцевого сушіння осаду $\tau_{c2} = 15$ с.

Розв'язок.

Густина вологого осаду знаходимо за формулою (5.1):

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

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 м³ фільтрату знаходимо за рівнянням (5.3):

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

Час фільтрування, необхідний для отримання шару осаду висотою $h_{\text{ос}} = 12$ 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

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

За формулою (5.5) знаходимо значення комплексу:

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

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

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

Остаточню 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): $\varphi_{\text{с1}} = 71^\circ$; $\varphi_0 = 19,5^\circ$; $\varphi_p = 18^\circ$; $\varphi_{\text{м2}} = 4,5^\circ$; $\varphi_{\text{м3}} = 22,5^\circ$; $\varphi_{\text{м4}} = 4^\circ$. При кількості комірок барабану $z_k = 24$ кут γ_a буде дорівнювати (5.11):

$$\gamma_a = 360 / (2 \cdot 24) = 7,5^\circ.$$

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

$$\varphi'_1 + \varphi'_2 = 4,5 + 19,5 + 22,5 + 18 + 7,5 = 72^\circ.$$

Кутову швидкість обертання барабану розрахуємо за формулою (5.12):

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

Необхідний кут зони фільтрування дорівнює:

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

$\varphi_\phi (111,5^\circ) < \varphi_{\phi, \text{ст}} (125^\circ)$, отже попередньо прийняті значення забезпечують здійснення процесу фільтрування.

Час циклу знаходимо за формулою (5.13):

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

Питомий об'єм фільтрату знаходимо з формули (5.15):

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

Загальну поверхню фільтрування розраховуємо за формулою (5.14), підставивши в неї вираз для $w_{\text{ц}}$ з формули (5.19):

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

Для забезпечення цієї поверхні приймаємо один фільтр БО10-2.6Р з площею фільтрування $F_{\text{ф}} = 10 \text{ м}^2$ (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. 4 Додатку): $\varphi_{\text{ф}} = 125^\circ$; $\varphi_{\text{пр}} + \varphi_{\text{с2}} = 93,5^\circ$; $\varphi_{\text{р}} = 18^\circ$.

Кутову швидкість обертання барабану, виходячи з існуючого кута сектору зони фільтрування та розрахованого часу фільтрування, визначаємо за формулою (5.17):

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

Кутову швидкість обертання, виходячи з необхідного часу на промивання та просушування осаду, визначаємо за формулою (5.18):

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

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

Тоді мінімально необхідний кут фільтрування буде дорівнювати:

$$\varphi'_{\text{ф}} = w \cdot \varphi_{\text{ф}} \cdot 180/\pi = 1,43 \cdot 10^{-2} \cdot 125 \cdot 180/3,14 = 102,4^\circ.$$

Час повного циклу (оберту) знаходимо з виразу:

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

Продуктивність фільтру знаходимо за формулою (5.19) та (5.20):

$$V_{\text{ф}} = \frac{v_{\text{ф.пит}} \cdot F_{\text{ф}} \cdot K_{\text{п}}}{\tau_{\text{ц}}} =$$
$$= \frac{41 \cdot 10^{-3} \cdot 10 \cdot 0,8}{490,87} = 0,67 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с} = 2,41 \text{ м}^3/\text{Гго} .$$

Що задовольняє вимогам 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 центрифугі 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 огорожений 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 ущільненнями для запобігання витокам мастила. Крім того, нижня кришка слугує 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.

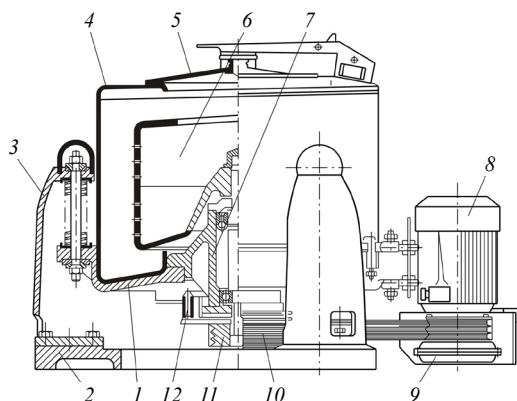


Рис. 6.1. Схема вертикальної центрифуги:

- 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 типу 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 за суспензією V_c , м³/с, яка пов'язана з масовою продуктивністю G_c , кг/с співвідношенням:

$$V_c = \frac{G_c}{\rho_c}, \quad (6.1)$$

де ρ_c – густина суспензії, кг/м³, яку визначають за формулою:

$$\rho_c = \frac{\rho_t \cdot \rho_p}{\rho_t - x_t \cdot (\rho_t - \rho_p)}, \quad (6.2)$$

де ρ_t – густина твердої фази, кг/м³; ρ_p – густина рідини, кг/м³; x_t – масова концентрація твердої фази, частки.

Іншим важливим фактором, що враховується при виборі типу центрифуги є об'ємна концентрація суспензії, кг/м³, що дорівнює:

$$x_0 = \frac{x_t \cdot \rho_p \cdot 100}{\rho_t - x_t \cdot (\rho_t - \rho_p)}, \quad (6.3)$$

де x_t – 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, м³/с, дорівнює:

$$V_{c.сер.} = \frac{v_c}{\tau_{ц.}} \cdot K_{II} = \frac{v_p \cdot \varphi}{x_1 \cdot \tau_{ц.}} \cdot K_{II}, \quad (6.4)$$

де v_c – об’єм суспензії, відфільтрованої за цикл, m^3 ; v_p – робоча місткість барабана центрифуги, m^3 , що приводиться у її технічних характеристиках (табл. 5 Додатку); 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 $\phi=0,7\dots0,8$, для сильно стисливих ϕ визначається експериментально); $\tau_{\text{ц}}$ – час повного циклу обробки суспензії у центрифугі; $K_{\text{п}}$ – коефіцієнт, який враховує зростання опору фільтрувальної перегородки при багаторазовому її використанні та у розрахунках приймається рівним 0,8.

Час повного циклу роботи фільтрувальної центрифуги періодичної дії:

$$\tau_{\text{ц}} = \tau_{\text{ф}} + \tau_{\text{пр}} + \tau_{\text{с}} + \tau_{\text{д}}, \quad (6.5)$$

де $\tau_{\text{ф}}$ – час фільтрування, який в загальному випадку складається з часу завантаження τ_3 та часу фільтрування шару рідини, який залишається над осадом після завершення подачі суспензії, с; $\tau_{\text{пр}}$ – час промивання осаду, с, що визначається експериментально; $\tau_{\text{с}}$ – час сушіння осаду, с; $\tau_{\text{д}}$ – час, який витрачений на проведення допоміжних операцій (розгін, гальмування, вивантаження осаду, регенерація фільтрувальної поверхні), с, і може бути орієнтовно прийнятий за даними, наведеними у каталогах для відповідного типу центрифуги.

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

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

$$\tau_{\phi} = \tau_{\phi.м} \cdot \frac{h_{oc.п}}{h_{oc.м}} \cdot k_1, \quad (6.6)$$

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

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

$$h_{oc.п} = \frac{v_p \cdot \phi}{F_{\phi}} = \frac{v_p \cdot \phi}{(\pi \cdot D_b \cdot L)}, \quad (6.7)$$

де F_{ϕ} – площа поверхні фільтрування центрифуги, м²; D_b – внутрішній діаметр барабану (ротора) центрифуги, м; L – довжина барабану, м, які можна визначити за табл. 5 Додатку.

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

$$\tau_{пр.п} = \tau_{пр.м} \cdot \frac{h_{oc.п}}{h_{oc.м}} \cdot k_2; \quad (6.8)$$

$$\tau_{с.п} = \tau_{с.м} \cdot k_3, \quad (6.9)$$

де k_2, k_3 – коефіцієнти масштабного переходу, $k_2 = 1,0 \dots 1,5$; $k_3 = 1,0 \dots 1,4$.

