

ХОЛОДИЛЬНА ТЕХНІКА ТА ЕНЕРГОТЕХНОЛОГІЇ

УДК 620.9:66.081.6.1

Техніко-економічний аналіз двоступеневої мембранної системи вловлювання діоксиду вуглецю з димових газів ТЕС

В. В. Середя¹✉, Д. А. Гладков², А. С. Соломаха³¹⁻³Національний технічний університет «Київський політехнічний інститут імені Ігоря Сікорського», вул. Політехнічна, 6, Київ, 03056, Україна✉ e-mail: ¹sereda.volodymyr@lil.kpi.uaORCID: ¹<https://orcid.org/0000-0002-4645-3123>; ²<https://orcid.org/0009-0000-1727-1286>;³<https://orcid.org/0000-0002-1061-6277>

Вловлювання CO₂ після згоряння палива є перспективним методом зниження антропогенного впливу людини на навколишнє середовище. Відділення вуглекислого газу можна здійснювати безпосередньо з димових газів на електростанціях та промислових підприємствах. Мембрани розглядаються як ефективна технологія уловлювання діоксиду вуглецю, вони вирізняються простотою інтеграції, відсутністю небезпечних реагентів, фазових переходів та високим потенціалом для ефективної декарбонізації. Їхня продуктивність зростає при підвищеному вмісті CO₂ у продуктах згоряння. В статті досліджено енергетичну ефективність та економічну доцільність використання мембранних технологій для вловлювання діоксиду вуглецю із димових газів. Розроблено принципову схему двоступеневої каскадної установки та запропоновано оптимальну конфігурацію мембранних модулів для розділення газової суміші. В якості розділювального бар'єра прийнято полімерну мембрану Polaris компанії MTR. Проведено розрахунок масообміну, визначено необхідну площу мембрани і енергетичне споживання обладнання. Проведено числові розрахунки по визначенню енергетичного штрафу системи залежно від величини вилучення. Враховано основні фізичні особливості процесу, зокрема зниження рушійної сили при вичерпанні парціального тиску діоксиду вуглецю та зростання паразитного потоку баластного азоту крізь мембрану в зоні глибокого вилучення. Отримано графіки залежності собівартості та енергоспоживання від глибини вилучення на кожному ступені каскаду. Обґрунтовано вибір оптимального робочого режиму на рівні 65% вилучення першого ступеня, що відповідає питомій собівартості чистого продукту 45\$/тону при загальному енергетичному штрафі 11,74%. Результати дослідження дають підстави стверджувати, що використання оптимізованих каскадних мембранних систем є конкурентоспроможним рішенням для декарбонізації енергетичного сектору України.

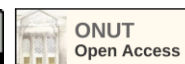
Ключові слова: Вилучення; Димовий газ; Діоксид вуглецю; Ефективність; Мембрана; ТЕС

doi: <https://doi.org/10.15673/ret.v62i1.3468>

© The Author(s) 2026. This article is an open access publication

This work is licensed under the Creative Commons Attribution 4.0 International License (CC BY)

<http://creativecommons.org/licenses/by/4.0/>



1. Вступ

Вловлювання вуглецю після згоряння є важливим підходом до зниження антропогенних викидів, який полягає у вилученні діоксиду вуглецю CO₂ безпосередньо з продуктів спалювання вугляного палива або біомаси на електростанціях та

промислових об'єктах. Типовий склад таких газів створює специфічні та складні умови для процесу розділення, оскільки вони переважно складаються з баластного азоту N₂, містять цільовий компонент CO₂, водяну пару, залишковий кисень O₂, а також корозійно-активні домішки, такі як оксиди сірки SO_x та азоту NO_x. Окрім складного хімічного

складу, ці гази характеризуються низьким парціальним тиском CO_2 та високими температурами, що зазвичай коливаються в межах $120\ldots 180\text{ }^\circ\text{C}$, що робить вибіркове вилучення CO_2 з великого об'єму інертного газу значним технологічним викликом [1-3].

Серед існуючих методів вловлювання, таких як кріогенна дистиляція, адсорбція твердими сорбентами та хімічна абсорбція, останній вважається найбільш зрілою технологією. Однак традиційна амінова абсорбція, попри високу ефективність вловлювання, має суттєві недоліки: високу енергоємність процесу регенерації розчинника, значні капітальні витрати, корозійну активність та утворення токсичних відходів. Кріогенне розділення, своєю чергою, є енергетично виправданим лише для потоків з високою концентрацією CO_2 (понад 90%), що нехарактерно для димових газів. У цьому контексті мембранні технології виступають як приваблива альтернатива, оскільки вони не потребують фазових переходів, використання небезпечних хімікатів та складних систем регенерації [4,5].

Враховуючи ці умови, мембранне розділення розглядається як одна з найбільш перспективних технологій для декарбонізації, що базується на використанні спеціальних полімерних або неорганічних матеріалів для селективного масопереносу CO_2 . Рушійною силою цього процесу є різниця парціальних тисків по обидва боки мембрани, який створюється шляхом стиснення газу на вході, вакуумування на виході або комбінації цих методів. Ключовою перевагою є те, що мембранні системи легко інтегруються в існуючі технологічні схеми без значної модифікації паросилового циклу елек-

тромації, а їхня ефективність зростає при використанні палива з вищим вмістом CO_2 у продуктах згоряння [6].

