

# NGHIÊN CỨU PHƯƠNG PHÁP ĐIỀU KHIỂN DỰ BÁO SMITH ĐỂ NÂNG CAO CHẤT LƯỢNG QUÁ TRÌNH TRAO ĐỔI NHIỆT TRONG DÂY CHUYỀN SẢN XUẤT BIA

APPLYING SMITH PREDICTOR CONTROL METHOD TO IMPROVE THE PERFORMANCE OF THE HEAT TRANSFER PROCESS IN BEER PRODUCTION LINE

Nguyễn Đức Dương

## TÓM TẮT

Nồi nấu là thiết bị trao đổi nhiệt được dùng rộng rãi và phổ biến trong công nghiệp thực phẩm, đặc biệt trong các dây chuyền sản xuất bia. Nồi nấu cung cấp dịch bia đạt nhiệt chuẩn cho tháp lên men, hệ thống lọc. Quá trình trao đổi nhiệt trong nồi nấu, là quá trình phi tuyến, đặc biệt là trong nồi nấu hồ hóa. Bài báo trình bày cách thức mô hình hóa đối tượng, áp dụng phương pháp điều khiển dự báo Smith kết hợp bộ điều khiển mô hình nội-IMC để nâng cao chất lượng và tính ổn định của hệ thống điều khiển. Kết quả cho thấy, chất lượng quá trình trao đổi nhiệt trong nồi nấu được nâng cao và chất lượng bia được nâng cao.

**Từ khóa:** Điều khiển dự báo Smith, bộ điều khiển mô hình nội, nồi nấu hồ hóa.

## ABSTRACT

Industrial cookers are popular heat transfer instruments in food industry, especially in beer production lines. They provide malt extract at standard temperature to conical fermenter tanks and beer filling systems. The heat transfer process in industrial cookers is non-linear process, especially in rice cooker. This paper presents the process to modeling this object, applying Smith Predictor control method combined with internal model controller-IMC to improve the performance and stability of the control system. As a result, the quality of the heat transfer process in industrial cookers is improved and the quality of beer is also improved.

**Keywords:** Smith Predictor Controller, internal model control, rice cooker.

Trường Đại học Kinh tế - Kỹ thuật Công nghiệp

Email: ndduong86.ddt@uneti.edu.vn

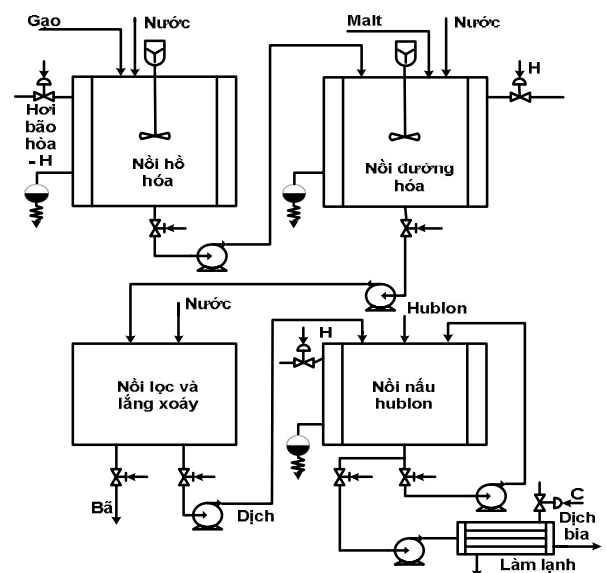
Ngày nhận bài: 01/3/2018

Ngày nhận bài sửa sau phản biện: 15/4/2018

Ngày chấp nhận đăng: 25/12/2018

## 1. MỞ ĐẦU

Trong sản xuất công nghiệp thực phẩm, ngành sản xuất bia giữ vai trò quan trọng, có tiềm năng và đang phát triển. Theo số liệu mới công bố của Hiệp hội Bia - Rượu - Nước giải khát Việt Nam (VBA), hiện cả nước có 117 cơ sở sản xuất bia tại 44/63 tỉnh thành phố trên cả nước [10]. Các nhà máy có thể sản xuất các loại bia khác nhau nhưng dây chuyền công nghệ của các xưởng nấu bia có nhiều điểm chung với các công đoạn: hồ hóa, đường hóa, hublon, lắng xoáy, làm lạnh, được mô tả như ở hình 1.



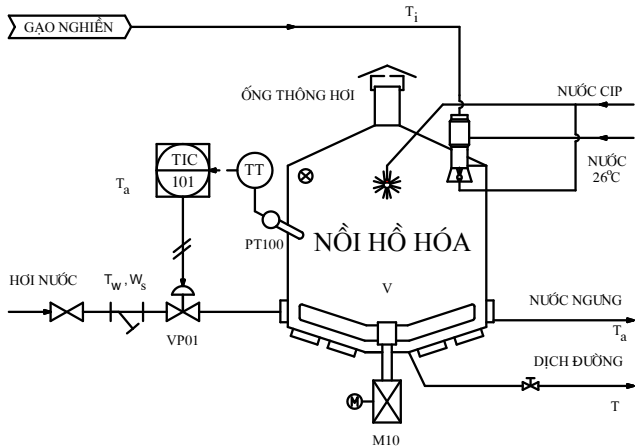
Hình 1. Sơ đồ công nghệ sản xuất dịch bia [4]

