

ПРОЕКТУВАННЯ, АЛГОРИТМІЗАЦІЯ І ДІАГНОСТИКА СИСТЕМ АВТОМАТИЗОВАНОГО КЕРУВАННЯ ТЕХНОЛОГІЧНИМИ КОМПЛЕКСАМИ

УДК 66.012-52(075.8)

Й.І. Стенцель, д.т.н., **О.В. Поркуян**, д.т.н., **О.І. Проказа**

Технологічний інститут Східноукраїнського національного університету

ім. В. Даля (м. Сєверодонецьк)

ОСНОВИ ТЕОРІЇ БАГАТОПАРАМЕТРИЧНИХ ОБ'ЄКТІВ КЕРУВАННЯ З РЕОЛОГІЧНИМИ ПЕРЕХОДАМИ

Показано, що технологічні комплекси сучасних хімічних виробництв відносяться до багатопараметричних об'єктів з великою кількістю регулюючих, регульованих і збурюючих технологічних параметрів, які супроводжуються реологічними переходами. Розглянуто принцип моделювання таких об'єктів з використанням теорії реологічних переходів і перетворень.

Багатопараметричний технологічний комплекс, реологічні переходи, фізичні моделі, нелінійні процеси, енергія, маса, керування.

Постановка проблеми. Хімічні виробництва відносяться до складних систем, яким притаманні такі ознаки, як технологічна цілісність, значні розміри, велика кількість виконуваних функцій, складність поведінки, велика кількість вхідних матеріальних і теплових потоків, вихідних координат (концентрації, температури, тиск, рівень тощо), а також збурюючих координат, котрі створюють сукупність прямих і перехресних зв'язків, створюючи складну структуру системи зі своїм алгоритмом функціонування [1]. Кожна з таких систем складається з певної кількості технологічних апаратів, які пов'язані між собою відповідною функціональною залежністю. Характерною рисою хімічних технологій є зміни, які виконуються в результаті дії багатьох факторів, а саме: форми, складу, фізичних і хімічних властивостей речовин тощо. У хімічній промисловості реалізована велика кількість технологічних процесів, для яких є характерна наявність таких стадій: підготовка сировини, хімічне перетворення, виділення цільового та побічних продуктів, знешкодження відходів. Кожна стадія може включати цілу низку операцій. Наприклад, стадія підготовки сировини може мати наступні операції: фільтрування, очищення, підігрівання, змішування, компримування газів; стадія хімічного перетворення може проходити в таких формах: газозфазних, рідиннофазних, твердофазних, гомогенній, гетерогенній. При такій складності хімічних процесів однією з основних є проблема оптимального керування такими багатопараметричними об'єктами.

Аналіз сучасного стану. Хімічні комплекси являють собою сукупність взаємопов'язаних окремих типових технологічних процесів та апаратів, у разі взаємодії яких виникають статично розподілені в часі збурення. При цьому збільшуються складність і жорсткість зв'язків між апаратами, що потребує використання керуючих електронних обчислювальних машин (КЕОМ). Лише за такої умови можна досягти стійкої та надійної роботи системи, зменшення ймовірності аварійних зупинок і виконання технологічного процесу на високоефективному оптимальному рівні. Керування такими комплексами здійснюється за допомогою складних динамічних систем, які забезпечують високу точність обробки сигналів керування в умовах дії різних факторів. Розробляти такі автоматичні системи керування (АСК) досить важко, так як вони складаються з об'єктів керування різної фізичної природи. Щоб одержати необхідні характеристики АСК, доводиться приймати

компромісні рішення, оскільки вимоги до точності та показників якості перехідних процесів взаємно виключаються [2, 3].

Хіміко-технологічним процесам властива детерміновано-стохастична природа. Стохастична складова проявляється в нестаціонарності процесів, котрі проходять у різному часі перебуття окремих потоків витрат та енергії в об'ємі апарата, в розподілі потоку за траєкторіями тощо. При описанні таких складних хімічних процесів детермінованими моделями на основі фундаментальних законів переносу маси та енергії має місце відхилення від результатів експериментальних досліджень через значне спрощення принципів математичного описання, а також через те, що не враховуються реологічні переходи і перетворення матеріальних потоків, котрі мають місце в технологічних апаратах [4].

