

НАЦІОНАЛЬНИЙ УНІВЕРСИТЕТ КОРАБЛЕБУДУВАННЯ
імені адмірала Макарова
Кораблебудівний навчально-науковий інститут

В. В. БЛАГОДАТНИЙ, О. О. КОСОБУЦЬКА

ТЕХНОЛОГІЇ УТИЛІЗАЦІЇ ТА РЕКУПЕРАЦІЇ ВІДХОДІВ

Методичні вказівки

Рекомендовано Методичною радою НУК ім. адм. Макарова

Миколаїв
Видавець Румянцева Г.В.
2024

УДК 628.47

Б 68

Автори:

В. В. Благодатний, кандидат техн. наук, доцент;

О.О. Кособуцька.

Рецензент В. М. Патлайчук, канд. техн. наук, доцент.

Благодатний В. В.

Б 68 Технології утилізації та рекуперації відходів: методичні вказівки / В. В. Благодатний, О. О. Кособуцька . – Миколаїв : видавець Румянцева Г. В., 2024. – 65 с.

Рекомендовано Методичною радою НУК ім. адм. Макарова (протокол № 4 від 29 травня 2024р.)

У методичних вказівках наведено методики та приклади розрахунків характеристик фізичних, хімічних та біологічних процесів переробки газоподібних, рідких та твердих забруднень навколишнього середовища; технологічні схеми переробки промислових та побутових відходів .

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

© Благодатний В. В., Кособуцька О.О., 2024

© НУК ім. адм. Макарова, 2024

ЗМІСТ

ВСТУП	4
<i>Практична робота № 1. Визначення об'єму шламосховища</i>	6
<i>Практична робота № 2. Визначення характеристик фільтрів періодичної дії для розділення суспензій.</i>	12
<i>Практична робота № 3. Визначення характеристик осаджувальної центрифуги</i>	19
<i>Практична робота № 4. Розрахунок процесів концентрування розчинів</i>	25
<i>Практична робота № 5. Розрахунок характеристик дроблення відходів гірничовидобувної промисловості</i>	30
<i>Практична робота № 6. Розрахунок грохота</i>	37
<i>Практична робота № 7. Розрахунок процесів екстракції фенолів</i>	46
<i>Практична робота № 8. Розрахунок біогазової установки</i>	52
Використана література	62

Вступ

Протягом останніх десятиліть, кількість відходів серйозно збільшується і має тенденцію до зростання. В Україні загальна кількість відходів щорічно збільшується і становлять реальну епідеміологічну небезпеку для населення та у великих кількостях негативно впливають на атмосферу, верхні шари літосфери й підземну гідросферу, створюють проблеми в сфері охорони навколишнього середовища й здоров'я населення.

Застосування існуючих технологій розміщення відходів на полігонах, смітниках, шламонакопичувачах призводить до вилучення великих площ землі з господарського обігу, забруднення водоносних горизонтів, утворення токсичних компонентів; газовиділення й ін. Тому нагальною потребою є розробка і впровадження сучасних методів та засобів утилізації та рекуперації відходів.

Велика кількість і розмаїтість відходів загострює питання їхньої переробки. Утилізація має на меті реалізацію сукупності технологічних операцій, в результаті яких з відходів виробляють товарну продукцію; рекуперації, тобто повернення частини матеріалів або енергії з метою використання їх у тому ж самому технологічному процесі.

Предмет вирішує завдання конструктивного та технологічного забезпечення вторинного використання ресурсів, розробку методів утилізації, його економічне обґрунтування та засоби організаційного вирішення.

Дисципліна «Технології утилізації та рекуперації відходів» складається з двох модулів: «Теоретичні основи розробки технологій переробки відходів» та «Технології переробки промислових та побутових відходів». Аналогічні питання розглядає освітня програма «Екологія та охорона навколишнього середовища» і включає модуль «Методи та засоби утилізації відходів»

Під час восьми практичних занять (роботи 1÷5 відносяться до першого модулю та 5÷8 до другого) студенти повинні оволодіти сучасними методами аналізу та розрахунку процесів обробки відходів, вивчити склад систем утилізації та рекуперації. 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 спеціальності 183 «Технології захисту навколишнього середовища», а також спеціальності 101 «Екологія», при підготуванні курсових робіт з дисциплін: «Методи захисту навколишнього середовища», «Технології очищення повітря і води», «Техноекологія» та при написанні дипломних робіт.

Практична робота №1

Визначення об'єму шламосховища.

Основними способами складування промислових відходів є два типу: “ сухе ” та “ мокре ”. На сьогоднішній день частіше використовують шламосховища, що включають в себе греблі, спеціально облаштовані береги та одно- або багатокаскадні ставки-відстійники. Стінки та дно останніх повинні бути екрановані для запобігання фільтрації стоків у ґрунт. Матеріалами для екранів можуть служити суглинки, поліетиленова плівка або бітумно-латексні покриття. Схема захоронення відходів у шламонакопичувачі показана на рис. 1.1. Попередньо горючі матеріали спалюють у печах видаляють метали. Решту матеріалів подрібнюють, ущільнюють і заповнюють ними спеціальну ступінчасту виїмку, що облаштована таким чином, що ґрунтові та підземні води стікають до басейну-збирача і звідти потрапляють на біологічне очищення, а шлам повертається на захоронення.

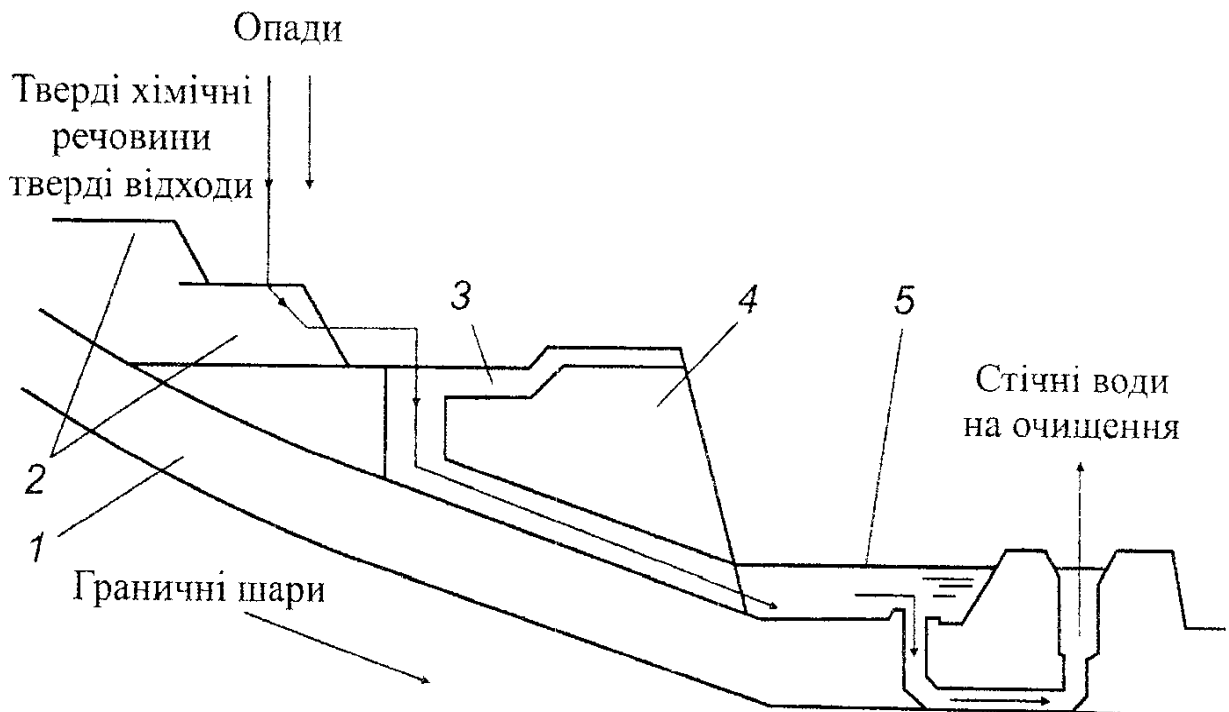


Рис. 1.1. Схема захоронення відходів, розроблена компанією «Юніон Карбейд»):

1- водонепроникний шар; 2 - ступінчасте заповнення; 3 - проникний шар; 4 - утримуючий насип; 5 - збирач стічних вод.

Накопичувачі поділяються в залежності їх виду та призначення. До них відносяться: накопичувачі золи та шлаку, хвостосховища, шламосховища; накопичувачі виробничих стічних вод, ставки-відстійники; ставки-випаровувачі, золовідвали, мулові майданчики.

За основними методами складування та конструкції шламосховища поділяють на 2 основних види: наливні та наливні. У першому випадку з ґрунтів зводять дамбу чи греблю і отримують ємність, яку заповнюють хвостами. Греблі будують за одну чергу або за декілька черг. Намивні накопичувачі роблять практично тільки з складених хвостів і поділяються на низьконапірні, середньонапірні та високонапірні, відповідно при складуванні хвостів до 10, від 10 до 50, та більше ніж 50 м. Такий метод у порівнянні з наливним є більш економічним.

Основні типи за рельєфом місцевості представлені на рис. 1.2.

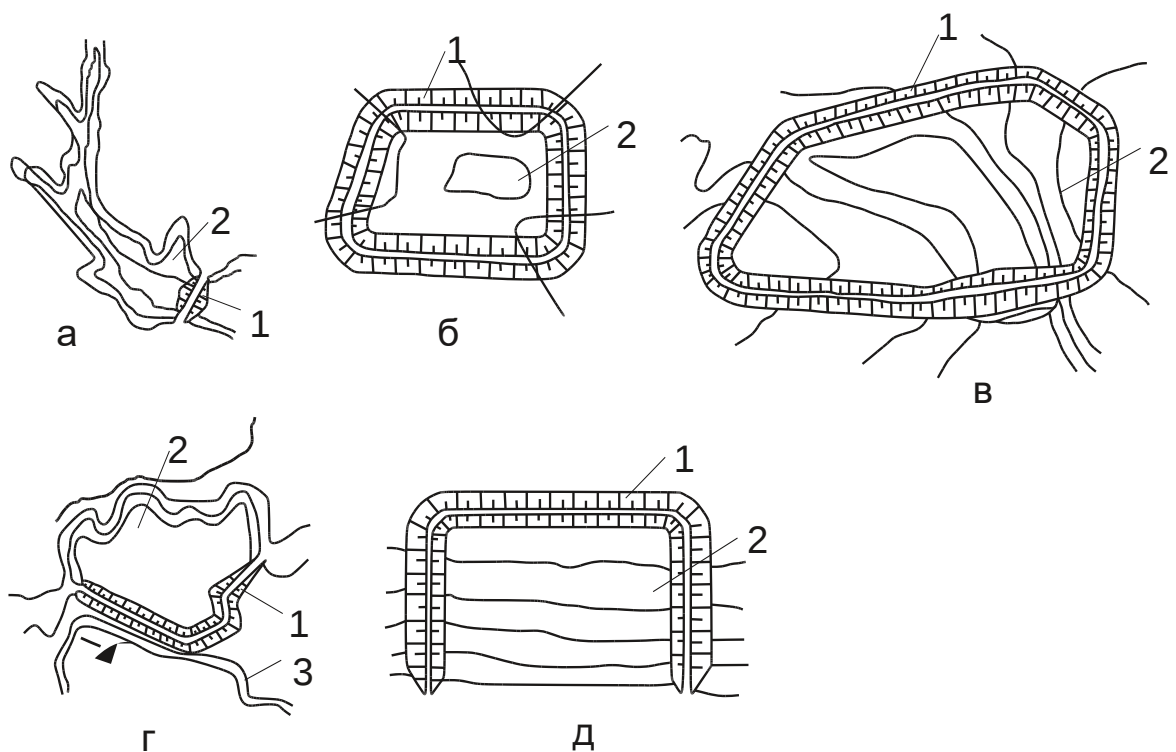


Рис. 1.2. Типи накопичувачів за рельєфом місцевості:

а - яружний; б - рівнинний; в - ружно-рівнинний; г - заплавний; д - косогірний. 1 - дамба; 2 - ложе шламосховища; 3 - річка.

Схема накопичувача типу яружного показана на рис.1.2а. Греблі перегороджують яри та балки та доцільно облаштувати акумулювальний ставок. Використовування накопичувачів рівнинного типу (рис.1.2б) є доцільним, коли рельєф земної поверхні малопересічений. Ложе шламосховища огорожують з усіх сторін ґрунтовими дамбами, в результаті утворюється штучна водойма, в якій проходить прояснення пульпи, укладка відходів та скид проясненої води. Комбіновані яружно-рівнинні накопичувачі (рис.1.2в) мають ділянки, що розташовані на рівнинні так у балці. Відповідно території огорожують дамбами або греблями.

На рис. 1.2г зображено накопичувач заплавного типу, слід захищати низові відкоси дамб від впливу течії річки. Інколи накопичувачі укладають в долинах річок за умови відводу річки від накопичувача, або акумулювання паводкових витрат в ньому.

Тип шламосховища косогірного показано рис. 1.2д. Він з трьох сторін огорожений дамбами, що прилягає до частини природної поверхні схилу.

Котловинні та котлованні облаштовують у місцевих котловинах, відкритих виїмках або відпрацьованих кар'єрах.

Насипний тип накопичувача використовують для твердих відходів, які транспортують у сухому вигляді автомобільним, канатним способом тощо, а також на місці достатня ґрунтів для спорудження дамб обвалування.

Рідкі відходи складають в накопичувачах наливного типу. За наявності в районі ярів, балок, низин, які мають достатнього об'єму, доцільно укладання накопичувача наливного типу.

Основними факторами вибору накопичувача є: тип відходів, гранулометричний склад твердих відходів, кліматичні та топографічні умови, наявність необхідної кількості місцевих ґрунтів для відсипки дамб, спосіб транспортування тощо.

Умови складування залежать від гранулометричного складу твердої фази та від вмісту часток певного розміру. За достатньою кількістю фракцій діаметром понад 0,074 мм для створення огорожувальної дамби - накопичувач

проектують наливного типу. При виборі схеми наливу використовують графік, який наведено на рисунку 1.3.

Зона I гранулометричного складу, для якої споруджують сховища за

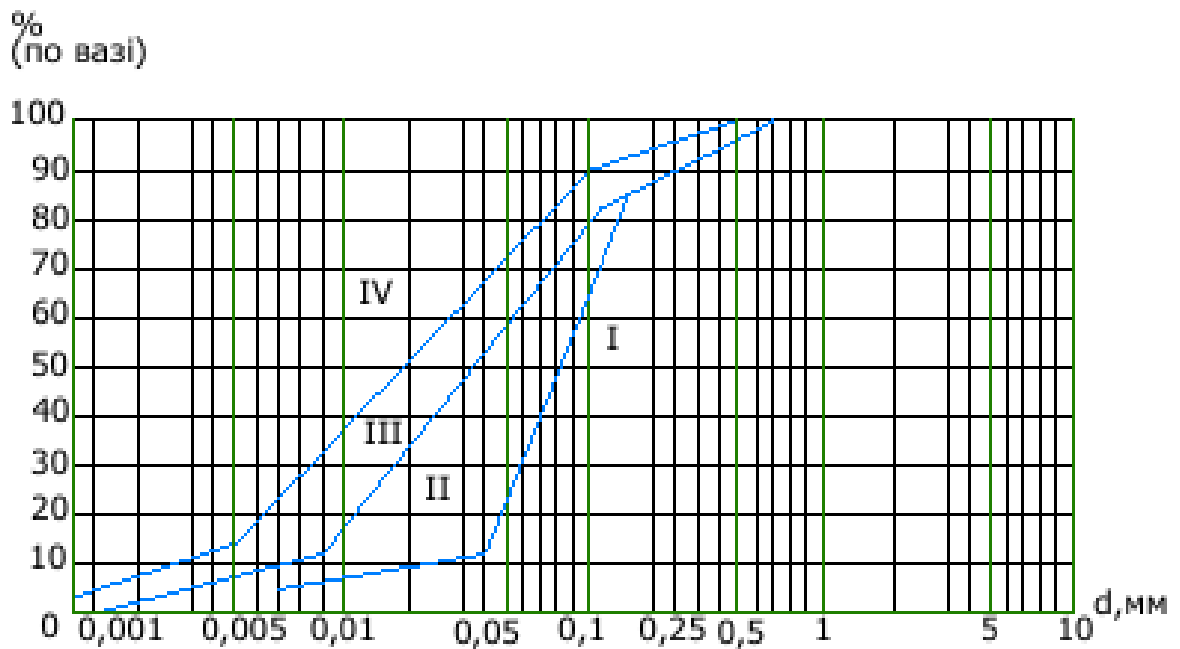


Рис. 1.3. Графік для вибору схеми наливного накопичувача

одно- або двосторонньою схемою наливного накопичувача (рис.1.1 та рис.1.4) з улаштуванням обвалування по ярусах з піщаних фракцій хвостів, які відбираються безпосередньо з пляжу. Якщо ж у хвостах, гранулометричний склад яких відноситься до II та III зон, кількість частинок діаметром дрібніше 0,074 мм по вазі складає більше ніж 60 %, тоді шламосховища споруджують тільки за односторонньою схемою наливного накопичувача з поперечним обвалуванням, що виконується з хвостів або привезених ґрунтів і розкритих скелевих порід. Будівництво дамб з таких хвостів потрібно застосовувати їх розкладання по фракціях гідроциклонами чи іншими пристроями.

Наливні накопичувачі відповідають IV зоні, де спорудження дамби роблять на всю висоту гідровідвалу з місцевих ґрунтів ступенями по чергах з дотриманням розрахункового профілю дамби.

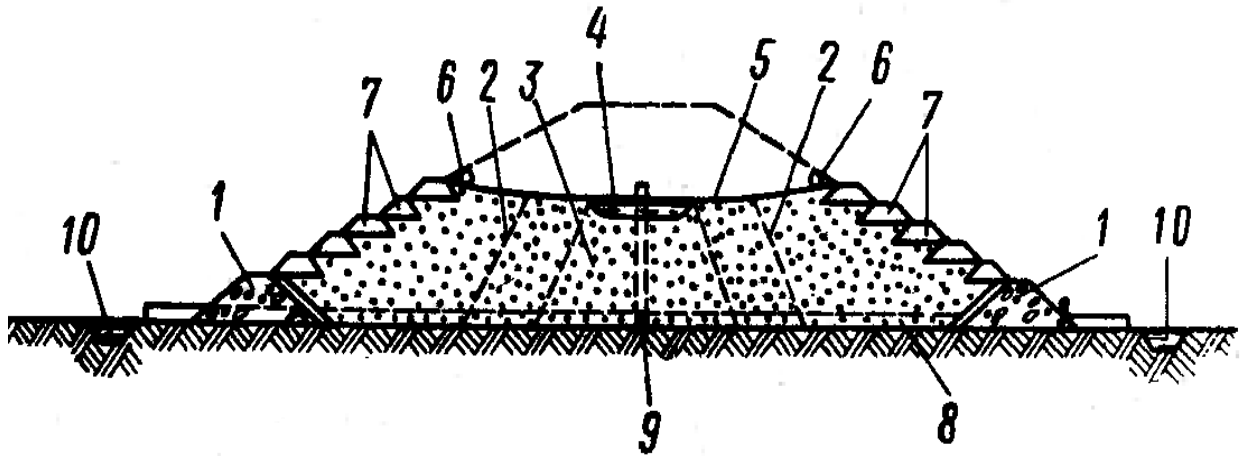


Рис. 1.4. Схеми двостороннього заповнення сховища.