Các nồi nấu được làm bằng thép không gỉ, hình trụ, đáy côn, có các đường ống gia nhiệt ở đáy, thân nồi, có các đầu đo nhiệt, cánh khuấy để đảo trộn dịch. Quá trình trao đổi nhiệt trong các nồi nấu là quá trình trao đổi nhiệt gián tiếp, được thực hiện qua vách ngăn [6]. Quá trình trao đổi nhiệt này có tính phi tuyến mạnh. Quá trình vận hành các nồi nấu thường được vận hành bằng tay theo kinh nghiệm (cụ thể là việc điều khiển nồi nấu hồ hóa và đường hóa khi vận hành bằng tay dựa vào đồng hồ chỉ thị để đóng mở van hơi theo chu trình nấu đã định trước). Vì vậy chất lượng bia kém, không đồng đều, hạn chế về sản lượng. Bài báo trình bày công nghệ tạo dịch bia trong hệ thống các nồi nấu, đặc biệt là nồi nấu hồ hóa và đưa ra phương án điều khiển để nâng cao chất lượng quá trình trao đổi nhiệt này.

## 2. ĐỐI TƯỢNG NGHIÊN CỨU

### 2.1. Tổng quan đối tượng nghiên cứu

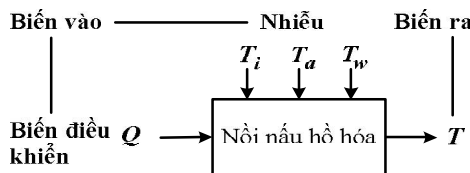
Các dây chuyền sản xuất bia đều có công đoạn nồi nấu hồ hóa được mô tả như ở hình 2. Các thông số và các biến quá trình bao gồm:



Hình 2. Sơ đồ nồi nấu hồ hóa

- $T_i$  : nhiệt độ ban đầu của nguyên liệu (°C)
- $T_a$  : nhiệt độ môi trường (°C)
- $T$  : nhiệt độ dịch ra khỏi nồi nấu (°C)
- $T_w$  : nhiệt độ thành ống hơi (°C)
- $V$  : thể tích nồi nấu (m<sup>3</sup>)
- $W_s$  : lưu lượng dòng hơi nóng cấp nhiệt cho nồi [kg/min]
- $R$  : bán kính nồi;  $R = 0,975$  (m)
- $H$  : chiều cao nồi;  $H = 3$  (m)
- $C$  : nhiệt dung riêng của dịch trong nồi [kJ/kg.°C]
- $Q$  : nhiệt lượng dòng hơi nóng cấp cho nồi [kJ/min]
- $q_{\Sigma}$  : tổng lưu lượng nhiệt bổ sung (J/s)
- $h_{vao}$  : enthalpy của dòng vào (J/kg)
- $h_{ra}$  : enthalpy của dòng ra (J/kg)
- $U_p, U_k, U_l$  : thế năng, động năng, nội năng

Trong hình 3, các biến quá trình bao gồm:



Hình 3. Các biến quá trình trong nồi nấu hồ hóa

### 2.2. Mô hình toán học của nồi nấu hồ hóa

Phân tích các biến quá trình ở hình 3 kết hợp định luật bảo toàn năng lượng đối với nồi hồ hóa, ta có phương trình:

$$\frac{dU_{\Sigma}}{dt} = \omega_{vao} h_{vao} - \omega_{ra} h_{ra} + q_{\Sigma} = q_{\Sigma} \quad (1)$$

Do quá trình cấp nhiệt cho nồi theo mẻ, ta có nội năng tổng trong nồi hồ hóa:

$$U_{\Sigma} = U_p + U_k + U_l = U_l = mCT \quad (2)$$

Nhiệt lượng bổ sung trong nồi hồ hóa:

$$q_{\Sigma} = q_{\text{truyền từ ống hơi vào nồi}} - q_{\text{truyền từ nồi ra môi trường}} \\ q_{\Sigma} = h_p A_p (T_w - T) - h_t A_t (T - T_a) \quad (3)$$

trong đó:

$A_p$  : diện tích bề mặt thành nồi nấu trao đổi nhiệt với ống cấp hơi (m<sup>2</sup>)

$A_t$  : diện tích bề mặt trao đổi nhiệt của nồi nấu với môi trường (m<sup>2</sup>)

$h_p$  : hệ số trao đổi nhiệt phía thành trong nồi nấu [kJ/m<sup>2</sup>.s.°C]

$h_t$  : hệ số trao đổi nhiệt của nồi nấu với môi trường [kJ/m<sup>2</sup>.s.°C]