Метою статті є оцінка енергетичної та економічної ефективності двоступеневої мембранної системи уловлювання діоксиду вуглецю з димових газів ТЕС на біопаливі.

2. Опис роботи системи двоступеневої мембранної системи уловлювання діоксиду вуглецю.

На рис. 1 наведена принципова схема двоступеневої мембранної системи уловлювання діоксиду вуглецю з димових газів. Процес вловлювання розпочинається з відбору гарячих димових газів з котла димососом 1, які, окрім цільового CO_2 , містять значну кількість домішок, критично небезпечних для стабільності полімерних матеріалів. Оскільки наявність твердих частинок може призвести до фізичного блокування пор та абразивного зношування поверхні мембрани, потік першочергово спрямовується до пиловловлювача 2. Після видалення механічних домішок газ надходить у скруббер 3 для глибокого очищення, де відбувається зниження температури до робочого діапазону. На цьому етапі також здійснюється конденсація основної маси водяної пари та абсорбція кислих газів, зокрема оксидів сірки SO_x , присутність яких може викликати хімічне старіння або отруєння мембранного матеріалу. Для фінальної підготовки газ проходить через блок осушення 4, оскільки навіть залишкова волога здатна викликати пластифікацію полімеру та зниження ефективності розділення.

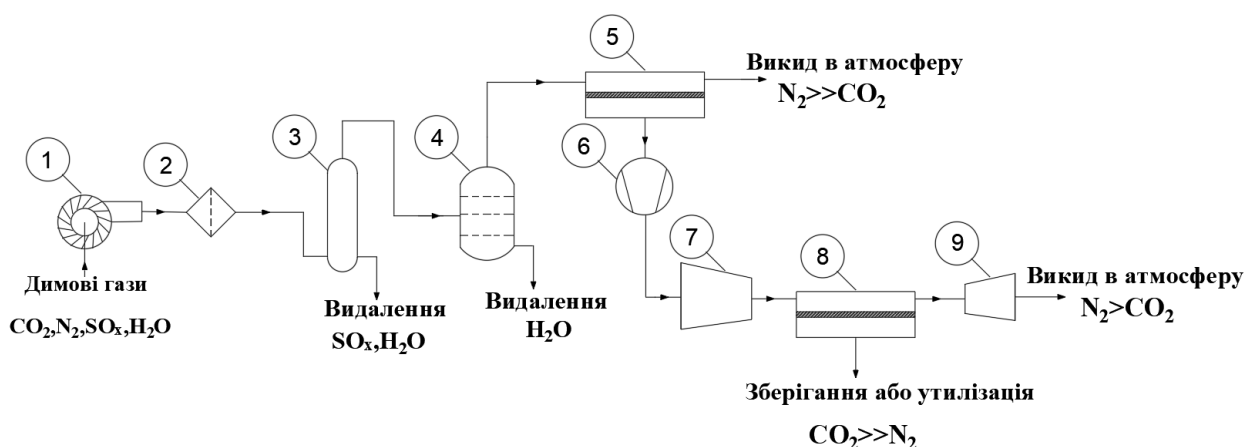


Рисунок 1 – Принципова схема двоступеневої мембранної системи уловлювання діоксиду вуглецю з димових газів: 1 – Димосос; 2 – Пиловловлювач; 3 – Скруббер; 4 – Блок осушення; 5 – Мембранний модуль першого ступеня уловлювання; 6 – Вакуумний насос; 7 – Компресор; 8 – Мембранний модуль другого ступеня уловлювання; 9 – Турбодетандер

Підготовлений чистий газ подається на мембранний модуль першого ступеня 5, де процес розділення базується на механізмі розчинення-дифузії під дією різниці парціальних тисків. Для створення необхідної рушійної сили на цій стадії використовується вакуумний насос 6, встановлений на лінії пермеату, який створює розрідження, ефективно вилучаючи молекули CO_2 крізь мембрану. Такий підхід дозволяє уникнути енерговитратного стиснення всього об'єму вхідного димового газу, що складається переважно з баластного азоту. Потік, збагачений діоксидом вуглецю після першого ступеня, виводиться вакуумним насосом і подається на проміжний компресор 7, який стискає його до високого тиску для забезпечення ефективної роботи другого ступеня мембрани 8.

На другому мембранному ступені відбувається фінальне доочищення суміші. Завдяки попередньому збагаченню та високому тиску на вході, система дозволяє досягти чистоти продукту понад 95%, що є стандартом для подальшого зрідження та транспортування. Пермеат другого ступеня є кінцевим продуктом для зберігання або утилізації, тоді як ретентат, що все ще знаходиться під високим тиском, може бути використаний для рекуперації енергії. Для цього потік спрямовується на турбодетандер 9, де потенційна енергія стисненого газу перетворюється на механічну роботу, частково компенсуючи витрати електроенергії на роботу компресорного обладнання перед викидом газу в

атмосферу.

Недоліком цієї принципової схеми є відсутність спеціалізованого блоку видалення оксидів азоту NO_x , які для більшості полімерних мембран і можуть викликати їх хімічну деградацію або утворення кислотного конденсату. Оскільки встановлення дорогого каталітичного блоку не передбачено, життєздатність системи повністю залежить від використання технологій самого котла, таких як спалювання у псевдозрідженому шарі або впорскування аміаку в топку, що дозволяє конвертувати NO_x у безпечний азот ще до етапу вловлювання.