Найбільш поширеним для фільтрувальних центрифуг є режим з постійними витратами суспензії під час її завантаження V_c , м³/с, які розраховують за залежністю:

$$V_c = \frac{V_{с.м} \cdot F_{\phi}}{F_{\phi.м}}, \quad (6.10)$$

де $V_{с.м}$ – витрати суспензії при завантаженні модельної центрифуги, м³/с; $F_{\phi.м}$ – площа поверхні фільтрування модельної центрифуги, м².

Для малостисливого 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 за фільтратом, м³/с, можна визначити з рівняння фільтрування у полі відцентрових сил:

$$V_{\phi} = \frac{\rho_p \cdot \omega^2 \cdot D_v \cdot v_p \cdot \phi \cdot F_{\phi}}{2\mu \cdot (r_o \cdot v_p \cdot \phi + r_{\phi p} \cdot F_{\phi})}, \quad (6.11)$$

де ω – кутова швидкість обертання барабану, с⁻¹; μ – динамічна в'язкість рідкої фази, Па·с; r_o – питомий об'ємний опір осаду, 1/м²; $r_{\phi p}$ – опір фільтрувальної перегородки, 1/м.

Продуктивність центрифуги по суспензії у період завантаження, м³/с розраховують за формулою:

$$V_c = \frac{\rho_p \cdot \omega^2 \cdot D_v \cdot v_p \cdot \phi \cdot F_{\phi}}{2\mu \cdot [r_o \cdot v_p \cdot \phi \cdot (1 - x_1) + r_{\phi p} \cdot F_{\phi} \cdot (1 - x_1)]}. \quad (6.12)$$

Час фільтрування, с, визначається з виразу:

$$\tau_{\phi} = \frac{2r_{\phi p} \cdot \mu}{\rho_p \cdot \omega^2 \cdot D_v} + \frac{\rho_p \cdot \omega^2 \cdot D_v \cdot v_p \cdot \phi \cdot F_{\phi} - 2\mu \cdot r_{\phi p} \cdot F_{\phi} \cdot V_c}{2\mu \cdot r_o \cdot x_1 \cdot V_{\phi} \cdot V_c}. \quad (6.13)$$

Час промивки осаду, с, знаходять за формулою:

$$\tau_{\text{пр}} = \frac{2v_{\text{пр}} \cdot v_p \cdot \phi \cdot \rho_T \cdot (1 - \varepsilon_{\text{ос}}) \mu_{\text{пр}} \cdot r_o}{\rho_{\text{пр}} \cdot \omega^2 \cdot D_v \cdot F_{\phi}}, \quad (6.14)$$

де $v_{\text{пр}}$ – питомий об'єм промивної рідини на 1 кг твердої фази, м³/кг; $\mu_{\text{пр}}$ – динамічна в'язкість промивної рідини

рідкої фази, $\text{Па} \cdot \text{с}$; $\varepsilon_{\text{ос}}$ – порізність осаду, частки; $\rho_{\text{пр}}$ – густина промивної рідини, кг/м^3 .

Тоді середня продуктивність центрифуги за суспензією за цикл, $\text{м}^3/\text{с}$, дорівнюватиме:

$$V_{\text{с.ср}} = \frac{V_{\text{с}} \tau_{\text{ф}}}{\tau_{\text{ц}}}. \quad (6.15)$$

Приклад 6. Розрахувати середню продуктивність центрифуги ФМБ-60 при розділенні суспензії, що містить кристалічні частинки промислових відходів, густина твердої фази $\rho_{\text{т}} = 1450 \text{ кг/м}^3$; густина рідкої фази $\rho_{\text{р}} = 1000 \text{ кг/м}^3$; динамічна в'язкість рідкої фази $\mu = 0,98 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$. 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 $r_{\text{о}} = 1,0 \cdot 10^{11} \text{ 1/м}^2$; опір фільтрувальної перегородки $r_{\text{ф.п}} = 1,5 \cdot 10^{10} \text{ 1/м}$; питомий об'єм промивної рідини на 1 кг твердої фази $v_{\text{пр}} = 1,0 \text{ м}^3/\text{кг}$; густина промивної рідини $\rho_{\text{пр}} = 995 \text{ кг/м}^3$; в'язкість промивної рідини $\mu_{\text{пр}} = 0,89 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$; порізність осаду $\varepsilon_{\text{ос}} = 0,50$; час сушіння осаду на модельній центрифугі $\tau_{\text{с.м}} = 150 \text{ с}$; час, що витрачається на допоміжні операції у промисловій центрифугі $\tau_{\text{д}} = 600 \text{ с}$.

Розв'язок:

За таблицею 5 Додатку визначаємо технічні параметри центрифуги ФМБ-60:

- | | |
|--|--------------------------------------|
| – максимальна частота обертання барабану | $n = 25 \text{ с}^{-1}$; |
| – внутрішній діаметр барабану | $D_{\text{в}} = 0,6 \text{ м}$; |
| – робоча місткість барабану | $v_{\text{р}} = 0,045 \text{ м}^3$; |
| – площа поверхні фільтрування | $F_{\text{ф}} = 0,66 \text{ м}^2$. |

Приймаємо коефіцієнт заповнення барабану осадом $\varphi = 0,8$.

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 за фільтратом у режимі постійної швидкості фільтрування визначаємо за формулою (6.11):

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

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

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

$$V_c =$$

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

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

Час фільтрування знаходимо за рівнянням (6.13):

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

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

$$= 145 \text{ с}.$$

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 центрифугі згідно з формулою (6.9):

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

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

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

Середню продуктивність центрифуги за суспензією визначаємо за рівнянням (6.15):

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

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

Практична робота № 7

РОЗРАХУНОК ЕЛЕКТРОФІЛЬТРА

Електрофільтри використовують для вилучення аерозольних частинок з відхідних газів різних виробництв з ефективністю уловлювання до 0,99 за початкової запиленості газу до 0,05 кг/м³. Вони працюють при розрідженні у системі від 2 до 5 кПа, тоді як їхній гідравлічний опір складає 150...200 Па.

Принцип дії електрофільтра оснований на створенні різниці потенціалів у 55...70 кВ між коронуючими електродами, виготовленими з дроту діаметром 2–3 мм та осаджувальними електродами, виготовленими у вигляді циліндричних чи шестигранних труб або пластин різної форми (рис 7.1). При цьому внаслідок коронного розряду відхідний газ іонізується і заряджені іонами тверді частинки переносяться до осаджувального електрода.

Запилений газ рухається по каналах, утворених між коронуючими та осаджувальними електродами, розташованими всередині осаджувальної камери знизу вгору або у горизонтальному напрямку.

Основні параметри деяких типів пластинчастих електрофільтрів наведені у таблиці 6 Додатку. Буквені позначення у індексації електрофільтрів характеризують їхні конструктивні

особливості або призначення: У – уніфікований; Г – з горизонтальним ходом газу; Ц – для уловлювання цементного пилу; Д – для очищення димових газів; В – з вертикальним ходом газу; П – пластинчастий; С – для уловлювання сажі або смоли; Т – високотемпературний; Ш – шестигранні електроди; М – мокрий; К – кислотний.

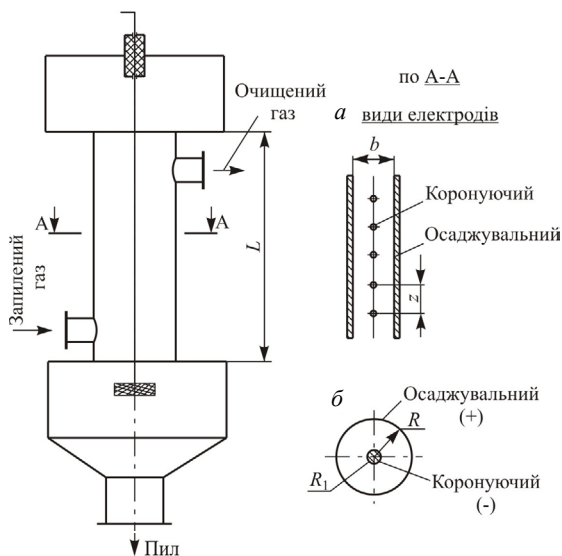


Рис. 7.1. Схема електрофільтра з пластинчастими (а) та трубчастими (б) електродами

Цифри після буквеної індексації означають порядковий номер габаритної групи, кількість електричних полів, або площу перерізу активної зони фільтра. Додатково буквами можуть позначати: ск – сталевий корпус; зб – залізобетонний корпус; бц – фільтр встановлено після батарейного циклону.

