

**МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ
НАЦІОНАЛЬНИЙ УНІВЕРСИТЕТ ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ**

**Навчально-науковий інженерно-технічний інститут ім. акад. І.С.Гулого
Кафедра теплоенергетики та холодильної техніки**

«До захисту в ЕК»
Директор інституту
_____ Сергій БЛАЖЕНКО
(підпис) (ім'я та прізвище)

«__» _____ грудня 2024 р.

«До захисту допущено»
Завідувач кафедри
_____ Валентин ПЕТРЕНКО
(підпис) (ім'я та прізвище)

«__» _____ грудня 2024 р.

**КВАЛІФІКАЦІЙНА РОБОТА
НА ЗДОБУТТЯ ОСВІТНЬОГО СТУПЕНЯ МАГІСТРА**

зі спеціальності 144 Теплоенергетика
освітньо-професійної програми _____
Теплоенергетика та енергоефективні технології
на тему: “ Аналіз схем та способів очищення конденсатів цукрового виробництва від аміаку з метою їх використання як екстрагенту цукру в дифапаратах.”

Виконала: здобувач 2 курсу, групи ЗТЕ-2-7М

_____ Шпарко Людмила Сергіївна _____
(прізвище, ім'я, по батькові повністю) (підпис)

Керівник Петренко Валентин Петрович _____
(прізвище, ім'я та по батькові повністю) (підпис)

Рецензент _____
(ім'я та прізвище) (підпис)

Я, як здобувач Національного університету харчових технологій, розумію і підтримую політику університету з академічної доброчесності. Я не надавав і не одержував недозволеної допомоги під час підготовки цієї роботи. Використання ідей, результатів і текстів інших авторів мають посилання на відповідні джерела.

_____ ШПАРКО
(підпис та прізвище здобувача)

Київ – 2024 р.

НАЦІОНАЛЬНИЙ УНІВЕРСИТЕТ ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ

Навчально-науковий інженерно-технічний інститут ім.акад. І.С.Гулого
Кафедра теплоенергетики та холодильної техніки

Освітній ступінь магістр

Спеціальність 144 Теплоенергетика
(код і назва)

Освітньо-професійна програма Теплоенергетика та енергоефективні технології

ЗАТВЕРДЖУЮ

Завідувач кафедри ТЕХТ

проф. Валентин ПЕТРЕНКО

“01” жовтня 2024 року

ЗАВДАННЯ

НА КВАЛІФІКАЦІЙНУ РОБОТУ ЗДОБУВАЧА

Шпарко Людмила Сергіївна

(прізвище, ім'я, по батькові)

1. Тема роботи Аналіз схем та способів очищення конденсатів цукрового виробництва від аміаку з метою їх використання як екстрагенту цукру в дифапаратах.

керівник роботи к.т.н., доц Петренко Валентин Петрович

(прізвище, ім'я, по батькові, науковий ступінь, вчене звання)

затверджені наказом закладу вищої освіти від “01”10.2024 року № 860-кв

2. Строк подання здобувачем роботи 06.12.2024 року

3. Вихідні дані до роботи _____

матеріали переддипломної практики

4. Зміст пояснювальної записки (перелік питань, які потрібно розробити)

1. Обґрунтування доцільності застосування деамонізації конденсатів. Оцінка економічної ефективності від застосування деамонізованого конденсату в дифузійному процесі цукрового виробництва;

2. Властивості водного розчину аміаку;3. Співвідношення для визначення константи рівноваги аміак-вода;

4. Методи виділення аміаку із конденсатів;5. Процеси масообміну під час абсорбції та десорбції газів;6. Існуючі типи десорбційних установок деамонізації конденсатів;

7. Математична модель деамонізації у "відпарній колоні " в

усталеному режимі;8. Математична модель процесів деамонізації у "відпарній

колоні " в змінних режимах роботи (динамічна модель);9. Схема деамонізації з

відпарною колоною цукрового виробництва

Анотація

В магістерській роботі виконано аналіз процесів деамонізації, а також установок для здійснення процесів деамонізації конденсатів з метою їх використання як екстрагента в дифузійних установках цукрових заводів. Виконано аналіз конструкцій та схем деамонізації конденсатів, які апробовані в промисловості, розглянуті їх позитивні характеристики та недоліки. Виконано моделювання процесів десорбції аміаку з конденсатів у «відпарній колоні» як в режимі усталеної експлуатації, так і у змінних режимах. В результаті моделювання отримані розрахункові співвідношення для розрахунку степеню дегазації конденсатів, а також часу виходу установки в усталений режим залежно від маси конденсатора в кип'ятильнику. Запропонована оптимальна установка деамонізації конденсатів, якій відсутні системні втрати теплоти і яка органічно інплементується в теплову схему цукрового заводу.

Ключові слова: аміак, конденсат, деамонізація, цукор, дифузійний апарат.

Annotation

In the master's thesis, the analysis of demonization processes, as well as installations for the implementation of condensate deammonization processes with the aim of using them as an extractant in diffusion installations of sugar factories, was performed. An analysis of designs and schemes for deammonization of condensates, which have been tested in industry, was performed, and their positive characteristics and shortcomings were considered. Modeling of ammonia desorption processes from condensates in the "evaporation column" both in steady operation mode and in variable modes was carried out. As a result of the simulation, calculated ratios were obtained for calculating the degree of degassing of condensates, as well as the time of the installation reaching a steady state depending on the mass of the condenser in the boiler. An optimal installation for deammonization of condensates, which has no systemic heat losses and is organically implemented in the thermal scheme of a sugar factory, is proposed.

Keywords: ammonia, condensate, deammonization, sugar, diffusion apparatus.

ЗМІСТ

Анотація _____

Вступ _____

1. Обґрунтування доцільності застосування деамонізації конденсатів. Оцінка економічної ефективності від застосування деамонізованого конденсату в дифузійному процесі цукрового виробництва _____

2. Властивості водного розчину аміаку _____

3. Співвідношення для визначення константи рівноваги аміак-вода _____

4. Методи виділення аміаку із конденсатів _____

5. Процеси масообміну під час абсорбції та десорбції газів _____

5.1 Масообмін в плівкових масообмінних апаратах (регулярна насадка) _____

5.2. Гідродинаміка установок десорбції аміаку із конденсатів _____

6. Існуючі типи десорбційних установок деамонізації конденсатів _____

6.1. Деамонізація при самозакипанні перегрітого конденсату в результаті падіння тиску _____

6.2 Деамонізація за рахунок кавітаційного самозакипання у суперкавітаторах. _____

6.3 Деамонізація продуванням конденсату парою із стороннього джерела _____

6.4. Деамонізація в результаті продування конденсату інертним компонентом – повітрям _____

6.5. Деамонізація на базі відпарної колони _____

7. Математична модель деамонізації у "відпарній колоні " в усталеному режимі _____

8. Математична модель процесів деамонізації у "відпарній колоні " в змінних режимах роботи (динамічна модель) _____

9. Схема деамонізації з відпарною колоною цукрового виробництва _____

10. Висновки _____

11. Список літератури _____

Вступ

Використання конденсатів як екстрагента цукру в дифапаратах, які утворюються з вторинної пари хвостових корпусів випарної установки з жомопресовою водою після жомових фільтрів глибокого віджиму (Babbini, Mersiyer, Stord) є найважливішим фактором енергозбереження в цукровому виробництві, оскільки:

- дає можливість зменшити відкачку із дифапаратів до 110 – 105 %,
- підвищити чистоту (доброякісність) дифузійного соку до 89 – 91 % ,
- зменшити витрату вапна на очищення і водні надходження в сік з вапном.

Головною умовою можливості використання конденсатів вторинної пари хвостових корпусів випарної установки в дифапаратах є відсутність аміаку, або обмеження концентрації аміаку не вище 20 – 40 мг/л , оскільки його наявність суттєво погіршує якість соку в процесі очищення. При перевищенні норми використання азотних добрив під час вирощуванні буряків концентрація аміаку в конденсаті вторинної пари 1 корпусу може сягати до 600 мг/л, а в конденсаті пари 4 корпусу ВУ – до 300 мг/л. Тому система деамонізації конденсатів необхідна при їх використанні як екстрагента цукру в дифапаратах в разі перевищення його вмісту вище 50 мг/л.

1. Обґрунтування доцільності застосування деамонізації конденсатів. Оцінка економічної ефективності від застосування деамонізованого конденсату в дифузійному процесі цукрового виробництва

Якщо конденсати використовуються на живлення дифапаратів їх деамонізація необхідна лише в разі надмірного вмісту аміаку в конденсатах, що не допускається за вимогами технологічного регламенту.

Оскільки конденсати не містять мікроорганізмів та мінеральних солей заміна барометричної води на конденсати в дифапаратах дає можливість підвищити якість (ДБ) соків та сиропів і, як наслідок, збільшити вихід цукру. Проведені у свій час дослідження процесів екстракції цукру за умови повної заміни барометричної води середньої якості конденсатами призвели до збільшення ДБ сиропу з 89,2 до 91 % (на 1,8%) (Бенін, та ін.,1960). Мало місце зменшення вмісту цукру в мелясі на 0,36% , а її кількості – на 0,7%.

Відомо, що при вмісті аміаку в конденсатах, що використовуються на екстракцію, понад 100 мл/л має місце погіршення якості дифсоку і зменшення його ДБ на 1 ... 1,2 од. (Находкін, 1968) , тому його застосування призводить до зменшення виходу цукру і додаткового меласоутворення.

За умови застосування пресів глибокого віджиму жому на екстракцію цукру поступає 50 – 55 % жомопресової води, решта (40 – 50 %)– конденсати.

Економічний ефект від впровадження системи видалення аміаку із конденсатів досягається за рахунок:

- підвищення чистоти соку;
- виключення процесу нагрівання барометричної води.

При живленні дифапарата жомопресовою водою та деамонізованим конденсатом у кількості 40 – 45% збільшенні ДБ сиропу становитиме порядку 0,4 – 0,5%.

При цьому, додатковий вихід цукру (Шапіро, 1975)

$$\Delta C = \left(\frac{Дб_m}{1 - 0,01 \cdot Дб_m} \right) \left(\frac{1}{Дб_{c1}} - \frac{1}{Дб_{c2}} \right) (Д_2 - П) = \left(\frac{56}{1 - 0,01 \cdot 56} \right) \left(\frac{1}{91} - \frac{1}{91,45} \right) (15 - 1) = 0,096\%$$

Або на 100 тис. тонн буряків

$$DC_{100} = 0,096 \cdot 100000 / 100 = 96 \text{ тонн.}$$

Зменшення виходу малясу на 100 тис. тонн буряку

$$\Delta M = \frac{\Delta C_{100} \cdot 100}{Дб_m} \frac{100}{CP_m} = \frac{96 \cdot 100}{56} \frac{100}{85} = 201 \text{ тонна}$$

Нагрівання барометричної води здійснюється паром 4 або 5 корпусів від 55 до 65 С. Зменшення витрати пари за рахунок використання конденсатів становитиме

$$\Delta D = GC\delta t / r = 45 \cdot 4,2 \cdot 10 / 2270 = 0,83\%$$

Вважаючи, що падіння випарувальної спроможності компенсується перенесенням паровідборів на хвостову частину, зменшення витрати газу на нагрівання води на 100 тис. тонн буряків становитиме

$$\Delta G_{gaz} = \Delta D \cdot 85 \cdot 100000 / 100 = 70550 \text{ м}^3 / 100 \text{ тис. тонн бур}$$

При вартості цукру 30000 гр/тонну, малясу 10000 гр/тонну, газу – 15000 гр/1000 м³ зменшення витрат на паливо та додаткові надходження за рахунок збільшення виходу цукру на 100 тис. тонн буряків становитимуть

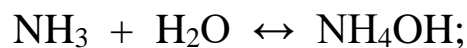
$$\Delta B = 96 \cdot 30000 - 201 \cdot 10000 + 70,55 \cdot 15000 = 1928300 \text{ грн} / 100 \text{ тонн бур.}$$

2. Властивості водного розчину аміаку

В області низьких температур аміак має практично необмежену розчинність у воді. Так при 20 С° в одному літрі води розчиняється 700 літрів газу. Висока розчинність газу зумовлює низьку пружність парів аміаку над водою, яка в сотні, навіть тисячі разів менша пружності парів слабо розчинних газів - кисню, азоту. З підвищенням температури пружність парів розчиненого аміаку, як і інших газів стрімко зростає зростає.

