

УДК 519.853

А. Р. Шейкус¹**ПАРАМЕТРИЧНА ІДЕНТИФІКАЦІЯ МАТЕМАТИЧНОЇ
МОДЕЛІ ПРОЦЕСУ РЕКТИФІКАЦІЇ**¹Український державний хіміко-технологічний університет, Дніпро

Визначено невимірювані параметри нелінійної математичної моделі статичного процесу багатокомпонентної ректифікації — ефективності контактних пристроїв колони. Розрахунок проводиться за вимірними вхідними поточними показниками процесу і температур на контрольних тарілках колони в процесі її роботи. Наведено алгоритмічні основи параметричної ідентифікації математичної моделі як окремого контактної пристрою або секції апарата, так і всієї ректифікаційної колони. На прикладі установки для розділення десятикомпонентного продукту синтезу метилтретбутилового ефіру (МТБЕ) доведено допустиму відповідність результатів моделювання із застосуванням запропонованого способу ідентифікації і дослідних даних.

Ключові слова: параметрична ідентифікація, процес ректифікації, ефективність тарілки по Мерфрі, метилтретбутиловий ефір.

Вступ та постановка задач

В точних методах розрахунку процесу ректифікації колона розглядається як сукупність контактних пристроїв, кожен з яких обчислюється окремо. Математичний опис тарілки при цьому складається з матеріального і теплового балансів, алгоритму парорідинної рівноваги. На підставі значень незалежних змінних моделі і фізико-хімічних властивостей компонентів визначаються основні показники, що відповідають завданням розрахунку ректифікаційної колони.

У багатьох довідниках, підручниках, посібниках до розрахунків ректифікаційних колон використовується поняття «теоретичної тарілки» — контактної пристрою, на якому досягається фазова рівновага між паровим і рідинним потоками [1, 2]. Це відповідає ідеальному випадку, коли на кожній тарілці парова і рідка фаза повністю перемішані, і відсутній опір масопереносу з боку обох фаз.

В реальних ректифікаційних апаратах внаслідок впливу різноманітних факторів парорідинна рівновага на кожній тарілці не досягається, що приводить до істотної неузгодженості результатів моделювання і дослідних даних. Актуальним завданням є підвищення точності математичної моделі процесу ректифікації і забезпечення її адекватності шляхом розробки надійних методів визначення ефективностей тепломасообміну на контактних пристроях апаратів.

Ступінь наближення до рівноваги, що досягається на реальній тарілці, характеризується коефіцієнтом Мерфрі, який виражає відношення фактичної зміни концентрації пари на певній тарілці до зміни, що відбувається у разі встановлення рівноваги [3]. Розрахунки цього показника вимагають введення в математичну модель процесу ректифікації змінних, що визначають гідродинамічну структуру взаємодії потоків контактуючих фаз, а також локальні параметри масопередачі в зоні контакту потоків пари і рідини [4].

В роботі [5] розглянута математична модель масобмінного процесу, що дозволяє визначити коефіцієнти масопередачі за правилом адитивності фазових опорів, які, в свою чергу, розраховуються за критеріальними залежностями різних авторів. Основними параметрами розглянутої моделі є: площа перерізу парового потоку на вході в шар рідини; середня швидкість газу в перерізі; еквівалентний радіус отвору газорозподільного елемента; статичний стовп рідини над геометричним центром отвору. Незважаючи на те, що такі показники практично не піддаються навіть наближеним оцінкам, від достовірності їх визначення залежить точність розрахунку коефіцієнтів, що визначають ефективність масообміну. В роботі [6] встановлено задовільний збіг результатів розра-

хунку з використанням цієї моделі масопереносу і експериментальних даних.

Таким чином, наявні залежності для визначення ефективності (ККД) тарілок і колон, отримані в результаті узагальнення численних експериментальних даних, справедливі лише для конкретних контактних пристроїв і сумішей та отримані узагальненням досвіду експлуатації певного класу масообмінних апаратів [7].

Складнощі в розрахунках ККД контактних пристроїв не обмежуються зростанням кількості налаштовувальних параметрів (до зазначених параметрів моделі масопереносу можливо додати такі показники, як, наприклад, кількість осередків повного перемішування на тарілці, коефіцієнт позовжнього перемішування, коефіцієнти рециркуляції і байпасу), що визначаються тільки експериментальним шляхом: на сьогодні ні одну з відомих моделей масопереносу не можна вважати досить повною для опису багатокомпонентних систем. В роботі [8] відмічається обмеженість і в деяких випадках навіть неможливість застосування до багатокомпонентних сумішей підходу, який використовується для розрахунку показників ефективності масопереносу в бінарних сумішах.

