

В.В. Середа<sup>1</sup>, канд. техн. наук, доцент, ORCID 0000-0002-4645-3123Д.В. Риндюк<sup>1</sup>, канд. техн. наук, доцент, ORCID 0000-0001-7770-7547П.В. Скрипник<sup>1</sup>, магістрант, ORCID 0009-0009-3588-759X<sup>1</sup>Національний технічний університет України

«Київський політехнічний інститут імені Ігоря Сікорського»

## ОЦІНКА ЕФЕКТИВНОСТІ ВИДАЛЕННЯ ДІОКСИДУ ВУГЛЕЦЮ З БІОГАЗУ ТВЕРДИМИ СОРБЕНТАМИ

Метою роботи є дослідження енергетичної ефективності та економічної доцільності використання твердих сорбентів для видалення діоксиду вуглецю із біогазу. Розроблено принципову схему установки та запропоновано конструкцію контактора – пристрою для адсорбції/десорбції молекул діоксиду вуглецю. В якості сорбенту використано активоване вугілля Calgon BPL. Проведено тепловий конструктивний розрахунок, визначено геометричні розміри контактора і параметри процесу адсорбції. Створено математичну модель та проведено числові експерименти по визначенню теплового стану контактора під час циклу нагрівання. Враховано основні конструктивні особливості спроектованого апарату та властивості теплоносія та сорбента, в тому числі й теплопровідності у матриці пористого каркасу активованого вугілля. Отримано розподіл температур по об'єму контактора та залежність середньої температури активованого вугілля від часу нагрівання контактора димовими газами. Визначено час адсорбції/десорбції та час нагрівання/охолодження сорбенту в контактормі – за повний цикл тривалістю 51 хв, активованим вугіллям можна вилучити 26 кг діоксиду вуглецю з біогазу. Розраховано основні показники ефективності видалення діоксиду вуглецю. Проведене тривимірне моделювання і отримані результати дають підстави стверджувати, що використання твердих сорбентів є конкурентоспроможним рішенням для декарбонізації енергетичного сектору України.

**Ключові слова:** біогаз, декарбонізація, діоксид вуглецю, ефективність, моделювання, тверді сорбенти, техніко-економічний аналіз.

**Вступ.** Видалення та утилізація діоксиду вуглецю ( $\text{CO}_2$ ) перед спалюванням біогазу має низку переваг пов'язаних із ефективністю, безпекою, економічними та екологічними аспектами. Основними аргументами на користь декарбонізації біогазу є: підвищення калорійності палива (зменшення частки  $\text{CO}_2$  збільшує концентрацію метану, який є основним енергетичним компонентом біогазу, що призводить до підвищення теплоти згоряння), запобігання корозії ( $\text{CO}_2$ ) у поєднанні з водою утворює вугільну кислоту ( $\text{H}_2\text{CO}_3$ ), яка може викликати корозію обладнання, наприклад, двигунів, котлів або трубопроводів, видалення  $\text{CO}_2$  знижує ризик пошкодження металевих елементів системи, що подовжує термін служби обладнання), покращення умов спалювання (високий вміст  $\text{CO}_2$  знижує температуру горіння, що призводить до неповного згоряння палива, що зменшує енергоефективність і підвищує викиди шкідливих речовин, таких як чадний газ). Декарбонізований біогаз під час спалювання виділяє менше шкідливих викидів, таких як оксиди азоту ( $\text{NO}_x$ ) та сажа. З економічної точки зору менший вміст  $\text{CO}_2$  означає менший об'єм газу, що знижує витрати на компресію та транспортування. Високий вміст метану підвищує комерційну цінність біогазу [1].

Нині в промислових масштабах для виділення  $\text{CO}_2$  із біогазу широко застосовуються абсорбційні, мембранні та криогенні технології [2, 3]. Натомість для біогазових установок малої та середньої потужності (до 300 м<sup>3</sup>/год біогазу) ці технології є надмірно затратними і технічно складними.

Рішенням цієї проблеми є використання твердих сорбентів для видалення  $\text{CO}_2$ . Перевагами твердих сорбентів є низькі капітальні затрати, простота обслуговування, мінімальна енергоємність, незначний корозійний вплив на обладнання, екологічна безпека утилізації сорбенту. Попри перспективність твердих сорбентів, їх використання для очищення біогазу залишається обмеженим. У більшості наявних наукових праць вивчаються хімічні властивості сорбентів, у той час як теплові процеси (нагрівання та охолодження сорбентів) досі залишаються мало дослідженими [4, 5]. Відсутність належних даних щодо ефективності та енергетичних витрат теплових процесів обмежує оцінку собівартості і можливості застосування твердих сорбентів у реальних умовах.

