

УДК 661.53:66.042.2

DOI: 10.15587/1729-4061.2017.96464

# СИСТЕМНИЙ АНАЛІЗ БЛОКУ ВТОРИННОЇ КОНДЕНСАЦІЇ В КОНТЕКСТІ ПІДВИЩЕННЯ ЕНЕРГОЕФЕКТИВНОСТІ ВИРОБНИЦТВА АМІАКУ

**А. К. Бабіченко**

Кандидат технічних наук, професор\*

E-mail: babichenko\_a\_k@ukr.net

**В. І. Вельма**

Кандидат технічних наук, доцент

Кафедра процесів і апаратів

хіміко-фармацевтичних виробництв

Національний фармацевтичний університет  
вул. Пушкінська, 53, м. Харків, Україна, 61002

E-mail: nfau.zaycev@gmail.com

**Ю. А. Бабіченко**

Кандидат технічних наук, доцент

Кафедра теплотехніки та теплових двигунів

Український державний

університет залізничного транспорту

пл. Фейєрбаха, 7, м. Харків, Україна, 61050

E-mail: juliette-ua@ukr.net

**Я. О. Кравченко**

Аспірант\*

E-mail: kravchenko\_y\_o@ukr.net

**І. Л. Красніков**

Кандидат технічних наук, професор\*

E-mail: ikligor@gmail.com

\*Кафедра автоматизації технологічних систем та

екологічного моніторингу

Національний технічний університет

«Харківський політехнічний інститут»

вул. Кирпичова, 2, м. Харків, Україна, 61002

*Наведені результати досліджень по ефективності процесів теплообміну технологічного комплексу вторинної конденсації типового для України агрегату синтезу аміаку. Виконана ідентифікація процесів теплообміну конденсаційної колони. Методом математичного моделювання здійснено синтез енергоефективного технологічного оформлення стадії вторинної конденсації із застосуванням лише тепловикористовуючих холодильних систем. Запропонована технологія забезпечує зниження споживання електроенергії і природного газу відповідно на 60 кВт·год/т NH<sub>3</sub> і 1,2 м<sup>3</sup>/т NH<sub>3</sub>*

*Ключові слова: виробництво аміаку, вторинна конденсація, ідентифікація, математичне моделювання процесів теплообміну, енергоефективність*

*Приведены результаты исследований по эффективности процессов теплообмена комплекса вторичной конденсации типового для Украины агрегата синтеза аммиака. Выполнена идентификация процессов теплообмена конденсационной колонны. Методом математического моделирования осуществлен синтез энергоэффективного технологического оформления стадии вторичной конденсации с применением только теплоиспользующих холодильных систем. Предложенная технология обеспечивает снижение потребления электроэнергии и природного газа соответственно на 60 кВт·ч/т NH<sub>3</sub> и 1,2 м<sup>3</sup>/т NH<sub>3</sub>*

*Ключевые слова: производство аммиака, вторичная конденсация, идентификация, математическое моделирование процессов теплообмена, энергоэффективность*

## 1. Вступ

Найважливішим продуктом хімічної промисловості є синтетичний аміак. Він широко використовується у різних галузях і особливо у виробництвах азотовмісних мінеральних добрив, які є потужним важелем у піднятті врожайності сільськогосподарських культур. Тому не випадково обсяг виробництва аміаку безперервно зростає і досяг 214 млн. т у 2015 р, що значно вище показника 2008 р майже на 19 % [1]. При цьому основною сировиною в технології виробництва аміаку є і залишились у найближчі десятиріччя природний газ, за якого забезпечується у порівнянні з важкою

нафтою та вугіллям у якості сировини зниження енергозатрат відповідно в 1,3 і 1,7 рази [2].

Сучасні агрегати синтезу аміаку становлять собою складні енерготехнологічні комплекси з великою кількістю відділень, пов'язаних між собою зворотними зв'язками. Вони, незважаючи на різноманіття апаратурно-технологічного оформлення, застосованих каталізаторів та обладнання для реалізації процесів, побудовані майже в усіх країнах за єдиною ідеологією фірми «M. W. Kellogg & Co» (США). При цьому відділення синтезу, де власне і відбувається отримання продукційного аміаку, базується на традиційній замкнутій циркуляційній схемі Габера-Боша [3].

Базовими для азотної промисловості України є агрегати з середнім тиском синтезу потужністю 1360 т/добу (серія АМ-1360), які значно поступаються по енергоспоживанню технологіям таких всесвітньо відомих фірм-виробників як «Haldor Topsoe» (Данія), «Imperial Cematical Industries» (Великобританія), «Kellogg Braun & Root» (США), майже на 25 % [4], а по електроенергії більше ніж у 2 рази. Останнє в значній мірі обумовлено застосуванням на стадії конденсації енергоємного турбокомпресорного холодильного агрегату з електроприводом, доля електроенергії якого складає до 40 % у загальному обсязі споживання агрегатом синтезу. У зв'язку з цим підвищення енергоефективності конденсаційних систем набуває особливої актуальності у загальному процесі модернізації вітчизняних агрегатів синтезу аміаку.

## 2. Аналіз літературних даних та постановка проблеми

Техніко-економічні показники (енергоефективність) процесу вилучення продукційного аміаку в значній мірі обумовлені використанням того чи іншого методу, а саме абсорбційного чи конденсаційного. Останній більш економічний для систем синтезу з тиском понад 10 МПа [4], що і характерно для діючих в Україні виробництв аміаку. Процес конденсації здійснюється за рахунок охолодження циркуляційного газу (ЦГ), за якого відбувається зниження пружності насиченої пари аміаку, а отже і концентрації його у газовій суміші. При цьому надмірна кількість аміаку в ЦГ впливає на збільшення енергозатрат на дотискування та циркуляцію газової суміші [5]. У зв'язку з цим, процес синтезу слід проводити за мінімального вмісту аміаку у газі на вході колони синтезу.

Вилучення продукційного аміаку з ЦГ у циклі синтезу здійснюється практично в усіх технологіях провідних компаній-виробників аміачних агрегатів «Kellogg Braun & Root», «Thyssen Krup Uhde», «Haldor Topsoe» та ін. з використанням турбокомпресорних систем охолодження [6]. Економічність їх за існуючої схеми пароутворення обумовлена в основному застосуванням приводу компресора водяною парою відбору середнього тиску (4 МПа), яка отримується за рахунок утилізації високопотенціальної теплоти на стадіях риформінгу, та проведенні синтезу аміаку за зниженого тиску 10–15 МПа [7]. Застосування наряду цієї технології охолодження у діючих в Україні агрегатах за проектами виробників «ТЕС» (Японія) і «ГИАП» (Росія) неможливо внаслідок більш високого тиску на окремих стадіях і, особливо, на стадії синтезу (понад 15 МПа). Це вимагало би за великої кількості зворотних зв'язків в агрегаті синтезу перебудови апаратурно-технологічного оформлення всього виробництва. Враховуючи економічне положення країни не варто розраховувати на вільні фінансові ресурси для такої перебудови. За таких умов, як відзначають автори [8], доцільно проведення поступової модернізації окремих дільниць і, зокрема, блоку вторинної конденсації.

