

РОЗРОБКА МАТЕМАТИЧНОЇ МОДЕЛІ ПРОЦЕСУ СУЛЬФАТУВАННЯ В ПЛІВКОВОМУ РЕАКТОРІ

Вступ

Процес сульфатування органічних речовин є основною стадією виробництва поверхнево-активних речовин. На цій стадії відбувається взаємодія органічної речовини з низькоконцентрованим газоподібним триоксидом сірки. В Україні процес сульфатування проводився найчастіше в об'ємних реакторах зі ступенем перетворення органічної речовини не більше 90%. Це приводить до втрат вихідної сировини й значних викидів шкідливих речовин до атмосфери.

Аналіз літературних даних [1–3] показав, що в цей час процес сульфатування проводиться в плівкових реакторах зі спадним потоком фаз. У цьому випадку плівка рідини органічного реагенту падає під дією сили ваги, повністю змочуючи стінки трубки й контактує з газоподібним SO_3 розведеним інертним газом, зазвичай повітрям, до концентрації 3–6% об. Зовнішня поверхня трубки охолоджується водою. Завдяки значному співвідношенню площі поверхні до обсягу органічного реагенту в трубці проходить ефективний відвід тепла, чим створюються м'які умови проходження реакції. Це дуже важливо, тому що в міру проходження реакції виділяється близько 167 кДж/моль тепла. Для проведення розрахунку процесу сульфатування й розробці конструкції реактора необхідно мати його математичну модель, що буде базою для створення сучасних алгоритмів і комп'ютерних програм розрахунку плівкових реакторів сульфатування.

Аналіз останніх досліджень і публікацій

Даному питанню у світі приділяється велика увага [4-12]. Математична модель, запропонована Джонсоном і Крайнсом [4] була досить спрощеною. Автори вважають, що реакція проходить тільки на поверхні поділу газ – рідина й використовували емпіричне рівняння Джиллиленд-Шервуда для розрахунку коефіцієнта масообміну. Коефіцієнт передачі тепла до твердої стінки оцінювався за допомогою Девіса і Девіда кореляції [5]. З урахуванням цих коефіцієнтів і з урахуванням лінійного профілю температури в плівці рідини були отримані величини температур уздовж реактора.

Правдін зі співавторами [6] також взяв за основу математичну модель Джонсона й Крайнса, але розрахунок коефіцієнта масопередачі проводився за рівнянням, отриманому на основі обробки власних експериментальних даних. Результати моделювання, проте, також незначно відрізнялися від авторів [4].

Девіс зі співавторами [7] запропонували більш реалістичну модель, розглядаючи зміну товщини плівки по довжині реактора й параметрів, що впливають на її величину. Ними представлено рішення мікроскопічного балансу маси в плівці рідини, що є досягненням у порівнянні з попередніми моделями. Однак результати математичного моделювання на основі гіпотези молекулярних дифузій у рідкій фазі й плавному збільшенні конверсії уздовж реактора були близькі до даних Джонсона й Крайнса.

Гутьєррес зі співавторами [8] зробили припущення про хвилеіндуковану турбулентну дифузію навіть у ламінарному потоці плівки рідини. Автори вперше

показали, що масоперенос спочатку контролюється опором у газовій фазі, а пізніше опором у рідкій фазі. Однак основний недолік їхньої математичної моделі полягає в тому, що було використано кілька числових коригувальних факторів для оцінки коефіцієнтів тертя на поверхні газ-рідина, а також коефіцієнтів тепло- і масообміну. Введення такої корекції обмежує застосування даної математичної моделі.

Дабір зі співавторами [9] запропонували математичну модель, що підходить і для ламінарних і для турбулентних плівок і розглядає ефекти хвильового руху плівки за допомогою параметра турбулентної дифузії. Автори показали достатню збіжність моделі за експериментальними даними наведеним в [8] і за даними промислової експлуатації плівкового реактора. Однак введення кореляції для розрахунку коефіцієнта тертя ряд авторів вважають необґрунтованим.

Таленс [10] указав на додатковий ефект поверхневого натягу, а також вивчив фізичні властивості рідкої фази по товщині плівки. Однак використання рівнянь для розрахунку масо- і теплопередачі недостатньо обґрунтовано.

