

**Key words:** solar panels, concentrators, light flow.

#### **References**

1. Khotyan, A.A., Rozen, V.P., Chermalikh, O.V., Chermalikh O.V., (2018) "Analysis of the efficiency of the use of photoelectric modules", *Energetika: ekonomika, tekhnologiyi, ekologiya*, no 4, pp. 14-19.
2. Kozhem'yako, V. P., Dombrovskij, V. G., Zherdeczkij, V. F., Malinovs'kij, V. I., Pritulyak, G. V., (2011) "Analytical review of modern technologies of photovoltaic converters for solar energy", *Optiko-elektronni informacziyno-energetichni tekhnologiyi*, no 2, pp. 142-157.
3. Akhmedov, D. Sh., Eryomin, D. I., Yagfarova, N. I., Kemesheva, D. G. (2015), "The main parameters of the solar panel with hubs", *Shestoj tekhnologicheskij ukklad: mekhanizmy i perspektivy razvitiya*.
4. Rakhmatulin, I.R., Kirpichnikova, I.M., (2017), "Prospects for the use of various designs of solar concentrators in the Russian Federation", *Vestnik Irkutskogo gosudarstvennogo tekhnicheskogo universiteta*, no 2, pp. 127-136.
5. Solar energy: [Electronic resource], URL: <http://www.rea.org.ua/dieret/Solar/solar.html#PHOTOVOLTAICS>
6. Kenzhaev, Z. T. (2017), "The Advantage and Disadvantages of Photoconverters", *Young Scientist*, no36, pp. 3-5, URL <https://moluch.ru/archive/170/45596/>

---

УДК 66.095.81

**ЖУЧЕНКО А.І., д. т. н., професор; ОНЩЕНКО В.О., асистент  
Національний технічний університет України  
«Київський політехнічний інститут імені Ігоря Сікорського»**

## **МОДЕЛЮВАННЯ НЕСТАЦІОНАРНИХ РЕЖИМІВ РОБОТИ РЕАКТОРА ОКИСЛЕННЯ АМІАКУ В ПРОЦЕСІ ВИРОБНИЦТВА АЗОТНОЇ КИСЛОТИ**

*Використання азотної кислоти у різних галузях хімічного виробництва призводить до підвищення вимог до самого виробництва та економічної ефективності процесу. На даний момент відомо багато способів отримання азотної кислоти. В статті розглянутий спосіб контактного окислення аміаку на платино-родієвому каталізаторі, з подальшим виходом азоту на абсорбцію. Окислення аміаку виконують за різними технологіями, зокрема, шляхом неперервного окислення в секційному реакторі каталітичного типу на платино-родієвому каталізаторі.*

*Для автоматичного керування трьома секційним реактором треба знати механізми взаємодії аміачно-повітряної суміші (АПС) з каталізатором платино-родієвого типу. Математична модель, адекватна дійсному перебігу процесу окислення, дозволить забезпечити високу ефективність керування завдяки виконанню вимог до якості вихідного продукту та зменшенню економічних затрат на виробництво азотної кислоти.*

*Важливо створити математичну модель реакторного простору в шарі контакту, яка б давала адекватне відображення поведінки каталізатора у ньому при зміні властивостей аміачно-повітряної суміші та реакційного об'єму, що неперервно надходять у реактор. Відомі сучасні методи моделювання використовують узагальнений аналіз вхідної речовини і базуються на апроксимації експериментальних даних про характер протікання процесу окислення. В статті було сформовано математичну модель, яка описує поведінку реакційного простору в реакторі з урахуванням не стаціонарних умов, протікання процесу.*

*Запропоновано розглядати реактор з трьома шарами контакту, кожний шар як окремі об'єкти з окремими реакційними зонами контакту. Реакційний об'єм в реакторі формується як сукупність реакційних просторів, шарів контакту з потоком контакту. Властивості каталізатора, який знаходиться в шарі контакту, змінюються динамічно в результаті прояву не стаціонарності протікання процесу в часі.*

*Реактор окислення розглядається як явище, що передбачає наявність незліченої кількості випадкових мікропроцесів. Така вербальна модель дозволила визначити методи математичного моделювання, які доцільно використати при створенні моделі для системи керування. Розроблена модель дає уяву про взаємозв'язки між аміачно-повітряною сумішшю та каталізатором. Отримати передатні функції за*

каналом з вхідною координатою співвідношення аміак-повітря та каналом з вхідною координатою температури суміші.

