



**BỘ GIÁO DỤC VÀ ĐÀO TẠO
TRƯỜNG ĐẠI HỌC SƯ PHẠM KỸ THUẬT
THÀNH PHỐ HỒ CHÍ MINH**

**NGHIÊN CỨU THIẾT KẾ BỘ ĐIỀU KHIỂN PHÂN LY
DÙNG CHO CÁC HỆ THỐNG ĐA BIẾN**

**LUẬN ÁN TIẾN SĨ
NGÀNH: KỸ THUẬT CƠ KHÍ**

Tp. Hồ Chí Minh 10 - 2020



**BỘ GIÁO DỤC VÀ ĐÀO TẠO
TRƯỜNG ĐẠI HỌC SƯ PHẠM KỸ THUẬT
THÀNH PHỐ HỒ CHÍ MINH**

NCS. LÊ LINH

**NGHIÊN CỨU THIẾT KẾ BỘ ĐIỀU KHIỂN PHÂN LY
DÙNG CHO CÁC HỆ THỐNG ĐA BIẾN**

LUẬN ÁN TIẾN SĨ

NGÀNH: KỸ THUẬT CƠ KHÍ - 9520103

Hướng dẫn khoa học:

1. PGS.TS. LÊ HIẾU GIANG
2. PGS.TS. TRƯƠNG NGUYỄN LUÂN VŨ

Phản biện 1:

Phản biện 2:

Phản biện 3:

Số: 969/QĐ-ĐHSPKT

Tp. Hồ Chí Minh, ngày 31 tháng 12 năm 2014

QUYẾT ĐỊNH

Về việc đổi tên luận án và người hướng dẫn nghiên cứu sinh khóa 2013 HIỆU TRƯỞNG TRƯỜNG ĐẠI HỌC SƯ PHẠM KỸ THUẬT TP. HỒ CHÍ MINH

Căn cứ Quyết định số 118/2000/QĐ-TTg ngày 10 tháng 10 năm 2000 của Thủ tướng Chính phủ về việc thay đổi tổ chức của Đại học Quốc gia TP. Hồ Chí Minh, tách Trường Đại học Sư phạm Kỹ thuật TP. Hồ Chí Minh trực thuộc Bộ Giáo dục và Đào tạo;

Căn cứ Quyết định số 70/2014/QĐ-TTg ngày 10/12/2014 của Thủ tướng Chính phủ về ban hành Điều lệ trường Đại học;

Căn cứ Thông tư số 10/2009/TT-BGDĐT ngày 07/5/2009 của Bộ Giáo dục và Đào tạo về việc Ban hành Quy chế đào tạo trình độ tiến sĩ;

Căn cứ Thông tư số 05/2012/TT-BGDĐT ngày 15/02/2012 của Bộ Giáo dục và Đào tạo về việc sửa đổi, bổ sung một số điều của Quy chế đào tạo trình độ tiến sĩ ban hành kèm theo Thông tư số 10/2009/TT-BGDĐT ngày 07/5/2009 của Bộ trưởng Bộ Giáo dục và Đào tạo;

Xét nhu cầu công tác và khả năng cán bộ;

Xét đề nghị của Trưởng phòng Đào tạo,

QUYẾT ĐỊNH

Điều 1: Đổi tên đề tài luận án tiến sĩ và người hướng dẫn cho:

Nghiên cứu sinh : **Lê Linh**

Ngành : Kỹ thuật cơ khí

Khoá: **2013 – 2016**

Tên luận án mới : **Nghiên cứu thiết kế bộ điều khiển phân ly dùng cho các hệ thống đa biến**

Người HD thứ nhất (HD chính): **PGS.TS Lê Hiếu Giang**

Người HD thứ hai : **TS. Trương Nguyễn Luân Vũ**

Thời gian thực hiện : **01/10/2013 đến 01/10/2016**

Điều 2: Giao cho Phòng Đào tạo quản lý, thực hiện theo đúng Quy chế đào tạo trình độ tiến sĩ của Bộ Giáo dục & Đào tạo đã ban hành.

Điều 3: Trưởng các đơn vị: phòng Đào tạo, khoa quản ngành, phòng KHTC và các Ông (Bà) có tên ở Điều 1 chịu trách nhiệm thi hành quyết định này. Quyết định có hiệu lực kể từ ngày ký.

Nơi nhận:

- BGH (để chỉ đạo);
- Như điều 3;
- Lưu: VT, SDH.



LÝ LỊCH CÁ NHÂN

I. THÔNG TIN CÁ NHÂN

Họ và tên:	LÊ LINH	Phái:	Nam
Ngày tháng năm sinh:	04/04/1976	Tại:	Đắk Lắk

II. QUÁ TRÌNH ĐÀO TẠO

- Từ 1994 – 2000: sinh viên Ngành Chế tạo máy, Trường Đại học Sư phạm Kỹ thuật Tp. Hồ Chí Minh.
- Từ 2002 – 2005: Học viên Cao học Ngành Chế tạo máy, Trường Đại học Sư phạm Kỹ thuật Tp. Hồ Chí Minh.

III. QUÁ TRÌNH CÔNG TÁC

- Từ 2000 – 2003: Giảng Viên thỉnh giảng, Trường Đại học Sư phạm Kỹ thuật Tp. Hồ Chí Minh.
- Từ 2004 – nay: Giảng Viên Trường Đại học Sư phạm Kỹ thuật Tp. Hồ Chí Minh.

Tp.HCM, ngày 30 tháng 10 năm 2020.

Lê Linh

LỜI CAM ĐOAN

Tôi xin cam đoan đây là công trình nghiên cứu của riêng tôi dưới sự hướng dẫn của tập thể các nhà khoa học và các tài liệu tham khảo đã trích dẫn. Các kết quả nghiên cứu được trình bày trong luận án là hoàn toàn trung thực và chưa được ai công bố trên bất cứ một công trình khoa học nào.

Tp.HCM, ngày 30 tháng 10 năm 2020.

Tác giả luận án

Lê Linh

LỜI CẢM ƠN

Sau một thời gian dài nghiên cứu đến nay luận án đã được hoàn thành.

Trước tiên tôi xin bày tỏ lòng biết ơn chân thành tới các Thầy giáo hướng dẫn PGS.TS. Lê Hiếu Giang, PGS.TS. Trương Nguyễn Luân Vũ đã tận tình hướng dẫn, định hướng nghiên cứu và tạo mọi điều kiện thuận lợi cho tôi trong quá trình thực hiện luận án, những điều này đã truyền cho tôi cảm hứng và nguồn động lực lớn để hoàn thành luận án.

Tôi xin đặc biệt gửi lời cảm ơn đến quý Thầy, Cô Khoa Cơ khí Chế tạo máy, Trường Đại học Sư phạm Kỹ thuật Tp. HCM đã dành nhiều thời gian để giảng dạy, truyền đạt những tri thức khoa học quý báu cho tôi từ khi học đại học cho đến nay. Những tri thức sẽ mãi mãi theo tôi trong suốt cuộc đời làm khoa học của mình.

Tôi xin dành lời cảm ơn chân thành đến các Thầy giáo Trường Đại học Bách khoa Tp. HCM, Đại học Khoa học Tự nhiên Tp. HCM, Đại học kỹ thuật công nghệ Tp.HCM và Đại học Việt Đức đã dành thời gian quý báu của mình để giảng dạy và cho những lời khuyên rất có giá trị trong thời gian hoàn thành luận án.

Cuối cùng tôi xin bày tỏ lòng cảm ơn sâu sắc tới gia đình và sự hi sinh của vợ và các con đã dành cho tôi, cũng như các bạn bè đồng nghiệp không ngừng động viên, giúp đỡ và tạo mọi điều kiện thuận lợi cho tôi hoàn thành bản luận án này.

ABSTRACT

Multivariable systems are complicated processes due to interactions between process variables and control variables. This makes it difficult to analyze and design controllers for the systems. To overcome this problem, there are currently two main research directions: the first is to adopt advanced control methods such as model predictive control, or intelligent control; the second is to take advantages of typical single-variable control techniques, such as the well-known PID controller, which is very common in the industry today. In this thesis, the author proposes an approach to controller designs for multivariable processes, which is called decoupling techniques, to convert them into multi-loop systems and designs PID controllers for those corresponding control loops. The proposed method is general and applicable to different multivariable systems.

Currently, there are three kinds of decoupling techniques, including ideal decoupling, inverted decoupling, and simplified decoupling. The author studies the advantages and disadvantages of them and then chooses the simplified decoupling as the main research direction in the thesis. The simplified decoupling with the advantages of the simplicity of the decoupler matrix, the diagonal elements are set to units, and the robustness due to model errors is the most appropriate choice for practical applications. In this dissertation, the author develops a method to design the simplified decoupling for a general multivariable system ($n \times n$) based on the relationship of the *Dynamic Relative Gain Array (DRGA)* of transfer functions in the system's transfer function matrix.

In addition, the analytical tuning rules for the parameters of the PID controllers based on internal model control (IMC) for some standard processes are also proposed. In particular, there are two prominent points in the suggested method:

- The approximation technique for a delay term adopting the Padé 3/2 approximation to improve correctness and dynamic behavior of a system.

- Applying the filters in series with the controllers in order to enhance the system responses.

The proposed controller is compared with other well-known controllers such as BLT and SAT on different multivariable processes to verify the effectiveness in terms of servomechanism (set-point changes) and regulator (disturbance changes) problems. Common methods to evaluate the quality of the control system are also applied such as absolute integral error (IAE), and total variation (TV) of control signals.

Simulation results show that the proposed method outperforms the existing methods. Moreover, two corresponding experimental models are also built, including a coupled-tank (2×2) and a distillation column for separating ethanol and water (3×3). In order to apply the theoretical results, the controller structures are designed in Simulink/Matlab in Real Time Window Target mode with support of the dedicated DAQ card of National Instrument. The results show that the system responses meet the control criteria in both set-point changes and disturbance changes. Moreover, the distillation column also has high practical applicability.

TÓM TẮT

Hệ đa biến là quá trình phức tạp với sự tương tác lẫn nhau giữa các biến quá trình, và các biến điều khiển. Việc này làm quá trình phân tích và thiết kế bộ điều khiển cho hệ đa biến trở nên khó khăn và phức tạp. Để khắc phục khó khăn này, hiện nay có hai hướng nghiên cứu chính: một là sử dụng các phương pháp điều khiển hiện đại như điều khiển dự báo, hoặc điều khiển thông minh; hai là tận dụng các kỹ thuật điều khiển đơn biến điển hình như bộ điều khiển PID hiện đang rất phổ biến trong công nghiệp. Trong nghiên cứu này, tác giả đề xuất phương án thiết kế bộ điều khiển phân ly cho các quá trình đa biến nhằm tách hệ đa biến phức tạp thành các vòng điều khiển đơn biến đơn giản và thiết kế bộ điều khiển PID cho các vòng điều khiển tương ứng đó. Phương án đề xuất mang tính tổng quát và có khả năng ứng dụng cho các hệ đa biến khác nhau.

Hiện nay, có ba kỹ thuật phân ly chính bao gồm phân ly lý tưởng, phân ly nghịch và phân ly đơn giản hóa. Tác giả tìm hiểu ưu và nhược điểm của các bộ phân ly và từ đó chọn phân ly đơn giản hóa làm hướng nghiên cứu chính trong luận án. Phân ly đơn giản hóa với ưu điểm về sự đơn giản của ma trận phân ly, thành phần đường chéo bằng đơn vị, và sự bền vững khi có sai số mô hình là sự lựa chọn thích hợp nhất cho các ứng dụng thực tế. Trong luận án này, tác giả phát triển phương pháp thiết kế bộ phân ly đơn giản hóa tổng quát cho hệ đa biến bậc n dựa trên mối quan hệ của *dãy độ lợi tương quan động* (Dynamic Relative Gain Array) của các hàm truyền trong ma trận hàm truyền của hệ đa biến.

Bên cạnh đó, phương pháp hiệu chỉnh thông số bộ điều khiển PID dựa trên cấu trúc mô hình nội (IMC) cho các hệ điển hình cũng được đề xuất. Phương pháp đề xuất đưa ra được các công thức tường minh tính toán các thông số của bộ điều khiển PID. Trong đó, có hai điểm nổi bật trong phương pháp đề xuất là:

- Xấp xỉ bậc cao cho khâu trễ sử dụng công thức xấp xỉ Padé 3/2 nhằm cải thiện độ chính xác và đặc tính động của hệ thống

- Áp dụng các bộ lọc nối tiếp với bộ điều khiển tương ứng cho các quá trình khác nhau nhằm cải thiện khả năng đáp ứng của hệ thống.

Bộ điều khiển đề xuất được so sánh với các bộ điều khiển nổi tiếng khác như BLT và SAT trên các hệ đa biến khác nhau nhằm kiểm chứng khả năng điều khiển khi giá trị đặt thay đổi cũng như nhiều quá trình thay đổi. Các phương pháp phổ biến để đánh giá chất lượng của hệ thống điều khiển cũng được áp dụng như *sai số tích phân tuyệt đối* (IAE), *tổng của sự thay đổi* (TV) của tín hiệu điều khiển.

Kết quả mô phỏng cho thấy phương pháp đề xuất cho kết quả vượt trội so với các phương pháp hiện hữu. Hơn nữa, hai mô hình thực nghiệm tương ứng cũng được xây dựng bao gồm hệ bồn nước (2x2) và tháp chưng cất hỗn hợp Ethanol và Nước (3x3). Để có thể áp dụng được các kết quả lý thuyết, thuật toán điều khiển cho hệ thống được xây dựng trên Matlab với chế độ thời gian thực (Real Time Window Target) với bộ DAQ chuyên dùng của hãng National Instrument. Kết quả điều khiển cho thấy đáp ứng của các hệ đáp ứng được các tiêu chí đề ra về bám sát giá trị đặt cũng như khả năng kháng nhiễu quá trình. Đặc biệt tháp chưng cất Ethanol và Nước có khả năng ứng dụng thực tiễn cao.

MỤC LỤC

QUYẾT ĐỊNH GIAO ĐỀ TÀI

LÝ LỊCH CÁ NHÂN	i
LỜI CAM ĐOAN	ii
LỜI CẢM ƠN	iii
ABSTRACT	iv
TÓM TẮT	vi
MỤC LỤC	viii
DANH MỤC CHỮ VIẾT TẮT	xi
DANH MỤC HÌNH	xiii
DANH MỤC BẢNG	xvi
CHƯƠNG 1 MỞ ĐẦU	1
1.1. Tính cấp thiết và lý do chọn luận án	1
1.2. Mục tiêu nghiên cứu	2
1.3. Phạm vi và giới hạn nghiên cứu	2
1.4. Phương pháp nghiên cứu	3
1.5. Ý nghĩa khoa học và những đóng góp của luận án	3
□ Tính mới	3
□ Kết quả thực tiễn	4
1.6. Bố cục luận án	4
CHƯƠNG 2 TỔNG QUAN VỀ VẤN ĐỀ NGHIÊN CỨU	6
2.1. Tổng quan về tình hình nghiên cứu các kỹ thuật phân ly	6

2.2. Phân tích và so sánh các phương pháp thiết kế bộ điều khiển PI/PID đa biến dùng cho hệ thống phân ly.....	8
2.2.1. Giới thiệu.....	8
2.2.2. Phương pháp Ziegler-Nichols (Z - N).....	9
2.2.3. Phương pháp điều chỉnh BLT (BLT).....	12
2.2.4. Phương pháp SAT.....	16
2.2.5. Khảo sát các mô hình chuẩn và các phương pháp điều khiển.....	20
2.3. Điều khiển phân ly quá trình đa biến	28
2.3.1. Phân ly lý tưởng	29
2.3.2. Phân ly đơn giản hóa.....	30
2.3.3. Phân ly nghịch.....	32
2.3.4. So sánh ưu nhược điểm của các phương pháp phân ly	33
 CHƯƠNG 3 THIẾT KẾ BỘ ĐIỀU KHIỂN PHÂN LY ĐƠN GIẢN HÓA	34
3.1. Hệ phân ly đa biến tổng quát.....	34
3.1.1. Thiết kế bộ phân ly đơn giản hóa cho quá trình đa biến 2×2	37
3.1.2. Thiết kế bộ phân ly đơn giản hóa cho quá trình đa biến 3×3	38
3.2. Kỹ thuật hiện thực hóa hoạt động của bộ phân ly đơn giản hóa	39
3.2.1. Hiện thực hóa	39
3.2.2. Phương pháp đồng nhất hệ số	40
3.2.3. Áp dụng phương pháp đồng nhất hệ số.....	40
3.3. Thiết kế bộ điều khiển PI/PID cho hệ thống phân ly đơn giản hóa	42
3.3.1. Giới thiệu.....	42
3.3.2. Phương án đề xuất.....	44
3.4. Đo lường, đánh giá chất lượng của các hệ thống phân ly đơn giản hóa..	51
3.4.1. Tiêu chuẩn IAE (Integral Absolute Error)	51
3.4.2. Tiêu chuẩn TV (Total Variation)	51
3.4.3. Tiêu chuẩn độ vọt lố (Overshoot)	52
 CHƯƠNG 4 NGHIÊN CỨU MÔ PHỎNG VÀ PHÂN TÍCH CHẤT LƯỢNG CỦA HỆ THỐNG ĐIỀU KHIỂN PHÂN LY ĐƠN GIẢN HÓA.....	53
4.1. Các mô hình của hệ thống đa biến tiêu chuẩn dùng để mô phỏng	53
4.2. Mô phỏng, so sánh phương pháp đề xuất với các phương pháp khác.....	54
4.2.1. Điều khiển cột chưng cất Wood & Berry (WB).....	54
4.2.2. Điều khiển cột chưng cất Vinante & Luyben (VL).....	56

4.2.3. Điều khiển cột chưng cất Ogunnaike & Ray (OR)	59
CHƯƠNG 5 MÔ HÌNH ỨNG DỤNG.....	63
5.1. Mô hình hóa hệ thống.....	63
5.2. Ứng dụng điều khiển hệ bồn nước (hệ 2x2).....	64
5.2.1. Giới thiệu chung	64
5.2.2. Mô hình hóa hệ bồn nước đôi.....	66
5.2.3. Tính toán bộ phân ly và các thông số bộ điều khiển.....	69
5.2.4. Thực thi bộ điều khiển trên mô hình thật	71
5.2.5. Nhận xét	74
5.3. Ứng dụng điều khiển tháp chưng cất Ethanol và Nước (hệ 3x3)	75
5.3.1. Thiết kế - chế tạo mô hình thực nghiệm.....	75
5.3.2. Lưu đồ thiết bị (P&ID) của tháp chưng cất.....	78
5.3.3. Sơ đồ khối bộ điều khiển của hệ thống	80
5.3.4. Mô hình hóa tháp chưng cất sử dụng phương pháp thực nghiệm.....	82
5.3.5. Kết quả điều khiển.....	88
5.3.6. Nhận xét	97
CHƯƠNG 6 KẾT LUẬN VÀ KIẾN NGHỊ.....	99
6.1. KẾT LUẬN.....	99
6.2. KIẾN NGHỊ.....	100
CÁC KẾT QUẢ NGHIÊN CỨU.....	101
DANH MỤC CÁC CÔNG TRÌNH NGHIÊN CỨU CÓ LIÊN QUAN.....	103
TÀI LIỆU THAM KHẢO	104
PHỤ LỤC	109
Phụ lục 1: Chế tạo tháp chưng cất	109
Phụ lục 2: Chương trình Matlab sử dụng trong Luận án.....	119

DANH MỤC CHỮ VIẾT TẮT

BLT	Biggest Log Modulus
DLT	The decentralized λ tuning
IMC	Internal Model Control
IAE	Integral Absolute Error
ISE	Integral Square Error
ITAE	Integral Time Absolute Error
MIMO	Multi-Input Multi-Output
NMP	Nonminimum Phase
RP	Robust Performance
RS	Robust Stability
SISO	Single-Input Single-Output
SSV	Structured Singular Value
SV	Singular Value
VL	Vinante and Luyben
WB	Wood và Berry
ISPR	Industrial-Scale Polymerization Reactor
RAIS	Rational Approximation of the Irrational Solutions
FOPDT	First Order Plus Dead Time
Ms	Magnitude of sensitivity transfer function
Ký hiệu khoa học	
$e(s)$	Tín hiệu sai số liên tục
$G_c(s)$	Hàm truyền của bộ điều khiển
$G_p(s)$	Hàm truyền của quá trình xử lý
K_c	Điều khiển độ lợi
$H(s)$	Hàm truyền vòng lặp kín
L_{cm}	Một logarit mô đun vòng lặp đa biến

$p(s)(P(s))$	SISO(MIMO), biểu diễn các mô hình xử lý trong đó $p = \tilde{p}$ ($P = \tilde{P}$) là giả định
$\tilde{p}(s) (\tilde{P}(s))$	SISO(MIMO), Mô hình xử lý
$\tilde{p}_A(s)$	Tất cả thông qua bởi phân tử NMP của $\tilde{p}(s)$
$r(s)$	Biến đầu vào
$u(s)$	Biến điều khiển
$y(s)$	Biến đầu ra
Ký hiệu La Mã	
λ	Hằng số thời gian vòng lặp kín
$\bar{\sigma}(A)$	Giá trị trị riêng lớn nhất của ma trận A
$\underline{\sigma}(A)$	Giá trị trị riêng nhỏ nhất của ma trận A
τ_D	Hằng số thời gian đạo hàm
τ_I	Hằng số thời gian tích phân
ω	Tần số
ω_B	Băng thông của vòng lặp kín
Chỉ số trên	
H	Ma trận hàm truyền đạt vòng kín
T	Chuyển vị của ma trận
Ký hiệu đặc biệt	
$\forall$	Với mọi
$\exists$	Sao cho

DANH MỤC HÌNH

Hình	trang
Hình 2.1 Đường cong đáp ứng của quá trình.....	10
Hình 2.2 Bước đáp ứng cho tháp WB bằng phương pháp Z-N và McAvoy	11
Hình 2.3 Sơ đồ khối hệ thống điều khiển đa biến.....	12
Hình 2.4 Lưu đồ giải thuật cho phương pháp hiệu chỉnh BLT.....	15
Hình 2.5 Thủ thuật điều chỉnh tuần tự cho các hệ 2×2	17
Hình 2.6 Đáp ứng bước cho tháp WB bằng phương pháp SAT và BLT.....	21
Hình 2.7 Đáp ứng bước cho tháp WW bằng phương pháp SAT và BLT.....	23
Hình 2.8 Hệ thống điều khiển đa vòng lặp cho hệ đa biến	24
Hình 2.9 Cấu trúc điều khiển phân ly hai biến.....	29
Hình 2.10 Sơ đồ khối bộ phân ly đơn giản hóa.....	31
Hình 2.11 Sơ đồ khối phân ly nghịch	32
Hình 3.1 Mô hình thuật toán hệ thống điều khiển phân ly đa biến $n \times n$	34
Hình 3.2 Hệ thống nhiều vòng kín và mô hình phân ly thành các hệ thống đơn biến tương ứng.....	44
Hình 3.3 Cấu trúc của hệ thống điều khiển đơn biến hồi tiếp truyền thống	44
Hình 3.4 Cấu trúc của hệ thống điều khiển đơn biến theo lý thuyết IMC	45
Hình 4.1 Đáp ứng vòng kín đối với sự thay đổi giá trị đặt theo hàm bậc thang cho cột WB (vòng 1)	55
Hình 4.2 Đáp ứng vòng kín đối với sự thay đổi giá trị đặt theo hàm bậc thang cho cột WB (vòng 2)	55
Hình 4.3 Đáp ứng vòng kín đối với sự thay đổi giá trị đặt theo hàm bậc thang cho cột VL (vòng 1)	57
Hình 4.4 Đáp ứng vòng kín đối với sự thay đổi giá trị đặt theo hàm bậc thang cho cột VL (vòng 2)	57
Hình 4.5 Đáp ứng vòng kín của cột chưng cất OR (vòng 1)	61
Hình 4.6 Đáp ứng vòng kín của cột chưng cất OR (vòng 2)	61

Hình 4.7	Đáp ứng vòng kín của cột chưng cất OR (vòng 3)	62
Hình 5.1	Mô hình ứng dụng bồn nước đôi.....	65
Hình 5.2	Lưu đồ nguyên lý hoạt động bồn nước	65
Hình 5.3	Tín hiệu ngõ vào cung cấp cho máy bơm 1	66
Hình 5.4	Tín hiệu ngõ vào cung cấp cho máy bơm 2	67
Hình 5.6	Kết quả nhận dạng mô hình và đánh giá.....	68
Hình 5.7	Sơ đồ Simulink của bộ điều khiển	70
Hình 5.8	Đáp ứng mô phỏng của mức nước ở bồn 1	71
Hình 5.9	Đáp ứng mô phỏng của mức nước ở bồn 2	71
Hình 5.10	Sơ đồ Simulink của bộ điều khiển chạy chế độ Real-Time	72
Hình 5.11	Đáp ứng mức nước ở bồn 1, giá trị đặt bằng 300 mm	72
Hình 5.12	Đáp ứng mức nước ở bồn 2, giá trị đặt bằng 300 mm	73
Hình 5.13	Đáp ứng mức nước ở bồn 1, giá trị đặt bằng 200 mm	73
Hình 5.14	Đáp ứng mức nước ở bồn 2, giá trị đặt bằng 200 mm	74
Hình 5.15	Mô hình thiết kế 3D tháp chưng cất.....	75
Hình 5.16	Mô hình tháp chưng cất Ethanol và Nước	76
Hình 5.17	Thiết bị điều khiển tháp chưng cất Ethanol và Nước.....	77
Hình 5.18.	Lưu đồ mô hình hệ thống tháp chưng cất Ethanol và Nước	78
Hình 5.19	Sơ đồ khối bộ điều khiển	80
Hình 5.20	Sơ đồ khối bộ thu thập dữ liệu cảm biến của hệ thống Tháp chưng cất ...	82
Hình 5.21	Cập dữ liệu vào-ra dùng để nhận dạng của Biến nhiệt độ bồn đáy	83
Hình 5.22	Cập dữ liệu vào-ra dùng để nhận dạng của Biến nhiệt độ dòng vào	83
Hình 5.23	Cập dữ liệu vào-ra dùng để nhận dạng của biến lưu lượng dòng vào	84
Hình 5.24	Kết quả của quá trình nhận dạng đặc tính lưu lượng	84
Hình 5.25	So sánh đáp ứng bước của hàm gốc và hàm xấp xỉ (5.12) và (5.13)	85
Hình 5.26	Kết quả nhận dạng của nhiệt độ cấp liệu	86
Hình 5.27	Kết quả của quá trình nhận dạng đặc tính lưu lượng	87
Hình 5.28	So sánh đáp ứng bước của hàm gốc và hàm xấp xỉ (5.16) và (5.17)	88
Hình 5.29	Sơ đồ Simulink của bộ điều khiển chạy chế độ Real-Time	89

Hình 5.30	Đáp ứng nấc nhiệt độ của bồn đáy	90
Hình 5.31	Đáp ứng nấc nhiệt độ dòng cấp liệu.....	90
Hình 5.32	Đáp ứng nấc lưu lượng cấp liệu	91
Hình 5.33	Sơ đồ Simulink của bộ điều khiển chạy chế độ Real-Time	92
Hình 5.34	Sơ đồ cấu trúc bộ điều khiển PID đề xuất cho hệ thống tháp chưng cất ..	92
Hình 5.35	Sơ đồ khối bộ xuất tín hiệu điều khiển của hệ thống Tháp chưng cất	93
Hình 5.36	Tháp chưng cất sau khi hoàn thiện.....	94
Hình 5.37	Kết quả điều khiển biến nhiệt độ bồn đáy khi mô phỏng và thực nghiệm	94
Hình 5.38	Kết quả điều khiển biến nhiệt độ cấp liệu khi mô phỏng và thực nghiệm	95
Hình 5.39	Kết quả điều khiển biến lưu lượng cấp liệu khi mô phỏng và thực nghiệm	95
Hình 5.40	Quá trình lấy mẫu kiểm tra nồng độ	97
Hình 5.41	Kết quả thực thi bộ điều khiển trước và sau khi chưng cất.....	97

DANH MỤC BẢNG

Bảng	trang
Bảng 2.1 Thông số điều khiển của tháp WB theo 2 phương pháp BLT và SAT.....	20
Bảng 2.2 Thông số điều khiển cho tháp WW sử dụng phương pháp BLT và SAT...	22
Bảng 2.3 Tham số của bộ điều khiển PI đề xuất với hệ có thời gian trễ.....	28
Bảng 2.4 So sánh ưu nhược điểm của các bộ phân ly	33
Bảng 4.1 Thông số của bộ điều khiển và kết quả thực thi của hệ thống WB	56
Bảng 4.2 Thông số của bộ điều khiển và kết quả thực thi của hệ thống VL	58
Bảng 4.3 Thông số của bộ điều khiển và kết quả thực thi của hệ thống OR	59
Bảng 5.1 Thông số bộ điều khiển và bộ lọc cho hệ bồn nước	70
Bảng 5.2 Thông số bộ điều khiển và bộ lọc cho tháp chưng cất.....	89

CHƯƠNG 1 MỞ ĐẦU

1.1. Tính cấp thiết và lý do chọn luận án

Hiện nay, việc nghiên cứu các hệ thống điều khiển đa biến được quan tâm nhiều tại Việt Nam do nhu cầu cấp thiết trong việc áp dụng vào thực tế sản xuất tại nhiều nhà máy, xí nghiệp trong nước, đặc biệt là các nhà máy, xí nghiệp tách, lọc, chiết suất dầu khí, nhà máy nhiệt điện. Mặc dù hiện nay tất cả các công nghệ vận hành đều của nước ngoài nhưng nhu cầu làm chủ công nghệ, nâng cao năng lực để giảm chi phí sản xuất luôn cấp thiết.

Hơn nữa, trên thế giới, hướng tiếp cận chủ yếu để điều khiển hệ đa biến là các kỹ thuật điều khiển nâng cao như điều khiển dự báo, điều khiển thông minh. Tuy nhiên, bên cạnh đó vẫn có nhiều nghiên cứu cố gắng tận dụng các kỹ thuật điều khiển cổ điển bởi sự đơn giản và hiệu quả mang lại. Để thực hiện được việc đó, cần nghiên cứu phát triển các phương pháp phân tách hệ đa biến thành nhiều vòng hồi tiếp đơn biến.

Bên cạnh đó, quá trình đa biến là hệ phức tạp với nhiều sự tương tác qua lại giữa các biến quá trình và biến điều khiển. Sự tương tác này làm ảnh hưởng đến sự thay đổi của các ngõ ra còn lại khi có một sự thay đổi ở một ngõ ra bất kỳ. Nhiều phương pháp khác nhau được đề xuất để khắc phục khó khăn này của việc điều khiển hệ đa biến. Tuy nhiên, nổi bật nhất là kỹ thuật phân ly với ba phương pháp: phân ly lý tưởng, phân ly nghịch và phân ly đơn giản hóa. Ngày nay, điều khiển phân ly cũng được sử dụng phổ biến trong các hệ thống điều khiển quá trình công nghiệp, bởi vì sự đơn giản cũng như mang lại hiệu quả cao trong hoạt động. Điều đó dẫn đến hiệu quả kinh tế cao trong lắp đặt và vận hành hệ thống sản xuất.

Dù vậy, cho đến gần đây, vẫn chưa có phương pháp điều khiển tổng quát nào cho hệ đa biến được công bố hoặc phát triển sử dụng kỹ thuật điều khiển phân ly. Chính vì vậy, việc nghiên cứu mở rộng và phát triển phương pháp thiết kế bộ điều khiển phân ly, trên cơ sở phương pháp phân tích mới, để sử dụng cho nhiều quá trình đa biến là vấn đề tác giả sẽ tập trung nghiên cứu trong luận án này.

Với những nhu cầu và lý do trên, tác giả đã lựa chọn luận án “*Nghiên cứu thiết kế bộ điều khiển phân ly dùng cho các hệ thống đa biến*” cho luận án tiến sĩ này.

1.2. Mục tiêu nghiên cứu

Mục tiêu chính của luận án là đề xuất một phương pháp mới trong việc thiết kế bộ điều khiển phân ly cho quá trình đa biến. Luận án sẽ góp phần nâng cao độ ổn định, hiệu quả làm việc và an toàn trong vận hành, cũng như các tính năng hoạt động khác của các quá trình đa biến trong hệ thống điều khiển.

Do phương pháp phân ly có nhiều kỹ thuật khác nhau, nên trong luận án này tác giả chỉ tập trung nghiên cứu bộ điều khiển phân ly đơn giản hóa. Phương pháp đề xuất sẽ tìm ra được bản chất thực sự của quy luật phân ly các biến điều khiển bằng việc xác định chính xác từ tỷ lệ của các đặc tính vòng hở ban đầu và các yếu tố đường chéo của các dãy độ lợi tương quan động (Dynamic Relative Gain Arrays). Từ đó, một cấu trúc tổng quát, nhỏ gọn cho bộ điều khiển phân ly đơn giản hóa sẽ được đề xuất

Ngoài ra, phương pháp đơn giản hóa mô hình của quá trình sẽ được đề xuất đồng thời để mang lại sự thực thi tốt nhất cho bộ điều khiển.

1.3. Phạm vi và giới hạn nghiên cứu

Các quá trình đa biến trên thực tế rất đa dạng và phức tạp, trong giới hạn của luận án, tác giả chỉ tập trung vào các hệ thống điều khiển quá trình, đặc biệt là lĩnh vực chưng cất.

Để đảm bảo độ tin cậy của các phương pháp đề xuất cũng như dễ dàng so sánh với các phương pháp của các tác giả khác, các mô hình toán được sử dụng trong nghiên cứu lý thuyết đều sử dụng các mô hình chuẩn nổi tiếng thế giới như: Wood and Berry (WB), Vinate Luyben (VL), Ogunnaike and Ray (OR).

Phương pháp đề xuất có thể ứng dụng tổng quát cho hệ thống n ngõ vào, n ngõ ra ($n \times n$). Tuy nhiên, các kết quả mô phỏng cũng như các mô hình thực nghiệm chỉ giới hạn đến hệ 3×3 .

Trong mô hình thực nghiệm của tháp chưng cất, tác giả chỉ nghiên cứu các thông số công nghệ trong quá trình tách Ethanol với Nước, ví dụ như nhiệt độ, lưu lượng, áp suất.

Mô hình toán của các mô hình thực nghiệm được tìm kiếm dựa trên phương pháp thực nghiệm (mô hình hộp đen).

1.4. Phương pháp nghiên cứu

Nghiên cứu phân tích các tài liệu, các công trình đã công bố trong và ngoài nước nhằm xác định mục tiêu và nhiệm vụ đặt ra.

Sử dụng phần mềm mô phỏng hiện đại và đủ mạnh Matlab-Simulink để thực hiện mô phỏng, kiểm chứng các quy luật điều khiển nhằm khẳng định các nghiên cứu lý thuyết, so sánh với các kết quả đã công bố khác.

Nghiên cứu sự phụ thuộc của các thông số công nghệ của các quá trình điều khiển như nhiệt độ, áp suất, lưu lượng, mức. Từ đó xây dựng hàm truyền của hệ thống sử dụng phương pháp thực nghiệm. Đánh giá kết quả mô phỏng lý thuyết với số liệu thực tế sản xuất nhằm mục đích hiệu chỉnh các tham số cho đối tượng và đề xuất các giải pháp trong đo lường và điều khiển hợp lý cho hệ thống.

1.5. Ý nghĩa khoa học và những đóng góp của luận án

Với nhiệm vụ đặt ra như trên thì luận án sẽ bổ sung thêm vào nhóm các phương pháp của bộ điều khiển phân ly đơn giản hoá cho các quá trình đa biến có một phương pháp mới mang tích tổng hợp hơn, có khả năng ứng dụng được cho các hệ thống điều khiển phức tạp. Đóng góp của luận án được xem xét ở hai khía cạnh:

❖ Tính mới

- Xây dựng được phương pháp chung làm nền tảng để điều khiển hệ thống chiếc tách có các thành phần bất định. Phương pháp này của luận án có khả năng giải quyết nhiệm vụ điều khiển hệ thống ổn định, điều khiển bám ổn định của hệ thống điều khiển cũng như khả năng kháng nhiễu quá trình.
- Đề xuất phương pháp thiết kế mở rộng hệ điều khiển phân ly đơn giản hóa. Bao gồm: quy luật điều khiển hệ thống đa biến, quy luật điều chỉnh hệ thống đa biến, phương pháp so sánh và phương pháp đánh giá khả năng thực thi của toàn hệ thống.

- Đề xuất phương pháp thiết kế bộ điều khiển PI/PID dựa trên cấu trúc mô hình nội (IMC) dùng cho các quá trình chuẩn như: hệ bậc một có trễ (FOPTD) và hệ bậc hai có trễ (SOPTD). Bộ điều khiển đề xuất được áp dụng cho cấu trúc đa vòng kín của hệ thống đa biến sau khi phân ly.

❖ *Kết quả thực tiễn*

- Xây dựng được mô hình thực nghiệm để mô phỏng cho bộ điều khiển phân ly đa biến điển hình với các biến điều khiển như là mức, nhiệt độ, lưu lượng.
- Chế tạo mô hình thực nghiệm để kiểm chứng các phương pháp đề xuất như hệ bồn nước (2x2) và hệ thống chưng cất hỗn hợp Ethanol và Nước (3x3).
- Ứng dụng được phương pháp đề xuất để thiết kế bộ điều khiển phân ly đơn giản hoá cho quá trình đa biến (2x2 và 3x3).
- Xây dựng các chương trình trên Matlab để mô phỏng và điều khiển thời gian thực các quá trình đa biến (2x2 và 3x3).
- Phương pháp đề xuất có thể áp dụng cho các quá trình đa biến trong thực tế

1.6. Bố cục luận án

Nội dung luận án được trình bày trong 5 chương với 9 Bảng biểu và 60 Hình. Các công trình nghiên cứu khoa học bao gồm các bài báo hội nghị và tạp chí trong và ngoài nước, danh mục các công trình nghiên cứu có liên quan, tài liệu tham khảo và các phụ lục cũng được liệt kê trong luận án. Bố cục cụ thể của luận án được phân chia như sau:

Chương 1: Giới thiệu về nội dung nghiên cứu, phạm vi giới hạn nghiên cứu và đồng thời tổng kết lại các kết quả đạt được về khoa học cũng như thực tiễn của luận án.

Chương 2: Nghiên cứu tổng quan về nội dung nghiên cứu. Các phương pháp thường dùng để điều khiển hệ đa biến, ưu và nhược điểm của từng phương pháp. Nghiên cứu tổng quát các kỹ thuật phân ly dùng cho hệ đa biến.

Chương 3: Phương pháp đề xuất thiết kế bộ điều khiển phân ly đơn giản hóa tổng quát cho hệ đa biến bậc n . Đề xuất phương pháp thiết kế bộ điều khiển PID dựa theo cấu trúc mô hình nội (IMC) với kỹ thuật xấp xỉ Padé 3/2 cho khâu trễ.

Chương 4: Trong chương này, các mô hình chuẩn nổi tiếng bao gồm các hệ 2×2 và 3×3 được sử dụng để mô phỏng và phân tích tính hiệu quả và chất lượng của cấu trúc điều khiển đề xuất. Một số tiêu chuẩn đánh giá chất lượng phổ biến được sử dụng.

Chương 5: Trình bày những ứng dụng bộ điều khiển đề xuất vào các hệ thống thật bao gồm hệ bồn nước đôi, hệ (2×2) và tháp chưng cất Ethanol và Nước, hệ (3×3) . Để có thể áp dụng được các phương pháp thiết kế lý thuyết, các mô hình toán của hệ thống thật cũng được nhận dạng sử dụng công cụ nhận dạng nổi tiếng của Matlab.

Chương 6: Kết luận

Phụ lục: Các tính toán thiết kế liên quan đến luận án và các chương trình sử dụng trong luận án.

Tác giả đã đề xuất phương pháp thiết kế và thực thi bộ điều khiển phân ly đơn giản hóa bằng cách phân ly các biến điều khiển được áp dụng trên các hệ thống thật bao gồm: hệ bồn nước và hệ thống tháp chưng cất tự chế tạo. Đáp ứng của hệ thống cũng như chất lượng sản phẩm đạt yêu cầu đề ra. Điều đó minh chứng rõ ràng rằng bộ điều khiển đề xuất hoàn toàn có khả năng áp dụng vào thực tiễn.

CHƯƠNG 2 TỔNG QUAN VỀ VẤN ĐỀ NGHIÊN CỨU

Hệ thống điều khiển phân ly đa biến được đề xuất trên cơ sở thuật toán phân ly nhằm mục đích tách hệ điều khiển đa biến thành hệ đơn biến đa vòng và áp dụng các kỹ thuật điều khiển nổi tiếng cho hệ đơn biến. Điều này mang lại sự đơn giản trong việc thiết kế, chế tạo lắp đặt và vận hành hệ thống điều khiển đa biến vốn dĩ rất phức tạp do các tác động lẫn nhau của các biến quá trình, cũng như các tương tác đa vòng kín (một ngõ ra thay đổi sẽ ảnh hưởng các ngõ ra còn lại của hệ thống). Do đó, phương pháp phân ly thu hút rất nhiều nhà nghiên cứu đặc biệt trong lĩnh vực chung cất, chiết tách.

2.1. Tổng quan về tình hình nghiên cứu các kỹ thuật phân ly

Hầu hết các hệ thống điều khiển quá trình ngày nay là các quá trình đa biến có sự kết nối phức tạp giữa các tương tác của các tín hiệu đo lường, tín hiệu điều khiển và cũng như tín hiệu ra của hệ thống. Khi các vòng điều khiển tương tác với nhau, mỗi vòng lặp không thể được điều chỉnh độc lập, có nghĩa là điều chỉnh bộ điều khiển của một vòng lặp sẽ ảnh hưởng đáng kể đến hiệu quả của các vòng khác và có thể gây bất ổn cho toàn bộ hệ thống điều khiển. Điều khiển phân cấp hoặc tập trung, thường được sử dụng để giải quyết những tương tác bất lợi xuất hiện bên trong hệ thống. Để điều khiển quá trình đa biến với sự tương tác thấp, bộ điều khiển đa vòng lặp thường được sử dụng vì cấu trúc đơn giản, tính hiệu quả và hiệu suất thích hợp. Tuy nhiên, các bộ điều khiển này thường hoạt động kém khi sự tương tác đáng kể [1-5]. Trong những trường hợp như vậy, phương pháp điều khiển tập trung đa biến sử dụng bộ điều khiển PI/PID được khuyến nên sử dụng. Phương pháp điều khiển tập trung có thể được phân loại thành hai phương pháp:

Thứ nhất: Chiến lược tập trung thuần túy (pure centralized) [6, 7] Wang và các cộng sự đề xuất phương pháp thiết kế cho hệ đa biến tổng quát với mục tiêu đáp ứng nhanh với độ vọt lố chấp nhận được. Bộ điều khiển được thiết kế ở miền tần số với giải thuật đệ quy bình phương cực tiểu (recursive least squares) nhằm đơn giản hóa ma trận hàm truyền (transfer matrix).

Thứ hai: Mạng lưới phân ly kết hợp với bộ điều khiển đa vòng [8-16]. Do thiết kế đơn giản, dễ thực thi nên mạng lưới phân ly với bộ điều khiển đa vòng lặp PI/PID đã được quan tâm đáng kể trong cả nghiên cứu hàn lâm và ứng dụng công nghiệp.

Nhiều bộ điều khiển phân ly đã được phát triển và khám phá. Tuy nhiên, hầu hết chỉ tập trung vào hệ thống 2 biến [7, 10, 11, 13]. Trong khi đó, nhiều quá trình đa biến trong lý thuyết điều khiển và trong công nghiệp thông thường có nhiều hơn hai yếu tố đầu vào và đầu ra.

