УДК 661.185 : 66.02 doi: 10.20998/2078-5364.2021.3.01

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

Національний технічний університет «Харківський політехнічний інститут»

ДОСЛІДЖЕННЯ ТЕПЛОВИХ І МАСООБМІННИХ ПРОЦЕСІВ В ГАЗОРІДИННИХ ПЛІВКОВИХ АБСОРБЕРАХ У ТЕХНОЛОГІЇ ПОВЕРХНЕВО-АКТИВНИХ РЕЧОВИН

Ключові слова: поверхнево-активна речовина, плівковий абсорбер, масообмін, теплообмін.

Вступ. Поверхнево-активні речовини (ПАР) знайшли широке застосування у різних галузях промисловості і побуті. У щорічних довідкових виданнях перераховуються безліч варіантів використання ПАР в найрізноманітніших областях народного господарства України. ПАР мають асиметрично побудовану молекулу, яка містить гідрофільну і гідрофобну групи. Такою дифільною структурою і пояснюється поверхнева активність ПАР, тобто здатність накопичуватися на поверхні розділу двох фаз та змінювати властивість поверхні.

Виробництво ПАР складається з таких відділень: отримання сульфатуючого агенту, сульфатування органічної речовини, нейтралізація продуктів сульфатування, очищення газоподібних викидів. Основним відділенням виробництва є процес сульфатування органічної речовини. В даний час процес сульфатування органічної речовини проводиться з використанням в якості сульфатуючого агента газоподібного триоксиду сірки, розбавленого осушеним повітрям. В якості обладнання використовуються газорідинні плівкові абсорбери. Для їх розробки необхідні дослідження теплових і масообмінних процесів.

Аналіз літературних даних. Взаємодія гетерогенних систем, яким є процес плівкового сульфатування органічної речовини триоксидом сірки, характеризується різноманіттям хімічних і фізичних явищ, пов'язаних між собою та визначаючих якісні показники процесу [1, 2]. Для систем, у яких опір процесам переносу зосереджений у газовій фазі, необхідний аналіз взаємодії газової фази з плівкою рідини, що дозволяє кількісно характеризувати транспорт реагенту до поверхні контакту фаз [3, 4].

Процес сульфатування в газорідинних плівкових абсорберах складається з таких стадій: процес масообміну триоксиду сірки з газоповітряного потоку до рідинної фази; процес абсорбції триоксиду сірки органічною речовиною з проходженням екзотермічної хімічної реакції; процес теплообміну між рідинною фазою та газоповітряним потоком; процес теплообміну між рідинною фазою та потоком охолоджувальної води [5].

Як показує аналіз літературних даних [6–11] проведена значна кількість експериментальних досліджень і відповідно є велика кількість експериментальних даних по визначенню коефіцієнта масопередачі і коефіцієнтів теплопередачі. Враховуючи, що проведення такого роду експериментальних досліджень є достатньо складним, з'являється необхідність проаналізувати наявні дані та використовувати отримані рівняння у подальших наших розрахунках та математичному моделюванні процесу сульфатування органічних речовин газоподібним триоксидом сірки.

Мета роботи. Провести аналіз теплових і масообмінних процесів при сульфатуванні органічних речовин газоподібним триоксидом сірки та обрати рівняння для їх розрахунку.

Основна частина. Аналіз теплових процесів при сульфатуванні органічної речовини проводився наступним чином. При розрахунках коефіцієнта теплопередачі від рідини до газу, коли дифузійні і теплові числа Прандтля близькі до одиниці рекомендується використовувати рівняння [12]:

$$K_{\text{ТГ}} = K_{\Gamma} \cdot c_{\Gamma} \cdot \rho_{\Gamma} \cdot \left(\frac{Pr_D}{Pr_{\text{Т}}} \right)^{0,67}, \qquad (1)$$

де K_{Γ} – коефіцієнт масопередачі, м/с; c_{Γ} – питома теплоємність газоповітряного потоку, Дж/(кг·*К*); ρ_{Γ} – густина газоповітряного потоку, кг/м^3; Pr_D – дифузійний критерій Прандтля; $Pr_{\text{Т}}$ – тепловий критерій Прандтля.

Коефіцієнт теплопередачі від рідинної фази до охолоджувальної води визначається за класичним рівнянням [13]:

$$K_{\text{ТХ}} = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_{\text{ст}}}{\lambda_{\text{ст}}} + \frac{1}{\alpha_2}}, \qquad (2)$$

де α_1 – коефіцієнт тепловіддачі від рідинної фази до стінки, Вт/(м^2·*К*); α_2 –коефіцієнт тепловіддачі від стінки до охолоджувальної води, Вт/(м^2·*К*); $\delta_{\text{ст}}$ – товщина стінки реакційної труби, м; $\lambda_{\text{ст}}$ – питома теплопровідність стінки, Вт/(м·*К*).

Коефіцієнти тепловіддачі обчислювалися наступним чином. Класичне рівняння для розрахунку коефіцієнта тепловіддачі від рідинної фази до стінки реакційної труби наведено в літературі [14].

$$Nu_{\text{ПЛ}} = 0,67 \cdot Re_{\text{ПЛ}}^{0,11} \cdot Pr_{\text{р}}^{0,33} \left(\frac{\delta_{\text{ПР}}}{h} \right)^{0,33}, \qquad (3)$$

де $Nu_{\text{ПЛ}}$ – критерій Нуссельта для плівки; $Re_{\text{ПЛ}}$ – критерій Рейнольдса для плівки; $Pr_{\text{р}}$ – критерій Прандтля для рідинної фази; $\delta_{\text{ПР}}$ – приведена товщина плівки, м; h – висота вертикальної поверхні, м.

