

**Й.І. СТЕНЦЕЛЬ**, докт. техн. наук, проф. СЧУ ім. В.Даля, Северодонецьк;

**О.В. КУЗНЕЦОВА**, аспірант, СЧУ ім. В.Даля, Северодонецьк;

**О.В. ПОРКУЯН**, докт. техн. наук, проф. СЧУ ім. В.Даля, Северодонецьк

## **МАТЕМАТИЧНІ МОДЕЛІ ПЛІВКОВОГО ВИПАРНОГО АПАРАТУ ЗА КОНЦЕНТРАЦІЄЮ УПАРЕНОГО РОЗЧИНУ**

У роботі наведено результати теоретичних досліджень технологічних параметрів плівкового випарного апарату для аміачної селітри з врахуванням реологічних перетворень. Показано, що реологічні переходи викликають нелінійні явища, які впливають на роботу системи контролю та управління процесом випарювання у виробництві аміачної селітри.

В работе приведены результаты теоретических исследований технологических параметров пленочного выпарного аппарата для аммиачной селитры с учетом реологических преобразований. Показано, что реологические переходы вызывают нелинейные явления, которые влияют на работу системы контроля и управления процессом выпаривания в производстве аммиачной селитры.

The results of theoretical researches of technological parameters of film evaporator for ammoniac nitre taking into account rheological conversions are given in the work. It is shown that the rheological transitions cause nonlinear phenomena that affect to work of control system of evaporation process in production of ammoniac nitre.

**Вступ.** Процеси упарювання розчинів відносяться до складних, які супроводжуються реологічними перетвореннями, котрі засновані на перенесенні кількості маси, руху та теплової енергії [1,2]. Наявність реологічних перетворень призводить до зміни технологічних параметрів процесу, що впливає на точність контролю концентрації упареної аміачної селітри та управління процесом упарювання. Особливо це стосується процесів які супроводжуються одночасною зміною маси, тепла й кількості руху, що впливає на похибки вимірювального контролю, а відповідно відхилення процесу упарювання від оптимального режиму роботи [3]. У виробництві аміачної селітри розчин останньої, який створюється при нейтралізації азотної кислоти газоподібним аміаком, з концентрацією не нижче 80 відсотків підлягає упарюванню до 99,5-99,8 відсотків з подальшою її грануляцією [4]. Процес упарювання розчину аміачної селітри є двостадійним. Перша стадія упарювання відноситься до найбільш простої, при котрій розчин доводиться до кипіння у внутрішньому кип'ятильнику. На другій стадії упарювання використовується плівковий принцип, при якому розчин аміачної селітри вільно стікає у вигляді плівки по трубках, котрі нагріваються перегрітою парою. До основних технологічних параметрів, які підлягають вимірювальному контролю на цій стадії, відносяться витрати матеріальних потоків, теплоносія, температури кипіння, а також рівня упареного розчину. Однією з основних задач таких способів упарювання є

підтримання оптимальних співвідношень між основними технологічними параметрами, котрі визначаються шляхом вимірювального контролю або розраховуються за відповідними алгоритмами.

**Постановка задачі.** Випарні апарати відносяться до багатопараметричних об'єктів, для яких основною технічною задачею є оптимізація процесу контролю та управління за рахунок стабілізації матеріального балансу та температурного поля. Для оптимізації управління технологічним процесом упарювання використовують, як правило, температурний режим, який є достатньо інерційним, а при наявності сильних збурюючих впливів призводить до появи процесів, котрі викликають відхилення від оптимального режиму роботи випарних апаратів [4,5]. Як показали експериментальні дослідження, управління процесом упарювання за температурною депресією та приростом різниці між вхідними та вихідними матеріальними потоками на ефективність технологічного процесу є сильнішим, ніж, наприклад, управління за зміною окремих технологічних параметрів. Другою задачею таких процесів є визначення впливу технологічних параметрів на результуючий параметр випарного апарату, який визначає ефективність його роботи. При цьому основна увага звертається на автоматичне регулювання рівня та густини розчину у випарному апараті [4,6]. Для плівкових випарних апаратів, які найчастіше використовуються на останніх стадіях упарювання аміачної селітри, одним з основних параметрів, котрі характеризують якісні показники є концентрація упареного розчину та його витрата.

