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

TÓM TẮT LUẬN ÁN TIẾN SĨ

NGÀNH: MÃ SÓ: Kỹ THUẬT CƠ KHÍ 9520103

Tp. Hồ Chí Minh, tháng 10 - 2020

CÔNG TRÌNH ĐƯỢC HOÀN THÀNH TẠI TRƯỜNG ĐẠI HỌC SƯ PHẠM KỸ THUẬT THÀNH PHỐ HỒ CHÍ MINH

Hướng dẫn khoa học 1: PGS.TS. LÊ HIẾU GIANG

Hướng dẫn khoa học 2: PGS.TS. TRƯỜNG NGUYỄN LUÂN VŨ

Luận án tiến sĩ được bảo vệ trước HỘI ĐỒNG CHẤM BẢO VỆ LUẬN ÁN TIẾN SĨ TRƯỜNG ĐẠI HỌC SƯ PHẠM KỸ THUẬT, Tp. HCM Ngày ... tháng ... năm ... BỘ GIÁO DỤC VÀ ĐÀO TẠO TRƯỜNG ĐẠI HỌC SƯ PHẠM KỸ THUẬT THÀNH PHỐ HỒ CHÍ MINH

Số: ⁹⁶⁸/QĐ-ĐHSPKT

CỘNG HÒA XÃ HỘI CHỦ NGHĨA VIỆT NAM Độc lập – Tự do – Hạnh phúc

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 Qui 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 nghi của Trưởng phòng Đào tao,

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 điề thống đa biến	ều khiển phân ly dùng cho các hệ

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 Qui 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 kế từ ngày ký cychuie

Nơi nhận:

- BGH (để chỉ đạo);
- Như điều 3;

- Lưu: VT, SĐH.

UTRƯỞNG ăn Dũng

Chương 1. MỞ ĐẦU

1.1. Đặt vấn đề

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.

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 vòng điều khiển bất kỳ. Nhiều phương pháp khác nhau được để xuất để khắc phục khó khăn này của việc điều khiến 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. 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 khiến 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 của luận án

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 để đơn giản hóa hàm truyền của các vòng điều khiển. Từ đó, phương pháp thiết kế bộ điều khiển PI/PID dựa vào cấu trúc mô hình nội (IMC) cũng được đề xuất cho các quá trình phổ biến gồm hệ bậc 1 và bậc 2 có trễ.

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 với đặc tính của hệ tuyến tính hoặc gần tuyến tính (có thể xấp xỉ về dạng tuyến tính quanh điểm làm việc). Khi đó, đặc tính động của hệ có thể được mô tả bởi ma trận hàm truyền bậc n.

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×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 Matlab 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. Điểm mới về mặt học thuật của luận án

Điểm mới của luận án được xem xét ở hai khía cạnh: *Tính mới:*

<u>1 inn mơi:</u>

- 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 dụng 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. 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 khiến 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 khiến phức tạp. Các đóng góp mới của luận án được tóm tắt như sau:

- Đề xuất phương pháp thiết kế tổng quát cho hệ đa biến bậc n sử dụng phân ly đơn giản hóa.
- Sử dụng phương pháp đồng nhất hệ số để đưa các thành phần của ma trận phân ly và ma trận đường chéo sau khi phân ly (D(s) và Q(s)) về các dạng chuẩn thường gặp như: hệ sớm trễ phan, hệ bậc 1 và bậc 2 có trễ.
- 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).
- Chế tạo mô hình thực nghiệm để kiểm chứng các phương pháp đề xuất, bao gồm: hệ bồn nước (2x2) và hệ thống chưng cất hỗn hợp Ethanol và nước (3x3). Từ đó, xây dựng các chương trình trên Matlab để mô phỏng và điều khiển thời gian thực các quá trình đa biến trên. Các kết quả đạt được chứng tỏ sự khả thi và tính hiệu quả của các phương pháp đề xuất.

Chương 2. TỔNG QUAN VỀ VẤN ĐỀ NGHIÊN CỨU

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 (vào – 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.

Các phương pháp điều khiến phân ly phổ biến bao gồm: *phương pháp điều khiến phân ly lý tưởng, phương pháp điều khiến phân ly đơn giản hóa, và phương pháp điều khiến phân ly đơn giản hóa, và phương pháp điều khiến phân ly nghịch.* Việc lựa chọn phương pháp điều khiến phân ly fú tưởng sẽ giúp cho việc thiết kế bộ điều khiến 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 khiến phân ly tương đối phức tạp và nhạy với sai số mô hình của hệ thống. Phương pháp điều khiến 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.

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. Phương pháp Ziegler-Nichols (Z - N)

Có hai phương pháp: phương pháp thứ nhất được gọi là *phương pháp chu kỳ liên tục* được đề xuất đầu tiên năm 1942. Với mô hình có thêm thời gian trễ lần đầu tiên được đề xuất.

Phương pháp thứ hai, được gọi là *phương pháp đường cong đáp ứng của quá* trình được đề xuất trong năm 1943

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.

2.2.2. Phương pháp điều chỉnh BLT (BLT)

Phương pháp hiệu chỉnh BLT do Luyben đề xuất nhằm thiết kế các vòng điều khiển đơn biến cho hệ đa biến. Xét hệ đa biến như hình 2.1, 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 2.1 Sơ đồ khối hệ thống điều khiển đa biến

2.2.3. 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) . 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.

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 2.2 dưới đây:





Hình 2.2 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 2.2a). Căn cứ vào bước này, chúng ta cài đặt bộ điều khiến 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 2.2b).

Bước 3: Hồi tiếp thực nghiệm được đặt giữa y_I và u_I (hình 2.2c). 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 chinh vòng 1.

2.3. Điều khiển phân ly quá trình đa biến

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. 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 hiên thực hóa bộ phân ly gặp nhiều khó khăn. 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 thức hóa bộ phân ly nghịch.

2.3.1. Phân ly lý tưởng

Sơ đồ khối bộ phân ly lý tưởng thể hiện hình 2.6



Hình 2.6 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:

$$G(s) = P(s)D(s) = \begin{bmatrix} P_{11}(s) & 0\\ 0 & P_{22}(s) \end{bmatrix}$$
(2.1)

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

$$D(s) = \begin{bmatrix} D_{11}(s) & D_{12}(s) \\ D_{21}(s) & D_{22}(s) \end{bmatrix}$$
(2.2)

2.3.2. Phân ly đơn giản hóa

Sơ đồ khối bộ phân ly đơn giản hóa như hình 2.7. Ta có thể thấy về mặc 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 lặp bằng 1. Do đó, ma trận phân ly có dạng như sau:



Khi đó, 2 phần tử còn lại của ma trận phân ly:

$$D_{12}(s) = -\frac{P_{12}(s)}{P_{11}(s)}$$

$$D_{21}(s) = -\frac{P_{21}(s)}{P_{22}(s)}$$
(2.4)

(2.3)

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

$$G(s) = \begin{bmatrix} P_{11} - \frac{P_{12}P_{21}}{P_{22}} & 0\\ 0 & P_{22} - \frac{P_{12}P_{21}}{P_{11}} \end{bmatrix}$$
(2.5)

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 2.8



Hình 2.8 Sơ đồ khối phân ly nghịch

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

$$D(s) = \begin{bmatrix} 1 & D_{12}(s) \\ D_{21}(s) & 1 \end{bmatrix}$$
(2.6)

Các thành phần còn lại của bộ phân ly:

$$D_{12}(s) = -\frac{P_{12}(s)}{P_{11}(s)}$$

$$D_{21}(s) = -\frac{P_{21}(s)}{P_{22}(s)}$$
(2.7)

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:

$$G(s) = \begin{bmatrix} P_{11} & 0\\ 0 & P_{22} \end{bmatrix}$$
(2.8)

Chương 3. THIẾT KẾ BỘ ĐIỀU KHIỂN PHÂN LY ĐƠN GIẢN HÓA

3.1. Hệ phân ly đa biến tổng quát

Xét hệ thống đa biến bất kỳ n ngõ vào, n ngõ ra ma trận hàm truyền. Dựa vào lý thuyết cơ bản của các kỹ thuật phân ly đã đề cập, 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 x n* Mục tiêu của sự phân ly là để xác định ma trân phân ly **D**, thỏa mãn điều kiên

 $GD = \tilde{O}$, là một ma trận đường chéo:

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

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:

$$d_{ji} = \frac{c_{ij}}{c_{ii}}, \quad i, j = 1, 2, ..., n; \ j \neq i$$
 (3.2)

$$q_{ii} = \frac{g_{ii}}{\Lambda_{ii}} \tag{3.3}$$

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), 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 (*ii*) 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:

$$\boldsymbol{G} = \begin{bmatrix} g_{11} & g_{12} \\ g_{21} & g_{22} \end{bmatrix}$$
(3.4)

Bộ phân ly được tính theo (3.2) như sau:

$$\boldsymbol{D} = \begin{bmatrix} 1 & -\frac{g_{12}}{g_{11}} \\ -\frac{g_{21}}{g_{22}} & 1 \end{bmatrix}$$
(3.5)

Quá trình bị phân ly được xác định theo (3.3), như sau:

$$q_{11} = \frac{g_{11}}{\Lambda_{11}} = g_{11} - \frac{g_{12}g_{21}}{g_{22}}$$

$$q_{22} = \frac{g_{22}}{\Lambda_{22}} = g_{22} - \frac{g_{12}g_{21}}{g_{11}}$$
(3.6)

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:

$$\boldsymbol{G} = \begin{bmatrix} g_{11} & g_{12} & g_{13} \\ g_{21} & g_{22} & g_{23} \\ g_{31} & g_{32} & g_{33} \end{bmatrix}$$
(3.7)

Ma trận phân ly được xác định theo (3.2), như sau:

$$\boldsymbol{D} = \begin{bmatrix} 1 & \frac{C_{21}}{C_{22}} & \frac{C_{31}}{C_{33}} \\ \frac{C_{12}}{C_{11}} & 1 & \frac{C_{32}}{C_{33}} \\ \frac{C_{13}}{C_{11}} & \frac{C_{23}}{C_{22}} & 1 \end{bmatrix}$$
(3.8)

Trong đó

$$\mathbf{C} = \begin{bmatrix} C_{11} & C_{12} & C_{13} \\ C_{21} & C_{22} & C_{23} \\ C_{31} & C_{32} & C_{33} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} (g_{33}g_{22} - g_{32}g_{23}) & -(g_{33}g_{21} - g_{31}g_{23}) & -(g_{31}g_{22} - g_{32}g_{21}) \\ -(g_{33}g_{12} - g_{32}g_{13}) & (g_{33}g_{11} - g_{31}g_{13}) & -(g_{32}g_{11} - g_{31}g_{12}) \\ -(g_{22}g_{13} - g_{22}g_{12}) & -(g_{22}g_{11} - g_{21}g_{13}) & (g_{22}g_{11} - g_{21}g_{12}) \end{bmatrix}$$
(3.9)

Quá trình bị phân ly được xác định theo (3.3), như sau:

$$q_{11} = \frac{g_{11}}{\Lambda_{11}} = \left[\frac{g_{11}(g_{22}g_{33} - g_{23}g_{32}) - g_{12}(g_{21}g_{33} - g_{23}g_{31}) - g_{13}(g_{31}g_{22} - g_{21}g_{32})}{g_{22}g_{33} - g_{23}g_{32}}\right]$$
$$q_{22} = \frac{g_{22}}{\Lambda_{22}} = \left[\frac{g_{22}(g_{11}g_{33} - g_{13}g_{31}) - g_{21}(g_{12}g_{33} - g_{13}g_{32}) - g_{23}(g_{32}g_{11} - g_{31}g_{12})}{g_{11}g_{33} - g_{13}g_{31}}\right]$$
(3.10)

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

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 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 (3.17), khi thực hiện phép chia hai hàm truyền có thể dẫn đến hàm mũ có lũy thừa dương hay là hệ không nhân quả. 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. 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, 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 thõa mãn các yêu cầu của bài toán hiện thực hóa.