Хіміко-технологічний процес формалізується як багатофазне багатокомпонентне середовище, розподілене в просторі та змінне в часі. У кожній точці гомогенності такого середовища на границі розділу фаз проходить перенесення імпульсу кількості маси, енергії та руху.[5]. Як правило, такі процеси відбуваються в технологічних комплексах з вхідними змінними, які розділяються на збуджуючі та управляючі.

Проблема і постановка задачі. При дослідженні багатопараметричних об'єктів керування, як правило, використовуються технологічні параметри, котрі характеризують вихідний стан таких об'єктів, тобто так звані «стоки». У більшості випадків «стоки» характеризують або безпосередньо вихідними координатами об'єктів керування, які підлягають стабілізації, або сталими часу перехідних процесів. «Стоки» вихідних технологічних координат описуються, в основному, лінійними диференціальними рівняннями, а при розрахунку перехідних процесів приймаються початкові умови за нульові. Це призводить до значних розбіжностей між теоретичними та експериментальними дослідженнями, а в кінцевому результаті, до погіршення якості керування технологічним об'єктом. Для хіміко-технологічних процесів до основних стабілізуючих параметрів, які характеризують «стоки», відносяться: концентрації, температури, тиск і рівень. Перш ніж з'явитися «стоку» проходить низка фізико-хімічних реологічних переходів, які характеризуються масопереносом (дифузійним і конвективним), теплопереносом, хімічним перетворенням, переносом кількості руху тощо.

Мета роботи полягає в дослідженні впливу реологічних переходів на параметри «стоку» багатопараметричного технологічного об'єкта керування.

Виклад основного матеріалу досліджень. Розглядаючи процес переносу імпульсу кількості маси з фізичної точки зору, бачимо, що витрату матеріального потоку можна уявляти як певну одиничну масу, яка вводиться в технологічний апарат, для її перетворення (наприклад, нагрівання, охолодження чи реакції).

Нехай у деякій розглядуваній зоні технологічного апарату існує неоднорідне тіло (у нашому випадку кількість витрати матеріального потоку, яка вводиться в апарат). Неоднорідність розподілення маси переносу $m(\vec{r}, \theta)$ приводить до відхилення від стану рівноваги системи і є причиною виникнення потоків переносу маси. У цій зоні має місце макроскопічний рух речовини, який характеризується полем швидкостей $v(\vec{r}, \theta)$, де $\vec{r}$ - вектор направленості руху переносу; θ - час переносу [5].

Перенесення маси m матеріального потоку через деяку поверхню S розглядуваного об'єму V технологічного апарату складається з переносу за рахунок макроскопічного руху вимірювальної речовини та конвективного переносу q . Таким чином, рівняння для сумарного потоку перенесення маси матеріального потоку F можна навести у вигляді:

$$\vec{F} = m\vec{v} + \vec{q}. \quad (1)$$

В інтегральній формі умовою зберігання маси для даного об'єму V буде:

$$\int_V \frac{\partial m}{\partial \theta} dV = \oint_S F df + \int_V \gamma dV, \quad (2)$$

де $df = ndV$ - елемент поверхні;

n - одиничний вектор елементу dV ;

γ - вектор стоку атомів вимірювальної речовини.

Для довільного об'єму рівняння (1) матиме вигляд:

$$\frac{\partial m}{\partial \theta} + \operatorname{div} F - \gamma = 0. \quad (3)$$

З урахуванням співвідношення (2), рівняння (3) прийме таку форму:

$$\frac{\partial m}{\partial \theta} + \operatorname{div}(m\bar{v}) = -\operatorname{div}\bar{q} + \gamma. \quad (4)$$

Якщо в розглядуваному об'ємі має місце перенесення речовини, то, позначивши $\gamma_i(\bar{r}, t)$ - інтенсивність стоку речовини в одиниці об'єму і напрямку руху вектора $\bar{r}$ за одиницю часу t , рівняння переносу приймає таку форму:

$$\frac{\partial m_i}{\partial \theta} + \operatorname{div}(m_i \bar{v}_i) = -\operatorname{div}(D_i \nabla m_i) + \gamma_j, \quad (5)$$

де D_i - ефективний коефіцієнт переносу.

