

Ружинська Людмила Іванівна

*кандидат технічних наук, доцент,
доцент кафедри біотехніки та інженерії
Національний технічний університет України
«Київський політехнічний інститут імені Ігоря Сікорського»*

Ружинская Людмила Ивановна

*кандидат технических наук, доцент,
доцент кафедры биотехники и инженерии
Национальный технический университет Украины
«Киевский политехнический институт имени Игоря Сикорского»*

Ruzhinska Lyudmila

*Candidate of Technical Sciences, Associate Professor,
Associate Professor of the Department of Biotechnology and Engineering
National Technical University of Ukraine
«Igor Sikorsky Kyiv Polytechnic Institute»*

Періжок Денис Дмитрович

*студент кафедри біотехніки та інженерії
Національного технічного університету України
«Київський політехнічний інститут імені Ігоря Сікорського»*

Перижок Денис Дмитриевич

*студент кафедры биотехники и инженерии
Национального технического университета Украины
«Киевский политехнический институт имени Игоря Сикорского»*

Perizhok Denys

*Student of the Department of Biotechnology and Engineering
National Technical University of Ukraine
«Igor Sikorsky Kyiv Polytechnic Institute»*

АНАЛІЗ МАСООБМІНУ В АБСОРБЕРІ ДЛЯ ОЧИЩЕННЯ БІОГАЗУ

АНАЛИЗ МАССООБМЕНА В АБСОРБЕРЕ ДЛЯ ОЧИСТКИ БИОГАЗА

ANALYSIS OF MASS-EXCHANGE IN THE ABSORBER FOR BIOGAS PURIFICATION

Анотація. Проведено аналіз масообміну в абсорбері з барботером і механічним перемішуючим пристроєм для очищення біогазу від вуглекислого газу шляхом хемосорбції водним розчином моноетаноламіну.

Ключові слова: біогаз, вуглекислий газ, очищення, хемосорбція, абсорбер.

Аннотация. Проведен анализ массообмена в абсорбере с барботером и механическим перемешивающим устройством для очистки биогаза от углекислого газа путем хемосорбции водным раствором моноэтаноламина.

Ключевые слова: биогаз, углекислый газ, очистка, хемосорбция, абсорбер.

Summary. Mass-exchange analysis in the absorber with a bubbler and a mechanical mixing device for the purification of biogas from carbon dioxide by chemisorption with aqueous solution of monoethanolamine has been carried out.

Key words: biogas, carbon dioxide, purification, chemisorption, absorber.

Як свідчить досвід європейських країн використання анаеробної конверсії органічних відходів в біогаз, основним компонентом якого є метан, дозволяє зменшити споживання природного газу.

Для ефективного використання в енергетичних установках з біогазу необхідно вилучити баластні домішки, зокрема, вуглекислий газ і сірководень, сумарний вміст яких у біогазі може складати до 50 %. Серед відомих процесів очищення біогазу від сірководню і вуглекислого газу найбільш перспективним, на наш погляд, є процес хімічної абсорбції водним розчином моноетаноламіна, який можна використовувати при атмосферному тиску.

Вилучення сірководню і вуглекислого газу з суміші з метаном шляхом хімічної абсорбції водним розчином моноетаноламіна використовується при очищенні природного газу, у виробництві конвертованого газу шляхом каталітичної конверсії окису вуглецю. В промисловості для проведення процесу хемосорбції конвертованого газу використовують насадкові абсорбери, барботажні абсорбери з високошаровими тарілками, абсорбери з частково затопленою насадкою. Продуктивність за конвертованим газом насадкових абсорберів близько 100000 м³/год, барботажних абсорберів з високошаровими тарілками близько 200000 м³/год, абсорберів з частково затопленою насадкою близько 50000 м³/год [3]. В біогазових установках з середньою продуктивністю за біогазом (500–1000) м³/год, низькі витрати газової фази не дозволяють забезпечити ефективний гідродинамічний режим роботи в абсорберах тих типорозмірів і конструкцій, які випускаються машинобудівною промисловістю, що викликає необхідність розроблення нових конструкцій.

Ефективний гідродинамічний режим роботи в абсорберах для проведення процесу хемосорбції забезпечується створенням розвиненої міжфазної поверхні. Аналіз літературних джерел та попередні теоретичні дослідження показують, що розвинену міжфазну поверхню можна створити в абсорберах з барботерами та механічними перемішувачами пристроями. На рисунку показана схема такого абсорбера.

Абсорбер складається з корпусу 1 з штуцерами 2–7, а також з вертикального валу 8 з мішалкою 9, яка розміщена в нижній частині циркуляційного циліндра 10 з кільцевими каналами для підведення теплоносія. Під мішалкою встановлений газорозподільчий пристрій 11 у вигляді згорнутої в тор перфорованої трубки.

