

XÂY DỰNG MÔ HÌNH THỬ NGHIỆM THIẾT BỊ PHẢN ỨNG LIÊN TỤC THỦY PHÂN ACETIC ANHYDRIDE PHỤC VỤ NGHIÊN CỨU ĐIỀU KHIỂN

AN EXPERIMENTAL MODEL OF CONTINUOUS STIRED TANK REACTOR WITH ACETIC ANHYDRIDE HYDROLYSIS FOR CONTROL RESEARCH

Mai Thị Đoan Thanh¹, Nguyễn Đình Lâm², Đoàn Quang Vinh³

¹Trường Cao đẳng Nghề Đà Nẵng; maithidoanthanh@gmail.com

²Trường Đại học Bách khoa, Đại học Đà Nẵng; ndlam@dut.udn.vn

³Đại học Đà Nẵng; dqvinh@ac.udn.vn

Tóm tắt - Một trong các phương pháp tạo ra acetic acid đó là thủy phân hóa Acetic Anhydride trong bình phản ứng khuấy trộn liên tục (CSTR-Continuous Stirred Tank Reactor). Trong bài báo này, tác giả xây dựng mô hình thiết bị phản ứng CSTR, với mục đích nghiên cứu động học và điều khiển thiết bị phản ứng. Xuất phát từ động học quá trình phản ứng, các thông số công nghệ của phản ứng thủy phân hóa Acetic Anhydride, nội dung bài báo thiết kế mô hình, tính toán thông số vận hành. Mô hình thiết kế được kiểm tra qua mô phỏng hai giai đoạn: giai đoạn khởi động và giai đoạn vận hành, đánh giá đặc tính của thiết bị. Mô hình điều khiển thiết bị phản ứng là hệ đa biến, có đặc tính phi tuyến và tác động xen kênh. Với thiết kế điều khiển tuyến tính phản hồi đầu ra dùng bộ điều khiển PID, cho thấy chất lượng sản phẩm bị ảnh hưởng rất lớn bởi nhiễu đầu vào, vì vậy cần phải thiết kế bù nhiễu hoặc dùng điều khiển phi tuyến.

Từ khóa - thiết bị phản ứng liên tục; điều khiển phi tuyến; điều khiển quá trình; cân bằng; phản ứng hydro hóa;

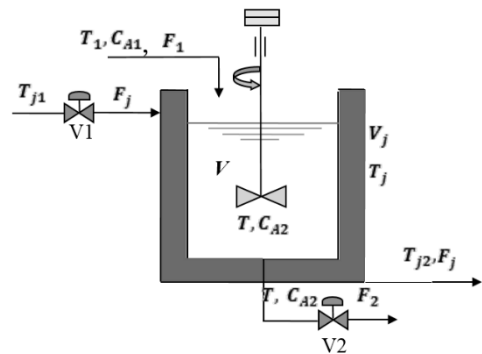
Abstract - One of the methods that generate acetic acid is Anhydride Acetic hydrolysis reactor in Continuous Stirred Tank Reactor (CSTR). For this reason, the article aims at modeling CSTR bioreactor with a view to studying the kinetics and control of the reactor. The paper deals with designing an experimental model based on dynamics and technological parameters of Acetic Anhydride reaction. The model is verified by numerical simulations via starting and operating phases, rating characteristics of the device. The controlling CSTR model is multivariable, nonlinear and coupled. The output feedback controller with PID action is greatly affected by noisy input; therefore there is a need to design noise offset or use nonlinear control.

Key words - Continuous Stirred Tank Reactor; nonlinear control; process control; balance; hydrolysis reaction;

1. Đặt vấn đề

Acetic Acid (hay còn gọi là axit etanoic) là chất hữu cơ dạng lỏng, là một hợp chất hữu cơ điển hình của dãy đồng đẳng axit mono cacboxylic, có công thức CH_3COOH , là một trong những sản phẩm hữu cơ cơ bản và quan trọng được sử dụng rộng rãi trong công nghệ tổng hợp hữu cơ và hóa dầu. Ngày xưa con người đã biết sử dụng Acetic Acid làm dấm ăn. Hiện nay cùng với sự phát triển của khoa học kỹ thuật, Acetic Acid được ứng dụng trong các lĩnh vực khác nhau trong công nghiệp như: sản xuất muối axetat, axit cloaxetic, hợp chất nhựa, dược phẩm, thuốc nhuộm và thuốc trừ sâu, hóa chất ngành ảnh, thực phẩm và phụ gia cho thực phẩm (ví dụ: dấm ăn, nước dấm hoa quả, nước sốt), ngoài ra nó được dùng để điều chế nhiều loại hợp chất hữu cơ khác. Do có tầm quan trọng như vậy nên nhu cầu sử dụng Acetic Acid là rất lớn, đòi hỏi ngành sản xuất Acetic Acid phải có bước phát triển cùng với nhu cầu đó.