Величина константи Генрі для водних розчину аміаку при 20 С° становить в 0,277 МПа ,а кисню – 4052 МПа, що свідчить про складність десорбційного способу видалення аміаку з водних розчинів. Внаслідок високої розчинності у воді аміак в деаераторах видаляється у малих кількостях на відміну від кисню, азоту та вуглекислого газу, які мають значну величину пружності парів над поверхнею розчинника.

Фактором, що ускладнює процес десорбції є те, що аміак при розчиненні у воді утворює гідрат аміаку, який частково дисоціює на іони NH_4^+ та OH^- по схемі:



Тобто аміак у водному розчині знаходиться переважно у формі гідрату аміаку NH_4OH .

3. Співвідношення для визначення константи рівноваги аміак-вода

Константа рівноваги аміаку у водному розчині залежить від температури і має різну залежність за різної концентрації аміаку. В області малих концентрацій (до 3 кмоль/м³) константа фазової рівноваги m_{xy} визначається із співвідношення (Рамм, 1966)

$$m_{xy} = \frac{\rho}{PM_a} 10^{4.705 - \frac{1922}{T}}, \quad (1)$$

де M_a – молекулярна маса аміаку,; ρ – густина води, кг/м³; T – температура, °К; P – тиск насичення, бар.

Зі збільшенні концентрації до 5 кмоль/м³ константи фазової рівноваги у розмірному вигляді (m_{pC} , м³ бар/кмоль) відповідає рівнянню

$$\lg m_{pC} = 4,125 + 0,11 \lg C - \frac{1750}{T} \quad (2)$$

де C концентрація аміаку у воді кмоль/м³

Величини m_{pC} та m_{xy} зв'язані співвідношенням

$$m_{xy} = m_{pC} \frac{\rho_1}{PM}$$

4. Методи виділення аміаку із конденсатів

В цукровій галузі апробовано ряд способів видалення аміаку із конденсатів, а саме:

- хімічний,
- іонообмінний,
- десорбційний.

Найбільш простий хімічний метод. Сутність методу полягає в нейтралізації аміаку кислотою. Основний недолік методу – в конденсаті залишаються азотисті сполуки, що негативно впливає на процеси екстракції цукру в дифузійному апараті та в процесі очищення дифузійного соку від нецукрів.

Оскільки аміак у воді знаходиться переважно у формі гідрату аміаку NH₄OH, який частково дисоціює на іони NH₄⁺ та OH⁻, є можливість здійснити

очищення конденсатів шляхом катіонування в іонообмінних фільтрах. Інформація щодо застосування даного методу наведено в (Рамм, 1966). Але інформація щодо практичного застосування даного методу в промисловості відсутня.

Отримували застосування десорбційні методи за допомогою повітря. Даний спосіб деамонізації конденсатів не знайшов подальшого розповсюдження внаслідок суттєвого недоліку даного способу десорбції. Причина в наступному. Сутність десорбції полягає у створенні умов, за яких парціальний тиск компонента (аміаку) над поверхнею рідини перевищуватиме парціальний тиск аміаку в потоці десорбента. При досягненні рівноваги процес десорбції припиняється; для його зрушення необхідно збільшити витрату десорбента та здвинути константу рівноваги за рахунок підвищення температури. Оскільки продування повітрям призводить до падіння температури, деамонізація повітрям потребує додаткового підведення значної кількості теплоти, що виноситься із десорбційної колони в процесі аерації (Самойленко та ін., 1979). 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. Змістити константу фазової рівноваги і, відповідно, пружність парів аміаку над поверхнею рідини, можна за рахунок додавання в нього луку, наприклад, вапна (Самойленко та ін., 1979).

Але процес деамонізації повітрям надзвичайно енергозатратний, оскільки крім підведення теплоти необхідно забезпечити витрату повітря на рівні 300 - 400 м³/м³. (Гусятинська та ін., 1989).

Використання пари як десорбента більш ефективно, тому і отримало розповсюдження в промисловості. По способу реалізації процесу десорбції парові деамонізатори діляться на три групи – на основі використання явища самоскипання конденсатів; на основі продування конденсатів парою із стороннього джерела - із випарних або вакуум апаратів; та на принципі генерації пари із деамонізованого конденсату у відпарній колоні.

5 Процеси масообміну під час абсорбції та десорбції газів

Процес абсорбції здійснюється інтенсивно для газів, що добре розчиняються у воді (аміак, окисли сірки), в той час, як процеси десорбції здійснюється інтенсивно для газів, які погано розчиняються у воді (кисень, вуглекислий газ). Відповідно, в разі абсорбції погано розчинного газу основним опором масообмінному процесу буде опір між газом та поверхнею водяної плівки, а в разі абсорбції добре розчинного газу – опору в водяній плівці. І навпаки: в разі десорбції погано розчинного газу основний опір масовіддачі зосереджено у водяній плівці, а в разі добре розчинного газу – опору від плівки до потоку десорбента. При цьому в разі десорбції масова витрата десорбента, що рухається над поверхнею плівки, повинна бути такою, щоб парціальний тиск газу над поверхнею плівки повинен бути більше парціального тиску газу в потоці десорбента. В разі абсорбції – навпаки.

Коефіцієнти масообміну для розрахунку процесів масообміну у плівці води та потоком газу залежать від типу масообмінної насадки. В процесах десорбції найчастіше застосовують масообмінні елементи з насадкою (регулярною, або нерегулярною), або плівкові масообмінні апарати зі стікаючою по поверхні регулярних масообмінних елементів водяною плівкою.

5.1 Масообмін в плівкових масообмінних апаратах (регулярна насадка)

Рівняння масовіддачі для рідкої та газової фаз, якщо речовина передається (абсорбується) із газової фази з концентрацією Y в рідину з концентрацією X запишемо для двох фаз. Для газової та рідкої фази потік маси відповідно запишеться

$$W = \beta_y F (y - y_p),$$

$$W = \beta_x F(x_p - x),$$

де y_p та x_p – концентрація на міжфазній границі газу та рідини, відповідно.

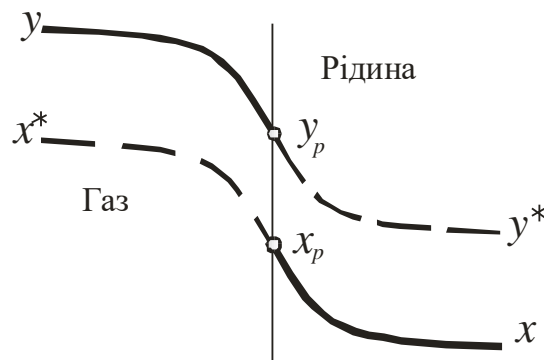


Рис. 1. Схема процесу масовіддачі між газом та рідиною.

Враховуючи умову рівноваги фаз на поверхні їх контактування

$$y_p = m_{xy} x_p,$$

з наведених рівнянь отримаємо

$$W = K_y F(y - y^*),$$

де $K_y = \left(\frac{1}{\beta_y} + \frac{m_{xy}}{\beta_x} \right)^{-1}$ – коефіцієнт масопередачі, віднесений до концентрації газу.

Аналогічно отримують потік маси через концентрації в рідкій фазі

$$W = K_x F(x^* - x),$$

де $K_x = \left(\frac{1}{m_{xy}\beta_y} + \frac{1}{\beta_x} \right)^{-1}$ – коефіцієнт масопередачі, віднесений до концентрації рідини.

В практиці розрахунків, як правило, використовують перше співвідношення, тобто вираз для K_y .

У наведених співвідношеннях β_y – коефіцієнт масовіддачі від газової фази до рідини (в разі абсорбції), або від рідкої фази до газу (в разі десорбції), (кмоль/м² с) (кг/(м² с)); β_x – коефіцієнт масовіддачі від міжфазної поверхні до об'єму в глибину плівки в разі абсорбції, або від рідкої фази до міжфазної поверхні плівки рідини (в разі десорбції), (кмоль/м² с) (кг/(м² с)); m_{xy} – константа фазової рівноваги.

Окремо розглядається масовіддача з боку газової фази та в плівці рідини.

В плівкових абсорберах в газовій фазі за ламінарного руху коефіцієнт масовіддачі від поверхні масообміну до газу в діапазоні ($Re_2 Pr_2 \frac{d}{L} \leq 4,5$) (довгі труби) розраховується як

$$Nu_{gaz} = 0,5 Re_2 Pr_2 \frac{d}{L},$$

а для коротких труб ($Re_2 Pr_2 \frac{d}{L} \geq 13$) за співвідношенням (Рамм., 1966)

$$Nu_{gaz} = 1,62 Re_2^{1/3} Pr_2^{1/3} \left(\frac{d}{L} \right)^{1/3},$$

де $Nu_{gaz} = \frac{\beta_y d_{ekv}}{\lambda_2}$, d , L – діаметр та довжина труби, відповідно.

В області турбулентного руху коефіцієнт масовіддачі від поверхні масообміну поверхні масообміну до газу розраховується як

$$Nu_{gaz} = A Re_2^{0,75} Pr_2^{0,5} \left(\frac{d}{L} \right).$$

В плівкових абсорберах в рідинній фазі області турбулентного руху співвідношення для розрахунку коефіцієнта масообміну з врахуванням утворення хвиль на поверхні плівки має вигляд

$$Nu_1 = A Re_1^m Pr_1^n Ga^{-p/3},$$

де A, m, n, p – знаходять з дослідних даних.

Малюсов (Рамм., 1966) надає коефіцієнти: $A = 0,0018, m = 0,667, n = 0,5, p = 0$.

В абсорберах насадкою коефіцієнти масообміну для газової та рідинної фази розраховуються наступним чином. Коефіцієнт масовіддачі під час десорбції аміаку з води (конденсату) β_x в масообмінній колоні з насадкою з кілець Рашига можна розрахувати з рівняння Шулмена (Шервуд, та ін., 1982)

$$Nu_{ml}^* = 0,00204 Re_{ml}^{0,78} Pr_{ml}^{0,5}$$

Де $Nu_{ml}^* = \beta_x^* (\nu_l^2 / g)^{0,333} / D_{ml}$; $Re_{ml} = 4 G_l / (0,785 d^2 a \mu_l)$;

$Pr_{ml} = \nu_l / D_{ml}$ – масообмінні числа Нуссельта, Рейнольдса та Прандтля для рідкої фази, відповідно; D_{ml} – коефіцієнт молекулярної дифузії аміаку у воді, m^2/c ; ν_l – кінематична в'язкість води, m^2/c ; d – діаметр десорбера, м; a – питома поверхня насадки, m^2/m^3 ; μ_l – динамічна в'язкість води, Па с;

$\beta_x = \beta_x^* \rho_l$ – коефіцієнт масовіддачі в рідкій фазі, $kg/(m^2 c)$.

