

Й.І. СТЕНЦЕЛЬ, докт. техн. наук, проф. СНУ ім. В.Даля, Сєверодонецьк
О.В. ПОРКУЯН, докт. техн. наук, проф. СНУ ім. В.Даля, Сєверодонецьк
О.І. ПРОКАЗА, аспірант, СНУ ім. В.Даля, Сєверодонецьк

ДОСЛІДЖЕННЯ ВИМІРЮВАЛЬНОГО КОНТРОЛЮ ТЕХНОЛОГІЧНИХ ПАРАМЕТРІВ ПРИ РЕОЛОГІЧНИХ ПЕРЕТВОРЕННЯХ ХІМІЧНИХ ПРОЦЕСІВ

У роботі наведено результати теоретичних досліджень вимірювального контролю технологічних параметрів, обумовлених реологічними перетвореннями, які мають місце в хімічних процесах. Показано, що реологічні перетворення можуть викликати додаткові явища, які впливають на роботу системи контролю та управління технологічним процесом.

The results of theoretical researches of measuring control of technological parameters determined rheological conversions that occur at chemical processes are given in the work. It is shown that the rheological conversion can lead to additional phenomena that affect to work of systems control of technological process.

Вступ. Технологічні процеси в хімічній технології супроводжуються реологічними перетвореннями, в основі яких є перенесення кількості маси, енергії та руху [2, 3]. Як показано в [1, 4] наявність того чи іншого реологічного переходу призводить до зміни сталих часу перехідних процесів, а відповідно до появи як динамічних так і статичних похибок вимірювального контролю. Особливо це стосується процесів оптимального управління технологічним процесом, при якому від точності вимірювального контролю залежить значення критерія оптимальності (положення екстремальної точки на оптимізаційній кривій) [5]. Тому визначення точності вимірювального контролю при управлінні хіміко-технологічним процесом є важливою науковою задачею.

Постановка задачі. Процеси перенесення кількості маси при хімічних перетвореннях описуються інтегральною імпульсною δ -функцією Дірака з ядром у вигляді диференціального рівняння перенесення маси зі стоком перетвореної кількості маси [1]. Перетворення кількості маси може виконуватися за рахунок хімічної реакції, абсорбції, десорбції, процесів упарювання або розділення речовин. При цьому на вхід технологічного апарата поступає матеріальний потік з концентрацією Q , який в цьому апараті терпить відповідне перетворення і зменшується в ідеальному випадку до нуля як показано на рис. 1, а. У результаті реологічного перетворення в апараті створюється новий матеріальний потік концентрацією Q_p , який є стоком технологічного процесу (див. рис. 1, б). У першому наближенні можна прийняти, що вхідна та вихідна координати (концентрація Q притоку і Q_p

стоку технологічного процесу) є стаціонарними або квазістаціонарними. Ці координати підлягають вимірювальному контролю тільки для того, щоби забезпечити їх стабільне положення. Основними технологічними параметрами є такі, котрі забезпечують процес реологічного перетворення концентрації (див. рис. 1, в). До таких параметрів, як правило, відноситься витрата продукту притоку та стоку, температура, тиск, іноді рівень, котрі забезпечують оптимальний режим роботи технологічного апарата.

