

А. Р. Шейкус

Український державний хіміко-технологічний університет, Дніпро, Україна

ОПТИМІЗАЦІЯ ПРОЦЕСУ РЕКТИФІКАЦІЇ ВИКОРИСТАННЯМ НЕПЕРЕРВНИХ РУХЛИВИХ КЕРУЮЧИХ ВПЛИВІВ ШЛЯХОМ ПЕРЕРОЗПОДІЛУ ЖИВЛЕННЯ

Анотація. **Об'єкт.** Системи автоматичного керування процесами ректифікації, що забезпечують екстремальні показники якості функціонування колони використанням рухливих керуючих впливів і нелінійної прогнозуючої моделі. **Предмет.** Метод оптимізації процесу ректифікації використанням неперервних рухливих керуючих впливів, що полягають в перерозподілі потоку живлення між контактними пристроями апарату. **Мета.** Розробка методу розрахунку оптимальних керуючих впливів на процес багатоконпонентної ректифікації, в тому числі і неперервних рухливих, що забезпечують оптимальні режими роботи колон за критеріями максимізації продуктивності і мінімізації енерговитрат. **Результати.** З використанням моделі статистики розраховано концентраційні профілі колони для поділу продуктів синтезу метилтретбутилового ефіру (МТБЕ) і доведено, що перерозподілом потоку живлення між двома контактними пристроями можливо суттєво впливати на статичні характеристики апарату, а якість цільового продукту екстремально залежить від величини коефіцієнта перерозподілу. Обґрунтовано вибір тарілок живлення з урахуванням критеріальних втрат на контактних пристроях колони. Вирішено задачу оптимізації процесу багатоконпонентної ректифікації за нормалізованим критерієм, що одночасно враховує продуктивність процесу і енерговитрати на його ведення. Обраний критерій від величини неперервного рухливого впливу залежить екстремально, що визначає існування і однозначність вирішення оптимізаційної задачі. **Висновки.** Доведено, що використання неперервних рухливих впливів дозволяє забезпечити режими роботи колони, які недосяжні в класі традиційних або дискретних, і підвищити техніко-економічні показники процесу в порівнянні з випадками повної подачі живлення на будь-яку з тарілок. Результати проведених досліджень можуть використовуватись при вирішенні задач проектування та оптимізації режимів роботи ректифікаційних апаратів, при побудові систем екстремального автоматичного керування процесами ректифікації.

Ключові слова: ректифікація, оптимізація, рухливе керування, перерозподіл живлення, тарілка живлення, статичні характеристики, нормалізований критерій, продуктивність, енерговитрати.

Вступ

Процес ректифікації – один із основних процесів хімічної, нафтопереробної, харчової та багатьох інших галузей промисловості [1, 2]. З його допомогою забезпечується поділ однорідних рідинних сумішей на компоненти. В основі процесу лежать явища тепло- і масопереносу між рідинною і паровою фазами на кожному контактному пристрої спеціального апарату колонного типу.

Підвищення техніко-економічних показників і якості функціонування ректифікаційної колони, а також покращення якості керування таким розподіленним об'єктом можливі використанням керуючих впливів, які також носять розподілений і рухливий характер [3 – 5]. Відмінності останніх полягають в можливості вибору координати точки впливу на об'єкт, що забезпечує режими його роботи, які недосяжні використанням традиційних підходів до керування.

На практиці розподілене рухливе керування процесом ректифікації зводиться до вибору тарілок живлення та відбору бічних продуктів [6, 7]. Відомі системи керування [8, 9] з рухливими впливами, які носять дискретний характер переміщення в просторі колони. Недоліки такого підходу полягають в неможливості реалізації на практиці подачі потоку живлення на кожен тарілку апарату. А різкі, стрибкоподібні зміни точки введення сировини призводять до суттєвих динамічних похибок при автоматичному керуванні, збільшують тривалість перехідних процесів. При використанні дискретних рухливих керуючих впливів число режимів роботи колони, з

яких вибирається оптимальний, відповідає кількості потенційних тарілок живлення.

Усунення даного недоліку можливо застосуванням неперервних рухливих керуючих впливів, які полягають у перерозподілі потоку живлення між двома тарілками. Технологічні основи і доцільність двухпоточної подачі сировини в колону розглянуто в [10]. В [11, 12] розроблено способи керування процесом ректифікації шляхом перерозподілу потоку живлення між двома контактними пристроями. Доведено, що використання усього двох контактних пристроїв в якості тарілок живлення дозволяє істотно підвищити техніко-економічні показники процесу.

Способи керування передбачають використання прогнозуючої математичної моделі. Однак запропонований математичний опис суттєво спрощений і містить припущення, що вносять значні похибки в результати розрахунків. Так, наприклад, відсутність теплового балансу не дозволяє розраховувати теплове навантаження кип'ятильника, яке визначає собівартість кінцевих продуктів, а також враховувати збурення на процес з боку температури живлення. Крім того, не вказано методи розрахунку традиційних і рухливих керуючих впливів, що забезпечують оптимальні режими процесу.

Дослідження статичних характеристик процесу ректифікації і визначення його оптимальних режимів вимагають використання математичного та алгоритмічного забезпечень, які засновані на точних методах розрахунку колони. В цьому випадку послідовно моделюється кожний контактний пристрій апарату окремо, а розрахунок ректифікаційної колони ведеться в напрямку контрольного перетину [13,

14]. Розроблено модель [15], яка враховує і дискретні, і неперервні рухливі впливи, що робить її придатною для вирішення завдань оптимізації процесу ректифікації.