**Ключові слова:** окиснення аміаку, каталізатор, кінетична модель, каталізатор, окиснення, аміак, втрати, платиноїди, механізм реакції, репродукція азотної кислоти, не стаціонарність, моделювання, синтез, швидкість перетворення, старіння каталізатора, відновлювальні властивості, система керування, моделювання процесів, багато шаровий реактор, регенерація каталізатора.

**DOI: 10.20535/2617-9741.3.2020.217902**

© Жученко А. І., Оніщенко В. О., 2020.

**Постановка проблеми.** Азотна кислота широко використовують у сучасній промисловості, зокрема для виробництва лаків, фарб, добрив та інших продуктів. Це викликає низку проблем, пов'язаних з необхідністю виробництва великої кількості азотної кислоти та окислення достатньо великих обсягів аміаку. Одна з них довго тривала робота каталізатора [1] в реакторі окислення АПС. При збільшенні терміну роботи зазначеного каталізатору застосовують різні технологічні методи [2], які пов'язані з особливостями вибору технологічного режиму експлуатації реакторного простору.

Показником ефективності вибору технологічного режиму є максимальна продуктивність реактора окислення [3]. Найбільш доцільним режимом експлуатації є неперервний [4], який реалізують у двох варіантах:

- одночасне рівномірно розподілене навантаження на кожний з шарів каталізатора;
- другий варіант дозволяє по черзі змінюючи навантаження на кожний з шарів каталізатора в залежності від ступеня перетворення аміаку на кожному з шарів окремо[5].

Другий підхід збільшує термін роботи реактора, що дозволяє збільшити обсяги вихідної речовини, але має достатньо складну технологічну систему. Важливою особливістю реактора є значна кількість побічних реакцій, які погіршують якість вихідної продукції[1]. У той же час можливих керувальних впливів на процес окислення обмаль. Суттєва не стаціонарність процесу окислення, що викликана нестабільністю властивостей каталізатора, вимагає постійного контролю за процесом і використання ситуаційних алгоритмів керування [3]. Створення математичних моделей для систем керування процесом окислення, які дозволять врахувати зазначені аспекти, є актуальною задачею.

**Аналіз попередніх досліджень.** Математичне моделювання процесу окислення достатньо детально розглянуто в наукових публікаціях та літературних обзорах, з урахуванням особливостей перебігу процесу окислення контактним методом [4, 6–9], а також і при розгляді не стаціонарних процесів, що дозволяє отримати відомості про об'єкт та можливість керування процесом [8–9]. Розгляд моделі з урахуванням стаціонарності і без урахування зумовлюють більш точне відображення поведінки процесу.

Суттєва різниця в розгляді даних підходів виключно в можливості використання моделей та економічній ефективності дослідження. У працях [4, 6] автори розглянули основні теоретичні положення процесів окислення та їх моделювання. У [7–9] запропоновано моделювання процесу окислення з урахуванням структури каталізатора та сил, що діють під час перебігу зазначеного процесу. У [10] автори дослідили рівноважні стани та кінетику процесу окислення для різних типів каталізатора з використанням даних отриманих з інших процесів, в результаті чого запропонували стаціонарну модель, яка, при порівнянні з експериментальними даними, виявилася ефективною у випадку реактора з однією секцією окислення.

Загальною науковою проблемою є те, що процеси які проходять в реакційному просторі до кінця не вивчені і в часі є досить швидкоплинні, а також сам шар каталізатора моделюють в основному без урахування не стаціонарності та закономірностей поведінки самого каталізатора, який бере участь у процесі і є основним компонентом ефективного синтезу азоту. Експериментальні дослідження, як правило, проводять для одного шару.

