


Міністерство освіти і науки України
Український державний університет науки і технологій

Факультет: Управління енергетичними та економічними процесами
Кафедра: Інтелектуальні системи енергопостачання
Рівень вищої освіти: Другий (магістерський)
Освітня програма: Енергетичні та електромеханічні системи на транспорті
Спеціальність: 141 Електроенергетика, електротехніка та електромеханіка

ЗАТВЕРДЖУЮ

 Завідувач кафедри ІСЕ
Дмитро БОСІЙ

Дата 01.04.24

ЗАВДАННЯ

на кваліфікаційну роботу

магістр з електроенергетики,
електротехніки та електромеханіки

студенту Андрусенку Родіону Віталійовичу

1. Тема роботи: “ Дослідження процесу очищення коксового газу від сірководню ”.

Керівник роботи: Потапчук Ірина Юріївна, к.т.н., доцент

затверджені наказом від

"01" 04 2024 р. № 247ст

2. Строк подання студентом роботи: 11.01.2025 р.

3. Вихідні дані до роботи:

Геометричні розміри абсорберу, швидкість руху газу, хімічний склад газу, витрати поглинаючої рідини, дисперсність розпилювання, теплофізичні властивості газу і розчину, наявний тиск розчину

4. Зміст пояснювальної записки (перелік питань, які потрібно опрацювати):

4.1 Вступ

4.2 Опис розпилювального абсорберу

4.3 Математичне моделювання процесів в абсорбері

4.4 Висновки

5. Перелік графічного матеріалу (з точним зазначенням обов'язкових креслень): 1. Рівняння математичної моделі. 2. Результати досліджень. 3. Висновки.

6. Консультанти розділів роботи:

Розділ	Прізвище, ініціали та посада консультанта	Завдання видав: (підпис консультанта, дата)	Завдання прийняв: (підпис студента, дата)

КАЛЕНДАРНИЙ ПЛАН

№ з/п	Назва етапів кваліфікаційної роботи	Строк виконання етапів роботи	Примітка
1	Вступ	15.09.2024	
2	Опис розпилювального абсорберу	12.11.2024	
3	Математичне моделювання процесів в абсорбері	25.12.2024	
4	Висновки	11.01.2025	
5	Захист кваліфікаційної роботи на засіданні Екзаменаційної комісії	21.01.2025	

Студент

Радіон АНДРУСЕНКО



Керівник роботи

Ірина ПОТАПЧУК



ВІДОМІСТЬ КВАЛІФІКАЦІЙНОЇ РОБОТИ
другого (магістерського) рівня вищої освіти Андрусенка Р.В. на тему:
«Дослідження процесу очищення коксового газу від сірководню»

Складова кваліфікаційної роботи	Кількість	Обсяг
Пояснювальна записка	1	58 стор.
Графічна частина (за наявності)	-	-
Демонстраційний матеріал	1	16 слайдів
Електронна частина (за наявності): назва файлу з розширенням	-	-

Керівник: _____ / Ірина ПОТАПЧУК /

Нормоконтролер: _____ / Ірина ПОТАПЧУК /

Завідувач кафедри ІСЕ: _____ / Дмитро БОСИЙ /

РЕФЕРАТ

Магістерська робота: 57 сторінок, 3 частини, 6 рисунків, 5 таблиць, 6 використаних джерел.

Об'єкт дослідження – процеси масообміну, що відбуваються поглинанні сірководню в абсорбері.

Мета роботи – побудува математичної моделі процесів, що відбуваються в абсорбері та виконання розрахунків процесу з визначенням необхідних умов працездатності апарату.

Методи дослідження – аналітичні методи розрахунку, чисельні методи розв'язку диференціальних рівнянь.

Одержані результати – в роботі розроблено математичну модель, проведено розрахунки та обґрунтування параметрів системи охолодження електрозварних труб.

Визначено, що для зниження концентрації сірководню в газі з 5 г/м^3 до $0,5 \text{ г/м}^3$, швидкості газу $2,5...5 \text{ м/с}$, товщині краплинного шару 5 м збільшення об'ємно-поверхневого діаметру краплин в два рази потребує збільшення густини зрошення в 3 рази.

Визначені параметри дисперсності розпилювання, які дозволяють суттєво знизити кількість розчину, що потрапляє на циліндричну стінку абсорберу та збільшити його активну висоту.

Розраховано ефективність уловлювання краплин в сепараторі.

Ключові слова: АБСОРБЕР, УЛОВЛЮВАННЯ СІРКОВОДНЮ, МАТЕМАТИЧНА МОДЕЛЬ, КРАПЛИННИЙ ПОТІК, ДИСПЕРСНІСТЬ РОЗПИЛЮВАННЯ, СЕПАРАТОР КРАПЛИН.

ЗМІСТ

ВСТУП.....	8
1 ОЧИЩЕННЯ КОКСОВОГО ГАЗУ ВІД СІРКОВОДНЮ	11
1.1 Склад та ресурси сірчистих сполук коксового газу.....	11
1.2 Вимоги до очищення коксового газу від сірководню.....	12
1.3 Методи очищення технологічних газів від сірчистих сполук.....	15
1.4 Основні принципи вибору способу очищення газів від сірчистих домішок.....	22
1.5 Вибір поглинального розчину.....	24
2 ОПИС РОЗПИЛЮВАЛЬНОГО АБСОРБЕРУ	27
2.1 Пристрій та принцип дії розпилювального абсорберу.....	27
2.2. Технічна характеристика абсорберу.....	28
3 МАТЕМАТИЧНЕ МОДЕЛЮВАННЯ ПРОЦЕСІВ В РОЗПИЛЮВАЛЬНОМУ АБСОРБЕРУ.....	30
3.1 Абсорбція сірководню.....	30
3.2 Вибір параметрів розпилювання.....	35
3.3 Жалюзійний сепаратор крапель.....	45
3.4 Аеродинамічний розрахунок.....	47
3.5 Відцентрова форсунка.....	49
ВИСНОВКИ ТА РЕКОМЕНДАЦІЇ.....	56
ПЕРЕЛІК ПОСИЛАНЬ.....	57

					02.15.EE2321.KPM.2025–ПЗ			
Зм.	Арк.	№ документа	Підпис	Дата	Дослідження процесу очищення коксового газу від сірководню	Літера	Аркуш	Акрушів
Розробив		Андрусенко				М Д	7	57
Консульт.						МОНУ, УДУНТ, ІСЕ EE2321		
Керівник		Потапчук						
Н. контр.		Потапчук						
Зав. каф.		Босий						

ВСТУП

Постановка проблеми. Кількість сірководню в коксовому газі залежить від кількості хімічних сполук у вихідному вугіллі та режиму процесу коксування на підприємстві. Середня кількість сірки у коксовому вугіллі України досягає 3 %, при цьому приблизно 35 % її переходить в коксовий газ у вигляді сірководню, інша залишається в коксі. Вміст сірководню в коксовому газі українських підприємств досягає 25 %.

Сірководень має високу корозійну активність та токсичність для людини і його граничний вміст в коксовому газі нормується в залежності від подальшого використання газу та необхідності його транспортування на далеку відстань. Тому на коксохімічних підприємствах використовують різні способи очищення коксового газу від сіркових сполук, одним з яких є абсорбційний із застосуванням декількох ступенів очищення і різних видів апаратів.

Основними джерелами забруднення сірководнем антропогенного характеру вважається видобуток та переробка вугілля, нафти та природного газу. Велика кількість сірководню також виділяється під час бактеріального розкладання відходів життєдіяльності людей та тварин. Токсичний газ є і у викидах очисних споруд, на звалищах. Сірководень (H_2S) — токсичний газ із запахом тухлих яєць. Викиди H_2S небезпечні для здоров'я та екології.

Сірчистий водень потрапляє у довкілля від промислових джерел. До них відносять коксохімічні підприємства, нафтопереробні заводи, виробників природного газу, целюлозно-паперові комбінати, апарати з переробки гною, шкіряні фабрики, очисні споруди. У навколишньому просторі сірководень може залишатися від 1 до 42 днів. Це залежить від пори року. Найчастіше сульфід водню перетворюється повітря в сульфати чи діоксид сірки.

Дуже сильний та неприємний запах сірководню може спровокувати сльозогінність, а також симптоматику, яка свідчить про надмірну дію на органи нюху. Йдеться про головний біль, нудоту і блювоту. При незначних

					02.15.EE2321.KPM.2025-ПЗ	Лист
						8
Зм.	Арк.	№ документа	Підпис	Дата		

концентраціях сірководень відчувається одразу. Тоді як значна його частка в газоповітряній суміші не виявляється людиною.

Сьогодні існує понад двадцять способів фільтрації повітря від цього забруднювача. Вони можуть здійснюватися як установками мокрого, і сухого принципу дії.

Абсорбційні технології очищення газів від сірководню вважаються одними з найефективніших. У їх основі може лежати як фізичний (водяний), і хімічний спосіб фільтрації шкідливих домішок.

Очищення газу від сірководню здійснюється методами абсорбції наступним чином: забруднений потік, що спрямовується на фільтрацію, подається у верхній відсік установки. Водний розчин подається у верхній відсік колони. Далі він розпилюється у нижню частину установки. У процесі цього розчин контактує з газом, який проходить через шар рідини. Він і утримує шкідливі домішки, що у газі. Далі очищений потік викидається в атмосферу або подається до виробничого приміщення.

Найпопулярніший абсорбер газоочищення - скруббер. Очищення газу від сірководню може проводитися скрубберними установками будь-якого типу. Очищення газу від сірководню у насадковому скруббері здійснюється за рахунок насадкових тіл. На їх поверхні утворюється псевдорухливий шар, який затримує шкідливі домішки. Як зрошуючий реагент може використовуватися звичайна технічна вода.

Скруберні установки очищення газу від сірководню знешкоджують викиди на 95-100 %.

У розпилувальному скруббері поверхня очищення формується за рахунок площі поверхні краплин. Серед переваг такого обладнання можна виділити: прийнятна ціна, компактність, надійність, безвідмовність і пневмогідродинамічна стабільність.

Очищення від сірководню скруббером може здійснюватися паралельно з процесом пиловловлення. При цьому апарат здатний утримувати частинки дисперсностію 0,5 мкм.

					02.15.ЕЕ2321.КРМ.2025-ПЗ	Лист
						9
Зм.	Арк.	№ документа	Підпис	Дата		

Проектування нового або реконструкція існуючого абсорбера потребує попередніх розрахунків та відповідного моделювання, де традиційно використовуються емпіричні коефіцієнти та залежності, які були визначені для певних умов. Використання математичного моделювання, яке базується на фундаментальних теплофізичних законах, дозволяє суттєво зменшити термін та вартість розробки, що є важливою та актуальною задачею.

Актуальність дослідження. Кількість сірководню в коксовому газі залежить від вихідного складу вугілля та режиму коксування. Вміст сірководню в коксовому газі досягає 25%, що вимагає очищення через його високу токсичність і корозійні властивості. Розробка математичного моделювання абсорбційного процесу дозволяє зменшити час і витрати на створення обладнання, що робить це дослідження важливим і актуальним.

Зв'язок роботи з науковими напрямками діяльності кафедри. Обране дослідження безпосередньо пов'язані з виконанням науково-дослідних робіт в Українському державному університеті науки та технологій.

Мета дослідження. Побудувати математичну модель процесу поглинання сірководню в абсорбері та виконати розрахунки, визначаючи необхідні умови для забезпечення працездатності апарату.

Об'єкт дослідження. Процес абсорбції сірководню з коксового газу за допомогою абсорбера.

Предмет дослідження. Математична модель руху крапель, поглинання сірководню, та параметри, що впливають на ефективність очищення (щільність зрошення, дисперсність крапель, швидкість газу тощо).

Методи дослідження: Аналіз та узагальнення наявних наукових публікацій і методик моделювання абсорбції сірководню з коксового газу. Математичне та комп'ютерне моделювання процесу абсорбції сірководню з коксового газу за допомогою абсорбера.

Наукова новизна. Розроблено математичну модель процесу поглинання сірководню в абсорбері, яка враховує особливості руху крапель та взаємодії фаз.

					02.15.EE2321.KPM.2025-ПЗ	Лист
Зм.	Арк.	№ документа	Підпис	Дата		10

Визначено залежність між товщиною краплинного шару, дисперсністю крапель, щільністю зрошення та швидкістю газу для досягнення потрібного рівня очищення.

Запропоновано метод мінімізації втрат розчину через налаштування кута нахилу форсунок і кута розпилювання.

Апробація результатів магістерської роботи. Основні положення доповідалися здобувачем і обговорювалися на міжнародній конференції European congress of scientific discovery (м. Мадрид, 2024 р.).

Публікації.

Андрусенко Р. В., Потапчук І. Ю., Жевжик О. В., Резнік А. В. Математичне моделювання очищення коксового газу від сірководню в абсорбери // *European congress of scientific discovery. Proceedings of the 1st International scientific and practical conference*. Barca Academy Publishing. Madrid, Spain. 2024. Pp. 203-207.
URL: <https://sci-conf.com.ua/i-mizhnarodna-naukovo-praktichna-konferentsiya-european-congress-of-scientific-discovery-29-31-12-2024-madrid-ispaniya-arhiv/>

					02.15.EE2321.KPM.2025-ПЗ	Лист
						11
Зм.	Арк.	№ документа	Підпис	Дата		

1 ОЧИЩЕННЯ КОКСОВОГО ГАЗУ ВІД СІРКОВОДНЮ

1.1 Склад та ресурси сірчастих сполук коксового газу

Кількість та склад сірчастих сполук, що утворюються при коксуванні, залежать від якості вугілля та температурного режиму процесу.