Các phương pháp điều khiển phân ly phổ biến bao gồm: *phương pháp điều khiển phân ly lý tưởng, phương pháp điều khiển phân ly đơn giản hóa, và phương pháp điều khiển phân ly nghịch*. Việc lựa chọn phương pháp nào tùy thuộc phần lớn vào ưu và nhược điểm của từng phương pháp [13]. Phương pháp điều khiển phân ly lý tưởng sẽ giúp cho việc thiết kế bộ điều khiển thuận tiện do hệ thống thu được sau khi phân ly sẽ là ma trận đường chéo mà các thành phần đường chéo chính là hàm truyền của các quá trình. Tuy nhiên, phương pháp này hiếm khi được sử dụng trong thực tế do ma trận phân ly phức tạp, dễ bị ảnh hưởng bởi sai số mô hình của hệ thống. Phương pháp điều khiển phân ly nghịch cũng hiếm khi được thực hiện do cấu hình phân ly tương đối phức tạp và nhạy với sai số mô hình của hệ thống. Phương pháp điều khiển phân ly đơn giản hóa được sử dụng rộng rãi nhất trong thực tế công nghiệp vì sự đơn giản và hiệu quả do cấu trúc phân ly đơn giản (các thành phần đường chéo của ma trận phân ly bằng một)

Một số tác giả đã so sánh ba phương pháp này như: Gagnon [13], Garrido [14, 15] đã so sánh phương pháp phân ly lý tưởng và phương pháp phân ly đơn giản hóa sử dụng phương pháp mô phỏng tháp chưng cất. Họ cùng đưa ra kết luận phương pháp đơn giản hóa thì thiết thực hơn phương pháp phân ly lý tưởng. Ngoài ra, trong công bố còn kết luận rằng phân ly lý tưởng rất nhạy đối với những sai số của mô hình.

Để đánh giá độ ổn định của hệ thống, Morari đã đề xuất một phương pháp phân tích cơ bản chung cho những giá trị nhỏ [17]. Để minh họa cho phương pháp này, Ông và các cộng sự đã nghiên cứu nhiều hệ thống điều khiển phân ly cho tháp chưng cất. Ở đây họ cũng so sánh hai phương pháp đó là phân ly lý tưởng và phân ly đơn giản hóa bằng cách sử dụng cùng một tham số điều khiển và phân ly [18, 19]. Sau khi thực hiện phân

tích trực tiếp và so sánh với kết quả đã có, họ đã có cùng một kết luận rằng phân ly lý tưởng có độ ổn định thấp hơn phân ly đơn giản hóa. Đối với tác giả Shinskey [20], Ông miêu tả chi tiết về cả hai phương pháp phân ly đơn giản hóa và phân ly nghịch, đồng thời Ông cũng giải quyết các vấn đề bao gồm việc tìm ra bộ điều khiển giá trị ngõ ra đúng yêu cầu và cho phép chuyển đổi linh hoạt giữa chế độ điều khiển bằng tay và tự động, từ đó ta có thể sẽ dễ dàng hơn trong việc tính toán các bộ phân ly.

2.2. Phân tích và so sánh các phương pháp thiết kế bộ điều khiển PI/PID đa biến dùng cho hệ thống phân ly

2.2.1. Giới thiệu

Như đã đề cập, việc sử dụng kỹ thuật phân ly nhằm biến hệ đa biến thành các hệ đơn biến đa vòng và sử dụng các phương pháp điều khiển đã biết cho hệ đơn biến. Bộ điều khiển phổ biến nhất trong các ứng dụng công nghiệp là bộ điều khiển PID với các phương pháp hiệu chỉnh đã và đang tiếp tục được phát triển [21-26]. Trong phần này tác giả sẽ tổng quan các phương pháp thiết kế bộ PID nổi tiếng và được dùng nhiều trong ứng dụng công nghiệp, đặc biệt là lĩnh vực chưng cất.

Thứ nhất, Ziegler-Nichols là một trong những phương pháp nổi tiếng và là phương pháp đơn giản để xác định các thông số điều khiển theo ba khâu tỷ lệ, tích phân và đạo hàm của bộ điều khiển PID [27]. Phương pháp tính toán cụ thể bằng phân tích đại số và đặc biệt áp dụng cho hệ thống điều khiển đơn biến (SISO). Tuy nhiên, phương pháp này cũng được mở rộng cho các hệ thống điều khiển đa biến (MIMO), phương pháp điều chỉnh biên độ lớn nhất (biggest log modulus tuning – BLT) lần đầu tiên được giới thiệu trong một bài báo bởi Luyben và đồng nghiệp [28]. Phương pháp này sử dụng để thiết kế bộ điều khiển PI cho hệ có thời gian trễ lớn và cũng được xem như là một trong những công thức hiệu chỉnh biến thể theo phương pháp Ziegler Nichols.

Thứ hai, phương pháp Rờ-le hồi tiếp (relay feedback) là một trong những phương pháp phổ biến được sử dụng để điều chỉnh vòng lặp. Astrom và Hanglund [11, 29, 30] đã thiết lập các giá trị gần đúng các thông số bộ điều khiển sử dụng độ lợi giới hạn và đáp ứng tần số. Shen Yu [31] cũng đã giới thiệu phương pháp thông tin hồi tiếp tuần tự

để xác định vị trí các điểm tối ưu cho hệ thống MIMO. Ho [32] và các cộng sự đã đề xuất quá trình phân tích điều chỉnh cho bộ điều khiển đa vòng PID bằng cách xác định độ lợi biên pha của các tần số Gershgorin.

Đỉnh cộng hưởng M_p trong hệ đơn biến được định nghĩa là biên độ cực đại của đáp ứng tần số vòng kín. Thông số M_p được chấp nhận như là một chỉ số để đánh giá cả đáp ứng cũng như sự ổn định bền vững của hệ thống. Giá trị thực nghiệm của M_p cho hệ đơn biến nằm trong khoảng $(1.1 \div 1.4)$ [33, 35]. Dựa trên cơ sở này phương pháp điều chỉnh M_p được mở rộng sang áp dụng cho hệ đa biến và trở thành công cụ lợi thế cho việc thiết kế bộ điều khiển đa vòng PID cho hệ đa biến [8, 34, 43]. Đề xuất tiêu chuẩn M_p dựa trên bộ điều khiển đa vòng PID nhằm đạt được mong muốn đáp ứng trong vòng lặp kín. Đặc biệt là tương tác giữa các vòng lặp ảnh hưởng bởi điều kiện giới hạn chéo với kết quả thu được phải có lợi. Một nguyên tắc có nguồn gốc từ các đáp ứng tần số vòng kín được tập hợp bằng các hằng số thời gian sẽ tương ứng với thời gian xử lý các vòng kín liên tục theo các phân cấp của hệ thống.

2.2.2. Phương pháp Ziegler-Nichols (Z - N)

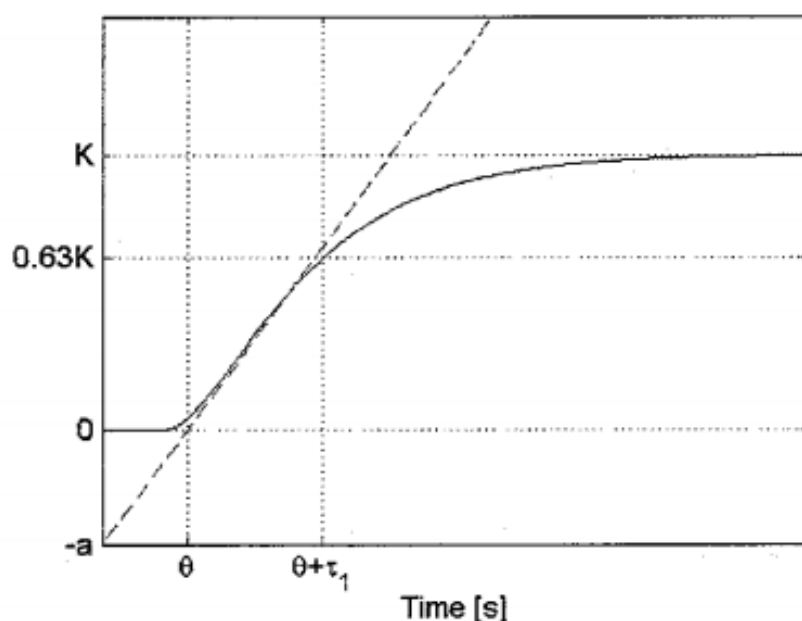
Đây là phương pháp rất nổi tiếng được sử dụng để xác định các thông số của bộ điều khiển PID.

Có hai phương pháp: phương pháp thứ nhất được gọi là *phương pháp chu kỳ liên tục* (continuous cycling method) được đề xuất đầu tiên năm 1942. Với mô hình có thêm thời gian trễ lần đầu tiên được đề xuất, các thông số PID có thể thu được từ các phương trình sau:

$$K_c = 0.6K_u \quad \tau_I = 0.5T_u \quad \tau_D = 0.125T_u \quad (2.1)$$

Trong đó, K_u là độ lợi tới hạn (critical gain) và T_u là chu kỳ dao động tương ứng với độ lợi tới hạn.

Phương pháp thứ hai, được gọi là *phương pháp đường cong đáp ứng của quá trình* (process reaction curve method) được đề xuất trong năm 1943. Minh họa phương pháp này được thể hiện trong hình 2.1



Hình 2.1 Đường cong đáp ứng của quá trình

Trong đó, θ là thời gian trễ của hệ thống; τ_1 là thời gian đáp ứng; K là độ lợi của hệ thống

Căn cứ vào phương pháp này, thông số bộ điều khiển PID có thể được tính từ các phương trình sau:

$$K_c = \frac{1.2\tau_1}{K\theta} \quad \tau_I = 2\theta; \quad \tau_D = 0.5\theta \quad (2.2)$$

Đối với hệ đa biến, bài toán hiệu chỉnh thông số trở nên phức tạp hơn rất nhiều vì sự tương tác giữa các vòng điều khiển. Phương pháp Z-N thuần túy chỉ phù hợp với hệ đơn biến và vì thế trong trường hợp này khó có thể được áp dụng. McAvoy [36] đã đề xuất phương pháp thiết kế bộ điều khiển đa vòng dựa theo quy luật hiệu chỉnh của Z-N và đã cải thiện được đáp ứng cho hệ đa biến. Ví dụ, ta xét tháp chưng cất tách Methanol và Nước Wood và Berry (WB) đã được nghiên cứu bởi Luyben là hệ 2 ngõ vào, 2 ngõ ra. Mô hình toán của tháp được công bố trong tài liệu [37] có dạng như sau:

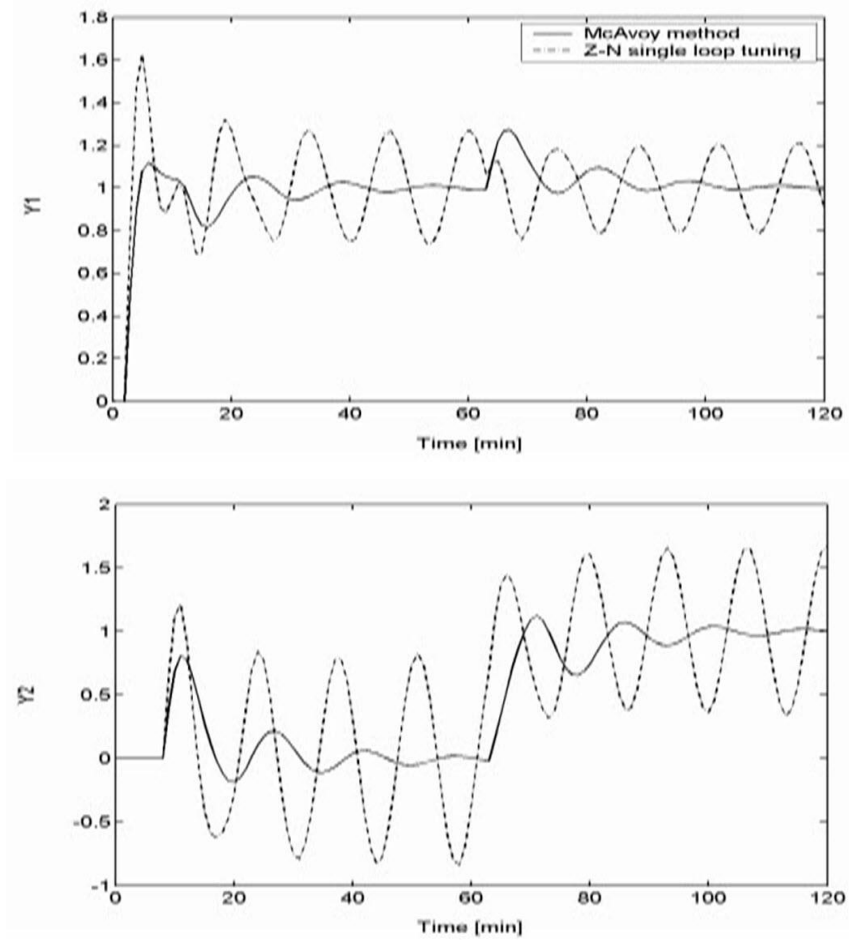
$$\mathbf{G}(s) = \begin{bmatrix} \frac{12.8e^{-s}}{16.7s + 1} & \frac{-18.9e^{-3s}}{21s + 1} \\ \frac{6.6e^{-7s}}{10.9s + 1} & \frac{-19.4e^{-3s}}{14.4s + 1} \end{bmatrix} \quad (2.3)$$

Bộ điều khiển Z – N hồi tiếp đơn và bộ điều khiển PID đa vòng được thiết kế bởi McAvoy có dạng lần lượt như sau:

$$\mathbf{C}_{Z-N}(s) = \text{diag} \left[0.945 \left(1 + \frac{1}{3.26s} \right), -0.196 \left(1 + \frac{1}{9.00s} \right) \right] \quad (2.4)$$

$$\mathbf{C}_{McAvoy}(s) = \text{diag} \left[0.647 \left(1 + \frac{1}{10.2s} \right), -0.134 \left(1 + \frac{1}{10.2s} \right) \right]$$

Kết quả mô phỏng đáp ứng của 2 phương pháp được thể hiện ở hình 2.2

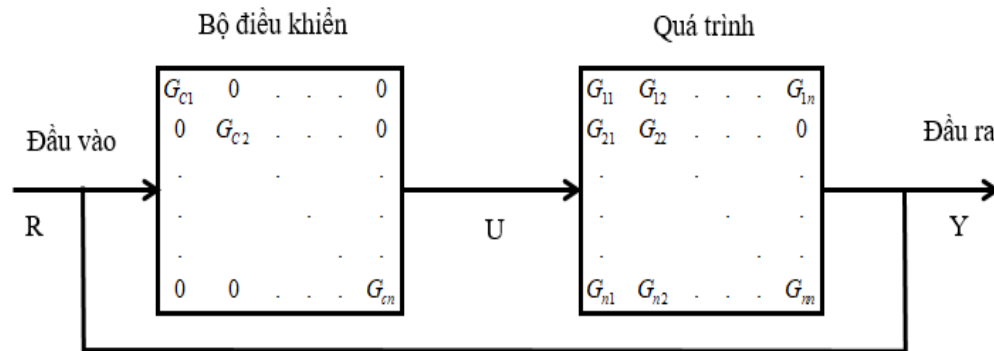


Hình 2.2 Bước đáp ứng cho tháp WB bằng phương pháp Z-N và McAvoy

Hình 2.2 cho thấy bộ điều khiển Z-N thuần túy không có khả năng hiệu chỉnh cho hệ đa biến. Mặc dù phương pháp đề xuất của McAvoy đã cải thiện đáng kể đáp ứng của hệ hai ngõ ra, tuy nhiên do ảnh hưởng tương tác của các biến nên đáp ứng của hệ không thật sự ổn định trong khoảng thời gian khảo sát.

2.2.3. Phương pháp điều chỉnh BLT (BLT)

Phương pháp hiệu chỉnh BLT do Luyben đề xuất [28] nhằm thiết kế các vòng điều khiển đơn biến cho hệ đa biến. Xét hệ đa biến như hình 2.3, ta thấy bộ điều khiển là ma trận đường chéo mà các thành phần của nó sẽ được thiết kế theo phương pháp BLT.



Hình 2.3 Sơ đồ khối hệ thống điều khiển đa biến

Trong đó,

$$\mathbf{G}(s) = \begin{bmatrix} G_{11}(s) & G_{12}(s) & \cdot & \cdot & \cdot & G_{1n}(s) \\ G_{21}(s) & G_{22}(s) & \cdot & \cdot & \cdot & G_{2n}(s) \\ \cdot & \cdot & \cdot & \cdot & \cdot & \cdot \\ \cdot & \cdot & \cdot & \cdot & \cdot & \cdot \\ G_{n1}(s) & G_{n2}(s) & \cdot & \cdot & \cdot & G_{nn}(s) \end{bmatrix} \quad (2.5)$$

$\mathbf{G}(s)$ là ma trận hàm truyền vòng hở của hệ thống

Hàm truyền mỗi thành phần của ma trận $\mathbf{G}(s)$ có dạng tổng quát sau:

$$G_{ij}(s) = \frac{K_{ij}(\tau_{1ij} + 1)e^{-D_{ij}s}}{(\tau_{2ij} + 1)(\tau_{3ij} + 1)(\tau_{4ij} + 1)} \quad (2.6)$$

Khi đó ta có quan hệ vòng hở của hệ:

$$\mathbf{Y}(s) = \mathbf{G}(s)\mathbf{U}(s) \quad (2.7)$$

Trong đó, $\mathbf{Y}(n \times 1)$ là vec-tơ ngõ ra của hệ; $\mathbf{U}(n \times 1)$ là Vec-tơ của tín hiệu điều khiển.

Bộ điều khiển phản hồi $G_c(s)$ là ma trận đường chéo, tương đương với việc sử dụng n bộ điều khiển SISO.

$$\mathbf{G}_c(s) = \begin{bmatrix} G_{c1}(s) & 0 & 0 & . & . & 0 \\ 0 & G_{c2}(s) & . & . & . & 0 \\ 0 & & G_{c3}(s) & & & 0 \\ . & & & . & & . \\ . & & & & . & . \\ 0 & 0 & 0 & . & . & G_{cn}(s) \end{bmatrix} \quad (2.8)$$

Trong đó

$$G_{ci}(s) = K_{ci} \left(1 + \frac{1}{\tau_{li}s} \right) \quad (2.9)$$

Với K_{ci} và τ_{li} lần lượt là hệ số tỉ lệ và tích phân của vòng điều khiển thứ i , $i = 1, \dots, n$

Quy trình hiệu chỉnh theo phương pháp BLT bao gồm các bước sau:

- **Bước 1:** Tính toán các thông số điều khiển theo phương pháp Ziegler-Nichols cho vòng lặp đơn. Độ lợi và tần số tới hạn (K_{ui} và ω_{ui}) của mỗi hàm truyền $G_{ii}(s)$ được tính theo cách cổ điển cho hệ SISO.
- **Bước 2:** Hệ số tỉ lệ và hệ số tích phân của bộ điều khiển thứ i được tính dựa vào độ lợi và tần số tới hạn tương ứng theo các công thức sau:

$$K_{ci} = \frac{K_{ui}}{2.2F} \quad (2.10)$$

$$\tau_{li} = F \frac{2\pi}{1.2\omega_{ui}} \quad (2.11)$$

Trong đó, F là hệ số hiệu chỉnh có giá trị trong khoảng $[2 \div 5]$ và F lớn thì hệ thống sẽ ổn định hơn nhưng sẽ có đáp ứng chậm hơn cả trong trường hợp giá trị đặt và nhiễu thay đổi. Do đó, việc lựa chọn giá trị hợp lý của F tùy thuộc vào sự thỏa hiệp giữa sự ổn định của hệ thống và mong muốn đáp ứng ngõ ra. Luyben đã đề xuất phương pháp chủ yếu dựa vào thực nghiệm để tối ưu lựa chọn giá trị của F [28]

- **Bước 3:** Các tham số điều khiển được điều chỉnh để tối đa biên độ trong vòng lặp kín bằng $+2n$ (dB).

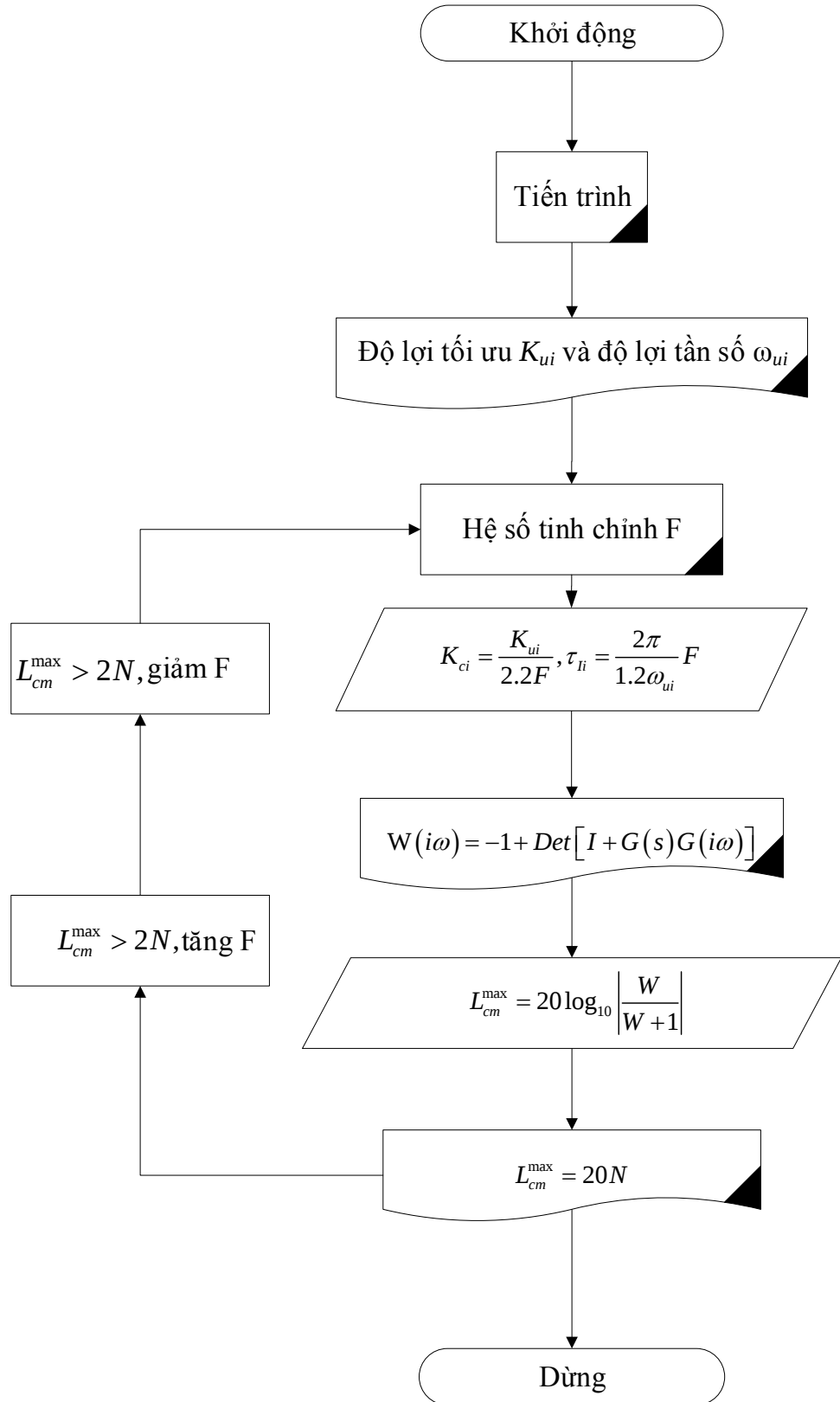
Lưu đồ giải thuật cụ thể của phương pháp BLT được thể hiện ở hình 2.4

Độ lợi và thời gian lặp lại phải được xác định để cho toàn hệ thống ổn định và làm cho đáp ứng có thể chấp nhận được khi giá trị đặt và nhiễu quá trình thay đổi.

Số lượng các thành phần của điểm $(-1, 0)$ thực hiện bằng cách thay đổi $W(i\omega)$ khi ω từ 0 đến vô cùng của vế phải phương trình đặc tính vòng lặp kín. Bộ điều khiển hồi tiếp được thiết kế sao cho đạt được một đỉnh điểm cộng hưởng tối đa trong vòng lặp kín (theo độ lớn biên độ logarit (dB))

$$L_{cm} = 20\log_{10} \left| \frac{W}{W+1} \right| \quad (2.12)$$

Điểm cực đại của L_{cm} trên toàn bộ dải tần số đạt được khi điều chỉnh giá trị của hệ số F để tối đa biên độ của vòng lặp kín L_{cm}^{max} . Việc hiệu chỉnh dừng lại khi L_{cm}^{max} bằng $2n$ (dB), trong đó n là bậc của hệ thống. Đối với $n = 1$, trong trường hợp SISO, chúng ta có được $+2$ (dB) là giá trị tối đa cho biên độ của vòng lặp kín. Đối với hệ thống 2×2 , giá trị cực đại được sử dụng là $+4$ (dB) và với hệ 3×3 giá trị cực đại tương ứng là $+6$ (dB).



Hình 2.4 Lưu đồ giải thuật cho phương pháp hiệu chỉnh BLT

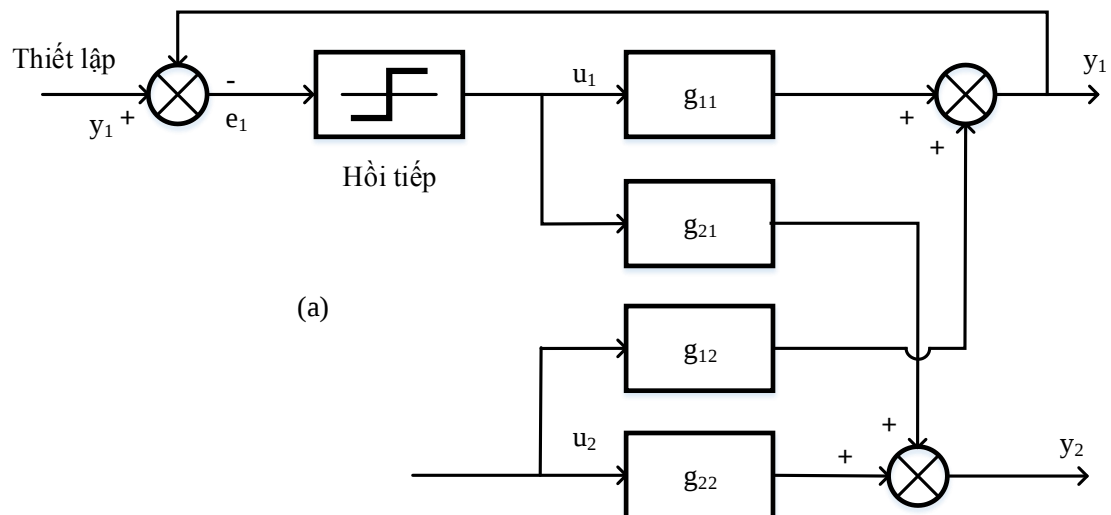
Nhìn chung, phương pháp hiệu chỉnh BLT sử dụng một biến hiệu chỉnh, F để tinh chỉnh đáp ứng của hệ dựa trên sự thỏa hiệp của 2 tiêu chí: Sự ổn định của hệ và đạt được đáp ứng tốt hơn (so với phương pháp Z-N cổ điển). Tuy nhiên, phương pháp hiệu chỉnh BLT khá phức tạp và đáp ứng của hệ khi nhiều thay đổi không thật sự tốt. Phương pháp hiệu chỉnh tuần tự (sequential auto tuning, phương pháp SAT) được đề xuất nhằm cải thiện các nhược điểm của phương pháp BLT [38].

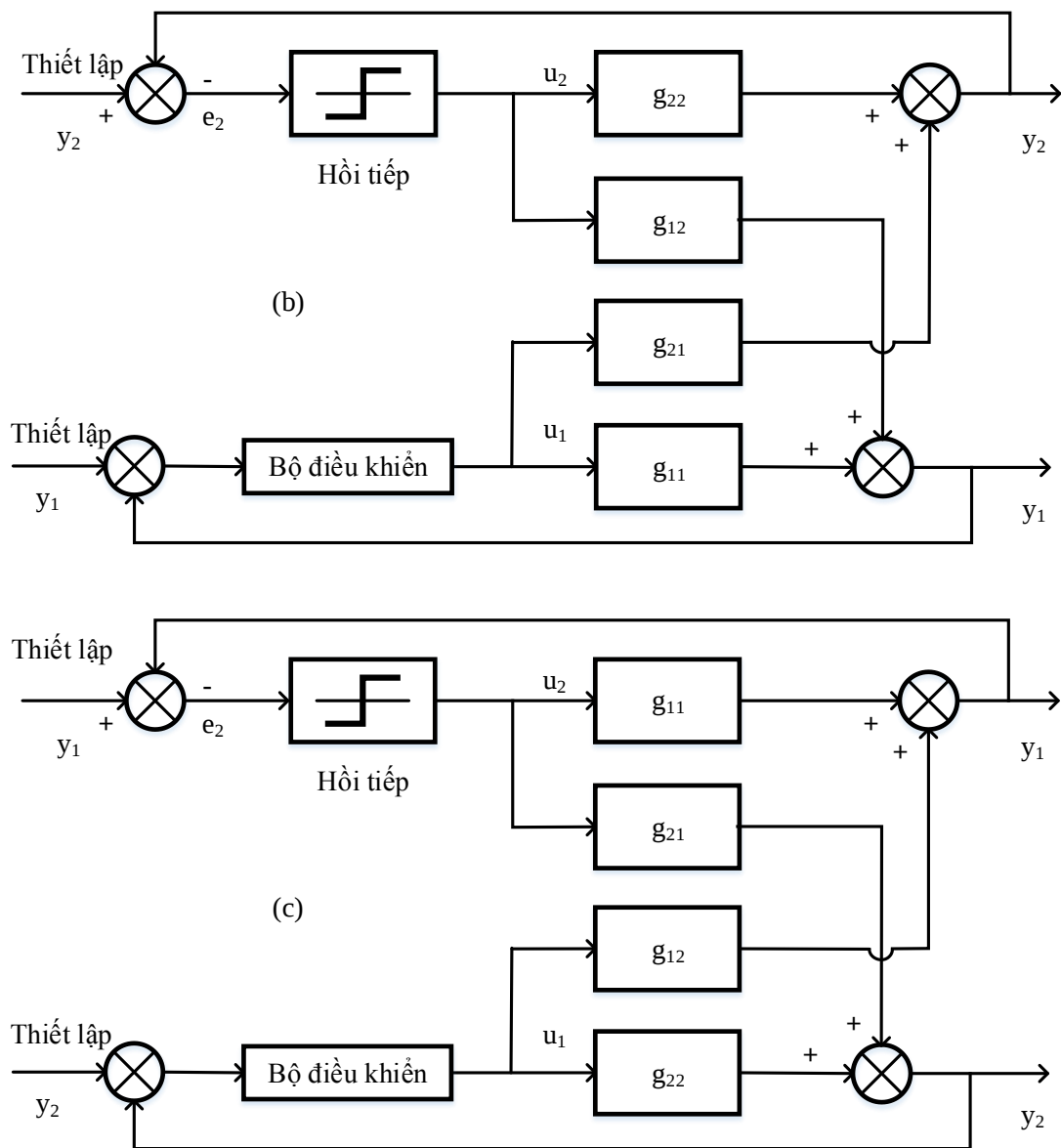
2.2.4 Phương pháp SAT

Phương pháp SAT giúp quá trình thiết kế bộ điều khiển dễ dàng hơn cho hệ đa biến, thích hợp nhất cho hệ (2×2) . Đến thời điểm đề xuất phương pháp SAT hoạt động hiệu quả và cho kết quả điều khiển chính xác hơn các phương pháp khác cùng thời điểm. Tuy nhiên đối với hệ có thời gian trễ lớn hoặc có tính phi tuyến cao, đáp ứng của phương pháp này bị vọt lố vào dao động lớn.

2.2.4.1. Vòng lặp kín với chế độ dò tự động liên tục

Quá trình điều chỉnh của hệ MIMO (2×2) chuyển tiếp tuần tự như hình 2.5 dưới đây:





Hình 2.5 Thủ thuật điều chỉnh tuần tự cho các hệ (2×2)

Quy trình hiệu chỉnh được mô tả thông qua các bước sau đây:

Bước 1: Đầu tiên kiểm tra thông tin phản hồi giữa y_1 và u_1 trong khi vòng lặp 2 ở chế độ bằng tay (hình 2.5a). Căn cứ vào bước này, chúng ta cài đặt bộ điều khiển PI/PID theo phương pháp Z – N bằng thông số độ lợi và tần số tới hạn.

Bước 2: Các thông số điều khiển có thể được thiết kế cho vòng lặp 2 bằng cách sử dụng các thử nghiệm hồi tiếp giữa y_2 và u_2 trong khi vòng lặp 1 chuyển sang chế độ tự động (hình 2.5b).

Bước 3: Hồi tiếp thực nghiệm được đặt giữa y_1 và u_1 (hình 2.5c). Trong khi điều khiển trên vòng lặp 2 được đưa vào tự động; do đó, một bộ thông số điều khiển mới được xác định cho bộ điều khiển trong vòng lặp 1.

Bước 4: Quy trình này lặp đi lặp lại cho đến khi các thông số điều khiển hội tụ. Nếu vòng lặp 2 được đóng lại, quá trình hiệu chỉnh vòng 1 có hàm truyền tổng hợp như sau:

$$g_{11}(s) = \frac{g_{12}(s)g_{21}(s)g_{22}(s)g_{c2}(s)}{g_{22}(s)[1 + g_{22}(s)g_{c2}(s)]} \quad (2.13)$$

Trong đó $g_{c2}(s)$ là bộ điều khiển đã hiệu chỉnh cho vòng 2. Tại tần số tới hạn của vòng 1, thành phần thứ 2 của phương trình trên (2.13) không đáng kể và vì thế tần số tới hạn của hàm truyền tổng hợp gần như không đổi (xấp xỉ bằng tần số của vòng 1).

2.2.4.2 Thiết lập trọng số

Sử dụng giá trị đặt có trọng số nhằm cải thiện đáp ứng khi giá trị đặt thay đổi đột ngột. Khi đó, bộ điều khiển PI sẽ được biểu diễn bởi phương trình sau:

$$u(t) = K_c[(\beta r(t) - y(t)) + \frac{1}{T_I} \int (r(t) - y(t))dt] \quad (2.14)$$

Trong đó, β là trọng số và có giá trị trong khoảng $[0, 1]$.

Với hệ đa biến $n \times n$, hàm truyền vòng lặp kín khi sử dụng trọng số cho giá trị đặt được tính theo phương trình sau:

$$\mathbf{G}_k(s) = \{ \mathbf{I} + \mathbf{G}(s) \mathbf{G}_c(s) \}^{-1} \mathbf{G}(s) \mathbf{K}_c(s) \{ \boldsymbol{\beta} + \mathbf{K}_I(s) \} \quad (2.15)$$

Trong đó:

$$\mathbf{G}_c(s) = \mathbf{K}_c \{ \mathbf{I} + \mathbf{K}_I(s) \}$$

$$\mathbf{K}_c = \text{diag}(K_{c1}, K_{c2}, \dots, K_{cn})$$

$$\mathbf{K}_I(s) = \text{diag}\left(\frac{1}{\tau_{I1}s}, \frac{1}{\tau_{I2}s}, \dots, \frac{1}{\tau_{In}s}\right)$$

$$\boldsymbol{\beta} = \text{diag}(\beta_1, \beta_2, \dots, \beta_n)$$

2.2.4.3 Những ưu điểm và nhược điểm của phương pháp SAT

STT	Ưu điểm	Khuyết điểm
1	Phương pháp làm cho vấn đề đơn giản.	Không cần thiết để tất cả các bộ điều khiển nhận hàm truyền riêng lẻ cho mục đích điều chỉnh.
2	Xác định xử lý thông tin xung quanh các tần số quan trọng, tần số tối ưu là tần số tại góc pha là $-\pi$.	Các vòng lặp được thiết kế trước đó thường nhanh hơn so với các vòng lặp sau.
3	Đây là một kiểm nghiệm vòng lặp kín để quá trình sẽ không đi qua từ điểm làm việc theo lý thuyết.	Đối với thời gian chết cao và quá trình phi tuyến tính, đôi khi nó có được vọt lố cao sự xáo trộn.
4	Với quá trình các hằng số thời gian dài là phương pháp tiết kiệm thời gian nhiều hơn bước thông thường hoặc kiểm nghiệm xung. Thời gian thực nghiệm gần tương đương từ 2 đến 4 lần so với giai đoạn cuối cùng.	Đôi khi có hiệu suất, độ bền vững kém.
5	Hoạt động một cách hiệu quả.	Các giá trị IAE lớn đáng kể.
6	Đó là phương pháp chính xác hơn các phương pháp khác.	

2.2.5 Khảo sát các mô hình chuẩn và các phương pháp điều khiển

2.2.5.1 Tháp Wood và Berry (WB)

Ma trận hàm truyền của tháp WB như phương trình (2.3) Sử dụng 2 phương pháp BLT và SAT ta được các thông số của bộ điều khiển theo bảng sau:

Bảng 2.1 Thông số điều khiển của tháp WB theo 2 phương pháp BLT và SAT

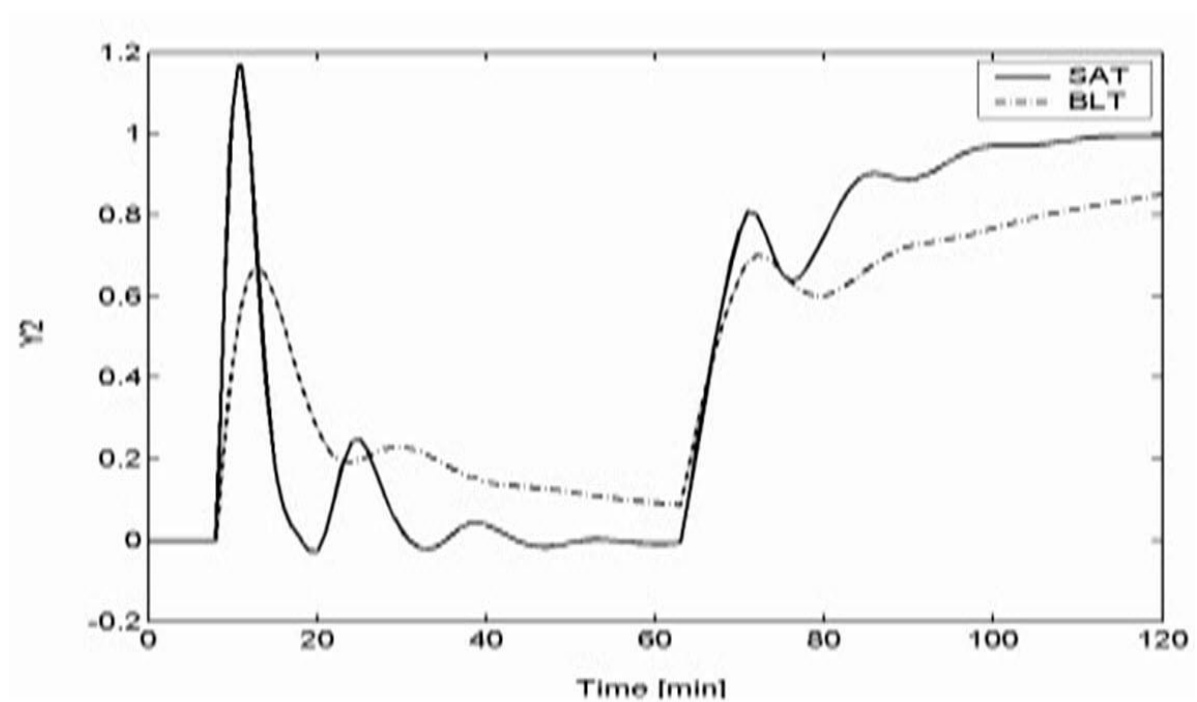
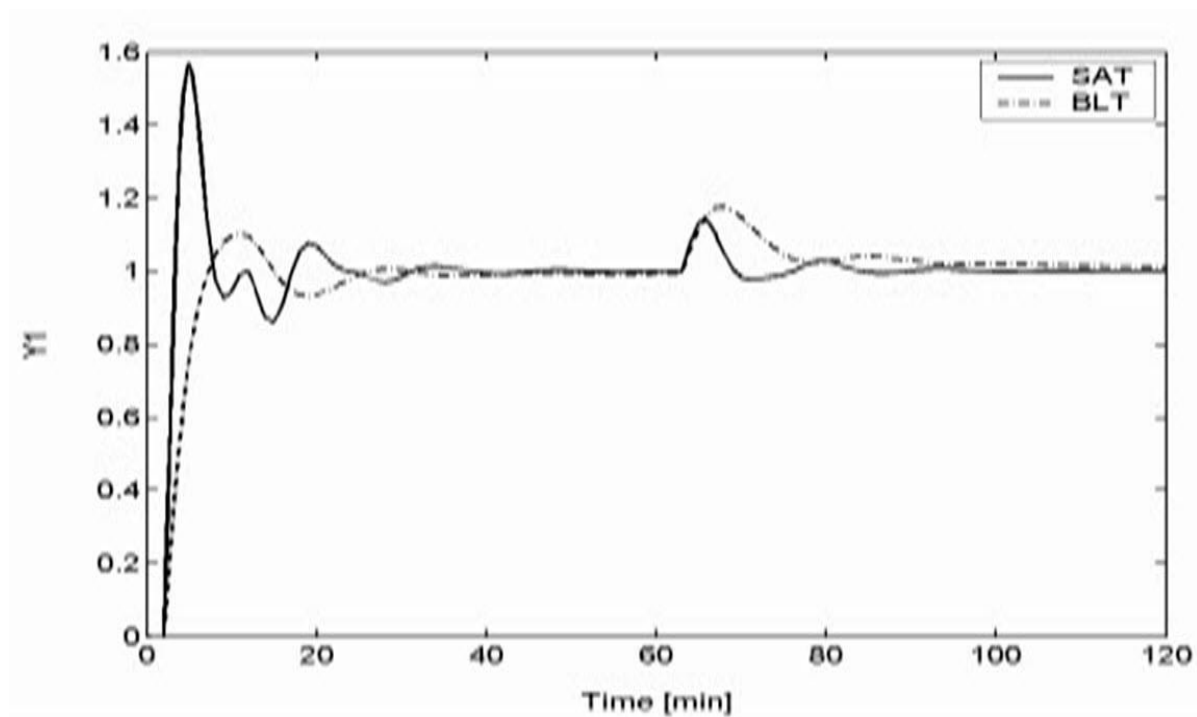
BLT				SAT		
Vòng	K_c	τ_I	F	K_c	τ_I	β
1	0.375	8.29	2.55	0.868	3.246	0
2	-0.075	23.6		-0.0868	10.4	0

Dựa vào bảng 2.1 ta có hàm truyền của bộ điều khiển tương ứng theo 2 phương pháp trên:

$$\mathbf{G}(s) = \text{diag} \left[0.375 \left(1 + \frac{1}{8.29s} \right), -0.075 \left(1 + \frac{1}{23.6s} \right) \right]_{c_{BLT}} \quad (2.16)$$

$$\mathbf{G}(s) = \text{diag} \left[0.868 \left(1 + \frac{1}{3.246s} \right), -0.0868 \left(1 + \frac{1}{10.4s} \right) \right]_{c_{SAT}}$$

Hình 2.6 là kết quả mô phỏng đáp ứng ngõ ra của tháp WB sử dụng 2 bộ điều khiển trên, phương trình (2.16) Dựa vào đồ thị ta thấy phương pháp BLT cho đáp ứng khi giá trị đặt thay đổi tốt hơn, độ vọt lố nhỏ hơn nhiều so với phương pháp SAT. Tuy nhiên khi có nhiễu tác động, trong trường hợp này ta có thể xem nhiều là sự thay đổi giá trị đặt của vòng 2 tác động vào vòng 1, phương pháp SAT làm hệ mau chóng tiến về trạng thái ổn định hơn.



