

СПІНЕНИЙ КАТАЛІЗАТОР ДЛЯ КОНВЕРСІЇ ЧАДНОГО ГАЗУ

Сергій Кузнєцов

кандидат технічних наук, доцент кафедри загальноосвітніх гуманітарних та природничих дисциплін секції хімії, екології та безпеки життєдіяльності

Херсонський національний технічний університет, вул. Інститутська, 11, Хмельницьк, Україна, 29016, ksieko1@gmail.com

ORCID: 0000-0003-1766-931X

Олена Венгер

кандидат технічних наук, доцент, в.о. завідувача кафедри загальноосвітніх гуманітарних та природничих дисциплін секції хімії, екології та безпеки життєдіяльності

Херсонський національний технічний університет, вул. Інститутська, 11, Хмельницьк, Україна, 29016, super-elenvenger@ukr.net

ORCID: 0000-0002-0065-0375

Віолета Безпальченко

кандидат хімічних наук, доцент кафедри загальноосвітніх гуманітарних та природничих дисциплін секції хімії, екології та безпеки життєдіяльності

Херсонський національний технічний університет, вул. Інститутська, 11, Хмельницьк, Україна, 29016, bezpalchenkov@ukr.net

ORCID: 0000-0002-1355-7938

Оксана Семенченко

кандидат технічних наук, доцент кафедри загальноосвітніх гуманітарних та природничих дисциплін секції хімії, екології та безпеки життєдіяльності

Херсонський національний технічний університет, вул. Інститутська, 11, Хмельницьк, Україна, 29016, Oksana.Semenchenko@gmail.com

ORCID: 0000-0002-1251-2711

Єлизавета Івкіна

студентка групи 2ПР1 факультету інформаційних технологій та дизайну

Херсонський національний технічний університет, вул. Інститутська, 11, Хмельницьк, Україна, 29016, liza_ivkina@ukr.net

Наразі кардинально не вирішено питання санітарного очищення газів теплоенергетичних підприємств від чадного газу. Як правило, продукти згоряння палива без очищення викидаються в атмосферу. Процес очищення ускладнюють великі обсяги газів, що відходять, і наявність у їх складі супутніх домішок. Це не дозволяє використовувати відомі методи для нейтралізації газів. Одним із можливих шляхів вирішення цієї проблеми є розробка нових каталізаторів для конверсії чадного газу в вуглекислий газ. Каталітичні методи мають ряд істотних переваг у порівнянні з іншими методами санітарного очищення газів, однак для цього необхідна велика кількість некоштовних та ефективних каталізаторів. Враховуючи обсяг газів, що викидаються в атмосферу і містять чадний газ, потреба в каталізаторах у масштабах країни становить багато сотень і тисяч тон на рік. Масове виробництво каталізаторів можливе лише за їх низької вартості та доступності сировини, що застосовується. Перевагою каталітичних методів очищення є їхня технологічність, компактність, висока продуктивність, стабільність у роботі, можливість автоматизувати процес. До недоліків каталітичних методів слід віднести велику вартість каталізаторів та підвищену температуру процесу. Крім того, в газах часто містяться каталітичні отрути. Для ефективної конверсії чадного газу нами синтезовано та досліджено каталізатор з новими властивостями та малою собівартістю. Запропоновано новий метод каталітичної конверсії чадного газу. Розроблено склад високоєфективного Zn-Cu-Cr спіненого каталізатора та спосіб його нанесення на трубчасті носії. Запропоновано конструкцію апарату – трубчастого реактора, в якому здійснюється каталітична конверсія промислових газів забруднених чадним газом.

Ключові слова: конверсія чадного газу, спінений каталізатор, трубчастий реактор.

Вступ. Відомо, що людина для поповнення необхідного для організму запасу кисню пропускає через легені близько 20 м³ повітря на добу, а за життя ця цифра становить біля 600 тис. м³. Очевидно, що забруднення повітря навіть у малих дозах може завдати серйозної шкоди здоров'ю [1].