1 - первинна дамба; 2 - упорна призма; 3 - ядро; 4 - ставок-відстійник; 5 - надводний пляж; 6 - розподільний пульповід; 7 - вторинні дамби; 8 - водоспускний колектор; 9 - водоскидний колодязь; 10 - канава.

Майданчик накопичувача обирають згідно з основними вимогами по вибору майданчика для будівництва ДБН В.2.4-5:2012 з урахуванням потрібного об'єму накопичувача; мінімальних витрат (капітальних та експлуатаційних); спрощення рішення по гідротранспортуванню хвостів та оборотному водопостачанню; безпеки населення та промислових підприємств; вимоги екологічної безпеки та розмірів захисних зон; - топографічних, геологічних та гідрологічних даних.

Визначення об'єму шламосховища, м^3 , виконують за залежністю

$$V = \frac{G_{\text{хв}}^{\text{рік}} t_e}{\rho_{\text{с.хв.}} k_{\text{зан.}}} , \quad (1.1)$$

де $G_{\text{хв}}^{\text{рік}}$ – вихід хвостів за рік, т; t_e – число років експлуатації шламосховища; $\rho_{\text{с.хв.}}$ - середня густина сухих хвостів у шламосховищі, т/м^3 ; $k_{\text{зан.}}$ - коефіцієнт заповнення шламосховища, що характеризує практичну можливість заповнення його геометричного об'єму і приймається зі діапазону 0,75... 0,85.

Кількість виходу хвостів за годину, т/год , знаходимо за формулою:

$$G_{xв.} = \frac{G_{\Pi}^M}{(T + P)}, \quad (1.2)$$

де G_{Π}^M - витрати пульпи за масою т/год; консистенція пульпи – співвідношення маси твердих відходів Т до маси води Р (Т : Р).

Витрати пульпи за масою, т/год, розраховують за рівнянням:

$$G_{\Pi}^M = Q_{\Pi} \rho_{\Pi} \quad (1.3)$$

де Q_{Π} - Витрата пульпи, м³/год; ρ_{Π} - відношення маси пульпи до її об'єму.

Консистенція пульпи (Т : Р) для різних видів хвостів змінюється у великому діапазоні (від 1:1 до 1:30 і більше) і залежить від густини частинок хвостів, відстані транспортування, діаметру пульповодів, напірного обладнання та інших факторів

Густина частинок пульпи , т/м³ , визначають за формулою:

$$\rho_{\Pi} = \frac{T + P}{\frac{T}{\rho_{ч.хв.}} + \frac{P}{\rho_{в}}}, \quad (1.4)$$

де $\rho_{ч.хв.}$ - густина частинок хвостів, т/м³; $\rho_{в}$ - густина води, т/м³.

Приклад 1. Розраховують річний вихід шламу та об'єм шламосховища. Витрата пульпи $Q_{\Pi} = 5000$ м³/год. Консистенція пульпи Т : Р = 1 : 15 густина частинок хвостів $\rho_{ч. хв.} = 3$ т/м³. густина води $\rho_{в} = 1$ т/м³. Термін експлуатації шламосховища $t_e = 10$ років. Середня густина укладання сухих хвостів, які намиті в шламосховище і відсипані у вторинні дамби $\rho_{с.хв.} = 1.85$ т/м³.

Розв'язання:

Густину хвостової пульпи визначаємо за виразом (1.4) :

$$\rho_{\Pi} = \frac{1+15}{\frac{1}{3} + \frac{15}{1}} = 1,043 \text{ т/м}^3$$

Витрати пульпи за масою розраховуємо за формулою (1.3):

$$G_{\Pi}^M = 5000 \cdot 1,043 = 5215,0 \text{ т/год.}$$

Вихід хвостів знаходимо за залежністю (1.2) :

$$G_{xв.} = \frac{5215,0}{(1+15)} = 325,94 \text{ т/год.}$$

Річний вихід хвостів розраховуємо, враховуючи, що підприємство працює цілодобово 365 днів у році:

$$G_{xв.}^{рік} = G_{xв.} \cdot 24 \cdot 365 = 325,94 \cdot 24 \cdot 365 = 2855234,4 \text{ т/рік.}$$

Приймаємо коефіцієнт заповнення шламосховища $k_{зан.} = 0,8$

Об'єм шламосховища, необхідний для прийому хвостів протягом десяти років визначаємо за формулою (1.1):

$$V = \frac{2855234,4}{1,85 \cdot 0,8} = 19292124,32 \text{ м}^3.$$

Практична робота №2.

Визначення характеристик фільтрів періодичної дії для розділення суспензій.

В установках утилізації та рекуперації фільтри для розділення суспензій періодичної дії здебільшого використовуються для зневоднення осадів, які утворюються при обробці відходів.

Найпростішим фільтром для очищення води є нутч-фільтр періодичної дії, якій працює під вакуумом або під тиском (рис. 2.1а). Його цикл роботи складає: наповнення суспензією, розділення суспензії під тиском газу, видалення осаду з фільтрувальної перегородки та регенерації останньої.

Листовий фільтр (рис. 2.1б) складається з циліндричного герметичного корпусу з конічним дном та знімною сферичною кришкою. У корпусі розташовані фільтрувальні елементи (листи) - обтягнуті фільтрувальною

тканиною плоскі сталеві коробки з перфорованими бічними поверхнями. Фільтрат спочатку потрапляє всередину листів, а потім по трубках надходить у колектор і відводиться через штуцер. Подача суспензії на фільтр здійснюється через штуцер і припиняється після утворення на фільтрувальній поверхні певного шару осаду. Після цього фільтр регенерується шляхом зворотної продувки стислим повітрям або паром. Одночасно з фільтру видаляється надлишок невідфільтрованого осаду. видаляється надлишок невідфільтрованого осаду.

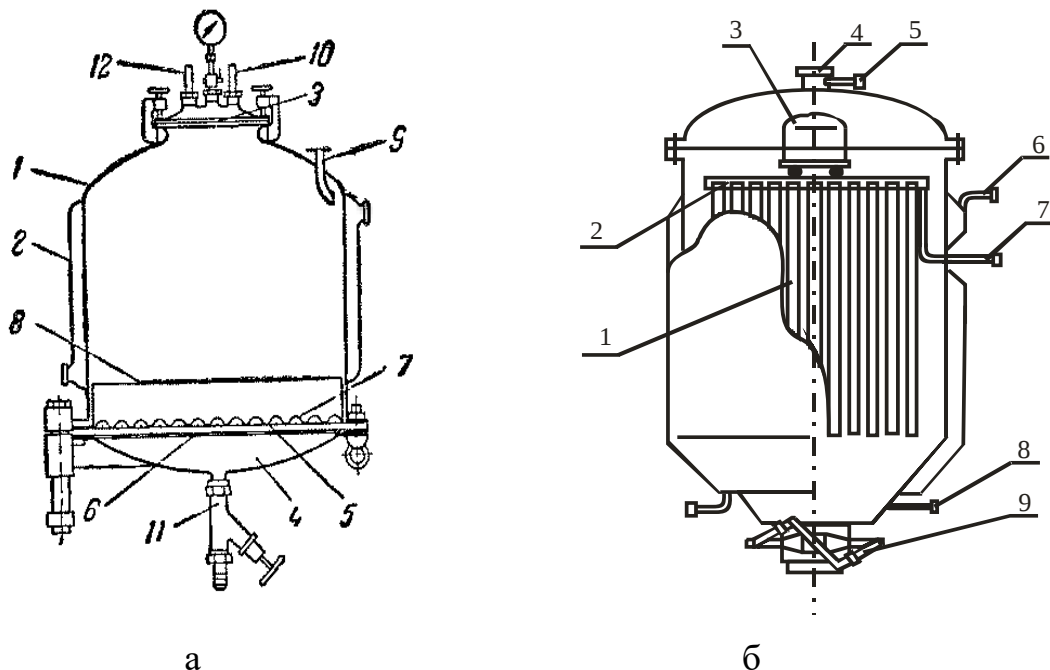


Рис. 2. 1. Фільтри для вилучення осаду періодичної дії.

а - нутч-фільтр: 1 - корпус; 2 - сорочка; 3 - змінна кришка; 4 - дно, що переміщується; 5 - фільтрувальна перегородка; 6 - опорна перегородка; 7 - захисна сітка; 8 - кільцева перегородка; 9 - штуцер для подачі суспензії; 10 - штуцер для подачі стислого повітря; 11 - штуцер для видалення фільтрату; 12 - запобіжний клапан; б - листовий фільтр: 1 - фільтрувальні елементи; 2 - збірний колектор; 3 - віброударний пристрій; 4,6 - штуцера для подачі повітря на просушку; 5 - штуцер для випуску повітря; 7 - парова сорочка; 8 - штуцер для подачі та зливу осаду; 9 - розвантажувальний отвір з поворотною заслінкою.

Основними типами фільтрпресів періодичної дії є апарати з вертикальними рамами камерами. Схема камерного фільтрпресу показана на рис. 2.2. Фільтрпрес з вертикальними рамами складається з почергово розташованих

однакових за розмірами плит 1 та рам 2, між якими розташовані фільтрувальні перегородки. Перед початком фільтрування плити та рами, ущільнені по периметру краями цих перегородок, притискуються до нерухокої плити за допомогою натискної плити 7, утворюючи цілісний пакет. Потім по спеціальних каналах у плитах та рамах суспензія потрапляє у простір між двома сусідніми фільтрувальними перегородками, фільтрат одночасно проходить крізь них і по відповідних каналах видаляється з апарату. У режимі промивки промивна рідина подається по іншій системі каналів з протилежного боку фільтрувальної перегородки (рис. 2.3).

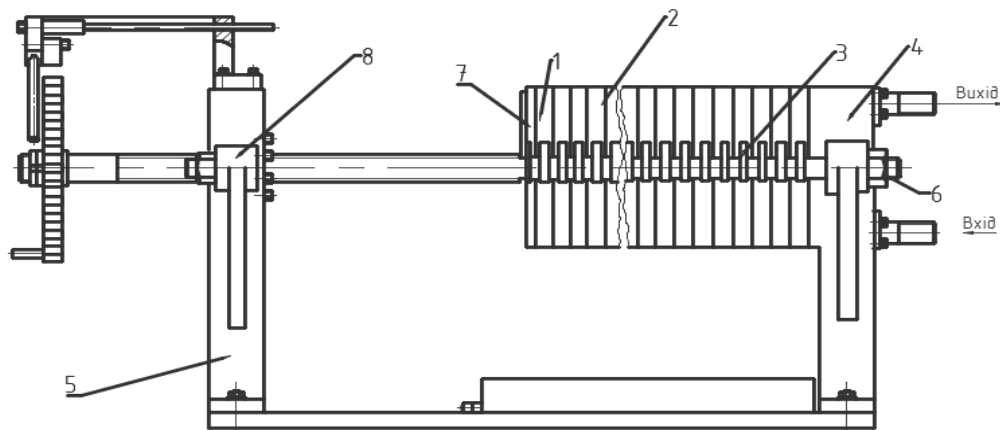


Рис. 2.2. Рамний фільтрпрес ФПР:

1 - плити; 2 - рами; 3 - фільтрувальна тканина; 4 - опорна плита; 5 - стійка;
6 - гайка; 7 - натискна плита; 8 - затискний гвинт.

Першою стадією циклу роботи фільтрпресу є стискування плит. Потім починається стадія фільтрування, і суспензія по середньому каналу 1 та каналами 2 надходить до камер 3, які утворюються поверхнями сусідніх перегородок плит 4 та внутрішніх поверхонь рам 5. Очищена рідина проходить крізь обидві сусідні фільтрувальні перегородки, звідки видаляються по каналам 6 за допомогою кранів 7. Ця стадія триває доки камери заповнюються осадами, а суспензія не подається. Далі відбувається промивання осаду. Тоді

промивна рідина надходить у камери бічними каналами 8 та каналами 9. Ці канали мають половина плит 4, тому на цій стадії відкриті половина кранів 7. За такою схемою промивна вода спочатку проходить крізь першу фільтрувальну перегородку, шар осаду, другу фільтрувальну перегородку та каналами 6 відводяться від фільтра через крани, які є відкритими.

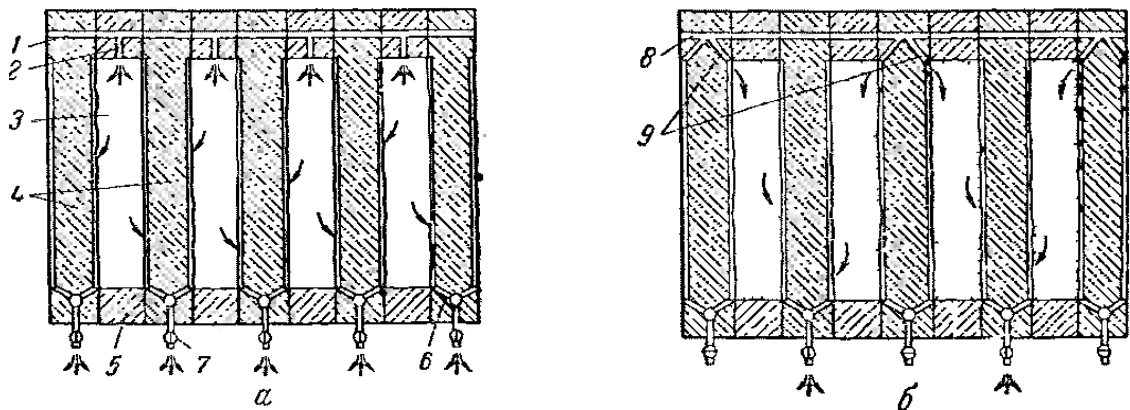


Рис. 2.3. Схема роботи плиточно-рамного фільтрпреса

а - стадія фільтрування; б - стадія промивки; 1 - середній канал для проходження суспензії; 2, 9 - і канали; 3 - камери; 4 - плити; 5 - рама; 6 - канал для відводу фільтрату та промивки рідини; 7 - кран; 8 - бічний канал для проходу промивної рідини.

Потім осад продувають стислим повітрям і проводять операції розведення плит та вивантаження осаду з одночасним переміщенням та промиванням фільтрувальної тканини.

Продуктивність фільтра за фільтратом V_ϕ розраховується через середню швидкість фільтрування w_ϕ за повний цикл обробки суспензії на фільтрі:

$$V_\phi = w_\phi F_\phi K_n \cdot K_m, \quad (2.1)$$

де F_ϕ - поверхня фільтра, м^2 ; K_n - поправочний коефіцієнт, що враховує збільшення опору фільтрувальної перегородки, при її багаторазовому використуванні $K_n = 0,8$; K_m - поправочний - коефіцієнт, що враховує, можливі

коливання якостей промислової суспензії та масштабний перехід від лабораторної моделі до промислового фільтру $K_m=0,7\ldots 0,9$.

Враховуючі забивання фільтруючої перегородки формула (2.1) набуває такого вигляду:

$$V_\phi = w_u F_\phi K_n, \quad (2.1a)$$

Продуктивність фільтра за суспензією, кг/м^3 :

$$V_c = V_\phi (1 + x_o), \quad (2.2)$$

а за вологим осадом, кг/с :

$$G_{oc} = \frac{V_\phi x_\epsilon}{(1 - W)}, \quad (2.3)$$

Тут x_o - відношення об'єму відфільтрованого осаду v_{oc} до об'єму отриманого фільтрату v_ϕ :

$$x_o = \frac{v_{oc}}{v_\phi} = \frac{x_m \rho_p}{\rho_{oc} [1 - (W + x_m)]}, \quad (2.4)$$

x_ϵ - маса твердої фази, що осаджується при проходженні одиниці об'єму фільтрату, кг/м^3

$$x_\epsilon = \frac{x_m \rho_p (1 - W)}{1 - (W + x_m)}, \quad (2.5)$$

де W – масова вологість осаду після просушки, частки; x_m - масова концентрація твердої фази в суспензії, кг/м^3 ; ρ_p - густина рідкої фази, кг/м^3 ; ρ_{oc} - густина вологого осаду, кг/м^3

$$\rho_{oc} = \frac{\rho_T \rho_p}{\rho_p + (\rho_T - \rho_p)W}, \quad (2.6)$$

ρ_T - густина твердої фази, кг/м^3 .

Середня швидкість фільтрування за цикл у разі розрахунку через константи фільтрування, визначається з формули:

$$w_{\text{ц}} = v_{\text{ф.нум}} / \tau_{\text{ц}} , \quad (2.7)$$

де $v_{\text{ф.нум}}$ - об'єм фільтрату, отриманий з 1 м² фільтруючої перегородки за час фільтрування $\tau_{\text{ф}}$, м³/м²; $\tau_{\text{ц}}$ - час повного циклу обробки суспензії у фільтрі, с.

$$v_{\text{ф.нум}} = h_{\text{ос}} / \chi_0 , \quad (2.8)$$

$h_{\text{ос}}$ - товщина шару осаду на фільтрувальній перегородці.

Приклад 2. Визначити продуктивність рамного фільтрпресу з урахуванням забивання фільтрувальної поверхні ($K_{\text{п}}=0,8$). Висота шару осаду $h_{\text{ос}}=6,0$ мм . Площа фільтрувальної поверхні $F_{\text{ф}}=22$ м². Відношення об'єму осаду до об'єму фільтрату $\chi_0=0,042$, маса твердої фази, що осаджується при проходженні одиниці об'єму фільтрату $W=0,8$, $\chi_s=60,0$ кг/м³, масова вологість осаду після просушки, частки час повного циклу обробки суспензії у фільтрі $\tau_{\text{ц}}=3038$, с.

