

XÂY DỰNG MÔ HÌNH ĐIỀU KHIỂN CHO LÒ PHẢN ỨNG LIÊN TỤC CSTR (CONTINUOUS STIRRED TANK REACTOR)

BUILDING CONTROL MODEL FOR CONTINUOUS STIRRED TANK REACTOR

Mai Thị Đoan Thanh¹, Đoàn Quang Vinh²

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

²Đại học Đà Nẵng; dqvinh@gmail.com

Tóm tắt - Nhằm tạo sản phẩm đầu ra cho lò phản ứng liên tục (CSTR – Continuous stirred tank reactor) 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. Các quá trình hóa lý của lò phản ứng có quan hệ phi tuyến, xen kẽ rất phức tạp. Khi thiết kế lò phản ứng người ta cần phải xây dựng quá trình động học và mô hình điều khiển, từ đó mới hiệu chỉnh lại thiết bị công nghệ. Chính vì điều đó, trong bài báo này, tác giả xây dựng các mô hình điều khiển lò phản ứng CSTR, mô phỏng bằng phần mềm MATLAB SIMULINK và khảo sát nó với từng quá trình cân bằng khác nhau tác động: cân bằng khối lượng, cân bằng thành phần, cân bằng năng lượng, cân bằng nhiệt qua jacket (vỏ làm mát) và cân bằng mức chất tham gia phản ứng. Việc này giúp cho quá trình thiết kế và điều khiển lò phản ứng tạo ra sản phẩm chính đạt chất lượng và hiệu suất cao.

Từ khóa - lò phản ứng liên tục; phi tuyến; cân bằng năng lượng; cân bằng thành phần; cân bằng khối lượng.

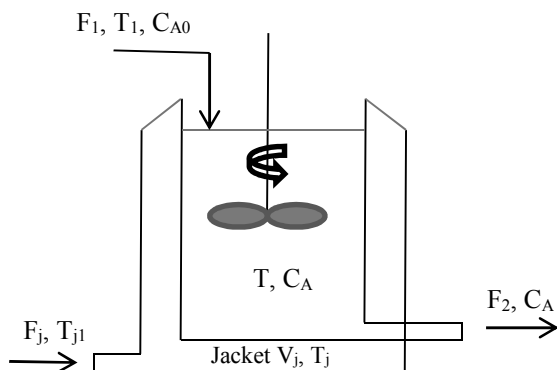
Abstract - To create quality outputs and high productivity of CSTR (Continuous stirred tank reactor), we must control the chemical and physical processes in accordance with technology requirements. Chemical and physical processes of the reactor have nonlinear relationships and complex inter-channel. When designing reactors we need to build the dynamical and control model in order to recalibrate technology. equipment Because of this, in this paper the authors build a control model for Continuous stirred tank reactor, simulated by MATLAB SIMULINK software and survey it with each different balance effects: the mass balance, component balance, energy balance, heat balance over jacket (shell cooling) and the level of reactant balance. This makes the design and control process of reactors generate major quality products and high productivity.

Key words - continuous stirred tank reactor; nonlinear; energy balance; component balance; mass balance;

1. Đặt vấn đề

Các nghiên cứu trước đây về lò phản ứng liên tục CSTR mới chỉ xét các quá trình hóa lý riêng rẽ, chưa mang tính tổng quát. Trong khi trên thực tế, các quá trình cân bằng xảy ra trong lò phản ứng là đồng thời và biến đổi liên tục, phức tạp. Một số nghiên cứu lại lý tưởng hóa một số yếu tố tác động vào lò để đưa ra bộ điều khiển. Điều này dẫn đến việc điều khiển lò phản ứng trên thực tế là không chính xác.

Trên Hình 1 mô tả một lò phản ứng liên tục thu nhiệt gồm có bình phản ứng hóa học nhận nguyên liệu đầu vào với lưu lượng F_1 , nồng độ C_{A0} , nhiệt độ T_1 . Đối với lò phản ứng gia nhiệt, người ta cấp cho lò phản ứng một nhiệt năng thông qua vỏ lò (jacket) có thể tích V_j , nhiệt độ của dòng gia nhiệt vào jacket là T_{j1} , khi ra khỏi jacket là T_j . Để đồng đều hợp chất ta dùng một thiết bị khuấy trộn. Khi nhận nhiệt độ thì phản ứng xảy ra, và tại đầu ra ta nhận được sản phẩm có lưu lượng F_2 , nồng độ C_A .