**Основна частина.** У випарних апаратах з використанням зовнішнього тепла на упарювання розчину протікають тепло- і масообмінні процеси, які супроводжуються його розділенням на упарену речовину (субстант) та пароподібну фазу (вторинну пару), які постійно виводяться з апарату. Нехай у деякій області випарного апарату існує неоднорідне розподілення матеріальних речовин (упарюючого субстанту та парової фази). Позначимо неоднорідність розподілу потенціалу перенесення маси цього субстанту через  $\varphi(\vec{r}, \theta)$ , де  $\vec{r}$  - вектор направленості руху перенесення маси у випарному апараті;  $\theta$  - час перенесення. Це викликає відхилення від стану рівноваги упарюючого розчину і є причиною виникнення потоків перенесення, а відповідно, від оптимального режиму роботи випарного апарату. У цій області має місце макроскопічний рух субстанту й вторинної пари, який характеризується полем швидкостей  $v(\vec{r}, \theta)$ . Стоком потенціалу перенесення є упарений субстант густиною  $\rho_c$  і пара. В інтегральній формі умовою зберігання потенціалу перенесення маси розчину для деякого об'єму  $V$  буде наступне рівняння [3]

$$\int_V \frac{\partial \varphi}{\partial \theta} dV = - \int_S Q d\vec{f} + \int_V \gamma_c dV, \quad (1)$$

де  $S$  - поверхня упарювання;  $d\vec{f} = \vec{n}d\sigma$  - елемент поверхні;  $\vec{n}$  - одиничний вектор елемента  $d\sigma$ ;  $Q$  - сумарний потік перенесення маси;  $\gamma_c$  - швидкість стоку субстанту.

Для довільного об'єму розчину упарювання рівняння (1) матиме таку форму

$$\frac{\partial \varphi}{\partial \theta} + \text{div} Q - \gamma_c = 0. \quad (2)$$

Враховуючи, що в результаті упарювання розчину створюються потоки перенесення субстанта та вторинної пари, то рівняння (2) можна записати в наступному вигляді

$$\frac{\partial \varphi}{\partial \theta} + \text{div}(\varphi \vec{v}) = -\text{div} \vec{q} + \gamma_c, \quad (3)$$

де  $\vec{q}$  - сумарний потік перенесення упареного розчину.

Якщо в деякому об'ємі випарного апарату має місце фізичне перетворення, котре є наслідком взаємодії розчину й теплової енергії, то, позначивши  $\rho_p(\vec{r}, \theta)$  - поле густин в об'ємі розділення,  $v(\vec{r}, \theta)$  - поле швидкостей і  $\gamma_c(\vec{r}, t)$  - інтенсивність стоку упареного розчину в одиниці об'єму за одиницю часу  $t$ , рівняння перенесення приймає наступну форму

$$\frac{\partial \rho_p}{\partial \theta} + \text{div}(\rho_p \vec{v}) = \text{div}(D \nabla \rho_p) + \gamma_c(t), \quad (4)$$

де  $D$  - коефіцієнт дифузії;  $t$  - час стоку упареного розчину.

Так як при упарюванні має місце макроскопічний рух розчину, а швидкість перенесення упареного розчину  $\vec{v}(\vec{r}, \theta) > 0$ , то, приймаючи до уваги односторонній характер перенесення руху упареного розчину та вторинної пари, рівняння (4) матиме вигляд

$$\frac{\partial \rho_p}{\partial \theta} + v \frac{\partial \rho_p}{\partial \xi} = D \frac{\partial^2 \rho_p}{\partial \xi^2} + \gamma_c(t). \quad (5)$$

де  $\xi$  - умовний напрямок перенесення маси упареного розчину.