Розв'язання:

Об'єм фільтрату, що утворюється протягом фільтрування, визначаємо за формулою (2.8) :

$$v_{\text{ф.нум}} = 0,006/0,042 = 0,14 \text{ м}^3/\text{м}^2 .$$

Середня швидкість фільтрування за цикл дорівнює згідно з виразом (2.1):

$$w_{\text{ц}} = 0,1433/3038 = 4,7 \cdot 10^{-5} \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с}).$$

Визначимо продуктивність фільтра за фільтратом з урахуванням забивання фільтрувальної перегородки відповідно з формулою (2.1а):

$$V_{\text{ф}} = 4,7 \cdot 10^{-5} \cdot 22 \cdot 0,8 = 0,83 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}.$$

Продуктивність фільтра за суспензією знаходимо з виразом (2.2):

$$V_c = 0,83 \cdot 10^{-3} (1 + 0,042) = 0,86 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}.$$

Тоді продуктивність фільтра за вологим осадом визначаємо за залежністю (2.3):

$$G_{oc} = 0,86 \cdot 10^{-3} \cdot 60,0 / (1 - 0,80) = 0,249 \text{ кг/с}.$$

Патронні фільтри (рис. 2.4) включає труби, які мають поздовжні ребра з отворами у бічних стінках. Нижні кришки труб закриті, а верхні їхні частини щільно входять у гнізда решітки, а на бічну поверхонь встановлені пористі кільця з кераміки, скла тощо. Елементи (патрони) поміщають у циліндричний корпус з відкидними кришками.

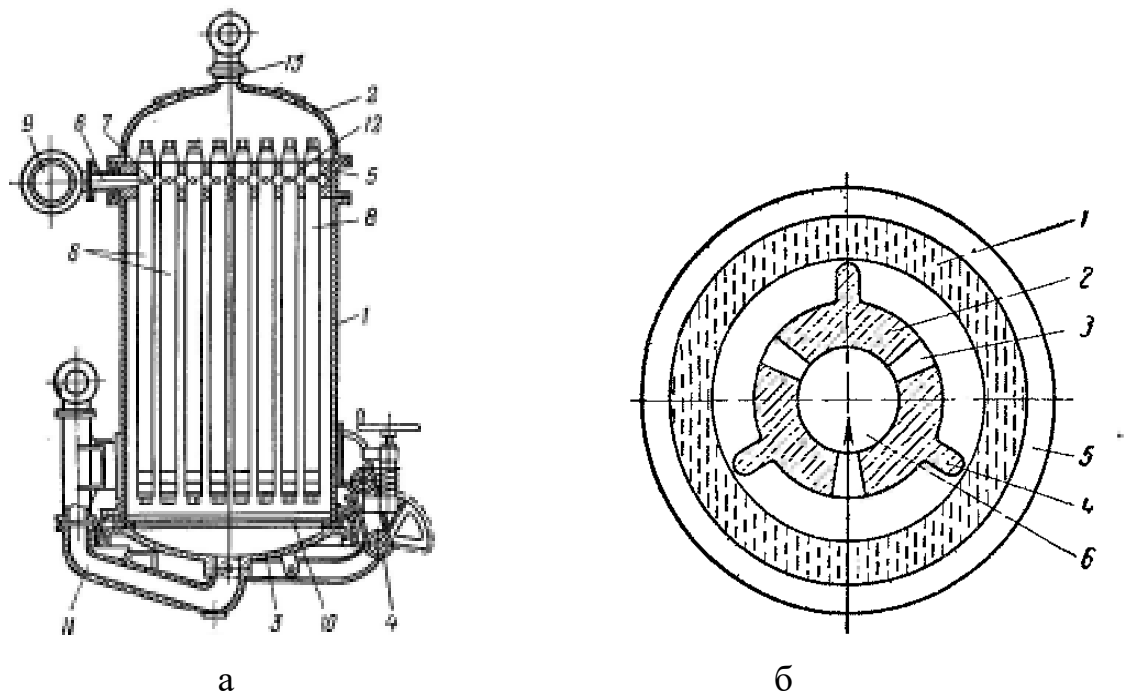


Рис. 2.4. Патронний фільтр.

Фільтр: а - схема фільтра: 1- корпус; 2 - кришка; 3 - днище; 4 – шарнір ; 5 - плита; 6, 12 - канали у плиті; 7 - канал у патроні; 8 - патрони; 9 - колектор; 10 - перфорована перегородка; 11- труба для входу суспензії; 13 - штуцер для суспензії, що циркулює; б - фільтрувальний патрон: 1 - пористе кільце; 2 - труба; 3 - радіальні отвори; 4 - осад; 5 - ребро; 6 - вертикальний канал.

Суспензія надходить у простір між патронами під тиском до 0,8 МПа. Осад осаджується на поверхні патронів, а рідина проникає всередину фільтрувальних елементів. Далі очищена рідина проходить у внутрішні паралельні канали, які сполучаються з порожнинами труб, та колектором по якому рідина видаляється.

Практична робота №3

Визначення характеристик осаджувальної центрифуги.

Для розділення суспензій, зневоднювання промислових і побутових осадів та шламів використовуються переважно центрифуги відстійного типу - вертикальні осаджувальні періодичної дії та горизонтальні осаджувальні безперервної дії зі шнековим вивантаженням осаду.

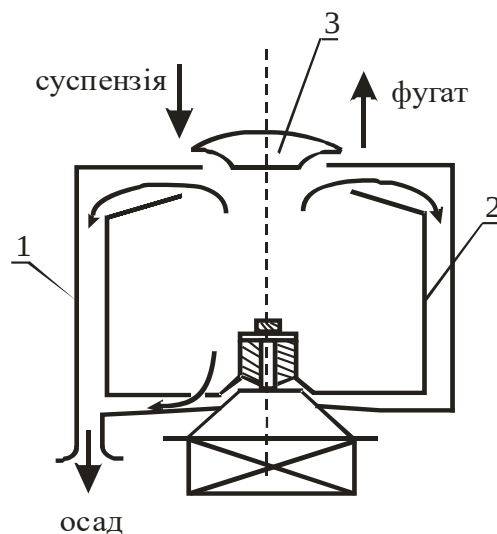


Рис 3.1 Вертикальна центрифуга:

1 - корпус; 2 - барабанний ротор; 3 - кришка.

Основними елементами вертикальної осаджувальної центрифуги (рис. 3.1) є корпус 1 та розташований всередині його барабанний ротор 2 з суцільними стінками. Ротор обертається за допомогою валу, пов'язаного з електроприводом. Через патрубок до апарату подається суспензія. Під час роботи центрифугу закривають кришкою 3 із запобіжним пристроєм. При обертанні ротора під дією відцентрових сил суспензія відкидається до його стінок. Рідка фаза (фугат), що

має меншу густину, накопичується ближче до вісі ротора і відводиться через патрубков, а осад відкладається на стінках. Після зупинки центрифуги осад сповзає вниз та видаляється за напрямом стрілки через кільцеву щілину у нижній частині ротора.

Принципову схему безперервно діючої горизонтальної центрифуги зі шнековим вивантаженням осаду показано на рис. 3.2. Конічно – циліндричний ротор 1 із суцільними стінками приводиться у обертання від електродвигуна 12, так само, як і порожнинний шнек 2. У середину порожнинного шнеку по трубі 13 подається суспензія (осад) та через отвори надходить до приймальної камери ротора. Більш великі та важкі частинки осаду під дією відцентрової сили віджимаються до внутрішньої поверхні ротора.

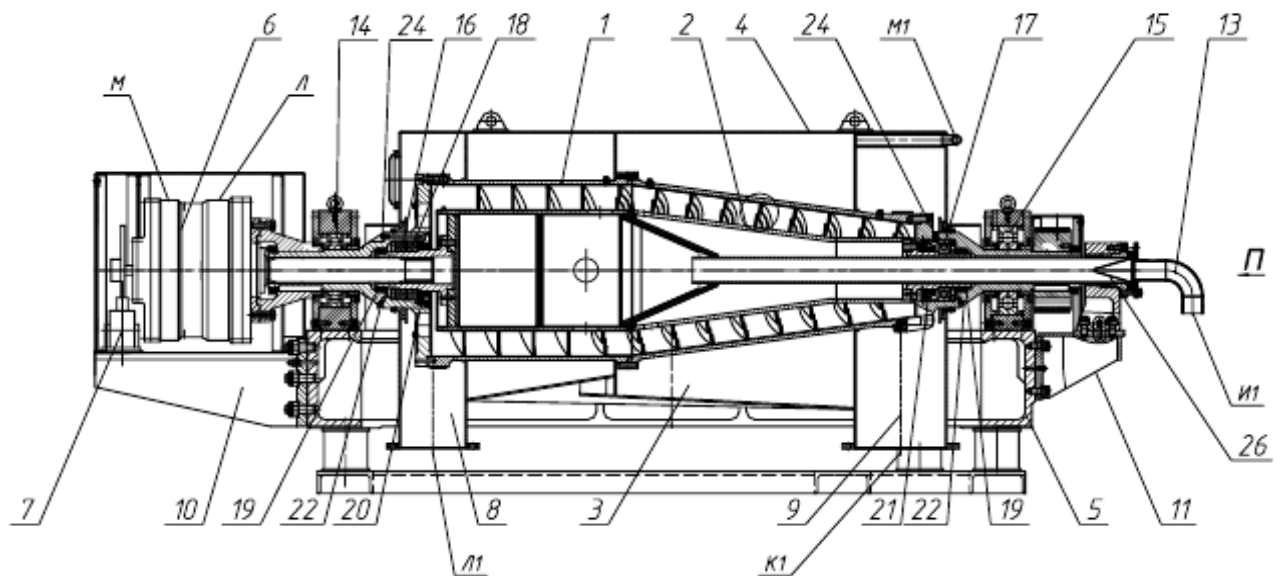


Рис 3.2 Горизонтальна центрифуга ОГШ:

1 - ротор; 2 - порожнинний шнек; 3 - основа кожуха; 4 - кришка кожуха; 5 - станина; 6 - редуктор; 7 - механізм блокування; 8 - бункер фугату; 9 - бункер осаду; 10,11 - кронштейни; 12 - електродвигун; 13 - труба живлення; 14,15,16,17 - підшипники; 18 - ремінь; 19,20,21 - манжети; 22,23 - прес-маслянка; 24 - контрольна пробка; 25 - підрамник центрифуги; 26 - фільтр; 27 - патрубок подачі; 28 - хомут.

Внаслідок меншої, у порівнянні з ротором, швидкості обертання шнеку частинки переміщуються до вивантажувальних вікон та видаляються через трубу бункера 9. Коли осад рухається у незаповненій суспензією частині ротора, відбувається процес його додаткового ущільнення. Рідка фаза, що утворилася при центрифугуванні, через зливні отвори витікає у зливну трубу бункеру 8.

Для відцентрового розділення емульсій відходів широко використовуються відстійні надцентрифуги безперервної дії з вертикальним ротором - рідинні сепаратори. Всередині барабанного ротору в цих апаратах, подібно до тонкошарових відстійників, розташовані похилі тарілки, що забезпечують розділення потоку емульсії на тонкі шари з метою зменшення шляху осідання частинок. При обертанні барабану з високою швидкістю під дією відцентрового прискорення рідка суміш розділяється на фракції. Легка фракція переміщується ближче до центру барабану і безперервно видаляється (рис. 3.3а), а важка відкидається до периферії і також виводиться з барабану безперервно або накопичується у ньому та періодично вивантажується (рис. 3.3 б).

Продуктивність відстійної центрифуги за суспензією V_c , м³/с, розраховується за рівнянням:

$$V_c = \pi \cdot D_{сер} \cdot l \cdot \omega_0 \cdot Fr_{сер} \cdot \eta_e, \quad (3.1)$$

де $D_{сер}$ – середній діаметр потоку рідини в барабані центрифуги, м; l – довжина шляху осадження, м; $Fr_{сер}$ – фактор розділення, розрахований за середнім діаметром; η_e – коефіцієнт ефективності розділення ($\eta_e = 0,35 \dots 0,45$ – для центрифуг періодичної дії; $\eta_e = 0,2 \dots 0,25$ – для центрифуг безперервної дії типу ОГШ); ω_0 – швидкість вільного гравітаційного осадження твердих частинок з розміром, що дорівнює заданій крупності розділення δ_k .

Середній діаметр потоку рідини в барабані центрифуги визначається з виразу:

$$D_{cep} = \frac{(D_B + D_\delta)}{2}, \quad (3.2)$$

де D_B – внутрішній діаметр барабана центрифуги, м; D_δ – діаметр борту зливу рідини, м.

Для центрифуг типу ОГШ (таблиця 3.1), які мають циліндрично-конічний барабан, за довжину шляху осадження приймають довжину циліндричної частини барабану. Фактор розділення, що відповідає середньому діаметру, визначається за

залежністю:

$$Fr_{cep} = \frac{\omega^2 \cdot D_{cep}}{2g} = \frac{2\pi^2 \cdot n^2 \cdot D_{cep}}{g}, \quad (3.3)$$

де n – частота обертання ротора центрифуги, с^{-1} .

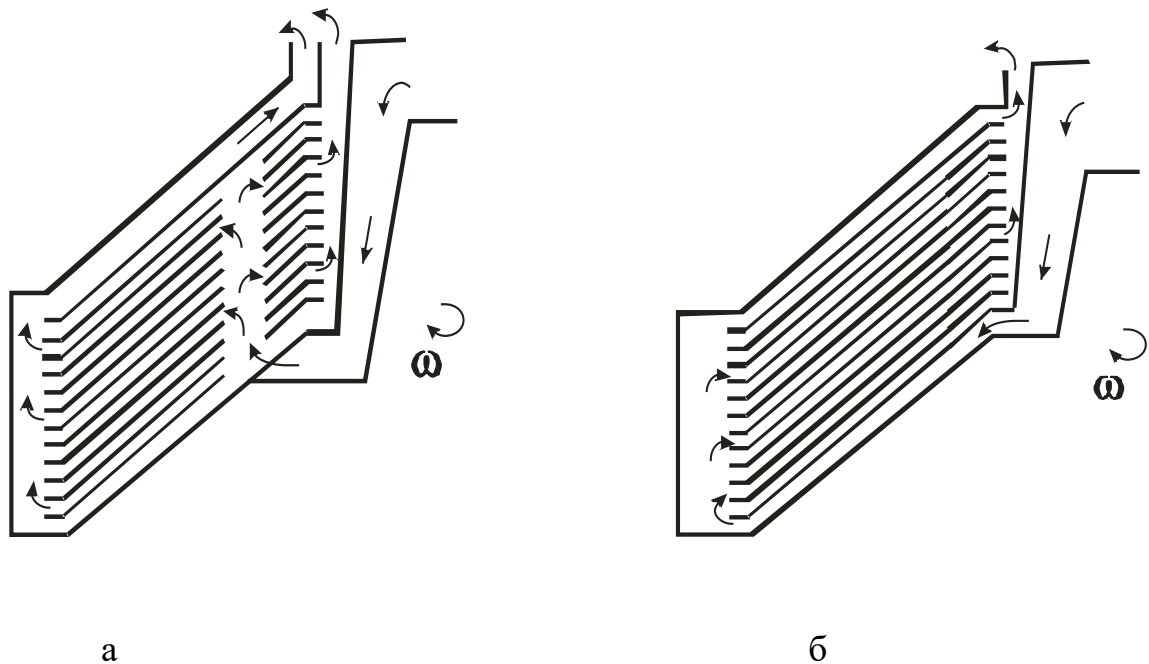


Рис. 3.3. Схема барабана – сепаратора.

Для практичних розрахунків при ламінарному режимі швидкість осадження може бути розрахована за формулою Стокса:

$$\omega_0 = \frac{\delta_k^2 \cdot (\rho_T - \rho_p) \cdot g}{18\mu}, \quad (3.4)$$

де δ_k – розмір частинки, що дорівнює заданій крупності розділення, м; ρ_T та ρ_p – відповідно густина твердої та рідкої фази, кг/м³; μ – в'язкість рідини, Па·с.

Густина суспензії визначається за формулою:

$$\rho_c = \frac{\rho_T \cdot \rho_p}{\rho_T - (\rho_T - \rho_p) \cdot x_m}, \quad (3.5)$$

Таблиця 3.1 Технічні характеристики базових моделей центрифуг типу ОГШ

Параметр	Центрифуги							
	Прояснювальні			Універсальні			Зневоднювальні	
	ОГШ-20	ОГШ-35	ОГШ-63	ОГШ-35	ОГШ-50	ОГШ-80	ОГШ-32	ОГШ-80
Діаметр барабана, D, мм	200	350	630	350	500	800	320	800
Відношення L/D	3,0	2,86	3,76	1,8	1,8	2,0	1,66	1,63
Максимальна частота обертання ротора, 1/с	100	70,8	43,3	66,6	44,7	27,5	58,3	27,5

Продуктивність осаджувальної центрифуги за твердою фазою дорівнює

$$G_T = V_c \cdot \rho_c \cdot x_m, \quad (3.6)$$

де V_c – розрахункова продуктивність центрифуги за суспензією, м³/с; x_m – масова концентрація твердої фази; ρ_c – густина суспензії, кг/м³.

Приклад 3. Розрахувати продуктивність центрифуги ОГШ-20 при розділенні суспензії.

Масова концентрація твердої фази $x_m = 2,5 \%$; в'язкість твердої фази $\mu = 0,74 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$; густина твердої та рідкої фази відповідно $\rho_T = 980 \text{ кг/м}^3$, $\rho_p = 760 \text{ кг/м}^3$; крупність розділення $\delta_k = 7 \text{ мкм} = 10^{-6} \text{ мм}$; діаметр барабану та зливу рідини відповідно $D_B = 200 \text{ мм}$, $D_6 = 150 \text{ мм}$; довжина шляху осадження $l = 360 \text{ мм}$; частота обертання центрифуги $n = 100 \text{ с}^{-1}$. Режим осадження ламінарний.

