

Й.І. СТЕНЦЕЛЬ, докт. техн. наук, проф. СНУ ім. В.Даля, Сєвєродонецьк
О.В. ПОРКУЯН, докт. техн. наук, проф. СНУ ім. В.Даля, Сєвєродонецьк
О.В. КУЗНЕЦОВА, здобувач, СНУ ім. В.Даля, Сєвєродонецьк

ДОСЛІДЖЕННЯ ПОХИБОК ОПТИМАЛЬНОГО КОНТРОЛЮ ТЕХНОЛОГІЧНОГО ПРОЦЕСУ ВИПАРЮВАННЯ АМІАЧНОЇ СЕЛІТРИ МЕТОДОМ ІНТЕГРАЛЬНОГО ФУНКЦІОНАЛУ

У роботі наведено результати теоретичних досліджень похибок вимірювального контролю технологічного процесу упарювання методом інтегрального функціоналу. Показано, що різниця між номінальною функцією управління та відмінною від номінальної являє собою функціонал, який описується інтегральним рівнянням з відповідним критерієм оптимальності.

The results of theoretical researches of errors of measuring control of technological evaporation process by means of the method of integral functional are represented in this work. It is shown that the functional is the difference between the nominal control function and the function different from nominal. This functional is described by the integral equation with the appropriate criterion of optimality.

Вступ. Показником ефективності випарної установки є концентрація або густина упареного розчину. Математична модель за концентрацією упареного розчину описується наступним рівнянням [1]:

$$\delta V_K \frac{dQ}{dt} + \alpha_p S_p \sqrt{2gL} Q = \left(\alpha_p S_p \sqrt{2gL} + \frac{rF_T - F_P c_p T_P}{\rho_p (c_p T_P + c_y T)} \right) Q_p, \quad (1)$$

де δ - відносна зміна рівня у випарному апараті; V_K - об'єм рідини в кубовій частині апарату; Q - поточна концентрація упареного розчину за час t ; α_p - коефіцієнт витрати стоку упареного розчину; S_p - поперечний перетин прохідного отвору стоку; $g = 9,81 \text{ м/с}^2$ - прискорення земного тяжіння; L - рівень упареного розчину в кубовій частині апарату; r - теплота фазового переходу грюючої пари; F_T - масова витрата грюючої пари, яка витрачається на упарювання; F_P - витрата свіжого розчину, яка надходить в апарат для упарювання; c_p - питома теплоємність свіжого розчину; T_P - температура свіжого розчину; ρ_p - густина свіжого розчину; c_y - питома теплоємність упареного розчину; T - поточна температура упарювання; Q_p - концентрація цільового компонента в свіжому розчині.

З рівняння (1) видно, що процес упарювання є багатопараметричним, а вимірювальному контролю підлягають такі основні технологічні параметри як: витрата F_P , температура T_P , концентрація Q_p цільового компонента в

свіжому розчині; витрата стоку упареного розчину $F_K = \alpha_p S_p \sqrt{2gL}$; рівень L у кубовій частині апарату; поточна температура упарювання T і тиск вторинної пари. Звідси випливає, що оптимальний режим роботи випарної установки повністю залежатиме від точності та ймовірності вимірювального контролю цих параметрів. При оптимальному управлінні процесом упарювання одні технологічні параметри впливають на критерій оптимальності сильніше, а інші – не так суттєво. Таким чином, задача полягає в тому, щоб визначити критерій оптимальності для випарної установки та вплив на нього різних технологічних параметрів.