Як свідчить аналіз перелічених вище діючих в Україні технологій підвищення тиску обумовлює збільшення потужності компресорів синтез-газу. За таких обставин не вистачає водяної пари для приводу компресорних систем. При цьому, недостатня її кількість отримується у додатковому паровому котлі

за рахунок спалювання до 4 тис.  $\text{nm}^3/\text{год}$  природного газу, що суттєво знижує економічність цих агрегатів. Тому не випадково в агрегатах синтезу за технологією «ГИАП» у блоці вторинної конденсації (рис. 1) були застосовані дві аміачні абсорбційно-холодильні установки (АХУ) загальною холодопродуктивністю 6,28 МВт. Робота цих установок забезпечується за рахунок утилізації низькопотенціальної теплоти конвертованого газу і парогазової суміші з температурами відповідно 135 °С і 126 °С. Технологія застосування АХУ безумовно більш економічна у порівнянні з утилізацією високопотенціальної теплоти водяної пари відбору середнього тиску в компресорних системах охолодження. Проте забезпечити потрібну холодопродуктивність 11,16 МВт для охолодження ЦГ до регламентної температури –5 °С тільки застосуванням АХУ неможливо. Це обумовлено відсутністю в агрегаті синтезу утилізаційних потоків з рівнем температур понад 100 °С, необхідних для забезпечення роботи АХУ за рахунок підводу теплоти до її генератора-ректифікатора. У зв'язку з чим і був застосований турбокомпресорний холодильний агрегат АТК з електроприводом потужністю до 4 тис. кВт-год [5], що знижує економічність виробництва.

Характерна особливість цього блоку полягає у наявності конденсаційної колони для забезпечення повноти рекуперативності холоду. Колона становить собою вертикальний апарат високого тиску. У середині корпусу розташовані теплообмінник та сепаратор. Внаслідок застосування повітряного охолодження на стадії первинної конденсації діапазон зміни температури і концентрації ЦГ на вході у міжтрубний простір конденсаційної колони складає відповідно 35–45 °С і 9–12 % об. Після охолодження до температури 13–23 °С ЦГ і частково сконденсований аміак з центральної труби колони прямує у трубний простір низькотемпературних випарників АХУ і АТК. У випарниках ЦГ охолоджується за рахунок киплячого у міжтрубному просторі аміаку під тиском не більше 0,296 МПа. Внаслідок таких змін температур і концентрацій спостерігається також зміна і температури охолодження ЦГ від –5 °С до 5 °С. Однак підвищення цієї температури навіть на 1 °С призводить до збільшення витрати природного газу на 38  $\text{m}^3/\text{год}$  у додатковий паровий котел отримання водяної пари тиску 10 МПа, що забезпечує привод турбіни компресорів стиску АВС і ЦГ [5]. Суміш охолодженого газу і сконденсованого аміаку надходить зворотнім потоком у сепараційну частину колони для відокремлення рідкого аміаку від газу. У сепараційній частині колони відбувається безпосередній теплообмін свіжої АВС з ЦГ. Отримана газова суміш проходить кошик з кільцями Рашига, де додатково сепарується від крапель рідкого аміаку. Далі газова суміш підіймається по трубкам теплообмінника і охолоджує прямий потік ЦГ. Після конденсаційної колони ЦГ з концентрацією аміаку до 4,5 % об і температурою до 38 °С за регламентом спрямовується крізь проміжні теплообмінники до колони синтезу.

Викладене вище свідчить, що процеси теплообміну у конденсаційній колоні досить складні і супроводжуються як конденсацією аміаку у присутності великої кількості інертів за високого тиску, так і випаруванням його у нижній частині. Однак експериментальні дані по коефіцієнтам теплопередачі і тепловіддачі від-

сутні у періодичних виданнях. При цьому ефективність процесів теплообміну у підсумку впливає на розподіл температур і навантаження холодильних систем, а отже і енергоефективність блоку конденсації загалом.

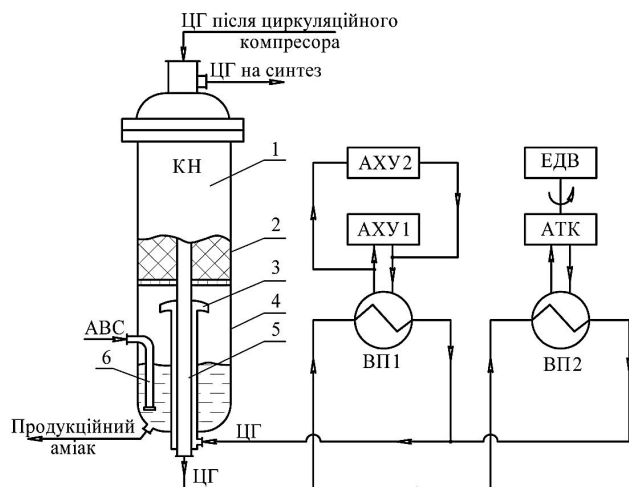


Рис. 1. Узагальнена схема блоку вторинної конденсації: КН – конденсаційна колона;

ЦГ – циркуляційний газ; АВС – азотно-воднева суміш;

АХУ – абсорбційно-холодильна установка;

АТК – аміачний турбокомпресорний холодильний агрегат;

ВП – випарник; ЕДВ – електродвигун; 1 – теплообмінник трубчастий з перегородками; 2 – кільця Рашига;

3 – відбійник; 4 – корпус колона; 5 – центральна труба з теплоізоляцією; 6 – труба уводу АВС

Застосування у цій схемі АТК обумовлює в процесі експлуатації надмірний витратний коефіцієнт по електроенергії. За таких обставин альтернативним варіантом АХУ і АТК можуть бути пароежекторні холодильні установки (ПХУ). Вони дозволяють за рахунок застосування холодильного агента з низькою температурою кипіння здійснити утилізацію низькопотенціальної теплоти матеріальних потоків з рівнем температури навіть нижче  $90^{\circ}\text{C}$ . Однак на сьогодні в усіх без винятку агрегатах синтезу ця теплота скидається в апаратах повітряного охолодження у довкілля [4]. При цьому лише в окремій роботі наведена інформація щодо можливості застосування ПХУ з такими холодоагентами стосовно до агрегатів синтезу аміаку. Але запропонована технологія не забезпечує зниження температури охолодження ЦГ до регламентного рівня  $-5^{\circ}\text{C}$ , а тільки до  $0^{\circ}\text{C}$  [9].

