

Житомирська політехніка	МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ «ЖИТОМИРСЬКА ПОЛІТЕХНІКА» Система управління якістю відповідає ДСТУ ISO 9001:2015	Ф23.07- 05.02/2/183.00.1/М/ОК12 2023
	Екземпляр № 1	Арк 80/1

ЗАТВЕРДЖЕНО

Науково-методичною радою
Державного університету
«Житомирська політехніка»
протокол від «30» березня
2023 р. №7

МЕТОДИЧНІ РЕКОМЕНДАЦІЇ для проведення практичних занять та самостійної роботи з навчальної дисципліни «ПРИРОДООХОРОННІ ТЕХНОЛОГІЇ»

для здобувачів вищої освіти освітнього ступеня «магістр»
спеціальності 183 «Технології захисту навколишнього середовища»
освітньо-професійна програма «Технології захисту навколишнього
середовища»
факультет гірничої справи, природокористування та будівництва
кафедра екології та природоохоронних технологій

Рекомендовано на засіданні
кафедри екології та
природоохоронних технологій
11 березня 2023 р., протокол № 03

Розробники: д.т.н., проф., завідувач кафедри екології та природоохоронних технологій ПАЦЕВА Ірина; к.с.-г.н, доц., доцент кафедри екології та природоохоронних технологій ВАЛЕРКО Руслана, д.т.н., доц., професор кафедри екології та природоохоронних технологій ЛУНЬОВА Оксана

Житомир
2023

Житомирська політехніка	МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ «ЖИТОМИРСЬКА ПОЛІТЕХНІКА» Система управління якістю відповідає ДСТУ ISO 9001:2015	Ф23.07- 05.02/2/183.00.1/М/ОК12 2023
	<i>Екземпляр № 1</i>	<i>Арк 80/2</i>

Методичні рекомендації для проведення практичних занять та самостійної роботи з навчальної дисципліни «Природоохоронні технології» для здобувачів вищої освіти освітнього ступеня «магістр» денної та заочної форм навчання спеціальності 183 «Технології захисту навколишнього середовища», освітньо-професійна програма «Технології захисту навколишнього середовища». (автори: Пацева І.Г., Валерко Р.А., Луньова О.В.), 2023. 80 с.

Рецензенти:

к.т.н., завідувач кафедри РРКК ім. проф. М.Т. Бакка БАШИНСЬКИЙ Сергій;
к.т.н. доц., доцент кафедри екології та природоохоронних технологій КОРБУТ
Марія.

Житомирська політехніка	МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ «ЖИТОМИРСЬКА ПОЛІТЕХНІКА» Система управління якістю відповідає ДСТУ ISO 9001:2015	Ф23.07- 05.02/2/183.00.1/М/ОК12 2023
	Екземпляр № 1	Арк 80/3

ЗМІСТ

ВСТУП	4
ПРАКТИЧНА РОБОТА №1. ТЕХНОЛОГІЧНІ РОЗРАХУНКИ ПИЛООСАДЖУВАЛЬНИХ КАМЕР І ВИЗНАЧЕННЯ ЇХ КОНСТРУКТИВНИХ РОЗМІРІВ	5
ПРАКТИЧНА РОБОТА №2. ТЕХНОЛОГІЧНІ РОЗРАХУНКИ ЦИКЛОНІВ І ВИЗНАЧЕННЯ ЇХ КОНСТРУКТИВНИХ РОЗМІРІВ	8
ПРАКТИЧНА РОБОТА №3. РОЗРАХУНОК ТЕХНОЛОГІЧНИХ ПАРАМЕТРІВ РОБОТИ РУКАВНОГО ФІЛЬТРА	17
ПРАКТИЧНА РОБОТА №4. НАПІВСУХА ТЕХНОЛОГІЯ ОЧИЩЕННЯ ДИМОВИХ ГАЗІВ ВІД SO₂	26
ПРАКТИЧНА РОБОТА №5. РОЗРАХУНОК ОСНОВНИХ ТЕХНОЛОГІЧНИХ ПАРАМЕТРІВ РОБОТИ НАСАДКОВОГО АБСОРБЕРА ТА ЙОГО КОНСТРУКТИВНИХ РОЗМІРІВ	31
ПРАКТИЧНА РОБОТА №6. РОЗРАХУНОК ОСНОВНИХ ТЕХНОЛОГІЧНИХ ПАРАМЕТРІВ РОБОТИ АДСОРБЕРА ТА ЙОГО КОНСТРУКТИВНИХ РОЗМІРІВ	44
ПРАКТИЧНА РОБОТА №7. УСТАНОВКИ ДЛЯ ЕЛЕКТРОХІМІЧНОГО ОЧИЩЕННЯ СТІЧНИХ ВОД	51
ПРАКТИЧНА РОБОТА №8. УСТАНОВКИ ДЛЯ ОЧИЩЕННЯ СТІЧНИХ ВОД ВІД НЕРОЗЧИННИХ РЕЧОВИН З РОЗВИНЕНОЮ ПОВЕРХНЕЮ	62
ПРАКТИЧНА РОБОТА №9. ІОНООБМІННЕ ОЧИЩЕННЯ СТІЧНИХ ВОД	66
ПРАКТИЧНА РОБОТА №10. ВИЗНАЧЕННЯ ЕФЕКТИВНОСТІ ВПРОВАДЖЕННЯ НОВОГО РЕАГЕНТУ (ФЛОКУЛЯНТА)	77
СПИСОК ВИКОРИСТАНИХ ЛІТЕРАТУРНИХ ТА ІНФОРМАЦІЙНИХ ДЖЕРЕЛ	80

Житомирська політехніка	МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ «ЖИТОМИРСЬКА ПОЛІТЕХНІКА» Система управління якістю відповідає ДСТУ ISO 9001:2015	Ф23.07- 05.02/2/183.00.1/М/ОК12 2023
	Екземпляр № 1	Арк 80/4

ВСТУП

Метою навчальної дисципліни є навчитися досліджувати структуру та функціональні компоненти екосистем різного рівня та походження, а також вивчити антропогенний вплив на них, сформуванати висококваліфікованого фахівця, який вміє на сучасному рівні здійснювати діагностику стану екосистем та визначати якість середовища існування, опанування сучасних методів і підходів до кількісної оцінки стану екосистем та якості середовища існування, вміння творчо, у залежності від конкретних умов, органічно поєднувати моніторингові спостереження та використовувати різні сучасні підходи до оцінки стану екосистем і якості середовища.

Завданнями вивчення навчальної дисципліни є:

- знати сутність фундаментальних властивостей екосистем та їхніх компонентів;
- розуміти відмінності між поняттями «стан екосистеми» та «якість середовища існування» для біосистем різного рівня;
- визначати типи життєвих стратегій організмів та використовувати отримані дані для оцінки змін стану екосистем;
- уміти аналізувати стан екосистем, визначати якість середовища існування за станом благополуччя біосистем, якість середовища для яких визначається, з'ясувати головні лімітуючі чинники з позицій теорії складних систем і основ управління ними;
- здійснювати експертну оцінку стану екосистем.

У результаті вивчення навчальної дисципліни студент повинен знати:

- сучасні природоохоронні технологічні процеси та обладнання, що використовуються для захисту всіх складових біосфери від забруднень як матеріальних (газових, рідких, твердих) так і енергетичних;
- технології виробництва, що забезпечують високі екологічні показники;
- про наявні енергетичні ресурси у світі та прогнози щодо майбутнього енергетики світу;
- знати технології поновлюваних і нетрадиційних джерел енергії і перспективи їх застосування, зокрема в Україні.

Вміти:

- розраховувати та проектувати пристрої та системи для очищення газових та рідких викидів від забруднювачів;
- розраховувати та вибирати засоби очищення стічних вод;
- вибирати методи проведення рекультивації техногенно порушених земель.

Житомирська політехніка	МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ «ЖИТОМИРСЬКА ПОЛІТЕХНІКА» Система управління якістю відповідає ДСТУ ISO 9001:2015	Ф23.07- 05.02/2/183.00.1/М/ОК12 2023
	Екземпляр № 1	Арк 80/5

ПРАКТИЧНА РОБОТА №1 ТЕХНОЛОГІЧНІ РОЗРАХУНКИ ПИЛООСАДЖУВАЛЬНИХ КАМЕР І ВИЗНАЧЕННЯ ЇХ КОНСТРУКТИВНИХ РОЗМІРІВ

Мета роботи: набути практичні навички у виконанні розрахунків по визначенню основних технологічних параметрів роботи пилоосаджувальних камер та їх конструктивних розмірів.

Завдання:

- 1) опанувати методику виконання розрахунків по визначенню основних технологічних параметрів роботи пилоосаджувальних камер та їх конструктивних розмірів;
- 2) виконати розрахунки по визначенню основних технологічних параметрів роботи пилоосаджувальних камер та їх конструктивних розмірів згідно з варіантом завдання;
- 3) дати письмову відповідь на питання, які наведені в кінці роботи.

1. Загальна характеристика пилоосаджувальних камер

Пилоосаджувальні камери застосовують для гравітаційного грубого очищення газових викидів від частинок пилу розміром 30...100 мкм. Принцип роботи пилоосаджувальних камер ґрунтується на виведенні частинок пилу з газопилового потоку шляхом їх осадження під дією сили тяжіння. Їх застосовують для уловлення великих частинок сировинних матеріалів після обертових цементних печей, печей для обпалювання магнезиту і доломіту тощо.

Перевагою пилоосаджувальних камер є простота виготовлення. Матеріалом для їх виготовлення є цегла, збірний залізобетон, сталь та дерево (для холодних газів). Перевагою також є незначний гідравлічний опір (50...100 Па).

Недоліком пилоосаджувальних камер є низька ефективність пилоуловлення (40...50%), особливо при вловленні дрібнодисперсного пилу ($d_{50} < 20$ мкм), а також їх громіздкість.

Принципова конструктивна схема пилоосаджувальної камери наведена на рис. 1.1.

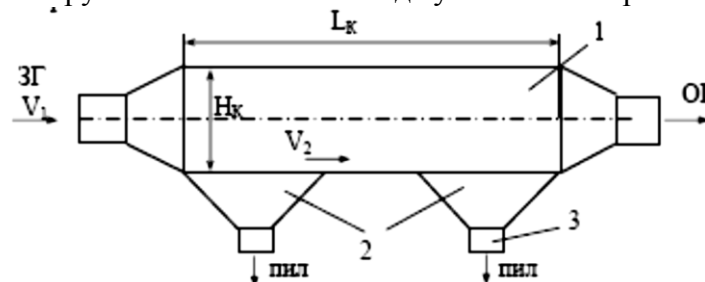


Рис. 1.1. Принципова конструктивна схема пилоосаджувальної камери:
1 – корпус; 2 – бункер; 3 – штуцер для видалення пилу

За конструкцією пилоосаджувальні камери бувають порожнисті, пустотілі (рис. 1.2), з горизонтальними полицями (рис. 1.2, а), з вертикальними перегородками (рис. 1.2, б, в), з ланцюговими чи дротяними завісами (рис. 1.2, г).

2. Методика визначення основних технологічних параметрів роботи пилоосаджувальних камер та їх конструктивних розмірів

Для виконання розрахунків по визначенню основних технологічних параметрів роботи пилоосаджувальної камери необхідні такі вихідні дані:

Об'єм (витрати) очищеного газу

$Q_g, \text{ м}^3/\text{с}$

Житомирська політехніка	МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ «ЖИТОМИРСЬКА ПОЛІТЕХНІКА» Система управління якістю відповідає ДСТУ ISO 9001:2015	Ф23.07- 05.02/2/183.00.1/М/ОК12 2023
	Екземпляр № 1	Арк 80/6

Температура очищеного газу

$t_{\Gamma}, ^\circ\text{C}$

Динамічна в'язкість очищеного газу за нормальних умов

$\mu_{\Gamma}, \text{мкПа}\cdot\text{с}$

Дисперсний склад пилу

$d_{\text{ч}}, \text{мкм}$

Густина часток пилу

$\rho_{\text{ч}}, \text{кг/м}^3$

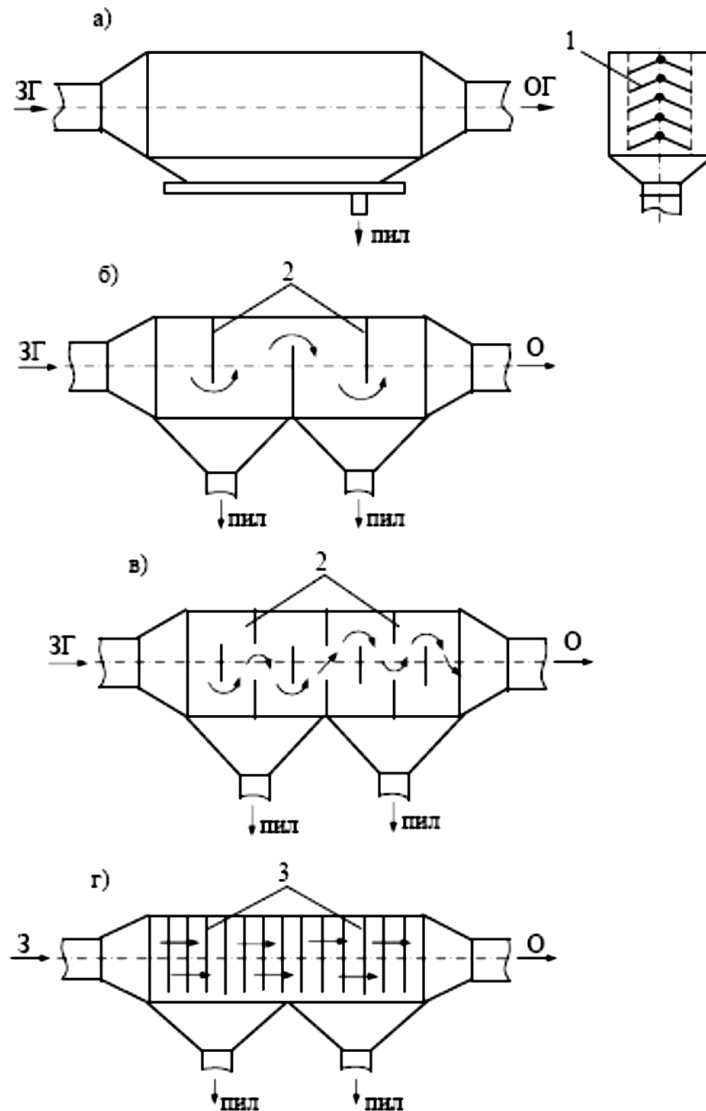


Рис. 1.2. Конструкції пилоосаджувальних камер:
1 – полиці; 2 – перегородки; 3 – ланцюгова або дрютяна завіса

2.1. Розраховуємо витрати очищеного газу при робочих умовах:

$$Q_{\text{п}} = \frac{Q_{\text{с}}(t_{\text{с}} + T_0)}{T_0} \quad (1)$$

де: $Q_{\text{с}}$ - об'єм (витрати) очищеного газу, $\text{м}^3/\text{с}$;

$t_{\text{с}}$ - температура очищеного газу, $^\circ\text{C}$;

$T_0 - 273^\circ\text{K}$ – абсолютна температура.

Житомирська політехніка	МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ «ЖИТОМИРСЬКА ПОЛІТЕХНІКА» Система управління якістю відповідає ДСТУ ISO 9001:2015	Ф23.07- 05.02/2/183.00.1/М/ОК12 2023
	Екземпляр № 1	Арк 80/7

2.2. Обчислюємо площу вертикального перерізу пилоосаджувальної камери:

$$S_B = \frac{Q_{zp}}{w_z} \quad (2)$$

де: w_{Γ} - швидкість руху газів в камері (звичайно 0,2...1,5 м/с).

2.3. Визначаємо площу дна пилоосаджувальної камери:

$$S_D = \frac{18 \mu_z \cdot Q_{zp}}{d_c \cdot g \cdot \rho_c} \quad (3)$$

де: Q_{zp} – витрати очищеного газу при робочих умовах, м³/год.;

μ_z – динамічна в'язкість газу за нормальних умов, мкПа · с;

d_c – середній розмір часточок пилу, мкм;

$g = 9,81 \text{ м/с}^2$ – гравітаційна стала;

ρ_c – густина пилу, кг/м³.

2.4. Визначаємо габаритні розміри пилоосаджувальної камери:

Задавшись значенням висоти осаджувальної камери H_K (див. вихідні дані) визначаємо її габаритні розміри, м:

$$\text{ширина:} \quad B_K = S_B / H_K \quad (4)$$

$$\text{довжина:} \quad L_K = S_D / B_K \quad (5)$$

2.5. Визначаємо габаритні розміри пилоосаджувальної камери з врахуванням розміщення полиць:

Для зменшення довжини пилоосаджувальної камери в ній передбачають полиці, що еквівалентно збільшенню площі дна камери S_D . Наявність ланцюгової чи дротяної завіси, вертикальних чи горизонтальних полиць додає до гравітаційного ефекту ефект інерційного осадження при обтіканні газовим потоком різних перешкод. В результаті цього збільшується ефективність роботи пилоосаджувальних камер. При наявності n полиць площа однієї полиці дорівнює, м:

$$S_{\Pi} = S_D / n \quad (6)$$

Знаходимо величину, на яку можна зменшити загальну висоту камери з урахуванням розміщення полиць, м:

$$H_3 = n \cdot h_{\Pi} \quad (7)$$

де: h_{Π} – відстань між полицями, 0,2...0,3 м.

Визначаємо величину, на яку можна зменшити довжину пилоосаджувальної камери за рахунок розміщення полиць, м:

$$L_{K3} = S_{\Pi} / B_K \quad (8)$$

Мінімальний розмір частинок, які будуть повністю осаджені в камері після встановлення полиць, визначається за залежністю, мкм:

$$d_c = \frac{Q_{zp} \cdot \mu_z}{g \cdot \rho_c \cdot (L_K - L_{K3}) \cdot B_K} \quad (9)$$

де: Q_{zp} – витрати очищеного газу, м³/год.;

μ_z – динамічна в'язкість газу, мкПа·с;

g – прискорення вільного падіння, м/с²;

ρ_c – густина частинок пилу, кг/м³;

L_K - довжина камери, м;

B_K - ширина камери, м.

Житомирська політехніка	МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ «ЖИТОМИРСЬКА ПОЛІТЕХНІКА» Система управління якістю відповідає ДСТУ ISO 9001:2015	Ф23.07- 05.02/2/183.00.1/М/ОК12 2023
	Екземпляр № 1	Арк 80/8

Зробити висновок, вказавши габаритні розміри камери та дисперсний склад пилу, що буде повністю осаджений.

Вихідні дані для розрахунків:

Параметри	Варіант					
	I	II	III	IV	V	VI
Кількість газу, що очищується, Q_g , тис $m^3/год$	20	25	30	35	40	45
Температура очищувального газу t_r , $^{\circ}C$.	400	500	100	200	650	400
Характер пилу, що вловлюється	вапняковий	асбестовий	деревна стружка	крохмаль	неорганічний пил від плавильних печей	металевий пил
Густина пилу ρ_c , $кг/м^3$	2780	2200	1180	1270	3020	6550
Розмір часток, що осаджуються, d_c , мкм	70	260	1370	65	117	80
Динамічна в'язкість очищувального газу за нормальних умов, μ , мкПа•с	8,6	6,2	7,8	9,3	10,7	6,8
Висота пилоосаджувальної камери, м	6,0	5,0	4,0	4,5	6,5	5,5
Кількість полиць, шт.	4	3	4	3	4	2
№ питання для відповіді	1,4	2,4	3,4	1,3	2,3	1,2

КОНТРОЛЬНІ ЗАПИТАННЯ

1. Під дією яких сил відбувається осадження завислих частинок у сухих пиловловлювачах?
2. Принцип роботи, переваги й недоліки пилоосаджувальних камер.
3. Наведіть приклади конструкцій пилоосаджувальних камер.
4. Поясніть методику визначення габаритних розмірів пилоосаджувальної камери.

ПРАКТИЧНА РОБОТА №2 ТЕХНОЛОГІЧНІ РОЗРАХУНКИ ЦИКЛОНІВ І ВИЗНАЧЕННЯ ЇХ КОНСТРУКТИВНИХ РОЗМІРІВ

Мета роботи: набути практичних навичок у виконанні розрахунків по визначенню основних технологічних параметрів роботи циклонів та їх конструктивних розмірів.

Завдання роботи:

- 1) освоїти методику виконання розрахунків по визначенню основних технологічних параметрів роботи циклонів та їх конструктивних розмірів;
- 2) виконати розрахунки щодо визначення основних технологічних параметрів роботи циклонів та їх конструктивних розмірів згідно з варіантом завдання;
- 3) дати письмову відповідь на питання, наведені в кінці роботи.

1. Загальна характеристика конструкцій циклонів

Серед засобів сухого інерційного очищення газових викидів від пилу найбільш поширені циклони. Вони застосовуються для виділення з газового потоку частинок порівняно великого розміру в різних галузях промисловості: у чорній і кольоровій

Житомирська політехніка	МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ «ЖИТОМИРСЬКА ПОЛІТЕХНІКА» Система управління якістю відповідає ДСТУ ISO 9001:2015	Ф23.07- 05.02/2/183.00.1/М/ОК12 2023
	Екземпляр № 1	Арк 80/9

металургії, хімічній і нафтовій промисловості, промисловості будівельних матеріалів, енергетиці і ін.

Залежно від якостей пилу, його дисперсного складу та вимог до очищення газу циклони застосовуються як апарати першого ступеня очищення або в сполученні з іншими пиловловлювачами. Вони ефективно вловлюють з газу частинки пилу діаметром 5 мкм і більше. Допустима початкова концентрація пилу в пилогазовому потоці, що очищується у циклонах, залежить від якостей забруднених газів, конструкції й розмірів циклона. При невеликих капітальних і експлуатаційних витратах, циклони залежно від характеристик уловлюваного пилу, типу і режиму роботи забезпечують ефективність очищення газів і пиловловлювання на рівні 80-95 %.

Перевагою циклонів є:

- відсутність рухомих частин у апараті;
- надійне функціонування при температурах газів майже до 500°C;
- можливість вловлювання абразивних матеріалів при захисті спеціальним покриттям внутрішньої поверхні;
- простота виготовлення конструкції;
- незалежність роботи апарата від тиску газу;
- незалежність фракційної ефективності очищення від зростання запиленості газів;
- висока продуктивність при порівняно низькій вартості.

Недоліком їх є те, що значний гідравлічний опір 1250...1500 Па вискоефективних циклонів призводить до поганого уловлення частинок розміром менше 5 мкм.

Класифікація циклонів за конструктивними ознаками наведена на рис. 2.1.

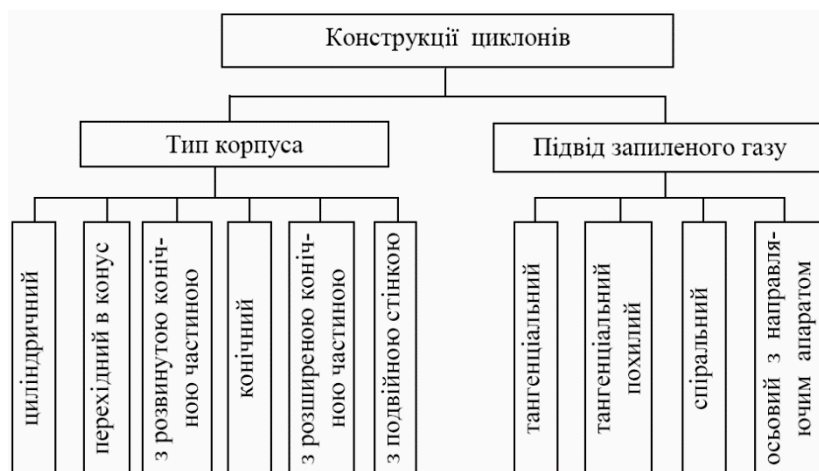


Рис. 2.1. Класифікація циклонів за конструктивними ознаками

В різних галузях промисловості залежно від умов виробництва та вимог очищення використовують різноманітні типи циклонів (табл. 2.1).

Таблиця 2.1.

Класифікація циклонів за призначенням

Призначення циклона	Марка циклона
Уловлення сухого пилу, що не злипається	СИОТ, СИОТ – М, СИОТ – М1, ЛИОТ
Уловлення пилу в технологічних газах і вентиляційних викидах	ЦН-11, ЦН-15, ЦН-15У, ЦН-24, СДК-ЦН33, СДК-ЦН34, СДК-ЦН34М, СК-ЦН

Житомирська політехніка	МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ «ЖИТОМИРСЬКА ПОЛІТЕХНІКА» Система управління якістю відповідає ДСТУ ISO 9001:2015	Ф23.07- 05.02/2/183.00.1/М/ОК12 2023
	Екземпляр № 1	Арк 80/ 10

Очищення технологічних викидів деревообробних виробництв від пилу, що не злипається, неволокнистих, а також сумішей пилу з сухою тирсою і стружкою	ОЭКДМ, УЦ конструкції Древлпрома, циклони конструкції Гипродревпрома типу Ц, циклони Гипродрева, ЛТА
Видалення відходів борошномельної та комбікормової промисловості	УЦ-38 конструкції Мельстроля, ЦОЛ, 4БЦШ
Видалення абразивного пилу	ЦОК
Видалення волокнистого і зернистого пилу, та пилу, який злипається	ЦМ, РИСИ
Уловлювання пилу після систем сушки або помелу палива парогенераторів, що спалюють тверде паливо в пилоподібному стані	ЦП-2

2. Методика визначення основних технологічних параметрів роботи циклонів та їх конструктивних розмірів

Для виконання розрахунків по визначенню основних технологічних параметрів роботи циклона необхідні такі вихідні дані:

Об'єм (витрати) газу, що очищається	$Q_z, \text{ м}^3/\text{с}$
Температура газу, що очищається	$t_z, \text{ }^\circ\text{C}$
Густина очищуваного газу за робочих умов	$\rho, \text{ кг/м}^3$
Динамічна в'язкість очищуваного газу за нормальних умов	$\mu, \text{ мкПа}\cdot\text{с}$
Дисперсний склад пилу	$d_{50}, \text{ мкм}$
Ступінь полідисперсності пилу	$\lg \delta$
Вхідна концентрація пилу	$C_{вх}, \text{ г/м}^3$
Густина часток пилу	$\rho_{ч}, \text{ кг/м}^3$
Необхідна ефективність очищення газопилової суміші	η

2.1. Розраховуємо витрати очищуваного газу при робочих умовах, $\text{м}^3/\text{с}$:

$$Q_{zp} = \frac{Q_z(t_z + T_o)}{T_o} \quad (1)$$

де: Q_z – об'єм (витрати) очищуваного газу, $\text{м}^3/\text{с}$;

t_z – температура очищуваного газу, $^\circ\text{C}$;

$T_o = 273^\circ\text{K}$ – абсолютна температура.

2.2. Визначаємо необхідну площу перерізу циклона, м^2 :

$$S_{ц} = \frac{Q_{zp}}{w_{oz}} \quad (2)$$

де: Q_{zp} – витрати очищуваного газу при робочих умовах, $\text{м}^3/\text{с}$;

w_{oz} – оптимальна швидкість руху очищуваного газу в циклоні, м/с (*табл. 2.2*).

Таблиця 2.2.

Оптимальна швидкість руху очищуваного газу w_{oz} в перерізі циклона з діаметром D , м/с

Тип циклона	ЦН-24	ЦН-15	ЦН-11	СКД-ЦН-33	СК-ЦН-34	СК-ЦН-34М
w_{oz}	4,5	3,5	3,5	2,0	1,7	2,0

Житомирська політехніка	МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ «ЖИТОМИРСЬКА ПОЛІТЕХНІКА» Система управління якістю відповідає ДСТУ ISO 9001:2015	Ф23.07- 05.02/2/183.00.1/М/ОК12 2023
	Екземпляр № 1	Арк 80/ 11

2.3. Обчислюємо діаметр циклона, м:

$$D_{\text{Ц}} = \sqrt{\frac{4 S_{\text{ц}}}{\pi}} \quad (3)$$

Обчислене значення діаметра циклона **D_Ц** округляють до величини стандартного значення циклона **D**, яке й приймають за основу. Якщо розрахунковий діаметр перевищує максимальне значення, передбачають встановлення декількох паралельних циклонів.

2.4. За вибраним значенням діаметра циклона знаходимо дійсну швидкість газів у циклоні, м/с:

$$w = \frac{4 Q_{\text{гп}}}{\pi n D^2} \quad (4)$$

де: n – кількість встановлених паралельних циклонів (за необхідності).

Дійсна швидкість газу в циклоні **w** не повинна різнитися з оптимальною **w_{опт}** більше, ніж на 15-20 %. В розрахунках слід вказати відхилення дійсної швидкості від оптимального значення.

2.5. Обчислюємо коефіцієнт гідравлічного опору циклона:

$$\varphi = K_1 K_2 \varphi_{500} + K_3 \quad (5)$$

де: φ_{500} – коефіцієнт гідравлічного опору одиночного циклона діаметром 500 мм, Па (табл. 2.3);

K_1 – поправковий коефіцієнт, що враховує діаметр циклона (табл. 2.4);

K_2 – поправковий коефіцієнт, що враховує запиленість газу (табл. 2.5);

K_3 – поправковий коефіцієнт, який враховується лише для батарейних (групових) циклонів (табл. 2.6).

Таблиця 2.3

Параметри, що визначають ефективність роботи типових циклонів

Марка циклона	Середній розмір частинок d_{50}^T , мкм	Ступінь полідисперсності пилу, $\lg \delta_{\eta}$	Коефіцієнт гідравлічного опору, Па		з вихідним равликом
			без додаткових пристроїв		
			φ_{500}^M	φ_{500}^O	
ЦН-11	3,65	0,352	245	250	235
ЦН-15	4,50	0,352	155	163	150
ЦН-15У	6,00	0,283	165	170	158
ЦН-24	8,50	0,308	75	80	73
СДК-ЦН-33	2,31	0,364	520	600	500
СДК-ЦН-34	1,95	0,308	1050	1150	–
СДК-ЦН-34М	1,13	0,340	–	1800	–
СИОТ	2,6	0,280	–	1400	–
Ц	4,12	0,340	–	210	–

Примітка. Коефіцієнт гідравлічного опору для поодиноких циклонів ЦН-11, ЦН-15, ЦН-15У, ЦН-24, СДК-ЦН-33, СДК-ЦН-34, СДК-ЦН-34М наведено для діаметра 500 мм.