Постановка задачі. Процес упарювання є складним процесом, який залежить від багатьох технологічних параметрів та описується нелінійним рівнянням (1). На вхід об'єкта управління поступають чотири вхідні координати: витрати свіжого розчину F_P , грюючої пари F_T , стоку F_K і вторинної пари F_{II} . Вихідними координатами є: концентрація Q упареного розчину, температура T кипіння упареного розчину, рівень L - упареного розчину в кубовій частині випарного апарату і тиск P вторинної пари, якщо процес упарювання проходить під тиском або розрідженням. Виходячи з теорії реологічних перетворень, можна стверджувати, що концентрація цільового компонента з деякого початкового значення Q_p за рахунок реологічного переходу збільшується до концентрації Q , яка є стоком процесу упарювання. Приймаємо, що концентрація Q_p свіжого розчину і концентрація Q витрати стоку є деякими сталими параметрами, між якими повинно зберігатися відповідне оптимальне співвідношення, яке забезпечується у випарному апараті за рахунок відповідного контролю технологічних параметрів.

Основна частина. Процеси упарювання в хімічній технології, як правило, є двох або трьох стадійними (наприклад, упарювання аміачної селітри, карбаміду, адипінової кислоти тощо). На першій стадії упарювання основним управляючим технологічним параметром є температура T кипіння розчину. Кількість теплоти, яка необхідна для упарювання свіжого розчину з температурою T_P , $\Delta q = q_K - q_C$, де q_K - кількість теплоти, яка поступає в апарат з грюючою парою; $q_C = q_{II} + q_Y$ - кількість теплоти стоку; q_{II}, q_Y - кількість теплоти, яка виводиться з вторинною парою та упареним розчином відповідно. Ця кількість теплоти поступає у випарний апарат за рахунок грюючої пари, котра подається з витратою F_T і температурою T_T . Оптимальний процес упарювання відповідає співвідношенню $K_{OPT} = Q_p / Q$. Підставимо це рівняння в (1) і в результаті для стоку концентрації отримемо

$$\delta V_K \frac{dQ}{dt} + \left[(1 - K_{OPT}) \alpha_P S_P \sqrt{2gL} - K_{OPT} \frac{rF_T - F_P c_P T_P}{\rho_P (c_P T_P + c_Y T)} \right] Q = 0. \quad (2)$$

Позначимо

$$\tau_C = \frac{\delta V_K}{(1 - K_{OPT}) \alpha_P S_P \sqrt{2gL} - K_{OPT} \frac{rF_T - F_P c_P T_P}{\rho_P (c_P T_P + c_Y T)}}. \quad (3)$$

Тоді рівняння (2) набуває наступного вигляду

$$\tau_C \frac{dQ}{dt} + Q = 0, \quad (4)$$

де τ_C - стала часу стоку концентрації упареного розчину.

Як правило, на першій стадії упарювання рівень розчину в кубовій частині випарного апарату стабілізується з достатньо високою точністю (використовується каскадний принцип стабілізації рівня). Тому у першому наближенні можна прийняти, що $L = L_0$. Позначимо в рівнянні (3)

$B_1 = \alpha_P S_P \sqrt{2gL_0}$, $B_2 = (rF_T - F_P c_P T_P) / \rho_P c_Y$ і $B_3 = c_P T_P / c_Y$. У результаті отримуємо рівняння для сталої часу в такому вигляді

$$\tau_C = \frac{\delta V_P (B_3 + T)}{(1 - K_{OPT}) (B_3 + T) B_1 - K_{OPT} B_2}, \quad (5)$$

де B_1, B_2, B_3 - впливові узагальнюючі параметри, які залежать від збурюючих контролюючих параметрів технологічного процесу.

Коефіцієнт оптимальності процесу упарювання задається технологічним регламентом. Тому в рівнянні (5) позначимо: $B_{10} = (1 - K_{OPT}) B_1$ і $B_{20} = K_{OPT} B_2$. У результаті рівняння (5) для нормованих впливових параметрів (B_{10}, B_{20} і B_{30}) приймає наступну форму

$$\tau_C = \frac{\delta V_P (B_{30} + T)}{(B_{30} + T) B_{10} - B_{20}}. \quad (6)$$