ПХУ у порівнянні з АХУ і АТК характеризується низькою термодинамічною ефективністю. Підвищення її може бути здійснено за рахунок збільшення тиску і температури кипіння холодоагенту у випарнику [9]. Тому визначення місця випарника ПХУ для охолодження ЦГ у загальній схемі блоку конденсації набуває особливого значення. Це вимагає проведення окремих досліджень з метою визначення економічної доцільності застосування циклу ПХУ. Виконання досліджень найбільш ефективно може бути здійснено методом математичного моделювання. Цей метод є ключовим у системному підході в процесах створення не тільки ефективного апаратурно-технологічного оформлення об'єктів, але і систем керування [10].

### 3. Ціль та задачі дослідження

Метою досліджень є розробка енергоефективного апаратурно-технологічного оформлення процесу вторинної конденсації з використанням пароежекторних холодильних установок. Це забезпечить за рахунок вилучення АТК зі схеми і зниження температури вторинної конденсації зменшення споживання електроенергії та природного газу у додатковий паровий котел.

Для досягнення поставленої мети необхідно вирішити наступні задачі:

- дослідити ефективність процесів теплообміну у конденсаційній колоні з визначенням основного його показника – коефіцієнту теплопередачі;
- встановити в процесі розв'язання задачі ідентифікації математичної моделі конденсаційної колоні рівняння для визначення коефіцієнтів тепловіддачі, теплопередачі та концентрації аміаку у циркуляційному газі на виході сепараційної частини;
- провести аналіз і визначити матеріальні низькопотенціальні теплові потоки з рівнем температур менше  $90^{\circ}\text{C}$  в агрегаті синтезу для забезпечення роботи ПХУ;
- здійснити синтез апаратурно-технологічного оформлення блоку вторинної конденсації та визначити ефективність її застосування.

### 4. Матеріали та методи дослідження процесів теплообміну

Дослідження проводились в промислових умовах на дільниці вторинної конденсації, схема якої наведена на рис. 1, із застосуванням широко відомого методу пасивного реєстраційного експерименту [11]. Збір інформації про параметри здійснювався за допомогою засобів контролю мікропроцесорного інформаційно-керуючого комплексу ТДС-3000 центрального пункту керування та лабораторних аналізів.

За допомогою лабораторних аналізів визначався вміст аміаку у циркуляційному газі за відомою методикою, яка ґрунтується на поглинанні аміаку водою з подальшим титруванням аміачної води сірчаною кислотою. За кількістю цієї кислоти при титруванні і встановлювалась концентрація аміаку. Для відбору проб газу застосовувались колби Гайяру ємністю 300 мл. Кількісний склад відібраних проб на вміст в них метану, аргону, водню і азоту визначався за допомогою хроматографу «Цвет-102» у центральній лабораторії підприємства. Відбір проб для лабораторних аналізів відбувався один раз за зміну, тому частота збору усіх інших даних по параметрам роботи дільниці вторинної конденсації складала також один раз за зміну.

Остаточне формування масиву експериментальних даних здійснювалось після оцінки збіжності матеріального балансу, теплових потоків трубного  $\Phi_{\text{ТР}}^{\text{K}}$  і міжтрубного  $\Phi_{\text{МТР}}^{\text{K}}$  простору трубчастого теплообмінника конденсаційної колоні. У випадку розбіжності між цими потоками більш ніж на 5% ці режими вилучались з подальшого розгляду.

Ефективність процесу теплообміну оцінювалась коефіцієнтом теплопередачі  $K_E$  ( $\text{Вт}/\text{м}^2\cdot\text{K}$ ), який визначався за середньою величиною  $\Phi$  теплового потоку згідно рівняння:

$$K_E = \Phi / F \cdot \Delta \Theta_{CP}, \quad (1)$$

де  $\Phi = 0,5 \cdot (\Phi_{TP}^K + \Phi_{MTP}^K)$  – тепловий потік теплообмінника верхньої частини конденсаційної колони, Вт;  $F = 2180 \text{ м}^2$  – поверхня теплообміну;  $\Delta \Theta_{CP}$  – середня різниця температур, °С.

Обчислення теплового потоку  $\Phi$  здійснювалось за спеціально розробленою методикою. Необхідність її розробки пов'язана з відсутністю на промисловому агрегаті приладів для вимірювання температури ЦГ на виході сепараційної частини колони  $\Theta_{TP}^C$ . Згідно цієї методики температура  $\Theta_{TP}^C$  визначалась шляхом розв'язання системи рівнянь теплового балансу сепараційної частини. Основні рівняння можуть бути представлені у наступному вигляді:

$$\Phi_{ABC} = M_{ABC} \cdot C_{ABC} \cdot (\Theta_{ABC}^C - \Theta_{TP}^C); \quad (2)$$

$$\Phi_{ABC} = \Phi_{MTP}^C + \Phi_B^C; \quad (3)$$

$$\Phi_B^C = G_B^C \cdot r^C; \quad (4)$$

$$G_B^C = V_{ABC} \cdot \frac{a_{NH_3}^C \cdot 0,771}{100 - a_{NH_3}^C}; \quad (5)$$

$$\Phi_{MTP}^C = M_{MTP}^C \cdot C_{MTP}^C \cdot (\Theta_{TP}^C - \Theta_{MTP}^B) + M_B^C \cdot r^C + (M_{JK}^C - 0,5 \cdot M_B^C) \cdot C_{JK}^C \cdot (\Theta_{TP}^C - \Theta_{MTP}^B), \quad (6)$$

де  $\Phi_{ABC}$ ,  $\Phi_{MTP}^C$ ,  $\Phi_B^C$  – кількість теплоти від ABC, що пішло на нагрівання ЦГ з випарника, на охолодження ЦГ у сепараційній частині та випаровування за рахунок теплообміну у шарі рідкого аміаку, Вт;  $\Theta_{ABC}^C$  – температура ABC на вході в конденсаційну колону, °С;  $r^C$  – теплота пароутворення аміаку, кДж/кг;  $M_{MTP}^C$  – масова витрата газової фази ЦГ, кг/с;  $M_B^C$ ,  $G_B^C$ ,  $M_{JK}^C$  – масова витрата відповідно аміаку після випаровування в потоці ЦГ, отриманого за рахунок теплообміну у шарі рідкого аміаку та рідкого аміаку в потоці ЦГ на виході, кг/с;  $C_{ABC}$ ,  $M_{MTP}^C$ ,  $C_{JK}^C$  – середні теплоємності відповідно ABC, газової фази ЦГ та рідкого аміаку з випарника, кДж/(кг·К).

