

Дзевочко О.М., к. техн. наук, доцент, Подустов М.О., д. техн. наук, професор,  
Дзевочко А.І., к. техн. наук

## АНАЛІЗ ПРОЦЕСУ ТЕПЛООБМІНУ В ТРУБЧАСТОМУ ПЛІВКОВОМУ АБСОРБЕРІ ПРИ СУЛЬФАТУВАННІ СУМІШЕЙ ОРГАНІЧНИХ РЕЧОВИН

*Національний технічний університет «Харківський політехнічний інститут»*

**Ключові слова:** теплообмін, плівковий абсорбер, сульфатування.

**Вступ.** Виробництво поверхнево-активних речовин складається з таких стадій: каталітичного окислення двооксиду сірки, сульфатування, нейтралізація та очищення газоподібних викидів. Стадія сульфатування є основною, на якій можливо отримати високоякісні проміжні продукти.

В даний час у світовій практиці процес сульфатування органічних речовин проводиться у трубчастих плівкових абсорберах з низпадним потоком фаз [1]. Як сульфатуючий агент використовується низько концентрований триоксид сірки (3–6 % об.).

В трубчастому плівковому абсорбері створюються м'які умови проходження екзотермічної реакції за рахунок ефективного відводу тепла.

Це дає можливість отримати високоякісні ПАР, як з точки зору ступеня сульфатування, так і з точки зору світлих продуктів.

**Аналіз літературних даних.** Трубчастий плівковий абсорбер з низпадним потоком фаз представляє собою вертикальну конструкцію з двома потоками: плівка рідинної фази та газоповітряний потік, тобто двофазну систему. Двофазні потоки представляють собою неоднорідні системи з поверхнею розділу фаз газ-рідина [2]. Наявність двох фаз змінює не тільки форми руху таких систем, але й їх природу, так як вирішальний вплив має взаємодія між фазами. На відміну від однофазних потоків на границі розділу двофазних потоків проявляються нові сили – сили міжфазного поверхневого натягу, які впливають і на процес масопередачі і на процес теплообміну.

Аналіз останніх літературних даних [3–9] показав значну кількість експериментальних даних та результатів математичного моделювання таких процесів. Однак в періодичних публікаціях мало даних про вплив на процес теплообміну температур та витрат вихідних реагентів. Такі дослідження дадуть можливість створити більш сучасну конструкцію промислового трубчастого плівкового абсорбера.

**Мета роботи.** Провести аналіз процесу теплообміну в трубчастому плівковому абсорбері при сульфатуванні суміші органічних речовин газоподібним триоксидом сірки.

**Основна частина.** Спочатку проведемо аналіз з вибору вихідних температур та витрат застосовуваних реагентів. Вихідна рідинна фаза це суміш вищих спиртів фр. C<sub>12</sub> – C<sub>14</sub> та моноетаноламідів вищих жирних кислот кокосової олії. Згідно [10] температура плавлення цих спиртів складає 288 К, моноетаноламідів – 342 К. Згідно експериментальних даних температура плавлення суміші складає 300 К. За даними [11] тем-

пература вихідної суміші повинна бути на 10–15 К вище температури їх плавління. Тому вихідну температуру рідинної фази будемо підтримувати на рівні 313 К.

Що стосується витрати рідинної фази, то вона пов'язана з лінійною щільністю зрошування. За даними [12] мінімальна щільність зрошування складає  $(0,35-0,45) \cdot 10^{-4} \text{ м/с}^2$ . Тобто нижній рівень витрати рідинної фази можливо підтримувати на рівні  $0,45 \cdot 10^{-4} \text{ м/с}^2$ . При необхідності підвищення продуктивності абсорбера витрату рідинної фази необхідно збільшити, але це пов'язано з можливістю зняття значної кількості тепла реакції і потребує додаткової перевірки.

Вихідна температура газоповітряного потоку пов'язана з попередньою стадією, тобто каталітичного окислення двооксиду сірки до триоксиду сірки. Як правило температуру підтримують на рівні 303–308 К. Що стосується витрати газоповітряного потоку та за даними [12] в плівкових абсорберах швидкість газоповітряного потоку можливо підтримувати в межах 15–30 м/с. При менших швидкостях зменшується продуктивність плівкового абсорбера, а при швидкостях більш як 30 м/с починається бризковіднесення. Представляє значний інтерес дані розрахунку абсорбера при  $V_{\Gamma}=16, 20, 24 \text{ м/с}$ .

Температура охолоджувальної води пов'язана з кліматичними змінами навколишнього середовища, тобто з літніми та зимовими місяцями. Як правило літом температура охолоджувальної води складає 298 К, а зимою 288 К. Тому для загальних розрахунків можливо використовувати температуру 293 К. Витрата охолоджувальної води буде пов'язана з кількістю виділеного тепла реакції, тобто в залежності від витрати рідинної фази.