В якості оптимізаційного критерію зазвичай використовуються техніко-економічні показники: якість, продуктивність, собівартість [16 – 19]. Однак керуючі впливи повинні забезпечувати оптимальні режими роботи колони за даними критеріями разом. Завдання оптимізації процесу ректифікації вирішено в [20], представлено метод розрахунку оптимального місця введення живлення в колону з урахуванням продуктивності процесу і енерговитрат на його ведення. Результати отримано на прикладі процесу бінарної ректифікації використанням дискретних рухливих керуючих впливів.

Мета і завдання дослідження. Мета роботи – розробка методу оптимізації процесу багатокомпонентної ректифікації використанням неперервних рухливих керуючих впливів, які полягають у перерозподілі потоку живлення між контактними пристроями апарату.

Завдання:

1. Розрахунок і аналіз особливостей статичних характеристик процесу багатокомпонентної ректифікації, які забезпечуються перерозподілом потоку живлення в різних частках.

2. Розробка методу розрахунку оптимальних величин керуючих впливів на процес, що забезпечують максимальну продуктивність процесу разом з мінімальними енерговитратами.

3. Дослідження ефективності використання для оптимізації процесу ректифікації неперервних рухливих керуючих впливів, які полягають в перерозподілі потоку живлення між тарілками колони.

Методи і результати дослідження

З метою врахування неперервного рухливого впливу на процес в математичній моделі, що використовується, кожний контактний пристрій розглядається як потенційна тарілка живлення. Потік при цьому ділиться між тарілками $N_{f,1}$ і $N_{f,2}$ в співвідношенні, що визначається коефіцієнтом q :

$$\begin{cases} F_j = q \cdot F, & j = N_{f,1}, \\ F_j = (1-q) \cdot F, & j = N_{f,2}, \\ F_j = 0, & j \neq N_{f,1}, \neq N_{f,2}. \end{cases} \quad (1)$$

Дослідження проводилися методами математичного моделювання з використанням моделі [15] статичного процесу на прикладі ректифікаційної колони для поділу продуктів синтезу метилтретбутилового ефіру (МТБЕ), який застосовується в якості добавки до бензинів і підвищує їх октанове число [21].

Колона містить 51 тарілку, виносні кип'ятильник і дефлегматор. У живленні розглядається 10 основних компонентів: пропан (0,0098 мол. частки), н-бутан (0,077), ізобутан (0,5346), бутилен (0,0865), цис-бутен (0,0394), транс-бутен (0,0682), ізобутилен (0,0044), пентан (0,00598), метанол (0,0421) і МТБЕ (0,132).

Вихідні дані, що визначають нормальний режим роботи установки:

$$F = 63,94 \text{ кмоль/год};$$

$$W = 5,93 \text{ кмоль/год};$$

$$Q_w = 2,395 \text{ ГДж/год};$$

$$P_w = 5,2 \text{ кгс/см}^2;$$

$$P_d = 3,9 \text{ кгс/см}^2;$$

$$P_f = 9,3 \text{ кгс/см}^2;$$

$$N_f = 34.$$

Живлення, флегма і дистилат знаходяться за температури кипіння. Використано такі показники ефективності контактних пристроїв η :

$$\text{для тарілок з 1-ої по 8-му} - 0,143;$$

$$\text{з 9-ої по 51-шу} - 0,096.$$

Цільовим є кубовий продукт.

Так як ставиться завдання підвищення техніко-економічних показників процесу, то граничні величини виходу кубового продукту і витрати тепла в випарнику відповідають регламентованим значенням: $Q_{w,max} = 2,395$ ГДж/год, $W_{min} = 5,93$ кмоль/год. Необхідна концентрація МТБЕ в кубовому продукті становить $x_{w,nz,min} = 0,98$ мол. частки.

Розраховано концентраційні профілі колони при перерозподілі живлення в різних співвідношеннях між тарілками з номерами $N_{f,1} = 24$ і $N_{f,2} = 46$ (рис. 1).

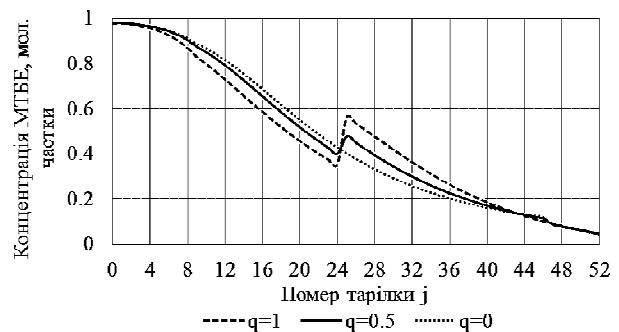


Рис. 1. Концентраційні профілі ректифікаційної колони при різних співвідношеннях витрат потоків живлення

Концентраційні профілі, які відповідають величинам q в діапазоні від 0 до 1, повторюють форму і знаходяться між профілями, що розраховані для даних граничних значень. Однак якість продуктів поділу від величини неперервного рухливого впливу залежить екстремально (рис. 2).