Розкрив критерій Нуссельта маємо

$$\alpha_1 = 0,67 \cdot Re_{\text{ПЛ}}^{0,11} \cdot Pr_{\text{р}}^{0,33} \left(\frac{\delta_{\text{ПР}}}{h} \right)^{0,33} \cdot \frac{\lambda_{\text{р}}}{\delta_{\text{ПР}}}, \qquad (4)$$

де $\lambda_{\text{р}}$ – питома теплопровідність рідинної фази, Вт/(м·К).

Однак цей коефіцієнт тепловіддачі має складну залежність від фізико-хімічних параметрів у процесі руху плівки рідини. Ці питання були розглянуті у літературі [15–17]. Автори [17] наводять таке рівняння для розрахунку α_1:

$$\alpha_1 = 0,34\frac{\lambda_р}{d}\left(\frac{\rho_р}{\rho_Г}\right)^{0,28}\cdot\left(\frac{d\cdot G_{ГР}}{\mu_р}\right)^{0,87}\cdot Pr_Т^{0,4}, \quad (5)$$

де $\lambda_р$ – питома теплопровідність рідинної фази, Вт/(м·*К*); d – діаметр реакційної труби, м;. $\rho_р$ – густина рідинної фази, кг/м^3; $\rho_Г$ – густина газоповітряного потоку, кг/м^3; $G_{ГР}$ – масова витрата газорідинного потоку, кг/с; $\mu_р$ – динамічна в'язкість рідинної фази, Па·с; $Pr_Т$ – тепловий критерій Прандтля.

Як показали наступні розрахунки вибір цього рівня дає можливість приблизити температурні профілі по довжині реакційної труби до реальних експериментальних даних [18]. Тому це рівняння було взято як базове, при наступному математичному моделюванні процесу сульфатування.

Тепловіддача від стінки до однофазного потоку вивчена достатньо. Тому для розрахунку коефіцієнту тепловіддачі від стінки до охолоджувального потоку води при його турбулентному русі використовується наступне співвідношення [19]:

$$Nu_Х = 0,021\cdot Re_Х^{0,8}\cdot Pr_Х^{0,4}\left(\frac{Pr_Х}{Pr_{СТ}}\right)^{0,25}, \quad (6)$$

де $Nu_Х$ – критерій Нуссельта для потоку охолоджувальної води; $Re_х$ – критерій Рейнольдса для потоку охолоджувальної води; $Pr_Х$ – критерій Прандтля для потоку охолоджувальної води; $Pr_{СТ}$ – критерій Прандтля для потоку охолоджувальної води при температурі стінки.

Розкрив критерії маємо:

$$\frac{\alpha_2\cdot d_{екв}}{\lambda_Х} = 0,021\left(\frac{V_Х\cdot d_{екв}\cdot\rho_Х}{\mu_Х}\right)^{0,8}\cdot\left(\frac{c_Х\cdot\mu_Х}{\lambda_Х}\right)^{0,4}, \quad (7)$$

де $d_{екв}$ – еквівалентний діаметр, м; $\lambda_Х$ – питома теплопровідність охолоджувальної води, Вт/(м·*К*); $V_Х$ –швидкість потоку охолоджувальної води, м/с; $\rho_Х$ – густина охолоджувальної води, кг/м^3; $\mu_Х$ – динамічна в'язкість охолоджувальної води, Па·с; $c_Х$ – питома теплоємність охолоджувальної води, Дж/(кг·*К*).

Діаметр еквівалентний розраховувався наступним чином. Для випадку теплообміну «труба в трубі» [14]:

$$d_{екв} = d_{вн} - d_{зовн}, \quad (8)$$

де $d_{\text{вн}}$ – внутрішній діаметр зовнішньої труби, м; $d_{\text{зовн}}$ – зовнішній діаметр реакційної труби, м.

Перетворивши рівняння 7 отримаємо:

$$\alpha_2 = 0,021 \cdot \frac{\lambda_X}{d_{\text{екв}}} \cdot \left(\frac{V_X \cdot d_{\text{екв}} \cdot \rho_X}{\mu_X} \right)^{0,8} \cdot \left(\frac{c_X \cdot \mu_X}{\lambda_X} \right)^{0,4}. \quad (9)$$

Аналіз процесу масообміну проводився за літературними даними дослідників плівкових абсорберів.

Рівняння для розрахунку коефіцієнта масопередачі було отримано аналізом 6-х рівнянь різних авторів [17, 18, 20–23], які займалися процесом сульфатування органічних речовин.

Отже, були вибрані для порівняння наступні рівняння для розрахунку коефіцієнта масопередачі:

$$K_\Gamma = 0,023 \cdot Re_\Gamma^{0,83} \cdot Pr_D^{0,44} \cdot \frac{D_\Gamma}{d}, \quad (10)$$

$$K_\Gamma = 1,16 \cdot 10^{-6} \cdot \text{Re}_\Gamma \cdot h^{-0,2}) \quad (11)$$

$$K_\Gamma = 0,079 \cdot Re_\Gamma^{0,67} \cdot Pr_D \cdot \frac{D_\Gamma}{d}, \quad (12)$$

$$K_\Gamma = 0,046 \cdot Re_\Gamma^{0,83} \cdot Pr_D^{0,44} \cdot \frac{D_\Gamma}{d}, \quad (13)$$

$$K_\Gamma = 0,0087 \cdot V_\Gamma^{0,8}, \quad (14)$$

$$K_\Gamma = B \cdot Pr_D^{-0,704} \cdot \left(\frac{\tau_{\text{ГР}}}{\rho_\Gamma} \right)^{0,5}, \quad (15)$$

де D_Γ – коефіцієнт дифузії для газоповітряного потоку, м^2/с; d – діаметр реакційної труби, м; V_Γ – швидкість газоповітряного потоку, м/с; $\tau_{\text{ГР}}$ – дотичне напруження на поверхні розділу газ-рідина, Па; h – висота труби, м; ρ_Γ – густина газоповітряного потоку, кг/м^3; B – поправний коефіцієнт.

