

МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ УКРАЇНИ  
ДОНБАСЬКА ДЕРЖАВНА АКАДЕМІЯ БУДІВНИЦТВА  
І АРХІТЕКТУРИ

УДК 66.094.3

На правах рукопису

ТОЛСТИХ АНДРІЙ СТАНІСЛАВОВИЧ

ОЧИСТКА ВЕНТИЛЯЦІЙНИХ ВИКИДІВ ВАГРАНОЧНОГО ВИРОБНИЦТВА  
ВІД ОКСИДУ ВУГЛЕЦЮ В КАТАЛІТИЧНОМУ РЕАКТОРІ РОТОРНОГО ТИПУ

05.26.04 - Технічні засоби захисту навколишнього середовища

А В Т О Р Е Ф Е Р А Т

дисертації на здобуття наукового ступеня  
кандидата технічних наук

Дисертаційна робота виконав  
тепло-газозабезпечення і вентиляції  
академії будівництва і архітектури

ЛННБ України ім.В.Стефаніка



00760980 (U)

Науковий керівник:  
доктор технічних наук,  
професор

В. Ф. Гусарь

Офіційні опоненти:  
доктор технічних наук,  
професор

С. П. Висоцький

кандидат технічних наук,

Ф. І. Шейнфайн

Ведуча організація - Донецький науково-дослідницький  
інститут чорної металургії

Захист дисертації відбудеться " 27 " ЛЮТОГО 1997 р.  
" 13 " години на засіданні Спеціалізованої Ради Д 27.01.01 Дон-  
баської державної академії будівництва і архітектури (Україна, 339023  
Донецька обл., м.Макіївка, селище Дзержинського, вул.Державіна,2)

З дисертацією можна ознайомитися в бібліотечі ДОНДАБА.

Автореферат розісланий " 25 " СІЧНЯ 1997р.

Учений секретар Спеціалізованої  
ради, доктор технічних наук,  
професор

В. І. Братчун

Таблиця позначень

- Т - температура, С;  
 t - час, с;  
 $\tau$  - час напівперіоду, с;  
 С - концентрація, кг/м<sup>3</sup>;  
 с - питома теплоємність, кДж/кг град;  
 r - радіальна координата, м;  
 R - радіус частки, м;  
 y - координата уздовж шару, м;  
 L - довжина шару, м;  
 $\rho$  - густина, кг/м<sup>3</sup>;  
 $\alpha$  - коефіцієнт міжфазного теплообміну, кВт/м<sup>2</sup> град;  
 $\beta$  - коефіцієнт міжфазного масообміну, м/с;  
 $\epsilon$  - пористість;  
 v - відносна швидкість фази, м/с;  
 $v_f$  - швидкість фільтрації, м/с;  
 $\lambda$  - коефіцієнт теплопровідності, кВт/м град;  
 D - коефіцієнт дифузії, м<sup>2</sup>/с;  
 T<sub>вх</sub> - температура на вході в шар, С;  
 T<sub>пр</sub> - температура початкового розігріву, С;  
 $\theta$  - безрозмірна температура;  
 Q<sub>p</sub> - тепловий ефект хімічної реакції, кДж/кг;  
 А<sub>п</sub>, В<sub>п</sub> - початкові теплові амплітуди;  
 $\nu$  - властиві числа, що відповідають задачі Штурма-Ліувілля;  
 S - міжфазна поверхня в одиниці об'єму шару, м<sup>2</sup>;  
 $\Psi_n$  - властива функція задачі Штурма-Ліувілля;  
 С<sub>п</sub> - коефіцієнт нормування ядра перетворення;  
 n - властиве значення задачі Штурма-Ліувілля;

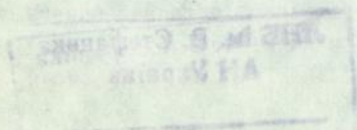


Індекси "1" і "2" показують на належність величини до газової і твердої фази відповідно.

Прийняті позначення математичної моделі:

$$V = \frac{\sigma R}{a_2 L}; \quad a^* = \frac{a_{\text{эф},1} R^2}{a_2 L^2 \epsilon}; \quad l^* = \frac{3(1-\epsilon) L R}{\rho_1 c_1 \epsilon a_2};$$

$$\omega_n = \frac{M_n^2 - l^*}{a^*}; \quad F_n = a^* \omega_n^2 + \frac{V^2}{4a}.$$



## ЗАГАЛЬНА ХАРАКТЕРИСТИКА РОБОТИ

Актуальність роботи. Удосконалення виробничих процесів залежить від своєчасного здійснення ефективних засобів по захисту атмосферного повітря від шкідливих речовин, які завдають величезної економічної та соціальної шкоди.

Однією з галузей промисловості, що суттєво забруднює навколишнє середовище, є ваграночне виробництво, яке супроводжується значними викидами оксиду вуглецю і пилу з відхідними газами на рівні 15-30 м від землі. Так на одну тону виплавленого металу до атмосфери надходить 10-14 кг пилу і 170-230 кг оксиду вуглецю. В теперішній час існуючі системи очистки ваграночних газів не відповідають комплексу поставлених до них санітарних і техніко-економічних вимог, що пояснюється складною проблемою знешкодження цих викидів.

З найбільшою ефективністю і економічністю питання очистки відхідних газів вагранок вирішують каталітичні способи допалювання оксиду вуглецю у сполученні з сухими методами пилоуловлення, які стосовано до ливарного виробництва, недостатньо досліджені.

