

IMPROVING THE PERFORMANCE CHARACTERISTICS OF DISTILLATION EQUIPMENT BY OPTIMISING THE OPERATION OF HEAT-EXCHANGE EQUIPMENT

Y. Bulii, A. Kuts, A. Forsiuk, Y. Zaporozhets

National University of Food Technologies

Key words:

*Distillation unit
Impurity concentration
column
Dephlegmator
Condenser
Alcohol
Vapour
Alcohol-containing
fractions*

Article history:

Received 03.10.2023
Received in revised form
16.10.2023
Accepted 03.11.2023

Corresponding author:

Y. Bulii

E-mail:

yvbuliy@gmail.com

Citation: Ю. В. Булій, А. М. Куц, А. В. Форсюк, Ю. В. Запорожець (2023). Підвищення експлуатаційних характеристик брагоректифікаційних установок шляхом оптимізації роботи теплообмінного обладнання. *Наукові праці НУХТ*, 29(5), 46—56. DOI: 10.24263/2225-2924-2023-29-5-5

ABSTRACT

Methods for obtaining rectified alcohol in the distillation units equipped with a impurity concentration column, provided for the introduction of alcohol-containing intermediates and by-products in the form of vapour condensate with a temperature of 25—30 °C on the feed plate are known. For effective extraction and concentration of volatile impurities the additional vapour flow rate from 2.56 to 3.59 kg/dal of anhydrous alcohol introduced into the column (by 28.7%) is a necessary condition.

In order to optimize the operation of the unit, it was proposed to feed the column plate with alcohol-containing fractions in the form of vapour, not condensed in the carbon dioxide separator, deflegmators of the distillation, epuration (head fraction) and alcohol column (unpasteurized alcohol), as well as the fusel fraction and fusel alcohol in a vaporious state. The study of the efficiency of the innovative method was carried out in production conditions in two stages. At the first stage, 2% of non-condensed steam in deflegmators was fed to the dispersal column, at the second stage — 5%.

Calculation of water consumption for cooling of heat-exchange equipment and vapour was made in recalculation per 1 dal of anhydrous alcohol introduced into the column. It was found that the technical solution allows to reduce the total water consumption by 0.032 m³/dal (5.1%), and vapour by 1.2 kg/dal (1.9%) compared to the known method. At the same time qualitative indicators of rectified ethyl alcohol corresponded to normative indicators for alcohol of "Lux" grade.

When supplying vapour streams to feed the impurity concentration column the profit for the plant with a capacity of 3000 dal of alcohol per day will be about 1.5 million UAH per year. Increasing the amount of non-condensed steam in the dephlegmators of the main columns from 2 to 5% to feed the column allows to reduce steam consumption from 10 to 8.8 kg/dal, and increase the profit by 33.3%.

ПІДВИЩЕННЯ ЕКСПЛУАТАЦІЙНИХ ХАРАКТЕРИСТИК БРАГОРЕКТИФІКАЦІЙНИХ УСТАНОВОК ШЛЯХОМ ОПТИМІЗАЦІЇ РОБОТИ ТЕПЛООБМІННОГО ОБЛАДНАННЯ

Ю. В. Булій, А. М. Куц, А. В. Форсюк, Ю. В. Запорожець

Національний університет харчових технологій

Відомі способи отримання ректифікованого спирту в брагоректифікаційних установках, оснащених розгінною колоною, передбачають введення на її тарілку живлення спиртовмісних напівпродуктів і побічних продуктів у вигляді конденсату пари з температурою 25—30 °С. Для ефективного виділення і концентрування легких домішок необхідною умовою є збільшення витрати пари від 2,56 до 3,59 кг/кг безводного спирту, введеного в колону (на 28,7%).

З метою оптимізації роботи установки запропоновано подавати на тарілку живлення розгінної колони спиртовмісні фракції у вигляді пари, що не сконденсувалася в сепараторі вуглекислого газу, дефлегматорах бражної, епіюраційної (головну фракцію) і спиртової колон (непастеризований спирт), а також сивушну фракцію і сивушний спирт у пароподібному стані. Дослідження ефективності інноваційного способу проводили у виробничих умовах у два етапи. На першому етапі в розгінну колону подавали 2% несконденсованої у дефлегматорах пари, на другому етапі — 5%.