Từ (1), (2) và (3), ta có phương trình:

$$mC \frac{dT}{dt} = h_p A_p (T_w - T) - h_t A_t (T - T_a) \quad (4)$$

Dựa vào định luật bảo toàn năng lượng đối với ống cấp hơi của nồi hồ hóa, ta có:

$$\frac{dU_{\Sigma}}{dt} = q_{\Sigma} \quad (5)$$

Nội năng tổng trong ống cấp hơi:

$$U_{\Sigma} = m_w C_w T_w \quad (6)$$

Nhiệt lượng bổ sung trong ống cấp hơi:

$$q_{\Sigma} = Q - q_{\text{truyền từ ống hơi vào nồi}} \\ q_{\Sigma} = Q - h_p A_p (T_w - T) \quad (7)$$

với

$m_w$  : khối lượng ống hơi (kg)

$C_w$  : nhiệt dung riêng của hơi bão hòa trong ống hơi (kJ/kg.°C)

$\lambda$  : nhiệt lượng 1 kg dòng hơi nóng cấp cho nồi (kJ/kg)

Từ (5), (6) và (7), ta có phương trình trao đổi nhiệt của nồi hồ hóa:

$$m_w C_w \frac{dT_w}{dt} = Q - h_p A_p (T_w - T) \quad (8)$$

Vì thời gian tăng nhiệt của ống hơi nhanh hơn rất nhiều so với thời gian tăng nhiệt của dịch trong bình nên về trái của phương trình (8) có thể coi bằng 0, ta có:

$$0 = Q - h_p A_p (T_w - T) \quad (9)$$

Cộng từng vế của hai phương trình (4) và (9) ta được:

$$mC \frac{dT}{dt} = Q - h_t A_t (T - T_a) \quad (10)$$

Tại điểm cân bằng, từ (10) ta có:

$$0 = \bar{Q} - h_t A_t (\bar{T} - \bar{T}_a) \quad (11)$$

Số bậc tự do:  $N_f = N_v - N_e = 5 - 1 = 4$ , bằng số biến vào, ( $N_v$  là số lượng biến quá trình mô tả trong hệ thống,  $N_e$  là số lượng mối quan hệ độc lập giữa các biến [5]). Từ đó suy ra phương trình nhất quán và quá trình điều khiển được.

Từ (10) ta có phương trình sai phân:

$$mC \Delta T = \Delta Q - h_t A_t (\Delta T - \Delta T_a) \quad (12)$$

Phương trình (12) có thể viết lại trên miền Laplace như sau:

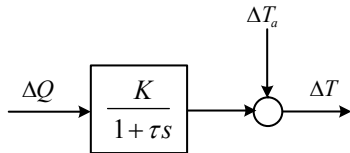
$$mCs \Delta T(s) = \Delta Q(s) - h_t A_t \Delta T(s) + h_t A_t \Delta T_a(s) \quad (13)$$

Rút gọn phương trình (13) ta có hàm truyền đạt quá trình trao đổi nhiệt của nồi nấu hồ hóa:

$$\Delta T(s) = \frac{K}{\tau s + 1} \Delta Q(s) + \Delta T_a(s) \quad (14)$$

với thời gian quán tính của nồi nấu  $\tau = \frac{mC}{h_t A_t}$

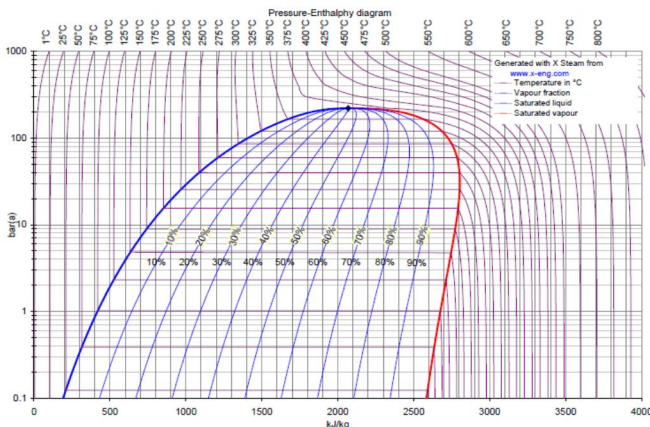
hệ số khuếch đại của nồi nấu  $K = \frac{1}{h_t A_t}$



Hình 4. Sơ đồ khối mô hình nồi nấu hồ hóa

### 2.3. Vấn đề chuyển pha của hơi nước

Sau khi hơi nước trao đổi nhiệt với nồi nấu qua thành ống thì hơi nước sẽ bị mất nhiệt và ngưng tụ lại. Quá trình ngưng tụ này diễn ra hết sức phức tạp phụ thuộc vào áp suất hơi, cũng như nhiệt độ tại từng điểm làm việc của nồi nấu. Điều đó dẫn đến nhiệt lượng mà hơi nước trao đổi với nồi nấu có sự khác biệt rất lớn tại mỗi giai đoạn làm việc của nồi nấu. Đây là vấn đề khá hay, cần được nghiên cứu để thực hiện được yêu cầu công nghệ đề ra. Dựa vào lý thuyết về sự trao đổi nhiệt của hơi nước cũng như khảo sát tại khu vực nồi nấu ta thấy lượng nhiệt mà hơi nước trao đổi với nồi có thể được ước lượng qua đồ thị ở hình 5.