Коефіцієнт масовіддачі під час десорбції аміаку з конденсату в газовій фазі β_y в масообмінній колоні з насадкою з кілець Рашига можна розрахувати з рівняння Шервуда (Шервуд, та ін., 1982)

$$Nu_{mg}^* = 0,45 Re_{mg}^{0,64} Pr_{mg}^{0,333},$$

$$\text{де } Nu_{mg}^* = \beta_y^* d_{ek}/D_{mg}; \quad Re_{mg} = w_g d_{ek}/\nu_g = 4w_{g0} \rho_g / (a \mu_g);$$

$Pr_{mg} = \nu_g / D_{mg}$ – масообмінні числа Нуссельта, Рейнольдса та Прандтля для газової фази, відповідно. D_{mg} – коефіцієнт молекулярної дифузії аміака у водяній парі, м²/с; ν_g – кінематична в'язкість водяної пари, м²/с; d_{ek} – еквівалентний діаметр насадки десорбера, м; w_{g0} – приведена до перерізу десорбера швидкість пари, м/с; μ_g – динамічна в'язкість водяної пари, Па с;

$$\beta_y = \beta_y^* \rho_g \text{ – коефіцієнт масовіддачі в газовій фазі, кг/(м² с).}$$

5.2. Гідродинаміка установок десорбції аміаку із конденсатів

Під час експлуатації установок десорбції аміаку важливо запобігати режимів «захливання» десорбційних колон. Точку «захливання» визначають або візуально і фіксують швидкість газової фази, за якої рівень рідини доходить до верхньої частини масообмінної насадки, або по стрибкоподібному зростанню тиску в колоні.

З'ясовано, що:

- режим «захливання» залежить від швидкостей рідини та газу. Зі зростанням щільності зрошення насадки точка «захливання» зміщується в область малих швидкостей газу і навпаки;
- за однакових щільності зрошення швидкість газу, за якого відбувається «захливання» колони, більше для насадки з більшим вільним об'ємом, тобто для масивніших елементів насадки;
- для регулярної насадки «захливання» починається при більшій швидкості газу та щільності зрошення ніж для насадки нерегулярної «в насип».

Типи насадок наведені на рис. 2.

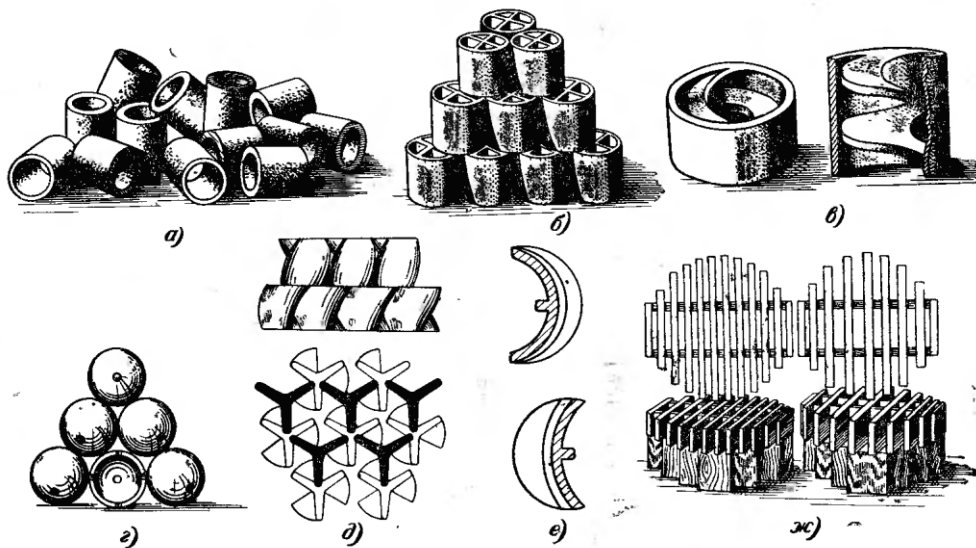


Рис. 2 Типи масообмінних насадок.

а – кільця Рашига; б, в – кільця Палля; г – кулі; д – пропелерна насадка; е – сідельця; ж – хордова насадка.

Гідравлічний опір в точці підвісання зростає зі збільшенням щільності зрошення. Критерієм, що характеризує підвісання є комплекс $Tr = \frac{\Delta P}{\rho_1 g H}$, як відношення опору насадки ΔP до ваги рідини на $1m^2$ поперечного перетину колони, (Рамм.,1966)

$$Tr = \frac{\Delta P}{\rho_1 g H} = \frac{\xi a \rho_2 w_o^2}{8 g \varepsilon^3 \rho_1} = \frac{\xi}{2} \frac{\rho_2}{\rho_1} Fr_2,$$

де $Fr_2 = \frac{w_o^2}{g d_{екв}} = \frac{a w_o^2}{4 g \varepsilon^3}$ – число Фруда; a, ε – питома поверхні насадки, m^{-1} , та вільний об'єм насадки, відповідно; ξ – коефіцієнт гідравлічного тертя; w_o – приведена до перетину колони швидкість газу.

Коефіцієнт гідравлічного тертя для насадок Жаворонков (Раммю, 1966) рекомендує розраховувати за співвідношенням

$$\frac{\xi}{2} \frac{\rho_2}{\rho_1} Fr_2 = B_1(1 - B_2 A)^3,$$

де коефіцієнти B_1 , B_2 , A залежать від геометричних розмірів масо обмінної насадки. Так для сталевих кілець діаметром 25 мм коефіцієнти B_1 , B_2 , A відповідно дорівнюють (0,3 – 0,55), 0,081, 1,44.

Точка «заклинання для насадкової колони може бути розрахована за рядом найбільш відомих співвідношень:

– співвідношення Ломо

$$y + 0,1922x^2 + 0,2041x + 0,5584 = 0,$$

де $y = \lg\left(\frac{w_o^2 a \rho_2}{g \varepsilon^3 \rho_1} \mu_1^{0,2}\right)$, $x = 2 + \lg\left(\frac{\bar{G}_1}{\bar{G}_2} \sqrt{\frac{\rho_2}{\rho_1}}\right)$, w_o – приведена до перетину колони швидкість газу.

– співвідношення Чена

$$y_1 + 0,2422x^2 + 1,9461x + 4,6457 = 0,$$

де $y_1 = \lg\left(\frac{w_1^2 a \rho_2}{g \varepsilon^3 \rho_1} \mu_1^{0,2}\right)$, w_1 – приведена до перетину колони швидкість рідини.

–співвідношення Бейна-Хоугена

$$\lg\left(\frac{w_o^2 a \rho_2}{g \varepsilon^3 \rho_1} \mu_1^{0,16}\right) = b - c \left(\frac{\bar{G}_2}{\bar{G}_1} \sqrt{\frac{\rho_2}{\rho_1}}\right)^{0,25},$$

де $c = 1,75$; $b = 0,022$ – для кілець; $b = 0,26$ для сіделець.

Щодо рівномірності зрошення насадки, від якої залежить ефективність колони з насадкою, то розрахувати (нерівномірність) можна зі співвідношення Зільберга

$$\zeta = \left(c - b \frac{H}{D} \right) \text{Re}_1^{0,25},$$

де коефіцієнти c і b залежать від розмірів насад очних елементів (кілець Рашига) і мають значення, відповідно: $c = 0,55$, $b = 0,097$ для кілець Рашига діаметром 15 мм; $c = 0,27$, $b = 0,077$ для кілець Рашига діаметром 35 мм; $c = 0,2$, $b = 0,035$ для кілець Рашига діаметром 50 мм; $\text{Re}_1 = \frac{4w_1\rho_1}{a\mu_1}$ – число Рейнольдса для рідини, що стікає по насадці; μ_1 – динамічна в'язкість рідини, Па с.

В разі застосування **регулярної насадки** має місце плівковий режим руху рідини по стінкам каналу у протитечії із газом, рис.3

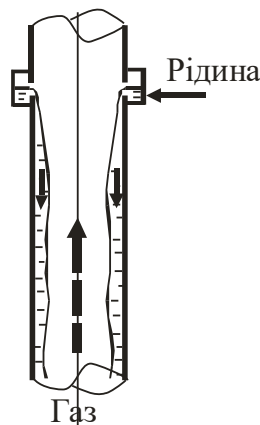


Рис.3. Схема потоків газу та рідини.

На стікаючу в трубі під дією тяжіння плівку рідини починає діяти міжфазна напруга, викликана потоком пари, або газу в режимі протитечії, що призводить до хвильоутворення, а профіль швидкості рідини в міру зростання дотичної напруги змінюється, як наведено на рис 4.

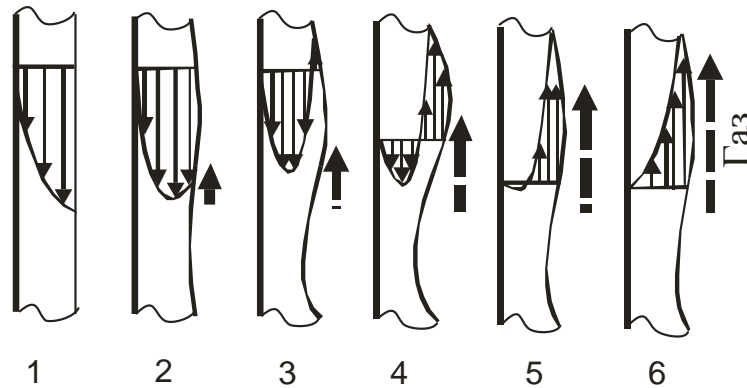


Рис. 4 Стадії взаємодії стікаючої плівки з газовим потвом в режимі протитечії.

Міжфазна напруга спричиняє гальмування міжфазної поверхні та збільшення частини плівки, що рухатися доверху. В такому режимі має місце перерозподіл рідини, утворення значних хвиль, які перекривають перетин каналу, що і відповідає режиму «захливання». За даного режиму стрімко зростає гідравлічний опір. Чим більша витрата рідини, тим при меншій швидкості газу наступає режим «захливання» і навпаки – за меншої витрати рідини зростає швидкість газу за якої досягається режим «захливання».

Уоллісом надано співвідношення для визначення умови «захливання» потоку в режимі протитечії води та газу у вигляді

$$V_G^{*1/2} + V_L^{*1/2} = C$$

$$\text{де } V_G^* = \frac{w_2 \sqrt{\rho_2}}{\sqrt{gD(\rho_1 - \rho_2)}}; \quad V_L^* = \frac{w_1 \sqrt{\rho_1}}{\sqrt{gD(\rho_1 - \rho_2)}}; \quad C - \text{ постійна, значення якої}$$

залежить від умов входу рідини в канал. Для каналу з гострими краями $C = 0,75$ і $C = 0,88$ – для умови входу із закругленими краями труби.

Коефіцієнт гідравлічного опору в режимі протитечії фаз в трубчатих апаратах розраховується за співвідношенням Камена-Оиси

$$\xi = \xi_o \left[1 + 0,00397 \text{Re}_1^{0,476} \left(\frac{\mu_1}{\mu_2} \right)^{0,271} \right],$$

де ξ_o – коефіцієнт гідравлічного опору однофазної течії (газу), μ_2 – динамічна в'язкість газу.