Сьогодні у базі даних ГДК налічується понад 4,5 тис. шкідливих речовин, що забруднюють атмосферне повітря, а чадний газ займає лідируючу позицію у цьому списку. Його світові викиди в атмосферу становлять 177 мільйонів тон на рік. Основним джерелом утворення чадного газу є теплоенергетична промисловість. Цей газ у 300 разів швидше розчиняється у крові, ніж кисень, а концентрація його у повітрі понад 0,1% смертельна для людини. Для того щоб чадний газ в природних умовах доокиснився до вуглекислого газу, потрібно від трьох до шести місяців [2; 3].

Метою даного дослідження була розробка нових типів каталізаторів та обладнання для ефективної конверсії чадного газу, який входить до складу газів, що відходять, теплоенергетичних та промислових підприємств.

Продукти згоряння палива, як правило, без очищення викидаються в атмосферу [4; 5]. Великі обсяги газів, що відходять, і наявність у їх складі супутніх домішок, таких як пил і сірчистий ангідрид, ускладнюють процес конверсії газів.

Розробка нових каталізаторів – один із можливих шляхів вирішення цієї проблеми [6; 7]. Каталітичні методи мають низку істотних переваг у порівнянні з іншими методами санітарного очищення газів, проте для цього потрібна наявність ефективних каталізаторів. Масове виробництво каталізаторів можливе лише за їх низької вартості та доступності сировини, що застосовується [8].

Із досвіду експлуатації каталізаторів для доокиснення чадного газу відомо, що як каталітично активні речовини можуть бути використані сполуки Cu, Cr, Fe, Mn, Pt, Ag, Sn, Co, Pd, Zn, Cd, Th, Be та інші. Промисловий каталізатор виробляють методом просочення пористого носія солями каталітично активних речовин. Потім додається наповнювач, здійснюється випарювання, сушіння та таблетування отриманої суміші. Однак каталізатори, що отримуються за описаною технологією, є дорогими і мають обмежені обсяги випуску, тому не можуть бути рекомендовані для санітарного очищення великих об'ємів газів [9].

Такі недоліки для нейтралізації чадного газу призвели до необхідності розробки нових типів каталізаторів, які мають велику продуктивність, високу активність, вибіркковість, механічну міц-

ність і термічну стійкість, відрізняються малою здатністю до отруєння і низьким аеродинамічним опором. Для формування контактних мас були використані дешеві та доступні речовини.

Найбільш високу активність показав каталізатор, що має у своєму складі цинк, мідь та хром [10]. Масові співвідношення каталітично активних речовин, алюмінієвої пудри і цементу становили 1:2,5:2,75 або (16%: 40%: 44%). Спосіб виготовлення каталізатора полягає в тому, що до суміші каталітично активних речовин додається алюмінієва пудра, цемент і амоніачна вода. Пориста структура каталізатора формується за рахунок інтенсивної реакції взаємодії амоніачної води з металевим алюмінієм і каталітично активними речовинами, що призводить до спінування реагуючих речовин. Каталітичну масу в пастоподібному стані наносять на внутрішню поверхню труб за допомогою пуансону (рис. 1).

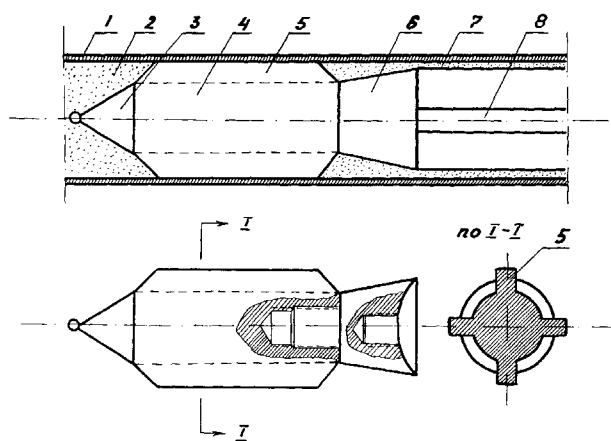


Рис. 1. Схема пристосування для нанесення каталізатора на внутрішню поверхню труб

1 – труба; 2 – пастоподібний каталізатор; 3 – головка пуансона; 4 – корпус пуансона; 5 – направляючі ребра; 6 – калібрувальний конус; 7 – нанесений шар каталізатора; 8 – штанга

Після затвердіння контактна маса сушиться і прожарюється при температурі 350 °С. Отримана композиція утворює пористий твердий шар усередині труб – пемзобетон [11; 12]. Труби змонтовані на трубних ґратах та поміщені у загальний корпус утворюючи трубчастий реактор (рис. 2).