Các thành phần phân ly từ phương trình (3.2) có thể được khai triển theo chuổi Maclaurin như sau:

$$d_{ji}^{eff}(s) = a_{ji} \left(1 + \frac{b_{ji}}{a_{ji}}s + \frac{c_{ji}}{a_{ji}}s^2 + \frac{d_{ji}}{a_{ji}}s^3 \right) + O(s^4)$$
(3.11)

Trong đó các hệ số được tính như sau:

$$\begin{aligned} a_{ji} &= d_{ji}^{eff}(0) \\ b_{ji} &= \frac{dd_{ji}^{eff}(0)}{ds} \bigg|_{s=0} \\ c_{ji} &= \frac{1}{2} \frac{d^2 d_{ji}^{eff}(0)}{ds^2} \bigg|_{s=0} \\ d_{ji} &= \frac{1}{6} \frac{d^3 d_{ji}^{eff}(0)}{ds^3} \bigg|_{s=0} \end{aligned}$$
(3.12)

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 thõa mãn được yêu cầu.

• Khâu sớm trễ pha $d^{r_eff} = \frac{K_r(\tau_{ra}s+1)}{\tau_{rb}s+1}$ (3.13)

$$K_{r} = a_{ji}, \tau_{ra} - \tau_{rb} = \frac{b_{ji}}{a_{ji}}, (\tau_{rb} - \tau_{ra})\tau_{rb} = \frac{c_{ji}}{a_{ji}}$$

$$K_{r} = a_{ji}, \tau_{rb} = -\frac{c_{ji}}{b_{ji}}, \tau_{ra} = \frac{b_{ji}}{a_{ji}} - \frac{c_{ji}}{b_{ji}}$$
Khâu sóm trễ pha có trễ
$$d^{r_eff} = \frac{K_{r}(\tau_{ra}s + 1)e^{-\theta_{r}s}}{\tau_{rb}s + 1}$$
(3.14)

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

$$K_r = a_{ji}$$

$$\theta_r + \tau_{rb} - \tau_{ra} = -\frac{b_{ji}}{a_{ji}}$$

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

$$\left(\frac{1}{2}\theta_r^2 + \tau_{rb}\theta_r + \tau_{rb}^2 - \tau_{ra}\theta_r - \tau_{ra}\tau_{rb}\right)\tau_{rb} + \frac{\theta_r^3}{6} - \frac{\tau_{ra}\theta_r^2}{2}$$

$$= -\frac{d_{ji}}{a_{ji}}$$
(3.15)

Để các thành phần của ma trận phân ly dễ thực hiện, các giá trị của θ_r , τ_{ra} , τ_{rb} phải là các số thực dương.

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

3.3.1. Giới thiệu

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} 3.3.2.1. Thiết kế bô 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 điểu 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 tri đăt 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 tri đăt (set-point) và đáp ứng khử nhiễu (disturbance) trong cấu trúc điều khiển IMC được thành lập như sau:

$$y(s) = G_p(s)q(s)f_r(s)r(s) + [1 - \tilde{G}_pq(s)]G_d(s)d(s)$$
(3.16)

(3.17)

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

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

Trong đó:

 $p_{4}(s)$ 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:

 $q(s) = p_m^{-1}(s)f(s)$ (5.18) 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:

$$f(s) = \frac{\sum_{i=1}^{\nu} (\beta_i s + 1)}{(\lambda s + 1)^{\alpha}}$$
(3.19)

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 $G_d(s)$.

$$1 - G_{p}(s)q(s)|_{s=z_{d1},z_{d2},\dots,z_{dv}} = \left| 1 - \frac{p_{A}(s)\sum_{i=1}^{v}(\beta_{i}s+1)}{(\lambda s+1)^{\alpha}} \right|_{s=z_{d1},z_{d2},\dots,z_{dv}}$$
(3.20)
= 0

Thay công thức (3.19) vào (3.17) ta nhận được bộ điều khiển IMC như sau: $\sum_{n=1}^{\infty} (\rho_n a_n + 1)$

$$q(s) = p_m^{-1}(s) \frac{\sum_{i=1}^{m} (p_i s + 1)}{(\lambda s + 1)^{\alpha}}$$
(3.21)

Thay công thức (3.21) vào công thức (3.16), ta có được hàm truyền đạt vòng kín theo giá trị đặt hoặc theo nhiễu quá trình lần lượt như sau:

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

$$\frac{y(s)}{d(s)} = \left(1 - \frac{p_A(s)\sum_{i=1}^{\nu}(\beta_i s + 1)}{(\lambda s + 1)^{\alpha}}\right)G_d(s)$$
(3.22)

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

$$G_c(s) = \frac{q(s)}{1 - \tilde{G}_p(s)q(s)}$$
(3.23)

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

$$G_c(s) = \frac{p_m^{-1}(s)\sum_{i=1}^{\nu}(\beta_i s + 1)}{(\lambda s + 1)^{\alpha} - p_A(s)\sum_{i=1}^{\nu}(\beta_i s + 1)}$$
(3.24)

Công thức (3.24) hiện tại chưa phải là bộ điều khiên PI/PID. Do đó ta phải chuyển đối thành bộ PI/PID thích hợp bằng việc sử dụng các kỹ thuật xấp xỉ một cách phù hợp nhất. Trong luận án 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:

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

$$f_r(s) = \frac{\gamma\tau_I s + 1}{(\tau_I\tau_D s^2 + \tau_I s + 1)}$$
Trong đó, $0 \le \gamma \le 1$ có ý nghĩa như sau:
$$-\gamma = 0:$$
 đáp ứng theo giá trị đặt bị chậm
$$(3.25)$$

γ=1: không sử dụng bộ lọc ngõ vào

 0<γ<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:

$$G_c(s) = K_c \left(1 + \frac{1}{\tau_I s} + \tau_D s \right) \frac{ds^2 + cs + 1}{as^2 + bs + 1}$$
(3.26)

Bằng việc so sánh công thức (3.13) và (3.14), ta sẽ xác định được các qui luật

điều chỉnh bị 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:

$$G_p(s) = \frac{Ke^{-\theta s}}{\tau s + 1} \tag{3.27}$$

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:

$$f(s) = \frac{\beta s + 1}{(\lambda s + 1)^2} \tag{3.28}$$

Theo đó bộ điều khiển hồi tiếp vòng kín là

$$G_c(s) = \frac{(\tau s + 1)(\beta s + 1)}{K[(\lambda s + 1)^2 - e^{-\theta s}(\beta s + 1)]}$$
(3.29)
Pằng việc sử dụng phén vấn vị Podá 2/2 đối với hàm mũ o lộc như cou:

Băng việc sử dụng phép xăp xỉ Padé 3/2 đối với hàm mũ e- θ s như sau: $3\theta = 3\theta^2 = \theta^3$

$$e^{-\theta s} = \frac{1 - \frac{3\theta}{5}s + \frac{3\theta^2}{20}s^2 - \frac{\theta^2}{60}s^3}{1 + \frac{2\theta}{5}s + \frac{\theta^2}{20}s^2}$$
(3.30)

Thay phương trình (3.29) vào (3.30) và biến đổi tương đương đưa về bộ điều khiển PID, ta có kết quả các thông số bộ điều khiển như sau:

$$K_{c} = \frac{\left(\frac{2\theta}{5}\right)}{K(2\lambda + \theta - \beta)}, \tau_{I} = \frac{2\theta}{5}, \tau_{D} = \frac{\theta}{8}$$

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

$$b = \frac{\left(-\frac{3\theta^{2}\beta}{20} + \frac{\theta^{3}}{60} + \frac{\lambda\theta^{2}}{10} + \frac{2\lambda^{2}\theta}{5}\right)}{(2\lambda + \theta - \beta)} - a\tau, c = \beta, d = 0$$
(3.31)

Bộ lọc đầu vào được thiết kế theo công thức (3.28) như sau:

$$\beta = \tau \left[1 - \left(1 - \frac{\lambda}{\tau} \right)^2 e^{\frac{-\theta}{\tau}} \right]$$
(3.32)

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:

$$G_p(s) = G_d(s) = \frac{Ke^{-0.5}}{(\tau_1 s + 1)(\tau_2 s + 1)}$$
(3.33)

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

$$f(s) = \frac{\beta_2 s^2 + \beta_1 s + 1}{(\lambda s + 1)^4}$$
(3.34)

Như thể bộ điều khiến IMC được xác định

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

$$G_c(s) = \frac{(\tau_1 s + 1)(\tau_2 s + 1)(\beta_2 s^2 + \beta_1 s + 1)}{K[(\lambda s + 1)^4 - e^{-\theta s}(\beta_2 s^2 + \beta_1 s + 1)]}$$
(3.35)

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

$$K_{c} = \frac{\beta_{1}}{K(3\lambda + \theta - \beta_{1})}, \tau_{I} = \beta_{1}, \tau_{D} = \frac{\beta_{2}}{\beta_{1}}$$

$$a = \frac{\left(-\beta_{2} + \frac{3\theta\beta_{1}}{5} - \frac{\theta^{2}}{10} + \frac{6\lambda\theta}{5} + 3\lambda^{2}\right)}{(3\lambda + \theta - \beta_{1})} - (\tau_{1} + \tau_{2}),$$

$$b = \frac{\left(\frac{3\theta\beta_{2}}{5} - \frac{3\theta^{2}\beta_{1}}{20} + \frac{\theta^{3}}{60} + \frac{3\lambda\theta^{2}}{20} + \frac{6\lambda^{2}\theta}{5} + \lambda^{3}\right)}{(3\lambda + \theta - \beta_{1})} - \tau_{1}\tau_{2}$$

$$-a(\tau_{1} + \tau_{2})$$
(3.36)

$$\begin{aligned} c &= \frac{1}{5}, u = \frac{1}{20} \\ \beta_1 &= \frac{\tau_1^2 \left[\left(1 - \frac{\lambda}{\tau_1} \right)^3 e^{\frac{-\theta}{\tau_1}} - 1 \right] - \tau_2^2 \left[\left(1 - \frac{\lambda}{\tau_2} \right)^3 e^{\frac{-\theta}{\tau_2}} - 1 \right]}{(\tau_1 - \tau_2)} \\ \beta_2 &= \tau_2^2 \left[\left(1 - \frac{\lambda}{\tau_2} \right)^3 e^{\frac{-\theta}{\tau_2}} - 1 \right] + \beta_1 \tau_2 \end{aligned}$$

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 tiểu chuẩn IAE như sau:

$$IAE = \int_0^\infty |e(t)| \, dt \tag{3.37}$$

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 mặc 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:

$$TV = \sum_{i=1}^{\infty} |u_{i+1} - u_i|$$
(3.38)

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 luận án 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).

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

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

Cột chưng cất Vinante & Luyben (VL).

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

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

✤ Cột chưng cất Ogunnaike & Ray (OR).

