

DOI: 10.18372/2310-5461.48.15091

УДК 681.5

Т. В. Клу́ста

Національний технічний інститут України
«Київський політехнічний інститут імені Ігоря Сікорського»
orcid.org/0000-0002-5017-3028
e-mail: tanklusta@ukr.net;

Л. Р. Ладі́єва, канд. техн. наук, доцент

Національний технічний інститут України
«Київський політехнічний інститут імені Ігоря Сікорського»
orcid.org/0000-0002-1706-0072
e-mail: lrynus@yahoo.com;

З. Я. Козаневич, канд. техн. наук, доцент

Національний технічний інститут України
«Київський політехнічний інститут імені Ігоря Сікорського»
orcid.org/0000-0002-1706-7285
e-mail: dkozanevych@yahoo.com

ОПТИМАЛЬНЕ КЕРУВАННЯ ПРОЦЕСОМ АЛКІЛУВАННЯ БЕНЗОЛУ ПРОПІЛЕНОМ У РІДКІЙ ФАЗІ

Вступ

Актуальність пошуку оптимального керування процесом алкілування бензолу пропіленом у рідкій фазі полягає в тому, що до теперішнього часу не було запропоновано єдиного підходу до моделювання багатокомпонентних промислових процесів алкілування та не розв'язувалось завдання на основі лінійного регулятора. Існуючі на сьогодні математичні моделі реакторів алкілування мають низку характерних рис, які не дозволяють забезпечити вирішення завдання підвищення ефективності діючої промислової установки, а саме: більшість досліджень присвячено процесам алкілування на твердих катализаторах, у той час як більша частина існуючих установок продовжує працювати на рідких кислотних катализаторах; моделі описують кінетичні закономірності перетворень вуглеводнів для певного виду сировини, без урахування можливості зміни складу сировини і протікання побічних реакцій.

Аналіз останніх досліджень та публікацій

У праці [1] детально представлений аналогічний процес алкілування бензолу з використанням етилену.

Розроблена модель детально описує процес у цілому та взяті до уваги паралельно процеси і збурення, що протікають. На основі моделі створена комп'ютерна моделююча система. Така система дозволяє проводити моніторинг і оптимізацію процесів алкілування.

Але цю модель неможливо застосовувати для керування процесом.

В літературі досліджувались математичні моделі процесу алкілування бензолу. Зокрема, в моделях алкілування бензолу етиленом розглядалася дифузія молекул [2]. Також розроблені кінетичні моделі для послідовності реакцій процесу алкілування пропіленом [3], математичні моделі покомпонентного матеріального балансу [4–6]. В кінетичній моделі процесу алкілування бензолу етиленом враховується механізм побічних реакцій [7–8].

Застосування кінетичних моделей для керування процесом є досить складним. Для створення оптимальної системи керування процесом алкілування ставилась задача розробки математичної моделі, на основі якої здійснювалося б керування процесом.

Аналіз різних публікацій показав, що процес алкілування бензолу в повній мірі досліджувався лише з використанням етилену. Хоча ці процеси і схожі між собою, але при використанні пропілену та іншого катализатора необхідна інша модель та знаходження оптимального керування саме на основі цієї моделі.

Мета роботи

Підвищення ефективності процесу алкілування бензолу пропіленом у рідкій фазі з використанням методу математичного моделювання для прогнозування роботи установки і оптимізації технологічного режиму в умовах мінливого

складу сировини. Розробка і дослідження системи оптимального керування технологічного процесу.

Виклад основного матеріалу дослідження

Алкілування бензолу пропіленом проводять з метою отримання ізопропілбензола. Процес алкілування бензолу пропіленом проходить вельми інтенсивно, температура визначається подачею пропан-пропіленовою фракцією в алкілатор, тепло відводиться за рахунок випаровування надлишкового бензолу, а також з охолоджуючою водою.

Основний реакційний апарат — алкілатор. Він являє собою колону, зсередини футеровану графітовими плитками. Алкілатор доверху заповнюють сумішшю бензолу та розчину каталізатора. У нижню частину апарата безперервно подають осушений бензол, каталізатор і пропан-пропіленову фракцію (ППФ). Розрахункова схема алкілатора наведена на рис. 1.

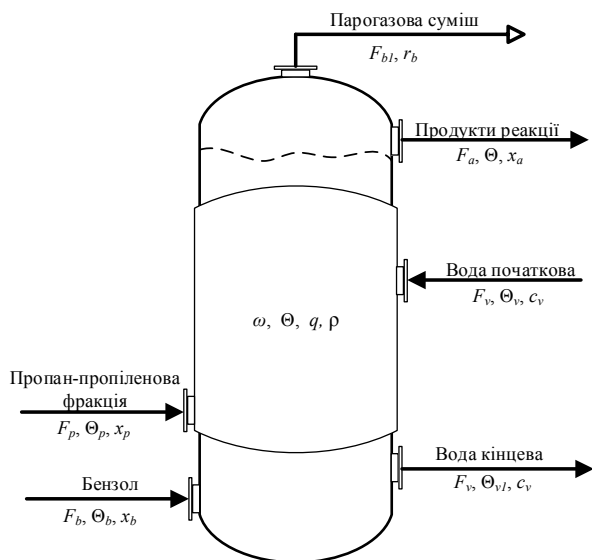


Рис. 1. Структурно-параметрична схема алкілатора:

$F_b, F_{b1}, F_p, F_a, F_v$ — витрати бензолу на вході в апарат і випарованого пропілену; продуктів реакції; води на охолодження на вході та виході; кг/с; $\Theta_b, \Theta_p, \Theta, \Theta_v, \Theta_{v1}$ — температури бензолу і пропілену; реакційної маси в реакторі; води на вході і виході; К; x_b, x_p, x_a — концентрації бензолу і пропілену на вході і алкілату на виході; %; q — питоме тепло реакції; кДж/кг; c_v — питома теплоємність води; кДж/кг; ω — швидкість перебігу реакції; м/с; r — питома теплота пароутворення бензолу кДж/кг, ρ — густина, кг/м³

Основною метою оптимального керування є підтримання заданої температури і концентрації алкілату на виході з апарату при мінімізації витрат пропан-пропіленової фракції.

Виходячи з цього введемо інтегральний квадратичний критерій якості:

$$I = \frac{1}{2} \int_0^{t_f} [q_{11}(x_a - x_a^{ca})^2 + q_{22}(\Theta - \Theta^{ca})^2 + rF_p^2] dt \rightarrow \min,$$

де q_{11}, q_{22}, r — вагові коефіцієнти.

Для розрахунку оптимальної системи керування була створена математична модель для алкілатора, у якій були враховані дані допущення:

1. Об'єм рідини в алкілаторі сталий — $v = \text{const}$.
2. Відсутність втрат тепла в навколишнє середовище.

3. Температура в апараті та на виході з нього буде однаковою $\Theta_a = \Theta_{p1} = \Theta_{b1} = \Theta$.

4. Тиск в алкілаторі постійний, що забезпечує протікання процесу у рідкій фазі.

1) Матеріальний баланс для акумульованої ємності реакційної маси в алкілаторі при мольних значеннях концентрації:

$$-F_a x_a + v\omega = v\rho \frac{dx_a}{dt}. \quad (1)$$

Оскільки реакція має перший порядок, то її швидкість буде визначатися концентрацією пропан-пропіленової фракції x_{p1} в реакторі тобто пропан який не прореагував. Ураховуючи закон Ареніуса та закон діючих мас швидкість реакції дорівнює:

$$\omega = \frac{M_a}{M_p} k \exp\left(-\frac{E}{R(273 + \Theta)}\right) x_{p1} \quad (2)$$

де M_a та M_p — молярні маси алкілату та пропілену відповідно, де

$$x_{p1} = \frac{1}{F_a} \left(F_p x_p - \frac{M_p}{M_a} x_a \right) = \frac{F_p}{F_a} x_p - \frac{M_p}{M_a} x_a.$$

За технологією:

$$F_b = mF_p,$$

де m — відношення витрат пропілену відносно бензолу ($m = 2$).

Для спрощення розрахунків і лінеаризації рівняння скористаємось математичною формулою у відповідності з нашим рівнянням і даними які необхідно виразити:

$$\frac{\partial f}{\partial x} \cdot \frac{\partial x}{dt} = \frac{\partial f(F_p, \Theta, x_a)}{\partial F_a} \cdot \frac{\partial F_a}{dx_a} \cdot \Delta x_a$$

Знайдемо:

$$\left. \frac{\partial f(F_p, \Theta, x_a)}{\partial F_a} \right|_0 = -x_a \Big|_0;$$

$$\left. \frac{\partial F_a}{dx_a} \right|_0 = \frac{\frac{M_b}{M_a} F_p (m+1 - mx_b)}{\left(1 - \frac{M_b}{M_a} x_a\right)^2} \Big|_0,$$

де M_b — молярна маса бензолу.

Підставивши всі вирази, отримаємо:

$$\Delta x_a \left[-x_a \frac{M_b M_a F_p (m+1-mx_b)}{(M_a - M_b x_a)^2} + A_1 \left(\frac{-M_b \cdot x_p}{M_a (m+1-mx_b)} + \frac{M_p}{M_a} \right) \right]_0 = -A_2 x_a.$$

Введемо деякі позначення:

$$A_1 = \nu \rho \frac{M_a}{M_p} k \exp\left(-\frac{E}{R(273+\Theta)}\right); \quad (3)$$

$$A_2 = -x_a \frac{M_b M_a F_p (m+1-mx_b)}{(M_a - M_b x_a)^2} + A_1 \left(\frac{-M_b x_p}{M_a (m+1-mx_b)} + \frac{M_p}{M_a} \right); \quad (4)$$

$$A_3 = \frac{M_b M_a F_p (m+1-mx_b)}{(M_a - M_b x_a)^2}; \quad (5)$$

$$A_4 = \frac{-M_b x_p}{M_a (m+1-mx_b)} + \frac{M_p}{M_a}. \quad (6)$$

Аналогічно щодо Θ :

$$\Delta \Theta \left[\frac{M_a}{M_p} k \cdot \nu \left(\frac{F_p}{F_a} x_p + \frac{M_p}{M_a} x_a \right) \times \exp\left(-\frac{E}{R(273+\Theta)}\right) \left(\frac{E}{R(273+\Theta)^2} \right) \right]_0 = A_5 \cdot \Delta \Theta.$$

