

# Деамонізація конденсатів

**В.П. Петренко**, кандидат технічних наук, доцент кафедри теплоенергетики та холодильної техніки НУХТ

**С.М. Василенко**, доктор технічних наук, директор УкрНДІЦП

Виконано аналіз існуючих промислових способів деамонізації конденсатів та масообмінних процесів десорбції аміаку у деамонізаторах різних конструкцій. Отримані залежності взаємозв'язку витратних, масообмінних та геометричних параметрів десорбційних колон, як результат розв'язку відповідних диференціальних балансових та масообмінних рівнянь. Наведені динамічні та статичні навантажувальні характеристики відпарної колони. Наведена типова схема ув'язки схеми деамонізації конденсатів у теплову схему цукрового заводу.

**Ключові слова:** аміак, десорбція, відпарна колона, масопередача, теплова схема.

Выполнен анализ существующих промышленных способов деаммонизации конденсатов и массообменных процессов десорбции аммиака в деаммонизаторах разных конструкций. Полученные зависимости взаимосвязи расходных, массообменных и геометрических параметров десорбционных колонн, как результат решения соответствующих дифференциальных балансовых и массообменных уравнений. Приведены динамические и статические погрузочные характеристики отпарной колонны. Приведена типичная схема увязки схемы деаммонизации конденсатов в тепловую схему сахарного завода.

**Ключевые слова:** аммиак, десорбция, отпарная колонна, массопередача, тепловая схема.

The analysis of existing industrial methods for condensates deammonization and mass exchange processes of ammonia desorption in demmonizators of different designs is made. Received dependences of interrelation account, mass exchange and geometrical parameters of stripping columns, as result of the solution of corresponding differential balance and mass exchange equations. Dynamic and static loading characteristics of steam-stripping columns are described. Typical scheme of coordination of the deammonization scheme of condensates in the thermal scheme of sugar mill.

**Keywords:** ammonia, desorption, steam-stripping columns, mass exchange, thermal scheme.

Аміак це добре розчинний у воді газ, тому пружність його парів над водою значно (на декілька порядків) менша у порівнянні з пружністю слабо розчинних газів - кисню, азоту. Це пов'язано з властивістю утворювати гідрат аміаку  $\text{NH}_4\text{OH}$  при розчиненні у воді, який частково дисоціює на іони  $\text{NH}_4^+$  та  $\text{OH}^-$ . Тому аміак в термічних деаераторах на відміну від кисню та вуглекислого газу практично не видаляється.

Для видалення аміаку із конденсатів застосовують: хімічний, іонообмінний та десорбційний методи.

Хімічний метод - найбільш простий і полягає в нейтралізації аміаку кислотою [1], але його сполуки залишаються в конденсаті.

В [2] наведено спосіб деамонізації, що здійснюється шляхом катіонування в іонообмінних фільтрах. Інформація щодо його практичного застосування відсутня. Найбільше розповсюдження отримали десорбційні методи за допомогою повітря або водяної пари.

Сутність десорбції полягає у створенні умов, за яких парціальний тиск компоненту (аміаку) над

поверхнею рідини перевищуватиме парціальний тиск аміаку в потоці пари (десорбента). При досягненні рівноваги процес десорбції припиняється - для його зрушення необхідно або збільшити витрату десорбента, що викличе зниження концентрації аміаку в потоці пари, або підняти величину константи фазової рівноваги, наприклад, за рахунок збільшення температури в результаті підведення теплоти. Тому деамонізація повітрям потребує додаткового підведення значної кількості теплоти, що виноситься з десорбційної колони в процесі аерації [3]. Для підвищення ефективності процесу аерацію бажано виконувати паралельно з вапнуванням, оскільки пружність парів аміаку над поверхнею рідини підвищується як зі збільшенням температури, так і рН розчину [2]. Але процес деамонізації повітрям надзвичайно енергозатратний, оскільки крім підведення теплоти необхідно забезпечити витрату повітря на рівні  $300\text{--}400 \text{ м}^3/\text{м}^3$  [2].

Використання пари як десорбента більш ефективно, тому й отримало розповсюдження в промисловості. За способом реалізації процесу десорбції парові деамонізатори поділяють на три



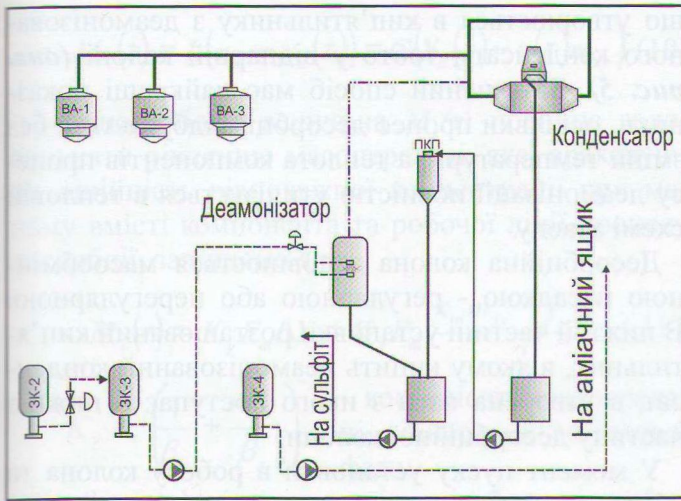


Рис. 1. Схема розміщення приладів для проведення дослідження вакуум-апарата ВАЦМ-40. Схема під'єднання деаератора самозакіпанням в конденсатній схемі цукрового заводу.

групи - на основі самоскипання конденсатів; на основі продування конденсатів паром із стороннього джерела - з випарних або вакуум-апаратів; та на принципі генерації пари з деаеризованого конденсату у відпарній колоні.

