



## Bài báo nghiên cứu

# XÂY DỰNG MÔ HÌNH TOÁN HỌC ĐỂ THIẾT KẾ HỆ THỐNG ĐIỀU KHIỂN TỰ ĐỘNG CHO THIẾT BỊ CÔ ĐẶC CHÂN KHÔNG

Bùi Ngọc Pha<sup>1,2</sup>, Nguyễn Sĩ Xuân Ân<sup>1,2</sup>, Nguyễn Thị Như Ngọc<sup>1,2</sup>,  
Phạm Hồng Đình<sup>1,2</sup>, Lý Khắc Tông<sup>1,2</sup>, Trần Lê Hải<sup>1,2,\*</sup>

<sup>1</sup>Khoa Kỹ thuật Hóa học, Trường Đại học Bách khoa, Đại học Quốc gia Thành phố Hồ Chí Minh, Việt Nam

<sup>2</sup>Đại học Quốc gia Thành phố Hồ Chí Minh, Việt Nam

\*Tác giả liên hệ: Trần Lê Hải – Email: [tranlehai@hcmut.edu.vn](mailto:tranlehai@hcmut.edu.vn)

Ngày nhận bài: 09-9-2021; ngày nhận bài sửa: 08-11-2021; ngày duyệt đăng: 12-12-2021

## TÓM TẮT

Công việc thiết kế hệ thống điều khiển được tiến hành theo hai bước cơ bản là xây dựng sách lược điều khiển và thiết kế bộ điều khiển. Phương pháp thiết kế này có thể tiến hành nhanh chóng dựa trên các mô hình toán học, giúp giảm thời gian, chi phí thiết kế và tránh hư hại đến thiết bị thực. Nghiên cứu này mô tả phương pháp mô hình hoá lý thuyết và hiệu chỉnh tham số mô hình điều khiển quá trình cô đặc chân không hoạt động liên tục dựa theo các định luật bảo toàn và kết quả thực nghiệm ứng dụng cho thiết bị cô đặc chân không bao gồm một buồng đốt trong có ống tuần hoàn trung tâm gắn dưới một buồng bốc quy mô pilot. Hệ thống điều khiển sử dụng mô hình toán học được mô phỏng bằng công cụ máy tính MATLAB/Simulink và so sánh với kết quả thực nghiệm. Kết quả thu được cho thấy độ sai lệch của mô hình đạt được dưới 10%, chứng tỏ mô hình toán học đã phản ánh được hành vi của quá trình cô đặc chân không liên tục thực tế.

**Keywords:** tự động hóa; động học; mô hình hoá; điều khiển quá trình; cô đặc chân không

## 1. Giới thiệu

Điều khiển tự động các quá trình công nghệ có tác động trực tiếp và nhanh chóng đến chất lượng sản phẩm, năng suất và hiệu quả sản xuất của nhà máy. Hiện nay, nhiều lĩnh vực như công nghiệp thực phẩm, hoá chất, dược phẩm đang sử dụng các thiết bị cô đặc bằng phương pháp nhiệt có sự hỗ trợ của chân không trong các nhà máy sản xuất để nâng cao nồng độ chất tan hay cấu tử quý trong dung dịch (Pham, 2010). Một số thiết bị hiện đang được điều khiển ở chế độ bằng tay, phụ thuộc vào kiến thức, kinh nghiệm của người vận hành nên chất lượng sản phẩm thường không đồng đều, ổn định. Đổi mới và cải tiến hệ thống tự động hoá điều khiển các quá trình luôn mang lại hiệu quả kinh tế cao hơn do chi phí thấp hơn nhiều lần so với đầu tư thay đổi công nghệ hay chế tạo thiết bị mới.

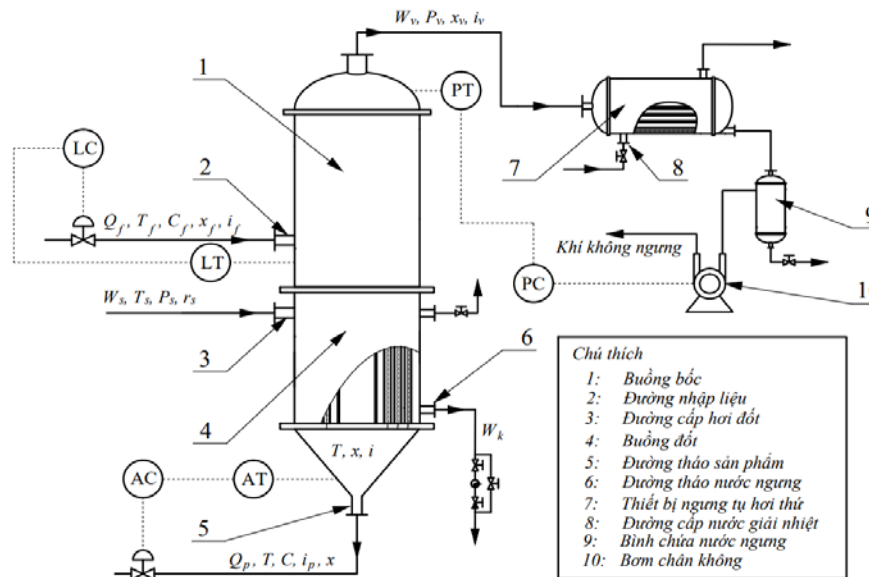
---

*Cite this article as:* Bui Ngoc Pha, Nguyen Si Xuan An, Nguyen Thi Nhu Ngoc, Pham Hong Dinh, Ly Khac Tong, & Tran Le Hai (2021). Development of mathematical models for designing automatic control-system applied for vacuum evaporator. *Ho Chi Minh City University of Education Journal of Science*, 18(12), 2190-2200.