Житомирська політехніка	МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ «ЖИТОМИРСЬКА ПОЛІТЕХНІКА» Система управління якістю відповідає ДСТУ ISO 9001:2015	Ф23.07- 05.02/2/183.00.1/М/ОК12 2023
	Екземпляр № 1	Арк 80/ 12

Індекс “М” означає, що циклон працює в гідравлічній мережі, а “О” – безпосередній випуск очищених газів в атмосферу.

Таблиця 2.4.

Значення поправкового коефіцієнта K1 залежно від діаметра циклона

Тип циклона	Значення K ₁ для циклона діаметром D, мм				
	150	200	300	450	500
ЦН-11	0,94	0,95	0,96	0,99	1,0
ЦН-15, ЦН-24	0,85	0,90	0,93	1,0	1,0
СДК-ЦН-33, СДК-ЦН-34, СДК-ЦН-34М	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0

Таблиця 2.5.

Значення поправкового коефіцієнта K2 залежно від запиленості газів для циклонів діаметром 500 мм

Тип циклона	Значення k ₂ при q, г/м ³						
	0	10	20	40	80	120	150
ЦН-11	1,0	0,96	0,94	0,92	0,90	0,87	0,85
ЦН-15	1,0	0,93	0,92	0,91	0,90	0,87	0,86
ЦН-15У	1,0	0,93	0,92	0,91	0,89	0,88	0,87
ЦН-24	1,0	0,95	0,93	0,92	0,90	0,87	0,86
СДК-ЦН-33	1,0	0,81	0,785	0,78	0,77	0,76	0,745
СДК-ЦН-34	1,0	0,98	0,947	0,93	0,915	0,91	0,90
СДК-ЦН-34М	1,0	0,99	0,97	0,95	-	-	-

Таблиця 2.6.

Значення поправкового коефіцієнта K3 для груп циклонів типу ЦН

Характеристика групового циклона	K3, Па
Компонування, нижче організоване підведення	60
Компонування, циклонні елементи розташовані в одній площині. Відведення з загальної камери чистого газу	35
Таке саме, але равликове відведення із циклонних елементів	28
Прямокутне компонування. Вільне підведення потоку в загальну камеру	60

2.6. Знаходимо втрати тиску в циклоні:

$$\Delta P = 0,5 \varphi_{500} \rho_{zp} w \quad (6)$$

де: ρ_{zp} – густина газу при робочих умовах, кг/м³.

Густина газу при робочих умовах визначається за формулою 7:

$$\rho_{zp} = \rho_z \frac{T_0 (P_a - P')}{P_0 (T_0 + t_z)} \quad (7)$$

де: ρ_z – густина вологого газу за нормальних умов, кг/м³;

P_a – фактичний атмосферний тиск, Па;

P_0 – нормальний атмосферний тиск, 101300 Па;

P' – розрідження газу в циклоні, Па.

Житомирська політехніка	МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ «ЖИТОМИРСЬКА ПОЛІТЕХНІКА» Система управління якістю відповідає ДСТУ ISO 9001:2015	Ф23.07- 05.02/2/183.00.1/М/ОК12 2023
	Екземпляр № 1	Арк 80/ 13

Втрати тиску газу в циклоні не повинні перевищувати допустимого значення для даного типу апарата.

2.7. Визначаємо медіанну тонкість очищення при робочих умовах:

$$d_{50}^M = d_{50}^T \sqrt{(D / D_T)(\rho_q / \rho_T)(\mu_{sp} / \mu_T)(w_T / w)} \quad (8)$$

де: d_{50}^T – середній розмір часточок пилу, мкм (табл. 3);

D – діаметр циклона;

$D_T = 0,6$ м;

$\rho_T = 1930$ кг/м³;

$w_T = 3,5$ м/с.

$\mu_T = 22,2 \cdot \text{мкПа} \cdot \text{с}$;

μ_{sp} – динамічна в'язкість газу при робочих умовах, мкПа·с, яку визначають за формулою 9:

$$\mu_{sp} = \mu_z \left(\frac{T_0 + C}{(T_0 + t_z) + C} \right) \left(\frac{T_0 + t_z}{T_0} \right)^{3/2} \quad (9)$$

де: $C = 124$ – константа.

2.8. Знаходимо ефективність очищення газу в циклоні:

$$\eta = 50 [1 + \Phi(x)] \quad (10)$$

зде: $\Phi(x)$ – нормальна функція розподілу (табл. 2.8) від параметра X , що обчислюється за формулою:

$$X = \lg(d_{50} / d_{50}^M) \frac{1}{\sqrt{\lg^2 \delta_n + \lg^2 \delta}}$$

Значення d_{50} та $\lg \delta$ для деяких видів пилу наведені у табл. 7, значення $\lg \delta_n$ наведені у табл. 2.3.

Таблиця 2.7

Значення середнього розміру частинок і ступеня полідисперсності деяких видів пилу

Технологічний процес	Вид пилу	Середній розмір частинок, d_{50} , мкм	Ступінь полідисперсності, $\lg \delta$
Точіння інструментів	Абразивно-металевий	38	0,214
Експериментальні дослідження	Кварцовий пил	3,7	0,405
Сушіння вугілля в барабані	Вугільний пил	15	0,334
Виробництво будівельних матеріалів	Цементний пил	20	0,468

Таблиця 2.8

Значення нормальної функції розподілу

Значення X	$\Phi(x)$	Значення X	$\Phi(x)$	Значення X	$\Phi(x)$	Значення X	$\Phi(x)$
-2,7	0,004	-1,3	0,097	0,1	0,540	1,5	0,933
-2,6	0,005	-1,2	0,115	0,2	0,579	1,6	0,945

-2,5	0,006	-1,1	0,136	0,3	0,618	1,7	0,955
-2,4	0,008	-1,0	0,159	0,4	0,655	1,8	0,964
-2,3	0,0011	-0,9	0,184	0,5	0,691	1,9	0,971
-2,2	0,0014	-0,8	0,212	0,6	0,719	2,0	0,977
-2,1	0,0018	-0,7	0,242	0,7	0,758	2,1	0,982
-2,0	0,023	-0,6	0,274	0,8	0,788	2,2	0,986
-1,9	0,029	-0,5	0,308	0,9	0,816	2,3	0,989
-1,8	0,036	-0,4	0,345	1,0	0,841	2,4	0,992
-1,7	0,045	-0,3	0,382	1,1	0,864	2,5	0,994
-1,6	0,055	-0,2	0,421	1,2	0,882	2,6	0,995
-1,5	0,067	-0,1	0,460	1,3	0,903	2,7	0,996
-1,4	0,081	0,0	0,500	1,4	0,919	-	-

2.9. Визначення конструктивних розмірів запроєктованого циклона

Для визначення конструктивних розмірів запроєктованого циклона використовують рекомендовані співвідношення його конструктивних елементів до внутрішнього діаметра D . Використовуючи відомості, наведені в таблицях 2.9 і 2.10, знаходимо конструктивні розміри циліндричних чи спіральні-конічних циклонів, величини яких заносимо в таблицю 2.11 чи 2.12. На рис. 2.4. наведені конструктивні схеми циліндричних (а) та конічних (б) циклонів.

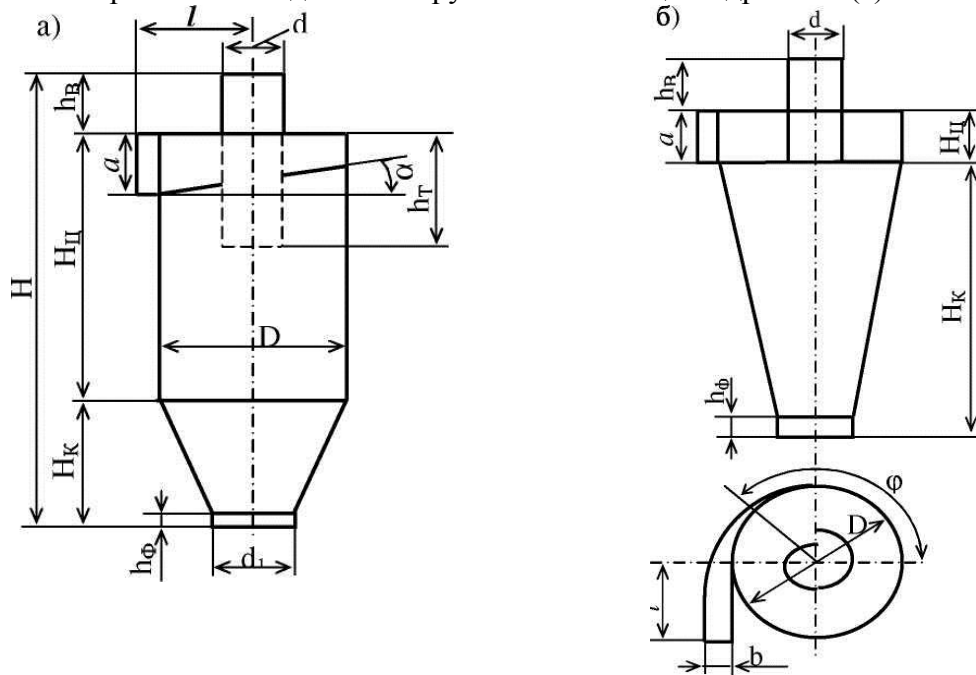


Рис. 2.4. Конструктивні схеми циліндричних (а) та конічних (б) циклонів конструкції НІИОГАЗА

Конструктивні розміри циліндричних та конічних циклонів беруться в частинах від внутрішнього діаметра D . Для циліндричних циклонів ці співвідношення такі:

- загальна висота циклона $H = (3,31...4,56) D$;
- висота циліндричної частини $H_{ц} = (1,51...2,26) D$;
- висота конічної частини $H_{к} = (1,5...2,0) D$;

Житомирська політехніка	МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ «ЖИТОМИРСЬКА ПОЛІТЕХНІКА» Система управління якістю відповідає ДСТУ ISO 9001:2015	Ф23.07- 05.02/2/183.00.1/М/ОК12 2023
	Екземпляр № 1	Арк 80/ 16

Таблиця 2.12

Конструктивні розміри спірально-конічного циклона _____, мм

Тип циклона	Діаметр циклона	Найменший діаметр конічної частини циклона	Довжина вхідного патрубку	Діаметр вхідного патрубку	Висота циліндричної частини циклона	Висота конічної частини циклона	Діаметр вихлопної труби	Висота зовнішньої частини вихлопної труби	Висота заглибленої частини вихлопної труби	Діаметр бункера	Висота циліндричної частини бункера

Параметри накопичувального бункера циклона визначають, виходячи з того, що його діаметр D_6 для конічних циклонів – 1,1-1,2 D , для циліндричних – 1,5 D . Висота циліндричної частини бункера становить 0,8 D незалежно від конструкції циклона, його днище виконується з кутом нахилу між стінками 60°С, а вхідний отвір має діаметр 250 або 500 мм.

Вихідні дані для розрахунків

Параметри	Варіант					
	I	II	III	IV	V	VI
Тип циклона	ЦН-15, м	ЦН-15, о	ЦН-11, о	СК-ЦН-34, м	СДК-ЦН-33, о	СДК-ЦН-34М, о
Кількість газу, що очищується, Q_2 , тис м ³ /год	0,85	1,54	1,83	2,74	3,26	4,40
Температура очищуваного газу t_2 , °С.	100	350	200	250	300	150
Густина вологого газу ρ_2 , кг/м ³	1,13	1,20	1,22	1,25	1,29	1,31
Густина пилу ρ_4 , кг/м ³	1500	2000	2500	3000	3500	3550
Розрідження газу на вході в циклон P' , мм. вод. ст.	10	15	20	25	30	32
Допустимий гідравлічний опір групи циклонів ΔP , мм. рт. ст.	50	60	70	65	55	75
Динамічна в'язкість очищуваного газу за нормальних умов, μ_2 , мкПа•с	8,6	6,2	13,8	10,3	11,7	12,8
Початкова запиленість газів q , г/м ³	55	45	25	30	35	60

Житомирська політехніка	МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ «ЖИТОМИРСЬКА ПОЛІТЕХНІКА» Система управління якістю відповідає ДСТУ ISO 9001:2015	Ф23.07- 05.02/2/183.00.1/М/ОК12 2023
	Екземпляр № 1	Арк 80/ 17

Характер пилу	кварцовий	вугільний	цементний	кварцовий	вугільний	цементний
Ступінь уловлювання пилу η , %	80	85	95	90	92	98
№ питання для відповіді	1, 8	2, 7	3, 6	1, 4	5, 8	7, 3

Примітка: 1 мм рт. ст. – 1,33 мб; 1 мб – 100 Па; 1 гПа – 0,75 мм. рт. ст.; 1 мм вод. ст. – 9,8 Па

КОНТРОЛЬНІ ЗАПИТАННЯ

1. Під дією яких сил відбувається осадження завислих частинок в сухих пиловловлювачах?
2. Принцип роботи, переваги й недоліки циклонів.
3. Наведіть класифікацію циклонів за конструктивними ознаками.
4. Охарактеризуйте поширені на Україні та в країнах близького зарубіжжя циклони.
5. Поясніть застосування та конструктивні особливості розповсюджених типів циклонів загального призначення.
6. Принцип дії та конструктивні особливості прямоочних циклонів.
7. Коли використовуються групові циклони та які їх технічні характеристики?
8. Особливості використання батарейних циклонів та які їх технічні характеристики.

ПРАКТИЧНА РОБОТА №3

РОЗРАХУНОК ТЕХНОЛОГІЧНИХ ПАРАМЕТРІВ РОБОТИ РУКАВНОГО ФІЛЬТРА

Мета роботи: ознайомлення з умовами застосування, будовою і принципом роботи рукавних фільтрів.

Завдання роботи: визначити оптимальні конструктивні параметри (розмір фільтруючої поверхні, величину гідравлічного опору перегородок та апарату в цілому; частоту й тривалість регенерації фільтрувальних елементів рукавного фільтра) та обґрунтувати вид фільтруючого середовища, вибраного для фільтра.

1. Загальна характеристика конструкцій рукавних фільтрів

Рукавні тканинні фільтри застосовуються для очищення великих об'ємів повітря (газів) зі значною концентрацією пилу. Фільтруючими елементами у цих апаратах є рукави зі спеціальної фільтрувальної тканини.

Рукавні фільтри забезпечують тонке очищення повітря від пилових часток, що мають розмір менше 1 мкм. Разом з циклонами рукавні фільтри є одним з основних видів пиловловлюючого обладнання і широко застосовуються на підприємствах чорної і кольорової металургії, хімічної промисловості, промисловості будівельних матеріалів, харчовій промисловості, в енергетичних установках та ін.

Відомі *всмоктуючі* й *нагнітальні* рукавні фільтри (рис. 3.1).

Всмоктуючі фільтри встановлюються до вентилятора, тобто на його лінії всмоктування. Недоліком всмоктуючих фільтрів є наявність значних підсосів повітря.

Нагнітальні рукавні фільтри встановлюються на лінії нагнітання (після вентилятора). Недоліком нагнітальних фільтрів, який обмежує їх застосування, є надходження повітря після фільтрів у приміщення. За наявності нещільностей в рукавах можливе вибивання пилу

Житомирська політехніка	МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ «ЖИТОМИРСЬКА ПОЛІТЕХНІКА» Система управління якістю відповідає ДСТУ ISO 9001:2015	Ф23.07- 05.02/2/183.00.1/М/ОК12 2023
	Екземпляр № 1	Арк 80/ 18

в приміщення. Запилене повітря проходить через вентилятор, що викликає швидший знос вентилятора, а при переміщенні повітря, що містить пожежо- і вибухонебезпечний пилю, це недопустимо.

У тканинних фільтрах застосовуються тканини або валяні матеріали, що виконують роль підкладки для фільтрувального середовища, яким є первинний шар уловленого пилю. Тканини для фільтрів виготовляють з натуральних, або синтетичних волокон діаметром 10...30 мкм, що скручуються у нитки діаметром близько 0,5 мм. Розміри шпарин між нитками зазвичай складають 100...200 мкм.

Класифікація тканинних фільтрів та видів регенерації представлена на рис.3.1, 3.2.



Рис .3.1. Класифікація тканинних фільтрів

Використання у системах пилогазоочищення рукавних фільтрів дозволяє гарантовано забезпечити зниження викидів пилю в атмосферу значно нижче гранично допустимих норм. Застосування спеціальних фільтруючих матеріалів забезпечує зниження залишкового вмісту пилю до 20 мг/м³ і менше та уловлювання часток до 0,3 мікрони.

Житомирська політехніка	МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ «ЖИТОМИРСЬКА ПОЛІТЕХНІКА» Система управління якістю відповідає ДСТУ ISO 9001:2015	Ф23.07- 05.02/2/183.00.1/М/ОК12 2023
	Екземпляр № 1	Арк 80/ 19

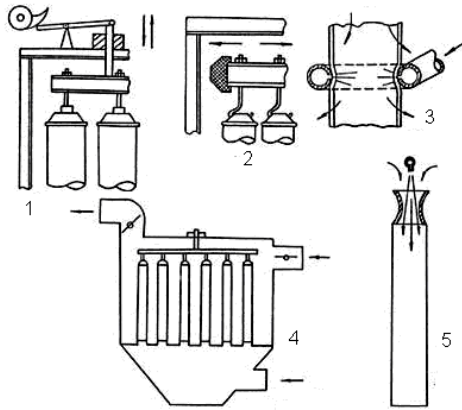


Рис. 3.2. Способи регенерації фільтрувальних рукавів

1. Механічне струшування у вертикальному напрямку.
2. Механічне струшування у горизонтальному напрямку.
3. Струйна продувка.
4. Оборотна продувка.
5. Імпульсна регенерація.

2. Принцип роботи рукавного фільтра з імпульсною регенерацією

Рух газу в процесі фільтрації (рис. 3.3):

- забруднений газ через вхідний патрубок попадає усередину корпуса фільтра і направляється відбійним щитом (17), через іскропогашуючі аеродинамічні ґрати (16), у верхню частину камери забрудненого газу (9), чим забезпечується супутній рух потоку фільтрованого газу й зворотний при регенерації;

- пил, що відокремився при повороті потоку газів, потрапляє в бункер (18) через щілину між відбійним щитом і стінкою бункера;

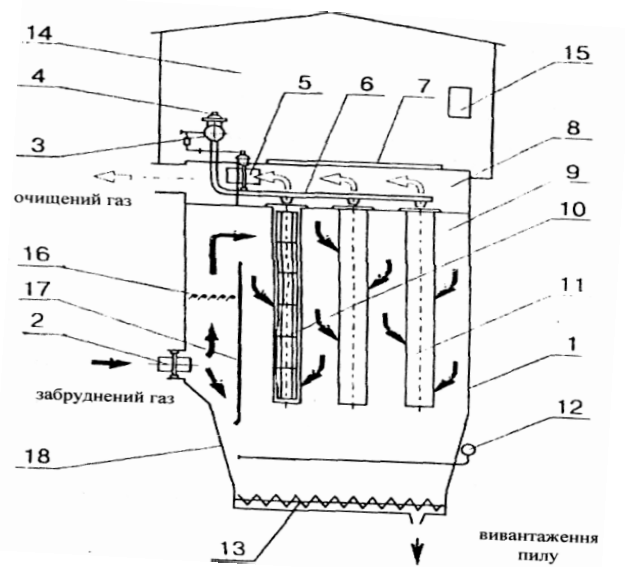
- забруднений газ, пройшовши рукава (11) усередину, очищається від пилу і потрапляє у камеру очищеного газу (8), далі через вихідний патрубок, газовід та тяго-дутовий пристрій – у димар.

При накопиченні пилу на зовнішній поверхні рукавів зростає загальний гідравлічний опір фільтра, що відслідковується приладом керування регенерацією (15), та по досягненні заданої величини автоматично включається система регенерації фільтрувальних рукавів;

- осушене стиснене повітря з накопичувача (3) через швидкодіючий продувний клапан (4) та роздавальний колектор із соплами (6) імпульсно подається усередину рукавів і очищає їх як від пилу, що накопичився на зовнішній поверхні рукава у вигляді агломератів, так і від часток пилу, що проникнули усередину фільтрувального матеріалу.

Видалення уловленого пилу - уловлений пил через щілинний бункер (18) і вузол вивантаження пилу (13) відводиться у систему пиловидалення.

Житомирська політехніка	МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ «ЖИТОМИРСЬКА ПОЛІТЕХНІКА» Система управління якістю відповідає ДСТУ ISO 9001:2015	Ф23.07- 05.02/2/183.00.1/М/ОК12 2023
	Екземпляр № 1	Арк 80/ 20



- | | |
|-------------------------------------|---------------------------------------|
| 1 - корпус фільтра; | 10 - каркас рукава; |
| 2 - відсічний клапан; | 11 - фільтрувальний рукав; |
| 3 - накопичувач стиснутого повітря; | 12 - система пневмообрушення; |
| 4 - продувний клапан; | 13 - вузол вивантаження пилу; |
| 5 - клапан відсічний; | 14 - намет фільтра; |
| 6 - роздавальний колектор; | 15 - пристрій керування регенерацією; |
| 7 - знімна (відкидна) кришка; | 16 - аеродинамічні ґрати; |
| 8 - камера очищеного газу; | 17 - відбійний щит; |
| 9 - камера забрудненого газу; | 18 - бункер |

Рис. 3.3. Принцип роботи рукавного фільтра з імпульсною регенерацією

Позначення фільтрів складається з букв та цифр. Наприклад, ФРІР-4600-01, де:

Ф - фільтр;

Р - рукавний;

І - імпульсної;

Р - регенерації;

4600 - площа поверхні фільтрації в м²;

01 - модифікація фільтра по входу, виходу газу, що очищається;

чи Ф-2-1250-03, де:

Ф - фільтр;

2 - модифікація здвоєних фільтрів однакової продуктивності;

1250 - площа поверхні фільтрації одиничного фільтра в м²;

03 - модифікація фільтра по входу, виходу газу, що очищається.

Додаткові букви, введені в позначення фільтра, характеризують спеціальне

призначення фільтру:

ПО - фільтр з вбудованим попереднім очищенням;

Н - напірний фільтр (фільтр, що працює під надлишковим тиском);

В - фільтр у вибухобезпечному виконанні;

Т - фільтр підвищеного температурного режиму роботи.

Житомирська політехніка	МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ «ЖИТОМИРСЬКА ПОЛІТЕХНІКА» Система управління якістю відповідає ДСТУ ISO 9001:2015	Ф23.07- 05.02/2/183.00.1/М/ОК12 2023
	Екземпляр № 1	Арк 80/21

Фільтри ФРІР - великої продуктивності являють собою окремо розташовані будівельні споруди, стійкі до кліматологічних навантажень; виконуються за індивідуальним замовленням за технічними вимогами проекту установки й умовами замовника.

Фільтри Ф, в основному, призначені для установки всередині приміщення, а при комплектації наметом можуть бути встановлені на відкритому повітрі за умови врахування кліматологічних навантажень.

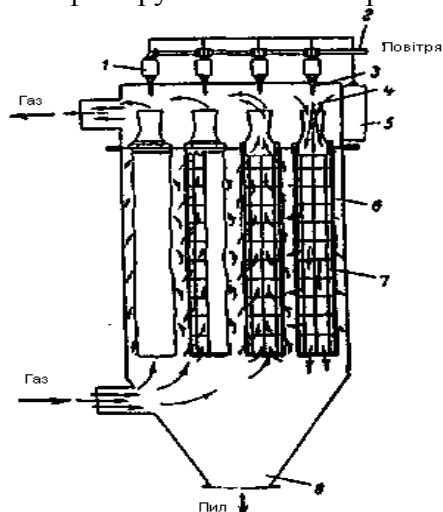
Механічне устаткування рукавних фільтрів усіх модифікацій складається з уніфікованих вузлів та елементів.

Фільтрувальні рукави, якими оснащені усі фільтри, виготовлені з голкопробивного фетру двох типів:

- з поліефірного волокна для очищення промислових газів, що мають робочу температуру до 135°C;
- з термостійкого волокна для очищення промислових газів, що мають робочу температуру до 250 °С.

Управління роботою фільтрів забезпечується керуючими пристроями різних типів: від електронних блоків автоматики до мікропроцесорних систем, здатних керувати не тільки роботою фільтра, але і всього устаткування газовідвідного тракту у взаємозв'язку з основним технологічним апаратом. Система керування поставляється разом з фільтром.

Склад типового фільтру показаний на рис. 3.4.



1. клапан;
2. труба для підведення стисненого повітря;
3. сопло;
4. стиснене повітря;
5. пристрій автоматичного керування регенерацією;
6. рукав;
7. каркас;
8. бункер.

Рис. 3.4. Каркасный рукавний фільтр з імпульсною регенерацією

3. Методика визначення основних технологічних параметрів роботи рукавних фільтрів

Основним показником при розрахунках рукавних фільтрів є площа фільтрації.

Для розрахунку площі фільтрації рукавного фільтра необхідно визначити загальну витрату запилених газів, які надходять на фільтр та витрату продувних газів або повітря. Крім цього, потрібно знати допустимі навантаження по газу (швидкість фільтрації), яку приймають в залежності від методу регенерації, властивостей пилу та матеріалу.

3.1. Розраховуємо питоме газове навантаження при фільтруванні:

$$g = g_H C_1 C_2 C_3 \quad (1)$$

де: g_H – нормативне питоме навантаження, що залежить від виду пилу та його регенеративних властивостей, $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{хв})$ (табл. 1);

C_1 – коефіцієнт, що враховує особливості регенерації фільтруючих елементів (табл. 2);

C_2 – коефіцієнт, що враховує вплив дисперсного складу пилу (табл. 3);

C_3 – коефіцієнт, що враховує вплив температури очищеного газу (табл. 4).

Житомирська політехніка	МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ «ЖИТОМИРСЬКА ПОЛІТЕХНІКА» Система управління якістю відповідає ДСТУ ISO 9001:2015	Ф23.07- 05.02/2/183.00.1/М/ОК12 2023
	Екземпляр № 1	Арк 80/ 22

Таблиця 3.1.

Значення нормативного питомого газового навантаження

Значення $g_H, \text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{хв})$				
3,5	2,6	2,0	1,7	1,2
Комбікорм	Азбест	Глинозем	Кокс	Активоване вугілля
Мука	Волоконні	Цемент	Летюча зола	Технічний вуглець
Зерно	Целюлозні матеріали	Керамічні барвники	Металопорошки	Миючі речовини
Макухова суміш	Пил при вибиванні	Вугілля	Окиси металів	Порошкове молоко
Пил шкіри	відливки з форм,	Плавиковий шпат	Пластмаси	Перегони кольорових і чорних металів
Тирса	гіпс, вапно	Гума	Барвники	
Тютюн	гашене, пил від поліровки,	Каолін	Силікати	
Картонний пил	сіль, пісок	Вапняк	Крохмаль	
Полівінілхлорид	Пил піскоструминних апаратів	Цукор	Смоли сухі	
		Пил гірських порід	Хімікати з нафтосировини	
		Кварцовий пил		

Таблиця 3.2

Значення коефіцієнта C_1 , що враховує особливості регенерації фільтрувальних елементів

Вид фільтра	Коефіцієнт C_1
З імпульсною продувкою стиснутим повітрям з рукавами з тканини	1
З регенерацією шляхом зворотної продувки і одноразовим струшуванням або коливанням рукавів	0,70...0,85*
З регенерацією шляхом зворотної продувки	0,55...0,70**

Примітка: * Менше значення приймається для фільтрів з рукавами з щільної тканини.

** Менше значення приймається для фільтрів з рукавами із склотканини.

Таблиця 3.3

Значення коефіцієнта C_2 , що враховує вплив дисперсного складу пилу

Медіанний розмір частинок пилу, d_{50} , мкм	Коефіцієнт C_2
Більше 100	1,2...1,4
50 – 100	1,1
10 – 50	1,0
3 – 10	0,9
Менше 3	0,7...0,9

Таблиця 3.4.

Значення коефіцієнта C_3 , що враховує вплив температури $t^\circ\text{C}$

$^\circ\text{C}$	20	40	60	80	100	120	140	160
C_3	1,0	0,9	0,84	0,78	0,75	0,73	0,72	0,70

Житомирська політехніка	МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ «ЖИТОМИРСЬКА ПОЛІТЕХНІКА» Система управління якістю відповідає ДСТУ ISO 9001:2015	Ф23.07- 05.02/2/183.00.1/М/ОК12 2023
	Екземпляр № 1	Арк 80/23

3.2. Визначаємо оптимальні розміри фільтруючої поверхні S (м²) та марку рукавного фільтра:

$$S = S_n + S_p \quad (2)$$

де: S_n - площа фільтрації в одночасно працюючих секціях, м²
 S_p - фільтруюча поверхня, що відключається на регенерацію протягом однієї години, м².

3.2.1. Визначаємо площу фільтруючої поверхні в одночасно працюючих секціях:

$$S_n = \frac{Q + Q_n}{60 g} \quad (3)$$

де: g - питоме газове навантаження при фільтруванні, м³/(м² хв);
 Q - об'єм газу, що очищається, м³/год;
 Q_n - об'єм газу чи повітря, що витрачається на зворотну продувку, м³/год;
На зворотну продувку витрачається до 5 % об'єму газу, що очищається.

$$Q_n = 5\% Q \quad (4)$$

Для вибору марки рукавного фільтра площу фільтруючої поверхні, що відключається на регенерацію, попередньо приймають на рівні 5% від площі фільтрації в одночасно працюючих секціях.

$$S_p = 5\% S_n \quad (5)$$

Для фільтрів з імпульсною продувкою в зв'язку з короткочасністю процесу регенерації поверхні фільтра, що вимикається на період регенерації, і об'ємом газу, що витрачається на зворотну продувку, площа поверхні фільтрації приймається рівною робочій ($S = S_n, S_p \approx 0$).