Вибір електрофільтра проводиться за площею активної зони з урахуванням умов його роботи. Площа перерізу активної зони електрофільтра:

$$f = K \cdot V_r / w_r, \quad (7.1)$$

де V_r – об’ємні витрати газу при температурі очищення, м³/с;
 w_r – швидкість газу в електрофільтрі, $w_r = 0.8 \div 2$ м/с; $K = 1,1$ –
 коефіцієнт запасу, що враховує підсмоктування атмосфер-
 ного повітря.

Обравши геометричні параметри електрофільтра (табл. 6
 Додатку) розраховують швидкість дрейфу заряджених час-
 тинок у напрямку до осаджувального електрода.

Спочатку розраховують величину критичної напру-
 ги, В/м, за формулою:

$$E_0 = 3,04 \cdot (\beta + 0,0311 \cdot \sqrt{\frac{\beta}{R_1}}) \cdot 10^6, \quad (7.2)$$

де R_1 – радіус коронуючого електрода, м, який визначають
 за паспортними даними або (при орієнтовних розрахунках)
 приймають $R_1 = 0,0015$ м, β – відношення густини газу за ро-
 бочих умов, яке можна розрахувати за формулою:

$$\beta = \frac{293}{273 + t} \cdot (1 \pm \frac{\Delta p}{10^5}), \quad (7.3)$$

де t – робоча температура газу, °С, Δp – надлишковий тиск
 або розрідження у газоході, Па.

Далі визначають критичну напругу виникнення корон-
 ного розряду, В, за формулами:

– для трубчастих електродів:

$$U_0 = E_0 \cdot R_1 \cdot \ln \frac{R}{R_1}; \quad (7.4)$$

– для пластинчастих електродів:

$$U_0 = E_0 \cdot R_1 \cdot (\frac{\pi \cdot b}{2l} - \ln \frac{2\pi \cdot R_1}{l}), \quad (7.5)$$

де R – радіус осаджувального електрода, м; b – відстань між пластинами, м; l – відстань між сусідніми коронуючими електродами у ряді, м.

При проведенні орієнтовних розрахунків можна приймати $R=0,15$ м, $b=0,3$ м, $l=0,25$ м.

Згідно зі значенням критичної напруги знаходять лінійну густину струму корони, А/м, за формулами:

– для трубчастих електродів:

$$i_0 = \frac{2k}{9 \cdot 10^9 R^2 \cdot \ln R \cdot \frac{R}{R_1}} \cdot U \cdot (U - U_0). \quad (7.6)$$

– для пластинчастих електродів:

$$i_0 = \frac{4\pi^2 \cdot k \cdot k_1}{9 \cdot 10^9 \cdot l^2 \left(\frac{\pi \cdot b}{2l} + \ln \frac{2\pi \cdot R_1}{l} \right)} \cdot U \cdot (U - U_0), \quad (7.7)$$

де U – напруга на електродах, В; k – рухливість іонів, м²/(В·с) (Табл. 7.1); k_1 – коефіцієнт компонування електродів між пластинами, що розраховується за формулою:

$$k_1 = 0,12 \cdot \left(\frac{l}{b} \right)^2. \quad (7.8)$$

Потім розраховують напруженість електричного поля, В/м за формулами:

– для трубчастих осаджувальних електродів

$$E = \sqrt{\frac{i_0}{2\pi \cdot \varepsilon_0 \cdot k}}; \quad (7.9)$$

– для пластинчастих осаджувальних електродів:

$$E = \sqrt{\frac{i_0 \cdot b}{\pi \cdot \varepsilon_0 \cdot k \cdot l}}; \quad (7.10)$$

Тут $\varepsilon_0 = 8,85 \cdot 10^{-12}$ – електрична стала, Ф/м.

Таблиця 7.1. Рухливість іонів в газах і парах при нормальних умовах

Газ і пара	Рухливість іонів $k \cdot 10^4 \text{ м}^2/(\text{В} \cdot \text{с})$		Газ і пара	Рухливість іонів $k \cdot 10^4 \text{ м}^2/(\text{В} \cdot \text{с})$	
	позитивний	негативний		позитивний	негативний
Азот	1,84	1,28	Гелій	6,31	5,13
Азот (дуже чистий)	1,44	–	Двоокис вуглецю насичений водяними парами при 25 °С	0,82	–
Аміак	0,66	0,57	Двоокис вуглецю	0,96	–
Водень	8,13	5,92	Кисень	1,84	1,32
Водяна пара при 100 °С	0,57	0,62	Оксид вуглецю	1,15	1,11
Повітря: Дуже чисте Сухе Насичене водяними парами при 25 °С	2,48 2,10 1,58	1,84 1,32 –	Сірчистий ангідрид	0,41	0,41

Реальна швидкість дрейфу заряджених частинок приймається в два рази меншою у порівнянні з розрахованою за законом Стокса. У більшості випадків для її визначення використовується формула:

$$w_{\text{ч}} = 6 \cdot 10^{-12} \cdot K_{\text{ч}} \cdot r_{\text{ч}} \cdot E_{\text{ч}}^2 / \mu_{\text{г}}, \quad (7.11)$$

де $w_{\text{ч}}$ – швидкість дрейфу заряджених частинок у напрямі до осаджувального електрода, м/с; $r_{\text{ч}}$ – радіус частинки, м;

μ_r – в'язкість газу, $\text{Па} \cdot \text{с}$; K_q – коефіцієнт, що залежить від розмірів частинок.

Для частинок з розмірами від 2 до 50 мкм $K_q = 1$, а для частинок з розмірами від 0,1 до 2 мкм K_q визначають за формулою:

$$K_q = 1 + \frac{1}{10^7 \cdot r_q}. \quad (7.12)$$

Ступінь очищення газу в електрофільтрі знаходять за залежністю:

$$\eta = 1 - \exp(-w_q \cdot a), \quad (7.13)$$

де a – коефіцієнт, що характеризує геометричні розміри апарата і швидкість газів у ньому, с/м , та розраховується за формулами:

– для усіх типів осаджувальних електродів:

$$a = L \cdot \Pi / (f_e \cdot w_r); \quad (7.14)$$

– для пластинчастих електродів:

$$a = 2L / (b \cdot w_r), \quad (7.15)$$

де L – довжина осаджувального електрода, м, (табл. 6 Додатку); Π – активний периметр осаджувального електрода, м; f_e – площа перерізу активної зони, обмеженої стінками осаджувального електрода, м^2 .

Приклад 7. Обрати пластинчастий електрофільтр для уловлювання пилу з повітря, що відходить від сушарки та має температуру $t = 120^\circ \text{C}$, якщо за нормальних умов концентрація частинок у газі $C = 0,02 \text{ кг/м}^3$, а об'ємні витрати газу $V_{\text{ог}} = 15 \text{ м}^3/\text{с}$. Розрідження у системі $\Delta P = 1500 \text{ Па}$. Напруга на електродах $U = 65 \text{ В}$. Загальний ступінь очищення газу не нижче 0,95.

Вміст фракцій пилу Φ_q різного діаметру d_q наведено у таблиці 7.2

Таблиця 7.2. Фракційний склад пилу

$d_{\text{ч}}, \text{мкм}$	2,5	5,0	10	20	30
$\Phi_{\text{ч}}$	0,005	0,098	0,203	0,27	0,424

Розв'язок:

Знаходимо об'ємні витрати газу, що надходить на електрофільтр, за робочих умов:

$$V_{\text{г}} = V_{0\text{г}} \cdot \frac{(273 + t) \cdot 10^5}{273 \cdot (10^5 - \Delta P)} = 15 \cdot \frac{(273 + 130) \cdot 10^5}{273 \cdot (10^5 - 1500)} = 22,5 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Приймаємо швидкість газу в апараті $w_{\text{г}} = 1,0 \text{ м/с}$.