Sự phức tạp của việc phát triển một hệ thống điều khiển tự động cho các thiết bị cô đặc này, như là các đối tượng điều khiển, được xác định bởi tính đa biến, tính phi tuyến cao cũng như không có khả năng tự cân bằng trong các kênh điều khiển riêng lẻ (Wang et al., 1994). Do đó, nhằm mục đích thực hiện các nghiên cứu tính toán để đưa ra phương pháp điều khiển thiết bị cô đặc, cần thiết phải xây dựng mô hình toán học mô tả các mối quan hệ động giữa các biến vào và các biến ra của quá trình (Elhaq et al., 1999; Seborg et al., 2017). Đồng thời, theo quy tắc thường được chấp nhận trong thực tế kỹ thuật, đối với việc tổng hợp hệ thống điều khiển tự động, do tính chất gần đúng của các công thức để tính toán phân tích các thông số điều khiển, mô hình có độ sai lệch dưới 10% là phù hợp (Chursin et al., 2017).

Nhiều phương pháp khác nhau đã được sử dụng để mô phỏng quá trình cũng như điều khiển quá trình cô đặc ở quy mô phòng thí nghiệm và công nghiệp (Haasbroek et al., 2013). Tuy nhiên, các nghiên cứu điều khiển này cũng chỉ tập trung chủ yếu cho quá trình cô đặc sữa. Rất ít các nghiên cứu được thực hiện cho các sản phẩm khác như nước trái cây hay chiết xuất từ tự nhiên. Ngoài ra, các nghiên cứu về thiết bị trên vẫn đang được tiếp tục thực hiện nhằm tăng sự hiểu biết sâu về quá trình và từ đó có thể điều khiển được quá trình một cách ổn định và hiệu quả (Liu et al., 2017).

Trong nghiên cứu này, mô hình cơ bản ban đầu được xây dựng để tạo cơ sở cho các nghiên cứu so sánh với thực nghiệm và sau đó được hiệu chỉnh trực quan trên phần mềm mô phỏng để được mô hình tổng quát và linh hoạt hơn.



Hình 1. Sơ đồ thiết bị cô đặc chân không

## 2. Đối tượng và phương pháp nghiên cứu

### 2.1. Đối tượng nghiên cứu

Đối tượng nghiên cứu trong báo cáo này là hệ thống cô đặc chân không hoạt động liên tục dùng để cô đặc nước đường. Nồi cô đặc được mô tả trên Hình 1 là thiết bị chính của hệ thống, có cấu tạo gồm 2 bộ phận chính là bồn đốt và bồn bốc. Bồn đốt là một thiết bị

truyền nhiệt kiểu vỏ ống dùng để gia nhiệt cho dung dịch cần cô đặc và duy trì sự sôi liên tục của dung dịch này. Nhiệt cung cấp cho buồng đốt là dòng hơi nước bão hòa (1 atm) từ nồi hơi. Tại chế độ làm việc liên tục ổn định, các thông số của quá trình được xác định như sau: áp suất cô đặc  $P = 0,2$  atm, dung dịch nước đường được cô đặc từ nồng độ khối lượng 25% lên 50% tương tự các quá trình cô đặc trong công nghiệp mía đường (Nguyen, 2011), lưu lượng nhập liệu là 6,4 kg/h, lưu lượng sản phẩm 3,2 kg/h.

**Bảng 1.** Kí hiệu các thông số

Kí hiệu	Tên gọi	Giá trị cân bằng
$h$	Mức chất lỏng dung dịch cô đặc, m	0,5
$A$	Tiết diện mặt cắt ngang buồng đốt, $m^2$	0,0378
$P$	Áp suất cô đặc, atm	0,2
$V$	Thể tích thiết buồng bốc, $m^3$	0,3
$Q_f$	Lưu lượng dung dịch nhập liệu, kg/h	6,4
$x_f$	Nồng độ dung dịch nhập liệu, %kl	25
$c_f$	Nhiệt dung riêng nhập liệu (Nguyen et al, 2006), J/(kg.K)	3674
	Khối lượng riêng dung dịch nhập liệu (Nguyen et al., 2006), $kg/m^3$	1106,1
$T_f$	Nhiệt độ nhập liệu, $^{\circ}C$	60
$Q_p$	Lưu lượng sản phẩm, kg/h	3,2
$x$	Nồng độ sản phẩm, %kl	50
$C$	Nhiệt dung riêng sản phẩm (Nguyen et al., 2006), J/(kg.K)	3159
$\rho$	Khối lượng riêng sản phẩm (Nguyen et al., 2006), $kg/m^3$	1232,8
$T$	Nhiệt độ sản phẩm, $^{\circ}C$	61,5
$W_v$	Lưu lượng hơi thứ, kg/h	3,2
$r_v$	Ẩn nhiệt của hơi thứ (Nguyen et al., 2006), J/kg	$2,356 \cdot 10^6$
$W_s$	Lưu lượng hơi đốt gia nhiệt, kg/h	
$r_s$	Ẩn nhiệt của hơi đốt (Nguyen et al., 2006), J/kg	$2,260 \cdot 10^6$
$P_s$	Áp suất hơi gia nhiệt, atm	1
$W_c$	Lưu lượng hơi thứ ngưng tụ, kg/h	
$W_{KKN}$	Lưu lượng khí không ngưng vào hệ thống, kg/h	
$W_{KKN-r}$	Lưu lượng khí không ngưng ra khỏi hệ thống, kg/h	

