

ДВНЗ «Донецький національний технічний університет»

Машинобудування, екології та хімічних технологій

(повне найменування інституту, назва факультету)

Хімічні технології

(повна назва кафедри)

«До захисту допущено»

Завідувач кафедри

(підпис)

(ініціали, прізвище)

“ ” 20__ р.

Випускна кваліфікаційна робота

магістр

(освітній ступінь)

на тему Інтенсифікація процесу відділення смолистих речовин з аміачних вод

Виконав: студент 2 курсу, групи ХТЗМ - 18

напряму підготовки (спеціальності) 161 «Хімічні технології та інженерія»

(шифр і назва напряму підготовки, спеціальності)

Кіриченко А.В.

(прізвище та ініціали)

(підпис)

Керівник к.т.н., доцент кафедри Крутько І.Г.

(посада, науковий ступінь, вчене звання, прізвище та ініціали)

(підпис)

Рецензент

(посада, науковий ступінь, вчене звання, прізвище та ініціали)

(підпис)

Рецензент

(посада, науковий ступінь, вчене звання, прізвище та ініціали)

(підпис)

Засвідчую, що у цій дипломній роботі немає за-
позичень з праць інших авторів без відповідних
посилань.

Студент

(підпис)

Покровськ – 2020 р.

ДВНЗ «Донецький національний технічний університет»

Факультет Машинобудування, екології та хімічних технологій

Кафедра Хімічні технології

Освітній ступінь магістр

Напрямок підготовки (спеціальність) 161 «Хімічні технології та інженерія»
(шифр і назва)

ЗАТВЕРДЖУЮ:

Завідувач кафедри

_____/_____
“ ____ ” ____ 20 ____ року

З А В Д А Н Н Я НА ДИПЛОМНУ РОБОТУ СТУДЕНТУ

Кірпи́ченко́ву Андрі́ю Володи́мировичу

(прізвище, ім'я, по батькові)

1. Тема роботи Інтенсифікація процесу відділення смолистих речовин з аміачних вод

керівник роботи

Крутько Ірина Григорівна доцент, к.т.н.

(прізвище, ім'я, по батькові, науковий ступінь, вчене звання)

затверджені наказом від “ ____ ” лютого 2020 року № ____

2. Строк подання студентом проекту (роботи) 26 травня 2020 року

3. Зміст розрахунково-пояснювальної записки (перелік питань, які потрібно розробити) джерела і умови утворення аміачних вод в коксохімічному виробництві, схема водних потоків у відділенні конденсації, технологічна схема відділення конденсації, характеристика аміачних вод, огляд способів очистки аміачних вод від смолистих речовин, теоретичні основи гравітаційного методу, осадження смолистих речовин у відстійниках різних типів, осадження смолистих речовин у тонкошарових відстійниках, порівняння ефективності очистки аміачних вод от дисперсних часток смолистих речовин гравітаційним способом у відстійниках різної конструкції, фізико-хімічні основи процесу коалесценції, вплив технологічних параметрів на ефективність осадження у відстійниках, опис конструкції коалескуючих фільтрів, технологічна схема удосконаленого гравітаційного способу очистки аміачних вод від смолистих речовин
4. Перелік графічного матеріалу (з точним зазначенням обов'язкових креслень)

5 Консультанти розділів проекту (роботи)

Розділ	Прізвище, ініціали та посада консультанта	Підпис, дата	
		завдання видав	завдання прийняв

6 Дата видачі завдання 2 березня 2020 року

КАЛЕНДАРНИЙ ПЛАН

№ з/п	Назва етапів дипломного проекту (роботи)	Строк виконання етапів проекту (роботи)	Примітка
1	Технологічна схема відділення конденсації	Березень 2020	
2	Схема водних потоків у відділенні конденсації	Березень 2020	
3	Характеристика аміачних вод	Березень 2020	
4	Огляд способів очистки аміачних вод від смолистих речовин	Березень 2020	
5	Теоретичні основи гравітаційного методу	Квітень 2020	
6	Осадження смолистих речовин у вертикальних, горизонтальних і радіальних відстійниках, осадження смолистих речовин в тонкошарових відстійниках	Квітень 2020	
7	Порівняння ефективності відстійників різної конструкції	Квітень 2020	
8	Фізико-хімічні основи процесу коалесценції	Квітень 2020	
9	Вплив технологічних параметрів на ефективність осадження у відстійниках	Травень 2020	
10	Опис конструкції коалесцюючих фільтрів	Травень 2020	
11	Технологічна схема удосконаленого гравітаційного способу очистки аміачних вод від смолистих речовин. висновки	Травень 2020	
12	Удосконалення гравітаційного способу відділення смолистих речовин з аміачних вод	Травень 2020	
13	Написання кваліфікаційної роботи	Квітень-травень 2020	

Студент

(підпис)

(прізвище та ініціали)

Керівник проекту (роботи)

(підпис)

(прізвище та ініціали)

АНОТАЦІЯ

Кірпи́ченков А.В. Інтенсифікація процесу відділення смолистих речовин з аміачних вод / Випускна кваліфікаційна робота на здобуття освітнього ступеня «магістр» за напрямком підготовки 161 «Хімічна технологія та інженерія» (спеціалізація «Хімічні технології та інженерія»). – ДВНЗ ДонНТУ, Покровськ, 2020.

Об’єктом роботи є відділення конденсації цеху Уловлювання №1

Мета роботи – інтенсифікація процесу відділення смолистих речовин з аміачних вод

У роботі визначили матеріальний баланс аміачних вод, зробили аналіз змісту смолистих речовин у аміачній воді, розглянули гравітаційний спосіб відділення смолистих речовин з аміачних вод, виконали аналіз факторів, що впливають на процес відділення, розглянули процес коалесценції, обрали коалесцюючий матеріал для фільтра, виконали аналіз ефективності очищення аміачної води після устаткування фільтра у технологічну схему відділення конденсації.

АМІАЧНА ВОДА СМОЛИСТІ РЕЧОВИНИ ОСАДЖЕННЯ
ВІДСТІЙНИК КОАЛЕСЦЕНЦІЯ ІНТЕНСІФІКАЦІЯ

ABSTRACT

Kirpichenkov AV Intensification of the process of separation of resinous substances from ammonia waters / Qualifying work for obtaining an educational degree " Master " in the direction of preparation 161 "Chemical technology and engineering" (specialization " Chemical technology and engineering"). - Dvnz DonNTU, Pokrovsk, 2020.

The object of work is the department of Condensation of the Ulovlyuvannya No.1.

The purpose of the work is intensification of the process of separation of resinous substances from ammonia waters.

In the work was determined the material balance ammonia waters, analyzed the content of the resinous substances in ammonia water, examined the gravitational method the separation of resinous substances from ammonia waters, conducted an analysis of the factors that influence the process for the to separation, examined the process of coalescence, the coalescing material was selected for the filter, performed an analysis of the efficiency of ammonia water purification after equipping filter in the technological scheme department of Condensation.

AMMONIA WATER RESINOUS SUBSTANCES SEPARATE SUMP
COALESCENCE INTENSIFICATION

ЗМІСТ

ВСТУП.....	8
1 ДЖЕРЕЛА І УМОВИ УТВОРЕННЯ АМІАЧНИХ ВОД В.....	9
КОКСОХІМІЧНОМУ ВИРОБНИЦТВІ.....	9
1.1 Технологічна схема відділення конденсації.....	10
1.2 Схема водних потоків у відділенні конденсації	13
1.3 Характеристика аміачних вод.....	32
2 ОГЛЯД СПОСОБІВ ОЧИСТКИ АМІАЧНИХ ВОД ВІД СМОЛИСТИХ	
РЕЧОВИН	38
3 ОЧИЩЕННЯ АМІАЧНИХ ВОД ВІД ДИСПЕРСНИХ ЧАСТИНОК	
СМОЛИСТИХ РЕЧОВИН ГРАВІТАЦІЙНИМ СПОСОБОМ.....	41
3.1 Теоретичні основи гравітаційного методу	41
3.2 Осадження смолистих речовин у вертикальних, горизонтальних і радіальних	
відстійниках	44
3.3 Осадження смолистих речовин в тонкошарових відстійниках.....	48
3.4 Порівняння ефективності відстійників різної конструкції.....	51
4 УДОСКОНАЛЕННЯ ГРАВІТАЦІЙНОГО СПОСОБУ ВІДДІЛЕННЯ	
СМОЛИСТИХ РЕЧОВИН З АМІАЧНИХ ВОД	53
4.1 Фізико-хімічні основи процесу коалесценції.....	53
4.2 Вплив технологічних параметрів на ефективність осадження у	
відстійниках	56
4.2.1 Залежність швидкості стисненого осадження від температури.	62
4.2.2 Залежність швидкості стисненого осадження від розміру часток.....	63
4.2.3 Залежність потрібної поверхні осадження від діаметра часток для	
аміачної води	64
4.2.4 Залежність потрібної поверхні осадження від швидкості стисненого	
осадження	65
4.2.6 Залежність потрібної поверхні осадження від витрати для аміачної	
води.....	67

4.3 Опис конструкції коалесцючих фільтрів	71
4.4 Технологічна схема удосконаленого гравітаційного способу очистки аміачних вод від смолистих речовин	72
ВИСНОВКИ.....	75
ПЕРЕЛІК ПОСИЛАНЬ	76

ВСТУП

Актуальність та важливість даної роботи полягає в тому, що стічні води коксохімічного виробництва містять підвищену кількість смол і масл, в основному у вигляді емульсії. Маслоемульсійні стоки піролізу вугілля відрізняються високою стабільністю і дисперсністю. Цей факт зумовлений наявністю ароматичних вуглеводнів, які мають значну полярність. У зв'язку з цим, ретельна очистка стічних вод коксохімічного виробництва від домішок смол та масл, яка напряду залежить від ступеня руйнації емульсії, пов'язана із серйозними труднощами. Наявність смол і масл у стічних водах ускладнює експлуатацію обладнання. Відкладаючись у трубопроводах, аміачних колонах і збесфенолюючих скруберах, вони знижують ефективність технологічних процесів. Смоли і масла шкідливо впливають на мікроорганізми, погіршуючи роботу біохімічних установок (аеротенків). Вміст смол та масл у вод перед біохімічною очисткою не повинен перевищувати показника 25 мг/дм^3 , а на разі він коливається на рівні 138 мг/дм^3 , тобто спостерігається перевищення допустимих норм фактично у 5,5 разів [1]. Тому знаходження нових ефективних методів вилучення смолистих речовин зі стічних вод коксохімічних підприємств є безсумнівно актуальним питанням, що потребує наукового вирішення.

На більшості коксохімічних підприємств видалення смол і масл з аміачних вод коксохімічних заводів можна здійснити різними способами. Розробка ефективного методу очищення стічних вод коксохімічних підприємств представляється завданням державної ваги.

Метою дипломного проекту є дослідження інтенсифікації очищення аміачних вод відділення конденсації від смолистих речовин за допомогою коалесцюючих фільтрів.

1 ДЖЕРЕЛА І УМОВИ УТВОРЕННЯ АМІАЧНИХ ВОД В КОКСОХІМІЧНОМУ ВИРОБНИЦТВІ

Основним джерелом утворення аміачних вод в процесі коксування є волога палива або шихти і пірогенетична вода, що утворюється при термічному розкладанні палива, а також конденсат гострої пари, що вводиться в процесах переробки палив.

Під час коксування вугілля поряд з леткими продуктами виділяється велика кількість водяної пари як у результаті випаровування вологи шихти, так і у результаті термічного розкладання сполук вугілля, що містять кисень та водень. При охолодженні коксового газу у первинних холодильниках та газозбірниках до 30 °С велика частина цієї пари (95–120 кг/год) конденсується з утворенням надсмольної води та конденсату ПГХ, а менша частина (15 кг/год) уноситься з коксовим газом. Надсмольна вода, що утвориться при охолодженні прямого коксового газу, поглинає аміак, вуглекислий газ, сірководень, ціаністий водень, а також феноли, піридинові основи та інші сполуки, що містяться в ньому.

Кінцеве охолодження газу відбувається також при безпосередньому зрошенні водою. При цьому з газу вимиваються нафталін, залишки фенолів, частина ціанистоводневої кислоти та ін.

При виділенні сирого бензолу з поглинального масла дистиляцією та ректифікацією використовується гостра пара, що призводить до утворення сепараторних стічних вод. Сепараторні стічні води утворюються також в процесі фракційної розгонки смоли.

Кількість і склад стічних вод залежать від якості коксованого вугілля, технологічних параметрів процесу коксування, конструкції коксових печей, і тому для різних коксохімічних підприємств різні. По суті, розглянуті стічні води, представляють собою розбавлені емульсії, в яких органічні речовини диспергуються у водній фазі. На сучасному коксохімічному заводі з печами великих об'ємів кількість стічних вод на 1 т коксу складає 0,2–0,3 м³ або близько 150 м³/год [2].

Для зменшення кількості утворення стічних вод необхідно знижувати вологість шихти, зробити заміну пароінжекторних установок на газоінжекторні, удосконалити технологічні процеси переробки продуктів з метою зменшення кількості витрачання гострої пари і води, а також застосування апаратів повітряного охолодження замість водяного для первинного охолодження коксового газу, пари бензолу, масл та інших продуктів.

Таким чином, в коксохімічній промисловості об'єм стічних вод, забруднених відходами виробництва, залежить від кількості і технічних параметрів коксованої шихти і становить близько 38% від кількості коксованої сухої шихти. Стічні води КХЗ використовують в основному для гасіння коксу. Проте вони містять значну кількість різних шкідливих домішок, які при зіткненні з розпеченим коксом випаровуються і потрапляють у навколишнє середовище. Масла і смоли, які також містяться у стічних водах, при оборотному водовикористанні осідають на стінках труб і апаратів, що значно ускладнює експлуатацію обладнання. Тому висувуються жорсткі вимоги до складу стічних вод [3].

1.1 Технологічна схема відділення конденсації

Відділення конденсації №1 Авдіївського коксохімічного заводу призначене для безперервної подачі надсмольної води, необхідної кількості і якості, в коксовий цех № 1, для зрошення газозбірників коксових батарей №№ 1, 2; поділу сумішей «надсмольна вода - смола - фуси»; отримання смоли і фусов заданої якості, виведення надлишкової надсмольної води на переробку.

На рис. 1.1 зображена технологічна схема відділення конденсації.

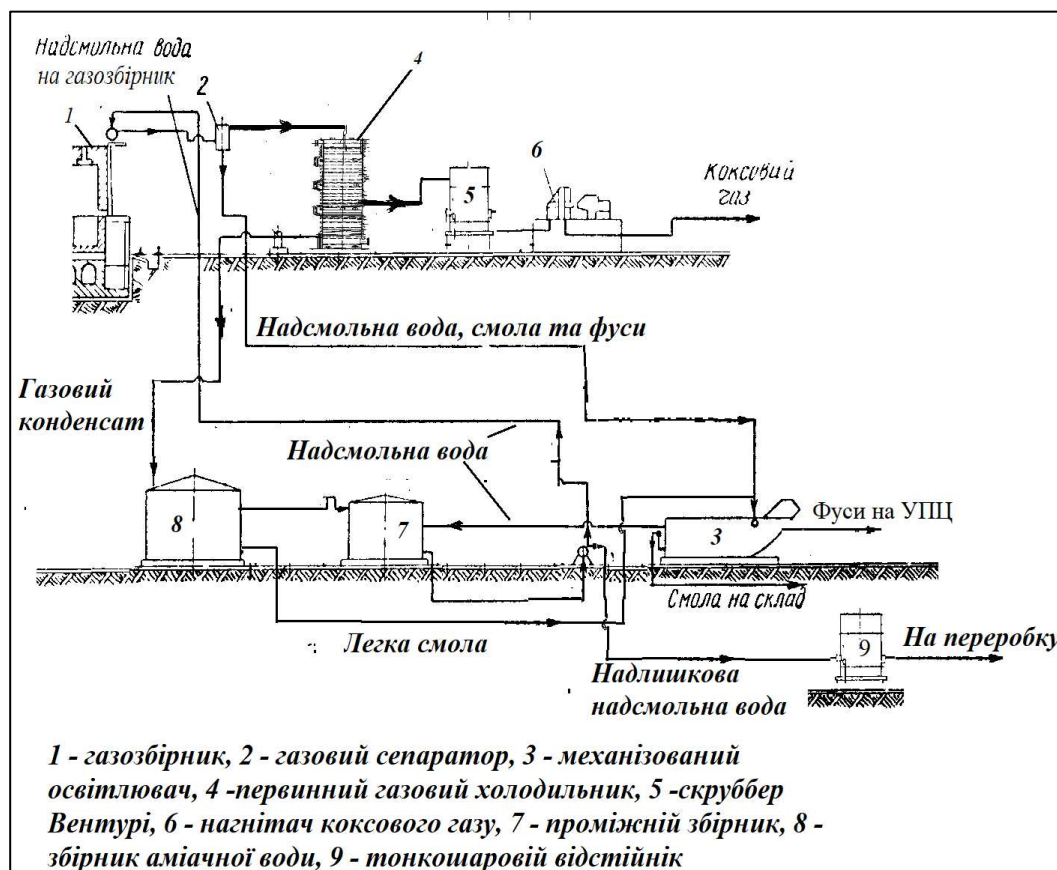


Рисунок 1.1 - Технологічна схема відділення конденсації

Коксовий газ у суміші з водяними парами і хімічними компонентами коксування виходить з підсводового простору камер з температурою 750 °С - 820 °С через стояки у газозбірники 1

У газозбірнику 1 коксовий газ зрошується гарячою надсмольною водою.

За рахунок нагріву і випаровування частини води відбувається інтенсивне охолодження газу у газозбірнику 1 і конденсація близько 60% смоли від загального її змісту в газі, осадження твердих частинок вугілля і пилу.

З газозбірника 1 коксовий газ, насичений водяними парами, надсмольна вода, смола і фуси потоками по газопроводах надходять у газові сепаратори 2. У сепараторах відбувається відділення рідкої фази і газового потоку.

Коксовий газ після сепаратора 2 під дією нагнітача 6 направляється спочатку у первинні газові холодильники 4, де коксовий газ охолоджується, при цьому основна маса водяної пари конденсується, потім у скруббер Вентурі 5. Після машинного залу з коксового газу через апаратуру відбувається вилучення цінних

компонентів і його повернення у коксовий цех №1. Рідка фаза з сепаратора 2 направляється у механізовані освітлювачі 3 відділення конденсації, де відбувається поділ її на надсмольну воду, смолу, фуси. Для поліпшення відстоювання смоли від надсмольної води, виключення забивання форсунок подачі води в газозбірники, зменшення корозії хімічної апаратури зміст пов'язаних солей аміаку у воді циклу газозбірника не повинен перевищувати 7 г/дм^3 . Тому конденсат первинних газових холодильників 4 направляється в збірник аміачної води 8, з якого відбувається поповнення і розведення надсмольної води.

Смола з механізованого освітлювача 3 поступає в сховище смолопeregінного цеху для подальшої переробки. Фуси, що мають найбільшу питому вагу, осідають на дно механізованих освітлювачів 3, звідки постійно виводяться скребковими транспортерами у бункери фусів і далі спеціальним автотранспортом вивозяться на установку додавання їх у шихту в УПЦ №1.

