

ГАЗОДИНАМІКА

УДК 539.16

Герасимов О. І., Курятников В. В.

Одеський національний університет імені І. І. Мечникова

E-mail: kuryatnikov1@ukr.net

ORCID: ¹ <https://orcid.org/0000-0003-2999-9834>

² <https://orcid.org/0000-0003-3886-4018>

Верифікація моделей динаміки масообмінних процесів в апаратах з вільною міжфазною границею сучасних технологій очищення повітря

Застосування методів фізичного і математичного моделювання дозволяють глибше зрозуміти масообмінні процеси та оптимізувати роботу технологічного обладнання очищення повітря. Одним із перспективних напрямів очищення атмосферного повітря від шкідливих газоподібних і дисперсних домішок є використання апаратів з вільною міжфазною границею, які дозволяють забезпечити максимальну площу контакту фаз та забезпечують інтенсивний масообмін між газовою та рідинною фазами.

В залежності від виду забруднення масообмін може відбуватися у дисперсних і суцільних фазах, які за своїм характером можуть бути однорідними або неоднорідними із рисами фрактальних об'єктів.

Мета дослідження: верифікація фізичних моделей механізмів масообмінних процесів в технологічних апаратах з вільною міжфазною границею, призначених для очищення забрудненого повітря від шкідливих газоподібних і дисперсних компонентів, з урахуванням неоднорідності, фрактальних особливостей можливих об'єктів дослідження. Приклад таких об'єктів — хмароподібне повітря у вигляді туману з дрібнодисперсних крапель конденсованого аміаку або сірчаної чи азотної кислоти, при очищенні якого відбуваються теплообмінні та гідродинамічні процеси.

Сформульовані і представлені фізичні моделі процесу абсорбційного очищення газів з урахуванням змін концентрації газу по висоті абсорбційного апарату. Відповідно запропонованим фізичним моделям розроблені математичні моделі диференціальних рівнянь масообміну, які потребують використання системи прямокутних координат Декарта, або циліндричної системи координат. Основу чисельної моделі складає рівняння конвективної дифузії.

Температурні зміни можуть суттєво впливати (нагрівання при розчиненні газів) на якість очистки газів. Одним із засобів протидії цим явищам може бути охолодження абсорбційного апарату за рахунок природної конвекції шляхом збільшення його зовнішньої поверхні, можливо шляхом зменшення його діаметру. При тій самій витраті повітря і швидкості потоків зменшення діаметру апарату має відповідати збільшенню кількості паралельно з'єднаних аналогічних секцій («тарілок»). Схема розташування цих секцій перетворюється у комбінацію послідовних та паралельних з'єднань одиничних елементів абсорбції.

Розглянута фрактальна модель дифузії в дисперсній системі частинок або крапель у забрудненому повітрі дозволяє описати різні режими процесу переносу від нормальної дифузії до супердифузії (майже каналювання) за допомогою одного єдиного структурного параметра.

Показано, що верифікація простих фізичних моделей дозволяє передбачати шляхом порівняння швидкостей масообміну з швидкістю потоків повітря та абсорбенту, який

режим масообміну можна очікувати. Прості співвідношення та залежності, які отримані таким методом цілком аналітично, надали можливість швидко проводити оцінки регулюючих фізичних факторів, режимів проходження фізичних процесів та розраховувати параметрів конструювання апаратів очищення повітря.

Ключові слова: абсорбція, апарати з вільною міжфазною границею, масообмін, моделювання, технології очищення повітря, фрактальна дифузія.

Вступ. Апарати і системи очищення повітря мають відповідати сучасним вимогам технологій захисту навколишнього середовища та енергозбереження. Одним із шляхів підвищення їхньої ефективності є удосконалення методів фізичного і математичного моделювання, що дозволяє оптимізувати конструкцію і роботу технологічного обладнання ще на етапі проектування.

Очищення повітря від аерозольних частинок і газових домішок є нагальною проблемою у багатьох промислових галузях, таких як хімічна та будівельна індустрії, нафтогазова промисловість, теплоенергетика. Одним із перспективних напрямів розробки та впровадження ефективних методів очищення атмосферного повітря від шкідливих газоподібних і дисперсних домішок є використання апаратів з вільною міжфазною границею, які дозволяють забезпечити максимальну площу контакту фаз та забезпечують інтенсивний масообмін між газовою та рідинною фазами.

В залежності від виду забруднення масообмін може відбуватися у дисперсних і суцільних фазах, які за своїм характером можуть бути однорідними або неоднорідними із рисами фрактальних об'єктів. Зазначимо, що відомі моделі абсорбційних процесів і абсорбційних апаратів можна використовувати для розрахунків тільки в окремих випадках, так як внаслідок багатьох факторів, зокрема фрактальності турбулентних двофазних потоків практично неможливо визначити в них поверхню контакту фаз, а значить і розподіл концентрацій у фазах та інші параметри, необхідні для розрахунків апаратів.

Підвищення ефективності апаратів очищення повітря, а значить і покращення екологічної безпеки промислових підприємств, може відбуватися завдяки створенню науково обґрунтованих методів моделювання та розрахунку технологічного обладнання. Режим процесу очищення потребує оперативного налаштування в залежності від виду і кількості забруднюючої домішки, здатності її розчинятися, виділяти теплоту при своєму розчиненні і змінювати швидкість свого розчинення при нагріванні.

Мета дослідження: оптимізація схеми очищення повітря шляхом створення і верифікації фізичних моделей апаратів з вільною міжфазною границею з урахуванням фрактальних особливостей можливих об'єктів очищення (хмароподібне повітря у вигляді туману з дрібнодисперсних крапель конденсованого аміаку або сірчаної чи азотної кислоти), теплообміну (виділення теплоти при розчиненні і вплив температурних змін, включаючи зміни кліматичного або сезонного походження), з урахуванням гідродинаміки в таких системах. Це зрештою має забезпечити підвищення ефективності технологій очищення повітря шляхом оптимізації їх функціонування. Для досягнення мети ставилися задачі:

- провести фізичне моделювання з урахуванням граничних умов, фрактальних особливостей можливих об'єктів дослідження, характеристик забруднюючих речовин і механізмів масообміну в апаратах абсорбції;
- виконати інженерні розрахунки параметрів апарата на основі вибраної моделі;
- провести верифікацію моделей шляхом порівняння розрахункових даних типових моделей між собою і з даними експерименту.

Практичне значення: фізичне моделювання масообміну на межі поділу фаз, дозволяє оптимізувати параметри роботи апаратів ще на етапі проектування. У цьому контексті важливо враховувати специфічні умови контакту фаз в апаратах, де існує вільна міжфазна поверхня, гідродинамічні характеристики цих апаратів, пов'язаних з їх геометрією, вплив турбулентності та характеру обтікання крапель та плівки рідини, гідравлічного опору тощо.

Це дозволяє удосконалити конструкції апаратів очищення повітря і, зрештою, підвищити ефективність процесів очищення повітря та зменшити енерговитрати.

1. Масообмін у системах із вільною границею розділу фаз. До процесів із вільною межею розділу відносяться: абсорбція, адсорбція, десорбція, перегонка, ректифікація, рідинна екстракція тощо.

Абсорбцію, як найпоширеніший процес очищення газових сумішей у багатьох галузях промисловості широко застосовують для очищення викидів від аміаку, парів соляної, сірчаної кислот, сірководню та інших сірчистих сполук, цінних сполук, органічних речовин (фенолу, формальдегіду та інші) [1-3].

Схема апарата з вільною міжфазною границею відіграє ключову роль у забезпеченні ефективного масообміну між газовою та рідиною фазами [4-7].

На рис. 1 приведена функціональна схема абсорбера. Конструктивно обраний апарат являє собою масообмінний пристрій вертикального типу, в якому забруднене повітря подається знизу апарата через вхідний патрубок. Зверху надходить рідина-абсорбент, що розподіляється по зрошувачах (перфоровані трубки або форсунки). Поглинач у вигляді рідини стікає тонкою плівкою по вертикальних поверхнях плівкоутворювальних пластин, формуючи стабільну тонку плівку. Забруднене повітря рухається назустріч знизу доверху. Це так звана схема абсорбції при протитечії потоків.