Нехай макроскопічний рух речовини незначний і швидкість $\bar{v}(\bar{r}, \theta) \rightarrow 0$. Тоді рівняння переносу кількості маси речовини матиме вигляд:

$$\frac{\partial m_i}{\partial \theta} = -\operatorname{div}(D_i \nabla m_i) + \gamma_j. \quad (6)$$

Прийmemo, що в досліджуваному об'ємі має місце як конвективне, так і дифузійне перенесення речовини, а коефіцієнт дифузії мало залежить від процесу масопереносу. Тоді рівняння (6) спрощується і приймає вигляд:

$$\frac{\partial m_i}{\partial \theta} = -D_i \nabla^2 m_i + \gamma_j, \quad (7)$$

де ∇^2 - оператор Лапласа (лапласіан).

Якщо технологічний процес пов'язаний з переробкою мас матеріальних потоків, наприклад, за рахунок хімічних реакцій, які поступають в технологічний комплекс неперервно чи імпульсно, то ліву частину рівняння (7) можна прийняти за деяку імпульсну δ - функцію Дірака з ядром у вигляді правої частини цього нелінійного рівняння. Тобто

$$\delta_i(\theta) = -\frac{\partial m_i}{\partial \theta} = -m_i \mu_i K_{0i} \exp(-E_i / RT_i), \quad (8)$$

де θ_i - час фазових переходів; μ_i - стехіометричні коефіцієнти i -х речовин; K_{0i} - предекспоненціальні множники; E_i - енергії активації; R - універсальна газова стала; T_i - абсолютні температури хімічних реакцій.

Точний розв'язок рівняння (7) можливий для стаціонарних умов при сталому коефіцієнті переносу та лінійному характері залежності $\gamma_j(\bar{r}, t)$ від кількості перенесеної маси m_i . Інтенсивність стоку $\gamma_j(\bar{r}, t)$ залежить від зміни маси перетворюваних компонентів в одиницю часу t і від швидкості наростання температури реакцій T_i . Якщо припустити, що процес стоку вихідних речовин є одностадійним аперіодичним, а $\theta \approx t$ то, позначивши в рівнянні (8) $-\mu_i K_{0i} \exp(-E_i / RT_i) = 1/\tau_i$, маємо $-\frac{\partial m_i}{\partial t} = \frac{m_i}{\tau_i}$, або

$$\tau_i \frac{\partial m_i}{\partial t} + m_i = 0, \quad (9)$$

З рівняння (9) видно, що параметр τ_i являє собою сталу часу хімічного перетворення (фазового переходу). При граничних умовах $m_i(0) = m_0$ і $m_i(\infty) = 0$ рішенням рівняння буде

$$m_i(t) = m_{0i} [1 - \exp(-t/\tau)], \quad (10)$$

де $m_i(t)$ - кількість реагуючих мас, які вступили в хімічне перетворення за час θ ; m_{0i} - максимальна його кількість.

Продиференціювавши (10) за часом t , отримуємо наступну формулу для швидкості фазового переходу

$$\gamma(t) = -\frac{\partial m_i}{\partial t} = (m_{0i}/\tau_i) \exp(-t/\tau_i). \quad (11)$$

Відношення (m_{0i}/τ_i) являє собою початкову швидкість переходу. Якщо цей фазовий перехід являє собою динамічний об'єкт першого порядку, в якому вхідним параметром є маса вхідних матеріальних потоків, а вихідним – маса нової хімічної речовини M_P , то такий об'єкт може бути описаний диференціальним рівнянням

$$\tau_i \frac{dM_P}{dt} + M_P = km_i, \quad (12)$$

де k - коефіцієнт передачі.

