

การออกแบบโครงสร้างการควบคุมของกระบวนการสังเคราะห์เอมิลอะซิเตท  
ด้วยการวิเคราะห์ค่าเกนของกระบวนการ

CONTROL STRUCTURE DESIGN OF AMYL ACETATE SYNTHESIS  
PROCESS VIA PROCESS GAIN ANALYSIS

मितชีรุ วังวอนเพราะ

วิทยานิพนธ์นี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตร  
ปริญญาวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต สาขาวิชาวิศวกรรมเคมี

คณะวิศวกรรมศาสตร์

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีราชมงคลธัญบุรี

ปีการศึกษา 2564

ลิขสิทธิ์ของมหาวิทยาลัยเทคโนโลยีราชมงคลธัญบุรี

การออกแบบโครงสร้างการควบคุมของกระบวนการสังเคราะห์เอมิล  
อะซิเตทด้วยการวิเคราะห์ค่าเกินของกระบวนการ

มิทชีรุ วิงวอนเพราะ

วิทยานิพนธ์นี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตร  
ปริญญาวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต สาขาวิชาวิศวกรรมเคมี

คณะวิศวกรรมศาสตร์

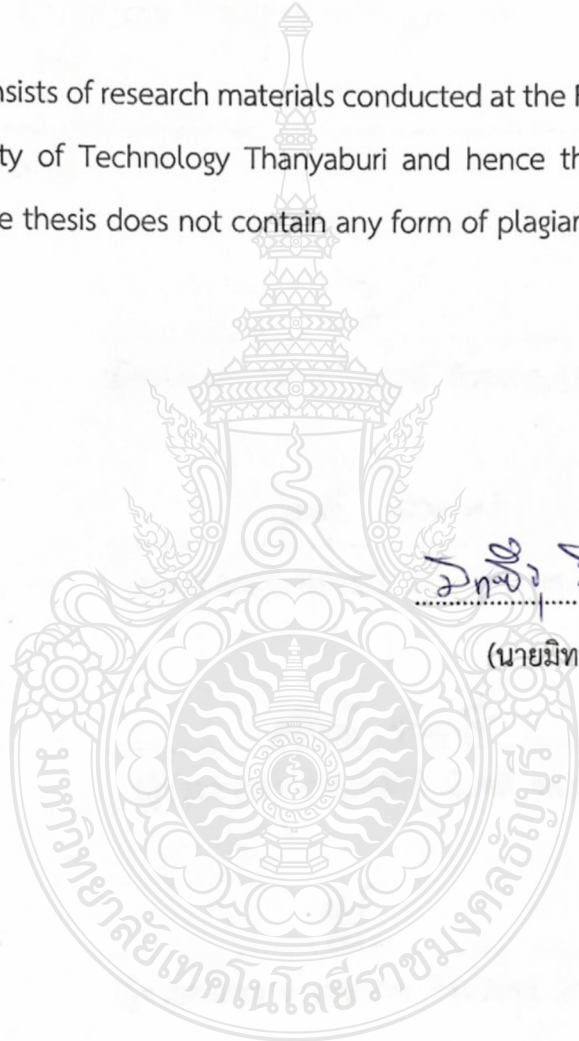
มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีราชมงคลธัญบุรี

ปีการศึกษา 2564

ลิขสิทธิ์ของมหาวิทยาลัยเทคโนโลยีราชมงคลธัญบุรี

วิทยานิพนธ์ฉบับนี้เป็นงานวิจัยที่เกิดจากการค้นคว้าและวิจัย ขณะที่ข้าพเจ้าศึกษาอยู่ในคณะ  
วิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีราชมงคลธัญบุรี ดังนั้นงานวิจัยในวิทยานิพนธ์ฉบับนี้ถือเป็น  
ลิขสิทธิ์ของมหาวิทยาลัยเทคโนโลยีราชมงคลธัญบุรี และข้อความต่างๆในวิทยานิพนธ์ฉบับนี้ข้าพเจ้าขอ  
รับรองว่าไม่มีการคัดลอกหรือนำงานวิจัยของผู้อื่นมานำเสนอในชื่อของข้าพเจ้า

This thesis consists of research materials conducted at the Faculty of Engineering,  
Rajamangala University of Technology Thanyaburi and hence the copyright owner. I  
hereby certify that the thesis does not contain any form of plagiarism.



มิทชีรุ วังวอนเพราะ

(นายมิทชีรุ วังวอนเพราะ)

COPYRIGHT © ...

FACULTY OF ENGINEERING

RAJAMANGALA UNIVERSITY OF TECHNOLOGY THANYABURI

ลิขสิทธิ์ พ.ศ. 2564

คณะวิศวกรรมศาสตร์

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีราชมงคลธัญบุรี

หัวข้อวิทยานิพนธ์

การออกแบบโครงสร้างการควบคุมของกระบวนการสังเคราะห์เอมีลอะซิเตท  
ด้วยการวิเคราะห์ค่าเกนของกระบวนการ

Control Structure Design of Amyl acetate Synthesis Process Via  
Process Gain Analysis

ชื่อ - นามสกุล

นายमितชีรุ วิงวอนเพราะ

สาขาวิชา

วิศวกรรมเคมี

อาจารย์ที่ปรึกษา

ผู้ช่วยศาสตราจารย์ชัยภพ ศิระวรกุล, วศ.ด.

ปีการศึกษา

2564

คณะกรรมการสอบวิทยานิพนธ์



ประธานกรรมการ

(ผู้ช่วยศาสตราจารย์วีราภรณ์ ผิวสะอาด, D.Eng.)



กรรมการ

(รองศาสตราจารย์วราณี มังคละศิริ, วศ.ด.)



กรรมการ

(ผู้ช่วยศาสตราจารย์ศศิธรดี จันทร์สี, วศ.ด.)



กรรมการ

(ผู้ช่วยศาสตราจารย์ชัยภพ ศิระวรกุล, วศ.ด.)

คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีราชมงคลธัญบุรี อนุมัติวิทยานิพนธ์ฉบับนี้เป็น  
ส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิทยาศาสตรบัณฑิต



คณบดีคณะวิศวกรรมศาสตร์

(รองศาสตราจารย์สรพงษ์ ภาสุปรีย์, Ph.D.)

วันที่ 14 เดือน มีนาคม พ.ศ. 2565

หัวข้อวิทยานิพนธ์	การออกแบบโครงสร้างการควบคุมของกระบวนการสังเคราะห์เอมิลอะซิเตทด้วยการวิเคราะห์ค่าเกินของกระบวนการ
ชื่อ - นามสกุล	นายमितชีรุ วิงวอนเพราะ
สาขาวิชา	วิศวกรรมเคมี
อาจารย์ที่ปรึกษา	ผู้ช่วยศาสตราจารย์ชัยภพ ศิริวรรณกุล, วศ.ด.
ปีการศึกษา	2564

### บทคัดย่อ

วิทยานิพนธ์นี้มีวัตถุประสงค์เพื่อศึกษาการออกแบบโครงสร้างการควบคุมของกระบวนการสังเคราะห์เอมิลอะซิเตท โดยใช้การวิเคราะห์ค่าเกิน ซึ่งกระบวนการสังเคราะห์เอมิลอะซิเตทเป็นกระบวนการที่ซับซ้อนเนื่องจากพฤติกรรมที่ซับซ้อนของหอกลิ้นแบบมีปฏิกิริยาและกระแสไหลวนในกระบวนการดังกล่าวดังนั้นกระบวนการอาจควบคุมได้ยาก

ขั้นตอนเริ่มต้นจากจำลองกระบวนการสังเคราะห์เอมิลอะซิเตทที่นำเสนอโดย Qingrui Zhang และคณะ ในปี 2017 ในสภาวะคงตัวและสภาวะพลวัต โดยใช้โปรแกรม Aspen Plus และ Aspen Dynamics ตามลำดับ และในขั้นตอนที่สองวิเคราะห์ค่าเกินของกระบวนการเพื่อพิจารณาความเป็นไปได้ในการจับคู่ตัวแปรควบคุม (CVs) กับตัวแปรที่ปรับ (MVs) จากนั้นออกแบบโครงสร้างการควบคุมใหม่ (CS1) จะดำเนินการโดยการจับคู่ CVs กับ MVs ด้วยการวิเคราะห์เกนอาร์เรย์ของกระบวนการ และขั้นตอนที่สามจากการวิเคราะห์เกนของกระบวนการถูกนำไปใช้กับโครงสร้างการควบคุมที่นำเสนอโดย Qingrui Zhang และคณะ (CS0) และทำการเปรียบเทียบความแตกต่างระหว่าง CS0 และ CS1 ซึ่งประสิทธิภาพการควบคุมของ CS1 ทดสอบโดยใช้การรบกวนอัตราการผลิตและเปรียบเทียบกับประสิทธิภาพการควบคุมของ CS0

ผลการจำลองแสดงให้เห็นว่าประสิทธิภาพการควบคุมของ CS1 ให้การตอบสนองที่เร็วกว่า CS0 ดังนั้นจึงสรุปได้ว่าสามารถใช้การวิเคราะห์เกนของกระบวนการเพื่อออกแบบโครงสร้างการควบคุมของกระบวนการดังกล่าวได้อย่างมีประสิทธิภาพ

**คำสำคัญ:** เอมิลอะซิเตท หอกลิ้นแบบมีปฏิกิริยา โครงสร้างการควบคุม ค่าเกินของกระบวนการ

<b>Thesis Title</b>	Control Structure Design of Amyl acetate Synthesis Process Via Process Gain Analysis
<b>Name–Surname</b>	Mr. Mitsuru Wingwonproh
<b>Program</b>	Chemical Engineering
<b>Thesis Adviser</b>	Assistant Professor Chaipayop Siraworakun, D.Eng.
<b>Academic Year</b>	2021

## ABSTRACT

This thesis aims to study the control structure design of an Amyl Acetate synthesis process with the application of process gain analysis. The Amyl Acetate synthesis is a complicated chemical process due to complex interaction between the reactive distillation column and the material recycle stream. For this reason, the process might be difficult to control.

The study started with the simulation of Amyl Acetate synthesis proposed by Qingrui Zhang et al. (2017) in steady-state mode and dynamic mode by using Aspen Plus and Aspen Dynamics simulation software, respectively. In the second step, the process was analyzed by applying the process gain to determine the possibility of matching control variables (CVs) to manipulated variables (MVs). The control structure design (CS1), was then proceeded by matching CVs to MVs through the use of gain array analysis. In the third step, the process gain was applied to the control structure design proposed by Qingrui Zhang et al. (2017) (CS0) before finding the difference between CS0 and CS1. Finally, the control performance of CS1 was tested by feed-flow disturbance and compared with the control performance of CS0.

The simulation results showed that the control performance of CS1 had a quicker response than that of CS0; therefore, it was concluded that the process gain could be used for designing the control structure in such process effectively.

**Keywords:** Amyl Acetate, reactive distillation, control structure, process gain

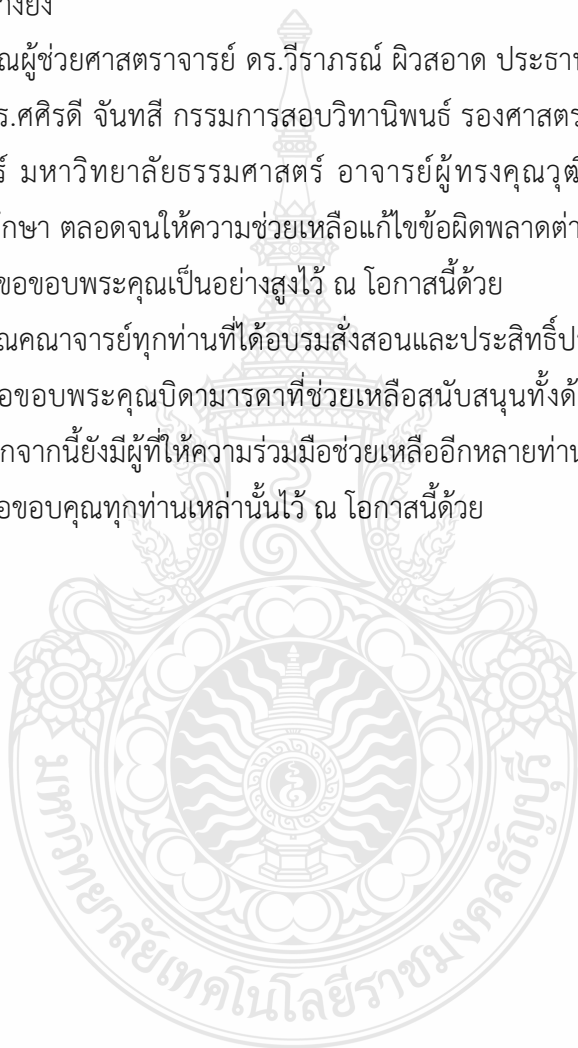
## กิตติกรรมประกาศ

วิทยานิพนธ์เล่มนี้สำเร็จลุล่วงได้ด้วย ความกรุณา ช่วยเหลือ แนะนำ ให้คำปรึกษา และแนวทาง ในการแก้ไขปัญหาดังกล่าว ด้วยความช่วยเหลืออย่างดียิ่งจาก ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.ชัยภพ ศิระวรกุล อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ สำหรับงานวิจัยนี้ด้วยดีมาตลอดจนงานวิจัยนี้สำเร็จสมบูรณ์ ผู้วิจัย ขอขอบพระคุณเป็นอย่างยิ่ง

ขอขอบพระคุณผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.วิราภรณ์ ผิวสอาด ประธานกรรมการสอบวิทยานิพนธ์ ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.ศศิธรดี จันทสี กรรมการสอบวิทยานิพนธ์ รองศาสตราจารย์ ดร.วรรณิ มังคละศิริ คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยธรรมศาสตร์ อาจารย์ผู้ทรงคุณวุฒิจากภายนอก ที่กรุณาให้ คำแนะนำและให้คำปรึกษา ตลอดจนให้ความช่วยเหลือแก้ไขข้อผิดพลาดต่างๆ เพื่อให้วิทยานิพนธ์ฉบับ นี้สำเร็จสมบูรณ์ ผู้วิจัยขอขอบพระคุณเป็นอย่างสูงไว้ ณ โอกาสนี้ด้วย

ขอขอบพระคุณคณาจารย์ทุกท่านที่ได้อบรมสั่งสอนและประสิทธิ์ประสาทความรู้วิชาการต่างๆ และสุดท้ายนี้ ผู้วิจัยขอขอบพระคุณบิดามารดาที่ช่วยเหลือสนับสนุนทั้งด้านกำลังใจและกำลังทรัพย์ ด้วยดีตลอดมา คน นอกจากนี้ยังมีผู้ที่มีความร่วมมือช่วยเหลืออีกหลายท่าน ซึ่งผู้เขียนไม่สามารถกล่าว นามในที่นี้ได้หมด จึงขอขอบคุณทุกท่านเหล่านั้นไว้ ณ โอกาสนี้ด้วย

มิทซีรุ วังวอนเพราะ



## สารบัญ

	หน้า
บทคัดย่อภาษาไทย.....	(3)
บทคัดย่ออังกฤษ.....	(4)
กิตติกรรมประกาศ.....	(5)
สารบัญ.....	(6)
สารบัญตาราง.....	(8)
สารบัญรูป.....	(9)
บทที่ 1 บทนำ.....	10
1.1 ที่มาและความสำคัญ.....	10
1.2 วัตถุประสงค์ของงานวิจัย.....	10
1.3 ขอบเขตการวิจัย.....	11
1.4 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ.....	11
บทที่ 2 ทฤษฎีและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง.....	12
2.1 งานวิจัยที่เกี่ยวข้อง.....	12
2.2 หอกลับแบบมีปฏิกิริยา.....	19
2.3 กระบวนการสังเคราะห์เอมิลอะซีเตท.....	19
2.4 การออกแบบโครงสร้างการควบคุม.....	21
2.5 การวิเคราะห์เกณฑ์ของกระบวนการ.....	22
2.6 ตัวควบคุมแบบ PID.....	23
2.7 Closed loop tuning.....	31
บทที่ 3 วิธีการดำเนินการวิจัย.....	36
3.1 ขั้นตอนการดำเนินงาน.....	36
3.2 วิธีการดำเนินงาน.....	37



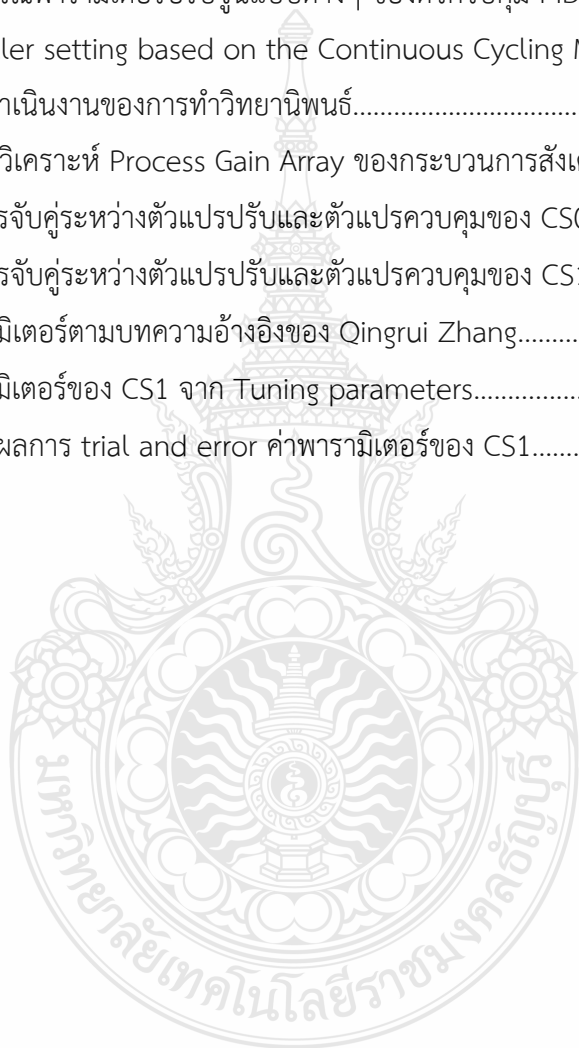
## สารบัญ (ต่อ)

	หน้า
บทที่ 4 ผลการดำเนินการวิเคราะห์และการวิเคราะห์ข้อมูล.....	40
4.1 การวิเคราะห์แกนของกระบวนการสังเคราะห์เอมิลอะซิเตท.....	40
4.2 ออกแบบโครงสร้างการควบคุมใหม่.....	42
4.3 Tune Parameters.....	44
4.4 การเปรียบเทียบสมรรถนะของกระบวนการ.....	47
บทที่ 5	55
5.1 สรุปผลการดำเนินงาน.....	55
บรรณานุกรม.....	56
ภาคผนวก.....	59
ภาคผนวก ก ข้อมูลการสังเคราะห์เอมิลอะซิเตท	60
ภาคผนวก ข	77
ประวัติผู้เขียน.....	86



## สารบัญตาราง

	หน้า
ตารางที่ 2.1 การคำนวณพารามิเตอร์ปรับจูนแบบต่างๆ ของตัวควบคุม P-Only.....	29
ตารางที่ 2.2 การคำนวณพารามิเตอร์ปรับจูนแบบต่างๆ ของตัวควบคุม.....	30
ตารางที่ 2.3 การคำนวณพารามิเตอร์ปรับจูนแบบต่างๆ ของตัวควบคุม PID.....	31
ตารางที่ 2.4 Controller setting based on the Continuous Cycling Method.....	33
ตารางที่ 3.1 ผลการดำเนินงานของการทำวิทยานิพนธ์.....	36
ตารางที่ 4.1 แสดงผลวิเคราะห์ Process Gain Array ของกระบวนการสังเคราะห์เอมิลอะซิเตท.....	41
ตารางที่ 4.2 แสดงการจับคู่ระหว่างตัวแปรปรับและตัวแปรควบคุมของ CS0.....	42
ตารางที่ 4.3 แสดงการจับคู่ระหว่างตัวแปรปรับและตัวแปรควบคุมของ CS1.....	43
ตารางที่ 4.4 ค่าพารามิเตอร์ตามบทความอ้างอิงของ Qingrui Zhang.....	44
ตารางที่ 4.5 ค่าพารามิเตอร์ของ CS1 จาก Tuning parameters.....	46
ตารางที่ 4.6 แสดงถึงผลการ trial and error ค่าพารามิเตอร์ของ CS1.....	47



## สารบัญรูป

	หน้า
รูปที่ 2.1 หอกกลั่นแบบมีปฏิกิริยา (Reactive distillation column).....	19
รูปที่ 2.2 กระบวนการกลั่นแบบมีปฏิกิริยาดั้งเดิมสำหรับการสังเคราะห์เอมีลอะซิเตท.....	20
รูปที่ 2.3 กระบวนการกลั่นแบบมีปฏิกิริยาการจับคู่ความร้อนที่ความดันแตกต่างสำหรับการ สังเคราะห์เอมีลอะซิเตท.....	21
รูปที่ 2.4 ตัวควบคุม PID ที่ต่อเข้าไปในระบบแบบอนุกรม.....	23
รูปที่ 2.5 ระบบควบคุมเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบใช้ไอน้ำ.....	24
รูปที่ 2.6 แผนภาพแสดงลักษณะตัวควบคุมแบบ PI.....	26
รูปที่ 2.7 แผนภาพกรอบแสดงลักษณะตัวควบคุมแบบ PID.....	28
รูปที่ 2.8 ผลตอบกระบวนการเมื่อใช้ตัวควบคุม PI.....	30
รูปที่ 2.9 ผลการตอบสนองของการควบคุมแบบวงปิดที่มีค่า Kc แตกต่างกัน.....	32
รูปที่ 2.10 บล็อกไดอะแกรมของการควบคุมกระบวนการ.....	34
รูปที่ 2.11 แสดงการออกแบบรูปควบคุมกระบวนการ.....	35
รูปที่ 3.1 กระบวนการกลั่นแบบมีปฏิกิริยาการจับคู่ความร้อนที่ความดันแตกต่างสำหรับการ..... สังเคราะห์เอมีลอะซิเตท.....	38
รูปที่ 3.2 โครงสร้างการควบคุมสำหรับกระบวนการกลั่นแบบมีปฏิกิริยาการจับคู่ความร้อน.... ที่ความดันแตกต่างสำหรับการสังเคราะห์เอมีลอะซิเตท.....	39
รูปที่ 4.1 แผนผังของกระบวนการสังเคราะห์โพธิ์โพธิ์ไอออนต์ด้วยหอกกลั่นแบบมีปฏิกิริยา (RD) ที่สภาวะพลวัตของ CS1.....	43
รูปที่ 4.2 แสดงหน้าต่างของตัวควบคุมเลเวลของหอกกลั่น LP.....	44
รูปที่ 4.3 แสดงหน้าต่างการทดสอบของตัวควบคุมเลเวลของหอกกลั่น LP.....	45
รูปที่ 4.4 แสดงหน้าต่าง Tuning Parameters ของตัวควบคุมเลเวลของหอกกลั่น LP.....	45
รูปที่ 4.5 แสดงการจำลองกระบวนการของ CS0 ด้วยการลดอัตราการไหล 10 % ของ AmOH ที่ 0.5 ชม.....	48
รูปที่ 4.6 แสดงการจำลองกระบวนการของ CS1 ด้วยการลดอัตราการไหล 10 % ของ AmOH ที่ 0.5 ชม.....	51

# บทที่ 1

## บทนำ

โครงสร้างการควบคุมกระบวนการทางเคมีของโรงงานอุตสาหกรรมเป็นสิ่งที่ต้องมีในทุกกระบวนการผลิต เนื่องจากโครงสร้างการควบคุมกระบวนการมีหน้าในการควบคุมการผลิตให้เป็นไปตามเป้าหมายที่ได้กำหนดโดยไม่ส่งผลเสียต่อโรงงานอุตสาหกรรม ซึ่งในงานวิจัยนี้เป็นการศึกษาโครงสร้างการควบคุมกระบวนการสังเคราะห์เอมิลอะซิเตท และออกแบบโครงสร้างการควบคุมกระบวนการ

### 1.1 ที่มาและความสำคัญ

ในปัจจุบันโรงงานอุตสาหกรรมจำเป็นต้องมีการปรับปรุงหรือเพิ่มประสิทธิภาพในกระบวนการผลิตให้ดียิ่งขึ้นเพื่อเพิ่มกำไรหรือลดต้นทุน ซึ่งในการปรับปรุงหรือเพิ่มประสิทธิภาพนั้นมีหลากหลายวิธีเช่น การออกแบบและประเมินค่าทางเศรษฐศาสตร์ของกระบวนการผลิต หรือเพิ่มประสิทธิภาพโดยการออกแบบโครงสร้างการควบคุมกระบวนการผลิต เป็นต้น เมื่อได้รับการออกแบบใหม่ต้องมีการทดสอบเพื่อดูการทำงานเป็นไปตามต้องการหรือไม่ เนื่องจากการทดสอบโดยตรงกับโรงงานอาจส่งผลต่อการผลิตในปัจจุบันได้ จึงจำเป็นต้องหาตัวช่วยในเรื่องนี้คือการใช้โปรแกรมจำลองกระบวนการขึ้นมา

โปรแกรมจำลองกระบวนการคือ โปรแกรมที่สามารถจำลองหน่วยปฏิบัติการต่างๆ ได้โดยที่มีความแม่นยำสูง จึงเหมาะสมสำหรับการนำไปใช้ทดสอบค่าที่ได้จากการออกแบบใหม่ และการควบคุมกระบวนการมีความจำเป็นต่อโรงงานสูงมาก เนื่องจากโรงงานอุตสาหกรรมในปัจจุบันมีขนาดค่อนข้างใหญ่ จึงจำเป็นต้องมีระบบควบคุมเข้ามาช่วยในการผลิต และเมื่อมีการใช้งานไปเป็นเวลานาน อาจทำให้การผลิตไม่เป็นไปตามที่ต้องการจึงจำเป็นต้องมีการออกแบบหรือปรับเปลี่ยนโครงสร้างการควบคุมให้มีประสิทธิภาพเหมือนดั้งเดิม

ในงานวิจัยนี้ได้นำกระบวนการสังเคราะห์เอมิลอะซิเตทโดยการกลั่นแบบมีปฏิริยาการจับคู่ความร้อนที่ความดันแตกต่างกันมาใช้ในการศึกษาและออกแบบโครงสร้างการควบคุม โดยใช้โปรแกรม Aspen Plus ในการจำลองกระบวนการ

## 1.2 วัตถุประสงค์ของงานวิจัย

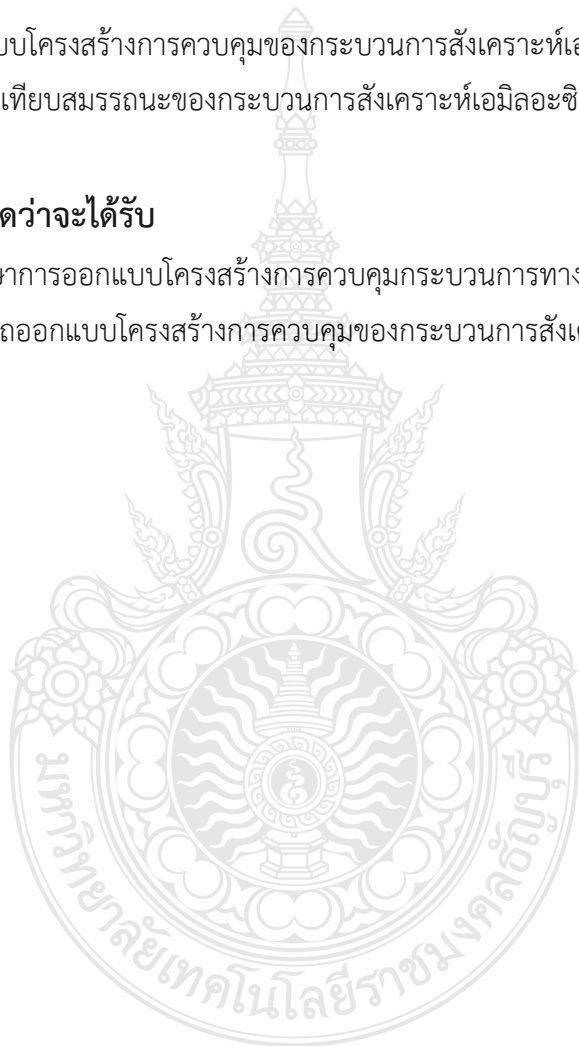
- 1.2.1 ศึกษาการออกแบบโครงสร้างการควบคุมกระบวนการทางเคมี
- 1.2.2 ออกแบบโครงสร้างการควบคุมของกระบวนการสังเคราะห์เอมีลอะซิเตท