Розв'язання:

Швидкість осадження розраховуємо за формулою (3.4):

$$w_0 = \frac{(7 \cdot 10^{-6})^2 \cdot (980 - 760) \cdot 9,8}{18 \cdot 0,74 \cdot 10^{-3}} = \frac{10^{-12} \cdot 2156}{13,32 \cdot 10^{-3}} = 7,94 \cdot 10^{-6} \text{ м/с}.$$

Середній діаметр потоку рідини в барабані дорівнює (3.2):

$$D_{\text{сер}} = \frac{200 + 150}{2} = 175 \text{ мм}.$$

Фактор розділення на середньому діаметрі за (3.3) складе

$$Fr_{\text{сер}} = \frac{2 \cdot 3,14^2 \cdot 100^2 \cdot 0,175}{9,8} = \frac{34508,6}{9,8} = 3521$$

Продуктивність центрифуги за суспензією знайдемо за рівнянням (3.1), прийнявши $\eta_e = 0,2$:

$$V_c = 3,14 \cdot 0,175 \cdot 0,360 \cdot 7,94 \cdot 10^{-6} \cdot 3521 \cdot 0,2 = 1,13 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}$$

Густина суспензії знаходимо за формулою (3.5):

$$\rho_c = \frac{980 \cdot 760}{980 - (980 - 760) \cdot 0,025} = \frac{744800}{974,5} = 764 \text{ кг/м}^3.$$

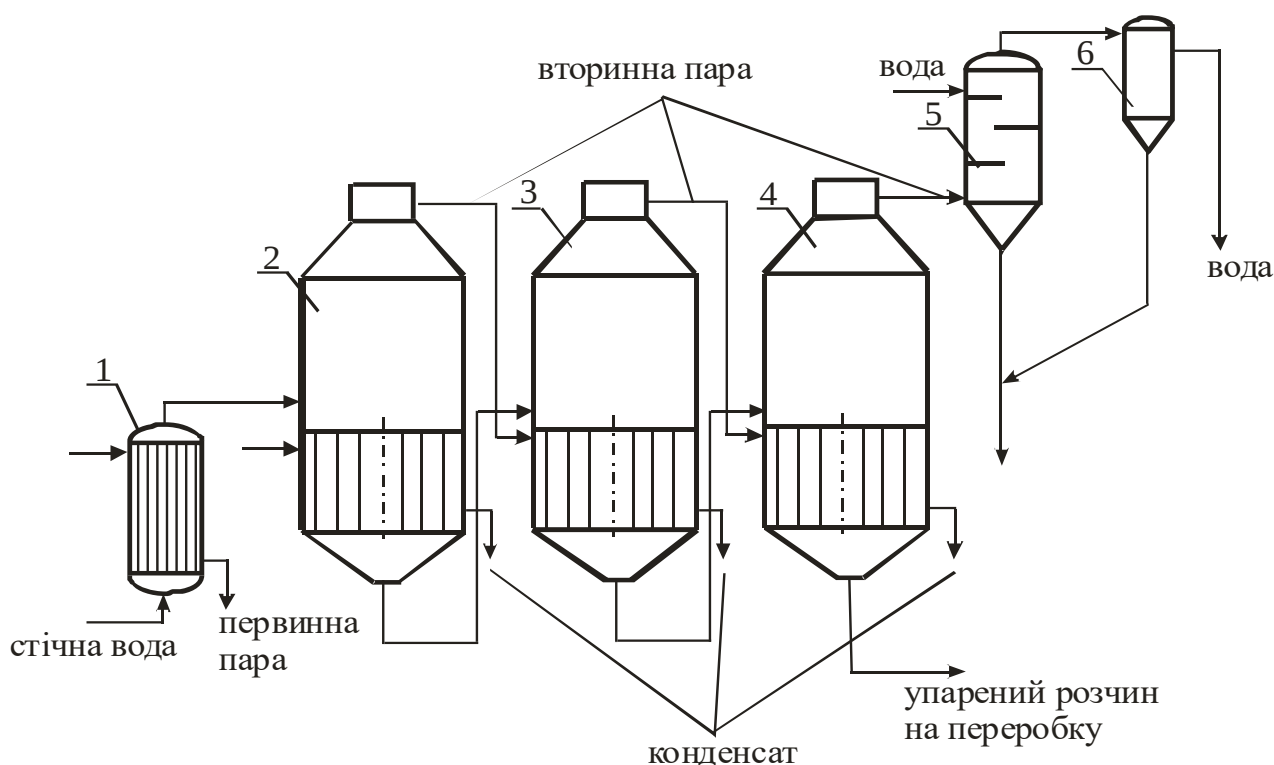
Продуктивність центрифуги за твердим осадом визначаємо за формулою (3.6):

$$G_T = 1,13 \cdot 10^{-3} \cdot 764 \cdot 0,025 = 0,025 \text{ кг/с}.$$

Практична робота № 4

Розрахунок процесів концентрування розчинів.

Концентрування розчинів рідких відходів, як правило, проводять у багатокорпусних прямоточних випарних установках (рис.4.1). Це дає змогу використовувати вторинну пару з попередніх ступенів як первинну у наступних, економлячи енергію. Розчин послідовно проходить випарні апарати і видаляється на останньому ступені, де його концентрація досягає потрібної величини, а вторинна пара з цього ступеню спрямовується на барометричний конденсатор.



4.1. Схема трьохкорпусної випарної установки:

1- змішувальна ємність; 2 – 4 -випарні апарати; 5 - барометричний конденсатор; 6 - уловлювач.

Як ступені установок використовуються випарні апарати з природною та примусовою циркуляцією розчину, що працюють під вакуумом або під надлишковим тиском. Основні типи апаратів з природною циркуляцією показано на рис. 4.2.

У апаратах з внутрішньою нагрівальною камерою та центральною циркуляційною трубою (рис. 4.2а) нагрівальна камера 1 розташована у нижній частині вертикального корпусу. Вона складається з кип'ятильних труб, закріплених у двох трубних ґратках, і циркуляційної труби 3 великого діаметру, встановленої по вісі камери. Первинна пара подається у міжтрубний простір нагрівальної камери, а розчин – у простір над верхніми трубними ґратками. Потім розчин опускається по циркуляційній трубі вниз і частково випаровується. Утворена паро - рідинна суміш підіймається по кип'ятильних трубах, вміст пари у ній поступово зростає, і трохи вище нижнього краю відбувається скипання. Вторинна пара підіймається вгору, проходить сепараційний простір 2 та бризковловлювач, де від неї під дією відповідно гравітаційних та інерційних сил відділяється унесена волога, та видаляється через штуцер зверху апарату. Концентрований розчин видаляється через штуцер конічного днища апарату.

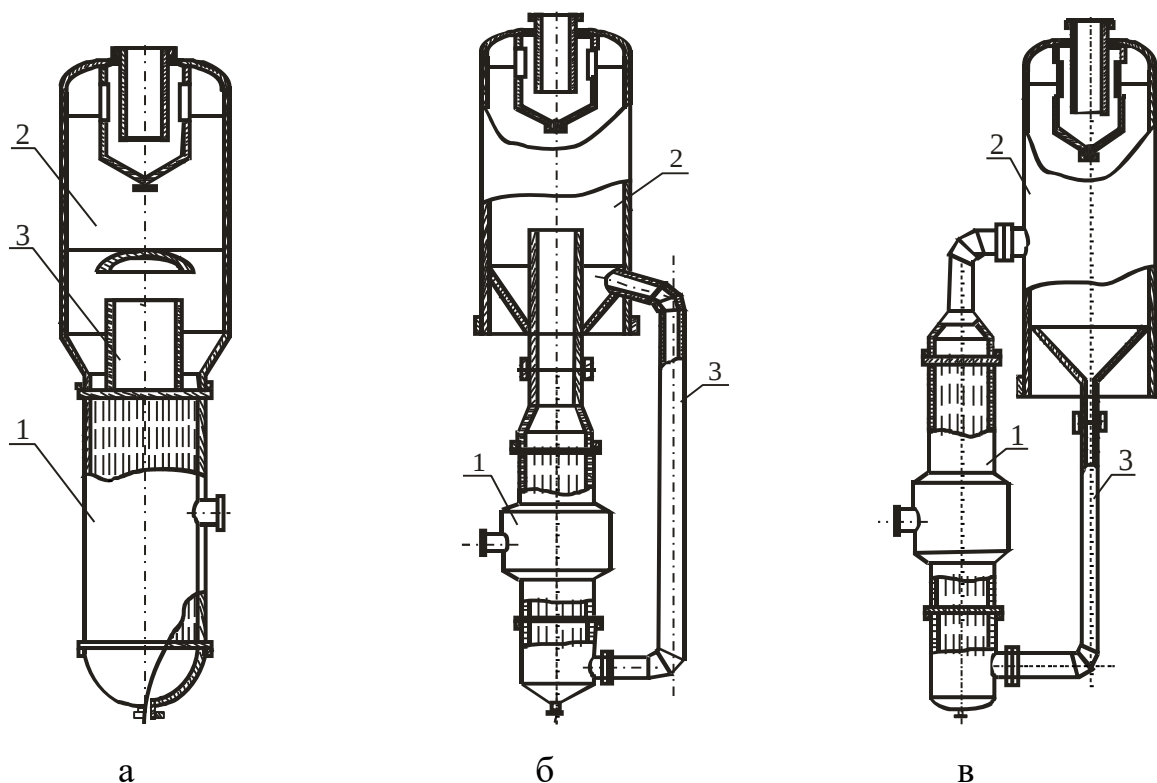


Рис.4.2 . Схеми випарних апаратів:

а - з внутрішньою нагрівальною камерою та центральною циркуляційною трубою; б - з винесеними циркуляційними трубами; в - з винесеною нагрівальною камерою, де: 1 - нагрівальна камера; 2 - сепаратор; 3 - циркуляційна труба.

З метою збільшення швидкості циркуляції розчину за рахунок його кращого охолодження при опусканні, а також зменшення розмірів нагрівальної камери розроблено випарні апарати з винесеними за межі корпусу циркуляційними трубами (рис 4.2 б).

Ще більша інтенсифікація циркуляції розчину досягається у апаратах з винесеною нагрівальною камерою (рис. 4.2 в) за рахунок збільшення довжини кип'ятильних труб. Крім того, таке компонування значно полегшує і прискорює чищення і ремонт нагрівальної камери. Якщо приєднати до корпусу апарату дві нагрівальні камери, то проведення його огляду та ремонту потребує тільки зниження продуктивності, а не повної зупинки випаровувача. Вихідний розчин може подаватися під нижні трубні ґратки нагрівальної камери 1, або у циркуляційну трубу 3 (рис. 4.2в). Утворена у нагрівальній камері вторинна пара відділяється від рідини в сепараторі 2 та бризковловлювачі і видаляється з апарату. Рідина опускається по циркуляційній трубі, що не обігрівається, 3, змішується з початковим розчином, і цикл циркуляції повторюється знову. Концентрований розчин відбирається через бічний штуцер в кінці дніщі сепаратора. З метою підвищення ефективності випарювання при малих корисних різницях температур і значних в'язкостях розчинів використовуються апарати з примусовою циркуляцією розчину за допомогою циркуляційних насосів. При цьому також практично виключається можливість відкладання накипу в трубах, внаслідок високої швидкості циркуляції, а також переміщення зони кипіння на коротку ділянку нагрівальної камери перед виходом з кип'ятильних труб. Тож на більшій частині довжини труб рідина лише дещо перегрівається.

Матеріальний баланс процесу випарювання визначається рівнянням:

$$G_{пoch} = G_{кін} + W , \quad (4.1)$$

або

$$G_{пoch} x_{пoch} = G_{кін} x_{кін} , \quad (4.2)$$

де $G_{поч}, G_{кін}$ - масові витрати початкового (вихідного) розчину, кінцевого (концентрованого) розчину, кг/с; $x_{поч}, x_{кін}$ - концентрації розчиненої речовини в початковому і кінцевому розчині;

W - витрата випарюваної води, що дорівнює

$$W = G_{поч} \left(1 - \frac{x_{поч}}{x_{кін}} \right) . \quad (4.3)$$

Приклад 4. Розрахувати технологічні параметри трьохкорпусної випарної установки для концентрування розчину $NaCl$. Масові витрати початкового (вихідного) розчину $G_{поч} = 2000 \text{ кг/год}$ Концентрація розчиненої речовини в початковому розчині $x_{поч} = 10, \%$ Концентрація розчиненої речовини в кінцевому розчині $x_{кін} = 30, \%$

Розв'язання:

1. Розраховуємо кількість води, що випарюється у трьох корпусах установки за формулою (4.3):

$$W = \frac{2000}{3600} \left(1 - \frac{10}{30} \right) = 0,37 \text{ кг/с}$$

2. Знаходимо розподіл навантаження по корпусах.

Приймемо наступне співвідношення масових кількостей води, що випарюється (по корпусах):

$$I : II : III = 1,0 : 1,1 : 1,2$$

Отже, кількість води, що випарюється:

$$\text{у I корпусі} \dots\dots\dots W_1 = \frac{1332 \cdot 1}{3600(1+1,1+1,2)} = 0,112 \text{ кг/с}$$

$$\text{у II} \dots\dots\dots W_2 = \frac{1332 \cdot 1,1}{3600 \cdot 3,3} = 0,123 \text{ кг/с}$$

$$\text{у III} \dots\dots\dots W_3 = \frac{1332 \cdot 1,2}{3600 \cdot 3,3} = 0,135 \text{ кг/с}$$

Робимо розрахунок концентрацій розчину по корпусах за формулою (4.1).

Початкова концентрація розчину $x_{поч} = 10 \%$ (за умовами).

Визначаємо кількість (вихідного) розчину G_1 , що I корпусу до II. Згідно з формули (4.1)):

$$G_{поч} = G_1 + W,$$

Тоді:

$$G_1 = G_{поч} - W_1 = \frac{2000}{3600} - 0,112 = 0,0438 \text{ кг/с}$$

Знайдемо

концентрацію розчину, кінцеву для I корпусу та початкову для II. Формула (4.2) приймає вигляд:

$$G_{поч} x_{поч} = (G_{кін} - W_1) \cdot x_1$$

Звідки x_1 буде дорівнювати :

$$x_1 = \frac{G_{поч} \cdot x_{поч}}{G_{поч} - W_1} = \frac{0,55 \cdot 10}{0,55 - 0,112} = 0,1255 = 12,55\%$$

Відповідно кількість (вихідного) розчину G_2 , що переходить з II корпусу до III корпусу:

$$G_2 = G_{поч} - W_1 - W_2 = 0,55 - 0,112 - 0,123 = 0,315 \text{ кг/с}$$

Тоді концентрація розчину, кінцева для II корпусу x_2 :

$$x_2 = \frac{G_{поч} \cdot x_{поч}}{G_2} = \frac{0,55 - 10}{0,315} = 0,175 = 17,50\%$$

Згідно з рівнянням (4.1) із III корпусу виходить розчин :

$$G_{кін} = 0,55 - 0,37 = 0,18 \text{ кг/с}$$

Визначаємо концентрацією домішки згідно з формули (4.2)):

$$x_{кін} = \frac{0,55 \cdot 10}{0,18} = 0,30 = 30\%$$

що відповідає умовам завдання.

Практична робота № 5.

Розрахунок характеристик дроблення відходів гірничовидобувної промисловості.

При утилізації відходів видобутку та збагачення корисних копалин у багатьох випадках буває доцільним зменшувати їхні розміри шляхом дроблення. Цей процес проводять у дробарках різних типів, найбільшого поширення набули пристрої роздавлюючої і розколюючої дії – щоківі, конусні та валкові.

У щоківій дробарці для подрібнення використовується нерухома 1 і рухома 2 щоки (рис. 5.1). Рухома щока приводиться в дію шатуном 4, який рухомим з'єднанням об'єднаний з обертовим ексцентриковим валом 3. При робочому ході вона наближається до нерухомої щоки, а при холостому ходу віддаляється від неї. Під час робочого ходу відбувається дроблення шляхом роздавлювання в поєднанні з розколюванням і вигином, а під час холостого ходу — вивантаження подрібненого матеріалу вниз під дією власної ваги. Здійснення робочого ходу забезпечується передньою 5 і задньою 6 плитами розпорів, а холостого ходу — тягою 7 і пружиною 8. Ступінь подрібнення регулюється шляхом взаємного переміщення клинів 9, завдяки чому змінюється ширина випускного отвору.

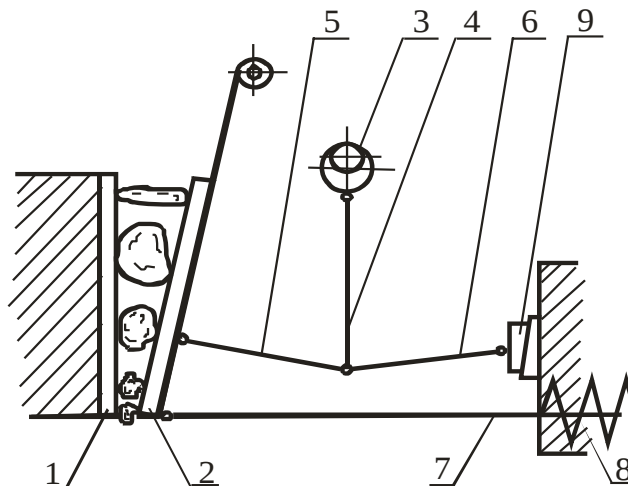


Рис. 5.1 Схема щоківної дробарки з верхнім підвісом щоки.

Основними елементами конусних дробарок (рис. 5.2) є внутрішній рухомий 1 та зовнішній нерухомий 2 конуси.

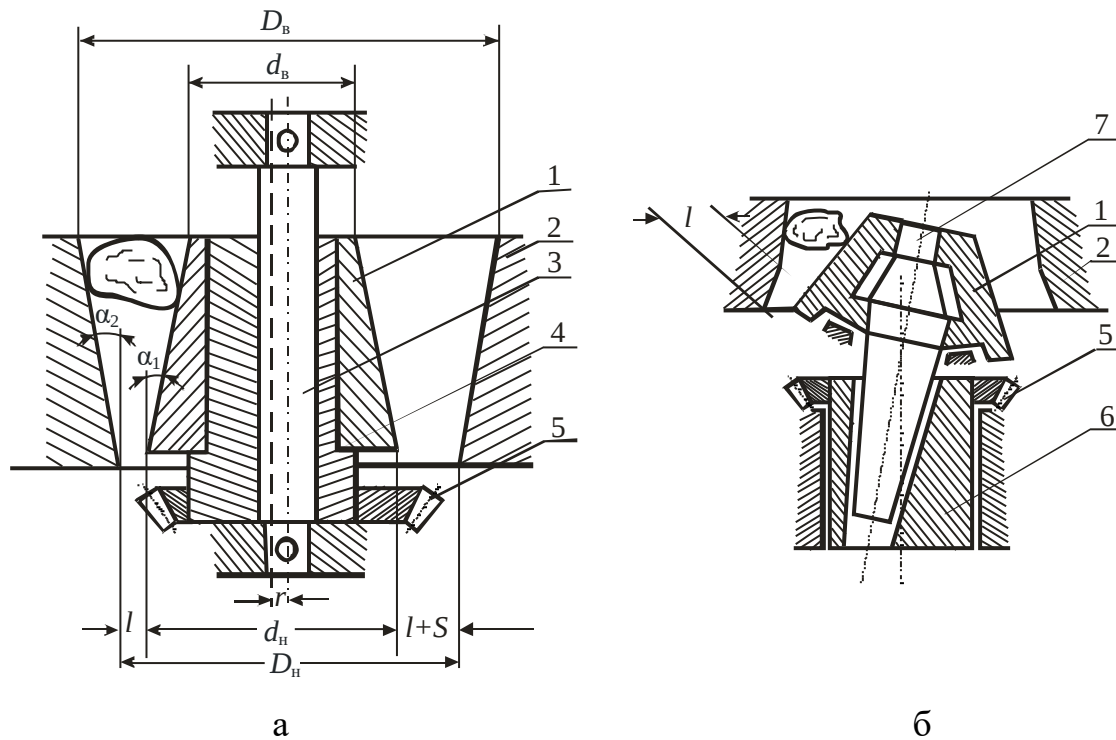


Рис. 5.2 Схеми конусних дробарок:

а - крутоконусної з нерухомою віссю; б - похило конусної: 1 - рухомий конус; 2 - нерухомий конус; 3 - вісь; 4 - ексцентриковий вал; 5 - шестерня; 6 - ексцентриковий стакан; 7 - вал.