Середній вміст сірки у донецьких коксівних брухтах становить 2...3 %, у кузнецьких 0,5...0,6 %, у карагандинських 0,8...1,1 %, у кізелівських 5...6 %, у печорських 0,7 %. Вона поділяється на піритну, сульфатну та органічну. Основна кількість сірки у вугіллі розподіляється між піритною та органічною. Сульфатна сірка (переважно у вигляді сірчаноокислого кальцію) присутня у невеликих кількостях.

У процесі коксування пірит, сульфати та органічні сполуки сірки зазнають ряду термохімічних перетворень, в результаті яких частина сірки (35...38 %) переходить у газ і хімічні продукти коксування (летюча сірка), а решта її залишається в коксі. При цьому пірит розкладається на сірчисте залізо і сірку, а остання з'єднується з воднем, утворюючи сірководень, сульфати перетворюються на сульфіди, органічна сірка частково перетворюється на сірководень та інші леткі органічні сполуки (сірковуглець, тіофен, меркаптани, сероокис вуглецю та ін. починається при 300 °С закінчується при 600 °С, тобто на стадії утворення напівкоксу. Процес розкладання органічної сірки супроводжується рівномірним виділенням сірководню до кінцевої температури коксування, однак у присутності мінеральної сірки утворення сірководню практично закінчується в температурному інтервалі 500...600 °С.

Ступінь переходу сірки в газову форму залежить від температури коксування, кількості водню, що виділяється, і в меншій мірі від тривалості коксування. Основним компонентом сірчастих сполук коксового газу є сірководень, частку якого припадає більше 95 % сірки, що міститься в газі. За практичними даними, вміст сірководню у прямому коксовому газі на заводах України коливається від 15 до 25 г/м³ залежно від сірчистості вугільної шихти.

					02.15.EE2321.KPM.2025-ПЗ	12
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

При охолодженні коксового газу частина сірководню переходить у надсмольний воду та смолу. Крім того, частина сірководню поглинається з газу водою в кінцевих холодильниках безпосереднього змішування, а також поглинальним маслом у бензольних скруберах. Залежно від умов конденсації та уловлювання хімічних продуктів коксування кількість поглиненого із газу сірководню становить 2-6 г/м³. При уловлюванні аміаку з коксового газу водою в скруберах разом із аміаком поглинається близько 30 % сірководню.

1.2 Вимоги до очищення коксового газу від сірководню

Усі сірчисті сполуки коксового газу відрізняються високою корозійною активністю та токсичністю, а також є отрутами для каталізаторів, що застосовуються у різних хімічних процесах переробки газу.

Сірководень є слабкою кислотою, що викликає інтенсивну хімічну та електрохімічну (у присутності води) корозію металів. При підвищених температурах він може завдавати сульфідного розтріскування металів.

Характер впливу сірководню на людину залежить від її концентрації та часу дії. Так, при його утриманні у повітрі 0,01 % об'ємних у людини спостерігаються кашель, подразнення очей та горла, втрата нюху через 3-5 хвилин. При об'ємній концентрації 0,05 % через 15 хвилин людини зупиняється дихання, а при концентрації 0,1 % миттєво втрачається свідомість і настає смерть.

Граничне значення концентрації сірководню в повітрі, коли людина може перебувати протягом 8 годин без шкідливих наслідків, становить 0,001 % об'ємних.

При згорянні коксового газу сірководень та інші сірчисті сполуки утворюють діоксид сірки, який також характеризується високою токсичністю та корозійною дією.

У зв'язку з отруйністю сірководню його вміст у повітрі населених місць має перевищувати 0,008 мг/м³, а повітрі робочої зони 10 мг/м³. Для діоксиду сірки ці межі становлять 0,05 та 10 мг/м³ відповідно.

					02.15.EE2321.KPM.2025-ПЗ	
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		13

Необхідний ступінь очищення коксового газу від сірководню та інших сірчистих сполук встановлюється залежно від цілей його використання та дальності транспортування трубопроводами.

Основними споживачами коксового газу є коксохімічні та металургійні підприємства. На обігрів коксових печей, котелень, гаражів розморожування вугілля та інші потреби на окремих коксохімічних заводах витрачається від 30 до 70 % виробленого газу. У мартенівському та доменному виробництвах споживається до 30 % газу.

Крім того, коксовий газ знаходить застосування для синтезу аміаку та інших продуктів, а також у скляній та керамічній промисловості. У деяких країнах він використовується на підприємствах комунального господарства та в побуті. та іншими споживачами різко скоротилося і не перевищує 6...7 % від обсягів його виробництва.

При використанні коксового газу в доменних, мартенівських і нагрівальних печах сірка, що міститься в ньому, переходить частково в метал і погіршує його якість. Шкідливий вплив сірки на якість сталі виявляється у зменшенні механічної міцності та корозійної стійкості, зниженні пластичності у гарячому та холодному стані. Сірка, що міститься в сталі, викликає утворення гарячих тріщин у злитках, виливках та зварних виробках та знижує механічні властивості литих, кованих та катаних виробів.

При виплавці легованих сталей, що містять нікель, сірка переходить із продуктів згоряння палива в метал значно інтенсивніше, ніж при виплавці вуглецевих сталей. Такий же великий згубний вплив сірки на жаротривкі сплави, що містять 9 % хрому і 17 % нікелю.

Для зниження вмісту сірки в металах потрібно очищення газоподібного палива, призначеного для доменних і мартенівських печей. Згідно з «Тимчасовими правилами Державної газової технічної інспекції» вміст сірководню в газі, що йде для металургійних цілей, не повинен перевищувати 1...2 г/м³. При використанні коксового газу в суміші з доменним вміст сірководню в ньому допускається до 2...3 г/м³.

					02.15.EE2321.KPM.2025-ПЗ	14
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

Виробництва, що ґрунтуються на каталітичних процесах одержання водню або азотоводородної суміші для синтезу аміаку, спиртів, штучного рідкого палива, висувають більш жорсткі вимоги до чистоти вихідного газу. Необхідність такого очищення коксового газу від сірководню при хімічній переробці викликається отруйною дією сірчистих сполук на каталізатори, різким зниженням терміну їхньої служби та корозією апаратури. Припустимий вміст сірководню в очищеному для цілей синтезу газі приймається рівним 20-50 мг/м³.

Необхідність очищення від сірководню коксового газу, що використовується для побутових цілей, визначається санітарно-гігієнічними вимогами, а також вимогами протикорозійного захисту труб та обладнання газових мереж. Вміст сірководню в газі для комунально-побутового споживання не повинен перевищувати 0,02 г/м³. Такі ж нормативи були встановлені також у НДР, ФРН та Польщі, а у Франції та Бельгії – не більше 0,15 г на 100 м³. Вміст органічних сполук сірки у побутовому газі допускається до 25-70 г на 100 м³, а в деяких країнах не нормується.

Жорсткі вимоги пред'являються також до очищення газу, призначеного для транспортування на значні відстані трубопроводами під підвищеним тиском, оскільки сірководень є одним з найактивніших корозійних агентів газових магістралей та компресорів.

На внутрішню корозію газопроводів впливає концентрація в газі сірководню і кисню, вологість, тиск, температура і швидкість руху газу. Хімічна дія сірководню полягає в тому, що він реагує зі стінками газопроводу з утворенням сульфідів заліза. Останні мають пухку структуру і не можуть оберігати метал від подальшої руйнації. За певних умов сірководень утворює з металом пірофорні сполуки сірчистого заліза, які мають високу хімічну активність і здатні за наявності кисню самозайматися і займати газоповітряні суміші.

За даними Управління з нагляду за безпечним веденням робіт та гірничим надглядом у нафтовій та газовій промисловості, вміст сірководню в газі, що транспортується магістральними трубопроводами, не повинен перевищувати 0,02 г/м, як і в газі для побутових цілей. У ФРН вміст сірководню в коксовому

					02.15.EE2321.KPM.2025-ПЗ	
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		15

газі, що передається на далекі відстані, не повинен перевищувати 0,2 г на 100 м³. тобто у 10 разів менше, ніж у побутовому газі. Ще більш високі вимоги до очищення газу під час транспортування трубопроводами пред'являються у Франції. За нормами газового управління «Газ де Франс» коксовий газ, що передається на дальню відстань, повинен містити в 100 м³ не більше 0,15 г сірководню і не більше 18 г органічних сполук сірки.

1.3 Методи очищення технологічних газів від сірчистих сполук

Для очищення технологічних газів від сірководню та інших сірчистих сполук застосовуються абсорбційні (мокрі), адсорбційні (сухі) та каталітичні методи. Абсорбційні методи засновані на різній розчинності компонентів газової суміші в рідинах (поглинальних розчинах або суспензіях). При фізичній абсорбції взаємодія молекул поглиненого компонента (абсорбтиву) та поглинальної рідини (абсорбенту) обумовлюється здебільшого силами Ван-дер-Ваальса. Для фізичної абсорбції застосовуються як поглиначі вода та органічні розчинники-неелектроліти (метанол, М-метилпіро-лідон, пропіленкарбонат, алкілові ефіри поліетиленгліколю та ін.) та їх водні розчини. Прикладами промислового застосування методів фізичної абсорбції є процеси очищення газів від CO₂ та H₂ водою, метанолом за низьких температур.

Для фізичної абсорбції характерна порівняно мала розчинність газів у рідинах за низьких тисків. Це зумовлює підвищену витрату поглинального розчину та енергії на очищення газів. Відповідно до закону Генрі розчинність газів лінійно зростає зі збільшенням тиску. Ця залежність дотримується при низьких концентраціях компонента в газовій фазі і розчині, а при підвищених тисках (3 МПа і більше) розчинність газів може зростати при збільшенні тиску на 10-30 % швидше.

Залежність розчинності газів у рідинах від температури визначається величиною і знаком теплоти розчинення. У більшості випадків розчинність газів при збільшенні температури зменшується. температури.

					02.15.EE2321.KPM.2025-ПЗ	16
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

Таким чином, знижуючи тиск і підвищуючи температуру насиченого розчину, можна виділити значну частину поглиненого газу в чистому вигляді (або концентрованої суміші). Цей процес називається десорбцією. Він застосовується при регенерації поглинального розчину з його повторного використання для очищення газів.

При хемосорбції молекули газу, поглиненого рідиною, вступають у хімічну реакцію активним компонентом абсорбенту. У більшості випадків реакції, що протікають при очищенні газів, є екзотермічними і оборотними, тому при підвищенні температури розчину хімічні сполуки, що утворилися, розкладаються з виділенням вихідних речовин.

Як хемосорбенти для очищення газів від кислих компонентів застосовуються водні розчини атканоламінів, аміаку, солей лужних металів і слабких кислот (карбонатів, фосфатів, фенолят натрію і калію). Прикладами застосування хемосорбційних процесів у промисловості є моноеталамінова, содова, поташне очищення газів від діоксиду вуглецю, сірководню та інших кислих компонентів.

Розчинність газів при хемосорбції залежить від їхньої фізичної розчинності, константи рівноваги хімічної реакції, стехіометричних співвідношень при реакції та інших факторів. Характерна особливість розчинності газів у хемосорбентах полягає в уповільненому зростанні її при збільшенні тиску: чим вищий тиск, тим повільніше підвищується розчинність. Після того як хемосорбент практично повністю прореагує з компонентом, що поглинається, розчинність останнього зі збільшенням тиску зростатиме тільки за рахунок фізичної абсорбції. Оскільки ємність хемосорбенту зазвичай мало залежить від тиску, то хемосорбція вигідніша при невеликій концентрації домішок в газі.

На відміну від фізичної абсорбції при хемосорбції теплота розчинення газів велика (до 85-125 кДж/моль) і відповідно розчинність більшою мірою залежить від температури. Чим менше концентрація розчиненої речовини, тим більша мольна теплота розчинення, тому при малій мольної концентрації газу в розчині тиск парів компонента над розчином різко зменшується зі зниженням

					02.15.EE2321.KPM.2025-ПЗ	
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		17

температури. Це дозволяє досягати більш тонкого очищення газів, ніж за фізичної абсорбції.

Зі сказаного вище слід, що регенерацію хемосорбентів доцільно проводити головним чином шляхом підвищення температури, а не зниження тиску. Останнє найбільш справедливе для сильних хемосорбентів, тобто при великих значеннях теплоти розчинення та константи рівноваги.

Необхідно підкреслити, що поділ абсорбційних процесів на фізичні та хімічні є дуже умовним. утворенням водневих зв'язків), близькі до процесів абсорбції при слабкої хімічної реакції.

Деякі хемосорбційні процеси очищення газів від сірководню засновані на незворотних реакціях його зі спеціальними компонентами лужних розчинів, у яких утворюється елементарна сірка. Такі процеси називаються окислювальними, сутність окислювальних абсорбційних методів полягає в поглинанні сірководню розчинами будь-яких окислювачів є утворенням елементарної сірки та подальшою регенерацією розчину повітрям.