У випадку використання в якості вихідної речовини вищих спиртів або моноетаноламідів вищих жирних кислот проявляється специфічна особливість – схильність утворюючих сульфопохідних до термічного розкладу. Так, наприклад, продукти сульфатування вищих спиртів при температурі 333–353 К можуть розкладатися з втратою декількох відсотків ступеня сульфатування, що веде до зниження ефективності процесу. Крім того, термічне розкладання веде ще к підвищенню швидкості основної реакції [13] і різкому збільшенню кількості тепла, що виділяється. Навіть при ефективному тепловідводі термічний розклад та побічні реакції є причиною зниження виходу цільових продуктів і зниження їх якості. Тому треба підтримувати і максимальну температуру рідинної фази на рівні 333–338 К. Є необхідність підтримувати і температуру в кінці абсорбера, яка пов'язана з температурою плавління отриманих продуктів, тобто на рівні 305 К.

Наступний аналіз проводився за допомогою математичного моделювання трубчастого плівкового абсорбера.

За основу математичної моделі була взята спрощена математична модель, яка наведена в [14]. Однак її мета була інша і тому є необхідність привести її в цьому дослідженні.

Математична модель представлялась наступними рівняннями:

$$V_z \frac{dC_A}{dz} = -r; \quad (1)$$

$$W_{\Gamma} \frac{dP_B}{P dz} = -K_{\Gamma} \cdot P_B \cdot A_{\Gamma}; \quad (2)$$

$$V_z \cdot F \cdot c_p \cdot \rho_p \frac{dT_p}{dz} = H_p \cdot F \cdot r - K_{\text{ТХ}} \cdot F (T_p - T_x) - K_{\text{ТГ}} \cdot F (T_p - T_{\Gamma}); \quad (3)$$

$$Q_{\Gamma} \cdot c_{\Gamma} \cdot \rho_{\Gamma} \frac{dT_{\Gamma}}{dz} = K_{\Gamma\Gamma} \cdot F \cdot (T_p - T_{\Gamma}); \quad (4)$$

$$Q_X \cdot c_X \cdot \rho_X \frac{dT_X}{dz} = K_{\Gamma X} \cdot F (T_p - T_X); \quad (5)$$

$$V_Z = \frac{\tau_{\Gamma P} \cdot \delta}{\mu_p}; \quad (6)$$

$$\tau_{\Gamma P} = f \cdot \rho_{\Gamma} \cdot V_{\Gamma}^2; \quad (7)$$

$$\delta = \left( \frac{3 \cdot \Gamma \cdot \mu_p}{\rho_p \cdot g} \right)^{1/3}; \quad (8)$$

$$f = \frac{86}{Re_{\Gamma}}; \quad (9)$$

$$\rho_p = 852 + 2,0 \cdot \eta - 0,68 \cdot (T_p - 273); \quad (10)$$

$$\mu_p = 0,158 \cdot \exp \left\{ -0,5 \cdot \left[ 0,00013 \cdot (T_p - 273)^2 + 0,00078 \cdot (78 - \eta)^2 \right] \right\}; \quad 0 < \eta < 73; \quad (11)$$

$$\mu_p = 0,0012 \cdot \left[ 595,6 - 11,34 \cdot \eta + 0,07 \cdot \eta^2 + 0,1 \cdot (T_p - 273) - 0,01 \cdot (T_p - 273)^2 \right]; \quad \eta \geq 73; \quad (12)$$

$$K_{\Gamma} = B \cdot Pr_D^{-0,704} \cdot \left( \frac{\tau_{\Gamma P}}{\rho_{\Gamma}} \right)^{0,5}; \quad (13)$$

$$K_{\Gamma\Gamma} = K_{\Gamma} \cdot c_{\Gamma} \cdot \rho_{\Gamma} \cdot \left( \frac{Pr_D}{Pr_{\Gamma}} \right)^{0,67}; \quad (14)$$

$$K_{\Gamma X} = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_{ст}}{\lambda_{ст}} + \frac{1}{\alpha_2}}; \quad (15)$$

$$\alpha_1 = 0,34 \cdot \frac{\lambda_p}{d} \cdot \left( \frac{\rho_p}{\rho_{\Gamma}} \right)^{0,28} \cdot \left( \frac{d \cdot G_{\Gamma P}}{\mu_p} \right)^{0,87} \cdot Pr_{\Gamma}^{0,4}; \quad (16)$$

$$\alpha_2 = 0,021 \cdot \frac{\lambda_X}{d_{екв}} \cdot \left( \frac{V_X \cdot d_{екв} \cdot \rho_X}{\mu_X} \right)^{0,8} \cdot \left( \frac{c_X \cdot \mu_X}{\lambda_X} \right)^{0,4}, \quad (17)$$

