

ОПТИМІЗАЦІЯ КЕРУВАННЯ ДИСТИЛЯЦІЙНОЮ КОЛОНОЮ У ПРОЦЕСІ ОТРИМАННЯ КАРБАМІДУ

Кучкін О. М., Ковалевський В. М.

ОПТИМИЗАЦИЯ УПРАВЛЕНИЯ ДИСТИЛЛЯЦИОННОЙ КОЛОНОЙ В ПРОЦЕССЕ ПОЛУЧЕНИЯ КАРБАМИДА

Кучкин А. М., Ковалевский В. М.

OPTIMIZATION OF DISTILLATION COLUMN CONTROL IN THE PROCESS OF PRODUCING CARBAMIDE

Kuchkin O. M., Kovalevsky V. M.

Національний технічний університет України
"Київський політехнічний інститут імені Ігоря Сікорського"
Київ, Україна
KuchkinAleksey@gmail.com

Розглядаються у роботі постановка задачі, алгоритм і результати розрахунків по оптимізації управління технологічним процесом отримання плаву карбаміду у виробництві мінерального добрива.

Ключові слова: алгоритм, оптимізація, система, управління, карбамід, добрива

Рассматриваются в работе постановка задачи, алгоритм и результаты расчетов по оптимизации управления технологическим процессом получения плаву карбамида в производстве минерального удобрения.

Ключевые слова: алгоритм, оптимизация, система, управление, карбамид, удобрения

The paper considers the formulation of the problem, the algorithm and the results of calculations to optimize the control of the technological process of obtaining urea float in the production of mineral fertilizers.

Keywords: algorithm, optimization, system, control, urea, fertilizers

Процес отримання твердого карбаміду є важливою задачею сучасної промисловості, оскільки використання карбаміду широко розповсюджене у сільському господарстві як мінеральне добриво, а також у виробництві карбамід-формальдегідних полімерів, пластмас, штучних волокон та клеїв. Як висококонцентроване азотне добриво, карбамід, має низку переваг перед аналогами. Зокрема найбільш висока концентрація азоту (близько 46 % у амідній формі), що дозволяє карбаміду дуже швидко перетворюватись у ґрунті в вуглекислий амоній з подальшою нітрифікацією та легко засвоюватися рослинами. Важливою технологічною стадією у виробництві карбаміду є процес дистиляції продуктів синтезу, який найбільш поширено реалізується у декілька стадій [1]. Насамперед, використання багатоступеневої дистиляції, дозволяє виділити з плаву карбаміду

більшу частину збиткового аміаку в чистому вигляді, та подальшому його використанні. При зменшенні кількості аміаку, утворюється аміачна селітра. Проте, багатоступенева дистиляція передбачає дотримання значної кількості вимог технологічних параметрів та постійний контроль за процесом. Тому для ефективного керування процесом багатоступеневої дистиляції у виробництві карбаміду, набуває актуальність використання методів оптимізації управління на основі математичних моделей які враховують основні аспекти технологічних і конструкційних характеристик дистиляційного апарату.

Розглянемо апарат дистиляції плав карбаміду (рис. 1) та відповідну йому технологічну схему (рис. 2), для визначення основних параметрів процесу. Для математичної моделі у параметрів процесу дистиляції будемо використовувати такі підрядкові символи як індекси: на виході для розчину карбаміду (CS) в верхню частину колони подається плав карбаміду (MC), а в нижню частину колони перегріта пара (SS). Плав (MC) потрапляє на розподільну тарілку та більш в'язка частина подається на теплообмінник, температура в якому регулюється паром (S), після теплообмінника плав промивається водою (W), та надходить назад у колону до зони дистиляції, далі ця суспензія проходить тарілки з переливом де відбувається реакція між MC та SS з виділенням значної кількості аміаку та інших газів (G), що підіймаються вгору по колоні, після проходження зони дистиляції розчин карбаміду (CS) виводять з колони.