Введемо позначення:

$$A_5 = \frac{M_a}{M_p} k \cdot \nu \left(\frac{F_p}{F_a} x_p + \frac{M_p}{M_a} x_a \right) \times \exp\left(-\frac{E}{R(273+\Theta)}\right) \left(\frac{E}{R(273+\Theta)^2} \right). \quad (7)$$

Підставивши вирази (3)–(7) у вираз (1) запишемо рівняння в приростах та перенесемо вихідні параметри в праву частину рівняння, а вхідні — в ліву:

$$-A_2 \Delta x_a + A_5 \Delta \Theta = \nu \rho \frac{d \Delta x_a}{dt}.$$

Звідси запишемо рівняння в просторі стану для матеріального балансу для акумувальної ємності реакційної маси в алкаторі при мольних значеннях концентрації:

$$\frac{\partial x_a}{dt} = a_{11} x_a + a_{12} \Theta,$$

де $a_{11} = -\frac{A_2}{\nu \rho}$; $a_{12} = \frac{A_5}{\nu \rho}$.

2) Тепловий баланс реакційної маси:

$$F_b c_b \Theta_b + F_p c_p \Theta_p - F_a c_a \Theta - F_{b1} r_b - KS \left(\Theta - \frac{\Theta_v + \Theta_{v1}}{2} \right) + \nu \omega q = \nu \rho c_a \frac{d \Theta}{dt}.$$

У вираз (2) занесемо позначення і запишемо формулу швидкості:

$$\frac{F_p}{F_a} = \frac{M_a - M_b \cdot x_a}{M_a (m+1-m \cdot x_b)} = f3(x_a),$$

$$\omega = \frac{A_1}{\nu \rho} \left(f3(x_a) x_p + \frac{M_p}{M_a} x_a \right). \quad (8)$$

Підставивши вираз (2) у загальний вираз теплового балансу, будемо мати:

$$F_p (m c_b \Theta_b + c_p \Theta_p) - KS \left(\Theta - \frac{\Theta_v + \Theta_{v1}}{2} \right) - \left(-\frac{M_b}{M_a} x_a F_a + m F_p x_b \right) r_b - F_a c_a \Theta + \nu \frac{A_1}{\nu \cdot \rho} \left(f3(x_a) x_p + \frac{M_p}{M_a} x_a \right) q = \nu \rho c_a \frac{d \Theta}{dt}$$

Лінеаризація рівняння теплового балансу в приростах:

$$\Delta F_p \left[m c_b \Theta_b + c_p \Theta_p - c_a \Theta \frac{m+1-m \cdot x_b}{1-\frac{M_b}{M_a} x_a} - m \cdot x_b r_b \right] - \Delta \Theta \left[F_a c_a + KS + \nu q x_{p1} \frac{M_a}{M_p} k \times \exp\left(-\frac{E}{R(273+\Theta)}\right) \left(\frac{E}{R(273+\Theta)^2} \right) \right] + \Delta x_a \left[\nu q \frac{A_1}{\nu \rho} (A_5) + r_b \frac{M_b}{M_a} (F_a + x_a A_6) - c_a \Theta A_6 \right] + (\Delta \Theta_{v1} + \Delta \Theta_v) \frac{KS}{2} = \nu \rho c_a \frac{d \Delta \Theta}{dt}. \quad (9)$$

Введемо позначення:

$$B1 = m c_b \Theta_b + c_p \Theta_p - c_a \Theta \frac{m+1-mx_b}{1-\frac{M_b}{M_a} x_a} - m x_b r_b; \quad (10)$$

$$B2 = F_a c_a + KS + \nu q x_{p1} \frac{M_a}{M_p} k \times \exp\left(-\frac{E}{R(273+\Theta)}\right) \left(\frac{E}{R(273+\Theta)^2} \right); \quad (11)$$

$$B3 = \nu q \frac{A_1}{\nu \rho} (A_5) - c_a \Theta A_6 + r_b \frac{M_b}{M_a} (F_a + x_a A_6); \quad (12)$$

$$B4 = \frac{KS}{2}. \quad (13)$$

Підставивши вирази (10)–(13) у вираз (9) отримаємо:

$$B1 \cdot \Delta F_p - B2 \cdot \Delta \Theta + B3 \cdot \Delta x_a + \\ B4(\Delta \Theta_{v1} + \Delta \Theta_v) = \nu_p c_a \frac{d\Delta \Theta}{dt}$$

Отже, запишемо рівняння в просторі стану теплового балансу для реакційної маси:

$$\frac{\partial \Theta}{dt} = b_2 F_p + a_{22} \Theta + a_{21} x_a + a_{23} (\Theta_{v1} + \Theta_v),$$

$$\text{де } a_{21} = \frac{B_3}{\nu_p c_a}; \quad a_{22} = \frac{-B_2}{\nu_p c_a}; \quad a_{23} = \frac{B_4}{\nu_p c_a}; \quad b_2 = \frac{B_1}{\nu_p c_a}.$$