У первинних газових холодильниках 4 коксовий газ охолоджується до температури, що не перевищує 35°C , в результаті цього відбувається подальша конденсація з газу парів води, легкої смоли, нафталіну.

Надсмольна аміачна вода після освітлювача 3 направляється в проміжний збірник 7, звідки насосом подається на зрошення газозбірника 1 коксових батарей.

Цикл газозбірникової води замкнутий, поповнення його здійснюється за рахунок конденсату первинних газових холодильників 4. Надлишкова надсмольна вода у кількості $23,3 \text{ м}^3/\text{год}$ насосом виводиться з проміжного збірника 7. Відстій смоли у механізованому освітлювачі 3 дозволяє отримати зміст смолистих речовин до норми не більше $0,550 \text{ г/дм}^3$. Воду з таким вмістом смолистих речовин заборонено подавати без попередньої обробки на аміачну колону. Тому надмірна аміачна вода для додаткового осадження смолистих речовин спочатку направляється у тонкошаровий відстійник 9. У відстійнику відбувається осадження смолистих речовин до не більше $0,2 \text{ г/дм}^3$, що складає ступінь очищення майже в 3 рази у порівнянні з вхідною водою, після чого надлишкова надсмольна вода спрямовується на аміачну колону.

1.2 Схема водних потоків у відділенні конденсації

Відділення конденсації призначене для:

- а) розділення надсмольної води на смолу, воду, фуси;
- б) подання освітленої надсмольної води для охолодження коксового газу в коксовий цех;
- в) подання надмірної аміачної води, для очищення на БХУ;
- г) передачі товарної смоли в смолопeregінне відділення;
- д) подання водосмоляної емульсії на ПГХ.

Надсмольна вода, що поступає після сепаратора в механізований освітлювач, представляє складну емульсовано-суспензійну суміш, що містить воду, смолу, фуси. У відділенні встановлені три механізованих освітлювача: № 1, №2, №3, які призначені для освітлення надсмольної води циклу газозбірника і відділення від неї смоли і фусов, а також для механізованого видалення фусов; також №3 призначений для додаткового відстою смоли від фусов і води. Відстій надсмольної води в механізованих освітлювачах відбувається за рахунок різниці питомих вагів води, смоли і фусов. Залишковий вміст смолянистих речовин у воді на зрошування не повинен перевищувати 0,55 г/л. Окрім смолистих речовин у воді є фуси в плаваючому стані, перевищення змісту яких сприяє забиванню розбризкуючих форсунок (КЦ). Вміст твердих речовин у воді не більше 0,15 г/л.

При охолодженні КГ в стояках коксових батарей і газозбірнику шляхом зрошування гарячою надсмольною водою, яка циркулює в оборотній системі, відбувається її частковий випар, тому на виході з газозбірника КГ насичен вологою. У процесі конденсації паров КГ у стояках близько 95% смол, що міститься в них утворює тонкодисперсний смільний туман, велика частина якого 60 - 80% руйнується при вступі в газозбірник і виводиться з надсмольною водою. На виході з газозбірника в КГ міститься при 20 °С: 18-30 г/м³ смол у вигляді туману і 3,5-4,5 г/м³ у вигляді пари; 6-9 г/м³ нафталіну у вигляді пари. В середньому тільки 15 - 25 т ресурсів нафталіну поглинається смолою, що конденсується в газозбірнику. Таким чином, на стадії охолодження КГ в газозбірнику конденсується велика

частина пари води і важкої смоли і незначна - легкою смолою. Кількість аерозольної смоли, що поступає на наступну після газозбірника стадію охолодження у ПГХ, залежить не лише від вмісту смоли в охолоджуваному КГ, але і від її кількості у надсмольної воді, що подається на зрошування газозбірника. Встановлено, що при збільшенні вмісту смоли в цій воді, наприклад, з 3 до 19 г/м³(при 20 °С) вміст смоли у вигляді туману в КГ зростає з 14 до 60 г/м³ (при 20 °С), а зміст в КГ смоли у вигляді пари збільшується лише з 5 до 7 г/м³ (при 20 °С). Тому необхідно забезпечувати ретельне відстоювання смоли від надсмольної води.

Для визначення матеріального балансу водних потоків аміачної води і кількості утворення надлишкової води у відділенні конденсації цеху Уловлювання №1 Авдіївського коксохімічного заводу приймаємо такі дані: продуктивність по сухий шихти на даний момент на коксування в КБ №№1, 2, 3 приблизно становить 240 т/год. Використовується мокре збагачення вугілля флотаційним методом. Вологість шихти після становить 8%. Виділяємо при коксуванні пірогенетичну вологу приймаємо 2,2% [4]. Також, згідно з технічного звіту Авдіївського коксохімічного заводу, відобразимо у таблиці 1.1 дані по виходу продуктів коксування, необхідні для виконання розрахунку.

Таблиця 1.1 – Вихід основних продуктів коксування

Продукти коксування	Вихід від маси, %
Кокс	77
Сухий коксовий газ	14,72
Аміак	0,28
Смола кам'яновугільна	3,2
Бензольні вуглеводні	1,1
Сірководень	0,5

Розрахування кількості вологою шихти:

$$G_{\text{ш}} = G \cdot \frac{100}{100 - \omega_{\text{в}}},$$

де $G_{\text{ш}}$ - кількість вологої шихти, т/год;

G - кількість сухої шихти на коксування, т/год;

$\omega_{\text{в}}$ - волога шихти, %.

$$G_{\text{ш}} = 240 \cdot \frac{100}{100 - 8} = 260,9 \text{ т/год або } 260900 \text{ кг/год.}$$

Відповідно кількість води складе:

$$G_{\text{в}} = G_{\text{ш}} - G,$$

де $G_{\text{в}}$ - кількість води, т/год.

$$G_{\text{в}} = 260,9 - 240 = 20,9 \text{ т/год або } 20900 \text{ кг/год.}$$

Розрахунок кількості газоподібних продуктів що виділяються в газозбірник.

Розрахунок масової витрати сухого коксового газу:

$$G_{\text{г}} = G \cdot \omega_{\text{г}},$$

де $G_{\text{г}}$ - кількість сухого коксового газу, т/ год;

$\omega_{\text{г}}$ - масова частка сухого коксового газу.

$$G_{\text{г}} = 240 \cdot 0,1472 = 35,328 \text{ т/год або } 35328 \text{ кг/год.}$$

Розрахунок кількості водяної пари:

$$G_{в.п.} = G \cdot \omega_{в.п.} + G_{в.}$$

де $G_{в.п.}$ – кількість водяної пари, т/год;

$\omega_{в.п.}$ – масова частка водяної пари.

$$G_{в.п.} = 240 \cdot 0,022 + 20,9 = 26,18 \text{ т/год або } 26180 \text{ кг/год.}$$

Розрахунок кількості смоли:

$$G_c = G \cdot \omega_c,$$

де G_c – кількість смоли, т/год;

ω_c – масова частка кам'яновугільної смоли.

$$G_c = 240 \cdot 0,032 = 7,68 \text{ т/год або } 7680 \text{ кг/год.}$$

Розрахунок кількості бензольних вуглеводнів:

$$G_{б} = G \cdot \omega_{б}$$

де $G_{б}$ – кількість бензольних вуглеводнів, т/год;

$\omega_{б}$ – масова частка бензольних вуглеводнів.

$$G_{б} = 240 \cdot 0,011 = 2,64 \text{ т/год або } 2640 \text{ кг/год.}$$

Розрахунок кількості сірководню:

$$G_{сир} = G \cdot \omega_{сир},$$

де $G_{сир}$ – кількість сірководню, т/год.

$\omega_{сир}$ – масова частка сірководню.

$$G_{сир} = 240 \cdot 0,005 = 1,2 \text{ т/год або } 1200 \text{ кг/год.}$$

Розрахунок кількості аміаку:

$$G_a = G \cdot \omega_a,$$

де G_a – кількість аміаку, т/год;

ω_a – масова частка аміаку.

$$G_a = 240 \cdot 0,0028 = 0,672 \text{ т/год або } 672 \text{ кг/год.}$$

Загальна кількість маси газоподібних продуктів, що надходять в газозбірник складе:

$$G_3 = G_2 + G_{в.п.} + G_b + G_c + G_{сир} + G_a,$$

де G_3 – загальна кількість маси газоподібних продуктів, т/год.

$$G_3 = 35,328 + 26,18 + 2,64 + 7,68 + 1,2 + 0,672 = 73,7 \text{ т/год } 73700 \text{ кг/год.}$$

Об'ємні витрати сухого коксового газу:

$$V_2 = G / \rho_{к.г.},$$

де V_2 - витрата коксового газу, м³/год;

$\rho_{к.г.}$ - щільність коксового газу, кг/м³.

Щільність коксового газу приймемо 0,463 кг /м³ [4].

$$V_2 = 35328 / 0,463 = 76302 \text{ м}^3 / \text{год.}$$

Об'єм водяної пари, що надходить до газозбірника становитиме:

$$V_{\text{в}} = G_{\text{в.п.}} \cdot \nu_o / M_{\text{в}},$$

де $V_{\text{в}}$ - витрата водяної пари, м³/год;

ν_o - постійна газу при нормальних умовах, м³/кмоль;

$M_{\text{в}}$ - молярна маса води, кг/кмоль.

Постійна газу становить 22,4 м³/кмоль, молярна маса води, 18 кг/кмоль.

$$V_{\text{в}} = 26180 \cdot 22,4 / 18 = 32580 \text{ м}^3/\text{год.}$$

Об'єм смоли, що надходить до газозбірника становитиме:

$$V_{\text{с}} = G_{\text{с}} \cdot \nu_o / M_{\text{с}},$$

де $V_{\text{с}}$ - витрата смоли, що надходить разом з газом, м³/год;

$M_{\text{с}}$ - молярна маса смоли, кг/кмоль.

Молярна маса смоли 170 кг/кмоль.

$$V_{\text{с}} = 7680 \cdot 22,4 / 170 = 1012 \text{ м}^3/\text{год.}$$

Об'єм аміака, що надходить до газозбірника становитиме:

$$V_{\text{а}} = G_{\text{а}} \cdot \nu_o / M_{\text{а}},$$

де $V_{\text{а}}$ - витрата аміака, що надходить разом з газом, м³/год;

$M_{\text{а}}$ - молярна маса аміака, кг/кмоль.

Молярна маса аміака 17 кг/кмоль.

$$V_{\text{а}} = 672 \cdot 22,4 / 17 = 885 \text{ м}^3/\text{год.}$$

Об'єм бензольних вуглеводнів, що надходить до газозбірника становитиме:

$$V_6 = G_6 \cdot v_0 / M_6,$$

де V_6 - витрата бензольних вуглеводнів, що надходить разом з газом, м³/год;

M_6 - молярна маса бензольних вуглеводнів, кг/кмоль.

Молярна маса бензольних вуглеводнів 83 кг/кмоль.

$$V_6 = 2640 \cdot 22,4 / 83 = 712 \text{ м}^3/\text{год}$$

Об'єм сірководню, що надходить до газозбірника становитиме:

$$V_{cip} = G_{cip} \cdot v_0 / M_{cip},$$

де V_{cip} - витрата сірководню, що надходить разом з газом, м³/год;

M_{cip} - молярна маса сірководню, кг/кмоль.

Молярна маса сірководню 34 кг/кмоль.

$$V_{cip} = 1200 \cdot 22,4 / 34 = 791 \text{ м}^3/\text{год}.$$

Підсумкова сума об'єму парогазових продуктів коксування:

$$V_3 = V_2 + V_6 + V_c + V_b + V_a + V_{cip},$$

де V_3 - сума об'єму парогазових продуктів коксування, м³/год.

$$V_3 = 76302 + 32580 + 1012 + 885 + 712 + 791 = 112282 \text{ м}^3/\text{год}.$$

При зрошенні надсмольної водою в газозбірнику відбувається конденсація парів смоли приблизно 60% [5].

$$G_{c.k.} = G_c \cdot 0,6,$$

де $G_{c.k.}$ - витрата сконденсованої смолою, кг/год.

$$G_{c.k.} = 7680 \cdot 0,6 = 4608 \text{ кг/год}$$

Залишиться в газоподібному стані:

$$G_{c.z.} = G_c - G_{c.k.}$$

де $G_{c.z.}$ - витрата несконденсованої смолою, кг/год.

$$G_{c.z.} = 7680 - 4608 = 3072 \text{ кг/год.}$$

У об'ємі:

$$V_{c.z.} = V_c \cdot 0,4,$$

де $V_{c.z.}$ - об'ємна витрата несконденсованої смолою, кг/год.

$$V_{c.z.} = 1012 \cdot 0,4 = 404,8 \text{ м}^3/\text{год.}$$

Для подальших розрахунків кількість води, що випарувалася в газозбірнику висловимо через $G_{в.вип.}$, або в паробразному стані $V_{в.вип} = 1,25 \cdot G_{в.вип.}$

Величина $G_{в.вип}$ визначається за тепловим балансом газозбірника.

Тепло, що вноситься в газозбірник сухим коксівним газом:

$$Q_2 = G_2 \cdot C_2 \cdot t_1,$$

де Q_2 - теплове навантаження сухого коксового газу, кДж/год;

C_2 - об'ємна питома теплоємність, кДж/(кг·°C);

t_1 - температура вхідного газу, °C.

Середня теплоємність сухого коксового газу в межах 0 - 650 ° C, становить 3,6 кДж / (кг · °C) , температуру, що входить приймаємо 650 °C [4].

$$Q_2 = 35328 \cdot 3,6 \cdot 650 = 82667520 \text{ кДж/год.}$$

Тепло, що вноситься водяними парами:

$$Q_6 = G_6 \cdot (\Delta H_6^0 + C_6 \cdot t_1),$$

де Q_6 – теплове навантаження водяними парами

ΔH_6^0 - ентальпія водяних парів при 0°C, кДж/кг;

C_6 – теплоємність водяних парів, кДж/(кг·°C).

Теплоємність водяної пари в межах 0 - 650 ° C станове 2,03 кДж/(кг·°C).

Ентальпія водяних парів при 0°C станове 2491 кДж/кг [6]. Тоді:

$$Q_6 = 26180 \cdot (2491 + 2,03 \cdot 650) = 99758890 \text{ кДж/год.}$$

Тепло, що вноситься смолою:

$$Q_c = G_c \cdot (\Delta H_c^0 + C_c \cdot t_1),$$

де Q_c – теплове навантаження парами смоли, кДж;

ΔH_c^0 - ентальпія парів смоли при 0°C, кДж/кг;

C_c – теплоємність парів смоли, кДж/(кг·°C).

Теплоємність смоли в межах 0 - 650 ° С станове 2,3 кДж/(кг·°С).

Ентальпія водяних парів при 0°С станове 368 кДж/кг. Тоді:

$$Q_c = 7680 \cdot (368 + 2,3 \cdot 650) = 14307840 \text{ кДж/год.}$$

Тепло, що вноситься бензольними вуглеводними:

$$Q_{\delta} = G_{\delta} \cdot C_{\delta} \cdot t_1,$$

де Q_{δ} – теплове навантаження парами бензольних вуглеводнів, кДж/год;

$\Delta H^{\circ}_{\delta}$ - ентальпія парів бензольних вуглеводнів при 0°С, кДж/кг;

C_{δ} – теплоємність парів бензольних вуглеводнів, кДж/(кг·°С).

Теплоємність бензольних вуглеводнів в межах 0 - 650 °С станове 1,8 кДж/(кг·°С) [6]. Тоді:

$$Q_{\delta} = 2640 \cdot 1,8 \cdot 650 = 3088800 \text{ кДж/год.}$$

Тепло, що вноситься сірководнем:

$$Q_{cnp} = G_{cnp} \cdot C_{cnp} \cdot t_1,$$

де Q_{cnp} – теплове навантаження парами сірководню, кДж/год;

C_{cnp} – теплоємність парів сірководню, кДж/(кг·°С).

Теплоємність сірководню в межах 0 - 650 ° С станове 1,1 кДж/(кг·°С) [6].

Тоді:

$$Q_{cnp} = 1200 \cdot 1,1 \cdot 650 = 858000 \text{ кДж/год.}$$

Тепло, що вноситься аміаком:

$$Q_a = G_a \cdot C_a \cdot t_l,$$

де Q_a – теплове навантаження парами аміака, кДж/год;

C_a – теплоємність парів аміака, кДж/(кг·°C).

Теплоємність аміаку в межах 0 - 650 °C становить 2,6 кДж/(кг·°C) [6]. Тоді:

$$Q_a = 672 \cdot 2,6 \cdot 650 = 1135680 \text{ кДж/год.}$$

Загальна кількість тепла, що вноситься газом в газозбірники:

$$Q_l = Q_2 + Q_6 + Q_c + Q_b + Q_c + Q_a,$$

де Q_l - кількість тепла, що вноситься газом в газозбірники, кДж/год.

$$\begin{aligned} Q_l &= 82667520 + 99758890 + 14307840 + 3088800 + 858000 + 1135680 = \\ &= 201816730 \text{ кДж/год.} \end{aligned}$$

Тепло, що вноситься в газозбірники надсмольною водою, яка надходить для охолодження газу:

$$Q_2 = W \cdot t_2,$$

де W – кількість, що надходить надсмольної води, кг / год;

t_2 - температура води, що поступає, °C.

Кількість надсмольної води на зрошення в газозбірники згідно параметрам відділення конденсації становить 1200 м³/год, що дорівнює 5 м³/т від сухої шихти. З залежності парціальних тисків водяної пари в газі до їх об'єму, що надходить в газозбірники при загальному тиску 760 мм рт.ст. [5]. Знаходиться мінімальна

температура надсмольної води для охолодження газу, яка подається в газозбірники, визначаємо точку роси газу, що надходить в газозбірник.

$$p_6 = p \frac{V_B}{V_3},$$

де p_6 - тиск парів води, мм. рт. ст;

p - загальний тиск, , мм. рт. ст.

$$p_6 = 760 \frac{32580}{112282} = 220 \text{ мм.рт.ст.}$$

Що відповідає мінімальній температурі води 69 °С. Дійсна температура повинна бути вище точки роси газу, що надходить на 5 - 10 градусів для забезпечення рушійної сили випаровування води в газ. Приймаємо температуру води, що поступає рівній 75 °С.

$$Q_2 = 1200000 \cdot 75 = 90000000 \text{ кДж/год.}$$

Загальна кількість тепла, що вноситься в газозбірники:

$$Q_3 = Q_1 + Q_2,$$

де Q_3 - загальна кількість тепла, що вноситься в газозбірники, кДж/год.

$$Q_3 = 104950138 + 90000000 = 194950138 \text{ кДж/год.}$$

Тепло, що виводиться із газозбірника сухим коксівним газом:

$$Q_{21} = G_2 \cdot C_{21} \cdot t_2,$$

де Q_{21} - теплове навантаження сухого коксового газу, кДж/год;

C_2 - об'ємна питома теплоємність, кДж/(кг·°С);

t_2 - температура вхідного газу, °С.