Перший спосіб найпростіший через конструктивну простоту деаеризатора та схеми його під'єднання до конденсатних потоків (див. рис.1) і не вимагає значних капіталовкладень.

Основним елементом зазначених установок є безнасадна колона, в якій нагрітий до температури насичення конденсат розбризкується відцентровими форсунками у вакуумний простір (див. рис. 2).

Максимальну ступінь видалення аміаку можна розрахувати виходячи з балансу компоненту, що видаляється (аміаку)

$$Lx_{in} = GY_a + (L - G)x_a \quad (1)$$

де  $L$  - витрата рідини (конденсату) кг/с;  $G$  - витрата пари кг/с;  $x_{in}$ ,  $x_a$  - масова концентрація аміаку в конденсаті на вході та виході з ємності відповідно;  $Y_a$  - масова концентрація аміаку в парі на виході з ємності.

Масову концентрацію аміаку в парі після самоскипання в об'ємі розпиленого форсунками конденсату знаходимо виходячи з умови фазової рівноваги аміаку в рідині та парі:

$$Y_a = m_{xy} x_a \quad (2)$$

За умови малих концентрацій аміаку (до 3 кмоль/м) константа фазової рівноваги  $m_{xy}$  може бути визначена за співвідношенням Ковалке [3]:

$$m_{xy} = \frac{\rho}{PM_a} 10^{\frac{4.705 - 1922}{T}} \quad (3)$$

де  $P$  - тиск насичення, бар;  $M_a$  - молекулярна маса аміаку;  $\rho$  - густина конденсату, кг/м<sup>3</sup>;  $T$  - температура.

Із (1) та (2) отримаємо:

$$x_a = \frac{x_{in}}{\frac{G}{L}(m_{xy}) - 1 + 1} \quad (4)$$

Кількість пари самозакіпання залежить від величини падіння тиску в ємності, або від різниці температур насичення рідини на вході та виході з ємності:

$$\frac{G}{L} = \frac{C_p}{r} (t_{in} - t_a) \quad (5)$$

де  $C_p$  - теплоємність рідини;  $r$  - теплота фазового перетворення;  $t_{in}$ ,  $t_a$  - температури насичення конденсату на вході та на виході з ємності відповідно.

Звідки

$$\frac{x_a}{x_{in}} = \frac{1}{\frac{C_p}{r} (t_{in} - t_a) (m_{xy} - 1) + 1} \quad (6)$$

Формула (6) відповідає умовам максимально можливого ступеню видалення аміаку з конденсатів в результаті самозакіпання при розвинутій, в результаті розбризкування, поверхні масообміну краплин, і яка залежить лише від перепаду температур насичення ( $t_{in} - t_a$ ) (або перепаду тиску) та величини константи фазової рівноваги,  $m_{xy}$ . Так, якщо конденсат в результаті самозакіпання охолодився до температури від 100 до 65°C, відношення вихідної до вхідної концентрації становить 0,47, а ступінь видалення аміаку складає 53%. Суттєвим недоліком зазначеної схеми є те, що пара самозакіпання має низьку температуру, тому використати її теплоту проблематично.

Процес деаеризації за рахунок самозакіпання може бути організовано в результаті кавітаційного самозакіпання при обтіканні тіл некрилоподібного профілю у так званих суперкавітаторах. Однак на відміну від попереднього способу при використанні суперкаверн [4] ефект видалення аміаку значно менший через недостатню поверхню масообміну в каверні, мінімальному часі перебування рідини в зоні зниженого тиску і, як наслідок, недосягненні фазової рівноваги аміаку в парі та рідині. Встановлені у свій час установки деаеризації з суперкавернами не підтвердили своєї ефективності та не знайшли застосування в промисловості.

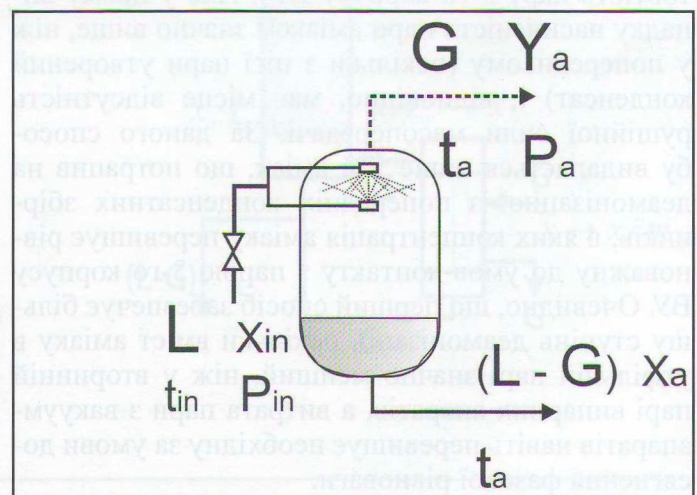


Рис. 2. Схема потоків деаеризатора самозакіпанням



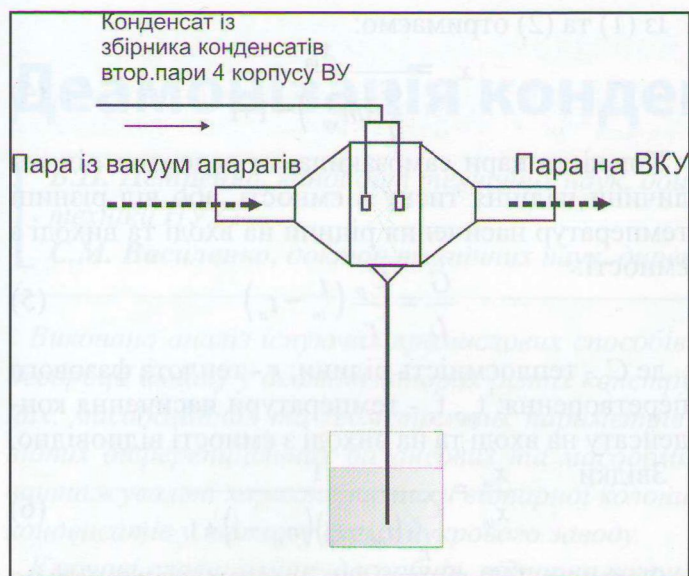


Рис. 3. Схема процесу видалення аміаку за допомогою форсуночної камери з продуванням паром із вакуум-апаратів.