За результатами розрахунків поверхні фільтрації та з врахуванням характеру пилу та вихідних умов обираємо марку фільтра (*додатки 1-3*). При виборі фільтра можливе деяке зменшення поверхні фільтрації порівняно з розрахунковою за умови, що не буде перевищено допустиме питоме газове навантаження.

3.2.2. При потребі уточнюємо площу фільтруючої поверхні, що відключається на регенерацію протягом однієї години:

$$S_p = \frac{N_c \cdot S_c \cdot \tau_p \cdot n_p}{3600}, \quad (6)$$

де: N_c – число секцій, шт;
 S_c - фільтруюча поверхня секцій, м²;
 τ_p - час відключення секції на регенерацію, с (зворотне продування або струшування – 2...20 с., імпульсна регенерація – 0,2...0,3 с (можна знехтувати));
 n_p – кількість регенерацій протягом години (зворотне продування або струшування – 1...10, для фільтрів з імпульсним і струменевим продуванням відключення секцій на регенерацію не потрібно).

3.3. Розраховуємо гідравлічний опір рукавного фільтра і тривалість циклу фільтрування:

При підборі рукавних фільтрів необхідно оцінити очікуваний гідравлічний опір, який визначає енергетичні затрати на фільтрування. Гідравлічний опір апарата складається з опору корпусу апарата ΔP_K та опору фільтрувальних перегородок ΔP_n :

$$\Delta P = \Delta P_K + \Delta P_n \quad (7)$$

Житомирська політехніка	МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ «ЖИТОМИРСЬКА ПОЛІТЕХНІКА» Система управління якістю відповідає ДСТУ ISO 9001:2015	Ф23.07- 05.02/2/183.00.1/М/ОК12 2023
	Екземпляр № 1	Арк 80/24

Гідравлічний опір корпусу апарата визначається величиною місцевих опорів, що виникають на вході в апарат і виході з нього та при розподілі потоку по фільтрувальних елементах:

$$\Delta P_K = \zeta \cdot v_{ex}^2 \rho_g / 2 \quad (8)$$

ζ – коефіцієнт опору корпусу апарата (приймають рівним 1,5-2,0);

ρ_g – густина газу, що йде на очистку, кг/м³;

v_{ex} – швидкість газу у вхідному патрубку, м/с;

$$v_{ex} = Q / S_{ex} \quad (9)$$

Q – Кількість газу, що очищується, м³/с;

S_{ex} – площа поперечного перерізу вхідного патрубка, м² (діаметр вхідного патрубка приймають 0,5-0,7 м, $S_{ex} = \pi D^2 / 4$).

Гідравлічний опір перегородок характеризується постійною $\Delta P'$ та змінною $\Delta P''$ складовими:

$$\Delta P_n = \Delta P' + \Delta P'' \quad (10)$$

Постійна складова гідравлічного опору перегородок визначається за формулою:

$$\Delta P' = K_{II} \mu \cdot V\phi \quad (11)$$

де: K_{II} – коефіцієнт, що характеризує опір фільтрувальної перегородки із залишенням на ній шаром пилу (**табл. 3.5**);

μ – в'язкість газу, Па·с;

$V\phi$ – швидкість фільтрування, м/с (**табл. 3.6**).

Таблиця 3.5.

Значення коефіцієнта K_{II} , що характеризує опір фільтрувальної перегородки

Тип фільтрувальної тканини	Вид пилу	Медіанний діаметр пилу, мкм	Коефіцієнт K_{II} , м ⁻¹
Лавсан артикул 136 і 217	цементний, кварцовий	10...20	(1100...1500)10 ⁶
Лавсан артикул 136 і 217	перегони металів	2,5...3,0	(2300...2400)10 ⁶
Лавсан артикул 86013 Склотканина	перегони металів	2,5...3,0	(2300...2400)10 ⁶ × (1,2...1,3)
Лавсан артикул 86013	перегони металів	0,6	(13000...15000)10 ⁶

Таблиця 3.6.

Рекомендована швидкість фільтрації в рукавних фільтрах $V\phi$, м/хв

Вид пилу	Фільтр		
	зі струшуванням і продувкою	зі імпульсною продувкою	зі зворотною продувкою
Сажа; кварцовий пил, перегони свинцю, цинку та інші аналогічні аерозолі, барвники, косметичні та миючі засоби; активоване вугілля; цемент від печей	0,45-0,6	0,8-2,0	0,33-0,45
Перегони заліза і ферросплавів; аммофос та	0,6-0,75	1,5-2,5	0,45-0,55

Житомирська політехніка	МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ «ЖИТОМИРСЬКА ПОЛІТЕХНІКА» Система управління якістю відповідає ДСТУ ISO 9001:2015	Ф23.07- 05.02/2/183.00.1/М/ОК12 2023
	Екземпляр № 1	Арк 80/ 25

інші добрива, пластмаси, крохмаль			
Тальк, кам'яне вугілля; летка зола, пил керамічних виробництв, сажа (вторинна переробка); пігменти, каолін; вапняк, рудний пил, боксит	0,7-0,8	2,0-3,5	0,6-0,9
Азбест, волокнисті матеріали; гіпс; пил у виробництві гуми, солі; борошно; пил шліфувальних процесів	0,8-1,55	2,5-4,5	–
Комбікорми; пил в процесах деревообробки; грубі рослинні волокна (прядиво, джут та ін.)	0,9-2,0	2,5-6,0	–

Змінну складову гідравлічного опору перегородок ($\Delta P''$) приймають:

- для дрібного пилу ($d_{50} \leq 20$ мкм) – 600...800 Па,
- для крупного пилу ($d_{50} > 20$ мкм) – 250...350 Па.

Розрахований гідравлічний опір (ΔP) порівнюється з допустимим (*див. вихідні дані*).

Тривалість циклу фільтрування визначають за формулою, с:

$$\tau = \Delta P'' / (K_I \cdot \mu \cdot q \cdot V\phi^2) \quad (12)$$

де: K_I – параметр опору шару пилу, м/кг (*табл. 7*);

μ – в'язкість газу, Па·с;

q – концентрація частинок пилу в потоці, кг/м³;

$V\phi$ – швидкість фільтрування, м/с.

Тривалість циклу фільтрування (τ , с) будь-якої секції (рукава) повинна бути завжди більшою тривалості регенерацій всіх інших секцій (рукавів) апарата:

$$\tau \geq \tau_p (n_p - 1) + (150 \dots 200) \quad (13)$$

Таблиця 3.7

Параметр опору шару пилу K_I

Вид пилу	Медіанний діаметр пилу, мкм	Параметр K_I , м/кг
Цементний, кварцовий	12...20	$(6,5 \dots 16) \cdot 10^9$
Перегони металів	3	$8,0 \cdot 10^9$
Перегони металів	0,7	$33,0 \cdot 10^9$

3.4. Розраховуємо необхідну потужність електродвигуна вентилятора для транспортування газів у процесі фільтрування:

Потужність (N , кВт) електродвигуна вентилятора, необхідного для пропускання газопилової суміші через фільтр у процесі очищення, розраховують за формулою:

$$N = \frac{K' Q \Delta P}{3600 \times 1000 \eta_m \eta_v}, \quad (14)$$

де K' – коефіцієнт запасу потужності електродвигуна, приймають 1,1...1,5;

Q – витрата газу, м³/год

ΔP – гідравлічний опір фільтра, Па;

η_m – к.к.д. передачі (для клиноремінної передачі приймається 0,92 – 0,95);

η_v – к.к.д. вентилятора, приймається 0,65...0,8.

Житомирська політехніка	МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ «ЖИТОМИРСЬКА ПОЛІТЕХНІКА» Система управління якістю відповідає ДСТУ ISO 9001:2015	Ф23.07- 05.02/2/183.00.1/М/ОК12 2023
	Екземпляр № 1	Арк 80/26

Вихідні дані для розрахунків

Параметри	Варіант					
	I	II	III	IV	V	VI
Особливості регенерації	імпульсна	зворотна продувка	зворотна продувка і струшування	зворотна продувка і струшування	імпульсна	зворотна продувка і струшування
Кількість газу, що очищується, Q , тис м ³ /год	8	5	8	4	7	1,8
Температура очищуваного газу t_2 , °С.	80	100	120	140	160	140
Початкова запиленість газів q , г/м ³	25	45	40	45	25	60
Густина газу, що йде на очистку ρ_2 , кг/м ³	1,124	1,056	1,022	0,998	1,098	1,146
Розрідження газу на вході в апарат ΔP_{ex} , Па	280	250	300	350	320	400
Допустимий гідравлічний опір ΔP , мм. рт. ст.	15	15	15	15	15	15
Динамічна в'язкість очищуваного газу за нормальних умов, μ , мкПа•с	6,7	6,2	23,8	22,3	5,7	16,8
Медіанний розмір частинок пилу, d_{50} , мкм	15	0,6	12	19	3	12
Характер пилу	кварцовий	перегони металів	цементний	кварцовий	перегони металів	цементний

Примітка: 1 мм рт. ст. – 1,33 мб; 1 мб – 100 Па; 1 гПа – 0,75 мм. рт. ст.; 1 мм вод. ст. – 9,8 Па

ПРАКТИЧНА РОБОТА №4 НАПІВСУХА ТЕХНОЛОГІЯ ОЧИЩЕННЯ ДИМОВИХ ГАЗІВ ВІД SO₂

Мета роботи: ознайомлення із технологією абсорбційного очищення димових газів від SO₂.

Завдання роботи: здійснити розрахунок кількості газів та концентрації забруднень при роботі теплової електростанції, яка працює на твердому паливі.

1. Загальна характеристика абсорбційного очищення димових газів від SO₂ за напівсухою технологією

1.1. Принцип дії системи

Напівсуха технологія призначена для виділення кислих газоподібних компонентів (SO₂, SO₃, HCl та HF) із димових газів. Метод названо напівсухим за принципом роботи. Як абсорбент використовується звичайне вапно, яке розпилюється в димовому газі у вигляді

Житомирська політехніка	МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ «ЖИТОМИРСЬКА ПОЛІТЕХНІКА» Система управління якістю відповідає ДСТУ ISO 9001:2015	Ф23.07- 05.02/2/183.00.1/М/ОК12 2023
	Екземпляр № 1	Арк 80/ 27

дрібнокропельного розчину. Реакція абсорбенту з кислими газоподібними компонентами проходить більшою частиною у рідинній фазі. Процес регулюється таким чином, що продукти реакції отримуються сухими та можуть бути вловленими звичайним пиловловлювачем.

Напісхий метод для десульфуризації димових газів має безсумнівні переваги:

- в установці немає стічних вод, бо уся вода процесу використовується при виготовленні вапнякового розчину;
- проста конструкція обладнання;
- виробляються продукти побічного використання.

В цьому методі рН зрошеного розчину може досягати значення 10-11. При такому рН концентрація гідроксильних іонів перевищує концентрацію цих іонів для мокрого методу в $10^{-3}/10^{-11}$ раз. Більш висока концентрація гідроксильних іонів забезпечує більш високий концентраційний напір поглинача, у зв'язку з чим процес очищення можна реалізувати в колоні меншого діаметру при значних швидкостях потоку та при більш високих температурах газів. Таким чином, абсорбери напісхогої технології працюють в прямоточному режимі на відміну від абсорберів мокрої технології.

Трьома вузлами системи є попередній вловлювач, реактор SO_2 та кінцевий вловлювач.

1.2. Попередній вловлювач

Попередній вловлювач для летючої золи не є необхідним для роботи установки. Деякі установки для зменшення інвестиційних витрат можуть бути змонтовані без попереднього вловлювача. Але, більшість установок в Європі обладнано попередніми вловлювачами для уловлювання летючої золи в сухому чистому стані з метою подальшого використання, наприклад, в цементному виробництві.

Уловлення летючої золи буде також впливати на кількість кінцевого продукту, який складається та обробляється. Попереднє уловлення летючої золи також зменшує кількість рециркульованих твердих матеріалів. Більша частина продуктів реакції може бути використана повторно для рециркуляції вапняного розчину, що підвищує ефективність утилізації вапна та знижує експлуатаційні витрати. Для попереднього уловлення використовуються, як правило, електрофільтри.

1.3. Абсорбція в реакторі SO_2

Димовий газ подається у верхню частину реактора SO_2 - абсорбера, де в нього вприскується розчин гашеного вапна. Кількість розчину за температурою димового газу на виході із реактора регулюється таким чином, щоб підтримувати відносну вологість газу у межах 40-50% та забезпечити роботу реактора в сухому режимі.

В напісхому методі використовуються дві техніки розпилювання вапняного розчину: подвійне сопло або розпилювач відцентрового типу, що обертається. Схема абсорбера показана на рис.4.1.

Житомирська політехніка	МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ «ЖИТОМИРСЬКА ПОЛІТЕХНІКА» Система управління якістю відповідає ДСТУ ISO 9001:2015	Ф23.07- 05.02/2/183.00.1/М/ОК12 2023
	Екземпляр № 1	Арк 80/ 28

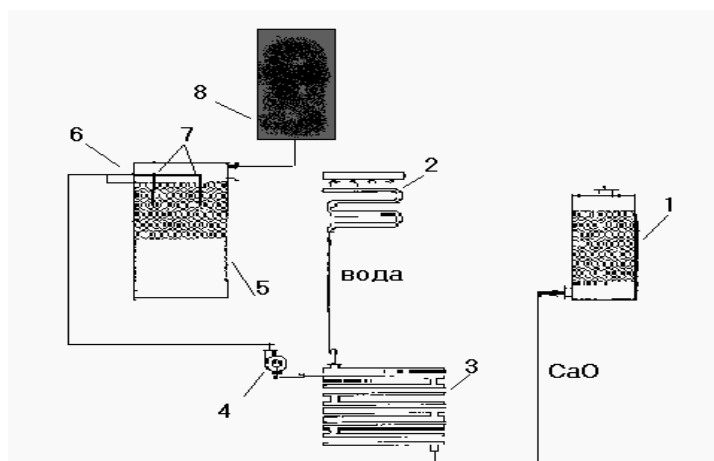


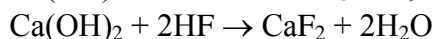
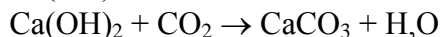
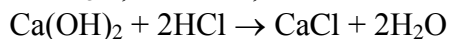
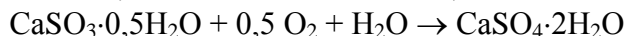
Рис. 4.1. Схема установки для абсорбційного очищення димових газів

Димовий газ подається у реактор **5** через декілька вхідних газоходів спеціальної конструкції. Розподільчі сопла **7** розміщуються у центрі кожної газопідвідної секції **6**. Не зупиняючи роботу реактора, можна витягувати соплові голівки по одній із реактора для огляду та обслуговування. Для розпилення розчину у вигляді дрібних крапель в соплах використовується стиснене повітря. Розчин нагнітається до сопел ексцентриковими гвинтовими насосами; стиснене повітря подається компресорами. Частина сухих продуктів реакції накопичується у нижній частині реактора та відводиться звідти. Але більша частина їх виноситься димовим газом та уловлюється разом з залишками летючої золи в кінцевому пиловловлювачі **8**. Частина вловленої речовини, що містить деяку кількість вапна, що не прореагувала, повертається у контур циркуляції вапнякового розчину та нагнітається знову в реактор. Підживлювальна вода - для поповнення води, яка була випарена та винесена газом, та необхідна кількість гашеного вапна подаються в дозатор **4**. Частина продуктів реакції, яка не призначена для рециркуляції, транспортується в силос для кінцевого продукту.

Свіжий вапняковий розчин готується в сховищі поданням негашеного вапна CaO із силосів **1** та гашення його в мокрих гасниках **3** з отриманням в результаті гашеного вапна.

Крім CaO в якості абсорбенту використовуються також розчини Na(OH)₂ та NaHCO₃. Але продукт реакції, сульфат натрію, внаслідок розчинності недостатньо зручний в оборненні. Вапняк CaCO₃ мало придатний в якості абсорбенту внаслідок низької хімічної активності, яка призводить до невиправданого зростання експлуатаційних витрат.

В реакторі відбуваються наступні реакції:



Хімічна активність HCl з вапном дуже висока. Реакція проходить при теоретичній стехіометрії 1,0, а ефективність уловлення перевищує 95%. Кількість HCl в димовому газі залежить від концентрації Cl у вугіллі та повинна враховуватися при розрахунку споживання вапна.

Карбонатна реакція небажана, тому що в ході її витрачається вапно, без участі в реакції з SO₂. Це не відбувається при невеликій стехіометрії 0,5 і трапляється тільки, якщо є вільний гіперстехіометричний промінь, який реагує із завжди присутнім в димовому газі CO₂.

Житомирська політехніка	МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ «ЖИТОМИРСЬКА ПОЛІТЕХНІКА» Система управління якістю відповідає ДСТУ ISO 9001:2015	Ф23.07- 05.02/2/183.00.1/М/ОК12 2023
	Екземпляр № 1	Арк 80/ 29

Розмір краплинок після сопел має вирішальне значення для забезпечення реакції десульфурізації, а також для забезпечення випаровування води.

1.4 Кінцевий вловлювач

Електрофільтр в якості кінцевого уловлювача простий в експлуатації та недорогий в обслуговуванні. Але тканинний фільтр має важливі переваги для абсорбції SO₂: бо пил все ще містить в собі деяку кількість вапна, шар пилу на матеріалі фільтру абсорбує частину залишкового SO₂ та поліпшує загальний показник використання вапна. Таким чином відбувається додаткове збільшення ефективності очищення газів на 10-12%. Концентрація пилу в димовому газі після рукавного фільтру задовольняє нормам викидів.

2. Розрахунок кількості газів та концентрації забруднень при роботі теплової електростанції, яка працює на твердому паливі

Основна частка викидів в атмосферу оксидів азоту, діоксиду сірки та пилу припадає на стаціонарні джерела забруднення, серед яких переважну частину складають стаціонарні джерела паливно – енергетичного комплексу – відповідно 56%, 70% та 52%.

На кількість утворених викидів прямим чином впливає кількісний та якісний склад палива, що використовується. Тверде паливо характеризується компонентами, які забруднюють навколишнє середовище. Цими забруднювачами є переважно сполуки сірки та зола. В результаті згорання палива утворюється 78% діоксиду сірки від загальної його кількості. Сірка присутня в паливі в трьох модифікаціях: сірка піритна, сірка органічна та сірка сульфідна. Ці сполуки сірки не однаково приймають участь в забрудненні навколишнього середовища. Сульфатна сірка, зв'язана у вигляді SO₄⁻ з неорганічними елементами Ca, Mg та Fe, при спалюванні палива переходить у шлак, шлам і летючу золу. Вона практично не приймає участі в утворенні кислих або потенційно кислих сполук сірки. Органічна та піритна сірка при спалюванні дають двооксид сірки, який з димовими газами викидається в навколишнє середовище.

Вуглеводні, небезпека появи яких пов'язана з тим, що вони є проміжними продуктами в процесі утворення озону, також поступають в атмосферу при спалюванні палива та при переробці нафтопродуктів, крім того, багато вуглеводнів виділяється в процесі росту і розкладання рослин. За оцінками вчених з природних джерел у всьому світі щорічно виділяється 117 млн. тонн вуглеводнів, а з антропогенних джерел 100 млн. тонн. Значна кількість оксидів сірки викидається в атмосферу при виробництві міді, свинцю, цинку із сульфідних руд, а також в процесі очистки нафтопродуктів.

При спалюванні вугілля середня запиленість димових газів складає 10-15 г/м³. Хімічний склад пилу (попелу) залежить від родовища, де видобувалось вугілля, товщини пласта, вмісту у вугіллі пустої породи. Попіл складається, як правило, з оксидів кремнію, алюмінію, заліза, кальцію, магнію калію, натрію і містить мікродомішки сполук ванадію, ртуті, свинцю, миш'яку, радіоактивні та канцерогенні речовини.

При спалюванні мазуту запиленість димових газів складає 20 - 50 мг/м³. Димові гази містять також і SO₂, концентрація якого залежить від вмісту сірки в мазуті, який коливається в межах від 0,3 до 2,8%. Так само як і при спалюванні вугілля відбуваються утворення і викиди NO і CO.

При виробництві електричної енергії основним показником є питома витрата палива на вироблену електроенергію. При необхідності оцінки економічних показників роботи електростанції слід знати питому витрату палива та величину генерації. При цьому витрата палива оцінюється за формулою:

$$G_{\text{пн}} = B \cdot N \cdot \tau \cdot 10^{-6}, \text{ Т} \quad (1)$$

де: B - питома витрата палива, г/кВт год.;

Житомирська політехніка	МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ «ЖИТОМИРСЬКА ПОЛІТЕХНІКА» Система управління якістю відповідає ДСТУ ISO 9001:2015	Ф23.07- 05.02/2/183.00.1/М/ОК12 2023
	Екземпляр № 1	Арк 80/ 30

N - потужність енергетичного блоку;
 τ - час роботи енергетичного устаткування, год. (приймаємо час роботи, рівний 365 добам);
 10^{-6} - коефіцієнт перерахунку.

Знаходимо витрату реального палива:

$$G_{pn} = G_{yn} \cdot \frac{Q_{нуп}}{Q_{нрп}} \quad (2)$$

де: $Q_{нуп}$ - калорійність умовного палива, ккал/кг, (7000 ккал/кг);
 $Q_{нрп}$ - калорійність реального палива, ккал/кг.

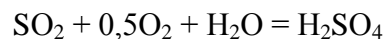
Кількість SO_2 , що утворюється в результаті спалювання певного обсягу реального палива можна визначити за формулою:

$$G_{SO_2} = G_{pn} \cdot \frac{(S_{опз} + S_{нрп}) \cdot 2}{a \cdot 100} \quad (3)$$

де: a – коефіцієнт, який враховує вологість палива ($a = 1$ для сухого палива).

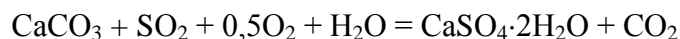
Двооксид сірки в присутності кисню переходить у SO_3 , який взаємодіє з водою з утворенням сірчаної кислоти.

Визначаємо кількість сірчаної кислоти:



$$G_{H_2SO_4} = \frac{G_{SO_2} \cdot M_{H_2SO_4}}{M_{SO_2}} \quad (4)$$

Найбільш розповсюдженими методами очищення димових газів від двооксиду сірки є вапняковий та напівсухий методи. Розглянемо мокрий вапняковий метод очищення димових газів:



Визначаємо необхідну кількість вапняку за формулою:

$$G_{CaCO_3} = \alpha \cdot \beta \cdot G_{SO_2} \quad (5)$$

$$\alpha = \frac{M_{CaCO_3}}{M_{SO_2}}$$

де: α - стереометричний коефіцієнт;

β - коефіцієнт надлишку $CaCO_3$ для зв'язування SO_2 , $\beta = 1,1$

В результаті проходження хімічної реакції утворюється двоводний гіпс $CaSO_4 \cdot 2H_2O$, який в будівництві може бути використаний як добавка до будівельних розчинів для підвищення їх міцності.

Кількість летючої золи, яка утворюється при спалюванні, визначається за формулою:

$$G_{л.з.} = \frac{G_{pn} \cdot A}{100} \beta \quad (6)$$

де: $\beta = 0,95$ (утворюється приблизно 95% летючої золи, 5% золи переходить в шлак);
 A - зольність палива, в середньому зольність складає 25%.

Житомирська політехніка	МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ «ЖИТОМИРСЬКА ПОЛІТЕХНІКА» Система управління якістю відповідає ДСТУ ISO 9001:2015	Ф23.07- 05.02/2/183.00.1/М/ОК12 2023
	Екземпляр № 1	Арк 80/31

Вихідні дані для розрахунків

	Варіант					
	I	II	III	IV	V	VI
Марка / клас вугілля	Д / ДР	Г / ГМ, ГР	Ж / ЖР	Т / ТР	ПА / ПАР	А / АШ
Питома витрата палива, кг/кВт год	5,6	4,3	6,2	5,8	6,4	5
Потужність енергетичного блоку, МВт	1,5	2,18	3,1	2,5	1,5	0,95
Калорійність реального палива, ккал/кг	7300	7750	8070	8200	8200	7940
Вміст сірки в реальному паливі, %:						
сірка органічна	2,2	2,7	2,7	2,4	1,8	1,8
сірка піритна	2,1	1,7	1,1	1,1	0,9	0,8

ПИТАННЯ ДЛЯ САМОКОНТРОЛЮ ТА ПЕРЕВІРКИ:

1. Сутність методу абсорбційного очищення димових газів рідинами.
2. Сутність методу адсорбційного очищення димових газів твердими поглиначами.
3. Сутність напівсухої технології очищення димових газів від SO₂, її переваги.

ПРАКТИЧНА РОБОТА №5

РОЗРАХУНОК ОСНОВНИХ ТЕХНОЛОГІЧНИХ ПАРАМЕТРІВ РОБОТИ НАСАДКОВОГО АБСОРБЕРА ТА ЙОГО КОНСТРУКТИВНИХ РОЗМІРІВ

Мета роботи: ознайомлення з умовами застосування, будовою і принципом роботи абсорберів.

Завдання роботи: визначити оптимальні технологічні параметри роботи насадкового абсорбера та його конструктивні розміри.

1. Загальна характеристика методу і абсорбційного обладнання

Абсорбцією називається процес поглинання одного або кількох компонентів газової або парової суміші рідким абсорбентом. Якщо газовий компонент розчиняється в абсорбенті, то такий процес називається *фізичною абсорбцією*. Якщо ж газовий компонент вступає у хімічну реакцію з абсорбентом, то такий процес називається *хемосорбцією*.

Фізична абсорбція, як правило, оборотна. На цій властивості абсорбційних процесів базується виділення поглинутого газу з розчину – *десорбція*. Десорбцію газу проводять відгонкою його у струмені інертного газу чи водяної пари в умовах підігріву абсорбента або зниження тиску над абсорбентом. Відпрацьовані абсорбенти регенерують хімічними методами чи нагріванням.

Поєднання абсорбції і десорбції дозволяє багаторазово застосовувати поглинач і виділяти поглинутий газ у чистому вигляді. У певних випадках десорбцію не проводять

Житомирська політехніка	МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ «ЖИТОМИРСЬКА ПОЛІТЕХНІКА» Система управління якістю відповідає ДСТУ ISO 9001:2015	Ф23.07- 05.02/2/183.00.1/М/ОК12 2023
	Екземпляр № 1	Арк 80/ 32

через те, що одержаний в результаті абсорбції розчин є кінцевим продуктом, придатним для подальшого використання.

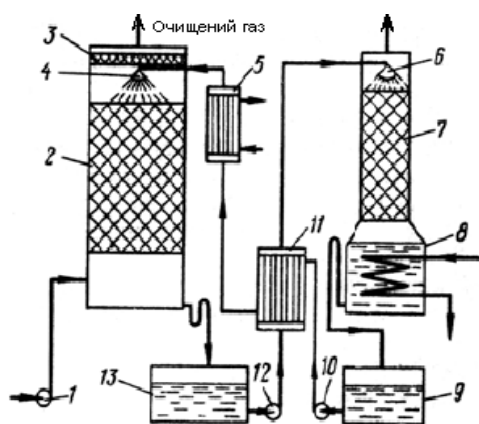
Явище абсорбції широко використовують у промисловості:

- отримання готового продукту шляхом поглинання газу рідиною;
- розділення газових сумішей на складові їх компоненти;
- очищення газів від шкідливих домішок;
- виділення цінних компонентів із газових викидів, наприклад, абсорбція бензола з коксового газу, абсорбція ацетилену з газів крекінга чи піролізу природного газу тощо.

з коксового газу, абсорбція ацетилену з газів крекінга чи піролізу природного газу тощо.

При цьому абсорбцію проводять у поєднанні з десорбцією (рис. 1).

Газ на абсорбер подається газодувкою у нижню частину колони, де рівномірно розподіляється перед потраплянням на контактний елемент (насадку чи тарілку). В колоні здійснюється протиточна взаємодія газу та рідини. Вилучення поглинутого компонента з абсорбенту проводиться в кубі, що обігрівається насиченою водяною парою. Регенерація може здійснюватися відгонкою поглиненого компонента потоком інертного газу чи гострої пари, зниженням тиску, підвищенням температури. Вибір методу регенерації істотно позначається на техніко-економічних показниках абсорбційної установки в цілому.



- 1 – вентилятор (газодувка);
- 2 – абсорбер;
- 3 – брызговідбійник;
- 4-6 – зрошувачі;
- 5 – холодильник;
- 7 – десорбер;
- 8 – куб десорбера;
- 9-13 – ємкості для абсорбенту;
- 10-12 – насоси;
- 11 – теплообмінник–рекуператор.

Рис. 5.1. Принципова схема абсорбційної установки

Насадковий абсорбер (рис. 5.2) – це колоноподібний апарат, розділений по висоті на секції, заповнені насадками, які рідина у вигляді тонкої плівки обтікає назустріч газу, що піднімається знизу вгору. Апарат складається з окремих царг 1, між якими розміщені решітки 2, на які навантажена насадка 3 у вигляді кілець Рашига або фасонних керамічних елементів (рис. 5.3). Газ підводиться в абсорбер через нижній штуцер 4, встановлений трохи вище від днища для запобігання потрапляння рідини у трубопровід. Поглинаюча рідина підводиться зверху через штуцер 5 і, зрошуючи насадки, стікає в нижню частину колони. Очищений газ виводиться із верхньої царги колони через штуцер 6.

Ці апарати, як правило, працюють за принципом протитечійного руху фаз.