Як переносники кисню та каталізаторів у поглинальних розчинах використовуються різні сполуки полівалентних металів, солі органічних кислот та інші органічні речовини.

Практичне застосування в промисловості отримали різні процеси з використанням як окислювачів і каталізаторів натрієвих солей оксисульфомуш'якової кислоти (процес Тайлокс), антрахінондисульфо кислоти (процес Стретфорд), нафтахінон-сульфо кислоти (процес Такахакс), пікринової кислоти (процес гідрохінону (процес Перокс), оксидів заліза (процеси Ферокс, Конокс) та інші.

Окислювальні методи забезпечують більш високий ступінь та селективність очищення газів від сірководню, ніж методи фізичної та хімічної абсорбції, проте потребують складнішого апаратного оформлення та більших витрат електроенергії, а також обумовлюють утворення великої кількості рідких відходів.

					02.15.EE2321.KPM.2025-ПЗ	18
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

За способами технологічної організації абсорбційні процеси очищення газів можуть бути поділені на розімкнені та циркуляційні (кругові).

Розімкнутими процесами називаються такі, в яких насичений поглинається компонентом газової суміші абсорбент не піддається регенерації, а використовується як готовий продукт або як напівпродукт в інших процесах, скидається в каналізацію або у відкриті водойми.

Перевагами розімкнених процесів є:

- простота апаратурно-технологічного оформлення;
- можливість тонкої очистки газів завдяки відсутності поглинається компонента у свіжому абсорбенті або застосуванню сильного хемосорбенту;
- мінімальна витрата енергії.

Однак розімкнені процеси мають серйозні недоліки, що обмежують їх застосування, а саме:

- велика витрата свіжого абсорбенту, що здорожує їх;
- труднощі утилізації відпрацьованого абсорбенту, скидання якого у каналізацію чи відкриті водоймища неприпустимо.

Прикладами розімкнутих процесів, що застосовуються на хімічних заводах, є абсорбція окису вуглецю рідким азотом, вуглецю діоксиду водою або розчинами NaOH. Останній процес застосовується для тонкої очистки газів при низькому вмісті,.

Циркуляційні (кругові або абсорбційно-десорбційні) процеси відрізняються від розімкнених наявністю замкнутого циклу абсорбенту. Поглинальний розчин, насичений в абсорбері компонентом, що видобувається, надходить в десорбер (регенератор), де відбувається при зниженому тиску або підвищеній температурі виділення розчиненого газу, після чого регенований розчин знову подається на абсорбцію.

Перевагами циркуляційних методів є низька витрата абсорбентів, оскільки потрібно заповнювати його тільки втраченим газом, що очищається, і побічними продуктами, а також можливість виділення видобутих газів у чистому вигляді з метою їх використання. Недоліками кругових процесів є ускладнення апаратурно-

					02.15.EE2321.KPM.2025-ПЗ	19
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

технологічного оформлення та підвищена витрата енергії. Технологічні схеми цих процесів включають, крім абсорбера та десорбера, різноманітне обладнання для циркуляції розчинів. Якщо регенерація абсорбенту проводиться при нагріванні, то до схеми включається також теплообмінне обладнання для підведення тепла до системи (підігрівачі та кип'ятильники), для відведення його (конденсатори, холодильники) та рекуперації тепла (теплообмінники).

Прикладами кругових абсорбційних процесів, що застосовуються на коксохімічних заводах, є процеси уловлювання аміаку водою, сірководню та ціаністого водню содовим, поташним розчинами, бензолних вуглеводнів та нафталіну кам'яновугільною олією.

Адсорбційні методи очищення газів ґрунтуються на селективному вилученні домішок твердими поглиначами - адсорбентами. Ці процеси можуть здійснюватись як при пропусканні газу через нерухомий шар зерен адсорбенту, так і при протічній русі газу та зернистого шару. У першому випадку процес є періодичним, оскільки після насичення шару адсорбенту компонентом, що поглинається, виникає необхідність його заміни або регенерації. Адсорбція в шарі поглинача, що рухається, звана гіперсорбцією, є безперервним процесом, аналогічним абсорбційним процесам. У всіх випадках регенерація відпрацьованого поглинача проводиться при обробці гарячим газом або парою.

Залежно від характеру взаємодії поглинається (адсорбату) з поверхнею адсорбенту розрізняють адсорбцію фізичну та хемосорбцію. При фізичній адсорбції взаємодія сорбованих молекул з поверхнею адсорбенту визначається силами Ван-дер-Ваальса, тобто. дисперсійними, індукційними та орієнтаційними силами. При хемосорбції поверхня сорбенту, що має ненасичені валентні зв'язки, утворює з поглинається хімічний зв'язок за рахунок перенесення електронів між молекулами поглинача і адсорбованої речовини.

Поглиняльна здатність (ємність) адсорбенту залежить від властивостей компонента, що поглинається, хімічного стану поверхні сорбенту, його пористої структури. Вона збільшується при підвищенні тиску та зниженні температури, оскільки кількість адсорбованої речовини залежить від поверхні адсорбції, як

					02.15.EE2321.KPM.2025-ПЗ	
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		20

промислові адсорбенти зазвичай застосовують матеріали з розвиненою пористою структурою, що мають велику питому поверхню пор. Більшість адсорбентів, що застосовуються для очищення та осушення газів, готують на основі різних видів вугілля (активоване вугілля), кремнезему (силікагель) та окису алюмінію (цеоліти).

Активоване вугілля є сорбент, що складається в основному з вуглецю з губчастою структурою, що характеризується наявністю розвиненої системи пір від декількох ангстрем (мікропор) до декількох мікрон (макропор). Адсорбція речовин на активованому вугіллі за нормальної температури обумовлена дисперсійними силами, величина яких зростає із зменшенням розміру пор. Цим пояснюється велика адсорбційна здатність вугілля з тонкопористою структурою.

Характерною особливістю цеолітів є наявність великих порожнин (порожнеч) між елементами, що утворюють кристалічну решітку, і малих порожнин усередині елементів, що з'єднуються за допомогою так званих кисневих вікон між собою і з порами, що підводять газ. Розмір цих вікон залежить від радіусу і заряду катіонів, розміщених у порожнинах, і можна порівняти з розмірами молекул газової суміші. Залежно від співвідношення розмірів вікон та молекул суміші цеоліти можуть проявляти молекулярно-ситову дію, що полягає в тому, що дрібні молекули проникають через вікна в порожнини кристалічних ґрат і адсорбуються там, а великі молекули проходять через шар адсорбенту з газовим потоком.

Важливими перевагами адсорбційних методів очищення є висока поглинальна здатність адсорбентів, особливо при низьких парціональних тисках компонентів, що витягуються, що забезпечує високий ступінь очищення великого об'єму газу невеликою кількістю сорбенту, а також відсутність забруднення очищуваного газу парами сорбенту, як це має місце при абсорбції.

Недоліки адсорбційних методів, що перешкоджають їх широкому впровадженню в промисловість, полягають у періодичності очищення, високої вартості регенерації адсорбентів і громіздкості апаратури. Організація безперервних процесів очищення в шарі адсорбенту, що рухається, пов'язана зі значними конструктивними і технічними труднощами. Істотним недоліком

					02.15.EE2321.KPM.2025-ПЗ	
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		21

адсорбційних методів є також зниження поглинальної здатності адсорбентів у процесі експлуатації, особливо при наявності в газі, що очищається, пилу, смолистих речовин та інших шкідливих домішок.

Каталітичні методи очищення газів засновані на взаємодії речовин, що видаляються з одним з компонентів очищуваного газу або зі спеціально додається в суміш речовиною на твердих каталізаторах, в результаті якого утворюються нові речовини, які є нешкідливою домішкою або легко видаляються з газу методами абсорбції та адсорбції.

Дія каталізаторів зводиться до взаємодії з сорбованими на поверхні речовинами з утворенням проміжних сполук, що розпадаються в кінцевому підсумку на цільовий продукт і регенований каталізатор. Завдяки такому постійному шляху процесу збільшується швидкість досягнення необхідного стану системи, термодинамічно можливого, але важко досяжного за відсутності каталізаторів через малу швидкість.

У загальному випадку перетворення газових домішок, що протікають на твердих каталізаторах, включають наступні стадії:

- перенесення компонентів, що реагують, з газового потоку до поверхні каталізатора;
- активуюча адсорбція компонентів поверхні каталізатора;
- хімічні перетворення сорбованих речовин із утворенням адсорбованого продукту;
- десорбція цього продукту та перенесення його в газовий потік.

Швидкість каталітичного процесу залежить від співвідношення швидкостей окремих стадій. Розрізняють три основні області протікання каталітичних процесів: кінетичну, зовнішньодифузійну та внутрішньодифузійну. У кінетичній області швидкість процесу визначається швидкістю хімічного перетворення як найбільш повільної стадії. У зовнішньодифузійній ділянці швидкість процесу лімітується швидкістю підведення реагуючих речовин до зовнішньої (геометричної) поверхні каталізатора (і відповідно швидкістю відведення продуктів реакції вогню в газовий потік). У внутрішньодифузійній області

					02.15.EE2321.KPM.2025-ПЗ	
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		22

швидкість процесу визначається швидкістю підведення реагуючих речовин до внутрішньої поверхні каталізатора (поверхні пір).

При каталітичному очищенні газів у промислових умовах процеси протікають головним чином в дифузійних опір. Його зменшення необхідно збільшувати геометричну поверхню каталізаторів, що досягається при зменшенні розмірів частинок та виготовленні їх у формі порожнистих циліндрів, бджолиних стільників та інш.

Основною перевагою каталітичних процесів є високий рівень очищення, найчастіше константи рівноваги реакцій, у яких засновані методи каталітичної очищення газів, дуже великі. При температурах 200-500 °С ці реакції можуть розглядатися як незворотні, що дозволяє отримувати газ з низьким залишковим вмістом домішок.

Недоліком каталітичних методів очищення є утворення нових продуктів, що забираються з газовим потоком або накопичуються в шарі каталізатора, для видалення яких потрібні додаткові витрати.

Каталітична очищення застосовується головним чином, коли концентрація компонента, що видаляється, у вихідному газі мала, а вміст його в очищеному газі необхідно зменшити на кілька порядків.

1.4 Основні принципи вибору способу очищення газів від сірчистих домішок

Вибір процесу очищення технологічного газу від сірчистих сполук залежить від багатьох факторів, основними з яких є склад і параметри газового потоку, концентрація в ньому сірчистих сполук, область використання очищеного газу та необхідний ступінь очищення, наявність води, пари та інших енергоресурсів на підприємстві.

Світовий досвід, накопичений в області очищення природних і технологічних газів, показує, що основними процесами обробки великих потоків газу є абсорбційні з використанням фізичних і хімічних абсорбентів та їх різних

					02.15.EE2321.KPM.2025-ПЗ	23
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

комбінацій. Окисні та адсорбційні процеси застосовуються, як правило, для очищення невеликих обсягів газу, або для тонкого очищення.

Технологічне оформлення абсорбційних циркуляційних процесів залежить значною мірою від фізико-хімічних властивостей абсорбентів, що застосовуються.

При фізичній абсорбції порівняно низька розчинність компонентів, що поглинаються, і практично лінійна залежність її від тиску призводять до необхідності проведення процесу під тиском. Чим вищий тиск, тим більш економічний процес фізичної абсорбції. З цієї причини десорбцію вигідніше проводити не при нагріванні, а шляхом скидання тиску.

Витрата поглинального розчину при фізичної абсорбції порівняно великий через низьку розчинність газів, проте він практично не залежить від кількості компонентів, що витягуються, так як зі збільшенням концентрації останніх у вихідному газі пропорційно збільшується і їх розчинність в поглиначі. Тому ефективність процесів очищення газів методами фізичної абсорбції зростає зі збільшенням початкової концентрації видалених домішок.

Для процесів фізичної абсорбції характерна порівняно низька селективність застосовуваних розчинників по відношенню до видобутого компонента. Це призводить до забруднення цільового продукту іншими менш розчинними домішками і втрати останніх. Для усунення цього недоліку потрібно ускладнювати технологічну схему шляхом рециркуляції десорбованих газів, тобто повернення абсорбер газів з проміжного десорбера.

Циркуляційні процеси фізичної абсорбції не можуть забезпечити високого ступеня очищення газів, оскільки наявність у регенованому розчині навіть невеликих кількостей розчинених компонентів призводить до суттєвого збільшення парціального тиску над розчином.

Хемосорбційні процеси забезпечують більш високу схему очищення газів при менших витратах поглинального розчину та електроенергії на його циркуляцію завдяки більшій розчинності газів у хемосорбентах і нижчому рівноважному тиску їх над розчинами.

					02.15.EE2321.KPM.2025-ПЗ	
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		24

Хімічні сорбенти мають більшу селективність по відношенню до компонентів газової суміші, що дозволяє отримувати більш чистий видобутий продукт без рециркуляції газів, що десорбуються.

Оскільки розчинність газів у хемосорбентах різко знижується з підвищенням температури, то регенерація поглинального розчину проводиться, як правило, шляхом нагрівання або у поєднанні зі зниженням тиску, що потребує значних витрат тепла.

З наведеного аналізу випливає, що технологічне оформлення процесів фізичної абсорбції простіше, ніж за хемосорбції. При підвищених тисках, знижених температурах та грубому очищенні фізична абсорбція вимагає менших витрат енергії і тому є кращою.