На деяких заводах були впроваджені десорбційні установки, в яких реалізований принцип продування догрітого до температури кипіння конденсату паром зі стороннього джерела - з вакуум-апаратів [5] (див. рис. 3), та з 3-го корпусу ВУ [6] (див. рис. 4).

У першому випадку, зважаючи на велику кількість десорбента (пари) із вакуум-апаратів 1-ї кристалізації та розвинутої поверхні контакту фаз, граничне значення концентрації аміаку в конденсаті на виході з камери буде визначатися лише вхідною концентрацією аміаку в парі та величиною константи фазової рівноваги, тому гранично досяжна концентрація аміаку в конденсаті:

$$x_a = \frac{Y_{in}}{m_{xy}} \quad (7)$$

де  $Y_{in}$  концентрація аміаку в парі з вакуум-апаратів.

Подібна ситуація складається і при продуванні конденсату вторинною паром з випарних апаратів [6] (згідно з технологічним регламентом використовують пару 3-го корпусу ВУ). Але у цьому випадку насиченість пари аміаком значно вище, ніж у попередньому (оскільки з цієї пари утворений конденсат) і, відповідно, має місце відсутність рушійної сили масопередачі. За даного способу видаляється лише той аміак, що потрапив на деамонізацію із попередніх конденсатних збірників, в яких концентрація аміаку перевищує рівноважну до умов контакту з паром 3-го корпусу ВУ. Очевидно, що перший спосіб забезпечує більшу ступінь деамонізації, оскільки вміст аміаку в утфільній парі значно менший, ніж у вторинній парі випарних апаратів, а витрата пари з вакуум-апаратів навіть перевищує необхідну за умови досягнення фазової рівноваги.

Третій зі згаданих способів десорбції - деамонізація в протітечійній колоні з насадкою паром,

що утворюється в кип'ятильнику з деамонізованого конденсату, тобто у відпарній колоні (див. рис. 5). Зазначений спосіб має найкращі показники, оскільки процес десорбції відбувається без зміни температури, а теплота компонентів процесу деамонізації повністю утилізується в тепловій схемі заводу.

Десорбційна колона заповнюється масообмінною насадкою - регулярно або нерегулярною. В нижній частині установки розташований кип'ятильник, в якому кипить деамонізований конденсат, а утворена пара з нього поступає в нижню частину десорбційної колони.

У момент пуску установки в роботу колона та об'єм кип'ятильника заповнені конденсатом з однаковою концентрацією аміаку  $x_{in}$ . У процесі кипіння з паром видаляється аміак, і, як наслідок, концентрація аміаку в об'ємі рідини кип'ятильника  $x(\tau)$  зменшується. Аналогічно, концентрація аміаку на виході з колони  $x_a(\tau)$  і концентрація аміаку в парі на виході з колони  $Y_a(\tau)$  також почнуть зменшуватися, асимптотично наближаючись до усталеного значення.

З матеріального балансу колони по компоненту, що відганяється для довільного моменту часу  $\tau$

$$Lx_{in} + Gx(\tau)m_{xy} = GY_a(\tau) + Lx_a(\tau) \quad (8)$$

отримаємо поточне значення концентрації аміаку в парі на виході з колони:

$$Y_a(\tau) = (x_{in} - x_a(\tau)) \frac{L}{G} + m_{xy} x(\tau) \quad (9)$$

де -  $L$ ,  $G$  - масові витрати рідини на колону та пари з кип'ятильника, відповідно.

Поточна витрата аміаку, що виділяється в колоні:

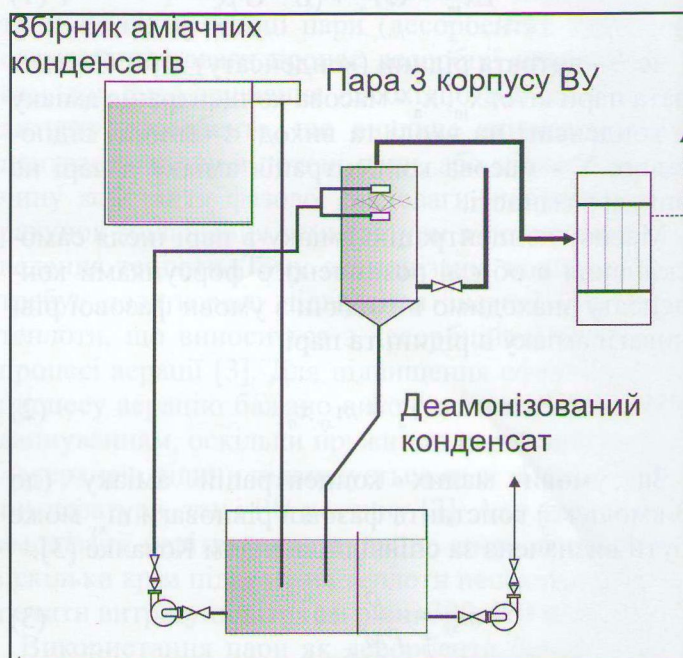


Рис. 4. Схема процесу видалення аміаку за допомогою форсуночної камери з продуванням паром із 3 корпусу випарної установки.



$$M_1(\tau) = L(x_{in} - x_a(\tau)) = G(Y_a(\tau) - x(\tau)m_{xy}) \quad (10)$$

З іншого боку, величина  $M_1(\tau)$  повинна задовольняти рівнянню масопередачі, яке, враховуючи лінійність рівноважної концентрації при малому вмісті компонента та робочої лінії процесу десорбції, запишемо як:

$$M_1(\tau) = K_y F_m \Delta Y = K_y F_m \frac{x_{in} m_{xy} - Y_a(\tau)}{2} \quad (11)$$

де  $K_y = \left( \frac{1}{\beta_y} + \frac{m_{xy}}{\beta_x} \right)^{-1}$  - коефіцієнт масопередачі, віднесений до газової фази;

$\beta_y, \beta_x$  - коефіцієнти масовіддачі з боку газової та рідкої фази, відповідно;

$F_m$  - поверхня масообміну насадки десорбера.