Метою дослідження є теоретичне та експериментальне обґрунтування способу очистки вентиляційних викладів вагранок шляхом обробки газів в каталітичних реакторах роторного типу, а також комплексної системи знешкодження ваграночних газів від пилу та оксиду вуглецю з утилізацією теплоти.

На захист винесені положення:

1. Механо-енергетичний підхід до опису тепломасообмінних процесів, які протікають у каталітичному реакторі з періодичним змінюванням прямування газу.

2. Установлений теоретичним і експериментальним шляхом механізм процесу знешкодження оксиду вуглецю в кантактному апараті організованим нестационарним режимом роботи.

3. Результати експериментальних досліджень процесу опалювання СО в каталітичному реакторі барабанного типу.

4. Дані гідродинамічного опору шару зернистого каталізатора.

5. Комплексність підходу до проблеми очистки варганочних газів з обрахуванням утилізації їх теплоти.

6. Принципи конструктивного розрахунку каталітичного реактору барабанного типу.

Наукова новизна:

1. Здійснено науково обгрунтоване рішення технології очистки варганочних газів з використанням каталітичних реакторів; це рішення полягає в установленні і експериментальному доказу механізму окислення СО на базі тепломасообмінних процесів, що протікають на зерні та в шару каталізатора.

2. Побудована математична модель, що дозволяє повсякчасно обрахувати температурні і концентраційні поля в шарі каталізатора для будь якого часу урахуванням внутрішнього термічного опору часток каталізатора і ефективної повздовжньої теплопровідності газового потоку.

3. Вивчена ефективність знешкодження СО в каталітичному реакторі роторного типу в умовах ваграночного виробництва.

Обгрунтованість і вірогідність наукових положень, висновків і рекомендацій підтверджені приведеними в дисертації результатами експериментальних досліджень, що проведені в лабораторних та промислових умовах, одержаних із застосуванням сучасних методів та приладів; відповідність результатів експериментів теоретичним передумовам; даними промислового використання розробленої установки очистки варганочних газів.

Практичне значення і реалізація роботи:

1. Розроблено науково-обґрунтоване апаратурне оформлення схеми очистки ваграночних газів.
2. Створена методика аналітичного розрахунку і розроблені основи для конструювання каталітичних контактних апаратів з періодичним змінням напрямку газу.
3. Розроблені шляхи удосконалення і забезпечення надійності каталітичних реакторів роторного типу.
4. На підставі результатів досліджень розроблена і випробувана досвідно-промислова установка очистки ваграночних газів.

Апробація роботи. Основні положення дисертаційної роботи доповідалися на всесоюзних та республіканських конференціях і семінарах: У Всесоюзна конференція "Каталітична очистка газів" /Тбілісі - 1989р/ "Проектування і експлуатація систем теплопостачання" / Пенза-1990р./; "Охорона навколишнього середовища" /Макіївка-1991р/, а також на щорічних науково-технічних і професорсько-викладацьких конференціях ДонДАБА у 1990-1996 рр.

Публікації. Основні положення роботи опубліковані в 7 друкарських роботах, в тому числі одержані два авторських свідоцтва №1655556, №1699582.

Об'єм роботи. Дисертаційна робота складається з вступу, шести розділів, загальних висновків, бібліографії з 123 найменувань. Викладена на 153 сторінках машинописного тексту, утримує 30 рисунків, 19 таблиць та додатки.

## ЗМІСТ РОБОТИ

## 1. Стан питання.

Інтенсивність виділення оксиду вуглецю і пилу в ваграночному виробництві залежить від продуктивності вагранки, тривалості і технології ведення плавки, витрат, складу і якості металозаготівок, шихти, палива, витрат повітря, виду дуття, способу завантаження, висоти шару шихти, стану футеровки і т. п. Дослідження, проведені С. І. Волошиною та Л. Л. Лукашовим показують, що по хімічному складу пил є сумішшю оксидів металів і металоїдів основними з яких є  $\text{SiO}_2$ ,  $\text{Fe}_2\text{O}_3$ ,  $\text{Al}_2\text{O}_3$ ,  $\text{CaO}$ ,  $\text{ZnO}$ ,  $\text{MnO}$ . Дисперсний склад ваграночного пилу в основному визначається складом виплавляемого чавуну та вищеперерахованими факторами. Розмір часток пилу знаходиться в границях від 1 до 50 мкм; біля 80% його складу припадає на фракцію менше за 5 мкм. Фракційний склад пилу не підлягає логарифмічно-нормальному розподілу, а має декілька максимумів, що пояснюється неоднорідністю його походження.

Основною газовою шкідливістю, що входить до складу ваграночних газів, є оксид вуглецю, викиди якого складають 170-240 кг на 1 т виплавляемого чавуну, а концентрація в газах коливається в границях від 5,5% до 28,5%. Згідно з дослідженнями М. Н. Альошина вміст оксиду вуглецю в ваграночних газах зростає зі зниженням якості коксу і зростанням його витрат по відношенню до металозаготівок. Вміст  $\text{CO}$  у відхідних газах також в значній мірі визначається їх температурою: зі зниженням температури концентрація  $\text{CO}$  зростає.

Оцінка і аналіз роботи існуючих схем очистки дозволили Л. М. Бори совій та А. В. Чехову визначити їх класифікацію. При виділенні компоновки схем в окремі групи визначними критеріями прийняті: вид дуття і взаємне розташування апаратів пилоочистки, типи рекуперації і допалювання  $\text{CO}$  в загальній компоновці обладнання.