Hình 1. Lò phản ứng khuấy trộn liên tục CSTR

2. Động học lò phản ứng liên tục CSTR có khuấy trộn

Giả thiết trong lò phản ứng:

- Hỗn hợp trong lò phản ứng lý tưởng, gradient nồng độ (độ thấm thấu) trong bình ở mọi vị trí là như nhau (do khuấy trộn liên tục) và nồng độ trong lò phản ứng giống như nồng độ đầu ra.

- Mật độ của chất là như nhau trong quá trình phản ứng và không phụ thuộc vào nồng độ của các thành phần và nhiệt độ.

- Phản ứng của quá trình là bậc nhất trong thành phần A, tốc độ phản ứng được mô tả bằng $r = kC_A^\alpha$ (α là bậc của phản ứng, chọn $\alpha = 1$).

- Hệ số truyền nhiệt K_T là không đổi.

2.1. Phương trình cân bằng khối lượng

Theo [1] ta có:

Biến thiên khối lượng trong lò phản ứng bằng khối lượng đầu vào trừ đi khối lượng đầu ra:

$$\frac{dm}{dt} = W_1 - W_2 \quad (1)$$

Trong đó:

m : khối lượng chất trong phản ứng (kg);

W_1 : Lưu lượng đầu vào (kg/s);

W_2 : Lưu lượng đầu ra (kg/s);

V : thể tích lò phản ứng (m^3);

ρ : khối lượng riêng sản phẩm (kg/m^3).

$$m = \rho V; \text{ ta có: } \frac{dm}{dt} = \frac{d(\rho V)}{dt} = W_1 - W_2 \quad (2)$$

Giả thiết ρ là hằng số ta có:

$$\rho \frac{dV}{dt} = W_1 - W_2 \quad (3)$$

$$\frac{dV}{dt} = \frac{1}{\rho} (W_1 - W_2) = F_1 - F_2 \quad (4)$$

$$\text{Như vậy:} \quad \frac{dV}{dt} = F_1 - F_2 \quad (5)$$

F_1 : Lưu lượng thể tích chất đầu vào (m^3/s);

F_2 : Lưu lượng thể tích chất đầu ra (m^3/s).

2.2. Phương trình cân bằng thành phần

Theo [2], áp dụng định luật bảo toàn vật chất cho thành phần chất A trong phản ứng, biến thiên vật chất trong lò phản ứng bằng các thành phần vật chất mang vào trừ đi thành phần vật chất mang ra và các thành phần tham gia phản ứng:

$$\frac{d(VC_A)}{dt} = F_1 C_{A0} - F_2 C_A - V k C_A \quad (6)$$

Với: C_A là nồng độ thành phần đầu ra của A.

C_{A0} là nồng độ thành phần đầu vào của A.

$$C_A \frac{dV}{dt} + V \frac{dC_A}{dt} = F_1 C_{A0} - F_2 C_A - V k C_A \quad (7)$$

Thay (5) vào (7) ta được:

$$V \frac{dC_A}{dt} = F_1 C_{A0} - F_2 C_A - V k C_A - C_A (F_1 - F_2) \quad (8)$$

$$V \frac{dC_A}{dt} = F_1 (C_{A0} - C_A) - V k C_A \quad (9)$$

Với $k = k(T) = k_0 \exp\left(\frac{-E}{RT}\right)$ là hệ số tốc độ phản ứng,

ta được phương trình cân bằng thành phần của phản ứng:

$$V \frac{dC_A}{dt} = F_1 (C_{A0} - C_A) - k_0 e^{-E/(RT)} V C_A \quad (10)$$

2.3. Phương trình cân bằng năng lượng

Theo tài liệu [1], [2], [3]:

$$\frac{dE}{dt} = \Phi + W_1 h_1 - W_2 h_2 + Q \quad (11)$$

Với E là năng lượng của phản ứng (J):

$$E = mu \quad (12)$$

Φ là công suất nhiệt cấp vào lò (J/s):

$$\Phi = K_{T1} A (T - T_M) \quad (13)$$

Trong đó:

- K_{T1} là hệ số truyền nhiệt giữa lò và vách ngăn ($\text{W}/\text{m}^2\text{K}$).