При високій концентрації домішок у вихідних газах та необхідності тонкого очищення їх доцільно застосовувати двоступінчасті схеми, що включають фізичну абсорбцію у першому ступені (грубе очищення) з регенерацією абсорбенту шляхом зниження тиску та хемосорбцію у другій щаблі. Для тонкої очистки газів можуть застосовуватися також триступінчасті схеми. Наприклад, як третій щаблі для очищення газів від CO, і H₂S застосовується промивання їх розчинами NaOH в тарілчастих абсорберах.

У деяких виробництвах знайшли застосування схеми абсорбції з двома та трьома потоками абсорбентів з різним ступенем регенерації, що подаються в абсорбер на різній висоті. При цьому верхній потік абсорбенту має більш глибокий ступінь регенерації та нижчу температуру, що дозволяє досягти більш тонкого очищення при менших витратах тепла на регенерацію та електроенергії на циркуляцію абсорбенту, спростити схему (замінити двоступінчасту схему одноступінчастою).

1.5 Вибір поглинального розчину

Важливе значення для ефективності абсорбційних методів очищення газів має вибір поглинального розчину. Основними вимогами до промислових абсорбентів є не дефіцитність та низька вартість, висока поглинальна здатність та

					02.15.EE2321.KPM.2025-ПЗ	
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		25

селективність, низька пружність парів, хімічна стабільність в умовах експлуатації, низькі в'язкість та теплоємність, не токсичність.

Найважливішою властивістю абсорбентів є розчинність у них основного видобутого компонента та її залежність від температури та тиску, оскільки вони визначають витрату електроенергії на циркуляцію поглинача, витрата тепла на його регенерацію, а також умови регенерації.

Селективність абсорбенту характеризується співвідношенням розчинностей у ньому компонентів, що розділяються. Чим більша селективність розчинника, тим менше ступінь забруднення компоненту, що видобувається, менш розчинним, тим менше втрати останніх. Зі зменшенням селективності та збільшенням витрати поглинача зростають втрати малорозчинних компонентів, що викликає необхідність ускладнення технологічної схеми застосуванням рециркуляції газів, що десорбуються.

Рециркуляція газів проміжної десорбції доцільна лише за фізичної абсорбції, коли зміна парціального тиску компонента в газі не істотно впливає на витрату поглинача. Хемосорбенти мають, як правило, більшу селективність, причому зі зниженням тиску вона підвищується, що виключає необхідність рециркуляції газів.

Значний вплив на селективність абсорбції надає відмінність швидкостей поглинання компонентів, що розділяються.

Селективність процесів очищення також залежить від апаратурного оформлення. Якщо швидкість абсорбції одного з компонентів газової суміші лімітується швидкістю дифузії в рідкій фазі, а іншого - швидкістю дифузії в газовій фазі, то для селективного вилучення одного компонентів підбирають такий апарат і такі умови процесу, при яких інтенсифікується дифузія тільки в одній з фаз.

Необхідною вимогою до абсорбентів є низький парціальний тиск парів, оскільки їх збільшення призводить до забруднення газових потоків і втрат розчинника, що вимагає промивання газів водою з подальшою ректифікацією водних розчинів.

					02.15.EE2321.KPM.2025-ПЗ	
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		26

Крім розглянутих властивостей, абсорбенти повинні мати також термічну стійкість, не реагувати з домішками, не викликати корозії апаратури, бути дешевими і недефіцитними.

З хемосорбентів найбільшою мірою відповідають розглянутим вимогам алканоламіни, що представляють похідні аміаку, в якому один або кілька атомів водню заміщені спиртовим або спиртовим радикалом і вуглеводневим радикалами.

Найбільше практичне застосування у промисловості отримали моно- та діетаноламіни. Перевага МЭА викликана його низькою вартістю, високою реакційною здатністю, стабільністю, легкістю регенерації розчинів.

Недоліками МЭА є відносно високий тиск пари, що зумовлює його втрати з очищеним газом, а також здатність його вступати в незворотні реакції з сіроокисом вуглецю, киснем, ціаністим воднем та іншими домішками. Якщо перший недолік може бути частково усунений водним промиванням очищеного газу, то другий викликає незворотні втрати МЭА та утворення шкідливих відходів, що здорожчує процес очищення газу. Тому МЭА застосовується переважно для очищення природних та інших газів, що не містять сіркоокису вуглецю та інших шкідливих домішок. Застосування його для очищення коксового газу є проблематичним через наявність у ньому зазначених домішок.

Етаноламіни не є корозійно-активними речовинами і навіть є інгібіторами корозії, утворюючи на поверхні заліза захисну плівку. Однак продукти перетворення їх. накопичуються в розчині, викликають корозію, що все прискорюється.

					02.15.EE2321.KPM.2025-ПЗ	
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		27

2 ОПИС РОЗПИЛЮВАЛЬНОГО АБСОРБЕРУ

2.1 Пристрій та принцип дії розпилювального абсорбера

Конструктивну схему абсорбера показано на рис. 2.1

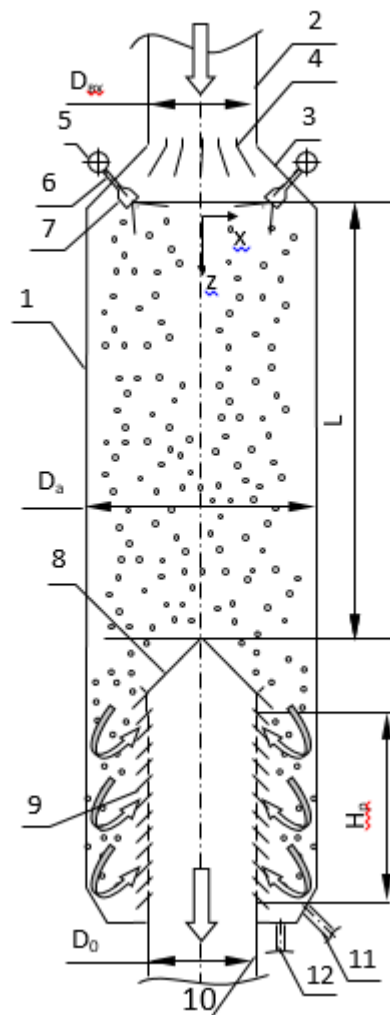


Рисунок 2.1 – Схема абсорбера

У його склад входить циліндричний корпус 1, який приєднаний до вхідного каналу газу 2 за допомогою дифузора 3. Дифузор має отвори під форсунки розпилювання розчину і лопатки, що направляють 4, які забезпечують безвідривне втікання газу в абсорбер.

Розподільник поглинаючого розчину складається з кільцевого колектора 5, патрубків 6 і відцентрових форсунок 7.

					02.15.EE2321.KPM.2025-ПЗ	
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		28

Сепаратор крапельного потоку складається з конічної парасольки 8 і решітки жалюзій 9, що закриває вихідний канал 10 очищеного газу.

Відведення розчину здійснюється через канал 11 у нижній частині сепаратора. Для повного зливу розчину передбачено трубопровід 12.

Відцентрова форсунка складається із штуцера, корпусу, завихрювача та сопло.

Рідкий поглинаючий розчин по вхідних каналах, розташованим під кутом до меридіональної площини, надходить в камеру закручування, з якої у вигляді струменя, що обертається, витікає в сопло. Струмінь розпадається на краплі з утворенням факела.

Коксовий газ з сірководнем входить через дифузор 3 абсорбер 1. У потік газу за допомогою відцентрових форсунок розпорошується поглинаючий розчин. При супутньому русі крапель і газу відбувається абсорбція сірководню поглинаючим розчином.

Двофазний потік надходить до сепаратора, в якому краплі відокремлюються від газу. При цьому розчин збирається в нижній частині абсорбера і видаляється каналом 10, а очищений коксовий газ через жалюзійну решітку 8 відводиться в канал 9.

Відпрацьований поглинаючий розчин прямує на регенерацію.

2.2 Технічна характеристика абсорбера

Абсорбер призначений для зниження концентрації сірководню в коксовому газі.

Абсорбер:

діаметр внутрішній, м	2,4
висота, м	10
діаметр підвідного каналу, м	1,2
витрата газу, тис. м ³ /год	50
витрата поглинаючого розчину, м ³ /год	50
концентрація сірководню початкова, г/м ³	5
кінцева, г/м ³	0,5

					02.15.EE2321.KPM.2025-ПЗ	
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		29

щільність зрошення, м ³ /(м ² /Год)	11,06
питома витрата поглинального розчину, л/м ³ газу	1
Система розподілу поглинаючого розчину	
висота установки над нульовою відміткою, м	
кількість форсунок, шт.	20
кут нахилу форсунок до вертикалі, град	52
Відцентрова форсунка	
витрата, м ³ /год	2,5
тиск, МПа	0,6
кут факела, град	104
діаметр сопла, мм	11
діаметр вхідного каналу, мм	5
кількість вхідних каналів	4
середній діаметр крапель, мкм	260
Сепаратор крапель	
діаметр, м	1,2
висота жалюзійної решітки, м	0,
кількість жалюзі, шт.	25
кут нахилу жалюзі, град	45

					02.15.EE2321.KPM.2025-ПЗ	
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		30

3 МАТЕМАТИЧНЕ МОДЕЛЮВАННЯ ПРОЦЕСІВ В РОЗПИЛЮВАЛЬНОМУ АБСОРБЕРУ

3.1 Абсорбція сірководню

Схема до розрахунку показано на рис. 2.1.

Поглинаючий розчин надходить до форсунок і розпорошується супутній потік коксового газу. Внаслідок різниці концентрацій у розчині та коксовому газі сірководень поглинається розчином.

Завдання розрахунку: визначити щільність зрошення q , швидкість коксового газу U_r , дисперсність розпилювання d та висоту крапельного шару L розпилювального абсорбера для зниження концентрації сірководню в газі з 5 г/м^3 до $0,5 \text{ г/м}^3$.

Вихідними даними є:

- склад коксового газу та теплофізичні властивості компонентів наведені в таблиці 3.1.

Таблиця 3.1 – Склад коксового газу

Газ	Склад %,	Критичні параметри			M, кг/моль
		T _{кр} , °C	P _{кр} , МПа	$\rho_{кр}$, кг/м ³	
CO ₂	2,3	304,2	7,38	468	0,04401
O ₂	0,6	154,75	4,97	410	0,032
C ₂ H ₄	2,3	283,05	5,07	211	0,02805
CO	5,6	133,15	3,45	301	0,02801
CH ₄	25,7	190,7	4,57	162	0,01604
H ₂	60,5	32,98	1,28	31	0,00202
N ₂	3	126,15	3,349	311	0,02802
H ₂ S	-	172,65	8,9	-	0,03408

- витрата коксового газу $Q_r=50000 \text{ м}^3/\text{год}$, щільність $\rho_r=0,41 \text{ кг/м}^3$, динамічна в'язкість $\mu_r=10,25 \cdot 10^{-6} \text{ Па}\cdot\text{с}$;

- початкова швидкість крапель $V_0=8$ м/с, кут розкриття факела $2\alpha_c=90^\circ$, щільність розчину $\rho_{ж}=1200$ кг/м³

Умови розрахунку:

- крапля води вилітає із точкового джерела, розташованого на осі кореневого перерізу факела;

- краплі рухаються під дією масової сили та сили аеродинамічного опору;

- краплинний потік має середній діаметр d_{32} ;

- коксовий газ рівномірно розподіляється за поперечним перерізом абсорбера.

Чисельний розрахунок характеристик абсорбції виконано на ЕОМ за рівняннями:

$$\frac{d}{dz} V_x = -\frac{3}{4} C_d \psi \frac{\rho_r |\vec{V} - \vec{U}| V_x}{\rho_{ж} d V_z};$$

$$\frac{d}{dz} V_z^2 = -\frac{3}{2} C_d \psi \frac{\rho_r |\vec{V} - \vec{U}|}{\rho_{ж} d} (V_z - U_r) + 2g;$$

$$\frac{d}{dz} x = \frac{V_x}{V_z};$$

$$\frac{d}{dz} C_r = \pm n \frac{\pi d D}{U_r} (C_k - C_r) Sh;$$

У цих рівняннях використовуються такі позначення:

V_x , V_z - компоненти швидкості краплі, U_r - швидкість газу, \vec{V} , \vec{U} - вектор швидкості краплі і газу;

					02.15.EE2321.KPM.2025-ПЗ	32
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

Згідно з виконаними розрахунками, при $T=308,15\text{ K}$ ($35\text{ }^\circ\text{C}$) і $P=1\text{ ат}$ дифузія, $\text{м}^2/\text{с}$:
 $D_{\text{H}_2\text{S},\text{CO}_2}=1,537\cdot 10^{-5}$; $D_{\text{H}_2\text{S},\text{O}_2}=2,096\cdot 10^{-5}$; $D_{\text{H}_2\text{S},\text{C}_2\text{H}_4}=1,641\cdot 10^{-5}$;
 $D_{\text{H}_2\text{S},\text{CO}}=2,098\cdot 10^{-5}$; $D_{\text{H}_2\text{S},\text{CH}_4}=2,4\cdot 10^{-5}$; $D_{\text{H}_2\text{S},\text{H}_2}=9,739\cdot 10^{-5}$; $D_{\text{H}_2\text{S},\text{N}_2}=2,133\cdot 10^{-5}$,
 дифузії сірководню в коксовому газі: $D=4,136\cdot 10^{-5}\text{ м}^2/\text{с}$.