де  $C_A$  – молярна концентрація вихідної органічної речовини в рідинній фазі, моль/м<sup>3</sup>;  $V_Z$  – швидкість рідинної фази, м/с;  $r$  – швидкість реакції, моль/(м<sup>2</sup>·с);  $z$  – осьова координата, м;  $P$  – загальний тиск газоповітряного потоку, Па;  $P_B$  – поточний парціальний тиск триоксиду сірки в газоповітряному потоці, Па;  $W_{\Gamma}$  – відношення молярної витрати триоксиду сірки на одиницю довжини периметру, моль/(м·с);  $A_{\Gamma}$  – поправний коефіцієнт;  $K_{\Gamma}$  – коефіцієнт масопередачі, м/с;  $F$  – площа теплообміну, м<sup>2</sup>;  $c_p$  – питома теплоємність рідинної фази, Дж/(кг·К);  $\rho_p$  – густина рідинної фази, кг/м<sup>3</sup>;  $T_p$  – температура рідинної фази, К;  $H_p$  – тепловий ефект реакції, Дж/моль;  $K_{\Gamma X}$  – коефіцієнт теплопередачі від рідинної фази до потоку охолоджувальної води, Вт/(м<sup>2</sup>·К);  $T_X$  – температура

охолоджувальної води,  $K$ ;  $K_{TG}$  – коефіцієнт теплопередачі від рідинної фази до газоповітряного потоку,  $Вт/(м^2 \cdot K)$ ;  $T_T$  – температура газоповітряного потоку,  $K$ ;  $c_T$  – питома теплоємність газоповітряного потоку,  $Дж/(кг \cdot K)$ ;  $\rho_T$  – густина газоповітряного потоку,  $кг/м^3$ ;  $Q_T$  – об’ємна витрата газоповітряного потоку,  $м^3/с$ ;  $Q_X$  – об’ємна витрата охолоджувальної води,  $м^3/с$ ;  $c_X$  – питома теплоємність охолоджувальної води,  $Дж/(кг \cdot K)$ ;  $\rho_X$  – густина охолоджувальної води,  $кг/м^3$ ;  $\tau_{TP}$  – дотичне напруження на поверхні розділу газ-рідина,  $Па$ ;  $\delta$  – товщина плівки рідини,  $м$ ;  $\mu_p$  – динамічна в’язкість рідинної фази,  $Па \cdot с$ ;  $f$  – коефіцієнт тертя;  $V_T$  – швидкість газоповітряного потоку,  $м/с$ ;  $\Gamma$  – лінійна щільність зрошування,  $м^2/с$ ;  $g$  – прискорення вільного падіння,  $м/с^2$ ;  $Re_T$  – критерій Рейнольдса для газоповітряного потоку;  $\eta$  – ступінь сульфатування,  $\%$ ;  $B$  – поправний коефіцієнт;  $Pr_D$  – дифузійний критерій Прандтля;  $Pr_T$  – тепловий критерій Прандтля для рідинної фази;  $\alpha_1$  – коефіцієнт тепловіддачі від рідинної фази до стінки реакційної труби,  $Вт/(м^2 \cdot K)$ ;  $\alpha_2$  – коефіцієнт тепловіддачі від стінки реакційної труби до потоку охолоджувальної води,  $Вт/(м^2 \cdot K)$ ;  $\delta_{ст}$  – товщина стінки реакційної труби,  $м$ ;  $\lambda_{ст}$  – питома теплопровідність стінки,  $Вт/(м \cdot K)$ ;  $\lambda_p$  – питома теплопровідність рідинної фази,  $Вт/(м \cdot K)$ ;  $d$  – діаметр реакційної труби,  $м$ ;  $G_{TP}$  – масова витрата газорідинного потоку,  $кг/с$ ;  $\lambda_X$  – питома теплопровідність охолоджувальної води,  $Вт/(м \cdot K)$ ;  $d_{екв}$  – еквівалентний діаметр для потоку охолоджувальної води,  $м$ ;  $V_X$  – швидкість потоку охолоджувальної води,  $м/с$ ;  $\mu_X$  – динамічна в’язкість охолоджувальної води,  $Па \cdot с$ .

Була розроблена програма розрахунку процесу сульфатування суміші органічних речовин в трубчастому плівковому абсорбері з використанням пакету прикладних програм *MatLab*. Результати математичного моделювання були зіставлені з експериментальними даними авторів [15] та результатами математичного моделювання авторів [4]. Похибка в розрахунках була на рівні 3–7 %, що дозволяє говорити про достовірність отриманих за розробленою моделлю результатів.

На рис. 1 наведено дані по зміні температури: рідинної фази, газоповітряного потоку, охолоджувальної води та ступеня сульфатування за довжиною абсорбера при  $V_T=16$  м/с.

Плівковий абсорбер представляє собою реакційну трубу з внутрішнім діаметром 0,037 мм, довжиною 5,5 м, з охолодженням двома секціями: верхня – 1/3 довжини абсорбера, нижня – 2/3 довжини абсорбера [9].