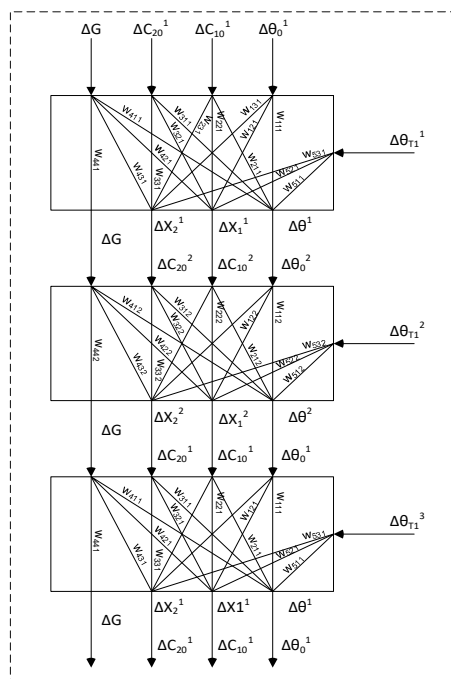
**Метою** статті є створення математичної моделі динаміки шару контакту з урахуванням нестаціонарних процесів та відображення характеру поведінки секції реактора при зміні технологічних режимів. Побудувати розрахункову схеми математичної моделі динаміки трьох секційного реактора.

**Виклад основного матеріалу.** Вибір та розрахунок раціональної системи автоматичного керування, що забезпечує максимально продуктивний режим роботи реактора [5], можливий лише при наявності динамічних характеристик процесу.

При створенні математичної моделі процесу окислення аміаку на каталізаторі прийнятий ряд спрощень, які не спотворюють якісну картину процесу, але дозволяють на обмеженому матеріалі отримати математичні вирази, адекватно описуючі об'єкт. Частка обсягу шару, яку займає одна частка каталізатор, дуже мала. Тому шар можна представити у вигляді гомогенного реактора, в якому протікає хімічна реакція, що описується формальним кінетичним рівнянням.

- 1) вплив тиску на швидкість реакції незначний;
- 2) у зв'язку з тим що катіони каталізатора довго зберігає свою активність, можна не вводити в кінетичну модель члени, які враховують нестационарний характер роботи каталізатора;
- 3) шар каталізатора однорідний у всіх точках;
- 4) шар каталізатора ізотропний в усіх напрямках;
- 5) рух рідини у всіх точках шару усталений;
- 6) фізичні характеристики шару і потоку постійні в усіх точках;
- 7) концентрація реагента і температури однакові по всьому перетину реактора;
- 8) в розглянутому інтервалі температур коефіцієнти тепловіддачі постійні;
- 9) теплові втрати в навколишнє середовище незначні.

При такому підході математична модель процесу повинна включати рівняння матеріального і енергетичного балансів. Для цього, виходячи із припущень, які спрощують розрахунки при синтезі математичної моделі динаміки процесу, були створені диференціальні рівняння, що описують нестационарні режими у кожному з трьох шарів каталізатора, які визначають формальну структуру об'єкта, – ємності холодоагенту, ємності стінок охолоджуючих змійовиків і ємності реакційної системи. Розрахункова схема наведена на рис. 1.



**Рис. 1 – Розрахункова схема трьох секційного реактора**

Розглянемо ємність холодоагенту. Рівняння нестационарного режиму має вигляд:

$$(Q_{gx} + Q_{ax}'' - Q_{yx}) \partial t' = Q_{ak}, \quad (1.1)$$

де  $Q_{ак} = \frac{\pi l}{4}(d - 2\delta)^2 c_x \partial T_x$  – кількість тепла, що акумульовано об'ємом холодоагенту в охолоджуючому змійовику;  $Q_{вх}$  – кількість тепла що входить разом із потоком;  $Q_{вих}$  – кількість тепла що виходить з потоком;  $Q_{ex}''$  – кількість теплоти, що входить по зворотному (бойпас) потоці. Перетворивши вираз (1.1), отримуємо:

$$\frac{\partial T_x}{\partial t'} = \frac{4\alpha_1}{(d - 2\delta)c_x}(T_{cm} - T_x) - \frac{8G_x}{\pi(d - 2\delta)^2 l}(T_x - T_{x1}). \quad (1.2)$$

Де  $T_{ст}$  – температура стінки реакторного простору, в області контактного шару;  $T_x$  – температура холодоагенту на вході в охолоджуючий змійовик, в області контактного шару;  $T_1$  – температура холодоагенту на виході з охолоджуючого змійовика;  $d$  – внутрішній діаметр реактора окислення;  $\delta$  – товщина стінки охолоджуючого змійовика в шарі контакту;  $c_x$  – теплоємність охолоджуючого холодоагенту в змійовику;  $\alpha_1$  – коефіцієнт тепловіддачі від потоку до стінки реактора;  $G_x$  – витрата холодоагенту в охолоджуючому змійовику. Вираз енергетичного балансу стінки охолоджуючого змійовика:

$$(Q_{вх} - Q_{yx})dt' = Q_{ак}, \quad (1.3)$$

де  $Q_{ак} = \frac{\pi}{4}[d^2 - (d - 2\delta)^2]lc_{cm}\partial T_{cm}$  – кількість тепла, акумульованого стінкою охолоджуючого змійовика.