Середня теплоємність сухого коксового газу в межах 0 - 82 ° С, становить 1,8 кДж / (кг · °С), температуру, що виходить приймаємо 82 °С [5].

$$Q_{\text{gl}} = 35328 \cdot 1,8 \cdot 82 = 5214413 \text{ кДж/год.}$$

Тепло, що виводиться водяними парами:

$$Q_{\text{gl}} = (G_{\text{г}} + G_{\text{в.вип}}) \cdot (\Delta H^{\text{о}}_{\text{г}} + C_{\text{gl}} \cdot t_2),$$

де Q_{gl} – теплове навантаження водяними парами, кДж/год;

C_{gl} – теплоємність водяних парів, кДж/(кг·°С).

Теплоємність водяної пари в межах 0 - 82 °С станове 1,84 кДж/(кг·°С) [6].

Тоді:

$$Q_{\text{gl}} = (26180 + G_{\text{в.вип}}) \cdot (2491 + 1,84 \cdot 82) = 69164418 + 2642 \cdot G_{\text{в.вип}} \text{ кДж/год.}$$

Тепло, що виводиться смолою:

$$Q_{\text{cl}} = G_{\text{с.з.}} \cdot (\Delta H^{\text{о}}_{\text{с}} + C_{\text{cl}} \cdot t_2),$$

де Q_{cl} – теплове навантаження парами смоли, кДж/год;

C_{cl} – теплоємність парів смоли, кДж/(кг·°С).

Теплоємність смоли в межах 0 - 82 °С станове 1,4 кДж/(кг·°С) [6].

$$Q_{\text{cl}} = 3072 \cdot (368 + 1,4 \cdot 82) = 1483162 \text{ кДж/год.}$$

Тепло, що виводиться бензольними вуглеводними:

$$Q_{\delta l} = G_{\delta} \cdot C_{\delta l} \cdot t_2,$$

де $Q_{\delta l}$ – теплове навантаження парами бензольних вуглеводнів, кДж/год;

$C_{\delta l}$ – теплоємність парів бензольних вуглеводнів, кДж/(кг·°C).

Теплоємність бензольних вуглеводнів в межах 0 - 82 °C станове 1,13 кДж/(кг·°C) [6].

$$Q_{\delta l} = 2640 \cdot 1,13 \cdot 82 = 244622 \text{ кДж/год.}$$

Тепло, що виводиться сірководнем:

$$Q_{cip l} = G_{cip} \cdot C_{cip l} \cdot t_2,$$

де $Q_{cip l}$ – теплове навантаження парами сірководню, кДж/год;

$C_{cip l}$ – теплоємність парів сірководню, кДж/(кг·°C).

Теплоємність сірководню в межах 0 - 82 °C станове 1,0 кДж/(кг·°C) [6]. Тоді:

$$Q_{cip l} = 1200 \cdot 1,0 \cdot 82 = 98400 \text{ кДж/год.}$$

Тепло, що виводиться аміаком:

$$Q_{al} = G_a \cdot C_{al} \cdot t_2,$$

де Q_{al} – теплове навантаження парами аміака, кДж/год;

C_{al} – теплоємність парів аміака, кДж/(кг·°C).

Теплоємність аміаку в межах 0 - 82 °С станове 2,1 кДж/(кг·°С) [6]. Тоді:

$$Q_{a1} = 672 \cdot 2,1 \cdot 82 = 115718 \text{ кДж/год.}$$

Загальна кількість тепла, що виводиться газом із газозбірника:

$$Q_4 = Q_{21} + Q_{61} + Q_{c1} + Q_{61} + Q_{cip1} + Q_{a1},$$

де Q_4 - кількість тепла, що вноситься газом в газозбірники, кДж/год.

$$\begin{aligned} Q_4 &= 5211443 + 691644182 + 2642 \cdot G_{\text{в.вип.}} + 1483163 + 244622 + 98400 + 115718 = \\ &= 76320734 + 2642 G_{\text{в.вип.}} \text{ кДж/год.} \end{aligned}$$

Кількість тепла, що виводиться газом із газозбірника із сконденсованою смолою і водою:

$$Q_5 = (W - G_{\text{в.вип.}} + 4608 \cdot C_{\text{с.к.}}) \cdot t_3,$$

де Q_5 – теплове навантаження сконденсованою смолою і водою, кДж/год;

$C_{\text{с.к.}}$ – теплоємність сконденсованої смоли, кДж/(кг·°С);

t_3 – температура води, що уноситься з газозбірника, °С.

Температура води, що уноситься із газозбірника, приймаємо вище ніж аміачної води на вході у газозбірник, тобто 78 °С [5]. Теплоємність сконденсованої смоли при 78 °С станове 1,47 кДж/(кг·°С) [6].

$$Q_5 = (1200000 - G_{\text{в.вип.}} + 4608 \cdot 1,47) \cdot 78 = 94128353 - 78 G_{\text{в.вип.}}$$

При складанні теплового балансу, треба врахувати втрату тепла близько 3% від стінки газозбірника в навколишнє середовище [7].

Формула теплового балансу:

$$0,97 \cdot Q_3 = Q_4 + Q_5,$$

$$0,97 \cdot 291816730 = 76320734 + 2642 \cdot G_{\text{в.вип}} + 94128353 - 78 \cdot G_{\text{в.вип.}}$$

Знайдемо кількість вологи, що випарувалася:

$$G_{\text{в.вип}} = 43920 \text{ кг/год.}$$

Об'єм водяної пари, що випарувалася і уноситься із газозбірника становитиме:

$$V_{\text{в.вип.}} = G_{\text{в.вип.}} \cdot \nu_0 / M_{\text{в}},$$

де $V_{\text{в.вип.}}$ - витрата водяної пари, м³/год.

$$V_{\text{в.вип.}} = 43920 \cdot 22,4 / 18 = 54657 \text{ м}^3/\text{год.}$$

Загальний об'єм водяної пари, що уноситься із газозбірника становитиме:

$$V_{\text{в.вип.1}} = V_{\text{в}} + V_{\text{в.вип.}},$$

де $V_{\text{в.вип.1}}$ - загальний об'єм водяної пари, м³/год.

$$V_{\text{в.вип.1}} = 54657 + 32580 = 87237 \text{ м}^3/\text{год.}$$

Загальний об'єм газу, що уноситься із газозбірника становитиме:

$$V_{\text{г.1}} = V_{\text{г}} + V_{\text{в.вип.}},$$

де $V_{\text{г.1}}$ - об'єм газу, що надходить до первинного газового холодильнику, м³/год.

$$V_{\text{г.1}} = 112282 + 54657 = 166939 \text{ м}^3/\text{год.}$$

Об'єм газу без урахування смоли та пари води, що сконденсуються у холодильнику:

$$V_{2.2} = V_{2.1} - V_{c.2} + V_{в.вип.1.}$$

де $V_{2.2}$ - об'єм газу без урахування смоли та пари води до первинного газового холодильнику, м³/год.

$$V_{2.2} = 166939 - 405 - 87237 = 79297 \text{ м}^3/\text{год.}$$

Первинні газові холодильники встановлюються на газовий потік, що йде від трьох батарей коксових печей. Приймаємо, що температура газу на виході з холодильника дорівнює 30 °С і тиск 745 мм рт. ст. [5]. Приймаємо також, що в холодильнику конденсується вся смола, наявна в газі. Пружність водяної пари при 30 °С дорівнює 31,8 мм рт. ст. [6]

Об'єм водяної пари на виході з холодильника визначаємо з рівняння:

$$V_{в.х.} = V_{2.2} \cdot \frac{p_{в1}}{p - p_{в1}},$$

де $V_{в.х.}$ - об'єм водяної пари, що не сконденсується після холодильника, м³/год;

де $p_{в1}$ - тиск парів води при 30 °С, мм. рт. ст;

p - загальний тиск, на виході з холодильника, мм. рт. ст.

$$V_{в.х.} = 79297 \cdot \frac{31,8}{745 - 31,8} = 3536 \text{ м}^3/\text{год.}$$

Кількість водяної пари, що не сконденсувалася:

$$G_{в.х.} = V_{в.х.} / M_{в.},$$

де $G_{в.х.}$ - кількість водяної пари, що не сконденсована, кг/год.

$$G_{в.х.} = 3536 \cdot 18 / 22,4 = 2841 \text{ кг/год.}$$

Кількість води, що надходить з первинного газового холодильника:

$$G_{в.х1} = G_{в.вип.} + G_{в.} - G_{в.х},$$

де $G_{в.х1}$ - кількість води, що надходить з первинного газового холодильника, кг/год.

$$G_{в.х1} = 43920 + 26180 - 2841 = 67259 \text{ кг/год}$$

Кількість води, що надходить є надлишковою в відділені конденсації і підлягає переробці:

$$G_{над} = G_{в.} - G_{в.х},$$

де $G_{над}$ - кількість води, що надходить і є надлишковою в відділені конденсації, кг/год.

$$G_{над} = 26180 - 2841 = 23339 \text{ кг/год.}$$

Дані отриманих розрахунків занесені у таблицю 1.1.2.

Таблиця 1.2 – Матеріальний баланс газозбірника

Продукти коксування	Надходить у газозбірник		Виходить із газозбірника	
	у газподібному стані, кг/год	у стані рідини, кг/год	у газоподібному стані, кг/год	у стані рідини, кг/год
Сухий коксовий газ	35328		35328	
Вода		1200000		1156080
Водяни пари	26180		70100	
Смола кам'яновугільна	7680		3072	4608
Бензольні вуглеводні	2640		2640	
Сірководень	1200		1200	
Аміак	972		972	
Разом	74000	1200000	113312	1160688
	1274000		1274000	

На рис. 1.2 показана схема матеріальних потоків відділення конденсації при первинному охолодженні коксового газу надсмольною водою.

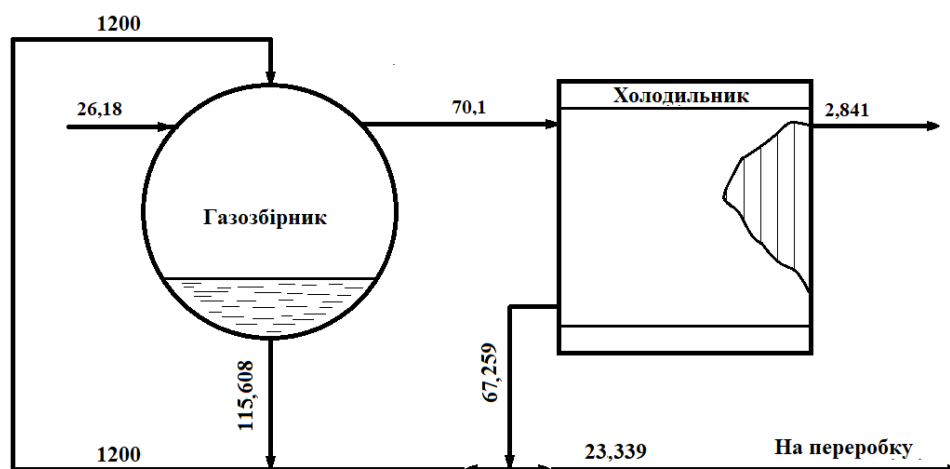


Рисунок 1.2 - Матеріальні водні потоки у відділенні конденсації

Згідно розрахунком виходить, що для підтримання водного балансу, необхідно постійно виводити з циклу надсмольної води на переробку в аміачне відділення 23339 м³/год надлишкової води.

1.3 Характеристика аміачних вод

Хімічний склад надсмольної води характеризується вмістом у ній аміаку загального і леткого, кислот, основ і нейтральних домішок (легких масл, нафталіну і ін.)

Зв'язаний аміак накопичується переважно у надсмольної воді циклу газозбірників, що пояснюється переходом частини сірководню в окислені форми - елементарну сірку і її двоокис, які у присутності аміаку і ціаністого водню утворюють тіосульфат, сульфат, сульфід, роданід амонію.

Конденсат, що утворюється при охолодженні газу у первинних холодильниках, містить переважно леткий аміак, концентрація якого залежить від вмісту аміаку у коксовому газі і температури конденсату. При охолодженні коксового газу до 25–35 °С у газовий конденсат переходить 10–30 % загальних ресурсів аміаку.

При цьому зміст зв'язаного аміаку у ньому невеликий (0,3–0,6 г/дм³) і обумовлений головним чином віднесенням бризк води з газозбірника.

Кінцеве охолодження коксового газу призначене для зниження температури коксового газу після сульфатного відділення до температури, сприятливої для вловлювання бензольних вуглеводнів. Під час охолодження коксового газу відбувається конденсація частини водяної пари, а також нафталіну. При контакті газу з водою вона насичується компонентами, що містяться в ньому, – ціаністим воднем, сірководнем, аміаком, бензольними вуглеводнями, фенолами та ін.

Як відомо, стічні води коксохімічного виробництва, у тому числі конденсат первинних газових холодильників (ПГХ) та газозбірникова вода, містять значну кількість смол та масл, переважно у вигляді емульсії [8].

Емульсії – це дисперсні системи двох рідин, що не розчинні чи малорозчинні

одна в одній, одна з яких диспергована в іншій у вигляді мілких крапель (глобул). За характером дисперсної фази та дисперсійного середовища розрізняють емульсії двох типів: перші так звані емульсії прямого типу – емульсії неполярної рідини в полярній (М/В); та другі – зворотного типу – емульсії полярної рідини в неполярній (В/М). Тип емульсії звичайно встановлюють при визначенні властивостей її дисперсійного середовища. Емульсії М/В змішуються з водою, не змочують гідрофобну поверхню та мають високу електропровідність [9].

Емульсії В/М змішуються з маслом або нафтою, змочують гідрофобну поверхню та не мають помітної електропровідності. Аміачні води є ліофобними кам'яновугільними емульсіями прямого типу.

Дисперсність є одним з основних технологічних параметрів речовин та матеріалів у багатьох виробничих процесах. Під час вибору апаратів в хімічній технології обов'язково враховуються дисперсійні характеристики реакційної суміші. Це пояснюється тим, що при подрібненні речовин не тільки збільшується поверхня між фазами, але й змінюються властивості системи. Наприклад, зростає розчинність, підвищується реакційна здатність речовин, знижуються температури фазових переходів та ін. У зв'язку з цим виникає необхідність знаходження кількісних дисперсійних характеристик різних систем.

Наявність смол та масл в аміачних водах ускладнює експлуатацію обладнання. Відкладаючись у ємностях, трубопроводах, аміачних колонах, вони знижують ефективність технологічних процесів. Масла, що віддуюються з води у аміачних колонах, погіршують якість сирих піридинових основ.

Аміачні води надходять у стоки, які потім піддаються біохімічному очищенню. Необхідною умовою забезпечення ефективності біохімічного очищення є передчасне видалення зі стічної води смол та масл, оскільки вони практично не піддаються біологічній деструкції та оказують пагубний вплив на мікроорганізми. Вміст смол та масл перед біохімічним очищенням не повинен перевищувати 20г/м^3 .

Вибір методу очищення аміачних вод від смол та масл визначається розмірами часток, тобто дисперсністю водосмоляної емульсії. Якщо розмір часток неоднаковий, то для повного уявлення про дисперсність необхідно мати криву

розподілу дисперсної фази за розмірами часток, яку будують згідно даних дисперсійного аналізу. Останній здійснюється седиментаційним методом. Седиментаційний аналіз аміачних вод оснований на залежності розмірів часток від швидкості їх осідання під дією сили тяжіння. Седиментаційний аналіз полягає в тому, що в досліджуваній системі визначається швидкість осідання (седиментації) часток під дією сили тяжіння чи в відцентровому полі. За знайденими кривими осідання розраховують розміри часток дисперсної фази та будують криві розподілу часток за розмірами[10].

Результат проведеного седиментаційного аналізу надсмольної води та конденсату ПГХ у таблицях 1.3 - 1.4.

Таблиця 1.3 – Розподіл фракцій у аміачній воді

Проба	Фракція смол, мкм	Вміст, мг/л	% вміст
Надсмольна аміачна вода	Легка смолка	11	6,1
	0-20	148	70,3
	›20 (важка смолка)	37	23,6
	Всього	196	100
Конденсат ПГХ	Легка смолка	257	16,9
	0-20	170	9,8
	›20 (важка смолка)	1055	73,3
	Всього	1482	100

Таблиця 1.4 – Вміст фракцій у аміачній воді до 20 мкм

Проба	Фракція смол, мкм	Вміст, мг/л	% вміст
Надсмольна аміачна вода	0-2	42	32,7
	2-5	48	36,6
	5-10	32	17,3
	10-20	25	13,4
	Всього 0-20	147	100
Конденсат ПГХ	0-2	49	30,1
	2-5	37	23,6
	5-10	38	22,1
	10-20	41	24,2
	Всього 0-20	165	100

Як бачимо з отриманих даних, фракційний склад смолистих часток у конденсаті ПГХ и надсмольної води різний. Зміст у конденсаті ПГХ важкої смолки 73,3 %. Такі частки доволі легко осідають у відстійниках під дією сили тяжіння. Вміст часток, які утворюють емульсії та які важко осадити це фракція 0–20 мкм складають 9,8 % (170 мг/дм^3). В аміачній воді вміст фракції 0–20 мкм вищий, ніж у конденсаті ПГХ та становить 70,3 % (148 мг/дм^3).

Таким чином, конденсат ПГХ та аміачна вода є дуже заемульгованими.

З точки зору руйнування емульсії, нас найбільш цікава фракція 0–20 мкм. По даними таблиць 1.4 побудовані криві розподілу часток цієї фракції на рисунку 1.3. Відкладаючи на вісі ординат вміст фракції з розміром часток, а по вісі абсцис – значення відповідних радіусів часток. Кожне наступне значення будується з величиною припущення процентного вмісту часток через однакові інтервали радіусу часток.