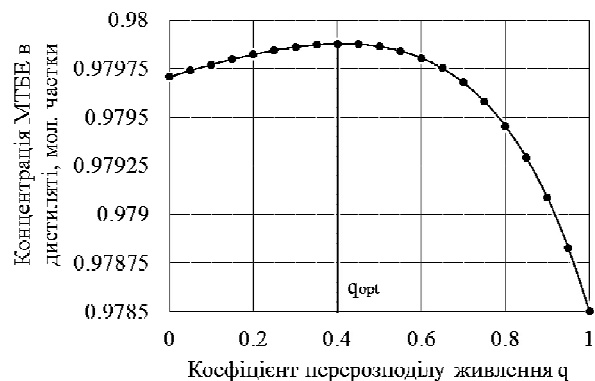


Рис. 2. Залежність якості кубового продукту від величини неперервного рухливого керуючого впливу

Розподіл живлення в рівних частках між 24-ою і 46-ою тарілками не забезпечує тих же техніко-економічних показників колони, як в разі повної подачі потоку сировини на середній між ними, 35-й контактний пристрій.

При перерозподілі живлення максимальна концентрація МТБЕ в кубовому продукті нижче, ніж у разі використання дискретного рухливого впливу шляхом переключення точки введення сировини в колону. Однак в даному випадку необхідні тільки дві тарілки живлення, що можливо практично реалізувати в порівнянні із забезпеченням подачі сировини на кожний контактний пристрій.

Неперервні рухливі впливи дозволяють істотно впливати на концентраційні профілі колони. Це, а також екстремальна залежність якості цільового продукту від коефіцієнта перерозподілу q , робить можливим їх використання для вирішення задач статичної оптимізації процесів ректифікації.

На матеріальне навантаження колони, техніко-економічні показники процесу і величини керуючих впливів накладаються обмеження у вигляді рівностей і нерівностей:

$$x_{w,nz} = x_{w,nz,min}; \tag{2}$$

$$V_{j,min} < V_j < V_{j,max}; \tag{3}$$

$$L_{j,min} < L_j < L_{j,max}; \tag{4}$$

$$W_{min} \leq W_{opt} \leq W_{max}; \tag{5}$$

$$Q_{w,min} \leq Q_{w,opt} \leq Q_{w,max}; \tag{6}$$

$$q_{min} < q_{opt} < q_{max}. \tag{7}$$

При вирішенні задачі оптимізації за кількома критеріями проводиться їх нормалізація і перехід до умовних одиниць. Нормалізований оптимізаційний критерій, що враховує продуктивність процесу і енерговитрати на його ведення

$$\lambda = \lambda_W + \lambda_Q = \frac{W - W_{min}}{W_{max} - W_{min}} + \frac{Q_{w,max} - Q_w}{Q_{w,max} - Q_{w,min}}. \tag{8}$$

Оптимізаційна задача полягає в наступному: необхідно визначити такі величини традиційних $Q_{w,opt}$, $F_{l,opt}$ і рухливого q_{opt} керуючих впливів, які забезпечують максимальне значення нормалізованого критерію λ (8) з урахуванням обмежень (2) – (7):

$$q_{opt}, F_{l,opt}, Q_{w,opt}, W_{opt}, \bar{L}, \bar{V}, \bar{x}_i, \bar{y}_i, \bar{t} = f \left(\begin{matrix} \bar{N}_f, F, \bar{x}_f, \bar{t}_f, \bar{P}_f, t_{fl}, \bar{P}, \\ \bar{n}_i, W_{min}, Q_{w,max}, x_{w,nz,min} \end{matrix} \right). \tag{9}$$

Граничні значення техніко-економічних показників процесу в (8) визначаються шляхом розв'язання оптимізаційних задач за окремими критеріями. Максимально можливий вихід кубового продукту W_{max} розраховується для заданої якості $x_{w,nz}$ з урахуванням екстремальності залежності $W - Q_w$. Мінімальна витрата тепла в кубі колони $Q_{w,min}$ при мінімально допустимій продуктивності W_{min} забезпечує

необхідну якість $x_{w,nz}$. Пошук W_{max} і $Q_{w,min}$ проводиться ітераційно методом січних.

При вирішенні оптимізаційної задачі з використанням неперервних рухливих керуючих впливів першочерговим є вибір контактних пристроїв, між якими необхідно перерозподіляти сировину. Вибір здійснюється з урахуванням передбачених у колоні тарілок живлення. Якщо ж таких контактних пристроїв більше двох або ставиться завдання проектування апарату, то для кожної тарілки необхідно врахувати критеріальні втрати.

Для обраної тарілки живлення можливо побудувати межу робочої області в координатах $W - Q_w$ і знайти на ній точку, в якій досягається максимум нормалізованого критерію оптимізації. Методом сканування, шляхом приймання в якості тарілки живлення кожної тарілки в діапазоні від $N_{f,min}$ до $N_{f,max}$, можливо визначити найгірше і оптимальне місце введення сировини в колону за окремими критеріями оптимізації, і для кожного контактної пристрою розрахувати відповідне значення λ .

Максимальне значення, яке можуть приймати показники ефективності λ_W і λ_Q , складає 1 для тієї тарілки, яка є оптимальною за відповідними критеріями.

$$S_W = 1 - \lambda_W; \tag{10}$$

$$S_Q = 1 - \lambda_Q. \tag{11}$$

Критеріальні втрати наведені на рис. 3.