Після підстановки значень  $Q_{вх}$ ,  $Q_{yx}$ , та  $Q_{ак}$ , у вираз (1.3) деяких перетворень отримуємо наступний вираз:

$$\frac{\partial T_{cm}}{\partial t'} = \frac{\alpha_2 d}{(d\delta - \delta^2)c_{cm}}(T - T_{cm}) - \frac{\alpha_1(d - 2\delta)}{(d\delta - \delta^2)c_{cm}}(T_{cm} - T_x). \quad (1.4)$$

де  $\alpha_2$  – коефіцієнт тепловіддачі від стінки охолоджуючого змійовика до холодоагенту; Розглянемо тепловий баланс шару контакту. Для елементарного об'єму  $dV$  з твірною  $dl$  в нестационарних умовах:

$$(Q_{вх} - Q_{yx} + Q_{обр} - \delta Q_x)\partial t' = Q_{ак}, \quad (1.5)$$

де  $Q_{ак} = Sdlc_{ст}\partial T$  – кількість тепла, акумульованого елементарним об'ємом реакційної системи;  $Q_x$  – кількість тепла що відводиться потоком охолодження в змійовику холодоагента;  $S$  – площа поперечного перерізу реактора; Ефективну об'ємну теплоємність слою  $c_{ст}$  визначають за правилом адитивності [1] виходячи з відомих теплофізичних характеристик:

$$c_{ст} = \rho \varepsilon c_c - \rho_n c_k \quad (1.6)$$

де  $\rho$  – щільність реакційної суміші;  $\rho_n$  – щільність натягу контактної слою;  $\varepsilon$  – доля вільного об'єму реакторного простору;  $c_k$  – теплоємність каталізатора;  $c_c$  – теплоємність суміші; Підставивши величини, що входять в рівняння (1.6), після перетворень отримуємо такий вираз:

$$\tau + \frac{\partial T}{\partial \tau} = - \frac{16,22k_0 \Delta h}{c_p \sqrt{(M + 0,2678)^5}} (1 - X_1)^2 \sqrt{M - X} \exp\left(-\frac{E}{RT}\right) - \frac{4\alpha_2 d \ln}{(D^2 L - d^2 \ln)c_p} (T - T_{cm}). \quad (1.7)$$

Де  $X_1$  – ступень перетворення аміаку;  $M$  – співвідношення реакційної суміші аміак-повітря;  $D$  – зовнішній переріз реактора;  $c_p$  – об'ємна теплоємність реакційної суміші;  $E$  – ефективна енергія активації;  $R$  – універсальна газова стала;  $T$  – температура реакційної суміші;  $T_0$  – початкова температура реакційної суміші на вході в реактор; Матеріальний баланс по аміаку для елементарного об'єму реактора  $dV$  в нестационарних умовах буде:

$$(n_{1вх} - n_{1yx} - n_{1расх})\partial t' = n_{1ак}, \quad (1.8)$$

де  $n_{1\text{вх}} = Gc_{10}(1 - X_1)$  – кількість аміаку, що вноситься реакційним потоком в елементарний об'єм за одиницю часу, моль;  $n_{1\text{yx}} = Gc_{10} \left[ (1 - X_1) - \frac{\partial X_1}{\partial l} dl \right]$  – кількість аміаку, що переноситься реакційним потоком з елементарного об'єму за одиницю часу, моль;  $n_{1\text{pacx}} = (-r_1)Sdl$  – кількість аміаку, що витрачається в елементарному об'ємі за рахунок реакції окислення за одиницю часу, моль;  $n_{1\text{ак}} = -SdlC_{10}\frac{\partial X_1}{\partial l}$  – кількість аміаку, акумульована в елементарному об'ємі, моль, де  $C_{10}$  – початкове значення концентрації аміаку в АПС. Підставивши необхідні величини у вираз (1.7), отримуємо наступне диференціальне рівняння матеріального балансу [8]:

$$\frac{dX_1}{dt'} + \frac{dX_1}{d\tau} = \frac{5,321k_0}{\sqrt{(M+0,2678)^5}} (1 - X_1)^2 \sqrt{M - X_1} \exp\left(-\frac{E}{RT}\right). \quad (1.9)$$