Вісь обертання вертикального (рис. 5.2а) або похилого (рис. 5.2б) рухомого конуса розташована ексцентрично по відношенню до вісі нерухомого зрізаного конуса, оберненого великою основою вгору (рис. 5.2а) або вниз (рис. 5.2б). При обертанні ексцентрикового валу або ексцентрикового стакану зазор між конусами у кожній точці постійно змінюється і при зближенні поверхонь матеріал подрібнюється шляхом роздавлювання.

Валкові дробарки (рис. 5.3) складаються з двох циліндричних валків, один з яких обертається в нерухомо встановлених підшипниках, а інший - в ковзних підшипниках, які утримуються в заданому положенні (залежно від необхідної ширини зазору) за допомогою пружини 4. Валки обертаються назустріч один одному, затягують початковий матеріал у зазор між ними і дроблять його в основному шляхом роздавлювання (гладкі валки) або розколювання (зубчасті).

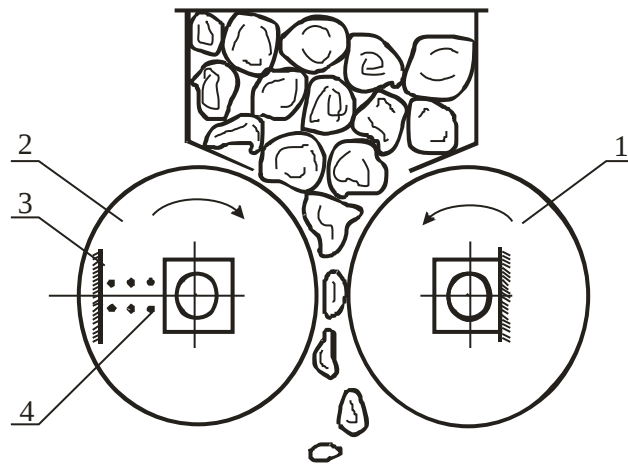


Рис. 5.3 Схема валкової дробарки:

1 - вал з нерухомими підшипниками; 2 - вал з рухомими підшипниками; 3 - корпус дробарки; 4 - пружина.

Основні параметри валкових, щоккових і конусних дробарок приведені в табл. 5.1—5.3.

Однією з основних характеристик подрібнювальної здатності дробарок є ступінь подрібнення :

$$i = \frac{\delta_{н.ср}}{\delta_{к.ср}} , \quad (5.1)$$

де $\delta_{н.ср}$ і $\delta_{к.ср}$ - відповідно середні розміри частинок матеріалу на вході і виході з машини.

Для валкових дробарок з гладкими і рифленими валками величина максимального розміру шматка залежить від величини зазору між валками a і може бути розрахована по рівнянню

$$\delta_{н.мах} = [D(1 - f) + a] / f , \quad (5.2)$$

де D — діаметр валу, м; a — зазор між валками, м; f — коефіцієнт захоплення (для гладких валів $f = 0,954$, для рифлених $f = 0,92$).

Продуктивність валкових дробарок знаходиться з рівняння:

$$G = f \cdot L \cdot \omega \cdot \rho \cdot \mu , \quad (5.3)$$

де L — довжина валу, м; ω — колова швидкість валу, м/с; ρ_n — насипна густина матеріалу, кг/м³; μ — коефіцієнт розпушування, що характеризує ступінь заповнення між валками матеріалом. Для дробарок з гладкими і рифленими валками $\mu = 0,25$, для дробарок із зубчастими валками $\mu = 0,5 \dots 1,2$ а.

Продуктивність щоккових і конусних дробарок визначається шляхом випробувань машин при подрібненні матеріалів середньої міцності. Наведені величини продуктивності відповідають певній ширині розвантажувальної щілини a і повинні бути перераховані на фактичну величину зазору та тип матеріалу (враховується коефіцієнтом розмелоздатності) за формулою:

$$V_a = VK_p \left(1 + \frac{\Delta a}{a} \right), \quad (5.4)$$

де V — величина продуктивності дробарки за табл. 5.2 і 5.3; Δa — зміна ширини розвантажувальної щілини; K_p - коефіцієнт розмелоздатності, який для м'яких матеріалів дорівнює 1,2, для матеріалів середньої міцності 1, для міцних 0,9, для дуже міцних - 0,8.

Рівняння для розрахунку потужності дроблення має наступний вигляд:

$$N = \frac{3(K_\sigma \sigma_{cm})^2 G}{2E\rho_m} (i - 1), \quad (5.5)$$

де K_σ — коефіцієнт міцності шматка; σ_{cm} — межа міцності матеріалу при стискуванні, Па; E — модуль пружності матеріалу, Па; G — продуктивність, кг/с; ρ_m — густина матеріалу, кг/м³; i — ступінь подрібнення.

Потужність електродвигуна приводу дробарки визначається з рівняння

$$N_{дв} = N / (\eta_d \eta_n), \quad (5.6)$$

де η_d — ККД дробарки ($\eta_d = 0,7$ — для валкових дробарок з гладкими і рифленими валками; $\eta_d = 0,5$ — для валкових дробарок із зубчастими валками; для щоккових і конусних дробарок $\eta_d = 0,4 \dots 0,9$; η_n - ККД механічної передачі ($\eta_n = 0,9$).

Таблиця 5.1 Основні параметри валкових дробарок з гладкими, рифленими і зубчастими валками.

Тип дробарки	Розміри валів		Розмір завантажувального куска $\delta_{н.мах.}$, мм	Зазор між валками a , мм	Частота обертання валків n , c^{-1}	Потужність електродвигуна $N_{дв.}$, кВт
	D , мм	L , мм				
ДГ-400Х 250	400	250	20	2-12	2,38 3,33 4,76	8
Д Г- 800Х500	800	500	40	4—16	1,20 1,66 2,42	30
Д Г- 800Х500	800	500	40	4—16	1,20 1,66 2,42	30
ДГ- 1000Х550	1000	550	50	4—18	0,95 1,50 1,92	40
ДГ-600Х400	600	400	30	2—14	2,00 2,50 3,16	22
ДГ-1500Х600	1500	600	75	4-20	0,63 1,00 1,26	55
ДР-400Х 250	400	250	40	5-20	2,00 3,00 4,00	8
ДР-600Х400	600	400	60	10 - 30	1,66 2,16 2,66	22
ДДЗ-4	400	500	100	16-65	1,06	10
ДДЗ-6	630	800	400	30-80	0,83	20
ЛДЗ-10	1000	1250	400	65-130	0,60	55
ДДЗ-16	1600	2000	1200	130 - 200	0,50	315

Якщо розрахована величина $N_{ДВ}$ виявиться вище вказаної в табл. 5.1—5.3, необхідно зменшити подачу матеріалу в дробарку або збільшити ширину розвантажувального отвору.

Таблиця 5.2 Основні параметри щоккових дробарок

Тип дробарки	Розмір завантажувального куска $\delta_{н.мах}$, мм	Ширина розвантажувальної щілини a , мм	Діапазон регулювання розвантажувальної щілини Δa , мм	Продуктивність V , $м^3/с$	Потужність електродвигуна $N_{ДВ}$, кВт
ШДС-1,6Х2,5	130	30	± 15	0,0007	7
ШДС-2.5Х4	210	40	± 20	0,0019	17
ШДС-2.5Х9	210	40	± 20	0,0039	40
ШДС-4Х0	340	60	± 30	0,0042	40
ШДС-4Х9	340	60	± 30	0,0004	55
ШДС-6Х9	500	100	± 25	0,0153	75
ШДС-9Х 12	700	130	± 30	0,0444	100
ШДС-12Х15	1000	150	± 40	0.0778	160
ШДС-15Х21	1300	180	± 50	0,1528	250

Приклад 5. Визначити продуктивність валкової дробарки ДГ-600×400, призначеної для подрібнення відходів з насипною густиною $\rho_{нас} = 2500 \text{ кг} / \text{м}^3$.

Розв'язання:

З таблиці визначаємо параметри дробарки ДГ-600×400: діаметр валу $D=0,6$ м; довжину валу $L = 0,4$ м; частоту обертання валу $n = 3,16 \text{ с}^{-1}$ зазор між валками $a = 0.014$ м.

Для дробарки з гладкими валками приймаємо коефіцієнт розпушування $\mu = 0,25$, а коефіцієнт захоплення $f = 0,954$.

Величина максимального розміру шматка залежить від величини зазору між валками a і може бути розрахована по рівнянню (5.2):

$$\delta_{н.мах} = [0,6(1 - 0,954) + 0,014] / 0,954 = 0,036 \text{ м} .$$

Таблиця 5.3 Основні параметри конусних дробарок крупного, середнього і дрібного дроблення

Тип дробарки	Розмір завантажувального куска $\delta_{н.мах}$, мм	Ширина розвантажувальної щілини a , мм	Діапазон Регулювання розвантажувальної щілини Δa , мм	Продуктивність V , м ³ /с	Потужність електродвигуна $N_{дв}$, кВт
ККД- 500/75	400	75	± 11	0,0416	132
ККД-900/140	750	140	±20	0,1190	250
ККД-1200/150	1000	150	±22	0,1890	315
ККД-1500/180	1200	180	±27	0,3610	400
ККД-1500/300	1200	300	± 45	0,7220	400
КРД-500/60	400	60	±9	0,0550	200
КРД-700/75	550	75	± 11	0,1110	250
КРД-900/100	750	100	± 15	0,1890	400
КСД-600 Гр	00	12 - 35	--	0,0033 -0,0097	30
КСД-600 Т	10	5 15	--	0,0014-0,0012	30
КСД-900 Гр	100	15 - 40	--	0,0083—0,0125	55
КСД-900 Т	60	5 -20	--	0,0022-0,0111	55
КСД-1200 Гр	150	20 -50	--	0,0194—0,0292	75
КСД-1200Ту	100	10 -25	--	0,0105-0,0236	75
КСД-1750 Гур	200	25- 00	--	0,0444 -0,0833	160
КСД-1750 Т	160	15-30	--	0,0250-0,0500	160
КСД-2200 Гр	300	30-00	--	0,0944—0,1611	250
КСД-2200Т	250	15-30	--	0,0472-0.0944	250
КМД-1200 Т	40	3	+9	0,0007	75
КМД-1750Т	70	5	+10	0,0222	160
КМД-2200Т	80	5	+10	0,0416	250

Обчислюємо колову швидкість валу згідно з рівнянням:

$$\omega = \pi D n = 3.14 \cdot 0,6 \cdot 3,16 = 5,95 \text{ м/с.}$$

Задана об'ємна продуктивність розраховується за формулою (5.3):

$$G = 14 \cdot 0,4 \cdot 0,6 \cdot 2500 \cdot 0,25 = 2,1 \text{ кг/с.}$$

Практична робота № 6.

Розрахунок грохота

В залежності від методу видобутку корисних копалин, відходи цього процесу це здебільшого осадові породи – глини, суглинки, піщаники, глинисті та піщані сланці, а також скельні – кварцити, роговики, кристалічні сланці та інші, що роблять доцільним використання їх у промисловості будматеріалів.

Зокрема скельні розкривні породи можуть використовуватися для виготовлення щебінки. Для цього їх сортують, очищують та, у разі потреби, подрібнюють (рис.6.1).

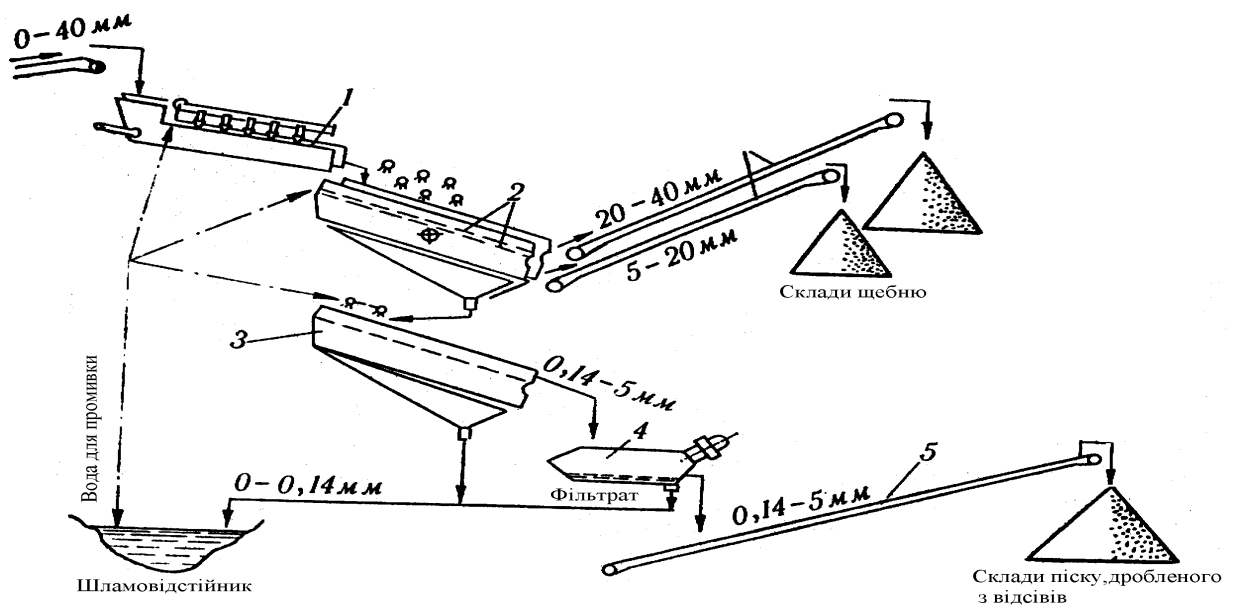


Рис.6.1 Схема переробки відсівів

1 - промивальна машина; 2 - інерційні грохоти; 3 - ситовий грохот; 4 - вібраційний вакуумний зневоднювач; 5 – конвеєр.

Як видно рисунку 6.1 основними елементами є грохоти, у яких робочі органами, це сита або решета, де відходи сортують. Основними групами грохотів є плоскі та циліндричні.

Барабанні грохоти мають порівняно простоту конструкцію та забезпечують рівномірність роботи, незважаючи на малу питому продуктивність та низьку ефективність. Конструкція барабанного грохоту показана на рис.8.1. Барабан обертається на центральному валу, вісь руху похилена до горизонту під кутом $4...7^\circ$. Відходи завантажуються з верхнього кінця апарату, просів розвантажуються через отвори в барабані. У деяких грохотів сито барабана роблять із декількох секцій з отворами, що збільшуються за напрямом до розвантажувального кінця.

У порівнянні з барабанними грохотами хитні плоскі апарати (рис. 6.3). мають вищу продуктивність та ефективність грохочення; компактність та зручність обслуговування; незначне кришення матеріалу, але можливий швидкий вихід із ладу опорних стійок.

Основні елементами хитного грохота є ексцентрик 1, корпус 2, що хитається та закріплений на шарнірах або жорстких опорних стійках 3. За рахунок руху приводного ексцентрика, який має жорстокий кінематичний зв'язок з корпусом, поверхня, що просіює грохоту, робить примусові хитання.

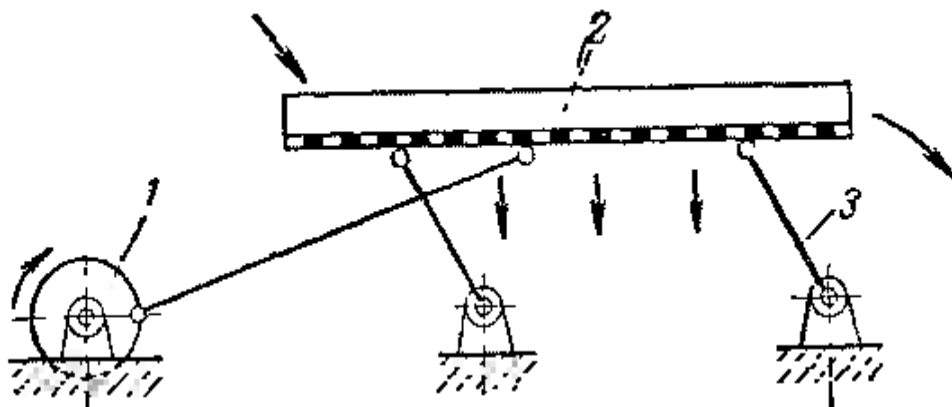


Рис. 6.2 Схема хитного грохота:

1- ексцентриковий; 2- корпус; 3- опорна стійка .

Характер руху матеріалу на цьому грохоті визначається ексцентриситетом та швидкістю обертання валу (на хв^{-1}), яке розраховується за формулою :

$$n = \frac{30}{\sqrt{rtg\alpha}}, \quad (6.1)$$

де α - кут нахилу короба грохота; r – радіус кривошипа (ексцентриситет) мм.

Широке розповсюдження на сьогодні отримали інерційні вібраційні грохоти. На рис. 6.3 показана схема інерційного вібраційного грохоту. Грохот складається з корпусу (короба) 1 із ситами 3, що встановлюють на пружинах (ресорах). У верхній частині апарату закріплений вал 4 з неврівноваженими вантажами - дебалансами 2, що обертаються. В результаті корпус 1 піддається вібрації, та сортувальний матеріал, безперервно підкидується на ситі 3. Завдяки похилому розміщенню сит 3 відходи просуваються вниз, При цьому дрібні шматки провалюються через отвори сит, грубі – рухаються до нижнього кінця короба. Необхідно забезпечувати рівномірне живлення матеріалів, оскільки амплітуда коливань грохота залежить від кількості матеріалу на ситі, тому вал 4 в процесі роботи зміщується .

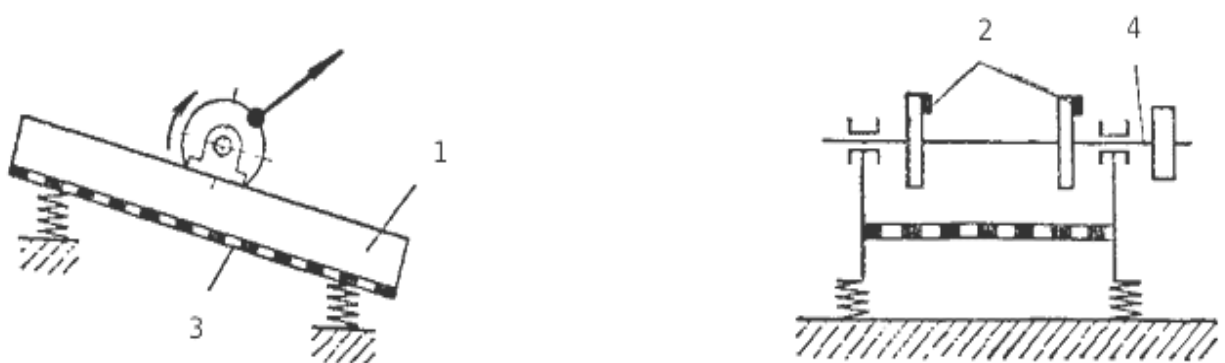


Рис. 6.3 Схема вібраційного грохота:

1 - корпус; 2 - дебаланси; 3 - сито; 4 – вал.