Аканкша зі співавторами [11] розглянули питання математичного моделювання процесу сульфатування в плівковому реакторі. Однак вони також використовували коефіцієнт масообміну з рівняння, запропонованого Джонсоном і Крайнсом [4] і тому отримані результати вимагають додаткового аналізу.

Ортега [12] у своїй роботі на наш погляд взяв за основу математичну модель, наведену в [11], але провів більше широкі дослідження методом математичного моделювання. У статті вказується на значне зростання конверсії рідини спочатку реактора на відміну від експериментальних даних і вважає, що це пов'язане з тим, що не враховується повною мірою розподіл концентрації SO_3 на вхідній ділянці реактора.

Таким чином, незважаючи на велику кількість літературних даних питання математичного моделювання плівкових реакторів сульфатування вимагає подальшого вивчення.

Мета роботи

Розробка математичної моделі й програми розрахунку процесу сульфатування сумішей органічних речовин газоподібним низькоконцентрованим триоксидом сірки.

Основна частина

Для розробки математичної моделі процесу сульфатування необхідно скласти балансові рівняння масо- і теплообміну по довжині реакційної труби. Математична модель складалася при наступних допущеннях:

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

Розглянемо спадний рух плівки рідини й потоку газу по довжині реактора. Матеріальний баланс по рідкій фазі можна записати в наступному виді

$$V_z \frac{\partial C_A}{\partial z} = \frac{\partial}{\partial y} \left[(D_A + D_T) \frac{\partial C_A}{\partial y} \right] - r, \quad (1)$$

де: C_A – молярна концентрація вихідної органічної сировини в рідкій фазі, моль/м³;

y – осьова координата;
 V_z – швидкість рідини фази, м/с;
 D_T – турбулентна дифузія в рідкій фазі, м²/с;
 z – осьова координата;
 r – швидкість реакції, моль/(м²·с);
 D_A – молекулярна дифузія в рідкій фазі, м²/с.

Швидкість рідкої фази в загальному виді може бути визначена за наступним рівнянням

$$V_z = \int_0^y \frac{g(\delta - y) + \tau_{гж} / \rho_{ж}}{\frac{\mu_{ж}}{\rho_{ж}} + \varepsilon_m} dy, \quad (2)$$

де: δ – товщина плівки рідкої фази, м;
 $\tau_{гж}$ – дотичне напруження на поверхні розділу газ-рідина, Н/м²;
 $\mu_{ж}$ – динамічна в'язкість рідкої фази, Па·с;
 ε_m – вихрова в'язкість, м²/з;
 $\rho_{ж}$ – щільність рідкої фази, кг/м³;
 g – прискорення вільного падіння, м²/с.

З огляду на те, що плин плівки рідини ламінарний можна записати

$$V_z = \frac{\rho_{ж} \cdot g}{\mu_{ж}} \left(\delta y - \frac{y^2}{2} \right) + \frac{\tau_{гж} \cdot y}{\mu_{ж}}. \quad (3)$$

Товщину плівки можна визначити з наступного рівняння

$$\delta = \sqrt{\frac{\Gamma}{\delta/3\mu_{ж} + \tau_{гж}/2\mu_{ж}}}, \quad (4)$$

де: Γ – лінійна щільність зрошення, м²/с.
 Дотичне напруження на кордоні поділу газ-рідина визначаємо з наступного рівняння

$$\tau_{гж} = f \cdot \rho_{ж} \cdot V_{\Gamma}^2, \quad (5)$$

де: f – коефіцієнт тертя;
 V_{Γ} – швидкість газового потоку, м/с.
 Коефіцієнт тертя обчислюємо в такий спосіб

$$f = 0,04 \cdot \text{Re}_{\Gamma}^{0,25} \cdot (14 - 0,06 \cdot z), \quad (6)$$

де: Re_{Γ} – критерій Рейнольдса для газового потоку.