Продиференціювавши рівняння (12) по θ , знаходимо швидкість стоку перетвореної маси в такому вигляді

$$\gamma(\theta) = \frac{dm_i}{dt} = \frac{1}{k} \left(\tau_i \frac{d^2 M_P}{dt^2} + \frac{dM_P}{dt} \right). \quad (13)$$

Підставивши (13) у рівняння (7), отримуємо

$$D_i \nabla^2 m_i + \frac{\partial m_i}{\partial \theta} = \frac{1}{k} \left(\tau_i \frac{d^2 M_P}{dt^2} + \frac{dM_P}{dt} \right). \quad (14)$$

Рівняння (14) описує фізико-хімічний процес, який протікає в технологічному комплексі. Ліва частина рівняння характеризує масоперенос в рідинній, газовій чи твердій фазах, а права – процес створення нових речовин. Якщо прийняти до уваги, що в твердій і рідинній фазах молекулярна й конвективна складова процесу перенесення маси протікають одночасно [3, 4], то рівняння (14) приймає наступну форму

$$D_i \nabla^2 m_i + (v \nabla m_i) + \frac{\partial m_i}{\partial \theta} = \frac{1}{k} \left(\tau_i \frac{d^2 M_P}{dt^2} + \frac{dM_P}{dt} \right), \quad (15)$$

де v - лінійна швидкість переносу маси.

Якщо процесу перетворення речовин передують низка проміжних реологічних перетворень і кожне з них описується диференціальним рівнянням першого порядку, то еквівалентний об'єкт такого переносу описуватиметься наступним рівнянням

$$D_i \nabla^2 m_i + (v \nabla m_i) + \frac{\partial m_i}{\partial \theta} = \frac{1}{k} \sum_j^n \tau_j \frac{d^{j+1} M_P}{dt^{j+1}}. \quad (16)$$

Таким чином, з рівняння (16) випливає, що технологічний комплекс, який має i каналів керування, характеризується реологічними перетвореннями, котрі описуються системою нелінійних диференціальних рівнянь. Реологічні перетворення, які описуються нелінійним диференціальним рівнянням і мають праву частину у формі лінійного диференціального рівняння першого порядку, називаються реологічними переходами першого роду. Реологічні перетворення, які описуються нелінійним диференціальним рівнянням і мають праву частину у формі лінійного диференціального рівняння другого порядку, називаються реологічними переходами другого роду і так далі.

Час реологічного переходу θ може відрізнятися від часу t стоку речовини. Якщо масо- і теплоперенесення й реологічне перетворення речовин відбуваються в одному технологічному апараті, то з певним наближенням можна припустити, що $\theta = t$. При лінійному процесі перетворення, коли $M_P = k_{\Pi} m_i$, рівняння (15) приводиться до наступної форми

$$D_i \nabla^2 m_i + (v \nabla m_i) = K_{\Pi} \left(\tau_{\Pi} \frac{d^2 M_P}{dt^2} + \frac{dM_P}{dt} \right), \quad (17)$$

де $K_{\Pi} = (k_{\Pi} - k)/k_{\Pi}$ - коефіцієнт перетворення; $\tau_{\Pi} = \tau_i k_{\Pi} / (k_{\Pi} - k)$ - стала часу перетворення.

З рівняння (17) випливають наступні висновки:

1. Для того, щоби технологічний об'єкт (комплекс) був формально керованим, потрібно щоби коефіцієнт перетворення $K_{\Pi} > 0$.

2. При $K_{\Pi} = 0$ технологічний комплекс знаходиться на межі умовної керованості.

3. При $K_{\Pi} < 0$ технологічний комплекс не може бути некерованим, так як перенесення кількості маси вхідних матеріальних потоків є меншим за необхідне для створення заданої речовини.

Якщо конвективна складова переносу кількості маси незначна, то рівняння (17) приводиться до дифузійного з реологічним перетворенням і приймає вигляд

$$D_i \nabla^2 m_i = K_{\Pi} \left(\tau_{\Pi} \frac{d^2 M_P}{dt^2} + \frac{dM_P}{dt} \right). \quad (18)$$

Якщо $\theta \neq t$, то, знехтуючи конвективною складовою переносу кількості маси, рівняння (16) для реологічного переходу першого роду буде наступним

$$\tau_i \frac{d^2 M_P}{dt^2} + \frac{dM_P}{dt} = k \left(\frac{\partial m_i}{\partial \theta} + D_i \nabla^2 m_i \right). \quad (19)$$

Рівняння (19) можна записати в наступній інтегральній формі

$$\tau_i \frac{dM_P}{dt} + M_P = k \int_0^t \left(\frac{\partial m_i}{\partial \theta} + D_i \nabla^2 m_i \right) dt. \quad (20)$$