Все зазначене підводить деяких авторів до використання математичних моделей, в яких використовується стале значення показника ефективності тарілки, що застосовується в якості корегувальної величини [9]. Незважаючи на те, що такий підхід також є грубим наближенням під час моделювання процесів багатокомпонентної ректифікації, він, по-перше, дозволяє уникнути трудомістких розрахунків, пов'язаних з моделюванням гідрогазодинаміки потоків і кінетики масопередачі, а по-друге — дозволяє відмовитися від ідеології «теоретичної тарілки» і якісніше використовувати апріорну інформацію з об'єкта.

Так, в роботі [10] при моделюванні хіміко-технологічних систем, включаючи і процес ректифікації, параметрами ідентифікації були ККД окремих секцій колони. Підбір показників ефективності здійснювався дослідним шляхом для семи секцій, що складаються з 9...10 тарілок. Критерієм ідентифікації була мінімізація відносних відхилень залежних параметрів моделі від вихідних параметрів промислового об'єкта за відповідності вхідних параметрів моделі і об'єкта. Зіставленням розрахункових і промислових даних зазначено адекватне якісне і кількісне відображення моделлю режиму роботи установки.

Метою роботи є розробка адекватної математичної моделі процесу багатокомпонентної ректифікації шляхом інтеграції в неї підсистеми параметричної ідентифікації, що дозволяє на підставі поточної інформації щодо керованого об'єкта визначити показники ефективності масопередачі на кожному контактному пристрої апарата.

Для досягнення мети необхідно виконати такі завдання:

- здійснити постановку задачі параметричної ідентифікації математичної моделі ректифікаційної колони;
- розробити алгоритмічне забезпечення, що дозволяє визначити ефективність масообміну на кожному контактному пристрої колони на підставі вимірювань поточних показників процесу;
- з використанням нелінійної математичної моделі процесу ректифікації і розробленого алгоритму провести розрахунок статичних характеристик регламентованого режиму роботи колони для поділу продуктів синтезу метилтретбутилового ефіру (МТБЕ) і визначити величини ефективностей масообміну на її контактних пристроях.

Постановка задачі параметричної ідентифікації математичної моделі ректифікаційної колони

Першочерговим завданням є вибір вихідних змінних, на підставі яких буде здійснюватися уточнення ефективностей контактних пристроїв. Згідно з визначенням, ККД контактних пристроїв по Мерфрі розраховується як

$$\eta_{j,i} = \frac{y_{j,i} - y_{j-1,i}}{y_{j,i}^* - y_{j-1,i}} \quad (1)$$

Як впливає з (1), в загальному випадку кожен компонент суміші, на кожній тарілці характеризується своїм значенням ККД. З цього випливає, що задача знаходження ефективностей тарілок повинна розв'язуватися не тільки на підставі окремих показників, але і цілих профілів або полів, що характеризують стан всієї ректифікаційної установки.

Найочевиднішим є використання концентраційних профілів за всіма компонентами в рідкій або паровій фазах. Однак вимірювання такого профілю є нездійсненною задачею. Датчики складу

повинні знаходитися на кожній тарілці і вимірювати концентрації кожного компонента. На виробництві ж найчастіше вимірюють тільки концентрації ключових компонентів в кінцевих продуктах, та й то в лабораторних умовах.

У статті пропонується використання температурного профілю колони для визначення ефективностей тарілок. На діючому обладнанні вимірюється температура верху, низу колони, а також температури на контрольних тарілках, так як ці параметри використовуються в якості вхідних величин контурів стабілізації основних показників якості розділення.

Таким чином, необхідна методика, що дозволяє перейти від профілю ефективностей контактних пристроїв ректифікаційної колони до концентраційних профілів, а від концентраційних — до температурного. Неузгодженість розрахованого за моделлю температурного профілю і експериментальних даних дозволяють провести уточнення шуканих значень ККД тарілок.

Поставити у відповідність температурний і концентраційні профілі ректифікаційної колони дозволяє модель фазової рівноваги [11] з припущенням, що рідина в апараті перебуває за температури кипіння. А концентраційні профілі розраховуються з використанням моделі контактного пристрою колони [12], де як незалежна змінна входить шуканий показник ККД.

Використання в розв'язанні задачі параметричної ідентифікації не концентраційних профілів, а температурних вимірювань на контрольних тарілках передбачає прийняття істотних припущень, пов'язаних з недостатністю вимірювальної інформації:

1) на контактному пристрої ректифікаційної колони береться гідродинамічна модель повного змішування. Тоді величини локальних ККД в кожній точці тарілки рівні між собою і відповідають загальним показникам ефективності масообміну на контактному пристрої;

2) ефективності реальної j -ї тарілки за різними компонентами $\eta_{j,i}$ не рівні між собою. Однак вони не можуть приймати будь-які значення один щодо одного. Виходячи із залежності (1) і положення, що сума молярних концентрацій в будь-якому матеріальному потоці дорівнює одиниці,

$$\sum_{i=1}^n \left((y_{j,i}^* - y_{j-1,i}) \eta_{j,i} \right) = 0. \quad (2)$$

Для розрахунку величин ККД тарілки за всіма компонентами суміші, необхідна залежність, що зв'язує значення ефективностей між собою. Однак, як було сказано, розрахунки кінетики масопередачі, що базуються на теорії подібності і емпіричних формулах, трудомісткі і не достовірні, а необхідні дані для розрахунків часто відсутні.