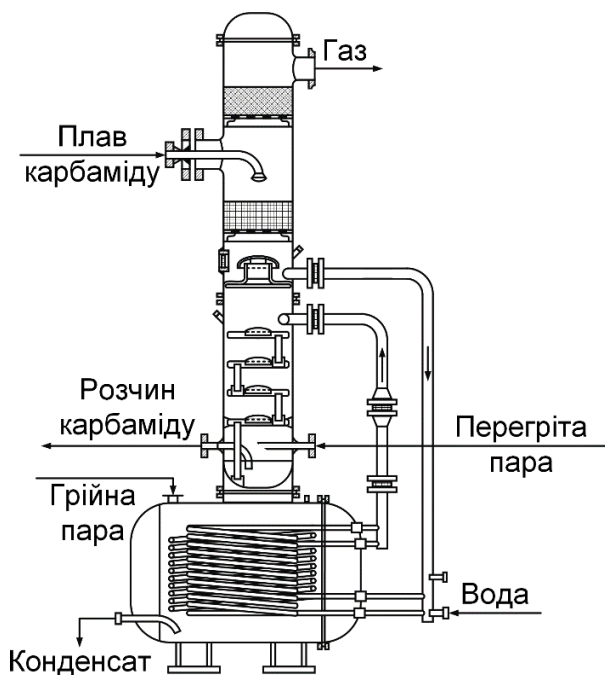


Рис. 1. Схема конструкції дистилятора

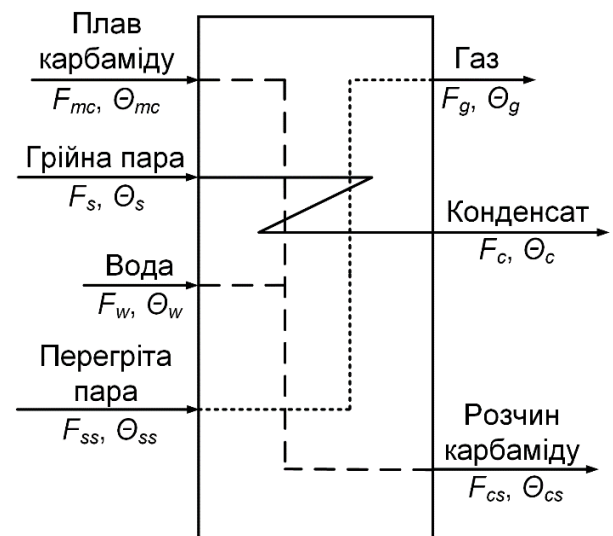


Рис. 2. Технологічна схема дистилятора

Математична модель, якою можна описати статичні властивості дистилятора на основі рівнянь теплових балансів з урахуванням трьох технологічних потоків має такий вигляд:

$$\begin{cases} (F_{mc} - F_{\Delta})c_{mc}\theta_{mc} + (F_w c_w + F_{\Delta} c_{mc})\theta_{\Delta} + q_r(F_{\Delta}, F_{mc}, F_{ss}, \theta_{\Delta}, \theta_{mc}, \theta_{ss}, k) - F_{cs} c_{cs} \theta_{cs} = 0 \\ F_{ss} c_{ss} \theta_{ss} - q_r(F_{\Delta}, F_{mc}, F_{ss}, \theta_{\Delta}, \theta_{mc}, \theta_{ss}, k) - F_g c_g \theta_g = 0 \\ A_c (F_s \theta_s - F_{\Delta} \theta_{mc}) \left(\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2} \right) - F_c c_c \theta_c = F_{\Delta} c_{mc} \frac{d\theta_{\Delta}(l)}{dl} \end{cases} \quad (1)$$

де F, c, θ – масова витрата, питома теплоємність та температура відповідно; Δ – більш в'язка частина плаву карбаміду, що поступає у нагрівач та змішується з водою; q_r – функція, що характеризує кількість теплоти реакції процесу масообміну; k – номер тарілки; A_c – площа поверхні нагрівної спіралі; $\left(\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}\right)$ – коефіцієнт теплопередачі; l – довжина нагрівної спіралі.

Кількість теплоти реакції процесу масообміну можна визначити наступним рівнянням:

$$q_r = \left(\frac{C_{ka} F_{mc}}{Mr_{ka}} (q_{ka} + \lambda_{ka}) + \frac{C_a F_{mc} q_a}{Mr_a} + \frac{F_w q_w}{Mr_w} \right) \ln \frac{\theta_{mc}}{\theta_{ss}} + q_s, \quad (2)$$

де складова q_s визначається такими параметрами і за такою формулою:

$$q_s = A_c h \rho \sum_k^N \ln \frac{(F_{mc,k} + F_{w,k})}{F_{ss,k}} e^{\frac{1}{c_{ss,k} - c_{mc,k}} \ln \frac{\theta_{\Delta,k}}{\theta_{ss,k}}} \frac{1}{c_{ss,k} - c_{mc,k}} \ln \frac{\theta_{mc,k} - \theta_{\Delta,k}}{\theta_{ss,k}} c_{mc+\Delta,k} \frac{\theta_{\Delta,k} + \theta_{mc,k} + \theta_{ss,k}}{3} \quad (3)$$