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:

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

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

Bộ điều khiển PID được xác định theo công thức từ (3.21) 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 ững 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)



Phương pháp	Vòng	K _C	τ_I	τ_D	λ	IAE	
Dharman alt (a. tà an ór	1	0.035	0.653	0.204	5.26	11 129	
r nuong phap de xuat	2	-0.0117	0.845	0.264	8.00	11.120	
BLT	1	0.375	8.29	-	-	56.473	
	2	-0.075	23.6	-	-		
SAT	1	0.87	3.25	-	1.11	24 207	
	2	-0.09	10.4	-	7.11	24.297	
T C MAX - T T A 42 T T T T T							

Bô lọc đầu vào	$F_{c1}(s) = \frac{ds^2 + cs + 1}{as^2 + bs + 1} = \frac{9.194s + 1}{0.103s^2 + 0.369s + 1}$
	$f_{r1}(s) = \frac{8.275s + 1}{9.19s + 1}$
Bộ lọc của bộ điều khiên đề	2 xuât vòng 2 là:
Dê lee dêw wêe	$F_{c2}(s) = \frac{ds^2 + cs + 1}{as^2 + bs + 1} = \frac{10.603s + 1}{0.185s^2 + 0.572s + 1}$
Bộ lộc dâu vào	$f_{r2}(s) = \frac{8.48s + 1}{10.6s + 1}$

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 (3.5) như sau:

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

Dung 112 Thong so của bộ thêu kinên và kết quả thực thiế của hệ thông vi								
Phương pháp	Vòng	K _C	$ au_I$	$ au_D$	λ	IAE		
Phương pháp đề	1	-0.29	0.272	0.085	1.6	2.60		
xuất	2	0.131	0.14	0.044	1.3	2.09		
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	-	-	7.15		

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

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 lộc của bộ đ	ieu khien de xuat vong 2 la:
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 (3.8) và (3.9) như sau:

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

Phương pháp	vòng	K _C	$ au_I$	$ au_D$	λ	IAE		
Dhuroma nhán đầ	1	0.34	1.04	0.325	4.00			
Phương pháp để	2	-0.089	1.20	0.375	3.75	86.24		
xuai	3	0.287	0.40	0.125	1.82			
	1	1.51	16.4	-	-			
BLT	2	-0.29	18.0	-	- 530.6			
	3	2.63	6.61	-	-			
	1	2.71	7.44	-	-			
SAT	2	-0.37	10.52	-	-	889.73		
	3	4.56	3.09	-	-			
Lưu ý: Bô lọc của bộ điều khiển để xuất vòng 1 là:								
		$F_{c1}(s) = \frac{ds^2 + cs + 1}{as^2 + bs + 1} = \frac{5.96s + 1}{0.23s^2 + 0.403s + 1}$						
Bộ lọc đâu v	ào							
		3.57s + 1						
		$f_{r1}(s) = \frac{1}{5.96s + 1}$						
Bộ lọc ci	ỉa bộ điều	khiển đề xu	ất vòng 2 là	:				
			$ds^2 + cs +$	- 1	4.83s + 2	1		
Bộ lọc đâu v	ào	$F_{c2}(s) = \frac{1}{as^2 + bs + 1} = \frac{1}{0.3s^2 + 0.44s + 1}$						
			<u>с</u> ()	2.9s +	1			
		$f_{r2}(s) = \frac{1}{4.83s + 1}$						
Bộ lọc của bộ điều khiển đề xuất vòng 3 là:								
		$F_{c3}(s) = \frac{ds^2 + cs + 1}{as^2 + bs + 1} = \frac{3.04s + 1}{0.035s^2 + 0.162s + 1}$						
Bộ lọc đâu v	ào							
			£ (a) -	1.823 <i>s</i> +	F 1			
$J_{r_3}(s) = \frac{1}{3.04s + 1}$								

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

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 hiên ở hình 4.5, hình 4.6 và hình 4.7







Từ kết quả mô phỏng ở bảng 4.3, hình 4.5, hình 4.6 và hình 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 500Ω để thành điện áp tương tự 2-10 (VDC) tương ứng với mức nước 0-45 (cm).



Hình 5.1 Mô hình ứng dụng bồn nước đôi

Tất các 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.

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

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 được từ mô hình nhận dạng:

$$\boldsymbol{G}(s) \simeq \begin{bmatrix} \frac{11.20e^{-0.83s}}{161.2s+1} & \frac{0.92e^{-5.185s}}{186.7s+1} \\ \frac{0.39e^{-4.41s}}{142.96s+1} & \frac{10.84e^{-0.84s}}{40.21s+1} \end{bmatrix}$$
(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 (2.12) ta có các kết quả sau:

Các phần tử của ma trận phân ly:

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

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

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

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:

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

$$Q_{22}(s) = \frac{10.3082}{38.4661s + 1} \tag{5.9}$$

Dựa theo phương pháp đề xuất tìm thông số PID cho các hệ bậc 1 có trể theo các công thức (3.31) đến (3.32), 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:

8				•••	
Loop	K _c	τ_I	$ au_D$	Bộ lọc PID	Bộ lọc ngõ vào
1	1.605	0.34	0.106	$f = \frac{2.8335s + 1}{0.0375s^2 + 0.0215s + 1}$	$f_r = \frac{0.2833s + 1}{2.833s + 1}$
2	0.213	0.87	0.273	$f = \frac{5.801s + 1}{0.0291s^2 + 0.1338s + 1}$	$f_r = \frac{0.5801s + 1}{5.801s + 1}$

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

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



Hình 5.7 Sơ đồ Simulink của bộ điều khiển



nước ở bồn 1



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. 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 khiến chạy chế độ Real-Time Đáp ứng đầu ra của hệ thống khi giá trị đặt là 300 mm như sau:



Hình 5.11 Đáp ứng mức nước ở bồn 1



Hình 5.12 Đáp ứng mức nước ở bồn 2

Đáp ứng đầu ra của hệ thống khi giá trị đặt là 200 mm như sau:



Hình 5.13 Đáp ứng mức nước ở bồn 1
 5.2.5. Nhận xét

Hình 5.14 Đáp ứng mức nước ở bồn 2

Him 3.14 Dap ung mue nuoe o

Qua quá trình thực thi bộ điều khiển phân ly cho hệ bồn nước đôi ta đạt đuợc 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 PI/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 bồn 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. tháp chưng cất



Hình 5.15 Mô hình thiết kế 3D tháp chưng cất



Hình 5.16 Mô hình tháp chưng cất Ethanol và Nước

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



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 R1, R2, R3 và R4 FV1, FV2 và FV3 N1, N2, N3, N4 và N5 FC1, FC2 TC1, TC2, TC3 và TC4 LC1, LC2 B1, B2 B3

Là Van ON-OFF Là điện trở gia nhiệt Là Van tuyến tính Là số tray tháp chưng cất Là bộ điều khiến lưu lượng Là bộ điều khiến nhiệt độ Là bộ điều mức Là bơm định lượng Là bơm ly tâm

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

5.3.5. Kết quả điều khiển

Q

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:

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

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

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

Sử dụng phương pháp thiết kể 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 các các thông số được tổng hợp trong bảng 5.2

Loop	K _C	$ au_I$	$ au_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	$f = \frac{48.6172s + 1}{2.8436s^2 + 14.3204s + 1}$	$f_r = \frac{4.862s + 1}{48.617s + 1}$

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

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 5.22.



Hình 5.22 Sơ đồ Simulink của bộ điều khiển chạy chế độ Real-Time

Các kết quả mô phỏng đạt được như mô tả ở hình 5.23, hình 5.24 và hình 5.25.





Từ các hình (5.23) - (5.25) 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 COLLUMN" 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 5.26 Sơ đồ Simulink của bộ điều khiển chạy chế độ Real-Time

Hình 5.27, hình 5.28 và hình 5.29 là quá trình thực thi bộ điều khiến trên hệ thống thật cũng như dữ liệu được thu thập trong 1000(s). Từ đồ thị ta thấy các thông số công nghệ của quá trình chưng cất Ethanol và nước được điều khiến 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. Để giảm thời gian chưng cất nên nồng đồ cồn ngõ vào được pha loãng khoảng 60%, cồn ngõ ra sau một lần chưng cất được khoảng 90% (chưa có hồi lưu).



Hình 5.27 Kết quả điều khiển biến nhiệt độ bốn đáy khi mô phỏng và thực nghiệm



Hình 5.28 Kết quả điều khiển biến nhiệt độ cấp liệu khi mô phỏng và thực nghiệm


Hình 5.29 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 thốngl

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, 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 Δ e sẽ bằng 0. Điều này có nghĩa là giá trị IAE mô phỏng chủ yếu phản ảnh 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.



Nồng đồ Ethanol trước khi chưng cấtNồng đồ Ethanol sau khi chưng cấtHình 5.30 Kết quả thực thi bộ điều khiển trước và sau khi chưng cất



Hình 5.31 Tháp chưng cất đang vận hành

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: *nhiệt độ bồn đáy, 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).

CHƯƠNG 6. KẾT LUẬN VÀ KIẾN NGHỊ

6.1. KẾT LUẬT

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 điều chính hệ thống đa biến, phương pháp so sánh và phương pháp đánh giả 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 dụng được các mô hình thực nghiệm để kiếm 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 được tác giả thiết kế với 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. KIÉN 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 lại 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.

STT	Nội dung
1	T. N. L. Vu, L. H. Giang, Linh Le ; "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</i>
	and Sustainable Development, Viet Nam, pp.609-615, 2014.
2	T. N. L. Vu, L. H. Giang, Linh Le ; "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</i> <i>Green Technology and Sustainable Development, Viet Nam,</i> pp.616-622, 2014.
3	T. N. L. Vu, L. H. Giang, Linh Le ; "Design Of Simplified Decoupling Smith Control Scheme For Multivariable Process With Multiple Time Delays" <i>Proceedings of The 2nd International Conference on Green</i> <i>Technology and Sustainable Development, Viet Nam</i> , pp.623-628, 2014.
4	Lê Linh, Trương Nguyễn Luân Vũ, Lê Hiếu Giang. Design of multi-loop controller for simplified decoupling system. Proceedings of the 4th National Conference on Mechanical Science & Technology, HCMC November 6th, 2015, vol. 2, pp. 23-29.
5	Lê Linh, Trương Nguyễn Luân Vũ, Lê Hiếu Giang; "Design of IMC-PID Controller Cascaded Filter for Simplified Decoupling Control System" International Journal of Electrical, Computer, Energetic, Electronic and Communication Engineering Vol:10, No:7, 2016, Singapore.
6	Lê Hiểu 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,</i> <i>Computer, Energetic, Electronic and Communication Engineering Vol:10,</i> <i>No:7, 2016 , Singapore.</i>
7	Trương Nguyễn Luân Vũ, Lê Hiếu Giang, Lê Linh ; "Fractional-Order PI Controller Tuning Rules for Cascade Control System" <i>International</i> <i>Journal of Electrical, Computer, Energetic, Electronic and</i> <i>Communication Engineering Vol:10, No:7, 2016, Singapore.</i>
8	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", International Conference on System Science and Engineering (ICSSE), Ho Chi Minh City, Vietnam, 2017.
9	Truong Nguyen Luan Vu, Le Hieu Giang, Le Linh , Vo Lam Chuong, Phan Tan Hai; " <i>Thiết kế bộ điều khiển pid cho quá trình không ổn định bậc hai</i> có thời gian trễ". Ho Chi Minh City University Of Teachnolory And Education, Vietnam.