Результати розрахунків величини коефіцієнта масопередачі за даними рівняннями наведено у табл. 1.

Як видно з табл. 1 величина коефіцієнту масопередачі для різних рівнянь має достатньо широкі межі.

В зв'язку з цим, остаточний вибір рівняння для розрахунку коефіцієнта масопередачі можливий лише при математичному моделюванні процесу сульфатування в трубчастому плівковому абсорбері шляхом зіставлення з експериментальними даними Гутьєрреса [18] та результатами математичного моделювання Дабіра [23].

Для проведення математичного моделювання процесу сульфатування необхідно мати рівняння для розрахунку густини і динамічної в'язкості реакційної маси за довжиною реактора. Впродовж дослідження [24] були отримані експериментальні дані по зміні цих величин від якісних показників отриманих продуктів при сульфатуванні суміші вищих спиртів фр. C_{12}–C_{14} та моноетаноламідів вищих жирних кислот кокосової

олії. Обробкою експериментальних методом найменших квадратів були отримані наступні рівняння

$$\rho_{\text{р}} = 852 + 2,0 \cdot \eta - 0,68 \cdot \left(T_{\text{р}} - 273\right) \quad (16)$$

$$\mu_{\text{р}} = 0,158 \cdot \exp\left\{-0,5 \cdot \left[0,00013 \cdot (T_{\text{р}} - 273)^2 + 0,00078 \cdot \left(78 - \eta\right)^2\right]\right\};\ 0 < \eta < 73 \quad (17)$$

$$\mu_{\text{р}} = 0,0012 \cdot \left[595,6 - 11,34 \cdot \eta + 0,07 \cdot \eta^2 + 0,1 \cdot (T_{\text{р}} - 273) - 0,01 \cdot (T_{\text{р}} - 273)^2\right];\ \eta \geq 73 \quad (18)$$

Похибка розрахунків за рівняннями (16 та 18) становить 6 %.

Таблиця 1 – Залежність коефіцієнта масопередачі ($K_Г$) від швидкості газоповітряного потоку $V_{\text{Г}}$ для різних рівнянь

Швидкість газоповітряного потоку, $V_{\text{Г}}$, м/с	Рівняння 10	Рівняння 11	Рівняння 12	Рівняння 13	Рівняння 14	Рівняння 15
8	0,031	0,0067	0,035	0,062	0,047	0,12
10	0,037	0,0083	0,04	0,074	0,055	0,14
12	0,043	0,01	0,0458	0,086	0,0635	0,16
14	0,049	0,0116	0,051	0,098	0,0718	0,18
16	0,055	0,0133	0,0555	0,110	0,08	0,2
18	0,061	0,015	0,06	0,122	0,088	0,22
20	0,066	0,0167	0,065	0,132	0,096	0,24

При розробці математичного опису процесу сульфатування необхідно було скласти балансові рівняння масо- і теплообміну для реакційної труби. Математичний опис складався при наступних допущеннях:

– вхідні й вихідні кінцеві ефекти не враховуються;
– не відбувається краплинного віднесення рідини;
– рідинна плівка симетрична щодо осі абсорбера;
– рідина не випаровується, газ не конденсується;
– втрати тепла в навколишнє середовище відсутні.

Згідно літературних даних [25–31] математичний опис процесу сульфатування в плівкових абсорберах з низпадним потоком фаз може бути представлений такими рівняннями

$$V_z \frac{dC_A}{dz} = -r\,, \quad (19)$$

$$W_{\text{Г}} \frac{dP_{\text{В}}}{Pdz} = -K_{\text{Г}} \cdot P_{\text{В}} \cdot A_{\text{Г}}\,, \quad (20)$$

$$V_Z \cdot F \cdot c_{\text{р}} \cdot \rho_{\text{р}} \frac{dT_{\text{р}}}{dz} = H_{\text{р}} \cdot F \cdot r - K_{\text{ТХ}} \cdot F\left(T_{\text{р}} - T_{\text{Х}}\right) - K_{\text{ТГ}} \cdot F\left(T_{\text{р}} - T_{\text{Г}}\right), \quad (21)$$

$$Q_{\text{Г}} \cdot c_{\text{Г}} \cdot \rho_{\text{Г}} \frac{dT_{\text{Г}}}{dz} = K_{\text{ТГ}} \cdot F \cdot \left(T_{\text{р}} - T_{\text{Г}}\right), \quad (22)$$

$$Q_{\text{X}} \cdot c_{\text{X}} \cdot \rho_{\text{X}} \frac{dT_{\text{X}}}{dz} = K_{\text{TX}} \cdot F\left(T_{\text{p}} - T_{\text{X}}\right), \tag{23}$$