Hình 2.6 Đáp ứng bước cho tháp WB bằng phương pháp SAT và BLT

2.2.5.2 Tháp Wardle and Wood (WW)

Ma trận hàm truyền của tháp WW có dạng như sau [28]:

$$\mathbf{G}(s) = \begin{bmatrix} \frac{0.126e^{-6s}}{60s + 1} & \frac{-0.101e^{-12s}}{(48s + 1)(45s + 1)} \\ \frac{0.094e^{-8s}}{38s + 1} & \frac{-0.12e^{-8s}}{35s + 1} \end{bmatrix} \quad (2.17)$$

Bằng việc sử dụng phương pháp BLT và SAT, ta đạt được thông số bộ điều khiển cho tháp WW theo bảng sau:

Bảng 2.2 Thông số điều khiển cho tháp WW sử dụng phương pháp BLT và SAT

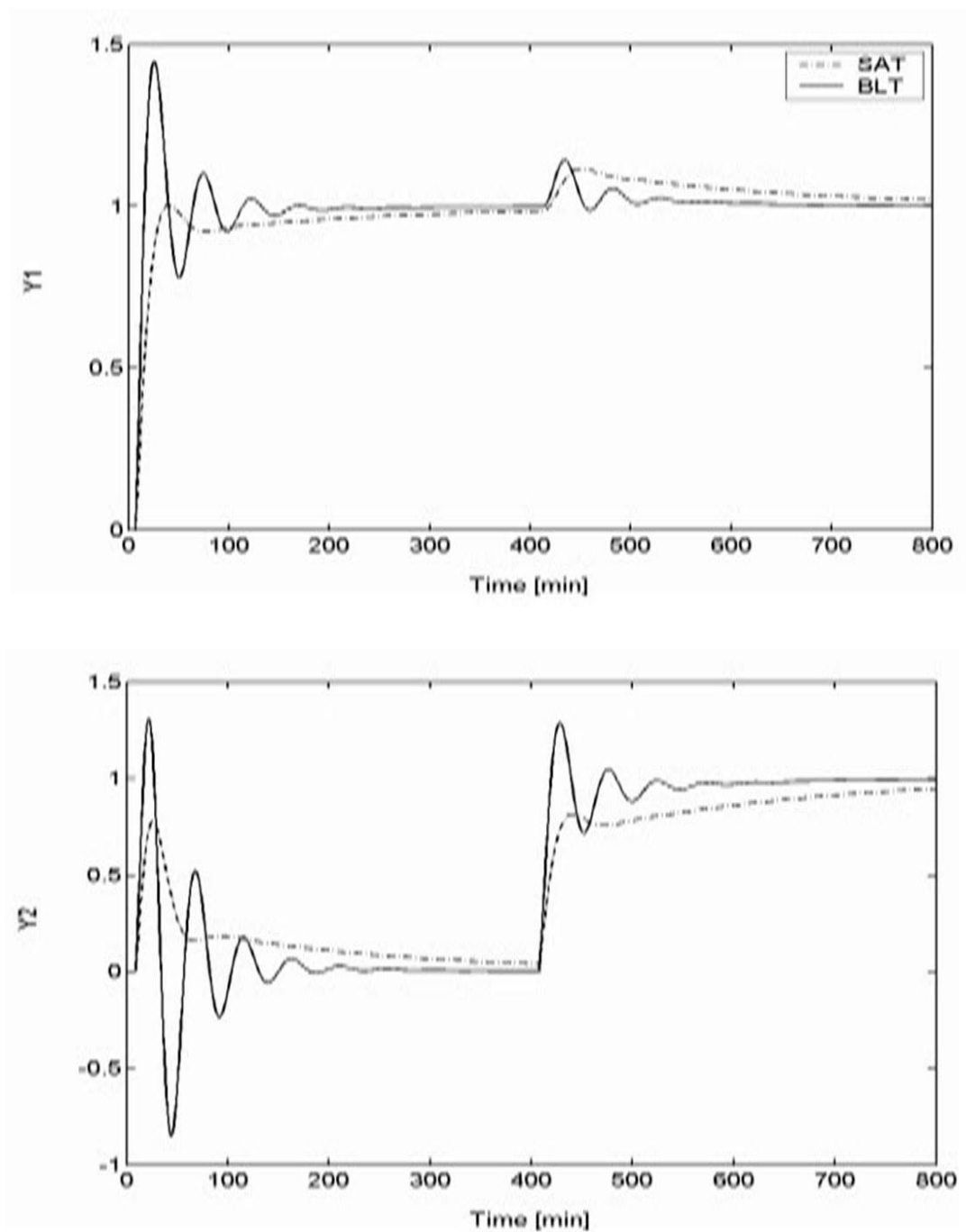
BLT				SAT		
Vòng	K_c	τ_I	F	K_c	τ_I	β
1	27.4	41.4	2.15	48.1	18.99	0
2	-13.3	52.9		-25.4	26.3	0

Từ bảng 2.2 trên ta có ma trận hàm truyền các bộ điều khiển theo phương trình sau:

$$\mathbf{G}_{c_BLT}(s) = \text{diag} \left[27.4 \left(1 + \frac{1}{41.4s} \right), -13.3 \left(1 + \frac{1}{52.9s} \right) \right] \quad (2.18)$$

$$\mathbf{G}_{c_SAT}(s) = \text{diag} \left[48.1 \left(1 + \frac{1}{18.99s} \right), -25.4 \left(1 + \frac{1}{26.3s} \right) \right] \quad (2.19)$$

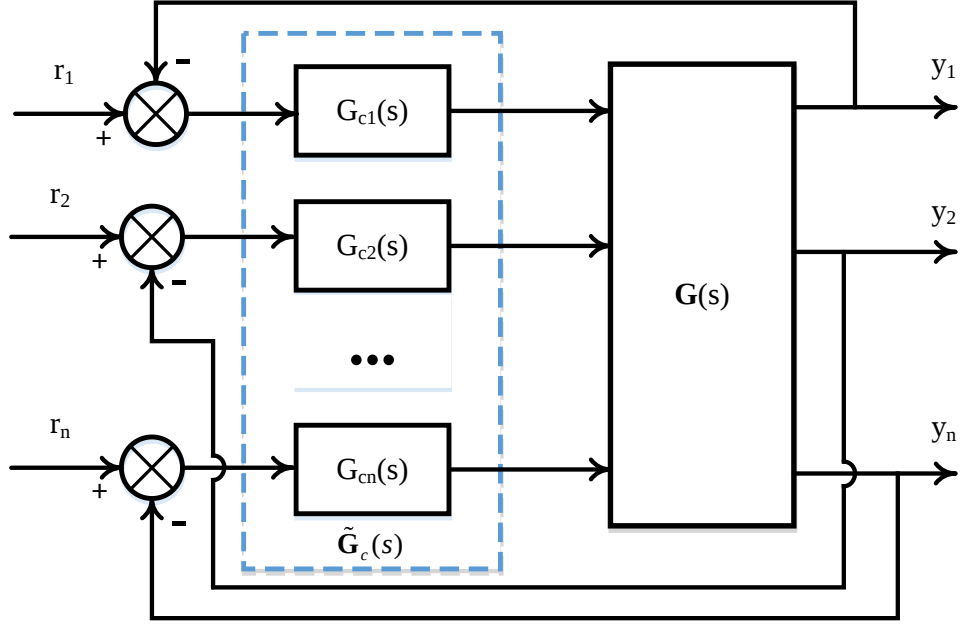
Hình 2.7 minh họa các đáp ứng bước khi giá trị đặt thay đổi tuần tự ở thời điểm bắt đầu (vòng 1) và tại thời điểm 400 phút (vòng 2). Tương tự như trường hợp của tháp WB, đáp ứng của phương pháp SAT cho kết quả tốt hơn (ít vọt lố và dao động) khi giá trị đặt thay đổi và chậm xác lập hơn khi có nhiễu tác động.



Hình 2.7 Đáp ứng bước cho tháp WW bằng phương pháp SAT và BLT

2.2.5.3 Phương pháp thiết kế bộ điều khiển PI đa biến Truong và Lee

Phương pháp này được giới thiệu dựa trên cơ sở tương tác vòng kín và chỉ số Relative Gain Array (RGA) [4, 39]



Hình 2.8 Hệ thống điều khiển đa vòng lặp cho hệ đa biến

Xét các hệ thống điều khiển hồi tiếp đa biến, trong đó $\mathbf{G}(s)$ là một quá trình đa biến $n \times n$ và bộ điều khiển đa biến $\tilde{\mathbf{G}}_c(s)$ thể hiện ở Hình 2.8. Ma trận hàm truyền độ nhạy và ma trận hàm truyền vòng kín của hệ thống được ký hiệu lần lượt là $\mathbf{S}(s)$ và $\mathbf{H}(s)$ và được xác định như sau:

$$\mathbf{S}(s) = [\mathbf{I} + \mathbf{G}(s)\tilde{\mathbf{G}}_c(s)]^{-1} \quad (2.20)$$

$$\mathbf{H}(s) = \mathbf{I} - \mathbf{S}(s) = [\mathbf{I} + \mathbf{G}(s)\tilde{\mathbf{G}}_c(s)]^{-1} \mathbf{G}(s)\tilde{\mathbf{G}}_c(s) \quad (2.21)$$

Sử dụng khai triển theo chuỗi Maclaurin áp dụng cho ma trận tuyến tính và liên tục, ta có khai triển của ma trận $\mathbf{G}(s)$ như phương trình sau:

$$\mathbf{G}(s) = \mathbf{G}_0 + \mathbf{G}_1 s + \mathbf{G}_2 s^2 + O(s^3) \quad (2.22)$$

Ngoài ra, bộ điều khiển đa biến $\tilde{\mathbf{G}}_c(s)$ cũng có thể được khai triển theo chuỗi Maclaurin như sau:

$$\tilde{\mathbf{G}}_c(s) = \frac{1}{s} [\tilde{\mathbf{G}}_{c0} + \tilde{\mathbf{G}}_{c1}s + \tilde{\mathbf{G}}_{c2}s^2 + O(s^3)] \quad (2.23)$$

Trong đó các ma trận thành phần $\tilde{\mathbf{G}}_{c0}, \tilde{\mathbf{G}}_{c1}, \tilde{\mathbf{G}}_{c2}$ tương ứng với khâu tích phân, khâu tỷ lệ, và khâu đạo hàm của bộ điều khiển PID đa biến một cách tương ứng.

Ta biết rằng, bộ điều khiển PI đa biến tiêu chuẩn có dạng như sau:

$$\tilde{\mathbf{G}}_c(s) = \frac{1}{s} [\tilde{\mathbf{K}}_i + \tilde{\mathbf{K}}_c s] \quad (2.24)$$

Thay phương trình (2.22) và (2.23) vào phương trình (2.21), ta nhận được khai triển Maclaurin trong miền “s” cho ma trận $\mathbf{H}(s)$:

$$\mathbf{H}(s) = \mathbf{I} - (\mathbf{G}_0 \tilde{\mathbf{G}}_{c0})^{-1} s + (\mathbf{G}_0 \tilde{\mathbf{G}}_{c0})^{-1} (\mathbf{I} + \mathbf{G}_1 \tilde{\mathbf{G}}_{c0} + \mathbf{G}_0 \tilde{\mathbf{G}}_{c1}) (\mathbf{G}_0 \tilde{\mathbf{G}}_{c0})^{-1} s^2 + O(s^3) \quad (2.25)$$

Theo Lee [14], đáp ứng đầu ra mong muốn của một vòng kín thứ i , R_i được thiết lập như sau:

$$R_i = \frac{G_{ii+}(s)}{(\lambda_{ci}s + 1)^{r_i}} = G_{ii+}(s)f \quad (2.26)$$

Trong đó,

- f là bộ lọc bậc thấp với giá trị độ lợi bằng 1 và có dạng như phương trình sau:

$$f = \frac{1}{(\lambda_{ci}s + 1)^{r_i}} \quad (2.27)$$

Ghi chú λ_c là hằng số thời gian đáp ứng mong muốn của vòng kín. Lũy thừa r được chọn là một số nguyên sao cho bộ điều khiển thiết kế thể hiện đúng bản chất vật lý của các hệ thống thực (hệ nhân quả). Khi tăng giá trị cho r , hệ thống điều khiển sẽ nâng cao được tính ổn định, tuy nhiên đáp ứng đầu ra của hệ thống sẽ không được tốt. Do vậy, trong phương pháp đề xuất r được chọn bằng 1 để nâng cao đáp ứng đầu ra của hệ thống đa biến.

- $G_{ii+}(s)$ là thành phần không khả nghịch của phần tử thứ i của G_{ii}

$$G_{ii+}(s) = \prod_{j,k} \left(\frac{-\tau_j s + 1}{\tau_j s + 1} \right) \left(\frac{\tau_k^2 s^2 - 2\tau_k \zeta_k s + 1}{\tau_k^2 s^2 + 2\tau_k \zeta_k s + 1} \right) e^{-\theta_{ii}s} \quad (2.28)$$

Trong đó, θ_{ii} là hằng số thời gian trễ tại vòng lặp thứ i và hằng số thời gian của quá trình được biểu diễn bởi τ

Đáp ứng vòng kín mong muốn của các phần tử đường chéo được tính bằng:

$$\tilde{\mathbf{R}}(s) = \text{diag}[\mathbf{R}_1, \mathbf{R}_2, \dots, \mathbf{R}_n] \quad (2.29)$$

Mở rộng $\tilde{\mathbf{R}}(s)$ sử dụng khai triển Maclaurin, ta nhận được:

$$\tilde{\mathbf{R}}(s) = \tilde{\mathbf{R}}_0 + \tilde{\mathbf{R}}_1 s + \tilde{\mathbf{R}}_2 s^2 + O(s^3) \quad (2.30)$$

Đồng nhất phương trình (2.21) và phương trình (2.26), ta được các phương trình sau:

$$\tilde{\mathbf{R}}_0 = \mathbf{I} \quad (2.31)$$

$$\tilde{\mathbf{R}}_1 = -\text{diag}[(\mathbf{G}_0 \tilde{\mathbf{G}}_{c0})^{-1}] \quad (2.32)$$

$$\tilde{\mathbf{R}}_2 = \text{diag}[(\mathbf{G}_0 \tilde{\mathbf{G}}_{c0})^{-1}(\mathbf{I} + \mathbf{G}_1 \tilde{\mathbf{G}}_{c0} + \mathbf{G}_0 \tilde{\mathbf{G}}_{c1})(\mathbf{G}_0 \tilde{\mathbf{G}}_{c0})^{-1}] \quad (2.33)$$

Từ phương trình (2.23) ta đã có nhận xét ma trận $\tilde{\mathbf{G}}_{c0}$ tương đương với thành phần tích phân của bộ điều khiển PID. Do đó, kết hợp với phương trình (2.32), ta rút ra phương trình tính hệ số tích phân tương ứng:

$$\tilde{\mathbf{K}}_i = \tilde{\mathbf{G}}_{c0} = -\text{diag}(\mathbf{G}_0^{-1} \tilde{\mathbf{R}}_1^{-1}) \quad (2.34)$$

Trong hầu hết các hệ thống điều khiển quá trình, dải tần số hoạt động của hệ luôn nằm ở miền tần số thấp. Do đó, ma trận hàm truyền đạt vòng kín, phương trình (2.21), có thể được xấp xỉ như sau:

$$\mathbf{H}(s) = [\mathbf{I} + \mathbf{G}(s) \tilde{\mathbf{G}}_c(s)]^{-1} \mathbf{G}(s) \tilde{\mathbf{G}}_c(s) \approx \mathbf{G}(s) \tilde{\mathbf{G}}_c(s) \quad (2.35)$$

Điều này cho thấy thành phần tỷ lệ của bộ điều khiển có thể được xác định phụ thuộc chủ yếu vào các phần tử đường chéo chính (diagonal) và loại bỏ các yếu tố ngoài đường chéo (off-diagonal) của quá trình đa biến:

$$\tilde{K}_c = \tilde{G}_{c1} = [\tilde{\mathbf{G}}_0^{-1}(\tilde{R}_1^{-1}\tilde{R}_2 - \tilde{R}_1 + \tilde{\mathbf{G}}_1\mathbf{G}_0^{-1})\tilde{R}_1^{-1}] \quad (2.36)$$

Đối với quá trình đa biến với các hàm truyền thành phần có dạng hệ bậc 1 có trễ (mô hình *FOPDT tiêu chuẩn*), qui luật điều khiển để xác định khâu tích phân có thể được xác định bởi các bước sau:

$$[\tilde{R}_1]_i = [\tilde{R}'(s)|_{s=0}]_i = -(\lambda_{ci} + \theta_i) \quad (2.37)$$

$$[\tilde{R}_2]_i = \left[\frac{1}{2} \tilde{R}''(s) \right]_{s=0} \Big|_i = \frac{(\lambda_{ci} + \theta_{ii})(2\lambda_{ci} + \theta_{ii})}{2} - \frac{\lambda_{ci}\theta_{ii}}{2} \quad (2.38)$$

Thay thế phương trình (2.37) vào phương trình (2.34) và sắp xếp lại, ta nhận được phương trình tính hệ số tích phân thứ i của bộ điều khiển PID đa biến:

$$K_{Ii} = \frac{\lambda_{ii}}{K_{ii}(\theta_{ii} + \lambda_{ci})} \quad (2.39)$$

Trong đó K_{ii} là độ lợi của thành phần đường chéo thứ i của ma trận hàm truyền đạt của quá trình đa biến.

Ngoài ra, các phần tử đường chéo của ma trận RGA [3] được xác định theo công thức:

$$\lambda = \mathbf{G}_0 \otimes [\mathbf{G}_0^{-1}]^T \quad (2.40)$$

Trong đó, $\otimes$ là toán tử nhân tương ứng từng thành phần của hai ma trận. $\mathbf{G}_0$ là ma trận độ lợi tại trạng thái ổn định khi tần số bằng 0.

Thay phương trình (2.37) và (2.38) vào phương trình (2.36), hệ số tỷ lệ thứ i của bộ điều khiển đa biến được thành lập như sau:

$$K_{ci} = \frac{1}{K_{ii}(\theta_{ii} + \lambda_{ci})} \left[\lambda_{ii}(\theta_{ii} + \tau_{ii}) - \frac{\theta_{ii}(\theta_{ii} + 2\lambda_{ci})}{2(\theta_{ii} + \lambda_{ci})} \right] \quad (2.41)$$

Trong đó, τ_{ii} là hằng số thời gian của thành phần thứ i của quá trình.

Đối với các dạng mô hình khác như bậc 2 có trễ, bậc 2 có trễ và có nghiệm zero, phương pháp đề xuất có thể được sử dụng để có được các thông số bộ điều khiển PI đa biến thể hiện trong bảng 2.3

Bảng 2.3 Tham số của bộ điều khiển PI đề xuất với hệ có thời gian trễ

Mô hình	K_{ci}	τ_{Ii}
$\frac{Ke^{-\theta s}}{(\tau s + 1)}$	$\frac{1}{K_{ii}(\theta_{ii} + \lambda_{ci})} \left[\lambda_{ii}(\theta_{ii} + \tau_{ii}) - \frac{\theta_{ii}(\theta_{ii} + 2\lambda_{ci})}{2(\theta_i + \lambda_{ci})} \right]$	$\frac{K_{ii}(\theta_{ii} + \lambda_{ci})}{\lambda_{ii}} K_{ci}$
$\frac{Ke^{-\theta s}}{(\tau_1 s + 1)(\tau_2 s + 1)}$	$\frac{1}{K_{ii}(\theta_{ii} + \lambda_{ci})} \left[\lambda_{ii}(\theta_{ii} + \tau_1 + \tau_2) - \frac{\theta_{ii}(\theta_{ii} + 2\lambda_{ci})}{2(\theta_i + \lambda_{ci})} \right]$	$\frac{K_{ii}(\theta_{ii} + \lambda_{ci})}{\lambda_{ii}} K_{ci}$
$\frac{(\tau_3 s + 1)Ke^{-\theta s}}{(\tau_1 s + 1)(\tau_2 s + 1)}$	$\frac{1}{K_{ii}(\theta_{ii} + \lambda_{ci})} \left[\lambda_{ii}(\theta_{ii} + \tau_1 + \tau_2 - \tau_3) - \frac{\theta_{ii}(\theta_{ii} + 2\lambda_{ci})}{2(\theta_i + \lambda_{ci})} \right]$	$\frac{K_{ii}(\theta_{ii} + \lambda_{ci})}{\lambda_{ii}} K_{ci}$
$\frac{(-\tau_3 s + 1)Ke^{-\theta s}}{(\tau_1 s + 1)(\tau_2 s + 1)}$	$\frac{1}{K_{ii}(\theta_{ii} + \lambda_{ci})} \left[\lambda_{ii}(\theta_{ii} + \tau_1 + \tau_2 + \tau_3) - \frac{\theta_{ii}(\theta_{ii} + 2\lambda_{ci})}{2(\theta_i + \lambda_{ci})} \right]$	$\frac{K_{ii}(\theta_{ii} + \lambda_{ci})}{\lambda_{ii}} K_{ci}$

2.3. Điều khiển phân ly quá trình đa biến

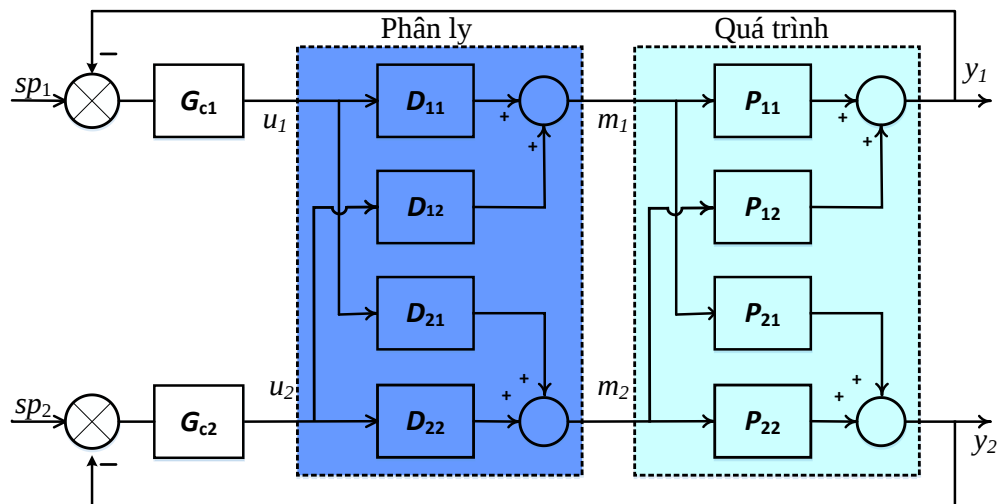
Qua một số khảo sát đã thực hiện cho thấy điều khiển hệ đa biến hết sức phức tạp. Nhiều phương pháp cho dù có hiệu quả tốt cho hệ đơn biến nhưng khi áp dụng cho hệ đa biến cho kết quả không thật sự tốt. Đã có nhiều phương pháp thiết kế trực tiếp được nghiên cứu, tuy nhiên, khả năng thực thi của hệ thống điều khiển còn nhiều hạn chế. Để khắc phục những hạn chế đó, *điều khiển phân ly là một giải pháp tốt*, là một bước tiên quan trọng trong lĩnh vực điều khiển đa biến. Về cơ bản, nguyên tắc của phân ly là phân chia quá trình đa biến trở thành một tổ hợp các hệ thống đơn biến độc lập với nhau. Nếu

điều này thực hiện được hoặc phân ly lý tưởng xảy ra thì một quá trình đa biến có thể điều khiển được bằng cách điều khiển các vòng đơn biến độc lập với nhau.

Vậy chúng ta sẽ lựa chọn phương pháp phân ly nào để tối ưu và hiệu quả nhất. Hiện nay ba phương pháp phân ly được biết đến là phân ly lý tưởng, phân ly nghịch và phân ly đơn giản hóa. Vì vậy, đây là một vấn đề tương đối phức tạp vì tất cả công nghệ đều có ưu điểm cũng như giới hạn riêng của nó. Phân ly đơn giản hóa là phương pháp phổ biến nhất, ưu điểm chính của nó chính là sự đơn giản hóa các phần tử của ma trận phân ly [40]. Phân ly lý tưởng, phương pháp này ít được sử dụng trong thực tế, nếu sử dụng được phương pháp này thì rất dễ dàng cho việc thiết kế bộ điều khiển nhưng việc hiện thực hóa bộ phân ly gặp nhiều khó khăn [13]. Phân ly nghịch, phương pháp này cũng ít khi được thực hiện dù phương pháp này sử dụng ưu điểm của cả hai phương pháp phân ly đơn giản hóa và phân ly lý tưởng. Việc hiện thực hóa bộ phân ly nghịch là khó khăn lớn nhất của kỹ thuật phân ly nghịch [10, 14-15].

2.3.1. Phân ly lý tưởng

Sơ đồ khối bộ phân ly lý tưởng thể hiện hình 2.9



Hình 2.9 Cấu trúc điều khiển phân ly hai biến

Mục đích của phân ly lý tưởng là tìm bộ phân ly $D(s)$ sao cho hàm truyền vòng hở của hệ sau khi được phân ly có dạng sau:

$$\mathbf{G}(s) = \mathbf{P}(s)\mathbf{D}(s) = \begin{bmatrix} P_{11}(s) & 0 \\ 0 & P_{22}(s) \end{bmatrix} \quad (2.42)$$

Trong đó $D(s)$ là ma trận hàm truyền của bộ phân ly

$$\mathbf{D}(s) = \begin{bmatrix} D_{11}(s) & D_{12}(s) \\ D_{21}(s) & D_{22}(s) \end{bmatrix} \quad (2.43)$$

Từ hai phương trình (2.42) và (2.43) ta có các phương trình sau:

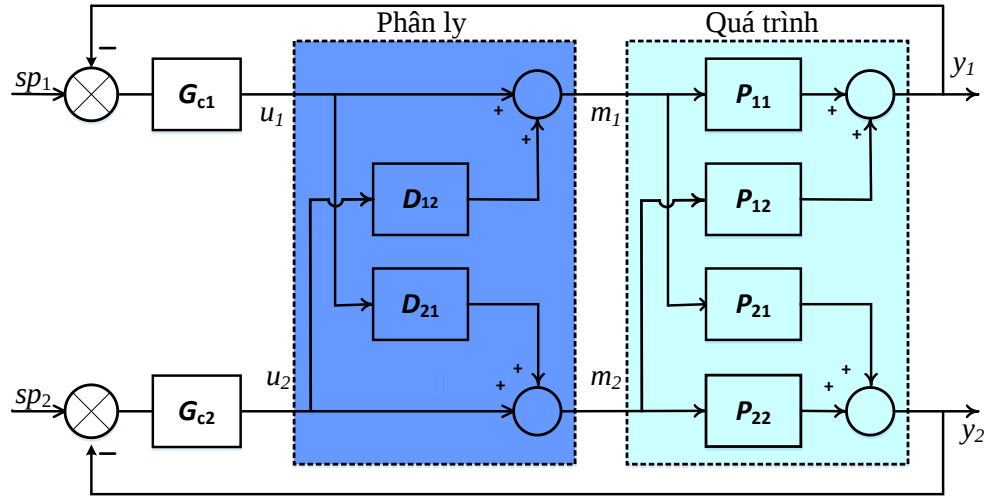
$$\begin{aligned} P_{11}(s) D_{11}(s) + P_{12}(s) D_{21}(s) &= P_{11}(s) \\ P_{11}(s) D_{12}(s) + P_{12}(s) D_{22}(s) &= 0 \\ P_{21}(s) D_{11}(s) + P_{22}(s) D_{21}(s) &= P_{22}(s) \\ P_{21}(s) D_{12}(s) + P_{22}(s) D_{22}(s) &= 0 \end{aligned} \quad (2.44)$$

Giải hệ phương trình 2.44, ta tìm được các thành phần của bộ phân ly lý tưởng:

$$\begin{aligned} D_{11}(s) &= \frac{P_{11}(s)P_{22}(s)}{P_{11}(s)P_{22}(s) - P_{12}(s)P_{21}(s)} \\ D_{12}(s) &= \frac{-P_{12}(s)P_{22}(s)}{P_{11}(s)P_{22}(s) - P_{12}(s)P_{21}(s)} \\ D_{21}(s) &= \frac{-P_{11}(s)P_{21}(s)}{P_{11}(s)P_{22}(s) - P_{12}(s)P_{21}(s)} \\ D_{22}(s) &= \frac{P_{11}(s)P_{22}(s)}{P_{11}(s)P_{22}(s) - P_{12}(s)P_{21}(s)} \end{aligned} \quad (2.45)$$

2.3.2. Phân ly đơn giản hóa

Sơ đồ khối bộ phân ly đơn giản hóa như hình 2.10. Ta có thể thấy về mặt cấu trúc bộ phân ly này tương tự như phân ly lý tưởng. Tuy nhiên, trong trường hợp phân ly đơn giản hóa, các phần tử đường chéo của ma trận phân ly được thiết lập bằng 1. Do đó, ma trận phân ly có dạng như phương trình (2.46).



Hình 2.10 Sơ đồ khối bộ phân ly đơn giản hóa

$$\mathbf{D}(s) = \begin{bmatrix} 1 & D_{12}(s) \\ D_{21}(s) & 1 \end{bmatrix} \quad (2.46)$$

Do đó, hệ phương trình (2.44) được đơn giản hóa thành 2 phương trình sau:

$$\begin{aligned} P_{11}(s) D_{12}(s) + P_{12}(s) D_{22}(s) &= 0 \\ P_{21}(s) D_{12}(s) + P_{22}(s) D_{22}(s) &= 0 \end{aligned} \quad (2.47)$$

Và từ đó ta tìm được 2 phần tử còn lại của ma trận phân ly:

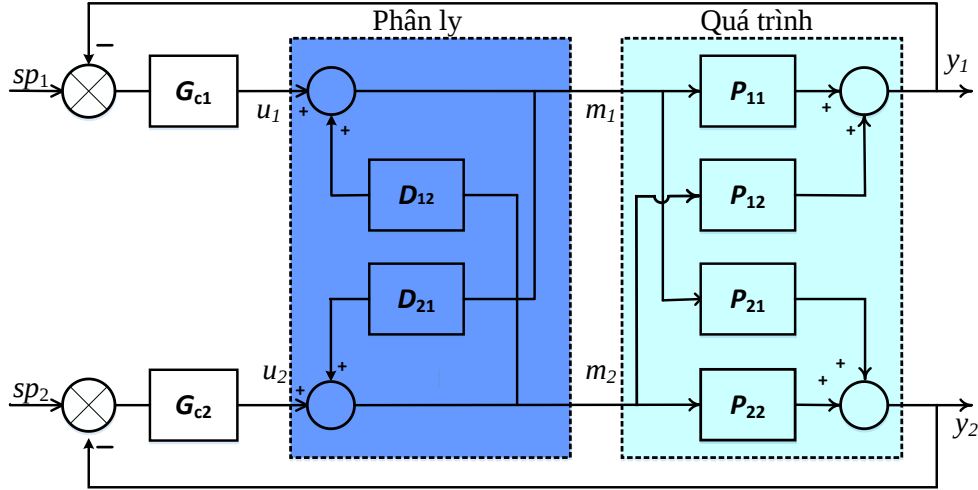
$$\begin{aligned} D_{12}(s) &= -\frac{P_{12}(s)}{P_{11}(s)} \\ D_{21}(s) &= -\frac{P_{21}(s)}{P_{22}(s)} \end{aligned} \quad (2.48)$$

Hàm truyền vòng hở của hệ sau khi được phân ly được tính theo phương trình sau:

$$\mathbf{G}(s) = \begin{bmatrix} P_{11} - \frac{P_{12}P_{21}}{P_{22}} & 0 \\ 0 & P_{22} - \frac{P_{12}P_{21}}{P_{11}} \end{bmatrix} \quad (2.49)$$

2.3.3. Phân ly nghịch

Cấu trúc của bộ phân ly nghịch khác hẳn với hai phương pháp trên. Sơ đồ tổng quát cho hệ hai biến được thể hiện ở hình 2.11



Hình 2.11 Sơ đồ khối phân ly nghịch

Bộ phân ly nghịch cũng thiết lập các thành phần đường chéo bằng 1.

$$\mathbf{D}(s) = \begin{bmatrix} 1 & D_{12}(s) \\ D_{21}(s) & 1 \end{bmatrix} \quad (2.50)$$

Tương tự như trường hợp trên, ta có hệ phương trình sau:

$$\begin{aligned} P_{11}(s) D_{12}(s) + P_{12}(s) &= 0 \\ P_{21}(s) + P_{22}(s) D_{21}(s) &= 0 \end{aligned} \quad (2.51)$$

Từ đó ta tính được các thành phần còn lại của bộ phân ly:

$$\begin{aligned} D_{12}(s) &= -\frac{P_{12}(s)}{P_{11}(s)} \\ D_{21}(s) &= -\frac{P_{21}(s)}{P_{22}(s)} \end{aligned} \quad (2.52)$$

Đối với phân ly nghịch, các thành phần đường chéo ma trận hàm truyền vòng hở của hệ thống sau khi thêm bộ phân ly cũng chính là các hàm truyền trên đường chéo chính của ma trận hàm truyền của quá trình. Ma trận sau khi phân ly có dạng sau:

$$\mathbf{G}(s) = \begin{bmatrix} P_{11} & 0 \\ 0 & P_{22} \end{bmatrix} \quad (2.53)$$

2.3.4. So sánh ưu nhược điểm của các phương pháp phân ly

Dựa trên cơ sở của ba phương pháp phân ly trên, ta có thể đưa ra được bảng nhận định tổng quát về những thuận lợi và hạn chế của từng phương pháp theo Bảng 2.4 dưới đây:

Bảng 2.4 So sánh ưu nhược điểm của các bộ phân ly

Đặc trưng của phương pháp phân ly	Phân ly lý tưởng	Phân ly đơn giản hóa	Phân ly ngược
Khi một vòng lặp được giữ ở chế độ điều khiển bằng tay thì đặc tính động học của những vòng còn lại là không thay đổi.	Có	Không	Có
Những phần tử của ma trận phân ly không chứa tổng của các hàm truyền đạt	Không	Có	Có
Ma trận hàm truyền của các chu trình phân ly mắc nối tiếp thì không có chứa tổng của các hàm truyền đạt	Có	Không	Có
Khi những vòng lặp được chuyển từ chế độ điều khiển bằng tay sang tự động thì khởi động hệ thống phân ly là đơn giản	Không	Không	Có
Thực hiện với khối chức năng lead-lag và trễ có thể không làm giảm hiệu suất thực hiện của nó	Có	Có	Không

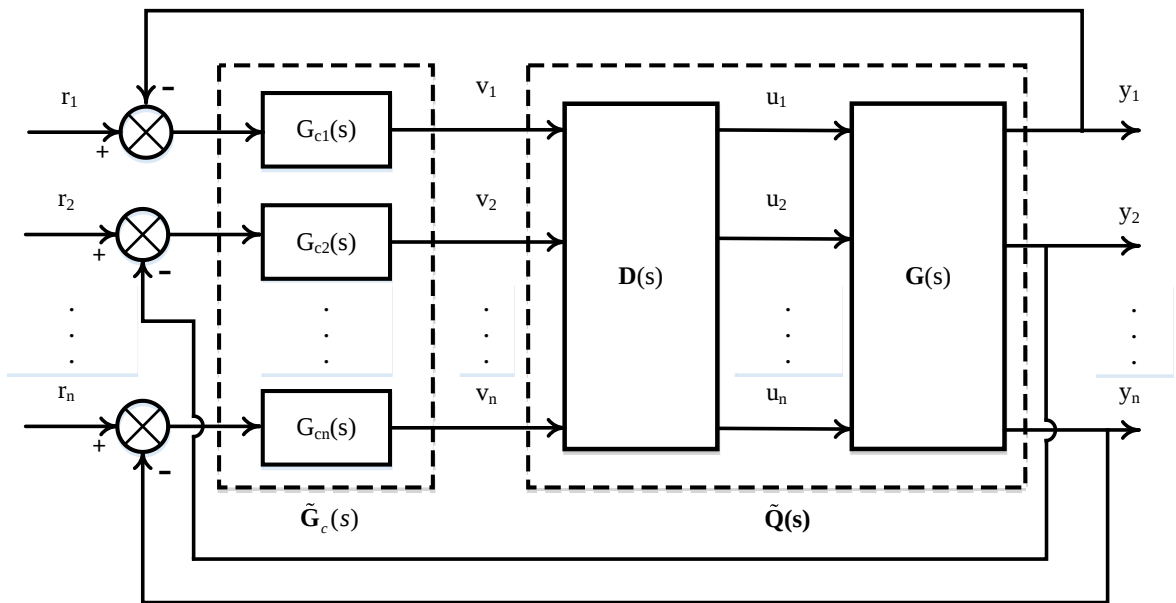
CHƯƠNG 3

THIẾT KẾ BỘ ĐIỀU KHIỂN PHÂN LY ĐƠN GIẢN HÓA

3.1. Hệ phân ly đa biến tổng quát

Như đã nêu trong phần phạm vi nghiên cứu, trong luận án này, tác giả chỉ khảo sát hệ có đặc tính tuyến tính hoặc có thể được xấp xỉ quanh điểm làm việc để đưa hệ phi tuyến về dạng tuyến tính. Khi đó, xét hệ thống đa biến bất kỳ n ngõ vào, n ngõ ra mà trận hàm truyền mô tả hệ có dạng như phương trình (2.5). Dựa vào lý thuyết cơ bản của các kỹ thuật phân ly đã đề cập ở Chương 2, trong phần này, tác giả đề xuất phương pháp tổng quát hóa để thiết kế bộ phân ly đơn giản hóa cho hệ bậc n .

Sơ đồ khối tổng quát của hệ thống điều khiển phân ly được thể hiện ở hình 3.1, trong đó, $\tilde{G}_c(s)$ là bộ điều khiển nhiều vòng kín, $D(s)$ là bộ phân ly. $G(s)$ và $\tilde{Q}(s)$ lần lượt là quá trình đa biến và quá trình đa biến đã được phân ly:



Hình 3.1 Mô hình thuật toán hệ thống điều khiển phân ly đa biến $n \times n$

Mục tiêu của sự phân ly là để xác định ma trận phân ly D , thỏa mãn điều kiện $GD = \tilde{Q}$, là một ma trận đường chéo.

$$\begin{bmatrix} g_{11} & \cdots & g_{1n} \\ \vdots & \ddots & \vdots \\ g_{n1} & \cdots & g_{nn} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} d_{11} & \cdots & d_{1n} \\ \vdots & \ddots & \vdots \\ d_{n1} & \cdots & d_{nn} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} q_{11} & \cdots & 0 \\ \vdots & \ddots & \vdots \\ 0 & \cdots & q_{nn} \end{bmatrix} \quad (3.1)$$

Từ (3.1), ta có các mối quan hệ khác như sau:

$$g_{i1}d_{1i} + \cdots + g_{i,i-1}d_{i-1,i} + g_{ii}d_{ii} + g_{i,i+1}d_{i+1,i} + \cdots + g_{in}d_{ni} = q_{ii} \quad (3.2)$$

$$\begin{bmatrix} g_{11} & \cdots & g_{1,i-1} & g_{1,i} & g_{1,i+1} & \cdots & g_{1,n} \\ \vdots & \cdots & \vdots & \vdots & \vdots & \cdots & \vdots \\ g_{i-1,1} & \cdots & g_{i-1,i-1} & g_{i-1,i} & g_{i-1,i+1} & \cdots & g_{i-1,n} \\ g_{i+1,1} & \cdots & g_{i+1,i-1} & g_{i+1,i} & g_{i+1,i+1} & \cdots & g_{i+1,n} \\ \vdots & \cdots & \vdots & \vdots & \vdots & \cdots & \vdots \\ g_{n1} & \cdots & g_{n,i-1} & g_{n,i} & g_{n,i+1} & \cdots & g_{nn} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} d_{1i} \\ \vdots \\ d_{i-1,i} \\ d_{i,i} \\ d_{i+1,i} \\ \vdots \\ d_{n,i} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 0 \\ \vdots \\ 0 \\ 0 \\ \vdots \\ 0 \end{bmatrix} \quad (3.3)$$

Từ (3.2), ta có thể xác định thành phần thứ i của ma trận $\tilde{Q}$ như sau:

$$\begin{aligned} q_{ii} &= g_{ii}d_{ii} + (g_{i1}d_{1i} + g_{i2}d_{2i} + \cdots + g_{i,i-1}d_{i-1,i} + g_{i,i+1}d_{i+1,i} + \cdots \\ &\quad + g_{in}d_{ni}) = g_{ii}d_{ii} + \bar{g}^{ir}\bar{d}^{ic} \end{aligned} \quad (3.4)$$

Từ (3.3), ta xác định được:

$$\bar{d}^{ic} = -(\bar{G}^i)^{-1}\bar{g}^{ic}d_{ii} \quad (3.5)$$

Theo tính chất của ma trận thì:

$$G(\text{adj}G) = |G|I \quad (3.6)$$

Từ (3.6) ta rút ra được:

$$g_{i1}C_{i1} + \cdots + g_{i,i-1}C_{i,i-1} + g_{ii}C_{ii} + g_{i,i+1}C_{i,i+1} + \cdots + g_{in}C_{in} = |G| \quad (3.7)$$

$$\begin{bmatrix} g_{11} & \dots & g_{1,i-1} & g_{1,i} & g_{1,i+1} & \dots & g_{1,n} \\ \vdots & \dots & \vdots & \vdots & \vdots & \dots & \vdots \\ g_{i-1,1} & \dots & g_{i-1,i-1} & g_{i-1,i} & g_{i-1,i+1} & \dots & g_{i-1,n} \\ g_{i+1,1} & \dots & g_{i+1,i-1} & g_{i+1,i} & g_{i+1,i+1} & \dots & g_{i+1,n} \\ \vdots & \dots & \vdots & \vdots & \vdots & \dots & \vdots \\ g_{n1} & \dots & g_{n,i-1} & g_{n,i} & g_{n,i+1} & \dots & g_{nn} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} C_{i1} \\ \vdots \\ C_{i,i-1} \\ C_{i,i} \\ C_{i,i+1} \\ \vdots \\ C_{i,n} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 0 \\ \vdots \\ 0 \\ 0 \\ \vdots \\ 0 \end{bmatrix} \quad (3.8)$$

Từ (3.8):

$$\bar{G}^i \bar{\mathbf{C}}^{ic} + \bar{g}^{ic} C_{ii} = 0 \quad (3.9)$$

Do đó

$$\bar{g}^{ic} = -\frac{\bar{G}^i \bar{\mathbf{C}}^{ic}}{C_{ii}} \quad (3.10)$$

Thay (3.10) vào (3.5), ta tìm được:

$$\bar{d}^{ic} = -(\bar{G}^i)^{-1} \left(-\frac{\bar{G}^i \bar{\mathbf{C}}^{ic}}{C_{ii}} \right) d_{ii} = d_{ii} \frac{\bar{\mathbf{C}}^{ic}}{C_{ii}} \quad (3.11)$$

Như vậy, thành phần (j, i) của bộ phân ly có thể được xác định như sau:

$$d_{ji} = d_{ii} \frac{C_{ij}}{C_{ii}}, \quad i, j = 1, 2, \dots, n; \quad j \neq i \quad (3.12)$$

Thành phần q_{ii} được xác định theo công thức sau:

$$q_{ii} = d_{ii} \frac{g_{ii}}{\lambda_{ii}} \quad (3.13)$$

Khi thiết kế bộ phân ly đơn giản hóa thành phần d_{ii} được mặc định là 1. Chính vì thế, ta có kết quả như sau:

$$d_{ji} = \frac{C_{ij}}{C_{ii}}, \quad i, j = 1, 2, \dots, n; \quad j \neq i \quad (3.14)$$

$$q_{ii} = \frac{g_{ii}}{\Lambda_{ii}} \quad (3.15)$$

Trong đó:

C_{ii}, C_{ij} : Thành phần đường chéo và thành phần không đường chéo của ma trận phụ đại số, được xác định từ ma trận hàm truyền đạt của quá trình đa biến.

Λ_{ii} : Dãy liên hệ động về độ lợi của ma trận hàm truyền đạt của quá trình đa biến (Dynamic Relative Gain Array) được đề xuất bởi Bristol (1979) [31], dùng để đo mối liên hệ bên trong của các quá trình đa biến.

g_{ii} : hàm truyền đạt của thành phần đường chéo thứ (i,i) của ma trận hàm truyền đạt của quá trình đa biến.

