

КОРОТИНСЬКИЙ А. П., аспірант; КОРЖИК М. В., к.т.н., доц.  
Національний технічний університет України «Київський політехнічний інститут»

## НЕВИЗНАЧЕНА МОДЕЛЬ РЕАКТОРА У ВИРОБНИЦТВІ МАСТИЛ НА ОСНОВІ МИЛЬНИХ ЗАГУСНИКІВ

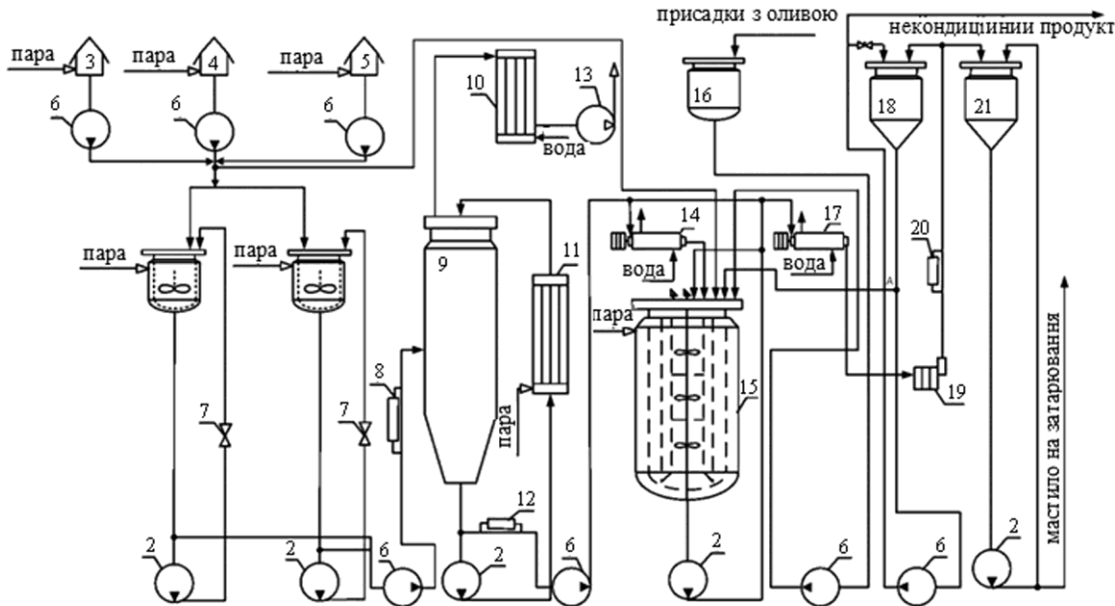
Розглянуто сучасне й перспективне технічне рішення щодо зменшення енергозатрат у процесі виробництва мастил на основі мильних загусників. Проаналізовано існуючі типи моделей для реакторів змішування. Отримано математичну модель процесу у реакторі з урахуванням параметричної невизначеності. Сформульовано можливі шляхи подальшого удосконалення керування процесом виробництва мастил на основі мильних загусників.

**Ключові слова:** мастила на мильних загусниках, реактор періодичної дії, система керування, невизначена модель.

© Коротинський А. П., Коржик М. В., 2017.

**Постановка проблеми.** Технологічний процес виробництва мастил на основі мильних загусників складається з наступних основних стадій: підготовка омиленої реакційної суміші, створення зневодненої суміші, виробництво мастила [1]. Технологічну схему процесу зображено на рисунку 1.

Підготовлені сировинні компоненти подаються з приймачів 3–5 дозувальними насосами 6 у реактори 1 з високооборотними мішалками, які забезпечують інтенсивне перемішування малов'язкої суспензії. Омилену реакційну суміш, яку готують в одному з паралельно-діючих реакторів 1, подають дозувальними насосами 6 у випарний апарат 9. У випарному апараті 9, у вакуумі, суміш повністю зневоднюється (у разі потреби) за рахунок багаторазової циркуляції суміші через теплообмінник 11. Вміст вологи контролюють вологоміром 12. Із циркуляційного контуру зневоднену суміш насосом 6 через скребковий (з огляду на високу в'язкість зневодненого продукту) нагрівник 14 перекачують для термообробки в реактор 15.