Експериментальні дані показують, що каталізатор починає проявляти активність при температурі $t=150$ °С. Зі зростанням температури ступінь перетворення збільшується, досяга-

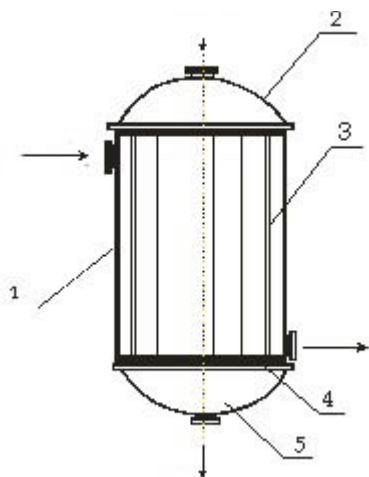


Рис. 2. Трубчастий реактор

1 – корпус; 2 – кришка; 3 – трубки з каталізатором;
4 – трубні ґрати; 5 – днище

ючи максимального значення при температурі 300 °С і при об'ємній швидкості газу при 10000–20000 год⁻¹ становить 86–96%. Подальше збільшення температури не призводить до помітного зростання ступеня перетворення. Це пояснюється тим, що в газовій суміші встановлюється наближена до рівноважної залишкова концентрація чадного газу, величина якої залежить від температури.

Зважаючи на те, що ця реакція екзотермічна, температура в реакторі може зростати, досягаючи критичного значення. Дослідження показали, що при розігріві реактора до 350–400 °С спостерігається подальше самодовільне підвищення температури. Із цього слідує, що початкова температура газу не повинна бути вищою від критичної, яка визначається за формулою:

$$t_{нач} \leq t_{крит} - \Delta t ,$$

де $t_{крит}$ – критична температура в реакторі ($t=350$ °С);

Δt – підвищення температури в реакторі за рахунок виділення теплоти реакції в процесі реакції, °С

$$\Delta t = \frac{Q \cdot C_{CO} \cdot 1000}{100 \cdot 22,4 \cdot C_p \cdot \rho} ,$$

де: Q – тепловий ефект реакції, кДж/моль;
 C_{CO} – об'ємна частка чадного газу в газовій суміші, % ;
 C_p – питома теплоємність газу, кДж/кг·град;
 ρ – щільність газу, кг/м³.

Із наведеної вище формули випливає, що на кожен відсоток чадного газу, що вступив у реакцію, температура газової суміші підвищиться на

$$\Delta t = \frac{41 \cdot 1 \cdot 1000}{100 \cdot 22,4 \cdot 1,02 \cdot 1,29} = 13,9^\circ C ,$$

отже: $t_{нач} \leq t_{крит} - 13,9 \cdot C_{CO} .$

Тривала експлуатація каталізатора у лабораторних умовах показала, що його активність у межах 70 годин безперервної роботи не змінюється. Водяні пари, що присутні в газі, не знижують активність каталізатора. Синтезований каталізатор виявляє більш високу активність, ніж промисловий низькотемпературний каталізатор НТК-4.

Гази, що відходять, крім чадного газу, у своєму складі можуть містити сполуки Сульфуру, пил та інші домішки. У зв'язку з цим доцільним є вивчення впливу зазначених домішок на активність каталізатора.

За наявності у газі 0,1% SO_2 через 10 годин роботи каталізатор починає виявляти ознаки зниження активності. Через 20 годин ступінь конверсії за інших рівних умов знижується з 90% до 75%, а через 70 годин – до 43%. Це є свідченням отруєння каталізатора.

Більш повільне падіння активності каталізатора спостерігається за наявності в газах пилу. Через 70 годин безперервної роботи активність каталізатора знижується на 10% за наявності в газовій суміші 3–5 г/м³ пилу. Пил викликає тимчасове зниження активності каталізатора внаслідок його механічного засмічення пилом. При видаленні пилу із зони реакції активність каталізатора повністю відновлюється.

