การออกแบบโครงสร้างการควบคุมของกระบวนการสังเคราะห์โพรพิลโพรพิโอเนต
ด้วยการวิเคราะห์ค่าเกนของกระบวนการ

CONTROL STRUCTURE DESIGN OF N-PROPYL PROPIONATE SYNTHESIS PROCESS VIA PROCESS GAIN ANALYSIS

ภัทราพร เมืองคำ

วิทยานิพนธ์นี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตร
ปริญญาวิศวกรรมมหาบัณฑิต สาขาวิศวกรรมเคมี
คณะวิศวกรรมศาสตร์
มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีราชมงคลธัญบุรี
ปีการศึกษา 2563
ลิขสิทธิ์ของมหาวิทยาลัยเทคโนโลยีราชมงคลธัญบุรี

การออกแบบโครงสร้างการควบคุมของกระบวนการสังเคราะห์โพรพิลโพรพิโอเนตด้วยการวิเคราะห์ค่าเกนของกระบวนการ

ภัทราพร เมืองคำ

วิทยานิพนธ์นี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตร
ปริญญาวิศวกรรมมหาบัณฑิต สาขาวิศวกรรมเคมี
คณะวิศวกรรมศาสตร์
มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีราชมงคลธัญบุรี
ปีการศึกษา 2563

ลิขสิทธิ์ของมหาวิทยาลัยเทคโนโลยีราชมงคลธัญบุรี

วิทยานิพนธ์ฉบับนี้เป็นงานวิจัยที่เกิดจากการค้นคว้าและวิจัย ขณะที่ข้าพเจ้าศึกษาอยู่ในคณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีราชมงคลธัญบุรี ดังนั้นงานวิจัยในวิทยานิพนธ์ฉบับนี้ถือเป็นลิขสิทธิ์ของมหาวิทยาลัยเทคโนโลยีราชมงคลธัญบุรี และข้อความต่างๆในวิทยานิพนธ์ฉบับนี้ข้าพเจ้าขอรับรองว่าไม่มีการคัดลอกหรือนำงานวิจัยของผู้อื่นมานำเสนอในชื่อของข้าพเจ้า

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.

ภัทราพร เมืองคำ

....

(นางสาวภัทราพร เมืองคำ)

COPYRIGHT © 2020 | ลิขสิทธิ์ พ.ศ. 2563

FACULTY OF ENGINEERING | คณะวิศวกรรมศาสตร์

RAJAMANGALA UNIVERSITY OF TECHNOLOGY THANYABURI | มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีราชมงคลธัญบุรี

หัวข้อวิทยานิพนธ์	การออกแบบโครงสร้างการควบคุมของกระบวนการสังเคราะห์โพรพิลโพรพิโอเนตด้วยการวิเคราะห์ค่าเกนของกระบวนการ
	Control Structure Design of N-Propyl Propionate Synthesis Process Via Process Gain Analysis
ชื่อ – นามสกุล	นางสาวภัทราพร เมืองคำ
สาขาวิชา	วิศวกรรมเคมี
อาจารย์ที่ปรึกษา	ผู้ช่วยศาสตราจารย์ชัยภพ ศิระวรกุล, วศ.ด.
ปีการศึกษา	2563

คณะกรรมการสอบวิทยานิพนธ์

.... ประธานกรรมการ
(ผู้ช่วยศาสตราจารย์วีราภรณ์ ผิวสอาด, D.Eng.)

.... กรรมการ
(รองศาสตราจารย์วรณี มังคละศิริ, วศ.ด.)

.... กรรมการ
(ผู้ช่วยศาสตราจารย์ศศิรดี จันทสี, วศ.ด.)

.... กรรมการ
(ผู้ช่วยศาสตราจารย์ชัยภพ ศิระวรกุล, วศ.ด.)

คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีราชมงคลธัญบุรี อนุมัติวิทยานิพนธ์ฉบับนี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญามหาบัณฑิต

.... คณบดีคณะวิศวกรรมศาสตร์
(ผู้ช่วยศาสตราจารย์ศิวกร อ่างทอง, Ph.D.)
วันที่ 21 เดือน พฤษภาคม พ.ศ. 2564

หัวข้อวิทยานิพนธ์	การออกแบบโครงสร้างการควบคุมของกระบวนการสังเคราะห์โพรพิลโพรพิโอเนตด้วยการวิเคราะห์ค่าเกนของกระบวนการ
ชื่อ – นามสุกล	นางสาวภัทราพร เมืองคำ
สาขาวิชา	วิศวกรรมเคมี
อาจารย์ที่ปรึกษา	ผู้ช่วยศาสตราจารย์ชัยภพ ศิระวรกุล, วศ.ด.
ปีการศึกษา	2563

บทคัดย่อ

บทความนี้มีวัตถุประสงค์เพื่อศึกษาการออกแบบโครงสร้างควบคุมของกระบวนการสังเคราะห์ N-Propyl Propionate โดยใช้การวิเคราะห์เกน ซึ่งกระบวนการสังเคราะห์โพรพิลโพรพิโอเนตเป็นกระบวนการที่ซับซ้อนเนื่องจากพฤติกรรมที่ซับซ้อนของหอกลั่นแบบมีปฏิกิริยาและกระแสรีไซเคิลในกระบวนการดังกล่าว ดังนั้นกระบวนการอาจควบคุมได้ยาก

ขั้นตอนเริ่มต้นจากจำลองกระบวนการสังเคราะห์โพรพิลโพรพิโอเนตที่นำเสนอโดย Hong Xu และคณะ ในปี 2014 ในสภาวะคงตัวและสภาวะพลวัต โดยใช้โปรแกรม Aspen Plus และ Aspen Dynamics ตามลำดับ และในขั้นตอนที่สองวิเคราะห์เกนของกระบวนการเพื่อพิจารณาความเป็นไปได้ในการจับคู่ตัวแปรควบคุม (CV) กับตัวแปรที่ปรับ (MVs) จากนั้นออกแบบโครงสร้างการควบคุมใหม่ (CS1) จะดำเนินการโดยการจับคู่ CVs กับ MV ด้วยการวิเคราะห์เกนอาร์เรย์ของกระบวนการ และขั้นตอนที่สามจากการวิเคราะห์เกนของกระบวนการถูกนำไปใช้การโครงสร้างการควบคุมที่นำเสนอโดย Hong Xu และคณะ (CS0) และทำการเปรียบเทียบความแตกต่างระหว่าง CS0 และ CS1 ซึ่งประสิทธิภาพการควบคุมของ CS1 ทดสอบโดยใช้การรบกวนอัตราการไหลของฟีดและการรบกวนของอุณหภูมิของฟีดและเปรียบเทียบกับประสิทธิภาพการควบคุมของ CS0

ผลการจำลองแสดงให้เห็นว่าประสิทธิภาพการควบคุมของ CS1 ให้การตอบสนองที่เร็วกว่า CS0 ดังนั้นจึงสรุปได้ว่าสามารถใช้การวิเคราะห์กำไรของกระบวนการเพื่อออกแบบโครงสร้างการควบคุมของกระบวนการดังกล่าวได้อย่างมีประสิทธิภาพ

คำสำคัญ: โพรพิลโพรพิโอเนต หอกลั่นแบบมีปฏิกิริยา โครงสร้างการควบคุม การวิเคราะห์เกน

Thesis Title	Control Structure Design of N-Propyl Propionate Synthesis Process Via Process Gain Analysis
Name–Surname	Miss Pattaraporn Muangkam
Program	Chemical Engineering
Thesis Adviser	Assistant Professor Chaiyapop Siraworakun, D.Eng.
Academic Year	2020

ABSTRACT

This article aims to study the control structure design of N-Propyl Propionate synthesis process with the application of process gain analysis. The N-Propyl Propionate synthesis process is a complicated chemical plant due to complex interaction between reactive distillation column and material recycle stream, so the process might be difficult to control.

The study started with the simulation of N-Propyl Propionate synthesis proposed by Hong Xu et al. (2014) 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), then, was 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 Hong Xu et al. (2014) (CS0) before finding the difference between CS0 and CS1. Finally, the control performance of CS1 was tested by feed-flow disturbance and temperature 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: N-Propyl Propionate, reactive distillation, control structure, process gain

กิตติกรรมประกาศ

วิทยานิพนธ์เล่มนี้สำเร็จลุล่วงได้ด้วยความกรุณา ช่วยเหลือ แนะนำ ให้คำปรึกษา ข้อเสนอแนะ และแนวทางในการแก้ไขปัญหาต่างๆ ด้วยความช่วยเหลืออย่างดียิ่งจาก ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.ชัยภพ ศิระวรกุล อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ สำหรับงานวิจัยนี้ด้วยดีมาตลอดจนงานวิจัยนี้สำเร็จสมบูรณ์ ผู้วิจัยขอขอบพระคุณเป็นอย่างยิ่ง

ขอขอบพระคุณดร.วีราภรณ์ ผิวสอาด ประธานกรรมการสอบวิทยานิพนธ์ ดร.ศศิรดี จันทสี กรรมการสอบวิทายนิพนธ์ รองศาสตราจารย์ ดร.วรณี มังคละศิริ คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยธรรมศาสตร์ อาจารย์ผู้ทรงคุณวุฒิจากภายนอก ที่กรุณาให้คำแนะนำและให้คำปรึกษา ตลอดจนให้ความช่วยเหลือแก้ไขข้อผิดพลาดต่างๆ เพื่อให้วิทยานิพนธ์ฉบับนี้สำเร็จสมบูรณ์ ผู้วิจัยขอขอบพระคุณเป็นอย่างสูงไว้ ณ โอกาสนี้ด้วย

ขอขอบพระคุณคณาจารย์ทุกท่านที่ได้อบรมสั่งสอนและประสิทธิ์ประสาทความรู้วิชาการต่างๆ และสุดท้ายนี้ ผู้วิจัยขอขอบพระคุณบิดามารดาที่ช่วยเหลือสนับสนุนทั้งด้านกำลังใจและกำลังทรัพย์ด้วยดีตลอดมาคน นอกจากนี้ยังมีผู้ที่ให้ความร่วมมือช่วยเหลืออีกหลายท่าน ซึ่งผู้เขียนไม่สามารถกล่าวนามในที่นี้ได้หมด จึงขอขอบคุณทุกท่านเหล่านั้นไว้ ณ โอกาสนี้ด้วย

ภัทราพร เมืองคำ

สารบัญ

	หน้า
บทคัดย่อภาษาไทย	(3)
บทคัดย่ออังกฤษ	(4)
กิตติกรรมประกาศ	(5)
สารบัญ	(6)
สารบัญตาราง	(8)
สารบัญรูป	(9)
บทที่ 1 บทนำ	10
1.1. ที่มาและความสำคัญ	11
1.2. วัตถุประสงค์ของงานวิจัย	12
1.3. ขอบเขตการวิจัย	12
1.4. ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ	12
บทที่ 2 ทฤษฎีและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง	13
2.1. งานวิจัยที่เกี่ยวข้อง	13
2.2. หอกลั่นแบบมีปฏิกิริยา (Reactive Distillation)	22
2.3. โพรพิลโพรพิโอเนต (Propyl Propionate)	23
2.4. ปฏิกิริยาเอสเทอริฟิเคชัน (Esterification)	23
2.5. การจำลองกระบวนการ (simulation)	24
2.6. การออกแบบโครงสร้างระบบควบคุมของกระบวนทางเคมี	25
2.7. ชนิดของการควบคุมกระบวนการ	26
2.8. ตัวควบคุมแบบพีไอดี	28
2.9. Closed loop tuning	31

สารบัญ (ต่อ)

หน้า

บทที่ 3 วิธีการดำเนินการวิจัย.. 35

3.1. แผนการดำเนินงาน.. 35

3.2. วิธีการดำเนินงาน.. 36

บทที่ 4 ผลการดำเนินงานและการวิเคราะห์.. 40

4.1. การประยุกต์ใช้ Process gain analysis.. 40

4.2. ออกแบบโครงสร้างการควบคุมใหม่.. 43

4.3. Tune Parameters.. 45

4.4. การเปรียบเทียบสมรรถนะของกระบวนการ.. 48

บทที่ 5 สรุปผลดำเนินงานและข้อเสนอแนะ.. 58

5.1. สรุปผลการดำเนินงาน.. 58

บรรณานุกรม.. 59

ภาคผนวก.. 63

ภาคผนวก ก ข้อมูลการสังเคราะห์โพรพิลโพรพิโอเนต.. 64

ภาคผนวก ข ผลงานการตีพิมพ์เผยแพร่’.. 76

ประวัติผู้เขียน.. 88

สารบัญตาราง

หน้า

ตารางที่ 2.1. Controller setting based on the Continuous Cycling Method........................ 32
ตารางที่ 3.1. ผลการดำเนินงานของการทำวิทยานิพนธ์... 35
ตารางที่ 4.1. แสดงผลวิเคราะห์ Process Gain Array ของกระบวนการสังเคราะห์โพรพิลโพรพิโอเนต.. 41
ตารางที่ 4.2. แสดงการจับคู่ระหว่างตัวแปรปรับและตัวแปรควบคุมของ CS0................................... 42
ตารางที่ 4.3. แสดงการจับคู่ระหว่างตัวแปรปรับและตัวแปรควบคุมของ CS1................................... 44
ตารางที่ 4.4. ค่าพารามิเตอร์ตามบทความอ้างอิงของ Hong Xu.. 45
ตารางที่ 4.5. แสดงถึงผลการ trial and error ค่าพารามิเตอร์ของ CS0... 47
ตารางที่ 4.6. แสดงถึงผลการ trial and error ค่าพารามิเตอร์ของ CS1... 48

สารบัญรูป

หน้า

รูปที่ 2.1. การกลั่นแบบมีปฏิกิริยา (Reactive distillation) 22

รูปที่ 2.2. การเกิดปฏิกิริยาเอสเทอริฟิเคชันระหว่างหมู่คาร์บอกซิล (-COOH) กับหมู่ไฮดรอกซิล (-OH)........ 23

รูปที่ 2.3. การควบคุมแบบป้อนไปข้างหน้าร่วมกับแบบป้อนกลับของกระบวนการเครื่องแลกเปลี่ยน-ความร้อน........ 27

รูปที่ 2.4. การควบคุมแบบป้อนกลับของกระบวนการเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน........ 28

รูปที่ 2.5. การเกิด Steady-State Error หรือ Offset........ 29

รูปที่ 2.6. คุณสมบัติการควบคุมแบบพีไอ........ 29

รูปที่ 2.7. คุณสมบัติการควบคุมแบบพีดี........ 30

รูปที่ 2.8. การเปรียบเทียบผลตอบสนองของตัวควบคุมแบบต่างๆ........ 31

รูปที่ 2.9. ผลการตอบสนองของการควบคุมแบบวงปิดที่มีค่า Kc แตกต่างกัน........ 31

รูปที่ 2.10. บล็อกไดอะแกรมของการควบคุมกระบวนการ........ 33

รูปที่ 2.11. แสดงการออกแบบลูปควบคุมกระบวนการ........ 34

รูปที่ 3.1. แผนผังของกระบวนการสังเคราะห์โพรพิลโพรพิโอเนตด้วยหอกลั่นแบบมีปฏิกิริยา (RD) ที่สภาวะคงตัวตามบทบาทอ้างอิงของ Hong Xu (CS0)........ 37

รูปที่ 3.2. แผนผังของกระบวนการสังเคราะห์โพรพิลโพรพิโอเนตด้วยหอกลั่นแบบมีปฏิกิริยา (RD) ที่สภาวะพลวัตตามบทบาทอ้างอิงของ Hong Xu (CS0)........ 38

รูปที่ 4.1. ผลการการเปลี่ยนแปลงของความดันของหอกลั่นแบบมีปฏิกิริยาที่ V3 โดยการเพิ่มอัตราการไหล 10% ที่เวลา 5 ชม........ 42

รูปที่ 4.2 แผนผังของกระบวนการสังเคราะห์โพรพิลโพรพิโอเนตด้วยหอกลั่นแบบมีปฏิกิริยา (RD) ที่สภาวะพลวัตของ CS1........ 44

รูปที่ 4.3. แสดงหน้าต่างของตัวควบคุมเลเวลของหอกลั่นแบบมีปฏิกิริยา........ 45

สารบัญรูป (ต่อ)

หน้า

รูปที่ 4.4. แสดงหน้าต่างการทดสอบของตัวควบคุมเลเวลของหอกลั่นแบบมีปฏิกิริยา........................ 46

รูปที่ 4.5. แสดงหน้าต่าง Tuning Parameters ของตัวควบคุมเลเวลของหอกลั่นแบบมีปฏิกิริยา....... 46

รูปที่ 4.6. แสดงการจำลองกระบวนการของ CS0 ด้วยการเปลี่ยนแปลงอัตราการไหล 10 % ของ ProAC ที่ 5 ชม.. 49

รูปที่ 4.7. แสดงการจำลองกระบวนการของ CS1 ด้วยการเปลี่ยนแปลงอัตราการไหล 10 % ของ ProAC ที่ 5 ชม.. 51

รูปที่ 4.8. แสดงการจำลองกระบวนการของ CS0 ด้วยการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิ 10 % ของ ProAC ที่ 5 ชม.. 53

รูปที่ 4.9. แสดงการจำลองกระบวนการของ CS1 ด้วยการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิ 10 % ของ ProAC ที่ 5 ชม.. 55

บทที่ 1
บทนำ

การออกแบบโครงสร้างระบบควบคุมของกระบวนการทางเคมีเพื่อเพิ่มประสิทธิภาพ ทำให้ผลิตภัณฑ์มีประสิทธิภาพที่ดีจากเดิม ซึ่งระบบควบคุมที่ถูกออกแบบขึ้นมาจะถูกนำมาเปรียบเทียบสมรรถนะเพื่อให้ประสิทธิภาพในการควบคุมที่ดีที่สุด และผลิตภัณฑ์ได้ผลตามที่คาดหมายไว้ หรือดีกว่าผลที่คาดหมายไว้ โดยงายวิจัยนี้จะมุ่งเน้นการศึกษาเกี่ยวกับการสังเคราะห์โพรพิลโพรพิโอเนต ด้วยการจำลองกระบวนการในสภาวะคงตัว (Steady State) และในสภาวะพลวัต (Dynamics) และการออกแบบโครงสร้างระบบควบคุมของกระบวนการ

1.1 ที่มาและความสำคัญ

โรงงานอุตสาหกรรมในปัจจุบันมีการแข่งขันทางด้านเศรษฐศาสตร์กันสูงมากขึ้น จึงทำให้มีการพัฒนากระบวนการผลิตเพื่อให้ได้ผลิตภัณฑ์ที่มากขึ้นโดยที่การใช้ต้นทุนลดน้อยลงหรือลดค่าใช้จ่ายที่ไม่จำเป็นออกไปเพื่อให้ได้ผลิตภัณฑ์มีประสิทธิภาพคงเดิมแต่ค่าใช้จ่ายลดลงหรือผลิตภัณฑ์มีประสิทธิภาพมากขึ้นได้อีกด้วย โดยการพัฒนากระบวนการนั้นมีหลากหลายวิธี อาทิเช่น การประเมินค่าทางเศรษฐศาสตร์ เพื่อลดค่าใช้จ่ายที่ไม่จำเป็นออกไป โดยใช้หลักทางเศรษฐศาสตร์เป็นเกณฑ์ในการคำนวณ และการออกแบบโครงสร้างระบบการควบคุมขอกระบวนการทางเคมีขึ้นมาใหม่จากโครงสร้างระบบควบคุมเดิม เพื่อทดสอบสมรรถนะระบบควบคุมในกระบวนการนั้นๆ โดยใช้การจำลองกระบวนเข้ามาช่วยในการลดค่าใช้จ่ายได้ โดยการหาจุดการทำงานที่เหมาะสม และการเพิ่มประสิทธิภาพที่ดีขึ้น ซึ่งเมื่อระบบควบคุมมีประสิทธิภาพที่ดี ประสิทธิภาพของโรงงานอุตสาหกรรมนั้นก็ดีขึ้นด้วย

งานวิจัยนี้ศึกษาเกี่ยวกับการสังเคราะห์โพรพิลโพรพิโอเนตโดยใช้กระบวนการกลั่นแบบมีปฏิกิริยา (Reactive Distillation) ซึ่งโพรพิลโพรพิโอเนตเป็นสารเคมีที่โรงงานอุตสาหกรรมนำมาใช้เป็นตัวทำละลาย แต่ในการสังเคราะห์โพรพิลโพรพิโอเนตนั้นมีความซับซ้อนในกระบวนการผลิต ทำให้มีค่าใช้จ่ายในกระบวนการผลิตสูงและค่อนข้างใช้พลังงานในกระบวนการผลิตมาก จึงได้มีการออกแบบโคงสร้างการควบคุมกระบวนการผลิต เพื่อทำให้ตัวควบคุมมีประสิทธิภาพและมีสมรรถนะในการควบคุมที่ดีขึ้น โดยงานวิจัยนี้นำโปรแกรม Aspen Plus และ Aspen Dynamics เข้ามาช่วยในการจำลองกระบวนการในสภาวะคงตัว (Steady State) และสภาวะพลวัต (Dynamics) ตามลำดับ และทำการออกแบบโครงสร้างระบบควบคุมของกระบวนการขึ้นมาใหม่เพื่อเปรียบเทียบสมรรถนะของระบบควบคุม

1.2. วัตถุประสงค์ของงานวิจัย

1.2.1. ศึกษาการออกแบบโครงสร้างการควบคุมของกระบวนการทางเคมี

1.2.2. ออกแบบโครงสร้างการควบคุมสำหรับกระบวนการสังเคราะห์โพรพิลโพรพิโอเนต

1.3. ขอบเขตของงาน

1.3.1. จำลองกระบวนการในสภาวะคงตัว (Steady State) และในสภาวะพลวัต (Dynamics) ตามบทความอ้างอิงของ Hong Xu

1.3.2. ออกแบบโครงสร้างการควบคุมของกระบวนการสังเคราะห์โพรพิลโพรพิโอเนต

1.3.3. จำลองโครงสร้างการควบคุมของกระบวนการสังเคราะห์โพรพิลโพรพิโอเนตใหม่

1.3.4. เปรียบเทียบสมรรถนะของโครงสร้างการควบคุม

1.4 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ

1.4.1 ได้ศึกษาการออกแบบโครงสร้างการควบคุมของกระบวนการทางเคมี

1.4.2. สามารถออกแบบโครงสร้างการควบคุมของกระบวนการสังเคราะห์โพรพิลโพรพิโอเนต

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีราชมงคลธัญบุรี

บทที่ 2
ทฤษฎีและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

โครงสร้างระบบควบคุมของกระบวนการนั้นมีความจำเป็นอย่างมากในโรงงานอุตสาหกรรม เนื่องจากระบบควบคุมดีก็ส่งผลให้ประสิทธิภาพของโรงงานอุตสาหกรรมดีขึ้น และสมรรถนะของระบบควบคุมที่ดีขึ้นทำให้ผลิตภัณฑ์ที่ได้มีค่าที่ดีขึ้นกว่าค่าที่คาดหมายไว้ ในบทความนี้จะกล่าวถึงกระบวนการสังเคราะห์โพรพิล-โพรพิโอเนตด้วยการกลั่นแบบมีปฏิกิริยา (Reactive Distillation)

2.1. งานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

Hong Xu และคณะ [1] ได้ทำการศึกษาเกี่ยวกับการกลั่นแบบมีปฏิกิริยา (Reactive Distillation, RD) สำหรับการสังเคราะห์โพรพิลโพรพิโอเนต (N-Propyl Propionate, ProPro) เป็นการจำลองระบบที่มีสองคอลัมน์ซึ่งสามารถควบคุมได้ง่าย เมื่อเปรียบเทียบกับการกลั่นแบบคอลัมน์เดียว ซึ่งคอลัมน์ Recovery เป็นแนวทางในการวิเคราะห์องค์ประกอบ การออกแบบในสภาวะคงตัว (Steady State) ที่ดีที่สุดของระบบการกลั่นแบบสองคอลัมน์ด้วยการประเมินต้นทุนรายปีขั้นต่ำ (TAC) จากนั้นจึงมีการกำหนดรูปแบบการควบคุมที่มีประสิทธิภาพเพื่อจัดการกับการรบกวนของสายป้อนเข้า ต้องใช้อุณหภูมิของชั้นในการควบคุมของการกลั่นแบบสองคอลัมน์เท่านั้น และความบริสุทธิ์ของผลิตภัณฑ์จะมีค่าใกล้เคียงกับค่าที่ตั้งไว้ 99.5 mol%

Hui Xia และคณะ [2] ได้ศึกษากระบวนการกลั่นแบบรีแอคทีฟที่ใช้ entrainer-assisted ช่วยในการผลิต N-Propyl Propionate ที่มีความบริสุทธิ์สูงจากกรดโพรพิโอนิกและโพรพานอล กระบวนการ E-RD สามารถใช้ประโยชน์จากทั้ง heterogeneous azeotropic distillation (HAD) และ Reactive distillation (RD) ไซโครเฮกเซนได้รับเลือกให้เป็นตัวป้อนที่เหมาะสมในกระบวนการ E-RD และกระบวนการ E-RD นั้นได้ทำการปรับค่าให้เหมาะสมโดยการคำนวณต้นทุนที่ใช้น้อยที่สุดรายปี (TAC) ผลลัพธ์ที่ดีที่สุดแสดงให้เห็นว่ากระบวนการ E-RD สามารถประหยัด 46.11% ของ TAC และ Reboiler duty 41.40% เทียบกับกระบวนการแบบสองคอลัมน์ นอกจากนี้ยังมีการพิจารณาโครงสร้างการควบคุมสองโครงสร้างสำหรับกระบวนการ E-RD จากผลของไดนามิกแสดงให้เห็นว่าโครงสร้างการควบคุมที่ปรับปรุงแล้ว (CS2) สามารถแก้ไขปัญหาการรบกวนและรักษาความบริสุทธ์ของผลิตภัณฑ์ใกล้กับค่าที่ตั้งไว้โดยมีการเปลี่ยนแปลงเล็กน้อยและใช้เวลาไม่มาก

Martin Cruz-Diaz และคณะ [3] ศึกษาเกี่ยวกับการเร่งปฏิกิริยาเอสเทอริฟิเคชันของโพรพิลโพรพิโอเนตโดยใช้กรดโพรพิโอนิกและโพรพานอลเป็นสารตั้งต้นโดยใช้คอลัมน์กลั่นปฏิกิริยาแบบเดิม โดยใช้ Amberlyst46™ เป็นตัวเร่งปฏิกิริยาแบบของแข็ง ซึ่งอิทธิพลของอัตราส่วนการไหลย้อน (จาก 2.0 ถึง 2.5)

อัตราส่วนการป้อนโมล (จาก 2.0 ถึง 2.5) และอัตราการไหลสายป้อนทั้งหมด (จาก 3.0 ถึง 4.0 กก. / ชม.) ต่อความบริสุทธิ์และการเปลี่ยนแปลงของรูปแบบ, องค์ประกอบและอุณหภูมิ มีการวิเคราะห์โปรไฟล์ตามคอลัมน์ มีการออกแบบการทดลอง 23 แบบโดยมีการทดลองจริง 6 แบบและแบบจำลอง 2 แบบ ด้วยเงื่อนไขการทดลองที่ได้จากผลการจำลองการทดลองแสดงให้เห็นว่าอัตราส่วนการไหลย้อน 2.0 อัตราส่วนการป้อนโมล 2.0 และอัตราการไหลสายป้อนทั้งหมด 4 กก. / ชม. การทดลองจำลองดำเนินการโดยใช้แบบจำลองที่ไม่สมดุล ซึ่งนำไปใช้ในสภาพแวดล้อมการจำลอง Aspen Custom Modeler™

Idelfonso B.R. Nogueira และคณะ [4] ศึกษาเกี่ยวกับสารโพรพิลโพรพิโอเนต (ProPro) เป็นสารประกอบที่มีการใช้งานในอุตสาหกรรมหลายประเภท อย่างไรก็ตามเส้นทางการผลิตในปัจจุบันของส่วนประกอบนี้มีปัญหาหลายประการเช่นการทำให้บริสุทธิ์ที่ด้วยกระบวนการแยกผลิตภัณฑ์ทางชีวภาพ ด้วยวิธีนี้การแยกทางโครมาโตกราฟีอาจเป็นอีกทางเลือกหนึ่งของการทำให้บริสุทธิ์ด้วยกระบวนการแยกผลิตภัณฑ์ทางชีวภาพ ในงานนี้ได้ทำการศึกษาทดลองเกี่ยวกับการแยกระบบปฏิกิริยา ProPro ด้วยกราฟิกโครมาโตที่บรรจุ fixed bed ด้วย Amberlyst 46 และได้กำหนดไอโซเทอร์มสมดุลการดูดซับและพารามิเตอร์แบบจำลอง Langmuir ที่สอดคล้องกัน แบบจำลองปรากฏการณ์วิทยาที่จะกลับมาอีกครั้งกระบวนการนี้ได้รับการพัฒนาและตรวจสอบความถูกต้องผ่านข้อมูลการทดลอง ในขณะเดียวกันก็มีการเสนอลักษณะของความไม่แน่นอนของขั้นตอนทั้งหมดและการขยายไปสู่การคาดคะเนแบบจำลองซึ่งได้ทำการประเมินพารามิเตอร์ของโมเดลด้วยจำนวนการทดลองที่ลดลงเมื่อเปรียบเทียบกับรายงานอื่น ๆ ในเอกสาร อย่างไรก็ตามผลลัพธ์สุดท้ายนำไปสู่รูปแบบที่น่าเชื่อถือมากขึ้นทางสถิติ

Idelfonso B.R. Nogueira และคณะ [5] ได้ศึกษาเกี่ยวกับ โพรพิลโพรพิเนต (ProPro) ใช้เป็นตัวทำละลายสำหรับสีและหมึกตลอดจนสารปรุงแต่งอาหารและน้ำหอมโดยทั่วไปถือว่าเป็นหนึ่งในตัวเลือกด้านสิ่งแวดล้อมที่ดีที่สุด อย่างไรก็ตามระบบปฏิกิริยาของมันนำเสนอสมดุลไอของเหลวที่ซับซ้อนโดยมีอะซีโอโทรปสี่ตัว ประเด็นก่อนหน้านี้กระตุ้นให้เกิดการพัฒนาการศึกษาเกี่ยวกับเส้นทางการผลิตใหม่สำหรับ ProPro ในงานนี้ได้นำเสนอการศึกษาการสังเคราะห์ของโพรพิลโพรพิโอเนต ในเครื่องปฏิกรณ์แบบดูดซับที่บรรจุ fixed bed ด้วยเครื่องเรซิน Amberlys 46 ที่ 313 K แบบจำลองปรากฏการณ์วิทยาเพื่อแสดงกระบวนการนี้ได้รับการพัฒนาและได้รับการตรวจสอบความถูกต้องผ่านการทดลองในหน่วยระดับห้องปฏิบัติการ การกำหนดลักษณะเฉพาะของความไม่แน่นอนของการทดลองพารามิเตอร์และการขยายไปยังการคาดคะเนแบบจำลองเสร็จสิ้น ผลการวิจัยพบว่าแบบจำลองสามารถทำนายการทดลองได้อย่างแม่นยำและการวิเคราะห์ความไม่แน่นอนช่วยให้การทำนายแบบจำลองมีความน่าเชื่อถือมากขึ้น