Розрахунок витрати води на охолодження теплообмінного обладнання і пари проводили в перерахунку на 1 дал безводного спирту, введеного в колону. Встановлено, що технічне рішення дає змогу зменшити загальні витрати води на 0,032 м³/дал (5,1%), а пари — на 1,2 кг/дал (1,9%) порівняно з відомим способом. При цьому якісні показники спирту етилового ректифікованого відповідали нормативним показникам для спирту сорту «Люкс».

У разі подачі парових потоків для живлення розгінної колони прибуток для заводу потужністю 3000 дал спирту на добу становитиме близько 1,5 млн грн на рік. Збільшення кількості несконденсованої пари в дефлегматорах основних колон від 2 до 5% для живлення колони дає змогу зменшити витрату пари від 10 до 8,8 кг/дал, а прибуток збільшити на 33,3%.

Ключові слова: брагоректифікаційна установка, розгінна колона, дефлегматор, конденсатор, спирт, пара, спиртовмісні фракції.

Постановка проблеми. В умовах зростаючих цін на енергоносії актуальним завданням є розроблення і впровадження ресурсо- та енергозберігаючих технологій ректифікації етилового спирту, які дають змогу зменшити витрати води і пари та збільшити вихід готового продукту з 1 т умовного крохмалю. Для його вирішення збільшують кількість тарілок у колонах, використовують тепло барди і лютерної води, закритий обігрів колон, впроваджують брагоректифікаційні установки (БРУ), які працюють під розрідженням або передбачають обігрів одних колон вторинною парою високого потенціалу інших колон, що працюють під тиском,

оснащують установки розгінною та сивушною колонами (Шиян, Сосницький, & Олійнічук, 2009; Liaposhchenko та ін., 2021). Перспективним напрямком є використання колонних масообмінних апаратів циклічної дії (Булій, Куц, Юрик, & Форсюк, 2021; Kiss, A. 2015).

У типових установках водно-спиртові пари з верхньої частини бражної, еспураційної і спиртової колон надходять у міжтрубний простір відповідних дефлегматорів, де конденсуються переважно висококиплячі леткі компоненти — вода, складні етери та вищі спирти сивушного масла, температура кипіння яких становить 102—138 °С. Пара, що містить низькокиплячі леткі компоненти (метиловий спирт, температура кипіння якого становить 64,3 °С, естери та альдегіди, температура кипіння яких нижча за температуру кипіння етилового спирту — 78,3 °С) і не сконденсувалася в дефлегматорі, надходить у конденсатор для подальшої її конденсації (Маринченко та ін., 2003).

У труби конденсаторів і дефлегматорів протитоком з парою подають холодну воду. У разі включення в технологічну схему спиртовловлювачів вода на охолодження послідовно проходить через труби спиртовловлювачів, конденсаторів і дефлегматорів. У зимовий період температура води на вході в конденсатори, зазвичай, становить 10—12 °С, а в літній — 20—25 °С. Температура води на виході після дефлегматорів становить 65—73 °С. Після конденсації пари в конденсаторі температура води підвищується в середньому на 2—3 °С. Витрати води значною мірою залежать від її температури, площі поверхні теплопередачі, ступеня її забруднення, а також від схеми підведення води до теплообмінного обладнання (Українець, Шиян, & Сизько, 2010).

Найчастіше продуктивність БРУ знижується влітку. Це пояснюється недостатньою подачею води на охолодження навіть при повністю відкритій запірній арматурі або недостатньою площею поверхні теплопередачі дефлегматорів. У першому випадку необхідно збільшувати переріз трубопроводів підводу води, у другому — передбачити збільшену проти розрахункової площі поверхні теплопередачі дефлегматорів щонайменше на 20% для запобігання втрат спирту з неконденсованими газами. У разі недостатньої кількості води доцільно використовувати градирні, повітряні конденсатори, а влітку пароежекторні, абсорбційні або компресійні холодильні машини. Всі вищенаведені способи потребують додаткових енерговитрат.

Аналіз останніх досліджень і публікацій. Питанням оптимізації роботи теплообмінного обладнання і БРУ присвячена значна кількість наукових праць (Українець, Шиян, & Сосницький, 2006; Марценюк, Малезик, & Зоткіна, 2019). Одними із факторів оптимізації є відповідність поверхні теплопередачі дефлегматорів і конденсаторів їх тепловому навантаженню, а також способи їх приєднання до водяної комунікації. В розрахунках поверхні теплопередачі дефлегматора теплове навантаження визначається за кількістю тепла, яке виділилось під час конденсації спиртової пари, що утворює флегму. Практично ця величина становить 98—99,5%. На частку конденсатора залишається не більше 2—0,5% пари.