Người ta có thể tạo ra Acetic Acid bằng phản ứng thủy phân Acetic Anhydride trong thiết bị phản ứng khuấy trộn liên tục (CSTR). Trên Hình 1 là sơ đồ nguyên lý chung của thiết bị phản ứng khuấy trộn liên tục. Phần chính của thiết bị phản ứng CSTR bao gồm: Bình phản ứng có thể tích V chứa dung dịch phản ứng, được khuấy trộn đều bằng cánh khuấy và quay bởi động cơ điện, dung dịch phản ứng cấp vào bình có lưu lượng F_1 , nồng độ C_{A1} và nhiệt độ T_1 sản phẩm hoàn thành được lấy ra có lưu lượng F_2 , nồng độ C_{A2} và nhiệt độ T , điều khiển lưu lượng ra dùng van hoặc bơm; Vỏ thiết bị được cấu tạo kiểu Jacket chứa môi chất gia nhiệt, nhiệt được truyền qua thành bình phản ứng, điều chỉnh công suất nhiệt cấp cho phản ứng thông qua lưu lượng môi chất (có thể dùng van điều chỉnh hoặc bơm). Thiết bị phản ứng này xảy ra trong bình có một pha lỏng nên gọi là phản ứng đồng thể.



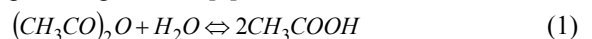
Hình 1. Thiết bị phản ứng khuấy trộn liên tục CSTR

Nhằm tạo sản phẩm đầu ra có nồng độ đảm bảo chất lượng và năng suất theo đúng thiết kế, ta cần phải điều khiển các quá trình hóa lý theo đúng yêu cầu công nghệ. Vì vậy, ta cần tìm hiểu các quá trình hóa lý của thiết bị phản ứng về quan hệ phi tuyến, tính xen kênh, động học quá trình và mô hình điều khiển, từ đó mới hiệu chỉnh lại thiết bị công nghệ.

Nội dung bài báo gồm ba phần: Nghiên cứu hóa lý phản ứng thủy phân Acetic Anhydride; Thiết kế mô hình thiết bị phản ứng; Nghiên cứu điều khiển tuyến tính phản hồi đầu ra dùng PID đánh giá chất lượng của hệ.

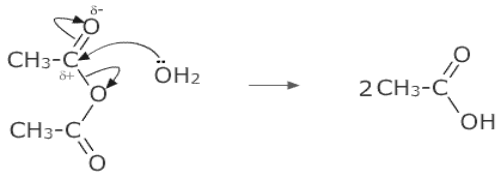
2. Phản ứng thủy phân Acetic Anhydride

Xét phản ứng thủy phân Acetic Anhydride với phương trình phản ứng như sau [1]:



Cơ chế của phản ứng thủy phân được mô tả trên Hình 2, ở đó cặp điện tử tự do trên nguyên tử Oxygen của phân tử nước sẽ tấn công vào nguyên tử Carbon của nhóm chức

Andehyde tạo ra hai phân tử Acetic Acid.



Hình 2. Cấu trúc phản ứng hydro hóa methyl este của axit peraxetic

Đây là phản ứng đồng pha và là phản ứng hydro hóa este hay còn gọi là thủy phân este. Cặp electron của nguyên tử oxy trong nước bẻ gãy (cracking) liên kết C-O giữa gốc axit CH_3COO^- và gốc ancol CH_3CO^+ . Phân tử H_2O tách thành OH^- và H^+ , OH^- liên kết với gốc COCH_3 và H^+ liên kết với gốc CH_3COO tạo thành hai phân tử CH_3COOH . Để đảm bảo phản ứng hoàn thành cần cấp nhiệt lượng đủ và khuấy trộn đồng đều dung dịch. Về thiết bị, có thể dùng thiết bị theo mẻ hay liên tục [2], [3].

3. Động học thiết bị phản ứng liên tục có khuấy trộn (CSTR – continuous stirred tank reactor)

Theo [4], [5] ta có:

- Cân bằng thành phần

$$V \frac{dC_{A2}}{dt} = F_1 C_{A1} - F_2 C_{A2} - k_1 \cdot V \cdot C_{A2} \quad (2)$$

- Cân bằng năng lượng cho phản ứng

$$\rho V C_p \frac{dT}{dt} = (\rho C_p F_1 T_1 - \rho C_p F_2 T_2) - \Delta H k_1 V C_A + Q \quad (3)$$

$$Q = K_T A (T - T_{j2}) \quad (4)$$

- Cân bằng năng lượng cho Jacket

$$\rho_j V_j C_{pj} \frac{dT_{j2}}{dt} = \rho_j C_{pj} F_j (T_{j1} - T_{j2}) - Q \quad (5)$$