Далі за визначеною величиною температури  $\Theta_{TP}^C$  розраховувались значення теплових потоків по міжтрубному  $\Phi_{MTP}^K$  і трубному  $\Phi_{TP}^K$  простору за достатньо апробованими в практиці рівняннями:

$$\Phi_{MTP}^K = M_{MTP}^G \cdot C_{MTP}^G \cdot (\Theta_{MTP}^K - \Theta_{MTP}^B) + M_{CK}^G \cdot r_{MTP}^G + (M_{JK}^K - 0,5 \cdot M_{CK}^K) \cdot C_{JK}^G \cdot (\Theta_{MTP}^K - \Theta_{MTP}^B); \quad (7)$$

$$\Phi_{TP}^K = M_{TP}^G \cdot C_{TP}^G \cdot (\Theta_{TP}^K - \Theta_{TP}^C) + M_{JK}^G \cdot (i_{TP}^K - i_{JK}^C); \quad (8)$$

$$M_{CK}^K = 0,771 \cdot V_{MTP}^G \cdot (a_{NH_3}^{BK} - a_{NH_3}^{BK}); \quad (9)$$

$$a_{NH_3}^{BK} = \frac{P_{NH_3}^{BK}}{P_{II}}; \quad (10)$$

$$a_{NH_3}^{BK} = \frac{P_{NH_3}^{BK}}{P_{II}}; \quad (11)$$

де  $M_{CK}^K$ ,  $M_{JK}^K$ ,  $M_{JK}^C$  – масова витрата відповідно сконденсованого аміаку, рідкого аміаку на вході міжтрубного і трубного простору теплообмінника, кг/с;  $M_{MTP}^G$  – масова витрата газової фази ЦГ у трубному і міжтрубному просторі, кг/с;  $C_{JK}^K$ ,  $C_{MTP}^K$ ,  $C_{TP}^K$  – середні теплоємності відповідно рідкого аміаку у міжтрубному просторі, газових фаз ЦГ у міжтрубному і трубному просторі теплообмінника, кДж/(кг·К);  $r_{MTP}^G$  – теплота конденсації аміаку, кДж/кг;  $i_{TP}^K$ ,  $i_{JK}^C$  – ентальпія відповідно рідини та пари аміаку на вході і виході трубного простору теплообмінника, кДж/кг;  $P_{NH_3}^{BK}$  – парціальний тиск пари аміаку в ЦГ відповідно на вході та виході міжтрубного простору, МПа.

## 5. Результати досліджень показників ефективності процесів теплообміну

За результатами експериментальних досліджень була сформована вибірка по 120 режимам роботи конденсаційної колони, окремі з яких представлені в табл. 1.

В табл. 2 наведені результати розрахунку дійсного коефіцієнта теплопередачі  $K_E$ , за вище наведеним алгоритмом, номери режимів в якій відповідають номерам в табл. 1.

З метою розв'язання задачі ідентифікації процесів теплообміну проведені розрахунки коефіцієнтів теплопередачі з боку трубного  $\alpha_{TP}$ , міжтрубного  $\alpha_{MTP}$  простору. Ці розрахунки здійснено за загально відомими рівняннями Краусольда. Також розраховано коефіцієнт теплопередачі  $K_{II}$ . Рівняння прийняті при проектуванні мають наступний вигляд:

$$\alpha_{TP} = A \cdot W_{TP}^{0,8} \cdot d_{BH}^{-0,2}; \quad (12)$$

$$\alpha_{MTP} = 1,3 \cdot A \cdot \epsilon_\varphi \cdot W_{MTP}^{0,56} \cdot d_{30B}^{-0,44}; \quad (13)$$

$$A = 16,28 \cdot \frac{\lambda_{II}}{\mu_{II}^{0,8}} \cdot \left( \frac{Pr}{0,73} \right)^{0,4}; \quad (14)$$

$$W_{TP} = \frac{M_{TP}^G}{S_{TP}}; \quad (15)$$

$$W_{MTP} = \frac{M_{MTP}^G}{S_{MTP}}; \quad (16)$$

$$S_{TP} = 0,785 \cdot d_{BH}^2 \cdot n; \quad (17)$$

$$S_{MTP} = \pi \cdot D_{CP} \cdot H \cdot \left[ 1 - \left( \frac{d_{30B}}{t} \right) \right]; \quad (18)$$

$$K_{II} = \frac{1}{\left( \frac{1}{\alpha_{MTP}} + R_T + \frac{1}{\alpha_{TP}} \right)}, \quad (19)$$

де  $W_{TP}$ ,  $W_{MTP}$  – вагова швидкість ЦГ у трубному та міжтрубному просторі на одиницю поверхні, кг/м<sup>2</sup>·с;  $d_{BH}$ ,  $d_{30B}$  – внутрішній та зовнішній діаметр теплооб-



мінних труб,  $m$ ;  $\epsilon_\phi=0,67$  – поправочний коефіцієнт на кут атаки;  $\lambda_{ц}$  – теплопровідність ЦГ, Вт/м·К;  $\mu_{ц}$  – динамічна в'язкість ЦГ, Па·с;  $P_r$  – критерій Прандтля;  $M_{ТР}^{ц}$ ,  $M_{МТР}^{ц}$  – масова витрата ЦГ у трубному і міжтрубному просторі, кг/с;  $n=7808$  шт – кількість теплообмінних труб;  $H=0,34$  м – висота перегородки;  $D_{ср}=1,87$  м – середній діаметр міжтрубного простору;  $t=0,02$  м – крок пучка труб;  $R_T^{ц}=0,000354$  м<sup>2</sup>·К/Вт – загальний термічний опір забруднень та стінок труб прийнятий при проектуванні.

Для оцінки неузгодженості між проектними і реальними показниками ефективності процесу теплообміну визначався загальний термічний опір за формулою:

$$R_T^E = \frac{1}{K_E} - \left( \frac{1}{\alpha_{ТР}} + \frac{1}{\alpha_{МТР}} \right) \tag{20}$$

Результати обчислень за рівняннями (12)–(20) зведені до табл. 3, номери режимів у якій відповідають номерам табл. 1.

Як видно з табл. 2, 3, коефіцієнт теплопередачі в реальних умовах  $K_E$  майже у два рази менше коефіцієнта  $K_{ц}$ , розрахованого за рівняннями прийнятими при проектуванні. Така невідповідність згідно існуючих теоретичних положень [42] може бути обумовлена наявністю додаткового конденсаційного термічного коефіцієнту опору.