Залежність $\tau_C = f(T)$ при нормованих значеннях впливових параметрів приведена на рис. 1. Відхилення параметрів B_1, B_2, B_3 від їх номінальних значень приводить до відхилення залежності $\tau_C = f(T)$ від номінальної. Рівняння (6) запишемо наступним чином

$$\tau_C = \frac{\delta V_P (B_{30} (1 - \delta_{B3}) + T_0)}{(B_{30} (1 - \delta_{B3}) + T) B_{10} (1 - \delta_{B1}) - B_{20} (1 - \delta_{B1})}, \quad (7)$$

де $\delta_{B1}, \delta_{B2}, \delta_{B3}$ - відності відхилення впливових параметрів.

На рис. 2 приведені криві відхилення залежності $\Delta \tau_C = f(\delta_B)$ від номінальної при температурі кипіння $T = 393 K$ та зміні на 20 % впливаючого параметра.

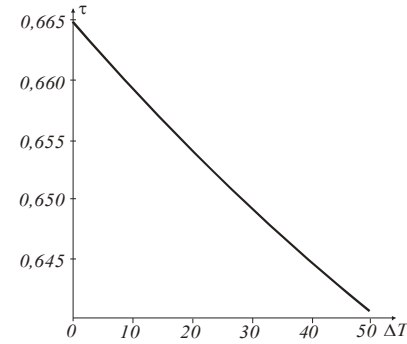


Рис. 1. Залежність сталої часу випарної установки від температури кипіння

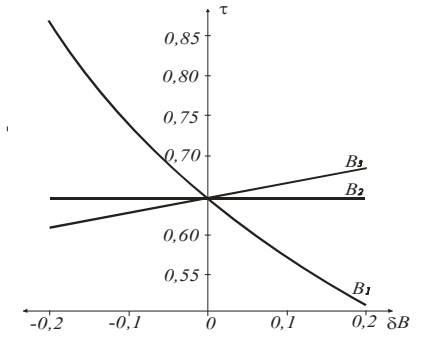


Рис. 2. Відхилення залежності $\tau_C = f(T)$ при зміні впливового параметра

Різниця між номінальною та поточною характеристиками являє собою похибку управління, яка згідно з теорією оптимального управління є нічим іншим як функціоналом деякої оптимізуючої кривої. Нехай функціональна залежність $\tau(T) = f(T, B_1, B_2, B_3)$, де $\tau(\Delta T)$ - управляючий сигнал процесу випарювання; ΔT - допустима за регламентом зміна температури випарювання. Впливові фактори приводять до відхилення управляючого параметра від номінального значення, а відповідно, до появи похибки вимірювального контролю. При цьому виникають дві задачі [2]: перша задача стосується визначення зв'язку між впливаючим фактором і приростом параметра δ_B , а друга - визначення положення характеристики й зв'язане з цим розподілення похибки вздовж дозволеної зміни температурного діапазону $\Delta T = T_{\max} - T_{\min}$, де T_{\max} T_{\min} - максимальна та мінімальна температури відповідно. Перша задача зводиться до варіаційної задачі з одним закріпленим та одним рухомим кінцями [3]. Приймаємо, що ці кінці є нульовою та верхньою точками температурного діапазону. Якщо прийняти, що адитивна складова похибки незначна й нею можна знехтувати, то задача зводиться до оптимізаційної задачі з одним закріпленим кінцем. Функціонал функції, яка описує характеристику (6), являє собою площу під її кривою і його можна записати в наступній формі

$$I = \int_0^{T_{\Pi}} f(\tau_C, \Delta T) dT. \quad (8)$$

де T_{Π} - вимірювальна температура, яка відповідає верхньому значенню температурного діапазону.

Нехай при номінальних значеннях впливаючих факторів верхня точка статичної характеристики належить прямій, яка з'єднує обидва кінці температурного діапазону. Тоді площа під цією кривою визначається наступним функціоналом

$$I_0 = 0,5\tau_{C0}T_{\Pi}, \quad (9)$$

де τ_{C0} - максимальне значення управляючого сигналу.