Кількість крапель середнього діаметра d в одиниці об'єму, м^3

$$n = \frac{6}{\pi d^3} \frac{q}{V_z}$$

Концентрація H_2S біля поверхні краплі:

$$C_k = \frac{M_{\text{H}_2\text{S}} P_{\text{H}_2\text{S}}}{R\theta}$$

де $M_{\text{H}_2\text{S}}=0,034\text{ кг/моль}$ – молекулярна маса сірководню; $R=8,314\text{ Дж/(моль}\cdot\text{К)}$ – універсальна постійна; θ - температура крапель розчину, K ; $P_{\text{H}_2\text{S}}$ - парціальний тиск H_2S , який залежно від концентрації в розчині в інтервалі температур $20\text{-}60^\circ\text{C}$ визначали за емпіричним рівнянням $p_{\text{H}_2\text{S}} = 0,714(t + 43)C_{\text{ж}}^{2,88}$. Тут $p_{\text{H}_2\text{S}}$ - рівноважний парціальний тиск H_2S , мм. рт. ст. ; t - температура розчину, $^\circ\text{C}$; $C_{\text{ж}}$ – концентрація H_2S в розчині, моль/л .

В системі СІ:

$$P_{\text{H}_2\text{S}} = 95,19(t + 43) \left(\frac{C_{\text{ж}}}{34} \right)^{2,88},$$

де $P_{\text{H}_2\text{S}}$ в Па , $C_{\text{ж}}$ - в кг/м^3 .

Парціальний тиск H_2S залежно від концентрації його у розчині показано на рис. 3.1.

					02.15.EE2321.KPM.2025-ПЗ	34
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

При очищенні коксового газу, що рухається зі швидкістю 5 м/с, від сірководню з початковою концентрацією 5 г/м³ до 0,5 г/м³ ($\Delta C_r = 0,0045$ кг/м³) поглинаючим розчином щільністю зрошення $q = 20$ м³/(м²·год), $q/U_r = 20/(5 \cdot 3600) = 0,00111$ м³/м³ = 1,1 л/м³ газу концентрація H₂S у розчині складатиме:

$$C_{\text{ж}} = \frac{U_r \Delta C_r}{q} = \frac{5 \cdot 3600}{20} 0,0045 = 4,05 \text{ кг/м}^3 \text{ або } 0,119 \text{ моль/л.}$$

Тиск біля поверхні краплі:

$$P_{\text{H}_2\text{S}} = 0,714(t + 43) \left(\frac{C_{\text{ж}}}{34} \right)^{2,88} = 0,714(35 + 43) \left(\frac{4,05}{34} \right)^{2,88} = 0,12 \text{ мм.рт.ст (16,2 Па),}$$

А концентрація H₂S відповідно

$$C_k = \frac{M_{\text{H}_2\text{S}} P_{\text{H}_2\text{S}}}{R\theta} = \frac{0,034 \cdot 16,2}{8,314 \cdot (273,15 + 35)} = 2,15 \cdot 10^{-4} \text{ кг/м}^3.$$

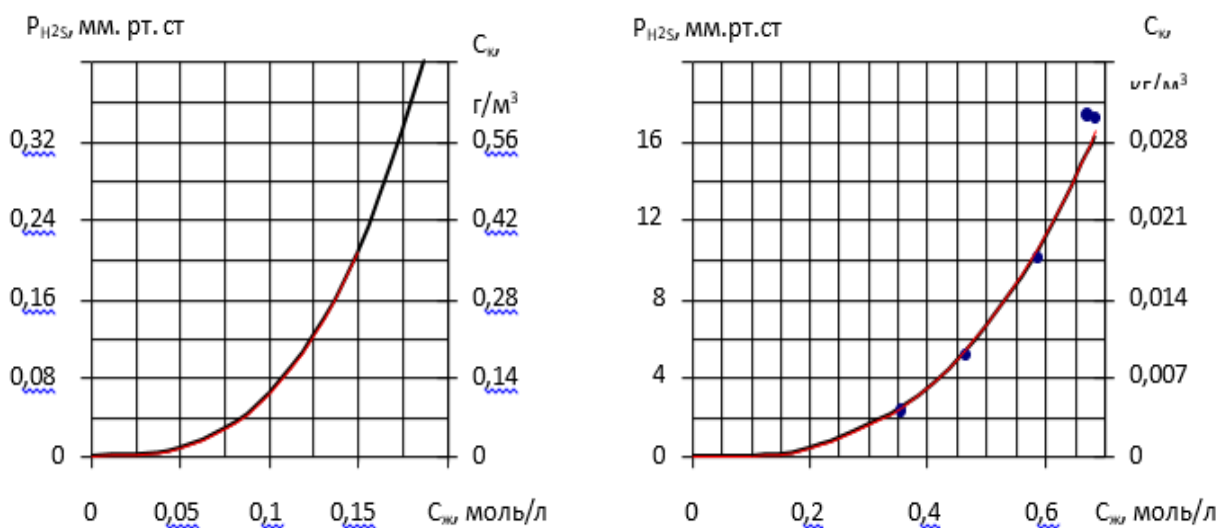


Рисунок 3.1 – Тиск і концентрація H₂S у поверхні краплі:
— розрахунок, ● – експеримент.

Початкові умови для інтегрування системи рівнянь

$$\text{при } z=0: x=0, V_x=V_0 \cdot \sin(\alpha_c), V_z=V_0 \cdot \cos(\alpha_c), C_T=C_{T0}.$$

Розрахунки виконані для свіжого поглинаючого розчину та супутнього руху крапельного потоку та коксового газу при двох значеннях витрати газу. Результати розрахунків представлені у табл. 3.1 та рис. 3.2 для $\Delta C_T=0,0045 \text{ кг/м}^3$ і табл. 3.2. і рис 3.3. для $\Delta C_T=0,0165 \text{ кг/м}^3$ відповідно.

Таблиця 3.2 – Характеристики абсорбції при поглинанні H_2S с 5 до $0,5 \text{ г/м}^3$

Витрата газу, тис. $\text{м}^3/\text{год}$	U_T , м/с	Діаметр абсорбера, м	d, мм	q , $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{год})$	Питома витрата рідини, л/м ³	L, м
30	2,5	2,061	1	10	1,11	8,15
	5	1,457		20		9,94
	7,5	1,190		30		11,77
	10	1,030		40		13,48
40	2,5	2,379		10		8,15
	5	1,683		20		9,94
	7,5	1,374		30		11,77
	10	1,190		40		13,48

3.2 Вибір параметрів розпилювання

Схема до розрахунку подана на рис. 3.1.

Після розпилювання води форсунками краплі рухаються в абсорбері в супутньому потоці коксового газу. Траєкторія крапель перетинається з циліндричною стінкою абсорбера. Краплі, які потрапляють на стінки абсорбера, визначають втрати розчину з робочого процесу.

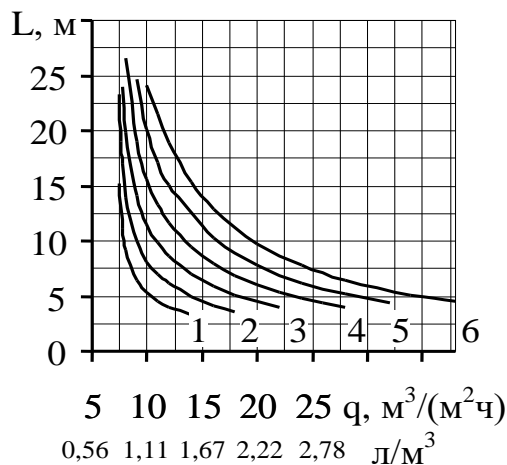
Завдання розрахунку.

Мінімізувати втрати поглинаючого розчину з крапельного потоку внаслідок потрапляння на стінки колони.

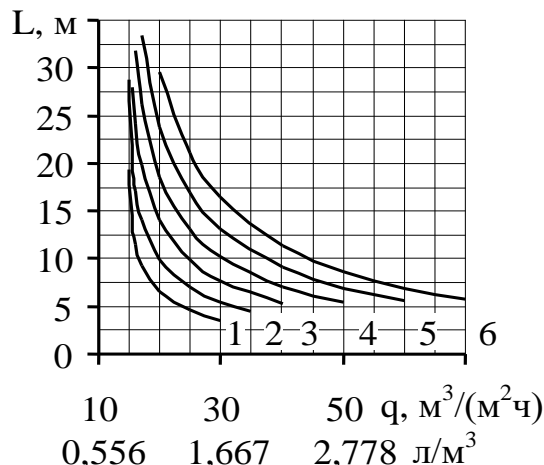
Визначити траєкторію крапель, діаметр абсорбера D_a дисперсність розпилювання та кут розкриття факела форсунки.

Залежно від прийнятої технології очищення коксового газу і досяжного діаметра крапель у розчині, що поглинає, вибрати варіант розпилювального абсорбера.

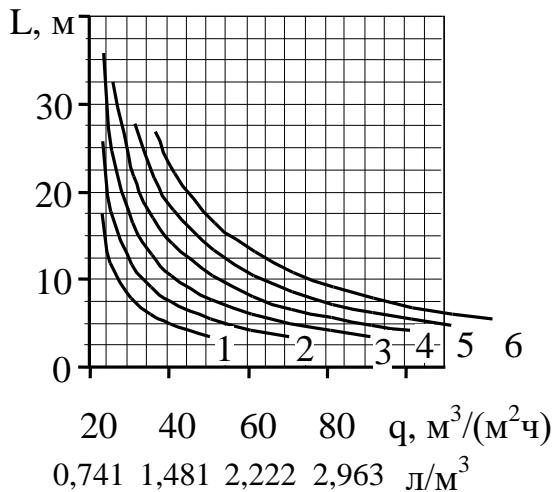
Розрахунок траєкторії крапель виконаний за рівняннями руху крапель підрозділу 3.1. Оскільки форсунки розташовані по кільцю корпусу абсорбера, кут їх нахилу до вертикалі приймає половині кута розкриття факела.



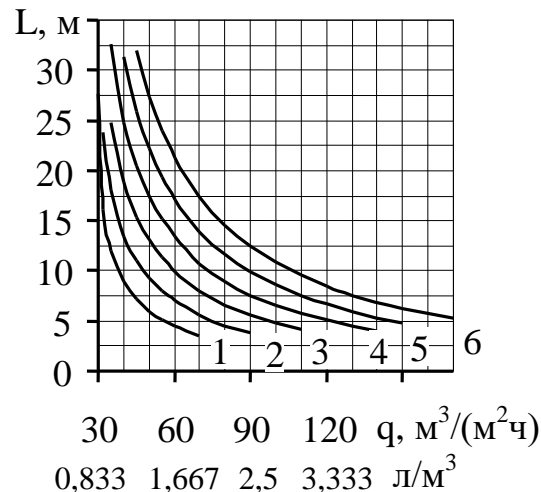
а) $U_r=2,5 \text{ м/с}$



б) $U_r=5 \text{ м/с}$



в) $U_r=7,5 \text{ м/с}$



г) $U_r=10 \text{ м/с}$

"1" - $d=0,8 \text{ мм}$; "2" - $d=1,0 \text{ мм}$; "3" - $d=1,2 \text{ мм}$; "4" - $d=1,4 \text{ мм}$; "5" - $d=1,6 \text{ мм}$; "6" - $d=1,8 \text{ мм}$

Рисунок 3.2 – Товщина краплинного шару абсорбера при поглинанні H_2S у газі з 5 до $0,5 \text{ г}/\text{м}^3$ і діаметрі крапель d

