



2025

НАУКОВІ ПРАЦІ

НАЦІОНАЛЬНОГО УНІВЕРСИТЕТУ ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ

Том 31 № 6

*Журнал
«Наукові праці Національного університету харчових технологій»
видається з 1938 року*

КИЇВ ✦ НУХТ ✦ 2025

MODELLING OF PHASE EQUILIBRIUM IN THE ETHYL ALCOHOL-WATER SYSTEM FOR OPTIMISING THE OPERATION OF DISTILLATION EQUIPMENT

Yu. Bulii, <https://orcid.org/0000-0002-1905-3706>

National University of Food Technologies

Key words:

Phase equilibrium
Rectification column
Plates
Ethyl alcohol
Controlled cycles

Article history:

Received 03.11.2025
Received in revised form
17.11.2025
Accepted 04.12.2025

Corresponding author:

Yu. Bulii
E-mail:
yvbuliy@gmail.com

Citation: Булій Ю. В. (2025). Моделювання фазової рівноваги в системі етиловий спирт—вода для оптимізації роботи брагоректифікаційних установок. *Наукові праці НУХТ*, 31(6), 88—98.
DOI: 10.24263/2225-2924-2025-31-6-8

ABSTRACT

The design and implementation of highly efficient energy-saving distillation units requires a sufficient amount of reliable data on phase equilibrium in the ethyl alcohol-water system. There was not found experimental data on phase equilibrium in the pressure range from 103 to 50.6 kPa in scientific articles. Of particular interest are data on phase equilibrium in the ethanol—water system in the low ethyl alcohol concentration zone (less than 3.0 mol. %), where the lower parts of the distillation and rectification columns operate. The existing data is contradictory and requires thorough verification and supplementation.

There was developed the devise design of which made it possible to increase the accuracy of results and reduce the time required to achieve phase equilibrium to 30—40 min. Experimental data on phase equilibrium in the above pressure range were obtained and modelled to optimize the operation of the distillation unit. The Tsuboko-Katayama equation was used as the modelling equation. Thermodynamic verification of the results showed a satisfactory degree of agreement between the calculated and experimental data. Phase equilibrium curves were constructed, the dependence of ethyl alcohol evaporation coefficients on pressure was established, and the inversion of equilibrium curves was determined.

Methods for mass exchange between liquid and vapour in controlled cycles mode of liquid delay and overflow have been developed, as well as designs of column apparatus to implement them. The hydrodynamic operating modes of the plates in cyclic mode were established. It has been experimentally proven that increasing the contact time between phases on the plates to 30—60 seconds significantly improved the efficiency of the plates and reduced steam consumption by 40%. When designing distillation and alcohol columns operating under vacuum, it is necessary to take into account the instantaneous decrease in ethanol evaporation coefficients in the concentration range below 1.2—1.4 mol. %.

DOI: 10.24263/2225-2924-2025-31-6-8

МОДЕЛЮВАННЯ ФАЗОВОЇ РІВНОВАГИ В СИСТЕМІ ЕТИЛОВИЙ СПИРТ—ВОДА ДЛЯ ОПТИМІЗАЦІЇ РОБОТИ БРАГОРЕКТИФІКАЦІЙНИХ УСТАНОВОК

Ю. В. Булій, <https://orcid.org/0000-0002-1905-3706>

Національний університет харчових технологій

Проектування і впровадження високоефективних енергозберігаючих брагоректифікаційних установок потребує достатньої кількості достовірних даних щодо фазової рівноваги в системі етиловий спирт—вода. В літературних джерелах відсутні експериментальні дані щодо фазової рівноваги в діапазоні значень тиску від 103 до 50,6 кПа. Особливий інтерес представляють дані щодо фазової рівноваги в системі етанол—вода в зоні низьких концентрацій етилового спирту — менше 3,0 мол. %, в яких працюють нижні частини бражних і ректифікаційних колон. Існуючі дані суперечливі і потребують ретельної перевірки та доповнення.

Для проведення досліджень був розроблений прилад, конструкція якого дала змогу підвищити точність результатів і скоротити час досягнення рівноважного стану між рідиною і парою до 30—40 хв. Отримані експериментальні дані щодо фазової рівноваги у вищевказаному діапазоні тиску і проведено її моделювання для оптимізації роботи брагоректифікаційної установки. Як моделююче рівняння використано рівняння Цубоко-Катаями. Термодинамічна перевірка результатів показала задовільний ступінь узгодженості розрахункових і експериментальних даних. Побудовані криві фазової рівноваги, встановлена залежність коефіцієнтів випаровування етилового спирту від тиску, визначена інверсія кривих рівноваги.