## 1.3 ขอบเขตการวิจัย

- 1.3.1 จำลองกระบวนการสังเคราะห์เอมีลอะซิเตทในสภาวะคงตัว และสภาวะพลวัต
- 1.3.2 ออกแบบโครงสร้างการควบคุมของกระบวนการสังเคราะห์เอมีลอะซิเตทใหม่
- 1.3.3 เปรียบเทียบสมรรถนะของกระบวนการสังเคราะห์เอมีลอะซิเตท

## 1.4 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ

- 1.4.1 ได้ศึกษาการออกแบบโครงสร้างการควบคุมกระบวนการทางเคมี
- 1.4.2 สามารถออกแบบโครงสร้างการควบคุมของกระบวนการสังเคราะห์เอมีลอะซิเตทได้



## บทที่ 2

### ทฤษฎีและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

ปัจจุบันโครงสร้างการควบคุมมีความสำคัญเป็นอย่างมากในโรงงานอุตสาหกรรมเคมี ซึ่งโครงสร้างการควบคุมมีหน้าที่ในการควบคุมผลผลิตให้ได้ตามต้องการ และได้มีการนำเอาโครงสร้างการควบคุมมาจำลองกระบวนการเพื่อทำการศึกษาและออกแบบ โดยในบทนี้เป็นกรกล่าวถึงกระบวนการสังเคราะห์เอมีลอะซิเตทโดยการกลั่นแบบมีปฏิริยาการจับคู่ความร้อนที่ความดันแตกต่างกัน

#### 2.1 งานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

Qingrui Zhang, Tong Guo, Chao Yu และ Yonglei Li [1] ได้ศึกษาเกี่ยวกับกระบวนการสังเคราะห์เอมีลอะซิเตทโดยการกลั่นแบบมีปฏิริยาการจับคู่ความร้อนที่ความดันแตกต่างกัน (DPT-RD) เป็นการออกแบบที่ผสมผสานความร้อนในกระบวนการพัฒนาทางวิศวกรรมเคมี ซึ่งการศึกษานี้ได้ทำการจำลองกระบวนการ DPT-RD สำหรับการสังเคราะห์เอมีลอะซิเตทในโพลดปฏิบัติการที่เรียบบ่อยใช้ Aspen Plus จำลองกระบวนการ โดยความเป็นไปได้ทางเศรษฐศาสตร์และการควบคุมของกระบวนการ DPT-RD ได้รับการประเมินตามการวิจัยด้วยการเพิ่มประสิทธิภาพและการควบคุมแบบพลวัต ซึ่งผลการศึกษาพบว่ากระบวนการ DPT-RD มีการลดการใช้พลังงานถึง 33.74% และสามารถประหยัดค่าใช้จ่ายรายปี (TAC) ได้ถึง 7.96% เมื่อเทียบกับการกลั่นแบบมีปฏิริยาแบบธรรมดา และผลการออกแบบโครงสร้างการควบคุมแบบพลวัตระบุว่าสามารถจัดการกับสัญญาณรบกวนอัตราการผลิตของสายเข้าที่  $\pm 20\%$  และองค์ประกอบในสายเข้า 5% โดยรวมแสดงให้เห็นว่ากระบวนการ DPT-RD เป็นแนวทางที่ดีที่สุดสำหรับการสังเคราะห์เอมีลอะซิเตท

Philippe dos Santos, M. Angela A.Meireles และ JulianMartinez [2] ได้ศึกษาเกี่ยวกับการผลิตไอโซเอมีลอะซิเตทโดยปฏิริยาของเอโนไซม์ในเครื่องปฏิกรณ์แบบกะและแบบแพ็คเบตด้วยคาร์บอนไดออกไซด์ที่วิกฤตยิ่งยวด เครื่องปฏิกรณ์แบบกะน่าจะเป็นเครื่องปฏิกรณ์ที่ใช้กันอย่างแพร่หลายสำหรับการวิเคราะห์ทางชีวภาพในของเหลวที่วิกฤตยิ่งยวด แต่สำหรับการใช้งานในระดับอุตสาหกรรมเครื่องปฏิกรณ์แบบแพ็คเบต มักเป็นที่ต้องการกว่า งานวิจัยนี้มีวัตถุประสงค์เพื่อศึกษาและเปรียบเทียบปฏิกรณ์แบบกะและปฏิกรณ์แบบแพ็คเบตในการสังเคราะห์ไอโซเอมีลอะซิเตทผ่านปฏิริยาของเอโนไซม์ในสื่อคาร์บอนไดออกไซด์ที่วิกฤตยิ่งยวด ทำการทดลองเพื่อหาค่าพารามิเตอร์จลนศาสตร์และประเมินผลการถ่ายโอนมวลภายในและภายนอก ผลการวิจัยพบว่าปฏิริยามีการควบคุมแบบจลนพลศาสตร์เป็นอิสระจากเส้นผ่านศูนย์กลางของอนุภาคและความปั่นป่วน ดังนั้นการแพร่กระจายภายในอนุภาคและความต้านทานการถ่ายเทมวลภายนอกจึงไม่สำคัญ แบบจำลองทางจลนศาสตร์ของ

Ping-Pong Bi-Bi อธิบายได้ว่าเอสเทอร์ฟิเคชันของไอโซซิลแอลกอฮอล์กับอะซิติกแอนไฮไดรต์ในสภาพที่ประเมินนั้นแสดงให้เห็นว่าความสัมพันธ์ของเอนไซม์ต่ออะซิติกแอนไฮไดรต์นั้น ปฏิกรณ์แบบแพ็คเบตได้ผลผลิตของไอโซเอมิลอะซิเตทสูงสุด ถึงแม้ว่าคอนเวอร์ชันจะต่ำกว่าปฏิกรณ์แบบกะที่ได้รับ โดยสรุปปฏิกรณ์แบบแพ็คเบตเป็นตัวเลือกที่ดีที่สุดในการสังเคราะห์ไอโซเอมิลอะซิเตทในสื่อบรรจุคาร์บอนไดออกไซด์ที่วิกฤตยิ่งยวด

Hao-Yeh, Chien-Ying Chen และคณะ [3] ได้ศึกษาเกี่ยวกับการออกแบบและควบคุมกระบวนการกลั่นแบบมีปฏิริยาของไดฟีนิลคาร์บอเนตด้วยการจับคู่ความร้อนและการกำหนดชั้นของบูรณาการทางความร้อน ซึ่งมีการพิสูจน์กันอย่างกว้างขวางว่าหอกกลั่นแบบจับคู่ทางความร้อนมีประสิทธิภาพในการใช้พลังงานได้น้อยกว่าแบบดั้งเดิม และทำนองเดียวกันได้มีการขยายไปยังระบบปฏิริยา ซึ่งแสดงให้เห็นว่าหอกกลั่นแบบมีปฏิริยาแบบจับคู่ทางความร้อนสามารถลดการใช้พลังงานได้เมื่อเทียบกับหอกกลั่นแบบมีปฏิริยาแบบดั้งเดิม งานนี้มีจุดมุ่งหมายเพื่อแสดงให้เห็นว่าการตระหนักถึงการรวมความร้อนระหว่างหอบแบบจับคู่ทางความร้อนที่ความดันต่างกันจะช่วยประหยัดพลังงานได้มากขึ้น กระบวนการผลิตไดฟีนิลคาร์บอเนตได้ถูกนำมาใช้เพื่อแสดงผลการทำงานร่วมกันคู่ความร้อนและการรวมความร้อนในลำดับการกลั่นเดียวกัน ผลการวิจัยพบว่าระบบสามารถประหยัดพลังงานได้ 47% เมื่อเปรียบเทียบกับการกลั่นแบบมีปฏิริยาดั้งเดิม ในขณะที่รักษา rejection of throughput และ feed composition disturbances ได้ดี

Hui Xia, Xin Dai และคณะ [4] ได้ศึกษาเกี่ยวกับการออกแบบและควบคุมการผลิตโพพิลโพพิโอเนทโดยกระบวนการกลั่นแบบมีปฏิริยาที่ถูกช่วยโดยสารนำพา ซึ่งกระบวนการกลั่นแบบมีปฏิริยาที่ถูกช่วยโดยสารนำพา (entrainer-assisted reactive distillation, E-RD) มีวัตถุประสงค์เพื่อเพิ่มความบริสุทธิ์ของสารโพพิลโพพิโอเนทที่ได้จากปฏิริยาระหว่างกรดโพพิโอโนอิกโพพานอลกระบวนการ E-RD ร่วมข้อได้เปรียบของ heterogeneous azeotropic distillation (HAD) และ reactive distillation (RD) ไว้ด้วยกัน ทั้งนี้ไซโคลเฮกเซนได้ถูกเลือกให้ใช้เป็นสารนำพา (entrainer) ในกระบวนการ E-RD และ กระบวนการ E-RD ได้หาค่าที่เหมาะสมโดยการคำนวณ ค่าใช้จ่ายรายปี (TAC) ผลลัพธ์ที่ดีที่สุดแสดงให้เห็นว่ากระบวนการ E-RD สามารถประหยัดค่าใช้จ่าย TAC ได้ 46.11% และ 41.40% ของภาระการทำงานของหม้อต้มซ้ำ เทียบกับกระบวนการ two-column นอกจากนี้ยังมีการพิจารณาโครงสร้างการควบคุมสองแบบสำหรับกระบวนการ E-RD สมรรถนะแบบพลวัตแสดงให้เห็นว่าโครงสร้างควบคุมที่ดีขึ้น (CS2) สามารถแก้ปัญหาของการรบกวนและรักษาระดับความบริสุทธิ์ของผลิตภัณฑ์ให้ใกล้เคียงกับจุดที่กำหนดโดยมีการเบี่ยงเบนเล็กน้อยและเวลาในการตกตะกอนสั้น ๆ

Jun Li, Hao Zhou, Lanyi Sun, และ Nan Zhang [5] ได้ศึกษาเกี่ยวกับการออกแบบและควบคุมการกลั่นแบบมีปฏิริยาจับคู่ทางความร้อนที่ความดันแตกต่างสำหรับการสังเคราะห์ไอโซเอ

มีโลหะซีเตท ซึ่งในงานวิจัยนี้ได้เสนอแบบจำลองที่สภาวะคงตัวและโครงสร้างการควบคุมสามแบบของกระบวนการกลั่นแบบมีปฏิริยาจับคู่ทางความร้อนที่ความดันแตกต่างกันสำหรับการสังเคราะห์ไอโซเอ-มีโลหะซีเตท กระบวนการดังกล่าวได้รับการออกแบบเป็นครั้งแรกใน Aspen Plus เพื่อสร้างแบบจำลองที่สภาวะคงตัวจากนั้นจึงนำการวิเคราะห์ทางเศรษฐศาสตร์มาใช้เพื่อปรับพารามิเตอร์ของกระบวนการให้เหมาะสมที่สุด กระบวนการที่ปรับให้เหมาะสมแสดงการประหยัดต้นทุนการดำเนินงานได้ 39.65% และ TAC 1.25–19.05% โดยมีระยะเวลาคืนทุนแตกต่างกันไปจาก 5 ถึง 10 ปี มีการเสนอโครงสร้างการควบคุมสามโครงสร้างรวมถึงโครงสร้างพื้นฐานหนึ่งรายการ (BC) และโครงสร้างที่ได้รับการปรับปรุงสองรายการ (IC1, IC2) โดย IC1 ใช้ตัวควบคุมองค์ประกอบต่ออัตราส่วนขาป้อนเพื่อลดข้อผิดพลาดที่เหลือและมีการเพิ่มตัวควบคุมอัตราส่วนองค์ประกอบขาป้อนใน IC2 เพื่อให้บรรลุพฤติกรรมการควบคุมที่ดีขึ้น มีการเพิ่มการรบกวนการไหลของอัตราขาป้อน  $\pm 10\%$  ขาป้อนน้ำ / ขาป้อนในโครงสร้างควบคุมและศึกษาพฤติกรรมการควบคุม การเลือกโครงสร้างการควบคุมจะขึ้นอยู่กับพฤติกรรมการควบคุมแนะนำให้ใช้ IC2 ที่มีพฤติกรรมการควบคุมที่ดีขึ้นภายใต้การรบกวนองค์ประกอบขาป้อนสำหรับกระบวนการนี้

Minjeong Cho และ Myungwan Han [6] ได้ศึกษาเกี่ยวกับพลวัตและการควบคุมของการกลั่นแบบมีปฏิริยาโดยเสริมสารนำพาสำหรับการผลิตบิวทิลอะซีเตท ซึ่งงานวิจัยนี้แนะนำเสนอการพลวัตและการควบคุมการกลั่นแบบมีปฏิริยาโดยเสริมสารนำพา (ERD) สำหรับการผลิตที่มีประสิทธิภาพของบิวทิลอะซีเตทผ่านปฏิริยาเอสเทอร์ฟิเคชันของบิวทานอลและกรดอะซีติก มีรายงานเมื่อไม่นานมานี้ว่าการใช้สิ่งหนึ่งแทนสารนำพาภายใน (บิวทิลอะซีเตท) สามารถปรับปรุงประสิทธิภาพกระบวนการได้อย่างมาก (Cho et al., 2014) ในระบบ ERD พบว่ามีหลายทางเลือกที่แตกต่างกันออกไปขึ้นอยู่กับว่า azeotrope ที่รูปแบบของตัวกรองที่มีน้ำเป็นแบบไบนารีหรือไตรนารี ในกรณีนี้เป็นตัวไบนารี azeotrope, ผู้ติดตามภายนอกจะใช้บทบาทของผู้ติดตามเท่านั้นหากระดับของเหลวของเฟสอินทรีย์ในขวดเหล้าถูกควบคุม อย่างไรก็ตามในกรณีของการก่อดวงของ azeotrope ประกอบไปด้วยทั้ง entrainer ภายนอกและ butyl acetate สามารถใช้บทบาทของผู้ติดตาม การเก็บรักษาสินค้าคงคลังที่เหมาะสมของผู้ประกอบการภายนอกในคอลัมน์เป็นสิ่งสำคัญสำหรับการตรวจสอบให้แน่ใจว่าระบบอยู่ในสภาวะที่มีการเปลี่ยนแปลงสูงและนำไปสู่ผลผลิตบิวทิลอะซีเตทที่สูง นี่เป็นส่วนใหญ่เพราะการปรากฏตัวของผู้เข้าร่วมภายนอกมากเกินไปในคอลัมน์กลั่นปฏิริยาส่งผลให้ผลผลิตลดลงปฏิริยา เราเสนอรูปแบบการควบคุมที่ต่างกันสองรูปแบบขึ้นอยู่กับชนิดของ azeotrope ที่รูปแบบของสิ่งภายนอกที่มีส่วนผสมของปฏิริยา รูปแบบการควบคุมที่เสนอนั้นได้แสดงให้เห็นว่ามีประสิทธิภาพในการรักษาอัตราผลตอบแทนที่สูงและความบริสุทธิ์ของผลิตภัณฑ์



Zhixian Huang, Yixiong Lin และคณะ [7] ได้ศึกษาเกี่ยวกับการหาค่าเหมาะที่สุดและการควบคุมกระบวนการกลั่นแบบมีปฏิริยาสำหรับการสังเคราะห์ไดเมทิลคาร์บอเนต ซึ่งไดเมทิลคาร์บอเนตเป็นสารเคมีที่เป็นมิตรกับสิ่งแวดล้อมและย่อยสลายได้ทางชีวภาพ Huang et al ได้ทำการพัฒนากระบวนการรวมตัวของปฏิริยาการกลั่นและเทคโนโลยีการกลั่นด้วยแรงดันซึ่งเป็นกระบวนการใหม่สำหรับการสังเคราะห์ไดเมทิลคาร์บอเนตผ่านกระบวนการทรานซิสเทอร์ฟิเคชันด้วยโพรพิลีนคาร์บอเนต ในงานนี้การเพิ่มประสิทธิภาพของกระบวนการนี้ดำเนินการโดยการลด TAC ทั้งหมด ผลการวิจัยพบว่าผังการออกแบบที่ดีที่สุดสามารถประหยัดพลังงานได้ 18.6% โดยการเปลี่ยนโพรพิลีนคาร์บอเนตเป็น 99.9% จากนั้นจึงทำการพัฒนาโครงสร้างการควบคุมทั่วทั้งโรงงานที่มีประสิทธิภาพสำหรับกระบวนการ ผลการจำลองแบบไดนามิกแสดงให้เห็นว่าการควบคุมอุณหภูมิ / อัตราการไหลรวมกับการควบคุมอุณหภูมิที่เรียบง่ายไม่เพียงพอ แต่รักษาความบริสุทธิ์ของผลิตภัณฑ์เท่านั้น แต่ยังสามารถเปลี่ยนปฏิริยาของสารตั้งต้นตามค่าที่ต้องการเมื่อเผชิญกับการรบกวนอัตราการไหล

Liu Mo, Jiang Shao-Tong และคณะ [8] ได้ศึกษาเกี่ยวกับการออกแบบและควบคุมการกลั่นแบบมีปฏิริยาสำหรับการไฮโดรไลซิสของเมธิลแลคเตท ซึ่งเอสเทอร์ฟิเคชันของกรดแลคติกดิบจากน้ำซุ้หมักและการไฮโดรไลซิสของแลคเตทเอสเทอร์ในหอกลั่นแบบมีปฏิริยาเป็นกระบวนการที่มีประสิทธิภาพสำหรับการทำให้บริสุทธิ์ของกรดแลคติก โดยได้ศึกษาการกลั่นแบบมีปฏิริยาสำหรับการไฮโดรไลซิสของเมธิลแลคเตท อย่างแรกทำการวิเคราะห์สมบัติทางอุณหพลศาสตร์และจลนศาสตร์ของปฏิริยา จากนั้นหอการกลั่นแบบมีปฏิริยาจะได้รับการออกแบบตามฟังก์ชันวัตถุประสงค์รวมต้นทุนรายปี ผลกระทบของหมายเลขถาดของส่วนที่แก้ไข, หมายเลขถาดของส่วนที่มีปฏิริยา, และตำแหน่งฟีดที่มีต่อค่าใช้จ่ายประจำปีทั้งหมดจะถูกตรวจสอบ และมีการเสนอโครงสร้างการควบคุมอุณหภูมิแบบคู่สำหรับคอลัมน์การกลั่นแบบรีแอกทีฟที่ดีที่สุดและผลลัพธ์แสดงให้เห็นว่ามันทำงานได้ค่อนข้างดีสำหรับระบบไฮโดรไลซิสนี้

S. Hernández และคณะ [9] ได้ศึกษาเกี่ยวกับการจำลองที่สภาวะคงที่และพลวัตของหอกลั่น Petlyuk แบบมีปฏิริยาที่เทียบเท่า reactive dividing wall column (RDWDC) ในกรณีนี้ปฏิริยาระหว่างเอทานอลและกรดอะซิติกที่มีตัวเร่งปฏิริยาเป็นกรดซัลฟิวริกเพื่อผลิตเอทิลอะซิเตตและน้ำ พบว่าหอกลั่น Petlyuk แบบมีปฏิริยาสามารถเปลี่ยน set point ของลูบควบคุมของอุณหภูมิทั้งสองได้ นอกจากนี้ลูบควบคุมสามารถกำจัดผลกระทบจากการรบกวนในสายป้อนได้ โดยผลและความรู้ก่อนหน้าเหล่านี้ที่รายงานเกี่ยวกับหอกลั่นแบบจับคู่ทางความร้อนและการกลั่นแบบมีปฏิริยาได้รับการพิจารณาเพื่อออกแบบและนำ RDWDC ไปใช้

S.V. Mali และ A.K. Jana [10] ได้ศึกษาเกี่ยวกับการบูรณาการความร้อนภายในของหอกลั่นที่ไม่ทำปฏิกิริยาเป็นหลัก ในการสนับสนุนนี้ ได้มีการเสนอการกำหนดค่าหอกลั่นแบบมีปฏิกิริยาและบูรณาการความร้อนบางส่วนแบบใหม่ หอกลั่นแบบมีปฏิกิริยาที่เป็ดิมเป็นหน่วยของ two-column sequence ที่ใช้สำหรับการผลิตเอทิลอะซิเตดที่มีความบริสุทธิ์สูง ในการศึกษานี้ระบุความเป็นไปได้ทางอุณหพลศาสตร์ของกระบวนการแบบมีปฏิกิริยาและสำรวจทางเศรษฐศาสตร์ที่น่าสนใจของหอกลั่นปฏิกิริยาแบบบูรณาการความร้อนบางส่วน (HIRDC) มีการทดสอบความไวเพื่อปรับจูนการออกแบบและตัวแปรการทำงาน โดยการเปรียบเทียบทางเศรษฐศาสตร์ระหว่างที่เสนอแบบแผนที่ประกอบด้วย two-column ของ HIRDC ตามด้วย recovery column และการจับคู่แบบดั้งเดิม เนื่องจากการผสมรวมพลังงานภายใน ทำให้ได้ประสิทธิภาพที่ดีขึ้นด้วยการประหยัดพลังงานมากกว่า 20% และใช้เวลาคืนทุน 3.58 ปี

San-Jang Wang, David S.H. Wong และ Shuh-Woei Yu [11] ได้ศึกษาเกี่ยวกับกลยุทธ์การออกแบบและควบคุมของกระบวนการกลั่นแบบมีปฏิกิริยาด้วยการจับคู่ทางความร้อนบางส่วนสำหรับการผลิตเมทานอลและเอ็น-บิวทิลอะซิเตดโดยปฏิกิริยาทรานส์เอสเทอร์ฟิเคชันของเมทิลอะซิเตดและเอ็น-บิวทานอล เนื่องจากเมทานอลและเมทิลอะซิเตดก่อตัวเป็นอะซีโอโทรป ผลิตภัณฑ์ของหอกลั่นแบบมีปฏิกิริยาที่รวมถึงเอ็น-บิวทิลอะซิเตดและส่วนผสมของเมทานอลและเมทิลอะซิเตด ซึ่งต้องแยกได้ด้วยหอกลั่นเพิ่มเติม โดยการจับคู่ทางความร้อนบางส่วนสามารถใช้เพื่อกำจัดคอนเดนเซอร์ของหอกลั่นที่สองได้และไม่เพียงแต่ช่วยในการลดพลังงานเท่านั้น แต่ยังได้รับประสิทธิภาพการทำงานและความสามารถในการควบคุมที่ดีขึ้นสำหรับกระบวนการกลั่นแบบมีปฏิกิริยาจับคู่ด้วยความร้อน ในการเลือกและจับคู่ตัวแปรปรับและตัวแปรควบคุมอย่างเหมาะสมโดยใช้การวิเคราะห์ในสภาวะคงตัว แผนการควบคุมอย่างง่ายที่มีลูควบคุมอุณหภูมิสามรูปนั้นเพียงพอที่จะรักษาความบริสุทธิ์ของผลิตภัณฑ์และความสมดุลของปริมาณสารสัมพันธ์ระหว่างพีดสารตั้งต้นได้

Fazilay Abbès, Ngoc Giang Tran และคณะ [12] ได้ศึกษาเกี่ยวกับปฏิสัมพันธ์ container-content ระหว่างโพลีเอทิลีนความหนาแน่นสูง (HDPE) กับสารละลายเอมีลอะซิเตดที่ถือเป็นสารกระจายตัว โดยมีความสนใจเป็นพิเศษในผลกระทบของปรากฏการณ์การดูดซับและการแพร่กระจายต่อคุณสมบัติทางกลของขวด HDPE ภายใต้สภาวะคงที่ที่ระยะต่างๆ ของการเสื่อมสภาพทางกายภาพทดสอบด้วยแกนเดียวหลายครั้งบนตัวอย่างที่ตัดจากขวดและทำการทดสอบโครงสร้างบนขวด ในการวิเคราะห์ผลการทดลองต่างๆ ดังกล่าวได้เน้นย้ำถึงลักษณะของฟิสิกเกียนของปรากฏการณ์การแพร่กระจายและการลดลงของกำลังอัดของขวดด้วยเวลาในการปรับสภาพล่วงหน้า นอกจากนี้ยังมุ่งเน้นไปที่การสร้างแบบจำลองพฤติกรรมทางกลของ HDPE โดยคำนึงถึงการถ่ายโอนมวลที่เกิดจากปรากฏการณ์การแพร่กระจาย ได้มีการเสนอโมเดล Elastic-viscoplastic และนำไปใช้ในโค้ดไฟไนต์เอลิ

เมนต์ ABAQUS พารามิเตอร์ของแบบจำลองนี้ระบุได้จากการทดสอบแรงดึงโดยการแก้ปัญหาการปรับให้เหมาะสมที่สุด โมเดลที่ระบุได้รับการตรวจสอบโดยการจำลองเชิงตัวเลขของการบีบอัดฝาบานสุดของขวด HDPE ผลลัพธ์ที่เป็นตัวเลขนั้นสอดคล้องกับการวัดผลทางการทดลองเป็นอย่างดี

Xin Gao, Peng Yan และคณะ [13] ได้ศึกษาเกี่ยวกับการกลั่นแบบมีปฏิกิริยา ซึ่งเป็นการรวมการทำปฏิกิริยาและการแยก โดยถูกนำมาใช้มากขึ้นในการสังเคราะห์เชื้อเพลิง เช่น ไปโอดีเซล, การสังเคราะห์ Fischer-Tropsch และอื่นๆ อย่างไรก็ตาม การใช้งานส่วนใหญ่ในสาขานี้ยังคงอยู่ที่ระดับห้องปฏิบัติการ ดังนั้นจึงเป็นเรื่องยากที่จะพัฒนาให้เป็นอุตสาหกรรม เนื่องจากหนึ่งขั้นตอนที่สำคัญที่สุดในอุตสาหกรรมการกลั่นแบบมีปฏิกิริยานั้นไม่เคยมีการเผยแพร่การออกแบบการกลั่นแบบมีปฏิกิริยาด้วยการบรรจุตัวเร่งปฏิกิริยา ดังนั้นบทความนี้จึงได้มาซึ่งแบบจำลองที่สมบูรณ์สำหรับการออกแบบอย่างเป็นระบบและเพิ่มประสิทธิภาพ Seepage Catalytic Packing Internal (SCPI) ที่พัฒนาขึ้นโดยงานก่อนหน้าของเรา ขั้นตอนการแก้ปัญหาของแบบจำลองอินทิกรัลมีการสรุปและแสดงตัวอย่างในกรณีศึกษาที่สังเคราะห์เอ็น-เอมิลอะซิเตตในระดับอุตสาหกรรม นอกจากนี้ยังแสดงให้เห็นว่าโครงสร้างภายในได้รับการปรับให้เหมาะสมโดยมีเป้าหมายเพื่อลดต้นทุนรวมประจำปีขั้นต่ำ เมื่อปริมาตรป้อนผสม 2.95 kmol/h รัศมีของหอกกลั่นแบบมีปฏิกิริยา (R) คือ 0.129 ท อัตราส่วนความกว้างของภาชนะบรรจุตัวเร่งปฏิกิริยาต่อแผ่นโลหะลูกฟูก (m) คือ 1.9 โดยมีต้นทุนรวมประจำปี (TAC) ต่ำที่สุด ผลลัพธ์เหล่านี้แสดงให้เห็นว่าโมเดลอินทิกรัลสามารถนำไปใช้กับการออกแบบและปรับแต่ง SCPI ได้อย่างน่าพอใจ เนื้อหานี้มีบทบาทชี้้นำในการพัฒนาอุตสาหกรรมของการกลั่นแบบมีปฏิกิริยาของการสังเคราะห์เชื้อเพลิง