Отримані диференціальні рівняння (1.2), (1.4), (1.6), (1.9) приведені до безрозмірного вигляду. Таким чином, математична модель динаміки реакторного процесу окислення аміаку на платино-родієвому катализаторі з урахуванням теплової ємності холодоагенту, металевих стінок і катализатора представлена у вигляді:

$$\frac{\partial X_1}{\partial t} + \frac{\partial X_1}{\partial \xi} = k_0 \tau_k \exp\left(-\frac{E}{RT}\right) \exp\left[-\frac{\theta}{1 + \frac{RT_0 \theta}{E}}\right] \frac{5,321(1 - X_1)^2 \sqrt{M - X_1}}{\sqrt{(M + 0,2678)^3}}; \quad (1.10)$$

$$\frac{c_{cl}}{c_p} \frac{\partial \theta}{\partial t'} + \frac{\partial \theta}{\partial \xi} = -k_0 \tau_k \exp\left(-\frac{E}{RT_0}\right) \exp\left[-\frac{\theta}{1 + \frac{RT_0 \theta}{E}}\right] \times \quad (1.11)$$

$$\times \frac{16,22\Delta h E}{RT_0^2 c_p \sqrt{(M - 0,2678)^5}} (1 - X^2) \sqrt{M - X_1} - \frac{4\alpha_2 d \ln \tau_k (\theta - \theta_{cm})}{(D^2 L - d^2 \ln)c_p};$$

$$\frac{\partial \theta_{cm}}{\partial t} = \frac{\alpha_2 d \tau_k}{c_{cm} (d\delta - \delta^2)} (\theta - \theta_{cm}) - \frac{\alpha_2 (d - 2\delta) \tau_k}{c_{cm} (d\delta - \delta^2)} (\theta_{cm} - \theta_x); \quad (1.12)$$

$$\frac{\partial \theta_x}{\partial t} = \frac{4\alpha_1 \tau_k}{c_x (d - 2\delta)} (\theta_{cm} - \theta_x) - \frac{8G_x \tau_k}{\pi (d - 2\delta)^2 l} (\theta_x - \theta_{x1}), \quad (1.13)$$

$$\text{де } \theta = \frac{E}{RT_0^2} (T - T_0); \theta_x = \frac{E}{RT_0^2} (T_x - T_0); \theta_{cm} = \frac{E}{RT_0^2} (T_{cm} - T_0); t = \frac{t'}{\tau_k},$$

з початковими та граничними умовами:  $X_1(\xi, 0) = X_1^c$ ;  $\theta_{cm}(0) = \theta_{cm}^c$ ,  $X_1(0, t) = 0$ ,  $\theta(\xi, 0) = \theta^c$ ,  $\theta_x(0) = \theta_x^c$ ,  $\theta(0, t) = 0$ . де  $\tau$  – поточний час контакту;  $\tau_k$  – кінцевий час контакту;  $\theta_0$  – безрозмірна температура вхідної суміші реагентів АПС;  $\theta_{cm}$  – безрозмірна температура вхідної суміші реагентів АПС;  $\theta$  – безрозмірна температура реакційної суміші;  $\theta_x$  – безрозмірна температура холодоагенту;  $\theta_{ct}$  – безрозмірна температура теплоносія;  $\theta_{ст}$  – безрозмірна температура стінки охолоджуючого змішувача;

Отриманий математичний опис нестационарного режиму досліджуваного процесу являє собою систему нелінійних диференціальних рівнянь в частинних похідних. Тому розв'язання системи отриманих диференціальних рівнянь необхідно шукати не у всій області існування незалежних змінних, а лише в області оптимальних стаціонарних станів реакторного процесу (лінеаризувати отриману систему). Лінеаризація в нашому випадку виправдана, так як при дослідженні стаціонарних режимів процесу окислення встановлена лінійна залежність [9] вихідних параметрів від керованих координат при значних змінах останніх. Використовуючи в якості стаціонарних точок розкладання в ряд Тейлора отримуємо наступні лінеаризовані функції:

$$\begin{aligned} X_1 &= X_1^0 + \Delta X_1; \\ \theta &= \theta^0 + \Delta \theta; \\ M &= M^0 + \Delta M, \end{aligned} \quad (1.14)$$