По запропонованій класифікації установки поділяються на сім груп, з яких дві належать до вагранок холодного дуття і п'ять - до вагранок гарячого дуття. В розглянутих варіантах проблема знешкодження CO або зовсім не вирішується, або здійснюється шляхом термічного допалювання в спеціальній камері чи в рекуператорі. Реалізація цього методу потребує додаткових витрат природного газу, що сприяє подорожчання процесу.

Для знешкодження CO, завдяки своїй універсальності, економічності і відносній простоті, широке розповсюдження отримав каталітичний метод. Каталітична очистка газових викидів здійснюється в контактних апаратах, конструкція яких визначається кінетичними закономірностями протікання реакції глибокого окислення знешкоджуваних домішок, структурно-міцносними і іншими характеристиками каталізатора, температурними і аеродинамічними умовами процесу, об'ємною витратою газових викидів.

Найбільший інтерес надають контактні апарати, в яких використовується принцип нестационарності проведення процесу дослідженого Ю. Ш. Матросом, Г. К. Боресковим, Б. М. Граховським та іншими. Цей клас каталітичних реакторів може працювати в запиленому потоці. Крім того, принцип нестационарності дозволяє використовувати теплоту, що виділяється при екзотермічній реакції окислення CO для підтримання в шарі каталізатора температурного фронту, що забезпечує повноту окислювального процесу.

Каталізаторами окислення CO є метали і сплави; змішані хімічні сполуки - магнати і хромати; солі і оксиди металів з перемінною валентністю і звичайні або активовані вогнетриви.

Перспективні платинові, паладієві та інші каталізатори нанесені на кульковий носій  $\gamma$ - $Al_2O_3$ . Такі каталізатори прості в користуванні, забезпечують високу швидкість реакції і розвинуту поверхню контакту.

Внаслідок дослідження встановлено, що найбільш придатним типом каталізатору для роботи в умовах ваграночного виробництва є паладієвий каталізатор П-5, який вміщує невелику кількість паладію - в середньому до 0,05%. Він має достатньо високу реакційну активність, стійкий до каталітичної отрути типу SO, NOx і H<sub>2</sub>S, характеризується високою швидкістю процесу - 40000 ч<sup>-1</sup> і відрізняється термостабільністю. Запиленний потік не впливає на його активність.

На підставі аналізу стану питання по проблемі очистки відхідних газів ваграночного виробництва зроблений висновок про доцільність дослідження тепломасообмінних процесів, що протікають в нестационарних реакторах.

Відповідно з цим основне завдання цієї роботи полягає у наступному.

1. Вивчити динаміку виділення оксиду вуглецю і пилу у ваграночному виробництві.

2. Проаналізувати сучасні методи і схеми очистки ваграночних газів. Дати оцінку існуючим типам каталітичних реакторів та розглянути можливості використання каталізаторів в умовах ливарного виробництва.

3. Дослідити тепломасообмінні процеси в каталітичному реакторі роторного типу.

4. Провести дослідження процесу знешкодження CO в контактному апараті роторного типу. Проаналізувати фактори впливу на гідродинаміку процесу фільтрації.

5. Розробити установку комплексної очистки ваграночних газів з утилізацією теплоти і провести її досвідно-промислові випробування.

6. Розробити принципи розрахунку каталітичних реакторів барабанного типу.

## 2. Теоретичні положення

В основу аналізу тепломасообмінних процесів в каталітичному реакторі роторного типу покладено рішення системи диференціальних рівнянь взаємопроникнених континуумів, що модулюють газову та тверду фазу. При формулюванні моделі з реверсом потоку газу за період перемикання приймається час проходження газу в прямому і зворотному напрямку /один оборот ротора/. При цьому диференціальні рівняння переносу енергії і речовини записуються для свавільного ( $j$ -го) напівперіоду. Вплив спрямування руху ураховується при формуванні початкових умов, як умов без перервних температурних полів.

Основні процеси переносу теплоти і речовини в каталітичному реакторі розглядалися за таких умов:

- на поверхні зерна каталізатора відбувається швидка реакція в умовах зовнішньодифузійного гальмування, тобто видима швидкість реакції визначається інтенсивністю міжфазного переносу ключової речовини;

- потік газу періодично змінює напрямок руху і зберігає при цьому свої масові витрати;

- відсутня зміна агрегатного стану фаз;

- шар каталізатора являє собою статично однорідну систему кулькових часток однакового діаметру;

- теплопровідність шару каталізатора по спрямуванню газу дорівнює нулю, тобто між сферичними частками каталізатору є тільки точковий контакт;

- механічною енергією газу у порівнянні з тепловою можна знехтувати.

$$0 = \frac{(1,3) \psi \cdot T_b}{-5}$$

Прийняті вище умови роботи апарату можна описати такими диференціальними рівняннями:

- диференціальним рівнянням енергії газового потоку;
- диференціальним рівнянням нестационарної теплопровідності в сферичному зерні каталізатора в свавільному перерізі шару;
- диференціальним рівнянням масопереносу ключової речовини в газовій фазі.