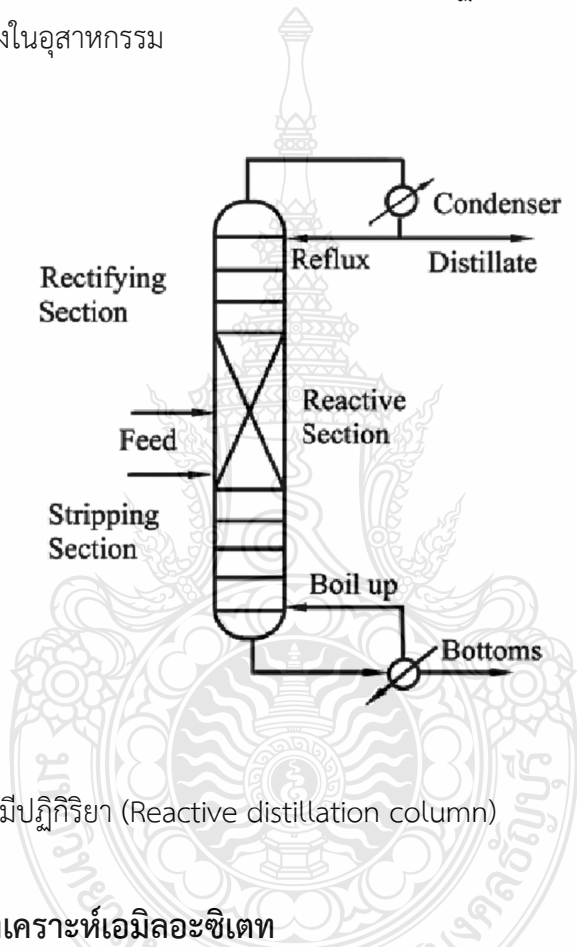
MariaToikka, Victoria Vernadskaya และ Artemiy Samarov [14] ได้ศึกษาเกี่ยวกับระบบของเหลวและของเหลวที่ต่างกันหลายองค์ประกอบที่มีปฏิกิริยาสังเคราะห์ เอ็น-เอมิลอะซิเตต โดยนำเสนอข้อมูลการทดลองใหม่เกี่ยวกับความสามารถในการละลาย สมดุลระหว่างของเหลวกับของเหลว (LLE) และองค์ประกอบที่สำคัญสำหรับกรดอะซิติก, เอ็น-เอมิล แอลกอฮอล์, เอ็น-เอมิลอะซิเตต และน้ำ ที่อุณหภูมิ 303.15K และความดันบรรยากาศ ความสามารถในการละลายและสภาวะวิกฤตได้รับการตรวจสอบโดย "เทคนิค cloud-point" และวิธีการ pale opalescence blue ตามลำดับ องค์ประกอบ LLE ถูกกำหนดหาโดยแก๊สโครมาโตกราฟีและสัมพันธ์กันแบบจำลอง NRTL ผลลัพธ์ที่คำนวณโดยใช้แบบจำลอง NRTL นั้นสอดคล้องกับข้อมูลการทดลองที่เพียงพอ โดยค่าเบี่ยงเบนมาตรฐานสำหรับระบบย่อยไบนารีแบบไตรภาคไม่เกิน 0.45% และสำหรับระบบควอเทอร์นารีที่ตรวจสอบ - 0.53%

Wu-Chung Chan และ Mei-Qi Su [15] ได้ศึกษาเกี่ยวกับพฤติกรรมทางจลนศาสตร์ของการย่อยสลายทางชีวภาพของเอทิล อะซิเตตและเอมิล อะซิเตตในตัวกรองชีวภาพแบบเม็ดเปิดแบบผสมที่ถูกใช้พิจารณา เม็ดเปิดคอมโพสิตคือ PVA/peat /KNO<sub>3</sub>/GAC ที่มีทรงกลม ซึ่งจัดเตรียมไว้ในงานก่อนหน้า ทั้งอัตราการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์และอัตราปฏิกิริยาทางชีวเคมีถูกยับยั้งเพราะความเข้มข้นที่สูงขึ้นของขาเข้า สำหรับกระบวนการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์ อัตราการเติบโตของจุลินทรีย์ของเอทิลอะซิเตตนั้นมากกว่าอัตราการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์ในกลุ่มเอมิล อะซิเตตในช่วงความเข้มข้นของขาเข้าที่ 100–400 ppm ซึ่งระดับของผลการยับยั้งเกือบจะเท่ากันสำหรับเอทิลอะซิเตตและเอมิลอะซิเตต ในช่วงความเข้มข้นนี้ และค่าคงที่ครึ่งความอิ่มตัว K<sub>s</sub> ของเอทิล อะซิเตตและเอมิล อะซิเตตเท่ากับ 16.26 และ 12.65 ppm ตามลำดับ อัตราการเกิดปฏิกิริยาสูงสุด ค่า V<sub>m</sub> ของเอทิลอะซิเตตและเอมิลอะซิเตตคือ 4.08 และ 3.53 g C h<sup>-1</sup> kg<sup>-1</sup> วัสดุบรรจุตามลำดับ จลนพลศาสตร์อันดับศูนย์ที่มีข้อจำกัดการแพร่กระจายถือได้ว่าเป็นแบบจำลองปฏิกิริยาทางชีวเคมีที่เพียงพอที่สุด สำหรับกระบวนการปฏิกิริยาทางชีวเคมี อัตราการเกิดปฏิกิริยาทางชีวเคมีของเอทิลอะซิเตตสูงกว่าของเอมิลอะซิเตตในช่วงความเข้มข้นขาเข้าที่ 100–400 ppm ผลการยับยั้งสำหรับเอทิลอะซิเตตนั้นเด่นชัดกว่าสำหรับ AA ในช่วงความเข้มข้นนี้ ความสามารถในการกำจัดสูงสุดของเอทิลอะซิเตตแล้วเอมิลอะซิเตตคือ 82.3 และ 37.93 g C h<sup>-1</sup> m<sup>-3</sup> ปริมาตรเรียงตามลำดับ เอทิลอะซิเตตที่ย่อยสลายโดยจุลินทรีย์ได้ง่ายกว่าเอมิลอะซิเตต

Oussama Zaki, Boussad Abbès และ Laurent Safa [16] ได้นำเสนอเกี่ยวกับวิธีการและผลลัพธ์ที่ได้จากวิธีการวิเคราะห์และ FTIR เพื่อศึกษาการดูดซับของเอมิลอะซิเตตในบรรจุภัณฑ์โพลีโพรพิลีน และมีการกล่าวถึงอิทธิพลของความเข้มข้นของเอมิลอะซิเตตและอุณหภูมิของการเสื่อมสภาพต่อการดูดซับ ซึ่งแบบจำลองที่ไม่ใช่ฟิสิกส์ใช้ในการหาค่าสัมประสิทธิ์การแพร่และค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลพื้นผิว และวิวัฒนาการของพวกมันด้วยความเข้มข้นของเอมิลอะซิเตตและอุณหภูมิของการเสื่อมสภาพ ศึกษาผลของการแพร่กระจายของเอมิลอะซิเตตต่อโพลีโพรพิลีนโดยใช้คุณสมบัติทางความร้อน

## 2.2 หอกลั่นแบบมีปฏิกิริยา

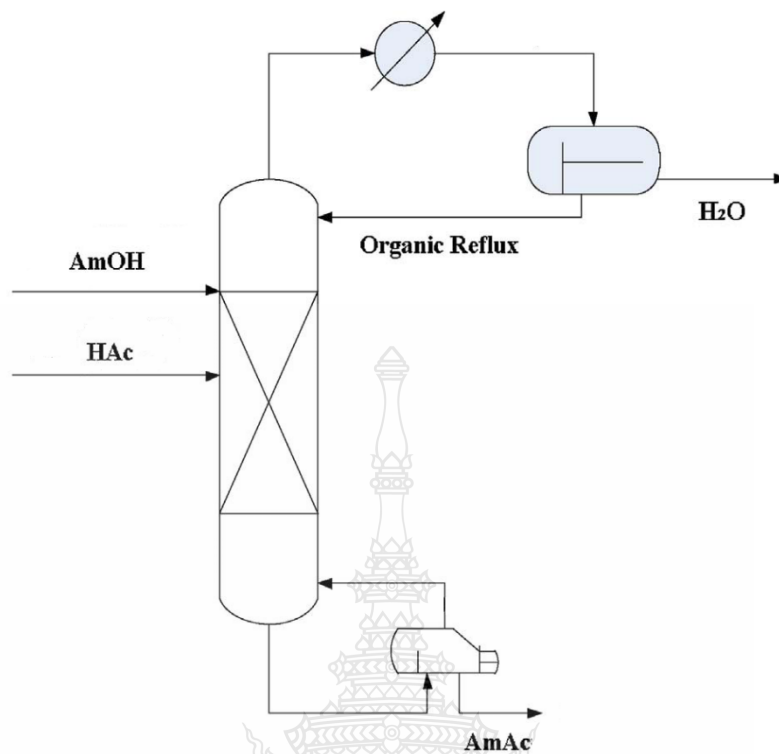
หอกลั่นแบบมีปฏิกิริยา (Reactive distillation column) เป็นหน่วยปฏิบัติการที่รวมกันระหว่างหอกลั่น (Distillation column) กับเครื่องปฏิกรณ์ (Reactor) ซึ่งทำให้สามารถแยกผลิตภัณฑ์ออกขณะที่เกิดปฏิกิริยาได้ จึงทำให้มีข้อดีหลากหลาย เช่น ความร้อนที่เกิดจากการทำปฏิกิริยาในหอกลั่นสามารถนำไปใช้ในการแยกสารต่อไปได้ หรือช่วยลดการเกิดอะซีโอโทรป (Azeotrope) ซึ่งจำเป็นต้องใช้เทคนิคและพลังงานค่อนข้างมาก หอกลั่นแบบมีปฏิกิริยาในปัจจุบันได้มีการพัฒนาไปมาก และเริ่มการนำไปใช้จริงในอุตสาหกรรม



รูปที่ 2.1 หอกลั่นแบบมีปฏิกิริยา (Reactive distillation column)

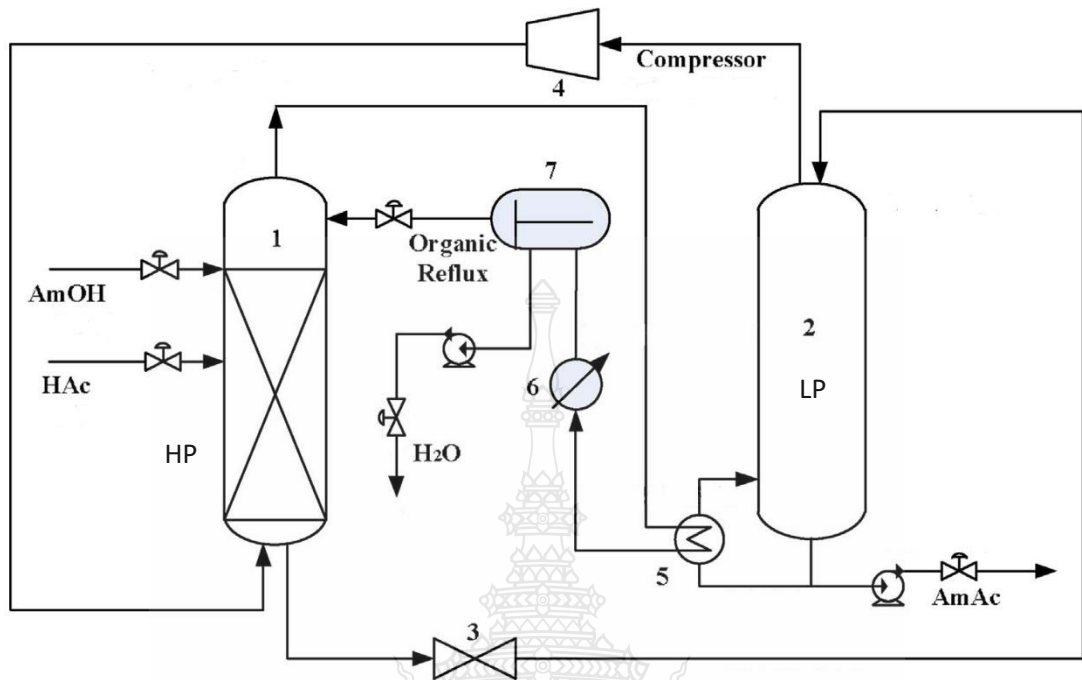
## 2.3 กระบวนการสังเคราะห์เอมีลอะซิเตท

กระบวนการสังเคราะห์เอมีลอะซิเตทแบบดั้งเดิมเป็นแบบหอกลั่นแบบมีปฏิกิริยาซึ่งมีหน้าที่ในการทำปฏิกิริยาและแยกในหน่วยปฏิกิริยาเดียว แสดงดังรูปที่ 2.2 โดยสารตั้งต้นทั้งสองตัวคือ กรดอะซิติก (Acetic acid) และเพนทานอล (n-Pentanol) ถูกป้อนเข้าสู่หอกลั่นแบบมีปฏิกิริยา เมื่อสารตั้งต้นถูกป้อนเข้าสู่หอกลั่นจะเกิดปฏิกิริยาด้านในและได้สารใหม่ออกมาสองชนิดคือ เอมีลอะซิเตท (Amyl Acetate) ซึ่งเป็นผลิตภัณฑ์หลักที่ต้องการ และน้ำ (Water) เป็นผลิตภัณฑ์รอง โดยเอมีลอะซิเตทออกทางด้านล่างของหอกลั่น น้ำออกทางด้านบนของหอกลั่น



รูปที่ 2.2 กระบวนการกลั่นแบบมีปฏิริยาตั้งเดิมสำหรับการสังเคราะห์เอมิลอะซิเตท

รูปที่ 2.3 แสดงกระบวนการกลั่นแบบมีปฏิริยาการจับคู่ความร้อนที่ความดันแตกต่าง โดยหอกลั่นแบบมีปฏิริยาถูกแบ่งออกเป็นสองส่วนคือ rectifying and reactive section (HP column) และ stripping section (LP column) กระแสไอของคอลัมน์ LP ถูกบีบอัดและถ่ายโอนไปยังด้านล่างของหอ HP ของเหลวด้านล่างของหอ HP จะถูกกลทอนโดยวาล์วปีกผีเสื้อและป้อนเข้าสู่ด้านบนของหอ LP กระแสไอจากหอ HP จะใช้เป็นแหล่งความร้อนของหอ LP จากนั้นระบายความร้อนด้วยคอนเดนเซอร์เสริม การรวมความร้อนที่มีประสิทธิภาพระหว่างสองหอผ่านตัวแลกเปลี่ยนความร้อนอาจทำให้ประหยัดพลังงานได้



รูปที่ 2.3 กระบวนการกลั่นแบบมีปฏิกิริยาการจับคู่ความร้อนที่ความดันแตกต่างกันสำหรับการ สังเคราะห์ เอมีลอะซิเตท

## 2.4 การออกแบบโครงสร้างการควบคุม

### 2.4.1 การออกแบบโดยใช้ประสบการณ์ (Heuristic Design)

เป็นการออกแบบที่เน้นไปที่ประสบการณ์ของผู้ออกแบบ ซึ่งในการออกแบบนั้นมีความคล้ายคลึงกับในอดีต จึงทำให้การออกแบบนี้มีความรวดเร็ว ตัวอย่างการนำไปใช้ได้เหมาะสมได้แก่ ข้อมูลมีความไม่แน่นอนหรือมีขีดจำกัด เป็นการออกแบบที่มั่นใจว่าไม่สามารถใช้ทฤษฎีที่แน่นอนได้ และมีระยะเวลาในการออกแบบที่นานเกินไป

#### 2.4.1.1 ข้อดีในการใช้

- 1) ช่วยในการออกแบบได้ง่ายขึ้น
- 2) ช่วยให้ตัดสินใจแก้ไขปัญหาที่ไม่มีความซับซ้อนได้ดี
- 3) ช่วยประหยัดเวลาในการกำหนดสูตรคำนวณ
- 4) ช่วยประหยัดเวลาในการประมวลผลและเวลาในการตัดสินใจ

#### 2.4.1.2 ข้อจำกัด

- 1) แนวทางแก้ไขปัญหาไม่สามารถรับประกันได้ว่าเป็นแนวทางที่ดีที่สุด บางครั้งอาจเป็นการออกแบบที่ไม่ดี

### 2.4.2 การออกแบบโดยใช้ทฤษฎี (Systematic Design)

เป็นการออกแบบอย่างเป็นระบบโดยใช้ทฤษฎีเข้ามาช่วย ซึ่งในการออกแบบนั้นทำให้ได้ผลลัพธ์ที่ดีที่สุด เหมาะสำหรับงานที่ต้องการความละเอียด ถูกต้อง และแม่นยำเป็นอย่างมาก

#### 2.4.2.1 ข้อดีในการใช้

- 1) มีความผิดพลาดในการออกแบบน้อยมาก
- 2) ให้ผลลัพธ์ในการออกแบบได้อย่างดี

#### 2.4.2.2 ข้อจำกัด

- 1) จำเป็นต้องใช้ข้อมูลจำนวนมาก
- 2) ทำการคำนวณค่อนข้างยาก
- 3) บางระบบอาจใช้เวลาในการออกแบบนานเกินไป

### 2.4.3 การออกแบบผสมผสานระหว่างประสบการณ์และทฤษฎี

เป็นการนำความรู้ที่ได้จากประสบการณ์มาช่วยในการออกแบบโดยใช้ทฤษฎี ซึ่งทำให้การออกแบบเป็นไปได้อย่างรวดเร็ว แม่นยำ และมีประสิทธิภาพ โดยวิธีการออกแบบนี้เหมาะสมกับกระบวนการที่มีหลายตัวแปร การออกแบบโดยประสบการณ์จึงช่วยในการลดตัวแปรบางตัวลง ไม่จำเป็นต้องคำนวณทุกตัวแปร

## 2.5 การวิเคราะห์เกนของกระบวนการ

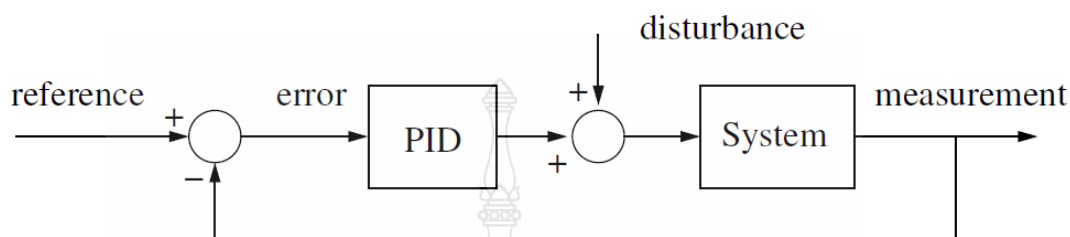
การวิเคราะห์เกนกระบวนการ (Process Gain Analysis) เป็นเครื่องมือที่ใช้ในการการวิเคราะห์และออกแบบโครงสร้างการควบคุม โดยที่ตารางเมทริกซ์เกนของกระบวนการ (Process Gain Array) เป็นการแสดงค่าเกนที่ได้จากกระบวนการเพื่อนำไปใช้จับคู่ระหว่างตัวแปรปรับและตัวแปรควบคุม โดยเลือกการจับคู่ที่ให้ค่าเกนของกระบวนการมากที่สุด และการหาค่าเกนของกระบวนการที่สถานะพลวัตได้จากสมการที่ 2.1

$$G\% = \left| \frac{\Delta PV}{RM} \times 100 \right|_{MV} \quad (2.1)$$



## 2.6 ตัวควบคุมแบบ PID

ในระบบควบคุมมีตัวควบคุมหลายชนิด ตัวควบคุมส่วนใหญ่ที่ใช้ในการควบคุมกระบวนการเป็นแบบ PID โดยต่ออนุกรมกับระบบที่ต้องการควบคุม ดังแสดงในรูปที่ 2.4 สัญญาณออกจากตัวควบคุม PID สามารถบรรยายได้ดังนี้



รูปที่ 2.4 ตัวควบคุม PID ที่ต่อเข้าในระบบแบบอนุกรม

### 2.6.1 Proportional Action

การควบคุมแบบสัดส่วนเป็นเทคนิคที่ง่ายที่สุด หลักการคือสัญญาณควบคุม ( $u(t)$ ) จากตัวควบคุมที่ส่งไปปรับกระบวนการมีค่าเป็นสัดส่วนกับความคลาดเคลื่อน ซึ่งสามารถเขียนได้ในรูป

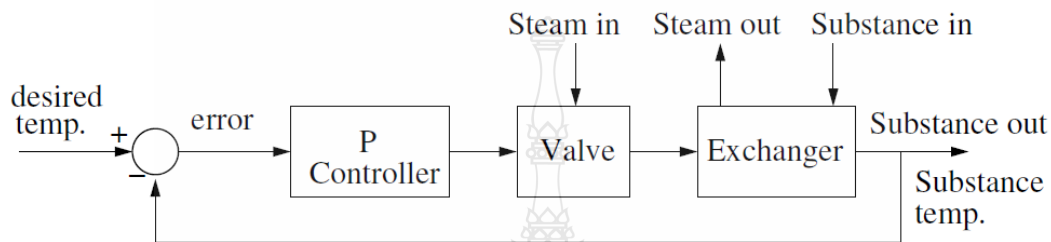
$$u(t) = K_p e(t) \quad (2.2)$$

โดยที่  $K_p$  คือค่าอัตราขยาย และ  $e(t)$  ความคลาดเคลื่อน = ค่ากำหนด - ค่าวัด

ตัวควบคุมบางตัวสัญญาณเข้าและสัญญาณออกอาจมีหน่วยต่างกัน เช่นการเปลี่ยนแปลงของอุณหภูมิที่ทำให้เกิดการเปลี่ยนแปลงความดัน เพื่อหลีกเลี่ยงการแปลงหน่วย ความสัมพันธ์ระหว่างสัญญาณออกและสัญญาณเข้าของตัวควบคุมอาจแสดงเป็นแถบสัดส่วน (Proportional Band หรือ %PB) โดยที่แถบสัดส่วนคือพิสัยของสัญญาณเข้าที่ทำให้ตัวควบคุมปฏิบัติงานเต็มพิสัยการทำงาน หรือถ้ามองจากตัวควบคุม แถบสัดส่วนคือช่วงความคลาดเคลื่อนที่ทำให้สัญญาณออกของตัวควบคุมเปลี่ยนแปลงจากค่าสูงสุดไปต่ำสุด โดยแสดงเป็นเปอร์เซ็นต์ของพิสัยสัญญาณเข้าตัวควบคุม ความสัมพันธ์ระหว่างอัตราขยายและเปอร์เซ็นต์แถบสัดส่วนคือ

$$K_p = \frac{100}{\%PB} \quad (2.3)$$

การควบคุมแบบสัดส่วนนี้สามารถควบคุมระบบได้ดีพอสมควร เหมาะสมกับกระบวนการที่ต้องการผลตอบสนองรวดเร็วและยอมให้เกิดความคลาดเคลื่อนขนาดคงที่ขนาดหนึ่ง อย่างไรก็ตาม หากในกระบวนการ เกิดมีการเปลี่ยนแปลงพารามิเตอร์อาจทำให้เกิดปัญหา เช่น มีค่าความคลาดเคลื่อนในสถานะอยู่ตัว (steady-state error) หรือที่เรียกว่า ออฟเซต (offset) ตัวควบคุมแบบสัดส่วน ไม่สามารถแก้ไขให้หมดได้ตัวอย่างในกรณีนี้ก็ได้แก่ระบบในรูปที่ 2.5



รูปที่ 2.5 ระบบควบคุมเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบใช้ไอน้ำ

จากรูปที่ 2.5 ระบบเป็นเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบใช้ไอน้ำ โดยมีตัวควบคุมแบบสัดส่วน ทำหน้าที่ปรับวาล์วควบคุมปริมาณไอน้ำที่ผ่านไปให้ความร้อนกับสารที่ต้องการทำความร้อน ในสถานะอยู่ตัว ถ้าประสิทธิภาพการแลกเปลี่ยนความร้อนของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนต่ำลง (เนื่องจากไอน้ำหรือสารที่ต้องการทำความร้อนทำให้เกิดสนิม หรือตะกรันบนผิวที่ใช้แลกเปลี่ยนความร้อน หรือเนื่องจากสาเหตุอื่น) ผลที่ตามมาคืออุณหภูมิของสารที่ได้จะไม่ตรงกับค่าที่ตั้งไว้ ดังนั้นเพื่อให้ระบบเข้าสู่สถานะอยู่ตัวอีกครั้ง สัญญาณออกของตัวควบคุมจะต้องมีค่าเพิ่มขึ้นจากเดิม เมื่อพิจารณาจากสมการของสัญญาณควบคุมข้างต้น สัญญาณออกจะมีค่าเพิ่มขึ้นได้ความผิดพลาดจะต้องมีค่าเพิ่มขึ้นด้วย จึงทำให้เกิดความแตกต่างของระหว่างอุณหภูมิสารกับค่าที่ตั้งไว้ที่สถานะสมดุลใหม่

แนวทางการแก้ไขปัญหที่เกิดขึ้นทำได้ 2 วิธีคือ วิธีแรก คือ เพิ่มอัตราขยาย (gain) ของตัวควบคุมเพื่อเพิ่มผลของความคลาดเคลื่อนที่มีต่อระบบ ถึงแม้ความคลาดเคลื่อนที่เกิดขึ้นจะมีค่าน้อยลง แต่ก็จะทำให้สัญญาณออกจากตัวควบคุมที่เหมาะสมกับกระบวนการขณะนั้นได้อย่างไรก็ตาม การเพิ่มผลของความคลาดเคลื่อนมากเกินไป ก็อาจทำให้ระบบแกว่งได้เนื่องจากระบบมีความไว วิธีที่สอง คือ ปรับค่าไบแอสของตัวควบคุมใหม่ด้วยมือ ซึ่งทำให้ตัวควบคุมเลื่อนจุดทำงาน ไปยังจุดที่ให้สัญญาณออกที่เหมาะสมกับกระบวนการในขณะนั้นได้ ปัญหาของวิธีหลังอยู่ตรงที่ต้องปรับค่าไบแอสของตัวควบคุมทุกครั้งที่มีการเปลี่ยนแปลงพารามิเตอร์ของกระบวนการ

## 2.6.2 Integral Action

ผลตอบของการควบคุมแบบสัดส่วนรวมกับการควบคุมแบบอินทิกรัล สามารถอธิบายได้ในสมการ

$$u(t) = K_p(e(t) + \frac{1}{T_i} \int_0^t e(\tau) d\tau) \quad (2.4)$$

เมื่อ  $K_p$  คืออัตราขยาย  $e(t)$  คือความคลาดเคลื่อน และ  $T_i$  คือ integral time (วินาที)

เมื่อเปรียบเทียบกับสมการของตัวควบคุมแบบสัดส่วน ความแตกต่างอยู่ตรงที่เทอมไบแอส นั่นคือตัวควบคุมแบบสัดส่วนถูกจำกัดด้วยส่วนไบแอสเป็นค่าคงที่ส่วนการควบคุมแบบอินทิกรัล มีการสะสมความคลาดเคลื่อนในการปรับแต่งไบแอส (นั่นคือ ทำหน้าที่เป็นตัวอินทิกรัล) และจะหยุดสะสมเมื่อความคลาดเคลื่อนของระบบเป็นศูนย์เมื่อผลตอบเข้าที่สมบูรณ์แล้ว เทอมไบแอสของระบบจะมีค่าน้อยเพียงใดขึ้นอยู่กับลักษณะของการรบกวน (disturbance) การทำงานในลักษณะเช่นนี้มีลักษณะคล้ายกับฟังก์ชันรีเซ็ตด้วยมือ (manual-reset function) ดังนั้นในบางครั้งจึงเรียกตัวอินทิกรัลว่า ฟังก์ชันรีเซ็ต (reset function)

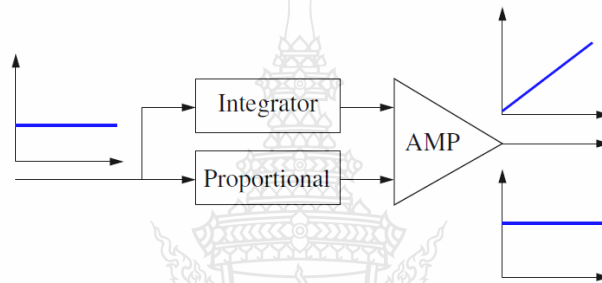
คุณสมบัติของตัวอินทิกรัลในการกำจัดความคลาดเคลื่อน (หรือออฟเซต) เป็นข้อดีอย่างมาก จึงเป็นที่นิยมใช้กับระบบควบคุมป้อนกลับ อย่างไรก็ตาม ตัวอินทิกรัลก็มีข้อเสีย นั่นคือทำให้เกิดการล่าช้า (capacity-like lag) และทำให้ช่วงเวลาของการแกว่งยาวนานขึ้น โดยทั่วไป ระบบแบบสัดส่วนรวมกับอินทิกรัล จะมีช่วงเวลาของการแกว่งนานกว่าระบบเชิงสัดส่วนอย่างเดียว 50% หรือ  $T_{PI} = 1.5T_p$  สำหรับระบบที่มีค่าคงตัวเวลา (time constant) น้อย (เช่น ระบบควบคุมอัตราการไหล) ปัญหานี้จะไม่มีผลมากนัก แต่สำหรับระบบที่มีค่าคงตัวเวลามาก (เช่น ระบบควบคุมระดับ) ปัญหานี้จะมีผลมากจนทำให้ระบบเข้าสู่จุดวิกฤติที่ไม่สามารถยอมรับได้