- Cân bằng khối lượng

$$V_{\max} \frac{dh}{dt} = F_1 - F_2 \quad (6)$$

$$h = \frac{V}{V_{\max}} \% \quad (7)$$

Trong đó: $V \text{ (m}^3\text{)}$ là thể tích thiết bị, C_{A1} và $C_{A2} \text{ (mol/l, kg/m}^3\text{ hoặc tính theo \%)}$ là nồng độ đầu vào và ra của chất phản ứng, $T_1 \text{ (K)}$ là nhiệt độ đầu vào của chất phản ứng, $T \text{ (K)}$ là nhiệt độ phản ứng được duy trì không đổi 313(K), F_1 và $F_2 \text{ (m}^3\text{/s)}$ là lưu lượng vào và ra của chất phản ứng, $k_1 \text{ (s)}$ là tốc độ phản ứng: $k_1 = k_0 e^{-\frac{E}{RT}}$. K_T là hệ số truyền nhiệt ($\text{W/m}^2\text{K}$), A diện tích truyền nhiệt (m^2), $T \text{ (K)}$ nhiệt độ dung dịch bình phản ứng, $\rho \text{ (kg/m}^3\text{)}$ là khối lượng riêng của chất phản ứng, $C_p \text{ (J/kg.K)}$ là nhiệt dung riêng của chất phản ứng $V_j \text{ (m}^3\text{)}$ là thể tích Jacket, $\rho_j \text{ (kg/m}^3\text{)}$ là khối lượng riêng của môi chất gia nhiệt, $C_{pj} \text{ (J/kg.K)}$ là nhiệt dung riêng của môi chất gia nhiệt, T_{j1} , $T_{j2} \text{ (K)}$ là nhiệt độ vào và ra Jacket, $F_j \text{ (m}^3\text{/s)}$ là lưu lượng môi chất cấp cho Jacket, Q là công suất truyền nhiệt từ môi chất đến phản ứng (xem 2.2), h là mức dung dịch trong bình phản ứng (tính theo đơn vị %).

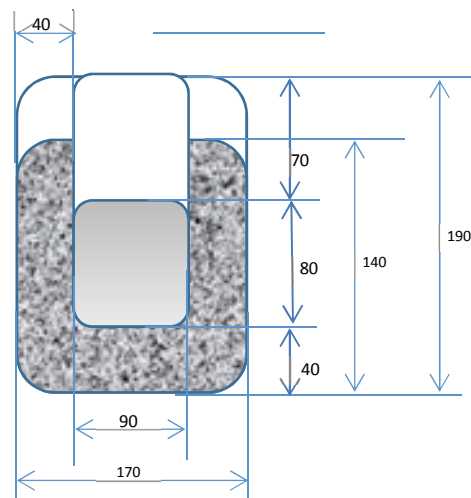
4. Tính toán thông số lò phản ứng

4.1. Thông số ban đầu

Bảng 1. Thông số ban đầu thiết bị phản ứng

Stt	Thông số	Ý nghĩa
1	$V=0.508.10^{-3} \text{ m}^3$	Thể tích dung dịch phản ứng
2	$S=0.00635 \text{ m}^2$	Diện tích đáy thiết bị
3	$C_{A1}=0,5 \text{ mol/l}=51 \text{ kg/m}^3=100\%$	Nồng độ dung dịch của nguyên liệu (đầu vào)
4	$C_{A2}=0,047 \text{ mol/l}=4,794 \text{ kg/m}^3=9,3962\%$	Nồng độ dung dịch của sản phẩm (đầu ra)
5	$k_1=0,00791 \text{ s}^{-1}$	Hệ số tốc độ phản ứng tại nhiệt độ 313K
6	$T_1=278\text{K}$	Nhiệt độ dung dịch đầu vào
7	$T=313\text{K}$	Nhiệt độ phản ứng
8	$E=53408 \text{ J/mol}$	Năng lượng phản ứng
9	$R=8,314 \text{ J/mol.K}$	Hằng số chất khí lý tưởng
10	$\Delta H=142000 \text{ J/kg}$	Nhiệt của phản ứng
11	$C_p=4200 \text{ J/kg.K}$	Nhiệt dung riêng của chất phản ứng
12	$\rho=1000 \text{ kg/m}^3$	Khối lượng riêng môi chất phản ứng
13	$H=0,08 \text{ m}$	Mức dung dịch trong thiết bị phản ứng
14	$A=0,029 \text{ m}^2$	Diện tích truyền nhiệt
15	$C_{pj}=4200 \text{ J/kg.K}$	Nhiệt dung riêng nước gia nhiệt
16	$V_j=2,5411.10^{-3} \text{ m}^3$	Thể tích nước gia nhiệt
17	$\rho_j=1000 \text{ kg/m}^3$	Khối lượng riêng nước gia nhiệt

Từ các thông số ban đầu của thiết bị phản ứng CSTR thủy phân Acetic Anhydride ta thiết kế được cấu trúc mô hình thiết bị phản ứng được trình bày ở Hình 3.



Hình 3 Cấu trúc mô hình thiết bị phản ứng

Trên Hình 3 mô tả mô hình thiết bị phản ứng liên tục CSTR gồm bình phản ứng có chiều cao 150 mm, bề ngang 90 mm, chứa $0,508.10^{-3} \text{ m}^3$ dung dịch, được bao bọc bởi một lớp jacket có chiều cao 190 mm, bề ngang 170 mm, chứa $2,5411.10^{-3} \text{ m}^3$ nước gia nhiệt.