Визначення необхідної площі мембрани для досягнення заданої чистоти діоксиду вуглецю у пермеаті є складним інженерним завданням, оскільки всі параметри системи взаємопов'язані, а рушійна сила процесу постійно змінюється через зміну концентрацій [7]. Розрахунок виконується ітераційним методом, що вимагає одночасного дотримання матеріальних балансів та законів масопереносу, які описують дифузію газів через мембрану під дією різниці парціальних тисків. Процес починається із завдання бажаного відсотка CO_2 у пермеаті, після чого робиться первинне припущення для єдиної невідомої величини – концентрації CO_2 в ретентаті. Використовуючи це припущення, на першому етапі за допомогою рівнянь матеріального балансу розраховується загальна витрата пермеату та, відповідно, конкретні молярні витрати CO_2 та N_2 , що пройшли крізь мембрану.

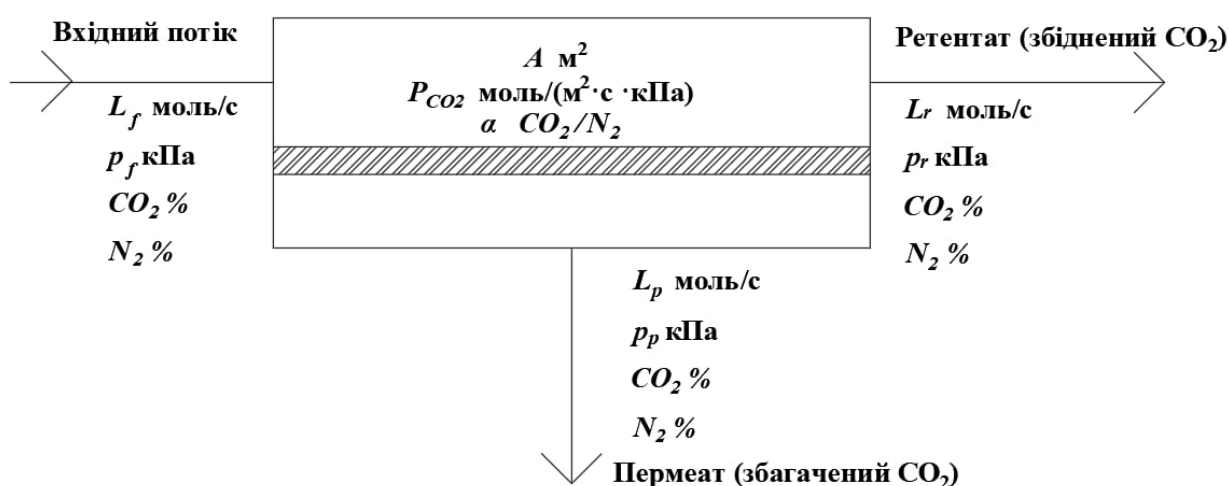


Рисунок 1 – Схема потоків та параметрів мембранного ступеня

На другому етапі застосовуються рівняння масопереносу. На основі розрахованих потоків компонентів та логарифмічної різниці їхніх парціаль-

них тисків визначається площа мембрани, необхідна окремо для транспорту CO_2 та окремо для транспорту N_2 . Оскільки фізично мембрана є єди-

ним цілим, ці дві розраховані площі повинні бути рівними. Якщо вони не співпадають, початкове припущення щодо концентрації CO₂ в ретентаті систематично коригується в ітераційному циклі доти, доки похибка розрахунку не стане рівною нулю. Коли розрахована площа для CO₂ збігається з площею для N₂, це означає, що знайдено єдине правильне рішення, при якому матеріальний баланс і закони масопереносу виконуються одночасно, а отримане значення площі є шуканим результатом.

Розрахунок енергоспоживання базується на термодинамічних рівняннях для адіабатних процесів (стиснення для компресорів, вакуумних насосів та розширення для турбодетандерів). Ключовими

параметрами формул є молярна витрата конкретного потоку, температура на вході, показник адіабати та цільовий ступінь зміни тиску, скориговані на коефіцієнт корисної дії обладнання.

В якості джерела димових газів для розрахунку системи уловлювання обрано типову для енергетики України ТЕС на біопаливі (соняшниковому лушпинні) електричною потужністю 16 МВт. Прийняті для розрахунку параметри, зокрема концентрація CO₂ на рівні 16,6%, є характерними для процесів спалювання біомаси на об'єктах даного класу. Основу технологічної схеми складають мембранні модулі інноваційного матеріалу Polaris від компанії MTR, який на сьогодні визнано технологічним еталоном у провідних країнах світу [8-10].

Таблиця – Технічні параметри системи

Параметр	Значення	Одиниця вимірювання
Потужність турбіни ТЕС	16	МВт
Проникність мембрани	0,000669	моль/(м ² · с · кПа)
Селективність мембрани	50	-
Перший мембранний ступінь		
Мольний потік газу на вході	711	моль/с
Концентрація CO ₂ на вході	16,6	%
Абсолютний тиск на вході	100	кПа
Абсолютний тиск пермеату	10	кПа
Другий мембранний ступінь		
Мольний потік газу на вході	116	моль/с
Концентрація CO ₂ на вході	65,7	%
Абсолютний тиск на вході	600	кПа
Абсолютний тиск пермеату	100	кПа

Для розрахунку принципової схеми зроблено наступні припущення:

- Процес вловлювання працює за стаціонарних умов.
- Усі компоненти суміші поведуться як ідеальні гази.
- Витрата та склад вхідного потоку є постійними.
- Компоненти N₂ та O₂ об'єднані в один умовний компонент N₂.
- Процес мембранного розділення відбувається ізотермічно.
- Проникність та селективність матеріалу є постійними величинами.
- Стиснення у компресорі та вакуумному насосі вважається адіабатним.
- Проміжне охолодження ідеально знижує температуру газу до вхідної.

