

**МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ
ХАРКІВСЬКИЙ НАЦІОНАЛЬНИЙ УНІВЕРСИТЕТ МІСЬКОГО
ГОСПОДАРСТВА імені О. М. БЕКЕТОВА**

МЕТОДИЧНІ РЕКОМЕНДАЦІЇ

**для виконання курсової та розрахунково-графічної робіт
з навчальної дисципліни**

«ПРОЦЕСИ І АПАРАТИ ВОДОПІДГОТОВКИ»

*(для студентів курсів денної та заочної форм навчання
спеціальності 192 – Будівництво та цивільна інженерія
спеціалізація Гідротехніка (водні ресурси))*

Харків – ХНУМГ ім. О. М. Бекетова – 2018

Методичні рекомендації для виконання курсової та розрахунково-графічної робіт з навчальної дисципліни «Процеси і апарати водопідготовки» (для студентів курсів денної та заочної форм навчання спеціальності 192 – Будівництво та цивільна інженерія спеціалізація Гідротехніка (водні ресурси)) / Харків. нац. ун-т міськ. госп-ва ім. О. М. Бекетова ; уклад. І. М. Чуб. – Харків : ХНУМГ ім. О. М. Бекетова, 2018. – 38 с.

Укладач канд. техн. наук, доц. **І. М. Чуб**

Рецензент:

Г. І. Благодарна, кандидат технічних наук, доцент Харківського національного університету міського господарства імені О. М. Бекетова.

Рекомендовано кафедрою водопостачання, водовідведення та очистки вод, протокол № 1 від 27.08.2015.

ЗМІСТ

	стор.
Загальні вказівки.....	4
1 Курсова робота.....	5
1.1 Приклад розрахунку установки.....	5
1.2 Технологічна схема процесу знефенолення паровим методом.....	5
1.3 Розрахунок десорбційної частини знефенолюючого скруббера.....	8
1.4 Розрахунок абсорбційної частини знефенолюючого скруббера.....	10
2 Розрахунково-графічна робота.....	17
2.1 Побудова лінії рівноваги.....	17
2.2 Принципові схеми взаємодії води і адсорбенту.....	18
2.3 Визначення дози АВ для сорбційних установок з прямим рухом вугілля і води.....	19
2.4 Установка з перехресним рухом води і вугілля.....	21
2.5 Установка з рухом води і вугілля у протилежних напрямках.....	27
2.6 Порівняння дози АВ для різних установок.....	32
Список джерел.....	33
Додаток А.....	34
Додаток Б.....	35
Додаток В.....	37

ЗАГАЛЬНІ ВКАЗІВКИ

Метою курсової роботи та розрахунково-графічної роботи є закріплення теоретичних знань, отриманих при вивченні дисципліни «Процеси і апарати водопідготовки».

Виконуючи курсову роботу, студент одержує навички розрахунку знефенолюючого скрубера, вчиться складати рівняння матеріального балансу та використовувати рівняння масопередачі для визначення поверхні насадок та загальних розмірів скрубера.

Виконуючи розрахунково-графічну роботу, студент одержує навички розрахунку дози активованого вугілля для різних адсорбційних установок, вчиться складати рівняння матеріального балансу, використовувати ізотерму та робочу лінії для графічного розрахунку різних процесів адсорбції.

Курсову та розрахунково-графічну роботу виконують на підставі індивідуального завдання, що включає характеристику стічних вод, які поступають на очистку (початкова концентрація забруднень), концентрацію забруднень у воді після очищення, коефіцієнт розподілу, що характеризує адсорбент.

Робота містить розрахункову і графічну частини. У розрахунковій частині курсової роботи виконують розрахунок десорбційної і абсорбційної частин знефенолюючого скрубера, обчислюють загальну його висоту та розміри. У розрахунково-графічній роботі складають рівняння матеріального балансу, за допомогою яких обчислюють дозу адсорбенту для різних схем очищення води (прямий потік, перехресний потік і потік фаз, що рухаються одна проти одної).

У графічній частині КР виконують креслення знефенолюючого скрубера та технологічної схеми процесу знефенолення стічних вод паровим методом.

У графічній частині РГЗ будують ізотерми й робочі лінії для одно-, дво-, три – ступеневих схем адсорбції за різними принципами руху води та вугілля.

Завдання на КР та РГР міститься у додатках А, Б завдання на контрольну роботу – у додатку В цих вказівок.

1 Курсова робота

«Розрахунок знефенолюючого скруббера»

1.1 Приклад розрахунку установки

Вихідні дані:

Кількість стічної води, що надходить – $V = 30 \text{ м}^3/\text{год}$.

Початковий вміст фенолів у воді – $C_0 = 2,2 \text{ г/л}$.

Необхідна ступінь знефенолювання води – $n = 90\%$.

Остаточна концентрація фенолів у циркулюючому парі після абсорбційної частини скруббера – $C_n = 0,2 \text{ г/л}$ конденсату.

Питома витрата циркулюючого пару на 1 м^3 води, що переробляється $P = 1500 \text{ м}^3$.

Ступінь використання їдкого натру – $b = 50\%$.

Концентрація аміаку в лужно-фенолятному розчині – $C_a = 2 \text{ г/л}$.

Концентрація фенолів у отриманих фенолятах не менше – $d = 15\%$.

1.2 Технологічна схема процесу знефенолення паровим методом

Пристрій знефенолюючого скруббера видно зі схеми на рисунку 1.1. Він складається з двох секцій (верхній і нижній), заповнених насадкою, і однієї проміжної секції (між ними), яка не має насадки і використовується для монтажу зрошувальних пристроїв, що застосовуються для розбризкування лужного розчину по всьому перетину скруббера.

Стічна вода, з якої в аміачно-вапняній колоні (1) видалено вільний аміак, нагріта до температури кипіння, надходить до збірника (2), звідки насосом (3) подається в верхню частину знефенолюючого скруббера (4). Скрубер розділений на дві частини, які сполучені патрубками для проходу парів. Верхня частина скруббера заповнена дерев'яною хордовою насадкою, нижня-металевою спіральною насадкою, покладеною в декілька ярусів. Для циркуляції насиченої водяної пари з температурою $102\text{--}105^\circ\text{C}$ в скрубері передбачений вентилятор (5.) Стікаючи по дерев'яній хордовій насадці зверху вниз вода зустрічається з циркулюючим водяним паром. При цьому основна частина фенолів переходить з води в парову фазу. Знефенолена вода, що містить нелеткі солі аміаку, повертається з верхньої частини знефенолюючого скруббера в вапняну частину аміачної колоні (1), де за допомогою вапняного молока відбувається розкладання і видалення з неї нелеткого аміаку.

Стічні води з приколонка (6) аміачно-вапняної колоні через поплавковий регулятор (7) стікають в вапняно-шламовий відстійник, після чого направляються в загальновиробничі фенольні відстійники і потім використовуються для гасіння коксу.

Водяна пара разом з фенолами з верхньої частини знефенолюючого скруббера відсмоктується тим же вентилятором і подається в нижню частину знефенолюючого скруббера, заповнену металевою спіральною або іншого типу насадкою. Назустріч парі по насадці в цій частині скруббера стікає 10% -ий розчин їдкого натрію.

Розчин їдкого натрію, зустрічаючись з водяною парою, витягує з нього феноли, а позбавлена фенолів водяна пара знову надходить у верхню частину знефенолюючого скруббера через патрубок в проміжному днище, який ділить

скруббер на дві частини. Тому що поперечний переріз знефенолюючого скруббера великий, а потрібна кількість свіжого розчину лугу для зв'язування фенолів незначна (не більше 300–500 л/год), то, при безперервній рівномірній подачі розчину лугу в скруббер, цієї кількості розчину було б абсолютно недостатньо для повного змочування насадки скруббера. Тому свіжий розчин лугу подають в скруббер не безупинно, а періодично, але збільшеними порціями, щоб зволожити всю насадку.

Періодична подача розчину лугу в знефенолюючий скруббер регулюється спеціальним автоматичним приладом (реле часу), яке впливає на пусковий пристрій відцентрового насоса (8).

В нижній частині знефенолюючого скруббера утворюється розчин фенолятів, якій відводиться в проміжний збірник (9) і звідти насосом (10) перекачується в складські сховища, а потім вантажиться в залізничні цистерни для відправки на переробку.

При зрошенні насадки в нижній частині скруббера тільки свіжим лугом утворюються слабкі феноляти, концентрація яких відповідає 7-10 % фенолів. Для збільшення концентрації фенолятов зрошення насадки лугом ведуть в дві ступені. В цьому випадку слабкий розчин фенолятів, що утворюється, стікає зі скруббера та містить до 50 % вільного лугу, знову повертаються насосом (11) для зрошення насадки і насичення фенолами до 20–25 %. При цьому - верхній ярус насадки зрошується тільки свіжим лугом (щоб не було втрати фенолів), а нижній ярус зрошується фенолятами, циркулюючими в замкнутому циклі. Феноляти з нижнього ярусу відводяться в збірник (9) в концентрованому вигляді у кількості, яка відповідає розчину свіжого лугу що подається на зрошення.

Розчин їдкого натрію необхідної концентрації готується: або шляхом розбавлення концентрованого розчину їдкого натрію, або шляхом розчинення твердої каустичної соди в спеціальному розчиннику (12) паром.

З розчинника розчин лугу надходить до збірника (13), в якому він розбавляється водою до потрібної концентрації, і передається до збірки робочого розчину (14), звідки насосом (8) подається в знефенолюючий скруббер для вилучення фенолов з циркулюючого пара.

Ступінь знефенолювання стічних вод паровим методом становить близько 85 %. Вміст фенолів у сирих фенолятах має бути не нижче 20 %.

Витрата 100 %-вого їдкого натрію становить 0,8–1,0 кг на 1 кг вилучених фенолів.

Пар, пройшовши ступені зрошення фенолятами і свіжим розчином лугу, знефенолюється і знову надходить у верхню частину скруббера. Для того, щоб уникнути виносу бризок лугу, пар попередньо пропускають через невеликий шар осушувальної насадки з металевих спіралей. Отримані феноляти (надлишок розчину) безперервно самопливом стікають через гідрозатвор до збірника (3), з якого їх періодично насосом (8) перекачують на склад. В скруббері підтримують тиск парів близько 100 мм. рт. ст., подаючи невелику кількість пару, що гріє підігрівач (11).

З викладеного видно, що стічні води після знефенолюючих установок вважаються недостатньо очищеними і не можуть бути скинуті у водойми. Ці води після знефенолюючих установок повинні бути або додатково очищені від фенолів біологічним методом, або можуть бути використані для гасіння кокса.

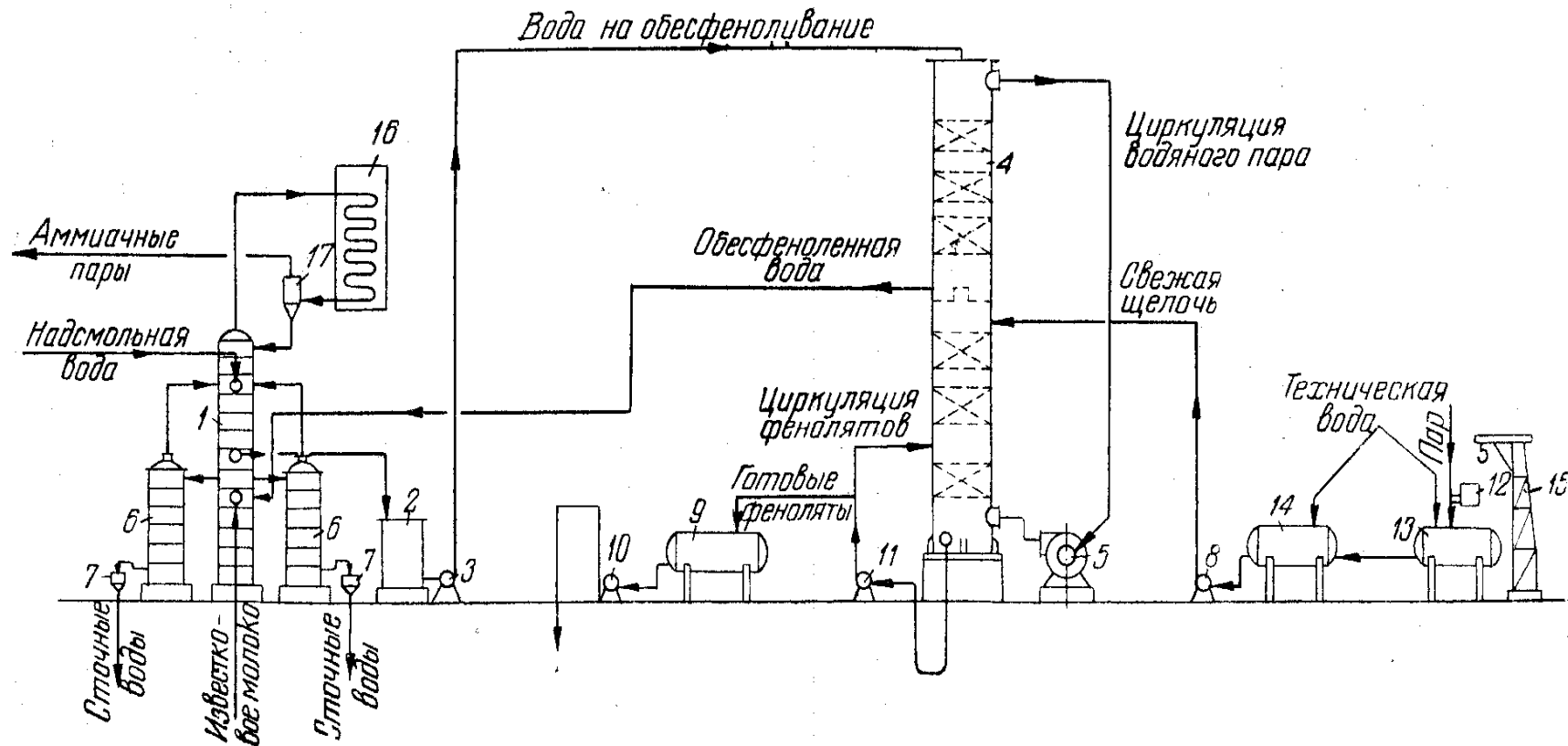


Рисунок 1.1 – Технологічна схема процесу знефенолення стічних вод паровим методом

- 1 – аміачно-вапняна колона; 2 – проміжний збірник фенольної води; 3 – насос; 4 – знефенолюючий скруббер; 5 – вентилятор для циркуляції водяної пари; 6 – приколони аміачно-вапняної колони; 7 – поплавкові регулятори для спуску стічних вод з аміачно-вапняної колони; 8 – насос; 9 – збірник фенолятів; 10 – насос; 11 – насос; 12 – апарат для розчинення каустика; 13 – збірник концентрованої луги; 14 – збірник робочого розчину луги; 15 – пристрій для підйому барабанів з твердим каустиком до апарату для приготування розчину луги

1.3 Розрахунок десорбційної частини знефенолюючого скруббера

Кількість фенолів, що підлягає вилученню в десорбційній частині:

$$Q = \frac{V \cdot C_0 \cdot n}{100} = \frac{30 \cdot 2,2 \cdot 90}{100} = 59,4 \text{ кг/год} \quad (1.1)$$

Загальний об'єм циркулюючого пару:

$$W = V \cdot P = 30 \cdot 1500 = 45\,000 \text{ м}^3/\text{год}. \quad (1.2)$$

При температурі 102°C , питома вага 1 м^3 насиченого водяного пару $\gamma = 603 \text{ кг.}$, отже кількість пару циркулюючого в скруббері на протязі години:

$$q = W \cdot \gamma = 45000 \cdot 0,603 = 27\,130 \text{ кг або } 27,13 \text{ т.} \quad (1.3)$$

В циркулюючому парі на виході з десорбційної частини скруббера вміст фенолів дорівнює сумі кількостей фенолів, забраних з води і тих, що надходять з парою з абсорбційної частини:

$$A = Q + m, \quad (1.4)$$

де m – остаточна концентрація фенолів у конденсаті, кг/год;

Q – кількість фенолів, що підлягає вилученню в десорбційній частині, кг/год.

$$C_n = 27,13 \cdot 0,2 = 5,426 \text{ кг/год}.$$

де C_n – кг/м³ конденсату паро-залишкова концентрація фенолів в ньому, відповідно з вихідними даними, що дорівнює 0,2 г/л.