การควบคุมแบบอินทิกรัล มีลักษณะเช่นเดียวกับการควบคุมสัดส่วนตรงผลกระทบของการเพิ่มอัตราขยายของตัวควบคุมหากอัตราขยายมีค่ามากเกินไปจะทำให้ผลตอบของระบบมีการแกว่ง โดยทั่วไป Integral time ( $T_i = 1/K_i$  sec โดยที่  $K_i = \text{repeats/sec}$ ) เป็นตัวแสดงว่า อัตราการตอบสนองของกระบวนการต่อสัญญาณการควบคุม ค่า  $T_i$  ที่น้อยกว่า จะทำให้ตัวควบคุมมีการตอบสนองที่เร็วกว่าในระยะเริ่มต้น โดยที่ความคลาดเคลื่อนยังเป็นค่าบวกอยู่ดังนั้นกว่าความคลาดเคลื่อนจะเป็นศูนย์ เทอมไบแอสก็จะมีค่าสูงกว่าที่ต้องการ ดังนั้นผลตอบสนองจึงเกิดส่วนพุ่งเกิน (overshoot) สูงกว่าค่ากำหนดเป็นผลให้ตัวอินทิกรัลทำหน้าที่ปรับให้ความคลาดเคลื่อนมีค่าลดลง การใช้ตัวอินทิกรัลในการควบคุมควรระวังในเรื่องของความคลาดเคลื่อนขนาดใหญ่ (เช่น เกิดการเปลี่ยนแปลงค่ากำหนดขนาดใหญ่) เพราะ

จะทำให้เกิดปัญหา integral windup ถึงแม้ว่า  $T_i$  มีค่าถูกต้องในสภาวะการทำงานธรรมดา แต่สัญญาณควบคุมอาจถึงจุดอิ่มตัวขณะผลตอบเกิดส่วนพุ่งเกิน

ข้อสรุปของตัวควบคุมอินทิกรัล

- ทำหน้าที่คล้ายรีเซ็ตด้วยมือ (manual reset) เพื่อกำจัดความคลาดเคลื่อน
- มีปัญหาการล้าหลัง ยังผลให้เกิดการหักล้างทางเวลาในตัวควบคุม จึงไม่เหมาะกับระบบที่มี ค่าคงตัวเวลายาวนาน
- ทำให้ช่วงเวลาในการแกว่งยาวนานขึ้น



รูปที่ 2.6 แผนภาพแสดงลักษณะตัวควบคุมแบบ PI

ในระบบควบคุม ค่าที่วัดได้และค่ากำหนดควรเป็นค่าเดียวกัน หรือกล่าวอีกนัยหนึ่ง ค่าความคลาดเคลื่อนในสภาวะอยู่ตัวควรเป็นศูนย์ถ้ามีความคลาดเคลื่อนในสภาวะอยู่ตัว สัญญาณที่ออกจากอินทิเกรเตอร์(เพิ่มขึ้นด้วยอัตราคงที่เมื่อสัญญาณเข้ามีค่าคงที่) ส่งต่อไปกับวงจรถยาย ดังแสดงในรูปที่ 2.6 สังเกตว่า ความคลาดเคลื่อนเป็นสัญญาณเข้าของตัวควบคุมทั้งสัดส่วนและอินทิกรัล โดยสัญญาณออกจะมารวมกันที่วงจรถยายและส่งสัญญาณไปควบคุมระบบ ตัวควบคุมจะทำให้ค่าที่วัดได้เพิ่มขึ้นจนเท่ากับค่ากำหนด นั่นคือทำให้ความคลาดเคลื่อนในสภาวะอยู่ตัวเป็นศูนย์อย่างไรก็ตาม หาก  $T_i$  มีค่าน้อยลง ผลตอบอาจเกิดการแกว่งได้

### 2.6.3 Derivative Action

ตัวควบคุมแบบสัดส่วนและแบบอินทิกรัล ต่างก็มีข้อจำกัดอยู่ที่ความคลาดเคลื่อนขนาดใหญ่ซึ่งเป็นปัญหาต่อการควบคุมกระบวนการแต่ความคลาดเคลื่อนขนาดใหญ่นี้สามารถรู้ได้ล่วงหน้าโดยพิจารณาจากแนวโน้มของความคลาดเคลื่อน หรืออัตราการเปลี่ยนแปลงของสัญญาณนั่นเอง ตัวอนุพันธ์มีหลักการทำงาน คือ ตัวควบคุมตอบสนองต่ออัตราการเปลี่ยนแปลงของความคลาดเคลื่อนถึงแม้ว่าความคลาดเคลื่อนมียังค่าเล็กน้อยอยู่สัญญาณออกของตัวอนุพันธ์ไม่ได้สัมพันธ์กับขนาดของความ

คลาดเคลื่อน แต่ขึ้นอยู่กับ การเปลี่ยนแปลงของความคลาดเคลื่อน ถ้าความคลาดเคลื่อนมีค่าคงที่ตัว  
อนุพันธ์จะให้สัญญาณออกเป็นศูนย์คุณลักษณะข้อนี้มีผลดีคือ ตัวควบคุมจะมีผลตอบสนองที่เกิดก่อนที่  
ความคลาดเคลื่อนจะเพิ่มมากขึ้น และทำให้ระบบมีผลตอบสนองที่เร็วขึ้น ตัวควบคุมแบบอนุพันธ์  
สามารถเขียนได้ดังนี้

$$u(t) = K_p(e(t) + T_d \frac{de(t)}{dt}) \quad (2.5)$$

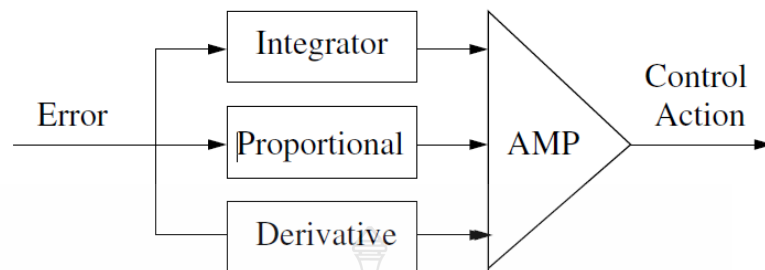
โดย derivative time ( $T_d$ ) เป็นเวลาที่แสดงถึงผลตอบสนองเนื่องจากตัวอนุพันธ์การเพิ่ม  
 $T_d$  จะทำให้ผลตอบสนองของตัวอนุพันธ์มีค่ามากขึ้น เนื่องจากตัวอนุพันธ์มีความไวต่อการเปลี่ยนแปลง  
มาก ดังนั้นจึงนิยมใช้กับค่าที่วัดได้เท่านั้น แต่ไม่ใช้กับค่ากำหนด เพราะการเปลี่ยนค่ากำหนดมักจะเป็น  
แบบขั้น (step) ทำให้ผลตอบสนองของตัวอนุพันธ์เป็นพัลส์และทำให้เกิดการกระแทก (bump) ของ  
อุปกรณ์ในกระบวนการ สำหรับค่ากำหนดใช้เฉพาะกับตัวควบคุมสัดส่วนและอินทิกรัล

ตัวอนุพันธ์คือตัวควบคุมที่ก่อให้เกิดผลตรงข้ามกับตัวอินทิกรัล ดังนั้นจึงใช้ในการ  
ปรับปรุงกระบวนการที่มีการล่าช้าทางเวลา (time lag) มากๆ ทำให้ผลตอบสนองรวดเร็วขึ้น และ  
ช่วงเวลากว้างที่สั้นลง ข้อเสียของตัวอนุพันธ์คือ มีความไวต่อสัญญาณรบกวนเป็นอย่างมาก เพราะมี  
ผลตอบสนองโดยตรง ต่ออัตราการเปลี่ยนแปลงของสัญญาณที่วัดได้ ดังนั้น แม้สัญญาณรบกวนจะมี  
ขนาดเล็ก แต่ก็อาจก่อให้เกิดการเปลี่ยนแปลงต่อสัญญาณออกของตัวควบคุม จึงเป็นไปได้ที่จะใช้

ตัวอนุพันธ์ในการควบคุมผลของสัญญาณรบกวน ยิ่งไปกว่านั้นระบบใดที่มีสัญญาณ  
รบกวนมาก จะไม่สามารถใช้ตัวอนุพันธ์ในวงจรรูทสาขากรรมส่วนใหญ่นิยมใช้เพียงตัวควบคุม PI เท่านั้น

#### ข้อสรุปของตัวควบคุมอนุพันธ์

- เหมาะสำหรับกระบวนการที่ล่าช้าทางเวลามาก ทำให้การควบคุมถึงจุดที่ต้องการเร็ว  
ขึ้น
- ถ้า  $T_d$  มากเกินไป ผลของตัวอนุพันธ์จะทำให้ผลตอบสนองไวขึ้น จนกระทั่งระบบอาจ  
ขาดเสถียรภาพได้
- ไม่เหมาะกับระบบที่มีตัวแปรกระบวนการเปลี่ยนแปลงได้ง่าย หรือมีการล่าช้าทาง  
เวลาน้อย เพราะจะทำให้ระบบขาดเสถียรภาพ (เช่นระบบควบคุมอัตราการไหล)
- ไม่ควรใช้กับระบบที่มีสัญญาณรบกวนมาก
- ใช้ชดเชยการล่าช้าที่เกิดจากตัวอินทิกรัลด้วยการนำหน้า (lead) ในตัวอนุพันธ์



รูปที่ 2.7 แผนภาพกรอบแสดงลักษณะตัวควบคุมแบบ PID

เมื่อมีการเปลี่ยนแปลงค่าที่กำหนดทันที ความคลาดเคลื่อนจะมีค่าเปลี่ยนแปลงอย่างทันทีและส่งผลกระทบต่อผลตอบสนองของระบบ ถ้านำอนุพันธ์ของความคลาดเคลื่อน นั่นคือ อัตราการเปลี่ยนแปลงของความคลาดเคลื่อน แล้วไปรวมกับสัญญาณที่ได้จากตัวควบคุมแบบสัดส่วนและอินทิเกรเตอร์ดังแสดงในรูปที่ 2.7 จะทำให้การทำงานของระบบดีขึ้น การควบคุมเชิงอนุพันธ์ไม่มีผลต่อความคลาดเคลื่อนในสถานะอยู่ตัว แต่จะลดช่วงเวลาเข้าที่ (settling time) โดยลดการแกว่งลง

จากรายละเอียดที่กล่าวมาจะพบว่าตัวควบคุม PID ยังคงมีจุดอ่อนบ้าง ดังนั้นในการใช้งานจริงจึงมีการต่อวงจรเพิ่มเติมสำหรับแก้จุดอ่อน ได้แก่

- วงจรสำหรับป้องกัน integral windup ที่เกิดจากตัวควบคุมแบบอินทิกรัล
- วงจรกรอง (filter) สำหรับลดผลเนื่องจากสัญญาณรบกวนที่มีกับตัวควบคุมแบบอนุพันธ์
- ปรับโครงสร้างให้ตัวควบคุมเชิงอนุพันธ์รับสัญญาณออกของระบบเท่านั้น เพื่อป้องกันการเปลี่ยนแปลงที่มีค่าเกินกว่าที่รับได้ (derivative overrun)

นอกจากปัญหาที่เกิดจากการควบคุมทั้ง 3 แบบแล้ว ยังมีปัญหาที่เกิดจากฟังก์ชันการทำงานคือตัวควบคุมส่วนมากจะมีโหมดการทำงาน 2 โหมด คือ การควบคุมด้วยมือ (manual) และการควบคุมอัตโนมัติ (automatic) ในโหมดการควบคุมด้วยมือ สัญญาณที่ส่งออกจากตัวควบคุมจะขึ้นกับการปรับโดยตรงของผู้ใช้หากมีการเปลี่ยนโหมดการทำงานกลับมาที่โหมดการควบคุมอัตโนมัติตัวควบคุมทำหน้าที่ส่งสัญญาณออกจากตัวควบคุมอาจเกิดปัญหาการกระแทก (bump) ขึ้นได้เนื่องจากการเปลี่ยนแปลงสัญญาณควบคุมที่ออกจากตัวควบคุมอย่างเฉียบพลัน ดังนั้นในตัวควบคุม PID ส่วนมากจึงต้องมีวงจรลดการกระแทก (bumpless transfer) สำหรับแก้ปัญหานี้ไว้ด้วย

### 2.6.4 Proportional mode (P-Only)

ตัวควบคุมเชิงสัดส่วนอย่างเดียวจะถูกใช้งานกับกระบวนการที่ต้องการผลตอบที่รวดเร็ว และในขณะเดียวกันก็ยอมให้เกิดการเบี่ยงเบนขนาดคงที่ขนาดหนึ่ง ขนาดของการเบี่ยงเบนจะเป็นฟังก์ชันของ PB และไบแอส ตัวควบคุมชนิดเชิงสัดส่วนอย่างเดียวจะมีตัวที่ต้องปรับตั้งเพียงตัวเดียว ดังนั้นวิธี QAD เป็นวิธีที่ยอมรับได้ส่วนวิธีการปรับจูนพารามิเตอร์ทำได้ดังนี้

ตารางที่ 2.1 การคำนวณพารามิเตอร์ปรับจูนแบบต่างๆ ของตัวควบคุม P-Only

วิธี	วงเปิด	วงปิด
Ziegler-Nichols/Shinsky	$K_p = \frac{1}{RL}$	$K_p = 0.5K_0$
Cohen-Coon	$K_p = \frac{1}{RL} \left(1 + \frac{L}{3\tau}\right)$	—

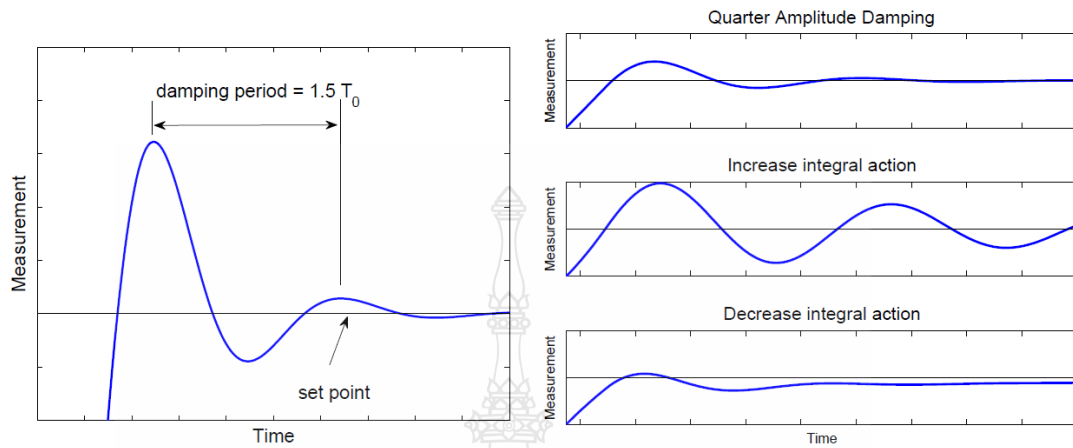
หากไม่ต้องการ QAD การเพิ่ม %PB (ลด  $K_p$ ) จะทำให้เกิดการหน่วงวิกฤต และหากยังคงเพิ่มค่า %PB (ลด  $K_p$ ) ขึ้นต่อไปอีกจะเกิดการหน่วงเกิน ในทางตรงกันข้าม การลด %PB จากการตั้งโดยวิธี QAD จะทำให้เกิดการหน่วงขาด

### 2.6.5 Proportional-plus-integral mode (PI)

ตัวควบคุมเชิงสัดส่วนและอินทิกรัล (หรือ PI) มีข้อได้เปรียบกว่าตัวควบคุมเชิงสัดส่วนอย่างเดียวคือ ให้ผลตอบที่เร็วและให้ค่าการเบี่ยงเบนที่สถานะอยู่ตัวเป็นศูนย์วิธีการปรับตัวควบคุมแบบ PI จะยุ่งยากขึ้นเนื่องจากมีพารามิเตอร์ที่ต้องปรับ 2 ค่า

Shinsky เสนอค่า damped period ที่เหมาะสมกับตัวควบคุมแบบ PI คือเท่ากับ  $1:5T_0$  โดยประมาณ สำหรับกระบวนการที่ไม่สามารถหาค่า natural period ( $T_0$ ) จากวิธีวงปิดได้ โดยง่ายนั้น ก็สามารถหาค่า  $T$  และค่า  $L$  ที่หาจากวิธีวงเปิด จากนั้นก็สามารถหาค่า  $T_0$  โดยประมาณได้จากในรูปที่ 2.8(a) ได้แสดงผลตอบของตัวควบคุม PI ที่คาบเท่ากับ  $1:5T_0$  โดยมี quarter amplitude damping (QAD) (ในรูป  $T_{PI}$  คือ damped period ของผลตอบกระบวนการเนื่องจากตัวควบคุม  $P_I$  และ  $T_{PI} = 1:5T_0$ ) การเพิ่มตัวอินทิกรัล ดังรูปที่ 2.8(b) ให้กับตัวควบคุมทำให้ค่า damped period เพิ่มขึ้นและการแกว่งรอบค่าสุดท้ายนานขึ้น การลดผลจากตัวอินทิกรัลลง จะทำให้กระบวนการใช้ระยะ

เวลานานขึ้นกว่าที่จะให้ผลตอบกลับเข้าสู่ค่ากำหนด การปรับจูนอาศัยค่า  $T_0$  หรือค่า  $T$  และค่า  $L$  หรือใช้ทั้งสองอย่าง



(a) ผลตอบของตัวควบคุม PI ที่ให้ค่า  $T_{pi} = 1.5T_0$

(b) ผลตอบเมื่อเปลี่ยนค่าพารามิเตอร์  $T_i$

## รูปที่ 2.8 ผลตอบกระบวนการเมื่อใช้ตัวควบคุม PI

### ตารางที่ 2.2 การคำนวณพารามิเตอร์ปรับจูนแบบต่างๆ ของตัวควบคุม PI

วิธี	วงเปิด	วงปิด
Ziegler-Nichols	$K_p = 0.9/RL$ $T_i = L/0.3$	$K_p = 0.5K_0$ $T_i = T_0/1.2$
Shinsky	—	$K_p = 0.5K_0$ $T_i = 0.43T_0$
Cohen-Coon	$K_p = \frac{1}{RL} (0.9 + L/12\tau)$ $T_i = L \left( \frac{30+3L/\tau}{9+20L/\tau} \right) L$	— —



### 2.6.6 Proportional, integral and derivative mode

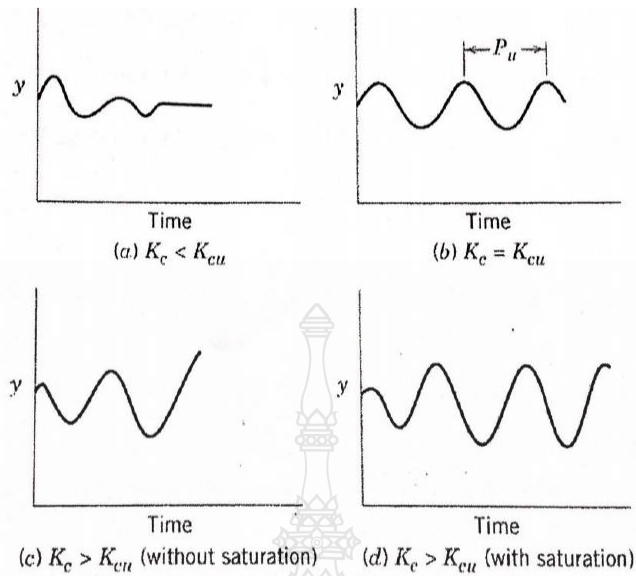
ตัวควบคุมแบบ PID ไม่สามารถใช้กับระบบที่มีสัญญาณรบกวนการวัดมาก หรือการเปลี่ยนแปลงในลักษณะฉับพลันได้เพราะว่าส่วนที่เป็นอนุพันธ์อาศัยอัตราการเปลี่ยนแปลงของค่าวัด ตัวควบคุมแบบ PID จะใช้กับกระบวนการที่มีการตอบสนองช้าและมีคาบเวลาที่ค่อนข้างนาน ประยุกต์ใช้กับการควบคุมอุณหภูมิของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนได้ดีเมื่อค่าอุณหภูมิที่วัดได้เริ่มเปลี่ยนแปลง heat rate จะมีค่าเปลี่ยนแปลงอย่างรวดเร็ว ตัวอนุพันธ์จะลดคาบเวลาของผลตอบให้สั้นลงเมื่อเกิดการรบกวน การปรับจูนค่าพารามิเตอร์ด้วยวิธีต่างๆ สามารถแสดงได้ดังตารางต่อไปนี้

**ตารางที่ 2.3** การคำนวณพารามิเตอร์ปรับจูนแบบต่างๆ ของตัวควบคุม PID

วิธี	วงเปิด	วงปิด
Ziegler-Nichols	$K_p = 1.2/RL$ $T_i = 2L$ $T_d = 0.5L$	$K_p = 0.6K_0$ $T_i = 0.5T_0$ $T_d = T_0/8$
Shinskey	—	$K_p = 0.25K_0$ $T_i = 0.5T_0$ $T_d = 0.12T_0$
Cohen-Coon	$K_p = \frac{1}{RL} \left( \frac{4}{3} + \frac{L}{4\tau} \right)$ $T_i = L \left( \frac{32+6L/\tau}{13+8L/\tau} \right)$ $T_d = \frac{4L}{11+2L/\tau}$	—

### 2.7 Closed loop tuning

Closed loop tuning หรือ Continuous Cycling Method ซึ่งเทคนิคนี้อาศัยหลักการหาค่าพารามิเตอร์ Kc ที่ทำให้ระบบไม่มีเสถียรภาพ ซึ่งส่งผลให้ระบบเกิดการสั่นแบบคงตัว (Sustained Oscillation)



รูปที่ 2.9 ผลการตอบสนองของการควบคุมแบบวงปิดที่มีค่า  $K_c$  แตกต่างกัน

ขั้นตอนการทำ Continuous Cycling Method มีดังต่อไปนี้

1. ตั้งระบบที่สภาวะคงตัวหรือค่า setpoint เดิม
2. ตั้งเครื่องควบคุมแบบอัตโนมัติ เลือกโหมด P-Control
3. ตั้งค่า  $K_c$  น้อยๆ จากนั้นทำการรบกวนระบบ ด้วยการเปลี่ยนค่า setpoint 5-10%
4. สังเกตผลการตอบสนองต่อการรบกวนว่าเกิดการสั่นแบบคงตัวหรือไม่
5. ทำข้อ 1-4 ซ้ำ จนเกิดการสั่นแบบคงตัว บันทึกค่า  $K_c$  และ  $P_u$
6. คำนวณตามตารางที่ 2.1. เพื่อหาค่าพารามิเตอร์การควบคุมที่เหมาะสม

ตาราง 2.4 Controller setting based on the Continuous Cycling Method

Ziegler - Nichols	$K_c$	$\tau_I$	$\tau_D$
P - control	$0.5K_{cu}$	-	-
PI - control	$0.45K_{cu}$	$P_u/1.2$	-
PID - control	$0.6K_{cu}$	$P_u/2$	$P_u/8$
Tyreus - Luyben	$K_c$	$\tau_I$	$\tau_D$
PI - control	$0.31K_{cu}$	$2.2P_u$	-
PID - control	$0.45K_{cu}$	$2.2P_u$	$P_u/6.3$

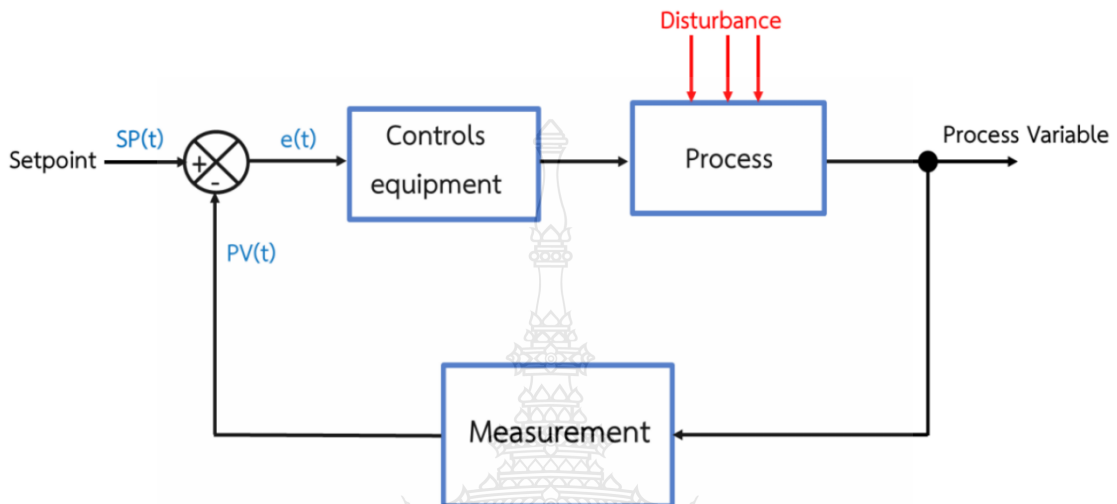
การตั้งค่าพารามิเตอร์ตัวควบคุม

ผลการตอบสนองของระบบควบคุมแบบวงปิดที่ดีมีดังต่อไปนี้

- 1 ระบบควบคุมต้องมีเสถียรภาพ
- 2 ระบบควบคุมต้องสามารถกำจัดการรบกวนได้ดีเพื่อรักษาค่า setpoint
- 3 ระบบควบคุมต้องเปลี่ยนค่า setpoint ได้เร็ว
- 4 ระบบควบคุมไม่ควรมี Steady-state Error หรือ Offset
- 5 ระบบควบคุมควรหลีกเลี่ยง Control action ที่มากเกินไป
- 6 ระบบควบคุมต้องมีความทนทาน ตอบสนองการทำงานได้ดี ขณะอยู่ในสภาวะต่างๆ

## 2.7.1 ค่าคลาดเคลื่อนของระบบ (System Error)

ค่าคลาดเคลื่อนของระบบ (System Error) คือ ผลต่างระหว่างค่าเป้าหมายที่ต้องการหรือค่าที่ตั้งไว้ (setpoint) ค่าที่ได้จากการควบคุม



รูปที่ 2.10 บล็อกไดอะแกรมของการควบคุมกระบวนการ

- เมื่อ
- $SP(t)$  คือ ค่า setpoint ที่ต้องการ ซึ่งเป็นฟังก์ชันที่ขึ้นกับเวลา ( $t$ )
  - $PV(t)$  คือ ค่าที่ได้จากกระบวนการจริง (Process variable) ซึ่งเป็นฟังก์ชันที่ขึ้นกับเวลา ( $t$ )
  - $e(t)$  คือ ค่าความคลาดเคลื่อนของระบบ (System Error) ซึ่งเป็นฟังก์ชันที่ขึ้นกับเวลา ( $t$ )

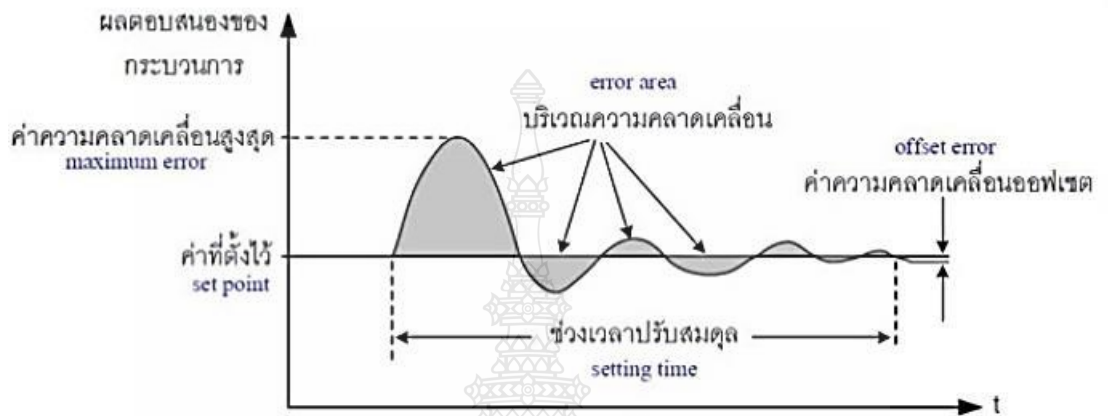
## 2.7.2 การออกแบบลูปควบคุมกระบวนการ (Control Loop Design)