- Втрати тиску в обладнанні та трубопроводах не враховуються.

Мольний потік газу в потоці пермеату розраховується за рівнянням

$$L_p = L_f \cdot \frac{x_f - x_r}{y_p - x_r} \quad (1)$$

де L_f – мольний потік газу на вході в мембрану; x_f – концентрація діоксиду вуглецю на вході в мембрану; x_r – концентрація діоксиду вуглецю на виході з мембрани; y_p – концентрація діоксиду вуглецю в пермеаті.

Мольний потік діоксиду вуглецю в пермеаті розраховується за рівнянням

$$L_{p,CO_2} = L_p \cdot y_p \quad (2)$$

Різниця парціальних тисків на вході та пермеаті мембрани розраховується за рівнянням

$$\Delta p_{f,CO_2} = p_f \cdot x_f - p_p \cdot y_p \quad (3)$$

де p_f – тиск газу на вході в мембрану; p_p – тиск газу в пермеаті.

Середньо логарифмічна різниця парціальних тисків діоксиду вуглецю в мембрані, розраховується за рівнянням

$$\Delta p_{cp,CO_2} = (\Delta p_{f,CO_2} - \Delta p_{r,CO_2}) / \ln \frac{\Delta p_{f,CO_2}}{\Delta p_{r,CO_2}} \quad (4)$$

де $\Delta p_{r,CO_2}$ – різниця парціальних тисків в ретентаті та пермеаті.

Необхідна площа для проходження діоксиду вуглецю розраховується за рівнянням

$$A_{CO_2} = \frac{L_{p,CO_2}}{P_{CO_2} \cdot \Delta p_{CO_2}} \quad (5)$$

де Δp_{CO_2} – проникність діоксиду вуглецю.

Відносне вилучення мембраною діоксиду вуглецю розраховується за рівнянням

$$R_{CO_2} = \frac{L_{p,CO_2}}{L_f \cdot x_{f,CO_2}} \cdot 100\% \quad (6)$$

Потужність вакуумного насоса розраховуємо за рівнянням

$$N_{в.н} = L_p \cdot c_p \cdot T_{вх} \cdot \frac{1}{\eta_{в.н.}} \cdot \left[\left(\frac{p_{вих}}{p_{вх}} \right)^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right] \quad (7)$$

де c_p – теплоємність газової суміші; $T_{вх}$ – вхідна температура газової суміші; $\eta_{в.н.}$ – коефіцієнт корисної дії вакуумного насоса; $p_{вих}$ – тиск вихідного потоку газової суміші; $p_{вх}$ – тиск вхідного потоку газової суміші; k – показник адіабати.

Потужність турбодетандера розраховуємо за рівнянням

$$N_{т.д} = L_r \cdot c_p \cdot T_{вх} \cdot \eta_{т.д} \cdot \left[1 - \left(\frac{p_{вих}}{p_{вх}} \right)^{\frac{k-1}{k}} \right] \quad (8)$$

де L_r – мольний потік на виході з мембрани; $T_{вх}$ – вхідна температура газової суміші; $\eta_{т.д.}$ – коефіцієнт корисної дії турбодетандера.

Маса уловлюваного діоксиду вуглецю за рік розраховуємо за рівнянням

$$M_{CO_2} = L_{p,CO_2} \cdot \mu_{CO_2} \cdot 3,6 \cdot \tau \cdot 10^{-3} \quad (9)$$

де μ_{CO_2} – молярна маса діоксиду вуглецю, τ – річний фонд робочого часу системи.

Собівартість уловлювання діоксиду вуглецю розраховується за рівнянням

$$LCOC = (C_{el} + A_{mem} + A_{eq}) / M_{CO_2} \quad (10)$$

де C_{el} – річні витрати на електроенергію; A_{mem} – щорічна амортизація мембранних модулів; A_{eq} – щорічна амортизація енергетичного обладнання системи.

3. Аналіз результатів розрахунку

На рисунку 3 відображено залежність необхідної площі мембранної поверхні від цільового ступеня вилучення діоксиду вуглецю. Аналіз залежності необхідної площі мембрани від ступеня вилучення CO_2 , демонструє чіткий поділ процесу на два характерні режими, що зумовлені фізикою масопереносу.