CÁC KẾT QUẢ NGHIÊN CỨU

STT	Cấn	Nôi dụng nghiên cứu	Mã đề tài/	Chủ trì/
511	nghiên	This dung nginen euu	hảo vê	tham
	círu	eín		oia
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	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

DANH MỤC CÁC CÔNG TRÌNH NGHIÊN CỨU CÓ LIÊN QUAN

VIETNAM MINISTRY OF EDUCATION AND TRAINING HO CHI MINH CITY UNIVERSITY OF TECHNOLOGY AND EDUCATION

LE LINH

STUDY DESIGN A DECOUPLING CONTROLLER USING FOR MULTIVARIABLE PROCESSES

DOCTORAL THESIS SUMMARY

Major: Mechanical Engineering Program code: 9520103

Ho Chi Minh City, October 30st, 2020

A THESIS SUBMITTED IN FULFILLMENT OF THE REQUIREMENTS FOR THE DEGREE OF DOCTOR OF PHILOSOPHY AT

HO CHI MINH CITY UNIVERSITY OF TECHNOLOGY AND EDUCATION

The principal supervisor: Assoc. Prof. Dr. LE HIEU GIANG (Signature)

The second supervisor: Assoc. Prof. Dr. TRUONG NGUYEN LUAN VU (Signature)

This thesis has been presented to

THE EXAMINATION COUNCIL FOR DOCTORAL THESIS

HO CHI MINH CITY UNIVERSITY OF TECHNOLOGY AND EDUCATION

Ho Chi Minh City, October 30st, 2020

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

Số: ⁹⁶⁸/QĐ-ĐHSPKT

CỘNG HÒA XÃ HỘI CHỦ NGHĨA VIỆT NAM Độc lập – Tự do – Hạnh phúc

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 Qui 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 nghi của Trưởng phòng Đào tao,

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 điề thống đa biến	ều khiển phân ly dùng cho các hệ

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 Qui 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 kế từ ngày ký cychuie

Nơi nhận:

- BGH (để chỉ đạo);
- Như điều 3;

- Lưu: VT, SĐH.

UTRƯỞNG ăn Dũng

Chapter 1. INTRODUCTION

1.1. Question

Nowadays the study of multivariable control systems is of great interest in Vietnam due to the urgent need to apply in practice in many domestic factories, especially factories of oil and gas extraction, distillation, and thermal power plants. Although all operating technologies are now foreign, the need to master technology and improve capacity to reduce production costs is always urgent.

Furthermore, in the world, the main approach to controlling multivariable systems is advanced control techniques such as predictive control, intelligent control. However, there are still many studies trying to take advantage of classical control techniques because of its simplicity and efficiency. To do that, it is necessary to research and develop methods for separating multivariable processes into many single loop systems.

The multivariable process is a complex system with many interactions between process variables and control variables. These interactions affect the change of the remaining outputs when there is a change in any control loop. Various methods have been proposed to overcome this difficulty of controlling multivariable systems. However, the most prominent is the decoupling technique with three methods: ideal decoupling, inverse decoupling and simplified decoupling. However, until recently, no general control method for multivariable systems has been published or developed using decoupling control techniques. Therefore, the research to expand and develop the decoupling controller design method, on the basis of the new analytical method, to use for many multivariable processes is the issue that the author will focus on in this thesis.

With the above needs and reasons, the author has selected the thesis "Research, and design of a decoupling controller for multivariable systems" for this doctoral thesis.

1.2. The objective of the thesis

Because the decoupling method has many different techniques, so in this thesis, the author only focuses on the simplified decoupling controller. The proposed method will find out the true nature of the decoupling law of control variables by accurately determining from the ratio of the initial open-loop properties and diagonal factors of the Dynamic Relative Gain Arrays (DRGA). In consequence, a general and compact structure for the simplified decoupling controller is proposed.

In addition, a process model simplification method will be proposed to simplify the transfer functions of control loops. After that, the design method of PI/PID controller based on internal model structure (IMC) has also been proposed for common processes including 1st and 2nd order systems plus delay time.

1.3. Research scope and limit

In reality, the multivariable process is very diverse and complex, within the limitation of the thesis, the author only focuses on process control systems with the characteristics of linear or near-linear systems (approximated by linear form around the working point). The system dynamic can be described by an n-order transfer function matrix.

In order to ensure the reliability of the proposed methods as well as easy comparison with the other methods, the mathematical models used in theoretical research are well-known standard models, such as: Wood and Berry (WB), Vinate Luyben (VL), and Ogunnaike and Ray (OR).

The proposed method can be applied in general processes up to *n* input and *n* outputs $(n \times n)$ systems. However, simulation results as well as experimental models are limited to the 3×3 system.

In the experimental model of the distillation column, the author only studies the technological parameters in the process of separating ethanol from water, such as temperature, flow, and pressure. Mathematical models of experimental models are obtained based on the empirical methods (black box model).

1.4. Research methods

Research and analyze documents, published works at home and abroad in order to determine the objectives and assigned tasks.

Using Matlab software to simulate, and verify control laws to justify theoretical studies as well as compare with other published results.

Study the interactions of technological parameters of control processes such as temperature, pressure, and flow. Then, building the transfer function of the system using empirical methods. Evaluate theoretical simulation results with actual data in order to calibrate the system parameters and propose reasonable measurements and control solutions for the system.

1.5. New academic points of the thesis

The new point of the thesis is considered in two aspects:

Novelty:

- Develop a general method as a foundation to control distillation systems with uncertain parameters. This method of the thesis is capable of solving the task of controlling systems in terms of stability performance as well as disturbance rejection.

- Propose a design method to generalize a simplified decoupling control system, including: control rules of multivariable systems, adjustable rules of multivariable systems, comparison and evaluation methods of the whole system.

- Propose a design method of PI/PID controller based on internal model structure (IMC) used for standard processes such as first order plus time delay system (FOPTD) and second oder plus time delay system (SOPTD). The proposed controller is to be applied to the closed multi-loop structure of the decoupled multivariable processes.

Practical results:

- Develop experimental models to simulate a typical multivariable decoupling controller with control variables such as level, temperature, and flow rate.

- Fabricate experimental models to verify the proposed methods such as the coupled tank system (2x2) and distillation column of ethanol (3x3)

- Application of the proposed method to design a simplified decoupling controller for multivariable processes (2x2 and 3x3).

- Build programs on Matlab to simulate and control real-time multivariable processes (2x2 and 3x3).

- The proposed method can be applied to multivariable processes in practice

1.6. The contributions of the thesis

The thesis will contribute to the group of simplified decoupling controller methods for multivariable processes with a new general method and applicability to complex systems. The new contributions of the thesis are summarized as follows:

- Proposing general design method for n-order multivariable systems using simplified decoupling
- Using coefficient matching method to approximate the components of decoupling matrix and decoupled matrix ((D (s) and Q (s)) to standard forms such as: lead/lag system, first order and second order plus delay time.
- Proposing a design method of PI/PID controller based on internal model structure (IMC) used for standard processes such as first order plus time delay system (FOPTD) and second order plus time delay system (SOPTD).
- Fabricating experimental models to verify the proposed methods, including: coupled tank system (2x2) and distillation column of ethanol (3x3). Building programs on Matlab to simulate and control the above multivable systems in real time. The results obtained demonstrate the applicability and effectiveness of the proposed methods.

Chapter 2. OVERVIEW OF RESEARCH ISSUES

2.1. Overview of research on decoupling techniques

Most process control systems are multivariable processes that have complex interactions between the measurement signals, control signals, and other signals (input and output) of the system. When the control loops interact with each other, each loop can not be adjusted independently, meaning that adjusting the controller of one loop will significantly affect the efficiency of the other loops and may cause malfunction for the entire control system. Centralized or decentralized control are often used to deal with adverse interactions occurring within the system. For multi-variable processes with low interaction, multi-loop controllers are often used because of their simple structure, proper efficiency and performance.

Common decoupling control methods include ideal decoupling control method, simplified decoupling control method, and inverted decoupling control method. The choice of method depends largely on the pros and cons of each method. The ideal decoupling control method will facilitate the design of the controller, since the system obtained after decoupling will be a diagonal matrix whose diagonal components are the transfer function of the processes. However, this method is rarely used in practice due to the complex decoupling matrices that are susceptible to the system's model error. The inverted decoupling control method is also rarely performed due to the relatively complex decoupling control method is sensitive to the model error of the system. The simplified decoupling control method is most widely used in industrial practice because of its simplicity and efficiency due to its simple decoupling structure.

2.2. Analysis and comparison of design methods for multivariable PI/PID controllers for decoupling systems

2.2.1. Ziegler-Nichols method (Z - N)

There are two methods: the first one called the continuous cycle method which was first proposed in 1942 for the model with the time delay

The second method called the response curve of a process was proposed in 1943.

For multivariable systems, the parameter tuning problem becomes much more complicated because of the interaction between control loops. The pure Z-N method is only suitable for single variable systems and, therefore, is difficult to apply in this case.

2.2.2. BLT adjustment method (BLT)

BLT method proposed by Luyben to design single control loops for multivariable systems. Considering the multivariable system as shown in Figure 2.1, it can be seen that the controller is a diagonal matrix whose components will be designed according to BLT method.



Figure 2.1 Block diagram for multiloop control system

2.2.3. SAT method

SAT method makes the controller design process easier for multivariable systems, most suitable for a 2×2 system. However, for systems with large delay time or high nonlinearity, the response of this method is overshoot and oscillation.

Closed loop with continuous automatic tuning

The tuning process of the MIMO system (2×2) follows sequentially as shown in Figure 2.2 below:





Figure 2.2 Sequence adjustment for 2×2 systems

The procedure is described through the following steps:

Step 1: Firstly, check the feedback between y_1 and u_1 while 2^{nd} loop is in manual mode (Figure 2.2a). Based on this step, we install the PI / PID controller according to Z - N method by the critical frequency and gain.

Step 2: Control parameters can be designed for the 2^{nd} loop using feedback between y_2 and u_2 while the 1^{st} loop switches to automatic mode (Figure 2.2b).

Step 3: Experimental feedback is placed between y_1 and u_1 (Figure 2.2c). While control on the 2^{nd} loop is set automatically; therefore, a new set of control parameters is determined for the controller in the 1^{st} loop.

Step 4: This process is repeated until the control parameters converge. If the 2nd loop is closed, the 1st loop is in tuning mode.

2.3. Decoupling control for multivariable processes

Currently, three decoupling methods are known as ideal decoupling, inverted decoupling and simplified decoupling. So, this is a relatively complicated issue because all technologies have their own advantages and limitations. Simplified decoupling is the most popular method, its main advantage is the simplification of the elements of the decoupling matrix. Ideal decoupling is rarely used in practice, if it is possible to use this method it is very easy to design the controller, but realizing the decoupler is difficult. Inverted decouping is also rarely performed, although it takes advantage of both the simplified and the ideal decoupling. Realizing the inverted decoupler is the biggest difficulty of this method.