Забруднене повітря подається знизу апарата через вхідний патрубок. Зверху надходить

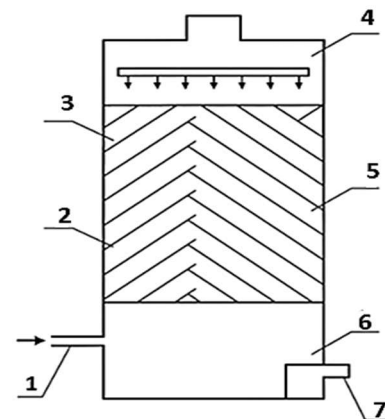


Рис.1. Функціональна схема апарата з вільною міжфазною границею у випадку протитечії фаз: 1 - патрубок входу забрудненого газу, 2, 3 - плівкоутворювальні пластини, 4 - зрошувальна система, 5 - плівка рідини (абсорбенту), 6 - збірник рідини (дренаж), 7 – патрубок виходу рідини.

рідина-абсорбент, що розподіляється по зрошувачах (перфоровані трубки або форсунки). Газ омиває плівку знизу вгору, і забруднюючі речовини поглинаються в рідину.

Очищене повітря виходить з верхньої частини апарата через вихідний патрубок. Абсорбент збирається в низу апарата у приймальному резервуарі – далі він може бути утилізований або поданий повторно насосом.

Конвективна дифузія. Математичне моделювання процесу масообміну у апаратах з вільною міжфазною границею є критично важливим етапом, що дозволяє здійснювати оптимізацію без проведення великої кількості натурних експериментів. Задача моделювання полягає в описі поведінки масообмінної системи з урахуванням фізико-хімічних параметрів, геометрії апарата та гідродинаміки фаз [8].

Для опису динаміки масообміну у системі «газ-рідина» з вільною міжфазною границею необхідно сформулювати математичне рівняння, яке включає баланс маси, рівняння переносу речовини, а також граничні умови, що описують фізичну суть процесу [9, 10].

Фізичний закон динаміки масообміну описується рівнянням балансу речовини [10]. Для газової фази воно має вигляд:

$$\nabla \cdot (-D_g \nabla c_g + \vec{u}_g c_g) + I = \frac{\partial c_g}{\partial t} \quad (1)$$

де D_g – коефіцієнт дифузії у газі ($\text{м}^2/\text{с}$), \vec{u}_g – вектор швидкості газового потоку ($\text{м}/\text{с}$), c_g – концентрація речовини в газовій фазі ($\text{кг}/\text{м}^3$), I – функція джерела.

Найпростіший випадок одновимірного режиму описується конвективно-дифузійним рівнянням:

$$-D_g \cdot \frac{\partial^2 c_g}{\partial x^2} + u \frac{\partial c_g}{\partial x} = \frac{\partial c_g}{\partial t} \quad (2)$$

Ефективність масообміну між газовою та рідинною фазами у системах з вільною міжфазною границею залежить від широкого спектра гідродинамічних, фізико-хімічних і конструктивних параметрів. Їхнє коректне урахування є критичним під час моделювання процесу, вибору типу апарата та інженерного розрахунку.

Граничні умови та припущення. Граничні умови для газової фази: вхідна межа ($x = 0$) - на вході в апарат газова фаза має відому концентрацію забруднювача Y_H . Вихідна межа ($x = h$) – на виході вважаємо, що немає додаткового масообміну або джерел, тобто:

$$\left. \frac{\partial c_g}{\partial x} \right|_{x=h} = 0$$

Рівноважна умова (ідеальна абсорбція): $c_{g,\text{пов}} = m \cdot c_{l,\text{пов}}$

де m – коефіцієнт розподілу (константа рівноваги за законом Генрі).

Масовий потік речовини, що переходить з газу в рідину, визначається як:

$$j = \beta \cdot A \cdot (C_g - C_g^*),$$

де β – коефіцієнт масовіддачі ($\text{м}/\text{с}$), A – активна площа поверхні обміну (м^2); C_g , C_g^* – концентрації газової домішки у газі і (*) – на поверхні рідини.

У моделюванні фізичних процесів неможливо врахувати абсолютно всі фактори, тому приймаються спрощення, які дають змогу сформулювати розв'язувану задачу. Прийняті припущення про незалежність від координат властивостей середовища - коефіцієнтів дифузії, густини, в'язкості. Відсутні внутрішні джерела або стоки речовини в газі. У газовій фазі не відбувається хімічних реакцій або утворення речовини. Тому $I = 0$.

Розв'язок рівняння конвективної дифузії. Рівняння конвективної дифузії в формі (1) має цілу низку часткових розв'язків, які відповідають власним початковим умовам [8-10]. Фундаментальний розв'язок рівняння (2) має вигляд [9]

$$C(x, t) = \frac{1}{\sqrt{4\pi Dt}} \exp\left(-\frac{(x-ut)^2}{4Dt}\right). \quad (3)$$

Використаємо граничні умови, коли на вході в абсорбційний апарат концентрація забруднюючого газу дорівнює максимальній $C(x=0) = C_0$. Тоді можна записати

$$\frac{C(x, t)}{C_0} = \frac{\exp\left(-\frac{x^2}{4Dt}\right) \cdot \exp\left(\frac{xut}{2Dt}\right) \cdot \exp\left(-\frac{bt}{2}\right)}{\exp\left(-\frac{bt}{2}\right)} = \exp\left(-\frac{x^2}{4Dt}\right) \cdot \exp\left(\frac{xut}{2Dt}\right)$$

З приводу того, що забруднений газ рівномірно із швидкістю u рухається уздовж каналу, пов'яжемо координату x з часом t , прив'язуючи його до початку координат. Враховуємо, що потік, протилежний за знаком осі x . Тобто, вважаємо, що $x = -u \cdot t$. Тоді останній вираз можна записати

$$\frac{C(x, t)}{C_0} = \exp\left(-\frac{bt}{2}\right) \cdot \exp(-bt) = \exp\left(-\frac{3bt}{2}\right)$$

де $b = \frac{u^2}{2D}, c^{-1}$ (4)

Проаналізуємо введений нами параметр b . Якщо коефіцієнт дифузії газів брати рівним 10^{-4} м²/с, то при швидкості $u = 0.1$ м/с концентрація забруднюючого газу зменшиться у $e = 2.7$ рази на відстані x , яку знайдемо із співвідношення

$$\frac{3bt}{2} = 1, \quad \text{або} \quad \frac{u^2}{2D} = \frac{2}{3t},$$

Звідси

$$\frac{u^2}{2D} = \frac{2u}{3x}$$

можна знайти і оцінити характерні розміри елементів масообмінного апарату x при заданих значеннях коефіцієнту дифузії D і швидкості газового потоку.

Фізичною суттю абсорбції є розчинення газу в рідині, яке відбувається з виділенням тепла та зі зменшенням об'єму.

Відповідно до принципу Ле Шательє при підвищенні температури їх розчинність знижується.

При збільшенні температури від 0 °С до 20 °С розчинність CO₂ та NH₃ зменшується приблизно у 2 рази. Так, за довідковими даними [11,12], аміак при температурі 0 °С має розчинність 1176 л у 1 л води за 760 мм рт.ст., а при температурі 20 °С його розчинність складає вже 702 нормальних літрів на 1 літр води, а розчинність CO₂ зменшується відповідно від 1.71 до 0.88 нормальних літрів на 1 літр води.