Концентрація фенолів в парі, що виходить з адсорбційної частини $C_1 = \frac{Q + m}{q} = \frac{59,4 + 5,426}{27,13} = 2,39 \text{ кг/л конденсату, (кг/м}^3 \text{ конденсату, або г/л)}.$

Процес десорбції фенолів з води характеризується рівнянням:

$$Q = K' \cdot F' \cdot \Delta p_{cp}, \quad (1.5)$$

де Q – кількість фенолів, що вилучається в скруббері, кг/год;

F' – поверхня десорбції, м²;

K' – коефіцієнт десорбції з води паром, кг/(м²·год·мм.рт.ст.);

Δp_{cp} – середня рушійна сила процесу десорбції, мм.рт.ст.

За даними роботи промислових знефенолюючих установок приймається значення $K' = 0,045 \text{ кг/(м}^2 \cdot \text{год} \cdot \text{мм.рт.ст.)}.$

Для визначення рушійної сили процесу десорбції необхідно обчислити парціальний тиск фенолів в суміші з водяною парою і пружність фенолів в парі над водою, в якій міститься фенол (при її кипінні).

Парціальний тиск фенолів в парі (при вмісті фенолів: 60 % фенолу і 40 % крезолу, що відповідає середній молекулярній вазі – 100) можна обчислити з рівнянь:

$$p = 0,14C, \quad (1.6)$$

де p – парціальний тиск фенолів в суміші з водяною парою, мм.рт.ст.;

C – концентрація фенолів в парі, г/л конденсату пари.

Рух потоків води і пари в знефенолюючому скруббері схематично можна зобразити таким чином, рисунок 1.2.

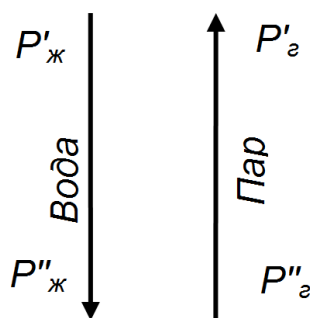


Рисунок 1.2 – Структура та направлення потоків: води і пари

Стрілкою показано напрямок руху потоків води і пари в десорбційній частині знефенолюючого скруббера. Парціальний тиску вхідному і вихідному парі позначені відповідно $P'_э$ і $P''_э$, а пружності фенолів над водою, що надходить в скруббер і виходить з нього $P'_{ж}$ і $P''_{ж}$.

Для умов даного прикладу парціальний тиск фенолів у вихідному парі:

$$P'_э = 0,14C = 0,14 \times 2,89 = 0,335 \text{ мм. рт. ст.}$$

Парціальний тиск фенолів у вхідному парі:

$$P''_э = 0,14 C_n = 0,14 \times 0,2 = 0,028 \text{ мм. рт. ст.},$$

де C_n – концентрація фенолів у вхідному парі.

Пружність фенолів над поступаючою в знефенолюючий скруббер водою

$$P'_{ж} = 0,14 \times 2 \times C_0,$$

де 2 – коефіцієнт, що враховує розподіл концентрації фенолів між паровою і рідкою фазами.

Підставляючи значення C_0 отримуємо

$$P'_{ж} = 0,14 \times 2 \times 2,2 = 0,616 \text{ мм. рт. ст.}$$

Таким же чином визначається пружність фенолів над вхідною з скруббера водою

$$P''_{ж} = \frac{0,14 \times 2 \times C_0 \times (100 - n)}{100}, \text{ мм. рт. ст.} \quad (1.7)$$

де n – необхідна ступінь знефенолювання води, яка дорівнює 90 %.

$$P''_{ж} = \frac{0,14 \times 2 \times 2,2 \times 10}{100} = 0,0616, \text{ мм. рт. ст.}$$

На підставі отриманих даних визначають рушійну силу десорбції вгорі скруббера:

$$\Delta p' = P'_{ж} - P'_э \quad (1.8)$$

$$\Delta p' = 0,616 - 0,385 = 0,281 \text{ мм. рт. ст.}$$

і внизу десорбційної частини

$$\Delta p'' = P''_{ж} - P''_э = 0,0616 - 0,028 = 0,0336 \text{ мм. рт. ст.}$$

Середня рушійна сила процесу десорбції визначається за рівнянням:

$$\Delta p_{cp} = \frac{\Delta p' - \Delta p''}{2,3 \times \lg \frac{\Delta p'}{\Delta p''}}, \text{ мм.рт.ст.} \quad (1.9)$$

$$\Delta p_{cp} = \frac{0,2810 - 0,0336}{2,3 \times \lg \frac{0,2810}{0,0336}} = 0,116$$

У відповідності з рівнянням десорбції поверхня насадки, необхідна для здійснення цього процесу:

$$F' = \frac{Q}{K' \times \Delta p_{cp}} \quad (1.10)$$

$$F' = \frac{59,4}{0,045 \times 0,116} = 11400 \text{ м}^2$$

Для заповнення скруббера використовується дерев'яна хордова насадка. Приймаємо діаметр скруббера $D=4,5$ м [1].

Поверхня всіх елементів одного кола насадки діаметром 4,5 м за даними [1] становить $-119,5 \text{ м}^2$.

Примітка. При підрахунку поверхні кола насадки іншого діаметру D можна використовувати формулу:

$$f = \frac{D^2 \times 119,5}{4,5^2} = \frac{D^2 \times 119,5}{20,25},$$

де f – поверхня всіх елементів одного кола насадки діаметром D , виражена в м^2 .

Для створення необхідної поверхні потрібно число кіл насадки: $11400/119,5=96$.

Приймаємо 4 яруси по 25 кіл, всього 100 кіл насадки із загальною поверхнею $100 \times 119,5 = 11950 \text{ м}^2$.

Відстань між ярусами приймаємо рівним 0,43 м. Висота частини скруббера заповнена дерев'яною хордовою насадкою

$$h = 0,14 \times 100 + 0,43 \times 3 = 15,29 \text{ м}$$

де 0,14 – висота опорних рейок, м;

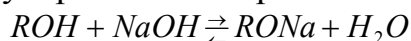
3 – число проміжків між ярусами.

1.4 Розрахунок абсорбційної частини знефенолюючого скруббера

На підставі практичних даних роботи промислових знефенолюючих установок приймаємо, що число ступенів (ярусів) абсорбційної частини має дорівнювати трьом. Нижній ярус повинен зрошуватися лужно-фенолятним розчином з використанням лугу 50%, середній ярус-зрошуватися періодично свіжим розчином лугу.

1.4.1 Визначення витрати лугу

Виходячи з стехіометрического співвідношення при реакції взаємодії фенолів з середньою молекулярною вагою рівною 100 з їдким натром



На 100 г фенолів має витратитися 404 г їдкого натру, тобто для зв'язування 1 кг фенолів необхідно 0,4 кг їдкого натру. Для запобігання гідролізу фенолятів, що утворюються (оскільки реакція оборотна) потребується надлишок лугу. Так як за умовою ступінь використання лугу $b=50$, то витрата лугу x на зв'язування 1 кг фенолів може бути знайдений з наступного співвідношення:

$$\frac{0,4 - b}{x - 100} \quad \text{або} \quad \frac{0,4 - 50}{x - 100}$$

Звідси $x = \frac{0,4 \cdot 100}{50} = 0,8 \text{ кг}$

У зв'язку з тим, що в процесі знефенолення частина лугу, близько 10% витрачається на побочні реакції (з сірководнем і вуглекислою) питома витрата одного натру (на 1 кг отриманих фенолів)

$$x = 0,8 + \frac{0,8 \times 10}{100} = 0,88 \text{ кг}$$

1.4.2 Визначення поверхні абсорбції нижнього ярусу насадки

Процес абсорбції фенолів з пару лугом характеризується рівнянням

$$Q_1 = K_1 \times F_1 \times \Delta p_{cp}, \quad (1.11)$$

де Q – кількість фенолів, отримане в нижньому ярусі скруббера, кг/год;

F_1 – поверхня абсорбції нижнього ярусу насадки, м^2 ;

K_1 – коефіцієнт абсорбції фенолів лужним розчином в нижньому ярусі насадки, $\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{год} \cdot \text{мм.рт.ст.})$;

Δp_{cp} – середня рушійна сила процесу абсорбції, мм.рт.ст.

За даними роботи промислових установок $K_1 = 0,12$, $\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{год} \cdot \text{мм.рт.ст.})$;

Рух потоків лужно-фенолятного поглинаючого розчину і пару в нижньому ярусі абсорбційної частини знефенолюючого скруббера схематично зображено на рисунку 1.3:

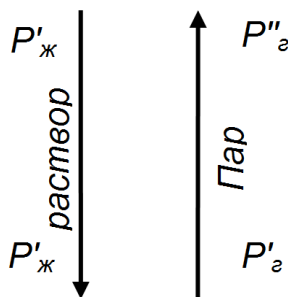


Рисунок 1.3 – Структура та направлення потоків: розчину фенолятів та пару

З достатньою точністю можна допустити, що концентрація розчину фенолів на вході і виході з ярусу не змінюється зважаючи на великий об'єм циркулюючого розчину і невеликої кількості видобутих фенолів.

Часова витрата лугу на видобування фенолів становить: $59,4 \times 0,88 = 52$ кг в тому числі на побічні реакції витрачається 10% лугу, тобто $52 \times 10 \div 100 = 5,2$ кг/год

Фактична кількість лугу, що використовується для зв'язування фенолів становить: $52 - 5,2 = 46,8 \text{ кг/год}$.

Знаходимо молярне відношення між фенолами і їдким натром в зрошуваному ярусі і розчині:

$$x_1 = \frac{59,4}{100} \bigg/ \frac{46,8}{40} = 0,51$$

де 100 – середня молекулярна вага фенолів;

40 – молекулярна вага їдкого натру.

Рівноважна концентрація фенолів в парі над киплячим лужно-фенолятним розчином такого складу обчислюється по емпіричному рівнянню

$$y_1 = -0,17 + 4x_1 - 10,8x_1^2 + 14,3x_1^3 - 2x_1^4, \quad (1.12)$$

де y_1 – рівноважна концентрація фенолів в парі, г/л конденсату;

x_1 – молярне відношення фенолів до їдкого натрію в розчині.

$$y_1 = -0,17 + 4 \times 0,51 - 10,8 \times (0,51)^2 + 14,3 \times (0,51)^3 - 2 \times (0,51)^4 = 0,83 \text{ г/л конденсату.}$$

В зв'язку з тим, що в лужно-фенолятному розчині знаходиться аміак, рівноважна концентрація фенолів в парі в його присутності збільшується, а коефіцієнт для визначення фактичної рівноважної концентрації фенолів в розчині наведено у таблиці 1.1.

Таблиця 1.1 – Значення коефіцієнта від концентрації аміаку

Концентрація аміаку в лужно-фенолятному розчині C_a , г/л	Множник α для визначення фактичної рівноважної концентрації фенолів в розчині
1,5	1,2
2,0	1,3
2,5	1,4

Для умов нашого прикладу $C_a = 2$ г/л, тому фактична рівноважна концентрація фенолів в розчині

$$y_\phi = y_1 \times \alpha = 0,83 \times 1,3 = 1,08, \text{ г/л конденсату}$$

З попереднього відомо, що концентрація фенолів в парі, який надходить в нижній ярус $C_1 = 2,39$ г/л конденсату.

Концентрація фенолів в парі, що виходить з нижнього ярусу після контакту його із лужно-фенолятим розчином близька до рівноважної для даного розчину і відрізняється приблизно на 0,02 г/л (вище).