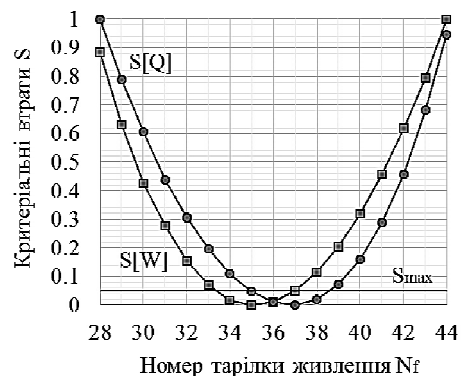


Рис. 3. Залежності критеріальних втрат за критеріями максимізації продуктивності і мінімізації енерговитрат від номера тарілки живлення

Оптимальною тарілкою живлення є 36-та тарілка (рис. 3), максимальне значення $\lambda - 1,9784$, а сумарні втрати S складають 0,0216. Оптимальні величини W_{opt} і $Q_{w,opt}$ складають 5,97763 кмоль/год і 2,23592 ГДж/год.

В якості тарілок живлення пропонується обирати такі максимально віддалені один від одного контактні пристрої, на яких втрати S_{max} за одним з критеріїв складають не більше 0,05.

Підвищення S_{max} призводить до віддалення тарілок живлення одна від одної, при цьому погіршуються техніко-економічні показники процесу. Зниження допустимих критеріальних втрат зближує тарілки і зменшує робочу область колони, в якій

живлення доцільно перерозподіляти. Це призводить до того, що в процесі керування більшу частину часу потік сировини в повному об'ємі буде подаватися на один з контактних пристроїв, а рухливі впливи матимуть дискретний характер.

Як видно з рис. 3, при статичній оптимізації нормального режиму роботи колони для поділу продуктів синтезу МТБЕ необхідно перерозподіляти живлення між тарілками з номерами $N_{f1} = 34$ і $N_{f2} = 38$.

На рис. 4 представлено результати розрахунків оптимальних продуктивності і енерговитрат за нормалізованим критерієм (8) для різних значень q .

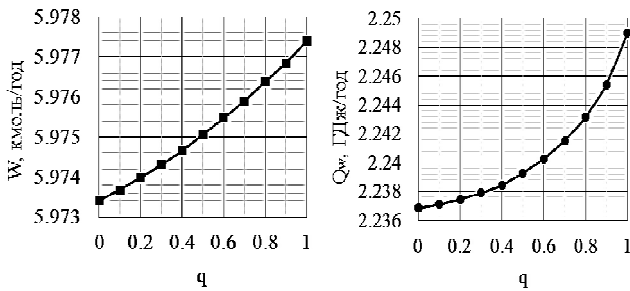


Рис. 4. Оптимальні продуктивність і енерговитрати при перерозподілі живлення в різних частках між 34-м і 38-м контактним пристроєм колони

Зміни частки сировини, що подається на нижню тарілку живлення, погіршують режим роботи колони за одним критерієм і, в той же час, покращують за іншим.

Повна подача потоку живлення на верхню, 38-му тарілку забезпечує найменші енерговитрати, але й найменшу продуктивність.

Визначити оптимальне співвідношення потоків живлення також можливо за нормалізованим критерієм оптимізації (8) (рис. 5).

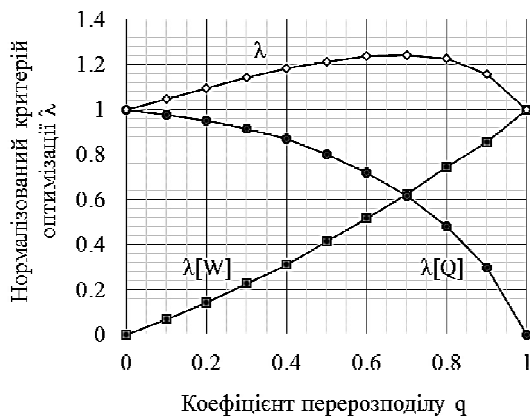


Рис. 5. Залежності окремих (λW і λQ) і сумарного (λ) нормалізованих критеріїв оптимізації від величини неперервного рухливого впливу

Значення W_{min} , W_{max} , $Q_{w,min}$, $Q_{w,max}$ розраховуються для тих тарілок, між якими перерозподіляється живлення (рис. 4, $q=0$ і $q=1$).

Координати точки екстремуму залежності $\lambda - q$ знаходяться методом січних, що полягає в пошуку нуля швидкості зміни даної функції. Розраховують-

ся статичні характеристики установки і оптимізаційний критерій, виходячи з початкового наближення коефіцієнта перерозподілу $q = 0,5$: $\lambda_1 = f(q-\Delta q)$, $\lambda_2 = f(q)$ і $\lambda_3 = f(q+\Delta q)$.

Ітераційний пошук здійснюється відповідно до виразу

$$q = q - \Delta q \cdot \frac{\lambda_3 - \lambda_2}{(\lambda_3 - \lambda_2) - (\lambda_2 - \lambda_1)} \quad (12)$$

Операції повторюються до виконання умови

$$\left| \frac{\lambda_3 - \lambda_2}{\Delta q} \right| \leq \varepsilon \quad (13)$$

Нову межу робочої області і вирішення оптимізаційної задачі при використанні неперервних рухливих керуючих впливів представлено на рис. 6.

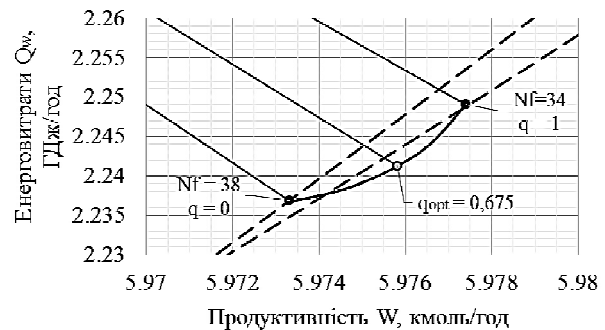


Рис. 6. Вирішення задачі оптимізації використанням неперервних рухливих керуючих впливів

Величини $q = 1$ і $q = 0$ відповідають повній подачі потоку живлення на нижній і верхній з обраних контактних пристроїв.