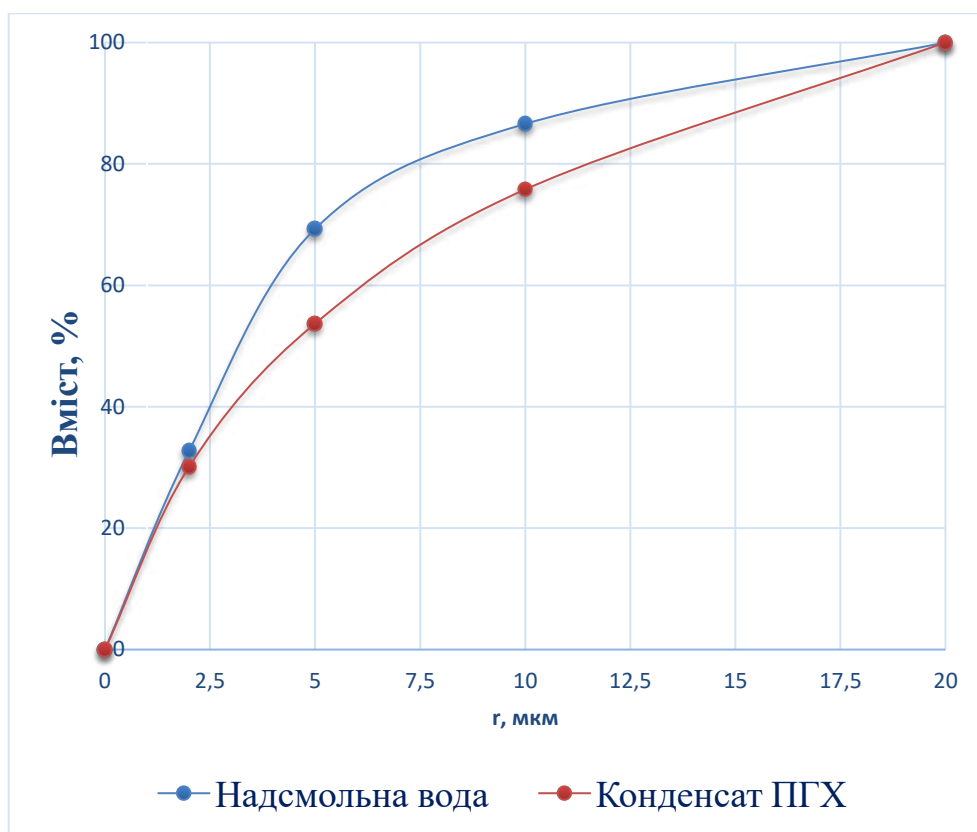


Рисунок 1.3 - Криві розподілу часток смолистих речовин за радіусами у фракції 0–20 мкм у надсмольній воді та конденсаті

Плавний характер кривих седиментації говорить про те, що досліджувані емульсії є полідисперсними стабільними системами, тобто складаються з часток різних розмірів, причому вміст часток різних розмірів неоднаковий. Наявність великої кількості малих часток означає низьку швидкість їх осідання. Для збільшення ефективності осідання необхідно мати частки розміром >20 мкм.

Дослідження показали, що аміачні води піролізу вугілля відрізняються високою дисперсністю. Смолисті речовини коксохімічних виробництв за прийнятою в наш час термінологією при аналізі стічних та природних вод відносять до нафтопродуктів. Однак за своїм складом кам'яновугільні смоли та масла значно відрізняються від нафтопродуктів. Вони складаються переважно з ароматичних вуглеводнів, у той час як звичайні нафтопродукти – це суміш переважно аліфатичних, аліциклічних та в меншій мірі ароматичних вуглеводнів [11]. Ароматичні вуглеводні мають «приховану» полярність, що обумовлює близькість кам'яновугільних масел до полярних молекул води. Та, як наслідок цього, на

коксохімічних підприємствах утворюються більш стійкі маслемульсіїні аміачні води, що відрізняються високим ступенем дисперсності.

Наступним етапом досліджень буде підбор методу для укрупнення розмірів цих часток з метою їх легшого осадження у відстійниках. Одним з можливих є метод, заснований на коалесценції, тобто за допомогою спеціальних насадок з коалесцуючими властивостями без використання реагентів для зниження дисперсності смоляної та масляної фаз.

2 ОГЛЯД СПОСОБІВ ОЧИСТКИ АМІАЧНИХ ВОД ВІД СМОЛИСТИХ РЕЧОВИН

Видалення смол і масл з стічних вод коксохімічних заводів можна здійснити різними способами. Вибір методу розділення маслемульсійних стоків пов'язаний з розмірами масляних часток, складом смолистої фази, вимогами до якості очищеної води та іншими супутніми параметрами. Існують такі основні способи очистки стічних вод: механічний, фізико-хімічний, хімічний і біологічний.

Механічні способи очищення припускають використання проціджування, відстоювання і фільтрування виробничих стічних вод [12].

Відстоювання це найбільш поширений метод виділення нерозчинних домішок (зважених речовин, смол і олій) є відстій. Відстій застосовується практично в усіх технологічних процесах уловлювання і переробки хімічних продуктів коксування; у ряді випадків відстійні споруди або сепаратори використовуються одночасно для виділення вуглеводнів, що диспергують, з питомою вагою більше і менше питомої ваги води (з відведенням продуктів, що відстоялися, з нижньої і верхньої частини відстійників). Процес відстоювання застосовується для вод з високим вмістом смол і масл різного ступеня дисперсності, для чого застосовують найбільш прості апарати: різного типу відстійники і маслопастки. Даний спосіб очищення дозволяє витягти частинки діаметром 80–100 мкм. Для значної інтенсифікації відстоювання масляних глобул можна використовуючи центрифугування в гідроциклонах (напорні, безнапорні, багатоярусні, комбіновані), центрифугах і сепараторах. Але застосування відцентрових апаратів для очищення від емульгованих масл пов'язано зі значними енергетичними та експлуатаційними витратами. Тому центрифугування можна рекомендувати лише для локального очищення невеликих за об'ємом маслемульсійних стоків.

Фізико-хімічна очистка стічних вод здійснюється в основному із застосуванням таких методів, як коагуляція, флотація і сорбція.

Коагуляція проводиться шляхом введення в стічні води коагулянтів (солей

амонію, заліза, міді, шламових відходів та ін.) для виникнення осадів у вигляді пластівців, які потім легко видаляються [13].

Флотація [13]. здійснюється шляхом пропускання крізь стічні води повітря, бульбашки якого захоплюють при русі вгору поверхнево-активні речовини, нафту, масла та інші забруднення і утворюють на поверхні води піноподібний шар, що легко видаляється. Даний спосіб очищення в промисловості застосовують рідко через його невелику ефективність, високу турбулентність потоків у флотаційній камері, що призводить до руйнування пластівцеподібних частинок і необхідності застосовування поверхнево-активних речовин.

Сорбція заснована на здатності деяких речовин, які називаються сорбентами (глини, активоване вугілля, цеоліти, силікагель, торф тощо), поглинати забруднення, в результаті чого відбувається вилучення із стічних вод не тільки шкідливих, але і цінних речовин [14].

До основних хімічних способів очищення від органічних домішок відносяться методи з застосуванням окислювачів [15]. За їх допомогою стічні води звільняються від токсичних та інших компонентів. Наприклад, метод окислення озоном не знаходить широкого застосування в промисловості. Висока вартість отримання озону, його токсичність, невисока якість озонаторного обладнання не дозволяє застосовувати цей метод для глибокого очищення стічних вод.

Біологічний (біохімічний) метод [15]. використовується для очищення господарсько-побутових і виробничих стічних вод целюлозно-паперових, нафтопереробних, коксохімічних і харчових підприємств. Цей метод заснований на здатності мікроорганізмів використовувати для свого розвитку органічні і деякі неорганічні сполуки, що містяться в стічних водах як забруднювачі. Біохімічна очистка проводиться за допомогою природних і штучних методів. Природні методи біоочищення здійснюються із застосуванням полів зрошування та фільтрації, а також біологічних ставків, а штучні методи - за допомогою метантенків, біофільтрів. Очищення в аеротенках освітлених в первинних відстійниках стічних вод здійснюється шляхом повільного пропускання крізь них стічних вод, збагачених киснем, і змішування їх з активним мулом. Активний мул являє собою

сукупність гетеротрофних мікроорганізмів і дрібних безхребетних тварин (цвілі, дріжджів, водних грибів, коловороток та ін.), а також твердого субстрату. При цьому важливо правильно підібрати температуру, реакцію середовища, що стимулюють добавки, ретельне перемішування та ефективний окислювач, для того щоб максимально сприяти інтенсифікації гідробіоценозів, що становить активний мул, який поглинає забруднення. Даний метод досить ефективний і застосовується тільки для доочищення стічних вод, оскільки високі концентрації компонентів-забруднювачів згубно впливають на життєдіяльність мікроорганізмів активного мулу [15].

Серед усіх розглянутих способах очищення, найпростішим, найменш енергоємним і найдешевшим, а тому широко розповсюдженим в технології очистки стічних вод способом виділення завислих речовин із стічних вод є гравітаційне відстоювання, під час якого завислі частинки осідають на дно споруди або спливають на її поверхню.

3 ОЧИЩЕННЯ АМІАЧНИХ ВОД ВІД ДИСПЕРСНИХ ЧАСТИНОК СМОЛИСТИХ РЕЧОВИН ГРАВІТАЦІЙНИМ СПОСОБОМ

3.1 Теоретичні основи гравітаційного методу

Відстоювання використовується в промисловості, щоб згустити суспензію або класифікувати суспензії по фракціям частинок твердої фази, а також для поділу емульсії. Через малу рушійної сили тяжкості в процесі відстоювання можна досить ефективно відокремити тільки великі частки. Саме завдяки цьому його використовують для первинного поділу, щоб здешевити остаточне розділення гетерогенної суміші більш дорогими і складними способами.

У промисловості відстоювання використовується, як правило, в умовах високої концентрації дисперсної фази, якщо відбувається стиснуте осадження, яке має швидкість значно менше, ніж швидкість вільного осадження [16]. Внаслідок тертя частинок між собою, а також їх зіткнень один з одним, спостерігається тенденція зближення швидкостей обложених частинок різних розмірів. Тому виникає колективне осадження частинок зі швидкостями, близькими в кожному перетині апарату, проте різними по висоті. При цьому значно сповільнюється швидкість сходження потоків рідин з наближенням до днища апарату. Дане явище пов'язане з тим, що виникають висхідні потоки рідини через витіснення рідини осідають на дно частками. Ускладнюється процес через те, що великі частки обганяють більш дрібні. В процесі стисненого осадження концентрація диспергованих частинок значно змінюється по висоті самого відстійника. Це означає, що у верхній частині розташовані шари освітленої рідини, трохи нижче розташована зона майже вільного осадження, ще нижче - стиснуте осадження, і на самому дні розташований шар осаду.

Відстоювання проводиться в апаратах, які називаються відстійниками. Для згущення суспензій використовуються відстійники, які називаються згущувачі, а для твердих частинок - класифікаторами.

Існують відстійники безперервного, періодичного, а також полунеперервного. У безперервних все процесі відстоювання відбуваються безперервно. У напівнеперервних відстійниках відбувається подача суміші, а також висновок очищеної суцільної фази безперервно, а ось видалення конденсованої дисперсної фази, наприклад, осадкою і шлам, періодично.

У суспензіях дисперсна фаза, як правило, має більш високу щільність, ніж суцільна. Завдяки цьому гравітаційне осадження, яке ще називають природним відстоюванням, так само $\rho_t - \rho_{ж}$. Даний процес відбувається в апаратах періодичної, безперервного і напівбезперервного дії, які називаються відстійниками.

Осадження - це процес поділу, при якому зважені в рідині тверді частинки відділяються від суцільної фази під дією сили тяжіння, відцентрової сили, сили інерції або електростатичних сил.

При виборі методу поділу враховується концентрація дисперсних частинок, розмір цих часток, вимоги до якості поділу, а також різниця між щільністю дисперсної і суцільної фази.

Формула Стокса для швидкості вільного осадження при ламінарному режимі руху емульсії [17]:

$$w_{oc} = [1/18] * [gd^2(\rho_t - \rho_{ж})/\mu_{ж}], \quad (1)$$

де w_{oc} – швидкість осадження, м/с;

μ_p – в'язкість рідини, Па·с;

ρ_p – щільність чистої рідини, кг/м³;

d – діаметр частинки, м.

Швидкість стислого осадження, є функцією швидкості вільного осадження, а також концентрації емульсії.

Об'ємна частка рідини, яка знаходиться в емульсії:

$$\varepsilon = V_p / (V_p + V_m), \quad (2)$$

де ε - об'ємна частка рідини, яка знаходиться в емульсії;

V_p - об'єм суцільний рідкої фази, м³/год;

V_m - об'єм суцільний твердої фази, м³/год.

Тоді при $\varepsilon > 0,7$ швидкість стиснутого осадження:

$$w_{cm} = w_{oc} \cdot \varepsilon^2 \cdot [10]^{-1,82 \cdot (1-\varepsilon)}, \quad (3)$$

де w_{cm} – швидкість стиснутого осадження, м/с.

При $\varepsilon \leq 0,7$:

$$w_{cm} = w_{oc} \cdot 0,123 \cdot \varepsilon^3 \cdot 1/(1-\varepsilon). \quad (4)$$

Поверхня осадження не залежить істотно від висоти, як залежить значно від витрати емульсії і швидкості осадження:

$$F_{oc} = V_e / w_{cm}, \quad (5)$$

де F_{oc} - поверхня осадження, м²;

V_e - витрати емульсії на осадження, м³/с.

.

Рівень води у відстійнику визначається гребенем переливного (збірного) жолоба, в який поступає відстояна вода. Звідси вона прямує на подальшу очистку. Зважені речовини, що виділилися з стічної води, утворюють осад, що скупчується в муловій частини відстійника.

Осад з вертикальних відстійників видаляють під дією гідростатичного тиску через мулову трубу, випуск якої розташований на 1,5 – 2 м нижче рівня води у відстійнику.

Число відстійників залежить від прийнятого конструктивного типу, діаметра одного відстійника і розрахункової витрати стічної води. Повна будівельна висота (глибина) відстійника визначається як сума висоти проточної частини, нейтрального шару, мулової частини (або камери) і висоти борту над рівнем води [15].

Висота мулової камери залежить від її обсягу і діаметра відстійника. Розрахункову місткість мулової камери визначають за обсягом випадаючого осаду та тривалості перебування його в камері.

Мулову частину відстійників виконують конічною (для круглих відстійників) з кутом нахилу стінок днища 50° , щоб забезпечити сповзання осаду. Внизу конуса (або піраміди) влаштовують майданчик.

Щоб уникнути потрапляння в сток впливаючих забруднень перед збірними лотками (периферійними і радіальними) встановлюють напівзаглибні дошки (щитки), розташовані на відстані 0,3-0,5 м від лотка; їх занурюють у воду на глибину 0,25-0,3 м від поверхні води; висота не зануреної у воду частини повинна бути не менше 0,2-0,3 м.

Горизонтальний (рис. 3.2) відстійник представляє собою прямокутний в плані резервуар розділений на декілька відділів. Звичайно будують два або декілька паралельно працюючих відділень відстійника, щоб при чищенні або ремонті одного з них не вимикати з роботи всі споруди [12].

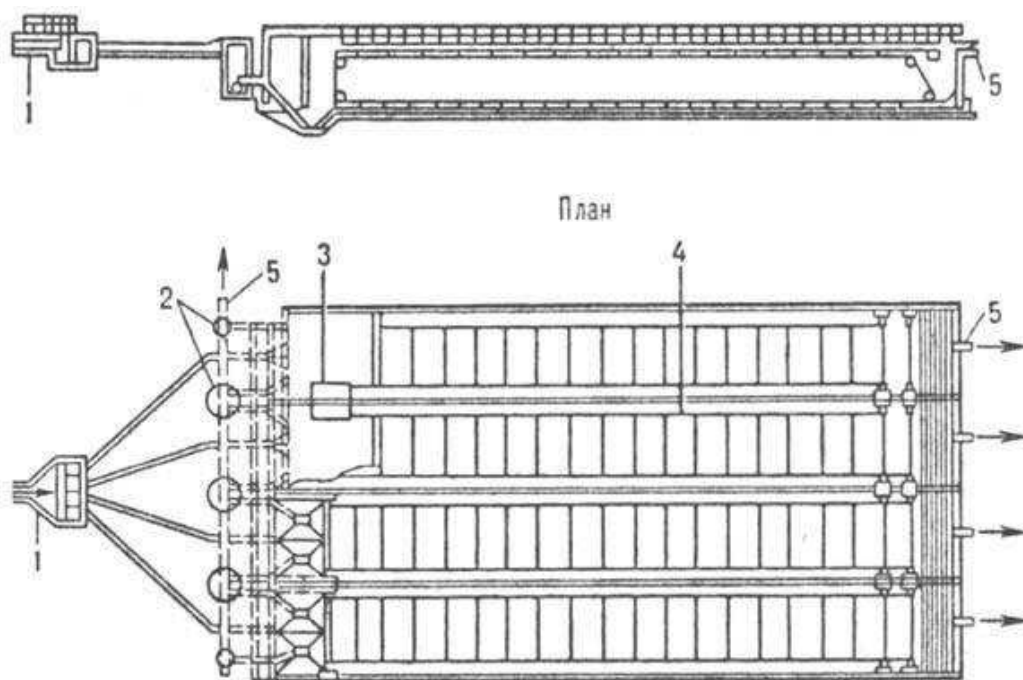


Рисунок 3.2 – Горизонтальний відстійник

Висота борту відстійника над поверхнею води зазвичай не перевищує 0,4 м. Між проточною і муловою частиною передбачається шар висотою 0,4 м. Ширина відстійника приймається в залежності від способу видалення з нього осаду, однак з таким розрахунком, щоб число відділень відстійника було не менше двох. Зазвичай ця ширина не перевищує 9 м.

Осад з відстійників видаляється під гідростатичним тиском і за допомогою різних механізмів (скребків, насосів, елеваторів та ін).

Радіальний відстійник (рис. 3.3) це круглий в плані резервуар. Стічна вода подається до центру відстійника знизу вгору і рухається радіально від центру до периферії. Особливістю гідравлічного режиму роботи радіального відстійника є те, що швидкість руху води змінюється від максимального його значення в центрі відстійника до мінімального у периферії [12]. Плаваючі речовини видаляються з поверхні води у відстійнику підвісним пристроєм, розміщеним на поворотній фермі, і надходять в приймальний бункер або в збірний лоток.

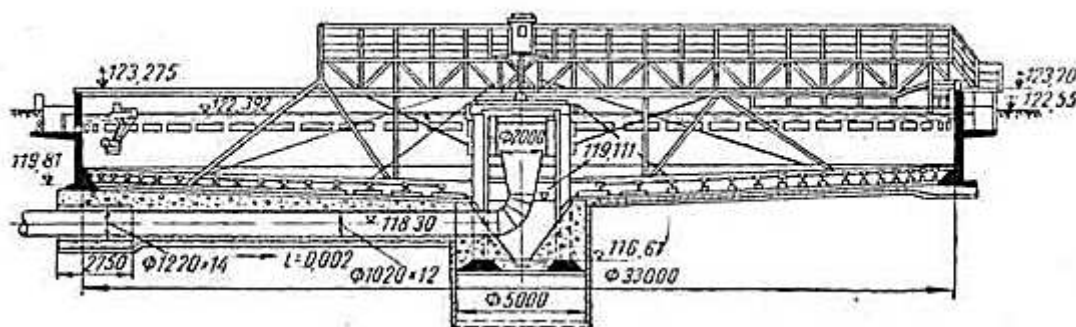


Рисунок 3.3 – Радіальний відстійник

Випадаючий осад за допомогою скребків, укріплених на рухомій фермі, зсувається в прямокутний відстійник. Частота обертання рухомої ферми 2 - 3 год⁻¹; обертання здійснюється за допомогою периферійного приводу з візком на пневмомашині. Осад віддаляється по трубопроводу за допомогою плунжерних і відцентрових насосів, встановлених в розташованій поруч насосної станції. Спливаючі речовини відводяться в збірник.

Освітлена вода надходить в коловий збірний лоток через один або через обидва його борту, які є водозливами. З метою забезпечення більш надійного вирівнювання швидкості руху води на виході з відстійника водозливи збірних лотків виконують зубчастими. Навантаження на 1 м водозливу не перевищує 10 л/с [12].

Відношення діаметра відстійника до його глибини у периферійного водозбірного лотка приймають від 6 до 12 [12].

