УДК 663.52

© С. Г. Панасюк, к.т.н., В.А.Сай, к.т.н., О. В. Калахан
Луцький національний технічний університет

МОДЕЛЮВАННЯ ПРОЦЕСУ ПЕРЕМІЩЕННЯ ПОТОКІВ У ТАРІЛЧАСТІЙ РЕКТИФІКАЦІЙНІЙ КОЛОНІ

У статті приведено результати теоретичних досліджень процесу переміщення потоків рідини та пари на тарілках ректифікаційної колони і запропоновано математичну модель масопередачі для визначення технологічних параметрів колони.

РЕКТИФІКАЦІЯ, РЕКТИФІКАЦІЙНА КОЛОНА, ТАРІЛКА, РІДИНА, ПАРА, МАСООБМІН, МАСОПЕРЕДАЧА.

Постановка проблеми. Для проведення процесу ректифікації застосовують ректифікаційні колони, у яких відбувається розділення водно-спиртової суміші на відносно чисті компоненти на основі різниці температур кипіння. При проведенні процесу ректифікації відбувається очистка спирту-сирцю від кислот, сивушних масел, альдегідів, ефірів, а також підвищення його міцності. Ступінь поділу суміші рідин на складові компоненти, чистота одержуваного дистиляту і кубового залишку залежать від того, наскільки розвинена поверхня контакту фаз, від кількості поданої на зрошення флегми і будови контактних пристроїв ректифікаційної колони [5, 7].

Ректифікація, як і всі масообмінні процеси, пов’язана із перенесенням маси речовини (етилового спирту) із рідкої фази в парову в результаті їх безпосереднього контакту на тарілках ректифікаційної колони. Швидкість процесу масообміну та масопередачі залежить від фізичних та гідродинамічних умов протікання і визначається конструктивними особливостями контактних тарілок.

Математичне моделювання ректифікаційних колон та процесу масообміну на основі гідродинамічних режимів у них дозволяє визначити оптимальні параметри проведення процесу, отримати дані про поведінку потоків у колоні при зміні параметрів системи.

Аналіз останніх досліджень і публікацій. Дослідженням та математичним моделюванням масо- і теплообмінних процесів, які відбуваються у ректифікаційних колонах, займались багато вчених [2, 3, 4, 6, 8]. У своїй праці Журавський І.М. [2] висвітлив результати дослідження впливу різних параметрів на роботу ректифікаційної колони на основі методики розрахунку колони за теоретичними ступенями розділення „від тарілки до тарілки” з урахуванням

гідравлічного опору тарілки. Робота Міщенка О.С. [2] присвячена вивченню впливу різних факторів на флегмове число ректифікаційної колони та витрату гріючої пари на основі математичного моделювання взаємозалежностей параметрів ректифікаційної колони за умови врахування гідравлічного опору масообмінних тарілок.

Обґрунтуванням та розробкою математичних моделей масо- і теплообмінних процесів займався Кафаров В.В., який у своїх працях [3, 4] висвітлив основи побудови моделей та проаналізував моделювання гідродинамічних, тепло- та масообмінних процесів.

Проведені дослідження стали основою моделювання ректифікаційних колон з метою обґрунтування їх параметрів пошуку залежностей між характеристиками процесу ректифікації та встановлення оптимальних параметрів.

Мета дослідження – описати математично рух потоків рідини та пари у тарілчастій ректифікаційній колоні з ковпачковими контактними тарілками.

Результати дослідження. В процесі ректифікації відбувається збагачення парової фази легколетким компонентом (ЛЛК), яким є етиловий спирт, в результаті барботування парової фази у рідину, розташовану та тарілці ректифікаційної колони. Утворена гетерогенна суміш складається з двох фаз: рідкої та парової, що характеризуються двома полями швидкості, температури та тиску.

Розглянемо повну ректифікаційну колону для отримання етилового спирту (рис. 1), що містить N контактних тарілок. У колону подається вихідна суміш у кількості F з концентрацією етилового спирту x_F на тарілку, розташовану між концентраційною та виснажною частинами колони.

Зверху колони відбирається пара, збагачена ЛЛК, яка проходить через дефлегматор, де частина пари конденсується і у вигляді флегми Φ повертається назад у колону, а частина направляється в холодильник, у якому конденсується, утворюючи дистилят у кількості D із вмістом ЛЛК x_D. Знизу колони відводиться кубовий залишок W із вмістом ЛЛК x_W .