Hình 5. Đồ thị áp suất - entanpy của hơi nước

Các thông số hơi nước cần quan tâm là: áp suất, nhiệt độ và độ khô. Ứng với một cặp 3 giá trị các thông số đó của hơi nước ta xác định được entanpy tương ứng (tức là nhiệt lượng mà hơi nước đang có). Như vậy, ta thu thập 3 thông số của hơi nước trước và sau khi trao đổi nhiệt với nồi nấu, từ đó ta có được entanpy của hơi nước trước  $h_{trước}$  và entanpy của hơi nước sau  $h_{sau}$  khi trao đổi nhiệt với nồi. Khi đó nhiệt lượng mà mỗi kg hơi nước đã trao đổi với nồi nấu được xác định:

$$\lambda = h_{trước} - h_{sau} \quad (15)$$

Xét điểm thứ nhất: trước khi trao đổi nhiệt, hơi nước có thông số: áp suất  $P_1 = 5$  bar, độ khô  $x_1 = 100\%$ , nhiệt độ  $T_1 = 175^\circ\text{C}$ . Từ đồ thị hình 5 ta có entanpy  $h_1 = 2800$ (kJ/kg).

Xét điểm thứ hai: sau khi trao đổi nhiệt, hơi nước có thông số: áp suất  $P_2 = 1$  bar, độ khô  $x_2 = 20\%$ , nhiệt độ  $T_2 = 100^\circ\text{C}$ . Từ đồ thị hình 5 ta có entanpy  $h_2 = 850$ (kJ/kg).

Như vậy, nhiệt lượng mà mỗi kg hơi nước đã trao đổi với nồi nấu sẽ là:

$$\lambda = h_1 - h_2 = 1950 \quad (16)$$

Nhiệt lượng dòng hơi cấp vào cho nồi nấu hồ hóa:

$$Q = W_s \lambda \quad (17)$$

Như vậy, nồi hồ hóa có hàm truyền đạt là một khâu quán tính bậc nhất, là một hàm tuyến tính. Tuy nhiên trong thực tế, do sự chuyển pha của hơi nước cấp nhiệt cho nồi nấu là không hoàn toàn, vì vậy nhiệt lượng cấp cho nồi  $\Delta Q$  sẽ thay đổi đáng kể, khiến cho mô hình trở nên phi tuyến. Như vậy ta sẽ có được hai mô hình của nồi nấu hồ hóa: tuyến tính (trong trường hợp đơn giản hóa) và phi tuyến (hàm truyền đạt sẽ có hệ số khuếch đại thay đổi).

Trong thực tế, khi tiến hành khảo sát, kết quả thu được không chỉ thể hiện hàm truyền đạt của nồi hồ hóa mà còn bao gồm cả tác động của van điều khiển cũng như cảm biến nhiệt. Sau khi khảo sát ta có được kết quả như sau:

$$F(s) = \frac{K\alpha}{\tau s + 1} e^{-\theta s} \quad (18)$$

với

$\theta$  : thời gian trễ của nhóm đối tượng nồi nấu hồ hóa

$\alpha$  : hệ số hiệu chỉnh hệ số khuếch đại nồi nấu

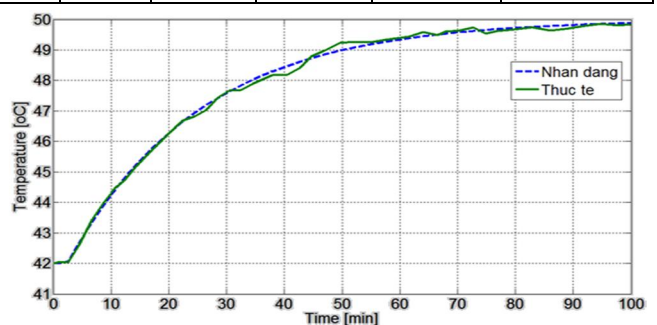
### 2.4. Khảo sát thực nghiệm đặc tính nồi hồ hóa

Các bước khảo sát thực nghiệm:

- Tiến hành chạy hệ thống ở chế độ điều khiển bằng tay, đưa đối tượng về điểm làm việc cân bằng.
- Tăng độ mở van hơi thêm 5%, sau đó ta quan sát và thu thập số liệu về nhiệt độ nồi nấu theo thời gian dưới dạng file excel.
- Dùng phần mềm nhận dạng đường đặc tính để có được các tham số mô hình khu vực nồi nấu hồ hóa.

Bảng 1. Thông số nhiệt độ quá trình nấu của nồi nấu hồ hóa [7]

Giai đoạn	Nhiệt độ đầu (°C)	Nhiệt độ cuối (°C)	Tốc độ gia nhiệt (°C/phút)	Thời gian giữ nhiệt (phút)	Thời gian gia nhiệt (hạ nhiệt) (phút)
1	42	85	0.83	30	40
2	85	100	0.83	60	30



Hình 6. Đặc tính nồi nấu hồ hóa tại 42°C

Tại điểm làm việc 42°C, lúc đầu độ mở van là 0%, ta tăng độ mở van thêm 5% và thu thập số liệu ta được đồ thị như ở hình 6.