Тоді площа перерізу активної зони електрофільтра, згідно з формулою (7.1):

$$f = \frac{1,1 \cdot 22,5}{1,0} = 24,8 \text{ м}^2.$$

Згідно з розрахованою площею перерізу активної зони та призначенням за таблицею 6 Додатку обираємо електрофільтр УГ2-3-26 що має наступні параметри: довжина осаджувальних пластин $L = 2,5 \text{ м}$; відстань між пластинами $b = 0,3 \text{ м}$; відстань між коронуючими електродами $l = 0,25 \text{ м}$; радіус коронуючого електрода $R_1 = 1,5 \cdot 10^3 \text{ м}$.

Знаходимо відносну густину газу за формулою (7.3)

$$\beta = \frac{293}{273 + 130} \cdot \left(1 - \frac{1500}{10^5}\right) = 0,72.$$

Розраховуємо критичну напругу поля за залежністю (7.2)

$$E_0 = 3,04 \cdot (0,72 + 0,0311 \cdot \sqrt{\frac{0,72}{1,5 \cdot 10^{-3}}}) \cdot 10^6 = 4,3 \cdot 10^6 \text{ В/м}.$$

Визначаємо критичну напругу корони за формулою (7.5):

$$U_0 = 4,3 \cdot 10^6 \cdot 1,5 \cdot 10^{-3} \cdot \left(\frac{3,14 \cdot 0,3}{2 \cdot 0,25} - \ln \frac{2 \cdot 3,14 \cdot 1,5 \cdot 10^{-3}}{0,25} \right) =$$

$$= 33,3 \cdot 10^3 \text{ В.}$$

Коефіцієнт компонування електродів між пластинами розраховуємо за формулою (7.8):

$$k_1 = \left(\frac{0,25}{0,3} \right)^2 = 0,083.$$

Згідно з таблицею 7.1 для повітря рухливість іонів $k = 1,84 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/(\text{В} \cdot \text{с})$

Знаходимо лінійну густину струму корони за формулою (7.7)

$$i_0 = \frac{4 \cdot 3,14^2 \cdot 1,84 \cdot 10^{-4} \cdot 0,083}{9 \cdot 10^9 \cdot 0,25^2 \left(\frac{3,14 \cdot 0,3}{2 \cdot 0,25} - \ln \frac{2 \cdot 3,14 \cdot 1,5 \cdot 10^{-3}}{0,25} \right)} \times$$

$$\times 65 \cdot 10^3 (65 \cdot 10^3 - 33,3 \cdot 10^3) = 0,45 \cdot 10^{-3} \text{ А/м.}$$

Визначаємо напругу електричного поля за формулою (7.10):

$$E = \sqrt{\frac{0,45 \cdot 10^{-3} \cdot 0,3}{3,14 \cdot 8,85 \cdot 10^{-12} \cdot 1,84 \cdot 10^{-4} \cdot 0,25}} = 3,23 \cdot 10^5 \text{ В/м.}$$

За таблицею 7 Додатку знаходимо в'язкість газу за температури 130 °С

$$\mu_r = 23,3 \cdot 10^{-6} \text{ Па} \cdot \text{с.}$$

Знаходимо залежність швидкості дрейфу частинок (для діаметру частинок від 2 до 50 мкм $K_{\text{ч}} = 1$) від їхнього радіусу згідно з формулою (7.11)

$$w_{\text{ч}} = \frac{6 \cdot 10^{-12} \cdot 1 \cdot (3,23 \cdot 10^5)^2 \cdot r_{\text{ч}}}{23,3 \cdot 10^{-6}} = 2,7 \cdot 10^4 \cdot r_{\text{ч}}.$$

Знайдемо коефіцієнт a , що характеризує геометричні розміри апарата і швидкість газу в ньому за формулою (7.15)

$$a = \frac{2,5 \cdot 2}{0,3 \cdot 1,0} = 16,7 \text{ с/м}.$$

Визначаємо фракційні ефективності очищення за формулою (7.13), результати розрахунків зводимо у таблицю 7.3.

Таблиця 7.3. Фракційні ефективності очищення

Розрахунковий параметр	Радіус частинок $r_{\text{ч}} = d_{\text{ч}}/2$, м				
	$1,25 \cdot 10^{-6}$	$2,5 \cdot 10^{-6}$	$5 \cdot 10^{-6}$	$10 \cdot 10^{-6}$	$15 \cdot 10^{-6}$
$w_{\text{ч}}$, м/с	0,034	0,068	0,135	0,270	0,405
$\eta_{\text{фi}} = 1 - \exp(-w_{\text{ч}} \cdot a)$	0,433	0,679	0,895	0,989	0,999

Швидкість дрейфу, а відповідно, і ступінь очищення залежать від діаметра частинок пилу. Тому для розрахунку загального ступеня очищення електрофільтра скористаємося його залежністю від фракційних ефективностей очищення:

$$\eta = \sum \eta_{\text{фi}} \cdot \Phi_i$$

$$\eta = 0,433 \cdot 0,05 + 0,679 \cdot 0,098 + 0,895 \cdot 0,203 + 0,989 \cdot 0,27 + 0,999 \cdot 0,424 = 0,960.$$

Розрахункове значення η відповідає умовам завдання.

Практична робота № 8

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 8.1. 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 гідроциклону утворюється зона розрідження,

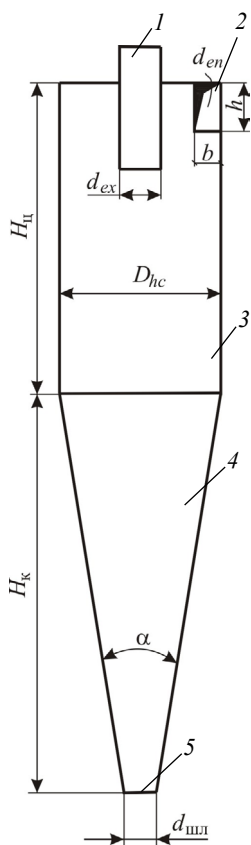


Рис 8.1. Схема
напірного
гідроциклону:

1 – зливний патрубок;
2 – живильний патру-
бок; 3 – циліндрична
частина; 4 – конічна
частина; 5 – шламо-
вий патрубок

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.

Продуктивність напірних гідроциклонів та ефективність розділення у них суспензій значною мірою залежать від основних конструктивних та технологічних параметрів апаратів. Визначальними конструктивними параметрами (рис. 8.1) є діаметр циліндричної частини гідроциклону D_{hc} ; площа поперечного перерізу живильного патрубку 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/дм³, розмір d_{cp} , м, та густина частинок твердої фази суспензії $\rho_{\text{ч}}$, кг/м³.

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

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

де Δ – товщина стінки зливного патрубку.

З метою запобігання збивання шламового патрубку його діаметр повинен у шість – сім разів перевищувати максимальний діаметр частинок і відноситися до діаметра зливного патрубку 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.

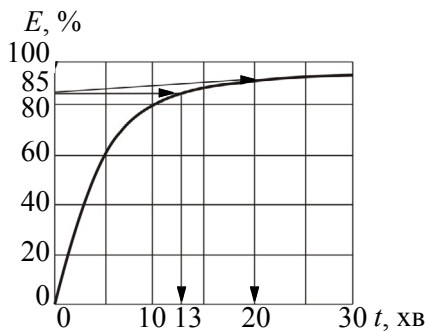


Рис. 8.2. Крива кінетики відстоювання ($C_{en} = 300$ мг/дм³, $h = 200$ мм)

За дослідною кривою кінетики відстоювання (рис. 8.2) за заданим ефектом очищення E , %, визначається час осадження t , хв, за яким розраховується охоплююча швидкість осадження U_0 , мм/с:

$$U_0 = \frac{h}{60 \cdot t}, \quad (8.1)$$

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

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:

$$U_{гр} = \frac{h}{60 \cdot t_{гр}}, \quad (8.2)$$

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

$$\delta_{гр}^{ст} = \sqrt{\frac{18 \cdot \mu_p \cdot U_{гр} \cdot 10^{-3}}{100 \cdot (\rho_q - \rho_p) \cdot g}} \cdot 10^6, \quad (8.3)$$

де μ_p – в'язкість рідини, Па·с, ρ_p – густина рідини, кг/м³.