Пропонується використовувати ККД тарілки, який однаковий для всіх компонентів: $\eta_{j,1} = \dots = \eta_{j,n} = \eta_j$. Можливість такого припущення розглядалася в [13], де зроблено висновок про те, що спосіб визначення складів сумішей, які залишають контактний пристрій, за постійного значення ефективності для всіх її компонентів забезпечує допустимі розбіжності розрахункових значень з експериментальними, а, отже, може бути використаний для розрахунку масообмінних апаратів.

Залежність (2) дозволяє обґрунтувати допустимість такого підходу

$$\left(\sum_{i=1}^n y_{j,i}^* - \sum_{i=1}^n y_{j-1,i} \right) \eta_j = (1-1) \eta_j = 0.$$

Незалежно від того, яке загальне значення ККД для всіх компонентів суміші η_j буде отримано в результаті ідентифікації, сума концентрацій компонентів в будь-якому фазовому потоці завжди дорівнюватиме 1.

3) визначати середній ККД кожної тарілки ректифікаційної колони можливо тільки в разі вимірювання температури на кожному контактному пристрої апарата, що часто неможливо. У таких випадках колону ректифікації необхідно розбивати на секції, обмежені контрольними тарілками, на яких проводять вимірювання, і розраховувати ККД, загальні для всіх тарілок кожної секції.

Алгоритм параметричної ідентифікації математичної моделі колони ректифікації

Процес параметричної ідентифікації математичної моделі ректифікаційної колони заснований на розв'язанні аналогічної задачі для всіх її контактних пристроїв. Розрахунок здійснюється послідовно, з низу до верху методом «від тарілки до тарілки».

Початкові дані для ідентифікації моделі контактного пристрою ректифікаційної установки — це параметри потоків, що знаходяться нижче цієї тарілки, відомі, так як вони розраховуються під час ідентифікації моделі нижчого контактного пристрою.

Спільне розв'язання теплового і покомпонентних балансових рівнянь контактної пристрою установки дозволяє отримати залежність складу рідкої фази, що надходить на тарілку, від величини ККД

$$x_{j+1,i} = \left(\frac{L_j(h_{j+1} - h_j) + V_{j-1}(H_{j-1} - h_{j+1}) + F_j(h_{f,j} - h_{j+1})}{L_j(H_j - h_j) + V_{j-1}(H_{j-1} - H_j) + F_j(h_{f,j} - H_j)} \right) (y_{j,i}^* - y_{j-1,i}) \eta_j +$$

$$+ \frac{L_j(x_{j,i}(H_j - h_{j+1}) + y_{j-1,i}(h_{j+1} - h_j)) + V_{j-1}y_{j-1,i}(H_{j-1} - H_j)}{L_j(H_j - h_j) + V_{j-1}(H_{j-1} - H_j) + F_j(h_{f,j} - H_j)} +$$

$$+ \frac{F_j(x_{f,j,i}(h_{j+1} - H_j) + y_{j-1,i}(h_{f,j} - h_{j+1}))}{L_j(H_j - h_j) + V_{j-1}(H_{j-1} - H_j) + F_j(h_{f,j} - H_j)}. \quad (4)$$

Рівноважний склад парової фази

$$y_i^* = \frac{P_i}{P} \gamma_i x_i. \quad (5)$$

Концентрації $x_{j+1,i}$ (4) характеризують склад рідини, що знаходиться на розташованій вище тарілці з номером $j + 1$. Тоді температура t_{j+1} , яка вимірюється на тарілці з номером $j + 1$, використовується для ідентифікації і визначення ККД контактної пристрою, який знаходиться під нею.

Використання системи рівнянь (4) ускладнюється тим, що шукані концентрації залежать від ентальпії рідкої фази h_{j+1} , яка, в свою чергу, визначається для вже відомого складу. Тому розрахунок температури на вищерозташованому контактному пристрої за відомого значення показника ефективності тарілки, що моделюється, можливий тільки із застосуванням ітераційної процедури.

Алгоритм ідентифікації математичної моделі контактної пристрою ректифікаційної колони на підставі температурного профілю складається з таких дій. У першому наближенні величина ККД контактної пристрою вважається рівною 0. Для цього випадку немає необхідності в будь-яких розрахунках, масообмін на контактному пристрої здійснюватися не буде, а параметри потоків залишаться постійними при переході через контактний пристрій: $h_{j+1} = h_j$; $x_{j+1,i} = x_j$; i ; $t_{j+1} = t_j$. Таке спрощення не поширюється на тарілку живлення, коли розрахунки необхідні навіть у разі нульової ефективності масообміну.