Абсорбер працює наступним чином: в корпус 1, через штуцер 2 подається абсорбент, а біогаз — через штуцер 4 та отвори перфорованої трубки газорозподільчого пристрою 11. Газ, що проходить через отвори — барботує у рідині. Бульбашки біогазу інтенсивно диспергуються мішалкою 9, яка закріплена на валу 8. Утворена газорідинна суміш піднімається вгору всередині циркуляцій-

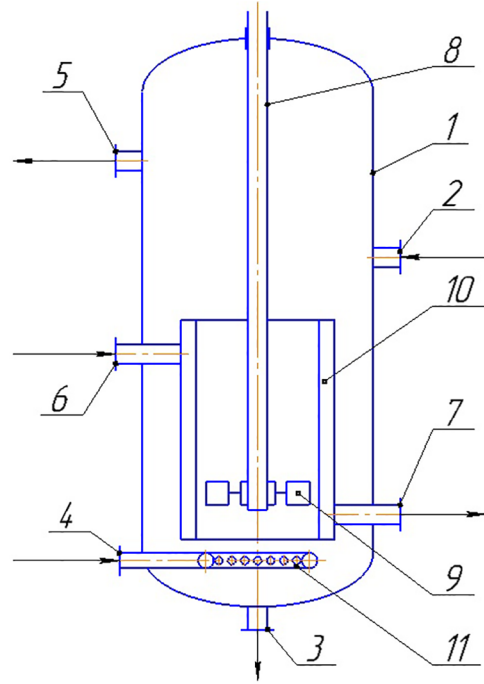


Рис. 1. Схема абсорбера з барботером та механічним перемішувачем

ного циліндра 10, в кільцевий канал якого, через штуцер 6 підводиться, а через штуцер 7 відводиться теплоносій, який забезпечує необхідну для проведення процесу температуру. Збагачений газ з газорідинної суміші виводиться через штуцер 5, а рідина — через циркуляційну зону між корпусом 1 та зовнішньою поверхнею циркуляційного циліндру поступає вниз абсорбера та відводиться через циліндр 3.

Для вибору конструкції і розмірів абсорберів в залежності від продуктивності біогазової установки необхідно оцінити інтенсивність процесів поглинання баластних газів в абсорбері.

Відомо, що коефіцієнт масовіддачі та об'ємний коефіцієнт масовіддачі в рідкій фазі при протіканні хімічної абсорбції значно вищий в порівнянні з фізичною абсорбцією і визначаються рівняннями [1]:

$$\beta_p^* = \beta_p \cdot \Phi,$$

$$\beta_{pV}^* = \beta_p \cdot \Phi \cdot a,$$

де β_p — коефіцієнт масовіддачі при фізичній абсорбції;

a — питомої поверхні контакту фаз;

Φ — коефіцієнт прискорення, що показує в скільки разів коефіцієнт масовіддачі при хімічній абсорбції перевищує коефіцієнт масовіддачі при фізичній абсорбції за умов однакової рушійної сили процесу.

Коефіцієнт прискорення Φ залежить від коефіцієнтів дифузії D_{pCO_2} баластних домішок і D_{MEA} реагента (моноетаноламіна) в розчині, концентрації баластних домішок на поверхні розділу фаз A_p , констант швидкості реакцій r_o і r_n .

Питома поверхня контакту фаз а в абсорберах з барботером та механічним пристроєм визначається за формулою [2]:

$$a = 1,44(\varepsilon_N^{0,6} \cdot \rho_p^{0,2} / \sigma_p^{0,6}) \left(\frac{W_z}{u_g} \right)^{0,5}$$

З формули зрозуміло що площа міжфазної поверхні залежить від властивостей розчину МЕА, ε_M питомої дисипації механічної енергії, що вводиться в апарат перемішуючим пристроєм, співвідношення швидкостей W_r газу та u_g спливання бульбашок газу, що визначається за формулою [2]:

$$u_g = 1,5 \left[\sigma_p g (\rho_p - \rho_z) / \rho_p^2 \right]^{0,25}$$

Розрахунок коефіцієнта масовіддачі при фізичній абсорбції виконується за критеріальними рівняннями виду:

$$Sh = f(Re, Sc).$$

Конкретний вид критеріального рівняння обирається в залежності від конструкції абсорбера. Для апаратів з барботером та механічним перемішуючим пристроєм в літературі пропонують критеріальне рівняння [2]:

$$Sh = 0,33 \left(\frac{n \cdot d_m \cdot d_g}{v_p} \right)^{0,6} (Sc)^{0,5}$$

Діаметр бульбашок d_g і коефіцієнт масовіддачі β_p — для апаратів з барботером та механічним перемішуючим пристроєм знаходять за формулами [2]:

$$d_g = 4,15(\sigma_p^3 / \rho_p \varepsilon_N^2)^{0,2} \cdot \varphi_z^{0,5} + 0,0009,$$

$$\beta_p = \frac{Sh \cdot D_{CO_2}}{d_g}$$

Коефіцієнт прискорення Φ залежить від значень кінетичного R , стехіометричного M та дифузійного θ параметрів, які знаходять з рівнянь [3]:

$$R = \sqrt{\frac{2}{n+1} \cdot r_n \cdot B_0^\beta \cdot D_{pCO_2} \cdot A_p^{\alpha-1} / \beta_p};$$

