

Міністерство освіти і науки України
Інженерний навчально-науковий інститут ім. Ю.М. Потебні
Запорізького національного університету

А.В. Вагін, Г. Б. Кожемякін

ПРОЄКТУВАННЯ ТЕХНОЛОГІЙ ЗАХИСТУ НАВКОЛИШНЬОГО СЕРЕДОВИЩА

Методичні рекомендації до виконання індивідуального завдання
для здобувачів ступеня вищої освіти магістра
спеціальності G2 «Технології захисту навколишнього середовища»
освітньо-професійної програми
«Технології захисту навколишнього середовища»

Запоріжжя
2023

А.В. Вагін, к.ф-м.н., доцент
Г.Б. Кожемякін, к.т.н., доцент

УДК

А.В. Вагін, Г.Б. Кожемякін,
Методичні вказівки до виконання індивідуального завдання з технологій
захисту навколишнього середовища для студентів спеціальності 183
«Технології захисту навколишнього середовища» / Вагін А.В., Г.Б. Кожемякін,
– Запоріжжя, 2023. – 81 с.

ЗМІСТ

ВСТУП	6
1 ЗАГАЛЬНІ ПОЛОЖЕННЯ	7
2 ОБСЯГ И СКЛАД ІНДИВІДУАЛЬНОГО ЗАВДАННЯ.	7
3. УКАЗІВКИ ПО ПРОЕКТУВАННЮ.	12
4 ПРОЕКТУВАННЯ І РОЗРАХУНОК СПОРУДЖЕНЬ ПО МЕХАНІЧНОМУ ОЧИЩЕННЮ ВОДИ.	14
4.1 Пісковловлювачі	14
4.1.1 Розрахунок горизонтального пісковловлювача	17
4.1.2 Тангенціальні пісковловлювачі	18
4.2 Осереднювач	18
4.2.1 Розрахунок осереднювачів	19
4.3 Відстійники	20
4.3.1 Розрахунок горизонтальних відстійників	21
4.3.2 Розрахунок радіальних відстійників	23
4.3.3 Розрахунок вертикального відстійника	25
4.3.4. Розрахунок тонкошарових відстійників	27
4.4 Нафтовловлювачі	29
4.5 Гідроциклони	29
4.5.1 Розрахунок відкритих гідроциклонів	31
4.5.2 Розрахунок напірних гідро циклонів	33
4.6 Спорудження для глибокого очищення стічних вод	37
5 ФІЗИКО-ХІМІЧНІ МЕТОДИ ОЧИЩЕННЯ ВОДИ	40
5.1 Реагентна обробка води	40
5.1.1 Реагентна нейтралізація стічних вод	40
5.1.2 Коагуляція	42
5.1.3 Реагентное господарство	43
5.1.4 Камери утворення пластівців	48
5.1.5 Освітлювачі зі зваженим осадам	49

5.2 Спорудження для іонообмінного очищення води	51
5.3 Електродіалізні установки	56
7 ОБРОБКА ОСАДІВ СТИЧНИХ ВОД	59
8. СКЛАДАННЯ ВИСОТНОЇ СХЕМИ ОЧИСНИХ СПОРУДЖЕНЬ І ПІДБОР НАСОСНОГО УСТАТКУВАННЯ	60
9. РОЗРАХУНОК ГАЗООЧИСНИХ АПАРАТІВ ТЕХНОЛОГІЙ ЗАХИСТУ НАВКОЛИШНЬОГО СЕРЕДОВИЩА	62
9.1 Розрахунок порожнистого скрубера	62
9.1.1 Пристрій і принцип дії порожнистого скрубера	62
9.1.2 Методика розрахунку порожнистого скрубера	64
9.2 Розрахунок скрубера Вентурі	68
9.2.1 Пристрій і принцип дії скрубера Вентурі	68
9.2.2 Методика розрахунку скрубера Вентурі	70
9.3 Розрахунок гравітаційного пиловловлювача	74
9.3.1 Пристрій і принцип дії гравітаційного пиловловлювача	74
9.3.2 Методика розрахунку гравітаційного пиловловлювача	74
9.4 Розрахунок циклону	77
9.4.1 Пристрій і робота циклона	77
9.4.2 Методика розрахунку циклону	80
9.5 Розрахунок батарейного циклону	85
9.5.1 Пристрій і принцип дії батарейного циклону	85
9.5.2 Методика розрахунку батарейного циклону	88
9.6 Розрахунок тканинного (рукавного) фільтра	91
9.6.1 Пристрій і принцип дії тканинного (рукавного) фільтра	91
9.6.2 Методика розрахунку тканинного (рукавного) фільтру	93
9.7 Розрахунок сухого пластинчастого електрофільтру	98
9.7.1 Пристрій і принцип дії сухого пластинчастого електрофільтру	98
9.7.2 Методика розрахунку електрофільтру	100
ПЕРЕЛІК РЕКОМЕНДОВАНОЇ ЛІТЕРАТУРИ	104

ВСТУП

Зі зростанням промислового виробництва швидко зростало споживання вугілля, руд, нафти та інших матеріалів, спалювання і переробка яких приводили до значного і дедалі зростаючого забруднення атмосфери газами і пилом. На долю підприємств чорної і кольорової металургії припадає близько 20-25% загальної кількості шкідливих викидів в атмосферу, а в районах розташування великих металургійних заводів і комбінатів більше 50% від усієї кількості забруднень.

Забруднене повітря погано впливає не тільки на людей і тварин, а й на рослинний світ, завдає величезних матеріальних збитків, підвищуючи корозію металів, руйнуючи будівельні та інші матеріали.

В даний час питанням захисту навколишнього середовища від шкідливого впливу викидів промислових підприємств приділяється велика увага. Підприємства чорної металургії України, що виділяють в атмосферу багатьох промислових центрів сотні тисяч тон шкідливих домішок на рік, відчувають гостру потребу у фахівцях в галузі санітарного очищення газів.

Частину проблем захисту повітряного басейну від забруднення газами можна вирішити удосконалюючи існуючі газоочисні апарати, розробкою нових конструкцій і технологічними засобами.

До теперішнього часу розроблені як теоретичні основи вловлювання пилу і газових компонентів, так і методи розрахунку різноманітної апаратури для цих цілей, що успішно використовуються при знешкодженні промислових викидів.

У методичних вказівках розглянуті методики проєктування технологій та розрахунків різноманітної апаратури для їх функціонування.

ЗАГАЛЬНІ ПОЛОЖЕННЯ

Дані методичні вказівки присвячені питанням проектування технологій захисту навколишнього середовища на промислових підприємствах підприємствах.

Методичні вказівки складені відповідно до навчального плану і програми для магістрів спеціальності «Технології захисту навколишнього середовища».

Задача індивідуального завдання - скласти проект технології захисту довкілля відповідно до завдання. Запроектовані спорудження повинні відповідати сучасному рівню науково-технічних досягнень в області охорони навколишнього середовища і передбачати очищення дотримання екологічних та санітарно-гігієнічних норм впливу на довкілля.

При виконанні завдання студенти повинні застосовувати і закріплювати теоретичні знання, отримані в процесі навчання, навчитися самостійно користуватися науковою, технічною і довідковою літературою, придбати навички в проектуванні природоохоронних споруд на промислових підприємствах.

2 ОБСЯГ І СКЛАД ІНДИВІДУАЛЬНОГО ЗАВДАННЯ

І. ПОЯСНЮВАЛЬНА ЗАПИСКА ЗАВДАННЯ складається з вступу, трьох розділів, висновку, списку використаної літератури, додатків. Незважаючи на те, що кожен з розділів має самостійне значення, усі разом вони повинні складати цілісне дослідження, спрямоване на вирішення конкретної задачі з технології захисту навколишнього середовища. Саме ця цілеспрямованість і повинна визначити зміст завдання.

Пояснювальна записка дипломного проекту повинна містити такі розділи та документи:

ТИТУЛЬНИЙ АРКУШ

Виконується на стандартному бланку зі всіма підписами (студента, керівника, консультанта, завідуючого кафедрою).

ЗАВДАННЯ

Оформлюється на стандартному бланку і підписується викладачем.

РЕФЕРАТ (АНОТАЦІЯ)

Стислий зміст проекту , структура проекту (сторінок, таблиць, рисунків тощо), перелік ключових слів

ЗМІСТ

Відтворює назви та номери початкових сторінок усіх розділів, підрозділів і пунктів (якщо вони є), а також вступу, висновків, списку використаної літератури та ін..

ВСТУП (загальні положення)

Містить актуальність теми, мету і завдання проекту.

1.ТЕОРЕТИЧНИЙ РОЗДІЛ

1.1 Аналіз джерел негативного впливу виробництва на навколишнє середовище

Визначення основних джерел забруднення навколишнього середовища у проектованого підприємства. Визначення технологічних процесів та їх показників, що впливають на кількісний та якісний склад забруднень.

1.2 Аналіз технологій захисту навколишнього середовища (літературний огляд)

Аналіз ринку технологій захисту навколишнього середовища (згідно теми) та умов їх застосування.

1.3 Формування екологічних та технологічних вимог до технологій захисту навколишнього середовища.

Розробка показників та умов відповідно до категорії та функціонального призначення об'єкту. Розробка основних і додаткових процесів технологій захисту навколишнього середовища.

1.4 Обґрунтування та вибір технологій захисту навколишнього середовища в заданому виробництві.

Обґрунтування і вибір функціональної (технологічної) схеми технології захисту навколишнього середовища. Вибір і характеристика методів, засобів та обладнання в проектованому об'єкті.

2. ПРОЕКТНИЙ РОЗДІЛ

2.1 Проектування основного та допоміжного обладнання технології захисту навколишнього середовища

2.1.1 Вибір та розрахунок очисних апаратів

2.1.2 Вибір та розрахунок обладнання по видаленню вловлених продуктів

2.2 Проектування основного та допоміжного обладнання технології захисту навколишнього середовища

ВИСНОВКИ

Містять стислий виклад підсумків проекту. Наводяться найбільш важливі положення, які містять оцінку результатів проектування.

СПИСОК ВИКОРИСТАНОЇ ЛІТЕРАТУРИ

Вітчизняні та зарубіжні інформаційні джерела; статті у періодичних виданнях; матеріали конференцій, симпозіумів, семінарів; електронні джерела тощо.

ДОДАТКИ

Допоміжний матеріал, необхідний для повноти сприйняття проекту.

II. ГРАФІЧНА ЧАСТИНА.

План та розріз (поздовжній та поперечний) споруд та обладнання технології захисту навколишнього середовища.

3 УКАЗІВКИ ПО ПРОЕКТУВАННЮ

Компонування споруджень ТЗНС повинно, як правило, здійснюватися, таким чином, щоб вони знаходилися в безпосередній близькості від технологічних агрегатів і забезпечували габарити для проїзду автотранспорту і вантажопідйомних механізмів.

Залишкова концентрація пилу і шкідливих хімічних речовин, а також висота викидної труби у кожному конкретному випадку визначається з урахуванням дотримання встановлених санітарних норм величин граничнодопустимих концентрацій шкідливих речовин на границі санітарно-захисної зони.

Для обслуговування і ремонту газоочисток необхідно передбачати:

- люки на газопроводах і устаткуванні, сходи і площадки для обслуговування устаткування, арматури і заставних деталей (у тому числі добірних пристроїв КВП і автоматики);
- засобу малої механізації: крани, балки, талі (електричні і ручні), кішки і т.д.;

- висвітлення площадок, сход і приміщень, а також переносні світильники в ремонтних люках;

- ремонтні посади для вогневого різання і зварювання металу і для пневмоінструменту, посади для підключення електрозварювальних трансформаторів.

Склад водоочисних споруджень повинний вибиратися в залежності від характеру і кількості води, що надходить на очищення, необхідної ступеня очищення, методу підготовки осаду до утилізації, а також інших місцевих умов.

Компонування і взаємне розташування споруджень повинні забезпечувати:

- можливість будівництва по чергах;
- можливість розширення в зв'язку зі збільшенням витрати оброблюваної води;
- мінімальну довжину комунікацій - лотків, каналів, докерів, трубопроводів і ін.;
- доступність для ремонту й обслуговування.

Спорудження повинні розташовуватися по природному ухилі місцевості, їхнє висотне розташування встановлюється з урахуванням розрахункових утрат напору в спорудженнях, сполучних комунікаціях і вимірювальних пристроях.

У складі очисних споруджень варто передбачати пристрою для рівномірного розподілу стічних вод і осаду між окремими елементами споруджень, а також для відключення споруджень, каналів і трубопроводів на ремонт, для спорожнювання і промивання.

Канали і лотки очисних споруджень варто розраховувати на максимальну секундну витрату стічних вод з коефіцієнтом 1,4.

Крім основних виробничих об'єктів (очисних споруджень, реагентного господарства, насосної і повітродувної станцій, споруджень по обробці осаду і т.п.) на території очисної станції розташовуються допоміжні й обслуговуючі об'єкти: майстерні, лабораторія по контролі стічних вод, диспетчерська, приміщення чергового і технічного персоналу, побутові приміщення і т.д.

Розрахунок споруджень ведеться згідно діючих будівельних норм і правил, укрупнених показників водопостачання і водовідведення на металургійних підприємствах і технологічних параметрах експлуатації устаткування.

4 ПРОЕКТУВАННЯ І РОЗРАХУНОК СПОРУДЖЕНЬ ПО ОЧИЩЕННЮ ВОДИ

4.1 Пісковловлювачі

Тип пісковловлювача (горизонтальний, тангенціальний, що аерується) необхідно вибирати з урахуванням продуктивності очисних споруджень.

При проектуванні пісковловлювача варто приймати загальні розрахункові параметри для пісковловлювача різних типів по табл. 5.1, а також:

а) для горизонтальних пісковловлювача тривалість протікання стічних вод при максимальному припливі не менш 30 з;

б) для пісковловлювача, що аерується:

- установку аераторів дірчастих труб на глибину $0,7 H_p$ уздовж однієї з подовжніх стін над лотком для збору піску;

- інтенсивність аерації $3...5 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год.}$;

- поперечний ухил дна до пісковому лотка $0,2...0,4$;

- впуск води, що збігає з напрямком руху води у пісковловлювачі, впуск - затоплений;

- відношення ширини до глибини відділення $B : H = 1 : 1,5$;

в) для тангенціальних пісковловлювача:

- навантаження - $110 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год.}$ при максимальному припливі;

- впуск води по дотичній на всій розрахунковій глибині;

- глибину рівну половині діаметра;

- діаметр не більш 6 м.

Таблиця 4.1 - Розрахункові параметри пісковловлювача

Пісковловлювач	Гідравлічна крупність піску U_0 , мм/з	Швидкість руху стічних вод V , мм/з		Глибина H , м	Вологість піску, %
		min	max		
Горизонтальна	18,7...24,2	0,15	0,3	0,5...2 ...2	60
Що аерується	13,2...18,7	-	0,08...0,12	0,7...3 ...3,5	-
Тангенціальна	18,7...24,2	-	-	0,5	60

Видалення затриманого піску варто передбачати механічним чи гідромеханічним способом із транспортуванням піску до приймку і з наступним відводом за межі пісковловлювача гідроелеваторами, пісковими насосами й ін. Витрата води, м³/з, при гідромеханічному видаленні піску, визначається по формулі:

$$q_{cm} = V_{cm} \cdot l_l \cdot b_l, \quad (4.1)$$

де V_{cm} - висхідна швидкість змивної води в лотку, рівна 0,0065 м/с;

l_l - довжина піскового лотка, м;

b_l - ширина піскового лотка, рівна 0,5 м.

4.1.1 Розрахунок горизонтального пісковловлювача

При розрахунку горизонтальних і пісковловлювачів, що аеруються, спочатку визначають площу живого перетину пісковловлювача, м²:

$$F = q / V, \quad (4.2)$$

де q - витрата стічної води, м³/з;

V - швидкість руху води, приймається 0,3 м/с.

Число пісковловлювача чи відділень пісковловлювача слід передбачати не менш двох, причому всі пісковловлювача чи відділення повинні бути робітниками. Тоді, площа перетину однієї пісковловлювача чи відділення:

$$F_1 = F / n, \quad (4.3)$$

де n - число чи відділень пісковловлювача.

Потім знаходять розміри відділення в поперечному перерізі. Довжину пісковловлювача визначають по формулі:

$$L = \frac{1000k \cdot H_p \cdot V}{U_o}, \quad (4.4)$$

де k - коефіцієнт, прийнятий по табл. 4.2;

H_p - розрахункова глибина, м, прийнята для пісковловлювача, що аерується, половині загальної глибини;

U_o - гідравлічна крупність піску робочого діаметра, мм/с.

Таблиця 4.2 - Значення коефіцієнта k

Діаметр Часток піску, мм	Гідравліч. крупність, мм/з	Тип пісковловлювача			
		горизонталь н.	В : Н = 1	В : Н = 1,25	В : Н = 1,5
0,15	13,2	-	2,62	2,5	2,39
0,2	18,7	1,7	2,43	2,25	2,08
0,25	24,2	1,3	-	-	-

Тривалість протоки води по пісковловлювачу, с:

$$t = L / V, \quad (4.5)$$

При інших розрахункових параметрах і виді часток коефіцієнт k можна визначити по формулах:

для горизонтальних пісковловлювача

$$k = \frac{U_o}{\sqrt{U_o^2 - \omega^2}}, \quad (4.6)$$

де ω - вертикальна турбулентна складова,

$$\omega = 0,05V \quad (4.7)$$

для пісковловлювача, що аерується

$$k = - \frac{26,4 \cdot a \cdot U_o}{\lg(1 - 20aU_o)}, \quad (4.8)$$

де $a = Y/H$.