Розроблені способи масообміну між рідиною і парою в режимі контрольованих циклів затримки і переливу рідини та конструкції масообмінних апаратів для їх реалізації. Встановлені гідродинамічні режими роботи тарілок в циклічному режимі. Експериментально доведено, що подовження часу контакту фаз на тарілках до 30—60 с дає змогу наблизитись до рівноважного стану фаз і скоротити витрати гріючої пари на 40%. При проектуванні бражних і спиртових колон, що працюють під розрідженням, необхідно враховувати миттєве зменшення коефіцієнтів випаровування етанолу в зоні концентрацій, нижчих від 1,2—1,4% мол.

Ключові слова: фазова рівновага, ректифікаційна колона, тарілки, етиловий спирт, контрольовані цикли.

Постановка проблеми. Технічний прогрес у спиртовій промисловості нерозривно пов'язаний з розробкою і впровадженням високоефективних енергозберігаючих брагоректифікаційних установок (БРУ) (Українець, Шиян, & Сосницький, 2006). Розділення багатокомпонентних сумішей відбувається шляхом ступінчастого контакту пари та рідини на тарілках колон. Тарілки виготовляють різної конструкції: зі зливними пристроями (ковпачкові, сітчасті, клапанні, односпрямовані), без зливних пристроїв або провальні (гратчасті, трубчасті, клапанні), інжекційні, насадкові, плівкові, розпилювальні, пристрої із зовнішнім введенням енергії

тощо. Коефіцієнт їх корисної дії (ККД) залежить від конструкції, діаметра і вільного перерізу колони, її завантаження, міжтарілкової відстані, швидкості пари, фізичних властивостей суміші, яка підлягає розділенню тощо (Маринченко та ін., 2003; Марценюк, Малежик, & Зоткіна, 2019).

Зусилля дослідників спрямовані на удосконалення конструкції тарілок з метою забезпечення найбільш інтенсивного контакту пари та рідини, ефективність якого визначають за ступенем досягнення фазової рівноваги. Технологічні розрахунки бражної і ректифікаційної колон припускають миттєве перенесення летких компонентів пари та рідини, не враховуючи інтервал контакту фаз або часу перебування рідини на тарілках. Існує межа, нижче якої час контакту рідини та пари недостатній для досягнення фазової рівноваги, тому ККД відомих типів тарілок не перевищують 0,4—0,6 (Цыганков, 2010; Українець, Шиян, & Сизько, 2010).

Проектування і впровадження високоефективних енергозберігаючих брагоректифікаційних установок, що працюють за атмосферного тиску та під розрідженням, потребує достатньої кількості достовірних даних щодо фазової рівноваги в системі етиловий спирт—вода.

Аналіз останніх досліджень і публікацій. Вивченню фазової рівноваги між рідиною та паром присвячені праці відомих вітчизняних і зарубіжних дослідників: В. М. Стабнікова, Т. Б. Процюк, Н. М. Ющенко, В. Б. Когана, В. М. Фрідмана, В. В. Кафарова, Б. Д. Метюшева, С. Уейлеса, Е. Хала та ін. (Шиян, Сосницький, & Олійнічук, 2009; Kang та ін., 2010). Результати їх роботи не втратили актуальності і в теперішній час. Методи розрахунку фазової рівноваги пройшли тривалий шлях розвитку від графічних і математичних до аналітичних, що базуються на сучасних теоріях розчинів. Для моделювання фазової рівноваги останнім часом використовують моделі розчинів, відомі під назвою групових (Cristino та ін., 2013). Як найбільш вдалі слід відзначити моделі UNIFAC, UNIQUAC, SUPERFAC, DISQUAC (Пупена, 2007; Farajnezhad, Afshar, Khansary, Shirazian, & Ghadiri, 2016).

Відомо, що фазова рівновага в системі етанол—вода за атмосферного тиску добре вивчена, але ця залежність недостатньо вивчена для тиску, нижчого за атмосферний в діапазоні значень від 103 до 50,6 кПа (Guevara, Guevara, & Belalcázar, 2018). Особливий інтерес представляють дані щодо фазової рівноваги в зоні низьких концентрацій етилового спирту — менше 3,0 мол. %, в яких працюють нижні частини бражних і ректифікаційних колон. Існуючі дані суперечливі і потребують ретельної перевірки та доповнення (Jin Zhao та ін., 2006; Liaposhchenko та ін., 2021). Крім того, для теорії і практики ректифікації важливо знати область інверсії кривої фазової рівноваги за тиску, нижчого за атмосферний, щодо аналогічної кривої за атмосферного тиску. Результати різних авторів не збігаються через недосконалість експериментальних установок і обраних методів досліджень. Наявність достовірних даних щодо фазової рівноваги дасть змогу більш обґрунтовано вирішити питання розподілу тиску між колонами в БРУ.