В разі низхідних течій в режимі прототечії коефіцієнт гідравлічного опору може бути розрахований зі співвідношення

$$\xi = \xi_1 + \frac{627(d_o/d)}{Fr_2^{1,26} \left\{ \exp \left[\frac{1}{1,25 \cdot 10^{-2} K_\delta^{1,5} (Fr - H^{1,1} \sqrt{d/d_o})} \right] - 1 \right\}},$$

де $\xi_1 = \xi_c + 3 \cdot 10^{-3} + 4 \cdot 10^{-2} K_\delta$ – коефіцієнт гідравлічного тертя для першої зони –

режиму слабкої взаємодії; $\xi_c = \frac{0,316}{Re_2^{0,25}}$ – коефіцієнт гідравлічного тертя на суху

стінку; $K_\delta = \sqrt[6]{\frac{\Gamma_v^3 \nu}{g^2}} \sqrt{\frac{g \rho}{\sigma}}$; $H = \sqrt{\frac{\rho \sigma}{g d^2 \rho_2^2}}$; $Fr_2 = \frac{u_2^2}{g d}$; $d_o = 0,013 \text{ м}$; u_2 – приведена до

перерізу труби швидкість пари; d – діаметр труби, σ – поверхневий натяг.

Перехід до зони сильної взаємодії фаз здійснюється за умови: $Fr_2 - H^{1,1} \sqrt{d/d_o} \geq 0$.

6. Існуючі типи десорбційних установок деамонізації конденсатів.

6.1. Деамонізація при самозакипанні перегрітого конденсату в результаті падіння тиску

На рис.5 наведена схема деамонізації конденсатів парою, що утворилася самозакипанням перегрітого конденсату в ємності в результаті падіння тиску.

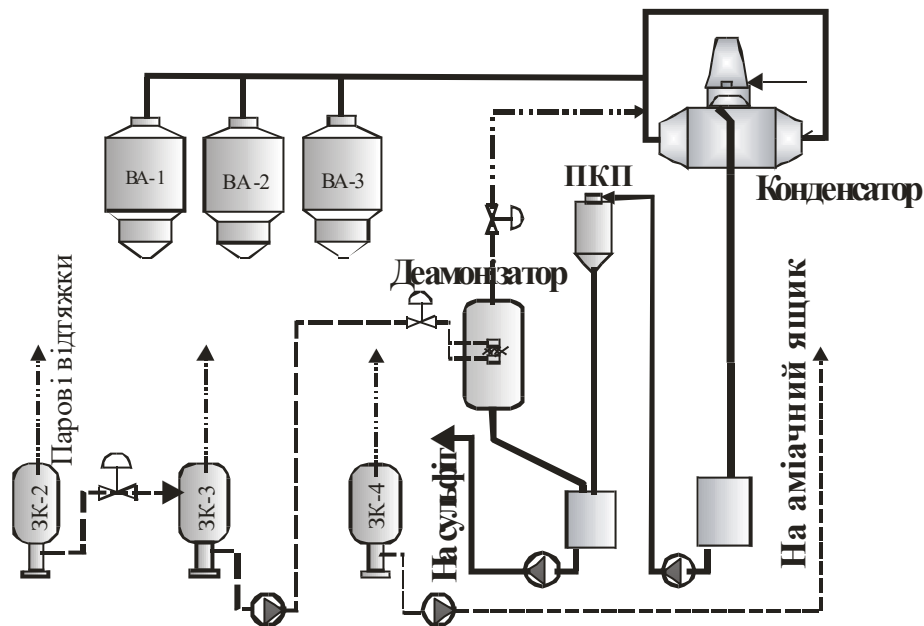


Рис.5. Схема деамонізації конденсатів самозакипанням перегрітого конденсату внаслідок падіння тиску

Конденсат зі збірника конденсатів вторинної пари 3 корпусу ВУ з температурою 105 °С поступає на розпилюючі форсунку деамонізатора, в якій за допомогою регулятора тиску підтримується температура 65 °С. Утворена в результаті само закипання пара відводиться на конденсатор, а деамонізований та охолоджений до 65 °С конденсат стікає у збірник води на дифапарат і змішується з барометричною водою, якщо в цьому буде потреба.

Основним елементом установок деамонізації конденсатів, в яких десорбція аміаку із конденсатів здійснюється за рахунок водяної пари, що утворилася в результаті самозакипання, є форсуночна камера, в якій контакт фаз здійснюється на поверхні краплин рідини, утворених в результаті розбризкування

відцентровими форсунками. За допомогою форсунок на зустрічних струминах досягається висока степінь конденсації з великою поверхнею масообміну.

Зазначений метод не вимагає значних капітальних затрат.

Розподілення потоків, що приймають участь в процесі деамонізації, при розбризкуванні та самозакипанні перегрітої рідини зображено на рис. 6

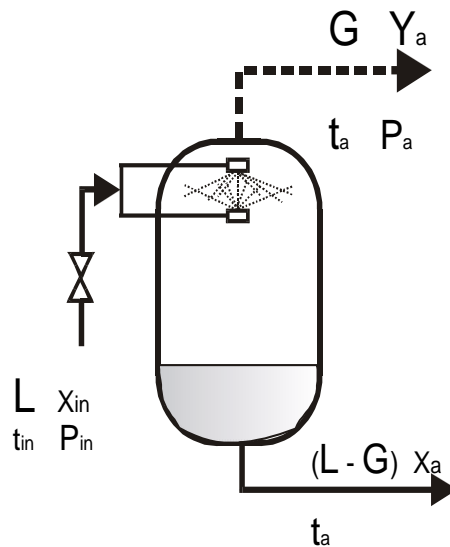


Рис.6 Схема деамонізатора із само закипанням перегрітого конденсату

Оцінимо ефективність даного методу. Запишемо матеріальний баланс потоків процесу десорбції в ємності по компоненту що видаляється (аміаку). В ємність надходить перегрітий конденсат у кількості L з масовою концентрацією x_{in} . Температура конденсату на вході та виході, відповідно t_{in} , t_a . Утворена в результаті самозакипання пара містить аміак, концентрація якого дорівнює Y_a . Тоді матеріальний баланс по аміаку запишеться як

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

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 із ємності відповідно; Y_a – масова концентрація аміаку в парі на виході із ємності

У форсуночній камері внаслідок розвинутої поверхні масообміну концентрація аміаку в парі після самозакипання перегрітого конденсату знаходиться у рівновазі із концентрацією в рідині. Тоді концентрацію аміаку в парі можна виразити через константу фазової рівноваги m_{xy} .

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

Підставимо в попередній вираз

$$Lx_{in} = Gm_{xy}x_a + (L - G)x_a$$

Розв’язавши відносно x_a отримаємо концентрацію аміаку в конденсаті на виході із деамонізатора x_a :

$$x_a = \frac{x_{in}}{\frac{G}{L}(m_{xy} - 1) + 1} \quad (3)$$

Враховуючи, що пара утворюється в результаті самозакипання нагрітого до температури насичення t_{in} конденсату, кількість пари залежить від величини падіння тиску в ємності по відношенню до тиску насичення конденсату, тобто від різниці температур насичення конденсату на вході та виході з деамонізатора.

Кількість пари, що утворилася в результаті само закипання G

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

де C_p – теплоємність конденсату, кДж/кг К; r - теплота конденсації (фазового перетворення) кДж/кг. L - масова витрата конденсату, кг/с.

Підставимо в () і отримаємо співвідношення для розрахунку степеню видалення аміаку при самозакипанні конденсату.

$$\frac{x_a}{x_{in}} = \frac{1}{\frac{C_p}{r} (t_{in} - t_a) (m_{xy} - 1) + 1} \quad (4)$$

З отриманого співвідношення видно, що степінь де амонізації конденсату $\frac{x_a}{x_{in}}$ залежить лише від різниці температур насичення на вході та виході ($t_{in} - t_a$) (або різниці тиску) та константи фазової рівноваги, m_{xy} .

Формула (4) показує залежність максимально можливого видалення аміаку із конденсатів в установках зі само закипанням конденсатів, якщо будуть досягнені умови фазової рівноваги тиску аміаку над поверхнею рідини та в парі. В процесі самозакипання в форсуночних камерах формується розвинута поверхня масообміну, що дозволяє досягати стану рівноваги на поверхні краплин.

Оцінимо ефективність даного способу де амонізації. В тепловій схемі цукрового заводу конденсат в збірнику конденсатів вторинної пари з корпусу випарної установки має температуру 105 °С. Для використання в дифузійному процесі необхідно зменшити температуру до 65 °С.

При концентрації до 5 кмоль/м³ константу рівноваги m_{pc} розраховуємо за співвідношенням Ковалке

$$\lg m_{pc} = 4,125 + 0,1 \lg C - \frac{1750}{T} = 4,125 + 0,1 \lg 5 - \frac{1750}{273 + 65} = -0,98$$

Звідки константа $m_{pc} = 10^{-0,98} = 0,1047 \frac{м^3 \text{бар}}{кмоль}$

Константа рівноваги m_{pc} зв'язана з m_{xy} як $m_{xy} = m_{pc} \frac{\rho_1}{PM}$ (P – тиск, бар., M – молекулярна маса аміаку). При температурі 65 °С тиск насичення 0,25 бар, густина конденсату 980 кг/м³, молекулярна маса аміаку $M = 17$. Звідки отримуємо константи рівноваги

$$m_{xy} = m_{pc} \frac{\rho_1}{PM} = 0,1047 \frac{980}{0,25 \cdot 17} = 24,1.$$

Теплоємність конденсату $C_p = 4,187$ кДж/кг К; теплота фазового перетворення $r = 2346$ кДж/кг

Відношення концентрацій аміаку на виході з десорбера та на вході

$$\frac{x_a}{x_{in}} = \frac{1}{\frac{C_p}{r}(t_{in} - t_a)(m_{xy} - 1) + 1} = \frac{1}{\frac{4,187}{2346}(105 - 65)(24,1 - 1) + 1} = 0,377$$

Степінь деамонізації

$$\zeta = 1 - \frac{x_a}{x_{in}} = 1 - 0,377 = 0,62.$$

Таким чином, максимальна степінь видалення аміаку з конденсатів даним способом і за даних умов становить 62%.

Основним недоліком даного методу деамонізації є те, що теплота пари від само закипання конденсату направляється в конденсатор і втрачається. Якщо втрата конденсату становить 100 тонн/год секундна втрата теплоти становить

$$Q = LC(t_n - t_k) = \frac{100}{3,6} 4,18(105 - 65) = 4644 \text{ кВт}$$

що еквівалентно паровому навантаженню на теплообмінник при атмосферному тиску

$$D = \frac{Q}{r} = \frac{4644}{2260} = 2,05 \frac{\text{кг}}{\text{с}} = 7,4 \frac{\text{тонн}}{\text{год}}$$

Таким чином, незважаючи на досить високу степінь видалення аміаку з конденсатів (62%) та простоту та дешевизну конструкції деамонізатора, метод високо затратний і неекономічний.

6.2 Деамонізація за рахунок кавітаційного самозакипання у суперкавітаторах.

Процес деамонізації може бути здійснено за рахунок кавітаційного самозакипання при обтіканні тіл з великим гідравлічним опором, де за рахунок кавітаційної каверни з низьким тиском відбувається видалення паро-аміачної суміші, рис.7.

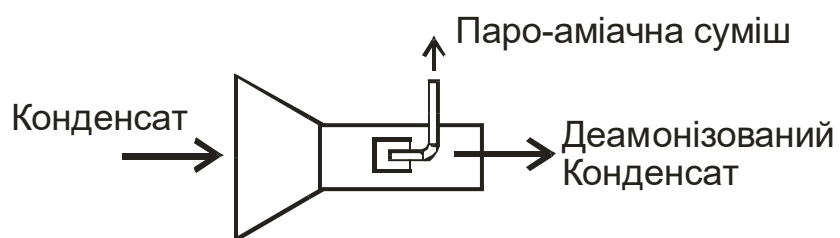


Рис. 7. Схема деамонізаційної капсули з кавітатором

Але на відміну від організації самозакипання перегрітого конденсату у великому об'ємі за даного способу ефект деамонізації малоефективний оскільки в каверні недостатня поверхня масообміну. Апробовані в промислових умовах установки

із суперкавернами рис.8. не підтвердили ефективності і не застосовуються в промисловості.