## 2.2. Xây dựng mô hình toán

Mô hình toán học được xây dựng cho quá trình cô đặc nước đường, phản ánh sự phụ thuộc giữa các đại lượng công nghệ ở đầu ra và các yếu tố ảnh hưởng lên quá trình ở đầu vào. Các đại lượng đặc trưng cho quá trình cô đặc là áp suất cô đặc ( $P$ , atm); mức dung dịch trong thiết bị ( $h$ , cm); nồng độ sản phẩm ( $x$ , %kl). Để quá trình diễn ra ở trạng thái bình làm việc thường ổn định, các đại lượng đặc trưng này phải được duy trì ổn định theo các giá trị chủ đạo (hay còn gọi là giá trị cài đặt) (Hoang, Cơ sở hệ thống điều khiển qua trình [Fundamentals of control system], 2009). Trong nghiên cứu này, các mô hình toán mô tả mối liên quan giữa các biến quá trình cô đặc được rút gọn thành các phương trình vi phân trên cơ sở các định luật định luật bảo toàn khối lượng, được mô tả qua các công thức (1), (2) và (3). Các kí hiệu và giá trị cân bằng của các thông số được trình bày trên Bảng 1.

Phương trình cân bằng vật chất toàn phần:

$$\frac{dh}{dt} = \frac{1}{\rho A} \cdot (Q_f - Q_p - W_v) \quad (1)$$

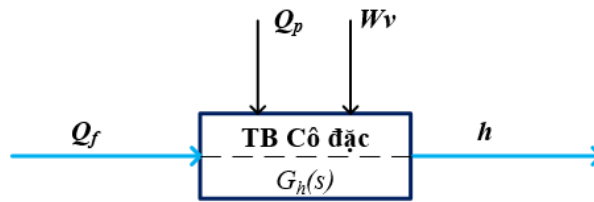
Phương trình cân bằng vật chất theo cấu tử hoà tan:

$$M \frac{dx}{dt} = (Q_f x_f - Q_p x) \quad (2)$$

Phương trình cân bằng vật chất theo dung môi (hơi thứ):

$$\frac{dP}{dt} = \frac{W_v - W_c}{C_2} + \frac{W_{KKN} - W_{KKN-r}}{C_1} \quad (3)$$

Để thuận tiện cho việc tính toán và nghiên cứu động học phục vụ thiết kế hệ thống điều khiển, các phương trình vi phân (1), (2) và (3) được biến đổi về dạng các hàm truyền mô tả quan hệ giữa các đầu vào và đầu ra của hệ thống (Hoang, Cơ sở hệ thống điều khiển qua trình [Fundamentals of control system], 2009). Trong phạm vi xung quanh điểm làm việc ổn định, bỏ qua sự biến động các thông số nhiệt động của dung dịch, hơi đốt và hơi thứ; nhiệt tổn thất, cũng như sự ảnh hưởng chéo giữa các biến quá trình. Khi xây dựng hàm truyền cho các kênh điều khiển, chúng tôi chỉ xét hệ thống làm việc trong phạm vi xung quanh điểm cân bằng và các biến quá trình được sử dụng là biến chênh lệch.



**Hình 2.** Sơ đồ biểu diễn các biến quá trình trong kênh điều khiển mức dung dịch

1.2.1. Thiết kế mô hình hàm truyền cho kênh điều khiển mức dung dịch

Mức dung dịch trong thiết bị cô đặc liên quan đến vận hành an toàn quá trình, do đó đây là một thông số cần phải được kiểm soát ổn định trong suốt quá trình cô đặc. Mức dung dịch phụ thuộc vào nhiều yếu tố nhưng lưu lượng dòng nhập liệu  $Q_f$  là yếu tố có ảnh hưởng trực tiếp nhất, nên được chọn làm tác động điều khiển, các yếu tố còn lại được coi là nhiễu. Sơ đồ khối biểu diễn các biến quá trình trong kênh điều khiển mức dung dịch như thể hiện trong Hình 2.

Phương trình (1) có thể biểu diễn thông qua các biến chênh lệch, được thể hiện trong phương trình (4).

$$\frac{d\Delta h}{dt} = \frac{1}{\rho A} (\Delta Q_f - \Delta Q_p - \Delta W_v) \quad (4)$$

Trong đó,  $\Delta h = h - \bar{h}$  là chênh lệch giữa giá trị mức dung dịch tức thời với giá trị ở trạng thái làm việc cân bằng;  $Q_f = Q_f - \bar{Q}_f$  là chênh lệch giữa giá trị lưu lượng nhập liệu tức thời với giá trị ở trạng thái làm việc cân bằng;  $Q_p = Q_p - \bar{Q}_p$  là chênh lệch giữa giá trị lưu

lượng sản phẩm tức thời với giá trị ở trạng thái làm việc cân bằng;  $\Delta W_v = W_v - \bar{W}_v$  là chênh lệch giữa giá trị lưu lượng hơi thứ tức thời với giá trị ở trạng thái làm việc cân bằng ổn định, từ đó thu được phương trình (5).

$$\frac{d\Delta h}{dt} = \frac{1}{\rho A} \Delta Q_f - \frac{1}{\rho A} \Delta Q_p - \frac{1}{\rho A} \Delta W_v \quad (5)$$

Hay biểu diễn trong miền Laplace (Nguyen et al., 2016), với kí hiệu  $k_1 = 1/\rho A$ :

$$s\Delta h(s) = k_1 \Delta Q_f(s) - k_1 \Delta Q_p(s) - k_1 \Delta W_v(s) \quad (6)$$