Тоді зміна величини q від 0 до 1, або навпаки, дозволяє досягти безлічі проміжних режимів роботи ректифікаційної колони, що графічно розташовані між межами робочих областей для відповідних тарілок.

Оптимальна величина неперервного рухливого керуючого впливу – $q_{opt} = 0,675$.

Задана якість цільового продукту $x_{w,nz,min} = 0,98$ досягається при витратах тепла в випарнику $Q_{w,opt} = 2,2412$ ГДж/год, а вихід кубового продукту становить $W_{opt} = 5,9758$ кмоль/год.

Неправильний вибір тарілок живлення або суттєва зміна режиму роботи колони призводять до ситуації, коли одній тарілці живлення відповідають і максимальна продуктивність, і мінімальні енерговитрати.

Для цієї тарілки нормалізований критерій $\lambda = 2$, а залежність $\lambda - q$ носить однозначний характер.

Висновки

Неперервні рухливі впливи, які полягають у перерозподілі потоку живлення між двома контактними пристроями в різних частках, дозволяють істотно впливати на концентраційні профілі колони.

Це, а також екстремальна залежність якості цільового продукту від коефіцієнта перерозподілу, робить можливим використання даних впливів для

вирішення завдань статичної оптимізації процесів ректифікації.

В якості тарілок живлення необхідно обирати такі максимально віддалені один від одного контактні пристрої, на яких втрати за одним з критеріїв складають не більше заданої величини S_{max} . При оптимізації процесу поділу продуктів синтезу МТБЕ S_{max} пропонується задавати на рівні 0,05.

Оптимальна величина неперервного рухливого впливу – співвідношення витрат потоків живлення q – визначається за нормалізованим критерієм оптимізації λ , що враховує продуктивність процесу і енерговитрати на його ведення. Залежність $\lambda - q$ екстремальна, ітераційний пошук вирішення здійснюється методом січних. У порівнянні з техніко-економічними показниками нормального режиму роботи колони використання перерозподілу живлення в оптимальному співвідношенні дозволяє підвищити продуктивність процесу на 0,77% і знизити витрати тепла в випарнику на 6,42%.

Неперервні рухливі впливи на процес ректифікації менш ефективні, ніж дискретні, які полягають в змінах точки введення живлення в колону. Зниження продуктивності становить 0,03%, підвищення енерговитрат – 0,236%. Однак при цьому необхідно подавати живлення тільки на дві тарілки, а не на кожний контактний пристрій колони.

Результати досліджень можуть використовуватись при вирішенні задач проектування та оптимізації режимів роботи ректифікаційних апаратів, для побудови систем екстремального автоматичного керування процесами ректифікації.

Подальші дослідження в даному напрямку полягають в моделюванні динамічних режимів роботи ректифікаційних колон при використанні неперервних рухливих керуючих впливів.

Умовні позначення

F	– мольна витрата живлення, кмоль/год;
Fl	– мольна витрата зрошування, кмоль/год;
j	– номер контактної пристрою;
L	– мольна витрата рідинної фази, кмоль/год;
N_f	– номер тарілки живлення;
P	– тиск, МПа;
q	– коефіцієнт перерозподілу живлення, величина неперервного рухливого керуючого впливу, кмоль/кмоль;
Q	– витрата тепла, кДж/год;
S	– критеріальні втрати;
t	– температура, °С;
V	– мольна витрата парової фази, кмоль/год;
W	– мольна витрата кубового продукту, кмоль/год;
x	– мольна концентрація компонента в рідинній фазі, кмоль/кмоль;
y	– мольна концентрація компонента в паровій фазі, кмоль/кмоль;
ε	– точність розрахунків;
η	– ефективність масопереносу на контактному пристрої за Мерфрі;
λ	– нормалізований критерій оптимізації.

Нижні індекси:

d	– параметр дистилляту;
f	– параметр живлення;
fl	– параметр зрошування;
i	– параметр компонента суміші;
j	– параметр контактної пристрою колони;
nz	– параметр цільового компонента суміші;
Q	– критерій мінімізації енерговитрат;
W	– критерій максимізації продуктивності;
w	– параметр кубового продукту; параметр випарника куба колони.