Порівнявши (10) та (11), і підставивши вираз для  $Y_a$  із (9), отримаємо залежність для поточної концентрації газу в рідині на виході з колони:

$$x_a(\tau) = x_{in} \left[ \frac{2 - m_{xy} N_L + N_G}{N_G + 2} \right] + x(\tau) m_{xy} \left[ \frac{N_L}{N_G + 2} \right] \quad (12)$$

де  $N_L = \frac{K_y F_m}{L}$ ;  $N_G = \frac{K_y F_m}{G}$  - числа одиниць переносу для рідкої та газової фаз відповідно.

В співвідношення (12) входить невизначена величина  $x(t)$ , яка є функцією маси рідини в кип'ятильнику  $M_k$ . Зміна концентрації аміаку в об'ємі рідини, що заповнює кип'ятильник  $x(t)$ , можна виразити рівнянням:

$$\frac{d(M_k x(\tau))}{d\tau} = -G(m_{xy} x(\tau) - x_a(\tau)) \quad (13)$$

Підставивши в (13)  $x_a$  із (12), розділивши змінні та проінтегрувавши від  $x_{in}$  до  $x$  за час  $\tau$

$$\int_{x_{in}}^x \frac{dx}{x(m_{xy} - B) - A} = -\frac{G}{M_k} \int_0^\tau d\tau$$

отримаємо вираз для розрахунку поточної концентрації розчиненого газу в масі рідини, що міститься в кип'ятильнику  $x(\tau)$ :

$$\frac{x}{x_{in}} = \left[ -\frac{A^*}{m_{xy}(1-B^*)} \right] \exp \left[ \frac{G\tau}{M_k} m_{xy}(1-B^*) \right] + \frac{A^*}{m_{xy}(1-B^*)}, \quad (14)$$

$$\text{де } B = m_{xy} B^*; A = x_{in} A^*; B^* = \frac{N_L}{N_G + 2};$$

$$A^* = \frac{2 - m_{xy} N_L + N_G}{N_G + 2}.$$

З (12) та (14) отримаємо вираз для поточного значення концентрації розчиненого компонента на виході з десорбційної колони (кінцева концентрація)  $x_a(\tau)$ :

$$\frac{x_a}{x_{in}} = A^* + B^* \left( \left( m_{xy} - \frac{A^*}{1-B^*} \right) \exp \left[ \frac{G\tau}{M_k} m_{xy}(1-B^*) \right] + \frac{A^*}{1-B^*} \right) \quad (15)$$

Відповідно, із (9) з урахуванням (14, 15), отримаємо залежність поточної концентрації аміаку у десорбенті (парі) на виході з десорбційної колони  $Y_a(\tau)$ :

$$\frac{Y_a}{x_{in}} = \frac{L}{G}(1-A^*) - \left( \frac{L}{G} B^* - 1 \right) \left( m_{xy} - \frac{A^*}{1-B^*} \right) \exp \left[ \frac{G\tau}{M_k} m_{xy}(1-B^*) \right] \quad (16)$$

Отримані співвідношення справедливі при десорбції слабкокочентованих розчинів, поки зберігається лінійність функції рівноважної концентрації розчиненого компонента в рідині. Окрім того повинна бути визначена залежність коефіцієнтів масовіддачі  $\beta_y, \beta_x$  від режимних параметрів потоків для типу насадки, якою заповнено колону десорбера.