$$V_Z = \frac{\tau_{\text{ГР}} \cdot \delta}{\mu_{\text{p}}}, \tag{24}$$

$$\tau_{\text{ГР}} = f \cdot \rho_{\text{Г}} \cdot V_{\text{Г}}^2, \tag{25}$$

$$\delta = \left(\frac{3 \cdot \Gamma \cdot \mu_{\text{p}}}{\rho_{\text{p}} \cdot g} \right)^{1/3}, \tag{26}$$

$$f = \frac{86}{Re_{\text{Г}}}, \tag{27}$$

$$\rho_{\text{p}} = 852 + 2{,}0 \cdot \eta - 0{,}68 \cdot \left(T_{\text{p}} - 273\right) \tag{28}$$

$$\mu_{\text{p}} = 0{,}158 \cdot \exp\left\{-0{,}5 \cdot \left[0{,}00013 \cdot (T_{\text{p}} - 273)^2 + 0{,}00078 \cdot \left(78 - \eta\right)^2 \right]\right\};\ 0 < \eta < 73 \tag{29}$$

$$\mu_{\text{p}} = 0{,}0012 \cdot \left[595{,}6 - 11{,}34 \cdot \eta + 0{,}07 \cdot \eta^2 + 0{,}1 \cdot (T_{\text{p}} - 273) - 0{,}01 \cdot (T_{\text{p}} - 273)^2 \right];\ \eta \geq 73 \tag{30}$$

$$K_{\text{Г}} = B \cdot Pr_D^{-0{,}704} \cdot \left(\frac{\tau_{\text{ГР}}}{\rho_{\text{Г}}} \right), \tag{31}$$

$$K_{\text{ТГ}} = K_{\text{Г}} \cdot c_{\text{Г}} \cdot \rho_{\text{Г}} \cdot \left(\frac{Pr_D}{Pr_{\text{T}}} \right)^{0{,}67}, \tag{32}$$

$$K_{\text{TX}} = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_{\text{ст}}}{\lambda_{\text{ст}}} + \frac{1}{\alpha_2}}, \tag{33}$$

$$\alpha_1 = 0{,}34 \cdot \frac{\lambda_{\text{p}}}{d} \cdot \left(\frac{\rho_{\text{p}}}{\rho_{\text{Г}}} \right)^{0{,}28} \cdot \left(\frac{d \cdot G_{\text{ГР}}}{\mu_{\text{p}}} \right)^{0{,}87} \cdot Pr_{\text{T}}^{\,0{,}4}, \tag{34}$$

$$\alpha_2 = 0{,}021 \cdot \frac{\lambda_{\text{X}}}{d_{\text{екв}}} \cdot \left(\frac{\text{V}_{\text{X}} \cdot d_{\text{екв}} \cdot \rho_{\text{X}}}{\mu_{\text{X}}} \right)^{0{,}8} \left(\frac{c_{\text{X}} \cdot \mu_{\text{X}}}{\lambda_{\text{X}}} \right)^{0{,}4}, \tag{35}$$

де C_A – молярна концентрація вихідної органічної сировини в рідинній фазі, моль/м^3; V_z – швидкість рідинної фази, м/с; r – швидкість реакції, моль/(м^2·с); z – осьова координата, м; P – загальний тиск газоповітряного потоку, Па; P_B – поточний парціальний тиск триоксиду сірки в газоповітряному потоці, Па; $W_{\text{Г}}$ – відношення молярної витрати триоксиду сірки на одиницю довжини периметру реакційної труби, моль/(м·с); $K_{\text{Г}}$ – коефіцієнт масопередачі, м/с; c_{p} – питома теплоємність рідинної фази, Дж/(кг·К); ρ_{p} – густина рідинної фази, кг/м^3; T_{p} – температура рідинної фази, K; H_{p} – тепловий ефект реакції, Дж/моль; F – площа теплообміну, м^2; T_{X} – температура охолоджувальної води, K; K_{TX} – коефіцієнт теплопередачі від рідинної фази до потоку охолоджувальної води, Вт/(м^2·K); $K_{\text{ТГ}}$ – коефіцієнт теплопередачі від рідинної фази до газоповітряного потоку, Вт/(м^2·K); $Q_{\text{Г}}$ – об'ємна витрата газоповітряного потоку, м^3/с; $T_{\text{Г}}$ – температура га-

зоповітряного потоку, *К*; $c_Г$ – питома теплоємність газоповітряного потоку, Дж/(кг·*К*); $\rho_Г$ – густина газоповітряного потоку, кг/м^3; $Q_Х$ – об'ємна витрата охолоджувальної води, м^3/с; c_X – питома теплоємність охолоджувальної води, Дж/(кг·*К*); $\rho_х$ – густина охолоджувальної води, кг/м^3; $\tau_{ГР}$ – дотичне напруження на поверхні розділу газ-рідина, Па; δ – товщина плівки рідини, м; $\mu_р$ – динамічна в'язкість рідинної фази, Па·с; *f* – коефіцієнт тертя; $V_Г$ – швидкість газоповітряного потоку, м/с; Г – лінійна щільність зрошування, м^2/с; $Re_Г$ – критерій Рейнольдса для газоповітряного потоку; *B* – поправний коефіцієнт; η – ступінь сульфатування, %; Pr_D – дифузійний критерій Прандтля; $D_Г$ – коефіцієнт дифузії для газоповітряного потоку, м^2/с; $Pr_Т$ – тепловий критерій Прандтля для рідинної фази; α_1 – коефіцієнт тепловіддачі від рідинної фази до стінки реакційної труби, Вт/(м^2·*К*); α_2 – коефіцієнт тепловіддачі від стінки реакційної труби до потоку охолоджувальної води, Вт/(м^2·*К*); $\delta_{ст}$ – товщина стінки реакційної труби, м; $\lambda_{ст}$ – питома теплопровідність стінки, Вт/(м·*К*); $\lambda_р$ – питома теплопровідність рідинної фази, Вт/(м·*К*); *d* – діаметр реакційної труби, м; $d_{екв}$ – еквівалентний діаметр для потоку охолоджувальної води, м; $G_{ГР}$ – масова витрата газорідинного потоку, кг/с; $V_Х$ – швидкість потоку охолоджувальної води, м/с; $\lambda_Х$ – питома теплопровідність охолоджувальної води, Вт/(м·*К*); $\mu_Х$ – динамічна в'язкість охолоджувальної води, Па·с.