Ступень перетворення  $X_1$ , що залежать від поздовжньої координати і визначаються з рівняння статички (1.15).

$$\frac{dX_1}{d\xi} = K_0 \tau_k l \frac{E}{RT_0} e^{\frac{\theta}{1 + \frac{RT_0}{E}}} \frac{5,321}{\sqrt{(M+0,2678)^3}} (1-X_1)^2 \sqrt{M-X_1}; \quad (1.15)$$

Після лінеаризації математичної моделі динаміки процесу окислення отримаємо наступну систему лінійних диференціальних рівнянь в частинних похідних зі змінними коефіцієнтами:

$$\begin{aligned} \frac{\partial \Delta X_1}{\partial t} + \frac{\partial \Delta X_1}{\partial \xi} &= a_{11} \Delta \theta - a_{12} \Delta X_1 + a_{13} \Delta M - a_{14} \Delta G; \\ \frac{c_{cl}}{c_p} \frac{\partial \Delta X_1}{\partial t} + \frac{\partial \Delta X_1}{\partial \xi} &= a_{21} \Delta \theta - a_{22} \Delta X_1 + a_{23} \Delta M - a_{24} \Delta G + a_{25} \Delta \theta_{cm}; \\ \frac{\partial \Delta \theta_{cm}}{\partial t} &= a_{31} \Delta \theta - a_{34} \Delta G - a_{35} \Delta \theta_{cm} + a_{36} \Delta \theta_x; \\ \frac{\partial \Delta \theta}{\partial t} &= a_{44} \Delta G + a_{45} \Delta \theta_{cm} - a_{46} \Delta \theta_x + a_{47} \Delta \theta_{x_1} - a_{48} \Delta G_x \end{aligned} \quad (1.16)$$

з початковими та граничними умовами:  $\Delta X_1(\xi, 0) = \Delta X_1^c$ ;  $\Delta \theta_{cm}(0) = 0$ , Коефіцієнти  $a_{ij}$  лінеаризованої математичної моделі динаміки процесу (1.16)

$$\Delta X_1(0, t) = 0, \Delta \theta(\xi, 0) = \Delta \theta^c, \Delta \theta_x(0) = \Delta \theta_x^c, \Delta \theta(0, t) = 0. \quad (1.17)$$

Для довільного значення поздовжньої координати  $\xi$ , виходячи з рівняння (1.15), визначені аналітичні вирази для обчислення коефіцієнтів  $a_{ij}$ . Очевидно, що розглядаючи отриману лінеаризовану систему рівнянь (1.16), порівняно просто можна отримати інформацію про поведінку процесу в нестационарних умовах. Однак такий шлях у зв'язку зі складністю подальшої інтерпретації отриманих результатів для розрахунку і побудови системи автоматичного управління не можна визнати доцільним. Для розрахунку динаміки реакторного процесу окислення аміаку слід виходити безпосередньо з розрахунку передавальних функцій по різних каналах [5]. Перетворенням отриманої лінеаризованої системи рівнянь (1.16) по Лапласу по координаті  $t$  отримаємо:

$$\begin{aligned} \frac{d\Delta \bar{X}_1}{d\xi} &= a_{11} \Delta \bar{\theta} - (a_{12} + p) \Delta \bar{X}_1 + a_{13} \Delta \bar{M} - a_{14} \Delta \bar{G}; \\ \frac{d\Delta \bar{\theta}}{d\xi} &= \left( a_{21} - \frac{c_{cl}}{c_p} p \right) \Delta \bar{\theta} - a_{22} \Delta \bar{X}_1 + a_{23} \Delta \bar{M} - a_{24} \Delta \bar{G} + a_{25} \Delta \bar{\theta}_{cm}; \\ 0 &= a_{31} \Delta \bar{\theta} - a_{34} \Delta \bar{G} - (a_{35} + p) \Delta \bar{\theta}_{cm} + a_{36} \Delta \bar{\theta}_x; \\ 0 &= -a_{44} \Delta \bar{G} + a_{45} \Delta \bar{\theta}_{cm} - (a_{46} + p) \Delta \bar{\theta}_x + a_{47} \Delta \bar{\theta}_{x_1} - a_{48} \Delta \bar{G}_x \end{aligned} \quad (1.17)$$