Таким чином концентрація фенолів в парі, що виходить з нижнього ярусу складе:

$$C'_\Pi = y_\phi + 0,02 = 1,08 + 0,02 = 1,1 \text{ г/л конденсату.}$$

Знаходимо рушійну силу процесу абсорбції. Парціальний тиск фенолів у парі, що надходить:

$$P'_e = 0,14 \times C_1 = 0,14 \times 2,39 = 0,335, \text{ мм.рт.ст.}$$

Парціальний тиск фенолів в парі, що виходить з нижнього ярусу насадки:

$$P''_e = 0,14 \times C'_\Pi = 0,14 \times 1,1 = 0,154, \text{ мм.рт.ст.}$$

Пружність фенолів над надходячим на зрошення нижнього ярусу насадки і виходячим з нього лужно-фенолятним розчином однакова і дорівнює:

$$P'_{\text{жс}} = 0,14 \times y_{\phi} = 0,14 \times 1,08 = 0,151, \text{ мм.рт.ст.}$$

Рушійна сила внизу ярусу насадки:

$$\Delta p' = p'_z - p'_{\text{жс}} \quad (1.13)$$

$$\Delta p' = 0,335 - 0,151 = 0,184, \text{ мм.рт.ст.}$$

Рушійна сила вверху ярусу насадки:

$$\Delta p'' = p''_r - p'_{\text{жс}} \quad (1.14)$$

$$\Delta p'' = 0,154 - 0,151 = 0,003, \text{ мм.рт.ст.}$$

Середня рушійна сила процесу абсорбції:

$$\Delta p_{cp} = \frac{\Delta p' - \Delta p''}{2,3 \times \lg \frac{\Delta p'}{\Delta p''}} \quad (1.15)$$

$$\Delta p_{cp} = \frac{\Delta p' - \Delta p''}{2,3 \times \lg \frac{\Delta p'}{\Delta p''}} = \frac{0,184 - 0,003}{2,3 \times \lg \frac{0,184}{0,003}} = 0,044, \text{ мм.рт.ст.}$$

Кількість фенолів, отримуване в нижньому ярусі скруббера:

$$Q = q \times (C_1 - C'_{II}) \quad (1.16)$$

$$Q = q \times (C_1 - C'_{II}) = 27,13 \times (2,39 - 1,1) = 35,10, \text{ кг/год}$$

Поверхня насадки нижнього ярусу:

$$F_1 = \frac{Q_1}{K_1 \times \Delta p_{cp}}, \text{ м}^2 \quad (1.17)$$

$$F_1 = \frac{35,10}{0,12 \times 0,044} = 6650 \text{ м}^2$$

1.4.3 Визначення поверхні абсорбції середнього ярусу насадки

Кількість фенолів, яка зв'язується в середньому і в верхньому ярусі насадки дорівнює різниці між кількостями фенолів, що видобуваються в десорбційній частині скруббера і в нижньому ярусі насадки абсорбційної частини:

$$Q - Q_1 = 59,4 - 35,1 = 24,3, \text{ кг/год}$$

Приймаємо, що на побічні реакції витрачається в середньому ярусі одна третина всього луку, яка вступає в побічні реакції, тобто

$$5,2 \times \frac{1}{3} = 1,73, \text{ кг/год}$$

Молярне відношення між фенолами і їдким натром в лужно-фенолятному розчині, циркулюючому по середньому ярусу:

$$x_2 = \frac{23,8}{100} \div \frac{52 - 1,73}{40} = 0,19$$

де 52 – годинна витрата луку.

Рівноважна концентрація фенолів в парі над киплячим лужно-фенолятним розчином такого складу, обчислена по емпіричному рівнянню:

$$y_2 = -0,17 + 4 \times 0,19 - 10,8 \times (0,19)^2 + 14,3 \times (0,19)^3 - 2 \times (0,19)^4 = 0,32 / \text{л конденсату}.$$

Збільшення рівноважної концентрації фенолів в парі в результаті присутності аміаку

$$y_{\phi} = y_2 \times \alpha = 0,3 \times 1,3 = 0,39 \text{ г/л, конденсату}$$

Парціальний тиск фенолів в парі, який надходить в середній ярус:

$$p_r'' = 0,154 \text{ мм.рт.ст.}$$

Концентрація фенолів в парі, що виходить із середнього ярусу C_{II}'' , приймаємо рівним 0,5 г/л, конденсату (на 0,11 г/л конденсату вище рівноважного). Парціальний тиск фенолів в ньому:

$$p_r''' = 0,14 \times 0,5 = 0,070 \text{ мм. рт. ст.}$$

Рушійна сила внизу середнього ярусу насадки:

$$\Delta p_1 = p_c'' - p_{\text{эн}}'' = 0,154 - 0,055 = 0,099 \text{ мм. рт. ст.}$$

Рушійна сила зверху середнього ярусу насадки:

$$\Delta p_2 = p_c''' - p_{\text{эн}}'' = 0,070 - 0,015 \text{ мм. рт. ст.}$$

Середня рушійна сила процесу абсорбції в середньому ярусі насадки:

$$\Delta p_{cp} = \frac{0,099 - 0,015}{2,3 \times \lg \frac{0,099}{0,015}} = 0,044 \text{ мм.рт.ст.}$$

Поверхню насадки середнього ярусу визначають за рівняння:

$$F_2 = \frac{Q_2}{K_2 \times \Delta p_{cp}}, \quad (1.18)$$

де Q_2 – кількість фенолів, добуто в середньому ярусі скруббера, кг/год.

K_2 – коефіцієнт абсорбції фенолів лужним розчином в середньому ярусі насадки, який приймається рівним 0,07 кг/(м²·ч·мм.рт.ст.)

Кількість фенолів, що поглинається в середньому ярусі:

$$Q_2 = q \times (C'_{II} - C''_{II}), \text{кг / год} \quad (1.19)$$

$$Q_2 = 27,13 \times (1,1 - 0,5) = 16,28 \text{ кг / год}$$

Підставляючи відповідні значення, знаходимо:

$$F_2 = \frac{16,28}{0,07 \times 0,044} = 5400 \text{ м}^2$$

1.4.4 Визначення поверхні абсорбції верхнього ярусу насадки

Верхній ярус насадки працює в умовах, що відрізняються від умов абсорбції в нижньому і середньому ярусах насадки: він періодично зрошується лужним розчином.

Для визначення поверхні насадки в цьому ярусі по дослідним даним приймають, що для досягнення ефективності знефенолювання пари, що надходить в ярус до $\Theta = 60 \%$, вимагається поверхні насадки на 1 м³.

Циркулюючого пара $-0,15\text{ м}^2$ ($m = 0,15\text{ м}^2 / \text{ м}^3$). З попереднього випливає, що концентрація фенолів в парі, який надходить в верхній ярус насадки $C''_{II} = 0,5\text{ г} / \text{ л}$ конденсату, а концентрація фенолів в парі, що виходить з верхнього ярусу насадки при 60% -ному ступені обесфенолювання його

$$C'''_{II} = C''_{II} - \frac{C''_{II} \cdot \Xi}{100} = 0,5 - \frac{0,5 \times 60}{100} = 0,2\text{ г} / \text{ л} \text{ конденсату}$$

Поверхня насадки верхнього ярусу

$$F_3 = W \times m, \quad (1.20)$$

де W – загальний об'єм циркулюючого пару рівний $45000 \text{ м}^3 / \text{ год}$.

$$F_3 = 45000 \times 0,15 = 6750\text{ м}^2$$

Для всіх трьох ярусів потрібні насадки

$$F' = F_1 + F_2 + F_3 = 6650\text{ м} + 5400\text{ м}^2 + 6750\text{ м}^2 = 18800\text{ м}^2$$

З урахуванням резерву близько 10% приймаємо загальну поверхню насадки $F' = 21000\text{ м}^2$ з рівномірним розподілом в кожному ярусі по

$$\frac{21000}{3} = 7000\text{ м}^2$$

Об'єм насадки

$$V = \frac{F'}{l},$$

де l – поверхня 1 м^3 металевої спіральної насадки, рівна 130 м^2 .

$$\text{Звідси } V = \frac{21000}{130} = 161\text{ м}^3$$

Висота насадки у всіх ярусах

$$H = \frac{V}{0,758 \times D^2},$$

де D – діаметр скруббера рівний 4,5 м.

Отже

$$H = \frac{161}{0,758 \times (4,5)^2} = 10,1\text{ м}.$$

Висота одного ярусу:

$$h = \frac{H}{3} = \frac{10,1}{3} = 3,37\text{ м}$$

Приймаємо висоту одного ярусу, рівну 3,4 м.

Для визначення повної висоти скруббера необхідно врахувати наступні його елементи (табл. 1.2), орієнтов на висотах яких в мм дається нижче (перераховується знизу вгору, див. креслення в додатку).

З урахуванням того, що висота ярусів металевої насадки становить $3,4 \cdot 3 = 10,2\text{ м}$, а ярусів хордової насадки 15,29 м., загальна висота скруббера дорівнюватиме:

$$H = 10200 + 15290 + 20755 = 46245\text{ мм}$$

Таблиця 1.2 – Конструктивні елементи знефенолюючого скруббера

Назва	Розмір мм
1	2
1 Помилкове днище.....	920
2 Під скрубберний резервуар і паровий простір з штуцером для входу пару	3150
3 Решітка, підтримуюча металеву насадку	25
4 Від верху насадки до форсунок	1100
5 Від нижньої відмітки форсунок до днища зі штуцерами для проходу парів	900
6 Від днища до решітки, на яку спирається середній ярус насадки ...	1600
7 Решітка	25
8 Відстань між середнім і верхнім ярусами насадки	2000
9 Решітка	25
10 Від верхнього ярусу насадки до решітки осушувальної насадки	2000
11 Решітка	25
12 Осушувальна насадка	500
13 Від насадки до днища	1855
14 від днища до нижнього ярусу хордової насадки	1600
15 Від верхнього ярусу хордової насадки до осушувальної хордової насадки	1500
16 осушувальна насадка	1400
17 до верху циліндричної частини скруббера	1600
18 до верхньої точки скруббера	1030
Всього	20755

Завдання для креслення

Графічно накреслити знефенолюючий скруббер та технологічну схему на листі формату А-1. Приклад креслення наведено у додатку Б.

2 Розрахунково-графічна робота

2.1 Побудова лінії рівноваги

Розглянемо приклад з наступними вихідними даними:

- 1 Початкова концентрація забруднюючих речовин у воді $C_0 = 200$, мг/дм³.
- 2 Кінцева концентрація забруднюючих речовин у воді $C_k = 7$, мг/дм³.
- 3 Коефіцієнт розподілу $K = 0,77$.

Розрахунок будь-якої схеми адсорбційного очищення починають з побудови лінії рівноваги (ізотерми адсорбції) $a = f(C)$. Вона показує залежність концентрації речовини між фазами в рівноважних умовах. Знаючи закон розподілу концентрації речовини, що поглинається, між сорбентом і рідиною, можна визначити коефіцієнт $K = \frac{a}{C}$ розподілу і рівняння ізотерми, якщо вона прямолінійна:

$$a = K \cdot C \quad (2.1)$$

Знаючи рівноважну концентрацію органічних речовин в очищеній воді C_k , визначаємо рівноважну концентрацію у активованому вугіллі:

- графічно (за ізотермом) – $a_k = 5.39$ мг/г, (рис. 2.1);
- розрахунковим способом – $a_k = 0.77 \cdot 7 = 5.39$ мг/г.

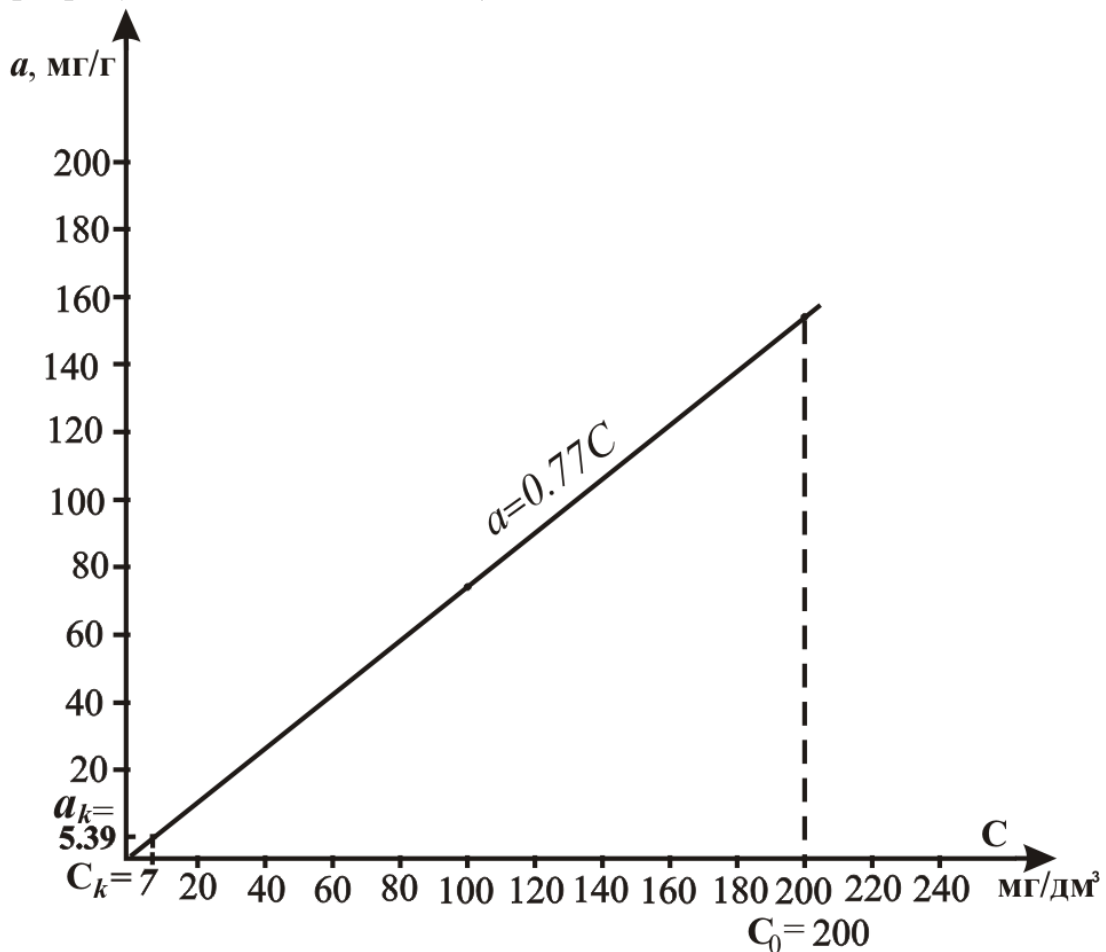


Рисунок 2.1 – Лінія рівноваги (ізотерма)

2.2 Принципові схеми взаємодії води і адсорбенту

Залежно від напрямку відносного руху фаз ці схеми можна класифікувати в такий спосіб:

- 1 прямоточні (рис. 2.2);
- 2 з перехресним рухом (рис. 2.3);
- 3 протиточні (схеми, за якими вода і адсорбент рухаються у протилежних напрямках) (рис. 2.4).