4.2. Tính toán thông số vận hành

a. Tính lưu lượng hoạt chất cấp vào thiết bị F_1 và lưu lượng sản phẩm ra thiết bị F_2

Từ phương trình cân bằng thành phần trong chế độ ổn định ta có:

$$V \frac{dC_{A2}}{dt} = F_1 C_{A1} - F_2 C_{A2} - k_1 \cdot V \cdot C_{A2} = 0 \quad (8)$$

Nếu đảm bảo cân bằng $F_1 = F_2$ ta tính được:

$$F_1 = F_2 = \frac{k_1 V C_{A2}}{C_{A1} - C_{A2}} \quad (9)$$

b. Tính công suất nhiệt cấp cho thiết bị

Từ phương trình cân bằng năng lượng cho phản ứng ta có:

$$\rho V C_p \frac{dT}{dt} = (\rho C_p F_1 T_1 - \rho C_p F_2 T) - \Delta H k_1 V C_A + Q = 0 \quad (10)$$

Công suất nhiệt yêu cầu cho phản ứng được tính:

$$Q = (\rho C_p F_1 T_1 - \rho C_p F_2 T) - \Delta H k_1 V C_A \quad (11)$$

c. Tính toán thông số của jacket

Phương trình cân bằng năng lượng Jacket và phương trình truyền nhiệt là:

$$\rho_j V_j C_{pj} \frac{dT_{j2}}{dt} = \rho_j C_{pj} F_j (T_{j1} - T_{j2}) - Q = 0 \quad (12)$$

Tính lưu lượng nước nóng cấp cho Jacket F_j , chọn $T_{j1} = 343\text{K}$ và $T_{j2} = 323\text{K}$ ta tính được lưu lượng F_j

$$F_j = \frac{Q}{\rho_j C_{pj} (T_{j1} - T_{j2})} \quad (13)$$

Từ phương trình (4), ta tính được K_T ($\text{W/m}^2\text{K}$) như sau:

$$K_T = \frac{Q}{A(T - T_{j2})} \quad (14)$$

d. Tính toán hệ số tốc độ phản ứng k_0 , ta có:

$$k_0 = \frac{k_1}{e^{-\frac{E}{RT}}} \quad (15)$$

Trong đó k_1 là tốc độ phản ứng ($1/\text{s}$);

Thông số tính toán trình bày trong Bảng 2.

Bảng 2. Thông số thiết bị phản ứng CSTR

Stt	Thông số	Ý nghĩa
1	$F_1 = F_2 = 4,169 \cdot 10^{-7} \text{ m}^3/\text{s}$	Lưu lượng dung dịch đầu vào
2	$K_T = 0,002712 \text{ (W/m}^2\text{K)}$	Hệ số truyền nhiệt
3	$k_0 = 6477839 \text{ s}^{-1}$	Hệ số tốc độ phản ứng
4	$Q = 64\text{W}$	Công suất truyền nhiệt
5	$T_{j1} = 343 \text{ K}$	Nhiệt độ đầu vào nước gia nhiệt
6	$T_{j2} = 323 \text{ K}$	Nhiệt độ đầu ra nước gia nhiệt
7	$F_j = 6,55 \cdot 10^{-7} \text{ m}^3/\text{s}$	Lưu lượng đầu vào nước gia nhiệt

4.3. Kiểm tra thiết kế thiết bị phản ứng

Để kiểm tra thông số thiết bị được thiết kế mục 4.1, ta tiến hành mô phỏng kiểm tra vận hành của thiết bị (theo [6], [7]). Quá trình mô phỏng có hai giai đoạn:

- Giai đoạn khởi động: Nạp hóa chất vào đầy bình, khóa tất cả các van cho gia nhiệt sao cho nhiệt độ trong bình tăng nhiệt từ 5°C lên 40°C là kết thúc giai đoạn khởi động.

- Giai đoạn phản ứng: Khi kết thúc giai đoạn khởi động ta cho thiết bị phản ứng vận hành ở trạng thái cân bằng.

a. Giai đoạn khởi động

Phương trình cân bằng thành phần sẽ là và giải như sau:

$$\frac{dC_{A2}}{dt} = -k_1 \cdot C_{A2} \quad (16)$$

$$\frac{dC_{A2}}{C_{A2}} = -k_1 \cdot dt \quad (17)$$

$$C_{A2} = C_{A0} e^{-k_1 t}; k_1 = k_0 e^{-\frac{E}{RT}} \quad (18)$$

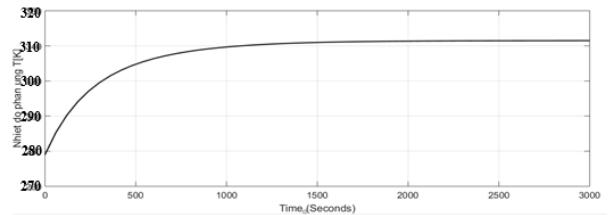
Phương trình cân bằng nhiệt phản ứng

$$\rho V C_p \frac{dT}{dt} = -V k_0 e^{-\frac{E}{RT}} \Delta H \cdot C_{A2} + k_T A (T_{j2} - T) \quad (19)$$

Cân bằng nhiệt cho jacket

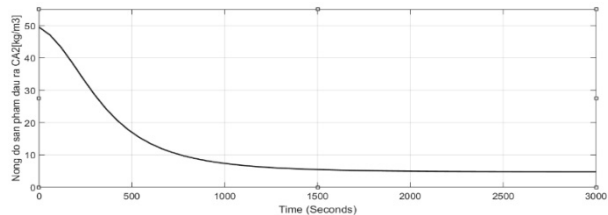
$$\rho_j V_j C_{pj} \frac{dT_{j2}}{dt} = \rho_j C_{pj} F_j (T_{j1} - T_{j2}) - k_T A (T_{j2} - T) \quad (20)$$

Trên Hình 4 mô tả đáp ứng của nhiệt độ phản ứng T trong giai đoạn khởi động, nhiệt độ phản ứng T tăng từ nhiệt độ ban đầu đến giá trị cân bằng.