Вихідні дані наступні: температура рідинної фази 313 К, температура газоповітряного потоку 303 К, температура охолоджувальної води – 293 К, лінійна щільність зрошування рідини  $0,66 \cdot 10^{-4}$  м<sup>2</sup>/с, швидкість газоповітряного потоку 16 м/с, мольне співвідношення SO<sub>3</sub>: органічна речовина складає 1,08:1,0. Витрата охолоджувальної води у верхню секцію складає 0,14 кг/с, в нижню секцію – 0,04 кг/с. Концентрація триоксиду сірки в газоповітряному потоці – 3,7 %об.

Як видно з рис. 1 температура рідинної фази на 1/12 довжини абсорбера підіймається до 335 К а потім знижується до кінця довжини абсорбера: кінцева температура 305 К, що задовольняє наші вимоги з наведеного аналізу.

Температура газоповітряного потоку максимальна на 1/4 довжини абсорбера, тобто 323 К і потім також знижується до кінця абсорбера до 307 К.

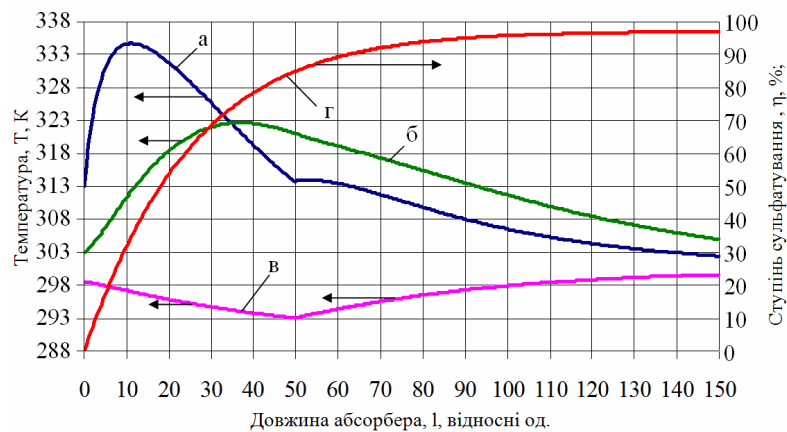


Рисунок 1 – Залежність температури рідинної фази (а), температури газоповітряного потоку (б), температури охолоджувальної води (в) та ступеня сульфатування (г) за довжиною абсорбера ( $V_{\Gamma}=16$  м/с)

Температура охолоджувальної води у верхній частині абсорбера змінюється з 293 К до 300 К, а в нижній частині – з 293 К до 301 К.

Ступінь сульфатування на такій довжині абсорбера досягає 97,5 %.

Представляє значний інтерес розподіл виділеного тепла реакції. Воно витрачається на збільшення температури рідинної фази, збільшення температури газоповітряного потоку та передачі тепла до охолоджувальної води. Були проведені розрахунки для трьох точок довжини абсорбера: в точці максимальної температури рідинної фази, в точці максимальної температури газоповітряного потоку та наприкінці абсорбера.

Дослідження показали такі результати : в точці максимальної температури рідинної фази: 2,6 % тепла витрачається на підігрів рідинної фази; 19,5 % тепла передається газоповітряному потоку та 77,9 % тепла передається охолоджувальній воді; в точці максимальної температури газоповітряного потоку : температура рідинної фази зменшується і тому 1,7 % тепла реакції витрачається на підігрів газоповітряного потоку і 98,3 % тепла передається охолоджувальній воді; наприкінці абсорбера : температура рідинної фази і температура газоповітряного потоку зменшуються і тому 100 % тепла реакції передається охолоджувальній воді.

На рис. 2 наведено дані по зміні температури: рідинної фази, газоповітряного потоку, охолоджувальної води та ступеня сульфатування за довжиною абсорбера при  $V_{\Gamma}=20$  м/с. Вихідні дані такі : температура рідинної фази 313 К, температура газоповітряного потоку 303 К, температура охолоджувальної води 293 К; лінійна щільність зрошування рідини  $0,82 \cdot 10^{-4}$  м<sup>2</sup>/с, швидкість газоповітряного потоку 20 м/с, мольне співвідношення SO<sub>3</sub> : органічна речовина 1,08 : 1,0. Витрата охолоджувальної води у верхню секцію складала 0,14 кг/с, в нижню – 0,05 кг/с. Концентрація триоксиду сірки в газоповітряному потоці – 3,7 %об.

Як видно з рис. 2 температура рідинної фази на 1/12 довжини абсорбера піднімається до 336 К та потім знижується до кінця довжини абсорбера до 305 К.

Температура газоповітряного потоку максимальна на 1/4 довжини абсорбера і дорівнює 323 К, а потім знижується до кінця довжини абсорбера до 307 К.

Температура охолоджувальної води у верхній частині абсорбера змінюється з 293 К до 300 К, а в нижній частині з 293 К до 300 К. Ступінь сульфатування досягає 97,9 %.