Обсяг піскового приямку варто приймати не більш дводобового обсягу піску, що випав. Обсяг пірамідальної частини приямку, m^3 :

$$W_{\text{пір}} = (B^2 + \sqrt{B^2 \cdot b^2 + b^2}) \cdot h_{\text{пір}} / 3, \quad (4.9)$$

де b - ширина нижньої частини приямку, рівна 0,5...0,7 м;

$h_{\text{пір}}$ - висота пірамідальної частини, м

$$h = \frac{B-b}{2 \operatorname{tg}(\alpha/2)}, \quad (4.10)$$

де α - кут нахилу стінок приямку до обрію, не менш 60° .

Діаметр змивного трубопроводу, м:

$$d = \sqrt{4q_{\text{см}} / \pi V_{\text{тр}}}, \quad (4.11)$$

де $V_{\text{тр}}$ - швидкість води в змивному трубопроводі, $V_{\text{тр}} = 2,5 \dots 3,5$ м/с.

Для забезпечення достатньої рівномірності розподілу води по довжині змивного трубопроводу, вода в змивний трубопровід повинна подаватися під напором, м:

$$H_0 = 5,6h_0 + 5,4/2 V_{\text{тр}}^2 g, \quad (4.12)$$

де h_0 - висота шаруючи осаду в лотку, рівна 0,2 м.

Число сприсків на трубопроводі:

$$n_c = 2l_n / z, \quad (4.13)$$

де z - відстань між сприсками, рівне 0,5 м.

Діаметр вихідного отвору сприсків, м:

$$d_{\text{тр}} = \sqrt{\frac{4q_{\text{см}}}{\pi n \mu_p \sqrt{2gH_0}}}, \quad (4.14)$$

де μ_p - коефіцієнт витрати сприсків, дорівнює 0,8...0,84.

4.1.2 Тангенціальні пісковловлювачі

Розрахунок тангенціальних пісковловлювачів ведеться по питомому навантаженню на пісковловлювач по воді. Площа одного відділення пісковловлювача:

$$F_1 = q/nq_0, \quad (4.15)$$

де n - число відділень пісковловлювача, не менш 2-х;

q_0 - питома навантаження на пісковловлювач, $110 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}$.

Діаметр кожного відділення пісковловлювача:

$$D = \sqrt{4F_1 / \pi} \quad (4.16)$$

Глибина пісковловлювача:

$$H = D/2. \quad (4.17)$$

Для нагромадження осаду служить конусна підстава пісковловлювача. Його висота:

$$h_k = \sqrt{D^2 - H^2}. \quad (4.18)$$

Обсяг конусної частини:

$$V_k = \frac{\pi D^2 h_k}{3 \cdot 4}. \quad (4.19)$$

Період заповнення конусної частини, діб.:

$$t = V_k / V_{oc}. \quad (4.20)$$

де V_{oc} - обсяг осаду, що випадає, у добу.

4.2 Осереднювач

При необхідності усереднення складу і витрати води, що очищається, підлягає передбачати осереднювачі. Тип осереднювача (барботажний, з механічним

перемішуванням, багатоканальний) варто вибирати з урахуванням характеру коливань концентрації забруднюючих речовин (циклічні, довільні коливання і залпові скидання), а також виду і кількості зважених речовин. При гасінні залпових скидань переважні конструкції багатоканального типу. Осереднювач-змішувач барботажного типу варто застосовувати для усереднення стоків незалежно від режиму їхнього надходження при вмісті зважених речовин до 500 мг/л гідравлічної крупності 10 мм/с. Осереднювач з механічним перемішуванням варто застосовувати для усереднення складу стічних вод зі змістом зважених речовин понад 500 мг/л при будь-якому режимі їхнього надходження.

4.2.1 Розрахунок осереднювачів

Обсяг барботажних осереднювачів і осереднювачів із пристроями, що перемішують, визначають по формулах:

$$W_{\text{УСР}} = 0,21 \cdot q \cdot t_{\text{УСР}} \cdot \sqrt{k_y^2 - 1}, \quad \text{при } k_y < 5 \quad (4.21)$$

$$W_{\text{УСР}} = 1,3 \cdot t_{\text{УСР}} \cdot q \cdot k_y, \quad \text{при } k_y < 5 \quad (4.22)$$

де $t_{\text{цикл}}$ - період циклу коливань показників стічних вод;

q - витрата стічних вод;

k_y - коефіцієнт усереднення:

$$k_{\text{ц}} = \frac{C_{\text{max}} - C_{\text{ср}}}{C_{\text{доп}} - C_{\text{ср}}}, \quad (4.23)$$

де C_{max} - максимальна концентрація забруднень;

$C_{\text{ср}}$ - середня концентрація забруднень;

$C_{\text{доп}}$ - концентрація, припустима за умовами експлуатації споруджень.

Розміри осереднювача вибираються при проектуванні виходячи з числа відділень, глибини і розмірів у плані. При цьому глибина шару води в осереднювачі 3...6 м, ширина секції не більш 12 м, довжина до 24 м. Максимальна величина швидкості проточного плину 2,5 мм/с.

Інтенсивність барботування при пристінних барботерах - $6 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год.}$, проміжних - $12 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{ч.}$ Барботування здійснюється через перфоровані труби, що укладаються горизонтально уздовж резервуара. При пристінному розташуванні барботерів відстань від них до протилежної стіни варто приймати $1 \dots 1,5H$; між барботерами - $2 \dots 3H$; при проміжному розташуванні відстань барботерів від стіни $1 \dots 1,5H$, де H - глибина занурення барботера.

4.3 Відстійники

Тип відстійника (вертикальний, радіальний, з обертовим збірно-розподільним пристроєм, горизонтальний, двох'ярусний, тонкошаровий і ін.), їхнє число при проектуванні вибирається на підставі техніко-економічного аналізу й обліку місцевих умов. Вертикальні відстійники доцільно застосовувати при витратах до 20 тис. $\text{м}^3/\text{сут.}$; горизонтальні - більш 15 тис. $\text{м}^3/\text{сут.}$; радіальні - більш 20 тис. $\text{м}^3/\text{сут.}$

Число відстійників варто приймати: первинних - не менш двох; вторинних - не менш трьох, за умови, що усі відстійники є робітниками.

Розрахунок відстійників слід робити по кінетиці випадання зважених речовин з урахуванням необхідного ефекту освітлення і гідравлічної крупності U_0 . Основні розрахункові параметри відстійників слід визначати по табл. 4.3.

Таблиця 4.3 - Розрахункові параметри відстійників

Відстійник	Коефіцієнт використання обсягу, k	Робоча глибина відстійної частини H_p , м	Ширин а U , м	Швидкіс ть потоку V , мм/з	Ухил днища до мулового прямоку
Горизонтальний	0,5	$1,5 \dots 4 \dots 4$	$2 \dots 5H$	$5 \dots 10 \dots 10$	$0,005 \dots 0,5$
Радіальний	0,45	$1,5 \dots 5$	-	$5 \dots 10 \dots 10$	$0,005 \dots 0,05$
Вертикальний	0,35	$2,7 \dots 3,8$	-	-	-

Відстійник	Коефіцієнт використання обсягу, k	Робоча глибина відстійної частини Н _р , м	Ширин а У, м	Швидкіс ть потоку V, мм/з	Ухил днища до мулового прямку
З оберт. збірно-розподільним пристроєм	0,85	0,8...1,2	-	-	0,05
З нисхідно-висхідним потоком	0,65	2,7...3,8	-	2...3U _o	-
З тонкошаровим и блоками: супротиточна (прямоточна) схема	0,5...0,7	0,025...0,2	2...6	-	-
Перехресна схема	0,8	0,025...0,2	1,5	-	0,005

4.3.1 Розрахунок горизонтальних відстійників

При розрахунку горизонтальних відстійників спочатку варто визначити ширину відділень відстійника, м:

$$B = \frac{q}{nHv}, \quad (4.24)$$

де n - число відділень;

H - робоча глибина відстійника, м;

v - швидкість робочого потоку, м/с.

Загальна довжина відстійника, м:

$$L = \frac{vH}{k(U_o - \omega)}, \quad (4.25)$$

де U_0 - умовна гідравлічна крупність, м/с;

ω - вертикальна турбулентна складова, м/с, обумовлена по табл. 4.4;

k - коефіцієнт використання обсягу відстійника.

Таблиця 4.4 - Величина турбулентної складовий

V , мм/з	5	10	15
ω , мм/з	0	0,05	0,1

Маса осаду, що уловлюється, т/доб.:

$$G_{\text{сух}} = \frac{C_o \cdot \Xi \cdot Q}{1000 \cdot 1000}, \quad (4.26)$$

де C_o - початкова концентрація суспензії, мг/л;

Ξ - ефект освітлення;

Q - витрата стічної води, м³/сут.

Обсяг осаду, м³/сут:

$$V_{\text{ос}} = \frac{100 \cdot G_{\text{сух}} \cdot 1,2}{(100 - W_{\text{ос}}) \cdot \rho}, \quad (4.27)$$

де $W_{\text{ос}}$ - вологість осаду, %;

ρ - щільність осаду, т/м³.

При механізованому видаленні осаду місткість зони нагромадження його в первинних відстійниках приймають по кількості осаду за період не більш 8 ч, при гідростатичному - за період не більш 2 доби.

Обсяг осадової частини відстійника, м³:

$$V'_{\text{ос}} = B \cdot L (H_1 + L \cdot i) / 2, \quad (4.28)$$

де H_1 - висота нейтрального шару, рівна 0,3 м;

i - ухил днища.

Обсяг прямоку для осаду, м³:

$$V''_{oc} = \frac{V_{oc} \cdot t}{24} - V_{oc}^i, \quad (4.29)$$

де t - час нагромадження осаду, ч.

Муловий приямок має пірамідальну форму. Глибина приямку, м:

$$H_2 = \frac{3V_{oc}}{S_1 + \sqrt{S_1 S_2} + S_2}, \quad (4.30)$$

де S_1, S_2 - площа відповідно верхній і нижній частині приямку, m^2 .

При цьому кут нахилу стінок приямку повинний складати $50...55^\circ$.

4.3.2 Розрахунок радіальних відстійників

Діаметр і глибину радіального відстійника можна визначити двома способами:

1. Діаметр відстійника, м, визначають по формулі:

$$D = \sqrt{\frac{4q}{nk\pi(U_o - \omega)}}, \quad (4.31)$$

де q - витрата води, m^3/z ;

n - кількість відстійників;

U_o - умовна гідравлічна крупність, м/с;

ω - турбулентна складова, м/с, табл.4.4.

Швидкість на половині радіуса, м/с:

$$V = \frac{2q}{n\pi D H_p}, \quad (4.32)$$

де H_p - робоча глибина відстійника, м.

2. Обсяг відстійника, m^3 :

$$V = \frac{H_p q}{nk(U_o - \omega)}. \quad (4.33)$$

Площа відстійника, m^2 :

$$F = V/H_p. \quad (4.34)$$

Діаметр відстійника, м:

$$D = \sqrt{4F / \pi} . \quad (4.35)$$

Теоретична тривалість освітлення води:

$$t = n/q = n \pi D^2 H / (4q) . \quad (4.36)$$

Маса уловленого осаду, т/доб.:

$$G_{\text{сух}} = \frac{C_o \cdot \Xi \cdot Q}{1000 \cdot 100} , \quad (4.37)$$

де C_o - початкова концентрація суспензії, мг/л;

Ξ - ефект освітлення;

Q - витрата води, м³/сут.

Обсяг уловленого осаду, м³/сут:

$$V_{\text{ос}} = \frac{100 \cdot G_{\text{сух}} \cdot 1,2}{(100 - W_{\text{ос}}) \cdot \rho} , \quad (4.38)$$

де $W_{\text{ос}}$ - вологість осаду, %;

ρ - щільність осаду, т/м³.

Висота відстійника в стінки, м:

$$H_0 = H_p + H_1 + H_2 , \quad (4.39)$$

де H_1 - висота зони нагромадження осаду, рівна 0,3 м;

H_2 - узвишся борта відстійника над крайкою збірною кільцевого жолоба,
дорівнює 0,5 м.

Глибина відстійника в центрі, м:

$$H_{\text{ц}} = H_p + H_1 + i \cdot D/2, \quad (4.40)$$

де i - ухил днища.

Обсяг осадової частини відстійника, м³:

$$V'_{\text{ос}} = \frac{\pi D^2}{4} \left(H_1 + \frac{iD}{6} \right) , \quad (4.41)$$

Час вивантаження осаду, ч:

$$t = 24 V_{oc} / V'_{oc} \quad (4.42)$$

4.3.3 Розрахунок вертикального відстійника

Діаметр відстійника, м:

$$D = \sqrt{\frac{4q}{nk\pi U_o}}, \quad (4.43)$$

де q - витрата стічних вод, m^3/z ;

n - кількість відстійників;

U_o - умовна гідравлічна крупність, м/с;

k - коефіцієнт використання обсягу відстійника.

Діаметр центральної труби, м:

$$D_{цт} = \sqrt{\frac{4q}{nk\pi U_{цт}}}, \quad (4.44)$$

де $U_{цт}$ - швидкість руху робочого потоку в центральній трубі, не більш 0,03 м/с.

Діаметр розтруба труби, м:

$$d_p = 1,35 d_{цт}.$$

(4.45)

Діаметр відбивного щита, м:

$$d_{щ} = 1,3 d_p \quad (4.46)$$

Висота конуса відбивного щита, м:

$$h_{щ} = d_{щ} \cdot \cos 73^\circ \quad (4.47)$$

Висота щілини між нижньою крайкою центральної труби і поверхнею відбивного щита, м:

$$H_{щ} = q / (n \cdot \pi \cdot d_p \cdot V_{щ}), \quad (4.48)$$

де $V_{щ}$ - швидкість робочого потоку між розтрубом і відбивним щитом, не більш 0,02 м/с.

Загальна висота циліндричної частини відстійника, м:

$$H_{\text{ц}} = H_{\text{р}} + H_{\text{ш}} + H_1 + H_2 \quad (4.49)$$

де $H_{\text{р}}$ - робоча глибина відстійника, м;

H_1 - висота нейтрального шару між низом відбивного щита і рівнем осаду, рівна 0,3 м;

H_2 - висота борта відстійника над крайкою збірної водозливної стінки, рівна 0,5 м.

Висота конусної частини, м:

$$H_{\text{к}} = 0,5 D / \sin (\alpha/2) \quad (4.50)$$

де α - кут нахилу конічного днища, 50...60°.

Обсяг конічної осадової частини, м³:

$$V_{\text{к}} = \pi D^2 H_{\text{к}} / 12 \quad (4.51)$$

Маса уловленого осаду, т/доб.:

$$G_{\text{сух}} = \frac{C_o \cdot \Xi \cdot Q}{1000 \cdot 100}, \quad (4.52)$$

де C_o - початкова концентрація суспензії, мг/л;

Ξ - ефект освітлення;

Q - витрата води на один відстійник, м³/сут.

Обсяг уловленого осаду, м³:

$$V_{\text{ос}} = \frac{100 \cdot G_{\text{сух}} \cdot 1,2}{(100 - W_{\text{ос}}) \cdot \rho}, \quad (4.53)$$

де $W_{\text{ос}}$ - вологість осаду, %;

ρ - щільність осаду, т/м³.

Час між вивантаженнями осаду, ч:

$$t = 24 V_{\text{к}} / V_{\text{ос}} \quad (4.54)$$

4.3.4. Розрахунок тонкошарових відстійників

При розрахунку відстійника, що працює за перехресною схемою (мал.4.3), розрахунковими величинами є довжина ярусу $L_{\text{яр}}$ і продуктивність відстійника $q_{\text{отс}}$.

Довжина ярусу, м, визначається по формулі:

$$L_{\text{яр}} = V \cdot h_{\text{яр}} \cdot k_{\text{сн}} / U_0, \quad (4.55)$$

де V - швидкість робочого потоку;

$h_{\text{яр}}$ - висота ярусу;

$k_{\text{сн}}$ - коефіцієнт зносу часток, для плоских пластин 1,2; для рифлених - 1;

U_0 - умовна гідравлічна крупність.

Продуктивність відстійника $q_{\text{от}}$ визначається по формулі, м³/год:

$$q_{\text{от}} = 7,2 \cdot k \cdot H_{\text{бл}} \cdot L_{\text{бл}} \cdot B_{\text{бл}} \cdot U_0 / k_{\text{ск}} \cdot h_{\text{яр}} \quad (4.56)$$

Ширина блоку, м:

$$B_{\text{бл}} = (Y - b_1 - 2b_2) / 2, \quad (4.57)$$

де B - ширина відстійника (секції відстійника), м;

b - відстань між блоками, рівне 0,25 м;

b - відстань між блоком і бічною стінкою, 0,05...0,1 м.

Загальна довжина відстійника, м:

$$L_{\text{общ}} = L_{\text{бл}} + l_1 + l_2 + 2l_3 + l_4, \quad (4.58)$$

де l_1 - довжина зони виділення великих домішок, м;

l_2 - відстань рівне при застосуванні пропорційного пристрою 0,2 м;

при дірчастій перегородці - 0;

l_3 - відстань між блоками і перегородками, рівне 0,2...0...0,25м;

l_4 - відстань між вихідною перегородкою і збірним лотком,

рівне 0,15...0,2 м.

Довжина зони виділення великих домішок, м, розраховується з умови 2...3 хвилинного перебування потоку:

$$l_1 = q_{от} \cdot t / (60 \cdot H_{бл} \cdot B \cdot k_1), \quad (4.59)$$

де k_1 - коефіцієнт використання зони, рівний 0,3;

t - час перебування потоку, хв.