Інтенсивність стоку результату упарювання  $\gamma_c(t)$  являє собою зміну маси упареної аміачної селітри, яка виводиться з випарного апарату за одиницю часу  $t$  і є його швидкістю. При  $t \rightarrow \infty$  процес стоку упареної

аміачної селітри закінчується. Процес збільшення густини упареного розчину за рахунок виведення вторинної пари описується диференціальними рівняннями Фіка. Випарні апарати характеризуються наступними вихідними координатами, котрі підлягають стабілізації: концентрацією  $Q$  (або густиною  $\rho_y$ ) упареного розчину, температурою кипіння  $T$ , рівнем  $L$  розчину у випарному апараті та тиском  $P$  вторинної пари. Якщо процес упарювання аміачної селітри здійснюється при атмосферному тиску, а рівень  $L$  стабілізується за рахунок переливу, то такий випарний апарат характеризуватиметься двома координатами стоку: концентрацією (або густиною) упареного розчину та температурою кипіння. У загальному випадку можна записати, що швидкість стоку упареного розчину аміачної селітри є функцією від швидкості стоку теплової енергії  $\gamma_T(t)$ , яка витрачається на упарювання, тобто  $\gamma_c(t) = f[\gamma_T(t)]$ . Як показано в [3,7], ця залежність устанавлюється сумісним рішенням рівняння матеріального балансу за концентрацією упареного розчину та теплового балансу і виражається наступним рівнянням

$$\gamma_c(t) = \frac{d}{dt} \left( \tau_2^2 \frac{d^2 \rho_y}{dt^2} + \tau_1 \frac{d\rho_y}{dt} + \rho_y \right), \quad (6)$$

де  $\tau_1 = (\tau' + \tau'')$ ;  $\tau' = \delta_V V_0 / F_{c0}$  - стала часу за зміною густини упареного розчину;  $\tau'' = \delta_V m_k c_k T_0 / \Pi$  - стала часу за зміною температури упарювання;  $\delta_V$  - відносна допустима зміна об'єму упареного розчину у випарному апараті;  $V_0 = S L_0$  - номінальний об'єм упареного розчину в апараті;  $S$  - поперечний перетин апарату упарювання;  $L_0$  - номінальний рівень упареного розчину в апараті;  $F_{c0}$  - номінальна витрата стоку упареного розчину;  $m_k$  - маса упареного розчину;  $c_k$  - питома теплоємність упареного розчину;  $T_0$  - номінальна температура кипіння;

$$\Pi = c_k T_0 F_{c0} \rho_k \left[ 1 + 0,5 \frac{F_{n0}}{F_{c0}} \frac{c_n}{c_k} + r_p \frac{(r F_{T0} - F_{p0} c_p T_{p0})}{F_{c0} (c_p T_{p0} + c_k T_0)^2} \right] = c_k T_0 F_{c0} \rho_k K_{\Pi};$$

$\rho_k$  - густина упареного розчину;  $F_{n0}$  - витрата вторинної пари;  $c_n$  - питома теплоємність вторинної пари;  $r_p$  - теплота фазового переходу розчинника упарюючого розчину;  $r$  - теплота фазового переходу гріючої пари, яка

подається в кип'ятильник;  $F_{p0}, c_p, T_{p0}$  - витрата, питома теплоємність і температура свіжого розчину відповідно.

Сталі часу процесу стоку упареного розчину аміачної селітри дорівнюють:

$$\tau_1 = \delta_v K_{\tau_1} V_0 / F_{c0}, \quad (7)$$

$$\text{де } K_{\tau_1} = 1 + m_k / V_0 \rho_k K_{\Pi};$$

$$\tau_2^2 = \delta_v^2 V_0^2 / F_{c0}^2 K_{\Pi}. \quad (8)$$

Підставивши рівняння (6) у (5), одержуємо

$$\frac{\partial \rho_p}{\partial \theta} + D \frac{\partial^2 \rho_p}{\partial \xi^2} + v_p \frac{\partial \rho_p}{\partial \xi} = - \left( \tau_2^2 \frac{d^3 \rho_y}{dt^3} + \tau_1 \frac{d^2 \rho_y}{dt^2} + \frac{d \rho_y}{dt} \right). \quad (9)$$