3) Тепловий баланс за температурою води, яка подається на охолодження:

$$F_v c_v \Theta_v - F_v c_v \Theta_{v1} + KS \left(\Theta - \frac{\Theta_{v1} + \Theta_v}{2} \right) = \\ = \nu_v \rho_v c_v \frac{d}{dt} \left(\frac{\Theta_v - \Theta_{v1}}{2} \right).$$

Виконаємо лінеаризацію рівняння:

$$\Delta F_v (c_v \Theta_v - c_v \Theta_{v1}) + \Delta \Theta_v \left(F_v c_v - \frac{KS}{2} \right) + \Delta \Theta KS - \\ - \Delta \Theta_{v1} \left(F_v c_v + \frac{KS}{2} \right) = \frac{\nu_v \rho_v c_v}{2} \left(\frac{d\Delta \Theta_v}{dt} + \frac{d\Delta \Theta_{v1}}{dt} \right).$$

Введемо позначення:

$$D1 = c_v \Theta_v - c_v \Theta_{v1}; \quad D2 = F_v c_v - \frac{KS}{2};$$

$$D3 = F_v \cdot c_v + \frac{KS}{2}; \quad D4 = KS.$$

Отже, рівняння в просторі стану теплового балансу за температурою води мають вигляд:

$$\frac{\partial \Theta_v}{dt} = a_{32} \Theta + a_{33} \Theta_v,$$

$$\text{де } a_{32} = \frac{2D_4}{\nu_v \rho_v c_v}; \quad a_{33} = \frac{2D_2}{\nu_v \rho_v c_v}.$$

Розрахунки за визначенням концентрації алкілату і температури в реакторі проведені за такими даними.

Вхідними параметрами алкілятора є:

- температура ППФ — 308 К;
- температура бензолу — 308 К;
- температура води початкова — 275 К;
- питома теплоємність ППФ — 1,72 кДж/кг;
- питома теплоємність бензолу — 1,25 кДж/кг;
- питома теплоємність води — 4,2 кДж/кг;
- концентрація ППФ — 96 %;

- концентрація бензолу — 91,17 %;
- тиск — 5 ат.

Вихідними параметрами є:

- температура парів бензолу — 340 К;
- питома теплота пароутворення — 398 кДж/кг;

Окрім, цього процес характеризується такими параметрами:

- об'єм алкілятора — 18 м³;
- густина в алкіляторі — 810 кг/м³;
- питома тепло реакції — 62 кДж/кг.

Регульованою величиною є концентрація алкілату та температура в реакторі. Керувальними діями у даному випадку виступає витрата пропан-пропіленової фракції та витрата води. Збуренням є температура води, яка подається на охолодження, оскільки, вона прямо залежить від температури навколишнього середовища і її значення може дещо коливатися. В даній статті розглядається канал керування «витрата пропан-пропіленової фракції — концентрація алкілату».

Отже, в загальному вигляді математична модель процесу алкілування бензолу пропіленом у рідкій фазі має вигляд:

$$\begin{cases} \frac{\partial x_a}{dt} = a_{11} x_a + a_{12} \Theta; \\ \frac{\partial \Theta}{dt} = b_2 F_p + a_{22} \Theta + a_{21} x_a + a_{23} (\Theta_{v1} + \Theta_v); \\ \frac{\partial \Theta_v}{dt} = a_{32} \Theta + a_{33} \Theta_v. \end{cases}$$

Задача синтезу оптимального лінійного регулятора розв'язувалася на основі матричного диференційного нелінійного рівняння Рікатті та знаходження оптимального керування зі зворотнім зв'язком.

Матричне диференціальне рівняння Рікатті описується формулою:

$$P' = -PA - A^T P + PBR^{-1}B^T P - Q,$$

де A — матриця змінних стану:

$$A = \begin{pmatrix} a_{11} & a_{12} & 0 \\ a_{21} & a_{22} & a_{23} \\ 0 & a_{32} & a_{33} \end{pmatrix};$$

B — матриця керування:

$$B = \begin{pmatrix} 0 \\ b_2 \\ 0 \end{pmatrix};$$

Q, R — матриця вагових коефіцієнтів, звідки:

$$Q = \begin{pmatrix} 1 & 0 & 0 \\ 0 & 1 & 0 \\ 0 & 0 & 0 \end{pmatrix}, \quad R = 1.$$

