

การเพิ่มประสิทธิภาพการควบคุมของกระบวนการผลิตบิวทิลอะซีเตท

**INCREASING OF CONTROL PERFORMANCE OF THE BUTYL
ACETATE PRODUCTION PROCESS**



จิตรลดา นาคประดิษฐ์

วิทยานิพนธ์นี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตร
ปริญญาวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต สาขาวิชาวิศวกรรมเคมี

คณะวิศวกรรมศาสตร์

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีราชมงคลธัญบุรี

ปีการศึกษา 2557

ลิขสิทธิ์ของมหาวิทยาลัยเทคโนโลยีราชมงคลธัญบุรี

การเพิ่มประสิทธิภาพการควบคุมของกระบวนการผลิตบิวทิลอะซีเตท



จิตรลดา นาคประดิษฐ์

วิทยานิพนธ์นี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตร
ปริญญาวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต สาขาวิชาวิศวกรรมเคมี

คณะวิศวกรรมศาสตร์

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีราชมงคลธัญบุรี

ปีการศึกษา 2557

ลิขสิทธิ์ของมหาวิทยาลัยเทคโนโลยีราชมงคลธัญบุรี

หัวข้อวิทยานิพนธ์ การเพิ่มประสิทธิภาพการควบคุมของกระบวนการผลิตบิวทิลอะซิเตท
Increasing of Control Performance of the Butyl Acetate Production Process
ชื่อ - นามสกุล นางสาวจิตรลดา นาคประดิษฐ์
สาขาวิชา วิศวกรรมเคมี
อาจารย์ที่ปรึกษา อาจารย์ชัยภพ ศิระวรกุล, วศ.ด.
ปีการศึกษา 2557

คณะกรรมการสอบวิทยานิพนธ์

..... ประธานกรรมการ
(ผู้ช่วยศาสตราจารย์สมหมาย ตริยไชยาพร, Docteur de l'INPT)

..... กรรมการ
(ผู้ช่วยศาสตราจารย์วรัณนี แฝงจันทิก, วศ.ด.)

..... กรรมการ
(ผู้ช่วยศาสตราจารย์จุไรวัลย์ รัตนะพิสิฐ, Ph.D.)

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

คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีราชมงคลธัญบุรี อนุมัติวิทยานิพนธ์ฉบับนี้
เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิทยาศาสตรบัณฑิต

..... คณบดีคณะวิศวกรรมศาสตร์
(ผู้ช่วยศาสตราจารย์ศิวกร อ่างทอง, Ph.D.)

วันที่ 24 เดือน ธันวาคม พ.ศ. 2557

หัวข้อวิทยานิพนธ์	การเพิ่มประสิทธิภาพการควบคุมของกระบวนการผลิตบิวทิลอะซีเตท
ชื่อ-นามสกุล	นางสาวจิตรลดา นาคประดิษฐ์
สาขาวิชา	วิศวกรรมเคมี
อาจารย์ที่ปรึกษา	อาจารย์ชัยภพ ศิระวรกุล, วศ.ค.
ปีการศึกษา	2557

บทคัดย่อ

วิทยานิพนธ์นี้ศึกษาการเพิ่มประสิทธิภาพการควบคุมของกระบวนการผลิตบิวทิลอะซีเตท โดยใช้โปรแกรม Aspen Plus 2006 และ Aspen Dynamics 2006 ในการจำลองกระบวนการที่สภาวะคงตัวและที่สภาวะพลวัตตามลำดับ เพื่อเปรียบเทียบผลการตอบสนองกระบวนการของโครงสร้างการควบคุมที่ต่างกันและประเมินสมรรถนะของการควบคุมจากการรบกวนกระบวนการ

สำหรับขั้นตอนการวิจัย ขั้นตอนแรกศึกษาประสิทธิภาพการควบคุมของโครงสร้างการควบคุมแบบดั้งเดิม (CS0) และปรับค่าพารามิเตอร์การควบคุมเพื่อให้ได้ผลการตอบสนองที่ดีขึ้น (CS0M) ขั้นตอนที่สองออกแบบโครงสร้างการควบคุมใหม่ 3 โครงสร้างการควบคุม คือ CS1 CS2 และ CS3 เพื่อให้ได้ผลการตอบสนองที่ดียิ่งขึ้น ขั้นตอนที่สามทดสอบสมรรถนะของโครงสร้างการควบคุมด้วยการรบกวนกระบวนการและการเปลี่ยนค่าเป้าหมาย

จากผลการจำลองกระบวนการ พบว่าประสิทธิภาพการควบคุมจากการออกแบบโครงสร้างการควบคุมใหม่ให้ผลการตอบสนองที่ดีกว่าโครงสร้างการควบคุมที่มีเพียงการปรับพารามิเตอร์การควบคุม เมื่อทดสอบการเปลี่ยนค่าเป้าหมายอัตราการผลิตของกระแสป้อนแบบขั้นบันไดและรบกวนองค์ประกอบ พบว่า โครงสร้างการควบคุม CS1 ให้ผลรวมค่าไอเอเอ็น้อยกว่า CS2, CS0M, CS3 และ CS0 ตามลำดับ และเมื่อรบกวนอุณหภูมิ พบว่าโครงสร้างการควบคุม CS1 ให้ผลรวมค่าไอเอเอ็น้อยกว่า CS0M, CS2, CS3 และ CS0 ตามลำดับ

คำสำคัญ: กระบวนการผลิตบิวทิลอะซีเตท การปรับพารามิเตอร์ตัวควบคุม การออกแบบโครงสร้างการควบคุม การควบคุมกระบวนการ การจำลองกระบวนการ

Thesis Title	Increasing of Control Performance of The Butyl Acetate Production Process
Name-Surname	Miss Jitlada Nakpradit
Program	Chemical Engineering
Thesis Adviser	Mr. Chaiyapop Siraworakun, D. Eng.
Academic Year	2014

ABSTRACT

In this thesis, the increasing of control performance of the butyl acetate production process was studied. The simulation was carried out by commercial software Aspen Plus 2006 and Aspen Dynamics 2006, to simulate the process in steady state and dynamics mode, respectively. The process responses of different control structures were compared and the control performances were evaluated via disturbance test.

For the research methodology, firstly the control performance of the traditional control structure (CS0) was studied and re-tuned to obtain better control response (CS0M). Secondly the three new control structures were designed in order to increase the control response CS1, CS2 and CS3. Thirdly, the control performances of all control structures were evaluated by introducing disturbances and setpoint change.

The simulation results showed that the control performances of the new designed control structures give better responses than the re-tuned control structure. However, in case of setpoint change and composition disturbance change, the CS1 gives better IAE values than CS2, CS0M, CS3 and CS0, respectively and the case of temperature disturbance change, the CS1 gives better IAE values than CS0M, CS2, CS3 and CS0, respectively.

Keywords: butyl acetate production process, tuning parameter, control structure design, process control, process simulation

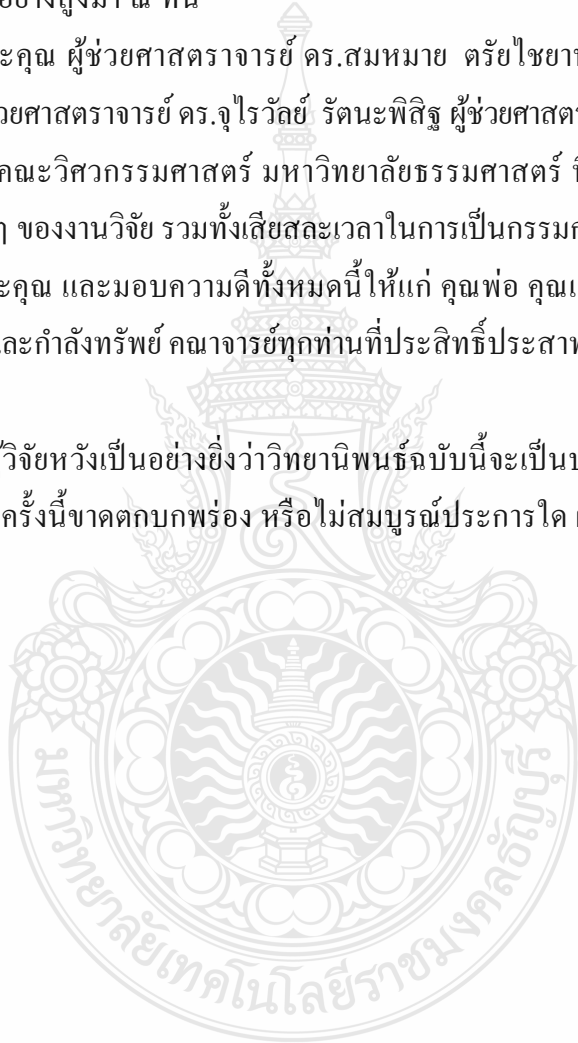
กิตติกรรมประกาศ

วิทยานิพนธ์ฉบับนี้สำเร็จลุล่วงอย่างสมบูรณ์ได้ด้วยความกรุณา และความอนุเคราะห์ของ ดร.ชัยภพ ศิระวรกุล อาจารย์ที่ปรึกษา ที่ได้กรุณาเสียสละเวลาให้คำปรึกษา คำแนะนำ และให้ข้อเสนอแนะในการปรับปรุงแก้ไขข้อบกพร่องต่างๆ จนสำเร็จลุล่วงไปได้ด้วยดี ผู้ทำการศึกษาวิจัย ขอกราบขอบพระคุณอย่างสูงมา ณ ที่นี้

ขอขอบพระคุณ ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.สมหมาย ตริยไชยาพร ประธานกรรมการสอบ และกรรมการสอบ ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.จุไรวัลย์ รัตนะพิสิฐ ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.วรณี แพ่งจันทิก อาจารย์ผู้ทรงคุณวุฒิ คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยธรรมศาสตร์ ที่ได้ให้ความกรุณา ในการแก้ไขข้อบกพร่องต่างๆ ของงานวิจัย รวมทั้งเสียสละเวลาในการเป็นกรรมการสอบในครั้งนี้

ขอขอบพระคุณ และมอบความดีทั้งหมดนี้ให้แก่ คุณพ่อ คุณแม่ และครอบครัว ที่แสนดี สนับสนุนทั้งกำลังใจและกำลังทรัพย์ คณาจารย์ทุกท่านที่ประสิทธิ์ประสาทความรู้ให้ และเพื่อนๆ ทุกคนที่เป็นกำลังใจ

สุดท้ายนี้ ผู้วิจัยหวังเป็นอย่างยิ่งว่าวิทยานิพนธ์ฉบับนี้จะเป็นประโยชน์สำหรับผู้สนใจ หากการทำกรวิจัยในครั้งนี้ขาดตกบกพร่อง หรือไม่สมบูรณ์ประการใด ผู้วิจัยขอกราบขอภัยมา ณ โอกาสนี้ด้วย



จิตรลดา นาคประดิษฐ์

สารบัญ

	หน้า
บทคัดย่อภาษาไทย.....	(3)
บทคัดย่อภาษาอังกฤษ.....	(4)
กิตติกรรมประกาศ.....	(5)
สารบัญ.....	(6)
สารบัญตาราง.....	(8)
สารบัญภาพ.....	(9)
คำอธิบายสัญลักษณ์และคำย่อ.....	(10)
บทที่ 1 บทนำ.....	11
1.1 ที่มาและความสำคัญ.....	11
1.2 วัตถุประสงค์.....	12
1.3 ขอบเขตโครงการวิจัย.....	12
1.4 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ.....	12
บทที่ 2 เอกสารและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง.....	13
2.1 กระบวนการผลิตบิวทิลอะซีเตท.....	13
2.2 การจำลองกระบวนการ.....	13
2.3 การปรับพารามิเตอร์การควบคุม โดยใช้ตัวควบคุมแบบพีไอดี.....	14
2.4 การออกแบบโครงสร้างการควบคุม โดยใช้หลักการแพลนท์ไวด์.....	19
2.5 การประเมินสมรรถนะของ โครงสร้างการควบคุม.....	23
2.6 งานวิจัยที่เกี่ยวข้อง.....	24
บทที่ 3 วิธีดำเนินการวิจัย.....	30
3.1 แผนการดำเนินการวิจัย.....	30
3.2 กระบวนการผลิตบิวทิลอะซีเตท.....	32
3.3 ขั้นตอนการจำลองกระบวนการผลิตบิวทิลอะซีเตท.....	33
3.4 การจำลองกระบวนการที่สภาวะคงตัว.....	34
3.5 การจำลองกระบวนการที่สภาวะพลวัต.....	41
3.6 การเพิ่มประสิทธิภาพการควบคุม โดยการปรับพารามิเตอร์การควบคุม.....	44

สารบัญ (ต่อ)

	หน้า
3.7 การเพิ่มประสิทธิภาพการควบคุมโดยการออกแบบโครงสร้างการควบคุมใหม่.....	44
3.8 การทดสอบสมรรถนะของการควบคุมกระบวนการ.....	45
3.9 การประเมินสมรรถนะของ โครงสร้างการควบคุม.....	46
บทที่ 4 ผลการดำเนินงานและวิเคราะห์.....	49
4.1 การปรับค่าพารามิเตอร์การควบคุม.....	49
4.2 การปรับปรุงโครงสร้างการควบคุม.....	52
4.3 การตอบสนอง.....	58
4.4 การประเมินสมรรถนะของการควบคุม.....	95
บทที่ 5 สรุปผลการดำเนินงานและข้อเสนอแนะ.....	103
5.1 สรุปผลการดำเนินงาน.....	103
5.2 ข้อเสนอแนะ.....	104
บรรณานุกรม.....	105
ภาคผนวก.....	108
ภาคผนวก ก ผลการตอบสนองกระบวนการ.....	109
ภาคผนวก ข ผลงานดีพิมพ์เผยแพร่.....	141
ประวัติผู้เขียน.....	153

สารบัญตาราง

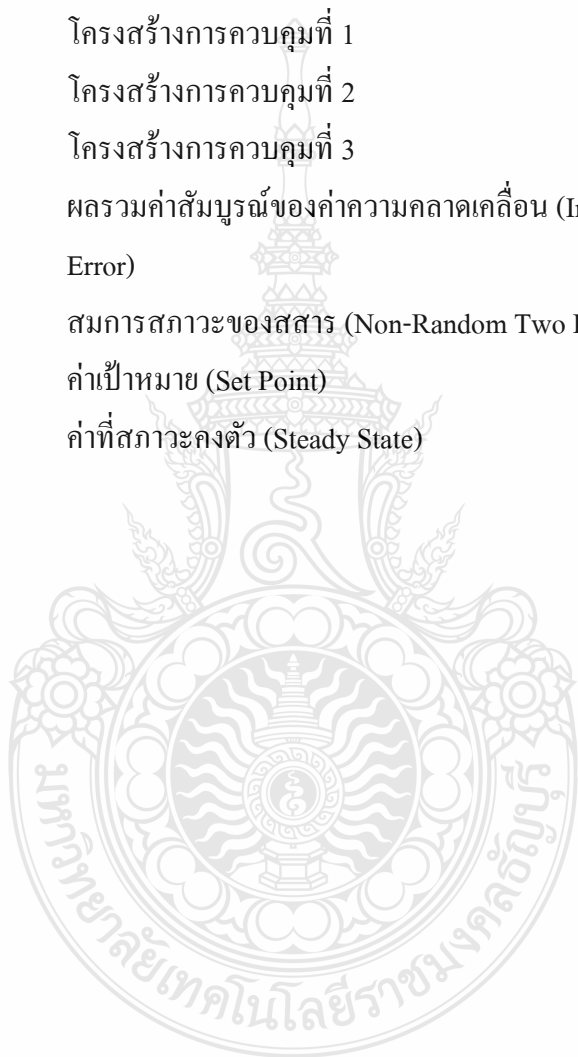
	หน้า
ตารางที่ 2.1	ทรานส์เฟอร์ฟังก์ชันของตัวควบคุม..... 16
ตารางที่ 2.2	การปรับจูนด้วยวิธีการซีเกลอร์-นิโคลส์..... 16
ตารางที่ 3.1	แผนการดำเนินการวิจัย..... 31
ตารางที่ 3.2	แบบจำลองหน่วยกระบวนการที่ใช้ในกระบวนการผลิตบิวทิลอะซีเตต..... 34
ตารางที่ 3.3	สถานะในเครื่องปฏิกรณ์..... 37
ตารางที่ 3.4	องค์ประกอบของสารและสถานะในกระบวนการผลิตบิวทิลอะซีเตต..... 39
ตารางที่ 3.5	การจับคู่ตัวแปรปรับตัวแปรควบคุมของโครงสร้างการควบคุม CS0..... 42
ตารางที่ 3.6	ค่าพารามิเตอร์การควบคุมของโครงสร้างการควบคุม CS0..... 43
ตารางที่ 4.1	ค่าการปรับพารามิเตอร์การควบคุม..... 49
ตารางที่ 4.2	ค่าพารามิเตอร์ของการควบคุม..... 51
ตารางที่ 4.3	การจับคู่ตัวแปรปรับตัวแปรควบคุม..... 55
ตารางที่ 4.4	ผลการเปลี่ยนอัตราการผลิตของกระแสป้อนแบบขั้นบันได..... 58
ตารางที่ 4.5	ผลการเปลี่ยนอัตราการผลิตของกระแสป้อนแบบขั้นบันได..... 63
ตารางที่ 4.6	ผลการรบกวนองค์ประกอบของสารขาเข้าของกระแสป้อนแบบขั้นบันได..... 71
ตารางที่ 4.7	ผลการรบกวนองค์ประกอบของสารขาเข้าของกระแสป้อนแบบขั้นบันได..... 76
ตารางที่ 4.8	ผลการรบกวนอุณหภูมิขาเข้าของกระแสป้อน..... 83
ตารางที่ 4.9	ผลการรบกวนอุณหภูมิขาเข้าของกระแสป้อน..... 90
ตารางที่ 4.10	ผลรวมค่าไอเออีจากการเปลี่ยนอัตราการผลิตของกระแสป้อน..... 96
ตารางที่ 4.11	ผลรวมค่าไอเออีจากการรบกวนองค์ประกอบของสารขาเข้า..... 98
ตารางที่ 4.12	ผลรวมค่าไอเออีจากการรบกวนโดยการเพิ่มอุณหภูมิขาเข้า..... 99
ตารางที่ 4.13	ผลรวมค่าไอเออีจากการรบกวนโดยการลดอุณหภูมิขาเข้า..... 100

สารบัญภาพ

	หน้า
ภาพที่ 2.1 แผนผังการผลิตบิวทิลอะซีเตท.....	14
ภาพที่ 2.2 ผลรวมค่าสัมบูรณ์ของความคลาดเคลื่อน.....	24
ภาพที่ 3.1 ขั้นตอนการจำลองกระบวนการ.....	33
ภาพที่ 3.2 แบบจำลองเครื่องผสม.....	34
ภาพที่ 3.3 แบบจำลองป้อน.....	35
ภาพที่ 3.4 แบบจำลองวาล์ว.....	35
ภาพที่ 3.5 แบบจำลองเครื่องปฏิกรณ์ชนิดถังกวนแบบต่อเนื่อง.....	36
ภาพที่ 3.6 แบบจำลองหอกกลับ.....	37
ภาพที่ 3.7 แผนผังการผลิตบิวทิลอะซีเตท โดยใช้โปรแกรม Aspen Plus 2006.....	39
ภาพที่ 3.8 ข้อมูลอ้างอิงจากหนังสือการควบคุมกระบวนการแพลนท์ไวต์.....	41
ภาพที่ 3.9 โครงสร้างการควบคุมแบบดั้งเดิม.....	42
ภาพที่ 4.1 โครงสร้างการควบคุมที่ 1.....	53
ภาพที่ 4.2 โครงสร้างการควบคุมที่ 2.....	54
ภาพที่ 4.3 โครงสร้างการควบคุมที่ 3.....	55

คำอธิบายสัญลักษณ์และคำย่อ

CS0	โครงสร้างการควบคุมแบบดั้งเดิม
CS0M	โครงสร้างการควบคุมที่ปรับพารามิเตอร์การควบคุมจากโครงสร้างการควบคุมแบบดั้งเดิม
CS1	โครงสร้างการควบคุมที่ 1
CS2	โครงสร้างการควบคุมที่ 2
CS3	โครงสร้างการควบคุมที่ 3
IAE	ผลรวมค่าสัมบูรณ์ของค่าความคลาดเคลื่อน (Integral of Absolute value of Error)
NRTL	สมการสถานะของสสาร (Non-Random Two Liquid)
SP	ค่าเป้าหมาย (Set Point)
S.S.	ค่าที่สภาวะคงตัว (Steady State)



บทที่ 1

บทนำ

การเพิ่มประสิทธิภาพการควบคุมของกระบวนการผลิตบิวทิลอะซีเตท มีที่มาและความสำคัญของงานวิจัย วัตถุประสงค์ของการวิจัย ขอบเขตของโครงการวิจัย และประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับการแสดงรายละเอียดดังต่อไปนี้

1.1 ที่มาและความสำคัญ

ปัจจุบันบิวทิลอะซีเตทเป็นที่นิยมอย่างมากในการใช้เป็นวัตถุดิบสำหรับการผลิตสารเคมีต่างๆ เป็นสารที่ให้กลิ่นรสคล้ายแอปเปิลและกล้วยหอม จึงนำไปใช้เป็นสารแต่งกลิ่นรสผลไม้สังเคราะห์ในอาหาร เช่น ลูกอม ไอศกรีม ชีส และขนมอบ ใช้ในการทำความสะดวกในการทำซักแห้ง ใช้จัดคราบไขมันในชิ้นงานอิเล็กทรอนิกส์ เป็นสารเติมแต่งในการทำพอลิเมอร์ สีขาว หรือวัสดุเคลือบผิวอื่นๆ หรือใช้จัดเงาในยาขจัดรองเท้า ขัดพื้น ใช้ในการผลิตเครื่องสำอางหลายประเภทที่สามารถละลายไขมันและน้ำมันได้ เป็นส่วนผสมของยาทาเล็บ นอกจากนี้ยังใช้เป็นตัวทำละลายโดยตรงสำหรับ สี สีเคลือบ เคลือบเรซิน ในปี 2009 กำลังการผลิตของบิวทิลอะซีเตทมีประมาณ 1,257,500 ตัน ต่อมาในปี 2010 อัตราการเติบโตของตลาดบิวทิลอะซีเตทเพิ่มขึ้นร้อยละ 1-2 จากการวิเคราะห์ของตลาดโลกคาดว่ากลุ่มอุตสาหกรรมตัวทำละลายนี้จะเติบโตอย่างรวดเร็ว [1]

ในอุตสาหกรรมตัวทำละลายมักมีการป้อนกลับของมวลสารและพลังงานทำให้เกิดกระบวนการหมุนเวียนสารและพลังงานในระบบ รวมถึงการสะสมพลังงานที่หน่วยย่อยต่างๆ ซึ่งส่งผลต่อการเปลี่ยนแปลงพฤติกรรมเชิงพลวัตของทั้งโรงงาน ซึ่งกระบวนการผลิตบิวทิลอะซีเตทนับเป็นกระบวนการผลิตในอุตสาหกรรมตัวทำละลายที่มีความซับซ้อนในการเกิดปฏิกิริยาเคมี โดยปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นเป็นปฏิกิริยาแบบผันกลับได้ และมีการใช้ 3 หอกกลั่น หอกกลั่นที่ 2 เป็นการกลั่นแยกเมทานอลที่เป็นผลผลิตพลอยได้ และหอกกลั่นที่ 3 เป็นการกลั่นแยกผลิตภัณฑ์ คือ บิวทิลอะซีเตท สารที่เหลือจึงถูกป้อนกลับโดยใช้ 2 กระแสป้อนกลับ จากความซับซ้อนดังกล่าวนี้ ส่งผลให้เกิดปัญหาการหมุนเวียนสารและพลังงาน ซึ่งนับเป็นปัญหาสำคัญที่ทำให้ยากต่อการควบคุมกระบวนการ

งานวิจัยชิ้นนี้จึงศึกษาแนวทางการเพิ่มประสิทธิภาพการควบคุมของโรงงานผลิตบิวทิลอะซีเตท โดยใช้โปรแกรม Aspen Plus 2006 ในการจำลองกระบวนการที่สภาวะคงตัวและ Aspen Dynamics 2006 ในการจำลองกระบวนการที่สภาวะพลวัต และเปรียบเทียบผลการตอบสนองกับเอกสารอ้างอิงของไลเบน [2] โดยการปรับพารามิเตอร์การควบคุมและออกแบบโครงสร้างการควบคุมใหม่ แล้วทดสอบโครงสร้างการควบคุมโดยการประเมินสมรรถนะของโครงสร้างการควบคุมที่ได้ออกแบบไว้

1.2 วัตถุประสงค์

1.2.1 เพื่อหาแนวทางการเพิ่มประสิทธิภาพการควบคุมของโรงงานบิวทิลอะซีเตท

1.2.2 เพื่อพัฒนาโครงสร้างการควบคุมใหม่โดยใช้แนวคิดแพลนท์ไวด์แบบการวิเคราะห์เชิงพฤติกรรม (Heuristic)

1.3 ขอบเขตของโครงการวิจัย

การวิจัยนี้มุ่งเน้นการเพิ่มประสิทธิภาพการควบคุมของโรงงานผลิตบิวทิลอะซีเตท โดยมีขอบเขตการวิจัยดังนี้

1.3.1 ใช้โปรแกรม Aspen Plus 2006 และ Aspen Dynamics 2006 ในการจำลองกระบวนการผลิตบิวทิลอะซีเตทที่สภาวะคงตัวและที่สภาวะพลวัต

1.3.2 กระบวนการผลิตบิวทิลอะซีเตท อ้างอิงจากเอกสาร Principles and Case Studies of Simultaneous นำเสนอโดย William L.Luyben [2]

1.4 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ

1.4.1 ได้แนวทางการเพิ่มประสิทธิภาพการควบคุมของโรงงานบิวทิลอะซีเตท

1.4.2 ได้โครงสร้างการควบคุมใหม่โดยใช้แนวคิดแพลนท์ไวด์แบบการวิเคราะห์เชิงพฤติกรรม (Heuristic)

บทที่ 2

เอกสารและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

จากที่มาและความสำคัญในการเลือกกระบวนการผลิตบิวทิลอะซิเตทเพื่อทำการเพิ่มประสิทธิภาพในการควบคุม จึงได้ศึกษาค้นคว้าเอกสารและงานวิจัยที่เกี่ยวข้องในการเพิ่มประสิทธิภาพการควบคุมของกระบวนการผลิตบิวทิลอะซิเตท โดยแสดงข้อมูลที่ได้ดังต่อไปนี้

2.1 กระบวนการผลิตบิวทิลอะซิเตท

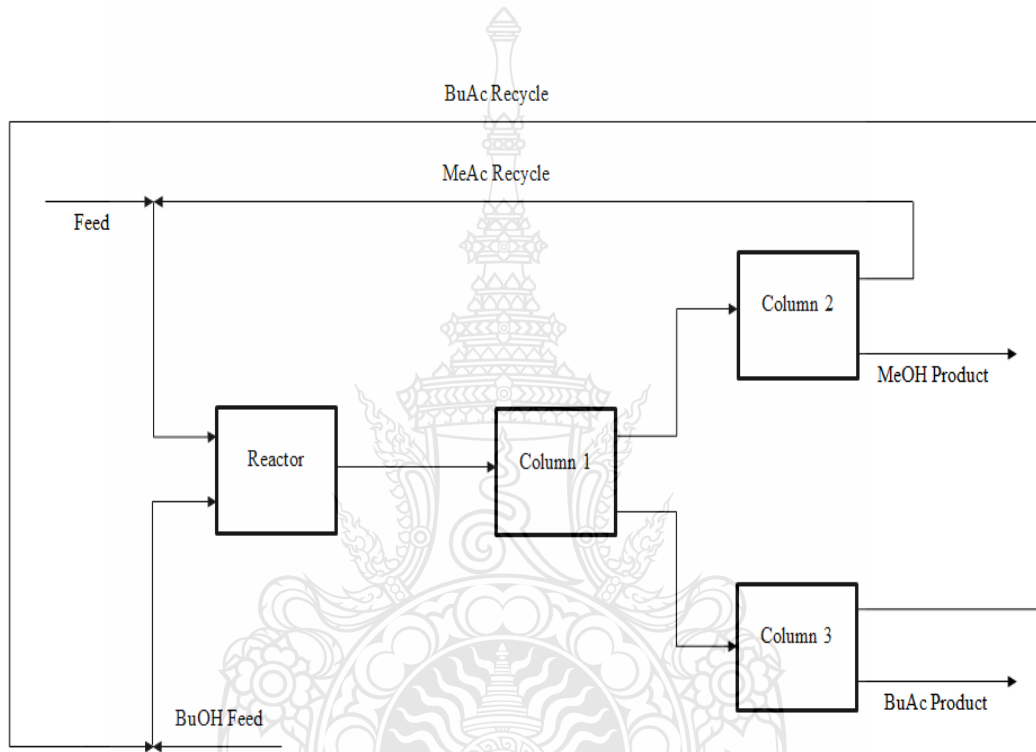
กระบวนการผลิตบิวทิลอะซิเตทประกอบด้วยกระแสน้ำเข้า 2 กระแส กระแสที่ 1 เป็นกระแสน้ำเข้าของเมทิลอะซิเตทกับเมทานอลผสมกับกระแสป้อนกลับของเมทิลอะซิเตท กระแสที่ 2 เป็นกระแสน้ำเข้าบิวทานอลบริสุทธิ์ผสมกับกระแสป้อนกลับของบิวทานอล กระแสน้ำเข้าทั้งสองเมื่อผ่านการผสมกับกระแสป้อนกลับแล้วเข้าทำปฏิกิริยาในเครื่องปฏิกรณ์ เกิดปฏิกิริยาแบบผันกลับได้ ดังแสดงตามสมการที่ 2.1 สารที่ได้ถูกป้อนต่อไปยังหอกลั่นที่ 1 เป็นการกลั่นแยกระหว่างเมทิลอะซิเตทกับเมทานอลออกด้านบน และบิวทานอลกับบิวทิลอะซิเตทออกด้านล่าง โดยเมทิลอะซิเตทและเมทานอลถูกป้อนต่อไปยังหอกลั่นที่ 2 เพื่อกลั่นแยกเมทานอลที่เป็นผลผลิตพลอยได้ เมทิลอะซิเตทกับเมทานอลที่เหลือจึงถูกป้อนกลับไปยังเครื่องปฏิกรณ์เป็นกระแสป้อนกลับที่ 1 บิวทานอลและบิวทิลอะซิเตทที่ออกด้านล่างหอกลั่นที่ 1 ถูกป้อนต่อไปยังหอกลั่นที่ 3 เพื่อกลั่นแยกผลิตภัณฑ์ คือ บิวทิลอะซิเตทโดยบิวทานอลที่ได้ถูกป้อนกลับไปยังเครื่องปฏิกรณ์เป็นกระแสป้อนกลับที่ 2 แสดงแผนผังการผลิตดังในภาพที่ 2.1



2.2 การจำลองกระบวนการ

การจำลองกระบวนการ (Simulation) คือ การใช้แบบจำลองทางคณิตศาสตร์เพื่อเป็นตัวแทนในการศึกษาระบบต่างๆ โดยใช้โปรแกรมคอมพิวเตอร์ ซึ่งอาจจะเป็นโปรแกรมสำเร็จภาพ (Aspen Plus, Aspen Hysys, PRO/II) หรือใช้โปรแกรมภาษาต่างๆ (C, C++, JAVA, Matlab)

ในขั้นตอนการผลิตบิวทิลอะซิเตตจะต้องมีการสร้างแผนผังการจำลองของกระบวนการผลิต ในที่นี้เราจะใช้โปรแกรม Aspen Plus 2006 ในการจำลองกระบวนการที่สถานะคงตัวและ Aspen Dynamics 2006 ในการจำลองกระบวนการที่สถานะพลวัต รวมทั้งยังใช้โปรแกรม Matlab ในการประเมินประสิทธิภาพของโครงสร้างการควบคุมที่ได้ออกแบบไว้ และทดสอบประสิทธิภาพของโครงสร้างการควบคุม โดยใช้ตัวแปรบวทอนที่ส่งผลต่อกระบวนการ



ภาพที่ 2.1 แผนผังการผลิตบิวทิลอะซิเตต

2.3 การปรับพารามิเตอร์การควบคุมโดยใช้ตัวควบคุมแบบพีไอดี

การปรับพารามิเตอร์การควบคุมเป็นการเพิ่มประสิทธิภาพการควบคุมของกระบวนการผลิตบิวทิลอะซิเตตโดยใช้ตัวควบคุมแบบพีไอดี

2.3.1 ตัวควบคุมแบบพีไอดี (PID Controller) [3]

ตัวควบคุมแบบพีไอดี มีพื้นฐานมาจากการควบคุมแบบป้อนกลับ (Feedback Control) วัตถุประสงค์ของการควบคุมแบบป้อนกลับคือ เพื่อลดค่าความผิดพลาด (Error, $e(t)$) ให้เป็นศูนย์ แสดงดังสมการที่ 2.2

$$e(t) = R(t) - B(t) \quad (2.2)$$

$R(t)$ คือ ค่าเป้าหมาย (Set point)

$B(t)$ คือ ค่าของตัวแปรควบคุม (Controlled Variable) ที่วัดได้

วิธีการควบคุมป้อนกลับประกอบด้วย 3 โหมด คือ สัดส่วน (Proportional, หรือ โหมดพี) ปริพันธ์ (Integral, หรือ โหมดไอ) และอนุพันธ์ (Derivative, หรือ โหมดดี) จะให้ค่าการควบคุม เป็นไปตามสมการที่ 2.3

$$p(t) = p + K_C e(t) + \frac{1}{\tau_I} \int e(t) dt + \tau_D \frac{de(t)}{dt} \quad (2.3)$$

$p(t)$ คือ เอาท์พุทตัวควบคุม

p คือ ค่าเบี่ยงเบนหรือค่าเอาท์พุทตัวควบคุมที่สถานะคงตัว

K_C คือ อัตราขยายตัวควบคุม (Controller Gain)

τ_I คือ เวลาปริพันธ์ (Integral Time) หรือเวลารีเซต (Reset Time)

τ_D คือ เวลาอนุพันธ์ (Derivative Time)

ค่าอัตราการขยายตัวควบคุมหรือค่าเกนของการควบคุม (K_C) จะใช้เพื่อปรับเอาท์พุทตัวควบคุมให้เปลี่ยนแปลงตามต้องการ โดยนำไปคูณกับผลต่างระหว่างค่าเป้าหมายกับตัวแปรควบคุม โดยทั่วไปอัตราการขยายตัวควบคุมจะไม่มีหน่วย การควบคุมปริพันธ์ให้ผลตอบสนองค่อนข้างช้า ไม่สามารถทำให้เอาท์พุทของกระบวนการเข้าสู่ค่าเป้าหมายได้อย่างรวดเร็ว การควบคุมอนุพันธ์จะให้ผลตอบสนองรวดเร็วมาก ทำให้ตัวแปรปรับมีการเปลี่ยนแปลงค่อนข้างรุนแรง และยังส่งผลให้ตัวแปรควบคุมเกิดการแกว่ง

2.3.2 การออกแบบระบบควบคุมแบบพีไอดี

วิธีการที่ใช้ในการออกแบบตัวควบคุมแบบพีไอดีที่เป็นที่นิยมมีอยู่ 2 วิธีการคือ 1) วิธีการของซีเกลอร์-นิโคลส์ (Ziegler-Nichols Compensation) 2) วิธีการของเชน-ฮรอน-เรสวิก (Chien-Hrones-Reswick)

2.3.3 ขั้นตอนในการออกแบบวิธีการของซีเกลอร์-นิโคลส์ [4]

2.3.3.1 นำทรานส์เฟอร์ฟังก์ชัน (Transfer Function) ของระบบที่แสดงในตารางที่ 2.1 มาทดสอบด้วยการทำให้ระบบและตัวควบคุมเป็นระบบควบคุมแบบป้อนกลับชนิดสัดส่วนเพียงอย่างเดียว หากใช้ตัวควบคุมแบบพีไอคืออยู่แล้วในระบบ ให้ทำการลดค่าเกนตัวควบคุมแบบปริพันธ์ และตัวควบคุมแบบอนุพันธ์ลงให้เหลือน้อยที่สุด

2.3.3.2 จากนั้นค่อยๆ เพิ่มค่าเกนตัวควบคุมแบบสัดส่วนให้มีค่ามากขึ้นเรื่อยๆ จนกระทั่งระบบเริ่มมีการแกว่ง (Oscillate) ด้วยแอมพลิจูด (Amplitude) คงที่ ณ สภาวะนี้ระบบเริ่มไม่มีความสมดุล (Unstable) จึงทำการบันทึกค่าเกนตัวควบคุมแบบสัดส่วนตรงตำแหน่งนี้ไว้ สมมุติให้มีค่าเท่ากับ K_U

2.3.3.3 ในขณะเดียวกันทำการวัดคาบเวลาการแกว่ง โดยสมมุติให้มีค่าเป็น T_C จากค่าของ K_U และ T_C เราจะสามารถคำนวณค่าเกนของตัวควบคุมได้จากตารางที่ 2.2

ตารางที่ 2.1 ทรานส์เฟอร์ฟังก์ชันของตัวควบคุม

ชนิดของการควบคุม	ทรานส์เฟอร์ฟังก์ชันของตัวควบคุม
P	$\frac{P'(s)}{E(s)} = K_C$
PI	$\frac{P'(s)}{E(s)} = K_C \left(1 + \frac{1}{\tau_I s}\right) = K_C \left(\frac{\tau_I s + 1}{\tau_I s}\right)$
PID	$\frac{P'(s)}{E(s)} = K_C \left[1 + \frac{1}{\tau_I s} + \tau_D s\right]$

ตารางที่ 2.2 การปรับจูนด้วยวิธีการซีเกลอร์-นิโคลส์ [4]

ชนิดของการควบคุม	K_C	$1/\tau_I$	τ_D
P	$0.50K_U$	-	-
PI	$0.45 K_U$	$1.2T_C$	-
PID	$0.60 K_U$	$2T_C$	$T_C/8$

2.3.4 การปรับจูนพีไอดีแบบการลองผิดลองถูก (Trial and Error)

การปรับจูนพีไอดีแบบการลองผิดลองถูก (Trial and Error) [4] โดยขั้นตอนในการทดสอบและปรับจูนค่าเกณฑ์ของตัวควบคุมพีไอดี สำหรับระบบที่ไม่ทราบแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ มีขั้นตอนดังนี้

- 1) ต่อระบบควบคุมแบบวงรอบปิดด้วยตัวควบคุมแบบพี
- 2) ปรับค่าเกณฑ์ให้สูงขึ้นเรื่อยๆ สังเกตผลตอบสนองที่ได้
- 3) ถ้าปรับค่าเกณฑ์ให้สูงขึ้นเรื่อยๆ แล้วผลตอบสนองที่ได้ไม่มีการพุ่งเกิน (ระบบมีอันดับเป็นหนึ่ง) ให้สังเกตดูว่าระบบมีค่าความผิดพลาดในสภาวะคงตัวหรือไม่

(1) ถ้าไม่มีค่าความผิดพลาดในสภาวะคงตัว ใช้ตัวควบคุมแบบพีอย่างเดียวโดยปรับค่าเกณฑ์ของตัวควบคุมให้สูงขึ้นเรื่อยๆ เข้าไว้

(2) ถ้ามีค่าความผิดพลาดในสภาวะคงตัว ใช้ตัวควบคุมแบบพีไอโดยปรับค่าเกณฑ์ของตัวควบคุมพีให้สูงพอประมาณ แล้วจึงปรับค่าเกณฑ์ของตัวควบคุมไอ จนกระทั่งค่าความผิดพลาดในสภาวะคงตัวเป็นศูนย์

- 4) ถ้าผลตอบสนองที่ได้มีการพุ่งเกินของผลตอบสนอง (ระบบมีอันดับสูงกว่าหนึ่ง)

(1) ถ้าต้องการลดการพุ่งเกินของผลตอบสนองอย่างเดียวโดยยอมรับค่าความผิดพลาดในสภาวะคงตัวได้ ให้ใช้ตัวควบคุมแบบพีดี โดยปรับค่าเกณฑ์ให้สูงพอประมาณ จนกระทั่งได้ค่าความผิดพลาดในสภาวะคงตัวเป็นที่พอใจแล้วจึงปรับค่าเกณฑ์ของตัวควบคุมดี เพื่อลดการพุ่งเกินของผลตอบสนอง

(2) ถ้าต้องการปรับทั้งความเร็วและการพุ่งเกินของผลการตอบสนอง รวมไปถึงค่าความผิดพลาดในสภาวะคงตัวให้ใช้ตัวควบคุมแบบพีไอดี โดยลองทดสอบแบบซีเกลอร์นิโคลส์ก่อน และจึงปรับจนกระทั่งผลการตอบสนองเป็นแบบไม่มีการหน่วง แล้วทำตามขั้นตอนของการทดสอบแบบซีเกลอร์นิโคลส์ แต่ถ้าทดสอบแบบซีเกลอร์นิโคลส์แล้วไม่เกิดผลตอบสนองแบบไม่มีการหน่วงจึงทดสอบด้วยวิธีการของเซน-สรอน-เรสวิก ซึ่งในการเลือกใช้วิธีการใดให้คำนึงถึงผลการตอบสนองที่ได้ว่าระบบยอมรับการพุ่งเกินได้มากน้อยแค่ไหน เพราะวิธีการของซีเกลอร์นิโคลส์ จะให้ผลตอบสนองที่มีการพุ่งเกินที่สูงกว่าวิธีการของเซน-สรอน-เรสวิก แต่ผลตอบสนองที่ได้ จะมีความเร็วสูงกว่าวิธีการของเซน-สรอน-เรสวิก

2.3.5 ประเภทของการปรับพารามิเตอร์ตัวควบคุม

ประเภทของการปรับพารามิเตอร์ตัวควบคุมจะแบ่งออกเป็น 2 ประเภท คือ การปรับพารามิเตอร์ตัวควบคุมแบบลูปเปิด (Open-loop Tuning) และการปรับพารามิเตอร์ตัวควบคุมแบบลูปปิด (Closed-loop Tuning) โดยในงานวิจัยนี้จะใช้การปรับพารามิเตอร์ตัวควบคุมแบบลูปปิด ซึ่งจะแตกต่างจากระบบควบคุมแบบลูปเปิด คือ มีการนำเอาผลที่ได้จากกระบวนการป้อนกลับมาเข้าเป็นส่วนหนึ่งของข้อมูลที่จะส่งเข้าไปเป็นอินพุตที่จะให้กับระบบ การที่เราจะทราบค่าเอาต์พุตได้ เราจะต้องมีการวัดข้อมูลของเอาต์พุต เมื่อเราทราบค่าเอาต์พุตแล้ว เรามักจะนำค่าเอาต์พุตที่ได้ไปเปรียบเทียบกับเอาต์พุตที่ต้องการจากระบบ จากนั้นความแตกต่างระหว่างเอาต์พุตที่ต้องการและเอาต์พุตที่แท้จริงจะถูกส่งต่อไปสู่อุปกรณ์ควบคุม แล้วส่งต่อเป็นอินพุตเข้าสู่ระบบเพื่อให้ความแตกต่างระหว่างเอาต์พุตที่ต้องการและเอาต์พุตที่แท้จริงลดลงเรื่อยๆ จนกระทั่งไม่มีความแตกต่างระหว่างค่าทั้งสอง จึงได้เอาต์พุตของระบบตามที่ต้องการ

2.3.6 แนวทางในการเลือกใช้ตัวควบคุมสำหรับกระบวนการแบบต่างๆ [5]

การเลือกใช้ตัวควบคุมสำหรับกระบวนการแบบต่างๆ โดยพิจารณาการเลือกชนิดของการควบคุมแบบป้อนกลับสำหรับกระบวนการต่างๆ แสดงได้ดังนี้

2.3.6.1 การควบคุมระดับของของเหลว โดยทั่วไปจะใช้การควบคุมแบบพีหรือพีไอ แต่ใช้การควบคุมแบบพีอย่างเดียวก็เป็นที่น่าพอใจแล้ว

2.3.6.2 การควบคุมความดันของแก๊ส โดยทั่วไปการควบคุมความดันแก๊ส จะทำการควบคุมความดันให้อยู่ในช่วงของค่าที่ต้องการ ดังนั้นจึงเลือกใช้การควบคุมแบบพีก็เพียงพอ

2.3.6.3 การควบคุมความดันไอ สำหรับระบบควบคุมความดันไอที่มีการตอบสนองอย่างรวดเร็ว การควบคุมแบบพีไอก็เพียงพอต่อการควบคุม แต่ระบบที่มีการตอบสนองช้า การควบคุมแบบพีไอดีจะเหมาะสมกว่าในการควบคุมระบบนี้ เนื่องจากมีความเร็วและมีความทนทานมากกว่า

2.3.6.4 การควบคุมการไหล โดยทั่วไปเลือกใช้การควบคุมแบบพีไอ เนื่องจากสามารถกำจัดค่าความคลาดเคลื่อนที่สภาวะคงตัวและการตอบสนองของระบบมีความรวดเร็วอยู่แล้ว ค่าเกณฑ์ของการควบคุมจะอยู่ระหว่าง 0.5-0.7 และค่าเวลาอินทิกรัลจะอยู่ระหว่าง 0.2-0.3 นาที

2.3.6.5 การควบคุมอุณหภูมิ เป็นการควบคุมที่ยากที่จะกำหนด เนื่องจากความหลากหลายของกระบวนการและความหลากหลายของอุปกรณ์ถ่ายเทความร้อน จึงใช้การควบคุมแบบพีไอดีจะเหมาะสมที่สุด เนื่องจากสามารถเพิ่มค่าเกนของเครื่องควบคุมเพื่อเพิ่มความเร็วของการตอบสนองของระบบและระบบยังคงมีเสถียรภาพ

2.3.6.6 การควบคุมองค์ประกอบ โดยทั่วไปจะใช้การควบคุมเช่นเดียวกับการควบคุมอุณหภูมิโดยการควบคุมแบบพีไอดี เหมาะสมสำหรับการควบคุม

2.4 การออกแบบโครงสร้างการควบคุมโดยใช้หลักการแพลนท์ไวด์

การออกแบบโครงสร้างการควบคุมเป็นการเพิ่มประสิทธิภาพของการควบคุมของกระบวนการผลิตบิวทิลอะซีเตทโดยใช้หลักการควบคุมแบบแพลนท์ไวด์ โดยมีรายละเอียดและประเด็นสำคัญดังต่อไปนี้

2.4.1 หลักการควบคุมแบบแพลนท์ไวด์ คือ หลักการออกแบบการควบคุมที่พิจารณาความสัมพันธ์ระหว่างหน่วยผลิตทุกหน่วยในกระบวนการ เพื่อออกแบบโครงสร้างการควบคุมทั้งกระบวนการให้ได้ตามวัตถุประสงค์ของการดำเนินกระบวนการ

2.4.2 งานวิจัยในสาขาการควบคุมแพลนท์ไวด์ สามารถแบ่งออกเป็น 2 สาขาหลักๆ คือ ฮิวริสติกส์ (Heuristic) และ เชิงคณิตศาสตร์ (Mathematic) โดยในงานวิจัยนี้ได้ใช้การควบคุมแพลนท์ไวด์ สาขาฮิวริสติกส์

ฮิวริสติกส์ เป็นการออกแบบโครงสร้างการควบคุมกระบวนการ ที่ใช้เป็นหลักการพื้นฐานทางด้านวิศวกรรม ในการตัดสินใจเลือกคู่ตัวแปรปรับและตัวแปรควบคุม

2.4.3 ความจำเป็นของการควบคุมแบบแพลนท์ไวด์ [6] เนื่องจากกระบวนการทางอุตสาหกรรมตัวทำละลายส่วนใหญ่มักมีลักษณะสำคัญ 3 ลักษณะ ที่ส่งผลให้การควบคุมกระบวนการย่อยไม่เพียงพอต่อการควบคุมระบบให้ดำเนินไปตามเป้าหมายได้ จึงจำเป็นต้องใช้หลักการควบคุมแบบแพลนท์ไวด์เพื่อควบคุมลักษณะทั้ง 3 ประการ คือ

2.4.3.1 การหมุนเวียนสารภายในกระบวนการ (Material Recycle) มีเหตุผลพื้นฐานที่สำคัญ 6 ข้อ ดังนี้

- 1) การเพิ่มผลการเปลี่ยน (Conversion) ให้เพิ่มขึ้น
- 2) การปรับปรุงทางด้านเศรษฐศาสตร์
- 3) การปรับปรุงผลผลิตที่ได้ (Yield)
- 4) การให้มีตัวระบายความร้อน (Thermal Sink)
- 5) การป้องกันการเกิดปฏิกิริยาข้างเคียง
- 6) สมบัติการควบคุม

2.4.3.2 การสะสมของพลังงานในกระบวนการ เป็นการส่งพลังงานไประหว่างหน่วยผลิตย่อยในกระบวนการ เพื่อปรับปรุงประสิทธิภาพทางเทอร์โมไดนามิกส์ของกระบวนการ ส่งผลทำให้เกิดการสะสมของพลังงาน ซึ่งเป็นการลดค่าใช้จ่ายทางด้านพลังงานภายในกระบวนการลง เนื่องจากการลดค่าใช้จ่ายด้านยูทิลิตี้

2.4.3.3 การควบคุมองค์ประกอบของสารในกระบวนการ สารในกระบวนการสามารถจำแนกลักษณะของสารองค์ประกอบที่อยู่ในกระบวนการได้ 3 ชนิด คือ สารตั้งต้น สารผลิตภัณฑ์ และสารเฉื่อย โดยทั่วไปแล้วการควบคุมองค์ประกอบของสารจะไม่มีปัญหาสำหรับสารผลิตภัณฑ์และสารเฉื่อย แต่จะมีปัญหาในส่วนของสารตั้งต้น เนื่องจากการหมุนเวียนของสารในกระบวนการ

2.4.4 เป้าหมายสำหรับระบบควบคุมกระบวนการแบบแพลนท์ไว้ค์ มีดังนี้

2.4.4.1 การดำเนินกระบวนการอย่างปลอดภัยและสม่ำเสมอ โดยไม่ก่อให้เกิดความขัดข้องของระบบ

2.4.4.2 การควบคุมให้คุณภาพของผลิตภัณฑ์แบบตรงค่าเป้าหมาย (Tight control) เมื่อเผชิญกับตัวรบกวนต่าง ๆ

2.4.4.3 การหลีกเลี่ยงเงื่อนไขที่จะทำให้กระบวนการเกิดอันตราย

2.4.4.4 การทำให้ระบบควบคุมทำงานอย่างอัตโนมัติ และต้องการความใส่ใจทางด้าน การปฏิบัติงานน้อยลง

2.4.4.5 การเปลี่ยนแปลงอัตราการผลิตที่เร็วแล้วได้ผลิตภัณฑ์ที่มีคุณภาพ

2.4.4.6 ไม่มีผลกระทบที่ไม่ดีต่อสิ่งแวดล้อม

2.4.5 ขั้นตอนการออกแบบการควบคุมแบบแพลนท์ไวด์ [6] ขั้นตอนเบื้องต้นในการออกแบบการควบคุมแบบแพลนท์ไวด์มี 9 ขั้นตอน เป็นการใช้หลักการเบื้องต้นทางด้านวิศวกรรมเคมี คือ การอนุรักษ์พลังงานและมวลสาร มีขั้นตอนดังนี้

2.4.5.1 กำหนดวัตถุประสงค์การควบคุม เป็นการกำหนดวัตถุประสงค์การควบคุม กระบวนการที่สภาวะคงตัวและที่สภาวะพลวัต ซึ่งเป็นปัญหาที่สำคัญ เนื่องจากวัตถุประสงค์การควบคุมที่แตกต่างกัน นำไปสู่โครงสร้างการควบคุมที่แตกต่างกันด้วย โครงสร้างการควบคุมที่ดีสำหรับโรงงานขึ้นอยู่กับขั้นตอนการออกแบบและหลักการควบคุมที่กำหนดขึ้น

2.4.5.2 หองศาความเป็นอิสระ (Degree of freedom) ของการควบคุม เป็นการนับจำนวนของวาล์วควบคุม ซึ่งเป็นจำนวนตัวแปรที่ต้องควบคุมให้อยู่ที่ค่าเป้าหมาย จำนวนของวาล์วอิสระจะต้องเหมาะสมด้วย

2.4.5.3 กำหนดระบบจัดการพลังงาน ภายในกระบวนการต้องมีระบบการควบคุม ความร้อนที่เกิดจากปฏิกิริยาเคมี โดยอาจส่งความร้อนดังกล่าวไปใช้ในหน่วยอื่นของกระบวนการ แต่อย่างไรก็ตาม เมื่อความร้อนถูกใช้ในกระบวนการจนเพียงพอแล้ว ความร้อนดังกล่าวจะถูกส่งไปยังหน่วยยูลิตีตี้ และออกจากระบบในที่สุด

2.4.5.4 กำหนดอัตราการผลิต เป็นการกำหนดตัวแปรหลักที่มีผลต่ออัตราการผลิต และหาตัวแปรปรับที่เหมาะสมที่สุดในการควบคุมตัวแปรดังกล่าว ซึ่งในการเปลี่ยนกำลังการผลิตทำได้หลายทางทั้งทางตรงและทางอ้อม เช่น การเพิ่มอัตราการผลิตโดยเพิ่มอุณหภูมิ เพิ่มความเข้มข้นของสารตั้งต้น เพิ่มปริมาตรของสารในถังปฏิกรณ์ (กรณีสารในระบบเป็นของเหลว) และเพิ่มความดัน (กรณีสารในระบบเป็นแก๊ส)

2.4.5.5 ควบคุมคุณภาพของผลิตภัณฑ์ ความปลอดภัย สิ่งแวดล้อม และการปฏิบัติงานในการเลือกวาล์วควบคุมคุณภาพของผลิตภัณฑ์ ความปลอดภัย ความสามารถในการดำเนินการ และข้อจำกัดทางด้านสิ่งแวดล้อมที่ดีที่สุด เพื่อให้ได้การควบคุมแบบตรงเป้าหมายถือเป็นสิ่งสำคัญสำหรับเหตุผลทางเศรษฐศาสตร์ และการปฏิบัติงาน เช่น การเลือกวาล์วตัวแปรปรับที่มีค่าเวลาคงที่ของกระบวนการต่อการตอบสนองเวลาน้อย ค่าเวลาหน่วงของระบบ (Dead Time) ต่ำ และมีค่าเกน (Gain) สภาวะคงตัวมาก นอกจากนี้ยังต้องพิจารณาถึงขนาดของการเปลี่ยนแปลงอัตราการไหล

และตัวแปรบางตัวที่มีอิทธิพลต่อคุณภาพของผลิตภัณฑ์ เช่น ระดับของของเหลวในหอกลั่นส่วนล่างที่เป็นตัวควบคุมอัตราการไหลของผลิตภัณฑ์

2.4.5.6 ควบคุมสารหมุนเวียนในถังที่และควบคุมปริมาณสารสะสมในระบบ การกำหนดอัตราการไหลในทุกอุปกรณ์ และการเลือกตัวแปรปรับที่ดีที่สุดสำหรับควบคุมระดับของเหลวนิยมทำโดยใส่ตัวควบคุมอัตราการไหลในทุกอุปกรณ์ของกระแสป้อนกลับที่ทำเช่นนี้เพราะทำได้ง่าย และมีประสิทธิภาพในการป้องกันการเปลี่ยนแปลงขนาดของอัตราการไหลในกระแสป้อนกลับเพื่อผลในการควบคุมภาวะคงตัว และภาวะพลวัตให้ได้ตรงตามเป้าหมายที่โรงงานต้องการ

2.4.5.7 ตรวจสอบคุณสมบัติประกอบ การวิเคราะห์องค์ประกอบของสารที่เข้าออก และสารที่ถูกใช้ในกระบวนการ จะมีความยุ่งยากเมื่อกระบวนการมีการป้อนกลับ เพราะกระแสป้อนกลับจะทำให้เกิดสารสะสมของสารองค์ประกอบ ซึ่งมีผลต่อกลไกการเกิดปฏิกิริยาของผลิตภัณฑ์ในระบบ ดังนั้นการทำคุณสมบัติประกอบที่ถูกต้องจะทำให้เข้าใจกลไกการใช้ไปของสารต่างๆ ภายในกระบวนการได้อย่างถูกต้อง

2.4.5.8 ควบคุมหน่วยปฏิบัติการแต่ละหน่วย การกำหนดรูปการควบคุมที่จำเป็นสำหรับหน่วยปฏิบัติการย่อยแต่ละหน่วย มีภาพแบบการควบคุมมากมาย ตัวอย่างเช่น เครื่องปฏิกรณ์แบบท่อโดยทั่วไปนิยมควบคุมอุณหภูมิขาเข้า สำหรับปฏิกิริยาคูดความร้อนที่มีอุณหภูมิสูงจะมีระบบควบคุม คือ การปรับอัตราการไหลของเชื้อเพลิงที่ส่งไปยังเตาเผา เพื่อให้พลังงานแก่เครื่องปฏิกรณ์ ส่วนเครื่องตกผลึกซึ่งต้องการการปรับโหลดการทำความเย็น (Refrigeration Load) เพื่อควบคุมอุณหภูมิการไหลของสารป้อนที่เป็นตัวทำละลายเหลวไปยังเครื่องดูดซึม (Absorber) ทำการควบคุมโดยปรับอัตราส่วนแก๊สที่ป้อนเข้ากระบวนการ เป็นต้น

2.4.5.9 ทำออปติไมซ์ทางด้านเศรษฐศาสตร์ และปรับปรุงความสามารถในการควบคุมเชิงพลวัต หลังจากการควบคุมกระบวนการให้สอดคล้องกับทุกความต้องการที่เป็นข้อกำหนดพื้นฐาน โดยทั่วไปจะมีองศาอิสระที่เกี่ยวข้องกับว่าแล้วควบคุมที่ไม่ได้ใช้ในการควบคุม ค่าเป้าหมายในเครื่องควบคุมบางเครื่องที่สามารถปรับค่าได้

2.5 การประเมินสมรรถนะของโครงสร้างการควบคุม

การประเมินสมรรถนะของการควบคุมจะพิจารณาถึงการตอบสนองของระบบควบคุมแบบวงปิด โดยจะพิจารณาผลรวมของค่าความคลาดเคลื่อนที่เกิดขึ้นตลอดช่วงเวลาของการควบคุม ตั้งแต่เกิดการเปลี่ยนแปลงจนกระทั่งสิ้นสุดการเปลี่ยนแปลง แสดงโดยพื้นที่แรเงาในภาพที่ 2.2 โดยเป้าหมายของการควบคุมคือ ต้องการให้พื้นที่แรเงามีค่าน้อยที่สุด โดยเกณฑ์อาจกำหนดได้ในลักษณะต่างกัน ดังสมการที่ 2.4-2.6 โดยมีรายละเอียด ดังนี้

2.5.1 ผลรวมค่าสัมบูรณ์ของค่าความคลาดเคลื่อน (Integral of Absolute value of Error, (IAE))

$$IAE = \int_0^{\infty} |e(t)| dt \quad (2.4)$$

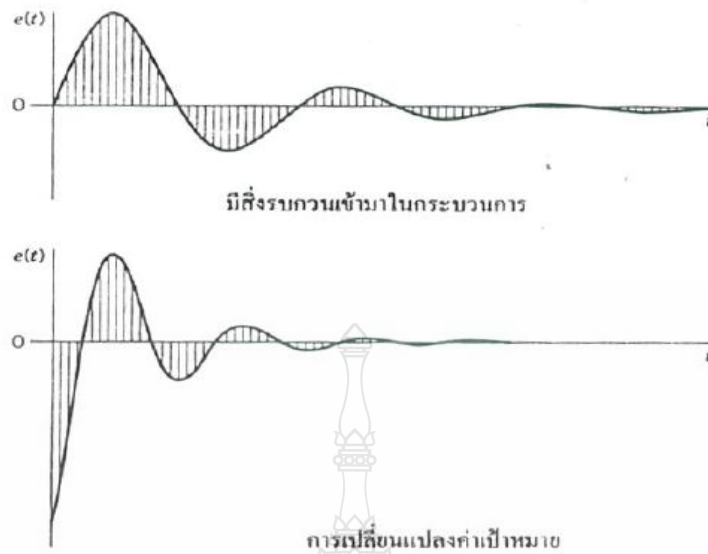
2.5.2 ผลรวมค่ากำลังสองของค่าความคลาดเคลื่อน (Integral of Square of Error, (ISE))

$$ISE = \int_0^{\infty} e^2(t) dt \quad (2.5)$$

2.5.3 ผลรวมค่าสัมบูรณ์ของค่าความคลาดเคลื่อนที่ถ่วงน้ำหนักตามเวลาที่ผ่านไป (Integral of Time weighted Absolute value of Error, (ITAE))

$$ITAE = \int_0^{\infty} t|e(t)| dt \quad (2.6)$$

เกณฑ์การพิจารณาทั้ง 3 แบบมีลักษณะแตกต่างกันที่การให้น้ำหนักหรือความสำคัญกับค่าความคลาดเคลื่อนที่เกิดขึ้น ในงานวิจัยนี้ใช้ค่า IAE ซึ่งเป็นค่าที่ให้ความสำคัญกับค่าความคลาดเคลื่อน จะพิจารณาตามขนาดของความคลาดเคลื่อน



ภาพที่ 2.2 ผลรวมค่าสัมบูรณ์ของความคลาดเคลื่อน [7]