При випарюванні розчину аміачної селітри мають місце тепло- і масообмінні процеси, як правило, незворотні й зазнають деформацію в області фазового переходу. Внутрішні переходи приводять до утворення упареної аміачної селітри з деяким приростом концентрації  $\Delta Q = Q_y - Q_p$ , де  $Q_y$  - концентрація упареного розчину;  $Q_p$  - концентрація аміачної селітри у свіжому розчині. Розглядаючи процес упарювання  $\rho_p(\theta, \xi) = f(\xi)$  як деяку ступінчасту функцію від «а» до «б» (див. рис. 1, а), можна записати наступне рівняння

$$\rho_p(\xi) = \begin{cases} 1 & \xi \leq a; a < b; \xi \rightarrow x \\ 0 & \xi \geq b; a < \xi < b; \xi \rightarrow x \end{cases}.$$

Швидкість перенесення густини упареного розчину  $\rho_p$  у випарному апараті можна визначити за формулою  $v_p = d\xi / d\theta$ . Якщо процес масоперенесення здійснюється конвективно-кондуктивним дифузійним шляхом без стоку, то таке масоперенесення описуватиметься наступним рівнянням

$$\frac{\partial \rho_p}{\partial \theta} = D \frac{\partial^2 \rho_p}{\partial \xi^2} + v_p \frac{\partial \rho_p}{\partial \xi}, \quad (10)$$

де  $D$  - ефективний коефіцієнт конвективно-кондуктивного дифузійного процесу;  $v_y$  - лінійна швидкість перенесення густини упареного розчину.

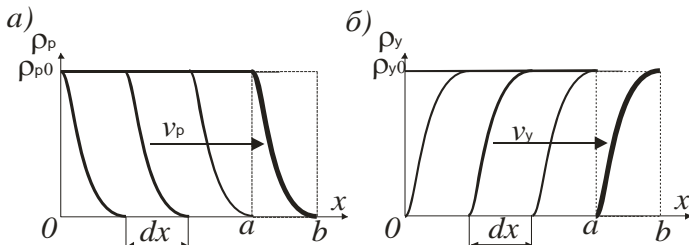


Рис. 1. Графіки функцій незворотних фазових переходів:  
 а) маси розчину аміачної селітри у випарному апараті;  
 б) маси стоку упареного розчину

Стоком буде процес накопичення упареної аміачної селітри (див. рис. 1, б). Цей процес теж проходить за координатою  $\xi = x$ , але за деякий час  $t$ . Швидкість накопичення упарених комплексів  $v_y = dx/dt$  і практично визначається швидкістю дії теплоти на розчин. На рис. 2 показані криві зміни густини розчину аміачної селітри у випарному апараті  $\rho_p(x, \theta)$  та упареної аміачної селітри  $\rho_y(x, t)$  на виході з апарату. Процес упарювання розчину аміачної селітри є незворотним і описується наступною розривною функцією

$$\rho_y(x) = \begin{cases} 1 & x \geq b \\ 0 & x < a \end{cases}$$

Зону, в якій проходить упарювання розчину аміачної селітри, можна описати інтегральною імпульсною  $\delta$ -функцією Дірака. Згідно з теорією узагальнених функцій похідна ступінчастої функції приводить до символічної рівності

$$\delta(x) = \frac{d}{dx} f(x), \quad (11)$$

де  $\delta(x)$  - інтегральна імпульсна дельта-функція Дірака;  $f(x)$  - довільна функція, неперервна в околі  $\xi = x_0$ .

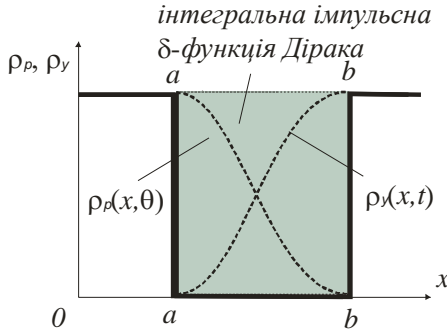


Рис. 2. Графіки функцій незворотних фазових переходів

Якщо функція  $f(x)$  у рівнянні (9) описує процес упарювання розчину аміачної селітри, то інтегральна імпульсна  $\delta$ -функція Дірака є асиметричною та описується таким інтегральним рівнянням

$$\int_{a+0}^b f(\xi)\delta(\xi-x_0)d\xi = \begin{cases} 0 & x_0 < a, x_0 \geq b \\ f(x_0+0) & a < x_0 < b \end{cases}. \quad (12)$$