- T_M là nhiệt độ vách lò (K).

- T là nhiệt độ chất tham gia phản ứng (K).

- Q là nhiệt của phản ứng:

$$Q = k_0 \exp\left(-\frac{E}{RT}\right) V \Delta H \quad (14)$$

Thay (13) và (14) vào (11) biến đổi ta có:

phương trình nhiệt độ chất tham gia phản ứng:

$$\frac{dE}{dt} = \frac{d(mu)}{dt} = m \frac{du}{dt} + u \frac{dm}{dt} = \rho V \frac{du}{dt} + u \frac{d\rho V}{dt} \quad (15)$$

$$= F_1 \rho h_1 - F_2 \rho h_2 + K_{T1} A (T - T_M) + \Delta H V k_0 e^{-E/(RT)} C_A$$

Giả thiết dung dịch được đồng nhất, ta có:

$h_1 = C_p T_1$ là enthalpy riêng phần đầu vào.

$h_2 = C_p T_2$ là enthalpy riêng phần lò phản ứng.

C_p nhiệt dung riêng đẳng áp.

$$u = C_p T \quad (16)$$

$$u \frac{dm}{dx} = u \frac{d(\rho V)}{dt}, \quad m \frac{du}{dt} = \rho V C_p \frac{dT}{dt} \quad (17)$$

Giải (15) kết hợp với (5) ta có:

$$\rho C_p V \frac{dT}{dt} = F_1 \rho C_p T_1 - F_2 \rho C_p T + \Delta H V k_0 e^{-E/(RT)} C_A - \rho C_p T (F_1 - F_2) + K_{T1} A (T - T_M) \quad (18)$$

Rút gọn ta được phương trình cân bằng năng lượng như sau:

$$\frac{dT}{dt} = \frac{F_1}{V} (T_1 - T) + \frac{\Delta H}{\rho C_p} k_0 e^{-E/(RT)} C_A + \frac{K_{T1} A}{\rho C_p V} (T - T_M) \quad (19)$$

2.4. Cân bằng nhiệt qua jacket (vỏ làm mát hoặc gia nhiệt)

Ta có ba quá trình nhiệt:

+ Quá trình nhiệt lò phản ứng.

+ Quá trình truyền nhiệt giữa lò phản ứng với vách ngăn.

+ Quá trình truyền nhiệt giữa vách ngăn và Jacket.

Ta có phương trình cân bằng nhiệt Jacket:

$$\rho_j C_{pj} V_j \frac{dT_j}{dt} = F_j \rho_j C_{pj} (T_{j1} - T_j) + K_{T2} A_2 (T_M - T_j) \quad (20)$$

Cân bằng nhiệt qua vách lò:

$$\rho_M C_{pM} V_M \frac{dT_M}{dt} = K_{T1} A_1 (T - T_M) - K_{T2} A_2 (T_M - T_j) \quad (21)$$

Trong đó:

ρ_M, C_{pM}, V_M là khối lượng riêng, nhiệt dung riêng và thể tích của vách ngăn; ρ_j, C_{pj}, V_j là khối lượng riêng, nhiệt dung riêng và thể tích của môi chất mang nhiệt năng, K_{T1} là hệ số truyền nhiệt giữa lò và vách ngăn, K_{T2} là hệ số truyền nhiệt giữa vách ngăn và jacket.

2.5. Phương trình điều khiển mức

Theo [1], khi điều khiển lưu lượng ra F_2 dùng van:

$$\text{Từ phương trình (5):} \quad \frac{dV}{dt} = F_1 - F_2$$

$$F_2 = C_{vmax} m\% \sqrt{\frac{\Delta P}{\nu}};$$

Với: $m\%$ là hệ số điều khiển van,

ν là thể tích riêng môi chất (m^3/kg),

C_{vmax} là độ dẫn cực đại của van khi $m\% = 100\%$ (m^2),

ΔP là chênh áp (Pa).