2.3.1. Ideal decoupling

Block diagram of ideal decoupling is shown in figure 2.6



Figure 2.6 Two-variable decoupling control structure

The purpose of the ideal decoupling is to find a decoupler D(s) such that the open-loop transfer function of the decoupled system has the following form:

$$G(s) = P(s)D(s) = \begin{bmatrix} P_{11}(s) & 0\\ 0 & P_{22}(s) \end{bmatrix}$$
(2.1)

Where D(s) is the transfer function matrix of the decoupler

$$D(s) = \begin{bmatrix} D_{11}(s) & D_{12}(s) \\ D_{21}(s) & D_{22}(s) \end{bmatrix}$$
(2.2)

2.3.2. Simplified decoupling

The simplified decoupling block diagram is shown in Figure 2.7. We can see that this structure is similar to the ideal decoupling. However, in the simplified case, the diagonal elements of the decoupling matrix are set to 1. Hence, the decoupling matrix has the following form:



Figure 2.7 Simplified decouling block diagram

$$D(s) = \begin{bmatrix} 1 & D_{12}(s) \\ D_{21}(s) & 1 \end{bmatrix}$$
(2.3)

Then, the two remaining elements of the decoupling matrix:

$$D_{12}(s) = -\frac{P_{12}(s)}{P_{11}(s)}$$

$$D_{21}(s) = -\frac{P_{21}(s)}{P_{22}(s)}$$
(2.4)

The open-loop transfer functions of the system after decoupling are calculated by the following equation:

$$G(s) = \begin{bmatrix} P_{11} - \frac{P_{12}P_{21}}{P_{22}} & 0\\ 0 & P_{22} - \frac{P_{12}P_{21}}{P_{11}} \end{bmatrix}$$
(2.5)

2.3.3. Inverted decoupling

The structure of the inverted decoupling differs from the above two methods. General diagram for the two-variable system is shown in Figure 2.8



Figure 2.8 Diagram of inverted decoupling

The inverted decoupler also sets diagonal components to 1.

$$D(s) = \begin{bmatrix} 1 & D_{12}(s) \\ D_{21}(s) & 1 \end{bmatrix}$$
(2.6)

The remaining components of the decoupler:

$$D_{12}(s) = -\frac{P_{12}(s)}{P_{11}(s)}$$

$$D_{21}(s) = -\frac{P_{21}(s)}{P_{22}(s)}$$
(2.7)

For inverted decoupling, the diagonal components of the open loop transfer function matrix of the system after adding the decoupler are also the transfer functions on the main diagonal of the transfer function matrix of the process. The decoupled matrix has the following form:

$$G(s) = \begin{bmatrix} P_{11} & 0\\ 0 & P_{22} \end{bmatrix}$$
(2.8)

Chapter 3. DESIGN A SIMPLIFIED DECOUPLING CONTROL

3.1. General decoupling systems for multivariable processes

Consider a multivariable system n inputs n outputs with the transfer function matrix. Based on the basic theory of decoupling techniques mentioned above, in this section, the author proposes a generalization method to design a simplified decoupler for the n-order system.

The general block diagram of the decoupling control system is shown in Figure 3.1, where, $\tilde{G}_{C}(s)$ is a multi-loop closed-loop controller, **D** (s) is a separator. **G** (s) and $\tilde{Q}(s)$ are the multivariable process and decoupled matrix, respectively.



Figure 3.1 Block diagram of a nxn multivariable decoupling control system The objective of the decoupling problem is to determine the decoupler matrix **D**, which satisfies the condition $GD = \tilde{O}$, which is a diagonal matrix:

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

When designing the simplified decoupler, the component d_{ii} is defaulted to 1. Therefore, the result is as follows:

$$d_{ji} = \frac{C_{ij}}{C_{ii}}, \quad i, j = 1, 2, ..., n; \ j \neq i$$
(3.2)

$$q_{ii} = \frac{\delta u}{\Lambda_{ii}} \tag{3.3}$$

Where,

 C_{ii} , C_{ij} : The diagonal and non-diagonal components of the matrix of cofactors of G, the transfer function matrix of the process.

 Λ_{ii} Dynamic Relative Gain Array (DRGA) is proposed by Bristol (1979), for measuring the internal interactions of multivariable processes.

 g_{ii} : transfer function of the diagonal component (*ii*) of the transfer function matrix of the process

3.1.1. Simplified decoupling design for 2x2 multivariable process

Considering the 2x2 process with the following matrix:

$$\boldsymbol{G} = \begin{bmatrix} g_{11} & g_{12} \\ g_{21} & g_{22} \end{bmatrix}$$
(3.4)

The decoupler is calculated according to (3.2) as follows:

$$\boldsymbol{D} = \begin{bmatrix} 1 & -\frac{g_{12}}{g_{11}} \\ -\frac{g_{21}}{g_{22}} & 1 \end{bmatrix}$$
(3.5)

The decoupled process is determined according to (3.3), as follows:

$$q_{11} = \frac{g_{11}}{\Lambda_{11}} = g_{11} - \frac{g_{12}g_{21}}{g_{22}}$$

$$q_{22} = \frac{g_{22}}{\Lambda_{22}} = g_{22} - \frac{g_{12}g_{21}}{g_{11}}$$
(3.6)

3.1.2. Simplified decoupling design for 3x3 multivariable process

The general transfer function matrix for the 3x3 system is given as follows:

$$\boldsymbol{G} = \begin{bmatrix} g_{11} & g_{12} & g_{13} \\ g_{21} & g_{22} & g_{23} \\ g_{31} & g_{32} & g_{33} \end{bmatrix}$$
(3.7)

The decoupling matrix is determined according to (3.2), as follows:

$$\boldsymbol{D} = \begin{bmatrix} 1 & \frac{c_{21}}{c_{22}} & \frac{c_{31}}{c_{33}} \\ \frac{c_{12}}{c_{11}} & 1 & \frac{c_{32}}{c_{33}} \\ \frac{c_{13}}{c_{11}} & \frac{c_{23}}{c_{22}} & 1 \end{bmatrix}$$
(3.8)

Where,

$$\mathbf{C} = \begin{bmatrix} C_{11} & C_{12} & C_{13} \\ C_{21} & C_{22} & C_{23} \\ C_{31} & C_{32} & C_{33} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} (g_{33}g_{22} - g_{32}g_{23}) & -(g_{33}g_{21} - g_{31}g_{23}) & -(g_{31}g_{22} - g_{32}g_{21}) \\ -(g_{33}g_{12} - g_{32}g_{13}) & (g_{33}g_{11} - g_{31}g_{13}) & -(g_{32}g_{11} - g_{31}g_{12}) \\ -(g_{22}g_{13} - g_{23}g_{12}) & -(g_{22}g_{11} - g_{21}g_{13}) & (g_{22}g_{11} - g_{21}g_{12}) \end{bmatrix}$$
(3.9)

The decoupled process is determined according to (3.3), as follows:

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

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

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

$$(3.10)$$

3.2. Realization techniques for simplified decoupling

3.2.1 Realization

The realization requirement for a controller is that all components of transfer functions must be proper, causal, and stable. For systems with delay time or nonminimum phase, the calculation can lead to components with positive ze-ro solutions. Or as in Equation (3.17), performing the division of two transfer functions can lead to an exponential function with positive powers or a non-causal system. In the inverted decoupling technique, Garrido proposed a solution by adding a diagonal matrix containing the delay functions to change the delay characteristic of the component transfer functions. This is controversial because it changes the dynamic nature of the system function. In this study, the author uses simplified decoupling and proposes a solution to both reduce orders of the complex transfer functions and solve the realization of component transfer functions.

3.2.2. Coefficient matching method

The method of coefficient matching proposed by Truong and Lee aimed at reducing the order of the complex processes. In this study, this method is extended to lower the order of the components of the decoupling matrix and satisfy the requirements of the realization problem.

The decoupling components from equation (3.2) can be expanded according to Maclaurin series as follows:

$$d_{ji}^{eff}(s) = a_{ji} \left(1 + \frac{b_{ji}}{a_{ji}}s + \frac{c_{ji}}{a_{ji}}s^2 + \frac{d_{ji}}{a_{ji}}s^3 \right) + O(s^4)$$
(3.11)

The coefficients are calculated as follows:

$$\begin{aligned} a_{ji} &= d_{ji}^{eff}(0) \\ b_{ji} &= \frac{dd_{ji}^{eff}(0)}{ds} \bigg|_{s=0} \\ c_{ji} &= \frac{1}{2} \frac{d^2 d_{ji}^{eff}(0)}{ds^2} \bigg|_{s=0} \\ d_{ji} &= \frac{1}{6} \frac{d^3 d_{ji}^{eff}(0)}{ds^3} \bigg|_{s=0} \end{aligned}$$
(3.12)

3.2.3. Application of coefficient matching method

The lead/lag or the first order plus time delay system are often used to characterize the dynamics of decoupling matrix components because of the simplicity and appropriate response

• Lead/lag system

$$d^{r_eff} = \frac{K_r(\tau_{ra}s+1)}{\tau_{rb}s+1}$$
(3.13)

$$K_{r} = a_{ji}, \tau_{ra} - \tau_{rb} = \frac{b_{ji}}{a_{ji}}, (\tau_{rb} - \tau_{ra})\tau_{rb} = \frac{c_{ji}}{a_{ji}}$$
$$K_{r} = a_{ji}, \tau_{rb} = -\frac{c_{ji}}{b_{ji}}, \tau_{ra} = \frac{b_{ji}}{a_{ji}} - \frac{c_{ji}}{b_{ji}}$$

• Lead/lag system with delay time $d^{r_{-}eff} = \frac{K_r(\tau_{ra}s+1)e^{-\theta_r s}}{\tau_{rb}s+1}$ (3.14)

Similar to the above equations, we obtain:

$$K_{r} = a_{ji}$$

$$\theta_{r} + \tau_{rb} - \tau_{ra} = -\frac{b_{ji}}{a_{ji}}$$

$$\frac{1}{2}\theta_{r}^{2} + (\theta_{r} + \tau_{rb} - \tau_{ra})\tau_{rb} - \tau_{ra}\theta_{r} = \frac{c_{ji}}{a_{ji}}$$

$$\left(\frac{1}{2}\theta_{r}^{2} + \tau_{rb}\theta_{r} + \tau_{rb}^{2} - \tau_{ra}\theta_{r} - \tau_{ra}\tau_{rb}\right)\tau_{rb} + \frac{\theta_{r}^{3}}{6} - \frac{\tau_{ra}\theta_{r}^{2}}{2}$$

$$= -\frac{d_{ji}}{a_{ji}}$$
(3.15)

In order for the components of the decoupling matrix to be easy to implement, the values of θ_r , τ_{ra} , τ_{rb} must be positive real numbers.

3.3. PI / PID controller design for a simplified decoupling system

3.3.1. Introduction

3.3.2. Proposed method

On the basis of the structure of the simplified decoupling control system in Figure 3.1, we see that the multivariable feedback control system (nxn) has been decomposed into a set of *n* single variable systems as shown in the figure. 3.2



Figure 3.2 Multi-closed loop system after using the decoupling technique

Where g_{ii}^{eff} is the transfer function of each closed loop of a multivariable system after decoupling into corresponding single variable systems.



Figure 3.3 Structure of a classical single-variable feedback control system



Figure 3.4 Structure of the control system according to IMC theory

In this case the controller design becomes much simpler when compared to the controller design for multivariable systems, since the simplified decoupling separates the internal interaction of the multi-process and closed-loop interactions. This means that we only need to design a controller for a single variable system with the equivalent transfer function g_{ii}^{eff}

3.3.2.1. Design of the IMC-PI controller

As shown in Figure 3.3, we have:

 $G_n(s) = g_{ii}^{eff}$ is the transfer function of a single variable process.

 $\tilde{G}_{p}(s), G_{c}(s), q(s), f_{r}(s)$ are transfer function according to IMC structure,

controller, IMC filter and input signal filter respectively.

Let y(s), r(s), d(s) và u(s) be the control output, input, disturbance input and control signal respectively.

If the model is correct, that means $G_p(s) = \tilde{G}_p(s)$, then the set-point response and the disturbance response in the IMC control structure are achieved as follows:

 $y(s) = G_p(s)q(s)f_r(s)r(s) + [1 - \tilde{G}_pq(s)]G_d(s)d(s)$ (3.16)

The process model $\tilde{G}_p(s)$ is divided into two parts as follows:

$$\tilde{G}_p(s) = p_m(s)p_A(s) \tag{3.17}$$
Where,

 $p_A(s)$ is part of a model including components that has either a positive zero or a non-minimum phase and has a gain of 1.

 $p_m(s)$ is the remainder of the model after splitting $p_A(s)$. The IMC controller q (s) is designed as follows:

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

With the control structure of two degrees of freedom (2 DOF), the IMC filter is selected to enhance the system response as follows:

(3.18)

$$f(s) = \frac{\sum_{i=1}^{\nu} (\beta_i s + 1)}{(\lambda s + 1)^{\alpha}}$$
(3.19)

Where λ is an adjusting parameter that can be used to compromise the performance and robustness of the system. The selected integer α is just large enough to make the IMC controller workable.