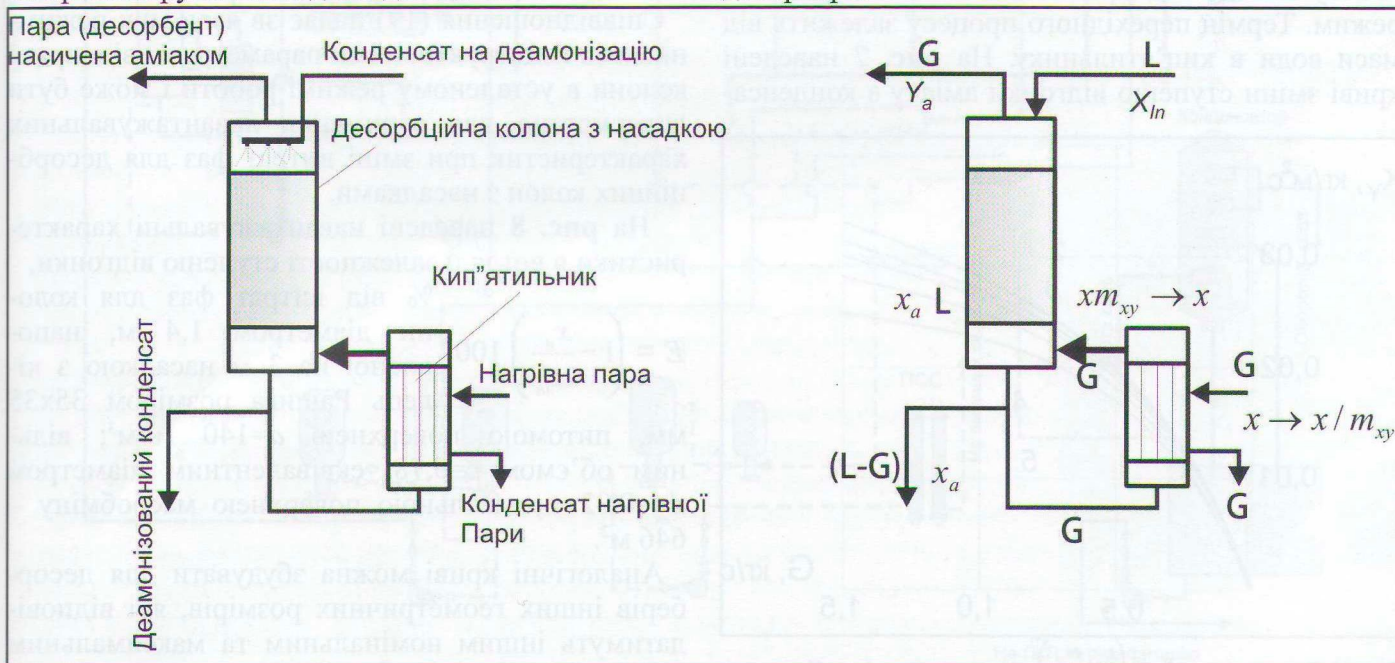


Рис. 5. Схема деамонізатора типу «відпарна колона» та схема потоків деамонізатора



Коефіцієнти масовіддачі  $\beta_x$  та  $\beta_y$  для десорбера з насадкою з кілець Рашига можна визначити, користуючись рівняннями Шервуда та Шульмена [7, 8]:

$$Nu_{ml}^* = 0,00204 Re_{ml}^{0,78} Pr_{ml}^{0,5} \quad (17)$$

$$Nu_{mg}^* = 0,45 Re_{mg}^{0,64} Pr_{mg}^{0,333} \quad (18)$$

$$\text{де } Nu_{ml}^* = \beta_x^* \left( \frac{v_1}{g} \right)^{0,333} \frac{1}{D_{ml}}; Re_{ml} = \frac{4L}{0,785d^2 a \mu_1}; Pr_{ml} = \frac{v_1}{D_{ml}} -$$

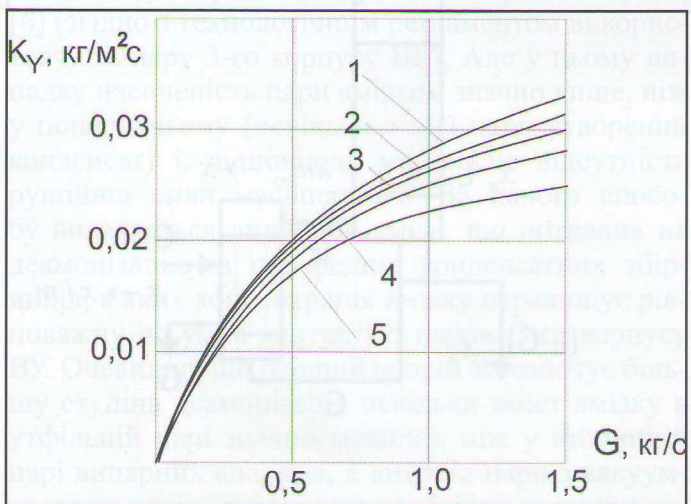
масообмінні числа Нуссельта, Рейнольдса та Прандтля для рідкої фази, відповідно.  $D_{ml}$  - коефіцієнт молекулярної дифузії аміаку у воді,  $m^2/s$ ;  $v_1$  - кінематична в'язкість води,  $m^2/s$ ;  $d$  - діаметр десорбера,  $m$ ;  $a$  - питома поверхня насадки,  $m^2/m^3$ ;  $\mu_1$  - динамічна в'язкість води,  $Pa \cdot s$ ; - коефіцієнт масовіддачі в рідкій фазі,  $kg/(m^2 \cdot s)$ .

$$Nu_{mg}^* = \frac{\beta_y^* d_{ek}}{v_g}; Re_{mg} = \frac{w_g d_{ek}}{v_g} = \frac{4w_g \rho_g}{a \mu_g}; Pr_{mg} = \frac{v_g}{D_{mg}}$$

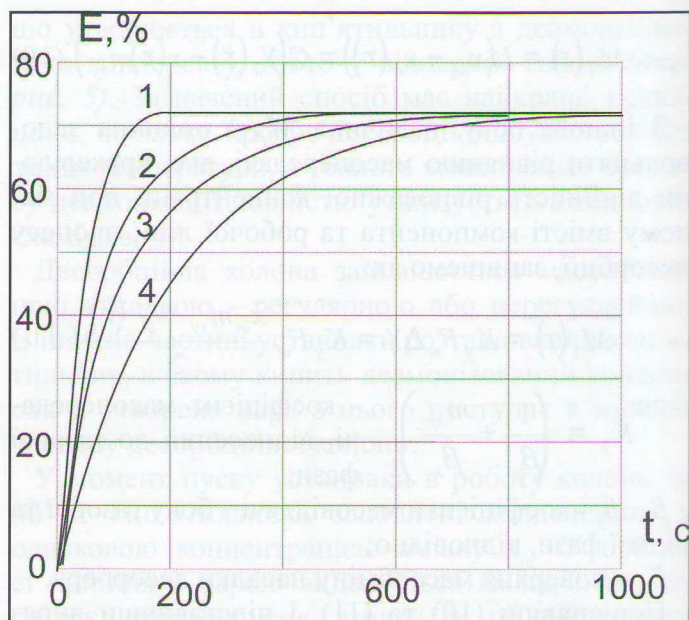
- масообмінні числа Нуссельта, Рейнольдса та Прандтля для газової фази, відповідно.  $D_{mg}$  - коефіцієнт молекулярної дифузії аміаку в водяній парі,  $m^2/s$ ;  $v_g$  - кінематична в'язкість водяної пари,  $m^2/s$ ;  $d_{ek}$  - еквівалентний діаметр насадки десорбера,  $m$ ;  $w_g$  - приведена до перерізу десорбера швидкість пари,  $m/s$ ;  $\mu_g$  - динамічна в'язкість водяної пари,  $Pa \cdot s$ ; - коефіцієнт масовіддачі в газовій фазі,  $kg/(m^2 \cdot s)$ .