- Error area คือ บริเวณที่เกิดจากผลต่างระหว่างกราฟผลตอบสนองของกระบวนการกับค่า Setpoint ดังสมการที่ (2.6)

$$e(t) = SP(t) - PV(t) \quad (2.6)$$

- ค่าความคลาดเคลื่อน (Maximum error) คือ การเบี่ยงเบนสูงสุดของกระบวนการ

- ช่วงเวลาที่เข้าสู่สมดุล (Setting time) คือ ตัวแปรที่แสดงให้เห็นถึงกระบวนการที่สนใจ และให้เวลาปรับสภาพของระบบให้เข้าสู่สภาวะสมดุลใหม่
- Offset error คือ ค่าความคลาดเคลื่อนที่เกิดขึ้นในกระบวนการ หลังจากทีระบบได้เข้าสู่สภาพสมดุลงใหม่อีกครั้ง



รูปที่ 2.11 แสดงการออกแบบลูปควบคุมกระบวนการ



## บทที่ 3

### วิธีดำเนินการวิจัย

วิทยานิพนธ์นี้เป็น ออกแบบโครงสร้างการควบคุมของกระบวนการสังเคราะห์เอมิลอะซิเตท โดยวิธีการจำลองกระบวนการซึ่งมีการใช้โปรแกรม Aspen Plus เข้ามาช่วยในการจำลองกระบวนการ และจำลองกระบวนการควบคุมก่อน จากนั้นออกแบบโครงสร้างการควบคุมของกระบวนการสังเคราะห์เอมิลอะซิเตทใหม่ และเปรียบเทียบสมรรถนะของกระบวนการ ซึ่งแผนการดำเนินงานและขั้นตอนในการดำเนินงานมีดังต่อไปนี้

#### 3.1 ขั้นตอนการดำเนินงาน

- 3.1.1 ศึกษาข้อมูลเกี่ยวกับกระบวนการสังเคราะห์เอมิลอะซิเตทด้วยการกลั่นแบบมีปฏิริยา
- 3.1.2 ศึกษาจำลองกระบวนการในสภาวะคงตัว และสภาวะพลวัต
- 3.1.3 จำลองกระบวนการสังเคราะห์เอมิลอะซิเตทในสภาวะคงตัว และสภาวะพลวัต
- 3.1.4 ออกแบบโครงสร้างการควบคุมของกระบวนการสังเคราะห์เอมิลอะซิเตท
- 3.1.5 เปรียบเทียบสมรรถนะของกระบวนการสังเคราะห์เอมิลอะซิเตท
- 3.1.6 สรุปผลการดำเนินงานและจัดทำรูปเล่มวิทยานิพนธ์

#### ตารางที่ 3.1 ผลการดำเนินงานของการทำวิทยานิพนธ์

ขั้นตอนการดำเนินงาน	2662	2663
	ม.ย. ก.ค. ส.ค. ก.ย. ต.ค. พ.ย. ธ.ค. ม.ค. ก.พ. มี.ค. เม.ย. พ.ค. มิ.ย.	
1. ศึกษาข้อมูลเกี่ยวกับกระบวนการสังเคราะห์เอมิลอะซิเตทด้วยการกลั่นแบบมีปฏิริยา	<-----> <----->	
2. ศึกษาจำลองกระบวนการในสภาวะคงตัว และสภาวะพลวัต	<-----> <----->	
3. จำลองกระบวนการสังเคราะห์เอมิลอะซิเตทในสภาวะคงตัว และสภาวะพลวัต		<-----> <----->

### ตารางที่ 3.1 ผลการดำเนินงานของการทำวิทยานิพนธ์ (ต่อ)

ขั้นตอนการดำเนินงาน	2663							2664				
	ก.ค.	ส.ค.	ก.ย.	ต.ค.	พ.ย.	ธ.ค.	ม.ค.	ก.พ.	มี.ค.	เม.ย.	พ.ค.	มิ.ย.
4. ออกแบบโครงสร้างการควบคุม ของกระบวนการสังเคราะห์เอมิลอะซิ เตท	<-----> <----->											
5. เปรียบเทียบสมรรถนะของ กระบวนการสังเคราะห์เอมิลอะซิเตท	<-----> <----->											
6. สรุปผลการดำเนินงานและจัดทำ รูปเล่มวิทยานิพนธ์								<-----> <----->				
	<-----> แสดงแผนการดำเนินงาน							<-----> แสดงแผนการดำเนินงานจริง				

### 3.2 วิธีการดำเนินงาน

#### 3.2.1 ศึกษาข้อมูลเกี่ยวกับกระบวนการสังเคราะห์เอมิลอะซิเตทด้วยการกลั่นแบบมี ปฏิกิริยา

กระบวนการสังเคราะห์เอมิลอะซิเตทโดยการกลั่นแบบมีปฏิกิริยาการจับคู่ความร้อน  
ที่ความดันแตกต่าง ซึ่งเป็นกระบวนการที่มีประสิทธิภาพและลดพลังงานได้ โดยมีปฏิกิริยา ดังนี้

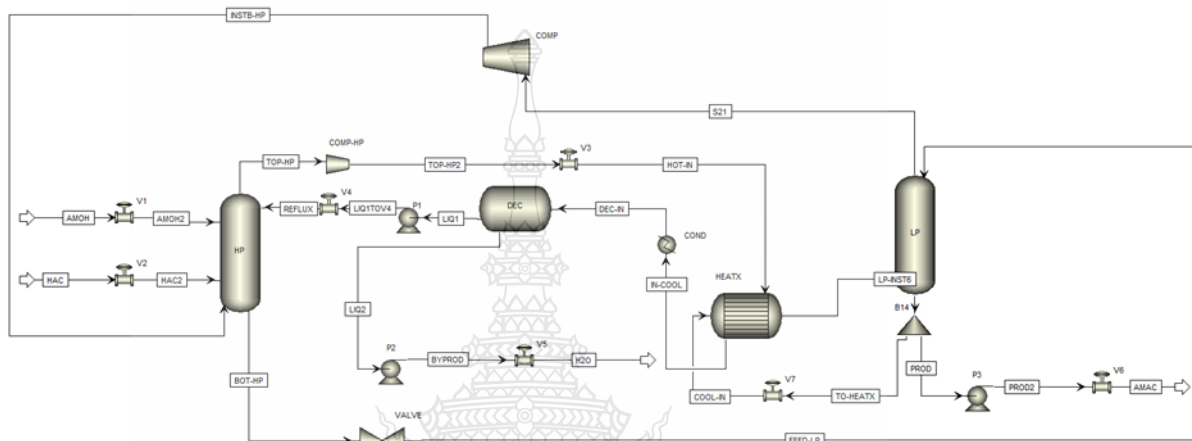


#### 3.2.2 ศึกษาจำลองกระบวนการในสถานะคงตัว และสถานะพลวัต

ศึกษาการจำลองกระบวนการสังเคราะห์เอมิลอะซิเตทด้วยโปรแกรม Aspen Plus  
และ Aspen Dynamics ในสถานะคงตัวและสถานะพลวัต ตามลำดับ ซึ่งอะซิติกได้ทำปฏิกิริยากับเพน  
ทานอลในหอกลั่นแบบมีปฏิกิริยา ได้ผลผลิตหลักเป็นเอมิลอะซิเตทและน้ำเป็นผลพลอยได้ โดยที่น้ำ  
ออกทางด้านบนของหอกลั่นและไปแลกเปลี่ยนความร้อนกับหม้อต้นขาของหอกลั่นตัวที่สอง เมื่อแลกเปลี่ยน  
ความร้อนเสร็จจะถูกนำออกไปโดยที่บางส่วนจะถูกรีฟลักซ์กลับไปหอกลั่นตัวที่หนึ่ง ส่วนเอมิลอะ  
ซิเตทที่ออกทางด้านล่างของหอกลั่นตัวที่หนึ่งถูกส่งไปหอกลั่นตัวที่สอง จากนั้นผลผลิตที่ได้ออกทาง  
ด้านล่างของหอกลั่นตัวที่สอง และทางด้านบนของหอกลั่นตัวที่สองถูกส่งไปเพิ่มความดันและส่งไปที่  
ทางด้านล่างของหอกลั่นตัวที่หนึ่ง

### 3.2.3 จำลองกระบวนการสังเคราะห์เอมีลอะซิเตทในสถานะคงตัว และสถานะพลวัต

ในการจำลองกระบวนการสังเคราะห์เอมีลอะซิเตทโดยการกลั่นแบบมีปฏิริยาความดันต่างกันการจับคู่ความร้อนที่ความดันแตกต่างกัน ซึ่งเป็นดังรูปที่ 3.1 โดยจำลองที่สภาวะคงตัว (steady state) โดยใช้โปรแกรม Aspen Plus



รูปที่ 3.1 กระบวนการกลั่นแบบมีปฏิริยาการจับคู่ความร้อนที่ความดันแตกต่างกันสำหรับการสังเคราะห์เอมีลอะซิเตท

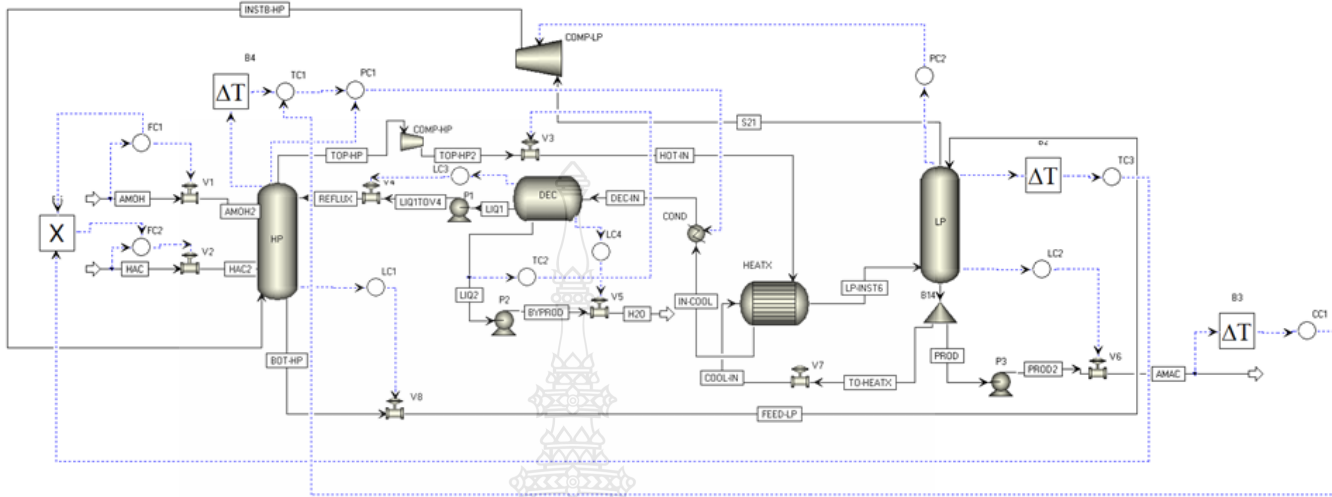
หลังจากจำลองกระบวนการสังเคราะห์เอมีลอะซิเตทในสถานะ Steady State เสร็จสิ้น ในขั้นตอนต่อไปคือจำลองกระบวนการที่สภาวะพลวัต (dynamic) โดยการใช้แปลงจากโปรแกรม Aspen Plus เป็น Aspen Plus Dynamics จากนั้นจำลองโครงสร้างการควบคุมตามบทความอ้างอิง ดังรูปที่ 3.3 ซึ่งมีตัวควบคุมทั้งหมดดังนี้

- 3.2.3.1 ควบคุมอัตราการไหลของสารตั้งต้น AmOH
- 3.2.3.2 ควบคุมอัตราการไหลของสารตั้งต้น HAC
- 3.2.3.3 ควบคุมความดันของหอกลั่น HP ชั้นที่ 1
- 3.2.3.4 ควบคุมความดันของหอกลั่น LP ชั้นที่ 1
- 3.2.3.5 ควบคุมระดับของ HP
- 3.2.3.6 ควบคุมระดับของ LP
- 3.2.3.7 ควบคุมระดับชั้นที่ 1 ของ Decanter
- 3.2.3.8 ควบคุมระดับชั้นที่ 2 ของ Decanter
- 3.2.3.9 ควบคุมอุณหภูมิของหอกลั่น HP ชั้นที่ 1
- 3.2.3.10 ควบคุมอุณหภูมิของหอกลั่น LP ชั้นที่ 1



### 3.2.3.11 ควบคุมอุณหภูมิของน้ำ

### 3.2.3.12 ควบคุมความเข้มข้นของ AmAc



รูปที่ 3.2 โครงสร้างการควบคุมสำหรับกระบวนการกลั่นแบบมีปฏิริยาการจับคู่ความร้อนที่ความดันแตกต่างกันสำหรับการสังเคราะห์เอมิลอะซิเตท

### 3.2.4 ออกแบบโครงสร้างการควบคุมของกระบวนการสังเคราะห์เอมิลอะซิเตท

ขั้นตอนนี้จะเป็นการออกแบบโครงสร้างการควบคุมของกระบวนการสังเคราะห์เอมิลอะซิเตทใหม่โดยวิธีการวิเคราะห์เกนของกระบวนการ (process gain) เป็นการออกแบบเป็นการออกแบบในประเภทใช้ทฤษฎี (Systematic Design) โดยจับคู่ตัวแปรหาค่าตัวแปรและสร้างเป็นเมทริกซ์และหาเกนที่ส่งผลกระทบต่อระบบ สามารถคำนวณได้จากสมการที่ 3.2

$$G\% = \left| \frac{\Delta PV}{RM} \times 100 \right|_{MV} \quad (3.2)$$

%G คือ เปอร์เซ็นเกนของ PV ที่เลือกเนื่องจากการเปลี่ยนแปลงของ MV ที่เลือก,  $\Delta PV$  คือความต่างของตัวแปรที่เลือกเนื่องจากการเปลี่ยนแปลงของ MV ที่เลือกและ RM คือช่วงของ PV วิธีการวิเคราะห์ Process Gain ของกระบวนการระหว่าง PV และ MV ที่เหมาะสมควรมีค่าสูงสุดที่เป็นไปได้ของการวิเคราะห์ Process Gain และการวิเคราะห์ Process Gain ถูกนำไปใช้เพื่อการประเมินโครงสร้างการควบคุมดังรูปที่ 3.3 ที่เสนอโดย Qingrui Zhing และคณะ เรียกชื่อว่า CS0 จากนั้นออกแบบโครงสร้างการควบคุมใหม่คือ CS1 ซึ่งได้ออกแบบใหม่โดยใช้วิธีการวิเคราะห์ Process Gain แล้วนำทั้งสองโครงสร้างการควบคุมมาเปรียบเทียบกัน

### 3.2.5 เปรียบเทียบสมรรถนะของกระบวนการสังเคราะห์เอมิลอะซิเตท

ขั้นตอนนี้จะเป็นการเปรียบเทียบสมรรถนะของโครงสร้างการควบคุมที่ได้ออกแบบ (CS1) กับโครงสร้างการควบคุมตามบทความที่อ้างอิง (CS0) ถ้าผลลัพธ์ได้ตามที่ต้องการถือเป็นอันเสร็จสิ้น ถ้าไม่ได้ตามต้องให้ทำซ้ำข้อ 3.2.3

### 3.2.6 สรุปผลการดำเนินงานและจัดทำรูปเล่มวิทยานิพนธ์

ในขั้นตอนนี้สุดท้ายนี้ทำการสรุปผลการออกแบบโครงสร้างการควบคุมของกระบวนการสังเคราะห์เอมิลอะซิเตทใหม่ ว่าผลที่ได้นั้นเป็นอย่างไร มีสมรรถนะเป็นอย่างไรเมื่อทำการเปรียบเทียบ และจัดทำรูปเล่ม



## บทที่ 4

### ผลการดำเนินการวิจัยและการวิเคราะห์ข้อมูล

#### 4. ออกแบบโครงสร้างการควบคุมของกระบวนการสังเคราะห์เอมิลอะซิเตท

##### 4.1. การวิเคราะห์เกณฑ์ของกระบวนการสังเคราะห์เอมิลอะซิเตท

ในการออกแบบโครงสร้างการออกแบบโครงสร้างการควบคุม โดยวิธีการวิเคราะห์เกณฑ์เข้ามาใช้ในการวิเคราะห์ โดยที่ Process gain array มีตัวแปรปรับ (MV) 9 ตัว และตัวแปรควบคุมมี 12 ตัว และในการคำนวณจริง เริ่มจากการเปลี่ยนแปลงตัวแปรปรับลดลง 10% แล้วดูค่าที่มีการเปลี่ยนแปลงของทุกตัวแปรควบคุม จากนั้นทำการคำนวณทุกตัวออกมาเป็นค่า Process gain ด้วยสมการที่ 4.1 และนำค่าที่คำนวณแล้วมาใส่ในตาราง Process gain array ดังแสดงตารางที่ 4.1

จากตารางที่ 4.1 แสดงสามารถวิเคราะห์ Process gain ซึ่งยกตัวอย่างการคำนวณดังต่อไปนี้ ทำการเปลี่ยนแปลงอัตราการไหลที่ V1 เพื่อดูค่าการเปลี่ยนแปลงของระดับของเหลวในหอ HP (LC1) โดยการลดอัตราการไหล 10% เมื่อทำการเปลี่ยนแปลงแล้ว พบว่าก่อนเปลี่ยนมีระดับของเหลวเริ่มต้นที่ 1 เมตร และมีระดับของเหลวหลังมีการเปลี่ยนแปลงที่ 0.0539 เมตร และมีช่วง PV คือ 2 เมตร สามารถคำนวณได้ดังต่อไปนี้

$$G\%_{L(HP)} = \left| \frac{0.0539 - 1}{2} \times 100 \right| = 47.305 \quad (4.1)$$

จากตัวอย่างการคำนวณ นั่นคือ V1 ที่คำนวณคู่กับระดับของเหลวในหอ HP และได้ค่า Process gain ที่ 47.305 % ซึ่งในการและตัวแปรปรับตัวอื่นๆ ก็ทำได้ด้วยวิธีเดียวกัน และในทดสอบ Process gain analysis เราได้นำโครงสร้างการควบคุมของ Qingrui Zhang มาจับคู่ ซึ่งผลการจับคู่ระหว่างตัวแปรปรับและตัวแปรควบคุมที่ได้แสดงดังตารางที่ 4.2

ตารางที่ 4.1 แสดงผลวิเคราะห์ Process Gain Array ของกระบวนการการสังเคราะห์เอมีลอะซิเตท

	FC1	FC2	PC1	PC2	LC1	LC2	LC3	LC4	CC1	TC1	TC2	TC3
v1	5.000	0.000	4.355	2.607	47.305	47.425	47.525	85.370	1.780	0.932	12.718	1.102
v2	0.000	5.000	4.855	16.857	47.340	47.395	47.525	11.810	4.740	0.125	0.669	5.884
v3	0.000	0.000	18.590	20.464	47.525	47.290	49.540	11.795	0.770	2.467	26.173	5.128
v4	0.000	0.000	0.125	1.679	47.295	47.385	47.525	18.830	1.780	0.212	1.214	0.120
v5	0.000	0.000	0.000	0.000	0.390	0.750	47.525	85.370	0.000	0.000	0.001	0.001
v6	0.000	0.000	0.475	4.107	47.525	47.525	49.520	11.790	0.110	0.019	5.120	1.180
COND						UNSTABLE						
COMP-LP	0.000	0.000	5.025	6.000	47.360	47.280	47.525	85.370	0.300	1.544	7.899	1.806
V8						UNSTABLE						

**ตารางที่ 4.2** แสดงการจับคู่ระหว่างตัวแปรปรับและตัวแปรควบคุมของ CS0

CVs	MVs CS0	Process gain (%)
Feed flow rate of AMOH	V1	5.000
Feed flow rate of HAC	V2	5.000
Pressure of HP Stage 1	COND	UNSTABLE
Pressure of LP Stage 1	COMP-LP	6.000
Level of HP	V8	UNSTABLE
Level of LP	V6	47.525
Level of First phase in dec.	V4	48.525
Level of Second phase in dec.	V5	85.370
Temp. of HP stage 1	Cascade with Pressure of HP Stage1	2.467
Temp. of water	V3	26.173
Temp. of LP stage 1	Ratio with feed flow rate of AMOH	1.102
Conc. of AMAC	Cascade with Temp of HP Stage 1	0.770

**4.2 ออกแบบโครงสร้างการควบคุมใหม่**

จากโครงสร้างการควบคุมของ Qingrui Zhang ค่อนข้างจับคู่ได้ดี จึงสามารถนำมาออกแบบโครงสร้างการควบคุมใหม่ได้ โดยคาดหวังว่าจะมีประสิทธิภาพดีกว่าโครงสร้างการควบคุมของ Qingrui Zhang ด้วยหลักการออกแบบดังต่อไปนี้

4.2.1 ทำการจับคู่ตัวควบคุมพิจารณาจากตัวควบคุมที่ไม่สามารถวิเคราะห์ Process gain ได้ นั่นคือ COND และ V8 เมื่อพิจารณาจากแผนผังกระบวนการ ซึ่งจากแผนผังกระบวนการจะเห็นได้ว่า COND มีผลต่ออุณหภูมิของดีแคนเตอร์ จึงได้ทำการจับคู่ COND เข้ากับอุณหภูมิของน้ำ TC2 และ V8 เมื่อพิจารณาจากแผนผังกระบวนการ พบว่า V8 ส่งผลโดยตรงกับระดับของเหลวในหอ HP จึงจับคู่ V8 กับ LC1

4.2.2 ทำการจับคู่ลู่อัตราการไหล ตามโครงสร้างการควบคุมของ Qingrui Zhang เนื่องจากวาล์ว V1 ส่งผลต่อ FC1 ส่วน V2 ส่งผลต่อ FC2 เท่านั้นจึงจับคู่ให้ทั้งสอง

4.2.3 ทำการจับคู่ลู่เลเวล ตามโครงสร้างการควบคุมของ Qingrui Zhang เนื่องจากตัวแปรควบคุมระดับของเหลวทั้ง 4 ตัวควบคุมให้ค่า Process gain ที่มากที่สุดอยู่แล้ว

4.2.4 ทำการจับคู่ลดความดัน PC1 จับคู่กับวาล์ว V3 เนื่องจากให้ค่า Process gain มากที่สุด ส่วนของ PC2 จับคู่กับ Comp-LP เนื่องจากค่าเกณฑ์มากที่สุดถูกจับคู่ไปแล้วจึงจับกับตัวที่ให้ค่าเกณฑ์รองลงมา

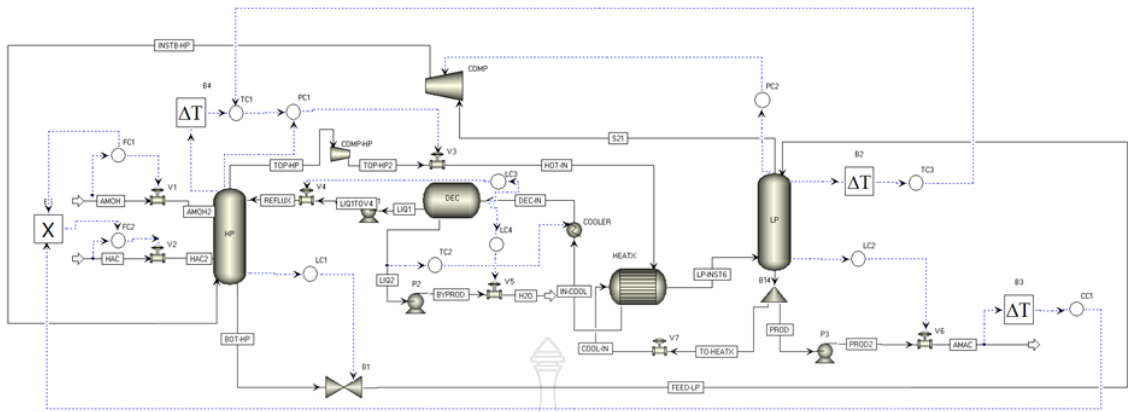
4.2.5 ทำการจับคู่ลดอุณหภูมิ ตัวแรก TC1 เมื่อดูค่า Process gain ที่มากที่สุด พบว่าถูกจับคู่ไปแล้ว แต่เนื่องจากไปตรงกับ การ cascade ของโครงสร้างการควบคุมของ Qingrui Zhang จึงให้ทั้ง TC1 กับ PC1 ทำการ cascade กัน ส่วน TC3 เมื่อพิจารณาจากค่า Process gain ที่มากที่สุด พบว่ามี การ Ratio ไปแล้ว จึงได้พิจารณาค่า Process gain ตัวรองลงมา จึงได้ให้ Cascade กับ TC1

4.2.6 ทำการจับคู่ลดความเข้มข้น ซึ่งจับคู่ใหม่โดย Ratio กับสายป้อนเข้าของเพนทานอล

ในงานวิจัยนี้ได้ออกแบบโครงสร้างการควบคุมใหม่ CS1 ดังแสดงในตารางที่ 4.3 และรูปที่ 4.1 ซึ่งใน CS1

**ตารางที่ 4.3** แสดงการจับคู่ระหว่างตัวแปรปรับและตัวแปรควบคุมของ CS1

CVs	MVs CS1	Process gain (%)
Feed flow rate of AMOH	V1	5.000
Feed flow rate of HAC	V2	5.000
Pressure of HP Stage 1	V3	18.590
Pressure of LP Stage 1	COMP-LP	6.000
Level of HP	V8	UNSTABLE
Level of LP	V6	47.525
Level of First phase in dec.	V4	48.525
Level of Second phase in dec.	V5	85.370
Temp. of HP stage 1	Cascade with Pressure of HP Stage1	2.467
Temp. of water	COND	UNSTABLE
Temp. of LP stage 1	Cascade with Temp of HP Stage 1	1.806
Conc. of AMAC	Ratio with feed flow rate of AMOH	4.740




รูปที่ 4.1 แผนผังของกระบวนการสังเคราะห์ไพโรฟิลิโพรฟิโอนेटด้วยหอกลั่นแบบมีปฏิกริยา (RD) ที่สภาวะพลวัตของ CS1

### 4.3 Tune Parameters

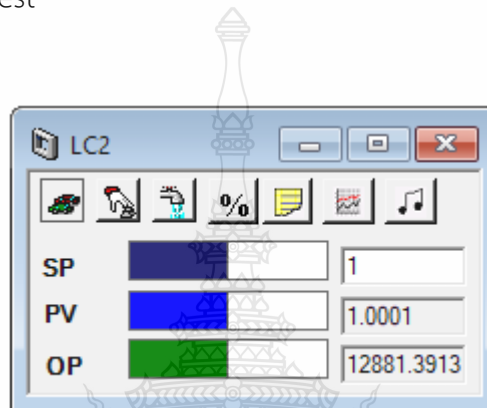
ทำการติดตั้งตัวควบคุมตามโครงสร้างการควบคุม Qingrui Zhang ซึ่งค่าพารามิเตอร์ตามโครงสร้างการควบคุมของ Qingrui Zhang แสดงดังตารางที่ 4.3 ซึ่งค่าพารามิเตอร์ตัวควบคุมในกระบวนการควบคุมนี้ใช้ค่าพารามิเตอร์โหมด P-only และ PI

ตารางที่ 4.4. ค่าพารามิเตอร์ตามบทความอ้างอิงของ Qingrui Zhang

Parameter	Kc	$\tau_I$ (min)	$\tau_D$ (min)
Feed flow	20	12	-
Pressure	0.5	0.3	-
Level	2	-	-
Temperature	1	20	1
Concentration	1	20	3

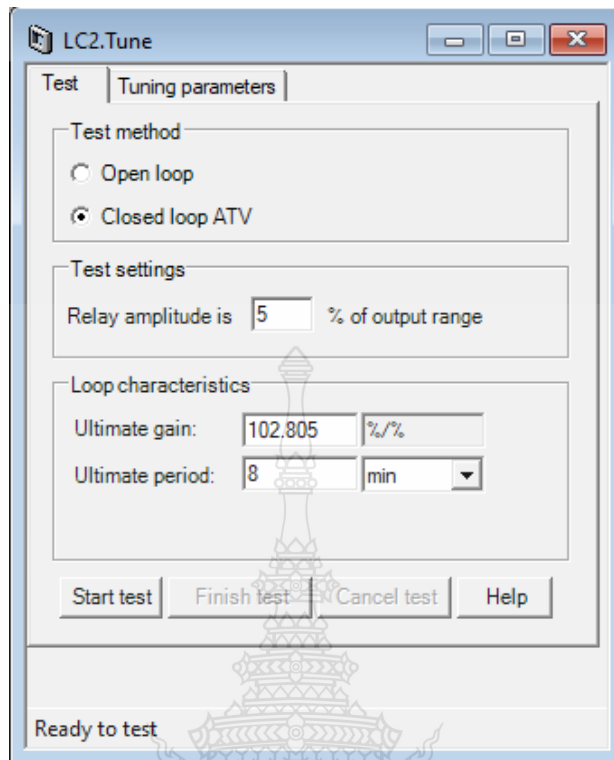
เมื่อทำการติดตั้งตัวควบคุมเสร็จแล้ว จากนั้นทำการ Tuning Parameters โดยใช้การ Auto Tune จากโปรแกรม Aspen Dynamics ดังรูปที่ 4.3.ทำการ Tuning Parameters โดยคลิกที่ไอคอน 