Місткість приймку для збору осаду у відстійнику визначають за обсягом осаду, що утворився протягом 4 год. Стінки приймка мають нахил 60°, що полегшує сповзання осаду [12].

Залежно від обсягу випавшого осаду скребковий механізм працює безперервно або періодично. В останньому випадку він включається за 1 год до початку видалення осаду. Процес видалення автоматизований. Вологість осаду дорівнює 95% при самопливному видаленні і 93,5% при видаленні насосами [11].

Діаметр мулової труби визначають розрахунком, однак він повинен бути не менше 200 мм. Висота бортів відстійника над поверхнею води в ньому зазвичай дорівнює 0,3 [12].

Незалежно від продуктивності необхідного ступеня очищення, мінімальне число відстійників приймається з таким розрахунком, щоб на першу чергу будівництва мати не менше двох робочих відстійників. Часто компонують чотири відстійника в єдиний блок. Рівномірний розподіл стічної води між відстійниками здійснюється за допомогою розподільної чаші.

3.3 Осадження смолистих речовин в тонкошарових відстійниках

Тонкошарові відстійники (рис.3.4) представляють собою відкриті та закриті резервуари. Як і звичайні відстійники, вони мають водорозподільну, відстійну і водозбірну зони, а також зону накопичення осаду. Відстійна зона поличними секціями або трубчастими елементами ділиться на ряд не глибоких шарів (до 15 см) [10]. Поличкові секції монтуються з плоских або хвилястих пластин, зручних в експлуатації. Трубчасті секції характеризуються більшою жорсткістю конструкції, що забезпечує сталість розмірів по всій довжині. Вони можуть працювати з більш високими швидкостями, ніж поличні секції, але швидше замулюються опадами, важче піддаються очищенню і вимагають підвищеної витрати матеріалів [3].

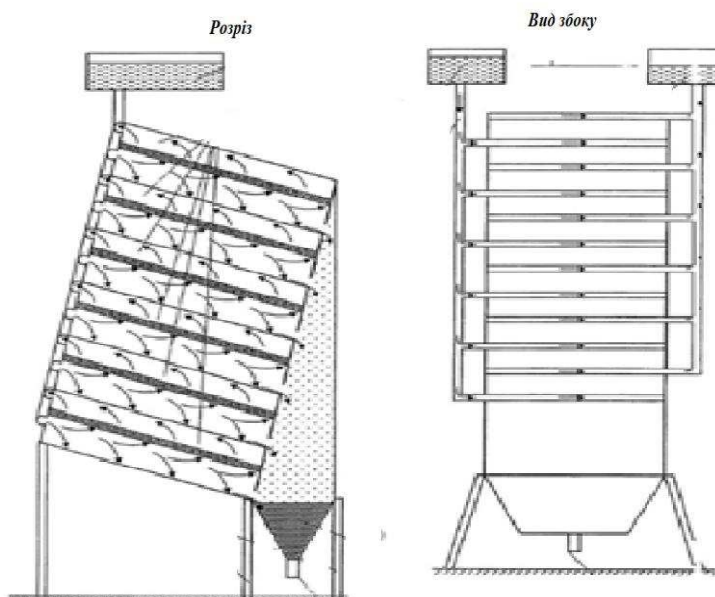


Рисунок.3.4 - Тонкошаровий відстійник

Основні схеми взаємного руху води і виділеного осаду наступні: перехресна схема – коли виділений осад рухається перпендикулярно руху робочого потоку рідини; протипоточна схема – виділений осад віддаляється в напрямку, протилежному руху робочого потоку (див. рис. 3.5); прямоточна схема – напрямок руху осаду співпадає з напрямком водного потоку.

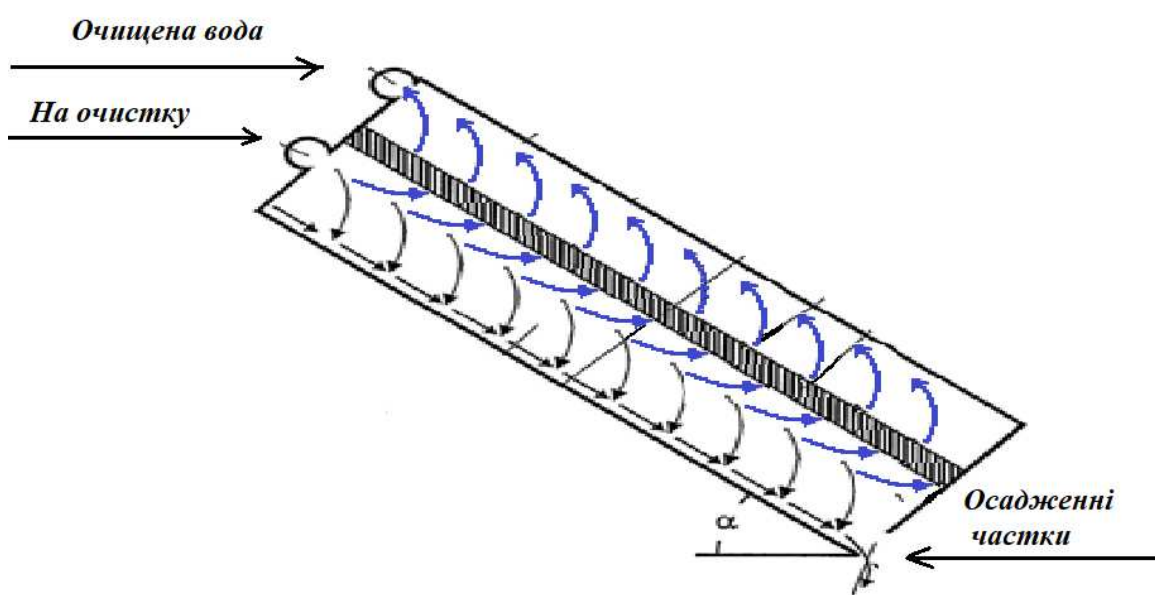


Рисунок.3.5 - Рух потоків на полиці тонкошарового відстійника

Найбільш раціональною конструкцією тонкошарового відстійника слід вважати відстійник з протипотоковою схемою руху фаз, забезпечений пропорційним розподільчим пристроєм [3].

Ці відстійники слід застосовувати для очищення стічних вод, що містять в основному осідаючі домішки. Завдяки руху води в похилих секціях знизу вгору створюються сприятливі умови для осадження зважених речовин по коротшій траєкторії.

Осад безперервно сповзає проти руху води і у вигляді великих агломератів осідає в муловий приямок, з якого періодично видаляється через мулову трубу. Спливши речовини збираються в пазусі між секціями та видаляються занурю

вальним лотком. Плаваючі речовини для скорочення обсягу води, що видаляється з ними, підганяються до лотка повітряними струменями. Повітря подають перфоровані труби, розташовані по периферії відстійника.

Тонкошаровий відстійник для очистки вод, який складається з загального корпусу, що містить камеру тонкошарових блоків та камеру завантаження фільтруючого матеріалу з утримуючою решіткою, і штуцерів для підведення води, відведення шлам та чистої води, який відрізняється тим, що перед модулями похилих площин розміщена камера відділення легких інгредієнтів, яка має у верхній частині пристрої та штуцер для їх відведення і вертикальні сітчасті перегородки, Основним елементом їх є похилі пластини, що поділяють основний потік води на менші і забезпечують відділення завислих частинок, які є в воді. Це забезпечує контакт завислих частинок з поверхнею похилих пластин швидше ніж це відбувається в горизонтальному відстійнику, що в цілому підвищує ефективність процесу очистки. Однак тонкошаровим відстійникам властиві певні недоліки, пов'язані з малим часом перебування води в відстійнику, що зменшує агрегацію мілких завислих частинок і ступінь очистки та осад має високу вологість і не ущільнюються, а це відповідно приводить до утворення великих об'ємів осаду. Конструкція прямоточного пластинчатого тонкошарового відстійника складається із корпусу в якому розміщені нахилені до горизонту під кутом пластини, що поділяють корпус на тонкі шари, в які із баку поступає вода з завислими частинами. Відстійнику цього типу властивий основний недолік - мала можливість седиментації дрібних завислих частинок в зв'язку з постійним рухом осаджених завислих вниз в протилежному напрямку по пластинах накопичених більш важких завислих, що зриваються потоком води, який направлений вгору. При наявності в стічній воді легких шкідливих інгредієнтів (нафтопродукти) відділення їх не проходить, бо похилі площини затримують тільки тверді важкі частинки, які осідають по похилих площинах вниз.

3.4 Порівняння ефективності відстійників різної конструкції

Перевагою процесу відстоювання є просте апаратурне оформлення і малі енергетичні затрати. Гідравлічний режим роботи відстійників в значній мірі впливає на ефект їх роботи. Чим досконаліше конструкція відстійника, тим вище ефективність затримання зважених речовин. Досконалість конструкцій пов'язано з умовами входу води у відстійник, тобто зі швидкістю входу води і величиною заглиблення кожуха в радіальному або розподільної перегородки в горизонтальному відстійнику. Гідравлічний режим роботи оцінюється за коефіцієнтами об'ємного використання та корисної дії відстійників [3].

Коефіцієнт об'ємного використання відстійника визначається виміром швидкостей течії води по всій глибині відстійної зони (у кількох перетинах) і встановленням активної зони, а коефіцієнт корисної дії - як відношення ефекту освітлення в натурному відстійнику до ефекту освітлення на моделі (у спокої) при рівній тривалості відстоювання.

Основними перевагами горизонтальних відстійників є: мала глибина, хороший ефект очищення, можливість використання одного шкребкового пристрою для декількох відділень.

До недоліків відноситься необхідність застосування більшого числа відстійників внаслідок обмеженої ширини.

Вертикальні відстійники мають переваги порівняно з горизонтальними; до числа їх відносяться зручність видалення осаду і менша площа, займана спорудою.

Однак вони мають і ряд недоліків, з яких можна відзначити: більшу глибину, що підвищує вартість їх будівництва, особливо при наявності грантових вод; обмежену пропускну здатність, тому що діаметр їх не перевищує 9 м.

Перевагою радіальних відстійників є невелика глибина, що здешевлює їх будівництво. Кругла в плані форма дозволяє встановлювати мінімальні по товщині стінки, що також знижує вартість споруд.

Найбільш раціональною конструкцією тонкошарового відстійника слід вважати відстійник з протипотоковою схемою руху фаз, забезпечений

пропорційним розподільчим пристроєм. Процес відстоювання характеризується невеликою швидкістю осадження і не забезпечує відділення тонкодисперсних часток, тому його застосовують головним чином для часткового або попереднього розділення неоднорідних систем.

4 УДОСКОНАЛЕННЯ ГРАВІТАЦІЙНОГО СПОСОБУ ВІДДІЛЕННЯ СМОЛИСТИХ РЕЧОВИН З АМІАЧНИХ ВОД

4.1 Фізико-хімічні основи процесу коалесценції

Як видно з рівняння Стокса швидкість осадження залежить від багатьох факторів температури, щільності компонентів витрати і геометричних розмірів відстійника. Але найбільший вплив на швидкість осадження має розмір диспергування частинок. Швидкість осадження буде тим вища, чим більше розмір має диспергована частка в емульсії.

Інтенсифікація відстоювання амміачних вод може бути досягнута за допомогою коалесценції.

Коалесценція - це укрупнення дрібних крапель при їх злипанні, аж до утворення суцільної плівки, що призводить до розшарування фаз. Якщо щільність дисперсної фази менше щільності дисперсійного середовища, то коалесценція стимулює процес спливання дисперсної фази, а інакше відбувається процес седиментації крапель. Завдяки коалесценції дисперсна система стає седиментаційно нестійкою, прагнучи зменшити свою міжфазну поверхню. Процес протікання коалесценції можна поділити на три стадії (див.рис 4.1).

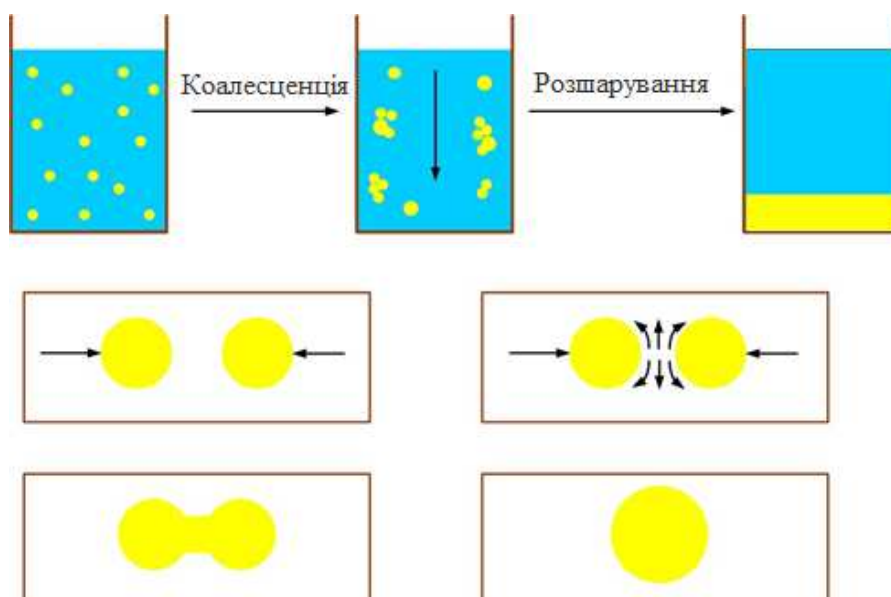


Рисунок 4.1- Стадії коалесценції

Перша стадія являється лімітуючою - зближення двох крапель один з одним. Друга стадія, утворення "перешийка", біля точки дотику пов'язана зі збільшенням загальної поверхні і кінетичної енергії крапель.

Третя стадія - перетікання рідини з однієї краплі в іншу, завдяки різниці капілярних тисків і залежить від радіусів крапель. Крапля з меншим радіусом перетікає в краплю з великим радіусом, внаслідок великого капілярного тиску. У міру протікання різниця капілярних тисків збільшується, тому перетікання йде з наростаючою швидкістю і злиття крапель малов'язких рідин відбувається дуже швидко.

Оскільки швидкість швидкої коалесценції капіж визначається частотою їх зіткнень, той великий вплив робить в'язкість дисперсійного середовища, а саме при її збільшенні зближення краплі сповільнюється.

Під коалесценцією розуміють злиття часток дисперсної фази емульсії, наприклад нафтопродуктів, з повною ліквідацією спочатку розділяючої частки міжфазної поверхні.

Це призводить до зміни фазово- дисперсного стану і укрупнення крапель початкової емульсії. Система стає кінетично нестійкою і швидко розшаровується. Найбільш широке поширення отримав метод коалесценції при фільтруванні емульсії через різні пористі матеріали. В принципі, будь-який з розглянутих раніше фільтрів при відповідних технологічних параметрах і конструктивних змінах може працювати в режимі коалесценції. В цьому випадку призначення шару, що фільтрує, принципово змінюється. У звичайних фільтрах він виконує функцію утримуючого середовища, призначення завантаження, що не фільтрує, в коалесцюючих фільтрах - укрупнення дрібних емульгованих крапель нафтопродуктів у більші.

Існує велика різноманітність коалесцюючих матеріалів, які можна розділити на гранульовані, волокнисті, пористі, штучного і природного походження. Ці матеріали різні за однорідністю, пористістю, щільністю, механічною міцністю, (стираністю, ізмельчуваністю), Однак більш різною їх хімічною стійкістю по відношенню до фільтрованої середовища, адгезійні та електрокінетичні властивості поверхні

завантаження, гідравлічні властивості і багато ін. При виборі коалесцюючого матеріалу також необхідно виходити з його доступності, вартості [16].

У нафтопереробній промисловості перевагу віддають коалесцюючим полімерним матеріалам на основі вуглеводневих сполук (гранули або волокна поліетилену, пропілену, пінополістиролу і ін.). Але в зв'язку з тим, що в коксохімічній промисловості емульсійні рідини переважно містять ароматичні вуглеводні, такі матеріали є непридатні. З гранульованих, волокнистих і пористих полімерних матеріалів волокнисті завантаження володіють більш високим ефектом коалесценції [18].

Ефект коалесценції:

$$K = (C_0 - C) / C_0 \cdot 100\%, \quad (6)$$

де K – ефект коалесценції, %;

C_0 - вміст смолистих речовин (фракція 0–20 мкм) до коалесцюючого фільтру, мг/дм³;

C - вміст смолистих речовин (фракція 0–20 мкм) після коалесцюючого фільтру, мг/дм³.

Існує ще один вид матеріалів – мінеральні. Важлива властивість мінераловатних матеріалів - мізерно мала усадка (у тому числі термічна) і збереження своїх геометричних розмірів протягом усього періоду експлуатації. Але основне, ці матеріали з мінеральної вати відрізняються високою хімічною стійкістю. Більш того, мінеральна вата є хімічно пасивним середовищем і не викликає корозію контактуючих з нею металів. Мінеральне волокно показало високу сорбційну ємність покам'яновугільним смолам та маслам і високий ефект коалесценції [18].

Дослідження властивостей мінерального волокнистого матеріалу показало, що він має високу коалесцюючу здатність $K = 73,7\text{--}76,1\%$ в інтервалі температур 40–60°C та при даній швидкості фільтрування 10–20 м/год. Тобто використання мінерального волокна дозволяє знизити кількість смолистих часток < 20 мкм

приблизно в 4 рази. [18]

Виходячи з викладеного для очищення надлишкової надсмольної води коксохімічного виробництва від домішок диспергованих смол і масл в якості коалесцюючого матеріалу найбільш підходить мінеральне суперволокно, на основі природних мінералів (наприклад МСВ 2 з діаметром волокон <2 мкм і щільністю $20-25$ кг / м³) [18].

4.2 Вплив технологічних параметрів на ефективність осадження у відстійниках

Для аналізу впливу технологічних параметрів на осадження, розглянуті залежності при різних умовах роботи відстійника, а саме вплив фракцій смолистих речовин в аміачної воді від 20 мкм до 80 мкм, при температурах від 40 С до 80 С. Щільність води 988 кг/м³, смолистих з'єднань 1160 кг/м³ [4]. Розрахунок виконан по формулам (1) - (5). Розглянуто умови при витраті аміачної води від 10 м/год до 50 м/год. Дані для побудови графіків залежностей представлені у таблицях 4.1 - 4.5.

