

АВТОМАТИЗАЦІЯ ТЕХНОЛОГІЧНИХ ПРОЦЕСІВ

УДК 681.5.015:66.048:66.066

ЖУЧЕНКО А. І., д.т.н., проф.; КАЛЮЖНИЙ В. О., магістрант
Національний технічний університет України «Київський політехнічний інститут»

МОДЕЛЮВАННЯ НАСАДКОВОГО АБСОРБЕРА У ПРОЦЕСІ ОДЕРЖАННЯ АЦЕТИЛЕНУ З РЕАКЦІЙНИХ ГАЗІВ

Розглянуто та проаналізовано математичну модель насадкового абсорбера у процесі виготовлення ацетилену з реакційних газів, у якому проходить основний процес насичення ацетилену. Одержано систему диференціальних рівнянь для подальших досліджень.

Ключові слова: ацетилен, насадковий абсорбер, реакційні гази, математична модель.

© Жученко А. І., Калюжний В. О., 2014.

Постановка проблеми. Виготовлення ацетилену з реакційних газів є найбільш економічним способом отримання ацетилену, оскільки усі невикористані продукти повертають у чистому вигляді до сховищ і їх знову можна використати. Щоб спроектувати технологічне обладнання для реалізації цього процесу, створюють математичну модель, яка максимально наближено відповідає реальному апарату. Загальною науковою проблемою є те, що більшість існуючих моделей не описують динаміку технологічного процесу і не повністю відображають реальний процес.

Метою статті є розроблення оптимальної математичної моделі насадкового абсорбера, в якому відбувається насичення ацетилену.

Виклад основного матеріалу. Припустимо, що насадковий абсорбер (рис. 1, 2) працює за стаціонарного режиму; структуру потоків газової та рідкої фаз можна описати дифузійною моделлю; переміщення рідин є вертикальним.

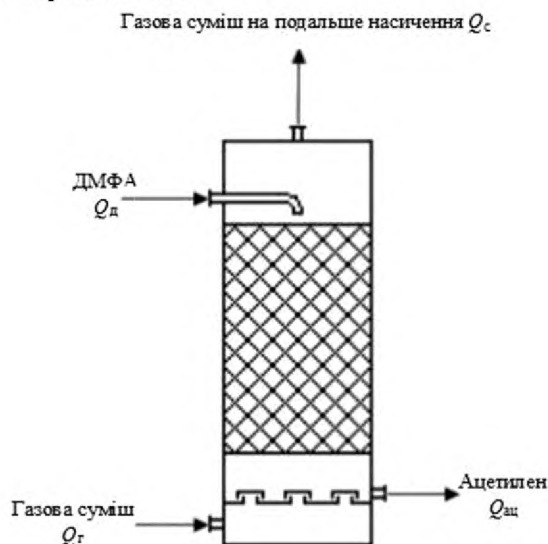
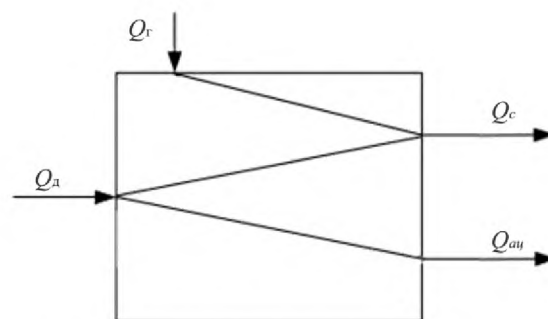


Рис. 1 – Принципова схема насадкового абсорбера



$Q_д$ – якість диметилформаміду, що йде на масообмін;
 $Q_с$ – якість газу, що йде на подальше насичення;
 $Q_г$ – якість газу, що йде на масообмін;
 $Q_щ$ – якість ацетилену, насиченого в абсорбері