Після визначення граничного діаметру частинок, які необхідно виділити за табличними даними (див. наприклад табл. 9 Додатку), підбирають діаметр гідроциклону $D_{гс}$, мм, у якому можна виділити ці частинки, та задаються розмірами основних

робочих вузлів: діаметром живильного патрубку d_{en} , мм; діаметром зливного патрубку d_{bx} , 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:

$$H_k = \frac{D_{hc}}{2 \operatorname{tg} \frac{\alpha}{2}}. \quad (8.4)$$

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

$$\delta_{гр} = 8,5 \cdot 10^3 \times \frac{D_{hc}^{0,543} \cdot d_{en}^{1,643} \cdot d_{ex}^{0,014} \cdot \mu_p^{0,5}}{d_{шл}^{0,572} \cdot H_{ц}^{0,507} \cdot H_k^{0,714} \cdot (\rho_{ч} - \rho_p)^{0,5} \cdot (P_{en} \cdot 10^6)^{0,222}}. \quad (8.5)$$

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

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

$$Q_{en} = 1,03 \cdot D_{hc}^{0,053} \cdot d_{en}^{1,28} \cdot d_{ex}^{0,405} \cdot d_{шл}^{0,143} \cdot H_{ц}^{0,015} \cdot \alpha^{0,025} \cdot P_{en}^{0,443}. \quad (8.6)$$

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

$$N = \frac{Q}{Q_{en}}. \quad (8.7)$$

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

$$Q_{\text{шл}} = 0,026 \cdot \frac{D_{\text{hc}}^{1,45} \cdot d_{\text{en}}^{0,239} \cdot d_{\text{шл}}^{0,285} \cdot H_{\text{ц}}^{0,087}}{d_{\text{ex}}^{2,318} \cdot \alpha^{0,457} \cdot P_{\text{en}}^{0,319}} \cdot N. \quad (8.8)$$

Приклад 8. Розрахувати гідроциклон для розділення суспензії, витрати якої складають $Q=140$ м³/год. Тиск на вході у гідроциклон $P_{\text{en}}=0,25$ МПа. Концентрація завислих речовин на вході $C_{\text{en}}=300$ мг/дм³. Необхідна ефективність розділення $E=85$ %. Температура води 20 °С. Густина частинок $\rho_{\text{ч}}=2000$ кг/м³.

Розв'язок:

За кривою кінетики відстоювання для $C_{\text{en}}=300$ мг/дм³, $h=200$ мм. За ефективності розділення $E=85$ %, визначаємо час осадження $t=13$ хв. Тоді охоплююча швидкість осадження згідно з формулою (8.1):

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

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 (8.2):

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

Згідно з температурою води 20 °С з таблиці 8 Додатку знаходимо її густину $\rho=998,2$ кг/м³ та динамічну в'язкість $\mu=1,004 \cdot 10^{-3}$ Па·с.

Потім розраховуємо граничний діаметр затриманих частинок за формулою (8.3):

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

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

Висоту конічної частини, см, розраховуємо за формулою (8.4):

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

Граничний діаметр розділення визначаємо за формулою (8.5):

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

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

Потім визначаємо продуктивність одного апарату за формулою (8.6):

$$\begin{aligned} Q_{\text{en}} &= 1,03 \cdot 25^{0,053} \cdot 8^{1,28} \cdot 12^{0,405} \cdot 5^{0,143} \times \\ &\times 100^{0,015} \cdot 10^{0,025} \cdot 0,25^{0,443} = 37,0 \text{ м}^3/\text{год.} \end{aligned}$$

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

$$N = \frac{140}{37} = 3,8.$$

Приймаємо кількість одночасно працюючих гідроциклонів $N=4$ та 1 резервний гідроциклон.

Після визначення кількості гідроциклонів витрати води, що видаляється зі шламом, на які потрібно розрахувати ущільнювач осаду визначаємо за формулою (8.8):

$$q_{\text{шл}} = 0,026 \cdot \frac{25^{1,45} \cdot 8^{0,239} \cdot 5^{0,285} \cdot 100^{0,087}}{12^{2,318} \cdot 10^{0,457} \cdot 0,25^{0,315}} \cdot 4 = 0,073 \text{ л/с} = 0,26 \text{ м}^3/\text{год}.$$

Практична робота № 9

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 $20 \div 30 \%$ 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 кризь рідину.

Для проведення процесу електролізу зазвичай використовуються пластинчасті сталеві катода 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:

$$W_{el} = q_w \cdot t_{el}, \quad (9.1)$$

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

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

$$I_{cur} = q_w \cdot q_{cur}, \quad (9.2)$$

де q_{cur} – кількість електрики, необхідна для знешкодження або уловлювання забруднювача чи ресурсоцінного компонента, $\text{А} \cdot \text{год}/\text{м}^3$.

Величина цього показника визначається видом електрохімічного процесу (електроліз, електрокоагуляція, електрофлотация) 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:

$$q_{cur} = 26,8 \cdot \text{ХСК} / (\eta_{cur} \cdot 8 \cdot 10^5). \quad (9.3)$$

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

$$I_{cur} = \frac{C_{en} \cdot q_w}{A \cdot \eta_{cur}}, \quad (9.4)$$

де η_{cur} – коефіцієнт корисного використання електроенергії – вихід за струмом, частки одиниці; C_{en} – вихідна концентрація іонів у стічній воді, г/м³; 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_3 (рис. 9.1), а друга – від товщини анодів та катодів.

Загальна поверхня електродів, м², може бути розрахована за формулою:

$$f_{el} = W_{el} / (2b), \quad (9.5)$$

де b – відстань між електродами, м.

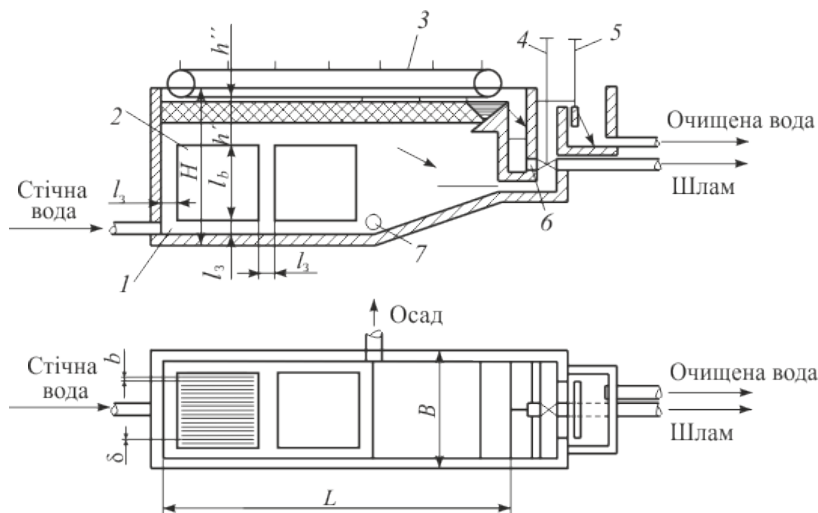


Рис. 9.1. Схема електрокоагулятора:

1 – впускна камера; 2 – електродна система, 3 – шкребки,
4 – регулятор відводу шлам, 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

$$f_{el} = \frac{I_{cur}}{i}, \quad (9.6)$$

де i – густина струму, А/м².

Якщо метою електролізу є вилучення металів або перетворення забруднюючого компонента 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:

$$f_{el} = (q_w / K_m) \cdot \ln(C_{en} / C_{ex}), \quad (9.7)$$

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/м³.

Довжина електродів залежить від типу електролізера. Наприклад, для обробки ціановмісних 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:

$$l_b = \sqrt[3]{f_{el} \cdot (b + \delta)}, \quad (9.8)$$

де δ – товщина електроду, м, W_{ek} – об'єм рідини у електрокоагуляторі, м³.