Згідно літературних даних реакція сульфатування протікає дуже швидко й швидкість процесу в основному визначається швидкістю масопереносу з обсягу газу до кордону поділу фаз. З огляду на те, що газова фаза добре перемішана (крім вхідної ділянки) матеріальний баланс по газовій фазі можна записати в наступному виді

$$\frac{d(M_{\Gamma} \cdot N_B)}{\Pi \cdot dz} = -K_{\Gamma} \cdot P_B, \quad (7)$$

де: M_{Γ} – молярна витрата газового потоку, моль/с;
 N_B – відношення парціального тиску SO_3 до загального тиску газового потоку;
 Π – периметр трубки, м;
 K_{Γ} – коефіцієнт масопередачи, моль/м²·с;
 P_B – парціальний тиск триоксиду сірки в газовому потоці, Па.
 Тому що $N_B = P_B / P$ можна записати

$$M_{\Gamma} \frac{dP_B}{P \cdot dz} = -K_{\Gamma} \cdot P_B, \quad (8)$$

де: P – загальний тиск газового потоку, Па.
 Після інтегрування маємо

$$P_B = P_0 \cdot \exp\left(\frac{K_{\Gamma} \cdot p \cdot \Pi}{M_{\Gamma}} \cdot z\right), \quad (9)$$

при початковій умові $P_B(0) = P_0$.

Коефіцієнт масопередачи був прийнятий на підставі глибокого аналізу процесу масообміну в трубчастих реакторах сульфатування [13] рівним

$$K_{\Gamma} = 0,046 \cdot Re_{\Gamma}^{0,83} \cdot R_{\Gamma q}^{0,44}, \quad (10)$$

де: $R_{\Gamma q}$ – дифузійний критерій Прандтля.

Розподіл концентрації триоксиду сірки на вхідній ділянці реакційної труби розраховується за рівнянням [14, 15]

$$C^* = 1 + \sum_{x_i > 0} \frac{y_1(x_i \cdot e)}{y_0(x_i) \cdot q \cdot x_i \cdot e} \exp[(0,5 - q) \cdot Pe_z \cdot z_i]; \quad (11)$$

$$y_1(x_i) = 0; \quad q = \sqrt{0,25 + \frac{x_i}{Pe_z \cdot Pe_y}}; \quad Pe_{z,y} = \frac{V_{\Gamma} \cdot d}{D_{z,y}}; \quad e = \frac{d_s}{d}; \quad Z_i = \frac{2z}{d},$$

де: d – діаметр трубки подачі, SO_3 , м;
 D – коефіцієнти осьової (D_z) і радіальної (D_y) дифузії в газовому потоці, м²/с;

y_0, y_1 – функції Бесселя 0-го й 1-го порядків;
 x_i – аргумент функції Бесселя;
 V_r – швидкість газового потоку, м/с;
 d – діаметр реакційної труби, м;
 C^* – відношення концентрації SO_3 у будь-якій крапці газоподібного середовища до середньої концентрації SO_3 у газовому потоці;
 $Pe_{z,y}$ – критерії Пекле осьовий та радіальний
 Рівняння теплового балансу представлено в такий спосіб

$$V_z \frac{\partial \rho c_p T}{\partial z} = \frac{\partial}{\partial y} \left[-\lambda_{жс} \frac{\partial T}{\partial y} \right] + \Delta H \cdot r, \quad (12)$$

де: T – температура рідкої фази, К;
 c_p – питома теплоємність рідкої фази, Дж/кг·К;
 $\lambda_{жс}$ – теплопровідність рідкої фази, Вт/м·К;
 ΔH – теплота реакції, Дж/моль.

Рішення рівнянь 1 і 12 вимагають відповідних граничних умов при $y = 0$

$$\frac{\partial C_A}{\partial y} = \frac{\partial C_B}{\partial y} = 0; \quad (13)$$

$$\lambda_{жс} \frac{\partial T}{\partial y} = K_{ТХ} (T_{y=0} - T_x); \quad (14)$$

при $y = \delta$

$$\frac{\partial C_A}{\partial y} = \frac{k_r \cdot P}{D_A \cdot R \cdot T} (y_A - y_A^*); \quad (15)$$

$$\frac{\partial C_B}{\partial y} = -\frac{k_r \cdot P_B^*}{D_B \cdot R \cdot T}; \quad (16)$$

$$\frac{\partial T}{\partial y} = \frac{K_{ТГ}}{K} (T_r - T_{y=\delta}) - \frac{K_r \cdot P_B^* \cdot \lambda_{см}}{\lambda_{жс} \cdot R \cdot T}, \quad (17)$$

де: $K_{ТХ}$ – коефіцієнт теплопередачі від рідкої фази до охолоджувальної води, Вт/м²·К;
 T_x – температура охолоджувальної води, К;
 R – універсальна газова постійна, Дж/моль·К;
 P – тиск рідкої фази, Па;
 y_A – мольна концентрація SO_3 у газовому потоці, моль/м³;

- y_A^* – рівноважна мольна концентрація SO₃, моль/м³;
 P_B^* – тиск пар рідкої фази, Па;
 D_B – коефіцієнт дифузії SO₃ у газовому потоці, м²/с;
 λ_{cm} – теплопровідність стінки, Вт/м·К;
 K_{TT} – коефіцієнт теплопередачі від рідини до газу, Вт/ м²·К.