2.6 งานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

George Stephanopoulos (1983) [8] ศึกษาการสังเคราะห์ระบบควบคุมสำหรับกระบวนการทางเคมีจากกระบวนการที่มีหน่วยผลิตย่อยหน่วยเดียว มีโครงสร้างรูปควบคุมแน่นอน โครงสร้างรูปควบคุมที่ไม่แน่นอน และนำผลทางเศรษฐศาสตร์มาเป็นเกณฑ์ในการเลือกรูปควบคุมด้วย สำหรับกระบวนการที่ซับซ้อนจะแบ่งการออกแบบเป็น 2 ขั้นตอนคือ การออกแบบเบื้องต้น ในขั้นนี้ผู้ออกแบบจะวิเคราะห์การดำเนินงานที่มีความหลากหลายของโครงสร้างการควบคุม การเลือกตัวแปรควบคุม ตัวแปรปรับ โดยพิจารณาคุณวมวลสาร และการควบคุมคุณภาพผลิตภัณฑ์ ขั้นที่สองคือสังเคราะห์ความมีเสถียรภาพของการควบคุมแต่ละหน่วยผลิตย่อย

George Stephanopoulos (1984) [9] เสนอหนังสือการควบคุมกระบวนการทางเคมี (Chemical Process Control) โดยยังคงใช้โครงสร้างการควบคุมเดิมที่ได้ออกแบบไว้จากงานวิจัยดั้งเดิม และเพิ่มเติมรูปควบคุมอัตราส่วนสำหรับปรับอัตราการไหลกระแสที่ใช้ควบคุมอุณหภูมิของกระแสออกจากถังปฏิกรณ์ ให้มีสัดส่วนระหว่างกระแสที่ใช้ควบคุมอุณหภูมิต่อกระแสของเหลวที่ไหลออกจากหน่วยแยกเฟลซมีค่าคงที่

James M. Douglas (1988) [10] ได้รวบรวมข้อมูลเกี่ยวกับการสังเคราะห์กระบวนการ เพื่อออกแบบกระบวนการ โดยใช้หลักการทางเศรษฐศาสตร์ คือ การนำพลังงานที่เกิดภายในกระบวนการ กลับมาใช้ประโยชน์ภายในกระบวนการ โดยการคิดเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนระหว่างกระบวนการ และได้โครงสร้างการควบคุม 6 โครงสร้าง แต่ละโครงสร้างมีการใช้พลังงานภายในกระบวนการ ต่างกัน ทำให้สามารถประหยัดพลังงานต่างกัน

Yi Cao and Diane Rossiter (1997) [11] ได้เสนอเทคนิคในการเลือกตัวแปรปรับที่เรียกว่า ประสิทธิภาพของตัวแปรขาเข้า (Single-Input Effectiveness, (SIE)) เป็นการเลือกตัวแปรปรับที่มีผลต่อ ตัวแปรควบคุมและกำจัดตัวแปรปรับที่ไม่เหมาะสม เพื่อลดความยุ่งยากในการเลือกโครงสร้างระบบ ควบคุม

William L. Luyben and Tyreus (1997) [12] ได้นำเสนอหลักการพื้นฐานของการควบคุม แบบแพลนท์ไวด์ 9 ขั้นตอน โดยประยุกต์ใช้ขั้นตอนทั้ง 9 จาก 3 ตัวอย่างกระบวนการ ประกอบด้วย ตัวอย่างที่ 1 กระบวนการไวนิลอะซีเตทโมโนเมอร์ ตัวอย่างที่ 2 กระบวนการควบคุมแพลนท์ไวด์อีสท์แมน และตัวอย่างที่ 3 กระบวนการไฮโดรดีอัลคิลเลชัน

Muhammad A. Al-Arfaj และ William L. Luyben (2002) [13] ได้ทำการศึกษาเปรียบเทียบ การควบคุมที่อุดมคติและการกลั่นแบบมีปฏิริยาของเมทิลอะซีเตท ระบบของเมทิลอะซีเตทเมื่อเทียบกับระบบอุดมคติ มีคุณสมบัติทางเคมีคล้ายกัน โดยแบ่งออกเป็น 3 โครงสร้างการควบคุม โครงสร้าง การควบคุมแบบที่ 1 ควบคุมองค์ประกอบของสารภายใน โครงสร้างการควบคุมแบบที่ 2 ควบคุมอุณหภูมิ โดยควบคุมที่อุณหภูมิสูงๆ และ โครงสร้างการควบคุมแบบที่ 3 ออกแบบคอนเวอร์ชันให้ปานกลาง โดย โครงสร้างการควบคุมที่สอง อุณหภูมิมีผลต่อกระบวนการเมื่อระบบถูกออกแบบให้เกินจริงจาก จำนวนชั้นในคอลัมน์ การควบคุมโดยตรงของความบริสุทธิ์ของผลิตภัณฑ์สำหรับการออกแบบให้ คอนเวอร์ชันสูงๆกับความบริสุทธิ์สูงๆนั้นเป็นเรื่องที่ยาก เนื่องจากระบบนั้นไม่เป็นเชิงเส้นจากการ ควบคุมอุณหภูมิของจำนวนชั้นในคอลัมน์

อมรชัย อารณวิธานพและคณะ (2008) [14] ได้ทำการศึกษาการจำลองการใช้ประโยชน์ โดยตรงของกรดอะซิติกเจือจาง ในการสังเคราะห์บิวทิลอะซีเตทจากปฏิริยาเอสเทอร์รีไฟเลชันของ กรดอะซิติกเจือจางกับบิวทานอล โดยใช้โปรแกรม Aspen Plus โดยพิจารณาการใช้พลังงานรวมจากการ สังเคราะห์บิวทิลอะซีเตท (ร้อยละ 98 โดยโมล) จากบิวทานอลและกรดอะซิติก โดยใช้ระบบหอกลั่นที่เกิดปฏิริยา

แบบต่างๆ เช่น การกลั่นแบบปฏิกิริยาเดียว การกลั่นแบบธรรมดา และการกลั่นแบบไฮบริด ซึ่งการกลั่นแบบไฮบริดมีการใช้พลังงานต่ำที่สุด

Bogdan Dorneanu และคณะ (2009) [15] ได้ทำการศึกษาการประยุกต์ใช้ภาพแบบการควบคุมพฤติกรรมเชิงพลวัต อ้างอิงจากโครงสร้างจริงของโรงงานเคมี และกำหนดค่าในหน่วยผลิตย่อยต่างๆ ตามโรงงาน โดยใช้เทคนิคการลดการใช้ภาพแบบในแต่ละหน่วยของโรงงานและจากนั้นเชื่อมต่อภาพแบบที่ลดลงเข้าด้วยกัน โดยใช้การประเมินของ โครงสร้างการควบคุมพฤติกรรมเชิงพลวัตของกระบวนการอัลคิลเลชัน โดยสามารถรักษาความเป็นเชิงเส้นของภาพแบบโรงงานเดิมและยังคงรักษาภาพแบบตัวแปรที่สำคัญไว้

Shichao Xu และ Jie Bao (2009) [16] ได้ทำการศึกษาการควบคุมพฤติกรรมเชิงพลวัตการกระจายของกระบวนการทางเคมี โรงงานเคมีทั้งหมดจะถูกจำลองเป็นเครือข่ายของกระบวนการเชื่อมโยงโดยมวลสารและกระแสพลังงาน การควบคุมโดยตัวควบคุมที่สื่อสารกับตัวอื่นๆ (เช่น ตัวควบคุมการกระจาย) วิธีการที่นำเสนอเป็นตัวอย่างกรณีศึกษาของเครือข่ายกระบวนการที่ประกอบด้วยเครื่องปฏิกรณ์และหอกลั่น โดยใช้ภาพแบบสองพอร์ต โดยวิธีการควบคุมพฤติกรรมพลวัตเชิงเส้นเป็นการออกแบบที่ได้รับการพัฒนาโดยใช้ทฤษฎีการทำให้อัตราการกระจาย ซึ่งเป็นความสัมพันธ์ระหว่างอินพุตและเอาต์พุตทางกายภาพของกระแสข้อมูล ซึ่งเป็นระบบกระบวนการที่มีขนาดใหญ่และซับซ้อน โดยสามารถจำลองการใช้เครือข่ายได้อย่างมีประสิทธิภาพ

Jie He และคณะ (2010) [17] ได้ทำการศึกษาทดลองและจำลองกระบวนการผลิตบิวทิลอะซีเตทโดยใช้ปฏิกิริยาทรานส์เอสเทอร์ฟิเคชันจากเมทิลอะซีเตทและบิวทานอล จากขั้นตอนการกลั่นตัวเร่งปฏิกิริยาที่ไม่สมดุล ผลกระทบของอัตราการป้อนสาร อัตราการไหลของกระแสป้อนกลับ อัตราส่วนโมลของวัตถุดิบ และจำนวนการเกิดปฏิกิริยาในการเปลี่ยนเมทิลอะซีเตท ได้มีการแก้ไขด้วยวิธีการของนิวตัน-ฮอมอโทฟี โดยใช้หอกลั่นที่มีตัวเร่งปฏิกิริยาที่เต็มไปด้วยผ้าโปร่งจำนวน 1700 ชั้น เป็นบรรจุภัณฑ์และเรซินแลกเปลี่ยน ไอออนบวกของ NKC-9 เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา

Shih-Bo Hung และคณะ (2010) [18] ได้ทำการศึกษาการควบคุมพฤติกรรมเชิงพลวัตของกระบวนการกลั่นที่เกิดปฏิกิริยาไฮโดรไลซิสของเมทิลอะซีเตท ปฏิกิริยาทรานส์เอสเทอร์ฟิเคชันของเมทิลอะซีเตท และปฏิกิริยาเอสเทอร์ฟิเคชันของกรดไขมัน (Adipic) โดยหลักการออกแบบโครงสร้างการควบคุมของอนุภูมิและอนุภูมิองค์ประกอบของโครงสร้างการควบคุม สามารถกำจัดสองการ

รบกวนที่สำคัญคือ การเปลี่ยนอัตราการไหลของสายป้อนและองค์ประกอบของสารตั้งต้น ผลลัพธ์แสดงให้เห็นว่าโครงสร้างการควบคุมมีความทนทานที่ดีและการดำเนินงานทางพลวัตเป็นที่ยอมรับ ผลการทดสอบทางพลวัตแสดงให้เห็นว่าโครงสร้างการควบคุมของคอลัมน์ที่แข็งแกร่งมั่นคงปลอดภัยและประหยัด หากเกิดการรบกวนเข้ามาในคอลัมน์ โครงสร้างการควบคุมอุณหภูมิมีความรวดเร็วในการตอบสนองทางพลวัตที่ดี โครงสร้างการควบคุมได้ปรับเปลี่ยนการควบคุมอุณหภูมิโดยใช้การควบคุมสายป้อนทำให้เกิดออฟเซตเล็กน้อยในสถานะคงตัวและลดข้อผิดพลาดได้ ซึ่งแสดงถึงความสามารถในการใช้งานที่ดีและการควบคุมสามารถทำได้สำหรับกระบวนการที่มีพฤติกรรมเชิงพลวัตที่ซับซ้อนของระบบการกลั่นแบบมีปฏิกริยา

Silvia Ochoa และคณะ (2010) [19] ได้ทำการศึกษาการเพิ่มประสิทธิภาพการควบคุมพฤติกรรมเชิงพลวัต (PWOC) ของกระบวนการผลิตเอทานอลอย่างต่อเนื่อง เพื่อเพิ่มผลกำไรของกระบวนการให้มากที่สุด โดยการเพิ่มประสิทธิภาพการควบคุมพฤติกรรมเชิงพลวัตพบปัญหาของการควบคุมพฤติกรรมเชิงพลวัต (PWC) คือ การบูรณาการเพิ่มประสิทธิภาพตามเวลาจริงและการควบคุมสำหรับการดำเนินงานที่ดีที่สุด ซึ่งการเพิ่มประสิทธิภาพการควบคุมพฤติกรรมเชิงพลวัตใช้สองวิธีที่แตกต่างกันในการพิจารณา โดยขั้นตอนหลักสำหรับการเพิ่มประสิทธิภาพการควบคุมพฤติกรรมเชิงพลวัตเป็นการสุ่มใหม่ตามวิธีการหาค่าเหมาะที่สุด สำหรับการลดช่องว่างการค้นหาค่าเหมาะที่สุดจากการเพิ่มประสิทธิภาพ ซึ่งเมื่อเปรียบเทียบกับโครงสร้างอิสระทั่วไป การควบคุมการเพิ่มประสิทธิภาพโดยใช้พฤติกรรมเชิงพลวัตการเพิ่มประสิทธิภาพการควบคุมพฤติกรรมเชิงพลวัตในกระบวนการผลิตเอทานอลให้ผลกำไรสูงสุด

Jeffrey D.Ward และคณะ (2010) [20] ได้ทำการศึกษาพฤติกรรมเชิงพลวัตและการควบคุมกระบวนการตกผลึก โดยใช้วิธีการและผลลัพธ์ที่ได้จากการทำงานก่อนหน้านี้มาพัฒนาเป็นโครงสร้างการควบคุมพฤติกรรมเชิงพลวัตและทดสอบโครงสร้างการควบคุมโดยใช้ภาพแบบจำลองกระบวนการที่ไม่ใช่เชิงเส้น แต่ข้อเสียเปรียบของการจำลองแบบพลวัต คือใช้เวลานานในการออกแบบและปรับปรุงโครงสร้างการควบคุมแต่ละโครงสร้าง ดังนั้นจึงใช้การวิเคราะห์พฤติกรรมที่สถานะคงตัวในการเลือกโครงสร้างการควบคุม และเลือกการควบคุมที่ไม่ดีออก จึงได้โครงสร้างการควบคุมที่เหลืออยู่จากการทดสอบกระบวนการที่สถานะคงตัว แสดงให้เห็นว่าวิธีการเลือกโครงสร้างการควบคุมพฤติกรรมเชิงพลวัตที่สามารถทำงานได้กับที่สถานะคงตัวมีความสอดคล้องกัน

William L. Luyben (2011) [2] เสนอหนังสือการควบคุมกระบวนการแปลนที่ไวด์ (Principles and case studies of simultaneous design) เป็นหนังสือที่อธิบายเกี่ยวกับหลักการออกแบบการควบคุมกระบวนการแบบแปลนที่ไวด์ เพื่อเลือกโครงสร้างที่เหมาะสมสำหรับกระบวนการทางอุตสาหกรรมเคมีและยกตัวอย่างกระบวนการที่ใช้หลักการแปลนที่ไวด์ในการเลือกโครงสร้างระบบควบคุม 10 กระบวนการหลัก โดยกระบวนการผลิตบิวทิลอะซีเตทเป็นกระบวนการหนึ่งที่น่าเสนอในหนังสือเล่มนี้ และมีการสร้างสถานการณ์จำลองด้วยโปรแกรม Aspen Plus และ Aspen Dynamics

Rahul Jagtap และคณะ (2011) [21] ได้ทำการศึกษาการควบคุมพลวัตกรรมเชิงพลวัตสำหรับการดำเนินงานทางด้านเศรษฐศาสตร์ของกระบวนการรีไซเคิล กระบวนการประกอบด้วยเครื่องปฏิกรณ์แบบถังกวนเฟสของเหลว ตามด้วยคอลัมน์การกลั่นสองคอลัมน์ ปฏิกริยาคายความร้อนผันกลับไม่ได้ $A + B \rightarrow C$ (ปฏิกริยาหลัก) และ $C + B \rightarrow D$ (ปฏิกริยาข้างเคียง) เกิดขึ้นในเครื่องปฏิกรณ์แบบถังกวน สารขาออกจากเครื่องปฏิกรณ์จึงมีสารตั้งต้นเหลืออยู่จำนวนมาก ซึ่งจำเป็นต้องป้อนกลับไปที่เครื่องปฏิกรณ์ใหม่อีกครั้ง การป้อนกลับสารตั้งต้นเบา (A และ B) ไปยังเครื่องปฏิกรณ์แบบถังกวน ด้านล่าง คอลัมน์ถูกกลั่นต่อไปในคอลัมน์ของผลิตภัณฑ์โดยได้ผลิตภัณฑ์สาร C บริสุทธิ์ด้านบนกับผลิตภัณฑ์ข้างเคียงด้านล่าง สำหรับการออกแบบพื้นฐาน องศาความอิสระที่สภาวะคงตัวของการดำเนินงานเป็นตัวช่วยเพิ่มกำไรจากสองโหมดของการดำเนินการ โหมดหนึ่ง อัตราการป้อนของสาย A บริสุทธิ์ โหมดสอง อัตราการผลิตสูงสุด ข้อจำกัดการใช้งานสำหรับแต่ละโหมดจะใช้ระบบของ Sigurd Skogestad ในการสังเคราะห์โครงสร้างการควบคุม การเพิ่มประสิทธิภาพการควบคุมการดำเนินงานของกระบวนการในเชิงปริมาณ โดยการออกแบบระบบการควบคุมพลวัตกรรมเชิงพลวัตสามารถช่วยเพิ่มผลกำไรได้

สายฝน เกียรติวารินทร์ (2002) [6] ได้ออกแบบโครงสร้างการควบคุมประยุกต์กับปัญหาการควบคุมแบบแปลนที่ไวด์ของกระบวนการไฮโดรดีอัลคิเลชัน โดยเสนอการเปรียบเทียบโครงสร้างการควบคุม 4 โครงสร้าง เมื่อระบบถูกรบกวนด้วยตัวแปรที่ทำให้กำลังการผลิตเปลี่ยนแปลง คือ เปลี่ยนสารทอลูอินหรือเปลี่ยนอุณหภูมิเข้าถังปฏิกรณ์ พบว่าโครงสร้างการควบคุมที่ 3 มีการเพิ่มเติมวงควบคุมแบบสัดส่วน โดยควบคุมสัดส่วนสารไฮโดรเจนต่อสารทอลูอินในกระบวนการให้มีค่าคงที่ ส่งผลให้ระบบทนต่อการรบกวนได้มากขึ้น

Tian Hui และคณะ (2012) [22] ได้ทำการศึกษาการกลั่นที่มีปฏิกริยาสำหรับการผลิตบิวทิลอะซีเตท จากการทดลองและการจำลองกระบวนการ เพื่อตรวจสอบประสิทธิภาพการควบคุมของหอกกลั่นที่

มีปฏิกิริยา สำหรับการผลิตบิวทิลอะซีเตทจากกรดอะซิติกและบิวทานอล การศึกษา โดยการทดลองได้ ดำเนินการในห้องปฏิบัติการและศึกษาแบบจำลองโดยใช้ Aspen Plus โดยการวิเคราะห์ผลกระทบของค่า พารามิเตอร์ที่สำคัญ เช่น ความสูงของชั้นที่อยู่เหนือกว่าชั้นสารป้อน ขั้นตอนการเกิดปฏิกิริยาชั้นที่อยู่ ต่ำกว่าชั้นสารป้อน รวมไปถึงการกำหนดชั้นที่กระเสขาเข้าหอกถัน ทั้งหมดล้วนมีผลต่อการเปลี่ยน คอนเวอร์ชันของบิวทานอลและความบริสุทธิ์ของบิวทิลอะซีเตท ซึ่งการกำหนดค่าในคอลัมน์นี้ที่ เหมาะสมสำหรับการผลิตบิวทิลอะซีเตท เป็นการออกแบบที่มี 5 ชั้นที่อยู่เหนือกว่าชั้นสารป้อน 8 ขั้นตอน การเกิดปฏิกิริยาและ 13 ชั้นที่อยู่ต่ำกว่าชั้นสารป้อน โดยการเปลี่ยนคอนเวอร์ชันของบิวทานอลและความ บริสุทธิ์ของบิวทิลอะซีเตทมีค่าสูงกว่า 96 เปอร์เซ็นต์

William L. Luyben (2012) [23] ได้ทำการศึกษาการใช้การจำลองกระบวนการเชิงพลวัต สำหรับวิเคราะห์ความปลอดภัยของเครื่องปฏิกรณ์ โดยใช้การจำลองกระบวนการแบบ Aspen Dynamics โดยสามารถนำไปใช้คาดการณ์การเปลี่ยนแปลงของตัวแปรที่สำคัญ และการจำลองกระบวนการ เชิงพลวัตในระบบความปลอดภัย จะแสดงให้เห็นใน 5 กระบวนการที่มีเครื่องปฏิกรณ์แตกต่างกัน ซึ่ง จะมีการระบายความร้อนแบบถังกวนต่อเนื่องและแบบท่อ จะอยู่ในช่วงเวลาที่แตกต่างกันจาก 0.16-60 นาที โดยเวลาที่ใช้ในการตอบสนองด้านความปลอดภัยจะแตกต่างกันขึ้นกับ ระบบของเครื่องปฏิกรณ์ ทั้งสองชนิดและการติดตั้งระดับของสารตั้งต้นที่ต่างกัน พบว่าเครื่องปฏิกรณ์แบบถังกวนต่อเนื่องใน เฟสของเหลวจะแสดงการตอบสนองที่ค่อนข้างช้าซึ่งจะทำให้เกิดความผิดพลาดด้านความปลอดภัยได้ แบบแก๊สเฟสของเครื่องปฏิกรณ์แบบท่อจะตอบสนองอย่างรวดเร็วโดยแสดงโครงสร้างการควบคุม ความปลอดภัย ไม่ให้เกิดความผิดพลาดและปัญหาต่อสิ่งแวดล้อม

บทที่ 3

วิธีดำเนินการวิจัย

วิธีการดำเนินการวิจัยของวิทยานิพนธ์นี้ประกอบด้วย แผนการดำเนินการวิจัยและขั้นตอนการดำเนินการวิจัย แสดงดังต่อไปนี้

3.1 แผนการดำเนินการวิจัย

3.1.1 ศึกษาค้นคว้าข้อมูลเอกสารงานวิจัยที่เกี่ยวข้องกับกระบวนการผลิตบิวทิลอะซีเตท และรวบรวมข้อมูล

3.1.2 ศึกษาการใช้โปรแกรม Aspen Plus 2006 และ Aspen Dynamics 2006 โดยการจำลองกระบวนการในหน่วยปฏิบัติการต่างๆ ที่เกี่ยวข้องกับกระบวนการผลิตบิวทิลอะซีเตท เช่น ถังผสม เครื่องปฏิกรณ์ หอกั่น เป็นต้น ซึ่งในโปรแกรมการสร้างแบบจำลองต้องใช้ข้อมูลพื้นฐานที่เหมาะสมในการจำลองกระบวนการ เช่น ค่าอุณหภูมิ ค่าความดัน อัตราส่วนเชิงโมลของสาร ปฏิกริยาที่ใช้ การให้ความร้อน เป็นต้น

3.1.3 จำลองกระบวนการผลิตบิวทิลอะซีเตท โดยใช้โปรแกรม Aspen Plus 2006 ในการจำลองกระบวนการที่สภาวะคงตัวและใช้โปรแกรม Aspen Dynamics 2006 ในการจำลองกระบวนการที่สภาวะพลวัต

3.1.4 ปรับพารามิเตอร์การควบคุมให้มีประสิทธิภาพการควบคุมมากขึ้น

3.1.5 ออกแบบโครงสร้างการควบคุมแบบใหม่สำหรับโรงงานผลิตบิวทิลอะซีเตท

3.1.6 เปรียบเทียบโครงสร้างการควบคุมแบบใหม่กับแบบดั้งเดิม

3.1.7 สรุปผลจัดทำรูปเล่ม

แผนการดำเนินการวิจัยของการเพิ่มประสิทธิภาพการควบคุมของกระบวนการผลิตบิวทิลอะซีเตท แสดงดังตามตารางที่ 3.1

ตารางที่ 3.1 แผนการดำเนินการวิจัย

ขั้นตอนการดำเนินการ	2556										2557						
	มี.ย.	ก.ค.	ส.ค.	ก.ย.	ต.ค.	พ.ย.	ธ.ค.	ม.ค.	ก.พ.	มี.ค.	เม.ย.	พ.ค.	มี.ย.	ก.ค.	ส.ค.	ก.ย.	ต.ค.
1. ศึกษาค้นคว้าข้อมูลและ รวบรวมข้อมูล	—————																
2. ศึกษาการใช้โปรแกรม Aspen Plus และ Aspen Dynamics	—————																
3. จำลองกระบวนการผลิต บิวทิลอะซิเตท	—————																
4. ปรับค่าพารามิเตอร์การควบคุม ให้มีประสิทธิภาพดีขึ้น	—————																
5. ออกแบบโครงสร้างการ ควบคุมแบบใหม่	—————																
6. เปรียบเทียบโครงสร้างการ ควบคุมแบบใหม่กับแบบดั้งเดิม	—————																
7. สรุปผลจัดทำรูปเล่ม	—————																

หมายเหตุ แสดงแผนการดำเนินงาน ————— แสดงการดำเนินงานจริง

3.2 กระบวนการผลิตบิวทิลอะซีเตท

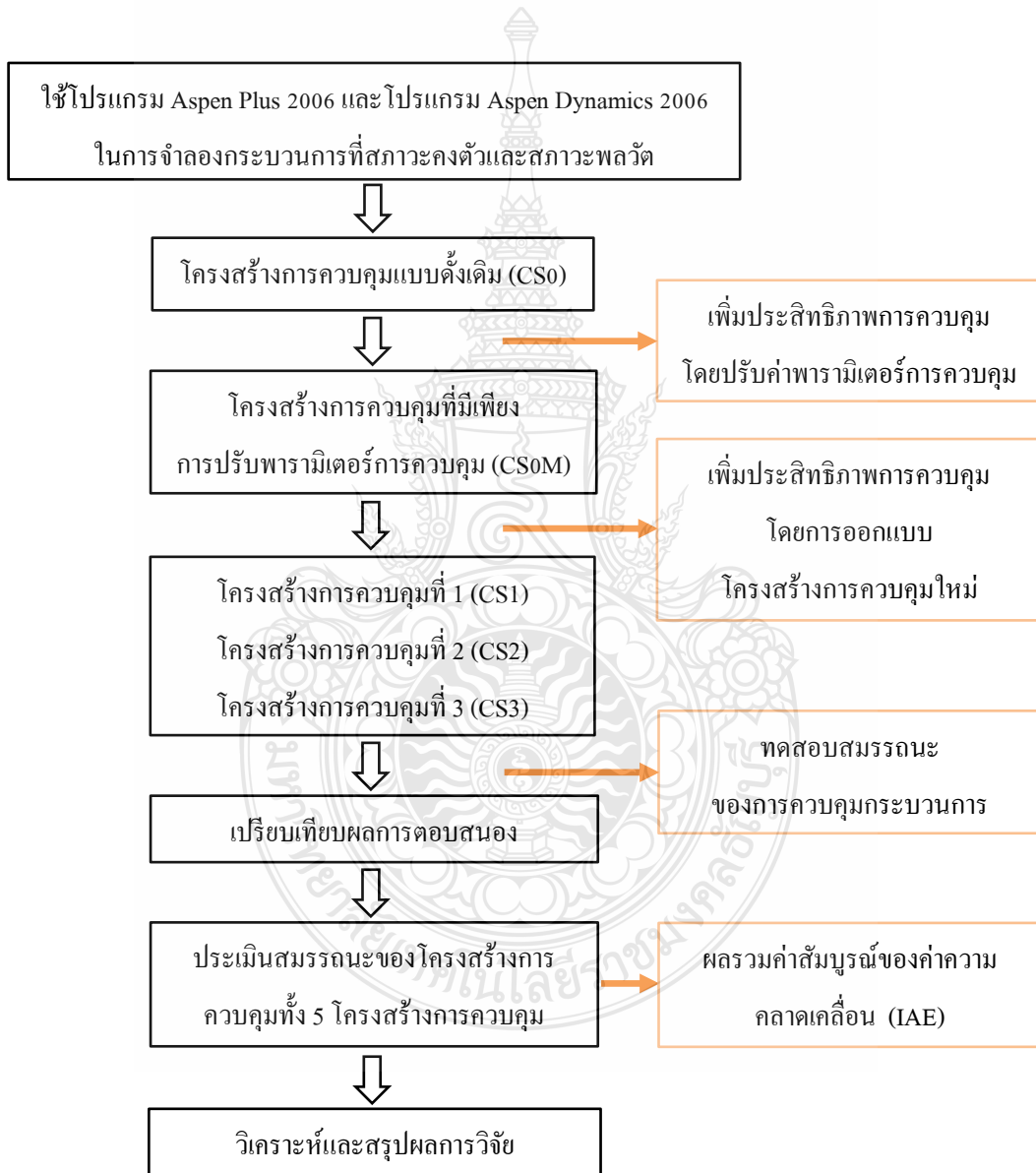
กระบวนการผลิตบิวทิลอะซีเตทเป็นกระบวนการหนึ่งที่ถูกนำมาใช้เป็นกรณีศึกษา ในปี 2011 วิลเลียม ไลเบน ได้เสนอหนังสือการควบคุมกระบวนการแพลนท์ไวด์ (Principles and case studies of simultaneous design) [2] เป็นหนังสือที่อธิบายเกี่ยวกับหลักการออกแบบการควบคุมกระบวนการแบบแพลนท์ไวด์ เพื่อเลือกโครงสร้างที่เหมาะสมสำหรับกระบวนการทางอุตสาหกรรมเคมี และยกตัวอย่างกระบวนการที่ใช้หลักการแพลนท์ไวด์ในการเลือกโครงสร้างระบบควบคุม 10 กระบวนการ โดยกระบวนการบิวทิลอะซีเตทเป็นกระบวนการหนึ่งที่นำเสนอในหนังสือเล่มนี้ และมีการสร้างสถานการณ์จำลองด้วยโปรแกรม Aspen Plus 2006 และ Aspen Dynamics 2006 โดยกระบวนการบิวทิลอะซีเตทเกิดจากปฏิกิริยาแบบผันกลับได้ การกลั่นแยกโดยใช้ 3 หอกลั่น และมีกระแสป้อนกลับ 2 กระแส ทำให้เกิดปัญหาในการหมุนเวียนสารและพลังงาน ส่งผลทำให้การควบคุมกระบวนการยากขึ้น งานวิจัยนี้จึงได้ทำการเพิ่มประสิทธิภาพการควบคุมของกระบวนการผลิตบิวทิลอะซีเตท

กระบวนการผลิตบิวทิลอะซีเตทประกอบไปด้วยหน่วยผลิตย่อย 4 หน่วยผลิต ประกอบด้วย เครื่องปฏิกรณ์ 1 หน่วย และหอกลั่น 3 หน่วย โดยมีสารตั้งต้นที่ใช้ในกระบวนการ คือ เมทิลอะซีเตท และ บิวทานอล ได้สารผลิตภัณฑ์ 2 ชนิด คือ บิวทิลอะซีเตท (ผลิตภัณฑ์ที่ต้องการ) เมทานอล (ผลิตภัณฑ์ข้างเคียง) กระบวนการเริ่มต้นจากมีกระแสเข้า 2 กระแสซึ่งเป็นของเหลวป้อนเข้าสู่กระบวนการ กระแสเข้าที่ 1 เป็นกระแสของเมทิลอะซีเตทกับเมทานอลผสมกับกระแสป้อนกลับของเมทิลอะซีเตทที่ออกจากด้านบนหอกลั่นที่ 2 กระแสเข้าที่ 2 เป็นกระแสของบิวทานอลบริสุทธิ์ผสมกับกระแสป้อนกลับของบิวทานอลที่ออกจากด้านบนหอกลั่นที่ 3 กระแสเข้าทั้งสองถูกป้อนต่อไปยังเครื่องปฏิกรณ์ชนิดถังกวนแบบต่อเนื่อง (Continuous stirred tank reactor : CSTR) เกิดปฏิกิริยาแบบผันกลับได้ เป็นปฏิกิริยาคายความร้อน สารที่ออกจากเครื่องปฏิกรณ์จะเป็นสารผสม (เมทิลอะซีเตท บิวทานอล เมทานอล และบิวทิลอะซีเตท) สารที่ได้ถูกป้อนต่อไปยังหอกลั่นที่ 1 เพื่อกลั่นแยกเมทิลอะซีเตทกับเมทานอลออกออกทางด้านบน ส่วนบิวทานอลกับบิวทิลอะซีเตทออกทางด้านล่าง โดยเมทิลอะซีเตทและเมทานอลถูกป้อนต่อไปยังหอกลั่นที่ 2 เพื่อกลั่นแยกเมทานอลที่เป็นผลิตภัณฑ์ข้างเคียง เมทิลอะซีเตทกับเมทานอลที่เหลือจึงถูกป้อนกลับไปยังเครื่องปฏิกรณ์เพื่อนำกลับมาใช้ในกระบวนการใหม่เป็นกระแสป้อนกลับที่ 1 บิวทานอลและบิวทิลอะซีเตทที่ออกด้านล่างหอกลั่นที่ 1 ถูกป้อนต่อไปยังหอกลั่นที่ 3 เพื่อกลั่นแยกผลิตภัณฑ์ คือ บิวทิลอะซีเตท โดย

บิวทอนลที่ได้อูกป้อนกลับ ไปยังเครื่องปฏิกรณ์เพื่อนำกลับมาใช้ในกระบวนการใหม่ เป็นกระแส ป้อนกลับที่ 2

3.3 ขั้นตอนการจำลองกระบวนการผลิตบิวทิลอะซีเตท

การจำลองกระบวนการมีขั้นตอนการจำลองกระบวนการแสดงตามแผนภาพในภาพที่ 3.2



ภาพที่ 3.1 ขั้นตอนการจำลองกระบวนการ

3.4 การจำลองกระบวนการที่สภาวะคงตัว

การจำลองกระบวนการที่สภาวะคงตัวเป็นการจำลองโดยใช้โปรแกรม Aspen Plus 2006 ซึ่งมีรายละเอียดการจำลองกระบวนการดังนี้

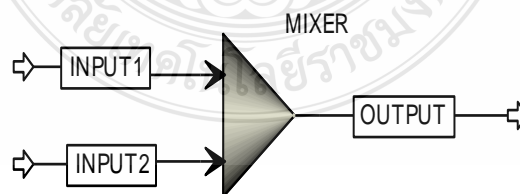
3.4.1 ในการจำลองกระบวนการผลิตบิวทิลอะซีเตทที่สภาวะคงตัว มีแบบจำลองหน่วยกระบวนการที่เกี่ยวข้องดังแสดงในตารางที่ 3.2

ตารางที่ 3.2 แบบจำลองหน่วยกระบวนการที่ใช้ในกระบวนการผลิตบิวทิลอะซีเตท

รหัส	รายชื่ออุปกรณ์
MIXER1 ถึง MIXER2	เครื่องผสม
PUMP1 ถึง PUMP5	ปั๊ม
V1 ถึง V9	วาล์ว
REACTOR	เครื่องปฏิกรณ์
C1 ถึง C3	หอกถั่น

แบบจำลองหน่วยกระบวนการที่ใช้ในกระบวนการผลิตบิวทิลอะซีเตท มีรายละเอียดของแบบจำลองต่างๆ ดังนี้

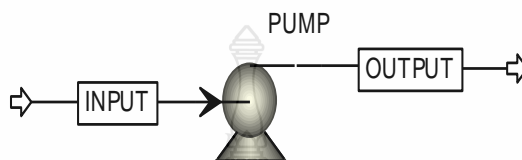
- 1) แบบจำลองเครื่องผสม (Mixer)



ภาพที่ 3.2 แบบจำลองเครื่องผสม

แบบจำลองเครื่องผสมใช้รวมสายกระบวนการขาเข้าที่มีมากกว่าหนึ่งสาย ให้มีสายขาออกเดียว ซึ่งแบบจำลองเครื่องผสมนี้สามารถใช้ได้ทั้งการรวมสาร ความร้อน หรืองาน

2) แบบจำลองปั๊ม (Pump)



ภาพที่ 3.3 แบบจำลองปั๊ม

แบบจำลองปั๊มใช้เป็นอุปกรณ์เพิ่มความดันสำหรับของเหลว สามารถเลือกระดับความดันที่ทางออกหรือระดับกำลังปั๊ม ในงานวิจัยเลือกระดับความดันที่ทางออกของปั๊ม

3) แบบจำลองวาล์ว (Valve)



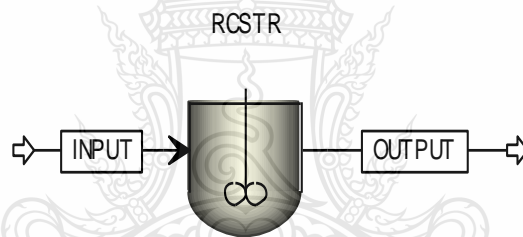
ภาพที่ 3.4 แบบจำลองวาล์ว

แบบจำลองวาล์วใช้จำลองวาล์วควบคุมหรืออุปกรณ์ที่มีการเปลี่ยนแปลงความดัน ซึ่งเป็นกระบวนการทิศทางไหลของกระแสในกระบวนการ แบบจำลองวาล์วแบ่งการคำนวณพฤติกรรมของวาล์ว ซึ่งมีให้เลือก 2 แบบ

(1) กำหนดความดันจากการคำนวณ ข้อมูลที่ต้องใช้ในการคำนวณหากเลือกแบบนี้ ต้องทราบข้อมูลเกี่ยวกับบริษัทผู้ผลิตวาล์ว เเปอร์เซ็นต์การเปิดวาล์ว สัมประสิทธิ์วาล์ว แฟกเตอร์ความดันลดและแฟกเตอร์ความดันกักกลับ ซึ่งในงานวิจัยนี้ไม่ได้เลือกกำหนดความดันจากแบบนี้ เนื่องจากข้อมูลที่ใช้สำหรับงานวิจัยไม่เพียงพอและในงานวิจัยนี้ไม่ต้องการความซับซ้อนในการคำนวณ พฤติกรรมของวาล์วมักนัก จึงเลือกกำหนดความดันในแบบที่ 2

(2) กำหนดความดันข้อมูลที่ต้องใช้ในการเลือกแบบคำนวณความดัน วิธีนี้เลือกสามารถเลือกระบุความดันที่ทางออกหรือระบุความดันลดที่เกิดขึ้นในวาล์ว ในงานวิจัยนี้เลือกระบุความดันที่ทางออกของวาล์ว

4) แบบจำลองเครื่องปฏิกรณ์ชนิดถังกวนแบบต่อเนื่อง (RCSTR)



ภาพที่ 3.5 แบบจำลองเครื่องปฏิกรณ์ชนิดถังกวนแบบต่อเนื่อง

แบบจำลองเครื่องปฏิกรณ์ชนิดถังกวนแบบต่อเนื่อง (Continuous stirred tank reactor : CSTR) แบบจำลองนี้ต้องทราบข้อมูล 2 ส่วน ส่วนที่ 1 ข้อมูลที่มีการกำหนดสถานะในเครื่องปฏิกรณ์แสดงดังตารางที่ 3.3 และข้อมูลในส่วนที่ 2 ข้อมูลทางจลนศาสตร์หรือสมการอัตราการเกิดปฏิกิริยา โดยในกระบวนการผลิตบิวทิลอะซีเตทเกิดปฏิกิริยาแบบผันกลับได้ ปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นนั้นแสดงดังสมการที่ 3.1 ซึ่งเป็นปฏิกิริยาแบบคายความร้อน โดยค่าคงที่อัตราการเกิดปฏิกิริยาไปข้างหน้า (forward reaction) แสดงตามสมการที่ 3.2 และค่าคงที่อัตราการเกิดปฏิกิริยาย้อนกลับ (Reverse reaction) แสดงตามสมการที่ 3.3

ตารางที่ 3.3 สภาวะในเครื่องปฏิกรณ์

สภาวะในเครื่องปฏิกรณ์
อุณหภูมิ 350 เคลวิน
ความดัน 5 บรรยากาศ
ขนาดของเครื่องปฏิกรณ์ 4 ลูกบาศก์เมตร

สมการที่เกิดขึ้นในกระบวนการ



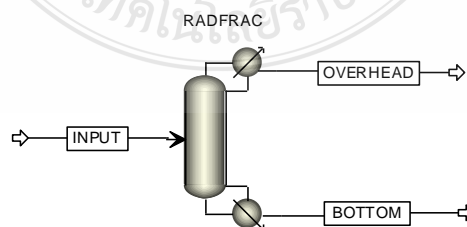
ค่าคงที่อัตราการเกิดปฏิกิริยาไปข้างหน้า

$$k_F = 7 \times 10^6 e^{-71,960/RT} \quad (3.2)$$

ค่าคงที่อัตราการเกิดปฏิกิริยาย้อนกลับ

$$k_R = 9.467 \times 10^6 e^{-72,670/RT} \quad (3.3)$$

5) แบบจำลองหอกกลับ (Rad Frac)



ภาพที่ 3.6 แบบจำลองหอกกลับ

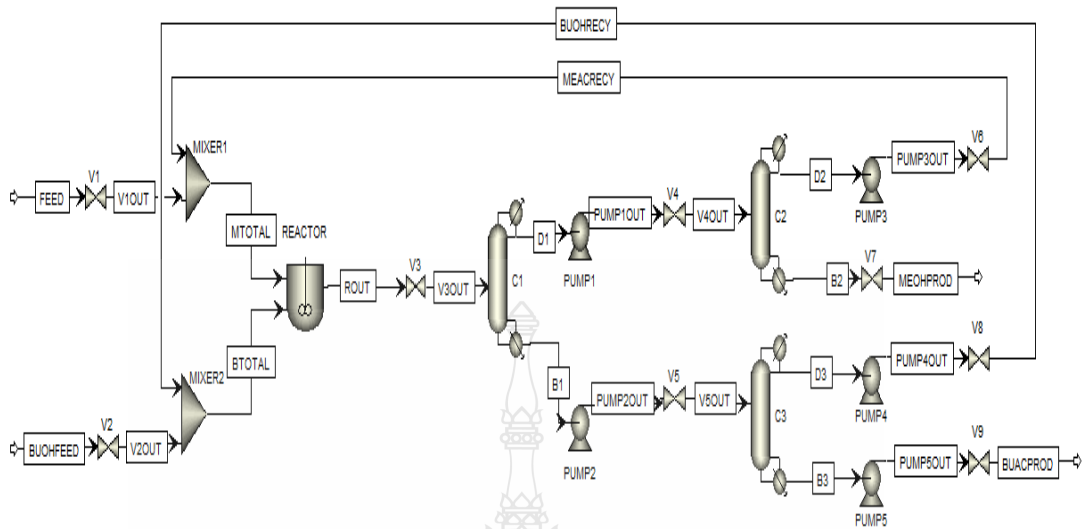
แบบจำลองหอกลับเป็นการจำลองการกลั่นแยกสาร ในงานวิจัยนี้มีกรกลั่นแยกสารโดยใช้ 3 หอกลับ แบบจำลองนี้จะนับเครื่องควบแน่นเป็นชั้นเทรย์แรกด้านบน และนับหม้อต้มซ้ำเป็นชั้นเทรย์สุดท้ายด้านล่าง โดยมีรายละเอียดแต่ละหอกลับดังนี้

(1) หอกลับที่ 1 สารที่ออกจากเครื่องปฏิกรณ์จะเป็นสารผสมประกอบด้วยเมทิลอะซีเตท เมทานอล บิวทิลอะซีเตท และบิวทานอล จะถูกป้อนต่อไปยังหอกลับที่ 1 เพื่อกลั่นแยกเมทิลอะซีเตทกับเมทานอลออกออกทางด้านบน ส่วนบิวทานอลกับบิวทิลอะซีเตทออกทางด้านล่าง ข้อมูลที่หอกลับที่ 1 ต้องการคือ จำนวนชั้นทั้งหมดที่ใช้ในหอกลับที่ 1 มีจำนวน 37 ชั้น และสารป้อนถูกป้อนเข้าสู่หอกลับในชั้นที่ 20 อัตราส่วนการป้อนกลับอยู่ที่ 0.317

(2) หอกลับที่ 2 เมทิลอะซีเตทกับเมทานอลออกทางด้านบนหอกลับที่ 1 ถูกป้อนต่อไปยังหอกลับที่ 2 เพื่อกลั่นแยกเมทานอลออกทางด้านล่างที่เป็นผลิตภัณฑ์ข้างเคียง โดยมีความบริสุทธิ์อยู่ที่ร้อยละ 98.7 โดยโมล เมทิลอะซีเตทกับเมทานอลที่เหลือจึงถูกป้อนกลับไปผสมกับกระแสขาเข้าที่ 1 เพื่อนำกลับมาใช้ในกระบวนการใหม่ ข้อมูลที่หอกลับที่ 2 ต้องการคือ จำนวนชั้นทั้งหมดที่ใช้ในหอกลับที่ 2 มีจำนวน 27 ชั้น และสารป้อนถูกป้อนเข้าสู่หอกลับในชั้นที่ 18 อัตราส่วนการป้อนกลับอยู่ที่ 0.996

(3) หอกลับที่ 3 บิวทิลอะซีเตทกับบิวทานอลออกทางด้านล่างหอกลับที่ 1 ถูกป้อนต่อไปยังหอกลับที่ 3 เพื่อกลั่นแยกผลิตภัณฑ์ คือ บิวทิลอะซีเตทออกทางด้านล่างโดยมีความบริสุทธิ์อยู่ที่ 98.7 โดยโมล บิวทิลอะซีเตทกับบิวทานอลที่เหลือจึงถูกป้อนกลับ ไปผสมกับกระแสขาเข้าที่ 2 เพื่อนำกลับมาใช้ในกระบวนการใหม่ ข้อมูลที่หอกลับที่ 3 ต้องการคือ จำนวนชั้นทั้งหมดที่ใช้ในหอกลับที่ 2 มีจำนวน 47 ชั้น และสารป้อนถูกป้อนเข้าสู่หอกลับในชั้นที่ 27 อัตราส่วนการป้อนกลับอยู่ที่ 1.92

3.4.2 การสร้างแบบจำลองกระบวนการผลิตบิวทิลอะซีเตทโดยใช้โปรแกรม Aspen Plus 2006 ซึ่งประกอบด้วยแบบจำลองหน่วยกระบวนการย่อยที่เลือกไว้ในหัวข้อที่ 3.4.1 ดังแสดงตามแผนผังการผลิตในภาพที่ 3.7



ภาพที่ 3.7 แผนผังการผลิตบิวทิลอะซิเตทโดยใช้โปรแกรม Aspen Plus 2006

3.4.3 การจำลองกระบวนการที่สภาวะคงตัวได้มีการจำลองทีละหน่วยผลิตย่อยและนำมาประกอบกัน โดยกำหนดค่าสภาวะต่างๆ เช่น อุณหภูมิ ความดัน อัตราการไหลเชิงโมล และองค์ประกอบของสารในกระบวนการผลิต ดังแสดงตามตารางที่ 3.4

ตารางที่ 3.4 องค์ประกอบของสารและสภาวะในกระบวนการผลิตบิวทิลอะซิเตท

Stream	Compositions				T (K)	Conditions	
	MeAc	MeOH	BuOH	BuAc		P (atm)	Total mole flow (kmol/h)
Feed	0.6	0.4	0	0	305	7	100
BuOH Feed	0	0	1	0	305	7	59.4
MTotal	0.625	0.375	0	0	320.9	5	271.2
BTotal	0	0	0.933	0.067	398.7	5	180
ReactorOut	0.245	0.356	0.242	0.157	350	5	451.2
D1	0.407	0.592	0	0.001	332.6	1.2	271.3

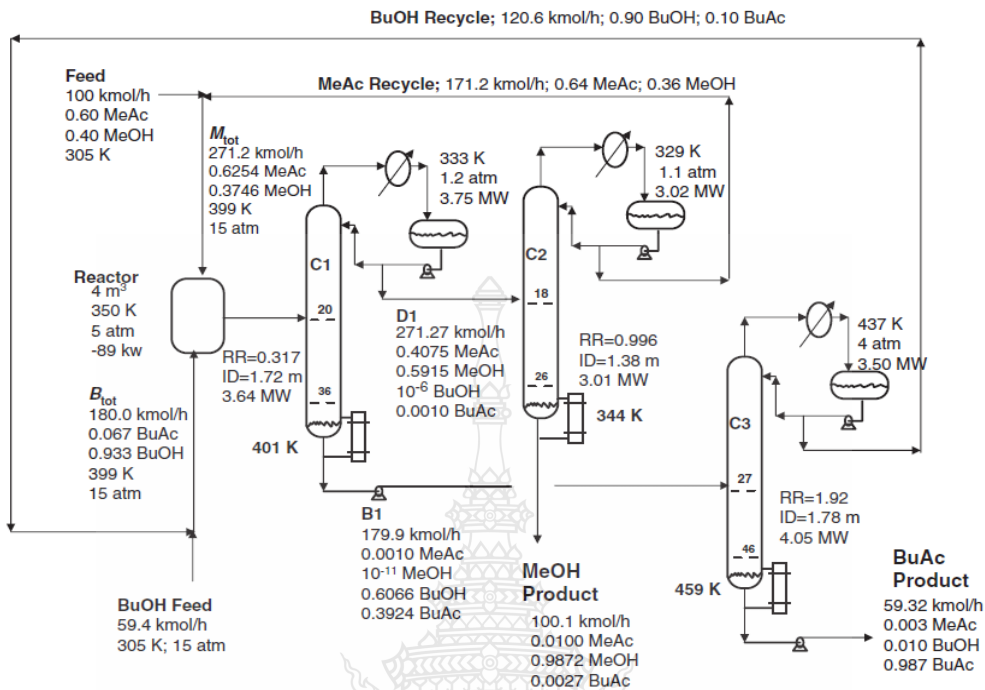
ตารางที่ 3.4 องค์ประกอบของสารและสภาวะในกระบวนการผลิตบิวทิลอะซิเตท (ต่อ)

Stream	Compositions				Conditions		
	MeAc	MeOH	BuOH	BuAc	T (K)	P (atm)	Total mole flow (kmol/h)
Feed	0.6	0.4	0	0	305	7	100
BuOH Feed	0	0	1	0	305	7	59.4
MTotal	0.625	0.375	0	0	320.9	5	271.2
BTotal	0	0	0.933	0.067	398.7	5	180
ReactorOut	0.245	0.356	0.242	0.157	350	5	451.2
D1	0.407	0.592	0	0.001	332.6	1.2	271.3
B1	0.001	0	0.606	0.393	402.2	1.4	179.9
MeAc	0.639	0.360	0	0.001	329.8	1.1	171.2
Recycle							
MeOH	0.009	0.988	0	0.003	343.5	1.3	100.1
Product							
BuOH	0	0	0.899	0.101	437.1	4	120.6
Recycle							
BuAc Product	0.003	0	0.009	0.988	458.6	4.3	59.3

3.4.4 การเลือกสมการสภาวะของสารในงานวิจัยนี้จะเลือกสมการสภาวะ NRTL (Non-Random Two Liquid)

3.4.5 ตรวจสอบข้อมูลที่ทำกรจำลองได้ เพื่อเปรียบเทียบกับข้อมูลอ้างอิงจากหนังสือการควบคุมกระบวนการแปลนที่ไวต์ [2] และทำการปรับข้อมูลที่ใช้ในโปรแกรมบางส่วน เพื่อให้ได้ผลของสารองค์ประกอบในแต่ละกระแสนี้ค่าใกล้เคียงกับข้อมูลอ้างอิงดังแสดงในภาพที่ 3.8

3.4.6 การส่งข้อมูลที่ได้ออกจากการจำลองกระบวนการที่สภาวะคงตัวในโปรแกรม Aspen Plus 2006 ไปยังการจำลองกระบวนการที่สภาวะพลวัตในโปรแกรม Aspen Dynamics 2006 โดยเลือกใช้ความดันเป็นตัวแปรหลักในการคำนวณที่สภาวะพลวัต



ภาพที่ 3.8 ข้อมูลอ้างอิงจากหนังสือการควบคุมกระบวนการแปรผันที่ไวต์ [2]

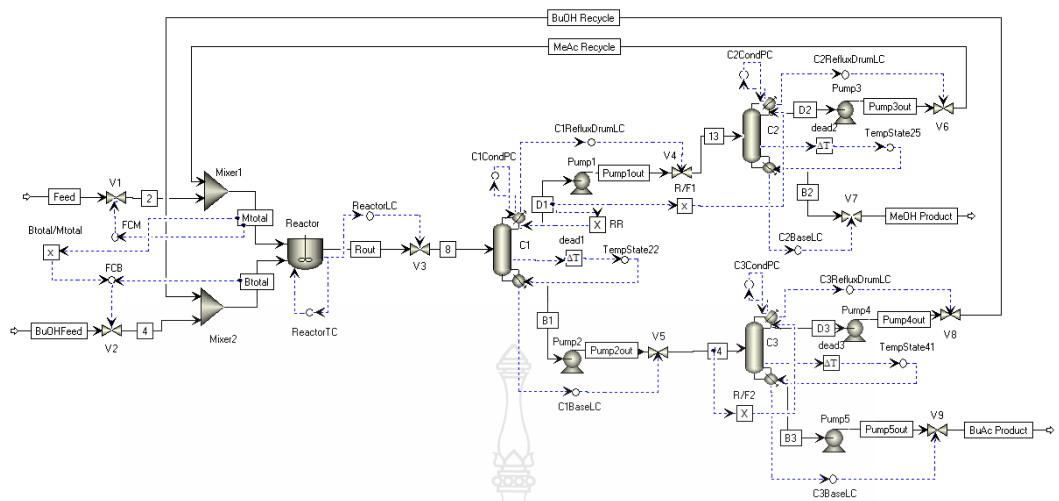
3.5 การจำลองกระบวนการที่สภาวะพลวัต

การจำลองกระบวนการที่สภาวะพลวัตเป็นการจำลองโดยใช้โปรแกรม Aspen Dynamics 2006 ในการจำลองที่สภาวะพลวัตเป็นการศึกษาประสิทธิภาพการควบคุมของโครงสร้างการควบคุมแบบดั้งเดิม (CS0) โดยมีขั้นตอนการจำลองกระบวนการที่สภาวะพลวัตดังต่อไปนี้

3.5.1 ติดตั้งตัวควบคุมที่จะทำการควบคุม ซึ่งอ้างอิงจากหนังสือการควบคุมกระบวนการแปรผันที่ไวต์ [2] โดยให้ชื่อว่าโครงสร้างการควบคุมแบบดั้งเดิม หรือเรียกว่า CS0 โดยมีการติดตั้งตัวควบคุมดังนี้

- 1) ตัวควบคุมอัตราไหล
- 2) ตัวควบคุมอุณหภูมิ
- 3) ตัวควบคุมระดับของเหลว
- 4) ตัวควบคุมความดัน

ซึ่งเป็นโครงสร้างพื้นฐานที่นำมาออกแบบโครงสร้างการควบคุมใหม่ แสดงในภาพที่ 3.9



ภาพที่ 3.9 โครงสร้างการควบคุมแบบดั้งเดิม

3.5.2 การจับคู่ตัวแปรปรับตัวแปรควบคุมในโครงสร้างการควบคุมแบบดั้งเดิม อ้างอิงจากหนังสือ การควบคุมกระบวนการพลวัตที่ไวต์ [2] โดยการจับคู่ตัวแปรปรับตัวแปรควบคุมในโครงสร้างการควบคุมแบบดั้งเดิม แสดงตามตารางที่ 3.5

ตารางที่ 3.5 การจับคู่ตัวแปรปรับตัวแปรควบคุมของโครงสร้างการควบคุม CS0

ตัวแปรควบคุม	ตัวแปรปรับ	ตัวแปรควบคุม	ตัวแปรปรับ
Flow M_{Total}	Feed Flowrate	C_2 Column	Condenser
		Pressure	(C_2 Column)
Flow B_{Total}	BuOH Feed Flowrate	C_3 Column	Condenser
		Pressure	(C_3 Column)
Reactor Temperature	Cooling water to the jacket	C_1 Bottom	C_1 Bottom
Reactor Level	Rout Flowrate	C_1 Base Level	Flowrate
		C_2 Base Level	C_2 Bottom
C_1 Column Pressure	Condenser (C_1 Column)	C_2 Base Level	Flowrate
		C_3 Base Level	C_3 Bottom
			Flowrate

ตารางที่ 3.5 การจับคู่ตัวแปรปรับตัวแปรควบคุมของโครงสร้างการควบคุม CSO (ต่อ)

ตัวแปรควบคุม	ตัวแปรปรับ	ตัวแปรควบคุม	ตัวแปรปรับ
C ₁ Reflux	C ₁ Distillate Rate	Temperature	Reboiler
Drum Level		State 22	Heat Input
C ₂ Reflux	C ₂ Distillate Rate	Temperature	Reboiler
Drum Level		State 25	Heat Input
C ₃ Reflux	C ₃ Distillate Rate	Temperature	Reboiler
Drum Level		State 41	Heat Input

3.5.3 กำหนดค่าพารามิเตอร์ของการควบคุมเริ่มต้นตามคำแนะนำของกลุ่มผู้ใช้โปรแกรม Aspen [24] โดยการกำหนดค่าพารามิเตอร์การควบคุมของโครงสร้างการควบคุมแบบดั้งเดิม CSO แสดงในตารางที่ 3.6

ตารางที่ 3.6 ค่าพารามิเตอร์การควบคุมของโครงสร้างการควบคุม CSO

ลูปควบคุมที่สำคัญ	ค่าพารามิเตอร์การควบคุม	
	K _c	τ ₁ (min)
ลูปควบคุมอัตราการไหล	0.5	0.3
ลูปควบคุมอุณหภูมิ	1	20
ลูปควบคุมระดับของเหลว ในเครื่องปฏิกรณ์	10	-
ลูปควบคุมความดัน ในหอกลั่น	20	12
ลูปควบคุมระดับของเหลวใน หม้อต้มซ้ำในหอกลั่น	2	-
ลูปควบคุมระดับของเหลวใน เครื่องควบแน่นหอกลั่น	2	-

3.6 การเพิ่มประสิทธิภาพการควบคุมโดยการปรับพารามิเตอร์การควบคุม

การปรับพารามิเตอร์การควบคุมเป็นการเพิ่มประสิทธิภาพการควบคุมอย่างหนึ่ง โดยใช้ตัวควบคุมแบบพีไอดี และการปรับจูนแบบลองผิดลองถูก (Trial and Error) การปรับพารามิเตอร์การควบคุมของกระบวนการนี้ ทำการปรับแต่งที่ละหน่วยผลิตย่อยแยกกัน โดยอิสระ มีขั้นตอนดังนี้

1) กำหนดค่าพารามิเตอร์การควบคุมเริ่มต้น โดยกำหนดค่าเริ่มต้นตามคำแนะนำของกลุ่มมือการใช้โปรแกรม Aspen [24] แต่ละลูปควบคุมมีค่าพารามิเตอร์การควบคุมเริ่มต้น ดังนี้

- (1) ควบคุมอัตราการไหลด้วยตัวควบคุมชนิดพีไอ ใช้ค่าเกน 0.5 ค่าเวลาปริพันธ์ 0.3
- (2) ควบคุมอุณหภูมิด้วยตัวควบคุมชนิดพีไอ ใช้ค่าเกน 1 ค่าเวลาปริพันธ์ 20
- (3) ควบคุมระดับของเหลวในเครื่องปฏิกรณ์ด้วยตัวควบคุมชนิดพี ใช้ค่าเกน 10
- (4) ควบคุมระดับของเหลวในหอกลั่นด้วยตัวควบคุมชนิดพี ใช้ค่าเกน 2
- (5) ควบคุมความดันด้วยตัวควบคุมชนิดพีไอ ใช้ค่าเกน 20 ค่าเวลาปริพันธ์ 12

2) จำลองสถานการณ์กระบวนการ แล้วตรวจสอบเสถียรภาพของกระบวนการเพื่อปรับพารามิเตอร์การควบคุมให้เหมาะสมกับแต่ละ โครงสร้างการควบคุม โดยใช้การปรับจูนแบบลองผิดลองถูก

โครงสร้างการควบคุมที่ปรับพารามิเตอร์การควบคุม เรียกว่า CSOM คือ โครงสร้างการควบคุมที่ได้ทำการเพิ่มประสิทธิภาพการควบคุมจากโครงสร้างการควบคุม CSO โดยปรับพารามิเตอร์การควบคุมของค่าเกนตัวควบคุม (K_c) และค่าเวลาปริพันธ์ (τ_I) ของตัวควบคุมสำหรับวงควบคุมต่างๆ เพื่อให้ได้ประสิทธิภาพการควบคุมที่ดีขึ้น

3.7 การเพิ่มประสิทธิภาพการควบคุมโดยการออกแบบโครงสร้างการควบคุมใหม่

การออกแบบโครงสร้างการควบคุมจะใช้หลักการแพลนที่ไวต์ในการออกแบบโครงสร้างการควบคุม โดยเป็นการออกแบบที่พิจารณาทุกหน่วยย่อยในกระบวนการแล้วจับคู่ตัวแปรปรับตัวแปรควบคุม เมื่อกระบวนการถูกรบกวนระบบจำเป็นต้องมีการเปลี่ยนแปลงค่าดำเนินการบางค่าเพื่อควบคุมระบบให้มีค่าคงที่ การเลือกจับคู่ตัวแปรในกระบวนการต่างกันส่งผลให้การดำเนินการต่างกันด้วย ซึ่งเรียกว่ากระบวนการมีโครงสร้างการควบคุมต่างกัน ในงานวิจัยนี้ได้ทำการออกแบบโครงสร้างการควบคุมใหม่ 3 โครงสร้างการควบคุม โดยมีรายละเอียดดังนี้

3.7.1 โครงสร้างการควบคุมที่ 1 หรือเรียกว่า CS1 คือ โครงสร้างการควบคุมใหม่ที่ได้ปรับปรุงโครงสร้างการควบคุมจากโครงสร้างการควบคุม CSOM โดยการออกแบบโครงสร้างการควบคุมใหม่เพื่อให้ได้ประสิทธิภาพการควบคุมที่ดีขึ้น โดยมีการปรับปรุงโครงสร้างการควบคุมดังนี้

- (1) ปรับปรุงการควบคุมอัตราการไหลของกระแสขาออกจากเครื่องปฏิกรณ์
- (2) ปรับปรุงการควบคุมระดับของเหลวในเครื่องปฏิกรณ์
- (3) ปรับปรุงการควบคุมอุณหภูมิในหอกลั่นทั้ง 3 หอ