Дотепер для досліджень використовували прилади циркуляційного типу Отмера, Свентославського, Бушмакіна та їх модифікації, які мають ряд суттєвих недоліків: слабе перемішування рідини, наявність бризковиносу, подовжена у часі тривалість досягнення фазової рівноваги, конденсація пари на внутрішній поверхні приладів (ефект дефлегмації) тощо (Булій, 2024).

Мета дослідження: аналіз фазової рівноваги між рідиною і паром у системі етиловий спирт—вода в діапазоні значень тиску від 103 до 50,6 кПа в зоні низьких концентрацій спирту у розчинах; вибір методів термодинамічної перевірки і обробки експериментальних даних для контролю їх достовірності; оптимізація роботи БРУ шляхом досягнення наближеного до рівноважного стану фаз на тарілках; дослідження ефективності роботи ректифікаційної колони циклічної дії в процесі розгонки спиртовмісних фракцій у виробничих умовах.

Матеріали і методи. Для дослідження використовували прилад, розроблений співробітниками КТІХП (нині НУХТ), конструкція якого дозволяла виключити недоліки, притаманні відомим моделям (А. с. 1226229 СРСР. Устройство для исследования фазовых равновесий жидкость—пар). Його основною особливістю було те, що прилад приєднувався до системи регулювання тиску, а стабілізація температури внутрішньої поверхні здійснювалась не паром, а стікаючою плівкою рідини, яка знаходилась у рівновазі з паром (рис. 1).

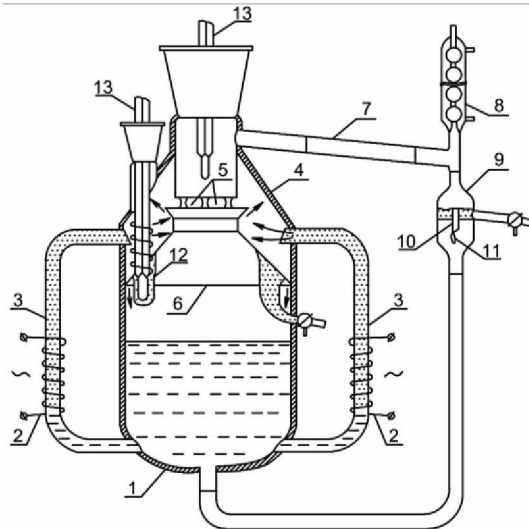


Рис. 1. Прилад для дослідження фазової рівноваги: 1 — термостійка колба; 2 — електрична спіраль; 3 — циркуляційні труби; 4 — кільцевий відбійник; 5 — отвори; 6 — зонт; 7 — відвідна трубка; 8 — холодильник; 9 — збірник конденсату; 10 — лічильник крапель; 11 — краплі конденсату; 12 — термометрична кишеня; 13 — термометри

Таке технічне рішення забезпечувало рівномірне кипіння водно-спиртової рідини, усувало її випаровування, запобігало коливанню тиску і температури і дозволяло досягати фазової рівноваги протягом 30—40 хв. Схема включення приладу в роботу показана на рис. 2.

Методи досліджень — аналітичні, фізико-хімічні, хроматографічні та розрахункові, що застосовуються у виробництві ректифікованого етилового спирту.

Концентрацію етилового спирту у водно—спиртових розчинах визначали стандартними ареометричним, пікнометричним, флотажним, біхроматно-йодометричним і колориметричним методами (Янчевський, Ковальчук, Кравчук, Попова, & Олійник, 1999; Янчевский, Олейничук, Кравчук, Ковальчук, & Михайло, 2002).

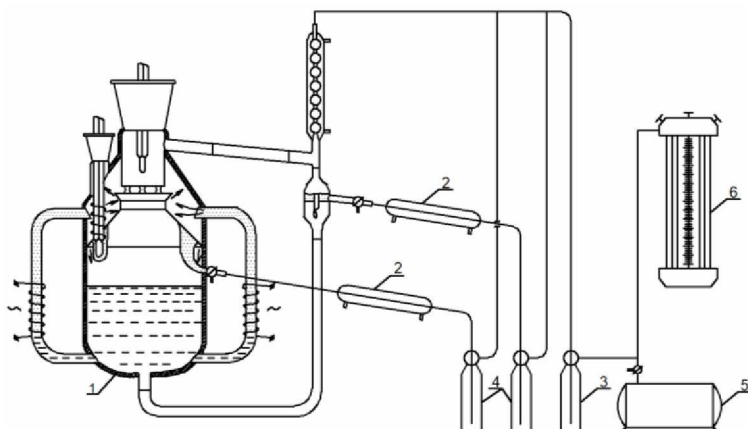


Рис. 2. Установа для дослідження фазової рівноваги в системі етанол—вода за тиску, нижчого за атмосферний: 1 — ебуліометр; 2 — холодильник проб; 3 — вловлювач крапель; 4 — пробовідбірники; 5 — вакуум-насос; 6 — диференційний монometr. Концентрацію летких домішок спирту (естерів, альдегідів, вищих спиртів сивушної олії і метанолу) визначали на газовому хроматографі з колонкою HP FFAP 50 m×0,32 m (Plutowska, & Wardenski, 2008; Steven, & Lehotay, 2002; Dewulf, 2002).