Після розробки математичного опису процесу сульфатування сумішей органічних речовин в газорідинному плівковому абсорбері в першу чергу був проведений аналіз 6 рівнянь для розрахунку коефіцієнта масопередачі.

Була розроблена програма розрахунку процесу сульфатування сумішей органічних речовин в газорідинному плівковому абсорбері з використанням пакета прикладних програм *MatLab*.

Результати математичного моделювання зіставлені з експериментальними даними Гутьєрреса [18] та результатами математичного моделювання Дабіра [23]. Для кращого зіставлення діаметр реакційної труби був взятим рівним $d = 0,0139$ м, з такими ж умовами, як і у авторів [18, 23]. В табл. 2 наведені результати математичного моделювання. Аналіз отриманих даних (табл. 2) показує, що з найменшими похибками результати розрахунку ступеня сульфатування дає рівняння 15, яке і було обране для подальших досліджень.

Одночасно було показано адекватність математичної моделі реальним експериментальним даним. Максимальна похибка при розрахунках дорівнює 12 %, а в більшості – 2–7 %.

Висновки

1. Досліджено теплообмінні процеси при сульфатуванні суміші органічних речовин газоподібним триоксидом сірки в плівковому абсорбері. Обрані необхідні рівняння для розрахунків коефіцієнтів тепловіддачі та теплопередачі.

2. Досліджені масообмінні процеси в плівковому абсорбері. Проаналізовано 6 рівнянь різних дослідників та обрано рівняння для розрахунків коефіцієнта масопередачі при математичному моделюванні плівкового абсорбера.

3. Наведено рівняння для розрахунку густини та динамічної в'язкості реакційної маси у процесі сульфатування.

4. Наведено математичний опис процесу сульфатування в газорідинному плівковому абсорбері.

Література

1. Шевердяев О.Н., Белов П.С., Шкитов А.М. Основы технологии поверхностно-активных веществ и синтетических моющих средств. Москва : МГОУ, 2001. 201 с.

2. Николаев П.В., Козлов Н.А., Петрова С.Н. Основы химии и технологии производства синтетических моющих средств. Иваново : Иван. гос. хим. техн. наук. у-т, 2007. 116 с.

3. Игнатович Э. Химическая техника. Процессы и аппараты. Пер. с нем. Москва : Техносфера, 2007. Ч. 1. 141 с.

4. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологи : учеб. для ВУЗов. 10-е изд. стереотип., доработ. Москва : ООО ТИД "Альянс", 2004. 753 с.

5. Дзевочко А.І. Підвищення ефективності процесу сульфатування в трубчастому плівковому реакторі у виробництві поверхнево-активних речовин : автореф. дис. … канд. техн. наук : 05.17.08. Харків, 2021. 22 с.

6. Айнштейн В.Г., Захаров М.К., Носов Г.А. Общий курс процессов и аппаратов химической технологии. Москва : Высшая школа, 2002. 912 с.

7. Борисов Г.С., Брыков В.П., Дытнерский Ю.И. Основные процессы и аппараты химической технологии. Москва : Альянс, 2008. 496 с.

8. Бучинський А.К., Коваленко В.С. Основи технології та техніки абсорбційних процесів : навч. посіб. Днепропетровск : УДХТУ, 2004. 155 с.

9. Романков П.Г., Фролов В.Ф. Массообменные процессы химической технологии. Москва : Химия, 1990. 384 с.

10. Баранов Д.А., Блиничев В.Н., Вязкин А.В. Процессы и аппараты химической технологии. Часть 2. Москва : Логос, 2001. 600 с.

11. Дытнерский Ю.И. Процессы и аппараты химической технологии. Москва : Химия, 1995. 768 с.

12. Дзевочко А.І., Подустов М.О., Панасенко В.О. Розробка математичної моделі процесу сульфатування в плівковому реакторі. Інтегровані технології та енергозбереження. Харків. 2017. № 1. С. 25–33.

13. Товажнянский Л.Л., Готлинская А.П., Лещенко В.О., Нечипоренко Д.И., Чернышов И.С. Процессы и аппараты химической технологии : учебник в 2 ч. Ч. 1 / под ред. Л.Л. Товажнянського. Харьков : НТУ "ХПІ", 2004. 632 с.

14. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. Москва : Альянс, 2014. 753 с.

15. Соколов В.Н., Доманский И.В. Газожидкостные реакторы. Ленинград : Машиностроение, 1976. 215 с.

16. Тананайко Ю.М., Воронцов Е.Г. Методы расчета и исследования пленочных процессов. Киев : Техника, 1975. 312 с.