**Мета та завдання.** Оцінити енергоефективність та економічну доцільність використання твердих сорбентів для видалення  $\text{CO}_2$  із біогазу. Розробити конструкцію контактора для ефективного нагрівання сорбенту димовими газами. Дослідити теплові процеси, які відбуваються в контактормі. Визначити показники ефективності видалення  $\text{CO}_2$  з біогазу твердими сорбентами.

**Виклад основного матеріалу дослідження. Опис роботи системи уловлення вуглекислого газу з новим контактором.** Система видалення  $\text{CO}_2$  з біогазу складається з контактора, котельні, розподільчих пристроїв, вентилятора, димососу та компресора (рис. 1). Система працює у періодичному циклічному

режимі. На початковому етапі біогаз з біогазової установки подається до контактора, який заповнений твердим сорбентом. Під час проходження біогазу через сорбент відбувається процес адсорбції молекул  $\text{CO}_2$  з біогазу до сорбенту. Очищений від  $\text{CO}_2$  біогаз надходить до котельні для подальшого спалювання.

Після завершення фази адсорбції, контур подачі біогазу до контактора перекривається. Розпочинається нагрівання сорбенту для десорбції з нього молекул  $\text{CO}_2$ . Необхідна теплота забирається від димових газів з котельні, які подаються до контактору через спеціальний контур. Після передачі теплоти сорбенту, димові гази видаляються з контактора до димової труби котельні. Після нагрівання контактора, молекули  $\text{CO}_2$  десорбуються з поверхні сорбенту та через контур видалення транспортуються до компресора, де стискаються для подальшої утилізації.

Після повного виділення  $\text{CO}_2$  у контактор подається зовнішнє повітря, яке відбирає залишкове тепло від сорбенту, знижуючи його температуру до рівня початкової. Таким чином, охолоджений сорбент готовий до нового циклу адсорбції.

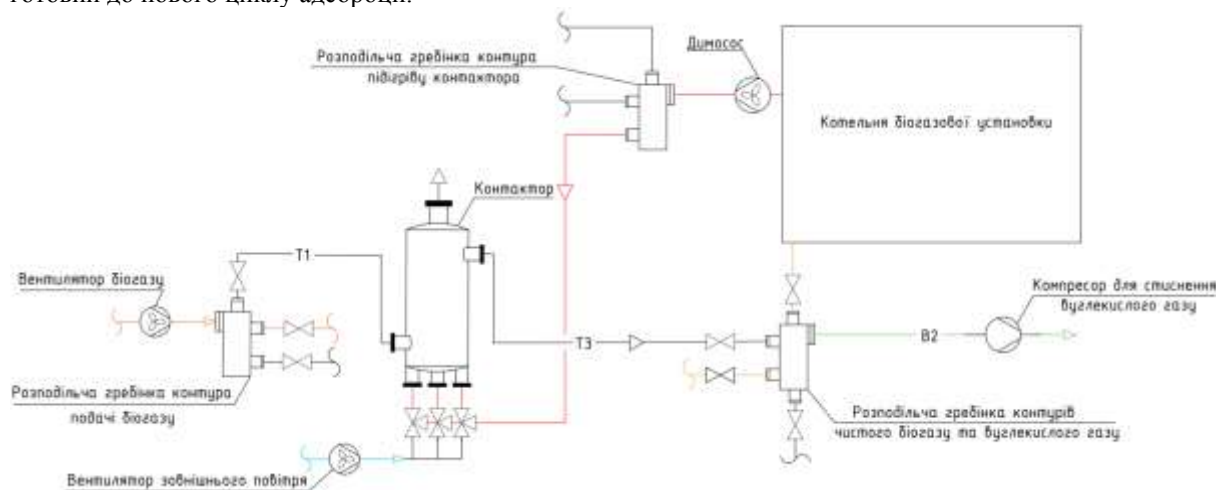


Рисунок 1 - Принципова схема установки для удаления  $\text{CO}_2$  з біогазу

Особливістю запропонованої схеми є контактор, який має вигляд вертикального кожухотрубного теплообмінника (рис. 2). Сорбент знаходиться у міжтрубному просторі, а димові гази подаються всередину теплообмінних труб. На відміну від традиційних конструкцій, де теплоносії безпосередньо контактують із сорбентом, кожухотрубний контактор мінімізує ризик забруднення сорбенту. Це дає змогу значно продовжити термін використання сорбенту та забезпечити стабільність і чистоту процесів адсорбції та десорбції. Крім того, дана конструкція може витримувати високі температури та тиски, що робить її придатною для використання різних типів джерел вторинної теплоти.