СПИСОК ЛІТЕРАТУРИ

- Górak A., Sorensen E. Distillation: Fundamentals and Principles. Academic Press, 2014. 450 p. DOI: <http://dx.doi.org/10.1016/C2010-0-66923-9>
- Процессы и аппараты химической технологии: учеб.: в 2-х ч. Ч. 2 / Л. Л. ТОВАЖНЯНСКИЙ, А. П. ГОТЛИНСКАЯ, В. А. ЛЕЩЕНКО и др.; под ред. Л. Л. ТОВАЖНЯНСКОГО. Х.: НТУ „ХПИ”, 2005. 532 с.
- Werle L. O., Marangoni C., Teleken J. G., Sayer C., Machado R. F. Control Strategy with Distributed Action for Minimization of Transients in Distillation Column. *Computer Aided Chemical Engineering*. 2009. 27. P. 1527-1532. DOI: [http://dx.doi.org/10.1016/s1570-7946\(09\)70645-5](http://dx.doi.org/10.1016/s1570-7946(09)70645-5)
- Бутковский А. Г., Пустыльников Л. М. Теория подвижного управления системами с распределенными параметрами. М.: Наука, 1980. 384 с.
- Kubyshkin V. A. Mobile control of vibrations in systems with distributed parameters. *Automation and Remote Control*. 2011. 72 (10). P. 2112-2122. DOI: <http://dx.doi.org/10.1134/S0005117911100109>
- Demidenko N. D., Kulagina L. V. Distributed control for systems with distributed parameters. *J. Sib. Fed. Univ. Eng. technol.* 2018. 11 (2). P. 221-228. DOI: <http://dx.doi.org/10.17516/1999-494X-0025>
- Chien I.-L., Lee H.-Y., Gau T.-K., Huang H.-P. Importance of the selection of feed tray location on the optimum design of a heterogeneous azeotropic distillation column with p-xylene feed impurity. *Computer Aided Chemical Engineering*. 2006. P. 997-1002. DOI: [http://dx.doi.org/10.1016/s1570-7946\(06\)80176-8](http://dx.doi.org/10.1016/s1570-7946(06)80176-8)
- Cheng Y.-C., Yu C.-C. Effects of feed tray locations to the design of reactive distillation and its implication to control. *Chemical Engineering Science*. 2005. 60(17). P. 4661-4677. DOI: <http://dx.doi.org/10.1016/j.ces.2005.03.033>
- Спосіб керування процесом ректифікації: пат. 88190 Україна: МПК В01D 3/42. № u201308262; заявл. 01.07.13; опубл. 11.03.14, Бюл. № 5. 4 с.
- Марушкин Б. К. Двухпоточный ввод сырья в ректификационную колонну. Нефтепереработка и нефтехимия. Уфа, 1968. С. 16-21.
- Левчук И.Л., Шейкус А.Р., Тришкин В.Я. Способ управления процессом ректификации с помощью распределенных управляющих воздействий. *Вісник НТУ «ХПИ». Серія: Нові рішення в сучасних технологіях*. 2015. № 14 (1123). С. 100-105.
- А. с. 1740026 СССР, МПК В01D 3/42. Способ автоматического регулирования ректификационной колонны с двумя потоками сырья / А.П. Зайко (СССР). № 4761778/26; заявл. 22.11.89; опубл. 15.06.92, Бюл. № 22. 6 с.

13. Кафаров В. В., Глебов М. Б. Математическое моделирование основных процессов химических производств. М.: Высш. шк., 1991. 400 с.
14. Hoffmann A., Bortz M., Welke R., Burger J., Küfer K.-H., Hasse H. Stage-to-stage calculations of distillation columns by fixed-point iteration and application of the Banach fixed-point theorem. *Chemical Engineering Science*. 2017. 164. P. 188-201. DOI: <http://dx.doi.org/10.1016/j.ces.2017.02.006>
15. Шейкус А. Р., Тришкин В. Я., Левчук І. Л. Моделювання процесу багатокomпонентної ректифікації з врахуванням рухливих керуючих впливів. *Комп'ютерне моделювання: аналіз, управління, оптимізація*. 2018. № 1 (3). С. 82-91.
16. Кривошеев В. П., Никифорова К. Е., Ануфриев А. В., Кан Б. А. Исследование оптимальных статических режимов сложной ректификационной колонны для получения этилена. *Современные проблемы науки и образования*. 2013. № 6. URL: <https://www.science-education.ru/ru/article/view?id=11210>
17. Caballero J. A., Grossmann I. E. Optimization of Distillation Processes. *Distillation: Fundamentals and Principles*. Academic Press. 2014. P. 437-496. DOI: <http://dx.doi.org/10.1016/b978-0-12-386547-2.00011-9>
18. Анисимов И. В., Бодров В. И., Покровский В. Б. Математическое моделирование и оптимизация ректификационных установок. М.: Химия, 1975. 216 с.
19. Samborskaya M. A., Gusev V. P., Gryaznova I. A., Vdovushkina N. S., Volf A. V. Crude Oil Distillation with Superheated Water Steam: Parametrical Sensitivity and Optimization. *Procedia Chemistry*. 2014. 10. P. 337-342. DOI: <http://dx.doi.org/10.1016/j.proche.2014.10.057>
20. Sheikus A. R., Trishkin V. Ya. Static optimization of rectification processes using mobile control actions. *Radio Electronics, Computer Science, Control*. 2018. 1. P. 192-201. DOI: <http://dx.doi.org/10.15588/1607-3274-2018-1-22>
21. Sudibyo S., Murat M. N., Aziz N. Simulation Studies and Sensitivity Analysis of Methyl Tert-butyl Ether Reactive Distillation. *Computer Aided Chemical Engineering*. 2012. 31. P. 130-134. DOI: <http://dx.doi.org/10.1016/b978-0-444-59507-2.50018-4>