Hàm truyền cho kênh điều khiển mức chất lỏng qua lưu lượng dòng nhập liệu có dạng:

$$G_h(s) = \frac{k_1}{s} \quad (7)$$

### 1.2.2. Thiết kế mô hình hàm truyền cho kênh điều khiển nồng độ dung dịch

Nồng độ sản phẩm là thông số quan trọng nhất cần phải được kiểm soát ổn định, vì nó liên quan trực tiếp đến chất lượng sản phẩm cô đặc (Pham, 2010). Có nhiều thông số tác động đến đại lượng này như áp suất trong thiết bị, nhiệt độ và lưu lượng dòng nhập liệu, áp suất và lưu lượng hơi đốt, lưu lượng dòng sản phẩm và nhập liệu. Vì lưu lượng dòng sản phẩm  $Q_p$  có ảnh hưởng trực tiếp đến nồng độ sản phẩm nên được chọn làm biến điều khiển. Còn các đại lượng khác cũng có ảnh hưởng nhưng phụ thuộc vào nhiều yếu tố khác, được coi là biến nhiễu. Sơ đồ khối biểu diễn các biến quá trình trong vòng điều khiển mức dung dịch được thể hiện trong Hình 3.

Từ phương trình (2) ta biểu diễn lại sự liên hệ thông qua các biến chênh lệch, sử dụng phép biến đổi Taylor:

$$M \frac{d\Delta x}{dt} = \bar{Q}_f \Delta x_f + \bar{x}_f \Delta Q_f - \bar{Q}_p \Delta x - \bar{x} \Delta Q_p \quad (8)$$

Trong đó,  $\Delta x = x - \bar{x}$  là chênh lệch giữa giá trị nồng độ dung dịch tức thời với giá trị ở trạng thái làm việc cân bằng;  $\Delta x_f = x_f - \bar{x}_f$  là chênh lệch giữa giá trị nồng độ nhập liệu tức thời với giá trị ở trạng thái làm việc cân bằng, từ đó thu được phương trình (9):

$$\frac{M}{\bar{Q}_p} \frac{d\Delta x}{dt} + \Delta x = -\frac{\bar{x}}{\bar{Q}_p} \Delta Q_p + \frac{\bar{x}_f}{\bar{Q}_p} \Delta Q_f + \frac{\bar{Q}_f}{\bar{Q}_p} \Delta x_f \quad (9)$$

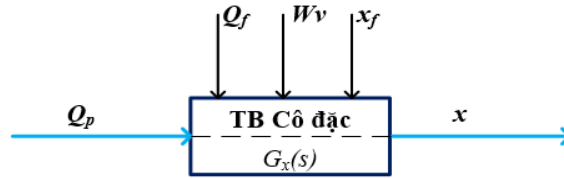
Hay biểu diễn trong miền Laplace (Nguyen et al., 2016), với kí hiệu  $\tau = \frac{M}{\bar{Q}_p}$  và

$$k_2 = \frac{\bar{x}}{\bar{Q}_p} :$$

$$(\tau s + 1) \Delta x(s) = -k_2 \Delta Q_p(s) + \frac{\bar{x}_f}{\bar{Q}_p} \Delta Q_f(s) + \frac{\bar{Q}_f}{\bar{Q}_p} \Delta x_f(s) \quad (10)$$

Hàm truyền cho kênh điều khiển nồng độ dung dịch qua lưu lượng sản phẩm có dạng:

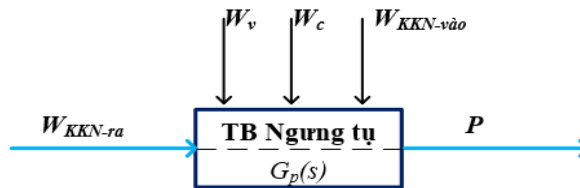
$$G_x(s) = \frac{-k_2}{\tau s + 1} \tag{11}$$



**Hình 3.** Sơ đồ biểu diễn các biến quá trình trong kênh điều khiển nồng độ dung dịch

1.2.3. Thiết kế mô hình hàm truyền cho kênh điều khiển áp suất

Áp suất cô đặc là một đại lượng quan trọng cần phải giữ ổn định trong suốt quá trình cô đặc. Áp suất cô đặc phụ thuộc vào các đại lượng như lượng hơi thứ bay lên, lượng khí không ngưng, lượng hơi thứ ngưng tụ. Thiết bị ngưng tụ có vai trò làm ngưng tụ hơi thứ. Trong thực tế, tại thiết bị ngưng tụ lượng nước giải nhiệt được cài đặt ở mức tối đa để đảm bảo ngưng tụ hoàn toàn lượng hơi thứ. Do đó nhiều chính ảnh hưởng trực tiếp đến sự thay đổi áp suất thông thường do lượng khí không ngưng (KKN) tích tụ trong hệ thống, nên cần phải phải hút lượng khí này ra khỏi hệ thống nhờ vào vòng điều khiển áp suất. Sơ đồ khối biểu diễn các biến quá trình trong vòng điều khiển áp suất cô đặc như thể hiện ở Hình 4.