Коефіцієнт теплопередачі від рідкої фази до газового потоку обчислюється по рівнянню

$$K_{TT} = 0,046 \cdot \text{Re}_G^{0,8} \cdot \text{Pr}_G^{0,35}, \quad (18)$$

де: Pr_G – критерій Прандля для газового потоку.

Коефіцієнт теплопередачі від рідкої фази до охолоджувальної води визначали по рівнянню

$$K_{TX} = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_{cm}}{\lambda_{cm}} + \frac{1}{\alpha_2}}, \quad (19)$$

- де: α_1 – коефіцієнт тепловіддачі від рідкої фази до стінки, кВт/м²·К;
 α_2 – коефіцієнт тепловіддачі від стінки до охолоджувальної води, кВт/м²·К;
 δ_{cm} – товщина стінки реакційної труби, м;
 λ_{cm} – питома теплопровідність стінки, Вт/ м²·К.

Коефіцієнти тепловіддачі обчислювалися по рівняннях:

$$\alpha_1 = 0,06 \frac{\lambda_{жс}}{3600 \cdot d} \cdot \left(\frac{\rho_{жс}}{\rho_G} \right)^{0,28} \cdot \left(\frac{d \cdot G_{жс}}{\mu_{жс}} \right)^{0,87} \cdot P_{Гжс}^{0,4}, \quad (20)$$

$$\alpha_2 = 0,805(1 + 0,014 \cdot T_X) \cdot V_x^{0,87} \quad (21)$$

- де: ρ_G – щільність газового потоку, кг/м³;
 $\rho_{жс}$ – щільність рідкої фази, кг/м³;
 T_X – температура хладагента, К;
 V_x – швидкість подачі хладагента, м/с;
 $G_{жс}$ – масова витрата газорідного потоку, кг/с;
 $\mu_{жс}$ – динамічна в'язкість реакційної маси, Па·с;
 $P_{чжс}$ – критерій Прандля для рідини.

Математична модель процесу сульфатування в плівковому трубчастому реакторі повинна включати фізико-хімічні характеристики рідкої фази по довжині ректора, зокрема, щільність і в'язкість. Ці параметри нами були визначені на основі експериментальних досліджень і наведені в [16]. Щільність реакційної маси по довжині реактора розраховується за рівнянням

$$\rho_{\text{жс}} = 854 + 2,25\eta - 9(T - 273). \quad (22)$$

В'язкість реакційної маси по довжині реактора розраховувалася за рівнянням при $0 < \eta < 72\%$

$$\mu_{\text{жс}} = 131 \cdot \exp \left\{ -0,5 \cdot \left[0,0002 \cdot (T - 273)^2 + 0,0009 \cdot \eta^2 \right] \right\}, \quad (23)$$

при $\eta > 72\%$

$$\mu_{\text{жс}} = 595,6 - 11,34\eta + 0,07\eta^2 + 0,1 \cdot (T - 273)^2, \quad (24)$$

де: η – ступінь сульфатування органічної сировини, %.

Була розроблена програма розрахунку процесу сульфатування сумішей органічних речовин у плівковому трубчастому реакторі з використанням пакета прикладних програм MATLAB.

Подальші дослідження будуть спрямовані на глибоке вивчення процесу сульфатування методом математичного моделювання.

Висновки

Наведено математичну модель процесу сульфатування сумішей органічних речовин у трубчастому плівковому реакторі. Розроблено програмне забезпечення для розрахунку плівкового реактора. Проведення досліджень по математичній моделі дадуть можливість знайти оптимальні технологічні й конструктивні параметри реактора сульфатування.