3.1.1. Thiết kế bộ phân ly đơn giản hóa cho quá trình đa biến 2x2

Xét quá trình 2x2, có hàm truyền đạt như sau:

$$\mathbf{G} = \begin{bmatrix} g_{11} & g_{12} \\ g_{21} & g_{22} \end{bmatrix} \quad (3.16)$$

Bộ phân ly được tính theo (3.14) như sau:

$$\mathbf{D} = \begin{bmatrix} 1 & \frac{C_{21}}{C_{22}} \\ \frac{C_{12}}{C_{11}} & 1 \end{bmatrix} \quad (3.17)$$

Trong đó,

$$\mathbf{C} = (\text{adj}\mathbf{G})^T = \begin{bmatrix} C_{11} & C_{12} \\ C_{21} & C_{22} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} g_{22} & -g_{21} \\ -g_{12} & g_{11} \end{bmatrix} \quad (3.18)$$

Ta nhận được:

$$d_{21} = \frac{C_{12}}{C_{11}} = -\frac{g_{21}}{g_{22}} \quad (3.19)$$

$$d_{12} = \frac{C_{21}}{C_{22}} = -\frac{g_{12}}{g_{11}} \quad (3.20)$$

Quá trình bị phân ly được xác định theo (3.15), như sau:

$$q_{11} = \frac{g_{11}}{\Lambda_{11}} = g_{11} - \frac{g_{12}g_{21}}{g_{22}} \quad (3.21)$$

$$q_{22} = \frac{g_{22}}{\Lambda_{22}} = g_{22} - \frac{g_{12}g_{21}}{g_{11}} \quad (3.22)$$

3.1.2. Thiết kế bộ phân ly đơn giản hóa cho quá trình đa biến 3x3

Ma trận hàm truyền đạt chung cho hệ 3x3 được cho như sau:

$$\mathbf{G} = \begin{bmatrix} g_{11} & g_{12} & g_{13} \\ g_{21} & g_{22} & g_{23} \\ g_{31} & g_{32} & g_{33} \end{bmatrix} \quad (3.23)$$

Ma trận phân ly được xác định theo (3.14), như sau:

$$\mathbf{D} = \begin{bmatrix} 1 & \frac{C_{21}}{C_{22}} & \frac{C_{31}}{C_{33}} \\ \frac{C_{12}}{C_{11}} & 1 & \frac{C_{32}}{C_{33}} \\ \frac{C_{13}}{C_{11}} & \frac{C_{23}}{C_{22}} & 1 \end{bmatrix} \quad (3.24)$$

Trong đó

$$\begin{aligned} \mathbf{C} &= \begin{bmatrix} C_{11} & C_{12} & C_{13} \\ C_{21} & C_{22} & C_{23} \\ C_{31} & C_{32} & C_{33} \end{bmatrix} \\ &= \begin{bmatrix} (g_{33}g_{22} - g_{32}g_{23}) & -(g_{33}g_{21} - g_{31}g_{23}) & -(g_{31}g_{22} - g_{32}g_{21}) \\ -(g_{33}g_{12} - g_{32}g_{13}) & (g_{33}g_{11} - g_{31}g_{13}) & -(g_{32}g_{11} - g_{31}g_{12}) \\ -(g_{22}g_{13} - g_{23}g_{12}) & -(g_{23}g_{11} - g_{21}g_{13}) & (g_{22}g_{11} - g_{21}g_{12}) \end{bmatrix} \end{aligned} \quad (3.25)$$

Quá trình bị phân ly được xác định theo (3.15), như sau:

$$q_{11} = \frac{g_{11}}{\Lambda_{11}}$$

$$= \left[\frac{g_{11}(g_{22}g_{33} - g_{23}g_{32}) - g_{12}(g_{21}g_{33} - g_{23}g_{31}) - g_{13}(g_{31}g_{22} - g_{21}g_{32})}{g_{22}g_{33} - g_{23}g_{32}} \right] \quad (3.26)$$

$$q_{22} = \frac{g_{22}}{\Lambda_{22}}$$

$$= \left[\frac{g_{22}(g_{11}g_{33} - g_{13}g_{31}) - g_{21}(g_{12}g_{33} - g_{13}g_{32}) - g_{23}(g_{32}g_{11} - g_{31}g_{12})}{g_{11}g_{33} - g_{13}g_{31}} \right] \quad (3.27)$$

$$q_{33} = \frac{g_{33}}{\Lambda_{33}}$$

$$= \left[\frac{g_{33}(g_{11}g_{22} - g_{12}g_{21}) - g_{31}(g_{13}g_{22} - g_{12}g_{23}) - g_{32}(g_{23}g_{11} - g_{13}g_{21})}{g_{11}g_{22} - g_{12}g_{21}} \right] \quad (3.28)$$

3.2. Kỹ thuật hiện thực hóa hoạt động của bộ phân ly đơn giản hóa

3.2.1 Hiện thực hóa

Yêu cầu hiện thực hóa (realizability) cho bộ điều khiển là tất cả các hàm truyền thành phần phải hợp thức, nhân quả và ổn định. Đối với hệ có thời gian trễ hoặc có pha không cực tiểu, việc tính toán có thể dẫn đến các thành phần có nghiệm ze-rô dương. Hoặc như trong phương trình (3.19) và (3.20), khi thực hiện phép chia hai hàm truyền có thể dẫn đến hàm mũ có lũy thừa dương (đặc tính dự báo) hay là hệ không nhân quả (non-causal). Trong kỹ thuật phân ly nghịch, Garrido đề xuất giải pháp bằng cách thêm một ma trận đường chéo chứa các thành phần hàm trễ để thay đổi đặc tính trễ của các hàm truyền thành phần [14, 15]. Việc này gây tranh cãi vì nó thay đổi bản chất động của hàm truyền hệ thống. Trong nghiên cứu này, tác giả sử dụng phân ly đơn giản hóa và đồng thời đề xuất giải pháp vừa hạ bậc các hàm truyền phức tạp vừa giải quyết bài toán hiện thực hóa các hàm truyền thành phần.

3.2.2 Phương pháp đồng nhất hệ số

Phương pháp đồng nhất hệ số được đề xuất bởi Truong và Lee (2010a) nhằm hạ bậc của các quá trình phức tạp. Trong nghiên cứu này, phương pháp này được mở rộng để hạ bậc các thành phần của ma trận phân ly đồng thời thỏa mãn các yêu cầu của bài toán hiện thực hóa.

Các thành phần phân ly từ phương trình (3.14) có thể được khai triển theo chuỗi Maclaurin như sau:

$$d_{ji}^{eff}(s) = a_{ji} \left(1 + \frac{b_{ji}}{a_{ji}} s + \frac{c_{ji}}{a_{ji}} s^2 + \frac{d_{ji}}{a_{ji}} s^3 \right) + O(s^4) \quad (3.29)$$

Trong đó các hệ số được tính như sau:

$$a_{ji} = d_{ji}^{eff}(0) \quad (3.30)$$

$$b_{ji} = \left. \frac{dd_{ji}^{eff}(0)}{ds} \right|_{s=0} \quad (3.31)$$

$$c_{ji} = \frac{1}{2} \left. \frac{d^2 d_{ji}^{eff}(0)}{ds^2} \right|_{s=0} \quad (3.32)$$

$$d_{ji} = \frac{1}{6} \left. \frac{d^3 d_{ji}^{eff}(0)}{ds^3} \right|_{s=0} \quad (3.33)$$

3.2.3 Áp dụng phương pháp đồng nhất hệ số

Các khâu sớm trễ pha hoặc bậc 1 có trễ thường được sử dụng để mô tả đặc tính động của các thành phần của ma trận phân ly bởi vì sự đơn giản và đáp ứng thỏa mãn được yêu cầu.

▪ **Khâu sớm trễ pha**

$$d^{r_eff} = \frac{K_r(\tau_{ra}s + 1)}{\tau_{rb}s + 1} \quad (3.34)$$

Khai triển (3.34) theo chuỗi Maclaurin:

$$d^{r_eff}(s) = K_r(1 + (\tau_{ra} - \tau_{rb})s - (\tau_{ra} - \tau_{rb})\tau_{rb}s^2) + O(s^3) \quad (3.35)$$

Đồng nhất phương trình (3.35) với phương trình (3.29) và sử dụng các phương trình từ (3.30) đến (3.33), ta tính được các hệ số:

$$K_r = a_{ji}, \tau_{ra} - \tau_{rb} = \frac{b_{ji}}{a_{ji}}, (\tau_{rb} - \tau_{ra})\tau_{rb} = \frac{c_{ji}}{a_{ji}} \quad (3.36)$$

$$K_r = a_{ji}, \tau_{rb} = -\frac{c_{ji}}{b_{ji}}, \tau_{ra} = \frac{b_{ji}}{a_{ji}} - \frac{c_{ji}}{b_{ji}} \quad (3.37)$$

▪ **Khâu sớm trễ pha có trễ**

$$d^{r_eff} = \frac{K_r(\tau_{ra}s + 1)e^{-\theta_r s}}{\tau_{rb}s + 1} \quad (3.38)$$

Tương tự như trên, sau khi đồng nhất ta có các phương trình:

$$K_r = a_{ji} \quad (3.39)$$

$$\theta_r + \tau_{rb} - \tau_{ra} = -\frac{b_{ji}}{a_{ji}} \quad (3.40)$$

$$\frac{1}{2}\theta_r^2 + (\theta_r + \tau_{rb} - \tau_{ra})\tau_{rb} - \tau_{ra}\theta_r = \frac{c_{ji}}{a_{ji}} \quad (3.41)$$

$$\left(\frac{1}{2}\theta_r^2 + \tau_{rb}\theta_r + \tau_{rb}^2 - \tau_{ra}\theta_r - \tau_{ra}\tau_{rb}\right)\tau_{rb} + \frac{\theta_r^3}{6} - \frac{\tau_{ra}\theta_r^2}{2} = -\frac{d_{ji}}{a_{ji}} \quad (3.42)$$

Để các thành phần của ma trận phân ly thực thi được, các giá trị của θ_r , τ_{ra} , τ_{rb} phải là các số thực dương. Điều này sẽ được trình bày qua một số trường hợp sau:

Trường hợp a: Nếu có thành phần không hiện thực được do thời gian trễ (không nhân quả), nghiệm cực nằm bên phải hoặc các thành phần phân ly không hợp thức. Khi đó, các thành phần của ma trận phân ly phải được thiết kế như hàm độ lợi tĩnh (nghĩa là bỏ qua các đặc tính động).

Trường hợp b: Nếu có thành phần không hiện thực được do thời gian trễ, khi đó các thành phần của bộ phân ly nên được thiết kế như mô hình sớm trễ pha bậc 1.

Trường hợp c: Nếu có thành phần không hiện thực được do có nghiệm cực nằm bên phải mặt phẳng phức hoặc các thành phần của ma trận phân ly không hợp thức, khi đó ta nên sử dụng mô hình có trễ thuần nhất

Trường hợp d: Nếu có thành phần có thể hiện thực được, ta nên sử dụng mô hình sớm trễ pha bậc 1 có trễ.

Kỹ thuật rút gọn đề xuất là đơn giản, dễ hiểu và dễ thực thi trong thực tế. Tuy nhiên, cần lưu ý là phương pháp đồng nhất hệ số trên chỉ hiệu quả cho quá trình đa biến với ma trận hàm truyền là ma trận vuông, ổn định và có thành phần đường chéo vượt trội với sự tương tác vừa phải. Ngược lại, phương pháp đồng nhất hệ số phải được mở rộng sang mô hình bậc cao, có thể sử dụng kỹ thuật tương tự như trên hoặc các kỹ thuật khác để đạt được mô hình bậc cao thích hợp mà có thể thể hiện rõ đặc tính động phức tạp của các thành phần phân ly.

3.3. Thiết kế bộ điều khiển PI/PID cho hệ thống phân ly đơn giản hóa

3.3.1. Giới thiệu

Trong quá trình điều khiển hệ thống đa biến rất khó kiểm soát, vì những tương tác bên trong giữa các vòng kín. Những tương tác này rất phức tạp và là nguyên nhân gây ra sự kém thực thi và kém ổn định của cả hệ thống điều khiển. Các phương pháp thiết kế bộ điều khiển PID cho hệ đa biến được các nhà nghiên cứu quan tâm phát triển [43-

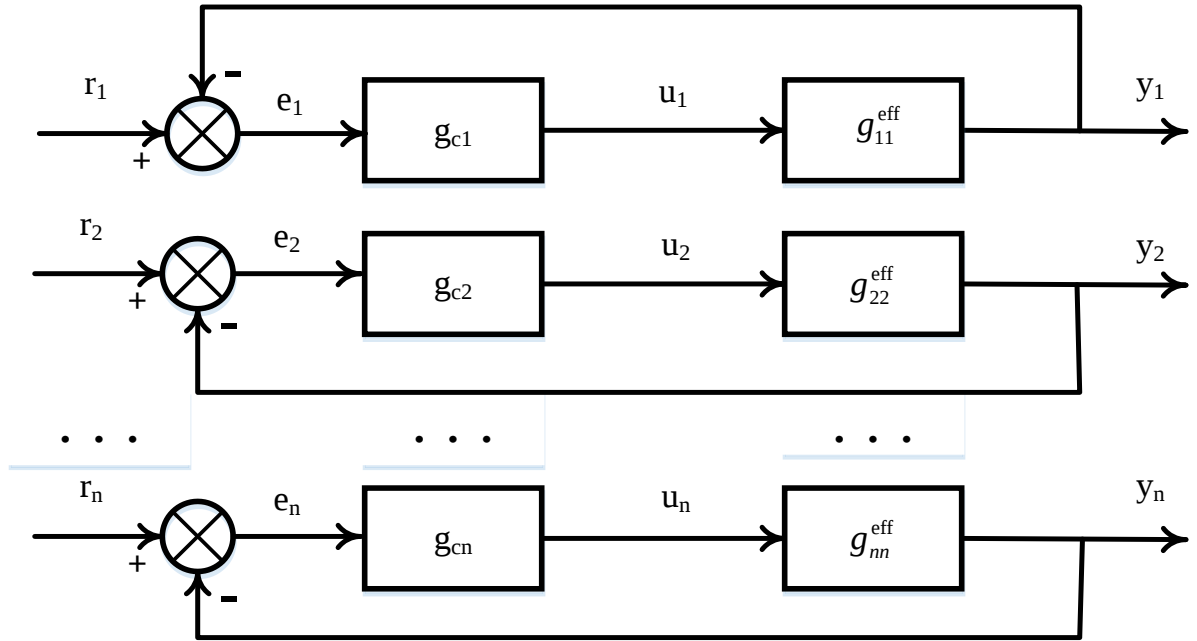
53]. Tuy nhiên các phương pháp này thường chỉ áp dụng cho các trường hợp riêng lẻ hoặc chỉ dùng cho hệ 2×2 , không phải là phương pháp thiết kế tổng quát cho hệ đa biến. Vấn đề tương tác giữa các biến trong hệ thống là bài toán khó khăn [49]. Một trong những phương pháp phổ biến khác để giải quyết vấn đề này phải kể đến phương pháp RGA được Bristol [41] và cộng sự giới thiệu năm 1979. Đặc biệt là vào năm 1983, McAvoy [36] và các cộng sự phát hiện thấy mối tương quan giữa RGA và sự ổn định của một hệ thống điều khiển. Cả hai phương pháp này đều có thể được sử dụng để xác định sự tương tác giữa các biến của hệ thống và tương tác bên trong giữa các vòng kín của hệ thống điều khiển. Đây cũng là nguyên nhân các phương pháp thiết kế bộ điều khiển một biến không thể hoặc không có hiệu quả khi áp dụng cho hệ đa biến. Tuy nhiên hai phương pháp này chỉ áp dụng tốt cho hệ quanh điểm tĩnh. Dẫn đến đáp ứng quá độ của hệ không thật sự tốt khi có nhiều quá trình tác động.

Tuy nhiên, việc xác định được tương tác của các biến quá trình và tương tác vòng kín có thể giúp ta xây dựng thuật toán điều khiển từ việc sử dụng phương pháp thiết kế n bộ điều khiển một biến nhân với các trọng số liên hệ giữa hệ một biến và hệ đa biến để áp dụng mở rộng cho hệ đa biến. Trên cơ sở đó, phương pháp đề xuất được giới thiệu nhằm thiết kế hệ thống điều khiển đa biến, với các bộ điều khiển PID khi đã tính đến các tương tác như đã trình bày ở trên sẽ làm cho hệ thống điều khiển làm việc ổn định và đạt hiệu quả cao hơn.

Mục 2.2, tác giả đã giới thiệu, khảo sát một số phương pháp để thiết kế bộ điều khiển PID cho hệ đơn biến và mở rộng cho hệ đa biến. Tuy nhiên các phương pháp đó đã phát triển trong thời gian dài và có đáp ứng không thật sự tốt khi áp dụng cho hệ đa biến. Trong nghiên cứu này, phương pháp thiết kế tổng quát bộ điều khiển PID dựa vào cấu trúc mô hình nội (IMC), là một phương pháp nổi tiếng và thu hút nhiều nhà nghiên cứu bởi sự đơn giản và hiệu quả [49-53], sẽ được phát triển và kết hợp với bộ phân ly để sử dụng cho hệ đa biến. Hơn nữa phương pháp IMC-PI/PID cũng sẽ dẫn ra công thức tường minh tính toán các thông số tỉ lệ, tích phân, và đạo hàm của bộ điều khiển PI/PID.

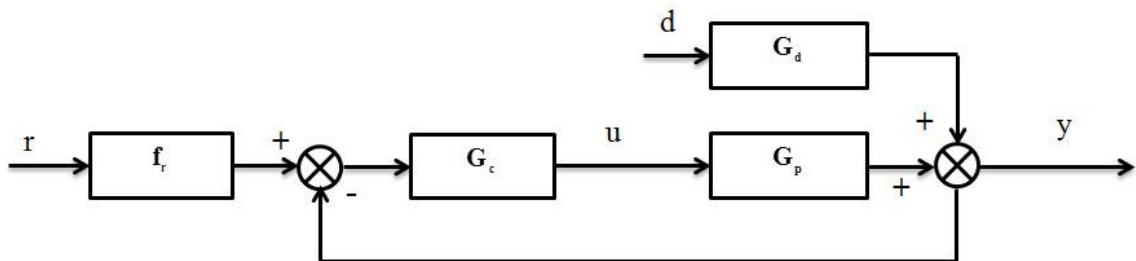
3.3.2. Phương án đề xuất

Trên cơ sở cấu trúc của hệ điều khiển phân ly đơn giản hóa hình 3.1, ta thấy rằng hệ thống điều khiển hồi tiếp đa biến ($n \times n$) đã được phân ly thành một tập hợp n hệ thống đơn biến như được trình bày ở hình 3.2

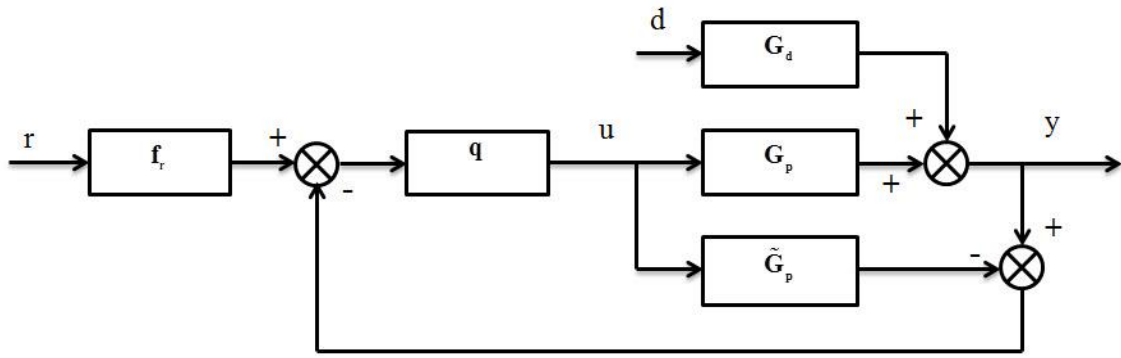


Hình 3.2 Hệ thống nhiều vòng kín và mô hình phân ly thành các hệ thống đơn biến tương ứng

Trong đó, g_{ii}^{eff} là hàm truyền đạt thứ ii của từng vòng kín của hệ thống đa biến sau khi đã phân ly thành các hệ thống đơn biến tương ứng.



Hình 3.3 Cấu trúc của hệ thống điều khiển đơn biến hồi tiếp truyền thống



Hình 3.4 Cấu trúc của hệ thống điều khiển đơn biến theo lý thuyết IMC

Trong trường hợp này việc thiết kế bộ điều khiển trở nên đơn giản hơn rất nhiều khi so sánh với việc thiết kế bộ điều khiển cho hệ đa biến, do bộ phân ly đơn giản hóa đã tách mối tương tác bên trong của quá trình đa biến (process interaction) và tương tác vòng kín (closed-loop interaction). Có nghĩa là ta chỉ cần thiết kế bộ điều khiển cho hệ đơn biến với đối tượng điều khiển là hàm truyền đạt tương đương g_{ii}^{eff}

Hiện nay, trong các ứng dụng của các quá trình công nghiệp, bộ điều khiển PI/PID vẫn chiếm tỉ lệ đa số. Các phương pháp thiết kế bộ điều khiển một cách hiệu quả vẫn đang tiếp tục được nhiều nhà nghiên cứu quan tâm. Trong đó, phương pháp thiết kế dựa vào cấu trúc IMC là phương pháp đơn giản, hiệu quả và được sử dụng cho giới học thuật cũng như ứng dụng trong công nghiệp. Trong luận án này, tác giả đề xuất phương pháp chung để thiết kế bộ điều khiển IMC-PI/PID cho một số quá trình điển hình trong thực tế.

3.3.2.1. Thiết kế bộ điều khiển IMC-PI

Theo hình 3.3 ta có:

$G_p(s) = g_{ii}^{eff}$ là hàm truyền đạt của quá trình đơn biến.

$\tilde{G}_p(s), G_c(s), q(s), f_r(s)$ lần lượt là hàm truyền đạt theo mô hình cấu trúc IMC, bộ điều khiển đơn biến, bộ lọc IMC và bộ lọc tín hiệu đầu vào

Cho rằng $y(s), r(s), d(s)$ và $u(s)$ lần lượt là tín hiệu điều khiển đầu ra, giá trị đặt đầu vào, tín hiệu nhiễu đầu vào và tín hiệu điều khiển.

Nếu mô hình không bị sai lệch, nghĩa là $G_p(s) = \tilde{G}_p(s)$, khi đó đáp ứng theo giá trị đặt (*set-point*) và đáp ứng khử nhiễu (*disturbance*) trong cấu trúc điều khiển IMC được thành lập như sau:

$$y(s) = G_p(s)q(s)f_r(s)r(s) + [1 - \tilde{G}_p q(s)]G_d(s)d(s) \quad (3.43)$$

Mô hình của quá trình $\tilde{G}_p(s)$ được tách làm hai phần như sau:

$$\tilde{G}_p(s) = p_m(s)p_A(s) \quad (3.44)$$

Trong đó:

- $p_A(s)$ là một phần của mô hình bao gồm các thành phần có nghiệm zero dương hoặc khâu trễ pha (non-minimum phase) và có độ lợi bằng 1.
- $p_m(s)$ là phần còn lại của mô hình sau khi tách $p_A(s)$.

Khi đó, bộ điều khiển IMC $q(s)$ được thiết kế như sau:

$$q(s) = p_m^{-1}(s)f(s) \quad (3.45)$$

Với cấu trúc điều khiển hai bậc tự do (2 DOF) bộ lọc IMC được chọn lựa để nâng cao đáp ứng của hệ thống như sau:

$$f(s) = \frac{\sum_{i=1}^v (\beta_i s + 1)}{(\lambda s + 1)^\alpha} \quad (3.46)$$

Trong đó λ là thông số điều chỉnh có thể được sử dụng để thỏa hiệp giữa hiệu quả thực thi của hệ thống và sự ổn định bền vững. Số nguyên α được lựa chọn vừa đủ lớn để làm cho bộ điều khiển IMC thực thi được (hợp thức).

Ngoài ra, để nâng cao hơn nữa đáp ứng đầu ra theo giá trị đặt, việc thiết kế bộ lọc đầu vào là cần thiết. Bộ lọc đầu vào được thiết kế để khử cực gần điểm 0 (zero) trong hàm truyền đạt $G_d(s)$.

$$1 - G_p(s)q(s) \Big|_{s=z_{d1}, z_{d2}, \dots, z_{dv}} = \left| 1 - \frac{p_A(s) \sum_{i=1}^v (\beta_i s + 1)}{(\lambda s + 1)^\alpha} \right|_{s=z_{d1}, z_{d2}, \dots, z_{dv}} = 0 \quad (3.47)$$

Thay công thức (3.46) vào (3.44) ta nhận được bộ điều khiển IMC như sau:

$$q(s) = p_m^{-1}(s) \frac{\sum_{i=1}^v (\beta_i s + 1)}{(\lambda s + 1)^\alpha} \quad (3.48)$$

Thay công thức (3.48) vào công thức (3.43), ta có được hàm truyền đặt vòng kín theo giá trị đặt hoặc theo nhiều quá trình lần lượt như sau:

$$\frac{y(s)}{r(s)} = \frac{p_A(s) \sum_{i=1}^v (\beta_i s + 1)}{(\lambda s + 1)^\alpha} \quad (3.49)$$

$$\frac{y(s)}{d(s)} = \left(1 - \frac{p_A(s) \sum_{i=1}^v (\beta_i s + 1)}{(\lambda s + 1)^\alpha} \right) G_d(s) \quad (3.50)$$

Khi đó bộ điều khiển hồi tiếp lý tưởng được thành lập như sau:

$$G_c(s) = \frac{q(s)}{1 - \tilde{G}_p(s)q(s)} \quad (3.51)$$

Chính vì vậy bộ điều khiển hồi tiếp lý tưởng để nhận được đáp ứng đầu ra mong muốn được thành lập như sau:

$$G_c(s) = \frac{p_m^{-1}(s) \sum_{i=1}^v (\beta_i s + 1)}{(\lambda s + 1)^\alpha - p_A(s) \sum_{i=1}^v (\beta_i s + 1)} \quad (3.52)$$

Công thức (3.52) hiện tại chưa phải là bộ điều khiển PI/PID. Do đó ta phải chuyển đổi thành bộ PI/PID thích hợp bằng việc sử dụng các kỹ thuật xấp xỉ một cách phù hợp nhất. Trong nghiên cứu này tác giả sử dụng kỹ thuật khai triển chuỗi Maclaurin và thuật toán xấp xỉ Padé [42].

Đối với hệ bậc một có trễ (FOPDT) và bậc hai có trễ (SOPDT), bộ lọc đầu vào được thiết kế một cách tuần tự như sau:

$$f_r(s) = \frac{\gamma \beta s + 1}{\beta s + 1} \quad (3.53)$$

$$f_r(s) = \frac{\gamma\tau_I s + 1}{(\tau_I\tau_D s^2 + \tau_I s + 1)} \quad (3.54)$$

Trong đó, $0 \leq \gamma \leq 1$ có ý nghĩa như sau:

- $\gamma=0$: đáp ứng theo giá trị đặt bị chậm
- $\gamma=1$: không sử dụng bộ lọc ngõ vào
- $0<\gamma<1$: ta có thể điều chỉnh hệ số γ trực tiếp để đạt được đáp ứng theo giá trị đặt như mong muốn.

Trong nghiên cứu này, bộ điều khiển đề xuất là bộ điều khiển PID kết hợp với bộ lọc có dạng như sau:

$$G_c(s) = K_c \left(1 + \frac{1}{\tau_I s} + \tau_D s \right) \frac{ds^2 + cs + 1}{as^2 + bs + 1} \quad (3.55)$$

Bằng việc so sánh công thức (3.52) và (3.55), ta sẽ xác định được các qui luật điều chỉnh bộ điều khiển PID đề xuất.

3.3.2.2 Thiết kế bộ điều khiển IMC-PID

➤ Quá trình FOPDT

Nếu hàm truyền đạt tương đương là mô hình bậc một có thời gian trễ (FOPDT) có dạng như sau:

$$G_p(s) = \frac{K e^{-\theta s}}{\tau s + 1} \quad (3.56)$$

Trong đó K , τ và θ đại diện cho độ lợi, hằng số thời gian và thời gian trễ của quá trình.

Bộ lọc IMC được chọn lựa để nâng cao đáp ứng của hệ thống như sau:

$$f(s) = \frac{\beta s + 1}{(\lambda s + 1)^2} \quad (3.57)$$

Theo đó bộ điều khiển hồi tiếp vòng kín là

$$G_c(s) = \frac{(\tau s + 1)(\beta s + 1)}{K[(\lambda s + 1)^2 - e^{-\theta s}(\beta s + 1)]} \quad (3.58)$$

Bằng việc sử dụng phép xấp xỉ Padé 3/2 đối với hàm mũ $e^{-\theta s}$ như sau:

$$e^{-\theta s} = \frac{1 - \frac{3\theta}{5}s + \frac{3\theta^2}{20}s^2 - \frac{\theta^3}{60}s^3}{1 + \frac{2\theta}{5}s + \frac{\theta^2}{20}s^2} \quad (3.59)$$

Thay phương trình (3.59) vào (3.58) và biến đổi tương đương đưa về bộ điều khiển PID, ta có kết quả các thông số bộ điều khiển như sau:

$$K_c = \frac{\left(\frac{2\theta}{5}\right)}{K(2\lambda + \theta - \beta)}, \tau_I = \frac{2\theta}{5}, \tau_D = \frac{\theta}{8} \quad (3.60)$$

$$a = \frac{\left(\frac{3\theta\beta}{5} - \frac{\theta^2}{10} + \frac{4\lambda\theta}{5} + \lambda^2\right)}{(2\lambda + \theta - \beta)} - \tau \quad (3.61)$$

$$b = \frac{\left(-\frac{3\theta^2\beta}{20} + \frac{\theta^3}{60} + \frac{\lambda\theta^2}{10} + \frac{2\lambda^2\theta}{5}\right)}{(2\lambda + \theta - \beta)} - a\tau, c = \beta, d = 0 \quad (3.62)$$

Bộ lọc đầu vào được thiết kế theo công thức (3.57) như sau:

$$\beta = \tau \left[1 - \left(1 - \frac{\lambda}{\tau} \right)^2 e^{-\frac{\theta}{\tau}} \right] \quad (3.63)$$

➤ **Hệ thống SOPDT**

Hệ bậc 2 có trễ là một trong những hệ thường gặp của các quá trình công nghiệp.

Hàm truyền đạt có dạng tổng quát như sau:

$$G_p(s) = G_d(s) = \frac{K e^{-\theta s}}{(\tau_1 s + 1)(\tau_2 s + 1)} \quad (3.64)$$

Với mô hình trên, bộ lọc IMC thông thường được thiết kế như sau [52]:

$$f(s) = \frac{\beta_2 s^2 + \beta_1 s + 1}{(\lambda s + 1)^4} \quad (3.65)$$

Như thế bộ điều khiển IMC được xác định

$$q(s) = \frac{(\tau_1 s + 1)(\tau_2 s + 1)(\beta_2 s^2 + \beta_1 s + 1)}{K(\lambda s + 1)^4} \quad (3.66)$$

$$G_c(s) = \frac{(\tau_1 s + 1)(\tau_2 s + 1)(\beta_2 s^2 + \beta_1 s + 1)}{K[(\lambda s + 1)^4 - e^{-\theta s}(\beta_2 s^2 + \beta_1 s + 1)]} \quad (3.67)$$

Kết quả của bộ điều khiển PID được xác định một cách tương tự theo qui trình nêu trên, cụ thể như sau:

$$K_c = \frac{\beta_1}{K(3\lambda + \theta - \beta_1)}, \tau_I = \beta_1, \tau_D = \frac{\beta_2}{\beta_1} \quad (3.68)$$

$$a = \frac{\left(-\beta_2 + \frac{3\theta\beta_1}{5} - \frac{\theta^2}{10} + \frac{6\lambda\theta}{5} + 3\lambda^2\right)}{(3\lambda + \theta - \beta_1)} - (\tau_1 + \tau_2), \quad (3.69)$$

$$b = \frac{\left(\frac{3\theta\beta_2}{5} - \frac{3\theta^2\beta_1}{20} + \frac{\theta^3}{60} + \frac{3\lambda\theta^2}{20} + \frac{6\lambda^2\theta}{5} + \lambda^3\right)}{(3\lambda + \theta - \beta_1)} - \tau_1\tau_2 - a(\tau_1 + \tau_2) \quad (3.70)$$

$$c = \frac{2\theta}{5}, d = \frac{\theta^2}{20} \quad (3.71)$$

$$\beta_1 = \frac{\tau_1^2 \left[\left(1 - \frac{\lambda}{\tau_1}\right)^3 e^{\frac{-\theta}{\tau_1}} - 1 \right] - \tau_2^2 \left[\left(1 - \frac{\lambda}{\tau_2}\right)^3 e^{\frac{-\theta}{\tau_2}} - 1 \right]}{(\tau_1 - \tau_2)} \quad (3.72)$$

$$\beta_2 = \tau_2^2 \left[\left(1 - \frac{\lambda}{\tau_2}\right)^3 e^{\frac{-\theta}{\tau_2}} - 1 \right] + \beta_1 \tau_2 \quad (3.73)$$

Đối với các hệ thống và quá trình khác, cách xác định qui luật điều chỉnh của bộ điều khiển PID kết hợp bộ lọc theo phương pháp đề xuất được thực hiện một cách tương tự như trình bày ở trên.

3.4. Đo lường, đánh giá chất lượng của các hệ thống phân ly đơn giản hóa

3.4.1. Tiêu chuẩn IAE (Integral Absolute Error)

Để đánh giá và so sánh các hệ thống điều khiển khác nhau, ta thường dùng tiêu chuẩn IAE như sau:

$$IAE = \int_0^{\infty} |e(t)| dt \quad (3.74)$$

Trong đó, $e(t)$ là sai số giữa ngõ ra và giá trị mong muốn của hệ tại thời điểm t .

Do đó, giá trị IAE được xác định càng nhỏ càng tốt.

3.4.2. Tiêu chuẩn TV (Total Variation)

TV là một tiêu chuẩn đánh giá mức độ thay đổi về mặt tần số (smooth) của một tín hiệu và thường dùng để đánh giá chất lượng của các tín hiệu điều khiển. Giá trị của TV được tính theo công thức sau:

$$TV = \sum_{i=1}^{\infty} |u_{i+1} - u_i| \quad (3.75)$$

Trong đó, u_i và u_{i+1} là giá trị của tín hiệu điều khiển ở hai thời điểm liên tiếp. Giá trị TV được xác định nhỏ đến mức có thể.

3.4.3. Tiêu chuẩn độ vọt lố (Overshoot)

Đối với tiêu chuẩn độ vọt lố quen thuộc của lý thuyết điều khiển, Trong nghiên cứu này, tác giả sẽ xem xét ở cả hai trường hợp là vọt lố của đáp ứng khi giá trị đặt thay đổi và nhiễu thay đổi.

CHƯƠNG 4

NGHIÊN CỨU MÔ PHỎNG VÀ PHÂN TÍCH CHẤT LƯỢNG CỦA HỆ THỐNG ĐIỀU KHIỂN PHÂN LY ĐƠN GIẢN HÓA

4.1. Các mô hình của hệ thống đa biến tiêu chuẩn dùng để mô phỏng

Hiện nay trên thế giới các mô hình tiêu chuẩn của các hệ thống đa biến thường được sử dụng để mô phỏng gồm những quá trình như sau:

❖ Cột chưng cất Wood & Berry (WB) [37]:

Cột WB dùng để tách Mê-tan và Nước có hàm truyền đạt như sau:

$$G(s) = \begin{bmatrix} \frac{12.8e^{-s}}{16.7s + 1} & \frac{-18.9e^{-3s}}{21s + 1} \\ \frac{6.6e^{-7s}}{10.9s + 1} & \frac{-19.4e^{-3s}}{14.4s + 1} \end{bmatrix} \quad (4.1)$$

❖ Cột chưng cất Vinante & Luyben (VL) [28]:

Cột VL dùng để tách Ethanol và Nước có hàm truyền đạt như sau:

$$G(s) = \begin{bmatrix} \frac{-2.2e^{-s}}{7s + 1} & \frac{1.3e^{-0.3s}}{7s + 1} \\ \frac{-2.8e^{-1.8s}}{9.5s + 1} & \frac{4.3e^{-0.35s}}{9.2s + 1} \end{bmatrix} \quad (4.2)$$

❖ Cột chưng cất Ogunnaike & Ray (OR) [18]

Cột chưng cất OR dùng để tách hỗn hợp giữa Etan và Nước được nghiên cứu bởi nhóm nghiên cứu của Ogunnaike và cộng sự., theo đó ma trận hàm truyền đạt có dạng như sau:

$$G(s) = \begin{bmatrix} \frac{0.66e^{-2.6s}}{6.7s + 1} & \frac{-0.61e^{-3.5s}}{8.64s + 1} & \frac{-0.0049e^{-s}}{9.06s + 1} \\ \frac{1.11e^{-6.5s}}{3.25s + 1} & \frac{-2.36e^{-3s}}{5s + 1} & \frac{-0.01e^{-1.2s}}{7.09s + 1} \\ \frac{-34.68e^{-9.2s}}{8.15s + 1} & \frac{46.2e^{-9.4s}}{10.9s + 1} & \frac{0.87(11.61s + 1)e^{-s}}{(3.89s + 1)(18.8s + 1)} \end{bmatrix} \quad (4.3)$$

Trong phần này, phương pháp đề xuất được áp dụng cho các quá trình đa biến được giới thiệu như trên. Ngoài ra, các phương pháp thiết kế hệ thống điều khiển đa biến nổi tiếng sau đây được sử dụng để so sánh với phương pháp đề xuất:

- ❖ Phương pháp thiết kế hiệu chỉnh BLT được đề xuất bởi Luyben.
- ❖ Phương pháp thiết kế chuyển tiếp dựa trên tín hiệu hồi tiếp tự động điều chỉnh (SAT) được đề xuất bởi Loh.

Những nghiên cứu so sánh này được thực hiện để chứng minh sự hiệu quả của phương pháp đề xuất.

4.2. Mô phỏng, so sánh phương pháp đề xuất với các phương pháp khác

4.2.1. Điều khiển cột chưng cất Wood & Berry (WB)

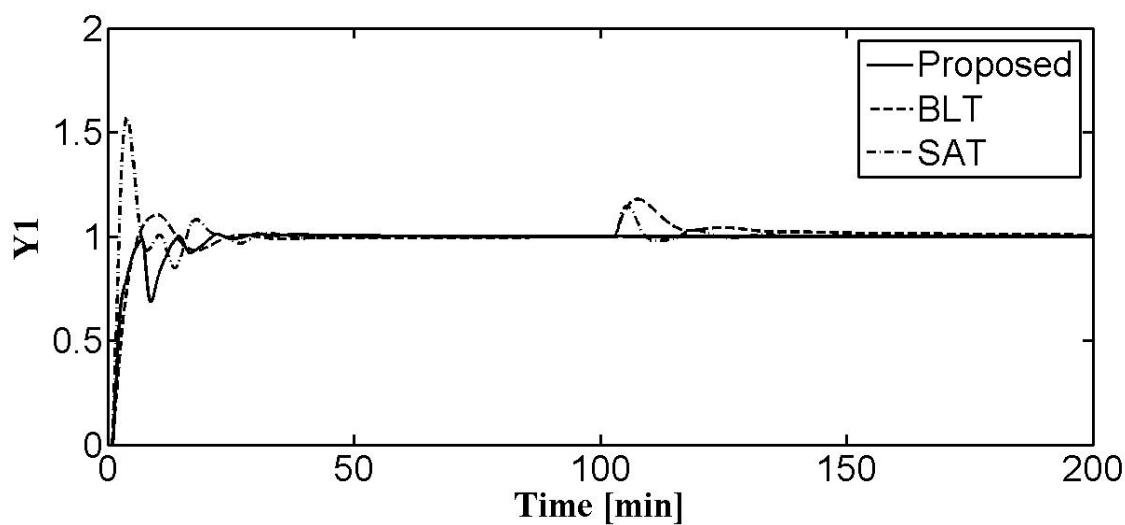
Theo ma trận hàm truyền đạt của cột chưng cất WB thể hiện ở công thức (4.1). Bộ phân ly đơn giản hóa được xác định theo công thức (3.19) và (3.20) như sau:

$$D(s) = \begin{bmatrix} 1 & \frac{1.477(16.70s + 1)e^{-2s}}{21s + 1} \\ \frac{0.34(14.4s + 1)e^{-4s}}{10.9s + 1} & 1 \end{bmatrix} \quad (4.6)$$

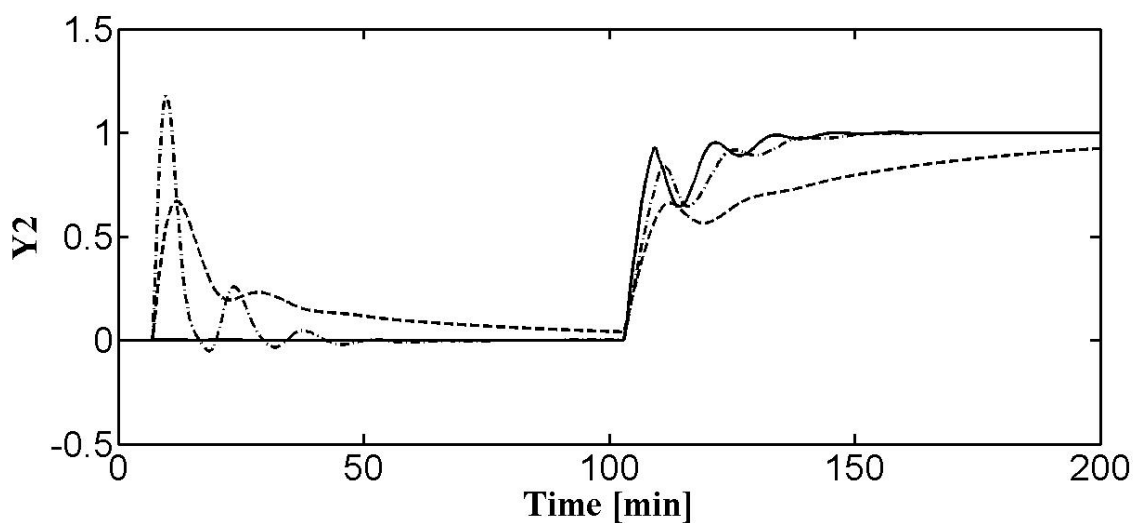
Bộ điều khiển PID được xác định theo công thức từ (3.60) đến (3.63) và các thông số của bộ điều khiển và các chỉ số đánh giá chất lượng cho từng phương pháp so sánh được liệt kê trong bảng 4.1.

Đáp ứng vòng kín theo thời gian của mỗi phương pháp thiết kế với giá trị đặt theo hàm nấc đơn vị được thực hiện tuần tự tại thời gian $t = 0$ và $t = 200$ (phút). Ta thấy rằng hệ thống điều khiển phân ly thiết kế theo phương pháp đề xuất có đáp ứng nhanh, cân

bằng hơn khi so với các phương pháp khác. Hiệu quả của phương pháp đề xuất cũng được xác nhận bởi giá trị IAE nhỏ nhất thể hiện trong bảng 4.1.