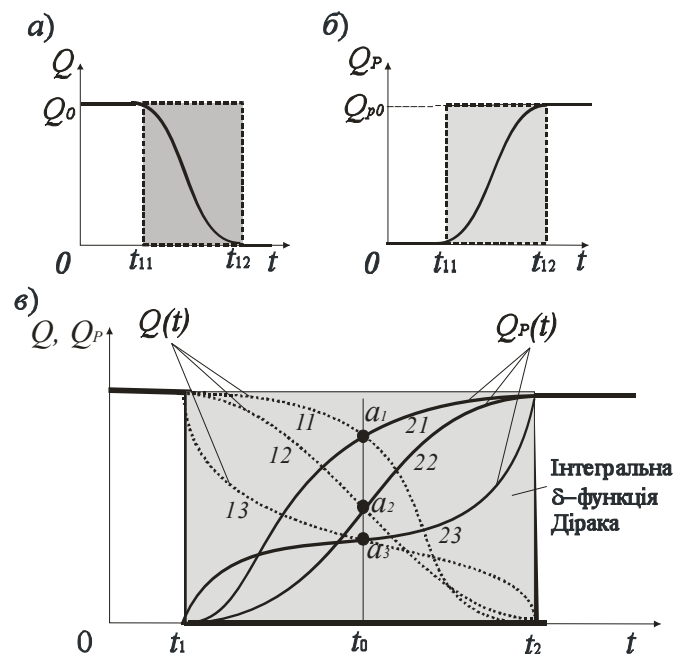


Рис. 1. Графіки незворотних реологічних перетворень в хімічному технологічному процесі: а) графік незворотного реологічного перетворення концентрації реагуючого розчину в реакторі; б) графік незворотного реологічного перетворення концентрації в реакційному розчині; в) графік інтегральної імпульсної δ -функції Дірака

З рисунка видно, що концентрація Q реагуючого розчину може по різному змінюватися в результаті реакції (криві 11, 12 і 13). Те ж саме може мати місце й для цільової концентрації в реакційній масі хімічного апарата. Точки перетину кривих 11 і 21, 12 і 22, 13 і 23, відповідно a_1, a_2, a_3 , знаходяться на одній лінії, що говорить про симетричність хімічного процесу. Так як характер кривих і положення точок a_1, a_2, a_3 залежить від контролюючих технологічних параметрів, то задача полягає в тому, щоби

вивчити і визначити вплив зміни кожного параметра на критерій оптимальності цього хімічного процесу.

Основна частина. Для незворотного хімічного перетворення ядром інтегральної δ -функції Дірака є наступне рівняння [1]

$$\frac{\partial Q_1}{\partial \theta} + \text{div}(Q_1 v) - \text{div}(D_P \nabla Q_P) = \gamma_C(t), \quad (1)$$

де $Q_1(\theta)$ - функція зміни концентрації цільового компонента за час масоперенесення θ ; v - швидкість перенесення компонентів у реакційній масі; D_P - ефективний коефіцієнт дифузії реакційних компонентів; ∇ - лінійний оператор; $\gamma_C(t)$ - функція стоку.

Припустимо, що швидкість v є незначною, коефіцієнт дифузії D_P мало залежить від процесу масоперенесення реагуючих речовин, а процес хімічного перетворення проходить за всіма напрямками лінійно. Тоді рівняння (1) приймає наступну форму

$$\frac{\partial Q_1}{\partial \theta} + v \nabla Q_1 - D_P \nabla^2 Q_1 = \gamma_C(t). \quad (2)$$

Хімічне перетворення (хімічна реакція) є основним технологічним процесом хімічних технологій. Процес перетворення реагуючої речовини з концентрацією Q_1 у деяку нову речовину з концентрацією Q_P може бути описаний наступним рівнянням [6]

$$V \frac{dQ_P}{dt} + \left[F_K + VK_0 \exp\left(-\frac{E}{RT}\right) \right] Q_P = F_1 Q_1 + VK_0 Q_{\max} \exp\left(-\frac{E}{RT}\right), \quad (3)$$

де V - об'єм реакційної маси; F_K - об'ємна витрата стоку; K_0 - стала швидкості реакції; E - енергія активації; R - універсальна газова стала; T - температура реакції; F_1 - масова витрата вхідного потоку; Q_{\max} - максимально можлива концентрація нового продукту.

Нехай $Q_1 = k_p Q_P$, де k_p - коефіцієнт перетворення. Позначивши $B_1 = VK_0 \exp(-E/RT)$, з (3) маємо

$$\gamma_C(t) = \tau_2 \frac{dQ_P}{dt} + Q_P - k_1 Q_{\max}, \quad (4)$$

де $\tau_2 = \frac{V}{F_K - F_1 + B_1}$ - стала часу стоку; $k_1 = \frac{B_1}{F_K - F_1 + B_1}$ - коефіцієнт передачі.