Vinicius V. Santana และคณะ [6] ได้ศึกษาเกี่ยวกับการปรับปรุงเส้นทางการผลิตของ ester n-propyl-propionate ที่เป็นไปได้สามารถทำได้โดย Simulated Moving Bed Reactor (SMBR) อย่างไรก็ตามมีความจำเป็นที่จะต้องจัดการกับพลวัตที่ซับซ้อนของระบบเหล่านี้เพื่อให้เกิดความเข้าใจที่ลึกซึ้งยิ่งขึ้นในระหว่างการทำงานและการควบคุมของหน่วยปฏิบัติการ ดังนั้นงานนี้จึงเสนอหน่วย SMBR สองหน่วยสำหรับการสังเคราะห์ n-propyl-propionate: SMBR-4 ที่มีสี่คอลัมน์และ SMBR-8 ที่มีแปดคอลัมน์ ประสิทธิภาพเทียบกับเครื่องปฏิกรณ์แบบ True Moving Bed Reactor (TMBR) ทำการวิเคราะห์โดยละเอียดสองครั้งเพื่อประเมินพฤติกรรมไดนามิกของระบบของทั้งสามหน่วย: การวิเคราะห์ตามมุมฉากและเส้นโค้งปฏิกิริยาของกระบวนการ ประการแรกแสดงให้เห็นว่าเวลาในการเปลี่ยนและความเข้มข้นของฟีดมีผลต่อระบบมากที่สุด แม้ว่าจะอยู่ที่ส่วนขยายที่แตกต่างกัน ประการที่สองเน้นว่า SMBR / TMBR ที่ใช้กันทั่วไปไม่สามารถใช้ได้ในสภาวะชั่วคราว

E. Altman และคณะ [7] ได้ศึกษาเกี่ยวกับ เรื่องราวการเพิ่มความเข้มข้นของกระบวนการ (PI) ที่ประสบความสำเร็จนำไปใช้ในวงกว้างคือกระบวนการกลั่นปฏิกิริยา (RD) ที่ใช้ในการสังเคราะห์เอสเทอริฟิเคชัน แอปพลิเคชั่นหนึ่งได้รับการพัฒนาที่นี่ด้วยการสังเคราะห์โพรพิลโพรพิโอเนต (ProPro) จากโพรพานอล (ProOH) และ กรดอะซิติก (ProAc) ในการตรวจสอบนี้ การกลั่นแบบมีปฏิกิริยาแบบเดิมของ ProPro ได้รับการปรับปรุงเพิ่มเติม ด้วยวัตถุประสงค์เพื่อ recovery ผลิตภัณฑ์และสารตั้งต้น การตั้งค่าคอลัมน์ทดลองจึงติดตั้ง Decanter ที่ด้านบนเพื่อให้สามารถแยกผลิตภัณฑ์กลั่นออกเป็นสองกระแสหลัก เฟสที่เป็นน้ำถูกระบายออกและเป็นส่วนหนึ่งของเฟสอินทรีย์ ถูกไหลย้อนกลับไปที่คอลัมน์ ผลการทดลองที่ประกอบด้วยอุณหภูมิและโปรไฟล์คอลัมน์ องค์ประกอบได้รับในคอมลัมน์ pilot-scale (DN-50) พร้อมกับบรรจุภัณฑ์ที่มีโครงสร้าง (Sulzer BX และ Katapak-SP 11 พร้อม Amberlyst 46 ™สำหรับส่วนที่มีปฏิกิริยา) สำหรับการศึกษาแบบจำลองได้ใช้แบบจำลองขั้นตอนที่ไม่สมดุล (แบบจำลอง NEQ) ซึ่งแสดงให้เห็นถึงข้อตกลงที่น่าพอใจกับการทดลองที่ดำเนินการ การตรวจสอบเชิงทฤษฎีเพิ่มเติมเกี่ยวกับพารามิเตอร์การทำงานที่เกี่ยวข้อง (ฟีดทั้งหมด, อัตราส่วนโมลฟีด, reflux ratio และหน้าที่ความร้อน) และผลกระทบต่อประสิทธิภาพของกระบวนการโดยรวม การศึกษาเกี่ยวกับการกำหนดค่าคอลัมน์ที่ระบุแสดงให้เห็นว่าความบริสุทธิ์ของผลิตภัณฑ์ในสตรีมด้านล่างสามารถเพิ่มเป็น wProPro, bottom = 91.0% และการแปลง ProAc สูงสุดเป็น XProAc = 94.5%

T. Keller และคณะ [8] ได้ศึกษาเกี่ยวกับการสังเคราะห์เอสเทอร์อินทรีย์บางชนิดมักใช้การกลั่นแบบปฏิกิริยาควบคู่กับเครื่องแยกเฟสของเหลว-ของเหลว เพื่อเพิ่มความบริสุทธิ์ของผลิตภัณฑ์หรือเพื่อ recovery สารตั้งต้น ในบทความนี้เรานำเสนอการศึกษาเชิงทดลองและเชิงทฤษฎีที่ครอบคลุมเกี่ยวกับการสังเคราะห์

ตัวเร่งปฏิกิริยาที่แตกต่างกันของโพรพิลโพรพิโอเนตโดยการกลั่นปฏิกิริยาและตัวแยกเฟสของเหลวและของเหลวที่ตามมา การทดลองดำเนินการในคอลัมน์การกลั่นปฏิกิริยาแบบ pilot-scale การทดสอบผลกระทบให้เห็นว่าผลการทดลองที่ได้มาประกอบด้วยชุดองค์ประกอบที่สมบูรณ์เชื่อถือได้และโปรไฟล์อุณหภูมิตามคอลัมน์การกลั่นปฏิกิริยาระดับแบบ pilot-scale และสามารถใช้สำหรับการตรวจสอบโมเดลเพิ่มเติมได้ แบบจำลองขั้นตอนที่ไม่มีความสมดุลถูกนำไปใช้เพื่อทำนายผลการทดลอง การศึกษาแบบจำลองแสดงให้เห็นว่าองค์ประกอบและโปรไฟล์อุณหภูมิในส่วนแก้ไขของคอลัมน์มีความไวสูงต่อองค์ประกอบของกระแสไหลย้อนที่เข้าสู่คอลัมน์ มีการระบุความเบี่ยงเบนระหว่างโปรไฟล์องค์ประกอบการทดลองและการคาดคะเนในส่วนการแก้ไข คำอธิบายสำหรับการเบี่ยงเบนมีให้ในบทความนี้

Maria Toikka และคณะ [9] ได้ศึกษาเกี่ยวกับการทดลองใหม่เกี่ยวกับสมดุลของเหลว - ของเหลว (LLE) ความสามารถในการละลายและสถานะวิกฤตในกรดโพรพิโอนิกระบบควอเทอร์นารี - 1-propanol - n-propyl propionate - น้ำที่ 303.15 K และความดันบรรยากาศ LLE ได้รับการศึกษาโดย Gas Chromatography (GC) ความสามารถในการละลายและจุดวิกฤต (plait) ถูกตรวจสอบโดยวิธี "" cloud-point technique " เส้นโค้งและพื้นผิวแบบไบโนดอลถูกนำเสนอในจัตุรมุขที่มีความเข้มข้น เส้นโค้งวิกฤตแสดงในปริภูมิความเข้มข้น 3 มิติ มีการวิเคราะห์เปรียบเทียบผลที่ได้รับจากการทำงานกับข้อมูลวรรณกรรม ข้อมูลการทดลองมีความสัมพันธ์โดยแบบจำลอง NRTL ค่าเบี่ยงเบนมาตรฐาน r สำหรับส่วนผสมควอเทอร์นารีไม่เกิน 0.344%

Jie Wang และคณะ [10] ได้ศึกษาเกี่ยวกับการกลั่นแบบแยกส่วนด้วยโพรพิลโพรพิโอเนต, บิวทิลโพรพิโอ-เนตและบิวทิลบิวทิเรตเป็นตัวทำละลายที่สกัดได้ถูกนำมาใช้เพื่อแยกไอโซโพรพิลแอลกอฮอล์และไอโซโพรพิลแบบไบนารี + ไอโซโพรพิลอะซิเตต ผ่านความผันผวนสัมพัทธ์และแผนภาพ x-y อิทธิพลของทั้งสาม entrainers ที่มีต่อพฤติกรรมสมดุลไอ - ของเหลว (VLE) จะถูกสำรวจด้วยข้อมูล isobaric VLE สำหรับระบบไบนารีของ isopropyl acetate + propyl propionate / butyl propionate / butyl butyrate ถูกกำหนดที่ 101.3 kPa โดยที่ประเภท Rose ที่ได้รับการแก้ไขจะหมุนเวียนอยู่และข้อมูล VLE ที่กำหนดของทั้งสามระบบที่มี isopropyl acetate จะถูกตรวจสอบว่าเป็นทางอุณหพลศาสตร์ สอดคล้องตามการทดสอบของ Herington และ van Ness ในที่สุดก็ใช้แบบจำลองสัมประสิทธิ์กิจกรรม NRTL, UNIQUAC และ Wilson เพื่อเชื่อมโยงข้อมูลที่วัดได้ หลังจากนั้นจะได้รับพารามิเตอร์การโต้ตอบแบบไบนารีที่สอดคล้องกันสำหรับระบบที่ตรวจสอบซึ่งสามารถเป็นพื้นฐานสำหรับการจำลองและการเพิ่มประสิทธิภาพของกระบวนการกลั่นแบบแยกส่วน

Hao-Yeh Lee และคณะ [11] ได้ศึกษาเกี่ยวกับหอกลั่นที่ใช้ความร้อนร่วมสามารถใช้พลังงานน้อยกว่าแบบเดิมได้อย่างมีประสิทธิภาพ ในทำนองเดียวกันการขยายไปยังการกลั่นแบบมีปฏิกิริยายังแสดงให้เห็นว่าคอลัมน์การกลั่นแบบมีปฏิกิริยาที่ใช้ความร้อนร่วมสามารถลดการใช้พลังงานได้เมื่อเทียบกับการกลั่นแบบมีปฏิกิริยาแบบเดิม งานนี้มีจุดมุ่งหมายเพื่อแสดงให้เห็นว่าด้วยการตระหนักถึงการรวมความร้อนระหว่างคอลัมน์ที่มีความร้อนที่มีความดันที่แตกต่างกันจะช่วยประหยัดพลังงานได้มากขึ้น กระบวนการผลิตไดฟีนิลคาร์บอเนตถูกนำมาใช้เพื่อแสดงให้เห็นว่ามีผลเสริมฤทธิ์กันเมื่อการเชื่อมต่อทางความร้อนและการรวมความร้อนรวมกันในคอลัมน์เดียวกัน ผลการทดลองแสดงให้เห็นว่าระบบสามารถประหยัดพลังงานได้ 47% เมื่อเทียบกับหอกลั่นแบบรีแอคทีฟในขณะเดียวกันก็รักษาการปฏิเสธปริมาณงานและการรบกวนองค์ประกอบของสารสายป้อนเข้า

Hao-Yeh Lee และคณะ [12] ได้ศึกษาเกี่ยวกับการออกแบบและระบบควบคุมของโครงแบบผสมผสานความร้อนแบบไฮบริดสำหรับกระบวนการกลั่นปฏิกิริยาทางอ้อม (RD) ของไดฟีนิลคาร์บอเนต (DPC) ขั้นแรกกระบวนการผลิต DPC ที่มีอยู่ซึ่งมีคอลัมน์ RD และคอลัมน์การกลั่น (C1) เป็นกรณีพื้นฐานได้รับการแก้ไขและปรับให้เหมาะสมสำหรับการประเมินต่อไป มีการตรวจสอบการกำหนดค่าการกลั่นแบบคู่ความร้อน (TCD) และผลสองเท่า (DE) เพื่อปรับปรุงประสิทธิภาพการใช้พลังงานไปพร้อม ๆ กัน ในที่สุดก็มีการเสนอโครงแบบผสมผสานความร้อนแบบไฮบริดสำหรับกระบวนการ RD ทางอ้อมของ DPC ซึ่ง remixing effect ที่ส่วนบนสุดของคอลัมน์ RD อาจกำจัดออกและการสูญเสียพลังงานในคอนเดนเซอร์ของ C1 ต่ำกว่า TCD, heat exchanger (HE) มีขนาดเล็กกว่า DE ในบรรดาการกำหนดค่าทั้งหมด การกำหนดค่าแบบไฮบริดนั้นดีกว่า สามารถประหยัดพลังงานได้ประมาณ 34.0% สำหรับการผลิต DPC 99.5mol% จากนั้นจึงเสนอโครงสร้างการควบคุมสามแบบ (CS1, CS2 และ CS3) และลูปควบคุม inventory control สองรายการ ((inventories A and B) ในโครงแบบผสมผสานความร้อนแบบไฮบริด นอกจากนี้ยังใช้การควบคุมอุณหภูมิที่มีความดันแตกต่างกัน (PCT) เพื่อกำจัดผลกระทบของความดันลอยตัว ผลการจำลองแบบไดนามิกเผยให้เห็นว่า CS3 PCT สามารถรักษาข้อกำหนดระหว่างปริมาณงานและการรบกวนองค์ประกอบของสาร

Ming yuan Hu และ Hui Tian [13] ได้ศึกษาเกี่ยวกับไซโคลเฮกซานอลซึ่งสารประกอบอินทรีย์ที่นิยมใช้ ปัจจุบันกระบวนการทางอุตสาหกรรมที่มีแนวโน้มดีที่สุดในการสังเคราะห์ไซโคลเฮกซานอล โดยไซโคลเฮกซีนไฮเดรชั่นมีอัตราการเปลี่ยนแปลงต่ำและแยกยาก ในบทความนี้ได้กำหนดกระบวนการสามคอลัมน์สำหรับการกลั่นด้วยตัวเร่งปฏิกิริยาที่เกี่ยวข้องกับการให้น้ำของไซโคลเฮกซีนไปยังไซโคลเฮกซานอลเพื่อแก้ปัญหาเหล่านี้ การจำลองด้วย Aspen plus แสดงให้เห็นว่ากระบวนการนี้มีข้อดีคือการเปลี่ยนไซโคลเฮกซีนถึง 99.3% และความบริสุทธิ์ของผลิตภัณฑ์เท่ากับ≥99.2% การทำงานที่มั่นคงของระบบกลั่นต้องมีรูปแบบการ

ควบคุมที่ดี การออกแบบรูปแบบการควบคุมมีความสำคัญมาก อย่างไรก็ตามในปัจจุบันกระบวนการกลั่นปฏิกิริยาสำหรับไซโคลเฮกซีนไฮเดรชั่นอยู่ระหว่างการตรวจสอบทดลองและโดยการจำลองสภาวะคงตัว ดังนั้นจึงมีการกำหนดแผนการควบคุมทั้งโรงงานที่แตกต่างกันสามแบบ (CS1, CS2, CS3) และตำแหน่งของขั้นตอนที่ไวต่ออุณหภูมิถูกเลือกโดยใช้วิธีการวิเคราะห์ความไวและวิธีการสลายตัวค่าเอกพจน์ วิธีการจูนค่าพารามิเตอร์ด้วย Tyreus-Luyben ถูกใช้เพื่อปรับแต่งพารามิเตอร์ของคอนโทรลเลอร์ สุดท้ายผลการจำลอง Aspen Dynamics ถูกใช้เพื่อประเมินประสิทธิภาพของแผนการควบคุมทั้งสามแบบ โดยการแนะนำ ΔF± 20% และ xENE ± 5%) เปรียบเทียบการเปลี่ยนแปลงความบริสุทธิ์ของผลิตภัณฑ์และผลผลิตของแผนการควบคุมที่แตกต่างกันสาม จากการเปรียบเทียบเราจะเห็นว่ารูปแบบการควบคุม CS3 มีประสิทธิภาพที่ดีที่สุด

Jun Li และคณะ [14] ได้ศึกษาเกี่ยวกับแบบจำลองสภาวะคงตัวและโครงสร้างควบคุมสามแบบของกระบวนการกลั่นปฏิกิริยาปฏิกิริยาคู่ความร้อนที่แตกต่างกันสำหรับการสังเคราะห์ไอโซอะมิลอะซิเตทกระบวนการนี้ได้รับการออกแบบครั้งแรกใน Aspen Plus เพื่อสร้างแบบจำลองสภาวะที่มั่นคงจากนั้นจึงนำการวิเคราะห์ทางเศรษฐศาสตร์มาใช้เพื่อปรับพารามิเตอร์ของกระบวนการ กระบวนการที่ดีที่สุดแสดงให้เห็นถึงการประหยัดต้นทุนการดำเนินงาน 39.65% และการประหยัด TAC 1.25–19.05% โดยมีระยะเวลาคืนทุนแตกต่างกันไปตั้งแต่ 5 ถึง 10 ปี มีการเสนอโครงสร้างการควบคุมสามโครงสร้างรวมถึงโครงสร้างพื้นฐาน (BC) และโครงสร้างที่ปรับปรุงแล้ว 2 แบบ (IC1, IC2) IC1 ใช้ตัวควบคุมอัตราส่วนองค์ประกอบ / อัตราป้อนเพื่อลดข้อผิดพลาดที่เหลือและตัวควบคุมอัตราส่วนองค์ประกอบของฟีดจะถูกเพิ่มใน IC2 เพื่อให้ได้พฤติกรรมการควบคุมที่ดีขึ้น อัตราการไหลของฟีด± 10% / การรบกวนองค์ประกอบของน้ำป้อนจะถูกเพิ่มเข้าไปในโครงสร้างควบคุมและมีการศึกษาพฤติกรรมการควบคุม การเลือกโครงสร้างการควบคุมขึ้นอยู่กับพฤติกรรมการควบคุม ขอแนะนำให้ใช้ IC2 ที่มีพฤติกรรมการควบคุมที่ดีขึ้นภายใต้การรบกวนองค์ประกอบของฟีดสำหรับกระบวนการนี้

Qingrui Zhang และคณะ [15] ได้ศึกษาเกี่ยวกับกระบวนการกลั่นปฏิกิริยาปฏิกิริยาคู่ความร้อน (DPT-RD) ที่แตกต่างกันคือการออกแบบผสมผสานความร้อนที่น่าสนใจในกระบวนการพัฒนาทางวิศวกรรมเคมี ในการศึกษานี้การจำลองกระบวนการ DPT-RD อย่างเข้มงวดสำหรับการสังเคราะห์อะมิลอะซิเตตในโหมดการทำงานที่เป็นระเบียบจะดำเนินการจำลองโดย Aspen plus ความเป็นไปได้ทางเศรษฐกิจและความสามารถในการควบคุมของกระบวนการ DPT-RD ได้รับการประเมินโดยอาศัยการวิจัยเกี่ยวกับการเพิ่มประสิทธิภาพสภาวะคงที่และการควบคุมแบบไดนามิก กระบวนการ DPT-RD ที่เหมาะสมที่สุดในแง่ของต้นทุนรายปี (TAC) จะถูกคัดกรอง ผลลัพธ์แสดงให้เห็นว่าการลดการใช้พลังงานลง 33.74% และการประหยัด TAC 7.96% สามารถทำได้โดยกระบวนการ DPT-RD เมื่อเทียบกับการกลั่นแบบรีแอคทีฟแบบเดิม กลยุทธ์การ

ควบคุมของกระบวนการ DPT-RD ได้รับการพัฒนาและนำเสนอโครงสร้างการควบคุมพื้นฐานที่มีการควบคุมตามสัดส่วนและโครงสร้างการควบคุมที่ได้รับการปรับปรุงพร้อมการควบคุมแบบเรียงซ้อนของอุณหภูมิ / องค์ประกอบ ผลลัพธ์แบบไดนามิกบ่งชี้ว่าโครงสร้างการควบคุมที่ดีขึ้นสามารถรองรับการรบกวน ± 20% ในอัตราการไหลของฟีดและ 5% ในองค์ประกอบของฟีด ผลลัพธ์โดยรวมแสดงให้เห็นว่ากระบวนการ DPT-RD เป็นแนวทางที่มีแนวโน้มสำหรับการสังเคราะห์อะมิลอะซิเตท

Mihai Daniel Moraru และ Costin Sorin Bildea [16] ได้ศึกษาเกี่ยวกับ n-Butyl acrylate ผลิตในระดับอุตสาหกรรมจากกรดอะคริลิกและ n-butanol โดยใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาที่เป็นเนื้อเดียวกันที่เป็นกรดเข้มข้น ปัญหาที่ทราบกันดีที่เกี่ยวข้อง (การกัดกร่อนการทำให้บริสุทธิ์ของผลิตภัณฑ์และการกำจัดตัวเร่งปฏิกิริยาที่ใช้แล้ว) นำไปสู่ต้นทุนการดำเนินงานที่สูงและความยากลำบากที่เพิ่มขึ้นอย่างต่อเนื่องในการปฏิบัติตามกฎระเบียบด้านสิ่งแวดล้อม การใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาที่เป็นของแข็งและเทคโนโลยีการเพิ่มความเข้มข้นของกระบวนการสามารถเอาชนะข้อบกพร่องเหล่านี้ได้ อย่างไรก็ตามวรรณกรรมหายากในการศึกษาเกี่ยวกับการพัฒนาของแผนผังที่สมบูรณ์

ที่นี่มีการนำเสนอการออกแบบการควบคุมและการประเมินเชิงเศรษฐศาสตร์ของกระบวนการกลั่นที่ใช้ปฏิกิริยา เนื่องจาก n-butanol ไม่ได้ถูกแปลงอย่างสมบูรณ์ในรอบเดียวระบบ Decanter-flash จึงถูกนำมาใช้ในการ recovery และรีไซเคิลแอลกอฮอล์และได้รับกระแสน้ำเสียที่มีความบริสุทธิ์สูง ในการควบคุมความบริสุทธิ์ของผลิตภัณฑ์อะคริเลตเมื่อปริมาณงานเปลี่ยนแปลงหรือสารตั้งต้นใหม่ปนเปื้อนจำเป็นต้องมีการควบคุมโดยตรงโดยใช้การวัดความเข้มข้น การควบคุมทางอ้อมโดยใช้การวัดอุณหภูมิเพียงอย่างเดียวไม่เพียงพอ เนื่องจากอุณหภูมิของ tray คงที่ไม่สามารถคงค่าโปรไฟล์ความเข้มข้นในคอลัมน์ได้ความบริสุทธิ์ของอะคริเลตจะแสดงค่าชดเชยเสมอ ความแข็งแกร่งของกระบวนการพิสูจน์โดยการจำลองอย่างเข้มงวดใน Aspen Plus Dynamics การวิเคราะห์ทางเศรษฐศาสตร์แสดงให้เห็นตัวชี้วัดทางเศรษฐกิจที่สำคัญซึ่งคล้ายคลึงกับกระบวนการเร่งปฏิกิริยาที่ใช้ของแข็งอื่น ๆ

Daniel R.González และคณะ [17] ได้ศึกษาเกี่ยวกับการออกแบบการกลั่นแบบรีแอกทีฟ (RD) ที่แตกต่างกันสองแบบสำหรับการผลิตไอโซอะมิลอะซิเตทในระดับนำร่องโดยการจำลองสภาวะคงที่ ในการออกแบบครั้งแรกใกล้กับปริมาณกรดอะซิติกและไอโซอะมิลแอลกอฮอล์จะถูกป้อนโดยตรงไปยังส่วนที่ทำปฏิกิริยาและแก้ไขของคอลัมน์ RD ในการออกแบบครั้งที่สองกรดอะซิติกส่วนเกินและไอโซอะมิลแอลกอฮอล์จะถูกป้อนเข้าสู่เครื่องปฏิกรณ์แบบถังกวนอย่างต่อเนื่อง (CSTR) ก่อนและกระแสผลิตภัณฑ์จะถูกป้อนไปยังส่วนปฏิกิริยาของคอลัมน์ ในบรรดาตัวแปรการเพิ่มประสิทธิภาพที่แตกต่างกันอัตราการไหลของไอของส่วนด้านบน ดูเหมือนจะเป็นตัวแปรที่มีอิทธิพลมากที่สุดในความต้องการพลังงานและค่าและองค์ประกอบของมันมี

หน้าที่ในการก่อตัวของของเหลวสองเฟสในคอนเดนเสท ตัวแปรนี้ยังกำหนดประสิทธิภาพทั่วโลกของโครงร่างกระบวนการที่ให้การแปลง> 99% และ> 99% isoamyl acetate mass ความบริสุทธิ์ของผลิตภัณฑ์ด้านล่าง การมี CSTR อัพสตรีมไปยังคอลัมน์ RD ช่วยให้สามารถใช้งานได้โดยมีอัตราการไหลของไอของส่วนด้านบนที่ต่ำกว่าดังนั้นการออกแบบนี้จึงใช้พลังงานน้อยลง

การควบคุมองค์ประกอบทางอ้อมของผลิตภัณฑ์พื้นในทั้งสองการออกแบบได้ถูกนำไปใช้โดยการควบคุมอุณหภูมิของขั้นตอนปฏิกิริยาใดขั้นตอนหนึ่ง สำหรับการออกแบบที่ประกอบด้วย CSTR การตอบสนองแบบไดนามิกที่ดีขึ้นและการรักษาเสถียรภาพของกระบวนการได้รับการสังเกตว่ามีการเปลี่ยนแปลงในอัตราการผลิต กลยุทธ์การควบคุมนี้ยังแสดงให้เห็นถึงการปฏิเสธการรบกวนที่ดีในพฤติกรรมพลวัตของตัวแปรกระบวนการหลัก

ธรรม์กมล คำนูณเศรษฐ์ [18] ได้ศึกษาเกี่ยวกับ การประยุกต์ใช้ตัวควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟแบบไม่เป็นเชิงเส้น เพื่อควบคุมระดับของเหลวในกระบวนการระบบสี่ถัง โดยได้สร้างชุดการทดลองระบบสี่ถังซึ่งเป็นตัวแทนของระบบที่มีลักษณะไม่เป็นเชิงเส้น ที่มีปฏิสัมพัทธ์ระหว่างตัวแปรต่างๆในระบบ และสร้างแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ที่ไม่เป็นเชิงเส้น ขึ้นมาเพื่อศึกษาระบบจากนั้นศึกษาการควบคุมระดับของเหลวโดยการเปิด-ปิดวาล์วควบคุมในกรณีมีการรบกวนระบบโดยการเพิ่มระดับของเหลว ในถังแบบอิมพัลล์นอกจากนี้ยังได้ศึกษาการประยุกต์ใช้ตัวควบคุมแบบพีไอดีและตัวควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟในการควบคุม ระบบอีกด้วย ในการเปรียบเทียบสมรรถนะของตัวควบคุมแต่ละกรณีทำได้โดยการวิเคราะห์หาค่าผลรวมความคลาดเคลื่อนสัมบูรณ์ หรือ ไอเออี การเปรียบเทียบสมรรถนะของการควบคุมของตัวควบคุมทั้งสามแบบ พบว่าตัวควบคุมแบบโมเดลพริ-ดิกทีฟแบบไมเป็นเชิงเส้นให้สมรรถนะการควบคมที่ดีที่สุด แสดงให้เห็นว่าการใช้แบบจำลองทางคณิตศาสตร์ที่ไม่เป็นเชิงเส้นที่มีความใกล้เคียงระบบจริงเหมาะสำหรับการควบคุมระบบที่มีความซับซ้อน

ในกรณีควบคุมโดยใช้ตัวควบคุมแบบพีไอดี และตัวควบคุมแบบโมเดลพริดิฟทีฟ ได้ทำการทดลองโดยการเปลี่ยนค่าเวลาในการสุ่มตัวอย่างต่างๆ พบว่าใช้เวลาในการสุ่มตัวอย่างน้อยลงจะให้สมรรถนะในการควบคุมที่ดียิ่งขึ้นในทั้งสองตัวควบคุม นอกจากนี้ยังได้ทดลองเปลี่ยนค่าขอบเขตเวลาในการทำนายและควบคุมในกรณีควบคุมด้วยตัวควบคุมแบบโมเดลพริดิฟทีฟแบบไม่เป็นเชิงเส้นที่เวลาต่างๆ พบว่าชอบเขตเวลาในการทำนายและควบคุมมากขึ้นจะให้สมรรถนะในการควบคุมดีขึ้น

ธีรพันธ์ รุจิระชุณห์ [19] ได้ศึกษาเกี่ยวกับการออกแบบโครงสร้างการควบคุมแบบแพลนไวด์สำหรับการะบวนการผลิตไบโอดีเซลจากน้ำมันปาล์มใช้แล้ว โดยมีกรดเป็นตัวเร่งปฏิกิริยา งานวิจัยนี้เป็นการนำหลักการแพลนไวด์มาใช้ในการออกแบบโครงสร้างการควบคุมกระบวนการผลิตไบโอดีเซลจากน้ำมันปาล์มใช้