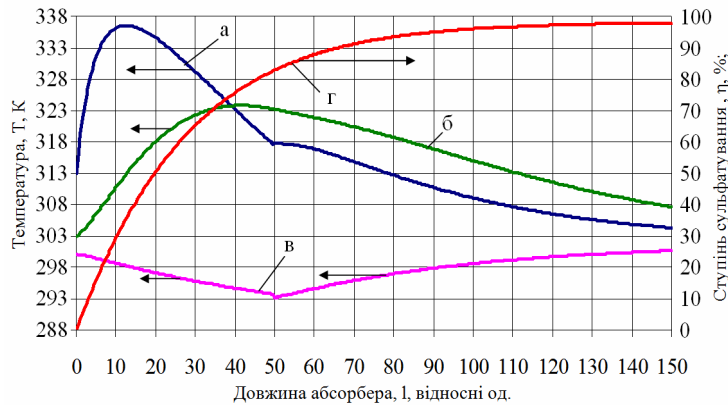


Рисунок 2 – Залежність температури рідинної фази (а), температура газоповітряного потоку (б), температури охолоджувальної води (в) та ступеня сульфатування (г) за довжиною абсорбера ( $V_1=20$  м/с)

Дослідження про розподіл тепла реакції, що виділяється показали такі результати : в точці максимальної температури рідинної фази 0,9 % тепла витрачається на підігрів рідинної фази, 16,9 % передається газоповітряному потоку та 82,3 % тепла передається охолоджувальній воді; в точці максимальної температури газоповітряного потоку : температура рідинної фази зменшується і тому 0,3 % тепла реакції витрачається на підігрів газоповітряного потоку і 99,7 % тепла реакції передається охолоджувальній воді; наприкінці абсорбера : температура рідинної фази і температура газоповітряного потоку зменшується і тому 100 % тепла реакції передається охолоджувальній воді.

На рис. 3 наведено дані по зміні температури : рідинної фази, газоповітряного потоку, охолоджувальної води та ступеня сульфатування за довжиною абсорбера при  $V_1=24$  м/с. Вихідні дані такі : температура рідинної фази 313 К, температура газоповітряного потоку 303 К, температура охолоджувальної води 293 К; лінійна щільність зрошування рідини  $0,1 \cdot 10^{-3}$  м<sup>2</sup>/с, швидкість газоповітряного потоку 24 м/с, мольне співвідношення SO<sub>3</sub> : органічна речовина 1,08 : 1,0, витрата охолоджувальної води в верхню секцію складає 0,18 кг/с, в нижню – 0,06 кг/с. Концентрація триоксиду сірки у газоповітряному потоці – 3,8 %об.

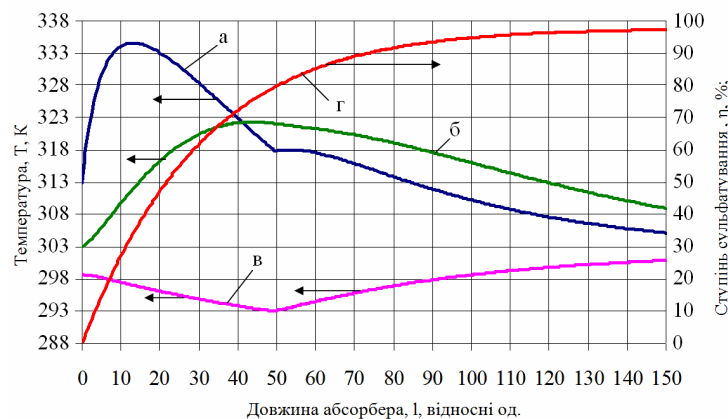


Рисунок 3 – Залежність температури рідинної фази (а), температура газоповітряного потоку (б), температура охолоджувальної води (в) та ступеня сульфатування (г) за довжиною абсорбера при  $V_1=24$  м/с

Як видно з рис. 3 температура рідинної фази на 1/12 довжини абсорбера підіймається до 335 К та потім знижується до кінця довжини абсорбера до 305 К.

Температура газоповітряного потоку максимальна на 1/4 довжини абсорбера і дорівнює 322 К, а потім знижується до кінця довжини абсорбера до 308 К.

Температура охолоджувальної води у верхній частині абсорбера змінюється з 293 К до 300 К, а в нижній – з 293 К до 301 К. Ступінь сульфатування досягає 97,3 %.

Дослідження про розподіл тепла реакції, що виділяється показали наступні результати : в точці максимальної температури рідинної фази: 0,9 % тепла витрачається на підігрів рідинної фази; 22,9% тепла передається газоповітряному потоку та 77,8 % тепла передається охолоджувальній воді; в точці максимальної температури газоповітряного потоку : температура рідинної фази зменшується і тому 1,2 % тепла реакції витрачається на підігрів газоповітряного потоку і 98,8 % тепла реакції передається охолоджувальній воді, наприкінці абсорбера : температура рідинної фази і температура газоповітряного потоку зменшується і тому 100 % тепла реакції передається охолоджувальній воді.