**Hình 4.** Sơ đồ biểu diễn các biến quá trình trong kênh điều khiển áp suất chân không

Từ phương trình (3) khi coi lượng hơi thứ được ngưng tụ hoàn toàn, khí không ngưng được coi như là không khí, mối liên hệ giữa áp suất và lưu lượng khí không ngưng được thể hiện ở phương trình (12).

$$\frac{dP}{dt} = \frac{W_{KKN} - W_{KKN-r}}{C_1} \tag{12}$$

Trong đó,  $C_1 = \frac{0,029V}{R(T_v + 273).10^{-5}} = \frac{0,029.0,3}{8,314(60 + 273).10^{-5}} = \frac{1}{3,18}, kg / atm$

Phương trình (12) được biểu diễn trong miền Laplace:

$$\Delta P(s) = -\frac{1}{C_1} \Delta W_{KKN-r}(s) + \frac{1}{C_1} \Delta W_{KKN}(s) \tag{13}$$

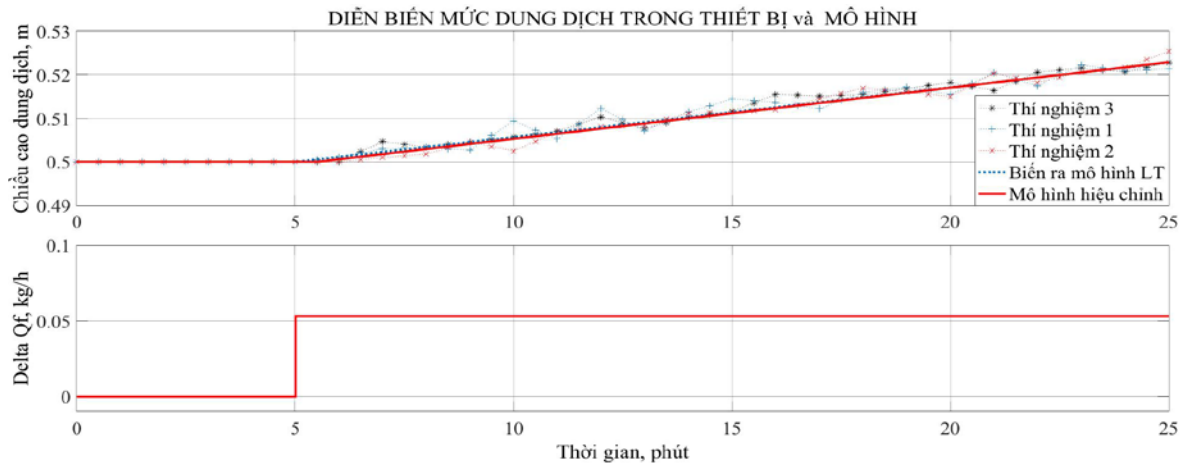
Hàm truyền quan hệ giữa áp suất và nhiễu do khí không ngưng là:

$$G_p(s) = \frac{3,18}{s} \tag{14}$$

**3. Kết quả và thảo luận**

**3.1. Mô hình hàm truyền cho kênh điều khiển mức dung dịch**

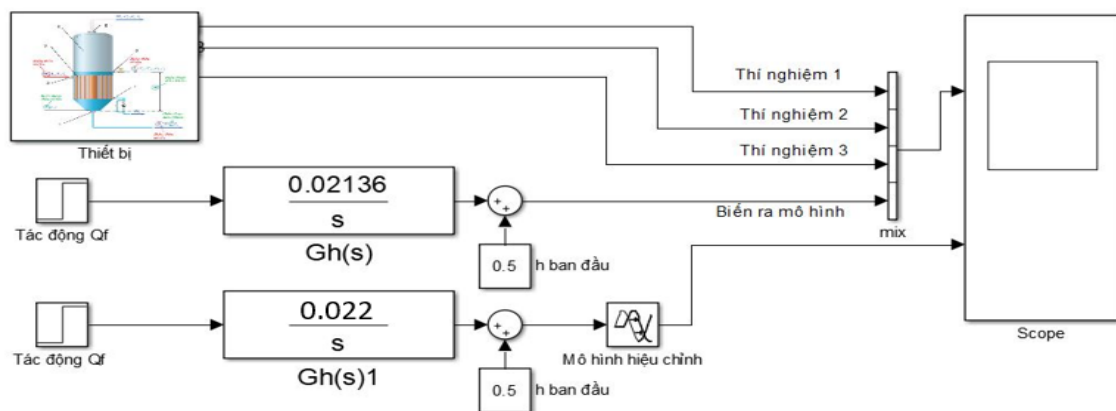
Phương trình (7) là một dạng tích phân lí tưởng (Nguyen et al., 2016), để kiểm tra tính đúng đắn của mô hình này, diễn biến quá độ của mô hình được so sánh với số liệu thực nghiệm. Trong thí nghiệm này, chúng tôi thiết lập thiết bị cô đặc hoạt động ở chế độ làm việc ổn định, sau đó tiến hành tăng lưu lượng dòng nhập liệu lên 50% (từ 6,4kg/h lên 9,6kg/h) và ghi nhận sự thay đổi chiều cao mức dung dịch trong thiết bị. Các kết quả thu được từ mô hình và của ba lần thí nghiệm lặp lại được thể hiện trên Hình 5.



**Hình 5.** Diễn biến quá độ mức dung dịch trong thiết bị theo mô hình và thí nghiệm

Kết quả thể hiện trên Hình 5 cho thấy mô hình được xây dựng phù hợp thực tế. Tuy nhiên, thực tế cho thấy khi thay đổi lưu lượng hệ cần một thời gian để di chuyển dung dịch qua ống dẫn vào nồi cô đặc, do đó mô hình lí thuyết cần phải được hiệu chỉnh cho phù hợp. Khoảng thời gian trễ này được chọn theo thực nghiệm khoảng 0,5 phút. Kết quả mô hình máy tính đối tượng cho kênh điều khiển mức dung dịch qua lưu lượng nhập liệu được hiệu chỉnh lại thể hiện trên Hình 6 và có hàm truyền (16).