Основні параметри, що дозволяють дати повну комплексну оцінку розробленому каталізатору, було визначено щодо кінетики реакції. До них відносяться температурний коефіцієнт, порядок реакції, константа швидкості.

Відносно низькі значення температурного коефіцієнта та енергії активації дозволяють зробити висновок про те, що реакція окиснення чадного газу на каталізаторі протікає в дифузійній області. Про це свідчить перший порядок реакції. Причому при надлишку кисню, швидкість процесу лімітує дифузія чадного газу в порах каталізатора. Передбачається, що при перетворенні розривається один зв'язок в молекулі СО і зв'язки між Гідрогеном і Оксигеном в молекулі води. Сумарна енергія зв'язків, що розриваються, становить 1178 кДж/моль, що практично

виключає протікання реакції без каталізатора. При каталітичній взаємодії чадний газ забирає Оксиген у каталізатора, а вода повертає його каталізатору, причому обидва процеси протікають одночасно. Протікання реакції за цим механізмом призводить до значного зниження енергетичного бар'єру. Це дозволяє проводити процес при відносно низьких температурах і великих об'ємних швидкостях, що й відбувалося у дослідженнях. Найбільш ефективним засобом прискорення процесів, що протікають у дифузійній області, є зменшення розмірів зерен каталізатора, а також застосування каталізаторів з розвиненою поверхнею.

Теоретичний час, який необхідний для дифузії чадного газу в порах каталізатора, визначається за формулою Ейнштейна:

$$\tau_d = \frac{L^2}{2D_E},$$

де L – глибина проникнення (радіус зерна), см;
 D_E – ефективний коефіцієнт дифузії.

Довжина вільного пробігу молекули CO (58 нм) менша за діаметр пор каталізатора (3000 нм).

Коефіцієнт дифузії (D_E) в робочих умовах визначається за формулою Арнольда:

$$D_E = \frac{0,00837 \cdot T^{5/2} \cdot \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}}}{P \cdot (V_A^{1/3} + V_B^{1/3})^2 \cdot (T + C_{A+B})},$$

де M_A, M_B – мольні маси компонентів, г/моль;
 V_A, V_B – мольні об'єми компонентів, см³/моль;
 T – температура кипіння компонентів, °К;
 P – тиск, мПа;
 C_{A+B} – константа Сезерленда.

$$C_{A+B} = 1,47 \cdot \phi \cdot (T'_A \cdot T'_B)^{0,5},$$

де T'_A, T'_B – температура кипіння компонентів, °К.

$$\phi = 8 \frac{(V_A \cdot V_B)^{0,5}}{V_A + V_B}.$$

Підставивши значення робочих параметрів у рівняння, отримуємо:

$$\phi = 8 \frac{(30,7 \cdot 29,9)^{0,5}}{30,7 + 29,9} = 3,999;$$

$$C_{A+B} = 1,47 \cdot 3,999 \cdot (68 \cdot 60)^{0,5} = 375,49;$$

$$D_E = \frac{0,00837 \cdot 523^{5/2} \cdot \sqrt{\frac{1}{28} + \frac{1}{28,9}}}{1 \cdot (30,7^{1/3} + 29,9^{1/3})^2 \cdot (523 + 375,49)} = 0,397 \text{ см}^2 / \text{с}.$$

Тоді, за рівнянням:

$$\tau_d = \frac{0,5}{2 \cdot 0,397} = 0,315 \text{ с}.$$

З урахуванням цього часу можна визначити теоретично допустиму об'ємну швидкість газу:

$$W = \frac{3600}{\tau_d} = \frac{3600}{0,315} = 11428 \text{ год}^{-1}$$

При невеликій об'ємній швидкості газу ступінь конверсії CO буде знижуватися за рахунок зниження ступеня використання внутрішньої поверхні каталізатора. Об'ємну швидкість газу можна збільшити, застосовуючи дрібніші зерна каталізатора, але при цьому буде зростати гідравлічний опір шару. Рівноважний ступінь перетворення визначається із співвідношення:

$$K_p = \frac{[P_{CO}] \cdot [P_{H_2O}]}{[P_{CO_2}] \cdot [P_{H_2}]},$$

де K_p – константа рівноваги;

$P_{CO}, P_{H_2O}, P_{CO_2}, P_{H_2}$ – парціальні тиски компонентів на час рівноваги.