Початкові умови формуються окремо для першого ( $j = 1$ ) і наступного напівперіодів ( $j$ ) при обертанні ротору.

$$\begin{aligned} \text{при } \epsilon t = 0, \quad j = 1 \quad T_e(0, z, y) &= T_{e,0}(0, z, y) \\ T_1(0, y) &= T_{1,0}(0, y) \end{aligned} \quad (1)$$

$$\begin{aligned} \text{при } j > 0 \quad \text{і } t = 0 \\ T_e^{(j)}(0, z, y) &= T_{e,0}^{(j)}(0, z, y) = T_e^{(j-1)}(\tau, z, L-y) \\ T_1^{(j)}(0, y) &= T_{1,0}^{(j)}(0, y) = T_1^{(j-1)}(\tau, L-y) \end{aligned} \quad (2)$$

Граничні умови при  $0 < t \leq \tau$  формулюються окремо для кожної фази.

Для газової фази умови формуються на границях шару:

1. На вході в шар каталізатора при  $y=0$

- для концентрації ключової речовини

$$C_1^{(j)}(0) = C_{вх} \quad (3)$$

- для температури газу

$$r_1 C_1 \epsilon v (T_{вх} - T_1^{(j)}) = -\lambda_{эф} \frac{\partial T_1^{(j)}(z, y)}{\partial y} \quad (4)$$

2. на виході з шару каталізатора при  $y=1$

$$\frac{dT_1^{(j)}(t, L)}{\partial y} = 0 \quad (5)$$

Для твердої фази граничні умови формуються на поверхні 1 в центрі сферичного зерна каталізатора:

- на поверхні зерна при  $r=R$ ,

$$-\lambda_z \frac{\partial T_z^{(j)}(t, R, y)}{\partial r} = \alpha [T_z^{(j)}(t, R, y) - T_c^{(j)}(t, y)] - \beta Q_p C_1^{(j)}(y) \quad (6)$$

- умови симетрії при  $r=0$ ,

$$\frac{\partial T_z^{(j)}(t, 0, y)}{\partial r} = 0 \quad (7)$$

Кінцевими результатами, що одержані методом інтегральних перетворень і розв'язанням задачі Штурма-Лувілла для (3 - 6) напівперіоду, є функції:

- для сферичної частки:

$$\begin{aligned} \theta_z^{(j)}(t, r, y) = & \sum_{n=1}^{\infty} \left\{ A_n \frac{\sin(\nu_n r)}{\nu_n r} \left[ \nu_n^2 \int_0^t e^{-\nu_n^2(t-s)} \theta_z^{(j)}(s) ds - \right. \right. \\ & \left. \left. - \theta_c^{(j)}(t, y) - \beta_p C_1^{(j)}(y) e^{-\nu_n^2 t} \right] + B_n \frac{\sin(\nu_n r)}{\nu_n r} e^{-\nu_n^2 t} \right. \\ & \left. + \int_0^t \theta_z^{(j-1)} z \sin(\nu_n z) dz \right\} + \theta_c^{(j)}(t, y) + \beta_p C_1^{(j)}(y) \end{aligned} \quad (8)$$

- для температурного поля ключової речовини в шарі:

$$\begin{aligned} \theta_1^{(j)}(t, y) = & \sum_{n=1}^{\infty} \frac{1}{c_n} \Psi_n(y) \int_0^t e^{-F_n(t-s)} \int_0^1 \theta_z^{(j)}(z, 1, y) \Psi_n(y) dy ds + \\ & + \sum_{n=1}^{\infty} \frac{1}{c_n} \Psi_n(y) e^{-F_n t} \int_0^1 \theta_{1,0}^{(j)}(y) \Psi_n(y) dy \end{aligned} \quad (9)$$

- для концентраційного поля ключової речовини в шарі:

$$C_1^{(j)}(y) = \exp(-St_d(y - y_{зам})) \quad (10)$$

Теоретичні дослідження процесів, що протікають в частотці каталізатора при взаємодії твердої і газоподібної фаз, а також результати аналізу впливу факторів, що визначають режим роботи каталітичного реактору роторного типу, свідчать таке, що система рівнянь (8), (9) і (10) є математичною моделлю каталітичного реактору з періодичною зміною спрямування газу. Модель дозволяє розраховувати температурні і концентраційні поля в шарі каталізатора повсякчасно, з урахуванням внутрішнього опору часток каталізатора і ефективної повздовжньої теплопровідності газового потоку.

### 3. Об'єкти і методи досліджень

Експериментальні дослідження проводилися в двох напрямках:

- вивчення каталітичного допалювання оксиду вуглецю в реакторі барабанного типу;
- дослідження аеродинамічного опору шару каталізатора П-5 і аналіз факторів, що впливають на гідродинаміку процесу фільтрації.

Для проведення експериментальних досліджень використана експериментальна установка, яка складається з таких основних вузлів: реактора барабанного типу з системою трубопроводів, генератора CO, спонукача витрат та пульта управління, контролю і вимірювання.

Об'єктом дослідження вибрана газоподібна суміш CO + повітря, в якій концентрація оксиду вуглецю змінюється від 0,2% до 5,0%, що характерно для ваграночного виробництва. Перед подачею в реактор газова суміш розігрівалася до температури 200°С (нижче температури "запалювання" каталізатора). Параметри замірювалися в режимі роботи, що установився в апараті.

При випробуванні установки на гідравлічний опір шару застосовувалася газова суміш з концентрацією  $\text{CO}$ , характерною для середньомедіанної температури відхідних ваграночних газів. Дослідження проводилися при швидкостях газу перед шаром каталізатору в границях від 0,5 м/с до 1,0 м/с. Цей швидкісний інтервал може бути застосований в каталітичному реакторі.