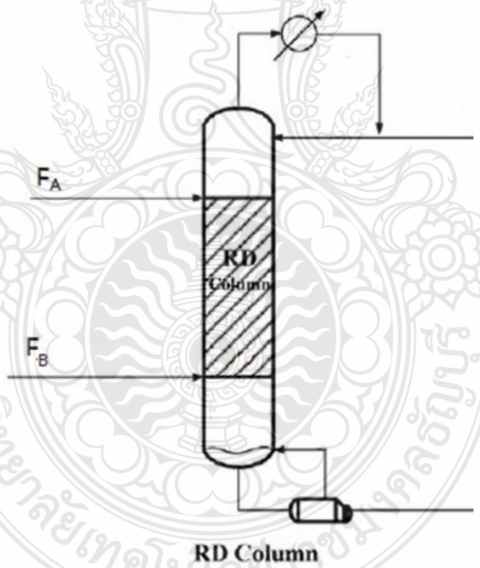
แล้วโดยมีกรดเป็นตัวเร่งปฏิกิริยา ซึ่งเป็นกระบวนการที่มีพฤติกรรมเชิงพลวัตของกระบวนการค่อนข้างซับซ้อน ซึ่งมีการนำเมทานอล และพลังงานกลับเข้ามาป้อนรวมกับสายเมทานอลใหม่ ดังนั้นโครงสร้างการควบคุมจึงมีผลต่อสมรรถนะในการดำเนินการเป็นอย่างยิ่ง โดยสามารถออกแบบโครงสร้างการควบคุมด้วยวัตถุประสงค์ที่ต่างกันได้ 3 โครงสร้าง และนำแต่ละโครงสร้างการควบคุมมาเปรียบเทียบสมรรถนะ ในการควบคุม เมื่อระบบถูกรบกวน ด้วยตัวแปรที่ทำให้กำลังการผลิตเปลี่ยนแปลงคือ ปริมาณของเมทานอลในระบบเปลี่ยนแปลง หรืออุณหภูมิขาเข้าเครื่องปฏิกรณ์เปลี่ยนแปลงโครงสร้างการควบคุมที่ 1 เป็นโครงสร้างการควบคุมที่เกี่ยวข้องกับการควบคุมคุณภาพของผลิตภัณฑ์ด้วยอัตราการไหลของสารผลิตภัณฑ์ ซึ่งข้อดีของกระบวนการนี้คือ ความบริสุทธิ์ของผลิตภัณฑ์ที่ได้ค่อนข้างคงที่ แต่อัตรากรผลิตไม่คงที่ ส่วนโครงสร้างการควบคุมที่ 2 เลือกวัดอัตราการไหลของเมทานอลรวมที่ป้อนเข้าเครื่องปฏิกรณ์ เพื่อปรับเมทานอบใหม่ในระบบ ผลการทดสอบทางพลวัตพบว่าค่าคงที่ของกระบวนการต่อการตอบสนองการรบกวนเร็วกว่าโครงสร้างที่ 1 แต่ความบริสุทธิ์ของผลิตภัณฑ์ และอัตราการไหล มีความแปรปรวนมากกว่า แต่มีจุดเด่นคือ ระบบควบคุมต้องใช้พลังงานเพื่อทำให้กระบวนกลับสู่ค่าเป้าหมายน้อยกว่าโครงสร้างการควบคุมที่ 1 และ 3 ส่วนโครงสร้างการควบคุมที่ 3 นำโครงสร้างการควบคุมที่ 2 มาเพิ่มวงจรควบคุมแบบแคสเคด เพื่อควบคุมคุณภาพของผลิตภัณฑ์ และเพิ่มการควบคุมอัตราการไหลของสายผลิตภัณฑ์ ส่งผลให้ระบบมีการตอบสนองการรบกวนที่เร็ว และยังสามารถให้ความบริสุทธิ์รวมถึงอัตราการผลิตของผลิตภัณฑ์คงที่ ดังนั้นเมื่อพิจารณาทั้งในด้านสมรรถนะการควบคุมและการใช้พลังงานเพื่อให้กระบวนการกลับสู่เป้าหมายแล้ว โครงสร้างการควบคุมที่ 2 เหมาะสมกับกระบวนการผลิตไบโอดีเซลโดยมีกรดเป็นตัวเร่งปฏิกิริยามากที่สุด

จิตติมา ทิพย์สุขุม [20] ได้ศึกษาเกี่ยวกับการออกแบบโครงสร้างการควบคุมของกระบวนการผลิตคิวมีน ในปัจจุบันนี้การแข่งขันทางด้านอุตสาหกรรมเกิดขึ้นอย่างมากมาย ดังนั้นต้องมีการควบคุมคุณภาพสินค้าให้ได้มาตรฐาน นอกจากนั้นแล้วยังมีการควบคุมต้นทุนในการผลิตให้อยู่ในระดับที่ต่ำ จึงได้มีการนำสารตั้งต้นและพลังงานกลับมาใช้ภายในระบบอีกครั้ง ซึ่งจะส่งผลให้โครงสร้างของกระบวนการมีความซับซ้อนมากยิ่งขึ้น ดังนั้นการควบคุมกระบวนการโดยรวมให้มีสมรรถนะที่ดีจึงจัดว่าเป็นสิ่งจำเป็น และมีความสำคัญในการดำเนินการผลิตให้เป็นไปตามวัตถุประสงค์ ทั้งในด้านความปลอดภัยและด้านคุณภาพของผลิตภัณฑ์ นอกจากนี้ยังนำมาซึ่งการใช้สารตั้งต้นและการใช้พลังงานอย่างคุ้มค่าอีกด้วย ซึ่งงานวิจัยนี้มีความสนใจที่จะนำกระบวนการคิวมิน ซึ่งจะประกอบไปด้วยสายป้อนกลับและมีการแลกเปลี่ยนพลังงานระหว่างกันภายในกระบวนการ มาศึกษาการออกแบบโครงสร้างการควบคุมแบบแพลนไวด์ตามขั้นตอนวงศ์ศรี (2009) โดยในงานวิจัยนี้ใช้โปรแกรมไฮซีสเพื่อจำลองกระบวนการผลิตคิวมีนทั้งที่สภาวะคงตัวและสภาวะพลวัต จากนั้นทำการออกแบบโครงสร้างการควบคุมแบบแพลนไวด์สำหรับกระบวนการคิวมีนทั้งหมด 5 โครงสร้าง และประเมินสมรรถนะของโครงสร้างการควบคุมที่ออกแบบเปรียบเทียบกับโครงสร้างพื้นฐานของลูเบน (2010) ด้วยตัว

รบกวนกระบวนการ 2 ชนิดคือ การรบกวนอัตราการไหลของสารและการรบกวนทางความร้อน ผลที่ได้พบว่าโครงสร้างการควบคุมที่ออกแบบมีสมรรถนะที่ดีเมื่อเปรียบเทียบกับโครงสร้างการควบคุมที่ออกแบบโดยลูเบนสามารถกำจัดตัวรบกวนที่เข้าสู่ระบบและสามารถรักษาคุณภาพของผลิตภัณฑ์ได้ โดยการเปรียบเทียบจากปริพันธ์ของค่าคลาดเคลื่อนสัมบูรณ์และพลังงานที่ใช้ทั้งหมดน้อยกว่า ดังนั้นจึงสรุปได้ว่าการออกแบบโครงสร้างการควบคุมแพลนไวด์โดยใช้ขั้นตอนของวงศ์ศรี (2009) สามารถออกแบบโครงสร้างการควบคุมที่มีสมรรถนะที่ดีได้

2.2. หอกลั่นแบบมีปฏิกิริยา (Reactive Distillation)

หอกลั่นแบบมีปฏิกิริยา (Reactive Distillation) [21] เป็นการแยกผลิตภัณฑ์ไปพร้อมๆกับการเกิดปฏิกิริยาเคมี โดยกระบวนการกลั่นทั่วไปจะได้ผลิตภัณฑ์และผลพลอยได้จากสารตั้งต้นที่ออกมาจากเครื่องปฏิกรณ์ จึงถูกนำมาแยกผลิตภัณฑ์ออกจากผลพลอยได้จากกระบวนการกลั่นแต่ในกระบวนการกลั่นแบบมีปฏิกิริยา สารตั้งต้นจะถูกป้อนเข้าสู่หอกลั่น และทำการแยกผลิตภัณฑ์และผลพลอยได้ออกจากกัน โดยได้ผลิตภัณฑ์และผลพลอยได้ในแต่ละส่วนของหอกลั่น



รูปที่ 2.1. การกลั่นแบบมีปฏิกิริยา (Reactive distillation)

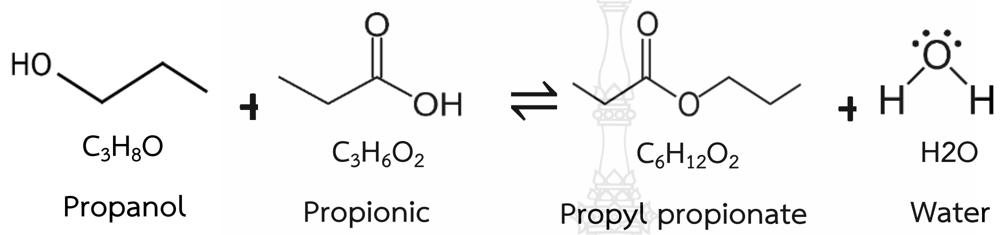
ข้อดีของการกลั่นแบบมีปฏิกิริยา [22]

- การแยกผลิตภัณฑ์ออกขณะเกิดปฏิกิริยาทำให้เกิดปฏิกิริยาได้สมบูรณ์
- พลังงานความร้อนจากปฏิกิริยาคายความร้อนสามารถใช้เป็นแหล่งพลังงานในการกลั่นแยกสารเป็นการช่วยเพิ่มประสิทธิภาพการใช้พลังงาน

- ลดปัญหาการเกิดอะซิโอโทรป (azeotropes) ซึ่งต้องใช้เทคนิคที่ยุ่งยากและสิ้นเปลืองในการแยก

2.3. โพรพิลโพรพิโอเนต (Propyl Propionate)

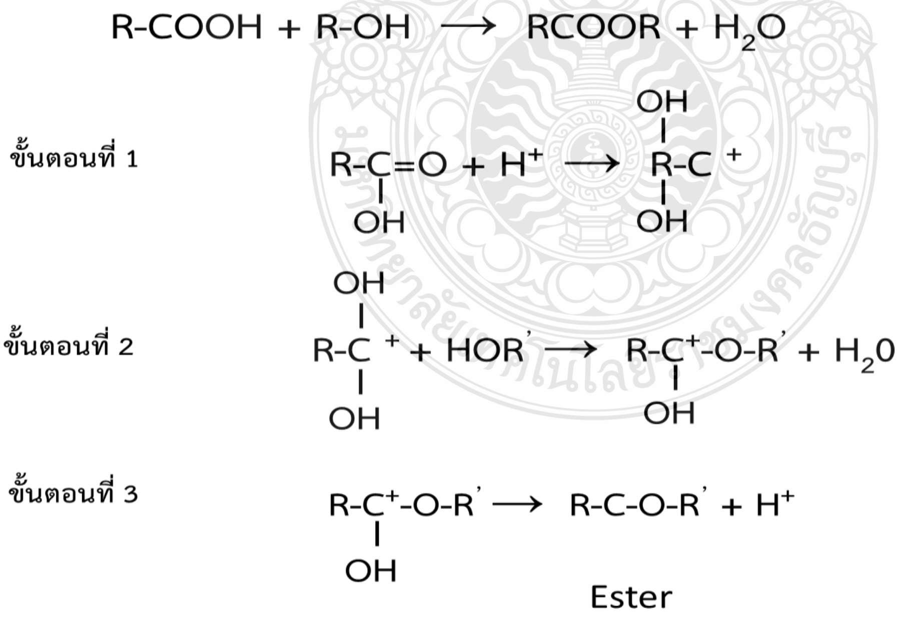
โพรพิลโพรพิโอเนตถูกสังเคราะห์โดยปฏิกิริยาเอสเทอริฟิเคชันระหว่างโพรพานอลและกรดโพรพิโอนิก และผลพลอยคือน้ำ แสดงดังสมการที่ (2.1) ซึ่งโพรพิลโพรพิโอเนตนิยมถูกนำไปใช้เป็นตัวทำละลายสำหรับไนโตรเซลลูโลส, สี, วาร์นิช, แลคเกอร์, สารเคลือบ [23] และโพรพิลโพรพิโอเนตมีคุณสมบัติทางเคมีคือเป็นของเหลวใสไม่มีสีและมีกลิ่นผลไม้ที่ซับซ้อนชวนให้นึกถึงแอปเปิ้ลกล้วยและสับปะรด มีรสขม



(2.1)

2.4. ปฏิกิริยาเอสเทอริฟิเคชัน (Esterification)

ปฏิกิริยาเอสเทอริฟิเคชัน (Esterification) [24] คือการทำปฏิกิริยาระหว่าง หมู่คาร์บอกซิล (-COOH) และ แอลกอฮอล์ และมีกรดแก่เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา โดยผลิตภัณฑ์ที่ได้คือสารประกอบเอสเทอร์และมีการคายโมเลกุล H_2O ออกมา



รูปที่ 2.2. การเกิดปฏิกิริยาเอสเทอริฟิเคชันระหว่างหมู่คาร์บอกซิล (-COOH) กับหมู่ไฮดรอกซิล (-OH)

กรดแก่ ก็สามารถทำให้แอลกอฮอล์เกิดปฏิกิริยา dehydration ได้เช่นกัน ดังนั้นถ้าต้องการให้เกิดเฉพาะปฏิกิริยาเอสเทอริฟิเคชันต้อองเลือกสภาวะที่เหมาะสมการทำปฏิกิริยา เช่น อุณหภูมิการทำปฏิกิริยา ความเข้มข้นของกรดที่ใช้เพื่อป้องกันไม่ให้สูญเสียแอลกอฮอล์ไปกับปฏิกิริยากำจัดน้ำ

ตัวเร่งปฏิกิริยา (catalyst) [25] เป็นสารช่วยเร่งปฏิกิริยาทำให้อัตราการเกิดปฏิกิริยาเพิ่มขึ้น โดยอาจมีส่วนร่วมในการเกิดปฏิกิริยาด้วยหรือไม่ก็ได้ เมื่อสิ้นสุดปฏิกิริยาตัวเร่งปฏิกิริยาต้องมีปริมาณเท่าเดิมและมีคุณสมบัติเหมือนตอนเริ่มต้น

ชนิดของตัวเร่งปฏิกิริยา มี 3 ชนิด ได้แก่

- ตัวเร่งปฏิกิริยาชนิดเอกพันธ์ (homogeneous catalyst) เป็นตัวเร่งปฏิกิริยาที่มีวัฏภาค (phase) เดียวกับสารตั้งต้น (reactant) และผลิตภัณฑ์ (product) ที่ได้เป็นเนื้อเดียวกันและละลายอยู่ด้วยกัน ได้แก่ ตัวเร่งปฏิกิริยากรด (acid catalyst) และตัวเร่งปฏิกิริยาเบส (base catalyst) ในสารละลายน้ำ เช่น กรดซัลฟิวริก โซเดียมไฮดรอกไซด์

- ตัวเร่งปฏิกิริยาชนิดวิวิธพันธ์ (heterogeneous catalyst) เป็นตัวเร่งปฏิกิริยาที่มีวัฏภาคแตกต่างจากสารตั้งต้น และสารเข้าทำปฏิกิริยา หรือไม่รวมเป็นเนื้อเดียวกัน และผลผลิตมักเป็นของแข็ง ตัวเร่งปฏิกิริยาชนิดวิวิธพันธ์เช่น โลหะ และซีโอไลต์ เป็นต้น

- ตัวเร่งปฏิกิริยาชนิดวิวิธพันธ์-เอกพันธ์ (hydrogenized homogeneous catalyst) เป็นตัวเร่งปฏิกิริยาชนิดเอกพันธ์แต่ไม่รวมตัวเป็นเนื้อเดียวกัน เนื่องจากเป็นตัวเร่งปฏิกิริยาที่มีขนาดใหญ่เช่น กลุ่ม enzyme

2.5. การจำลองกระบวนการ (simulation)

การจำลองกระบวนการ (simulation) [26] คือ การสร้างสถานการณ์สมมติโดยอาศัยข้อเท็จจริงเสมือนสถานการณ์จริง เพื่อทดลอง ตัดสินใจแก้ไขปัญหา และวิเคราะห์ผลลัพธ์ที่ได้รับจากการทดลองก่อนนาไปใช้แก้ไขปัญหาในสถานการณ์จริงต่อไป

- ประโยชน์ของการจำลองกระบวนการ (Simulation)

1. Simulation เป็นทฤษฎีที่มีการใช้งานเพื่อคาดการณ์เหตุการณ์ในอนาคตอย่างตรงไปตรงมา

2. Simulation ค่อนข้างเป็นการอธิบายให้เห็นเป็นรูปร่างมากกว่าการใช้เป็นเครื่องมือธรรมดา

3. แบบจาลองนี้สามารถจัดการกับปัญหาได้มากมายหลากหลายชนิด

4. สามารถทาการทดลองป้อนตัวแปรที่แตกต่างกันไปตามแต่ละเหตุการณ์ลงในแบบจาลอง เพื่อดูผลลัพธ์ ที่เป็นทางเลือกต่างๆ จากนั้น จึงเลือกทางเลือกที่ดีที่สุดเพียงทางเดียว

5. แบบจำลองชนิดนี้เหมาะกับการใช้เพื่อรวบรวมปัญหาของเหตุการณ์จริงที่มีความซับซ้อน

6. สามารถใช้ Simulation เพื่อเป็นเครื่องมือวัดประสิทธิภาพของตัวแปรได้ง่ายมาก

2.6. การออกแบบโครงสร้างระบบควบคุมของกระบวนทางเคมี

การออกแบบโครงสร้างระบบควบคุมของกระบวนทางเคมี มีหลากหลายแบบ อาทิเช่น

- การออกแบบแบบฮิวริสติค (Heuristic Design) เป็นการออกแบบโดยอาศัยกฎเกณฑ์ง่ายๆ ซึ่งเกิดมาจากประสบการณ์มาใช้ในการออกแบบหรือแก้ไขปัญหา ทำให้การออกแบบนั้นรวดเร็วมากขึ้นการนำการออกแบบแบบฮิวริสติคเข้ามาใช้นั้นควรนำไปใช้ให้เหมาะสม เช่น ข้อมูลที่ป้อนมีขีดจำกัด หรือ ปัญหามีความซับซ้อนมากเกินไป และเมื่อจำลองกระบวนการ และใช้เวลาในการประมวลผลนานเกินไป จึงสามารถใช้กฎเกณฑ์จากประสบการณ์เข้ามาช่วย ตัดให้ปัญหาในส่วนที่ไม่จำเป็นออกไปได้ ทำให้ลดเวลาในการออกแบบไปได้ในบางส่วน และสามารถนำมาช่วยออกแบบรวมกับกระบวนการหาค่าที่เหมาะสม (Optimization) เพื่อปรับปรุงประสิทธิภาพการทำงานของกระบวนให้เหมาะสมและดียิ่งขึ้น

- ข้อดีของการออกแบบฮิวริสติค

1. ช่วยแก้ไขปัญหาในการออกแบบได้ง่ายขึ้น

2. ช่วยในการตัดสินใจแก้ไขปัญหาในลักษณะที่ไม่มีโครงสร้างที่ซับซ้อนได้ดีและเหมาะสม

3. ช่วยลดเวลาในการใช้สูตรการคำนวณ หรือ ช่วยตัดปัญหาที่ไม่จำเป็นออกไปได้ ทำให้เหลือปัญหาที่ต้องแก้น้อยลงไปอีกด้วย

4. ช่วยลดเวลาในการตัดสินใจ เนื่องจากปัญหาที่มีความซับซ้อนมากๆ

5. การออกแบบแบบฮิวริสติคสามารถนำไปประยุกต์เพื่อสร้างแบบจำลองโดยโปรแกรมเข้ามาช่วย เพื่อแก้ปัญหาที่มีความซับซ้อนได้อย่างมีประสิทธิภาพ

- ข้อจำกัดของการออกแบบฮิวริสติค

1. ผลที่ได้อาจไม่ใช่แนวทางที่ดีที่สุด เนื่องการแก้ไขออกแบบอาจมีข้อยกเว้น จึงทำให้ไม่สามารถแก้ไขปัญหาบางส่วนได้

2. ผลลัพธ์ที่ได้อาจยังไม่ดีตามที่ได้คาดหมายไว้

3. องค์ประกอบต่างๆในระบบอาจส่งผลกระทบ หรือเกิดข้อผิดพลาด รวมไปถึงการเปลี่ยนแปลงองค์ประกอบต่างๆ ในระบบ

- การออกแบบโดยใช้ทฤษฎี (Systematic Design) เป็นการการคิดอย่างมีระบบ มีการพิจารณา นำทฤษฎีเข้ามาช่วยในการตัดสินใจเพื่อให้ได้ผลลัพธ์ที่ดีที่สุด เหมาะสมกับงานที่ต้องการความละเอียด และความซับซ้อน ถูกต้องและแม่นยำเป็นอย่างมาก

- ข้อดีของการออกแบบโดยใช้ทฤษฎี

มีความผิดพลาดในการออกแบบค่อนข้างน้อยและให้ผลลัพธ์ในการออกแบบได้ดี

- ข้อเสียของการออกแบบโดยใช้ทฤษฎี

ในการออกแบบบางกระบวนการอาจใช้เวลามากเกิน

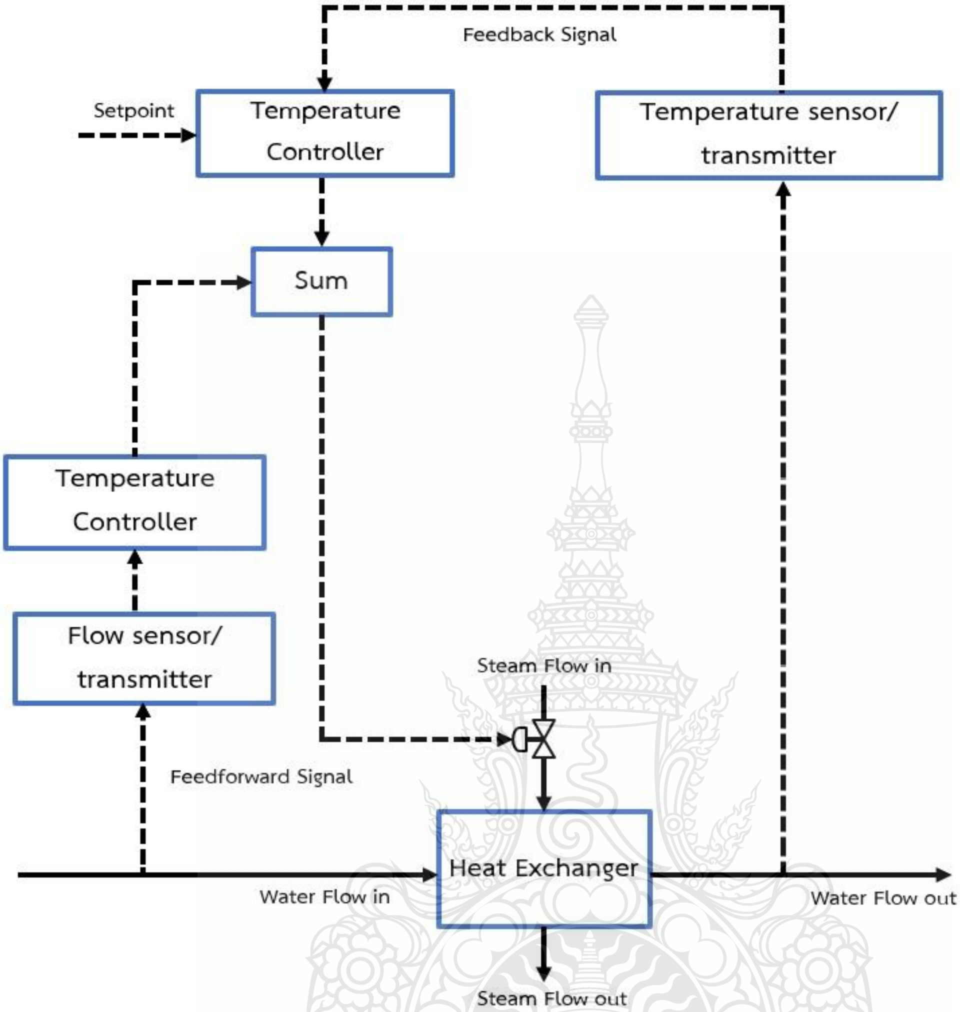
โดยการออกแบบโครงสร้างการควบคุมกระบวนการสังเคราะห์โพรพิลโอพิโอเนต ได้นำ Process Gain Analysis เข้ามาช่วยในการวิเคราะห์และออกแบบโครงสร้างการควบคุม โดยที่ Process Gain Array เป็นตารางเมทริกซ์ที่แสดงถึงการจับคู่ระหว่างตัวแปรปรับและตัวแปรควบคุมโดยตัดสินใจเลือกการจับคู่ด้วยค่า Process Gain Analysis ด้วยค่าที่มากที่สุด และขั้นตอนการหาค่า Process Gain Array ซึ่งใช้ในกระบวนการที่เป็นสภาวะพลวัต และค่าที่ได้จากกระบวนการสามารถนำมาคำนวณได้โดยสมการที่ (2.2)

$$G\% = \left|\frac{\Delta PV}{RM} \times 100\right|_{MV} \tag{2.2}$$

- การออกแบบระหว่างแบบฮิวริสติคและทฤษฎี เป็นการออกแบบที่นำประสบการณ์มาประยุกต์เข้ากับทฤษฎี ซึ่งการออกแบบนี้สามารถออกแบบนี้ได้ผลที่แม่นยำและมีประสิทธิภาพโดยการออกแบบวิธีนี้เหมาะสมกับกระบวนที่มีหลายตัวแปร โดยใช้ประสบการณ์ช่วยในการลดตัวแปรที่ไม่จำเป็นลงไป ทำให้ประหยัดเวลาในการคำนวณ

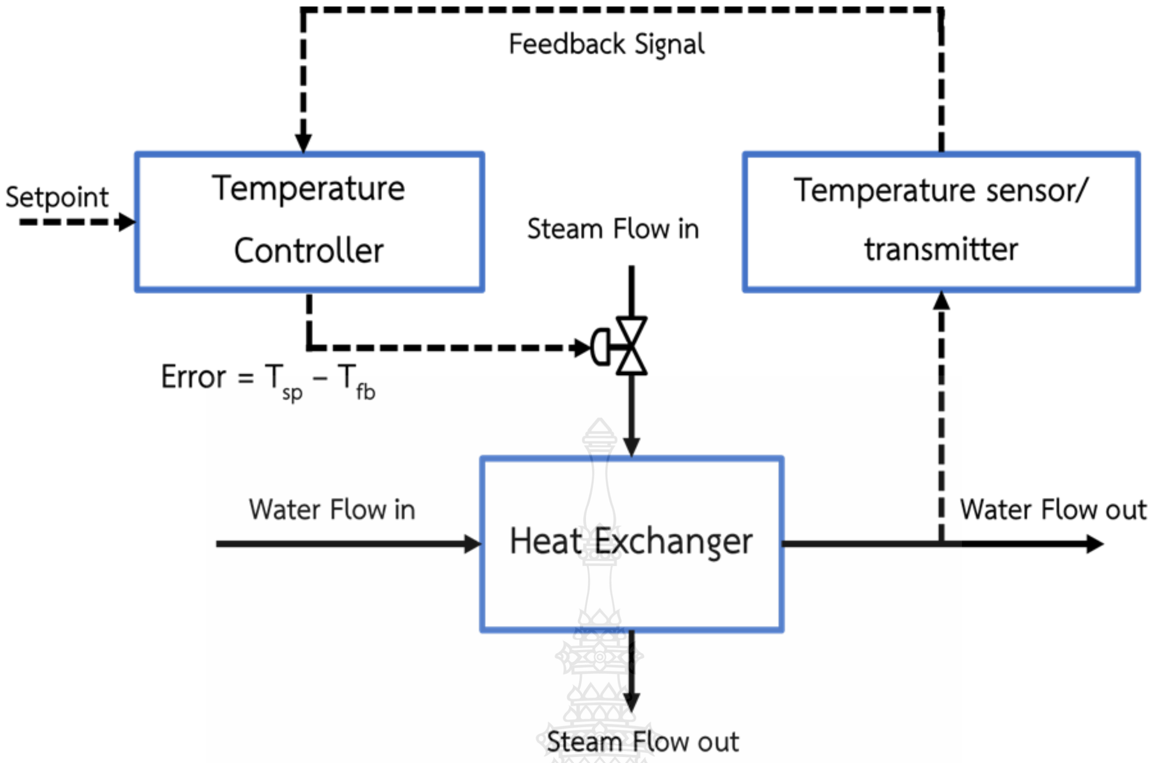
2.7. ชนิดของการควบคุมกระบวนการ

- การควบคุมแบบป้อนไปข้างหน้า (Feedforward Control) [27] เป็นการควบคุมอีกรูปแบบหนึ่งที่นำค่าของสัญญาณรบกวน (Disturbance or Load) เข้ามาเพื่อคำนวณค่าตัวแปรปรับ (Manipulated Variable) ที่เหมาะสมก่อนที่จะทำการรบการตัวแปรควบคุม (Controlled Variable) เพื่อดูผลการเปลี่ยนแปลง ซึ่งการควบคุมแบบป้อนไปข้างหน้า (Feedforward Control) มักถูกนำไปใช้ควบคู่กับการควบคุมแบบป้อนกลับ (Feedback Control) เพื่อเพิ่มสมรรถนะการควบคุม และการควบคุมแบบป้อนไปข้างหน้า (Feedforward Control) นิยมใช้ในกระบวนที่มีการเปลี่ยนแปลงสัญญาณรบกวนบ่อยๆ (Disturbance or Load)



รูปที่ 2.3. การควบคุมแบบป้อนไปข้างหน้าร่วมกับแบบป้อนกลับของกระบวนการเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน

- การควบคุมแบบป้อนกลับ (Feedback control) เป็นการควบคุมแบบลูปปิด (Closed Loop Control) โดยที่ Control Action จะขึ้นอยู่กับ Process Output โดยการวัดค่าตัวแปรที่ต้องการควบคุมแล้วนำมาเปรียบเทียบกับค่า Setpoint โดยการลบกัน และสามารบอกได้ว่าการควบคุมนั้นเป็นการควบคุมแบบ Negative Feedback

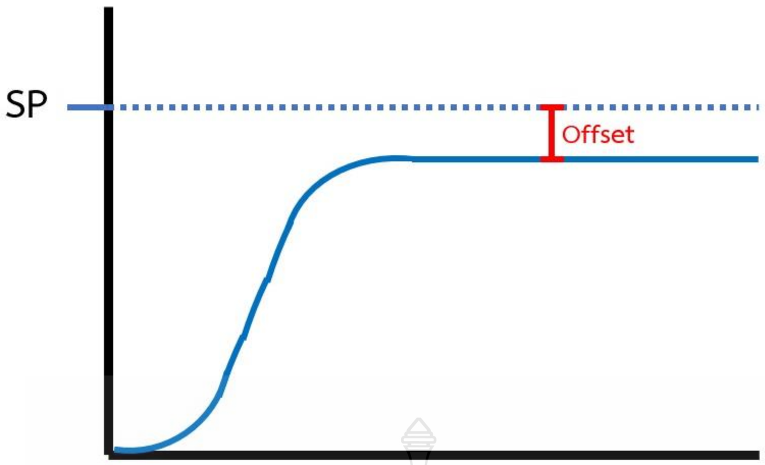


รูปที่ 2.4. การควบคุมแบบป้อนกลับของกระบวนการเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน

2.8. ตัวควบคุมแบบพีไอดี

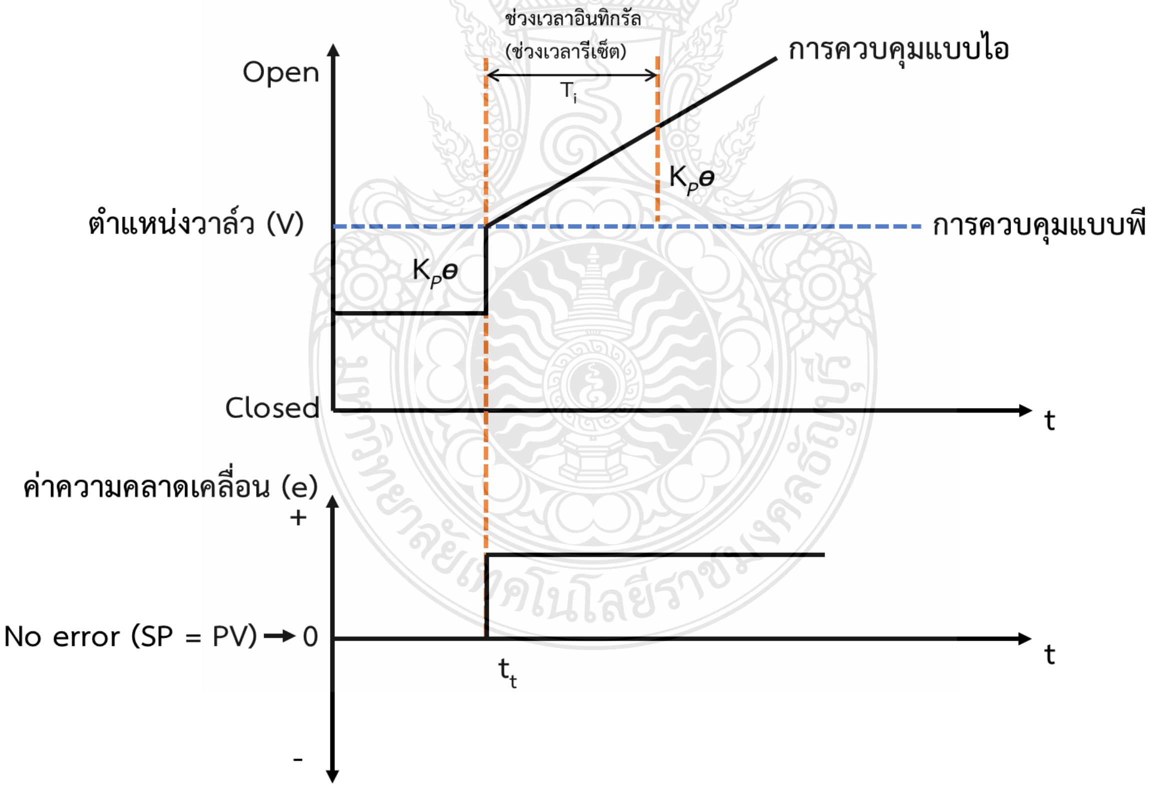
ตัวควบคุมแบบพีไอดี [28] เป็นตัวควบคุมแบบพื้นฐานที่ใช้ในกระบวนการควบคุม โดยโหมดการทำงานประกอบไปด้วย 3 โหมด ได้แก่ โหมด P (Proportional), โหมด I (Integral) และ โหมด D (Derivative) ซึ่งการทำงานทั่วไปต้องมีโหมด P ด้วยเสมอ ซึ่งโหมดการทำงานได้แก่ P, PI, PD และ PID

P-Control: Proportional Control เป็นการควบคุมพื้นฐานที่ใช้งานง่าย และมีข้อเสีย คือการเกิด Steady-State Error หรือ Offset นั่นคือ เมื่อทำการเปลี่ยนแปลงตัวแปรควบคุม ค่าตัวแปรควบคุมไม่เข้าสู่ค่า Setpoint และเมื่อมีการใช้ค่า Kc ที่สูงเกินไปอาจทำให้ระบบไม่มีเสถียรภาพ



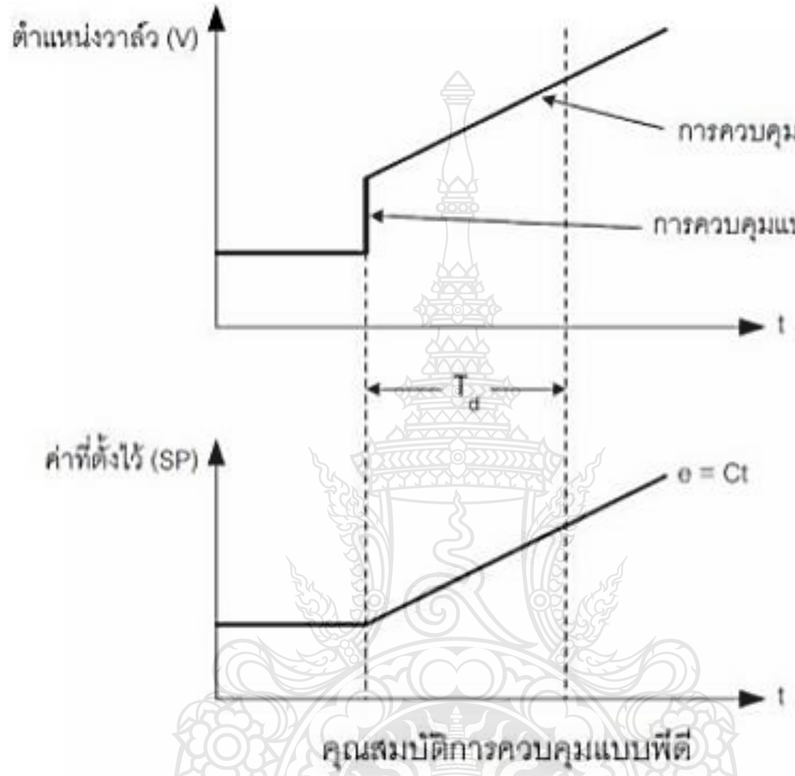
รูปที่ 2.5. การเกิด Steady-State Error หรือ Offset

PI Control: Proportional Integral Control เป็นการการควบคุมที่สามารถกำจัดการเกิด Steady-State Error หรือ Offset ได้ แต่มีโอกาสเกิด Over shoot สูง นั่นคือการที่ค่าตัวแปรเข้าสู่ค่า setpoint ได้



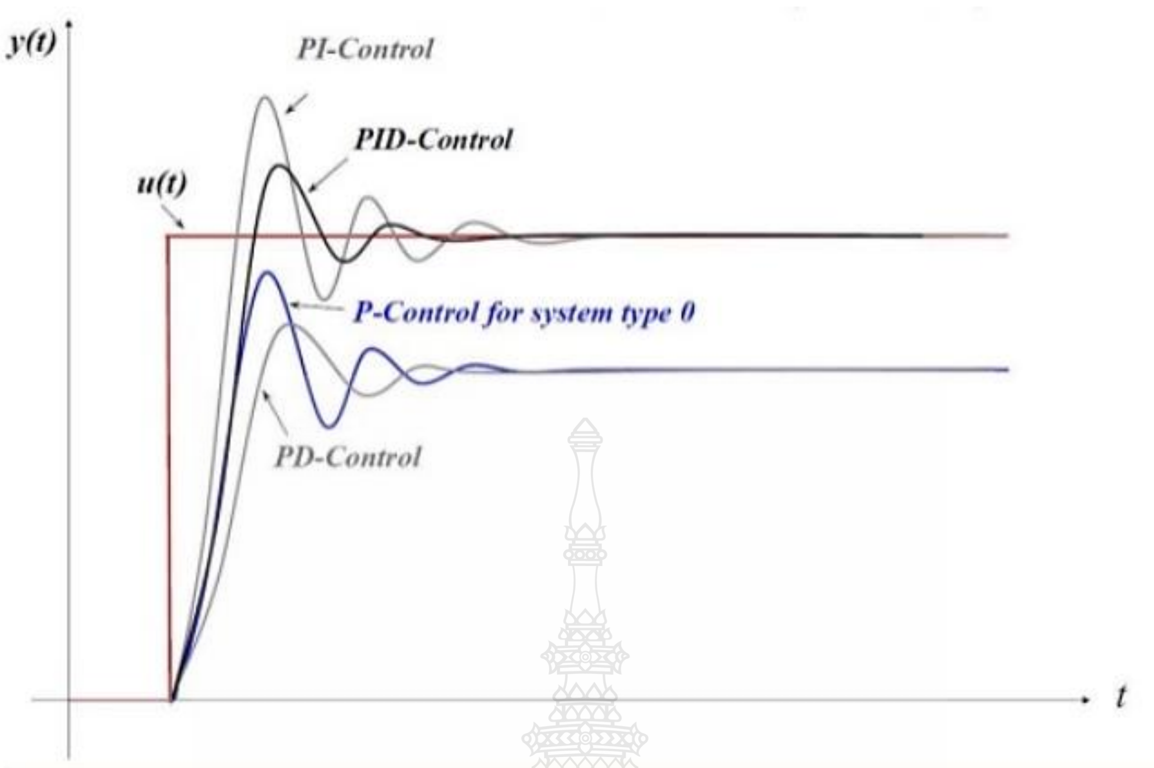
รูปที่ 2.6. คุณสมบัติการควบคุมแบบพีไอ

PD Control: Proportional Derivative Control เป็นการควบคุมโดยการปรับให้ค่า Output แปรผันเป็นสัดส่วนโดยตรงกับค่าความคลาดเคลื่อนของกระบวน ซึ่งการควบคุมแบบ PD ไม่สามารถนำไปใช้เพียงลำพังได้ ต้องทำงานตามค่าความคลาดเคลื่อนเท่านั้น เนื่องจากถ้าค่าความคลาดเคลื่อนหยุงนิ่ง ตัวควบคุมก็จะไม่ทำงาน และไวต่อสัญญาณรบกวนมาก และยังมีโอกาสเกิด Offset อีกด้วย



รูปที่ 2.7. คุณสมบัติการควบคุมแบบพีดี

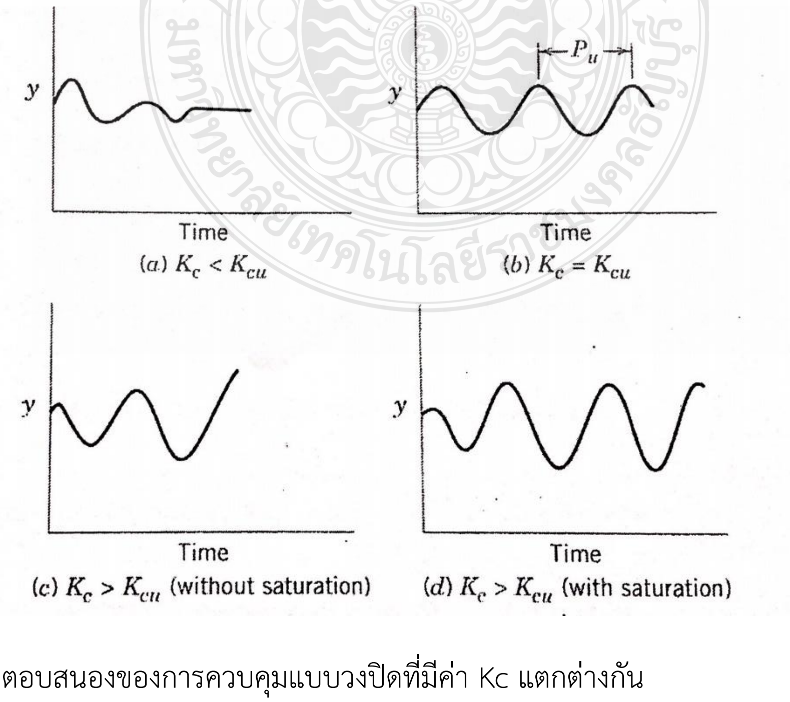
PID Control: Proportional Integral Derivative Control เป็นตัวควบคุมที่นิยมใช้ในกระบวนการอุตสาหกรรม เพราะว่าเพิ่มความเร็วต่อผลการตอบสนอง และลดเวลาลู่เข้า (Setting Time) ซึ่งเหมาะกับกระบวรการที่ช้า และข้อเสียคือ การขยายตัวรบกวนที่มีความถี่สูง (Noise) จากเครื่องมือวัด ทำให้มีแนวโน้มเป็น Oscillation หรือเกิดการสั่น



รูปที่ 2.8. การเปรียบเทียบผลตอบสนองของตัวควบคุมแบบต่างๆ

2.9. Closed loop tuning

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



รูปที่ 2.9. ผลการตอบสนองของการควบคุมแบบวงปิดที่มีค่า Kc แตกต่างกัน

ขั้นตอนการทำ Continuous Cycling Method มีดังต่อไปนี้

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

ตาราง 2.1. Controller setting based on the Continuous Cycling Method

Ziegler - Nichols	K_c	τ_I	τ_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	τ_I	τ_D
PI - control	$0.31K_{cu}$	$2.2P_u$	-
PID - control	$0.45K_{cu}$	$2.2P_u$	$P_u/6.3$

การตั้งค่าพารามิเตอร์ตัวควบคุม

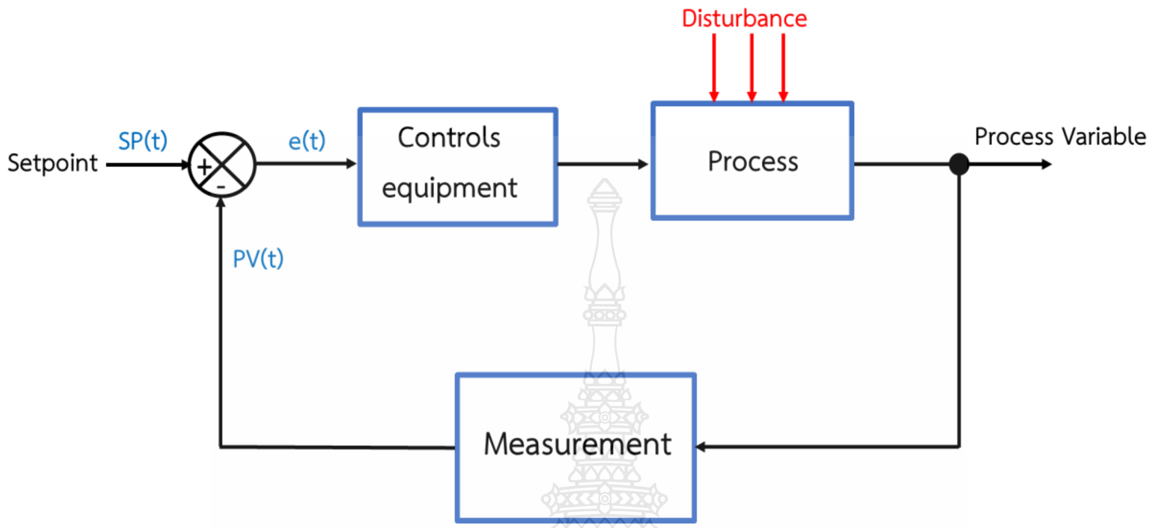
ผลการตอบสนองของระบบควบคุมแบบวงปิดที่ดีมีดังต่อไปนี้

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

ค่าคลาดเคลื่อนของระบบ (System Error)

ค่าคลาดเคลื่อนของระบบ (System Error) คือ ผลต่างระหว่างค่าเป้าหมายที่ต้องการหรือค่าที่ตั้งไว้ (setpoint) ค่าที่ได้จากการควบคุม



รูปที่ 2.10. บล็อกไดอะแกรมขแองการควบคุมกระบวนการ

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)

การออกแบบลูปควบคุมกระบวนการ (Control Loop Design)

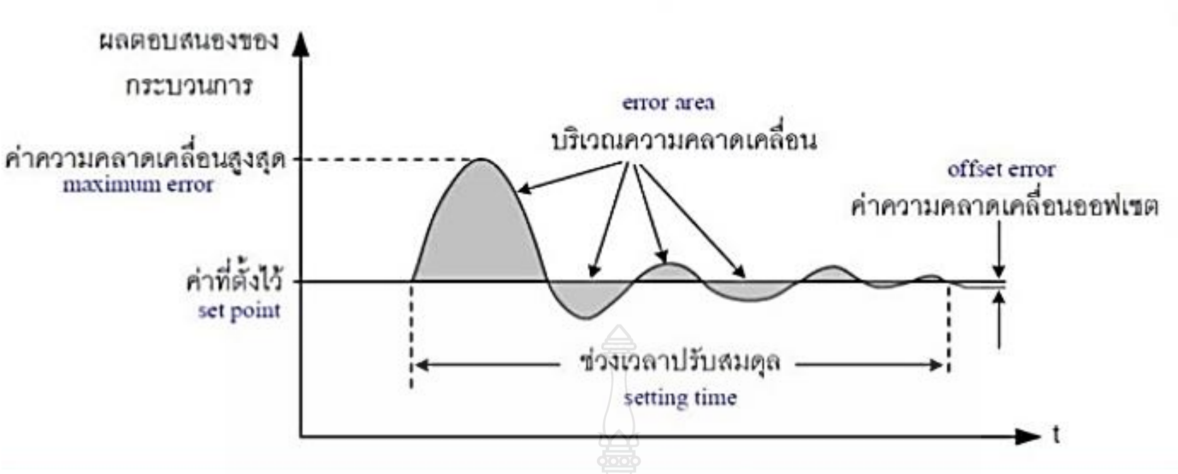
- Error area คือ บริเวณที่เกิดจากผลต่างระหว่างกราฟผลตอบสนองของกระบวนการกับค่า Setpoint ดังสมการที่ (2.3)

$$e(t) = SP(t) - PV(t) \tag{2.3}$$

- ค่าความคลาดเคลื่อน (Maximum error) คือ การเบี่ยงเบนสูงสุดของกระบวนการ

- ช่วงเวลาที่เข้าสู่สมดุล (Setting time) คือ ตัวแปรที่แสดงให้เห็นถึงกระบวนที่สนใจ และให้เวลาปรับสภาพของระบบให้เข้าสู่สภาวะสมดุลใหม่

- Offset error คือ ค่าความคลาดเคลื่อนที่เกิดขึ้นในกระบวนการ หลังจากที่ระบบได้เข้าสู่สภาพสมดุงใหม่อีกครั้ง



รูปที่ 2.11. แสดงการออกแบบลูปควบคุมกระบวนการ

บทที่ 3
วิธีการดำเนินการวิจัย

กระบวนการสังเคราะห์โพรพิลโพรพิโอเนตด้วยการกลั่นแบบมีปฏิกิริยา (Reactive Distillation) เป็นการศึกษาเกี่ยวกับการจำลองกระบวนการในสภาวะคงตัว (Steady State) และในสภาวะพลวัต (Dynamic) และออกแบบโครงสร้างการควบคุมของกระบวนการโดยใช้โปรแกรม Aspen Plus เข้ามาช่วยในการจำลองกระบวน ซึ่งจะอธิบายถึงขั้นตอนการดำเนินการ รวมไปถึงการศึกษาการจำลองกระบวนการ และศึกษาการออกแบบโครงสร้างระบบควบคุมของกระบวน วิธีการดำเนินงานมีขั้นตอนดังต่อไปนี้

3.1. แผนการดำเนินงาน

3.1.1. ศึกษาข้อมูลเกี่ยวกับกระบวนการสังเคราะห์โพรพิลโอพิโอเนตด้วยการกลั่นแบบมีปฏิกิริยา (Reactive Disstillation)

3.1.2. ศึกษาจำลองกระบวนการในสภาวะคงตัว (Steady State) และสภาวะพลวัต (Dynamic)

3.1.3. จำลองกระบวนการสังเคราะห์โพรพิลโอพิโอเนตในสภาวะคงตัว (Steady State) และสภาวะพลวัต (Dynamic)

3.1.4. ออกแบบโครงสร้างการควบคุมกระบวนการสังเคราะห์โพรพิลโอพิโอเนต

3.1.5. เปรียบเทียบสมรรถนะของกระบวนการ

3.1.6. สรุปผลการดำเนินงานและจัดทำรูปเล่มวิทยานิพนธ์

ตารางที่ 3.1. ผลการดำเนินงานของการทำวิทยานิพนธ์

ขั้นตอนการดำเนินงาน	2562				2563		
	มิ.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. ศึกษาข้อมูลเกี่ยวกับกระบวนการสังเคราะห์โพรพิลโอพิโอเนตด้วยการกลั่นแบบมีปฏิกิริยา (Reactive Disstillation)	←- - -	- - -→ / ←——	——→				
2. ศึกษาจำลองกระบวนการในสภาวะคงตัว (Steady State) และสภาวะพลวัต (Dynamic)		←- - - / ←——	- - -→ / ——→				
3. จำลองกระบวนการสังเคราะห์โพรพิลโอพิโอเนตในสภาวะคงตัว (Steady State) และสภาวะพลวัต (Dynamic)				←- - -	- - - / ←——	- - -→ / ——	——→

ตารางที่ 3.1. ผลการดำเนินงานของการทำวิทยานิพนธ์ (ต่อ)

ขั้นตอนการดำเนินงาน	2563			2564			
	ก.ค. - ส.ค.	ก.ย. - ต.ค.	พ.ย. - ธ.ค.	ม.ค.	ก.พ.	มี.ค.	เม.ย.
4. ออกแบบโครงสร้างระบบควบคุมกระบวนการสังเคราะห์โพรพิลโอพิโอเนต							
5. เปรียบเทียบสมรรถนะของกระบวนการ							
6. สรุปผลการดำเนินงานและจัดทำรูปเล่มวิทยานิพนธ์							

⟷ แสดงแผนการดำเนินงานจริง ⇠ - - - ⇢ แสดงแผนการดำเนินงาน

3.2. วิธีการดำเนินงาน

3.2.1. ศึกษาข้อมูลเกี่ยวกับกระบวนการสังเคราะห์โพรพิลโอพิโอเนตด้วยการกลั่นแบบมีปฏิกิริยา (Reactive Disstillation)

โพรพิลโอพิโอเนต (ProPro) ถูกสังเคราะห์โดยปฏิกิริยาเอสเทอริฟิเคชันของ โพรพานอล (ProOH) และ กรดโพรพิโอนิก (ProAc) ซึ่งปฏิกิริยาเป็นแบบย้อนกลับได้ รวมถึงปฏิกิริยาเอสเทอริฟิเคชันและปฏิกิริยาไฮโดรไลซิส ตัวเร่งปฏิกิริยาเป็นแบบ heterogeneous ที่ความดันบรรยากาศ โดยมีปฏิกิริยาดังนี้:

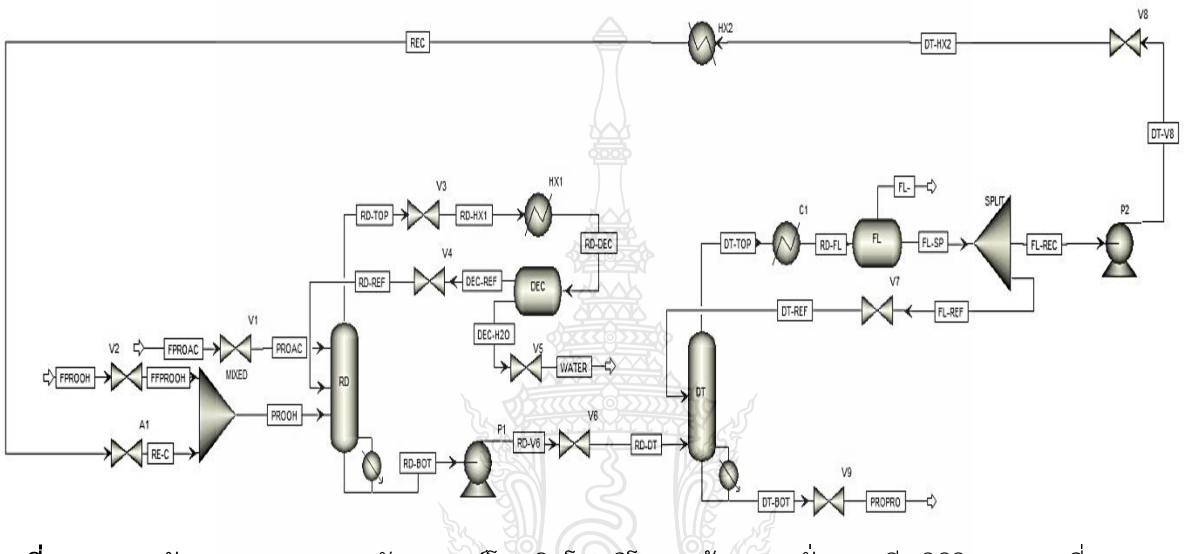
$$C_3H_8O + C_3H_6O_2 \rightleftharpoons C_6H_{12}O_2 + H_2O \quad (3.1)$$

3.2.2 ศึกษาจำลองกระบวนการในสภาวะคงตัว (Steady State) และสภาวะพลวัต (Dynamic)

ศึกษาการจำลองกระบวนการสังเคราะห์โพรพิลโพโอเนตด้วยโปรแกรม Aspen Plus และ Aspen Dynamics ในสภาวะคงตัวและสภาวะพลวัต ตามลำดับ ซึ่งในกระบวนการประกอบไปด้วยหน่วยปฏิบัติการ 2 เครื่อง คือหอกลั่นแบบมีปฏิกิริยา(RD) และหอกลั่น (Distillation) และมีกระแสรีไซเคิล 1 กระแส ซึ่งการสังเคราะห์โพร-พิลโพรพิโอเนตที่เกิดปฏิกิริยาใน reaction zone ของหอกลั่นแบบมีปฏิกิริยา (RD) ของเหลวที่ถูกควบแน่นจาก condenser จะถูกป้อนเข้าไปที่ decanter เพื่อแยกเฟสอินทรีย์และเฟสน้ำ ซึ่งเฟสอินทรีย์จะถูกป้อนกลับไปที่ส่วนด้านบนของหอกลั่นแบบมีปฏิกิริยา ในผลพลอยได้คือน้ำ และผลิตภัณฑ์ในส่วน bottom ของหอกลั่นแบบมีปฏิกิริยาจะถูกป้อนไปที่หอกลั่นที่สอง ซึ่งผลิตภัณฑ์ที่ได้คือโพรพิลโพรพิโอเนต ในส่วน bottom ของหอกลั่นที่สอง และโพรพานอลที่เหลือจะถูกรีไซเคิลกันไปที่หอกลั่นแบบมีปฏิกิริยาเพื่อทำการกลั่นแยกอีกครั้ง

3.2.3. จำลองกระบวนการสังเคราะห์โพรพิลโอพิโอเนตในสภาวะคงตัว (Steady State) และสภาวะพลวัต (Dynamic)

จำลองกระบวนการสังเคราะห์โพรพิลโพรพิโอเนตด้วยโปรแกรม Aspen Plus ในสภาวะคงตัว ซึ่งในการจำลองกระบวนการซึ่งการจำลองกระบวนสังเคราะห์โพรพิลโพโอเนตในสภาวะคงตัว แสดงอยู่ในรูปที่ 3.1 ตามโครงสร้างตามบทความอ้างอิงของ Hong Xu (CS0)



รูปที่ 3.1. แผนผังของกระบวนการสังเคราะห์โพรพิลโพรพิโอเนตด้วยหอกลั่นแบบมีปฏิกิริยา (RD) ที่สภาวะคงตัวตามบทบาทอ้างอิงของ Hong Xu (CS0)

ทำการจำลองกระบวนการสังเคราะห์โพรพิลโพรพิโอเนตด้วยหอกลั่นแบบมีปฏิกิริยา (RD) ด้วยโปรแกรม Aspen Plus ในสภาวะคงตัวแล้วเปลี่ยนเป็นสภาวะพลวัตและทำการติดตั้งโครงสร้างการควบคุมของกระบวนที่แสดงดังรูปที่ 3.2 โดยใช้โครงสร้างการควบคุมของ Hong Xu ดังต่อไปนี้

(1) ควบคุมอัตราการไหลของกรดโพรพิโอนิกเพื่อรักษาค่าคงที่ด้วยตัวควบคุม B1

(2) ควบคุมอัตราการไหลของโพรพานอลด้วยตัวควบคุม B2 ซึ่งเป็นการควบคุมอัตราการไหลอัตราส่วนโมลระหว่างสารตั้งต้นทั้งสองชนิดให้คงที่นั่นคือตัวบควบคุม B5

(3) ควบคุมความดันในส่วนด้านบนของหอกลั่นที่สอง ด้วย condenser ในส่วนด้านบนด้วยตัวควบคุม DT_S1PC

(4) ควบคุมความดันในส่วนด้านบนของหอกลั่นแบบมีปฏิกิริยา (RD) ด้วย Vapor flow rate ในส่วนด้านบนด้วยตัวควบคุม RD_S1PC

(5) ควบคุมอุณหภูมิของ Decanter ด้วย condenser duty ของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (HX1) ด้วยตัวควบคุม B6

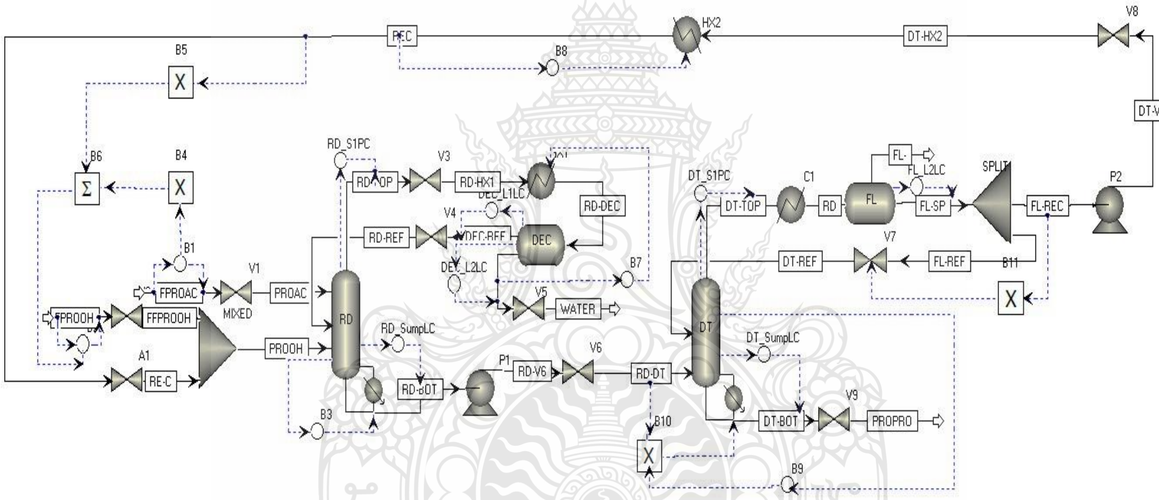
(6) ควบคุมเลเวลของ Reflux drum ของหอกลั่นที่สองและหอกลั่นแบบมีปฏิกิริยา (RD) โดยอัตราการไหลของด้านบนและผลิตภัณฑ์ด้านล่างด้วยตัวควบคุม DT_SumpLC และ RD_SumpLC ตามลำดับ

(7) สำหรับ Decanter เฟสอินทรีย์จะถูกส่งกลับไปยังหอกลั่นแบบมีปฏิกิริยา (RD) ในขณะที่ผลพลอยได้คือน้ำ ดังนั้นเลเวลของเฟสอินทรีย์และเฟสน้ำจะถูกควบคุมด้วยอัตราการไหลตามลำดับ นั่นคือที่เฟสอินทรีย์จะถูกควบคุมเลเวลด้วยตัวควบคุม DEC_L1LC และเฟสน้ำจะถูกควบคุมเลเวลด้วยตัวควบคุม DEC_L2LC

(8) ควบคุมอุณหภูมิที่ tray 27 ของหอกลั่นแบบมีปฏิกิริยา (RD) ด้วยตัวควบคุม B9 และหอกลั่นที่สอง เพื่อให้ได้การตอบสนองแบบไดนามิกที่รวดเร็วยิ่งขึ้น B8 จะถูกจัดสัดส่วนตามอัตราการไหลของอัตราการไหลขาเข้าและอัตราส่วนนั้นสามารถปรับได้ด้วยอุณหภูมิที่ tray 23 ของหอกลั่นที่สอง

(9) Reflux ratio ของหอกลั่นที่สองคงที่

(10) 1 นาทีของ Dead-time ถูกเพิ่มเข้าไปในลูปให้ควบคุมอุณหภูมิทั้งหมดเพื่อให้เหมาะสมกับการใช้งานจริง



รูปที่ 3.2. แผนผังของกระบวนการสังเคราะห์โพรพิลโพรพิโอเนตด้วยหอกลั่นแบบมีปฏิกิริยา (RD) ที่สภาวะพลวัตตามบทบาทอ้างอิงของ Hong Xu (CS0)

3.2.4. ออกแบบโครงสร้างระบบควบคุมกระบวนการสังเคราะห์โพรพิลโอพิโอเนต

การออกแบบโครงสร้างการควบคุมกระบวนการสังเคราะห์โพรพิลโพรโอเนต ได้นำการวิเคราะห์เกนของกระบวนการมาช่วยในการวิเคราะห์ (process gain) โดยเมทริกซ์สัมพัทธ์ของเกนเป็นตารางเมทริกซ์ที่แสดงถึงค่าที่ใช้ในการตัดสินใจเพื่อเลือกคู่ตัวแปรปรับที่ใช้ในการควบคุมตัวแปรควบคุมนั้นๆ โดยการวิเคราะห์จะคำนวณได้จากสมการที่ 2

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

%G คือ เปอร์เซ็นเกนของ PV ที่เลือกเนื่องจากการเปลี่ยนแปลงของ MV ที่เลือก, ΔPV คือความต่างของตัวแปรที่เลือกเนื่องจาการเปลี่ยนแปลงของ MV ที่เลือกและ RM คือช่วงของ PV วิธีการวิเคราะห์ Process Gain ของกระบวนการระหว่าง PV และ MV ที่เหมาะสมควรมีค่าสูงสุดที่เป็นไปได้ของการวิเคราะห์ Process Gain และการวิเคราะห์ Process Gain ถูกนำไปใช้เพื่อการประเมินโครงสร้างการควบคุมดังรูปที่ 3.2 ที่เสนอโดย Hong Xu และคณะ เรียกชื่อว่า CS0 จากนั้นโครงสร้างการควบคุมใหม่ มีชื่อว่า CS1 ซึ่งได้ออกแบบใหม่โดยใช้วิธีการวิเคราะห์ Process Gain แล้วนำทั้งสองโครงสร้างการควบคุมมาเปรียบเทียบกัน

3.2.5. เปรียบเทียบสมรรถนะของกระบวนการ

หลังจากการออกแบบโครงสร้างของกระบวนการสังเคราะห์โพรพิลโพริโอเนต แล้ว นำไปจำลองโครงสร้างระบบควบคุมเพื่อดูผลการจำลองกระบวนการเมื่อผลที่ได้เป็นไปตามที่คาดหมาย นำผลที่ได้ไปทำการเปรียบเทียบสมรรถนะระหว่างแบบจำลองโครงสร้างของกระบวนตามบทความอ้างอิงและแบบจำลองโครงสร้างของกระบวนการที่ถูกออกแบบขึ้นมาใหม่จากนั้นดูผลที่ได้จากการเปรียบเทียบสมรรถนะ ถ้าผลที่ได้จาการออกแบบต่ำกว่ากระบวนการอ้างอิง ต้องกลับไปทำการออกแบบใหม่อีกครั้งตามหัวข้อ 3.2.4.