Hình 4.1 Đáp ứng vòng kín đối với sự thay đổi giá trị đặt theo hàm bậc thang cho cột WB (vòng 1)



Hình 4.2 Đáp ứng vòng kín đối với sự thay đổi giá trị đặt theo hàm bậc thang cho cột WB (vòng 2)

Bảng 4.1 Thông số của bộ điều khiển và kết quả thực thi của hệ thống WB

Phương pháp	Vòng	K_c	τ_I	τ_D	λ	IAE
Phương pháp đề xuất	1	0.035	0.653	0.204	5.26	11.128
	2	-0.0117	0.845	0.264	8.00	
BLT	1	0.375	8.29	-	-	56.473
	2	-0.075	23.6	-	-	
SAT	1	0.87	3.25	-	1.11	24.297
	2	-0.09	10.4	-	7.11	

Lưu ý: Bộ lọc của bộ điều khiển đề xuất vòng 1 là:

Bộ lọc đầu vào	$F_{c1}(s) = \frac{ds^2 + cs + 1}{as^2 + bs + 1} = \frac{9.194s + 1}{0.103s^2 + 0.369s + 1}$
	$f_{r1}(s) = \frac{8.275s + 1}{9.19s + 1}$
<i>Bộ lọc của bộ điều khiển đề xuất vòng 2 là:</i>	
Bộ lọc đầu vào	$F_{c2}(s) = \frac{ds^2 + cs + 1}{as^2 + bs + 1} = \frac{10.603s + 1}{0.185s^2 + 0.572s + 1}$
	$f_{r2}(s) = \frac{8.48s + 1}{10.6s + 1}$

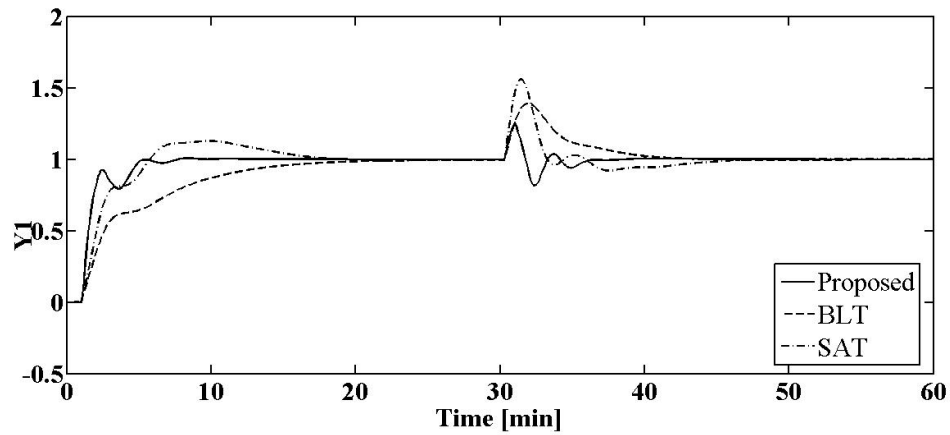
Phương pháp đề xuất dùng để thiết kế bộ điều khiển PID đa vòng kín dùng cho hệ thống điều khiển phân ly đơn giản hóa. Phương pháp này có thể áp dụng cho nhiều quá trình đa biến trong công nghiệp. Kết quả mô phỏng cho thấy bộ điều khiển đề xuất có khả năng nâng cao chất lượng của đáp ứng đầu ra với trị số IAE thấp hơn rất nhiều khi so sánh với các phương pháp khác.

4.2.2. Điều khiển cột chưng cất Vinante & Luyben (VL)

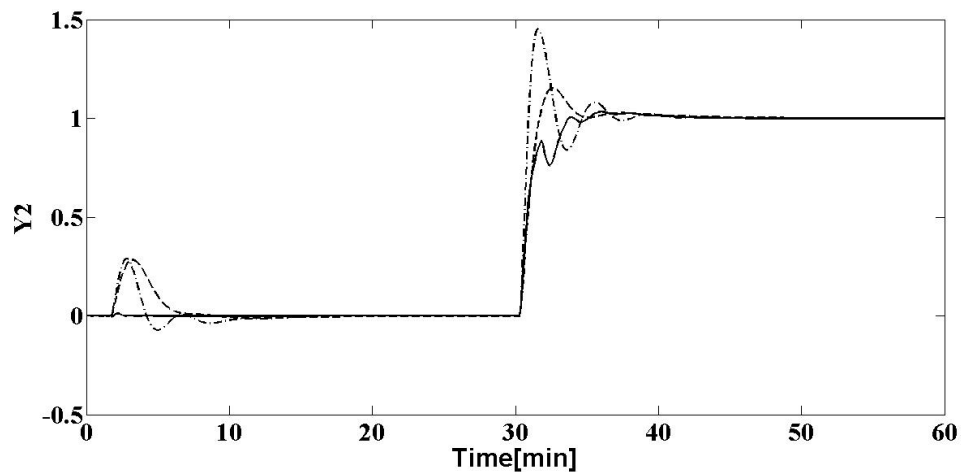
Theo ma trận hàm truyền đạt của cột chưng cất VL thể hiện ở công thức (4.2). Bộ phân ly đơn giản hóa được xác định theo công thức (3.19) và (3.20) như sau:

$$D(s) = \begin{bmatrix} 1 & 0.591 \\ \frac{0.651(9.2s + 1)e^{-1.45s}}{9.5s + 1} & 1 \end{bmatrix} \quad (4.7)$$

Bảng 4.2 liệt kê kết quả tính toán, thiết kế và đo lường cho từng phương pháp so sánh. Như ta thấy ở hình 4.3 và hình 4.4, đáp ứng vòng kín của hệ thống phân ly đơn giản hóa nhanh hơn, cân bằng hơn khi so với các phương pháp BLT và SAT. Giá trị IAE nhỏ nhất của phương pháp đề xuất được thể hiện trong bảng 4.2.



Hình 4.3 Đáp ứng vòng kín đối với sự thay đổi giá trị đặt theo hàm bậc thang cho cột VL (vòng 1)



Hình 4.4 Đáp ứng vòng kín đối với sự thay đổi giá trị đặt theo hàm bậc thang cho cột VL (vòng 2)

Bảng 4.2 Thông số của bộ điều khiển và kết quả thực thi của hệ thống VL

Phương pháp	Vòng	K_c	τ_I	τ_D	λ	IAE
Phương pháp đề xuất	1	-0.29	0.272	0.085	1.6	2.69
	2	0.131	0.14	0.044	1.3	
BLT	1	-1.07	7.10	-	-	8.61
	2	1.97	2.58	-	-	
SAT	1	-1.35	2.26	-	-	7.15
	2	3.97	2.42	-	-	

Lưu ý: Bộ lọc của bộ điều khiển đề xuất vòng 1 là:

Bộ lọc đầu vào	$F_{c1}(s) = \frac{ds^2 + cs + 1}{as^2 + bs + 1} = \frac{3.19s + 1}{0.016s^2 + 0.118s + 1}$
	$f_{r1}(s) = \frac{1.91s + 1}{3.19s + 1}$
Bộ lọc của bộ điều khiển đề xuất vòng 2 là:	
Bộ lọc đầu vào	$F_{c2}(s) = \frac{ds^2 + cs + 1}{as^2 + bs + 1} = \frac{3.145s + 1}{0.005s^2 + 0.09s + 1}$
	$f_{r2}(s) = \frac{1.89s + 1}{3.145s + 1}$

4.2.3. Điều khiển cột chưng cất Ogunnaike & Ray (OR)

Theo ma trận hàm truyền đạt của cột chưng cất OR thể hiện ở công thức (4.3). Bộ phân ly đơn giản hóa được xác định theo công thức (3.24) và (3.25) như sau:

$$D(s) = \begin{bmatrix} 1 & \frac{0.7278(20.463s + 1)e^{-1.437s}}{(17.938s + 1)} & 0.0048e^{-0.203s} \\ 0.352e^{-0.159s} & 1 & -0.0028 \\ \frac{23.238(18.29s + 1)e^{-7.2209s}}{(17.271s + 1)} & \frac{-26.457(4.128s + 1)e^{-6.4305s}}{(14.521s + 1)} & 1 \end{bmatrix} \quad (4.8)$$

Trong nghiên cứu mô phỏng, phương pháp đề xuất được so sánh với phương pháp BLT và SAT. Thông số điều khiển và kết quả xác định chất lượng của cả ba hệ thống điều khiển được liệt kê ở bảng 4.3 như sau:

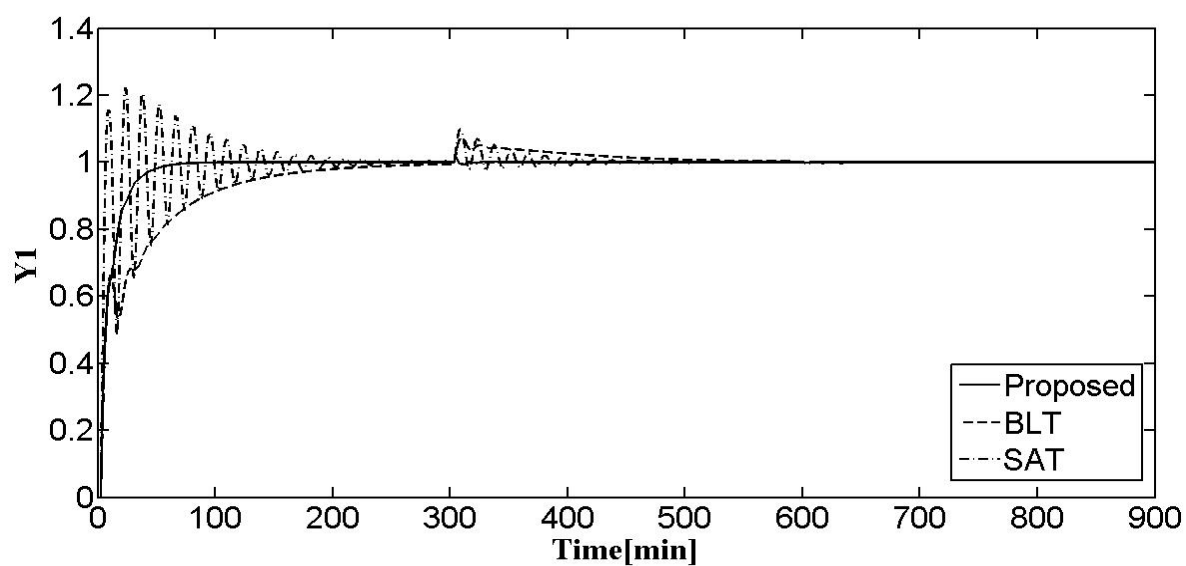
Bảng 4.3 Thông số của bộ điều khiển và kết quả thực thi của hệ thống OR

Phương pháp	vòng	K_C	τ_I	τ_D	λ	IAE
Phương pháp đề xuất	1	0.34	1.04	0.325	4.00	86.24
	2	-0.089	1.20	0.375	3.75	
	3	0.287	0.40	0.125	1.82	
BLT	1	1.51	16.4	-	-	530.64
	2	-0.29	18.0	-	-	
	3	2.63	6.61	-	-	
SAT	1	2.71	7.44	-	-	889.73
	2	-0.37	10.52	-	-	
	3	4.56	3.09	-	-	

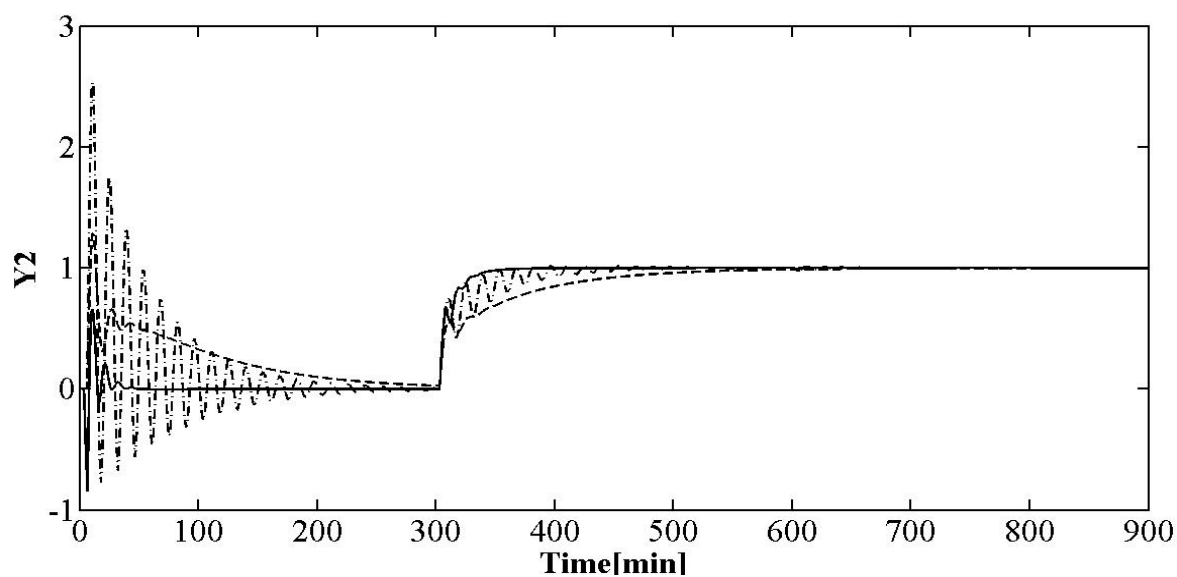
Lưu ý: Bộ lọc của bộ điều khiển đề xuất vòng 1 là:

Bộ lọc đầu vào	$F_{c1}(s) = \frac{ds^2 + cs + 1}{as^2 + bs + 1} = \frac{5.96s + 1}{0.23s^2 + 0.403s + 1}$
	$f_{r1}(s) = \frac{3.57s + 1}{5.96s + 1}$
Bộ lọc của bộ điều khiển đề xuất vòng 2 là:	
Bộ lọc đầu vào	$F_{c2}(s) = \frac{ds^2 + cs + 1}{as^2 + bs + 1} = \frac{4.83s + 1}{0.3s^2 + 0.44s + 1}$
	$f_{r2}(s) = \frac{2.9s + 1}{4.83s + 1}$
Bộ lọc của bộ điều khiển đề xuất vòng 3 là:	
Bộ lọc đầu vào	$F_{c3}(s) = \frac{ds^2 + cs + 1}{as^2 + bs + 1} = \frac{3.04s + 1}{0.035s^2 + 0.162s + 1}$
	$f_{r3}(s) = \frac{1.823s + 1}{3.04s + 1}$

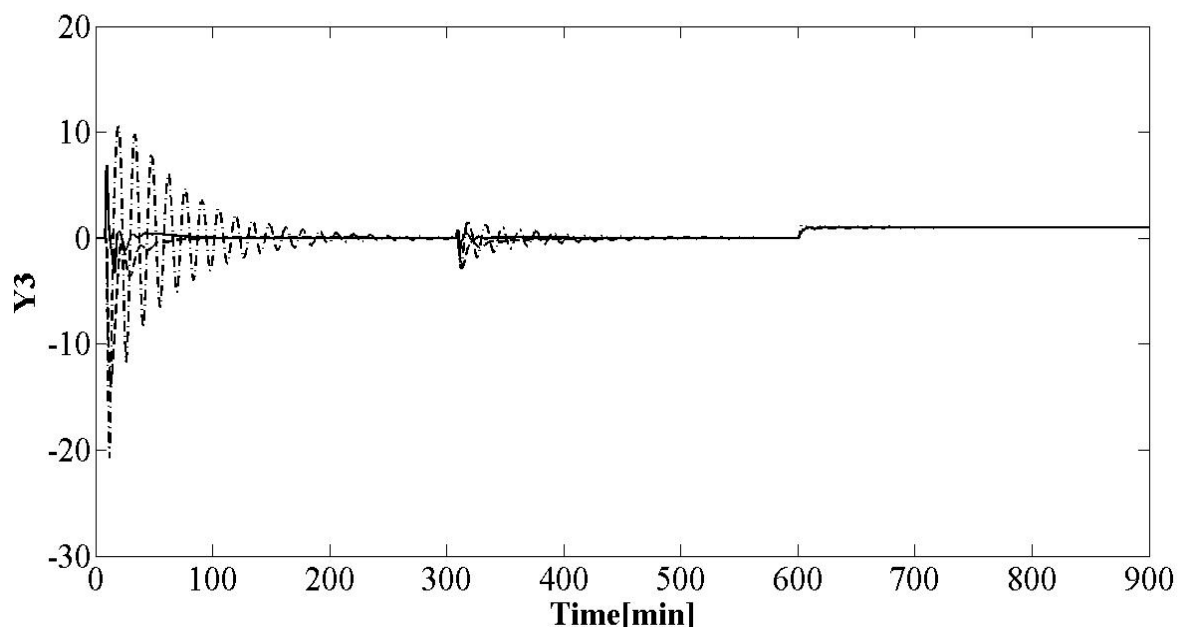
Trên cơ sở thay đổi biên độ của giá trị đặt đầu vào của các vòng kín 1, 2 và 3 là 1,1 và 1, ta xác định được đặc tính của đáp ứng đầu ra của cả ba hệ thống được thể hiện ở hình 4.5, hình 4.6 và hình 4.7



Hình 4.5 Đáp ứng vòng kín của cột chưng cất OR (vòng 1)



Hình 4.6 Đáp ứng vòng kín của cột chưng cất OR (vòng 2)



Hình 4.7 Đáp ứng vòng kín của cột chưng cất OR (vòng 3)

Từ kết quả mô phỏng ở bảng 4.3, hình 4.5, 4.6 và 4.7 ta thấy rằng đáp ứng đầu ra của hệ thống đề xuất có chất lượng cải thiện đáng kể khi so sánh với ba hệ thống còn lại, do đáp ứng đầu ra hầu như đã loại bỏ tác dụng của nhiễu rất đáng kể. Chính vì thế giá trị IAE của phương pháp đề xuất là rất nhỏ (86.24) khi so sánh với giá trị IAE của 2 phương pháp còn lại là (530.46 và 889.73).

CHƯƠNG 5 MÔ HÌNH ỨNG DỤNG

5.1. Mô hình hóa hệ thống

Để có thể thiết kế các thuật toán điều khiển cho các hệ thống điều khiển quá trình trong thực tế, đảm bảo sự ổn định và hoạt động tin cậy với các đáp ứng ngõ ra như mong muốn, việc mô hình hóa hay mô tả hệ bằng các phương trình toán (hàm truyền) là hết sức cần thiết. Thông thường có hai phương pháp trong việc mô tả toán học hệ thống:

- *Phương pháp lý thuyết*: xây dựng mô hình dựa vào các quy luật vật lý, hóa học, sinh học để rút ra mô hình toán dưới dạng phương trình vi phân.
- *Phương pháp thực nghiệm*: dựa vào dữ liệu thực nghiệm vào-ra của hệ thống, ta có thể đề xuất các phương pháp hoặc sử dụng các công cụ có sẵn để nhận dạng hệ thống.

Trong luận văn này, tác giả sử dụng phương pháp thực nghiệm và công cụ nhận dạng của Matlab (Ident Toolbox) để đạt được mô hình toán của các hệ thống ứng dụng. Trong phương pháp này, việc lựa chọn loại tín hiệu thử cũng như cấu trúc (đặc tính) của mô hình là hết sức quan trọng. Các loại tín hiệu thử thường được dùng cho nhận dạng như sau:

- Chuỗi nhị phân giả ngẫu nhiên (Pseudo random binary sequence – PRBS)
- Nhiễu nhị phân tổng quát hóa (Generalized binary noise – GBN)
- Tổng các sóng sin (sum of sinusoids)

Dữ liệu vào-ra của hệ thống sau khi tiền xử lý như lọc nhiễu, loại bỏ offset (mức DC) được lưu trữ sử dụng cho bước nhận dạng cũng như đánh giá mô hình. Việc chọn cấu trúc mô hình phù hợp cũng là bài toán khó khăn. Tuy nhiên, do giới hạn của đề tài chỉ khảo sát các hệ thống điều khiển quá trình với các đặc trưng của hệ quán tính có trễ nên việc chọn cấu trúc mô hình cũng dễ dàng hơn. Bước cuối cùng của quá trình nhận dạng là đánh giá mô hình. Phương pháp thường dùng để đánh giá là sử dụng tín hiệu thử mới chưa dùng ở bước ước lượng thông số mô hình để đưa vào hệ thống thật cũng như mô hình nhận dạng được và tín hiệu ra ở cả hai hệ được so sánh với tiêu chí sao cho sai lệch

ở ngõ ra càng nhỏ càng tốt. Quá trình được lập đi lập lại cho đến khi đạt được mô hình có độ xấp xỉ với hệ thống thật nhất.

5.2. Ứng dụng điều khiển hệ bồn nước (hệ 2x2)

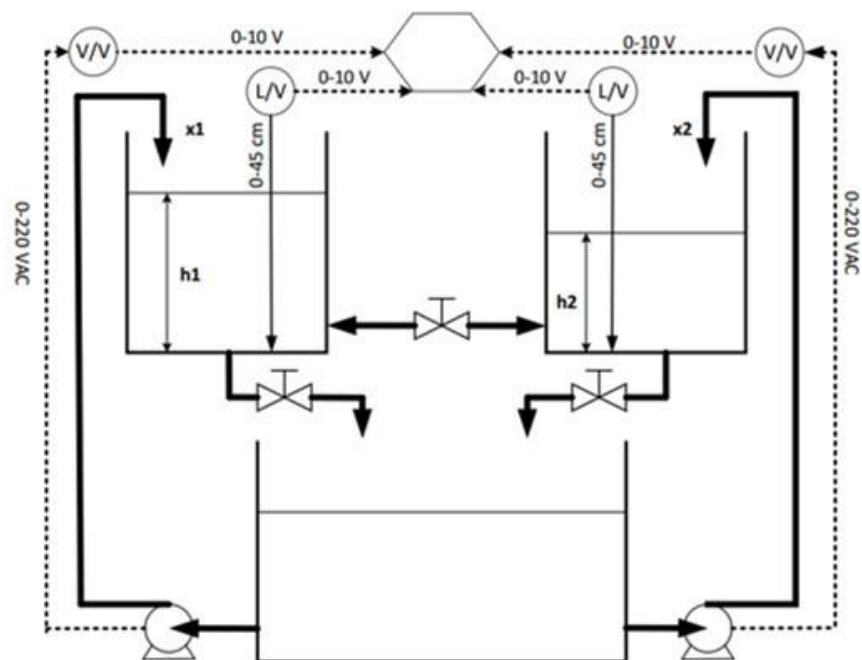
5.2.1. Giới thiệu chung

Hệ gồm hai bồn nước thông nhau, mỗi bồn có một dòng vào với lưu lượng được điều khiển thông qua máy bơm. Hai biến tần Yaskawa được sử dụng để điều khiển tốc độ của máy bơm. Do đó, lưu lượng nước chảy vào các bồn được điều khiển thông qua điện áp điều khiển cấp cho biến tần, điện áp 0-10 (VDC). Mỗi bồn sử dụng một cảm biến điện dung để đo mức, tín hiệu trả về là dòng chuẩn công nghiệp 4-20 (mA) thông qua điện trở 500 Ω để thành điện áp tương tự 2-10 (VDC) tương ứng với mức nước 0-45 (cm). Tất cả các tín hiệu tương tự vào-ra được thu thập bởi card chuyên dùng của hãng National Instrument (NI), PCI 6052e. Mô hình được điều khiển hoàn toàn bằng Matlab ở chế độ Real-Time Window Target.

Mục tiêu của hệ thống là thiết kế bộ điều khiển phân ly đơn giản hóa cho hệ 2 ngõ vào-2 ngõ ra. Trong đó 2 ngõ vào là 2 điện áp điều khiển cấp cho biến tần, 2 ngõ ra là chiều cao mức chất lỏng ở cả hai bồn. Bộ điều khiển phải đảm bảo đáp ứng có sai số xác lập bằng 0, thời gian đáp ứng đủ nhanh với độ vọt lố càng thấp càng tốt. Hơn nữa, với kỹ thuật phân ly đơn giản hóa, sự ảnh hưởng qua lại giữa các biến quá trình phải phải được giảm thiểu. Trong ứng dụng này, khi mức chất lỏng của một bồn thay đổi thì không ảnh hưởng đến mức chất lỏng của bồn còn lại, hoặc nếu có thì ảnh hưởng này phải không đáng kể.



Hình 5.1 Mô hình ứng dụng bồn nước đôi
 Lưu đồ nguyên lý hoạt động bồn nước được thể hiện ở hình 5.2.



Hình 5.2 Lưu đồ nguyên lý hoạt động bồn nước

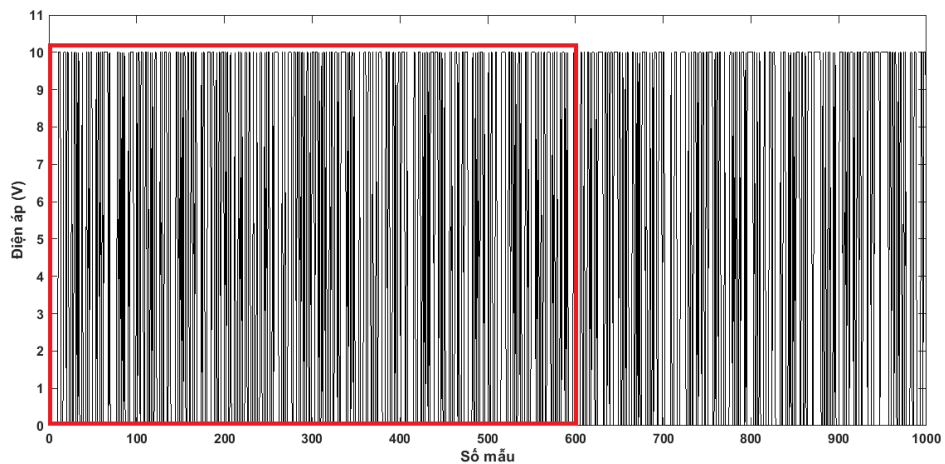
5.2.2. Mô hình hóa hệ bồn nước đôi

Sử dụng tín hiệu thử PRBS để tạo cặp mẫu dữ liệu vào-ra phục vụ quá trình nhận dạng và đánh giá mô hình. Do hệ có 2 ngõ vào là 2 điện áp (0-10VDC) nên ta sử dụng hàm *idinput* của Matlab để tạo 2 dạng tín hiệu ngõ vào PRBS với 1000 mẫu dữ liệu.

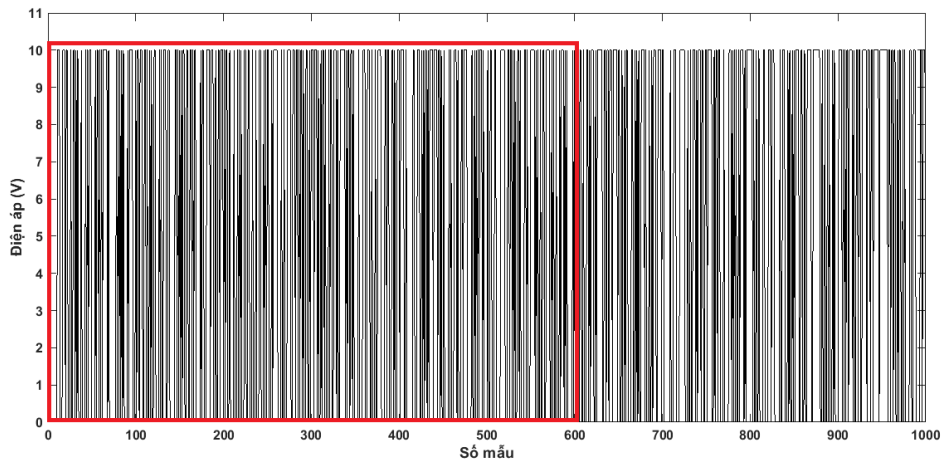
Chương trình Matlab tạo 2 tín hiệu ngõ vào

```
u1 = idinput(1000, 'PRBS', [0 1], [0 10]);  
for k = 1: 1000  
    input1(k, 1) = k;  
    input1(k, 2) = u1(k);  
end  
u2 = idinput(1000, 'PRBS', [0 1], [0 10]);  
for k = 1: 1000  
    input2(k, 1) = k;  
    input2(k, 2) = u2(k);  
end
```

Đồ thị của tín hiệu ngõ vào được biểu diễn ở hình (5.3), trong đó 600 mẫu đầu tiên được dùng cho việc nhận dạng, 400 mẫu sau lưu lại dùng cho việc đánh giá mô hình.

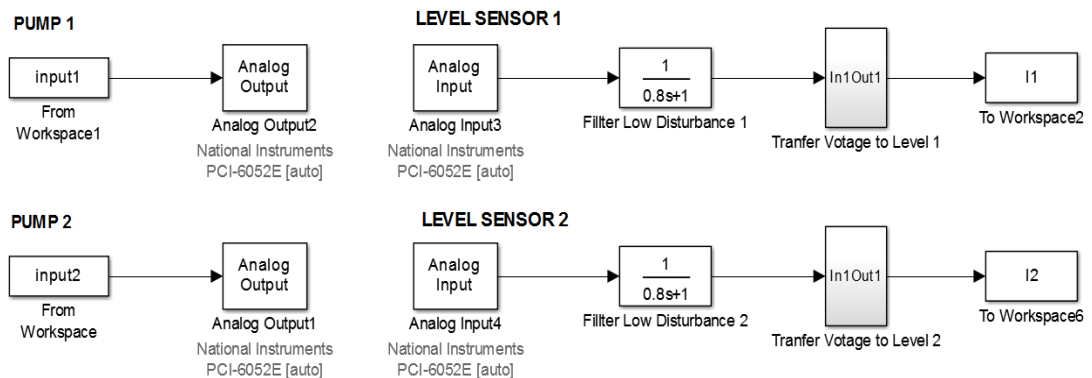


Hình 5.3 Tín hiệu ngõ vào cung cấp cho máy bơm 1



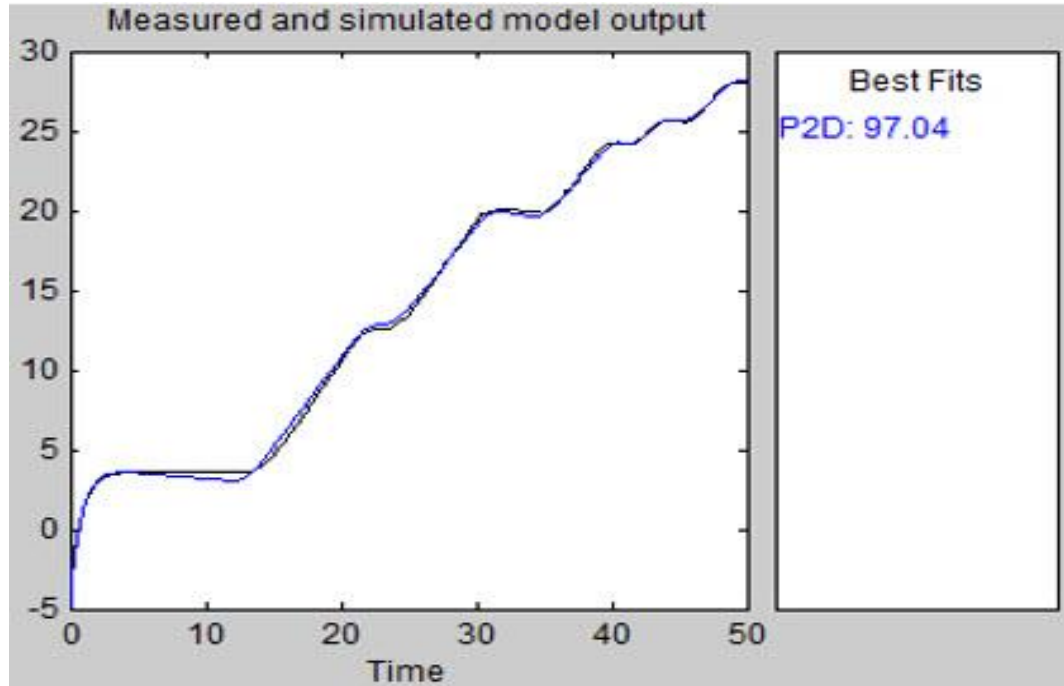
Hình 5.4 Tín hiệu ngõ vào cung cấp cho máy bơm 2

Mức nước ở hai bồn được thu thập và xử lý trước khi đưa vào toolbox nhận dạng của Matlab. Chương trình Simulink sử dụng cho việc thu thập dữ liệu được thể hiện ở hình 5.5.



Hình 5.5 Chương trình Simulink dùng cho việc thu thập dữ liệu

Theo hình 5.5 ta thấy tín hiệu từ cảm biến sẽ qua bộ lọc thông thấp với thời hằng $\tau = 0.8$ (s). Ngõ ra của bộ lọc sẽ qua khâu chuyển đổi từ điện áp sang mức nước và được lưu trữ vào workspace (vùng nhớ của Matlab) để sử dụng. Do hệ bồn nước là hệ 2x2 nên ma trận hàm truyền của hệ có 4 phần tử. Ta sử dụng các mẫu dữ liệu vào ra để nhận dạng lần lượt từng phần tử của ma trận hàm truyền của hệ thống. Dùng toolbox nhận dạng và sau một số bước lựa chọn mô hình phù hợp ta có kết quả sau ở hình 5.5 cho phần tử đầu tiên $P_{11}(s)$.



Hình 5.6 Kết quả nhận dạng mô hình và đánh giá

Hàm truyền tương ứng là:

$$P_{11}(s) = \frac{11.20e^{-0.65s}}{(160.99s + 1)(0.42s + 1)} \quad (5.1)$$

Tương tự cho các thành phần còn lại của ma trận hàm truyền, cuối cùng ta đạt được ma trận hàm truyền của hệ bồn nước như sau:

$$G(s) = \begin{bmatrix} P_{11} & P_{12} \\ P_{21} & P_{22} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \frac{11.20e^{-0.65s}}{(160.99s + 1)(0.42s + 1)} & \frac{0.92e^{-1.82s}}{(183.33s + 1)(6.73s + 1)} \\ \frac{0.39e^{-1.85s}}{(140.4s + 1)(5.12s + 1)} & \frac{10.84e^{-0.68s}}{(40.05s + 1)(0.32s + 1)} \end{bmatrix} \quad (5.2)$$

Để đơn giản trong việc tính toán bộ phân ly cũng như thiết kế bộ điều khiển tương ứng. Tác giả sử dụng kỹ thuật xấp xỉ Padé 1/1 cho hàm truyền $G(s)$ [32], kết quả xấp xỉ:

$$G(s) \simeq \begin{bmatrix} \frac{11.20e^{-0.83s}}{161.2s + 1} & \frac{0.92e^{-5.185s}}{186.7s + 1} \\ \frac{0.39e^{-4.41s}}{142.96s + 1} & \frac{10.84e^{-0.84s}}{40.21s + 1} \end{bmatrix} \quad (5.3)$$

5.2.3. Tính toán bộ phân ly và các thông số bộ điều khiển

Sử dụng kỹ thuật phân ly đơn giản hóa cho hệ 2x2 với phương trình từ 2.52 ta có các kết quả sau:

Các phần tử của ma trận phân ly:

$$D_{21} = -\frac{P_{21}}{P_{22}} = -\frac{0.036(40.21s + 1)}{(142.96s + 1)}e^{-3.57s} \quad (5.4)$$

$$D_{12} = -\frac{P_{12}}{P_{11}} = -\frac{0.082(161.2s + 1)}{(186.7s + 1)}e^{-4.355s} \quad (5.5)$$

Các phần tử của quá trình sau khi được phân ly có hàm truyền như sau:

$$\begin{aligned} Q_{11} &= P_{11} - \frac{P_{12}P_{21}}{P_{22}} = \frac{11.20e^{-0.83s}}{(161.2s + 1)} - \frac{\frac{0.92e^{-5.185s}}{(186.7s + 1)} \times \frac{0.39e^{-4.41s}}{(142.96s + 1)}}{\frac{10.84e^{-0.84s}}{(40.21s + 1)}} \\ \Rightarrow Q_{11} &= \frac{11.20e^{-0.83s}}{(161.2s + 1)} - \frac{0.033(40.21s + 1)e^{-8.755s}}{(186.7s + 1)(142.96s + 1)} \end{aligned} \quad (5.6)$$

$$\begin{aligned} Q_{22} &= P_{22} - \frac{P_{12}P_{21}}{P_{11}} = \frac{10.84e^{-0.84s}}{(40.21s + 1)} - \frac{\frac{0.92e^{-5.185s}}{(186.7s + 1)} \times \frac{0.39e^{-4.41s}}{(142.96s + 1)}}{\frac{11.20e^{-0.83s}}{(161.2s + 1)}} \\ \Rightarrow Q_{22} &= \frac{10.84e^{-0.84s}}{(40.21s + 1)} - \frac{0.032(161.2s + 1)e^{-8.765s}}{(186.7s + 1)(142.96s + 1)} \end{aligned} \quad (5.7)$$

Sử dụng phương pháp khai triển Mclaurin như đề cập ở mục 3.2 để xấp xỉ các thành phần đường chéo của ma trận sau khi phân ly (Q_{11} và Q_{22}). Ta có kết quả xấp xỉ đạt được như sau:

$$Q_{11}(s) = \frac{11.1669e^{-0.8525s}}{160.7739s + 1} \quad (5.8)$$

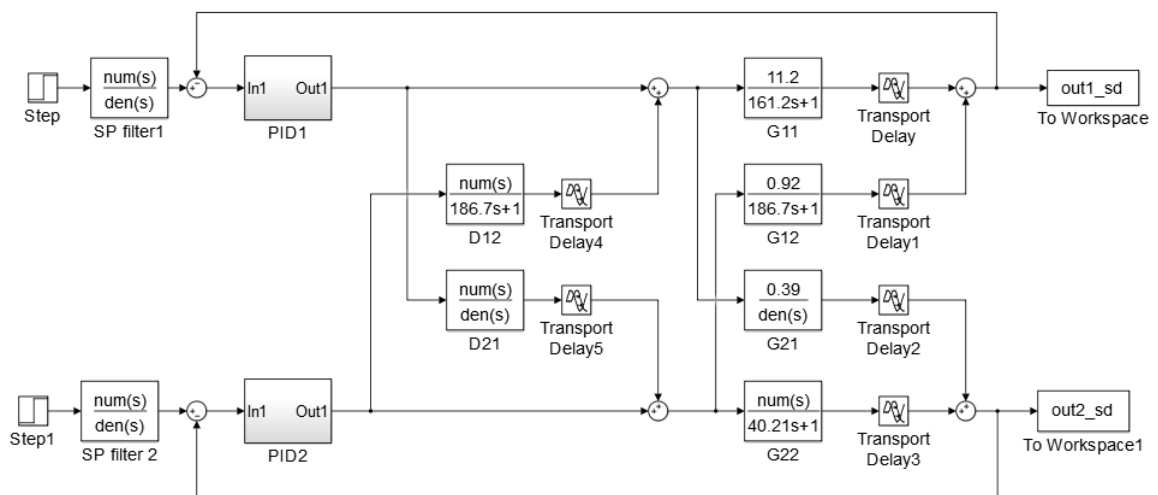
$$Q_{22}(s) = \frac{10.808e^{-2.1803s}}{38.4661s + 1} \quad (5.9)$$

Dựa theo phương pháp đề xuất tìm thông số PID cho các hệ bậc 1 có trễ theo các công thức (3.60) đến (3.63), ta tính được các thông số của hai bộ điều khiển PID cho hai thành phần đường chéo của ma trận sau khi được phân ly như sau:

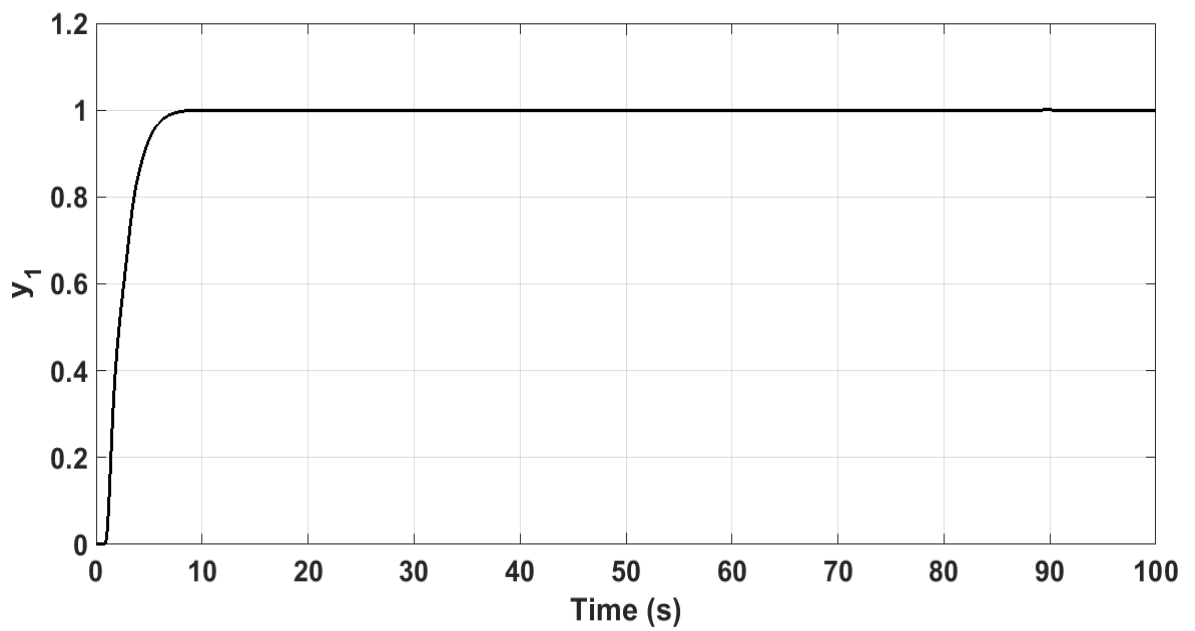
Bảng 5.1 Thông số bộ điều khiển và bộ lọc cho hệ bồn nước

Loop	K_c	τ_I	τ_D	Bộ lọc PID	Bộ lọc ngõ vào
1	1.6055	0.341	0.1066	$f = \frac{2.8335s + 1}{0.0375s^2 + 0.0215s + 1}$	$f_r = \frac{0.2833s + 1}{2.833s + 1}$
2	0.2127	0.8721	0.2725	$f = \frac{5.801s + 1}{0.0291s^2 + 0.1338s + 1}$	$f_r = \frac{0.5801s + 1}{5.801s + 1}$

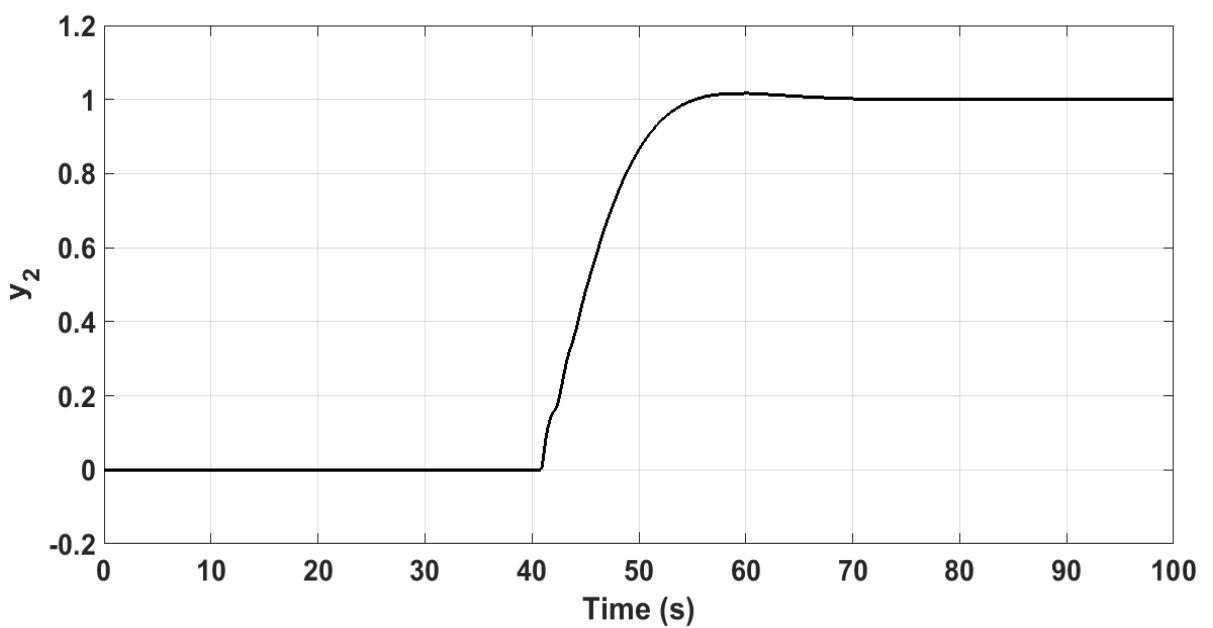
Sử dụng kết quả tính toán được ta mô phỏng trên Matlab:



Hình 5.7 Sơ đồ Simulink của bộ điều khiển



Hình 5.8 Đáp ứng mô phỏng của mức nước ở bồn 1

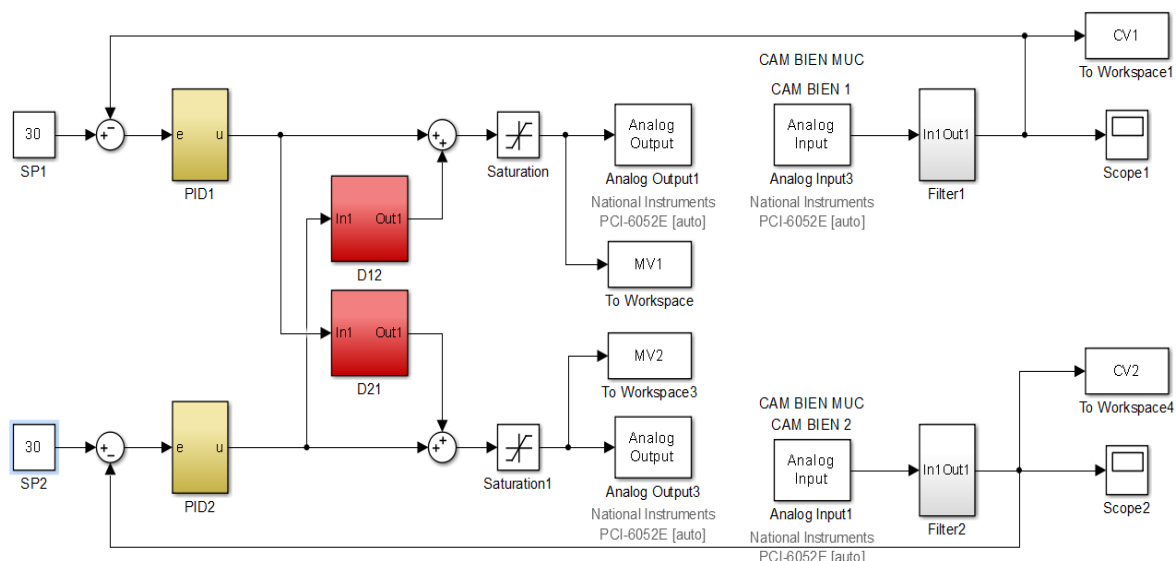


Hình 5.9 Đáp ứng mô phỏng của mức nước ở bồn 2

5.2.4. Thực thi bộ điều khiển trên mô hình thật

Sơ đồ bộ điều khiển bao gồm bộ phân ly đơn giản hóa và bộ điều khiển PID đề xuất được thể hiện trong hình 5.10. Lưu ý sơ đồ Simulink này được thiết kế để chạy

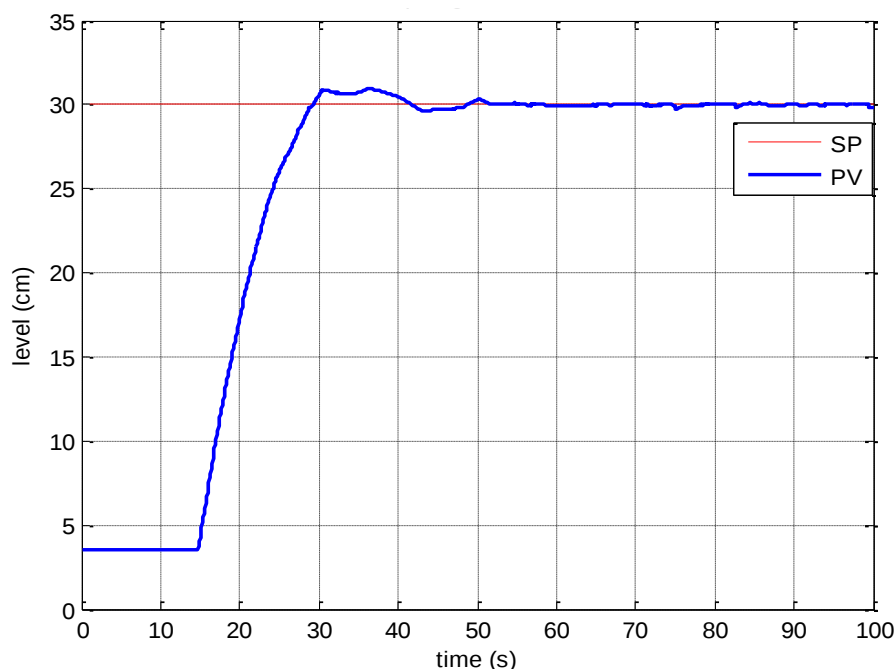
chế độ thời gian thực (Real-Time) của Matlab với sự hỗ trợ của Card thu thập dữ liệu PCI-6052E của hãng NI (National Instruments).