Література

1. Правдин В.Г. Сульфирование и сульфатирование нефтехимических продуктов газообразным триоксидом серы в производстве ПАВ. – М.: ЦУНИИТЭ – Нефтехим, 1981. – 44 с.
2. Foster N.C. (1997). Sulfonation and sulfation processes. The Chemithon Corporation, Retrieved from: <http://www.chemithon.com> / Resources/ pdfs / Technical papers / Sulfo % 20 and % 20 Sulfa % 201. pdf.
3. Knaqqs E. (2004). Comment on "Optimization of the linear alkyl benzene sulfonation process for surfactant manufacture" and "Sulfonation technology for anionic surfactant manufacture": Falling film SO₃ sulfonation–laminar or turbulent flow controversy. Org. Proc. Res. Dev., Vol. 8, No 6, pp. 1079–1089.
4. Johnson G.R., Grynes B.I. (1974). Modeling of a thin–film sulfur trioxide sulfonation reactor. Ind. Eng. Chem. Proc., Vol. 13, No 1. – pp. 6–14.
5. Davis E.J., David M.M. (1964). Two-Phase Gas-Liquid Convection Heat Transfer. Ind. Eng. Chem. Fundam, Vol. 3, pp. 111–118.
6. Правдин В.Г. Влияние межфазного обмена при сульфатировании высших жирных спиртов газообразным SO₃ на степень конверсии сырья и качество сульфопродуктов // В.Г. Правдин, Д.И. Земенков, И.А. Волков // Химическая промышленность, 1976. – № 9. – С. 11–13.
7. Davis Y.I., Van Ouwerkerk M., Venkatesh S. (1979) An analysis of the falling film gas–liquid reactor –Chem Eng Sci., – Vol. 34, No 4, pp. 539–550.

8. Gutierrez G.Y., Mans T.C., Costa L.Y. (1988). Improved mathematical model for a falling film sulfonation reactor. *Ind. Eng. Chem. Res.*, Vol. 27, No 9, pp. 1701–1707.
9. Dabir B., Riazi M.R., Davoudirad H.R. (1996). Modelling of falling film reactors. *Chem. Eng. Sci.*, Vol. 51, No.11, pp. 2553–2558.
10. Talens F.I. (1999). The modelling of falling film chemical reactors. *Chemical Engineering Science*, Vol. 54, No.12, pp. 1871–1881.
11. Akanksha, Pant K.K., Srivastava V.K. (2007). Modelling of sulphonation of tridecylbenzene in a falling film reactor. *Math. Comp. Model*, Vol. 46, No.9–10, pp. 1332–1344.
12. Ortega Y.T. (2011). Sulfonation / Sulfation processing technology for anionic surfactant manufacture. *Advances in Chemical Engineering*, Vol. 11, pp. 269-294.
13. Дзевочко А.І. Анализ процесів масообміну в трубчатому плівковому реакторі сульфатування / А.І. Дзевочко, М.О. Подустов, А.П. Заїкін // Сборник научных трудов "Химия и технология основной химической промышленности". – Х.: НИОХИМ. – 2016. – Том 78. – № 22. – С. 187–192.
14. Bischoff K.B., Levenspiel O. (1962). Fluid dispersion-generalization and comparison of mathematical models – I generalization of models. *Chem. Eng. Sci.*, Vol. 17, No. 3, pp. 245–274.
15. Brostrom A. (1975). A mathematical model for simulating the sulfonation of dodecyl benzene with gaseous sulfur trioxide in an industrial reactor of votator type. *Transactions of the Institution of Chemical Engineers*, Vol. 53, pp. 29–33.
16. Dzevochko A., Podustov M/ (2016). Regularities of the process sulfate and mixtures organic substances. – *European Journal of Enterprise Technologies*, No 5/6 (83), pp. 37–43.