Ліва частина рівняння (20) описує «стік» виробленої хімічної речовини у вигляді її маси M_P (може бути або концентрація, або тиск, або рівень, або температура), а права – реологічне перетворення, яке являє собою інтегральну функцію процесу масопереносу (може бути або теплопереносу, або масо- теплопереносу, або хімічного перетворення). У загальному випадку права частина рівняння (20) являє собою інтегральну імпульсну дельту-функцію Дірака з ядром у вигляді рівняння переносу маси. Як показано в [6, 7], процеси масопереносу, котрі супроводжуються хімічними перетвореннями, відносяться до нелінійних, котрі не мають аналітичного розв'язку. До таких процесів відносяться й процеси, які супроводжуються реологічними переходами.

Якщо «стік» відноситься до двостадійного процесу, тобто описується диференціальним рівнянням другого порядку, а масоперенос є конвективним без дифузійної складової, то рівняння (20) приймає наступний вигляд

$$\tau_{2i}^2 \frac{d^2 M_P}{dt^2} + \tau_{1i} \frac{dM_P}{dt} + M_P = k \int_0^t \left(\frac{\partial m_i}{\partial \theta} + v_i \nabla m_i \right) dt. \quad (21)$$

де τ_{1i}, τ_{2i} - сталі часу «стоку».

Для об'єктів, котрі мають технологічні параметри розподілені за однією лінійною координатою, при наявності дифузійної та конвективної складової маємо

$$\tau_{2i}^2 \frac{d^2 M_P}{dt^2} + \tau_{1i} \frac{dM_P}{dt} + M_P = k \int_0^t \left(D_i \frac{\partial^2 m_i}{\partial x^2} + v \frac{\partial m_i}{\partial x} + \frac{\partial m_i}{\partial \theta} \right) dt, \quad (22)$$

де x - координата розподілення маси речовини.

Враховуючи, що тепло- і масоперенос у хімічній технології визначається витратами матеріальних і теплових потоків, то сталі часу τ_{1i} і τ_{2i} є функціями як вхідних, так і вихідних технологічних параметрів об'єкта керування, тобто залежатимуть від видів і кількості реологічних переходів, що є особливо важливим для побудови алгоритмів керування багатопараметричними технологічними комплексами.

Висновки

Процеси, які протікають в хіміко-технологічних комплексах, супроводжуються реологічними перетвореннями матеріальних і теплових потоків. Результатом таких перетворень є «стік» продукту, який описується лінійним диференціальним рівнянням.

Реологічні переходи являють собою інтегральну імпульсну дельта-функцію Дірака з ядром у вигляді диференціального рівняння переносу кількості маси, тепла чи руху.

Так як реологічні переходи проходять у часі, то вони впливають на сталу часу «стоку», збільшуючи її на час реологічного перетворення матеріальних (теплових) потоків.

Подальший напрямок роботи полягає в теоретичному та експериментальному дослідженні процесів з реологічними переходами та розробці методів аналітичного рішення нелінійних диференціальних рівнянь, обумовлених реологічними перетвореннями.

1. Перов В.Л., Егоров А.Ф., Хабарин А.Ю. Управление химико-технологическими системами. – М.: МХТИ им. Д.И.Менделеева, 1981. – 52 с.

2. Стенцель Й.І. Автоматизація технологічних процесів хімічних виробництв: Навч. посібник. – К.: ІСДО, 1995. – 360 с.

3. Стенцель Й.І. Автоматика та автоматизація хіміко-технологічних процесів. Навч. посібник. – Луганськ: вид-во Східноукр. нац. ун-ту ім. В.Даля, 2004. 376 с.

4. Стенцель Й.І. Математичне моделювання технологічних об'єктів керування: Навч. посібник. – К.: ІСДО, 1993. – 328 с.

5. Стенцель Й.І. Математичне моделювання хімічних процесів на основі теорії реологічних переходів. Вісник Східноукраїнського національного університету ім. В. Даля. №5 (111). Ч. 2 – 2007. с. 91-96.

6. Таганов И.Н. Моделирование процессов массо-и теплопереноса. – Л.: Химия, 1979. – 203. с.

7. Астарида Дж. Массоперенос с химической реакцией. – М.: Химия, 1971. – 493 с.