Рівняння рівноваги в кінетиці абсорбції. У абсорбційних процесах кінетика розчинення газів в рідині керується законами Генрі і Рауля, а динаміка руху фаз – рівнянням конвективної дифузії. У стані рівноваги двофазної трикомпонентної системи за умови сталості температури і загального тиску залежність між концентраціями розподіленого в газовій і рідкій фазах компонента описується законом Генрі, згідно з яким парціальний тиск компонента А газової суміші над рідиною пропорційний його мольній концентрації в рідині [1- 7]:

$$p_A^* = E_A \cdot x_A$$

або розчинність газу в рідині за даної температури пропорційна його парціальному тиску над рідиною:

$$x_A^* = \frac{p_A}{E_A}$$

де E_A – коефіцієнт Генрі; p_A^* – парціальний тиск поглиненого газу, що перебуває в рівновазі з рідиною концентрації x_A ; x_A^* – концентрація газу в рідині, рівноважна з газовою фазою, в якій парціальний тиск поглиненого компонента дорівнює p_A .

Залежність між рівноважними складами газової та рідкої фаз можна одержати на основі сумісного використання законів Генрі й Дальтона:

$$p_A = P \cdot y_A.$$

У відносних концентраціях X і Y вираз рівноважної залежності набирає вигляду

де m_A – константа рівноваги для поглиненої речовини А у газі та рідині $m_A = E_A/P$.

Зв'язок між відносними X, Y концентраціями та масовими або молярними

$$X = \frac{x}{1-x}, \quad Y = \frac{y}{1-y}.$$

Рівняння (5) описують лінію рівноваги. Вони показують, що за постійних температури й тиску рівноважна залежність для системи «газ – рідина» виражається прямою лінією, що проходить через початок координат і має кут нахилу, тангенс якого дорівнює константі рівноваги m_A .

Зазвичай процеси розчинення газів у рідинах супроводжуються виділенням теплоти розчинення. Це призводить до підвищення температури абсорбенту, від якої залежать і коефіцієнти Генрі. В результаті лінія рівноваги може трохи відхилитися від прямолінійності.

Рівняння робочих ліній. Робочі лінії концентрацій характеризують склад фаз у масообмінному процесі. Вони будуються за принципом матеріального балансу.

Рівняння матеріального балансу

$$G \cdot y - L \cdot x = const, \tag{6}$$

де G, L — втрати фаз (газової та рідинної); x, y – концентрації компонентів.

При малій зміні величин G і L за висотою апарату концентрації x і y пов'язані між собою рівнянням

$$y = y_1 + (L/G)(x - x_2) = y_2 + (L/G)(x - x_1). \tag{7}$$

Співвідношення (7) є рівнянням робочої лінії безперервного масообмінного процесу. Воно виражає зв'язок складів взаємодіючих фаз у довільному перерізі апарату. Якщо L/G у процесі не змінюється, то робоча лінія пряма. Якщо L/G змінюється, то робоча лінія відхиляється від прямої. Рівняння (7) – це рівняння робочої лінії безперервного протиточного процесу, рівняння для прямоточного масообмінного процесу аналогічне по формі і відрізняється знаком перед величиною (L/G) .

Рушійна сила абсорбційних процесів залежить від співвідношення між хімічними потенціалами фаз, що на практиці задля спрощення замінюється різницею робочих і рівноважних концентрацій [1-7].

Робочі і рівноважні концентрації (за даних умов температури і тиску) можна виразити через концентрації y і y^* фази Φ_y , а також x і x^* для фази Φ_x .

Рушійну силу можна тоді виразити так: в концентраціях фази Φ_y різниця концентрацій

$$\Delta y = y - y^* \text{ (при } y > y^*) \text{ або } \Delta y = y^* - y \text{ (при } y < y^*),$$

а в концентраціях фази Φ_x різниця концентрацій

$$\Delta x = x - x^* \text{ або } \Delta x = x^* - x.$$

Так як різниця концентрацій може відрізнитися на початку і в кінці процесу, то користуються середнім арифметичним при малих відхиленнях або середнім логарифмічним значеннями рушійної сили.

Розрахунки процесу очищення повітря можна проводити двома способами.

Перший спосіб – розрахунки масообміну при безперервному контакті фаз.

Другий спосіб – це використання для розрахунків масообміну окремих елементів [4-7] (секцій, сегментів або так званих «тарілок»). Відмінною особливістю «тарілчастих» апаратів у порівнянні з апаратами з безперервним контактом фаз є дискретність контакту фаз між окремими елементами («тарілками»). І тут розв'язок задачі перестає бути неперервним, а є геометричним місцем дискретних точок, у кожному з яких концентрації y фазах взяті для окремих перерізів апарата.

Сучасні методи розрахунків масообмінних апаратів пов'язані з другим способом [4-7], при якому весь діапазон змінення концентрації $Y_2 - Y_1$ розбивають на окремі ділянки рівні за величиною середній рушійній силі. Тоді задача стає в знаходженні кількості таких ділянок, або так званого числа одиниць переносу. Одна одиниця переносу відповідає такій ділянці, на якій змінення робочої концентрації $(Y_1 - Y_2)$ дорівнює середній рушійній силі $(Y - Y^*)_{\text{ср}}$.

Якщо помножити число одиниць переносу n_0 на її довжину h , можна отримати потрібну висоту масообмінного апарату H , тобто

$$H = n_{0Y} \cdot h. \quad (8)$$

Для конкретності розглянемо очищення повітря від аміаку, початковий вміст якого будемо вважати рівним 0,03 кмоль/кмоль повітря. Вода, яка поглинає аміак виходить з абсорберу з вмістом аміаку 0,02 кмоль/ кмоль води. Ступінь вилучення аміаку з повітря вважатимемо рівним 90%.

Дані про рівноважні концентрації аміаку у рідині і в газі при температурі його поглинання представимо у табл.1 [11, 12].

Таблиця 1. Рівноважні концентрації аміаку у воді і в повітрі

x, кмоль NH ₃ / кмоль води	y* кмоль NH ₃ / кмоль повітря	x, кмоль NH ₃ / кмоль води	y*, кмоль NH ₃ / кмоль повітря
0	0	0.015	0.0183
0.005	0.0045	0.020	0.0273
0.10	0.0102	0.023	0.0327
0.0125	0.0138		

По цим даним можна побудувати графік (рис.2), на якому зобразимо лінію рівноваги АВ і робочу лінію CD. Робоча лінія проходить через точку С з координатами $X_B=0$, $Y_B=0.03 \cdot (1 - 0.9) = 0.003$ (верх абсорбера) і точку D з координатами $X_H=0.02$, $Y_H= 0.03$ (низ абсорбера).

Визначення числа одиниць переносу нескладно здійснити графічно, якщо відмітити відрізки ординат між робочою і рівноважною лініями, починаючи з відрізка OC і побудувати щаблі, домальовуючи відрізки абсциси між робочою і рівноважною лініями, так як це зроблено на рис. 2.

Число одиниць переносу або сегментів n_{0Y} на даному графіку дорівнює

$$n_{0Y} = \int_{Y_B=0,003}^{Y_H=0,03} \frac{dY}{Y - Y^*} \approx 6$$

Тепер задача залишилася у визначенні висоти однієї одиниці перенесення h .

Моделювання масопереносу. Відомі [1-3, 8-10] два механізми масопереносу - молекулярній та конвективний. Коефіцієнт дифузії, що характеризує молекулярну дифузію, залежить від температури (збільшується з підвищенням температури) і для газів від тиску (зі збільшенням тиску D знижується).

Значення D знаходять за довідниками чи розраховують. Наприклад, для аміаку NH₃ коефіцієнт дифузії при 0°C у повітрі при 0°C $D = 19.8 \cdot 10^{-6}$, м²/с, а коефіцієнт дифузії NH₃ у воді при 20°C $D_{H2O} = 1.76 \cdot 10^{-9}$ м²/с [4, 11, 12].

При розробці моделі однієї одиниці масопереносу приймемо припущення про те, що фази на поверхні розділу знаходяться в стані рівноваги, а загальний опір процесу переносу складається з суми опорів обох фаз.