Різниця між площами, обумовленими функціоналами I та I_0 , дає приріст ΔI , котрий повинен намагатися до нуля при їх рівності або до деякого значення ε . Тобто

$$\Delta I = \int_0^{T_{\Pi}} f(\tau_C, T) - 0,5\tau_{C0}T_{\Pi} = \varepsilon \rightarrow 0. \quad (10)$$

Управляючий сигнал τ_C запишемо наступним чином: $\tau_C = \tau_{C0} \pm \delta\tau_C$, де $\delta\tau_C$ - варіація. Тоді, розклавши підінтегральну функцію рівняння (10) в ряд Тейлора та обмежившись його лінійною частиною, з врахуванням того, що $\tau_C(T) = f(T, B_1, B_2, B_3)$, отримаємо

$$\int_0^{T_{\Pi}} \tau_C(T, B_{1-3})dT \pm \int_0^{T_{\Pi}} \frac{\partial \tau_C(T, B_{1-3})}{\partial B_{1-3}}(\delta B_{1-3})dT - 0,5\tau_{C0}T_{\Pi} = \varepsilon \rightarrow 0. \quad (11)$$

У рівнянні (11) невідомими параметрами є тільки варіювні параметри B_{1-3} . Після інтегрування рівняння (11) отримуємо критеріальне рівняння, дійсний корінь якого й буде тим оптимальним значенням варіювального параметра, при котрому залежність $\tau_C(T) = f(T, B_1, B_2, B_3)$ максимально близька до прямої лінії. Приймаючи до уваги, що параметр B_{1-3} функціонально пов'язаний зі всіма основними технологічними параметрами випарної установки, то з отриманої рівності можна визначити їх оптимальне співвідношення. Під впливом різних факторів змінює своє положення функція $\tau_C(T) = f(T, B_1, B_2, B_3)$ (її верхній кінець переміщується вгору або вниз при сталому значенні вимірювальної величини T_{Π}). Тоді пряма лінія, яка з'єднує дві крайні точки статичної характеристики, також буде переміщатися. Функціонал для такої характеристики приймає вигляд

$$I'_0 = (0,5 \pm \delta_{\Pi})\tau_{C0}T_{\Pi}. \quad (12)$$

де δ_{Π} - відносне відхилення верхнього кінця функції $\tau_C(T) = f(T, B_1, B_2, B_3)$, яке залежить від величини впливаючого фактора.

З врахуванням (12) критеріальне рівняння (11) приймає наступну форму

$$\int_0^{T_{\Pi}} \tau(T, B_{1-3})dT \pm \int_0^{T_{\Pi}} \frac{\partial \tau_C(T, B_{1-3})}{\partial B_{1-3}}(\delta B_{1-3})dT - (0,5 \pm \delta_{\Pi})\tau_{C0}T_{\Pi} = 0. \quad (13)$$

Рівняння (13) містить дві змінні: варіювний параметр B_{1-3} і відносне відхилення δ_{Π} . Кожному значенню δ_{Π} відповідає така величина B_{1-3} , при котрій виконується рівність (13). Залежність $\Delta B_{1-3} = f(\delta_{\Pi})$ показує зміщення верхньої точки функції $\tau_C(T) = f(T, B_{1-3})$, а відповідно, відхилення останньої від її нормованого положення. Відхилення δ_{Π} може бути знайдено як відношення той чи іншої складової абсолютної похибки або її повного значення до функції $f_0(T, B_{1-3})$ при $T = T_{\Pi}$. Критеріальне рівняння (13) запишемо таким чином

$$\int_0^{T_{\Pi}} \tau_C(T, B_{10})dT \pm \int_0^{T_{\Pi}} \frac{\partial \tau_C(T, B_{10})}{\partial B_1}(\delta B_1)dT - (0,5 \pm k\delta_B)\tau_{C\Pi}T_{\Pi} = 0. \quad (14)$$

де B_1, B_{10} - поточне та номінальне значення впливаючого параметра; k - коефіцієнт впливу параметра B_1 ; δ_B - відносна похибка контролю.