Запишемо у вигляді:

$$\begin{pmatrix} P'_{11} & P'_{12} & P'_{13} \\ P'_{21} & P'_{22} & P'_{23} \\ P'_{31} & P'_{32} & P'_{33} \end{pmatrix} = - \begin{pmatrix} P_{11} & P_{12} & P_{13} \\ P_{21} & P_{22} & P_{23} \\ P_{31} & P_{32} & P_{33} \end{pmatrix} \times \\ \times \begin{pmatrix} a_{11} & a_{12} & 0 \\ a_{21} & a_{22} & a_{23} \\ 0 & a_{32} & a_{33} \end{pmatrix} - \begin{pmatrix} a_{11} & a_{21} & 0 \\ a_{12} & a_{22} & a_{32} \\ 0 & a_{23} & a_{33} \end{pmatrix} \begin{pmatrix} P_{11} & P_{12} & P_{13} \\ P_{21} & P_{22} & P_{23} \\ P_{31} & P_{32} & P_{33} \end{pmatrix} + \\ + \begin{pmatrix} P_{11} & P_{12} & P_{13} \\ P_{21} & P_{22} & P_{23} \\ P_{31} & P_{32} & P_{33} \end{pmatrix} \begin{pmatrix} 0 \\ b_2 \\ 0 \end{pmatrix} r^{-1} \begin{pmatrix} 0 & b_2 & 0 \end{pmatrix} \times \\ \times \begin{pmatrix} P_{11} & P_{12} & P_{13} \\ P_{21} & P_{22} & P_{23} \\ P_{31} & P_{32} & P_{33} \end{pmatrix} - \begin{pmatrix} 1 & 0 & 0 \\ 0 & 1 & 0 \\ 0 & 0 & 0 \end{pmatrix}; r = 1.$$

Звідси:

$$\begin{aligned} P'_{11} &= -2a_{11}P_{11} - 2a_{21}P_{12} + b_2^2P_{12}^2 - 1; \\ P'_{12} = P'_{21} &= -a_{21}P_{12}^2 - a_{12}P_{11} - a_{22}P_{12} - \\ &\quad - a_{32}P_{13} + b_2^2P_{12}^2; \\ P'_{13} = P'_{31} &= -(a_{33} + a_{11})P_{13} - a_{23}P_{12} - \\ &\quad - a_{21}P_{23} + b_2^2P_{12}P_{23}; \\ P'_{22} &= -2a_{22}P_{22} - 2a_{12}P_{12} - 2a_{32}P_{23} + \\ &\quad + b_2^2P_{22}^2 - 1; \\ P'_{23} = P'_{32} &= -(a_{33} + a_{22})P_{23} - a_{23}P_{22} - \\ &\quad - a_{12}P_{13} - a_{33}P_{33} + b_2^2P_{23}P_{22}; \\ P'_{33} &= -2a_{33}P_{33} - 2a_{23}P_{23} + b_2^2P_{13}P_{32}. \end{aligned}$$

Умови трансверсальності:

$$P_{11}(t_f) = 0; P_{12}(t_f) = 0; P_{13}(t_f) = 0; P_{22}(t_f) = 0; \\ P_{23}(t_f) = 0; P_{33}(t_f) = 0.$$

Оптимальне керування дорівнює:

$$\Delta U^*(t) = -R^{-1}B^T P X = -R^{-1} \begin{pmatrix} 0 & b_2 & 0 \end{pmatrix} \times \\ \times \begin{pmatrix} P_{11} & P_{12} & P_{13} \\ P_{21} & P_{22} & P_{23} \\ P_{31} & P_{32} & P_{33} \end{pmatrix} \begin{pmatrix} x_1 \\ x_2 \\ x_3 \end{pmatrix} = \\ = -r^{-1}b_2(P_{12} \cdot \Delta x_1 + P_{22} \cdot \Delta x_2 + P_{23} \cdot \Delta x_3).$$

При постійних матрицях A, B, R, Q та $t \rightarrow \infty$, P прямує до усталеного значення, яке знаходять з матричного рівняння Ріккати, яке наведено вище. Це в свою чергу забезпечує сталість матричного коефіцієнту підсилення регулятора K .

Сенс критерію якості. Зрозуміло, що квадратичне зваження кінцевого стану дозволяє досяг-

нути бажаної якості керування, але квадратичне зваження керування не так обґрунтовано, особливо якщо вартість ресурсів не велика. В деяких випадках квадратичне зваження замінює собою явні обмеження на величину керуючих дій, та дозволяє отримати оптимальний закон зворотного зв'язку в аналітичному вигляді. Крім того, завдання занадто великих вагових матриць R викликає відхилення фактичного кінцевого стану від заданого, а занадто малих — призводить до дуже великих значень U .

Основним обмеженням являються вимоги додатної визначеності R і неможливість завдання явних обмежень на X, U .

Вводячи більш загальний критерій якості

$$J = \frac{1}{2} X(t_f)^T S_f X(t_f) +$$

$$+ \frac{1}{2} \int_0^{t_f} (X^T Q X + U^T R U + 2X^T N U) dt,$$

у якому враховуються взаємозв'язки між керуваннями та станом, можна показати, що оптимальний регулятор визначається, як і раніше, виразом з коефіцієнтом підсилення:

$$K = R^{-1} (B^T P - N^T).$$

Вимоги, що до існування оптимального лінійно квадратичного регулятора:

1. Пара матриць $[A, B]$ має бути повністю керувана;

2. Мають виконуватися нерівності $R > 0, Q - NR^{-1}N^T \geq 0$;

3. Пара матриць $[Q - NR^{-1}N^T, A - BR^{-1}N^T]$ не може мати спостережувані моди з власними значеннями на дійсній осі.