При цьому швидкість масовіддачі, яка визначається коефіцієнтом масообміну, лінійно залежить від коефіцієнта дифузії, що часто не підтверджується експериментально.

Справа у тому, що до цього часу не враховувалася фрактальність поверхні контакту фаз, деформації поверхні і, як слід, пульсаційний характер перенесення речовин.

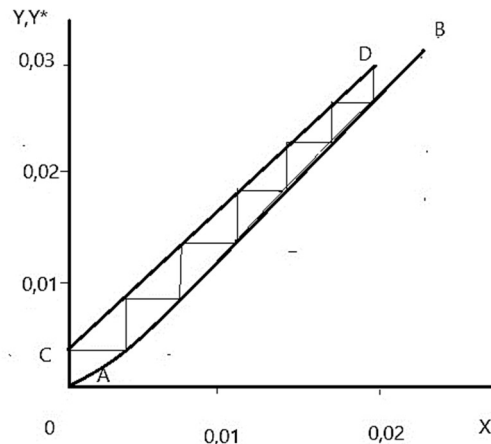


Рис. 2 До визначення числа одиниць переносу у процесі абсорбції аміаку графічним методом за допомогою побудови кінетичної кривої

За плівковою моделлю Льюїса та Вітмена з обох боків поверхні контакту фаз утворюються нерухомі або ламінарно рухомі плівки, в яких перенесення речовини здійснюється тільки молекулярною дифузією. Ці плівки відокремлюють поверхню контакту фаз від ядра потоку, в якому концентрація практично стала, а всі зміни концентрації речовини відбуваються у плівці.

Величина коефіцієнту масообміну β обернено пропорційна товщині плівки, яка визначається гідродинамічними умовами: чим більше турбулентність, тим менше товщина плівки і тим вище β .

У моделі прикордонного дифузійного шару, яку можна вважати подальшим розвитком плівкової моделі, відображено вплив гідродинамічних умов на процес масопереносу. За цією моделлю концентрація речовини, постійна в ядрі потоку. В буферному підшарі вона поступово знижується при наближенні до прикордонного шару.

У прикордонному шарі завтовшки δ_r , де швидкість процесу визначається молекулярною дифузією, відбувається різке, близьке до лінійного падіння концентрацій.

У ядрі потоку масоперенос здійснюється в основному турбулентними пульсаціями, тому концентрація речовини, що розподіляється, в ядрі потоку практично постійна.

При наближенні до ламінарного режиму товщина прикордонного шару збільшується. У ньому перенесення маси до межі розділу визначається переважно молекулярною дифузією. Так як швидкість конвекції істотно вища за швидкість молекулярної дифузії, то розвиток турбулентності сприяє зростанню її ролі.

При конвективному процесі рівняння масовіддачі для фази Φ_x на поверхні S набуває вигляду

$$M = \beta_x \cdot S \cdot (x_{гр} - x). \quad (9)$$

Для фази Φ_y рівняння масовіддачі буде аналогічне до рівняння (1), але з відповідною заміною концентрацій в рідинній фазі x концентрацією домішки у газовій фазі y :

$$M = \beta_y \cdot S \cdot (y - y_{гр}). \quad (10)$$

У буферному підшарі молекулярні і молярні механізми вважаються однаковими.

Витрату речовини, яка переноситься з однієї фази в іншу, визначає основне рівняння масопередачі

$$\Delta M = K_y \cdot (Y - Y^*) \cdot S, \text{ або } \Delta M = K_x \cdot (X - X^*) \cdot S, \quad (11)$$

де $(Y - Y^*)$ і $(X^* - X)$ – рушійні сили процесу масопередачі; K_y і K_x – коефіцієнти масопередачі, які виражені через концентрації газової та рідкої фаз, S – площа поверхні контакту фаз.

Коефіцієнт масопередачі $K_{x,y}$ показує, скільки речовини переходить з однієї фази в іншу за одиницю часу через одиничну поверхню контакту фаз за одиничної рушійної сили масопередачі. Якщо вважати, що біля поверхні зіткнення фаз досягається рівновага, можна знайти залежність між коефіцієнтами масопередачі K_y і K_x та коефіцієнтами масовіддачі β_y і β_x [4,8-10], що впливає з адитивності фазових опорів, якими є величини, зворотні коефіцієнтам масовіддачі.

$$K_y = \frac{1}{\frac{1}{\beta_y} + \frac{m}{\beta_x}}, \quad K_x = \frac{1}{\frac{1}{m\beta_y} + \frac{1}{\beta_x}}.$$

Якщо основний опір газової фази $1/\beta_y \gg m/\beta_x$, то $K_y = \beta_y$. Добре розчинними газами є NH_3 і HCl , значить для них $K_y \approx \beta_y$, а якщо основний опір зосереджено в рідкій фазі (для погано розчинних газів), тобто при $1/\beta_x \gg 1/(m \cdot \beta_y)$, то $K_x \approx \beta_x$.

Прикладами добре розчинних газів є NH_3 і HCl , погано розчинних – CO_2 і H_2S , помірно розчинних – SO_2 .

Нагрівання при абсорбції. Кількість тепла, що виділяється при абсорбції, становить

$$Q = M \cdot \Phi = \Phi \cdot L (X_1 - X_2), \quad (12)$$

де M – кількість поглиненого компонента, кг/с; Φ – теплота розчинення, Дж/кг (це кількість тепла, що виділяється при поглинанні 1 кг компонента в розчині даної концентрації). Вважаємо, що тепло, що виділяється, йде на нагрівання рідини:

$$Q = L \cdot C(t_1 - t_2), \quad (13)$$

де C – питома теплоємність рідини, Дж/(кг·К);

Прирівняємо праві частини рівнянь (12) та (13), отримаємо:

$$\Phi(X_1 - X_2) = C \cdot (t_1 - t_2). \quad (14)$$

Для частини абсорбера, розташованої вище перерізу, в якому склад рідини дорівнює X , а температура t , рівняння (14) набуде вигляду:

$$\Phi(X - X_2) = C \cdot (t - t_2).$$

З останнього рівняння виразимо t :

$$t = t_2 + \Phi \cdot (X - X_2). \quad (15)$$

де t – температура рідини у будь-якому перерізі абсорбера, °С, при складі рідини, що дорівнює X .

Рівняння (15) можна використати для побудови лінії рівноваги. Графічної побудова рівноважної лінії тоді буде включати наступні операції:

- задаються інтервалом значень X , виходячи з вихідних даних процесу;
- для кожного значення X визначають температуру рідини по рівнянню (15);
- для обчислених значень температури рідини t визначають відповідні величини поправочного коефіцієнту ψ ;
- визначають Y^* для кожної t і, відповідно, для конкретного X .

Для аміаку теплота розчинення q дорівнює 2070 кДж/кг.

Якщо взяти $\Delta Y = Y - 0 = 0,02$, то знайдемо кількість теплоти Q , що виділяє 0,5 м³ води при абсорбції. Вона становить $Q = q \cdot Y \cdot L = 2070 \cdot 0,9 \cdot 0,02 \cdot 500 = 18,7$ кДж

Теплота, яку поглинає вода при нагріві Q дорівнює

$$Q = c \cdot m \cdot \Delta t,$$

звідси різниця температури, на яку нагрілася вода, дорівнює

$$\Delta t = 18,7 / 4,2 \cdot 500 = 10^\circ\text{C}.$$

Якщо різниця концентрацій аміаку буде у два рази більшою, то відповідно у два рази збільшиться різниця температур, на яку буде нагріватися вода. Але при цьому майже у два рази буде зменшуватися розчинність аміаку і зміниться