Hình 4. Đáp ứng nhiệt độ phản ứng T trong giai đoạn khởi động

Trên Hình 5 mô tả đáp ứng của nồng độ đầu ra C_{A2} trong giai đoạn khởi động, nồng độ C_{A2} giảm từ nồng độ ban đầu về giá trị cân bằng.

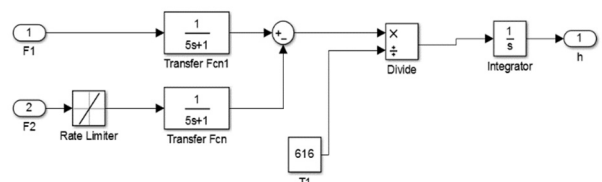


Hình 5. Đáp ứng nồng độ sản phẩm đầu ra C_{A2} trong giai đoạn khởi động

Trên Hình 4 và Hình 5 đánh giá đáp ứng của giai đoạn khởi động: Nồng độ sản phẩm đầu ra C_{A2} và nhiệt độ phản ứng T sau 1500s đã đạt giá trị cân bằng đúng như thiết kế (C_{A2} đạt $4,794 \text{ kg/m}^3$, T đạt 313K).

b. Giai đoạn phản ứng

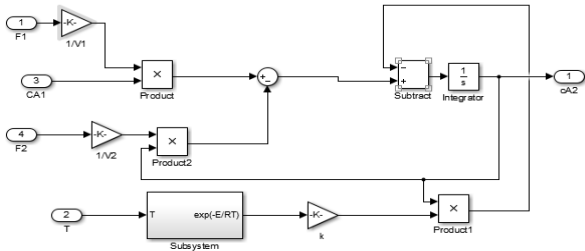
Mô hình mô phỏng cân bằng khối lượng (6) theo Hình 6:



Hình 6. Mô hình mô phỏng cân bằng khối lượng

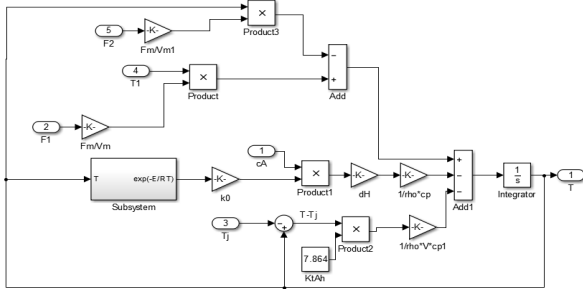
Trong đó h mức dung dịch thiết bị phản ứng là đại lượng cần điều khiển (tính theo đơn vị tương đối), lưu lượng ra F_2 là biến điều khiển (giả thiết điều khiển qua bơm), F_1 là đại lượng nhiễu.

Mô hình mô phỏng cân bằng thành phần (2) theo Hình 7:

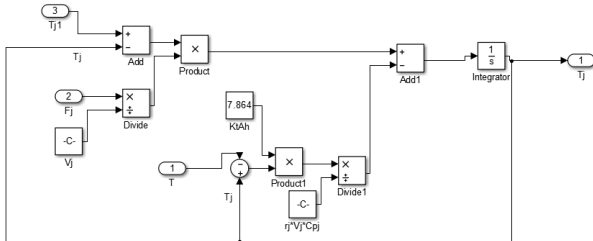


Hình 7. Mô hình mô phỏng cân bằng thành phần

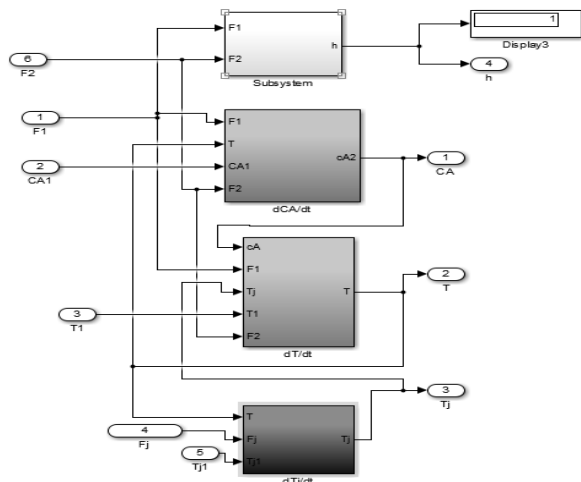
Mô hình mô phỏng cân bằng năng lượng (3) và (5) theo Hình 8 và Hình 9:



Hình 8 Mô hình mô phỏng quá trình cân bằng năng lượng thiết bị phản ứng



Hình 9 Mô hình mô phỏng quá trình cân bằng năng lượng Jacket của thiết bị phản ứng