1,15 – реактори; 2 – насоси; 3,4,5 – сировинні приймачі; 6 – дозувальні насоси; 7 – гомогенізувальні клапани; 8 – рН-метр; 9 – випарний апарат; 10 – конденсатор; 11 – трубчастий теплообмінник; 12 – вологомір;

13 – вакуумний насос; 14 – скребковий нагрівник; 16 – змішувач; 17 – скребковий холодильник; 18, 21 – збирачі нагромаджувачі; 19 – установка для гомогенізації, фільтрування та деаерації; 20 – віскозиметр

**Рис. 1** – Схема технологічного процесу

У реакторі 15, обладнаному скребково-лопасним перемішувальним пристроєм, мастило витримують заданий технологічною картою час за температури термообробки (200...250 °С). Після чого, за працюючого перемішувального пристрою, в апарат накачують частину залишкової оливи, температуру суміші знижують до 175...185 °С. У разі потреби мастило частково охолоджують (до 160...165 °С), після чого насосом 6 зі змішувача 16 вводять присадки. Подача концентрату присадок можлива і після першої стадії охолодження в холодильник 17. На цьому періодичний цикл у реакторі 15 закінчується, і вміст реактора 15 дозувальним насосом 6 подається в скребковий холодильник 17, з нього – на установку 19 (для гомогенізації, фільтрування та деаерації), а потім – у збирач-нагромаджувач готового мастила 21. Якість мастила контролюють за

допомогою пристрою для вимірювання реологічних властивостей мастил у потоці 20. Некондиційне мастило збирається в нагромаджувачі 18, звідки воно може надходити для додаткового перероблення.

Аналізуючи функції, що виконує кожний апарат на даному виробництві, а також вагомість кожного апарату окремо можна виділити ряд апаратів, що є основними на даному виробництві: випарний апарат, реактори 1 та 15. Якість мастил визначається реологічними властивостями, такими як плинність, густина та в'язкість, яких набувають мастила під час стадії отримання та витримки розплаву мастил, що проходить в реакторі 15. Можна дійти висновку, що найважливішим апаратом на виробництві мастил на мильних загусниках є реактор 15.

Хімічний реактор – технологічний апарат для проведення хімічних реакцій, що супроводжуються явищами масо- і теплообміну. Будь-який хімічний реактор містить наступні структурні елементи: реакційний об'єм, у якому відбуваються хімічні реакції, пристрої для введення і виведення матеріальних та енергетичних потоків, пристрої для змішування і розподілу реагентів та перемішування реакційної маси, теплообмінні елементи для відведення теплоти екзотермічних реакцій й підведення теплоти для здійснення ендотермічних реакцій.

Основною проблемою виробництва мастил є великі енергозатрати на підігрів реактора, адже для отримання мастила відповідної якості потрібно витримати в реакторі відповідну температуру визначений за технологічною картою термообробки час. Зменшення енергоємності процесу за рахунок інтенсифікації перемішування приводить до введення невизначеності в модель об'єкту. Урахування невизначеності при описі об'єкта керування дозволяє реалізувати керування, що забезпечуватиме стійкість замкнутої системи не тільки для номінального (без урахування помилок моделі) об'єкта, але і для будь-якого об'єкту, що належить множині «збурених» об'єктів, визначуваних класом невизначеності.

Враховуючи вище сказане, створення невизначеної моделі реактора для процесу виробництва мастил на основі мильних загусників є важливим науковим та практичним завданням.

**Аналіз існуючих моделей.** Реактор 15 є реактором змішування напівбезперервної дії для гомогенних процесів з ізотермічним режимом теплообміну [3].

Розрізняють два великі класи моделей для реакторів змішування: моделі ідеального змішування та моделі реакторів з неідеальною структурою потоків.

Для моделі ідеального змішування приймається ряд припущень. Допускається, що в результаті інтенсивного перемішування встановлюються абсолютно однакові умови в будь-якій точці реактора: концентрації реагентів і продуктів, ступеня перетворення реагентів, температура, швидкість хімічної реакції і т. д.

$$\left(\frac{dc_j}{dx}\right)_{x_j, y_j, z_j, \tau_j} = 0, \quad \left(\frac{dc_j}{dy}\right)_{x_j, y_j, z_j, \tau_j} = 0, \quad \left(\frac{dc_j}{dz}\right)_{x_j, y_j, z_j, \tau_j} = 0.$$

В свою чергу моделі ідеального змішування розділяються на періодичний реактор ідеального змішування і проточний реактор ідеального змішування.