2.2.1 Принципова схема прямоточної одноступеневої установки

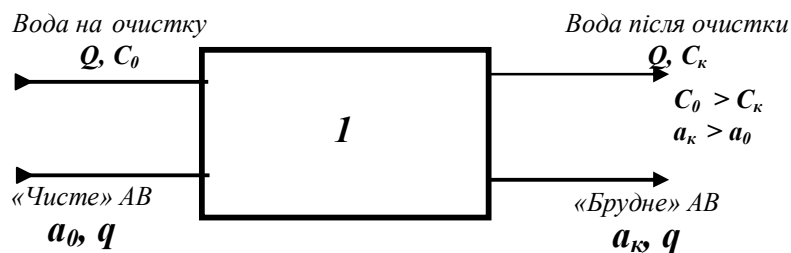


Рисунок 2.2 – Одноступенева прямоточна установка

Q, q – витрати відповідно води і адсорбенту, $\text{м}^3/\text{год}$, $\text{кг}/\text{год}$;

C_0, a_0 – початкова (вихідна) концентрації компонента, що вилучається, у воді й АВ, $\text{мг}/\text{дм}^3$, $\text{мг}/\text{г}$;

C_κ, a_κ – кінцеві концентрації речовини, що вилучається, у воді й АВ, $\text{мг}/\text{дм}^3$, $\text{мг}/\text{г}$

2.2.2 Принципова схема двоступеневої установки з перехресним рухом фаз

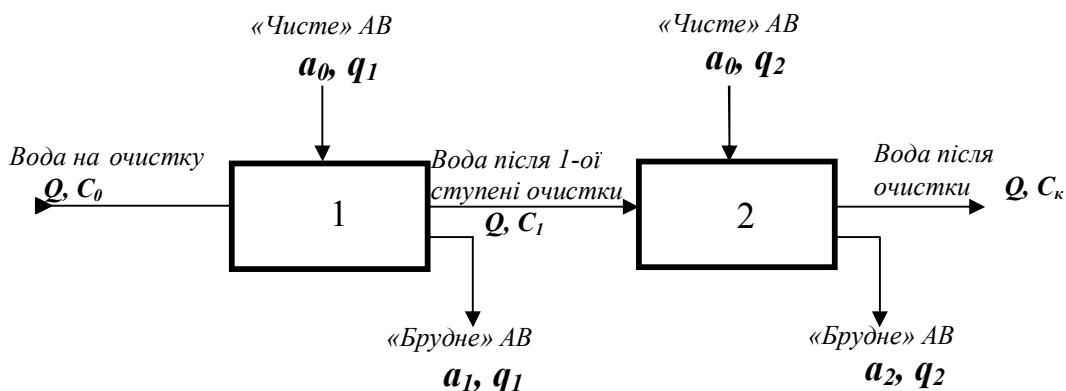


Рисунок 2.3 – Двоступенева установка з перехресним рухом фаз:

q_1, q_2 – витрати адсорбенту на першому і другому ступені;

$C_0 > C_1 > C_\kappa$ $\text{мг}/\text{дм}^3$, при цьому витрата води Q , $\text{м}^3/\text{ч}$, не змінюється (постійна);

$a_1 > a_2 > a_0$ $\text{мг}/\text{г}$

Сумарна витрата адсорбенту:

$$q_{\text{пер.}} = q_1 + q_2, \text{ кг}/\text{год}.$$

Принципова схема двоступеневої установки з рухом води і вугілля у протилежних напрямках

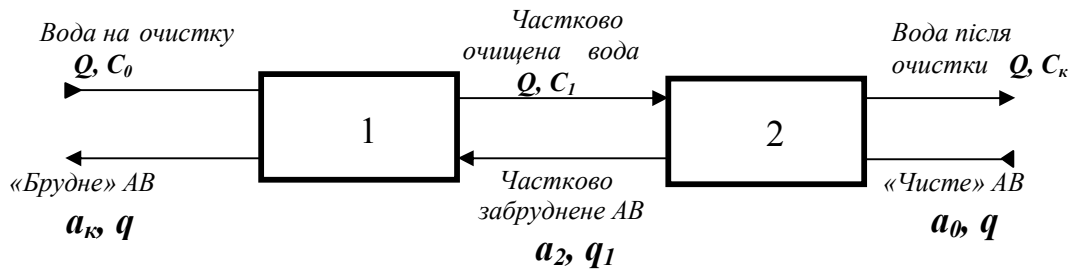


Рисунок 2.4 – Двоступенева установка з рухом води і вугілля у протилежних напрямках: 1 – перший ступінь очищення; 2 – другий ступінь очищення

$C_0 > C_1 > C_k$ мг/дм³, при цьому витрата води Q , м³/год, не змінюється;
 $a_k > a_2 > a_0$ мг/г, при цьому витрата адсорбенту q не змінюється, кг/год.

2.3 Визначення дози АВ для сорбційних установок з прямим рухом вугілля і води

У таких умовах взаємодіючі фази рухаються в одному напрямку, і по шляху їхнього руху відбувається адсорбція. Концентрація органічних (забруднюючих) речовин у воді буде зменшуватися від C_0 до C_k , а в адсорбенті збільшуватися від a_0 до a_k , рис. 2.5.

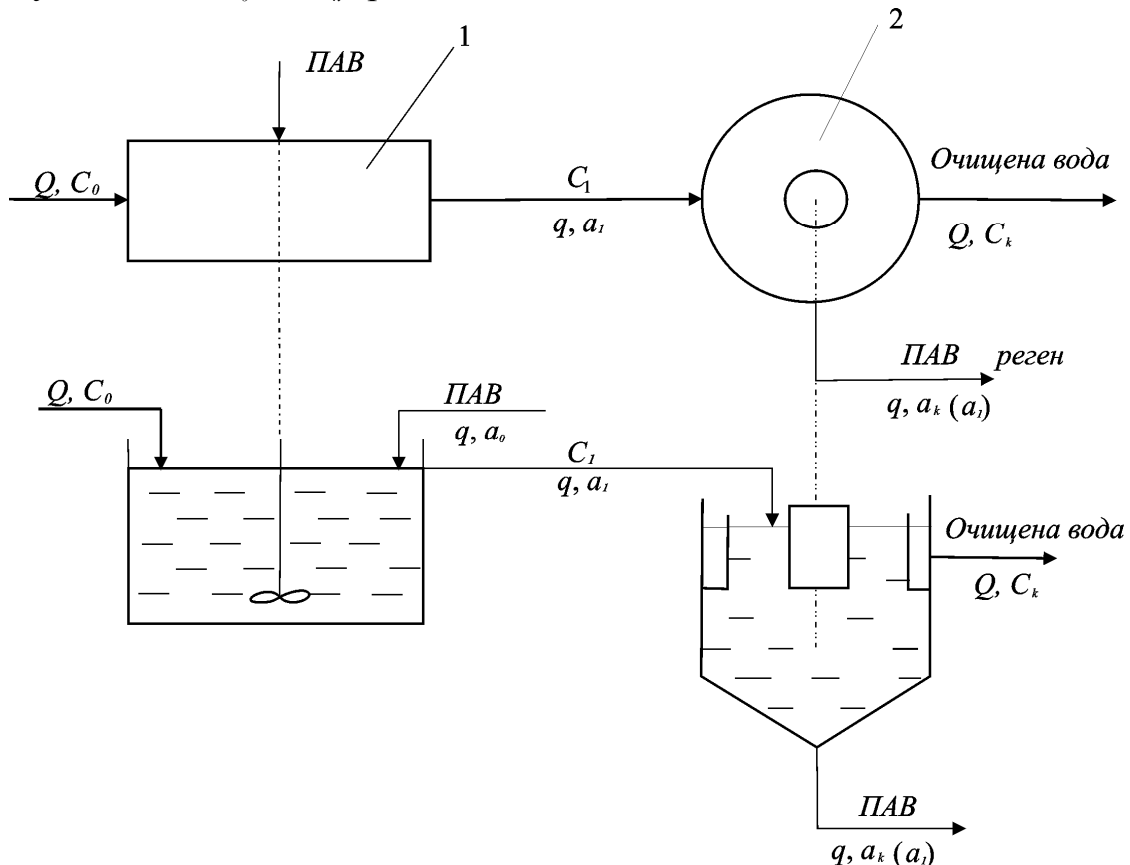


Рисунок 2.5 – Схема одноступеневої проточної установки:
 1 – апарат з перемішуванням; 2 – відстійник

За законом збереження маси зберігається баланс речовини. Рівняння матеріального балансу для процесу адсорбції з прямим рухом фаз:

$$Q \cdot C_0 + q \cdot a_0 = Q \cdot C_k + q \cdot a_k, \quad (2.2)$$

$$Q \cdot (C_0 - C_k) = q \cdot (a_k - a_0); \quad \frac{C_0 - C_k}{a_k - a_0} = \frac{q}{Q}. \quad (2.3)$$

На вході сорбент не містить забруднюючих речовин, що вилучаються із води, тому: $a_0 = 0$, $a_k = K \cdot C_k$. Таким чином, дозу активованого вугілля для одноступеневої прямої установки визначаємо за формулою

$$D = \frac{C_0 - C_k}{K \cdot C_k}, \quad \text{г/дм}^3, \quad (2.4)$$

$$D = \frac{200 - 7}{0.77 \cdot 7} = 35.8 \quad \text{г/дм}^3.$$

Визначення дози графічним способом. Для цього необхідно скористатися побудованою ізотермою і робочою лінією за вихідними даними (рис. 2.6).

$$D = \frac{C_0 - C_k}{K \cdot C_k} = \text{ctg} \alpha = \frac{200 - 7}{5.39} = 35.8 \quad \text{г/дм}^3. \quad (2.5)$$

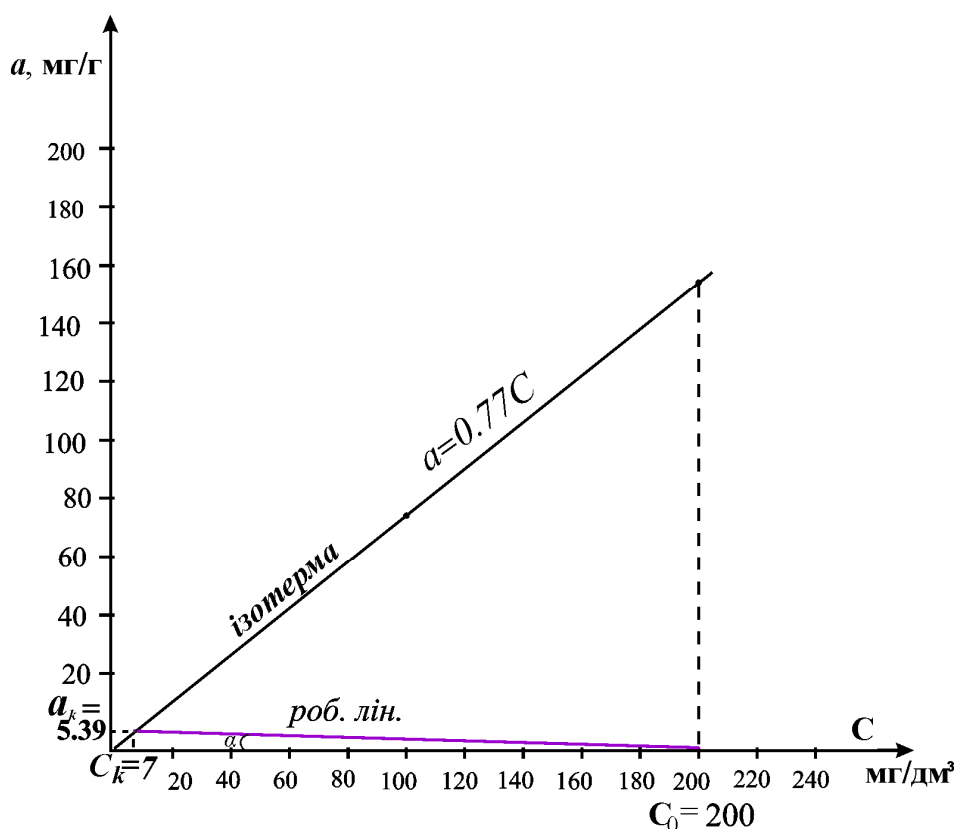


Рисунок 2.6 – Ізотерма і робоча лінія одноступеневої установки з прямим рухом фаз

Істотним недоліком прямої установки очищення води є висока витрата сорбенту, величина якого залежить від залишкової рівноважної концентрації речовини у воді на виході з апарату, отже чим нижче припустима концентрація речовини в обробленій воді, тим менше величина питомої адсорбції і більше доза активованого вугілля.

2.4 Установа з перехресним рухом води і вугілля

У такій установці вода послідовно проходить через два ступеня очищення. На кожний ступінь подається чисте АВ в рівних кількостях, рисунок 2.7. Міра насичення сорбенту на виході з першого і другого ступеня різна, тому що залежить від концентрації забруднюючої речовини у воді. На першому ступені подається вода з вихідною кількістю речовин. Вихідна вода з першого ступеня (після очищення) містить менше органічних забруднень у порівнянні з вихідною водою, що подається на другий ступінь, де контактує з чистим АВ і остаточно очищується. Адсорбент після кожного ступеня очищення відокремлюється від води у відстійнику, після чого відправляється на регенерацію. Адсорбційна ємкість активованого вугілля найбільш повно використовується у першому (по руху води) адсорбері.