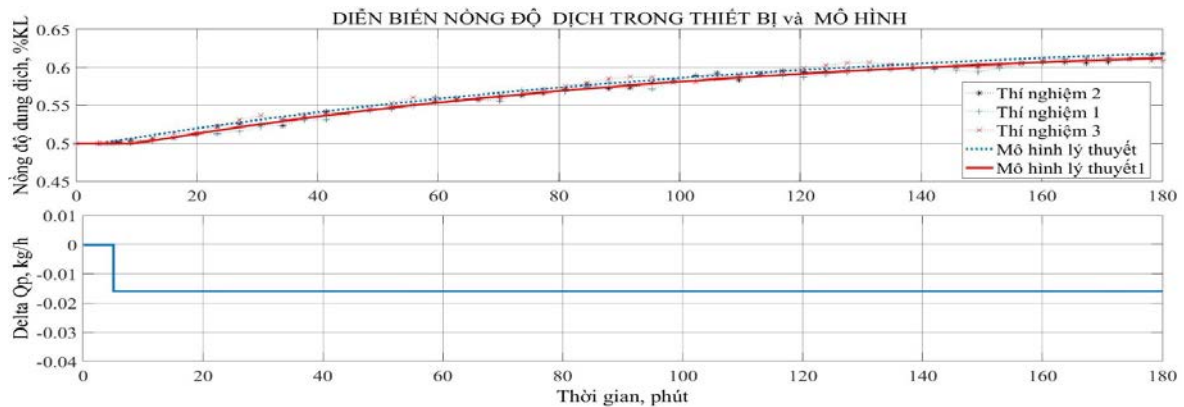
$$G_h(s) = \frac{0,022.e^{-0,5s}}{s} \tag{16}$$



**Hình 6.** Mô phỏng so sánh mô hình toán và thực nghiệm trên Matlab/Simulink cho mức

### 3.2. Mô hình hàm truyền cho kênh điều khiển nồng độ dung dịch

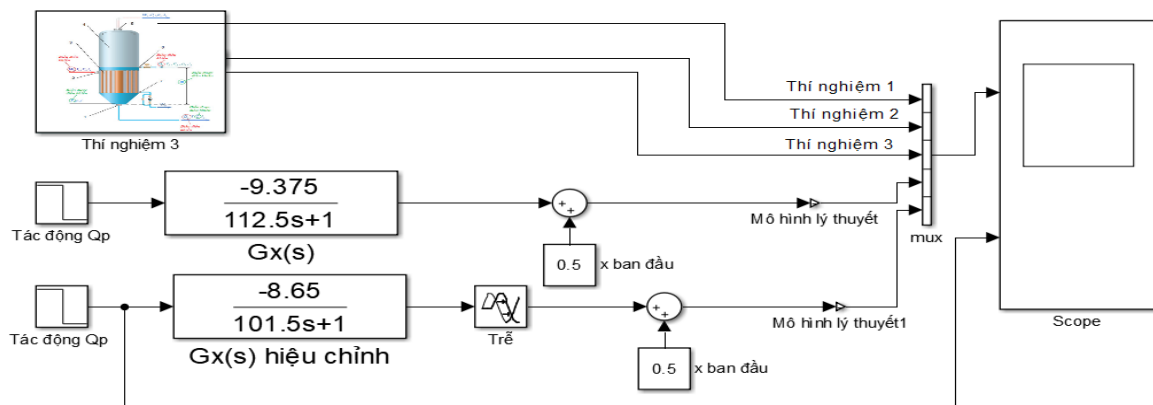
Phương trình (11) là một dạng hàm quán tính bậc nhất (Nguyen et al., 2016), để kiểm tra tính đúng đắn của mô hình này, diễn biến quá độ của mô hình được so sánh với số liệu thực nghiệm. Trong thí nghiệm này thiết bị cô đặc được thiết lập hoạt động ở chế độ làm việc ổn định, sau đó tiến hành giảm lưu lượng dòng sản phẩm xuống 30% (từ 3,2 kg/h xuống 2,24 kg/h) và ghi nhận sự thay đổi nồng độ dung dịch trong thiết bị cô đặc. Các kết quả từ mô hình và của ba lần thí nghiệm lặp được thể hiện trên Hình 7.



Hình 7. Diễn biến quá độ nồng độ dung dịch theo mô hình và thí nghiệm

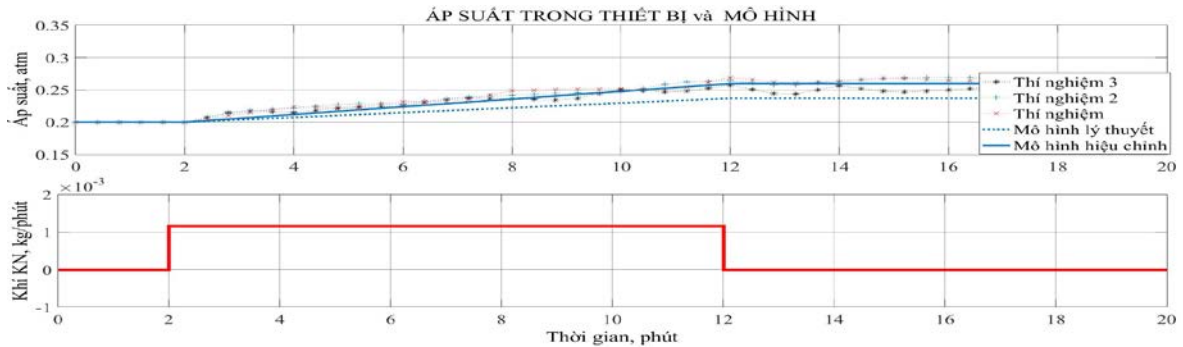
Kết quả từ Hình 7 cho thấy quá trình quá độ đối với nồng độ từ mô hình và thực nghiệm có sự tương đồng. Ngoài ra cũng quan sát thấy tồn tại một khoảng trễ  $\theta = 5,0$  phút, điều này có thể giải thích do sự chậm trễ bởi sự dịch chuyển vật chất trong thiết bị mà mô hình lí thuyết khi thiết lập chưa được xét đến. Do đó mô hình lí thuyết cần phải điều chỉnh bổ sung thành phần trễ này cho phù hợp với thực tế. Kết quả nhận được mô hình đối tượng điều khiển theo kênh này có đặc tính là dạng quán tính bậc nhất có trễ, với thời gian trễ là 5 phút được xác định từ thực nghiệm. Mô hình máy tính sau khi hiệu chỉnh thể hiện trên Hình 8 và có hàm truyền như mô tả ở phương trình (17).