Đặt h là mức dung dịch trong lò phản ứng tính theo %, do diện tích đáy lò không đổi, nên ta có:

$$V_{max} \frac{dh}{dt} = F_1 - C_{vmax} m\% \sqrt{k \cdot h} \quad (22)$$

k là hệ số quy đổi thứ nguyên (m^4/s^2).

3. Phân tích quá trình phản ứng khuấy trộn liên tục CSTR

3.1. Biến quá trình, bậc tự do

Giả thiết bỏ qua quá trình truyền nhiệt qua vách lò, công suất hơi vô cùng lớn nên không xảy ra sự chuyển pha (ρ_j không đổi).

Như trên, ta đã xây dựng được mô hình toán học của lò phản ứng CSTR, mô hình gồm 5 phương trình vi phân thể hiện mối quan hệ giữa các đại lượng đặc trưng của quá trình với các tham số công nghệ:

- Phương trình cân bằng thành phần: theo (10) ta có:

$$V \frac{dC_A}{dt} = F_1(C_{A0} - C_A) - k_0 e^{-E/(RT)} V C_A \quad (23)$$

- Phương trình cân bằng nhiệt phản ứng: theo (19) ta có:

$$\rho C_p V \frac{dT}{dt} = F_1 \rho C_p T_1 - F_2 \rho C_p T + \Delta H V k_0 e^{-E/(RT)} C_A - \rho C_p T (F_1 - F_2) + K_{T1} A_1 (T - T_M) \quad (24)$$

- Phương trình cân bằng nhiệt jacket: theo (20) ta có:

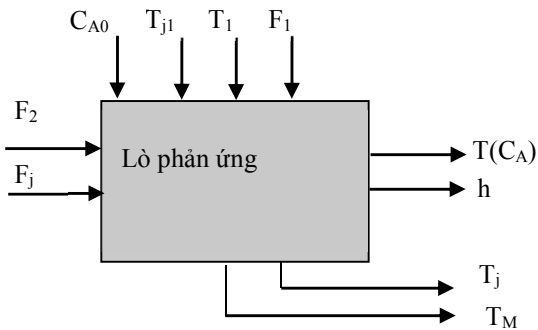
$$\rho_j C_{pj} V_j \frac{dT_j}{dt} = F_j \rho_j C_{pj} (T_{j1} - T_j) + K_{T2} A_2 (T_M - T_j) \quad (25)$$

- Phương trình cân bằng nhiệt qua vách lò: theo (21) ta có:

$$\rho_M C_{pM} V_M \frac{dT_M}{dt} = K_{T1} A_1 (T - T_M) - K_{T2} A_2 (T_M - T_j) \quad (26)$$

- Phương trình cân bằng mức: theo (22) ta có:

$$V_{max} \frac{dh}{dt} = F_1 - C_{vmax} m^0 \sqrt{k \cdot h} \quad (27)$$



Hình 2. Biến quá trình trong lò phản ứng CSTR

Qua phân tích ta thấy hệ thống có tổng cộng 11 biến quá trình ở Hình 2, gồm 2 biến ra không cần điều khiển (nhiệt độ jacket T_j và nhiệt độ vách lò T_M), 2 biến điều khiển (là lưu lượng F_2 và F_j), 4 biến nhiễu (là F_1 , C_{A0} , T_1 , T_{j1}) và 3 biến cần điều khiển h , T , C_A (trong đó C_A không đo trực tiếp mà tính theo quan hệ với nhiệt độ T). Quá trình có tất cả năm phương trình động học độc lập. Số bậc tự do của quá trình là $11 - 5 = 6$, đúng bằng số biến vào (2 biến điều khiển và 4 biến nhiễu). Như vậy mô hình đã đảm bảo tính nhất quán.

3.2. Phân tích tính chất động học của lò phản ứng khuấy trộn liên tục CSTR

Xét tính phi tuyến của mạch vòng mức: theo (22) ta có:

$$V_{max} \frac{dh}{dt} = F_1 - C_{vmax} m^0 \sqrt{k \cdot h} \quad (28)$$

Ta thấy phương trình này phi tuyến do có hàm căn bậc hai của biến cần điều khiển và biến cần điều khiển nhân với biến điều khiển.