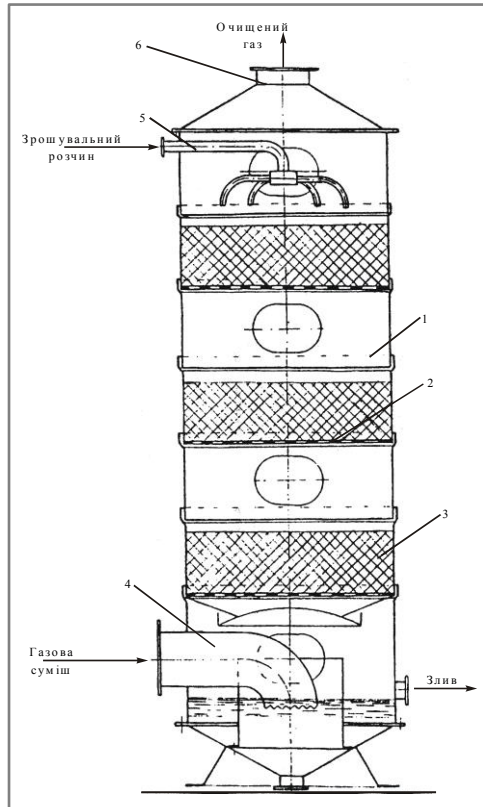
До основних переваг насадкових колон слід віднести:

- простоту будови;
- низький гідравлічний опір;

до недоліків:

Житомирська політехніка	МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ «ЖИТОМИРСЬКА ПОЛІТЕХНІКА» Система управління якістю відповідає ДСТУ ISO 9001:2015	Ф23.07- 05.02/2/183.00.1/М/ОК12 2023
	Екземпляр № 1	Арк 80/33

- складність відведення тепла;
- незадовільна змочувальність насадки при низькій щільності зрошення;
- великі об'єми насадки через недостатньо високу її ефективність (порівняно з тарільчатими апаратами).

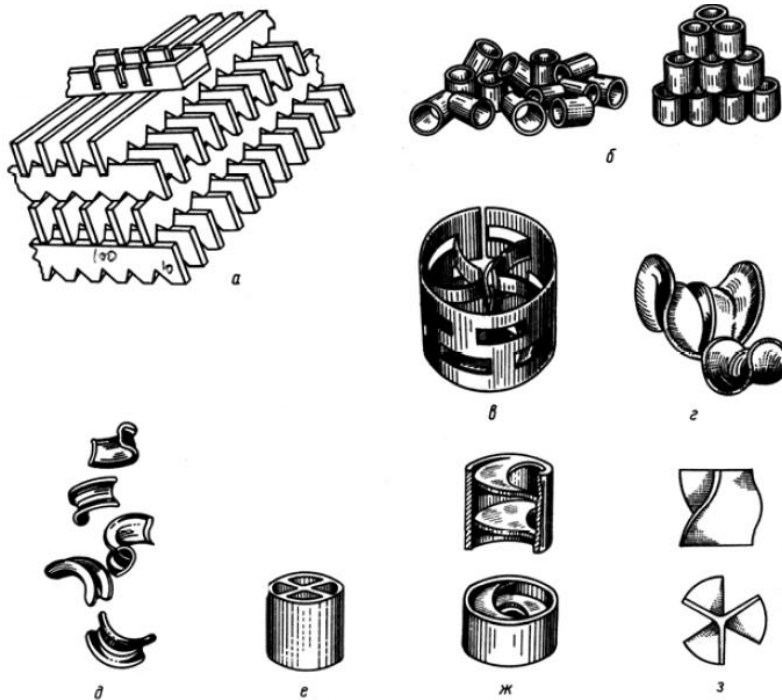


- 1 – корпус;
- 2 – решітка;
- 3 – насадкові кільця;
- 4 – підвідна труба для газу;
- 5 – труба для підведення зрошувального розчину;
- 6 – газовідвідний патрубок

Рис. 5.2. Схема насадкового абсорбера

Тарільчатий абсорбер (рис. 4г) має вигляд колони, всередині якої розміщені одна під другою відповідна кількість горизонтальних перегородок — тарілок, що забезпечують перетинання рідини згори вниз, а пари (газу) — знизу вгору. Тарільчасті колони бувають сітчаті, ковпачкові та ін. Сітчата тарілка має отвори діаметром від 3 до 5 мм, живий перетин тарілки близько 10 %.

Житомирська політехніка	МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ «ЖИТОМИРСЬКА ПОЛІТЕХНІКА» Система управління якістю відповідає ДСТУ ISO 9001:2015	Ф23.07- 05.02/2/183.00.1/М/ОК12 2023
	Екземпляр № 1	Арк 80/ 34



а – дерев'яна хордова;
б - кільця Рашига внавал і з впорядкованим укладанням;
е - кільця вирізами і внутрішніми виступами (кільця Палля);
г - керамічні сідла Берля;
д - сідла „Інталокс”;
е – кільце з хрестоподібними перегородками;
ж - кільце з внутрішніми спіралями;
у - пропелерна насадка
Рис. 5.3. Види насадок

Газ проходить через отвори в тарілках, а рідина переливається з однієї тарілки на другу по переливних патрубках і затримується на тарілках під тиском газу. Такий абсорбер застосовується в кукурудзяно-крохмальному виробництві для поглинання сірчаного ангідриду водою.

Основна складність при проектуванні абсорберів полягає в правильному виборі розрахункових закономірностей для визначення кінетичних коефіцієнтів з більшого числа різних, іноді суперечливих залежностей, що представлені в технічній літературі.

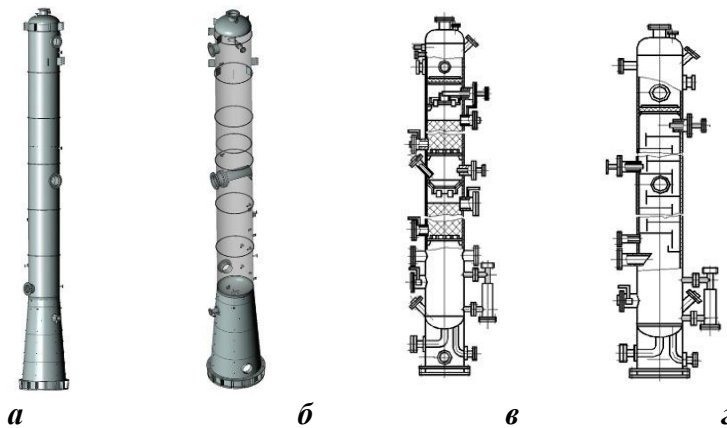


Рис. 5.4. Абсорбери

а, б – загальний вигляд;
в – схема насадкового абсорбера;
г – схема тарілчастого абсорбера (з сітковими тарілками).

Схеми абсорбційних установок

Схеми промислових абсорбційних установок поділяються на дві основні групи:

1) З однократним використанням абсорбента (тобто десорбція поглинутих компонентів не проводиться). Застосовується при очистці газів від шкідливих домішок. При цьому поглинач має бути недорогим, а концентрація поглинутого газу – незначною. В такому разі поглинач можна не піддавати десорбції, а використовувати для інших цілей або

Житомирська політехніка	МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ «ЖИТОМИРСЬКА ПОЛІТЕХНІКА» Система управління якістю відповідає ДСТУ ISO 9001:2015	Ф23.07- 05.02/2/183.00.1/М/ОК12 2023
	Екземпляр № 1	Арк 80/ 35

скидати його як викид (якщо це допустимо за санітарними нормами).

2) з багаторазовим використанням абсорбента, тобто з десорбцією. Застосовуються в промисловості набагато частіше.

Десорбція. Процес десорбції – зворотній абсорбції, застосовується для вилучення поглинутого газу (абсорбтива) з абсорбента і одержання його у чистому виді, а також для повторного використання абсорбента в процесі абсорбції.

Для проведення десорбції газу з рідини необхідно, щоб концентрація цього газу в газовій фазі була нижчою концентрації, що відповідає рівноважній у системі газ – рідина.

Для проведення процесу десорбції використовуються три методи:

- 1) відгонку у струмені інертного газу або водяної пари;
- 2) відгонку під дією теплоти, що підводиться до абсорбента;
- 3) відгонку при зниженні тиску над абсорбентом.

На практиці розповсюджені комбіновані методи десорбції, наприклад, десорбція при зниженні тиску над абсорбентом з одночасним його нагріванням.

Відведення теплоти в абсорберах і покращання змочуваності часто забезпечується рециркуляцією абсорбента, незважаючи на те, що це суттєво ускладнює і удорожчує абсорбційну установку.

Зрошувачі. Важливою проблемою для нормальної роботи абсорбера є рівномірне зрошення насадки. Для цієї мети застосовують спеціальні пристрої – зрошувачі (рис.5), які поділяють на струменеві і розбризкуючі. До струменевих зрошувачів відносяться розподільчі плити, желоба, бризкалки, зрошувачі типу сегнерова колеса, а до розбризкуючих – тарільчасті, обертові відцентрові та інші зрошувачі. Слід зазначити, що початкове розподілення рідини не зберігається при подальшій її течії по насадці.

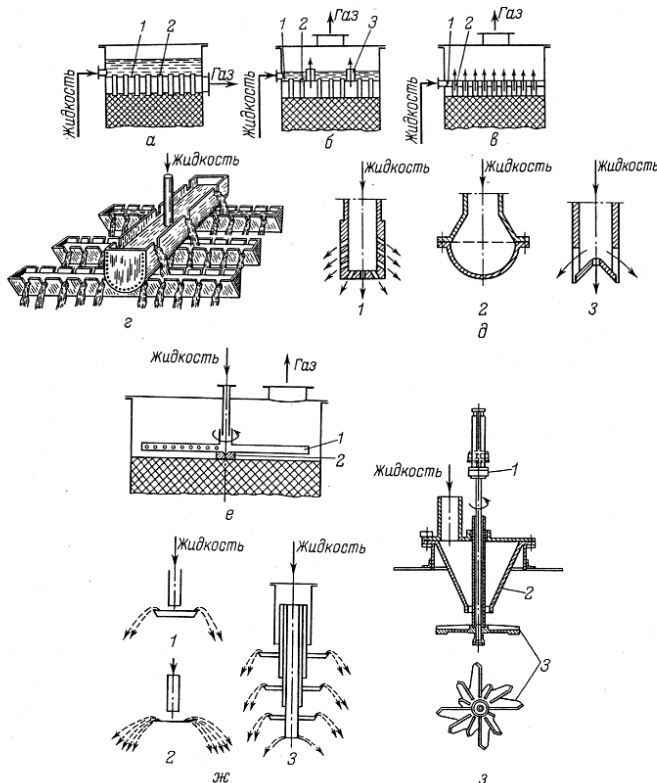


Рис. 5.5. Зрошувачі:

а-в – розподільвальні плити: а – з затопленими отворами;

б – з затопленими отворами і газовими патрубками;

в – з вільним зливом (1 – решітка; 2 – патрубки для рідини;

3 – патрубки для газу); г – розподільні желоби;

д – бризкалки (1 – циліндрична; 2 – напівпарова; 3 – щілиста);

е – зрошувач типу сегнерова колеса (1 – дірчаста труба, що обертається; 2 – підп'ятник);

ж, з – розбризкуючі зрошувачі: ж – тарільчасті розбризкувачі (1 – з тарілкою з бортами; 2 – з тарілкою без бортиків; 3 – багатотарільчастий);

з – центробіжний (1 – привод; 2 – розподілу вальний конус; 3 – розбризкувач).

Абсорбція, як і інші процеси масопередачі, протікають на поверхні поділу фаз. Тому

Житомирська політехніка	МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ «ЖИТОМИРСЬКА ПОЛІТЕХНІКА» Система управління якістю відповідає ДСТУ ISO 9001:2015	Ф23.07- 05.02/2/183.00.1/М/ОК12 2023
	Екземпляр № 1	Арк 80/ 36

абсорбційні апарати повинні забезпечувати розвинуту поверхню контакту між рідиною та газовою фазами. За способом утворення цієї поверхні, який безпосередньо пов'язаний з конструктивними особливостями абсорберів, вони поділяються на такі основні **групи: поверхневі, барботажні, розпилюючі** (рис. 5.6).



Рис 5.6. Класифікація абсорберів

1. Поверхневі насадкові абсорбери

В поверхневих (насадкових) абсорберах контакт газу з рідиною відбувається на змоченій поверхні насадки, по якій стікає зрошувальна рідина. Залежно від щільності зрошування й швидкості газового потоку насадкові абсорбери можуть працювати в різних гідродинамічних режимах: плівковому, підвішування, емульгування та винесення.

Гідродинамічні режими в насадкових колонах (абсорберах):

I *Плівковий* – спостерігається при невеликих густинах зрошення на малих швидкостях газу. У цьому режимі відсутній вплив газового потоку на швидкість стікання по насадці рідкої плівки і на кількість рідини, що затримується у насадці.

II *Підвісання* (чи гальмування). Підвищення швидкості газу приводить до помітного збільшення сил тертя по рідині на поверхні контакту фаз і підгальмуванню рідини газовим потоком. Внаслідок цього швидкість течії плівки рідини зменшується, а її товщина й кількість рідини, що утримується в насадці, збільшується. В режимі підвісання зі збільшенням швидкості газу порушується спокійна течія плівки рідини, з'являються завихрення, бризки, збільшується змочена поверхня насадки і відповідно – інтенсивність масопередачі.

III *Емульгування* – виникає при підвищенні швидкості. В результаті відбувається накопичення рідини у вільному об'ємі насадки до тих пір, поки сила тертя між стікаючою рідиною і газом, який підіймається по колоні, не врівноважить силу ваги рідини, що знаходиться в насадці. При цьому настає обернення, чи інверсія, фаз (рідина стає суцільною

Житомирська політехніка	МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ «ЖИТОМИРСЬКА ПОЛІТЕХНІКА» Система управління якістю відповідає ДСТУ ISO 9001:2015	Ф23.07- 05.02/2/183.00.1/М/ОК12 2023
	Екземпляр № 1	Арк 80/ 37

фазою, а газ – дисперсною). Утворюється газорідинна дисперсна система, яка за зовнішнім видом нагадує барботажний шар (піну) чи газорідинну емульсію. Режим емульгування починається у самому вузькому перерізі колони. Шляхом ретельного регулювання подачі газу режим емульгування може бути встановленим по всій висоті насадки.

Як правило, робота у режимі підвисання і емульгування є доцільною у випадку, якщо збільшення гідравлічного опору апарата не має суттєвого значення, наприклад, якщо абсорбер працює при підвищених тисках. Тому більшість насадних абсорберів працює в пливочному режимі. Межею сталої роботи насадних колон є швидкість газу, що відповідає точці інверсії (або захлинання).

IV *Режим виносу*, чи оберненого руху рідини, яка виноситься з апарата газом. Цей режим у виробництві не використовується.

До основних *переваг* насадкових колон слід віднести:

- простоту конструкції;
- низький гідравлічний опір;

до *недоліків*:

- складність відведення тепла;
- незадовільна змочувальність насадки при низькій щільності зрошення;
- великі об'єми насадки через недостатньо високу її ефективність (порівняно з тарільчатими апаратами).

2. Барботажні абсорбери

Принцип роботи цих абсорберів базується на проходженні (барботажі) бульбашок газу через шар рідини. Поверхня масообміну в барботажних абсорберах, де рідина є суцільною фазою, а газ – дисперсною, еквівалентна сумарній поверхні бульбашок газу або піни, що утворюються при барботажі. Недоліком абсорберів з суцільним барботажним шаром є невелика швидкість руху газу (0,3...0,4 м/с) та наявність повздовжнього перемішування рідини, що знижує інтенсивність масопередачі.

Барботажні абсорбери тарілчастого типу (рис. 5.7, 5.8) використовують для збільшення ступеня очищення газу. У цих апаратах по висоті установлюють не одну, а декілька полицок, що мають назву тарілки. Залежно від конструкції тарілок та швидкості пропускання газу розрізняють три гідродинамічні режими роботи барботажних абсорберів: бульбашковий, пінний та струминний.

I. *Бульбашковий* режим – швидкість газу 0,3...0,4 м/с, він рухається через шар рідини у вигляді окремих бульбашок. Поверхня масообміну при цьому режимі порівняно невелика й залежить від діаметра бульбашок газу, що проходить через шар рідини.

II. *Пінний* режим – швидкість газу 0,5...3,0 м/с і він рухається через шар рідини у вигляді дрібних бульбашок та струменів, що утворюють на полиці суцільний шар піни. Такий режим характеризується утворенням розвинутої поверхні масообміну, що збільшує продуктивність й ефективність пінних абсорберів.

III. *Струминний* режим – швидкість газу перевищує 3,0 м/с. Розміри газових бульбашок й струменів збільшуються і при виході на поверхню барботажного шару вони утворюють значну кількість великих крапель та плівок. Поверхня масообміну різко зростає, внаслідок чого збільшується інтенсивність масообміну.

3. Розпилювальні абсорбери є конструктивно простими, високопродуктивними, мають малий гідравлічний опір та можуть працювати в широкому діапазоні навантаження за газом й рідиною (рис. 5.9). Принцип їх роботи ґрунтується на розпилюванні рідини в потоці газу. Їх недоліком в порівнянні з барботажними апаратами є менша ефективність при абсорбції погано розчинних газів.

Конструктивна схема форсунокового абсорбера, у якого міжфазна поверхня формується за рахунок розпилення рідини в апараті за допомогою різних за конструкцією форсунок.

Житомирська політехніка	МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ «ЖИТОМИРСЬКА ПОЛІТЕХНІКА» Система управління якістю відповідає ДСТУ ISO 9001:2015	Ф23.07- 05.02/2/183.00.1/М/ОК12 2023
	Екземпляр № 1	Арк 80/38

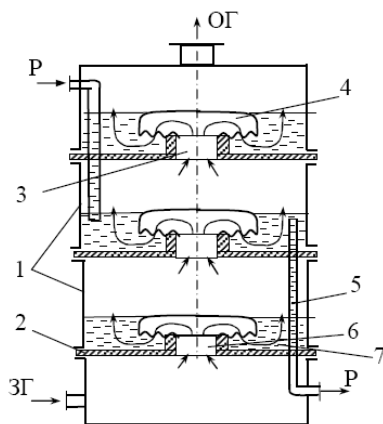


Рис.

5.7. Конструктивна схема абсорбера з ковпачковою тарілкою:

- 1 – обичайки;
- 2 – горизонтальні перегородки;
- 3 – патрубок;
- 4 – круглий ковпак;
- 5 – переливна труба;
- 6 – центральний отвір;
- 7 – шар піни

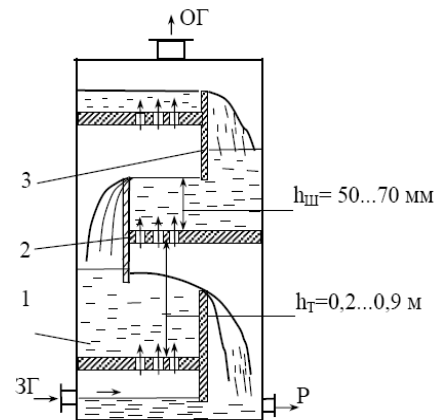


Рис. 5.8. Конструктивна схема абсорбера з сітковими тарілками:

- 1 – корпус;
- 2 – горизонтальні перегородки;
- 3 – патрубок

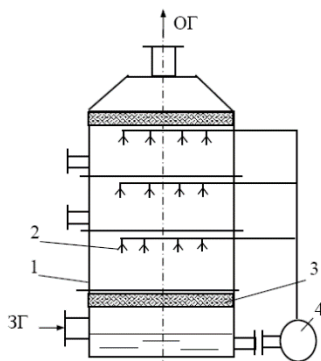


Рис. 5.9. Конструктивна схема форсункового абсорбера:

- 1 – корпус;
- 2 – форсунка;
- 3 – розподільчий екран;
- 4 – насос.

За механізмом дроблення струменя рідини форсунки бувають механічні, пневматичні та з обертовим робочим органом.

За принципом механічної дії форсунки поділяють на: струминні; центробіжні, ударної дії та комбіновані. Ефективність дроблення на краплі визначається швидкістю витікання струменя з сопла або каналів форсунки.

Уловлювання бензолних вуглеводнів із коксового газу кам'яновугільною олією являє собою процес багатокомпонентної абсорбції, коли із газу одночасно поглинається і суміш компонентів – бензол, толуол, ксилол та сольвенти. Інертна частина коксового газу складається із багатьох компонентів – H_2 , CH_4 , CO , N_2 , CO_2 , NH_3 та інші. Складним є і склад кам'яновугільної олії, що представляє собою суміш ароматичних вуглеводнів (двох – та трикільчастих) та гетероциклічних сполук з домішкою фенолів.

Для спрощення розрахунків газова суміш та поглинач розглядаються як бінарні, що складаються з розподільчого компонента (бензолні вуглеводні) та інертна частина (носії); фізичні властивості їх прийняті усередненими.

У наведених нижче розрахунках концентрації виражені у відносних масових долях розподільчого компонента, а навантаження – у масових витратах носія.

Житомирська політехніка	МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ «ЖИТОМИРСЬКА ПОЛІТЕХНІКА» Система управління якістю відповідає ДСТУ ISO 9001:2015	Ф23.07- 05.02/2/183.00.1/М/ОК12 2023
	Екземпляр № 1	Арк 80/ 39

2. Розрахунок основних технологічних параметрів роботи насадкового абсорбера та його конструктивних розмірів

2.1 Розраховуємо масу речовини, що поглинається та витрати поглинач

Маса бензолних вуглеводнів (БВ), що переходять в процесі абсорбції з газової суміші (Г) у поглинач за одиницю часу, визначаються з рівняння матеріального балансу: $M = G(\bar{Y}_n - \bar{Y}_k) = L(\bar{X}_k - \bar{X}_n)$, де L, G – витрати відповідно чистого поглинач та інертної частини газу, кг/с; X_n, X_k – початкова та кінцева концентрація бензолних вуглеводнів в поглинювальній олії, кг БВ/кгО; Y_n, Y_k – початкова та кінцева концентрація бензолних вуглеводнів у газі, кг БВ/кг Г.

Розраховуємо склади фаз, навантаження за газом та рідини у вибраній для розрахунку розмірності:

$$\bar{Y}_n = y_n / (\rho_{0y} - y_n) \quad (1)$$

$$\bar{Y}_k = y_k / (\rho_{0y} - y_k) \quad (2)$$

$$\bar{X}_n = x_n / (100 - x_n) \quad (3)$$

де: ρ_{0y} – середня густина коксового газу при нормальних умовах (становить 0,445 кг/м³).

Кінцева концентрація бензолних вуглеводнів у поглинювальній олії X_k , обумовлює її витрату (яка, в свою чергу, впливає на розмір як абсорберу, так і десорберу), а також частина енергетичних витрат, пов'язаних з перекачуванням рідини та її регенерацією. Тому X_k вибирають, виходячи з оптимальної витрати поглинач. Для коксохімічних виробництв витрата поглинювальної кам'яновугільної олії L приймають в 1,5 рази більше мінімальної L_{\min} ($M = L_{\min}(\bar{X}_{yk} - \bar{X}_n) = 1,5L(\bar{X}_k - \bar{X}_n)$).

В цьому випадку розраховуємо кінцеву концентрацію X_k

$$\bar{X}_k = (\bar{X}_{yk} + 0,5 \bar{X}_n) / 1,5, \text{ кгБВ / кгМ} \quad (4)$$

де, \bar{X}_{yk} – концентрація бензолних вуглеводнів у рідині, рівноважна з газом початкового складу (приймаємо 0,0432).

Розраховуємо витрату інертної частини газу, кг/с:

$$G = V_0(1 - y_{об}) (\rho_{0y} - y_n), \quad (5)$$

де $y_{об}$ – об'ємна частка бензолних вуглеводнів у газі:

$$y_{об} = y_n V_0 / M_{БВ}, \text{ м}^3 \text{ БВ} / \text{ м}^3 \text{ Г}; \quad (6)$$

$M_{БВ}$ – мольна маса бензолних вуглеводнів (приймаємо 83).

V_0 – Продуктивність по газу при нормальних умовах, м³/с

Продуктивність абсорбера за поглинаючим компонентом, кг/с:

$$M = G(\bar{Y}_n - \bar{Y}_k) \quad (7)$$

Витрата поглинач (кам'яновугільної олії) дорівнює:

$$L = M / (\bar{X}_k - \bar{X}_n), \text{ кг/с} \quad (8)$$

Тоді співвідношення витрат фаз, чи питома витрата поглинач, складе:

$$l = L / G, \text{ кг/кг} \quad (9)$$

2.2. Розраховуємо швидкість газу та діаметр абсорбера

Питому швидкість газу, вище якої настає захливання насадкових абсорберів, можна розрахувати з рівняння:

Житомирська політехніка	МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ «ЖИТОМИРСЬКА ПОЛІТЕХНІКА» Система управління якістю відповідає ДСТУ ISO 9001:2015	Ф23.07- 05.02/2/183.00.1/М/ОК12 2023
	Екземпляр № 1	Арк 80/40

$$\lg \left[\frac{w_{зр}^2 a}{g \varepsilon^3} * \frac{\rho_y}{\rho_x} \left(\frac{\mu_x}{\mu_e} \right)^{0,16} \right] = A - B \left(\frac{L}{G} \right)^{1/4} \left(\frac{\rho_y}{\rho_x} \right)^{1/8} \quad (10)$$

де, $w_{зр}$ – гранична фіктивна швидкість газу, м/с;

μ_x, μ_e – в'язкість відповідно поглинача при температурі у абсорбері та води при 20°C, Па с;

A, B – коефіцієнти, що залежать від типу насадки;

L та G – витрати фаз, кг/с.

Для подальших розрахунків граничну швидкість $w_{зр}$ приймаємо 2,5-3,5 м/с.

При виборі розміру насадки слід дотримуватись умови, при якій відношення діаметра D колони до еквівалентного діаметру d_e насадки $D/d_e \geq 10$.

При виборі розмірів насадки необхідно враховувати, що зі збільшенням розмірів її елементів збільшується допустима швидкість газу, а гідравлічний опір насадного абсорбера знижується.

Таблиця 5.1

Характеристики насадок

Насадка	Розміри елемента, мм	Питома поверхня (а), м ² /м ³	Вільний об'єм (ε), м ³ /м ³	Еквівалентний діаметр (d _e), м	Насипна щільність (ρ), кг/м ³
Регулярна насадка					
Дерев'яна хордова (крок в світлі 10×100 мм)	10	100	0,55	0,022	210
	20	65	0,68	0,042	145
	30	48	0,77	0,064	110
Керамічні кільця Рашига	50	110	0,735	0,027	650
	80	80	0,720	0,036	670
	100	60	0,720	0,048	670
Засипка внавал					
Керамічні кільця Рашига	15	330	0,700	0,009	690
	25	200	0,740	0,015	530
	50	90	0,785	0,035	530
Сталеві кільця Рашига	10	500	0,880	0,007	960
	15	350	0,920	0,009	660
	25	220	0,920	0,017	640
Керамічні кільця Палля	25	220	0,740	0,014	610
	50	120	0,780	0,026	520
Сталеві кільця Палля	25	235	0,900	0,01	525
	50	108	0,900	0,033	415
Керамічні сідла Берля	12,5	460	0,680	0,006	720
	25	260	0,690	0,011	670
	38	165	0,700	0,017	670

У випадку забруднених середовищ доцільно застосовувати регулярні насадки, в тому числі при роботі під підвищеним тиском. Для цих середовищ можна використовувати також так звані абсорбери з плаваючою насадкою. В якості насадки в таких абсорберах

Житомирська політехніка	МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ «ЖИТОМИРСЬКА ПОЛІТЕХНІКА» Система управління якістю відповідає ДСТУ ISO 9001:2015	Ф23.07- 05.02/2/183.00.1/М/ОК12 2023
	Екземпляр № 1	Арк 80/41

застосовують легкі порожнисті кулі з пластмаси, які при достатньо високих швидкостях газу переходять у зважений стан. Внаслідок їх інтенсивної взаємодії така насадка практично не забруднюється.

В абсорберах з плаваючою насадкою можливе створення більш високих швидкостей, ніж в колонах з нерухою насадкою. При цьому збільшення швидкості газу приводить до розширення шару куль, що сприяє зниженню швидкості газу у шарі насадки. Тому суттєве збільшення швидкості газового потоку в таких апаратах (до 3÷5 м/с) не приводить до значного зростання їх гідравлічного опору.

Перерахуємо густину газу на умови в абсорбері, кг/м³:

$$\rho_y = \rho_{0y} \frac{T_0}{T_0 + t} \times \frac{P}{P_0} \quad (11)$$

$T_0=273$;

P_0 – нормальний атмосферний тиск, 101300 Па;

Вибір робочої швидкості газу обумовлений багатьма факторами. В загальному випадку її знаходять шляхом техніко-економічного розрахунку для кожного конкретного процесу.

Коксовий газ очищують від різних домішок в декількох послідовно з'єднаних апаратах. Транспортування великих об'ємів газу через них потребує підвищеного граничного тиску та значних енерговитрат. Тому при уловлюванні бензолних вуглеводнів основним фактором, який визначає робочу швидкість, є гідравлічний опір насадки. З урахуванням цього швидкість w_p приймаємо рівною 30-50 % від граничної (w_{gp}):

$$w_p = 0,3 \dots 0,5 \times w_{gp} \quad (12)$$

Діаметр абсорбера знаходимо із рівняння витрати:

$$d = \sqrt{\frac{4V}{\pi w}} = \sqrt{\frac{4V_0 \frac{T_0 + t}{T_0} \times \frac{P_0}{P}}{\pi w}} \quad (13)$$

де, V_0 – об'ємна витрата газу при нормальних умовах в абсорбері, м³/с.

Вибираємо стандартний діаметр абсорбера (d_{cm}).

У хімічній і нафтопереробній промисловості прийняті такі діаметри:

– в хімічній: 0,4; 0,5; 0,6; 0,8; 0,10; 1,2; 1,4; 1,6; 1,8; 2,2; 2,6; 3,0.

– в нафтопереробній: 1,0; 1,2; 1,4; 1,8; 2,0; 2,2; 2,4; 2,6; 2,8; 3,0; 3,2; 3,4; 3,6; 3,8; 4,0; 4,5; 5,0; 5,5; 6,0; 6,4; 7,0; 8,0; 9,0.