Рис. 2 – Параметрична схема насадкового абсорбера

Матеріальні баланси за газовою і рідкою фазою:

$$-\omega_r \frac{\partial Q_c}{\partial x} - k(Q_d - Q_c) + D_r \frac{\partial^2 Q_c}{\partial x^2} = m_c \frac{\partial Q_c}{\partial t}; \quad -\omega_{ac} \frac{\partial Q_{ac}}{\partial x} - k(Q_d - Q_c) + D_p \frac{\partial^2 Q_{ac}}{\partial x^2} = m_{ac} \frac{\partial Q_{ac}}{\partial t},$$

де ω – швидкість потоку; k – коефіцієнт масовіддачі; Q_c – якість цільового компонента; D – коефіцієнт по-
вздовжньої дифузії. Рівняння рівноваги $Q_c = \Gamma Q_{ac}$. Межові умови:

$$\omega_c Q_r = \omega_c Q_c \Big|_{x=H} + D_r \frac{\partial Q_c}{\partial x} \Big|_{x=H}; \quad \frac{\partial Q_c}{\partial x} \Big|_{x=0} = 0; \quad \omega_{\text{ац}} Q_d = \omega_{\text{ац}} Q_{\text{ац}} \Big|_{x=0} + D_p \frac{\partial Q_{\text{ац}}}{\partial x} \Big|_{x=0}; \quad \frac{\partial Q_{\text{ац}}}{\partial x} \Big|_{x=H} = 0.$$

Виконавши перетворення за Лапласом, одержимо:

$$D_r \frac{d^2 \bar{Q}_c}{dx^2} - \omega_c \frac{d\bar{Q}_c}{dx} - K(\bar{Q}_d - \bar{Q}_{\text{ікк}}) - m_c p \bar{Q}_c = 0, \quad D_p \frac{d^2 \bar{Q}_{\text{ац}}}{dx^2} - \omega_{\text{ац}} \frac{d\bar{Q}_{\text{ац}}}{dx} - K(\bar{Q}_d - \bar{Q}_{\text{ікк}}) - m_{\text{ац}} p \bar{Q}_{\text{ац}} = 0;$$

$$\omega_c \bar{Q}_r = \omega_c \bar{Q}_c \Big|_{x=H} + D_r \frac{\partial \bar{Q}_c}{\partial x} \Big|_{x=H}; \quad \frac{\partial \bar{Q}_c}{\partial x} \Big|_{x=0} = 0; \quad \omega_{\text{ац}} \bar{Q}_d = \omega_{\text{ац}} \bar{Q}_{\text{ац}} \Big|_{x=0} + D_p \frac{\partial \bar{Q}_{\text{ац}}}{\partial x} \Big|_{x=0}; \quad \frac{\partial \bar{Q}_{\text{ац}}}{\partial x} \Big|_{x=H} = 0,$$

$$\text{де } \bar{Q}_c = \int_0^{\infty} Q_c(t) e^{-pt} dt, \quad \bar{Q}_{\text{ац}} = \int_0^{\infty} Q_{\text{ац}}(t) e^{-pt} dt, \quad \bar{Q}_d = \int_0^{\infty} Q_d(t) e^{-pt} dt, \quad \bar{Q}_{\text{ікк}} = \int_0^{\infty} Q_{\text{ікк}}(t) e^{-pt} dt, \quad \bar{Q}_r = \int_0^{\infty} Q_r(t) e^{-pt} dt.$$

Одержані звичайні однорідні диференціальні рівняння зі сталими коефіцієнтами за газовою й рідкою фазами відповідають характеристичні рівняння $D_r r^2 - \omega_c r - m_c p = 0$ і $D_p r^2 - \omega_{\text{ац}} r - m_{\text{ац}} p = 0$, кожне з яких має два корені $r_{1,2} = \left(\omega_c \pm \sqrt{\omega_c^2 + 4D_r m_c p} \right) / (2D_r)$ і $r_{3,4} = \left(\omega_{\text{ац}} \pm \sqrt{\omega_{\text{ац}}^2 + 4D_p m_{\text{ац}} p} \right) / (2D_p)$.