Ітераційні розрахунки пропонується вести методом інтерполяції, який дозволяє істотно скоротити число ітерацій, так як залежність $t_{j+1} = f(\eta_j)$ для окремого контактної пристрою близька до лінійної. Для цього необхідна ще одна точка залежності температури на розташованій вище тарілці від ККД. Наведені нижче розрахунки повторюють з тією різницею, що нове наближення величини ефективності тарілки вважається рівним 1. У цьому випадку залежність (4) спрощується

$$x_{j+1,i} = \frac{L_j(x_{j,i}(H_j - h_{j+1}) + y_{j,i}^*(h_{j+1} - h_j)) + V_{j-1}(y_{j,i}^*(H_{j-1} - h_{j+1}) + y_{j-1,i}(h_{j+1} - H_j))}{L_j(H_j - h_j) + V_{j-1}(H_{j-1} - H_j) + F_j(h_{f,j} - H_j)} +$$

$$+ \frac{F_j(x_{f,j,i}(h_{j+1} - H_j) + y_{j,i}^*(h_{f,j} - h_{j+1}))}{L_j(H_j - h_j) + V_{j-1}(H_{j-1} - H_j) + F_j(h_{f,j} - H_j)}. \quad (6)$$

Далі розраховується рівноважний склад парової фази (5), а на підставі значення η_j — реальний її склад. Визначається ентальпія парового потоку, що залишає тарілку. Величина ентальпії рідкої фази, яка надходить на тарілку, в першому наближенні береться рівною значенню ентальпії рідини, що стікає з неї: $h_{j+1} = h_j$, і розв'язуються рівняння (4) або (6). Отримані концентрації компонентів в рідкій фазі не є остаточними, оскільки значення ентальпії цієї фази було взято як початкове наближення. Розрахований склад рідкої фази дозволяє визначити нове наближення ентальпії h_{j+1} . Подальше уточнення ентальпії проводиться методом простих ітерацій, коли розрахунки повторюють, беручи за нове значення шуканого параметра його величину, отриману на попередньому кроці. Цей метод розв'язання систем нелінійних рівнянь в наведеній задачі має дуже високу збіжність, що пояснюється незначною зміною ентальпії рідини під час проходження тарілки, а тому хоро-

шим початковим наближенням величини ентальпії. На завершальному етапі роботи внутрішнього циклу визначається температура кипіння рідкої фази x_{j+1} розрахованого складу.

Формула інтерполяції для ітераційного уточнення величини ККД:

$$\eta_j^{(k+2)} = \frac{\eta_j^{(k)} \cdot \Delta t_{j+1}^{(k+1)} - \eta_j^{(k+1)} \cdot \Delta t_{j+1}^{(k)}}{\Delta t_{j+1}^{(k+1)} - \Delta t_{j+1}^{(k)}}, \quad (7)$$

де k — номер точки залежності $t_{j+1} = f(\eta_j)$, яка розраховується; Δt_{j+1} — різниця між розрахованим за моделлю і вимірним значенням температури.

Розрахунки завершуються у разі рівності нулю з необхідною точністю різниці між отриманою в результаті розрахунку і відомою температурами Δt_{j+1} .

Наведений алгоритм носить загальний характер і дозволяє визначити середній ККД кожної тарілки ректифікаційної колони. Однак це можливо тільки в разі вимірювання температури на кожному контактному пристрої, що часто неможливо. У таких випадках ректифікаційну колону необхідно розбивати на секції, обмежені контрольними тарілками, на яких проводять вимірювання, і, використовуючи розроблений алгоритм, розраховувати ККД, загальні для всіх тарілок кожної секції.

Ідентифікація моделей всіх контактних пристроїв колони можлива тільки в разі відомих параметрів кубового продукту. Однак розрахунок статичних характеристик ректифікаційної колони і складу кубового продукту можливий тільки за відомих ефективностей контактних пристроїв [14]. Виникає необхідність використання ітераційного процесу під час ідентифікації математичної моделі всієї колони.

Кожне нове уточнення показника ефективності масообміну на окремій тарілці або в секції колони повинно супроводжуватися розрахунком статичного режиму роботи установки. Це дозволяє змінити концентрації кубового продукту таким чином, щоб забезпечити відповідність потарільчатого розрахунку колони і балансових залежностей з використанням вже нового профілю ККД. Нове наближення складу кубового продукту необхідне для подальших пошуків ефективностей тарілок або секцій. Якщо в результаті розрахунку статичного режиму сумарна розбіжність експериментальних значень температури на контрольних тарілках і результатів моделювання становить менше заданої величини, то профіль ККД, на підставі якого проводився розрахунок статичного режиму, є шуканим результатом.

Ідентифікація математичної моделі ректифікаційної колони для розділення продуктів синтезу МТБЕ

Ректифікаційна колонна, що використовується для отримання чистого МТБЕ, містить 51 тарілку, виносні кип'ятильник і дефлегматор. У живленні розглядалися 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).