เพื่อลดความแปรปรวนในส่วนของการแยกสาร และลดการแกว่งของอุณหภูมิในหอกลั่นทั้ง 3 หอ

3.7.2 โครงสร้างการควบคุมที่ 2 หรือเรียกว่า CS2 คือ โครงสร้างการควบคุมที่ได้ปรับปรุงการควบคุมจากโครงสร้างการควบคุมที่ 1 โดยปรับปรุงการควบคุมอุณหภูมิที่ชั้น 7 ในหอกลั่นที่ 1 เพื่อควบคุมองค์ประกอบของสารในหอกลั่นให้สามารถกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมได้ ซึ่งเป็นสิ่งสำคัญในการควบคุมคุณภาพของผลิตภัณฑ์

3.7.3 โครงสร้างการควบคุมที่ 3 หรือเรียกว่า CS3 คือ โครงสร้างการควบคุมที่ได้ปรับปรุงการควบคุมกระแสป้อนกลับจากด้านบนหอกลั่นที่ 3 เพื่อนำสารที่เหลือไปใช้ในกระบวนการใหม่ เพื่อลดการเกิดการสะสมของสารในระบบ

3.8 การทดสอบสมรรถนะของการควบคุมกระบวนการ

การทดสอบสมรรถนะกระบวนการ เพื่อศึกษาพฤติกรรมการดำเนินการของโครงสร้างการควบคุมที่แตกต่างกัน โดยใช้ตัวแปรที่ส่งผลต่อกระบวนการทั้ง 2 กรณี คือ 1) กรณีค่าเป้าหมายเปลี่ยน 2) กรณีมีการรบกวนกระบวนการ โดยมีรายละเอียดดังนี้

3.8.1 การเปลี่ยนค่าเป้าหมายอัตราการไหลของกระแสป้อนแบบขั้นบันได โดยการเปลี่ยนอัตราการไหลของกระแสเมทิลอะซีเตทเข้าแบบขั้นบันไดเพิ่มขึ้นร้อยละ 20 จากเริ่มต้น 271.2 กิโลโมลต่อชั่วโมงเป็น 325.4 กิโลโมลต่อชั่วโมงขณะระบบคงที่ที่เวลา 13 ชั่วโมง และลดลงร้อยละ 20 จาก 325.4 กิโลโมลต่อชั่วโมงเป็น 271.2 กิโลโมลต่อชั่วโมงขณะระบบคงที่ที่เวลา 37 ชั่วโมง ใช้เวลาในการทดลอง 50 ชั่วโมง

3.8.2 การรบกวนองค์ประกอบของสารขาเข้าของกระแสป้อนแบบขั้นบันได ขณะระบบคงที่ที่เวลา 13 ชั่วโมง เพิ่มความเข้มข้นของเมทิลอะซีเตทขาเข้าของกระแสป้อนจากเริ่มต้น 0.6 เป็น 0.7 และลดความเข้มข้นของเมทานอลขาเข้าของกระแสป้อน จากเริ่มต้นที่ 0.4 เป็น 0.3 ขณะระบบคงที่ที่เวลา 37 ชั่วโมง ลดความเข้มข้นของเมทิลอะซีเตทขาเข้าของกระแสป้อนจากเริ่มต้น 0.7 เป็น 0.6 และเพิ่มความเข้มข้นของเมทานอลขาเข้าของกระแสป้อนจากเริ่มต้น 0.4 เป็น 0.3 ใช้เวลาในการทดลอง 50 ชั่วโมง

3.8.3 การรบกวนอุณหภูมิขาเข้าของกระแสป้อนเพิ่มขึ้นร้อยละ 20 จากเริ่มต้น 305 เคลวิน เป็น 366 เคลวิน ขณะระบบคงที่ที่เวลา 13 ชั่วโมง และลดลงร้อยละ 20 จากเริ่มต้น 305 เคลวิน เป็น 244 เคลวิน ขณะระบบคงที่ที่เวลา 13 ชั่วโมง ใช้เวลาในการทดลอง 20 ชั่วโมง

3.9 การประเมินสมรรถนะของโครงสร้างการควบคุม

การประเมินสมรรถนะของโครงสร้างการควบคุม โดยจะพิจารณาผลรวมค่าสัมบูรณ์ของค่าความคลาดเคลื่อน (Integral of Absolute value of Error, (IAE)) ที่เกิดขึ้นตลอดช่วงเวลาของการควบคุม ตั้งแต่เกิดการเปลี่ยนแปลงจนกระทั่งสิ้นสุดการเปลี่ยนแปลง ด้วยเกณฑ์การวัดกำหนดมาจากสมการที่ 2.4 ผ่านตัวแปรที่ส่งผลกระทบต่อกระบวนการ และนำค่าที่ได้ไปประเมินสมรรถนะของการควบคุมในโปรแกรม Matlab โดยนำผลจากการทดสอบสมรรถนะของกระบวนการไปประเมินสมรรถนะของการควบคุม ซึ่งมีดังนี้

3.9.1 ผลการทดสอบสมรรถนะของอุณหภูมิ

- 1) ผลการทดสอบสมรรถนะของอุณหภูมิที่ขึ้น 22 ในหอกลั่นที่ 1
- 2) ผลการทดสอบสมรรถนะของอุณหภูมิที่ขึ้น 25 ในหอกลั่นที่ 2
- 3) ผลการทดสอบสมรรถนะของอุณหภูมิที่ขึ้น 41 ในหอกลั่นที่ 3
- 4) ผลการทดสอบสมรรถนะของอุณหภูมิในเครื่องปฏิกรณ์

3.9.2 ผลการทดสอบสมรรถนะของความดัน

- 1) ผลการทดสอบสมรรถนะของความดันในหอกลั่นที่ 1
- 2) ผลการทดสอบสมรรถนะของความดันในหอกลั่นที่ 2

3) ผลการทดสอบสมรรถนะของความดันในหอกลับที่ 3

3.9.3 ผลการทดสอบสมรรถนะของพลังงาน

1) ผลการทดสอบสมรรถนะของพลังงานจากหม้อต้มซ้ำที่ใช้ในหอกลับที่ 1

2) ผลการทดสอบสมรรถนะของพลังงานจากหม้อต้มซ้ำที่ใช้ในหอกลับที่ 2

3) ผลการทดสอบสมรรถนะของพลังงานจากหม้อต้มซ้ำที่ใช้ในหอกลับที่ 3

3.9.4 ผลการทดสอบสมรรถนะขององค์ประกอบของสาร

1) ผลการทดสอบสมรรถนะขององค์ประกอบบิวทิลอะซีเตทกระแสขาออก
ด้านบนหอกลับที่ 1

2) ผลการทดสอบสมรรถนะขององค์ประกอบเมทิลอะซีเตทกระแสขาออกด้านล่าง
หอกลับที่ 1

3) ผลการทดสอบสมรรถนะขององค์ประกอบเมทิลอะซีเตทกระแสขาออกด้านบน
หอกลับที่ 2

4) ผลการทดสอบสมรรถนะขององค์ประกอบเมทานอลกระแสขาออกด้านล่าง
หอกลับที่ 2

5) ผลการทดสอบสมรรถนะขององค์ประกอบบิวทิลอะซีเตทกระแสขาออก
ด้านบนหอกลับที่ 3

6) ผลการทดสอบสมรรถนะขององค์ประกอบบิวทิลอะซีเตทกระแสขาออก
ด้านล่างหอกลับที่ 3

3.9.5 ผลการทดสอบสมรรถนะของอัตราการไหล

1) ผลการทดสอบสมรรถนะของอัตราการไหลกระแสเป็อนเมทิลอะซีตท

2) ผลการทดสอบสมรรถนะของอัตราการไหลกระแสเป็อนบิวทานอลบริสุทธิ์

3) ผลการทดสอบสมรรถนะของอัตราการไหลกระแสขาออกด้านบนหอกลับที่ 1

4) ผลการทดสอบสมรรถนะของอัตราการไหลกระแสขาออกด้านล่างหอกลับที่ 1

5) ผลการทดสอบสมรรถนะของอัตราการไหลกระแสขาออกด้านบนหอกลับที่ 2

6) ผลการทดสอบสมรรถนะของอัตราการไหลกระแสขาออกด้านล่างหอกลับที่ 2

7) ผลการทดสอบสมรรถนะของอัตราการไหลกระแสขาออกด้านบนหอกลับที่ 3

- 8) ผลการทดสอบสมรรถนะของอัตราการไหลกระแสขาออกด้านล่างหอกลับที่ 3
- 9) ผลการทดสอบสมรรถนะของอัตราการไหลกระแสเมทิลอะซีเตทรวม
- 10) ผลจากการทดสอบสมรรถนะของอัตราการไหลกระแสบิวทิลอะซีเตทรวม

3.9.6 ผลจากการทดสอบสมรรถนะของระดับของเหลว

- 1) ผลจากการทดสอบสมรรถนะของระดับของเหลวในเครื่องปฏิกรณ์
- 2) ผลจากการทดสอบสมรรถนะของระดับของเหลวในเครื่องควบแน่นหอกลับที่ 1
- 3) ผลจากการทดสอบสมรรถนะของระดับของเหลวในหม้อต้มฆ่าหอกลับที่ 1
- 4) ผลจากการทดสอบสมรรถนะของระดับของเหลวในเครื่องควบแน่นหอกลับที่ 2
- 5) ผลจากการทดสอบสมรรถนะของระดับของเหลวในหม้อต้มฆ่าหอกลับที่ 2
- 6) ผลจากการทดสอบสมรรถนะของระดับของเหลวในเครื่องควบแน่นหอกลับที่ 3
- 7) ผลจากการทดสอบสมรรถนะของระดับของเหลวในหม้อต้มฆ่าหอกลับที่ 3



บทที่ 4

ผลการดำเนินงานและการวิเคราะห์

จากการเพิ่มประสิทธิภาพการควบคุมของกระบวนการผลิตบิวทิลอะซีเตทโดยการปรับค่าพารามิเตอร์การควบคุมและการออกแบบโครงสร้างการควบคุมใหม่โดยทดสอบสมรรถนะและประเมินสมรรถนะของโครงสร้างการควบคุมแบบต่างๆ ได้ผลการดำเนินงานและการวิเคราะห์ ซึ่งมีรายละเอียดดังนี้

4.1 การปรับค่าพารามิเตอร์การควบคุม

จากโครงสร้างการควบคุมดั้งเดิม (CS0) แล้วทำการเพิ่มประสิทธิภาพการควบคุมโดยการปรับค่าพารามิเตอร์ของการควบคุม สำหรับวงควบคุมต่างๆ ในโครงสร้างการควบคุม CS0 โดยมีการปรับค่าพารามิเตอร์ควบคุมอัตราไหล การปรับค่าพารามิเตอร์ควบคุมอุณหภูมิ การปรับค่าพารามิเตอร์ควบคุมระดับของเหลวและการปรับค่าพารามิเตอร์ควบคุมความดัน เพื่อให้ได้ประสิทธิภาพการควบคุมที่ดีขึ้นโดยโครงสร้างการควบคุมที่มีการปรับพารามิเตอร์การควบคุมให้ชื่อว่า CS0M และแสดงค่าพารามิเตอร์การควบคุมที่ได้ทำการปรับค่าพารามิเตอร์การควบคุมแล้วในตารางที่ 4.1

ตารางที่ 4.1 ค่าการปรับพารามิเตอร์การควบคุม

ลูปควบคุม	โครงสร้างการควบคุม CS0		โครงสร้างการควบคุม CS0M	
	K_C	τ_I (min)	K_C	τ_I (min)
Flow M_{Total}	0.5	0.3	2	0.1
Flow B_{Total}	0.5	0.3	2	0.1
Reactor Temperature	1	20	2	2
Reactor Level	10	-	10	-
C_1 Column Pressure	20	12	20	0.5
C_2 Column Pressure	20	12	20	3
C_3 Column Pressure	20	12	20	1

ตารางที่ 4.1 ค่าการปรับพารามิเตอร์การควบคุม (ต่อ)

ลูปควบคุม	โครงสร้างการควบคุม CSO		โครงสร้างการควบคุม CSOM	
	K_c	τ_I (min)	K_c	τ_I (min)
C ₁ Base Level	2	-	2	-
C ₂ Base Level	2	-	8	-
C ₃ Base Level	2	-	8	-
C ₁ Reflux Drum Level	2	-	10	-
C ₂ Reflux Drum Level	2	-	10	-
C ₃ Reflux Drum Level	2	-	10	-
C ₁ Temperature State 22	1	20	1	5
C ₂ Temperature State 25	1	20	3.71	6
C ₃ Temperature State 41	1	20	8	10

การปรับค่าพารามิเตอร์การควบคุมจากโครงสร้างการควบคุม CSO ส่งผลทำให้โครงสร้างการควบคุม CSOM มีประสิทธิภาพในการควบคุมกระบวนการดีขึ้น ซึ่งจะกล่าวในหัวข้อถัดไป จึงใช้การปรับพารามิเตอร์การควบคุมในการศึกษาพฤติกรรมพลวัตของกระบวนการ ซึ่งใช้เวลาในการปรับค่าน้อย และสะดวกในการนำไปศึกษา จึงใช้ค่าพารามิเตอร์การควบคุมของโครงสร้างการควบคุม CSOM เป็นค่าพารามิเตอร์การควบคุมพื้นฐานของโครงสร้างการควบคุมใหม่

ค่าพารามิเตอร์การควบคุมที่ใช้ในโครงสร้างการควบคุมใหม่ทั้ง 3 โครงสร้างคือ โครงสร้างการควบคุมที่ 1 โครงสร้างการควบคุมที่ 2 และโครงสร้างการควบคุมที่ 3 มีค่าใกล้เคียงกัน โดยมีการปรับเปลี่ยนเล็กน้อย เนื่องจากโครงสร้างการควบคุมใหม่มีลูปควบคุมภายในกระบวนการแตกต่างกันไม่มาก ดังแสดงในตารางที่ 4.2

ตารางที่ 4.2 ค่าพารามิเตอร์ของการควบคุม

รูปควบคุม	โครงสร้างการควบคุม CS0M		โครงสร้างการควบคุม CS1		โครงสร้างการควบคุม CS2		โครงสร้างการควบคุม CS3	
	K_C	τ_I (min)	K_C	τ_I (min)	K_C	τ_I (min)	K_C	τ_I (min)
	Flow M_{Total}	2	0.1	2	0.1	2	0.05	2
Flow B_{Total}	2	0.1	2	0.1	2	0.1	2	0.1
Reactor	2	2	2	2	2	2	2	2
Temperature								
Reactor Level	10	-	20	10	20	10	20	10
Reactor Flowrate	-	-	0.5	0.3	0.5	0.3	0.5	0.3
C_1 Column								
Pressure	20	0.5	20	0.25	20	0.5	20	0.5
C_2 Column								
Pressure	20	3	20	1	20	3	20	3
C_3 Column								
Pressure	20	1	20	1	20	1	20	1
C_1 Base Level	2	-	10	-	2	-	2	-
C_2 Base Level	8	-	8	-	8	-	8	-
C_3 Base Level	8	-	8	-	8	-	8	-
C_1 Reflux Drum								
Level	10	-	10	-	10	-	10	-
C_2 Reflux Drum								
Level	10	-	10	-	10	-	10	-
C_3 Reflux Drum								
Level	10	-	10	-	10	-	10	-
FD3 Flowrate	-	-	-	-	-	-	0.5	0.3

ตารางที่ 4.2 ค่าพารามิเตอร์ของการควบคุม (ต่อ)

รูปควบคุม	โครงสร้างการควบคุม CS0M		โครงสร้างการควบคุม CS1		โครงสร้างการควบคุม CS2		โครงสร้างการควบคุม CS3	
	K_c	τ_I (min)	K_c	τ_I (min)	K_c	τ_I (min)	K_c	τ_I (min)
	C_1 Temperature State 7	-	-	-	-	10	28	10
C_1 Temperature State 22	1	5	1	5	1	5	1	5
C_2 Temperature State 25	3.71	6	3.71	6	3.71	6	3.71	6
C_3 Temperature State 41	8	10	8	10	8	10	8	10

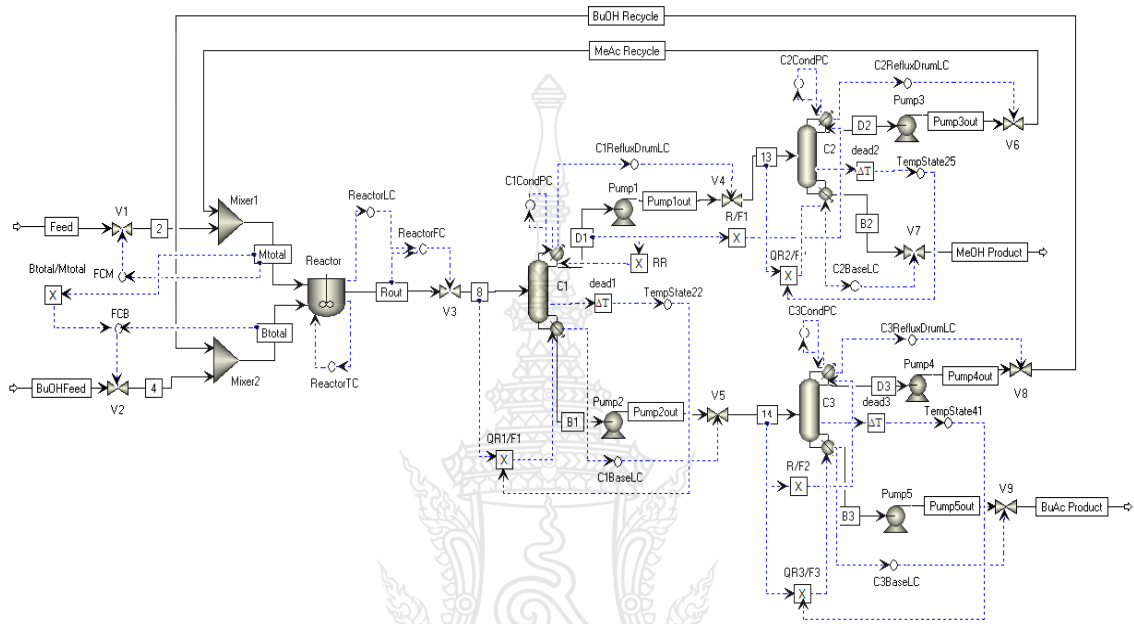
4.2 การปรับปรุงโครงสร้างการควบคุม

การปรับปรุงโครงสร้างการควบคุมเป็นการเพิ่มประสิทธิภาพการควบคุมโดยการออกแบบโครงสร้างการควบคุมใหม่จากโครงสร้างการควบคุม CS0M การปรับปรุงโครงสร้างการควบคุมโดยออกแบบโครงสร้างการควบคุมใหม่ มีโครงสร้างการควบคุมใหม่ดังนี้

4.2.1 โครงสร้างการควบคุมที่ 1

ข้อแตกต่างของโครงสร้างการควบคุม CS1 กับโครงสร้างการควบคุม CS0M คือ การเพิ่มการควบคุมอัตราไหลของกระแสขาออกจากเครื่องปฏิกรณ์ ก่อนจะสู่การกลั่นแยกต่อไปในหอกลั่นที่ 1 โดยติดตั้ง Cascade Control เลือกควบคุมระดับของเหลวทางออกจากเครื่องปฏิกรณ์โดยใช้ตัวควบคุมชนิดพีไอ ทำให้ระดับของเหลวในเครื่องปฏิกรณ์สามารถกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมได้ ช่วยลดการแกว่งของกระแสการไหลออกจากเครื่องปฏิกรณ์ทำให้ลดความแปรปรวนในส่วนของแยกของหอกลั่น และติดตั้ง Ratio Control เพื่อควบคุมอุณหภูมิของหอกลั่นทั้ง 3 หอ ด้วยการควบคุมอุณหภูมิที่ชั้น 22 ในหอกลั่นที่ 1 ควบคุมอุณหภูมิชั้น 25 ในหอกลั่นที่ 2 และควบคุมอุณหภูมิชั้น 41 ในหอกลั่นที่ 3 เป็นการควบคุมอุณหภูมิภายในหอกลั่นโดยขึ้นอยู่กับอัตราส่วนระหว่างพลังงานที่ใช้ในหอกลั่น

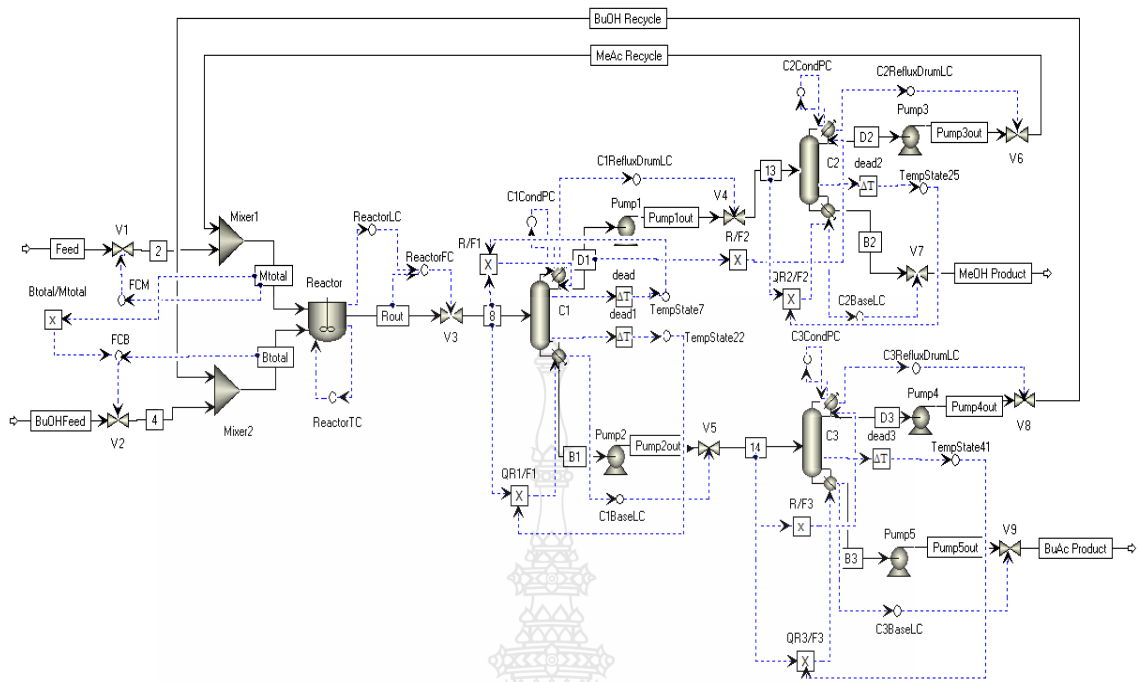
กับอัตราการไหลก่อนเข้าหอกลั่นเป็นตัวแปรปรับ และมีผลโดยตรงต่อความบริสุทธิ์ของสาร ทำให้การกลั่นแยกสารง่ายขึ้น โดยแสดงการจับคู่ตัวแปรปรับตัวแปรควบคุมในตารางที่ 4.3 และแผนผังโครงสร้างการควบคุมที่ 1 ในภาพที่ 4.1



ภาพที่ 4.1 โครงสร้างการควบคุมที่ 1

4.2.2 โครงสร้างการควบคุมที่ 2

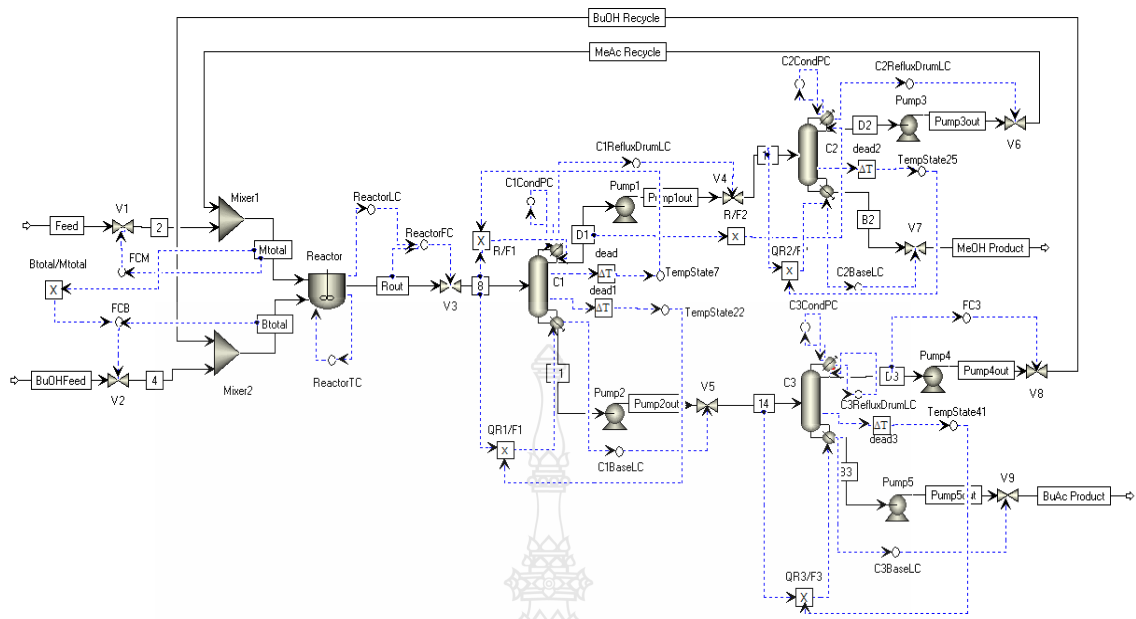
โครงสร้างการควบคุมที่ 2 แตกต่างจากโครงสร้างการควบคุมที่ 1 ในด้านการควบคุมคุณภาพของผลิตภัณฑ์ เมื่อทดสอบสมรรถนะของระบบในโครงสร้างการควบคุมที่ 1 การกลั่นแยกสารในหอกลั่นไม่สามารถรักษาค่าประกอบของสารให้กลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมได้ จึงทำการควบคุมอุณหภูมิที่ชั้น 7 ในหอกลั่นที่ 1 โดยใช้ Ratio to feed ของอัตราฟีดกลับคองที่เป็นตัวแปรปรับ ดังแสดงการจับคู่ตัวแปรปรับตัวแปรควบคุมในตารางที่ 4.3 ส่งผลทำให้เมื่อรบกวนระบบ การกลั่นแยกสารในหอกลั่นสามารถรักษาค่าประกอบของสารให้กลับเข้าสู่เป้าหมายเดิมได้ แผนผังของโครงสร้างการควบคุมที่ 2 แสดงดังภาพที่ 4.2



ภาพที่ 4.2 โครงสร้างการควบคุมที่ 2

4.2.3 โครงสร้างการควบคุมที่ 3

โครงสร้างการควบคุมที่ 3 เป็นการกำหนดอัตราป้อนกลับให้คงที่ และควบคุมปริมาณสารสะสมในกระบวนการ โดยการควบคุมอัตราการไหลของกระแสสลับป้อนกลับจะใช้อัตราการไหลของกระแสขาออกด้านบนหอกถันที่ 3 เป็นตัวแปรปรับ ดังแสดงการจับคู่ตัวแปรปรับตัวแปรควบคุมในตารางที่ 4.3 เมื่อทดสอบสมรรถนะของระบบทำให้อัตราการไหลของกระแสขาออกด้านบนหอกถันที่ 3 ไม่เกิดการแปรปรวน เมื่อกระแสการไหลป้อนกลับกลับเข้าสู่ระบบใหม่จึงไม่ส่งผลกระทบต่อลูปควบคุมอัตราการไหลของกระแสชีวาทอด แต่ส่งผลกระทบต่อลูปควบคุมที่สำคัญ คือ การควบคุมคุณภาพของผลิตภัณฑ์ ซึ่งเป็นสิ่งสำคัญสำหรับเหตุผลทางเศรษฐศาสตร์ เนื่องจากไม่ได้ควบคุมอัตรารีฟลักซ์ให้คงที่ แผนผังของโครงสร้างการควบคุมที่ 3 แสดงดังภาพที่ 4.3



ภาพที่ 4.3 โครงสร้างการควบคุมที่ 3

ตารางที่ 4.3 การจับคู่ตัวแปรปรับตัวแปรควบคุม

โครงสร้างการควบคุม CS0M		โครงสร้างการควบคุม CS1		โครงสร้างการควบคุม CS2		โครงสร้างการควบคุม CS3	
ตัวแปรควบคุม	ตัวแปรปรับ	ตัวแปรควบคุม	ตัวแปรปรับ	ตัวแปรควบคุม	ตัวแปรปรับ	ตัวแปรควบคุม	ตัวแปรปรับ
Flow M_{Total}	Feed Flowrate	Flow M_{Total}	Feed Flowrate	Flow M_{Total}	Feed Flowrate	Flow M_{Total}	Feed Flowrate
Flow M_{Total}	B_{Total}/M_{Total}	Flow M_{Total}	B_{Total}/M_{Total}	Flow M_{Total}	B_{Total}/M_{Total}	Flow M_{Total}	B_{Total}/M_{Total}
	BuOH		BuOH		BuOH		BuOH
Flow B_{Total}	Feed Flowrate	Flow B_{Total}	Feed Flowrate	Flow B_{Total}	Feed Flowrate	Flow B_{Total}	Feed Flowrate
	Cooling		Cooling		Cooling		Cooling
Reactor Temperature	water to the jacket	Reactor Temperature	water to the jacket	Reactor Temperature	water to the jacket	Reactor Temperature	water to the jacket

ตารางที่ 4.3 การจับคู่ตัวแปรปรับตัวแปรควบคุม (ต่อ)

โครงสร้างการควบคุม		โครงสร้างการควบคุม		โครงสร้างการควบคุม		โครงสร้างการควบคุม	
CS0M		CS1		CS2		CS3	
ตัวแปรควบคุม	ตัวแปรปรับ	ตัวแปรควบคุม	ตัวแปรปรับ	ตัวแปรควบคุม	ตัวแปรปรับ	ตัวแปรควบคุม	ตัวแปรปรับ
Reactor Level	Rout Flowrate	Reactor Level	Reactor Flowrate	Reactor Level	Reactor Flowrate	Reactor Level	Reactor Flowrate
-	-	Reactor Flowrate	Reactor Rout	Reactor Flowrate	Reactor Rout	Reactor Flowrate	Reactor Rout
C ₁ Reflux Drum flowrate	Reflux ratio	C ₁ Reflux Drum flowrate	Reflux ratio	C ₁ Reflux Drum flowrate	Ratio to feed R/F ₁	C ₁ Reflux Drum flowrate	Ratio to feed R/F ₁
C ₂ Reflux Drum flowrate	Ratio to feed R/F ₂	C ₂ Reflux Drum flowrate	Ratio to feed R/F ₂	C ₂ Reflux Drum flowrate	Ratio to feed R/F ₂	C ₂ Reflux Drum flowrate	Ratio to feed R/F ₂
C ₃ Reflux Drum flowrate	Ratio to feed R/F ₃	C ₃ Reflux Drum flowrate	Ratio to feed R/F ₃	C ₃ Reflux Drum flowrate	Ratio to feed R/F ₃	C ₃ Distillate flowrate	C ₃ Distillate rate
C ₁ Column Pressure	Condenser CW (C ₁ Column)	C ₁ Column Pressure	Condenser CW (C ₁ Column)	C ₁ Column Pressure	Condenser CW (C ₁ Column)	C ₁ Column Pressure	Condenser CW (C ₁ Column)
C ₂ Column Pressure	Condenser CW (C ₂ Column)	C ₂ Column Pressure	Condenser CW (C ₂ Column)	C ₂ Column Pressure	Condenser CW (C ₂ Column)	C ₂ Column Pressure	Condenser CW (C ₂ Column)
C ₃ Column Pressure	Condenser CW (C ₃ Column)	C ₃ Column Pressure	Condenser CW (C ₃ Column)	C ₃ Column Pressure	Condenser CW (C ₃ Column)	C ₃ Column Pressure	Condenser CW (C ₃ Column)
C ₁ Base Level	C ₁ Bottom Flowrate	C ₁ Base Level	C ₁ Bottom Flowrate	C ₁ Base Level	C ₁ Bottom Flowrate	C ₁ Base Level	C ₁ Bottom Flowrate
C ₂ Base Level	C ₂ Bottom Flowrate	C ₂ Base Level	C ₂ Bottom Flowrate	C ₂ Base Level	C ₂ Bottom Flowrate	C ₂ Base Level	C ₂ Bottom Flowrate

ตารางที่ 4.3 การจับคู่ตัวแปรปรับตัวแปรควบคุม (ต่อ)

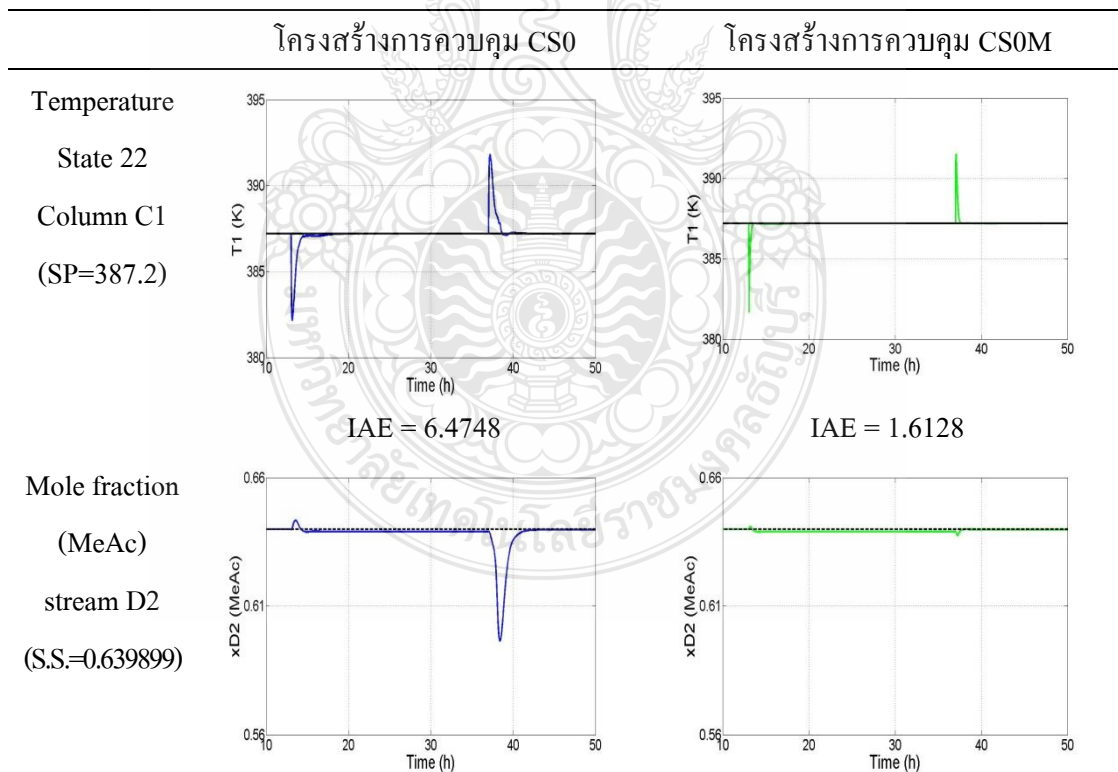
โครงสร้างการควบคุม		โครงสร้างการควบคุม		โครงสร้างการควบคุม		โครงสร้างการควบคุม	
CS0M		CS1		CS2		CS3	
ตัวแปรควบคุม	ตัวแปรปรับ	ตัวแปรควบคุม	ตัวแปรปรับ	ตัวแปรควบคุม	ตัวแปรปรับ	ตัวแปรควบคุม	ตัวแปรปรับ
C ₃ Base Level	C ₃ Bottom Flowrate	C ₃ Base Level	C ₃ Bottom Flowrate	C ₃ Base Level	C ₃ Bottom Flowrate	C ₃ Base Level	C ₃ Bottom Flowrate
C ₁ Reflux Drum Level	C ₁ Distillate Rate	C ₁ Reflux Drum Level	C ₁ Distillate Rate	C ₁ Reflux Drum Level	C ₁ Distillate Rate	C ₁ Reflux Drum Level	C ₁ Distillate Rate
C ₂ Reflux Drum Level	C ₂ Distillate Rate	C ₂ Reflux Drum Level	C ₂ Distillate Rate	C ₂ Reflux Drum Level	C ₂ Distillate Rate	C ₂ Reflux Drum Level	C ₂ Distillate Rate
C ₃ Reflux Drum Level	C ₃ Distillate Rate	C ₃ Reflux Drum Level	C ₃ Distillate Rate	C ₃ Reflux Drum Level	C ₃ Distillate Rate	C ₃ Reflux Drum Level	C ₃ Reflux flowrate
-	-	-	-	Temperature State 7	Ratio to feed R/F ₁	Temperature State 7	Ratio to feed R/F ₁
Temperature State 22	Reboiler Heat Input Q _{R1}	Temperature State 22	Q _{R1} /F ₁	Temperature State 22	Q _{R1} /F ₁	Temperature State 22	Q _{R1} /F ₁
Temperature State 25	Reboiler Heat Input Q _{R2}	Temperature State 25	Q _{R2} /F ₂	Temperature State 25	Q _{R2} /F ₂	Temperature State 25	Q _{R2} /F ₂
Temperature State 41	Reboiler Heat Input Q _{R3}	Temperature State 41	Q _{R3} /F ₃	Temperature State 41	Q _{R3} /F ₃	Temperature State 41	Q _{R3} /F ₃

4.3 การตอบสนอง

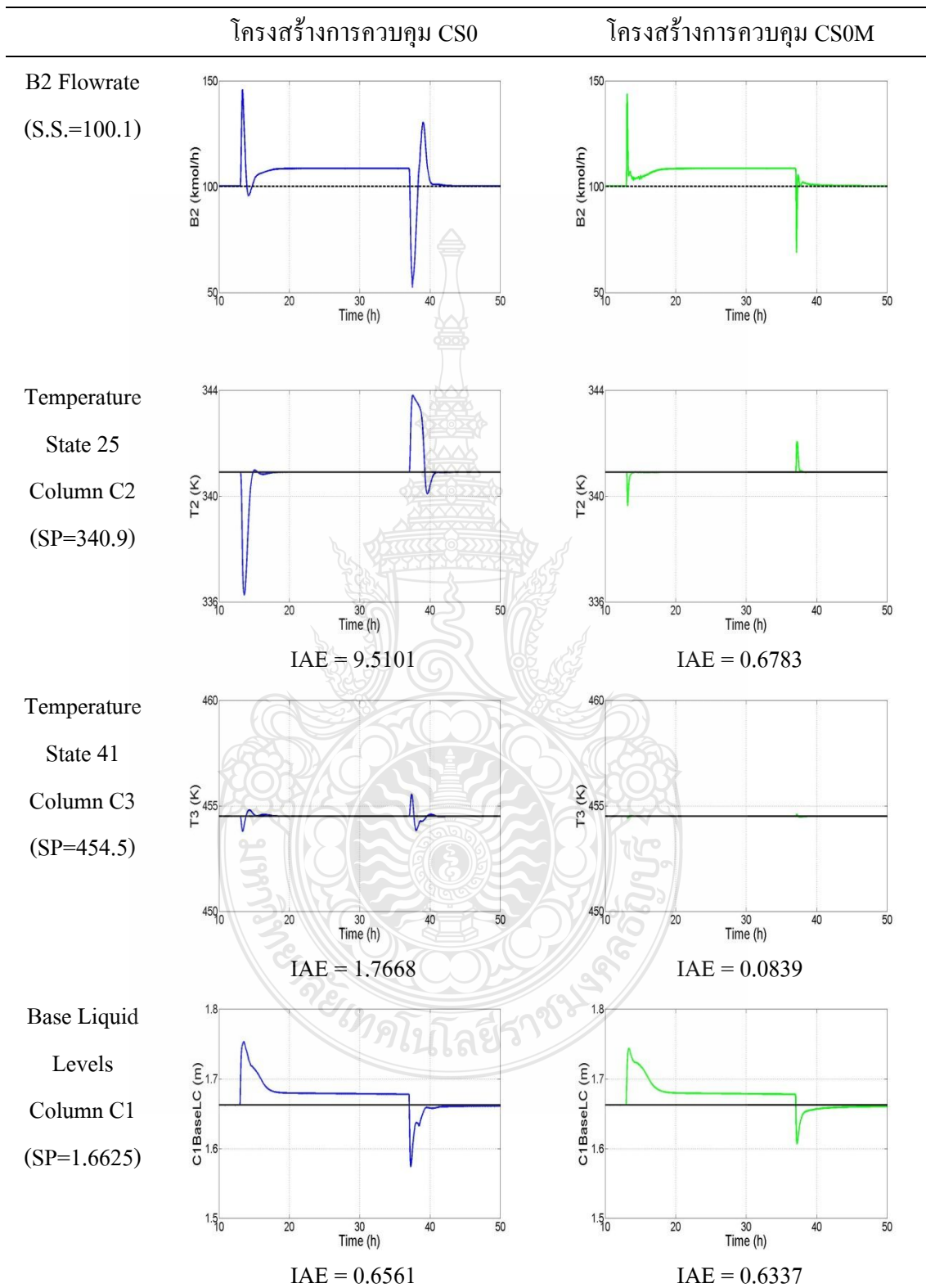
จากการทดสอบสมรรถนะของโครงสร้างการควบคุมทั้ง 5 โครงสร้างการควบคุม โดยใช้การทดสอบสมรรถนะที่ส่งผลต่อกระบวนการ 3 การทดสอบ ให้ผลการตอบสนองดังนี้

4.3.1 ผลการตอบสนองจากการเปลี่ยนค่าเป้าหมายอัตราการไหลของกระแสป้อนแบบขั้นบันไดเพิ่มขึ้นร้อยละ 20 จากเริ่มต้น 271.2 กิโลโมลต่อชั่วโมง เป็น 325.4 กิโลโมลต่อชั่วโมง ขณะระบบคงที่ที่เวลา 13 ชั่วโมง และลดลงร้อยละ 20 จาก 325.4 กิโลโมลต่อชั่วโมง เป็น 271.2 กิโลโมลต่อชั่วโมง ขณะระบบคงที่ที่เวลา 37 ชั่วโมง ใช้เวลาในการทดลอง 20 ชั่วโมง เปรียบเทียบระหว่างเส้นทึบสีน้ำเงินแสดงผลการตอบสนองของโครงสร้างการควบคุม CS0 กับเส้นทึบสีเขียวแสดงผลการตอบสนองโครงสร้างการควบคุม CS0M โดยเส้นทึบสีดำแสดงค่าเป้าหมาย และเส้นประสีดำแสดงค่าที่สถานะคงตัว ดังแสดงในตารางที่ 4.4

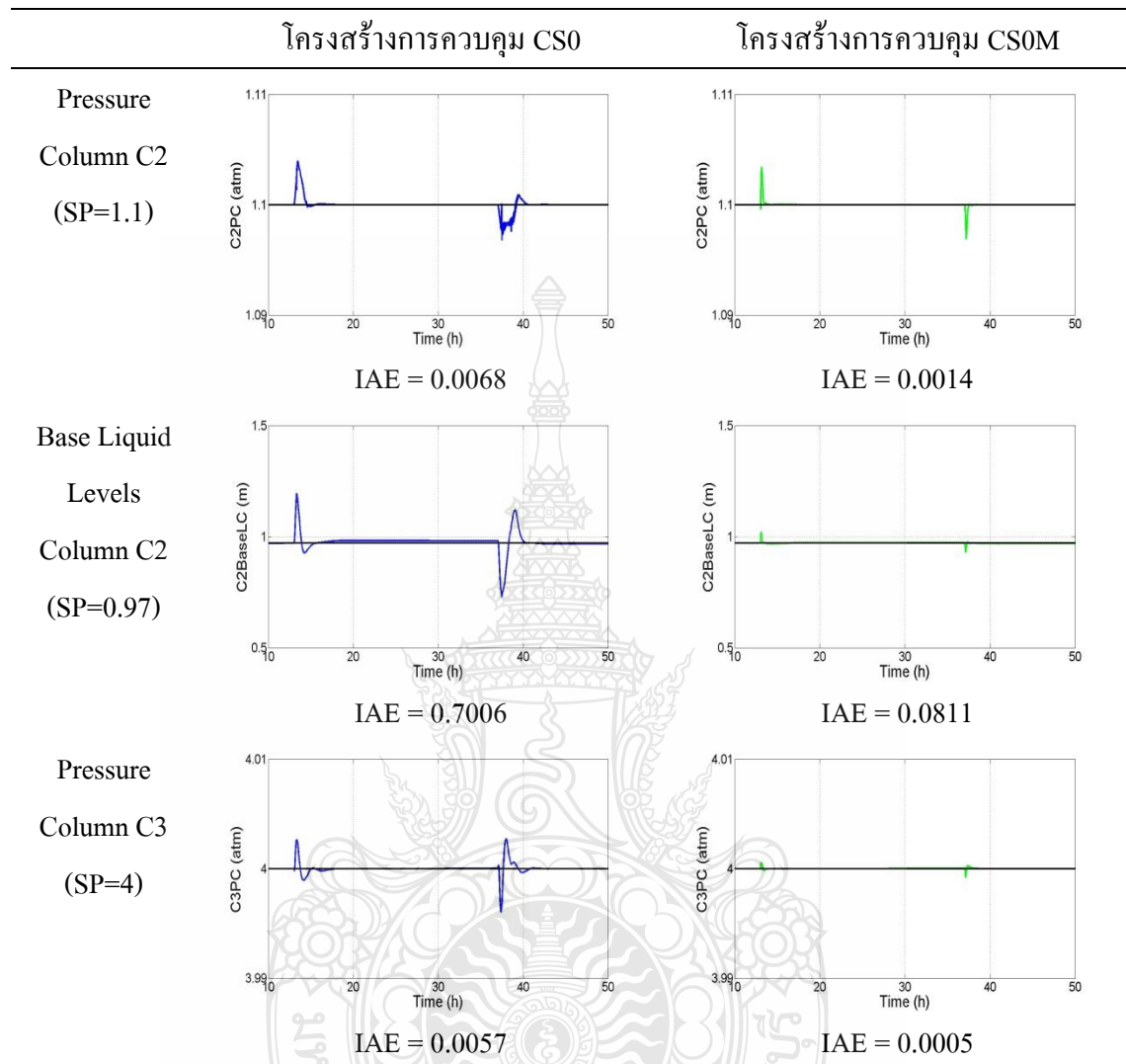
ตารางที่ 4.4 ผลการเปลี่ยนอัตราการไหลของกระแสป้อนแบบขั้นบันได



ตารางที่ 4.4 ผลการเปลี่ยนอัตราการไหลของกระแสป้อนแบบขั้นบันได (ต่อ)



ตารางที่ 4.4 ผลการเปลี่ยนอัตราการไหลของกระแสป้อนแบบขั้นบันได (ต่อ)



จากตารางที่ 4.4 จากการควบคุมอุณหภูมิของชั้น 22 ในหอกลั่นที่ 1 พบว่าผลการตอบสนองของโครงสร้างการควบคุม CS0 แสดงให้เห็นว่าที่เวลา 13 ชั่วโมง มีอุณหภูมิต่ำสุดที่ประมาณ 382 เคลวิน ที่เวลา 37 ชั่วโมง อุณหภูมิสูงสุดที่ประมาณ 392 เคลวิน ก่อนจะกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมที่เวลาประมาณ 42 ชั่วโมง และโครงสร้างการควบคุม CS0M ถึงแม้จะมีโอเวอร์ชูตใกล้เคียงกับโครงสร้างการควบคุม CS0 แต่สามารถกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมได้เร็วกว่าที่เวลาประมาณ 38 ชั่วโมง จากผลการตอบสนองขององค์ประกอบของเมทิลอะซีเตทที่กระแสไหลออกจากด้านบนหอกลั่นที่ 2 ของโครงสร้างการควบคุม CS0 แสดงให้เห็นว่าที่เวลา 13 ชั่วโมง มีองค์ประกอบของเมทิลอะซีเตทสูงสุดที่ประมาณ 0.627 ที่เวลา

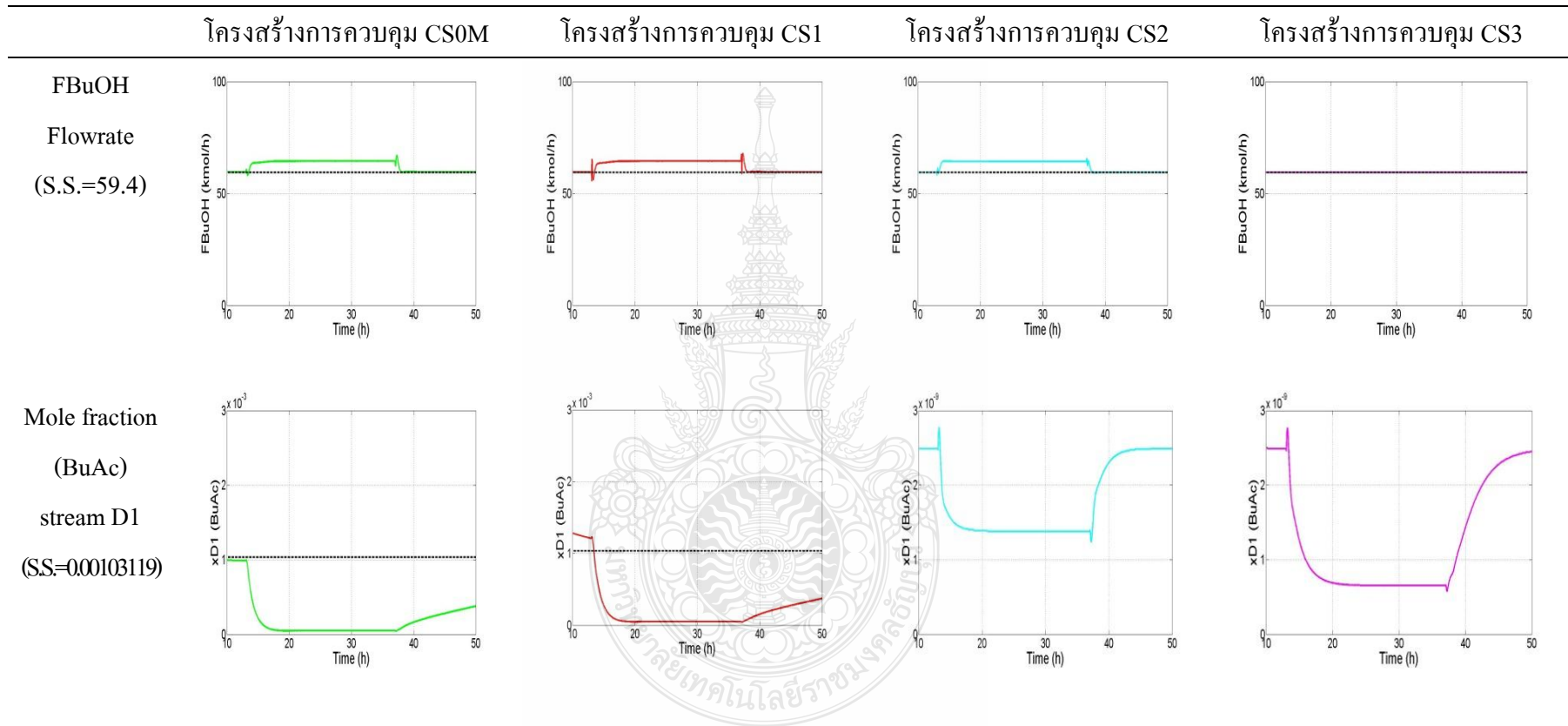
37 ชั่วโมง องค์ประกอบของเมทิลอะซีเตทต่ำสุดที่ประมาณ 0.534 ก่อนจะกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมที่เวลาประมาณ 43.6 ชั่วโมง ในขณะที่โครงสร้างการควบคุม CSOM ที่เวลา 13 ชั่วโมง องค์ประกอบของเมทิลอะซีเตทสูงสุดที่ประมาณ 0.623 ที่เวลา 37 ชั่วโมง องค์ประกอบของเมทิลอะซีเตทต่ำสุดที่ประมาณ 0.620 ซึ่งมีโอเวอร์ชูตลดลงจากเดิมอย่างเห็นได้ชัด และสามารถกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมได้เร็วกว่าที่เวลาประมาณ 39.7 ชั่วโมง จากผลการตอบสนองของอัตราการไหลของกระแสด้านล่างหอกลั่นที่ 2 โครงสร้างการควบคุม CS0 ที่เวลา 13 ชั่วโมง มีอัตราการไหลสูงสุดที่ประมาณ 145 กิโลโมลต่อชั่วโมงที่เวลา 37 ชั่วโมง อัตราการไหลต่ำสุดที่ประมาณ 55 กิโลโมลต่อชั่วโมง ก่อนจะกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมที่เวลาประมาณ 41 ชั่วโมง ในขณะที่โครงสร้างการควบคุม CSOM ที่เวลา 37 ชั่วโมง โอเวอร์ชูตลดลงที่ประมาณ 70 กิโลโมลต่อชั่วโมง และสามารถกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมได้เร็วกว่าเดิมที่เวลาประมาณ 39 ชั่วโมง จากการควบคุมอุณหภูมิของชั้น 25 ในหอกลั่นที่ 2 ผลการตอบสนองของโครงสร้างการควบคุม CS0 แสดงให้เห็นว่าที่เวลา 13 ชั่วโมง มีอุณหภูมิต่ำสุดที่ประมาณ 336.5 เคลวิน ที่เวลา 37 ชั่วโมง อุณหภูมิสูงสุดที่ประมาณ 343.5 เคลวิน ก่อนจะกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมที่เวลาประมาณ 41 ชั่วโมง ในขณะที่โครงสร้างการควบคุม CSOM ที่เวลา 13 ชั่วโมง อุณหภูมิต่ำสุดที่ประมาณ 339.8 เคลวิน ที่เวลา 37 ชั่วโมง อุณหภูมิสูงสุดที่ประมาณ 342 เคลวิน ซึ่งมีโอเวอร์ชูตลดลงจากเดิมอย่างเห็นได้ชัด และสามารถกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมได้เร็วกว่าที่เวลาประมาณ 38 ชั่วโมง จากการควบคุมอุณหภูมิของชั้น 41 ในหอกลั่นที่ 3 ผลการตอบสนองของโครงสร้างการควบคุม CS0 แสดงให้เห็นว่าที่เวลา 13 ชั่วโมง มีอุณหภูมิต่ำสุดที่ประมาณ 453.9 เคลวิน ที่เวลา 37 ชั่วโมง อุณหภูมิสูงสุดที่ประมาณ 455.6 เคลวิน ก่อนจะกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมที่เวลาประมาณ 41.5 ชั่วโมง ในขณะที่โครงสร้างการควบคุม CSOM ที่เวลา 13 ชั่วโมง อุณหภูมิต่ำสุดที่ประมาณ 454.4 เคลวิน ที่เวลา 37 ชั่วโมง อุณหภูมิสูงสุดที่ประมาณ 454.6 เคลวิน ซึ่งมีโอเวอร์ชูตลดลงจากเดิมอย่างเห็นได้ชัด และสามารถกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมได้เร็วกว่าที่เวลาประมาณ 38.5 ชั่วโมง จากการควบคุมระดับของเหลวในหม้อต้มซ้ำหอกลั่นที่ 1 ผลการตอบสนองของโครงสร้างการควบคุม CS0 แสดงให้เห็นว่าที่เวลา 13 ชั่วโมง มีระดับของเหลวสูงสุดที่ประมาณ 1.75 เมตร ที่เวลา 37 ชั่วโมง ระดับของเหลวต่ำสุดที่ประมาณ 1.58 เมตร ก่อนจะกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมที่เวลาประมาณ 45 ชั่วโมง ในขณะที่โครงสร้างการควบคุม CSOM ที่เวลา 13 ชั่วโมง ระดับของเหลวสูงสุดที่ประมาณ 1.74 เมตร ที่เวลา 37 ชั่วโมง ระดับของเหลวต่ำสุดที่ประมาณ 1.6 เมตร ซึ่งมีโอเวอร์ชูตลดลงจากเดิมอย่างเห็นได้ชัด ก่อนจะกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมที่เวลาประมาณ 46.3 ชั่วโมง จากการควบคุมความดันในหอกลั่นที่ 2 ผลการตอบสนองของโครงสร้างการควบคุม CS0 แสดงให้เห็นว่าที่เวลา 13 ชั่วโมงมีความ

ดันสูงสุดที่ประมาณ 1.105 บรรยากาศที่เวลา 37 ชั่วโมง ความดันต่ำสุดที่ประมาณ 1.097 บรรยากาศ ก่อนจะกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมที่เวลาประมาณ 40.45 ชั่วโมง ในขณะที่โครงสร้างการควบคุม CSOM ที่เวลา 13 ชั่วโมง ความดันสูงสุดที่ประมาณ 1.104 บรรยากาศ ที่เวลา 37 ชั่วโมง ความดันต่ำสุดที่ประมาณ 1.098 บรรยากาศ ซึ่งมีโอเวอร์ชูตลดลงจากเดิมก่อนจะกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมได้เร็วกว่าที่เวลาประมาณ 37.9 ชั่วโมง จากการควบคุมระดับของเหลวถังหอกลั่นที่ 2 ผลการตอบสนองของโครงสร้างการควบคุม CS0 แสดงให้เห็นว่าที่เวลา 13 ชั่วโมงมีระดับของเหลวเพิ่มขึ้นสูงสุดที่ประมาณ 1.25 เมตร ที่เวลา 37 ชั่วโมงระดับของเหลวลดลงต่ำสุดที่ประมาณ 0.7 เมตร เกิดโอเวอร์ชูตก่อนจะกลับเข้าสู่เป้าหมายเดิมได้ที่เวลาประมาณ 40 ชั่วโมง ในขณะที่โครงสร้างการควบคุม CSOM มีระดับของเหลวเพิ่มขึ้นสูงสุดที่ประมาณ 1 เมตร ที่เวลา 37 ชั่วโมงระดับของเหลวลดลงต่ำสุดที่ประมาณ 0.95 เมตร โอเวอร์ชูตลดลงจากเดิมอย่างเห็นได้ชัดก่อนจะกลับเข้าสู่เป้าหมายเดิมได้เร็วกว่าที่เวลาประมาณ 38 ชั่วโมง จากการควบคุมความดันในหอกลั่นที่ 3 ผลการตอบสนองของโครงสร้างการควบคุม CS0 ที่เวลา 13 ชั่วโมง มีความดันเพิ่มขึ้นสูงสุดที่ประมาณ 4.004 บรรยากาศ ที่เวลา 37 ชั่วโมง ความดันต่ำสุดที่ประมาณ 3.996 บรรยากาศ ก่อนจะกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมที่เวลาประมาณ 41 ชั่วโมง ในขณะที่โครงสร้างการควบคุม CSOM ที่เวลา 13 ชั่วโมง ความดันสูงสุดที่ประมาณ 4.001 บรรยากาศ ที่เวลา 37 ชั่วโมง ความดันต่ำสุดที่ประมาณ 3.999 บรรยากาศ ซึ่งมีโอเวอร์ชูตลดลงจากเดิมก่อนจะกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมได้เร็วกว่าที่เวลาประมาณ 38 ชั่วโมง

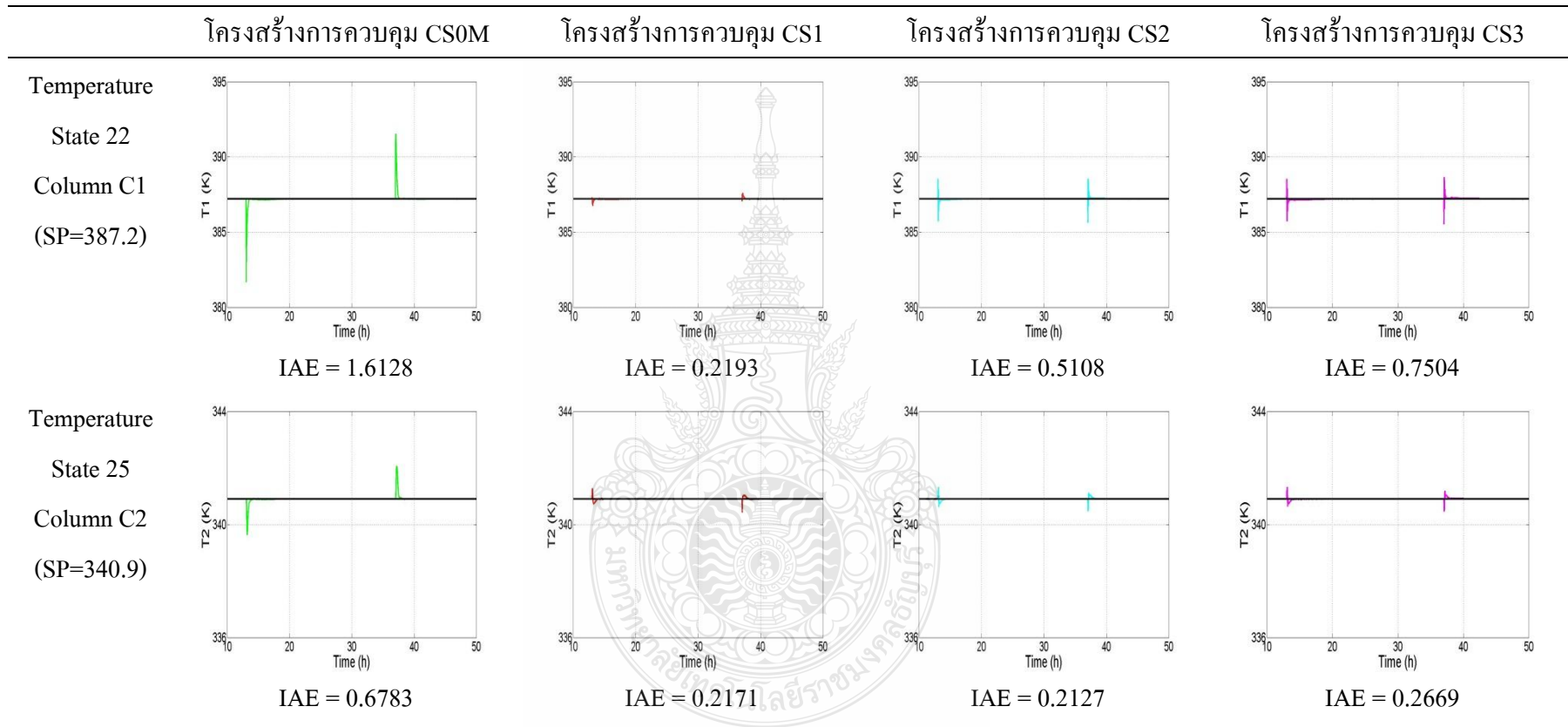
จากผลการตอบจากการเปลี่ยนค่าเป้าหมายอัตราการผลิตของกระแสน้ำมันแบบขั้นบันได สอนอง พบว่า โครงสร้างการควบคุม CSOM ให้ผลการตอบสนองที่ดีกว่าโครงสร้างการควบคุม CS0 จึงใช้โครงสร้างการควบคุม CSOM เป็นโครงสร้างการควบคุมพื้นฐานในการเปรียบเทียบผลการตอบสนองกับโครงสร้างการควบคุมใหม่ทั้ง 3 โครงสร้าง