Основними параметрами, які характеризують ректифікаційну колону є діаметр та висота колони, кількість контактних тарілок, міжтарілкова відстань, витрата рідини і пари. Висота колони залежить від початкової та кінцевої концентрацій ЛЛК, рушійної сили та швидкості перенесення маси речовини. Детерміноване перенесення речовини в процесі масопередачі ґрунтується на законах Фіка.

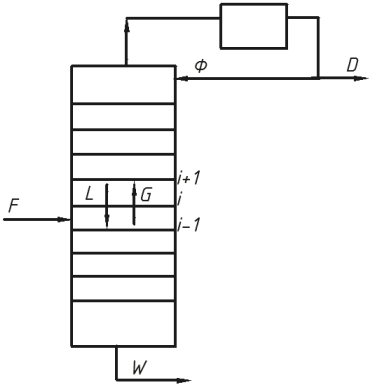

Рис.1 – Схема ректифікаційної колони

Для забезпечення контакту між паровою та рідкою фазами у ректифікаційній колоні використані багатоковпачкові тарілки. Навантаження пари і рідини повинні мати оптимальні значення, необхідні для створення активної зони контакту фаз на тарілці та уникнення «захлинання» тарілок у випадку великих швидкостей пари у вільному просторі колони або великого навантаження рідини. Міжтарілкова відстань повинна забезпечити створення умов для контакту пари та рідини, що відбувається у зонах барботажу, піни та бризок, які розташовані послідовно над тарілкою.

При моделюванні ректифікаційної колони приймемо допущення, що парова фаза є ідеальною, а рідина на тарілці повністю перемішана.

Рівняння загального матеріального балансу на контактних тарілках ректифікаційної колони можна записати у вигляді:

$$L_{i+1} + G_{i-1} + F_i = L_i + G_i + S_i \ , \qquad (1)$$

де L_{i+1}, L_i – кількість потоку рідини відповідно на ($i+1$)-ій та i-ій тарілках, моль/с;

G_{i-1}, G_i – кількість пари відповідно на (i-1)-ій та i-ій тарілках, моль/с;

F_i – кількість рідини, що надходить зовні на i-ту тарілку, моль/с;

S_i – кількість рідини, яка відбирається з i-ої тарілки, моль/с.

Рівняння матеріального балансу за ЛЛК на контактних тарілках ректифікаційної колони:

$$L_{i+1} \cdot x_{i+1} + G_{i-1} \cdot y_{i-1} + F_i \cdot x_{Fi} = L_i \cdot x_i + G_i \cdot y_i + S_i \cdot x_{si} \, , \qquad (2)$$

де x_{i+1}, x_i – вміст ЛЛК у рідини відповідно на ($i+1$)-ій та i-ій тарілках, мол. частки;

y_{i-1}, y_i – вміст ЛЛК у парі відповідно на (i-1)-ій та i-ій тарілках, мол. частки;

x_{Fi}, x_{si} – вміст ЛЛК відповідно у рідині, що надходить на i-ту тарілку та у рідині, яка відбирається з i-ої тарілки, мол. частки.

Тепловий баланс ректифікаційної колони опишеться рівнянням:

$$L_{i+1} \cdot h_{i+1} + G_{i-1} \cdot H_{i-1} + F_i \cdot h_{Fi} = L_i \cdot h_i + G_i \cdot H_i + S_i \cdot h_{si}, \quad (3)$$

де h, H – ентальпії рідини та пари.

Рівняння фазової рівноваги:

$$y_i^* = K_i \cdot x_i. \quad (4)$$

де K_i – константа рівноваги.

У тарілчастій ректифікаційній колоні створюється барботажний шар, який має складну структуру і непостійну поверхню розділу фаз через виникнення циркуляційних потоків рідини в результаті диспергування пари у вигляді пухирців. Особливістю тарілчастих ректифікаційних колон є перехресний рух рідкої та парової фаз, оскільки рідина, витікаючи із живильного патрубка, переміщається до зливного вдовж тарілки, а пара виходить із прорізів ковпачків у шар рідини (рис. 2).