Таблиця 4.1 - Параметри осадження при витраті аміачної води 23,3 м³/год

$d \cdot 10^{-6}$, м	t , °C	$\mu_B \cdot 10^{-6}$, Па·с	$w_{cm} \cdot 10^{-5}$, м/с	$V_e \cdot 10^{-3}$, м ³ /с	F_{oc} , м ²
20	40	653,3	3,44	6,5	188,3
20	50	549,4	4,09	6,5	158,3
20	60	469,9	4,79	6,5	135,4
20	70	406,1	5,54	6,5	117,0
20	80	355,1	6,34	6,5	102,3
40	40	653,3	13,8	6,5	47,1
40	50	549,4	16,4	6,5	39,6
40	60	469,9	19,2	6,5	33,9
40	70	406,1	22,2	6,5	29,3
40	80	355,1	25,3	6,5	25,6
60	40	653,3	31,0	6,5	20,9
60	50	549,4	36,9	6,5	17,6
60	60	469,9	43,1	6,5	15,0
60	70	406,1	49,9	6,5	13,0
60	80	355,1	57,0	6,5	11,4
80	40	653,3	55,1	6,5	11,8
80	50	549,4	65,5	6,5	9,9
80	60	469,9	76,6	6,5	8,5
80	70	406,1	88,6	6,5	7,3
80	80	355,1	101,0	6,5	6,4

Таблиця 4.2 - Параметри осадження при змінній витраті аміачної води для фракції смолистих речовин, що міститься в ній 20 мкм

$d \cdot 10^{-6}, \text{ м}$	$t, ^\circ\text{C}$	$\mu_B \cdot 10^{-6}, \text{ Па}\cdot\text{с}$	$w_{cm} \cdot 10^{-5}, \text{ м/с}$	$V_e \cdot 10^{-3}, \text{ м}^3/\text{с}$	$F_{oc}, \text{ м}^2$
20	40	653,3	3,44	13,9	403
20	40	653,3	3,44	11,1	323
20	40	653,3	3,44	8,3	242
20	40	653,3	3,44	5,6	161
20	40	653,3	3,44	2,8	81
20	50	549,4	4,09	13,9	339
20	50	549,4	4,09	11,1	271
20	50	549,4	4,09	8,3	204
20	50	549,4	4,09	5,6	136
20	50	549,4	4,09	2,8	68
20	60	469,9	4,79	13,9	290
20	60	469,9	4,79	11,1	232
20	60	469,9	4,79	8,3	174
20	60	469,9	4,79	5,6	116
20	60	469,9	4,79	2,8	58
20	70	406,1	5,54	13,9	251
20	70	406,1	5,54	11,1	201
20	70	406,1	5,54	8,3	150
20	70	406,1	5,54	5,6	100
20	70	406,1	5,54	2,8	50
20	80	355,1	6,34	13,9	219
20	80	355,1	6,34	11,1	175
20	80	355,1	6,34	8,3	132
20	80	355,1	6,34	5,6	88
20	80	355,1	6,34	2,8	44

Таблиця 4.3 - Параметри осадження при змінній витраті аміачної води для фракції смолистих речовин, що міститься в ній 40 мкм

$d \cdot 10^{-6},$ м	$t, ^\circ\text{C}$	$\mu_b \cdot 10^{-6},$ Па·с	$w_{cm} \cdot 10^{-5},$ м/с	$V_e \cdot 10^{-3},$ м ³ /с	$F_{oc}, \text{м}^2$
40	40	653,3	13,8	13,9	101
40	40	653,3	13,8	11,1	81
40	40	653,3	13,8	8,3	60
40	40	653,3	13,8	5,6	40
40	40	653,3	13,8	2,8	20
40	50	549,4	16,4	13,9	85
40	50	549,4	16,4	11,1	68
40	50	549,4	16,4	8,3	51
40	50	549,4	16,4	5,6	34
40	50	549,4	16,4	2,8	17
40	60	469,9	19,2	13,9	73
40	60	469,9	19,2	11,1	58
40	60	469,9	19,2	8,3	44
40	60	469,9	19,2	5,6	29
40	60	469,9	19,2	2,8	15
40	70	406,1	22,2	13,9	63
40	70	406,1	22,2	11,1	50
40	70	406,1	22,2	8,3	38
40	70	406,1	22,2	5,6	25
40	70	406,1	22,2	2,8	13
40	80	355,1	25,3	13,9	55
40	80	355,1	25,3	11,1	44
40	80	355,1	25,3	8,3	33
40	80	355,1	25,3	5,6	22
40	80	355,1	25,3	2,8	11

Таблиця 4.4 - Параметри осадження при змінній витраті аміачної води для фракції смолистих речовин, що міститься в ній 60 мкм

$d \cdot 10^{-6},$ м	$t, ^\circ\text{C}$	$\mu_b \cdot 10^{-6},$ Па·с	$w_{cm} \cdot 10^{-5},$ м/с	$V_e \cdot 10^{-3},$ м ³ /с	$F_{oc}, \text{м}^2$
60	40	653,3	31,0	13,9	45
60	40	653,3	31,0	11,1	36
60	40	653,3	31,0	8,3	27
60	40	653,3	31,0	5,6	18
60	40	653,3	31,0	2,8	9
60	50	549,4	36,9	13,9	38
60	50	549,4	36,9	11,1	30
60	50	549,4	36,9	8,3	23
60	50	549,4	36,9	5,6	15
60	50	549,4	36,9	2,8	8
60	60	469,9	43,1	13,9	32
60	60	469,9	43,1	11,1	26
60	60	469,9	43,1	8,3	19
60	60	469,9	43,1	5,6	13
60	60	469,9	43,1	2,8	6
60	70	406,1	49,9	13,9	28
60	70	406,1	49,9	11,1	22
60	70	406,1	49,9	8,3	17
60	70	406,1	49,9	5,6	11
60	70	406,1	49,9	2,8	6
60	80	355,1	57,0	13,9	24
60	80	355,1	57,0	11,1	19
60	80	355,1	57,0	8,3	15
60	80	355,1	57,0	5,6	10
60	80	355,1	57,0	2,8	5

Таблиця 4.5 - Параметри осадження при змінній витраті аміачної води для фракції смолистих речовин, що міститься в ній 80 мкм

$d \cdot 10^{-6},$ м	$t, ^\circ\text{C}$	$\mu_b \cdot 10^{-6},$ Па·с	$w_{cm} \cdot 10^{-5},$ м/с	$V_e \cdot 10^{-3},$ м ³ /с	$F_{oc}, \text{м}^2$
80	40	653,3	55,1	13,9	25
80	40	653,3	55,1	11,1	20
80	40	653,3	55,1	8,3	15
80	40	653,3	55,1	5,6	10
80	40	653,3	55,1	2,8	5
80	50	549,4	65,5	13,9	21
80	50	549,4	65,5	11,1	17
80	50	549,4	65,5	8,3	13
80	50	549,4	65,5	5,6	8
80	50	549,4	65,5	2,8	4
80	60	469,9	76,6	13,9	18
80	60	469,9	76,6	11,1	15
80	60	469,9	76,6	8,3	11
80	60	469,9	76,6	5,6	7
80	60	469,9	76,6	2,8	4
80	70	406,1	88,6	13,9	16
80	70	406,1	88,6	11,1	13
80	70	406,1	88,6	8,3	9
80	70	406,1	88,6	5,6	6
80	70	406,1	88,6	2,8	3
80	80	355,1	101,0	13,9	14
80	80	355,1	101,0	11,1	11
80	80	355,1	101,0	8,3	8
80	80	355,1	101,0	5,6	5
80	80	355,1	101,0	2,8	3

4.2.1 Залежність швидкості стисненого осадження від температури.

На підставі даних таблиця 4.1 виконано графік зображений на рис.

4.2.

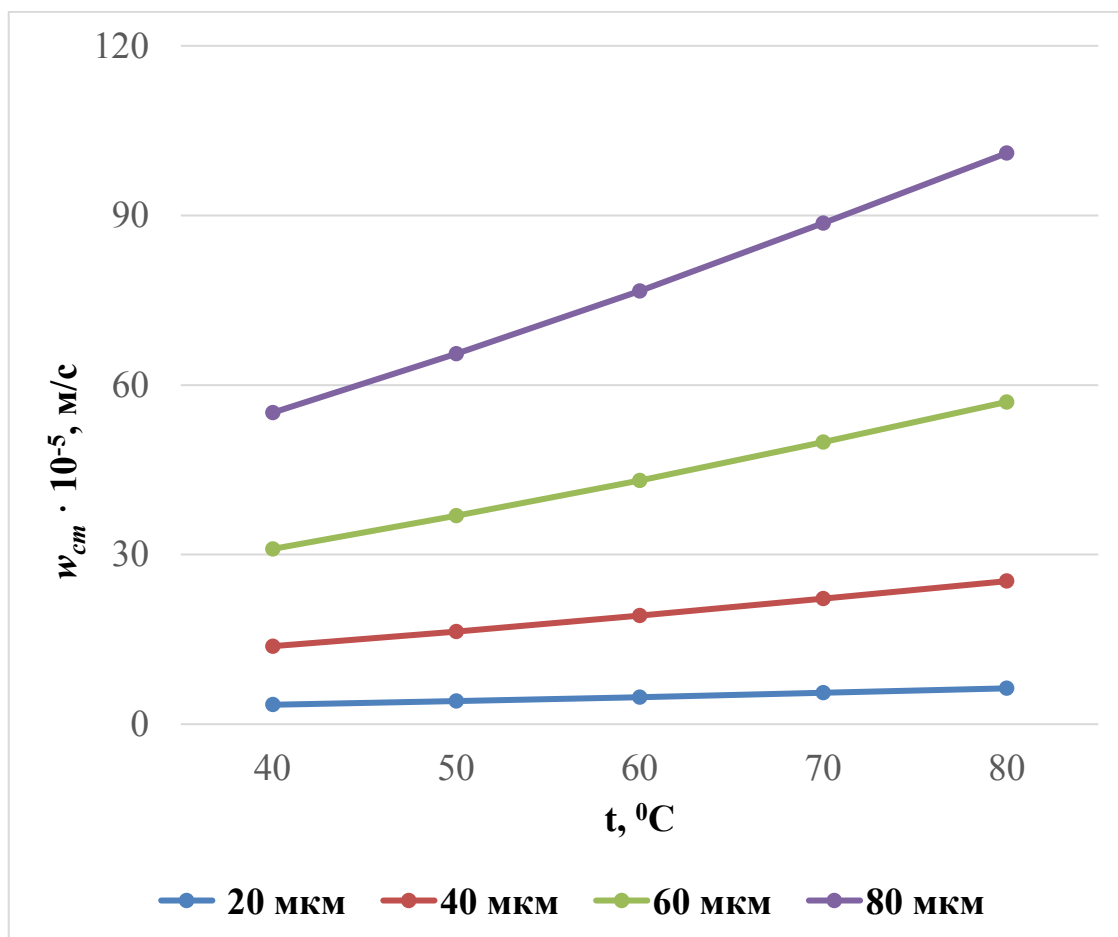


Рисунок 4.2 - Залежність швидкості стисненого осадження від температури надсмольної води

Згідно побудованого графіку видно, що підвищення температури з $40\text{ }^\circ\text{C}$ до $80\text{ }^\circ\text{C}$ збільшує швидкість осадження часток розміром 80 мкм - з 55,1 м/с до 101 м/с, а для часток 20 мкм - з 3,44 м/с до 6,34 м/с. Таким чином збільшення температури емульсії збільшує швидкість осадження усіх фракцій смолянистих речовин.

4.2.2 Залежність швидкості стисненого осадження від розміру часток

На підставі даних таблиці 4.1 виконано графік зображений на рис. 4.3.

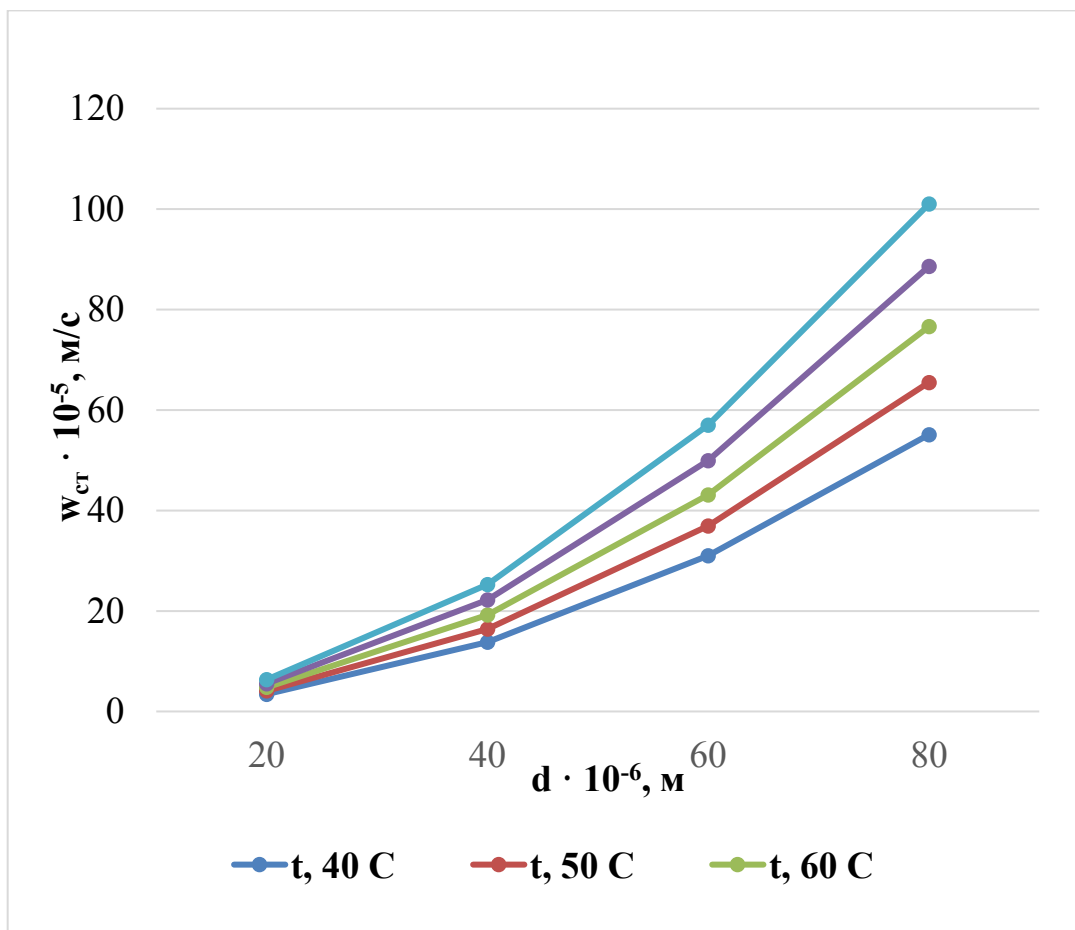


Рисунок 4.3 - Залежності швидкості стисненого осадження від розміру часток

Згідно побудованого графіку видно, що при постійній температурі, але збільшенні розміру часток, швидкість осадження збільшується: наприклад при температурі 40 °C різниця в швидкості осадження між фракціями 20 мкм і 40 мкм склала в 4 рази, між фракціями 20 мкм і 60 мкм склала в 9 разів, між фракціями 20 мкм і 80 мкм склала 16 разів. Таким чином при постійній температурі, але зміні розмірів у бік укрупнення часток смолянистої речовини, спостерігається значне збільшення швидкості.

4.2.3 Залежність потрібної поверхні осадження від діаметра часток для аміачної води

За даними таблиці 4.1 виконан графік зображений на рис. 4.4.

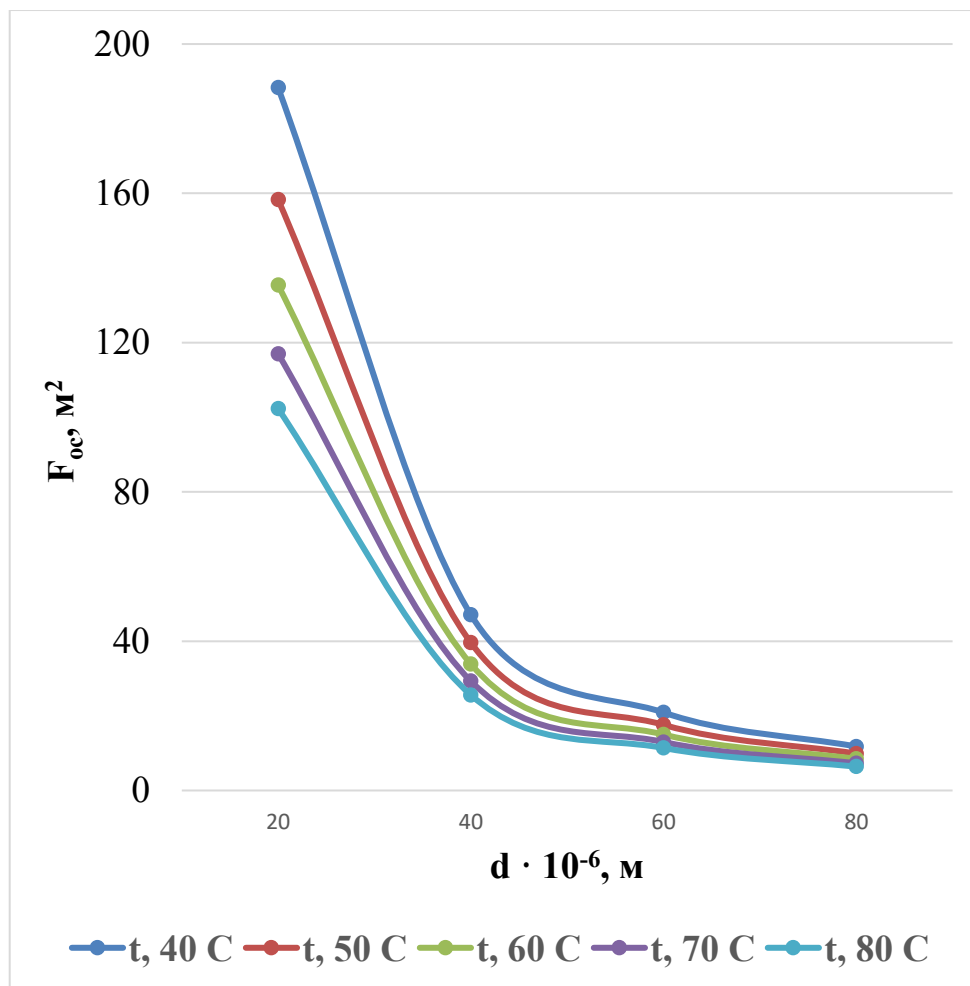


Рисунок 4.4 - Залежність потрібної поверхні осадження від діаметра часток для аміачної води

Згідно побудованого графіку видно, що при постійній температурі, але збільшенні розміру часток зменшується необхідна поверхня осадження. При цьому дуже помітне різке зменшення необхідної поверхні при укрупненні фракції з 20 мкм до 40 мкм. Наприклад при температурі 60 °C для фракції 20 мкм поверхня осадження складає: 135,4 m^2 , а для фракції 40 мкм вже 33,9 m^2 , що майже в 3 рази менше. А наприклад при температурі 40 °C різниця в поверхні осадження між фракціями 20 мкм і 80 мкм складає 11 разів - 11,8 m^2 проти 188,3 m^2 .

4.2.4 Залежність потрібної поверхні осадження від швидкості стисненого осадження

На підставі даних таблиці 4.1 виконано графік зображений на рис. 4.5.