При розрахунках висота шару  $H_0$  приймається рівною 0,07 м (по конструктивним характеристикам експериментального реактору), пористість шару  $\epsilon = 0,6$ , діаметр зерна  $d_3 = 0,00425$  м (середньозважений по фракціонному складу каталізатора).

Швидкість газу визначається з вираження

$$w = \frac{G}{\rho R L} \quad (11)$$

Розраховується коефіцієнт гідравлічного опору

$$\xi = \frac{\Delta P}{0,15 v_p^2 \rho \frac{H}{d_3}} \quad (12)$$

Число Рейнольдса визначається з формули

$$Re = \frac{0,45}{(1-\epsilon) \sqrt{\xi}} \cdot \frac{v_p d_3}{\nu} \quad (13)$$

При математичній обробці експериментальних даних використана методика аналогічна розрахунку результатів по каталітичному окисленню  $\text{CO}$ .

#### 4. Основні результати експериментальних досліджень

Розглянутий механізм каталітичного окислення оксиду вуглецю в контактному апараті з організованим нестационарним режимом дії. Принцип роботи та особливості нестационарного реактору проілюстровані на прикладі швидкої екзотермічної реакції окислення оксиду вуглецю.

Описаний трьохстадійний характер роботи каталітичного реактору з реверсом потоку газу. Зроблений висновок, що умовою досягнення автотермічного режиму є дотримання загального балансу теплоти реактору.

$$\int_0^{\tau} V_{ex} \rho_{ex} C_{ex} T_{ex} dt + \int_0^{\tau} V_{ex} \rho_{ex} b Q_p dt = \int_0^{\tau} V_{in} \rho_{in} C_{in} T_{in} dt \quad (14)$$

З метою перевірки результатів теоретичного аналізу окислення CO у присутності каталізатору в умовах автотермічного режиму, створеного в реакторі роторного типу виконані лабораторні дослідження, які показали, що ефективність очистки складала 95-98%. З урахуванням того, що температура подаваного газу була нижче температури "запалювання" каталізатору, апарат працював в нестационарному режимі.

Одержано емпіричне рівняння залежності температури центра шару каталізатора від концентрації CO (15). Графік функції поданий на рис. 1.  $t_y = f(C_{CO})$

$$t_y = 68 C_{CO} + 237, \quad R = 0,79 \quad (15)$$

Перед проведенням лабораторних досліджень виконаний аналіз факторів, що впливають на гідродинаміку процесу фільтрації.

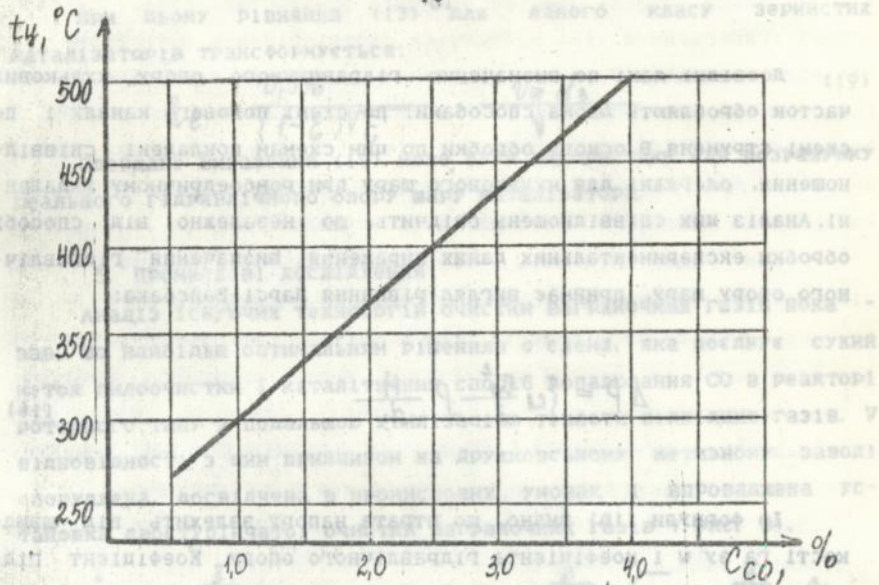


Рис. 1. Залежність температури центра шару  $t_4$  від концентрації оксида вуглецю  $C_{CO}$ .

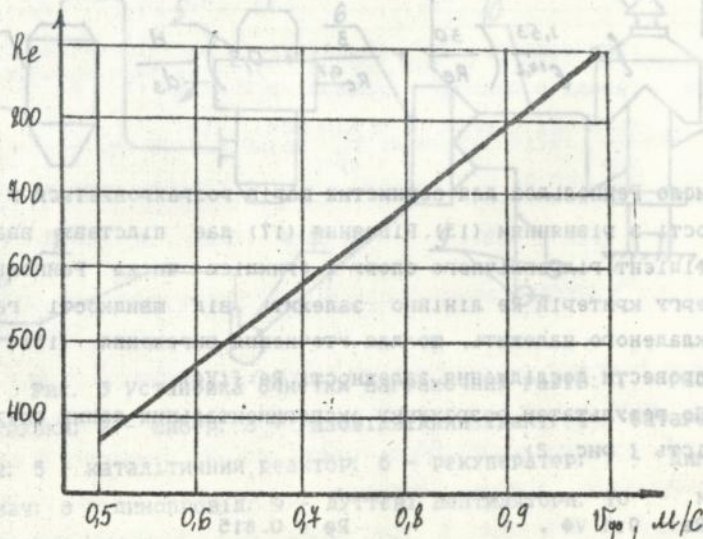


Рис. 2. Залежність критерія  $Re$  від швидкості газу  $v_\phi$  при фільтрації газу через шар катализатора.