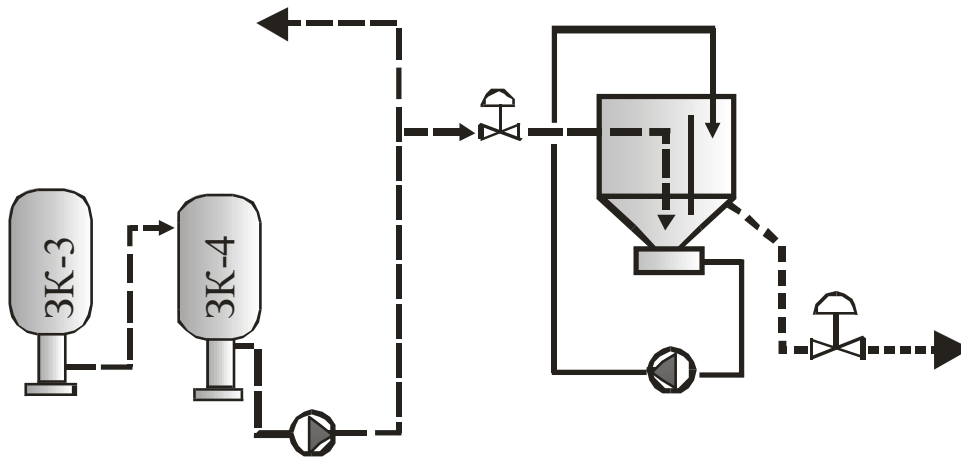


Рис. 8. Схема системи деаерації з кавітатором

6.3 Деаерація продуванням конденсату паром із стороннього джерела

Ефективною видається схема деаератора з продувкою паром пара із вакуум апаратів першої кристалізації [8], оскільки кількість цієї пари в три рази перевищує достатню для здійснення процесу деаерації, а вміст аміаку в парі з вакуум-апаратів значно менша, ніж пари з корпусів випарних апаратів. Крім того, в окремих форсуночних камерах можна створити умови глибокого подрібнювання рідини за допомогою форсунок. За даних умов з наявністю розвинутої поверхні масообміну та великою кількістю десорбента гранична концентрація аміаку на виході із камери визначатися тільки початковою концентрацією аміаку в парі, як десорбента, та константи фазової рівноваги. За вмістом аміаку в парі вакуум апаратів Y_{in} , гранично досяжна концентрація в конденсаті виражається залежністю

$$x_a = \frac{Y_{in}}{m_{xy}}$$

Схема деамонізатора з продуванням парою із вакуум-апаратів наведена на рис.9

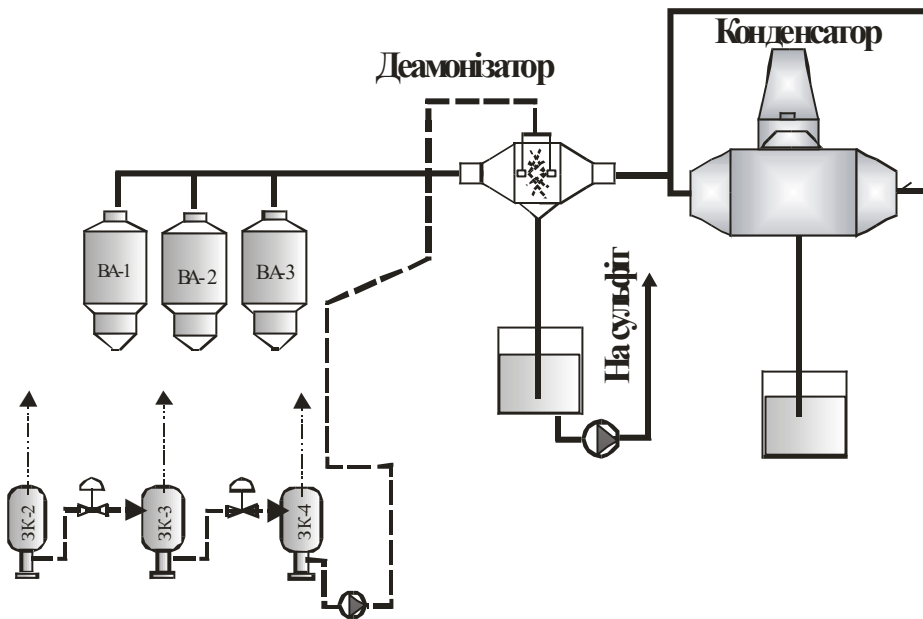


Рис. 9. Схема деамонізатора з продуванням парою із вакуум апарарів.

В даній схемі суттєвим недоліком є повна втрата теплоти конденсату, оскільки пара, що утворилась за рахунок само закипання повністю втрачається в конденсаторі. Оскільки процес само закипання в даній схемі мало впливовий, оскільки пари з вакуум-апаратів в рази більше, доцільно встановлювати теплообмінник для охолодження конденсату аж до температури насичення в конденсаторі, рис. 10. що забезпечить енергоефективність даної схеми.

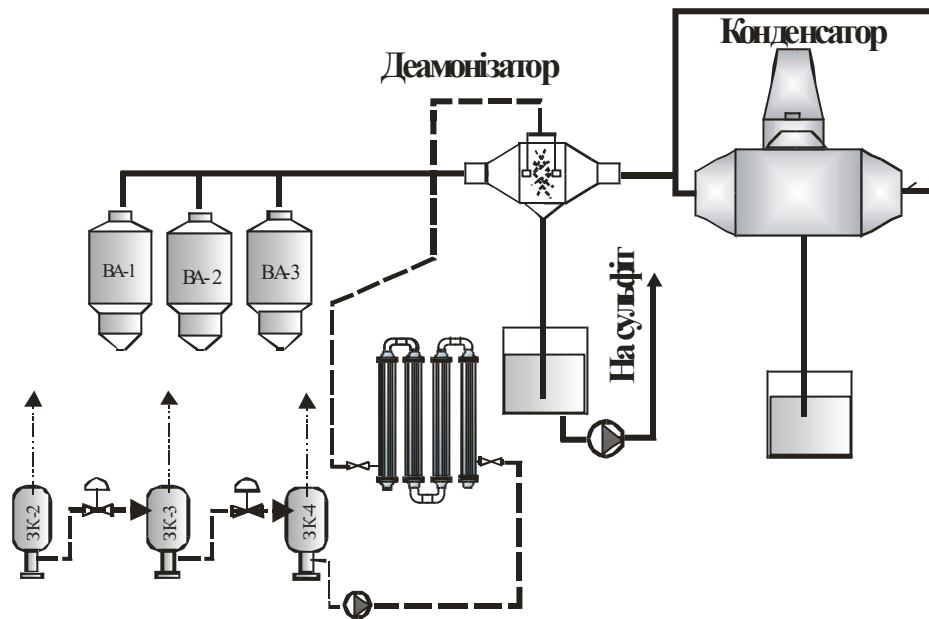


Рис.10. Схема деаератора з продуванням парою із вакуум апаратів охолодженого в теплообміннику конденсату.

Існували також схеми з продуванням конденсату парою із випарних апаратів, рис. 11 .

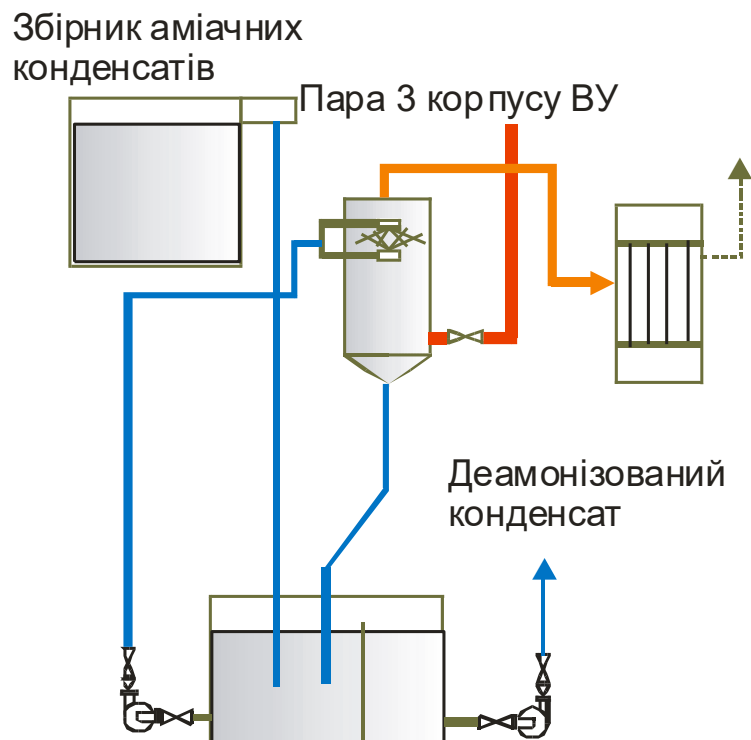


Рис. 11. Схема деамонізатора з продуванням парою із 3 корпусу ВУ

Дана схема, подібна до попередньої, оскільки використовує пару із стороннього джерела, але є неефективною, оскільки пара з випарного апарата насичена аміаком, а із неї і утворений конденсат. Відсутність рушійної сила масо передачі для конденсатів з вторинної пари 3 та 4 корпусів ВУ повністю нівелює ефект де амонізації. Можлива деамонізація конденсатів із головної частини випарної установки, але такий конденсат не використовується в технологічному процесі.

6.4. Деамонізація в результаті продування конденсату інертним компонентом – повітрям

В практиці застосування де амонізованого конденсату на живлення дифапаратів використовувались установки, в яких процес десорбції забезпечувався продуванням повітря, а не пари, рис.12

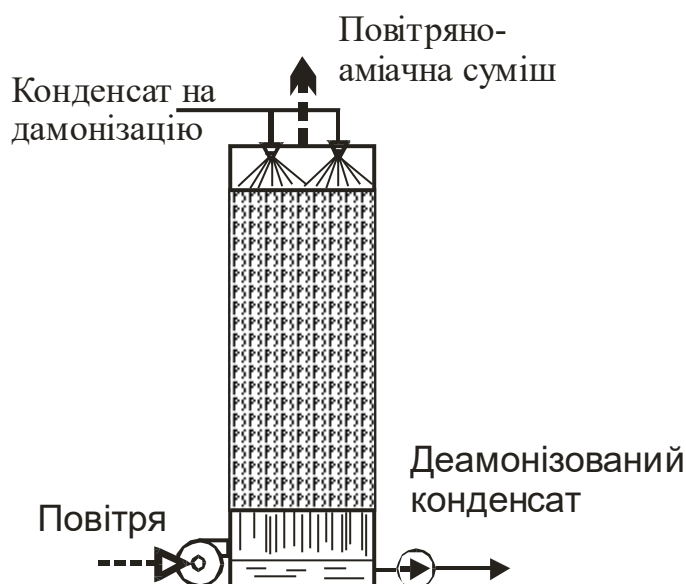


Рис.12.Схема процесу видалення аміаку в колоні з насадкою продуванням конденсату повітрям

Були впроваджені установки деамонізації конденсатів повітрям в безперервному режим подачі повітря, та в пульсуючому.