2.4.1 Двоступенева схема очищення

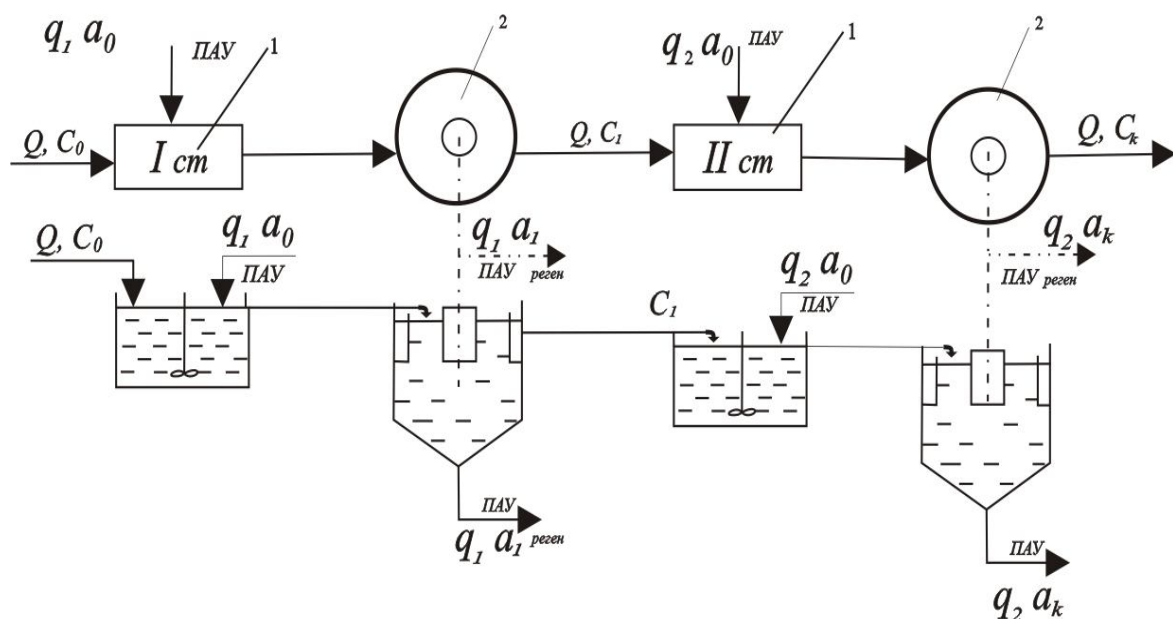


Рисунок 2.7 – Схема двоступеневого очищення з перехресним рухом активованого вугілля і води: 1 – апарат з перемішуванням; 2 – відстійник

Визначаємо дозу АВ, поданого на установку, вважаючи (умовно), що на кожний ступінь подаються однакові кількості активованого вугілля, тобто $q_1 = q_2$, кг/год:

$$D_1 = \frac{q_1}{Q}, \quad D_2 = \frac{q_2}{Q}, \quad (2.6)$$

$$D_1 = D_2 \quad (2.7)$$

Тоді загальна витрата вугілля буде $q = q_1 + q_2$, а загальна доза: $D = D_1 + D_2$.

Матеріальний баланс на кожному ступені:

1-й ступінь:

$$Q \cdot C_0 + q_1 \cdot a_0 = Q \cdot C_1 + q_1 \cdot a_1; \quad (2.8)$$

$$Q \cdot (C_0 - C_1) = q_1 \cdot a_1; \quad (2.9)$$

$$D_1 = \frac{q_1}{Q} = \frac{(C_0 - C_1)}{a_1} = \frac{(C_0 - C_1)}{K \cdot C_1}. \quad (2.10)$$

2-й ступінь:

$$Q \cdot C_l + q_2 \cdot a_0 = Q \cdot C_k + q_2 \cdot a_k; \quad (2.11)$$

$$Q \cdot (C_l - C_k) = q_2 \cdot a_k; \quad (2.12)$$

$$D_2 = \frac{q_2}{Q} = \frac{(C_l - C_k)}{a_k} = \frac{(C_l - C_k)}{K \cdot C_k}, \quad (2.13)$$

$$\begin{aligned} D_1 &= D_2 \\ \frac{(C_0 - C_l)}{K \cdot C_l} &= \frac{(C_l - C_k)}{K \cdot C_k}; \end{aligned} \quad (2.14)$$

$$(C_0 - C_l) \cdot K \cdot C_k = (C_l - C_k) \cdot K \cdot C_l. \quad (2.15)$$

Розрахунок.

За формулами (4.9) і (4.10) визначаємо C_l :

$$\begin{aligned} \frac{(C_0 - C_l)}{K \cdot C_l} &= \frac{(C_l - C_k)}{K \cdot C_k}; \quad (200 - C_l) \cdot 0.77 \cdot 7 = (C_l - 7) \cdot 0.77 \cdot C_l, \\ (200 - C_l) \cdot 7 &= C_l^2 - 7 \cdot C_l; \\ 1400 - 7 \cdot C_l &= C_l^2 - 7 \cdot C_l; \\ C_l^2 &= 1400; \quad C_l = \sqrt{1400} = 37.41 \text{ мг/дм}^3. \\ D_1 &= \frac{(200 - 37.41)}{0.77 \cdot 37.41} = 5.64 \text{ г/дм}^3; \quad D_2 = \frac{(37.41 - 7)}{0.77 \cdot 7} = 5.64 \text{ г/дм}^3. \\ D &= D_1 + D_2 = 5.64 + 5.64 = 11.28 \text{ г/дм}^3. \end{aligned}$$

Графічний спосіб. На рисунку 2.8 зображена лінія рівноваги (ізотерма) і робочі лінії для двоступеневої установки з перехресним рухом активованого вугілля і води. Нахил робочих ліній визначається $\text{ctg}\alpha_1$ і $\text{ctg}\alpha_2$.

Дози вугілля, які подають на кожний ступінь очищення, рівні, тому:

$$\begin{aligned} D_1 &= D_2, \quad D_1 = \frac{q_1}{Q}, \quad D_2 = \frac{q_2}{Q}, \quad D_1 = \text{ctg}\alpha_1, \quad D_2 = \text{ctg}\alpha_2. \\ D_1 &= \text{ctg}\alpha_1 = \frac{C_0 - C_l}{a_l} = \frac{200 - 37.41}{28.8} = 5.64 \text{ г/дм}^3; \\ D_2 &= \text{ctg}\alpha_2 = \frac{C_l - C_k}{a_k} = \frac{37.41 - 7}{5.39} = 5.64 \text{ г/дм}^3. \end{aligned}$$

Загальна доза: $D = D_1 + D_2 = 5.64 + 5.64 = 11.28 \text{ г/дм}^3$.

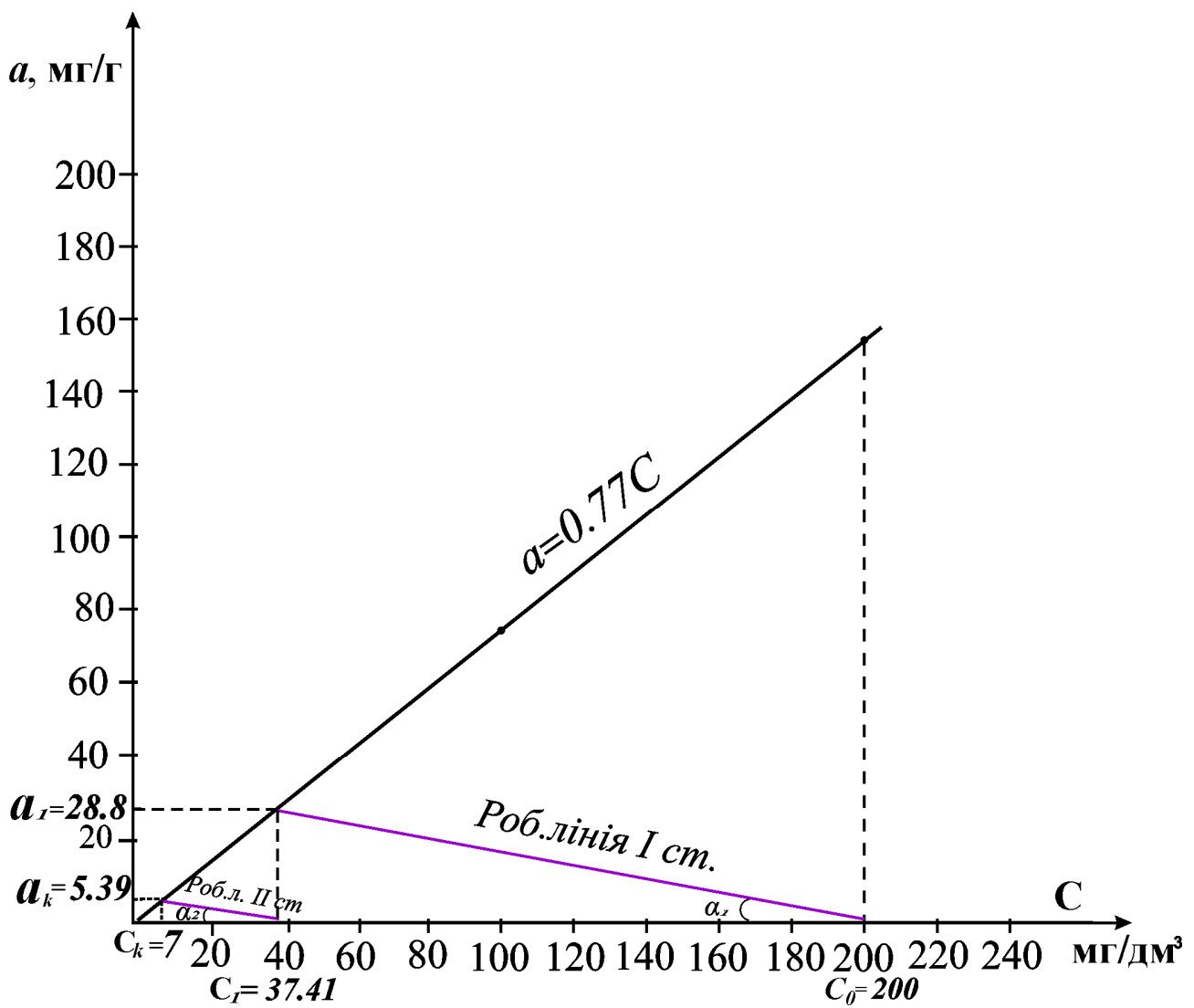


Рисунок 2.8 – Ізотерма і робоча лінія для двоступеневої схеми очищення з перехресним рухом активованого вугілля і води

2.4.2 Треступенева схема очищення

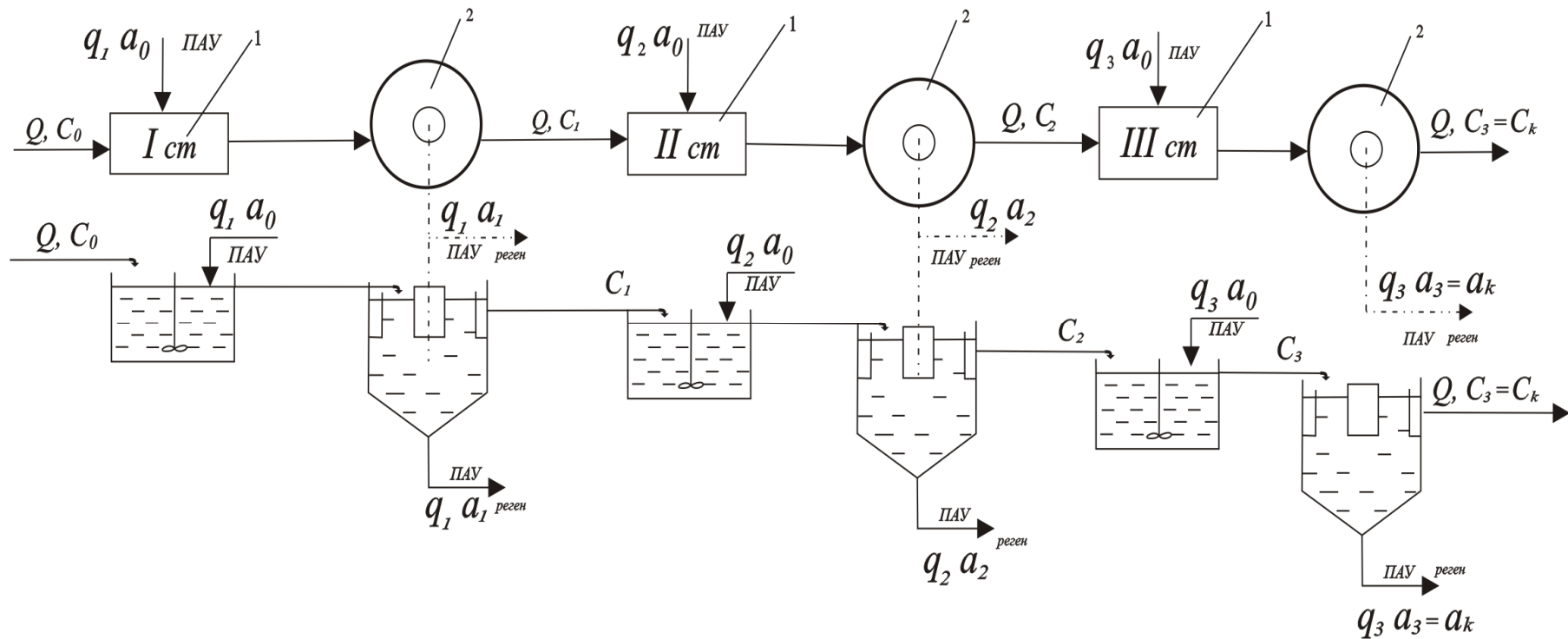


Рисунок 2.9 – Схема треступеневого очищення з перехресним рухом активованого вугілля і води:
1 – апарат з перемішуванням; 2 – відстійник

Визначаємо дозу АВ з умов, що на кожний ступінь подається рівна кількість вугілля:

$$q_1 = q_2 = q_3; \quad (2.16)$$

$$D_1 = \frac{q_1}{Q}; \quad D_2 = \frac{q_2}{Q}; \quad D_3 = \frac{q_3}{Q}; \quad D_1 = D_2 = D_3$$

Доза АВ, поданого на очищення, дорівнює:

$$D = D_1 + D_2 + D_3, \quad (2.17)$$

$$D_1 = \operatorname{ctg} \alpha_1, \quad D_2 = \operatorname{ctg} \alpha_2, \quad D_3 = \operatorname{ctg} \alpha_3.$$

Аналітичний спосіб визначення дози адсорбенту (АВ)

1-й ступінь:

$$\begin{aligned} Q \cdot C_0 + q_1 \cdot a_0 &= Q \cdot C_1 + q_1 \cdot a_1, \\ Q \cdot (C_0 - C_1) &= q_1 \cdot a_1, \\ D_1 &= \frac{q_1}{Q} = \frac{(C_0 - C_1)}{a_1} = \frac{(C_0 - C_1)}{K \cdot C_1}, \\ D_1 \cdot K \cdot C_1 &= C_0 - C_1; \\ C_1 &= \frac{C_0}{D_1 K + 1}. \end{aligned} \quad (2.18)$$