17. Johnson G.R., Grynes B.L. Modeling of a thin-film sulfur trioxide sulfonation reactor. Jnd. Eng. Chem. Process. 1974. Vol. 13, No. 1. P. 6–35.

18. 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.

19. Товажнянский Л.Л., Готлинская А.П., Лещенко В.О., Нечипоренко Д.И., Че-

рнышов И.С. Процессы и аппараты химической технологии : учебник : в 2 ч. Ч. 2 / под ред. Л.Л. Товажнянського. Харьков : НТУ "ХПІ", 2005. 532 с.

20. Brohström A. Mathematical model for simulating the sulphonation of dodecylbensone with gaseous sulfur trioxide in an industrial reactor of votater type. Trans. Just. Chem. Eng. 1975. Vol. 53, No. 1. P. 29–43.

21. Земенков Д.И., Правдин В.Г., Литвиненко И.И. Исследование межфазного обмена при сульфатировании высших жирных спиртов серным ангидридом. Химическая технология. 1979. № 5. С. 14 15.

22. Подустов М.О., Тошинський В.І., Жученко О.А., Петров В.М. Масопередача в системі газ–рідина при сульфатуванні органічної речовини. Наукові вісті НТУУ "КПІ". 2008. № 1. С. 128–131.

23. Dabir B. Riazi M. R., Davoudirad H. R. Modelling of Falling Film Reactors. Chem. Engng. Sci. 1996. No. 51. P. 2553–2558.

24. Дзевочко О.М., Подустов М.О. Дослідження процесу сульфатування органічних речовин газоподібним триоксидом сірки. Інтегровані технології та енергозбереження. 2018. № 2. С. 50–55.

25. 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.

26. Federico I. Talens-Alesson. The modelling of falling film chemical reactors. Chem. Engng. Sci. 1999. Vol. 54. P. 1871–1881.

27. Torres J.A., Sulfonation/Sulfation Processing Technology for Anionic Surfactant Manufacture. Advances in Chemical Engineering. 2012. P. 269–294.

28. Roberts D.W. Optimization of linear alkyl benzene sulfonation process for surfactant manufacture. Org. Process Res. Dev. 2003. Vol. 7, P. 172–184.

29. Talens F.L. The modeling of falling film chemical reactor. Chem. Eng. Sci. 1999. Vol. 54, No. 12. PP. 1871–1881.

30. 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.

31. Ortega Y.T. Sulfonation/Sulfation processing technology for anionic surfactant manufacture. Advances in Chemical Engineering. 2011. Vol. 11. P. 269–294.

Bibliography (transliterated)

1. Heverdyaev O.N., Belov P.S., Shkitov A.M. Osnovy tekhnologii poverhnostno-aktivnyh veshchestv i sinteticheskih moyushchih sredstv. Moskva : MGOU, 2001. 201 p.

2. Nikolaev P.V., Kozlov N.A., Petrova S.N. Osnovy himii i tekhnologii proizvodstva sinteticheskih moyushchih sredstv. Ivanovo : Ivan. gos. him. tekhn. nauk. u-t, 2007. 116 p.

3. Ignatovich E. Himicheskaya tekhnika. Processy i apparaty. Per. s nem. Moskva : Tekhnosfera, 2007. CH. 1. 141 p.

4. Kasatkin A.G. Osnovnye processy i apparaty himicheskoj tekhnologi : ucheb. dlya VUZov. 10-e izd. stereotip., dorabot. Moskva : OOO TID "Al'yans", 2004. 753 p.

5. Dzevochko A.I. Pidvyshchennia efektyvnosti protsesu sulfatuvannia v trubchastomu plivkovomu reaktori u vyrobnytstvi poverkhnevo-aktyvnykh rechovyn : avtoref. dys. … kand. tekhn. nauk : 05.17.08. Kharkiv, 2021. 22 p.

6. Ajnshtejn V.G., Zaharov M.K., Nosov G.A. Obshchij kurs processov i apparatov himicheskoj tekhnologii. Moskva : Vysshaya shkola, 2002. 912 p.

7. Borisov G.S., Brykov V.P., Dytnerskij YU.I. Osnovnye processy i apparaty

himicheskoj tekhnologii. Moskva : Al'yans, 2008. 496 p.

8. Buchynskyi A.K., Kovalenko V.S. Osnovy tekhnolohii ta tekhniky absorbtsiinykh protsesiv : navch. posib. Dnepropetrovsk : UDKhTU, 2004. 155 p.

9. Romankov P.G., Frolov V.F. Massoobmennye processy himicheskoj tekhnologii. Moskva : Himiya, 1990. 384 p.

10. Baranov D.A., Blinichev V.N., Vyazkin A.V. Processy i apparaty himicheskoj tekhnologii. CHast' 2. Moskva : Logos, 2001. 600 p.

11. Dytnerskij YU.I. Processy i apparaty himicheskoj tekhnologii. Moskva : Himiya, 1995. 768 p.

12. Dzevochko A. I., Podustov M.O., Panasenko V.O. Rozrobka matematychnoi modeli protsesu sulfatuvannia v plivkovomu reaktori. Intehrovani tekhnolohii ta enerhozberezhennia. Kharkiv. 2017. № 1. P. 25–33.

13. Tovazhnyanskyy L.L., Gotlinskaya A.P., Leshchenko V.O., Nechiporenko D.I., CHernyshov I.S. Processy i apparaty himicheskoj tekhnologii : uchebnik v 2 ch. CH. 1 / pod red. L.L. Tovazhnyans'kogo. Har'kov : NTU "HPI", 2004. 632 p.