จากนั้นทำการตั้งค่าวิธีการทดสอบเป็น Closed loop ATV แล้วกด Start test ดังแสดงในรูปที่ 4.4. และทำการกรั่นกระบวนการเป็นการ Auto tune ค่าพารามิเตอร์ เมื่อรันกระบวนการแล้ว จากนั้นทำการกดที่ Finish test

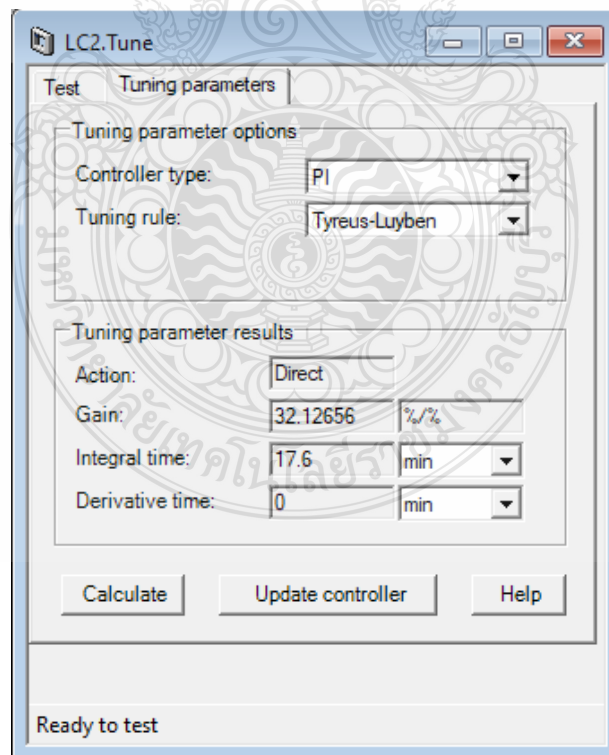


รูปที่ 4.2 แสดงหน้าต่างของตัวควบคุมเลเวลของหอกลั่น LP





รูปที่ 4.3 แสดงหน้าต่างการทดสอบของตัวควบคุมเลเวลของหอกลั่น LP



รูปที่ 4.4 แสดงหน้าต่าง Tuning Parameters ของตัวควบคุมเลเวลของหอกลั่น LP

จากนั้นทำการเปลี่ยนไปที่ Tuning parameters และกดที่ Calculate เพื่อดูค่าพารามิเตอร์ หลังจากทำการ Tuning Parameters จากรูปที่ 4.4 พบว่าค่าพารามิเตอร์นั้นมีค่า  $K_c = 32.12656$  และ  $\tau_I = 17.6$  min เมื่อได้ค่าพารามิเตอร์มาแล้วทำการนำค่าพารามิเตอร์ที่ได้มาใส่ในตัวควบคุมทุกตัว เพื่อทำการรันกระบวนการเพื่อดูประสิทธิภาพในการควบคุม และเมื่อประสิทธิภาพการควบคุมยังไม่ดีเท่าที่คาดหวังไว้ จึงนำค่าพารามิเตอร์ที่ได้จากการทำ Tuning parameters นำมา Trial and error เพื่อหาค่าที่มีประสิทธิภาพการควบคุมที่ไวกว่าเดิม ซึ่งผลจากการนำค่าพารามิเตอร์มา trial and error แสดงดังตารางที่ 4.6 ซึ่งค่าพารามิเตอร์ของ CS1 ดังตารางที่ 4.5

**ตารางที่ 4.5** ค่าพารามิเตอร์ของ CS1 จาก Tuning parameters

Parameter	$K_c$	$\tau_I$ (min)	$\tau_D$ (min)
Feed flow	1	20	-
Pressure	20	12	-
Level	102.805	8	-
Temperature	33.62296	0.75	0.12
Concentration	45.88257	91.125	14.58

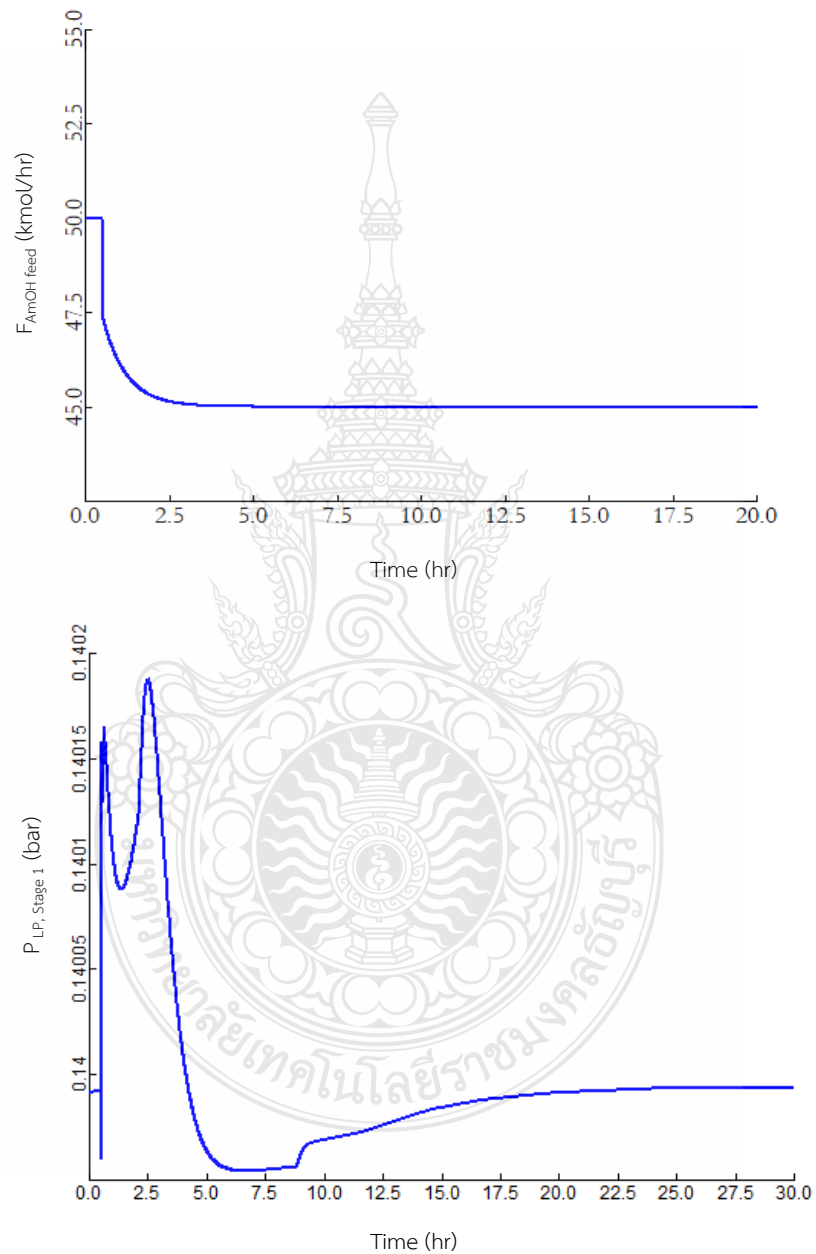
ตารางที่ 4.6 แสดงถึงผลการ trial and error ค่าพารามิเตอร์ของ CS1

CVs	Time	$K_c$	$\tau_I$	$\tau_D$
Feed flow	1	10	18	-
	2	15	16	-
	3	20	12	-
Pressure	1	10	6	-
	2	5	3	-
	3	0.5	0.3	-
Level	1	50.4	4	-
	2	25.2	2	-
	3	12.6	1	-
Temperature	1	33.6	0.75	0.12
	2	17.8	0.75	0.12
	3	8.39	0.75	0.12
Concentration	1	-	-	-
	2	-	-	-
	3	-	-	-

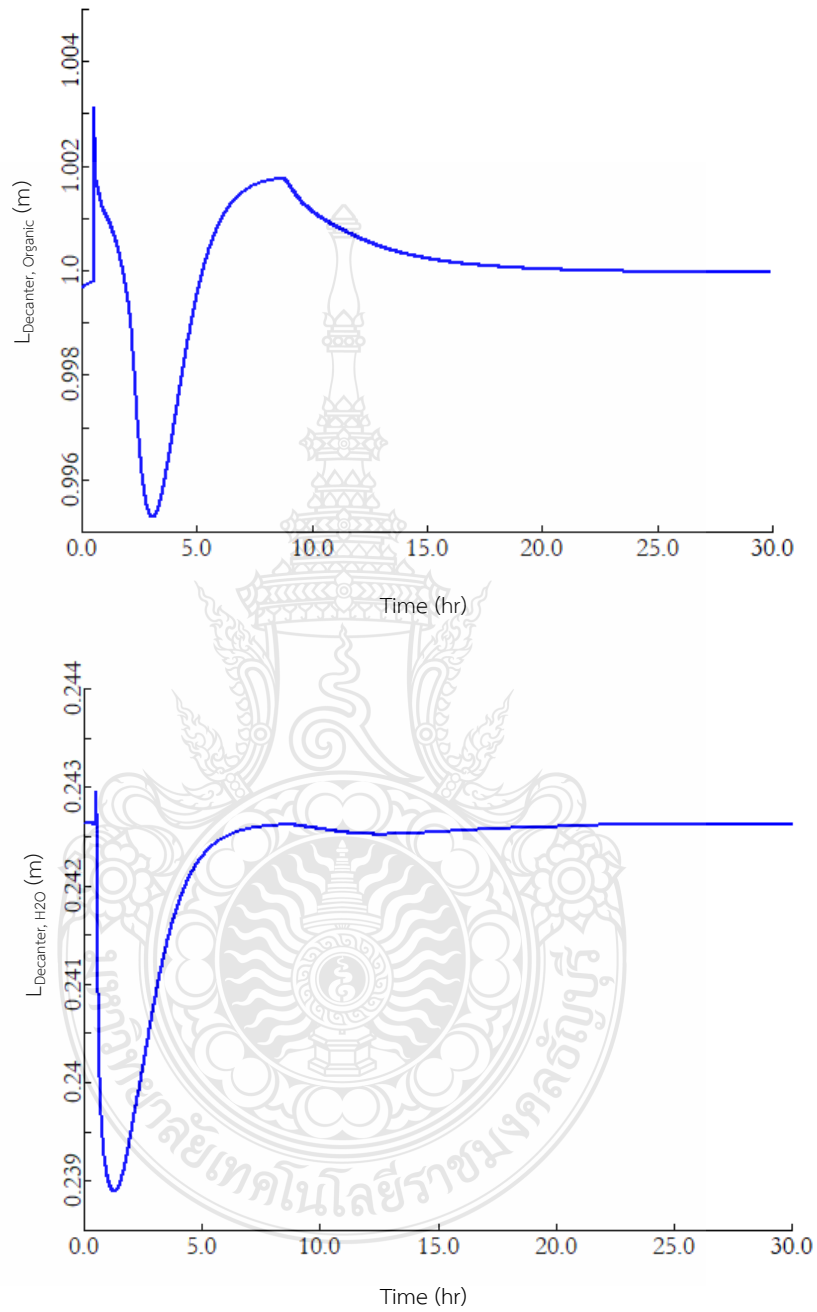
#### 4.4 การเปรียบเทียบสมรรถนะของกระบวนการ

การเปรียบเทียบประสิทธิภาพการควบคุมเป็นการเปรียบเทียบในเรื่องของเวลาที่ตัวควบคุมปรับตัวเข้าสู่ค่าเป้าหมาย และทำการทดสอบประสิทธิภาพการควบคุมของ CS0 และ CS1 โดยการรบกวนระบบด้วยการเปลี่ยนแปลงอัตราการไหลของ AMOH จากนั้นทำการรบกวนระบบของโครงสร้างการควบคุมของ CS0 ตามบทความอ้างอิงสามารถรบกวนระบบได้สูงสุด 10% แต่ที่การรบกวนระบบของโครงสร้าง CS1 สามารถทำได้สูงสุดที่ 20% จึงทำการเปรียบเทียบผลการรบกวนระบบที่ 10% ระหว่าง CS0 และ CS1 ที่เวลา 0.5 ชม.

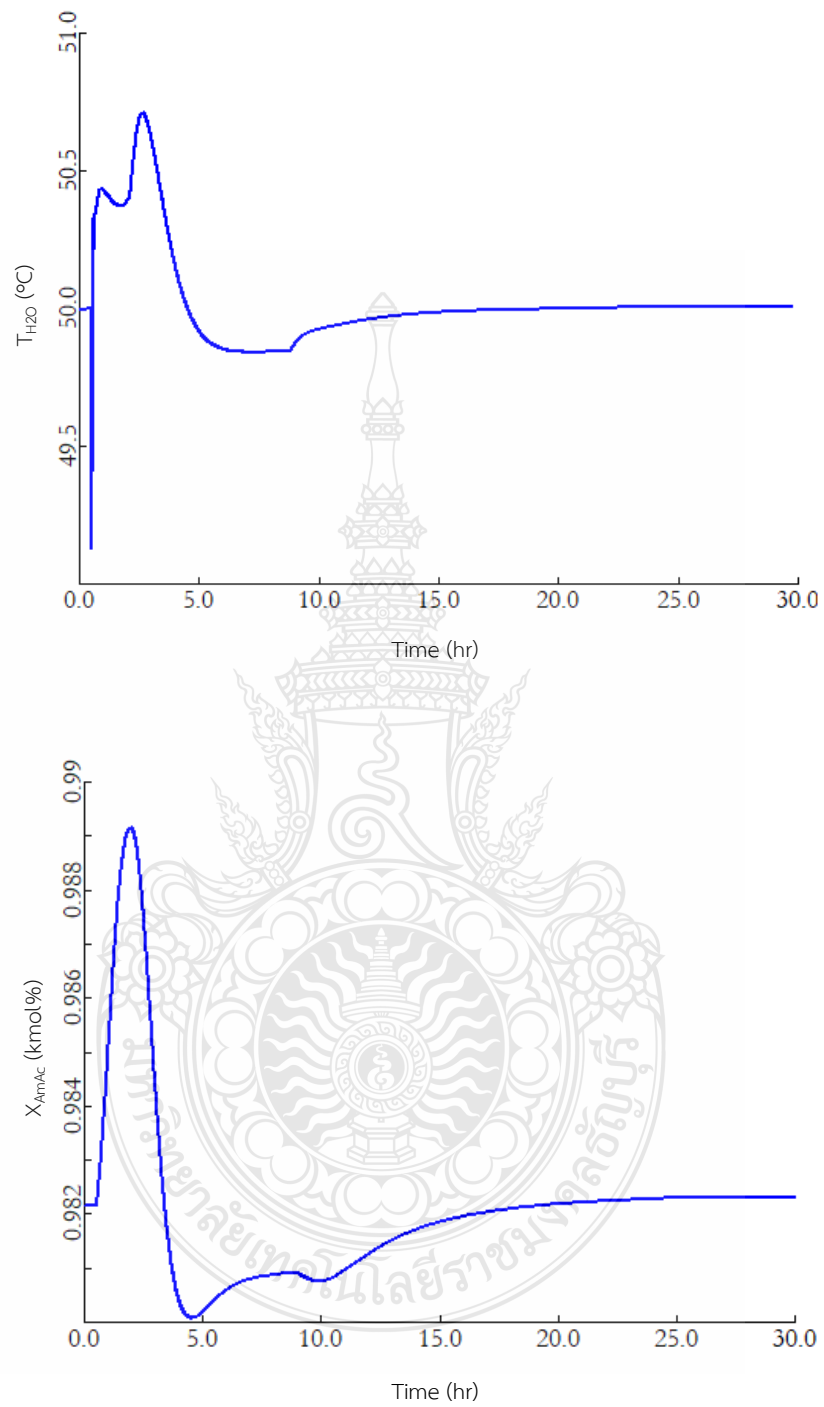
ทำการเปรียบเทียบประสิทธิภาพการควบคุมด้วยการเปลี่ยนแปลงอัตราการไหล และผลการทดสอบประสิทธิภาพการควบคุมของ CS0 แสดงดังรูปที่ 4.5. โดยที่เส้นสีน้ำเงินแสดงถึงการลดอัตราการไหล 10% ของ AmOH ซึ่งกระบวนการนี้สามารถกำจัดสิ่งรบกวนและปรับตัวเข้าสู่ค่าเป้าหมายได้ภายใน 20 ชม.



รูปที่ 4.5 แสดงการจำลองกระบวนการของ CS0 ด้วยการลดอัตราการไหล 10 % ของ AmOH ที่ 0.5 ชม.

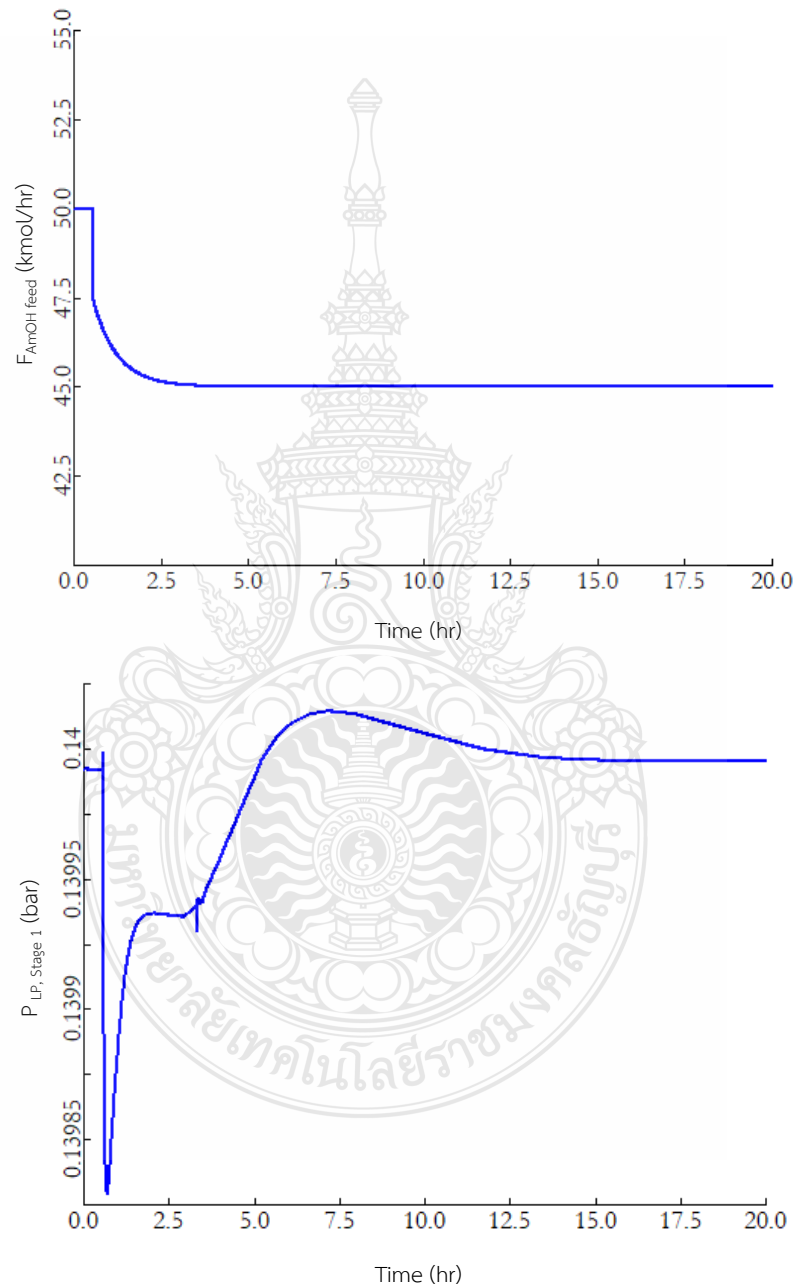


รูปที่ 4.5 แสดงการจำลองกระบวนการของ CS0 ด้วยการลดอัตราการไหล 10 % ของ AmOH ที่ 0.5 ชม. (ต่อ)

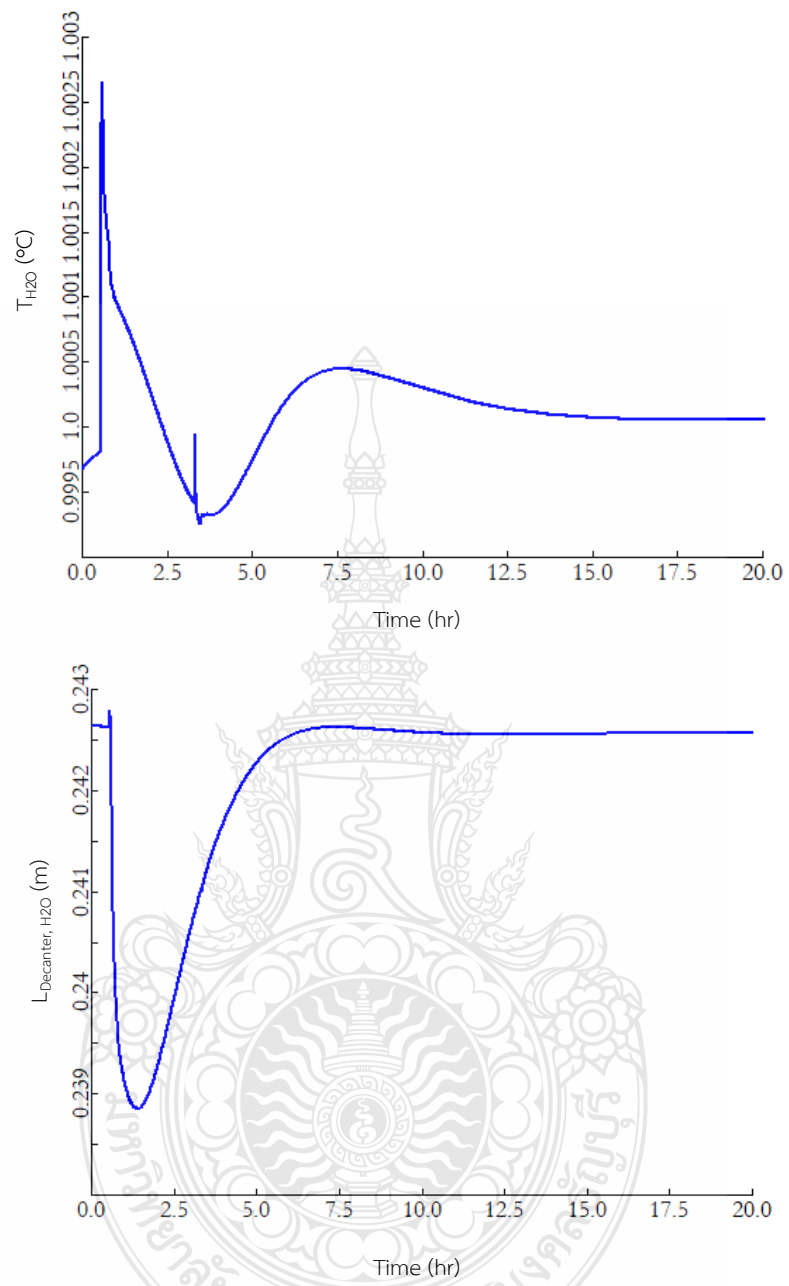


รูปที่ 4.5 แสดงการจำลองกระบวนการของ CS0 ด้วยการลดอัตราการไหล 10 % ของ AmOH ที่ 0.5 ซม. (ต่อ)

และผลการทดสอบประสิทธิภาพการควบคุมของ CS1 แสดงดังรูปที่ 4.6. โดยที่เส้นสีน้ำเงินแสดงถึงการลดอัตราการไหล 10% ของ AmOH ซึ่งกระบวนการนี้สามารถกำจัดสิ่งรบกวนและปรับตัวเข้าสู่ค่าเป้าหมายได้ภายใน 15 ชม.

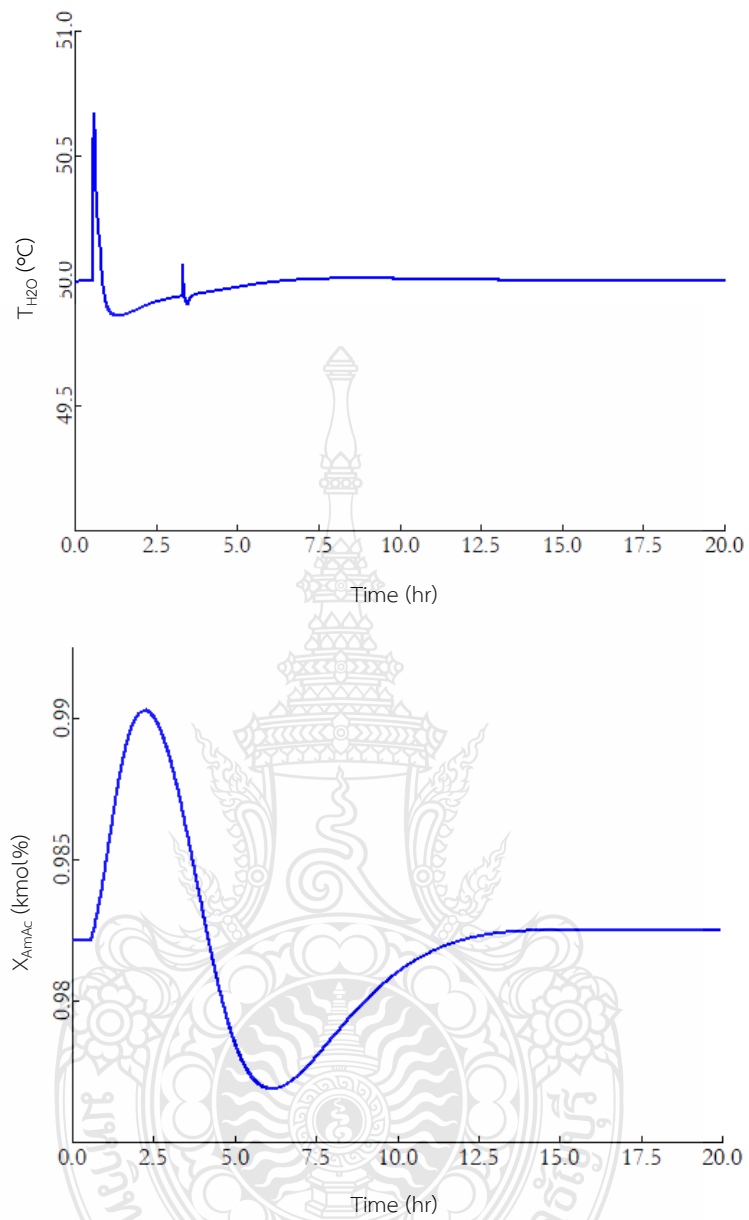


รูปที่ 4.6 แสดงการจำลองกระบวนการของ CS1 ด้วยการลดอัตราการไหล 10 % ของ AmOH ที่ 0.5 ชม.