2-й ступінь:

$$\begin{aligned} Q \cdot C_1 + q_2 \cdot a_0 &= Q \cdot C_2 + q_2 \cdot a_2, \\ Q \cdot (C_1 - C_2) &= q_2 \cdot a_2, \\ D_2 &= \frac{q_2}{Q} = \frac{(C_1 - C_2)}{a_2} = \frac{(C_1 - C_2)}{K \cdot C_2}, \\ D_2 \cdot K \cdot C_2 &= C_1 - C_2; \\ C_2 &= \frac{C_1}{D_2 K + 1} = \frac{C_0}{(D_1 \cdot K + 1)(D_2 \cdot K + 1)} = \frac{C_0}{(D_2 \cdot K + 1)^2}. \end{aligned} \quad (2.19)$$

3-й ступінь:

$$\begin{aligned} Q \cdot C_2 + q_3 \cdot a_0 &= Q \cdot C_3 + q_3 \cdot a_3, \\ Q \cdot (C_2 - C_3) &= q_3 \cdot a_3, \\ D_3 &= \frac{q_3}{Q} = \frac{(C_2 - C_3)}{a_3} = \frac{(C_2 - C_3)}{K \cdot C_3}, \\ D_3 \cdot K \cdot C_3 &= C_2 - C_3; \\ C_3(C_k) &= \frac{C_2}{D_3 K + 1} = \frac{C_0}{(D_1 \cdot K + 1)(D_2 \cdot K + 1)(D_3 \cdot K + 1)} = \frac{C_0}{(D_i \cdot K + 1)^3}. \end{aligned} \quad (2.20)$$

У загальному вигляді концентрація C_i для будь-якого i - го ступеня буде:

$$C_i = \frac{C_0}{(D_i \cdot K + 1)^i}, \quad (2.21)$$

$C_k = \frac{C_0}{(D_i \cdot K + 1)^3}; \quad (D_i \cdot K + 1)^3 = \frac{C_0}{C_k}$, звідки доза для однієї ступені:

$$\begin{aligned} D_i &= \frac{\left(\sqrt[3]{\frac{C_0}{C_k}} - 1 \right)}{K}, \\ D_1 = D_2 = D_3 &= \frac{\left(\sqrt[3]{\frac{C_0}{C_k}} - 1 \right)}{K} = \frac{\left(\sqrt[3]{\frac{200}{7}} - 1 \right)}{0.77} = 2.66 \text{ г/дм}^3. \end{aligned} \quad (2.22)$$

Доза АВ, подаваного на очищення, у таких умовах дорівнює:

$$D = D_1 + D_2 + D_3 = 2.66 \cdot 3 = 7.98 \text{ г/дм}^3;$$

$$C_1 = \frac{C_0}{D_1 K + 1} = \frac{200}{2.66 \cdot 0.77 + 1} = 65.61 \text{ мг/дм}^3;$$

$$a_1 = K \cdot C_1 = 0.77 \cdot 65.61 = 50.52 \text{ мг/г};$$

$$C_2 = \frac{C_0}{(D_2 K + 1)^2} = \frac{200}{(2.66 \cdot 0.77 + 1)^2} = 21.52 \text{ мг/дм}^3.$$

$$a_2 = K \cdot C_2 = 0.77 \cdot 21.52 = 16.57 \text{ мг/г}.$$

Графічний спосіб визначення дози вугілля.

$D_1 = \text{ctg} \alpha_1$, $D_2 = \text{ctg} \alpha_2$, $D_3 = \text{ctg} \alpha_3$. Будуємо на графіку три робочі лінії з однаковим нахилом (рисунок 2.10).

$$D_1 = \text{ctg} \alpha_1 = \frac{200 - 65.61}{50.52} = 2.66 \text{ г/дм}^3; D_2 = \text{ctg} \alpha_2 = \frac{65.61 - 21.52}{16.57} = 2.66 \text{ г/дм}^3;$$

$$D_3 = \text{ctg} \alpha_3 = \frac{21.52 - 7}{5.39} = 2.69 \text{ г/дм}^3;$$

$$D = D_1 + D_2 + D_3 = 2.66 + 2.66 + 2.69 = 8.01 \text{ г/дм}^3.$$

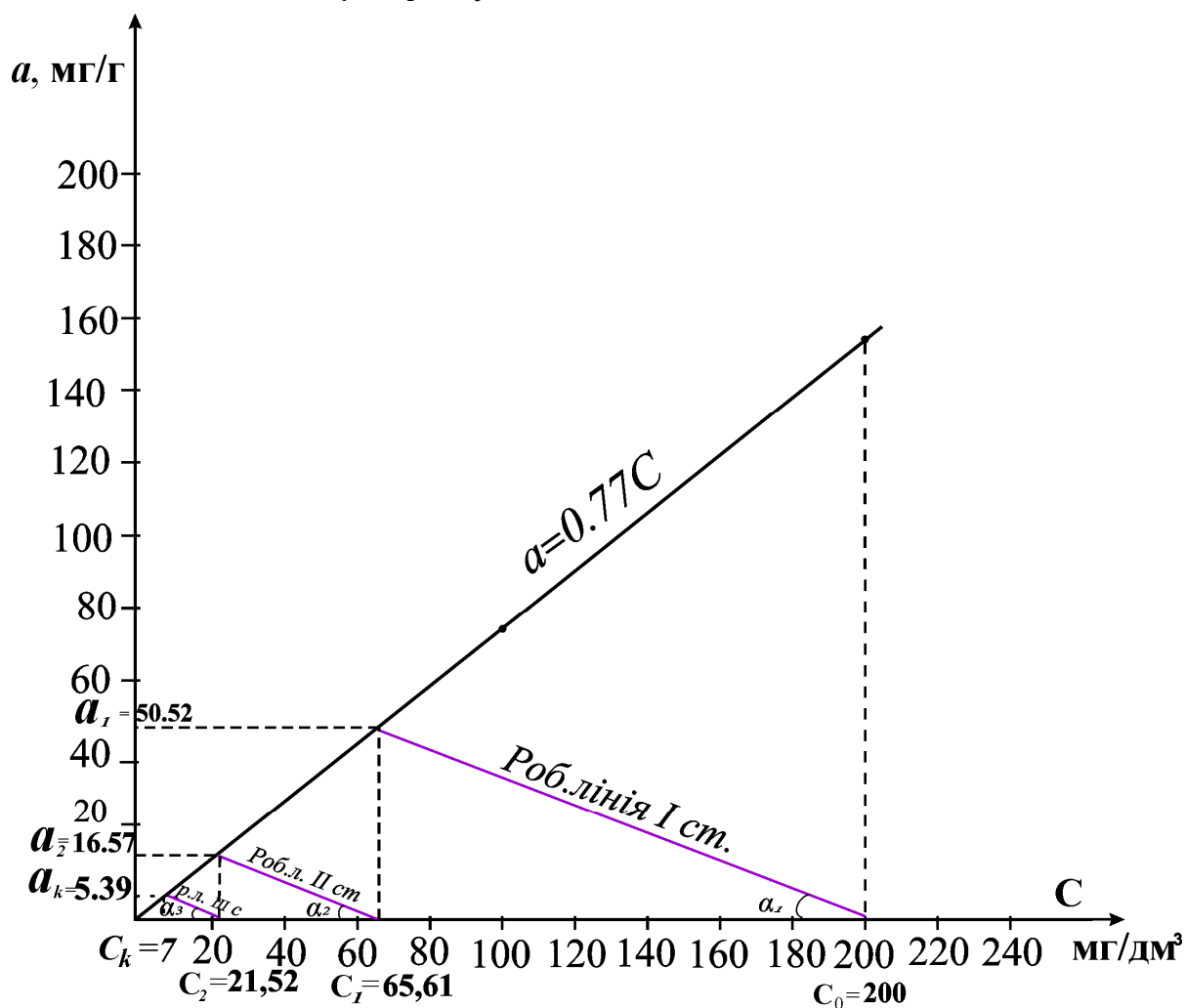


Рисунок 2.10 – Ізотерма і робоча лінія для триступеневої схеми очищення з перехресним рухом активованого вугілля і води

2.5 Установка з рухом води і вугілля у протилежних напрямках

Сорбент, насичений речовиною до стану рівноваги в розчині з однією концентрацією, може поглинати ще деяку кількість речовини, якщо його помістити в більш концентрований розчин тієї ж речовини.

Принцип роботи установки полягає в тому, що свіже АВ подається в апарат з мішалкою на останній ступінь очищення. Туди ж надходить вода з відстійника передостаннього ступеня. Свіже АВ вступає у контакт з водою, що пройшла часткове очищення, і доочищає воду до потрібної концентрації (кінцевої). Потім АВ і очищена вода надходять у відстійник останнього ступеня, де відбувається розділення води і вугілля. АВ у вигляді концентрованої пульпи подається з відстійника останнього ступеня у апарат з мішалкою передостаннього ступеня, де так само поглинає забруднення у результаті контакту з водою. Відділення АВ від води здійснюється у відстійнику передостаннього ступеня, звідки прояснена вода надходить в апарати з мішалками кінцевої ступені, а АВ подається у апарат з мішалкою першого ступеня.

Таким чином, вода, що очищується, проходить послідовно всі ступені, а АВ рухається у зворотному напрямку (щодо руху води), досягаючи при виході з відстійника першого ступеня високого рівня насичення. Відпрацьоване АВ подається на регенерацію.

2.5.1 Двоступенева установка з рухом води і вугілля у протилежних напрямках

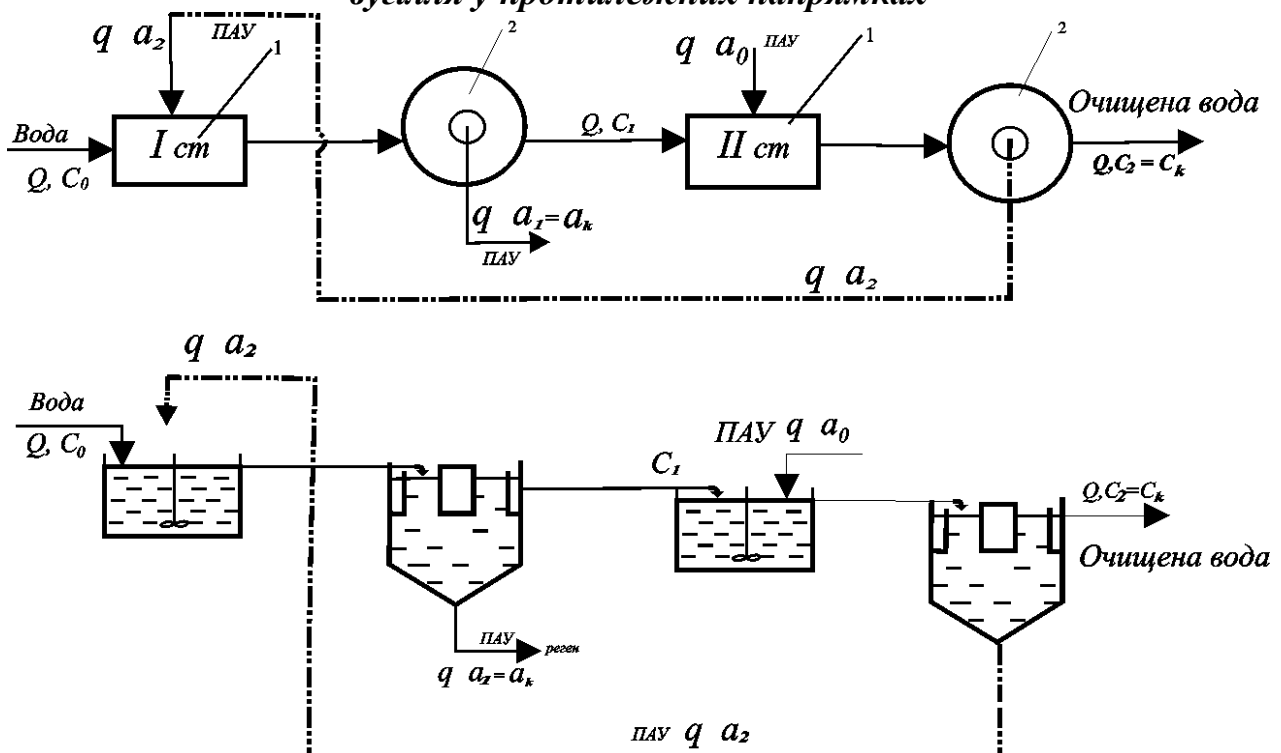


Рисунок 2.11 – Схема очищення двоступеневої установки з рухом води і вугілля у протилежних напрямках: 1 – апарат з перемішуванням; 2 – відстійник

Визначення дози АВ графічно показано на рис. 2.12.

$$D_1 = \operatorname{ctg} \alpha_1; D_2 = \operatorname{ctg} \alpha_2; D = \operatorname{ctg} \alpha; \quad (2.23)$$

$$D_1 = \frac{q}{Q}; D_2 = \frac{q}{Q}; D = \frac{q}{Q}; \quad (2.24)$$

$$D_1 = D_2 = D. \quad (2.25)$$

Будують робочу лінію для всієї установки. Між робочою лінією та ізотермою вписують дві ступені. Починають з C_k і т.д.