Розрахунок продуктивності вентилятора витяжної системи q_{fan} , м³/год, проводять за кількістю водню, що виділяється у процесі електрокоагуляції, згідно з залежністю:

$$q_{fan} = (40 \div 50) \cdot W_{ek} \cdot q_H, \quad (9.9)$$

де q_H — питомий об'єм водню, що виділяється, л/м³ (таблиця 9 Додатку).

Приклад 9. Розрахувати параметри електрокоагулятора для обробки відпрацьованої мастильно-охолоджувальної рідини (МОР). Продуктивність електрокоагулятора за стічною водою $q_w = 2,0$ м³/год; анодна густина струму $i_{an} = 100$ А/м²; вихідна концентрація МОР $C_{en} = 5000$ г/м³; товщина електродних пластин $\delta = 0,005$ м; відстань між електродами $b = 0,015$ м; час електрохімічної обробки стічних вод $t_{el} = 0,33$ год.

Розв'язок:

За таблицею 9 Додатку для вихідної концентрації МОР $C_{en} = 5000 \text{ г/м}^3$ визначаємо необхідну кількість електрики $q_{cur} = 430 \text{ А} \cdot \text{год/м}^3$, питомий об'єм водню, що виділяється, $q_H = 184 \text{ л/м}^3$ та питомі витрати алюмінію $q_{Al} = 151 \text{ г/м}^3$.

Необхідну величину струму в електричній мережі електрокоагулятора знаходимо за формулою (9.2):

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

Об'єм стічних вод у електрокоагуляторі згідно з формулою (9.1):

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

Загальну площу поверхні анодів визначаємо за залежністю (9.6):

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

Площу поверхні катодів приймаємо рівною площі поверхні анодів $f_{an} = f_k = 8,6 \text{ м}^2$. 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 $\rho_{Al} = 2700 \text{ кг/м}^3$ – 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 (9.8):

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

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 $l_3 = 0,06$ м (рис. 9.1) загальна довжина електрокоагулятора дорівнює:

$$L = N_b \cdot l_b + (N_b + 1) \cdot l_3 = 5 \cdot 0,41 + 6 \cdot 0,06 = 2,41 \text{ м},$$

а ширина апарата:

$$B = l_b + 2l_3 = 0,41 + 2 \cdot 0,06 = 0,53 \text{ м}.$$

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:

$$\begin{aligned} V_w &= L \cdot B \cdot (l_b + l_3) - V_{el} = \\ &= 2,41 \cdot 0,53 \cdot (0,41 + 0,06) - 0,06 = 0,54 \text{ м}^3. \end{aligned}$$

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:

$$H = l_b + l_3 + h' = 0,54 + 0,06 + 0,09 = 0,69.$$

Продуктивність вентилятора витяжної системи знаходимо за формулою (9.9):

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

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

$$W = q_{cur} \cdot U_{ел}, \quad (9.10)$$

де $U_{ел}$ – напруга на електролізері, В.

Для однієї пари електродів напругу можна визначити за виразом:

$$U = E_a - E_k + \eta_a + \eta_k + \Delta E_{конц} + \Delta U_{ел} + \Delta U_d + \Delta U_1 + \Delta U_2, \quad (9.11)$$

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; $\Delta E_{конц}$ – величина концентраційної поляризації, В; $\Delta U_{ел}$ – падіння напруги у електроліті, В; ΔU_d – падіння напруги у діафрагмі або мембрані, В; ΔU_1 , ΔU_2 – падіння напруги у електродах та контактах відповідно, В.

Значення E_a та E_k за температури 293 К визначаються залежно від рН оброблюваної води з рівнянь.

$$E_a = 1,23 - 0,059 \text{pH}; \quad (9.12)$$

$$E_k = -0,059 \text{pH}. \quad (9.13)$$

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:

$$\eta_{H_2} = a + b \lg i, \quad (9.14)$$

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 $\Delta E_{\text{конц}}$ для випадку стаціонарної дифузії можна дати за рівнянням

$$\Delta E_{\text{конц}} = [R \cdot T / (n \cdot F)] \cdot \lg(i / i_{\text{пр(к)}}), \quad (9.15)$$

де R – універсальна газова стала, Дж/(моль·К); T – температура, К; n – кількість електронів, що беруть участь в реакції; F – число Фарадея, Кл·моль; $i, i_{\text{пр(к)}}$ – густини струму і граничного струму дифузії електродної реакції відповідно, А/м².

Величину $U_{\text{д}}$ визначають для апаратів, в яких анодний простір відокремлений від катодного діафрагмою або іонообмінною мембраною. Для електролізерів з діафрагмою справедливий вираз

$$\Delta U = I_{\text{cur}} \cdot R_{\text{д}}, \quad (9.16)$$

де $R_{\text{д}}$ – опір діафрагми, Ом:

$$R_{\text{д}} = \rho_{\text{д}} \cdot [\delta_{\text{д}} \cdot \beta^2 / (S \cdot n_{\text{д}})], \quad (9.17)$$

де $\rho_{\text{д}}$ – питомий електричний опір електроліту в порах діафрагми з урахуванням їх заповнення газом, Ом·м; $\delta_{\text{д}}$ – товщина діафрагми, м; $\beta = 1,2 \div 1,3$ – коефіцієнт звивистості пор; S – площа поверхні діафрагми, м²; $n_{\text{д}}$ – об'ємна пористість діафрагми.

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

$$\Delta U_{\text{ел}} = i \cdot \rho \cdot b. \quad (9.18)$$

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.** Методичні вказівки до виконання практичних робіт з дисципліни "Утилізація та рекуперація відходів" [Текст] / В. В. Благодатний, Л. М. Маркіна. – Миколаїв : НУК, 2009 – 52 с.

2. **Брыгинец, Е. Д.** Методические указания к практическим занятиям по курсу "Основы утилизации отходов" [Текст] / Е. Д. Брыгинец. – Харьков : ХНАГХ, 2007. – 44 с.

3. **Гринин, А. К.** Промышленные и бытовые отходы. [Текст] / А. К. Гринин, В. Н. Новиков. – М : ФАИР-Пресс, 2002. – 336 с.

4. **Гриценко, А. В.** Технологические основы промышленной переработки отходов мегаполиса [Текст] / А. В. Гриценко и др. – Харьков : ХНАДУ, 2005. – 340 с.

5. Державні санітарні правила та норми. 2. Комунальна гігієна. 2.7. Грунт, очистка населених місць, побутові та промислові відходи, санітарна охорона ґрунту. "Гігієнічні вимоги щодо поводження з промисловими відходами та визначення їх класу небезпеки для здоров'я населення" ДСанПіН 2.2.7.029-99. [Електронний ресурс] / Міністерство охорони здоров'я України, 1999. – Режим доступу: <http://mozdocs.kiev.ua/view.php?id=4010>

6. **Касаткин, Л. А.** Основные процессы и аппараты химической технологии [Текст] / Л. А. Касаткин. – М. : Химия, 1971. – 784 с.

7. **Касимов, А. Н.** Современные проблемы и решения в системе управления опасными отходами [Текст] / А. Н. Касимов, В. Т. Семёнов, Н. Г. Щербань, В. В. Мясоедов. –Х. : ХНАГХ, 2008. – 510 с.

8. **Краснянский, М. Е.** Утилизация и рекуперация отходов [Текст] / М. Е. Краснянский. – Харьков : Бурун и К, К:КНТ, 2007. – 288с.

9. **Кузнецов, И. Е.** Оборудование для санитарной очистки газов [Текст] / И. Е. Кузнецов и др. – К.: Техніка, 1989. – 304 с.

10. **Кузьмин, Р. С.** Компонентный состав отходов [Текст] / Р. С. Кузьмин. – Казань : Дом печати, 2007. – 156 с.

11. Національна стратегія поводження з твердими побутовими відходами в Україні [Текст]. – К : 2004. – 90 с.

12. **Павлов, К. Ф.** Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии [Текст] / К. Ф. Павлов, П. Г. Романков, А. А. Носков. – М. : Альянс, 2007. – 576 с.

13. **Пальгунов, П. П.** Утилизация промышленных отходов [Текст] / П. П. Пальгунов, Н. В. Сумароков – М. : Стройиздат, 1990. – 347 с.