Слід відмітити, що під час практичної реалізації алгоритмів оптимального керування часто не представляється можливим отримати оптимальні точні характеристики оптимізації. Це, найчастіше, зумовлене тим, що при побудові вихідної математичної моделі процесу керування звичайно використовують наближені чи апроксимуючі моделі, що враховують основні домінуючі зв'язки і в той же час відрізняються від реальних.

У реальних умовах похибка алгоритмів оптимізації може зростати (особливо на великих інтервалах часу), що приведе до нестійкості алгоритмів оптимізації.

Явище нестійкості алгоритмів оптимізації пов'язане з умовами реалізації матричного нелінійного рівняння Ріккати, розв'язок якого губить властивість симетричності.

Розрахунок оптимального лінійного регулятора реалізований у програмному середовищі MATLAB. У результаті отримано перехідні характеристики системи керування процесом алкілування бензолу пропіленом у рідкій фазі.

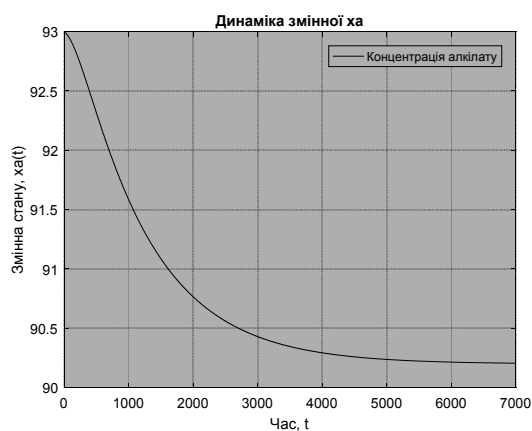


Рис. 2. Динаміка змінної стану x_a з лінійно-квадратичним регулятором

На рис. 2 показано, що система має аперіодичний характер перехідного процесу.

Час перехідного процесу складає трохи більше 6000 с, що для процесу алкілування вважається нормальним. Концентрація алкілату за технічним регламентом повинна лежати в діапазоні 90 %...95 %.

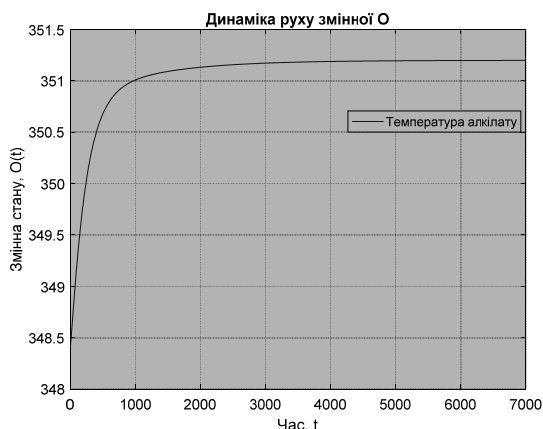


Рис. 3. Динаміка змінної стану Θ з лінійно-квадратичним регулятором

З рис. 3 видно, що система має аперіодичний характер перехідного процесу.

Час перехідного процесу складає трохи більше 5000 с, що для процесу алкілування вважається нормальним. Температура за технічним регламентом повинна не перевищувати 85 °C тобто 358 K.

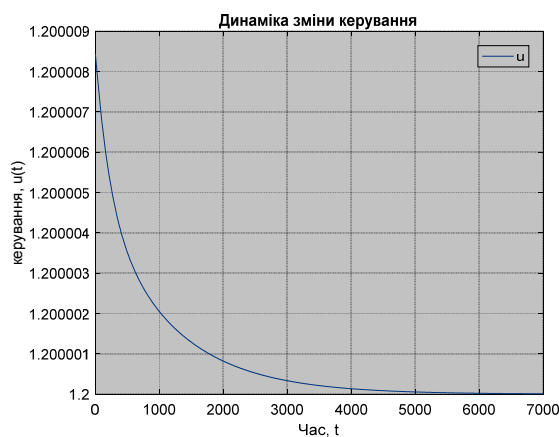


Рис. 4. Динаміка руху змінних керування з лінійно-квадратичним регулятором

Висновок

Сучасні технології алкілування представлені широким класом різноманітних промислових процесів, які, незважаючи на всі відмінності, мають принципову спільність механізму.

Теперішні виробництва важко уявити без автоматизованої системи керування, що значно полегшує процес виробництва та зменшує кількість браку. Тому основною задачею даної роботи стало дослідження і створення системи керування процесом алкілування бензолу пропіленом у рідкій фазі. Розроблена система керування повинна підтримувати задану концентрацію алкілату на виході з реактора та температуру в алкілаторі, що в свою чергу, повинно забезпечувати потрібну якість вихідного матеріалу та нормальне протікання процесу. Як керуючий вплив було обрано витрату пропан-пропіленової фракції, яка подається у певному співвідношенні відносно витрат бензолу та каталітичного комплексу.

Аналіз попередніх робіт показав, що процеси алкілування та їх моделі достатньою мірою досліджені. Та попри це, існуючі моделі важко, а часом неможливо застосувати в системах керування. Тому основним завданням роботи стало розробити математичну модель процесу для дослідження системи керування з метою підвищення якості та енергозбереження.