Xét tính phi tuyến của nồng độ đầu ra C_A theo nhiệt độ lò phản ứng T

Phương trình cân bằng thành phần của lò phản ứng (10) là:

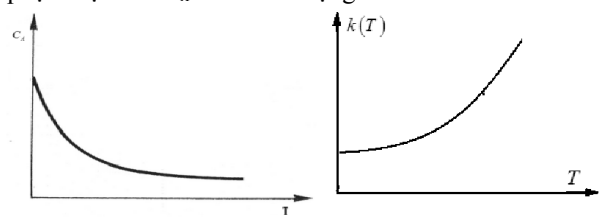
$$V \frac{dC_A}{dt} = F_1(C_{A0} - C_A) - k_0 e^{-E/(RT)} V C_A \quad (29)$$

Giả thiết mạch vòng mức tác động nhanh so với mạch vòng nhiệt độ, nên có thể coi V không đổi, ta chỉ xét ảnh hưởng của nhiệt độ T đến nồng độ đầu ra C_A của lò phản ứng. Khi đó nồng độ đầu ra của lò phản ứng chỉ phụ thuộc vào nhiệt độ lò phản ứng theo tốc độ phản ứng.

Ta có tốc độ phản ứng của lò phản ứng khuấy trộn liên tục CSTR bậc một là:

$$k = k(T) = k_0 \exp\left(\frac{-E}{RT}\right) \quad (30)$$

Ta thấy rằng nồng độ đầu ra của lò phản ứng C_A phụ thuộc vào nhiệt độ lò phản ứng T theo hàm exp đồ thị sự phụ thuộc của C_A theo T có dạng Hình 3:



Hình 3. Đồ thị sự phụ thuộc của C_A theo T và $k(T)$ theo T

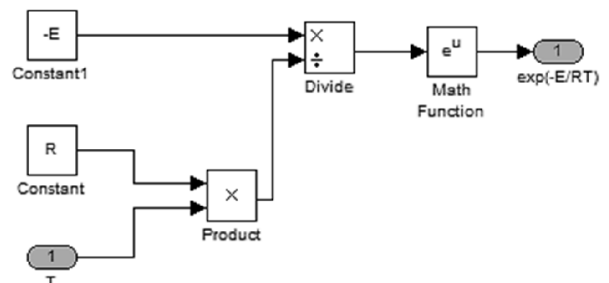
Ta thấy rằng sự phụ thuộc của C_A vào T là một hàm phi tuyến (hàm exp) do đó sự thay đổi của T sẽ làm biến thiên C_A theo một đường đặc tính riêng. Khi nhiệt độ T tăng thì nồng độ đầu ra C_A giảm rất nhanh nhưng khi đạt giá trị tiệm cận (cân bằng thì dù cho nhiệt độ có tăng thì C_A cũng không tăng). Vì vậy để thu được thành phần nồng độ đầu ra theo yêu cầu thì ta phải giữ nhiệt độ của lò phản ứng ở một nhiệt độ cố định hay đường đặc tính của lò được cố định.

Nếu khi truyền nhiệt hơi có ngưng thì ρ_j thay đổi phương trình truyền nhiệt là phi tuyến.

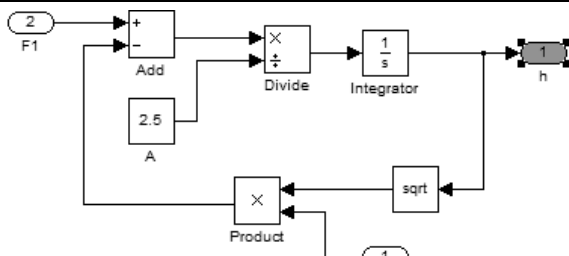
4. Mô hình lò phản ứng CSTR

Xây dựng mô hình chỉ tính đến quá trình nhiệt trong lò (bỏ qua quá trình truyền nhiệt qua vách lò vì thể tích của vách lò là không đáng kể). Dựa theo [4] ta có:

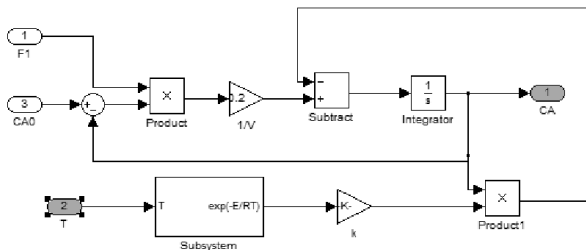
- Mô hình tốc độ phản ứng $k_0 \cdot \exp(-E/RT)$, Hình 4.
- Mô hình quá trình cân bằng mức, Hình 5.
- Mô hình quá trình cân bằng thành phần, Hình 6.
- Mô hình quá trình cân bằng nhiệt phản ứng, Hình 7.
- Mô hình quá trình cân bằng nhiệt qua jacket, Hình 8.
- Sơ đồ mô phỏng lò phản ứng, Hình 9.



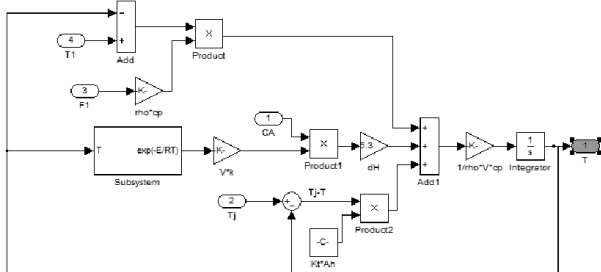
Hình 4. Mô hình tốc độ phản ứng



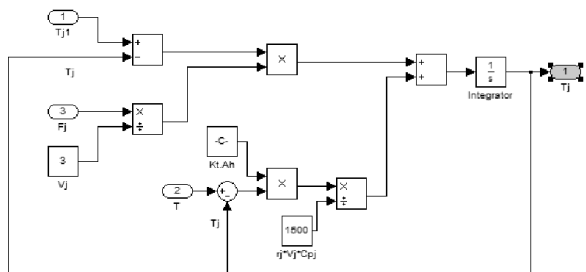
Hình 5. Mô hình quá trình cân bằng mức



Hình 6. Mô hình quá trình cân bằng thành phần



Hình 7. Mô hình quá trình cân bằng nhiệt

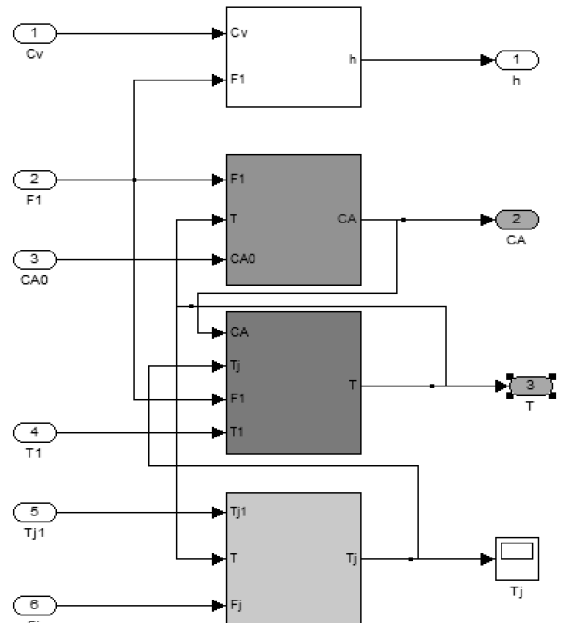


Hình 8. Mô hình quá trình cân bằng nhiệt qua jacket

Bảng 1. Thông số lò phản ứng CSTR

Ký hiệu	Diễn giải	Giá trị /Đơn vị
F ₁	Lưu lượng dòng chất đầu vào	0,005 m ³ /s
CA ₀	Nồng độ chất A ở đầu vào	800 kg/m ³
C _A	Nồng độ sản phẩm	200,1 kg/m ³
V _j	Thể tích jacket	3 m ³
K	Hệ số tốc độ phản ứng	18,75 s ⁻¹
Q	Năng lượng kích hoạt cho phản ứng	30 kJ/mol
T ₁	Nhiệt độ chất đầu vào	353 K
T	Nhiệt độ chất sau phản ứng	413 K
C _p	Nhiệt dung riêng sản phẩm	1,0 kJ/kg.K
R	Hằng số khí lý tưởng	0,008314 kJ/mol.K
ΔH	Nhiệt của phản ứng	5,3 kJ/kg
U	Nội năng riêng	75 J/kg
A	Diện tích truyền nhiệt lò phản ứng	0,007m ²