14. Правила з організації збирання, перевезення, перероблення та утилізації твердих побутових відходів [Електронний ресурс] / Міністерство з питань житлово-комунального господарства України, 2006. – Режим доступу: <http://zakon.pau.ua/doc/?uid=1041.20286.0>

15. **Радовенчик, В. М.** Тверді відходи: збір, переробка, складування [Текст] / В. М. Радовенчик, М. Д. Гомеля. – К. : Кондор, 2010. – 552 с.

16. **Рижков, С. С.** Методи утилізації та рекуперації виробничих відходів [Текст] / С. С. Рижков, Ю. М. Харитонов, В. В. Благодатний. – Миколаїв : УДМТУ, 2003. – 36 с.

17. **Рижков, С. С.** Технології утилізації та рекуперації відходів [Текст] / С. С. Рижков, Ю. М. Харитонов, В. В. Благодатний. – Миколаїв : УДМТУ, 2003. – 80 с.

18. **Родионов, А. И.** Оборудование, сооружения, основы проектирования химико-технологических процессов защиты биосферы от промышленных выбросов [Текст] / А. И. Родионов, Ю. П. Кузнецов, В. В. Зенков, Г. С. Соловьев. – М. : Химия, 1985. – 352 с.

19. **Родионов, А. И.** Техника защиты окружающей среды [Текст] / А. И. Родионов, В. Н. Клушин, Н. С. Торочешникова. – М. : Химия, 1989. – 512 с.

20. Руководство по современному управлению твердыми бытовыми отходами [Электронный ресурс] / – К: 2009. – Режим доступа: <http://www.ekopro.biz/09012301R.pdf>

21. **Савицький, В. М.** Відходи виробництва і споживання та їх вплив на ґрунти і природні води: Навчальний посібник [Текст] / В. М. Савицький, В. К. Хільчевський, О. В. Чунарьов, М. В. Яцюк. – К. : Видавничо-поліграфічний центр "Київський університет", 2007. – 152 с.

22. **Сметанин, В. И.** Защита окружающей среды от отходов производства и потребления [Текст] / В. И. Сметанин. – М. : КолосС, 2003. – 230 с.

23. **Соколов, В. Н.** Машины и аппараты химических производств. Примеры и задачи [Текст] / В. Н. Соколов, И. В. Доманский, В. П. Исаков, Г. М. Островский, А. С. Решанов. – Л. : Машиностроение, 1982. – 384 с.

24. **Тимонин, А. С.** Инженерно-экологический справочник. В 3-х т. [Текст] / А. С. Тимонин. — Калуга : Изд-во Н. Бочкаревой, 2003. – 230 с.

25. Утилизация твердых отходов в 2-х т. [Текст] / Под редакцией Д. Вилсона. – М. : Стройиздат, 1985. – 230 с.

ДОДАТОК

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

Назва	Формула	<i>P</i> насиченої пари, мм рт. ст.	Розчинність, г/100 вод	<i>LD</i> 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 ₂ O	0	5.9		III
4. А нітрат наонагідрат	Al(NO ₃) ₃ * 9H ₂ O	0	241	204	
5. А нітрид	AlN	0	0		III
6. А оксид	Al ₂ O 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	

Продовження таблиці 1

Назва	Формула	<i>P</i> насиченої пари, мм рт. ст.	Розчинність, г/100 вод	<i>LD</i> ₅₀	Клас небезпеки
1	2	3	4	5	7
11. З оксид	$\text{FeO}, \text{Fe}_3\text{O}_4, \text{Fe}_2\text{O}_3$	0	0		III
12. З сульфат	$\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3$	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	$\text{Cd}(\text{NO}_3)_2 \cdot 4\text{H}_2\text{O}$ *	0	149,4	47	I
19. Марганець	Mn	0	0		II
20. М карбонат	MnCO_3	0	0,00011		
21. М нітрат гексагідрат	$\text{Mn}(\text{NO}_3)_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ *	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	
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

Продовження таблиці 1

Назва	Формула	<i>P</i> насиченої пари, мм рт. ст.	Розчинність, г/100 вод	<i>LD</i> ₅₀	Клас небезпеки
1	2	3	4	5	7
32. М оксид (V)	As ₂ O ₅	0	65,8		II
33. М сульфід	As ₂ S 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 ₂ O	0			I
44. Р оксид	HgO	0	0,0051		I
45. Р сульфат	Hg ₂ SO ₄	0	0,058		I
46. Свинець	Pb	0	0		I
47. С оксид (II, IV)	PbO, Pb ₂ O 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		

Продовження таблиці 1

Назва	Формула	P насиченої пари, мм рт. ст.	Розчинність, г/100 вод	LD_{50}	Клас небезпеки
1	2	3	4	5	7
52. X оксид	Cr_2O_3	0	0	450	II
53. X 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	$ZnSO_4 \cdot 7H_2O$	0	165		III
58. Ц сульфід	ZnS	0	0		III
59. Ц фосфід	Zn_3P_2	0	0		II
60. Ц хлорид	$ZnCl_2$	0	375		II

Таблиця 2. Технологічні параметри установок електрохімічної обробки рідких відходів

Параметр	Вміст мастил, г/м ³										
	2000	2500	3000	3500	4000	4500	5000	5500	6000	8000	10000
$q_{cur}, A \cdot год / м^3$	180	225	270	315	360	405	430	495	540	720	860
$q_{AP}, г/м^3$	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

Таблиця 3. Основні параметри кульових барабанних млинів

Помел	Тип млина	Розміри камери помелу, мм		Частота обертання барабану $n, \text{с}^{-1}$	Маса кульок $m_{\text{к}}, \text{Т}$	Потужність електро-двигуна $N_{\text{дв}}, \text{кВт}$
		D	L			
Сухий	ШБМ-207/265	2070	2650	0,38	10	105
	ШБМ-220/330	2200	3300	0,36	14	150
	ШБМ-250/390	2500	3900	0,33	25	265
	ШБМ-287/410	2870	4100	0,31	30	350
	ШБМ-287/470	2870	4700	0,31	35	410
	ШБМ-320/510	3200	5100	0,30	—	—
	ШБМ-320/570	3200	5700	0,30	54	700
	ШБМ-340/650	3400	6500	0,28	—	—
	ШБМ-370/850	3700	8500	0,29	100	1400
Вологий	МШР-900×900	830	830	0,56–0,66	1,0	15
	МШР-1200×1200	1100	1100	0,50–0,58	2,2	30
	МШР-1500×1600	1400	1500	0,43–0,52	4,8	55
	МШР-2100×1500	2000	1400	0,36–0,43	10,0	132
	МШР-2100×2200	2000	2100	0,36–0,43	15,0	160
	МШР-2100×3000	2000	3900	0,36–0,43	20,0	200
	МШР-2700×2700	2580	2580	0,32–0,38	31,0	315
	МШР-2700×3600	2580	3480	0,32–0,38	42,0	400
	МШР-3200×3100	3080	2980	0,30–0,35	52,0	630
	МШР-3600×4000	3480	3880	0,28–0,33	82,0	1000
	МШР-3600×5000	3480	4880	0,28–0,33	100,0	1250
	МШР-4000×5000	3860	4860	0,36–0,32	120,0	2000
	МШР-4500×5000	4360	4860	0,25–0,30	150,0	2500

Таблиця 4. Основні параметри барабаних вакуум-фільтрів

Фільтр	Площа фільтрування, м ²	Кількість комірок z_k	Швидкість обертання барабану, с ⁻¹	Розподіл технологічних зон на поверхні барабану, °									
				φ_ϕ	φ_{c1}	$\varphi_{np} + \varphi_{c2}$	φ_0	φ_p	Мертві зони				
									φ_{m1}	φ_{m2}	φ_{m3}		
БОШЗ-1,75Р	3	16	0,01 ÷ 0,2	107	71	101	19	20	2	5	30		
БОШ5-1,75Р	5			125	60	99	25	24	4		14		
БОЗ-1,75К	3	18		124,5	67	103	20	20	2		13,5		
БО5-1,75К	5			132	59,5	93,5	19,5	18	4,5	22,5			
14БО5-1,75У	5	24	0,01 ÷ 0,18	125	71	93,5	19,5	18	2	5	13,5		
БО10-2,6У	10		0,013 ÷ 0,2	132	59,5	103	20	20			22,5		
БО10-2,6Р	10		0,01 ÷ 0,2	125	71	103	19,5	18			13,5		
БО20-2,6У	20		0,013 ÷ 0,2	132	59,5	103	20	20			13,5		
БО40-3У	40		0,057 ÷ 0,172	135	56,5	103	20	20			13,5		