4.3.2 ผลการตอบสนองจากการเปลี่ยนค่าเป้าหมายอัตราการผลิตของกระแสน้ำมันแบบขั้นบันได เปรียบเทียบระหว่างเส้นทึบสีเขียวแสดงผลการตอบสนองของโครงสร้างการควบคุม CSOM กับโครงสร้างการควบคุมใหม่ ประกอบด้วยเส้นทึบสีแดงแสดงผลการตอบสนองของโครงสร้างการควบคุม CS1 เส้นทึบสีฟ้าแสดงผลการตอบสนองโครงสร้างการควบคุม CS2 และเส้นทึบสีชมพูแสดงผลการตอบสนองโครงสร้างการควบคุม CS3 โดยเส้นทึบสีดำแสดงค่าเป้าหมาย และเส้นประสีดำแสดงค่าที่สภาวะคงตัว ดังแสดงในตารางที่ 4.5

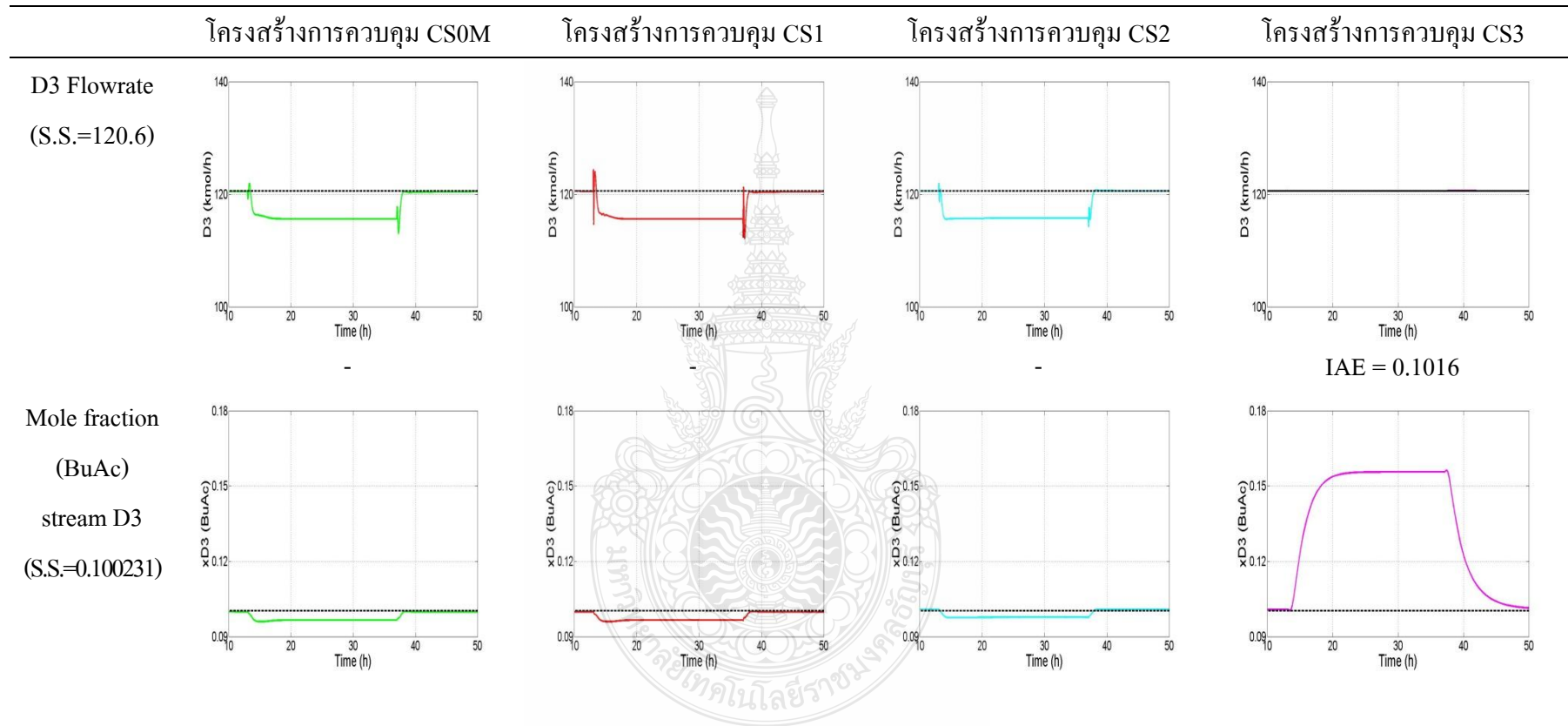
ตารางที่ 4.5 ผลการเปลี่ยนอัตราการไหลของกระแสป้อนแบบขั้นบันได



ตารางที่ 4.5 ผลการเปลี่ยนอัตราการไหลของกระแสป้อนแบบขั้นบันได (ต่อ)

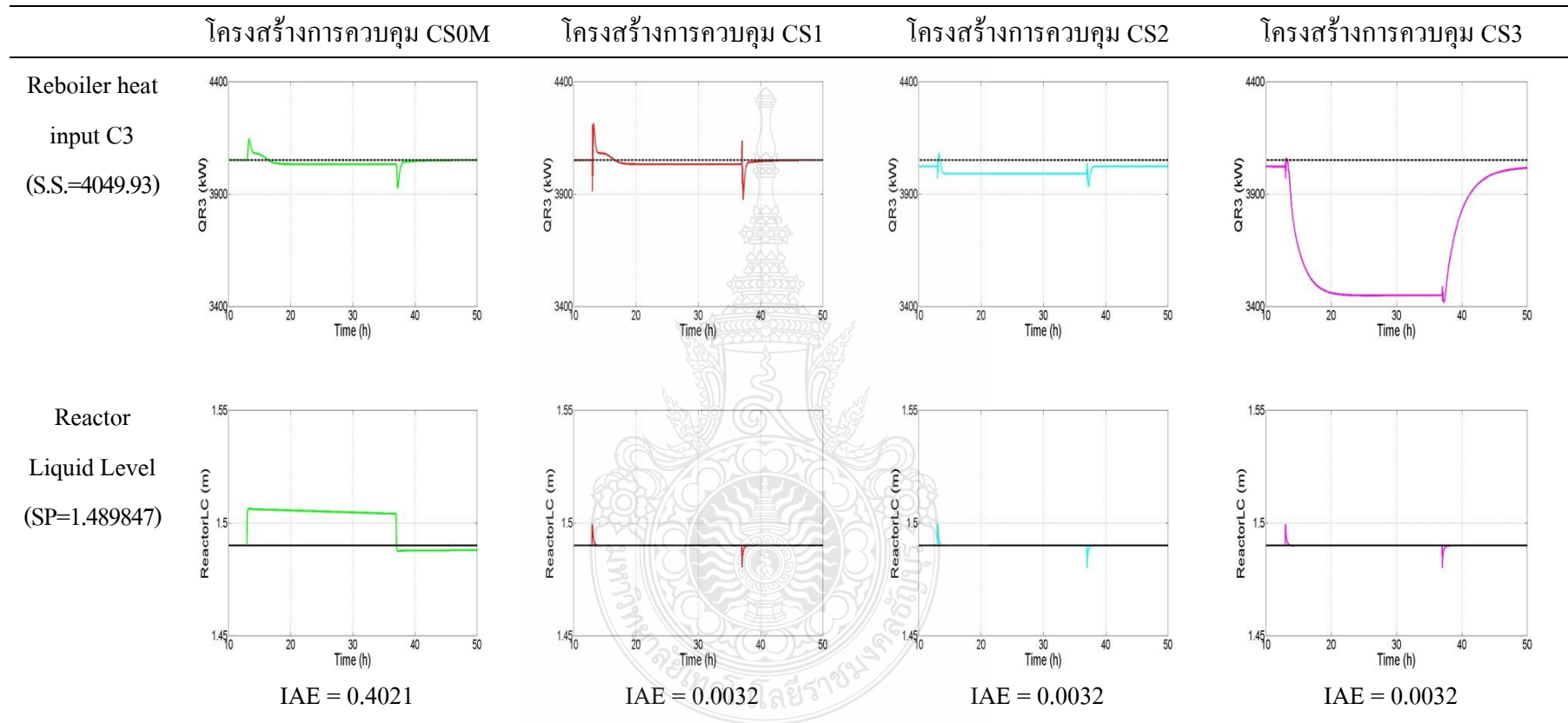


ตารางที่ 4.5 ผลการเปลี่ยนอัตราการไหลของกระแสป้อนแบบขั้นบันได (ต่อ)

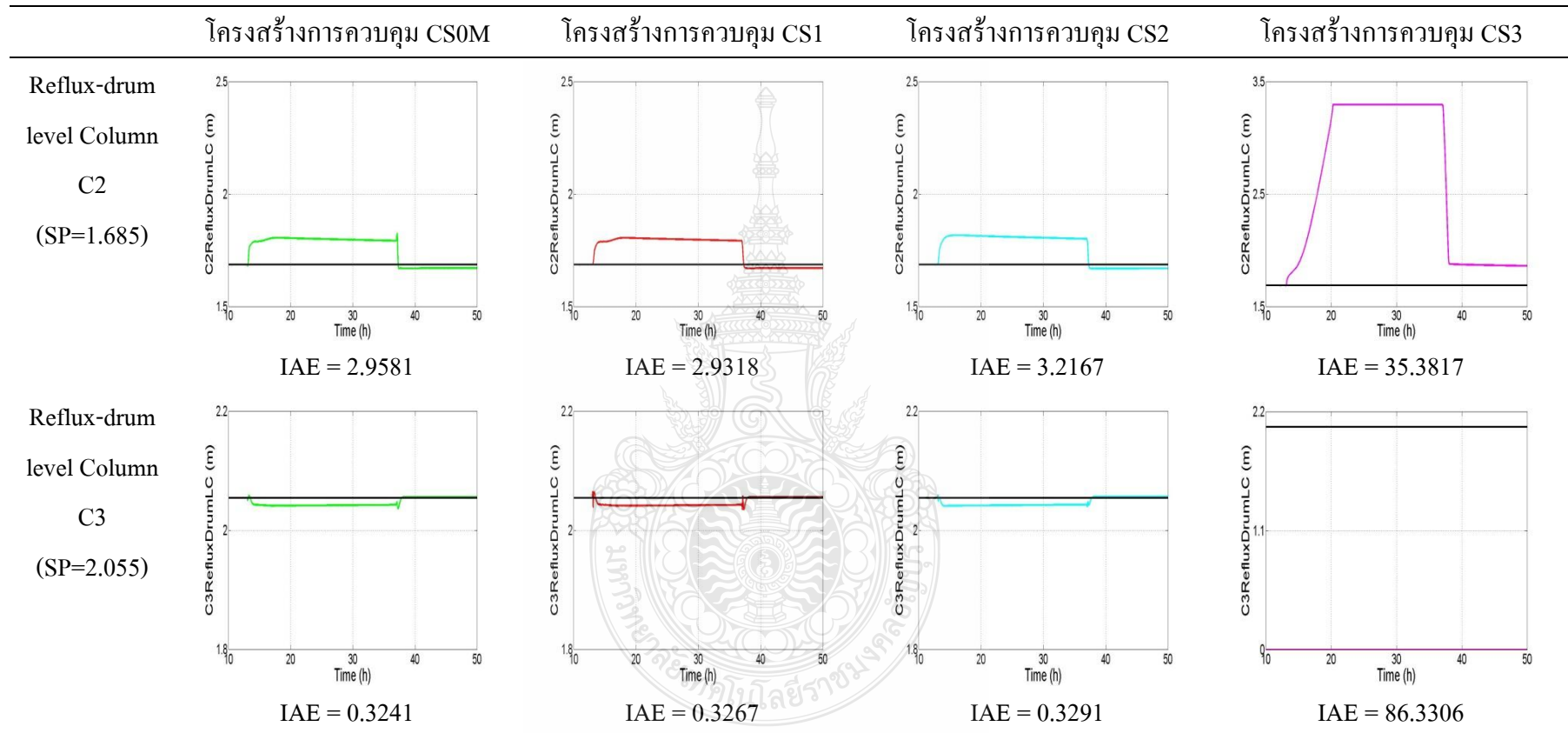


IAE = 0.1016

ตารางที่ 4.5 ผลการเปลี่ยนอัตราการใช้ของกระแสน้ำแบบขั้นบันได (ต่อ)



ตารางที่ 4.5 ผลการเปลี่ยนอัตราการไหลของกระแสป้อนแบบขั้นบันได (ต่อ)



จากตารางที่ 4.5 จากผลการตอบสนองของอัตราการไหลของกระแสชีวทานอลบริสุทธิ์ของ โครงสร้างการควบคุม CSOM โครงสร้างการควบคุมที่ 1 และโครงสร้างการควบคุมที่ 2 ที่เวลา 13 ชั่วโมง เมื่อเพิ่มอัตราการไหลของกระแสเมทิลอะซีเตท ส่งผลให้อัตราการไหลของกระแสชีวทานอลบริสุทธิ์ มีค่าเพิ่มขึ้นสูงสุดประมาณ 67 กิโลโมลต่อชั่วโมง ที่เวลา 37 ชั่วโมง เมื่อลดอัตราการไหลของกระแส เมทิลอะซีเตท ส่งผลให้อัตราการไหลของกระแสชีวทานอลบริสุทธิ์มีค่าลดลงก่อนจะกลับเข้าสู่ เป้าหมายเดิมได้ที่เวลาประมาณ 38 ชั่วโมง ในขณะที่โครงสร้างการควบคุมที่ 3 เมื่อเพิ่มอัตราการไหลของ กระแสเมทิลอะซีเตท ไม่ได้ส่งผลต่อการเปลี่ยนแปลงอัตราการไหลของกระแสชีวทานอลบริสุทธิ์ เพราะควบคุมอัตราการไหลของกระแสขาออกด้านบนในหอคolumnที่ 3 ด้วยรูปการควบคุมชนิดพีไอ จาก ผลการตอบสนองของบิวทิลอะซีเตทที่กระแสขาออกด้านบนในหอคolumnที่ 1 ของโครงสร้างการควบคุม CSOM โครงสร้างการควบคุมที่ 1 ตั้งแต่เริ่มการทดสอบกระบวนการโดยที่ยังไม่ได้รับกวนกระบวนการ องค์กรประกอบสารของบิวทิลอะซีเตทที่กระแสขาออกด้านบนในหอคolumnที่ 1 จะค่อยๆลดต่ำลงและเมื่อ เพิ่มอัตราการไหลของกระแสขาเข้าเมทิลอะซีเตท ทำให้องค์ประกอบสารของบิวทิลอะซีเตทยิ่งลด ต่ำลง จนกระทั่งเมื่อลดอัตราการไหลของกระแสขาเข้าเมทิลอะซีเตท สารจึงค่อยๆเพิ่มขึ้น แต่ไม่ สามารถกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมได้ ซึ่งต่างจากโครงสร้างการควบคุมที่ 2 องค์กรประกอบสารของบิวทิลอะ ซีเตทที่กระแสขาออกด้านบนในหอคolumnที่ 1 สามารถกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมได้ที่เวลาประมาณ 47 ชั่วโมง โดยการควบคุมอุณหภูมิที่ชั้น 7 ในหอคolumnที่ 1 จากการควบคุมอุณหภูมิของชั้น 22 ในหอคolumn ที่ 1 พบว่าผลการตอบสนองของโครงสร้างการควบคุมที่ 2 และโครงสร้างการควบคุมที่ 3 มีอุณหภูมิใกล้เคียง กัน ที่เวลา 13 ชั่วโมง มีอุณหภูมิค่าสุดที่ประมาณ 386 เคลวิน ที่เวลา 37 ชั่วโมง อุณหภูมิสูงสุดที่ประมาณ 388 เคลวิน ซึ่งมีโอเวอร์ชูตลดลงจากโครงสร้างการควบคุม CSOM ก่อนจะกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมได้ เร็วกว่าที่เวลาประมาณ 37.5 ชั่วโมง ในขณะที่โครงสร้างการควบคุมที่ 1 ที่เวลา 13 ชั่วโมง อุณหภูมิค่าสุด ที่ประมาณ 387 เคลวิน ที่เวลา 37 ชั่วโมง อุณหภูมิสูงสุดที่ประมาณ 387.5 เคลวิน โอเวอร์ชูตลดลงจาก เดิมอย่างเห็นได้ชัด และสามารถกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมได้ที่เวลาประมาณ 38 ชั่วโมง จากการควบคุม อุณหภูมิของชั้น 25 ในหอคolumnที่ 2 ผลการตอบสนองของโครงสร้างการควบคุมที่ 1 โครงสร้างการควบคุม ที่ 2 และโครงสร้างการควบคุมที่ 3 มีโอเวอร์ชูตใกล้เคียงกันที่เวลา 13 ชั่วโมง มีอุณหภูมิสูงสุดที่ประมาณ 341.3 เคลวิน ที่เวลา 37 ชั่วโมง อุณหภูมิค่าสุดที่ประมาณ 340.5 เคลวิน ซึ่งมีการแกว่งลดลงจากโครงสร้าง การควบคุม CSOM ก่อนจะกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมที่เวลาประมาณ 38 ชั่วโมง จากการรบกวนด้วยการ

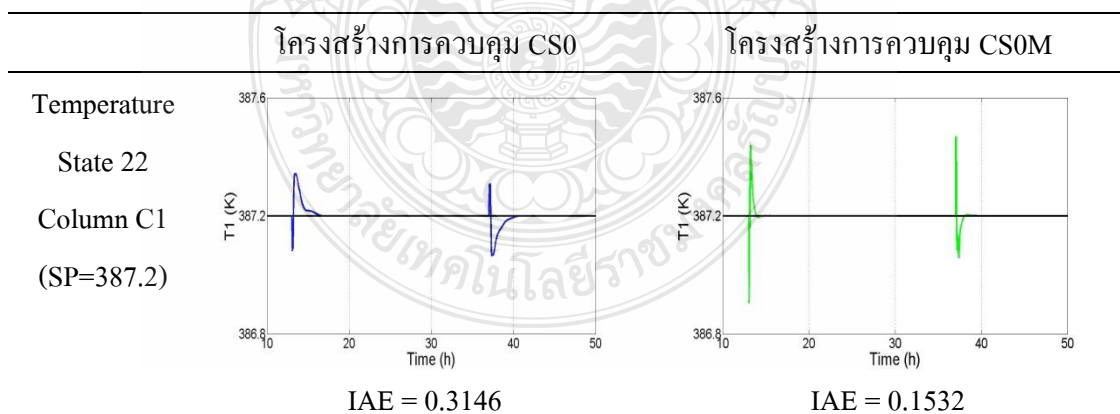
เพิ่มอัตราการไหลอัตราการไหลของกระแสขาเข้ามิลิโอะซีเทตมีผลต่อการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิในหอกลั่นเล็กน้อย ระบบสามารถกำจัดผลการรบกวนได้อย่างรวดเร็ว จากผลการตอบสนองของอัตราการไหลของกระแสขาออกด้านบนหอกลั่นที่ 3 ของโครงการควบคุม CSOM โครงการควบคุมที่ 1 และโครงการควบคุมที่ 2 ที่เวลา 13 ชั่วโมง เมื่อเพิ่มอัตราการไหลของกระแสเมิลิโอะซีเทต ส่งผลให้อัตราการไหลของกระแสขาออกด้านบนหอกลั่นที่ 3 มีค่าลดลงต่ำสุดที่ประมาณ 115 กิโลโมลต่อชั่วโมง ที่เวลา 37 ชั่วโมง เมื่อลดอัตราการไหลของกระแสเมิลิโอะซีเทต ส่งผลให้อัตราการไหลของกระแสขาออกด้านบนหอกลั่นที่ 3 มีค่าเพิ่มขึ้นก่อนจะกลับเข้าสู่เป้าหมายเดิมได้ที่เวลาประมาณ 39 ชั่วโมง ในขณะที่โครงการควบคุมที่ 3 เมื่อเพิ่มอัตราการไหลของกระแสเมิลิโอะซีเทตไม่ส่งผลกระทบต่อให้เกิดการเปลี่ยนแปลงอัตราการไหลของกระแสขาออกด้านบนหอกลั่นที่ 3 เพราะได้ควบคุมอัตราการไหลของกระแสขาออกด้านบนหอกลั่นที่ 3 ด้วยรูปการควบคุมชนิดพีไอ จากผลการตอบสนองขององค์ประกอบบิวทิลโอะซีเทตที่กระแสขาออกด้านบนในหอกลั่นที่ 3 ของโครงการควบคุม CSOM โครงการควบคุมที่ 1 และโครงการควบคุมที่ 2 ที่เวลา 13 ชั่วโมง เมื่อเพิ่มอัตราการไหลของกระแสเมิลิโอะซีเทต ส่งผลให้องค์ประกอบของบิวทิลโอะซีเทตมีค่าลดลงที่ประมาณ 0.096 ที่เวลา 37 ชั่วโมง เมื่อลดอัตราการไหลของกระแสเมิลิโอะซีเทตให้กลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิม ส่งผลให้องค์ประกอบของบิวทิลโอะซีเทตมีค่าเพิ่มขึ้น ก่อนจะกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมในขณะที่โครงการควบคุมที่ 3 ที่เวลา 13 ชั่วโมง เมื่อเพิ่มอัตราการไหลของกระแสเมิลิโอะซีเทตส่งผลให้องค์ประกอบของบิวทิลโอะซีเทตมีค่าเพิ่มขึ้นอย่างมากที่ประมาณ 0.16 และที่เวลา 37 ชั่วโมงเมื่อลดอัตราการไหลของกระแสเมิลิโอะซีเทตให้กลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิม ส่งผลให้องค์ประกอบสารของบิวทิลโอะซีเทตมีค่าลดลง ก่อนจะกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิม ที่เป็นเช่นนี้เพราะไม่ได้ควบคุม Reflux to feed ให้มีค่าคงที่ เมื่ออัตราการไหลของบิวทิลโอะซีเทตลดลงแต่การรีฟลักซ์ยังคงเท่าเดิมทำให้สารมีความเข้มข้นเพิ่มสูงขึ้น จากการใช้พลังงานในหอกลั่นที่ 3 ผลการตอบสนองของโครงการควบคุม CSOM และโครงการควบคุมที่ 1 มีการใช้พลังงานใกล้เคียงกัน ที่เวลา 13 ชั่วโมง มีการใช้พลังงานสูงสุดที่ประมาณ 4,100 กิโลวัตต์ ที่เวลา 37 ชั่วโมง การใช้พลังงานต่ำสุดที่ประมาณ 3,900 กิโลวัตต์ เกิดโอเวอร์ชูตก่อนจะกลับเข้าสู่เป้าหมายเดิมได้ที่เวลาประมาณ 41 ชั่วโมง ในขณะที่โครงการควบคุมที่ 2 ที่เวลา 13 ชั่วโมง มีการใช้พลังงานสูงสุดที่ประมาณ 4,050 กิโลวัตต์ ที่เวลา 37 ชั่วโมง การใช้พลังงานต่ำสุดที่ประมาณ 3,950 กิโลวัตต์ โอเวอร์ชูตลดลงจากเดิมก่อนจะกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายได้เร็วกว่าที่เวลาประมาณ 38 ชั่วโมง แต่โครงการควบคุม

ที่ 3 เมื่อเพิ่มอัตราการไหลของกระแสเมทิลอะซีเตทที่เวลา 13 ชั่วโมง พลังงานที่ใช้ในหอกลั่นที่ 3 ลดลงจากการใช้เดิมอย่างเห็นได้ชัด และเมื่อลดอัตราการไหลของกระแสเมทิลอะซีเตท การใช้พลังงานจะค่อยๆเพิ่มขึ้นและกลับเข้าสู่เป้าหมายที่ใช้เดิมได้ที่เวลาประมาณ 50 ชั่วโมง ที่เป็นเช่นนี้เพราะไม่ได้กำหนด Ratio to feed ให้คงที่ เมื่ออัตราการไหลของบิวทิลอะซีเตทลดลง ทำให้พลังงานที่ใช้ในหอกลั่นที่ 3 ลดลงด้วยจากการกำหนดอัตราส่วนระหว่างพลังงานที่ใช้ในหอกลั่นกับอัตราการไหลก่อนเข้าหอกลั่นให้มีค่าคงที่ จะเห็นว่าเมื่อรบกวนกระบวนการด้วยการเปลี่ยนอัตราการไหลของกระแสป้อนนั้น เป็นการส่งผลกระทบต่อพลังงานที่ใช้ในหอกลั่นที่ 3 อย่างมาก จากการควบคุมระดับของเหลวในเครื่องปฏิกรณ์ ผลการตอบสนองของโครงสร้างการควบคุม CSOM แสดงให้เห็นว่าที่เวลา 13 ชั่วโมง ระดับของเหลวเพิ่มขึ้นและไม่สามารถกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมได้ จนเมื่อลดอัตราการไหลของกระแสป้อนให้กลับเข้าสู่ค่าเริ่มต้นที่เวลา 37 ชั่วโมง ระดับของเหลวสามารถกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมที่เวลาประมาณ 37.1 ชั่วโมง ในขณะที่โครงสร้างการควบคุมที่ได้ออกแบบใหม่ทั้ง 3 โครงสร้างที่เวลา 13 ชั่วโมง ระดับของเหลวเพิ่มขึ้นสูงสุดประมาณ 1.49 เมตร และสามารถกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมได้ที่เวลา 13.2 ชั่วโมง และเมื่อลดอัตราการไหลของกระแสป้อนที่เวลา 37 ชั่วโมง ระดับของเหลวจึงลดลงต่ำสุดประมาณ 1.3 เมตร และสามารถกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายได้เช่นเดิมที่เวลาประมาณ 37.2 ชั่วโมง ที่เป็นเช่นนี้เพราะควบคุมระดับของเหลวในเครื่องปฏิกรณ์ด้วยรูปการควบคุมชนิดพีไอ จากการควบคุมระดับของเหลวรีฟลักซ์ในหอกลั่นที่ 2 ผลการตอบสนองของโครงสร้างการควบคุม CSOM โครงสร้างการควบคุมที่ 1 และโครงสร้างการควบคุมที่ 2 มีโอเวอร์ชูตใกล้เคียงกัน ที่เวลา 13 ชั่วโมง เมื่อเพิ่มอัตราการไหลของกระแสเมทิลอะซีเตท ส่งผลให้ระดับของเหลวรีฟลักซ์ในหอกลั่นที่ 2 เพิ่มสูงขึ้นที่ประมาณ 1.8 เมตรแต่โครงสร้างการควบคุมที่ 3 เมื่อเพิ่มอัตราการไหลของกระแสเมทิลอะซีเตท ส่งผลให้ระดับของเหลวรีฟลักซ์ในหอกลั่นที่ 2 เพิ่มสูงขึ้นจากเดิมอย่างเห็นได้ชัดที่ประมาณ 3.3 เมตร เนื่องมาจากควบคุมอัตราการไหลของกระแสขาออกด้านบนหอกลั่นที่ 3 ด้วยตัวควบคุมชนิดพีไอ ทำให้อัตราการไหลของกระแสขาออกด้านบนหอกลั่นที่ 3 สามารถกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมได้ แต่อัตราการไหลของกระแสขาออกด้านบนหอกลั่นที่ 3 นี้จะต้องนำกลับไปเป็นกระแสป้อนกลับเข้าสู่ระบบใหม่เช่นเดียวกับอัตราการไหลของกระแสขาออกด้านบนหอกลั่นที่ 2 ซึ่งได้กำหนดให้อัตราส่วนคงที่ดังนั้น เมื่อเพิ่มอัตราการไหลของกระแสขาเข้าเมทิลอะซีเตท ทำให้ของเหลวรีฟลักซ์ในหอกลั่นที่ 2 ไม่สามารถไหลออกได้ จึงเพิ่มระดับสูงขึ้น และได้ลดระดับลงเมื่อลดอัตราการไหลของกระแสขาเข้าเมทิลอะซีเตท จากการควบคุมระดับของเหลวในรีฟลักซ์

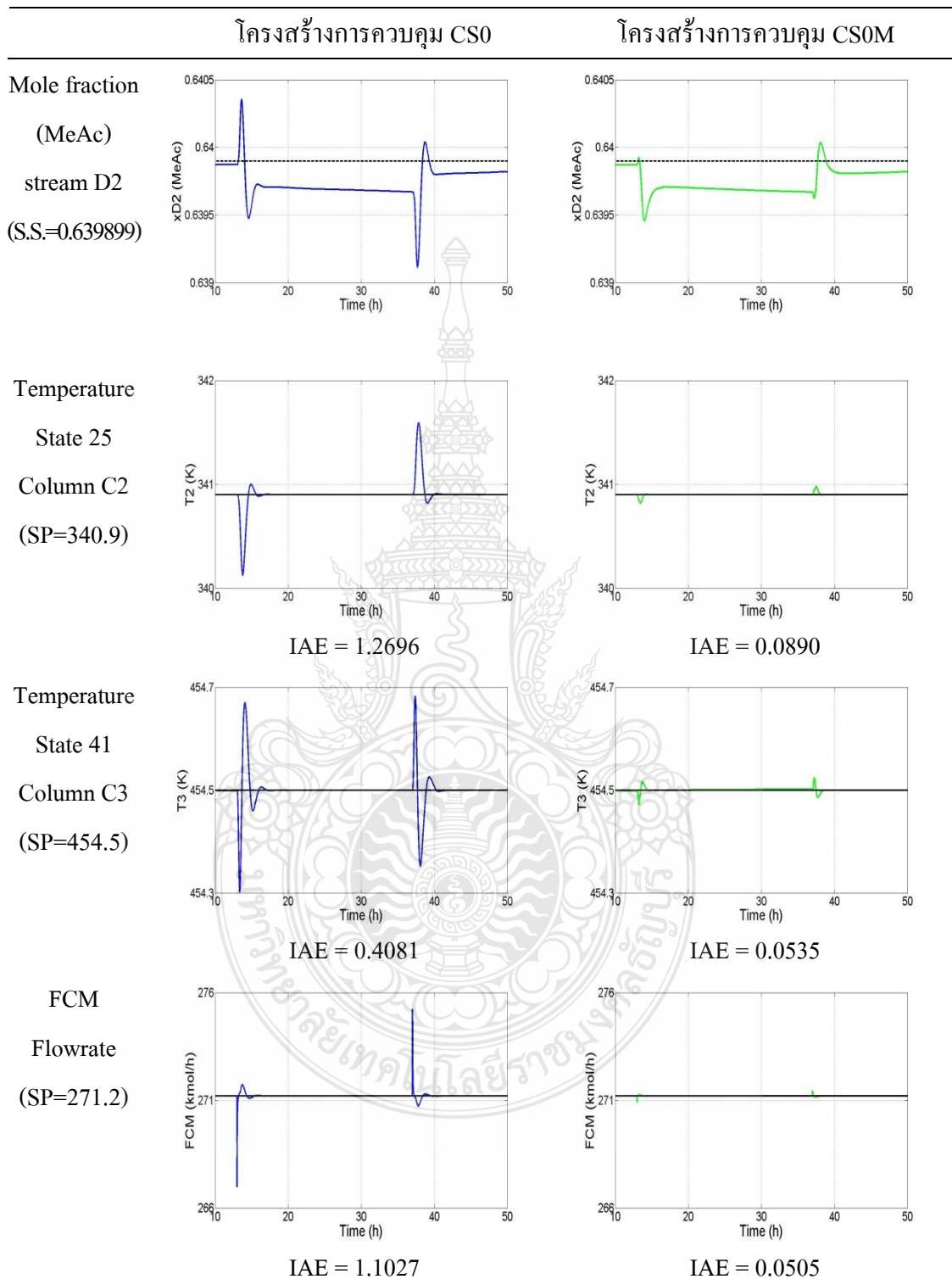
ของหอกลั่นที่ 3 ผลการตอบสนองของ โครงสร้างการควบคุม CS0M โครงสร้างการควบคุม CS1 และ โครงสร้างการควบคุม CS2 มีโอเวอร์ชูตใกล้เคียงกัน ที่เวลา 13 ชั่วโมง เมื่อเพิ่มอัตราการไหลของกระแสเมทิลอะซีเตท ส่งผลทำให้ระดับของเหลวในรีฟลักซ์ในหอกลั่นที่ 2 ลดลงที่ประมาณ 2.05 เมตร แต่โครงสร้างการควบคุม CS3 แทบจะไม่มีของเหลวในรีฟลักซ์เลย เนื่องมาจากไม่ได้กำหนด Ratio to feed สารก่อนเข้าหอกลั่นให้คงที่ แต่ควบคุมอัตราการไหลของกระแสขาออก ดังนั้นของเหลวในรีฟลักซ์จึงน้อยเมื่อเทียบกับของเหลวที่ออกไป

4.3.3 ผลการตอบสนองจากการรบกวนองค์ประกอบของสารขาเข้าของกระแสน้ำแบบขั้นบันได ขณะระบบคงที่ที่เวลา 13 ชั่วโมง ทำการเพิ่มองค์ประกอบสารของเมทิลอะซีเตทขาเข้าของกระแสน้ำจากเริ่มต้น 0.6 เป็น 0.7 และลดองค์ประกอบสารของเมทานอลขาเข้าของกระแสน้ำจากเริ่มต้น 0.4 เป็น 0.3 ขณะระบบคงที่ที่เวลา 37 ชั่วโมง ทำการลดองค์ประกอบสารของเมทิลอะซีเตทขาเข้าของกระแสน้ำจากเริ่มต้น 0.7 เป็น 0.6 และเพิ่มองค์ประกอบสารของเมทานอลขาเข้าของกระแสน้ำจากเริ่มต้น 0.4 เป็น 0.3 ใช้เวลาในการทดลอง 50 ชั่วโมง เปรียบเทียบระหว่างเส้นที่สีน้ำเงินแสดงผลการตอบสนองของโครงสร้างการควบคุม CS0 กับเส้นที่สีเขียวแสดงผลการตอบสนอง โครงสร้างการควบคุม CS0M โดยเส้นที่สีน้ำเงินแสดงค่าเป้าหมาย และเส้นประสีน้ำเงินแสดงค่าที่สภาวะคงตัว ดังแสดงในตารางที่ 4.6

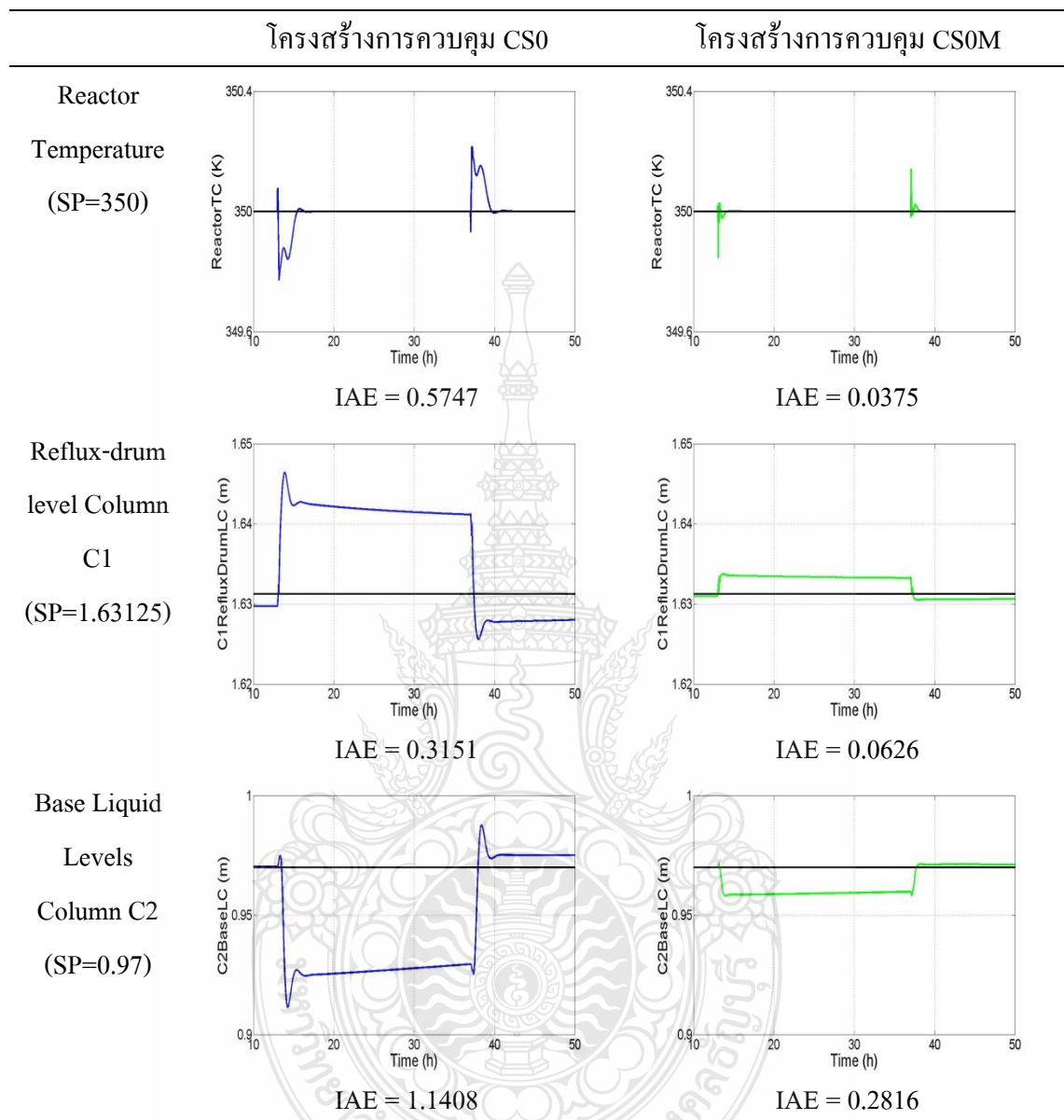
ตารางที่ 4.6 ผลการรบกวนองค์ประกอบของสารขาเข้าของกระแสน้ำแบบขั้นบันได



ตารางที่ 4.6 ผลการรบกวนองค์ประกอบของสารขาเข้าของกระแสนอนแบบขั้นบันได (ต่อ)



ตารางที่ 4.6 ผลการควบคุมองค์ประกอบของสารขาเข้าของกระแสป้อนแบบขั้นบันได (ต่อ)



จากตารางที่ 4.6 การควบคุมอุณหภูมิของชั้น 22 ในหอกลั่นที่ 1 พบว่าผลการตอบสนองของโครงสร้างการควบคุม CS0 ที่เวลา 13 ชั่วโมง มีค่าอุณหภูมิสูงสุดที่ประมาณ 387.3 เคลวิน ที่เวลา 37 ชั่วโมง อุณหภูมิต่ำสุดที่ประมาณ 387 เคลวิน ก่อนจะกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมที่เวลาประมาณ 40.5 ชั่วโมง และโครงสร้างการควบคุม CS0M ที่เวลา 13 ชั่วโมง มีอุณหภูมิสูงสุดที่ประมาณ 387.4 เคลวิน ที่เวลา 37 ชั่วโมง อุณหภูมิต่ำสุดที่ประมาณ 386.7 เคลวิน ก่อนจะกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมได้เร็วกว่าที่เวลาประมาณ

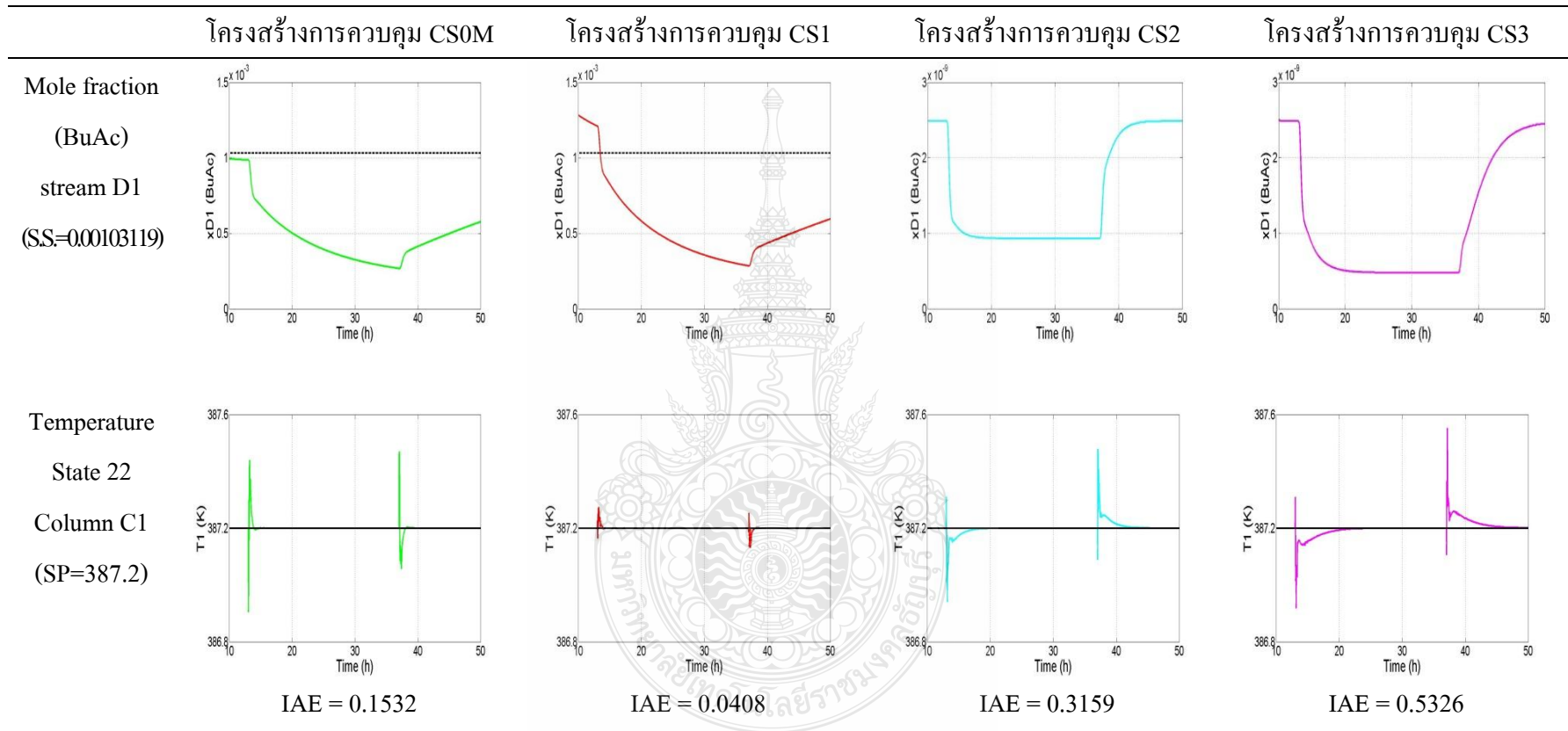
40.5 ชั่วโมง จากผลการตอบสนองขององค์ประกอบของเมทิลอะซิเตทที่กระแสขาออกด้านบนหอกลั่น
ที่ 2 ผลการตอบสนองของโครงสร้างการควบคุม CS0 ที่เวลา 13 ชั่วโมง องค์ประกอบของเมทิลอะซิเตท
สูงสุดที่ประมาณ 0.6403 ที่เวลา 37 ชั่วโมง องค์ประกอบของเมทิลอะซิเตทต่ำสุดที่ประมาณ 0.6392
ก่อนจะกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมที่เวลาประมาณ 40 ชั่วโมง ในขณะที่โครงสร้างการควบคุม CSOM ที่
เวลา 13 ชั่วโมง องค์ประกอบของเมทิลอะซิเตทต่ำสุดที่ประมาณ 0.6395 ที่เวลา 37 ชั่วโมง องค์ประกอบ
ของเมทิลอะซิเตทสูงสุดที่ประมาณ 0.64 ซึ่งมีโอเวอร์ชูตลดลงจากเดิมอย่างเห็นได้ชัด และสามารถกลับ
เข้าสู่ค่าเป้าหมายได้เร็วกว่าเดิมที่เวลาประมาณ 40 ชั่วโมง จากการควบคุมอุณหภูมิของชั้น 25 ในหอ
กลั่นที่ 2 ผลการตอบสนองของโครงสร้างการควบคุม CS0 แสดงให้เห็นว่าที่เวลา 13 ชั่วโมง มีอุณหภูมิ
ต่ำสุดที่ประมาณ 340.2 เคลวิน ที่เวลา 37 ชั่วโมง อุณหภูมิสูงสุดที่ประมาณ 341.6 เคลวิน ก่อนจะกลับ
เข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมที่เวลาประมาณ 41 ชั่วโมง ในขณะที่โครงสร้างการควบคุม CSOM ที่เวลา 13 ชั่วโมง
อุณหภูมิต่ำสุดที่ประมาณ 340.8 เคลวิน ที่เวลา 37 ชั่วโมง อุณหภูมิสูงสุดที่ประมาณ 341 เคลวิน ซึ่งมีโอ
เวอร์ชูตลดลงจากเดิมอย่างเห็นได้ชัด และสามารถกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมได้เร็วกว่าที่เวลาประมาณ
38 ชั่วโมง จากการควบคุมอุณหภูมิของชั้น 41 ในหอกลั่นที่ 3 ผลการตอบสนองของโครงสร้างการควบคุม
CS0 แสดงให้เห็นว่าที่เวลา 13 ชั่วโมง มีอุณหภูมิต่ำสุดที่ประมาณ 454.3 เคลวิน ที่เวลา 37 ชั่วโมง ค่า
อุณหภูมิที่ประมาณ 454.69 เคลวิน ก่อนจะกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมที่เวลาประมาณ 41 ชั่วโมง ในขณะที่
โครงสร้างการควบคุม CSOM ที่เวลา 13 ชั่วโมง อุณหภูมิต่ำสุดที่ประมาณ 454.48 เคลวิน ที่เวลา 37 ชั่วโมง
อุณหภูมิที่ประมาณ 454.51 เคลวิน ซึ่งมีโอเวอร์ชูตลดลงจากเดิมอย่างเห็นได้ชัด และสามารถกลับเข้า
สู่ค่าเป้าหมายเดิมได้เร็วกว่าที่เวลาประมาณ 39 ชั่วโมง จากการควบคุมอัตราการไหลของแสมเมทิลอะซิ
เตทรวม ผลการตอบสนองของโครงสร้างการควบคุม CS0 แสดงให้เห็นว่าที่เวลา 13 ชั่วโมง มีอัตรา
การไหลต่ำสุดที่ประมาณ 267 กิโลโมลต่อชั่วโมง ที่เวลา 37 ชั่วโมง อัตราการไหลสูงสุดที่ประมาณ 275
กิโลโมลต่อชั่วโมง ก่อนจะกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมที่เวลาประมาณ 39 ชั่วโมง ในขณะที่โครงสร้างการ
ควบคุม CSOM ที่เวลา 13 ชั่วโมง อัตราการไหลต่ำสุดที่ประมาณ 271 กิโลโมลต่อชั่วโมง ที่เวลา 37 ชั่วโมง
อัตราการไหลสูงสุดที่ประมาณ 271.5 กิโลโมลต่อชั่วโมง ซึ่งมีค่าการแกว่งลดลงจากเดิมอย่างเห็นได้
ชัด และสามารถกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายได้เร็วกว่าเดิมที่เวลาประมาณ 38 ชั่วโมง จากการควบคุมอุณหภูมิ
ในเครื่องปฏิกรณ์ ผลการตอบสนองของโครงสร้างการควบคุม CS0 แสดงให้เห็นว่าที่เวลา 13 ชั่วโมง มี
อุณหภูมิต่ำสุดที่ประมาณ 349.75 เคลวิน ที่เวลา 37 ชั่วโมง อุณหภูมิสูงสุดที่ประมาณ 350.2 เคลวิน ก่อน

จะกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมที่เวลาประมาณ 41 ชั่วโมง ในขณะที่โครงสร้างการควบคุม CSOM ที่เวลา 13 ชั่วโมง อุณหภูมิต่ำสุดที่ประมาณ 349.8 เคลวิน ที่เวลา 37 ชั่วโมง อุณหภูมิสูงสุดที่ประมาณ 350.2 เคลวิน ซึ่งมีโอเวอร์ชูตลดลงจากเดิมอย่างเห็นได้ชัด และสามารถกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายได้เร็วกว่าเดิมที่เวลาประมาณ 38.5 ชั่วโมง จากการควบคุมระดับของเหลวรีฟลักซ์ในหอกถันที่ 1 ผลการตอบสนองของโครงสร้างการควบคุม CSO แสดงให้เห็นว่าที่เวลา 13 ชั่วโมง มีระดับของเหลวสูงสุดที่ประมาณ 1.647 เมตร ที่เวลา 37 ชั่วโมง ระดับของเหลวต่ำสุดที่ประมาณ 1.625 เมตร ก่อนจะกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมที่เวลาประมาณ 40 ชั่วโมง ในขณะที่โครงสร้างการควบคุม CSOM ที่เวลา 13 ชั่วโมง ระดับของเหลวสูงสุดที่ประมาณ 1.634 เมตร ที่เวลา 37 ชั่วโมง ระดับของเหลวเพิ่มขึ้นและสามารถกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายได้เร็วกว่าเดิมที่เวลาประมาณ 38 ชั่วโมง จากการควบคุมระดับของเหลวในหม้อต้มซ้ำหอกถันที่ 2 ผลการตอบสนองของโครงสร้างการควบคุม CSO แสดงให้เห็นว่าที่เวลา 13 ชั่วโมง มีระดับของเหลวต่ำสุดที่ประมาณ 0.92 เมตร ที่เวลา 37 ชั่วโมง ระดับของเหลวสูงสุดที่ประมาณ 0.98 เมตร ก่อนจะกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมที่เวลาประมาณ 40 ชั่วโมง ในขณะที่โครงสร้างการควบคุม CSOM ที่เวลา 13 ชั่วโมง ระดับของเหลวต่ำสุดที่ประมาณ 0.96 เมตร ที่เวลา 37 ชั่วโมง ระดับของเหลวเพิ่มขึ้นและสามารถกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายได้เร็วกว่าเดิมที่เวลาประมาณ 38 ชั่วโมง

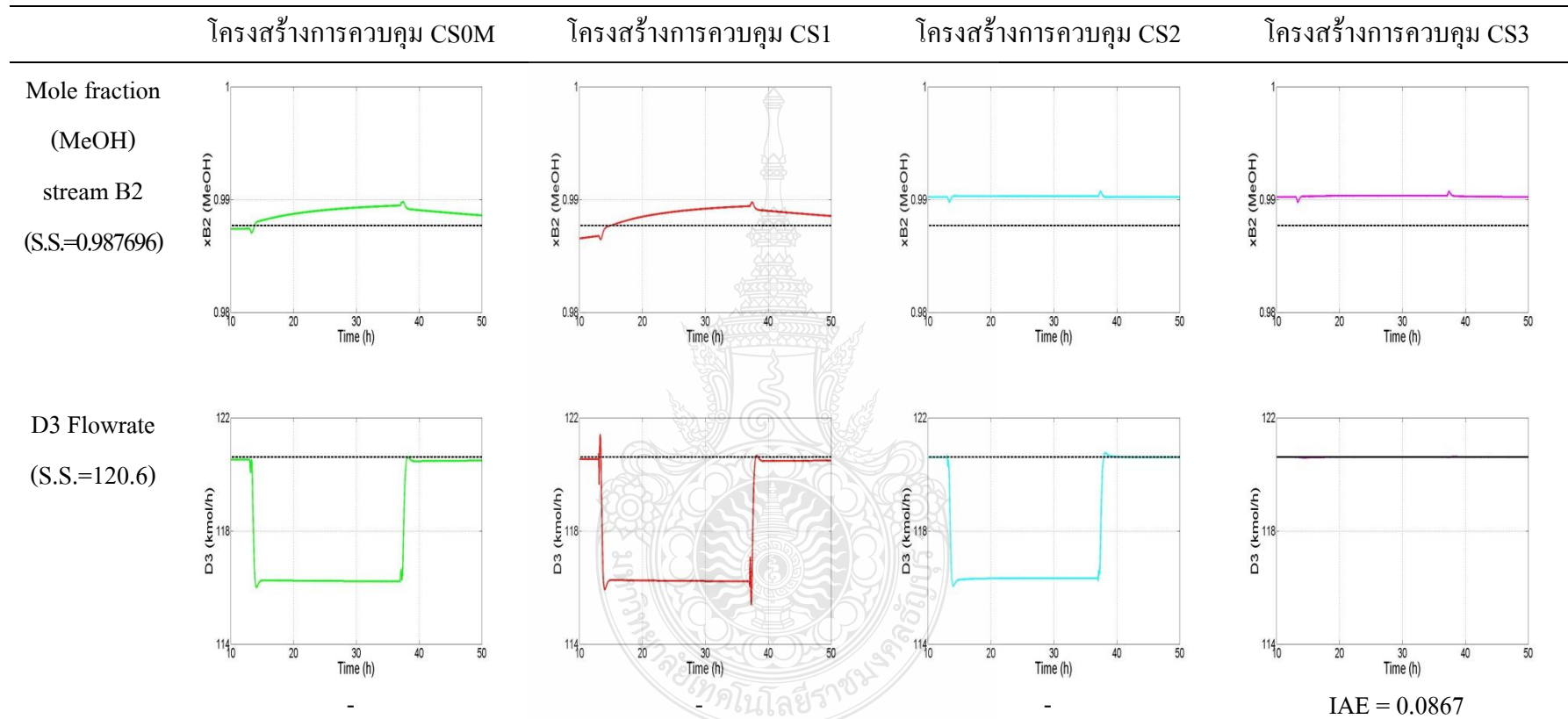
จากผลการตอบสนอง โดยการรบกวนองค์ประกอบของสารขาเข้าของกระแสน้ำแบบขั้นบันได พบว่า โครงสร้างการควบคุม CSOM ให้ผลการตอบสนองที่ดีกว่าโครงสร้างการควบคุม CSO จึงได้ใช้โครงสร้างการควบคุม CSOM เป็นโครงสร้างการควบคุมพื้นฐานในการนำมาเปรียบเทียบผลการตอบสนองกับโครงสร้างการควบคุมใหม่ คือ โครงสร้างการควบคุมที่ 1 โครงสร้างการควบคุมที่ 2 และโครงสร้างการควบคุมที่ 3

4.3.4 ผลการตอบสนองจากการรบกวนองค์ประกอบของสารขาเข้าของกระแสน้ำแบบขั้นบันได เปรียบเทียบระหว่างเส้นทึบสีเขียวแสดงผลการตอบสนองของโครงสร้างการควบคุม CSOM กับโครงสร้างการควบคุมใหม่ ประกอบด้วยเส้นทึบสีแดงแสดงผลการตอบสนองของโครงสร้างการควบคุม CS1 เส้นทึบสีฟ้าแสดงผลการตอบสนองโครงสร้างการควบคุม CS2 และเส้นทึบสีชมพูแสดงผลการตอบสนองโครงสร้างการควบคุม CS3 โดยเส้นทึบสีดำแสดงค่าเป้าหมาย และเส้นประสีดำแสดงค่าที่สภาวะคงตัว ดังแสดงในตารางที่ 4.7

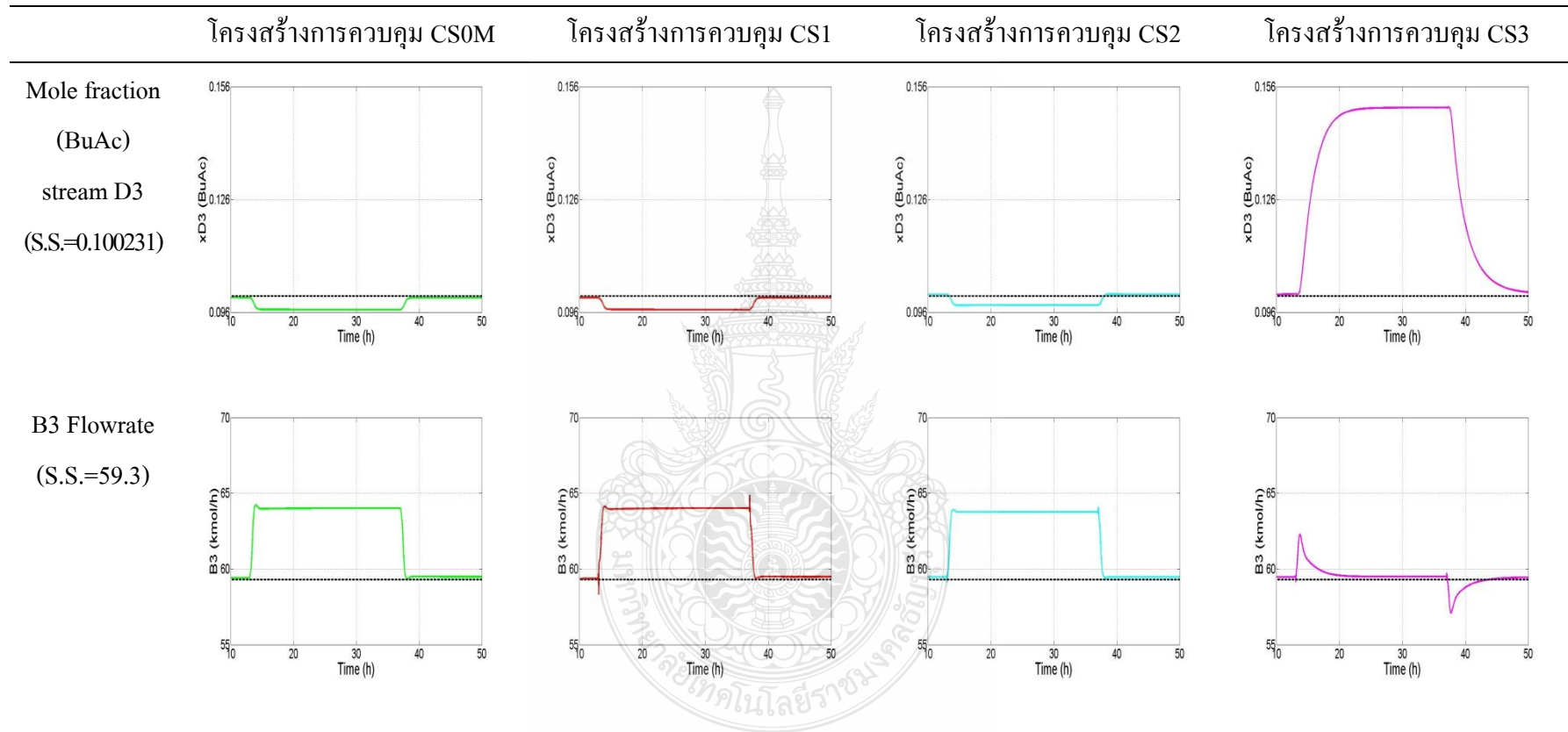
ตารางที่ 4.7 ผลการรบกวนองค์ประกอบของสารขาเข้าของกระแสป้อนแบบขั้นบันได