$$G_x(s) = \frac{-8,65}{101,5s+1} e^{-5s} \tag{17}$$



Hình 8. Mô phỏng so sánh mô hình toán và thực nghiệm trên MatlabSimulink cho nồng độ





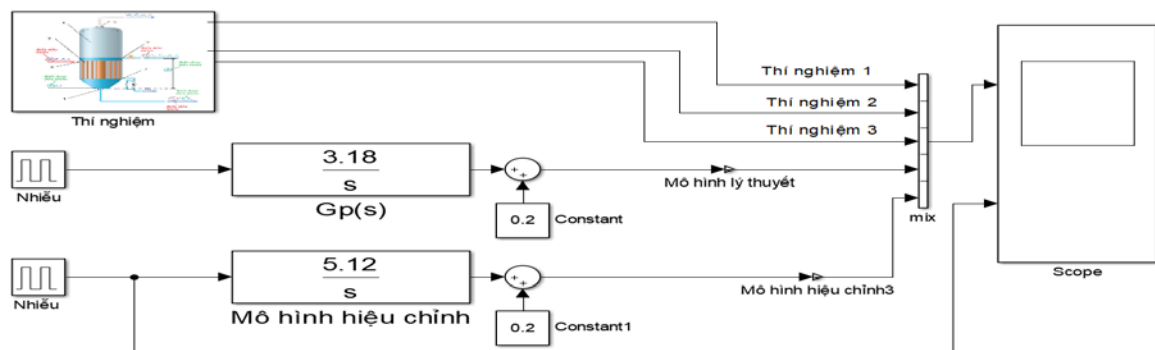
Hình 8. Diễn biến áp suất dưới tác động nhiễu

3.3. Mô hình hàm truyền cho kênh điều khiển áp suất cô đặc

Phương trình (14) là dạng tích phân lí tưởng (Nguyen et al., 2016), để kiểm tra tính đúng đắn của mô hình này, diễn biến quá độ của mô hình được so sánh với số liệu thực nghiệm. Trong thí nghiệm thiết bị cô đặc được thiết lập hoạt động ở chế độ làm việc ổn định, sau đó tiến hành tạo nhiễu giả định bằng cách mở van cho không khí vào thiết bị cô đặc, với lưu lượng không khí 1L/phút (tại 30°C, 1atm) trong vòng 10 phút, sau đó đóng van lại. Tiến hành ghi nhận sự thay đổi áp suất trong nồi cô đặc. Các kết quả từ mô hình và của ba lần thí nghiệm lặp lại được thể hiện trên Hình 9.

Kết quả từ Hình 9 cho thấy giữa số liệu thực nghiệm và mô hình có sự tương đồng về hình dạng, nhưng có sai biệt khá lớn giữa chúng. Tiến hành hiệu chỉnh lại mô hình trên phần mềm mô phỏng như ta được mô hình trên máy tính mô tả ảnh hưởng nhiều do khí không ngưng gây ra cho áp suất cô đặc với sai số dưới 10% như Hình 10. Hàm truyền của đối tượng điều khiển qua kênh này thể hiện ở phương trình (18).

$$G_x(s) = \frac{5,12}{s} \tag{18}$$



Hình 9. Mô phỏng so sánh mô hình toán và thực nghiệm trên Matlab Simulink cho áp suất

Các mô hình toán được nêu trong bài báo này cung cấp các ví dụ nghiên cứu điển hình để điều tra hành vi của hệ thống điều khiển với các vòng điều khiển đơn độc lập. Cần lưu ý rằng với mô hình cho kênh điều khiển nồng độ, hằng số thời gian rất lớn, và cần phải tính tới khi thiết kế bộ điều khiển trong thực tế. Ngoài ra do mô hình hàm truyền được xây dựng xung quanh điểm làm việc cân bằng, nên chỉ phù hợp cho việc thiết kế điều khiển trong phạm vi mà mô hình phản ánh.

#### 4. Kết luận

Nghiên cứu trình bày phương pháp xác định các mô hình quá trình cô đặc nhằm mục đích thiết kế hệ thống điều khiển các thông số cho quá trình cô đặc liên tục thông qua các phương trình cân bằng vật chất của quá trình. Các mô hình này được so sánh và hiệu chỉnh lại với dữ liệu thu được từ thực nghiệm trên phần mềm mô phỏng Matlab&Simulink. Kết quả đã xác định được các phương trình toán dưới dạng hàm truyền cho ba kênh điều khiển bao gồm:

Kênh điều khiển mức dung dịch qua lưu lượng nhập liệu có dạng hàm số tích phân lí tưởng có trễ:

$$G_h(s) = \frac{0,022 \cdot e^{-0,5s}}{s}$$

Kênh điều khiển nồng độ dung dịch qua lưu lượng sản phẩm có dạng hàm quán tính bậc nhất có trễ:

$$G_x(s) = \frac{-8,65}{101,5s+1} e^{-5s}$$

Kênh điều khiển áp suất dưới tác động nhiễu do khí không ngưng gây ra có dạng hàm số tích phân lí tưởng:

$$G_x(s) = \frac{5,12}{s}$$

Từ các mô hình này dễ dàng mô phỏng trên phần mềm để tìm các tham số trong bộ điều khiển PID phù hợp với yêu cầu chất lượng điều khiển mà người vận hành mong muốn. Áp dụng cách tiếp cận này giúp giảm thời gian, chi phí thiết kế trên thiết bị thực. Việc ứng dụng kết quả để triển khai hệ thống điều khiển cho thiết bị thực dựa trên mô hình này đang được chúng tôi phát triển.