За розрахункові параметри тонкошарового відстійника, що працює по супротиточній схемі (мал. 4.4), варто приймати довжину пластин у блоці $L_{пл}$ і довжину розташування тонкошарових блоків $L_{бл}$. Величина $L_{пл}$ визначається по формулі (4.55), а $L_{бл}$ - по формулі:

$$L_{бл} = q_{от} / (3,6 \cdot k \cdot V \cdot B) \quad (4.60)$$

Загальна довжина відстійника, м, визначається по формулі:

$$L_{общ} = L_{бл} + l_1^n + l_2^n + l_3^n + l_4^n + l_n^n, \quad (4.61)$$

де l_1^n - довжина зони виділення великих домішок, рівна 1...1,5 м;

$$l_2^n = L_{пл} \cdot \sin(90 - \alpha),$$

де α - кут нахилу пластин, 45...60^{про};

$$l_3^n = 0,3 \text{ м}; \quad l_4^n = 0,05...0,1 \text{ м}; \quad l_n^n = 0,4...0,5 \text{ м}.$$

Загальна глибина води у відстійнику, м:

$$H_{общ} = h_1 + h_2 + h_3 + h_4 + h_5, \quad (4.62)$$

де $h_1 \geq 0,1 \text{ м}$; $h_3 = 0,2...0,5 \text{ м}$; $h_4 = 0,1...0,2 \text{ м}$; $h_5 = 0,3 \text{ м}$; $h_2 = L_{пл} \cdot \sin \alpha$.

Розрахунок кількості осаду, що випав, визначення розмірів бункера для прийому опадів, а також розрахунок системи видалення осаду виконується аналогічно розрахункам у горизонтальному відстійнику.

4.4 Нафтовловлювачі

Нафтовловлювачі слід передбачати для затримки грубодисперсних нафтових часток при концентрації їх у воді більш 100 мг/л.

Розрахунок нафтовловлювачей слід робити аналогічно розрахунку горизонтальних відстійників з урахуванням кінетики спливання нафтових часток.

При відсутності даних по кінетиці спливання нафтових часток допускається приймати:

- гідравлічну крупність U_0 від 0,4 мм/з (з кількістю уловленої нафти 70%) до 0,6 мм/з (з кількістю уловленої нафти 60%);
- середню розрахункову швидкість V у проточній частині 4...6 м/с;
- глибину проточної частини $H = 2$ м;
- відношення довжини до глибини від 15 до 20;
- ширину секції $B = 3...6$ м;
- число секцій не менш 2 шт.;
- шар спливаючих нафтопродуктів 0,1 м;
- вологість осаду 95%, об'ємна вага 1,1 т/м³.

4.5 Гідроциклони

Для механічного очищення стічних вод від зважених речовин застосовують відкриті і напірні гідроциклони.

Відкриті гідроциклони необхідно застосовувати для виділення спливаючих і осідаючих грубодисперсних домішок гідравлічної крупності понад 0,2 мм/з і коагульованої суспензії.

Напірні гідроциклони варто застосовувати головним чином для виділення зі стічних вод грубодисперсних домішок, переважно мінерального походження.

4.5.1 Розрахунок відкритих гідроциклонів

Відкриті гідроциклони слід застосовувати трьох типів:

- гідроциклони без внутрішніх пристроїв для виділення зі стічних вод крупно - і дрібнодисперсних домішок гідравлічної крупності 5 мм/з і більш;
- гідроциклони з діафрагмою і конічною перегородкою при витраті стічних вод на один апарат до 200 м³/год для очищення від крупно - і дрібнодисперсних домішок

гідравлічної крупності 0,2 мм/з і більш, а також коагульованої суспензії і нафтопродуктів;

- багатоярусні циклони при витраті стічних вод на один апарат більш 200 м³/год для виділення зі стічних вод крупно - і дрібнодисперсних домішок гідравлічної крупності 0,2 мм/з і більш, а також нафтопродуктів.

Для всіх типів відкритих гідроциклонів слід передбачати:

- видалення шламу механізованими підйомниками, чи гідроелеваторами під гідростатичним тиском води;
- затримка спливаючих домішок і нафтопродуктів кільцевим напівзануреним щитом перед водозливом на відстані не більш 50 мм;
- видалення спливаючих речовин лійкою, що занурюється.

Питоме гідравлічне навантаження $q_{гц}$, м³/(м²· ч), для відкритих гідроциклонів визначають по формулі:

$$q_{гц} = 3,6 k_{гц} U_o, \quad (4.63)$$

де U_o - гідравлічна крупність часток, які необхідно виділити для забезпечення необхідного ефекту, мм/з;

$k_{гц}$ - коефіцієнт пропорційності, що залежить від типу гідроциклонів:

- а) без внутрішніх пристроїв - 0,61;
- б) з конічною діафрагмою і внутрішнім циліндром - 1,98;
- в) багатоярусного з центральними випусками:

$$k_{гц} = 0,75 n_{яр} (D_{гц}^2 - d_p^2) / D_{гц}^2, \quad (4.64)$$

де $D_{гц}$ - діаметр гідроциклона, м;

d_p - діаметр окружності, на якій розташовуються розтруби випусків, м.

- г) багатоярусного з периферійним добором проясненої води:

$$k_{гц} = 1,5 n_{яр} (D_{гц}^2 - d_d^2) / D_{гц}^2,$$

(4.65)

де d_d - діаметр отвору середньої діафрагми пари ярусів, м.

Продуктивність одного апарата (ярусу), м³/год:

$$Q_{\text{гц}} = 0,785 q_{\text{гц}} D_{\text{гц}}^2 \quad (4.66)$$

Кількість гідроциклонів, шт.:

$$N = Q/Q_{\text{гц}}, \quad (4.67)$$

де Q - витрата стічної води, м³/ч.

Для багатоярусних гідроциклонів загальна кількість ярусів:

$$n = Q/Q_{\text{гц}} \quad (4.68)$$

Кількість гідроциклонів, шт.:

$$N = n / n_{\text{яр}}, \quad (4.69)$$

де $n_{\text{яр}}$ - кількість ярусів в одному гідроциклоні.

Далі визначають конструктивні параметри гідроциклонів по табл. 4.5.

Таблиця 4.5 - Конструктивні параметри гідроциклонів

Конструктивний параметр	Од. вим.	Тип гідроциклона				
		відкритий			багатоярусний	
		без внутр. Уставок	с кон.діа-фрагмой	с кон. діафр і внутр.цил.	с центр. впуск.	с периф. доборо м
Діаметр апарата $D_{\text{гц}}$	м	2...10	2...6	2...6	2...6...6	2...6
Висота циліндричної частини $H_{\text{ц}}$	частка $D_{\text{гц}}$	$D_{\text{гц}}$	$D_{\text{гц}}$	$D_{\text{гц}}+0,5$	визначається по швидкості входу	
Кількість впусків n	шт.	2	2	2	3	3
Кут коніч. частини $\square$	град	60	60	60	60	60
Кут конуса діафр. $\square\square$	«	-	90	90	90...60	90...60
Діаметр центр. отвору У діафрагмі d_d	частка $D_{\text{гц}}$	-	0,5	0,5	0,6...1...1,4м	$\frac{0,9...1}{...1,4}$ 0,6...1 м
Діаметр внутр.цил. D_1	«	-	-	0,88	-	-
Висота внутр.цил. H_1	«	-	-	1	-	-

Конструктивний параметр	Од. вим.	Тип гідроциклона				
		відкритий			багатоярусний	
		без внутр. Уставок	с кон.діафрагмой	с кон. діафр і внутр.цил.	с центр. впуск.	с периф. доборо м
Висота водозл. стінки над діафр. Н ₂	м	-	0,5	0,5	0,5	0,5
Діаметр водозливної стінки D ₂	частка D _{ГЦ}	D _{ГЦ}	D _{ГЦ} +0,2	D _{ГЦ} +0,2	D _{ГЦ} +0,2	D _{ГЦ} +0,2
Диам. напівзанур. водокільцев. перегородки D ₃	«	D _{ГЦ} -0,2	D _{ГЦ}	D _{ГЦ}	D _{ГЦ}	D _{ГЦ}
Висота ярусів h _{яр}	м	-	-	-	0,1...0,25	0,1...0,2
Число ярусів n _{яр}	шт.	-	-	-	4...20...20	4...20
Швидкість потоку на вході в апарат	м/з	0,3...0,5	0,3...0,5	0,3...0,5	0,3...0,4	0,3...0,4

4.5.2 Розрахунок напірних гідроциклонів

Розрахунок напірних гідроциклонів роблять виходячи з крупності затримуваних часток і їхньої щільності .

Діаметр циклона визначають по таблицях 4.6, 4.7.

Таблиця 4.6 - Діаметр напірного гідроциклона.

D _{ГЦ} , мм	25	40	60	80	100	125	160	200	250	320	400	500
δ, мкм	8-25	10-30	15-35	18-40	20-50	25-60	30-70	35-85	40-110	45-150	50-170	55-200

Таблиця 4.7 - Діаметри напірних гідроциклонів

D _{ГЦ} , мм		50	75	250	350	500
Гідрравлічна Крупність, мм/с	ρ=2-3,5г/см ³	1-1,7	1,3-2,1	2,7-3,7	3,6-4,6	4,3-4,8
	ρ = 5 г/см ³	0,2-0,25	0,3-0,4	0,4-0,5	0,8-1,1	1,8-2

Основні розміри напірного гідроциклона визначають по конструктивним даним.

Тиск на вході в напірний гідроциклон:

- при одноступінчатих схемах 0,15...0,4 Мпа;
- при багатоступінчастих схемах 0,35/0,6 Мпа.

Число резервних апаратів:

- при очищенні стічних вод і ущільненні опадів не володіють абразивними властивостями - один при числі апаратів до 10, два - при числі до 15 і по одному на кожні 10 при числі робочих апаратів понад 15;
- при очищенні стічних вод і опадів з абразивною твердою фазою - 25% числа робочих апаратів.

Граничний діаметр затримуваних при заданому ефекті освітлення часток:

$$\delta = \sqrt{\frac{18\mu u}{100(\rho_t - \rho_j) \cdot g}}, \quad (4.70)$$

де μ - динамічна в'язкість води;

u - гранична гідравлічна крупність;

ρ_t - щільність затримуваних часток;

ρ_j - щільність рідини.

По граничній крупності підбирається гідроциклон відповідного діаметра і характеристик.

Гранична крупність поділу, мкм:

$$\delta_{gp} = 2,7 \cdot 10^3 \frac{D_{гц}^{0,543} d_{вх}^{1,643} d_{сл}^{0,014} \mu^{0,5}}{d_{ш}^{0,572} H_{ц}^{0,507} H_{к}^{0,714} (\rho_t - \rho_j) P_{вх}^{0,222}}, \quad (4.71)$$

де $D_{гц}$ - діаметр гідроциклона, мм;

$d_{вх}$, $d_{сл}$, $d_{ш}$ - діаметри відповідно вхідного, зливого і шламового патрубків, мм;

$H_{ц}$, $H_{к}$ - висота відповідно циліндричній і конічній частині гідроциклона, мм;

$P_{вх}$ - тиск харчування гідроциклона, МПа.

Продуктивність напірного гідроциклона обраних розмірів, м³/год:

$$Q_{ГЦ} = 9,58 \cdot 10^3 d_{ВХ} d_{СЛ} \sqrt{g_{\Delta} P}, \quad (4.72)$$

де ΔP - утрати тиску в гідроциклоні, МПа.

Число робочих гідроциклонів:

$$N = Q / Q_{ГЦ}, \quad (4.73)$$

Утрати води з виділенням осадом, що видаляється через шламову насадку, л/с:

$$q_{ШЛ} = 0,026 \frac{d_{ГЦ}^{1,45} d_{ВХ}^{0,24} d_{ШЛ}^{0,286} N_{Ц}^{0,89}}{d_{СЛ}^{2,318} \alpha^{0,46} P_{ВХ}^{0,32}}, \quad (4.74)$$

де α - кут конусності нижньої частини, для гідроциклонів-освітлювачей - $5 \dots 15^\circ$,
для гідроциклонів-згущувачей - $20 \dots 45^\circ$...

4.6 Спорудження для глибокого очищення стічних вод

Спорудження призначені для більш глибокого очищення виробничих вод після механічного, хімічного чи фізико-хімічного очищення.

Як спорудження для глибокого очищення можуть бути застосовані фільтри з зернистим завантаженням різної конструкції: одношарові, двошарові, каркасно-засипні і з завантаженням, що плаває.

Розрахункові параметри фільтрів із зернистим завантаженням приведені в табл. 5.8.

Як фільтруючий матеріал допускається використовувати кварцовий пісок, гравій, гранітний щебінь, гранульований доменний шлак, антрацит, керамзит, полімери, а також інші зернисті завантаження.

Сумарна площа фільтрів, m^2 :

$$F_{\Phi} = Q / (T_{ст} V_{н} - n_{пр} q_{пр} t_{ін} - n_{ін} \tau_{пр} V_{н}), \quad (4.75)$$

де Q - продуктивність фільтра, $m^3/сут$;

$T_{ст}$ - тривалість роботи станції в плинні доби, ч;

$V_{н}$ - розрахункова швидкість фільтрування при нормальному режимі, м/год;

$n_{ін}$ - число промивань одного фільтра в добу, рівне $2 \dots 3$;

$q_{\text{ін}}$ - питома витрата води на одне промивання, $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$;

$t_{\text{ін}}$ - час промивання, ч;

$\tau_{\text{пр}}$ - тривалість простою фільтра в зв'язку з промиванням, ч.

Число фільтрів:

$$N = 0,5 \sqrt{F_{\Phi}} \quad (4.76)$$

Загальна кількість фільтрів не менш чотирьох.

Площа одного фільтра:

$$F_1 = F_{\Phi} / N \quad (4.77)$$

Площа одного фільтра не більш 100-120 м^2 .

Швидкість фільтрації у форсованому режимі:

$$V_{\Phi} = V_n N / (N - N_p), \quad (4.78)$$

де N_p - число фільтрів, що знаходяться в ремонті, при числі фільтрів до 20 - один, при більшій кількості - два.

Далі розраховуємо розподільну систему фільтра.

Кількість промивної води, $\text{м}^3/\text{з}$, необхідної для одного фільтра:

$$Q_{\text{пр}} = F_1 \cdot q_{\text{пр}} \quad (4.79)$$

Діаметр колектора розподільної системи визначають по швидкості води, що рекомендується, $V_{\text{кол}} = 0,8 \dots 1,2 \text{ м/с}$.

Площа дна фільтра, м^2 , що приходить на одне відгалуження:

$$f_{\text{отв}} = (B - d_{\text{кол}}) \cdot m / 2, \quad (4.80)$$

де B - ширина фільтра, м;

$d_{\text{кол}}$ - зовнішній діаметр колектора, м;

m - відстань між осями відгалужень, 0,25...0,35 м.

Витрата промивної води, $\text{м}^3/\text{з}$, через одне відгалуження:

$$q_{\text{отв}} = f_{\text{отв}} \cdot q_{\text{пр}}, \quad (4.81)$$

Діаметр труб відгалужень приймається для забезпечення швидкості руху води $V_{\text{отв}} = 1,6 \dots 2 \text{ м/с}$.

Таблиця 4.8 - Розрахункові параметри фільтрів із зернистим завантаженням

Фільтр	Параметри фільтруючої завантаження				Висота шару, м	Швидкість фільтрування, м/год		Інтенсивність промивання, л/(м²·с)	Час промивки мін	Ефект очищення, %	
	Матеріал	Розмір зерен, мм				норм.	форс			БПК _п	Завислі речов.
		min	max	екв.							
Одношаровий мелкозернист. с подачею води зверху вниз	Кв.пісок	1,2	2	1,6	1,2-1,3	6-7	7-8	Повітря (18-20)	2	50-60	60-75
	Поддер-	2	5	-	0,15-0,2			Повітря (18-20)	10-12		
	живаю-	5	10	-	0,1-0,15			і вода (3-5)			
	щие шари	10	20	-	0,1-0,15						
	- гравій	20	40	-	0,2-0,25			Вода (7)	6-8		
Одношаровий крупнозернист. с подачею води зверху вниз	Гранитн. щебінь	3	10	5,5	1,2	16	18	Повітря (16)	3	35-40	45-50
								Повітря (16)	4		
								і вода (10)			
								Вода (15)	3		
Двошаровий с подачею води зверху вниз	Антрацит	1,2	2	-	0,4-0,5	7-8	9-10	Вода (14-16)	10-12	60-70	70-80
	чи керам-	0,7	1,6	-	0,6-0,7						
	зит	2	5	-	0,15-0,25						
	Пісок	5	10	-	0,1-0,15						
	Поддерж.	10	20	-	0,1-0,15						
	шар-гравій	20	40	-	0,2-0,25						
Каркасно- засипний		0,8	1	-	0,9	10	15	Повітря (14-16)	5-7	70	70-80
								і вода (6-8)			
		1	40	-	1,08			Вода (14-16)	3		
		40	60	-	0,5						

Напір води на початку розподільної системи, м:

$$H_0 = 2,91h_0 + 13,5 (V_{\text{кол}}^2 + V_{\text{отв}}^2) / 2g, \quad (4.82)$$

де h_0 - висота завантаження фільтра, м.

Загальна площа отворів:

$$\sum f_0 = \frac{Q_{\text{п}}}{\mu_{\text{п}} \sqrt{2gH_0}}, \quad (4.83)$$

де $\mu_{\text{п}}$ - коефіцієнт витрати, для відгалужень - 0,62.

Загальна кількість отворів:

$$n_0 = 4\sum f_0 / (\pi d_0^2), \quad (4.84)$$

де d_0 - діаметр отвору, 0,10...0,12 м.

Загальне число відгалужень на кожному фільтрі:

$$n_{\text{отв}} = 2 \cdot L / m. \quad (4.85)$$

Число отворів, що приходяться на кожне відгалуження:

$$n_0' = n_0 / n_{\text{отв}}. \quad (4.86)$$

Довжина кожного відгалуження, м:

$$l_{\text{отв}} = (B - d_{\text{кол}}) / 2 \quad (4.87)$$

Відстань між отворами, м:

$$l_0 = l_{\text{отв}} / n_0' \quad (4.88)$$

Далі виробляється розрахунок збірних жолобів. Кількість жолобів $n_{\text{ж}}$ вибирають виходячи з того, що відстань між ними не повинно перевищувати 2,2 м.