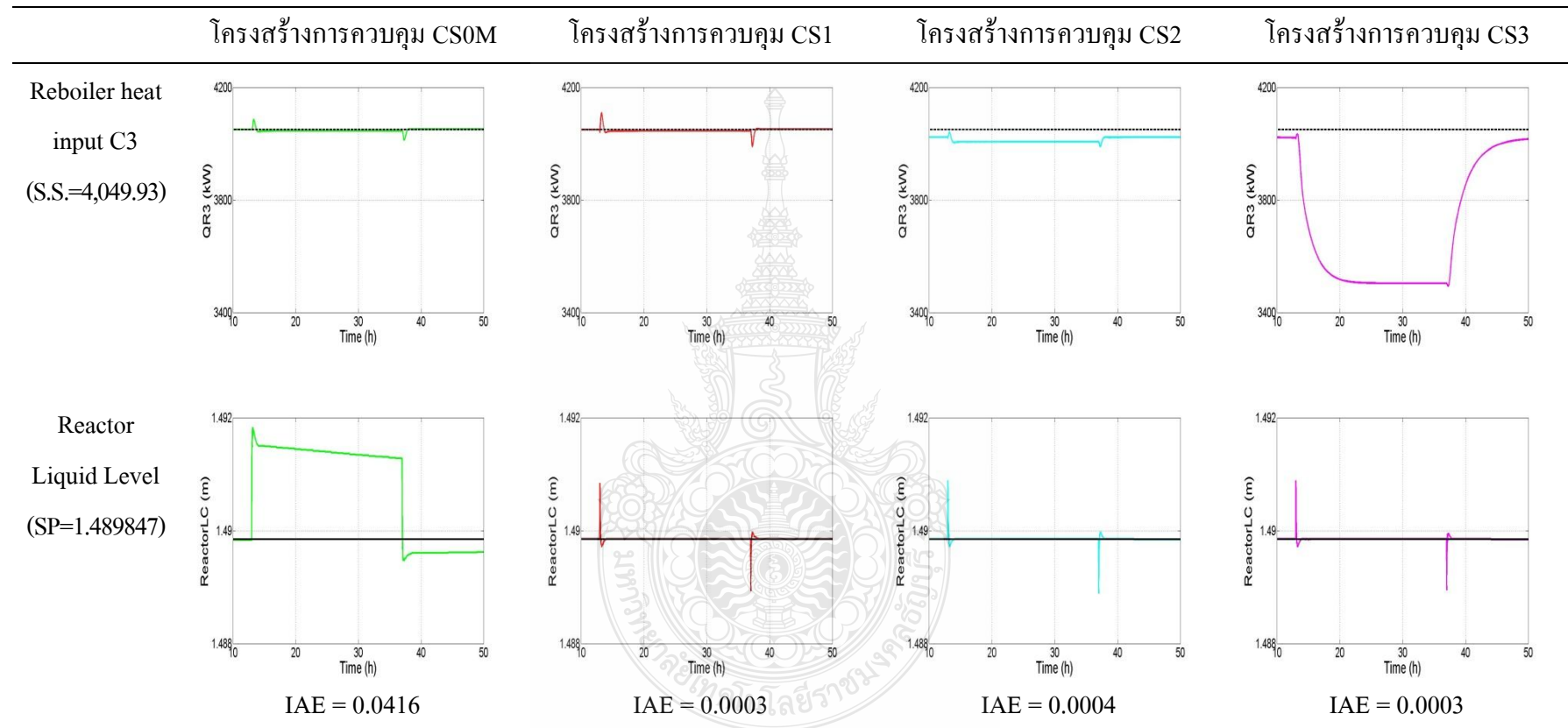
ตารางที่ 4.7 ผลการรบกวนองค์ประกอบของสารขาเข้าของกระแสป้อนแบบขั้นบันได (ต่อ)



ตารางที่ 4.7 ผลการรบกวนองค์ประกอบของสารขาเข้าของกระแสป้อนแบบขั้นบันได (ต่อ)



ตารางที่ 4.7 ผลการรบกวนองค์ประกอบของสารขาเข้าของกระแสนแบบขั้นบันได (ต่อ)



จากตารางที่ 4.7 จากผลการตอบสนองขององค์ประกอบของบิวทิลอะซีเตทที่กระแสขาออก ด้านบนในหอกลันที่ 1 ของโครงสร้างการควบคุม CSOM และโครงสร้างการควบคุมที่ 1 ตั้งแต่เริ่มการทดสอบกระบวนการ โดยที่ยังไม่ได้รับกวนกระบวนการ องค์ประกอบของบิวทิลอะซีเตทที่กระแสขาออกด้านบนในหอกลันที่ 1 จะค่อยๆลดต่ำลงและเมื่อเพิ่มอัตราการไหลของกระแสขาเข้าเมทิลอะซีเตท ทำให้องค์ประกอบของบิวทิลอะซีเตทยิ่งลดต่ำลง จนกระทั่งเมื่อลดอัตราการไหลของกระแสขาเข้าเมทิลอะซีเตท สารจึงค่อยๆเพิ่มขึ้น แต่ไม่สามารถกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมได้ ซึ่งต่างจากโครงสร้างการควบคุมที่ 2 องค์ประกอบของบิวทิลอะซีเตทของกระแสขาออกด้านบนในหอกลันที่ 1 สามารถกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมได้ที่เวลาประมาณ 47 ชั่วโมง โดยการควบคุมอุณหภูมิที่ชั้น 7 ในหอกลันที่ 1 ซึ่งมีการกำหนด Ratio to feed ของหอกลันที่ 1 เป็นตัวแปรปรับ ทำให้บิวทิลอะซีเตทที่ได้จากการกลั่นแยกมีค่าคงที่จนกระทั่งลดอัตราการไหลของกระแสขาเข้าเมทิลอะซีเตท องค์ประกอบของบิวทิลอะซีเตทจึงกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมได้ จากการควบคุมอุณหภูมิของชั้น 22 ในหอกลันที่ 1 พบว่า ผลการตอบสนองของโครงสร้างการควบคุม CSOM โครงสร้างการควบคุมที่ 2 และโครงสร้างการควบคุมที่ 3 มีโอเวอร์ชูตใกล้เคียงกันที่เวลา 13 ชั่วโมง มีอุณหภูมิต่ำสุดที่ประมาณ 386.9 เคลวิน ที่เวลา 37 ชั่วโมง อุณหภูมิสูงสุดที่ประมาณ 387.5 เคลวิน แต่โครงสร้างการควบคุมที่ CSOM สามารถกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมได้เร็วกว่าที่เวลาประมาณ 38 ชั่วโมง ในขณะที่โครงสร้างการควบคุมที่ 1 ที่เวลา 13 ชั่วโมง อุณหภูมิสูงสุดที่ประมาณ 387.3 เคลวิน ที่เวลา 37 ชั่วโมง อุณหภูมิต่ำสุดที่ประมาณ 387.1 เคลวิน โอเวอร์ชูตลดลงจากเดิมอย่างเห็นได้ชัด และสามารถกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมได้เร็วกว่าที่เวลาประมาณ 37.5 ชั่วโมง ในขณะที่โครงสร้างการควบคุมที่ 2 และโครงสร้างการควบคุมที่ 3 ที่มีการควบคุมอุณหภูมิที่ชั้น 7 ในหอกลันที่ 1 เมื่อรบกวนระบบด้วยการเพิ่มองค์ประกอบของเมทิลอะซีเตท ทำให้ปริมาณสารที่ทำปฏิกิริยาเพิ่มมากขึ้น สารที่ป้อนเข้าสู่หอกลันที่ 1 จึงเพิ่มมากขึ้นด้วย ทำให้เมื่อควบคุมอุณหภูมิที่ชั้น 7 ในหอกลันที่ 1 โดยมีการกำหนด Reflux to feed ของหอกลันที่ 1 เป็นตัวแปรปรับจึงส่งผลกระทบต่อลูปควบคุมนี้ในโครงสร้างที่ 2 และโครงสร้างที่ 3 จากผลการตอบสนองขององค์ประกอบของเมทานอลที่กระแสขาออกด้านล่างของหอกลันที่ 2 พบว่าโครงสร้างการควบคุม CSOM และโครงสร้างการควบคุมที่ 1 โดยตั้งแต่เริ่มการทดสอบกระบวนการ โดยที่ยังไม่ได้รับกวนกระบวนการ องค์ประกอบของเมทานอลที่กระแสขาออกด้านล่างในหอกลันที่ 2 จะค่อยๆเพิ่มขึ้นและเมื่อเพิ่มองค์ประกอบของเมทิลอะซีเตท และลดองค์ประกอบของเมทานอลลงทำให้องค์ประกอบของ

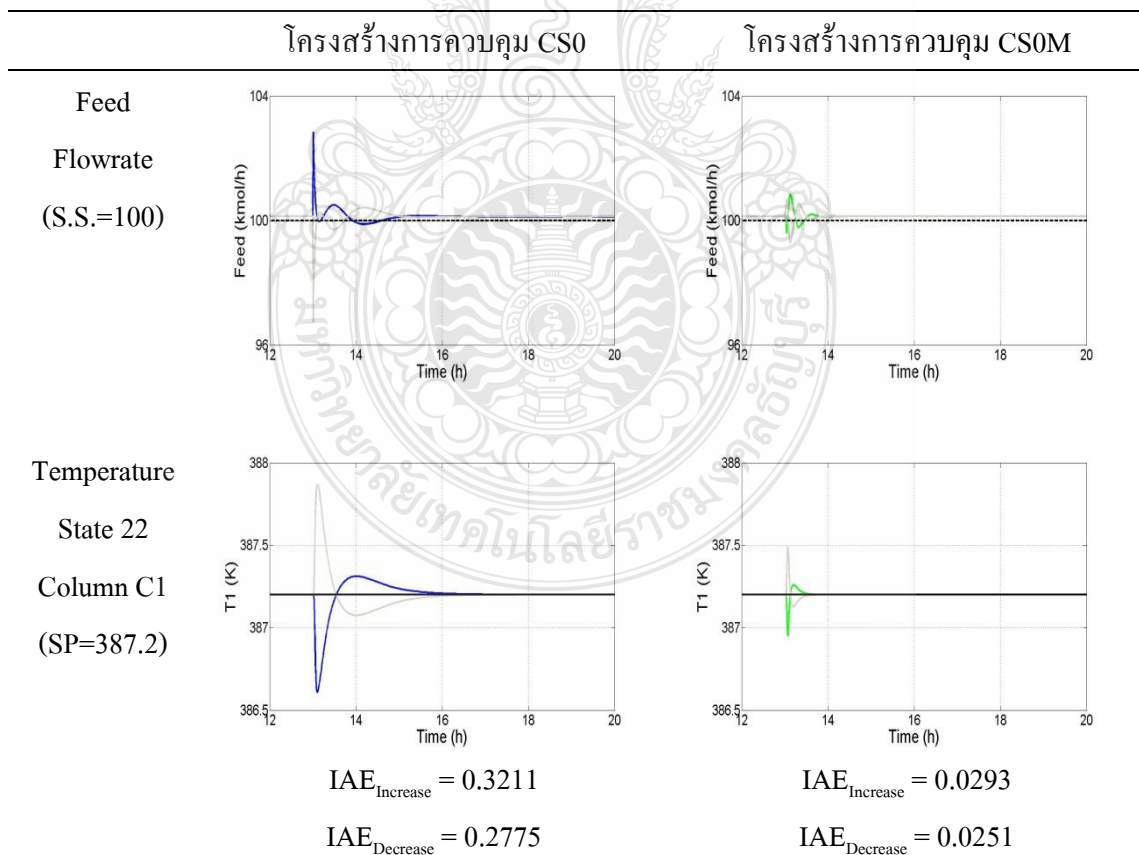
เมทานอลเพิ่มขึ้นเรื่อยๆและไม่สามารถกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมได้ ในขณะที่โครงสร้างการควบคุมที่ 2 องค์ประกอบของเมทานอลที่กระแสขาออกด้านล่างในหอกลั่นที่ 2 สามารถกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมได้ทันที ผลสืบเนื่องมาจากการควบคุมอุณหภูมิที่ชั้น 7 ในหอกลั่นที่ 1 ซึ่งมีการกำหนด Reflux to feed ของหอกลั่นที่ 1 เป็นตัวแปรปรับ ทำให้เมทานอลที่ได้จากการกลั่นแยกในหอกลั่นที่ 1 มีค่าคงที่ไม่เกิดความแปรปรวนและสามารถกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมได้ จากผลการตอบสนองของอัตราการไหลของกระแสขาออกด้านบนหอกลั่นที่ 3 พบว่าที่เวลา 13 ชั่วโมง ผลการตอบสนองของโครงสร้างการควบคุม CSOM โครงสร้างการควบคุมที่ 1 และโครงสร้างการควบคุมที่ 2 เมื่อเพิ่มองค์ประกอบของเมทิลอะซิเตทในกระแสป้อน ส่งผลให้อัตราการไหลของกระแสขาออกด้านบนหอกลั่นที่ 3 มีค่าลดลงต่ำสุดประมาณ 116 กิโลโมลต่อชั่วโมง ที่เวลา 37 ชั่วโมง เมื่อลดองค์ประกอบของเมทิลอะซิเตทในกระแสป้อน ส่งผลให้อัตราการไหลของกระแสขาออกด้านบนหอกลั่นที่ 3 มีค่าเพิ่มขึ้นก่อนจะกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมได้ใช้เวลาประมาณ 39 ชั่วโมง ในขณะที่โครงสร้างการควบคุมที่ 3 เมื่อทำการเพิ่มองค์ประกอบของเมทิลอะซิเตทในกระแสป้อน แต่ไม่ได้ส่งผลต่อการเปลี่ยนแปลงอัตราการไหลของกระแสขาออกด้านบนหอกลั่นที่ 3 เพราะได้ควบคุมอัตราการไหลของกระแสขาออกด้านบนหอกลั่นที่ 3 ด้วยรูปการควบคุมชนิดพีไอ จากผลการตอบสนองขององค์ประกอบของบิวทิลอะซิเตทที่กระแสขาออกด้านบนของหอกลั่นที่ 3 พบว่าโครงสร้างการควบคุม CSOM โครงสร้างการควบคุมที่ 1 และโครงสร้างการควบคุมที่ 2 ที่เวลา 13 ชั่วโมง เมื่อเพิ่มองค์ประกอบของเมทิลอะซิเตทในกระแสป้อน ส่งผลให้องค์ประกอบของบิวทิลอะซิเตทมีค่าลดลงที่ประมาณ 0.096 ที่เวลา 37 ชั่วโมง เมื่อทำการเพิ่มองค์ประกอบของเมทิลอะซิเตทในกระแสป้อน ส่งผลให้องค์ประกอบของบิวทิลอะซิเตทมีค่าเพิ่มขึ้นก่อนจะกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิม ในขณะที่โครงสร้างการควบคุมที่ 3 ที่เวลา 13 ชั่วโมง เมื่อทำการเพิ่มองค์ประกอบของเมทิลอะซิเตทในกระแสป้อนส่งผลให้องค์ประกอบสารของบิวทิลอะซิเตทมีค่าเพิ่มขึ้นอย่างมากที่ประมาณ 0.146 ที่เวลา 37 ชั่วโมง เมื่อลดองค์ประกอบของเมทิลอะซิเตทในกระแสป้อนให้กลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิม ส่งผลทำให้องค์ประกอบสารของบิวทิลอะซิเตทมีค่าลดลง ก่อนจะกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมได้ ที่เป็นเช่นนั้นเพราะไม่ได้กำหนดให้ค่าของ Reflux to feed คงที่ และเมื่ออัตราการไหลของบิวทิลอะซิเตทลดลงแต่การรีฟลักซ์ยังคงเท่าเดิมทำให้บิวทิลอะซิเตทมีความเข้มข้นเพิ่มสูงขึ้น จากผลการตอบสนองของอัตราการไหลของกระแสด้านล่างหอกลั่นที่ 3 พบว่าโครงสร้างการควบคุม CSOM โครงสร้างการควบคุมที่ 1 และโครงสร้างการควบคุมที่ 2 เมื่อเพิ่มองค์ประกอบ

ของเมทิลอะซีเตทในกระแสน้ำที่เวลา 13 ชั่วโมง ส่งผลให้อัตราการไหลของกระแสขาออกด้านล่าง หอกลันที่ 3 มีค่าเพิ่มขึ้นประมาณ 64 กิโลโมลต่อชั่วโมง ที่เวลา 37 ชั่วโมง เมื่อลดองค์ประกอบของ เมทิลอะซีเตทในกระแสน้ำ ส่งผลให้อัตราการไหลของกระแสขาออกด้านบนหอกลันที่ 3 มีค่าลดลง ก่อนจะกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมได้ที่เวลาประมาณ 38 ชั่วโมง ที่เป็นเช่นนี้เนื่องจากมีเมทิลอะซีเตท คงเหลืออยู่ในกระบวนการจากการทำปฏิกิริยา ส่งผลให้ปริมาณบิวทิลอะซีเตทเพิ่มมากขึ้น แต่อัตรา การไหลของเมทิลอะซีเตทมีค่าคงที่ ในขณะที่โครงสร้างการควบคุมที่ 3 ไม่ได้มีการกำหนด Reflux to feed ให้คงที่ เมื่อเพิ่มองค์ประกอบของสารขาเข้าทำให้อัตราการไหลเพิ่มขึ้นและกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมาย เดิม จากผลการตอบสนองการใช้พลังงานในหอกลันที่ 3 ของโครงสร้างการควบคุม CSOM โครงสร้าง การควบคุมที่ 1 และโครงสร้างการควบคุมที่ 2 มีการใช้พลังงานใกล้เคียงกัน ที่เวลา 13 ชั่วโมง มีการ ใช้พลังงานสูงสุดที่ประมาณ 4,100 กิโลวัตต์ และที่เวลา 37 ชั่วโมง มีการใช้พลังงานต่ำสุดที่ประมาณ 3,900 กิโลวัตต์ เกิดโอเวอร์ชูตก่อนจะกลับเข้าสู่เป้าหมายเดิมได้ที่เวลาประมาณ 41 ชั่วโมง ในขณะที่ โครงสร้างการควบคุมที่ 1 ที่เวลา 13 ชั่วโมง มีการใช้พลังงานสูงสุดที่ประมาณ 4,100 กิโลวัตต์ ที่เวลา 37 ชั่วโมง การใช้พลังงานต่ำสุดที่ประมาณ 3,950 กิโลวัตต์ โอเวอร์ชูตลดลงจากเดิมก่อนจะกลับเข้าสู่ ค่าเป้าหมายเดิมได้ที่เวลาประมาณ 38 ชั่วโมง แต่โครงสร้างการควบคุมที่ 3 เมื่อเพิ่มองค์ประกอบของ เมทิลอะซีเตทในกระแสน้ำที่เวลา 13 ชั่วโมง พลังงานที่ใช้ในหอกลันที่ 3 ลดลงจากค่าเป้าหมายเดิม อย่างเห็นได้ชัด และเมื่อลดองค์ประกอบของเมทิลอะซีเตทในกระแสน้ำ ค่าจึงค่อยๆกลับเข้าสู่ค่า เป้าหมายเดิมได้ที่เวลาประมาณ 50 ชั่วโมง ที่เป็นเช่นนี้เพราะไม่ได้ควบคุม Reflux to feed ให้คงที่ เมื่อ อัตราการไหลของบิวทิลอะซีเตทลดลง ทำให้พลังงานที่ใช้ในหอกลันที่ 3 ลดลงด้วยการกำหนด อัตราส่วนระหว่างพลังงานที่ใช้ในหอกลันกับอัตราการไหลก่อนเข้าหอกลันให้คงที่ จากการควบคุม ระดับของเหลวในเครื่องปฏิกรณ์ ผลการตอบสนองของโครงสร้างการควบคุม CSOM เมื่อทำการเพิ่ม องค์ประกอบของเมทิลอะซีเตทในกระแสน้ำ ที่เวลา 13 ชั่วโมง ส่งผลให้ระดับของเหลวเพิ่มขึ้นและ ไม่สามารถกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมได้ จนกระทั่งลดองค์ประกอบของเมทิลอะซีเตทในกระแสน้ำ ที่เวลา 37 ชั่วโมง ก่อนจะกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมได้ที่เวลาประมาณ 38 ชั่วโมง ในขณะที่โครงสร้าง การควบคุมที่ได้ออกแบบใหม่ทั้ง 3 โครงสร้าง พบว่าที่เวลา 13 ชั่วโมง ระดับของเหลวเพิ่มขึ้นสูงสุด ประมาณ 1.491 เมตร และสามารถกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมได้ที่เวลา 13.2 ชั่วโมง และเมื่อทำการเพิ่ม องค์ประกอบของเมทิลอะซีเตทในกระแสน้ำที่เวลา 37 ชั่วโมง ระดับของเหลวลดลงต่ำสุดประมาณ

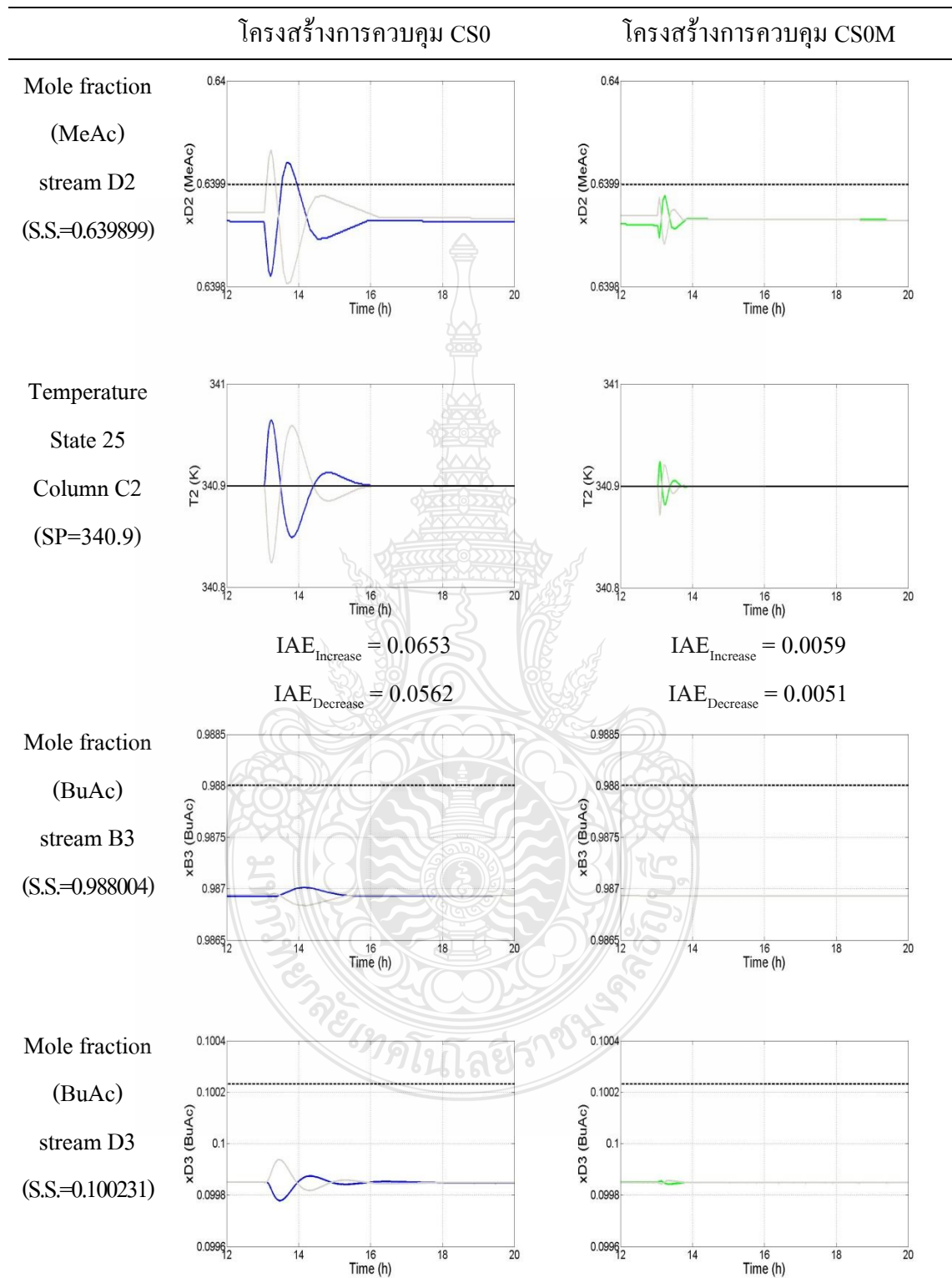
1.489 เมตร และสามารถกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมได้ที่เวลาประมาณ 37.2 ชั่วโมง ที่เป็นเช่นนี้เพราะได้ควบคุมระดับของเหลวในเครื่องปฏิกรณ์ ด้วยรูปการควบคุมชนิดพีไอ

4.3.5 ผลการตอบสนองจากการรบกวนอุณหภูมิขาเข้าของกระแสน้ำเพิ่มขึ้นร้อยละ 20 จากเริ่มต้น 305 เคลวิน เป็น 366 เคลวิน ขณะระบบคงที่ที่เวลา 13 ชั่วโมง และลดลงร้อยละ 20 จากเริ่มต้น 305 เคลวิน เป็น 244 เคลวิน ขณะระบบคงที่ที่เวลา 13 ชั่วโมง ใช้เวลาในการทดลอง 20 ชั่วโมง เปรียบเทียบผลการตอบสนองระหว่างเส้นที่บ่งชี้เงินแสดงการลดอุณหภูมิขาเข้าของกระแสน้ำ เส้นที่บ่งชี้เงินแสดงการเพิ่มอุณหภูมิขาเข้าของกระแสน้ำของโครงสร้างการควบคุม CS0 และเส้นที่บ่งชี้เงินแสดงการลดอุณหภูมิขาเข้าของกระแสน้ำของโครงสร้างการควบคุม CSOM โดยเส้นที่บ่งชี้เงินแสดงค่าเป้าหมาย และเส้นประสีดำแสดงค่าที่สภาวะคงตัว ดังแสดงในตารางที่ 4.8

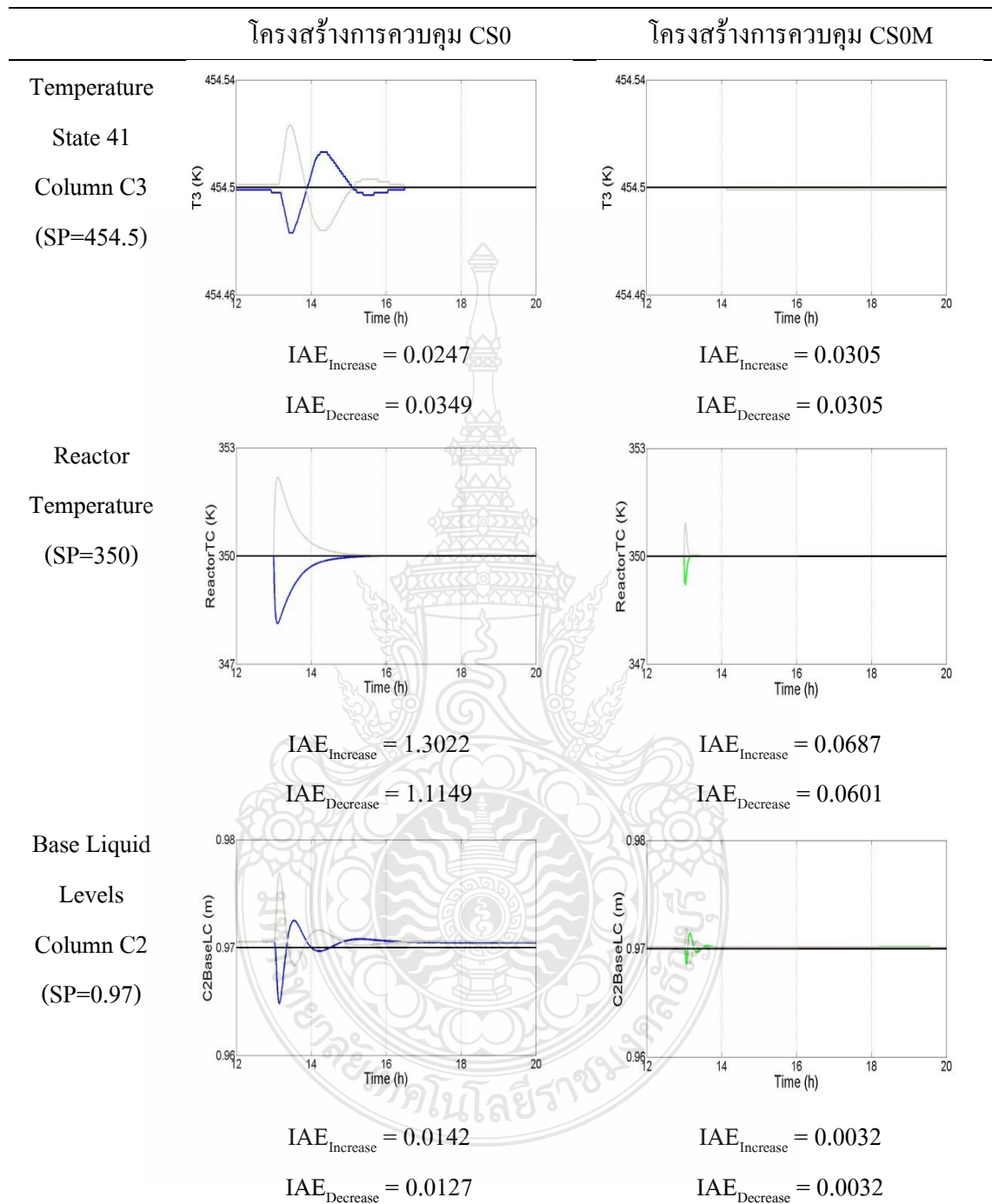
ตารางที่ 4.8 ผลการรบกวนอุณหภูมิขาเข้าของกระแสน้ำ



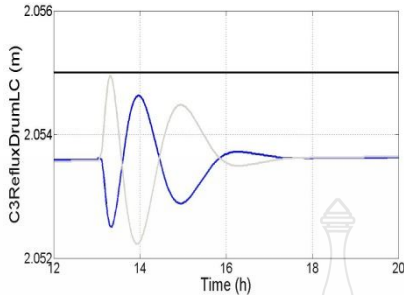
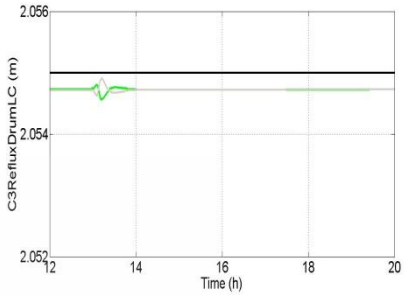
ตารางที่ 4.8 ผลการรบกวนอุณหภูมิขาเข้าของกระแสน้ำ (ต่อ)



ตารางที่ 4.8 ผลการรบกวนอุณหภูมิขาเข้าของกระแสน้ำ (ต่อ)



ตารางที่ 4.8 ผลการรบกวนอุณหภูมิขาเข้าของกระแสป้อน (ต่อ)

	โครงสร้างการควบคุม CS0	โครงสร้างการควบคุม CS0M
Reflux-drum level Column C3 (SP=2.055)		
	$IAE_{Increase} = 0.0354$ $IAE_{Decrease} = 0.0361$	$IAE_{Increase} = 0.0071$ $IAE_{Decrease} = 0.0072$

จากตารางที่ 4.8 การผลการตอบสนองของอัตราการไหลของกระแสป้อนเมทิลอะซิเตทของโครงสร้างการควบคุม CS0 แสดงให้เห็นว่าที่เวลา 13 ชั่วโมง เมื่อเพิ่มอุณหภูมิของกระแสขาเข้า มีอัตราการไหลต่ำสุดที่ประมาณ 97 กิโลโมลต่อชั่วโมง และเมื่อลดอุณหภูมิของกระแสขาเข้า มีอัตราการไหลสูงสุดประมาณ 103 กิโลโมลต่อชั่วโมง ก่อนจะกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมที่เวลาประมาณ 15.2 ชั่วโมง ในขณะที่โครงสร้างการควบคุม CS0M ที่เวลา 13 ชั่วโมง เมื่อเพิ่มอุณหภูมิของกระแสขาเข้า อัตราการไหลลดลงต่ำสุดที่ประมาณ 99 กิโลโมลต่อชั่วโมง และเมื่อลดอุณหภูมิของกระแสขาเข้าส่งผลให้อัตราการไหลเพิ่มขึ้นสูงสุดที่ประมาณ 101 กิโลโมลต่อชั่วโมง โอเวอร์ชูตลดลงจากเดิมอย่างเห็นได้ชัด และสามารถกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายได้เร็วกว่าเดิม ที่เวลาประมาณ 13.8 ชั่วโมง จากการควบคุมอุณหภูมิของชั้น 22 ในหอกลั่นที่ 1 พบว่าผลการตอบสนองของโครงสร้างการควบคุม CS0 ที่เวลา 13 ชั่วโมง เมื่อเพิ่มอุณหภูมิของกระแสขาเข้า ส่งผลทำให้อุณหภูมิเพิ่มขึ้นสูงสุดประมาณ 387.8 เคลวิน อุณหภูมิต่ำสุดประมาณ 387.1 เคลวิน ก่อนจะกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมได้ที่เวลาประมาณ 16 ชั่วโมง และเมื่อลดอุณหภูมิของกระแสขาเข้า ส่งผลทำให้อุณหภูมิลดลงต่ำสุดประมาณ 386.6 เคลวิน อุณหภูมิเพิ่มขึ้นสูงสุดที่ประมาณ 387.3 เคลวิน ก่อนจะกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมได้ที่เวลาประมาณ 16 ชั่วโมง ในขณะที่โครงสร้างการควบคุม CS0M ที่เวลา 13 ชั่วโมง เมื่อเพิ่มอุณหภูมิของกระแสขาเข้า ส่งผลให้อุณหภูมิเพิ่มขึ้นสูงสุดที่ประมาณ 387.5 เคลวิน อุณหภูมิลดลงต่ำสุดที่ประมาณ 387.15 เคลวิน ก่อนจะกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมที่เวลาประมาณ 13.8 ชั่วโมง และเมื่อลดอุณหภูมิของกระแสขาเข้า ส่งผลให้

อุณหภูมิต่ำสุดประมาณ 386.6 เคลวิน อุณหภูมิสูงสุดประมาณ 387.3 เคลวิน โอเวอร์ชูตลดลงจากเดิม
อย่างเห็นได้ชัด ก่อนจะกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายได้เร็วกว่าเดิม ที่เวลาประมาณ 13.8 ชั่วโมง จากผลการ
ตอบสนองขององค์ประกอบของเมทิลอะซิเตทที่กระแสขาออกด้านบนในหอกถันที่ 2 ของโครงสร้าง
การควบคุม CS0 ที่เวลา 13 ชั่วโมง เมื่อเพิ่มอุณหภูมิของกระแสขาเข้า ส่งผลให้องค์ประกอบของสารมี
ค่าสูงสุดประมาณ 0.63993 ที่เวลา 37 ชั่วโมง มีค่าต่ำสุดประมาณ 0.6398 ก่อนจะกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมาย
เดิมที่เวลาประมาณ 16.2 ชั่วโมง และเมื่อลดอุณหภูมิของกระแสขาเข้า มีค่าต่ำสุดประมาณ 0.63982 ที่
เวลา 37 ชั่วโมง มีค่าสูงสุดประมาณ 0.63992 ก่อนจะกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมได้ที่เวลาประมาณ 16
ชั่วโมง ในขณะที่โครงสร้างการควบคุม CSOM ที่เวลา 13 ชั่วโมง เมื่อเพิ่มอุณหภูมิของกระแสขาเข้า
ส่งผลให้องค์ประกอบของสารมีค่าสูงสุดประมาณ 0.63988 และที่เวลา 37 ชั่วโมง มีค่าต่ำสุดประมาณ
0.63985 ก่อนจะกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมได้ที่เวลาประมาณ 13.9 ชั่วโมง และเมื่อลดอุณหภูมิของ
กระแสขาเข้า ส่งผลให้องค์ประกอบของสารมีค่าต่ำสุดที่ประมาณ 0.63985 ที่เวลา 37 ชั่วโมง ค่าสูงสุด
ประมาณ 0.63988 โอเวอร์ชูตลดลงจากเดิมอย่างเห็นได้ชัดก่อนจะกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมได้เร็วกว่า
ที่เวลาประมาณ 13.9 ชั่วโมง จากการควบคุมอุณหภูมิของชั้น 25 ในหอกถันที่ 2 ผลการตอบสนองของ
โครงสร้างการควบคุม CS0 ที่เวลา 13 ชั่วโมง เมื่อเพิ่มอุณหภูมิของกระแสขาเข้า ส่งผลทำให้อุณหภูมิ
ต่ำสุดประมาณ 340.82 เคลวิน อุณหภูมิสูงสุดประมาณ 340.96 เคลวิน ก่อนจะกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมาย
เดิมที่เวลาประมาณ 16 ชั่วโมง และเมื่อลดอุณหภูมิของกระแสขาเข้า ส่งผลทำให้อุณหภูมิเพิ่มขึ้น
สูงสุดประมาณ 340.97 เคลวิน อุณหภูมิต่ำสุดประมาณ 340.85 เคลวิน ก่อนจะกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมาย
เดิมได้ที่เวลาประมาณ 16 ชั่วโมง ในขณะที่โครงสร้างการควบคุม CSOM ที่เวลา 13 ชั่วโมง เมื่อเพิ่มอุณหภูมิ
ของกระแสขาเข้า มีอุณหภูมิต่ำสุดประมาณ 340.88 เคลวิน อุณหภูมิสูงสุดประมาณ 340.92 เคลวิน ก่อน
จะกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมที่เวลาประมาณ 13.8 ชั่วโมง และเมื่อลดอุณหภูมิของกระแสขาเข้า อุณหภูมิ
สูงสุดประมาณ 340.92 เคลวิน อุณหภูมิต่ำสุดประมาณ 340.87 เคลวิน โอเวอร์ชูตลดลงจากเดิมอย่างเห็น
ได้ชัดก่อนจะกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมได้เร็วกว่าที่เวลาประมาณ 13.8 ชั่วโมง จากผลการตอบสนองของ
องค์ประกอบสารของบิวทิลอะซิเตทในกระแสน้ำด้านล่างของหอกถันที่ 3 ของโครงสร้างการควบคุม CS0
ที่เวลา 13 ชั่วโมง เมื่อเพิ่มอุณหภูมิของกระแสขาเข้า มีค่าต่ำสุดประมาณ 0.98685 ก่อนจะกลับเข้าสู่ค่า
เป้าหมายเดิมที่เวลาประมาณ 15.8 ชั่วโมง และเมื่อลดอุณหภูมิของกระแสขาเข้า มีค่าสูงสุดประมาณ 0.9872
ก่อนจะกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมที่เวลาประมาณ 15.8 ชั่วโมง ในขณะที่โครงสร้างการควบคุม CSOM

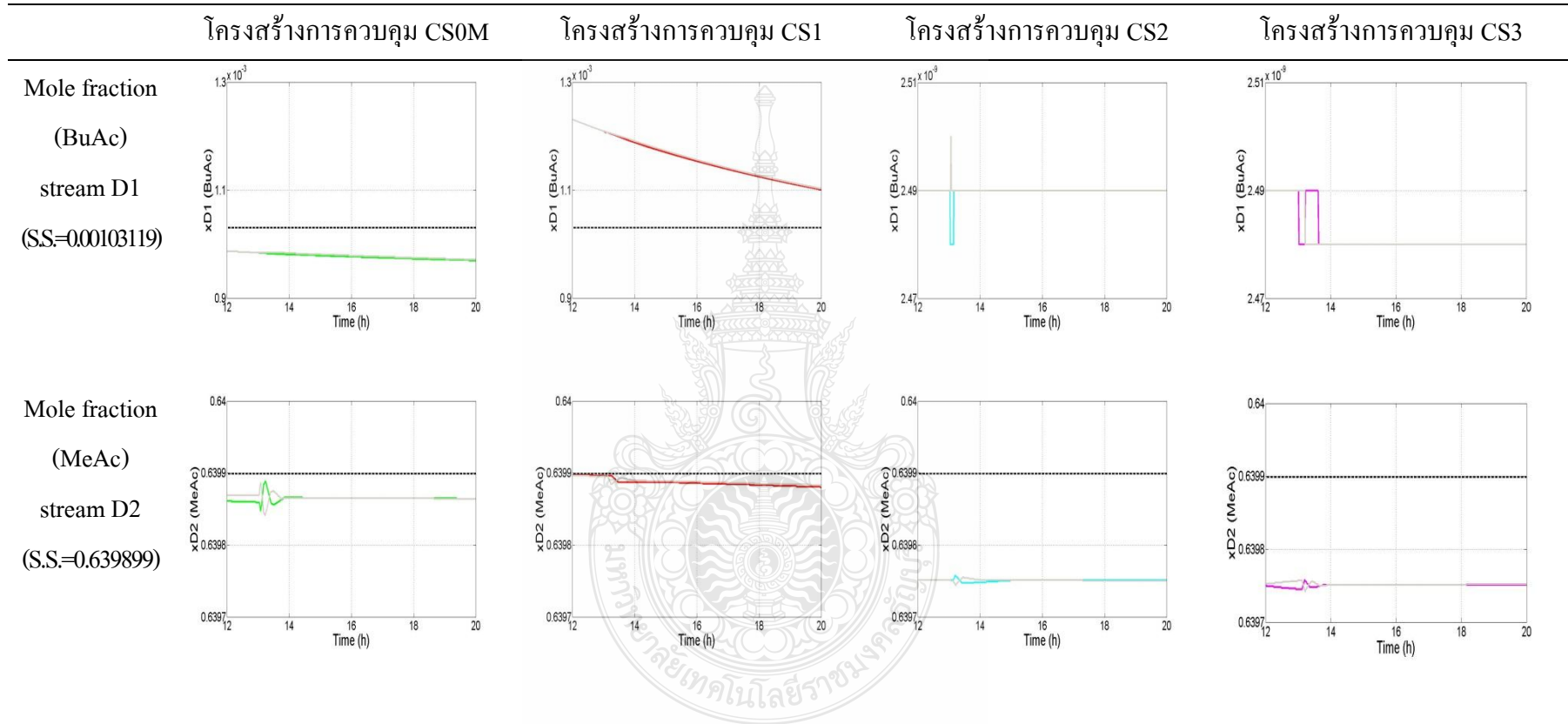
เมื่อระบบควบคุมอุณหภูมิอากาศของกระแสน้ำในอ่างส่งผลให้มีความแปรปรวนต่อองค์ประกอบของบิวทิลอะซีเตทเพียงเล็กน้อยจนแถบไม่มีการเปลี่ยนแปลง และระบบสามารถกำจัดผลการรบกวนได้ จากผลการตอบสนองขององค์ประกอบของบิวทิลอะซีเตทของกระแสน้ำในอ่างด้านบนของหอกลั่นที่ 3 พบว่าโครงสร้างการควบคุม CSO ที่เวลา 13 ชั่วโมง เมื่อเพิ่มอุณหภูมิของกระแสน้ำเข้า ส่งผลให้องค์ประกอบของสารมีค่าสูงสุดประมาณ 0.09995 มีค่าต่ำสุดประมาณ 0.09982 ก่อนจะกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมที่เวลาประมาณ 18 ชั่วโมง และเมื่อลดอุณหภูมิของกระแสน้ำเข้า มีค่าต่ำสุดประมาณ 0.09978 ค่าสูงสุดประมาณ 0.09988 ก่อนจะกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมที่เวลาประมาณ 18 ชั่วโมง ในขณะที่โครงสร้างการควบคุม CSOM ที่เวลา 13 ชั่วโมง เมื่อเพิ่มอุณหภูมิของกระแสน้ำเข้าแล้วส่งผลให้เกิดความแปรปรวนต่อองค์ประกอบสารของบิวทิลอะซีเตทเพียงเล็กน้อยจนแถบไม่มีการเปลี่ยนแปลง โดยระบบสามารถกำจัดผลการรบกวนได้อย่างรวดเร็ว จากการควบคุมอุณหภูมิของชั้น 41 ในหอกลั่นที่ 3 ผลการตอบสนองของโครงสร้างการควบคุม CSO ที่เวลา 13 ชั่วโมง เมื่อทำการเพิ่มอุณหภูมิของกระแสน้ำเข้า ส่งผลให้อุณหภูมิเพิ่มขึ้นสูงสุดประมาณ 454.52 เคลวิน อุณหภูมิต่ำสุดประมาณ 454.47 เคลวิน ก่อนจะกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมที่เวลาประมาณ 16.5 ชั่วโมง และเมื่อลดอุณหภูมิของกระแสน้ำเข้า ส่งผลทำให้อุณหภูมิต่ำสุดประมาณ 454.47 เคลวิน อุณหภูมิสูงสุดประมาณ 454.51 เคลวิน ก่อนจะกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมที่เวลาประมาณ 16.5 ชั่วโมง ในขณะที่โครงสร้างการควบคุม CSOM ที่เวลา 13 ชั่วโมง เมื่อรบกวนระบบด้วยการเพิ่มอุณหภูมิของกระแสน้ำเข้า ส่งผลให้เกิดความแปรปรวนของอุณหภูมิของชั้น 41 ในหอกลั่นที่ 3 เพียงเล็กน้อยจนแถบไม่มีการเปลี่ยนแปลง และระบบสามารถกำจัดผลการรบกวนได้อย่างรวดเร็ว จากการควบคุมอุณหภูมิในเครื่องปฏิกรณ์ ผลการตอบสนองของโครงสร้างการควบคุม CSO แสดงให้เห็นว่าที่เวลา 13 ชั่วโมง เมื่อเพิ่มอุณหภูมิของกระแสน้ำเข้า ส่งผลให้อุณหภูมิสูงสุดที่ประมาณ 352 เคลวิน และเมื่อลดอุณหภูมิของกระแสน้ำเข้า มีอุณหภูมิต่ำสุดประมาณ 348 เคลวิน ก่อนจะกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมที่เวลาประมาณ 15.5 ชั่วโมง ในขณะที่โครงสร้างการควบคุม CSOM ที่เวลา 13 ชั่วโมง เมื่อเพิ่มอุณหภูมิของกระแสน้ำเข้า อุณหภูมิสูงสุดที่ประมาณ 351 เคลวิน และเมื่อลดอุณหภูมิของกระแสน้ำเข้า อุณหภูมิต่ำสุดที่ประมาณ 349 เคลวิน โอเวอร์ชูตลดลงจากเดิมอย่างเห็นได้ชัด และสามารถกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายได้เร็วกว่าเดิมที่เวลาประมาณ 13.2 ชั่วโมง จากการควบคุมระดับของเหลวในหม้อต้มซ้ำหอกลั่นที่ 2 ผลการตอบสนองของโครงสร้างการควบคุม CSO ที่เวลา 13 ชั่วโมง เมื่อเพิ่มอุณหภูมิของกระแสน้ำเข้า มีระดับของเหลวเพิ่มขึ้นสูงสุดประมาณ 0.976 เมตร ระดับของเหลวลดลงต่ำสุดประมาณ 0.969 เมตร ก่อนจะกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมที่เวลาประมาณ 17 ชั่วโมง และเมื่อลดอุณหภูมิ

ของกระแสขาเข้า ทำให้ระดับของเหลวลดลงต่ำสุดที่ประมาณ 0.965 เมตร ระดับของเหลวเพิ่มขึ้นสูงสุดที่ประมาณ 0.973 เมตร ก่อนจะกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมที่เวลาประมาณ 17 ชั่วโมง ในขณะที่โครงสร้างการควบคุม CSOM ที่เวลา 13 ชั่วโมง เมื่อทำการเพิ่มอุณหภูมิของกระแสขาเข้ามีระดับของเหลวเพิ่มขึ้นสูงสุดประมาณ 0.972 และเมื่อลดอุณหภูมิของกระแสขาเข้า มีระดับของเหลวลดลงต่ำสุดประมาณ 0.968 เมตร โอเวอร์ชูตลดลงจากเดิมอย่างเห็นได้ชัดก่อนจะกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมได้เร็วกว่าที่เวลาประมาณ 13.8 ชั่วโมง จากการควบคุมระดับของเหลวในเครื่องควบแน่นหอกลั่นที่ 3 ผลการตอบสนองของโครงสร้างการควบคุม CS0 ที่เวลา 13 ชั่วโมง เมื่อเพิ่มอุณหภูมิของกระแสขาเข้า ระดับของเหลวเพิ่มขึ้นสูงสุดประมาณ 2.055 เมตร ระดับของเหลวลดลงต่ำสุดประมาณ 2.0523 เมตร ก่อนจะกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมที่เวลาประมาณ 17.8 ชั่วโมง และเมื่อลดอุณหภูมิของกระแสขาเข้า มีระดับของเหลวลดลงต่ำสุดประมาณ 2.0525 เมตร ระดับของเหลวเพิ่มขึ้นสูงสุดประมาณ 2.0545 เมตร ก่อนจะกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมที่เวลาประมาณ 17.8 ชั่วโมง ในขณะที่โครงสร้างการควบคุม CSOM ที่เวลา 13 ชั่วโมง เมื่อเพิ่มอุณหภูมิของกระแสขาเข้า ทำให้ระดับของเหลวเพิ่มขึ้นสูงสุดประมาณ 2.055 เมตร และเมื่อลดอุณหภูมิของกระแสขาเข้ามีระดับของเหลวลดลงต่ำสุดประมาณ 2.0548 เมตร โอเวอร์ชูตลดลงจากเดิมอย่างเห็นได้ชัดก่อนจะกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมได้เร็วกว่าที่เวลาประมาณ 14 ชั่วโมง

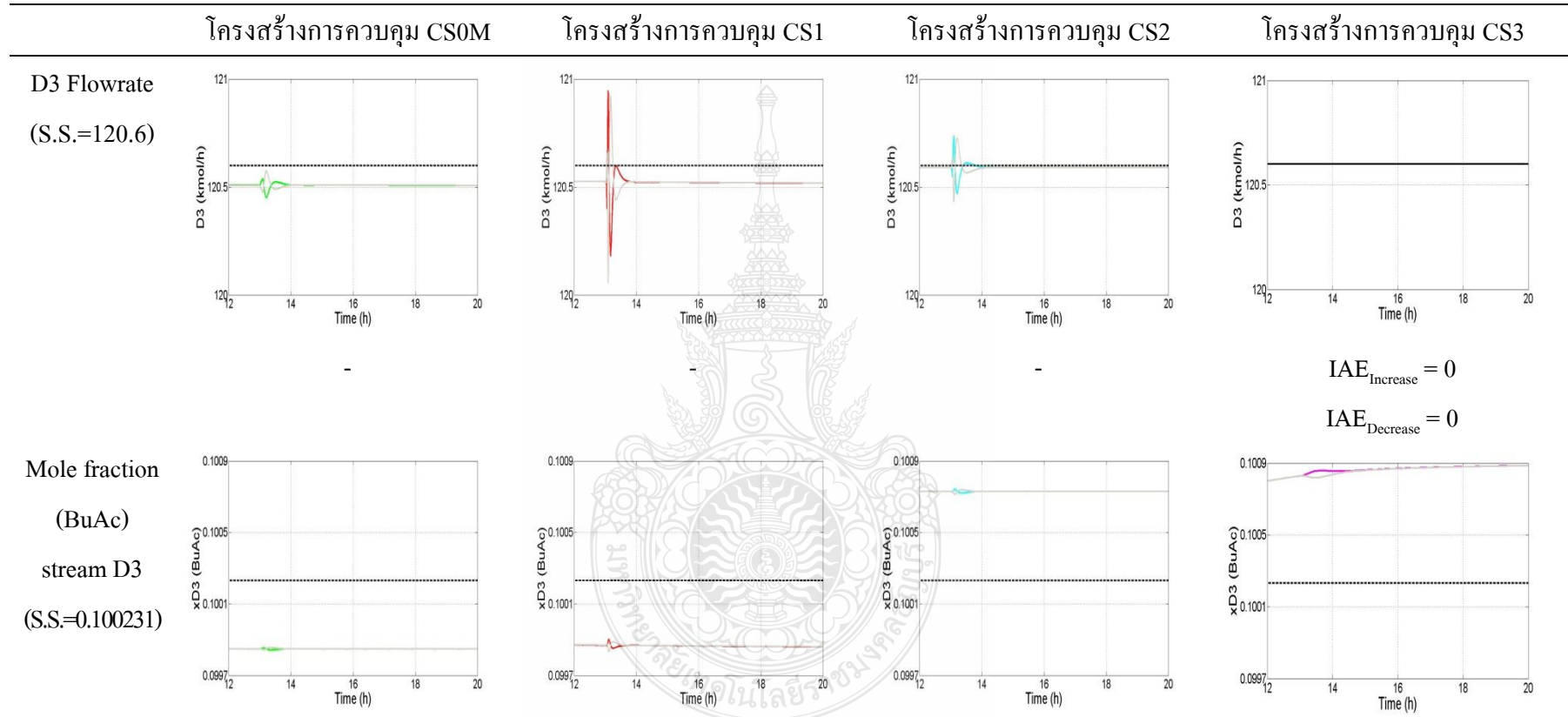
จากผลการตอบสนองจากการรบกวนอุณหภูมิขาเข้าของกระแสป้อน พบว่า โครงสร้างการควบคุม CSOM ให้ผลการตอบสนองที่ดีกว่าโครงสร้างการควบคุม CS0 จึงใช้โครงสร้างการควบคุม CSOM เป็นโครงสร้างการควบคุมพื้นฐานในการนำมาเปรียบเทียบผลการตอบสนองกับโครงสร้างการควบคุมใหม่ คือ โครงสร้างการควบคุมที่ 1 โครงสร้างการควบคุมที่ 2 และโครงสร้างการควบคุมที่ 3

4.3.6 ผลการตอบสนองจากการรบกวนอุณหภูมิขาเข้าของกระแสป้อน เปรียบเทียบผลการตอบสนองระหว่างเส้นทึบสีเขียวแสดงการลดอุณหภูมิขาเข้าของกระแสป้อน เส้นทึบสีเทาแสดงการเพิ่มอุณหภูมิขาเข้าของกระแสป้อนของโครงสร้างการควบคุม CSOM และโครงสร้างการควบคุมใหม่ ประกอบด้วยเส้นทึบสีแดงแสดงการลดอุณหภูมิขาเข้าของกระแสป้อน เส้นทึบสีเทาแสดงการเพิ่มอุณหภูมิขาเข้าของกระแสป้อนของโครงสร้างการควบคุม CS1 เส้นทึบสีฟ้าแสดงการลดอุณหภูมิขาเข้าของกระแสป้อน เส้นทึบสีเทาแสดงการเพิ่มอุณหภูมิขาเข้าของกระแสป้อนของโครงสร้างการควบคุม CS2 และเส้นทึบสีชมพูแสดงการลดอุณหภูมิขาเข้าของกระแสป้อน เส้นทึบสีเทาแสดงการเพิ่มอุณหภูมิขาเข้าของกระแสป้อนของโครงสร้างการควบคุม CS3 โดยเส้นทึบสีดำแสดงค่าเป้าหมาย และเส้นประสีดำแสดงค่าที่สภาวะคงตัว ดังแสดงในตารางที่ 4.9

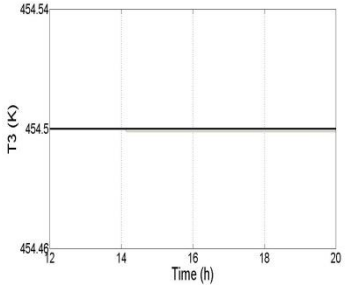
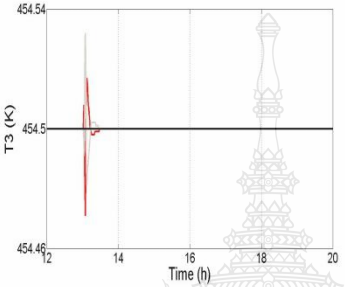
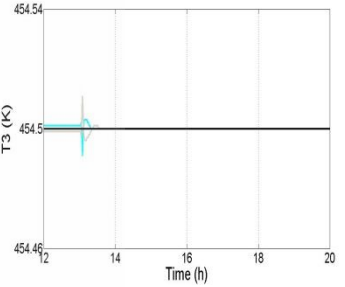
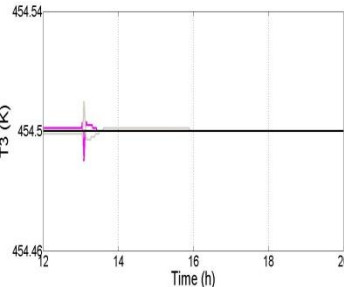
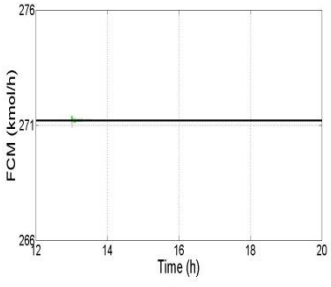
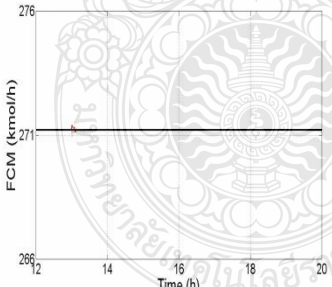
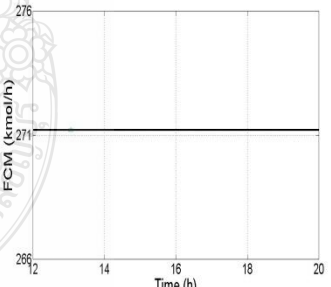
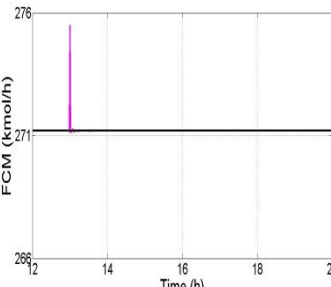
ตารางที่ 4.9 ผลการควบคุมอุณหภูมิขาเข้าของกระแสน้ำ



ตารางที่ 4.9 ผลการรบกวนอุณหภูมิขาเข้าของกระแสน้ำ (ต่อ)



ตารางที่ 4.9 ผลการรบกวนอุณหภูมิขาเข้าของกระแสน้ำ (ต่อ)

	โครงสร้างการควบคุม CS0M	โครงสร้างการควบคุม CS1	โครงสร้างการควบคุม CS2	โครงสร้างการควบคุม CS3
Temperature State 41 Column C3 (SP=454.5)	 <p>IAE_{Increase} = 0.0305 IAE_{Decrease} = 0.0305</p>	 <p>IAE_{Increase} = 0.0027 IAE_{Decrease} = 0.0023</p>	 <p>IAE_{Increase} = 0.0011 IAE_{Decrease} = 0.0008</p>	 <p>IAE_{Increase} = 0.0034 IAE_{Decrease} = 0.0009</p>
FCM Flowrate (SP=271.2)	 <p>IAE_{Increase} = 0.0128 IAE_{Decrease} = 0.0094</p>	 <p>IAE_{Increase} = 0.0188 IAE_{Decrease} = 0.0158</p>	 <p>IAE_{Increase} = 0.0050 IAE_{Decrease} = 0.0040</p>	 <p>IAE_{Increase} = 0.0054 IAE_{Decrease} = 0.0475</p>

จากตารางที่ 4.9 การผลการตอบสนองขององค์ประกอบของบิวทิลอะซีเตทที่กระแส ออกด้านบนในหอกลั่นที่ 1 ของโครงสร้างการควบคุม CS0M โครงสร้างการควบคุม CS1 โดยตั้งแต่ที่ ไม่ได้รับกวนระบวนการ องค์ประกอบของบิวทิลอะซีเตทที่กระแสออกด้านบนในหอกลั่นที่ 1 จะ ค่อยๆลดต่ำลงและไม่สามารถรักษาค่าเป้าหมายเดิมได้ ถึงแม้จะรบกวนอุณหภูมิขาของกระแส ป้อน แต่องค์ประกอบของบิวทิลอะซีเตทยังคงไม่มีการเปลี่ยนแปลง และไม่สามารถกลับเข้าสู่ค่า เป้าหมายเดิมได้ ซึ่งต่างจากโครงสร้างการควบคุม CS2 เมื่อทำการรบกวนอุณหภูมิขาของกระแส ป้อน องค์ประกอบของบิวทิลอะซีเตทที่กระแสออกด้านบนในหอกลั่นที่ 1 สามารถกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมาย เดิมได้อย่างรวดเร็ว โดยการควบคุมอุณหภูมิที่ชั้น 7 ในหอกลั่นที่ 1 ซึ่งมีการกำหนด Reflux to feed ของหอกลั่นที่ 1 เป็นตัวแปรปรับ ส่งผลทำให้บิวทิลอะซีเตทที่ได้จากการกลั่นแยกมีค่าคงที่ ซึ่งต่างจาก โครงสร้างการควบคุม CS3 ไม่มีการกำหนด Reflux to feed ค่าจึงเข้าสู่ค่าคงที่ค่าใหม่ไม่สามารถกลับ เข้าสู่เป้าหมายเดิมได้ จากผลการตอบสนองขององค์ประกอบของเมทิลอะซีเตทที่กระแส ออก ด้านบนในหอกลั่นที่ 2 ของโครงสร้างการควบคุม CS0M โครงสร้างการควบคุม CS1 ตั้งแต่ที่ยังไม่ได้ รบกวนระบวนการ องค์ประกอบของเมทิลอะซีเตทที่กระแสออกด้านบนในหอกลั่นที่ 2 จะค่อยๆ ลดต่ำลงและไม่สามารถรักษาค่าเป้าหมายเดิมได้ ถึงแม้จะรบกวนอุณหภูมิขาของกระแส ป้อน แล้วแต่องค์ประกอบของเมทิลอะซีเตทก็ไม่มีการเปลี่ยนแปลงและไม่สามารถกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมาย เดิมได้ ซึ่งต่างจากโครงสร้างการควบคุม CS2 และโครงสร้างการควบคุม CS3 เมื่อรบกวนอุณหภูมิขา ของกระแส ป้อน องค์ประกอบของเมทิลอะซีเตทที่กระแสออกด้านบนในหอกลั่นที่ 1 สามารถกลับเข้า สู่ค่าเป้าหมายเดิมได้อย่างรวดเร็ว โดยจากการควบคุมอุณหภูมิที่ชั้น 7 ในหอกลั่นที่ 1 ซึ่งมีการกำหนดให้ Reflux to feed ของหอกลั่นที่ 1 เป็นตัวแปรปรับ ส่งผลให้เมทิลอะซีเตทที่ได้จากการกลั่นแยกมีค่าคงที่ จากผลการตอบสนองของอัตราการไหลของกระแสออกด้านบนหอกลั่นที่ 3 พบว่าโครงสร้างการ ควบคุม CS1 ที่เวลา 13 ชั่วโมง เมื่อลดอุณหภูมิขาของกระแส ป้อน ส่งผลให้อัตราการไหลของกระแส ขาออกด้านบนหอกลั่นที่ 3 มีอัตราการไหลเพิ่มขึ้นสูงสุดที่ประมาณ 120.9 กิโลโมลต่อชั่วโมง เมื่อเพิ่ม อุณหภูมิขาของกระแส ป้อนมีอัตราการไหลลดลงต่ำสุดประมาณ 120.1 กิโลโมลต่อชั่วโมง เกิดโอเวอร์ ชูตอย่างมากก่อนจะกลับเข้าสู่เป้าหมายเดิมได้ใช้เวลาประมาณ 13.8 ชั่วโมง ในขณะที่โครงสร้างการควบคุม CS0M และโครงสร้างการควบคุม CS2 มีโอเวอร์ชูตลดลงอย่างเห็นได้ชัด และโครงสร้างการควบคุม CS3 การรบกวนอุณหภูมิขาของกระแส ป้อนไม่ได้ส่งผลให้เกิดความแปรปรวนต่ออัตราการไหล