Виразивши парціальний тиск через початкову концентрацію компонентів у газі, отримаємо:

$$P_{CO} = \frac{a - a \cdot X_p}{1 + n} \cdot p \quad P_{H_2O} = \frac{n - a \cdot X_p}{1 + n} \cdot p$$

$$P_{H_2} = \frac{b + a \cdot X_p}{1 + n} \cdot p \quad P_{CO_2} = \frac{c + a \cdot X_p}{1 + n} \cdot p,$$

де a, b, c – відповідно вміст CO, H₂, CO₂ у газі;

n – співвідношення пар-газ;

X_p – рівноважний ступінь перетворення.

Підставляючи значення парціальних тисків компонентів у рівняння, отримуємо:

$$K_p = \frac{(a - a \cdot X_p) \cdot (n - a \cdot X_p)}{(c + a \cdot X_p) \cdot (b + a \cdot X_p)}$$

Вирішуючи це рівняння відносно X_p , знаходимо:

$$X_p = \frac{-a \cdot (K_p b + K_p c + a + n)}{2 \cdot a^2 \cdot (K_p - 1)} \pm$$

$$\pm \frac{\sqrt{[a \cdot (K_p b + K_p c + a + n)]^2 - 4a^2 \cdot (K_p - 1) \cdot (K_p b c - a n)}}{2 \cdot a^2 \cdot (K_p - 1)}$$

Для нашого випадку: $a = 0,02; b = 0; c = 0; n = 1,9$.

Константу рівноваги для $T = 573 \text{ °К}$ знаходимо за формулою:

Таблиця 1

Активність спіненого цинк-мідь-хромового каталізатора при $T = 300\text{ }^{\circ}\text{C}$

Об'ємна швидкість газу, год ⁻¹	Об'ємна частка CO, %		Ступінь перетворення, %	Активність каталізатора		
	Вхід	Вихід		ОКА кг/м ³ · год	МКА кг/м · год	ПКА кг/м ² · год
5000	2,0	0,08	96	120	0,092	9,2
10000	2,0	0,12	94	235	0,18	18
15000	2,0	0,2	90	337,5	0,259	25
20000	2,0	0,28	86	430	0,330	33
25000	2,0	0,44	78	487,5	0,375	37,5

$$\lg K_p = -\frac{2059}{573} + 1,5904 \cdot \lg 573 - 1,817 \cdot 10^{-3} \cdot 573 + 5,65 \cdot 10^{-7} \cdot 573^2 - 8,24 \cdot 10^{-11} \cdot 573^3 - 1,5313$$

$$\lg K_p = -1,609$$

$$K = 0,02459.$$

Підставивши вихідні значення у рівняння, отримуємо:

$$X_p = \frac{-0,02 \cdot (0,02 + 1,9)}{2 \cdot 0,02^2 \cdot (0,02459 - 1)} \pm \frac{\sqrt{[0,02 \cdot (0,02 + 1,9)]^2 - 4 \cdot 0,02^2 \cdot (0,02459 - 1) \cdot (-0,02 \cdot 1,9)}}{2 \cdot 0,02^2 \cdot (0,02459 - 1)} = 97,43\%$$

Максимальна ступінь перетворення в дифузійної області сягає 90–93,5%, що становить 92–96% від теоретичної.