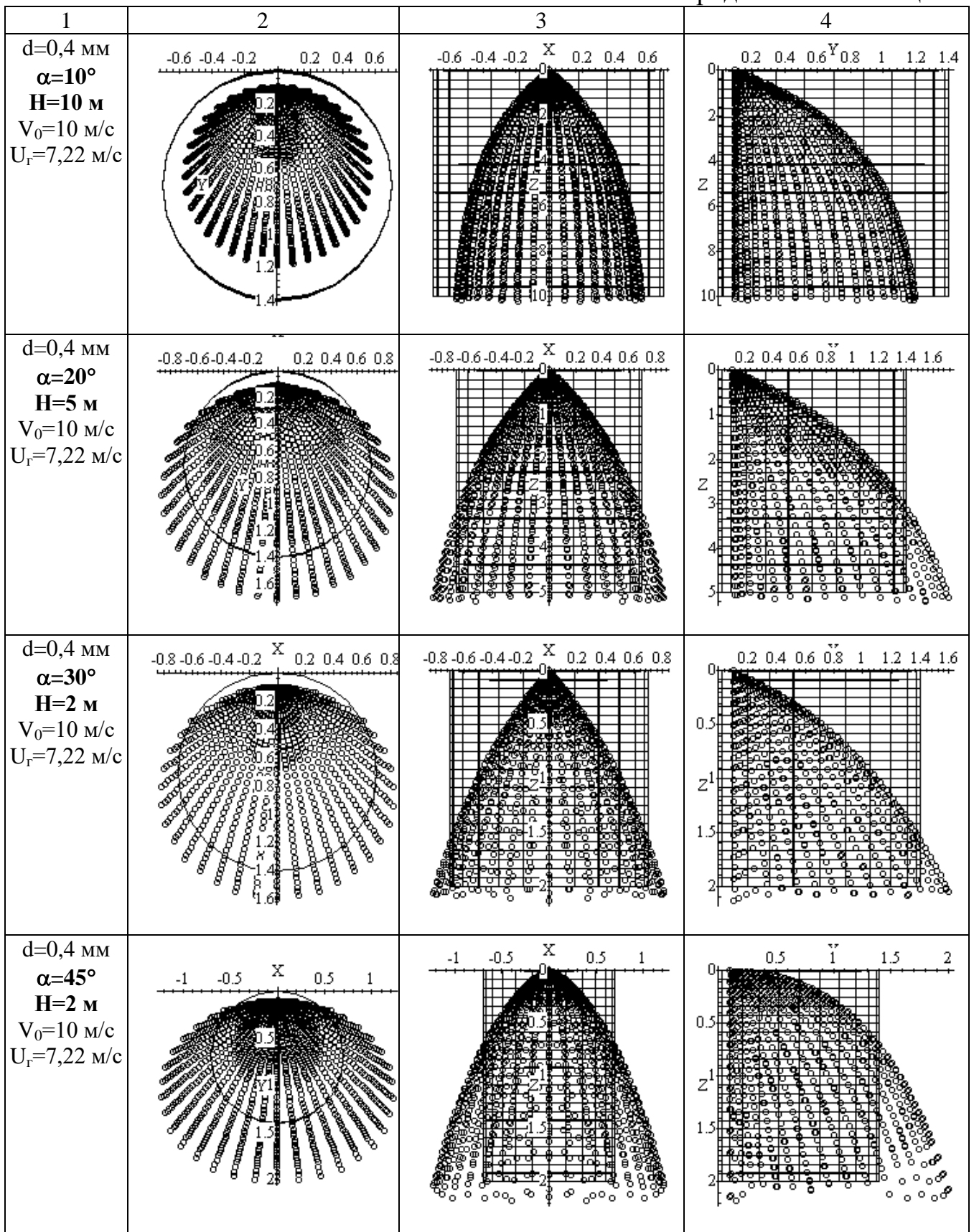
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата

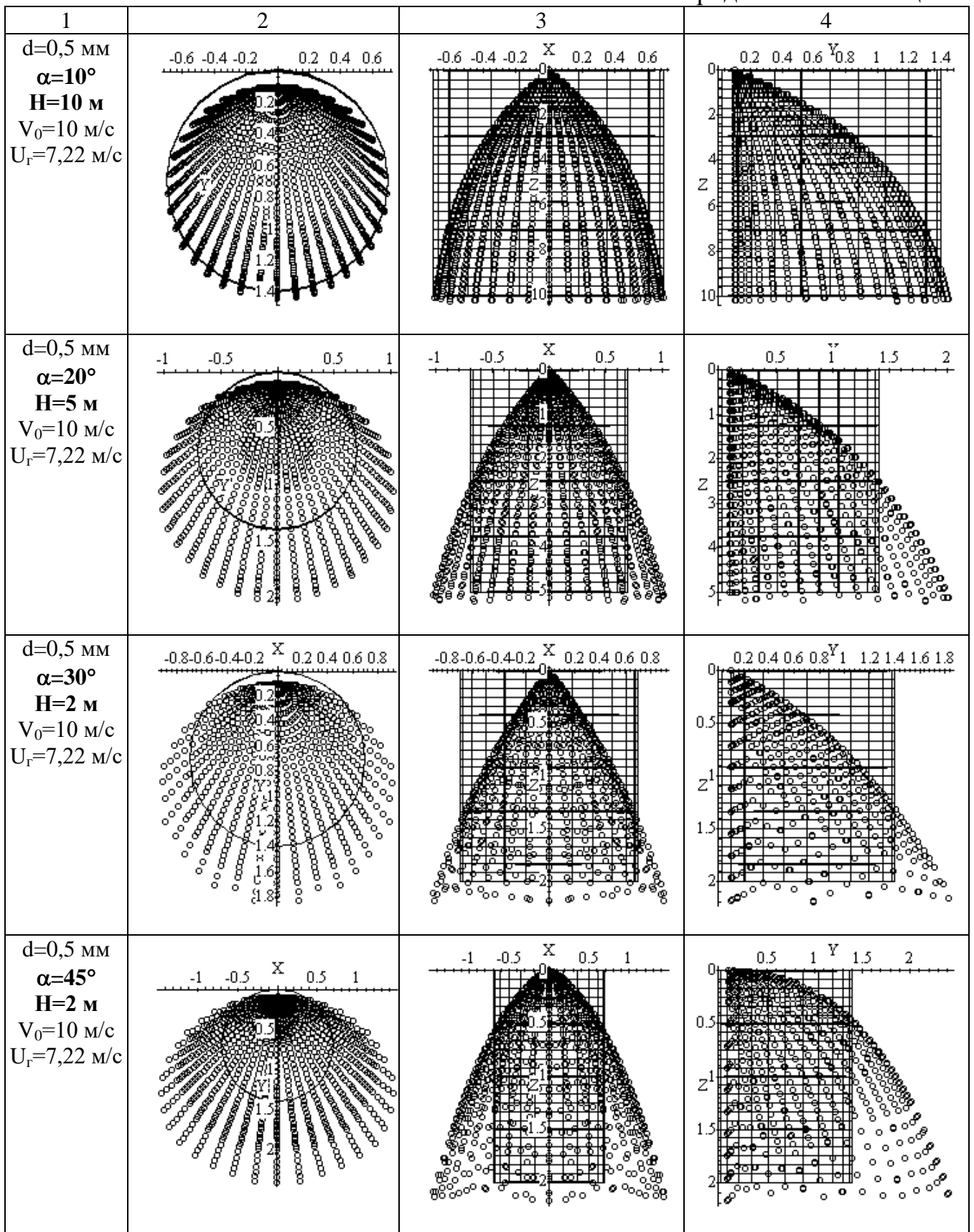
3.3 Результати розрахунків

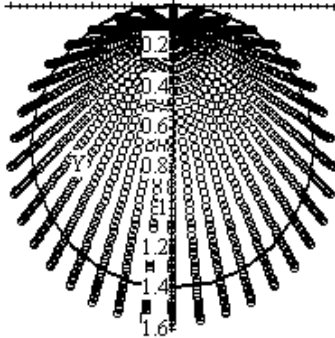
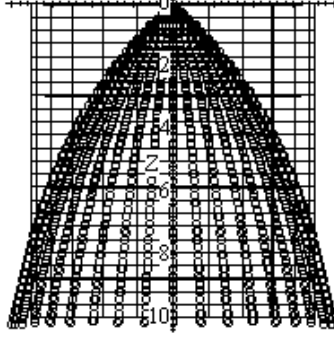
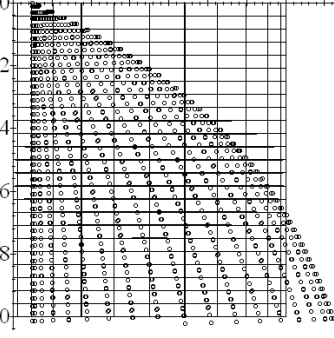
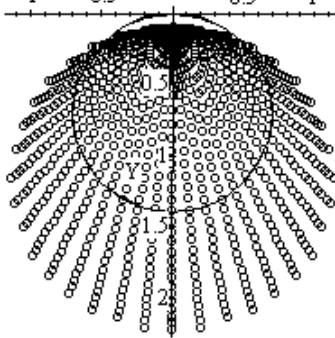
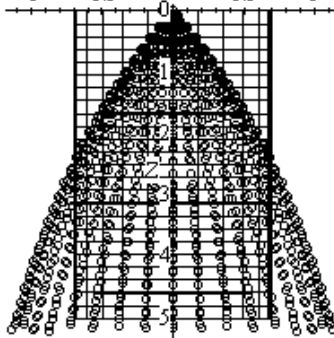
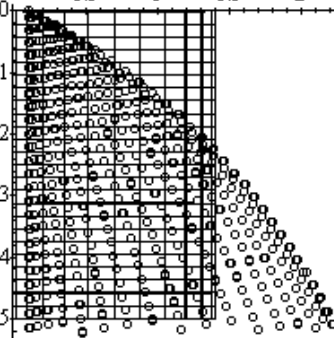
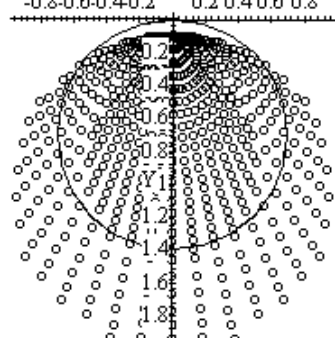
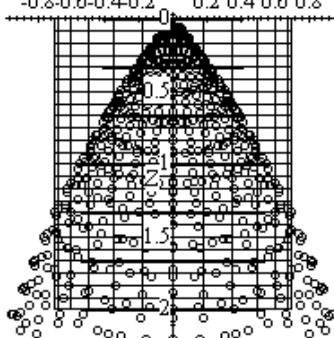
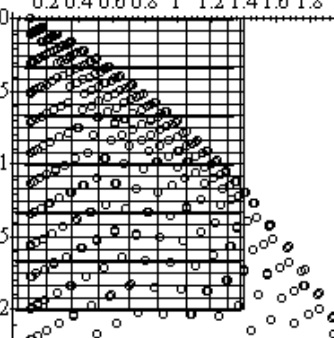
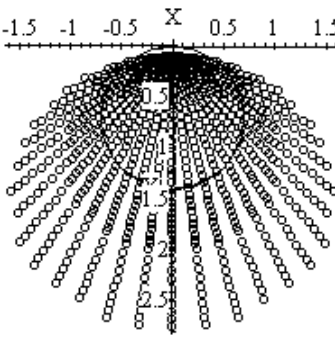
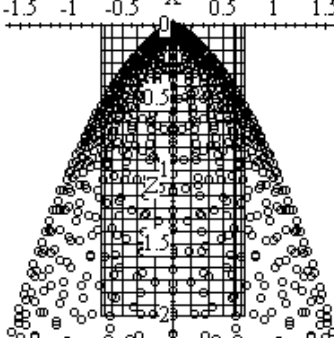
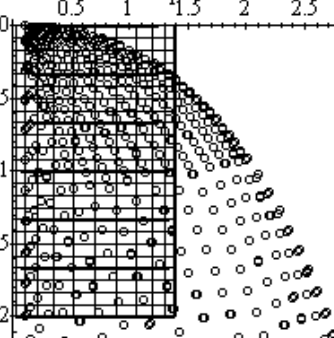
У таблиці 3.3 наведено траєкторії крапель залежно від дисперсності розпилювання d та кута вильоту крапель α з форсунки для діаметра абсорбера 1,4 м а 2,5 м. З графіків видно, що в абсорбері $D_a=2,5$ м ($U_r=2,26$ м/с) в порівнянні з $D_a=1,4$ м ($U_r=7,22$ м/с) менше розчину потрапляє на стінки. Поліпшення дисперсності розпилювання $d < 0,5$ мм та зменшення кута вильоту крапель $\alpha < 30^\circ$ також дозволяє знизити кількість розчину, що потрапляє на циліндричну стінку та збільшити активну висоту абсорбера.