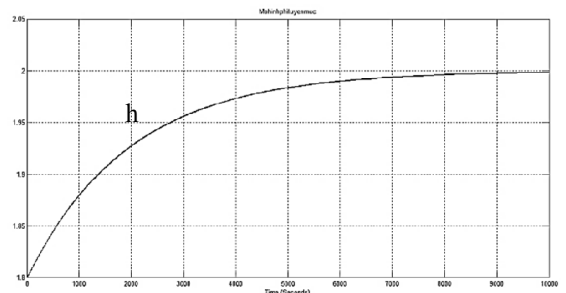
ρ	Khối lượng riêng sản phẩm	800 kg/m ³
ρ _j	Khối lượng riêng hơi cấp cho jacket	500 kg/m ³
A _b	Diện tích đáy lò phản ứng	2,5 m ²



Hình 9. Sơ đồ mô phỏng lò phản ứng

- Kết quả mô phỏng khi chưa có bộ điều khiển:

Mô phỏng quá trình cân bằng mức:

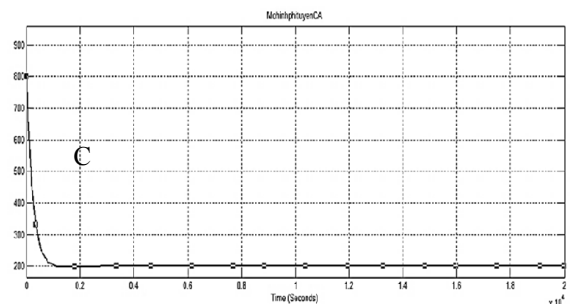


Hình 10. Đồ thị mức h

Thời gian mô phỏng là 10.000s. Ta thấy ban đầu giá thiết mức $h(0)=1,8\text{m}$, khi mức chất lỏng trong bình tăng dần đạt đến giá trị cân bằng h_0 , lưu lượng chất đầu vào và lưu lượng sản phẩm đầu ra bằng nhau: $F_1 = F_2 = 0,005 \text{ m}^3/\text{s}$.

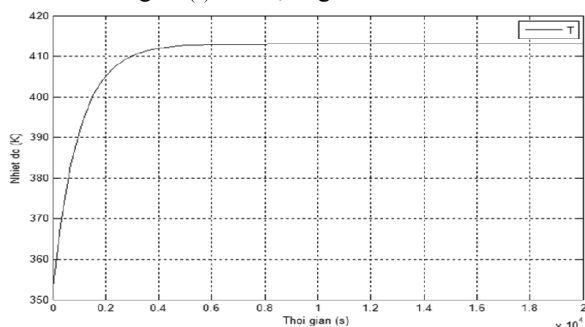
Mô phỏng quá trình cân bằng thành phần và cân bằng nhiệt phản ứng:

Khi mức h đạt trạng thái cân bằng, thể tích V của hỗn hợp sản phẩm không thay đổi ($V=Ah_0=2,5 \times 2=5\text{m}^3$), xác định điểm làm việc của nồng độ C_A và nhiệt độ T .



Hình 11. Đồ thị nồng độ thành phần đầu ra (CA)

Ta thấy giá trị C_A giảm dần từ giá trị ban đầu C_{A0} đến giá trị cân bằng $C_{A(0)} = 200,1 \text{ kg/m}^3$.