Таблиця 5. 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

Таблиця 6. Основні параметри пластинчастих електрофільтрів

Марка електро-фільтра	Площа поперечного перерізу активної зони, f, м.	Максимальна температура газу на вході, t°С	Найбільший ступінь очищення	Питома витрата електроенергії на очищення 1000 м/год газу N _{уд} , кВт·год	Параметри електродів			Призначення
					L	R	R ₁ · 10 ³	
УГ2-3-26 УГ2-3-37 УГ3-3-53 УГ3-4-230 УГ3-4-265	26 37 53 230 265	250	0,99	0,3	2,5	–	1,5	Сухе очищення невибухових газів, що виникають в процесах сушіння агломерації та згоряння палива.
ЦГ7,5-2ск ЦГ11,5-2ск ЦГ23-3жб	7,5 11,5 23	150	0,95–0,99	0,3 0,2 0,3	3,4	–	1,0	Очищення відхідних газів із цементних печей і сушарок
ДВП-2×16,5бц ДВП-2×30бц	33 60	170	0,99	0,11	7,9	–	1,5	Очищення димових газів від золи після батарейних циклонів
СТ-15-3	15	250	0,99	0,65	4,8	–	1,2	Уловлювання сажі

Марка електро-фільтра	Площа поперечного перерізу активної зони, $\text{л}\cdot\text{м}$.	Максимальна температура газу на вході, $^{\circ}\text{C}$	Найбільший ступінь очищення	Питома витрата електроенергії на очищення 1000 м^3 газу $N_{\text{уд}}$, $\text{кВт}\cdot\text{год}$	Параметри електродів			Призначення
					L	R	$R_1 \cdot 10^3$	
ДМ-316 ДМ-600	13,3 25,0	60	0,97	0,25	3,0	–	1,5	Для тонкого очищення від пилу, попередньо охолоджених і зволожених доменних газів
УГМ-2-7	7	270	0,95 – 0,99	0,4	7	–	1,2	Для очищення від пилу неагресивних і невибухових газів не підприємствах кольорової металургії
УГТ1-60-3 УГТ1-80-3	60 80	425	0,97	0,3	2,5	–	1,1	Очищення неагресивних високотемпературних газів від пилу

Таблиця 7. Фізичні властивості сухого повітря
($P_n = 760$ мм.рт.ст. = $1,01 \cdot 10^5$ Па)

$t, ^\circ\text{C}$	$\rho, \text{кг/м}^3$	$C_p, \text{кДж/(кг} \cdot ^\circ\text{C)}$	$\lambda \cdot 10^2, \text{Вт/(м} \cdot ^\circ\text{C)}$	$\alpha \cdot 10^6, \text{м}^2/\text{с}$	$\mu \cdot 10^{-6}, \text{Па} \cdot \text{с}$	$\nu \cdot 10^6, \text{м}^2/\text{с}$	Pr
-50	1,584	1,013	2,04	12,7	14,6	9,23	0,728
-40	1,515	1,013	2,12	13,8	15,2	10,04	0,728
-30	1,453	1,013	2,20	14,9	15,7	10,80	0,723
-20	1,395	1,009	2,28	16,2	16,2	11,61	0,716
-10	1,342	1,009	2,36	17,4	16,7	12,43	0,712
0	1,293	1,005	2,44	18,8	17,2	13,28	0,707
10	1,247	1,005	2,51	20,0	17,6	14,16	0,705
20	1,205	1,005	2,59	21,4	18,1	15,06	0,703
30	1,165	1,005	2,67	22,9	18,6	16,00	0,701
40	1,128	1,005	2,76	24,3	19,1	16,96	0,699
50	1,093	1,005	2,83	25,7	19,6	17,95	0,698
60	1,060	1,005	2,90	27,2	20,1	18,97	0,696
70	1,029	1,009	2,96	28,6	20,6	20,02	0,694
80	1,000	1,009	3,05	30,2	21,1	21,09	0,692
90	0,972	1,009	3,13	31,9	21,5	22,10	0,690
100	0,946	1,009	3,21	33,6	21,9	23,13	0,688
120	0,898	1,009	3,34	36,8	22,8	25,45	0,686
140	0,854	1,013	3,49	40,3	23,7	27,80	0,684
160	0,815	1,017	3,64	43,9	24,5	30,09	0,682
180	0,779	1,022	3,78	47,5	25,3	32,49	0,681
200	0,746	1,026	3,93	51,4	26,0	34,85	0,680
250	0,674	1,038	4,27	61,0	27,4	40,61	0,677
300	0,615	1,047	4,60	71,6	29,7	48,33	0,674

Продовження таблиці 7

$t, ^\circ\text{C}$	$\rho, \text{кг/м}^3$	$C_p, \text{кДж/(кг}\cdot^\circ\text{C)}$	$\lambda \cdot 10^2, \text{Вт/(м}\cdot^\circ\text{C)}$	$\alpha \cdot 10^6, \text{м}^2/\text{с}$	$\mu \cdot 10^{-6}, \text{Па}\cdot\text{с}$	$\nu \cdot 10^6, \text{м}^2/\text{с}$	Pr
350	0,566	1,059	4,91	81,9	31,4	55,46	0,676
400	0,524	1,068	5,21	93,1	33,0	63,09	0,678
500	0,456	1,093	5,74	115,3	36,2	79,38	0,687
600	0,404	1,114	6,22	138,3	39,1	96,89	0,699
700	0,362	1,135	6,71	163,4	41,8	115,4	0,706
800	0,329	1,156	7,18	188,8	44,3	134,8	0,713
900	0,301	1,172	7,63	216,2	46,7	155,1	0,717
1000	0,277	1,185	8,07	245,9	49,0	177,1	0,719
1100	0,257	1,197	8,50	276,2	51,2	199,3	0,722
1200	0,239	1,210	9,15	316,5	53,5	233,7	0,724

Таблиця 8. Фізичні властивості води на лінії насичення

$t, ^\circ\text{C}$	$\rho, \text{кг/м}^3$	$\lambda, \text{Вт/(м}\cdot^\circ\text{C)}$	$\alpha \cdot 10^6, \text{м}^2/\text{с}$	$\mu \cdot 10^6, \text{Па}\cdot\text{с}$	$\nu \cdot 10^6, \text{м}^2/\text{с}$
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 9. 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
Параметри	ГНС-400	ГНС-500								
Внутрішній діаметр $D_{\text{вн}}$, мм	25	40	60	80	100	125	160	200	250	320
Діаметр живильного патрубку $d_{\text{ж}}$, 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
Діаметр зливного патрубку $d_{\text{зл}}$, 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, 125, 160	60, 80, 100, 125, 160
Діаметр шламового патрубку $d_{\text{шл}}$, 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

ЗМІСТ

Вступ	3
<i>Практична робота №1. Визначення кількості контейнерів для роздільного збирання відходів</i>	5
<i>Практична робота № 2. Визначення потужності сміттєпереробного комплексу</i>	15
<i>Практична робота № 3. Визначення класу небезпеки промислових відходів</i>	25
<i>Практична робота № 4. Розрахунок параметрів кульових барабанних млинів</i>	34
<i>Практична робота № 5. Розрахунок барабанного вакуум-фільтру</i>	42
<i>Практична робота № 6. Розрахунок фільтрувальної центрифуги</i>	53
<i>Практична робота № 7. Розрахунок електрофільтра</i>	62
<i>Практична робота № 8. Розрахунок напірного гідроциклону</i>	71
<i>Практична робота № 9. Розрахунок установки електрохімічної обробки рідких відходів</i>	79
Використана література	89
Додаток	92