

Міністерство освіти і науки України
Сумський державний університет
Шосткинський інститут Сумського державного університету
Управління освіти Шосткинської міської ради
Виконавчий комітет Шосткинської міської ради

ОСВІТА, НАУКА ТА ВИРОБНИЦТВО: РОЗВИТОК І ПЕРСПЕКТИВИ

МАТЕРІАЛИ

I Всеукраїнської науково-методичної конференції,

присвяченої

*15-й річниці заснування Шосткинського інституту
Сумського державного університету*

(Шостка, 21 квітня 2016 року)



Суми
Сумський державний університет

УДК 661.53:66.01

АЛЬТЕРНАТИВНИЙ РОЗРАХУНОК ОКИСНЕННЯ АМІАКУ ВИРОБНИЦТВА АЗОТНОЇ КИСЛОТИ

А.Л. Концевой, С.А. Концевой, К.М. Банюк

Національний технічний університет України

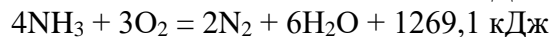
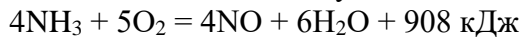
«Київський політехнічний інститут»

03056, м. Київ, проспект Перемоги, 37

kontsev@xtf.kpi.ua

Прикладом перебігу промислового гетерогенно-каталітичного процесу у зовнішньо-дифузійній області є окиснення аміаку на платиновому каталізаторі у виробництві нітратної (азотної) кислоти.

Основні реакції каталітичного окиснення аміаку:



Обидві реакції в умовах проведення слід розглядати як незворотні, що дозволяє досягти практично повного окиснення аміаку.

Швидкість процесу у зовнішньо-дифузійній області W_d описується рівнянням:

$$W_d = \beta \cdot (C_{\text{пот}} - C_{\text{пов}}) \cdot S_{\text{зовн}} \quad (1)$$

Із урахуванням одиниць, що зазвичай використовуються для величин, які входять до рівняння: коефіцієнт масовіддачі β – м/с; концентрації C_i – кмоль/м³; зовнішня поверхня $S_{\text{зовн}}$ – м²), W виражається у кмоль/с. Внаслідок великої швидкості хімічної реакції концентрації реагенту у потоці і біля зовнішньої поверхні каталізатора дуже сильно відрізняються: $C_{\text{пот}} \gg C_{\text{пов}}$, причому за граничних умов $C_{\text{пов}}$ може наближатися до нуля. В останньому випадку:

$$W_d = \beta \cdot C_{\text{пот}} \cdot S_{\text{зовн}} \quad (2)$$

Коефіцієнт масовіддачі β можна обчислити з використанням критеріальних рівнянь за рівнянням:

$$Nu = \frac{\beta \cdot d}{D} \quad (3)$$

де Nu – дифузійний критерій Нуссельта; d – визначальний розмір гранул каталізатора, м; D – молекулярний коефіцієнт дифузії, м²/с.

У стаціонарному шарі каталізатора при значеннях $Re = 30\text{--}5 \cdot 10^5$ критерій Нуссельта становитиме:

$$Nu = 0,395 \cdot Re^{2/3} \cdot Pr^{1/3} \quad (4)$$

де $Re = \frac{\omega \cdot d}{\nu}$ – критерій Рейнольдса; ω – лінійна швидкість потоку, м/с; ν – кінематична в'язкість середовища, м²/с; $Pr = \frac{\nu}{D}$ – критерій Прандтля.

Тоді з рівнянь (3) і (4) дістанемо:

$$\beta = \frac{0,395 \omega^{2/3} D^{2/3}}{d^{1/3} \nu^{1/3}} \quad (5)$$

Вихідні дані для відділення конверсії аміаку вітчизняного цеху виробництва азотної кислоти потужністю 15 т/год (витрата АПС $V_0=57600$ м³/год.). Концентрація аміаку в АПС $\text{Var}_0=9,69\%$. Діаметр платинового дроту $d = 0,009$ см. Активна поверхня сітки $S_{\text{акт}} = 1,81$ м²/м². Коефіцієнт запасу каталізатору $K_3 = 2$. Діаметр стандартної сітки $D_r = 1,7$ м. Вільний об'єм сітки $EPS = 0,548$. Тиск $P = 7,3$ атм. Ступінь конверсії аміаку

до NO, $\alpha_1=0,96$. Коефіцієнт запасу каталізатора $K_3=2$. Температура газу на вході в реактор, $T_0=493$ К. Температура газу на виході $T_k=1173$ К.

Попередні матеріальні розрахунки визначають витрати компонентів на вході і виході конвертора за результатами стехіометричних розрахунків згідно вищенаведених хімічних реакцій. Розрахунок кількості каталізатора виконується в наступному порядку.

1 Надходження та витрати газів в перерахунку на робочі умови,:

$$V_{0(P.Y.)} = \frac{V_0 \cdot T_0}{273 \cdot P} = 14249 \quad V_{k(P.Y.)} = \frac{V_k \cdot T_k}{273 \cdot P} = 34724$$

За якими розраховують середньоарифметичну витрату газу – $V_{сер(P.Y.)}$, м³/год.

2 Концентрація аміаку, кмоль/м³, враховуючи робочі умови:

$$C(NH_{30}) = \frac{V_{am_0}}{V_{0(P.Y.)} \cdot 22,4} = 0.01749 \quad C(NH_{3K}) = \frac{V_{am_K}}{V_{K(P.Y.)} \cdot 22,4} = 0.000287$$

де V_{am_0} – витрата аміаку, $V_{am_K} = V_{am_0} \cdot (1 - \alpha_1)$ нм³/год, – врахування основної реакції окиснення.

3 Рушійна сила процесу:

$$\Delta C = \frac{C(NH_{30}) - C(NH_{3K})}{\ln\left(\frac{C(NH_{30})}{C(NH_{3K})}\right)} = 0.00419.$$

4 Еквівалентний діаметр дроту, м,

$$d_{екв} \approx d \cdot 10^{-2} = 0,00009$$

5 Площа перетину реактору, м²:

$$S_r = \frac{\pi \cdot D_r^2}{4} = 2.269.$$

6 Лінійна швидкість W_l , м/с, за робочих умов:

$$W_l = \frac{V_{сер(P.Y.)}}{S_r \cdot EPS \cdot 3600} = 5.127.$$

7 Коефіцієнт масовіддачі β , м/с:

$$\beta = \frac{0,395 \cdot W_l^{2/3} \cdot D_l^{2/3}}{d_{екв}^{1/3} \cdot \nu^{1/3}} = 0.5433.$$

Параметри D і ν розраховуються за спеціально створеною програмою.

8 Швидкість процесу окиснення, кмоль/с:

$$\omega = \frac{V_{am_0} - V_{am_K}}{22,4 \cdot 3600} = 0.0664.$$

9 Зовнішня поверхня каталізатору, м²:

$$F = \frac{\omega}{\beta \cdot \Delta C} = 29.22.$$

10 Кількість сіток:

$$m_l = \frac{K_3 \cdot F}{S_r \cdot S_{akt}} = 14.$$

Вище наведений алгоритм є альтернативним по відношенню до кінетичного розрахунку конвертора [1], що базується на визначенні часу контактування газової суміші з каталізатором за рівнянням швидкості процесу і необхідної для цього поверхні.

Проведення розрахунку студентами за обома методами сприятиме кращому розумінню процесу окиснення аміаку і розширенню уявлення про особливості перебігу цього складного процесу. Даний алгоритм може бути використаний для будь якого газофазного процесу, що перебігає у зовнішньо-дифузійній області.