Графіки залежності коефіцієнта масопередачі КУ для колони діаметром  $d=1,4$  м, заповненою кільцями Рашига з питоною поверхнею  $a=140$   $m^2/m^3$ , вільним об'ємом  $\varepsilon=0,78$ , еквівалентним діаметром  $d_{ek}=0,02$  м від витрат пари та конденсату, розрахованого за співвідношеннями (17, 18), що наведено на **рис. 6**.

Співвідношення (14, 15, 16) відображають динаміку виходу відпарної колони в стаціонарний режим. Термін перехідного процесу залежить від маси води в кип'ятильнику. На **рис. 7** наведені криві зміни ступеню відгонки аміаку з конденса-



**Рис. 6.** Залежність  $K_Y = \left( \frac{1}{\beta_y} + \frac{m_{xy}}{\beta_x} \right)^{-1}$  від витрати пари  $G$  при різних витратах рідини  $1 - L = 35$   $kg/s$ ;  $2 - 30$ ;  $3 - 25$ ;  $4 - 20$ ;  $5 - 15$ .



**Рис. 7.** Динаміка виходу ступеню відгонки  $E(t) = (1 - x_a/x_{in})/100$  в стаціонарний режим.  $L = 30$   $kg/s$   $G = 1,3$   $kg/s$ . Криві 1, 2, 3, 4 відповідають ємності води в кип'ятильнику  $M_k$  відповідно 1, 2, 3, 5  $m^3$

тів у часі  $E=(1 - x_a/x_{in})/100$  в залежності від маси води в об'ємі кип'ятильника деамонізатора, розрахованих за співвідношенням (15)

Насадка - кільця Рашига, питома поверхня  $a=140$   $m^2/m^3$ ; вільний об'єм  $\varepsilon=0,78$ ; еквівалентний діаметр  $d_{ek}=0,02$  м; висота насадки - 3 м, поверхня масообміну - 646  $m^2$ . Асимптотичні значення функцій (14,15,16) при  $\tau=\infty$  відповідають усталеному режиму роботи відпарної колони.

Із (15) за умови  $\tau=\infty$  отримаємо розрахункову формулу для кінцевої концентрації аміаку на виході з колони в режимі усталеної роботи:

$$\frac{x_a}{x_m} = \frac{2 + N_G - m_{xy} N_L}{2 + N_G - N_L} \quad (19)$$

Співвідношення (19) надає зв'язок між режимними та конструктивними параметрами відпарної колони в усталеному режимі роботи і може бути використано для отримання навантажувальних характеристик при зміні витрат фаз для десорбційних колон з насадками.

На **рис. 8** наведені навантажувальні характеристики в вигляді залежності ступеню відгонки,  $\infty$  % від витрат фаз для колони діаметром 1,4 м, наповненої на 3 м насадкою з кілець Рашига розміром 35х35 мм, питоною поверхнею  $a=140$   $m^2/m^3$ ; вільним об'ємом  $\varepsilon=0,78$ ; еквівалентним діаметром  $d_{ek}=0,02$  м; загальною поверхнею масообміну - 646  $m^2$ .

Аналогічні криві можна збудувати для десорберів інших геометричних розмірів, які відповідатимуть іншим номінальним та максимальним витратам фаз для відповідних продуктивностей цукрових заводів



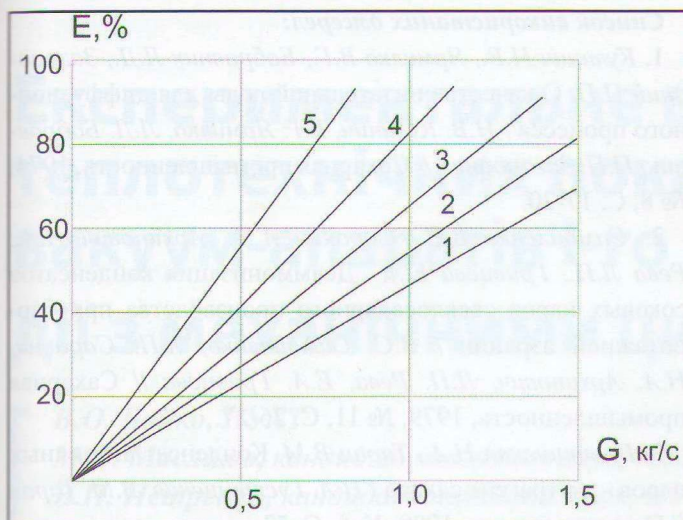


Рис. 8. Навантажувальні характеристики десорбційної колони (по відгонці аміаку з конденсатів)

$$E = \left(1 - \frac{x_a}{x_m}\right) 100. \quad 1 - L = 35 \text{ кг/с}; 2 - 30; 3 - 25; 4 - 20; 5 - 1.$$

Застосування регулярних насадок замість нерегулярних дає збільшення вільного об'єму  $\epsilon$ , тому колона може працювати в більш широкому діапазоні зміни витрат фаз без «захливання». Аналогічний ефект має місце і в разі застосування насадок з кільця Паля, або інших з більшим, у порівнянні з кільцями Рашига, вільним об'ємом.