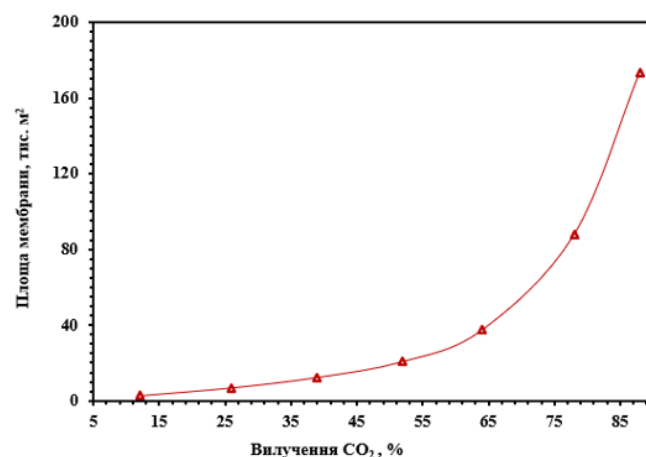


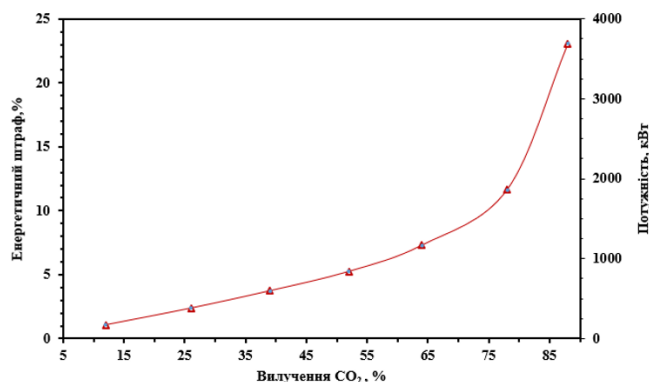
Рисунок 3 – Графік залежності площі мембрани «Polaris» від вилучення діоксиду вуглецю

На початковому етапі, в діапазоні вилучення 10-50%, графік має квазілінійний характер, що свідчить про високу ефективність процесу розділення. Оскільки на цій ділянці відбирається лише

частина цільового компонента, його концентрація у потоці не встигає суттєво знизитися, забезпечуючи стабільно високий градієнт парціальних тисків і, як наслідок, потужну рушійну силу дифузії. Розрахунки показують, що для досягнення 12% вилучення достатньо площі 2 755 м², а підвищення цього показника до 52% вимагає помірного збільшення площі до 20 767 м², що є прийнятним з точки зору капітальних витрат.

Зміна динаміки відбувається при переході через поріг 65%, де залежність набуває яскраво вираженого експоненціального характеру. У цій зоні, коли основна маса CO₂ вже вилучена, відбувається стрімке збіднення потоку ретентату, внаслідок чого парціальний тиск CO₂ критично знижується, наближаючись до рівноваги з тиском вже вилученої частини газу на стороні пермеату. Це призводить до різкого падіння локальної рушійної сили, для компенсації якого та вилучення залишкових молекул газу необхідне непропорційне нарощування поверхні масообміну. Якщо для оптимальної точки 65% площа становить 37 351 м², то спроба збільшити вилучення до 78% вимагає вже 87 624 м² мембрани. Тобто отримання додаткових 13% продукту коштує збільшення площі майже в 2,5 рази, що суттєво погіршує економічні показники системи на цьому етапі.

На рисунку 4 відображено залежність енергетичного штрафу вакуумного насоса від ступеня вилучення діоксиду вуглецю.

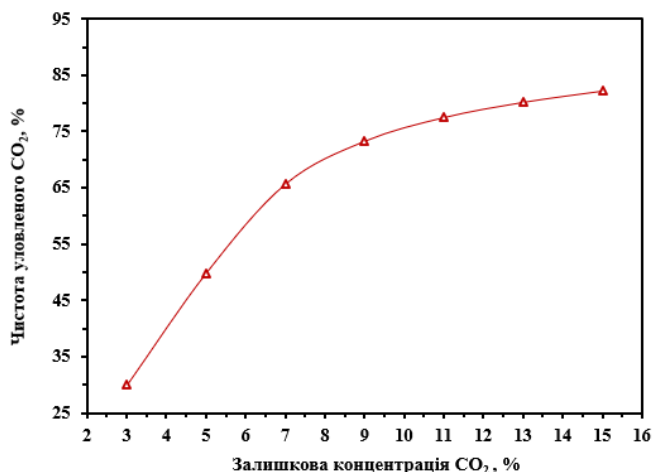


Рисунку 4 – Графік залежності енергоспоживання вакуумного насоса від ступеня вилучення діоксиду вуглецю

Динаміка цієї кривої є ідентичною до залежності площі мембрани: спостерігається чіткий нелінійний характер зростання експлуатаційних витрат, який набуває експоненціальної форми в зоні високого вилучення.

Аналіз даних демонструє різку диспропорцію між приростом ефективності та витратами енергії на етапі високого вилучення. Якщо при ступені вилучення 65% споживана потужність вакуумного насоса становить 1165 кВт, що відповідає прийнятному енергетичному штрафу 7,3%, то при спробі підвищити вилучення до 78% потужність зростає до 1860 кВт, а енергетичний штраф сягає 11,63%.

На рисунку 5 представлена залежність чистоти вловленого CO₂ від його залишкової концентрації у викидах. Ця залежність є ключем до розуміння експоненціального зростання капітальних та операційних витрат, показаних на попередніх рисунках, оскільки ілюструє фундаментальний компроміс мембранного розділення між ступенем вилучення та якістю продукту.



Рисунку 5 – Графік залежності чистоти уловленого діоксиду вуглецю від залишкової концентрації у викидах першого ступеня

У правій частині графіка, де процес обмежується помірним вилученням і залишкова концентрація CO₂ утримується на рівні 13-15%, високий парціальний тиск газу на вході забезпечує потужну рушійну силу. У цих умовах потік CO₂ крізь мембрану значно домінує над потоком азоту, що дозволяє отримувати продукт із чистотою понад 80% при відносно невеликій площі мембрани. Однак при спробі досягти глибокого вилучення та знизити вміст CO₂ у викидах до 3-5%, його парціальний тиск у ретентаті суттєво знижується, що призводить до критичного падіння рушійної сили для цільового компонента.