Hình 5.10 Sơ đồ Simulink của bộ điều khiển chạy chế độ Real-Time

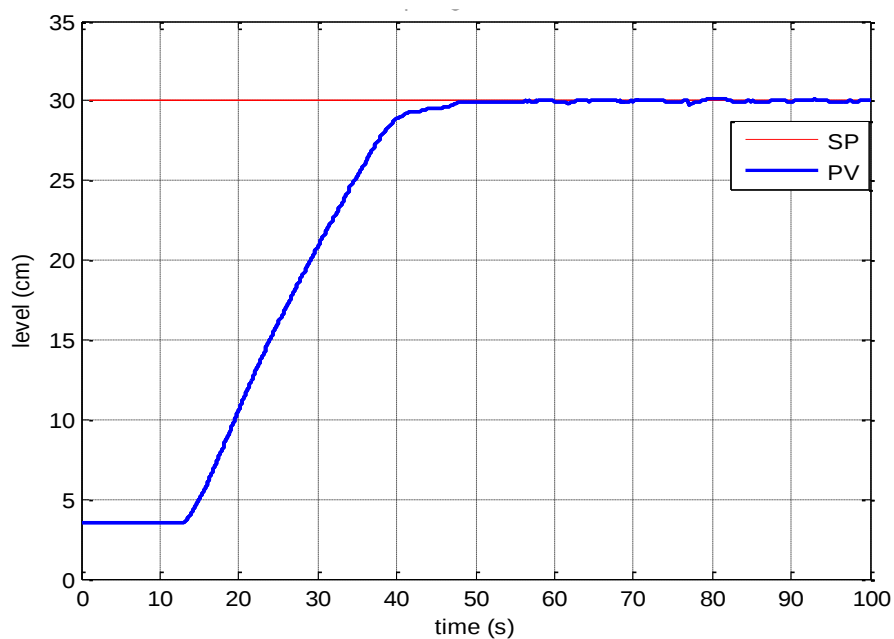
Đáp ứng đầu ra của hệ thống như sau:

- Đáp ứng mức nước ở bồn 1, giá trị đặt bằng 300 mm



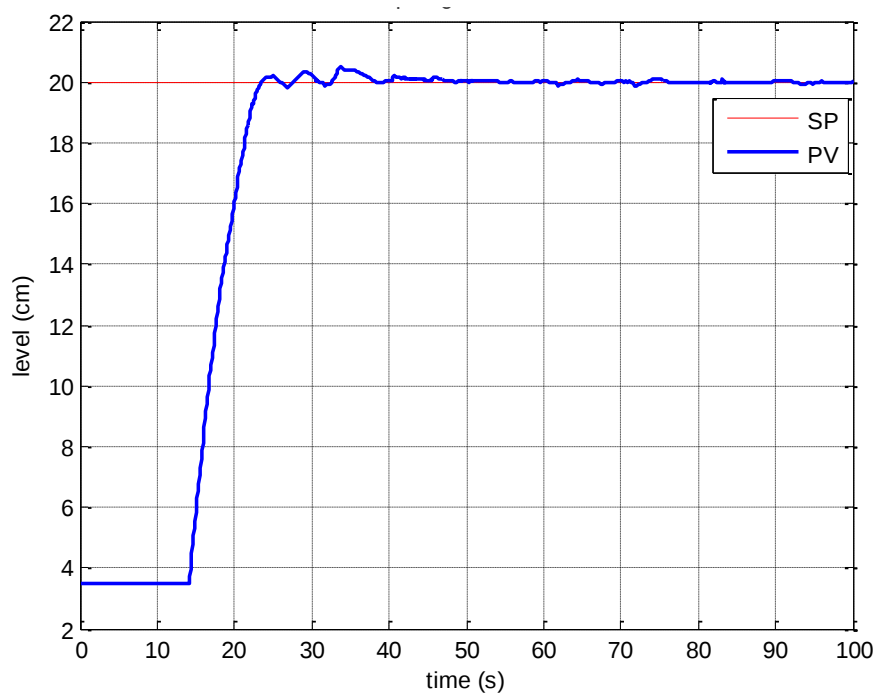
Hình 5.11 Đáp ứng mức nước ở bồn 1, giá trị đặt bằng 300 mm

- Đáp ứng mức nước ở bồn 2, giá trị đặt bằng 300 mm



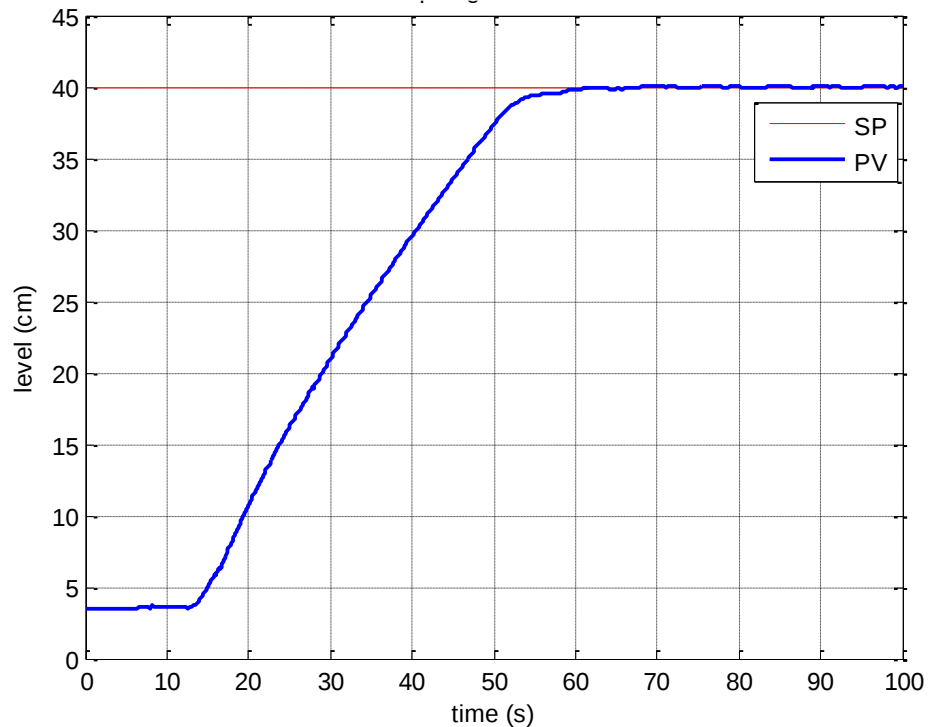
Hình 5.12 Đáp ứng mức nước ở bồn 2, giá trị đặt bằng 300 mm

- Đáp ứng mức nước ở bồn 1, giá trị đặt bằng 200 mm



Hình 5.13 Đáp ứng mức nước ở bồn 1, giá trị đặt bằng 200 mm

- Đáp ứng mức nước ở bồn 2, giá trị đặt bằng 200 mm



Hình 5.14 Đáp ứng mức nước ở bồn 2, giá trị đặt bằng 200 mm

5.2.5. Nhận xét

Qua quá trình thực thi bộ điều khiển phân ly cho hệ bồn nước đôi ta đạt được các kết quả sau :

- Nhận dạng và mô hình hóa được hệ bồn nước đôi
- Dựa trên mô hình nhận dạng và lý thuyết bộ điều khiển phân ly đơn giản cho hệ 2x2 mà tác giả đã nghiên cứu, tác giả tính toán được ma trận hàm truyền bộ phân ly và sử dụng phương pháp đề xuất để thiết kế bộ điều khiển PID cho hệ đa biến tương ứng.
- Kết quả mô phỏng thuật toán phân ly và điều khiển rất tốt. Đáp ứng mức ở cả hai bình không có vọt lố và sai số xác lập bằng 0.
- Các thông số tính toán sau khi mô phỏng được áp dụng trực tiếp trên hệ thống thật cho kết quả gần như khi mô phỏng. Đáp ứng mức chất lỏng ở cả hai bồn khi khảo sát nhiều trường hợp khác nhau cho kết quả khá tốt.

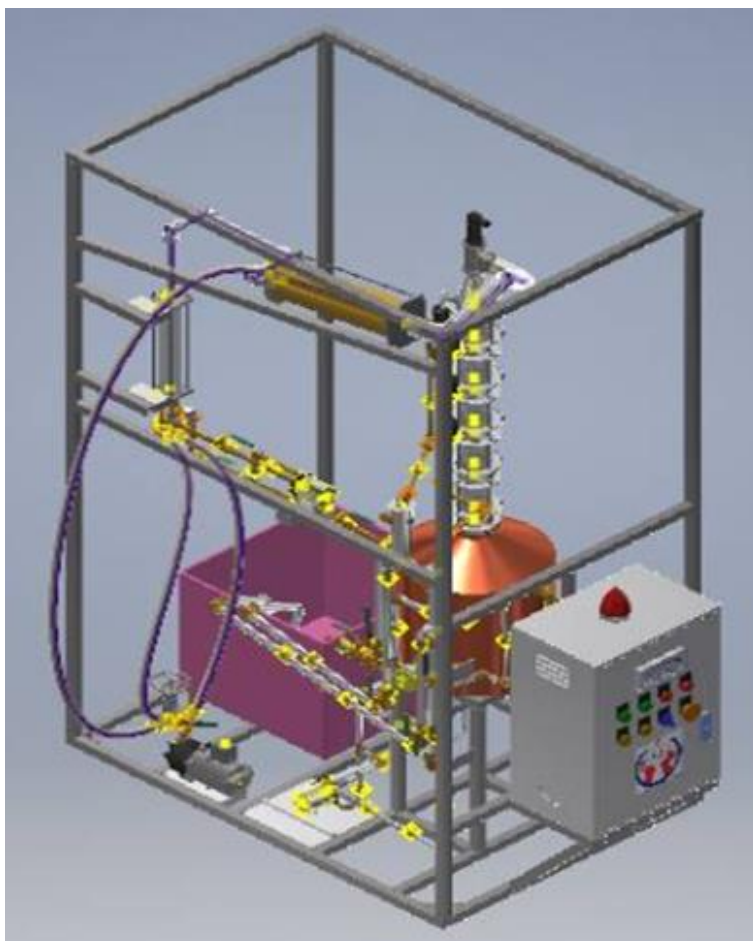
5.3. Ứng dụng điều khiển tháp chưng cất Ethanol và Nước (hệ 3x3)

Ngày nay, các phương pháp được sử dụng để nâng cao độ tinh khiết: trích ly, chưng cất, cô đặc, hấp thu... Tùy theo đặc tính yêu cầu của sản phẩm mà ta có sự lựa chọn phương pháp thích hợp. Đối với hệ Ethanol - Nước là hai cấu tử tan lẫn hoàn toàn, ta phải dùng phương pháp chưng cất để nâng cao độ tinh khiết cho Ethanol.

5.3.1. Thiết kế - chế tạo mô hình thực nghiệm

Việc thiết kế và chế tạo mô hình thực nghiệm được thực hiện trong đề tài cấp bộ, “*Nghiên cứu và chế tạo tháp chưng cất hỗn hợp Ethanol và Nước công suất 100 lít/ngày*”. Dưới đây là mô hình thiết kế 3D.

- *Thiết kế mô hình tháp chưng cất*



Hình 5.15 Mô hình thiết kế 3D tháp chưng cất

- *Chế tạo mô hình tháp chưng cất*

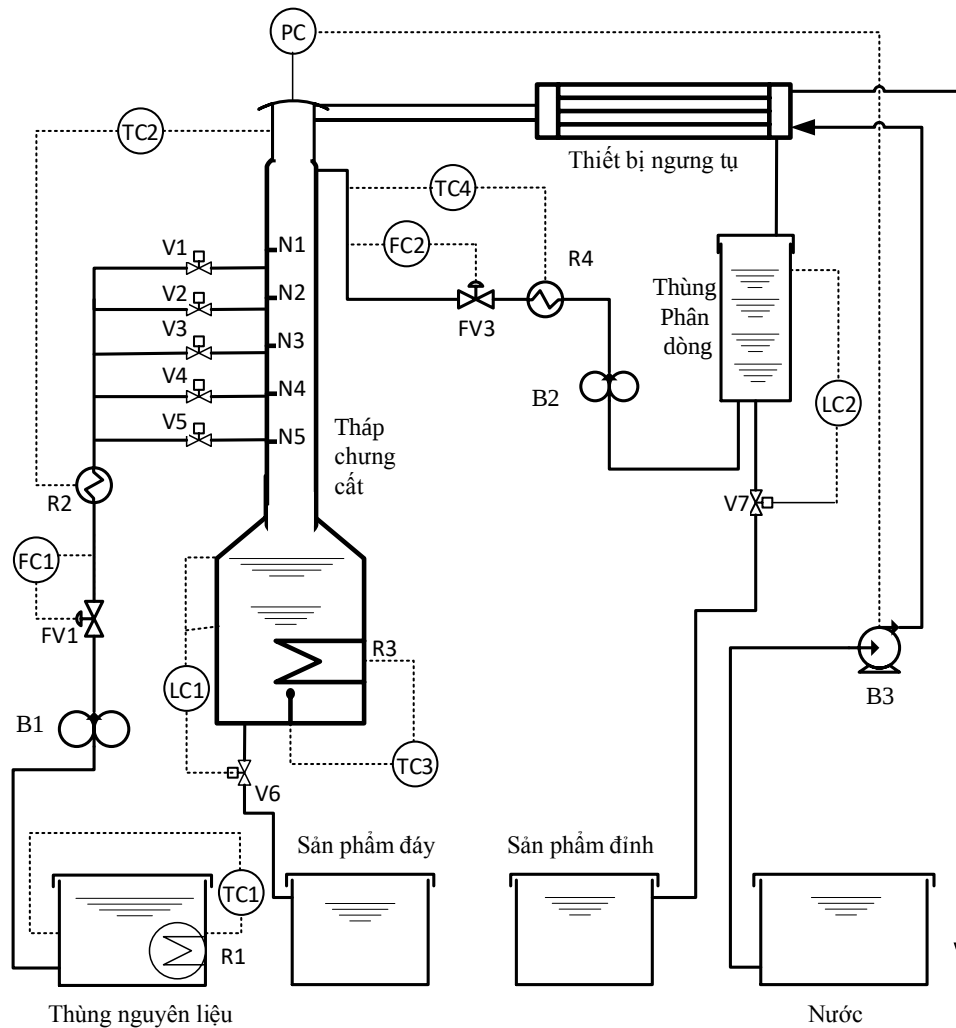


Hình 5.16 Mô hình tháp chưng cất Ethanol và Nước



Hình 5.17 Thiết bị điều khiển tháp chưng cất Ethanol và Nước

5.3.2. Lưu đồ thiết bị (P&ID) của tháp chưng cất



Hình 5.18. Lưu đồ mô hình hệ thống tháp chưng cất Ethanol và Nước

Trong đó:

V1, V2, V3, V4, V5, V6 và V7

Là Van ON-OFF

R1, R2, R3 và R4

Là điện trở gia nhiệt

FV1, FV2 và FV3

Là Van tuyến tính

N1, N2, N3, N4 và N5

Là số tray tháp chưng cất

FC1, FC2

Là bộ điều khiển lưu lượng

TC1, TC2, TC3 và TC4

Là bộ điều khiển nhiệt độ

LC1, LC2

Là bộ điều mức

B1, B2

Là bơm định lượng

B3

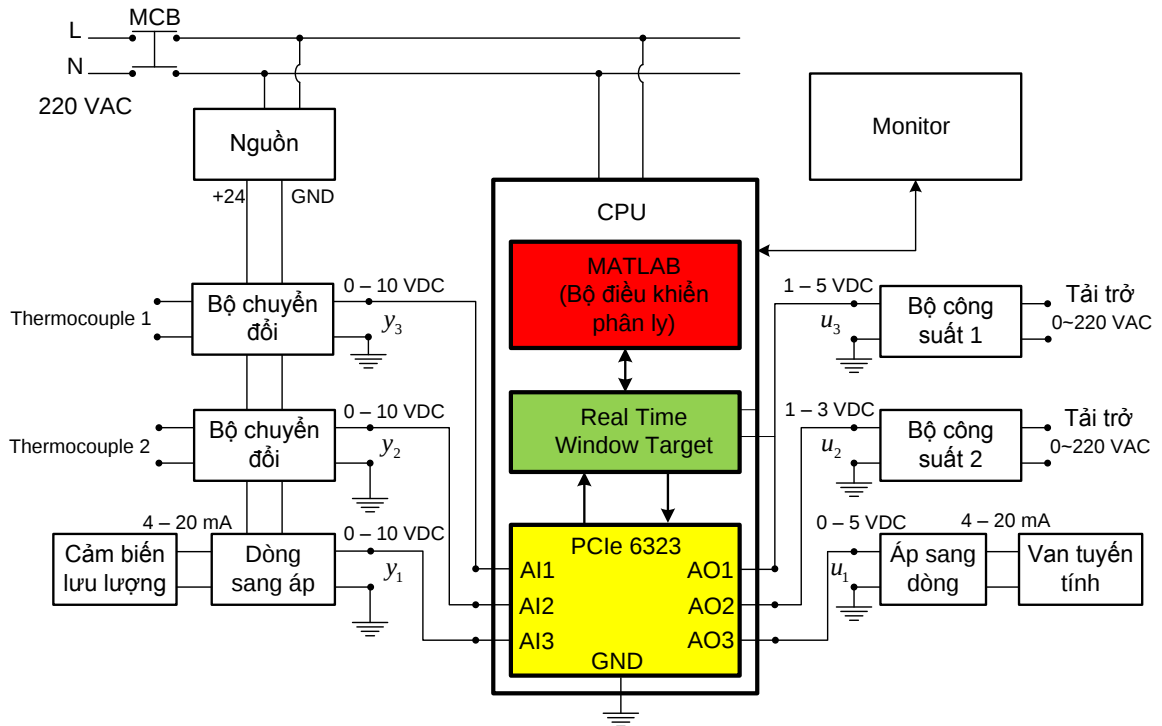
Là bơm ly tâm

Miêu tả quá nguyên lý hoạt động của tháp chưng cất

Hỗn hợp Ethanol và Nước ban đầu có nồng độ của Ethanol khoảng 60% được đưa vào Thùng nguyên liệu, trong thùng chứa có thiết bị gia nhiệt (R1) được điều khiển bởi bộ điều khiển (TC1) hỗn hợp lên nhiệt độ 60°C. Theo đó, hỗn hợp được bơm qua thiết bị gia nhiệt (R2) đến nhiệt độ 80°C và được điều khiển bởi bộ điều khiển (FC1) cấp vào tháp thông qua van (V1, V2, V3, V4 hoặc V5), hỗn hợp được chiết tách thông qua các mâm xuyên lỗ của tháp chưng cất, Ethanol được bay lên đỉnh tháp đến thiết bị ngưng tụ, trước đó thiết bị bơm nước làm nguội đã được bật ON, kế tiếp Ethanol được thu hồi về (thùng phân dòng) để kiểm tra nồng độ thông qua (*côn kế hoạt máy đo phân tích*) và bộ điều khiển (LC2). Nếu sản phẩm đạt nồng độ theo yêu cầu thì van (V7) mở chế độ ON để sản phẩm về thùng (Sản phẩm đỉnh). Nếu sản phẩm chưa đạt thì bơm (B2) hoạt động để bơm sản phẩm vào thiết bị gia nhiệt (R4) lên khoảng 90°C thông qua van (FV3) vào tháp. Sản phẩm có nồng độ thấp sẽ lần lượt chảy xuống các mâm xuyên lỗ để về bồn gia nhiệt (R3) cho đến khi hỗn hợp đạt mức thấp thì thiết bị gia nhiệt trong đáy tháp được nung lên 92°C thông qua bộ điều khiển nhiệt (TC3). Trong tháp, hơi đi từ dưới lên (N5 đến N1) gặp chất lỏng đi từ trên xuống (N1 đến N5). Ở đây, có sự tiếp xúc và trao đổi giữa hai pha với nhau. Pha lỏng chuyển động trong phần chưng càng xuống dưới càng giảm nồng độ các cấu tử dễ bay hơi vì đã bị pha hơi tạo nên từ bồn gia nhiệt lõi cuốn cấu tử dễ bay hơi, nên khi hơi đi qua các đĩa từ tray N5 lên N4, N3, N2, N1 thì cấu tử có nhiệt độ sôi cao là nước sẽ ngưng tụ lại, cuối cùng trên đỉnh tháp (N1) ta thu được hỗn hợp có Ethanol có nồng độ cao, hơi này đi vào (thiết bị ngưng tụ) và ngưng tụ lại và di chuyển về (thùng phân dòng). Quá trình chưng cất hoạt động liên tục cho đến khi một phần của chất lỏng ngưng tụ được hoàn lưu về tháp ở đĩa trên cùng thông qua bộ điều khiển gia nhiệt hoàn lưu. Một phần cấu tử cấu tử có nhiệt độ sôi thấp được bốc hơi, còn lại cấu tử có nhiệt độ sôi cao trong chất lỏng ngày càng tăng và chảy xuống đáy. Cuối cùng, ở đáy tháp thu được hỗn hợp lỏng hầu hết là các cấu tử khó bay hơi (hỗn hợp và Nước). Khi hỗn hợp lỏng ở đáy tháp lên mức (LC1) thì được van (V6) mở lên ON để xả vào bồn chứa sản phẩm đáy. Quá trình trên được hệ thống làm việc liên tục cho ra sản phẩm đỉnh là Ethanol, sản phẩm đáy là Nước.

5.3.3. Sơ đồ khối bộ điều khiển của hệ thống

Lưu đồ nguyên lý hoạt động tháp chưng cất Ethanol và Nước được thể hiện ở hình 5.18. Mô hình được điều khiển bằng Matlab sử dụng Real Time Window Target với sự hỗ trợ của card PCIe 6323. Các tín hiệu vào, ra như sau:



Hình 5.19 Sơ đồ khối bộ điều khiển

- Điện áp cấp cho van điều khiển, u_1 , (0-5 VDC), do van tuyến tính chỉ nhận tín hiệu điều khiển là dòng chuẩn công nghiệp 4-20 mA nên ta sử dụng bộ chuyển đổi tín hiệu từ áp sang dòng. **Lưu lượng cấp liệu** tương ứng là F_{in} (lít/phút) được đo bằng cảm biến lưu lượng với tín hiệu trả về là dòng 4-20 mA. Một bộ chuyển đổi tín hiệu cũng được sử dụng để chuyển dòng thành điện áp tương tự tương ứng và được đọc bởi cổng vào tương tự (AI) của card PCI.

- Điện áp điều khiển công suất gia nhiệt bồn cấp liệu, u_2 , (1-3 VDC). Giá trị điện áp tương tự (analog) điều khiển được giới hạn còn 3 VDC thay vì 5 VDC để tránh trường hợp quá công suất cho thanh điện trở gia nhiệt cấp liệu. Ngõ ra tương ứng là **hiệu suất**.

cấp liệu (Tin °C). Tương tự như trên, một bộ đo nhiệt độ khác được sử dụng và tín hiệu trả về cũng là điện áp tương tự 0-10 VDC.

- Điện áp điều khiển công suất gia nhiệt bồn đáy, u_3 , (1-5 VDC). Nhiệt độ tương ứng là **nhệt độ bồn đáy** (Tbot °C). Một bộ đo nhiệt độ được sử dụng để đo giá trị nhiệt độ tương ứng với tín hiệu trả về là điện áp tương tự 0-10 VDC.

Do đó, trong giới hạn của luận án, việc điều khiển tháp chưng cất đã thiết kế chỉ giới hạn đến hệ đa biến 3×3 với 3 biến cần điều khiển là: **nhệt độ bồn đáy** (y_1), **nhệt độ của dòng cấp liệu** (y_2) và **nhệt độ cấp liệu** (y_3).

Trong phạm vi của nghiên cứu, tác giả không đi sâu phân tích động học của quá trình chưng cất. Các thông số công nghệ có được thông qua thực nghiệm nhằm đạt được yêu cầu về sản phẩm chưng cất (nồng độ ethanol sau khi chưng cất từ 90 – 95%). Mục tiêu của bộ điều khiển nhằm duy trì điểm làm việc của các thông số công nghệ (nhiệt độ đáy, nhiệt độ dòng cấp liệu và lưu lượng cấp liệu). Bên cạnh đó, với kỹ thuật phân ly đơn giản hóa, bộ điều khiển còn giảm thiểu ảnh hưởng lẫn nhau của các biến quá trình khi có một sự thay đổi bất kỳ trong hệ thống.

Ma trận hàm truyền vòng hở của hệ được biểu diễn dưới dạng sau:

$$\begin{bmatrix} y_1 \\ y_2 \\ y_3 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} P_{11}(s) & P_{12}(s) & P_{13}(s) \\ P_{21}(s) & P_{22}(s) & P_{23}(s) \\ P_{31}(s) & P_{32}(s) & P_{33}(s) \end{bmatrix} \begin{bmatrix} u_1 \\ u_2 \\ u_3 \end{bmatrix} \quad (5.10)$$

Trong đó u_1 , u_2 và u_3 lần lượt là các tín hiệu điều khiển tương ứng

Để đơn giản hóa việc nhận dạng, mô hình hóa ta có các nhận xét sau dựa vào nguyên lý hoạt động và bản chất vật lý của các biến quá trình:

- Nhiệt độ bồn đáy không phụ thuộc vào hai biến còn lại, do đó ta có:

$$P_{12}(s) = P_{13}(s) = 0$$

- Lưu lượng cấp liệu không phụ thuộc vào hai thông số nhiệt độ, do đó ta cũng có:

$$P_{31}(s) = P_{32}(s) = 0$$

- Nhiệt độ dòng cấp liệu phụ thuộc vào cả hai biến quá trình còn lại (nhiệt độ bồn đáy và lưu lượng cấp liệu). Tuy nhiên, khi điều khiển nhiệt độ dòng cấp liệu ta xem như nhiệt độ bồn đáy và lưu lượng cấp liệu không thay đổi. Khi đó vai trò của các biến này được xem như là nhiễu quá trình.

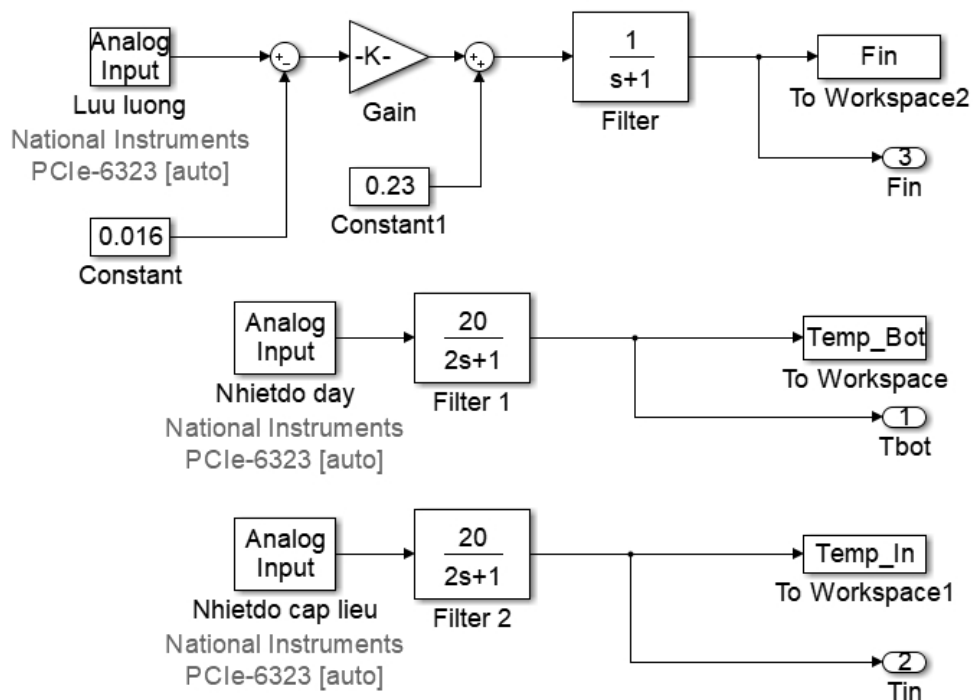
Với các nhận xét trên, ta có ma trận hàm truyền của hệ được viết lại như sau:

$$\begin{bmatrix} y_1 \\ y_2 \\ y_3 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} P_{11}(s) & 0 & 0 \\ P_{21}(s) & P_{22}(s) & P_{23}(s) \\ 0 & 0 & P_{33}(s) \end{bmatrix} \begin{bmatrix} u_1 \\ u_2 \\ u_3 \end{bmatrix} \quad (5.11)$$

5.3.4. Mô hình hóa tháp chưng cất sử dụng phương pháp thực nghiệm

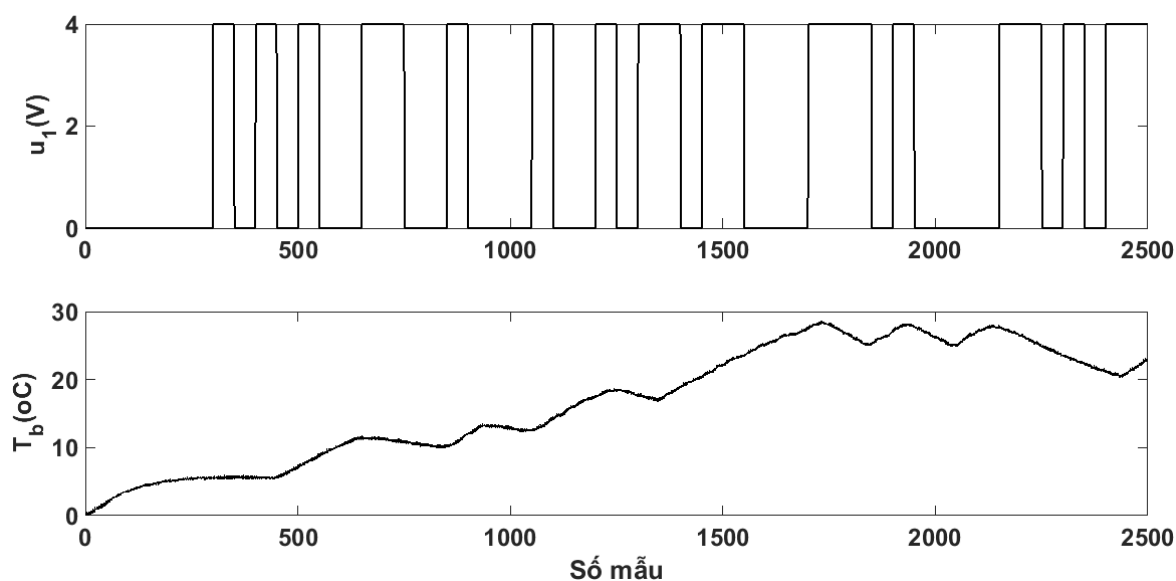
Tương tự như trường hợp của hệ bồn nước (2x2), trong trường hợp này tác giả cũng sử dụng tín hiệu thử để nhận dạng là PRBS. Thời gian lấy mẫu của cả hệ được chọn sao cho phù hợp với đáp ứng của lưu lượng và nhiệt độ. Trong trường hợp này chọn thời gian lấy mẫu của cả hệ là $T = 0.1(s)$ và được thực hiện trên mô hình tháp chưng cất.

Sơ đồ khối bộ thu thập dữ liệu cảm biến của hệ thống Tháp chưng cất

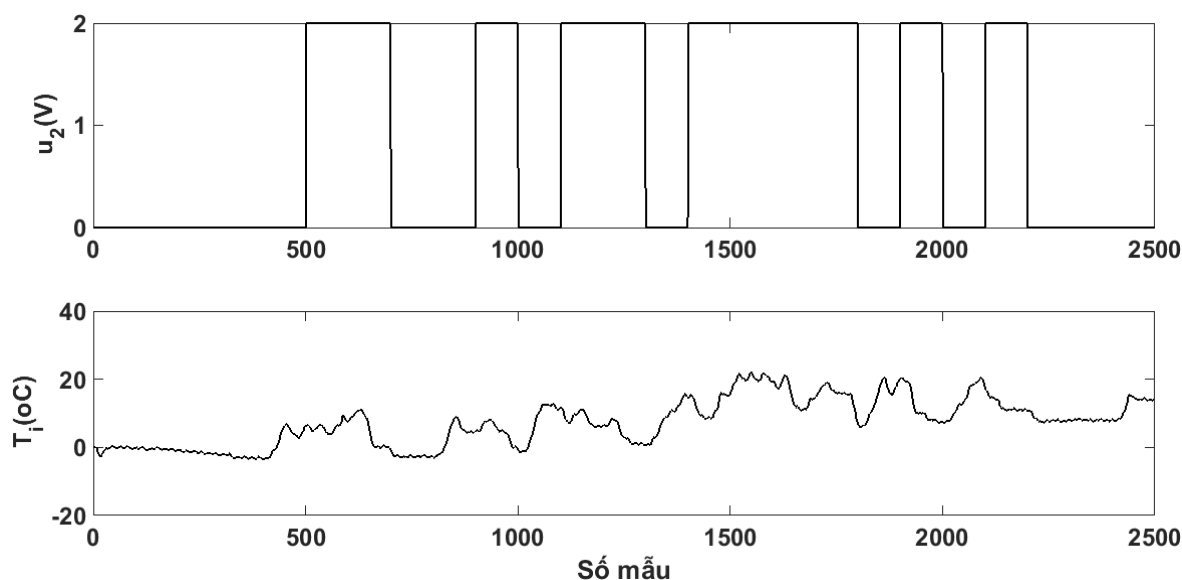


Hình 5.20 Sơ đồ khối bộ thu thập dữ liệu cảm biến của hệ thống Tháp chưng cất

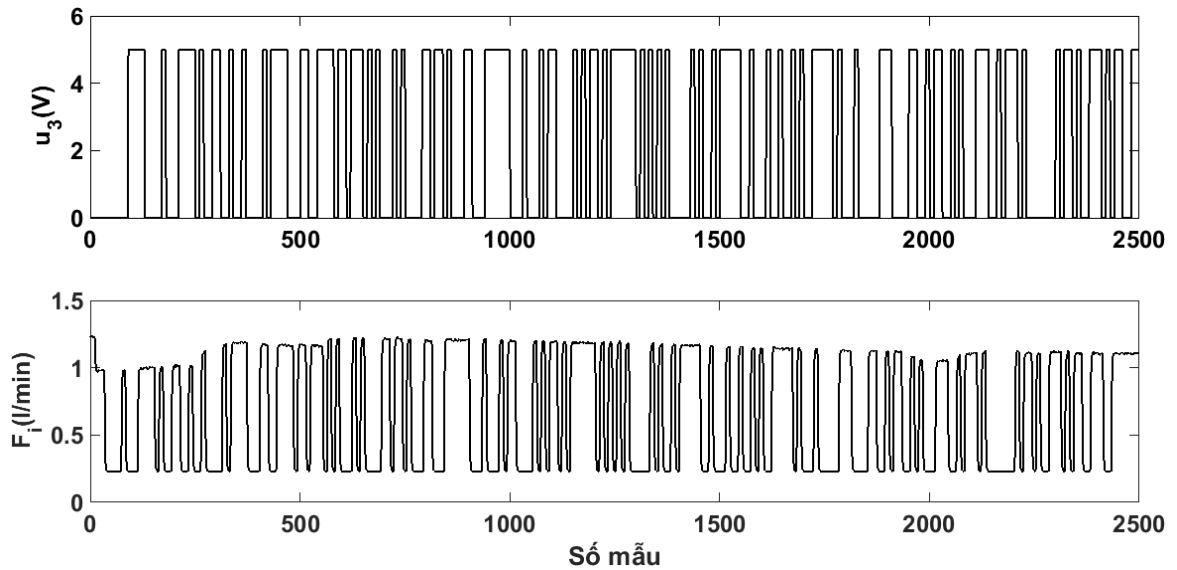
Hình 5.21, 5.22 và 5.23 lần lượt là các cặp dữ liệu vào-ra dùng để nhận dạng mô hình của các biến quá trình: nhiệt độ đáy, nhiệt độ dòng vào và lưu lượng vào. Tổng số mẫu là 2500 (mẫu) với thời gian lấy mẫu $T = 0.1(s)$. Trong đó 2000 mẫu đầu tiên dùng để nhận dạng và 500 mẫu sau dùng để đánh giá mô hình nhận dạng được. *Lưu ý, các tín hiệu này sau khi thu thập dữ liệu thông qua Card PCI đã được tiền xử lý bao gồm lọc nhiễu, trừ offset (lệch không) ban đầu của các tín hiệu.*



Hình 5.21 Cặp dữ liệu vào-ra dùng để nhận dạng của Biến nhiệt độ bồn đáy



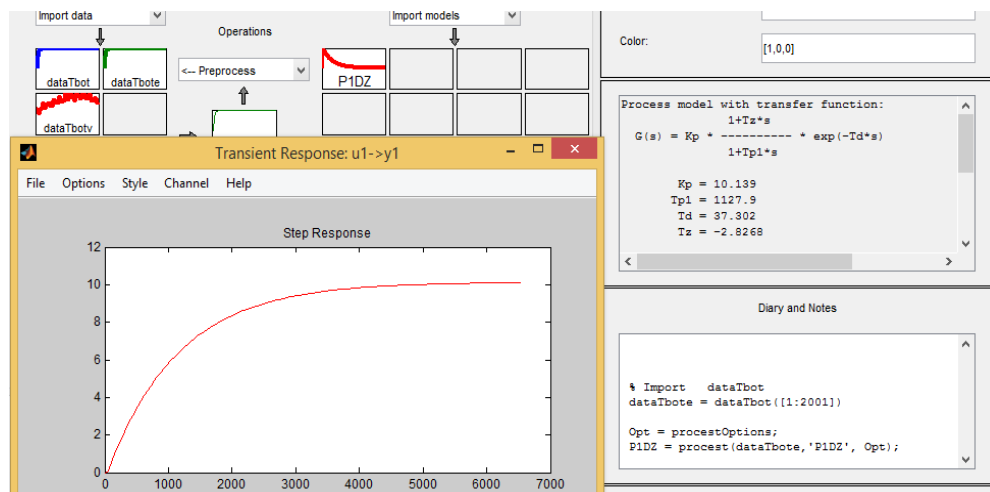
Hình 5.22 Cặp dữ liệu vào-ra dùng để nhận dạng của Biến nhiệt độ dòng vào



Hình 5.23 Cặp dữ liệu vào-ra dùng để nhận dạng của biến lưu lượng dòng vào

Quá trình nhận dạng dùng công cụ nhận dạng của Matlab (Ident Toolbox). Bản chất động học của các quá trình này đều là các khâu bậc 1 hoặc bậc 2 có trễ. Do đó, bước lựa chọn phương pháp nhận dạng nên chọn kiểu “*Process Models*” có trễ với số cực là 1 hoặc 2. Trong trường hợp độ tương thích trong bước đánh giá vẫn chưa đạt yêu cầu (tối thiểu lớn hơn 90%), ta có thể thêm nghiệm zero. Sau các bước lựa chọn, ta có được mô hình nhận dạng được cho từng biến như sau:

Hình 5.24 mô tả kết quả nhận dạng nhiệt độ bồn đáy với kết quả là hệ bậc 1 có trễ có thêm nghiệm zero, như phương trình (5.12)



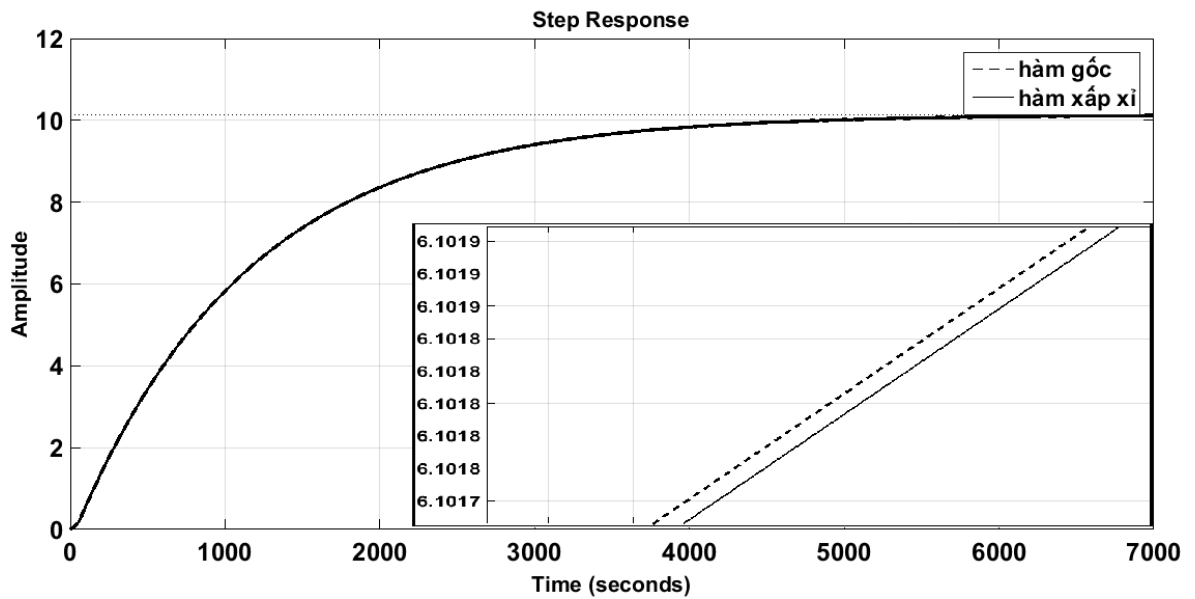
Hình 5.24 Kết quả của quá trình nhận dạng đặc tính lưu lượng

Hàm truyền nhận dạng được của đặc tính nhiệt độ bồn đáy:

$$\frac{Y_1(s)}{U_1(s)} = \frac{10.139(1 + 2.8268s)e^{-37.302s}}{(1127.9s + 1)} \quad (5.12)$$

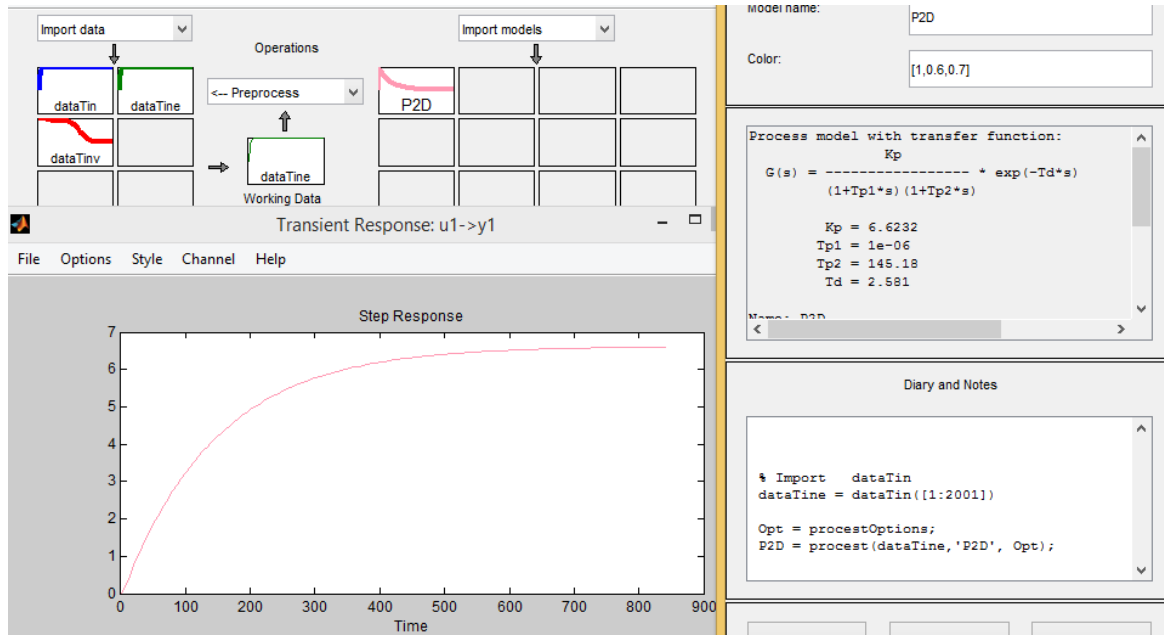
Theo phương trình (5.12) ta thời hằng của khâu sớm pha nhỏ hơn nhiều so với các thời hằng còn lại của hàm truyền. Do đó, để có thể áp dụng được các công thức thiết kế bộ điều khiển PID đã đề xuất (mục 3.3), hàm truyền (5.12) được xấp xỉ bằng phương trình (5.13)

$$\frac{Y_1(s)}{U_1(s)} = \frac{10.139e^{-34.4752s}}{1127.9s + 1} \quad (5.13)$$



Hình 5.25 So sánh đáp ứng bước của hàm gốc và hàm xấp xỉ (5.12) và (5.13)

Hình 5.26 mô tả kết quả nhận dạng của nhiệt độ cấp liệu, kết quả mô hình hóa là hệ bậc 2 có trễ như phương trình (5.14)



Hình 5.26 Kết quả nhận dạng của nhiệt độ cấp liệu

Hàm truyền nhận dạng được có dạng:

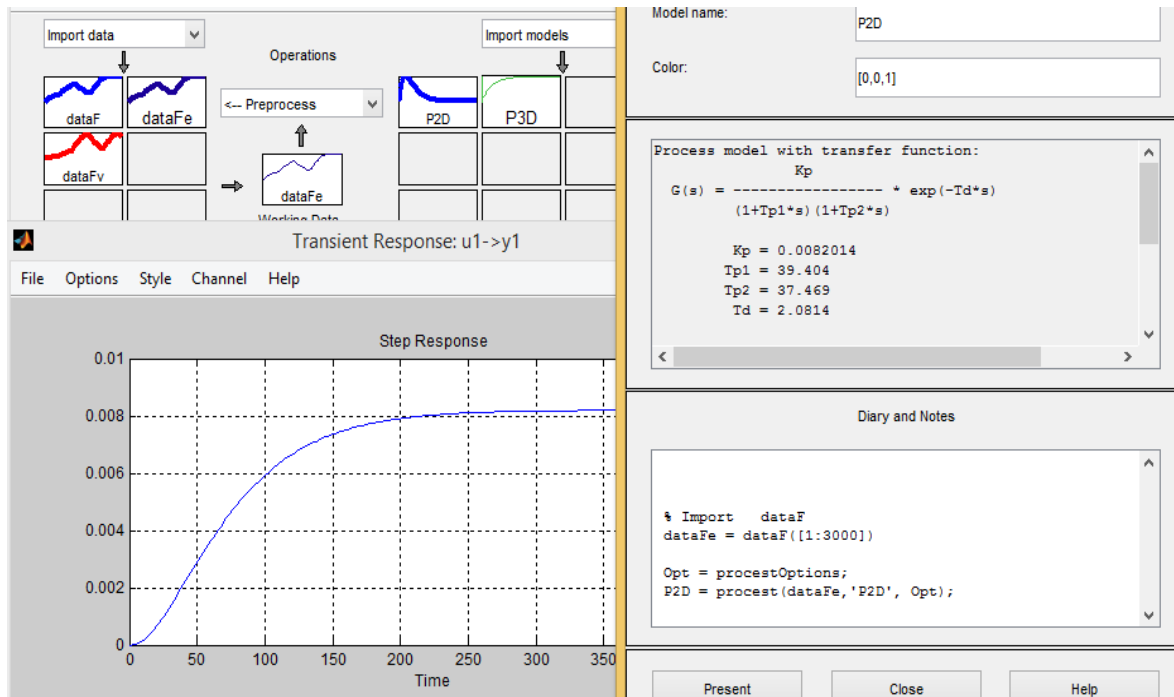
$$\frac{Y_2(s)}{U_2(s)} = \frac{6.6232e^{-2.581s}}{(145.1837s + 1)(10^{-6}s + 1)} \quad (5.14)$$

Do hai thời hằng của khâu bậc 2 ở phương trình trên có sự chênh lệch lớn, nên tác giả xấp xỉ hàm truyền về hệ bậc 1 có trễ nhằm đơn giản hóa việc thiết kế bộ điều khiển.

Kết quả xấp xỉ thể hiện ở phương trình (5.15)

$$\frac{Y_2(s)}{U_2(s)} = \frac{6.6232e^{-2.581s}}{145.1837s + 1} \quad (5.15)$$

Hình 5.27 là quá trình mô hình hóa biến lưu lượng dòng vào. Lưu ý trong trường hợp này đã bỏ qua ảnh hưởng của hai biến quá trình còn lại (coi như không đổi) và xem như đó là ảnh hưởng của nhiều quá trình. Kết quả nhận dạng là hệ bậc 2 có trễ như phương trình (5.16)



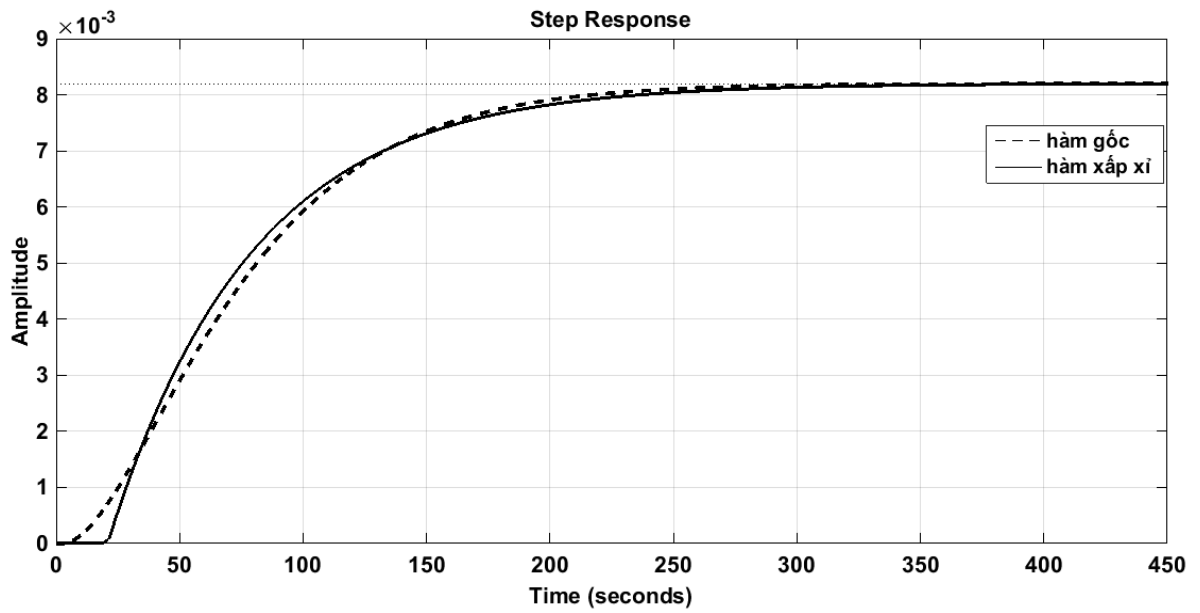
Hình 5.27 Kết quả của quá trình nhận dạng đặc tính lưu lượng

Hàm truyền nhận dạng được như sau:

$$\frac{Y_3(s)}{U_3(s)} = \frac{0.0082e^{-2.0814s}}{(39.404s + 1)(37.469s + 1)} \quad (5.16)$$

Để đơn giản trong việc tính toán bộ phân ly cũng như thiết kế bộ điều khiển tương ứng. Tác giả sử dụng quy tắc “*một nửa của Skogestad*” (Skogestad’s half rule) [42], hàm truyền xấp xỉ được có dạng như sau, phương trình (5.17)

$$\frac{Y_3(s)}{U_3(s)} = \frac{0.0082e^{-20.8159s}}{58.1358s + 1} \quad (5.17)$$



Hình 5.28 So sánh đáp ứng bước của hàm gốc và hàm xấp xỉ (5.16) và (5.17)

5.3.5. Kết quả điều khiển

❖ Mô phỏng sử dụng Matlab

Sau khi nhận dạng mô hình tháp chưng cất dựa vào 3 biến quá trình: nhiệt độ bồn đáy, nhiệt độ và lưu lượng dòng cấp liệu, ta có các thành phần đường chéo của ma trận hàm truyền (sau khi phân ly) có dạng như sau:

$$Q_{11}(s) = \frac{10.139e^{-34.4752s}}{1127.9s + 1} \quad (5.18)$$

$$Q_{22}(s) = \frac{6.6232e^{-2.581s}}{145.1837s + 1} \quad (5.19)$$

$$Q_{33}(s) = \frac{0.0082e^{-20.8159s}}{58.1358s + 1} \quad (5.20)$$

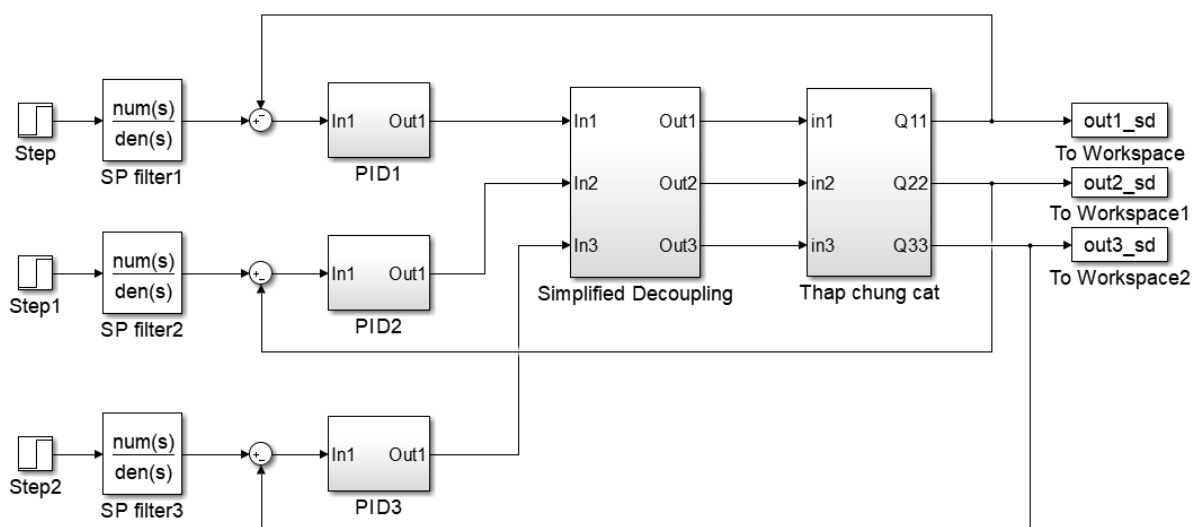
Sử dụng phương pháp thiết kế bộ điều khiển PID đề xuất cho hệ bậc 1 có trễ (FOPTD) ta tìm được các thông số của bộ điều khiển và bộ lọc tương ứng cho cả ba vòng điều khiển. Tất cả các thông số được tổng hợp trong bảng 5.2

Bảng 5.2 Thông số bộ điều khiển và bộ lọc cho tháp chưng cất

Loop	K_C	τ_I	τ_D	Bộ lọc PID	Bộ lọc ngõ vào
1	0.1302	14.9208	4.6628	$f = \frac{185.9973s + 1}{5.3434s^2 + 47.5395s + 1}$	$f_r = \frac{18.5997s + 1}{185.997s + 1}$
2	0.0454	1.0324	0.3226	$f = \frac{39.1469s + 1}{0.7751s^2 + 0.2897s + 1}$	$f_r = \frac{3.9147s + 1}{39.1469s + 1}$
3	31.5357	8.3264	2.6020	$f = \frac{48.6172s + 1}{2.8436s^2 + 14.3204s + 1}$	$f_r = \frac{4.862s + 1}{48.617s + 1}$

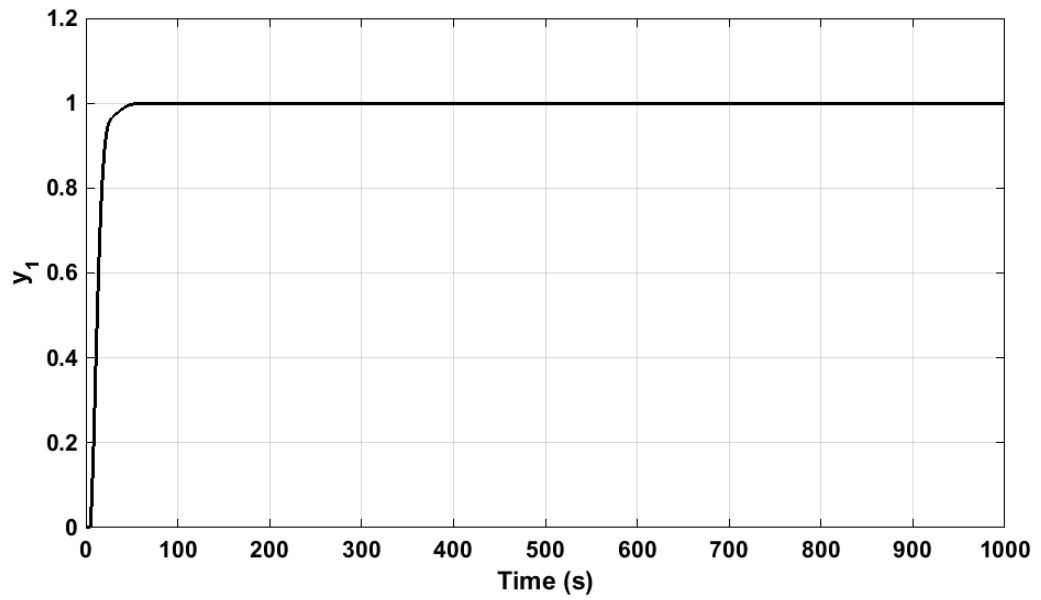
Dựa trên các thông số điều khiển bảng 5.2, tác giả thiết kế bộ điều khiển sử dụng phân ly đơn giản hóa và bộ điều khiển PID sử dụng Simulink của Matlab. Sơ đồ bộ điều khiển thể hiện ở hình 5.29.

Các kết quả mô phỏng đạt được như mô tả ở hình 5.30, hình 5.31 và hình 5.32.



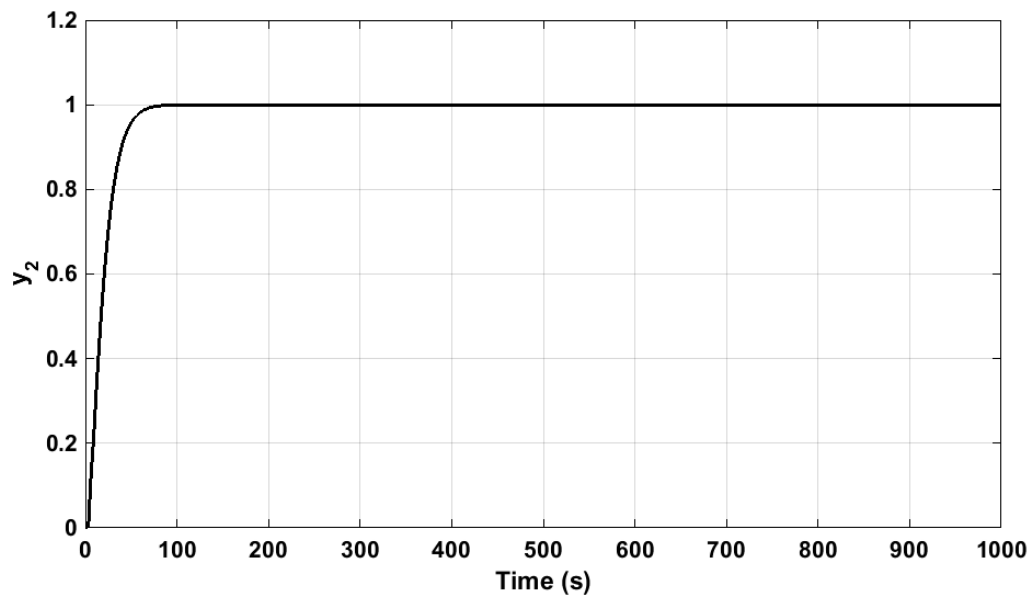
Hình 5.29 Sơ đồ Simulink của bộ điều khiển chạy chế độ Real-Time

- Kết quả mô phỏng đáp ứng nấc nhiệt độ bồn đáy



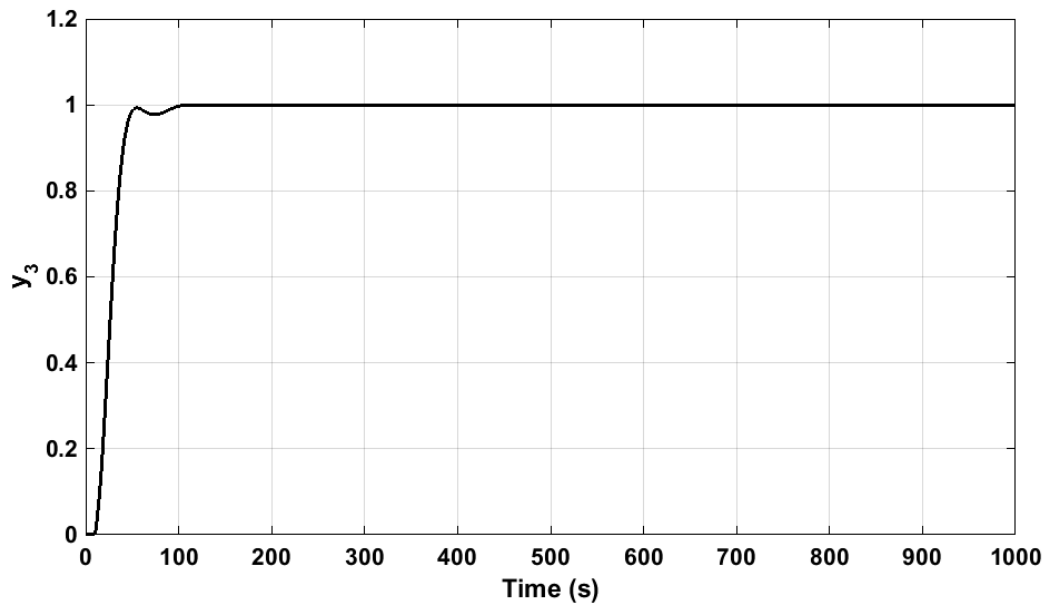
Hình 5.30 Đáp ứng nấc nhiệt độ của bồn đáy

- Kết quả mô phỏng đáp ứng nấc nhiệt độ dòng cấp liệu



Hình 5.31 Đáp ứng nấc nhiệt độ dòng cấp liệu

- Kết quả mô phỏng đáp ứng nấc lưu lượng cấp liệu

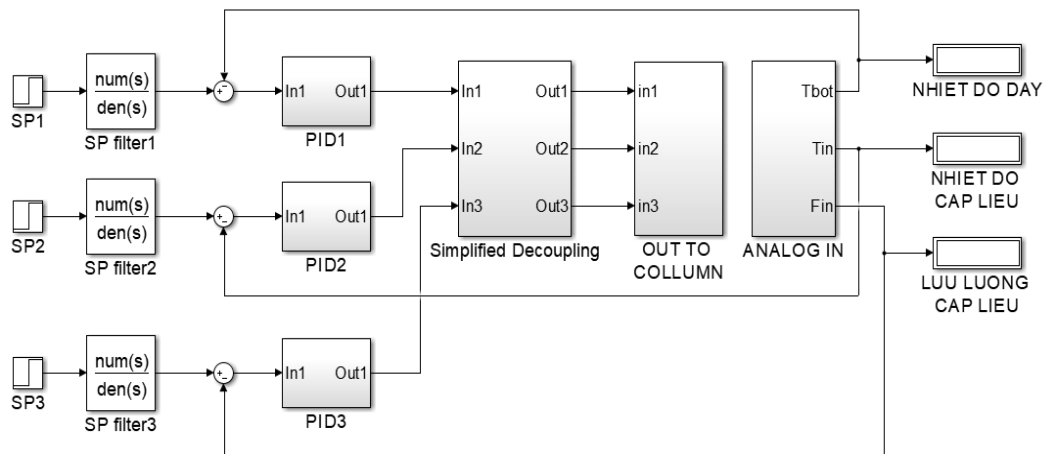


Hình 5.32 Đáp ứng nấc lưu lượng cấp liệu

Từ các hình (5.30) – (5.32) ta thấy đáp ứng mô phỏng cho kết quả rất tốt. Sai số tính theo tiêu chuẩn đã đề cập ở mục 3.4, $IAE = 812.2369$; không có độ vọt lố trong cả 3 đáp ứng. Đây là cơ sở quan trọng để tác giả thực thi bộ điều khiển trên mô hình thật.

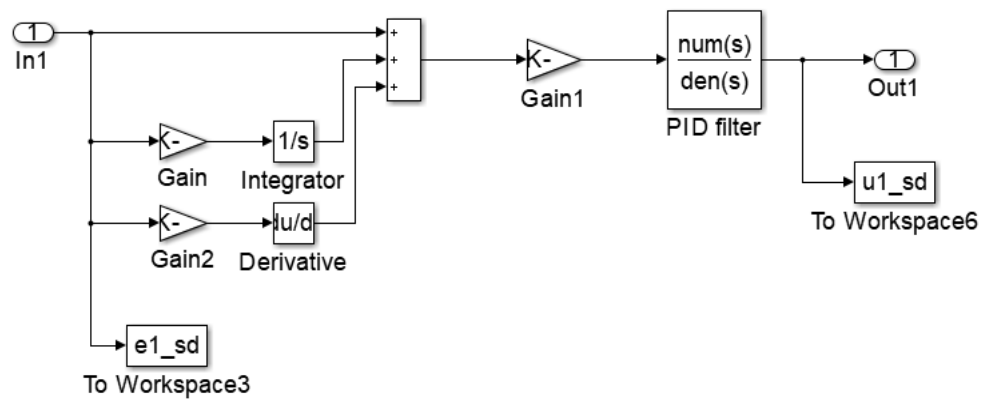
❖ *Điều khiển thời gian thực*

Trong trường hợp này sơ đồ Simulink được cài đặt chạy chế độ thời gian thực (Real-Time Window Target). Do đó khối “OUT TO COLUMN” thực chất là xuất các tín hiệu điều khiển thông qua Card thu thập dữ liệu (PCI 6323e) để điều khiển trực tiếp đối tượng thật. Khối “ANALOG IN” được sử dụng để đọc các tín hiệu từ cảm biến (nhiệt độ đáy, nhiệt độ dòng cấp liệu và lưu lượng cấp liệu).



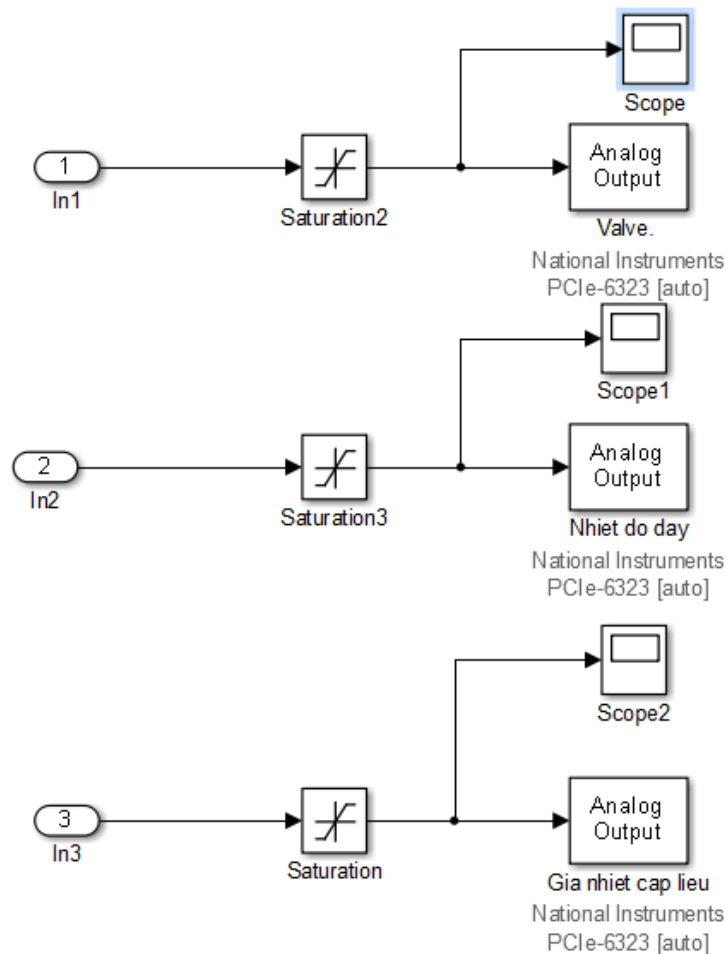
Hình 5.33 Sơ đồ Simulink của bộ điều khiển chạy chế độ Real-Time

❖ **Cấu trúc bộ điều khiển PID đề xuất**



Hình 5.34 Sơ đồ cấu trúc bộ điều khiển PID đề xuất cho hệ thống tháp chưng cất

❖ *Sơ đồ khối bộ xuất tín hiệu điều khiển của hệ thống Tháp chưng cất (out to column)*



Hình 5.35 Sơ đồ khối bộ xuất tín hiệu điều khiển của hệ thống Tháp chưng cất

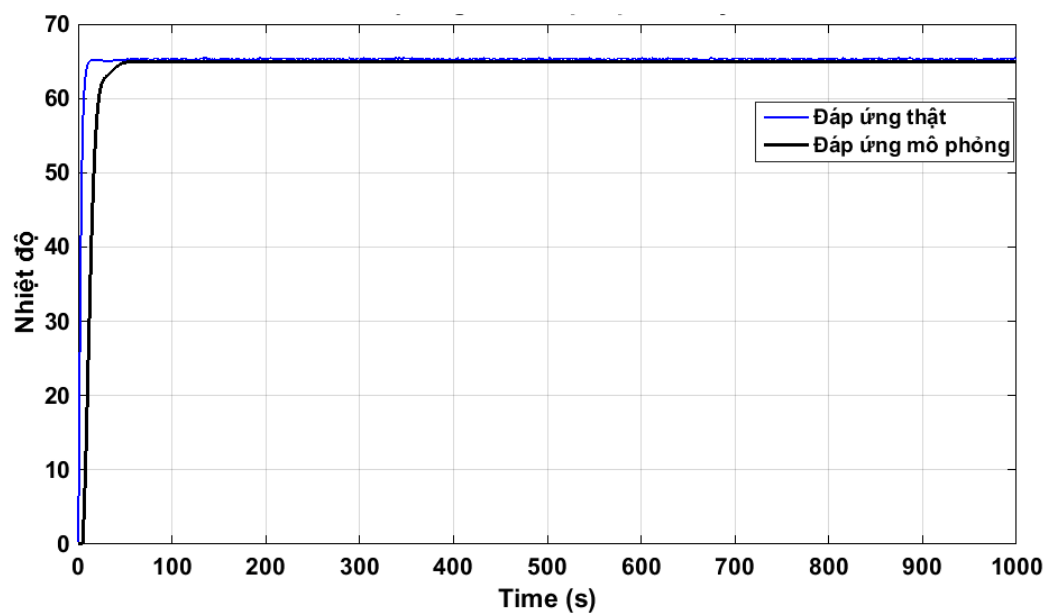
Hình 5.36 là hệ thống tháp chưng cất sau khi hoàn thiện bao gồm phần mô hình cơ khí và tủ điều khiển tương ứng. Để giảm thời gian chưng cất nên nồng độ cồn ngõ vào được pha loãng khoảng 60%, cồn ngõ ra sau một lần chưng cất được khoảng 90% (chưa có hồi lưu).

Đồ thị đáp ứng của các thông số công nghệ được mô tả trong hình 5.37, hình 5.38 và hình 5.39. Các dữ liệu được thu thập trong 1000(s).



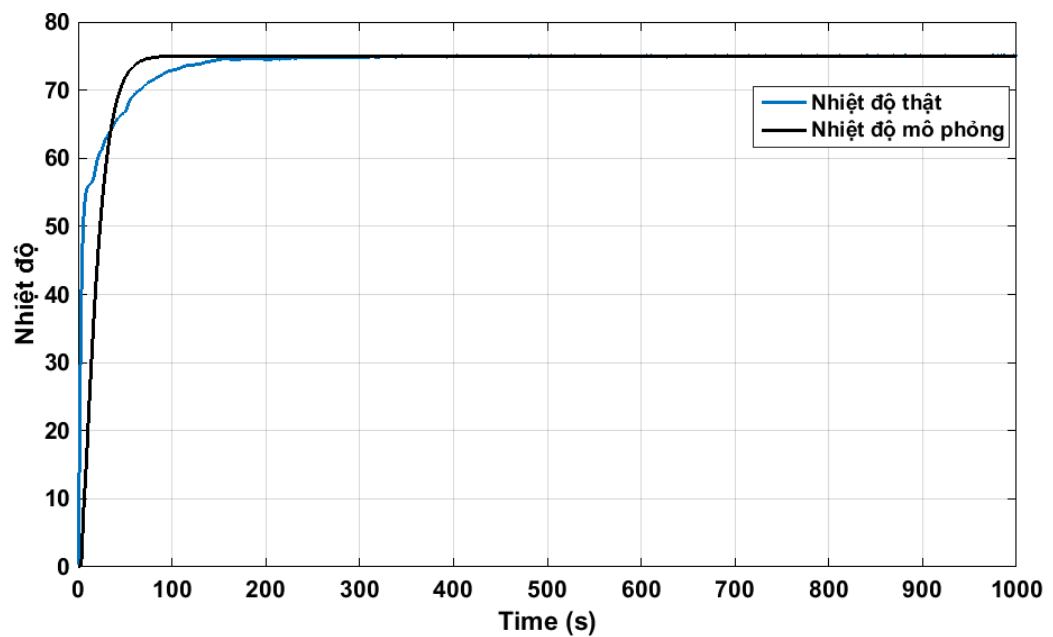
Hình 5.36 Tháp chưng cất sau khi hoàn thiện

- Kết quả đáp ứng của biến nhiệt độ bồn đáy khi mô phỏng và thực nghiệm



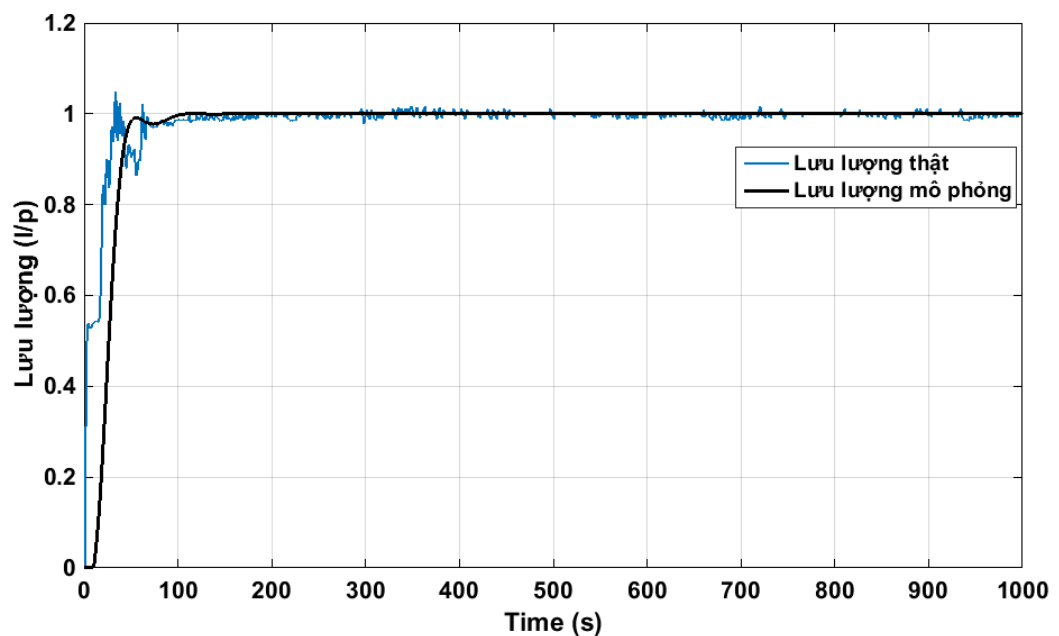
Hình 5.37 Kết quả điều khiển biến nhiệt độ bồn đáy khi mô phỏng và thực nghiệm

- Kết quả đáp ứng của biến nhiệt độ cấp liệu khi mô phỏng và thực nghiệm



Hình 5.38 Kết quả điều khiển biến nhiệt độ cấp liệu khi mô phỏng và thực nghiệm

- Kết quả đáp ứng của biến lưu lượng cấp liệu khi mô phỏng và thực nghiệm



Hình 5.39 Kết quả điều khiển biến lưu lượng cấp liệu khi mô phỏng và thực nghiệm

Nhận xét:

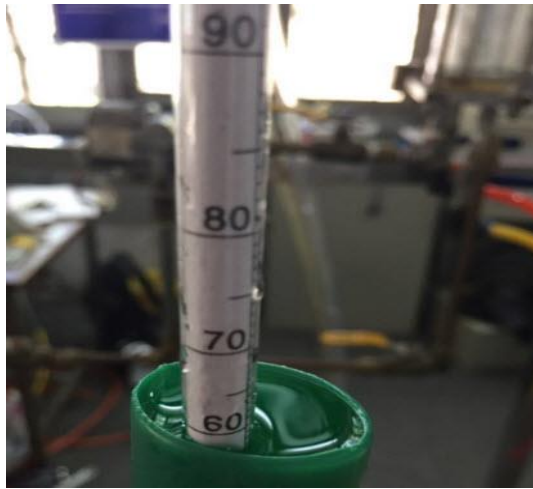
Từ đồ thị ta thấy các thông số công nghệ của quá trình chưng cất Ethanol và Nước được điều khiển rất tốt. Các đáp ứng thể hiện tương tự như kết quả mô phỏng đạt được, chứng tỏ quá trình mô hình hóa và tính toán phân ly hiệu quả. Sự sai lệch giữa đáp ứng thật và mô phỏng chủ yếu do sai số mô hình trong quá trình nhận dạng hệ thống¹

Do điều kiện thực tế, tác giả không thể so sánh phương pháp đề xuất với các phương pháp khác đã đề cập trong phần mô phỏng. Tuy nhiên, để tăng tính thuyết phục về hiệu quả của bộ điều khiển đề xuất, tác giả đã so sánh kết quả mô phỏng trên mô hình nhận dạng được với kết quả thực nghiệm trên tháp chưng cất thực tế. Từ hình 5.37, hình 5.38 và hình 5.39, ta nhận thấy hình dạng đáp ứng của các ngõ ra tương đồng nhau. Chỉ tiêu chất lượng tính theo tiêu chuẩn đánh giá sai số, $IAE = 1771$. Mặc dù giá trị này gấp đôi giá trị IAE mô phỏng, nhưng điều này hoàn toàn thực tế vì đáp ứng mô phỏng ở trạng thái xác lập luôn không đổi nên Δe sẽ bằng 0. Điều này có nghĩa là giá trị IAE mô phỏng chủ yếu phản ánh sai số của quá trình quá độ. Còn trong bài toán thực nghiệm, giá trị thật của ngõ ra luôn thay đổi, kể cả ở trạng thái xác lập (thay đổi nhỏ), điều này sẽ dẫn đến giá trị IAE tăng cao.

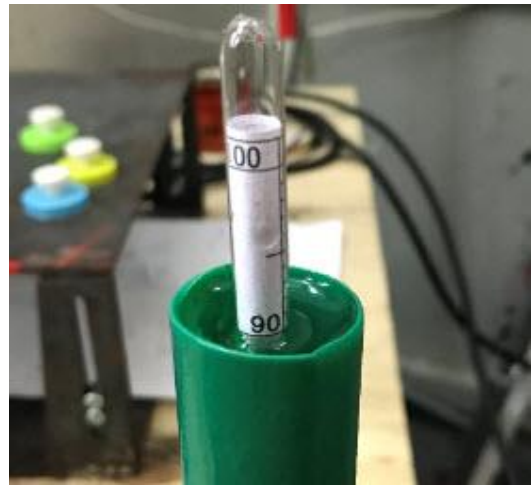
Một số hình ảnh mô tả kết quả đạt được sau quá trình chưng cất.



Hình 5.40 Quá trình lấy mẫu kiểm tra nồng độ



Nồng độ Ethanol trước khi chưng cất



Nồng độ Ethanol sau khi chưng cất

Hình 5.41 Kết quả thực thi bộ điều khiển trước và sau khi chưng cất

5.3.6. Nhận xét

Qua quá trình ứng dụng các nghiên cứu lên hệ thống tháp chưng cất tự chế tạo, tác giả đã đạt được các kết quả sau:

- Dựa vào khảo sát các thông số công nghệ ảnh hưởng đến thành phần nồng độ đầu ra của quá trình chưng cất, tác giả đã mô hình hóa và nhận dạng hệ thống với 3 biến chính: *hiệu suất đun nóng, nhiệt độ cấp liệu và lưu lượng cấp liệu*. Từ đó, động học hệ thống có thể được mô tả bởi ma trận hàm truyền 3×3 .
- Áp dụng các nghiên cứu về bộ phân ly cho hệ 3×3 đã trình bày ở chương lý thuyết, tác giả đã tính toán ma trận phân ly cho hệ 3 biến và giải quyết được 2 vấn đề quan trọng nhất của bài toán phân ly là vấn đề nhân quả (causality) và hiện thực hóa (realization).
- Sử dụng phương pháp đề xuất để thiết kế bộ điều khiển PID cho hệ thống sau khi phân ly.

– Các kết quả tính toán được áp dụng trực tiếp lên hệ thống thật và đạt kết quả khá tốt ở 3 biến điều khiển là nhiệt độ bồn đáy, lưu lượng cấp liệu và nhiệt độ gia nhiệt dòng cấp liệu.

– Sản phẩm đạt được tăng nồng độ từ gần 60^0 đầu vào thành hơn 90^0 chỉ sau một lần chưng cất (chưa hồi lưu).

Hạn chế:

- Tác giả chưa nghiên cứu sâu về động học của quá trình chưng cất mà chỉ nhận dạng dựa trên dữ liệu thực nghiệm. Chưa mô hình hóa toàn bộ quá trình hoạt động của tháp mà chỉ tập trung vào 3 biến.

- Phương pháp đề xuất chỉ áp dụng trên mô hình tự chế tạo nên còn nhiều hạn chế. Bên cạnh đó phương pháp phân ly cũng chỉ phù hợp với hệ bậc thấp (từ bậc 4 trở xuống) vì vấn đề hiện thực hóa (realization). Đối với hệ thống sản xuất lớn (large scale) nên kết hợp phương pháp đề xuất cho các vòng điều khiển cấp thấp với bộ điều khiển dự báo (MPC) cho toàn bộ hệ thống. Đây cũng là hướng mà tác giả và nhóm nghiên cứu sẽ tiếp tục theo đuổi để hoàn thiện bộ điều khiển cho quá trình chưng cất trong thực tế.