Nhận dạng bằng công cụ nhận dạng trong phần mềm matlab, ta có hàm truyền đạt đối tượng:

$$F_1(s) = \frac{K\alpha}{\tau s + 1} e^{-\theta s} = \frac{1,6}{23s + 1} e^{-2,4s}; \alpha = 1 \quad (19)$$

Tương tự, tại điểm làm việc 75°C, ta có hàm truyền đạt đối tượng:

$$F_2(s) = \frac{K\alpha}{\tau s + 1} e^{-\theta s} = \frac{1,25}{23s + 1} e^{-2,4s} = \frac{1,6 \times 0,78}{23s + 1} e^{-2,4s}; \alpha = 0,78 \quad (20)$$

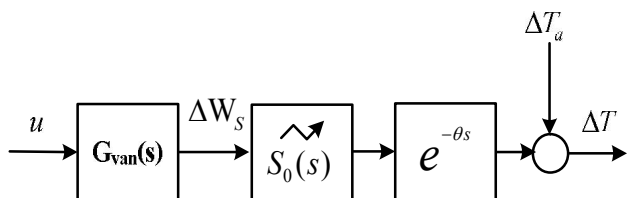
Tương tự, tại điểm làm việc 100°C, ta có hàm truyền đạt đối tượng:

$$F_3(s) = \frac{K\alpha}{\tau s + 1} e^{-\theta s} = \frac{0,992}{23s + 1} e^{-2,4s} = \frac{1,6 \times 0,62}{23s + 1} e^{-2,4s}; \alpha = 0,62 \quad (21)$$

Hàm truyền đạt của van:

$$G_{van}(s) = \frac{\Delta Q}{\Delta W_S} = e^{-T_v s} \approx \frac{K_V}{1 + sT_V} \quad (22)$$

Từ hình 4 và các công thức (17), (18), (22), ta có sơ đồ khối mô hình nổi nấu hồ hóa với sự chuyển pha của hơi nước.



Hình 7. Sơ đồ khối mô hình nổi nấu hồ hóa với sự chuyển pha của hơi nước

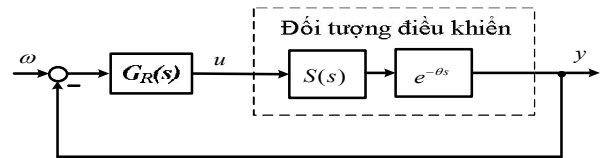
trong đó  $S_0(s) = \frac{K\lambda\alpha}{\tau s + 1} \quad (23)$

Như vậy, mô hình đối tượng nổi nấu hồ hóa trở nên phi tuyến với **hệ số khuếch đại thay đổi**. Thêm vào đó, trước đây vận hành bằng tay nên chất lượng điều khiển kém, ảnh hưởng tới chất lượng dịch bia và bia thành phẩm.

### 3. NGHIÊN CỨU PHƯƠNG PHÁP ĐIỀU KHIỂN DỰ BÁO SMITH

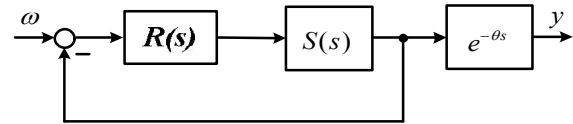
#### 3.1. Tổng quan phương pháp điều khiển dự báo Smith

Trong thành phần đối tượng điều khiển thông thường có thành phần trễ  $e^{-\theta s}$ . Đối với các phương pháp sử dụng bộ PID trực tiếp (xác định các tham số PID theo Ziegler-Nichols, theo tổng T của Kuhn,...) hay thiết kế theo tối ưu độ lớn, ta có thể thay xấp xỉ thành phần trễ đó bằng khâu quán tính bậc cao, hoặc theo công thức Padé thì với phương pháp tối ưu đối xứng hoặc cân bằng mô hình rất khó áp dụng. Nó thường đưa đến hàm truyền đạt đối tượng có bậc quá cao làm cho mô hình có sai lệch góc pha lớn hoặc dẫn đến khả năng không tích hợp được bộ điều khiển do vi phạm tính nhân quả [1].



Hình 8. Cấu trúc bộ điều khiển

Nguyên tắc dự báo Smith: Để thiết kế bộ điều khiển  $G_R(s)$  cho đối tượng (hình 8), Smith đề nghị thiết kế bộ điều khiển  $R(s)$  riêng cho đối tượng  $S(s)$  không có thành phần trễ, như ở hình 9.



Hình 9. Mô hình với bộ điều khiển R(s)

Từ hình 8 ta có hàm truyền đạt hệ kín:

$$G(s) = \frac{G_R Se^{-\theta s}}{1 + G_R Se^{-\theta s}} \quad (24)$$

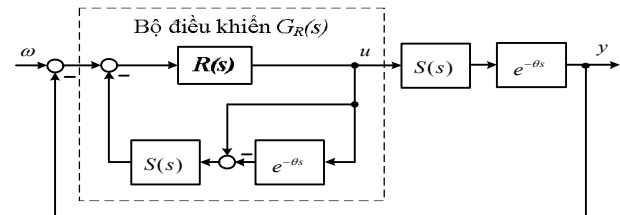
Hàm truyền đạt hệ kín của hệ thống được mô tả ở hình 9 có dạng:

$$G(s) = \frac{RS}{1 + RS} e^{-\theta s} \quad (25)$$

Từ công thức (24) và (25), ta có hàm truyền đạt bộ điều khiển  $G_R(s)$ :