Таблиця 3.3 – Траєкторії крапель в абсорбері

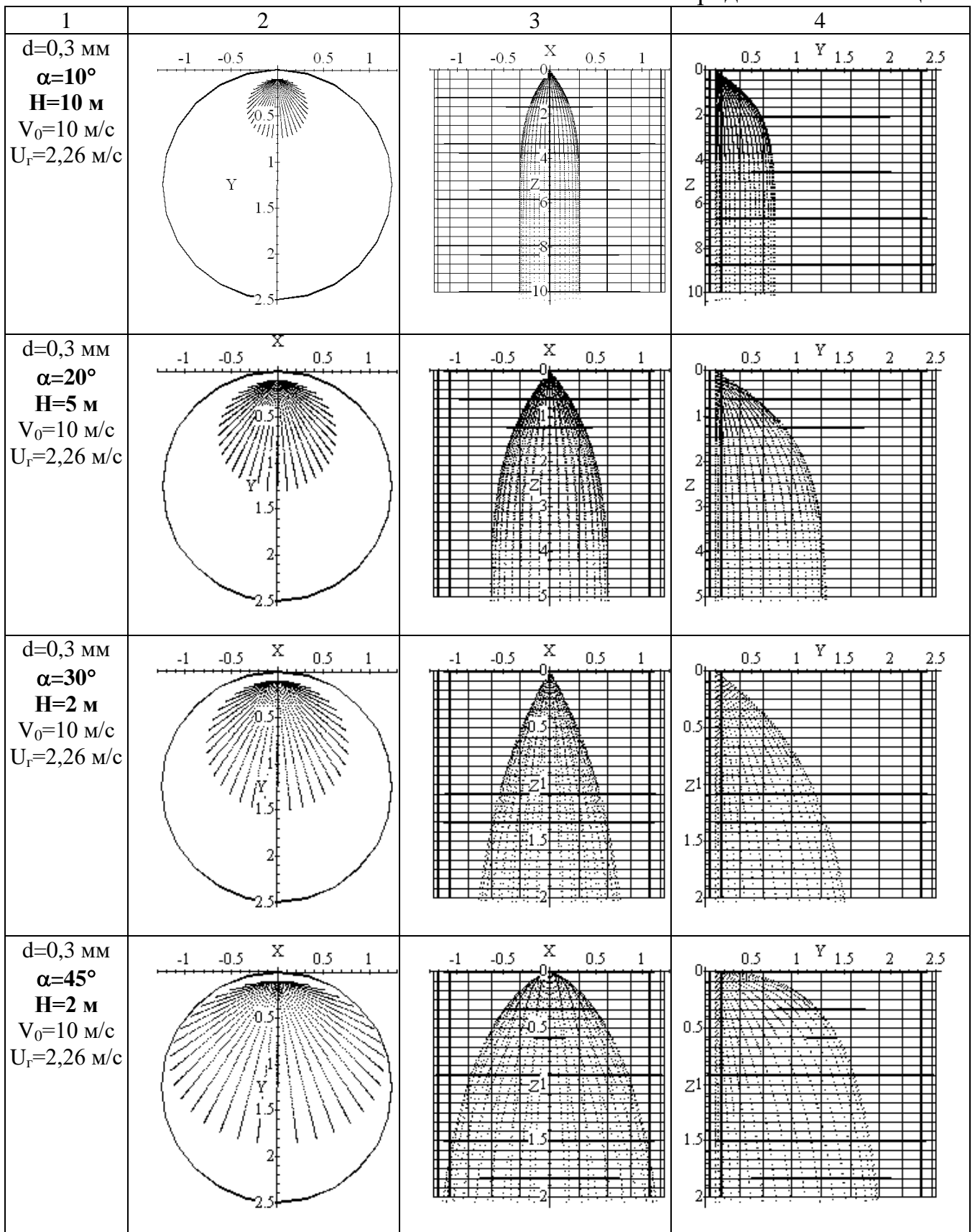
	вид зверху	вид з переду	вид з боку
1	2	3	4
$d=0,3$ мм $\alpha=10^\circ$ $H=10$ м $V_0=10$ м/с $U_r=7,22$ м/с			
$d=0,3$ мм $\alpha=20^\circ$ $H=5$ м $V_0=10$ м/с $U_r=7,22$ м/с			
$d=0,3$ мм $\alpha=30^\circ$ $H=2$ м $V_0=10$ м/с $U_r=7,22$ м/с			





1	2	3	4
<p>$d=0,6 \text{ мм}$ $\alpha=10^\circ$ $H=10 \text{ м}$ $V_0=10 \text{ м/с}$ $U_r=7,22 \text{ м/с}$</p>			
<p>$d=0,6 \text{ мм}$ $\alpha=20^\circ$ $H=5 \text{ м}$ $V_0=10 \text{ м/с}$ $U_r=7,22 \text{ м/с}$</p>			
<p>$d=0,6 \text{ мм}$ $\alpha=30^\circ$ $H=2 \text{ м}$ $V_0=10 \text{ м/с}$ $U_r=7,22 \text{ м/с}$</p>			
<p>$d=0,6 \text{ мм}$ $\alpha=45^\circ$ $H=2 \text{ м}$ $V_0=10 \text{ м/с}$ $U_r=7,22 \text{ м/с}$</p>			

Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата



1	2	3	4
<p>$d=0,4 \text{ мм}$ $\alpha=10^\circ$ $H=10 \text{ м}$ $V_0=10 \text{ м/с}$ $U_r=2,26 \text{ м/с}$</p>			
<p>$d=0,4 \text{ мм}$ $\alpha=20^\circ$ $H=5 \text{ м}$ $V_0=10 \text{ м/с}$ $U_r=2,26 \text{ м/с}$</p>			
<p>$d=0,4 \text{ мм}$ $\alpha=30^\circ$ $H=4 \text{ м}$ $V_0=10 \text{ м/с}$ $U_r=2,26 \text{ м/с}$</p>			
<p>$d=0,4 \text{ мм}$ $\alpha=45^\circ$ $H=4 \text{ м}$ $V_0=10 \text{ м/с}$ $U_r=2,26 \text{ м/с}$</p>			

1	2	3	4
<p>$d=0,5 \text{ мм}$ $\alpha=10^\circ$ $H=10 \text{ м}$ $V_0=10 \text{ м/с}$ $U_r=2,26 \text{ м/с}$</p>			
<p>$d=0,5 \text{ мм}$ $\alpha=20^\circ$ $H=5 \text{ м}$ $V_0=10 \text{ м/с}$ $U_r=2,26 \text{ м/с}$</p>			
<p>$d=0,5 \text{ мм}$ $\alpha=30^\circ$ $H=4 \text{ м}$ $V_0=10 \text{ м/с}$ $U_r=2,26 \text{ м/с}$</p>			
<p>$d=0,5 \text{ мм}$ $\alpha=45^\circ$ $H=4 \text{ м}$ $V_0=10 \text{ м/с}$ $U_r=2,26 \text{ м/с}$</p>			

Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата

1	2	3	4
<p>$d=0,6 \text{ мм}$ $\alpha=10^\circ$ $H=10 \text{ м}$ $V_0=10 \text{ м/с}$ $U_r=2,26 \text{ м/с}$</p>			
<p>$d=0,6 \text{ мм}$ $\alpha=20^\circ$ $H=5 \text{ м}$ $V_0=10 \text{ м/с}$ $U_r=2,26 \text{ м/с}$</p>			
<p>$d=0,6 \text{ мм}$ $\alpha=30^\circ$ $H=4 \text{ м}$ $V_0=10 \text{ м/с}$ $U_r=2,26 \text{ м/с}$</p>			
<p>$d=0,6 \text{ мм}$ $\alpha=45^\circ$ $H=4 \text{ м}$ $V_0=10 \text{ м/с}$ $U_r=2,26 \text{ м/с}$</p>			

Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата

3.3 Жалюзійний сепаратор крапель

Схему до розрахунку наведено на рисунку 3.3.

Відділення крапель поглинаючого розчину від газу відбувається у сепараторі під дією відцентрових сил. При вході в сепаратор і потім, рухаючись уздовж жалюзі, газовий потік змінює свій напрям, при цьому краплі розчину відхиляються від ліній струму і потрапляють на жалюзі або в зону, нижче сепаратора. Очищений від крапель газовий потік видаляється в канал, що відводить.

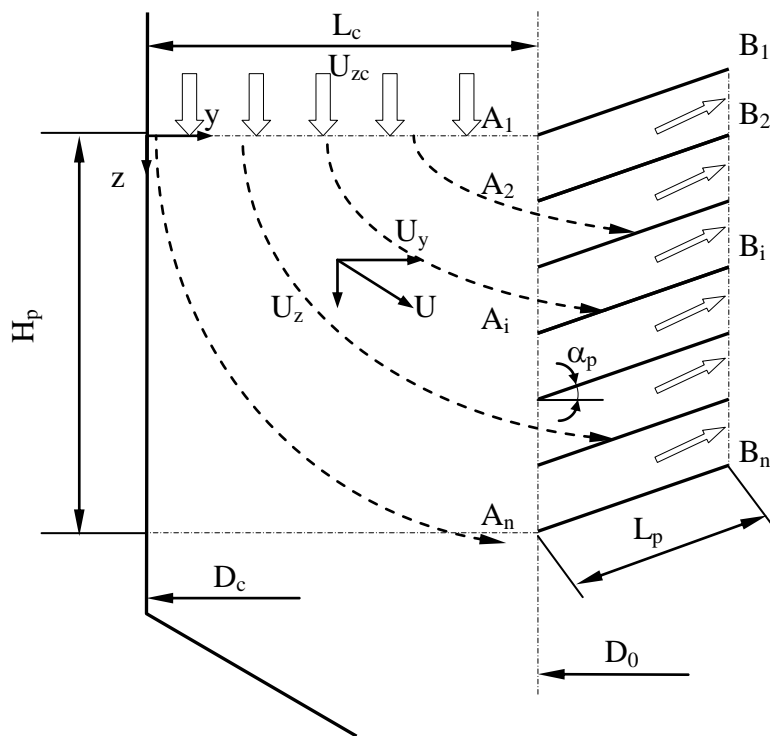


Рисунок 3.3 – Схема сепаратора

Завдання розрахунку.

Визначити траєкторію крапель у сепараторі та ефективність уловлювання залежно від геометричних розмірів жалюзійних ґрат, швидкості газу в апараті та дисперсності розпилювання.

Координати A_i, B_i визначаються формулами

$$y_{Ai}=L_c, z_{Ai}=s \cdot (i-1), \text{ где } s=H_p/(N_p-1),$$

де N_p – число жалюзі.

$$y_{Bi}=y_{Ai}+L_p \cdot \cos(\alpha_p), z_{Bi}=z_{Ai}-L_p \cdot \sin(\alpha_p), i=1,2,\dots,N_p.$$

Розрахунок траєкторій руху крапель виконували за рівняннями підрозділу 3.1 для полідисперсного крапельного потоку. Швидкість газу в сепараторі визначали за формулами:

поза жалюзійною решіткою, при $0 < y < L_c$

$$\begin{cases} U_y = U_p \frac{D_0}{D_0 + L_c - y} \\ U_z = U_{zc} \left(1 - \frac{z}{H_p} \right) \end{cases},$$

в жалюзійній решітці, при $L_c < y < L_1$

$$\begin{cases} U_y = U_p \\ U_z = -U_y \cdot \operatorname{tg}(\alpha_p) \end{cases},$$

де $U_p=Q_r/(\pi D_0 H_p)$ - середня швидкість у жалюзійній решітці, U_{zc} - швидкість газу при вході у зону сепарації.

Диференціальну та інтегральну характеристики крапельного потоку приймали згідно з [3]:

$$VD = \frac{2}{3\pi} \alpha^4 d^3 K_1(\alpha d)$$

$$V = \frac{2\alpha^4}{3\pi} \int_{d_{\min}}^{\infty} d^3 K_1(\alpha d) dd$$

Тиск ежекції розраховували за формулою

$$\Delta P_e = \frac{3}{4} \int_0^L C_d \psi \frac{q}{d \cdot V_z} \rho_r \sqrt{V_y^2 + (V_z - U_r)^2} \cdot (V_z - U_r) \cdot dz,$$

де $\psi=1$ - аеродинамічний коефіцієнт форми краплі.

Для середньої швидкості $V_z \approx 6,9$ м/с; $V_y \approx 0$, $C_k \approx 0,5$, $\rho_r \approx 0,41$ кг/м³, $d \approx 0,26$ мм, $L \approx 10$ м, $q = 8,15$ м³/(м²·год) і швидкості газу $U_r = 2,26$ м/с тиск ежекції

$$\begin{aligned} \Delta P_e &= \frac{3}{4} C_d \frac{q \cdot L}{d \cdot V_z} \rho_r (V_z - U_r)^2 = \\ &= \frac{3}{4} 0,5 \frac{8,15 \cdot 10}{3600 \cdot 0,26 \cdot 10^{-3} \cdot 6,9} 0,41 (6,9 - 2,26)^2 = 42 \text{ Па.} \end{aligned}$$

Аеродинамічний опір жалюзійних ґрат.

Для розрахунку опору жалюзійних ґрат використовували коефіцієнти опору, наведені в [4]. Втрати тиску знаходили за формулою

$$\Delta P_{ж.р} = \xi_{ж.р} \frac{\rho_r U_0^2}{2},$$

Де $\xi_{ж.р} = 3,8$ - коефіцієнт опору жалюзійних ґрат. Швидкість газу у відповідному каналі $U_0 = 9,8$ м/с.

Тоді

$$\Delta P_{ж.р} = 3,8 \frac{0,41 \cdot 9,8^2}{2} = 74,8 \text{ Па.}$$

					02.15.EE2321.KPM.2025-ПЗ	
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		49

Таким чином, аеродинамічний опір жалюзійних ґрат більше, ніж тиск ежекції крапельним потоком.

3.5 Відцентрова форсунка

Схема до розрахунку форсунки показано на рис. 3.5

Розпилювальна рідина надходить через тангенціальні канали 1 в камеру закручування 2, яка має плоске сопло 3 і конічне дно 4. Закручений потік випливає через сопло 5 у вигляді півки, що обертається, яка розпадається на краплі, утворюючи факел розпиленої рідини.