CHƯƠNG 6 KẾT LUẬN VÀ KIẾN NGHỊ

6.1. KẾT LUẬN

Luận án đề xuất phương pháp xây dựng bộ phân ly đơn giản hóa cho hệ đa biến. Phương án đề xuất mang tính tổng quát và có khả năng ứng dụng cho các hệ thống điều khiển phức tạp. Bên cạnh đó phương pháp hiệu chỉnh thông số bộ điều khiển PID dựa trên cấu trúc mô hình nội (IMC) cho các hệ điển hình cũng được đề xuất. Phương pháp đề xuất đưa ra được các công thức tường minh tính toán các thông số của bộ điều khiển PID. Hơn nữa, các bộ lọc nối tiếp với bộ điều khiển tương ứng với các đặc tính quá trình khác nhau cũng được thiết kế nhằm cải thiện khả năng đáp ứng của hệ thống. Xu hướng sử dụng bộ lọc trong cấu trúc bộ điều khiển được phát triển mạnh mẽ trong những năm gần đây. Các kết quả đạt được của luận án được tóm tắt dựa trên hai khía cạnh:

Tính mới:

Xây dựng được phương pháp chung làm nền tảng để điều khiển hệ thống đa biến phức tạp. Đề xuất phương pháp thiết kế mở rộng hệ điều khiển phân ly đơn giản hóa. Bao gồm: quy luật điều khiển hệ thống đa biến, quy luật hiệu chỉnh hệ thống đa biến, phương pháp so sánh và phương pháp đánh giá khả năng thực thi của toàn hệ thống. Phương pháp này của luận án có khả năng giải quyết nhiệm vụ điều khiển hệ thống ổn định, điều khiển bám ổn định của hệ thống điều khiển cũng như khả năng kháng nhiễu quá trình. Đề xuất phương pháp thiết kế bộ điều khiển đa biến nhiều vòng lặp PI/PID kết hợp với các bộ lọc tương ứng dùng cho các hệ thống điều khiển phân ly đơn giản hóa. Tác giả cũng đã tính toán các trường hợp cụ thể cho các hệ 2x2, 3x3 và từ đó xây dựng các chương trình mô phỏng kết quả đạt được trên Matlab. Kết quả mô phỏng cho thấy phương pháp đề xuất cho kết quả tốt hơn hẳn các phương pháp nổi tiếng khác về khả năng bám sát giá trị đặt cũng như khả năng kháng nhiễu quá trình của hệ thống.

Kết quả thực tiễn:

Xây dựng được các mô hình thực nghiệm để kiểm chứng các phương pháp đề xuất bao gồm hệ bồn Nước (2x2) và tháp chưng cất hỗn hợp Ethanol và Nước (3x3). Để có

thể áp dụng được các kết quả lý thuyết, mô hình toán mô hình thực nghiệm cần phải đạt được. Do giới hạn nghiên cứu của luận án, các lý thuyết nhận dạng và mô hình hóa hệ thống không được đề cập chuyên sâu. Tác giả sử dụng phương pháp thực nghiệm kết hợp với toolbox nhận dạng của Matlab để xây dựng các mô hình thực nghiệm. Để tăng cường tính thuyết phục của mô hình, các thiết bị sử dụng đều có chuẩn công nghiệp và chuyên dụng, đặc biệt các card DAQ cho hệ 2x2 và 3x3 của hãng National Instrument (NI). Thuật toán điều khiển cho hệ thống được xây dựng trên Matlab ở chế độ thời gian thực (Real Time Window Target). Kết quả điều khiển cho thấy đáp ứng của các hệ đáp ứng được các tiêu chí đề ra về bám sát giá trị đặt cũng như khả năng kháng nhiễu quá trình. Đặc biệt tháp chưng cất Ethanol và Nước có khả năng ứng dụng cao, và tác giả có trong nhóm nghiên cứu đã bảo vệ thành công đề tài cấp Bộ về mô hình tháp chưng cất này.

Các mô hình bồn Nước và tháp chưng cất chỉ ở quy mô phòng thí nghiệm và hiện đang phục vụ việc giảng dạy và nghiên cứu tại bộ môn Cơ điện tử, Đại học Sư phạm kỹ thuật thành phố Hồ Chí Minh.

6.2. KIẾN NGHỊ

Với khả năng ứng dụng cao nên bộ điều khiển đề xuất có thể đưa vào hệ thống chưng cất công nghiệp cũng như chưng cất các loại nước hoa và tinh dầu khác như: hương Bưởi, hương Chanh, hương Dừa...

Các mô hình thực nghiệm có thể đưa vào giảng dạy sau đại học và nghiên cứu. Dựa trên các mô hình này có thể phát triển các thuật toán phân ly khác, đặc biệt là phân ly nghịch, hoặc các phương pháp điều khiển khác đang thu hút sự quan tâm của nhiều nhà nghiên cứu như: điều khiển dự báo (Model Predictive Control – MPC), điều khiển phân số (Fractional Control).

Dựa trên phương pháp đề xuất, tác giả và nhóm nghiên cứu cũng sẽ mở rộng ứng dụng cho các hệ bậc cao hơn như hệ 4x4.

CÁC KẾT QUẢ NGHIÊN CỨU

STT	Nội dung
01	T. N. L. Vu, L. H. Giang, Linh Le , Nguyen Tan Chuong; “A New Analytical Design Based On The Effect Of Closed-Loop Interaction In Multi-Loop Control Systems”. <i>Proceedings of The 2nd International Conference on Green Technology and Sustainable Development, Viet Nam</i> , pp.609-615, 2014.
02	T. N. L. Vu, L. H. Giang, Linh Le , Le Hai Trieu; “Analytical Design Of Advanced Imc-Pid Controller For The Disturbance Rejection Of First-Order Plus Dead Time Processes”. <i>Proceedings of The 2nd International Conference on Green Technology and Sustainable Development, Viet Nam</i> , pp.616-622, 2014.
03	T. N. L. Vu, L. H. Giang, Linh Le , Nguyen Thi Hai Yen; “Design Of Simplified Decoupling Smith Control Scheme For Multivariable Process With Multiple Time Delays ”. <i>Proceedings of The 2nd International Conference on Green Technology and Sustainable Development, Viet Nam</i> , pp.623-628, 2014.
04	Lê Linh , Trương Nguyễn Luân Vũ, Lê Hiếu Giang. “Design of multi-loop controller for simplified decoupling system”. <i>Proceedings of the 4th National Conference on Mechanical Science & Technology, HCMC November 6th, 2015, vol. 2</i> , pp. 23-29.
05	Lê Linh , Trương Nguyễn Luân Vũ, Lê Hiếu Giang; “Design of IMC-PID Controller Cascaded Filter for Simplified Decoupling Control System”. <i>International Journal of Electrical, Computer, Energetic, Electronic and Communication Engineering Vol:10, No:7, 2016, Singapore</i> .
06	Lê Hiếu Giang, Trương Nguyễn Luân Vũ, Lê Linh ; “Analytical Design of IMC-PID Controller for Ideal Decoupling Embedded in Multivariable Smith Predictor Control System”. <i>International Journal of Electrical, Computer, Energetic, Electronic and Communication Engineering Vol:10, No:7, 2016 , Singapore</i> .
07	Trương Nguyễn Luân Vũ, Lê Hiếu Giang, Lê Linh ; “Fractional-Order PI Controller Tuning Rules for Cascade Control System”. <i>International Journal</i>

	<i>of Electrical, Computer, Energetic, Electronic and Communication Engineering Vol:10, No:7, 2016, Singapore.</i>
08	Truong Nguyen Luan Vu, Le Hieu Giang, Le Linh , and Vo Lam Chuong; “Advanced IMC-PID Controller Design for the Disturbance Rejection of First Order Plus Time Delay Processes”. <i>International Conference on System Science and Engineering (ICSSE), Ho Chi Minh City, Vietnam, 2017.</i>
09	Truong Nguyen Luan Vu, Le Hieu Giang, Le Linh , Vo Lam Chuong, Phan Tan Hai; “ Thiết kế bộ điều khiển pid cho quá trình không ổn định bậc hai có thời gian trễ ”. <i>Ho Chi Minh City University Of Technology And Education, Vietnam, 2017.</i>

DANH MỤC CÁC CÔNG TRÌNH NGHIÊN CỨU CÓ LIÊN QUAN

STT	Cấp nghiên cứu	Nội dung nghiên cứu	Mã đề tài/ bảo vệ	Chủ trì/ tham gia
1	Cấp trường	Thiết kế, chế tạo mô hình lò sấy	T2015-28/ đã bảo vệ	Chủ trì
2	Cấp trường trọng điểm	Thiết kế bộ điều khiển IMC-PID kết hợp với bộ lọc cho hệ thống điều khiển phân ly đơn giản hóa	T2016-27TĐ/ đã bảo vệ	Chủ trì
3	Cấp trường trọng điểm	Thiết kế bộ điều khiển PI phân số cho hệ thống điều khiển tầng	T2016-76TĐ/ đã bảo vệ	Tham gia
4	Cấp trường trọng điểm	Thiết kế phân tích bộ điều khiển IMC-PID kết hợp bộ lọc cho hệ thống phân ly lý tưởng nhúng trong hệ thống dự bao Smith đa biến.	T2016-29TĐ/ đã bảo vệ	Tham gia
5	Cấp bộ	Nghiên cứu, thiết kế và chế tạo các bộ điều khiển phân ly đơn giản hóa để nâng cao tính ổn định bền vững và hiệu quả hoạt động của các quá trình đa biến trong công nghiệp	B2015.22.02/ đã bảo vệ	Tham gia
6	Cấp bộ	Nghiên cứu và chế tạo tháp chưng cất hỗn hợp ethanol và nước công suất 100 lít/ngày	B2017.SPK.05/ đã bảo vệ	Tham gia

TÀI LIỆU THAM KHẢO

- [1] Chien I-L, Huang H-P, Yang J-C; “A simple multiloop tuning method for PID controllers with no proportional kick”, *Ind. Eng. Chem. Res.*, 38, p.1456-1468, 1999.
- [2] Truong, N. L. V. and M. Lee; “Multi-Loop PI Controller Design for Enhanced Disturbance Rejection in Multi-Delay Processes,” *International Journal Of Mathematics And Computers in Simulation*, 1(3), 89-94, 2008.
- [3] Truong, N. L. V. and M. Lee; “Multi-loop PI Controller Design for Enhanced Disturbance Rejection in Multi-delay Processes,” *ISSUE 1, Korea, Volume 2*, pp 89-94, 2008.
- [4] Truong, N. L. V. and M. Lee; “Multi-Loop PI Controller Design Based on the Direct Synthesis for Interacting Multi-Time Delay Processes,” *ISA Trans.*, 49, 79–86, 2010c.
- [5] Jobrun Nandong, Zhuquan Zang; “Multi-loop design of multi-scale controllers for multi-variable processes, *J. Process Control*, 24, p. 600-612, 2014.
- [6] Wang, Q. C., T. H. Lee and C. Liu; “Relay Feedback - Analysis, Identification and Control,” Springer, London, U.K., 2003.
- [7] Wang, Q. G., B. Huang and X. Guo; “Auto-Tuning of TITO Decoupling Controllers from Step Tests,” *ISA Trans*, 39, 407–418, 2000.
- [8] Truong, N. L. V. and M. Lee; “Design of multi-loop PID controllers based on the generalized IMC-PID method with Mp Criterion,” *International journal of control, automation, and systems*, 5(2), 212-217, 2007
- [9] Truong, N. L. V. and M. Lee; “Independent Design of Multi-Loop PI/PID Controllers for Interacting Multivariable Processes,” *J. Process Control*, 20, 922–933, 2010a.
- [10] Wade, H. L.; “Inverted Decoupling: a Neglected Technique,” *ISA Trans.*, 36, 3–10, 1997.
- [11] Astrom, K. J., K. H. Johansson and Q. W. Wang; “Design of Decoupled PI Controller for Two-by-Two Systems,” *IEE Proc. Contr. Theor. Appl.*, 149, 74–81, 2002.

- [12] Cai, W. J., W. Ni, M. J. He and C. Y. Ni; “Normalized Decoupling—A New Approach for MIMO Processes Control System Design,” *Ind. Eng. Chem. Res.*, 47, 7347–7356, 2008.
- [13] Gagnon, E., A. Pomerleau and A. Desbiens; “Simplified, Ideal or Inverted Decoupling,” *ISA Trans.*, 37, 265–276, 1998.
- [14] Garrido, J., F. Vázquez, F. Morilla; “Generalized Inverted Decoupling for TITO processes,” 18th, pp.7535–7540, 2011.
- [15] Garrido, J., F. Vázquez and F. Morilla; “An Extended Approach of Inverted Decoupling,” *J. Process Control*, 21, 55–68, 2011.
- [16] Yuling Shen, Shaoyuan Li,* Ning Li, and Wen-Jian Cai; “Partial Decoupling Control for Multivariable Processes,” *Ind. Eng. Chem. Res.*, 50, 7380–7387, 2011
- [17] Morari, M., Zafiriou, E.; “Robust Process Control,” Prentice - Hall, Englewood Cliffs, New Jersey, 1989.
- [18] Ogunnaike, B. A., J. P. Lemaire, M. Morari and W.H. Ray; “Advanced Multivariable Control of a Pilot Plant Distillation Column,” *AIChE J.*, 29, 632–640, 1983.
- [19] Rivera, D. E.; Morari, M.; Skogestad, S. Internal Model Control. 4. PID Controller Design. *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.* 25, pp.252–265, 1986.
- [20] Sinskey, F.G.; *Process Control Systems: Application, Design, and Tuning*, McGraw-Hill, 4th Edition, 1996.
- [21] Huang, H.P.; Lin, Y.S. Tuning PID Controller for Open-loop Unstable Processes with Time Delay. *Chem. Eng. Commum.* 133, pp.11-30, 1995.
- [22] Chen, D.; Seborg, D. E. PI/PID Controller Design Based on Direct Synthesis and Disturbance Rejection, *Ind. Eng. Chem. Res.* 41, pp.4807–4822, 2002.
- [23] Chien, I. L., S. C. Peng and J. H. Liu., “Simple control method for integrating processes with long deadtime,” *Journal of Process Control*, 12, pp. 391-404, 2002.
- [24] Skogestad, S.; “Simple Analytic Rules for Model Reduction and PID Controller Tuning”, *J. Process Control.* 13, pp.291–309, 2003.
- [25] Shamsuzzuha, M.; Lee, M.; “An Enhanced Performance PID Filter Controller for First Order Time Delay Processes”, *J. Chem. Eng. Japan.* 40, 2007.

- [26] R.Vilanova, O.Arrieta, P.Ponsa; “Robust PI/PID controllers for load disturbance based on direct synthesis”, *ISA Transactions*, vol.81, p.177-196, 2018.
- [27] J. G. Ziegler, and N. B. Nichols, “Optimum Settings for Automatic Controllers,” *Transactions of the ASME*, Vol. 115, pp. 220 – 222, June 1993.
- [28] Luyben, W. L.; “Simple Method for Tuning SISO Controllers in Multivariable Systems,” *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, 25, 654–660, 1986.
- [29] Astrom, K.J.; Hägglund, T. *PID Controller: Theory, Design and Tuning*, 2nd Ed. Instrument Society of America: Research Triangle Park, NC. 1995.
- [30] K. J. Astrom, and T. Hagglund, “Automatic tuning of PID controllers,” *Research Triangle Park, NC, USA*. 1988.
- [31] Shen, Y., W. J. Cai and S. Li; “Normalized Decoupling Control for High-Dimensional MIMO Processes for Application in Room Temperature Control HVAC Systems,” *Control. Eng. Pract.*, 18, 652–664, 2010.
- [32] Ho, W.K., Hang, C. C. and Cao, L. S., “Tuning of PID Controllers Based on Gain and Phase Margins Specifications,” *Automatica*, 31, 197, 1995.
- [33] Lee, D.Y., Lee, M., Lee, Y., and Park, S., “Mp Criterion Based Multiloop PID Controllers Tuning For Desired Closed-Loop Responses,” *Korean.J. Chem.Eng.*, 20(1), 8-13, 2003.
- [34] Truong, N. L. V., Jietae Lee and M. Lee; “Design of Multi-loop PID Controllers Based on the Generalized IMC-PID Method with Mp Criterion,” *IJCAS*, Korea, vol. 5, no. 2, pp. 212-217, 2007.
- [35] J. M. Maciejowski, “Multivariable Feedback Design,” *Cambridge University and Pembroke College, Cambridge*, 1989.
- [36] McAvoy, T. J.; *Interaction Analysis: Principles and Applications*, Instrument Society of America, Research Triangle Park, U.S.A., 1983.
- [37] Wood, R. K. and M. W. Berry; “Terminal Composition Control of Binary Distillation Column,” *Chem. Eng. Sci.*, 28, 1707–1717, 1973.

- [38] Loh, A.P., Hang C.C., Quek, C.K., Vasnani, VN, "Autotuning of Multivariable Proportional-Integral Controllers Using Relay Feedback," *Ind. Eng. Chem. Res.*, 32, 1002-1007, 1993.
- [39] Truong, N. L. V. and M. Lee; "Analytical Design of Multi-loop PI Controllers for Interactive Multivariable Processes," *J. Chem. Eng. Japan.*, 43, 196–208, 2010b.
- [40] Truong N.L.V.; Lee, M; "An extended method of simplified decoupling for multivariable processes with multiple time delays", *J. Chem. Eng. of Japan*, 2013, 46, 279-293.
- [41] Bristol, E. H; "Recent results on interactions in multivariable process control", 71st annual AIChE meeting, p.78b, Houston, USA, 1979.
- [42] Dale E. Seborg, Thomas F. Edgar, D. A. Mellichamp, "Process Dynamic and Control, John Wiley & Sons, 2nd Edition, 2004.
- [43] Dong-Yup Lee, Moonyong Lee and Sunwon Park, "Mp Criterion based Multiloop PID controller Tuning for Desired closed loop responses," *Korean J.Chem.Eng.*,20(1), 8-13, 2003.
- [44] Halevi, Y., Palmor, Z.J. and Efrati, E., "Automatic tuning of decentralized PID controllers for MIMO processes," *Journal of process control*, vol.7, pp.119-128, 1997.
- [45] Jung, J., Choi, JY, Lee, J., "One-Parameter Method for a Multiloop Control System Design," *Ind. Eng. Chem. Res.*, 38, 1580-1588, 1999.
- [46] Lee, M., K. Lee, C. Kim and J. Lee; "Analytical Design of Multi-loop PID Controllers for Desired Closed-loop Responses," *AIChE J.*, **50**, 1631–1635, 2004.
- [47] Lee, Y.; Lee, J.; Park, S. PID Controller Tuning for Integrating and Stable Process with Time Delay. *Chem. Eng. Sci.* 55, pp.3481-3493.
- [48] Qing-Guo Wanga, Yu Zhanga, Min-Sen Chiub, "Non-interacting control design for multivariable industrial processes", Volume 13, Issue 3, 253–265, 2003.
- [49] Basualdo, M.S. and Marchetti, J.L., "Tuning method for Interactive Multiloop IMC, PI and PID controllers," *Chem. Eng. Commun.*97, 47 (1990).
- [50] Chien, I. L. and P. S. Fruehauf., "Consider IMC tuning to improve performance," *Chem. Eng. Prog.*, 86 (10), pp. 33-41, 1990.

- [51] Liu, T., W. Zhang and D. Gu; “Analytical Design of Decoupling Internal Model Control (IMC) Scheme for Two-Input-Two-Output (TITO) Processes with Time Delays,” *Ind. Eng. Chem. Res.*, 45, 3149–3160, 2006.
- [52] Shamsuzzuha, M.; Lee, M. IMC-PID Controller Design for Improved Disturbance Rejection of Time-Delayed Processes. *Ind. Eng. Chem. Res.* 46, pp.2077-2091, 2007.
- [53] Truong, N. L. V. and M. Lee; “A unified approach to the design of advanced proportional-integral-derivative controllers for time-delay processes,” *Korean, J. Chem. Eng.*, 30(3), 546-558, 2013.

Tiếng Việt

- [54] Nguyễn Hữu Tùng, *Kỹ thuật tách hỗn hợp nhiều cấu tử*, tập 1, Nhà xuất bản Bách Khoa, 2010.
- [55] Nguyễn Hữu Tùng, *Kỹ thuật tách hỗn hợp nhiều cấu tử*, tập 2, Nhà xuất bản Bách Khoa, 2010.
- [56] Bộ môn quá trình và thiết bị công nghệ hóa chất, *Sổ tay quá trình và thiết bị công nghiệp hóa chất*, tập 1, Nhà xuất bản Khoa học Kỹ thuật, 2006.
- [57] Bộ môn quá trình và thiết bị công nghệ hóa chất, *Sổ tay quá trình và thiết bị công nghiệp hóa chất*, tập 2, Nhà xuất bản Khoa học Kỹ thuật, 2006.
- [58] Hồ Hữu Phương, *Cơ sở tính toán thiết bị hóa chất*, Nhà xuất bản Bách Khoa, 1976.

PHỤ LỤC

Phụ lục 1: Chế tạo tháp chưng cất

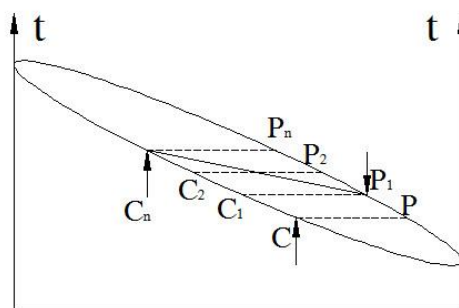
1. Phương pháp chưng cất

Chưng cất là quá trình phân tách hỗn hợp lỏng hoặc khí lỏng thành các cấu tử riêng biệt dựa vào sự khác nhau về độ bay hơi của chúng (nhiệt độ sôi khác nhau ở cùng áp suất), thông qua việc lặp đi lặp lại nhiều lần quá trình bay hơi - ngưng tụ. Trong đó, vật chất đi từ pha lỏng vào pha hơi hoặc ngược lại. Khi chưng cất, ta nhận được nhiều cấu tử, có bao nhiêu cấu tử sẽ thu được bấy nhiêu sản phẩm. Ví dụ trong trường hợp xét hệ chưng cất đơn giản với hai cấu tử thì ta thu được hai sản phẩm, bao gồm sản phẩm đỉnh có cấu tử có độ bay hơi lớn với nhiệt độ sôi nhỏ và sản phẩm đáy có cấu tử có độ bay hơi bé với nhiệt độ sôi lớn. Trong nghiên cứu này, với việc chưng cất Ethanol và Nước, sản phẩm đỉnh chủ yếu sẽ là Ethanol và một ít Nước, sản phẩm đáy chủ yếu là Nước và một ít Ethanol.

Các phương pháp chưng cất phổ biến hiện nay bao gồm chưng cất gián đoạn hoặc chưng cất liên tục, theo nguyên lý chưng cất dựa vào áp suất thấp, áp suất thường và áp suất cao, trên cơ sở nhiệt độ sôi của các cấu tử, nếu nhiệt độ sôi của các cấu tử quá cao thì ta giảm áp suất làm việc để giảm nhiệt độ sôi của các cấu tử.

▪ *Chưng cất gián đoạn*

Nguyên tắc chưng cất gián đoạn được thể hiện theo sơ đồ ở Hình 1.

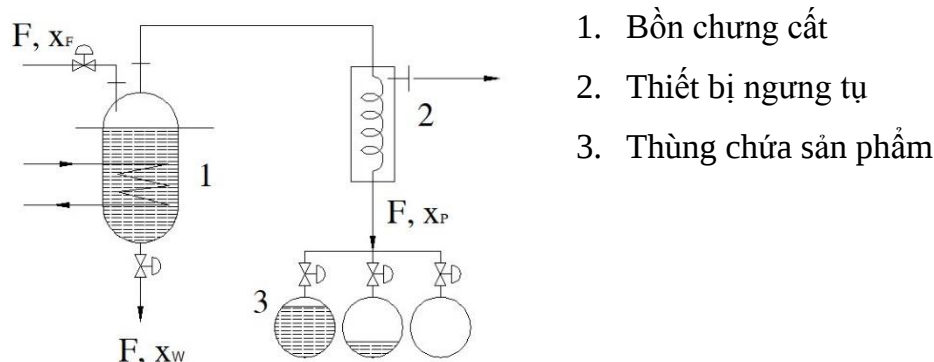


Hình 1 Sơ đồ cân bằng pha cho chưng cất gián đoạn

Lúc đầu, dung dịch có thành phần biểu thị ở điểm C, khi đun đến nhiệt độ sôi hơi bốc lên có thành phần ứng với điểm P, vì trong pha hơi luôn có cấu tử dễ bay

hơi hơn là trong pha lỏng, nên trong thời gian chưng cất, thành phần pha lỏng sẽ chuyển dần về phía cấu tử khó bay hơi. Cuối cùng, ta sẽ nhận được chất lỏng còn lại trong bồn chưng cất với thành phần là C_n và thu được hỗn hợp hơi $P, P_1, P_2, \dots, P_n$.

Sơ đồ nguyên lý chưng cất gián đoạn được biểu diễn trên Hình 2.



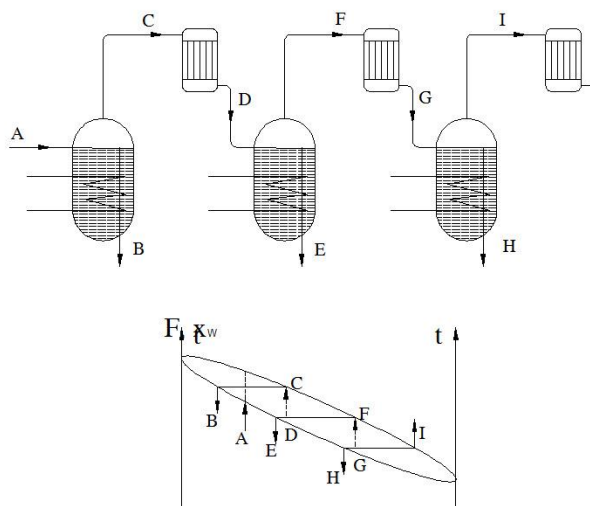
Hình 2 Sơ đồ chưng cất đơn giản

Trong đó, hỗn hợp đầu tiên được đưa vào bồn chưng cất (1), tại đây hỗn hợp được gia nhiệt với một nhiệt độ thích hợp để có thể bốc hơi và tạo thành các cấu tử pha hơi đi vào thiết bị ngưng tụ và làm lạnh (2). Khi đạt được nhiệt độ làm lạnh cần thiết đến pha lỏng, các cấu tử pha lỏng sẽ được đưa đến thùng chứa (3), chất lỏng còn lại trong bồn chưng cất sẽ được tháo ra. Như vậy, đây chính là quá trình chưng cất gián đoạn. Tuy nhiên, ta vẫn có thể tiến hành chưng cất liên tục nếu thành phần sản phẩm không thay đổi. Trong công nghiệp, ta có thể sử dụng phương pháp chưng cất gián đoạn trong các trường hợp sau:

- Khi nhiệt độ sôi của hai cấu tử rất khác nhau.
- Khi không đòi hỏi sản phẩm có độ tinh khiết cao.
- Khi tách hỗn hợp lỏng ra khỏi tạp chất không bay hơi.
- Khi tách sơ bộ hỗn hợp nhiều cấu tử.

▪ **Chưng cất liên tục**

Phương pháp chưng cất gián đoạn không cho phép ta thu được sản phẩm có độ tinh khiết cao. Để có được sản phẩm có độ tinh khiết cao, ta tiến hành chưng cất liên tục nhiều lần, theo giản đồ thể hiện ở Hình 3.



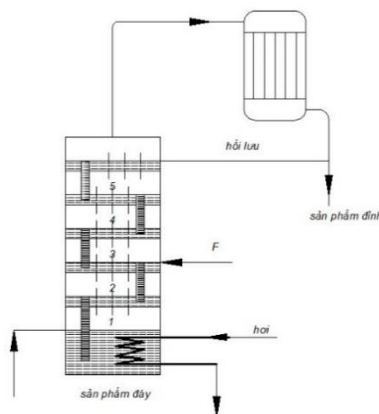
Hình 3 Sơ đồ chưng cất liên tục nhiều lần

Trong đó, hỗn hợp đầu tiên được liên tục đưa vào bồn chưng cất 1 (A). Tại đây, một phần chất lỏng được bốc hơi tạo thành sản phẩm đỉnh, ống tháo sản phẩm đỉnh đồng thời cũng là ống để duy trì mực chất lỏng trong bồn không đổi. Cấu tử hơi (C) được duy trì ở trạng thái cân bằng với pha lỏng (B). Cấu tử hơi (C) sau đó được ngưng tụ thành chất lỏng và tiếp tục đi vào bồn chưng cất 2 (D). Tại đây, ta tiếp tục lặp lại tiến trình như ở bồn chưng cất 1 và thu được hơi (F) và chất lỏng (E). Tiếp tục thực hiện quá trình như trên ở bồn chưng cất 3 (G) và thu được hơi (I) và chất lỏng (H). Lưu ý, ở mỗi bồn chưng cất ta phải cung cấp thiết bị nhiệt riêng biệt. Kết quả của nguyên một quá trình trên cho ta các sản phẩm đáy (B), (E) và (H). Sản phẩm đỉnh (I) chứa nhiều cấu tử dễ bay hơi.

Ngoài ra, ta có thể điều chỉnh quá trình trên để nhận được sản phẩm đáy có chứa nhiều cấu tử ít bay hơi hơn bằng cách cho sản phẩm đáy của bồn (2) hồi lưu trở về bồn (1) và sản phẩm đáy của bồn (3) trở về bồn (2), ... với điều kiện ta phải khống chế quá trình cung cấp nhiệt tốt, để có thể thu được sản phẩm đỉnh I và sản phẩm đáy B, một cách liên tục và ổn định. Bên cạnh đó, ta phải điều khiển để duy trì trạng thái cân bằng giữa các bồn như ở sơ đồ ban đầu. Tuy nhiên, quá trình như trên sẽ có nhược điểm là tốn năng lượng nhiều cho việc cung cấp nhiệt và hệ thống sẽ phức tạp và khó chế tạo. Chính vì thế, để đơn giản hóa hệ thống chưng cất, ngày nay tháp chưng cất được thiết kế chế tạo nhằm cải thiện các khuyết điểm của các hệ thống nêu trên.

▪ Cơ sở thiết kế tháp chưng cất

Trong nghiên cứu này, các thuật toán điều khiển được đề xuất sẽ được áp dụng trên mô hình tháp chưng cất Ethanol và Nước:



Hình 4 Sơ đồ nguyên lý tháp chưng cất

Như ta đã thấy ở Hình 4, tháp chưng cất gồm có nhiều tầng, ở mỗi tầng có nhiều đĩa, mỗi đĩa tương ứng với mỗi bồn ở các sơ đồ trên. Ở đây, tháp có bộ phận gia nhiệt để tạo pha hơi với nguyên tắc các cấu tử pha hơi sẽ đi từ dưới lên trên qua các lỗ của đĩa, cấu tử pha lỏng sẽ chảy từ trên xuống dưới theo các ống dẫn, nồng độ của các cấu tử sẽ thay đổi theo chiều cao của tháp, nhiệt độ sôi cũng thay đổi theo tương ứng với sự thay đổi nồng độ.

Ở đĩa (1) chất lỏng chứa cấu tử dễ bay hơi có nồng độ (x_1), hơi bốc lên từ đĩa (1) có nồng độ cân bằng với (x_1) là (y_1), hơi này qua các lỗ đi lên đĩa (2) và tiếp xúc với chất lỏng đang tồn tại ở đó. Do nhiệt độ ở đĩa (2) thấp hơn đĩa (1) cho nên một phần hơi được ngưng tụ. Do đó, với nồng độ (x_2) > (x_1), cấu tử pha hơi sẽ tiếp tục bay lên từ đĩa (2) sẽ có nồng độ cân bằng với (x_2) là (y_2). Quá trình này được thực hiện một cách tuần tự với các đĩa (3), (4) và (5), cuối cùng ta nhận được cấu tử pha hơi có nồng độ cao tương ứng với chiều cao của tháp.

Tóm lại, trên mỗi đĩa sẽ xảy ra quá trình chuyển khối giữa pha lỏng và pha hơi, trong đó, phần lớn cấu tử dễ bay hơi sẽ chuyển pha từ lỏng sang hơi và một số ít cấu tử sẽ chuyển pha từ hơi sang lỏng. Quá trình được lặp lại nhiều lần với số lượng đĩa tương

ứng. Cuối cùng, trên đỉnh tháp ta thu được cầu tử dễ bay hơi ở nồng độ cao và ở đáy tháp ta thu được cầu tử khó bay hơi ở nồng độ cao.

Theo lý thuyết thì mỗi đĩa của tháp là một bậc thay đổi nồng độ, thành phần hơi đi ra khỏi đĩa cân bằng với thành phần chất lỏng đi vào đĩa. Như vậy, số lượng đĩa của tháp chưng cất sẽ tương ứng với số lần thay đổi nồng độ. Tuy nhiên, trên thực tế, ở mỗi đĩa quá trình chuyển khối giữa hai pha thường rất khó cân bằng. Quá trình chưng cất được thực hiện ở tháp chưng cất có thể là liên tục hoặc gián đoạn.

Hiện nay, đối với tháp chưng cất Ethanol và Nước, người ta chọn phương pháp chưng cất liên tục, cấp nhiệt gián tiếp bằng bồn gia nhiệt ở áp suất thường.

Trong sản xuất thường sử dụng rất nhiều loại tháp nhưng chúng đều có một yêu cầu cơ bản là diện tích bề mặt tiếp xúc pha phải lớn, điều này phụ thuộc vào độ phân tán của lưu chất này vào lưu chất kia.

Tháp chưng cất rất phong phú về kích cỡ và ứng dụng, các tháp lớn nhất thường được ứng dụng trong công nghiệp lọc hoá dầu. Kích thước của tháp: đường kính tháp và chiều cao tháp tùy thuộc suất lượng pha lỏng, pha khí của tháp và độ tinh khiết của sản phẩm. Ta khảo sát hai loại tháp chưng cất thường dùng là tháp mâm và tháp chêm.

Tháp mâm: thân tháp hình trụ, thẳng đứng phía trong có gắn các mâm có cấu tạo khác nhau để chia thân tháp thành những đoạn bằng nhau, trên mâm pha lỏng và pha hơi được cho tiếp xúc với nhau. Tùy theo cấu tạo của đĩa, ta có:

Tháp mâm chóp: trên mâm bố trí có chóp dạng: tròn, xú bấp, chữ s...

Tháp mâm xuyên lỗ: trên mâm bố trí các lỗ có đường kính (3-12) mm

Tháp chêm: tháp hình trụ, gồm nhiều đoạn nối với nhau bằng mặt bích hay hàn. Vật chêm được cho vào tháp theo một trong hai phương pháp: xếp ngẫu nhiên hay xếp thứ tự theo bảng 1 dưới cho ta thấy sự so sánh của các loại tháp.

Nhận xét: Qua việc phân tích và so sánh như trên, phương án thiết kế tháp mâm xuyên lỗ được chọn để làm mô hình ứng dụng.

Tháp mâm xuyên lỗ là trạng thái giữa trung gian giữa tháp chêm và tháp mâm chóp. Nên ta chọn tháp chưng cất là tháp mâm xuyên lỗ.

Như vậy chúng cất hệ thống Ethanol và Nước ta dùng tháp mâm xuyên lỗ hoạt động liên tục ở áp suất thường, cấp nhiệt gián tiếp ở đáy tháp.

Bảng 1 So sánh ưu và nhược điểm của các loại tháp

	Tháp chêm	Tháp mâm xuyên lỗ	Tháp mâm chóp
Ưu điểm	- Đơn giản - Trở lực thấp	- Hiệu suất tương đối cao. - Hoạt động khá ổn định. - Làm việc với chất lỏng bẩn	- Hiệu suất cao - Hoạt động ổn định
Nhược điểm	- Hiệu suất thấp. - Độ ổn định kém. - Thiết bị nặng.	- Trở lực khá cao - Yêu cầu lắp đặt khắt khe - Lắp đĩa thật phẳng	- Cấu tạo phức tạp - Trở lực lớn. - Không làm việc với chất lỏng bẩn.

▪ Chế tạo mô hình ứng dụng

Dựa trên kết quả tính toán thiết kế ở phần trên, mô hình ứng dụng tháp chưng cất đã được chế tạo với các thiết bị như sau, từ (hình 15) đến (hình 44). Đồng hồ đo lưu lượng nạp liệu; Van tuyến tính nạp liệu; Đồng hồ đo lưu lượng nạp liệu; Cảm biến nhiệt độ nạp liệu; Cảm biến mức; Van nạp – xả liệu; Cảm biến nhiệt độ đỉnh tháp; Điện trở nôi đun; Cảm biến áp suất; Bồn chứa hỗn hợp sản phẩm; Thiết bị ngưng tụ; Bơm làm mát; Bơm hoàn lưu.



Hình 5 Bơm cấp liệu



Hình 6 Đồng hồ đo lưu lượng nạp liệu



Hình 7 Van tuyến tính cấp liệu



Hình 8 Điện trở gia nhiệt cấp liệu



Hình 9 Cảm biến nhiệt độ



Hình 10 Cảm biến đo mức nguyên liệu



Hình 11 Van điện từ



Hình 12 Thùng nguyên liệu



Hình 13 Bồn gia nhiệt đáy thấp



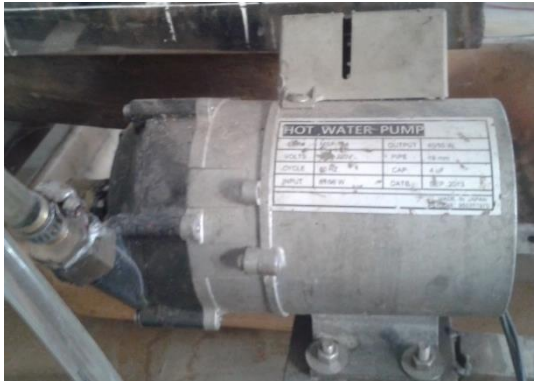
Hình 14 Số tray tháp chưng cất



Hình 15 Thùng phân dòng sản phẩm



Hình 16 Thiết bị ngưng tụ sản phẩm



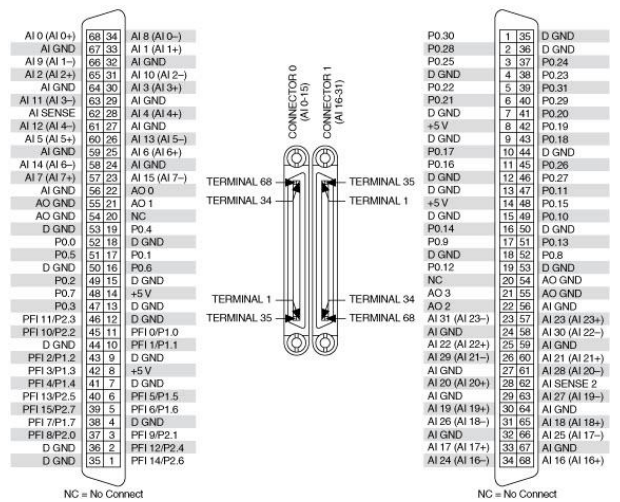
Hình 17 Bơm nước



Hình 18 Điện trở gia nhiệt đáy tháp



Hình 19 Mô đun giao tiếp của Card PCIe 6323



Phụ lục 2: Chương trình Matlab sử dụng trong Luận án

2.1 Chương trình Matlab chạy mô phỏng bồn nước đôi

```
clear all
warning off

K1 = 11.1669;
tau1 = 160.7739;
theta1 = 0.8525;
lambda1 = 1;
gamma1 = 0.1;

K2 = 10.808;
tau2 = 38.4661;
theta2 = 2.1803;
lambda2 = 2;
gamma2 = 0.1;

beta1 = tau1*(1-exp(-theta1/tau1)*(1-lambda1/tau1)^2)

Kc1= (2/5*theta1)/(K1*(2*lambda1 + theta1 - beta1))
Ti1 = (2/5*theta1)
Td1 = theta1/8
d1 = 0;
c1 = beta1
a1 = (3/5*theta1*beta1-
1/10*theta1^2+4/5*lambda1*theta1+lambda1^2)/(2*lambda1 +
theta1 - beta1)-tau1
b1 = (-
3/20*theta1^2*beta1+1/60*theta1^3+1/10*lambda1*theta1^2+2/
5*lambda1^2*theta1)/(2*lambda1 + theta1 - beta1)- a1*tau1

beta2 = tau2*(1-exp(-theta2/tau2)*(1-lambda2/tau2)^2)

Kc2 = (2/5*theta2)/(K2*(2*lambda2 + theta2 - beta2))
Ti2 = (2/5*theta2)
Td2 = theta2/8
d2 = 0;
c2 = beta2
```

```

a2 = (3/5*theta2*beta2-
1/10*theta2^2+4/5*lambda2*theta2+lambda2^2)/(2*lambda2 +
theta2 - beta2)-tau2
b2 = (-
3/20*theta2^2*beta2+1/60*theta2^3+1/10*lambda2*theta2^2+2/
5*lambda2^2*theta2)/(2*lambda2 + theta2 - beta2)- a2*tau2

sim('Tank_SD');
figure(1)
plot(out1_sd.Time,out1_sd.Data,'-k','LineWidth',2);

figure(2)
plot(out2_sd.Time,out2_sd.Data,'-k','LineWidth',2);
grid on

```

2.2 Chương trình Matlab chạy mô phỏng Tháp chưng cất

```
clear
warning off

K1 = 10.139;
tau1 = 1127.9;
theta1 = 37.302;
lambda1 = 80;
gamma1 = 0.1;

K2 = 6.6232;
tau2 = 145.1873;
theta2 = 2.581;
lambda2 = 20;
gamma2 = 0.1;

K3 = 0.0082;
tau3 = 58.1358;
theta3 = 20.8159;
lambda3 = 30;
gamma3 = 0.1;

beta1 = tau1*(1-exp(-theta1/tau1)*(1-lambda1/tau1)^2)
Kc1= (2/5*theta1)/(K1*(2*lambda1 + theta1 - beta1))
Ti1 = (2/5*theta1)
Td1 = theta1/8
d1 = 0;
c1 = beta1
a1 = (3/5*theta1*beta1-
1/10*theta1^2+4/5*lambda1*theta1+lambda1^2)/(2*lambda1 +
theta1 - beta1)-tau1
b1 = (-
3/20*theta1^2*beta1+1/60*theta1^3+1/10*lambda1*theta1^2+2/
5*lambda1^2*theta1)/(2*lambda1 + theta1 - beta1)- a1*tau1

beta2 = tau2*(1-exp(-theta2/tau2)*(1-lambda2/tau2)^2)
Kc2 = (2/5*theta2)/(K2*(2*lambda2 + theta2 - beta2))
Ti2 = (2/5*theta2)
Td2 = theta2/8
d2 = 0;
c2 = beta2
```

```

a2 = (3/5*theta2*beta2-
1/10*theta2^2+4/5*lambda2*theta2+lambda2^2)/(2*lambda2 +
theta2 - beta2)-tau2
b2 = (-
3/20*theta2^2*beta2+1/60*theta2^3+1/10*lambda2*theta2^2+2/
5*lambda2^2*theta2)/(2*lambda2 + theta2 - beta2)- a2*tau2

beta3 = tau3*(1-exp(-theta3/tau3)*(1-lambda3/tau3)^2)
Kc3 = (2/5*theta3)/(K3*(2*lambda3 + theta3 - beta3))
Ti3 = (2/5*theta3)
Td3 = theta3/8
d3 = 0;
c3 = beta3
a3 = (3/5*theta3*beta3-
1/10*theta3^2+4/5*lambda3*theta3+lambda3^2)/(2*lambda3 +
theta3 - beta3)-tau3
b3 = (-
3/20*theta3^2*beta3+1/60*theta3^3+1/10*lambda3*theta3^2+2/
5*lambda3^2*theta3)/(2*lambda3 + theta3 - beta3)- a3*tau3
sim('thapchungcat')
figure(1)
plot(out1_sd.Time,out1_sd.Data,'-k','LineWidth',2)
grid on
figure(2)
plot(out2_sd.Time,out2_sd.Data,'-k','LineWidth',2)
grid on
figure(3)
plot(out3_sd.Time,out3_sd.Data,'-k','LineWidth',2)
grid on

```