14. Kasatkin A.G. Osnovnye processy i apparaty himicheskoj tekhnologii. Moskva : Al'yans, 2014. 753 p.

15. Sokolov V.N., Domanskij I.V. Gazozhidkostnye reaktory. Leningrad : Mashinostroenie, 1976. 215 p.

16. Tananajko Yu.M., Voroncov E.G. Metody rascheta i issledovaniya plenochnyh processov. Kiev : Tekhnika, 1975. 312 p.

17. Johnson G.R., Grynes B.L. Modeling of a thin-film sulfur trioxide sulfonation reactor. Jnd. Eng. Chem. Process. 1974. Vol. 13, No. 1. P. 6–35.

18. 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.

19. Tovazhnyanskyy L.L., Gotlinskaya A.P., Leshchenko V.O., Nechiporenko D.I., CHernyshov I.S. Processy i apparaty himicheskoj tekhnologii : uchebnik : v 2 ch. CH. 2 / pod red. L.L. Tovazhnyans'kogo. Harkov : NTU "HPI", 2005. 532 p.

20. Brohström A. Mathematical model for simulating the sulphonation of dodecylbensone with gaseous sulfur trioxide in an industrial reactor of votater type. Trans. Just. Chem. Eng. 1975. Vol. 53, No. 1. P. 29–43.

21. Zemenkov D.I., Pravdin V.G., Litvinenko I.I. Issledovanie mezhfaznogo obmena pri sul'fatirovanii vysshih zhirnyh spirtov sernym angidridom. Himicheskaya tekhnologiya. 1979. № 5. P. 14 15.

22. Podustov M.O., Toshynskyi V.I., Zhuchenko O.A., Petrov V.M. Masoperedacha v systemi haz–ridyna pry sulfatuvanni orhanichnoi rechovyny. Naukovi visti NTUU KPI. 2008. № 1. P. 128–131.

23. Dabir B. Riazi M. R., Davoudirad H. R. Modelling of Falling Film Reactors. Chem. Engng. Sci. 1996. No. 51. P. 2553–2558.

24. Dzevochko O.M., Podustov M.O. Doslidzhennia protsesu sulfatuvannia orhanichnykh rechovyn hazopodibnym tryoksydom sirky. Intehrovani tekhnolohii ta enerhozberezhennia. 2018. № 2. P. 50–55.

25. 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.

26. Federico I. Talens-Alesson. The modelling of falling film chemical reactors. Chem. Engng. Sci. 1999. Vol. 54. P. 1871–1881.

27. Torres J. A., Sulfonation/Sulfation Processing Technology for Anionic Surfactant Manufacture. Advances in Chemical Engineering. 2012. P. 269–294.

28. Roberts D.W. Optimization of linear alkyl benzene sulfonation process for surfactant manufacture. Org. Process Res. Dev. 2003. Vol. 7, P. 172–184.

29. Talens F.L. The modeling of falling film chemical reactor. Chem. Eng. Sci. 1999. Vol. 54, No. 12. PP. 1871–1881.

30. 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.

31. Ortega Y.T. Sulfonation/Sulfation processing technology for anionic surfactant manufacture. Advances in Chemical Engineering. 2011. Vol. 11. P. 269–294.

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

ДОСЛІДЖЕННЯ ТЕПЛОВИХ І МАСООБМІННИХ ПРОЦЕСІВ В ГАЗОРІДИННИХ ПЛІВКОВИХ АБСОРБЕРАХ У ТЕХНОЛОГІЇ ПОВЕРХНЕВО-АКТИВНИХ РЕЧОВИН

У статті наведено, що поверхнево-активні речовини (ПАР) мають асиметрично побудовану молекулу, яка містить гідрофільну та гідрофобну групи. Основним відділенням виробництва ПАР є процес сульфатування органічної речовини газоподібним триоксидом сірки.

Показано, що процес сульфатування в газорідинних плівкових абсорберах складається з таких стадій: процес масообміну триоксиду сірки з газоповітряного потоку до рідинної фази; процес абсорбції триоксиду сірки органічною речовиною з проходженням екзотермічної хімічної реакції; процес теплообміну між рідинною фазою та газоповітряним потоком; процес теплообміну між рідинною фазою та потоком охолоджувальної води.

Дослідження теплових і масообмінних процесів на цих стадіях дають можливість обрати необхідні рівняння для розрахунку коефіцієнтів теплопередачі, коефіцієнтів тепловіддачі та коефіцієнта масопередачі.

Розрахунок коефіцієнта теплопередачі від рідини до газу рекомендовано проводити за рівнянням коли дифузійні і теплові числа Прандтля близькі до одиниці. Використання класичного рівняння для розрахунку коефіцієнта тепловіддачі від рідинної фази до стінки реакційної труби не дали необхідного результату. Тому було використано рівняння, яке враховує властивості газорідинного потоку в цілому. Розрахунок коефіцієнта тепловіддачі від стінки реакційної труби до охолоджувального потоку води рекомендовано проводити за класичним рівнянням критерію Нуссельта.

Наведено дані обробки експериментальних даних по розрахунку густини та динамічної в'язкості реакційної маси за довжиною реактора.

Рівняння для розрахунку коефіцієнта масопередачі було отримано аналізом 6-ти рівнянь різних авторів, які займалися процесом сульфатування органічних речовин. Для проведення аналізу було розроблено математичний опис процесу сульфатування в плівковому абсорбері. При розробці математичного опису були складені балансові рівняння масо- і теплообміну для реакційної труби. За результатами математичного моделювання було обрано рівняння, яке включає дотичне напруження на поверхні розділу газ-рідина.