де $n=2$; $\beta=1$; $\alpha=1$.

$$M = \frac{B_0}{n \cdot A_p};$$

$$\theta = \frac{D_{MEA}}{D_{pCO_2}};$$

$$\Phi = \frac{2(M\sqrt{\theta} + 1)}{1 + \sqrt{1 + 4(M\sqrt{\theta} / R^2)}}.$$

Згідно даним наведеним в літературних джерелах поглинання вуглекислого газу водними розчинами моноетаноламіну при помірних ступенях карбонізації і гідродинамічному режиму швидкість оберненої хімічної реакції є незначною, а константу прямої реакції r_n можна знайти за формулою [3]:

$$\lg r_n = 11,07 - 2140 / T;$$

Концентрацію вуглекислого газу в біогазі A_z та рівноважну концентрацію вуглекислого газу в рідкій фазі A_p знаходять за формулами [4]:

$$A_z = \frac{y_z \cdot P \cdot T_0}{22,4 \cdot P_0 \cdot T};$$

$$A_p = \frac{A_z}{m_1};$$

Для визначення константи фазової рівноваги m_1 з поправкою на іону силу водного розчину моноетаноламіну в [4] запропонована формула:

$$m_1 = \frac{m}{1 - (K_z^+ + \sum K^- z^+ + \sum K^+ z^-) \cdot B_0^{0,75}};$$

де:

$$m = m_{px} \frac{M_p}{\rho_p RT};$$

m_{px} — константа фазової рівноваги для водних розчинів кПа;

M_p — мольна маса розчину МЕА, кг/кмоль.

Для кількісної оцінки процесів масообміну в абсорберах з барботером та механічним перемішуючим пристроєм вибраний абсорбер з номінальним об'ємом $V_n = 3,2 \text{ м}^3$, діаметром $D = 1,2 \text{ м}$, діаметром шестилопатевою турбінної мішалки $d_m = 0,32 \text{ м}$. Витрати біогазу $500 \text{ м}^3/\text{год}$, вміст вуглекислого газу в газовій фазі на вході в абсорбер 40% . Частота обертів мішалки $n = 2,67 \text{ с}^{-1}$. За запропонованими формулами виконані розрахунки коефіцієнтів масовіддачі при хемосорбції вуглекислого газу розчинами моноетаноламіну для значень концентрацій моноетаноламіну в розчині абсорбенту та температур процесу наведених в таблиці:

Таблиця 1

Вихідні дані розрахунків

Варіант №	Концентрація розчину МЕА, %	Температура процесу t , °C
1	15	30
2	15	40
3	15	50
4	20	30
5	20	40
6	20	50
7	30	30
8	30	40
9	30	50

В результаті розрахунку встановлено, що об'ємні коефіцієнти масовіддачі при хемосорбції вуглекислого газу розчинами моноетаноламіну практично не залежать від концентрацій моноетаноламіну в розчині абсорбенту та в незначній мірі залежить від температури процесу. Для 15% -ного розчину моноетаноламіну розрахункові об'ємні коефіцієнти

масовіддачі становлять близько $0,6 \text{ c}^{-1}$ і $0,65 \text{ c}^{-1}$ при температурах процесу 30°C і 50°C відповідно. Збільшення концентрації моноетаноламіну призводить до збільшення коефіцієнта динамічної в'язкості і зменшення коефіцієнтів дифузії, а також впливає на поверхневий натяг абсорбента, що призводить до погіршення барботажу газової фази крізь рідину і зменшення міжфазної поверхні.

Аналіз результатів розрахунків об'ємних коефіцієнтів масовіддачі при 15 % концентрації моноетаноламіну в розчині абсорбенту в абсорбері з барботером та механічним перемішуючим пристроєм свідчать про те, що при порівняно низьких витратах біогазу можна забезпечити вилучення вуглекислого газу за рахунок ефективного гідродинамічного режиму роботи в апараті і створення розвиненої міжфазної поверхні.

Література

1. Дытнерский Ю. И. Процессы и аппараты химической технологии [Текст] / учеб. В 2-х частях // Ю. И. Дытнерский. — М.: Химия, 1995.
2. Соколов В. М. Аппаратура микробиологической промышленности [Текст] / В. М. Соколов, М. А. Яблокова. — Л.: Машиностроение. Ленингр. отд. — е. 1988. — 278 с.
3. Семенова Т. А. Очистка технологических газов [Текст] / Т. А. Семенова, И. Л. Лейтес, Ю. В. Аксельрод, М. И. Маркина, С. П. Сергеев, Е. Н. Харьковская — М.: «Химия». — 1977. — 488 с.
4. Кузнецов А. А. Расчеты основных процессов и аппаратов переработки углеводородных газов: Справочное пособие. А. А. Кузнецов, Е. Н. Судаков. — М.: «Химия». — 1983. — 224 с.