Десорбційна колона - тарільчаста або клонна з насадкою. Привабливість методу зумовлена відсутністю аміаку у десорбенті (повітрі). Але енергозатратність продування повітря компресором висока. Крім того, що головне, в процесі продуванням повітрям конденсат втрачає температуру, а з падінням температури стрімко падає константа рівноваги і газоподібний аміак переходить у форму гідрату аміаку, що унеможлиблює процес деамонізації.

До того ж, процес десорбції повітрям вимагає значної кратності аерації (300 - 400 м³/м³) (Гусятинська, та ін., 1989), а це призводить до значних потужностей на продування повітря.

Вдосконалити даний спосіб дозволяє додавання в конденсат вапна (Самойленко та ін.,1979). , завдяки чому підвищується РН конденсату і зростає парціальний тиск аміаку над поверхнею конденсату, але це призводить до суттєвого ускладнення процесу ускладнення без відчутних переваг

6.5. Деамонізація на базі відпарної колони.

Установки для видалення аміаку із конденсатів повинні задовольняти двом параметрам - повноту деамонізації з конденсатів та утилізації відхідної пари, насиченої аміаком на технологічному потреби. Цім вимогам задовольняє "відпарна колона", що складається з власне десорбційної масо обмінної колони та кип'ятильника. Масообмінна колона має розвинуту поверхню масообміну у вигляді насадки. З масообмінної колони частина очищеного конденсату поступає в кип'ятильник, в якому генерується пара з незначним вмістом аміаку. Деамонізований конденсат охолоджується до необхідної темпертури в теплообміннику, проходить стадію обробки сірчистим газом і з РН на рівні 6 подається в дифапарат для екстракції цукру із бурякової стружки. Десорбент

(водяна пара) з масообмінної колони з виділившимся з конденсатів аміаком поступає в підігрівачі для нагрівання продуктів виробництва (соків), рис.13

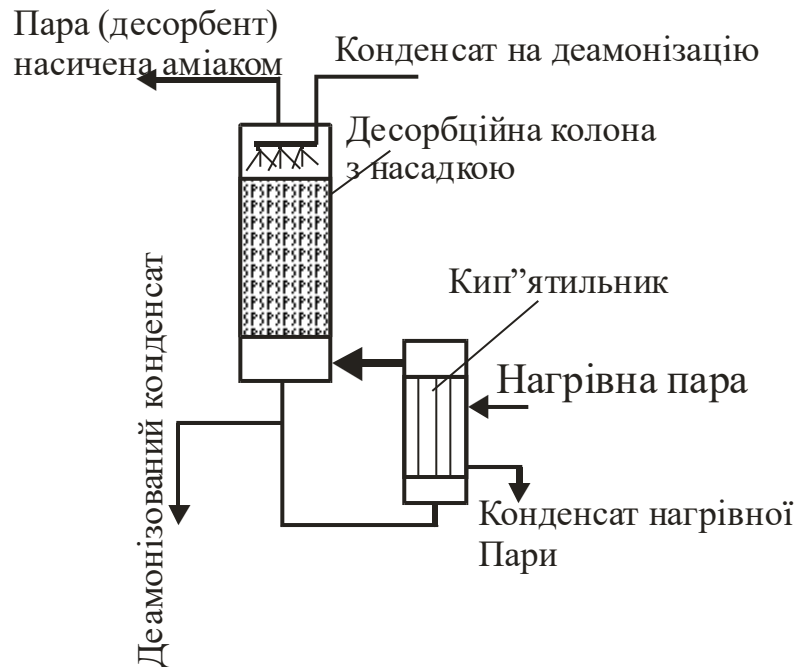


Рис.13. Схема „відпарної колони” для деамонізації конденсатів

Розглянемо процеси, що відбуваються в колоні в усталеному режимі, коли параметри колони не змінюються в часі та в перехідному режимі, який виникає при нанесенні збурення на масообмінний процес – зміна витрати конденсату, концентрація аміаку у вхідному конденсаті, парового навантаження на колону.

7. Математична модель деамонізації у "відпарній колоні" в усталеному режимі

Схема потоків процесу масообміну представлена на рис. 14

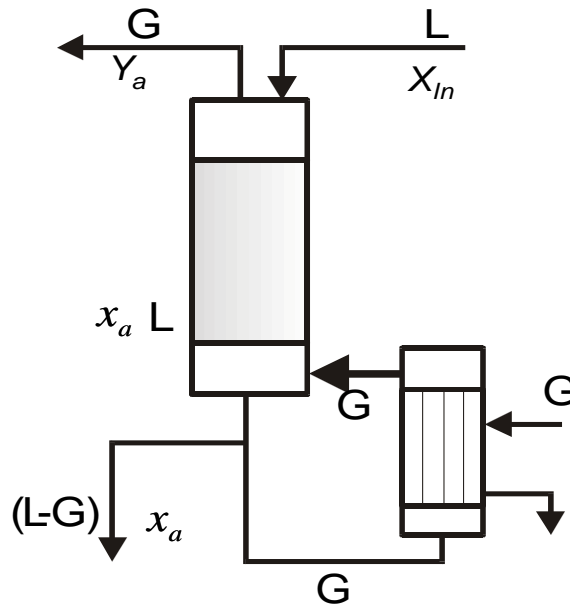


Рис.14. Схема руху компонентів десобції в деамонізаторі „відпарна колона” у в умовах сталої роботи

Матеріальний баланс відпарної колони

$$Lx_{in} = GY_a + (L - G)x_a \quad (5)$$

Де L – масова витрата конденсату на колону; G – масова витрата пари з колони; x_{in} , x_a – концентрація аміаку в конденсаті на вході та виході із колони. Y_a – концентрація аміаку у парі (де сорбенті) на виході із колони.

Рівноважна концентрація аміаку в парі на вході відповідає рівноважному стану

$$Y^* = m_{xy} x_{in}$$

Оскільки за малої концентрації фазова крива лінійна, середня різниця концентрацій між рівноважною та робочою лініями розраховується як середньоарифметична:

$$\Delta Y = \frac{Y^* - Y_a}{2} = \frac{m_{xy} x_{in} - Y_a}{2}$$

Масова витрата десорбованого в колоні аміаку виражається як:

$$M_1 = L(x_{in} - x_a) \quad (6)$$

Дана витрата повинна задовольняти рівняння

$$M_1 = K_y F_m \frac{m_{xy} x_{in} - Y_a}{2} \quad (7)$$

де F_m – поверхня масообміну насадки колони; $K_y = \left(\frac{1}{\beta_y} + \frac{m_{xy}}{\beta_x} \right)^{-1}$ - коефіцієнт масопередачі віднесений до газової фази. β_y, β_x - коефіцієнти

Виразивши Y_a , (5) як

$$Y_a = \frac{L}{G} x_{in} - \left(\frac{L}{G} - 1 \right) x_a, \quad (8)$$

та підставивши в рівняння масопередачі, отримаємо

$$\frac{x_a}{x_{in}} = \frac{2 + N_G - m_{xy} N_L}{2 + N_G - N_L} \quad (9)$$

Де $N_G = \frac{K_y F_m}{G}$; $N_L = \frac{K_y F_m}{L}$ – числа одиниць перенесення для пари та рідини відповідно.

Отримане рівняння зв'язує коцентрацію аміаку в конденсаті на виході із колони з вхідною концентрацією, з витратою десорбента, поверхнею масообміну та коефіцієнтом масо передачі. Отримане рівняння дозволяє визначити ступінь деамонізації конденсатів в усталеному режимі роботи та побудувати навантажувальні характеристики колони.

Для десорбера з масо обмінною насадкою із кілець Рашига для побудови його робочих характеристик для розрахунку коефіцієнтів масовіддачі β_x та β_y скористаємося рівняннями Шервуда та Шулмена, відповідно

$$Nu_{ml}^* = 0,00204 Re_{ml}^{0,78} Pr_{ml}^{0,5}$$

$$Nu_{mg}^* = 0,45 Re_{mg}^{0,64} Pr_{mg}^{0,333}$$

де $Nu_{ml}^* = \beta_x^* (v_l^2/g)^{0,333} / D_{ml}$; $Re_{ml} = 4 L / (0,785 d^2 a \mu_l)$;

$$Nu_{mg}^* = \beta_y^* d_{ek} / D_{mg}; \quad Re_{mg} = w_g d_{ek} / v_g = 4w_{g0} \rho_g / (a \mu_g);$$

Результати розрахунку $K_y = \left(\frac{1}{\beta_y} + \frac{m_{xy}}{\beta_x} \right)^{-1}$ віднесеного до газової фази

наведено на рис. 15 .

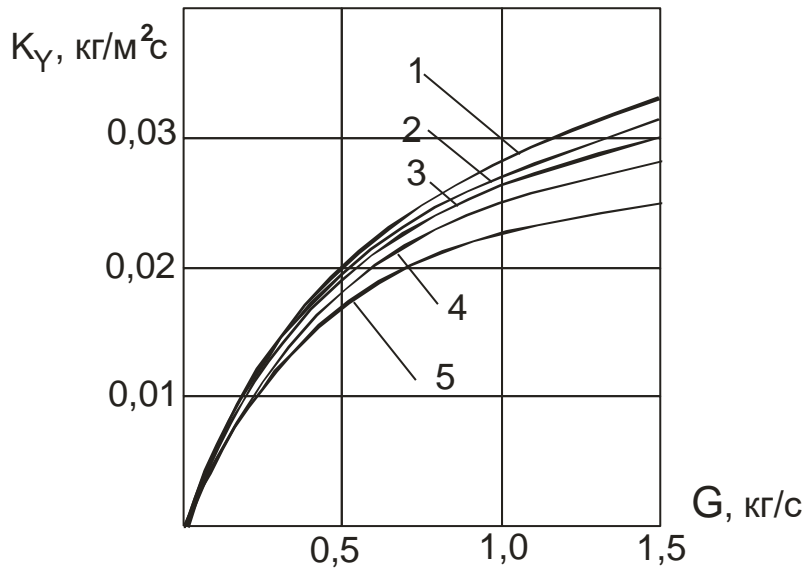


Рис.15 Залежність коефіцієнта масопередачі $K_y = \left(\frac{1}{\beta_y} + \frac{m_{xy}}{\beta_x} \right)^{-1}$ від витрати

десорбента (пари) при:

0 – L = 50 кг/с; 1 – 40; 2 – 30; 3 – 20; 4 – 10.