Відстань між жолобами, м:

$$L_{\text{ж}} = B / n_{\text{ж}}. \quad (4.89)$$

Витрата промивної води, що приходиться на один жолоб, м:

$$q_{\text{ж}} = Q_{\text{пр}} / n_{\text{ж}} \quad (4.90)$$

Ширина жолоба, м:

$$B_{\text{ж}} = k_{\text{ж}} \sqrt[5]{q_{\text{ж}}^2 / (1,57 + a_{\text{ж}})}^3, \quad (4.91)$$

де $k_{\text{ж}}$ - коефіцієнт прийнятий рівним: для жолобів з напівкруглим перетином - 2; для п'ятикутних жолобів - 2,1;

$a_{\text{ж}}$ - відношення висоти прямокутної частини жолоба до половини його ширини, прийняте від 1 до 1,5.

Ухил лотків до збірного каналу - 0,01.

Відстань від поверхні завантаження до крайок жолобів:

$$H_{\text{ж}} = 0,3 + H_3 \cdot a_3 / 100, \quad (4.92)$$

де H_3 - висота фільтруючого шару, м;

a_3 - відносне розширення завантаження, прийняте по табл. 5.9.

Таблиця 5.9 - Відносне розширення завантаження при промиванні

Тип фільтра	Швидкі з одношаровим завантаженням діаметром, мм			Швидкі з двошарової завантаження м
	0,7...0,8	0,8...1	1...1,2	
Відносне розширення, %	45	30	25	50

5 ФІЗИКО-ХІМІЧНІ МЕТОДИ ОЧИЩЕННЯ ВОДИ

5.1 Реагентна обробка води

Стічні води, величина рН яким нижче 6,5 чи вище 8,5, підлягають нейтралізації. Нейтралізацію здійснюють змішанням кислих і лужних стічних вод, введенням чи реагентів фільтруванням через нейтралізуючі матеріали.

5.1.2 Реагентная нейтралізація стічних вод

Стічні води, величина рН яким нижче 6,5 чи вище 8,5, підлягають нейтралізації. Нейтралізацію здійснюють змішанням кислих і лужних стічних вод, введенням чи реагентів фільтруванням через нейтралізуючі матеріали.

Дозу реагентів визначають з умови повної нейтралізації кислот, що містяться в стічних водах, чи лугів і виділення в осад з'єднань важких металів по рівняннях відповідних реакцій.

Як реагенти для нейтралізації стічних вод, як правило, застосовують гідроксид кальцію (гашене вапно) у виді 5% по активному оксиді кальцію вапняного чи молока відходи лугів (їдкого чи натру калію).

Дозу реагентів також можна визначити по табл. 5.1, 5.2.

При нейтралізації кислих стоків, що містять солі важких металів, кількість реагенту:

$$G = k_3 Q (a + b_1 C_1 + b_2 C_2 + \dots + b_n C_n) 100/B, \quad (5.2)$$

де $C_1, C_2, \dots, C_n$ - концентрація металів у стічних водах, кг/м³;

$b_1, b_2, \dots, b_n$ - кількість реагенту, для перекладу металів в осад.

Таблиця 5.1 - Витрата реагентів для нейтралізації 100% кислот і лугів

Реагент	Кислота				Примітка
	сірчана	соляна	азотна	оцтова	
Негашене вапно	0,56/1,79	0,77/1,3	0,46/2,2	0,47/2,15	Над рисою дано коли- чество лугу, м на 1 м кислоти, під рисою- кислоти, м на 1 м щело- чи
Гашена вапно	0,76/1,32	1,01/0,92	0,59/1,7	0,62/1,62	
Кальциниро- ванна сода	1,08/0,93	1,45/0,69	0,84/1,19	0,88/1,14	
Каустична сода	0,82/1,22	1,1/0,91	0,64/1,57	0,67/1,5	
Аміак	0,35/2,88	0,47/2,12	0,27/3,71	-	

Таблиця 6.2 - Витрата реагентів, необхідна для видалення металів

Метал	Витрата реагентів, г/г			
	CaO	Ca(OH) ₂	NaCO ₃	NaOH
Цинк	0,85	1,13	1,6	1,22
Нікель	0,95	1,26	1,8	1,36
Мідь	0,88	1,16	1,66	1,26
Залізо	1	1,32	1,9	1,43
Свинець	0,27	0,36	0,51	0,38

Для утворення і виділення осаду застосовують камери чи реакції реактори-нейтралізатори, чи відстійники освітлювачі зі зваженим осадом.

Час перебування води у відстійнику 2 ч.

Кількість сухої речовини осаду, кг/м³:

$$M = \frac{100 - B}{B} (a + b) + d + (e_1 + e_2 - 2) \quad (5.3)$$

де d - кількість що утворюються гідроксидов металів, кг/м³;

e_1, e_2 - кількість сульфату кальцію, що утвориться при осадженні металів і нейтралізації кислоти, кг/м³.

Третій член у формулі не враховується, якщо його значення негативне.

Обсяг осаду, що утвориться при нейтралізації 1 м³ стічної води, %:

$$W_{oc} = \frac{10 \cdot M}{100 - \rho_{oc}} \quad (5.4)$$

де ρ_{oc} - вологість осаду, %.

5.1.2 Коагуляція

Метод коагуляції застосовують для інтенсифікації процесів видалення зі стічних вод грубодисперсних, колоїдних і розчинених домішок у процесі фізико-хімічного і механічного очищення.

Як реагенти застосовують коагулянти (солі чи алюмінію заліза), вапно, флокулянти (водорозчинні органічні полімери неіоногенного, аніонного і катіонного типів). Вид і доза реагентів визначається в залежності від характеру забруднення, необхідного ступеня їхнього видалення і т.п. Дозу коагулянту, мг/л, у розрахунку на Al_2SO_4 , $FeCl_3$, $Fe_2(SO_4)_3$ (по безводній речовині) орієнтовно можна прийняти по табл. 5.3.

Таблиця 5.3 - Доза коагулянту

Вміст суспензії, мг/л	<100	100-200	200-400	400-600	600-800	800-1000	1000-1500
Доза безводного коагулянту, мг/л	25-35	30-40	35-45	45-50	50-60	60-70	70-80

Дозу флокулянта (на додаток до доз коагулянту) при введенні їх перед відстійниками чи освітлювачами зі зваженим осадом можна прийняти по табл. 5.4.

Таблиця 5.4 - Доза флокулянта для обробки води

Вміст суспензії, мг/л	<10	10-100	100-500	500-1500
Частка безводного ПАА, мг/л	1-1,5	0,3-0,6	0,2-0,5	0,2-1

5.1.3 Реагентне господарство

Приготування розчину коагулянту роблять у розчинних баках, місткість яких, м³, визначають по формулі:

$$W_p = \frac{Q \cdot n \cdot D_k}{10000 \cdot b_p \cdot \gamma}, \quad (5.5)$$

де Q - витрата стічних вод, м³/год;

n - час, на яке заготовлюють розчин коагулянту, 10...12 год.;

D_k - доза коагулянту;

b - концентрація розчину коагулянту в розчинному баку:

до 17% - для неочищеного ;

до 20% - для кускового;

до 24% - для очищеного гранульованих;

γ - об'ємна маса розчину коагулянту, ~1 т/м³.

Кількість розчинних баків приймається з урахуванням обсягу постачань, способів доставки і розвантаження і повинне бути не менш трьох.

Місткість видаткових баків, м:

$$W = W_p \cdot b / b, \quad (5.6)$$

де b - концентрація розчину коагулянту у видаткових баках, до 12%.

Кількість видаткових баків не менш двох.

Розчинення коагулянту і розведення його до концентрованих розчинів можуть бути зроблені стисненням повітрям, механічним чи перемішуванням циркуляційним насосом.

Витрата стиснутого повітря в розчинних баках приймають рівним $8...10 \text{ л}/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$, у видаткових баках - $3...5 \text{ л}/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$. Швидкість виходу повітря зі спрямованих вниз отворів повинна складати $20...30 \text{ м/с}$, у трубах - $10...15 \text{ м/с}$.

Готування розчину з технічного поліакриламід у роблять у баках з механічними лопатевими мішалками. Обсяг видаткових баків для розчинів ПАА визначається виходячи з термінів збереження $0,7...1\%$ розчинів не більш 15 доб., $0,4...0,6\%$ розчинів - 7 доб. і $0,1...0,3\%$ розчинів - 2 доб.

З метою готування вапняного молока повинні бути запроектовані: пристрої для гасіння сповісти, баки для готування вапняного молока.

Вапно гасять у вапногасилках, у які на 1 т товарного продукту подають $7...10 \text{ м}^3$ води. Характеристики вапногасильних апаратів приведені в табл. 5.5.

Таблиця 5.5 - Технічна характеристика вапногасильних апаратів

Показники	Тип установки						
	С-322 лопаст- на	Термоме- ханічна безпере- вна	ЮЗ бігун- кова	Фрезерні			
				Микка періоди чна	термо- механі чна	АЧ - 2	ФИС
Продуктивність, т/ч	1	1	1,5-2	1-2	2	1,5-2	4-5
Потужність електродвигуна, кВт	4,5	2,8	6	2,8-4,5	4,5	7,8	7,8
Габаритні розміри, мм							
довжина	1900	3500	2654	5500	6100	1520	1860
ширина	1800	1800	3640	2600	1610	1118	1200
висота	1590	1600	2850	3850	2850	1792	1290
Маса, кг	1250	2000	3935	5500	3450	630	532

З вапногасильних апаратів вапняне молоко направляється в баки. Кількість баків не менш двох.

Обсяг баків, м^3 :

$$W = \frac{Q \cdot n \cdot D_{\text{и}}}{10000 \cdot b_{\text{и}} \cdot \gamma}, \quad (5.7)$$

де Q - витрата стічних вод, $\text{м}^3/\text{год}$;

n - час, на яке заготовлюють вапняне молоко, 6...12 год.;

$D_{\text{и}}$ - доза сповісти в перерахуванні на CaO , $\text{г}/\text{м}^3$;

$b_{\text{и}}$ - концентрація вапняного молока, не більш 5%;

γ - об'ємна маса вапняного молока, $1 \text{ т}/\text{м}^3$.

Вапняне молоко в баках перемішують гідравлічним методом (за допомогою насосів), лопатевими мішалками і стисненим повітрям. Продуктивність насоса підбирається з розрахунком створення швидкості висхідного потоку в циліндричній частині не менш $5 \text{ мм}/\text{с}$, інтенсивність подачі повітря $8...10 \text{ л}/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$, швидкість обертання мішалки, з числом лопат не менш двох, - $40 \text{ об}/\text{хв}$.

Для збереження коагулянтів, вапна й інших реагентів необхідний склад, розрахований на 30-ти добовий запас. При мокрому збереженні коагулянту обсяг розчинних баків повинний складати $1,9...2,5 \text{ м}^3$ на 1 т коагулянту. Концентрація розчину коагулянту - $15...20\%$. При мокрому збереженні сповісти у виді тесту $35...40\%$ концентрації, обсяг ємностей- сховищ визначається з розрахунку $3...3,5 \text{ м}^3$ на 1 т товарному вапні. Склади повинні примикати до приміщення, де встановлені баки для готування розчинів реагентів.

Площа складу для сухого збереження реагентів, м^2 :

$$F_{\text{скл}} = \frac{Q \cdot D \cdot T \cdot \alpha}{10000 \cdot P_c \cdot \gamma \cdot h}, \quad (5.8)$$

де Q - витрата води, $\text{м}^3/\text{доб}$;

D - розрахункова доза реагенту, $\text{г}/\text{м}^3$;

T - тривалість збереження реагенту, діб.;

α - коефіцієнт для обліку додаткової площі, рівний 1,15;

γ - об'ємна маса реагенту, $\text{т}/\text{м}^3$;

P_c - зміст коагулянту в сухому продукті;

h - припустима висота шару реагенту на складі, для коагулянту - 2 м ,

вапна - $1,5 \text{ м}$; при механізації складування допускається висота шару коагулянту до $3,5 \text{ м}$, вапна - до $2,5 \text{ м}$.

Дозування вапняного молока і коагулянтів у воду роблять насосами-дозаторами, ваговими дозаторами і т.п. Дані про насоси-дозатори приведені в таблиці 5.6.

Таблиця 5.6 - Характеристика насосів-дозаторів типу НД

Показники	Марка насоса-дозатора			
	НД-120/6	НД-400/6	НД-800/6И	НД-1200/6И
Продуктивність (номінальна), л/ч	120	400	800	1200
Потужність електродвигуна, кВт	0,6	1	1	1,7
Габарити, мм:				
довжина	680	840	874	875
ширина	272	300	300	319
висота	540	634	634	672
Маса, кг	78	108	115	135

Кількість насосів-дозаторів не менш двох.

Змішання реагентів з оброблюваною водою роблять у змішувачах гідравлічного типу (вихрових, перетинкових). Число змішувачів не менш двох.

Перетинкові змішувачі проектують у виді каналів з перегородками, що забезпечують вертикальний чи горизонтальний рух води з поворотами на 180^0 . Число поворотів - 9...10. Утрати напору на одному повороті, м:

$$h = \xi \cdot v^{2/2} g, \quad (5.9)$$

де ξ - коефіцієнт опору, рівний 2,9;

v - швидкість руху води в змішувачі, прийнята зменшеної від

0,7 до 0,5 м/с.

Вертикальний змішувач являє собою круглий чи квадратний резервуар з конічним днищем. Площа поперечного переріза верхньої частини змішувача, m^2 :

$$F_B = Q_1 / v, \quad (5.10)$$

де Q_1 - витрата води на один змішувач, до 0,33...0,42 m^3/z ;

v - швидкість висхідного руху води під водозбірним

пристроєм, рівна 0,03...0,04 м/с.

Діаметр верхньої частини циліндричного змішувача, м:

$$D_{\text{ц}} = \sqrt{4F_{\text{в}} / \pi} \quad (5.11)$$

Висота конічної частини змішувача, м:

$$h = (D_{\text{ц}} - d_{\text{п}}) / (2 \sin \alpha/2), \quad (5.12)$$

де $d_{\text{п}}$ - діаметр трубопроводу, що подає, що підбирається для забезпечення швидкості

руху потоку в межах 1,2...1,5 м/с;

α - кут між похилими стінками нижньої частини, рівний 30...45°.

Обсяг конічної частини змішувача, м³:

$$V_{\text{к}} = \pi h (D_{\text{ц}}^2 + d_{\text{п}}^2 + D_{\text{ц}} \cdot d_{\text{п}}) / 12. \quad (5.13)$$

Обсяг змішувача, м³:

$$V_{\text{см}} = Q_1 \cdot t / 60, \quad (5.14)$$

де t - час змішання, 1,2...2 хв.

Обсяг верхньої частини змішувача, м³:

$$V_{\text{в}} = V_{\text{см}} - V_{\text{к}}. \quad (5.15)$$

Висота верхньої частини, що повинна знаходитися в межах 1...1,5 м:

$$h = V_{\text{в}} / F_{\text{в}}. \quad (5.16)$$

При квадратному в плані змішувачі зі стороною $B = \sqrt{F_{\text{в}}}$, висота нижньої пірамідальної частини, м:

$$h = (B - d_{\text{ц}}) / (2 \sin \alpha/2). \quad (5.17)$$

А її обсяг, м³:

$$V_{\text{н}} = h (B^2 + d^2 + B \cdot d) / 3. \quad (5.18)$$

Збір води виробляється у верхній частині змішувача периферійним лотком через затоплені отвори при швидкості руху води через отвір $v_{\text{отв}} = 1$ м/с. Число отворів:

$$n_{\text{отв}} = 4Q_1 / (\pi d_{\text{отв}}^2 \cdot v_{\text{отв}}). \quad (5.19)$$

Отвори рівномірно розподіляються по периметрі. Швидкість руху води в периферійному лотку $V_{\text{л}} = 0,6$ м/с, а ухил дна лотка $i = 0,02$.

5.1.4 Камери утворення пластівців

У камерах утворення пластівців застосовують механічне чи гідравлічне перемішування.

Камери утворення пластівців з лопатевими мішалками розраховуються на тривалість перебування води 20...30 хв, а швидкість руху води 0,15...0,2 м/с.

Вихрові камери утворення пластівців розраховуються аналогічно вертикальним змішувачам по наступним параметрах:

- кут між похилими стінками 50...70°;
- час перебування води в камері 10...15 хв;
- швидкість входу води в камеру 0,7...1,2 м/с;
- швидкість висхідного потоку на виході 4...5 мм/с;
- швидкість руху в збірних лотках, трубах і отворах 0,1 м/с.

Водоворотні камери утворення пластівців проектується, як правило, убудованими у відстійники. Площа перетину камери утворення пластівців, м²:

$$F_{к.х.} = Q_1 \cdot t_{к.х.} / (60 H_{к.х.}), \quad (5.20)$$

де Q_1 - витрата води на камеру утворення пластівців, м³/з;

$t_{к.х.}$ - час перебування води в камері, 15...20 хв;

$H_{к.х.}$ - висота камери утворення пластівців, 3,5...4 м.

Діаметр камери утворення пластівців, м:

$$d_{к.х.} = \sqrt{4f_{к.х.} / \pi} \quad (5.21)$$

Воду в камеру подають із двох тангенціально розташованих сопів, що знаходяться на глибині 0,5 м від поверхні води і на відстані 0,2 $d_{к.х.}$ від стінки. Діаметр сопла, м:

$$d_c = 1,13 \sqrt{Q_1 / (\mu_c \cdot v_c)}, \quad (5.22)$$

де μ_c - коефіцієнт витрати сопла, рівний 0,9...0,92;

v - швидкість виходу води із сопла, 2...3 м/с.