Як видно з наведених графіків, для видалення, наприклад, 60% аміаку зі 110 тонн за год. конденсату необхідно забезпечити парове навантаження на колону на рівні 4,0 т/год. Зазначені цифри витрат конденсату відповідають потужності цукро-

вого заводу 3 тис. т за добу, а парове навантаження відповідає споживанню пари двома підігрівачами - ПП1Ф та підігрівача перед 2 сатурацією першої групи. Якщо пару з колони деамонізатора направити лише на один підігрівач, ступінь вилучення аміаку не перевищить 30%. Зазначене свідчить про важливість ув'язки схеми під'єднання деамонізатора в теплову схему заводу.

Спроби деамонізувати конденсат без забезпечення достатнього парового навантаження не дали результату, що мало місце, наприклад, на Волоконовському цукровому заводі (ВАТ «НИКА», Білгородська область, Росія).

Варіант принципової схеми ув'язки деамонізатора в теплову схему заводу зображено на рис. 9. Залежно від початкового вмісту аміаку в конденсатах і необхідного ступеня вилучення аміаку змінюється навантаження на колону вмиканням додаткових підігрівачів. Кип'ятильник споживає вторинну пару 2-го корпусу ВУ. Конденсат на деамонізацію поступає зі збірника конденсатів вторинної пари 3-го корпусу; після виходу з колони конденсат охолоджується в теплообміннику до температури 65°C або 72°C (залежно від типу дифапарату) і далі в суміші з барометричною водою поступає на ПКП та сульфитацію. При використанні жомопресів глибокого віджиму - лише на сульфитацію, або кислотне закислення. Аміак частково видаляється через аміачні відтяжки з підігрівачів, а частина, що розчинилася в конденсаті, відводиться на аміачний ящик.

В 90-ті роки установки деамонізації конденсатів зазначеного типу були змонтовані на Первомайсь-