Враховуючи, що процес хімічного перетворення проходить в напрямку x , а також рівняння (4) маємо

$$\frac{\partial Q_1}{\partial \theta} + v \frac{\partial Q_1}{\partial x} - D_P \frac{\partial^2 Q_1}{\partial x^2} = \tau \frac{dQ_P}{dt} + Q_P - k_1 Q_{\max}. \quad (5)$$

Згідно з методом нульового градієнта нелінійне диференціальне рівняння, яке є ядром інтегральної імпульсної δ -функції Дірака, може бути записано у формі системи двох лінійних диференціальних рівнянь [4]:

$$\frac{\partial Q_1(x, \theta)}{\partial \theta} + v \frac{\partial Q_1}{\partial x} = D_P \frac{\partial^2 Q_1(x, \theta)}{\partial x^2}; \quad (6)$$

$$\tau_2 \frac{dQ_P}{dt} + Q_P = k_1 Q_{\max}. \quad (7)$$

Так як процес хімічного перетворення проходить в апараті заданих розмірів, а реагуючі речовини ідеально перемішуються, то часткові похідні можна замінити приростами, тобто записати, що $\frac{\partial Q_1}{\partial x} = S_P \frac{\partial Q_1}{\partial V} \approx S_P \frac{Q_1}{V}$, де $x = V/S_P = \text{const}$, S_P - поперечний перетин апарата. У такому випадку прискорення зміни концентрації $\frac{\partial^2 Q_1(x, \theta)}{\partial x^2} = 0$. Тоді рівняння (6) приймає наступну форму

$$\frac{\partial Q_1(\theta)}{\partial \theta} + \frac{v S_P}{V} Q_1(\theta) = 0 \text{ або } \tau_1 \frac{\partial Q_1(\theta)}{\partial \theta} + Q_1(\theta) = 0, \quad (8)$$

де $\tau_1 = V/vS_P$.

При таких умовах процес переносу концентрації цільового компонента за рахунок масоперенесення речовин описується диференціальним рівнянням першого порядку. Рішенням рівняння (8) при граничних умовах: $\theta = 0$ $Q_1(0) = Q_{10}$, $\theta = \infty$ $Q_1(\infty) = 0$, де Q_{10} - концентрація цільового компонента згідно з регламентом, має вигляд

$$Q_1(\theta) = Q_{10} \exp(-\theta/\tau_1). \quad (9)$$

Рішенням рівняння (7) буде

$$Q_P(t) = Q_{P\max} [1 - \exp(-t/\tau_2)]. \quad (10)$$

Якщо прийняти, що хімічне перетворення та процес масоперенесення реагуючих речовин проходять паралельно, то можна припустити, що $\theta \approx t$, а

$Q_{p\max} = kQ_1(\theta)$, і концентрація цільового компонента в реакційній масі буде розподілятися за таким законом

$$Q_p(t) = Q_{10} \exp(-t/\tau_1) [1 - \exp(-t/\tau_2)]. \quad (11)$$

Фактично, крива $Q_p(t) = f(t)$ являє собою оптимізаційну криву. Знайдемо екстремум цієї функції. На рис. 2 показані оптимізаційні криві для різних значень сталої часу τ_1 .

Продиференціюємо рівняння (11) за змінною t . У результаті отримуємо оптимальне значення часу хімічного перетворення

$$t_{opt} = \tau_2 \ln(\tau_2 / (\tau_1 + \tau_2)). \quad (12)$$

Для одностадійного процесу стоку максимальний вихід готового продукту матиме місце тоді, коли сталі часу $\tau_1 \approx \tau_2$. Тоді оптимальний час хімічного перетворення $t_{opt} = 0,693\tau_2$. Підставивши рівняння для сталої часу τ_2 , отримуємо

$$t_{opt} = 0,693 \frac{S_p L}{\Delta F + S_p L K_0 \exp(-E/RT)}, \quad (13)$$

де $\Delta F = F_k - F_1$.