ของกระแสขาออกด้านบนหอกลับที่ 3 เนื่องจากได้ควบคุมอัตราการไหลของกระแสขาออกด้านบนหอกลับที่ 3 ด้วยรูปการควบคุมชนิดพีไอ จากผลการตอบสนองขององค์ประกอบของบิวทิลอะซีเตทที่กระแสขาออกด้านบนของหอกลับที่ 3 พบว่าโครงสร้างการควบคุม CS0M โครงสร้างการควบคุม CS1 และโครงสร้างการควบคุม CS2 ที่เวลา 13 ชั่วโมง เมื่อรบกวนอุณหภูมิขาเข้าของกระแสป้อนส่งผลทำให้องค์ประกอบของบิวทิลอะซีเตทเกิดโอเวอร์ชูตเล็กน้อยก่อนจะปรับตัวเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมได้อย่างรวดเร็ว ในขณะที่โครงสร้างการควบคุม CS3 ที่เวลา 13 ชั่วโมง เมื่อรบกวนอุณหภูมิขาเข้าของกระแสป้อนส่งผลให้องค์ประกอบของบิวทิลอะซีเตทมีค่าเพิ่มขึ้นเรื่อยๆ และไม่สามารถกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมได้ ที่เป็นเช่นนี้เพราะไม่ได้กำหนดให้ Reflux to feed มีค่าคงที่ เมื่อเพิ่มอุณหภูมิขาเข้าของกระแสป้อน สารจึงเกิดปฏิกิริยามากขึ้น ทำให้ได้บิวทิลอะซีเตทที่มีความเข้มข้นเพิ่มสูงขึ้น จากการควบคุมอุณหภูมิของชั้น 41 ในหอกลับที่ 3 พบว่าผลการตอบสนองของโครงสร้างการควบคุม CS2 และโครงสร้างการควบคุม CS3 มีโอเวอร์ชูตใกล้เคียงกันที่เวลา 13 ชั่วโมง มีอุณหภูมิลดลงต่ำสุดประมาณ 454.49 เคลวิน อุณหภูมิเพิ่มขึ้นสูงสุดที่ประมาณ 454.51 เคลวิน แต่โครงสร้างการควบคุม CS1 มีอุณหภูมิต่ำสุดที่ประมาณ 454.47 เคลวิน อุณหภูมิสูงสุดที่ประมาณ 454.53 เคลวิน ในขณะที่โครงสร้างการควบคุม CS0M เมื่อรบกวนอุณหภูมิขาเข้าของกระแสป้อนไม่ส่งผลกระทบต่อการควบคุมอุณหภูมิของชั้น 41 ในหอกลับที่ 3 จากการควบคุมอัตราการไหลของแสมทิลอะซีเตทรวม ผลการตอบสนองของโครงสร้างการควบคุม CS0M โครงสร้างการควบคุม CS1 และโครงสร้างการควบคุม CS2 ให้ผลการตอบสนองที่ใกล้เคียงกัน เกิดโอเวอร์ชูตเพียงเล็กน้อยและสามารถปรับตัวเข้าสู่ค่าเป้าหมายได้อย่างรวดเร็ว ในขณะที่โครงสร้างการควบคุม CS3 ที่เวลา 13 ชั่วโมง เมื่อรบกวนระบบมีอัตราการไหลเพิ่มขึ้นสูงสุดที่ประมาณ 275 กิโลโมลต่อชั่วโมง ก่อนจะปรับตัวเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิม

จากผลการตอบสนองของโครงสร้างการควบคุมใหม่ทั้ง 3 โครงสร้าง พบว่าโครงสร้างการควบคุม CS1 ที่มีการติดตั้ง Ratio Control เพื่อควบคุมอุณหภูมิของหอกลับทั้ง 3 หอ เมื่อทดสอบสมรรถนะของการควบคุมส่งผลให้การควบคุมอุณหภูมิที่ชั้น 22 ในหอกลับที่ 1 การควบคุมอุณหภูมิที่ชั้น 25 ในหอกลับที่ 2 และการควบคุมอุณหภูมิที่ชั้น 41 ในหอกลับที่ 3 มีโอเวอร์ชูตลดลงและสามารถปรับตัวกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมได้อย่างรวดเร็ว ส่งผลทำให้ประสิทธิภาพในการควบคุมดีกว่าโครงสร้างการควบคุม CS0M แต่ในการควบคุมองค์ประกอบของสารในกระแสขาออกด้านบนหอกลับที่ 1 เมื่อทดสอบสมรรถนะของกระบวนการ ส่งผลให้องค์ประกอบของสารในกระแสขาออกด้านบนหอกลับที่ 1 ไม่สามารถ

กลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมได้ส่งผลต่อคุณภาพของผลิตภัณฑ์ จึงออกแบบ โครงสร้างการควบคุม CS2 เพื่อลดปัญหานี้ โดยการควบคุมอุณหภูมิที่ชั้น 7 ในหอกถันที่ 1 และติดตั้ง Reflux to feed ของอัตรารีฟลักซ์ ป้อนกลับในหอกถันที่ 1 ให้คงที่เป็นตัวแปรปรับ เมื่อทดสอบสมรรถนะของการควบคุม ส่งผลทำให้องค์ประกอบสารที่กระแสาออกด้านบนในหอกถันที่ 1 สามารถกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมได้อย่างรวดเร็วส่งผลทำให้ประสิทธิภาพในการควบคุมดีขึ้น และจากงานวิจัยนี้ที่ต้องการควบคุมคุณภาพของผลิตภัณฑ์และป้องกันปัญหาสารป้อนกลับเกิดการสะสมขึ้นภายในกระบวนการ (Snowball Effect) โครงสร้างการควบคุม CS3 จึงได้ควบคุมอัตราการไหลของกระแสาป้อนกลับ โดยใช้อัตราการไหลของกระแสาออกด้านบนหอกถันที่ 3 เป็นตัวแปรปรับ จึงส่งผลทำให้เมื่อทดสอบสมรรถนะของการควบคุม ส่วนของการป้อนกลับไม่เกิดการความแปรปรวน แต่ส่งผลกระทบต่อคุณภาพที่สำคัญคือ การควบคุมคุณภาพของผลิตภัณฑ์ เนื่องจากไม่ได้ควบคุมอัตรารีฟลักซ์ให้คงที่ โครงสร้างการควบคุม CS2 จึงมีประสิทธิภาพในการควบคุมดีกว่าโครงสร้างการควบคุม CS3

จากผลการตอบสนองโดยใช้การทดสอบสมรรถนะที่ส่งผลต่อกระบวนการ 3 การทดสอบพบว่า การเปลี่ยนค่าเป้าหมายอัตราการไหลของกระแสาป้อนแบบขั้นบันไดส่งผลผลกระทบต่อกระบวนการมากกว่าการรบกวนองค์ประกอบของสารขาเข้าของกระแสาป้อนแบบขั้นบันได และการรบกวนกระบวนการด้วยอุณหภูมิขาเข้าของกระแสาป้อนตามลำดับ เนื่องจากการเปลี่ยนค่าเป้าหมายอัตราการไหลของกระแสาป้อนแบบขั้นบันได ส่งผลให้มีการเปลี่ยนองค์ประกอบของสารและอุณหภูมิภายในระบบเช่นเดียวกัน ทำให้การควบคุมกระบวนการยากกว่าการรบกวนองค์ประกอบของสารขาเข้าของกระแสาป้อนแบบขั้นบันได และการรบกวนกระบวนการด้วยอุณหภูมิขาเข้าของกระแสาป้อน ซึ่งการรบกวนกระบวนการทั้ง 2 นี้ส่งผลทำให้เกิดการแปรปรวนในกระบวนการเพียงเล็กน้อย ระบบสามารถกำจัดผลการรบกวนได้และกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายได้อย่างรวดเร็ว

4.4 การประเมินสมรรถนะของการควบคุม

จากการทดสอบสมรรถนะของโครงสร้างการควบคุมแบบต่างๆ จากตัวแปรที่ส่งผลต่อกระบวนการทั้ง 3 การทดสอบ โดยพิจารณาพฤติกรรมของกระบวนการ เพื่อเปรียบเทียบความสามารถในการรักษาคุณภาพของผลิตภัณฑ์ ความสามารถในการจัดการด้านพลังงาน และความสามารถในการ

รักษาภาวะการดำเนินกระบวนการของลูปควบคุมทั้งระบบ ภายหลังจากทดสอบสมรรถนะของกระบวนการ โดยพิจารณาได้จากผลรวมค่าสัมบูรณ์ของค่าความคลาดเคลื่อน (Integral of Absolute value of Error, (IAE)) หรือเรียกว่า ไอเออี

จากตารางแสดงผลการตอบสนองในหัวข้อที่ 4.3 ผลการตอบสนองของโครงสร้างการควบคุมทั้ง 5 โครงสร้างให้ผลการตอบสนองที่ใกล้เคียงกัน จึงใช้ค่าไอเออีในการประเมินสมรรถนะของการควบคุมของโครงสร้างการควบคุมทั้ง 5 โดยค่าไอเออีจากผลการตอบสนองที่ได้จากการเปลี่ยนค่าเป้าหมายอัตราการผลิตของกระแสน้ำแบบขั้นบันได แสดงดังตารางที่ 4.10 ค่าไอเออีจากผลการตอบสนองที่ได้จากการรบกวนองค์ประกอบของสารขาเข้าของกระแสน้ำแบบขั้นบันได แสดงดังตารางที่ 4.11 ค่าไอเออีจากผลการตอบสนองที่ได้จากการรบกวนโดยการเพิ่มอุณหภูมิขาเข้าของกระแสน้ำ แสดงดังตารางที่ 4.12 ค่าไอเออีจากผลการตอบสนองที่ได้จากการรบกวนโดยการลดอุณหภูมิขาเข้าของกระแสน้ำ แสดงดังตารางที่ 4.13 โครงสร้างการควบคุมที่ให้ค่าไอเออีต่ำสุดแสดงถึงโครงสร้างการควบคุมที่สามารถรักษาภาวะการดำเนินกระบวนการได้ดีที่สุด

ตารางที่ 4.10 ผลรวมค่าไอเออีจากการเปลี่ยนอัตราการผลิตของกระแสน้ำ

	โครงสร้างการควบคุม				
	CS0	CS0M	CS1	CS2	CS3
Temperature State 22 Column C1	6.4748	1.6128	0.2193*	0.5108	0.7504
Temperature State 25 Column C2	9.5101	0.6783	0.2171	0.2127*	0.2669
Temperature State 41 Column C3	1.7668	0.0839	0.0708	0.0335*	0.3113
FCB Flowrate	1.1520	0.0697	0.1621	0.0642	0.0004*
FCM Flowrate	1,304.5	1,301.0	1,301.0	1,300.9*	1,300.9*
Reactor	0.4037	0.4021	0.0032*	0.0032*	0.0032*
Liquid Level					

ตารางที่ 4.10 ผลรวมค่าไอเออีจากการเปลี่ยนอัตราการไหลของกระแสป้อน (ต่อ)

	โครงสร้างการควบคุม				
	CS0	CS0M	CS1	CS2	CS3
Reactor	1.5114	0.1403	0.1604	0.1059	0.0916*
Temperature					
Base Liquid	0.6561	0.6337	0.1336*	0.5244	0.4717
Levels Column C1					
Reflux-drum	6.2282	1.2460	1.2382*	1.2573	1.2948
Level Column C1					
Pressure Column C1	0.0050	0.0003	0.0001*	0.0004	0.0005
Base Liquid	0.7006	0.0811*	0.0816	0.1022	0.1756
Levels Column C2					
Reflux-drum	15.1427	2.9581	2.9318*	3.2167	35.3817
Level Column C2					
Pressure Column C2	0.0068	0.0014	0.0006*	0.0014	0.0015
Base Liquid	2.4230	0.5849	0.5900	0.5419	0.0763*
Levels Column C3					
Reflux-drum	1.7126	0.3241*	0.3267	0.3291	86.3306
Level Column C3					
Pressure Column C3	0.0057	0.0005*	0.0011	0.0006	0.0018
ผลรวมค่าไอเออี	1,352.1995	1,309.8172	1,307.1366*	1,307.8043	1,426.0583

หมายเหตุ * คือค่าไอเออีต่ำที่สุด เมื่อเปรียบเทียบระหว่างผลการตอบสนองเดียวกันที่โครงสร้างการควบคุมต่างกัน

จากตารางที่ 4.10 ผลรวมค่าไอเออีจากผลการตอบสนองโดยการเปลี่ยนอัตราการไหลของกระแสป้อนแบบขั้นบันได พบว่า โครงสร้างการควบคุม CS0M โครงสร้างการควบคุม CS1 และโครงสร้างการควบคุม CS2 ให้ผลรวมค่าไอเออีใกล้เคียงกัน แต่โครงสร้างการควบคุม CS1 ให้ผลรวมค่าไอเออีน้อยที่สุดแสดงถึงโครงสร้างการควบคุม CS1 สามารถรักษาสภาวะการดำเนินกระบวนการได้ดีที่สุด

ตารางที่ 4.11 ผลรวมค่าไอเออีจากการรบกวนองค์ประกอบของสารขาเข้า

	โครงสร้างการควบคุม				
	CS0	CS0M	CS1	CS2	CS3
Temperature State 22	0.3146	0.1532	0.0408*	0.3159	0.5326
Column C1					
Temperature State 25	1.2696	0.0890	0.0908	0.0820*	0.1242
Column C2					
Temperature State 41	0.4081	0.0535	0.0242*	0.0244	0.2748
Column C3					
FCB Flowrate	0.3335	0.0288	0.0608	0.0491	0.0000*
FCM Flowrate	1.1027	0.0505	0.0581	0.0251*	0.0487
Reactor Liquid Level	0.0416	0.0416	0.0003*	0.0004	0.0003
Reactor Temperature	0.5747	0.0375	0.0451	0.0328	0.0278*
Base Liquid	0.5795	0.5835	0.1177*	0.3448	0.2887
Levels Column C1					
Reflux-drum	0.3151	0.0626*	0.0626*	0.0722	0.1285
Level Column C1					
Pressure Column C1	0.0002	0.0000*	0.0003	0.0001	0.0001
Base Liquid	1.1408	0.2816	0.2813	0.2757*	0.4510
Levels Column C2					
Reflux-drum	0.5613	0.1106	0.1105*	0.1150*	0.2396
Level Column C2					
Pressure Column C2	0.0011	0.0002	0.0001*	0.0002	0.0003
Base Liquid	1.9803	0.4945	0.4940	0.4677	0.0631*
Levels Column C3					
Reflux-drum	1.4609	0.2914	0.2920	0.2907*	1.6394
Level Column C3					
Pressure Column C3	0.0015	0.0002*	0.0004	0.0002	0.0013
ผลรวมค่าไอเออี	10.0855	2.2787	1.6790*	2.0963	3.8204

จากตารางที่ 4.11 จากผลรวมค่าไอเออีจากผลการตอบสนองเมื่อรบกวนองค์ประกอบของสารขาเข้าของกระแสป้อนแบบขั้นบันได พบว่า โครงสร้างการควบคุม CS0M โครงสร้างการควบคุม CS1 โครงสร้างการควบคุม CS2 และโครงสร้างการควบคุม CS3 มีผลรวมค่าไอเออีใกล้เคียงกัน แต่โครงสร้างการควบคุม CS1 มีผลรวมค่าไอเออีน้อยที่สุดแสดงถึงโครงสร้างการควบคุม CS1 สามารถรักษาภาวะการดำเนินกระบวนการได้ดีที่สุด

ตารางที่ 4.12 ผลรวมค่าไอเออีจากการรบกวนโดยการเพิ่มอุณหภูมิขาเข้า

	โครงสร้างการควบคุม				
	CS0	CS0M	CS1	CS2	CS3
Temperature State 22 Column C1	0.3211	0.0293	0.0229	0.0216*	0.0326
Temperature State 25 Column C2	0.0653	0.0059	0.0036*	0.0038	0.0040
Temperature State 41 Column C3	0.0247	0.0305	0.0027	0.0011*	0.0034
FCB Flowrate	0.0158	0.0006*	0.0058	0.0019	0.0308
FCM Flowrate	0.1938	0.0128	0.0188	0.0050*	0.0054
Reactor Liquid Level	0.0004	0.0005	0.0002	0.0002	0.0001*
Reactor Temperature	1.3022	0.0687	0.0679*	0.0681	0.0722
Base Liquid	0.0073	0.0061	0.0012*	0.4202	0.4200
Levels Column C1					
Reflux-drum	0.0392	0.0078*	0.0078*	0.0144	0.0142
Level Column C1					
Pressure	0.0000*	0.0000*	0.0000*	0.0000*	0.0000*
Column C1					
Base Liquid	0.0142	0.0032*	0.0038	0.0224	0.0233
Levels Column C2					

ตารางที่ 4.12 ผลรวมค่าไอเออีจากการรบกวนโดยการเพิ่มอุณหภูมิขาเข้า (ต่อ)

	โครงสร้างการควบคุม				
	CS0	CS0M	CS1	CS2	CS3
Reflux-drum	0.0783	0.0157	0.0155*	0.0170	0.0173
Level Column C2					
Pressure	0.0002	0.0000*	0.0000*	0.0000*	0.0000*
Column C2					
Base Liquid	0.0334	0.0086	0.0082*	0.0128	0.0108
Levels Column C3					
Reflux-drum	0.0354	0.0071	0.0069	0.0010*	0.6398
Level Column C3					
Pressure	0.0001	0.0000*	0.0004	0.0003	0.0004
Column C3					
ผลรวมค่าไอเออี	2.1314	0.1968	0.1621*	0.5671	1.2743

ตารางที่ 4.13 ผลรวมค่าไอเออีจากการรบกวนโดยการลดอุณหภูมิขาเข้า

	โครงสร้างการควบคุม				
	CS0	CS0M	CS1	CS2	CS3
Temperature State 22	0.2775	0.0251	0.0154*	0.0191	0.0190
Column C1					
Temperature State 25	0.0562	0.0051	0.0031*	0.0034	0.0034
Column C2					
Temperature State 41	0.0349	0.0305	0.0023	0.0008*	0.0009
Column C3					
FCB Flowrate	0.0121	0.0077*	0.0125	0.0113	0.0308
FCM Flowrate	0.1489	0.0094	0.0158	0.0040*	0.0475
Reactor	0.0004	0.0003	0.0001*	0.0001*	0.0001*
Liquid Level					

ตารางที่ 4.13 ผลรวมค่าไอเออีจากการรบกวนโดยการเพิ่มอุณหภูมิขาเข้า (ต่อ)

	โครงสร้างการควบคุม				
	CS0	CS0M	CS1	CS2	CS3
Reactor Temperature	1.1149	0.0601	0.0585	0.0579*	0.0582
Base Liquid	0.0077	0.0063	0.0011*	0.4202	0.4201
Levels Column C1					
Reflux-drum	0.0391	0.0076*	0.0077	0.0142	0.0141
Level Column C1					
Pressure Column C1	0.0001	0.0000*	0.0000*	0.0000*	0.0000*
Base Liquid	0.0127	0.0032*	0.0037	0.0222	0.0232
Levels Column C2					
Reflux-drum	0.0786	0.0156	0.0155*	0.0168	0.0173
Level Column C2					
Pressure Column C2	0.0000*	0.0001	0.0000*	0.0000*	0.0000*
Base Liquid	0.0363	0.0087	0.0081*	0.0128	0.0107
Levels Column C3					
Reflux-drum	0.0361	0.0072	0.0068	0.0009*	0.6398
Level Column C3					
Pressure Column C3	0.0008	0.0000*	0.0004	0.0002	0.0000*
ผลรวมค่าไอเออี	1.8563	0.1869	0.1510*	0.5839	1.2851

จากตารางที่ 4.12 ผลรวมค่าไอเออีจากผลการตอบสนองเมื่อรบกวนโดยการเพิ่มอุณหภูมิขาเข้าของกระแสน้ำ และตารางที่ 4.13 ผลรวมค่าไอเออีจากผลการตอบสนองเมื่อรบกวนโดยการลดอุณหภูมิขาเข้าของกระแสน้ำ พบว่าโครงสร้างการควบคุม CS1 และโครงสร้างการควบคุม CS0M ให้ผลรวมค่าไอเออีใกล้เคียงกัน แต่โครงสร้างการควบคุม CS1 ให้ผลรวมค่าไอเออีน้อยที่สุดแสดงถึงโครงสร้างการควบคุม CS1 สามารถรักษาสถานะการดำเนินกระบวนการได้ดีที่สุด

จากหลักการควบคุมแบบแพลนท์ไวด์ การควบคุมคุณภาพของผลิตภัณฑ์ ถือเป็นสิ่งสำคัญสำหรับเหตุผลทางเศรษฐศาสตร์ จากงานวิจัยนี้จะเน้นควบคุมคุณภาพของผลิตภัณฑ์เป็นหลัก จากผล

การตอบสนองในหัวข้อที่ 4.3 จะเห็นว่าโครงสร้างการควบคุมใหม่ทั้ง 3 โครงสร้างเป็นการออกแบบเพื่อเพิ่มประสิทธิภาพการควบคุมคุณภาพของผลิตภัณฑ์

จากการประเมินสมรรถนะของ โครงสร้างการควบคุมทั้ง 5 โครงสร้างโดยพิจารณาได้จากผลรวมค่าสัมบูรณ์ของค่าความคลาดเคลื่อนหรือไอเออี จากผลการทดสอบสมรรถนะของการควบคุมทั้ง 3 การทดสอบ พบว่าโครงสร้างการควบคุม CS1 หรือ CS1 ให้ผลรวมค่าไอเอเอน้อยที่สุด เมื่อเทียบกับโครงสร้างการควบคุมอื่น

เมื่อเปรียบเทียบผลการทดสอบสมรรถนะของการควบคุมจากผลรวมค่าไอเออี ที่ส่งผลต่อกระบวนการจาก โครงสร้างการควบคุมทั้ง 5 โครงสร้าง พบว่า การเปลี่ยนอัตราการไหลของกระแสป้อนแบบขั้นบันไดให้ผลรวมของค่าไอเออีมากกว่าการควบคุมองค์ประกอบของสารขาเข้าของกระแสป้อนแบบขั้นบันไดและมากกว่าการควบคุมอุณหภูมิขาเข้าของกระแสป้อน แสดงให้เห็นว่า การควบคุมกระบวนการด้วยการเปลี่ยนอัตราการไหลของกระแสป้อนแบบขั้นบันไดมีผลต่อกระบวนการอย่างมาก เนื่องจากการเปลี่ยนค่าเป้าหมายอัตราการไหลของกระแสป้อนแบบขั้นบันได ส่งผลให้มีการเปลี่ยนองค์ประกอบของสารและอุณหภูมิภายในระบบเช่นเดียวกัน ทำให้การควบคุมกระบวนการยากกว่าการควบคุมองค์ประกอบของสารขาเข้าของกระแสป้อนแบบขั้นบันได และการควบคุมอุณหภูมิขาเข้าของกระแสป้อน มีผลต่อการเปลี่ยนแปลงกระบวนการเล็กน้อย ระบบสามารถกำจัดผลการรบกวนได้และสามารถกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมได้อย่างรวดเร็ว

บทที่ 5

สรุปผลการดำเนินงานและข้อเสนอแนะ

5.1 สรุปผลการดำเนินงาน

5.1.1 การเพิ่มประสิทธิภาพการควบคุมของกระบวนการผลิตบิวทิลอะซีเตทสามารถทำได้ โดยการปรับพารามิเตอร์การควบคุมและออกแบบโครงสร้างการควบคุมใหม่

5.1.2 จากการทดสอบสมรรถนะของการควบคุม ผลการศึกษาพบว่า โครงสร้างการควบคุมทั้ง 5 โครงสร้าง สามารถรักษาสภาวะการดำเนินงานได้ และการเพิ่มประสิทธิภาพการควบคุม โดยการออกแบบโครงสร้างการควบคุมใหม่ ให้ผลการตอบสนองดีกว่าการเพิ่มประสิทธิภาพการควบคุมโดยการปรับพารามิเตอร์การควบคุมเพียงอย่างเดียว จากภาพรวมของผลการตอบสนอง พบว่า โครงสร้างการควบคุม CS1 ให้ผลการตอบสนองที่ดีที่สุด

5.1.3 จากการประเมินสมรรถนะของการควบคุม โดยพิจารณาได้จากผลรวมค่าสัมบูรณ์ของค่าความคลาดเคลื่อนหรือไอเออี

1) เมื่อเปลี่ยนค่าเป้าหมายอัตราการผลิตของกระแสน้ำแบบขั้นบันไดขั้นบันได พบว่า โครงสร้างการควบคุม CS1 ให้ผลรวมค่าไอเออีน้อยกว่าโครงสร้างการควบคุม CS2 โครงสร้างการควบคุม CS0M โครงสร้างการควบคุม CS0 และ โครงสร้างการควบคุม CS3 ตามลำดับ

2) เมื่อรบกวนองค์ประกอบของสารขาเข้าของกระแสน้ำแบบขั้นบันได พบว่า โครงสร้างการควบคุม CS1 ให้ผลรวมค่าไอเออีน้อยกว่าโครงสร้างการควบคุม CS2 โครงสร้างการควบคุม CS0M โครงสร้างการควบคุม CS3 และ โครงสร้างการควบคุม CS0 ตามลำดับ

3) เมื่อรบกวนอุณหภูมิขาเข้าของกระแสน้ำ พบว่าโครงสร้างการควบคุม CS1 ให้ผลรวมค่าไอเออีน้อยกว่าโครงสร้างการควบคุม CS0M โครงสร้างการควบคุม CS2 โครงสร้างการควบคุม CS3 และ โครงสร้างการควบคุม CS0 ตามลำดับ

จากการประเมินสมรรถนะของโครงสร้างการควบคุมทั้ง 5 โครงสร้าง พบว่า โครงสร้างการควบคุม CS1 ให้ผลรวมค่าไอเออีน้อยที่สุด แสดงถึงความสามารถรักษาสภาวะการดำเนินงานกระบวนการได้ดีที่สุด

5.1.4 จากการทดสอบและการประเมินสมรรถนะของการควบคุม โดยการเปลี่ยนค่าเป้าหมาย อัตราการไหลของกระแสไอออนแบบขึ้นบันไดส่งผลต่อกระบวนการมากกว่าการรบกวนองค์ประกอบของสารขาเข้าของกระแสไอออนแบบขึ้นบันได และมากกว่าการรบกวนกระบวนการด้วยอุณหภูมิขาเข้าของกระแสไอออน

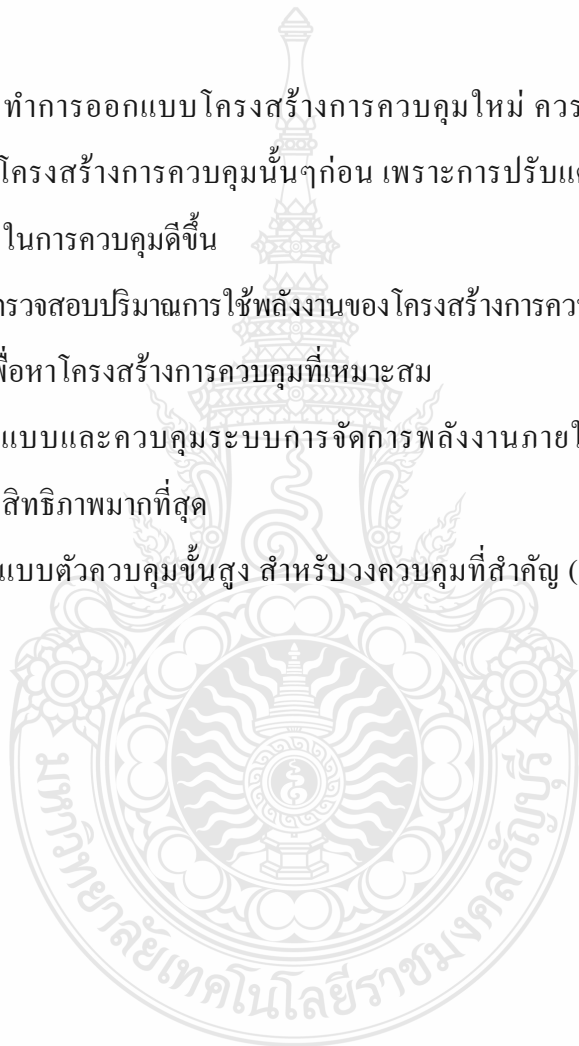
5.2 ข้อเสนอแนะ

5.2.1 ก่อนทำการออกแบบโครงสร้างการควบคุมใหม่ ควรปรับแต่งพารามิเตอร์การควบคุมเหมาะสมกับโครงสร้างการควบคุมนั้นๆก่อน เพราะการปรับแต่งพารามิเตอร์การควบคุมส่งผลให้ประสิทธิภาพในการควบคุมดีขึ้น

5.2.2 ควรตรวจสอบปริมาณการใช้พลังงานของโครงสร้างการควบคุมทั้ง 5 พร้อมทั้งวิเคราะห์ผลทางเศรษฐศาสตร์เพื่อหาโครงสร้างการควบคุมที่เหมาะสม

5.2.3 ออกแบบและควบคุมระบบการจัดการพลังงานภายในกระบวนการเพื่อให้ใช้พลังงานได้อย่างมีประสิทธิภาพมากที่สุด

5.2.4 ออกแบบตัวควบคุมขั้นสูง สำหรับวงควบคุมที่สำคัญ (อุณหภูมิและองค์ประกอบของสาร)



บรรณานุกรม

- [1] โลกความรู้สารานุกรม. (30 มีนาคม 2556). ะฉีเตท. สืบค้นจาก:
http://th.swewe.net/word_show.htm/
- [2] William L. Luyben, (2011) “Principles and case studies of simultaneous design” Wiley-Interscience, 107-133.
- [3] ตัวควบคุมแบบพีไอดี. (16 กันยายน 2557). สืบค้นจาก:
http://cuir.car.chula.ac.th/bitstream/123456789/16741/1/alongkorn_ja.pdf
- [4] สุชาติ จันทร์จรมานิตย์, (20 มิถุนายน 2556). ระบบควบคุม. สืบค้นจาก:
http://suchart.rmutl.ac.th/04-220-308/CT_L06.pdf
- [5] Dale E. Seborg, Duncan A. Mellichamp, Thomas F. Edgar, (2011) “Process Dynamics and Control” John Wiley & Sons Ltd, 223-225.
- [6] สายฝน เกียรติวารินทร์, (2545). การออกแบบโครงสร้างการควบคุมประยุกต์กับปัญหาการควบคุมแบบแพลนท์ไวด์ของกระบวนการไฮโดรดีอัลคิเลชัน. กรุงเทพฯ : จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย.
- [7] วชิรา ดาวสุด, (2553), เอกสารประกอบการสอนวิชาพลศาสตร์ของกระบวนการและการควบคุม. เอกสารประกอบการสอน. มหาวิทยาลัยบูรพา.
- [8] Stephanopoulos, G. 1983 “Synthesis of control systems for chemical plants A challenge for creativity”. Computers & Chemical Engineering, 331–365.
- [9] Stephanopoulos, G. 1984 “Chemical Process Control”. Prentice-Hall.
- [10] Douglas, J. M. 1988 “Conceptual design of chemical processes”. McGraw-Hill.
- [11] Yi, C., Rossiter, D., Owens, D. 1997 “Input selection for disturbance rejection under manipulated variable constraints”. Computers & chemical engineering.
- [12] Luyben, M. L., and Tyreus, B. D. 1997. “Plantwide control design procedure”. AIChE. 43, 3161-3174.
- [13] Muhammad A. Al-Arfaj and William L. Luyben. 2002. “Comparative control study of ideal and methyl acetate reactive distillation”. USA : Chemical Engineering Science.

บรรณานุกรม (ต่อ)

- [14] Amornchai Arpornwichanop, Kittipong Koomsup, Suttichai. 2008. “Hybrid reactive distillation systems for n-butyl acetate production from dilute acetic acid”. Industrial and Engineering Chemistry.
- [15] Bogdan Dorneanu, Costin Sorin Bildeab, Johan Grievink. 2009. “On the application of model reduction to plantwide control”. Netherlands : Computers and Chemical Engineering.
- [16] Shichao Xu and Jie Bao. 2009. “Distributed control of plantwide chemical processes”. Australia : Process Control.
- [17] Jie He, Baoyun Xu, Weijiang Zhang, Cuifang Zhou and Xuejia Chen. 2010 “Experimental study and process simulation of n-butyl acetate produced by transesterification in a catalytic distillation column”. China : Chemical Engineering and Processing .
- [18] Shih-Bo Hung, Jyun-Hong Chen, Yu-Der Lin, Hsiao-Ping Huang, Ming-Jer Lee, Jeffrey D. Ward and Cheng-Ching Yu. 2010. “Control of plantwide reactive distillation processes: Hydrolysis, transesterification and two-stage esterification”. Taiwan : Taiwan Institute of Chemical Engineers.
- [19] Silvia Ochoa, Gunter Wozny and Jens-Uwe Repke. 2010. “Plantwide Optimizing Control of a continuous bioethanol production process”. Germany : Process Control.
- [20] Jeffrey D.Ward, Cheng-Ching Yu, Michael F. Doherty. 2010. “Plantwide dynamics and control of processes with crystallization”. Taiwan : Computers and Chemical Engineering.
- [21] Rahul Jagtap, Nitin Kaisth and Sigurd Skogestad. 2011. “Plantwide Control for Economic Operation of a Recycle Process”. India : European Symposium on Computer Aided Process Engineering.
- [22] TIAN Hui, HUANG Zhixian, QIU Ting, WANG Xiaoda and WU. 2012. “Reactive Distillation for Producing n-Butyl Acetate: Experiment and Simulation”. China : Chemical Engineering.
- [23] William L. Luyben. 2012. “Use of dynamic simulation for reactor safety analysis”. USA : Computers and Chemical Engineering.

บรรณานุกรม (ต่อ)

- [24] William L. Luyben. 2002. "Plantwide Dynamic Simulators in Chemical Processing and Control".
USA : Chemical Industries.
- [25] William L. Luyben. 2006. "Distillation design and control using aspen™ simulation".USA :
Wiley-Interscience.



ภาคผนวก

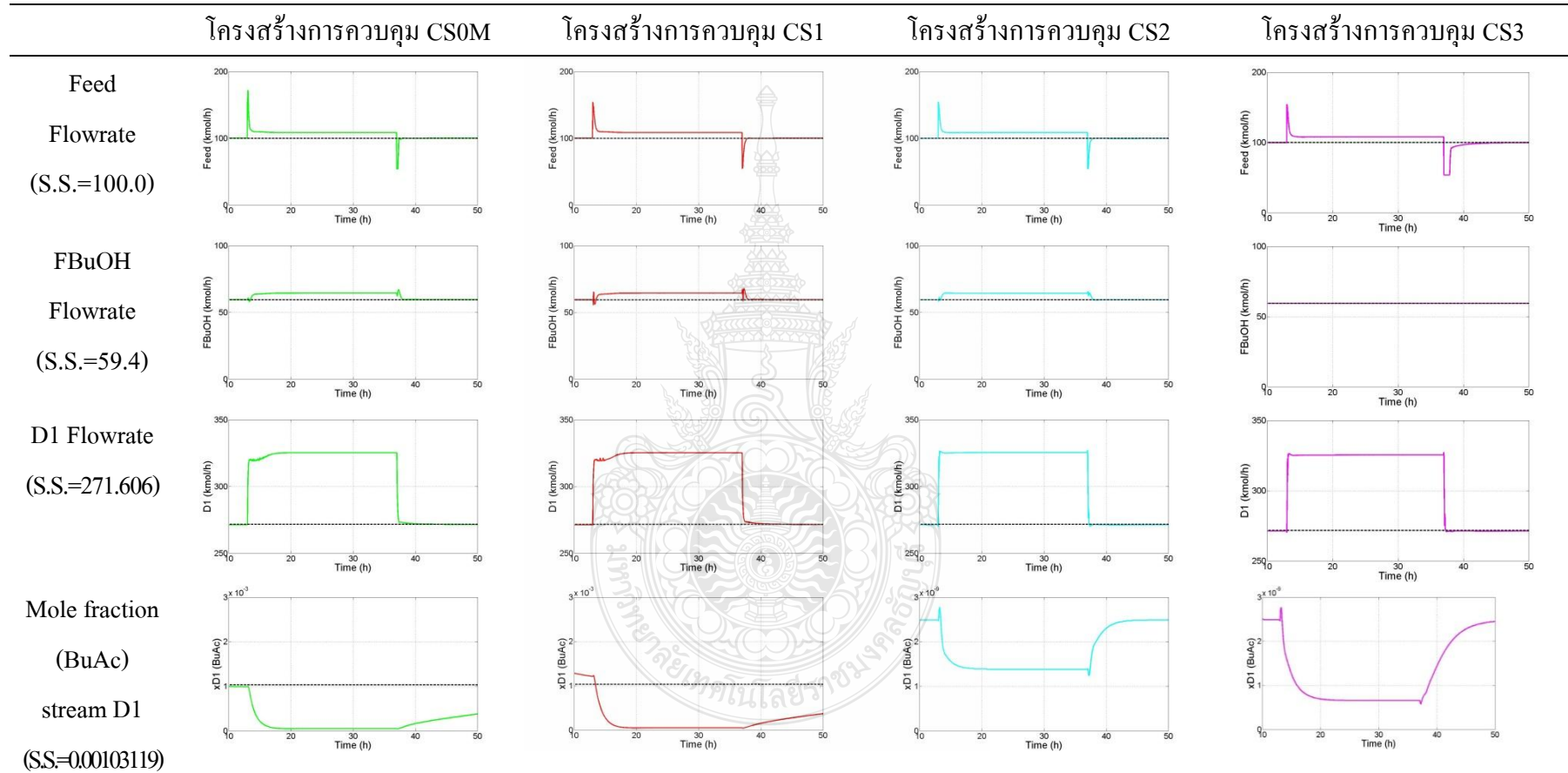




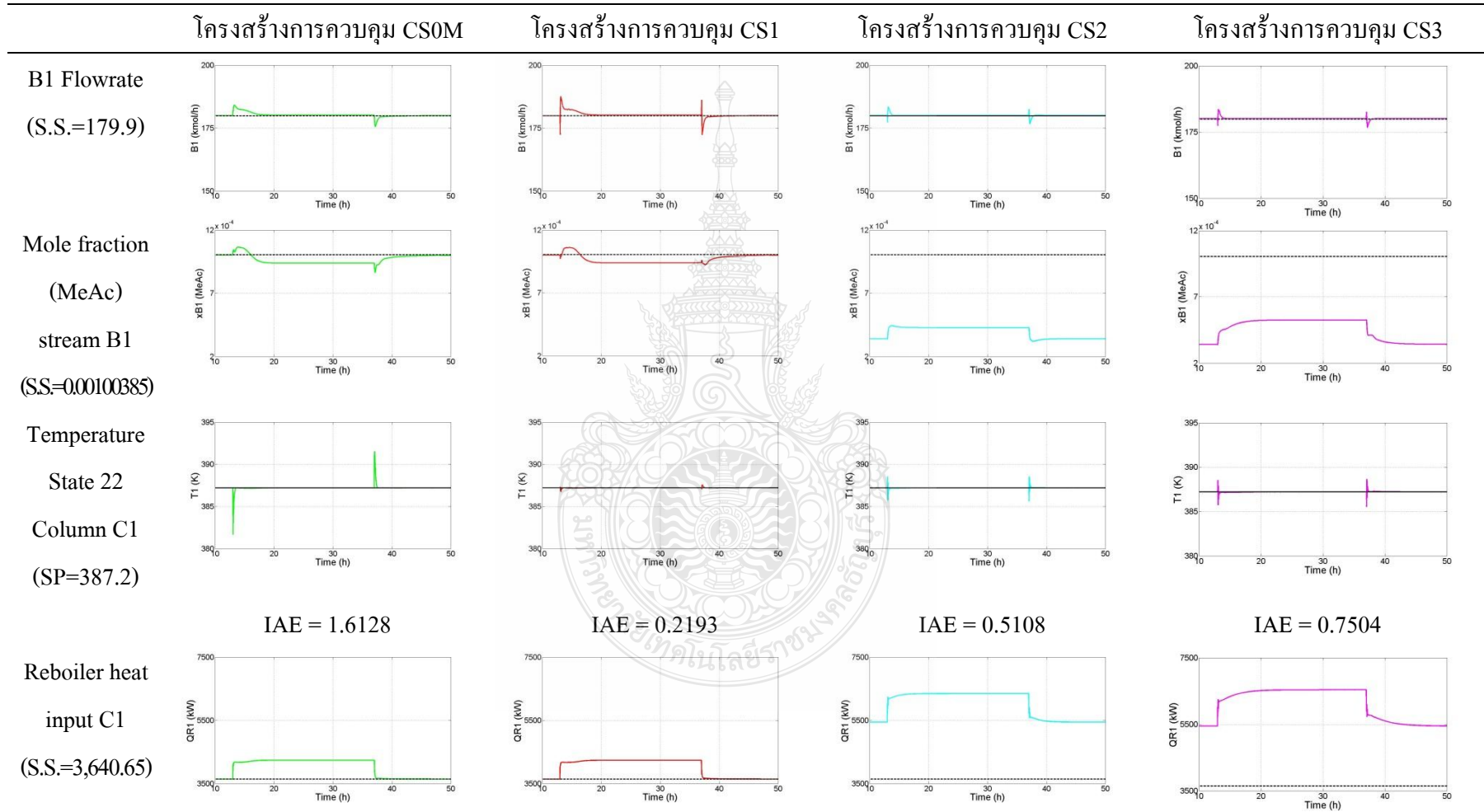
ภาคผนวก ก

ผลการตอบสนองกระบวนการ

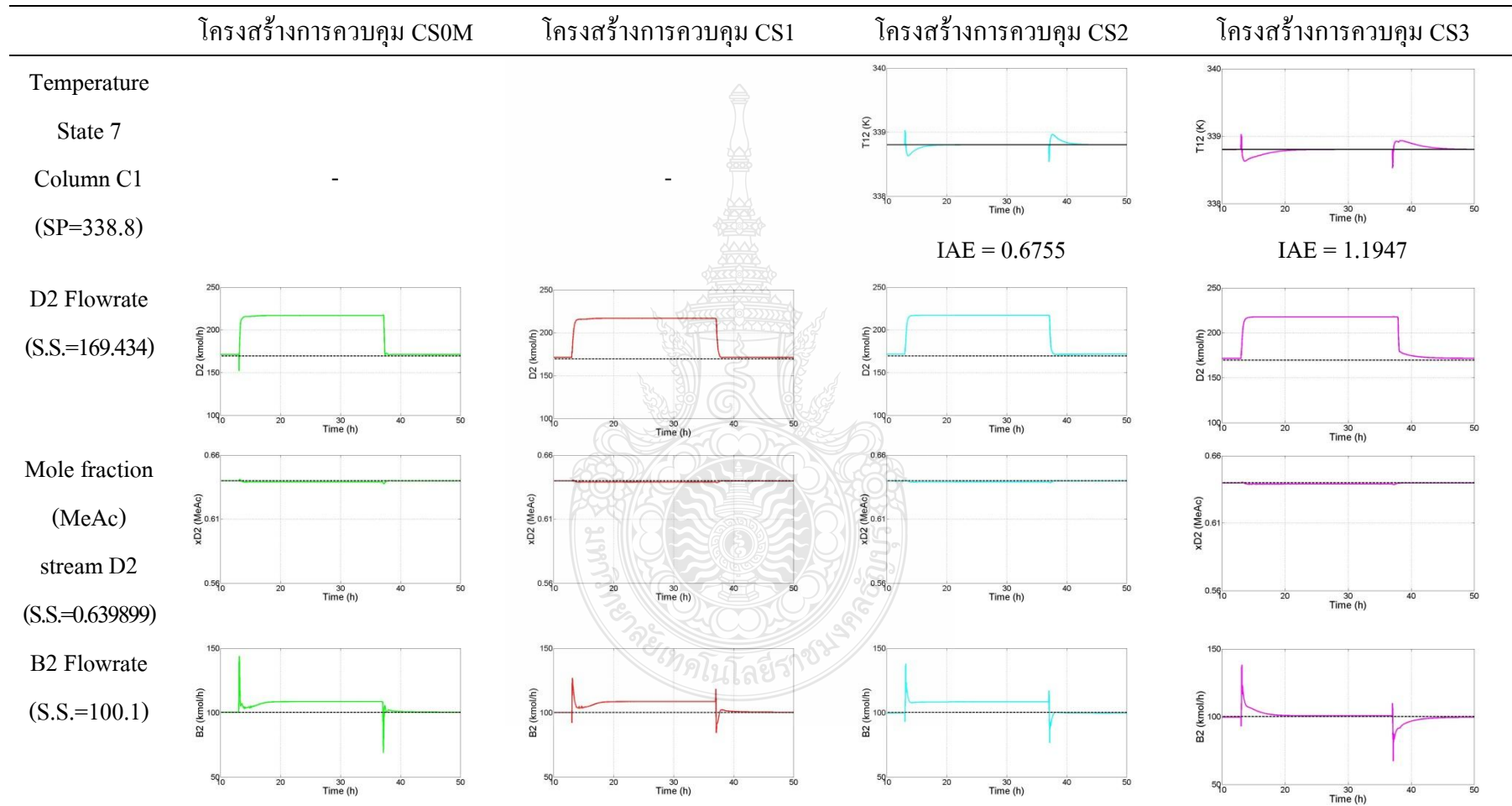
ตารางที่ ก.1 ผลการเปลี่ยนอัตราการไหลของกระแสป้อนแบบขั้นบันได



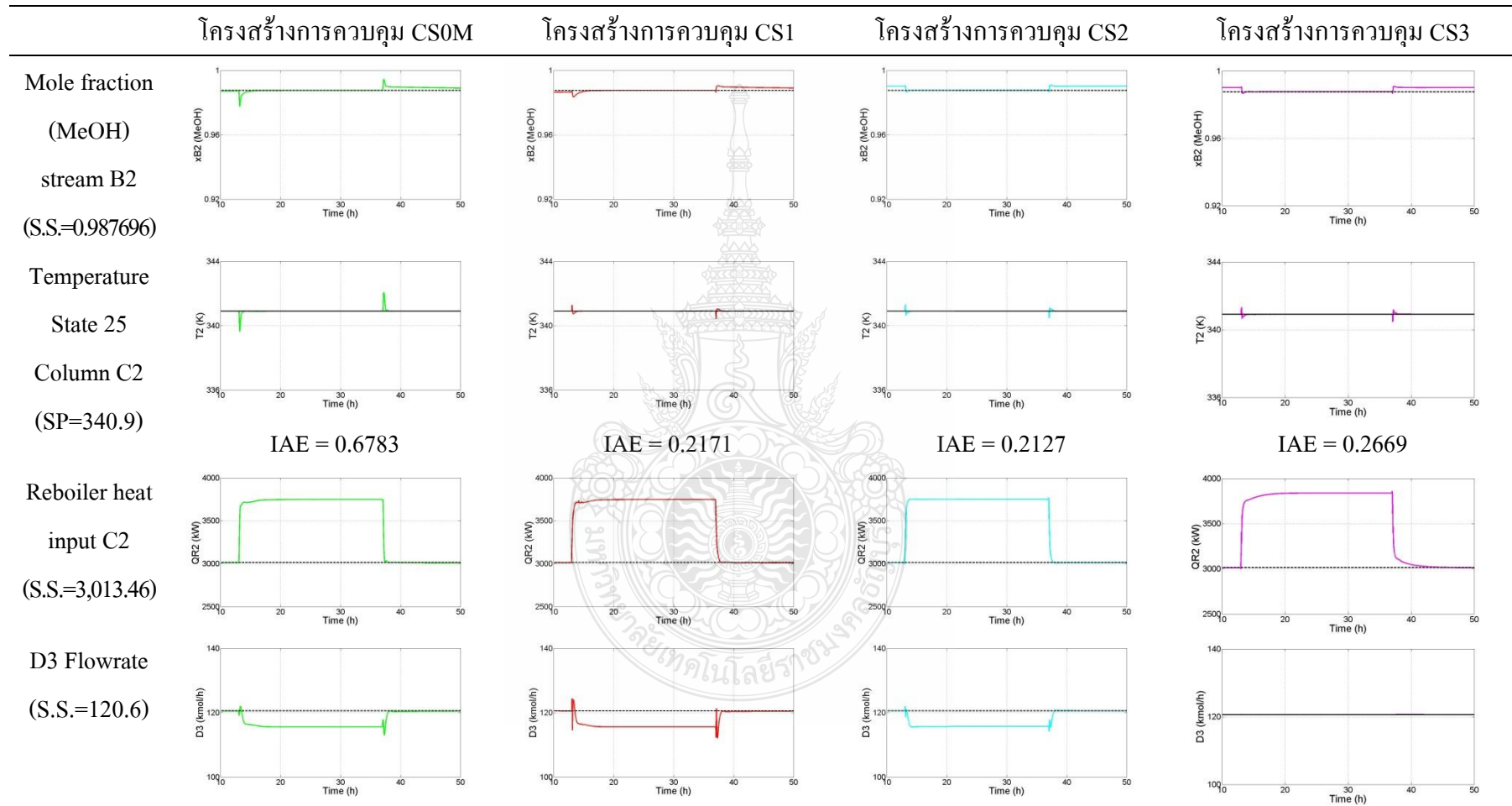
ตารางที่ ก.1 ผลการเปลี่ยนอัตราการไหลของกระแสป้อนแบบขั้นบันได (ต่อ)



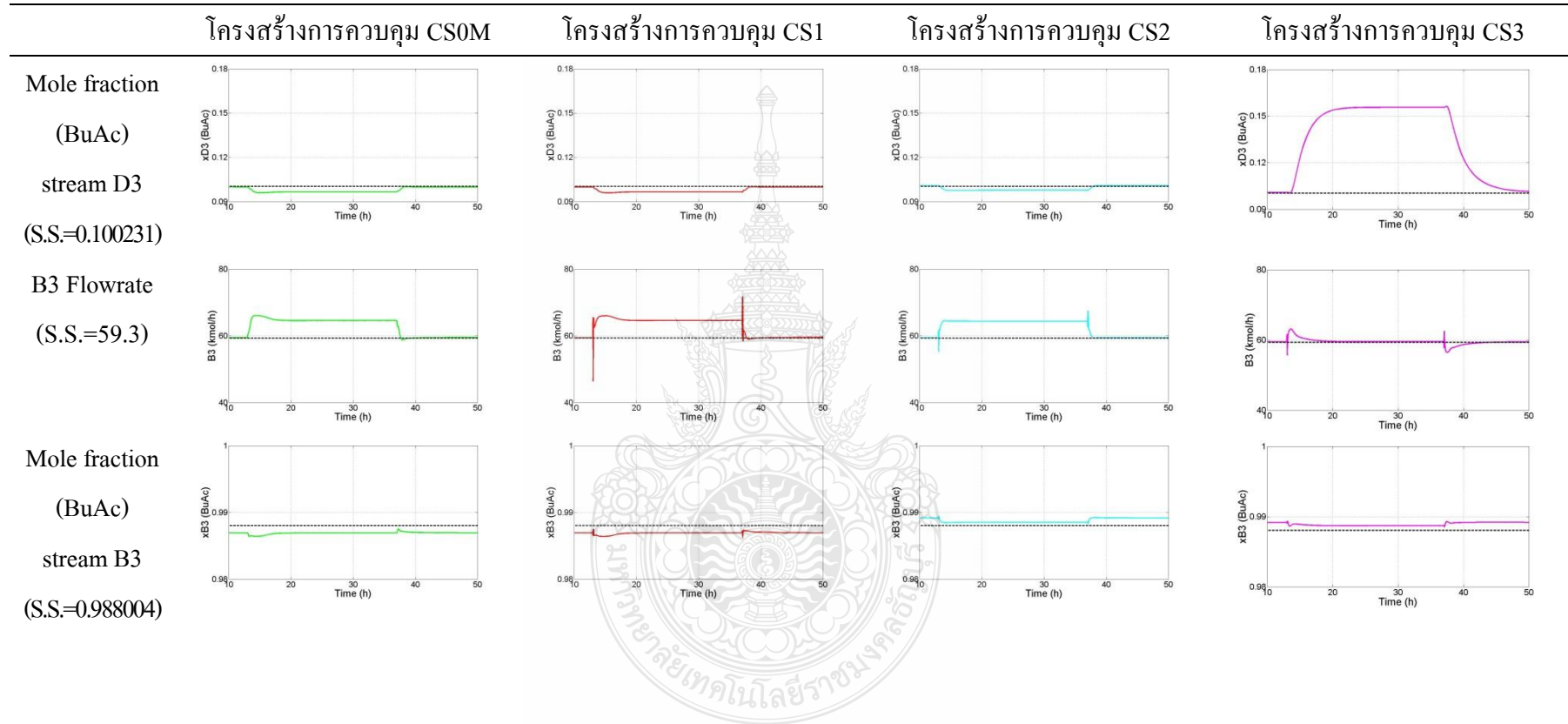
ตารางที่ ก.1 ผลการเปลี่ยนอัตราการไหลของกระแสป้อนแบบขั้นบันได (ต่อ)



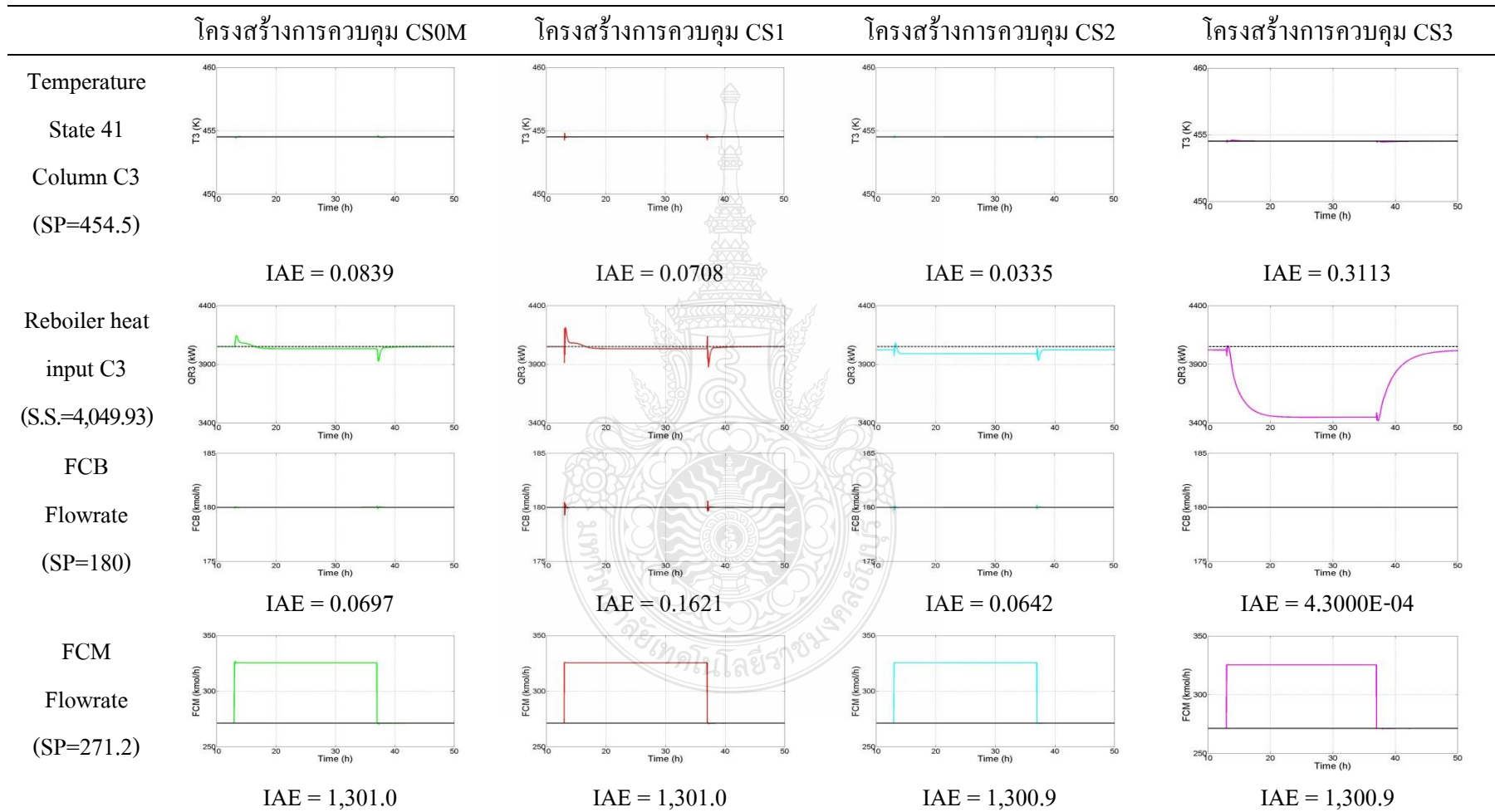
ตารางที่ ก.1 ผลการเปลี่ยนอัตราการผลิตของกระแสแบบขั้นบันได (ต่อ)



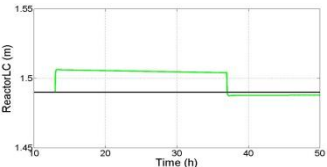
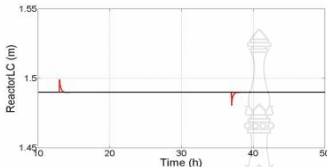
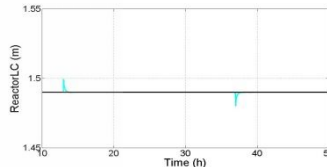
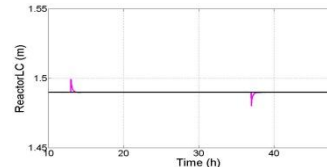
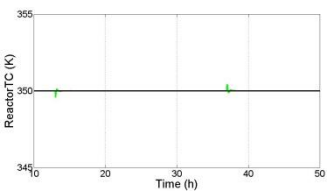
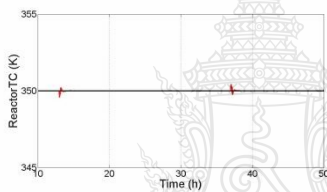
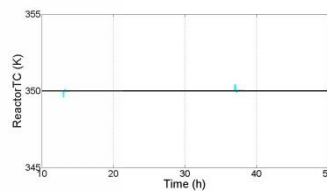
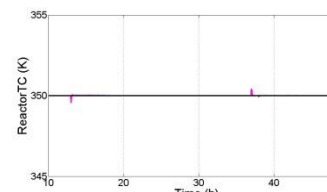
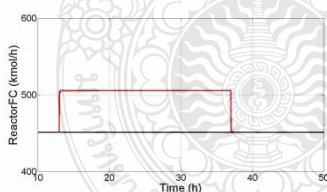
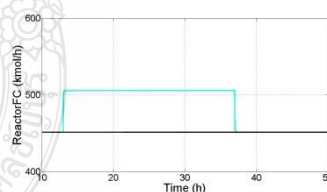
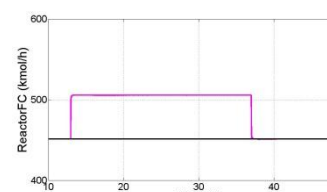
ตารางที่ ก.1 ผลการเปลี่ยนอัตราการผลิตของกระแสแบบขั้นบันได (ต่อ)



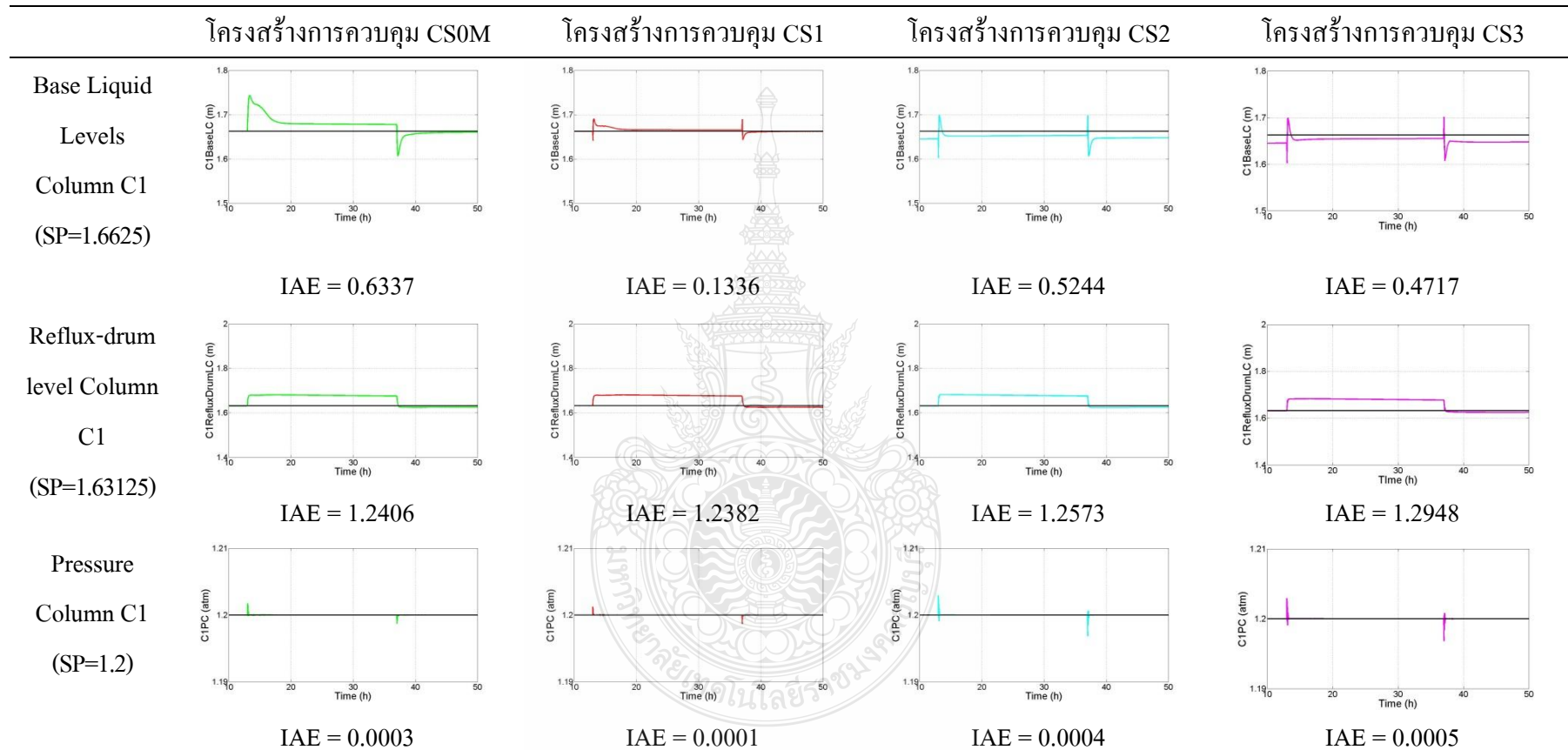
ตารางที่ ก.1 ผลการเปลี่ยนอัตราการไหลของกระแสป้อนแบบขั้นบันได (ต่อ)