Гіраційний (полувібраційний) грохот має короб 1 з одним або двома ситами 2, що здійснюють у вертикальній площині колові рухи за допомогою ексцентрикового вала 3. Переміщення сита грохота відбувається паралельно самому собі за один оберт валу. На нерухомій рамі 4 у підшипниках кочення, їх обойма яких закріплена у коробу грохота, горизонтально встановлено вал 3. Короб корпуса 1 із ситом 2 встановлюють похило та утримуються пружинними амортизаторами 5. Відцентрові сили інерції, які виникають за руху корпуса, врівноважуються контрвантажом 6 на симетрично розташованих дисках 7.

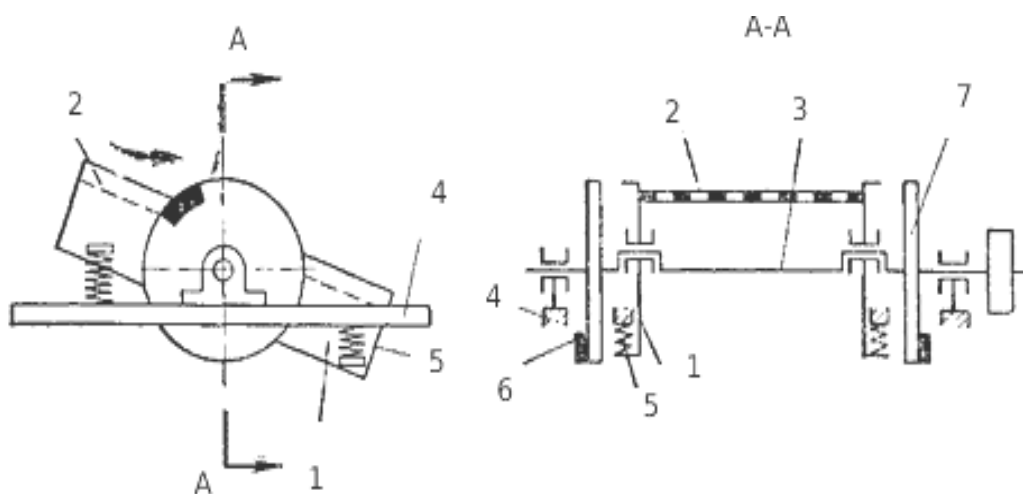


Рис. 6. 4. Схема гіраційного грохота:

1 - короб; 2 - сита; 3 - ексцентриковий вал; 4 - рама; 5 - амортизатор;
6 - контрвантаж; 7 – диск.

Технологічний процес сортування характеризується такими основними показниками: ефективністю грохочення, продуктивністю, чистотою продукту.

Ефективність грохочення - це відношення ваги зерен підрешітного продукту до ваги зерен нижнього класу, що міститься у вихідному матеріалі

$$E = \frac{C_H - C'_H}{C_H} 100\%, \quad (6.2)$$

де C_H - вміст зерен нижнього класу у вихідному матеріалі, %; C'_H - вміст зерен нижнього класу, що не пройшли крізь сито, %.

Основними характеристиками ефективності процесу є швидкість руху матеріалу та для похилих грохотів - кут нахилу грохота.

При цьому враховують, що при $\alpha > 18^\circ$ знижується ефективність грохочення, тому кут нахилу грохота визначається за залежністю, град:

$$\alpha = \sqrt{(80,3 + 0,287 \cdot C_H - E) \cdot 28,4} \quad (6.3)$$

Ефективність грохочення зростає зі збільшенням довжини сита до $L = 2 \dots 2,5$ м, а при подальшому її збільшенні вона практично не змінюється. Рациональне співвідношення довжини та ширини сита $L \times B$ дорівнює 2,5:1. Отже знаючи площу грохота знаходимо ширину B , м, за співвідношенням :

$$B = \sqrt{\frac{S}{2,5}} \quad , \quad (6.4)$$

де S - площа грохота м².

Тоді довжина грохота, м, $L = 2,5 \cdot B$

Для визначення ефективності грохочення можна скористатися емпіричною залежністю

$$E = e \cdot k'_1 \cdot k'_2 \cdot k'_3, \quad (6.5)$$

де e - еталонна ефективність грохочення для середніх умов; k'_1 - коефіцієнт, що враховує кут нахилу грохота ; k'_2 - коефіцієнт, що враховує відсотковий вміст зерен нижнього класу у вихідному матеріалі; k'_3 - коефіцієнт, що враховує відсотковий вміст у нижньому класі зерен розміром, меншим за половину отвору сита .

Значення еталонної ефективності грохочення для апаратів 3 напрямленими та коловими коливаннями наведені у таблиці 6.1.

Таблиця 6.1. Значення коефіцієнта e , %

Тип грохота	Щебінь	Гравій
Горизонтальний з прямолінійними коливаннями	89	91
Похилий з коловими коливаннями	86	87

Значення що враховує кут нахилу грохота, відсотковий вміст зерен нижнього класу матеріалу показано у таблиці 6.2.

Таблиця 6.2. Значення коефіцієнтів k'_1, k'_2, k'_3 .

Кут нахилу, грат	k'_1	Вміст зерен нижнього класу у вихідному матеріалі, %	k'_2	Вміст у нижньому класі зерен, %	k'_3
0	1,0	20	0,86	20	0,9
9	1,07	30	0,9	30	0,95
12	1,05	40	0,95	40	0,98
15	1,03	50	0,97	50	1,0
18	1,0	60	1,0	60	1,01
21	0,96	70	1,02	70	1,03
24	0,88	80	1,03	80	1,04

Для розрахунку продуктивності грохота Q , м³/с, використовують формулу:

$$Q = q \cdot S \cdot k_1 \cdot k_2 \cdot k_3 \cdot m, \quad (6.6)$$

де q - питома продуктивність сита, м³/(год·м²); k_1 - коефіцієнт, що враховує кут нахилу від грохота; для горизонтального грохота $k_1 = 1$, вмісту зерен нижнього класу у вихідному матеріалі; k_2 - коефіцієнт, що залежить від вмісту у нижньому класу вихідному матеріалі C_H ; k_3 коефіцієнт, що враховує вміст у нижньому класі зерен розміром менше половини одного отвору сита; m -

коефіцієнт, що враховує нерівномірність живлення, форму зерен матеріалу та тип грохота .

Для визначення коефіцієнтів q, k_1, k_2, k_3 необхідно знати розміри отворів сита, які наведено у таблиці 6.3.

Коефіцієнт, що враховує нерівномірність живлення для горизонтальних та похилих вібраційних грохотів визначається у таблиці 6.5.

Приклад 6. Визначити ефективність грохочення та розміри сита. Грохот - вібраційний похилий. Відходи – щебінь. Розміри межі фракцій - 20 мм. Вміст зерен нижнього класу у вихідному матеріалі $C_H = 50\%$. Кількість сит – 2. Отвори у ситі – квадратні. Продуктивності грохота $Q = 250 \text{ м}^3/\text{год}$.

Таблиця 6.3. Розміри отворів,

Розміри межі фракцій, мм	Вміст зерен нижнього класу у вихідному матеріалі, %		Розміри отворів, мм	
	Похилий грохот	Горизонтальний грохот	квадратних	круглих
5	Будь -який	Будь -який	5	6
10	Будь -який	Будь -який	10	12
15	До 60	До 75	14	18
15	Понад 60	Понад 75	16	20
20	До 60	До 75	18	24
20	Понад 60	Понад 75	20	26
40	До 60	До 75	37	47
40	Понад 60	Понад 75	42	52
70	До 60	До 75	65	82
70	Понад 60	Понад 75	70	90

Таблиця 6.4. Значення коефіцієнтів q, k_1, k_2, k_3 .

Розмір квадратного отвору сита на світлі, мм	q	Кут нахилу, ґрат	k_1	Вміст у вихідному матеріалі зерен нижнього класу, %	k_2	Вміст у нижньому класі зерен, розміри яких менші за $\frac{1}{2}$ розмір отвору, %	k_3
5	12	9	0,45	10	0,58	10	0,63
7	16	10	0,50	20	0,66	20	0,72
10	23	11	0,56	30	0,76	30	0,82
14	32	12	0,61	40	0,84	40	0,91
16	37	13	0,67	50	0,92	50	1,00
18	40	14	0,73	60	1,0	60	1,09
20	43	15	0,80	70	1,08	70	1,18
25	46	16	0,86	80	1,17	80	1,28
35	56	17	0,92	90	1,25	90	1,37
37	60	18	1,00				
40	62	19	1,08				
42	64	20	1,18				
60	80	21	1,28				
70	82	22	1,37				

Таблиця 6. 5. Значення коефіцієнта m

Тип грохота	Гравій	Щебінь
Горизонтальний вібраційний грохот	0,80	0,65
Похилий вібраційний грохот	0,60	0,50

Розв'язання:

Відповідно знаходимо значення коефіцієнтів q, k_1, k_2, k_3 у таблиці 6.4.

Знаючи розміри межі фракцій та вміст зерен нижнього класу у вихідному матеріалі у таблиці 6.3 знаходимо розміри квадратних отворів-18 мм.

За таблицями 6.2 та 6.4 з урахуванням вмісту зерен нижнього класу у вихідному матеріалі 50 % визначаємо значення коефіцієнтів $k'_1, k'_2, k'_3, k_1,$

k_2, k_3 :

- коефіцієнти, що враховують кут нахилу грохота $k_1 = 0,67$; $k'_1 = 1,03$;
- коефіцієнт, що враховує відсотковий вміст зерен нижнього класу у вихідному матеріалі $k_2 = 0,92$; $k'_2 = 0,97$;
- коефіцієнт, що враховує відсотковий вміст у нижньому класі зерен розміром, меншим за половину отвору сита $k_3 = 1,00$; $k'_3 = 1,00$.

Знаходимо значення еталонної ефективності за таблицею 6.1 для похилого грохота з коловими коливаннями та грохочення щебінки $e = 86$ %.

Розраховуємо ефективності грохочення за формулою (6.5):

$$E = 86 \cdot 1,03 \cdot 0,97 \cdot 1,0 = 85,9\%$$

Визначаємо питому продуктивність по таблиці 6.4 , $q = 37 \text{ м}^3 / (\text{год} \cdot \text{м}^2)$.

Коефіцієнт, що враховує нерівномірність живлення щебінки похилого вібраційного грохота визначаємо по таблиці 6.5, $m = 0,50$

З формули (6.6) виражаємо площу грохота та розраховуємо:

$$S = \frac{Q}{q \cdot k_1 \cdot k_2 \cdot k_3 \cdot m} = \frac{200}{37 \cdot 0,67 \cdot 0,92 \cdot 1,00 \cdot 0,50} = 17,54 \text{ м}^2$$

Тоді для одного сита площа дорівнює $S = 8,77 \text{ м}^2$.

$$B = \sqrt{\frac{8,77}{2,5}} = 1,87 = 1870 \text{ мм}.$$

Ширина поверхні, що просіює, приймається з ряду: 1000 мм; 1250 мм; 1500мм; 1750 мм; 2000 мм; 2500 мм; 3000 мм; 3500 мм; 4000 мм.

Тоді приймаємо $B = 2000$ мм, а довжина грохота $L = 2,5 \cdot 2000 = 5000$ мм.

Практична робота № 7

Розрахунок процесів екстракції фенолів

Стічні води виробництва фенолів забруднені такими розчиненими речовинами як фенол(до 7 %), феноляти (до 5%), а також ацетон (до 0,5%). Для вилучення фенолу найчастіше використовується метод екстракції бензолом, бутилацетатом, діізопропіловим ефіром або фенсольваном – сумішшю складних аліфатичних ефірів.

Технологічна схема локальної установки для очищення стічних вод від фенолів екстракцією феносольваном наведена на рис. 7.1. Фенольну воду попередньо очищують від завислих речовин, смол, масел та охолоджують у холодильнику 1. Потім у зрошувальній колоні 2 вода обробляється паро - газовою сумішшю, що надходить із ректифікаційної колоні 7. При цьому вода нагрівається до $30 \div 35^{\circ}\text{C}$, вбирає екстрагент, що міститься у суміші, очищується від слабких основ, а феноляти переходять у феноли. Власне процес безперервної протитечійної екстракції відбувається у екстракційній колоні 3, до верхньої частини якої подають стічну воду, а до нижньої – феносольван. В результаті у верхній частині екстракційної колоні 3 утворюється екстракт, тобто збагачений фенолами феносольван з домішками води, що частково розчинилася в органічній фазі під час процесу, а у нижній частині – рафінат, тобто знефенолена вода з домішкою розчиненого феносольвану

Потім з екстракту відганяють воду у зневоднювальній колоні (на рисунку не показано) і спрямовують його до дистиляційної колони 8. Тут під впливом температури екстрагент випаровується і видаляється з верхньої частини колони 8 до конденсатора 9, де регенований фенсольван конденсується в і далі надходить спочатку до збирача екстрагенту 10, а потім знову на екстракцію. Феноли, що утворюються як кубовий залишок у колоні 8, періодично видаляють з колони.

Рафінат спочатку підігрівають у теплообміннику 6 гарячою водою з ректифікаційної колони 7, а потім подають у верхню частину цієї колони, куди знизу вводять пару та димові гази. В процесі ректифікації у верхній частині колони 7 накопичується суміш парів феносольвану і води та димових газів, а у нижній – очищена вода. Суміш конденсується в конденсаторі 5, а потім розділяється у сепараторі 4, з якого пара та гази надходять до зрошувальної колони 2, верхній шар феносольвану спрямовують у збирач екстрагенту 10, а нижній водний шар, що є насиченим розчином у воді феносольвану, повертають до ректифікаційної колони 7. Воду, очищену від фенолу і феносольвану, охолоджують у теплообміннику 6 і виводять з установки.

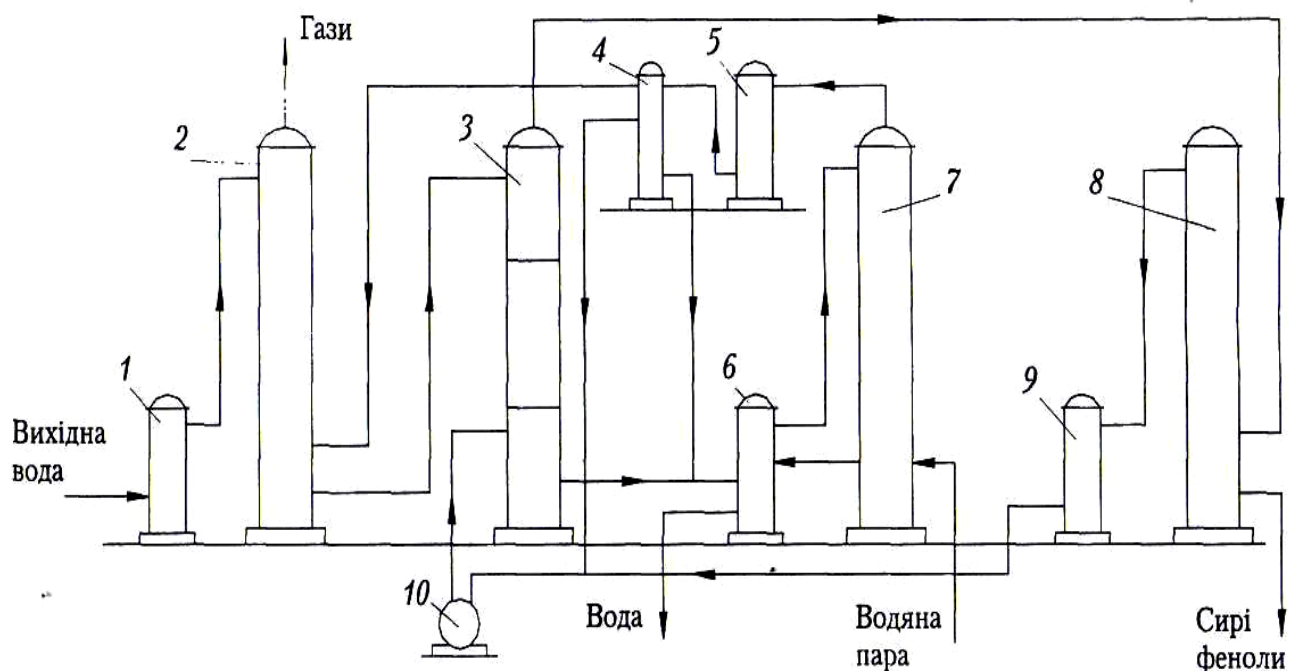


Рис. 7.1 Принципова схема установки екстракційного знефенолювання стічної води феносольваном.

Процес екстракції фенолів проводять у диференціально – контактних апаратах – вертикальних протитечійних колонах, де фенольні води та екстрагент безперервно рухаються назустріч одна одній під впливом різниці густин, взаємодіючи вздовж усієї колони. Фазу, яка має більшу густину, подають у верхню частину колони, а відводять з нижньої частини. Відповідно, фазу з меншою густиною підводять знизу, а видаляють з верхньої частини колони (рис. 3, 4). За способами приведення в контакт двох рідких фаз екстракційні колони поділяють на гравітаційні апарати та апарати із підведенням енергії ззовні.

До першої категорії належать розпилювальні , полицеві, насадкові та ситчасті (тарілчасті) колони. Розпилювальні колони (рис. 7.2,а) — порожнинні апарати, у яких легка фаза диспергується у важкій за допомогою інжектора. Вони складаються із зони змішування, де відбувається екстракція, та розташованих зверху та знизу від неї відстійних зон. Полицеві колони (рис. 7.2,б) обладнані внутрішніми перегородками у вигляді горизонтальних дисків з сегментними вирізами або по чергово встановлених дисків з вирізами та кілець. Це дозволяє дещо збільшити тривалість перебування дисперсійної фази у апараті та зменшити зворотну циркуляцію рідини, тим самим прискорюючи масообмін. У насадкових екстракторах (рис. 7.2,в) рідина багаторазово диспергується спочатку за допомогою розподільного пристрою, а потім проходячи крізь шар твердої насадки(кільця Рашига, сідла Берля, металеві сітки та ін.), яка укладена на сітці. Розвинена поверхня контакту між рідинами забезпечує порівняно високу швидкість масоперенесення. Значно вищої інтенсивності процесу вдається досягти у колонах з ситчастими (перфорованими) переливними тарілками (рис. 7.2,г) за рахунок багаторазового диспергування легкої фази при проходженні крізь великим числом малих отворів на кожній з тарілок.

Тим не менше інтенсивність екстрагування у гравітаційних апаратах зазвичай недостатня для ефективної роботи за великих співвідношень між витратами фаз. Тому досить широко використовуються екстракційні апарати із підведенням зовнішньої енергії — колони з обертовими перемішувальними пристроями і пульсаційні екстрактори.