На рисунку 2.12 визначають $\operatorname{ctg} \alpha_1$; $\operatorname{ctg} \alpha_2$; $\operatorname{ctg} \alpha$:

$$D_1 = \operatorname{ctg} \alpha_1 = \frac{200 - 40.42}{31.12 - 5.39} = 6.2 \text{ г/дм}^3; \quad (2.26)$$

$$D_2 = \operatorname{ctg} \alpha_2 = \frac{40.42 - 7}{5.39} = 6.2 \text{ г/дм}^3; \quad (2.27)$$

$$D = \operatorname{ctg} \alpha = \frac{200 - 7}{31.12} = 6.2 \text{ г/дм}^3. \quad (2.28)$$

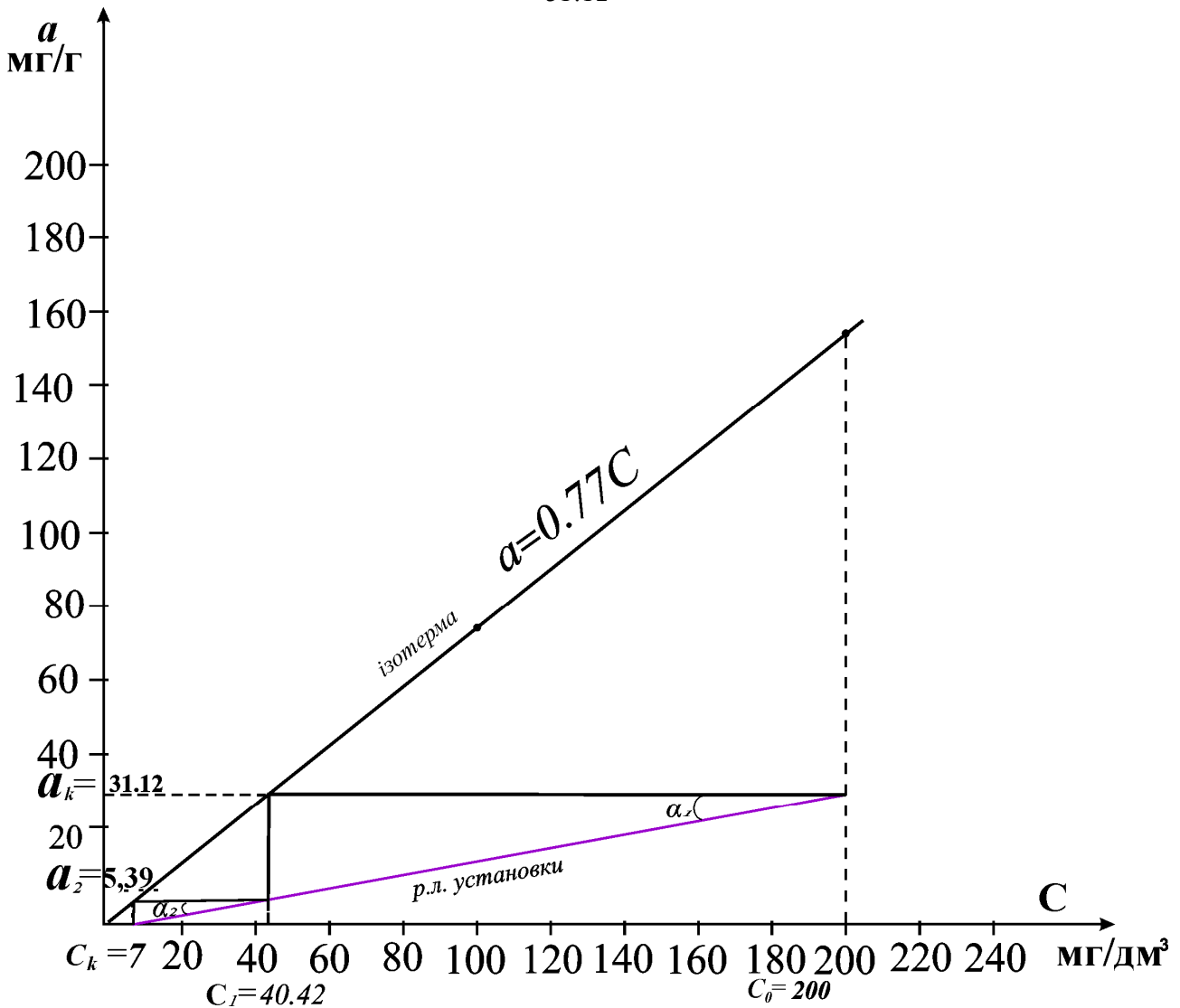


Рисунок 2.12 – Ізотерна і робоча лінія для двоступеневої установки з рухом води і вугілля у протилежних напрямках

Визначення дози АВ розрахунковим способом (аналітично):

1-й ступінь:

$$Q \cdot C_0 + q \cdot a_2 = Q \cdot C_1 + q \cdot a_{1(k)},$$

$$Q \cdot (C_0 - C_1) = q (a_{1(k)} - a_2); \quad (2.29)$$

$$D_1 = \frac{q}{Q} = \frac{(C_0 - C_1)}{(a_{1(k)} - a_2)}. \quad (2.30)$$

2-й ступінь:

$$Q \cdot C_1 + q \cdot a_0 = Q \cdot C_{2(k)} + q \cdot a_2,$$

$$Q \cdot (C_1 - C_2) = q \cdot a_2; \quad (2.31)$$

$$D_2 = \frac{q}{Q} = \frac{(C_1 - C_{2(k)})}{a_2}. \quad (2.32)$$

Матеріальний баланс для всієї установки:

$$Q \cdot C_0 + q \cdot a_0 = Q \cdot C_{k(2)} + q \cdot a_{k(1)}; \quad (2.33)$$

$$Q \cdot (C_0 - C_{k(2)}) = q \cdot a_{k(1)}; \quad (2.34)$$

$$D = \frac{q}{Q} = \frac{(C_0 - C_k)}{a_k}. \quad (2.35)$$

Виходячи з рівності доз, прирівнюємо D всієї установки і D_2 другого ступеня:

$$\frac{(C_1 - C_2)}{a_2} = \frac{(C_0 - C_{2(k)})}{a_{1(k)}}; \quad (2.36)$$

$$a_2 = K \cdot C_k; \quad C_2 = C_k; \quad a_1 = a_k = KC_1 \text{ (див. рис. 2.11 і 2.12).}$$

$$\frac{(C_1 - C_k)}{K \cdot C_k} = \frac{(C_0 - C_k)}{K \cdot C_1}; \quad (2.37)$$

$$C_1 \cdot (C_1 - C_k) = C_k \cdot (C_0 - C_k); \quad (2.38)$$

$$C_1 \cdot (C_1 - 7) = 7 \cdot (200 - 7); \quad (2.39)$$

$$D = b^2 - 4 \cdot a \cdot c = 7^2 + 1351 \cdot 4 = 5453; \quad (2.40)$$

$$C_1 = \frac{7 + \sqrt{5453}}{2} = \frac{7 + 73.84}{2} = 40.42 \text{ мг/дм}^3; \quad (2.41)$$

$$a_{1(k)} = K \cdot C_1 = 0.77 \cdot 40.42 = 31.12 \text{ мг/л}; \quad (2.42)$$

$$D_1 = \frac{q}{Q} = \frac{(C_0 - C_1)}{(a_1 - a_2)} = \frac{200 - 40.42}{31.12 - 5.39} = 6.2 \text{ л/дм}^3; \quad (2.43)$$

$$D_2 = \frac{q}{Q} = \frac{(C_1 - C_2)}{a_2} = \frac{40.42 - 7}{5.39} = 6.2 \text{ л/дм}^3; \quad (2.44)$$

$$D = \frac{q}{Q} = \frac{(C_0 - C_k)}{a_k} = \frac{200 - 7}{31.12} = 6.2 \text{ л/дм}^3. \quad (2.45)$$

Визначаємо дозу розрахунковим способом:

1 – й ступінь:

$$\begin{aligned}Q \cdot C_0 + q \cdot a_2 &= Q \cdot C_1 + q \cdot a_1, \\Q \cdot (C_0 - C_1) &= q \cdot (a_1 - a_2), \\D_1 = \frac{q}{Q} &= \frac{(C_0 - C_1)}{(a_1 - a_2)};\end{aligned}\quad (2.46)$$

2 – й ступінь:

$$\begin{aligned}Q \cdot C_1 + q \cdot a_3 &= Q \cdot C_2 + q \cdot a_2, \\Q \cdot (C_1 - C_2) &= q \cdot (a_2 - a_3), \\D_2 = \frac{q}{Q} &= \frac{(C_1 - C_2)}{a_2 - a_3}.\end{aligned}\quad (2.47)$$

3 – й ступінь:

$$\begin{aligned}Q \cdot C_2 + q \cdot a_0 &= Q \cdot C_3 + q \cdot a_3, \\Q \cdot (C_2 - C_3) &= q \cdot (a_3 - a_0), \\D_2 = \frac{q}{Q} &= \frac{(C_2 - C_3)}{a_3}.\end{aligned}\quad (2.48)$$

Матеріальний баланс для всієї установки:

$$Q \cdot C_0 + q \cdot a_0 = Q \cdot C_{k(3)} + q \cdot a_{k(1)}; \quad (2.49)$$

$$Q \cdot (C_0 - C_{k(3)}) = q \cdot a_{k(1)}, D = \frac{q}{Q} = \frac{(C_0 - C_{3(k)})}{a_{1(k)}}. \quad (2.50)$$

Доза для i – го ступеня:

$$D_i = \frac{q}{Q} = \frac{(C_{i-1} - C_i)}{a_i - a_{i+1}}; \quad (2.51)$$

Для останнього ступеня:

$$D_{\text{посл}} = \frac{(C_{i-1} - C_i)}{a_i} \quad (2.52)$$

Визначення дози графічно:

На рисунку 2.14 визначаємо $C_1 = 71,5 \text{ мг/дм}^3$, $a_1 = 55 \text{ мг/г}$; $C_2 = 25,8 \text{ мг/дм}^3$; $a_2 = 19,86 \text{ мг/м}$.

Доза всієї установки: $D = \text{ctg} \alpha = \frac{C_0 - C_k}{a_1} = \frac{200 - 7}{55} = 3,5 \text{ г/дм}^3$.

2.5.2 Треступенева схема очищення

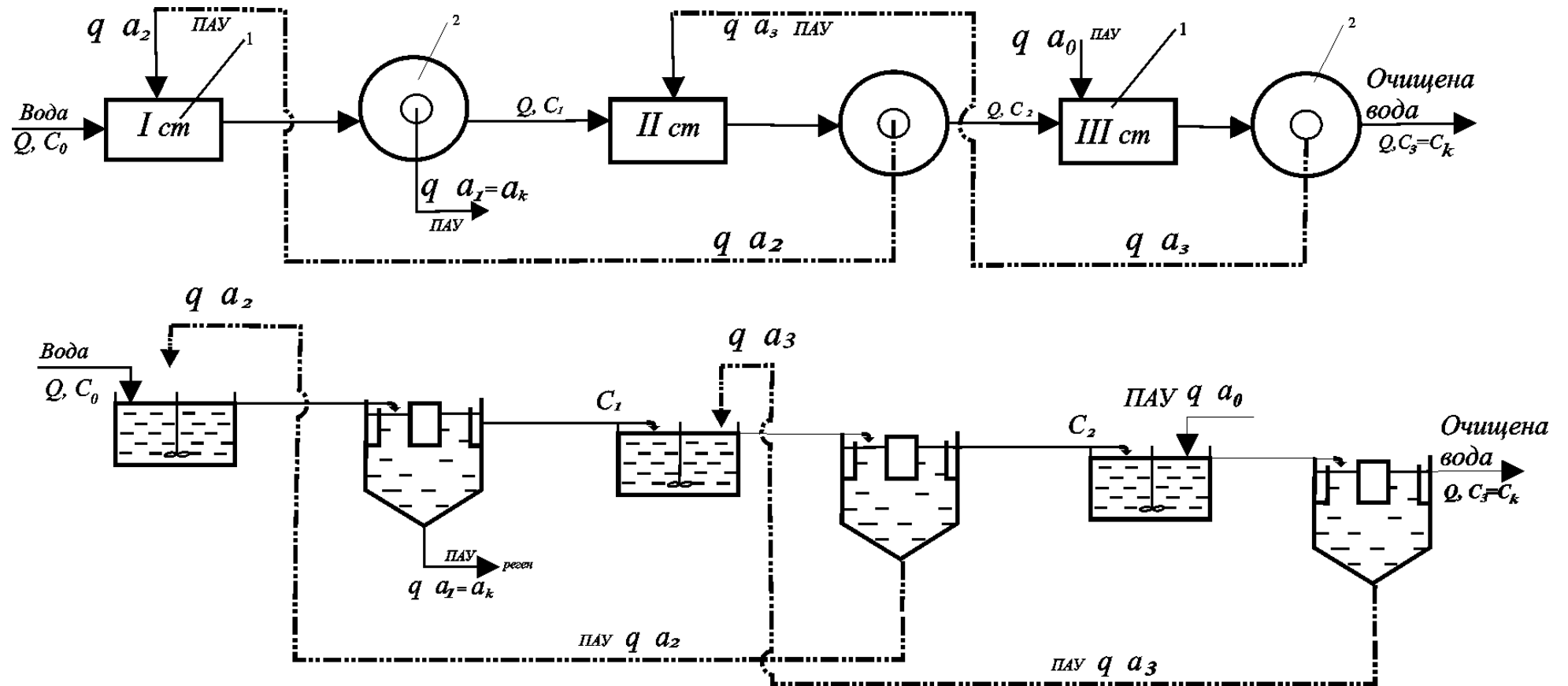


Рисунок 2.13 – Схема треступеневої установки очищення з рухом води і вугілля у протилежних напрямках

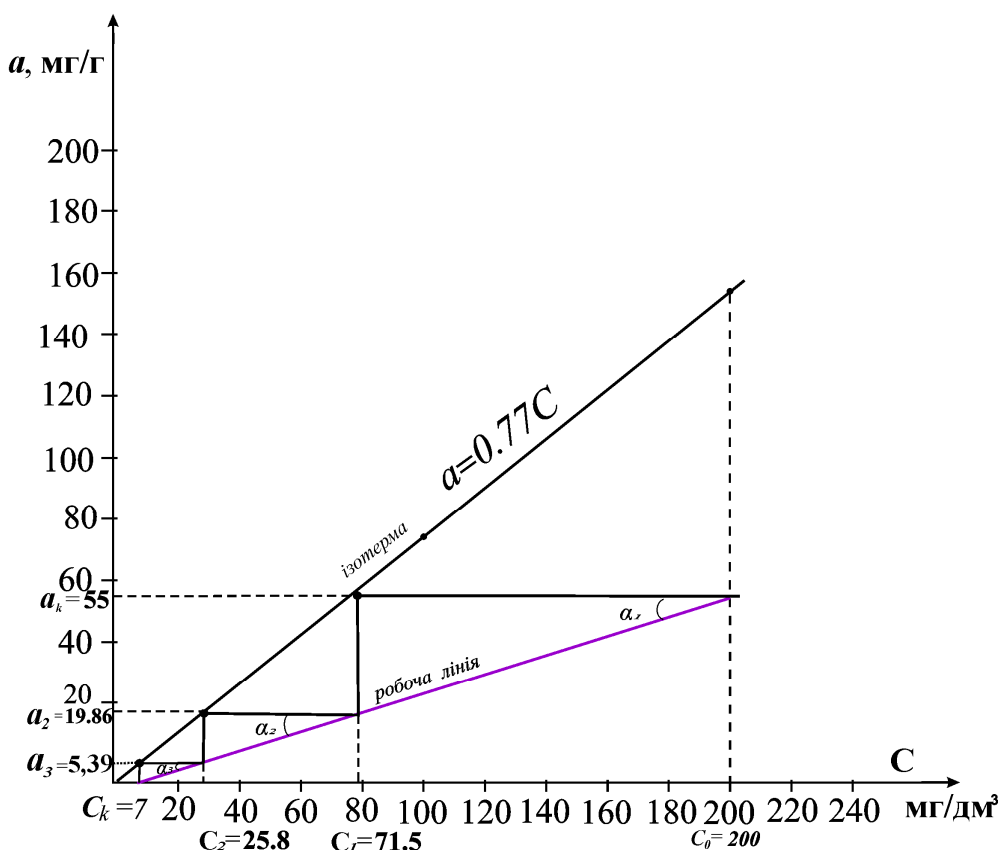


Рисунок 2.14 – Ізотерма і робоча лінія для триступеневої установки очищення води з рухом води і вугілля у протилежних напрямках

2.6 Порівняння дози АВ для різних установок

Після виконання всіх розрахунків, отримані результати розрахунковим та графічним способом переносимо у таблицю 2.1.