Основним недоліком запропонованої конструкції є зниження ефективності теплопередачі від димових газів до сорбенту порівняно з традиційними контакторами. Зокрема невідома тривалість нагрівання сорбенту димовими газами, що ускладнює оцінку ефективності даного способу видалення  $\text{CO}_2$ .

Дослідження теплового стану контактора під час циклу нагрівання здійснено в тривимірній постановці з використанням програмного комплексу САПР SolidWorks та сімейства додаткових модулів інженерного аналізу SolidWorks Flow Simulation з урахуванням основних конструктивних особливостей спроектованого апарату та властивостей як теплоносія (димові гази) так і сорбента (активоване вугілля).

#### Розроблення математичної моделі і результати моделювання.

Для розрахунку процесу уловлення  $\text{CO}_2$  зроблено такі припущення:

- атмосферний тиск біогазу і концентрацію  $\text{CO}_2$  у біогазі беремо постійними і рівними 101,3 кПа і 29% відповідно;

- втрати теплоти від будь-якого обладнання установки не враховуємо.

Параметри адсорбції та десорбції приймаємо на основі наявних літературних даних [6]:

- тип сорбенту – активоване вугілля Calgon BPL. Теплові та адсорбційні властивості Calgon BP подано в табл. 1.

- температура адсорбції (дорівнює температурі отримання біогазу) – 308 К;

- температура десорбції – 373 К;

- швидкість видалення біогазу на одиницю маси сорбенту – 0,672 л/(г·год);

- теплоносії – димові гази. Параметри димових газів взяті для котлоагрегату ДКВР-6,5/13: витрата  $G_{fg} = 7441 \text{ м}^3/\text{год}$ , температура 473 К.

- матеріал трубок теплообмінника – нержавіюча сталь 302 Cr18/Ni8;

- зовнішній діаметр і товщина трубки 38/3 мм.

Таблиця 1. Теплові та адсорбційні властивості активованого вугілля Calgon BP [6].

| Властивості                           | Значення   | Одиниці вимірювання |
|---------------------------------------|------------|---------------------|
| поглинальна здатність сорбенту        | 1,14       | моль/г              |
| коефіцієнт теплопровідності           | 0,2        | Вт/(м·К)            |
| питома теплоємність пористого каркасу | 800        | Дж/(кг·К)           |
| Густина пористого каркасу             | 1900       | кг/м <sup>3</sup>   |
| Насипна густина                       | 990        | кг/м <sup>3</sup>   |
| Діаметр частинок сорбенту             | 3,38       | мм                  |
| Загальна пористість сорбенту          | 0,78       | -                   |
| Тип проникності                       | ізотропний | -                   |

З метою визначення геометричних розмірів контактора і параметрів процесу адсорбції CO<sub>2</sub> активованим вугіллям у міжтрубному просторі контактора, був проведений тепловий конструктивний розрахунок відповідно до методики [7]. В результаті були отримані наступні параметри:

- діаметр контактора – 0,75 м;
- довжина трубок контактора – 3,5 м;
- кількість трубок контактора – 150 шт;
- маса сорбенту, якій міститься в контакторі – 402 кг;
- витрата біогазу на один контактор  $G_{bg,cont} = 270,128$  м<sup>3</sup>/год;
- швидкість руху біогазу у міжтрубному просторі  $w_{e.bg} = 0,987$  м/с;
- маса CO<sub>2</sub>, яка уловлюється в контакторі за один цикл - 26,02 кг;
- тривалість адсорбції  $t_{ad} = 11,026$  хв.

В основі використаної для моделювання нагріву активованого вугілля математичної моделі лежать рівняння Нав'є-Стокса, які є формулюваннями законів збереження маси, імпульсу та енергії для потоків димових газів. Рівняння доповнюються рівняннями стану димових газів, що визначають природу димових газів, і емпіричними залежностями густини, в'язкості і теплопровідності димових газів від температури.