Усереднені вихідні дані, що визначають регламентований режим роботи установки: $F = 63,94$ кмоль/год; $W = 5,93$ кмоль/год; $Q_w = 2,395$ ГДж/год; $t_f = t_n = t_d =$ температурі кипіння; $P_w = 5,2$ кгс/см², $P_d = 3,9$ кгс/см², $P_f = 9,3$ кгс/см², $N_f = 34$.

Розраховані температурний і концентраційні профілі показані на рис. 1 і рис. 2.

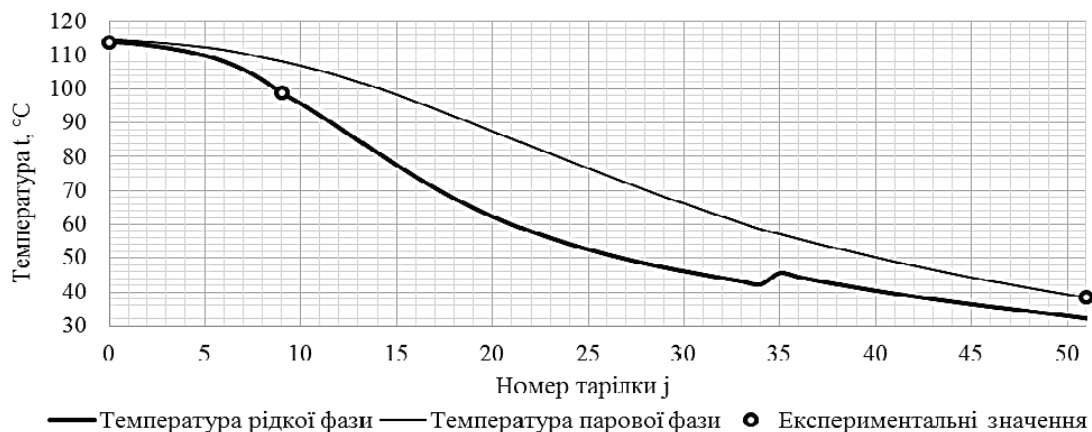


Рис. 1. Температурні профілі колони, розраховані з використанням уточненої моделі

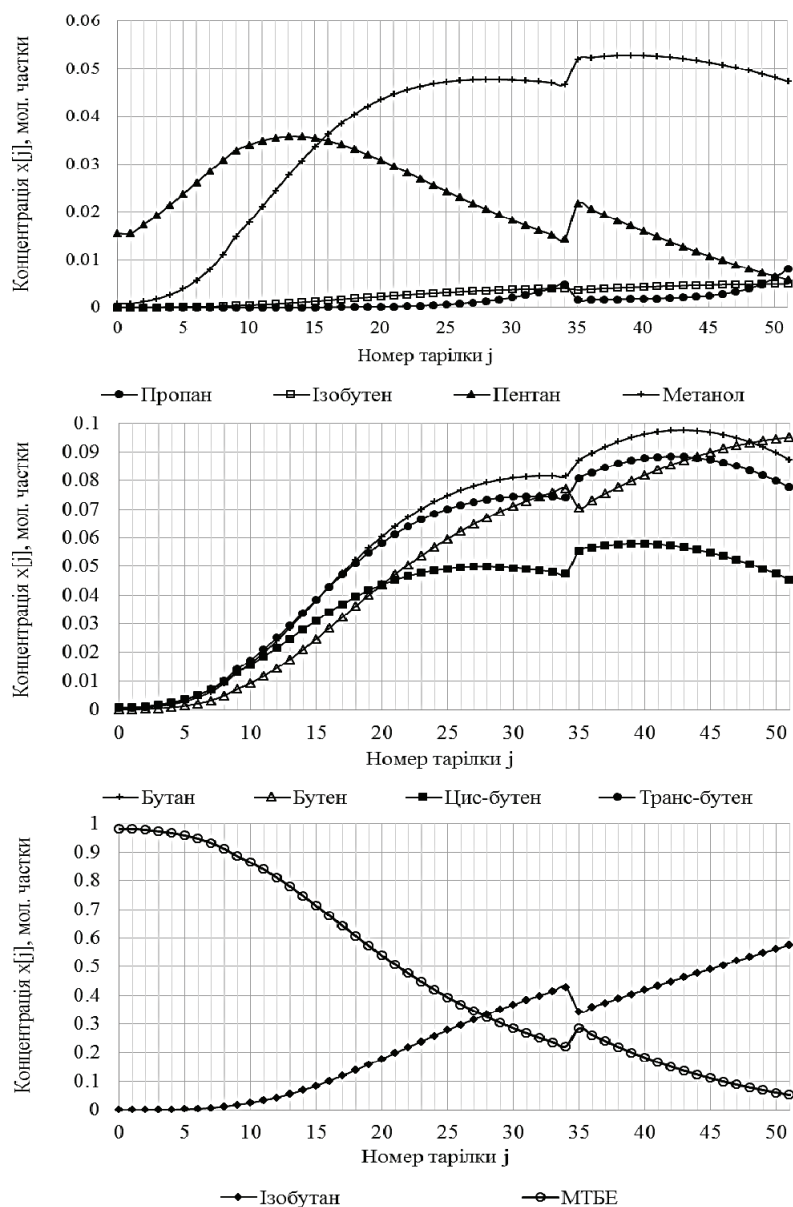


Рис. 2. Концентраційні профілі колони, розраховані з використанням уточненої моделі

процесу поділу продуктів синтезу МТБЕ після процедури ідентифікації можливо оцінити на підставі експериментальних і розрахункових температури і складів кубового продукту.