На основі даної моделі процесу досліджувалася оптимальна система керування. Введено інтегральний квадратичний критерій якості. Даний підхід дозволив синтезувати оптимальний лінійний закон на основі розв'язання матричного диференційного нелінійного рівняння Ріккати та розроблено алгоритм розрахунку оптимального керування процесом алкілування бензолу пропіленом.

У роботі представлені перехідні характеристики системи керування процесом алкілування бензолу пропіленом рідкої фази.

ЛІТЕРАТУРА

1. **Белинская Н. С.** Применение метода математического моделирования для поиска оптимальных технологических параметров процессов алкилирования бензола. *Модели, системы, сети в экономике, технике, природе и обществе*. 2013. №1(5). С. 125–130.
2. **Hansen N.** Analysis of Diffusion Limitation in the Alkylation of Benzene over H-ZSM-5 by Combining Quantum Chemical Calculations, Molecular Simulations, and a Continuum Approach. *The Journal of Physical Chemistry*. 2009. № 1. P. 235–246.
3. **Kolesnikov I. M.** Kinetic of alkylation of benzene with propylene in the presence of dimethyl dichlorosilan. *Chemistry and Technology of Fuels and Oils*. 2004. No 6. P. 400–411.
4. **Han M.** Intrinsic Kinetics of the Alkylation of Benzene with Propylene over β Zeolite Catalyst. *Kinetics and Catalysis*. 2000. No 4. P. 588–593.
5. **Piuta.** Liquid-Phase Alkylation of Benzene with Propylene Catalysed by HY Zeolites. *Chemical Engineering technology*. 2001. №9. Pp. 933–944.
6. **Ramaswamy C.** Modeling of Solid Acid Catalyzed Alkylation Reactors. *International Journal of Chemical Reactor Engineering*. 2005, № 3. P. 3–20.
7. **Хлебникова Е. С.,** Ивашкина Е. Н., Папел К. Х. Оптимизация процесса смешения реагентов в технологии получения этилбензола с использованием гидродинамической модели. *Мир нефтепродуктов. Вестник нефтяных компаний*. 2016. № 9. С. 30–35.
8. **Khlebnikova E. S.,** Chudinova A. A., Buchatskaya N. I., Salischeva A. A., Nurmakanova A. E. Increasing the Efficiency of Liquid Phase Alkylation of Benzene with Propylene Using the Method of Mathematical Modeling. *Procedia Engineering*. 2016. Vol. 152. P. 25–33.
9. **Юкельсон И. И.** Технология основного органического синтеза: учеб. пособие. М. : Химия, 1968. С. 239–245.
10. **Klusta Tatyana,** Kozanevych Zvenyslava, Ladieva Lesia Optimal control of benzene alkyd process by propylene in liquid phase. *The Faculty of Mechanical Engineer ing and Computer Science of the University in Bielsko-Biala. The International Scientific Conference "Engineer of XXI Century"*. (Wydawnictwo Naukowe Akademii Techniczno-Humanistycznej w Bielsku-Bialej, 6 grudnia 2019). Bielsko-Biala, 2019. Pages 193-200, ISBN: 978-83-66249-23-3.
11. **Цирлин А. М.** Оптимальное управление технологическими процессами. М. : Энергоатомиздат, 1986. 400 с.
12. **Сухарев А. Г.,** Тимохов А. В., Федоров В. В. Курс методов оптимизации. М. : Наука, 1986. 328 с.

Клуста Т. В., Ладієва Л. Р., Козаневич З. Я.

ОПТИМАЛЬНЕ КЕРУВАННЯ ПРОЦЕСОМ АЛКІЛУВАННЯ БЕНЗОЛУ ПРОПІЛЕНОМ У РІДКІЙ ФАЗІ

В даній роботі досліджувався процес алкілування бензолу пропіленом у рідкій фазі. У виробництві алкілування бензолу найважливішим апаратом є алкілатор, який і призначений безпосередньо для алкілування за участі хлористого алюмінію. Тиск в апараті підтримується витратою газів реакції на виході з алкілатора і динамічні характеристики цього параметру в подальшому не розглядаються. Також, не розглядаються втрати в навколишнє середовище, так як корпус алкілатора був передбачений для цього і є теплоізоляція. Постійними є температури і концентрації вхідних потоків та відсутність домішок-інгібіторів. Виходячи з наведеного вище, визначальними параметрами даного процесу є концентрація алкілату на виході з алкілатора, а також температура в реакторі. Щоб досягти заданої концентрації потрібно регулювати витратою пропан-пропіленової фракції, а щоб досягти сталої температури в реакторі змінно витрати води, оскільки саме з нею відводиться значна кількість тепла. Основним збуренням, яке діє в апараті є температура охолоджуючої води на вході в алкілатор, тому що цей параметр може певною мірою коливатися. В даній роботі розроблена математична модель динаміки температури та концентрації на виході з алкілатора. Визначаються статичні та динамічні характеристики за каналами керування і збурення на основі створеної математичної моделі алкілатора. Досліджується вплив допущень на вид і характер динамічних властивостей. Досліджувалася система в просторі стану. Запропонований критерій оптимальності. Знайдено оптимальне керування процесом алкілування бензолу пропіленом у рідкій фазі. Синтезовано оптимальний лінійний регулятор. Даний підхід дозволив синтезувати оптимальний лінійний закон на основі застосування матричного диференційного рівняння Рікатті. Знайдено оптимальне керування процесом алкілування бензолу пропіленом у рідкій фазі. Наведені графічні результати дослідження.