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + \frac{\partial}{\partial x_i}(\rho u_i) = S_M^p; \quad (1)$$

$$\frac{\partial \rho u_i}{\partial t} + \frac{\partial}{\partial x_j}(\rho u_i u_j) + \frac{\partial p}{\partial x_i} = \frac{\partial}{\partial x_j}(\tau_{ij} + \tau_{ij}^R) + S_i + S_{ii}^p, \quad i = 1, 2, 3; \quad j = 1, 2, 3; \quad (2)$$

$$\frac{\partial \rho H}{\partial t} + \frac{\partial \rho u_i H}{\partial x_i} = \frac{\partial}{\partial x_j}(u_j(\tau_{ij} + \tau_{ij}^R) + q_i) + \frac{\partial p}{\partial t} - \tau_{ij}^R \frac{\partial u_i}{\partial x_j} + \rho \varepsilon + S_i u_i + S_H^p + Q_H; \quad (3)$$

$$H = h + \frac{u^2}{2} + \frac{5}{3}k - \frac{\Omega^2 r^2}{2} - \sum_m h_m^0 y_m, \quad (4)$$

де  $u$  - швидкість димових газів,  $\rho$  - густина димових газів,  $S_i$  - розподілена зовнішня сила на одиницю маси, зумовлена опором пористого середовища ( $S_i^{por}$ ), силою тяжіння ( $S_i^{gr} = \rho g_i$ , де  $g_i$  - складова прискорення сили тяжіння вздовж  $i$ -го координатного напрямку) та обертаннями системи координат ( $S_i^r$ ), тобто  $S_i = S_i^{por} + S_i^{gr} + S_i^r$ ,  $h$  - тепла ентальпія;  $S_M^p, S_{ii}^p, S_H^p$  - додаткові члени міжфазного обміну, зумовлені взаємодією частинок Ейлера-Лагранжа,  $Q_H$  - джерело або поглинач тепла на одиницю об'єму,  $\tau_{ij}$  - тензор в'язких напружень зсуву,  $q_i$  - дифузійний тепловий потік,  $\Omega$  - кутова швидкість обертаної системи координат,  $r$  - відстань від точки до осі обертання в системі відліку обертання,  $k$  - кінетична енергія турбулентності,  $h_m^0$  - індивідуальна тепла ентальпія  $m$ -го компонента суміші,  $y_m$  - концентрація  $m$ -го компонента суміші.

Оскільки в задачі розглядається теплопровідність у матриці пористого каркасу сорбенту, то, окрім розв'язання рівнянь (1-4), що описують потік димових газів, також необхідно розв'язати рівняння, що описують теплопровідність у твердих тілах в рамках пористого середовища.

$$\frac{\partial \rho e}{\partial t} = \frac{\partial}{\partial x_i} \left( \lambda_i \frac{\partial T}{\partial x_i} \right) + Q_H, \quad (5)$$

де  $e$  - питома внутрішня енергія,  $e = CT$ ,  $C$  - питома теплоємність,  $Q_H$  - питоме тепловиділення (або поглинання) на одиницю об'єму, а  $\lambda_i$  - значення тензора теплопровідності. Вважається, що тензор теплопровідності є діагональним у розглянутій системі координат. Для ізотропного середовища  $\lambda_1 = \lambda_2 = \lambda_3 = \lambda$ .

Для вирішення задачі нестационарної теплопровідності використано метод скінченних об'ємів (FVM). Загальновідомо, що точність та достовірність розрахункових досліджень, які проводяться базуючись на дискретних методах, суттєво залежить від якості дискретизації розрахункового простору. Розрахункова модель контактора в тривимірній постановці була дискретизована більш ніж на 4 мільйони скінченних об'ємів зі згущенням сітки в області теплообміну між трубками теплообмінника та сорбентом.

Розрахункова схема, що використовувалась для моделювання прогріву пористого середовища (активоване вугілля) в контакторі димовими газами представлена на рис.2.