Виклад основних результатів досліджень. Достовірність результатів досліджень значною мірою залежить від обраної методики визначення концентрації спирту в розчинах. Встановлено, що вибір методу аналізу залежить від концентрації водно-спиртового розчину. Так, у зоні низьких концентрацій (до 0,5 мас. %) доцільно використовувати колориметричний метод, в інтервалі концентрацій від 0,5 до 3 мас. % — біхроматно-йодометричний, в інтервалі від 3 до 35 мас. % — рефрактометричний, а в зоні більш високих концентрацій — пікнометричний методи. Відносна похибка досліджень не перевищувала 0,5%.

У процесі досліджень температуру пари і рідини визначали термометрами з ціною поділки 0,1 °С, тиск вимірювали з точністю до 0,133 кПа. Були досліджені водно-спиртові розчини концентрацією 0,006—88,1 мол. % з кроком 0,02—0,1 мол. % в зоні концентрацій дослідних розчинів від 0 до 3,0 мол. % і з кроком 2,0 мол. % в зоні більш високих концентрацій. Значення тиску змінювали в діапазоні 99,21—15,27 кПа з середнім кроком 13,33 кПа.

Головним завданням контролю достовірності отриманих результатів був вибір методів термодинамічної перевірки й обробки експериментальних даних. Для цього використовують методи Вільсона, Маргулеса, Редліха-Кістера, Ренона-Праузниця та ін. (Privat, Jaubert, & Kontogeorgis, 2024). За результатами досліджень проводилось моделювання фазової рівноваги для значень тиску в обраному діапазоні. Як моделююче рівняння використовували найбільш просте із числа вдалих варіантів модифікації рівняння Вільсона — рівняння Цубоко-Катаями, яке було вихідним для розрахунку коефіцієнтів активності компонентів бінарної системи j_1 і j_2 і концентрації етанолу в парі в умовах рівноважного стану фаз. Це рівняння надає можливість визначати ступінь узгодженості D експериментальних і розрахованих даних. Рівняння має такий вигляд:

$$\ln j = \ln \frac{X_1 + V_2 X_2 / V_1}{X_1 + \lambda_{1,2} X_2} + (\beta - \beta_v) X_2; \quad (1)$$

$$\ln j = \ln \frac{X_2 + V_1 X_1 / V_2}{X_2 + \lambda_{2,1} X_1} + (\beta - \beta_v) X_1, \quad (2)$$

де V_1, V_2 — молярні об'єми спирту і води; X_1, X_2 — молярні долі компонентів спирту і води; $\lambda_{1,2}, \lambda_{2,1}$ — параметри бінарної взаємодії компонентів; β, β_v — змінні величини.

$$\beta_v = \frac{V_2 / V_1}{X_1 + V_2 X_2 / V_1} - \frac{V_1 / V_2}{X_1 V_1 / V_2 + X_2}; \quad (3)$$

$$\beta = \frac{\lambda_{1,2}}{X_1 + \lambda_{1,2} X_2} - \frac{\lambda_{2,1}}{\lambda_{2,1} X_1 + X_2}; \quad (4)$$

$$V_{1,2} = V_2 / V_1; \quad V_{2,1} = V_1 / V_2. \quad (5)$$

Міжмолекулярна взаємодія компонентів суміші залежить передусім від локальних концентрацій a_{ij} , виражених в об'ємних долях. Ці концентрації входять у ймовірні члени енергетичного розподілу Больцмана:

$$\frac{P_{1,1}}{P_{2,1}} = \frac{X_1 \exp\left(-\frac{a_{1,1}}{RT}\right)}{X_2 \exp\left(-\frac{a_{2,1}}{RT}\right)}; \quad \frac{P_{1,2}}{P_{2,2}} = \frac{X_1 \exp(-a_{1,2}/RT)}{X_2 \exp(-a_{2,2}/RT)}; \quad (6)$$

де $P_{1,1}$ — імовірність знаходження молекул типу 1 поблизу одне одного; $P_{2,2}$ — імовірність знаходження молекул типу 2 поблизу одне одного; $P_{1,2}$ — імовірність знаходження молекул типу 1 і 2 поблизу одне одного.