Внаслідок виснаження CO₂ у потоці, крізь мембрану починає інтенсивно проникати баластний азот, для якого рушійна сила залишається стабільно високою. Це призводить до стрімкого розбав-

лення пермеату: перехід від режиму 7% залишку до 3% призводить до зниження чистоти продукту з 65% до 30%. Саме це падіння чистоти пояснює фізику попередніх графіків: щоб компенсувати низьку концентрацію CO_2 у пермеаті та досягти цільових показників, системі доводиться багаторазово збільшувати площу мембрани для перехоплення розсіяних молекул та витратити величезну кількість енергії на вакуумування паразитного потоку азоту.

На рисунку 6 представлено залежність чистоти вловленого діоксиду вуглецю від його залишкової концентрації для другого ступеня каскадної системи. Порівняльний аналіз кривих демонструє суттєву перевагу режиму роботи з помірним вилученням 65% на попередньому ступені порівняно з режимом глибокого вилучення 78%.

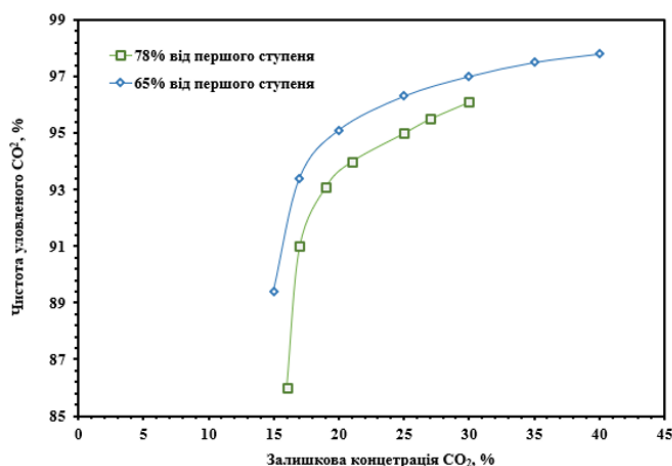


Рисунок 6 – Графік залежності чистоти вловленого діоксиду вуглецю від залишкової концентрації у викидах другого ступеня

Розташування кривої для режиму 65% у верхній області графіка обумовлене високою якістю вхідного потоку, що надходить на другий ступінь (пермеату першого ступеня). Завдяки обмеженню вилучення на першому етапі, молярна доля CO_2 у вхідній суміші другого ступеня зберігається на високому рівні – 0,657. Потужна рушійна сила дозволяє мембрані другого ступеня ефективно селектувати цільовий компонент, досягаючи нормативного показника чистоти 95% тобто без значних втрат вже вловленого CO_2 .

Натомість, спроба досягти вилучення 78% на першому ступені призводить до негативного ефекту розбавлення пермеату баластним азотом. Внаслідок цього молярна частка CO_2 на вході у другий ступінь падає до 0,500, що критично знижує вхід-

ний парціальний тиск. Ослаблення рушійної сили негативно впливає на роздільну здатність ступеня, зміщуючи криву чистоти в область нижчих значень. У цьому режимі виникає компроміс: для досягнення необхідної чистоти 95% установка змушена працювати з високою залишковою концентрацією CO_2 у ретентаті другого ступеня на рівні 25-30%.

Як видно з рисунку 7 за умови забезпечення вилучення 65% на першому ступені, загальний енергетичний штраф розподіляється наступним чином: 7,28% від потужності станції припадає на перший ступінь та 4,46% — на другий. Натомість, при форсуванні вилучення до 78%, енергетичне навантаження значно зростає, досягаючи 11,63% для першого та 7,81% для другого ступеня відповідно.

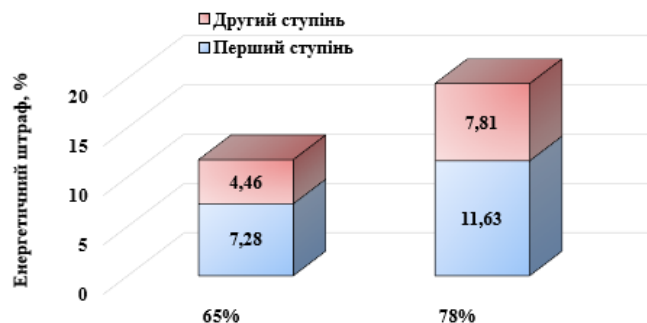


Рисунок 7 – Енергетичний штраф системи уловлювання

На рисунках 8 та 9 наведені розрахункові дані переконливо демонструють економічну перевагу режиму помірного вилучення на першому ступені. При показнику 65% вилучення першою ступінню установка забезпечує вловлювання 84 358 тонн CO_2 на рік, при цьому сумарна собівартість процесу становить 45 \$/т (36 \$/т на першому ступені та 9 \$/т на другому). Цей показник знаходиться в межах прогнозованого діапазону ефективних мембранних систем майбутнього (30-50 \$/т до 2030 року) і є конкурентоспроможним порівняно з традиційними аміновими технологіями. Такий результат досягається завдяки роботі обладнання в зоні високої енергоефективності, де мембранна площа та потужність компресорів використовуються раціонально для вилучення основної маси газу.