Розв'язки диференціальних рівнянь: $\bar{Q}_c = C_1 e^{r_1(p)} + C_2 e^{r_2(p)}$ і $\bar{Q}_{\text{ац}} = C_3 e^{r_3(p)} + C_4 e^{r_4(p)}$, де C_1 і C_2 – сталі інтегрування.

Таким чином, маємо дві системи:

$$\left. \begin{aligned} C_1 r_1(p) + C_2 r_2(p) &= 0 \\ \omega_c \bar{Q}_r &= \omega_c [C_1 e^{H r_1(p)} + C_2 e^{H r_2(p)}] + D_r [C_1 r_1(p) e^{H r_1(p)} + C_2 r_2(p) e^{H r_2(p)}] \\ C_3 r_3(p) e^{H r_3(p)} + C_4 r_4(p) e^{H r_4(p)} &= 0 \\ \omega_{\text{ац}} \bar{Q}_d &= \omega_{\text{ац}} (C_3 + C_4) - D_p [C_3 r_3(p) + C_4 r_4(p)] \end{aligned} \right\},$$

звідки:

$$\bar{Q}_c = \frac{\omega_c [r_1(p) e^{r_2(p)} - r_2(p) e^{r_1(p)}]}{\omega_c [r_1(p) e^{H r_2(p)} - r_2(p) e^{H r_1(p)}] + D_r r_1(p) r_2(p) [e^{H r_2(p)} - e^{H r_1(p)}]} \bar{Q}_r,$$

$$\bar{Q}_{\text{ац}} = \frac{\omega_{\text{ац}} [r_3(p) e^{r_4(p)} - r_4(p) e^{H[r_4(p) - r_3(p)]} e^{r_3(p)}]}{\omega_{\text{ац}} [r_3(p) - r_4(p) e^{H[r_4(p) - r_3(p)]}] - D_p r_3(p) r_4(p) [1 - e^{H[r_4(p) - r_3(p)]}]} \bar{Q}_d.$$

Шукані передатні функції:
за каналом збурення

$$W_{Q_r, Q_c}(p, x) = \frac{\omega_c [r_1(p) e^{x r_2(p)} - r_2(p) e^{x r_1(p)}]}{\omega_c [r_1(p) e^{H r_2(p)} - r_2(p) e^{H r_1(p)}] + D_r r_1(p) r_2(p) [e^{H r_2(p)} - e^{H r_1(p)}]},$$

за каналом керування

$$W_{Q_{\text{ац}}, Q_{\text{ац}}}(p, x) = \frac{\omega_{\text{ац}} [r_3(p) e^{x r_4(p)} - r_4(p) e^{H[r_4(p) - r_3(p)]} e^{x r_3(p)}]}{\omega_{\text{ац}} [r_3(p) - r_4(p) e^{H[r_4(p) - r_3(p)]}] - D_p r_3(p) r_4(p) [1 - e^{H[r_4(p) - r_3(p)]}]}.$$

Висновок. Розроблено оптимальну математичну модель насадкового абсорбера, в якому відбувається насичення ацетилену з реакційних газів. У подальшому за одержаними передатними функціями будуть розраховані профілі концентрацій в повздовжньому перерізі.

Надійшла до редакції 22.03.2014.

Zhuchenko A. I., Kaliuzhnyi V. A.

MODELING OF PACKED ABSORBER FOR ACETYLENE PRODUCTION FROM REACTION GASES

There are many different ways to produce acetylene. Among them, such as manufacturing out of calcium carbide, pyrolysis of hydrocarbons and gas separation from gases which consist acetylene. All of these technologies are based on chemical or mass transfer processes, etc. However, they are energy consuming and pour on the environ-

ment. Production using pyrolysis spends a lot of heat in the process of selection of the product, so there is an opportunity to significantly improve the technical and economic performance using plasma process, but these measures have not been ever brought in real life. If we consider the process of production of reactive acetylene gas using dimethylformamide, it is certain that a large amount of dimethylformamide can spend to achieve the level of concentration in the reaction of acetylene gas. Only the following reasons, the quality of the incoming gas mixture can vary significantly. In this regard, we seek such factors by which the process will be more meet feasibility requirements and reduce the impact on the environment.