У періодичний реактор ідеального змішування всі реагенти вводять до початку реакції, а всі продукти виводять з нього тільки після закінчення процесу, в ході реакційного циклу ніяких речовин в реактор не вводять і з нього не виводять, так що загальна маса реакційної суміші в реакторі залишається постійною, а змінюється лише її склад. При складанні математичного опису приймають, що реакційна суміш однорідна за обсягом апарату і її склад залежить тільки від часу перебування в періодичному реакторі.

Якщо необхідно забезпечити отримання великої кількості продукту однакової якості, хімічний процес воліють проводити в неперервно-діючих реакторах зі сталим режимом. Поширеним видом таких проточних апаратів є реактори змішування. Проточний реактор змішування може працювати як в нестационарному режимі (пуск, вихід на режим, зупинка), так і в стаціонарному, сталому режимі.

Для будь-якого реактора ідеального змішування і, зокрема для проточного, з рівнянь можна виключити оператор, що описує дифузійний процес.

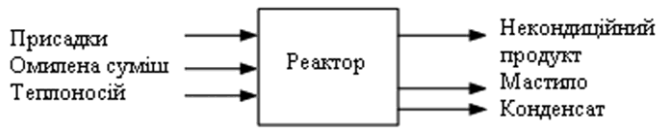
Математична модель реактора з неідеальною структурою потоків повинна задовольняти ряду вимог:

1) точніше, ніж моделі реакторів з ідеальною структурою потоку, передавати закономірності протікання хімічного процесу, зокрема, при моделюванні проточних реакторів розрахунок на основі такої моделі повинен дозволити отримати розподіл концентрацій за обсягом, що наближається до реального;

2) модель при більшій складності (в порівнянні з моделями ідеальних реакторів) повинна бути такою, щоб при її використанні можна було аналітичними або чисельними методами отримати розрахункові залежності, необхідні для визначення характеристик чи параметрів реактора або вирішення подібних завдань.

3) додаткова вимога: при деяких граничних значеннях коефіцієнтів, що входять в рівняння моделі, повинна описувати або проточний реактор ідеального змішування, або – ідеального витіснення.

**Математичне моделювання динаміки процесу у реакторі.** З метою розробки математичної моделі розглянемо вхідні та вихідні потоки реактора у спрощеному вигляді. Схематично вказані дані зображено на рис. 2.



**Рис. 2 – Параметрична схема вхідних та вихідних потоків реактора**

До вхідних потоків реактора відносяться: потік омиленої реакційної суміші, що є основним потоком; потік присадок; потік теплоносія, що надходить до гриючої сорочки реактора для підтримання сталої температури.

До вихідних потоків реактора відповідно відносяться: потік виготовленого мастила; потік конденсату; потік некондиційного продукту.

При формуванні теплового балансу пропонується розглянути динаміку в гриючій сорочці реактора, яку пропонується описати наступним рівнянням:

$$v_{in}\rho_{in}C_{in}T_{in} - 0.05 \cdot v_{in}\rho_{in}C_{in}T_{in} - v_{out}\rho_{out}C_{out}T_{out} - k_1 \cdot F(T_{in} - T_s) = V_s C_{out}\rho_{out} \frac{dT_s}{dt},$$

де  $v_{in}$ ,  $v_{out}$  – об'ємні витрати відповідно вхідного теплоносія та конденсату,  $\rho_{in}$ ,  $\rho_{out}$  – густини теплоносія та конденсату,  $C_{in}$ ,  $C_{out}$  – теплоємності теплоносія та конденсату,  $T_{in}$ ,  $T_{out}$  – температури вхідного теплоносія та конденсату,  $V_s$  – об'єм гриючої сорочки,  $T_s$  – температура стінки,  $k_1$  – коефіцієнт теплопередачі,  $F$  – площа поверхні теплопередачі.

Тепловий баланс безпосередньо в реакторі:

$$k_2(n) \cdot F(T_s - T_r) - v_{pr}\rho_{pr}C_{pr}T_{pr} - v_{nk}\rho_{nk}C_{nk}T_{nk} - v_{rs}\rho_{rs}C_{rs}T_{rs} = VC_r\rho_r \frac{dT_r}{dt},$$

де  $v_{pr}$ ,  $v_{nk}$ ,  $v_{rs}$ ,  $v_r$  – об'ємні витрати відповідно присадок, некондиційного продукту, реакційної суміші, мастила,  $\rho_{pr}$ ,  $\rho_{nk}$ ,  $\rho_{rs}$ ,  $\rho_r$  – густини присадок, некондиційного продукту реакційної суміші та мастила,  $C_{pr}$ ,  $C_{nk}$ ,  $C_{rs}$ ,  $C_r$  – теплоємності присадок, некондиційного продукту реакційної суміші, мастила,  $T_{pr}$ ,  $T_{nk}$ ,  $T_{rs}$ ,  $T_r$  – температури присадок, некондиційного продукту реакційної суміші, мастила,  $V$  – об'єм реактора,  $k_2(n)$  – коефіцієнт теплопередачі, що змінюється з числом обертів мішалки.