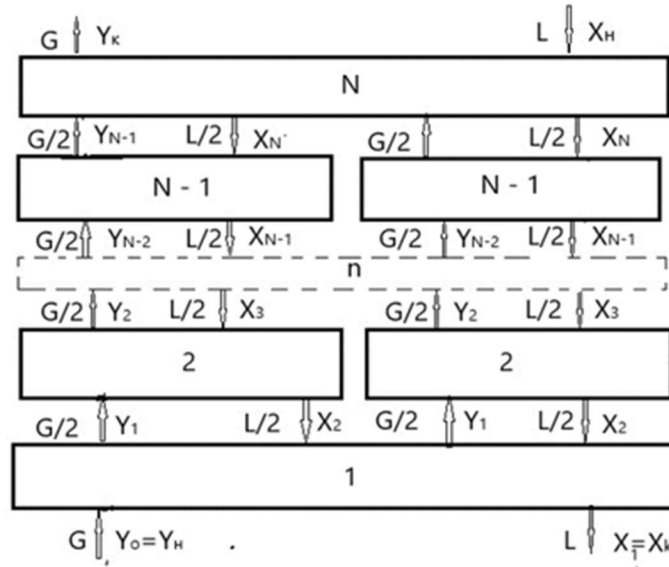


Рис.3 Схема розташування послідовних і паралельних з'єднань одиничних сегментів абсорбції

рівновага. До того ж потрібно враховувати температурні зміни сезонного або кліматичного походження. Потрібно або охолоджувати поглинач, охолоджувати абсорбер, або вносити зміни у функціональну та конструктивну схему апарата абсорбції.

Зазвичай тарілчастий абсорбер являє собою циліндричний апарат, по висоті якого на певній відстані установлені масообмінні контактні тарілки. Потік забрудненого газу надходить в апарат знизу і розподіляється по контактних елементах тарілки. На тарілках відбувається багатоступеневий контакт газової та рідкої фаз, у результаті якого газова фаза розчинюється в рідкій фазі. Одночасно рідка фаза насичується шкідливою домішкою і перетікає на нижчерозміщені тарілки.

Однією з пропозицій може бути охолодження абсорбційного апарата за рахунок природної конвекції шляхом збільшення його зовнішньої поверхні, наприклад, зменшення його діаметру. При той самій витраті повітря і швидкості потоків зменшення діаметру апарата у два рази має відповідати збільшенню кількості паралельно з'єднаних сегментів абсорбції («тарілок») у чотири рази. Схема розташування цих сегментів перетворюється у комбінацію послідовних і паралельних їх з'єднань, яка представлена на рис. 3.

Визначення висоти одиничного сегменту абсорбції аміаку h . З рівняння для визначення коефіцієнту масопередачі газової фази K_y можна отримати

$$\frac{G}{K_y \cdot S \cdot \sigma} = \frac{G}{\beta_y \cdot S \cdot \sigma} + \frac{mG}{L} \cdot \frac{L}{\beta_x} \text{ або } h_{0y} = h_y + \frac{mG}{L} \cdot h_x. \quad (16)$$

Тут G, L - мольні витрати газу і рідини, кмоль/с; S - поперечний переріз абсорбера; σ – питома поверхня, $\text{м}^2/\text{м}^3$; h_y, h_x – висота сегменту (одиниці перенесення по газу і рідині) відповідно;

$$h_{0y} = \frac{G}{K_y \cdot S \cdot \sigma}; \quad h_y = \frac{G}{\beta_y \cdot S \cdot \sigma}; \quad h_x = \frac{L}{\beta_x \cdot S \cdot \sigma}.$$

Для аміаку $1/\beta_y \gg m/\beta_x$, тому вважаємо, що $K_y = \beta_y$ і $h_{0y} = h_y$. Тобто розрахунки висоти елементу абсорбції потрібно проводити по газу (аміаку).

Визначення висоти h_y здійснимо за допомогою критеріального рівняння для газу. Для чисел Re від 10 до 10000 рекомендують [4-7] наступне рівняння

$$Nu_{\Gamma} = 0,407 \cdot Re^{0,655} \cdot Pr_{\Gamma}^{0,33}, \quad (17)$$

де $Re = \rho v l / \mu_{\Gamma}$; $Pr_{\Gamma} = \mu_{\Gamma} / \rho_{\Gamma} D_{\Gamma}$, а дифузійний критерій Нуссельта

$$Nu_{\Gamma} = \frac{\beta_{\Gamma} \cdot d_e}{D_{\Gamma}}, \quad (18)$$

Співвідношення між β_y і β_{Γ} можна знайти з рівняння

$$\beta_y \cdot \Delta y = \beta_{\Gamma} \cdot \Delta C. \quad (19)$$

Підставляючи знайдене з рівняння (19) β_{Γ} у рівняння (18), отримаємо

$$Nu_{\Gamma} = \frac{Re_{\Gamma} \cdot Pr_{\Gamma} \cdot d}{4 h_y}$$

Звідси знайдемо висоту h_y

$$h_y = \frac{Re_{\Gamma} \cdot Pr_{\Gamma} \cdot d_e}{0,407 \cdot 4 \cdot Re^{0,655} \cdot Pr_{\Gamma}^{0,33}} = 0,615 \cdot d_e \cdot Re^{0,345} \cdot Pr^{0,67}$$

Характеристики насадки абсорберу $V_{CB} = 0,785 \text{ м}^3/\text{м}^3$ і питома поверхня $\sigma = 87,5 \text{ м}^2/\text{м}^3$ визначають [4] величину характерного (ефективного) розміру d_e плівкоутворювальних пластин:

$$d_e = \frac{4V_{CB}}{\sigma} = \frac{4 \cdot 0,785}{87,5} = 0,0359 \text{ м}.$$

Підставляючи чисельні дані, вважаючи, що так звана фіктивна швидкість газу в абсорбері $v = 0,4 \text{ м/с}$, отримаємо Re , Pr , Nu і висоту елементу абсорбера h_y :

$$\begin{aligned} Re &= \frac{\rho \cdot v \cdot d_e}{\mu_{\Gamma}} = \frac{1,29 \cdot 0,4 \cdot 0,0359}{18 \cdot 10^{-6}} = 1037, \\ Pr &= \frac{\mu_{\Gamma}}{\rho_{\Gamma} \cdot D_{\Gamma}} = \frac{18 \cdot 10^{-6}}{1,3 \cdot 19,8 \cdot 10^{-6}} = 0,70 \\ Nu_{\Gamma} &= 0,407 \cdot 1037^{0,655} \cdot 0,704^{0,33} = 34,2 \\ \beta_{\Gamma} &= \frac{Nu_{\Gamma} \cdot D_{\Gamma}}{d_e} = \frac{34,2 \cdot 19,8 \cdot 10^{-6}}{0,036} = 18,8 \cdot 10^{-3} \frac{\text{м}}{\text{с}} \\ h_y &= 0,615 \cdot d_e \cdot 1037^{0,345} \cdot 0,70^{0,67} \\ h_y &= 0,615 \cdot 0,0359 \cdot 1037^{0,345} \cdot 0,70^{0,67} = 0,192 \text{ м} \end{aligned} \quad (20)$$

Отримане значення $0,2 \text{ м}$ є реальною величиною, тому можна вважати розрахунки за даною моделлю цілком адекватними.

2. Квазі-фрактальна модель дифузії. Забруднення повітря за своїм фазовим складом може представляти дисперсні системи різноманітних твердих або рідких домішок, або газові суміші, які за своїм характером можуть бути однорідними або неоднорідними із рисами фрактальних об'єктів.

Очищення забрудненого повітря від шкідливих компонентів потребує урахування неоднорідності, фрактальних особливостей дисперсної системи або газової суміші, наприклад, хмароподібного повітря у вигляді туману з дрібнодисперсних крапель конденсованих або газоподібних аміаку, сірчаної та азотної кислоти.

Вочевидь, що конвективні механізми при очищенні повітря в масообмінних апаратах превалюють над молекулярними механізмами, а це свідчить, що турбулентності у взаємодіючих потоках ведуть до організації певних фракційних масштабів у аеродисперсних чи газо-повітряних системах. Крім того, що ці системи неоднорідні і фрактальні самі по собі, їх фрактальний масштаб може бути заданим в масообмінних апаратах шляхом використання різних за формою і розмірами гранул керамічних наповнювачів.