Насадка з кілець Рашига – питома поверхня $a = 140 \text{ м}^2/\text{м}^3$; вільний об'єм $\beta = 0,78$; еквівалентний діаметр $d_e = 0,02 \text{ м}$

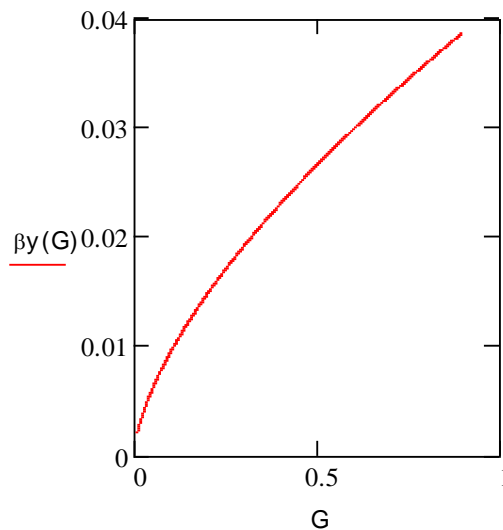


Рис. 16. Залежність коефіцієнта масовіддачі до газової фази β_y від витрати пари G. (насадка $a = 140 \text{ м}^2/\text{м}^3$; вільний об'єм $\beta = 0,78$; еквівалентний діаметр $d_e = 0,02 \text{ м}$)

Поточні значення концентрації аміаку в парі та конденсаті Y та x , в довільному перетині колони запишуться як

$$\frac{Y - m_{xy}x_a}{Y_a - m_{xy}x_a} = \frac{x - x_a}{x_{in} - x_a}, \quad (10)$$

або

$$Y = Ax + B, \quad (11)$$

$$A = \frac{C - m_{xy}E}{1 - E};$$

$$\text{Де } B = x_{in} \left(m_{xy}E - E \frac{C - m_{xy}E}{1 - E} \right);$$

$$C = \frac{L}{G}(1 - E) - E; \quad E = \frac{2 + N_G - m_{xy}N_L}{2 + N_G - N_L}$$

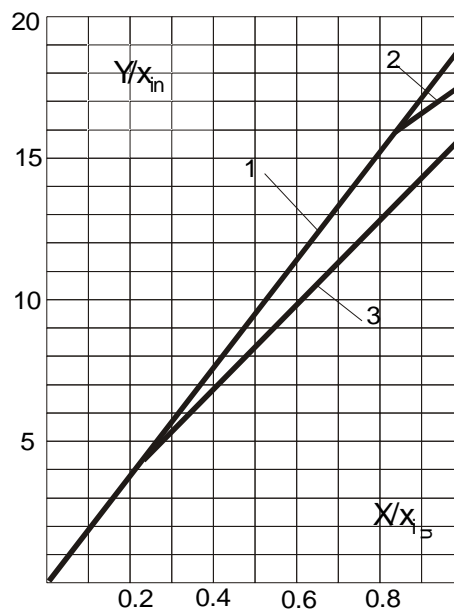


Рис.2. Графіки рівноважної (1) та робочих (2, 3) ліній.
2, 3 $L=100$ т/год; 2- $G=1$ т/год;
3- $G=5$ т/год.

Рис. 17 Графік залежності рівноважної (1) та робочих (2, 3) ліній.

2,3 $L = 100$ т/год; 2 – $G = 1$ т/год; 3 – $G = 5$ т/год; $D_{\text{колон}} = 1,4$ м. $H_{\text{насад}} = 2$ м.

Для $D = 1,4$ м, кільця Рашига $35 \times 35 \times 4$ мм, $a = 140 \text{ м}^2/\text{м}^3$, $\varepsilon = 0,78 \text{ м}^3/\text{м}^3$, $d_{ek} = 0,022$ м при температурі насичення $t = 100 \text{ C}^0$ значення коефіцієнта масопередачі K_y для ряду співвідношень витрат фаз G та L наведені в таблиці:

Таблиця розрахункових значень K_y 100, кг/($\text{м}^2 \text{ с}$). Табл № 1

Витрата конденс. L , т/год	В и т р а т а п а р и , G , т/год							
	0,4	1,0	2,0	3,0	4,0	5,0	6,0	8,0
20	0,64	0,94	1,17	1,3	1,14	1,47	1,5	1,6
40	0,74	1,14	1,52	1,76	1,93	2,06	2,17	2,33
60	0,78	1,25	1,7	2,02	2,25	2,425	2,57	2,8
80	0,8	1,3	1,83	2,2	2,46	2,68	2,86	3,16
100	0,82	1,356	1,922	2,32	2,62	2,87	3,08	3,43
120	0,83	1,39	1,99	2,41	2,75	3,03	3,26	3,65
140	0,84	1,41	2,04	2,49	2,85	3,15	3,4	3,83

За даними табл розраховуємо степінь відгонки аміаку із конденсату, $((x_p^b - x_a) / x_p^b) 100\%$, або $(1 - E) 100 \%$,

Степень відгонки $(1 - E) 100 \% = f(L, G)$, Табл № 2.

Витрата конденс. L т/год	В и т р а т а п а р и, G, т/год							
	0,4	1,0	2,0	3,0	4,0	5,0	6,0	8,0
20	34	83						
40	17	41,32	80,31					
60	11,3	27,6	53,71	80,3				
80	8,5	20,72	40,31	59,2	77,6	95,4		
100	6,8	16,6	32,3	47,5	62,3	76,6	90,5	
120	5,7	13,82	26,91	39,6	52,1	64	75,7	98,5
140	4,8	11,8	23,05	34	44,6	55	65,3	84,7

Графічно визначені характеристики представлені на рис.18.

Аналогічні криві будуються для десорберів інших геометричних розмірів

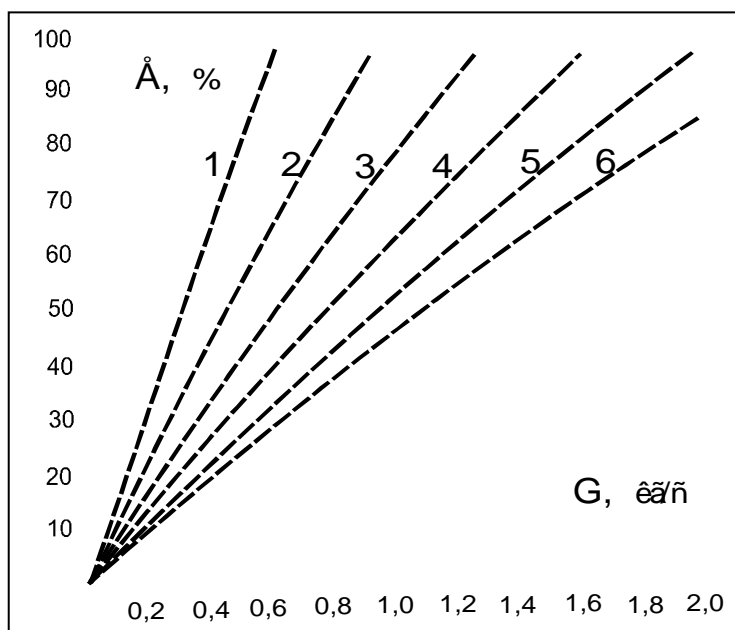


Рис.18. характеристики десорбційної колони (відгонка аміаку з

конденсатів) $E = \frac{2 + N_G - m_{xy} N_L}{2 + N_G - N_L}$; 1 - L = 10 кг/с; 2 - 15; 3 - 20; 4 - 25; 5 - 30; 6 - 35.

8. Математична модель процесів деамонізації у "відпарній колоні " в змінних режимах роботи (динамічна модель)

Установка деамонізації конденсатів в періоди пуску експлуатуються в неусталеному режимі за умови різних витрат фаз. В пусковий період кип'ятильник заповнюється конденсатом з початковою концентрацією аміаку, далі в процесі кипіння аміак видаляється. В процесі кипіння концентрація аміаку в об'ємі кип'ятильника падає і поступово наближається до стаціонарного значення. Чим більша ємність кип'ятильника, тим повільніше установка виходить на стаціонарний режим.

На початку процесу деамонізації десорбційна колона та кип'ятильник заповнені конденсатом із однаковою концентрацією аміаку x_{in} . Під час кипіння конденсат викіпате, а з парою видалятися аміак. В об'ємі кип'ятильника концентрація аміаку монотонно знижується. Поточну концентрацію аміаку в рідині позначимо x . Вміст аміаку в конденсаті на виході із колони x_a , також падає і вміст аміаку в парі на виході із колони Y_a також падає, наближаючись до усталеного значення.

Початкова концентрація аміаку в конденсаті – x_{in} ; відповідно поточні на виході із десорбера та в об'ємі кип'ятильника, – x_a , x . Матеріальний баланс колони по аміаку для довільного моменту часу запишеться як

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

звідки

$$Y_a(\tau) = [x_{in} - x_a(\tau)] \frac{L}{G} + x(\tau) m_{xy} \quad (12)$$

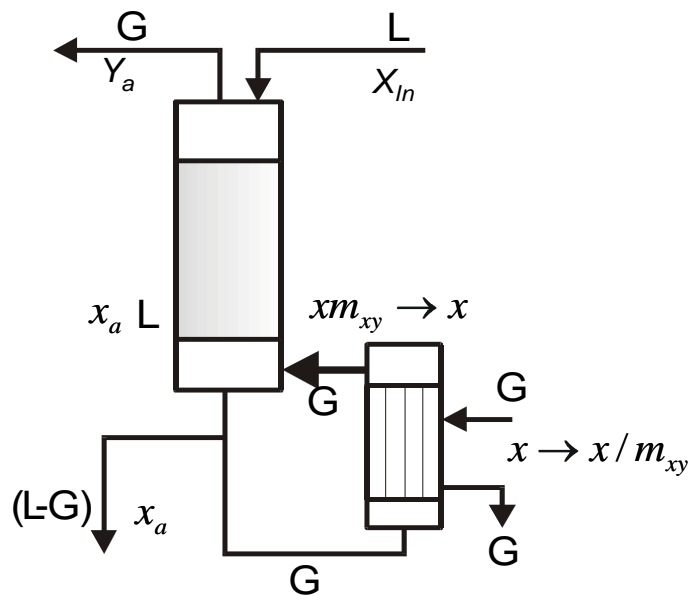


Рис.19. Схема потоків „відпарної колони” в період „розгону” колони

Маса аміаку, який виділяється в колоні (без врахування аміаку, що википає в кип'ятильнику) :

$$M_1(\tau) = L(x_{in} - x_a(\tau)) = G(Y_a(\tau) - x(\tau)m_{xy}) \quad (13)$$

Рівняння масопередачі

$$M_1(\tau) = K_y F_m \Delta Y = K_y F_m \frac{x_{in} m_{xy} - Y_a(\tau)}{2} \quad (14)$$

Прирівнявши (13) та (14), підставим в отриманий вираз величину Y_a із (12); в результаті отримаємо вираз для поточної концентрації аміаку в рідині на виході із колони:

$$x_a(\tau) = x_{in} \left[\frac{2 - m_{xy} N_L + N_G}{N_G + 2} \right] + x(\tau) m_{xy} \left[\frac{N_L}{N_G + 2} \right] \quad (15)$$

де $N_L = K_y F_m/L$; $N_G = K_y F_m/G$ – числа одиниць переносу для рідкої та газової фаз, відповідно.

В співвідношення (15) входить поточна концентрація аміаку в конденсаті $x(\tau)$, як функція маси конденсату M_k . в кип'ятильнику. Зміна вмісту розчиненого аміаку в об'ємі рідини в кип'ятильнику, виразиться як:

$$\frac{d(M_k x(\tau))}{d\tau} = -G(m_{xy} x(\tau) - x_a(\tau)). \quad (16)$$

$x(\tau)$, $x_a(\tau)$ позначимо як X та X_a .