Залежність $\tau_C(T) = f(T, B_1)$ може мати мультиплікативну, нелінійну квадратичну та нелінійну кубічну складові з наступними коефіцієнтами впливу:

$$K_{\mu}^0 = K_{\mu}(B_{10})\frac{B_{10}}{\tau_C(T_{\Pi})} = K_{\mu}(B_{10})\delta_{\mu}; \quad K_{H2}^0 = K_{H2}(B_{10})\frac{B_{10}^2}{\tau_C(T_{\Pi})} = K_{H2}(B_{10})\delta_{H2}^2;$$

$$K_{H3}^0 = K_{H3}(B_{10})\frac{B_{10}^3}{\tau_C(T_{\Pi})} = K_{H3}(B_{10})\delta_{H3}^3.$$

Для першої стадії упарювання аміачної селітри, яка працює при температурі від 380 до 430 K, інтеграли в рівнянні (14) дорівнюють:

$$\int_{380}^{430} \tau_C(T, B_1)dT = \int_{380}^{430} \frac{4,875(110+T)}{0,25(110+T)B_1 - 337,5}dT; \quad (15)$$

$$\int_{380}^{430} \frac{\partial \tau_C(T, B_1)}{\partial B_1}(\delta B_1)dT = \int_{380}^{430} -\frac{0,24375(110+T)^2 B_1}{(0,25(110+T)B_1 - 337,5)^2}(\delta B_1)dT. \quad (16)$$

Інтеграли функції для різних температур мають вигляд:

- для температури $T_4 = 430$ K :

$$S_{B14} = \int_{380}^{430} \tau_C(T, B_1)dT = 592,6546894; \quad (17)$$

$$\Delta S_{B14} = \int_{380}^{430} \frac{\partial \tau_C(T, B_1)}{\partial B_1}(\delta B_1)dT = 70,38776694; \quad (18)$$

- для температури $T_4 = 415$ K :

$$S_{B13} = \int_{380}^{415} \tau_C(T, B_1) dT = 405,1674902; \quad (19)$$

$$\Delta S_{B13} = \int_{380}^{415} \frac{\partial \tau_C(T, B_1)}{\partial B_1} (\delta B_1) dT = 46,94937563; \quad (20)$$

- для температури $T_2 = 400 \text{ K}$:

$$S_{B12} = \int_{380}^{400} \tau_C(T, B_1) dT = 226,1136274; \quad (21)$$

$$\Delta S_{B12} = \int_{380}^{400} \frac{\partial \tau_C(T, B_1)}{\partial B_1} (\delta B_1) dT = 25,57203632; \quad (22)$$

- для температури $T_1 = 385 \text{ K}$:

$$S_{B11} = \int_{380}^{385} \tau_C(T, B_1) dT = 55,2062696; \quad (23)$$

$$\Delta S_{B11} = \int_{380}^{385} \frac{\partial \tau_C(T, B_1)}{\partial B_1} (\delta B_1) dT = 6,09559053. \quad (24)$$

Залежність $S_{B1} = f(T)$ приведена на рис. 3.