Модель квазі-фрактальної дифузії. В деяких випадках процеси переносу домішок різної природи у складних неоднорідних середовищах вдається ефективно описати за допомогою їх розгляду у просторі із дробовою розмірністю (фракційному просторі). При цьому врахування дії складних механізмів, які описують вплив різних факторів на кінетику системи приймає на себе розмірність фракційного простору. Для того, щоб продемонструвати вищесказане розглянемо просту модель, яка є ізоморфною моделі фракційної дифузії. Для цього спочатку запишемо типове рівняння дифузії в d -вимірному просторі з початковими умовами $n(\mathbf{r},0)=N\delta(\mathbf{r})$, де N – кількість частинок у системі, та просторово-залежним коефіцієнтом дифузії:

$$\frac{\partial n(\mathbf{r},t)}{\partial t} = \nabla D(\mathbf{r})\nabla n(\mathbf{r},t) . \quad (21)$$

Припускаючи, що коефіцієнт дифузії не залежить від орієнтації радіус-вектора, запишемо рівняння (21) у сферичній системі координат у наступному вигляді

$$\frac{\partial n(\mathbf{r},t)}{\partial t} = \frac{1}{r^{d-1}} \frac{\partial}{\partial r} (D(r)r^{d-1} \frac{\partial n(\mathbf{r},t)}{\partial r}) \quad (22)$$

В рамках поставленої задачі в (22) ми покладемо, що середовище в якому відбувається дифузійний процес є таким, що невпорядковане і при цьому має фрактальну симетрію. На цьому шляху покладемо, що коефіцієнт дифузії залежить від координат згідно із законом

$$D=D_0r^{-\theta},$$

де θ – структурний параметр, який приймає відповідальність за неевклідовський характер процесу.

Застосовуючи Лаплас-перетворення до рівняння (22), перепишемо його у такій формі:

$$\frac{\partial^2 \hat{n}(\mathbf{r},s)}{\partial r^2} + \frac{d-1-\theta}{r} \frac{\partial \hat{n}(\mathbf{r},s)}{\partial r} - \frac{sr^\theta}{D_0} \hat{n}(\mathbf{r},s) = 0$$

Виконуючі в (23) заміну змінних

$$z = \lambda r^{1+\frac{\theta}{2}}, \quad \lambda = \lambda = \frac{2}{2+\theta} \sqrt{\frac{s}{D_0}} \quad \hat{n}(\mathbf{r},s) = z^\nu f(z), \quad \nu = 1 - \frac{d}{2+\theta} . \quad (24)$$

приводимо його до форми модифікованого рівняння Бесселя

$$z^2 \frac{\partial^2 f(z,s)}{\partial z^2} + z \frac{\partial f(z,s)}{\partial z} - f(z,s)(z^2 + \nu^2) = 0. \quad (25)$$

Розв'язок рівняння (25) має вигляд

$$\hat{n}(\mathbf{r},s) = A(s) \left(\frac{2}{2+\theta}\right)^\nu \left(\frac{s}{D_0}\right)^{\frac{\nu}{2}} r^{\nu(1+\frac{\theta}{2})} K_\nu \left(\frac{2}{2+\theta} \sqrt{\frac{s}{D_0}} r^{1+\frac{\theta}{2}}\right). \quad (26)$$

Коефіцієнт $A(s)$ знаходимо за допомогою умови нормування:

$$\int \hat{n}(\mathbf{r}, s) d^d \mathbf{r} = \frac{N}{s},$$

а саме,

$$S_d A(s) \left(\frac{2}{2+\theta}\right)^{\nu} \left(\frac{s}{D_0}\right)^{\frac{\nu}{2}} \int r^{\nu(1+\frac{\theta}{2})} K_{\nu} \left(\frac{2}{2+\theta} \sqrt{\frac{s}{D_0}} r^{1+\frac{\theta}{2}}\right) dr = \frac{N}{s} \quad (27)$$

де $K_{\nu}(z)$ – модифікована функція Бесселя, S_d – площа поверхні d -вимірної сфери одиничного радіусу.

Розраховуючи інтеграл в (27) та підставляючи результат у (26) отримуємо

$$\hat{n}(\mathbf{r}, s) = \frac{N(2+\theta)}{s} \frac{\lambda^{1+\frac{d}{2+\theta}}}{S_d \Gamma(\frac{d}{2+\theta})} 2^{-\frac{d}{2+\theta}} r^{\frac{\theta+2-d}{2}} K_{\nu} \left(\lambda r^{1+\frac{\theta}{2}}\right) \quad (28)$$

Застосовуючи зворотнє Лаплас-перетворення до (28) отримуємо:

$$n(\mathbf{r}, t) = \frac{N(2+\theta)}{S_d \Gamma(\frac{d}{2+\theta})} \left(\frac{1}{D_0(2+\theta)^2 t}\right)^{\frac{d}{2+\theta}} e^{-\frac{r^{2+\theta}}{D_0(2+\theta)^2 t}} \quad (29)$$

Розрахунок середнього квадратичного відхилення $\langle \mathbf{r}^2 \rangle$. Зазвичай для характеристики дифузійного руху використовується величина середньо квадратичного відхилення. Знайдемо Лаплас-образ $\langle \mathbf{r}^2 \rangle$ за формулою

$$L[\langle \mathbf{r}^2(t) \rangle; s] = \frac{1}{N} \int \hat{n}(\mathbf{r}, s) r^2 d^d \mathbf{r} \quad (30)$$

Використовуючи (29),(30) знаходимо

$$L[\langle \mathbf{r}^2(t) \rangle; s] = (D_0(2+\theta)^2)^{\frac{2}{2+\theta}} \frac{\Gamma(1+\frac{2}{2+\theta}) \Gamma(\frac{d+2}{2+\theta})}{s^{1+\frac{2}{2+\theta}} \Gamma(\frac{d}{2+\theta})}. \quad (31)$$

Зворотнє Лаплас-перетворення (31) дає

$$\langle \mathbf{r}^2(t) \rangle = \frac{\Gamma(\frac{d+2}{2+\theta})}{\Gamma(\frac{d}{2+\theta})} (D_0(2+\theta)^2 t)^{\frac{2}{2+\theta}} \quad (32)$$

Отримане співвідношення для середнього квадратичного відхилення можна переписати в наступній формі

$$\langle \mathbf{r}^2(t) \rangle = \frac{\Gamma(\left(\frac{d}{2}+1\right)\beta)}{\Gamma(\frac{d}{2}\beta)} \left(\frac{4D_0 t}{\beta^2}\right)^{\beta} \sim t^{\beta}. \quad (33)$$

де введено позначення

$$\beta = \frac{2}{2+\theta}. \quad (34)$$

З отриманого результату можна побачити, що в межах запропонованої квазі-фрактальної моделі дифузійний процес може протікати в специфічних режимах. У випадку, коли $\beta=1$ (або $\theta=0$) має місце так звана нормальна дифузія. Якщо $\beta<1$ ($\theta>0$), то мова йде про так звану субдифузію. Коли $\beta>1$ ($\theta<0$) реалізується режим супердифузії.

Таким чином розглянута квазі-фракційна модель дифузії дозволяє описати різні режими процесу переносу від нормальної дифузії та супердифузії (тобто - майже каналювання) за допомогою одного єдиного параметра θ .

Підставляючи рівняння (33) в (29), отримуємо

$$n(\mathbf{r}, t) \sim e^{-\frac{(\langle r^2 \rangle + \theta) \cdot \beta^2}{(\frac{4D_0 t}{\beta^2})^\beta}} = e^{-\frac{B}{t^\beta}} \quad (35)$$

Порівнюючи (35) виразом (3), який із розв'язком рівняння конвективної дифузії (2), бачимо, що при відсутності конвекційного потоку ($u=0$, $b=0$) показники експонент у розв'язку (3) та у виразі (35) співпадають при $\beta=1$.