REFERENCES

1. Górak, A. and Sorensen, E. (2014), *Distillation: Fundamentals and Principles*, Academic Press, 450 p., DOI: <http://dx.doi.org/10.1016/C2010-0-66923-9>
2. Tovazhnjanskij, L.L., Gotlinskaja, A.P., Leshhenko, V.A., Nechiporenko, I.A. and Chernyshov, I.S. (2005), *Processy i apparaty himicheskoy tehnologii* [Processes and apparatus of chemical technology], NTU „KhPI”, Kharkiv, 532 p.
3. Werle, L.O., Marangoni, C., Teleken, J.G., Sayer, C. and Machado R.F. (2009), “Control Strategy with Distributed Action for Minimization of Transients in Distillation Column”, *Computer Aided Chemical Engineering*, 27, pp. 1527-1532, DOI: [http://dx.doi.org/10.1016/s1570-7946\(09\)70645-5](http://dx.doi.org/10.1016/s1570-7946(09)70645-5)
4. Butkovskij, A.G. and Pustyl'nikov, L.M. (1980), *Teorija podvizhnogo upravlenija sistemami s raspredelemnymi parametrami* [Theory of mobile control of the systems with distributed parameters], Nauka, Moscow, 384 p.
5. Kubyshekin, V.A. (2011), “Mobile control of vibrations in systems with distributed parameters”, *Automation and Remote Control*, 72 (10), pp. 2112-2122, DOI: <http://dx.doi.org/10.1134/S0005117911100109>
6. Demidenko, N.D. and Kulagina, L.V. (2018), “Distributed control for systems with distributed parameters”, *J. Sib. Fed. Univ. Eng. technol*, 11 (2), pp. 221-228, DOI: <http://dx.doi.org/10.17516/1999-494X-0025>
7. Chien, I.-L., Lee, H.-Y., Gau, T.-K. and Huang, H.-P. (2006), “Importance of the selection of feed tray location on the optimum design of a heterogeneous azeotropic distillation column with p-xylene feed impurity”, *Computer Aided Chemical Engineering*, pp. 997-1002, DOI: [http://dx.doi.org/10.1016/s1570-7946\(06\)80176-8](http://dx.doi.org/10.1016/s1570-7946(06)80176-8)
8. Cheng, Y.-C. and Yu, C.-C. (2005), “Effects of feed tray locations to the design of reactive distillation and its implication to control”, *Chemical Engineering Science*, 60(17), pp. 4661-4677, DOI: <http://dx.doi.org/10.1016/j.ces.2005.03.033>
9. Bilobrova, O.V., Sheikus, A.R. and Korsun, V.I. (2013), “Sposib keruvannja procesom rektyfikacii” [The method of control of the distillation process], *Ukrainian patent 88190*, No. u201308262, No. 5, 4 p.
10. Marushkin, B.K. (1968), “Dvuhpotochnyj vvod syr'ja v rektifikacionnuju kolonnu” [Two-stream input of feed into the distillation column], *Neftepererabotka i neftehimija*, pp. 16-21.
11. Levchuk, I.L., Sheikus, A.R. and Trishkin, V.Ja. (2015), “Sposob upravlenija procesom rektyfikacii s pomoshh'ju raspredelemnym upravljajushih vozdeystvij” [The method of control of the distillation process using distributed control actions], *Visnik NTU „KhPI”. Serija: Novi rishennja v suchasni tehnologijah*, No. 14 (1123), Kharkiv, pp. 100-105.
12. Zajko, A.P. (1989), “Sposob avtomaticheskogo regulirovanija rektifikacionnoj kolonny s dvumja potokami syr'ja” [The method of automatic control of a distillation column with two streams of feed], *USSR copyright certificate 1740026*, No. 4761778/26, No. 22, 6 p.
13. Kafarov, V.V. and Glebov, M.B. (1991), *Matematicheskoe modelirovanie osnovnyh processov himicheskikh proizvodstv* [Mathematical modeling of the basic processes of chemical productions], Vysshaja shkola, Moscow, 400 p.
14. Hoffmann, A., Bortz, M., Welke, R., Burger, J., Küfer, K.-H. and Hasse, H. (2017), “Stage-to-stage calculations of distillation columns by fixed-point iteration and application of the Banach fixed-point theorem”, *Chemical Engineering Science*, 164, pp. 188-201, DOI: <http://dx.doi.org/10.1016/j.ces.2017.02.006>
15. Sheikus, A.R., Tryshkin, V.Ja. and Levchuk, I.L. (2018), “Modeljuvannja procesu bagatokomponentnoi' rektyfikacii' z vrahuvannjam ruhlyvyh kerujuchyh vplyviv” [Modeling of the process of multicomponent distillation taking into account mobile control actions], *Komp'juterne modeljuvannja: analiz, upravlinnja, optyimizacija*, No. 1 (3), pp. 82-91.
16. Krivosheev, V.P., Nikiforova, K.E., Anufriev, A.V. and Kan, B.A. (2013), “Issledovanie optimal'nyh staticheskikh rezhimov slozhnoj rektifikacionnoj kolonny dlja poluchenija jetilena” [The study of optimal static modes of a complex distillation column for ethylene production], *Sovremennye problemy nauki i obrazovanija*, No.6, URL: <https://www.science-education.ru/ru/article/view?id=11210>
17. Caballero, J.A. and Grossmann, I.E. (2014), *Optimization of Distillation Processes*, *Distillation: Fundamentals and Principles*, Academic Press, pp. 437-496, DOI: <http://dx.doi.org/10.1016/b978-0-12-386547-2.00011-9>
18. Anisimov, I.V., Bodrov, V.I. and Pokrovskij, V.B. (1975), *Matematicheskoe modelirovanie i optyimizacija rektifikacionnyh ustanovok* [Mathematical modeling and optimization of distillation plants], Himija, Moscow, 216 p.