де C_{ka}, C_a – концентрація карбаміду амонію та надлишкового аміаку у плаві; q_{ka}, q_a – тепловий ефект реакції утворення карбаміду амонію і аміаку відповідно; λ_{ka} – теплота плавлення карбаміду амонію; q_w – теплота випаровування води; Mr – молярна маса; A_c – площа однієї тарілки (форма коло – сегмент); h – висота рідини на тарілці; N – кількість тарілок; $c_{mc+\Delta}$ – теплоємність плаву карбаміду, плюс поправочний коефіцієнт на додану кількість води.

Площу поверхні нагрівної спіралі можна приблизно визначити за формулою поверхні тора помноженої на кількість витків спіралі (k):

$$A_c = 2\pi^2 R r^2 k, \quad (4)$$

а площа тарілки відповідно буде дорівнювати:

$$A_t = R^2 \left(\pi - \frac{1}{2} (\varphi - \sin \varphi) \right) \quad (5)$$

Представлена модель процесу дистильатора, розглянута у роботах [2, 3] як об'єкт керування при використанні наступних допущень:

1. Конденсат в кип'ятильнику утворює плівку на поверхні передавальній тепло, яка рівномірно покриває всю поверхню спіралі нагрівання;
2. Тиск біля розподільної тарілки рівний тиску у максимальній точці колони;
3. По всій площині k -ї тарілки коефіцієнт масообміну однаковий;
4. Плав карбаміду містить не менше 80 % мінерального добрива карбамід;
5. Втратами тепла у навколишнє середовище знехтуємо;

6. Тепловою ємністю корпусу нехтуємо;
7. Сумарна кількість тепла реакції між суспензією (МС і W) та SS дорівнює сумарній кількості тепла реакції у зоні дистиляції (зона з тарілками);
8. Характер матеріальних потоків у трубопроводі, по стінках апарату, по тарілкам приймемо безперервним та рівномірним.

Адекватність моделі процесу дистилятора перевірено за допомогою *F-test*: для п'яти різних режимів роботи об'єкту керування (для різних значень навантаження: 10 %, 30 %, 70 %, 110 %, 200 %) та початкових експериментальних значень (які далі будемо вважати еталонними) на основі усередненої групової дисперсії:

$$\sigma_{1,2}^2 = \sum_{i=1}^k \sum_{j=1}^{n_i} \frac{(x_{ij} - \bar{x}_i)^2}{N-k} \quad (6)$$

За результатом тесту математичну модель та дані отримані з моделі можна вважати адекватними тільки для навантаження більше-рівного 30 % (табл.1).

Таблиця 1. Результати *F*-тесту для різного навантаження вхідних параметрів

Навантаження	10 %	30 %	70 %	110 %	200 %
Значення розподілу	1,83e2	2,32	1,59e-3	0,94e-5	3,47e-9
Критичне значення розподілу Фішера	161,45	10,3	5,59	4,84	4,35

Оскільки основними задачами дистиляції карбаміду є очищення надлишкового аміаку та підтримання концентрації вихідного розчину карбаміду, то ефективним критерієм оптимальності для задачі оптимізації управління обрано ступінь конверсії по концентраціям надлишкового аміаку та карбаміду амонію:

$$f(C_{ka,r}, C_{a,r}, C_{ka,v}, C_{a,v}) = \frac{C_{ka,0} - C_{ka,r}}{C_{ka,v}} + \frac{C_{a,0} - C_{a,r}}{C_{a,v}} \rightarrow \min \quad (7)$$

Слід зауважити, що $C_{ka,v} \leq C_{ka,0}$, $C_{a,v} \leq C_{a,0}$, $C_{ka,v}$, $C_{a,v}$ – концентрації на виході (контрольовані параметри), $C_{ka,r}$, $C_{a,r}$ – концентрації внаслідок реакції та тепломасообміну (опосередковано регульовані параметри, фактично регулюються параметрами $(F_{mc}, F_{ss}, F_w, F_s, \theta_s)$). Теоретично оптимальний розв'язок задачі $f(C_{ka,r}, C_{a,r}, C_{ka,v}, C_{a,v}) = 2$, оскільки ми прагнемо зменшити початкові концентрації $C_{ka,0}$ та $C_{a,0}$ шляхом підвищення концентрацій реакцій $C_{ka,r}$ та $C_{a,r}$ відповідно і відношення до виходу для кожного доданку рівняння (7) можуть бути рівними одиниці.