Із визначення рівняння (12) випливає наступна несумісна умова дельта-функції Дірака

$$\delta(x)=0, x \neq 0, \int_{-\infty}^{\infty} \delta(\xi)d\xi = 1. \quad (13)$$

Рівняння (7) запишемо через масу  $\beta = \rho_p(F_p + F_u)t_0$  упарюваного розчину і масу  $\alpha = \rho_y F_y t_0$  упареної аміачної селітри, яка виводиться з апарату, де  $F_p, F_u, F_y$  - об'ємна витрата свіжого розчину, рециклу та упареного розчину відповідно;  $t_0 = F_c / SL_0$  - час перебування розчину аміачної селітри в апараті. Тоді отримуємо

$$\frac{\partial \beta}{\partial \theta} + D \frac{\partial^2 \beta}{\partial x^2} + v \frac{\partial \beta}{\partial x} = - \frac{d}{dt} \left( \tau_2^2 \frac{d^2 \alpha}{dt^2} + \tau_1 \frac{d\alpha}{dt} + \alpha \right). \quad (14)$$

Позначимо  $\varphi(t) = \frac{d}{dt} \left( \tau_2^2 \frac{d^2 \alpha}{dt^2} + \tau_1 \frac{d\alpha}{dt} + \alpha \right)$ . Нехай функція  $\varphi(t)$  є ступінчастою функцією згідно з рис. 2. Тоді похідна цієї функції

$\frac{\partial}{\partial t}\varphi(t) = \delta(t)$  є теж інтегральною імпульсною  $\delta$ -функцією Дірака. Виходячи з несумісності умови узагальненої дельта-функції Дірака, при  $t=0$  остання дорівнює нулю. Так як на границях « $a-a$ » і « $b-b$ » інтегральної імпульсної дельта-функції Дірака  $\frac{d\beta}{d\theta_a} = 0$ ,  $\frac{d\beta}{d\theta_b} = 0$ ,  $\frac{d\alpha}{dt_a} = 0$  і  $\frac{d\alpha}{dt_b} = 0$  (див. рис. 2), то рівняння (12) розділяється на систему з наступних диференціальних рівнянь:

$$\frac{\partial\beta}{\partial\theta} = -D\frac{\partial^2\beta}{\partial x^2} + v_y\frac{\partial\beta}{\partial x}; \quad (15)$$

$$\frac{d}{dt}\left(\tau_2^2\frac{d^2\alpha}{dt^2} + \tau_1\frac{d\alpha}{dt} + \alpha\right) = 0. \quad (16)$$

Через те, що область фазового переходу являє собою інерційну ланку, на вхід якої діє одинична ступінчаста функція  $1(\theta)$ , то з (16) отримуємо:

$$\tau_2^2\frac{d^2\alpha}{dt^2} + \tau_1\frac{d\alpha}{dt} + \alpha = 1(\beta). \quad (17)$$

У рівнянні (15) прийемо, що складова  $v_y\partial\beta/\partial x$  являє собою деяке умовне джерело маси розчину аміачної селітри, який постійно вводиться у випарний апарат та забезпечує додаткове масоперенесення маси  $\beta$ . Якщо прийняти, що це джерело є сталим, то можна записати:  $v_y\frac{\partial\beta}{\partial x} \approx v_y\beta/x = \beta S/F_p\theta \approx \frac{S}{F_p}\frac{\partial\beta}{\partial\theta}$ . У результаті маємо

$$\left(v_y\frac{S}{F} + 1\right)\frac{\partial\beta}{\partial\theta} = -D\frac{\partial^2\beta}{\partial x^2}, \quad (\theta > 0, \quad 0 < x \leq x_0)$$

або

$$\frac{\partial\beta}{\partial\theta} = -D_{ek}\frac{\partial^2\beta}{\partial x^2}, \quad (\theta > 0, \quad 0 < x \leq x_0), \quad (18)$$

де  $D_{ek} = D/(1 + v_y S/F_p)$  - еквівалентний коефіцієнт дифузії упарюючої аміачної селітри.