Розраховуємо дійсну робочу швидкість газу (w_{dp}) в колоні, м/с:

$$w_{dp} = w_p \times (d/d_{cm})^2 \quad (14)$$

2.3. Густина зрошення і активна поверхня насадки.

Густина зрошення (швидкість рідини) розраховують за формулою:

$$V = L / (\rho_x \cdot S), \text{ м}^3 / (\text{м}^2 \times \text{с}) \quad (15)$$

де S – площа поперечного перерізу абсорбера ($S = \pi \times (d_{cm})^2 / 4$).

При недостатній густині зрошення і невірній організації подачі рідини поверхня насадки може бути змочена не повністю. Але навіть частина змоченої поверхні практично не приймає участі в процесі масопередачі через існування застійних зон рідини (особливо в абсорберах з нерегульованою насадкою) або нерівномірного розподілення газу по перерізу колони.

Існує певна мінімальна ефективна густина зрошення V_{min} вище якої всю поверхню насадки можна вважати змоченою.

Для насадкових абсорберів мінімальну ефективну густину зрошення V_{min} визначають по співвідношенню:

Житомирська політехніка	МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ «ЖИТОМИРСЬКА ПОЛІТЕХНІКА» Система управління якістю відповідає ДСТУ ISO 9001:2015	Ф23.07- 05.02/2/183.00.1/М/ОК12 2023
	Екземпляр № 1	Арк 80/42

$$V_{\min} = a \cdot g_{\text{еф}}, \quad (16)$$

де $g_{\text{еф}}$ – ефективна лінійна густина зрошення, $\text{м}^2/\text{с}$.

a – питома поверхня насадки, $\text{м}^2/\text{м}^3$ (табл. 1)

Для кілець Рашига розміром 75 мм і хордових насадок з кроком більше 50мм

$$g_{\text{еф}} = 0,033 \cdot 10^{-3} \text{ м}^2 / \text{с};$$

для всіх інших насадок

$$g_{\text{еф}} = 0,022 \cdot 10^{-3} \text{ м}^2 / \text{с}$$

Частка активної поверхні насадки ψ_a може бути визначена за формулою:

$$\psi_a = \frac{V}{0,0005 + 0,8 \times V}, \quad (17)$$

– при $V < 0,003 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \times \text{с})$

де V – густина зрошення, $\text{м}^3/(\text{м}^2 \times \text{с})$;

$$\psi_a = \frac{85 \times V}{a(0,00125 + V)}, \quad (18)$$

– при $V > 0,003 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \times \text{с})$

де a – питома поверхня насадки, $\text{м}^2/\text{м}^3$ (табл. 5.1).

Показник показує частку поверхні, що змочується. Найбільша активна поверхня насадки досягається при талому способі подачі зрошення, який забезпечує необхідне число точок зрошення n на 1 м^2 поперечного перерізу колони. Це число точок зрошення і визначає вибір типу розподільчого пристрою.

2.4. Поверхня масопередачі та висота абсорбера

Поверхня масопередачі в абсорбері дорівнює:

$$F = \frac{M}{K_y \Delta Y_{\text{сеп}}}, \quad (19)$$

де K_y – коефіцієнт масопередачі в газовій фазі, $\text{кг}/(\text{м}^2 \times \text{с})$

$\Delta Y_{\text{сеп}}$ – рушійна сила в одиницях концентрації газової фази, $\text{кгБВ}/\text{кгГ}$

Висоту насадки, необхідну для створення цієї поверхні масопередачі, розрахуємо за формулою:

$$H = F / (0,785 a d^2 \psi_a) \quad (20)$$

Якщо розрахована висота установки перевищує 40-50 м, то для здійснення заданого процесу проектуємо декілька послідовно з'єднаних скрубєрів, у кожному з яких висота насадки (H') дорівнює 30-40 м.

Для уникнення значних навантажень на нижні насадки її вкладають в колони ярусами. Кожний ярус встановлюють на самостійні підтримуючі опори. Відстань між ярусами хордової насадки складає зазвичай 0,3-0,5 м.

$$H_n = H' + 0,3 \left(\frac{H'}{0,25 \times L} - 1 \right), \text{ м} \quad (21)$$

де H – висота насадки, м.

Відстань між днищем абсорбера та насадкою Z_B залежить від розмірів розподільного пристрою для зрошення насадки та від висоти сепараційного простору (в якому встановлюють краплевідбійні пристрої для запобігання бризковідносу з колони). Прийmemo відстані рівними відповідно 1,4 та 2,5 м. Тоді загальна висота одного абсорберу:

$$H_a = H_n + Z_B + Z_H, \text{ м} \quad (22)$$

2.5. Гідравлічний опір абсорберів

Гідравлічний опір ΔP розраховують за формулою:

$$\Delta P = \Delta P_c \times 10^{bV}, \quad (23)$$

Житомирська політехніка	МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ «ЖИТОМИРСЬКА ПОЛІТЕХНІКА» Система управління якістю відповідає ДСТУ ISO 9001:2015	Ф23.07- 05.02/2/183.00.1/М/ОК12 2023
	Екземпляр № 1	Арк 80/43

де, ΔP_c – гідравлічний опір сухої (не зрошеної рідиною) насадки,

V – щільність (густина) зрошення, $\text{м}^3/(\text{м}^2 \times \text{с})$;

b – коефіцієнт, значення якого для різних насадок наведені нижче:

Насадка	b	Насадка	b
Кільця Рашига в укладці:		Кільця Палля (50 мм)	126
50 мм	173	Блоки керамічні	151
80 мм	144	Сідла “Інталокс”:	
100 мм	119	25 мм	33
Кільця Рашига в навалюванні:		50 мм	28
25 мм	184	Сідла Бреля (25 мм)	30
50 мм	169	Дерев’яна хордова	119

Гідравлічний опір сухої насадки ΔP_c визначають за рівнянням:

$$\Delta P_c = \lambda \frac{H}{d_e} \cdot \frac{w_0^2}{2} \rho_y, \quad (24)$$

де, λ - коефіцієнт опору;

d_e – еквівалентний діаметр насадки (табл. 1), м;

ρ_y – густина газу в абсорбері, $\text{кг}/\text{м}^3$;

$w_0 = w_{op}/\varepsilon$ - швидкість газу у вільному перетині насадки, м/с;

ε – вільний об’єм (табл. 1), $\text{м}^3/\text{м}^3$

Загальний опір системи абсорберів визначають з урахуванням гідравлічного опору газопроводів, що з’єднують їх.

Наведений розрахунок виконано без урахування впливу на основні розміри абсорберу деяких явищ (таких як нерівномірність розпилювання рідини при зрошенні, обернене перемішування, неізотермічність процесу та ін.), які в ряді випадків можуть привнести суттєві помилки. Ці явища по-різному проявляються в апаратах з насадками різних типів.

Завдання. Розрахувати абсорбер для уловлення бензольних вуглеводнів із коксового газу кам’яновугільною олією. Абсорбція ізотермічна.

Вихідні дані для розрахунків

Параметри	Варіант вихідних даних для розрахунку					
	I	II	III	IV	V	VI
Продуктивність по газу при нормальних умовах, $V_0 \text{ м}^3/\text{с}$	13,0	13,9	12,4	10,2	8,6	7,9
Рекомендований тип насадки (розмір елемента, мм)	Дерев’яна хордова (10 мм)	Керамічні кільця Рашига (регулярна, 80 мм)	Дерев’яна хордова (20 мм)	Керамічні кільця Рашига (внавал, 25 мм)	Дерев’яна хордова (30 мм)	Дерев’яна хордова (20 мм)
Концентрація БВ* у газі при нормальних умовах:						
на вході	28×10^{-3}	35×10^{-3}	26×10^{-3}	30×10^{-3}	32×10^{-3}	34×10^{-3}
в	4×10^{-3}	2×10^{-3}	3×10^{-3}	4×10^{-3}	3×10^{-3}	2×10^{-3}

Житомирська політехніка	МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ «ЖИТОМИРСЬКА ПОЛІТЕХНІКА» Система управління якістю відповідає ДСТУ ISO 9001:2015	Ф23.07- 05.02/2/183.00.1/М/ОК12 2023
	Екземпляр № 1	Арк 80/ 44

абсорбер u_n на виході з абсорбера u_k						
Вміст БВ у поглинаючій олії, що подається в абсорбер, x_n	0,14	0,15	0,16	0,14	0,15	0,16
Густина поглинача (рідка фаза), ρ_x , кг/м ³	1062	1036	1110	1075	1060	1036
Коефіцієнт масопередачі в газовій фазі (K_y), г/(м ² ×с)	0,545	0,450	0,509	0,560	0,575	0,602
Коефіцієнт опору насадки, λ	0,347	0,412	0,372	0,528	0,456	0,587
Рушійна сила в одиницях концентрації газової фази($\Delta Y_{сер}$), кгБВ/кгГ	0,008	0,009	0,011	0,009	0,008	0,012
Середня температура потоків в абсорбері t , °С	35	30	32	34	26	28
Тиск газу на вході в абсорбер P , МПа	0,118	0,119	0,120	0,118	0,119	0,120

Примітка. БВ* – бензолні вуглеводні.

ПРАКТИЧНА РОБОТА №6 РОЗРАХУНОК ОСНОВНИХ ТЕХНОЛОГІЧНИХ ПАРАМЕТРІВ РОБОТИ АДСОРБЕРА ТА ЙОГО КОНСТРУКТИВНИХ РОЗМІРІВ

Мета роботи: ознайомлення з умовами застосування, будовою і принципом роботи адсорберів.

Завдання роботи: визначити оптимальні технологічні параметри роботи адсорбера та його конструктивні розміри.

1. Умови застосування, будова і принцип роботи адсорберів

Перспективним методом очищення газів від газо- й пароподібних забруднень є **адсорбція** – процес розділення, що ґрунтується на властивості деяких твердих тіл з ультрамікроскопічною структурою вибірково поглинати газоподібні компоненти з газової суміші. Молекули забруднювального газу або пари, що є в газовій суміші, сорбуються на поверхні або в порах твердого тіла.

Адсорбційний метод очищення газових викидів доцільно використовувати коли

Житомирська політехніка	МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ «ЖИТОМИРСЬКА ПОЛІТЕХНІКА» Система управління якістю відповідає ДСТУ ISO 9001:2015	Ф23.07- 05.02/2/183.00.1/М/ОК12 2023
	Екземпляр № 1	Арк 80/45

необхідного ефекту не можна досягти іншими методами. Цей метод доцільний також коли концентрація домішок, що видаляються з газу-носія, дуже мала та необхідна гарантія рекуперації домішок, оскільки вони мають значну вартість. Явище адсорбції обумовлене наявністю сил притягування між молекулами адсорбенту та адсорбативу на межі розподілу фаз, що дотикаються. Молекули адсорбованої речовини при переході на поверхню адсорбенту зменшують його енергію. Внаслідок цього відбувається виділення теплоти. Залежно від сили притягування адсорбенту адсорбція може бути фізична або хімічна. Теплота фізичної адсорбції складає до 60 КДж/мол., а хімічної – від 20 до 400 КДж/мол.

При фізичній адсорбції взаємодія молекул з поверхнею адсорбенту визначається порівняно слабкими дисперсійними, індукційними та орієнтаційними силами. При цьому адсорбовані молекули не вступають з молекулами адсорбенту в хімічну взаємодію та зберігають свою індивідуальність. Перевагою фізичної адсорбції є зворотність процесу: при зменшенні тиску адсорбента в потоці газу чи при збільшенні температури поглинутий газ легко десорбується без зміни хімічного складу. Для фізичної адсорбції характерна висока швидкість, незначна міцність зв'язку між поверхнею адсорбенту й адсорбативом та мала теплота адсорбції. При підвищенні температури кількість фізично адсорбованої речовини зменшується, а підвищення тиску призводить до збільшення величини адсорбції. Висока швидкість фізичної адсорбції та властивість адсорбентів до регенерації дозволяють проводити процес циклічно в умовах зворотності, тобто з повтором стадій поглинання та виділення компонента, що добувається. При зниженні тиску адсорбенту в газовій суміші або при підвищенні температури адсорбовані молекули легко десорбують без зміни хімічного складу, а регенований адсорбент може використовуватися багаторазово.

Специфіка процесу адсорбції обумовлена в основному тим, що адсорбенти володіють сильно розвинутою внутрішньою поверхнею шпарин (для деяких адсорбентів вона досягає $1700 \text{ м}^2/\text{г}$).

Якщо при розробці масообмінної апаратури для систем газ-рідина, рідина-рідина і систем з твердою фазою, що не має внутрішньої пористості, основним завданням є забезпечення максимальної поверхні контакту фаз, то при створенні адсорбційних апаратів головним завданням часто є забезпечення доступності цієї поверхні.

Характер протікання процесу адсорбції може бути періодичним або безперервним. Періодичні процеси відбуваються при нерухомому шарі адсорбента, а безперервні при рухомому чи киплячому шарі.

Всі тверді речовини з розвинутою поверхнею є потенціальними адсорбентами. Для очищення газів використовують матеріал з добре розвинутою внутрішньою поверхнею, утворення якої досягається в процесі їх синтезу або в результаті спеціальної обробки.

Адсорбенти повинні відповідати таким *вимогам*: мати значну динамічну ємність, велику питому поверхню, вибірковість адсорбції, термічну й механічну стійкість до регенерації, бути простим в виготовленні та дешевим.

Для адсорбційного очищення газів використовують активоване вугілля, силікагелі, цеоліти, глинисті мінерали, пористе скло тощо.

Основні *властивості* адсорбентів:

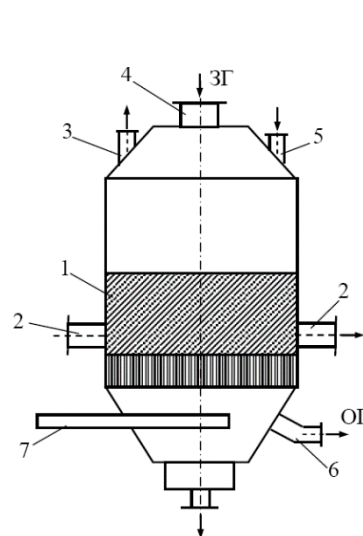
- адсорбативна ємність (активність);
- пориста структура адсорбенту, що характеризується поверхнею адсорбенту, об'ємом та розміром пор;
- вибірковість адсорбенту.

Для інтенсифікації адсорбційних процесів з очищення газів від газу й пароподібних забруднень використовують оптимальні гідродинамічні режими очищення адсорбентів, нові типи адсорбентів та адсорбційних апаратів. Оптимальними гідродинамічними умовами є такі, що забезпечують значні швидкості фільтрації очищуваного газу через адсорбент та

великий ступінь очищення газу при малому гідравлічному опорі шару. Підвищення швидкості руху приводить до інтенсифікації процесу масопередачі, але при цьому суттєво збільшується гідравлічний опір та енергетичні затрати на транспортування газів.



Рис.6.1. Класифікація адсорберів



- 1 – корпус;
- 2 – люки для вивантаження адсорбенту;
- 3 – штуцер для відведення парів при десорбції;
- 4 – патрубок для забрудненої парогазової суміші при десорбції та повітря при сушінні й охолодженні адсорбенту під час регенерації;
- 5 – люк для завантаження адсорбенту;
- 6 – штуцер для відведення очищеного газу та повітря під час регенерації;
- 7 – штуцер для відведення конденсату

Житомирська політехніка	МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ «ЖИТОМИРСЬКА ПОЛІТЕХНІКА» Система управління якістю відповідає ДСТУ ISO 9001:2015	Ф23.07- 05.02/2/183.00.1/М/ОК12 2023
	Екземпляр № 1	Арк 80/ 47

Рис. 6.2. Конструктивна схема адсорбера періодичної дії

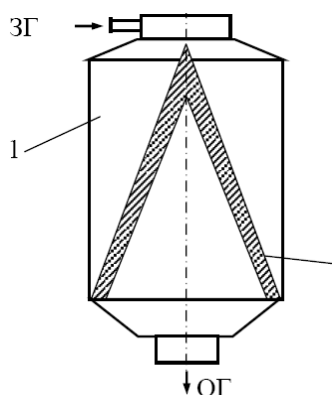


Рис. 6.3.

Конструктивна схема адсорбера з кільцевим розміщенням адсорбенту:
1 – корпус; 2 – адсорбент

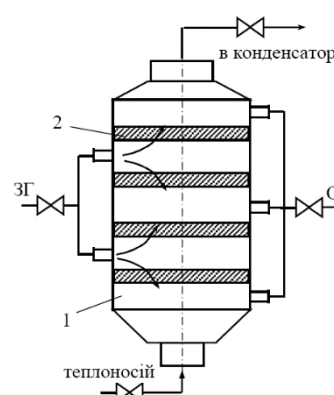


Рис. 6.4.

Конструктивна схема багатополічного адсорбера:
1 – корпус; 2 – шари адсорбенту

Адсорбер може працювати за трьома технологічними циклами: чотирьохфазному, трифазному і двофазному. При *чотирьохфазному* циклі послідовно проводяться адсорбція, десорбція, сушка і охолодження адсорбенту. Три останні стадії є процесом регенерації адсорбенту, тобто відновлення його здатності поглинати цільові компоненти з вихідної суміші.

У *трифазному* циклі адсорбент після регенерації охолоджується вихідною сумішшю на початку фази адсорбції. При *двофазному* циклі частина вихідної суміші подається в адсорбері спочатку з підігріванням, а потім без нього, або ж протягом всієї стадії адсорбції суміш подається при одній температурі. Цим досягається поєднання сушки і охолодження із стадією адсорбції.

Для забезпечення безперервної роботи установки необхідно мати в схемі не менше двох адсорберів. Зазвичай, враховуючи різний час протікання стадій, в одній установці вмонтовують від трьох до шести адсорберів.

Схема роботи установки. Вихідна суміш подається в адсорбер 1 вентиляторами 2 через рукавні фільтри 3, вогнегасник 4 з розривними мембранами і холодильник 5 (рис. 5). Очищений в результаті адсорбції газ видаляється з адсорбера.

Після закінчення фази адсорбції лінія подачі вихідної суміші (вентилятор, фільтр, вогнегасник, холодильник) перемикаються на наступний адсорбер, в якому вже пройшли стадії регенерації адсорбенту (десорбція, сушка, охолодження), а в першому апараті починається десорбція.

Пара під тиском 0,3-0,5 МПа подається на десорбцію в адсорбер 1 (тиск в адсорбері до 0,05 МПа) через штуцер 5. Суміш адсорбтивна з так званою динамічною парою (пара, яка не конденсується в шарі адсорбенту) виходить з адсорбера через штуцер А і надходить через розподільник 6 в конденсатор 7, холодильник 8 і накопичувач 9. Із накопичувача 9 суміш йде на розділення (відстоювання, ректифікація тощо).

Конденсат гріючої пари (частина пари, що йде на нагрів системи до температури процесу, на десорбцію витягуваного компонента, на компенсацію від'ємної теплоти змочування адсорбенту водою і на компенсацію втрат тепла), що утворився в адсорбері, віддаляється через гідрозасув 13.

Житомирська політехніка	МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ «ЖИТОМИРСЬКА ПОЛІТЕХНІКА» Система управління якістю відповідає ДСТУ ISO 9001:2015	Ф23.07- 05.02/2/183.00.1/М/ОК12 2023
	Екземпляр № 1	Арк 80/ 48

Повітря для сушки вентилятором 10 нагрівається в калорифері 11 до 80-100°C, подається в адсорбер через штуцер А і видаляється з адсорбера через штуцер Б. Вентилятор 12 через штуцер А подає на охолодження адсорбенту атмосферне повітря, яке видаляється з адсорбера через штуцер Б (за наявності в схемі лише двох адсорберів для цієї мети може бути використаний вентилятор 10). На цьому цикл закінчується, і адсорбер переключується на стадію адсорбції.

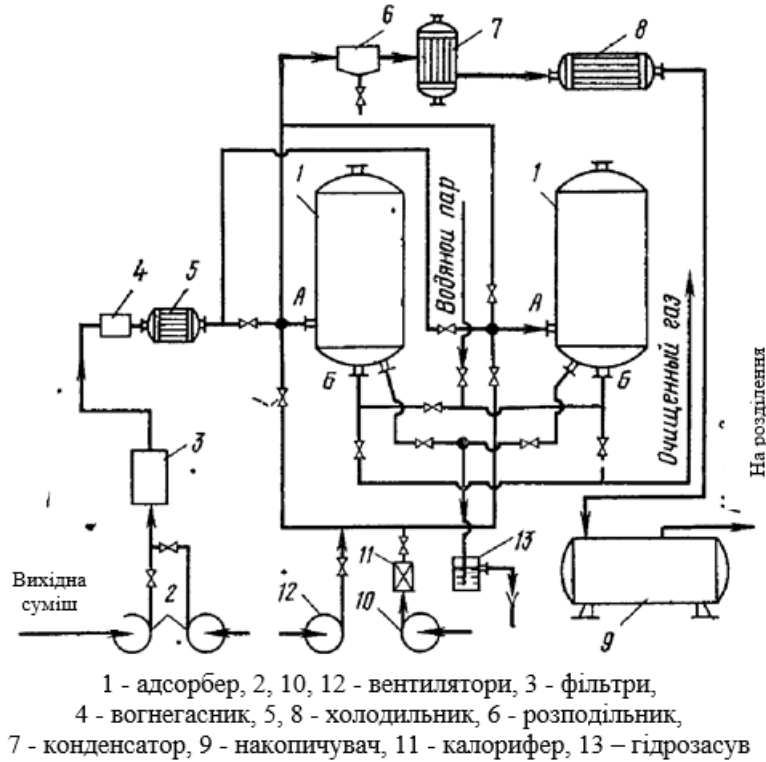


Рис. 6.5. Схема адсорбційної установки періодичної дії з нерухомим шаром адсорбента

Завдання. Розрахувати основні технологічні параметри процесу адсорбції та апарату адсорбера. Розробити циклограму роботи установки.

2. Розрахунок основних технологічних параметрів роботи адсорбера та його конструктивних розмірів

2.1. Вибирасмо робочу температуру (мінімально можливу) і тип сорбенту. Вибір сорбенту проводиться за ізотермою адсорбції при даних t і C_0 . У даній розрахунковій роботі параметри сорбенту наведені в таблиці вихідних даних.

2.2. Розраховуємо коефіцієнт дифузії домішки в повітрі (D), m^2/s :

$$\text{при } t=0^\circ\text{C: } D_0 = \frac{6.992}{(V_{mA}^{1/3} + V_{mB})^2} \times \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}} \quad (1)$$

$$D = D_0 \times \left(\frac{T}{T_0}\right)^{3/2}, \quad (2)$$

при робочій температурі:

де T – температура потоку, К;

V_{mA} – молярний об'єм домішки, $cm^3/моль$;

V_{mB} – молярний об'єм повітря, $cm^3/моль$ ($29,9 cm^3/моль$);

M_A – молярна маса домішки, $kg/кмоль$;

M_B – молярна маса повітря, $kg/кмоль$ ($29 kg/кмоль$).

Житомирська політехніка	МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ «ЖИТОМИРСЬКА ПОЛІТЕХНІКА» Система управління якістю відповідає ДСТУ ISO 9001:2015	Ф23.07- 05.02/2/183.00.1/М/ОК12 2023
	Екземпляр № 1	Арк 80/49

Молярні об'єми визначають як суму атомних об'ємів елементів. Молярні маси визначають як суму атомних мас елементів.

2.3. Розраховуємо коефіцієнт масопередачі K , 1/с:

$$K = 1.6 \times \frac{D \times v_0^{0.54}}{v^{0.54} \times d_3^{1.46}} \quad (3)$$

де v_0 – фіктивна швидкість парогазової суміші в апараті (0,2...0,3 м/с);

D – коефіцієнт дифузії, м²/с;

v – кінематична в'язкість газу, що очищається, м²/с (для повітря при 20 °С $v=16 \cdot 10^{-6}$ м²/с);

d_3 – розмір зерна сорбенту, м.

2.4. Коефіцієнт форми зерен, що враховує неоднакову доступність всієї поверхні зерна обдуваному потоку:

$$K_\phi = \frac{1,5 \times d_3 \times l_3}{(l_3 + 0,5 d_3) \times (1,5 d_3^2 + l_3)^{1,3}} \quad (4)$$

де d_3 – діаметр зерен, мм.

l_3 – довжина гранул (1,5× d_3), мм.

2.5. Пористість шару сорбенту:

$$\Pi = \frac{\rho_k - \rho_n}{\rho_k} \quad (5)$$

де ρ_k і ρ_n – щільність сорбенту уявна і насипна, кг/м³.

2.6. Еквівалентний діаметр зерен d_e , м :

$$d_e = \frac{\Pi \times d_3 \times l_3}{(1 - \Pi) \times (0,5 \times d_3 + l_3)^{1,3}} = \frac{\Pi \times d_3}{1,5 \times (1 - \Pi)}, \quad (6)$$

де d_3 – діаметр зерен, м;

Π – пористість шару сорбенту.

2.7. Розраховуємо критерій Рейнольдса, що враховує характер потоку:

$$Re = \frac{v_0 \times d_e \times \rho_z}{\mu} \quad (7)$$

де ρ_z – густина парогазової суміші (1,21 кг/м³);

$\mu=19,2 \cdot 10^{-6}$ Па·с.

2.8. Розраховуємо дифузні критерії Прандтля та Нуссельта:

$$Pr = \frac{\mu}{D \times \rho_z} \quad (8)$$

$$Nu = 0,725 \times Re^{0,47} \times Pr^{0,33} \quad (9)$$

2.9. Визначаємо час процесу адсорбції τ , с:

$$\tau = \frac{C}{v_0 \times C_0} \left\{ H - \frac{v_0}{\beta_{yv}} \left[0,575 \lg \left(\frac{C_0}{C_1} - 1 \right) + 2,3 \times \lg \left(\frac{C_0}{C_1} - 1 \right) \right] \right\} \quad (10)$$

де C – концентрація адсорбованої речовини в адсорбенті, рівноважна з концентрацією потоку ($C=\alpha \times \rho_n$), кг/м³;

α – статична поглинальна здатність сорбенту в робочих умовах, кг/кг

Житомирська політехніка	МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ «ЖИТОМИРСЬКА ПОЛІТЕХНІКА» Система управління якістю відповідає ДСТУ ISO 9001:2015	Ф23.07- 05.02/2/183.00.1/М/ОК12 2023
	Екземпляр № 1	Арк 80/ 50

ρ_n –насіпна густина сорбенту, кг/м³
 H – висота шару адсорбента, приймаємо $H=0,7$ м;
 β_{yv} – об’ємний коефіцієнт масовіддачі у газовій фазі:

$$\beta_{yv} = \frac{Nu \times D}{d_e^2} \quad (11)$$

2.10. Визначаємо мінімально необхідну масу сорбента m , кг:

$$m = \frac{Q \times C_0 \times \tau \times K_3}{\alpha} \quad (12)$$

де α – статична поглинальна здатність сорбенту в робочих умовах, кг/кг;
 K_3 – коефіцієнт запасу ($K_3=1,2$).

2.11. Коефіцієнт гідравлічного опору:

$$\text{при } Re < 50 \quad R = 220/Re \quad (13)$$

$$\text{при } 50 < Re < 7200 \quad R = 11,6/Re^{0,25} \quad (14)$$

2.12. Визначаємо швидкість потоку газу v (м/с) через адсорбер залежно від падіння тиску, параметрів сорбенту і газу:

$$v = \sqrt[3]{\frac{4 \times K_\phi \times \Delta P \times d_e \times \Pi \times \rho_n \times Q}{3 \times R \times \rho_z \times (1 - \Pi) \times m}} \quad (15)$$

де ΔP – падіння тиску, Па.

2.13. Діаметр адсорбера D_{ad} , м:

$$D_{ad} = \sqrt{\frac{4Q}{\pi v \Pi}} \quad (16)$$

2.14. За значенням діаметра адсорбера обчислюємо площу його перерізу.

2.15. Довжина (висота) шару сорбенту L , м:

$$L = \frac{4 \times m}{\pi \times \rho_n \times D_{ad}^2} \quad (17)$$

2.16. Розробка циклограми роботи установки.

Тривалість фаз процесу прийнято зображати у вигляді *циклограм*. Нижче наводиться приклад циклограми роботи установки рекуперації, що складається з двох адсорберів і працює по чотирьохфазному циклу (а - адсорбція, д - десорбція, с - сушка, о - охолодження):

Час, год	1	2	3	4	5	6	7	8
Адсорбер №1	а	а	а	а	д	с	о	–
Адсорбер №2	д	с	о	–	а	а	а	а

Житомирська політехніка	МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ «ЖИТОМИРСЬКА ПОЛІТЕХНІКА» Система управління якістю відповідає ДСТУ ISO 9001:2015	Ф23.07- 05.02/2/183.00.1/М/ОК12 2023
	Екземпляр № 1	Арк 80/ 51

Вихідні дані для розрахунків

Параметри	Варіант					
	I	II	III	IV	V	VI
Витрата пароповітряної суміші в робочих умовах, Q , м ³ /год	2000	2050	2700	2300	2350	2500
Речовина (домішка)	CO	SO ₂	NO	NH ₃	H ₂ S	C ₆ H ₆
Мольний об'єм домішки, V_{mA} , см ³ /моль	30,7	44,8	23,6	25,8	32,9	96
Температура потоку, t , °C	20	21	22	24	26	18
Діаметр гранул d_z , мм	1	3	5	2	3	1
Насипна густина сорбенту, ρ_n , кг/м ³	500	450	400	350	550	500
Умовна густина сорбенту, ρ_k , кг/м ³	750	700	650	550	800	750
Статична поглинальна здатність сорбенту в робочих умовах, α , кг/кг	0,3	0,29	0,28	0,27	0,26	0,29
Зниження тиску, ΔP , кПа	1,4	1,5	1,6	1,7	1,8	2
Концентрація домішки у газі, кг/м ³ : на вході C_0 на виході C_1	100×10^{-3} $0,5 \times 10^{-3}$	80×10^{-3} $0,5 \times 10^{-3}$	70×10^{-3} 1×10^{-3}	50×10^{-3} $0,5 \times 10^{-3}$	40×10^{-3} 1×10^{-3}	34×10^{-3} $0,5 \times 10^{-3}$

ПРАКТИЧНА РОБОТА №7 УСТАНОВКИ ДЛЯ ЕЛЕКТРОХІМІЧНОГО ОЧИЩЕННЯ СТИЧНИХ ВОД

Мета роботи: ознайомитись із технологією установки для електрохімічного очищення стічних вод.