Усереднена температура на 9-й тарілці, яка відповідає регламентованому режиму роботи, становить 98,8 °С; на 51-й — 38,4 °С. Показники кубового продукту такі: температура — 113,8 °С, а концентрація МТБЕ — 99,38 % мас., що, згідно з розрахунками матеріального балансу установки, відповідає 0,9839 мол. часткам.

З використанням наведеного алгоритму знайдені наступні показники ефективностей контактних пристроїв: для тарілок з 1-ї по 8-му — 0,142914; з 9-ї по 51-шу — 0,096011. Результати моделювання, отримані за допомогою уточненої математичної моделі процесу ректифікації, такі: температура на 9-й тарілці становить 98,88 °С; температура парової фази на 51-й тарілці — 38,4 °С. Розрахована температура кубового продукту — 113,77 °С. Сумарне відхилення від експериментальних даних становить 0,11 °С.

Розрахована концентрація МТБЕ в кубовому продукті становить 0,98101, похибка моделі після проведеної параметричної ідентифікації для розглянутого режиму роботи колони — 0,289 % мол.

Зміни витрат фазових потоків по висоті колони проказані на рис. 3.

Використані такі умовні позначення:

η — ефективність контактного пристрою по Мерфрі; x — мольна концентрація компонента в рідкій фазі; y — молярна концентрація компонента в паровій фазі; F — витрата живлення, кмоль/год; Nf — номер тарілки живлення; L — витрата рідкої фази, кмоль/год; V — витрата парової фази, кмоль/год; W — витрата кубового продукту, кмоль/год; Q — витрата тепла, кДж/год; h — ентальпія рідкої фази, кДж/кмоль; H — ентальпія парової фази, кДж/кмоль; t — температура, °С; P — тиск, МПа; γ — коефіцієнт активності.

Нижні індекси: j — розглянута тарілка; i — розглянутий компонент суміші; f — параметр живлення; d — параметр дистилляту; w — параметр кубового продукту; fl — параметр флегми.

Верхні індекси: * — рівноважні параметри; k — номер ітерації.

Температура вимірюється в кубі, на 9-й тарілці і зверху колони. Також проводиться аналіз якості кубового продукту, в якому визначається концентрація ключового компонента — МТБЕ. В цьому випадку ідентифікація моделі колони можлива для двох секцій ректифікаційної установки, розділених 9-й тарілкою.

Точність математичної моделі

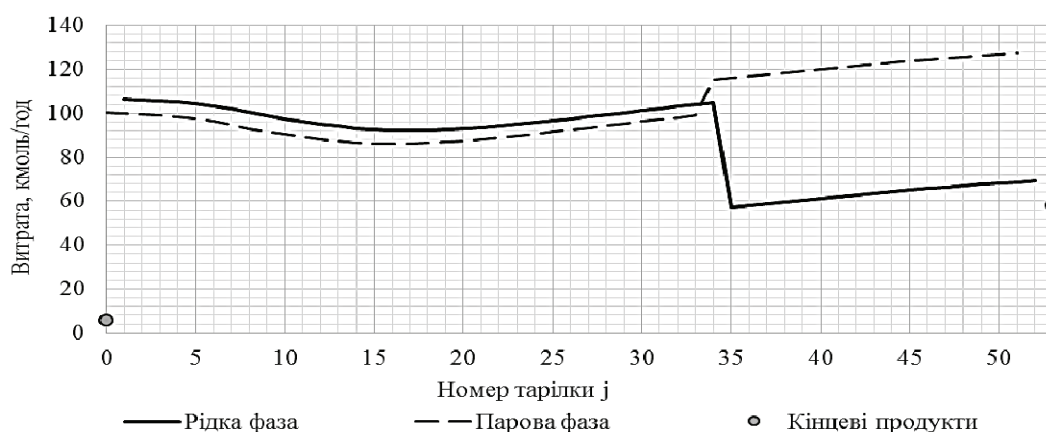


Рис. 3. Витрати парової і рідкої фаз на контактних пристроях колони

Необхідно зазначити, що розраховані значення ККД є настроювальними для моделі ректифікаційної колони і не відображають дійсні величини ефективностей масообміну на контактних пристроях. Їх значення підібрані таким чином, щоб результати розрахунку найкращим чином відповідали експериментальним даним, і включають в себе похибки всіх припущень, прийнятих при складанні моделі установки: спрощеність гідродинамічних моделей рідкої і парової фаз на контактних пристроях, адіабатичність умов роботи тарілок, розрахунки температур на підставі умови кипіння/конденсації фаз, усереднення показника ефективності масообміну по всій протяжності тарілки для всіх компонентів і для всіх тарілок однієї секції колони, розгляд в живленні тільки десяти компонентів і ігнорування багатьох мікродомішок і т. п.