19. Samborskaya, M.A., Gusev, V.P., Gryaznova, I.A., Vdovushkina, N.S. and Volf, A.V. (2014), "Crude Oil Distillation with Superheated Water Steam: Parametrical Sensitivity and Optimization", *Procedia Chemistry*, 10, pp. 337-342, DOI: <http://dx.doi.org/10.1016/j.proche.2014.10.057>
20. Sheikus, A.R. and Trishkin, V.Ya. (2018), "Static optimization of rectification processes using mobile control actions", *Radio Electronics, Computer Science, Control*, 1, pp. 192-201. DOI: <http://dx.doi.org/10.15588/1607-3274-2018-1-22>
21. Sudibylo, Murat, M.N. and Aziz, N. (2012), "Simulation Studies and Sensitivity Analysis of Methyl Tert-butyl Ether Reactive Distillation", *Computer Aided Chemical Engineering*, 31, pp. 130-134. DOI: <http://dx.doi.org/10.1016/b978-0-444-59507-2.50018-4>

Received (Надійшла) 12.08.2019

Accepted for publication (Прийнята до друку) 11.09.2019

ВІДОМОСТІ ПРО АВТОРІВ / ABOUT THE AUTHORS

Шейкус Антон Романович – кандидат технічних наук, доцент кафедри комп'ютерно-інтегрованих технологій та автоматизації, Український державний хіміко-технологічний університет, Дніпро, Україна;

Anton Sheikus – PhD, Associate Professor of Department of Computer-Integrated Technology and Automation, Ukrainian State University of Chemical Technology, Dnipro, Ukraine;

e-mail: a.sheykus@gmail.com; ORCID ID: <https://orcid.org/0000-0002-5575-098X>

Оптимизация процесса ректификации использованием непрерывных подвижных управляющих воздействий путем перераспределения питания

А. Р. Шейкус

Аннотация. Объект. Системы автоматического управления процессами ректификации, обеспечивающие экстремальные показатели качества функционирования колонны использованием подвижных управляющих воздействий и нелинейной прогнозирующей модели. **Предмет.** Метод оптимизации процесса ректификации использованием непрерывных подвижных управляющих воздействий, состоящих в перераспределении потока питания между контактными устройствами аппарата. **Цель.** Разработка метода расчета оптимальных управляющих воздействий на процесс многокомпонентной ректификации, в том числе и непрерывных подвижных, обеспечивающих оптимальные режимы работы колонн за критериями максимизации производительности и минимизации энергозатрат. **Результаты.** С использованием модели статистики рассчитаны концентрационные профили колонны для разделения продуктов синтеза метилтретбутилового эфира (МТБЭ) и доказано, что перераспределением потока питания между двумя контактными устройствами возможно существенно влиять на статические характеристики аппарата, а качество целевого продукта экстремально зависит от величины коэффициента перераспределения. Обоснован выбор тарелок питания с учетом критериальных потерь на контактных устройствах колонны. Решена задача оптимизации процесса многокомпонентной ректификации за нормализованным критерием, который одновременно учитывает производительность процесса и энергозатраты на его ведение. Выбранный критерий от величины непрерывного подвижного воздействия зависит экстремально, что определяет существование и однозначность решения оптимизационной задачи. **Выводы.** Доказано, что использование непрерывных подвижных воздействий позволяет обеспечить множество режимов работы колонны, недостижимых в классе традиционных и дискретных, и повысить технико-экономические показатели процесса по сравнению со случаями полной подачи питания на какую-либо из тарелок. Результаты проведенных исследований могут быть использованы в решении задач проектирования и оптимизации режимов работы ректификационных аппаратов, для построения систем автоматического управления процессами ректификации.

Ключевые слова: ректификация; оптимизация; подвижное управление; перераспределение питания; тарелка питания; статические характеристики; нормализованный критерий; производительность; энергозатраты.

Distillation process optimization using continuous mobile control actions by redistributing the feed flow

A. Sheikus

Abstract. Object. Systems of the distillation processes automatic control, that provide extreme quality indicators of the column functioning using mobile control actions and a nonlinear predictive simulation. **Subject.** A method for optimizing the distillation process using continuous mobile control actions in the feed flow redistribution between the apparatus' contact devices. **Aim.** The method development for computation of optimal control actions on the process of multicomponent distillation, including continuous mobile actions, that provide optimal operating modes for columns according to criteria for productivity maximization and energy costs minimization. **Results.** The static simulation allowed computing the concentration profiles of the column for the separation of the methyl tert-butyl ether synthesis products (MTBE) and it was proved that the feed flow redistribution between two contact devices can significantly affect the apparatus' static characteristics, meanwhile the quality of the target product is extremely dependent on the redistribution coefficient. The choice of the feed tray is justified considering the criterial losses on the contact devices of the column. The problem of the multicomponent distillation process optimizing for a normalized criterion, which simultaneously includes the process productivity and the energy consumption for its conduct, is solved. The selected criterion extremely depends on the magnitude of the continuous control action, that determines the existence and uniqueness of the optimization problem solution. **Conclusions.** It is proved that the continuous mobile actions allow providing many modes of operation of the column, unattainable in the class of traditional and discrete, and to improve the technical and economic performance of the process compared with cases of full feed supply to any of the trays. The research's results can be used in solving problems of designing and optimizing the operation modes of distillation apparatuses, for making automatic control systems for distillation processes.

Keywords: distillation; optimization; mobile control; feed redistribution; feed tray; static characteristics; normalized criterion; productivity; energy consumption.