Діаметр трубопроводу, що підводить, приймають виходячи зі швидкості руху води 0,7...1,2 м/с. У нижній частині камери утворення пластівців встановлюються заспокійливі ґрати для гасіння обертального руху води.

5.1.5 Освітлювачі зі зваженим осадом

Розрахунок освітлювачей (мал.5.1) виконується за даними технологічних досліджень. При їхній відсутності параметри можна приймати по табл.5.7.

Таблиця 5.7.- Параметри для розрахунку освітлювача зі зваженим осадом.

C _н , г/м ³	v, мм/з	Концентрація шламу, г/м ³ , при часі ущільнення, ч			Коефф. распр-я води, k
		4	6	8	
100-400	0,6-1	21500	24000	25000	0,8-0,7
400-1000	0,8-1,1	25000	27000	29000	0,7-0,65
1000-2500	1-1,2	31000	33000	35000	0,64-0,6

Площа зони освітлення, м²:

$$F_{\text{осв}} = q \cdot k / 3,6v, \quad (5.23)$$

де q - витрата води, м³/год;

k - коефіцієнт розподілу води між зонами освітлення і відділення осадку;

v - розрахункова швидкість висхідного потоку в зоні освітлення, мм/с.

Площа зони відділення осадку, м²:

$$F_{\text{отд}} = q (1 - k) / 3,6v. \quad (5.24)$$

Загальна площа освітлювача, м²:

$$F = F_{\text{осв}} + F_{\text{отд}}. \quad (5.25)$$

Кількість освітлювачей:

$$N = F / F_1, \quad (5.26)$$

де F₁ - площа одного освітлювача, не більш 100...150 м².

При кількості освітлювачей менше шести передбачають один резервний.

Розміри освітлювача в плані вибираються конструктивно.

Обсяг зони нагромадження осадку, м³,

$$W_{\text{м.}} = \frac{t_{\text{н}} q (C_{\text{н}} - C_{\text{к}})}{N \cdot C_{\text{ш}}}, \quad (5.27)$$

де t - час нагромадження осадку, не менш 6ч при відсутності згущувачів,

і 2...3 годин при наявності згущувачів;

$C_H, C_K, C_{\text{ш}}$ - відповідно початкова, кінцева концентрації суспензії і концентрація шламу, табл. 5.7.

Висота шаруючи зваженого осаду h_2 від 2 до 2,5 м. Низ осадкоприймальних вікон розташовують на 1...1,5 м вище переходу похилих стінок зони зваженого осаду освітлювача у вертикальні. Кут між похилими стінками нижньої частини зони зваженого осаду приймають 60...70°. Відстань між збірними чи лотками трубами в зоні освітлення не більш 3м. Загальна висота освітлювача, м:

$$H_{\text{осв}} = h_1 + h_2 + h_3, \quad (5.28)$$

де h_1 - висота шаруючи, де спостерігається перевищення розрахункової швидкості висхідного потоку, 0,5...1 м;

h_3 - висота зони освітлення, 2...2,5 м.

Площа осадкоприймальних вікон в одному освітлюваче, м^2 :

$$F_{\text{ок}} = q(1 - k) / (Nv_{\text{ок}}), \quad (5.29)$$

де $v_{\text{ок}}$ - швидкість води в осадкоприймальних вікнах, 0,01...0,015 м/с.

Загальна довжина вікон з кожної сторони, м:

$$l_{\text{ок}} = F_{\text{ок}} / 2h_{\text{ок}}, \quad (5.30)$$

де $h_{\text{ок}}$ - висота вікон, 0,3...0,5 м.

Збір проясненої води з осадкоушільнювача здійснюється затопленими дірчастими трубами, розташованими не менш чим на 1,5 м вище верха осадкоприймальних вікон. Діаметр труб для відводу проясненої води повинний забезпечувати швидкість руху води в них не більш 0,5 м/с, швидкість входу в отвори не менш 1,5 м/с, діаметр отворів 15...20 мм.

Розподіл води здійснюється дірчастими трубами. Швидкість руху води в трубах 0,5...0,6 м/с, швидкість виходу води з отворів 1,5...2 м/с, діаметр отворів не менш 25 мм.

Утрати напору, м, у перфорованих розподільних і збірних трубах і жолобах для відводу води й осаду визначають по формулі:

$$h = \zeta v^2 / 2g. \quad (5.31)$$

Коефіцієнт гідравлічного опору:

$\zeta = 1 + 2,2/k_{\Pi}^2$ - для розподільної труби з отворами;

$\zeta = 3,3/k_{\Pi}^{1,8}$ - для збірної труби;

$\zeta = 3 + 3,2/k_{\Pi}^{1,7}$ - для збірного жолоба,

де k_{Π} - коефіцієнт перфорації - відношення сумарної площі отворів до площі поперечного переріза чи труби жолоби.

Утрати напору в шарі зваженого осаду 0,01...0,02 м.вод.ст. на 1 м його висоти.

5.2 Спорудження для іонообмінного очищення води

Іонообмінні установки варто застосовувати для глибокого очищення стічних вод від мінеральних і органічних іонізованих з'єднань і їхнього знесолення з метою повторного використання очищеної води у виробництві й утилізації коштовних компонентів.

Вода подавана на іонообмінну очищення не повинна містити: солей - понад 3000 мг/л; зважені речовини - понад 8 мг/л; ХПК не більш 8 мг/л.

$$W_K = \frac{24Q(\sum C_K^0 - \sum C_K^D)}{n_p E_p^K},$$

(5.32)

де $\sum C_K^0$ - сумарна концентрація катіонів в оброблюваній воді, г-екв/м³;

$\sum C_K^D$ - припустима сумарна концентрація катіонів в очищеній воді, г-екв/м³.

n - число регенерацій кожного фільтра в добу, не більш двох;

E_p^K - робоча обмінна ємність катіониту по найменш сорбуємому катіону, г-екв/м³;

Q - витрата стічних вод, м³/ч.

$$E_p^K = \alpha_K \cdot E_{\Pi}^K - k_C \cdot q_{OT} \sum C_K^{OT},$$

(5.33)

де α_K - коефіцієнт ефективності регенерації, прийнятий по табл.5.8;

E_{Π}^K - повна обмінна ємність катіонита, г-екв/м³;

q_{OT} - питома витрата води на відмивання катіонита після регенерації, м³ на 1 м³ катіонита, прийнятий рівним 3...4;

$k_{и}$ - коефіцієнт, що враховує тип іоніту, для катіоніта - 0,5;
 $\sum C_K^{от}$ - сумарна концентрація катіонів у відмивній воді, г-екв/м³.

Таблиця 6.8- Коефіцієнт ефективності регенерації катіоніта

Питома витрата реагенту при регенерації, г/г-екв раб. обм. ємності	Коефіцієнт ефективності регенерації	
	при Н-катіонуванні	при Na-катіонуванні
50	0,68	-
100	0,85	0,62
150	0,91	0,74
200	0,92	0,81
250	-	0,86
300	-	0,9

Площа катіонитових фільтрів, м²:

$$F_K = Q / V_{\Phi}, \quad (5.34)$$

де V_{Φ} - швидкість фільтрування води, м/ч, для фільтрів 1 ступіні визначається по табл. 5.9.

Таблиця 5.9 - Швидкість фільтрування води

Загальний солевміст, мг-екв/л	до 5	5-15	15-20	понад 20
Швидкість фільтрування, м/ч	20	15	10	8

Висота шару катіоніта, м:

$$H_K = W_K / F_K. \quad (5.35)$$

Оптимальна висота шаруючи повинна знаходитися в межах 2...3 м, при великому солевмісті до 4 м.

Кількість фільтрів:

$$N = F_K / F_{\Phi}, \quad (5.36)$$

де F_{Φ} - площа одного фільтра, м², по каталозі.

Катіонитових фільтрів 1 ступені: робочих - не менш двох, резервних - один.

Втрати напору в напірних катіонитових фільтрах приймають по табл. 5.10.

Таблиця 5.9 - Втрати напору в катіонитових фільтрах

Швидкість фільтрації, м/год	Утрати напору у фільтрі, м, при розмірі зерен іоніту, мм			
	0,3...0,8		0,5...1,2	
	при висоті шаруючи завантаження, м			
	2	2,5	4	2,5
5	5	5,5	4	4,5
10	5,5	6	5	5,5
15	6	6,5	5,5	6
20	6,5	7	6	6,5
25	9	10	7	7,5

Тривалість робочого циклу фільтра, ч:

$$t_{\Phi} = \frac{W_K \cdot F_{\Phi} \cdot q_{OT} \cdot W_K \sum C_K^{OT} \cdot k_H}{Q(\sum C_K^O - \sum C_K^D)} \quad (5.37)$$

Інтенсивність подачі води на розпушення $q_{B3} = 3...4$ л/(м²· с), тривалість розпушення $t_{B3} = 0,25$ ч.

Витрата води на розпушення одного фільтра:

$$Q_{B3} = q_{B3} \cdot F_{\Phi} / t_{B3}. \quad (5.38)$$

Регенерацію катіонитових фільтрів 1 ступені роблять 7...10% розчинами кислот (соляний, сарною). Швидкість пропуску регенераційного розчину через шар катіонита не повинна перевищувати $V_p = 2$ м/с. Відмивання катіонита здійснюється зверху вниз зі швидкістю $V_{OT} = 6...8$ м/ч.

Кількість води на відмивання, м³:

$$W_{OT} = q_{OT} \cdot W_K. \quad (5.39)$$

Час відмивання, ч:

$$t_{OT} = W_{OT} / (F_{\Phi} \cdot V_{OT}). \quad (5.40)$$

Розрахунок водород-катіонитових фільтрів другої ступені розраховують аналогічним образом, виходячи з концентрації іонів лужних металів і амонію.

Регенерацію катіонитових фільтрів другої ступені роблять 7...10% розчином сірчаної кислоти. Питома витрата кислоти складе 2,5 мг-екв на 1 мг-екв робочої обмінної ємності катіонита.

Обсяг аніоніту в аніонітових фільтра, м³:

$$W_{AH} = 24 \cdot Q (\sum C_A^O - \sum C_A^D) / (n_p \cdot E_p^A), \quad (5.41)$$

де $\sum C_A^O$ - сумарна концентрація аніонів в оброблюваній воді, мг-екв/л;

$\sum C_A^D$ - припустима сумарна концентрація аніонів в очищеній воді, мг-екв/л;

E_p^A - робоча обмінна ємність аніоніту, мг-екв/л:

$$E_p^A = \alpha_A E_{\Pi}^A - k_{\Pi} q_{OT} \sum C_A^{OT}, \quad (5.42)$$

де α_A - коефіцієнт ефективності регенерації аніоніту, для слаболужних аніонітів - 0,9;

E_{Π}^A - повна обмінна ємність аніоніту, мг-екв/л;

k_{Π} - коефіцієнт, що враховує тип іоніту, для аніоніту - 0,8;

q_{OT} - питома витрата води на відмивання аніоніту, 3...4 м³ на м³ смоли;

$\sum C_A^{OT}$ - сумарна концентрація аніонів у відмивній воді, мг-екв/л.

Площа фільтрації, м²:

$$F_A = 24 Q / (n t_{\Phi} V_{\Phi}), \quad (5.43)$$

де n - число регенерацій у добу, не більш двох;

V_{Φ} - швидкість фільтрування води, рівна 8...20 м/ч;

t_{Φ} - тривалість роботи фільтра між регенераціями, ч:

$$t_{\Phi} = \frac{24}{n_p - (t_{B3} + t_p + t_{OT})}, \quad (5.44)$$

де t_{B3} - тривалість розпушення аніоніту, рівна 0,25 ч;

t_p - тривалість пропущення регенераційного розчину, виходячи з кількості розчину, що регенерує, і швидкості його пропущення

$V_p = 1,5...2$ м/ч; орієнтовно 1,5 ч;

t_{OT} - тривалість відмивання аніоніту, виходячи з кількості промивної води і швидкості відмивання; орієнтовно $V_{OT} = 3...3,5$ ч.

Висота шару аніоніту:

$$A_{\Pi} = W_A / F_A. \quad (5.45)$$

Висота, що рекомендується, шару аніоніту 2...2,5 м.

Кількість аніонітових фільтрів:

$$N = F_A / F_\Phi, \quad (5.46)$$

де F_Φ - площа одного фільтра, по каталозі.

Тривалість пропущення регенераційного розчину:

$$t = W_P / (V_P \cdot F_\Phi), \quad (5.47)$$

де W_P - обсяг регенераційного розчину, m^3 .

Обсяг регенераційного розчину, m^3 :

$$W_P = 1 \cdot 10^{-4} \cdot E_P^A \cdot M \cdot q_P \cdot W_A / (C_P N), \quad (5.48)$$

де M - молекулярна маса реагенту, m ;

q_P - питома витрата реагенту, 2,5...3 мг-екв на 1 мг-екв робочої об'ємний ємності;

C_P - концентрація розчину, що регенерує, 4...6%.

Регенерацію проводять розчинами їдкого натру, кальцинованої чи соди аміаку.

Витрата води на відмивання, m^3 :

$$W_{OT} = q_{OT} \cdot W_A / N. \quad (5.49)$$

Час відмивання, ч:

$$t_{OT} = W_{OT} / (V_{OT} \cdot F_\Phi), \quad (5.50)$$

Час фільтрації, ч:

$$t_\Phi = \frac{24}{n_P - (t_{B3} + t_P + t_{OT})}. \quad (5.51)$$

Фактична швидкість фільтрації, $m/ч$:

$$V_\Phi = 24 \cdot Q / (n_P \cdot t_\Phi \cdot F_A), \quad (5.52)$$

Аніонитові фільтри другої ступені завантажують сильнолужним аніонітом.

Висота шаруючи завантаження 1,5...2 м.

Розрахунок аніонітових фільтрів другої ступені виробляється аналогічно фільтрам першої ступені з урахуванням наступних параметрів:

- швидкість фільтрування 12...20 $m/ч$;
- регенерація виробляється 6...8% розчином їдкого натру;
- швидкість пропущення регенераційного розчину 1...1,5 $m/ч$;

- питома витрата реагенту 7...8 г-екв на 1 г-екв робочої обмінної ємності аніоніту.

Фільтри змішаної дії (ФСД) проектують після одне- і двоступінчастого іонирования води для глибокого очищення і регулювання рН. Розрахунок виробляється на швидкість фільтрування 50 м/ч. Регенерація катионита виробляється 7...10...10%розчином сірчаної кислоти, аніоніту - 6...8...8%розчином їдкого натру. Швидкість пропущення регенераційного розчину 1...1...1,5м/ч.

5.3 Електродіалізні установки

Електродіалізні установки застосовують для очищення води із солевмістом 1,5...7...7 г/л, в окремих випадках до 15 г/л. Вода, подавана на улектродіалізму установку, повинна містити суспензії не більш 1,5мг/л.

Число ступіней n установки визначається з вираження:

$$\alpha_c^n \cdot C_n \leq C_k, \quad (5.53)$$

де C_n - солевміст вихідної води, мг-екв/л;

C_k - солевміст очищеної води, мг-екв/л;

α_c^n - коефіцієнт граничного зниження солевмісту .

$$S_c = (100 - S_c) / 100, \quad (5.54)$$

де S_c – солез'єм за один прохід води через апарат, по паспортним даним.

Кількість рівнобіжна працюючих апаратів у кожній ступені:

$$N = 26,8 Q (C_{вх} - C_{вых}) / i F_m \eta n, \quad (5.55)$$

де Q - витрата стічних вод, м³/год;

$C_{вх}$, $C_{вых}$ - відповідно вхідна і вихідна концентрації діалізату в апараті кожної ступені, мг-екв/л;

i - робоча щільність струму, А/м²;

F_m - робоча корисна площа кожної мембрани, по паспортним даним;

η - коефіцієнт виходу по струму, для апаратів з мембранами типу МА і МК, рівний 0,85;

n - кількість осередків в апараті.

Робоча щільність струму приймається рівної оптимальної, обумовленої по табл.5.11.

Таблиця 5.11 - Оптимальна щільність струму при електродіалізі

Солевміст, г/л		15	7,5	2,5
Розрахункова щільність струму, А/см ²	для циркуляційних ЕДУ	0,007-0,0013	0,006-0,01	0,005-0,008
	для прямоточних ЕДУ	0,023-0,036	0,017-0,028	0,008-0,015

Розрахункові щільності струму по ступенях прямоточної установки:

$$\frac{i_1}{i_2} = \frac{i_2}{i_3} = \dots = \frac{1}{\alpha_c} \quad (5.56)$$

$$i_1 = i$$

Напруга на електродах електродіалізных апаратів, У:

$$U = U_{\Sigma} + n E_M + i F_M n r_{яч}, \quad (5.57)$$

де U_{Σ} - напруга на електродній системі, рівне 3,5...5 В;

E_M - мембранний потенціал осередку з урахуванням концентраційної поляризації, В;

$r_{яч}$ - опір осередку, Ом.

Мембранний потенціал осередку, У:

$$E_M = \phi + \psi \lg(C_p/C_d), \quad (5.58)$$

де ϕ і ψ - коефіцієнти, прийняті по табл. 5.12;

C_p, C_d - розрахункові концентрації відповідно розсолу і діалізату, мг-екв/л.

Таблиця 5.12

t, °C	1	5	10	15	18	20	25	30
ϕ	0,084	0,086	0,087	0,089	0,09	0,091	0,093	0,095
ψ	0,079	0,08	0,081	0,083	0,084	0,085	0,086	0,088

Розрахункова концентрація діалізату, мг-екв/л:

- для будь-якої ступені прямоточної установки:

$$C_d = (C_{вх} - C_{вих}) / 2,3 \lg(C_{вх}/C_{вих}) \quad (5.59)$$

- для циркуляційної установки:

$$C_d = (C_n - C_k) / 2,3 \lg(C_n/C_k) \quad (5.60)$$

Розрахункова концентрація розсолу $C_p = (9...4...4)C_n$.