The manufacture of acetylene gas from the reaction gases is designed to produce high quality acetylene by mass transfer processes taking place in absorbers.

The process of mass transfer in the absorber is one of the most important steps in being saturated with acetylene production cycle. Production of acetylene from the reaction gas is the most economical way of obtaining acetylene because all unused products in the process of returning to a pure storage, where they can be used again in the process. The research on real objects is expensive, very difficult and dangerous, so this improvement is relevant and necessary.

To solve the problems of design of process equipment, synthesis and study of control systems the challenge of obtaining the mathematical model of the process object that best reproduce the properties of real prototype to a wide range of operation. For this purpose, a mathematical model is needed, which would most closely corresponds to the actual and also based on the complexity of the device and the usage of simplifications, which could be neglected.

Today we know a few models of packed absorbers, including regression models and mathematical models are based on the theory of fuzzy logic and fuzzy set theory. However, most of them do not allow simulating the dynamics of the process, and thus make it impossible to optimize dynamic processes.

Keywords: acetylene, packed absorber, reaction gases, the mathematical model.

УДК 66.041.454

ЖУЧЕНКО А. І., д.т.н., проф.; МАТВІЄНКО О. І., магістрант
Національний технічний університет України «Київський політехнічний інститут»

МОДЕЛЮВАННЯ РЕАКЦІЙНИХ ТРУБ ПЕЧІ ТРУБЧАСТОГО ТИПУ В КОНВЕРСІЇ МЕТАНУ

Проаналізовано математичну модель реакційної труби печі трубчастого типу – основного апарата на першій стадії конверсії метану. Одержано систему диференціальних рівнянь для подальших досліджень.

Ключові слова: конверсія метану, реакційна труба, піч трубчастого типу, математична модель.

© Жученко А. І., Матвієнко О. І., 2014.

Постановка проблеми. Парова каталітична конверсія метану в трубчастих печах є найбільш економічним способом одержання технологічного газу й водню. Відомо декілька моделей печей трубчастого типу, зокрема регресійні й побудовані на основі теорії нечіткої логіки та теорії нечітких множин [1]. Проте вони не дозволяють моделювати динаміку процесу конверсії, що робить неможливим його оптимізацію.

Метою статті є розроблення математичної моделі реакційних труб печі трубчастого типу, де відбувається конверсія метану.

Виклад основного матеріалу. Основним об'єктом парової конверсії є трубчаста піч, в якій відбувається високотемпературний каталітичний риформінг вуглеводневих з'єднань. Для створення її математичної моделі зроблено такі припущення: у поперечному й поздовжньому перерізах відбувається ідеальне витіснення; сировина займає весь переріз; теплові втрати в навколишнє середовище відсутні.

Аналіз трубчастої печі як об'єкта керування дозволяє виділити сукупність взаємопов'язаних вхідних і вихідних координат (рис. 1, 2):

– вектор вхідних незалежних змінних: $G_{\text{пр}}$ – витрата природного газу, що йде на конверсію; $G_{\text{п}}$ – витрата водяної пари середнього тиску, що спрямовують на змішування з природним газом; $G_{\text{пал}}$ – витрата палива, що надходить на газові пальники;

– вектор вихідних змінних: концентрація компонентів КГ $C_{\text{кг}}$ (головним показником є вміст метану в конвертованому газі), кількість конвертованого газу $G_{\text{кг}}$, його температура $T_{\text{кг}}$ і тиск $P_{\text{кг}}$ на виході з печі;