Нижче приведені умови реалізації сценаріїв нормальної дифузії, субдифузії та супердифузії (аналіз проведений із використанням (4)).

1. Концентрація забруднюючої домішки зменшиться у $e=2,7$ разів у випадку нормальної дифузії цілком однорідної суміші за час t , який знайдемо із співвідношення

$$B/t = 1, \quad \text{або} \quad t = B.$$

2. Знайдемо час t у випадку супердифузії неоднорідної суміші при $\theta = -1$, $\beta = 2/(2-1) = 2$, за який концентрація забруднюючої домішки зменшиться у $e=2,7$ разів.

$$B/t^2 = 1, \quad t = \sqrt{B}$$

3. У випадку субдифузії неоднорідної суміші при $\theta = 2$, $\beta = 1/2$ час, за який концентрація забруднюючої домішки зменшиться у $e=2,7$ разів.

$$B/\sqrt{t} = 1, \quad t = B^2$$

Як можна побачити з проаналізованих випадків дифузії, найменший характерний час дифузії $t = \sqrt{B}$ спостерігається у випадку супердифузії (у режимі каналювання).

3. Верифікація моделей. Для моделювання масообміну на вільній границі двох фаз в технологіях очищення повітря проведена верифікація основних фізичних принципів в різноманітних конвективно-дифузійних задачах із найбільш простою геометрією конструктивних форм.

У першому випадку - це геометрія горизонтально розташованого прямокутного каналу, по якому назустріч один одному рухається потік забрудненого повітря, а з іншого боку тече абсорбуюча рідина.

Другий випадок відноситься до вертикального циліндру, по внутрішніх стінках якого у протитечії двох фаз на міжфазній границі відбувається масообмін.

Відповідно, розв'язання диференціальних рівнянь масообміну потребує використання системи прямокутних координат Декарта, або циліндричної системи координат. Верифікація фізичних моделей простих конструктивних форм допускає спрощення масообмінних процесів до одномірних, як то може бути у випадку прямокутного каналу, по якому уздовж однієї осі рухаються у протитечії обидві фази.

У табл. 2 частково наведені основні дані, взяті для розрахунків за умови задачі (значення коефіцієнтів дифузії та ін.).

Результати проведених розрахунків стосуються визначення висоти апарата абсорбції або висоти однієї окремої одиниці перенесення, яка по наших оцінках складає 0,2 м. Це відповідає реальним даним промислових абсорберів.

Таблиця 2. Параметри апарата, взяті за умови задачі.

Параметр	Значення
Товщина повітряного каналу (L), м	0.036
Товщина водяної плівки (δ), мм	1.7
Площа контакту (A), м ²	0.6
Швидкість газового потоку, м/с	0.4
Швидкість рідини, м/с	0.5
Витрата рідини, м ³ /год	0.5
Коефіцієнт дифузії NH ₃ у повітрі (D), м ² /с при 0°C	19.8·10 ⁻⁶
Коефіцієнт дифузії NH ₃ у воді (D), м ² /с при 20°C	1.76·10 ⁻⁹
Число Рейнольдса для газу	1037
Число Нуссельта для газу	34.2
Коефіцієнт масообміну (β _r), м/с	0.02

Для порівняльної оцінки результатів розв’язання основних рівнянь, які покладено в основу розглянутих вище моделей взаємодії газоподібної домішки забруднення та дисперсних частинок з газовим потоком в плівкоутворювальних каналах масообмінного апарата, застосовано комплексний підхід, який полягає у використанні відповідних методів досліджень та аналізу: фізичного, математичного моделювання і верифікації результатів моделювань.

За результатами проведених фізичних та обчислювальних (імітаційних) експериментів здійснено оптимізаційне профілювання геометричної конфігурації плівкоутворювальних пластин, формуючих стабільну тонку плівку, та визначено області доцільного розташування абсорбуючих елементів.

Верифікація простих фізичних моделей дозволяє передбачати шляхом порівняння швидкостей масообміну з швидкістю потоків повітря та абсорбенту, який режим масообміну можна очікувати. Основу чисельної моделі складає рівняння конвективної дифузії (1).

Модель процесу – уздовж вертикального циліндру радіусом r по внутрішній його поверхні назустріч забрудненому небезпечними газами повітрю тече вода, яка абсорбує небезпечні газові домішки. У стаціонарному випадку похідна у рівнянні (1) $\partial C / \partial t = 0$.

З припущенням про стаціонарність процесу і відсутність внутрішніх джерел та стоків речовини в газі рівняння (1) набуває вигляду

$$v \vec{\text{grad}} C = - \text{div} \vec{j} \tag{36}$$

Направимо вісь OX вздовж течії. Тоді в циліндричних координатах з віссю OX з урахуванням радіальної симетрії отримаємо:

$$\text{div} \vec{j} = \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} (r \vec{j}) + \frac{\partial j}{\partial x}$$

Для молярного механізму дифузії $j = \beta C$ і $\text{div} \vec{j} = \frac{\beta C}{r}$.

З урахуванням наведених виразів рівняння (36) приймає вигляд:

$$(v + \beta) \cdot \frac{\partial C}{\partial x} = - \frac{\beta C}{r} \tag{37}$$

або
$$\frac{\partial C}{\partial x} = - a C \tag{38}$$

де

$$a = \frac{\beta}{v+\beta} = \frac{b}{v+\beta} \approx \frac{b}{v}, \quad (39)$$

при $\beta \ll v$.

Розв'язок рівняння (37) має вид

$$C = C_0 e^{-ax}. \quad (40)$$

Отже, зміна концентрації відбувається за експоненціальним законом, показник степені якого визначається швидкістю масообміну β .

Для циліндру діаметром 0.1 м значення параметра a пов'язано із коефіцієнтом масообміну β та швидкістю газу v . При швидкості газу $v=0,1$ м/с і взятому нами значенні коефіцієнту масообміну $\beta=0,02$ м/с параметр a дорівнює

$$a = \frac{\beta}{r(v + \beta)} = \frac{0,02}{0,05 \cdot (0,1 + 0,02)} \approx 4 \text{ м}^{-1}$$

Залежності відносних концентрацій від відстані X представимо на рис. 4 у графічному вигляді, де концентрація $C = C_0 \exp(-bx/v)$.

Знайдені залежності свідчать про цілком реальні розміри X масообмінних апаратів, які використовуються у сучасних технологіях очищення повітря.

Отже конвективно-дифузійна модель циліндричного абсорберу з припущенням про лімітуючу роль коефіцієнту масообміну β та визначальне значення швидкості конвективного газового потоку v найбільш близько описує реальний процес абсорбції в апаратах із вільною міжфазною границею. На цій підставі стає можливим тепер інженерний розрахунок апарата та його технологічних параметрів.

Прості співвідношення та залежності, які можна отримати таким методом цілком аналітично, надають можливість швидко проводити оцінки регулюючих фізичних факторів, режимів проходження фізичних процесів та розраховувати параметрів конструювання апаратів очищення повітря.

Адекватність розроблених моделей визначається поєднанням закладених в них теоретичних основ абсорбційних процесів з фундаментальними положеннями механіки рідини і газу, фізики аеродисперсних систем, теорії процесів турбулентного перенесення та осадження дисперсних частинок з турбулентного потоку.

Висновки.

1. Сформульовані і представлені фізичні моделі процесу абсорбційного очищення газів з урахуванням змін концентрації газу по висоті абсорбційного апарату. Відповідно ним представлені чисельні моделі, основу яких складає рівняння конвективної дифузії.

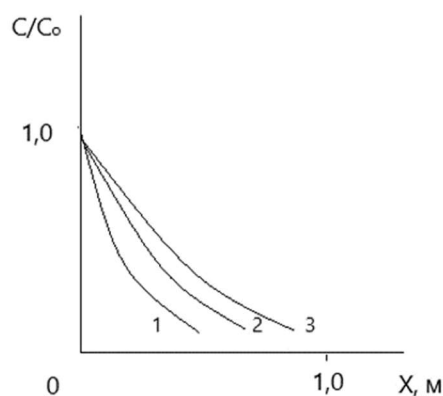


Рис. 4 Залежності відносної концентрації аміаку у повітрі від висоти абсорберу X : 1 – параметр $a=4$; 2 – параметр $a = 2$; 3 – параметр $a = 1$.