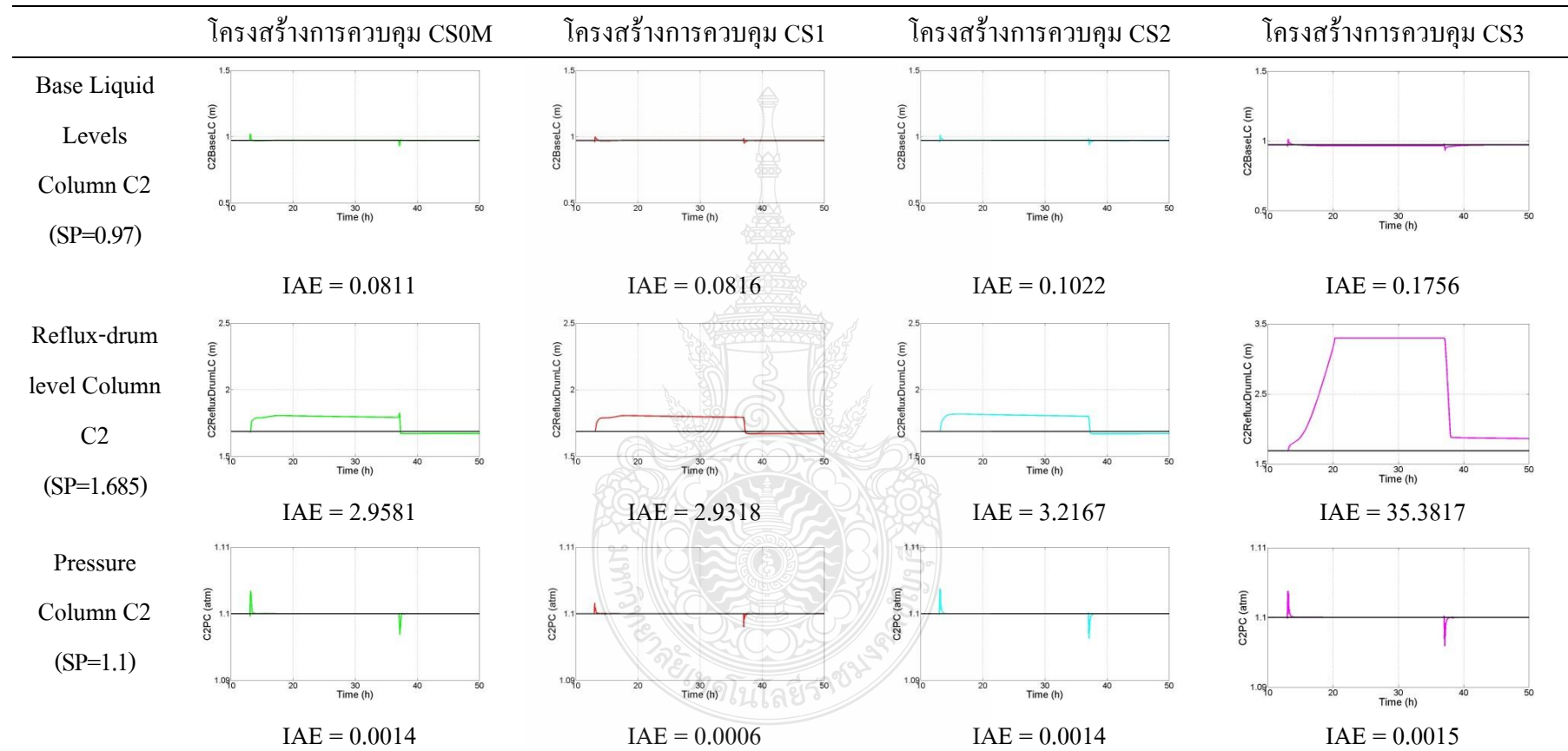
ตารางที่ ก.1 ผลการเปลี่ยนอัตราการผลิตของกระแสน้ำแบบขั้นบันได (ต่อ)

	โครงสร้างการควบคุม CS0M	โครงสร้างการควบคุม CS1	โครงสร้างการควบคุม CS2	โครงสร้างการควบคุม CS3
Reactor Liquid Level (SP=1.489847)	 <p>IAE = 0.4021</p>	 <p>IAE = 0.0032</p>	 <p>IAE = 0.0032</p>	 <p>IAE = 0.0032</p>
Reactor Temperature (SP=350)	 <p>IAE = 0.1403</p>	 <p>IAE = 0.1604</p>	 <p>IAE = 0.1059</p>	 <p>IAE = 0.0916</p>
Reactor Out Flowrate (SP=451.2)	-	 <p>IAE = 1,301.0</p>	 <p>IAE = 1,300.9</p>	 <p>IAE = 1,301.9</p>

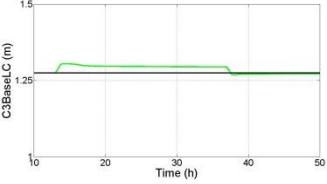
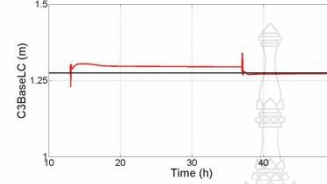
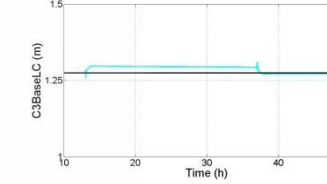
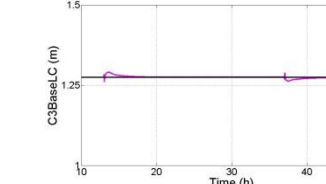
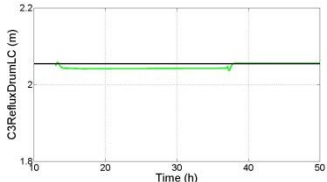
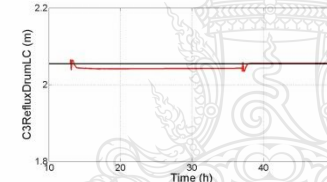
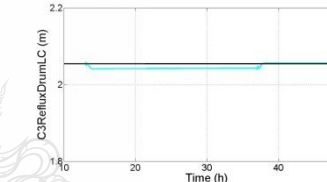
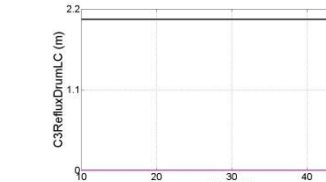
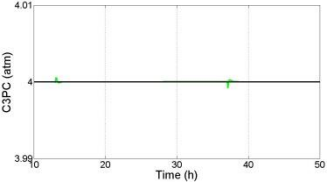
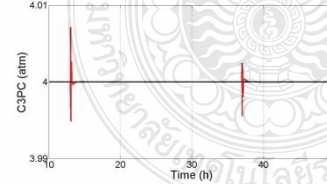
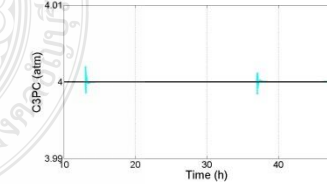
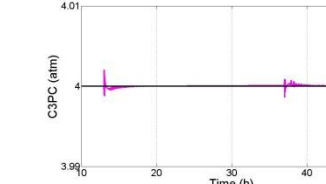
ตารางที่ ก.1 ผลการเปลี่ยนอัตราการไหลของกระแสป้อนแบบขั้นบันได (ต่อ)



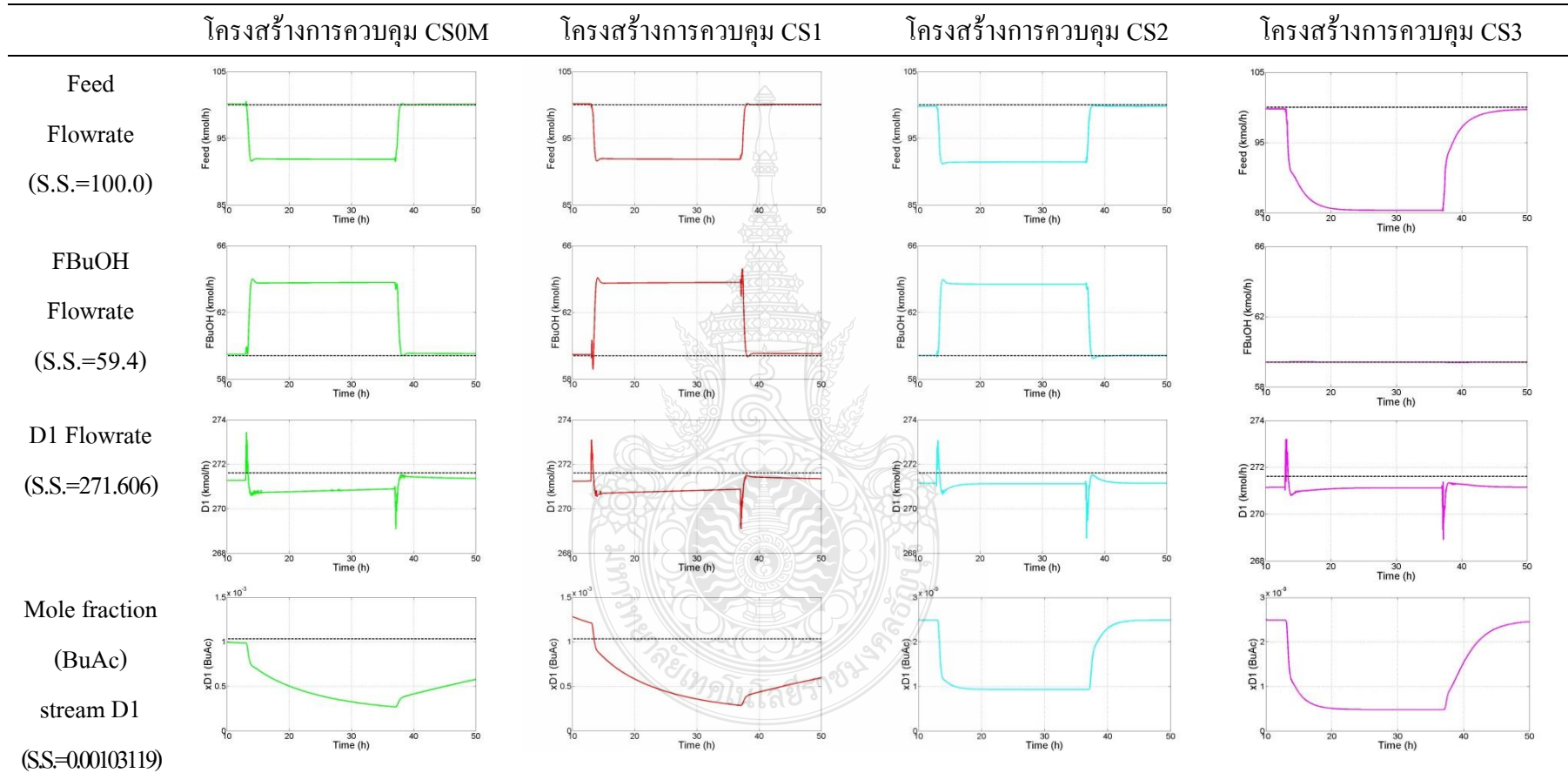
ตารางที่ ก.1 ผลการเปลี่ยนอัตราการไหลของกระแสป้อนแบบขั้นบันได (ต่อ)



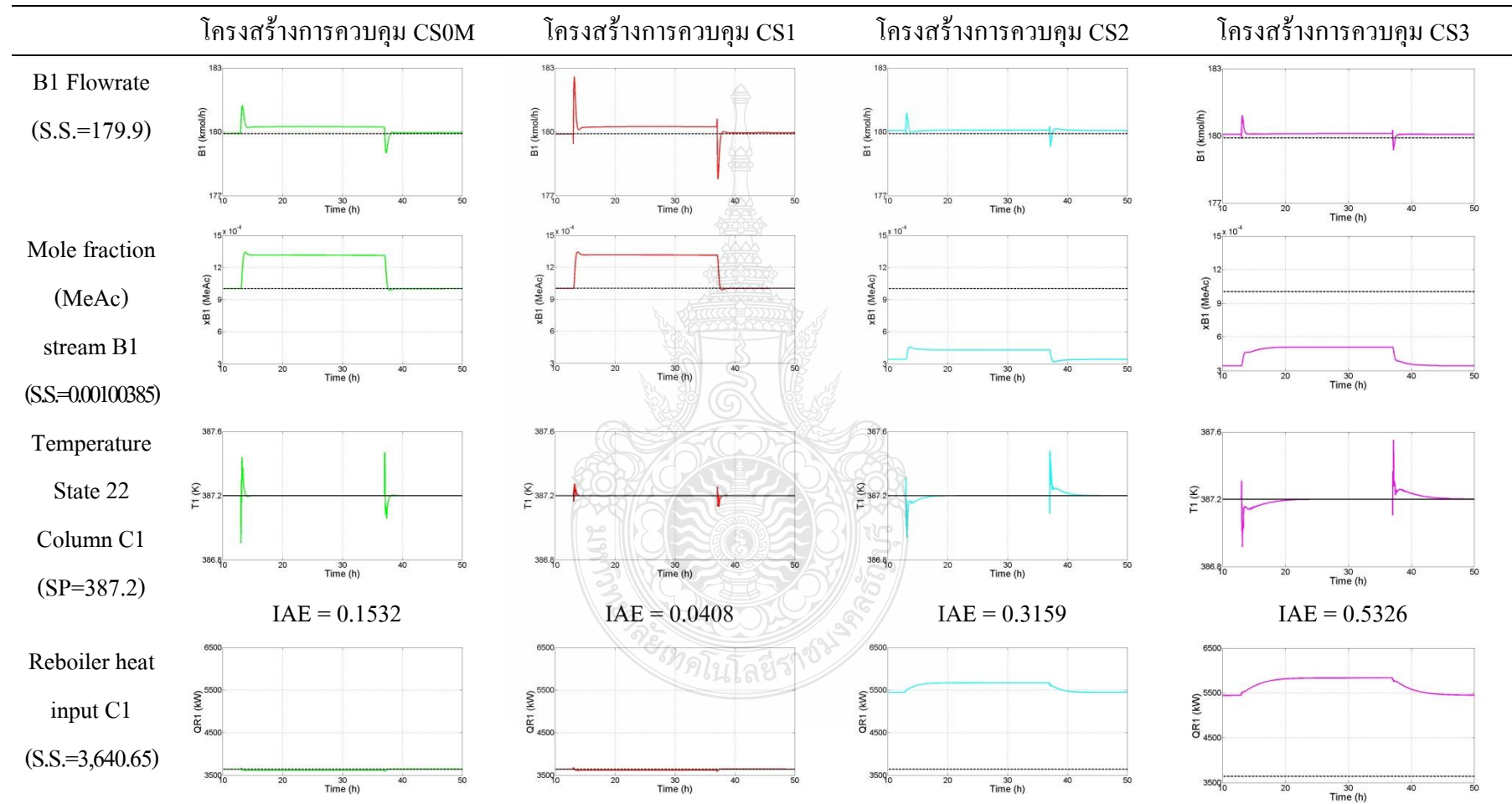
ตารางที่ ก.1 ผลการเปลี่ยนอัตราการไหลของกระแสป้อนแบบขั้นบันได (ต่อ)

	โครงสร้างการควบคุม CS0M	โครงสร้างการควบคุม CS1	โครงสร้างการควบคุม CS2	โครงสร้างการควบคุม CS3
Base Liquid Levels Column C3 (SP=1.27375)	 <p>IAE = 0.5849</p>	 <p>IAE = 0.5900</p>	 <p>IAE = 0.5419</p>	 <p>IAE = 0.0763</p>
Reflux-drum level Column C3 (SP=2.055)	 <p>IAE = 0.3241</p>	 <p>IAE = 0.3267</p>	 <p>IAE = 0.3291</p>	 <p>IAE = 86.3306</p>
Pressure Column C3 (SP=4)	 <p>IAE = 0.0005</p>	 <p>IAE = 0.0011</p>	 <p>IAE = 0.0006</p>	 <p>IAE = 0.0018</p>

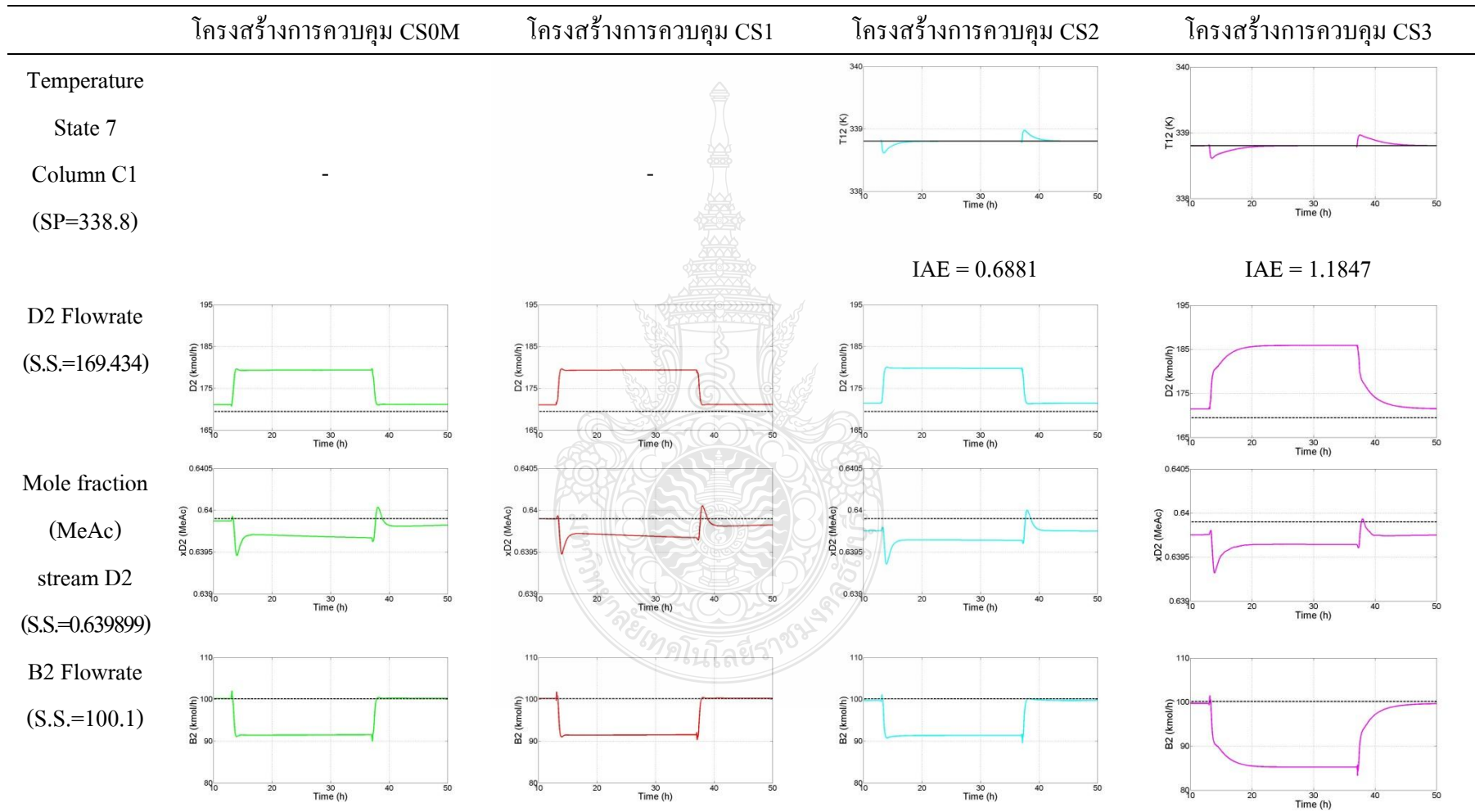
ตารางที่ ก.2 ผลการรบกวนองค์ประกอบของสารขาเข้าของกระแส่ป้อนแบบขั้นบันได



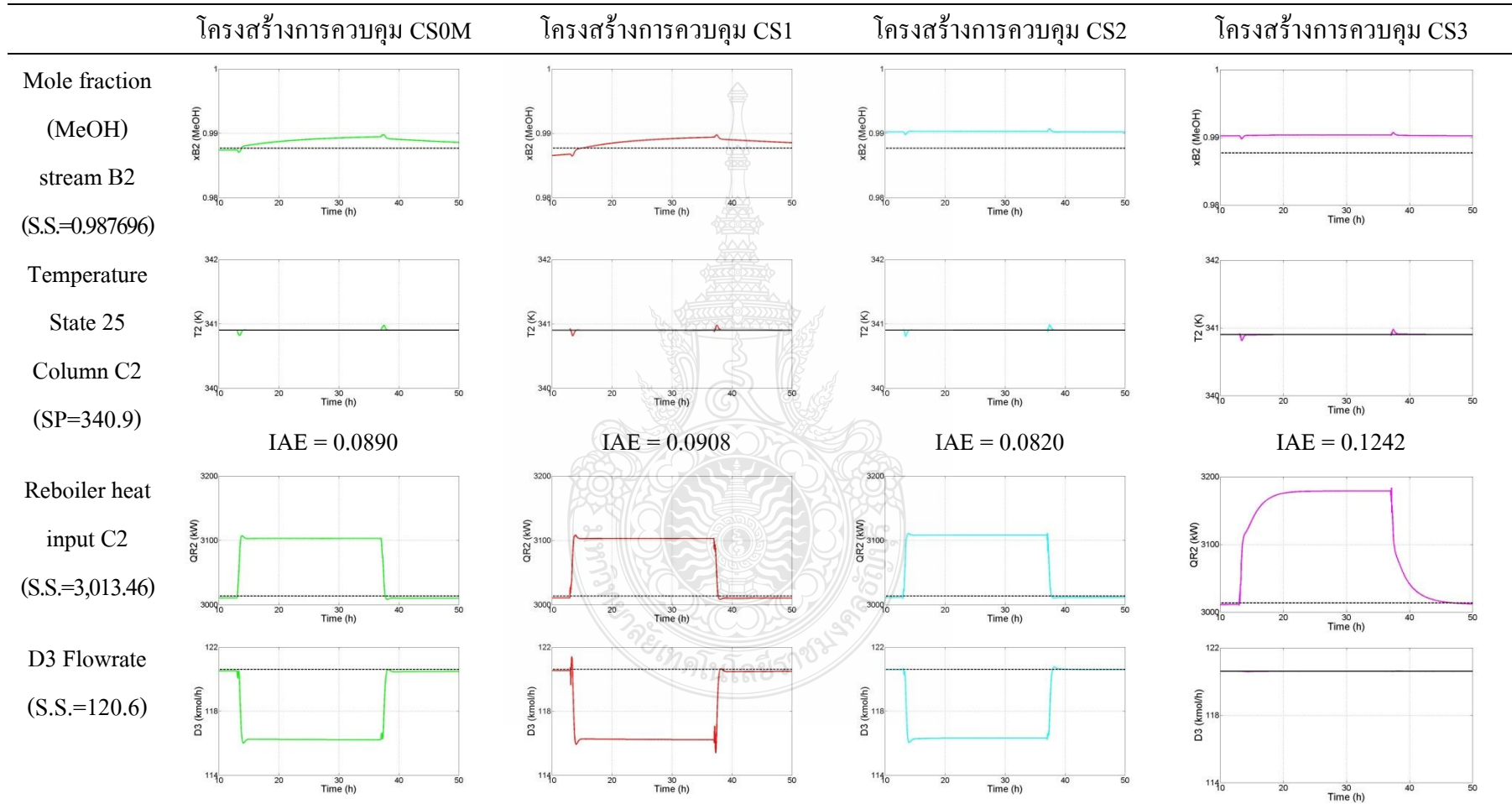
ตารางที่ ก.2 ผลการรบกวนองค์ประกอบของสารขาเข้าของกระแสป้อนแบบขั้นบันได (ต่อ)



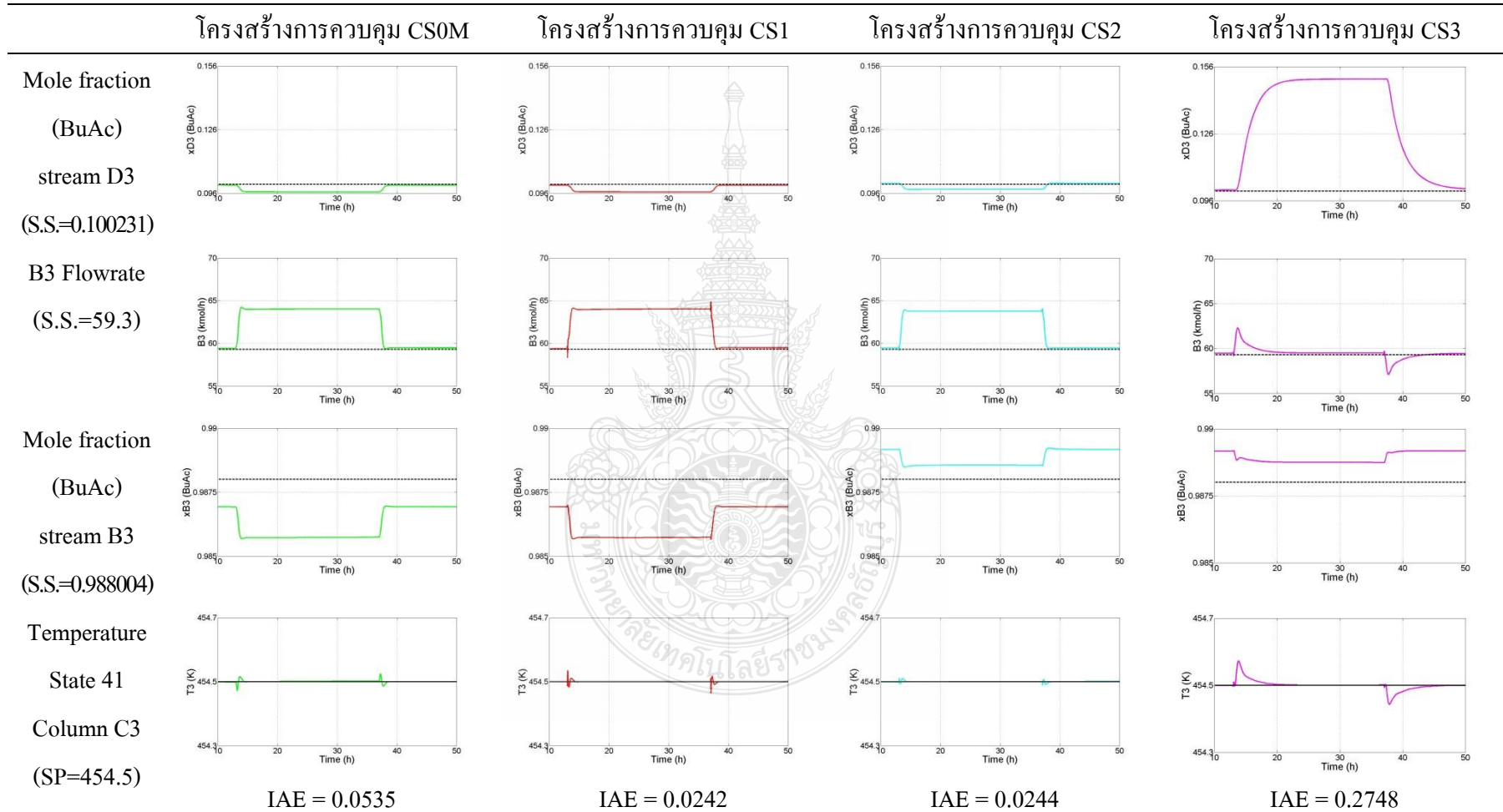
ตารางที่ ก.2 ผลการรบกวนองค์ประกอบของสารขาเข้าของกระแสน้ำมันเบนซิน (ต่อ)



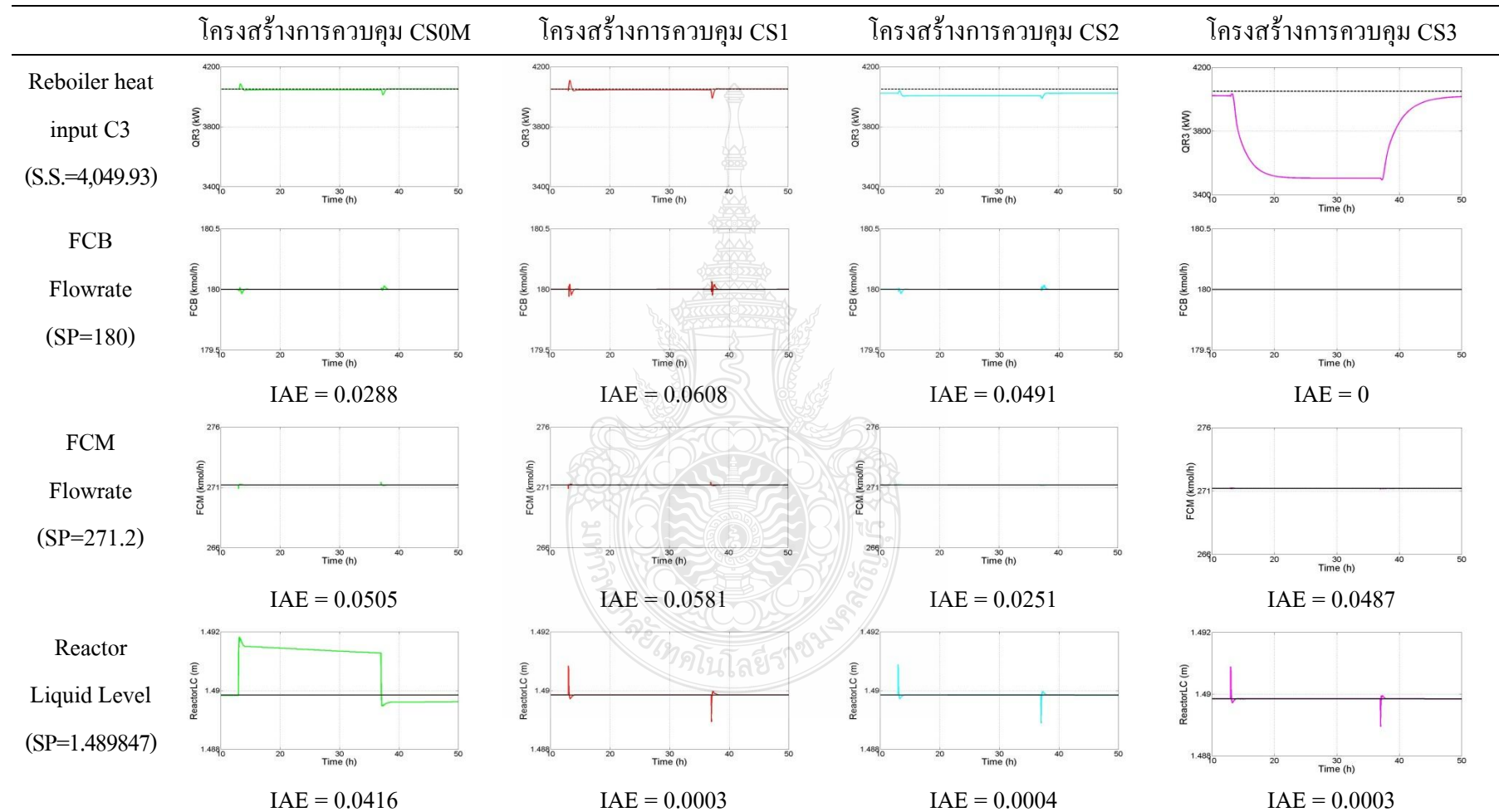
ตารางที่ ก.2 ผลการรบกวนองค์ประกอบของสารขาเข้าของกระแส่ป้อนแบบขั้นบันได (ต่อ)



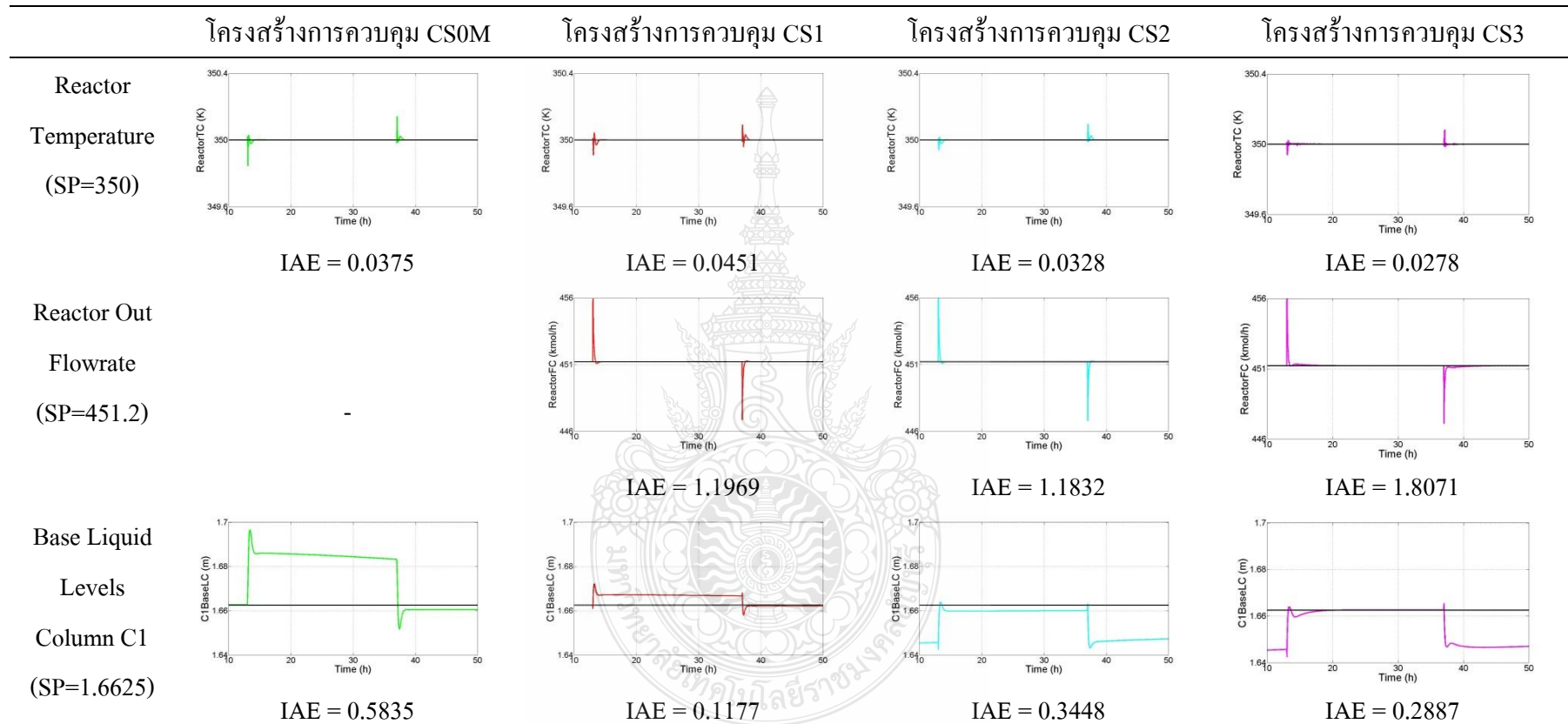
ตารางที่ ก.2 ผลการรบกวนองค์ประกอบของสารขาเข้าของกระแสน้ำมันเบนซีน ไนโด (ต่อ)



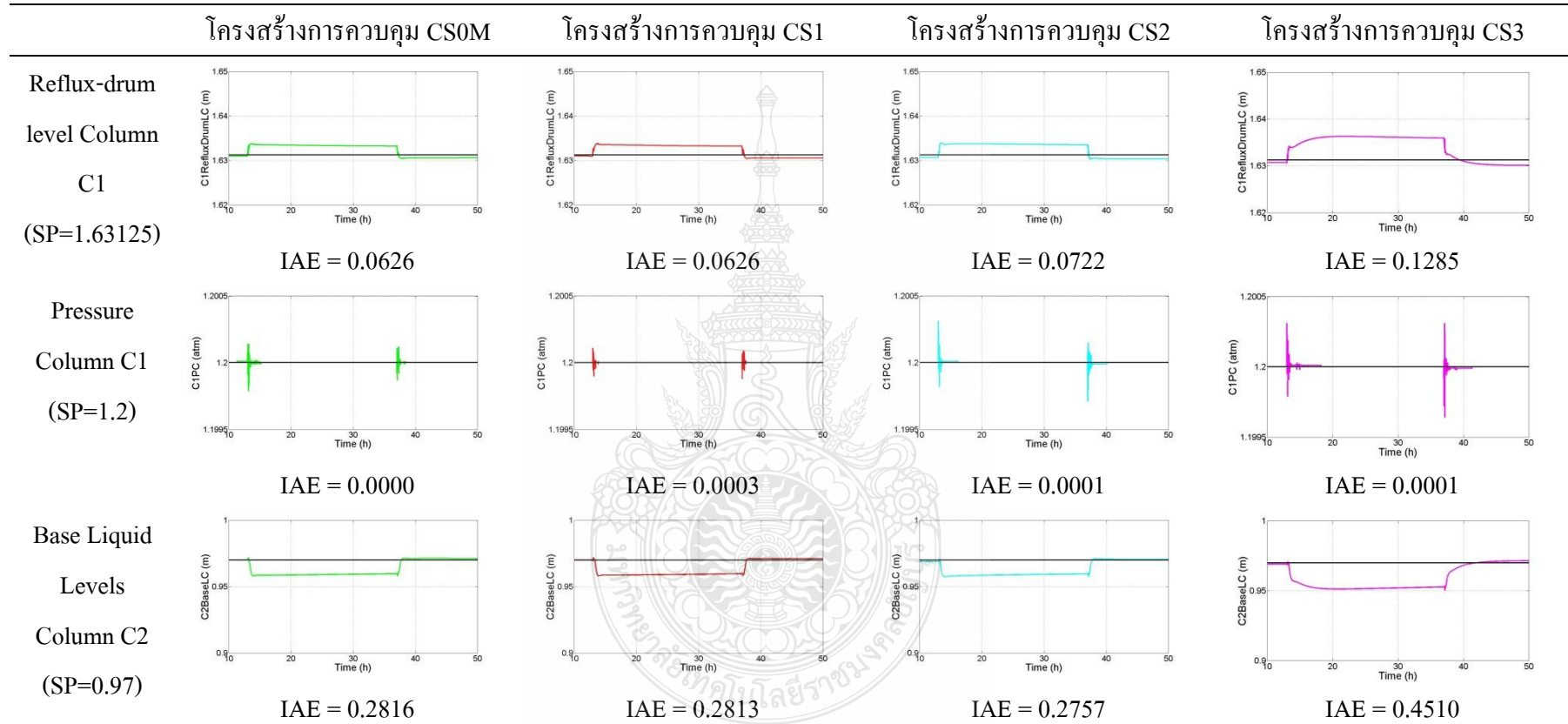
ตารางที่ ก.2 ผลการรบกวนองค์ประกอบของสารขาเข้าของกระแสป้อนแบบขั้นบันได (ต่อ)



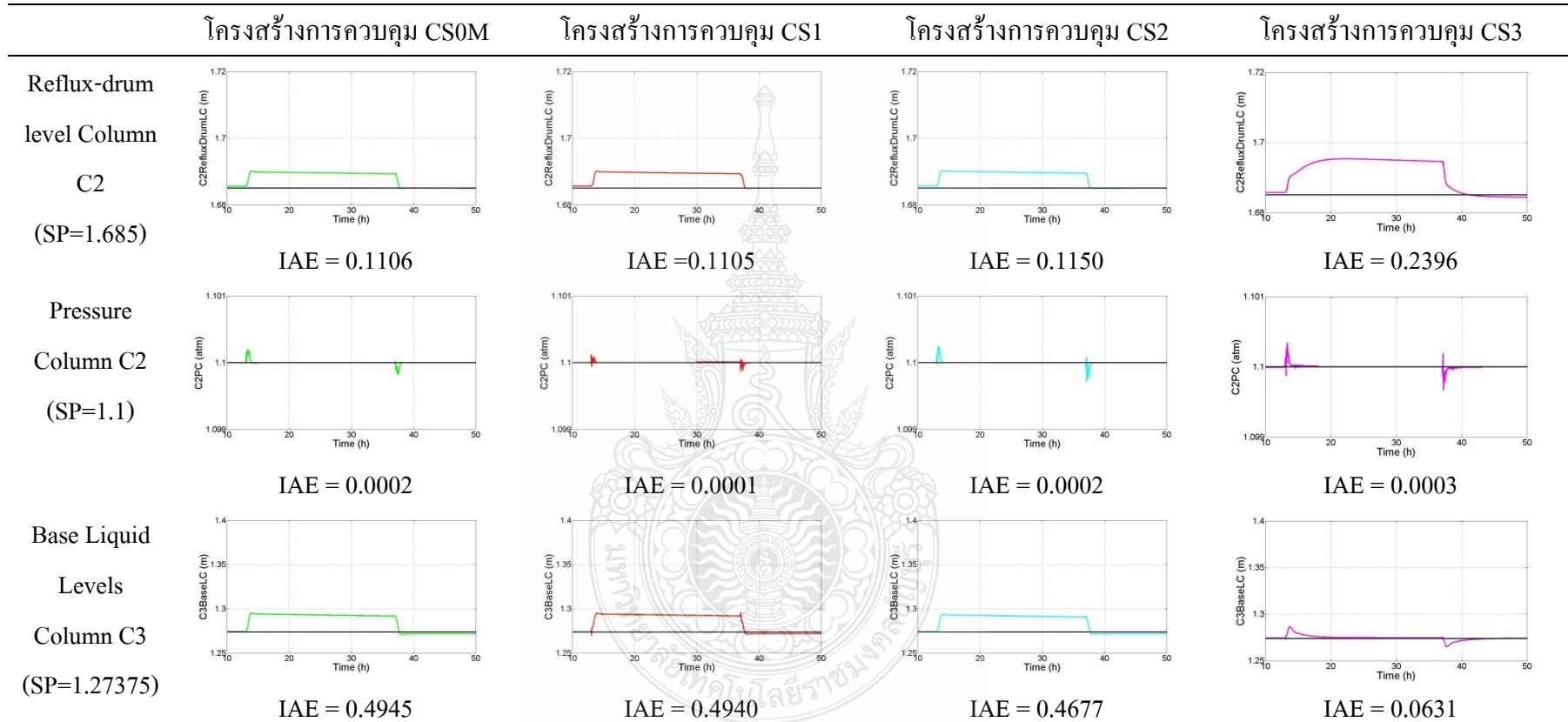
ตารางที่ ก.2 ผลการรบกวนองค์ประกอบของสารขาเข้าของกระแสเปลี่ยนแบบขั้นบันได (ต่อ)



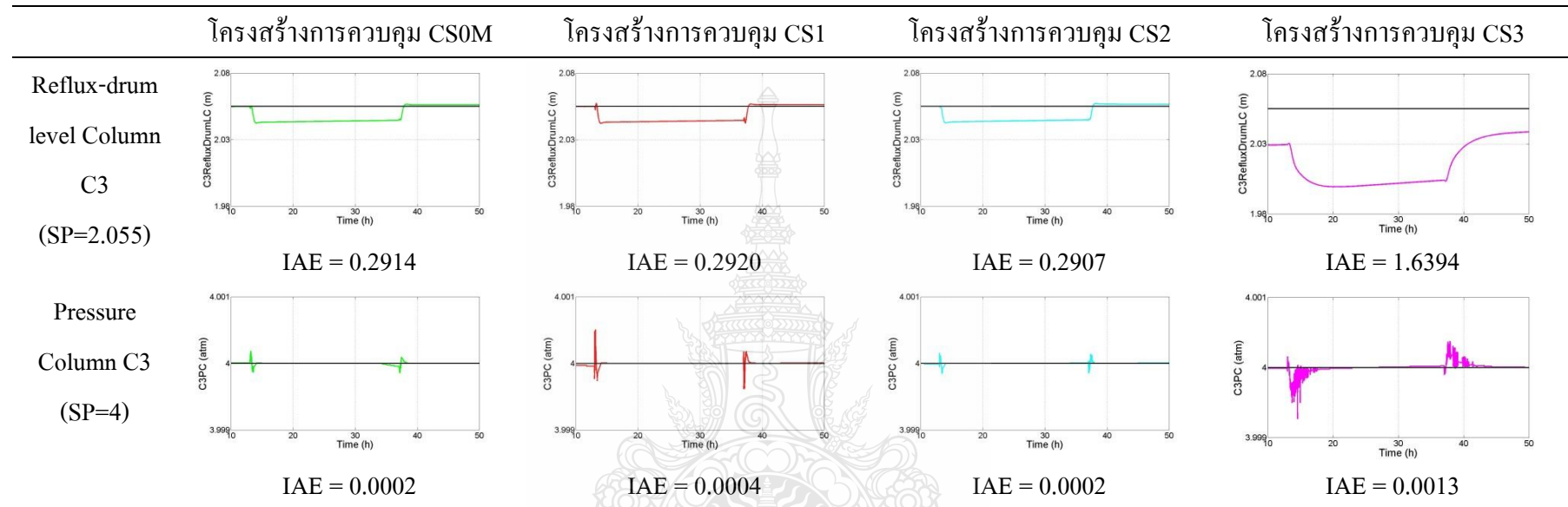
ตารางที่ ก.2 ผลการรบกวนองค์ประกอบของสารขาเข้าของกระแสน้ำแบบขั้นบันได (ต่อ)



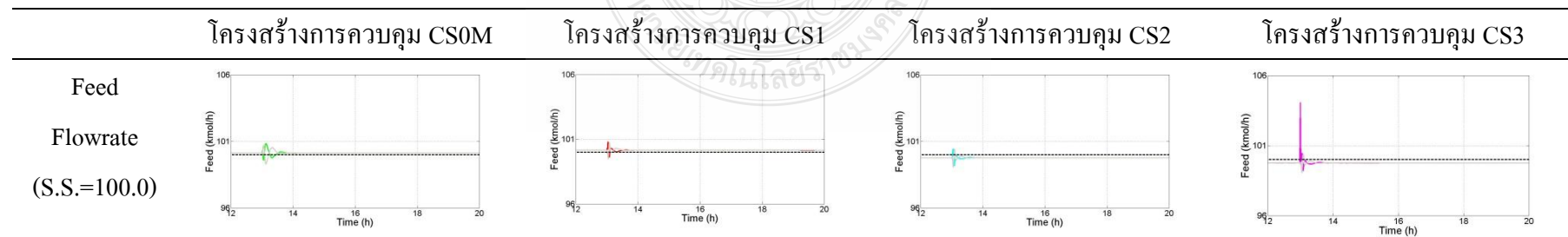
ตารางที่ ก.2 ผลการรบกวนองค์ประกอบของสารขาเข้าของกระแสป้อนแบบขั้นบันได (ต่อ)



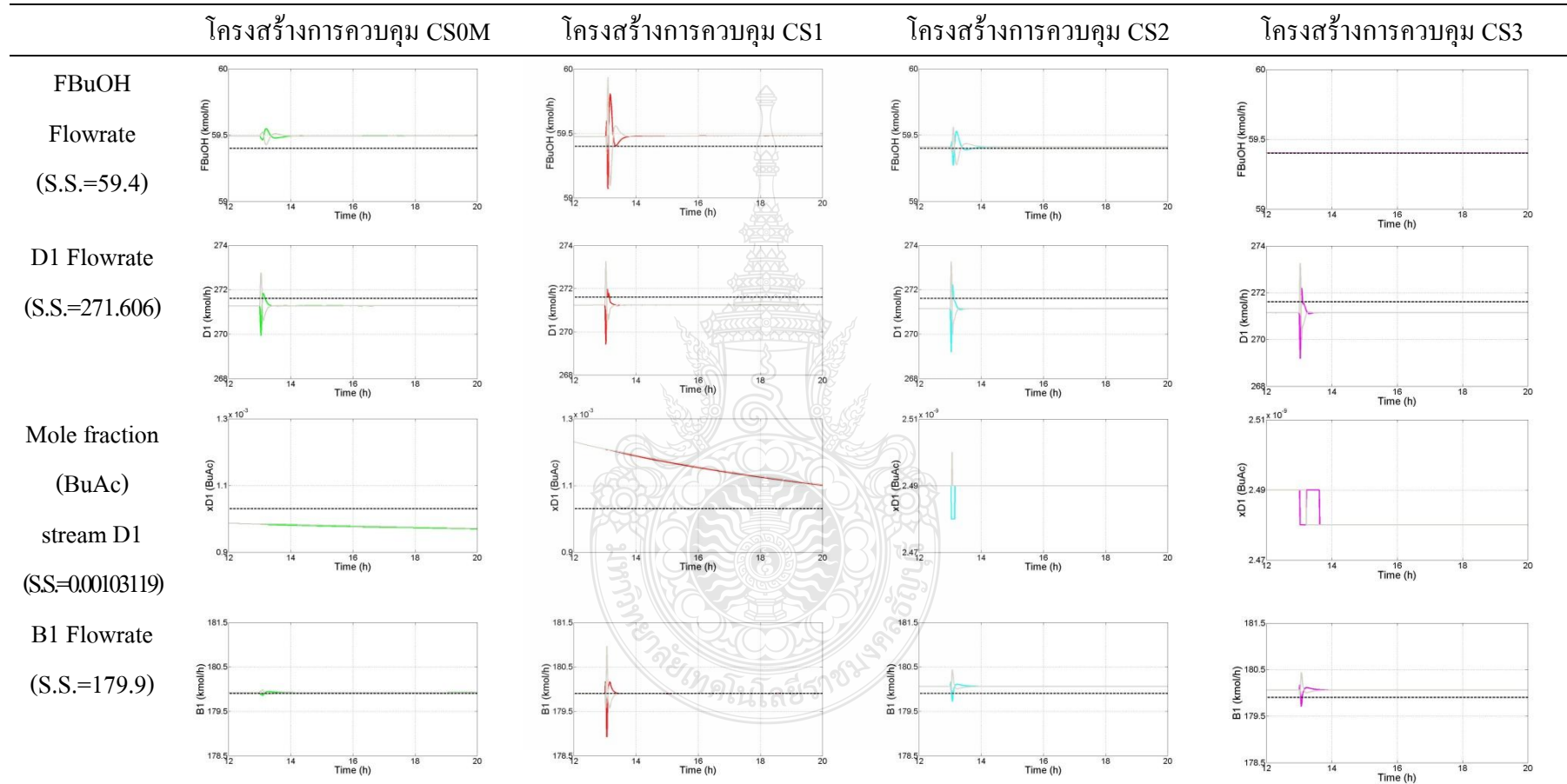
ตารางที่ ก.2 ผลการรบกวนองค์ประกอบของสารขาเข้าของกระแสป้อนแบบขั้นบันได (ต่อ)



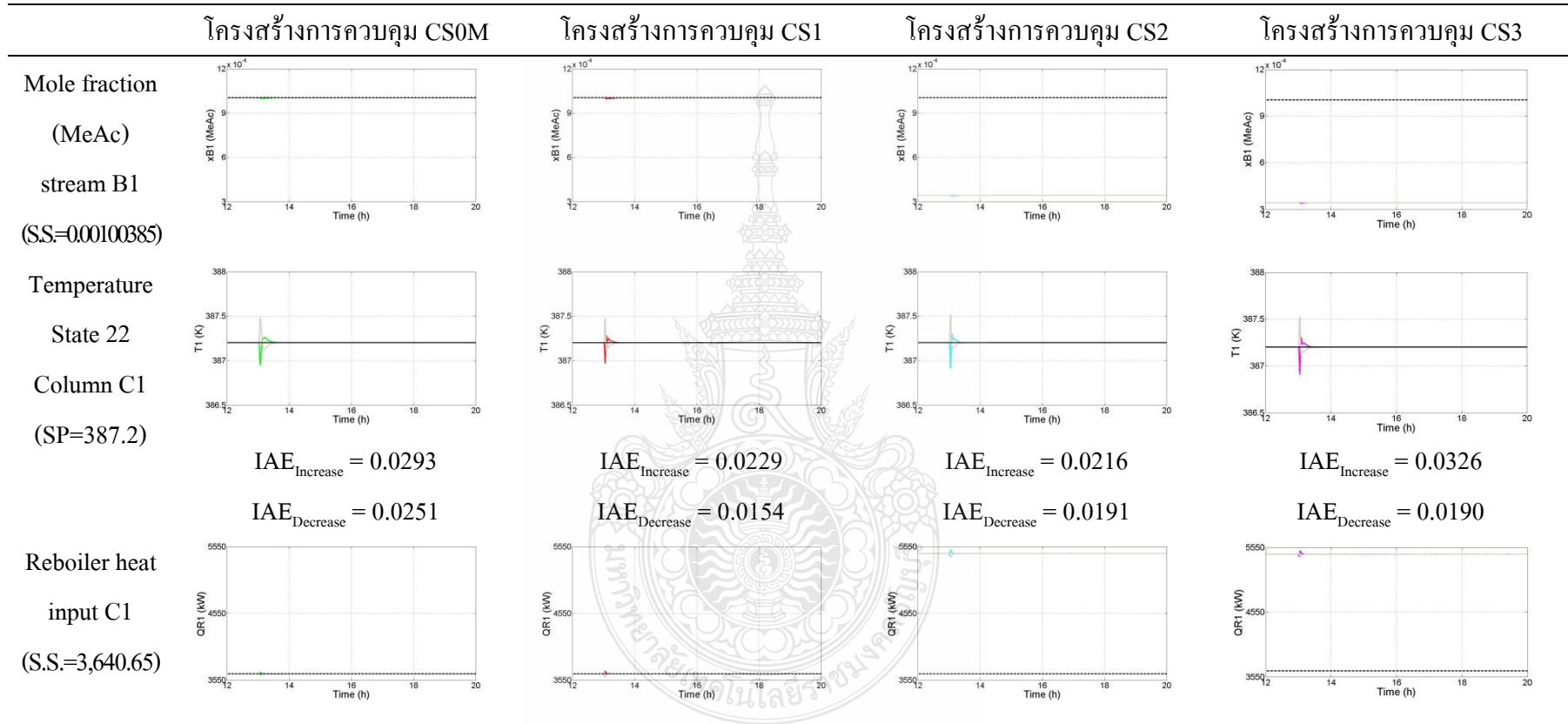
ตารางที่ ก.3 ผลการรบกวนอุณหภูมิขาเข้าของกระแสป้อน



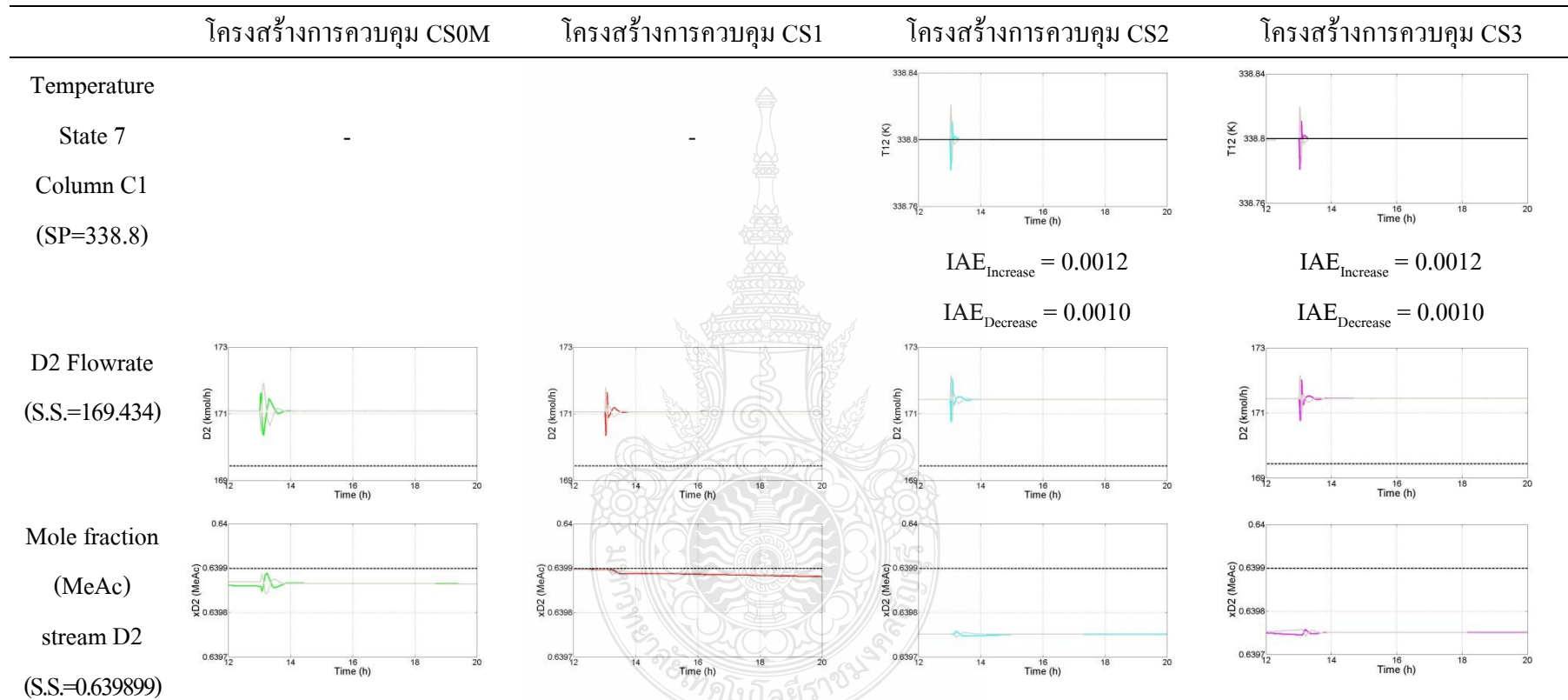
ตารางที่ ก.3 ผลการรบกวนอุณหภูมิขาเข้าของกระแสน้อน (ต่อ)



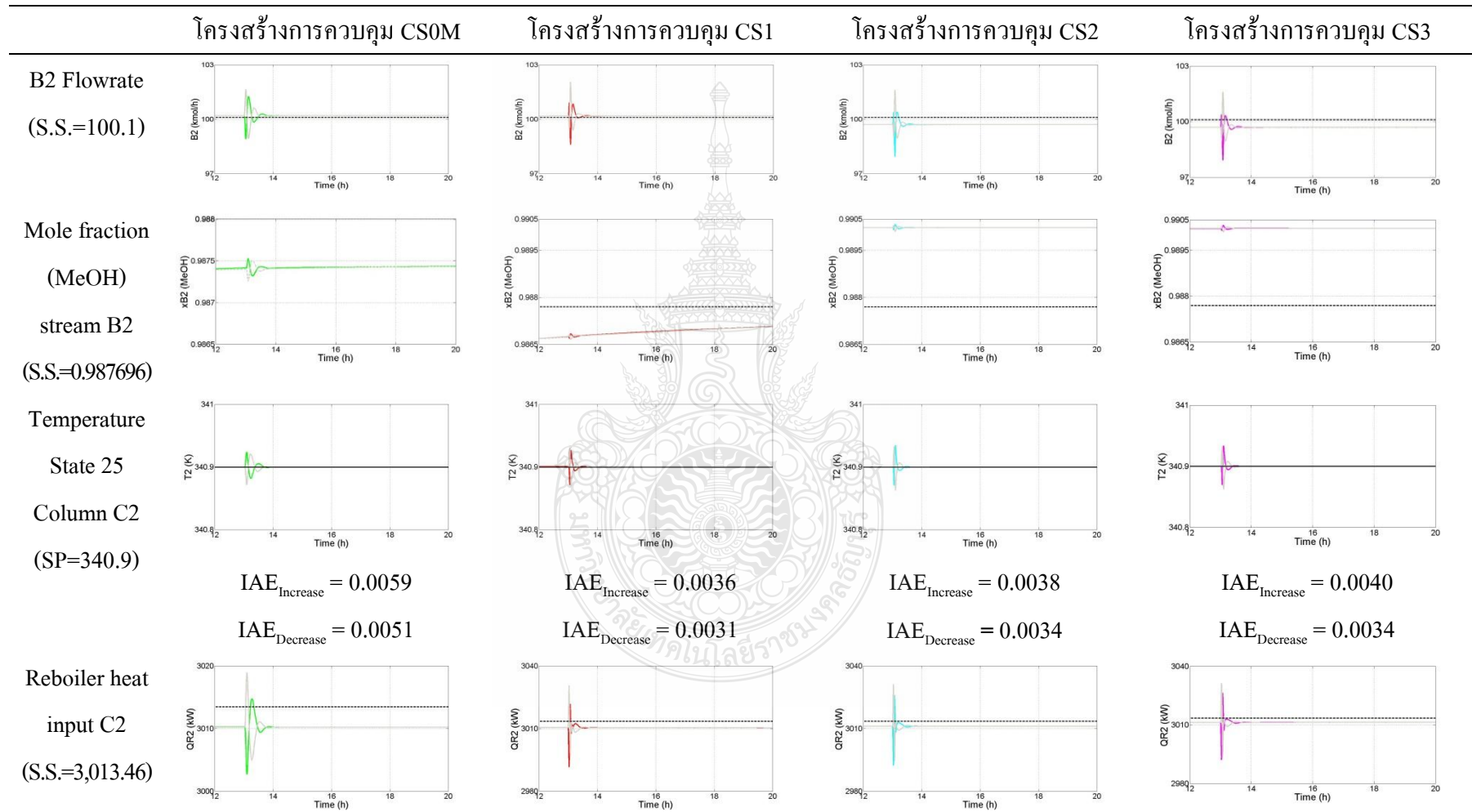
ตารางที่ ก.3 ผลการรบกวนอุณหภูมิขาเข้าของกระแสน้ำ (ต่อ)