### Висновки

1. Наведено дані аналізу з вибору температур та витрат використаних реагентів.
2. Наведена математична модель процесу сульфатування сумішей органічних речовин, яка дозволяє провести аналіз процесу теплообміну за довжиною абсорбера.
3. Розроблена програма розрахунку процесу сульфатування з використанням пакету прикладних програм *MatLab*.
4. Наведено результати математичного моделювання для трьох швидкостей газоповітряного потоку : 16 м/с, 20 м/с, 24 м/с.
5. Показано, що основна кількість тепла реакції передається охолоджувальній воді по всій довжині абсорбера.
6. Для розрахунку промислового трубчастого плівкового абсорбера рекомендується використовувати результати математичного моделювання для  $V_{\Gamma}=20$  м/с.

### Література

1. Norman C. Foster PhD., P.E. Sulfonation and Sulfation. The Chemithon Corporation. 2009. 27 p.
2. Романков П.Г., Фролов В.Ф. Массообменные процессы химической технологии. Москва : Химия, 1990. 384 с.
3. Dabir B. Riazzi M. R., Davoudirad H. R. Modelling of Falling Film Reactors. Chem. Engng. Sci. 1996. No. 51. P. 2553–2558.
4. Talens F.L. The modeling of falling film chemical reactor. Chem. Eng. Sci. 1999. Vol. 54, No. 12. PP. 1871–1881.
5. Akanksha P., Pant K.K., Srivastava V.K. Modelling of sulphanation of tridecylbenzene in a falling film reactor. Math. Comp. Model. 2007. Vol. 46, No. 9–10. P. 1332–1344.
6. Torres J.A., Díaz L., Sánchez F.J. Falling film reactor for methyl ester sulphonation with gaseous sulphur trioxide. Ing. Investig. 2009. Vol.29. No. 3. P. 48–53.
7. Ortega Y.T. Sulfonation/Sulfation processing technology for anionic surfactant manufacture. Advances in Chemical Engineering. 2011. Vol. 11. P. 269–294.
8. Torres J.A., Sulfonation/Sulfation Processing Technology for Anionic Surfactant Manufacture. Advances in Chemical Engineering. 2012. P. 269–294.

9. Подустов М. О., Дзевочко А.І., Лисаченко І.Г., Дзевочко О.М. Аналіз процесу сульфатування в трубчастому плівковому реакторі методом математичного моделювання. Вісник НТУ "ХПІ". Серія: Хімія, хімічна технологія та екологія. Харків : НТУ "ХПІ". 2017. № 49 (1270). С. 42–49.
10. Дзевочко О.М., Подустов М.О. Дослідження процесу сульфатування органічних речовин газоподібним триоксидом сірки. Інтегровані технології та енергозбереження. Харків : НТУ «ХПІ». 2018. № 2. С. 50–55.
11. Шевердяев О.Н., Белов П.С., Шкитов А.М. Основы технологии поверхностно-активных веществ и синтетических моющих средств. Москва : МГОУ, 2001. 201 с.
12. Рамм В.М. Абсорбция газов. Москва : Химия, 1976. 655 с.
13. Tsuto K., Imamura S., Takei K., Majima K. Overall Reaction Rate for Sulfonation of Sulfation Reaction in Rising-Film Tubular Reactor. KAGAKU KOGAKU RONBUNSHU. 1985. Vol. 11, Iss. 3. P. 259–266.
14. Дзевочко О.М., Подустов М.О., Дзевочко А.І. Дослідження теплових і масообмінних процесів в газорідних плівкових абсорберах у технології поверхнево-активних речовин. Інтегровані технології та енергозбереження. Харків : НТУ «ХПІ». 2021. № 3. С. 3–16.
15. Gutierrez G.Y., Mans T.C. Improved mathematical model for a falling film sulfonation reactor. Ind. Eng. Chem. Res. 1988. Vol. 27, No. 9. P. 1701–1707.

Bibliography (transliterated)