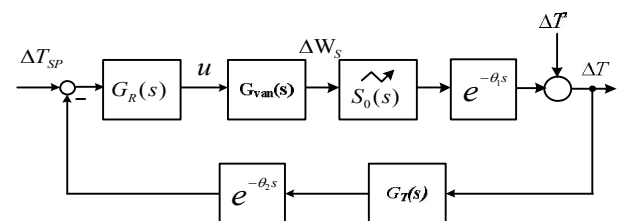
$$G_R = \frac{R}{1 + RS(1 - e^{-\theta s})} \quad (26)$$

Thay công thức (26) vào hình 8, ta có cấu trúc bộ điều khiển theo nguyên lý dự báo Smith được mô tả ở hình 10.



Hình 10. Cấu trúc bộ điều khiển theo nguyên lý dự báo Smith

#### 3.2. Tổng hợp bộ điều khiển dự báo Smith đối với nổi nấu hồ hóa



Hình 11. Cấu trúc bộ điều khiển nổi nấu hồ hóa

Với cảm biến đo nhiệt độ có hàm truyền đạt

$$G_T(s) = \frac{K_t}{1 + sT_t}; \text{ thành phần trễ tín hiệu } e^{-\theta_2 s}$$

Hàm truyền nổi nấu hồ hóa:

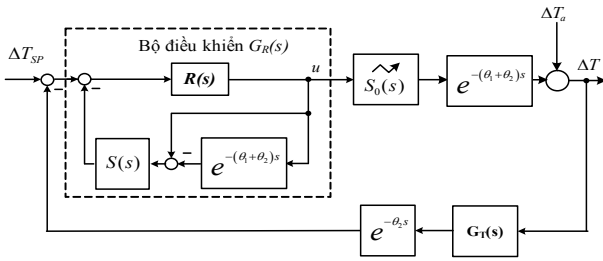
$$S(s) = G_{van} S_0 G_T = \frac{K_V K \lambda \alpha K_t}{1 + s T_V \tau s + 1 + s T_t}$$

$$S(s) \approx \frac{K_\Sigma}{(1 + s \tau)(1 + s(T_V + T_t))}; K_\Sigma = K_V K_t K \lambda \alpha \quad (27)$$

Áp dụng nguyên lý dự báo Smith theo công thức (26), ta có bộ điều khiển nhiệt độ nổi hồ hóa:

$$G_R(s) = \frac{R(s)}{1 + R(s)S(s)(1 - e^{-(\theta_1 + \theta_2)s})} \quad (28)$$

Cấu trúc bộ điều khiển nhiệt độ nổi nấu hồ hóa theo nguyên lý dự báo Smith được mô tả ở hình 12.

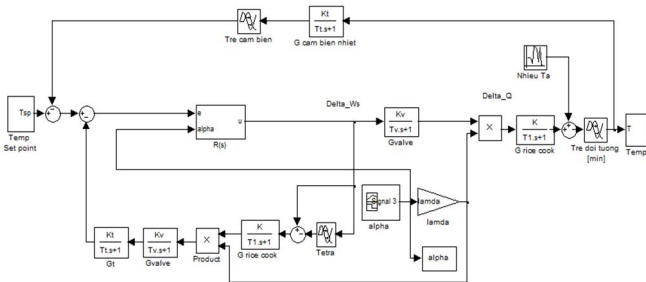


Hình 12. Sơ đồ điều khiển dự báo Smith đối với nổi nấu hồ hóa

Căn cứ luật chỉnh định IMC-PID theo Chien & Fruehauf [5], ta có bộ điều khiển nhiệt độ:

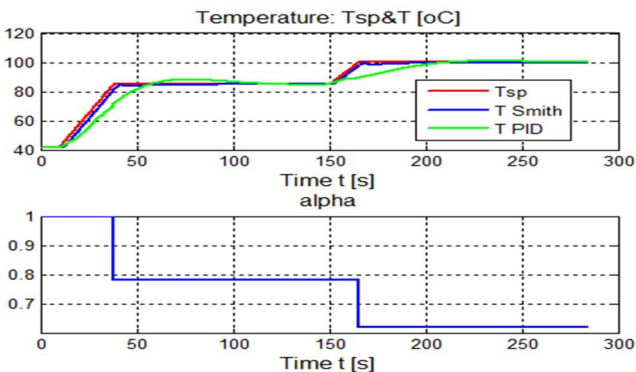
$$R(s) = K_p \left( 1 + \frac{1}{s \tau_i} + s \tau_d \right); \tau_i = \tau + T_t + T_V \quad (29)$$

$$\tau_d = \frac{\tau(T_V + T_t)}{\tau + T_t + T_V}; K_p = \frac{\tau_i}{T_c K}; T_c = 2$$



Hình 13. Mô hình mô phỏng sử dụng Matlab-Simulink

Sau khi chạy file mô phỏng ở hình 13, ta có đáp ứng nhiệt độ nổi nấu hồ hóa được minh họa ở hình 14.