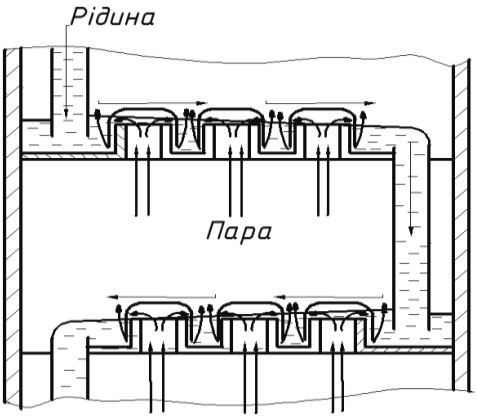

Рис. 2 – Схема руху потоків рідини і пари в тарілчастій колоні

Масопередачу на контактній тарілці можна оцінити ефективністю тарілки або коефіцієнтом корисної дії тарілки за Мерфрі, який є аналогічним до локальної ефективності у випадку ідеального перемішування:

$$\eta_m = \eta_л = \frac{y_i - y_{i-1}}{y^* - y_{i-1}}, \qquad (5)$$

де y_{i-1} – склад пари, яка надходить на контактну тарілку;

y_i – склад пари, яка покидає контактну тарілку;

y^* – рівноважний склад пари;

η_m – ккд тарілки за Мерфрі;

$\eta_л$ – локальна ефективність.

Відповідно до [4] для характеристики руху потоку пари у масообмінному просторі тарілки застосовується модель ідеального витіснення. Рівняння для визначення кількості речовини (потоку) на вході на *i* –ту контактну тарілку та виході з неї можна записати у вигляді:

$$\begin{aligned} M_{Вх} &= M_{i-1} = \nu \cdot C_{i-1} = \omega \cdot f_1 \cdot C_{i-1} \\ M_{Вих} &= M_i = \nu \cdot C_i = \omega \cdot f_1 \cdot C_i \end{aligned}, \qquad (6)$$

де $\omega = \dfrac{\nu}{f_0}$ – середня лінійна швидкість потоку рідини, м/с;

f_0 – переріз зони ідеального витіснення, м^2;

f_1 – елементарний переріз зони потоку витіснення, м^2;

ν – об’ємна швидкість потоку, м^3;

C_{i-1}, C_i – концентрація етилового спирту в потоці, відповідно, на вході на *i*–ту контактну тарілку та виході з неї, моль/м^3.

Зміна концентрації етилового спирту в потоці виразиться диференційним рівнянням :

$$\frac{dC}{d\tau} = -\omega \cdot \frac{dC}{dz}, \qquad (7)$$

де *z* – геометричний параметр, який визначає довжину зони ідеального витіснення, м;

τ – час переміщення потоку, с.

В початковий момент часу концентрація етилового спирту в потоці пари буде визначатися довжиною зони ідеального витіснення.

Розв'язок рівняння (7), яке містить дві змінні: час τ та висоту ректифікаційної колони H при початкових умовах $C(z, 0)=C_0$, $0 \le z \le l$ та граничній умові $C(0, \tau)=C_0(\tau)$, $\tau>0$ запишеться у вигляді:

$$C(z,\tau)=\begin{cases} C_0, \tau < \dfrac{z}{\omega} \\ C_0\left(\tau - \dfrac{H}{\omega}\right), \tau > \dfrac{z}{\omega} \end{cases} . \qquad (8)$$

У вихідному потоці концентрація етилового спирту досягне заданого значення протягом часу, який рівний середньому часу перебування потоку в ректифікаційній колоні:

$$\tau_0 = \frac{H}{\omega} . \qquad (9)$$

Потік рідини , який контактує з парою, буде рухатися вздовж контактної тарілки і для випадку повного перемішування рівняння матеріального балансу буде мати вигляд:

$$Lx_{i+1} + K_{mo}Vx_i^* = Lx_i + K_{mo}Vx_i , \qquad (10)$$

де L – кількість рідини, що потрапляє на i-ту контактну тарілку, моль/с;

x_i, x_{i+1} – вміст ЛЛК у рідині, що знаходиться на i-ій контактній тарілці та потрапляє із контактної тарілки, розташованої вище, мол. част.;

x_i^* – рівноважний вміст ЛЛК в рідині, мол. част.;

V – об’єм рідини, що знаходиться на контактній тарілці, м^3;

K_{mo} – об’ємний коефіцієнт масопередачі, моль/(м^3·с).

Якщо врахувати, що $L = \gamma \cdot V$ (γ – густина рідини, моль/м^3), рівняння (10) можна представити виразом:

$$L \cdot (x_{i+1} - x_i) - K_{mo} \cdot \gamma \cdot L \cdot (x_i - x_i^*) = 0 . \qquad (11)$$

Час перебування рідини на контактній тарілці виразиться рівністю:

$$\tau = \frac{\gamma}{K_{mo}} \cdot \frac{x_{i+1} - x_i}{x_i - x_i^*} . \qquad (12)$$