Таблица 1

Експериментальні дані по режимам роботи конденсаційної колони

Найменування параметрів		Номери режимів							
		1	2	3	4	5	6	7	
Циркуляційний газ на вході в колону	Витрата $V_{МТР}^{ц} \cdot 10^3$ , нм <sup>3</sup> /год	639,23	621,25	627,08	625,53	621,59	613,08	613,08	
	Тиск $P_{ц}$ , МПа	24,0	22,4	23,0	23,0	22,8	22,2	22,2	
	Температура $\Theta_{МТР}^к$ , °С	37	42	35	40	39	34	40	
	Концентрація, % об.	водень $a_{H_2}^{МТР}$	55,7	55,9	55,7	56,5	54,4	55,2	55,6
		метан $a_{CH_4}^{МТР}$	8,4	8,0	8,0	8,2	8,2	8,2	7,8
		азот $a_{N_2}^{МТР}$	18,9	19,6	20,0	19,0	19,5	18,7	18,9
аргон $a_{Ar}^{МТР}$		6,9	6,8	7,0	7,9	7,6	7,6	7,3	
	аміак $a_{NH_3}^{МТР}$	10,1	8,6	9,3	8,4	10,3	10,3	10,4	
Азотно-воднева суміш на вході в сепаратор	Витрата $V_{ABC} \cdot 10^3$ , нм <sup>3</sup> /год	174	175	175	176	174	173	169	
	Тиск $P_{ABC}$ , МПа	24,2	23,2	24,0	23,5	23,2	23,2	23,2	
	Температура $\Theta_{ABC}^с$ , °С	35	36	35	41	43	36	40	
Температура ЦГ на вході у випарник, $\Theta_{МТР}^в$ , °С		16	19	13	17	16	12	17	
Температура ЦГ на виході з випарника, $\Theta_{ТР}^в$ , °С		-0,5	-2	-2	-5	-6	-7	-4	
Циркуляційний газ на виході з колони	Витрата $V_{ТР}^{ц} \cdot 10^3$ , нм <sup>3</sup> /год	774,2	771,35	770,72	776,14	758,08	747,58	745,12	
	Температура $\Theta_{ТР}^к$ , °С	25	24	22	24	24	21	24	
	Концентрація, % об.	водень $a_{H_2}^{ТР}$	62,2	62,3	61,7	62,4	62,3	61,9	62,8
		метан $a_{CH_4}^{ТР}$	7,2	6,8	6,9	6,9	7,1	7,0	6,5
		азот $a_{N_2}^{ТР}$	21,3	21,3	21,9	20,6	20,5	21,2	20,8
		Аргон $a_{Ar}^{ТР}$	6,0	5,9	6,0	6,6	6,6	6,6	6,3
	аміак $a_{NH_3}^{ТР}$	3,3	3,7	3,5	3,5	3,5	3,3	3,6	

Примітка: склад ABC (% об.) –  $a_{H_2}^{ABC} = 76,3$ ;  $a_{CH_4}^{ABC} = 0,4$ ;  $a_{N_2}^{ABC} = 23,2$ ;  $a_{Ar}^{ABC} = 0,1$

Таблиця 2

Результати розрахунків коефіцієнту теплопередачі за експериментальними даними

Найменування параметрів			Номери режимів						
			1	2	3	4	5	6	7
Теплові потоки, МВт	Сепараційна частина	$\Phi_{ABC}^C$	2,128	2,302	2,233	2,733	2,861	2,512	2,535
		$\Phi_{MTP}^C$	0,523	0,488	0,523	1,000	1,139	0,895	0,814
		$\Phi_B^C$	1,605	1,826	1,721	1,732	1,721	1,616	1,709
	Теплообмінник	$\Phi_{TP}^K$	9,687	10,595	9,687	10,932	10,978	10,187	10,443
		$\Phi_{MTP}^K$	9,874	11,129	10,048	10,804	10,850	9,955	10,932
Температура ЦГ на виході сепараційної частини, $\Theta_{TP}^C$ , °C			0,89	-0,68	-0,61	-2,23	-2,84	-4,5	-1,75
Незбіжність теплового балансу, %			1,9	4,9	3,8	1,7	1,1	2,2	4,7
Коефіцієнт теплопередачі $K_E$ , Вт/м <sup>2</sup> ·К			340,3	271,9	349,9	292,1	304,2	322,3	290,1
Витрата сконденсованого аміаку $M_{CK}$ , т/год			14,44	18,11	14,6	16,96	16,6	14,43	17,22

Таблиця 3

Показники ефективності процесу теплообміну згідно розрахункових рівнянь

Найменування параметрів	Номери режимів						
	1	2	3	4	5	6	7
Коефіцієнт тепловіддачі $\alpha_{TP}$ , Вт/м <sup>2</sup> ·К	1790,12	1780,65	1801,8	1797,95	1764,68	1761,93	1727,63
Коефіцієнт тепловіддачі $\alpha_{MTP}$ , Вт/м <sup>2</sup> ·К	1454,49	1418,31	1447,51	1443,06	1460,13	1431,65	1423,98
Коефіцієнт теплопередачі $K_P$ , Вт/м <sup>2</sup> ·К	645	636,91	645,39	644,32	642,89	636,91	635,52
Загальний термічний опір $R_T^E$ , м <sup>2</sup> ·К/Вт	0,00169	0,00241	0,00161	0,00217	0,00203	0,00183	0,00216

### 6. Обговорення результатів досліджень по ефективності процесів теплообміну технологічного комплексу вторинної конденсації

Отримані розрахункові показники у табл. 2, 3 свідчать, що між загальним коефіцієнтом термічного опору  $R_T^E$  і витратою сконденсованого аміаку  $M_{CK}$  існує не випадкова залежність. За результатами обробки цих показників методом найменших квадратів було отримано наступне рівняння:

$$R_T^E = 2,102 \cdot 10^{-5} \cdot M_{CK}^2 - 0,0004674 \cdot M_{CK} + 0,0040679. \quad (21)$$

Похибка розрахунків за рівнянням (21) не перевищує 6 %.

З використанням пакету програм Statistica, отримано рівняння для розрахунку концентрацій аміаку у ЦГ на виході трубного простору конденсаційної колони. Визначення цього рівняння здійснювалось шляхом обробки експериментальних даних, окремі з яких наведені у табл. 1.

$$a_{NH_3}^{TP} = -7,78 + 0,02441 \cdot V_{ABC} + 0,01176 \cdot V_{MTP}^H + 0,0327 \cdot (\Theta_{TP}^B + 273) + 0,085 \cdot a_{NH_3}^{MTP} - 0,0635 \cdot P, \quad (22)$$

де  $V$  – витрата, м<sup>3</sup>/с.

Похибка розрахунків за рівнянням (22) становить 5 %.