Об'ємні долі спирту Z_1 і води Z_2 , виражені через цю імовірність, дорівнюють:

$$Z_1 = \frac{P_{1,1} V_1}{P_{1,1} V_1 + P_{2,1} V_2} = \frac{1}{1 + \frac{X_2 V_2}{X_1 V_1} \exp[-(a_{2,1} - a_{1,1})/RT]} = \frac{X_1}{X_1 + \lambda_{1,2} X_2}; \quad (7)$$

$$Z_2 = \frac{1}{1 + \frac{X_1 V_1}{X_2 V_2} \exp[-(a_{1,2} - a_{2,2})/RT]} = \frac{X_2}{\lambda_{2,1} X_1 + X_2}. \quad (8)$$

Звідки:

$$\lambda_{1,2} = \frac{V_2}{V_1} \exp[-(a_{2,1} - a_{1,1})/RT] = \frac{V_2}{V_1}; \quad (9)$$

$$\lambda_{2,1} = \frac{V_1}{V_2} \exp[-(a_{1,2} - a_{2,2})/RT] = \frac{V_1}{V_2} \exp\left(-\frac{\lambda_{2,1}}{RT}\right). \quad (10)$$

Отримані параметри рівняння Цубоко-Катаями дають досить задовільні апроксимації для аналізу процесів, в яких можливе встановлення фазової рівноваги. Параметри рівняння розраховували методом нелінійних регресій (Miller, & James, 2016). Оскільки $\lambda_{1,2}$ і $\lambda_{2,1}$ незалежні від температури (тиску) як мінімум до першої апроксимації, а тиск під час досліджень змінювався в порівняно вузьких межах (99,21—15,27 кПа), розрахункові параметри для етилового спирту і води були сталими для всіх значень тиску: $\lambda_{1,2} = 416,045$ і $\lambda_{2,1} = 184,058$. Ці значення використовували для моделювання фазової рівноваги. Метод Цубоко-Катаями дав змогу визначити ступінь узгодженості D шляхом розв'язання інтеграла Редліха-Кістера:

$$D = \frac{\int_0^1 \ln dx_1}{\int_0^x \ln \frac{j_1}{j_2} dx_1 + \int_x^1 \ln \frac{j_1}{j_2} dx_1} \leq 0,02. \quad (11)$$

Результати розрахунку підтвердили задовільний ступінь узгодженості експериментальних і розрахункових даних. На їх основі були побудовані графічні залежності, наведені нижче.

На рис. 3 показано криві фазової рівноваги системи етанол—вода за тиску P , нижчого за атмосферний, в зоні концентрацій 0—3,0% мол.

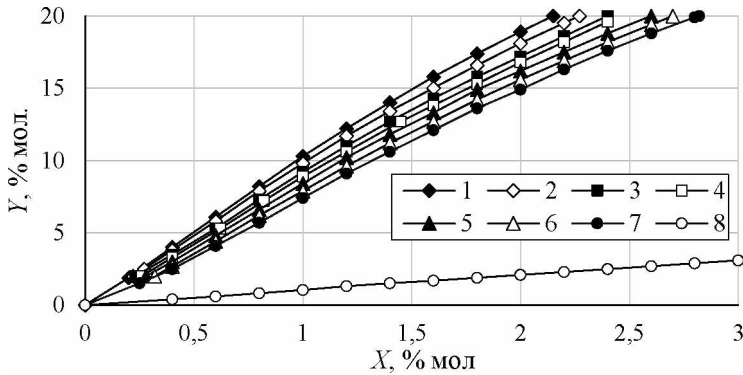


Рис. 3. Криві фазової рівноваги системи етанол-вода за тиску P , кПа: 1 — 99,21; 2 — 85,74; 3 — 71,37; 4 — 57,27; 5 — 43,43; 6 — 29,33; 7 — 15,23

Із представлених графіків видно, що зі зменшенням тиску леткість етилового спирту в цій зоні суттєво зменшується і досягає мінімальної величини при концентрації етанолу, близької до нуля.

На рис. 4 показано зміну коефіцієнтів випаровування етанолу K залежно від тиску P при концентрації етанолу, нижчій за 3,0% мол. Із представлених графіків видно, що при концентрації етанолу, нижчій за 1,2—1,4 мол. %, коефіцієнт K зменшується, причому тим швидше, чим нижчий залишковий тиск у системі. Так, при зменшенні тиску від 99,21 до 15,23 кПа і концентрації етанолу 0,006 мол. % коефіцієнт випаровування зменшується від 10,5 до 3,9.