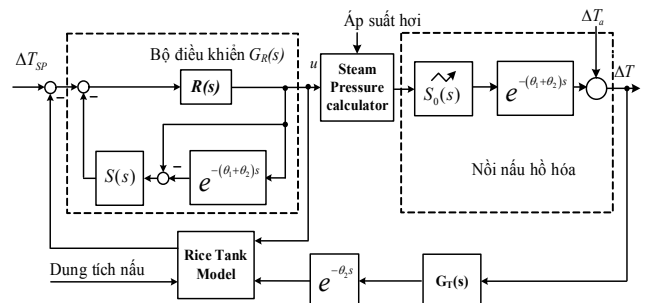
Hình 14. Đáp ứng nhiệt độ dịch bia ở nổi nấu hồ hóa

Từ đồ thị hình 14 ta thấy: nếu dùng bộ điều khiển PID thường với tiêu chuẩn tối ưu module hay tối ưu đối xứng thì đáp ứng nhiệt độ dịch bia có độ quá điều chỉnh và thời gian đáp ứng lớn. Khi sử dụng bộ điều khiển dự báo Smith kết hợp mô hình nội IMC thì đáp ứng nhiệt độ nhanh hơn, độ quá điều chỉnh không đáng kể. Từ đó ta thấy rõ ý nghĩa khả năng dự báo bù trễ của bộ điều khiển.

Để sớm ứng dụng phương pháp điều khiển này vào nhiều nhà máy, tác giả đã tiến hành chạy thực nghiệm hệ thống dựa trên phần mềm Compact HMI 800 của ABB tại Công ty Cổ phần bia Kim Bài.

#### 4. ỨNG DỤNG PHƯƠNG PHÁP ĐIỀU KHIỂN DỰ BÁO SMITH VÀO HỆ THỐNG ĐIỀU KHIỂN NHÀ NẤU BIA

Từ hình 12 ta thấy, bộ điều khiển theo nguyên lý dự báo Smith  $G_R(s)$  chứa mô hình đối tượng ở mạch hồi tiếp nên nó khá nhạy cảm với những sai lệch mô hình đối tượng [1]. Đáp ứng thu được chịu nhiều ảnh hưởng trễ của tín hiệu nhiệt độ. Để khắc phục vấn đề này, ta bổ sung khâu bù trễ tín hiệu nhiệt độ Rice Tank Model và khâu tính độ mở van theo áp suất hơi Steam Pressure Calculator vào hệ thống, được minh họa như ở hình 15.



Hình 15. Sơ đồ điều khiển nổi nấu hồ hóa với khâu bù trễ tín hiệu nhiệt độ

Compact HMI 800 là một hệ thống điều khiển sản xuất của hãng ABB, tích hợp cho các ứng dụng điều khiển quá trình, phù hợp với các nhà máy hóa chất, nhiệt điện, xi măng... So với hệ thống của các hãng khác như Siemens, Allen Bradley, Compact HMI 800 có nhiều ưu điểm vượt trội, cụ thể là: cơ chế dự phòng, linh hoạt, kết nối tối đa 48 bộ điều khiển, quản lý được tối đa 15000 kênh vào/ra, hỗ trợ nhiều loại truyền thông, đặc biệt là ethernet và cáp quang [9].

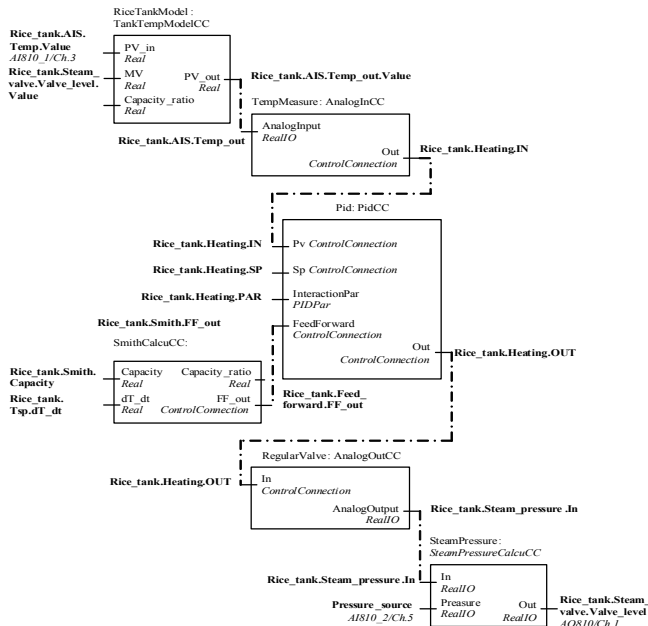
Chương trình điều khiển được thiết lập trên phần mềm Compact Control Builder, được minh họa ở hình 16.