З рівняння (13) випливає, що для забезпечення оптимального часу t_{opt} необхідно вести вимірювальний контроль за наступними технологічними параметрами: рівнем L реакційної маси в реакторі, витратою F_k стоку реакційної маси, витратою вхідного матеріального потоку F_1 і температурою T реакції. Якщо різниця витрат $\Delta F = F_k - F_1 = 0$, то

$$t_{opt} = (0,693 / K_0) \exp(E/RT). \quad (14)$$

З рівняння (14) випливає, що в ідеальному випадку вимірювальний контроль достатньо вести тільки за температурою T реакції. На практиці такий технологічний процес може мати місце в рідинних періодичної дії або газових реакторах. Так як контролюючі параметри як зміна витрат ΔF , рівень L і температура T є рівноваговими, то вплив їх зміни на оптимальний час реологічного перетворення показано на рис. 3, на якому зображена зміна оптимального часу при відносному відхиленні таких параметрів: 1 – різниці витрат ΔF ; 2 – рівня реакційної маси; 3 – її температури. Експериментальні дослідження, виконані на установці нейтралізації аміачної селітри Северодонецького підприємства «Азот», показали, що вплив різниці витрат між вхідними потоками (азотної кислоти та аміаку) й вихідним потоком аміачної селітри на технологічний процес нейтралізації є сильнішим від зміни температури реакції. Збільшення різниці потоків призводить до зниження

ефективності роботи установки, тобто до переміщення оптимального часу перебування вправо, що викликає значне підвищення або азотної кислоти, або аміаку (у залежності від того, який матеріальний потік збільшився). Такий самий ефект спостерігається, якщо зменшується температура реакції в нейтралізаторі.

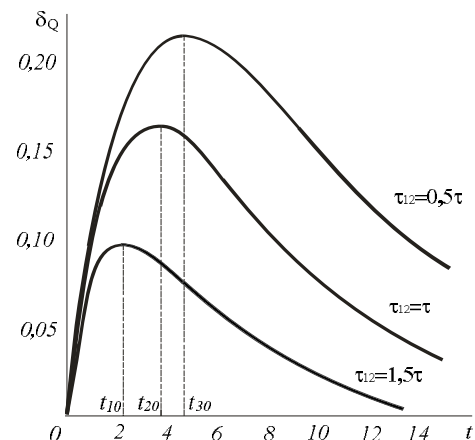


Рис. 2. Залежності оптимізаційних кривих від часу для різних співвідношень сталих часу

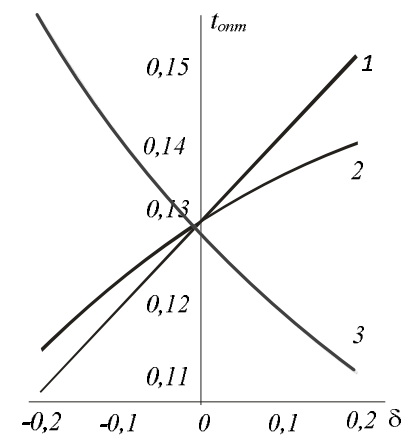


Рис. 3. Залежності оптимального часу реологічного перетворення при зміні контрольованих технологічних параметрів

Висновок. На основі теорії реологічних перетворень вперше показано, що масоперенесення реагуючих речовин суттєво впливає на реакційний процес. Між притоком і стоком матеріальних потоків існує екстремум, який залежить від сталих часу процесу масоперенесення та хімічної реакції. Результати досліджень можуть бути використані для розробки оптимізаційного контролю та управління реакторними процесами хімічних технологій.

Список літератури: 1. Стенцель Й.І. Фотоколориметричні газоаналізатори: Монографія. – К.: НМК ВО, 1992. – 120 с. 2. Таганов И.Н. Моделирование процессов массо- и энергопереноса. – Л.: Химия, 1979. – 203 с. 3. Берд Р., Стьюарт В., Лайтфут Е. Явления переноса. – М.: Химия, 1974. – 688 с. 4. Стенцель Й.І. Математичне моделювання хімічних процесів на основі теорії реологічних переходів. //Вісник Східноукраїнського національного університету імені Володимира Даля: Науковий журнал. – Луганськ, 2007. - №5 (111), Ч.2. – С. 91 – 96. 5. Поркуян О.В., Стенцель Й.І., Проказа О.І. Реологічні моделі технологічного контролю параметрів з внутрішніми зв'язками у виробництві аміачної селітри. Вісник національного технічного університету «Харківський політехнічний інститут». Збірник наукових праць. «Електроенергетика и преобразовательная техника». – Харків: НТУ «ХПІ» - № 12. – 2010. – с. 21 – 28. 6. Стенцель Й.І. Математичне моделювання технологічних об'єктів керування. – К.: ІСДО, 1993. – 328 с.

Поступила в редколегію 25.04.11