Якщо застосувати значення коефіцієнта корисної дії тарілки за Мерфрі $\eta_{mp} = \dfrac{x_{i+1} - x_i}{x_{i+1} - x^*}$, отримаємо:

$$\tau = \frac{\gamma}{K_{mo}} \cdot \frac{\eta_{mp}}{1 - \eta_{mp}} . \qquad (13)$$

Отже, час перебування рідини на тарілці залежить від коефіцієнта корисної дії тарілки, який при ідеальному перемішуванні рідини на тарілці рівний локальній ефективності масоперенесення, а також від коефіцієнта масопередачі. Склад рідини, як видно із рівняння (12) є функцією часу перебування її на тарілці, тому можемо записати:

$$\frac{x_{i+1} - x_i}{x_i - x^*} = \tau \cdot \frac{K_{mo}}{\gamma} . \qquad (14)$$

Розв'яжемо рівняння (14) відносно x_i і отримаємо:

$$x_i = \frac{x_{i+1} + \tau \cdot \frac{K_{mo}}{\gamma} x_i^*}{1 + \tau \cdot \frac{K_{mo}}{\gamma}} . \qquad (15)$$

При моделюванні процесу ректифікації в тарілчастій колоні можна використати метод потарілкового розрахунку від куба до дефлегматора, попередньо допустивши, що вихідна суміш подається в колону на шістнадцяту тарілку (загальна кількість тарілок –78) при температурі кипіння 78-82 ^{0}С і рідина на кожній тарілці знаходиться при температурі кипіння, пара – при температурі точки роси, а тиск по висоті колони є постійним. Вміст етилового спирту у кубовому залишку, що сходить з нижньої тарілки складає x_w=0,01 мас. %, а в дистиляті, отриманому на верхній тарілці ректифікаційної колони – x_D=96,2 мас. %. Температура кипіння на верхній тарілці колони – 84 ^{0}С.

Для розв'язку системи рівнянь математичного опису визначають рівноважний склад пари, яка виходить з куба колони:

$$y_w^* = \varphi(x_w) . \qquad (16)$$

Склад рідини на нижній (першій) тарілці ректифікаційної колони розраховується з рівняння матеріального балансу:

$$x_1 = \frac{Wx_w - Gy_w^*}{L + F} , \qquad (17)$$

де W – кількість кубового залишку, що сходить з нижньої тарілки, моль/с.

Склад пари y_2, що надходить на тарілку, розташовану вище, з нижньої тарілки:

$$y_2 = y_1 + \left[1 - \exp\left(-\frac{K_{mo}}{G}\right)\right] \cdot (y_w^* - y_1) . \qquad (18)$$

Склад рідини x_2, яка міститься на тарілці, розташованій вище, визначиться з рівняння матеріального балансу за вмістом ЛЛК:

$$x_2 = \frac{Wx_w + Gy_1}{L + F}. \quad (19)$$

Аналогічно проводиться розрахунок для кожної тарілки ректифікаційної колони і здійснюється перевірка загального матеріального балансу за прийнятим вмістом ЛЛК у кубовому залишку x_w та розрахованим у дистиляті x_D.

Висновок. Запропонована математична модель ректифікаційної колони дасть змогу теоретичним шляхом обґрунтувати її раціональні технологічні параметри.

Література

1. Бондарь А.Г. Математическое моделирование в химической технологии. –. К.: Вища школа, 1973. – 279 с.
2. Журавський І.М. Розробка енергозбережної низькоінвестиційної технології спирту в брагоректифікації. Автореферат. – Київ, 2007 – 24 с.
3. Кафаров В.В. Основы массопередачи. – М.: Высшая школа, 1979. – 439 с.
4. Кафаров В.В., Глебов М.Б. Математическое моделирование основных процессов химических производств. – М.: Высшая школа, 1991. – 400 с.
5. Маринченко, В.О. Технологія спирту: підручник для студентів вищих навчальних закладів [Текст] / В.О. Маринченко, В.А. Домарецький П.Л. Шиян та ін.; під ред. В.О. Маринченка. – Вінниця: Поділля. – 2000, 2003. – 496 с.
6. Міщенко О.С. Розробка та впровадження енергозберігаючих технологій ректифікації етилового спирту. Автореферат. – Київ, 2000 – 19 с.
7. Циганков П.С. Ректификационные установки спиртовой промышленности. – М.: Пищ. пром-сть, 1987. – 336 с.
8. Шиян П.Л. Інноваційні технології спиртової промисловості. Теорія і практика: монографія [Текст] / П.Л. Шиян, В.В. Сосніцький, С.Т. Олійнічук. – К.: Асканія, 2009. – 424 с.

Рецензент д.т.н. Дідух В.Ф.