In addition, in order to further improve the output response according to the set value, the input filter design is necessary. The setpoint filter is designed to eliminate poles near 0 (zero) in the transfer function $G_d(s)$.

$$1 - G_{p}(s)q(s)\Big|_{s=z_{d1}, z_{d2}, \dots, z_{dv}} = \left|1 - \frac{p_{A}(s)\sum_{i=1}^{v}(\beta_{i}s+1)}{(\lambda s+1)^{\alpha}}\right|_{s=z_{d1}, z_{d2}, \dots, z_{dv}}$$
(3.20)
= 0

Replace the formula (3.19) into (3.17), we get the IMC controller as follows:

$$q(s) = p_m^{-1}(s) \frac{\sum_{i=1}^{\nu} (\beta_i s + 1)}{(\lambda s + 1)^{\alpha}}$$
(3.21)

Substituting formula (3.21) into formula (3.16), we get the closed loop transfer function according to the setpoint value or according to the process disturbance as follows:

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

$$\frac{y(s)}{d(s)} = \left(1 - \frac{p_A(s)\sum_{i=1}^{\nu}(\beta_i s + 1)}{(\lambda s + 1)^{\alpha}}\right)G_d(s)$$
(3.22)

The ideal feedback controller is then established as follows:

$$G_c(s) = \frac{q(s)}{1 - \tilde{G}_p(s)q(s)}$$
(3.23)

Therefore, the ideal feedback controller to obtain the desired output response is established as follows:

$$G_c(s) = \frac{p_m^{-1}(s)\sum_{i=1}^{\nu}(\beta_i s + 1)}{(\lambda s + 1)^{\alpha} - p_A(s)\sum_{i=1}^{\nu}(\beta_i s + 1)}$$
(3.24)

The current formula (3.24) is not a standard PI/PID controller. Hence, we have to convert into a suitable PI/PID by using the most appropriate approximation techniques. In this thesis, the author uses Maclaurin series expansion technique and Padé approximation algorithm [42].

For the first order plus delay time system(FOPDT) and second order plus delay time (SOPDT), the input filter is designed sequentially as follows:

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

$$f_r(s) = \frac{\gamma\tau_l s + 1}{(\tau_l\tau_D s^2 + \tau_l s + 1)}$$
(3.25)
Where, $0 \le \gamma \le 1$ has the following meanings:

- $\gamma = 0$: response to setpoint is delayed

- $\gamma = 1$: does not use the input filter

 $0 < \gamma < 1$: we can adjust the coefficient γ directly to achieve the desired response.

In this study, the proposed controller is a PID controller combined with a filter with the following form:

$$G_c(s) = K_c \left(1 + \frac{1}{\tau_I s} + \tau_D s \right) \frac{ds^2 + cs + 1}{as^2 + bs + 1}$$
(3.26)

By comparing equations (3.13) and (3.14), we will determine the tuning rules of the proposed PID controller.

3.3.2.2. IMC-PID controller design

The FOPDT process

The transfer function looks like this:

$$G_p(s) = \frac{Ke^{-\theta s}}{\tau s + 1} \tag{3.27}$$

Where K, τ and θ represent the gain, the time constant, and the delay time of the process.

The IMC filter is selected to enhance the system response as follows:

$$f(s) = \frac{\beta s + 1}{(\lambda s + 1)^2}$$
(3.28)

The closed loop feedback controller is $(\tau s + 1)(\beta s + 1)$

$$G_c(s) = \frac{(\tau s + 1)(\beta s + 1)}{K[(\lambda s + 1)^2 - e^{-\theta s}(\beta s + 1)]}$$
(3.29)
Using the composition $\operatorname{Pod}(s/2)$ for the componential $s^{\theta s}$ as follows:

Using the approximation Padé 3/2 for the exponential $e^{-\theta_s}$ as follows:

$$e^{-\theta s} = \frac{1 - \frac{3\theta}{5}s + \frac{3\theta^2}{20}s^2 - \frac{\theta^3}{60}s^3}{1 + \frac{2\theta}{5}s + \frac{\theta^2}{20}s^2}$$
(3.30)

Substituting the equation (3.29) into (3.30) and doing some calculations to convert into the PID controller, the results of the controller parameters are as follows:

$$K_{c} = \frac{\left(\frac{2\theta}{5}\right)}{K(2\lambda + \theta - \beta)}, \tau_{I} = \frac{2\theta}{5}, \tau_{D} = \frac{\theta}{8}$$

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

$$b = \frac{\left(-\frac{3\theta^{2}\beta}{20} + \frac{\theta^{3}}{60} + \frac{\lambda\theta^{2}}{10} + \frac{2\lambda^{2}\theta}{5}\right)}{(2\lambda + \theta - \beta)} - a\tau, c = \beta, d = 0$$
The input filter is designed by the following formula (3.28):

$$\beta = \tau \left[1 - \left(1 - \frac{\lambda}{2}\right)^{2} e^{\frac{\theta}{\tau}}\right]$$
(3.31)
(3.31)
(3.32)

$$\beta = \tau \left[1 - \left(1 - \frac{\lambda}{\tau} \right)^2 e^{\frac{-\theta}{\tau}} \right]$$
(3.32)

SOPDT process

The second order plus delay time system is one of the most common systems of industrial processes. The transfer function has following general form: $w_{\alpha} = \theta_{\alpha}$

$$G_p(s) = G_d(s) = \frac{Ke^{-0.5}}{(\tau_1 s + 1)(\tau_2 s + 1)}$$
(3.33)

With the above model, conventional IMC filters are designed as follows [52]:

$$f(s) = \frac{\beta_2 s^2 + \beta_1 s + 1}{(\lambda s + 1)^4}$$
(3.34)

Thus the IMC controller is determined

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

$$G_c(s) = \frac{(\tau_1 s + 1)(\tau_2 s + 1)(\beta_2 s^2 + \beta_1 s + 1)}{K[(\lambda s + 1)^4 - e^{-\theta_S}(\beta_2 s^2 + \beta_1 s + 1)]}$$
(3.35)

The results of the PID controller are determined similarly to the above procedure, in particular, we obtain the following results:

$$K_{c} = \frac{\beta_{1}}{K(3\lambda + \theta - \beta_{1})}, \tau_{I} = \beta_{1}, \tau_{D} = \frac{\beta_{2}}{\beta_{1}}$$

$$a = \frac{\left(-\beta_{2} + \frac{3\theta\beta_{1}}{5} - \frac{\theta^{2}}{10} + \frac{6\lambda\theta}{5} + 3\lambda^{2}\right)}{(3\lambda + \theta - \beta_{1})} - (\tau_{1} + \tau_{2}),$$

$$b = \frac{\left(\frac{3\theta\beta_{2}}{5} - \frac{3\theta^{2}\beta_{1}}{20} + \frac{\theta^{3}}{60} + \frac{3\lambda\theta^{2}}{20} + \frac{6\lambda^{2}\theta}{5} + \lambda^{3}\right)}{(3\lambda + \theta - \beta_{1})} - \tau_{1}\tau_{2}$$

$$- a(\tau_{1} + \tau_{2})$$
(3.36)

$$c = \frac{2\theta}{5}, d = \frac{\theta^2}{20}$$

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

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

For other systems and processes, the way to determine the tuning rules of the proposed PID controller is performed in a similar manner as described above.

3.4. Measurement and quality criteria of simplified decoupling systems

3.4.1. Integral Absolute Error (IAE)

To evaluate and compare different control systems, we often use the IAE standard as follows:

$$IAE = \int_0^\infty |e(t)| \, dt \tag{3.37}$$

Where e(t) is the error between the output and the desired value of the system at time t. Therefore, the IAE value is expected as small as possible.

3.4.2. Total Variation (TV)

TV is a criterion that evaluates the degree of change in frequency (smooth) of a signal and is often used to evaluate the quality of the control signals. The value of the TV is calculated by the following formula:

$$TV = \sum_{i=1}^{\infty} |u_{i+1} - u_i|$$
(3.38)

Where, u_i and u_{i+1} are the values of the control signal at two consecutive times. The TV value is also expected as small as possible.

3.4.3. Overshoot criterion

For the overshoot criterion of control theory, in this thesis, the author will consider in both cases the overshoot of the response when the setpoint changes and the disturbance changes.

CHAPTER 4. SIMULATION STUDY AND QUALITY ANALYSIS OF A SIMPLIFIED DECOUPLING CONTROL SYSTEM

4.1. Benchmark models of multivariable systems for simulation

Currently, the standard models of multivariable systems are often used for simulation, including the following processes:

Wood & Berry (WB) distillation column

The WB column used to separate methane has the following transfer function:

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

✤ Vinante & Luyben (VL) distillation column.

The VL column used to separate Ethanol has the following transfer function:

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

Ogunnaike & Ray (OR) distillation column.

The OR distillation column used to separate the mixture between ethane and water was studied by Ogunnaike et al ..., where the matrix of the transfer function has the following form:

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

In this section, the proposed approach to be applied to multivariable processes is introduced above. In addition, the following well-known multivariable control system are used for comparison with the proposed method:

- BLT method proposed by Luyben.
- SAT method proposed by Loh.

These comparative studies were performed to demonstrate the effectiveness of the proposed method.

4.2. Simulation, comparison with other methods

4.2.1. Wood & Berry Distillation Column (WB)

According to the transfer function (4.1), the simplified decoupler is determined by the following formula (3.5):

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

The PID controller is determined by the formula from (3.21) and the controller parameters and quality criteria for each comparison method are listed in Table 4.1.

The closed loop response of each design method with unit step input is performed sequentially at times t = 0 and t = 200 (min). It can be seen that the decoupling control system designed according to the proposed method has a faster response, more balanced response compared to other methods. The effectiveness of the proposed method is also confirmed by the smallest IAE value shown in Table 4.1.



Figure 4.1 Closed loop response to unit step change of WB (loop 1)



Figure 4.2 Closed-loop response to unit step change of WB column (loop 2)

Tuning methods	Loop	K _C	$ au_I$	$ au_D$	λ	IAE	
Proposed method	1	0.035	0.653	0.204	5.26	11 128	
Toposed method	2	-0.0117	0.845	0.264	8.00	11.128	
ргт	1	0.375	8.29	-	-	56 173	
BLI	2	-0.075	23.6	-	-	50.475	
SAT	1	0.87	3.25	-	1.11	24 207	
SAI	2	-0.09	10.4	-	7.11	24.297	
Note: Proposed controller filter of the 1 st loop is:							
Input filter		$F_{c1}(s) = \frac{ds^2 + cs + 1}{as^2 + bs + 1} = \frac{9.194s + 1}{0.103s^2 + 0.369s + 1}$					
		$f_{r1}(s) = \frac{1}{9.19s + 1}$					
Proposed co	Proposed controller filter of the 2 nd loop is						
		$ds^2 + cs + 1$ 10.603s + 1					
Input filte	r	$F_{c2}(s) = \frac{1}{as^2 + bs + 1} = \frac{1}{0.185s^2 + 0.572s + 1}$					
input inte	•		$f_{r2}(s)$	$=\frac{8.48s+1}{10.6s+1}$			

Table 4.1 Controller parameters and simulation results of WB system

Proposed method is used to design multi closed-loop PID controllers for the simplified decoupling control system. This method is applicable to many multivariable industrial processes. The simulation results show that the proposed controller is capable of improving the quality of the output response with much lower IAE values when compared with other methods.