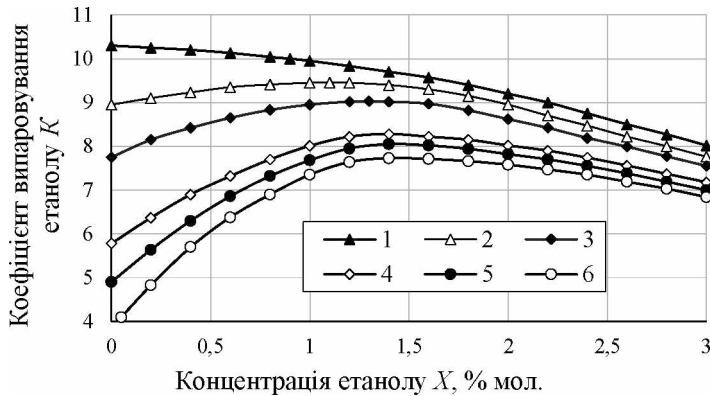


Рис. 4. Зміна коефіцієнтів випаровування етанолу K залежно від тиску P в зоні концентрацій етанолу до 3% мол.

Аномальна або асимптотична поведінка коефіцієнта випаровування при зменшенні концентрації спиртового розчину нижче 1,2—1,4 мол. % і залишкового тиску в системі нижчого за атмосферний пояснюється тим, що в таких умовах фазова рівновага бінарної системи етанол—вода наближається до критичного стану, в якому більшість фізико-хімічних характеристик можуть зазнавати різкої зміни, аж до кількох порядків, що характерно для коефіцієнта K .

На рис. 5 показана інверсія кривих фазової рівноваги за тиску P , нижчого за атмосферний, щодо аналогічної кривої за атмосферного тиску. Інверсія кривих фазової рівноваги в контексті фазових діаграм означає зміну напрямку кривої рівноваги при зміні тиску. Із представлених на рис. 5 графіків видно, що в зоні значень тиску 15,23—99,21 кПа інверсія кривих рівноваги відбувається в інтервалі концентрацій етанолу від 4,30 до 13,15% мол.

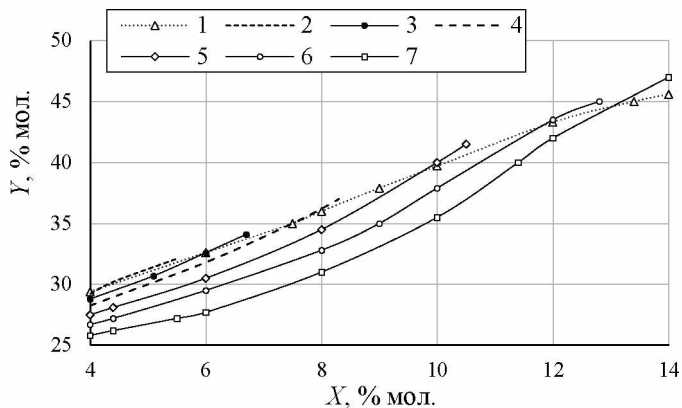


Рис. 5. Інверсія кривих фазової рівноваги за тиску, нижчого за атмосферний

Враховуючи результати фундаментальних досліджень, в НУХТ у співробітництві з ТОВ «ТІСЕР» були розроблені способи циклічної ректифікації, використання яких дає змогу наблизитись до рівноважного стану фаз на тарілках колон (патент UA на винахід № 123917. Спосіб масообміну між рідиною і паром в колонному апараті). Для забезпечення максимально можливого ККД відомих типів тарілок необхідно було створити умови, за яких відбувалася задана в часі примусова затримка рідини на тарілках до повного насичення пари легколеткими компонентами рідини, а рідини — важколеткими компонентами пари. Для реалізації способу ректифікаційна колона була оснащена тарілками з рухомими сегментами, з'єднаними з приводними механізмами (пневмоциліндрами двобічної дії) компанії FESTO, дія яких відбувалися відповідно до програми контролера (патент UA на винахід № 124733. Колонний масообмінний апарат циклічної дії). Фрагменти ректифікаційних колон циклічної дії з рухомими сегментами, закріпленими на тягах, і поворотними сегментами тарілок показано на рис. 6(а) і 6(б).

Система управління включала щит, в якому був розташований контролер, і комп'ютер. Контролер M340 включав процесор, мережевий модуль, блоки аналогових і дискретних входів/виходів. На комп'ютері була виконана умовна візуалізація технологічного процесу та надані необхідні засоби управління процесом. Для створення програмного управління пневмоциліндрами було використано програмне середовище Unity Pro. Текст програми розроблений на двох мовах — FBD та ST. Для віддаленого управління виконавчим механізмом пневмоциліндрами та збору інформації від дискретних датчиків про їх положення через послідовний інтерфейс зв'язку, простоти монтажу пневматичної системи управління за рахунок підключення виконавчих механізмів шлангами через швидко роз'єднання

щита управління в системі автоматизації було передбачено використання стандартної електропневматичної шафи серії ЕРСВ-РІО-МРА-32/32 з типом інтерфейсу зв'язку Profibus-DP з блоком підготовки повітря.