Hình 10. Mô hình mô phỏng hệ thống thiết bị phản ứng

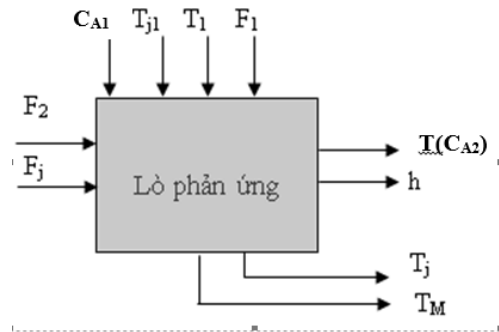
Mô hình mô phỏng hệ thống thiết bị phản ứng được xây

dựng từ các mô hình mô phỏng từ Hình 6 đến Hình 9. Trên Hình 10 là mô hình mô phỏng thiết bị.

5. Xây dựng mô hình điều khiển

5.1. Mô hình cấu trúc điều khiển của thiết bị phản ứng

Mô hình điều khiển thiết bị CSTR được trình bày dưới dạng sơ đồ khối trên Hình 11. Mô hình điều khiển lò phản ứng có hai đại lượng cần điều khiển: mức h (cân bằng khối lượng) và nồng độ đầu ra CA_2 . Tuy nhiên nồng độ CA_2 không đo trực tuyến được, vì vậy cần điều khiển qua đại lượng nhiệt độ phản ứng T .



Hình 11. Mô hình cấu trúc điều khiển của thiết bị phản ứng

Mạch vòng điều khiển mức (h) ta chọn đại lượng tác động là F_2 . Mạch vòng điều khiển nhiệt độ (nồng độ) chọn đại lượng tác động là lưu lượng nước làm nóng F_j . Các đại lượng còn lại được xác định là nhiễu: F_1 , T_1 , CA_1 , T_{j1} . Biến tự do không kiểm soát T_{j2} .

Từ mô hình điều khiển tính được giá trị các điểm cân bằng như sau:

Khi nồng độ đầu vào $CA_{10} = 51 \text{ kg/m}^3$, nhiệt độ đầu vào $T_{10} = 278\text{K}$; để có nồng độ đầu ra $CA_{20} = 4,794 \text{ kg/m}^3$ ứng với nhiệt độ đầu ra $T = 313\text{K}$; lưu lượng cấp cho thiết bị được xác định là $F_{10} = 4,169.10^{-7} \text{ m}^3/\text{s}$; mức dung dịch trong thiết bị $H_0 = 0.08\text{m}$; công suất nước gia nhiệt $Q = 61,2\text{W}$; nhiệt độ nước gia nhiệt đầu vào $T_{j10} = 343\text{K}$; tính được lưu lượng nước gia nhiệt $F_{j0} = 6,55.10^{-7} \text{ m}^3/\text{s}$

5.2. Chọn thông số làm việc của thiết bị như sau

Để đảm bảo điều khiển cân bằng khối lượng, chọn lưu lượng cực đại đầu ra thiết bị là $F_{1\text{max}} = 8,338.10^{-7} \text{ m}^3/\text{s}$ (gấp 2 lần giá trị làm việc ổn định).

Để đảm bảo cân bằng năng lượng chọn lưu lượng nước gia nhiệt cực đại $F_{j\text{max}} = 13,1.10^{-7} \text{ m}^3/\text{s}$, (gấp 2 lần giá trị làm việc ổn định).

Nhận xét: Mô hình điều khiển lò phản ứng có tính phi tuyến, cụ thể:

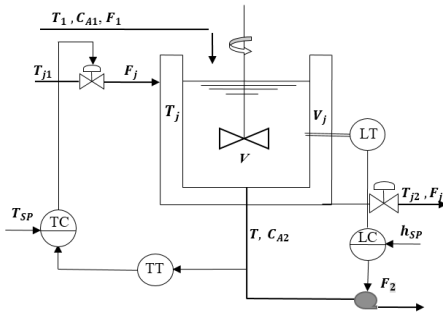
Phi tuyến vào-ra: hệ số tốc độ phản ứng là hàm mũ của nhiệt độ:

$$k_1 = k_0 e^{-\frac{E}{RT}} \quad (21)$$

Phi tuyến cấu trúc: Có tích hai biến cần điều khiển nhiệt độ và nồng độ (3).

Tác động xen kênh: Đại lượng cần điều khiển h lại có quan hệ với các đại lượng của điều khiển cân bằng thành phần và cân bằng năng lượng.