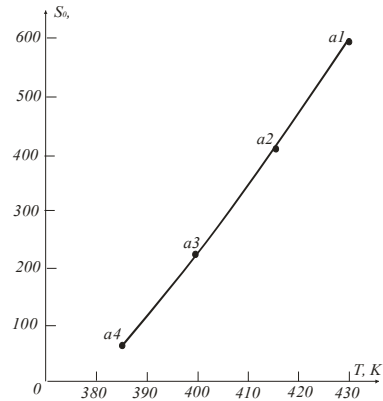


Рис. 3. Залежність $S_{B1} = f(T)$

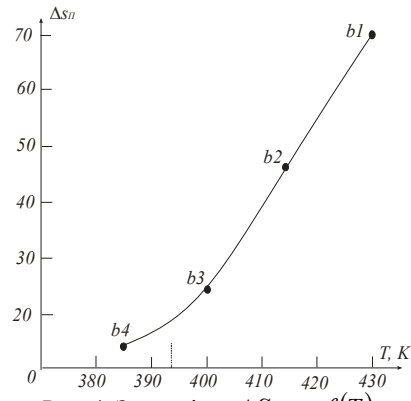


Рис. 4. Залежність $\Delta S_{B1} = f(T)$

З рисунка видно, що критеріальні точки (a_1, a_2, a_3, a_4) для пропорційних температур відповідно: $T_1 = 385 \text{ K}$, $T_2 = 400 \text{ K}$, $T_3 = 415 \text{ K}$, $T_4 = 430 \text{ K}$ розподілені практично рівномірно. Це свідчить про те, що при зміні впливаючого параметра B_1 у заданому діапазоні вимірювального контролю похибка визначення сталої часу упарювання є практично мультиплікативною; нелінійні складові є незначними, якими можна

знехтувати. Залежність $\Delta S_{B1} = f(T)$ для цього впливаючого параметра (див. рис. 4) має значну нелінійність при температурі нижчій від номінальної, яка дорівнює 400 K . Це свідчить про те, що стала часу процесу упарювання при $T < T_0 = 400 \text{ K}$ починає суттєво зростати, що підтверджується експериментальними дослідженнями.

З рівняння (14) визначимо критерій оптимальності:

$$K_{OPT} = \frac{\rho_P c_y (c_P T_P + c_y T) [\tau_C F_C - \delta V]}{\tau_C F_C \rho_P c_y (c_P T_P + c_y T) + (r F_T - F_P c_P T_P)}. \quad (25)$$

З рівняння (25) видно, для забезпечення необхідного коефіцієнта оптимальності K_{OPT} потрібно вести постійний контроль за рядом технологічних параметрів: густиною ρ_P і температурою T_P свіжого розчину, температурою T і витатою F_C стоку упареного розчину, а також витратою F_T грійочої пари. Якщо $r F_T \approx F_P c_P T_P$, то можна знайти критичний коефіцієнт оптимальності

$$K_{OPT} = 1 - \frac{\delta V}{\tau_C F_C}. \quad (26)$$

Найбільш оптимальним є процес упарювання, якщо кількість теплоти, яка поступає з грійочою парою, дорівнює кількості теплоти, яка надходить у випарну установку зі свіжим розчином. Таким чином, для забезпечення оптимального режиму роботи випарної установки необхідно вести контроль за кількістю теплоти грійочої пари та свіжого розчину, а також за витратою стоку упареного розчину.

Висновок. Теоретичні та експериментальні результати досліджень показують, що процес упарювання проходить за умови контролю таких технологічних параметрів як витрата стоку упареного розчину та кількість теплоти, яка поступає з грійочою парою та свіжим розчином. Так як ступінь впливу того чи іншого технологічного параметра на процес випарювання є різним, то відповідним чином висувуються вимоги до вибору діапазону вимірювального контролю та його ймовірності. Показано, що процес упарювання може бути наближеним до оптимального, якщо його вести за мінімальною різницею кількості теплоти між грійочою парою та свіжим розчином. При цьому необхідно вести також контроль за витратою стоку упареного розчину.

Список літератури: 1. Стенцель Й.І. Математичне моделювання технологічних об'єктів керування. – К.: ІСДО, 1993. – 328 с. 2. Зайцев Г.Ф., Костюк В.И., Чинаев П.И. Основы автоматического управления и регулирования. – Киев, «Техніка», 1977. – 472 с. 3. Исследование погрешностей приборов методом интегрального функционала / Стенцель Й.И. – Метрология, 1984, №10, с. 12-21.