Для трубчастих реакторів розрахована активність дослідженого каталізатора, віднесена до одиниці об'єму – об'єм каталітична активність (ОКА), до одиниці маси – маса каталітична активність (МКА) та до питомої поверхні каталізатора – питома поверхня каталітична активність (ПКА). Ці величини визначаються за формулами:

$$ОКА = \frac{G_n}{V_{кат} \cdot \tau} = \frac{W_z \cdot C_{CO}^{ex} \cdot M}{100 \cdot 22,4} \cdot \alpha, \text{ кг/м}^3 \cdot \text{год};$$

$$МКА = \frac{G_n}{g_{кат} \cdot \tau} = \frac{ОКА}{\rho}, \text{ кг/кг} \cdot \text{год};$$

$$ПКА = \frac{G_n}{S_{кат} \cdot \tau} = \frac{МКА}{S_{кат} \cdot 1000}, \text{ кг/м}^2 \cdot \text{год}$$

де G_n – маса окисленого CO, кг;

$V_{кат}$ – об'єм каталізатора, м³;

$g_{кат}$ – маса каталізатора, кг;

$S_{кат}$ – питома поверхня каталізатора, м²/г;

τ – час реакції, год;

W_z – об'ємна швидкість газу, год⁻¹;

C_{CO}^{ex} – об'ємна частка CO на вході в реактор, %;

M – мольна маса CO, г/моль;

α – ступінь перетворення CO;

ρ – насипна маса каталізатора, кг/м³.

Висновки. Розроблено новий каталізатор для конверсії чадного газу, який має високу продуктивність, активність, вибірковість, механічну міцність, термостійкість, стійкість до каталітичних отрут, малий гідравлічний опір, низьку температуру запалювання, низьку собівартість.

ЛІТЕРАТУРА

1. Левченко О.Г. Концентрації оксида вуглецю та діоксида азота в повітрі робочої зони при дугової сварки покритими електродами. *Автомат. сварка*. 2011. № 1. С. 37–40.
2. Кузнецов С.И. Синтез каталізаторів для доокислення монооксида вуглецю. *Materialy IX Międzynarodowej naukowej-praktycznej konferencji / «Perspektywiczne opracowania sa nauka i technikami – 2013» 07–15 listopada 2013 roku*. Volume 30. Nauka i studia. Przemysl. S. 37–40.
3. Левченко О.Г., Грищенко С.А., Ковтун І.М. Методи нейтралізації токсичних речовин у зварювальному виробництві. *Вісник Національного науково-дослідного інституту охорони праці*. 2003. Вип. 6. С. 19–23.
4. Wang, Y., Kattel, S., Gao, W., (...), Chen, J.G., Wang, H. Exploring the ternary interactions in Cu–ZnO–ZrO₂ catalysts for efficient CO₂ hydrogenation to methanol. *Nature Communications* 10(1). 2019. № 1166.
5. Sanyal, P., Gupta, S., Chattopadhyay, S. Alternative uses of sugarcane molasses and jaggery for production of value added fatty acids, especially oxalic acid. *Forest and Plant Bioproducts Division – Core Programming Topic at the 2011 AIChE Annual Meeting*. 2011. P. 262–280.
6. Wang, Y., Dong, B., Fan, Y., (...). Nitrogen transformation during pyrolysis of oilfield sludge with high polymer content. *Chemosphere*. 2019. P. 383–389.
7. Васюк Р.А. Аналіз динаміки забруднення атмосферного повітря України викидами автотранспорту. *Вісник КДПУ ім. Михайла Остроградського*. 2009. Випуск 5(58). С. 109–112.
8. Малеев В.О. Стан атмосферного повітря міста Херсона. *Вісник Херсонського національного технічного ун-ту*. Херсон : ХНТУ, 2018. № 2(65). С. 124–130.
9. Kuznyetsov S.I., Maljejev V.O., Bezpachenko V.M. Catalytic carbon monoxide in the industrial gas emissions. *Екологічні науки : науково-практичний журнал*. Київ : ДЕА, 2019. № 4(227). С. 11–14.
10. Патент на винахід UA 62855A Україна, МПК 7 B01D47/00, C10K1/00. Спосіб очищення відхідних

газів котельних від оксиду вуглецю та пристрій для його реалізації / Кузнецов С.І. (Україна); Заявл.04.09.03; Опубл. 15.12.03, Бюл. № 12, 2003.

11. Патент на винахід UA 62856A Україна, МПК 7B01D47/00, B01D47/08, C10K1/00, C10K1/34. Спосіб очищення відхідних газів котельних текстильних підпри-

ємств / Кузнецов С.І. (Україна); Заявл. 04.09.03; Опубл. 15.12.03. Бюл. № 12, 2003.