Результати математичного моделювання були зіставлені з експериментальними даними Гутьєрреса та результатами математичного моделювання Дабіра. Отримані результати будуть використані при математичному моделюванні процесу сульфатування в плівковому абсорбері.

Ключові слова: поверхнево-активна речовина, плівковий абсорбер, масообмін, теплообмін.

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

ИССЛЕДОВАНИЕ ТЕПЛОВЫХ И МАССООБМЕННЫХ ПРОЦЕССОВ В ГАЗОЖИДКОСТНЫХ ПЛЕНОЧНЫХ АБСОРБЕРАХ В ТЕХНОЛОГИИ ПОВЕРХНОСТНО-АКТИВНЫХ ВЕЩЕСТВ

В статье представлено, что поверхностно-активные вещества (ПАВ) имеют асимметрично построенную молекулу, которая содержит гидрофильную и гидрофобную группы. Основным отделением производства ПАВ является процесс сульфатирования органического вещества газообразным триоксидом серы.

Показано, что процесс сульфатирования в газожидкостных пленочных абсорберах состоит из следующих стадий: процесс массообмена триоксида серы с газовоздушного потока к жидкой фазе; процесс абсорбции триоксида серы органическим веществом с прохождением экзотермической химической реакции; процесс теплообмена между жидкостной фазой и газовоздушным потоком; процесс теплообмена между жидкостной фазой и потоком охлаждающей воды.

Исследование тепловых и массообменных процессов на этих стадиях дают возможность выбрать необходимые уравнения для расчета коэффициентов теплопередачи, коэффициентов теплоотдачи и коэффициента массопередачи.

Расчет коэффициента теплопередачи от жидкости к газу рекомендуется проводить по уравнению, когда диффузные и тепловые числа Прандтля близки к единице. Использование классического уравнения для расчета коэффициента теплоотдачи от жидкой фазы к стенке реакционной трубы не дали необходимого результата. Поэтому было использовано уравнение, которое учитывает свойства газожидкостного потока в целом. Расчет коэффициента теплоотдачи от стенки реакционной трубы к охлаждающему потоку воды рекомендуется проводить по классическому уравнению критерия Нуссельта.

Приведены данные обработки экспериментальных данных по расчету плотности и динамической вязкости реакционной массы по длине реактора.

Уравнения для расчета коэффициента массопередачи было получено анализом 6-ти уравнений различных авторов, занимавшихся процессом сульфатирования органических веществ. Для проведения анализа было разработано математическое описание процесса сульфатирования в пленочном абсорбере. При разработке математического описания были составлены балансовые уравнения массо- и теплообмена для реакционной трубы. По результатам математического моделирования было выбрано уравнение, которое включает касательное напряжение на поверхности раздела газ-жидкость.

Результаты математического моделирования были сопоставлены с экспериментальными данными Гутьерреса и результатами математического моделирования Дабира. Полученные результаты будут использованы при математическом моделировании процесса сульфатирования в пленочном абсорбере.

Ключевые слова: поверхностно-активное вещество, пленочный абсорбер, массообмен, теплообмен.

Dzevochko O., Podustov M., Dzevochko A.

RESEARCH OF THERMAL AND MASS-EXCHANGE PROCESSES IN GAS-LIQUID FILM ABSORBERS IN SURFACE-ACTIVE TECHNOLOGY

The article states that surfactants have an asymmetrically constructed molecule that contains hydrophilic and hydrophobic groups. The main department of surfactant production is the process of sulfation of organic matter with gaseous sulfur trioxide.

It is shown that the process of sulfation in gas-liquid film absorbers consists of the following stages: the process of mass transfer of sulfur trioxide from the gas stream to the liquid phase; the process of absorption of sulfur trioxide by organic matter with the passage of an exothermic chemical reaction; the process of heat exchange between the liquid phase and the gas stream; the process of heat exchange between the liquid phase and the flow of cooling water.

Studies of heat and mass transfer processes at these stages make it possible to select the necessary equations for the calculation of heat transfer coefficients, heat transfer coefficients and mass transfer coefficient.

It is recommended to calculate the heat transfer coefficient from liquid to gas by the equation when the diffusion and thermal Prandtl numbers are close to unity. The use of the classical equation to calculate the heat transfer coefficient from the liquid phase to the wall of the reaction tube did not give the desired result. Therefore, an equation was used that takes into account the properties of the gas-liquid flow as a whole. It is recommended to calculate the heat transfer coefficient from the reaction pipe wall to the cooling water flow according to the classical Nusselt equation.

Experimental data processing data for calculating the density and dynamic viscosity of the reaction mass along the length of the reactor are presented.

The equation for calculating the mass transfer coefficient was obtained by analyzing 6 equations of different authors who were engaged in the process of sulfation of organic substances. A mathematical description of the sulfation process in a film absorber was developed for analysis. During the development of the mathematical description, the balance equations of mass and heat transfer for the reaction tube were compiled. Based on the results of mathematical modeling, an equation was chosen that includes the tangential stress at the gas-liquid interface.

The results of mathematical modeling were compared with Gutierrez's experimental data and the results of Dabir's mathematical modeling. The obtained results will be used in mathematical modeling of the sulfation process in a film absorber.

Keywords: surfactant, film absorber, mass transfer, heat transfer.