Таблиця 2.1 – Розрахункові значення дози активованого вугілля для різних схем адсорбційної очистки води

N пЗ/п	Тип установки	Доза активованого вугілля, г/дм ³							
		Визначення графічним способом				Визначення розрахунковим способом			
		<i>D</i>	<i>D</i> ₁	<i>D</i> ₂	<i>D</i> ₃	<i>D</i>	<i>D</i> ₁	<i>D</i> ₂	<i>D</i> ₃
1.	Прямоточна одноступінчаста	35,8	—	—	—	35,8	—	—	—
2.	Перехресна								
2.1	Двоступенева	11,28	5,64	5,64	—	11,28	5,64	5,64	—
2.2	Триступенева	8,01	2,66	2,66	2,69	7,98	2,66	2,66	2,66
3	Протиточна								
3.1	Двоступенева	6,2	6,2	6,2	—	6,2	6,2	6,2	—
3.2	Триступенева	3,5	3,5	3,5	3,5	—	—	—	—

Порівняти дози АВ для всіх установок і зробити висновок. При якому типі установки найменша витрата вугілля?

Висновок: найменша витрата вугілля на триступеневій установці з рухом води і вугілля у протилежних напрямках.

СПИСОК ДЖЕРЕЛ

- 1 Гринберг А. М. Обесфеноливание сточных вод коксохимических заводов : навч. посібник / А. М. Гринберг – М. : Metallurgiya, 1968. – 212 с.
- 2 Общий курс процессов и аппаратов химической технологии : учеб. пособие Т.1 / [В. Г. Айштейн, М. К. Захаров, Г. А. Носов, В. В. Захаренко и др.] : – М. : Высш. шк., 2002. – 887с.
- 3 Романков П. Г. Массообменные процессы химической технологии (системы с дисперсной твердой фазой) / П. Г. Романков, В. Ф. Фролов. – Л.: Химия, 1990. - 384 с.
- 4 Кульский Л. А. Технология очистки природных вод / Л. А. Кульский, П. П. Строкач – [2-е изд., перераб. и доп.] – Киев : Вища шк., 1986. – 352 с.
- 5 Когановский А. М. Адсорбция и ионный обмен в процессах водоподготовки и очистки сточных вод / А. М. Когановский – Киев : Наук. думка, 1983. – 240 с.
- 6 Громогласов А. А. Водоподготовка: Процессы и аппараты: учеб. пособие / [А. А. Громогласов, А. С. Копылов, А. П. Пильщиков] ; под ред. О. И. Мартыновой. – М. : Энергоатомиздат, 1990. – 272 с.
- 7 Кишневський В. А. Сучасні методи обробки води в енергетиці: [Навчальний посібник для студентів спеціальностей «Теплоенергетика», «Атомна енергетика» та експлуатаційного персоналу ТЕС и АЕС] / В. А. Кишневський. – Одеса : ОГПУ, 1999. – 196 с.
- 8 Коган В. Б. Теоретические основы типовых процессов химической технологии / В. Б. Коган – Л. : Химия, 1977. – 592 с.
- 9 Товажнянский Л. Л. Процессы и аппараты химической технологии: [учебник в 2-х частях]. / Л. Л. Товажнянский, А. П. Готлинская. – Харьков : НТУ, «ХПИ», 2005. – 532 с.
- 10 Фрог Б. Н. Водоподготовка / [Б. Н. Фрог, А. П. Левченко] ; под ред. Г. И. Николадзе. – М. : МГУСА, 1996. – 678 с.
- 11 Кравчук А. Масопередача в спорудах систем водопостачання і водовідведення: навч. посібник / А. Кравчук. – Київ, 2000. – 168 с.

Додаток А
Завдання для РГР

Вихідні дані	Номер варіанта								
	1	2	3	4	5	6	7	8	9
C_0	195	254	187	210	198	236	220	215	230
C_K	7	7	5	7	6	6	7	7	6
K	0,75	0,65	0,6	0,55	0,75	0,75	0,6	0,66	0,55

Вихідні дані	Номер варіанта								
	10	11	12	13	14	15	16	17	18
C_0	185	197	213	240	205	180	236	193	218
C_K	6	5	7	7	6	7	8	7	6
K	0,75	0,65	0,6	0,55	0,75	0,66	0,6	0,75	0,56

Вихідні дані	Номер варіанта								
	19	20	21	22	23	24	25	26	27
C_0	214	237	224	212	241	256	300	298	255
C_K	6	5	7	7	6	7	7	7	6
K	0,72	0,63	0,75	0,55	0,75	0,66	0,6	0,7	0,68

Вихідні дані	Номер варіанта								
	28	29	30	31	32	33	34	35	36
C_0	295	293	290	300	213	247	226	231	233
C_K	6	5	7	5	7	6	7	7	8
K	0,72	0,77	0,75	0,65	0,75	0,66	0,6	0,7	0,68

Вихідні дані	Номер варіанта								
	37	38	39	40	41	42	43	44	45
C_0	271	244	266	216	284	196	193	247	238
C_K	6	5	7	7	6	7	7	7	6
K	0,77	0,56	0,75	0,55	0,75	0,66	0,65	0,7	0,68

Вихідні дані	Номер варіанта								
	46	47	48	49	50	51	52	53	54
C_0	237	241	275	282	262	206	263	209	213
C_K	6	5	7	7	6	7	7	7	6
K	0,68	0,7	0,66	0,58	0,75	0,65	0,66	0,7	0,68

Додаток Б

Завдання для курсової роботи

Вихідні дані	Номер варіанта								
	1	2	3	4	5	6	7	8	9
C_0	2,2	2,5	2,3	2,8	2,9	2,5	2,5	2,2	2,4
V	34	30	25	27	26	32	37	37	35
n	90	89	96	95	91	93	90	92	89

Вихідні дані	Номер варіанта								
	10	11	12	13	14	15	16	17	18
C_0	2,2	2,0	2,3	2,9	2,4	2,1	2,5	2,6	2,3
V	25	35	33	31	36	42	37	30	31
n	89	90	91	93	90	95	90	92	93

Вихідні дані	Номер варіанта								
	19	20	21	22	23	24	25	26	27
C_0	2,5	2,4	3,3	2,2	2,6	2,5	2,4	2,1	2,8
V	31	36	29	33	34	38	34	30	32
n	90	89	96	95	91	93	90	92	89

Вихідні дані	Номер варіанта								
	28	29	30	31	32	33	34	35	36
C_0	2,2	2,5	2,3	2,6	2,5	2,3	2,2	2,7	2,3
V	30	33	29	36	40	33	35	38	37
n	90	89	90	95	91	93	90	92	89

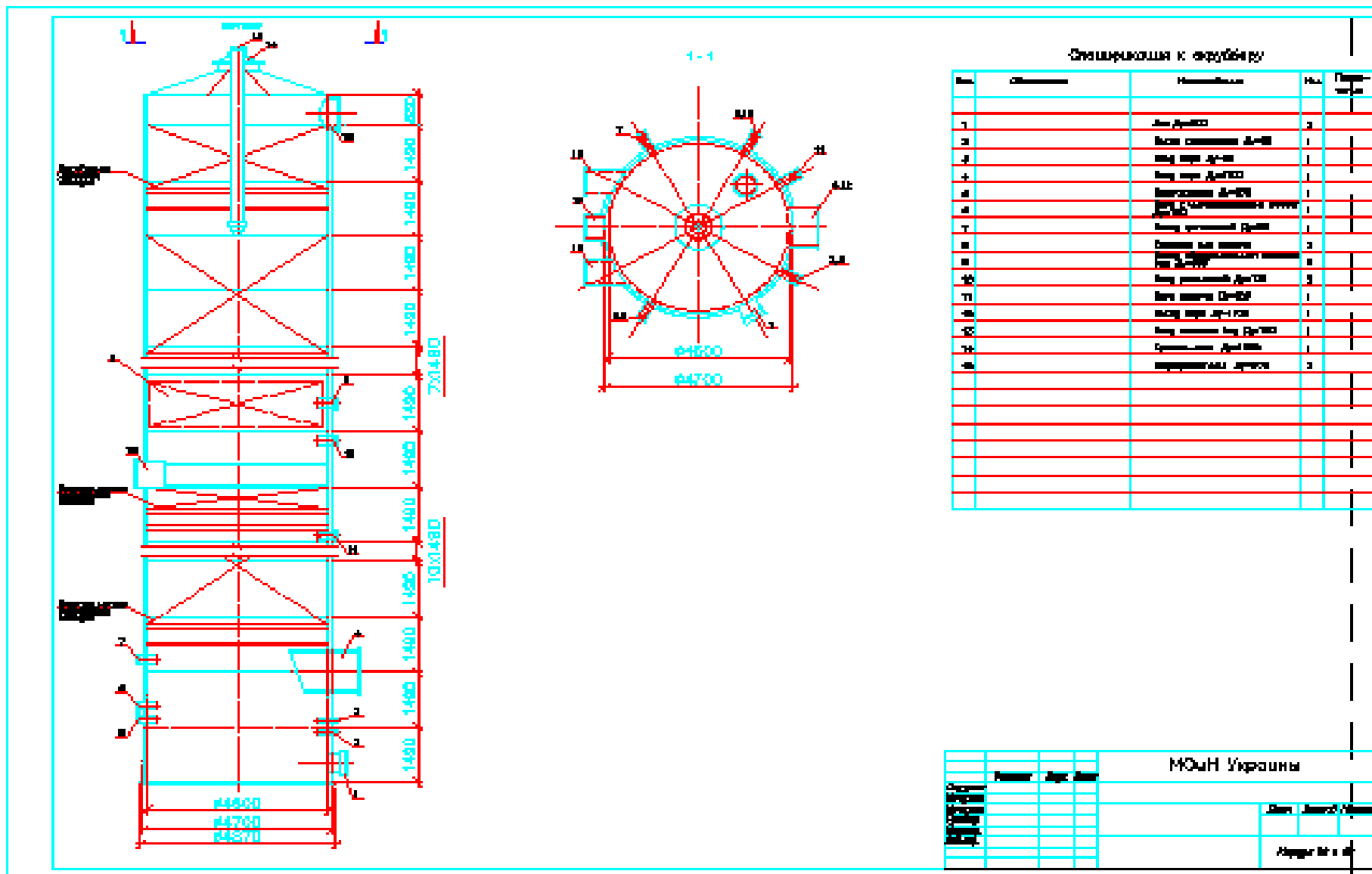


Рисунок 3.1 – Графічне зображення знефенолюючого скрубера

Додаток В
Завдання для контрольної роботи

Номери тем	Номери варіантів																								
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25
1	+	-	+	-	+	-	-	+	+	-	-	-	-	-	-	-	-	-	+	-	-	+	-	+	-
2	-	+	-	-	-	+	-	-	-	+	-	-	+	+	-	-	-	+	-	+	-	+	+	-	+
3	-	-	+	-	-	-	+	-	+	-	-	+	-	-	-	+	-	-	-	-	+	-	-	-	-
4	+	-	-	-	+	-	-	-	-	+	+	-	+	-	+	-	-	-	-	+	-	-	+	-	-
5	-	+	-	+	-	-	+	-	-	-	-	+	-	+	-	-	+	-	+	-	-	-	-	-	+
6	-	-	-	-	-	+	-	+	-	-	+	-	-	-	-	+	-	+	-	-	-	-	-	+	-
7	+	-	-	+	-	-	+	-	-	+	-	+	+	-	+	-	-	-	-	-	+	+	+	-	-
8	-	-	-	-	+	-	-	-	+	-	+	-	-	+	-	-	+	-	-	+	-	-	-	-	-
9	-	+	+	-	-	+	-	+	-	-	-	-	-	-	-	+	-	+	+	-	+	-	-	+	+

Виробничо-практичне видання

Методичні рекомендації
для виконання курсової та розрахунково-графічної робіт
з навчальної дисципліни

«ПРОЦЕСИ І АПАРАТИ ВОДОПІДГОТОВКИ»
(для студентів курсів денної та заочної форм навчання
спеціальності 192 – Будівництво та цивільна інженерія
спеціалізація Гідротехніка (водні ресурси))

Укладач **ЧУБ** Ірина Миколаївна

Відповідальний за випуск *К. Б. Сорокіна*

За авторською редакцією

Комп'ютерне верстання *К. А. Алексанян*

План 2016, поз. 145 М

Підп. до друку 07.06.2016. Формат 60x84 1/16

Друк. на різнографі. Ум. друк. арк. 0,97

Тираж 50 пр. Зам. №

Видавець і виготовлювач:

Харківський національний університет
міського господарства імені О. М. Бекетова,
вул. Маршала Бажанова, 17, Харків, 61002

Електронна адреса: rectorat@kname.edu.ua

Свідоцтво суб'єкта видавничої справи:

ДК № 5328 від 11.04.2017.