Розв'язком рівняння (18) за граничних умов  $\beta(0, x) = 0$ ,  $\beta(\infty, x) = \beta_0$ ,  $\frac{\partial \beta(\theta, x = x_0)}{\partial x} = 0$  буде

$$\beta(\theta, x) = \beta_0 \operatorname{erf}\left(x / 2\sqrt{D_{ek}\theta}\right). \quad (19)$$

Розклавши функцію  $\operatorname{erf}\left(x / 2\sqrt{D_{ek}\theta}\right)$  рівняння (19) у ряд, та виключивши члени п'ятого і вищих порядків одержуємо вираз для маси речовини  $\beta$  у такій спрощеній формі

$$\beta(\theta, x) = k_0 \beta_0 \left(x / 2\sqrt{D_{ek}\theta}\right)^3, \quad (20)$$

де  $k_0$  - деяка стала.

Так як стік упареного розчину на виході з випарного апарату є дійсною аперіодичною величиною, то диференціальне рівняння (17) має наступний розв'язок

$$\alpha(t) = \alpha_0 \left[ 1 - \frac{p_1}{p_1 - p_2} \exp(-p_1 t) + \frac{p_2}{p_1 - p_2} \exp(-p_2 t) \right], \quad (21)$$

де  $p_{1,2} = -\frac{\tau_1}{2\tau_2^2} \pm \sqrt{\left(\frac{\tau_1}{2\tau_2^2}\right)^2 - \frac{1}{2\tau_2^2}}$  - корені характеристичного рівняння.

Аналіз коренів  $p_{1,2}$  показує, що корінь  $p_2 \ll p_1$ , яким можна у першому наближенні знехтувати. Тоді, враховуючи рівняння (7) і (8), з (21) отримуємо

$$\alpha(t) \approx \alpha_0 \left[ 1 - \exp\left(-K_\alpha \frac{F_{c0}}{V_0} t\right) \right], \quad (22)$$

де  $K_\alpha = K_{\tau_1} K_{\Pi} / \delta_V$ .

Враховуючи, що відносне значення перенесеної маси аміачної селітри  $\beta(\theta, x) / \beta_0$  повинно дорівнювати відносному значенню маси стоку  $\alpha(t) / \alpha_0$ , то прирівнявши (20) і (22), знаходимо

$$x = 2 \frac{\sqrt{D_{ek}\theta}}{k_0^3} \left(\frac{\beta}{\beta_0}\right)^{1/3} = 2 \frac{\sqrt{D_{ek}\theta}}{k_0^3} \left[ 1 - \exp\left(-\frac{F_{c0}}{V_0} K_\alpha t\right) \right]^{1/3}. \quad (23)$$

Концентрацію упареного розчину, який виводиться з випарного апарату можна визначити за формулою

$$\Delta Q = \alpha / F_y t_0 = \alpha / v_y S t_0 = \alpha / \pi v_y t_0 x^2. \quad (24)$$

Підставивши (22) і (23) у рівняння (24) і враховуючи, що  $D_{ek} = DF_p / (F_p - v_y S)$ ,  $D\theta = L^2$  і  $F_{c0} = \alpha_0 / t_0$ , маємо

$$\Delta Q = \frac{k_0^6 F_{cm} (F_{po} - v_y S) \left[ 1 - \exp\left(-K_\alpha \frac{F_{c0}}{V_0} t_0\right) \right]^{1/3}}{4\pi F_{po} v_y L^2}. \quad (25)$$

Рівняння (25) являє собою математичну модель плівкового випарного апарату за концентрацією упареного розчину. Час перебування  $t_0$  розчину в апараті визначається кількістю свіжого розчину, яка поступає у випарну установку. Тобто можна записати, що  $t_0 = V_0 / F_p$ . Підставивши це рівняння в (25), маємо

$$\Delta Q = \frac{k_0^6 F_{cm} \left(1 - \frac{v_y S}{F_{po}}\right) \left[ 1 - \exp\left(-K_\alpha \frac{F_{c0}}{F_{po}}\right) \right]^{1/3}}{4\pi v_y L^2}. \quad (26)$$

Так як добуток  $v_y S$  є нічим іншим як об'ємною витратою  $F_{co}$  стоку упареного розчину, то в кінцевій формі рівняння (26) приймає такий вигляд

$$\Delta Q = \frac{k_0^6 F_{cm} (1 - N_0) \left[ 1 - \exp(-K_\alpha N_0) \right]^{1/3}}{4\pi v_y L^2}, \quad (27)$$

де  $N_0 = F_{co} / F_{po}$ .