รูปที่ 4.6 แสดงการจำลองกระบวนการของ CS1 ด้วยการลดอัตราการไหล 10 % ของ AmOH ที่ 0.5 ชม. (ต่อ)





รูปที่ 4.6 แสดงการจำลองกระบวนการของ CS1 ด้วยการลดอัตราการไหล 10 % ของ AmOH ที่ 0.5 ชม. (ต่อ)

จากการเปรียบเทียบประสิทธิภาพพบว่าโครงสร้างการควบคุมของ CS1 สามารถกำจัดสิ่งรบกวนและปรับตัวเข้าสู่ค่าเป้าหมายได้ไวกว่าโครงสร้างการควบคุมของ CS0 ซึ่งเมื่อทำการเปลี่ยนแปลงของอัตราการใช้ของ AmOH จะเห็นได้ว่าโครงสร้างการควบคุมของ CS1 เร็วกว่า CS0 5 ชม. และเมื่อโครงสร้างการควบคุมปรับตัวเข้าสู่ค่าเป้าหมายได้เร็ว นั่นคือสามารถผลิตภัณฑ์ได้เร็วกว่าเดิมและสามารถประหยัดพลังงานที่ไม่จำเป็นได้อีกด้วย



## บทที่ 5

### สรุปผลการวิจัย

บทนี้ได้กล่าวถึงการสรุปผลการดำเนินงานและข้อเสนอแนะในการออกแบบโครงสร้างการควบคุมของกระบวนการสังเคราะห์เอมิลอะซิเตทด้วยหอกลั่นแบบมีปฏิกิริยา

#### 5.1 สรุปผลการวิจัย

งานวิจัยนี้ได้ศึกษาเกี่ยวกับกระบวนการสังเคราะห์เอมิลอะซิเตทด้วยหอกลั่นแบบมีปฏิกิริยา ซึ่งมีการออกแบบโครงสร้างการควบคุมขึ้นมาใหม่เพื่อนำมาเปรียบเทียบกับประสิทธิภาพโครงสร้างการควบคุมของ CS0 และ CS1 โดยเปรียบเทียบด้วยผลการรบกวนระบบด้วยการเปลี่ยนแปลงอัตราการไหลของฟีด AmOH ที่ 10% และที่เวลา 0.5 ชม. ผลจากการเปรียบเทียบประสิทธิภาพของโครงสร้างการควบคุมทั้ง CS0 และ CS1 พบว่า

5.1.1 ได้ศึกษาการออกแบบโครงสร้างการควบคุมโดยใช้ Process Gain เข้ามาใช้ในการวิเคราะห์และนำเสนอโครงสร้างการควบคุมของกระบวนการสังเคราะห์เอมิลอะซิเตทด้วยหอกลั่นแบบมีปฏิกิริยา

5.1.2 การเปลี่ยนแปลงของอัตราการไหลของฟีด AmOH การควบคุมสามารถจัดการรบกวน และสามารถกลับเข้าสู่สภาวะคงตัวได้ภายใน 20 ชม.

5.1.3 การเปลี่ยนแปลงของอัตราการไหลของฟีด AmOH การควบคุมสามารถจัดการรบกวน และสามารถกลับเข้าสู่สภาวะคงตัวได้ภายใน 15 ชม.

5.1.4 การเปรียบเทียบประสิทธิภาพโครงสร้างการควบคุมของ Qingrui Zhang (CS0) และ CS1 จะเห็นได้ว่าทั้งสองโครงสร้างการควบคุมมีประสิทธิภาพดีและรักษาเสถียรภาพของกระบวนการได้ดี แต่โครงสร้างการควบคุมของ CS1 มีการปรับปรุงมาจาก CS0 พบว่าสามารถกำจัดสิ่งรบกวนได้เร็วกว่า

## บรรณานุกรม

- [1] Qingruui Zhang, Tong Guo, Chao Yu and Yonglei Li. (2017) “Design and control of different pressure thermally coupled reactive distillation for amyl acetate synthesis”. *Chemical Engineering & Processing: Process Intensification*. 121. 170-179.
- [2] Philipe dos Santos, M.Angela, A.Meireles and Julain Martinez. (2017) “Production of isoamyl acetate by enzymatic reactions in batch and packed bed reactor with supercritical CO<sub>2</sub>”. *The Journal of Supercritical*. 127. 71-80.
- [3] Hao-Yeh Lee and Other. (2019) “Design and control of diphenyl carbonate reactive distillation process with thermally coupled and heat-integrated stage configuration”. *Computers and Chemical Engineering*. 121. 130-147.
- [4] Hui Xia, Xin Dai And Other. (2017) “Design and control of entrainer-assisted reactive distillation for N-propyl propionate production”. *Computers and Chemical Engineering*. 106. 559-571.
- [5] Jun Li, Hao Zhou, Lanyi Sun and Nan Zhang. (2019) “Design and control of different pressure thermally coupled reactive distillation for synthesis of isoamyl acetate”. *Chemical Engineering and Processing – Process Intensification*. 139. 51-67.
- [6] Minjeong Cho and Myungwan Han. (2018) “Dynamics and control of entrainer enhanced reactive distillation using an extraneous entrainer for the production of butyl acetate”. *Journal of Process Control*. 61. 58-76.
- [7] Zhixian Huang, YiXiong Lin and Other. (2017) “Optimization and control of a reactive distillation process for the synthesis of dimethyl carbonate”. 25. 1079-1090.

- [8] Liu Mo, Jiang Shao-Tong and other. (2011) "Design and control of reactive distillation for hydrolysis of methyl lactate". 89. 2199-2206.
- [9] S. Hernández, R. Sandoval-Vergara, F.O. Barroso-Muñoz, R. Murrieta-Dueñas, H. Hernández-Escoto, J.G. Segovia-Hernández, V. Rico-Ramirez, (2009) "Reactive dividing wall distillation columns: simulation and implementation in a pilot plant". Chemical Engineering Process. 48. 250-258.
- [10] S.V. Mali, A.K. Jana, (2009) "A partially heat integrated reactive distillation: feasibility and analysis". Separation and Purification Technology. 70. 136-139.
- [11] San-Jang Wang, David S.H. Wong, Shuh-Woei Yu, "Design and control of transesterification reactive distillation with thermal coupling". Computers & Chemical Engineering. 32. 3030-3037.
- [12] Fazilay Abbès, Ngoc Giang Tran, Boussad Abbès, Ying-Qiao Guo, (2017) "Modelling of the degradation of mechanical properties of high-density polyethylene based-packaging exposed to amyl acetate solution". Polymer Testing. 59. 449-461.
- [13] Xin Gao, Peng Yan, Xiaohua Ma, Zhenyu Zhao, Hong Li, Xingang Li, (2020) "Design of distillation reactor with novel catalysts distribution pattern for n-amyl acetate synthesis in industrial scale". Fuel. 280. 118604
- [14] MariaToikka, Victoria Vernadskaya, Artemiy Samarov (2018) "Solubility, liquid-liquid equilibrium and critical states for quaternary system acetic acid – n-amyl alcohol – n-amyl acetate – water at 303.15 K and atmospheric pressure". Fluid Phase Equilibria. 471. 68-73
- [15] Wu-Chung Chan, Mei-Qi Su, (2008) "Biofiltration of ethyl acetate and amyl acetate using a composite bead biofilter". Bioresource Technology. 99. 8016-8021.

- [16] Oussama Zaki, Boussad Abbès, Laurent Safa, (2009) “Non-Fickian diffusion of amyl acetate in polypropylene packaging: Experiments and modelling”. *Polymer Testing*, 28. 315-323.
- [17] “การกลั่น”. เข้าถึงได้จาก <https://ienergyguru.com/2015/09/distillation-การกลั่น/> [สืบค้นเมื่อ 16 พฤษภาคม 2563]
- [18] “Amyl Acetate (Pentyl Acetate หรือกลี นนมแมว) คืออะไร”. เข้าถึงได้จาก [https://content.chemipan.net/a/index.php?option=com\\_content&view=article&id=270&lang=th-th](https://content.chemipan.net/a/index.php?option=com_content&view=article&id=270&lang=th-th) [สืบค้นเมื่อ 16 พฤษภาคม 2563]
- [19] ชัยภพ ศิระวรกุล. “ตัวควบคุมแบบพีไอดี”. *ภาควิชาวิศวกรรมเคมี คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีราชมงคลธัญบุรี*, 82-91.
- [20] W.L. Luyben. (2013). “Distillation Design and Control Using Aspen Simulation”. John Wiley & Sons.



ภาคผนวก





ภาคผนวก ก

ข้อมูลการสังเคราะห์เอมิลอะซิเตท



**ตารางที่ ก.1** ค่ากระแสของ AmOH ของกระบวนการสังเคราะห์เอมิลอะซิเตทที่สภาวะคงตัว

Description	Value	Units
Total mole flow	50.0000	kmol/hr
Temperature	25.0000	°C
Pressure	1.5100	bar
Mole fraction of AmOH	1.0000	kmol/kmol
Mole fraction of Hac	0.0000	kmol/kmol
Mole fraction of AmAc	0.0000	kmol/kmol
Mole fraction of Water	0.0000	kmol/kmol

**ตารางที่ ก.2** ค่ากระแสของ Hac ของกระบวนการสังเคราะห์เอมิลอะซิเตทที่สภาวะคงตัว

Description	Value	Units
Total mole flow	50.0000	kmol/hr
Temperature	25.0000	°C
Pressure	1.5100	bar
Mole fraction of AmOH	0.0000	kmol/kmol
Mole fraction of Hac	1.0000	kmol/kmol
Mole fraction of AmAc	0.0000	kmol/kmol
Mole fraction of Water	0.0000	kmol/kmol

**ตารางที่ ก.3** ค่ากระแสของ AmAc ของกระบวนการสังเคราะห์เอมีลอะซิเตทที่สภาวะคงตัว

Description	Value	Units
Total mole flow	49.7592	kmol/hr
Temperature	93.7242	°C
Pressure	0.1800	bar
Mole fraction of AmOH	0.0178	kmol/kmol
Mole fraction of Hac	0.0000	kmol/kmol
Mole fraction of AmAc	0.9822	kmol/kmol
Mole fraction of Water	0.0000	kmol/kmol

**ตารางที่ ก.4** ค่ากระแสของ Water ของกระบวนการสังเคราะห์เอมีลอะซิเตทที่สภาวะคงตัว

Description	Value	Units
Total mole flow	50.2407	kmol/hr
Temperature	50.0000	°C
Pressure	0.9900	bar
Mole fraction of AmOH	0.0046	kmol/kmol
Mole fraction of Hac	0.0222	kmol/kmol
Mole fraction of AmAc	0.0002	kmol/kmol
Mole fraction of Water	0.9730	kmol/kmol

ตารางที่ ก.5 ค่าตัวควบคุมโครงสร้างการควบคุมของ CS0 ของกระบวนการสังเคราะห์เอมิลอะซิเตท

Controller	Gain (Kc)	Integral time, $\tau_I$ (min)	Contoller Action
FC1	20	10	Reverse
FC2	20	10	Reverse
PC1	0.5	0.3	Direct
PC2	0.5	0.3	Direct
LC1	2	-	Direct
LC2	2	-	Direct
LC3	2	-	Direct
LC4	2	-	Direct
TC1	1	20	Reverse
TC2	1	20	Reverse
TC3	1	20	Reverse
CC1	1	20	Reverse

ตารางที่ ก.6 ค่ากระแสของ AmOH ของกระบวนการสังเคราะห์เอมิลอะซิเตทที่สภาวะพลวัตก่อนลดอัตราการไหลของ AmOH ของ CS0

Description	Value	Units
Total mole flow	50.0000	kmol/hr
Temperature	25.0000	°C
Pressure	1.5000	bar
Mole fraction of AmOH	1.0000	kmol/kmol
Mole fraction of Hac	0.0000	kmol/kmol
Mole fraction of AmAc	0.0000	kmol/kmol
Mole fraction of Water	0.0000	kmol/kmol

ตารางที่ ก.7 ค่ากระแสของ Hac ของกระบวนการสังเคราะห์เอมิลอะซิเตทที่สภาวะพลวัตก่อนลดอัตรา  
การไหลของ AmOH ของ CS0

Description	Value	Units
Total mole flow	50.0001	kmol/hr
Temperature	25.0000	°C
Pressure	1.5000	bar
Mole fraction of AmOH	0.0000	kmol/kmol
Mole fraction of Hac	1.0000	kmol/kmol
Mole fraction of AmAc	0.0000	kmol/kmol
Mole fraction of Water	0.0000	kmol/kmol

ตารางที่ ก.8 ค่ากระแสของ AmAc ของกระบวนการสังเคราะห์เอมิลอะซิเตทที่สภาวะพลวัตก่อนลด  
อัตราการไหลของ AmOH ของ CS0

Description	Value	Units
Total mole flow	49.8051	kmol/hr
Temperature	93.0188	°C
Pressure	0.1751	bar
Mole fraction of AmOH	0.1722	kmol/kmol
Mole fraction of Hac	0.0000	kmol/kmol
Mole fraction of AmAc	0.9828	kmol/kmol
Mole fraction of Water	0.0000	kmol/kmol

**ตารางที่ ก.9** ค่ากระแสของ Water ของกระบวนการสังเคราะห์เอมิลอะซิเตทที่สภาวะพลวัตก่อนลด อัตราการไหลของ AmOH ของ CS0

Description	Value	Units
Total mole flow	50.2139	kmol/hr
Temperature	50.0773	°C
Pressure	0.9901	bar
Mole fraction of AmOH	0.0044	kmol/kmol
Mole fraction of Hac	0.0207	kmol/kmol
Mole fraction of AmAc	0.0002	kmol/kmol
Mole fraction of Water	0.9747	kmol/kmol

**ตารางที่ ก.10** ค่ากระแสของ AmOH ของกระบวนการสังเคราะห์เอมิลอะซิเตทที่สภาวะพลวัตหลังลด อัตราการไหลของ AmOH 10% ของ CS0

Description	Value	Units
Total mole flow	45.0000	kmol/hr
Temperature	25.0000	°C
Pressure	1.5019	bar
Mole fraction of AmOH	1.0000	kmol/kmol
Mole fraction of Hac	0.0000	kmol/kmol
Mole fraction of AmAc	0.0000	kmol/kmol
Mole fraction of Water	0.0000	kmol/kmol

ตารางที่ ก.11 ค่ากระแสของ Hac ของกระบวนการสังเคราะห์เอมิลอะซิเตทที่สภาวะพลวัตหลังลด  
อัตราไหลของ AmOH 10% ของ CS0

Description	Value	Units
Total mole flow	45.1047	kmol/hr
Temperature	25.0000	°C
Pressure	1.5019	bar
Mole fraction of AmOH	0.0000	kmol/kmol
Mole fraction of Hac	1.0000	kmol/kmol
Mole fraction of AmAc	0.0000	kmol/kmol
Mole fraction of Water	0.0000	kmol/kmol

ตารางที่ ก.12 ค่ากระแสของ AmAc ของกระบวนการสังเคราะห์เอมิลอะซิเตทที่สภาวะพลวัตหลังลด  
อัตรา การไหลของ AmOH 10% ของ CS0

Description	Value	Units
Total mole flow	44.7768	kmol/hr
Temperature	93.7966	°C
Pressure	0.1805	bar
Mole fraction of AmOH	0.1768	kmol/kmol
Mole fraction of Hac	0.0000	kmol/kmol
Mole fraction of AmAc	0.9823	kmol/kmol
Mole fraction of Water	0.0000	kmol/kmol

ตารางที่ ก.13 ค่ากระแสของ Water ของกระบวนการสังเคราะห์เอมิลอะซิเตทที่สภาวะพลวัตหลังลด อัตราการไหลของ AmOH 10% ของ CS0

Description	Value	Units
Total mole flow	45.3317	kmol/hr
Temperature	50.0046	°C
Pressure	0.9918	bar
Mole fraction of AmOH	0.0048	kmol/kmol
Mole fraction of Hac	0.0243	kmol/kmol
Mole fraction of AmAc	0.0002	kmol/kmol
Mole fraction of Water	0.9706	kmol/kmol

ตารางที่ ก.14 ค่าตัวควบคุมโครงสร้างการควบคุมของ CS1 ของกระบวนการสังเคราะห์เอมิลอะซิเตท

Controller	Gain (Kc)	Integral time, $\tau_I$ (min)	Controller Action
FC1	20	10	Reverse
FC2	20	10	Reverse
PC1	0.5	0.3	Direct
PC2	0.5	0.3	Direct
LC1	12.6	1	Direct
LC2	12.6	1	Direct
LC3	12.6	1	Direct
LC4	12.6	1	Direct
TC1	33.62296	0.75	Reverse
TC2	33.62296	0.75	Reverse
TC3	33.62296	0.75	Reverse
CC1	45.88257	91.125	Reverse

ตารางที่ ก.15 ค่ากระแสของ AmOH ของกระบวนการสังเคราะห์เอมิลอะซิเตทที่สภาวะพลวัตก่อนลด  
อัตราการใช้ของ AmOH ของ CS1

Description	Value	Units
Total mole flow	50.0000	kmol/hr
Temperature	25.0000	°C
Pressure	1.5000	bar
Mole fraction of AmOH	1.0000	kmol/kmol
Mole fraction of Hac	0.0000	kmol/kmol
Mole fraction of AmAc	0.0000	kmol/kmol
Mole fraction of Water	0.0000	kmol/kmol

ตารางที่ ก.16 ค่ากระแสของ Hac ของกระบวนการสังเคราะห์เอมิลอะซิเตทที่สภาวะพลวัตก่อนลด  
อัตราการใช้ของ AmOH ของ CS1

Description	Value	Units
Total mole flow	50.0000	kmol/hr
Temperature	25.0000	°C
Pressure	1.5000	bar
Mole fraction of AmOH	0.0000	kmol/kmol
Mole fraction of Hac	1.0000	kmol/kmol
Mole fraction of AmAc	0.0000	kmol/kmol
Mole fraction of Water	0.0000	kmol/kmol



ตารางที่ ก.17 ค่ากระแสของ AmAc ของกระบวนการสังเคราะห์เอมิลอะซิเตทที่สภาวะพลวัตก่อนลด  
อัตราการใช้ของ AmOH ของ CS1

Description	Value	Units
Total mole flow	49.7594	kmol/hr
Temperature	93.7230	°C
Pressure	0.1799	bar
Mole fraction of AmOH	0.0178	kmol/kmol
Mole fraction of Hac	0.0000	kmol/kmol
Mole fraction of AmAc	0.9822	kmol/kmol
Mole fraction of Water	0.0000	kmol/kmol

ตารางที่ ก.18 ค่ากระแสของ Water ของกระบวนการสังเคราะห์เอมิลอะซิเตทที่สภาวะพลวัตก่อนลด  
อัตราการใช้ของ AmOH ของ CS1

Description	Value	Units
Total mole flow	50.2412	kmol/hr
Temperature	49.9960	°C
Pressure	0.9900	bar
Mole fraction of AmOH	0.0046	kmol/kmol
Mole fraction of Hac	0.0223	kmol/kmol
Mole fraction of AmAc	0.0002	kmol/kmol
Mole fraction of Water	0.9729	kmol/kmol

ตารางที่ ก.19 ค่ากระแสของ AmOH ของกระบวนการสังเคราะห์เอมิลอะซิเตทที่สภาวะพลวัตหลังลด  
อัตราการไหลของ AmOH 10% ของ CS1

Description	Value	Units
Total mole flow	45.0000	kmol/hr
Temperature	25.0000	°C
Pressure	1.5019	bar
Mole fraction of AmOH	1.0000	kmol/kmol
Mole fraction of Hac	0.0000	kmol/kmol
Mole fraction of AmAc	0.0000	kmol/kmol
Mole fraction of Water	0.0000	kmol/kmol

ตารางที่ ก.20 ค่ากระแสของ Hac ของกระบวนการสังเคราะห์เอมิลอะซิเตทที่สภาวะพลวัตหลังลด  
อัตราการไหลของ AmOH 10% ของ CS1

Description	Value	Units
Total mole flow	44.9168	kmol/hr
Temperature	25.0000	°C
Pressure	1.5019	bar
Mole fraction of AmOH	0.0000	kmol/kmol
Mole fraction of Hac	1.0000	kmol/kmol
Mole fraction of AmAc	0.0000	kmol/kmol
Mole fraction of Water	0.0000	kmol/kmol

ตารางที่ ก.21 ค่ากระแสของ AmAc ของกระบวนการสังเคราะห์เอมิลอะซิเตทที่สภาวะพลวัตหลังลด  
อัตรา การไหลของ AmOH 10% ของ CS1

Description	Value	Units
Total mole flow	44.7876	kmol/hr
Temperature	93.9190	°C
Pressure	0.1813	bar
Mole fraction of AmOH	0.0175	kmol/kmol
Mole fraction of Hac	0.0000	kmol/kmol
Mole fraction of AmAc	0.9825	kmol/kmol
Mole fraction of Water	0.0000	kmol/kmol

ตารางที่ ก.22 ค่ากระแสของ Water ของกระบวนการสังเคราะห์เอมิลอะซิเตทที่สภาวะพลวัตหลังลด  
อัตราการไหลของ AmOH 10% ของ CS1

Description	Value	Units
Total mole flow	45.1245	kmol/hr
Temperature	49.9999	°C
Pressure	0.9920	bar
Mole fraction of AmOH	0.0044	kmol/kmol
Mole fraction of Hac	0.0203	kmol/kmol
Mole fraction of AmAc	0.0002	kmol/kmol
Mole fraction of Water	0.9751	kmol/kmol

ตารางที่ ก.23 ค่ากระแสของ AmOH ของกระบวนการสังเคราะห์เอมิลอะซิเตทที่สภาวะพลวัตหลังลด  
อัตราการใช้ของ AmOH 20% ของ CS1

Description	Value	Units
Total mole flow	40.0000	kmol/hr
Temperature	25.0000	°C
Pressure	1.5100	bar
Mole fraction of AmOH	1.0000	kmol/kmol
Mole fraction of Hac	0.0000	kmol/kmol
Mole fraction of AmAc	0.0000	kmol/kmol
Mole fraction of Water	0.0000	kmol/kmol

ตารางที่ ก.24 ค่ากระแสของ Hac ของกระบวนการสังเคราะห์เอมิลอะซิเตทที่สภาวะพลวัตหลังลด  
อัตราการใช้ของ AmOH 20% ของ CS1

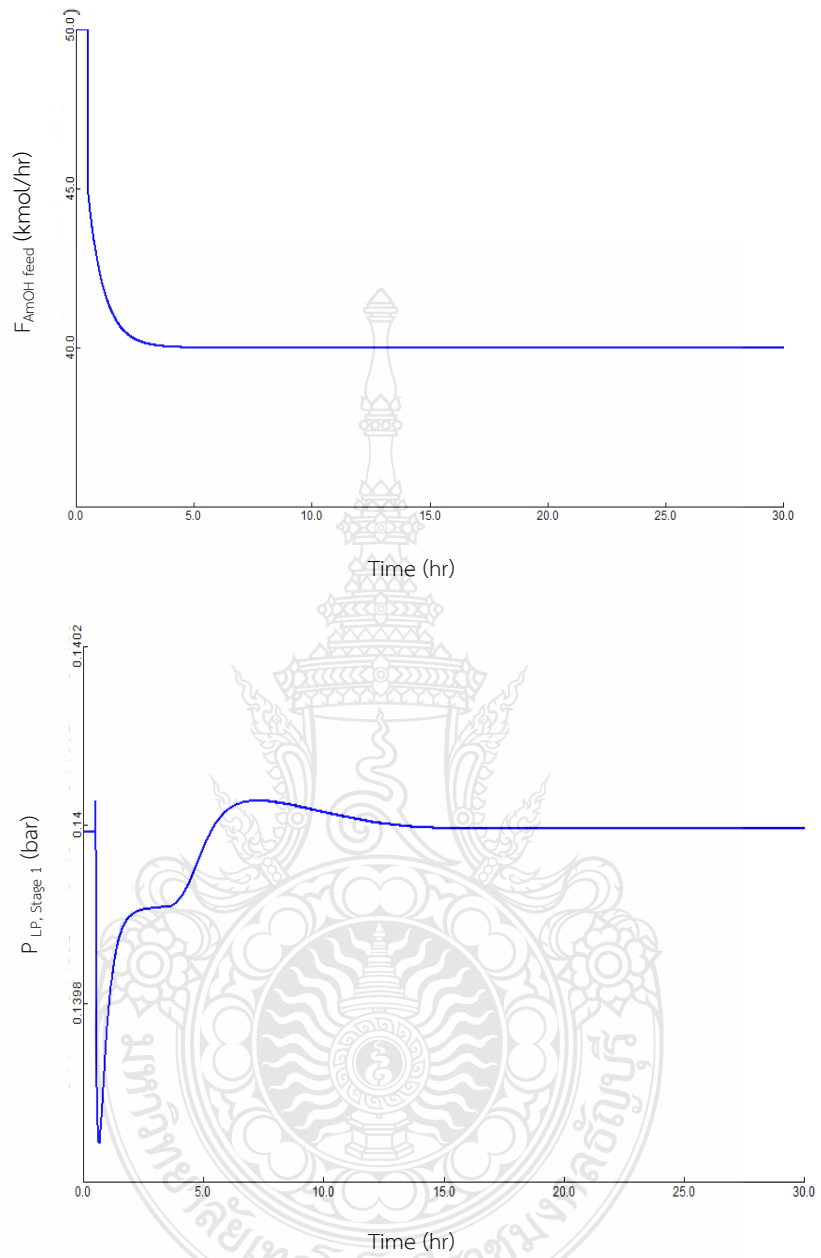
Description	Value	Units
Total mole flow	40.0000	kmol/hr
Temperature	25.0000	°C
Pressure	1.5100	bar
Mole fraction of AmOH	0.0000	kmol/kmol
Mole fraction of Hac	1.0000	kmol/kmol
Mole fraction of AmAc	0.0000	kmol/kmol
Mole fraction of Water	0.0000	kmol/kmol

ตารางที่ ก.25 ค่ากระแสของ AmAc ของกระบวนการสังเคราะห์เอมิลอะซิเตทที่สภาวะพลวัตหลังลด  
อัตราไหลของ AmOH 20% ของ CS1

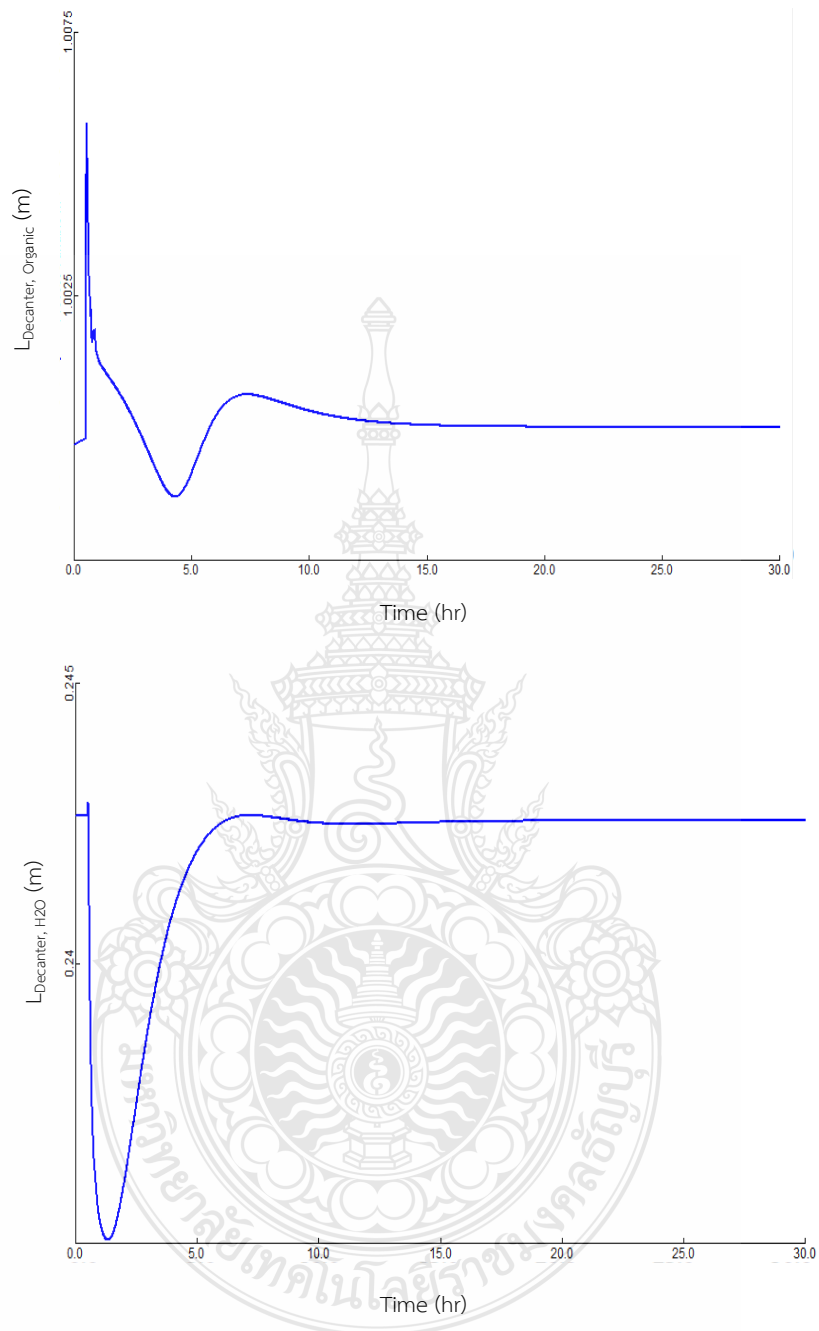
Description	Value	Units
Total mole flow	39.8086	kmol/hr
Temperature	93.9036	°C
Pressure	0.1812	bar
Mole fraction of AmOH	0.0172	kmol/kmol
Mole fraction of Hac	0.0000	kmol/kmol
Mole fraction of AmAc	0.9828	kmol/kmol
Mole fraction of Water	0.0000	kmol/kmol