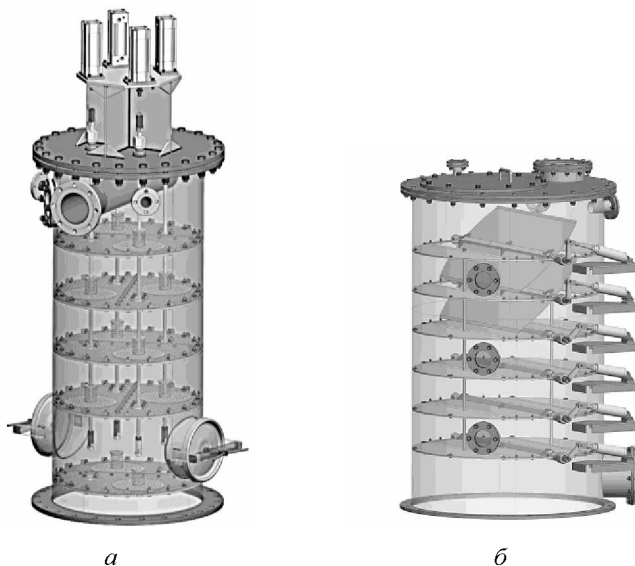


Рис. 6. Фрагменти ректифікаційних колон циклічної дії

Встановлені гідродинамічні режими роботи тарілок: швидкість пари у вільному перерізі колони, оснащеної сітчастими тарілками, не повинна перевищувати 0,7 м/с, лускоподібними 1,2 м/с; оптимальна швидкість пари в отворах сітчастої тарілки становить 7,5—8,0 м/с, лускоподібної 12—14 м/с; для інтенсивного переливу рідини швидкість пари в отворах не повинна перевищувати 1,5—1,0 м/с (Булій, Ободович, & Сидоренко, 2019).

Дослідження проводили у виробничих умовах ТОВ «Сторонибаський спиртовий завод» у процесі розгонки спиртовмісних фракцій. Час перебування рідини на тарілках розгінної колони становив 30—40 с. Встановлено, що в циклічному режимі альдегіди, естери і акролеїн видалялися в повній мірі, ступінь вилучення вищих спиртів сивушної олії зріс на 38%, а метилового спирту — на 15,6%. При цьому кратність концентрування головних домішок збільшилась на 25%, вищих спиртів на 40%, метанолу на 34%, акролеїну — на 36%, ізопропілового спирту на 42%, витрати грючої пари зменшились на 40% порівняно з типовою колоною стаціонарної дії.

Висновки

1. Термодинамічна перевірка фазової рівноваги бінарної системи етиловий спирт—вода за тиску, нижчого за атмосферний, підтвердила достовірність отриманих експериментальних даних за обраною методикою.

2. Враховуючи те, що леткість етанолу при зниженні тиску в зоні низьких концентрацій зменшується, при проектуванні БРУ, що працюють під розрідженням, доцільно вакуумувати епораційну, розгінну колону і колону кінцевого очищення.

3. При проектуванні бражних і спиртових колон, що працюють під розрідженням, необхідно враховувати миттєве зменшення коефіцієнтів випаровування станолу в зоні концентрацій, нижчих від 1,2—1,4% мол.

4. Встановлено, що фазова рівновага між рідиною і паром на теоретичній тарілці в ідеальних умовах досягається протягом 30—40 хв.

5. Подовження часу контакту пари і рідини на тарілках до 30—60 с дає змогу наблизити ефективність кожної реальної тарілки до ефективності теоретичної шляхом створення умов, близьких до досягнення рівноважного стану фаз, та оптимізувати роботу БРУ завдяки підвищенню ступеня розділення багатокомпонентних сумішей і скороченню енерговитрат на 40 %.

Література

Булій, Ю. В. (2024). Прилад для дослідження фазової рівноваги в системі етанол—вода. Матеріали Міжнародної науково-практичної конференції: «*Біотехнології продовольчих продуктів: проблеми і перспективи*», Київ: ДНУ «УкрНДДспиртбіопрод».

Булій, Ю. В., Ободович, О. М., Сидоренко, В. В. (2019). Визначення гідродинамічних характеристик роботи масообмінних колонних апаратів в циклічному режимі. *Теплофізика та теплоенергетика*, 41(4), 65—69. http://nbuv.gov.ua/UJRN/PTT_2019_41_4_10.

Маринченко, В. О., Домарецький, В. А., Шиян, П. Л., Швець, В. М., Цыганков П. С., & Жолнер, І. Д. (2003). *Технологія спирту*. Вінниця: «Поділля-2000».

Марценюк, О. С., Малежик, І. Ф., Зоткіна, Л. В. (2019). Тарілчасті апарати та їх удосконалення. *Наукові праці НУХТ*, 2, 121—133.

Пупена, О. М. (2007). Використання модифікованого методу UNIFAC (Дортмунд) для розрахунку паро-рідинної рівноваги при моделюванні процесів ректифікації у виробництві харчового етилового спирту. *Наукові праці НУХТ*, 22, 61—63.