Ураховуючи, що масова витрата стоку упареного розчину  $F_{cm} = \rho_0 F_{co} = \rho_0 v_y L^2$ , то рівняння приймає наступну форму

$$\Delta Q = K_Q \rho_0 (1 - N_0) \left[ 1 - \exp(-K_\alpha N_0) \right]^{1/3}. \quad (28)$$

Приймаючи до уваги, що  $(1 - N_0) = \Delta F / F_{po}$ , а  $N_0 = 1 - \Delta F / F_{po}$ , то рівняння (28) можна записати в такій формі

$$\Delta Q = K_Q \rho_0 \frac{\Delta F}{F_{po}} \left[ 1 - \exp\left(-K_\alpha \left(1 - \frac{\Delta F}{F_{po}}\right)\right) \right]^{1/3}, \quad (29)$$

де  $\Delta F = F_{po} - F_{co}$ .

Рівняння (29) являє собою математичну модель плівкового випарного апарату за концентрацією упареного розчину, з якого випливає, що високу концентрацію упареного розчину можна отримати шляхом стабілізації співвідношення об'ємних витрат стоку  $F_{co}$  та свіжого розчину  $F_{po}$ . Як видно з (29), залежність  $\Delta Q_y = f(\Delta F)$  близька до лінійної, що забезпечує високу точність управління таким процесом упарювання. Потрібно відмітити, що різниця витрат  $\Delta F$  є функцією температури  $T$  упарювання, а відповідно й концентрація упареного розчину змінюватиметься в залежності від цієї температури. З рівняння (29) випливає наступний висновок. Якщо  $F_{po} = const$ , то концентрація упареного розчину повністю визначається різницею  $\Delta F$  об'ємної витрати  $F_{po}$  свіжого розчину та витрати  $F_y$  упареного розчину.

**Висновок.** На основі теорії реологічних перетворень вперше показано, що масоперенесення розчину аміачної селітри суттєво впливає на технологічний процес плівкового упарювання. Процес плівкового упарювання повністю визначається відношенням об'ємних витрат упареного та свіжого розчинів, різниця яких залежить від температури кипіння. Для плівкових випарних апаратів немає необхідності контролювати рівень упареного розчину в апараті. Витрату свіжого та упареного розчину аміачної селітри, а також їх співвідношення можна визначати з достатньою високою точністю, що дозволяє вести постійний контроль за концентрацією випареного розчину опосередкованим методом, шляхом її розрахунку за відповідним алгоритмом. Результати досліджень можуть бути використані для розробки оптимізаційного контролю та управління випарними апаратами різного типу.

**Список літератури:** 1. Таганов И.Н. Моделирование процессов массо- и энергопереноса. – Л.: Химия, 1979. – 203 с. 2. Берд Р., Стьюарт В., Лайтфут Е. Явления переноса. – М.: Химия, 1974. – 688 с. 3. Стенцель Й.І. Математичне моделювання хімічних процесів на основі теорії реологічних переходів. Вісник Східноукраїнського національного університету імені Володимира Даля: Науковий журнал.–Луганськ, 2007.- №5 (111), Ч.2. – с. 91–96. 4. Минювич М.А. Производство аммиачной селитры. – М.: Химия, 1974. – 276 с. 5. Авт. Свид. СССР № 700546, кл. С 13 G 1/06, 1978. «Способ автоматического управления пленочным выпарным аппаратом». Авт. А.Н. Чагаров, В.Н. Филоненко, П.А. Прядко, А.П. Ладанюк. 6. Патент Российской Федерации № 2133023. Кл. G01N9/26. «Способ автоматического контроля уровня и плотности раствора в выпарном аппарате». Авт. Живописцев В.А., Зыков Н.А., Морозов А.А., Назарова О.В., Солдатенко В.Ф., Сляров Г. Я., Столяр В.К. 7. Стенцель Й.І. Математичне моделювання технологічних об'єктів керування. – К.: ІСДО, 1993. – 328 с.

Надійшла до редакції 12.04.12