Ключові слова: процес алкілування бензолу; математична модель; критерій оптимальності; оптимальне керування зі зворотним зв'язком; матричне диференціальне рівняння Рікатті.

Klusta T., Ladieva L., Kozanevich Z.

OPTIMAL CONTROL OF THE PROCESS OF ALKYLATION OF BENZENE BY PROPYLENE IN THE LIQUID PHASE

In this work, the process of alkylation of benzene with propylene in the liquid phase was investigated. In the production of alkylation of benzene, the most important apparatus is the alkylator, which is intended directly for alkylation with the participation of aluminum chloride. That is why this reactor is being studied as a technological control object. The pressure in the apparatus is maintained by the flow rate of the reaction gases at the outlet of the alkylator and the dynamic characteristics of this parameter are not considered in the future. Also, no environmental losses are considered above, as the alkylator housing has been provided for this and there is thermal insulation. Temperatures and concentrations of input streams and absence of impurity-inhibitors are constant. Based on the above, the defining parameters of this process are the concentration of alkylate at the outlet of the alkylator, as well as the temperature in the reactor. To achieve the set concentration it is necessary to regulate the flow rate of the propane-propylene fraction, and to achieve a constant temperature in the reactor with a variable water flow rate, because it is with it that a significant amount of heat is removed. The main disturbance that acts in the device is the temperature of the cooling water at the inlet to the alkylator, because this parameter can vary to some extent. In this paper, a mathematical model of the dynamics of temperature and concentration at the outlet of the alkylator is developed. Static and dynamic characteristics of the control and perturbation channels are determined on the basis of the created mathematical model of the alkylator. The influence of assumptions on the type and nature of dynamic properties is investigated. The system was maintained in the state space. The criterion of optimality is offered. The optimal control of the process of alkylation of benzene with propylene in the liquid phase is found. The optimal linear regulator is synthesized. This approach allowed to synthesize the optimal linear law based on the application of the matrix Riccati differential equation. The optimal control of the process of alkylation of benzene by propylene in the liquid phase is found. The graphic results of the research are given.

Keywords: benzene alkylation process; mathematical model; optimality criterion; optimal feedback control; Riccati's matrix differential equation.

Клуста Т.В., Ладиева Л. Р., Козаневич З. Я.

ОПТИМАЛЬНОЕ УПРАВЛЕНИЕ ПРОЦЕССОМ АЛКИЛИРОВАНИЯ БЕНЗОЛА ПРОПИЛЕНОМ В ЖИДКОЙ ФАЗЕ

В данной работе исследовался процесс алкилирования бензола пропиленом в жидкой фазе. В производстве алкилирования бензола важнейшим аппаратом является алкилатор, который и предназначен непосредственно для алкилирования с участием хлористого алюминия. Поэтому именно этот реактор исследуется, как технологический объект управления. Давление в аппарате поддерживается расходом газов реакции на выходе из алкилатора и динамические характеристики этого параметра в дальнейшем не рассматриваются. Также, не рассматриваются потери в окружающую среду, так как корпус алкилатора был предусмотрен для этого и есть теплоизоляция. Постоянными являются температуры и концентрации входящих потоков и отсутствие примесей ингибиторов. Исходя из приведенного выше, определяющим параметрам данного процесса является концентрация алкилата на выходе из алкилатора, а также температура в реакторе. Чтобы достичь заданной концентрации нужно регулировать расход пропан-пропиленовой фракции, а чтобы достичь постоянной температуры в реакторе – переменной расхода воды, поскольку именно с ней отводится значительное количество тепла. Основным возмущением, которое действует в аппарате, есть температура охлаждающей воды на входе в алкилатор, так как этот параметр может в определенной степени колебаться. В данной работе разработана математическая модель динамики температуры и концентрации на выходе из алкилатора. Определяются статические и динамические характеристики по каналам управления и возмущения на основе созданной математической модели алкилатора. Исследуется влияние допущений виду и характер динамических свойств. Исследовалась система в пространстве состояния. Предложенный критерий оптимальности. Найдено оптимальное управление процессом алкилирования бензола пропиленом в жидкой фазе. Синтезирован оптимальный линейный регулятор. Данный подход позволил синтезировать оптимальный линейный закон на основе применения матричного дифференциального уравнения Рикатти. Найдено оптимальное управление процессом алкилирования бензола пропиленом в жидкой фазе. Приведенные графические результаты исследования.

Ключевые слова: процесс алкилирования бензола; математическая модель; критерий оптимальности; оптимальное уравнение с обратной связью; матричное дифференциальное уравнение Рикатти.

Стаття надійшла до редакції 30.10.2020 р.

Прийнято до друку 10.12.2020 р.