3.2.6. สรุปผลการดำเนินงานและจัดทำรูปเล่มวิทยานิพนธ์

เมื่อผลที่ได้เป็นไปตามที่คามหมายไว้แล้ว นำไปสรุปผลการดำเนินงาน ผลที่ได้จากการเปรียบเทียบสมรรถนะมีประสิทธิภาพต่างกันอย่างไรแบบไหนมีสมรรถนะที่ดีกว่ากัน จากนั้นจัดทำรูปเล่มวิทยานิพนธ์

บทที่ 4
ผลการดำเนินงานและการวิเคราะห์

4. ออกแบบโครงสร้างการควบคุมของกระบวนการสังเคราะห์โพรพิลโอพิโอเนต

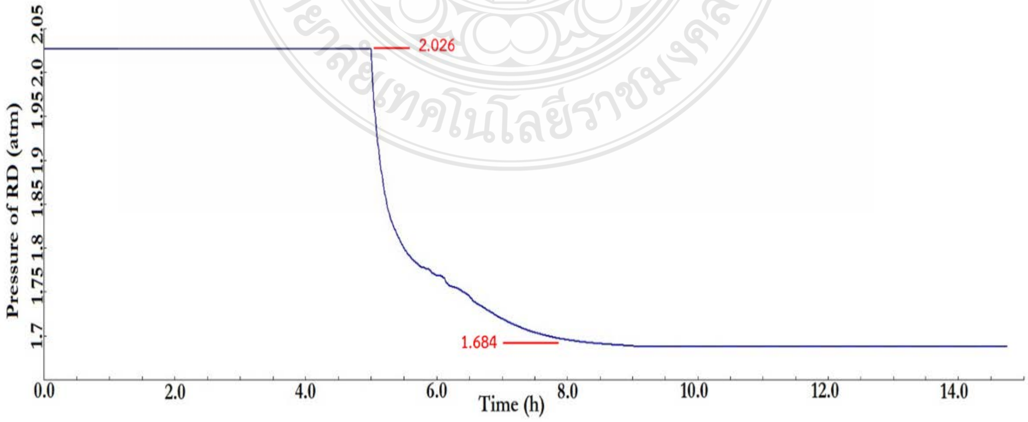
4.1. การประยุกต์ใช้ Process gain analysis

ในการออกแบบโครงสร้างการออกแบบโครงสร้างการควบคุม ได้นำวิธี Process gain analysis เข้ามาใช้ในการวิเคราะห์ โดยที่ Process gain array มีตัวแปรปรับ (MV) 15 ตัว และตัวแปรควบคุมมี 15 ตัว และในการคำนวณจริง เริ่มจากทำการเปลี่ยนแปลงตัวแปรปรับเพิ่มขึ้น 10% แล้วดูค่าที่มีการเปลี่ยนแปลงของทุกตัวแปรควบคุม จากนั้นทำการคำนวณทุกตัวออกมาเป็นค่า Process gain ด้วยสมการที่ 1 และนำค่าที่คำนวณแล้วมาใส่ในตาราง Process gain array ดังแสดงตารางที่ 1

จากตารางที่ 1 แสดงสามารถวิเคราะห์ Process gain analysis ซึ่งยกตัวอย่างการคำนวณดังต่อไปนี้ ทำการเปลี่ยนแปลงอัตราการไหลที่ V3 เพื่อดูค่าการเปลี่ยนแปลงของความดันของหอกลั่นแบบมีปฏิกิริยา โดยการเพิ่มอัตราการไหล 10% ที่เวลา 5 ชม เมื่อทำการเปลี่ยนแปลงแล้วจะได้กราฟขึ้นมาดังรูป 4.1 จากกราฟจะเห็นได้ว่าค่าความดันเริ่มต้นคือ 2.026 และค่าความดันที่เปลี่ยนแปลงคือ 1.684 และช่วงของ PV คือ 4.053 สามารถคำนวณได้ดังต่อไปนี้

$$G\%_{P\,(RD)} = \left|\frac{2.026\ - 1.684}{4.053} \times 100\right| = 8.438 \qquad (4.1)$$

จากตัวอย่างการคำนวณ นั่นคือ V3 ที่คำนวณคู่กับความดันของหอกลั่นแบบมีปฏิกิริยาและได้ค่า Process gain 8.438% ซึ่งในการและตัวแปรปรับตัวอื่นๆก็ทำได้ด้วยวิธีเดียวกัน และในทดสอบ Process gain analysis เราได้นำโครงสร้างการควบคุมของ Hong Xu มาจับคู่ ซึ่งผลการจับคู่ระหว่างตัวแปรปรับและตัวแปรควบคุมที่ได้แสดงดังตารางที่ 2



รูปที่ 4.1. ผลการการเปลี่ยนแปลงของความดันของหอกลั่นแบบมีปฏิกิริยาที่ V3 โดยการเพิ่มอัตราการไหล 10% ที่เวลา 5 ชม

ตารางที่ 4.1. แสดงผลวิเคราะห์ Process Gain Array ของกระบวนการสังเคราะห์โพรพิลโพรพิโอเนต

CV / MV	V1	V2	V3	V4	V5	V6	V7	V8	V9	HX1	HX2	Reb. (RD)	Reb. (DT)	Condenser DT	F (RD-DT)
F (ProAC)	5.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000		0.000	0.000	0.000	0.000
F (ProOH)	0.000	5.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000		0.000	0.000	0.000	0.000
P (RD)	17.518	5.342	8.438	0.400	0.000	0.000	1.216	0.025	0.000	28.043		53.104	1.216	2.887	1.216
L (RD-REF)	47.000	37.400	46.938	95.905	0.314	0.029	21.743	0.133	0.090	0.000	U	47.133	34.081	4.781	21.743
L (BY-P)	68.429	0.010	55.114	11.881	0.392	0.000	0.300	0.010	0.062	0.000	N	25.286	2.033	0.643	1.405
L (RD)	46.762	46.848	46.776	46.838	0.005	46.932	25.305	6.652	0.124	0.000	S	48.086	41.010	5.510	25.305
F (RD-REF)	19.122	19.988	0.001	0.000	0.000	0.000	0.016	4.005	0.000	0.002	T	0.002	0.003	0.034	0.003
L (FL)	47.500	0.150	0.110	0.010	0.000	0.000	0.125	45.570	0.000	0.395	A	0.730	0.095	47.935	0.125
L (DT)	47.381	3.524	46.733	0.133	0.000	46.900	3.014	26.786	24.691	46.81	B	47.438	2.838	46.671	3.014
T (DEC)	9.525	2.399	15.689	0.114	0.000	0.000	0.512	0.017	0.000	14.450	L	12.544	0.512	1.180	0.512
T (Rec)	16.693	0.549	1.068	0.310	0.000	0.000	7.290	0.058	0.001	8.931	E	12.006	7.290	17.559	7.290
T (RD)	15.533	3.935	3.376	0.835	0.000	0.000	0.811	0.063	0.000	28.130		41.274	0.811	2.020	0.811
T (DT)	11.577	1.045	2.041	0.570	0.000	0.000	13.858	0.104	0.002	17.033		21.036	13.858	2.696	13.858
P (DT)	35.398	1.702	3.286	0.933	0.000	0.000	27.456	0.168	0.002	35.167		45.751	27.456	4.342	0.016
F (RD-DT)	3.823	22.012	2.483	0.016	0.000	0.002	0.003	0.405	0.000	1.540		30.267	0.016	0.028	27.456

ตารางที่ 4.2. แสดงการจับคู่ระหว่างตัวแปรปรับและตัวแปรควบคุมของ CS0

Controlled Variable	Manipulated Variable	Gain (%)
Feed flow rate of Propionic acid (ProAC)	V1	5.000
Feed flow rate of Propanol (ProOH)	V2	5.000
Pressure in RD	V3	8.438
Level reflux feed of RD	V4	95.905
Level of by-product	V5	0.392
Level in RD	V6	46.932
Feed reflux feed flow rate of DT	V7	0.016
Level in flash drum	V8	45.570
Level in bottom feed (Product)	V9	24.691
Temperature in decanter	HX1	14.45
Temperature of Recycle feed	HX2	Unstable
Pressure in DT	Condenser of DT	41.274
Temperature in RD	Reb. RD	13.858
Temperature in DT	Reb. DT	14.342
Feed reflux feed flow rate of RD	F (RD-REF)	27.456

4.2. ออกแบบโครงสร้างการควบคุมใหม่

จากโครงสร้างการควบคุมของ Hong Xu ค่อนข้างจับคู่ได้ดี จึงสามารถนำมาออกแบบโครงสร้างการควบคุมใหม่ได้ โดยคาดหวังว่าจะมีประสิทธิภาพดีกว่าโครงสร้างการควบคุมของ Hong Xu ด้วยหลักการออกแบบดังต่อไปนี้

(1) ทำการจับคู่ตัวควบคุมพิจารณาจากตัวควบคุมที่ไม่สามารถวิเคราะห์ Process gain ได้ นั่นคือ HX2 โดยพิจารณาจากแผนผังกระบวนการ ซึ่งจากแผนผังกระบวนการจะเห็นได้ว่า HX2 มีผลต่อสายรีไซเคิล จึงได้ทำการจับคู่ HX2 เข้ากับสายรีไซเคิล T(Rec)

(2) ทำการจับคู่ลูปอัตราการไหล ตามโครงสร้างการควบคุมของ Hong Xu ซึ่งให้ค่า Process gain analysis ที่มากที่สุดอยู่แล้ว แต่ที่ V7 ค่า Process gain analysis ที่มากที่สุด คือ 27.456% ซึ่งการที่เลือกจับคู่นั้น เมื่อดูจากแผนผังกระบวนการจะเห็นได้ว่า V7 มีผลต่อสาย F(RD-REF) จึงจำเป็นต้องจับคู่กับตัวแปรควบคุมนี้

(3) ทำการจับคู่ลูปเลเวล ตามโครงสร้างการควบคุมของ Hong Xu เนื่องจากตัวแปรควบคุมเลเวลทั้ง 5 ตัวควบคุมให้ค่า Process gain ที่มากที่สุดอยู่แล้ว

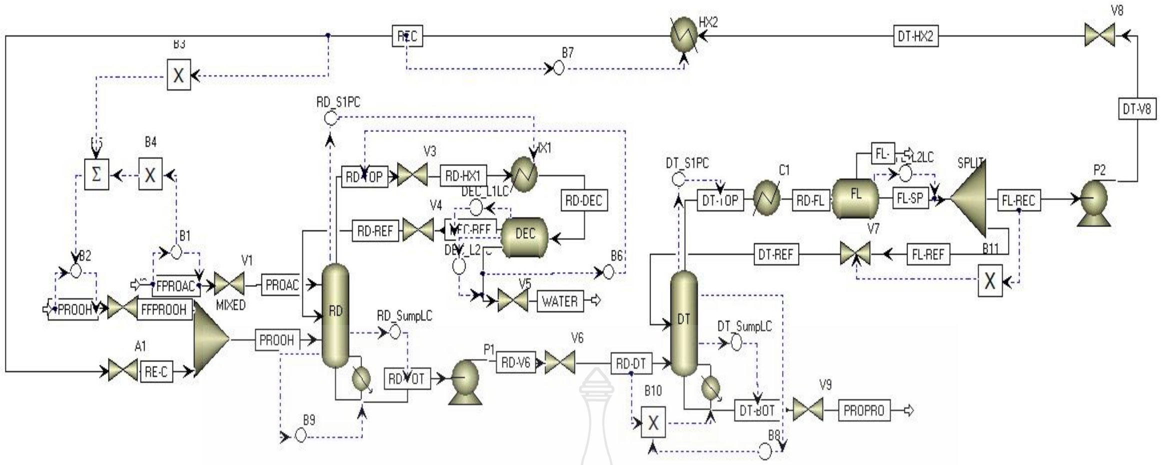
(4) ทำการจับคู่ลูปอุณหภูมิ ตามโครงสร้างการควบคุมของ Hong Xu และมีการเปลี่ยนแปลง 1 ตัว จากโครงสร้างการควบคุมของ Hong Xu นั่นคือ V3 ที่ทำการควบคุมอุณหภูมิของดีแคนเตอร์แทน HX1

(5) ทำการจับคู่ลูป Pressure ตามโครงสร้างการควบคุมของ Hong Xu และมีการเปลี่ยนแปลง 1 ตัว จากโครงสร้างการควบคุมของ Hong Xu นั่นคือ HX1 ที่ทำการควบคุมความดันของหอกลั่นแบบมีปฏิกิริยาแทน V3

ในงานวิจัยนี้ได้ออกแบบโครงสร้างการควบคุมใหม่ CS1 ดังแสดงในตารางที่ 4.3 และรูปที่ 4.2 ซึ่งใน CS1 ความดันในหอกลั่นแบบมีปฏิกิริยาและอุณหภูมิใน Decanter ถูกจับคู่ใหม่โดยใช้วิธีการวิเคราะห์ Process Gain ของกระบวนการ เนื่องจากความดันในหอกลั่นปฏิกิริยาถูกจับคู่กับ HX1 ซึ่งได้ผลการวิเคราะห์ที่สูงกว่าการจับคู่กับ V8 28.043% ซึ่งผลจากกระบวนการ 8.438% และที่อุณหภูมิใน Decanter ซึ่งได้ผลการวิเคราะห์ที่สูงกว่าการจับคู่กับ HX1 15.689% ซึ่งผลจากกระบวนการ 14.45% จะสังเกตได้ว่าวิธีการวิเคราะห์ Process Gain ของกระบวนการที่นำเสนอถือได้ว่าเป็นวิธีที่เหมาะสมสำหรับการออกแบบโครงสร้างการควบคุม

ตารางที่ 4.3. แสดงการจับคู่ระหว่างตัวแปรปรับและตัวแปรควบคุมของ CS1

Controlled Variable	Manipulated Variable	Gain (%)
Feed flow rate of Propionic acid (ProAC)	V1	5.000
Feed flow rate of Propanol (ProOH)	V2	5.000
Temperature in decanter	V3	15.689
Level reflux feed of RD	V4	95.905
Level of by-product	V5	0.392
Level in RD	V6	46.932
Feed reflux feed flow rate of DT	V7	0.016
Level in flash drum	V8	45.570
Level in bottom feed (Product)	V9	24.691
Pressure in RD	HX1	28.043
Temperature of Recycle feed	HX2	Unstable
Pressure in DT	Condenser of DT	41.274
Temperature in RD	Reb. RD	13.858
Temperature in DT	Reb. DT	14.342
Feed reflux feed flow rate of RD	F (RD-REF)	27.456



รูปที่ 4.2. แผนผังของกระบวนการสังเคราะห์โพรพิลโพรพิโอเนตด้วยหอกลั่นแบบมีปฏิกิริยา (RD) ที่สภาวะพลวัตของ CS1

4.3. Tune Parameters

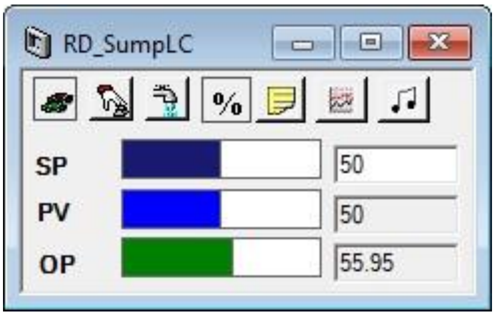
ทำการติดตั้งตัวควบคุมตามโครงสร้างการควบคุม Hong Xu ซึ่งค่าพารามิเตอร์ตามโครงสร้างการควบคุมของ Hong Xu แสดงดังตารางที่ 4.4 ซึ่งค่าพารามิเตอร์ตัวควบคุมในกระบวนการควบคุมนี้ใช้ค่าพารามิเตอร์โหมด P-only และ PI

ตารางที่ 4.4. ค่าพารามิเตอร์ตามบทความอ้างอิงของ Hong Xu

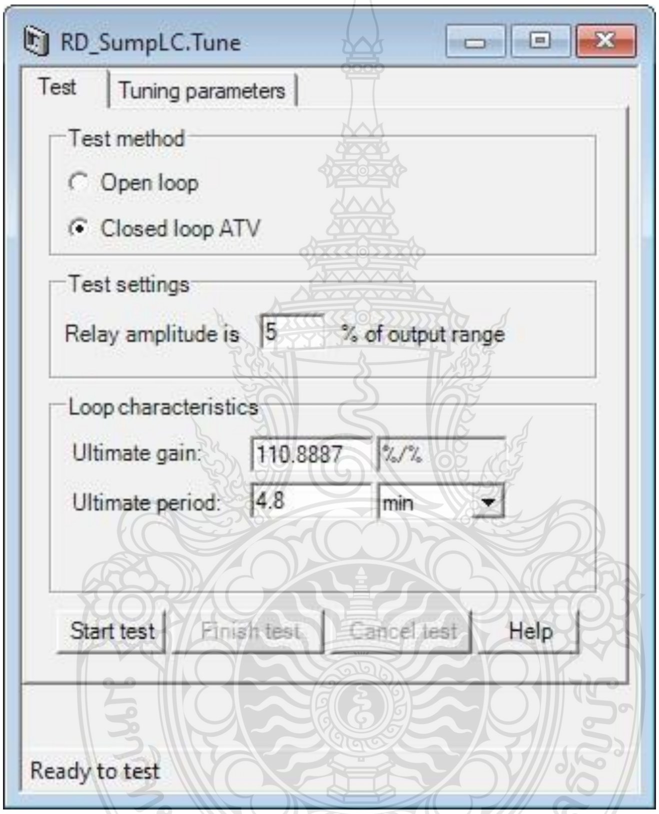
Parameters	Kc (min)	τ_I (min)
Feed Flowrate	0.5	0.3
Level	2	-
Temperature	2	-
Pressure	20	12

เมื่อทำการติดตั้งตัวควบคุมเสร็จแล้ว จากนั้นทำการ Tuning Parameters โดยใช้การ Auto Tune จากการโปรแกรม Aspen Dynamics ดังรูปที่ 4.3.ทำการ Tuning Parameters โดยคลิกที่ไอค่อน

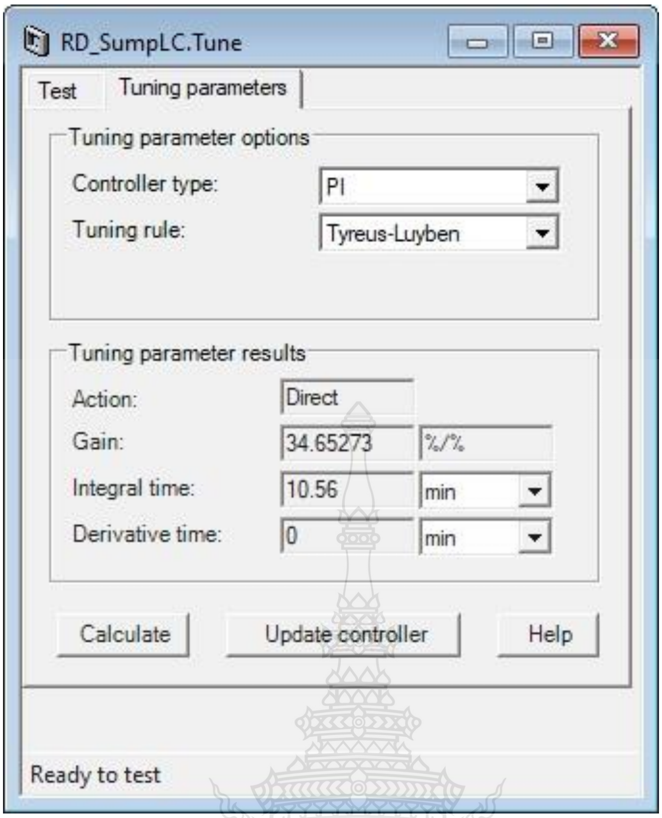
จากนั้นทำการตั้งค่าวิธีการทดสอบเป็น Closed loop ATV แล้วกด Start test ดังแสดงในรูปที่ 4.4. และทำการกดรันกระบวนการเป็นการ Auto tune ค่าพารามิเตอร์ เมื่อรันกระบวนการแล้วจากนั้นทำการกดที่ Finish test



รูปที่ 4.3. แสดงหน้าต่างของตัวควบคุมเลเวลของหอกลั่นแบบมีปฏิกิริยา



รูปที่ 4.4. แสดงหน้าต่างการทดสอบของตัวควบคุมเลเวลของหอกลั่นแบบมีปฏิกิริยา



รูปที่ 4.5. แสดงหน้าต่าง Tuning Parameters ของตัวควบคุมเลเวลของหอกลั่นแบบมีปฏิกิริยา

จากนั้นทำการเปลี่ยนไปที่ Tuning parameters และกดที่ Calculate เพื่อดูค่าพารามิเตอร์หลังจากที่ทำการ Tuning Parameters จากรูปที่ 4.5 พบว่าค่าพารามิเตอร์นั้นมีค่า Kc = 34.65273 min และ τ_I = 10.56 min เมื่อได้ค่าพารามิเตอร์มาแล้วทำการนำค่าพารามิเตอร์ที่ได้มาใส่ในตัวควบคุมทุกตัว เพื่อทำการรันกระบวนการเพื่อดูประสิทธิภาพในการควบคุม และเมื่อประสิทธิภาพการควบคุมยังไม่ดีเท่าที่คาดหวังไว้ จึงนำค่าพารามิเตอร์ที่ได้จากการทำ Tuning parameters นำมา Trial and error เพื่อหาค่าที่มีประสิทธิภาพการควบคุมที่ไวกว่าเดิม ซึ่งผลจากการนำค่าพารามิเตอร์มา trial and error แสดงดังตารางที่ 4.5 ซึ่งค่าพารามิเตอร์ของ CS0 คือ

- Feed Flowrate : Kc = 0.5 min, τ_I = 0.3 min
- Level : Kc = 41.03 min, τ_I = 7.92 min
- Temperature : Kc = 41.03 min, τ_I = 7.92 min
- Pressure : Kc = 20 min, τ_I = 12 min

และจากนั้นทำการ Tuning parameters ของโครงสร้างการควบคุมของ CS1 ด้วยวิธีเดียวกัน ซึ่งผลจากการนำค่าพารามิเตอร์มา trial and error แสดงดังตารางที่ 4.6 ซึ่งค่าพารามิเตอร์ของ CS1 คือ

- Feed Flowrate : Kc = 0.5 min
  τ_I = 0.3 min
- Level : Kc = 22.02 min
  τ_I = 9.24 min
- Temperature : Kc = 22.02 min
  τ_I = 9.24 min
- Pressure : Kc = 43.99 min
  τ_I = 3.96 min

ตารางที่ 4.5. แสดงถึงผลการ trial and error ค่าพารามิเตอร์ของ CS0

Parameters		Kc (min)	τ_I (min)
Feed Flowrate	ครั้งที่ 1	0.50	0.30
	ครั้งที่ 2	0.50	0.30
	ครั้งที่ 3	0.50	0.30
Level	ครั้งที่ 1	34.65	10.65
	ครั้งที่ 2	37.03	7.92
	ครั้งที่ 3	41.03	7.92
Temperature	ครั้งที่ 1	34.65	10.65
	ครั้งที่ 2	37.03	7.92
	ครั้งที่ 3	41.03	7.92
Pressure	ครั้งที่ 1	20.00	12.00
	ครั้งที่ 2	20.00	12.00
	ครั้งที่ 3	20.00	12.00

ตารางที่ 4.6. แสดงถึงผลการ trial and error ค่าพารามิเตอร์ของ CS1

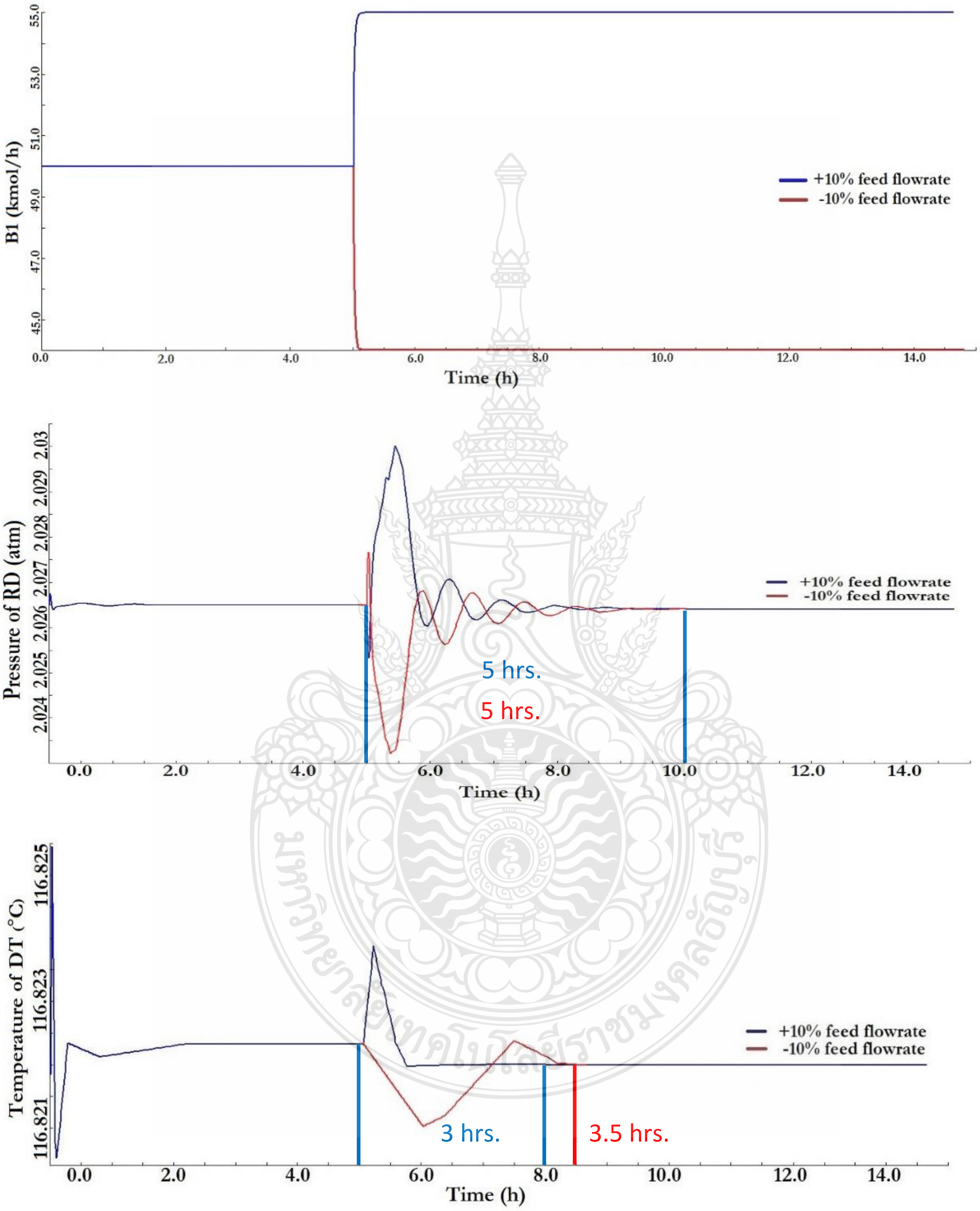
Parameters		Kc (min)	τ_I (min)
Feed Flowrate	ครั้งที่ 1	0.50	0.30
	ครั้งที่ 2	0.50	0.30
	ครั้งที่ 3	0.50	0.30
	ครั้งที่ 4	0.50	0.30
Level	ครั้งที่ 1	109.37	3.96
	ครั้งที่ 2	41.20	9.24
	ครั้งที่ 3	25.02	9.24
	ครั้งที่ 4	22.02	9.24
Temperature	ครั้งที่ 1	109.37	3.96
	ครั้งที่ 2	41.20	9.24
	ครั้งที่ 3	25.02	9.24
	ครั้งที่ 4	22.02	9.24
Pressure	ครั้งที่ 1	20.00	12.00
	ครั้งที่ 2	43.99	3.96
	ครั้งที่ 3	43.99	3.96
	ครั้งที่ 4	43.99	3.96