ตารางที่ ก.26 ค่ากระแสของ Water ของกระบวนการสังเคราะห์เอมิลอะซิเตทที่สภาวะพลวัตหลังลด  
อัตราไหลของ AmOH 20% ของ CS1

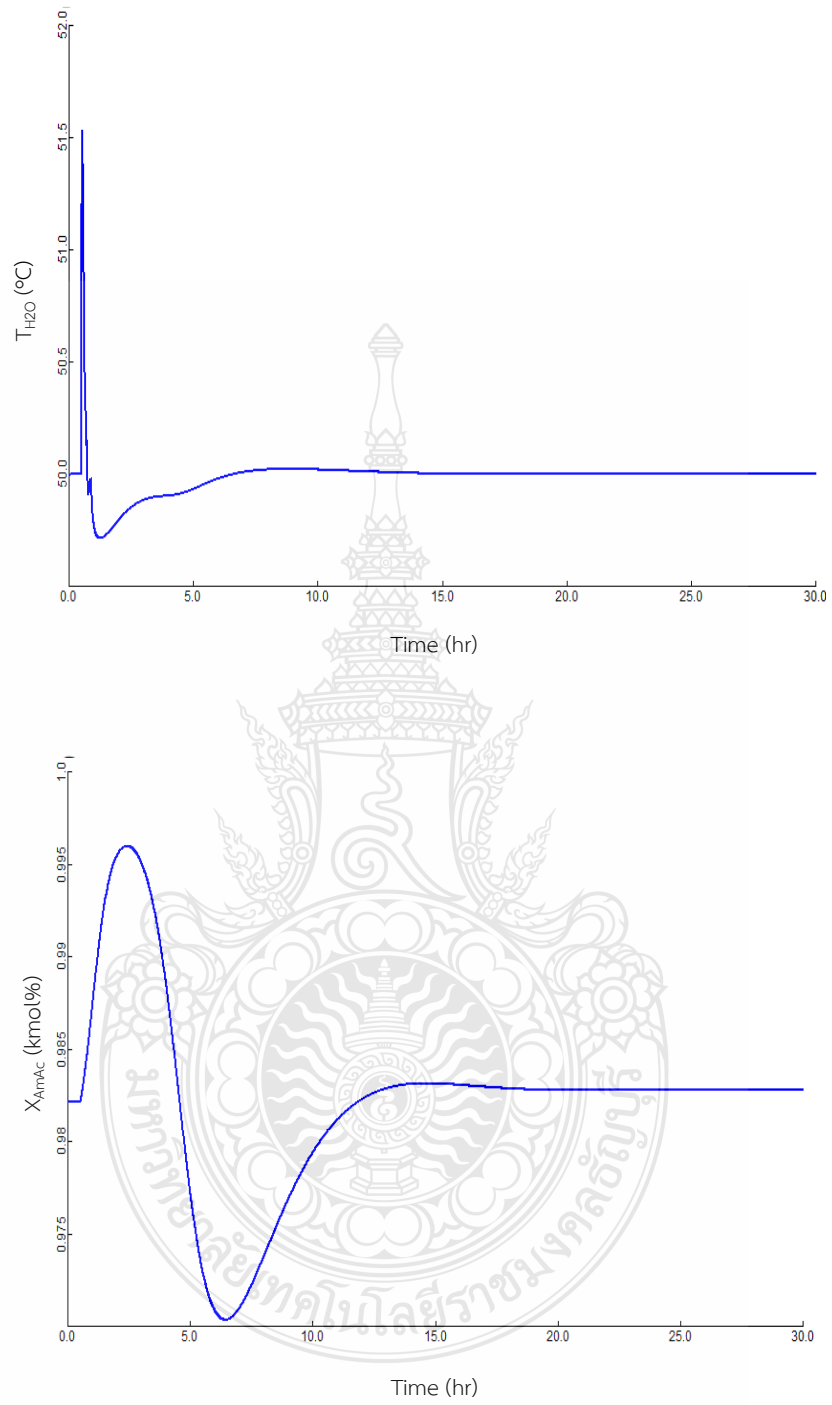
Description	Value	Units
Total mole flow	40.0942	kmol/hr
Temperature	50.0000	°C
Pressure	0.9937	bar
Mole fraction of AmOH	0.0435	kmol/kmol
Mole fraction of Hac	0.0200	kmol/kmol
Mole fraction of AmAc	0.0002	kmol/kmol
Mole fraction of Water	0.9755	kmol/kmol



รูปที่ ก.1 แสดงการจำลองกระบวนการของ CS1 ด้วยการลดอัตราการไหล 20 % ของ AmOH ที่ 0.5 ชม.



รูปที่ ก.1 แสดงการจำลองกระบวนการของ CS1 ด้วยการลดอัตราการไหล 20 % ของ AmOH ที่ 0.5 ซม. (ต่อ)



รูปที่ ก.1 แสดงการจำลองกระบวนการของ CS1 ด้วยการลดอัตราการไหล 20 % ของ AmOH ที่ 0.5 ชม. (ต่อ)



ภาคผนวก ข  
ผลงานการตีพิมพ์เผยแพร่





**TIChE**  
The Thai Institute of  
Chemical Engineering  
and Applied Chemistry

**TIChE**  
Sustainable Development for Better Lives  
**2021**  
Nakhon Ratchasima, Thailand



## The 30<sup>th</sup> TIChE Conference (TIChE2021)

“Sustainable Development for Better Lives”

The Botanica Khao Yai, Nakhon Ratchasima, Thailand, March 11-12, 2021

PS109

*Article*

# Control Structure Design of Amyl acetate Synthesis Process using Process Gain Analysis

Mitsuru Wingwonproh<sup>1,a</sup>, Chaiyapop Siraworakun<sup>1,b,\*</sup>

<sup>1</sup> Department of Chemical Engineering, Faculty of Engineering, Rajamangala University of Technology Thanyaburi

E-mail: <sup>a</sup>mitsuru\_w@mail.rmutt.ac.th, <sup>b</sup>chaiyapop.s@en.rmutt.ac.th (Corresponding author)

### Abstract.

This article aims to study the control structure design of Amyl Acetate synthesis process using process gain analysis. The Amyl Acetate synthesis process is a complicated process due to complex behaviors of the reactive distillation column and a material recycle stream in a such process, so the process might be difficult to control. Firstly, the Amyl Acetate synthesis process (Qingrui Zhang, 2017) was simulated in steady-state mode and dynamics mode using Aspen Plus and Aspen Dynamics, respectively. In the second step, the process was analyzed by applying the process gain analysis to determine the possibility to matching control variables (CVs) to manipulated variables (MVs) and then the designed control structure (CS1) was carried out by matching CVs to MVs in the process gain array. In the third step, the process gain analysis was applied to the control structure proposed by Qingrui Zhang and et. al. (CS0) and compared the different between CS0 and CS1. Finally, the control performance of CS1 was tested by applying feed flow disturbance and feed composition disturbance and compared with the control performance of CS0. The simulation results show that the control performance of CS1 was similar to that of CS0, therefore it was concluded that process gain analysis could be used to design the control structure of the such process effectively.

**Keywords:** Amyl Acetate, Reactive distillation, Simulation process, Process gain, Control structure.

## 1. Introduction

Reactive Distillation Column (RDC) is an unit operation that combining of a reactor and a distillation column. Reactions and separations could be operated simultaneously in the RDC [1,2] so that heat of reaction could be utilized as the separation energy in a such column. However, the operation of RDC was complicated than the conventional reactor and distillation column, the control of RDC was also difficult than the control of the conventional unit operation.

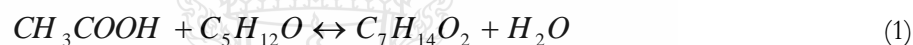
In this article, we studied the control structure design of RDC process using process gain analysis method. The amyl acetate synthesis process proposed by Qingrui et al. [3] was used as a testbed process due to the process has complex behaviors of the reactive distillation column and a material recycle stream. The process was simulated in steady state and dynamics conditions by Aspen Plus and Aspen Dynamic [4,5], respectively.

The process gain analysis method was also used for evaluating the control structure proposed by Qingrui et al. [3] and used for re-design the new control structure. Then, the control performance of two control structures was compared and discussed.

## 2. Process Descriptions and Research Methodology

### 2.1 The amyl acetate synthesis process

In this paper, the amyl acetate synthesis process proposed by Qingrui et al. [3] was used as a testbed process. As shown in Fig 1, the process is composed of two different pressure column. The high pressure column is a RDC and the low pressure (LP) column is a stripper. The heat integration take place via a heat exchanger. The reaction in the RDC is shown in eq.(1)



Amyl acetate and water were produced in the RDC and separated at bottom and top of the RDC respectively. The amyl acetate was further separated in the LP stripper as the product while water was fed to the heat exchanger as the reboiler of the LP stripper and return to RDC as the reflux. The top product of LP stripper was also recycled to RDC.

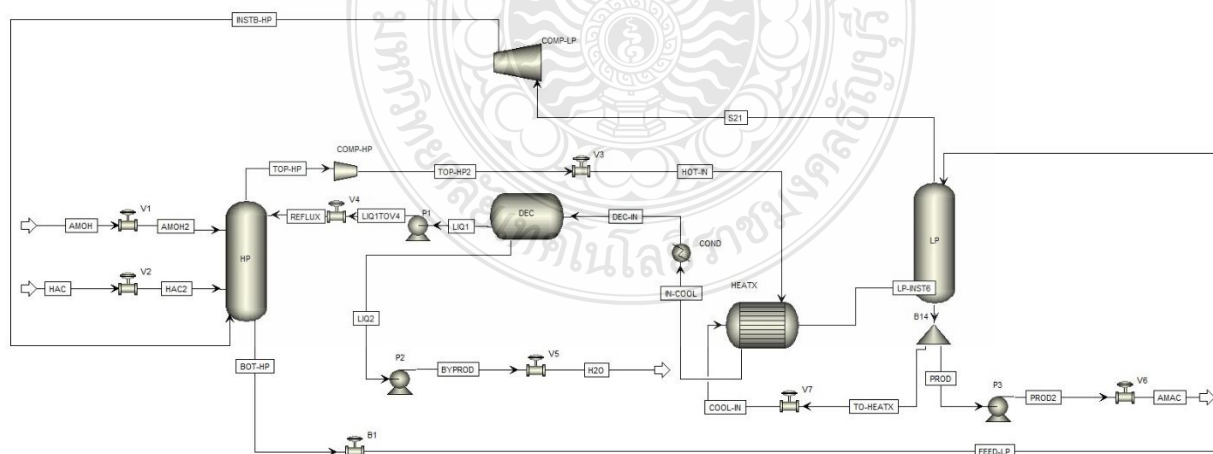


Fig 1. The amyl acetate synthesis process [3]

## 2.2 Research Methodology

The amyl acetate synthesis process (Fig.1) was simulated in steady state and dynamics conditions via Aspen Plus and Aspen Dynamics, respectively. The process gain analysis method was applied for the process in the dynamic condition. To determine the process gain in the dynamic condition, could be clarify that the unstable conditions might be founded. The process gain could be calculated by eq.(2)

$$G\% = \left| \frac{\Delta PV}{RM} \times 100 \right|_{MV} \quad (2)$$

$G\%$  is the Gain percentage of the selected PV due to change of the selected MV,  $\Delta PV$  is the different of the selected process variable due to change of the selected MV, and  $RM$  is the PV span. The process gain analysis method is that the proper pairing of CV to MV should have the possible maximum value of the process gain. The process gain analysis method was applied to evaluate the control structure (Fig.2) proposed Qingrui et.al. [3], named as CS0. Then, the new control structure named as CS1 was re-design via the process gain analysis method. The control performance of the two control structures was compared and discussed.

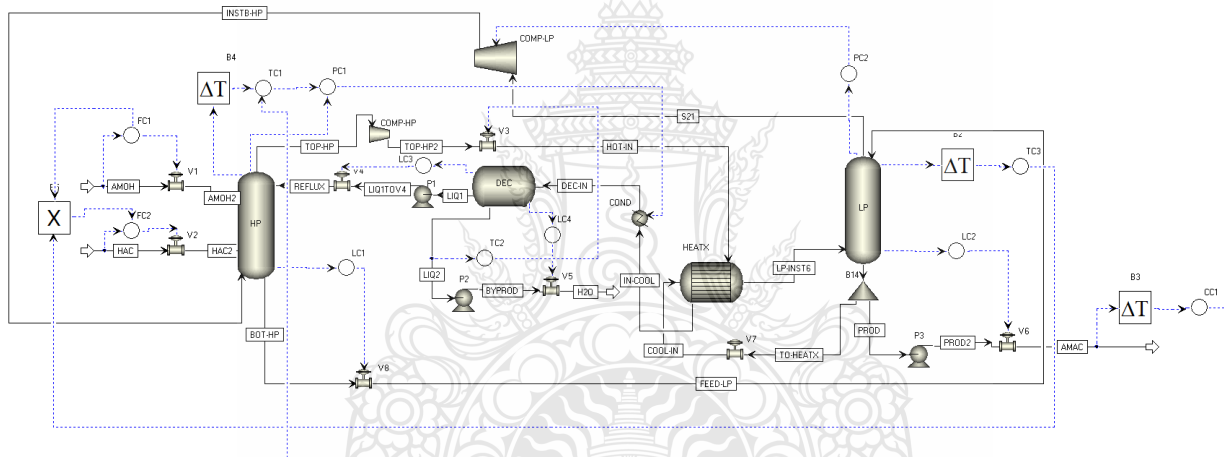


Fig. 2. Control structure of the amyl acetate synthesis process proposed Qingrui et.al. (CS0)

## 3. Results and Discussions

### 3.1 Process Gain Analysis of the Amyl Acetate Synthesis Process

The process gain analysis array was shown in Table 1. The array is composed of the selected PV and MV in the column and row respectively, and the process gains of the selected PV due to the change of the selected MV were calculated as the elements in the array by eq (2). From the table, it could be noticed that the change in LP compressor duty and RDC bottom valve make the unstable situations due to the new steady state could not be reached when stepping the such MV. The process gain array could be used to matching proper pairing of PV to MV by selecting the highest process gain of the considered pairing.

Table 1. Process Gain Analysis Array of the Amyl Acetate Synthesis Process

	FC1	FC2	PC1	PC2	LC1	LC2	LC3	LC4	CC1	TC1	TC2	TC3
v1	5.000	0.000	4.355	2.607	47.305	47.425	47.525	85.370	1.780	0.932	12.718	1.102
v2	0.000	5.000	4.855	16.857	47.340	47.395	47.525	11.810	4.740	0.125	0.669	5.884
v3	0.000	0.000	18.590	20.464	47.525	47.290	49.540	11.795	0.770	2.467	26.173	5.128
v4	0.000	0.000	0.125	1.679	47.295	47.385	47.525	18.830	1.780	0.212	1.214	0.120
v5	0.000	0.000	0.000	0.000	0.390	0.750	47.525	85.370	0.000	0.000	0.001	0.001
v6	0.000	0.000	0.475	4.107	47.525	47.525	49.520	11.790	0.110	0.019	5.120	1.180
COND							UNSTABLE					
COMP-LP	0.000	0.000	5.025	6.000	47.360	47.280	47.525	85.370	0.300	1.544	7.899	1.806
V8							UNSTABLE					

### 3.2 Application of Process Gain Analysis Method

The process gain analysis method was applied in this research. Firstly, the such method was used to evaluate the PV-MV matching of the CS0 as shown in Table 2. It could be noticed that almost of the CS0 matchings are the highest process gain value e.g. two feed flow rates, LP pressure, HP and LP level. Considering the matching of CS0 in depth using process gain analysis, we found that some matchings are not reasonable such as RDC(HP) Pressure should be paired with proper MV to avoid unstable situation.

In this research, we have designed the new control structure CS1 as shown in Table 3 and Fig. 3. In CS1, the RDC (HP) Pressure and RDC distillate (Water) Temperature were re-matching using the process gain analysis method, given that the RDC (HP) pressure was paired with V3 which the process gain is 18.593% while the CS0 pairing with condenser duty (COND) which give the unstable situation. The RDC distillate (Water) Temperature was paired with COND which give the unstable situation while the CS0 pairing with V3 which the process gain is 26.173% due to the RDC distillate (Water) temperature was not affect the entire process. It could be noticed that the proposed process gain analysis method could be considered to be the appropriate method for the control structure design.

Table 2. Matching of Control Variables to Manipulated Variables in CS0

CVs	MVs CS0	Process gain (%)
Feed flow rate of AMOH	V1	5.000
Feed flow rate of HAC	V2	5.000
Pressure of HP Stage 1	COND	UNSTABLE
Pressure of LP Stage 1	COMP-LP	6.000
Level of HP	V8	UNSTABLE
Level of LP	V6	47.525
Level of First phase in dec.	V4	47.525
Level of Second phase in dec.	V5	85.370
Temp. of HP stage 1	Cascade with Pressure of HP Stage 1	2.467
Temp. of water	V3	26.173
Temp. of LP stage 1	Ratio with feed flow rate of AMOH	1.102
Conc. of AMAC	Cascade with Temp of HP Stage 1	0.770

Table 3. Matching of Control Variables to Manipulated Variables in CS1

CVs	MVs CS1	Process gain (%)
Feed flow rate of AMOH	V1	5.000
Feed flow rate of HAC	V2	5.000
Pressure of HP Stage 1	V3	18.590
Pressure of LP Stage 1	COMP-LP	6.000
Level of HP	V8	UNSTABLE
Level of LP	V6	47.525
Level of First phase in dec.	V4	47.525
Level of Second phase in dec.	V5	85.370
Temp. of HP stage 1	Cascade with Pressure of HP Stage 1	2.467
Temp. of water	COND	UNSTABLE
Temp. of LP stage 1	Cascade with Temp of HP Stage 1	1.806
Conc. of AMAC	Ratio with feed flow rate of AMOH	4.740

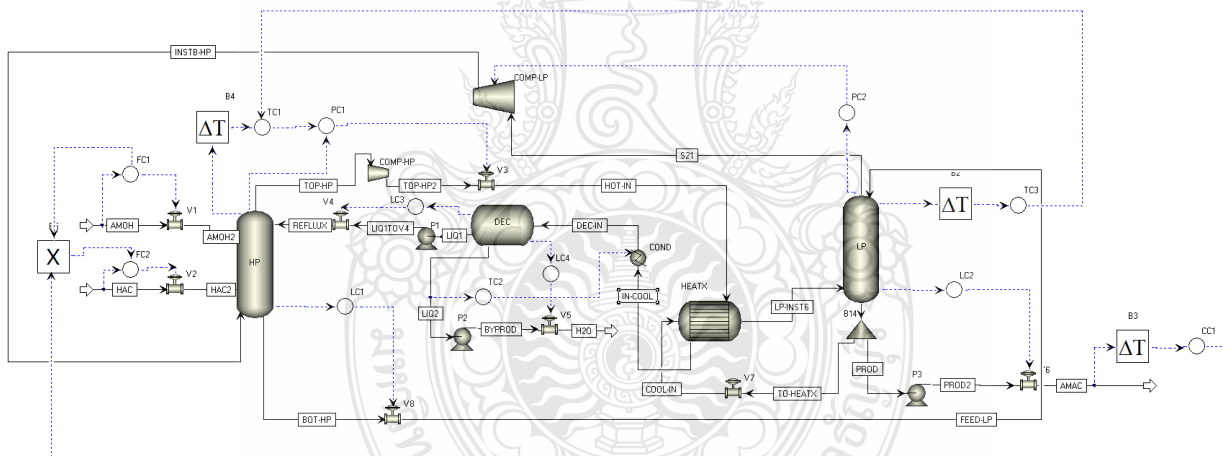


Fig. 3. Control structure of the amyl acetate synthesis process designed by process gain analysis method (CS1)

### 3.3 Control Performances

The control performances of CS0 and CS1 were tested and compared with the change of 10% feed flowrate of AmOH. The simulation results of CS0 were shown in Fig 4. and results of CS1 were shown in Fig 5. The Fig.4 showed that while the disturbance was applied to the process with CS0 at 0.5 hr, the process could eliminate the disturbance and the CVs move to the steady state condition within 20 hrs. The Fig.5 showed that while the disturbance was applied to the process with CS1 at 0.5 hr, the process could eliminate the disturbance and the CVs move to the steady state condition within 15 hrs. It could be noticed that the dynamic response of CS1 was faster and smoother than CS0.

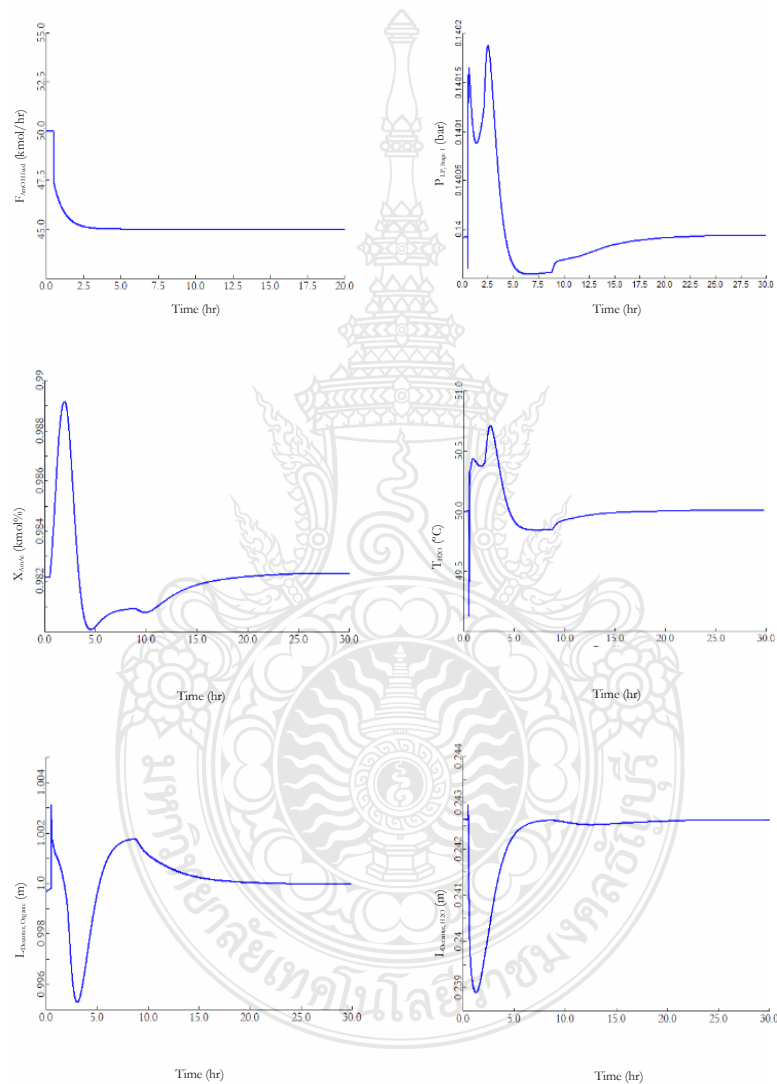


Fig. 4. Dynamic responses of CS0 with the change of 10% feed flowrate of AmOH

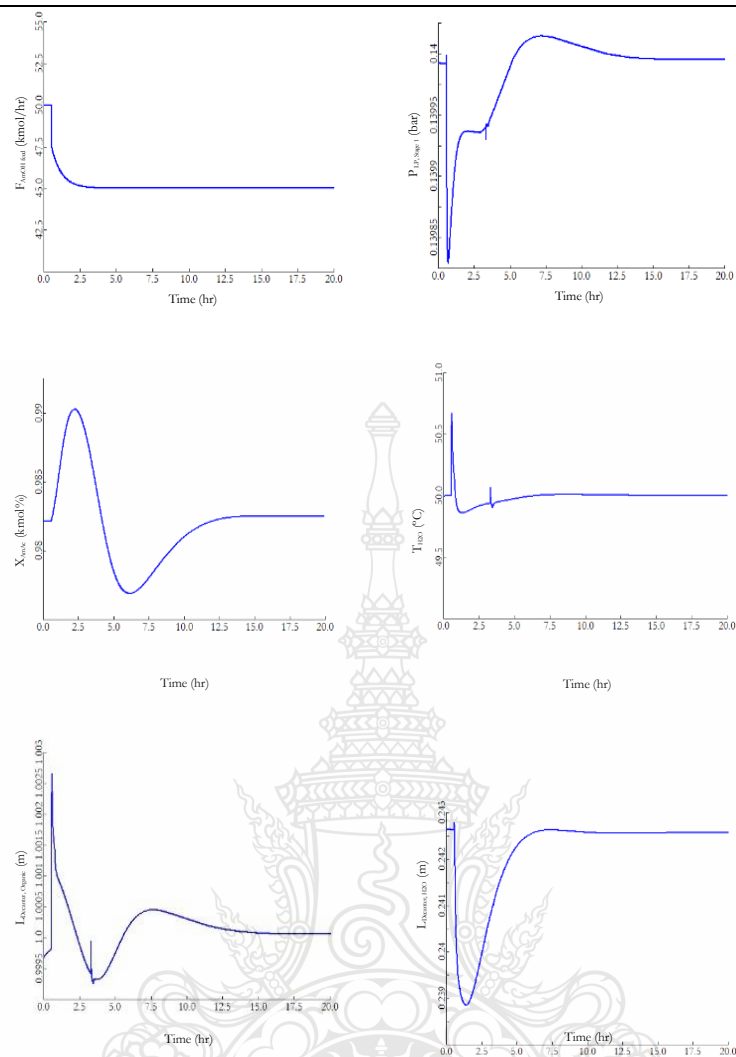


Fig. 5. Dynamic responses of CS1 with the change of 10% feed flowrate of AmOH

#### 4. Conclusions

The process gain analysis method was used to design the control structure of the amyl acetate synthesis process. The proposed method could determine the unstable conditions of the process dynamic response and the proposed method was also used to evaluate the control structure proposed by Qingrui et al. CS0. The new control structure CS1 was designed and compared with CS0. The simulation results showed that both control structures could give stable responses while CS1 gave faster and smoother responses than CS0.

#### References

- [1] S. Hernández, R. Sandoval-Vergara, F.O. Barroso-Muñoz, R. Murrieta-Dueñas, H. Hernández-Escoto, J.G. Segovia-Hernández, V. Rico-Ramírez, "Reactive dividing wall distillation columns: simulation and implementation in a pilot plant," *Chem. Eng. Process.* vol 48, pp. 250–258, 2009.
- [2] S.V. Mali, A.K. Jana, "A partially heat integrated reactive distillation: feasibility and analysis," *Sep. Purif. Technol.* vol 70, no.1, pp. 136–139, 2009.
- [3] Qingrui Zhang, Tong Guo, Chao Yu, Yonglei Li "Design and control of different pressure thermally coupled reactive distillation for amyl acetate synthesis," *Chem. Eng. & Process Intensification*, vol 121, pp. 170-179, 2017.
- [4] W.L. Luyben, *Principles and Case Studies of Simultaneous Design*, John Wiley & Sons, 2012.
- [5] W.L. Luyben, *Distillation Design and Control Using Aspen Simulation*, John Wiley & Sons, 2013.





**TIChE**  
Sustainable Development for Better Lives  
**2021**  
Nakhon Ratchasima, Thailand

# CERTIFICATE OF ATTENDANCE

Hereby Awards this Certificate to

**MITSURU WINGWONPROH**

For Participation in

the 30<sup>th</sup> Thai Institute of Chemical Engineering and Applied Chemistry Conference  
that was held online via ZOOM on May 6-7, 2021.  
Nakhon Ratchasima, Thailand

**Dr. Terasut Sookkumnerd**  
TIChE 2021 Conference Chair

**Mr. Surachate Chalothorn**  
President of TIChE

PSI09

## ประวัติผู้เขียน

ชื่อ - นามสกุล	นายमितซูร์ วิงวอนเพราะ
วัน เดือน ปีเกิด	22 มิถุนายน 2538
ที่อยู่	9/126 หมู่ 4 ซ.จันทร์ทองเอี่ยม ถนนกาญจนาภิเษก ตำบลบางรักพัฒนา อำเภอบางบัวทอง จังหวัดนนทบุรี 11110
การศึกษา	สำเร็จการศึกษาระดับวิศวกรรมศาสตรบัณฑิต สาขาวิศวกรรมเคมี จากมหาวิทยาลัยเทคโนโลยีราชมงคลธัญบุรี
เบอร์โทรศัพท์	080-219-6717
อีเมลล์	mitsuru_w@mail.rmutt.ac.th