Як конденсатори використовують вертикальні кожухотрубні теплообмінники. Відомі випадки використання горизонтальних багатоходових (по пару і воді)

конденсаторів, які встановлюють безпосередньо над дефлегматорами. До недавніх часів широко застосовувались мідні одноходові конденсатори. Сучасні БРУ оснащені конденсаторами, виготовленими з нержавіючої сталі марки 08X12Н10, 10X12Н10Т (AISI 304), всередині яких у трубних решітках ввальцьовані або приварені труби діаметром 25—38 мм довжиною 1,5—3 м. Діаметр кожуха конденсатора дорівнює 300—800 мм.

Із практичного досвіду відомо, що в підігрівачі бражки установки непрямої дії конденсується 80—90% пари, що виходить з бражної колони. Решта пари конденсується в її конденсаторі. Теплове навантаження на конденсатори еспюраційної, спиртової, розгінної колон і колони кінцевого очищення незначне: в них конденсується 0,5—2% пари. В конденсаторі сивушної колони конденсується 1/5—1/6 частина пари, що виходить із колони (Цыганков, 2010).

Існують різні способи приєднання дефлегматорів і конденсаторів БРУ до продуктової і водяної комунікацій (Малежик, 2003). У більшості випадків на заводах використовують схему послідовного приєднання (рис. 1).

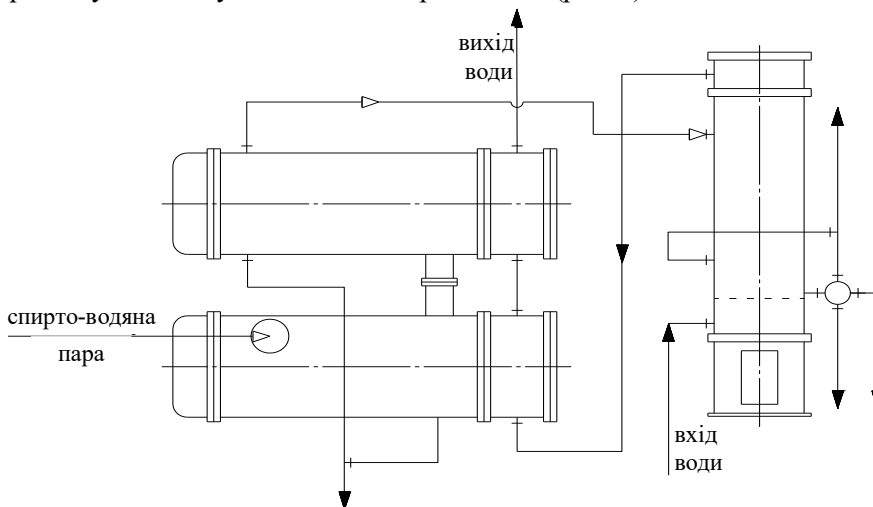


Рис. 1. Схема послідовної подачі води з конденсатора в барабани дефлегматора

Згідно зі схемою спирто-водяна пара і вода на охолодження надходять у нижній барабан дефлегматора, а відводяться з верхнього. Недоліком такої схеми є зменшення інтенсивності процесу теплообміну в напрямку руху води від барабана до барабана: корисна різниця температур між парою і водою в другому барабані буде значно меншою, ніж у першому через те, що в другий барабан надходить підігріта в першому барабані вода. Щоб зберегти постійну швидкість пари й уникнути зниження коефіцієнта теплопередачі, необхідно зменшувати розміри барабанів в напрямку руху пари.

Істотні переваги має паралельне приєднання барабанів дефлегматора до водяної комунікації (рис. 2). За цієї схеми корисна різниця температур між спирто-водяною парою і водою в барабанах дефлегматора приблизно однакова і достатньо велика, тому процес конденсації пари досить інтенсивний у кожному барабані.