Отримані за результатами ідентифікації процесів теплообміну рівняння (21) і (22) разом з рівняннями (1)–(18) і (20) складають математичну модель конденсаційної колони.

В табл. 4 представлені деякі результати розрахунку цільових показників по режимам роботи конденсаційної колони отримані в процесі математичного моделювання. Номери режимів табл. 4 відповідають номерам табл. 1.

Порівняння експериментальних даних (табл. 3) і отриманих в процесі моделювання (табл. 4) свідчить, що похибка обчислень не перевищує похибку апроксимації за рівняннями (21) і (22), тобто 6 %. Така збіжність дозволяє зробити висновок про можливість застосування математичної моделі конденсаційної колони для синтезу технологічного комплексу вторинної конденсації підвищеної енергоефективності.

Таблиця 4

Основні цільові показники режимів роботи конденсаційної колони за результатами математичного моделювання

Показники ефективності теплообміну	Номери режимів						
	1	2	3	4	5	6	7
Тепловий потік сепараційної частини $\Phi^C$ , МВт	2,162	2,298	2,248	2,729	2,78	2,534	2,536
Тепловий потік теплообмінника $\Phi^K$ , МВт	10,22	10,772	9,927	10,855	10,929	10,604	10,690
Коефіцієнт теплопередачі теплообмінника $K$ , Вт/м <sup>2</sup> К	332,51	275,67	339,29	289,8	296,31	324,48	289,61
Витрата циркуляційного газу на виході трубного простору $V_{ТР}^C \cdot 10^3$ , м <sup>3</sup> /год	777,67	770,59	771,89	775,93	758,78	749,59	745,42
Температура циркуляційного газу на виході трубного простору $\Theta_{ТР}^K$ , °С	22,8	25,5	21,5	23,7	22,9	20	24,5
Температура циркуляційного газу на вході трубного простору $\Theta_{ТР}^C$ , °С	0,396	-0,575	-0,774	-2,194	-2,948	-4,8	-1,8
Температура циркуляційного газу на вході у випарник $\Theta_{МТР}^B$ , °С	15,17	19,8	13,3	16,9	15,8	10,4	17,6
Концентрація аміаку у циркуляційному газі на виході трубного простору, $a_{NH_3}$ , % об.	3,7	3,6	3,65	3,47	3,59	3,56	3,64

На рис. 2 представлені окремі результати математичного моделювання конденсаційної колони. Вони дозволяють кількісно оцінити збільшення теплового навантаження на випарники в реальних умовах експлуатації у порівнянні із закладеними при проектуванні. Наведені на рис. 2 залежності отримані за максимальної температури ЦГ на вході конденсаційної колони 45 °С.

продуктивності холодильних систем на 4 МВт по відношенню до визначеної за проектом 8,12 МВт. Таке збільшення пов'язано із зменшенням реального коефіцієнту теплопередачі  $K_E$  до 247,7 Вт/м<sup>2</sup>·К у порівнянні із закладеним при проектуванні коефіцієнтом  $K_P=623,4$  Вт/м<sup>2</sup>·К, що обумовлено наявністю додаткового конденсаційного термічного опору внаслідок конденсації аміаку  $M_{СК}$ . За рахунок цього спостерігається збільшення температури  $\Theta_{МТР}^B$  на вході випарника з 13,8 °С до 22 °С та зниження температури  $\Theta_{ТР}^K$  на виході трубного простору конденсаційної колони з 38,4 °С до 25,7 °С.

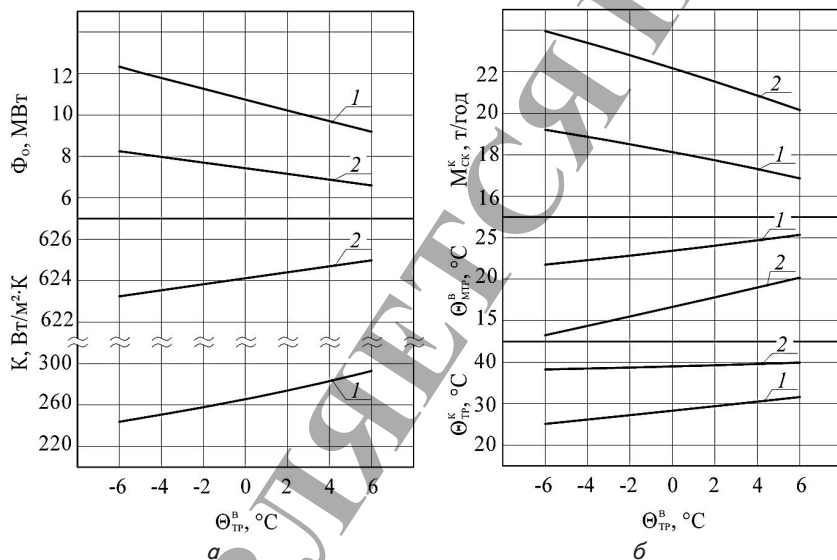


Рис. 2. Залежності окремих показників ефективності теплообміну у конденсаційній колоні та холодопродуктивності холодильних систем від температури охолодження циркуляційного газу у випарниках за вихідних даних режиму № 5 табл. 1: 1 – за реального коефіцієнту  $K_E$ ; 2 – за проектного коефіцієнту  $K_P$ ; а – залежність холодопродуктивності  $\Phi_0$  та коефіцієнту теплопередачі  $K$  від температури охолодження ЦГ  $\Theta_{ТР}^B$ ; б – залежність кількості сконденсованого аміаку  $M_{СК}^K$ , температури ЦГ на вході у випарник  $\Theta_{МТР}^B$  та температури на виході трубного простору конденсаційної колони  $\Theta_{ТР}^K$  від температури охолодження ЦГ у випарниках  $\Theta_{ТР}^B$

Згідно рис. 2, забезпечення регламентної температури на рівні -5 °С вимагає підвищення холодо-

Отримані на рис. 3 і 4 залежності дозволяють визначити умови (показано пунктиром) для забезпечення не тільки виключення АТК зі схеми роботи агрегату синтезу, але і зниження температури охолодження ЦГ у випарниках лише двома АХУ до регламентного рівня -5 °С. При цьому для зниження теплового навантаження на випарники по температурі необхідно встановити додатковий теплообмінник для більш глибокої рекуперації холоду.