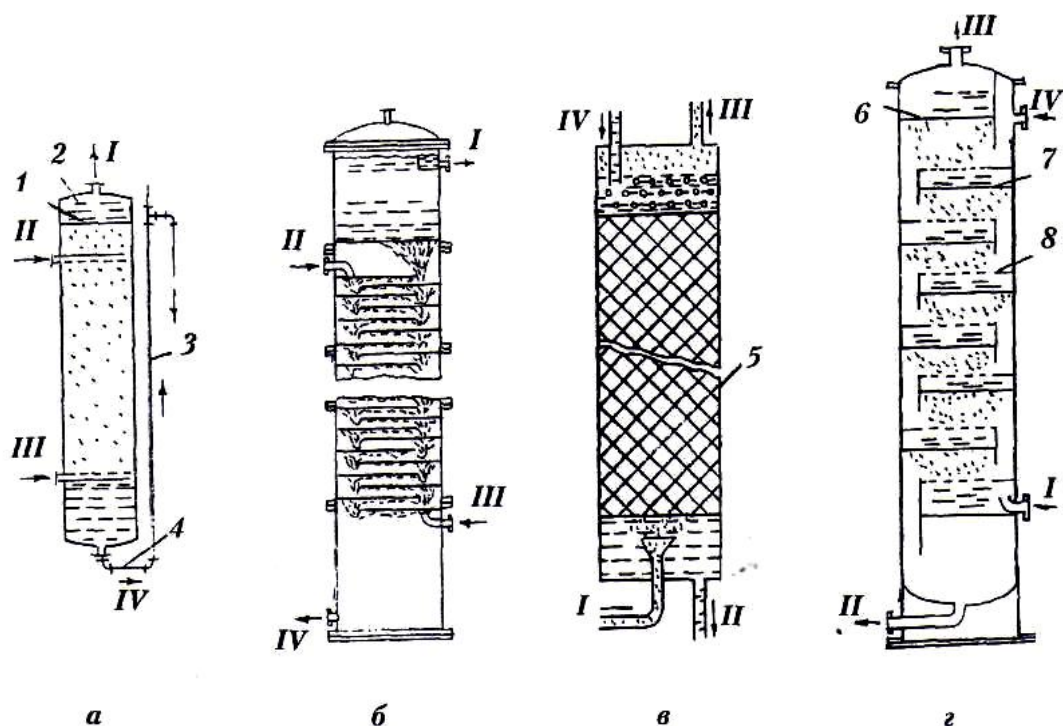


Рис. 7.2. Диференціально – контактні екстракційні апарати:

а — розпилювальна колона; б — полицева колона; в — насадкова колона; г — ситчаста колона; 1 — рівень розділення фаз; 2 — шар легкої фази; 3 — гідрозатвор; 4 — вентиль для регулювання рівня розділення фаз; 5 — насадка; 6 — основна поверхня поділу; 7 — межа коалесценції дисперсної фази; 8 — перфорована тарілка; II, IV — важкі фази; I, III — легкі фази.

Останні найчастіше є розпилювальними, насадковими, тарілчастими колонами, у яких за допомогою зовнішніх пульсаторів(поршневих, пневматичних, мембранних або сильфонних) екстрагенту та очищуваній рідині надають швидких зворотно-поступальних коливань відносно малої амплітуди. Застосовуються також колони з провальними ситчастими тарілками , які працюють тільки у пульсаційному режимі.

Серед апаратів з обертовими перемішувальними пристроями найпоширенішими є роторно-дискові (рис. 7.3,а). Це колони, розділені на декілька секцій нерухомими кільцевими перегородками, з обертовим центральним валом , на який насаджено диски таким чином, щоб кожний диск

був розташований у одній секції симетрично відносно перегородок. Диспергування однієї з фаз досягається за допомогою розподільника та обертових дисків ротора, а диски та кільця запобігають поздовжньому перемішуванню.

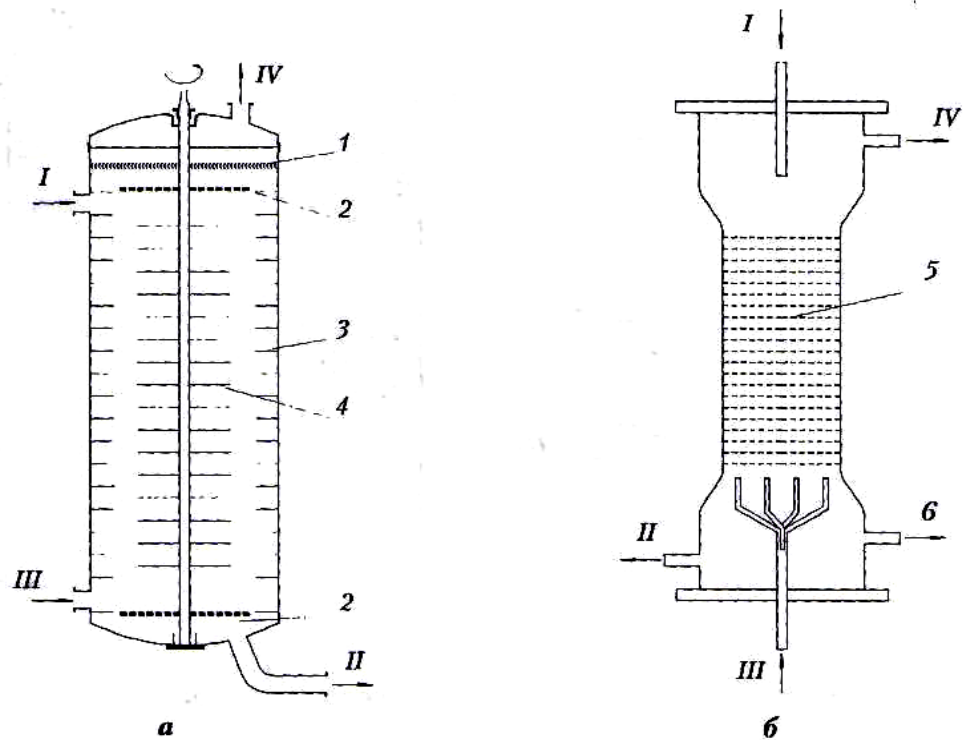


Рис. 7.3. Екстракційні апарати із підведенням зовнішньої енергії:

а - роторно-дискова колона: б - пульсаційна колона з сітчастими тарілками; 1 - межа поділу фаз; 2 - сітки; 3 - кільця статора; 4 - роторний диск; 5 - сітчасті тарілки; 6 - легка фаза, що приєднана до пульсатора; I, II - важкі фази; III, IV - легкі фази.

Вихідними даними при розрахунку екстракційних процесів є початковий склад роз'єднувальної суміші та екстрагента, початкові витрати вихідної суміші, а також кінцева концентрація в ній компонента, що вилучається.

Значення цієї концентрації повинно задовольняти наступним умовам:

$$x_k > x^*(y_n); \quad c_{x.k.} > c^*_{x.}(c_{y.n.}); \quad X_k > X^*(Y_n).$$

Матеріальний баланс безперервного процесу екстракції однієї домішки зі стічної води у сталих умовах має вигляд :

$$\begin{aligned} G_{in}((Y_n - Y_k) - L_{in}(X_k - X_n)) &= 0; \\ G_{in} &= G_n(1 - y_n) = G_k(1 - y_k) = G_n/(1 + Y_n) = G_k/(1 + Y_k) \\ L_{in} &= L_n(1 - x_n) = L_k(1 - x_k) = L_n/(1 + X_n) = L_k/(1 + X_k) \end{aligned} \quad (7.1)$$

Тут G_n, G_k – відповідно масові витрати екстрагенту на вході та виході з апарату, кг/с (кмоль/с); L_n, L_k – відповідно масові витрати стічної води на вході та виході з апарату, кг/с (кмоль/с); x_n, x_k – відповідно концентрації домішки у стічній воді на вході та виході з апарату, масові (мольні) частки; y_n, y_k – відповідно концентрації домішки у екстрагенті на вході та виході з апарату, масові (мольні) частки; Y_n, Y_k, X_n, X_k – відповідно відносні концентрації домішки у екстрагенті та стічній воді на вході та виході з апарату, кг/кг ін. комп. (кмоль/кмоль ін. комп.).

Повний масовий потік домішки до екстрагенту виражається залежностями:

$$M = G_k y_k - G_n y_n = L_n x_n - L_k x_k = G_k - G_n = L_n - L_k = G_{in}(Y_k - Y_n) = L_{in}(X_n - X_k), \quad (7.2)$$

Важливою характеристикою процесу екстракції є ступінь вилучення домішки:

$$s = M/(L_n x_n) = M/(L_{in} X_n), \quad (7.3)$$

Якщо концентрація домішки у екстрагенті на вході у апарат відмінна від нуля, повне вилучення домішки неможливе. Максимальний ступінь вилучення:

$$s_{\max} = \frac{x_n - x^*(y_n)}{x_n[1 - x^*(y_n)]} = 1 - \frac{X^*(Y_n)}{X_n} \quad (7.4)$$

$x^*(y_n), X^*(Y_n)$ – концентрації домішки у стічній воді, яка перебуває у рівновазі з фазою екстрагенту, концентрація домішки у якому відповідно y_n або Y_n .

Приклад 7. Розрахувати матеріальний баланс процесу вилучення фенолу із води екстракцією фенсольваном за наступних умов: масові витрати стічної води – 10 кг/с, а екстрагенту – 0,8 кг/с ; початкова концентрація фенолу в

воді – 5% мас.; ступінь вилучення фенолу – 90%; початкова концентрація фенолу в екстрагенті нульова .

Розв’язання:

Масовий потік домішки знаходимо з формули (7.3):

$$M = sL_n x_n = 0,9 \cdot 10 \cdot 0,05 = 0,45 \text{ кг} / \text{с}.$$

З рівнянь (7.2) визначаємо складові матеріального балансу:

– витрати стічної води на виході з апарату:

$$L_k = L_n - M = 10 - 0,45 = 9,45 \text{ кг} / \text{с};$$

– витрати екстрагенту на виході з апарату:

$$G_k = G_n + M = 0,8 + 0,45 = 1,25 \text{ кг} / \text{с};$$

– концентрація домішки у стічній воді на виході з апарату:

$$x_k = (L_n x_n - M) / L_k = (10 \cdot 0,05 - 0,45) / 9,45 = 5,29 \cdot 10^{-3}, \text{ мас.частки};$$

– концентрація домішки у екстрагенті на виході з апарату:

$$y_k = (M + G_n y_n) / G_k = (0,45 + 0,8 \cdot 0) / 1,25 = 0,36, \text{ мас.частки}.$$

Практична робота № 8

Розрахунок біогазової установки.

Біогаз може використовуватися у енергетичних установках безпосередньо на місці вироблення, або після очищення спрямовуватися споживачам для використання як палива або синтез – газу. Як правило для ефективного проходження процесу використовують суміш муніципальних та інших відходів, наприклад, гною або.

Процес анаеробного розкладання осадів вторинних відстійників проводять у метантенках – резервуарах для зброджування органічної речовини, з підігрівом і перемішуванням завантаженого субстрату із зрілим збродженим субстратом для інтенсифікації процесу. Для ефективного проходження розкладання слід

контролювати температуру (як правило $25\div 40^{\circ}\text{C}$), кислотність ($6,4\div 7,2$), та співвідношення між вуглецем та азотом (від 20:1 до 30:1).

Схема установки для анаеробного розкладання показана на рис.8.1. Відходи приймають у бункер, звідки грейфером спрямовують на дробарку і далі на магнітний сепаратор, де видаляються чорні метали. Наступною технологічною операцією є зброджування органічної маси у метантенку протягом $10\div 16$ діб за температури 25°C .

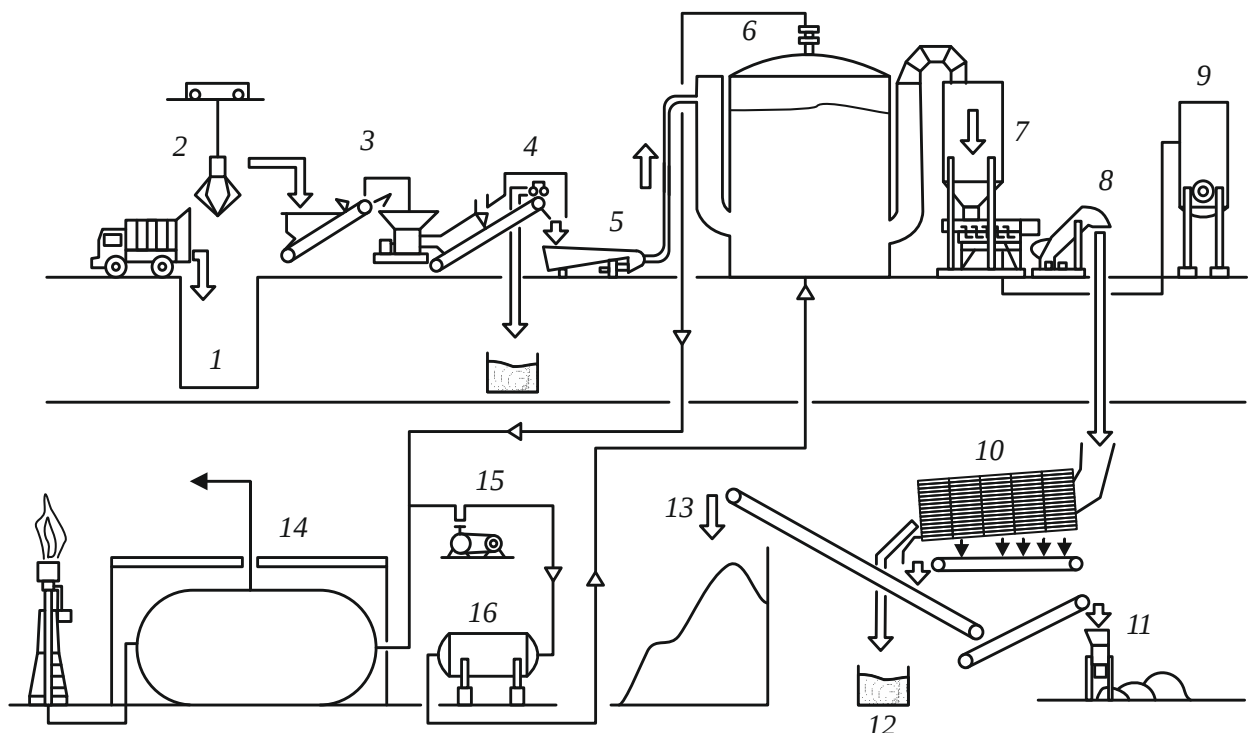


Рис. 8.1 . Схема анаеробної переробки відходів:

1 - приймальний бункер; 2 - мостовий грейферний кран; 3 - дробарка; 4 - магнітний сепаратор; 5 - насос-змішувач; 6 - метантенк; 7 - шнековий прес; 8 - розпушувач; 9 - ємність для збирання фільтрату; 10 - циліндричний грохот; 11 - пакувальна машина; 12 - грубий відсів; 13 - склад добрив; 14 - газгольдер; 15 - компресор; 16 - вирівнювальна камера.

Більша частина утвореного біогазу надходить до газгольдера, менша повертається у метантенк де використовується для перемішування оброблюваної маси. Тверду фракцію частково зневоднюють у шнековому пресі, розпушують та

спрямовують на циліндричний грохот, де грубу фракцію відділяють від решти маси. Останню можна використовувати як органічне добриво.

Переробка відходів сільськогосподарського виробництва з утворенням біогазу (таблиця 8.1) проводиться на спеціальних комплексах. Технологія їх включає основні етапи.

Гній великої рогатої худоби (ВРХ) з соломою та інші відходи завантажуються до приймального резервуару, куди завантажуються через завантажувальний бункер в насос. В приймальному резервуарі сировина проходить стадію попередньої підготовки: змішується з відпрацьованим фільтратом до стану 92%-ї вологості та гомогенізується. Після цього субстрат сепарується (з метою видалення соломи, яка являється баластом) і завантажуються до резервуару сепарування (рис 8.2).

Таблиця 8.1 Вихід біогазу і вміст у ньому метану при використанні різних видів відходів

Вихідна сировина	Вихід біогазу на 1 кг сухої речовини, л/кг	Вміст метану (CH ₄), %
1	2	3
Гній великої рогатої худоби	200 – 300	50
Гній свинячий	340 – 480	60 – 75
Кінський гній із соломою	250	56 – 60
Бадилля картопляне	420	60
Стебла кукурудзи	420	53
Солома пшенична	342	58
Лузга соняшникова	300	60
Силос	250	84
Трава свіжа	360	52
Буряк	430	84
Тирса деревини	220	51
Твердий осад стічних вод	570	70
Фекальний осад	250 – 310	60
Домашні відходи і сміття	600	50

Приймальний резервуар та резервуар сепарування мають круглу форму та заглиблені у землю. Виготовляють з монолітного залізобетону та ззовні стіни резервуара ізолюються двома шарами гідроізоляції на змінну висоту рівня засипки. Збоку резервуару сепарування передбачено майданчик, на якому встановлюється сепаратор та визначено місце для твердих відходів (соломи), отриманих в процесі сепарування. В апараті використовують пропелерні заглибні змішувачі (два у приймальному резервуарі та один у резервуарі сепарування), які здійснюють перемішування субстрату.

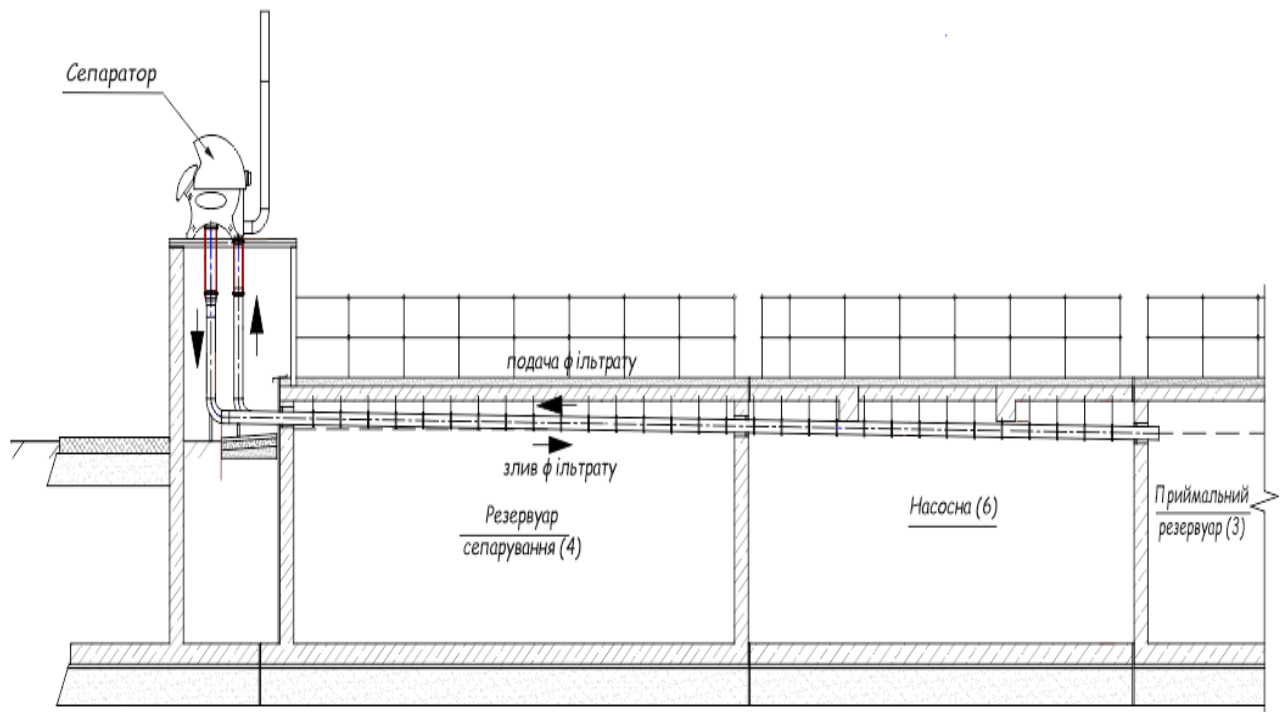


Рис. 8.2. Конструкція приймального резервуару та резервуару сепарування.