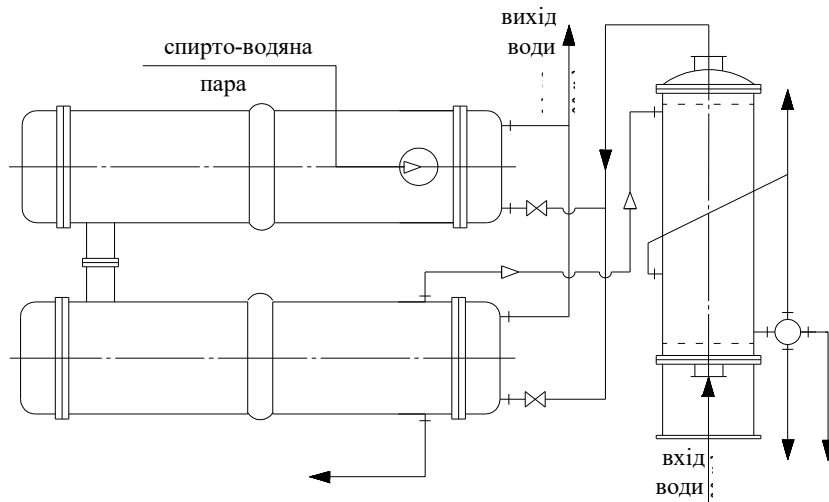


Рис. 2. Схема паралельної подачі води з конденсатора в барабани дефлегматора

На спиртових заводах використовують схему роздільної подачі води на охолодження конденсатора і дефлегматора. Такий спосіб дає змогу регулювати і підтримувати задану швидкість руху води й температуру як в конденсаторі, так і в дефлегматорі, а також регулювати кількість флегми в дефлегматорі та конденсату в конденсаторі. Спосіб виключає рециркуляцію летких домішок і можливість їх накопичування в бражі та еспюраті.

Найбільш раціональною схемою приєднання дефлегматорів є протитоківна схема з введенням спирто-водної пари у верхній барабан дефлегматора, а води — в нижній. Для оптимізації роботи теплообмінного обладнання вагоме значення мають схеми з'єднання дефлегматорів і вертикальних конденсаторів БРУ. На більшості спиртових заводів використовується схема, за якої спирто-водяна пара з дефлегматора надходить у верхню частину міжтрубного простору конденсатора, а несконденсовані гази відводяться у спиртоуловлювач з нижньої частини конденсатора (рис. 1, 2). Згідно з іншим способом спирто-водяна пара з дефлегматора надходить у середню частину конденсатора, а несконденсовані гази відводяться з верхньої частини конденсатора (рис. 3).

Другий спосіб слід вважати більш ефективним. Через те, що густина спирто-водної пари, що надходить у конденсатор, за підвищеного вмісту спирту є вищою за густину повітря, то повітря збиратиметься переважно у верхній частині конденсатора, звідки його відводять. Ту ж частину повітря, яка потрапляє в нижню частину конденсатора, відводять через штуцер для виходу несконденсованих газів (Малежик, 2003).

Для підвищення експлуатаційних характеристик БРУ в НУХТ розроблена інноваційна технологія ректифікації спирту, яка передбачає живлення розгінної колони спиртовмісними фракціями у пароподібному стані: парою, яка надходить із сепаратора вуглекислого газу, а також парою, що не сконденсувалася в дефлегматорах бражної, еспюраційної та спиртової колон.

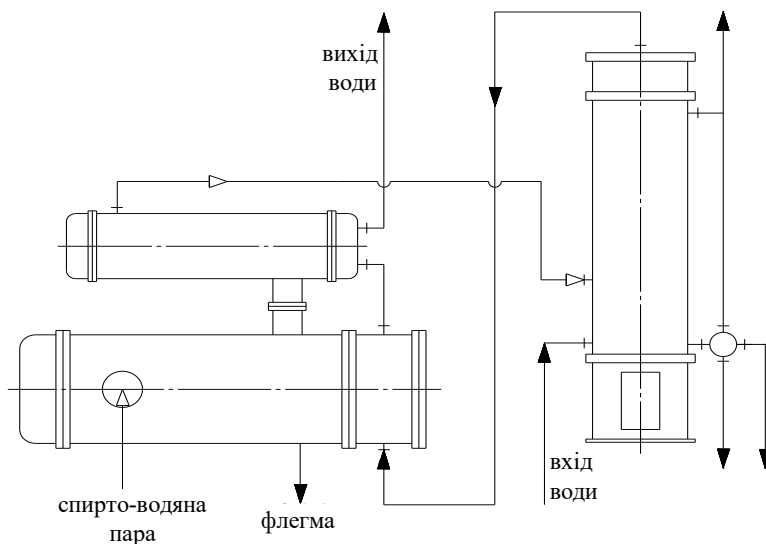


Рис. 3. Схема приєднання продуктових і водяних комунікацій до барабанів дефлегматора і конденсатора

Мета статті: дослідження ефективності інноваційної технології ректифікації етилового спирту у виробничих умовах: визначення витрати води на охолодження дефлегматорів бражної, епюраційної, спиртової та розгінної колон, витрати пари у колонах БРУ; розрахунок очікуваної економічної ефективності.