Аналіз наведених на рис. 3, 4 залежностей свідчить, що при температурі  $\Theta_{МТР}^K=30$  °С ЦГ на вході конденсаційної колони можна стабілізувати температуру охолодження на регламентному рівні -5 °С лише двома АХУ. При цьому їх холодопродуктивність має бути навіть нижче за існуючу, а саме 6,02 МВт. Виконання цієї умови навіть за рахунок встановлення додаткового теплообмінника згідно рис. 4 неможливо. Тому доцільно при значно меншій поверхні теплообміну додаткового теплообмінника  $F_D=1150$  м<sup>2</sup>

встановлення перед конденсаційною колоною високо-температурного випарника. Температура кипіння аміаку у міжтрубному його просторі не вище 24 °С і тиск 0,9915 МПа забезпечують зниження температури прямого потоку ЦГ з 35 °С до 30 °С. Температурний режим кипіння у випарнику може бути забезпечений шляхом підключення його до циклу пароежекторної холодильної установки (ПХУ), як це показано на рис. 5.

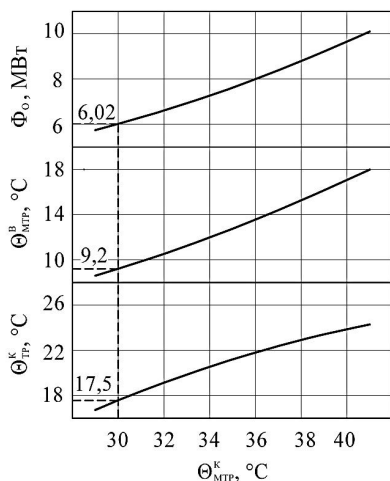


Рис. 3. Вплив температури циркуляційного газу на вході конденсаційної колони  $\Theta_{\text{МТР}}^{\text{К}}$  на розподіл температур на вході випарників  $\Theta_{\text{МТР}}^{\text{В}}$ , на виході трубного простору конденсаційної колони  $\Theta_{\text{ТР}}^{\text{К}}$  та холодопродуктивність  $\Phi_{\text{о}}$  випарників за постійної температури охолодження  $\Theta_{\text{ТР}}^{\text{В}} = -5$  °С

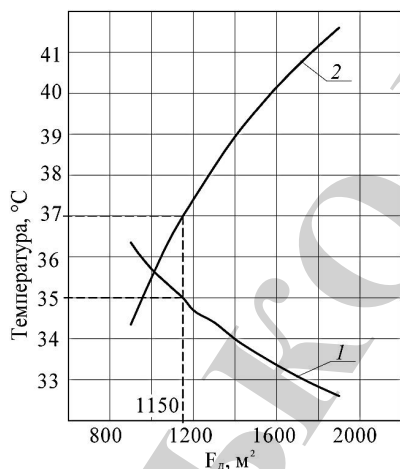


Рис. 4. Вплив поверхні теплообміну додаткового теплообмінника  $F_{\text{д}}$  на розподіл температур циркуляційного газу на його виходах за максимального теплового навантаження циркуляційного газу по температурі на вході  $\Theta_{\text{МТР}}^{\text{ВХ}} = 45$  °С: 1 – температура циркуляційного газу на виході міжтрубного простору  $\Theta_{\text{МТР}}^{\text{ВІХ}}$ ; 2 – температура циркуляційного газу на виході трубного простору  $\Theta_{\text{ТР}}^{\text{ВІХ}}$

Величина коефіцієнта інжекції струменевого компресора ПХУ визначалась за достатньо апробованим на практиці алгоритмом [9]. Внаслідок застосування в ПХУ апаратів повітряного охолодження коефіцієнт інжекції встановлювався по величині досягаемого тиску

стиснення, значення якого обмежувалось 1,6 МПа. Це дозволяє навіть у літній період забезпечити високу температуру (40 °С) конденсації пари аміаку після струменевого компресора.

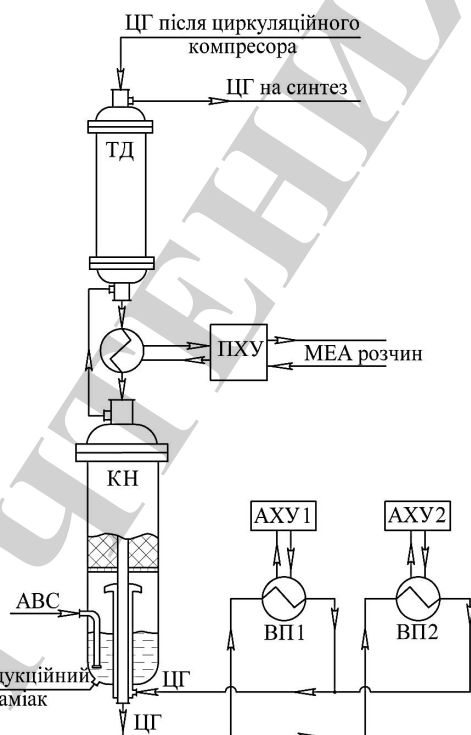


Рис. 5. Апаратурно-технологічне оформлення комплексу вторинної конденсації підвищеної енергоефективності: КН – конденсаційна колона; ЦГ – циркуляційний газ; АВС – азотно-воднева суміш; АХУ – абсорбційно-холодильна установка; ПХУ – пароежекторна холодильна установка; ВІП – випарник; ТД – додатковий теплообмінник

За результатами розрахунків величина коефіцієнту інжекції становить не менше 0,4. За такого коефіцієнту достатньо 20 т/год робочої пари з парогенератора ПХУ з тиском 3 МПа для інжекції 8 т/год пари аміаку з високотемпературного випарника. Це забезпечить холодопродуктивність на рівні 2,48 МВт. Загальна кількість пари холодоагента і робочої пари на повітряні конденсатори складе 28 т/год, конденсація яких може бути забезпечена трьома конденсаторами із споживанням електроенергії 600 кВт·год. Для отримання робочої пари у кількості 20 т/год цілком достатньо 515 т/год моноетанолемінового (МЕА) розчину першого потоку відділення МЕА очистки через парогенератор, тобто  $20 \cdot 974,4 / 3,78 \cdot (85 - 75) = 515$  т/год. Чисельні значення в процесі цього розрахунку наступні: питома теплота пароутворення аміаку при температурі 65 °С і тиску 3 МПа = 974,4 кДж/кг; питома теплоємність МЕА розчину = 3,78 кДж/кг·К; вхідна і вихідна температура МЕА розчину = 85 і 75 °С відповідно. За рахунок такої утилізації теплоти МЕА розчину зменшується навантаження на повітряні охолоджувачі цього розчину та теплові викиди в атмосферу.