Для знаходження оптимального значення функції (7) необхідно далі виконувати ітераційний пошук по п'яти контрольованим параметрам. Зменшимо розмірність задачі методом головних компонент (*Principal Component Analysis*), використаємо алгоритм сингулярного розкладу за допомогою наступних дій:

1. Вирішуємо диференціальне рівняння з системи рівнянь (1) та знаходимо залежність сумарної зміни температури після проходження нагрівача:

$$\theta_{\Delta} = \frac{2.2F_s F_w}{F_{mc}^2} - \frac{14F_w}{F_{mc}} + \frac{0.54F_s \theta_s}{F_{mc}} + \frac{0.074F_s^2 \theta_s}{F_{mc}^2} \quad (8)$$

2. Визначаємо цільову функцію, для цього визначаємо розрахункові значення концентрацій та вводимо додаткові множники Лагранжа:

$$f(F_{mc}, F_{ss}, F_w, F_s, \theta_s) = \frac{C_{ka,0} - C_{ka,r}}{C_{ka,v}} + \frac{C_{a,0} - C_{a,r}}{C_{a,v}} - \lambda_1 g_1 - \lambda_2 g_2 \rightarrow \min \quad (9)$$

де

$$C_{ka,r} = \frac{\ln\left(\frac{(F_{mc}C_{ka,0} + F_w)}{F_{ss}}\right) \frac{1}{g^{c_{ss}-c_{mc}}} \ln\frac{\theta_{\Delta}}{\theta_{ss}} - \frac{1}{c_{ss}-c_{mc}} \ln\frac{\theta_{mc}-\theta_{\Delta}}{\theta_{ss}}}{A_t h p} \quad (10)$$

$$C_{a,r} = \frac{\ln\left(\frac{(F_{mc}C_{a,0} + F_w)}{F_{ss}}\right) \frac{1}{g^{c_{ss}-c_{mc}}} \ln\frac{\theta_{\Delta}}{\theta_{ss}} - \frac{1}{c_{ss}-c_{mc}} \ln\frac{\theta_{mc}-\theta_{\Delta}}{\theta_{ss}}}{A_t h p} \quad (11)$$

$$g_1 = \frac{2.2F_s F_w}{F_{mc}^2} - \frac{14F_w}{F_{mc}} + \frac{0.54F_s \theta_s}{F_{mc}} + \frac{0.074F_s^2 \theta_s}{F_{mc}^2} + \theta_{mc} - \theta_{cs} \quad (12)$$

$$g_2 = ((F_{mc} - F_{\Delta})c_{mc}\theta_{mc} + (F_w c_w + F_{\Delta} c_{mc})\theta_{\Delta} + q_r) \quad (13)$$

3. Формуємо матрицю виходів функції по фіксованим 5 координатам $F_{mc}, F_{ss}, F_w, F_s, \theta_s$. Варіюємо кожний контрольований параметр у діапазоні 30...200 %, оскільки тільки в такому діапазоні навантажень модель працює.
4. Переходимо до задачі 2-ї розмірності, для цього нормалізуємо матрицю входів, визначаємо матрицю коваріацій, знаходимо сингулярний розклад та визначаємо матрицю коефіцієнтів перетворення по двом компонентам та розраховуємо входи нової розмірності:

$$z_i = \frac{x_i - \bar{X}}{\sigma_x} \quad (14)$$

$$C = \frac{X^T X}{n} \quad (15)$$

$$X^T = USV^T \quad (16)$$

$$W = U(S(:, \min)) \quad (17)$$

$$X_2 = XW \quad (18)$$

5. Повернення до початкової розмірності можна визначити за формулою:

$$X_{restored} = X_2 W^T \quad (19)$$

6. Знаходимо оптимальний розв'язок задачі, використовуючи метод градієнтного спуску (рис. 3) та (рис. 4).
7. Перейдемо до початкової розмірності (19), визначимо зменшення концентрацій у колоні (10, 11) та розрахуємо оптимальне значення критерію (7):