12. Патент на винахід №67180 МКВ F23J11/00. Пристрій для очищення і утилізації тепла відхідних газів / Михайлик В.Д. Михайлик С.В. Кузнецов С.І. ХДТУ, Бюл. № 6, 2004.

FOAMED CATALYST FOR CARBON OXIDE CONVERSION

Sergiy Kuznietsov

Ph.D., Associate Professor at the Department of General Educational Humanities and Natural Sciences
Kherson National Technical University, str. Instytutska, 11, Khmelnytsk, Ukraine, 29016, ksiekol@gmail.com
ORCID: 0000-0003-1766-931X

Olena Venger

Ph.D., Associate Professor, Acting Head of the Department of General Educational Humanities and Natural Sciences
Kherson National Technical University, str. Instytutska, 11, Khmelnytsk, Ukraine, 29016, super-elenavenger@ukr.net
ORCID: 0000-0002-0065-0375

Violeta Bezpachenko

Ph.D., Associate Professor of the Department of General Educational Humanities and Natural Sciences
Kherson National Technical University, str. Instytutska, 11, Khmelnytsk, Ukraine, 29016, bezpachenkov@ukr.net
ORCID: 0000-0002-1355-7938

Oksana Semenchenko

Ph.D., Associate Professor of the Department of General Educational Humanities and Natural Sciences
Kherson National Technical University, str. Instytutska, 11, Khmelnytsk, Ukraine, 29016, Oksana.Semenchenko@gmail.com
ORCID: 0000-0002-1251-2711

Elizaveta Ivkina

Student of group 2PR1 of the Faculty of Information Technology and Design
Kherson National Technical University, str. Instytutska, 11, Khmelnytsk, Ukraine, 29016, liza_ivkina@ukr.net

At present, the issue of sanitary purification of gases from heat and power enterprises from carbon monoxide has not been cardinally resolved. As a rule, fuel combustion products are emitted into the atmosphere without purification, and large volumes of exhaust gases and the presence of accompanying impurities in their composition complicate this process. This does not allow the use of known methods for the neutralization of gases.

One of the possible ways to solve this problem is the development of new catalysts for the conversion of CO to CO₂. Catalytic methods have a number of significant advantages over other methods of gas sanitation, however, this requires large amounts of cheap and efficient catalysts. Taking into account the volume of gases containing carbon monoxide emitted into the atmosphere, the need for catalysts on a national scale is many hundreds and thousands of tons per year. Mass production of catalysts is possible only if their cost is low and the raw materials used are available. The advantage of catalytic cleaning methods is their manufacturability, compactness, high performance, stability in operation, and the ability to automate the process.

The disadvantages of catalytic methods include the high cost of catalysts and elevated process temperature. In addition, gases often contain catalytic poisons.

For the effective purification of exhaust gases from thermal power plants from carbon monoxide, we have synthesized and studied new, relatively cheap catalysts that are devoid of these shortcomings.

A new method for the catalytic conversion of carbon monoxide is proposed. A composition of a highly efficient Zn-Cu-Cr foamed catalyst and a method for its application to tubular supports have been developed. The design of the apparatus – a tubular reactor, in which catalytic neutralization of industrial exhaust gases polluted with carbon monoxide is carried out is proposed.

Key words: carbon monoxide conversion, foamed catalyst, tubular reactor.