Завдання роботи: здійснити розрахунок електрокоагулятора для очищення стічної води від фторидів.

1. Електрокоагулятори

Електрокоагулятори з алюмінієвими електродами належать до нестандартного устаткування і використовуються для очищення маслоемільсійних стічних вод. Електрокоагулятори можуть бути як періодичної, так і безперервної дії.

Електрокоагулятор складається з корпусу з похилим дном та кришкою, електродної системи, пристрою для видалення піни (рис.1). Електрокоагулятор безперервної дії, крім того, має бути обладнаний пристроями розосередженого впускання і випускання води та пристроєм для підтримки рівня води в апараті на заданій висоті. Електрокоагулятори обох типів повинні забезпечуватися патрубками з вентилями для випускання та впускання води, піни, смістю для збирання піни та вентиляційною системою для видалення водню.

Житомирська політехніка	МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ «ЖИТОМИРСЬКА ПОЛІТЕХНІКА» Система управління якістю відповідає ДСТУ ISO 9001:2015	Ф23.07- 05.02/2/183.00.1/М/ОК12 2023
	Екземпляр № 1	Арк 80/ 52



Рис. 7.1. Схема електорокоагуляційної установки

Корпус електролізера прямокутної форми слід виготовляти з листової вуглецевої сталі з нанесенням на внутрішню поверхню захисного покриття, наприклад, з вініласту або епоксидних смол.

Кришка електролізера застосовується для запобігання виділенню водню в приміщення, виготовляється з листової сталі з пофарбуванням внутрішньої поверхні водостійкою фарбою. Кришка розміщується своїм фланцем до фланця корпусу та герметизується. Дно корпусу електролізера повинне мати нахил.

Електродний блок, який збирається з алюмінієвих пластин, виконується у вигляді паралелепіпеда та розміщується рівномірно за об'ємом електролізера. Електроди в блоці розміщують плоскопаралельно на однаковій відстані один від одного (10 - 20 мм). Об'єм рідини над електродами має бути не більшим за 20% загального об'єму електрокоагулятора. Електродні пластини прямокутної форми слід виготовляти однаковими для забезпечення їх взаємозаміни. Механічна жорсткість електродного блоку створюється за допомогою діелектричних конструкцій.

Електроди з'єднуються в блоки або зварюванням, або стягуванням. Струмопідведення до електродних блоків всередині електрокоагулятора в місцях контакту з рідиною мають бути ізолюваними, їх слід ізолювати й від корпусу електрокоагулятора.

Пристрій для видалення піни може бути виготовлений або у вигляді пристосування для збирання піни, або у вигляді дошки з пневматичним приводом. Пристрій переміщується як вручну, так і автоматично, за заданою програмою.

Для безпечної роботи електрокоагулятор слід заблокувати з вентилятором з видалення водню: в разі зупинки вентилятора вимикається подача струму на електрокоагулятор.

Період обробки стічної води при відповідній силі струму вибирають експериментально за ступенем її просвітлення. При зміні складу води час її обробки також змінюється.

1.1 Розрахунок електрокоагулятора з алюмінієвими електродами періодичної дії

Для виконання технологічних обчислень електрокоагулятора періодичної дії з алюмінієвими електродами слід мати наступні *вихідні дані*: виробничу потужність апарата q , $\text{м}^3/\text{год}$; концентрацію масел у воді C_m , $\text{г}/\text{м}^3$; питому витрату електрики на обробку стічних вод q_e , $\text{А год}/\text{м}^3$; товщину електродних пластин, $\delta=0,006$ м; міжелектродну відстань, $b = 0,02$ м; анодну густину струму, $J_{\text{ан}} = 120$ $\text{А}/\text{м}^2$.

Виконуючи обчислення, необхідно задатись тривалістю циклу очищення $t_{\text{ц}}$ (звичайно 0,5 год) (тривалість електрокоагуляційної обробки $t_1 = 0,5t_{\text{ц}}$, тривалість наливання води та її зливання з апарата $t_2 = 0,5t_{\text{ц}}$).

Об'єм рідини в електрокоагуляторі W_k , м^3 :

$$W_k = q t_{\text{ц}} \quad (1)$$

де q - виробничая потужність апарата, $\text{м}^3/\text{год}$;

$t_{\text{ц}}$ - тривалість циклу, год.

Житомирська політехніка	МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ «ЖИТОМИРСЬКА ПОЛІТЕХНІКА» Система управління якістю відповідає ДСТУ ISO 9001:2015	Ф23.07- 05.02/2/183.00.1/М/ОК12 2023
	Екземпляр № 1	Арк 80/ 53

Загальна кількість струму, необхідного для обробки даного об'єму рідини, А/год:

$$Q_{cmp} = W_k q_e \quad (2)$$

де q_e - питома витрата електрики на обробку стічних вод, А×год/м³.

Струм у електричному ланцюгу розраховують за наступною формулою, А:

$$I = \frac{Q_{cmp}}{t_1} \quad (3)$$

Площу робочої поверхні анодів розраховують, м²:

$$f_{an} = \frac{I}{j_{an}} \quad (4)$$

Звідси об'єм електродів, якщо їх товщина δ , м³:

$$V_{el} = f \cdot \delta \quad (5)$$

Маса електродів, т:

$$M_{el} = V_{el} \cdot \rho_{al} \quad (6)$$

де ρ_{al} - питома вага алюмінію, $\rho_{al} = 2,7$ т/м³.

Оскільки маса одного електродного блока має бути не більшою за 50кг, беремо число блоків шт, рівне:

$$n = \frac{M_{el}}{0,05} \quad (7)$$

Загальний об'єм рідини м³ в міжелектродному просторі всіх електродних блоків обчислюється:

$$V_p = f_{an} \cdot b \quad (8)$$

Об'єм одного електродного блока м³ розраховують:

$$W_{\sigma} = \frac{(V_{el} + V_p)}{n} \quad (9)$$

Якщо умовно приймаємо кубічну форму блока, то довжина його ребра складатиме, м:

$$l_{\sigma} = \sqrt[3]{W_{\sigma}} \quad (10)$$

Кількість електродів, шт у одному електродному блоці визначають:

$$m = \frac{l_{\sigma}}{\delta + b} \quad (11)$$

Тоді число анодів і катодів дорівнюватиме: $m/2$.

Отже, з урахуванням установочних проміжків ($l_{np} = 0,07$ м) загальна довжина електрокоагулятора буде, м:

$$L_{el} = n \cdot l_{\sigma} + (n + 1) \cdot l_{np} \quad (12)$$

його ширина складе, м:

$$B_{el} = L_{el} + 2l_{np} \quad (13)$$

Висота електродного блока становитиме, м:

$$h_1 = l_{\sigma} + l_{np} \quad (14)$$

Об'єм рідини на рівні верхньої частини електродного блока буде рівний, м³:

$$V_p^{ex} = L_{el} \cdot B_{el} \cdot h_1 - V_{el} \quad (15)$$

Висота шару рідини над електродами становитиме, м:

Житомирська політехніка	МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ «ЖИТОМИРСЬКА ПОЛІТЕХНІКА» Система управління якістю відповідає ДСТУ ISO 9001:2015	Ф23.07- 05.02/2/183.00.1/М/ОК12 2023
	Екземпляр № 1	Арк 80/ 54

$$h_2 = \frac{(W_p - V_p^{el})}{L_{el} \cdot B_{el}} \quad (16)$$

Загальна висота рідини в електрокоагуляторі буде, м:

$$h_{el} = h_1 + h_2 + h_3 \quad (17)$$

де h_1, h_2 - висота рідини відповідно в електродному блоці і над ним, м;

h_3 – висота пристрою з видалення піни, $h_3 = 0,2 \dots 0,3$ м.

1.2. Розрахунок електрокоагулятора з алюмінієвими електродами безперервної дії

Для розрахунку апарата необхідні наступні вихідні дані: виробнича потужність апарата q , м³/год; початкова концентрація масел C_{el} , г/м³, питома витрата електроенергії на очищення стічної води q_e , А·год/м³; початкова товщина електродних пластин $\delta=0,006$ м; міжелектродна відстань $b=0,02$ м; анодна (катодна) густина струму $J_{ан} = 120$ А/м².

Загальну витрату електроенергії, А/год, на обробку стічної води обчислюють за формулою:

$$Q_{cmp} = q \cdot q_{el} \quad (18)$$

Струм A у електричному ланцюгу розраховують за наступною формулою:

$$I = \frac{Q_{cmp}}{t} \quad (19)$$

де t - період обробки води при безперервному процесі, $t = 1$ год.

Площу поверхні електродів розраховують за формулою (4).

Об'єм електродів обчислюють за формулою (5), а об'єм рідини в міжелектродному просторі за формулою (8).

Загальний об'єм електродного блока, м³ розраховують:

$$W_{\sigma}^3 = V_p + V_{el} \quad (20)$$

Масу загального електродного блока M_{el} , обчислюють за формулою (6), а число блоків n - із виразу (7). Об'єм одного електродного блока W_{σ} обчислюють за формулою (9). Якщо форму елемента електродного блока об'ємом W_{σ} , вважати кубічною, тоді довжину його ребра l_{σ} обчислюють за формулою (10), а число електродів m - із виразу (11).

У зв'язку з тим, що в електрокоагуляторі безперервної дії неможливо допускати просакування рідини між боковими стінками та блоком електродів, то не слід передбачати установочний проміжок між стінками і електродним блоком. Тому ширина апарата буде $B_{el} = l_{\sigma}$.

Ураховуючи, що в апараті розміщується пристрій для збирання піни висотою h_3 , його висоту обчислюють за формулою:

$$H_{el} = l_{\sigma} + h_3 \quad (21)$$

Довжину коагулятора визначають з урахуванням наявності пристроїв для розподілу потоку води довжиною l_p , м, на вході та виході з електрокоагулятора:

$$L_{el} = n \cdot l_{\sigma} + 2 \cdot l_p \quad (22)$$

1.3. Розрахунок електрокоагулятора зі сталевими електродами для очищення стічних вод, забруднених хромовими сполуками

Електрокоагулятори зі сталевими електродами відносять до нестандартного устаткування. Корпус електрокоагулятора - це прямокутний резервуар, виготовлений із синтетичних, стійких до дії кислот матеріалів (поліізобутилен, поліпропілен та ін.), або футерований із середини ними матеріалами. Електрокоагулятор має бути обладнаний

Житомирська політехніка	МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ «ЖИТОМИРСЬКА ПОЛІТЕХНІКА» Система управління якістю відповідає ДСТУ ISO 9001:2015	Ф23.07- 05.02/2/183.00.1/М/ОК12 2023
	Екземпляр № 1	Арк 80/ 55

вентиляційним пристроєм для видалення газів, що утворюються при електролізі стічних вод. Доцільно, щоб дно коагулятора мало невеликий ухил (до 5°) у бік виходу стічних вод.

Найбільше застосування мають коагулятори з пакетами (блоками) плоских пластинчастих електродів, розміщених вертикально-паралельно один до одного (рис. 2).

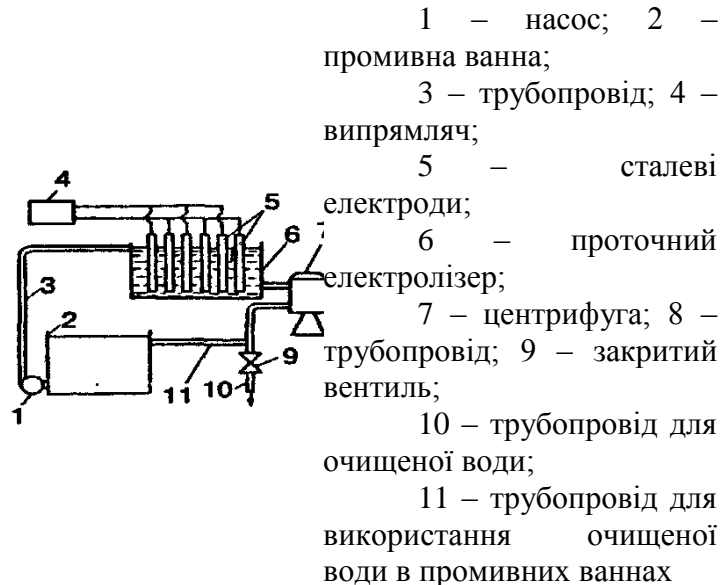


Рис. 7.2. Схема електрокоагуляційної установки для очищення стічних вод від сполук хрому

Рух потоку стічних вод слід здійснювати вздовж поверхні електродних пластин у вертикальному напрямі (знизу вгору або зверху вниз), або в горизонтальному.

Для рівномірного розподілу води між електродами рекомендується застосувати приймальні та збірні камери. Приймальні камери відокремлюються від робочого простору електрокоагулятора дірчастими перегородками, які розраховуються як розподільники високого тиску (відношення сумарного перерізу отворів до загального перерізу електрокоагулятора становить $\geq 0,3$).

Електроди (анооди та катооди) виготовляють із низьковуглецевої сталі, вони можуть бути товщиною 3 – 6 мм. Початкова відстань між електродами має бути 5 – 10 мм. Рекомендується наступні розміри електродних пластин: довжина 0,6 – 1 м, ширина 0,3 – 0,6 м. Доцільно використовувати електроди у вигляді блоків. Блок електродів – це пакет сталевих пластин, закріплених на спільній рамі. Пластини через одну підмикаються до катодної та анодної шин джерела постійного струму. Щоб запобігти короткому замиканню, пластини в кількох місцях (2 - 3) за своєю висотою розділяються прокладками із діелектрика (текстоліт, вініпласт та ін.). Електродні пластини в основі, або за висотою (з обох боків) рекомендується вставляти "в гребінь", виготовлений із діелектрика. Маса одного блоку має бути не більшою за 50 кг.

Електродні шини виготовляють із мідних (латунних) або алюмінієвих прутів або смуг; закріплюються на ізоляторах на корпусі електрокоагулятора і з'єднуються з відповідними полюсами джерела постійного струму. Діаметри електродних шин, а також шин (кабелів) підведення струму, що з'єднують електролізер з джерелом струму, обчислюють на максимальне навантаження за струмом.

При розрахунку електрокоагулятора визначають загальну поверхню та кількість електродів, конструктивні розміри, число коагуляторів та струм у електричному колі. При цьому основними вихідними параметрами для обчислення є: витрата стічних вод q м³/год: початкова концентрація шестивалентного хрому C_{Cr} , мг/л; початкова концентрація інших важких металів C_m , мг/л; анодна густина струму J_a , А/м²; питома витрата електроенергії,

Житомирська політехніка	МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ «ЖИТОМИРСЬКА ПОЛІТЕХНІКА» Система управління якістю відповідає ДСТУ ISO 9001:2015	Ф23.07- 05.02/2/183.00.1/М/ОК12 2023
	Екземпляр № 1	Арк 80/56

необхідна для обробки одиниці об'єму стічних вод $q_{ел}$, А · год/м. Струм А в електричному колі обчислюють за формулою:

$$I = 3,1 \cdot C_{Cr} \cdot q \quad (23)$$

Загальну площу поверхні анодів, m^2 , визначають із виразу:

$$f_a = \frac{I}{J_a} \quad (24)$$

Якщо вибрали розміри однієї пластини такі: ширина $b = 0,3 - 0,6$ м, робоча висота $h_p = 0,6 - 1$ м, то площа робочої поверхні одного електрода буде, m^2 :

$$f_{pa} = 2 \cdot b \cdot h_p \quad (25)$$

Загальна кількість електродних пластин визначається, шт.:

$$N_{nl} = 2 \cdot \frac{f_a}{f_{pa}} \quad (26)$$

Загальну масу електродних пластин обчислюють як:

$$M = f_a \cdot \delta \cdot \rho_{Fe}, \text{ Т} \quad (27)$$

де δ - товщина електродної пластини ($\delta = 0,03 - 0,06$ м);
 ρ_{Fe} - питома вага заліза, $\rho_{Fe} = 7,874$ т/м³.

Кількість електродних блоків визначають, виходячи з положення, що маса одного блоку не повинна перевищувати 0,05 т:

$$N_{bl} = \frac{M}{0,05} \quad (28)$$

Робочий об'єм електрокоагулятора, m^3 обчислюють за формулою:

$$W_{el} = f_a \cdot B' \quad (29)$$

де B' – відстань між електродними пластинами ($B' = 0,005 \dots 0,01$ м).

Час обробки стічних вод (час перебування води в міжелектродному просторі) становить:

$$t = \frac{W_{el}}{q}, \text{ год} \quad (30)$$

Питома витрата заліза для обробки стічних вод визначається:

$$Q_{Fe} = \frac{q_{Fe} \cdot C_{Cr} \cdot q \cdot 24}{1000 \cdot k}, \text{ кг/добу} \quad (31)$$

де q_{Fe} - питома витрата 1 мг заліза на 1 мг хрому, $q_{Fe} = 2,5$;

C_{Cr} - концентрація хрому, мг/л;

q - витрата води, м³/год;

k - вихід за струмом, $k = 0,8$.

Ширина одного електродного блоку, м при товщині пластини (звичайно $\delta = 0,003 - 0,006$ м) обраховується:

$$B = \frac{N_{nl}}{N_{bl}} \cdot \delta + B' \left(\frac{N_{nl}}{N_{bl}} - 1 \right) \quad (32)$$

де N_{nl} – загальна кількість пластин;

N_{bl} – кількість електродних блоків;

δ – товщина пластини, м;

B' – відстань між електродними пластинами ($B = 0,005 - 0,01$ м).

Житомирська політехніка	МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ «ЖИТОМИРСЬКА ПОЛІТЕХНІКА» Система управління якістю відповідає ДСТУ ISO 9001:2015	Ф23.07- 05.02/2/183.00.1/М/ОК12 2023
	Екземпляр № 1	Арк 80/ 57

2. Електролізери для обробки стічних вод, що містять ціаніди

Електролізери для обробки стічних вод, що містять ціаніди, відносять до нестандартного устаткування. Це прямокутні сталеві резервуари, розділені перегородками із синтетичних матеріалів на кілька відсіків. У перегородках є кілька рядів отворів, сумарна площа яких становить 30% площі частини перегородки, що міститься у воді, висота якої відповідає висоті занурених у воду електродів.

Рух води в електролізері спрямований вздовж поверхні електродів у горизонтальному напрямі. Електролізер обладнується приймальною та збірною камерами, також відокремленими від робочого простору дірковими перегородками. На дно електролізера (в кожному з відсіків) вміщуються трубки з отворами із синтетичних матеріалів, через які подається стиснене повітря для переміщування води барботажем.

В електролізері розміщують електроди двох типів: сталеві катоди (у вигляді пластин товщиною 1 - 2 мм) та аноди з графітованого вугілля (у вигляді плит або стрижнів). Допускається використання титанових анодів з металоксидним покриттям (двооксид рутенію, магнетит та ін.). Орієнтовно термін використання анодів із графітованого вугілля становить 4-5 міс. При обробці мідьвміщуючих стічних вод доцільне використання мідних катодів для утилізації додатково виділеної із стічних вод (у вигляді катодного осаду) металевої міді.

Визначаючи габаритні розміри електролізера, необхідно враховувати об'єм води, що постійно в ньому перебуває, а також об'єм, який займають перегородки, електроди (плити із графітованого вугілля, що випускаються промисловістю, мають розміри 1000x180x50 мм). Відстань між сусідніми електродами (катодом та анодом) слід брати рівною 40 - 50 мм.

Електроди обох видів (катоди та аноди) підвішуються на мідних (латунних) стрижнях, кінці яких підімкнені до відповідних катодних (анодних) шин, закріплених на ізоляторах уздовж бортів електролізера. Аноди із графітованого вугілля (у вигляді плит) слід укладати на дно електролізера, футероване діелектриком. Площу перерізу струмопроводів та електродних шин обчислюють на максимальне струмове навантаження.

При значному розрахунковому струмі в електричному колі (більше за 3000 А) та необхідності відведення великих кількостей газових продуктів, що виділяються, рекомендується встановлювати кілька електролізерів, які забезпечуються автономними джерелами електроспоживання.

Технологічна схема електрохімічного очищення ціановмісних стічних вод складається із двосекційного резервуара - усереднювача (кожна секція розрахована на годинну витрату стічних вод); електролізера; джерела постійного електричного струму (типу ВАКГ та ВАКР); бака для приготування розчину кухонної солі; бака для приготування розчину лужного реагенту, що використовується для коригування вихідного рН води, яка очищується, (в разі необхідності); бака для збирання очищеної води.

До стічних вод в резервуарі - усереднювачі додають насичений розчин кухонної солі для досягнення її концентрації у воді в межах 5 - 10 г/л та розчин лужного реагенту (в разі необхідності) до величини рН > 10. За наявності висококонцентрованих стічних вод ціанідів (відпрацьованих технологічних розчинів) слід передбачити додатковий бак для їх збирання з подальшою рівномірною подачею в стічні води, які надходять у резервуар - усереднювач, до досягнення розрахункової концентрації ціанідів не більше за 1 г/л.

При розрахунку електролізера для очищення води, що містить ціаніди, необхідні наступні вихідні дані: виробнича потужність електролізера q , м³/год; початкова концентрація ціанідів у воді C , мг/л; термін електрохімічної обробки стічних вод t , год.

Необхідний струм A у електрохімічному колі електролізера обчислюють за формулою:

Житомирська політехніка	МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ «ЖИТОМИРСЬКА ПОЛІТЕХНІКА» Система управління якістю відповідає ДСТУ ISO 9001:2015	Ф23.07- 05.02/2/183.00.1/М/ОК12 2023
	Екземпляр № 1	Арк 80/ 58

$$I = \frac{2,06 \cdot C \cdot q}{\eta} \quad (33)$$

де C - початкова концентрація ціанідів у воді, мг/л;

η - коефіцієнт виходу за струмом, $\eta = 0,8$;

q - виробнича потужність коагулятора, м³/год.

Об'єм стічних вод у електролізері, м³, розраховують:

$$W = q \cdot t \quad (34)$$

де t - термін обробки води в електролізері.

Загальна площа поверхні анодів, м² визначається:

$$f = \frac{I}{j} \quad (35)$$

де j - анодна густина струму, А/м².

У разі використання анодів із плит графітованого вугілля розмірами 1000x180x50 мм загальна поверхня плити, м² розраховується як:

$$f' = 2 \cdot 0,18 = 0,36 \text{ м}^2 \quad (36)$$

Загальна кількість плит (анодів) із графітованого вугілля, шт., що розміщуються в одному електролізері, визначається:

$$N = \frac{f}{f'} = \frac{f}{0,36} \quad (37)$$

Загальна площа поверхні катодів дорівнює загальній площі поверхні анодів. Розміри електролізера вибираються залежно від об'єму стічних вод, що є в ньому з урахуванням загального об'єму занурених у воду електродів.

3. Розрахунок електрокоагулятора для очищення стічної води від фторидів

Метод електрокоагуляції для очищення води, що містить сполуки фтору, доцільно застосувати при концентрації фторидів у стічних водах не більшій за 100 мг/л. Якщо концентрація фторидів вища, очищення здійснюють у дві стадії: перша – проводиться обробка стоків вапном, друга - доочищення стоків методом електрокоагуляції.

За наявності у воді ПАР стічні води перед подачею на відстійники необхідно двічі обробити в електролізерах.

Електрокоагулятор розраховується на максимальну концентрацію фторидів у стічних водах із запасом на 10 – 15%.

Виробнича потужність установки за кількістю стоків, що очищаються, визначається з урахуванням запасу 30 – 35%.

Одноступінчаста технологічна схема очищення стічних вод від фторидів складається із наступних елементів:

- накопичувач;
- електрокоагулятор;
- реагентне господарство для соляної кислоти або кухонної солі (в разі відсутності в стічних водах необхідної кількості хлоридів);
- споруди для виділення осаду;
- споруди для зневоднення осаду;
- трубопроводи, арматура, насоси.

Електрокоагулятор розраховують, виходячи з наступних параметрів:

– загальна напруга V , яка подається на електрокоагулятор від певного джерела струму (випрямляча), має бути не більшою за 220 В;

Житомирська політехніка	МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ «ЖИТОМИРСЬКА ПОЛІТЕХНІКА» Система управління якістю відповідає ДСТУ ISO 9001:2015	Ф23.07- 05.02/2/183.00.1/М/ОК12 2023
	Екземпляр № 1	Арк 80/ 59

– напруга V на один проміжок (електродний проміжок анод - катод) має становити 5 - 7 В;

– густина струму для анодів із алюмінію, береться рівною 0,7 - 1,0 А/дм²; при концентрації хлоридів у воді до 200 мг/л, а при концентрації хлоридів до 1000 мг/л її величина має складати 1,5 - 2,0 А/дм²;

– відстань між електродами дорівнює 7 мм;

– питома витрата алюмінію на одну вагову частину фтору - 5 - 7 г на 1 г фтору при концентрації хлоридів до 100 мг/л; 20 - 40 г на 1 г фтору при концентрації хлоридів до 1000 мг/л; 3 - 5г на 1 г фтору при доочищенні стоку після обробки вапном (за відсутності хлоридів їх необхідно додавати не менш як 100 мг/л; при рН вище 5 - 6 додається соляна кислота, при рН не вище 2 - 4 - кухонна сіль);

– швидкість руху стоку між електродами має дорівнювати 0,3 - 0,5 см/с.

Кількість алюмінію г/год, необхідну для очищення стічних вод, які містять фториди, розраховують:

$$M_a = C_0 \cdot D_n \cdot Q \quad (38)$$

де C_0 - концентрація фторидів у воді, г/м³;

D_n - питома витрата алюмінію на одну вагову частину фторидів, г/г;

Q – виробнича потужність установки, м³/год.

Кількість алюмінію, розчиненого за рахунок проходження електричного струму, г/год, розраховують:

$$M_e = \frac{M_a}{B} \quad (39)$$

де B - коефіцієнт (вихід алюмінію) залежить від співвідношення концентрацій фторидів та хлоридів у воді:

$$A = \frac{C_0^F}{C^{Cl}} \quad (40)$$

і визначається з табл. 7.1.

Таблиця 7.1.

Залежність виходу алюмінію (коефіцієнта B) від співвідношення концентрації фторидів та хлоридів (A)

A	B	A	B	A	B
0,3	16,0	3,0	10,6	7,0	8,0
0,5	14,5	3,5	10,2	8,0	7,6
1,0	13,0	4,0	9,8	9,0	7,3
1,5	12,2	4,5	9,5	10,0	7,0
2,0	11,6	5,0	9,0	11,0	6,6
2,5	11,0	6,0	8,6	12,0	

Кількість проміжків між анодами та катодами обчислюють:

$$n = \frac{V}{V_n} \quad (41)$$

де V - загальна напруга на електрокоагуляторі, В;

V_n - напруга на проміжку між анодом та катодом, В.

Житомирська політехніка	МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ «ЖИТОМИРСЬКА ПОЛІТЕХНІКА» Система управління якістю відповідає ДСТУ ISO 9001:2015	Ф23.07- 05.02/2/183.00.1/М/ОК12 2023
	Екземпляр № 1	Арк 80/60

За величиною M_e визначають повний струм на пакеті анодів, А:

$$I = \frac{M_e}{\eta \cdot 0,335 \cdot n} \quad (42)$$

де η - коефіцієнт виходу за струмом, $\eta = 0,8$;
0,335 - електрохімічний еквівалент для фтору;
 n - число проміжків між анодами та катодами.

За заданої густини струму визначають площу анода (при біполярному вмиканні), m^2 :

$$F = \frac{I}{j} \quad (43)$$

де j – анодна густина струму. А/м²;
 I - струм, що споживається електрокоагулятором, А.

Кількість електродів в дипольному коагуляторі розраховують:

$$n_e = n + 1 \quad (44)$$

Розміри електрода визначають, виходячи із площі електрода. Довжина електрода b має бути в 2 - 3 рази більшою від ширини електрода a . Товщину електрода вибирають, виходячи із товщини наявного листового алюмінію і вона має становити 3 - 5 мм.

Загальна товщина електродів, м визначається:

$$a_e = \alpha \cdot (n + 1) = \alpha \cdot n_e \quad (45)$$

де α - товщина листа алюмінію для виготовлення електродів, м ($\alpha = 0,003-0,005$ м);
 n - кількість електродів;
 n - число проміжків між електродами.

Умовна довжина сторони проточної частини електрокоагулятора, м розраховується:

$$L = \beta \cdot n + a_e \quad (46)$$

де a_e - товщина електродів, м;
 β - ширина проміжку між електродами ($\beta = 0,007$ м)
 n - кількість проміжків.

Ширина електрокоагулятора дорівнюватиме ширині електрода. Висота електрокоагулятора, м, буде рівною:

$$H = 2 \cdot b \quad (47)$$

де b - довжина електродної пластини, м.

Загальна висота електрокоагулятора повинна бути не більшою за 1,4 - 1,6 м. Для визначення терміну роботи коагулятора необхідно визначити масу електродів, М:

$$M = (n + 1) \cdot F \cdot \alpha \cdot \rho_{Al} \quad (48)$$

де $n+1$ - кількість електродів;
 F - площа електрода, м²;
 α - товщина електрода, м;
 ρ_{Al} - питома вага алюмінію, $\rho_{Al} = 2,7$ т/м.
Фактична витрата алюмінію за добу, г складає:

$$M_a = M_a \cdot t \quad (49)$$

де M_a - витрата алюмінію за 1 год, г/год;
 t - термін роботи електролізу протягом доби, год.