Матеріали і методи. Методи досліджень — аналітичні, розрахункові, фізико-хімічні та хроматографічні з використанням приладів і методики досліджень, що застосовуються у виробництві спирту етилового ректифікованого (Янчевський, Ковальчук, Кравчук, Попова, & Олійник, 1999; Plutowska, & Wardenski, 2008). Витрати води контролювали за допомогою витратомірів постійного перепаду тиску РМ (Полулях, & Тополов, 2012), вторинної пари — за допомогою витратомірів TVA (Бондаренко, Складанний, & Абрамова, 2020).

Викладення основних результатів дослідження. Відомі способи отримання ректифікованого спирту в БРУ, оснащених розгінною колоною (РЗК), передбачають введення на її тарілку живлення спиртовмісних напівпродуктів і побічних продуктів у вигляді конденсату пари з температурою 25—30 °С із спиртовловлювачів, конденсатора сепаратора вуглекислого газу, конденсаторів бражної, епюраційної і спиртової колон, а також конденсату парів сивушної фракції і сивушного спирту (Мищенко, Кизюн, Можаровська, & Олійник 2020). Для ефективного виділення і концентрування легких домішок спирту в РЗК необхідною умовою є додаткові витрати тепла на їх нагрівання до температури 75—80 °С, що відповідає температурі на тарілці живлення, а також збільшення витрати гріючої пари від 2,56 до 3,59 кг/кг безводного спирту (б.с.), введенного в колону (на 28,7%) (Шиян, Сосницький, & Олійнічук, 2009).

Для оптимізації роботи БРУ авторами запропоновано подавати на тарілку живлення РЗК спиртовмісні фракції у пароподібному стані — у вигляді пари, що не

сконденсувалася в сепараторі вуглекислого газу, дефлегматорах бражної, епіюраційної (головну фракцію) і спиртової колон (непастеризований спирт), а також пари сивушної фракції і сивушного спирту. Технічне рішення виключає необхідність додаткової витрати гріючої пари на попереднє нагрівання і догрівання цих фракцій до температури кипіння для їх випаровування в РзК. Для подачі фракцій живлення у вигляді пари різниця тисків у місцях їх відбору і вводу в колону повинна становити 0,1—5 м вод. ст. (патент України 126533. Спосіб отримання ректифікованого спирту).

Дослідження ефективності запропонованого способу проводились у виробничих умовах ДП «Чуднівський спиртовий завод». Апаратурно-технологічна схема ресурсо- та енергозберігаючої БРУ з використанням інноваційного способу представлена на рис. 4.

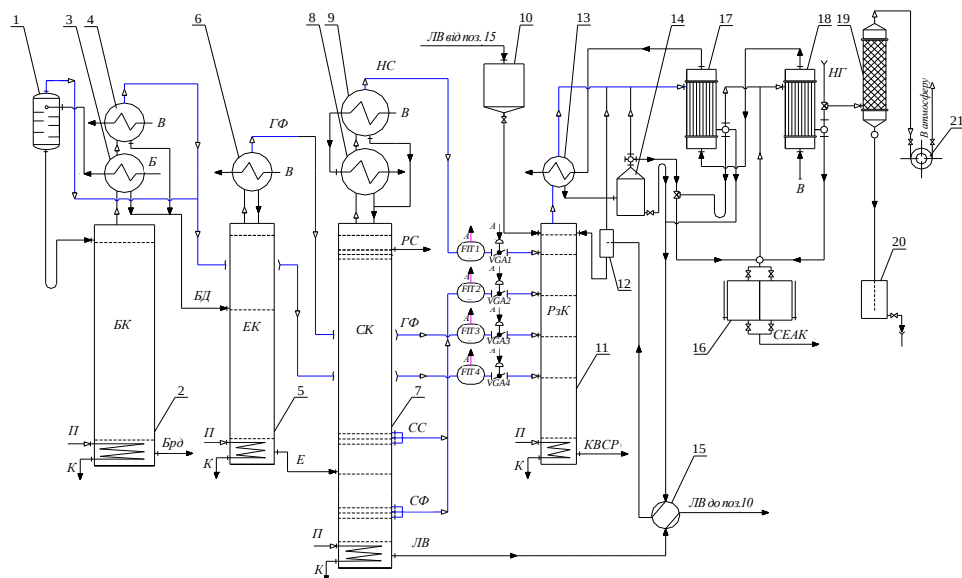


Рис. 4. Ресурсо- та енергозберігаюча БРУ з потоками живлення розгінної колони у пароподібному стані:

1 — сепаратор вуглекислого газу, 2 — бражна колона, 3 — підігрівач бражки, 4, 6, 8, 9, 13 — дефлегматори; 5 — спиртова колона; 7 — спиртова колона; 10 — напірний збірник лютерної води, 11 — розгінна колона, 12 — сепаратор флегми, 14 — декантатор; 15 — теплообмінник; 16 — збірник СЕАК; 17 — конденсатор розгінної колони; 18 — спиртовловлювач; 19 — барометричний конденсатор; 20 — барометричний ящик; 21 — вакуум-насос

Умовні позначення: БК — бражна колона; Б — бражка; БД — бражний дистиллят; БрД — барда; В — вода на охолодження; ГФ — головна фракція спирту етилового; ЕК — епіюраційна колона; ЛВ — лютерна вода; СЕАК — сивушно-естеро-альдегідний концентрат; СС — сивушний спирт; СФ — сивушна фракція; РзК — розгінна колона; РС — ректифікований спирт; КВСП — кубова водно-спиртова рідина; К — конденсат; П — пара.

Установка працює таким чином: дозріла спиртова бражка (Б) спочатку надходила у бражний підігрівач 3, в якому підігрівалася водно-спиртовою парою з бражної колони (БК) 2 до температури 70—85 °С, далі в сепаратор 1 для звільнення від вуглекислого газу та інших несконденсованих газів, після чого поступала на тарілку живлення БК 2. В сепараторі 1 разом з несконденсованими газами

виноситься певна кількість спирту. Для його вилучення пару з верхньої частини сепаратора 1 спрямовували в концентраційну частину РзК 11 через витратомір FІТ4 й аналогову заслінку VGA4. У нижні частини БК 2, ЕК 5, СК 7 і РзК 11 безперервно подавали гріючу пару (П). Із кубової частини БК 2 виводили звільнену від спирту і летких домішок барду (Брд). В труби дефлегматорів 4, 6, 8, 9, 13, конденсатора 17 і спиртовловлювача 18 подавали воду на охолодження. Конденсат водно-спиртової пари із підігрівача 3 і водяної секції дефлегматора 4 подавали у верхню частину ЕК 5. Звільнений від головних (етерів та альдегідів), частини верхніх проміжних (вищих спиртів сивушного масла) і кінцевих (метилового спирту) домішок спирту бражний дистилят — епюрат (Е) подавали на живлення СК 7. Несконденсовані в дефлегматорі 6 низькокиплячі пари головної фракції (ГФ) спрямовували через витратомір FІТ3 і аналогову заслінку VGA3 в концентраційну частину РзК 11. В СК 7 відбувалася очистка етилового спирту від проміжних і кінцевих домішок та його концентрування. Ректифікований (пастеризований) спирт (РС) відбирали з 5, 7 та 10-ї тарілок, рахуючи зверху СК 7. Проміжні домішки виводили із цієї колони у вигляді двох продуктів: сивушної фракції (СФ), яку відбирали з парового простору 5, 7, 9 та 11-ї тарілок, рахуючи знизу колони, і сивушного спирту (СС), який відбирали із парового простору 17—20 та 25-ї тарілок, рахуючи знизу. Для вилучення етилового спирту пари СФ і СС спрямовували в концентраційну частину РзК 11 через витратомір FІТ2 й аналогову заслінку VGA2. Низькокиплячі водно-спиртові пари, що містили головні та кінцеві домішки, які не сконденсувалися в дефлегматорах 8 і 9, через витратомір FІТ1 й аналогову заслінку VGA1 спрямовували у верхню зону концентраційної частини РзК 11. Вищевказані витратоміри і заслінки були встановлені на відповідних парових трубопроводах. Керування роботою заслінок відбувалося за допомогою аналогового сигналу (А), який надходив від контролера. Для подачі несконденсованих парів із сепаратора 1, дефлегматорів 4, 6, 9 і парів СФ та СС в РзК 11 різниця тисків в місцях їх відбору і введення в колону становила 0,5—1 м вод. ст. Для забезпечення такого режиму РзК 11 працювала під розрідженням, яке підтримувалось за допомогою вакуум-насоса 21 і барометричного конденсатора 19 з барометричним ящиком 20.