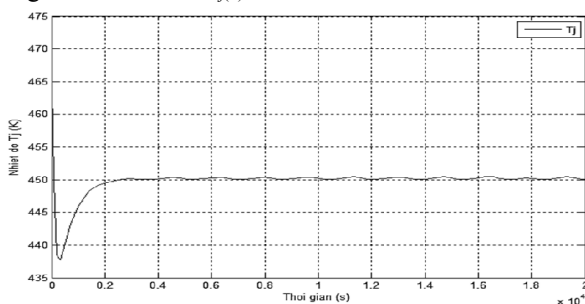
Hình 12. Đồ thị nhiệt độ lò phản ứng (T)

Nhiệt độ T tăng dần từ giá trị ban đầu $T_1 = 353\text{K}$ đến giá trị cân bằng $T_{(0)} = 414\text{K}$.

Từ kết quả mô phỏng ta có nhận xét: Các tín hiệu thu được thể hiện sự biến đổi tương đối chậm của quá trình. Cụ thể, quá trình đạt trạng thái cân bằng sau khoảng thời gian từ 6000s. Tương ứng với sự thay đổi của nhiệt phản ứng T là sự thay đổi của thành phần C_A . Tín hiệu T tăng dần (theo đúng bản chất động học của quá trình phản ứng thu nhiệt), từ giá trị ban đầu T_1 đến giá trị cân bằng $T_{(0)}$. Tín hiệu C_A giảm dần từ giá trị ban đầu C_{A0} đến giá trị cân bằng $C_{A(0)}$.

Mô phỏng cân bằng nhiệt jacket:

- Tại điểm làm việc, Q không đổi và bằng 224,1(kw), $T_{(0)} = 413\text{K}$, suy ra giá trị tại điểm làm việc của nhiệt độ dòng nhiệt Jacket là: $T_{j(0)} = 450\text{K}$.



Hình 13. Đồ thị nhiệt độ jacket (T_j)

Nhận xét: Tín hiệu T_j dao động mạnh trước khi đạt đến trạng thái ổn định, thời gian đạt trạng thái cân bằng tương đối nhanh (so với tín hiệu T và C_A), cụ thể là sau khoảng từ 3000s kể từ thời điểm bắt đầu có kích thích đầu vào tác động. Ở trạng thái cân bằng, tín hiệu T_j có sự dao động nhẹ quanh điểm làm việc.

5. Kết luận

Bài báo đã xây dựng được các phương trình cân bằng như phương trình cân bằng khối lượng, cân bằng thành phần, cân bằng năng lượng, cân bằng nhiệt cho lò phản ứng liên tục CSTR. Từ đó phân tích động học quá trình trong lò phản ứng khuấy trộn liên tục. Đồng thời bài báo cũng đã xây dựng được mô hình đối tượng, mô phỏng trên phần mềm MATLAB SIMULINK. Kết quả mô phỏng thể hiện đúng như lý thuyết về động học quá trình phản ứng trong lò phản ứng CSTR.

Qua phân tích của bài báo ta thấy rằng lò phản ứng liên tục CSTR là một mô hình phi tuyến, với số lượng tham số đo và điều khiển lớn, các tham số lại có quan hệ chặt chẽ tác động đa chiều, biến đổi phức tạp. Để giải bài toán điều khiển phi tuyến lò phản ứng ta cần giải 2 bài toán sau: Bài toán thứ nhất đó là điều khiển mức h theo lưu lượng sản phẩm đầu ra F_2 . Bài toán thứ hai đó là điều khiển nhiệt độ sản phẩm đầu ra T theo lưu lượng dòng gia nhiệt F_j , thông qua đó gián tiếp điều khiển nồng độ C_A . Việc giải hai bài toán đồng thời là rất phức tạp vì các quan hệ là phi tuyến với số biến nhiễu lớn.

TÀI LIỆU THAM KHẢO

- [1] Bùi Quốc Khánh, *Điều khiển quá trình*, Nhà xuất bản Khoa học và Kỹ thuật, 2014.
- [2] Brian Roffel and Ben Betlem, *Process Dynamics and Control*, Nhà xuất bản John Wiley & Sons, 2006.
- [3] Luyben, W.L., *Process modeling simulation and control for chemical engineers (second edition)*, Nhà xuất bản McGraw-Hill international edition, 1996.
- [4] Philip J. Thomas, *Simulation of industrial processes for control engineers*, Nhà xuất bản Elsevier Science & Technology Books, 1999.

(BBT nhận bài: 26/11/2014, phản biện xong: 09/01/2015)