Кількість днів роботи електрокоагулятора T розраховується як:

Житомирська політехніка	МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ «ЖИТОМИРСЬКА ПОЛІТЕХНІКА» Система управління якістю відповідає ДСТУ ISO 9001:2015	Ф23.07- 05.02/2/183.00.1/М/ОК12 2023
	Екземпляр № 1	Арк 80/ 61

$$T = \frac{M \cdot 0,7 \cdot 10^6}{M_a^q} \quad (50)$$

де M - маса електродів, т;

0,7 – коефіцієнт використання матеріалу анодів у електрокоагуляторі.

Днище електрокоагулятора має бути конічним з відповідним патрубком для видалення осаду. Стічні води підводяться знизу. Доцільно вмонтовувати в днище розподільник із труб з отворами, діаметр яких має становити 15 - 20 мм. Над електродами необхідно мати шар води товщиною 100 мм.

За наявності в стічних водах ПАР над поверхнею води розміщується труба з отворами для подачі стисненого повітря. Струмінь повітря спрямовується паралельно поверхні води для здування піни в спеціальний жолоб, у нижній частині якого має бути трубопровід для відведення концентратів ПАР.

Вода із електрокоагулятора відводиться через трикутні водозливи, які розміщуються навпроти кожного проміжку. Оброблений об'єм стічної води зливається до жолоба, з якого вода надходить на подальшу обробку.

Для монтажу та заміни електродів необхідно передбачати монтажний майданчик, монорейку та ручний таль.

Вихідні дані до виконання роботи

Варіант	Виробнича потужність апарата, м ³ /год	Питома витрата електрики на обробку стічних вод, а·год/м ³	Початкова концентрація масел, г/м ³	Початкова концентрація хрому, мг/л	Початкова концентрація ціанідів, мг/л	Початкова концентрація хлору, мг/л	Початкова концентрація фтору, мг/л	Витрата очищеної води, м ³ /год
1.	250	50	121	0,18	0,010	100	10	200
2.	500	25	229	0,25	0,011	200	20	200
3.	200	30	176	0,36	0,012	300	30	150
4.	560	24	185	0,12	0,013	400	40	120
5.	275	60	137	0,18	0,014	500	50	220
6.	320	70	169	0,34	0,015	600	60	250
7.	456	85	129	0,27	0,016	700	70	450
8.	542	75	194	0,21	0,017	800	80	450
9.	200	65	118	0,20	0,018	900	90	150
10.	500	55	183	0,17	0,019	750	95	450
11.	200	40	182	0,18	0,020	850	85	150
12.	500	35	110	0,15	0,021	650	75	350
13.	786	25	174	0,16	0,011	20	65	680
14.	695	80	118	0,19	0,012	30	55	600
15.	263	70	107	0,22	0,013	40	45	260
16.	480	90	223	0,23	0,014	50	35	450
17.	560	100	184	0,24	0,015	60	25	400
18.	563	105	201	0,25	0,016	70	15	350
19.	250	450	192	0,26	0,017	80	10	200
20.	745	85	174	0,27	0,018	90	20	600
21.	355	75	194	0,28	0,019	95	30	350

Житомирська політехніка	МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ «ЖИТОМИРСЬКА ПОЛІТЕХНІКА» Система управління якістю відповідає ДСТУ ISO 9001:2015		Ф23.07- 05.02/2/183.00.1/М/ОК12 2023
	Екземпляр № 1		Арк 80/ 62

22.	280	45	118	0,29	0,020	65	40	250
23.	324	35	183	0,30	0,021	75	50	310
24.	700	25	182	0,31	0,022	85	60	250
25.	230	95	111	0,32	0,023	55	70	175
26.	470	85	174	0,33	0,024	45	80	450
27.	500	65	125	0,34	0,025	35	90	500
28.	300	45	219	0,35	0,026	25	95	250

ПРАКТИЧНА РОБОТА № 8 УСТАНОВКИ ДЛЯ ОЧИЩЕННЯ СТІЧНИХ ВОД ВІД НЕРОЗЧИННИХ РЕЧОВИН З РОЗВИНЕНОЮ ПОВЕРХНЕЮ

Мета роботи: ознайомитись із установками для очищення стічних вод від нерозчинних речовин з розвиненою поверхнею.

Завдання роботи: здійснити розрахунок напірної флотаційної та електрофлотаційної установки.

Флотаційні установки застосовують для видалення з води нерозчинних речовин з розвиненою поверхнею, густина яких мало відрізняється від густини води.

Залежно від вказаного способу утворення бульбашок повітря флотацію поділяють на кілька видів: напірну, пневматичну, пінну, хімічну та електрохімічну, вібраційну. Застосування процесу флотації дозволяє інтенсифікувати спливання нерозчинних речовин за рахунок обволікування пухирцями повітря, яке подається у стічну воду. Процес флотації забруднень може бути значно пришвидшений за умови використання коагулянтів (у вигляді розчинів сірчанокислого алюмінію) та флокулянтів (полівініловий спирт, поліакриламід, поліетиленоксид). Серед інших факторів, здатних підвищити ефективність флотації, слід відзначити використання електричного поля разом з коагуляцією домішок, оптимізацію температури і середовища.

Флотатори бувають горизонтальні, вертикальні і радіальні. Їх схеми наведені на рисунках 1 – 3.

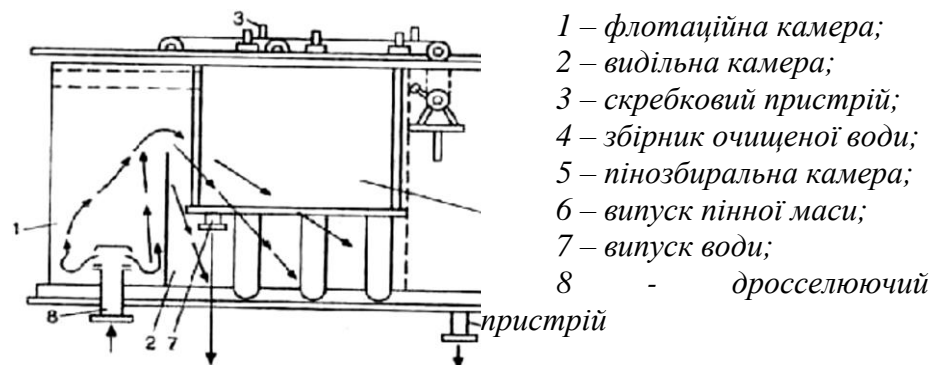


Рис. 8.1. Схема горизонтального флотатора

Житомирська політехніка	МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ «ЖИТОМИРСЬКА ПОЛІТЕХНІКА» Система управління якістю відповідає ДСТУ ISO 9001:2015	Ф23.07- 05.02/2/183.00.1/М/ОК12 2023
	Екземпляр № 1	Арк 80/63

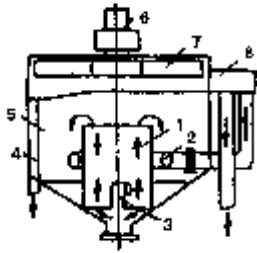


Рис. 8.2. Схема вертикального флотатора

1 – флотаційна камера; 2 – збирна щільна трубка; 3 – вихід стічної води; 4 – вихід пінної маси; 5 – видільна камера; 6 – електродвигун; 7 – скребок; 8 – камера для зливу очищеної води

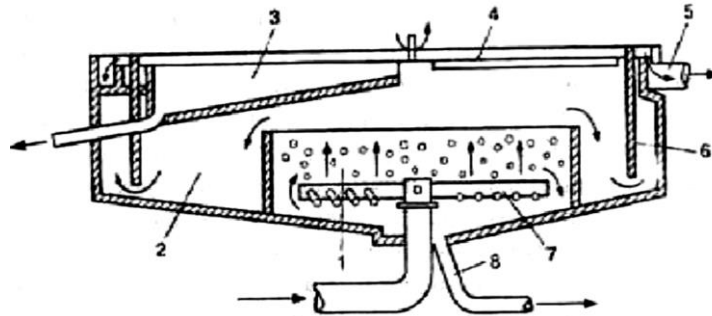


Рис. 8.3. Схема радіального флотатора

1 – зона флотації; 2 - зона розподілу; 3 – збирач піни; 4 – скребки; 5 – відведення очищеної води; 6 – кільцева перегородка; 7 – водорозподільувач, що обертається; 8 – відведення осаду

1. Розрахунок напірної флотаційної установки

Напірна флотаційна установка складається із збірних резервуарів для стічної води, насосно-ежекторної або компресорної установки, напірного резервуару та флотаційної камери з обладнанням для видалення маси забруднень, які спливають.

Проектуючи флотаційні камери з продуктивністю очищення стічних вод до 100 м³/год, вибирають прямокутні камери (горизонтальні чи вертикальні флотатори) глибиною 1-1,5 м, а в разі необхідності збільшення продуктивності використовують радіальні камери глибиною не менш як 3 м. Пропускна здатність однієї радіальної камери має бути не більшою за 1000 м³/год.

Тривалість флотації беруть рівною $T = 10 - 30$ хв (у гравітаційних установках при пневматичному диспергуванні повітря $T = 30 - 60$ хв).

Питоме навантаження на флотатор $q = 4 - 6$ м³/(м²·год) (в гравітаційних установках $q = 6 - 10$ м³/(м²·год)).

Надлишковий тиск у напірному резервуарі складає 0,3 - 0,4 МПа. Площу зони відстоювання м² флотаційної камери обчислюють за формулою:

$$F = \frac{Q \cdot T}{60 \cdot H} \quad (1)$$

де Q - витрата води, м³/г;

T - тривалість флотації, год;

H - корисна висота заповнення флотатора, м.

Застосовуються відстійники довжиною від 2 - 3 м до 30 - 35 м та шириною до 6 м.

Необхідна кількість реагента вводиться через всмоктувальний патрубок насоса.

Контактний резервуар, в який закачується вода і де проходить аерація її під тиском, розраховується на час перебування води в ньому протягом 1 - 3 хвилин.

Об'єм контактного резервуару м³ розраховують:

Житомирська політехніка	МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ «ЖИТОМИРСЬКА ПОЛІТЕХНІКА» Система управління якістю відповідає ДСТУ ISO 9001:2015	Ф23.07- 05.02/2/183.00.1/М/ОК12 2023
	Екземпляр № 1	Арк 80/64

$$V_{кр} = \frac{1}{60} \cdot Q \cdot T_{кр} \quad (2)$$

де $T_{кр}$ - час перебування води в контактному резервуарі, год, $T = 1 \dots 3$ хв.

Повітря подається за допомогою ежектора.

Витрата повітря, м³/год визначається:

$$Q_{пов} = q_{пов} \cdot F \quad (3)$$

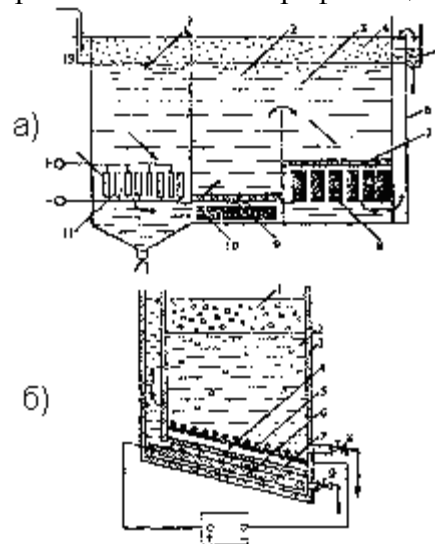
де $q_{пов}$ – питома витрата повітря, м³/(м²·год);

F - площа зони відстоювання флотаційної камери, м.

Щоб одержати достатню кількість повітряних бульбашок для забезпечення високої ефективності очищення стічних вод, швидкість витікання води, насиченої повітрям, має бути не меншою ніж 15 м/с.

2. Розрахунок електрофлотаційної установки

Метод електрофлотації – це процес перенесення речовини бульбашками повітря, що утворюються при електролізі. Схеми електрофлотаційних установок наведені на рис. 8.4.



а) установка з розчинними електродами (1, 2, 3 – секції апарата; 4 – пінний продукт; 5 – канал для очищеної води; 6 – корпус; 7 – 12 – електроди; 13 – канал для стічної води);

б) установка з діафрагмою (1 – пінний шар; 2 – флотаційна камера; 3 – корпус; 4 – діафрагма; 5 – катод; 6 – анод; 7 – канал для відведення кисню; 8 – штуцер для відведення очищеної води; 9 – штуцер для відведення рідини з анодного простору)

Рис. 8.4. Установки для очищення стічних вод електрофлотаційним методом

Завдяки електролізу розміри бульбашок повітря значно менші і вони розчиняються в рідині рівномірніше порівняно з механічною аерацією. Напруга електричного поля застосовується в межах 6 - 12 В. При очищенні води з напругою 1,2 - 2,7 В головним чином

Житомирська політехніка	МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ «ЖИТОМИРСЬКА ПОЛІТЕХНІКА» Система управління якістю відповідає ДСТУ ISO 9001:2015	Ф23.07- 05.02/2/183.00.1/М/ОК12 2023
	Екземпляр № 1	Арк 80/65

відбувається коагуляція. В разі підвищення напруги до 4 - 20 В процес флотації переважає над коагуляцією, оскільки інтенсивно виділяється водень на катоді.

Велике значення має також і регулювання рН середовища. Якщо $pH > 8$, утворюються алюмінати, що розчиняються у воді і не беруть участі в процесі очищення. Тому рН коригують до значення 8 для того, щоб при анодному розчиненні алюмінію утворювався гідроксид алюмінію.

Споруди електрофлотаційної установки виконують із металу з захисним покриттям для запобігання корозії.

У приміщенні, де встановлюється флотатор, слід передбачати вентиляцію з 4 – 6-ти разовим обміном повітря.

Флотатори можуть мати прямокутну або круглу форму.

Корисна площа флотатора m^2 обчислюється за формулою:

$$F = \frac{Q \cdot T}{60 \cdot H} \quad (4)$$

де Q - витрата очищуваної води, $m^3/год$;

T - час флотації, год (приймають рівним 10 - 30 хв.);

H - корисна висота заповнення флотатора, м (слід брати рівною 1,8 - 2 м).

Площа електродів m^2 обраховується:

$$f_{ea} = 0,5 \cdot F \quad (5)$$

Силу струму A обчислюють з урахуванням усієї площі флотатора з розрахунку густини струму 100 - 300 A/m^2 залежно від характеру забруднень стоків:

$$I = j \cdot F \quad (6)$$

де j - густина струму, A/m^2 ;

F – площа флотатора, m^2 .

В якості електродів використовують листову сталь та листовий алюміній товщиною 2 - 3 мм. Відстань між електродами має бути не більшою за 10 мм. Час контакту стічної води з електродами становить 10-15 хв.

Вихідні дані до виконання роботи

Варіант	Тривалість флотації, хв	Витрата очищуваної води, $m^3/год$
1.	11	500
2.	12	200
3.	13	1050
4.	15	120
5.	25	320
6.	27	250
7.	29	450
8.	16	650
9.	17	750
10.	18	850
11.	19	950
12.	20	50
13.	21	80
14.	22	700
15.	23	600

Житомирська політехніка	МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ «ЖИТОМИРСЬКА ПОЛІТЕХНІКА» Система управління якістю відповідає ДСТУ ISO 9001:2015	Ф23.07- 05.02/2/183.00.1/М/ОК12 2023
	Екземпляр № 1	Арк 80/66

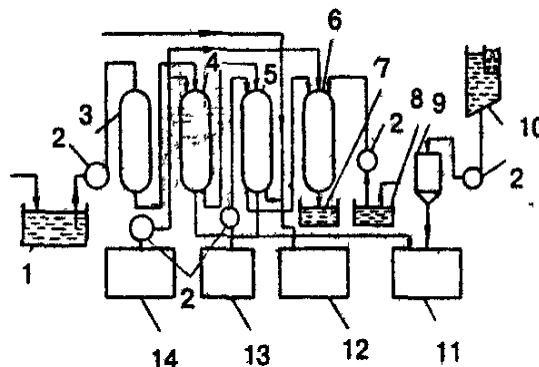
16.	24	550
17.	25	400
18.	26	350
19.	27	200
20.	28	100
21.	29	150
22.	30	450
23.	15	350
24.	11	250
25.	10	75
26.	12	650
27.	18	800
28.	20	850

ПРАКТИЧНА РОБОТА № 9 ІОНООБМІННЕ ОЧИЩЕННЯ СТІЧНИХ ВОД

Мета роботи: ознайомитись із технологією іонообмінного очищення стічних вод.
Завдання роботи: здійснити розрахунок Н-катіонітового та аніонітового фільтрів.

1. Установки для іонообмінного очищення вод

Схема іонообмінного очищення та знесолення вод вибирається залежно від призначення установки, складу та витрат води, вимог до якості очищеної води (рис. 9.1).



1 - приймальний резервуар; 2 - насос; 3 - фільтр;
4, 5 - аніонітові фільтри; 6 - катіонний фільтр; 7 - бак для виділених забруднювачів; 8 - бак для збирання обробленого розчину;
9 - дозатор; 10 - бак з ванном; 11 - бак для нейтралізації промивного розчину; 13 - ємність з лугом; 14 - ємність з кислотою

Рис. 9.1. Схема установки для іонообмінного очищення стічних вод

При очищенні води, яка має слабо кислу або нейтральну реакцію від іонів 2- та 3-валентних металів за відсутності або малого вмісту катіонів лужних металів, амонію, аніонів

Житомирська політехніка	МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ «ЖИТОМИРСЬКА ПОЛІТЕХНІКА» Система управління якістю відповідає ДСТУ ISO 9001:2015	Ф23.07- 05.02/2/183.00.1/М/ОК12 2023
	Екземпляр № 1	Арк 80/ 67

слабких кислот (карбонатів, силікатів, боратів) процес здійснюється за одноступеневою схемою послідовним фільтруванням через катіоніт у водневій формі та слабо основний аніоніт у гідроксильній формі.

При очищенні води від хроматів, біхроматів необхідно використовувати слабо основні аніоніти АП-18-10П, АН-251 або сильно основний аніоніт АВ-17, які стійкі до дії сильних окислювачів.

Для глибокого очищення вод від аніонів слабких кислот (боратів, силікатів) застосовують схему з одноступеневим Н - катіонуванням та 2-ступеневим аніонуванням. На першій стадії використовуються слабоосновні аніоніти, на другій - сильноосновні аніоніти.

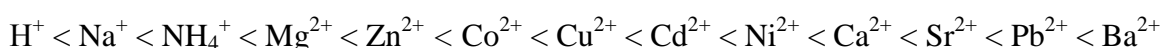
Для знесолення та очищення вод у випадку значного вмісту в них лужних металів та амонію, а також за наявності іонів 2- та 3-валентних металів доцільно застосовувати 2-ступеневе Н - катіонування.

За наявності у воді великої кількості карбонатів, для запобігання швидкому виснаженню ємності сильно основних аніонітів 2-го ступеня аніонування з води, після Н - катіонування, видаляється карбонова кислота в спеціальних дегазаторах з насадкою із кілець Рашига, Палля, сідел Берлі або в інших масообмінних апаратах.

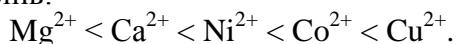
Іноді для стабілізації показника рН очищеної води або глибокого її знесолення та видалення аніонів слабких кислот замість аніонітних фільтрів другого ступеня, або після них використовують фільтри змішаної дії, заповнені сильно кислотними катіонітами та сильно основними аніонітами.

Вміст мулистих часток у воді, що надходить на іонообмінні фільтри, не повинен перевищувати 8 мг/л. Величина ХПК має бути не більшою за 8 мг О₂/л. В іншому випадку в схему іонообмінної установки включаються споруди попереднього очищення з механічними та сорбційними фільтрами.

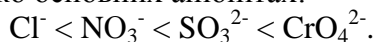
За наявності у водах складної суміші катіонів велике значення має селективність їх поглинання катіонітами. Для визначення найменш сорбованих катіонів при обміні на катіоніті КУ-2 слід брати до уваги ряд катіонів за енергією їх витіснення одним іншим:



При обміні на слабо кислотних катіонітах встановлено наступний ряд селективності катіонів:



Визначено також ряд селективного поглинання аніонів сильних кислот на сильно та слабо основних аніонітах:

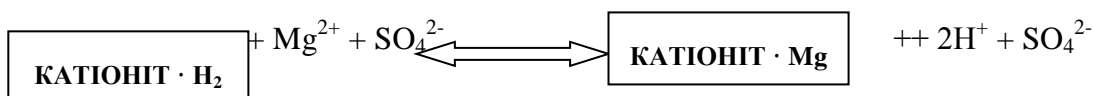
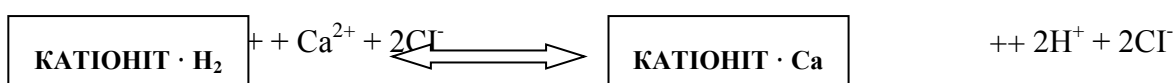


Аніони слабких кислот за спорідненістю до сильно основних аніонітів утворюють наступний ряд:

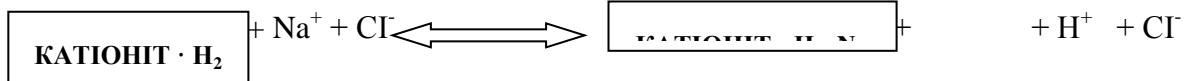


У разі наявності у воді кількох катіонів та аніонів системи розраховуються як однокомпонентні за найменш сорбованими або лімітуючими іонами при сорбції їх з індивідуальних розчинів.

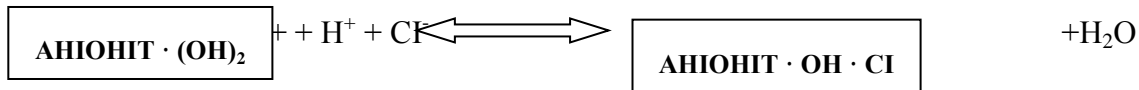
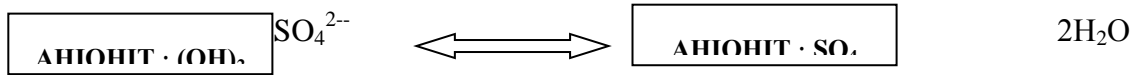
Реакції, що відбуваються на катіоніті:



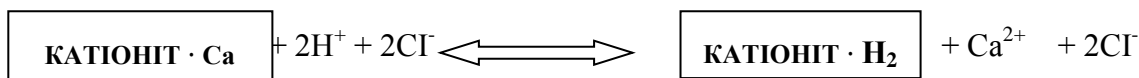
Житомирська політехніка	МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ «ЖИТОМИРСЬКА ПОЛІТЕХНІКА» Система управління якістю відповідає ДСТУ ISO 9001:2015	Ф23.07- 05.02/2/183.00.1/М/ОК12 2023
	Екземпляр № 1	Арк 80/68



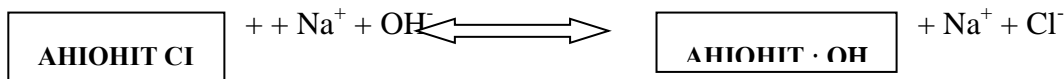
Реакції, що відбуваються на аніоніті:



Реакції, що відбуваються при регенерації катіоніту:



Реакції, що відбуваються при регенерації аніоніту:



В ряді випадків іонообмінні установки застосовують спеціально для виділення окремих специфічних компонентів із стічних вод.

Для заповнення Н - катіонних фільтрів при очищенні вод та їх знесоленні використовують катіоніти КУ-1; КУ-2-8; КУ-2-20; КУ-23; КБ-4; КБ-4П-2; КБ-4-10П та їх імпорнтні аналоги.

Із аніонітів найчастіше застосовують наступні: сильно основні – АЗ-17-8, АВ-29-12П; середньої основності – ЕДЕ-10П; слабо основні – АН-2-ФН, АН-18, АН-22, АН-32, АН-221, АН-251 та їх імпорнтні аналоги.

У таблиці 9.1 наведена характеристика деяких катіонітів, а в таблиці 9.3 – аніонітів. Іоніти для очищення стічних вод вибираються залежно від умов ведення процесу та вимог до якості очищеної води.

Для вибору іонообмінної смоли при очищенні води від специфічних сполук або елементів наводяться обмінні ємності іонітів за деякими компонентами, які є в стічних водах.

В таблиці 9.2 наведена динамічна обмінна ємність (ДОЄ) ряду катіонітів за міддю, нікелем, цинком; в таблиці 9.4 - ДОЄ аніонітів за хроматами; в таблиці 9.5 – робоча обмінна ємність (РОЄ) аніоніту АВ-17 в ОН-формі за аніонами сильних кислот при виділенні хроматів.

В інших таблицях наводяться дослідні дані з ємності деяких іонітів за фенолом (табл. 9.6), катіонітів КУ-2 та КБ-4П-2 за піридином (табл. 7), аніонітів ЕДЕ-10П та АВ-17 за мурашиною кислотою (табл. 9.8) та деяких катіонітів за аніліном (табл. 9.9).

Процеси іонообмінного очищення та знесолення стічних вод можуть здійснюватись у різних апаратах: іонообмінних фільтрах з обробкою води в щільному шарі; фільтрах для роботи з псевдо зрідженим шаром іонітів; пульсаційних колонах.

Для очищення та знесолення стічних вод використовують Н - катіонітові фільтри першого ступеня, вертикальні, паралельнотічні. Їх характеристики наведені в таблиці 9.10.

Фільтри змішаної дії (ФЗД) є двох типів: з внутрішньою регенерацією та з виносною. В практиці для очищення та знесолення стічних вод найчастіше застосовуються ФЗД з внутрішньою регенерацією, характеристики яких наведені в таблиці 9.11.

Житомирська політехніка	МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ «ЖИТОМИРСЬКА ПОЛІТЕХНІКА» Система управління якістю відповідає ДСТУ ISO 9001:2015	Ф23.07- 05.02/2/183.00.1/М/ОК12 2023
	Екземпляр № 1	Арк 80/ 69

Таблиця 9.1

Характеристики катіонітів

Марка катіоніту	Розмір гранул катіоніту, мм	Вміст, %		Насипна густина товарного іоніту, т/м ³	Питомий об'єм набряклого катіоніту, м ³ /т	Середня робоча обмінна ємність, г- екв/м ³		Повна обмінна ємність в динамічних умовах, г- екв/м ³	Допустима температура води при очищенні, °С
		робочої фракції	вологи			при Н- катіонуванні	при Na- катіонуванні		
СМ-1	0,3-0,8	—	—	0,65	—	250	400	—	60
СК-1	0,5-1,1	—	—	0,65	—	200	350	—	60
КУ-1	0,4-2,0	92,2	40-50	0,63-0,75	2,9-3,2	300	330	550	80
КУ-2-8	0,315-1,25	93,0	40-60	0,72-0,8	2,9	800	800	1850	120
КУ-2-20	0,315-1,25	92,0	30-40	0,8	2,0	—	—	1300	—
КУ-23	0,315-1,25	95,0	50-70	0,72	4,3	400	—	1100	120
КБ-4	0,355-1,5	90,0	35-65	0,55-0,72	3,0	—	—	2000	120
КБ-4П-2	0,355-1,5	95,0	60-75	0,7-0,8	2,8	—	—	2500	150
КБ4-10П	0,355-1,5	95,0	55-70	—	3,3	—	—	1800	—

Таблиця 9.2

Динамічна обмінна ємність катіонітів

Марка катіоніту	ДОЄ, мг-екв на 1 г катіоніту за катіонами			ДОЄ, г на 1 г катіоніту за катіонами		
	цинку	міді	нікелю	цинку	міді	нікелю
КУ-2-8	2-3	3,7-3,8	2,1-2,3	65-90	80-120	67-70
КБ-4	0,5	—	—	163	—	—
СМ-1	0,2	2,5	0,4-1,0	6,5	70-80	11-30
КУ-1	0,4	—	—	13	70-90	—

Таблиця 9.3

Характеристики аніонітів

Марка аніоніту	Фракції ний склад набряклого аніоніту, мм	Вміст		Густина товарно го іоніту, т/м ³	Питомий об'єм набряклого іоніту, не більше, %	Повна обмінна ємність, г- екв/м ³			Обмінність в динамічних умовах, г- екв/м ³	Допустима температура при очищенні °С
		робочої фракції, не менше, %	вологи, %			за Cl- іонами	за SO ₄ ²⁻ іонами	за SiO ₃ ²⁻ іонами		
АН-2ФН	0,4- 4,2	92,0	2-10	0,65-0,68	3,2	500	700	—	1700-1750	40
АН-18-	0,4-	92,0	30-50	0,68	2,5	850	1000	—	650	70

Житомирська політехніка	МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ «ЖИТОМИРСЬКА ПОЛІТЕХНІКА» Система управління якістю відповідає ДСТУ ISO 9001:2015								Ф23.07- 05.02/2/183.00.1/М/ОК12 2023	
	Екземпляр № 1								Арк 80/ 70	

8	1,25									
АН-18-П	0,355-1,5	92,0	35-60	—	3,5	1100	—	—	—	70
АН-22	0,315-1,25	90,0	30-50	0.79	2,3±0,5	1800	—	—	1000	100
АН-31	0,4-1,2	92,0	2-10	0,7-0,8	3,2	1200	—	—	1260	100
АН-221	0,315-1,25	90,0	40-60	0,83	3,9	1800	—	—	860	100
АН-251	0,63-1,6	90,0	>=50	0,34-0,46	3,0-3,6	800	—	—	—	120
ЕДЕ-10П	0,4-1,8	92,0	2-10	0,6-0,7	3,45	650	—	—	50	45
АВ-17-8	0,355-1,25	92,0	40-60	0.74	2,9	1050	—	—	400	90
АВ-17-84С	0,4-1,25	95,0	—	—	3,3	1000	—	—	.	90
АВ-29-12П	0,355-1,5	95,0	55-65	—	3,6		—	—	—	40

Таблиця 9.4

Динамічна обмінна ємність аніонітів за хроматами

Марка аніоніту	ДООЄ, за Cr (VI) до проскоку	
	% за масою сухої смоли	г-екв-м ³
АВ-17-8	11-12	720-780
АВ-17-16	7,3-8,4	480-550
АН-18	6,9-10,4	450-680
АН-251	—	850

Таблиця 9.5.