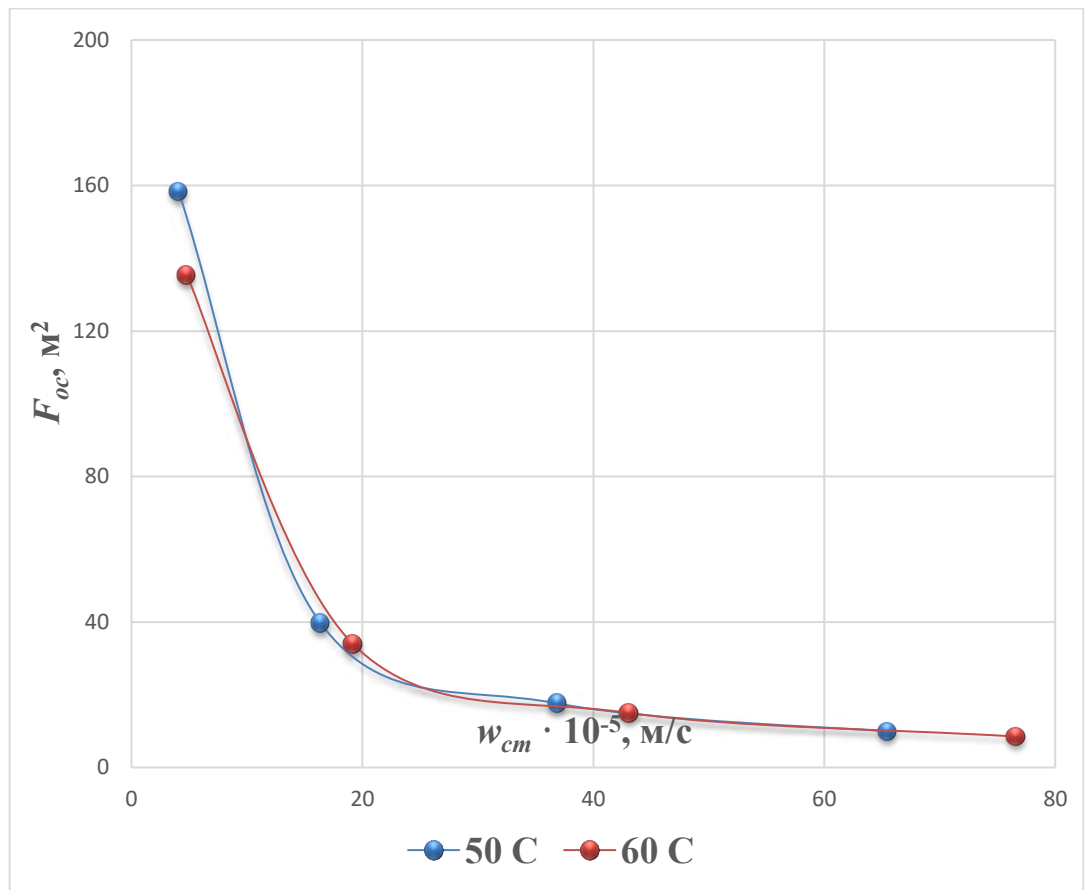


Рисунок 4.5 – Залежність потрібної поверхні осадження від швидкості стисненого осадження при зміні діаметра часток

Згідно побудованого графіку видно, що при постійній температурі збільшення швидкості осадження зменшує необхідну поверхню осадження. При цьому дуже помітне різке зменшення необхідної поверхні при збільшенні швидкості осадження після 15 м/с. Наприклад при температурі $60\text{ }^{\circ}\text{C}$ необхідна поверхня осадження складає 135 м^2 при швидкості осадження $5 \cdot 10^{-5}\text{ м/с}$, а при швидкості осадження $16 \cdot 10^{-5}\text{ м/с}$ вже 40 м. Далі видно плавне зниження поверхні осадження при збільшенні швидкості.

4.2.5 Залежність потрібної поверхні осадження від температури

На підставі даних таблиці 4.1 виконано графік зображений на рис. 4.6.

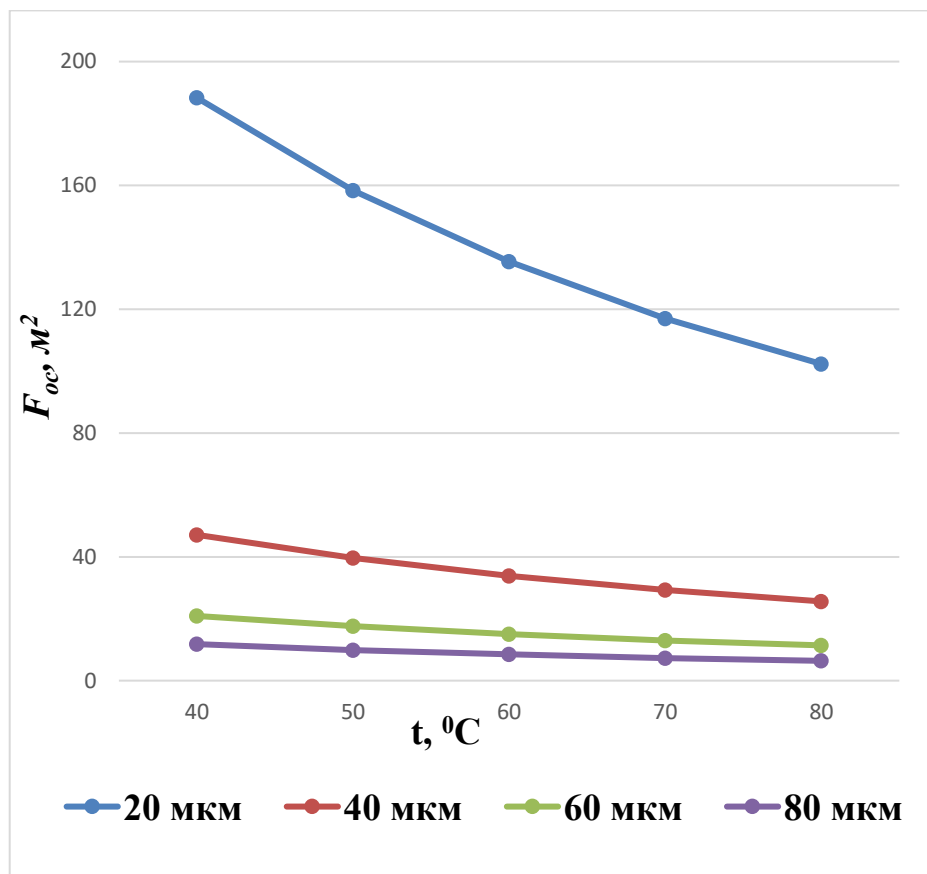


Рисунок 4.6 – Залежність потрібної поверхні осадження від температури

Згідно побудованого графіку видно, що підвищення температури з $40\text{ }^\circ\text{C}$ до $80\text{ }^\circ\text{C}$ поступово знижує необхідну поверхню осадження. Для фракції 20 мкм це помітно понад усе – поверхня зменшується з 188 м^2 до 102 м^2 при збільшенні температури з $40\text{ }^\circ\text{C}$ до $80\text{ }^\circ\text{C}$. Для фракцій 40, 60, 80 мкм зменшення поверхні теж є але вже в менших розмірах, так для фракції 80 мкм зніження поверхні відбувається з $11,8\text{ м}^2$ до $6,4\text{ м}^2$.

4.2.6 Залежність потрібної поверхні осадження від витрати для аміачної води

На підставі даних таблиці 4.2 - 4.5, виконано графік для кожної фракції, які зображені на рис. 4.7 - 4.10.

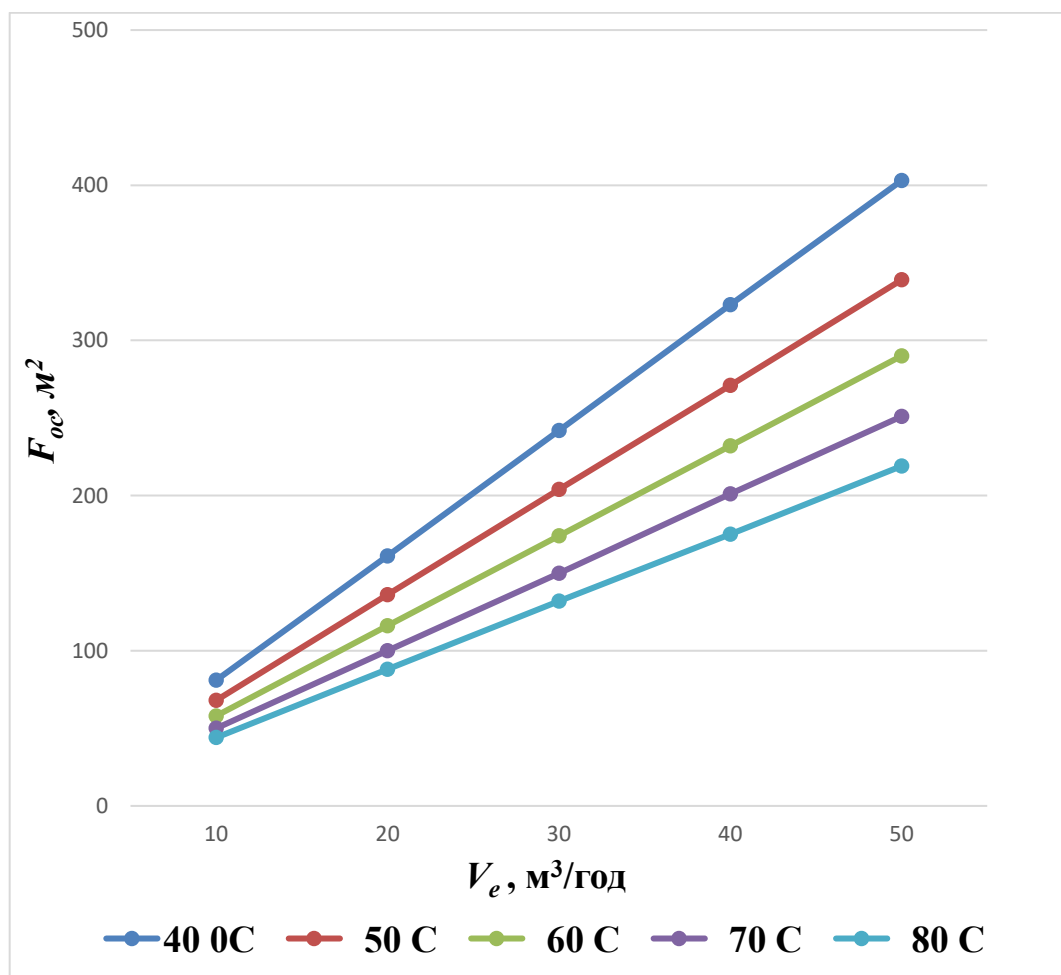


Рисунок 4.7 – Залежність потрібної поверхні осадження від витрати аміачної води для фракції 20 мкм

На графіку відображена залежність поверхні осадження від рахода аміачної води, тобто для температури 80 °C, при витраті аміачної води 10 м³/год виходить поверхня 44 м², а при 20 м³/год поверхня складає 88 м², при 30 м³/год складає 132 м², при 50 м³/год - 175 м². Таким чином для фракції 20 мкм збільшення рахода аміачної води збільшує потрібну поверхню осадження.

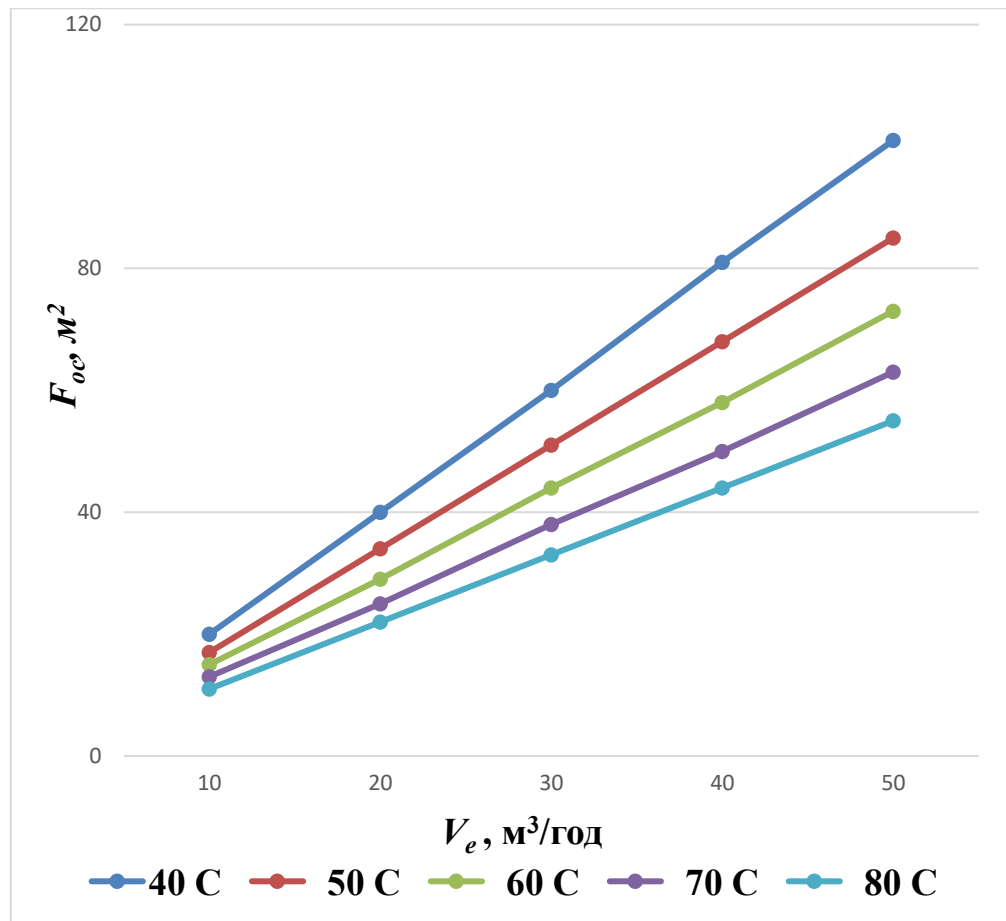


Рисунок 4.8 – Залежність потрібної поверхні осадження від витрати аміачної води для фракції 40 мкм

На графіку відображена залежність поверхні осадження від раходу аміачної води, тобто для температури 60 °C, при витраті аміачної води 10 м³/год виходить поверхня 15 м², а при 20 м³/год поверхня складає 29 м², при 30 м³/год складає 44 м², при 50 м³/год - 73 м². Таким чином для фракції 40 мкм збільшення раходу аміачної води збільшує потрібну поверхню осадження.

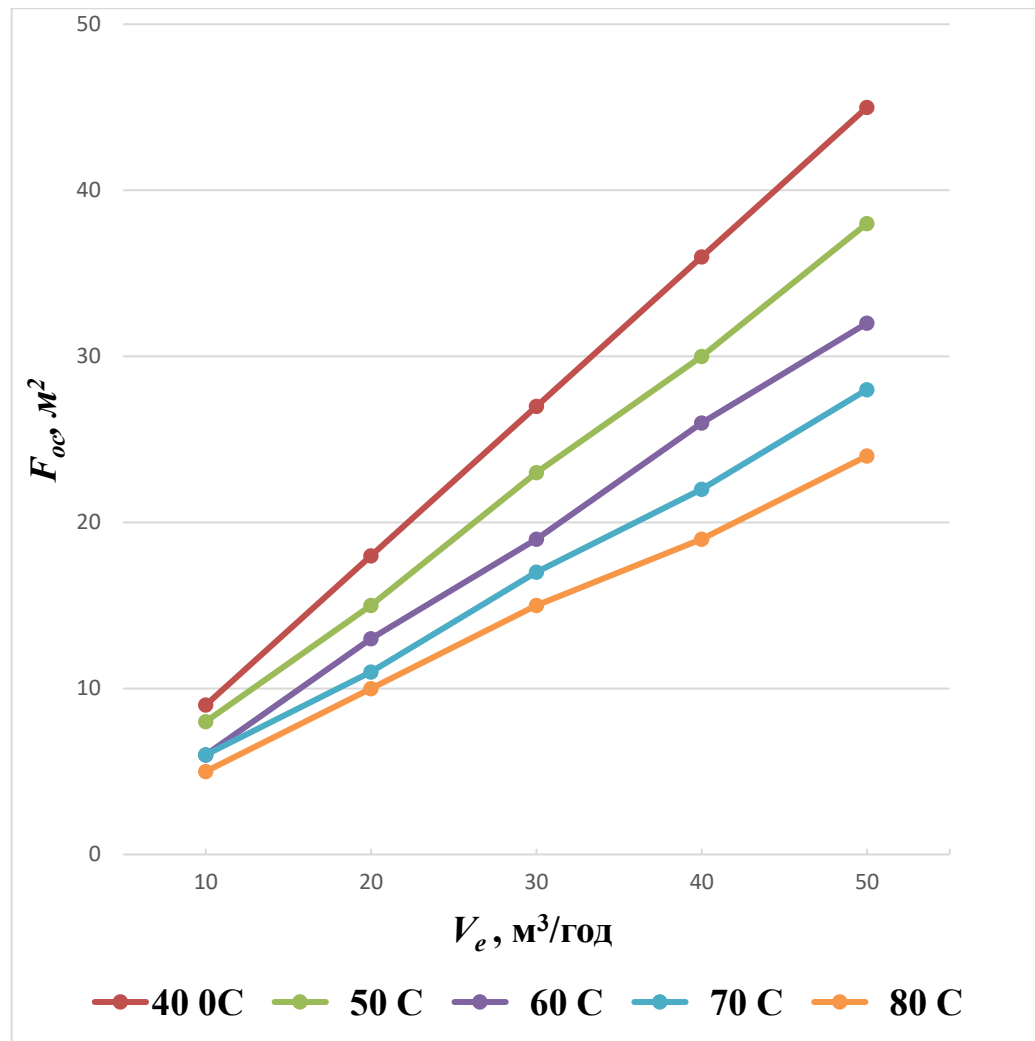


Рисунок 4.9 – Залежність потрібної поверхні осадження від витрати аміачної води для фракції 60 мкм

На графіку відображена залежність поверхні осадження від раходу аміачної води, тобто для температури 60 °C, при витраті аміачної води 10 м³/год виходить поверхня 6 м², а при 20 м³/год поверхня складає 11 м², при 30 м³/год складає 17 м², при 50 м³/год - 28 м². Таким чином для фракції 60 мкм збільшення раходу аміачної води збільшує потребу поверхню осадження.