Внаслідок значної інерційності ректифікаційних колон як об'єктів керування, кожна точка температурного профілю визначає реакцію відповідного контактного пристрою на збурення, що надійшли в різні моменти часу і мають різні значення. Цей недолік можна усунути або врахуванням динамічних властивостей ректифікаційної колони, або прийняттям допущення, що апарат працює в псевдостатичному режимі. Тоді вважається, що виміряні показники процесу в будь-який момент часу незмінні протягом тривалого періоду, що перевищує час перехідного процесу, і на підставі цих показників можна проводити ідентифікацію моделі ректифікаційної колони.

Головним недоліком запропонованого методу ідентифікації є усереднення показників ефективності тарілки, пов'язане з відсутністю необхідної інформації і використанням тільки окремих точок температурного профілю установки.

Неможливість прогнозування зміни профілю ефективностей у разі переведення ректифікаційної колони з одного режиму роботи на інший або під дією керувальних впливів не дозволяють вести процес в оптимальному режимі. Наближення реального режиму до оптимального буде залежати від характеру і величини зміни ККД кожної тарілки в перехідному процесі і від сумарних похибок у розрахунках концентраційних і температурних профілів з використанням отриманих в результаті роботи алгоритму ідентифікації показників ефективності контактних пристроїв.

Висновки

В роботі створено адекватну математичну модель процесу ректифікації продуктів синтезу МТБЕ шляхом інтеграції в неї розроблених і програмно реалізованих алгоритмів параметричної ідентифікації, які дозволяють на підставі поточної інформації щодо керованого об'єкта визначати показники ефективності масопередачі на кожному контактному пристрої апарата. Для цього:

- здійснена постановка задачі параметричної ідентифікації математичної моделі процесу багатокомпонентної ректифікації, яка полягає у визначенні ефективностей за Мерфрі контактних пристроїв ректифікаційної колони на підставі вимірювань поточних показників процесу і температурного профілю установки;

- розроблено алгоритмічні основи параметричної ідентифікації математичної моделі ректифікаційної колони. Шукану величину ККД пропонується визначати методом інтерполяції на підставі температурних вимірювань на вищерозташованому контактному пристрої. Розрахунок ефективностей всіх тарілок або секцій колони супроводжується визначенням статичних режимів роботи установки і нового наближення складу кубового продукту, після чого процедура розрахунків ККД

повторюється. Розв'язання припиняється, коли в розрахунку статичного режиму сумарна розбіжність експериментальних значень температури на контрольних тарілках і результатів моделювання стає меншою заданої величини; а профіль ККД, на підставі якого проводився розрахунок статистики, є шуканим результатом;

– з використанням нелінійної математичної моделі процесу ректифікації і розробленого алгоритму ідентифікації проведено дослідження статичних характеристик регламентованого режиму роботи колони для поділу продуктів синтезу МТБЕ і визначено величини ефективностей масообміну на її контактних пристроях. Результати імітаційного моделювання доводять придатність розроблених алгоритмів і моделі процесу для використання на практиці.

Розроблений алгоритм може застосовуватись як для бінарних, так і для багатокомпонентних сумішей. Результати дослідження можуть використовуватись для побудови систем адаптивного і оптимального управління процесами ректифікації.