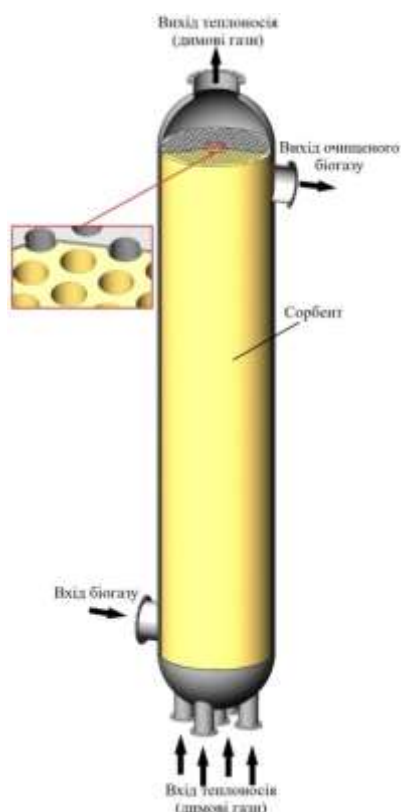


Рисунок 2 - Розрахункова схема контактора

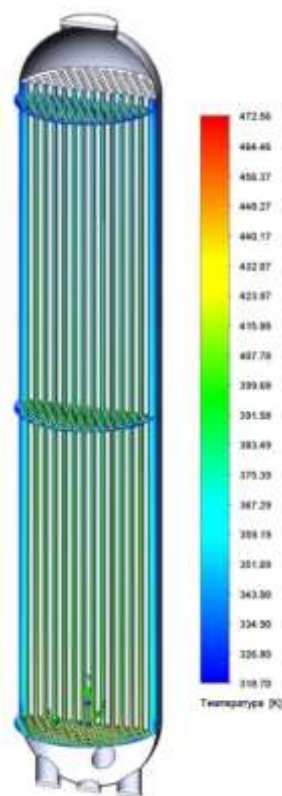


Рисунок 3 - Поле температур по об'єму контактора в момент часу 870 сек

Задача рахувалася в нестационарній постановці з постійним контролем збіжності розв'язку по температурі теплоносія (димові гази), температурі металу труб теплообмінника та температурі пористого каркасу сорбенту (активоване вугілля).

В якості результатів розрахунків отримано розподіли швидкостей та тисків теплоносія по об'єму контактора, а також дані зміни поля температур пористого каркасу сорбенту (наведено на рис. 3).

На основі проведених розрахунків було визначено динаміку нагріву пористого каркасу сорбента та побудовано графік залежності середньої температури сорбенту від часу (рис. 4).

Аналіз отриманих результатів показав, що весь об'єм активованого вугілля в середньому прогрівається до температури 373 K за 870 секунд.

Інтегральне значення величини тиску димових газів на вході до контактора рівне 103034 Па, а на виході знаходиться на рівні 101986 Па. Тобто втрати тиску димових газів при протіканні через пучок теплообмінних трубок апарату склали 1048 Па.

#### Показники ефективності

Основні показники ефективності процесу видалення CO<sub>2</sub> активованим вугіллям з біогазу визначалися за рівняннями наведеними в [8].

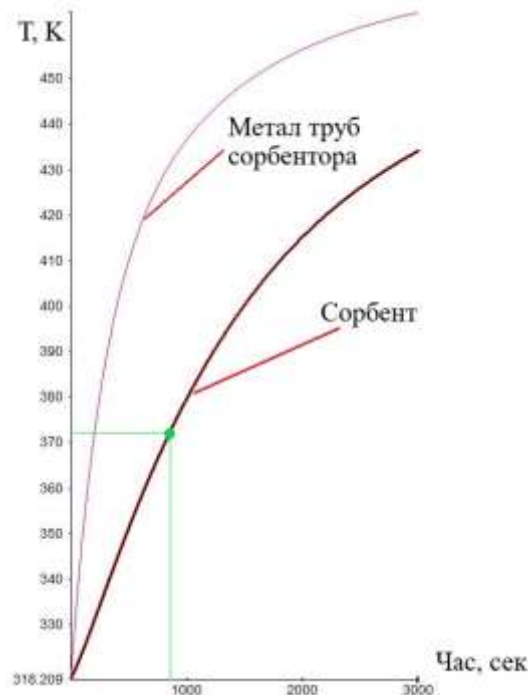


Рисунок 4 - Графік залежності середньої температури активованого вугілля від часу нагріву

Тривалість одного циклу видалення CO<sub>2</sub>:

$$t_{\text{cycle}} = t_{\text{ad}} + t_{\text{de}} + t_{\text{heat}} + t_{\text{cool}}; \quad (6)$$

де  $t_{\text{de}}$  - тривалість десорбції. Приймаємо рівною тривалості адсорбції [6],  $t_{\text{heat}}, t_{\text{cool}}$  - час нагрівання та охолодження контактора для температурного перемикавання між процесами адсорбції та десорбції. Відповідно до проведеного моделювання приймаємо  $t_{\text{heat}} = t_{\text{cool}} = 870 \text{ с}$ .