Опір осередку, Ом:

$$r_{яч} = \frac{1}{F_M} \left(\frac{d\delta}{G_D} + \frac{d\delta}{G_P} + 2\rho \right), \quad (5.61)$$

де ρ - середній питомий поверхневий опір мембран, Ом·см²;

δ - коефіцієнт збільшення омичного опору камери, в апаратах з

сепараторами з вініпласту - 1,54; поліетилену - 1,48; полівінілхлориду - 1,32.

d - відстань між мембранами, див;

G_D, G_P - питомі електропровідності діалізату і розсолу.

Величина питомої електропровідності при $t=18^\circ\text{C}$, Ом⁻¹див⁻¹:

$$G_{18} = 3^\beta / 8300, \quad (5.62)$$

де 3 - концентрація солей у чи діалізаті розсолі мг-екв/л;

β - коефіцієнт, що залежить від відношення вмісту сульфатів, мг-екв/л, до загальній кількості аніонів мг/л, прийнятий по табл. 5.13.

Таблиця 5.13

$[\text{SO}_4^{2-}] / \Sigma A$	0,2	0,2-0,4	0,4-0,6	0,6-0,8	0,8-1
β	0,94-0,92	0,82-0,895	0,895-0,87	0,87-0,84	0,84-0,81

Питома електропровідність чи діалізату розсолу при температурі t , Ом⁻¹см⁻¹:

$$G_t = G_{18} [1 + 0,02(t - 18)], \quad (5.63)$$

6 ОБРОБКА ОСАДІВ СТИЧНИХ ВОД

Обробка опадів при очищенні стічних вод металургійних підприємств може містити в собі кілька стадій, основними з яких є ущільнення осаду і його механічне зневоднювання.

Ущільнення виробляється, в основному, двома способами - гравітаційним і відцентрової.

При гравітаційному ущільненні процес йде в ущільнювачах, що представляють собою радіальний відстійник із пристроєм, що перемішує. Розрахунок ущільнювача ведеться на 4...24 години, у залежності від типу і властивостей осаду. Вологість ущільненого осаду складає 97...85%.

Процес ущільнення опадів, особливо при змісті в них великих фракцій, може проводитися в гідроциклонах. При вихідній концентрації шламу 5...25 г/л, концентрація суспензії в ущільненому осаді виходить порядку 100 г/л.

Механічне зневоднювання застосовується для зниження вологості опадів до величини, при якій забезпечуються оптимальні умови транспортування, чи утилізації знешкодження осаду. Зневоднювання металургійних шламів переважно здійснюється на вакуум-фільтрах, фільтр-пресах і центрифугах.

Кількість фільтрів визначають по формулі:

$$N = G_{\text{сух}} / (q_{\text{ос}} \cdot F_{\Phi}) , \quad (6.1)$$

де $G_{\text{сух}}$ - витрата осаду по сухій речовині, кг/год;

$q_{\text{ос}}$ - продуктивність фільтра чи фільтр-преса для даного типу осаду, кг/(м²·ч);

F_{Φ} - площа фільтрування одного апарата по каталозі, м².

Кількість резервних фільтрів приймають при числі робітників до трьох - один; при чотирьох і більш - два.

Застосування реагентів для обробки опадів визначається в кожному конкретному випадку. Промивання тканини роблять 8...10% розчином інгібованої соляної кислоти. У процесі вакуум-фільтрування підтримується розрідження 40...65...65 КПа, при питомій витраті повітря 0,5 м³/(м²·хв). Тиск повітря на віддувку осаду 20...30...30

КПа, питома витрата - $0,1 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \text{ хв})$. У фільтр-пресах витрата повітря для просушки осаду складає $0,2 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \text{ хв})$ при тиску більш $0,6 \text{ МПа}$, витрата промивної води - $4 \text{ л}/(\text{м}^2 \text{ хв})$ при тиску більш $0,3 \text{ МПа}$.

7. СКЛАДАННЯ ВИСОТНОЇ СХЕМИ ОЧИСНИХ СПОРУДЖЕНЬ І ПІДБОР НАСОСНОГО УСТАТКУВАННЯ

Висотна схема очисних споруджень складається з урахуванням рельєфу місцевості і втрат напору в самих спорудженнях, сполучних комунікаціях, запірній арматурі і вимірювальних пристроях.

Величини перепадів рівнів води в спорудженнях і сполучних комунікаціях повинні визначатися розрахунками. Орієнтовно втрати напору можна приймати:

а) у спорудженнях:

- у змішувачі $0,4...0,9 \text{ м};$
- у камері утворення пластівців $0,4...0,5 \text{ м};$
- у відстійниках $0,6...0,7 \text{ м};$
- в освітлювачах зі зваженим осадом $0,7...0,8 \text{ м};$
- у фільтрах $3,0...3,5 \text{ м};$

б) у сполучних комунікаціях:

- від змішувачів до відстійників $0,3...0,5 \text{ м};$
- від змішувачів до освітлювачам зі зваженим осадом $0,5 \text{ м};$
- від відстійників до фільтра $0,5...1,0 \text{ м};$
- від фільтрів до збірних резервуарів $1,0 \text{ м}.$

Продуктивність і марку робочих насосів забрудненої чи очищеної води необхідно визначати виходячи з розрахункового припливу води і необхідного напору для забезпечення подачі води на чи очищення до споживачів. Необхідний напір насосів проясненої води визначається виходячи з утрат по довжині і місцевих втратах у трубопроводах від насосної станції до споживача.

Кількість резервних насосів вибирають по табл.7.1

Таблиця 7.1 - Число резервних насосів для перекачування виробничих стічних вод

Категорія стічних вод					
кислі		лужні і солевмісні		с абразивними домішками	
робочих	резервних	робочих	резервних	робочих	резервних
1	1	1	1	1	2
2	2	2	1	більш 2	2
3	2	3 і більш	2		
4	3				
5 і більш	не менш 50%				

Прийомний резервуар насосної станції розраховують на 10%-вий приплив води. Насоси встановлюються під затокою, або передбачають установку вакуум-насосів. Трубопроводи укладають над поверхнею підлоги. До кожного насоса передбачається окрема усмоктувальна труба. Швидкість руху води в усмоктувальних трубопроводах 0,7...1,5 м/с, у напірних - 1...2,5 м/с

Число напірних трубопроводів від насосних станцій - не менш 2, розрахованих на пропуск 100% кількості стічних вод по кожному.

При визначенні розмірів машинного залу в плані мінімальну ширину проходів між виступаючими частинами насосів, трубопроводу і двигунів приймають:

- між агрегатами - з електродвигунами до 1000 В - 1 м, більш 1000 В - 1,2 м;
- між агрегатами і стіною - 1 м;
- перед розподільним щитом - 2 м;
- між рухливими виступаючими частинами устаткування - 0,7 м.

У насосних станціях передбачають монтажну площадку, розміри якої повинні забезпечувати прохід шириною не менш 0,7 м навколо встановленого на ній устаткування. Висоту підземної частини машинного залу (від рівня монтажної площадки до низу балок перекриття) приймають у залежності від транспортних засобів, висоти агрегату, довжини строп(0,5...1м), відстані від монтажної площадки до агрегату не більш 0,3 м.

Для переміщення вантажів устатковується підйомно-транспортне устаткування:

- при вазі до 1т - нерухомі чи балки кран-балки підвісні ручні;
- при вазі до 5т - кран-балки підвісні ручні;
- при вазі більш 5т - крани бруківки ручні.

У будинку повинні бути передбачені побутові і допоміжні приміщення, кількість і площа яких приймаються згідно СНиП.

9. РОЗРАХУНОК ОБЛАДНАННЯ ТЕХНОЛОГІЙ ОЧИСТКИ ГАЗІВ

9.1 Розрахунок порожнистого скрубера

Кількість теплоти, що передається в скрубери від газу до води, кВт:

$$Q = V_0(i_1 - i_2), \quad (9.1)$$

де V_0 - об'ємна витрата газу при нормальних умовах, м/с;

i_1 і i_2 - ентальпія газу відповідно на вході і виході з скрубера, кДж/м.

Середня різниця температур між газом і водою в скрубери, °С:

$$\ln \frac{(t_1 - t_k) - (t_2 - t_k)}{t_2 - t_k}, \quad (9.2)$$

де t_1 і t_2 - відповідно початкова та кінцева температури газу, °С;

t_i і t_k - відповідно початкова та кінцева температура води, °С.

Зазвичай t_k приймають на 5 ... 10°С нижче температури мокрого термометра (табл.9.1).

Таблиця 9.1 - Температура мокрого термометра

Початкова вологість газу, г/м	Початкова температура газу, °С						
	100	200	300	400	500	750	1000
25	38,5	49,5	57,0	62,0	65,5	72,5	77,5
50	44,0	53,5	59,5	64,0	67,5	74,0	78,5
100	52,5	59,0	63,5	68,0	70,5	76,5	80,5
200	61,0	66,5	70,0	72,5	75,5	79,5	-
300	68,0	71,5	74,0	78,5	-	-	-

Витрата води на скруббер визначається за кількістю теплоти, що передається від газу до води, кг/с:

$$M_e = \frac{Q}{\varphi \cdot (i_n - i_n) + (1 - \varphi) \cdot (i_k - i_n)}, \quad (9.3)$$

де φ - коефіцієнт випаровування води в скруббері;

i_n - ентальпія насиченої пари при середній температурі газу в скруббері кДж/кг;

i_n і i_k - відповідно початкова та кінцева ентальпія води, кДж/кг.

Коефіцієнт випаровування (відношення кількості рідини, що випарувалася, до загальної кількості рідини, що надходить в скруббер) зазвичай приймається в наближених розрахунках, рівним 0,5.

Питома витрата води на зрошення, кг/м³ газу:

$$m = \frac{M_e}{V_1}, \quad (9.4)$$

де V_1 - об'ємна витрата газу за робочих умов на вході в скруббер, м/с.

Необхідний обсяг скрубера, м³:

$$V_{скр} = \frac{10^3 \cdot Q}{K_0 \cdot \Delta t}, \quad (9.5)$$

де K_0 - об'ємний коефіцієнт теплопередачі, Вт/(м³·°C).

Для наближених розрахунків значення K_0 може бути визначено за емпіричною формулою, Вт/(м³·°C):

$$K_0 = (17,4 + 115 \cdot m \cdot U_2) \cdot \rho_2 \cdot U_2, \quad (9.6)$$

де U_2 і ρ_2 - відповідно швидкість, м/с, і густина газу кг/м³, на виході з скрубера (у його верхній частині).

Швидкість газу на виході з скрубера U_2 не повинна перевищувати 1,0 ... 1,2 м/с, щоб уникнути винесення крапель рідини, що зрошує.

Значення K_0 , отримані при виробничих випробуваннях порожнистих скрубберів, що очищають доменний газ, знаходяться в межах 235 ... 580 Вт/(м³·°C).

Діаметр скрубера, м:

$$D = \left(\frac{V_2}{0,785U_2} \right)^{0.5}, \quad (9.7)$$

де V_2 - об'ємна витрата газу за робочих умов на виході з скрубера $\text{м}^3/\text{с}$.

Для визначення значення V_2 необхідно знати об'ємну витрату сухого газу при нормальних умовах V_{oc} і вологість газу на виході з скрубера, м^3 :

$$V_2 = V_{oc} \cdot \left(1 + \frac{f_0}{0,804} \right) \cdot \frac{101325T}{273P}, \quad (9.8)$$

де V_{oc} - об'єм сухого газу при нормальних умовах, м^3 ;

f_0 - абсолютна вологість газу, приведена до нормальних умов, $\text{кг}/\text{м}^3$;

0,804 - густина водяної пари при нормальних умовах, $\text{кг}/\text{м}^3$;

P - тиск, Па;

T - температура, К.

Вологість газу на виході з скрубера, приведена до нормальних умов, $\text{кг}/\text{м}^3$:

$$f_{02} = f_{01} + \frac{\phi M_{\hat{a}}}{V_0}, \quad (9.9)$$

де f_{01} - вологість газу на вході в скрублер, приведена до нормальних умов $\text{кг}/\text{м}^3$.

Корисна (активна) висота скрубера, м:

$$H = \frac{V_{\hat{n}\hat{e}\hat{o}}}{0,785D^2}. \quad (9.10)$$

Оптимальне відношення висоти скрубера до діаметру:

$$H/D = 2,5. \quad (9.11)$$

При орієнтовних розрахунках ступеня уловлювання пилу в скрубєрі можна скористатися енергетичним методом, згідно з яким ефективність роботи мокрих пиловловлювачів визначається витратами енергії на процес очищення газу. При цьому враховується енергія, витрачена на рух газу через пиловловлювач і енергія, витрачена на подачу і розпилювання рідини (води), що зрошує. Затрати енергії на очищення газу від пилу (витрата енергії на обробку рідиною певного обсягу газу), $\text{кДж}/1000 \text{ м}^3$ газу:

$$K = \Delta p_{an} + p_{ж}m, \quad (9.12)$$

де Δp_{an} – гідравлічний опір апарату (скрубєра), Па;

$p_{ж}$ - тиск рідини, що розпилюється в скрубєрі (води), Па;

m - питома витрату води, м³/м³ газу.

Значення m зазвичай знаходиться у межах 0,5 - 8 кг/м³ газу.

При великих концентраціях пилу на вході в скрубєр (10...12 г/м³) m приймається близько 6 ... 8 кг/м³.

Ступінь вловлювання пилу в скрубєрі, частки:

$$\eta = 1 - \exp(-BK^x). \quad (9.13)$$

Тут B і x - константи, значення яких залежать від властивостей пилу, що вловлюється (табл. 9.2).

9.2 Розрахунок скрубєра Вентурі

При розрахунку скрубєрів Вентурі найбільш часто перевага віддається енергетичного методу, згідно з яким ефективність роботи мокрих пиловловлювачів визначається витратами енергії на процес очищення газу. Затрати енергії на очищення газу від пилу (енергія зіткнення), тобто витрата енергії на обробку рідиною певного обсягу газу, кДж/1000 м³ газу:

$$\Delta P_a = K - P_{ж} \cdot m, \quad (9.14)$$

де ΔP_a - гідравлічний опір апарату, Па;

$p_{ж}$ - тиск рідини, що розпилюється, на вході в апарат, Па;

m - питома витрата зрошувальної рідини, м³/м³ газу.

Ступінь вловлювання пилу, частки:

$$\eta = 1 - \exp(-BK^x). \quad (9.15)$$

де B і x - константи, значення яких залежать від властивостей вловлюваного пилу (табл. 9.2).

Необхідна ступінь вловлювання пилу визначається:

$$\eta = \frac{Z_1 - Z_2}{Z_1}, \quad (9.16)$$

де z_1 і z_2 - відповідно початкова та кінцева запиленість газу, г/м³.

В залежність (9.15) підставляється знайдене значення η (частки одиниці), значення констант B і x і обчислюється необхідна для отримання необхідного ступеня

очищення газу питома витрата енергії K . Приймається питома витрата зрошувальної рідини m . В відповідності з виразом (9.14) визначається гідравлічний опір скрубера Вентурі, Па:

$$\Delta p_{\text{дв}} = K - p_{\text{в}} \cdot m \quad (9.17)$$

Оцінюється гідравлічний опір краплевловлювача $\Delta p_{\text{к}}$ і обчислюється гідравлічний опір труби-розпилювача (труби Вентурі), Па:

$$\Delta p_{\text{рр}} = \Delta p_{\text{дв}} - \Delta p_{\text{к}} \quad (9.18)$$

Визначаються значення коефіцієнта гідравлічного опору сухої (без подачі зрошувальної рідини) труби Вентурі ξ_1 і коефіцієнта, що враховує додаткові втрати тиску, викликані подачею в трубу рідини, що зрошує, ξ_2 .

При оптимальній з аеродинамічної точки зору довжині горловини труби-розпилювача $l_2 = 0,15 d_2$ (d_2 - еквівалентний діаметр горловини) коефіцієнт опору ξ_1 приймається в межах 0,12 ... 0,15. Зазначені значення ξ_1 можуть бути поширені як на круглі труби, так і на труби з прямокутним перерізом горловини.

Коефіцієнт опору труби Вентурі, обумовлений введенням зрошувальної рідини:

$$\xi_2 = A \xi_1 m^{B_1} \quad (9.19)$$

де A і B_1 - емпіричні коефіцієнти, значення яких наведені в таблиці 9.3.

Таблиця 9.3 - Значення коефіцієнтів A і B_1

Спосіб зрошення труби Вентурі	Швидкість газу в горловині, м/с	Довжина горловини l_2 , м	Коефіцієнти	
			A	B_1
Центральне і плівкове підведення зрошення	>80 <80	$(0,15-12,0)d_2$ $0,15d_2$	$1,68(l_2/d_2)^{0.29}$ $3,49(l_2/d_2)^{0.266}$	$1-1,12(l_2/d_2)^{-0.048}$ $1-0,98(l_2/d_2)^{0.02}$
Периферійне підведення в конфузور	>80 <80	$0,15d_2$ $0,15d_2$	13,4 1,4	0,024 -0,316
Центральне підведення зрошення в конфузор	40..150	$0,15d_2$	0,63	-0,3

Обчислюється швидкість газу в горловині труби - розпилювача, м/с:

$$U_2 = \left(\frac{2\Delta\rho_{TP}}{\xi_1\rho + \xi_2 m\rho_e} \right)^{0.5}, \quad (9.20)$$

де ρ і $\rho_{ж}$ - відповідно щільність газу, що очищають, і зрошувальної рідини, кг/м³.