Виконаємо заміну в системі рівнянь враховуючи, що масові витрати визначаються формулою:

$$G = v \cdot \rho.$$

В нашому випадку змінними параметрами для реактора є:  $G_{in}$  – керування (витрата пари);  $T_{in}$  – збурення (температура пари);  $T_r$  – керована величина (температура мастила).

Згідно із наведеними вище змінними параметрами розглянемо динаміку реактора в прирощеннях, не беручи до уваги сталі значення технологічних параметрів, що не впливають на динаміку реактора:

$$\begin{cases} V_s C_p \rho_{out} \frac{dT_s}{dt} = 0.95 \cdot \Delta G_{in} C_p T_{in} + 0.95 \cdot G_{in} C_p \Delta T_{in} - k_1 \cdot F(\Delta T_{in} - \Delta T_s); \\ VC_r \rho_r \frac{dT_r}{dt} = k_2(n) \cdot F \Delta T_s - k_2(n) \cdot F \Delta T_r. \end{cases}$$

Перетворимо систему рівнянь за Лапласом, враховуючи змінні технологічні параметри та згрупуємо елементи обох рівнянь системи відносно змінних параметрів:

$$\begin{cases} (V_s C_p \rho_{out} p - k_1 \cdot F) T_s(p) = 0.95 \cdot G_{in}(p) C_p T_{in} + (0.95 \cdot G_{in} C_p - k_1 \cdot F) T_{in}(p); \\ (VC_r \rho_r p + k_2(n) \cdot F) T_r(p) = k_2(n) \cdot F T_s(p). \end{cases}$$

Виконаємо прості математичні перетворення та введемо такі позначення констант:

$$K_1 = \frac{0.95 \cdot G_{in} C_p}{F} - k_1; \quad K_2 = \frac{0.95 \cdot C_p T_{in}}{F}; \quad T_1 = \frac{V_s C_p \rho_{out}}{F}; \quad T_2(n) = \frac{VC_r \rho_r}{F k_2(n)};$$

Запишемо систему рівнянь враховуючи константи вказані вище:

$$\begin{cases} (T_1 p - k_1) T_s(p) = K_2 \cdot G_{in}(p) + K_1 \cdot T_{in}(p); \\ (T_2(n) p + 1) T_r(p) = T_s(p). \end{cases}$$

Підставимо друге рівняння системи у перше і отримаємо:

$$(T_1 p - k_1 - k_1 p T_2(n) p + T_1 p^2 T_2(n)) T_r(p) = K_2 \cdot G_{in}(p) + K_1 \cdot T_{in}(p).$$

$$T_r(p) = \frac{K_2}{T_1 p - k_1 - k_1 p T_2(n) p + T_1 p^2 T_2(n)} \cdot G_{in}(p) + \frac{K_1}{T_1 p - k_1 - k_1 p T_2(n) p + T_1 p^2 T_2(n)} \cdot T_{in}(p).$$

Передатні функції по каналу керування та збурення визначаються відповідно:

$$W_{ker}(p) = \frac{K_2}{T_1 p - k_1 - k_1 p T_2(n) p + T_1 p^2 T_2(n)};$$

$$W_{zbur}(p) = \frac{K_1}{T_1 p - k_1 - k_1 p T_2(n) p + T_1 p^2 T_2(n)}.$$

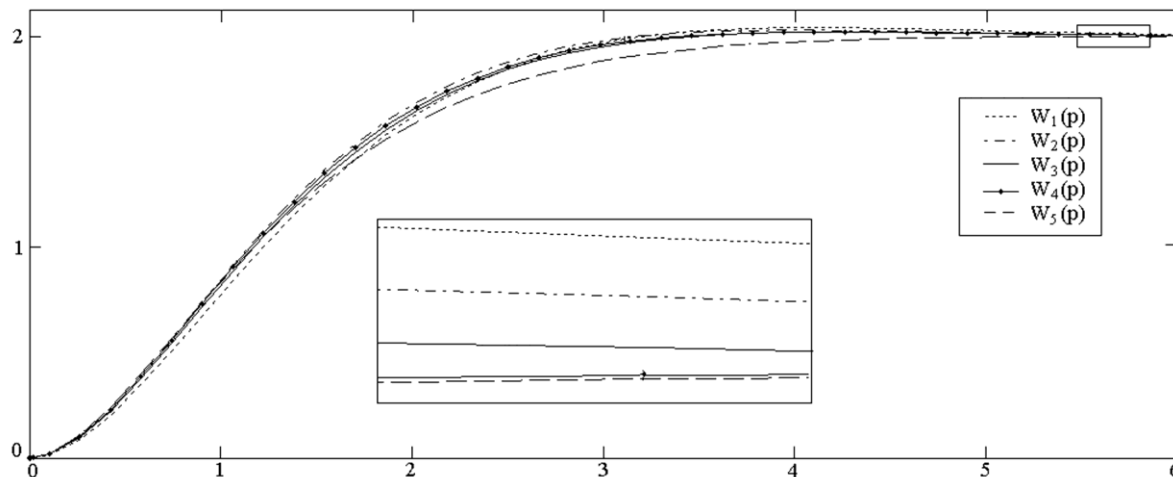
Підставивши числові значення параметрів, у передатні функції по каналу керування та задавши діапазон можливих обертів мішалки  $n$  отримаємо передатні функції, що належать множині «збурених» об'єктів, заданих класом невизначеності.

Розглянемо для прикладу кілька варіантів передатних функцій при різних обертах мішалки  $n$ . Вигляд передатної функції, а саме значення її коефіцієнтів буде залежати від числа обертів мішалки та матимуть значення наведені нижче:

$$n = 30 \quad W_1(p) = \frac{2}{0.4975p^2 + 1.2p + 1} \quad n = 33 \quad W_2(p) = \frac{2}{0.596p^2 + 1.2p + 1} \quad n = 40 \quad W_3(p) = \frac{2}{0.5975p^2 + 1.3023p + 1}$$

$$n = 46 \quad W_4(p) = \frac{2}{0.62p^2 + 1.2p + 1} \quad n = 50 \quad W_5(p) = \frac{2}{0.6975p^2 + 1.4p + 1}$$

Графіки перехідних характеристик, що відповідають вказаним функціям, наведено на рисунку 3.



**Рис. 3 – Перехідні характеристики невизначеної моделі**

З графіків видно, що чим більше число обертів мішалки тим швидше перехідна характеристика виходить на усталений рівень.

**Висновки.** Завданням даної роботи було створення невизначеної моделі реактора для процесу виробництва мастил на основі мильних загусників. З цією метою розглянуто особливості роботи реактора та технологічного процесу виробництва мастил на основі мильних загусників. З метою відпрацювання математичної моделі в статті розглянуто питання класифікації хімічних реакторів, що використовуються в промисловості. Враховуючи критерії, реактор, що розглядається в роботі, віднесено до реакторів змішування напівбезперервної дії для гомогенних процесів з ізотермічним режимом теплообміну.

В роботі проведено аналіз існуючих математичних моделей хімічних реакторів. Враховуючи особливості технологічного процесу, для реалізації визначено модель реактора ідеального змішування з веденням невизначеності у вигляді мішалки з змінним числом обертів.

Результатом даної роботи є розроблена невизначена математична модель хімічного реактора, що дозволяє точніше описати об'єкт керування. Модель може бути використана для синтезу системи керування на основі робастних регуляторів, що забезпечують стійкість замкненої системи не тільки для номінального об'єкта, але і для будь-якого об'єкта, що належить множині «збурених» об'єктів, заданих класом невизначеності.

#### Список використаної літератури

1. *Бондаренко Б. И.* Альбом технологических схем процессов переработки нефти и газа / Б. И. Бондаренко, О. Ф. Глаголева, Г. И. Глазов [и др.]. – М. : Химия, 2003. – 103 с.
2. *Поляк Б. Т.* Робастная устойчивость и управление / Б. Т. Поляк, П. С. Щербаков. – М. : Наука, 2002. – 303 с.
3. *Иоффе И. И.* Инженерная химия гетерогенного катализа / И. И. Иоффе, Л. М. Письмен. – Л. : Химия, 1965. – 456 с.

Надійшла до редакції 22.11.2016