Досвідні дані по визначенню гідравлічного опору кулькових часток обробляють двома способами: по схемі порового каналу і по схемі струменя. В основу обробки по цим схемам покладені співвідношення, одержані для кулькового шару при ромбоєдричному укладанні. Аналіз цих співвідношень свідчить, що незалежно від способу обробки експериментальних даних вираження визначення гідравлічного опору шару, приймає вигляд рівняння Дарсі-Вейсбаха:

$$\Delta P = \xi_{\text{ср}} \frac{v_{\text{ср}}^2}{2} \rho \frac{H}{d_3} \quad (16)$$

Із формули (16) видно, що втрата напору залежить від швидкості газу  $v$  і коефіцієнта гідравлічного опору. Коефіцієнт гідравлічного опору шару визначається по класичному рівнянню Берштейна, Померанцева і Шагалової.

$$\xi = \frac{1,53}{\text{Re}^{1,42}} \left( \frac{30}{\text{Re}} + \frac{3}{\text{Re}^{0,7}} + 0,3 \right) \frac{H}{d_3} \quad (17)$$

Число Рейнольдса для зернистих шарів розраховується у відповідності з рівнянням (13). Рівняння (17) дає підставу вважати, що коефіцієнт гідравлічного опору є функцією числа Рейнольдса. В свою чергу критерій  $\text{Re}$  лінійно залежить від швидкості газу. Із вищевикладеного належить, що для уточнення вираження (13) необхідно провести дослідження залежності  $\text{Re} = f(v\phi)$ .

По результатам розрахунку експериментальних даних одержана залежність (рис. 2).

$$\text{Re} = 914 v\phi, \quad \text{Re} = 0,815 \quad (18)$$

При цьому рівняння (13) для даного класу зернистих катализаторів трансформується:

$$Re = \frac{0,996}{(1-\varepsilon')\sqrt{\varepsilon'}} \cdot \frac{V_{\text{г}} d_z}{\sqrt{\quad}} \quad (19)$$

Одержане вираження (19) може бути використане для розрахунку реального гідравлічного опору шару катализатора.

### 5. Промислові дослідження

Аналіз існуючих технологій очистки ваграночних газів пока - зав, що найбільш оптимальним рішенням є схема, яка поєднує сухий метод пилоочистки і каталітичний спосіб допалювання CO в реакторі роторного типу з подальшою утилізацією теплоти відхідних газів. У відповідності з цим принципом на Дружковському метизному заводі споруджена, досвідчена в промислових умовах і впроваджена установка двоступінчатої очистки ваграночних газів ( рис. 3).

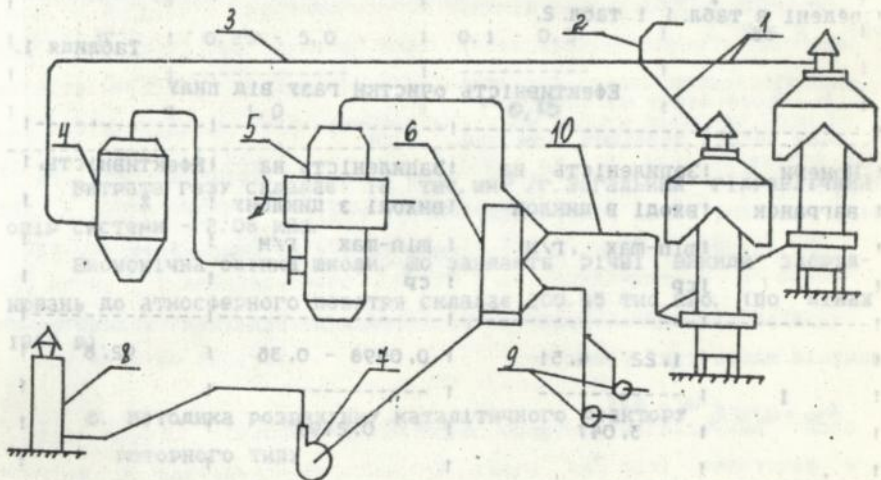


Рис. 3 Установка очистки ваграночных газов: 1 - газопроводный патрубок; 2 - шибер; 3 - газопроводный тракт; 4 - батарейный циклон; 5 - каталитический реактор; 6 - рекуператор; 7 - димовысмотувач; 8 - димопровід; 9 - дуттєві вентилятори; 10 - магістраль гарячого дуття.

За першу ступінь очистки від пилу використані сухі, охолоджені іскрогасники, які кінчаються газовідвідними патрубками 1, від кожної із двох вагранок. Вагранки працюють по черезно, тому газовідвідні патрубки об'єднуються і за допомогою шибєру 2 здійснюється відсмоктування газу то від однієї, то від другої вагранки. Далі газу по газовідвідному тракту 3 надходять до батарейного циклону 4, де очищуються від пилу.

Потім газу проходять через каталітичний реактор 5, де відбувається допалювання CO з виділенням теплоти. Нагріті за рахунок екзотермічної реакції газу надходять до рекуператору 6 для утилізації їх теплоти та підігрівання дуттєвого повітря. Потім вентиляторами 9 по магістралі гарячого дуття 10 розподіляється по вагранках. Очищені та охолоджені газу димовідсмоктувачем 7 викидаються через димопровід 8 до атмосфери.