4.4. การเปรียบเทียบสมรรถนะของกระบวนการ

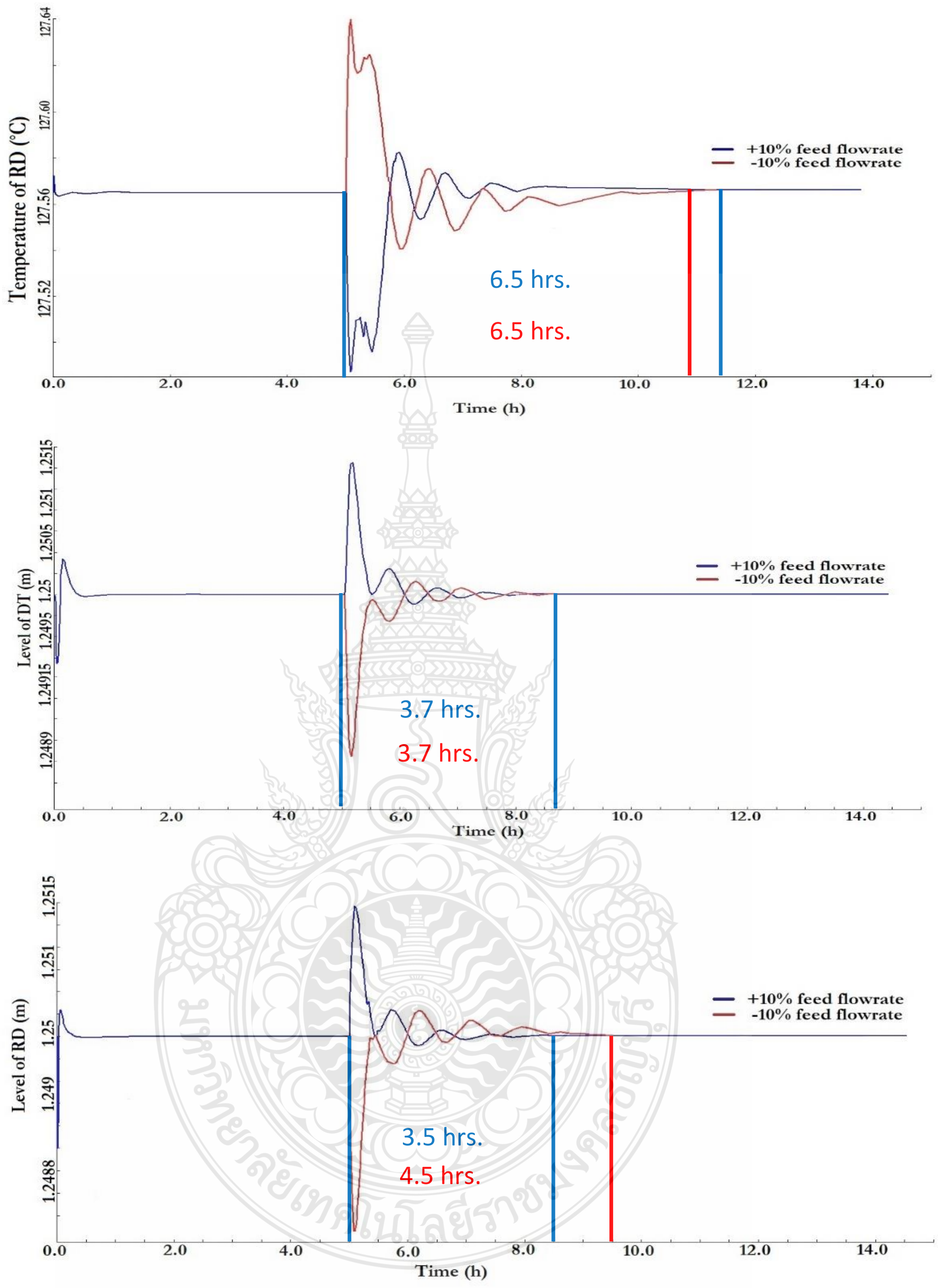
การเปรียบเทียบประสิทธิภาพการควบคุมเป็นการเปรียบเทียบในเรื่องของเวลาที่ตัวควบคุมปรับตัวเข้าสู่ค่าเป้าหมาย และทำการทดสอบประสิทธิภาพการควบคุมของ CS0 และ CS1 โดยการรบกวนระบบด้วยการเปลี่ยนแปลงอัตราการไหลและอุณหภูมิของ ProAC จากนั้นทำการรบกวนระบบของโครงสร้างการควบคุมของ CS0 ตามบทความอ้างอิงสามารถรบกวนระบบได้สูงสุด 20% แต่ที่การรบกวนระบบของโครงสร้าง CS1 สามารถทำได้สูงสุดที่ 10% จึงทำการเปรียบเทียบผลการรบกวนระบบที่ 10% ระหว่าง CS0 และ CS1 ที่เวลา 5 ชม.

ทำการเปรียบเทียบประสิทธิภาพการควบคุมด้วยการเปลี่ยนแปลงอัตราการไหล และผลการทดสอบประสิทธิภาพการควบคุมของ CS0 แสดงดังรูปที่ 4.6. โดยที่เส้นสีน้ำเงินแสดงถึงการเพิ่มอัตราการไหล 10% ของ ProAC ซึ่งกระบวนการนี้สามารถกำจัดสิ่งรบกวนและปรับตัวเข้าสู่ค่าเป้าหมายได้ภายใน 3-6 ชม. และ

เส้นสีแดงแสดงถึงการลดอัตราการไหล 10% ของ ProAC ซึ่งกระบวนการนี้สามารถกำจัดสิ่งรบกวนและปรับตัวเข้าสู่ค่าเป้าหมายได้ภายใน 3.5-6.5 ชม

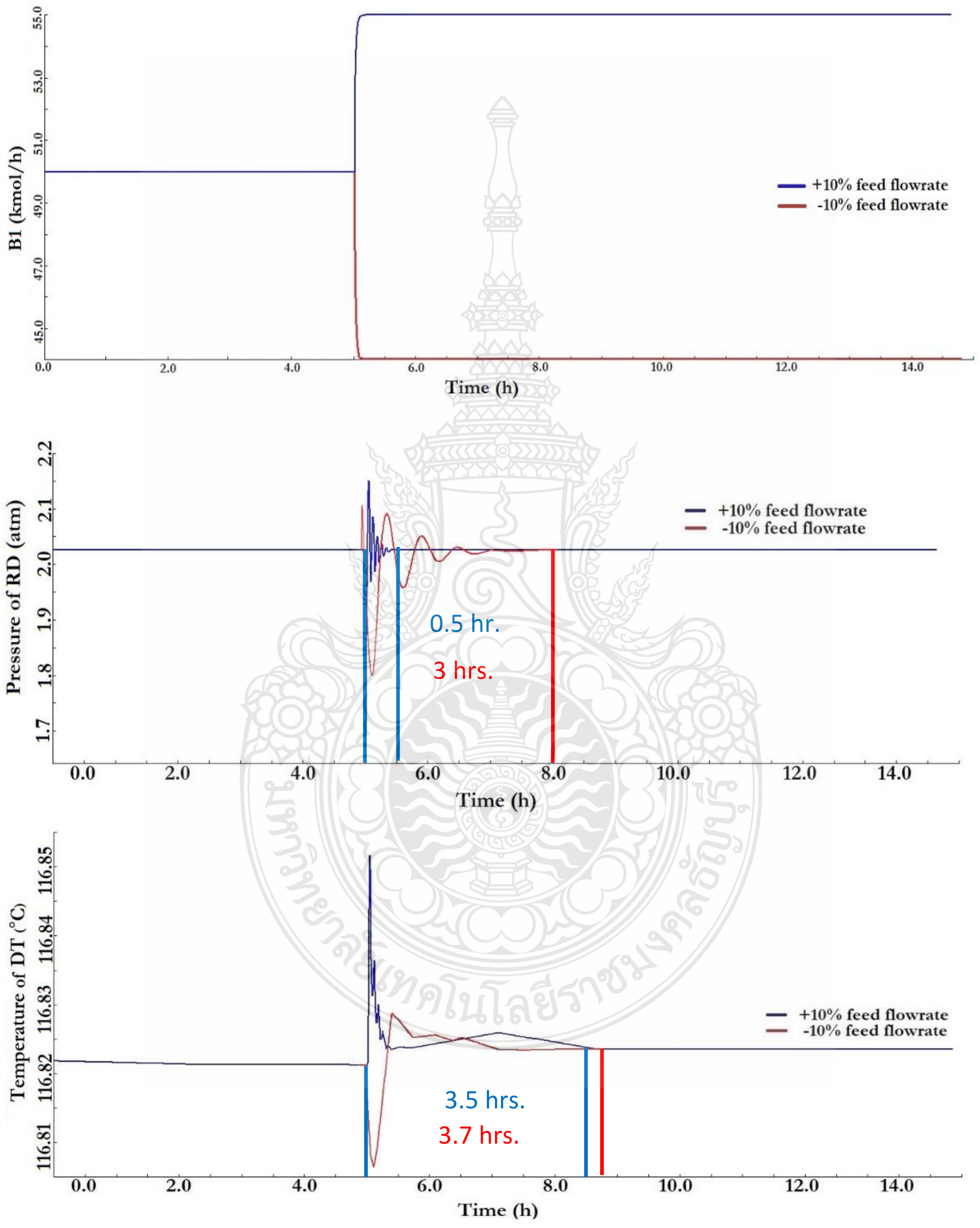


รูปที่ 4.6. แสดงการจำลองกระบวนการของ CS0 ด้วยการเปลี่ยนแปลงอัตราการไหล 10 % ของ ProAC ที่ 5 ชม.

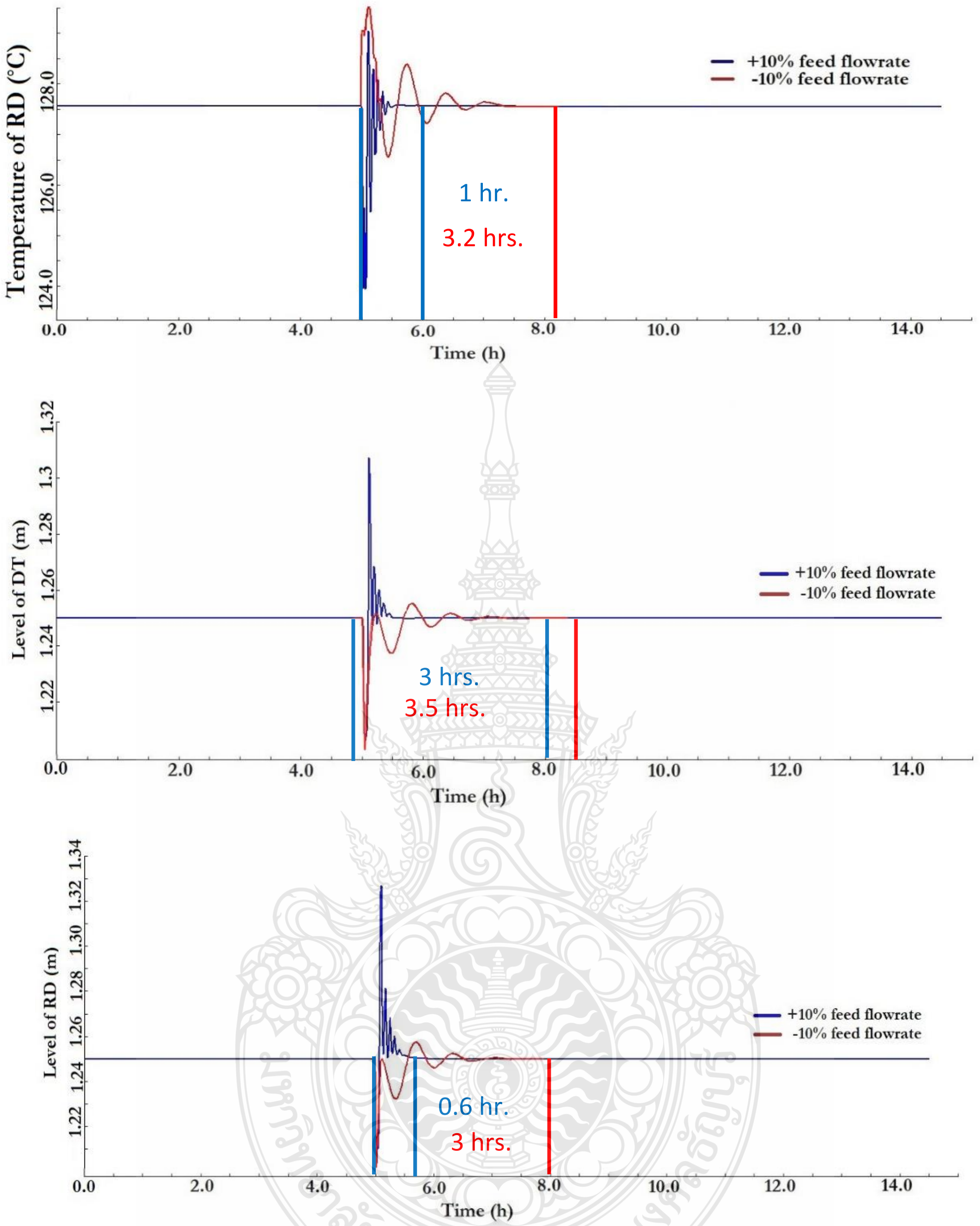


รูปที่ 4.6. แสดงการจำลองกระบวนการของ CS0 ด้วยการเปลี่ยนแปลงอัตราการไหล 10 % ของ ProAC ที่ 5 ชม. (ต่อ)

และผลการทดสอบประสิทธิภาพการควบคุมของ CS1 แสดงดังรูปที่ 4.7. โดยที่เส้นสีน้ำเงินแสดงถึงการเพิ่มอัตราการไหล 10% ของ ProAC ซึ่งกระบวนการนี้สามารถกำจัดสิ่งรบกวนและปรับตัวเข้าสู่ค่าเป้าหมายได้ภายใน 0.5-3.5 ชม. และเส้นสีแดงแสดงถึงการลดอัตราการไหล 10% ของ ProAC ซึ่งกระบวนการนี้สามารถกำจัดสิ่งรบกวนและปรับตัวเข้าสู่ค่าเป้าหมายได้ภายใน 2.5-3.7 ชม



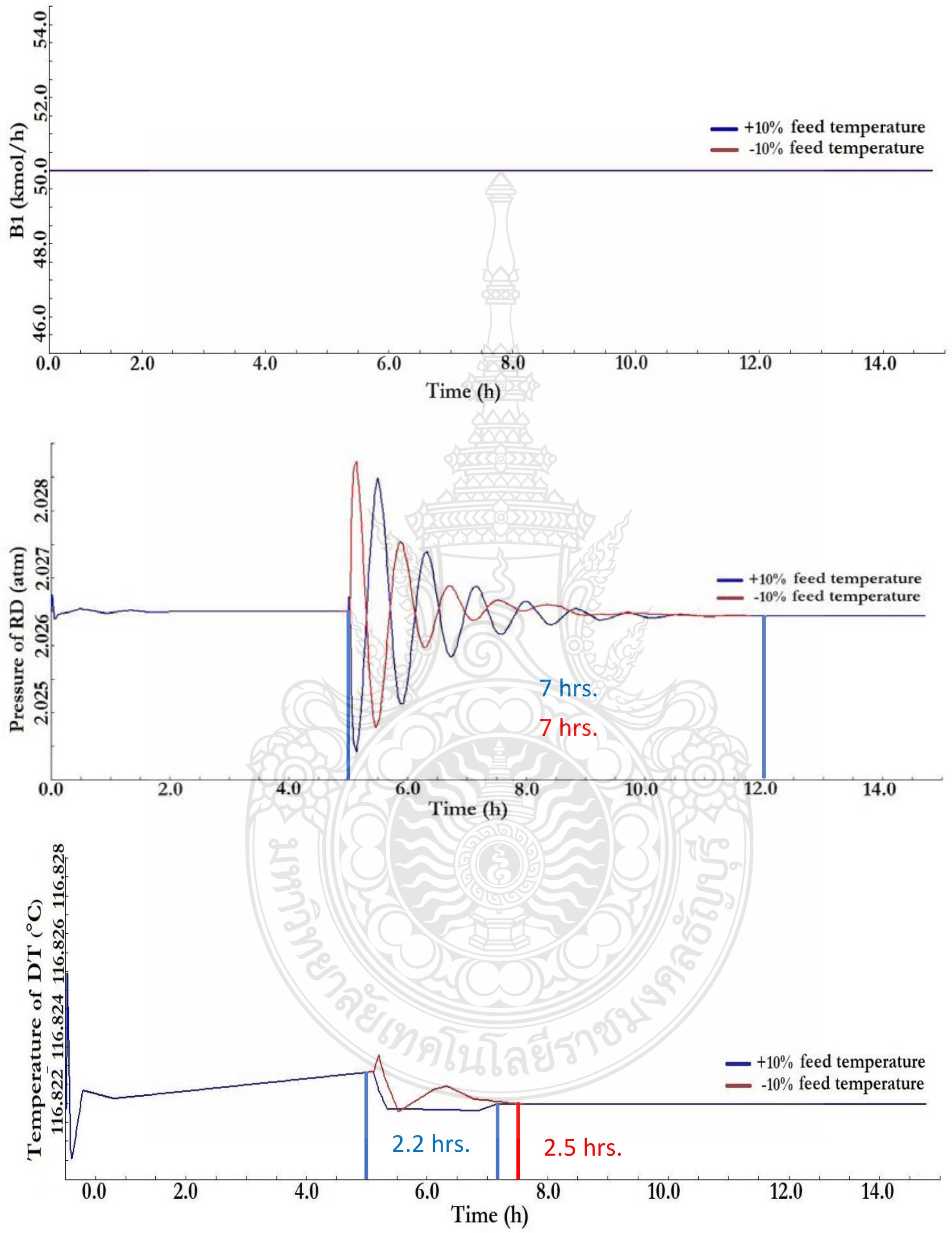
รูปที่ 4.7. แสดงการจำลองกระบวนการของ CS1 ด้วยการเปลี่ยนแปลงอัตราการไหล 10 % ของ ProAC ที่ 5 ชม.



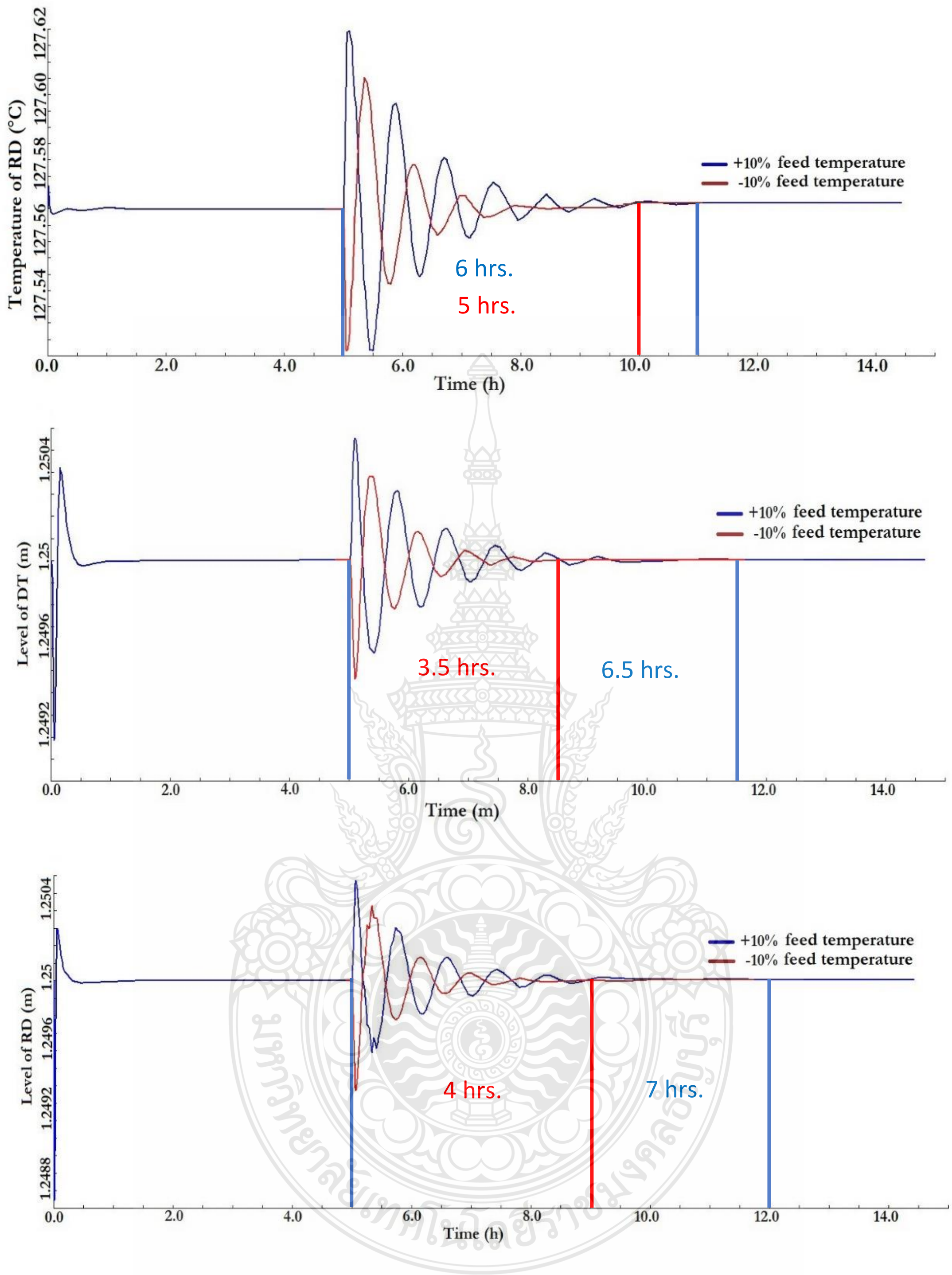
รูปที่ 4.7. แสดงการจำลองกระบวนการของ CS1 ด้วยการเปลี่ยนแปลงอัตราการไหล 10 % ของ ProAC ที่ 5 ชม. (ต่อ)

จากนั้นทำการเปรียบเทียบประสิทธิภาพการควบคุมด้วยการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิ และผลการทดสอบประสิทธิภาพการควบคุมของ CS0 แสดงดังรูปที่ 4.8. โดยที่เส้นสีน้ำเงินแสดงถึงการเพิ่มอุณหภูมิ 10% ของ ProAC ซึ่งกระบวนการนี้สามารถกำจัดสิ่งรบกวนและปรับตัวเข้าสู่ค่าเป้าหมายได้ภายใน 2.2-7 ชม. และ

เส้นสีแดงแสดงถึงการลดอุณหภูมิ 10% ของ ProAC ซึ่งกระบวนการนี้สามารถกำจัดสิ่งรบกวนและปรับตัวเข้าสู่ค่าเป้าหมายได้ภายใน 2.5-7 ชม

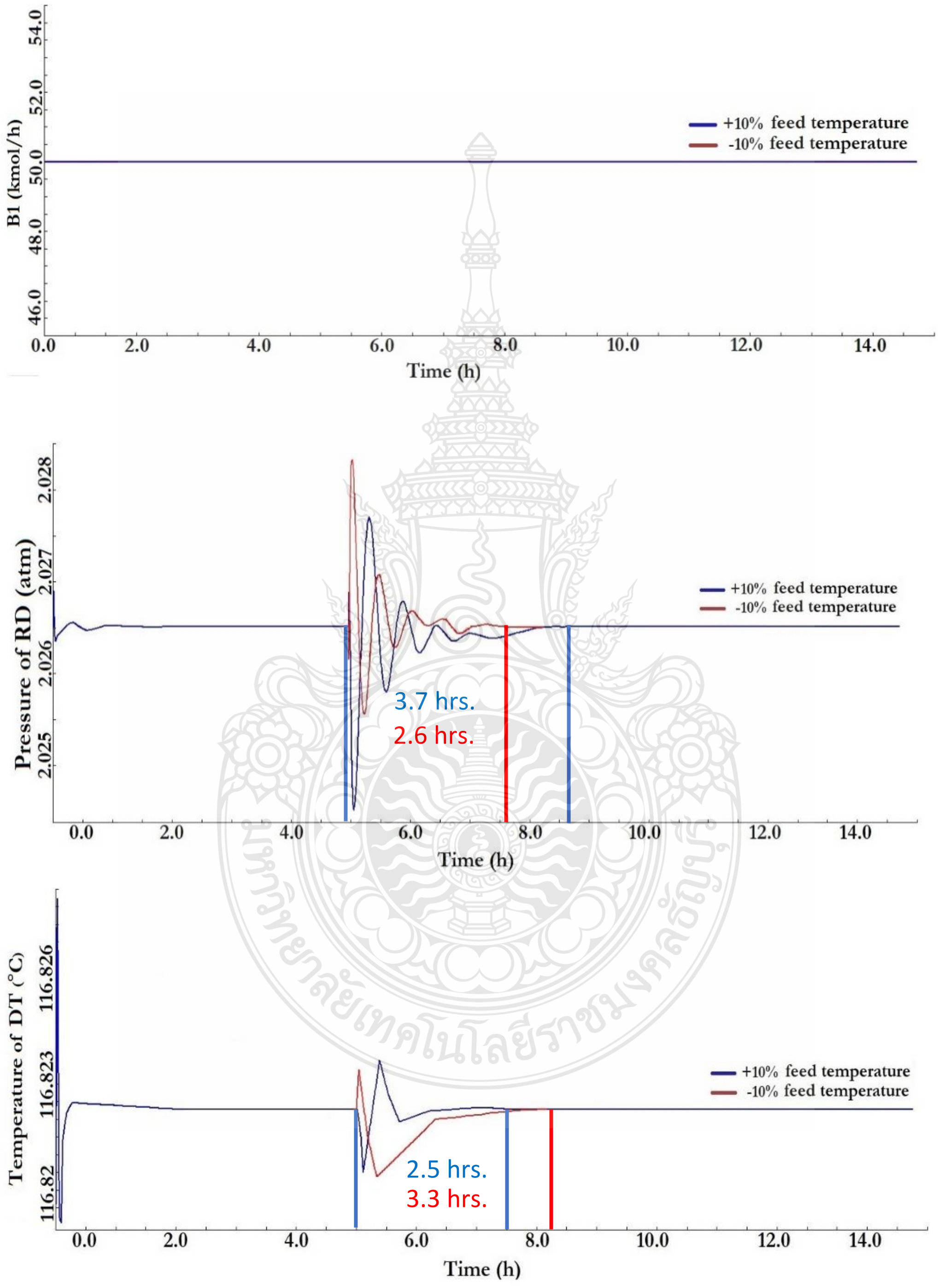


รูปที่ 4.8. แสดงการจำลองกระบวนการของ CS0 ด้วยการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิ 10 % ของ ProAC ที่ 5 ชม.

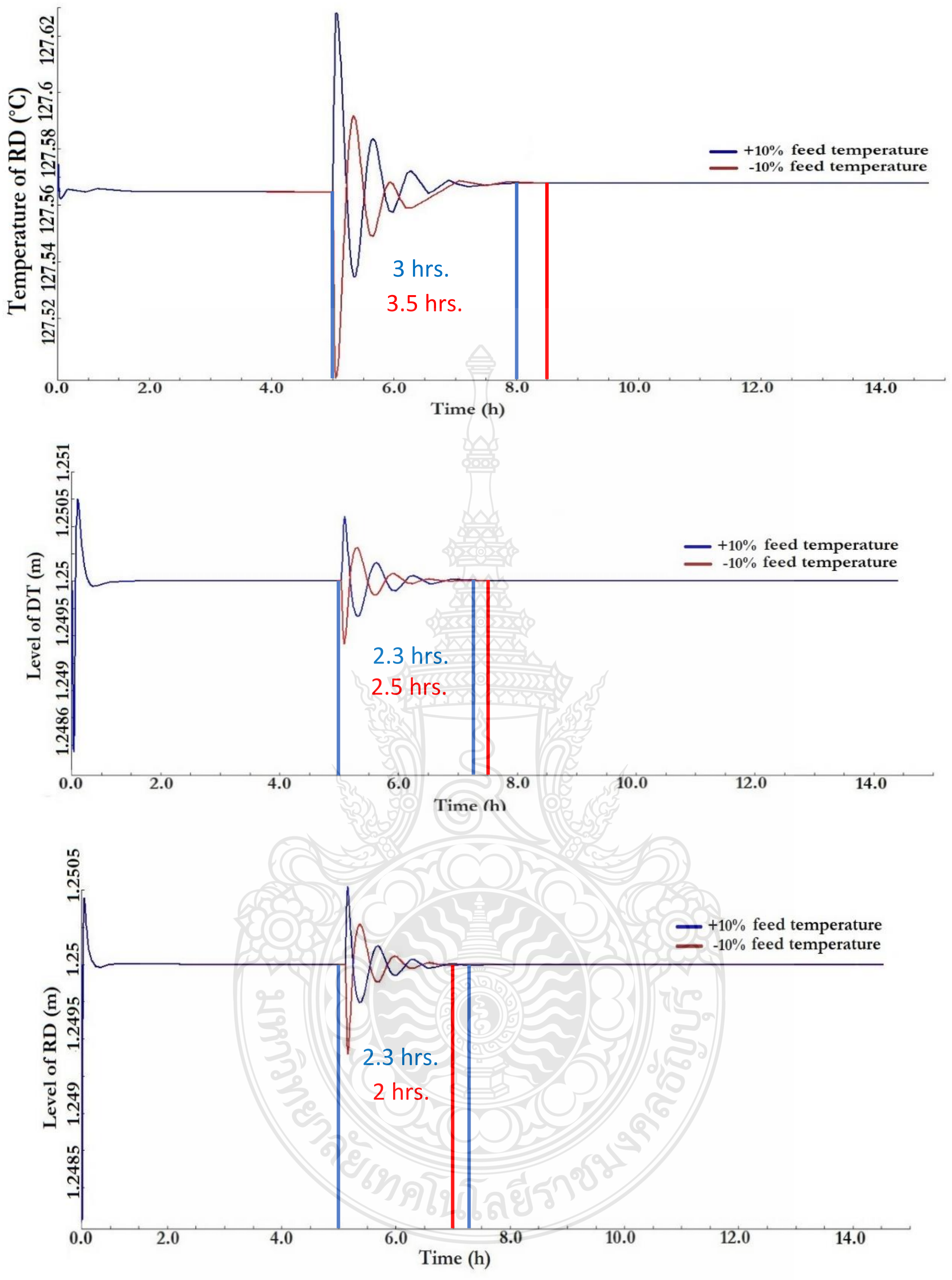


รูปที่ 4.8. แสดงการจำลองกระบวนการของ CS0 ด้วยการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิ 10 % ของ ProAC ที่ 5 ชม. (ต่อ)

และผลการทดสอบประสิทธิภาพการควบคุมของ CS1 แสดงดังรูปที่ 4.9. โดยที่เส้นสีน้ำเงินแสดงถึงการเพิ่มอุณหภูมิ 10% ของ ProAC ซึ่งกระบวนการนี้สามารถกำจัดสิ่งรบกวนและปรับตัวเข้าสู่ค่าเป้าหมายได้ภายใน 2.3-3.7 ชม. และเส้นสีแดงแสดงถึงการลดอุณหภูมิ 10% ของ ProAC ซึ่งกระบวนการนี้สามารถกำจัดสิ่งรบกวนและปรับตัวเข้าสู่ค่าเป้าหมายได้ภายใน 2-3.5 ชม



รูปที่ 4.9. แสดงการจำลองกระบวนการของ CS1 ด้วยการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิ 10 % ของ ProAC ที่ 5 ชม.



มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีราชมงคลธัญบุรี

รูปที่ 4.9. แสดงการจำลองกระบวนการของ CS1 ด้วยการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิ 10 % ของ ProAC ที่ 5 ชม.(ต่อ)

จากการเปรียบเทียบประสิทธิภาพพบว่าโครงสร้างการควบคุมของ CS1 สามารถกำจัดสิ่งรบกวนและปรับตัวเข้าสู่ค่าเป้าหมายได้ไวกว่าโครงสร้างการควบคุมของ CS0 ซึ่งเมื่อทำการเปลี่ยนแปลงของอัตราการไหลและอุณหภูมิของฟีด ProAC จะเห็นได้ว่าโครงสร้างการควบคุมของ CS1 ไวกว่า CS0 2.5-2.8 ชม. และ 0.2-3.3 ชม. ตามลำดับ และเมื่อโครงสร้างการควบคุมปรับตัวเข้าสู่ค่าเป้าหมายได้ไว นั่นคือสามารถผลิตภัณฑ์ได้ไวกว่าเดิมและสามารถประหยัดพลังงานที่ไม่จำเป็นได้อีกด้วย

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีราชมงคลธัญบุรี

บทที่ 5
สรุปผลดำเนินงานและข้อเสนอแนะ

บทนี้ได้กล่าวถึงการสรุปผลการดำเนินงานและข้อเสนอแนะในการออกแบบโครงสร้างการควบคุมของกระบวนการสังเคราะห์โพรพิลโพรพิโอเนตด้วยหอกลั่นแบบมีปฏิกิริยา

5.1. สรุปผลการดำเนินงาน

งานวิจัยนี้ได้ศึกษาเกี่ยวกับกระบวนการสังเคราะห์โพรพิลโพรพิโอเนตด้วยหอกลั่นแบบมีปฏิกิริยา ซึ่งมีการออกแบบโครงสร้างการควบคุมขึ้นมาใหม่เพื่อนำมาเปรียบเทียบประสิทธิภาพโครงสร้างการควบคุมของ CS0 และ CS1 โดยเปรียบเทียบด้วยผลจากการรบกวนระบบด้วยการเปลี่ยนแปลงอัตราการไหลและอุณหภูมิของฟีด ProAC ที่ 10% และที่เวลา 5 ชม. ผลจากการเปรียบเทียบประสิทธิภาพของโครงสร้างการควบคุมทั้ง CS0 และ CS1 พบว่า

5.1.1. ได้ศึกษาการออกแบบโครงสร้างการควบคุมโดยใช้ Process Gain เข้ามาใช้ในการวิเคราะห์และนำเสนอโครงสร้างการควบคุมของกระบวนการสังเคราะห์โพรพิลโพรพิโอเนตด้วยหอกลั่นแบบมีปฏิกิริยา

5.1.2. การเปลี่ยนแปลงของอัตราการไหลและอุณหภูมิของฟีด ProAC การควบคุมสามารถกำจัดการรบกวนและสามารถกลับเข้าสู่สภาวะคงตัวได้ภายใน 3-6.5 ชม. และ 2.2-7 ชม. ตามลำดับ

5.1.3. การเปลี่ยนแปลงของอัตราการไหลและอุณหภูมิของฟีด ProAC การควบคุมสามารถกำจัดการรบกวนและสามารถกลับเข้าสู่สภาวะคงตัวได้ภายใน 0.5-3.7 ชม. และ 2-3.7 ชม. ตามลำดับ

5.1.4. การเปรียบเทียบประสิทธิภาพโครงสร้างการควบคุมของ Hong Xu (CS0) และ CS1 จะเห็นได้ว่าทั้งสองโครงสร้างการควบคุมมีประสิทธิภาพดีและรักษาเสถียรภาพของกระบวนได้ดี แต่โครงสร้างการควบคุมของ CS1 มีการปรับปรุงมาจาก CS0 เล็กน้อย พบว่า CS1 สามารถกำจัดสิ่งรบกวนได้ไวกว่า CS0

บรรณานุกรม

[1] Hong Xu, Qing Ye, Hao Zhang, Jiwei Qin and Ning Li. (2014) "Design and control of reactive distillation–recovery distillation flowsheet with a decanter for synthesis of N-propyl propionate". Chemical Engineering and Processing 85 (2014) 38–47

[2] Hui Xia, Xin Dai, Qing Ye, Shenyao Feng, Rui Li and Xiaomeng Suo. (2017) "Design and control of entrainer-assisted reactive distillation for N-propyl propionate production". Computers and Chemical Engineering 106 (2017) 559–571

[3] Martin Cruz-Diaz, Carstens Buchaly, Peter Kreis, Eduardo S. Perez-Cisneros, Ricardo Lobo-Oehmichen and Andrzej Gorak. (2012) "Synthesis of n-propyl propionate in a pilot-plant reactive distillation column: Experimental study and simulation". Computers and Chemical Engineering 39 (2012) 118– 128

[4] Idelfonso B.R. Nogueira, Rui P.V. Faria, Reiner Requião, Hannu Koivisto, Márcio A.F. Martins, Alírio E. Rodrigues, JoséM. Loureiro and AnaM. Ribeiro. (2018) “Chromatographic studies of n- Propyl Propionate: Adsorption equilibrium, modelling and uncertainties determination”. Computers and Chemical Engineering 119 (2018) 371–382

[5] Idelfonso B.R. Nogueira, RuiP.V. Faria, AlírioE. Rodrigues, JoséM. Loureiro and Ana M. Ribeiro. (2019) “Chromatographic studies of n-Propyl Propionate, Part II: Synthesis in a fixed bed adsorptive reactor, modelling and uncertainties determination”. Computers and Chemical Engineering 128 (2019) 164–173

[6] Vinicius V. Santana, Márcio A.F. Martins, Alírio E. Rodrigues, JoséM. Loureiro, Ana M. Ribeiro and Idelfonso B.R. Nogueira. (2020) “Transient analysis of true/simulated moving bed reactors: A case study on the synthesis of n-Propyl propionate”. Computers and Chemical Engineering 137 (2020) 106820

[7] E. Altmana, P. Kreis, T. van Gerven, G.D. Stefanidis, A. Stankiewicz and A. Górakb. (2010) “Pilot plant synthesis of n-propyl propionate via reactive distillation with decanter separator for reactant recovery. Experimental model validation and simulation studies”. Chemical Engineering and Processing 49 (2010) 965–972

บรรณานุกรม (ต่อ)

[8] T. Keller, J.Muendges, A.Jantharasuk, C.A.Go´ nzalez-Rugerio, H.Moritz, P.Kreis and A.Go´ rak. (2011) “Experimental model validation for n-propyl propionate synthesis in a reactive distillation column coupled with a liquid–liquid phase separator”. Chemical Engineering Science 66 (2011) 4889–4900

[9] Maria Toikka, Kristina Podryadov and Anastasia Kudryashova. (2021) “. Liquid-liquid equilibria, solubility and critical states in the system propionic acid – 1-propanol – n-propyl propionate – water at 303.15 K”. J. Chem. Thermodynamics 152 (2021) 106265

[10] Jie Wang, Yi Zhang, Ao Li, Jun Gao, Dongmei Xu, Lianzheng Zhang and Yinglong Wang. (2020) “Entrainers selection and vapour-liquid equilibrium measurements for isopropyl acetate with propyl propionate, butyl propionate, and butyl butyrate at 101.3 kPa”. J. Chem. Thermodynamics 146 (2020) 106107

[11] Hao-Yeh Lee, Chien-Ying Chen, Jun-Lin Chen, J. Rafael Alcántara-Avila , Masataka Terasaki, Ken-Ichiro Sotowa and Toshihide Horikawa. (2019) “Design and control of diphenyl carbonate reactive distillation process with thermally coupled and heat-integrated stages configuration”. Computers and Chemical Engineering 121 (2019) 130–147

[12] Hao-Yeh Lee, Felicia Januarlia Novita and Kuo-Chun Weng. (2021) “Hybrid heat-integrated design and control for a diphenyl carbonate reactive distillation process”. Chemical Engineering and Processing - Process Intensification 162 (2021) 108344

[13] Mingyuan Hua and Hui Tian. (2021) “Design of Process and Control Scheme for Cyclohexanol Production from Cyclohexene Using Reactive Distillation”. Chinese Journal of Chemical Engineering (2021)

[14] 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 (2019) 51-67

[15] Qingrui Zhang, Tong Guo, Chao Yu and Yonglei Li. (2017) “Design and control of different pressure thermally coupled reactive distillation for amyl acetate synthesis”. Elsevier Chemical Engineering and Processing: Process Intensification 121 (2017) 170-179

บรรณานุกรม (ต่อ)

[16] Mihai Daniel Moraru and Costin Sorin Bildea. (2017) “Process for n-butyl acrylate production using reactive distillation: Design, control and economic evaluation”. Chemical Engineering Research and Design 125 (2017) 130-145

[17] Daniel R. González, Paola Bastidas, Gerardo Rodríguez and Iván Gil. (2017) “. Design alternatives and control performance in the pilot scale production of isoamyl acetate via reactive distillation”. Chemical Engineering Research and Design 123 (2017) 347-359

[18] ธรรม์กมล คำนูณเศรษฐ์. (2010) "การประยุกต์ใช้ตัวควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟแบบไม่เป็นเชิงเส้นของระบบสี่ถัง". สาขาวิศวกรรมเคมี คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

[19] ธีรพันธ์ รุจิระชุณห์. (2008) "การออกแบบโครงสร้างแบบแพลนไวด์สำหรับกระบวนการผลิตไบโอดีเซลจากน้ำมันปาล์มใช้แล้ว โดยมีกรดเป็นตัวเร่งปฏิกิริยา". สาขาวิศวกรรมเคมี คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

[20] จิตติมา ทิพย์สุขุม. (2011) "การออกแบบโครงสร้างการควบคุมของการผลิตคิวมีน". สาขาวิศวกรรมเคมี คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

[21] “บทที่ 4 การอนุรักษ์พลังงานในระบบอื่นๆ (ระบบการกลั่น การระเหยการควบแน่น และการอบแห้ง)”. ตำราฝึกอบรมผู้รับผิดชอบด้านพลังงาน (ผชพ) ด้านความร้อน เข้าถึงได้จาก http://www2.dede.go.th/bhrd/old/Download/file_handbook/Pre_Heat/pre_heat_10 .pdf [สืบค้นเมื่อ 12 กันยายน 2562]

[22] “เครื่องปฏิกรณ์”. จุฬาวิทยานุกรม เข้าถึงได้จาก http://www.chulapedia.chula.ac.th/index.php?title=%E0%B9%80%E0%B8%84%E0%B8%A3%E0%B8%B7%E0%B9%88%E0%B8%AD%E0%B8%87%E0%B8%9B%E0%B8%8F%E0%B8%B4%E0%B8%81%E0%B8%A3%E0%B8%93%E0%B9%8C&fbclid=IwAR2WcJVxAkNl00V_82qRXEsw-9rHilsLX4h5sxkOYZD4On5qkjH4lQG qC1U [สืบค้นเมื่อ 15 กันยายน 2562]

[23] Kunshan Odowell Co.,ltd. “โพรพิลโพรพิโอเนต”. เข้าถึงได้จาก https://th.odowell.com/propyl-propionate.html [สืบค้นเมื่อ 19 พฤษภาคม 2564]

[24] “Dehydration, Esterification และ Friedle-Crafts Acylation MO Memoir : Thursday 1 March 2561”. MO Memoir เข้าถึงได้จาก https://tamagozzilla.blogspot.com/2018/03/dehydration-esterification-friedle.html?fbclid=IwAR3EnEZjqrj7vJazZNdAIkgoLCI4llZbVdRATQq-dqnyy1vMegDczdH6NQ [สืบค้นเมื่อ 15 กันยายน 2562]

บรรณานุกรม (ต่อ)

[25] ฐิติพรรณ ฉิมสุข. “ตัวเร่งปฏิกิริยาในอุตสาหกรรมปิโตรเลียม”. เข้าถึงได้จาก http://www.science.mju.ac.th/chemistry/download/t_chimsook/%E0%B8%84%E0%B8%A1443-%E0%B8%95%E0%B8%B1%E0%B8%A7%E0%B9%80%E0%B8%A3%E0%B9%88%E0%B8%87%E0%B8%9B%E0%B8%8F%E0%B8%B4%E0%B8%81%E0%B8%B4%E0%B8%A3%E0%B8%B4%E0%B8%A2%E0%B8%B2%E0%B9%83%E0%B8%99%E0%B8%AD%E0%B8%B8%E0%B8%95%E0%B8%AA%E0%B8%B2%E0%B8%AB%E0%B8%81%E0%B8%A3%E0%B8%A3%E0%B8%A1%E0%B8%9B%E0%B8%B4%E0%B9%82%E0%B8%95%E0%B8%A3%E0%B9%80%E0%B8%A5%E0%B8%B5%E0%B8%A2%E0%B8%A11p.pdf [สืบค้นเมื่อ 16 กันยายน 2562]

[26] “ส่วนการจัดการแบบจำลอง Model Management”. เข้าถึงได้จาก http://academic.udru.ac.th/~samawan/content/%E0%B8%9A%E0%B8%97%E0%B8%97%E0%B8%B5%E0%B9%884%E0%B8%AA%E0%B9%88%E0%B8%A7%E0%B8%99%E0%B8%81%E0%B8%B2%E0%B8%A3%E0%B8%88%E0%B8%B1%E0%B8%94%E0%B8%81%E0%B8%B2%E0%B8%A3%E0%B9%81%E0%B8%9A%E0%B8%9A%E0%B8%88%E0%B8%B3%E0%B8%A5%E0%B8%AD%E0%B8%87.pdf [สืบค้นเมื่อ 19 กันยายน 2562]

[27] ชัยภพ ศิระวรกุล. “การควบคุมกระบวนการแบบป้อนกลับ”. ภาควิชาวิศวกรรมเคมี คณะวิศวกรรม-ศาสตร์ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีราชมลคลธัญบุรี, 81-92.

[28] ปรัชญา มงคงไกย์. “วิธีการควบคุมระบบ”. เข้าถึงได้จาก https://www.slideshare.net/PratyaMongkolwai/process-instrumentation-unit-02 [สืบค้นเมื่อ 19 กันยายน 2562]

ภาคผนวก

ภาคผนวก ก
ข้อมูลการสังเคราะห์โพรพิลโพรพิโอเนต

ตารางที่ ก.1 ค่ากระแสสายฟีดของกระบวนการสังเคราะห์โพรพิลโพรพิโอเนต (RD = 39 stage, DT = 20 stage)

Stream	Condition		
	T (°C)	P (atm)	Total mole flow (kmol/h)
FPROAC	25	3.1	50
FPROOH	25	3.1	50
Rec	25	3.1	10

ตารางที่ ก.2 ค่ากระแสสายผลิตภัณฑ์และผลพลอยได้ของกระบวนการสังเคราะห์โพรพิลโพรพิโอเนต (RD = 39 stage, DT = 20 stage)

Stream	Composition				Condition		
	ProAC	ProOH	H2O	ProPro	T (°C)	P (atm)	Total mole flow (kmol/h)
PROPRO	0.00391	0.02553	1.48E-13	0.97056	152.97	2.40	50
WATER	0.02433	0.00271	0.97177	0.00120	66.70	3.00	49.99

ตารางที่ ก.3 ค่ากระแส Reflux ของกระบวนการสังเคราะห์โพรพิลโพรพิโอเนต (RD = 39 stage, DT = 20 stage)

Stream	Composition				Condition		
	ProAC	ProOH	H2O	ProPro	T (°C)	P (atm)	Total mole flow (kmol/h)
RD-REF	0.11152	0.03686	0.03243	0.81920	66.7000	3.0000	53.8400
DT-REF	0.0000	0.99983	9.76E+00	7.21E-05	97.2000	3.0000	40.0000

ตารางที่ ก.4 ค่าตัวควบคุมโครงสร้างการควบคุมของ CSO ของกระบวนการสังเคราะห์โพรพิลโพรพิโอเนต

Controller	Controller action	Gain (K_C)	Integral time $\tau 1$ (min)
B1	Reverse	0.50	0.30
B2	Reverse	0.50	0.30
B6	Reverse	41.03	7.92
B7	Direct	41.03	7.92
B8	Reverse	41.03	7.92
B9	Reverse	41.03	7.92
RD_S1PC	Direct	20.00	12.00
RD_SumpLC	Direct	41.03	7.92
DEC_L1LC	Direct	41.03	7.92
DEC_L2LC	Direct	41.03	7.92
DT_S1PC	Direct	20.00	12.00
FL_L2LC	Direct	41.03	7.92
DT_SumpLC	Direct	41.03	7.92

ตาราง ก.5 ค่าตัวควบคุมโครงสร้างการควบคุมของ CSO ของสายฟีด (เพิ่มอัตราการไหลของสายฟีด 10%)

Stream	Condition					
	Before			After		
	T (°C)	P (atm)	Total mole flow (kmol/h)	T (°C)	P (atm)	Total mole flow (kmol/h)
FPROAC	25.00	3.10	50.00	25.00	3.10	55.00
FPROOH	25.00	3.10	61.27	25.00	3.10	67.09
Rec	25.00	3.06	11.27	25.00	2.92	12.10

ตาราง ก.6 ค่าตัวควบคุมโครงสร้างการควบคุมของ CSO ของสายฟีด (ลดอัตราการไหลของสายฟีด 10%)

Stream	Condition					
	Before			After		
	T (°C)	P (atm)	Total mole flow (kmol/h)	T (°C)	P (atm)	Total mole flow (kmol/h)
FPROAC	25.00	3.10	50.00	25.00	3.10	45.00
FPROOH	25.00	3.10	61.27	25.00	3.10	55.56
Rec	25.00	3.06	11.27	25.00	3.09	10.56

ตาราง ก.7 ค่าตัวควบคุมโครงสร้างการควบคุมของ CSO ของสายผลิตภัณฑ์และผลพลอยได้ (เพิ่มอัตราการไหลของสายฟีด 10%)

Stream	Condition					
	Before			After		
	T (°C)	P (atm)	Total mole flow (kmol/h)	T (°C)	P (atm)	Total mole flow (kmol/h)
PROPRO	141.83	2.38	61.33	141.45	2.37	67.52
WATER	24.60	3.01	49.95	24.60	2.98	55.43

ตาราง ก.8 ค่าตัวควบคุมโครงสร้างการควบคุมของ CSO ของสายผลิตภัณฑ์และผลพลอยได้ (ลดอัตราการไหลของสายฟีด 10%)

Stream	Condition					
	Before			After		
	T (°C)	P (atm)	Total mole flow (kmol/h)	T (°C)	P (atm)	Total mole flow (kmol/h)
PROPRO	141.83	2.38	61.33	142.24	2.39	55.14
WATER	24.60	3.01	49.95	24.60	3.02	45.62

ตาราง ก.9 ค่าตัวควบคุมโครงสร้างการควบคุมของ CSO ของกระแส Reflux (เพิ่มอัตราการไหลของสายฟีด 10%)

Stream	Condition					
	Before			After		
	T (°C)	P (atm)	Total mole flow (kmol/h)	T (°C)	P (atm)	Total mole flow (kmol/h)
RD-REF	24.60	3.04	43.76	24.60	3.03	44.01
DT-REF	120.51	2.97	45.08	127.59	2.82	48.39

ตาราง ก.10 ค่าตัวควบคุมโครงสร้างการควบคุมของ CSO ของกระแส Reflux (ลดอัตราการไหลของสายฟีด 10%)

Stream	Condition					
	Before			After		
	T (°C)	P (atm)	Total mole flow (kmol/h)	T (°C)	P (atm)	Total mole flow (kmol/h)
RD-REF	24.60	3.04	43.76	24.61	3.03	43.78
DT-REF	120.51	2.97	45.08	108.97	2.99	42.24

ตาราง ก.11 ค่าตัวควบคุมโครงสร้างการควบคุมของ CSO ของสายฟีด (เพิ่มอุณหภูมิของสายฟีด 10%)

Stream	Condition					
	Before			After		
	T (°C)	P (atm)	Total mole flow (kmol/h)	T (°C)	P (atm)	Total mole flow (kmol/h)
FPROAC	25.00	3.10	50.00	30.00	3.10	50.00
FPROOH	25.00	3.10	61.27	25.00	3.10	61.93
Rec	25.00	3.06	11.27	25.00	3.05	11.94

ตาราง ก.12 ค่าตัวควบคุมโครงสร้างการควบคุมของ CSO ของสายฟีด (ลดอุณหภูมิของสายฟีด 10%)

Stream	Condition					
	Before			After		
	T (°C)	P (atm)	Total mole flow (kmol/h)	T (°C)	P (atm)	Total mole flow (kmol/h)
FPROAC	25.00	3.10	50.00	20.00	3.10	50.00
FPROOH	25.00	3.10	61.27	25.00	3.10	60.71
Rec	25.00	3.06	11.27	25.00	3.08	10.71

ตาราง ก.13 ค่าตัวควบคุมโครงสร้างการควบคุมของ CSO ของสายผลิตภัณฑ์และผลพลอยได้ (เพิ่มอุณหภูมิของสายฟีด 10%)

Stream	Condition					
	Before			After		
	T (°C)	P (atm)	Total mole flow (kmol/h)	T (°C)	P (atm)	Total mole flow (kmol/h)
PROPRO	141.83	2.38	61.33	141.31	2.39	62.28
WATER	24.60	3.01	49.95	24.60	3.00	49.53

ตาราง ก.14 ค่าตัวควบคุมโครงสร้างการควบคุมของ CSO ของสายผลิตภัณฑ์และผลพลอยได้ (ลดอุณหภูมิของสายฟีด 10%)

Stream	Condition					
	Before			After		
	T (°C)	P (atm)	Total mole flow (kmol/h)	T (°C)	P (atm)	Total mole flow (kmol/h)
PROPRO	141.83	2.38	61.33	142.47	2.37	60.35
WATER	24.60	3.01	49.95	24.60	3.00	50.53

ตาราง ก.15 ค่าตัวควบคุมโครงสร้างการควบคุมของ CSO ของกระแส Reflux (เพิ่มอุณหภูมิของสายฟีด 10%)

Stream	Condition					
	Before			After		
	T (°C)	P (atm)	Total mole flow (kmol/h)	T (°C)	P (atm)	Total mole flow (kmol/h)
RD-REF	24.60	3.04	43.76	24.60	3.04	40.95
DT-REF	120.51	2.97	45.08	129.06	2.95	47.74

ตาราง ก.16 ค่าตัวควบคุมโครงสร้างการควบคุมของ CSO ของกระแส Reflux (ลดอุณหภูมิของสายฟีด 10%)

Stream	Condition					
	Before			After		
	T (°C)	P (atm)	Total mole flow (kmol/h)	T (°C)	P (atm)	Total mole flow (kmol/h)
RD-REF	24.60	3.04	43.76	24.60	3.02	47.52
DT-REF	120.51	2.97	45.08	111.67	2.98	42.84

ตาราง ก.17 ค่าตัวควบคุมโครงสร้างการควบคุมของ CS1 ของกระบวนการสังเคราะห์โพรพิลโพรพิโอเนต

Controller	Controller action	Gain (K_C)	Integral time $\tau 1$ (min)
B1	Reverse	0.50	0.30
B2	Reverse	0.50	0.30
B6	Direct	22.02	9.24
B7	Direct	22.02	9.24
B8	Reverse	22.02	9.24
B9	Reverse	22.02	9.24
RD_S1PC	Reverse	20.00	12.00
RD_SumpLC	Direct	22.02	9.24
DEC_L1LC	Direct	22.02	9.24
DEC_L2LC	Direct	22.02	9.24
DT_S1PC	Direct	20.00	12.00
FL_L2LC	Direct	22.02	9.24
DT_SumpLC	Direct	22.02	9.24

ตาราง ก.18 ค่าตัวควบคุมโครงสร้างการควบคุมของ CS1 ของสายฟีด (เพิ่มอัตราการไหลของสายฟีด 10%)

Stream	Condition					
	Before			After		
	T (°C)	P (atm)	Total mole flow (kmol/h)	T (°C)	P (atm)	Total mole flow (kmol/h)
FPROAC	25.00	3.10	50.00	25.00	3.10	55.00
FPROOH	25.00	3.10	61.25	25.00	3.10	66.84
Rec	25.00	3.10	11.26	25.00	3.09	11.84

ตาราง ก.19 ค่าตัวควบคุมโครงสร้างการควบคุมของ CS1 ของสายฟีด (ลดอัตราการไหลของสายฟีด 10%)

Stream	Condition					
	Before			After		
	T (°C)	P (atm)	Total mole flow (kmol/h)	T (°C)	P (atm)	Total mole flow (kmol/h)
FPROAC	25.00	3.10	50.00	25.00	3.10	45.00
FPROOH	25.00	3.10	61.25	25.00	3.10	55.77
Rec	25.00	3.10	11.26	25.00	3.08	10.77

ตาราง ก.20 ค่าตัวควบคุมโครงสร้างการควบคุมของ CS1 ของสายผลิตภัณฑ์และผลพลอยได้ (เพิ่มอัตราการไหลของสายฟีด 10%)

Stream	Condition					
	Before			After		
	T (°C)	P (atm)	Total mole flow (kmol/h)	T (°C)	P (atm)	Total mole flow (kmol/h)
PROPRO	141.84	2.38	61.31	141.50	2.36	67.28
WATER	24.59	3.05	49.95	24.60	2.98	54.41

ตาราง ก.21 ค่าตัวควบคุมโครงสร้างการควบคุมของ CS1 ของสายผลิตภัณฑ์และผลพลอยได้ (ลดอัตราการไหลของสายฟีด 10%)

Stream	Condition					
	Before			After		
	T (°C)	P (atm)	Total mole flow (kmol/h)	T (°C)	P (atm)	Total mole flow (kmol/h)
PROPRO	141.84	2.38	61.31	142.22	2.39	55.31
WATER	24.59	3.05	49.95	24.60	3.02	45.68

ตาราง ก.22 ค่าตัวควบคุมโครงสร้างการควบคุมของ CS1 ของกระแส Reflux (เพิ่มอัตราการไหลของสายฟีด 10%)

Stream	Condition					
	Before			After		
	T (°C)	P (atm)	Total mole flow (kmol/h)	T (°C)	P (atm)	Total mole flow (kmol/h)
RD-REF	24.60	3.03	43.83	24.60	3.04	43.91
DT-REF	120.31	2.97	45.03	128.61	2.99	47.37

ตาราง ก.23 ค่าตัวควบคุมโครงสร้างการควบคุมของ CS1 ของกระแส Reflux (ลดอัตราการไหลของสายฟีด 10%)

Stream	Condition					
	Before			After		
	T (°C)	P (atm)	Total mole flow (kmol/h)	T (°C)	P (atm)	Total mole flow (kmol/h)
RD-REF	24.60	3.03	43.83	24.60	3.03	44.26
DT-REF	120.31	2.97	45.03	112.57	1.98	43.10

ตาราง ก.24 ค่าตัวควบคุมโครงสร้างการควบคุมของ CS1 ของสายฟีด (เพิ่มอุณหภูมิของสายฟีด 10%)

Stream	Condition					
	Before			After		
	T (°C)	P (atm)	Total mole flow (kmol/h)	T (°C)	P (atm)	Total mole flow (kmol/h)
FPROAC	25.00	3.10	50.00	30.00	3.10	50.00
FPROOH	25.00	3.10	61.25	25.00	3.10	61.38
Rec	25.00	3.10	11.26	25.00	3.07	11.37

ตาราง ก.25 ค่าตัวควบคุมโครงสร้างการควบคุมของ CS1 ของสายฟีด (ลดอุณหภูมิของสายฟีด 10%)

Stream	Condition					
	Before			After		
	T (°C)	P (atm)	Total mole flow (kmol/h)	T (°C)	P (atm)	Total mole flow (kmol/h)
FPROAC	25.00	3.10	50.00	20.00	3.10	50.00
FPROOH	25.00	3.10	61.25	25.00	3.10	61.01
Rec	25.00	3.10	11.26	25.00	3.07	11.01

ตาราง ก.26 ค่าตัวควบคุมโครงสร้างการควบคุมของ CS1 ของสายผลิตภัณฑ์และผลพลอยได้ (เพิ่มอุณหภูมิของสายฟีด 10%)

Stream	Condition					
	Before			After		
	T (°C)	P (atm)	Total mole flow (kmol/h)	T (°C)	P (atm)	Total mole flow (kmol/h)
PROPRO	141.84	2.38	61.31	141.50	2.38	61.71
WATER	24.59	3.05	49.95	24.60	3.00	49.54

ตาราง ก.27 ค่าตัวควบคุมโครงสร้างการควบคุมของ CS1 ของสายผลิตภัณฑ์และผลพลอยได้ (ลดอุณหภูมิของสายฟีด 10%)

Stream	Condition					
	Before			After		
	T (°C)	P (atm)	Total mole flow (kmol/h)	T (°C)	P (atm)	Total mole flow (kmol/h)
PROPRO	141.84	2.38	61.31	142.62	2.38	60.43
WATER	24.59	3.05	49.95	24.60	3.01	50.83

ตาราง ก.28 ค่าตัวควบคุมโครงสร้างการควบคุมของ CS1 ของกระแส Reflux (เพิ่มอุณหภูมิของสายฟีด 10%)

Stream	Condition					
	Before			After		
	T (°C)	P (atm)	Total mole flow (kmol/h)	T (°C)	P (atm)	Total mole flow (kmol/h)
RD-REF	24.60	3.03	43.83	24.60	3.04	41.11
DT-REF	120.31	2.97	45.03	122.04	2.97	45.51

ตาราง ก.29 ค่าตัวควบคุมโครงสร้างการควบคุมของ CS1 ของกระแส Reflux (ลดอุณหภูมิของสายฟีด 10%)

Stream	Condition					
	Before			After		
	T (°C)	P (atm)	Total mole flow (kmol/h)	T (°C)	P (atm)	Total mole flow (kmol/h)
RD-REF	24.60	3.03	43.83	24.61	3.01	49.86
DT-REF	120.31	2.97	45.03	116.50	2.98	44.05

ภาคผนวก ข

ผลงานการตีพิมพ์เผยแพร่

The 30th TIChE Conference (TIChE2021) "Sustainable Development for Better Lives"

Suranaree University of Technology, Nakhon Ratchasima, Thailand, May 6-7, 2021

PSI10

Article

Control Structure Design of N-Propyl PropionateSynthesis Process Using Process Gain Analysis

Pattaraporn Muamgkam[a] and Chaiyapop Siraworakun[b,*]

Department of Chemical Engineering, Faculty of Engineering, Rajamangala University of Technology Thanyaburi

E-mail: [a]pattaraporn_m@mail.rmutt.ac.th, [b]chaiyapop.s@en.rmutt.ac.th (Corresponding author)

Abstract. This article aims to study the control structure design of N-Propyl Propionate synthesis process using process gain analysis. The N-Propyl Propionate 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 N-Propyl Propionate synthesis process (Hong Xu, 2014) 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 Hong Xu 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 temperature 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: N-propyl propionate, reactive distillation, control structure, process gain

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] 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 N-Propyl Propionate synthesis process [2,3] 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 Hong Xu et al. [2] and used for re-design the new control structure. Then, the control performance of two control structures was compared and discussed.