Визначається діаметр горловини труби - розпилювача, м:

$$d_2 = 1.13 \left(\frac{V}{U_2} \right)^{0.5}, \quad (9.21)$$

де V - об'єм при робочих умовах газу, що очищають, м³/с.

Оптимальне з аеродинамічної точки зору наступне співвідношення розмірів труби - розпилювача:

кут звуження конфузору $\alpha_1 = 25..28^\circ$, його довжина:

$$2tg \frac{\alpha_1}{2}, \quad (9.22)$$

де d_1 - діаметр вхідного перетину конфузора;

довжина горловини труби $l_2 = 0,15d_2$; кут розкриття дифузора $\alpha_2 = 6..7^\circ$, його довжина:

$$2tg \frac{\alpha_2}{2}, \quad (9.23)$$

де d_3 - діаметр вихідного перерізу дифузора.

У разі необхідності за довідниками вибираються марка і технічні характеристики типових труб-розпилювачів, відповідних розрахунком. Наприклад, НІОГАЗ розробив типорозмірний ряд високонапірних скрубєрів Вентурі марки ГВПВ, що мають діаметри горловини d_2 : 115, 135, 155, 180, 200, 240, 280, 320, 370 і 420 мм.

9.3 Розрахунок гравітаційного пиловловлювача

Відокремлення пилу в радіальних пиловловлювачах відбувається під дією сил тяжіння та інерції. Газ, що очищається, виходячи з центрального газоходу, здійснює поворот на 180°. При цьому найбільш великі частки пилу під дією сил інерції випадають в пиловий бункер. Врахувати у розрахунку вплив сил інерції складно, так

як деякі фактори, які впливають на розрахунок (швидкість і кривизна траєкторій частинок пилу тощо) не піддаються точному визначенню. У зв'язку з цим розрахунок осадження частинок пилу в радіальних пиловловлювачах проводять по залежностях, що враховують вплив тільки сили тяжіння. При цьому приймається, що найменшими вловлюємими в пиловловлювачі частками пилу є частинки, швидкість витання яких дорівнює середній швидкості висхідного потоку газу в апараті, м/с:

$$U = \frac{4V}{\pi(D^2 - d^2)}, \quad (9.24)$$

де V - об'єм газу, що надходить на очищення, м³/с;

$\pi = 3,14$ - відношення довжини кола до діаметра;

D - внутрішній діаметр корпусу пиловловлювача, м;

d - зовнішній діаметр центрального газоходу, м.

При сталому ізотермічному процесі осідання частинок пилу під дією сили тяжіння у висхідному потоці газу (як це має місце в радіальних пиловловлювачах) швидкість осідання частинок (швидкість витання) відносно газового потоку, що несе їх, м/с:

$$W = \left(\frac{g \cdot \rho_1 \cdot d_y^{n+1}}{0,75K \cdot A \cdot \rho \cdot \nu^n} \right)^{\frac{1}{2-n}}, \quad (9.25)$$

де g - прискорення сили тяжіння, м/с²;

ρ_1 - густина несферичних частинок пилу, кг/м³;

d_y - еквівалентний діаметр несферичних частинок пилу, м;

A - коефіцієнт форми частинок пилу;

A і n - коефіцієнти, значення яких наведені в табл.9.4;

ρ і ν - відповідно щільність і кінематичний коефіцієнт в'язкості газу, кг/м³.

Таблиця 9.4 - Значення коефіцієнтів A і n

Re	<0,1	0,1-1,0	1,0-10	10-100	100-800	100-1000
A	24	26,9	26,5	16,8	6,1	5,8
n	1,0	0,95	0,8	0,6	0,38	0,37

Коефіцієнти A і n є функцією числа Рейнольдса для частинки пилу:

$$\text{Re} = \frac{W \cdot d_y}{\nu} \quad (9.26)$$

Еквівалентний діаметр, що входить в цю залежність, частинок пилу є діаметр сфери, обсяг якої дорівнює обсягу аналізованої частки, м:

$$d_y = \left(\frac{6V_1}{\pi} \right)^{0,333}, \quad (9.27)$$

де V_1 - об'єм частинки пилу, м³.

Коефіцієнт форми частинок пилу - це відношення сили опору газового середовища руху даної (аналізованої) частки до опору середовища при русі сферичної частинки такого ж обсягу. Він обчислюється за формулою:

$$\frac{1}{K} = 0,843 \lg \frac{\varphi}{0,065}, \quad (9.28)$$

де φ - коефіцієнт сферичності (відношення поверхні сфери, що має той же обсяг, до поверхні даної частки).

Експериментальні значення коефіцієнта форми: для октаедра - 1,06; для куба - 1,07; для тетраедра - 1,18.

При відомих параметрах газу, що очищається, формули (9.24) - (9.28) дозволяють вирішити наступні завдання:

- визначити, які фракції пилу заданої щільності будуть осідати в пиловловлювачі заданих геометричних розмірів;
- встановити геометричні розміри пиловловлювача заданої конструкції, в якому будуть вловлювати частинки пилу заданих розмірів і щільності.

На металургійних заводах радіальні гравітаційні пиловловлювачі широко використовуються для сухого грубого очищення доменного газу.

9.4 Розрахунок циклону

Циклони розраховують у наступному порядку. Задають тип циклону, визначають оптимальну швидкість газу в апараті w_o . Для циклонів ЦН-24 оптимальна швидкість дорівнює 4,5 м/с; ЦН-15, ЦН-11 - 3,5 м/с; СКД-ЦН-33 – 2м/с; СК-ЦН-34 - 1,7 м/с. Швидкість газу в циклоні не повинна відхилятися від оптимального значення більш ніж на 15%.

Необхідна площа перерізу циклонів, м^2 :

$$F = \frac{V_p}{w_0}, \quad (9.29)$$

де V_p - об'єм газу, що надходить на очищення, за робочих умов, $\text{м}^3/\text{с}$;

w_0 - оптимальна умовна швидкість газу в циклоні, $\text{м}/\text{с}$.

Виходячи з обсягу газу, що надходить на очищення, за конструктивних міркувань задаються числом циклонів N і визначають їх діаметр, м :

$$D = \sqrt{\frac{V_p}{\omega_0 \cdot N \cdot 0,785}}. \quad (9.30)$$

Діаметр циклону округлюється до найближчого значення ряду, мм : 200, 300, 400, 500, 600, 700, 800, 900, 1000, 1250, 1400, 1600, 1800.

Дійсна швидкість газу в циклоні, $\text{м}/\text{с}$:

$$\omega = \frac{V_p}{0,785 \cdot D^2 \cdot N}. \quad (9.31)$$

Як вже було зазначено, w не повинна відхилятися від w_0 більш ніж на 15%.

Втрата тиску в циклоні, Па :

$$\Delta p = \xi \cdot \frac{\omega^2}{2} \cdot \rho \quad (9.32)$$

де ξ - коефіцієнт гідравлічного опору циклону;

ρ - густина газу за робочих умов, $\text{кг}/\text{м}^3$.

Коефіцієнт опору циклону ξ залежить від ряду факторів: діаметра циклону, концентрації пилу, компонування циклонів в групі, організації виходу газу з вихлопної труби і деяких інших і обчислюється за формулою:

$$\xi = K_1 \cdot K_2 \cdot \xi_{500} + K_3 \quad (9.33)$$

де ξ_{500} - коефіцієнт опору циклону діаметром 500мм, табл. 9.5;

k_1 - поправочний коефіцієнт на вплив діаметра циклону, табл. 9.6;

k_2 - поправочний коефіцієнт на вплив запиленості газу, табл. 9.7;

k_3 - поправочний коефіцієнт на вплив групового компонування циклонів, табл.

9.8.

Загальний і фракційний коефіцієнти очищення газу (ступінь вловлювання пилу) залежать від розміру вловлюваних частинок пилу d , умовної швидкості газу в циклоні w , типу та діаметру циклону D , щільності частинок пилу ρ_1 і газу ρ і динамічного коефіцієнта в'язкості газу μ .

Таблиця 9.5 - Значення коефіцієнтів опору циклонів $D = 500$ мм

Тип циклону	$\frac{d}{D}$	Без додаткових пристроїв *		З розкручувачем		З кільцевим дифузorzом		З вихідним равником
		ζ_{500}^c	ζ_{500}^n	ζ_{500}^c	ζ_{500}^n	ζ_{500}^c	ζ_{500}^n	ζ_{500}^c
ЦН-11	0,59	245	250	-	-	207	215	325
ЦН-15	-	155	163	115	121	132	140	158
ЦН-15У	-	165	170	118	152	140	148	158
ЦН-24	-	75	80	61	66	64	70	73
СДК-ЦН-33	0,33	520	600	-	-	-	-	500
СК-ЦН-34	0,34	1050	1150	-	-	-	-	-

* Індекс «с» означає, що циклон працює в гідравлічній мережі, а «п» - без мережі, тобто прямо на вихлоп в атмосферу.

Таблиця 9.6 - Поправочний коефіцієнт k_1 на вплив діаметра циклону

D , мм	Тип циклонів		
	ЦН-11	ЦН-15, ЦН-15У ЦН-24	СДК-ЦН-33 СК-ЦН-34
150	0,94	0,85	1,0
200	0,95	0,90	1,0
300	0,96	0,93	1,0
450	0,99	1,0	1,0
500 и більше	1,0	1,0	1,0

Таблиця 9.7 - Поправочний коефіцієнт k_2 на вплив запиленості газу

Тип циклону	k_2 при запиленості, г/м ³ (н)						
	0	10	20	40	80	120	150
ЦН-11	1	0,96	0,94	0,92	0,90	0,87	0,85
ЦН-15	1	0,93	0,92	0,91	0,90	0,87	0,85
ЦН-15У	1	0,93	0,92	0,91	0,89	0,88	0,87
ЦН-24	1	0,95	0,93	0,92	0,90	0,87	0,86
СДК-ЦН-33	1	0,81	0,785	0,78	0,77	0,76	0,745
СК-ЦН-34	1	0,98	0,947	0,93	0,91	0,91	0,90

Таблиця 9.8 - Поправочний коефіцієнт k_3 для груп циклонів ЦН

Характеристика групового циклону	k_3
Кругова компоновка, нижнє підведення газу	60
Прямокутна компоновка, циклони розташовані в одній площині. Відведення із загальної камери чистого газу	35
Те саме, але равликоче відведення газу з циклонних елементів	28
Прямокутне компонування. Вільне підведення газу в загальну камеру	60
В разі одиночних циклонів	1

На підставі математичної обробки рівняння для імовірнісних функцій отримано вираз для визначення ступеня вловлювання пилу циклоном, %:

$$\eta = 100\Phi(x) \quad (9.34)$$

Значення x стосовно циклонів обчислюють за формулою:

$$x = \frac{\lg d_m / d_{50}}{(\lg^2 \sigma^T + \lg^2 \sigma_n)^{0,5}}, \quad (9.35)$$

де d_m - середньо медіанний розмір уловлюваних частинок пилу, мкм;

d_{50} - розмір часток, що вловлюються обраним циклоном при фактичних умовах роботи на 50%, мкм;

$\lg \sigma^T$ - величина, що характеризує дисперсію часток пилу, що вловлюються в умовному циклоні, табл. 3.9;

$\lg \sigma_n$ - середнє квадратичне відхилення функції розподілу вловлюваних частинок пилу;

$$\lg \sigma_n = \frac{\lg d_{84,1}}{d_m} = \frac{\lg d_m}{d_{15,9}}, \quad (9.36)$$

де $d_{84,1}$ і $d_{15,9}$ - розмір часток пилу, для яких маса всіх частинок, що мають розмір менше $d_{84,1}$ і $d_{15,9}$, становить відповідно 84,1 і 15,9% загальної маси пилу.

Розмір часток, що уловлюються обраним циклоном на 50%:

$$d_{50} = d_{50}^0 \cdot \left(\frac{D}{D_T} \cdot \frac{\rho_{1T}}{\rho_1} \cdot \frac{\mu}{\mu_T} \cdot \frac{\omega_T}{\omega} \right)^{0,3}, \quad (9.37)$$

де d_{50}^0 - розмір часток, що уловлюються обраним циклоном на 50%, табл. 9.9;

D, ρ_1, μ, ω – параметри, що відповідають фактичним умовам роботи циклону;

$D_T, \rho_{1T}, \mu_T, \omega_T$ – параметри, що відповідають умовам, прийнятим для умовного циклону: $D_T=600$ мм; $\rho_{1T}=1930$ кг/м³, $\mu_T=22,2 \cdot 10^{-6}$ Па·с, $\omega_T=3,5$ м/с.

Таблиця 9.9 - Параметри, що визначають ефективність циклонів

Параметри	ЦН-24	ЦН-15У	ЦН-15	ЦН-11	СКД-ЦН-33	СК-ЦН-34
d_{50} , мкм	8,5	6,0	4,5	3,65	2,31	1,95
$\lg \sigma^T$	0,3058	0,283	0,352	0,352	0,364	0,308

Числове значення функції $\Phi(x)$ знаходять в залежності від величини x (формула (9.35)) по додатку Е.

Отримане значення ступеня вловлювання пилу в циклоні η (формула (9.34)) зіставляється з необхідним значенням ступеня вловлювання пилу, %:

$$\eta_T = \frac{Z_1 - Z_2}{Z_1} \cdot 100 \quad (9.38)$$

де Z_1 і Z_2 - запиленість відповідно газу, що очищається, і очищеного в циклоні, г/м³.

Якщо виявиться, що $\eta < \eta_T$, то необхідно вибрати інший тип циклону з більшим значенням коефіцієнта гідравлічного опору або зменшити діаметр циклонів, збільшивши їх кількість.

9.5 Розрахунок батарейного циклону

Розрахунок батарейних циклонів аналогічний розрахунку групи одиночних циклонів. Залежно від властивостей вловлюваного пилу вибирається тип направляючого апарату циклонних елементів. При пилу, схильного до злипання, застосовують направляючі апарати типу «гвинт». Вони менш схильні до забивання пилом, мають менший коефіцієнт гідравлічного опору, але й меншу ступінь вловлювання пилу, ніж апарати типу «розетка». При пилу, що слабо злипається, більш доцільно застосовувати направляючі апарати типу «розетка». Діаметр

циклонних елементів приймають залежно від запиленості газу, що надходить на очищення.

Допустима запиленість, г/м³, при направляючому апараті:

типу «гвинт»	25	50	100
типу «розетка»	15	35	75
діаметр циклонного елемента, мм	100	150	250

Втрата тиску в батарейному циклоні, Па:

$$\Delta p = \xi \frac{w^2}{2} \rho, \quad (9.39)$$

де ξ - коефіцієнт гідравлічного опору циклонного елемента;

w - умовна швидкість газу в циклоном елементі, м/с;

ρ - щільність газу за робочих умов, кг/м³.

Для направляючих апаратів типу «гвинт» $\xi = 65$, для апаратів типу «розетка» з вісьмома лопатками, нахиленими під кутом $\alpha = 25$ і 30° , ξ відповідно дорівнює 90 і 65.

Умовна швидкість газу, м/с:

$$w = \frac{4V_1}{\pi D^2}, \quad (9.40)$$

де V_1 - витрата газу через один циклонний елемент за робочих умов, м³/с;

D - діаметр циклонного елемента, м.

Для батарейних циклонів при $\xi = 85 \dots 90$ оптимальне значення умовної швидкості $w_0 = 3,85$ м/с, при $\xi = 65$ оптимальне значення $w_0 = 4,5$ м/с. Значення умовної швидкості газу за робочих умов не повинно відхилятися від оптимального більше, ніж на $\pm 15\%$.

Витрата газу через один циклонний елемент, м³/с:

$$V_1 = w_0 \frac{\pi D^2}{4} \quad (9.41)$$

Необхідна кількість циклонних елементів:

$$N = \frac{V}{V_1}, \quad (9.42)$$

де V - об'єм газу, що надходить на очищення, за робочих умов, м³/с.

Ступінь вловлювання пилу в елементі батарейного циклону визначають по залежностях (9.34) - (9.36). Необхідні для цих розрахунків значення параметрів d_{50}^T і $\lg \sigma^T$ наведені в табл. 9.11.

Таблиця 9.11 - Параметри, що визначають ступінь вловлювання пилу елементами батарейних циклонів

Елемент			d_{50}^T , мкм	$\lg \sigma^T$
Тип направляючого апарату	Кут нахилу α , град	Діаметр D, мм		
Гвинт	25	250	4,5	0,46
Розетка	25	250	3,85	0,46
"	30	250	5,0	0,46
"	25	150	3,38	0,46
"	25	100	3,0	0,46

Розмір часток, що вловлюються елементами батарейного циклону при фактичних умовах роботи на 50%, мкм:

$$d_{50} = d_{50}^T \left(\frac{\rho_{1T}}{\rho_1} \cdot \frac{\mu}{\mu_T} \cdot \frac{w_T}{w} \right)^{0,5}, \quad (9.43)$$

де d_{50}^T - розмір частинок, що вловлюються умовним елементом на 50% (див. табл. 9.11);

ρ_1 , μ , w - параметри, що відповідають фактичним умовам роботи;

ρ_{1T} , μ_T , w_T - параметри, що відповідають умовам, прийнятими для умовного елемента батарейного циклону: $\rho_{1T}=2200$ кг/м³; $\mu_T=23,7 \cdot 10^{-6}$ Па·с; $w_T=4,5$ м/с.

Отримане значення d_{50} використовується при обчисленні x (формула (9.35)), що дозволяє визначити за додатком Е значення відповідної функції $\Phi(x)$. Обчислена за формулою (9.34) ступінь вловлювання пилу елементом батарейного циклону зіставляється з необхідним значенням (формула (9.38)). У разі необхідності ступінь вловлювання пилу може бути збільшена зменшенням діаметра елемента батарейного циклону або вибором більш ефективного типу направляючого апарату.