REFERENCES

1. Levchenko, O.G., & Lukyanenko, A.O., & Polukarov, YU.O. (2011). Kontsentratsii oksida ugleroda i dioksida azota v vozdukhie rabochei zony pri dugovoi svarke pokrytymi ehlektrodami [Concentrations of carbon monoxide and nitrogen dioxide in the air of the working area during arc welding with coated electrodes]. *Avtomat. svarka*, 1, 37–40 [in Ukrainian].
2. Kuznetsov, S.I. (2013). Sintez katalizatorov dlya dookisleniya monoooksida ugleroda [Synthesis of catalysts for post-oxidation of carbon monoxide]. *Materialy IX Miedzynarodowej naukowej-praktycznej konferencji «Perspektywiczne opracowania sa nauka i technikami – 2013» 07–15 listopada 2013 roku. Volume 30. Nauka i studia. Przemysl*, 37–40. [in Ukrainian].
3. Levchenko, O.G., & Grishchenko, S.A., & Kovtun, I.M. (2003) Metodi neutralizatsii toksichnikh rechovin u zvaryvalnomu virobnitstvi [Methods of neutralization of toxic substances in welding production] *Visnik Natsionalnogo naukovu-doslidnogo institutu okhoroni pratsi – Bulletin of the National Research Institute of Occupational Safety*, 6. 19–23 [in Ukrainian].
4. Wang, Y., Kattel, S., Gao, W., (...), Chen, J.G., Wang, H. Exploring the ternary interactions in Cu–ZnO–ZrO₂ catalysts for efficient CO₂ hydrogenation to methanol // *Nature Communications* 10(1). 2019. №1166
5. Sanyal, P., Gupta, S., Chattopadhyay, S., Ray, A.K. Alternative uses of sugarcane molasses and jagerry for production of value added fatty acids, especially oxalic acid // *Forest and Plant Bioproducts Division – Core Programming Topic at the 2011 AIChE Annual Meeting*. – 2011. – P. 262–280.
6. Wang, Y., Dong, B., Fan, Y., (...), Shen, D., Dai, X. Nitrogen transformation during pyrolysis of oilfield sludge with high polymer content // *Chemosphere*. – 2019. – P. 383–389.
7. Vaskin, R.A. & Vaskina, I.V. (2009). Analiz dynamiky zabrudnennya atmosfernogo povitrya Ukraïny vykydamy avtotransportu [Analysis of the dynamics of atmospheric air pollution of Ukraine by vehicle emissions]. *Visnyk KDPU im. Mykhaila Ostrogradskogo – Bulletin of the KDPU named after Mykhailo Ostrogradskyi*, 5(58), 109–112 [in Ukrainian].
8. Malieiev, V.O., & Bezpachenko V.M., & Semenchenko O.O. (2018). Stan atmosfernogo povitrya mista Khersona [The state of atmospheric air in the city of Kherson]. *Visnyk Khersonskogo natsionalnogo tekhnichnogo universytetu – Bulletin of the Kherson National Technical University*, 2(65), 124–130 [in Ukrainian].
9. Kuznyetsov, S.I., & Malieiev, V.O., & Bezpachenko, V.M., & Dibolsky, S.A. (2019). Catalytic carbon monoxide in the industrial gas emissions. *Ekologichni nauky: naukovo-praktichnii zhurnal. – Ecological sciences: a scientific and practical journal*, 4(227), 11–14 [in Ukrainian].
10. Kuznetsov, S.I. (2003). Patent na vynakhid UA 62855A Ukraina, MPK 7 V01D47/00, C10K1/00. Sposib ochyshchennya vidkhdnykh gaziv kotelnykh vid oksydu vugletsiu ta prystrii dlya yogo realizatsii [A method of cleaning boiler waste gases from carbon monoxide and a device for its implementation] (Ukraina); Zayavl.04.09.03; Opubl. 15.12.03, Biul. №12, 2003 [in Ukrainian].
11. Kuznetsov, S.I. (2003). Patent na vynakhid UA 62856A Ukraina, MPK 7B01D47/00, B01D47/08, C10K1/00, C10K1/34. Sposib ochyshchennya vidkhdnykh gaziv kotelen tekstylnykh pidpriemstv [The method of cleaning waste gases of boiler houses of textile enterprises] (Ukraina); Zayavl. 04.09.03; Opubl. 15.12.03. Biul. №12, 2003 [in Ukrainian].
12. Mykhailyk, V.D., & Mykhailyk, S.V., & Kuznetsov, S.I. (2004). Patent na vynakhid №67180 MKB F23J11/00. Prystrii dlya ochyshchennya i utylizatsii tepla vidkhdnykh gaziv [The device for cleaning and heat utilization of waste gases] KHDTU, Biul. №6, 2004 [in Ukrainian].

Стаття надійшла 07.08.2022