1. Process Descriptions and Research Methodology

1.1 The N-Propyl Propionate synthesis process

In this paper, the N-propyl propionate synthesis process proposed by Hong Xu et.al. [2] and was used as a testbed process. As shown in Fig 1, the process is composed of two columns. The first one is a RDC and the second one is a conventional distillation column (DTC). The reaction occurred in the RDC is shown in eq.(1)

$$C_3H_8O + C_3H_6O_2 \Leftrightarrow C_6H_{12}O_2 + H_2O \quad (1)$$

Propanol and propionic acid is fed in the reactive distillation (RD) which reaction and separation are taken place simultaneously. Top products of RD are separated in the decanter (DEC) as the reflux (organic phase) and the distillate (aqueous phase). Bottom products of RD are fed to the conventional distillation column (DT). Top products of DT are separated as the remain propanol recycled to RD and the DT reflux while the Propyl propionate product is separated at the bottom of DT.

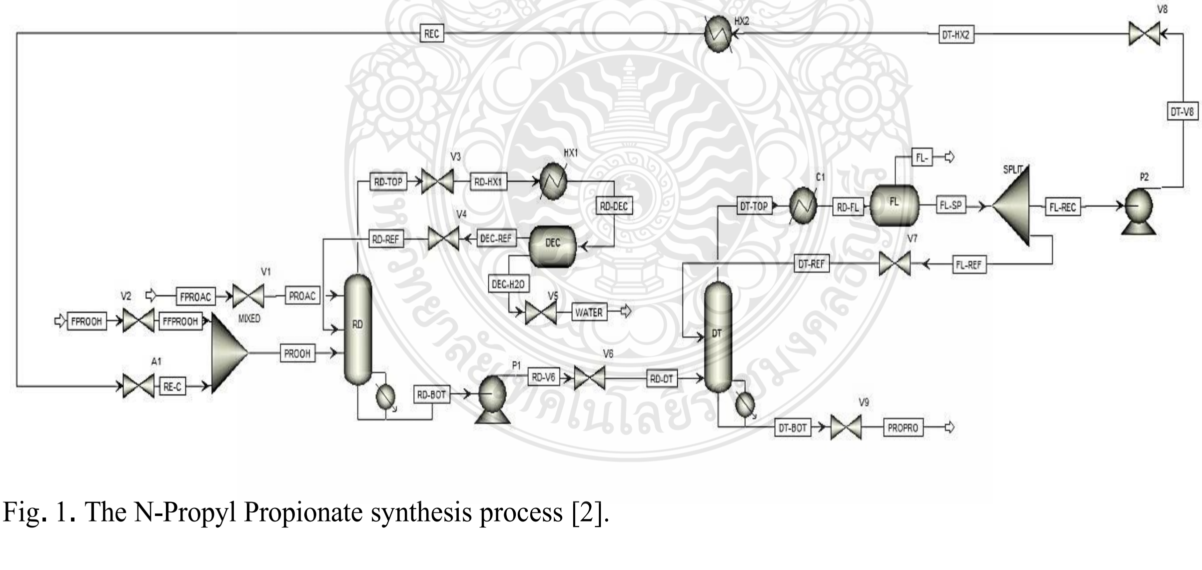


Fig. 1. The N-Propyl Propionate synthesis process [2].

1.2 Research Methodology

The N-Propyl Propionate 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)

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

G% is the Gain percentage of the selected PV due to change of the selected MV, ΔPV is the different of the selected process variable due to change of the selected MV, and RM is the PV span. The process gainanalysis method is that the proper paring 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) proposedHong Xu et.al. [2], 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.

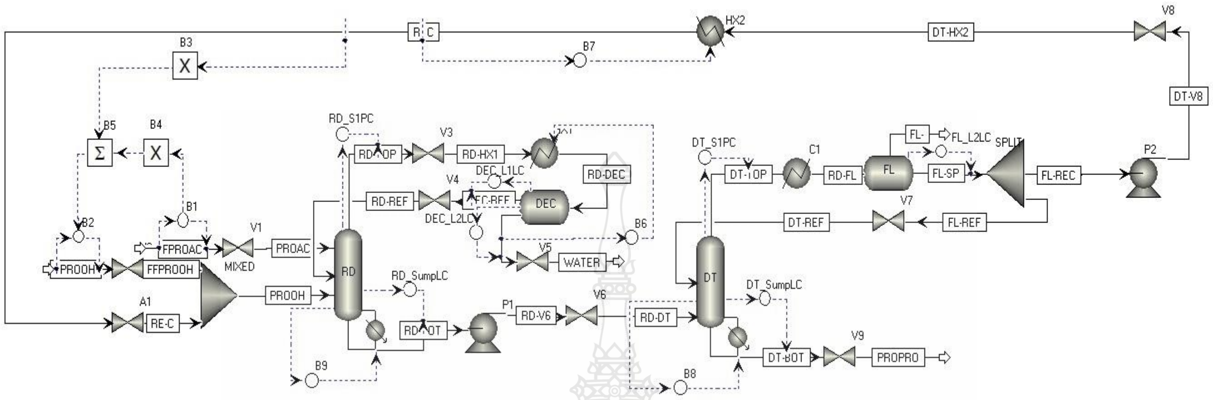


Fig. 2. Control structure of the N-Propyl Propionate synthesis process proposed Hong Xu et.al. (CS0).

3. Results and Discussions

3.1 Process Gain Analysis of the N-Propyl Propionate synthesis process

The process gain analysis array was shown in Table 1. The array is composed of the selected PV and MV in the row and column 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 1, it could be noticed that the change in cooler (HX2) duty make the unstable situations. 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 N-Propyl Propionate synthesis process.

PV / MV	V1	V2	V3	V4	V5	V6	V7	V8	V9
F (ProAC)	5.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
F (ProOH)	0.000	5.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
P (RD)	17.518	5.342	8.438	0.400	0.000	0.000	1.216	0.025	0.000
L (RD-REF)	47.000	37.400	46.938	95.905	0.314	0.029	21.743	0.133	0.090
L (BY-P)	68.429	0.010	55.114	11.881	0.392	0.000	0.300	0.010	0.062
L (RD)	46.762	46.848	46.776	46.838	0.005	46.932	25.305	6.652	0.124
F (RD-REF)	19.122	19.988	0.001	0.000	0.000	0.000	0.016	4.005	0.000
L (FL)	47.500	0.150	0.110	0.010	0.000	0.000	0.125	45.570	0.000
L (DT)	47.381	3.524	46.733	0.133	0.000	46.900	3.014	26.786	24.691
T (DEC)	9.525	2.399	15.689	0.114	0.000	0.000	0.512	0.017	0.000
T (Rec)	16.693	0.549	1.068	0.310	0.000	0.000	7.290	0.058	0.001
T (RD)	15.533	3.935	3.376	0.835	0.000	0.000	0.811	0.063	0.000
T (DT)	11.577	1.045	2.041	0.570	0.000	0.000	13.858	0.104	0.002
P (DT)	35.398	1.702	3.286	0.933	0.000	0.000	27.456	0.168	0.002
F (RD-DT)	3.823	22.012	2.483	0.016	0.000	0.002	0.003	0.405	0.000

Table 1 Process Gain Analysis Array of the N-Propyl Propionate synthesis process (Cont).

CV / MV	HX1	HX2	Reb. (RD)	Reb. (DT)	Condenser DT	FR-DT
F (ProAC)	0.000		0.000	0.000	0.000	0.000
F (ProOH)	0.000		0.000	0.000	0.000	0.000
P (RD)	28.043		53.104	1.216	2.887	1.216
L (RD-REF)	0.000		47.133	34.081	4.781	21.743
L (BY-P)	0.000	U	25.286	2.033	0.643	1.405
L (RD)	0.000	N	48.086	41.010	5.510	25.305
F (RD-REF)	0.002	S	0.002	0.003	0.034	0.003
L (FL)	0.395	T	0.730	0.095	47.935	0.125
L (DT)	46.81	A	47.438	2.838	46.671	3.014
T (DEC)	14.450	B	12.544	0.512	1.180	0.512
T (Rec)	8.931	L	12.006	7.290	17.559	7.290
T (RD)	28.130	E	41.274	0.811	2.020	0.811
T (DT)	17.033		21.036	13.858	2.696	13.858
P (DT)	35.167		45.751	27.456	4.342	0.016
F (RD-DT)	1.540		30.267	0.016	0.028	27.456

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 such as two feed flow rate, Level of organic phase, Level of aqueous phase and etc. Considering the matching of CS0 in depth using process gain analysis, we found that some matchings are not the possible highest process gain that it should be, such as RD Pressure and Decanter Temperature.

In this research, we have designed the new control structure CS1 as shown in Table 3 and Fig. 3. In CS1, the RD Pressure and Decanter Temperature were re-matching using the process gain analysis method, given that the RD pressure was paired with HX1 duty which the process gain is 28.043% higher than pairing with V3 which the process gain is 8.438%. The Decanter Temperature was paired with V3 which the process gain is 15.689% higher than pairing with HX1 which the process gain is 14.45%. 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.

Controlled Variable	Manipulated Variable	Gain (%)
Feed flow rate of Propionic acid (ProAC)	V1	5.000
Feed flow rate of Propanol (ProOH)	V2	5.000
Pressure in RD	V3	8.438
Level reflux feed of RD	V4	95.905
Level of by-product	V5	0.392
Level in RD	V6	46.932
Feed reflux feed flow rate of DT	V7	0.016
Level in flash drum	V8	45.570
Level in bottom feed (Product)	V9	24.691
Temperature in decanter	HX1	14.45
Temperature of Recycle feed	HX2	Unstable
Pressure in DT	Condenser of DT	41.274
Temperature in RD	Reb. RD	13.858

Temperature in DT	Reb. DT	14.342
Feed reflux feed flow rate of RD	F (RD-REF)	27.456

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

Controlled Variable	Manipulated Variable	Gain (%)
Feed flow rate of Propionic acid (ProAC)	V1	5.000
Feed flow rate of Propanol (ProOH)	V2	5.000
Temperature in decanter	V3	15.689
Level reflux feed of RD	V4	95.905
Level of by-product	V5	0.392
Level in RD	V6	46.932
Feed reflux feed flow rate of DT	V7	0.016
Level in flash drum	V8	45.570
Level in bottom feed (Product)	V9	24.691
Pressure in RD	HX1	28.043
Temperature of Recycle feed	HX2	Unstable
Pressure in DT	Condenser of DT	41.274
Temperature in RD	Reb. RD	13.858
Temperature in DT	Reb. DT	14.342
Feed reflux feed flow rate of RD	F (RD-REF)	27.456

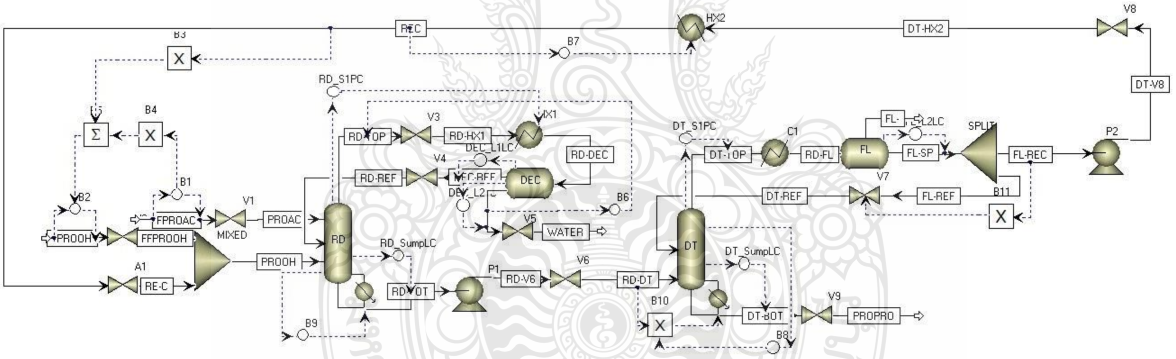


Fig. 3. Control structure of the N-Propyl Propionate synthesis process designed by process gain analysis method (CS1).

3.3 Control Performances

The control performances of CS0 and CS1 were tested and compared with the change of 10% feed flowrate of ProAC at 5 hr. 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, the process could eliminate the disturbance and the CVs move to the steady state condition within 4-7 hrs. And the Fig.5 showed that while the disturbance was applied to the process with CS1, the process could eliminate the disturbance and the CVs move to the steady state condition within 0.5-3 hrs. It could be noticed that the dynamic response of CS1 significantly faster than CS0.

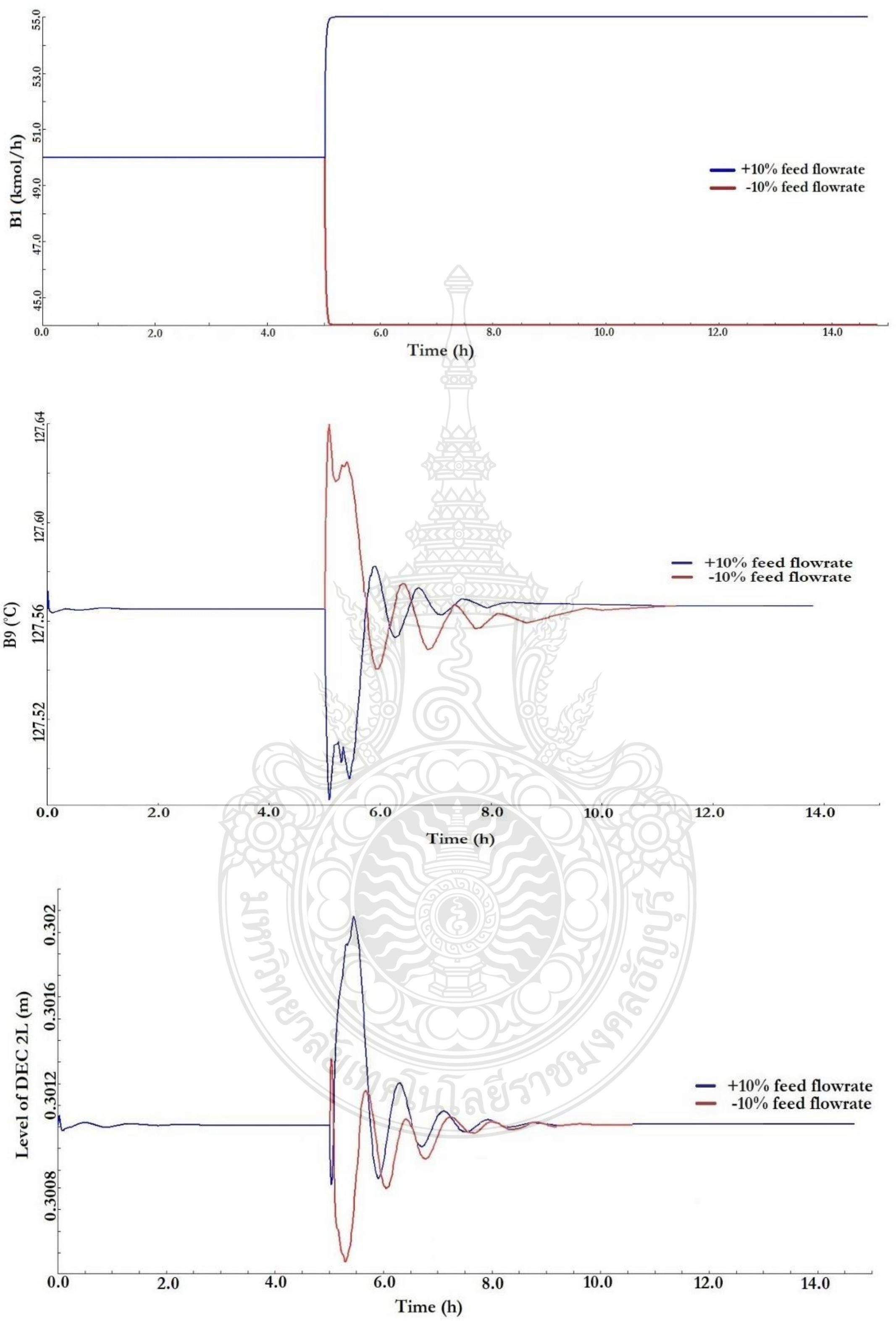


Fig .4. Dynamic responses of CS0 with the change of 10% feed flowrate of ProAC.

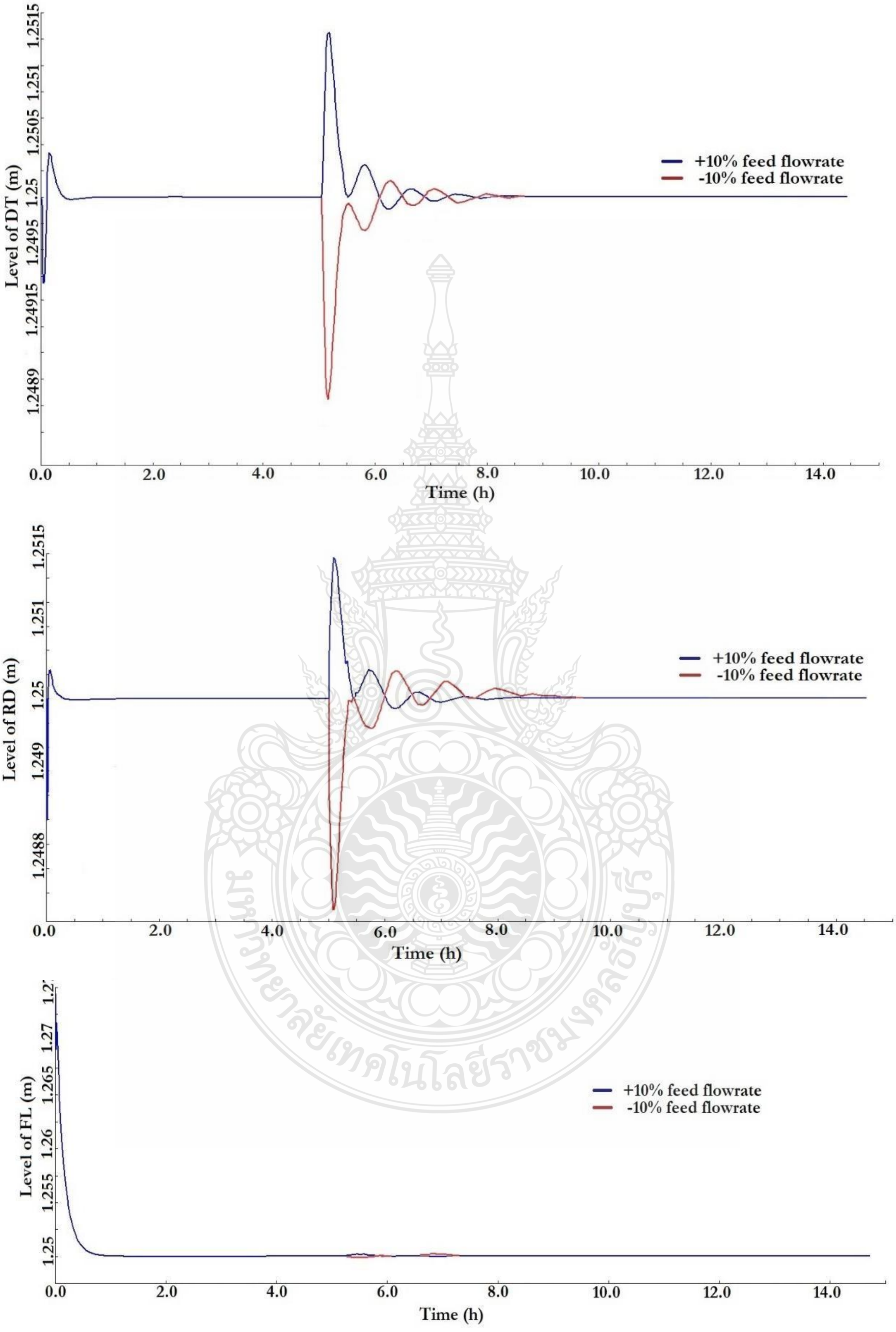


Fig .4 Dynamic responses of CS0 with the change of 10% feed flowrate of ProAC (Cont)

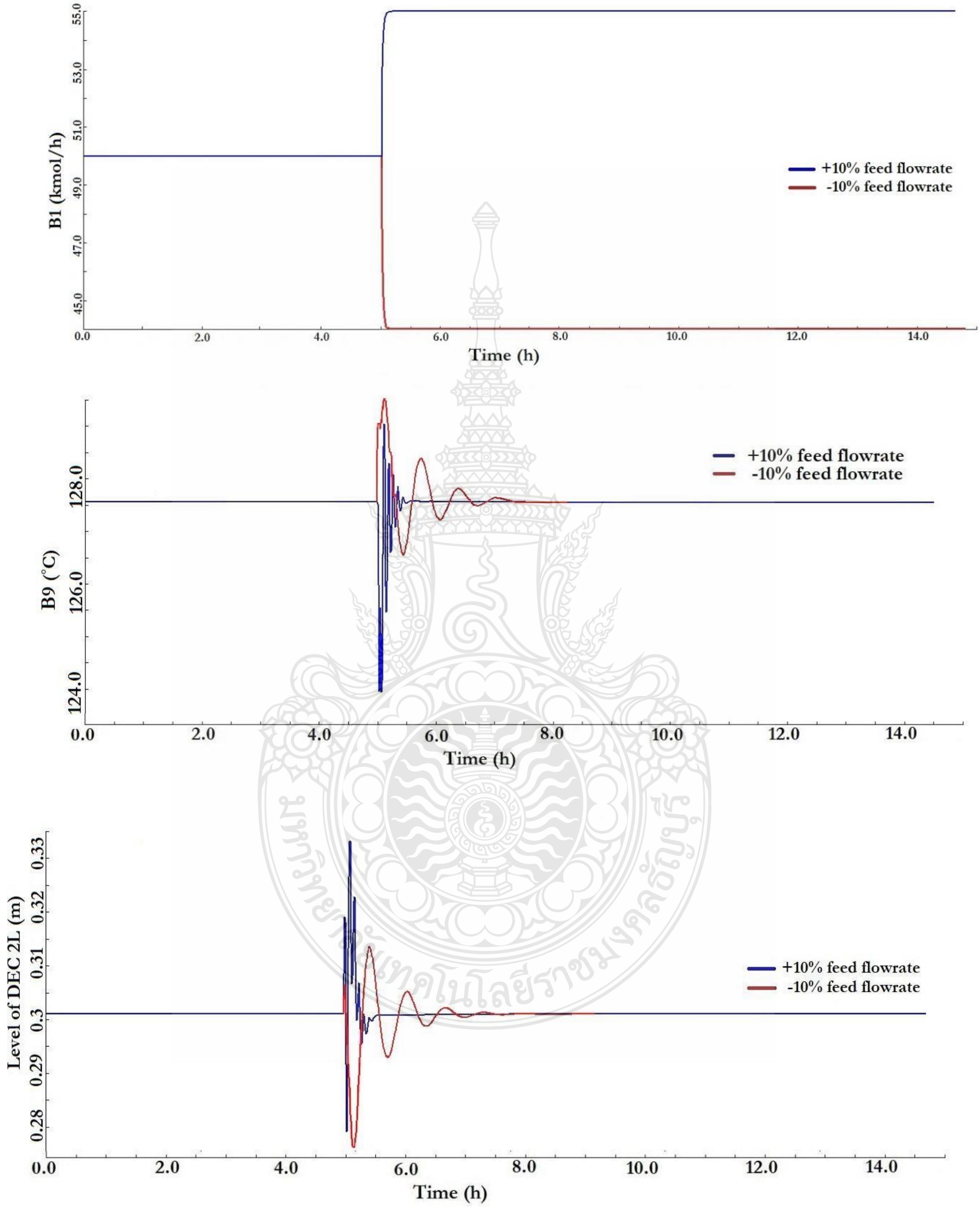


Fig. 5. Dynamic responses of CS1 with the change of 10% feed flowrate of ProAC.

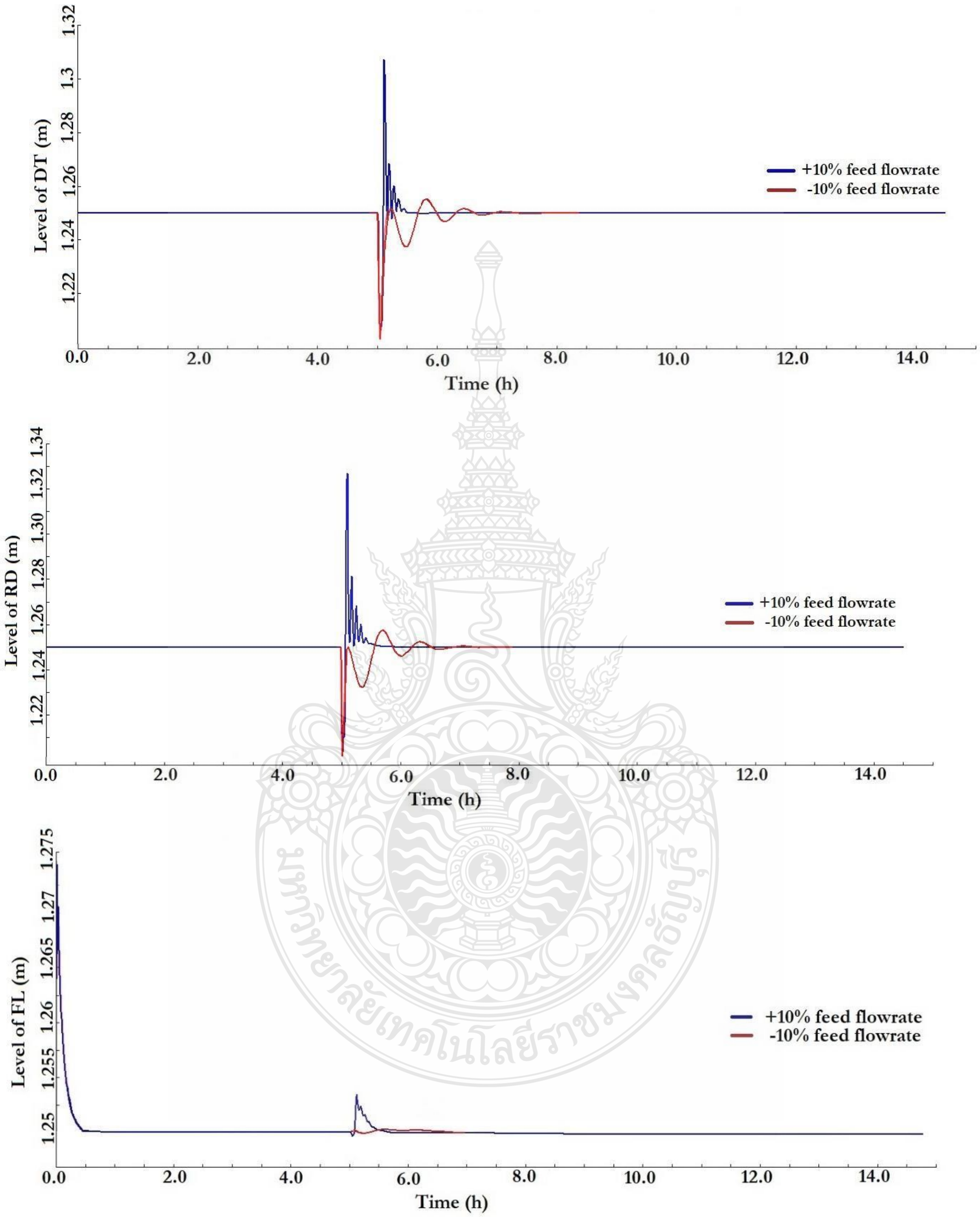


Fig. 5. Dynamic responses of CS1 with the change of 10% feed flowrate of ProAC (Cont).

4. Conclusions

The process gain analysis method was used to design the control structure of the N-propyl propionatesynthesis process. The proposed method could determine the unstable conditions of the process dynamic response and the propose method was also used to evaluate the control structure proposed by Hong Xu etal. CS0. The new control structure CS1 was designed and compared with CS0. The simulation results showedthat both control structures could give stable responses while CS1 gave faster responses than CS0.

5. References

[1] "บทที่ 4 การอนุรักษ์พลังงานในระบบอื่นๆ การระเหยหารควบแน่ นและการอบแห้ง ". Available: (ระบบการกลั่น
http://www2.dede.go.th/bhrd/old/Download/file_handbook/Pre_Heat/pre_heat_10.pdf
[Accessed: 12 September 2019]

[2] Hong Xu, Qing Ye, Hao Zhang, Jiwei Qin and Ning Li. " Design and control of reactive distillation- recovery distillation flowsheet with a decanter for synthesis of N- propyl propionate" . *Chem. Eng. and Process* 85 (2014) 38-47

[3] Hui Xia, Xin Dai, Qing Ye, Shenyao Feng, Rui Li and Xiaomeng Suo. "Design and control of entrainer-assisted reactive distillation for N- propyl propionate production" . Computers and Chemical Engineering 106 (2017) 559-571

[4] W.L. Luyben, C.C. Yu. "Reactive Distillation Design and Control". first ed., John Wiley & Sons, New York, 2009.

[5] W.L. Luyben, Distillation Design and Control Using Aspen Simulation, first ed., John Wiley & Sons, New York, 2006.

TIChE

CERTIFICATE OF ATTENDANCE

Hereby Awards this Certificate to

PATTARAPORN MUANGKAM

For Participation in

the 30th 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

PSI10

ประวัติผู้เขียน

ชื่อ – นามสกุล	นางสาวภัทราพร เมืองคำ
วัน เดือน ปีเกิด	21 พฤษภาคม 2539
ที่อยู่	49/152 หมู่ 4 ถนนเลียบคลอง7 ตำบลบึงคำพร้อย อำเภอลำลูกกา จังหวัดปทุมธานี 12150
การศึกษา	สำเร็จการศึกษาระดับวิศวกรรมศาสตรบัณฑิต สาขาวิศวกรรมเคมี จากมหาวิทยาลัยเทคโนโลยีราชมงคลธัญบุรี
เบอร์โทรศัพท์	087-338-9572
อีเมลล์	pattaraporn_m@mail.rmutt.ac.th