Ступінь вловлювання пилу батарейним циклоном зазвичай нижче, ніж його окремих елементів. Це викликано перетоком газу, що очищається, між елементами циклону, викликаним різницею у значеннях їх гідравлічних опорів.

9.6 Розрахунок тканинного (рукавного) фільтра

Ступінь вловлювання пилу в тканинних фільтрах достатньо велика. Запиленість очищених у тканинних фільтрах газів зазвичай не перевищує 50 мг/м^3 . У зв'язку з цим основним фактором, що визначає необхідну площу фільтрувальної тканини в апараті, є перепад (втрата) тиску на тканині, що залежить від швидкості фільтрування (питомого навантаження на фільтрувальну тканину), частоти регенерації і ряду інших чинників. Допустиме навантаження на фільтрувальну тканину приймають на підставі досвіду експлуатації в залежності від застосовуваної тканини, методу регенерації і властивостей пилу. Найбільше значення мають вид (властивості) пилу і метод регенерації (табл. 9.13).

У фільтрі, що складається з N секцій, площа фільтрувальної поверхні однієї секції, м^2 :

$$S_1 = \frac{V_1}{w(N - N_1) - N_1 w_p}, \quad (9.44)$$

де V_1 - обсяг за робочих умов газу, що надходить на очищення, $\text{м}^3/\text{с}$;

w - швидкість фільтрування, м/с ;

N_1 - число секцій фільтра, що одночасно знаходяться в режимі регенерації; w_p - швидкість газу в процесі регенерації зворотною продувкою, м/с .

Таблиця 9.13 - Рекомендовані швидкості фільтрування в рукавних фільтрах, м/с

Клас пилу	Вид пилу	Регенерація фільтру		
		струшуванням і продувкою	імпульсною продувкою	зворотною продувкою
1	Сажа, кремнезем (біла сажа), возгони свинцю, цинку, активоване вугілля, цемент	0,0075...0,01	0,0133...0,0333	0,0055...0,0075
2	Возгони заліза, феросплавів,	0,01...0,0125	0,025...0,00417	0,0075...0,00917

Клас пилу	Вид пилу	Регенерація фільтру		
		струшуванням і продувкою	імпульсною продувкою	зворотною продувкою
	ливарний пил, вапно, глинозем			
3	Кам'яне вугілля, вапняк, рудний пил, фрита емалей	0,00117...0,0133	0,0333...0,0583	0,01...0,015
4	Азбест, волокнистий пил, солі, пил шліфувальних процесів	0,0133...0,0258	0,0417...0,075	-
5	Тютюн, деревний пил, грубі рослинні волокна (пенька, джут та ін)	0,015...0,0333	0,0417...0,1	-

Загальна площа фільтрувальної поверхні фільтра, м²:

$$S = N \cdot S_1 \quad (9.45)$$

Зазвичай питоме навантаження на фільтрувальну тканину в процесі регенерації зворотною продувкою в 1,5-2 рази перевищує навантаження при фільтруванні, тобто $w_p/w = 1,5 \dots 2,0$.

Щоб уникнути інтенсивного очищення для синтетичних і скляних тканин цей показник застосовується дещо меншим. При регенерації фільтра струшуванням або імпульсною продувкою у формулі (9.44) $w=0$. Витрата газу на імпульсну продувку, як уже зазначалося, зазвичай не перевищує 0,1...0,2% кількості газу, що надходить на очищення, і враховується відповідним збільшенням V_1 у формулі (9.44).

Обчисливши по (9.44) і (9.45) площу фільтрувальної поверхні, вибирають за каталогами відповідний фільтр або групу фільтрів і визначають фактичну швидкість фільтрування, м/с:

$$w_1 = \frac{V_1 + N_1 S_1 w_p}{S_1 (N - N_1)} \quad (9.46)$$

Втрата тиску у фільтрі (фільтрувальні елементи), Па:

$$\Delta p = \frac{817 \mu w_1 (1-m)}{d_m^2 m^3} \left[0,82 \cdot 10^{-6} d_m^{0,25} m_1^3 (1-m) h^{\frac{2}{3}} + \frac{z_1 w_1 \tau}{\rho_1} \right], \quad (9.47)$$

де μ - динамічна в'язкість газу за робочих умов, Па·с;

m - пористість шару пилу, частки;

d_m - середній розмір частинок пилу, визначений методом повітропроникності, м;

m_1 - пористість фільтрувальної тканини, частки;

h - питомий гідравлічний опір нової (чистої) тканини, віднесений до товщини, рівної 1 м, при швидкості фільтрування повітря 1 м/с, Па;

z_1 - запиленість газу, що очищають, кг/м³;

τ - час між регенераціями, с;

ρ_1 - густина пилу, кг/м³.

Значення m_1 , і h для деяких фільтрувальних тканин наведені у табл. 9.14.

Пористість шару пилу m залежить від режиму фільтрування, крупності й властивостей пилу, вологості і температури газу і деяких інших чинників. В умовах металургійного виробництва порядок величини $m = 0,8-0,95$.

При заданому значенні втрати тиску у фільтрі залежність (9.47) дозволяє визначити час між регенераціями фільтра або швидкість фільтрування.

Таблиця 9.14 - Деякі властивості фільтрувальних тканин

Тканина	Термо- стійкість, °C	Стійкість до впливу		Пористість, частки	Питомий гідравлічний опір, Па
		кислот	лугів		
Бавовна	65...80	Низька	Висока	0,6	-
Шерсть	80...100	Невисока	Низька	0,86...0,91	$0,84 \cdot 10^5$
Нітрон	120	Висока	Невисока	0,83	$1,8 \cdot 10^5$
Лавсан	140	"	"	0,75	$3,5 \cdot 10^5$
Скло	250...300	"	"	0,55	$8,4 \cdot 10^5$
Оксалон	250	Висока	-	-	$7,2 \cdot 10^5$

Режим роботи фільтра (швидкість фільтрування та допустиме значення втрати тиску) також може бути обраний на підставі експериментальних даних, отриманих на дослідних установках в промислових умовах.

9.7 Розрахунок сухого пластинчастого електрофільтру

В даний час при проектуванні електрофільтрів очікувану ступінь очищення газів розраховують по напівемпіричних формулах. Після вибору типу електрофільтра, що задовольняє вимогам проекту, на підставі наявних вихідних даних обчислюють такі величини.

Відношення густини газу, що очищують, за робочих умов до густини при стандартних умовах ($p_{ст}=101,3$ КПа; $t_{ст}=20$ °C):

$$\beta = \frac{p_{газ}(273+t_{ст})}{p_{ст}(273+t)}, \quad (9.55)$$

де p і $p_{ст}$ - тиск відповідно газу, що очищають, і при стандартних умовах, КПа;

$t_{ст}$ і t - температура відповідно при стандартних умовах і газу, що очищають,

°C.

Таблиця 9.15 - Конструктивні параметри електрофільтрів ЕГА

Типорозмір електрофільтру	Активна висота електродів, м	Число полів	Площа активного перерізу S, м	Загальна площа осадження S_0 , м ²	Габаритні розміри електрофільтру, м			$T = \frac{S_0}{S}$
					Довжина	Ширина (по осях)	Висота	
ЕГА1-10-6-4-2	6,0	2	16,5	630	9,26	3,2	12,4	38,2
ЕГА1-10-6-4-2	6,0	3	16,5	950	13,44	3,2	12,4	57,6
ЕГА1-10-6-6-2	6,0	2	16,5	950	11,82	3,2	12,4	57,6
ЕГА1-10-6-6-3	6,0	3	16,5	1430	17,28	3,2	12,4	86,7
ЕГА1-14-7,5-4-3	7,5	3	28,7	1660	13,44	4,4	13,9	57,8
ЕГА1-14-7,5-4-4	7,5	4	28,7	2210	17,62	4,4	13,9	77,0
ЕГА1-14-7,5-6-2	7,5	2	28,7	1660	11,82	4,4	14,9	57,8
ЕГА1-14-7,5-6-3	7,5	3	28,7	2480	17,28	4,4	14,9	86,4
ЕГА1-20-7,5-4-3	7,5	3	41,0	23,60	13,44	6,2	15,4	57,6
ЕГА1-20-7,5-4-4	7,5	4	41,0	3160	17,62	6,2	15,4	77,0
ЕГА1-20-7,5-6-2	7,5	2	41,0	2360	11,82	6,2	15,4	57,6
ЕГА1-20-7,5-6-3	7,5	3	41,0	3550	17,28	6,2	15,4	86,6
ЕГА1-20-9-6-2	9,0	2	49,0	2830	11,82	6,2	16,9	57,7
ЕГА1-20-9-6-3	9,0	3	49,0	4240	17,28	6,2	16,9	86,5
ЕГА1-20-9-6-4	9,0	4	49,0	5660	22,74	6,2	16,9	115,5
ЕГА1-30-7,5-4-3	7,5	3	61,4	3550	13,44	9,2	14,9	57,8
ЕГА1-30-7,5-4-4	7,5	4	61,4	4730	17,62	9,2	14,9	77,0
ЕГА1-30-7,5-6-2	7,5	2	61,4	3550	11,82	9,2	14,9	57,8

Типорозмір електрофільтру	Активна висота електродів, м	Число полів	Площа активного перерізу S, м	Загальна площа осадження S ₀ , м ²	Габаритні розміри електрофільтру, м			$T = \frac{S_0}{S}$
					Довжина	Ширина (по осях)	Висота	
ЕГА1-30-7,5-6-3	7,5	3	61,4	5320	17,28	9,2	14,9	86,7
ЕГА1-30-9-6-2	9,0	2	73,4	4240	11,82	9,2	16,4	57,8
ЕГА1-30-9-6-3	9,0	3	73,4	6460	17,28	9,2	16,4	88,0
ЕГА1-30-9-6-4	9,0	4	73,4	8480	22,74	9,2	16,4	115,5
ЕГА1-30-12-6-3	12,0	3	97,4	8430	17,28	9,2	19,4	86,5
ЕГА1-30-12-6-4	12,0	4	97,4	11240	22,74	9,2	19,4	115,4
ЕГА1-40-7,5-4-3	7,5	3	81,9	4730	13,44	12,2	15,4	57,7
ЕГА1-40-7,5-4-4	7,5	4	81,9	6310	17,62	12,2	15,4	77,0
ЕГА1-40-7,5-6-2	7,5	2	81,9	4730	11,82	12,2	15,4	57,5
ЭГА1-40-7,5-6-3	7,5	3	81,9	7100	17,28	12,2	15,4	86,7
ЕГА1-40-9-6-2	9,0	2	97,9	5650	11,28	12,2	16,9	57,7
ЕГА1-40-9-6-3	9,0	3	97,9	8480	17,28	12,2	16,9	86,6
ЕГА1-40-9-6-4	9,0	4	97,9	11300	22,74	12,2	16,9	115,4
ЕГА1-40-12-6-2	12,0	3	129,8	11240	17,28	12,2	19,9	89,5
ЕГА1-40-12-6-3	12,0	4	129,8	15000	22,74	12,2	19,9	115,6
ЕГА2-48-12-6-3	12,0	3	155,8	13500	17,28	15,2	19,9	86,6
ЕГА2-48-12-6-4	12,0	4	155,8	18000	22,74	15,2	19,9	115,3
ЕГА2-56-12-6-3	12,0	3	181,7	15750	17,28	17,6	19,9	86,7
ЕГА2-56-12-6-4	12,0	4	181,7	21000	22,47	17,6	19,9	115,6
ЕГА2-76-12-6-3	12,0	3	246,6	21400	17,28	23,6	19,9	86,8
ЕГА2-76-12-6-4	12,0	4	246,6	28500	22,47	23,6	19,9	115,6
ЕГА2-88-12-6-3	12,0	3	285,6	24750	17,28	27,2	19,9	86,7
ЕГА2-88-12-6-4	12,0	4	285,6	33000	22,74	27,2	19,9	115,5

Критична напруженість електричного поля, В/м:

$$E_{KP} = 3,4 \left(\beta + 0,0311 \sqrt{\frac{\beta}{R_1}} \right) \cdot 10^6, \quad (9.56)$$

де R_1 - радіус вістря коронуючого електрода; $R = 1$ мм.

Критична напруга корони, В:

$$U_{KP} = E_{KP} R_1 \left(\frac{\pi H}{S_1} - 2,3 Lg \frac{2\pi R_1}{S_1} \right), \quad (9.57)$$

де H - відстань між площинами коронуючих і осаджувальних електродів, м;

S_1 - крок електродів, м.

Для електрофільтрів типу ЕГА: $H = \frac{0,300}{2}$ м; $S_1 = 0,18$ м.

Напруженість електричного поля, В/м:

$$E = \left[\frac{8\pi f H U (U - U_{KP})}{9 \cdot 10^9 \varepsilon_0 S_1^3 \left(\frac{\pi H}{S_1} - 2,3 L g \frac{2\pi R_1}{S_1} \right)} \right]^{0,5}, \quad (9.58)$$

де f - коефіцієнт, що залежить від відношення H/S_1 , при $\frac{H}{S_1} = \frac{0,300}{2 \cdot 0,18} = 0,833$;

$f = 0,0423$;

U - середнє значення робочої напруги (60 ... 100 кВ), В.

$\varepsilon_0 = 8,85 \cdot 10^{-12}$ Ф/м - діелектрична стала вакууму.

Швидкість дрейфу частинок пилу в електричному полі, м/с:

- при розмірі частинок понад 1 мкм:

$$w = \frac{0,118 \cdot 10^{-10} E_r^2}{\mu}, \quad (9.59)$$

де r - еквівалентний радіус частинки пилу, м;

μ - динамічний коефіцієнт в'язкості газу за робочих умов, Па·с;

- при розмірі частинок менше 1 мкм.

$$w = 0,17 \cdot 10^{-11} \frac{E c}{\mu}, \quad (9.60)$$

де $c = 1 + \frac{A\lambda}{r}$ - поправка Кенінгема - Міллікена;

A - чисельний коефіцієнт, що дорівнює 0,815 ... 1,63;

λ - довжина середнього вільного пробігу молекул газу, м.

Фракційна ступінь вловлювання пилу:

$$\eta_i = 1 - \exp\left(-\frac{wT}{2U}\right), \quad (9.61)$$

де T - відношення загальної площі осаджувальних електродів до площі активного перерізу електрофільтру (див. табл. 3.15);

W - швидкість газу в електрофільтрі, м/с.

Загальна ступінь вловлювання пилу, %:

$$\eta = \sum_{i=1}^n \eta_i \Phi_i, \quad (9.62)$$

де Φ_i - вміст у вловлюваному пилу i - ї фракції, %.

Необхідна мінімальна ефективність очищення газу від пилу, %:

$$\eta_{TP} = \frac{z_1 - z_2}{z_1} 100, \quad (9.63)$$

де i - відповідно початкова та кінцева запиленість газу, г/м.

Необхідна площа активного перерізу електрофільтру, м²:

$$S = \frac{V}{3600W}, \quad (9.64)$$

де V - продуктивність електрофільтру, м³/ч.

ПЕРЕЛІК РЕКОМЕНДОВАНОЇ ЛІТЕРАТУРИ

1. 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.
2. Василенко І.А., Скиба М.І., Півоваров О.А., Воробйова В.І. Теоретичні основи охорони навколишнього середовища / І.А. Василенко, М.І. Скиба, О.А. Півоваров, В.І. Воробйова. Дніпро: Акцент ПП, 2017. – 204 с.
3. Л.Ф. Долина, П.Б. Машихіна, В.А. Козачина. Реконструкція систем водопостачання та водовідведення: Монографія: – Дніпро: Журфонд, 2021. – 220 с.
4. Технології захисту навколишнього середовища. Ч.1. Захист атмосфери: підручник. Петрук В.Г., Васильківський І.В., Петрук Р.В. та ін. – Херсон: Олді-плюс, 2019. – 432 с
5. Герасимов О. І. Теоретичні основи технології захисту навколишнього середовища : навч. посіб. Одеса : ТЕС, 2018. 228 с. URL: <http://files.znu.edu.ua/files/Bibliobooks/Inshi73/0054286.pdf> .
6. Зацеркляний М. М., Зацеркляний О. М., Столевич Т. Б. Процеси захисту навколишнього середовища : підручник. Одеса : Фенікс, 2017. 454 с. URL: <http://files.znu.edu.ua/files/Bibliobooks/Inshi73/0054283.pdf> .
7. Навчально-методичний посібник "Технології захисту водного середовища" / уклад.: О. В. Степова, Г. Г. Трохименко. Полтава, 2022. 306 с. URL: <http://files.znu.edu.ua/files/Bibliobooks/Inshi73/0054281.pdf> .
8. Рижков В. Г., Беренда Н. В., Троїцька О. О. Утилізація вторинних енергетичних та сировинних ресурсів : навч.-метод. посіб. Запоріжжя : ЗДІА, 2018. 384 с. URL: <http://ebooks.znu.edu.ua/files/ZII/metodychky/2018/0045490.pdf> .
9. Рижков В. Г., Ткаліч І. О. Технології захисту літосфери та поводження з відходами : навч.-метод. посіб. для здобувачів ступеня вищ. освіти магістра ден. і заоч. форм навчання спец. 183 "Технології захисту навколиш. середовища" за освіт.-проф. програмою "Технології захисту навколиш. середовища". Запоріжжя : ЗНУ, 2020. 127 с.
10. Куріс Ю. В., Кутузова І. О. Ресурсозберігаючі технології та альтернативні джерела енергії : навч.-метод. посіб. Запоріжжя : ЗДІА, 2018. 112 с. URL: <http://ebooks.znu.edu.ua/files/ZII/metodychky/2018/f358773.pdf> .
11. Манідіна Є. А., Кожемякін Г. Б., Белоконь К. В. Проектування безпечних споруд та природоохоронного обладнання. Запоріжжя: ЗНУ, 2021. 150 с.