Робоча обмінна ємність аніоніту АВ-17 в ОН-формі

Склад стічної води, мг - екв/л					РОЄ, г-екв/м ³		Використання РОЄ по Cr (VI)
Cr (VI)	SO ₄ ²⁻	Cl ⁻	NO ₃ ⁻	ΣАн	ΣАн	Cr (VI)	
0,8-1,1	0,8-1,1	0,4-0,5	—	2,0-2,7	660-900	270-436	41-48
1,2-1,3	1,2-1,4	0,3-0,4	4,8-5,3	7,5-8,4	600-925	108-144	16-18
1,2-1,3	1,3-1,4	0,3-0,4	0,4	3,1-3,5	835-1095	328-348	32-39
1,2-1,4	1,2	0,3	0,2	2,9-3,1	760-860	336-376	44

Таблиця 9.6

Ємність іонітів за фенолом

Марка іоніту	Ємність у статичних умовах, мг/г	В динамічних умовах		При сорбції фенолу із водно-метанольних середовищ, мг/г
		до проскоку	до насичення	
СМ-1	37-40	92	90-100	—
КУ-1	—	—	70-90	—
ЕДЕ-10П	54-55	120	54-68	80-100

Житомирська політехніка	МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ «ЖИТОМИРСЬКА ПОЛІТЕХНІКА» Система управління якістю відповідає ДСТУ ISO 9001:2015		Ф23.07- 05.02/2/183.00.1/М/ОК12 2023
	Екземпляр № 1		Арк 80/71

АВ-17	85-89	147	90-95	100-120
-------	-------	-----	-------	---------

Таблиця 9.7

Ємність катіонітів за піридином

Марка катіоніту	Статична обмінна ємність при сорбції із чистих розчинів		Динамічна сорбційна ємність при сорбції із стічних вод в присутності катіонів натрію та амонію			
			до насичення		до проскоку	
	мг-екв/г	мг/г	мг-екв/г	мг/г	мг-екв/г	мг/г
КБ-4П-2	—	—	1,0-1,1	80-88	0,7-1,0	56-80
КУ-2	3,2-3,3	250-269	1,5-2,2	120-180	1,3-2,1	105-170

Таблиця 9.8.

Ємність аніонітів за мурашиною кислотою

Марка аніоніту	Ємність	
	мг-екв/г	мг/г
ЕДЕ-10П	4,5-4,6	206-209
АВ-17	3,7-3,9	170-180

Таблиця 9.9

Ємність аніонітів по аніліну

Марка катіоніту	ДОО до проскоку, мг/г, при концентрації аніліну 1 мг/л	Повна динамічна обмінна ємність, мг/г
КУ-1	227	340
КУ-Іг	—	67
КУ-2	146	310
КБ-4П-2	330	422

Таблиця 9.10

Характеристики Н-катіонітових фільтрів

Характеристика фільтру	ФІПа 1-1-6	ФІПа 1-1, 5-6	ФІПа 1-2-6	ФІПа 1-2, 6-6	ФІПа 1-3-6	ФІПа 1-3, 4-6
Робочий тиск, МПа	0,6	0,6	0,6	0,6	0,6	0,6
Площа фільтрування, м ²	0,785	1,775	3,14	5,3	7,1	9,1
Діаметр фільтра, мм	1000	1500	2000	2600	3000	3400
Висота шару іоніту, м	2	2	2,5	2,5	2,5	2,5
Об'єм завантаження іоніту, м	1,5	3,56	7,85	13,25	17,75	22,75
Маса фільтра (з арматурою), т	0,905	1,692	2,796	4,558	5,527	7,848
Питомий тиск на фундамент, МПа	0,65	0,69	0,6	0,65	0,68	0,65

Житомирська політехніка	МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ «ЖИТОМИРСЬКА ПОЛІТЕХНІКА» Система управління якістю відповідає ДСТУ ISO 9001:2015	Ф23.07- 05.02/2/183.00.1/М/ОК12 2023
	Екземпляр № 1	Арк 80/ 72

Підприємство-виробник	Бійський котельний завод	Таганрозький завод "Красний котельник"
-----------------------	--------------------------	--

Таблиця 9.11

Характеристики ФЗД з внутрішньою регенерацією

Характеристика фільтра	ФЗДНр 2,0-10	ФЗДНр 2,6-10	ФЗДНр 3,4-10	ФЗДНр 2,0-6
Тиск, МПа: робочий	1	1	1	0,6
пробний гідравлічний	1,3	1,3	1,3	0,9
Площа фільтрування, м ²	3,14	5,3	9,1	3,13
Діаметр фільтра, мм	2000	2600	3400	2000
Висота фільтруючого шару, м: загальна	1,2	1,2	1,2	1,2
катіоніту	0,6	0,6	0,6	0,6
аніоніту	0,6	0,6	0,6	0,6
Об'єм фільтруючого завантаження, м ³ : катіоніту	1,9	3,18	5,5	1,9
аніоніту	1,9	3,18	5,5	1,9
Маса, т: катіоніту	1,35	2,26	3,9	1,35
аніоніту	1,4	2,35	4,1	1,4
навантажувальна	17	20,5	4,5	15,5
Питомий тиск на фундамент, МПа	17	20,5	4,5	15,5

Важливим у проектуванні іонообмінних установок є обчислення втрати напору в навантаженні іонітових фільтрів. У таблиці 9.12 наведені дані про втрату напору, залежно від розмірів зерен іоніту, висоти шару та швидкості фільтрування.

Таблиця 9.12

Втрати напору в завантаженні фільтрів

Швидкість фільтрування, м/год	Втрата напору, м, при розмірі зерен іоніту, мм			
	0,3-0,8		0,5-1,2	
	Висота завантаження, м			
	2,0	2,5	2,0	2,5
5	5,0	5,5	4,0	4,5
10	5,5	6,0	5,0	5,5
15	6,0	6,0	5,5	6,0
20	6,5	7,0	6,0	6,0
25	9,0	10	7,0	7,5

При розрахунку Н - катіонітових фільтрів використовують наступні технологічні дані:

Швидкість фільтрування, м/год 10- 15

Швидкість регенерації, м/год 1,0-1,5

Напрямок потоку при регенерації та відмиванні зверху вниз

Житомирська політехніка	МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ «ЖИТОМИРСЬКА ПОЛІТЕХНІКА» Система управління якістю відповідає ДСТУ ISO 9001:2015	Ф23.07- 05.02/2/183.00.1/М/ОК12 2023
	Екземпляр № 1	Арк 80/ 73

Інтенсивність спускання катіоніту перед регенерацією, л/(с-м ²)	3,0
Термін спускання, хв	5 – 7
Швидкість відмивання катіоніту після регенерації, м/г	6,0 – 10
Розчин для регенерації	7-10 % розчини HCl або H ₂ SO ₄
ДОЄ КУ-2 за сумою іонів 2- та 3-валентних металів	15-19 кг (830-1050 г-екв) на 1 м набряклої смоли
ДОЄ КУ-23	8-10,5 кг/м (450 – 580 г-екв/м ³)
Орієнтовний річний знос катіоніту	10 %

При розрахунку аніонітових фільтрів користуються наступними даними:

Швидкість фільтрування, м/год	10-15
Швидкість регенерації, м/год	15-2
Напрямок потоку при фільтруванні, регенерації та відмиванні	зверху вниз
Інтенсивність спускання аніоніту перед регенерацією, л/(с-м ²)	3-4
Термін спускання завантаження, хв	5-7
Швидкість відмивання після регенерації, м/г	5-6
Розчин для регенерації	3-4% NaOH
ДОЄ аніонітів за аніонами сильних кислот, г-екв/м ³ на 1 м ³ набряклої смоли	АН-2ФН 800-1000 АН-22 - 900-1000. АН-31 - 1000-1200
Орієнтовне річне спрацювання	15 - 20%

2. Розрахунок основних параметрів іонообмінних установок

Для розрахунку іонообмінної установки необхідні наступні дані: витрата води, катіонний та аніонний склад води, концентрації іонів, концентрації іонів у воді після очищення.

При розрахунку Н – катіонітного фільтра виконуємо наступні обрахунки.

Об'єм катіоніту W_{κ} м³ при Н-катіонуванні визначаємо:

$$W_{\kappa} = \frac{Q \cdot (C_{\kappa n} - C_{\kappa z})}{n \cdot E_p^{\kappa}} \quad (1)$$

де Q - добова витрата води, що надходить до установки, м³;

C_m, C_n - концентрація катіонів у воді, відповідно що подається на фільтр та що виходить з нього, мг-екв/м³;

n - кількість регенерацій фільтра за добу ($n = 2$); г-екв/м'

E_p^{κ} - робоча ємність катіоніту, мг-екв/м³.

Робочу ємність катіоніту (РОЄ) обчислюють, виходячи із повної (динамічної) ємності катіоніту:

$$E_p^{\kappa} = \alpha_{\kappa} \cdot E_n^{\kappa} - K \cdot q_n \cdot C_{np}^{\kappa} \quad (2)$$

де E_n^{κ} - повна (динамічна) ємність катіоніту, мг-екв/м³;

Житомирська політехніка	МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ «ЖИТОМИРСЬКА ПОЛІТЕХНІКА» Система управління якістю відповідає ДСТУ ISO 9001:2015	Ф23.07- 05.02/2/183.00.1/М/ОК12 2023
	Екземпляр № 1	Арк 80/74

α_k - коефіцієнт ефективності регенерації катіоніту, 0,62 - 0,91;

K - коефіцієнт, що враховує повноту обезсолення промивної води, звичайно $K = 0,5$;

q_n - питома витрата промивної води, м³/м³ ($q_n = 1,5$);

C_{np}^k - сумарний вміст катіонів у промивній воді, мг-екв/м³.

Площу катіонітових фільтрів визначають як:

$$F_k = \frac{W_k}{H_k} \quad (3)$$

де H_k - висота шару катіоніту, звичайно $H = 2 \dots 2,5$ м.

Швидкість фільтрування води V , м/год, через катіонітні фільтри залежить від концентрації катіонів та робочої обмінної ємності катіоніту:

$$V = \frac{Q}{T_0 \cdot n \cdot F_k} = \frac{E_p^k \cdot H}{T_0 \cdot (C_{kn} - C_{kz})} \quad (4)$$

де T_0 - термін корисної роботи фільтра протягом одного циклу, год.

Термін робочого циклу фільтра T_0 розраховують:

$$T_0 = \frac{24 \cdot W_k \cdot E_p^k - q_n \cdot W_k \cdot C_{np}^k \cdot 0,5}{Q \cdot (C_{kn} - C_{kz})} \quad (5)$$

Регенерація катіонітових фільтрів проводиться 7 – 10%-им розчином соляної кислоти в кількості 2,5 - 3 г-екв на 1 г-екв сорбованих катіонів (на 1 г-екв РОС катіоніту). Витрата реагенту, кг, концентрацією, т, на регенерацію одного фільтра в одному циклі визначають за формулою:

$$P_k = \frac{W_k \cdot q_p \cdot E_p^k \cdot N \cdot 100}{m \cdot 10^3} \quad (6)$$

де q_p - витрата 1 г-екв реагенту на 1 г-екв РОС катіоніту (2,5 - 3);

N - еквівалентна маса реагенту, г;

m - концентрація реагенту, %.

Витрата води на промивання смоли, м³ визначається як:

$$Q = \frac{60}{10^3} \cdot F_k \cdot I \cdot t \quad (7)$$

де I - інтенсивність подачі води, л/(с·м²) ($I = 3$);

t - термін спускання, хв. $t = 5 - 7$ хв.

Витрата води на після регенераційне відмивання дорівнює 3-4 об'ємам на 1 об'єм іоніту.

Вихідні дані для розрахунку Н - катіонітового фільтра

Варіант	Марка катіоніту	Добове надходження стічної води, Q, м ³	Концентрація катіонів у стічній воді, що подається на фільтр Сп, мг-екв/м ³	Концентрація катіонів у стічній воді, що виходить з фільтра Сп, мг-екв/м ³	Повна (динамічна) ємність катіоніту, E _к ^к , мг-екв/м ³	Сумарний вміст катіонів у стічній воді, C _{np} ^к , мг-екв/м ³ .	Еквівалентна маса реагенту, N, г
1.	КУ - 2 - 8	50	110	10	1850	310	0,1
2.	КБ - 4	60	120	20	2000	320	0,2
3.	КУ - 1	70	130	30	550	330	0,3
4.	СМ - 1	55	140	40	780	340	0,4

Житомирська політехніка	МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ «ЖИТОМИРСЬКА ПОЛІТЕХНІКА» Система управління якістю відповідає ДСТУ ISO 9001:2015	Ф23.07- 05.02/2/183.00.1/М/ОК12 2023
	Екземпляр № 1	Арк 80/ 75

5.	КУ – 2 - 8	65	150	50	1850	350	0,5
6.	КБ - 4	75	110	10	2000	210	0,6
7.	КУ - 1	50	120	20	550	220	0,7
8.	СМ - 1	60	130	30	780	230	0,1
9.	КУ – 2 - 8	70	140	40	1850	240	0,2
10.	КБ - 4	55	150	50	2000	250	0,3
11.	КУ - 1	65	110	10	550	260	0,4
12.	СМ - 1	75	120	20	780	310	0,5
13.	КУ – 2 - 8	50	130	30	1850	320	0,6
14.	КБ - 4	60	140	40	2000	330	0,7
15.	КУ - 1	70	150	50	550	340	0,1
16.	СМ - 1	55	110	10	780	350	0,2
17.	КУ – 2 - 8	65	120	20	1850	210	0,3
18.	КБ - 4	75	130	30	2000	220	0,4
19.	КУ - 1	50	140	40	550	230	0,5
20.	СМ - 1	60	150	50	780	240	0,6
21.	КУ – 2 - 8	70	110	10	1850	250	0,7
22.	КБ - 4	55	120	20	2000	260	0,1
23.	КУ - 1	65	130	30	550	320	0,2
24.	СМ - 1	75	140	40	780	330	0,3
25.	КУ – 2 - 8	50	150	50	1850	340	0,4

Об'єм аніоніту W , м, при аніонітному очищенні води визначають:

$$W_A = \frac{Q \cdot (C_{An} - C_{Az})}{n \cdot E_p^A} \quad (8)$$

де Q - добова витрата води, м³/добу;

C_{An} , C_{Az} - відповідно сумарна та залишкова концентрація аніонів у воді, мг-екв/м³;

E_p^A - робоча ємність аніоніту, мг-екв/м³, яку визначають із повної ємності аніоніту:

$$E_p^A = \alpha_A \cdot E_n^A - K^A \cdot q_n \cdot C_{np}^A \quad (9)$$

де E_n^A - повна (динамічна) ємність аніоніту, мг-екв/м³;

α_A - коефіцієнт ефективності регенерації аніоніту (для слабо-основних аніонітів $\alpha_A = 0,9$);

K - коефіцієнт, що враховує повноту знесолення промивної води, $K=0,8$;

q_n - питома витрата промивної води, м³/м³;

C_{np} - сумарний вміст аніонів у промивній воді.

Площу аніонітового фільтра обчислюють за формулою (3), замінивши W_K , на W_A і H_K , на H_A .

Швидкість фільтрування води в аніонітних фільтрах обчислюють аналогічно швидкості в катіонітних фільтрах, зробивши в формулах (4) та (5) відповідні заміни.

Витрата гідроксиду натрію P_0 , кг, на регенерацію аніоніту обчислюється як:

$$P_0 = \frac{W_A \cdot q_0 \cdot E_p^A \cdot N \cdot 100}{m_0 \cdot 10^3} \quad (10)$$

де q_0 - витрата гідроксиду на 1 г-екв РОЄ аніоніту, $q_0 = 0,5$;

Житомирська політехніка	МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ «ЖИТОМИРСЬКА ПОЛІТЕХНІКА» Система управління якістю відповідає ДСТУ ISO 9001:2015	Ф23.07- 05.02/2/183.00.1/М/ОК12 2023
	Екземпляр № 1	Арк 80/ 76

N - еквівалентна маса гідроксиду натрію, $N = 40$ г;

m_0 - концентрація розчину гідроксиду натрію, що використовується, $m_0 - 3 - 4\%$.

Витрату води на спускання аніоніту визначають за формулою (7).

Витрата води на післярегенераційне відмивання становить 4-5 об'ємів на 1 об'єм аніоніту. Частина відмивної води можна використовувати для приготування регенераційного розчину.

Вихідні дані для розрахунку аніонітового фільтра

Варіант	Марка аніоніту	Добове надходження стічної води, Q , м ³	Концентрація аніонів у стічній воді, що подається на фільтр $C_{ал}$, мг-екв/м ³	Концентрація аніонів у стічній воді, що виходить з фільтра $C_{аз}$, мг-екв/м ³	Повна (динамічна) ємність аніоніту, $E_{=A}$, мг-екв/м ³	Сумарний вміст аніонів у стічній воді, $C_{пр}$, мг-екв/м ³
1.	АН-2ФН	50	80	5	1000	250
2.	АН-22	60	110	10	900	260
3.	АН-31	70	120	20	1200	310
4.	АН-18-8	55	140	40	650	320
5.	АН-221	65	130	30	860	330
6.	АН-2ФН	75	80	5	1000	250
7.	АН-22	50	110	10	900	260
8.	АН-31	60	120	20	1200	310
9.	АН-18-8	70	140	40	650	320
10.	АН-221	55	130	30	860	330
11.	АН-2ФН	65	80	5	1000	250
12.	АН-22	75	110	10	900	260
13.	АН-31	50	120	20	1200	310
14.	АН-18-8	60	140	40	650	320
15.	АН-221	70	130	30	860	330
16.	АН-2ФН	55	80	5	1000	250
17.	АН-22	65	110	10	900	260
18.	АН-31	75	120	20	1200	310
19.	АН-18-8	50	140	40	650	320
20.	АН-221	60	130	30	860	330
21.	АН-2ФН	70	80	5	1000	250
22.	АН-22	55	110	10	900	260
23.	АН-31	65	120	20	1200	310
24.	АН-18-8	75	140	40	650	320
25.	АН-221	50	130	30	860	330

У фільтрах, створених на основі нової технології доочищення водопровідної води використовується багатоступенева система очистки на спеціально підібраних та модифікованих з урахуванням особливостей української води комбінацій вискоєфективних сорбційних матеріалів:

- метакрилова макропориста катіонообмінна смола для вилучення тимчасової жорсткості, що викликає появу накипу, а також іонів важких металів та марганцю;

Житомирська політехніка	МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ «ЖИТОМИРСЬКА ПОЛІТЕХНІКА» Система управління якістю відповідає ДСТУ ISO 9001:2015	Ф23.07- 05.02/2/183.00.1/М/ОК12 2023
	Екземпляр № 1	Арк 80/ 77

- суміш полімерних сорбційних матеріалів різноманітної основності для вилучення органічних домішок, заліза, алюмінію, нітратів, зниження каламутності та кольоровості;
- активоване вугілля з певною пористою структурою для видалення хлору та його похідних, поліпшення органолептичних показників, зниження каламутності та кольоровості;
- бактерицидний компонент із вмістом срібла, який забезпечує мікробіологічну стабільність очищення води.

Співвідношення компонентів визначається вмістом домішок у вихідній воді, що дозволяє забезпечити високу якість очищеної води незалежно від складу вихідної.

Об'єм іонітного завантаження та основні розміри фільтра при очищенні води розраховують, виходячи з наступних виразів.

Об'єм завантаження іонітного фільтра, м³ визначають за формулою:

$$V_s = \frac{Q \cdot c \cdot \tau}{E} \quad (11)$$

де Q - витрата води,

τ - тривалість робочого періоду між регенераціями, визначається у межах $8 < \tau < 24$ год, $\tau = 10$ год;

c - жорсткість води, $c = 1$ мекв/л;

E – динамічна обмінна ємність поглинання, $450 < E < 1000$, $E = 1000$.

Діаметр фільтра, м знаходять за формулою:

$$Q = W \cdot \frac{\pi \cdot d^2}{4} \quad (12)$$

де W - швидкість проходження рідини у фільтрі, $W = 30$ м³ / м²· год.

Тоді:

$$d = \sqrt{\frac{Q}{W \cdot 0,785}} \quad (13)$$

Висоту завантаження фільтра, м визначають як:

$$H_s = \frac{V}{d} \quad (14)$$

ПРАКТИЧНА РОБОТА № 10 ВИЗНАЧЕННЯ ЕФЕКТИВНОСТІ ВПРОВАДЖЕННЯ НОВОГО РЕАГЕНТУ (ФЛОКУЛЯНТА)

Мета роботи: навчитися визначати ефективність впровадження нового реагенту (флокулянта).

Завдання роботи: розрахувати доцільність заміни базового реагенту новим флокулянтом

З метою інтенсифікації відділення забруднень шляхом освітлення або фільтрації води вводиться флокулянт, що забезпечує високу ефективність процесу седиментації і флотації розчиненим повітрям. Таким чином, досягають підвищення пропускної здатності очисних споруд і якості очищеної води. Розрахувати економічну ефективність впровадження нового флокулянта замість поліакріламідів.

Для виконання розрахунків ефективності впровадження нового реагенту необхідні наступні вихідні дані.

Житомирська політехніка	МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ «ЖИТОМИРСЬКА ПОЛІТЕХНІКА» Система управління якістю відповідає ДСТУ ISO 9001:2015	Ф23.07- 05.02/2/183.00.1/М/ОК12 2023
	Екземпляр № 1	Арк 80/ 78

Продуктивність установки фактична (базова), P_1 , м³ на рік.
Продуктивність установки планова (перспективна), P_2 , м³ на рік.
Собівартість 1 м³ води в базовому варіанті C_1 , грн.
Питомі витрати:
базового реагенту V_1 , мг/м³;
нового реагенту V_2 , мг/м³.
Ціна 1 тонни: базового реагенту Π_1 , грн.,
нового реагенту Π_2 , грн.
Питомі витрати електроенергії на 1 м³ води кВт-год /м³, $V_{ел}$
Тариф за 1кВт-год, грн., $\Pi_{ел}$

1. Розраховуємо базові та нові експлуатаційні витрати:

1.1. Потреба в реагентах для обробки стічних вод за рік ($M_{реаг.}$), кг:

$$M_{реаг} = B * V \quad (1)$$

B - питомі витрати реагенту, кг/м³;

V - річна продуктивність установки, м³ /рік

1.2. Визначаємо обсяг води, який можна обробити 1 кг реагенту, м³/кг:

$$v = V / M_{реаг} \quad (2)$$

V - продуктивність установки, м³ / рік

$M_{реаг}$ - Річна потреба в реагентах для обробки стічних вод, кг.

2. Споживачам додатково буде відпущено ($v_{дод.}$), м³ / кг

$$v_{дод.} = v_2 - v_1 \quad (3)$$

Додатковий об'єм води потребує витрати електроенергії і реагентів, вартість ($Z_{ел}$, грн / м³ води) яких розраховується:

$$Z_{ел} = V_{ел} \Pi_{ел} \quad (4)$$

де $V_{ел}$ - Питомі витрати електроенергії на 1 м³ води кВт-год /м³;

$\Pi_{ел}$ - Тариф за 1кВт-год, грн.

Сума додаткових експлуатаційних витрат ($C_{дод.}$, грн) на подачу води:

$$C_{дод.} = v_{дод.} \times Z_{ел} \quad (5)$$

3. Витрати базового варіанта на об'єм води, обробленої 1 кг базового реагенту ($C_{баз}$, грн):

$$C_{баз} = v_1 \times Z_{ел} \quad (6)$$

4. Експлуатаційні витрати в новому варіанті ($C_{нов.}$, грн):

$$C_{нов.} = C_{баз} + C_{дод} \quad (7)$$

5. Собівартість 1 м³ води в новому варіанті, грн/м³

$$C_2 = \frac{C_{нов.}}{v_2} \quad (8)$$

6. Ціну нового флокулянта на 1 м³ води (Π'_2 , грн/м³) можна розрахувати як частку від розподілу ціни за 1 кг нового реагента на обсяг обробленої з його допомогою води

$$\Pi'_2 = \frac{\Pi_2}{v_2} \quad (9)$$

Житомирська політехніка	МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ «ЖИТОМИРСЬКА ПОЛІТЕХНІКА» Система управління якістю відповідає ДСТУ ISO 9001:2015	Ф23.07- 05.02/2/183.00.1/М/ОК12 2023
	Екземпляр № 1	Арк 80/ 79

$$C'_1 = \frac{C_1}{v_1} \quad (10)$$

C_2 – ціна нового реагенту, грн/кг

7. Річний економічний ефект від застосування нових предметів праці на етапі впровадження у виробництво виконують за формулою:

$$E_p = (C'_1 + (C_1 - C_2) - C'_2) \times v_{\text{дод.}} \quad (11)$$

C_1 -собівартість 1 м³ води в базовому варіанті, грн./м³

C_2 -Собівартість 1м³ води в новому варіанті, грн./м³

C'_2 - Ціну нового флокулянта на 1 м³ води, грн/м³

Висновок. Зробити висновок щодо доцільності заміни базового реагенту новим флокулянтом (чи є ефективною).

Житомирська політехніка	МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ «ЖИТОМИРСЬКА ПОЛІТЕХНІКА» Система управління якістю відповідає ДСТУ ISO 9001:2015	Ф23.07- 05.02/2/183.00.1/М/ОК12 2023
	Екземпляр № 1	Арк 80/ 80

Вихідні дані для розрахунків

Варіант	I	II	III	IV	V	VI
Флокулянт базовий	поліакриламід	ПАА	ФЛОК А-17	ПАА	ФЛОК А-17	ПАА
Флокулянт новий	Магнофлок	Унікомфлок	Магнофлок ЛТ-27	ФЛОК	Zetag-89	Балфлок 28P3
Продуктивність установки фактична, V_1 , тис.м ³ на рік	4562,5	36500	5242,5	8210	12250	3125,5
Плановий ріст продуктивності установки, %	30	28	32	29	28	27
Собівартість 1 м ³ води в базовому варіанті C_1 , грн	0,7	0,65	0,75	0,7	0,75	0,7
Питомі витрати базового реагенту B_1 , г/м ³	0,5	0,86	0,35	0,7	0,35	0,9
Питомі витрати нового реагенту B_2 , г/м ³	0,025	0,55	0,04	0,01	0,15	0,5
Ціна базового реагенту C_1 , грн./т.	9000	480	8500	9200	9500	9100
Ціна нового реагенту C_2 , грн./т.	27510	600	35500	29500	27000	21000
Питомі витрати електроенергії на 1м ³ води кВт-год /м ³ , $B_{ел}$	1,35	1,2	1,3	1,4	1	1,25
Тариф на ел.енергію, грн./кВт-год, $C_{ел}$	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3

Житомирська політехніка	МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ «ЖИТОМИРСЬКА ПОЛІТЕХНІКА» Система управління якістю відповідає ДСТУ ISO 9001:2015	Ф23.07- 05.02/2/183.00.1/М/ОК12 2023
	Екземпляр № 1	Арк 80/81

СПИСОК ВИКОРИСТАНИХ ЛІТЕРАТУРНИХ ТА ІНФОРМАЦІЙНИХ ДЖЕРЕЛ

1. Бекетов В. Є., Євтухова Г. П. Джерела та процеси забруднення атмосфери. – Харків: ХНУМГ ім. О.Н. Бекетова, 2019. – 113 с.
2. Гомеля М. Д., Оверченко Т. А., Іваненко О. І. Більш чисті виробництва: підручник. – К.: біла Церква: Видавець О. В. Пшонківський, 2020. – 248 с.
3. Гомеля М. Д., Шаблій Т. О., Радовенчик Я. В. Фізико-хімічні основи процесів очищення води: підручник. – К.: Кондор-Видавництво, 2019. – 256 с.
4. Зацеркляний М, Зацеркляний О, Столевич Т. Процеси захисту навколишнього середовища: підруч. Видавництво Фенікс, 2017, 454с.
5. Іваненко О. І., Носачова Ю. В. Техноекологія. – К.: Кондор. 2017. 296 с.
6. Інженерна екологія. Загальний курс: Навч. посіб. Ч.2 / Я. М. Гумницький, І. М. Петрушка . – Львів : Видавництво Львівської політехніки, 2016 — 348 с.
7. Клименко М. О., Залеський І. І. Техноекологія. Підручник. 2017. 348 с.
8. Крусір Г. В., Мадані М. М., Гаркович О. Л. техніка та технології очищення газових викидів. – Одеса: ОНАХТ-Одеса, 2017. – 207 с.
9. Луньова О.В. Методологія вибору технологічних рішень оптимізації функціонування технооекосистем. Геотехнічна механіка. 2018. Вип. 141.
10. Луньова О.В. Методика вибору природоохоронних технологій за інтегральним показником екологічного впливу. Екологічні науки № 2(25). 2019. С.126-132.
11. Методи вимірювання параметрів навколишнього середовища: підруч. / Г. І. Гринь, В. І. Мохонько, О. В. Суворін та ін. Северодонецьк : вид-во СНУ ім. В. Даля, 2019. 420 с.
12. Охорона атмосфери: методичні рекомендації до практичних робіт / Ірина Марківна Нетробчук. Луцьк, 2019. 38 с.
13. Посилкіна О.В., Онищенко Я.Г. Промислова екологія: навч. посіб. для здобувачів вищої освіти, що навчаються за освітньою професійною програмою «Технологія фармацевтичних препаратів» – Х.: Вид-во НФаУ, 2019. – 162 с.
14. Процеси та апарати пилогазоочищення: курс лекцій / М. В. Сарапіна. – Х : НУЦЗУ, 2018 . – 125 с.
15. Радовенчик Я. В., Гомеля М. Д. Фізико-хімічні методи доочищення води. Підручник. – К.: Кондор-Видавництво, 2016. – 264 с.
16. Технології захисту навколишнього середовища. Ч. 2. Методи очищення стічних вод : підручник / Петрук В. Г., Васильківський І. В., Петрук Р. В., Сакалова Г. В. та ін. – Херсон : Олді-плюс, 2019. – 298 с.