4.2.2. Vinante & Luyben (VL) distillation column

According to the transfer function matrix of the distillation column VL shown in formula (4.2). The simplified decoupler is determined by the following formula (3.5):

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

Table 4.2 lists the calculation, design and results for each comparison method. It can be seen in Figures 4.3 and 4.4, the closed-loop response of the simplified decoupling system is faster, more balanced than the BLT and SAT methods. The minimum IAE value of the proposed method is shown in Table 4.2.



Figure 4.3 Closed loop response to unit step change of VL (loop 1)



Figure 4.4 Closed-loop response to unit step change of VL (loop 2)

Tuble HE Controll					eonanni	
Tuning methods	Loop	K _C	$ au_I$	$ au_D$	λ	IAE
Droposed method	1	-0.29	0.272	0.085	1.6	2.69
Proposed method	2	0.131	0.14	0.044	1.3	
рі т	1	-1.07	7.10	-	-	8.61
DLI	2	1.97	2.58	-	-	
ፍላጥ	1	-1.35	2.26	-	-	7 1 5
SAI	2	3.97	2.42	-	-	1.15

Table 4.2 Controller parameters and simulation results of VL column

<u>Note:</u> The proposed controller filter of the 1st loop is:

	$F_{c1}(s) = \frac{ds^2 + cs + 1}{as^2 + bs + 1} = \frac{3.19s + 1}{0.016s^2 + 0.118s + 1}$						
Input filter	$f_{r1}(s) = \frac{1.91s + 1}{3.19s + 1}$						
The proposed controller filter of the 2nd loop is:							
	$F_{c2}(s) = \frac{ds^2 + cs + 1}{as^2 + bs + 1} = \frac{3.145s + 1}{0.005s^2 + 0.09s + 1}$						
Inlet filter	$f_{r2}(s) = \frac{1.89s + 1}{3.145s + 1}$						

4.2.3. Ogunnaike & Ray (OR) distillation column

According to the transfer function matrix of the distillation column OR shown in formula (4.3). The simplified decoupler is determined by equations (3.8) and (3.9) as follows:

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

In simulation study, the proposed method is compared with BLT and SAT methods. The control parameters and the criteria results of all three control systems are listed in Table 4.3 as follows:

Tuning methods	Loop	K _C	$ au_I$	$ au_D$	λ	IAE	
D	1	0.34	1.04	0.325	4.00	86.24	
Proposed	2	-0.089	1.20	0.375	3.75		
method	3	0.287	0.40	0.125	1.82		
	1	1.51	16.4	-	-	530.64	
BLT	2	-0.29	18.0	-	-		
	3	2.63	6.61	-	-		
	1	2.71	7.44	-	-		
SAT	2	-0.37	10.52	-	-	889.73	
	3	4.56	3.09	-	-		
<u>Note:</u> The proposed controller filter of the 1 st loop is:							
		- / \ ($ds^2 + cs +$	1	5.96s + 1	L	
		$F_{c1}(s) = \frac{1}{as^2 + bs + 1} = \frac{1}{0.23s^2 + 0.403s + 1}$					
Input filte	er	3.57s + 1					
		$f_{r1}(s) = \frac{1}{5.96s + 1}$					
The propose	The proposed controller filter of the 2^{nd} loop is:						
			$ds^2 + cs +$	- 1	4.83s + 1	L	
		$F_{c2}(s) = \frac{1}{as^2 + bs + 1} = \frac{1}{0.3s^2 + 0.44s + 1}$					
Input filte	er	2.9s + 1					
		$f_{r2}(s) = \frac{1}{4.83s + 1}$					
The propose	The proposed controller filter of the 3 rd loop is:						
		, d	$s^2 + cs + 1$	L	3.04s + 1	L	
		$F_{c3}(s) = \frac{1}{as^2 + bs + 1} = \frac{1}{0.035s^2 + 0.162s + 1}$					
Input filte	er		f (a) -	1.823 <i>s</i> -	- 1		
		$J_{r3}(s) = \frac{1}{3.04s + 1}$					

Table 4.3 Controller parameters and results of OR column

On the basis of varying the amplitudes of the setpoint of the closed loops 1, 2 and 3 to be 1,1 and 1, we determine the output response characteristics of all three systems shown in the figure. 4.5, Figure 4.6 and Figure 4.7



Figure 4.5 Closed loop response of OR column (Loop 1)



Figure 4.7 Closed loop response of OR column (Loop 3)

From the simulation results in Table 4.3, Figure 4.5, Figure 4.6 and Figure 4.7, we see that the output response of the proposed system has significantly improved quality when compared to the other two method in terms of disturbance rejection. Therefore, the IAE value of the proposed method is very small (86.24) when compared with the IAE value of the other two methods (530.46 and 889.73).

CHAPTER 5. EXPERIMENTAL MODELS

5.1. System modeling

To be able to design control algorithms for real application process control systems, ensuring stability and reliable operation with desired output responses, system modeling is essential. Normally, there are two methods in describing system mathematics:

- Theoretical method: building a model based on the laws of physics, chemistry and biology to derive a mathematical model in the form of differential equations.
- *Experimental method:* based on the experimental input-output data of the system, we can propose methods or use available tools to identify the system.

In this thesis, the author uses the experimental method and the identification tool of Matlab (Ident Toolbox) to achieve the mathematical model of application systems. In this method, it is very important to choose the type of test signal as well as the structure of the model. The following types of test signals are commonly used for identification:

- Pseudo random binary sequence (PRBS)
- Generalized binary noise (GBN)
- Sum of sinusoids

Input and output data of the system after pre-processing such as noise filtering, offset removal (DC level) are stored and used for model identification and validation. Choosing the suitable model structure is also a difficult problem. However, due to the limitation of the thesis, only considering process control systems with the features of overdamped system with delay time, it is also easier to choose the model structure. The final step in the identification process is to validate the identified model. The most commonly used method of validation is to use new test signals, not yet used in the model parameter estimation step, to input the real system as well as the recognized model and the output signals in both systems are compared with the objective function to minimize error. The process is repeated until the most approximated model obtained.

5.2. Coupled-tank control application (2x2 system)

5.2.1. General introduction

The system consists of two connected water tanks, each with an inlet stream with the flow controlled through the pump. Two Yaskawa inverters are used to control the speed of the pump. Therefore, the flow rate of water flowing into the tanks is controlled via the inverter's voltage control, 0-10 (VDC). Each tank uses a sensor to measure the level, the return signal is an industry standard current 4-20 (mA), and via a 500 Ω resistor to form an analog voltage 2-10 (VDC) corresponding to the water level 0-45 (cm).



Figure 5.1 Model of coupleld-tank application

All analog I/O signals are collected by a dedicated National Instrument (NI) card, PCI 6052e. The model is controlled entirely by Matlab in Real-Time Window Target mode.

The goal of the system is to design a simplified decoupling controller for a 2input - 2 output system where 2 inputs are 2 control voltages supplied to the inverter, 2 outputs are liquid level height in both tanks. The controller must ensure that the responses have zero steady state error, and their response times are fast enough with the lower overshoot as possible. Furthermore, with a simplified decoupling technique, the interaction between the process variables must be minimized. In this application, when the desired liquid level of one tank changes, there should be no effect on the liquid level of the other, or if so, the effect should be insignificant.

The diagram of coupled-tank operation principles is shown in Figure 5.2.



Figure 5.2 The diagram of coupled-tank operation principle 5.2.2. Modeling of coupled-tank system

For simplicity in calculating the decoupler as well as designing the corresponding controller. The author uses the Padé 1/1 approximation technique for the transfer function G(s) [32], and the results are approximated from the identification model:

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

5.2.3. Calculate the decoupler and controller parameters

Using the simplified decoupling technique for the 2x2 system with the equation (2.12) we have the following results:

- The elements of the decoupling matrix:

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

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

- The elements of the decoupled process:

$$\begin{aligned} & P_{11} = P_{11} - \frac{P_{12}P_{21}}{P_{22}} = \frac{11.20e^{-0.83s}}{(161.2s+1)} - \frac{\frac{0.92e^{-5.185s}}{(186.7s+1)} \times \frac{0.39e^{-4.41s}}{(142.96s+1)}}{\frac{10.84e^{-0.84s}}{(40.21s+1)}} \\ & \Rightarrow Q_{11} = \frac{11.20e^{-0.83s}}{(161.2s+1)} - \frac{0.033(40.21s+1)e^{-8.755s}}{(186.7s+1)(142.96s+1)} \\ & Q_{22} = P_{22} - \frac{P_{12}P_{21}}{P_{11}} = \frac{10.84e^{-0.84s}}{(40.21s+1)} - \frac{\frac{0.92e^{-5.185s}}{(186.7s+1)(142.96s+1)} \times \frac{0.39e^{-4.41s}}{(142.96s+1)}}{\frac{11.2e^{-0.83s}}{(161.2s+1)}} \\ & \Rightarrow Q_{22} = \frac{10.84e^{-0.84s}}{(40.21s+1)} - \frac{0.032(161.2s+1)e^{-8.765s}}{(186.7s+1)(142.96s+1)} \end{aligned}$$
(5.6)

Using the Mclaurin expansion method mentioned in (Section 3.2) to approximate the diagonal components of the decoupled matrix (Q11 and Q22). We have the following approximate results:

$$Q_{11}(s) = \frac{11.1669e^{-0.8525s}}{160.7739s + 1}$$
(5.8)
$$Q_{11}(s) = \frac{10.808e^{-2.1803s}}{10.808e^{-2.1803s}}$$
(5.9)

$$Q_{22}(s) = \frac{1}{38.4661s + 1}$$
 (5.9)

Based on the proposed method of finding PID parameters for the FOPDT systems with the formulas (3.31) to (3.32), we calculate the parameters of two PID controllers for the two diagonal components of the decoupled matrix as follows:

Loop	K _c	$ au_I$	$ au_D$	PID filter	Input filter
1	1.605	0.34	0.106	$f = \frac{2.8335s + 1}{0.0375s^2 + 0.0215s + 1}$	$f_r = \frac{0.2833s + 1}{2.833s + 1}$
2	0.213	0.87	0.273	$f = \frac{5.801s + 1}{0.0291s^2 + 0.1338s + 1}$	$f_r = \frac{0.5801s + 1}{5.801s + 1}$

 Table 5.1 Controller and filter parameters for coupled-tank system



Using the calculation results, we simulate on Matlab:

Figure 5.7 Simulink diagram of controller



5.2.4. Implement the controller on the real model

Controller block diagram including simplified decoupler and the proposed PID controller is shown in figure 5.10. This Simulink diagram is designed to run Real-Time mode of Matlab with the support of PCI-6052E Data Acquisition Card (National Instruments).



Figure 5.10 Simulink diagram of the controller running in Real-Time mode


The system output responses when the setpoint is 30 (cm) are as follows:

Through the implementation of the decoupling controller for coupled-tank system, we obtained the following results:

- Identify the system model of the coupled-tank process
- Based on the identified model and simplified decoupling controller for the 2x2 system that the author has studied, the author calculates the decoupler transfer function matrix and applies the proposed method to design the PI/PID controller for the corresponding multivariable system.
- The results of the simulation of decoupling control are very good. The level responses in both tanks have no overshoot and zero steady state error.
- Calculated parameters after simulation are applied directly on the real system giving almost the same with simulation results. The liquid level responses in both tanks are quite good when investigating many different cases.

5.3. Application to distillation column (3x3 system)

Nowadays, methods are used to improve purity: extraction, distillation, concentration, absorption... Depending on the required characteristics of the product, we have to choose the appropriate method. Ethanol-water system is two completely dissolved components, so we must use the distillation method to improve the purity of Ethanol.

5.3.1. Design and manufacture the experimental models

The design and manufacture the experimental models are carried out in the Ministry's Project, "Research and manufacture of a mixture of Ethanol and Water distillation column with capacity of 100 liters/day".