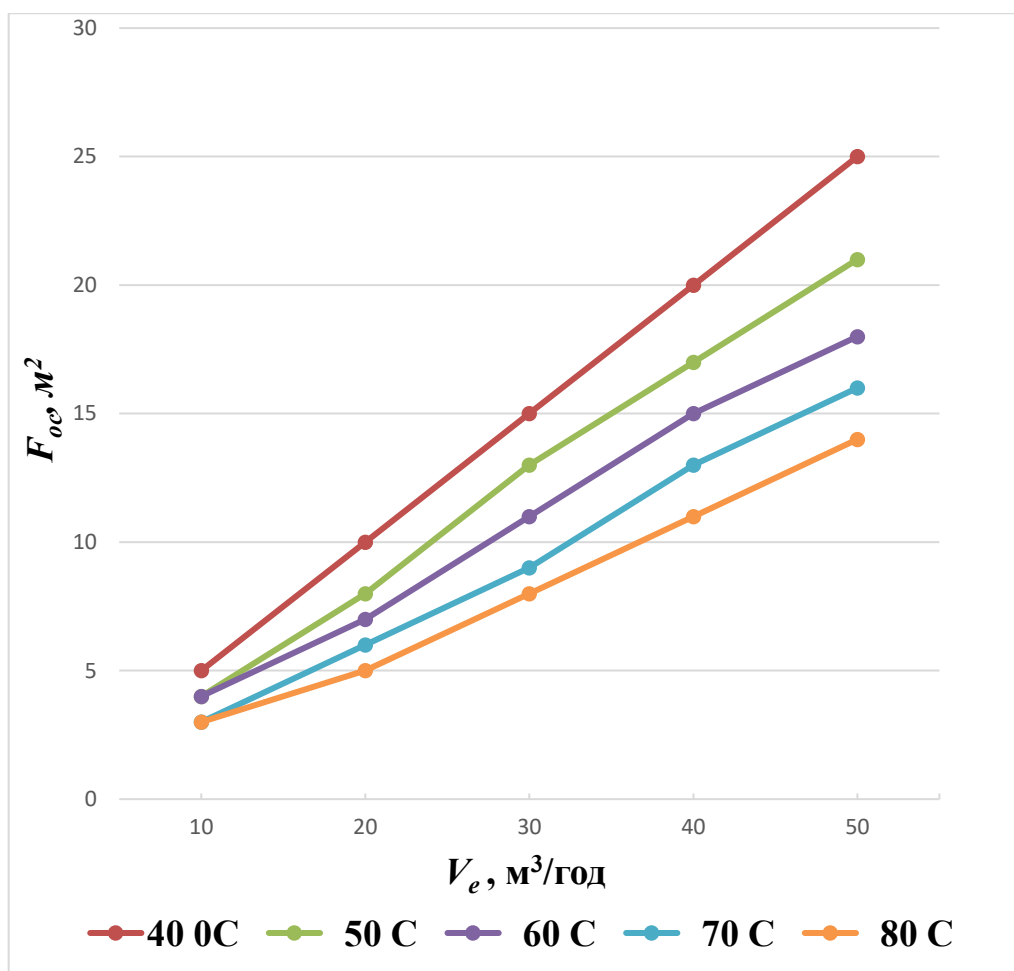


Рисунок 4.10 – Залежність потрібної поверхні осадження від витрати аміачної води для фракції 80 мкм

На графіку відображена залежність поверхні осадження від раходу аміачної води, тобто для температури 70 °C, при витраті аміачної води 10 м³/год виходить поверхня 3 м², а при 20 м³/год поверхня складає 6 м², при 30 м³/год складає 9 м², при 40 м³/год - 13 м², при 50 м³/год - 16 м². Таким чином для фракції 80 мкм збільшення раходу аміачної води збільшує потрібну поверхню осадження.

Проаналізувавши дані можна зробити висновки, що від швидкості осадження залежить поверхня осадження і чим вона вища, тим менше знадобиться розмір відстійника. На величину швидкості осадження найбільше впливає розмір часток, особливо це помітно при укрупненні розміру смолянистих часток після фракції 20 мкм, також збільшення температури середовища призводить до збільшення швидкості осадження. Таким чином для ефективного осадження

смолянистих речовин необхідно, щоб температура амміачної води у відстійнику була як можна вища і розмір часток був не менше 40мкм.

4.3 Опис конструкції коалесцючих фільтрів

Залежно від способу впливу на дисперсні частки, фільтри розділяють на механічні і електростатичні. Для механічних фільтрів (див. рис.4.11). характерне використання спеціальних перегородок, що забезпечують зливання крапель, тоді як в електростатичних для цих цілей застосовують електричні поля як змінного, так і постійного струму, а також їх комбінації [19]. Також коалесцючі фільтри підрозділяють за типом рідину/рідина і рідина/газ.

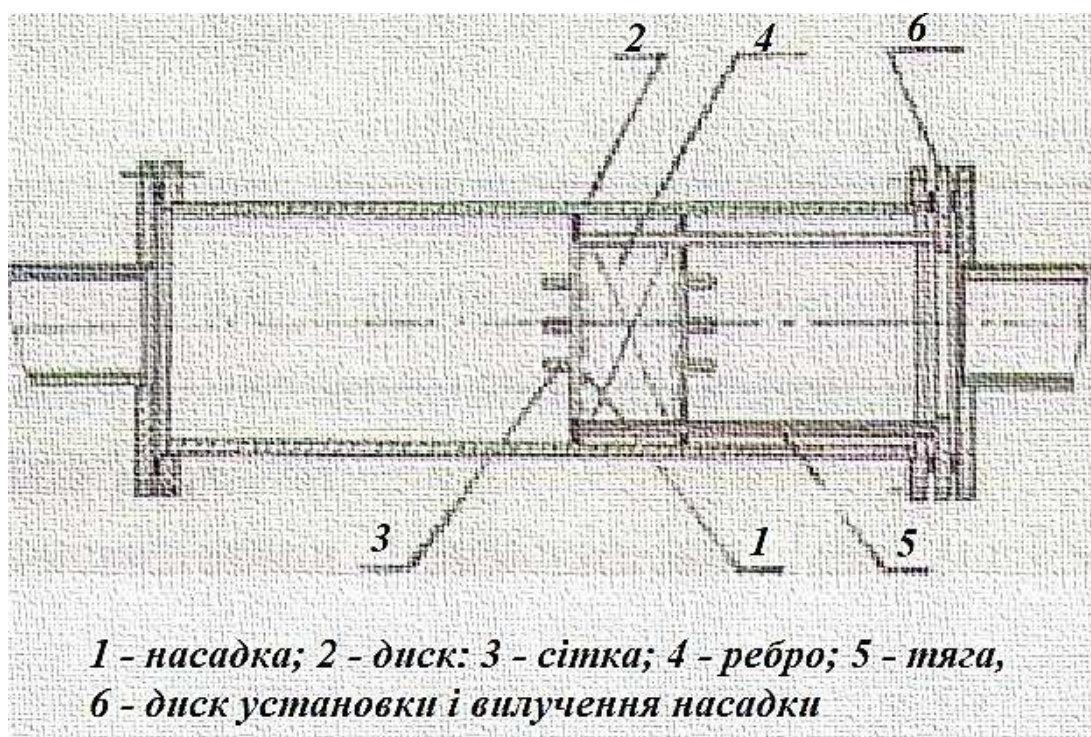


Рисунок 4.11 – Механічний коалесцючий фільтр

Пропонований для очищення фільтр повинен містити порожнистий циліндричний корпус з фланцями, на який пошарово навіті мінеральні волокна, що утворюють коалесцючий фільтрувальний елемент, і обжаті еластичною обичайкою. Фільтрувальний елемент, має секторний виріз уздовж тієї, що утворює циліндричний корпус. Оброблювана емульсія вводиться в циліндричний корпус,

звідки через прорізи подається у фільтрувальний елемент. В результаті руху емульсії по окружних каналах фільтрувального елемента, відбувається укрупнення крапель нафтопродукту у воді, при цьому, завдяки укладанню волокон по окружностям, виникає додаткове радіальне зусилля, що притискує частки нафтопродукту до менш віддалених від осі корпусу стінок порових каналів, що сприяє при певних швидкостях потоку, підвищенню ефективності процесу коалесценції. Укрупнені краплі нафтопродукту і освітлена вода виводяться з об'єму волокон і потім можуть бути спрямовані у відстійник, де відбувається остаточне відділення нафтопродукту від води. Спосіб виготовлення пропонованого фільтру дуже простий і полягає їх намотування мінерального волокна на каркас фільтрувального елемента і обтискання волокон еластичною обичайкою. Фільтр є нечутливий до механічних домішок [20]. Частки мехпримесей, що потрапляють з емульсією, в порові канали, вздовж укладеним волокнам, виносяться потоком внаслідок того, що канали мають правильну, нехаотичну орієнтацію і можуть розширюватися при підвищенні перепаду тиску за рахунок витягування еластичної обичайки, що полегшує подальшу обробку рідини.

Відмітні і дуже істотні особливості коалесцюючих фільтрів: високі ефективність розділення емульсії і питома продуктивність; стійкість технологічного процесу при значних коливаннях концентрації нафтопродуктів і витрати стічних вод; простота виготовлення, експлуатації і автоматизації; тривалий міжрегенераційний період.

Метод коалесценції можна віднести до регенеративних методів, оскільки в результаті протікаючих процесів емульсія розділяється на дві фази, одна з яких є нафтопродуктами.

Пропонується для інтенсифікації процесу осадження і відповідно очищення аміачної води при її витраті $23,3 \text{ м}^3$ виконати фільтр у діаметрі 800 мм і довжиною 1,5 м. У середині кожуха скласти плити мінерального суперволокна МСВ 2.

4.4 Технологічна схема удосконаленого гравітаційного способу очистки аміачних вод від смолистих речовин

Коалесцюючий фільтр 10 необхідно встановлювати у горизонтальному положенні по ходу води, що очищається перед тонкошаровим відстійником 9. (рис.4.12).

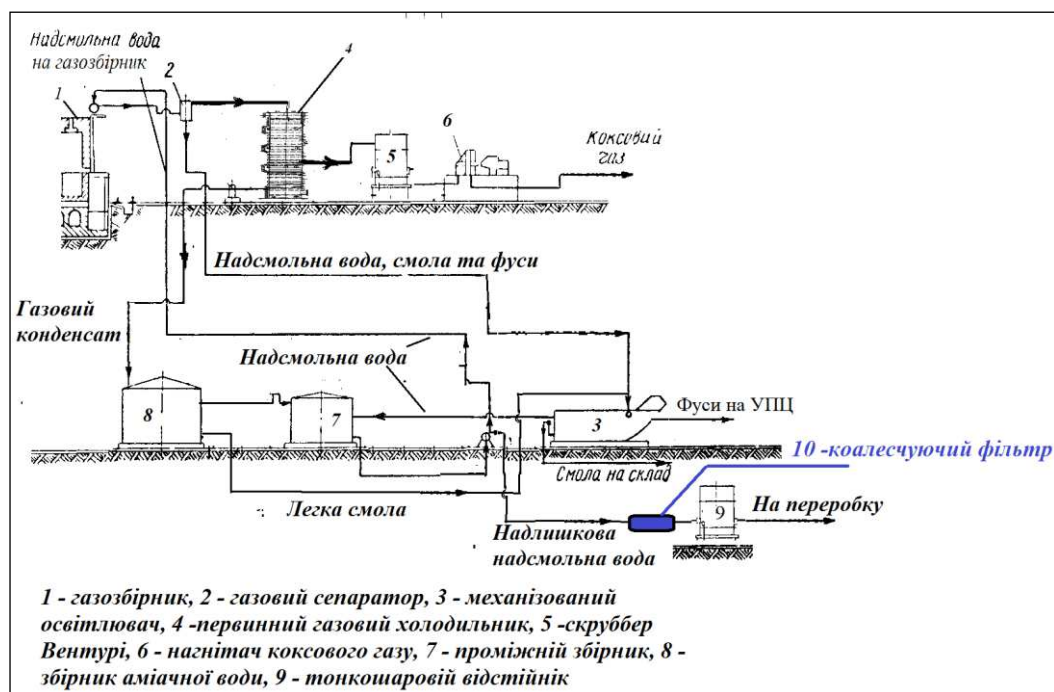


Рисунок 4.12 – Місце розташування коалесцюючого фільтра у технологічну схему відділення конденсації

Очищаема газосборнікова вода після механізованого освітлювача 3 буде направлена у фільтр з коалесцюющою насадкою 10. Пройшовши крізь шар мінерального волокна, дрібнодисперсні частинки смол і масел укрупняться, що вплине на поліпшення їх гравітаційного осадження. Водний потік з укрупненими краплями смол і масел спрямована на вхід відстійника 9, в якому і відбудеться процес гравітаційного відділення смол і масел від води. З освітлювача вийде більш очищена аміачна вода.

Відповідно до проведеного раніше аналізу зміст смолистих часток фракції 0 - 20 мкм становить 148- мг/дм³ для надсмольної води та 170 мг/дм³ для конденсату ПГХ тоді згідно ефекту коалесценції (6) на виході після фільтра ми отримаємо:

$$C_1 = C_0 - (C_0 \cdot K / 100\%),$$

де C_1 - вміст смолистих речовин (фракція 0–20 мкм) після коалесцюючого фільтру у надсмольної воді, мг/дм³.

$$C_1 = 148 - (148 \cdot 73 / 100) = 40 \text{ мг/дм}^3.$$

$$C_2 = C_0 - (C_0 \cdot K / 100\%),$$

де C_2 - вміст смолистих речовин (фракція 0–20 мкм) після коалесцюючого фільтру у конденсаті ПГХ, мг/дм³.

$$C_2 = 170 - (170 \cdot 73 / 100) = 46 \text{ мг/дм}^3.$$

Згідно таблиці 4.1 визначаємо, що необхідна поверхня осадження зменшується у 9 разів, тобто з 135,4 м³ до 15,0 м³.

За результатами виконаних досліджень процес коалесценції на мінеральному суперволокні можна рекомендувати як дієвий і реальний засіб підвищення ефективності роботи очисних споруд коксохімічних підприємств, заснованих на застосуванні методів відстоювання.

На даний момент зміст смолистих речовин після тонкошарового відстійника варіюється 150 - 180 мг / дм³, тобто за допомогою коалесцирует фільтра і подальшим укрупненням після нього диспергованих частинок емульсії з 20 мкм до 80 мкм, відповідно до наведеного розрахунку, утримання смолистих речовин зменшиться в чотири рази.

ВИСНОВКИ

У роботі, зробили аналіз змісту смолистих речовин у аміачній воді, розглянули гравітаційний спосіб відділення смолистих речовин з аміачних вод. Определили, что на процесс отстаивания влияет температура эмульсии, и для улучшения эффекта отстаивания, смолистых веществ температура аммиачной воды должна быть около $50-70^{\circ}\text{C}$. розглянули процес коалесценції, обрали коалесцючий матеріал для фільтра, виконали аналіз ефективності очищення аміачної води після устаткування фільтра у технологічну схему відділення конденсації.

Визначили, що найважливіший фактор для осадження є розмір частинок, від чого залежить швидкість осадження і необхідна поверхня осадження. Визначили, що згідно матеріального балансу аміачних вод у відділенні конденсації треба постійно виводити з циклу $23,338 \text{ м}^3/\text{год}$ амміачних вод. Визначили, что існуючий спосіб відділення смолистих речовин $0-20 \text{ мкм}$ у відстійниках гравітаційної дії не є досить ефективним.

Найпростіший спосіб зниження вмісту смолистих речовин в аміачній воді є установка коалесціруючого фільтра перед відстійником. У фільтрі відбувається укрупнення 73% дисперсних частинок смолистих речовин до фракції 80 мкм . Згідно з проведеними розрахунками з'ясували, що при застосуванні коалесценції відбувається зниження необхідної площі осадження у 9 разів і при існуючій площі осадження в тонкошаровому відстійнику аміачна вода буде мати зміст смолистих речовин на виході $40-50 \text{ мг/дм}^3$.

У зв'язку з простотою, доступністю, економічністю і технологічному ефекту, використання процесу коалесценції представляється одним з найбільш перспективних і ефективних способів інтенсифікації відстоювання, як методу попередньої обробки аміачних вод.

ПЕРЕЛІК ПОСИЛАНЬ

1. Кагасов, В.М. Очистка сточных вод коксохимических предприятий / В.М. Кагасов, Е.К. Дербышева. — Екатеринбург: Полиграфист, 2003. — 189 с.
2. Вербин В.А, Петровский О.В., Панов В.П. и др. Доочистка биохимически очищенных сточных вод коксохимического завода фильтрованием // Кокс и химия. - 1980. №10.- С.46,47.
3. Очистка производственных сточных вод и утилизация осадков. / Гвоздев А.С. и [др.]. - М.: Химия, 1988. - 112 с.
4. Справочник коксохимика: Том 3/ Под ред. А. К. Шелкова- М.: Металлургия, 1966. - 392 с.
5. Коробчанский И. Е., Кузнецов М. Д. Расчёты аппаратуры для улавливания химических продуктов коксования.- М.: Металлургия, 1972.- 296 с
6. Дытнерский Ю.И. Основные процессы и аппараты химической технологии: Пособие по проектированию - М.: Химия, 1991. — 496 с.
7. Небольсина Л.А., Передерий О.Г., Харлампович Г.Д. и др. Состояние и перспективы очистки сточных вод коксохимических предприятий от эмульгированных масел. //Кокс и химия. - 1985. №10.- С.28-29.
8. Крутько И.Г., Кузнецов Е.Р., Киричук А.В., Кауфман С.И., Квасов А.В., Макаренко А.В. Очистка аммиачных вод от примесей диспергированных смол и масел // Кокс и химия, 1999. — № 12. — С. 32 — 34.
9. Лурье, Ю.Ю. Аналитическая химия промышленных сточных вод. / Ю.Ю. Лурье. М.: Химия, 1984. - 315 с.
10. Королев Ю.Г., Терпугов Г.В., Осипов А.И. и др. Очистка сточных вод от эмульгированных масел и смол // Кокс и химия. - 1989. №5. - С.52-54.
11. Хайдин, П.И. Современные методы очистки нефтесодержащих сточных вод / П.И. Хайдин, Г.А. Роев, Е.И. Яковлев. М.: Химия, 1990. - 273 с.
12. М.: Стройиздат, 1974. 118 с. 29.Методы очистки промышленных сточных вод Текст. / Л.А. Кульский и др.. Юев: 1978.-41 с. 30.
13. Сивков А.Л. Методы очистки сточных вод электростанций от

нефтепродуктов/А.Л.Сивков, И.Е.Панфилова, Э.Л.Гоголашвили//Наука и практика. – 2006. - №6. – с.17-20.

14. Левченко Д.Н. Эмульсии нефти с водой и методы их разрушения/ Д.Н. Левченко, А.Д.Худякова. - М.: Химия, 1972. – 277 с.

15. Очистка производственных сточных вод / С.В. Яковлев, Я.А. Карелин, Ю.М. Ласков, Ю.В. Воронов. М.: Стройиздат, 1985 - 78 с.

16. Пашаян, А.А. Эколого-экономические аспекты регенерационных методов очистки промышленных сточных вод / А.А. Пашаян, С.В. Лукашов, О.С. Щетинская. // Вестник МАНЭБ. 2004. - №2. - С. 16-19.

17. Очистка сточных вод и вторичное использование нефтепродуктов/ Г.А. Роев, В.А. Юфин. - М.: Недра. - 1987. – 227 с.

18. Крутько І.Г. Мінеральний волокнистий матеріал як коалесцюючий елемент водних кам'яновугільних емульсій/ І.Г.Крутько, Ю.В.Пульникова// Наукові праці ДонНТУ. Серія: Хімія і хімічна технологія. Донецьк: ДонНТУ. – 2011. - №17(187). – С.123-126.

19. Седлухо, Ю.П. Очистка нефтесодержащих технологических стоков коалесцирующими фильтрами. – Мн.: Технопринт, 2002. – 183 с.

20. Адельшин А.Б. Установка очистки нефтепромысловых сточных вод с коалесцирующими насадками: обзорная информация/ А.Б. Адельшин, Д.И.Мутин, И.С. Урмитова и др. - М.: ЦИНТИхимнефтемаш, 1983. – 40 с.