2. Для дослідження основних фізичних принципів у процесі масообміну проведена верифікація простих фізичних моделей в різноманітних конвективно-дифузійних задачах із найбільш простою геометрією конструктивних форм, по яких у протитечії двох фаз на міжфазній границі відбувається очищення повітря.
3. Розглянуто нагрівання абсорбенту при розчиненні в ньому газів і зроблені оцінки підвищення його температури, яке разом з сезонними або кліматичними температурними коливаннями може суттєво впливати на ефективність процесу очищення. Запропоновано охолодження абсорбційного апарата за рахунок природної конвекції шляхом збільшення його зовнішньої поверхні при комбінації послідовних і паралельних з'єднань одиничних елементів абсорбції (сегментів) в схемі їх розташування у масообмінному апараті при однакових витратах повітря і потоків абсорбенту.
4. Аналіз моделі квазіфрактальної дифузії в неоднорідних газодисперсних системах показав вплив неоднорідності аеро- та газодисперсних систем на швидкість масообмінних процесів. Найменший час дифузії (найбільша швидкість масообміну) спостерігається у випадку супердифузії (ефект каналювання). При інших випадках швидкість дифузійних процесів є меншою.
5. Показано, що верифікація простих фізичних моделей дозволяє передбачати шляхом порівняння швидкостей масообміну з швидкістю потоків повітря та абсорбенту, який режим масообміну можна очікувати. Прості співвідношення та залежності, які отримані таким методом цілком аналітично, надали можливість швидко проводити оцінки регулюючих фізичних факторів, режимів проходження фізичних процесів та розраховувати параметри конструювання апаратів очищення повітря.
6. Розраховані геометричні параметри апарата (висота, ширина, товщина плівки, площа контакту). Оцінені гідродинамічні умови роботи (швидкість газу, плівки, опір, стабільність плівки).

Література

1. Герасимов О.І. Технології захисту навколишнього середовища : Підручник. Одеса: ТЕС, 2019. – 268с. <http://eprints.library.odku.edu.ua/id/eprint/12609/>
2. Герасимов О.І. Фізичні основи технологій захисту навколишнього середовища : підручник. Одеса: ОДЕКУ, 2022. – 168 с. <http://eprints.library.odku.edu.ua/id/eprint/11901>
3. Курятников В.В., Снівак А.Я, Кільян А.М. Конструювання та інженерно-фізичні принципи систем захисту довкілля: конспект лекцій/ Одеса: ОДЕКУ, 2019. 60 с. <http://eprints.library.odku.edu.ua/id/eprint/6303>
4. Теплові й масообмінні процеси та обладнання хімічних і нафтогазопереробних виробництв у системах «газ (пара) – рідина» : підручник / Я. Е. Михайловський, А. Є. Артюхов, М. П. Юхименко, Н. О. Артюхова ; за заг. ред. Я. Е. Михайловського. – Суми : Сумський державний університет, 2021. – 391 с. ISBN 978-966-657-882-5 <https://essuir.sumdu.edu.ua/bitstream/123456789/87502/3/Mykhaylovs%CA%B9kyu.pdf>

5. Врагов А. П. Гідромеханічні процеси та обладнання хімічних і нафтопереробних виробництв : навчальний посібник / А. П. Врагов. – Суми : Алан-Екс, 2003. – 232 с. <http://ebooks.znu.edu.ua/files/Bibliobooks/Inshi20/0013604.pdf>
7. Врагов А. П. Матеріали до розрахунків процесів та обладнання хімічних і газо- нафтопереробних виробництв : навчальний посібник / А. П. Врагов, Я. Е. Михайловський, С. І. Якушко. – Суми : СумДУ, 2008. – 170 с. <https://essuir.sumdu.edu.ua/handle/123456789/865>
8. Врагов А. П. Масообмінні процеси та обладнання хімічних і газонафтопереробних виробництв : навчальний посібник / А. П. Врагов. – Суми : ВТД «Університетська книга», 2007. – 284 с. <https://essuir.sumdu.edu.ua/bitstream/123456789/1573/1/Vragov2.pdf>
9. Герасимов О.І., Курятников В.В. Розв'язання задач з «Технологій захисту навколишнього середовища»: навчальний посібник. Одеса; Одеський державний екологічний університет, 2024. – 120 с. ISBN 978-966-186-298-1 <http://eprints.library.odku.edu.ua/id/eprint/13069>
10. Герасимов О.І., Курятников В.В. Фізичне моделювання в технологіях водоочищення // Фізика аеродисперсних систем. – 2023. – №61. – С.17-31. <http://fas.onu.edu.ua/issue/view/17225>
11. Герасимов О.І., Курятников В.В. Моделювання динаміки радіоактивних домішок в умовах річкових стоків в райони морського узбережжя// Фізика аеродисперсних систем. – 2024. – № 62. – С.130-149 <http://fas.onu.edu.ua/article/view/318617>
12. Дж.Кэй, Т.Лэби. Таблицы физических и химических постоянных. Гос. Издательство физико-математической литературы. – М.: 1962. – 247 с.
13. . Справочник химика / под ред. Б. П. Никольского. – Ленинград : Химия, 1968. – Т. 5. – 976 с.

Gerasymov O. I., Kuriatnykov V. V.

Verification of models of dynamics of mass transfer processes in devices with a free interfacial boundary of modern air purification technologies

The application of physical and mathematical modeling methods allows for a deeper understanding of mass transfer processes and optimize the operation of air purification technological equipment. One of the promising directions for purifying atmospheric air from harmful gaseous and dispersed impurities is the use of devices with a free interphase boundary, which allow for the maximum area of phase contact and ensure intensive mass exchange between the gas and liquid phases.

Depending on the type of contamination, mass transfer can occur in dispersed and continuous phases, which by their nature can be homogeneous or heterogeneous with features of fractal objects.

Research objective: verification of physical models of mass transfer process mechanisms in technological devices with a free interfacial boundary, designed to purify polluted air from harmful gaseous and dispersed components, taking into account the heterogeneity and fractal features of possible research objects. An example of such objects is cloudy air in the form of fog from finely dispersed droplets of condensed ammonia or sulfuric or nitric acid, during the purification of which heat exchange and hydrodynamic processes occur.

Physical models of the absorption gas purification process are formulated and presented, taking into account changes in gas concentration along the height of the absorption apparatus. In accordance with the proposed physical models, mathematical models of differential equations of mass transfer have been developed, which require the use of a rectangular Cartesian coordinate system or a cylindrical coordinate system. The basis of the numerical model is the equation of convective diffusion.

Temperature changes can significantly affect (heating during gas dissolution) the quality of gas purification. One way to counteract these phenomena is to cool the absorption apparatus by natural convection by increasing its external surface, possibly by reducing its diameter. At the same air flow rate and flow velocity, the reduction in the diameter of the device should correspond to an increase in the number of parallel-connected similar sections ("plates"). The layout of these sections becomes a combination of series and parallel connections of single absorption elements.

The considered fractal model of diffusion in a dispersed system of particles or droplets in polluted air allows us to describe different modes of the transport process from normal diffusion to superdiffusion (almost channeling) using a single structural parameter.

It is shown that verification of simple physical models allows one to predict, by comparing mass transfer rates with the velocities of air and absorbent flows, what mass transfer regime can be expected. Simple relationships and dependencies, obtained by this method entirely analytically, made it possible to quickly assess regulating physical factors, modes of physical processes, and calculate the design parameters of air purification devices.

Keywords: *absorption, free-interface devices, mass transfer, modeling, air purification technologies, fractal diffusion.*