Дані по ефективності очистки газів від пилу і оксиду вуглецю приведені в табл. 1 і табл. 2.

Таблиця 1.

## Ефективність очистки газу від пилу

Номери вагранок	Запиленість на вході в циклон		Запиленість на виході з циклону		Ефективність, %
	min-max	ср	min-max	ср	
I	1,22 - 4,51		0,0598 - 0,36		92,8
середнього	3,047		0,2199		
II	1,81 - 4,58		0,1 - 0,2		95,2
середнього	3,23		0,15		

Таблиця 2.

## Ефективність допалювання СО

Номери вагранок	Концентрація СО на вході в реактор	Концентрація СО на виході з реактора	Ефективність, %
	мін-макс, %	мін-макс, %	
	ср	ср	
I	0,2 - 4,5	0,05 - 0,1	92,5
	1,0	0,075	
II	0,25 - 5,0	0,1 - 0,5	85
	1,0	0,15	

Витрата газу складає 18 тис.  $\text{м}^3$ /г. Загальний гідравлічний опір системи - 2,08 кПа.

Економічна оцінка шкоди, що завдають річні викиди забруднювань до атмосферного повітря складає 200,45 тис. крб. (по цінах 1983 р).

#### 6. Методика розрахунку каталітичного реактору роторного типу

Конструктивний розрахунок каталітичного реактору барабанного типу зведений до визначення геометричних розмірів його барабану, бо він є основним робочим вузлом контактного апарату. Інші деталі реактору (корпус, вхідний і вихідний патрубки, ушільнення і та інше) підбирається і проектується в залежності від розмірів барабану.

При розробці принципів конструктивного розрахунку урахується такі визначні фактори: об'ємна швидкість фільтрації даного типу каталізатору, швидкість газу по живому перерізу барабану і об'ємна витрата газу.

Одною з основних характеристик реактору є товщина шару каталізатора  $h$ , необхідна для забезпечення потрібного ступіня окислення.

$$\epsilon h = \frac{N_0 V_{\text{фр}}}{a_{\text{эф}} \cdot \beta} \quad (20)$$

де  $N_0 = \ln \frac{1}{1-y}$  - число одиниць переносу;

$a_{\text{эф}} = a_0 \cdot \Phi$  - ефективна питома поверхня каталізатору,  $\text{м}^2 / \text{м}^3$ ;

$\beta$  - коефіцієнт масопереносу,  $\text{м} / \text{с}$

$a_0$  - питома зовнішня поверхня,  $\text{м} / \text{м}$

$\frac{d_3}{100 \cdot d_{\text{фр}}}$  - коефіцієнт форми зерна, який урахує нерівноступність всієї поверхні зерна обдуваному потоку газу;

$y$  - заданий ступінь перетворення до  $i$ -му компоненту.

Для розрахунку коефіцієнта масопередачі найбільш практичне значення мають такі рівняння:

$$Nu_g = 0.515 Re^{0.55} Sc^{0.33} \quad \text{при} \quad Re = 901 \div 2 \quad (21)$$

$$Nu_g = 0.725 Re^{0.47} Sc^{0.33} \quad \text{при} \quad Re = 2 \div 30 \quad (22)$$

$$Nu_g = 0.395 Re^{0.60} Sc^{0.33} \quad \text{при} \quad Re = 30 \div 8000 \quad (23)$$

Значення  $d_1$  д. що входять до числа подібності, визначаються такими залежностями:

$d_2 = 0,4 d_3$  - еквівалентний діаметр зерна, м;

$D = D_0 \left( \frac{243 + t_p}{243} \right)^{1,8}$  - коефіцієнт дифузії 1-го компоненту в повітрі, м/с,

де  $D_0$  - довідкове значення коефіцієнту дифузії.

При заповненні барабану каталізатором утворюється кільцевий шар, котрий складає - 0,5 н.

#### ВИСНОВКИ

1. Дослідженнями пилогазових викидів ваграночного виробництва встановлено, що складова пилу є багатоконпонентною сумішшю оксидів металів і металоїдів і залежить від складу металозаготівки, шихти, палива, стану футеровки і умов роботи вагранки. Розміри часток пилу знаходяться в границях від 1 до 50 мкм. Концентрація пилу в ваграночних газах в середньому коливається від 3 до 20 г/нм<sup>3</sup>. Одночасно трапляються значні викиди CO, що складають 170 - 240 кг на 1 т виплавленого чавуну, і які визначаються в основному температурою відхідних газів, при зниженні якої концентрація оксиду вуглецю зростає.

2. Аналіз існуючих технологій очистки ваграночних газів показав, що найбільш ефективною є схема на базі реакторів з використанням принципу нестационарності. Встановлено, що каталізатор П-5 забезпечує високий ступінь окислення оксиду вуглецю в умовах ваграночного виробництва.

3. В результаті дослідження тепломасообмінних процесів в каталітичному реакторі роторного типу розроблена математична модель, яка визначає характер температурних полів газу і часток в шарі для перехідного і установленого режимів, а також концентраційне поле ключової речовини. На підставі математичної моделі складений алгоритм і пакет програм "RECUR", для визначення оптимальної швидкості обертання ротору, концентрації CO і температури газу на формування температурних і концентраційних полів і розміри зони міграції теплового фронту в шарі каталізатору.