$$X_{restored} = (3444 \quad 268 \quad 1099 \quad 2266 \quad 127)$$

$$C_{ka,r} = 0.019393092$$

$$C_{a,r} = 0.084093258$$

$$f(C_{ka,r}, C_{a,r}, C_{ka,v}, C_{a,v}) = 2.662091723$$

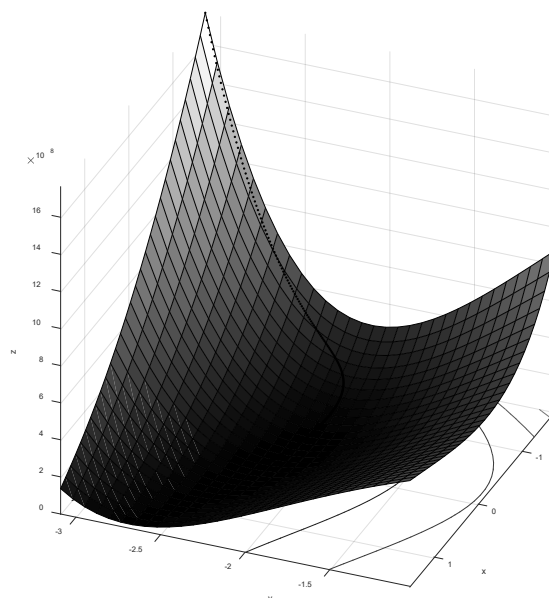


Рис. 3. Пошук оптимального значення градієнтним спуском

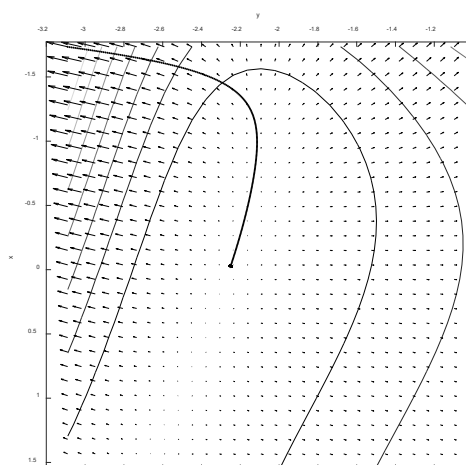


Рис. 4. Пошук оптимального значення градієнтним спуском при проекції на вісь ХУ

Таким чином, використання даного алгоритму оптимізації для управління дистиляційною колоною дозволяє швидко та якісно знаходити оптимальні значення регулювання до відповідного завдання, або ж навпаки стабілізувати концентрації на виході колони по відношенню до їх первинних значень. Отримані оптимальні керування входними параметрами колони, розраховані в роботі, подано у вигляді таблиці 2 і записані результати вказують, що критерій оптимізації і цільова функція забезпечують рішення задачі оптимального управління процесом дистилятора карбаміду.

Таблиця 2. Оптимальні параметри для заданого критерію виходу продукції

	Концентрація продукту на виході	Витрата плаву карбаміду	Витрата води	Витрата перегрітої пари	Витрати пари	Температура пари
Еталонні значення	2 %, 7 %	3577	190	935	1926	110
Завдання на оптимізацію (концентрації) і оптимальні значення регульованих параметрів	1 %, 1 %	3444	268	1099	2266	127

ЛІТЕРАТУРА

1. Горловский Д. М., Альтшулер Л. Н., Кучерявый В. И. Технология карбамида. Л.: Химия, 1981. 320 с.
2. Кучкін О. М., Ковалевський В. М. Статичні властивості та схема автоматизації процесу дистиляції плаву карбаміду. *VI Міжнародна науково-технічна Internet-конференція*. Київ, «НУХТ», 20–21 листопада 2019 р.
3. Кучкін О. М. Динамічні властивості процесу дистиляції плаву карбаміду. *Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології: матеріали XIII міжнар. наук.-практ. конф. мол. учених, аспір. і студ. «АКІТ-2019»*. Київ, НТУУ «КПІ», 4–5 грудня 2019 р. Київ, 2019. С. 45–46.

CHARACTERISTICS OF TRAFFIC FLOW COMPONENTS

Abashidze Indiko N., Didmanidze Ibraim Sh.

Batumi Shota Rustaveli State University

Batumi, Georgia

abashidze.indiko@mail.ru

ibraimd@mail.ru

ОСОБЕННОСТИ ТРАНСПОРТНЫХ КОМПОНЕНТОВ ПОТОКА

Абашидзе Индикко Н., Дидманидзе Ибраим Ш.

Батумский государственный университет Шота Руставели,

Батуми, Грузия

abashidze.indiko@mail.ru

ibraimd@mail.ru