Далі субстрат подається шнековим насосом в насос для розведення силосу і подається у ферментатор (рис. 8.3).

Ферментатор (рис. 8.3) - резервуар круглої форми аналогічний описаним резервуарам. У стіні передбачені отвори для проходу трубопроводів та встановлення контрольно-вимірювальні прилади і автоматизації (КВПіА) технологічного режиму роботи станції. В ферментаторі на протязі відбувається

технологічний процес бродіння і утворення CH_4 , CO_2 та інертних газів у невеликій кількості, в тому числі і сірководню.

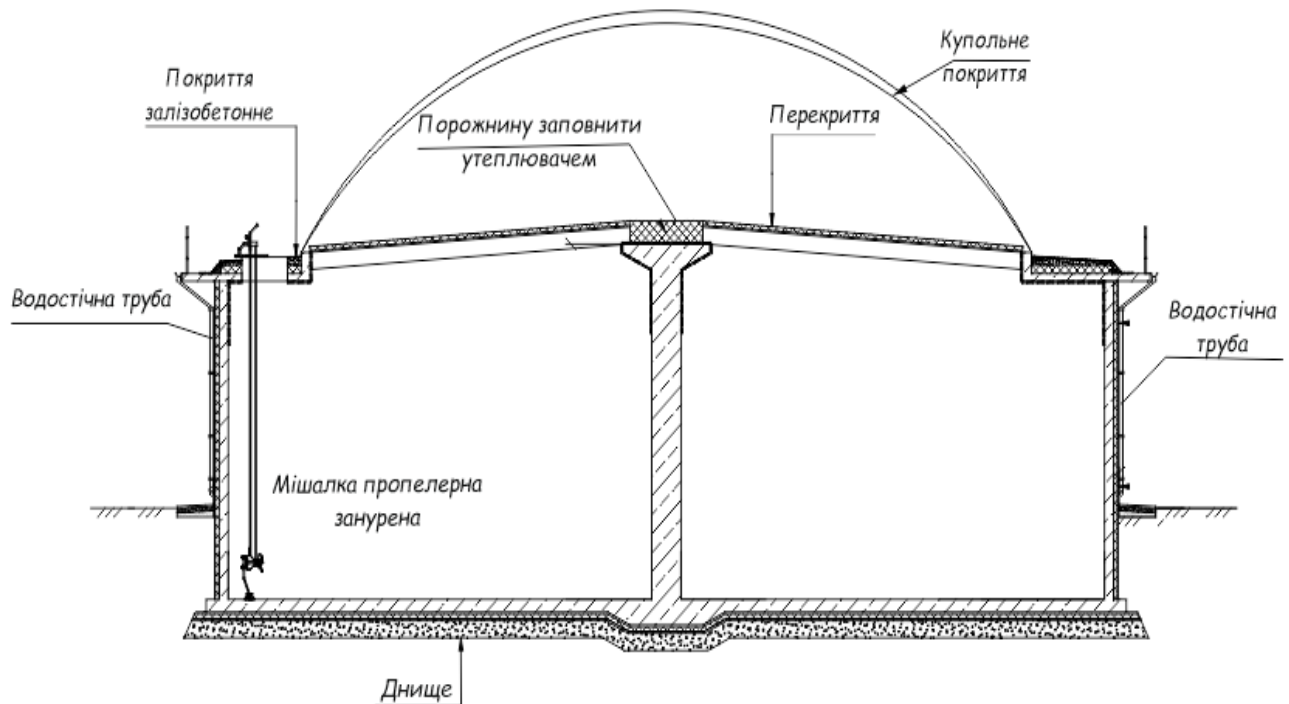


Рис. 8.3. Конструкція ферментатора.

Біогаз, в процесі бродіння, накопичуватиметься в газгольдері, який встановлюється над ферментатором. Очистка біогазу від сірководню здійснюється в ферментаторі методом десульфації, після чого він подається по трубопроводах до когенераційної установки (КГУ). Біогаз охолоджується до температури конденсації вологи і в осушеному вигляді потрапляє до КГУ.

Після стадії бродіння сировини маса, що перебродила, вивантажується до резервуару переброджування. Звідти вона подається насосом на сепарацію, де розділяється на тверду та рідку фракції. Тверда фракція щоденно вивозиться на поля як добриво, а рідка - насосом транспортується до лагун та використовуються як рідке добриво.

Продуктивність біогазової установки визначається за формулою :

$$V_{\text{б}} = B_{\text{ек}} \cdot a \cdot v \cdot K, \quad (8.1)$$

де a – кількість органічних речовин, %; v – вихід біогазу на 1 кг органічної речовини (Таблиця 8.2). Орієнтовні значення v для великої рогатої худоби – 0,24...0,3 м³/кг; для свиней 0,4...0,45 м³/кг; для птиці – 0,6 м³/кг; K – коефіцієнт бродіння (0,4 ... 0,3); $B_{ек}$ – кількість органічних речовин за добу.

Таблиця 8.2. Питома величина виходу біогазу із сухої органічної речовини в залежності від температури і тривалості ферментації

Температура процесу, °C	Тривалість бродіння, τ, доба	Вихід CH ₄ , $v \cdot 10^3$, м ³ /кг	Температура процесу, °C	Тривалість бродіння, τ, доба	Вихід CH ₄ , $v \cdot 10^3$, м ³ /кг
25	5	22,44	44	5	118,59
	10	54,40		10	269,95
	20	116,26		20	428,93
28	5	21,68	48	5	203,18
	10	91,73		10	308,12
	20	174,80		20	478,44
32	5	63,23	50	5	179,17
	10	161,12		10	285,13
	20	329,98		20	357,95
34	5	100,07	54	5	119,93
	10	202,17		10	302,34
	20	347,73		20	385,71
36	5	66,67	56	5	184,68
	10	164,90		10	375,88
	20	296,10		20	469,38
40	5	115,61	60	5	61,83
	10	265,10		10	74,72
	20	417,56		20	93,84

Кількість екскрементів за добу визначається за умови:

$$B_{ек} = n_1 b_1 + n_2 b_2, \quad (8.2)$$

де n_1, n_2 – кількість тварин різного виду; b_1, b_2 – питомий вихід екскрементів на одну тварину різного виду (Таблиця 8.3).

Таблиця 8.3. Середньодобовий вихід екскрементів на підприємствах ВРХ

Тварини	Вихід екскрементів, кг/добу		
	Всього	кал	сеча
Би́ки	40	30	10
Корови	55	35	20
Молодняк на відкормленні віком: до 4 міс.	7,5	5	2,5
4 – 6 міс.	14,0	10	4
6 – 12 міс.	26,0	14	12
старші 12 міс.	35,0	23	12
Свині	15,0	11	4

Для розрахунку добового виходу біогазу використовують універсальне співвідношення Чена та Хошіміто, котре враховує тип біомаси і операційні характеристики біогазового реактора:

$$V_{\text{бг}} = \frac{v_{\text{гп}} \cdot K_{\text{ор.р}}}{\tau} \left(1 - \frac{K}{\tau \cdot W_{\text{max}} - 1 + K} \right), \quad (8.3)$$

де $V_{\text{бг}}$ – добовий вихід метану CH_4 , м^3 за добу з 1 м^3 реактора; $v_{\text{гп}}$ – граничний вихід метану за добу, м^3 за добу з 1 кг, що становить для гною ВРХ $0,2 \pm 0,05$, а для свинячого гною - $0,5 \pm 0,05$; $K_{\text{ор.р}}$ – концентрація органічної речовини

на виході з установки, кг/м^3 ; τ – час повного обміну рідини у реакторі, діб;
 $W_{\max}$ – максимальна швидкість зростання мікроорганізмів, діб $^{-1}$, K –
кінематичний коефіцієнт.

Розраховуємо максимальну швидкість зростання мікроорганізмів, діб $^{-1}$,
згідно із залежністю:

$$W_{\max} = 0,013 \cdot T_{\phi} - 0,129, \quad (8.4)$$

де T_{ϕ} – температура ферментації, К.

Для визначення кінематичного коефіцієнту використовуються формули
(8.5а) та (8.5б):

- для гною ВРХ

$$K = 0,8 + 0,001 \cdot e^{0,06 \cdot S}, \quad (8.5a)$$

- для свинячого гною

$$K = 0,5 + 0,0043 \cdot e^{0,091 \cdot S}, \quad (8.5b)$$

де $S = 80 \dots 120$ – коефіцієнт, що враховує вміст ацетату

Знаходимо об'єм ферментатора, м^3 , за формулою:

$$V_{\phi} = \tau \cdot V_p \cdot K_{\phi}, \quad (8.6)$$

де V_p – об'єм рідкої органічної маси, подають в установку за добу, $\text{м}^3/\text{добу}$;

$K_{\phi} = 1,1$ – коефіцієнт, який враховує поправку на об'єм біогазу.

Визначаємо кількість рідкої органічної маси, що подається до біореактору
за рівнянням:

$$V_p = m_0 / \rho_{ek}, \quad (8.7)$$

де кількість сухого матеріалу (органічних речовин) m_0 , кг/добу ; ρ_{ek} – густина
рідкої маси екскрементів, які подають в установку, кг/м^3 .

Приклад 8. Розрахувати продуктивність біогазової установки. Для якої граничний вихід метану за добу з 1 кг гною ВРХ $v_{гр} = 0,2 \pm 0,05$; концентрація органічної речовини на виході з установки $K_{ор,р} = 210$ кг/м³ ; кількість сухого матеріалу (органічних речовин) $m_0 = 16$ т/добу; густина рідкої маси екскрементів, які подають в установку $\rho_{ек} = 1020$ кг/м³ ; час повного обміну матеріалу в ферментаторі $\tau = 38$ діб.

Розв’язання:

Приймаємо температуру ферментації $t_{\phi} = 40 \pm 0,05$ °С, тоді

$$T_{\phi} = 27 + 40 = 313 \text{ К.}$$

Знаходимо максимальну швидкість зростання мікроорганізмів згідно з формулою (8.4) :

$$W_{\max} = 0,013 \cdot T_{\phi} - 0,129 \text{ діб}^{-1}.$$

Приймаємо коефіцієнт, що враховує вміст ацетату $S = 85$.

Тоді кінематичний коефіцієнт для гною ВРХ визначаємо за рівнянням (8.5a) :

$$K = 0,8 + 0,001 \cdot e^{0,065} = 158,47$$

Таким чином, продуктивність біогазової установки знаходимо за формулою (8.3):

$$V_{\phi} = \frac{0,25 \cdot 210}{38} \left(1 - \frac{158,47}{38 \cdot 3,94 - 1 + 158,47} \right) = 0,669 \text{ м}^3/(\text{добу} \cdot \text{м}^3 \text{ реактора}).$$

Знаходимо кількість сухого матеріалу за рівнянням (8.7) :

$$V_p = 16000 / 1020 = 15,69 \text{ м}^3/\text{добу}.$$

Визначаємо об’єм ферментатора, м³, відповідно рівнянню (8.6) :

$$V_{\phi} = 38 \cdot 15,69 \cdot 1,1 = 655,7 \text{ м}^3$$

Рівняння теплового балансу біогазової установки має наступний вигляд :

$$Q = Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4, \quad (8.8)$$

де Q_1 – кількість теплоти, яка необхідна для підігрівання органічних речовин в об'ємі добової продуктивності установки, МДж/добу; Q_2 – втрати теплоти через поверхню реактора, МДж/добу ; Q_3 – кількість теплоти, яка еквівалентна спожитій електричній енергії, МДж/добу ; Q_4 – кількість теплоти, яка еквівалентна енергії затраченій на перемішування органічних речовин в метантенку, МДж/добу.

Визначення кількості тепла з виробленого біогазу протягом доби Q , МДж/добу, проводиться за формулою:

$$Q = V_{\text{бг}} \cdot Q_H^C, \quad (8.9)$$

де Q_H^C – теплотворна здатність біогазу, кДж/м³;

ВИКОРИСТАНА ЛІТЕРАТУРА

1. Благодатний В. В., Маркіна Л.М. Методичні вказівки до виконання практичних робіт з дисципліни «Утилізація та рекуперація відходів. –Миколаїв : НУК, 2009. 52с.
2. Брыгинец Е. Д. Методические указания к практическим занятиям по курсу «Основы утилизации отходов». – Харьков : ХНАГХ, 2007. 44 с.
3. Кожухар В. Я. Методи очистки та переробка викидів та відходів : навчальних посібник / В. Я. Кожухар, В. В. Брем, І. В. Дмитренко, Л. В. Тимошевська. Одеса : ОП, 2021. 222с.
4. ДБН В.2.4-5:2012 "Хвостосховища і шламонакопичувачі. Частина І. Проектування. Частина ІІ. Будівництво" Наказ Мінрегіону України від 12.01.2012. Режим доступу : <http://e-construction.gov.ua>
5. Управління та рекуперація відходів : навч. посіб. / С. В. Станкевич, Л. В. Головань, Є. М. Білецький та інші. Харків : Видавництво Іванченка І. С., 2020. 134 с.
6. Благодатний В. В., Магась Н. І. Управління та поводження з промисловими відходами : методичні вказівки. Миколаїв : видавець Румянцева Г. В., 2023. 75 с.
7. Благодатний В. В., Магась Н. І. Управління та поводження з муніципальними відходами : методичні вказівки. Миколаїв : видавець Румянцева Г. В., 2023. 62 с.
8. Методичні вказівки до практичних та самостійних робіт з дисципліни «Машини для виробництва будівельних матеріалів» (для студентів за напрямом підготовки 6.05050308 «Машинобудування» спеціальності «Підйомно-транспортні, дорожні, будівельні, меліоративні машини і обладнання» денної та заочної форми навчання) / Укл. М. Ю. Дорохов. Краматорськ: ДДМА, 2012. 36 с.

9. Утилізація та рекуперація відходів : навчально-методичні рекомендації до практичних занять / упоряд. М. С. Безовська, Ю. В. Зеленько, О. В. Розгон ; Укр. держ. ун-т науки і технологій. – Дніпро : УДУНТ, 2024. 37 с.
10. Радовенчик В. М., Гомеля М. Д. Тверді відходи : збір, переробка, складування. К.: Кондор, 2010. 552с.
11. Сафранов Т. А., Шаніна Т. П., Губанова О. Р., Приходько В. Ю. Управління та поводження з муніципальними відходами: Практикум. Одеса: Вид-во ПП «ТЕС», 2014. 198 с
10. Рижков С. С., Харитонов Ю. М., Благодатний В. В. Технології утилізації та рекуперації відходів. Миколаїв : УДМТУ, 2003. 80с.
11. Практичні аспекти управління відходами в Україні. Посібник. Барінов М. О., Олексієвець І. Л. , Родная Д.В., Журавель Т. В., Коломієць С. В., Козлова І. А., Пархоменко Г. П. К.: «Поліграф плюс» , 2021. 118 с.
12. Методичні вказівки до виконання міждисциплінарної курсової роботи (для здобувачів вищої освіти спеціальності 183 «Технології захисту навколишнього середовища» усіх форм навчання другого (магістерського) рівня вищої освіти) / Н. М. Максимова, Н. В. Володченкова. Запоріжжя: ТОВ «ТЕХНІЧНИЙ УНІВЕРСИТЕТ «МЕТІНВЕСТ ПОЛІТЕХНІКА», 2023. 114 с.
13. Борисовська О. О. Технології утилізації відходів та рециклінг. Методичні рекомендації до виконання курсової роботи для студентів освітньо-професійної програми «Технології захисту навколишнього середовища» першого (бакалаврського) рівня вищої освіти / Міністерство освіти і науки України, Нац. техн. ун-т «Дніпровська політехніка». Дніпро : НТУ «ДП», 2023. 31 с.
14. Методичні вказівки до виконання розрахункової роботи на тему "Обґрунтування технологічних параметрів біогазових установок" з дисципліни "Енергозбереження та експлуатація систем теплогазопостачання і вентиляції ” для студентів напряму підготовки “Будівництво” / Уклад. Г. С. Ратушняк, К. В. Анохіна. Вінниця : ВНТУ, 2011. 24 с.

15. Управління та поводження з відходами. Частина 2 Тверді побутові відходи : Навчальний посібник. Петрук В. Г., Васильківський І. В., Кватернюк С. М. та ін. Вінниця : ВНТУ, 2015. 100с.
16. Петрук В. Г., Васильківський І. В., Іщенко В. А., Петрук Р. В. Управління та поводження з відходами. Частина 4. Технології переробки твердих побутових відходів. Навчальний посібник. Вінниця : ВНТУ, 2013. 234 с.
17. Управління та поводження з відходами. Клименко М. О. та ін. Практикум, Херсон, Олді+, 2019. 238с.
18. Утилізація та рекуперація відходів : навч. посіб. / В. М. Кропівний, О. В. Медведєва, А. В. Кропівна, О. В. Кузик ; М-во освіти і науки України, Центральноукраїн. нац. техн. ун-т. Кропивницький : ЦНТУ, 2020. 440 с.
19. Методичні вказівки до виконання розрахунково-графічної роботи “Розрахунок параметрів хвостосховища ” з дисципліни “Утилізація промислових відходів” (для студентів 3 курсу денної форми навчання напряму підготовки 6.040106 „Екологія, охорона навколишнього середовища та збалансоване природокористування”) / Харк. нац. акад. міськ. госп-ва; уклад.: К. Д. Бригінець, К. О. Абашина. Х. : ХНАМГ, 2012. 18 с.

Навчальне видання

БЛАГОДАТНИЙ В. В., КОСОБУЦЬКА О. О.

ТЕХНОЛОГІЇ УТИЛІЗАЦІЇ ТА РЕКУПЕРАЦІЇ ВІДХОДІВ

Методичні вказівки

Формат 60×84¹/₁₆. Ум. друк. арк. 3,0. Тираж 100 пр. Зам. № 729-095.

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