Підставивши в (16) X_a із (15), розділивши змінні та проінтегрувавши від x_n^0 до X за час τ :

$$\int_{x_n^0}^x \frac{dx}{x(m_{xy} - B) - A} = -\frac{G}{M_k} \int_0^\tau d\tau \quad (17)$$

знайдемо вираз розрахунку поточної концентрації аміаку в масі рідини, що міститься в кип'ятильнику:

$$\frac{x}{x_{in}} = \left[1 - \frac{A^*}{m_{xy}(1-B^*)} \right] \exp \left[-\frac{G\tau}{M_k} m_{xy}(1-B^*) \right] + \frac{A^*}{m_{xy}(1-B^*)} . \quad (18)$$

В співвідношеннях (17, 18) параметри A , B та A^* , B^* визначені як:

$$B = m_{xy} B^* ; \quad A = x_{in} A^* ; \quad B^* = N_L / (N_G + 2);$$

$$A^* = (2 - m_{xy} N_L + N_G) / (N_G + 2).$$

З (15) та (18) знаходимо співвідношення для поточної концентрації аміаку на виході десорбційної колони x_a : (Петренко, та ін., 2010)

$$\frac{x_a}{x_{in}} = A^* + B^* \left\langle \left(m_{xy} - \frac{A^*}{1-B^*} \right) \exp \left[-\frac{G\tau}{M_k} m_{xy} (1-B^*) \right] + \frac{A^*}{1-B^*} \right\rangle \quad (19)$$

Із (12) з урахуванням (18, 19), знаходимо залежність концентрації розчиненого еомпонента у парі на виході із колони Y_a :

$$\frac{Y_a}{x_{in}} = \frac{L}{G} (1-A^*) - \left(\frac{L}{G} B^* - 1 \right) \left(m_{xy} - \frac{A^*}{1-B^*} \right) \exp \left[-\frac{G\tau}{M_k} m_{xy} (1-B^*) \right] \quad (20)$$

Отримані співвідношення дійсні при десорбції слабоконцентрованих розчинів аміаку, до тих пір, поки зберігається лінійність залежності рівноважної концентрації аміаку в рідині.

Динамічних характеристик відпарної колони під час дегазації розчиненого аміаку з конденсатів зображено на рис. 19, Розрахунок для колони діаметром 1,4 м, з кільцями Рашига висотою 3 м; з об'ємом кип'ятильника відповідно 1,0, 2, 3, та 5 м³., Поверхня насадки колони $F = 646$ м², параметри насадки – поверхня та вільний об'єм – відповідно, 140 м²/м³ та 0.78 м²/м².

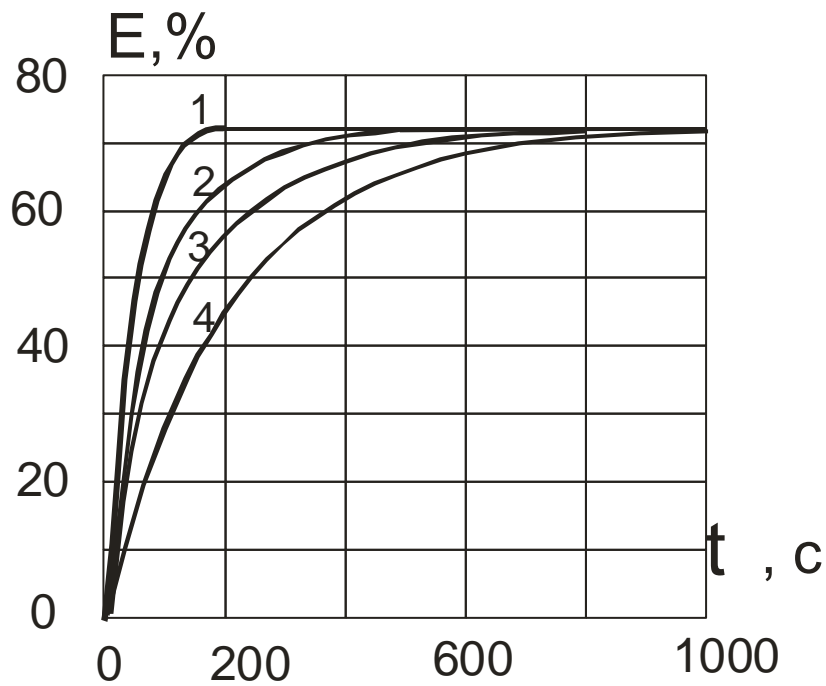


Рис.20 Динамічні характеристики відпарної колони $E = \left(1 - \frac{x_a}{x_{in}}\right) 100 = f(\tau)$ при деамонізації конденсатів за різного об'єму конденсату у кип'ятильнику – 1, 2, 3, 5 тонн. E – степінь відгонки. За формулою (19).

Насадка з кілець Рашига поверхня в одиниці об'єму $a = 140 \text{ м}^2/\text{м}^3$; вільний об'єм $\beta = 0,78$; екв. діаметр $d_e = 0,02 \text{ м}$

Поточна концентрації аміаку парі на виході із колони $\zeta (\tau)$, розрахованою за співвідношенням (20) наведена на рис. 21.

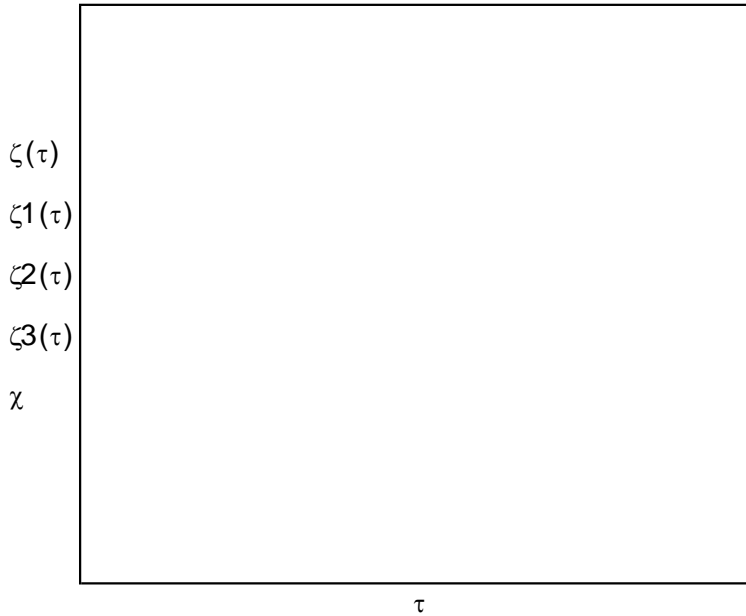


Рис. 21 Залежність концентрації аміаку в парі на виході із колони за ємності рідини в кип'ятильнику відповідно 1, 2,3, 5 тонн.

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

Насадка з кілець Рашига поверхня в одиниці об'єму $a = 140 \text{ м}^2/\text{м}^3$; вільний об'єм $\beta = 0,78$; екв. діаметр $d_e = 0,02 \text{ м}$

Асимптотичні значення наведених функцій відповідають усталеному режиму роботи колони. Відповідні співвідношення для усталеної роботи знайдемо із (18, 19) за умови $(\tau = \infty)$. Концентрація аміаку в рідині кип'ятильника:

$$\frac{x}{x_n^0} = \frac{1}{m_{xy}} \left(\frac{A^*}{1 - B^*} \right) = \frac{1}{m_{xy}} \left(\frac{2 + N_G - m_{xy} N_L}{2 + N_G - N_L} \right), \quad (21)$$

кінцева концентрація аміаку в рідині на виході із колони:

$$\frac{x_a}{x_n^0} = \frac{2 + N_G - m_{xy} N_L}{2 + N_G - N_L}. \quad (22)$$

Важливим параметром для визначення діаметра колони – граничні витрати фаз для кожного із типів насадки, внаслідок можливого режиму "захлинання" колони. Для визначення розмірів десорберів скористуємося співвідношенням Плановського-Кафарова :

$$\lg \left[\frac{w_z^2 a \rho_g \mu_1^{0.16}}{g \varepsilon^3 \rho_1} \right] = -0.073 - 1.75 \left[\frac{L}{G} \left(\frac{\rho_g}{\rho_1} \right)^{0.5} \right]^{0.25} \quad (23)$$

де w_z – швидкість "захлинання".

Для масообійної колон з кілецями Рашига діаметрами, відповідно 1,2 м, 1,4 м, та 1,6 м при $P=10^5$ Па ($t = 100$ C°) розрахована швидкість пари, що відповідає режиму захлинання "захлинання", тобто витрата пари G за різної витрати конденсату L представлені в табл № 3.

Швидкість "захлинання" w_z м/с, Табл № 3.

Витрата конденсат. L, т/год	Швидкість w_z , м/с. Витрата пари G, т/год.					
	D = 1,2 м		D = 1,4 м		D = 1,6 м	
	w_z	G	w_z	G	w_z	G
20	5,36	8,91	5,76	18,8	6,19	26,5
40	4,21	7,05	4,71	15,37	5,16	22,1
60	3,55	5,93	4,06	13,24	4,51	19,23
80	3,04	5,07	3,56	11,62	4,05	17,08
100	2,76	4,59	3,23	10,47	3,61	15,38
120	2,305	3,84	2,86	9,32	3,27	13,95
140	2,07	3,44	2,61	8,51	3,07	13,07

вторинної пари 4 корпусу ВУ і, після охолодженні в теплообміннику, перекачується в аміачний ящик. Деамонізований конденсат на виході із нижньої частини колони охолоджується до температури 65 °С в теплообміннику ПДС-1, в якому нагрівається сік перед вапнуванням, подається в чистий відсік барометричного ящику, далі на сульфитацію і далі на живлення дифузійного апарата

ВИСНОВКИ

1. Виконано аналіз існуючих способів деамонізації конденсатів; виділено два ефективних метода, заснованих на принципі десорбції газів:

- продуванням конденсату, нагрітого до температура кипіння, у форсуночній камері паром після вакуум-апаратів;
- здійснення процесу десорбції конденсатів аміаку у відпарній колоні з насадкою.

Перший спосіб простіший і дешевший. Внаслідок наявності великої кількості пари граничний вміст аміаку в конденсаті обмежений лише концентрацією аміаку у парі з вакуум-апаратів першої кристалізації.

Другий спосіб дозволяє досягнути глибокого ступеня деамонізації при відсутності системних втрат теплоти. Але має місце зменшення кратності випаровування на випарній установці (ВУ), що вимагає компенсації випарувальної спроможності ВУ зміщенням частини паровідборів на хвостову частину ВУ.

2. Запропонована математична модель процесу деамонізації конденсатів в перехідних режимах; в результаті отримані співвідношення для відтворення розгінних поточних характеристик десорбера, а також параметрів процесу деамонізатора в період усталеної роботи.

3. Запропонована теплова схема деамонізації конденсатів цукрового заводу на базі відпарної колони, яка забезпечує до 85 % деамонізації конденсатів з пари хвостової частини ВУ.

Література

1. Г.С.Бенин, В.И.Гордиенко. Влияние состава воды, применяемой для диффузионного процесса, на качество продуктов. – Сахарная промышленность, 1960, № 3, с. 21 ... 27.
2. В.З.Находкин. Динамика размножения микроорганизмов на некоторых станциях сахарного завода при различных источниках водоснабжения. – Труды ВНИИСП, вып. XIV, 1968, 139 с.
3. А.И.Шапиро. Использование конденсата для экстракции сахара из свекловичной стружки в диффузионном процессе – Сахарная промышленность, 1975, № 11, с. 21...23.
4. В.М.Рамм. Абсорбция газов. – М.: Химия, 1966, -768 с.
5. В.С.Самойленко, А.П.Сорокин, Н.А.Архипович, Л.П.Рева, Е.А.Гривцева. Деаммонизация конденсатов соковых паров свеклосахарного производства при барботажной аэрации. – Сахарная промышленность, 1979, № 11, с. 26...27.
6. Н.А.Гусятинская, В.М.Таран. Конденсат вторичных паров - экстрагент сахара. - Сахарная свекла, 1989, № 6, с. 53.
7. Т.Шервуд, Р.Пигфорд, Ч.Уилки. Массопередача. – М.: Химия, 1982, 696 с.
8. В.П.Петренко, С.М.Василенко. Деамонізація конденсатів, – Цукор України, №2 (58), 2010, с.38 – 44