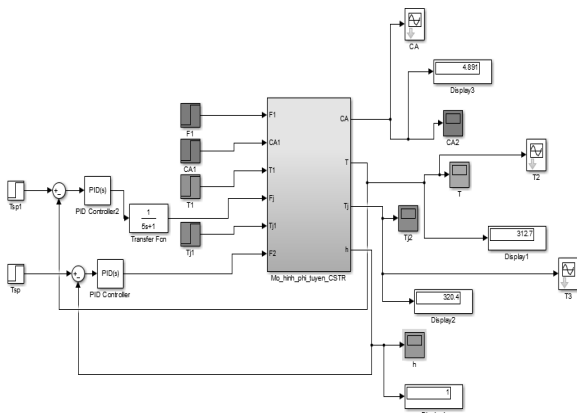
Từ các phân tích trên, ta có sơ đồ cấu trúc điều khiển thiết bị phản ứng với hai mạch vòng điều khiển (mức h và nhiệt độ phản ứng T) như Hình 12:



Hình 12. Cấu trúc điều khiển thiết bị phản ứng với hai mạch vòng điều khiển

5.3. Hệ điều khiển phản hồi PID cho thiết bị phản ứng với mô hình phi tuyến

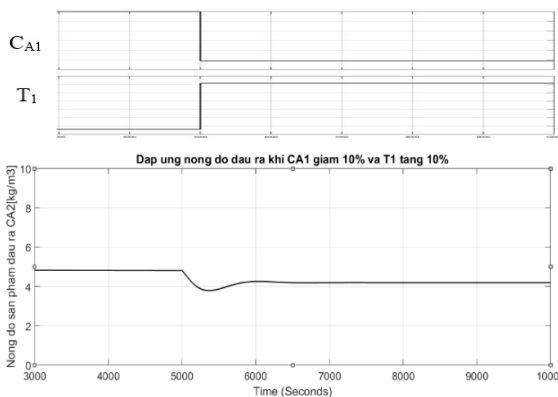
Trên Hình 13 là mô hình mô phỏng điều khiển thiết bị CSTR, với điều khiển tuyến tính phản hồi PID.



Hình 13. Mô hình mô phỏng điều khiển phản hồi PID thiết bị phản ứng CSTR cấu trúc phi tuyến

Chất lượng của hệ được đánh giá là nồng độ của sản phẩm phải đảm bảo $\pm 5\%$. Khi tất cả các thông số đầu vào không đổi như thiết kế nồng độ đầu ra đảm bảo đúng lượng đặt. Tuy nhiên có sự thay đổi nhiều đầu vào như: nồng độ, nhiệt độ lưu lượng đầu vào; nhiệt độ đầu vào dung dịch gia nhiệt. Sau đây ta xét ảnh hưởng của các nhiễu:

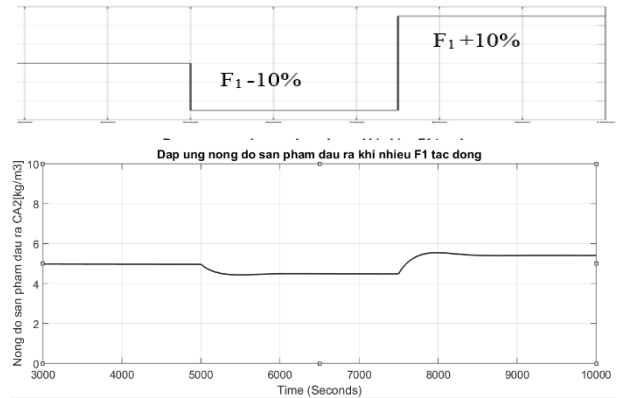
a. Nhiễu $C_{A1} - 10\%$; $T_1 + 10\%$ tác động, ta có đáp ứng C_{A2} trên Hình 14.



Hình 14. Đáp ứng nồng độ đầu ra C_{A2} khi nhiễu $C_{A1} - 10\%$; $T_1 + 10\%$ (C_{A2} đạt 4,192 kg/m³)

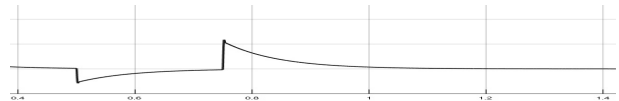
Nhận xét: Khi hệ đang làm việc ổn định, tại thời điểm 5000s, ta cho C_{A1} giảm 10%, T_1 tăng 10%, nồng độ đầu ra C_{A2} có giảm một lượng nhỏ, tuy nhiên dưới tác động của bộ điều khiển PID, đáp ứng nồng độ đầu ra C_{A2} ổn định và sai lệch 12,6%.

b. Nhiều lưu lượng đầu vào $F_1 \pm 10\%$ ta có đáp ứng C_{A2} trên Hình 15.



Hình 15. Đáp ứng nồng độ đầu ra C_{A2} khi nhiễu $F_1 \pm 10\%$ (C_{A2} sai lệch 10% khi giảm và sai lệch 8% khi tăng)

Trên Hình 16 là đáp ứng mức dung dịch h khi thay đổi lưu lượng đầu vào $F_1 \pm 10\%$:

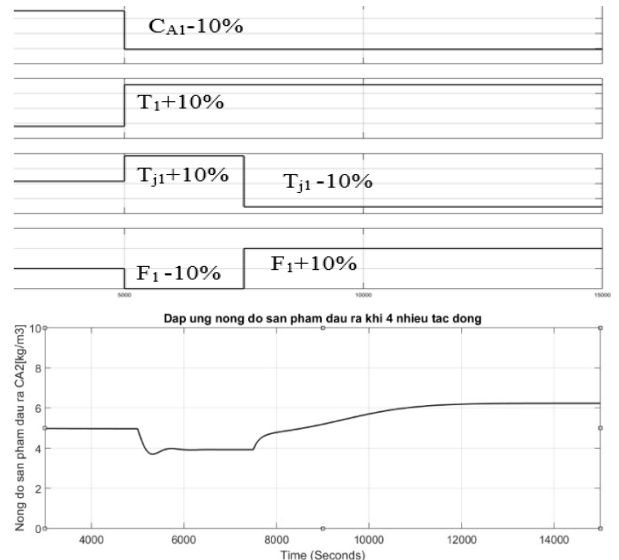


Hình 16. Đáp ứng mức dung dịch h khi $F_1 \pm 10\%$ tác động

Nhận xét: Mạch vòng điều khiển mức h tác động nhanh khoảng 200s, ổn định. Nồng độ C_{A2} sai lệch 10%

c. Nhiều đồng thời ta có đáp ứng như Hình 17

Nhận xét: Khi hệ đang làm việc ổn định, tại thời điểm 5000s, cho nhiễu C_{A1} giảm 10%, nhiễu T_1 tăng 10% và T_{j1} tăng 10%, F_1 giảm 10% nồng độ đầu ra C_{A2} có sai lệch 15%. Đến 7500s ta thay đổi T_1 giảm 10% và F_1 tăng 10%, nồng độ đầu ra C_{A2} có sai lệch 30%.



Hình 17. Đáp ứng nồng độ sản phẩm đầu ra C_{A2} khi nhiễu 4 tác động cùng lúc

Nhận xét chung:

Hệ điều khiển thiết bị phản ứng với bộ điều khiển PID cho mô hình phi tuyến đảm bảo ổn định khi nhiều đầu vào tác động, tuy nhiên tồn tại sai lệch tĩnh ngoài giá trị cho phép.

Tác động xen kênh giữa mạch vòng mức tới mạch vòng nhiệt độ và ngược lại là không đáng kể, vì mạch vòng mức tác động rất nhanh so với mạch vòng nhiệt độ.

6. Kết luận

Bài báo đã nghiên cứu động học quá trình phản ứng và các thông số công nghệ của phản ứng thủy phân hóa Acetic Anhydride, từ đó đi thiết kế mô hình, tính toán thông số vận hành của thiết bị phản ứng CSTR. Mô hình thiết kế được kiểm tra qua mô phỏng hai giai đoạn: giai đoạn khởi động và giai đoạn vận hành, đánh giá được đặc tính của thiết bị phản ứng CSTR. Mô hình thử nghiệm lò phản ứng được thiết kế theo tính toán có các thông số đáp ứng yêu cầu đặt ra, được kiểm chứng đảm bảo cân bằng phản ứng và sản phẩm đầu ra.

Với việc phân tích mô hình cấu trúc điều khiển của thiết bị phản ứng cho thấy rằng mô hình điều khiển thiết bị phản ứng là hệ đa biến tác động xen kênh có tính phi tuyến. Khi dùng điều khiển tuyến tính phản hồi đầu ra dùng PID, với các thông số đầu vào không đổi, hệ ổn định và cho kết quả

chất lượng sản phẩm đầu ra đáp ứng yêu cầu. Tuy nhiên khi có nhiều đầu vào, đặc biệt trường hợp nhiều tác động đồng thời, chất lượng sản phẩm ra có sai lệch lớn ngoài giá trị cho phép. Điều này cho thấy để đảm bảo cho hệ bám lượng đặt bền vững với nhiễu, cần phải nghiên cứu một phương pháp thiết kế phản hồi phi tuyến phù hợp hơn.

TÀI LIỆU THAM KHẢO

- [1] N. Bin, *Các quá trình, thiết bị trong công nghệ hóa chất và thực phẩm* vol. Tập 5: Nhà xuất bản Khoa học và Kỹ thuật, 2007.
- [2] N. A. Amenaghawon, E. I. Osagie, S. O. Osemwengie, S. E. Ogbeide, and C. O. Okieimen, "Modelling and simulation of the batch hydrolysis of acetic anhydride to produce acetic acid", *Nigerian Journal of Technology (NIJOTECH)*, vol. Vol. 32. No. 3, p. 7, 2013.
- [3] S. Haji and C. Erkey, "Kinetics of hydrolysis of acetic anhydride by in-situ FTIR spectroscopy - An experiment for the Undergraduate Laboratory", *Chemical Engineering Education*, p. 6, 2005.
- [4] B.Q.Khánh, P.Q.Đặng, N. H. Phương, and V.T.Nguyễn, *Điều khiển quá trình*, Nhà xuất bản Khoa học và Kỹ thuật, 2014.
- [5] B. Roffel and B. Betlem, *Process Dynamics and Control Modeling for Control and Prediction*: John Wiley & Son, Ltd, 562.
- [6] J. Vojtesek and P. Dostal, "Use of MATLAB Environment for Simulation and Control of CSTR", *International journal of mathematics and computers in simulation*, vol. Volume 5, p. 8, 2011.
- [7] W. L. Luyben, *Process modeling simulation and control for chemical engineers* McGraw-Hill 1996.

(BBT nhận bài: 23/9/2016, phản biện xong: 12/11/2016)