1. Norman C. Foster PhD., P.E. Sulfonation and Sulfation. The Chemithon Corporation. 2009. 27 p.
2. Romankov P.G., Frolov V.F. Massoobmennye processy himicheskoy tekhnologii. Moskva : Himiya, 1990. 384 p.
3. Dabir B. Riazi M. R., Davoudirad H. R. Modelling of Falling Film Reactors. Chem. Engng. Sci. 1996. No. 51. P. 2553–2558.
4. Talens F.L. The modeling of falling film chemical reactor. Chem. Eng. Sci. 1999. Vol. 54, No. 12. PP. 1871–1881.
5. Akanksha P., Pant K.K., Srivastava V.K. Modelling of sulphanation of tridecylbenzene in a falling film reactor. Math. Comp. Model. 2007. Vol. 46, No. 9–10. P. 1332–1344.
6. Torres J.A., Díaz L., Sánchez F.J. Falling film reactor for methyl ester sulphonation with gaseous sulphur trioxide. Ing. Investig. 2009. Vol.29. No. 3. P. 48–53.
7. Ortega Y.T. Sulfonation/Sulfation processing technology for anionic surfactant manufacture. Advances in Chemical Engineering. 2011. Vol. 11. P. 269–294.
8. Torres J.A., Sulfonation/Sulfation Processing Technology for Anionic Surfactant Manufacture. Advances in Chemical Engineering. 2012. P. 269–294.
9. Podustov M. O., Dzevochko A.I., Lysachenko I.H., Dzevochko O.M. Analiz protsesu sulfatuvannia v trubchastomu plivkovomu reaktori metodom matematychnoho modeliuvannia. Visnyk NTU "KhPI". Seriia: Khimiia, khimichna tekhnolohiia ta ekolohiia. Kharkiv : NTU KhPI. 2017. № 49 (1270). P. 42–49.
10. Dzevochko O.M., Podustov M.O. Doslidzhennia protsesu sulfatuvannia orhanichnykh rehovyn hazopodibnym tryoksydom sirky. Intehrovani tekhnolohii ta enerhozberezhennia. Kharkiv : NTU KhPI. 2018. № 2. P. 50–55.
11. Heverdyayev O.N., Belov P.S., Shkitov A.M. Osnovy tekhnologii poverhnostnoaktivnykh veshchestv i sinteticheskikh moyushchih sredstv. Moskva : MGOU, 2001. 201 p.



12. Ramm VM Gas absorption. Moscow: Chemistry, 1976.655 p.
13. Tsuto K., Imamura S., Takei K., Majima K. Overall Reaction Rate for Sulfonation of Sulfation Reaction in Rising-Film Tubular Reactor. KAGAKU KOGAKU RONBUNSHU. 1985. Vol. 11, Iss. 3. P. 259 – 266.
14. Dzevochko O.M., Podustov M.O., Dzevochko A.I. Doslidzhennia teplovykh i masoobminnykh protsesiv v hazoridynnykh plivkovykh absorberakh u tekhnolohii poverkhnevo-aktyvnykh rehovyn. Intehrovani tekhnolohii ta enerhozberezhennia. Kharkiv : NTU KhPI. 2021. № 3. P. 3 – 16.
15. Gutierrez G.Y., Mans T.C. Improved mathematical model for a falling film sulfonation reactor. Ind. Eng. Chem. Res. 1988. Vol. 27, No. 9. P. 1701–1707.

УДК 661.185 : 66.02

Дзевочко О.М., к. техн. наук, доцент, Подустов М.О., д. техн. наук, професор,  
Дзевочко А.І., к. техн. наук

### **АНАЛІЗ ПРОЦЕСУ ТЕПЛООБМІНУ В ТРУБЧАСТОМУ ПЛІВКОВОМУ АБСОРБЕРІ ПРИ СУЛЬФАТУВАННІ СУМІШЕЙ ОРГАНІЧНИХ РЕЧОВИН**

В статті наведено, що виробництво поверхнево-активних речовин (ПАР) складається з таких стадій: каталітичного окислення двооксиду сірки, сульфатування, нейтралізації та очищення газоподібних викидів. Стадія сульфатування є основною, на якій можливо отримати високоякісні проміжні продукти.

Показано, що для процесу сульфатування використовуються трубчасті плівкові абсорбери, в яких створюються м'які умови проходження екзотермічної реакції за рахунок ефективного відводу тепла. Це дає можливість отримати високоякісні ПАР як з точки зору ступеня сульфатування, так і з точки зору світлих продуктів.

Наведено, що трубчастий плівковий абсорбер з низпадним потоком фаз представляє собою вертикальну конструкцію з двома потоками : плівка рідинної фази та газоповітряний потік, тобто двофазну систему.

Наявність двох фаз змінює не тільки форми руху таких систем, але й їх природу, так як вирішальний вплив має взаємодія між фазами. На відміну від однофазних потоків на границі розділу двофазних потоків проявляються нові сили – сили міжфазного поверхневого натягу, які впливають і на процес масопередачі і на процес теплообміну.

Показано, що в періодичних публікаціях мало даних про вплив на процес теплообміну температур та витрат вихідних реагентів.

Такі дослідження дадуть можливість створити більш сучасну конструкцію промислового трубчастого плівкового абсорбера.

Наведено дані аналізу з вибору температур та витрат використаних реагентів. Більш глибокий аналіз процесів теплообміну проводився методом математичного моделювання.

Наведена спрощена математична модель, яка дозволяє провести аналіз процесу теплообміну за довжиною абсорбера. Розроблена програма розрахунку процесу сульфатування суміші органічних речовин в трубчастому плівковому абсорбері з використанням пакету прикладних програм *MathLab*.