з граничними умовами:

$$\Delta \bar{X}_1(0, p) = 0, \Delta \bar{\theta}(0, p) = \Delta \bar{\theta}_0, \Delta \bar{M}(0, p) = \Delta \bar{M}_{ex}, \Delta \bar{G}(0, p) = \Delta \bar{G}_{ex},$$

В результаті лінеаризації і подальшого перетворення по Лапласу по  $t$  вихідних лінійних диференціальних рівнянь в частинних похідних (1.10) – (1.13) отримана система звичайних лінійних диференціальних рівнянь з комплексними змінними коефіцієнтами.

**Висновки.** У статті було розроблено та побудовано:

- 1) параметрична схема розрахунку моделі динаміки трьох секційного реактора;
- 2) визначено ряд припущень, які не спотворюють результати дослідження в побудові математичної моделі динаміки реактора;
- 3) сформовано рівняння енергетичного балансу ємності холодоагенту та стінки охолоджуючого змійовика;
- 4) була проведена лінеаризація математичної моделі динаміки процесу окислення і отримано систему лінійних диференціальних рівнянь в частинних похідних зі змінними коефіцієнтами;
- 5) в результаті лінеаризації та перетворення по Лапласу вихідних лінійних диференціальних рівнянь в частинних похідних отримали отримана модель динаміки процесу окислення у вигляді системи звичайних лінійних диференціальних рівнянь з комплексними змінними коефіцієнтами.

**Перспективи подальших досліджень.** Перспективними напрямками наукової роботи є дослідження математичної моделі динаміки реакційного простору для вивчення особливостей поведінки шару каталізатора при різних технологічних режимах, зокрема з урахуванням не стаціонарності процесу окислення. Подальші результати дослідження будуть використані для синтезу системи керування процесом.

#### **Список використаної літератури**

1. Атрощенко В. И. Технология связанного азота / В. И. Атрощенко. Киев: Вища школа, 1985.
2. Производство аммиака под ред. В. П. Семенова. М.: Химия, 1985.
3. Атрощенко В. И. Технология азотной кислоты / В. И. Атрощенко, С. И. Каргин. Л.: Химия, 1980.
4. Производство азотной кислоты в агрегатах большой единичной мощности / под ред. В. М. Олевского. М.: Химия, 1985.
5. Производство аммиачной селитры в агрегатах большой единичной мощности / под ред. В. М. Олевского. М.: Химия, 1990.
6. Кучерявый В. И. Синтез и применение карбамида / В. И. Кучерявый, В. В. Лебедев. М.: Химия, 1970.
7. Горловский Д. М. Технология карбамида / Д. М. Горловский, Л. Н. Альтшулер, В. И. Кучерявый. Л.: Химия, 1981.
8. Атрощенко В. И. Методы расчетов по технологии связанного азота / В. И. Атрощенко. Киев: Выш. школа, 1978.
9. Аммиак. Вопросы технологии / И. М. Демиденко [и др.]. Донецк: ГИК «Новая печать»: ООО «Лебедь», 2001.
10. Химическая технология неорганических веществ: учеб. пособие: в 2 т. / под ред. Т. Г. Ахметова. М.: Высш. школа, 2002. Т. 1, 2.
11. Справочник азотчика: в 2 т. / под ред. Е. Я. Мельникова. М.: Химия, 1987. Т. 1, 2.

Надійшла до редакції 01.10.2020

---

**Zhuchenko A. I., Onishchenko V. O.**

#### **SIMULATION OF NON-STATIONARY OPERATING MODES OF AMMONIA OXIDATION REACTOR IN THE PROCESS OF NITROGEN ACID PRODUCTION**

*The use of nitric acid in various branches of chemical production leads to an increase in the demand for the production itself and the economic efficiency of the process. At the moment, many methods for obtaining nitric acid are known. The article considers a method of contact oxidation of ammonia on a platinum-rhodium catalyst, followed by nitrogen release for absorption. Ammonia oxidation is performed using various technologies, in particular, by continuous oxidation in a sectional catalytic reactor based on a platinum-rhodium catalyst.*