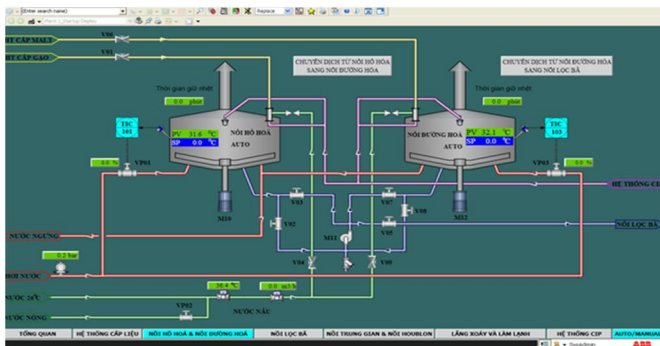
Hình 16. Code chương trình điều khiển trên Compact HMI 800

Chương trình điều khiển được lập trình dựa trên các Single Control Module và các Control Module với các

Parameter kết nối với nhau thông qua các biến toàn cục, được minh họa ở hình 17.



Hình 17. Sơ đồ kết nối các khối Control Module trong chương trình điều khiển



Hình 18. Màn hình giao diện điều khiển nồi hồ hóa



Hình 19. Đáp ứng nhiệt độ của dịch bia trong nồi nấu hồ hóa khi chạy thực nghiệm

Chú thích:

- SP\_temp*: giá trị nhiệt độ đặt của nồi hồ hóa
- TempPV*: giá trị nhiệt độ thực của dịch trong nồi nấu hồ hóa
- Forced\_PV*: độ mở van VP01
- Temp\_PV\_in*: giá trị nhiệt độ của dịch tương ứng tín hiệu đưa về

Phần giao diện vận hành, điều khiển, giám sát được thiết lập trên phần mềm Process Portal A, được minh họa như ở hình 18.

Tiến hành chạy thực nghiệm hệ thống, ta có các đáp ứng như ở hình 19.

Nhận xét: Giá trị nhiệt độ của dịch bia trong nồi nấu hồ hóa bám rất sát theo giá trị đặt và gần như không bị trễ. Từ đó ta thấy rõ ý nghĩa của bộ điều khiển dự báo Smith và các khâu bù trễ tín hiệu để nâng cao chất lượng quá trình trao đổi nhiệt trong nồi nấu hồ hóa.

### 5. KẾT LUẬN

Hiện nay, trong nhiều nhà máy sản xuất bia vẫn còn một số tồn tại. Những tồn tại này do nhiều nguyên nhân, một trong những nguyên nhân chính là cấu trúc điều khiển chưa phù hợp, các tín hiệu phản hồi về bộ điều khiển có độ trễ đặc biệt là các tín hiệu nhiệt độ. Tác giả đã áp dụng phương pháp điều khiển hiện đại - bộ điều khiển dự báo Smith kết hợp mô hình nội IMC để đảm bảo nhiệt độ dịch bia trong nồi hồ hóa theo đúng giản đồ công nghệ nấu bia. Từ đó có thể áp dụng trong quá trình trao đổi nhiệt ở nồi nấu đường hóa, nồi nấu hoa houblon của xưởng nấu bia, cũng như trong các nồi nấu trong dây chuyền sản xuất khác. Như vậy chất lượng bia thành phẩm cũng được đảm bảo và nâng cao. Điều này đã được kiểm chứng bằng mô phỏng Matlab - Simulink và thực nghiệm.

### TÀI LIỆU THAM KHẢO

- [1]. Phước ND, 2009. *Lý thuyết điều khiển tuyến tính*. NXB Khoa học & Kỹ thuật, tr.202-204
- [2]. Dương ND, 2015. *Nghiên cứu phương pháp điều khiển tách kênh để nâng cao chất lượng sản xuất axit sunfuric trong nhà máy hóa chất Lâm Thao*. Tạp chí Khoa học & Công nghệ, Đại học Kinh tế - Kỹ thuật công nghiệp, số 8, 9/2015, tr. 6-14
- [3]. Dương ND, 2016. *Nghiên cứu phương pháp điều khiển tỷ lệ nâng cao chất lượng sản xuất xit trong nhà máy Giấy*. Tạp chí Khoa học & Công nghệ, Đại học Công nghiệp Hà Nội, số 33,4/2016, tr.15-20
- [4]. Khánh BK, Đăng PQ, Phương NH, 2014. *Điều khiển quá trình*. NXB Khoa học & Kỹ thuật, tr. 237
- [5]. Sơn HM, 2006. *Cơ sở điều khiển quá trình*. NXB Bách Khoa Hà Nội, tr. 111,487
- [6]. Hòa HĐ, 2002. *Công nghệ sản xuất Malt và bia*. NXB Khoa học và Kỹ thuật.
- [7]. Bia Kim Bài, 2011. *Nghiên cứu thiết kế, xây dựng và đưa vào vận hành hệ thống tự động hoá xưởng nấu bia*.
- [8]. Dương ND, 2017. *Nghiên cứu phương pháp điều khiển tích cực loại bỏ nhiễu để nâng cao chất lượng quá trình trao đổi nhiệt trong bình trộn nhiệt*. Tạp chí Khoa học & Công nghệ, Đại học Công nghiệp Hà Nội
- [9]. ABB, 2011. *Compact HMI 800, Automation Technology Products Wickliffe, Ohio, USA*
- [10]. Đức Thành, 2017. *Thị trường bia Việt Nam Mảnh đất màu mỡ hút doanh nghiệp ngoại*. Tạp chí Lao động và xã hội.