Наведено результати математичного моделювання для трьох швидкостей газоповітряного потоку: 16 м/с, 20 м/с, 24 м/с, які були рекомендовані при аналізі витрат вихідних реагентів.

Показано, що основна кількість тепла реакції передається охолоджувальній воді по всій довжині абсорбера.

**Ключові слова:** теплообмін, плівковий абсорбер, сульфатування.

Дзевочко А.М., к. техн. наук, доцент, Подустов М.А., д. техн. наук, професор,  
Дзевочко А.И.

### **АНАЛИЗ ПРОЦЕССА ТЕПЛООБМЕНА В ТРУБЧАТОМ ПЛЕНОЧНОМ АБСОРБЕРЕ ПРИ СУЛЬФАТИРОВАНИИ СМЕСЕЙ ОРГАНИЧЕСКИХ ВЕЩЕСТВ**

В статье представлено, что производство поверхностно-активных веществ (ПАВ) состоит из следующих стадий: каталитического окисления двуокиси серы, сульфатирования, нейтрализации и очистки газообразных выбросов. Стадия сульфатирования является основной, на которой можно получить высококачественные промежуточные продукты.

Показано, что для процесса сульфатирования используются пленочные трубчатые абсорберы, в которых создаются мягкие условия прохождения экзотермической реакции за счет эффективного отвода тепла. Это дает возможность получить высококачественные ПАВ как с точки зрения степени сульфатирования, так и с точки зрения светлых продуктов.

Приведено, что трубчатый пленочный абсорбер с нисходящим потоком фаз представляет собой вертикальную конструкцию с двумя потоками: пленку жидкостной фазы и газовоздушный поток, то есть двухфазную систему.

Наличие двух фаз изменяет не только формы движения таких систем, но и их природу, так как решающее влияние оказывает взаимодействие между фазами. В отличие от однофазных потоков на границе раздела двухфазных потоков проявляются новые силы – силы межфазного поверхностного натяжения, влияющие и на процесс массопередачи и на процесс теплообмена.

Показано, что в периодических публикациях мало данных о влиянии на теплообмен температур и расхода исходных реагентов.

Такие исследования позволят создать более современную конструкцию промышленного трубчатого пленочного абсорбера.

Представлены данные анализа по выбору температур и расходов использованных реагентов. Более глубокий анализ процессов теплообмена производился методом математического моделирования.

Приведена упрощенная математическая модель, позволяющая провести анализ процесса теплообмена по длине абсорбера. Разработана программа расчета процесса сульфатирования смеси органических веществ в трубчатом пленочном абсорбере с использованием пакета прикладных программ *MathLab*.

Представлены результаты математического моделирования для трех скоростей газовоздушного потока: 16 м/с, 20 м/с, 24 м/с, которые были рекомендованы при анализе расходов исходных реагентов.

Показано, что основное количество тепла реакции передается по охлаждающей воде по всей длине абсорбера.

**Ключевые слова:** теплообмен, пленочный абсорбер, сульфатирование.

Dzevochko O., Podustov M., Dzevochko A.

**ANALYSIS OF THE HEAT EXCHANGE PROCESS IN A TUBULAR FILM ABSORBOR DURING SULPHATION OF MIXTURES OF ORGANIC SUBSTANCES**

The article states that the production of surfactants consists of the following stages: catalytic oxidation of sulfur dioxide, sulfation, neutralization and purification of gaseous emissions. The sulfation step is the main stage at which high-quality intermediates can be obtained.

It has been shown that tubular film absorbers are used for the sulfation process, which create mild conditions for the exothermic reaction due to efficient heat dissipation. This makes it possible to obtain high-quality surfactants both in terms of the degree of sulfation, and in terms of light products.

It is stated that a tubular film absorber with a descending phase flow is a vertical structure with two flows: a liquid phase film and a gas-air flow, ie. a two-phase system.

The presence of two phases changes not only the forms of motion of such systems, but also their nature, as the interaction between the phases has a decisive influence. In contrast to single-phase flows, new forces are manifested at the interface of two-phase flows - forces of interphase surface tension, which affect both the process of mass transfer and the process of heat transfer.

It is shown that in periodicals there is little data on the impact on the process of heat transfer temperatures and consumption of starting reagents.

Such studies will make it possible to create a more modern design of industrial tubular film absorber.

The data of the analysis on the choice of temperatures and costs of the used reagents are given. A deeper analysis of heat transfer processes was performed by the method of mathematical modeling.

A simplified mathematical model is presented, which allows to analyze the heat transfer process along the length of the absorber. A program for calculating the process of sulfation of a mixture of organic substances in a tubular film absorber using the application package *MathLab*.

The results of mathematical modeling for three velocities of gas flow: 16 m/s, 20 m/s, 24 m/s, which were recommended in the analysis of the costs of starting reagents.

It is shown that the main amount of reaction heat is transferred to the cooling water along the entire length of the absorber.

**Keywords:** heat transfer, film absorber, sulfation.