На основі тривалості одного циклу видалення CO<sub>2</sub> було розраховано кількість циклів за добу і за рік роботи системи, а також масу CO<sub>2</sub>, уловленого за ці періоди. Результати зазначені в таблиці 2.

Втрати тиску під час руху біогазу в трубках контактора становлять:

$$\Delta P_{\text{bg}} = \frac{150 \cdot \mu_{\text{bg}} \cdot w_{\text{e.bg}}}{d_{\text{sorb}}^2} \frac{(1 - \varepsilon_{\text{sorb}})^2}{\varepsilon_{\text{sorb}}^3} + 1,75 \frac{\rho_{\text{co2}} w_{\text{e.bg}}^2}{d_{\text{sorb}}} \cdot \frac{1 - \varepsilon_{\text{sorb}}}{\varepsilon_{\text{sorb}}^3}; \quad (7)$$

де  $\mu_{\text{bg}} = 1,845 \cdot 10^{-5} \text{ Pa} \cdot \text{с}$  - динамічна в'язкість біогазу, загальна пористість сорбенту в контакторі ( $\varepsilon_{\text{sorb}}$ ) та діаметри частинок сорбенту ( $d_{\text{sorb}}$ ) наведені в табл.1.

Потужність вентилятора, необхідна для прокачування біогазу в контакторі:

$$N_{\text{fan}} = (G_{\text{bg,cont}} \cdot 3 \cdot \Delta P_{\text{bg}} \cdot L_{\text{cont}}) / \eta_{\text{fan}}; \quad (8)$$

де  $\eta_{\text{fan}} = 0.8$  - ККД вентилятора,  $L_{\text{cont}}$  - довжина контактора, яка дорівнює довжині трубок.

Потужність димососу необхідна для прокачування димових газів через контактор:

$$N_{\text{fg}} = (G_{\text{fg}} \cdot 3 \cdot \Delta P_{\text{fg}}) / \eta_{\text{fg}}; \quad (9)$$

де  $\eta_{\text{fg}} = 0.8$  - ККД вентилятора.

Кількість електричної енергії, яка споживається контактором протягом року:

$$E_{\text{cont}} = (N_{\text{fan}} \cdot 2 \cdot t_{\text{ad}} + N_{\text{fg}} \cdot 2 \cdot t_{\text{heat}}) \cdot n_{\text{cycle,year}}; \quad (10)$$

Витрати електричної енергії для видалення 1 кг CO<sub>2</sub>:

$$E_{\text{CO2}} = E_{\text{cont}} / m_{\text{co2,year}}; \quad (11)$$

Річні витрати на електричну енергію:

$$B_{\text{el,year}} = E_{\text{cont}} \cdot a; \quad (12)$$

де  $a = 6,7 \text{ грн} / \text{кВ} \cdot \text{год}$  - собівартість електричної енергії.

Собівартість видалення CO<sub>2</sub>:

$$B_{CO_2} = B_{el.year} / m_{co2.year} ; \quad (13)$$

Таблиця 2. Зведені дані показників ефективності видалення CO<sub>2</sub> з біогазу.

| Показник KPI                                                                        |  | Значення | Одиниці вимірювання |
|-------------------------------------------------------------------------------------|--|----------|---------------------|
| Тривалість одного циклу видалення CO <sub>2</sub> , t <sub>cycle</sub>              |  | 51       | хв                  |
| Кількість циклів за одну добу, t <sub>cycle.day</sub>                               |  | 29       | —                   |
| Кількість циклів за рік, n <sub>cycle.year</sub>                                    |  | 10790    | —                   |
| Маса видаленого CO <sub>2</sub> за одну добу, m <sub>co2.day</sub>                  |  | 769      | кг                  |
| Маса видаленого CO <sub>2</sub> за рік, m <sub>co2.year</sub>                       |  | 281      | т                   |
| Втрати тиску під час руху біогазу в трубках контактора, ΔP <sub>bg</sub>            |  | 410      | Па/м                |
| Потужність вентилятора для прокачування біогазу, N <sub>fan</sub>                   |  | 0,4      | кВт                 |
| Потужність димососу для прокачування димових газів, N <sub>fg</sub>                 |  | 8,1      | кВт                 |
| Річна кількість електричної енергії, E <sub>cont</sub>                              |  | 41950    | кВт                 |
| Витрати електричної енергії для уловлення 1 тони CO <sub>2</sub> , E <sub>co2</sub> |  | 157      | (кВт·год)/т         |
| Річні витрати на електричну енергію, B <sub>el.year</sub>                           |  | 281      | тис. грн            |
| Собівартість видалення 1 тони CO <sub>2</sub> , B <sub>co2</sub>                    |  | 1049     | грн                 |