Для проведення гідроселекції на верхню тарілку РзК 11 з напірного збірника 10 безперервно надходила лютерна вода (ЛВ) з температурою 90—95 °С в такій кількості, щоб концентрація спирту в кубовій рідині становила 4—8% об. В РзК 11 спиртовмісні пари побічних продуктів і напівпродуктів брагоректифікації розділялися на два потоки: верхній, збагачений головними (складні етери, альдегіди) і проміжними (вищі спирти СФ і СС, у тому числі С₃, С₄, С₅), домішками спирту, та нижній — кубову водно-спиртову суміш, звільнену від них. Пара, яка виходила із верхньої частини колони, конденсувалася в дефлегматорі 13, з якого її конденсат самопливом надходив у декантатор 14. У декантаторі гетерогенна суміш розшаровувалась на сивушно-ефіроальдегідний концентрат (СЕАК), який відбирали з верхньої частини декантатора, і збагачений водою нижній шар, який спрямовували на верхню тарілку РзК 11 у вигляді флегми на зрошення. Флегму попередньо підігрівали теплом ЛВ в теплообміннику 15 до температури 90—95 °С, яка відповідала температурі на верхній тарілці колони 11, і пропускали через сепаратор 12 для відділення газів. Вихід СЕАК становив близько 0,4—0,5% від введенного в БК

2 спирту. Кубову водно-спиртову рідину (КВСПР), звільнену від головних, проміжних і частини кінцевих домішок, безперервно виводили із нижньої частини РЗК 11 і далі подавали на верхню тарілку БК 2.

Тиск води в робочому колекторі становив 25 м вод. ст. і забезпечував подачу води у поверхні теплообміну та задану швидкість води в трубах теплообмінників. Для розрахунків приймали температуру води на вході в дефлегматори рівною 20 °С, на виході — 70 °С.

На першому етапі проводили дослідження ефективності відомого способу — типової ректифікації, згідно з яким у дефлегматорах основних колон конденсувалося 98% від кількості пари, що виходила з верхньої частини кожної колони. Несконденсовану пару подавали в їхні конденсатори, з яких конденсат пари в кількості 2% направляли на тарілку живлення РЗК. На другому етапі досліджували ефективність інноваційної технології за двома способами. За способом I на тарілку живлення РЗК подавали не конденсат пари, а несконденсовану в сепараторі вуглекислого газу і дефлегматорах основних колон пару в кількості 2%. За способом II витрати води на охолодження дефлегматорів зменшували таким чином, що в дефлегматорах конденсувалося 95% пари від кількості пари, що виходила з кожної колони, а на тарілку живлення РЗК подавали несконденсовану в них пару в кількості 5%. Під час досліджень контролювали якість отриманого спирту етилового ректифікованого. Витрати води і гріючої пари перераховували на 1 дал б. с. Результати досліджень наведені в таблиці.

Витрати води (W) і пари (P) на БРУ непрямої дії, оснащену розгінною колоною

Колони БРУ	W, м ³ /дал б.с.			P, кг/дал б.с.		
	відомий спосіб	інноваційний		відомий спосіб	інноваційний	
		спосіб I	спосіб II		спосіб I	спосіб II
Бражна	0,065	0,064	0,062	20	20	20
Епюраційна	0,154	0,151	0,146	12	12	12
Спиртова	0,282	0,276	0,268	22	22	22
Розгінна	0,128	0,125	0,121	10	9,1	8,8
БРУ	0,629	0,616	0,597	64	63,1	62,8

Із таблиці видно, що використання способу I дало змогу зменшити загальні витрати води на охолодження на 0,013 м³/дал б. с. (2,1%), а витрати пари в РЗК — на 0,9 кг/дал б.с. (1,4%). За способом II витрати води зменшились на 0,032 м³/дал б. с. (5,1%), а пари — на 1,2 кг/дал б. с. (1,9%). При цьому спирт етиловий ректифікований за своїми якісними показниками відповідав нормативним показникам спирту сорту «Люкс» згідно з ДСТУ 4221:2003.