Натомість, спроба форсувати вилучення на першому ступені до 78% дозволяє підвищити річ-

ну продуктивність до 98 715 тонн. Однак це збільшення маси вловленого продукту на 17% (додаткові 14 357 тонн) супроводжується різким стрибком собівартості першого ступеня до 63 \$/тонну,

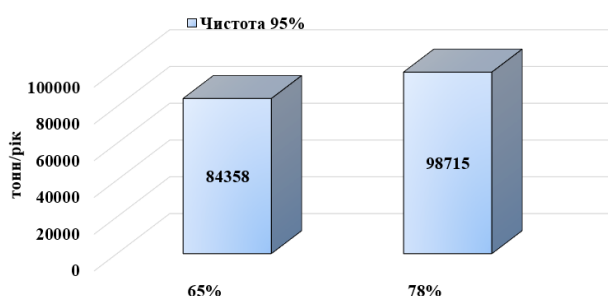


Рисунок 8 – Маса вловленого діоксиду вуглецю за рік

що майже вдвічі перевищує показники оптимального режиму. При цьому витрати на другий ступінь також зростають до 13 \$/тонну, формуючи загальну собівартість на рівні 76 \$/тонну.

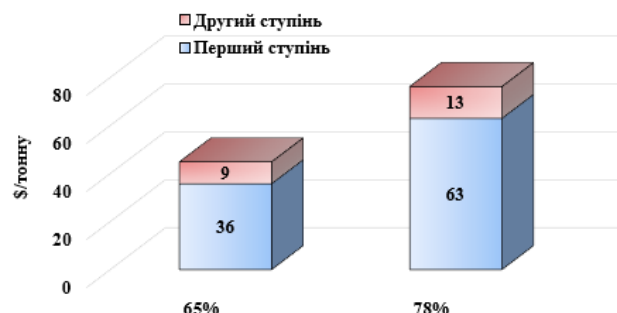


Рисунок 9 – Собівартість уловлювання діоксиду вуглецю

4. Висновки

Встановлено, що при переході через оптимальний поріг вилучення 65% ефективність використання мембрани критично знижується, вимагаючи майже п'ятикратного збільшення площі масообміну з 37 351 м² до 87 624 м² для досягнення показника 78%. Це супроводжується експоненціальним зростанням енергетичного штрафу системи з 11,74 до 19,44% через необхідність стиснення значних об'ємів баластного азоту, який інтенсивно проникає крізь мембрану у виснаженому потоці разом із залишками вуглекислого газу. Така диспропорція призводить до різкого стрибка сумарної собівартості вловлювання з 45 \$/тонну до 76 \$/тонну, що робить спробу збільшити річну продуктивність понад базові 84 358 тонн/рік економічно невиправданою та, внаслідок падіння чистоти пермеату, призводить до збільшення втрат ресурсу на другому ступені при фінальній доочистці до 95%.

Особистий внесок авторів CRediT

Середа В.В.: концептуалізація, методологія, постановка задачі. **Гладков Д.А.:** методичне забезпечення, програмне моделювання, обробка даних. **Соломаха А.С.:** аналіз та узагальнення даних, обробка результатів, інформаційний пошук

Література

1. P. Gkotsis, E. N. Peleka, A. I. Zouboulis. Membrane-Based Technologies for Post-Combustion

CO₂ Capture from Flue Gases: Recent Progress in Commonly Employed Membrane Materials // Membranes. – 2023. – Vol. 13, no. 12. – A. 898. doi: 10.3390/membranes13120898.

2. Y. Han, Y. Yang, W. S. W. Ho. Recent Progress in the Engineering of Polymeric Membranes for CO₂ Capture from Flue Gas // Membranes. – 2020. – Vol. 10, no. 11. – A. 365. doi: 10.3390/membranes10110365.

3. H. Zhai, E. S. Rubin. Techno-economic assessment of polymer membrane systems for carbon capture at coal-fired power plants // Environmental Science & Technology. – 2013. – Vol. 47, no. 6. – P. 3006-3014. doi: 10.1021/es304109b.

4. H. Wu, Q. Li, M. Sheng et al. Membrane technology for CO₂ capture: From pilot-scale investigation of two-stage plant to actual system design // Journal of Membrane Science. – 2021. – Vol. 624. –A. 119137. doi: 10.1016/j.memsci.2021.119137.

5. M. Kárászová, B. Zach, Z. Petrusová. Post-combustion carbon capture by membrane separation: Review // Separation and Purification Technology. – 2020. – Vol. 238. – A. 116448. doi: 10.1016/j.seppur.2019.116448.

6. Y. Liu, Y. Ren, H. Ma et al. Advanced organic molecular sieve membranes for carbon capture: Current status, challenges and prospects // Chemical Engineering Journal. – 2022. – Vol. 450. – A. 138024. doi: 10.1016/j.cej.2022.138024.

7. S. E. Zanco, J.-F. Pérez-Calvo, A. Gasos. Post-combustion CO₂ Capture: A Comparative Techno-Economic Assessment of Three Technologies Using a Solvent, an Adsorbent, and a Membrane // ACS Engi-

neering. – 2021. – Vol. 1, no. 1. – P. 50-72. doi: 10.1021/acsengineeringau.1c00002.