На основі проведених розрахунків собівартість видалення CO<sub>2</sub> з біогазу за допомогою активованого вугілля становить 1049 грн за 1 тону CO<sub>2</sub>. Цей показник можна порівняти з іншими способами, такими як кріогенна сепарація та мембранні технології. Зокрема, кріогенна технологія, яка передбачає охолодження біогазу у діапазоні від -50°C до -120°C, має собівартість близько 4000 грн за 1 тону CO<sub>2</sub> [9]. Мембранні системи, що використовують напівпроникні мембрани для відокремлення молекул CO<sub>2</sub>, забезпечують собівартість видалення тони CO<sub>2</sub> від 2500 до 3000 грн [10]. Таким чином, тверді сорбенти, зокрема активоване вугілля демонструє конкурентоспроможність з точки зору собівартості видалення CO<sub>2</sub> з біогазу. Це робить тверде видалення CO<sub>2</sub> особливо привабливим для малих і середніх біогазових установок (до 300 м³/год обробленого біогазу).

### Висновки

Вертикальна кожухотрубна конструкція контактора дає змогу уникнути забруднення сорбенту та ефективно використовувати доступну вторинну теплоту (зокрема димові гази) для забезпечення необхідних температурних умов процесу десорбції CO<sub>2</sub>. Дане рішення сприяє зниженню теплових витрат для нагрівання сорбенту. Відповідно зменшиться і собівартість видалення CO<sub>2</sub>.

Встановлені геометричні розміри контактора (діаметр 0,75 м та довжина 3,5 м), які забезпечують необхідну швидкість руху біогазу у міжтрубному просторі і димових газів в трубах. Під час тривимірного моделювання теплового стану контактора визначено експлуатаційні параметри системи, зокрема час нагрівання сорбенту димовими газами – 14,5 хв., тривалість повного циклу видалення CO<sub>2</sub> – 51 хв., втрати тиску димових газів в контактормі – 1048 Па. Отримані результати дають змогу оцінити енергоефективність та економічну доцільність використання твердих сорбентів для видалення CO<sub>2</sub> із біогазу.

Розрахунок економічних показників ефективності показав, що використання твердих сорбентів, таких як активоване вугілля, дозволяє видаляти 281 тону CO<sub>2</sub> з біогазу щороку. Витрати електроенергії на цей процес складають 157 кВт·год на кожен тону видаленого CO<sub>2</sub>. За таких умов собівартість уловлювання становить 1049 грн за тону CO<sub>2</sub>. Отримані результати свідчать про доцільність проведення більш докладних поглиблених досліджень процесу видалення CO<sub>2</sub> твердими сорбентами з метою подальшого впровадження цієї технології в Україні.

V. Sereda<sup>1</sup>, Cand. Sc. (Eng.), Assoc. Prof, ORCID 0000-0002-4645-3123

D. Rindyuk<sup>1</sup>, Cand. Sc. (Eng.), Assoc. Prof, ORCID 0000-0001-7770-7547

P. Skrypnyk<sup>1</sup>, master student, ORCID 0009-0009-3588-759X

<sup>1</sup>National Technical University of Ukraine "Igor Sikorsky Kyiv Polytechnic Institute"