Прибуток (П) від впровадження інноваційної технології розраховували для спиртового заводу середньої потужності (3000 дал спирту на добу) за формулою:

$$П = (P_e - P_i) \cdot N \cdot n \cdot k \cdot B \text{ (грн/рік)},$$

де P_e — витрати пари згідно з відомим способом, кг/дал б. с.;

P_i — витрати пари згідно з інноваційним способом, кг/дал б. с.;

N — потужність спиртового заводу, дал/добу;

n — кількість робочих днів на рік;

k — коефіцієнт для перерахунку витрати природного газу для отримання пари, $\text{м}^3/\text{кг}$;

B — вартість природного газу для промислових підприємств, $\text{грн}/\text{м}^3$ з ПДВ.

За умови використання способу I прибуток становить:

$$П = (64 - 63,1) \cdot 3000 \cdot 330 \cdot 0,08 \cdot 20,3 = 1446984 \text{ грн/рік.}$$

За умови використання способу II прибуток становить:

$$П = (64 - 62,8) \cdot 3000 \cdot 330 \cdot 0,08 \cdot 20,3 = 1929312 \text{ грн/рік.}$$

Висновки

1. Використання інноваційної технології ректифікації етилового спирту дасть змогу оптимізувати роботу теплообмінного обладнання і розгінної колони шляхом подачі на її тарілку живлення спиртовмісних фракцій у вигляді пари.

2. Організація парових потоків живлення розгінної колони призводить до зменшення загальних витрат води на охолодження на $0,013 \text{ м}^3/\text{дал б. с.}$ (2,1%) і пари на $0,9 \text{ кг}/\text{дал б. с.}$ (1,4%). За обраного способу прибуток для заводу потужністю 3000 дал спирту на добу становитиме близько 1,5 млн грн на рік.

3. У разі збільшення об'ємів спиртовмісної пари шляхом збільшення кількості несконденсованої пари в дефлегматорах основних колон від 2 до 5% витрати води зменшуються на $0,032 \text{ м}^3/\text{дал б. с.}$ (5,1%), а пари на $0,9 \text{ кг}/\text{дал б. с.}$ (1,9%). За такого режиму роботи установки прибуток для заводу потужністю 3000 дал спирту на добу збільшується на 33,3% порівняно зі способом I.

4. Під час використання відомого та дослідження інноваційних способів ректифікації спирт етиловий ректифікований за своїми якісними показниками відповідав вимогам ДСТУ 4221:2003 для спирту сорту «Люкс».

5. Відсутність у технологічній схемі конденсаторів основних колон і спиртовловлювачів дає змогу зменшити металоємність БРУ на 10%.

Враховуючи отримані позитивні результати, доцільним є продовження досліджень у цьому напрямку. Перспективними є дослідження ефективності роботи РЗК та інших колон БРУ за умови збільшення об'ємів спиртовмісних парів, які надходять на їхні тарілки живлення, до 10—25% і більше.

Література

Бондаренко, С. Г., Складанний, Д. М., Абрамова А. О. (2029). *Технологічні вимірювання і прилади. Вимірювання рівня та витрат*. Київ: КПІ ім. Ігоря Сікорського.

Малежик, І. Ф. (2003). *Процеси і апарати харчових виробництв: підручник*. Київ: НУХТ.

Маринченко, В. О., Домарецький, В. А., Шиян, П. Л., Швець, В. М., Циганков, 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*, 25(2), 121—133.

Міщенко, О. С., Кизюн, Г. О., Можаровська, А. А., Олійник, С. І. (2020). Енергоефективна технологія переробки фракції головної етилового спирту з отриманням спирту етилового ректифікованого. *Харчова промисловість*, 28, 115—122.

Plutowska, B., Wardenski, W. (2008). Application of gas chromatography-olfactometry (GC-O) in analysis and quality assessment of alcoholic beverages — a review, *Food Chemistry*, 107, 449—463.

Полулях, К. С., Тополов, И. И. (2012). Определение оптимальных параметров автогенераторного расходомера. *Украинский метрологический журнал*, 4, 48—50.

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

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

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

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

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

Bulii, Y., Kuts, A., Yuryk, I., Forsiuk A. (2021). Improving the efficiency of mass-exchange between liquid and steam in rectification columns of cyclic action, *Ukrainian Food Journal*, 10(2), 346—360.

Kiss, A. (2015). Pilot-scale studies of process intensification by cyclic distillation, *AIChE Journal*, 61, 2581—2591.

Liaposhchenko, O., Marenok, V., Skydanenko, M., Pavlenko, I., Ochowiak, M., Mižáková, J., Pitel', J., Storozhenko, V., Smyrnov, V., Shmatenk, V. (2021). Modeling of technological processes for a rectification plant in second-generation bioethanol production. *Processes*, 9, 944.