8. **L. S. White, K. D. Amo, T. Wu, T. C. Merkel.** Extended field trials of Polaris sweep modules for carbon capture // *Journal of Membrane Science*. – 2017. – Vol. 542. – P. 217-225. doi: 10.1016/j.memsci.2017.08.015.

9. **N. Ghasem.** Polymeric membranes for CO₂ separation // *Advances in Carbon Capture: Methods, Tech-*

nologies and Applications. – Woodhead Publishing, 2020. – P. 311–329. doi: 10.1016/B978-0-12-819657-1.00014-8.

10. **O. A. Odunlami, D. A. Vershima, T. E. Oladi-meji.** Advanced techniques for the capturing and separation of CO₂ – A review // *Results in Engineering*. – 2022. – Vol. 15. – A. 100512. doi: 10.1016/j.rineng.2022.100512

Отримана в редакції 22.01.2026, прийнята до друку 03.03.2026

Performance evaluation of a two-stage membrane cascade for post-combustion CO₂ capture

Volodymyr Sereda¹✉, Danylo Hladkov², Andrii Solomakha³

¹⁻³National Technical University of Ukraine «Igor Sikorsky Kyiv Polytechnic Institute», 6, Politechnicha str., Kyiv, 03056, Ukraine

✉ e-mail: ¹sereda.volodymyr@lkl.kpi.ua

ORCID: ¹<https://orcid.org/0000-0002-4645-3123>; ²<https://orcid.org/0009-0000-1727-1286>;

³<https://orcid.org/0000-0002-1061-6277>

Post-combustion CO₂ capture represents a critical technological pathway for mitigating the anthropogenic impact on the global climate system. Among available separation methods, membrane technologies are increasingly viewed as a superior alternative to traditional amine scrubbing due to their modularity, ease of integration into existing infrastructure, absence of hazardous chemical reagents, and lack of energy-intensive phase transitions. The research centers on the development and simulation of a two-stage cascade installation designed to optimize the separation process. The high-performance Polaris™ polymer membrane, developed by MTR, was selected as the separation barrier due to its high CO₂ permeability and selectivity. The study involved rigorous mathematical modeling of mass transfer processes to determine the required membrane area and the total energy consumption of the auxiliary equipment. The model accounts for critical physical phenomena, including the reduction of the driving force as the partial pressure of carbon dioxide decreases, as well as the increase in the parasitic flux of ballast nitrogen through the membrane in zones of deep removal. Based on the obtained data, graphs were generated to illustrate the dependence of production cost and energy consumption on the depth of removal at each stage of the cascade. The analysis justifies the selection of an optimal operating mode at a 65% capture rate for the first stage. This configuration corresponds to a specific cost of the captured product at \$45 per ton, with a total energy penalty of 11.74%. These results provide a solid basis for asserting that optimized cascade membrane systems are a competitive and scalable solution for the decarbonization of Ukraine's energy sector, facilitating the transition toward cleaner power generation.

Keywords: Capture; Flue gas; Carbon dioxide; Efficiency; Membrane; Thermal power plant.

References

1. **Gkotsis, P., Peleka, E. N., Zouboulis, A. I.** (2023) Membrane-Based Technologies for Post-Combustion CO₂ Capture from Flue Gases: Recent Progress in Commonly Employed Membrane Materials. *Membranes*, 13, 12, 898.
2. **Han, Y., Yang, Y., Ho, W. S. W.** (2020) Recent Progress in the Engineering of Polymeric Membranes for CO₂ Capture from Flue Gas. *Membranes*, 10, 11, 365.
3. **Zhai, H., Rubin, E. S.** (2013) Techno-economic

- assessment of polymer membrane systems for carbon capture at coal-fired power plants. *Environmental Science & Technology*, 47, 6, 3006-3014.
4. **Wu, H., Li, Q., Sheng, M. et al.** (2021) Membrane technology for CO₂ capture: From pilot-scale investigation of two-stage plant to actual system design. *Journal of Membrane Science*, 624, 119137.
5. **Kárászová, M., Zach, B., Petrusová, Z.** (2020) Post-combustion carbon capture by membrane separation: Review. *Separation and Purification Technology*, 238, 116448.

-
6. **Liu, Y., Ren, Y., Ma, H. et al.** (2022) Advanced organic molecular sieve membranes for carbon capture: Current status, challenges and prospects. *Chemical Engineering Journal*, 450, 138024.
7. **Zanco, S. E., Pérez-Calvo, J.-F., Gasos, A.** (2021) Post-combustion CO₂ Capture: A Comparative Techno-Economic Assessment of Three Technologies Using a Solvent, an Adsorbent, and a Membrane. *ACS Engineering*, 1, 1, 50-72.
8. **White, L. S., Amo, K. D., Wu, T., Merkel, T. C.** (2017) Extended field trials of Polaris sweep modules for carbon capture. *Journal of Membrane Science*, 542, 217-225.
9. **Ghasem, N.** (2020) Polymeric membranes for CO₂ separation. *Advances in Carbon Capture: Methods, Technologies and Applications*. Woodhead Publishing, 311-329.
10. **Odunlami, O. A., Vershima, D. A., Oladimeji, T. E.** (2022) Advanced techniques for the capturing and separation of CO₂ – A review. *Results in Engineering*, 15, 100512.
-

Received 22 January 2026

Approved 03 March 2026

Available in Internet 31 March 2026