Наведене технологічне оформлення дозволяє знизити загальну холодопродуктивність на стадії вторинної конденсації з 11,16 МВт до 8,5 МВт. Це обумовлено



більш глибокою рекуперацією та утилізацією низькопотенціальної теплоти в пароежекторній холодильній установці з рівнем температури потоку МЕА розчину до 90 °С. При цьому внаслідок виключення АТК зі схеми роботи агрегату знизиться споживання електроенергії на 3,4 тис. кВт·год. Незважаючи на таке зниження холодопродуктивності, досягається зменшення і стабілізація температури охолодження ЦГ у випарниках з 0 °С до –5 °С за максимальної його температури на вході у конденсаційну колону. Таке максимальне навантаження характерно для роботи агрегату синтезу близько 4-х місяців у весняно-літній період. Зниження температури у цей період на 5 °С обумовить і зменшення витрати природного газу на 190 м<sup>3</sup>/год у додатковий паровий котел отримання водяної пари із тиском 10 МПа.

Перевагою запропонованої технології є забезпечення температурного режиму охолодження ЦГ тільки за допомогою тепловикористовуючих холодильних систем, що утилізують теплоту як низького, так і наднизького потенціалу. За рахунок створення такого технологічного комплексу з'являється можливість заміни складних в експлуатації потужних турбокомпресорних холодильних систем з паровим приводом. При цьому заощаджена водяна пара відбору із тиском 4 МПа може бути використана для вироблення електроенергії. Наступні дослідження будуть проводитись у напрямку подальшого вдосконалення процесів конденсації з метою зниження навантаження на компресори стиску ЦГ за рахунок зниження температури.

## 7. Висновки

1. Проведеними дослідженнями визначені показники ефективності процесів теплообміну конденсаційної колони, такі як теплові потоки, температури і концентрації в сепараційній та теплообмінній її частинах. Встановлена закономірність впливу конденсаційного термічного опору на коефіцієнт теплопередачі, що характеризується обернено пропорційною залежністю.

2. Виконана ідентифікація процесів теплообміну конденсаційної колони, за результатами якої визначені рівняння для розрахунку коефіцієнтів тепловіддачі, теплопередачі та концентрації аміаку у циркуляційному газі на виході сепараційної частини. Показано, що такі рівняння, на відміну від загальновідомих, враховують конденсаційний термічний опір в процесі теплообміну та зовнішнє матеріально-теплове навантаження на конденсаційну колону.

3. Здійснено синтез апаратурно-технологічного оформлення комплексу вторинної конденсації тільки із застосуванням тепловикористовуючих холодильних установок, робота яких забезпечується за рахунок утилізації низького і наднизького потенціалу теплоти матеріальних потоків агрегату синтезу.

4. Визначені для запропонованої технології показники ефективності зниження загальної холодопродуктивності, питомих енерговитрат по електроенергії і природному газу, що складають відповідно 2,66 МВт, 60 кВт·год/т NH<sub>3</sub> і 1,2 м<sup>3</sup>/т NH<sub>3</sub>.

## Література

1. Winiwarter, W. Estimating environmentally relevant fixed nitrogen demand in the 21st century [Text] / W. Winiwarter, J. W. Erisman, J. N. Galloway, Z. Klimont, M. A. Sutton // *Climatic Change*. – 2013. – Vol. 120, Issue 4. – P. 889–901. doi: 10.1007/s10584-013-0834-0
2. Dawson, C. J. Fertiliser availability in a resource-limited world: Production and recycling of nitrogen and phosphorus [Text] / C. J. Dawson, J. Hilton // *Food Policy*. – 2011. – Vol. 36. – P. S14–S22. doi: 10.1016/j.foodpol.2010.11.012
3. Dybkjoker, I. 100 Years of Ammonia Synthesis Technology [Text] / I. Dybkjoker // 58th Annual Safety in Ammonia Plants and Related Facilities Symposium. – Frankfurt, 2013. – Available at: [https://www.aiche.org/sites/default/files/docs/conferences/8096\\_Ammonia2013\\_Committee\\_Flyer\\_v8\\_0.pdf](https://www.aiche.org/sites/default/files/docs/conferences/8096_Ammonia2013_Committee_Flyer_v8_0.pdf)
4. Noelker, K. Low Energy Consumption Ammonia Production: Baseline Energy Consumption, Options for Energy Optimization [Text] / K. Noelker, J. Ruether // Paper submitted for the Nitrogen + Syngas Conference. – Duesseldorf, 2011. – Available at: <https://ru.scribd.com/document/317686530/Low-Energy-Consumption-Ammonia-Production-2011-paper-pdf>
5. Бабіченко, А. К. Застосування математичного моделювання для діагностики показників ефективності процесів тепло- і масообміну в абсорберах тепловикористовуючих холодильних установок агрегатів синтезу аміаку [Текст] / А. К. Бабіченко, В. І. Тошинський // *Вопросы химии и химической технологии*. – 2009. – № 6. – С. 107–111.
6. Malhotra, A. KBR PURIFIER™ Technology and Project Execution Options for Ammonia Plants [Text] / A. Malhotra // 25th AFA International Fertilizer Technology Conference & Exhibition Sustainability Driving the Future. – KBR, USA, 2012. – Available at: [http://s3.amazonaws.com/zanran\\_storage/afa.com.eg/ContentPages/2565221218.pdf](http://s3.amazonaws.com/zanran_storage/afa.com.eg/ContentPages/2565221218.pdf)
7. Singh, U. Successful Operating Experience of CFCL Ammonia Plant Revamped with KBR KRES™ Technology [Text] / U. Singh, S. Singh, A. Malhotra // Ammonia plant safety (and related facilities). Safety in ammonia plants & related facilities symposium. – Montreal, 2010. – P. 121–130.
8. Arora, V. K. Use multistage integrated chilling to increase ammonia production [Text] / V. K. Arora // *Hydrocarbon processing*. – 2015. – Vol. 94, Issue 4. – P. 39–48.
9. Бабіченко, А. К. Энергосберегающее технологическое оформление блока вторичной конденсации крупнотоннажных агрегатов синтеза аммиака [Текст] / А. К. Бабіченко, В. И. Тошинський, И. Л. Красников, М. А. Подустов // *Інтегровані технології та енергозбереження*. – 2007. – № 4. – С. 3–6.
10. Ладанюк, А. П. Сучасні методи автоматизації технологічних об'єктів [Текст] / А. П. Ладанюк, О. А. Ладанюк, Р. О. Бойко та ін. – К.: Інтер. Логістик Україна, 2015. – 408 с.
11. Brandt, S. Data Analysis: Statistical and Computational Methods for Scientists and Engineers [Text] / S. Brandt. – New York: Springer, 2014. – 523 p. doi: 10.1007/978-3-319-03762-2
12. Бабіченко, А. К. Закономірності теплообміну в процесі конденсації аміаку з циркуляційного газу у випарниках агрегатів синтезу [Текст] / А. К. Бабіченко // *Інтегровані технології та енергозбереження*. – 2010. – № 1. – С. 47–51.