*To automatically control a three-section reactor, you need to know the mechanisms of interaction of an ammonia-air mixture (APS) with a platinum-rhodium catalyst. A mathematical model that is adequate to the actual course of the oxidation process will ensure high management efficiency by meeting the quality requirements of the initial product and reducing the economic costs of nitric acid production.*

*It is important to create a mathematical model of the Reactor space in the contact layer, which would give an adequate reflection of the behavior of the catalyst in it when changing the properties of the ammonia-air mixture and the reaction volume continuously entering the reactor. Well-known modern modeling methods use generalized analysis of the input substance and are based on an approximation of experimental data on the nature of the oxidation process. In the article, a mathematical model was formed that describes the behavior of the reaction space in the reactor, taking into account non-stationary conditions, the course of the process.*

*It is proposed to consider a reactor with three contact layers, each layer as separate objects with separate reaction contact zones. The reaction volume in the reactor is formed as a set of reaction spaces, contact layers with the contact flow. The properties of the catalyst, which is located in the contact layer, change dynamically as a result of the manifestation of non-stationary flow of the process over time.*

*The oxidation reactor is considered as a phenomenon that involves the presence of countless random microprocessors. This verbal model made it possible to determine the methods of mathematical modeling that should be used when creating a model for the control system. The developed model gives an idea of the relationship between the ammonia-air mixture and the catalyst. Get the transfer functions for the channel with the input coordinate of the ammonia-air ratio and the channel with the input coordinate of the mixture temperature.*

**Keywords:** ammonia oxidation, catalyst, kinetic model, catalyst, oxidation, ammonia, loss, platinoids, reaction mechanism, nitric acid reproduction, non-stationary, modeling, synthesis, conversion rate, catalyst aging, reducing properties, control system, process modeling, multi - layer reactor, catalyst regeneration.

#### **References**

1. Atroschenko, V. I. (1985) Technology of bound nitrogen / V. I. Atroschenko, Kiev: Vyshcha SHKOLA.
2. *Production of ammonia*, ed. by V. P. Semenov (1985), Moscow: Chemistry.
3. Atroschenko, V. I. (1980) Technology of nitric acid / V. I. Atroschenko, S. I. Kargin, L.: Chemistry.
4. *Production of nitric acid in aggregates of large unit capacity* / ed. by V. M. Olevsky. (1985), M.: Chemistry.
5. *Production of ammonium nitrate in aggregates of large unit capacity* / ed. by V. M. Olevsky, (1990), M.: Chemistry.
6. Kucheryavy, V. I. (1970). Synthesis and application of urea / V. I. Kucheryavy, V. V. Lebedev. M.: Chemistry.
7. Gorlovsky, D. M. (1981). Technology of urea / D. M. Gorlovsky, L. N. Altshuler, V. I. Kucheryavy, L.: Chemistry.
8. Atroschenko, V. I. (1978) Methods of calculations based on the technology of bound nitrogen / V. I. Atroschenko, Kiev: Vysh. SHKOLA.
9. Ammonia. Questions of technology / I. M. Demidenko [et al.] (2001), Donetsk: GIK "New seal": LLC "Swan".
10. Chemical technology of inorganic substances: textbook. manual: in 2 vols. / ed. by T. G. Akhmetov, (2002) M.: Higher school, Vol. 1, 2.
11. Azotchik's Handbook: in 2 vols. / ed. by E. Ya. Melnikov, (1987), M.: Chemistry, Vol. 1.

---

УДК 001.891.55, 519.252

**ГАВРИШ Б. А., асп., інженер з АСКВ; КОРЖИК М. В., к. т. н., доц.;**

**ЛУКІНЮК М. В., магістр, ст. вик.**

**Національний технічний університет України**

**"Київський політехнічний інститут імені Ігоря Сікорського";**

**Товариство з додатковою відповідальністю "Інститут радіовиміральної апаратури"**

## **СТАТИКА РОТОРНОГО РЕКУПЕРАТОРА: НАТУРНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ТА ІДЕНТИФІКАЦІЯ**

*Описано проведення експерименту на роторних рекуператорах вентиляційних установок у холодну пору року і подальшу ідентифікацію моделі статички рекуператора. Дослідження проводились на рекуператорах*