- ❖ **Tuyên bố về quyền lợi:** Các tác giả xác nhận hoàn toàn không có xung đột về quyền lợi.
- ❖ **Lời cảm ơn:** Nghiên cứu này được tài trợ bởi Trường Đại học Bách khoa, ĐHQG-HCM trong khuôn khổ đề tài mã số T-KTHH-2020-21. Chúng tôi xin cảm ơn Trường Đại học Bách khoa, ĐHQG-HCM đã hỗ trợ thời gian, phương tiện và cơ sở vật chất cho nghiên cứu này.

#### TÀI LIỆU THAM KHẢO

- Chursin, Y. A., Efremov, E. V., Gozhimov, A. I., Kabrysheva, O. P., & Barkov, D. E. A. (2017). Computer model of the Evaporator and Its sensors. *Chemical Engineering Transactions*.
- Elhaq, S. L., Giri, F., & Unbehauen, H. (1999). Modelling, identification and control of sugar evaporation - theoretical design and experimental evaluation. *Control Engineering Practice*, 7, 931-942.
- Haasbroek, A., Auret, L., & Steyn, W. H. (2013). A comparison of control techniques for dairy falling film evaporators. *10th IFAC International Symposium on Dynamics and Control of Process Systems* (pp. 253-258). Mumbai: The International Federation of Automatic Control.

- Hoang, M. S. (2009). *Cơ sở hệ thống điều khiển qua trình [Fundamentals of control system]*. Hanoi: Bách khoa Publishing House.
- Liu, F., Wang, D., Wang, Q., & Ga, J. (2017). The optimum design of falling-film evaporator and numerical simulation of distributor. *Procedia Engineering*, 3867-3872.
- Nguyen, B., Do, V. D., Long, T. H., Dinh, V. H., Nguyen, T. K., Phan, V. T., Pham, X. T., & Tran, X. (2006). Nhung tinh chat hoa ly co ban cua mot so chat [Basic physical and chemical properties of matter]. In B. D. Nguyen, *So tay qua trinh va thiet bi cong nghe hoa chat – Tap 1 [Handbook of process and equipment of chemical engineering – Vol 1]* (pp. 5-258). Hanoi: Science and Technics Publishing House.
- Nguyen, N. (2011). *Công nghệ đường mía [Sugar Cane Production Technology]*. Hanoi: Bách khoa Publishing House.
- Nguyen, T. P. H., & Huynh, T. H. (2016). *Li thuyết điều khiển tự động [Principles of automatic control]*. Ho Chi Minh City: Vietnam National University, Ho Chi Minh City Publishing House.
- Pham, V. B. (2010). Thiet bi co dac [Concentration equipment]. In V. B. Pham, *Qua trinh va thiet bi truyen nhiet – Truyen nhiet on dinh [Heat transfer process and equipment]* (pp. 270-331). Ho Chi Minh City: Vietnam National University, Ho Chi Minh City Publishing House.
- Seborg, D. E., Edgar, T. F., Mellichamp, D. A., & Doyle III, F. J. (2017). *Process dynamics and control*. Wiley.
- Wang, F. Y., & Cameron, I.T. (1994). Control studies on a model evaporation process constrained state driving with conventional and higher relative degree systems. *Journal of Process Control*, 59-75.

---

## DEVELOPMENT OF MATHEMATICAL MODELS FOR DESIGNING AUTOMATIC CONTROL-SYSTEM APPLIED FOR VACUUM EVAPORATOR

*Bui Ngoc Pha<sup>1,2</sup>, Nguyen Si Xuan An<sup>1,2</sup>, Nguyen Thi Nhu Ngoc<sup>1,2</sup>,  
Pham Hong Dinh<sup>1,2</sup>, Ly Khac Tong<sup>1,2</sup>, Tran Le Hai<sup>1,2,\*</sup>*

<sup>1</sup>Faculty of Chemical Engineering, Ho Chi Minh City University of Technology (HCMUT), Vietnam

<sup>2</sup>Viet Nam National University Ho Chi Minh City (VNU-HCM), Vietnam

\*Corresponding author: Tran Le Hai – Email: tranlehai@hcmut.edu.vn

Received: September 09, 2021; Revised: November 08, 2021; Accepted: December 12, 2021

### ABSTRACT

*Designing a control system is performed with two basic steps, including an establishment of a controlling strategy and a development of programmable logic controllers. This approach can be quickly conducted based on the mathematical models which is beneficial for a reduction of designing time and cost, and an avoidance of production-equipment's damages. The present work describes a theoretical modelling method combined with an adjustment of parameters for developing controlling models of continuous vacuum-evaporation process based on the laws of conservation matter and experimental data, applied for the vacuum-evaporator comprised an internal heating element with a circulation-centre tube mounted under a flash chamber in pilot-scale. The control system using the obtained models are simulated via computational MATLAB/Simulink tools and compared with the experimental evidence. The results show that the deviation of the model is less than 10%, demonstrating that the mathematical models successfully exhibit the behavior of the actual continuous vacuum-evaporation process.*

**Từ khóa:** automation; kinetics; modelling; process control; vacuum evaporation