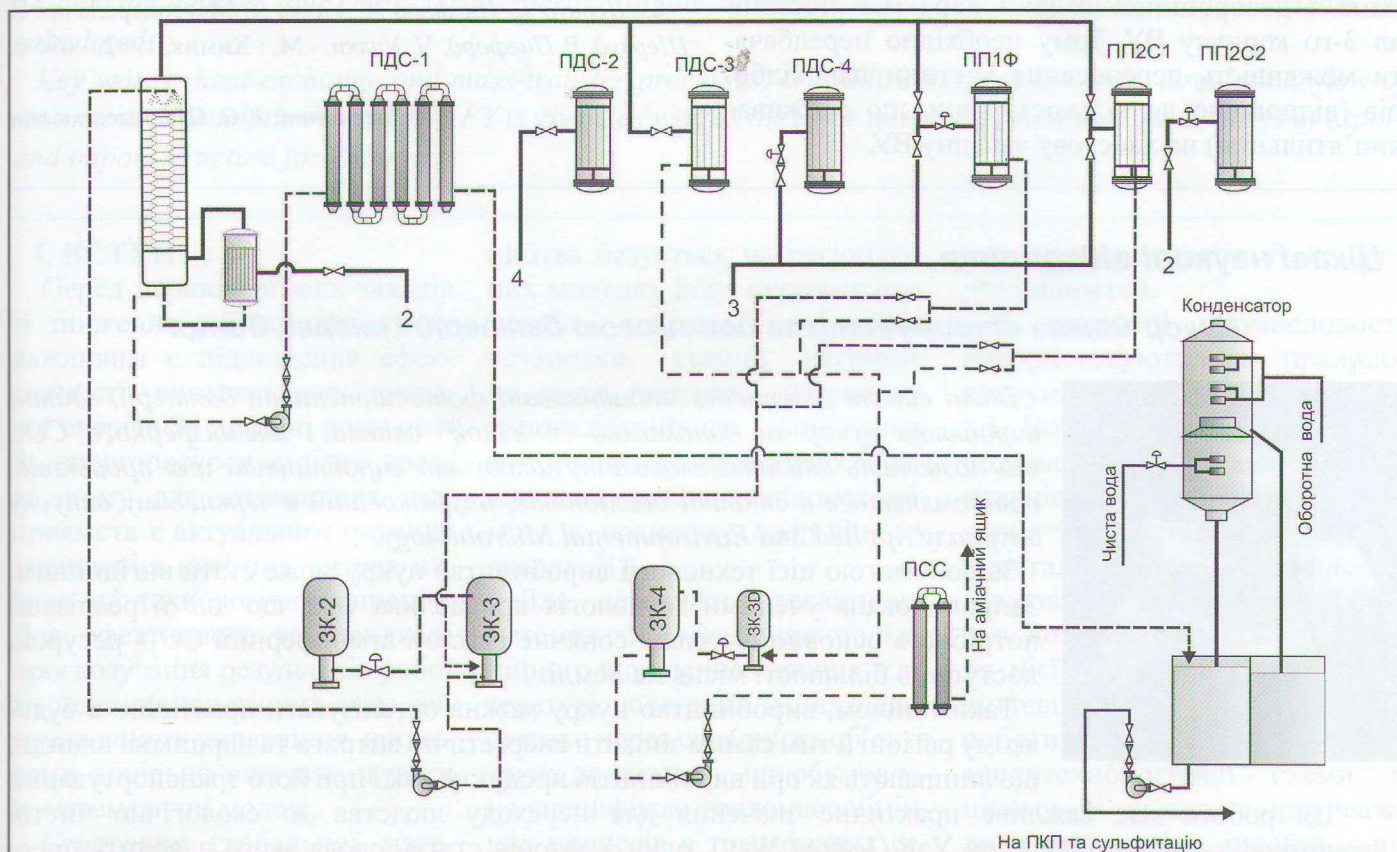


Рис. 9. Принципова схема деамонізації конденсатів на базі відпарної колони



кому (Миколаївська обл.), Маловисківському, Дубенському, Рокитнянському, Сальківському цукрових заводах. Примислові випробовування з залученням групової лабораторії були виконані на Первомайському заводі потужністю 5,5 тис. т на добу. Деамонізації підлягав весь конденсат зі збірника конденсатів вторинної пари 3-го корпусу ВУ у кількості 60-70% до м.б. у колоні діаметром 1,6 м з кип'ятильником поверхнею 300 м<sup>2</sup>. За умови подавання пари з колони на підігрівачі соку перед 1-ю фільтрацією та перед 2-ю сатурацією ефект вилучення складав 65-70% - (з 250 мл/л до 80 - 75 мл/л аміаку). За умови додаткового парового навантаження на третій підігрівач - перед основним вапнуванням 3-ї групи - ефект вилучення збільшувався до 80-85%, але колона, через недостатній для такого потоку пари та конденсату діаметр входила в режим «захлинання», тому експлуатація установки за умови повного (на 3-му підігрівачі) парового навантаження була можлива лише при зменшенні потоку конденсату. Схема не була оснащена витратомірами пари та конденсату, тому величини потоків визначалися розрахунковим шляхом і не є точними. Але в цілому з розбіжністю не більше 20% отримані результати відповідали наведеним на **рис. 8** кривим. Установка успішно функціонувала на Первомайському заводі на протязі 12 років до моменту його закриття.

У схемі з відпарною колоною відсутні системні втрати теплоти, але має місце зменшення кратності випаровування на ВУ, оскільки кип'ятильник споживає вторинну пару 2-го корпусу ВУ, а отримана з десорбційної колони пара має потенціал 3-го корпусу ВУ. Тому необхідно передбачати можливість перенесення частини паровідборів (відповідно до кількості пари, що споживає кип'ятильник) на хвостову частину ВУ.

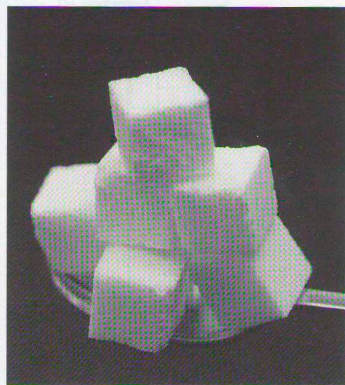
#### Список використаних джерел:

1. Кулинич Н.В., Ярмилко В.Г., Бобровник Л.Д., Загородний П.П. О качестве питательной воды для диффузионного процесса / Н.В. Кулинич, В.Г. Ярмилко, Л.Д. Бобровник, П.П. Загородний // Сахарная промышленность, 1974, № 8, С. 17-20.
2. Самойленко В.С., Сорокин А.П., Архипович Н.А., Рева Л.П., Гривцева Е.А. Деаммонизация конденсатов соковых паров свеклосахарного производства при барботажной аэрации / В.С. Самойленко, А.П. Сорокин, Н.А. Архипович, Л.П. Рева, Е.А. Гривцева // Сахарная промышленность, 1979, № 11, С. 26-27.
3. Гусятинская Н.А., Таран В.М. Конденсат вторичных паров - экстрагент сахара / Н.А. Гусятинская, В.М. Таран // Сахарная свекла, 1989, № 6, С. 53.
4. Немчин А.Ф., Шойхет А.С., Есиков С.А. Кавитационная обработка аммиачных конденсатов / А.Ф. Немчин, А.С. Шойхет, С.А. Есиков // Сахарная свекла, 1990, № 1, с. 55-57.
5. В.П. Адаменко, А.П. Адаменко Деаммонизация конденсатов с целью использования их для диффузионных аппаратов / Адаменко В.П., Адаменко А.П. // Сахарная промышленность, 1987, № 12, С. 17-19.
6. Схема деаммонизации конденсатов соковых паров для использования их в качестве экстрагента в диффузионных установках свеклосахарного завода. - Технологический регламент, утвержденный ген. директором НПО "Сахар" Полтораком П.В. 12.12.1989 г., Киев, ВНИИСП, 1990, С. 16.
7. Рамм В.М. Абсорбция газов / В.М. Рамм. - М.: Химия, 1966, - 768 с.
8. Шервуд Т., Пигфорд Р., Уилки Ч. Массопередача / Т. Шервуд, Р. Пигфорд, Ч. Уилки. - М.: Химия, 1982, - 696 с.

Рецензент: К.О. Штангесев, к.т.н

## Цікаві наукові відкриття

### Цукор можна отримувати за допомогою бактерій і енергії Сонця



Вчені вивели генетично модифіковані фотосинтетичні бактерії, здатні виробляти цукор за допомогою сонячного світла і атмосферного CO<sub>2</sub>, що дозволить знизити екологічну шкоду від виробництва цих продуктів, повідомляється в статті дослідників, опублікованій в червневому випуску журналу *Applied and Environmental Microbiology*.

За допомогою цієї технології виробництво цукру може стати вигіднішим. Запропонована ученими технологія приваблива тим, що для її реалізації потрібно в основному тільки сонячне світло і атмосферний CO<sub>2</sub> - ресурси, доступні в більшості місць на Землі.

Таким чином, виробництво цукру можна організувати практично в будь-якому регіоні й тим самим знизити енергетичні витрати та парникові викиди, що виникають як при виробництві продукту, так і при його транспортуванні.

“Ця робота має важливе практичне значення для переходу людства до екологічно чистої економіки”, - сказав Джеффри Уей (Jeffrey Way), один з авторів статті, слова якого наводить прес-служба Гарвардського університету.

Джерело: [eco.rian.ru](http://eco.rian.ru)