The 3D design model of the distillation column is shown:



Figure 5.15 3D design model of distillation column



Figure 5.16 Model of Ethanol and Water Distillation Column





Figure 5.18. P&ID of the distillation column

V1, V2, V3, V4, V5, V6 và V7 R1, R2, R3 và R4 FV1, FV2 và FV3 N1, N2, N3, N4 và N5 FC1, FC2 TC1, TC2, TC3 và TC4 LC1, LC2 B1, B2 B3 ON-OFF valves Heat resistance Control valves The number of distillation column tray Flow controller Temperature controller Level controller Pumps Centrifugal pump

5.3.3. Controller block diagram of the system

The model is controlled by Matlab using Real Time Window Target with the support of PCIe 6323. The input and output signals are as follows:



Figure 5.19 Controller block diagram

5.3.5. Controller results

Simulation using Matlab

After identifying the distillation model based on 3 process variables: bottom temperature, temperature and flow rate of feed material, we have the diagonal components of the transfer function matrix (after decoupling) as follows:

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

$$Q_{22}(s) = \frac{6.6232e^{-2.0815}}{145.1837s + 1}$$
(5.19)

$$Q_{33}(s) = \frac{0.00822}{58.1358s + 1} \tag{5.20}$$

Using the proposed PID controller design method for first order plus delay time system (FOPDT), we find out the controller and filter parameters respectively for all three control loops. All parameters are summarized in Table 5.2

Loop	K _C	$ au_I$	$ au_D$	PID filter	Input filter
1	0.1302	14.9208	4.6628	$f = \frac{185.9973s + 1}{5.3434s^2 + 47.5395s + 1}$	
2	0.0454	1.0324	0.3226	$f = \frac{39.1469s + 1}{0.7751s^2 + 0.2897s + 1}$	$ \begin{array}{l} f_r \\ = \frac{3.9147s + 1}{39.1469s + 1} \end{array} $
3	31.5357	8.3264	2.6020	$f = \frac{48.6172s + 1}{2.8436s^2 + 14.3204s + 1}$	$ \begin{array}{r} f_r \\ = \frac{4.862s + 1}{48.617s + 1} \end{array} $

Table 5.2 Control and filter parameters for the distillation column

Based on the control parameters in Table 5.2, the author designed the controller using simplified decoupling and the PID controller using Matlab's Simulink. The controller diagram is shown in Figure 5.22.



Figure 5.22 Simulink block diagram of the controller

The simulation results were obtained as described in Figure 5.23, Figure 5.24 and Figure 5.25.



Figure 5.23 Step response of the bottom temperature



Figure 5.24 Step response of the feed material temperature



From Figures (5.23) - (5.25), it can be seen that the simulation responses give very good results. The error calculated according to the criterion mentioned in section 3.4, IAE = 812.2369; there are no overshoot in all 3 responses. These results are an important basis for the author to implement the controller on a real model.

✤ Real-time control

In this case, the Simulink scheme is installed in real-time mode (Real-Time Window Target). Hence, the "OUT TO COLLUMN" block is essentially outputting control signals through the data collection card (PCI 6323e) to control the real object directly. The "ANALOG IN" block is used to read the analog signals from the sensor (bottom temperature, feedflow temperature and feed rate).



Figure 5.26 Simulink diagram of a controller running in Real-Time mode

Figure 5.27, Figure 5.28 and Figure 5.29 show the controller implementation on the real system as well as the data collected in 1000 (s). From the graph, we can see that the technological parameters of Ethanol and water distillation are controlled very well. The responses were similar to those obtained by the simulation, demonstrating the efficient decoupling modeling and computation. To reduce distillation time, inlet alcohol concentration is diluted about 60%, output alcohol after distillating is about 90% (without reflux).



Figure 5.27 Results of bottom temperature in simulation and experiment



Figure 5.28 Results of feed-material temperature in simulation and experiment



Figure 5.29 Results of feed flow rate in simulation and experiment

Comment:

From the graph, we can see that the technological parameters of the Ethanol and Water distillation are controlled very well. The responses were similar to those obtained by the simulation, demonstrating the efficient decoupling modeling and computation. The deviation between real and simulated response is mainly due to model error in system identification

Due to reality conditions, the author can not compare the proposed method with other methods mentioned in the simulation. However, in order to prove the efficiency of the proposed controller, the author has compared the simulation results on the identified model with the experimental results on the real distillation column. From Figure 5.37, it is found that the response shapes of the outputs are similar. The quality index is calculated according to the error evaluation criteria, IAE = 1771. Although this value is twice the simulated IAE value, this is completely realistic because the

simulated response at the steady state is always constant, so Δe will be 0. This means that the simulated IAE value mainly reflects the error of the transition. However, in the experimental problem, the true value of the output always changes, even at the steady state (small change), this will lead to an increase in the IAE value.

Some pictures depict the results obtained:



Ethanol concentration before distillation



Ethanol concentration after distillation





Figure 5.31 Distillation column in operation

5.3.6. Comment

After applying the decoupling control to the distillation column, the author has achieved the following results:

- Based on the research of technological parameters affecting the output composition of the distillation process, the author modeled and identified the system with 3 main variables: bottom temperature, feed temperature and feed flow rate. Hence, the system dynamics can be described by a 3×3 transfer function matrix.

- Applying the research on the decoupler for the 3×3 system presented in the theoretical chapter, the author has calculated the decoupling matrix for the 3-variable system and solved the 2 most important problems of the decoupling problem, including causality and realization.

- Use the proposed method to design the PID controller for the decoupled process

- Calculation results are applied directly to the real system and achieved quite good results in 3 control variables.

- The product is increased concentration from nearly 60% to more than 90% after thte distillation without reflux

CHAPTER 6. CONCLUSIONS AND RECOMMENDATIONS

6.1. CONCLUSION

The thesis proposes a method to build a simplified decoupler for multivariale systems. The proposed method is general and applicable to complex control systems. Besides, the method to derive the analytical tuning rules of the PID controller parameters based on the internal model structure (IMC) for typical systems is also proposed. The proposed method gives the explicit formulas to calculate the parameters of the PID controller. Furthermore, series filters with controllers corresponding to different process characteristics are designed to improve the responsiveness of the system. The trend of using filters in controller construction has been strongly developed in recent years. The results of the thesis are summarized based on two aspects:

Novelty:

A common method has been built as the foundation to control a complex multivariable system. Proposing a design method to generalize a simplified decoupling control system, including: control rules of multivariable systems, adjusting rules of multivariable systems, comparison methods and methods of evaluating the performance of the whole system. This method of the thesis is capable of solving the task of controlling system in terms of stability, setpoint tracking as well as disturbance rejection. Proposing a design method of the PI/PID multi-loop controller combined with corresponding filters for simplified decoupling control systems. The author also calculated specific cases for 2x2, 3x3 systems and then built the simulation programs on Matlab. The simulation results show that the proposed method outperforms other famous methods in terms of the ability to follow the set value as well as to resist process disturbance.

Practical results:

Experimental models were built to verify the proposed methods including coupled-tank system (2x2) and distillation column (3x3). To be able to apply the theoretical results, the mathematical models of the experimental processes need to be achieved. Due to the research limitations of the thesis, the identification theories and system modeling are not mentioned profoundly. The author uses the experimental method in combination with Matlab's identification toolbox to build experimental models. In order to enhance precision of the model, the equipment used are of dedicated and industrial standards, especially the DAQ cards for the 2x2 and 3x3 system of National Instrument (NI). Control algorithms for the system are built on Matlab in real time mode (Real Time Window Target). The control results show that the responses of the systems meet the performance criteria for setpoint tracking as well as disturbance rejection.

Models of coupled-tanks and distillation column are designed by the author on laboratory scale and are currently serving teaching and research at Mechatronics Department, University of Technology and Education, Ho Chi Minh City.

6.2. RECOMMENDATIONS

With high applicability, the proposed controller can be put into industrial distillation system as well as other essential oils such as: Pomelo, Lemon, Coconut ...

Experimental models can be incorporated into graduate teaching and research. Based on these models, it is possible to develop other decoupling algorithms, especially inverted decoupling, or other control methods that are attracting the attention of many researchers such as: predictive control (Model Predictive Control - MPC), fractional control (Fractional Control).

Based on the proposed method, the author will also extend the application to higher order systems such as 4x4 systems.

RESEARCH RESULTS

STT	Content				
1	T. N. L. Vu, L. H. Giang, Linh Le ; "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</i> <i>and Sustainable Development, Viet Nam</i> , pp.609-615, 2014.				
2	T. N. L. Vu, L. H. Giang, Linh Le; "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</i> <i>Green Technology and Sustainable Development, Viet Nam</i> , pp.616-622, 2014.				
3	T. N. L. Vu, L. H. Giang, Linh Le ; "Design Of Simplified Decoupling Smith Control Scheme For Multivariable Process With Multiple Time Delays" <i>Proceedings of The 2nd International Conference on Green</i> <i>Technology and Sustainable Development, Viet Nam</i> , pp.623-628, 2014.				
4	Le Linh , Truong Nguyen Luan Vu, Lê Hieu Giang. Design of multi-loop controller for simplified decoupling system. Proceedings of the 4th National Conference on Mechanical Science & Technology, HCMC November 6th, 2015, vol. 2, pp. 23-29.				
5	Le Linh, Truong Nguyen Luan Vu, Le Hieu Giang; "Design of IMC-PID Controller Cascaded Filter for Simplified Decoupling Control System" International Journal of Electrical, Computer, Energetic, Electronic and Communication Engineering Vol:10, No:7, 2016, Singapore.				
6	Le Hieu Giang, Truong Nguyen Luan Vu, Le Linh ; "Analytical Design of IMC-PID Controller for Ideal Decoupling Embedded in Multivariable Smith Predictor Control System" <i>International Journal of Electrical,</i> <i>Computer, Energetic, Electronic and Communication Engineering Vol:10,</i> <i>No:7, 2016, Singapore.</i>				
7	Truong Nguyen Luan Vu, Le Hiuu Giang, Le Linh ; "Fractional-Order PI Controller Tuning Rules for Cascade Control System" <i>International</i> <i>Journal of Electrical, Computer, Energetic, Electronic and</i> <i>Communication Engineering Vol:10, No:7, 2016, Singapore.</i>				
8	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", International Conference on System Science and Engineering (ICSSE), Ho Chi Minh City, Vietnam, 2017.				
9	Truong Nguyen Luan Vu, Le Hieu Giang, Le Linh , Vo Lam Chuong, Phan Tan Hai; " <i>Thiết kế bộ điều khiển pid cho quá trình không ổn định bậc hai</i> có thời gian trễ". Ho Chi Minh City University Of Teachnolory And Education, Vietnam.				

STT	Research level	Research content	Subject code /status	Host / participat e
1	University	Designing and manufacturing a heating process	T2015-28/ defended	Host
2	University	Design of IMC-PID controller with filter for simplified decoupling control system	T2016-27TĐ/ defended	Host
3	University	Design a fractional PI controller for the cascade control system	T2016-76TĐ/ defended	participate
4	University	Analytical design of the IMC-PID controller in series with filter for the ideal decoupling system embedded in the multivariable Smith predictor.	T2016-29TĐ/ defended	participate
5	Ministry	Research, design and manufacture simplified decoupling controllers to improve the stability, robustness and efficiency of industrial multivariable processes	B2015.22.02/ defended	participate
6	Ministry	Research and manufacture a distillation column for a mixture of ethanol and water with a capacity of 100 liters/day	B2017.SPK.0 5/ defended	p articipate

LIST OF RELATED RESEARCH WORKS