Українець, А. І., Шиян, П. Л., Сизько, В. Б. (2010). Сучасне обладнання спиртового виробництва. *Науково-технічні розробки та інноваційні технології*, 81—82.

Українець, А. І., Шиян, П. Л., Сосницький, В. В. (2006). Перспективні напрямки енергозбереження в спиртовому виробництві. *Харчова і переробна промисловість*, 4, 4—12.

Цыганков, С. П. (2010). *Биоэтанол*. Киев: ООО «НПП «Интерсервис».

Шиян, П. Л., Сосницький, В. В., & Олійничук, С. Т. (2009). *Інноваційні технології спиртової промисловості. Теорія і практика*: монографія. Київ: Видавничий дім «Асканія».

Янчевський, В. К., Олійничук, С. Т., Кравчук, З. Д., Ковальчук, В. П., Михайло, В. Н. (2002). *Таблицы спиртометрические. Справочное пособие*. Киев: УкрНИИспиртбіопрод.

Янчевський, В. К., Ковальчук, В. П., Кравчук, З. Д., Попова, В. М., Олійник С. І. (1999). *Інструкція по хіміко-технологічному контролю лікєро-горіччаного виробництва*. Київ: УкрНДДспиртбіопрод.

Cristino, A. F., Rosa, S., Morgado, P., Galindo, A., Filipe, E. J. M., Palavra, A. M. F., Nieto de Castro, C. A. (2013). High-temperature vapour-liquid equilibrium for the water-alcohol systems and modeling with SAFT-VR: 1. Water-ethanol. *Fluid Phase Equilib.*, 341, 48—53. <https://doi.org/10.1016/j.fluid.2012.12.014>.

Kang, J. W., Diky, V., Chirico, R. D., Magee, J. W., Muzny, C. D., Abdulagatov, I., Kazakov, A. F., Frenkel, M. (2010). A Quality Assessment Algorithm for Vapor-Liquid Equilibrium Data. *J. Chem. Eng.* 55, 3631—3640. <http://dx.doi.org/10.18180/tecciencia.2018.24.3>.

Farajnezhad, A., Afshar, O. A., Khansary, M. A., Shirazian, S., Ghadiri, M. (2016). Correlation of interaction parameters in Wilson, NRTL and UNIQUAC models using theoretical methods. *Fluid Phase Equilib.*, 417, 181—186. DOI:10.1016/J.FLUID.2016.02.041.

Guevara, M. A., Guevara, F. A., Belalcázar, L. C. (2018). Experimental Data and New Binary Interaction Parameters for Ethanol-Water VLE at Low Pressures Using NRTL and UNIQUAC. *TECCIENCIA*, 13(24), 17—26. <http://dx.doi.org/10.18180/tecciencia.2017.23.11>.

Jin Zhao, Cong-Cong Dong, Chun-Xi Li, Hong Meng, Zi-Hao Wang. (2006). Isobaric vapor-liquid equilibria for ethanol-water system containing different ionic liquids at atmospheric pressure. *Fluid Phase Equilibria*, 242(2), 147—153. <https://doi.org/10.1016/j.fluid.2006.01.023>.

Liaposhchenko, O., Marenok, V., Skydanenko, M., Pavlenko, I., Ochowiak, M., Mižáková, J., Pitel, J., Storozhenko, V., Smyrnov, V., Shmatenko, V. (2021). Modeling of Technological Processes for a Rectification Plant in Second-Generation Bioethanol Production. *Processes*, 9, 944. <https://doi.org/10.3390/pr9060944>.

Plutowska, B., Wardenski, W. (2008). Application of gas chromatography-olfactometry (GC-O) in analysis and quality assessment of alcoholic beverages — a review. *Food Chemistry*, 449—463. <https://doi.org/10.1016/j.foodchem.2007.08.058>.

Steven Lehotay, S. (2002). Application of gas chromatography in food analysis. *Trends in Analytical Chemistry*, 21(9—10), 686—697. [https://doi.org/10.1016/S0165-9936\(02\)00805-1](https://doi.org/10.1016/S0165-9936(02)00805-1).

Dewulf, J. (2002). Analysis of volatile organic compounds using gas chromatography. *Trends in Analytical Chemistry*, 21(9—10), 637—646. <http://hdl.handle.net/1854/LU-158121>.

Privat, R., Jaubert, J., Kontogeorgis, G. (2024). The secret of the Wilson equation. *Fluid Phase Equilibria*, 579, 114018. <https://doi.org/10.1016/j.fluid.2023.114018>.

Miller, K., James, M. (2016). Optimization techniques in nonlinear regression models. *Mathematical analysis and applications*, 432(1), 135—150.