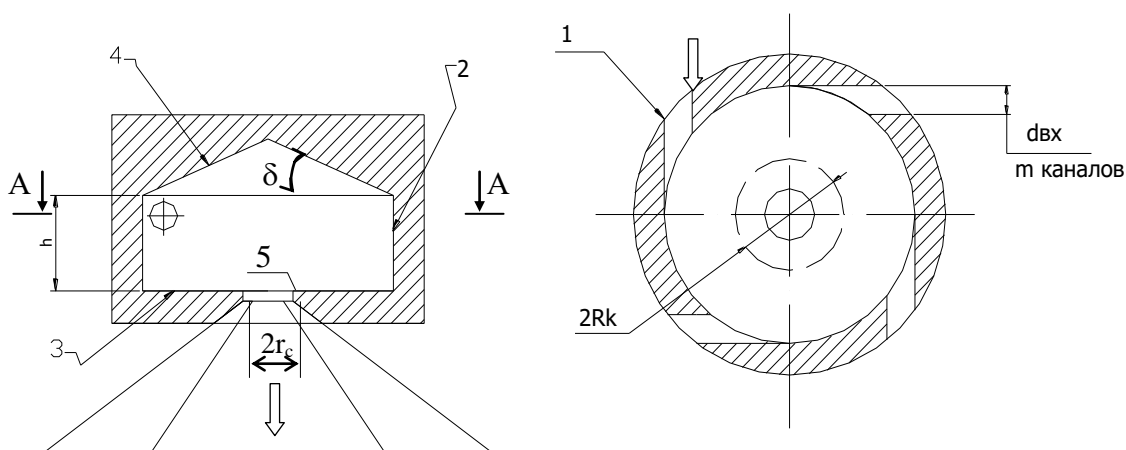


Рисунок 3.5 – Відцентрова форсунка

Завдання розрахунку: вибрати розміри форсунки, при яких тиск використовується для створення крапель мінімального діаметра.

Вихідні дані:

- рідина – водний розчин поташу із щільністю $\rho=1200 \text{ кг/м}^3$ і в'язкістю $\nu = 6 \cdot 10^6 \text{ м}^2/\text{с}$.

- тиск рідини перед форсункою $\Delta P=0,5 \text{ МПа}$.

Розрахунок виконаний за методикою розробленою в [5].

					02.15.EE2321.KPM.2025-ПЗ	
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		50

За досвідом створення форсунок з дрібнодисперсним розпилюванням необхідно зменшення розмірів вихрової камери і отримання плівки рідини, що обертається, з мінімальною товщиною.

Після попередніх розрахунків обрано об'ємну витрату рідини через форсунку $Q=2,5 \text{ м}^3/\text{год}$.

Вибираємо ефективне число Рейнольдса, яке можна досягти для вихрової камери $k=1,8$, а відношення $\left(\frac{r_c}{k_k}\right)_0 = 0,4$, враховуючи в'язкість рідини.

Кут розкриття факела вибираємо $2\alpha_c=104^\circ$.

При цьому $A_r \xi = \text{tg}52^\circ = 1,28$,

гідродинамічна характеристика $A_r=1,998$, а коефіцієнт заповнення сопла $\xi=0,64$.

Коефіцієнт витрати через форсунку при $k=1,8$, $\xi=0,64$ - $\mu=0,255$.

Площа сопла

$$\pi r_c^2 = \frac{Q}{\mu \sqrt{2 \frac{\Delta P}{\rho}}} = \frac{2.5}{3600 \cdot 0,255} \cdot \frac{1}{\sqrt{2 \cdot \frac{5 \cdot 10^5}{1200}}} = 94,3 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2,$$

і, відповідно, $r_c=5,5 \text{ мм}$.

Характеристика форсунки

$$A_0 = \frac{A_r \cdot f_0}{\eta} = \frac{\pi r_c^2}{m f_k}$$

Поправна функція $f_0=0,632$ при $\frac{r_c}{k_k}=0,4$, $k=1,8$.

Коефіцієнт відновлення швидкості приймаємо $\eta=0,9$. Надалі він підлягає уточненню за вибраними розмірами камери.

					02.15.EE2321.KPM.2025-ПЗ	51
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

$$A_0 = \frac{1,998 \cdot 0,632}{0,9} = 1,403.$$

А площа

$$mf_k = \frac{\pi r_c^2}{A_0} = \frac{94,3 \cdot 10^{-6}}{1,403} = 67,2 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2.$$

Вибираємо із умови симетричності факела $m=4$, тоді $f_k=16,8 \cdot 10^{-6} \text{ мм}^2$, а діаметр вхідного каналу

$$D_{\text{вх}} = \sqrt{\frac{4 \cdot f_k}{\pi \chi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 16,8 \cdot 10^{-6}}{3,14 \cdot 0,82}} \approx 5,1 \text{ мм.}$$

Де $\chi=0,82$ - враховується стискування струменя при вході в камеру закручування.

Обираємо остаточно $d_{\text{вх}}=5 \text{ мм.}$

Радіус камери закручування

$$R_k = \frac{r_c}{\left(\frac{r_c}{k_k}\right)_0} = \frac{5,5}{0,4} = 13,75 \text{ мм.}$$

Діаметр камери закручування

$$D=2R_k+d_{\text{вх}}+\Delta=27,5+5+0,5=33 \text{ мм.}$$

Де $\Delta=0,5 \text{ мм}$ - допуск для виключення врізання каналу тангенціального в циліндричну стінку.

Висоту вихрової камери $h=30 \text{ мм}$ приймаємо з умови забезпечення максимального $k \geq 1,8$ за можливо більшої характеристики входу В.

					02.15.EE2321.KPM.2025-ПЗ	
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		52

Коефіцієнт відновлення швидкості η визначаємо у такій послідовності
 Число Рейнольдса для обтікання циліндричної стінки

$$Re_1 = \frac{W_{\text{вх}} \cdot 2\pi \cdot R}{\nu}$$

$$W_{\text{вх}} = \frac{4 \cdot Q}{m \cdot \pi \cdot d_{\text{вх}}^2} = \frac{2,5 \cdot 4}{4 \cdot 3600 \cdot 3,14 (5 \cdot 10^{-3})^2} = 8,8 \text{ м/с};$$

$$Re_1 = \frac{8,8 \cdot 2 \cdot 3,14 \cdot 16,5 \cdot 10^{-3}}{6 \cdot 10^{-6}} = 1,52 \cdot 10^5 < 5 \cdot 10^5;$$

За формулою Г.Блазіуса

$$\bar{C}_f = 1,328 \cdot Re^{-0,5} = \frac{1,328}{(1,52 \cdot 10^5)^{0,5}} = 0,0034$$

Коефіцієнт

$$a_1 = 0,5 \cdot \bar{C}_f \cdot \psi \cdot B = 0,5 \cdot 0,0034 \cdot 1,48 \cdot 38,6$$

$$\psi = \frac{H}{(R_0 - R)} \cdot \left(\frac{R}{R_k} \right)^2 = \frac{30}{(128 - 16,5) \cdot 0,262} \cdot \left(\frac{16,5}{13,75} \right)^2 = 1,48;$$

$$R_0 = R + \frac{h}{\text{tg}\delta} = 16,5 + \frac{30}{0,268} = 128 \text{ мм};$$

$$B = \frac{2 \cdot \pi \cdot R_k \cdot \delta (R_0 - R_k)}{m f_k} = \frac{2 \cdot 3,14 \cdot 13,75 \cdot 0,262 (128 - 13,75)}{67,2} = 38,6;$$

					02.15.EE2321.KPM.2025-ПЗ	53
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

За графіком при $a_1=0,1$ - $\eta=0,9$.

Уточнення гідродинамічної характеристики не потрібне.

Середній діаметр крапель у факелі

$$d = \frac{15 \cdot d_c}{A^{0,9} \cdot B^{0,7} \cdot 10^{0,7k}} = \frac{15 \cdot 11}{3,02^{0,9} \cdot 38,6^{0,7} \cdot 10^{0,7 \cdot 1,8}} = 0,26 \text{ мм};$$

Геометрична характеристика

$$A = \frac{\pi \cdot r_c \cdot R_k}{mf_{\text{вх}}} = \frac{3,14 \cdot 5,5 \cdot 13,75}{4 \cdot 3,14 \cdot 5^2} = 3,02;$$

Очікуваний максимальний діаметр на рівні $\approx 3d = 780$ мкм.

Ефективне число Рейнольдса

$$k = 0,96 \cdot \lg \left(\frac{Q}{2 \cdot \pi \cdot h \cdot \nu} \cdot \frac{mf_k}{R_k^2} \right) = 0,96 \cdot \lg \left(\frac{6,94 \cdot 10^{-4}}{2 \cdot 3,14 \cdot 30 \cdot 10^{-3} \cdot 6 \cdot 10^{-6}} \cdot \frac{67,2}{13,75^2} \right) = 2,2$$

Це дозволяє працювати на підвищеній в'язкості розчину до $15 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2 \cdot \text{с}$ при постійних параметрах форсунки.

Швидкість розчину у форсунці.

Середня швидкість у вхідних каналах

$$w_{\text{вх}} = \frac{Q}{mf_{\text{вх}}} = \frac{6,94 \cdot 10^{-4}}{4 \cdot 19,625 \cdot 10^{-6}} = 8,8 \text{ м/с};$$

середня швидкість на радіусі початкової закрутки

					02.15.EE2321.KPM.2025-ПЗ	54
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

$$w_k = \eta \cdot w_{\text{вх}} = 7,92 \text{ м/с};$$

осьова швидкість у соплі

$$V_c = \frac{Q}{\pi \cdot r_c^2 \cdot \xi} = \frac{6,94 \cdot 10^{-4}}{94,3 \cdot 0,64 \cdot 10^{-6}} = 11,5 \text{ м/с};$$

обертальна швидкість на радіусі сопла

$$w_c = w_k \left(\frac{r_c}{R_k} \right)^{1-k} = 7,92 \cdot 0,4^{-0,8} = 16,5 \text{ м/с};$$

Кут розкриття факела

$$\operatorname{tg} \alpha_c = \frac{w_c}{V_c} = \frac{16,5}{11,5} = 1,434; \quad 2\alpha_c = 110^\circ;$$

становище максимуму швидкості в півці

$$\frac{r_c}{r_{\varphi m}} = 1,55 \cdot A_0^{-0,43} = 1,55 \cdot \frac{1}{1,403^{0,43}} = 1,34;$$

Тоді

$$\frac{r_{\varphi m}}{R_k} = \frac{0,4}{1,34} = 0,3;$$

Максимальна швидкість у півці

					02.15.EE2321.KPM.2025-ПЗ	55
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

$$w_{\varphi m} = w_k \cdot \left(\frac{r_{\varphi m}}{R_k} \right)^{1-k} = \frac{7,92}{0,3^{0,8}} = 20,8 \text{ м/с};$$

Підвищення опору вихрової камери внаслідок зміщення максимуму обертальної швидкості

$$\Delta P = \frac{\rho}{2} \cdot (w_{\varphi m}^2 - w_c^2) = \frac{1200}{2} \cdot (20,8^2 - 16,5^2) = 96240 \text{ Па} \approx 0,1 \text{ МПа}.$$

					02.15.EE2321.KPM.2025-ПЗ	
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		56

ВИСНОВКИ ТА РЕКОМЕНДАЦІЇ

Побудовано математичну модель руху краплин та поглинання сірководню в абсорбері яка дозволяє визначити потрібні щільність зрошення, дисперсність розпилювання в залежності від потрібної висоту крапельного шару L та швидкості газу.

Визначено, що для зниження концентрації сірководню в газі з 5 г/м^3 до $0,5 \text{ г/м}^3$ при швидкості газу $2,5...5 \text{ м/с}$, збільшення об'ємно-поверхневого діаметру краплин в два рази потрібна товщина краплинного шару $L=5 \text{ м}$ досягається при збільшенні густини зрошення в 3 рази.

Поліпшення дисперсності розпилювання $d < 0,5 \text{ мм}$ та зменшення кута вильоту крапель з форсунок $\alpha < 30^\circ$ дозволяє суттєво знизити кількість розчину, що потрапляє на циліндричну стінку абсорберу та збільшити його активну висоту.

При швидкості $7,2 \text{ м/с}$ у сепараторі відокремлюються краплі до $\approx 30 \text{ мкм}$, що відповідає $\approx 100 \%$ ефективності уловлювання. При зменшенні швидкості до $2,9 \text{ м/с}$ ефективність уловлювання найбільш дрібних крапель $d=30,8 \text{ мкм}$ становить $\approx 62\%$. Загальна ефективність жалюзійного сепаратора становить $\approx 99,96 \%$.

Результати роботи рекомендуються використовувати при проектуванні нових або реконструкції існуючих апаратів уловлювання сірководню для коксохімічних підприємств.

					02.15.EE2321.KPM.2025-ПЗ	57
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

ПЕРЕЛІК ПОСИЛАНЬ

1. Wilke C.R. Properties of multicomponent gases. *Chem. Eng. Progr.* 1950. Vol. 46. P. 95.
2. Fairbanks D.F., Wilke C.R. Diffusion coefficients in multicomponent gas mixtures. *Ind. Eng. Chem.* 1950. Vol. 42. P. 471-475.
3. Slattery J.C. Diffusion Coefficients and the Principles of Corresponding States, *Thesis University of Wisconsin.* 1955. Vol. 6. P. 231-237.
4. Жевжик О.В. Гідроеродинамічний вдосконалення розпилювальної градирні : дис. ... канд. техн. наук : 05.14.06. Дніпропетровськ, 2000. 180 с.
5. Idel'chik I.E. Handbook of hydraulik resistanse. URL: https://www.begellhouse.com/ru/ebook_platform/monograph/book/5877598576b05c67.html?srsltid=AfmBOoq3luGk0HdW5jOYrfa1vjoxm6Uo-UJEpWoSea7eqfquo5liWRF (дата звернення: 18.12.2024).
6. Коваль В.П. Вдосконалення енергетичних апаратів із вихровою камерою : дис. ... докт. техн. наук : 05.14.04, Дніпропетровськ, 1989. 440 с.

					02.15.EE2321.KPM.2025-ПЗ	58
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		