Bibliography (transliterated)

1. Pravdin V.G. Sul'firovaniye i sul'fatirovaniye neftekhimicheskikh produktov gazoobraznym trioksidom sery v proizvodstve PAV. – M.: TSUNIITE – Neftekhim, 1981. – 44 p.
2. Foster N.C. (1997). Sulfonation and sulfation processes. The Chemithon Corporation, Retrieved from: <http://www.chemithon.com> / Resources/ pdfs / Technical papers / Sulfo % 20 and % 20 Sulfa % 201. pdf.
3. Knaqqqs E. (2004). Comment on "Optimization of the linear alkyl benzene sulfonation process for surfactant manufacture" and "Sulfonation technology for anionic surfactant manufacture": Falling film SO₃ sulfonation–laminar or turbulent flow controversy. *Org. Proc. Res. Dev.*, Vol. 8, No 6, pp. 1079–1089.
4. Johnson G.R., Grynes B.I. (1974). Modeling of a thin–film sulfur trioxide sulfonation reactor. *Ind. Eng. Chem. Proc.*, Vol. 13, No 1, pp. 6–14.
5. Davis E.J., David M.M. (1964). Two-Phase Gas-Liquid Convection Heat Transfer. A Correlation. *Ind. Eng. Chem. Fundam*, Vol. 3, pp. 111–118.
6. Pravdin V.G. Vliyaniye mezhfaznogo obmena pri sul'fatirovanii vysshikh zhirnykh spirtov gazoobraznym SO₃ na stepen' konversii syr'ya i kachestvo sul'foproduktov // V.G. Pravdin, D.I. Zemenkov, I.A. Volkov // *Khimicheskaya promyshlennost'*, 1976. – № 9. – P. 11–13.
7. Davis Y.I., Van Ouwerkkerk M., Venkatesh S. (1979) An analysis of the falling film gas–liquid reactor –*Chem Eng Sci.*, – Vol. 34, No 4, pp. 539–550.
8. Gutierrez G.Y., Mans T.C., Costa L.Y. (1988). Improved mathematical model for a falling film sulfonation reactor. *Ind. Eng. Chem. Res.*, Vol. 27, No 9, pp. 1701–1707.

9. Dabir B., Riazi M.R., Davoudirad H.R. (1996). Modelling of falling film reactors. Chem. Eng. Sci., Vol. 51, No.11, pp. 2553–2558.
10. Talens F.I. (1999). The modelling of falling film chemical reactors. Chemical Engineering Science, Vol. 54, No.12, pp. 1871–1881.
11. Akanksha, Pant K.K., Srivastava V.K. (2007). Modelling of sulphanation of tridecylbenzene in a falling film reactor. Math. Comp. Model, Vol. 46, No.9–10, pp. 1332–1344.
12. Ortega Y.T. (2011). Sulfonation / Sulfation processing technology for anionic surfactant manufacture. Advances in Chemical Engineering, Vol. 11, pp. 269-294.
13. Dzevochko A.I. Analiz protsesiv masoobminu v trubchatomu plivkovomu reaktori sul'fatuvannya / A.I. Dzevochko, M.O. Podustov, A.P. Zaikin // Sbornik nauchnykh trudov "Khimiya i tekhnologiya osnovnoy khimicheskoy promyshlennosti". – KH.: NIOKHIM. – 2016. – Том 78. – № 22. – P. 187–192.
14. Bischoff K.B., Levenspiel O. (1962). Fluid dispersion-generalization and comparison of mathematical models – I generalization of models. Chem. Eng. Sci., Vol. 17, No. 3, pp. 245–274.
15. Brostrom A. (1975). A mathematical model for simulating the sulfonation of dodecyl benzene with gaseous sulfur trioxide in an industrial reactor of votator type. Transactions of the Institution of Chemical Engineers, Vol. 53, pp. 29–33.
16. Dzevochko A., Podustov M. (2016). Regularities of the process sulfate and mixtures organic substances. – European Journal of Enterprise Technologies, No 5/6 (83), pp. 37–43.

УДК 661.185

Дзевочко А.И., Подустов М.А. Панасенко В.А.

РАЗРАБОТКА МАТЕМАТИЧЕСКОЙ МОДЕЛИ ПРОЦЕССА СУЛЬФАТИРОВАНИЯ В ПЛЕНОЧНОМ РЕАКТОРЕ

Приведена математическая модель процесса сульфатирования смесей органических веществ. Разработано программное обеспечение для расчета трубчатого пленочного реактора с использованием пакета прикладных программ MATLAB.

Dzevochko A.I., Podustov M.O., Panasenko V.O.

DEVELOPMENT MATHEMATICAL MODEL OF SULFATION PROCES IN A FILM REACTOR

A mathematical model of the process of sulfation of organic compounds mixtures is shown. The software for calculation of the tubular film reactor using MATLAB software package is development.