СПИСОК ВИКОРИСТАНОЇ ЛІТЕРАТУРИ

1. Касаткин А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии [Текст] : учеб. для вузов / А. Г. Касаткин. — 10-е изд. — М. : ООО ТИД «Альянс», 2004. — 753 с.
2. Общий курс процессов и аппаратов химической технологии [Текст] : учебник : В 2-х кн. Кн. 2 / [В. Г. Айнштейн, М. К. Захаров, Г. А. Носов и др.] ; под ред. В. Г. Айнштейна. — М. : Логос; Высшая школа, 2002. — 872 с.
3. Долгова А. Н. Определение эффективности массообменных тарелок колонных аппаратов с учетом неравномерности фаз / А. Н. Долгова, Е. А. Лаптева // Нефтегазовое дело : электронный научный журнал. — 2013. — № 6. — С. 283—309.
4. Кафаров В. В. Математическое моделирование основных процессов химических производств [Текст] : учеб. пос. для вузов / В. В. Кафаров, М. Б. Глебов. — М. : Высш. шк., 1991. — 400 с.: ил.
5. Лаптев, А. Г. Основы расчета и модернизация тепломассообменных установок в нефтехимии : монография [Текст] / А. Г. Лаптев, М. И. Фарахов, Н. Г. Минеев. — Казань : Казан. гос. энерг. ун-т, 2010. — 574 с.
6. Башаров М. М. Модернизация промышленных установок разделения смесей в нефтегазохимическом комплексе [Текст] : монография / М. М. Башаров, Е. А. Лаптева. — Казань : Отечество, 2013. — 297 с.
7. Мерзляков, С. А. Эффективность тарельчатых аппаратов разделения углеводородов на основе гидродинамической аналогии [Текст] : дис. ... канд. техн. наук: 05.17.08 / С. А. Мерзляков. — Казань : КНИТУ, 2013. — 181 с.
8. Тархов К. Ю. Эффективность массопереноса в процессе ректификации бинарных и многокомпонентных смесей [Текст] // К. Ю. Тархов, Л. А. Серафимов // Вестник МИТХТ. — 2010. — Т. 5. — № 1. — С. 81—87.
9. Анисимов И. В. Математическое моделирование и оптимизация ректификационных установок [Текст] / И. В. Анисимов, В. И. Бодров, В. Б. Покровский. — М. : Химия, 1975. — 216 с.
10. Хоменко А. А. Динамика химико-технологических систем (разработка компьютерных тренажеров) [Текст] : дис. ... канд. техн. наук : 05.17.08 / А. А. Хоменко. — Казань, 2003. — 141 с.
11. Моделирование парожидкостного равновесия при подвижном управлении процессами ректификации / [А. Р. Шейкус, И. Л. Левчук, В. Я. Тришкин, В. И. Корсун] // Вестник НТУ «ХПИ». — Харьков. — 2016. — № 44 (1216). — С. 87—100. — DOI : 10.20998/2411-0558.2016.44.08. — Информатика и моделирование.
12. Комиссаров Ю. А. Математическая модель и алгоритм расчета процесса ректификации многокомпонентных систем [Текст] / Ю. А. Комиссаров, Дам Куанг Шанг // Вестник Казанского технологического университета. — 2011. — Т. 14, № 9. — С. 118—126.
13. Максименко Ю. А. Эффективность массопередачи при ректификации многокомпонентных смесей [Текст] // Вестник Астраханского государственного технического университета. — 2004. — № 1. — С. 225 — 230.
14. Developing a technique for improving the efficiency of iterative methods for the calculation of the multicomponent rectification process / [Anton Sheikus, Elena Belobrova, Yaroslav Dovgopoliy, Igor Levchuk, Valeriy Korsun] // Eastern-European Journal of Enterprise Technologies. — 2016. — Vol. 6, No 2 (84). — P. 38—44. — DOI : 10.15587/1729-4061.2016.85372.

Рекомендована кафедрою теплоенергетики ВНТУ

Стаття надійшла до редакції 25.04.2017

Шейкус Антон Романович — аспірант кафедри комп'ютерно-інтегрованих технологій та метрології, e-mail: a.sheykus@gmail.com .

Український державний хіміко-технологічний університет, Дніпро

Parametric Identification of Mathematical Model of the Process of Rectification

¹Ukrainian State University of Chemical Technology, Dnipro

The problem of determining immeasurable parameters of the nonlinear mathematical model of the statics of the multi-component rectification process - the efficiency of the contact devices of the column has been solved. The calculation is based on the measurements of the input indicators of the process and the temperatures on the control trays of the column during its operation. Algorithmic foundations of parametric identification of the mathematical model as a separate contact device or section of the apparatus as well as the entire rectification column have been given. Using the example of the apparatus for separating the ten-component methyl tert-butyl ether synthesis product, the conformity of the simulation results with the use of the proposed identification method and experimental data has been proved.

Keywords: parametric identification, rectification process, mass transfer efficiency, Murphree tray efficiency, methyl tert-butyl ether.

Sheikus Anton R. — Post-Graduate Student of the Chair of Computer Integrated Technology and Metrology, e-mail: a.sheykus@gmail.com

Параметрическая идентификация математической модели процесса ректификации

¹Украинский государственный химико-технологический университет, Днепр

Решена задача определения неизмеримых параметров нелинейной математической модели статики процесса многокомпонентной ректификации — эффективностей контактных устройств колонны. Расчет проводился на основании измерений входных текущих показателей процесса и температур на контрольных тарелках колонны в процессе ее работы. Приведены алгоритмические основы параметрической идентификации математической модели как отдельного контактного устройства или секции аппарата, так и всей ректификационной колонны. На примере установки для разделения десятикомпонентного продукта синтеза метилтретбутилового эфира (МТБЭ) доказано допустимое соответствие результатов моделирования с применением предложенного способа идентификации и опытных данных.

Ключевые слова: параметрическая идентификация, процесс ректификации, эффективность тарелки по Мерффи, метилтретбутиловый эфир.

Шейкус Антон Романович — аспирант кафедры компьютерно-интегрированных технологий и метрологии, e-mail: a.sheykus@gmail.com