4. Установлені умови досягнення автотермічного режиму, які визначаються дотриманням теплового балансу реактора. Виконаний аналіз аеродинаміки фільтрації газу через шар каталізатора; одержано критеріальне рівняння, що характеризує гідродинаміку цього процесу.

5. Дослідження факторів, що впливають на гідродинамічну обстановку фільтрації газу через шар каталізатора, дали можливість звести рівняння для визначення режиму фільтрації, прийнятого для даного класу каталізаторів.

6. Випробування досвідно - промислової установки комплексної очистки ваграночних газів, що передбачає утилізацію теплоти, показали високі значення ефективності пилоуловлення ( 93... 95 %) і ступіня допалювання CO ( 85,0... 92,5 %) при сумарному аеродинамічному опорі поряд 2000 Па.

7. Розроблені принципи розрахунків і конструювання каталітичних реакторів для умов ваграночного виробництва. Запропонована формула для визначення основної характеристики реакторів - товщина шару каталізатора.

$M_1 = 0,35 \cdot 10^{-4} \cdot S_c^{0,45}$  при  $Re = 10 - 2000$

Основний зміст дисертації опублікований у таких роботах:

1. Толстих А. С., Лузін Ю. П., Губарь В. Ф. Особливості каталітичного знешкодження ваграночних газів. // Тезиси доповідань зонального семінару "Проектування і експлуатація систем теплозабезпечення". - Пенза. - 1990.

2. Губарь В. Ф., Толстих А. С. Система очистки ваграночних газів від пилу і оксиду вуглецю. // Сб. наукових напрацювань "Окорона навколишнього середовища". - МакІБІ. - Макіївка. - 1993.

3. А. С. 1655556 СРСР, МКВ В ОІ, 8/08. Апарат для каталітичної очистки газів. // Толстих А. С. та інші. - Опубл. 15.06.91, Бюл. №22.

4. А. С. 1699582 СРСР, МКВ В ОІ, 8/04. Апарат для каталітичної очистки газів. // Толстих А. С. та інші. - опуб. 23.12.91, Бюл. №47.

5. Толстих А. С. Дослідження гідравлічного опору шару каталізатора П-5. // Вісник ДонДАБА. Вип. 4. Макіївка - 1996.

6. Толстих А. С. Дослідження допалювання оксиду вуглецю в каталітичному реакторі роторного типу. // Вісник ДонДАБА. Вип. №4. Макіївка - 1996.

7. Толстих А. С. Деякі питання конструювання каталітичних реакторів. // Вісник ДонДАБА. Вип. №4. Макіївка - 1996.

## А Н О Т А Ц І Я

Толстик А. С. Очистка вентиляційних викидів ваграночного виробництва від оксиду вуглецю в каталітичному реакторі роторного типу.

Дисертація на здобуття наукового ступеня кандидата технічних наук по спеціальності 05.26.04 - технічні засоби захисту навколишнього середовища. Донбаська державна академія будівництва і архітектури, Макіївка, 1997 р.

Основною метою є використання принципу нестационарності в каталітичних реакторах по знешкодженню CO у відхідних газах ливарного виробництва. Ефективне допалювання CO, при всіх температурних режимах відхідних газів, пов'язане з наявністю стійкого температурного фронту в шарі каталізатора, котрий здійснюється шляхом обертання ротору контактного апарату. Визначені умови вибору технологічної схеми комплексної очистки ваграночних газів з подальшою утилізацією теплоти. Оксид вуглецю окислюється на паладієвому каталізаторі П-5. Запропонована схема має двоступінчасту очистку від пилу і CO. Спочатку гази очищаються від пилу в батареїному циклоні, потім вони надходять до каталітичного реактору роторного типу, де відбувається екзотермічна реакція окислення оксиду вуглецю з виділенням теплоти, після чого нагріті гази надходять до рекуператору для підігріву дуттєвого повітря. Дана схема має високі показники по ефективності очистки відхідних газів ваграночного виробництва. Розроблена концепція конструктивного розрахунку реактора барабанного типу, в основу якої покладений метод визначення товщини шару каталізатора.

Ключові слова: каталітичний реактор, принцип нестационарності, ротор, оксид вуглецю, фронт теплової хвилі.

## ANNOTATION

*A.S.Tolstyh. Ventilation throw out clean of the cupola production from carbon oxide in the rotor type catalytic reactor.*

Thesis for a candidate's degree of technical sciences on speciality 05.26.04, technical means protection of environment.

Donbass State Academy of civil engineering and architecture, Makeyevka, 1997.

The base of the method consists in application of the non-stationarity principle in the catalytic reactor for rendering harmless the carbon oxide (CO) contained in foundry flue gases. The effective after-burning of CO at any temperature conditions of flue gases is associated with the presence of stable temperature front in the catalyst layer, which is created by rotation of catalytic reactor.

There were determined the conditions of technological scheme selection for complex cleaning of cupola gases with the further utilization of heat.

The carbon oxide is oxidated on palladium catalyst P-5. The proposed system has two-staged cleaning from dust and CO. In the beginning the gases are cleaned from dust in the multiclone, and then they are advanced to the rotor type catalytic reactor, where the exothermic reaction of carbon oxide oxidation takes place together with the heat release, after what the heated gases come to the recuperative heat exchanger to heat the blast air.

This scheme has high efficiency of cupola flue gases cleaning. There was elaborated the conception of drum reactor constructive calculation, based upon the method of determination of catalyst layer depth.

**AB 36.725**