## ASSESSMENT OF THE EFFICIENCY OF CARBON DIOXIDE REMOVAL FROM BIOGAS USING SOLID SORBENTS

*The aim of this work is to study the energy efficiency and economic feasibility of using solid sorbents for carbon dioxide removal from biogas. A schematic diagram of the plant has been developed and the design of a contactor, a device for adsorption/desorption of carbon dioxide molecules, has been proposed. Calgon BPL-activated carbon was used as a sorbent. A thermal design calculation was carried out, and the contactor's geometric dimensions and the adsorption process parameters were determined. A mathematical model was created and numerical experiments were carried out to determine the thermal state of the contactor during the heating cycle. The apparatus's main design features and the properties of the coolant and sorbent, including thermal conductivity in the matrix of the porous framework of activated carbon, were considered. The temperature distribution over the volume of the contactor and the dependence of the average temperature of the activated carbon on the time of heating the contactor with flue gases were obtained. The time of adsorption/desorption and the time of heating/cooling of the sorbent in the contactor were determined - for a full cycle of 51 minutes, activated carbon can remove 26 kg of carbon dioxide from biogas. The main indicators of carbon dioxide removal efficiency were calculated. The three-dimensional modelling and the results obtained suggest that the use of solid sorbents is a competitive solution for the decarbonisation of the Ukrainian energy sector.*

**Key words:** biogas, decarbonization, carbon dioxide, efficiency, modelling, solid sorbents, technical and economic analysis.

### References

1. P. Rusanowska, M. Zieliński та M. Dębowski, "Removal of CO<sub>2</sub> from Biogas during Mineral Carbonation with Waste Materials", *Int. J. Environmental Res. Public Health*, vol. 20, № 9, p. 5687, Apr. 2023. doi:10.3390/ijerph20095687
2. X. Y. Chen, H. Vinh-Thang, A. A. Ramirez, D. Rodrigue, S. Kaliaguine, "Membrane gas separation technologies for biogas upgrading", *RSC Adv.*, vol. 5, № 31, pp. 24399–24448, Feb 2015. doi:10.1039/c5ra00666j.
3. S. Sreenath, A. A. Sam, "Hybrid membrane-cryogenic CO<sub>2</sub> capture technologies: A mini-review", *Frontiers Energy Res.*, vol. 11, Apr. 2023. doi:10.3389/fenrg.2023.1167024.
4. D. Iruretagoyena, P. Fennell, R. Pini, "Adsorption of CO<sub>2</sub> and N<sub>2</sub> on bimetallic Mg-Al hydrotalcites and Z-13X zeolites under high pressure and moderate temperatures", *Chem. Eng. J. Advances*, p. 100437, Dec. 2022. doi:10.1016/j.cej.2022.100437.
5. I. Matseh, B. Trisakti, S. Maulina, R. Sidabutar, I. Iriany, M. S. Takriff, "Adsorption-desorption system for CO<sub>2</sub> removal in biogas using natural zeolite-based adsorbent", [online] *J. Eng. Sci. Technol.*, vol. 13, № 10, p. 3058–3070, Oct 2018.
6. M. V. Gil, N. Álvarez-Gutiérrez, M. Martínez, F. Rubiera, C. Pevida, A. Morán, "Carbon adsorbents for CO<sub>2</sub> capture from bio-hydrogen and biogas streams: Breakthrough adsorption study", *Chem. Eng. J.*, vol. 269, pp. 148–158, Jun. 2015. doi:10.1016/j.cej.2015.01.100.
7. V. Gnielinski, "G7 Heat Transfer in Cross-flow Around Single Rows of Tubes and Through Tube Bundles.", *VDI Heat Atlas*, VDI-Buch. Springer, Berlin, Heidelberg., 2010 doi:10.1007/978-3-540-77877-6\_40.
8. P.V. Skrypnyk, V. V. Sereda, "Technoeconomic analysis of direct air capture in the climatic conditions of Ukraine", *Refrigeration Engineering and Technology*, vol. 59, № 4, pp. 278–288, 2023. doi:10.15673/ret.v59i4.2808.
9. F. M. Baena-Moreno, M. Rodríguez-Galán, F. Vega, L. F. Vilches, B. Navarrete, Z. Zhang, "Biogas upgrading by cryogenic techniques", *Environmental Chemistry Lett.*, vol. 17, № 3, pp. 1251–1261, Mar. 2019. doi:10.1007/s10311-019-00872-2
10. C. Soto, L. Palacio, R. Muñoz, P. Prádanos та A. Hernandez, "Recent Advances in Membrane-Based Biogas and Biohydrogen Upgrading", *Processes*, vol. 10, № 10, p. 1918, Sep. 2022. doi:10.3390/pr10101918

Надійшла: 10.03.2025

Received: 10.03.2025