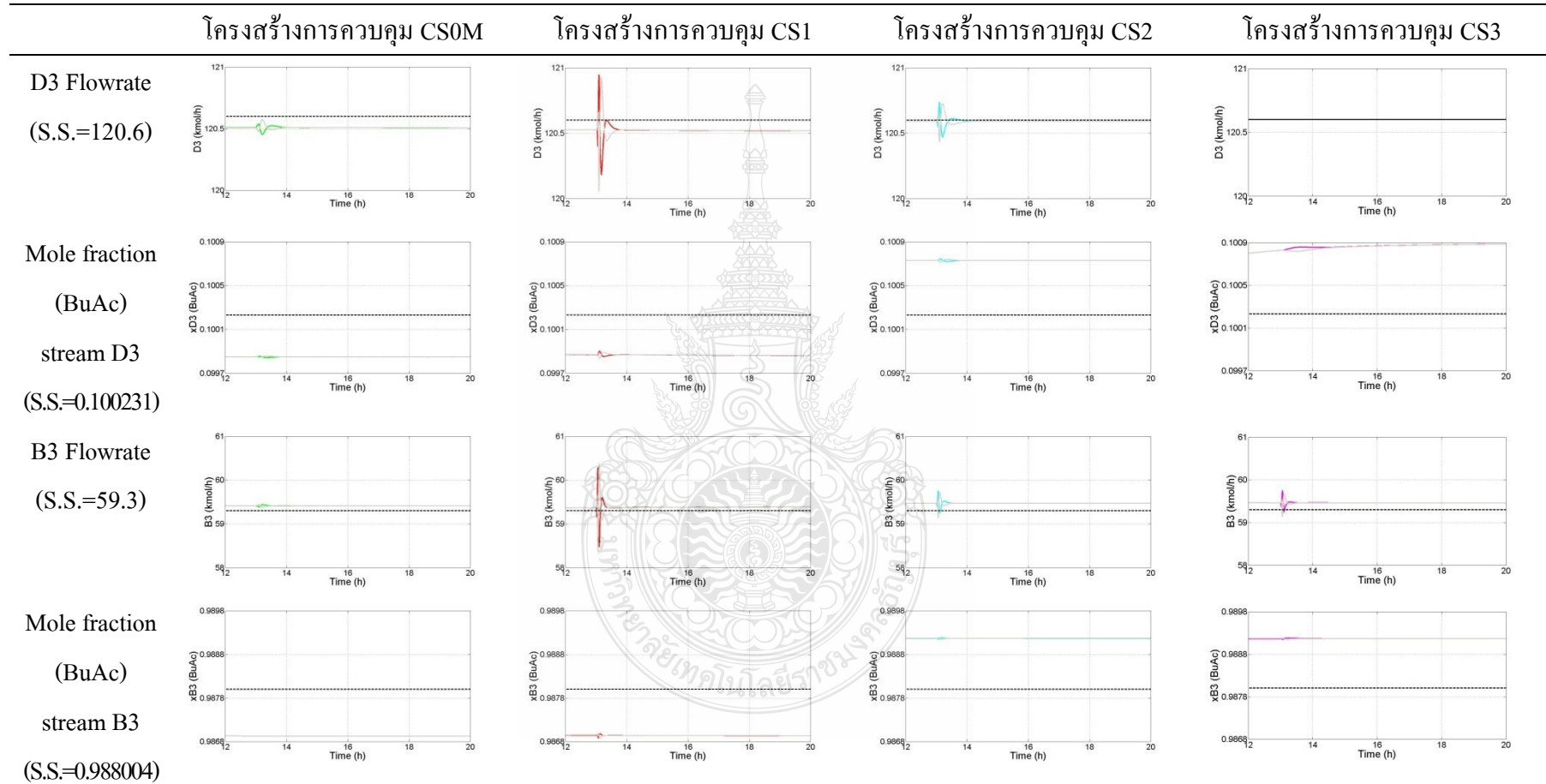
ตารางที่ ก.3 ผลการรบกวนอุณหภูมิขาเข้าของกระแสน้ำ (ต่อ)



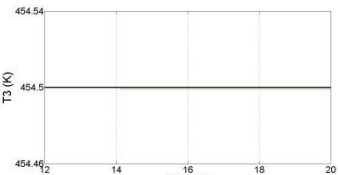
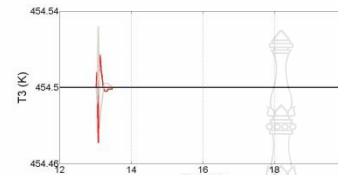
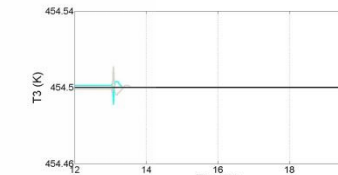
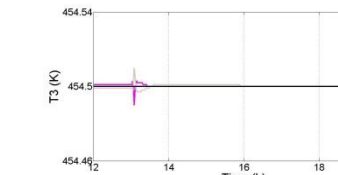
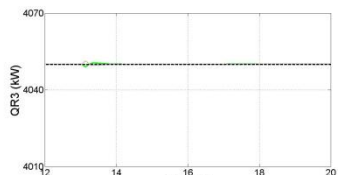
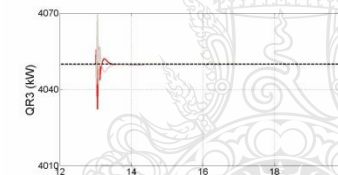
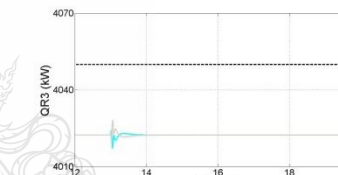
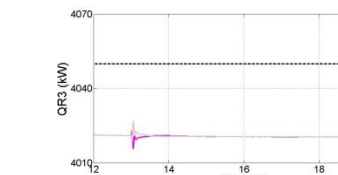
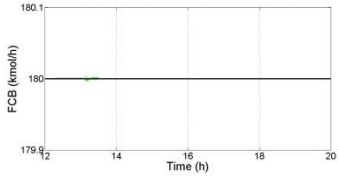
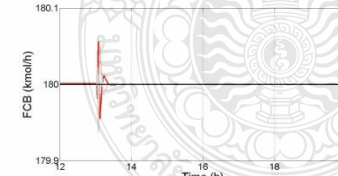
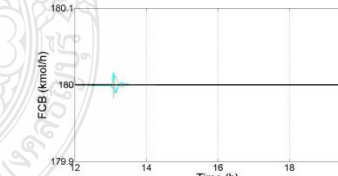
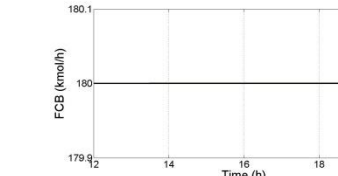
ตารางที่ ก.3 ผลการรบกวนอุณหภูมิขาเข้าของกระแสน้ำ (ต่อ)



ตารางที่ ก.3 ผลการรบกวนอุณหภูมิขาเข้าของกระแสน้ำ (ต่อ)



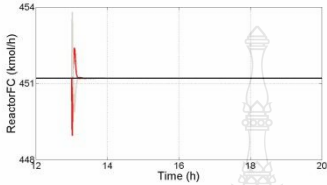
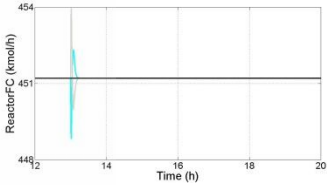
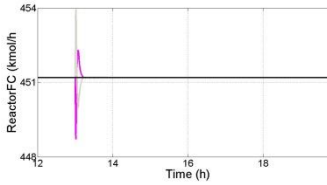
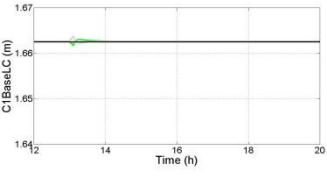
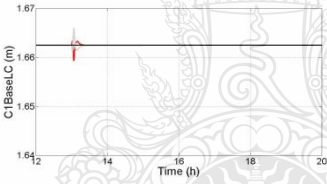
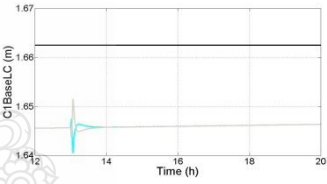
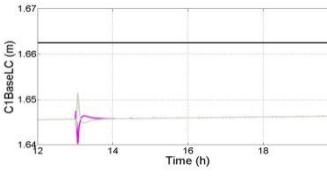
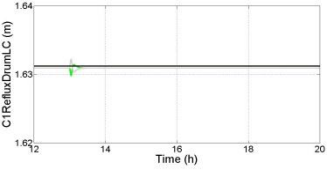
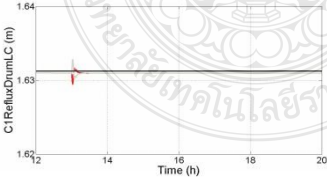
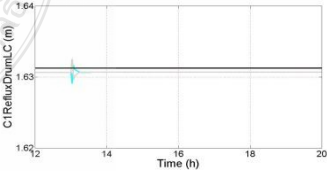
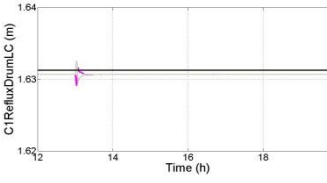
ตารางที่ ก.3 ผลการรบกวนอุณหภูมิขาเข้าของกระแสน้ำ (ต่อ)

	โครงสร้างการควบคุม CS0M	โครงสร้างการควบคุม CS1	โครงสร้างการควบคุม CS2	โครงสร้างการควบคุม CS3
Temperature State 41 Column C3 (SP=454.5)	 $IAE_{Increase} = 0.0305$ $IAE_{Decrease} = 0.0305$	 $IAE_{Increase} = 0.0027$ $IAE_{Decrease} = 0.0023$	 $IAE_{Increase} = 0.0011$ $IAE_{Decrease} = 0.0008$	 $IAE_{Increase} = 0.0034$ $IAE_{Decrease} = 0.0009$
Reboiler heat input C3 (S.S.=4,049.93)				
FCB Flowrate (SP=180)	 $IAE_{Increase} = 6.0000E-04$ $IAE_{Decrease} = 0.0077$	 $IAE_{Increase} = 0.0058$ $IAE_{Decrease} = 0.0125$	 $IAE_{Increase} = 0.0019$ $IAE_{Decrease} = 0.0113$	 $IAE_{Increase} = 0.0308$ $IAE_{Decrease} = 0.0308$

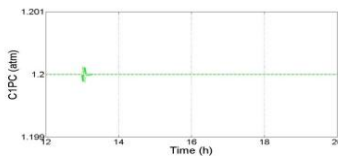
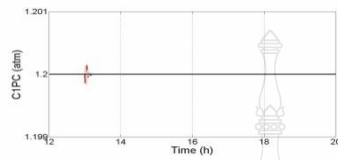
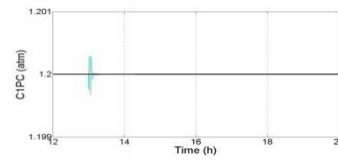
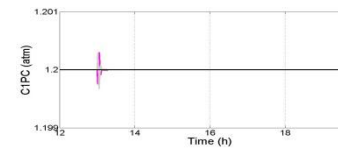
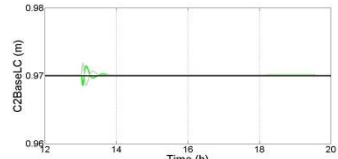
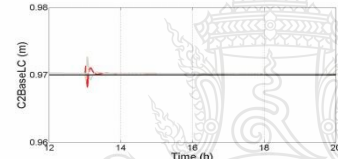
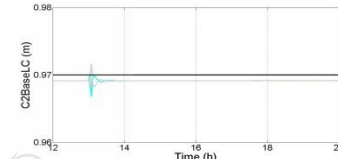
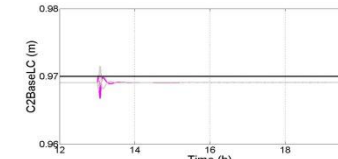
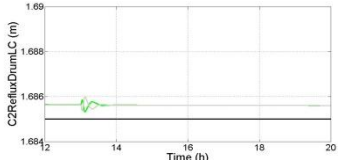
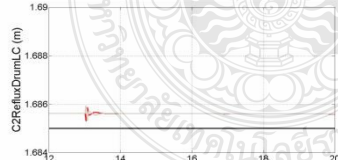
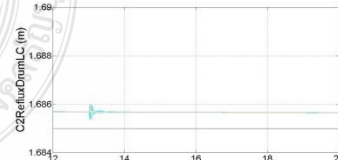
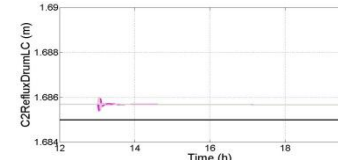
ตารางที่ ก.3 ผลการรบกวนอุณหภูมิขาเข้าของกระแสน้ำ (ต่อ)

	โครงสร้างการควบคุม CS0M	โครงสร้างการควบคุม CS1	โครงสร้างการควบคุม CS2	โครงสร้างการควบคุม CS3
FCM				
Flowrate (SP=271.2)	$IAE_{Increase} = 0.0128$ $IAE_{Decrease} = 0.0094$	$IAE_{Increase} = 0.0188$ $IAE_{Decrease} = 0.0158$	$IAE_{Increase} = 0.0050$ $IAE_{Decrease} = 0.0040$	$IAE_{Increase} = 0.0054$ $IAE_{Decrease} = 0.0475$
Reactor Liquid Level (SP=1.489847)				
	$IAE_{Increase} = 0.0005$ $IAE_{Decrease} = 0.0003$	$IAE_{Increase} = 0.0002$ $IAE_{Decrease} = 0.0001$	$IAE_{Increase} = 0.0002$ $IAE_{Decrease} = 0.0001$	$IAE_{Increase} = 0.0001$ $IAE_{Decrease} = 0.0001$
Reactor Temperature (SP=350)				
	$IAE_{Increase} = 0.0687$ $IAE_{Decrease} = 0.0601$	$IAE_{Increase} = 0.0679$ $IAE_{Decrease} = 0.0585$	$IAE_{Increase} = 0.0681$ $IAE_{Decrease} = 0.0579$	$IAE_{Increase} = 0.0722$ $IAE_{Decrease} = 0.0582$

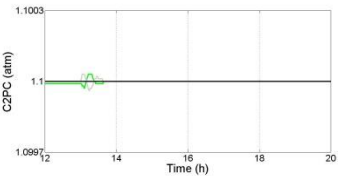
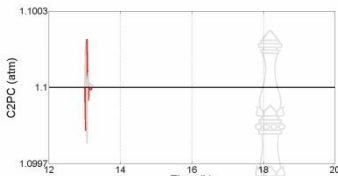
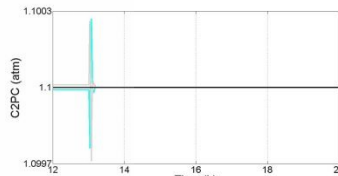
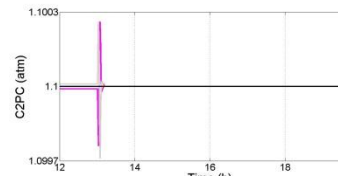
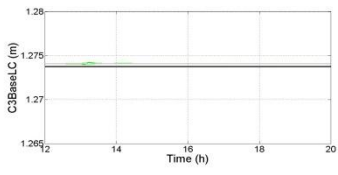
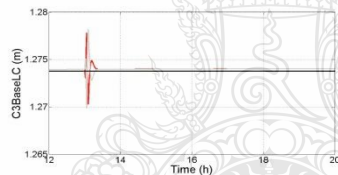
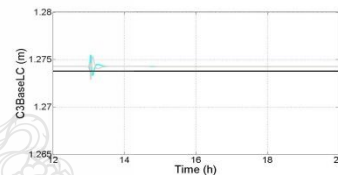
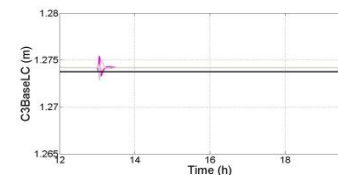
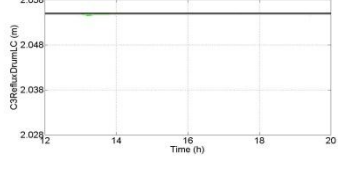
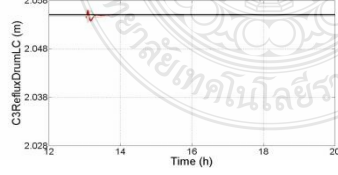
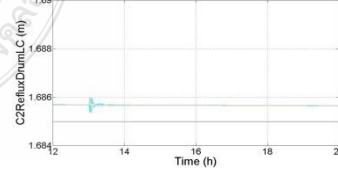
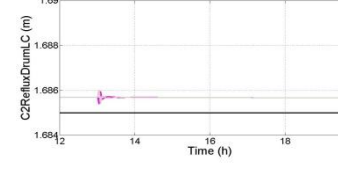
ตารางที่ ก.3 ผลการรบกวนอุณหภูมิขาเข้าของกระแสน้ำ (ต่อ)

	โครงสร้างการควบคุม CS0M	โครงสร้างการควบคุม CS1	โครงสร้างการควบคุม CS2	โครงสร้างการควบคุม CS3
Reactor Out Flowrate (SP=451.2)	-	 $IAE_{Increase} = 0.1571$ $IAE_{Decrease} = 0.1395$	 $IAE_{Increase} = 0.1615$ $IAE_{Decrease} = 0.1383$	 $IAE_{Increase} = 0.1629$ $IAE_{Decrease} = 0.1454$
Base Liquid Levels Column C1 (SP=1.6625)	 $IAE_{Increase} = 0.0061$ $IAE_{Decrease} = 0.0063$	 $IAE_{Increase} = 0.0012$ $IAE_{Decrease} = 0.0011$	 $IAE_{Increase} = 0.4202$ $IAE_{Decrease} = 0.4202$	 $IAE_{Increase} = 0.4200$ $IAE_{Decrease} = 0.4201$
Reflux-drum level Column C1 (SP=1.63125)	 $IAE_{Increase} = 0.0078$ $IAE_{Decrease} = 0.0076$	 $IAE_{Increase} = 0.0078$ $IAE_{Decrease} = 0.0077$	 $IAE_{Increase} = 0.0144$ $IAE_{Decrease} = 0.0142$	 $IAE_{Increase} = 0.0142$ $IAE_{Decrease} = 0.0141$

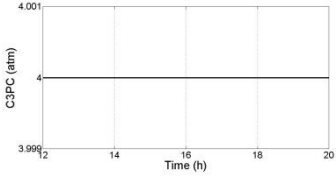
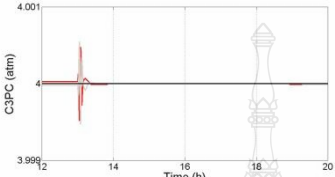
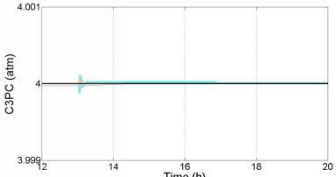
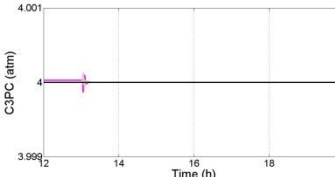
ตารางที่ ก.3 ผลการรบกวนอุณหภูมิขาเข้าของกระแสนอน (ต่อ)

	โครงสร้างการควบคุม CS0M	โครงสร้างการควบคุม CS1	โครงสร้างการควบคุม CS2	โครงสร้างการควบคุม CS3
Pressure Column C1 (SP=1.2)	 <p>IAE_{Increase} = 0.0000 IAE_{Decrease} = 0.0000</p>	 <p>IAE_{Increase} = 0.0000 IAE_{Decrease} = 0.0000</p>	 <p>IAE_{Increase} = 0.0000 IAE_{Decrease} = 0.0000</p>	 <p>IAE_{Increase} = 0.0000 IAE_{Decrease} = 0.0000</p>
Base Liquid Levels Column C2 (SP=0.97)	 <p>IAE_{Increase} = 0.0032 IAE_{Decrease} = 0.0032</p>	 <p>IAE_{Increase} = 0.0038 IAE_{Decrease} = 0.0037</p>	 <p>IAE_{Increase} = 0.0224 IAE_{Decrease} = 0.0222</p>	 <p>IAE_{Increase} = 0.0233 IAE_{Decrease} = 0.0232</p>
Reflux-drum level Column C2 (SP=1.685)	 <p>IAE_{Increase} = 0.0157 IAE_{Decrease} = 0.0156</p>	 <p>IAE_{Increase} = 0.0155 IAE_{Decrease} = 0.0155</p>	 <p>IAE_{Increase} = 0.0170 IAE_{Decrease} = 0.0168</p>	 <p>IAE_{Increase} = 0.0173 IAE_{Decrease} = 0.0173</p>

ตารางที่ ก.3 ผลการรบกวนอุณหภูมิขาเข้าของกระแสนอน (ต่อ)

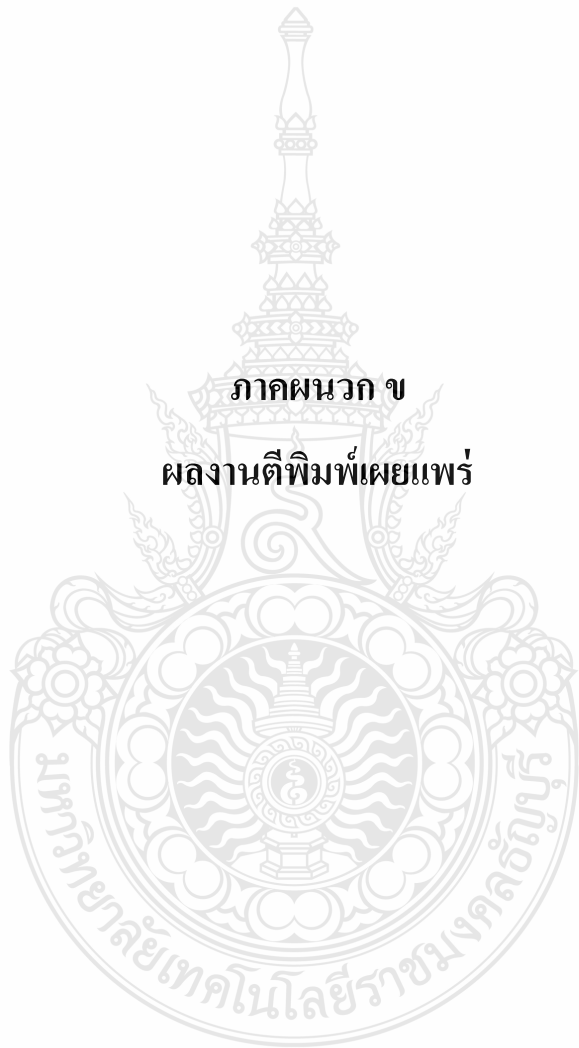
	โครงสร้างการควบคุม CS0M	โครงสร้างการควบคุม CS1	โครงสร้างการควบคุม CS2	โครงสร้างการควบคุม CS3
Pressure Column C2 (SP=1.1)	 <p>IAE_{Increase} = 0.0000 IAE_{Decrease} = 0.0001</p>	 <p>IAE_{Increase} = 0.0000 IAE_{Decrease} = 0.0000</p>	 <p>IAE_{Increase} = 0.0000 IAE_{Decrease} = 0.0000</p>	 <p>IAE_{Increase} = 0.0000 IAE_{Decrease} = 0.0000</p>
Base Liquid Levels Column C3 (SP=1.27375)	 <p>IAE_{Increase} = 0.0086 IAE_{Decrease} = 0.0087</p>	 <p>IAE_{Increase} = 0.0082 IAE_{Decrease} = 0.0081</p>	 <p>IAE_{Increase} = 0.0128 IAE_{Decrease} = 0.0128</p>	 <p>IAE_{Increase} = 0.0108 IAE_{Decrease} = 0.0107</p>
Reflux-drum level Column C3 (SP=2.055)	 <p>IAE_{Increase} = 0.0071 IAE_{Decrease} = 0.0072</p>	 <p>IAE_{Increase} = 0.0069 IAE_{Decrease} = 0.0068</p>	 <p>IAE_{Increase} = 0.0010 IAE_{Decrease} = 0.0009</p>	 <p>IAE_{Increase} = 0.6398 IAE_{Decrease} = 0.6398</p>

ตารางที่ ก.3 ผลการรบกวนอุณหภูมิขาเข้าของกระแสน้ำ (ต่อ)

	โครงการควบคุม CS0M	โครงการควบคุม CS1	โครงการควบคุม CS2	โครงการควบคุม CS3
Pressure Column C3 (SP=2.055)				
	$IAE_{Increase} = 0.0000$ $IAE_{Decrease} = 0.0000$	$IAE_{Increase} = 0.0004$ $IAE_{Decrease} = 0.0004$	$IAE_{Increase} = 0.0003$ $IAE_{Decrease} = 0.0002$	$IAE_{Increase} = 0.0004$ $IAE_{Decrease} = 0.0000$



ภาคผนวก ข
ผลงานตีพิมพ์เผยแพร่



Proceedings



Operations Research Network Conference 2014

การประชุมวิชาการด้านการวิจัยดำเนินงานแห่งชาติ ประจำปี 2557

6 - 8 สิงหาคม 2557

ภาควิชาวิศวกรรมอุตสาหการ

คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยนเรศวร จ. พิษณุโลก



20 ปี คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยนเรศวร
Faculty of Engineering, Naresuan University



วสท. ภาคเหนือ 2 (พิษณุโลก)



รายชื่อคณะกรรมการจัดการประชุม

คณะกรรมการที่ปรึกษา

รศ.ดร. ครินทร์ทิพย์ แทนธานี		มหาวิทยาลัยนเรศวร
รศ.ดร.พีรยุทธ์ ชาญเศรษฐิกุล		มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์
รศ.ดร.วิจิต หล่อจิระสุนทรกุล		สถาบันบัณฑิตพัฒนบริหารศาสตร์

คณะกรรมการดำเนินงาน: ภาควิชาวิศวกรรมอุตสาหการ คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยนเรศวร

รศ.ดร.กวิณ สนธิเพิ่มพูน	ดร.กมลรัตน์	จันทร์ธรรม
ผศ.ดร.อุพงษ์ พงษ์เจริญ	ดร.อิศราวุธ	ประเสริฐสังข์
ผศ.ดร.อภิชัย ฤตวิรุฬห์	ดร.อุปถัมภ์	นาครักษ์
ผศ.ดร.สมลักษณ์ วรรณฤมล กีโยลาโรวา	ผศ. ศิษฏา	สิมารักษ์
ผศ.ดร.ภาณุ บูรณจารุกร	ผศ. ศรีสังจา	วิทย์ศักดิ์
ดร.ขวัญนิธิ คำเมือง	อ.กานต์	ตี๋วัฒนาอึ้งยง
ดร.ชัยอำนาจ พงศ์พัฒนศิริ	อ.วิสาข์	เจ้าสกุล
ดร.พิสุทธิ อภิขยกุล	อ.เสาวลักษณ์	ทองกลิน
ดร.โพธิ์งาม สมกุล	อ.ธนา	บุญฤทธิ์
ดร.สุธนิตย์ ทุทธพนม	อ.กฤษณา	พูลสวัสดิ์
ดร.ทศพล ตวีรุจิราภาพงศ์	อ.อาภาภรณ์	จันทร์ปรีกษ์
ดร.นพวรรณ ไม้ทอง		

คณะกรรมการอำนวยการ

รศ.ดร.วัลย์ลักษณ์ อัถธีรวงศ์	คณะวิทยาศาสตร์ สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง
รศ.ดร.สุตา ตระการเดลีงศักดิ์	ภาควิชาสถิติ คณะวิทยาศาสตร์ มหาวิทยาลัยศิลปากร
รศ.ดร.พงศ์ชนัน เหลืองไพบุลย์	ภาควิชาวิศวกรรมอุตสาหการ คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยธรรมศาสตร์
รศ.ดร.นิลวรรณ ชุ่มฤทธิ์	ภาควิชาวิศวกรรมอุตสาหการ คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยศรีนครินทรวิโรฒ
รศ.ดร.ระพีพันธ์ ปิตาคะโส	ภาควิชาวิศวกรรมอุตสาหการ คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยอุบลราชธานี
ผศ.ดร.เจริญชัย โขมพัตราภรณ์	ภาควิชาวิศวกรรมอุตสาหการ คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี
ผศ.ดร.วัชณี ภูวิพัฒนะพันธุ์	คณะวิทยาศาสตร์ มหาวิทยาลัยรามคำแหง
ผศ.ดร.นราธิป แสงชัย	วิทยาลัยเทคโนโลยีอุตสาหกรรม มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าพระนครเหนือ
ผศ.ดร.สิริง ปรีชานนท์	ภาควิชาวิศวกรรมอุตสาหการ คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
ผศ.ดร.อุพงษ์ พงษ์เจริญ	ภาควิชาวิศวกรรมอุตสาหการ คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยนเรศวร
ผศ.ชาริณี อัศววงศ์สวัสดิ์	ภาควิชาคณิตศาสตร์ คณะวิทยาศาสตร์ มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์
ผศ.ดร.ปุณ เทียงบุรณะธรรม	ภาควิชาวิศวกรรมโยธา คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเชียงใหม่
ผศ.ดร.คณิตศร ภูนิคม	ภาควิชาวิศวกรรมอุตสาหการ คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยอุบลราชธานี
ผศ.ดร.วเรศรา วีระวัฒน์	ภาควิชาวิศวกรรมอุตสาหการ คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยมหิดล
ดร.สุทาร์ตน์ วงศ์วีระเกียรติ	ภาควิชาวิศวกรรมอุตสาหการ คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์

คณะกรรมการวิชาการ

ผศ.ดร. สมชาย พัวจินดาเนตร	ภาควิชาวิศวกรรมอุตสาหการ คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
ผศ.ดร.กรุง สีนอภิรมย์สรายุ	ภาควิชาคณิตศาสตร์และวิทยาการคอมพิวเตอร์ คณะวิทยาศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
รศ.ดร.พงศ์ชนัน เหลืองไพบุลย์	ภาควิชาวิศวกรรมอุตสาหการ คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยธรรมศาสตร์
รศ.ดร.บุษบา ทฤกษาพันธ์รัตน์	ภาควิชาวิศวกรรมอุตสาหการ คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยธรรมศาสตร์

รศ.ดร.นิวิท เจริญใจ
 รศ.ดร.คมกฤต เล็กสกุล
 ผศ.ดร.ชมพูนุท เกษมเศรษฐ์
 ผศ.ดร.จูติน ลิตะสิริ
 ผศ.ดร.พรธิภา องค์คุณารักษ์
 ดร.สุภารัตน์ วงศ์วีระเกียรติ
 ผศ.ดร.เจริญชัย โขมพิศราภรณ์
 ผศ.เจริญ สุทธรวาณิชย์
 ผศ.ดร.ประจวบ กล่อมจิตร
 รศ.ดร.นิลวรรณ ชุ่มฤทธิ์
 ผศ.รติรัตน์ กิตติปัญญาพัฒน์
 รศ.ดร.วัลย์ลักษณ์ อัครีวงศ์
 รศ.ดร.ฉัฐไชย์ สีนาวงค์
 ผศ.ดร.จักรินทร์ ศุขหมอก
 ผศ.จักรทอง ทองจัตุ
 ดร.พิรญา ธภัทรสุวรรณ
 ดร.วิรัชภพ ชัยเนตร
 ผศ.ดร.อนามัย นาคุดม
 รศ.ดร.กวิณ สนธิเพิ่มพูน
 ผศ.ดร.ภูพงษ์ พงษ์เจริญ
 ผศ.ดร.อภิชัย ฤตวิรุฬห์
 ผศ.ดร.สมลักษณ์ วรรณฤมล กัญญาโรชา
 ผศ.ดร.ภาณุ บูรณจารุกร
 ดร.ขวัญนิธิ คำเมือง
 ดร.โพธิ์งาม สมกุล
 ดร.สุธนิตย์ พุทธิพนม
 ผศ.ศิชฎา สิมารักษ์
 ผศ.ศรีสัจจา วิทย์ศักดิ์

ภาควิชาวิศวกรรมอุตสาหกรรม คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเชียงใหม่
 ภาควิชาวิศวกรรมอุตสาหกรรม คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเชียงใหม่
 ภาควิชาวิศวกรรมอุตสาหกรรม คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเชียงใหม่
 ภาควิชาคณิตศาสตร์ คณะวิทยาศาสตร์ มหาวิทยาลัยเชียงใหม่
 คณะอุตสาหกรรมเกษตร มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์
 ภาควิชาวิศวกรรมอุตสาหกรรม คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์
 ภาควิชาวิศวกรรมอุตสาหกรรม คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี
 ภาควิชาวิศวกรรมอุตสาหกรรม คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี
 ภาควิชาวิศวกรรมอุตสาหกรรม คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยศิลปากร
 ภาควิชาวิศวกรรมอุตสาหกรรม คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยศรีนครินทรวิโรฒ
 ภาควิชาวิศวกรรมอุตสาหกรรม คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยศรีนครินทรวิโรฒ
 ภาควิชาสถิติประยุกต์ คณะวิทยาศาสตร์ สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง
 ภาควิชาคณิตศาสตร์ คณะวิทยาศาสตร์ สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง
 คณะสถิติประยุกต์ สถาบันบัณฑิตพัฒนบริหารศาสตร์
 ภาควิชาวิศวกรรมอุตสาหกรรม คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยพะเยา
 คณะศิลปศาสตร์และวิทยาศาสตร์ มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์ วิทยาเขตกำแพงแสน
 คณะศิลปศาสตร์และวิทยาศาสตร์ มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์ วิทยาเขตกำแพงแสน
 ภาควิชาคณิตศาสตร์ คณะวิทยาศาสตร์ มหาวิทยาลัยนเรศวร
 ภาควิชาวิศวกรรมอุตสาหกรรม คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยนเรศวร
 ภาควิชาวิศวกรรมอุตสาหกรรม คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยนเรศวร
 ภาควิชาวิศวกรรมอุตสาหกรรม คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยนเรศวร
 ภาควิชาวิศวกรรมอุตสาหกรรม คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยนเรศวร
 ภาควิชาวิศวกรรมอุตสาหกรรม คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยนเรศวร
 ภาควิชาวิศวกรรมอุตสาหกรรม คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยนเรศวร
 ภาควิชาวิศวกรรมอุตสาหกรรม คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยนเรศวร
 ภาควิชาวิศวกรรมอุตสาหกรรม คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยนเรศวร
 ภาควิชาวิศวกรรมอุตสาหกรรม คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยนเรศวร



รหัสบทความ	ชื่อบทความ	ผู้เขียนบทความ	หน้า
062	Firefly Algorithm for Solving Three-Dimensional Bin Packing Problem	Peeraya Thapatsuwan Warattapop Chainate Pupong Pongcharoen	23
064	การหาค่าที่ดีที่สุดในการกระจายสินค้าโดยพิจารณาเพียงเปล่าในระบบการจัดการห่วงโซ่อุปทาน	ชวิศ บุญมี ชมพูนุท เกษมเศรษฐ์	24
065	การออกแบบการทดลองเพื่อวิเคราะห์ปัจจัยที่มีผลต่อการใช้งานถุงพลาสติกที่รูปตัวยู	คนัน ธนกุลชัยทวี ศุภชัย นาทะพันธ์	25
067	การเพิ่มประสิทธิภาพการควบคุมของกระบวนการผลิตบิวทิลอะซีเตท	จิตรลดา นาคประดิษฐ์ ชัยภพ ศิระวรกุล	26
068	การแก้ปัญหาการบรรจุน้ำลักษณะวงกลมสำหรับการวางแผนจัดวางเสาเข็มกลมแรงเหวี่ยงในบ่อบมไอน้ำตามความต้องการเปลี่ยนแปลงตามช่วงเวลา	นราธิป แสงชัย ชูพันธุ์ รัตนโกศา	27
069	ระบบแนะนำสถานที่ที่น่าสนใจระหว่างเส้นทางด้วยกระบวนการตัดสินใจแบบลำดับชั้น	ดวงเดือน อัครสุธีรกุล ญาณภัทร เรืองสกุล	28
070	สภาวะที่เหมาะสมในการกลึงไม้สะเดา	วรพงศ์ บุญช่วยแทน สุรสิทธิ์ ระวังวงศ์ วรรณพร ชีววุฒิมงคล	29
071	การประยุกต์ใช้อัลกอริทึมการสืบค้นเพื่อสร้างแผนการทดลองแบบเต็มเต็มปริภูมิเชิงตั้งฉาก	วิรัชมาศ สุขได้พึ่ง จรัสศรี รุ่งรัตนอุบล อนามัย นาอุดม	30
072	Parameter Optimization for Evolutionary Algorithm – Quadratic Assignment Problem	Sirirat Muenvanichakul Chakapan Chanpilom	31
073	การพัฒนาตัวแบบพยากรณ์ผลผลิตข้าวในเขตภาคเหนือตอนล่าง	สุจิตตรา สาระคนธ์ จรัสศรี รุ่งรัตนอุบล อนามัย นาอุดม	32
074	วิธีการกระจายสินค้าจากโรงงานไปยังลูกค้าในปัญหาการกระจายสินค้าโดยใช้แบบจำลองกำหนดการสองระดับ	สุภาลิน ศรีณย์วงศ์ จุลิน ลีคะสิริ	33
075	การศึกษาความสัมพันธ์ระหว่างการปฏิบัติการจัดการความรู้กับเครื่องมือการบริหารการผลิตของอุตสาหกรรมเครื่องจักรกลการเกษตร	สุวิทย์ ธรรมแสง คณิศร ภูมิคม	34
076	การลดความสูญเสียเปล่าในกระบวนการผลิตรองเท้ารุ่น High Volley V (M)	คณิศร ภูมิคม	36
077	การศึกษาผลของวัฒนธรรมองค์กรที่มีต่อประสิทธิภาพการดำเนินงานของสหกรณ์ กรณีศึกษา : โครงการพระราชดำริ	สมภาร ดอนจันดา คณิศร ภูมิคม	37

การเพิ่มประสิทธิภาพการควบคุมของกระบวนการผลิตบิวทิลอะซิเตท Increasing of control performance of the butyl acetate production process

จิตรลดา นาคประดิษฐ์^{1*} ชัยภพ ศิระวรกุล²

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีราชมงคลธัญบุรี 39 หมู่ที่ 1 ถนนรังสิต-นครนายก ตำบลคลองหก อำเภอธัญบุรี จังหวัดปทุมธานี 12110

E-mail: ¹dow_rmutt@msn.com, ²chaiyapop.s@en.rmutt.ac.th

บทคัดย่อ

งานวิจัยชิ้นนี้นำเสนอวิธีการเพิ่มประสิทธิภาพการควบคุมของกระบวนการผลิตบิวทิลอะซิเตท ซึ่งเป็นกระบวนการที่มีความซับซ้อนและยากต่อการควบคุม โดยกระบวนการผลิตบิวทิลอะซิเตทมีปฏิกิริยาแบบผันกลับได้ และมีกระแสย้อนกลับ 2 กระแส ส่งผลให้กระบวนการนี้ยากต่อการควบคุมเพื่อให้ได้ค่าเป้าหมายที่เหมาะสม ขั้นตอนการดำเนินงานวิจัยเริ่มต้นจากการศึกษาประสิทธิภาพการควบคุมของโครงสร้างการควบคุมแบบดั้งเดิม (CS0) ซึ่งนำเสนอโดยอ้างอิงจากงานวิจัยของไลเบน ในปี 1999 และทำการเพิ่มประสิทธิภาพการควบคุมโดยปรับค่าพารามิเตอร์ของตัวควบคุม สำหรับวงควบคุมต่างๆในโครงสร้างการควบคุมแบบดั้งเดิมเพื่อให้ได้ประสิทธิภาพการควบคุมที่ดีขึ้น (CS0M) จากนั้นปรับปรุงโครงสร้างการควบคุมเพื่อเพิ่มประสิทธิภาพการควบคุมให้ดียิ่งขึ้น (CS1) งานวิจัยนี้ทำการจำลองกระบวนการโดยใช้โปรแกรม Aspen Plus 2006 และ Aspen Dynamics 2006 ในการจำลองกระบวนการที่สถานะคงตัวและสถานะพลวัตตามลำดับ ผลการจำลองกระบวนการพบว่าโครงสร้างการควบคุมที่ปรับปรุงแล้ว (CS1) ให้ผลการตอบสนองดีกว่าโครงสร้างการควบคุมที่มีเพียงการปรับพารามิเตอร์ตัวควบคุม (CS0M)

คำสำคัญ: กระบวนการผลิตบิวทิลอะซิเตท, การปรับพารามิเตอร์ตัวควบคุม, โครงสร้างการควบคุม, กระบวนการควบคุม, การจำลองกระบวนการ

Abstract

This article proposed a methodology to increase the control performance of the butyl acetate production process which is complex and difficult to control. In the butyl acetate process, there are a reversible reaction and two recycle streams. Due to these features, the process is difficult to control at the optimal setpoints. This research methodology started by studying the control performance of the traditional control structure (CS0) proposed by Luyben in 1999 and the controller tuning parameters for the traditional control structure was re-tuned to obtain better control performances (CS0M). Then a modified control structure was designed to enhance more control performances (CS1). This research used the commercial software, Aspen Plus 2006 and Aspen Dynamics 2006, to simulate the process in steady state and dynamics mode, respectively. The simulation results showed that the responses of the modified control structure (CS1) are better than the modified tuning parameter control structure (CS0M).

Keywords: Butyl acetate production process, Tuning parameter, Control structure, Process control, Process simulation

1. ความเป็นมาและความสำคัญ

ปัจจุบันบิวทิลอะซิเตทเป็นที่นิยมอย่างมากในการใช้เป็นตัวเติมในการผลิตสารเคมีต่างๆ เนื่องจากบิวทิลอะซิเตทมีคุณสมบัติเด่นในด้านตัวทำละลาย ซึ่งกระบวนการผลิตบิวทิลอะซิเตทมีความซับซ้อนเกี่ยวกับการเกิดปฏิกิริยาเคมีแบบผันกลับได้ และมีการใช้ 3 หอกกลับ หอกกลับที่ 2 เป็นการกักเก็บแยกเมทานอลที่เป็นผลผลิตพลอยได้ และหอกกลับที่ 3 เป็นการกักเก็บแยกผลิตภัณฑ์ คือ บิวทิลอะซิเตท สารที่เหลือจึงถูกป้อนกลับโดยใช้ 2 กระแสรีไซเคิล จากความซับซ้อนดังกล่าวเกิดจากปัญหาการหมุนเวียนสารและพลังงาน ซึ่งนับเป็นปัญหาสำคัญที่ทำให้ยากต่อการควบคุมกระบวนการ

ในปี 1997 วิลเลียม ไลเบน และไทเรียส [1] เสนอหลักการพื้นฐานของการควบคุมแบบแพลนท์ไวต์ 9 ขั้นตอน โดยประยุกต์ใช้ขั้นตอนทั้ง 9 จาก 3 ตัวอย่างกระบวนการ ต่อมาในปี 2002 สายฝน เกียรติวารินทร์ [2] เสนอการออกแบบระบบควบคุมกระบวนการไฮโดรดีอัลคิเลชันของทอลูอินเพื่อผลิตเบนซิน โดยนำหลักการควบคุมแบบแพลนท์ไวต์มาประยุกต์ใช้เพื่อให้ได้ระบบควบคุมกระบวนการที่

เหมาะสม ในปี 2008 อมรชัย อภรณ์วิชานพ [3] ได้ศึกษาและพิจารณาการใช้พลังงานรวมของการสังเคราะห์บิวทิลอะซิเตทจากบิวทานอลและกรดอะซิติกเจือจาง โดยใช้หอกกลับแบบมีปฏิกิริยาต่างๆ และในปี 2011 วิลเลียม ไลเบน [4] เสนอหนังสือการควบคุมกระบวนการแพลนท์ไวต์ (Principles and case studies of simultaneous design) เป็นหนังสือที่อธิบายเกี่ยวกับหลักการออกแบบการควบคุมกระบวนการแบบแพลนท์ไวต์ เพื่อเลือกโครงสร้างที่เหมาะสมสำหรับกระบวนการทางอุตสาหกรรมเคมี จะเห็นได้ว่างานวิจัยส่วนใหญ่เน้นไปด้านการสร้างโครงสร้างการควบคุม โดยไม่ได้พิจารณาการเพิ่มประสิทธิภาพการควบคุมโดยปรับพารามิเตอร์การควบคุม ดังนั้นงานวิจัยนี้จึงได้ศึกษาการเพิ่มประสิทธิภาพการควบคุมโดยการปรับพารามิเตอร์การควบคุมและออกแบบโครงสร้างการควบคุมใหม่

งานวิจัยชิ้นนี้ศึกษาแนวทางการเพิ่มประสิทธิภาพการควบคุมของโรงงานผลิตบิวทิลอะซิเตท โดยใช้โปรแกรม Aspen Plus 2006 ในการจำลองกระบวนการที่สถานะคงตัวและ Aspen Dynamics

* Corresponding author: E-mail: dow_rmutt@msn.com

¹นักศึกษาระดับปริญญาโทภาควิชาวิศวกรรมเคมีและวัสดุ คณะวิศวกรรมศาสตร์

²อาจารย์ประจำภาควิชาวิศวกรรมเคมีและวัสดุ คณะวิศวกรรมศาสตร์

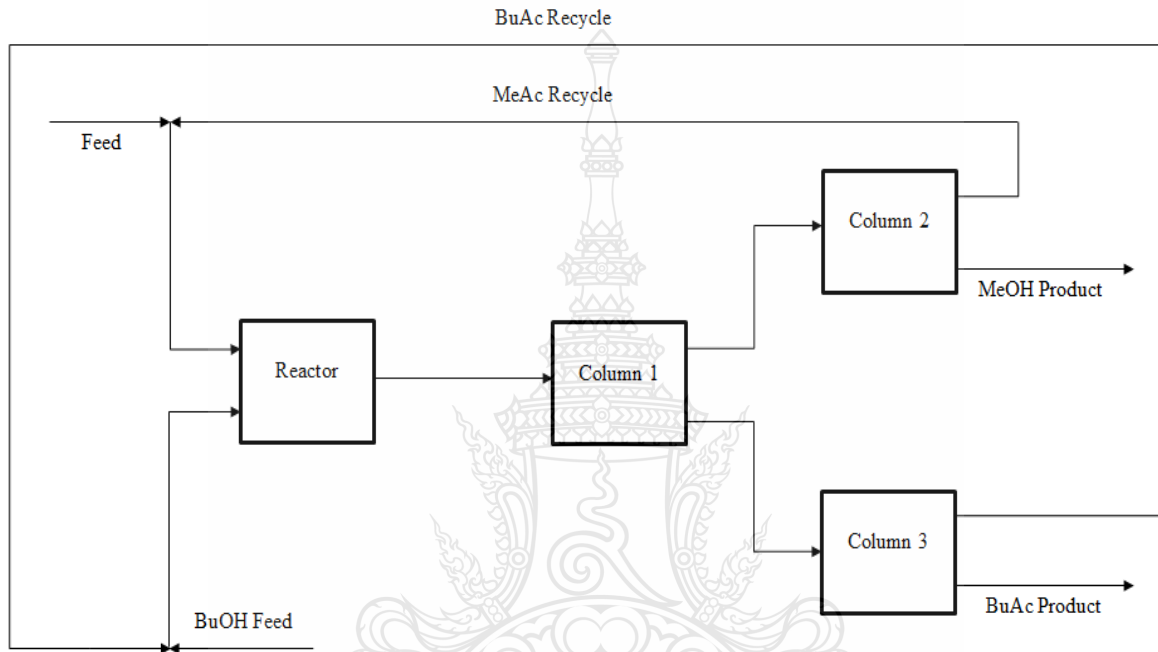
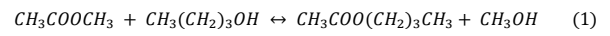
2006 ในการจำลองกระบวนการที่สภาวะพลวัต และเปรียบเทียบผลการตอบสนองกับงานวิจัยอ้างอิงของไลเบน [5]

2. กระบวนการและขั้นตอนการวิจัย

2.1 กระบวนการผลิตบิวทิลอะซิเตท

กระบวนการผลิตบิวทิลอะซิเตทประกอบด้วยกระแสน้ำเข้า 2 กระแส กระแสที่ 1 เป็นกระแสเข้าของเมทิลอะซิเตทกับเมทานอลผสมกับกระแสป้อนกลับของเมทิลอะซิเตท กระแสที่ 2 เป็นกระแสเข้าบิวทานอลบริสุทธิ์ผสมกับกระแสป้อนกลับของบิวทานอล กระแสน้ำเข้าทั้งสองเมื่อผ่านการผสมกับกระแสป้อนกลับแล้วเข้าทำปฏิกิริยาในเครื่องปฏิกรณ์ เกิดปฏิกิริยาแบบผันกลับได้ ดังแสดงตามสมการที่ 1 สารที่ได้ถูกป้อนต่อไปยังหอกลั่นตัวที่ 1 เป็นการกลั่นแยกระหว่าง

เมทิลอะซิเตทกับเมทานอลออกด้านบน และบิวทานอลกับบิวทิลอะซิเตทออกด้านล่าง โดยเมทิลอะซิเตทและเมทานอลถูกป้อนต่อไปยังหอกลั่นตัวที่ 2 เพื่อกลั่นแยกเมทานอลที่เป็นผลผลิตพลอยได้ เมทิลอะซิเตทกับเมทานอลที่เหลือจึงถูกป้อนกลับไปยังเครื่องปฏิกรณ์เป็นกระแสป้อนกลับที่ 1 บิวทานอลและบิวทิลอะซิเตทที่ออกด้านล่างหอกลั่นตัวที่ 1 ถูกป้อนต่อไปยังหอกลั่นตัวที่ 3 เพื่อกลั่นแยกผลิตภัณฑ์ คือ บิวทิลอะซิเตท โดยบิวทานอลที่ได้ถูกป้อนกลับไปยังเครื่องปฏิกรณ์เป็นกระแสป้อนกลับที่ 2 แสดงแผนผังการผลิตดังในรูปที่ 1



รูปที่ 1 แผนผังการผลิตบิวทิลอะซิเตท

ตารางที่ 1 สภาวะและสัดส่วนของสารในกระบวนการผลิตบิวทิลอะซิเตท

Stream	Compositions				Conditions		
	MeAc	MeOH	BuOH	BuAc	T (K)	P (atm)	Total mole flow (kmol/hr)
Feed	0.6	0.4	0	0	305	7	100
BuOH Feed	0	0	1	0	305	7	59.4
MTotal	0.625	0.375	0	0	320.9	5	271.2
BTotal	0	0	0.933	0.067	398.7	5	180
ReactorOut	0.245	0.356	0.242	0.157	350	5	451.2
D1	0.407	0.592	0	0.001	332.6	1.2	271.3
B1	0.001	0	0.606	0.393	402.2	1.4	179.9
MeAc Recycle	0.639	0.360	0	0.393	329.8	1.1	171.2
MeOH Product	0.009	0.988	0	0.003	343.5	1.3	100.1
BuOH Recycle	0	0	0.899	0.100	437.1	4	120.6
BuAc Product	0.003	0	0.009	0.988	458.6	4.3	59.3

2.2 ขั้นตอนการวิจัย

ใช้โปรแกรม Aspen Plus 2006 ในการจำลองกระบวนการที่สภาวะคงตัวซึ่งกระบวนการมีการจำลองที่หน่วยปฏิบัติการและนำมาประกอบกัน โดยกำหนดค่าสภาวะ เช่น อุณหภูมิ ความดัน อัตราการไหลเชิงโมล และสัดส่วนของสารในกระบวนการผลิต ดังแสดงตามแผนผังการผลิตในรูปที่ 2 ค่าสภาวะและสัดส่วนของสารที่ใช้ในแต่ละหน่วยอุปกรณ์อ้างอิงจากงานวิจัยของไลเบน [4] ถูกแสดงดังตารางที่ 1 และใช้โปรแกรม Aspen Dynamics 2006 ในการจำลองที่สภาวะพลวัตเป็นการศึกษาประสิทธิภาพการควบคุมของโครงสร้างการควบคุมแบบดั้งเดิม (CS0) โดยติดตั้งตัวควบคุมอ้างอิงตามเอกสารงานวิจัยของไลเบน [4] ประกอบด้วย 1. ตัวควบคุมอัตราการไหล 2. ตัวควบคุมอุณหภูมิ 3. ตัวควบคุมระดับของเหลว 4. ตัวควบคุมความดัน ดังแสดงตามแผนผังการผลิตในรูปที่ 3 จากการศึกษาจำลองกระบวนการที่สภาวะ

พลวัต ได้ทำการเพิ่มประสิทธิภาพการควบคุมโดยปรับพารามิเตอร์ค่าเกนตัวควบคุม (K_C) และค่าเวลาอินทิกรัล (τ_I) ของตัวควบคุม [6] สำหรับวงควบคุมต่างๆในโครงสร้างการควบคุมแบบดั้งเดิมเพื่อให้ได้ประสิทธิภาพการควบคุมที่ดีขึ้น (CSOM)

หลังจากเพิ่มประสิทธิภาพการควบคุมโดยปรับค่าพารามิเตอร์ของตัวควบคุมสำหรับวงควบคุมต่างๆแล้ว จากนั้นปรับปรุงโครงสร้างการควบคุม 1. ปรับปรุงการควบคุมอัตราการไหลของกระแสขาออกจากเครื่องปฏิกรณ์ 2. ปรับปรุงการควบคุมระดับของเหลวในเครื่องปฏิกรณ์ 3. ปรับปรุงการควบคุมอุณหภูมิในหอกลั่นทั้ง 3 หอ [7] เพื่อให้ได้โครงสร้างการควบคุมใหม่ (CS1) ที่มีประสิทธิภาพการควบคุมดีกว่าโครงสร้างการควบคุมที่มีเพียงการปรับพารามิเตอร์ตัวควบคุม (CSOM)

ตารางที่ 2 การจับคู่ตัวแปรปรับตัวแปรควบคุม ค่าพารามิเตอร์ของตัวควบคุม และลักษณะการควบคุมของโครงสร้างการควบคุมทั้ง 3 โครงสร้าง

ตัวแปรควบคุม	ตัวแปรปรับ	ค่าพารามิเตอร์ของตัวควบคุม						Controller action
		CS0		CSOM		CS1		
		K_C	τ_I (min)	K_C	τ_I (min)	K_C	τ_I (min)	
Flow M_{Total}	Feed Flowrate	0.5	0.3	2	0.1	2	0.1	Reverse
Flow B_{Total}	BuOH Feed Flowrate	0.5	0.3	2	0.1	2	0.1	Reverse
Reactor Temperature	Cooling water to the jacket	1	20	2	2	2	2	Reverse
Reactor Level	Rout Flowrate	10	-	10	-	-	-	Direct
Reactor Level	Reactor Flowrate	-	-	-	-	20	10	Direct
Reactor Flowrate	Rout Flowrate	-	-	-	-	0.5	0.3	Reverse
C_1 Column Pressure	Condenser (C_1 Column)	20	12	20	0.5	20	0.25	Reverse
C_2 Column Pressure	Condenser (C_2 Column)	20	12	20	3	20	1	Reverse
C_3 Column Pressure	Condenser (C_3 Column)	20	12	20	1	20	1	Reverse
C_1 Base Level	C_1 Bottom Flowrate	2	-	2	-	10	-	Direct
C_2 Base Level	C_2 Bottom Flowrate	2	-	8	-	8	-	Direct
C_3 Base Level	C_3 Bottom Flowrate	2	-	8	-	8	-	Direct
C_1 Reflux Drum Level	C_1 Distillate Rate	2	-	10	-	10	-	Direct
C_2 Reflux Drum Level	C_2 Distillate Rate	2	-	10	-	10	-	Direct
C_3 Reflux Drum Level	C_3 Distillate Rate	2	-	10	-	10	-	Direct
Temperature State 22	Reboiler Heat Input	1	20	1	5	1	5	Reverse
Temperature State 25	Reboiler Heat Input	1	20	3.71	6	3.71	6	Reverse
Temperature State 41	Reboiler Heat Input	1	20	8	10	8	10	Reverse

3. ผลการวิจัย

3.1 การปรับเปลี่ยนค่าพารามิเตอร์การควบคุม

จากการศึกษาประสิทธิภาพการควบคุมของโครงสร้างการควบคุมแบบดั้งเดิม (CS0) และทำการเพิ่มประสิทธิภาพการควบคุมโดยปรับค่าพารามิเตอร์ของการควบคุม สำหรับวงควบคุมต่างๆในโครงสร้างการควบคุมแบบดั้งเดิม โดยการควบคุมอัตราการไหล การควบคุมอุณหภูมิ การควบคุมระดับของเหลว และการควบคุมความดัน เพื่อให้ได้ประสิทธิภาพการควบคุมที่ดีขึ้น (CSOM) โดยแสดงการจับคู่ตัวแปรปรับตัวแปรควบคุม พร้อมทั้งค่าพารามิเตอร์ของตัวควบคุมที่เหมาะสมและลักษณะการควบคุม ดังตารางที่ 2

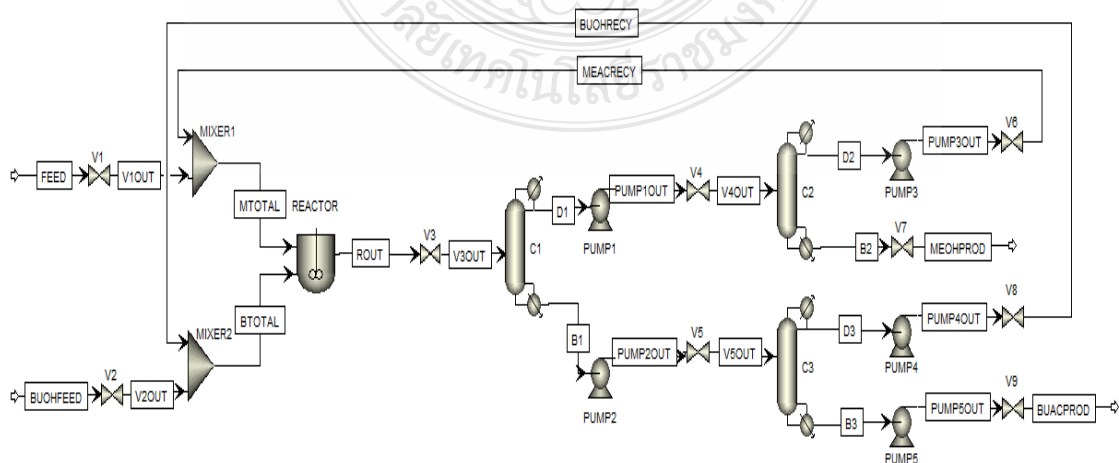
3.2 ผลการปรับโครงสร้างการควบคุม

จากการปรับปรุงการควบคุมอัตราการไหลของกระแสขาออกจากเครื่องปฏิกรณ์ โดยติดตั้ง Cascade Control เพื่อวัตถุประสงค์ของเหลวทางออกจากเครื่องปฏิกรณ์ทำให้ระดับของเหลวในเครื่องปฏิกรณ์เข้าค่าเป้าหมายเร็วขึ้น จึงเป็นการช่วยลดการแกว่งของกระแสการไหลก่อนเข้าหอกลั่น และติดตั้ง Ratio Control เพื่อปรับปรุงการควบคุมอุณหภูมิที่ชั้น 22 ในหอกลั่นที่ 1 ชั้น 25 ในหอกลั่นที่ 2 และชั้น 41 ในหอกลั่นที่ 3 ทำให้การกลั่นแยกสารง่ายขึ้น ซึ่งส่งผลทำให้การปรับโครงสร้างการควบคุมมีประสิทธิภาพในการควบคุมดียิ่งขึ้น และปรับค่าพารามิเตอร์การควบคุมใหม่ให้เหมาะสมกับโครงสร้างการควบคุมนี้ ผลการปรับโครงสร้างการควบคุมแสดงดังรูปที่ 4 โดยแสดงการจับคู่ตัวแปรปรับตัวแปรควบคุม พร้อมทั้งค่าพารามิเตอร์ตัวควบคุมที่เหมาะสม และลักษณะการควบคุมดังตารางที่ 2

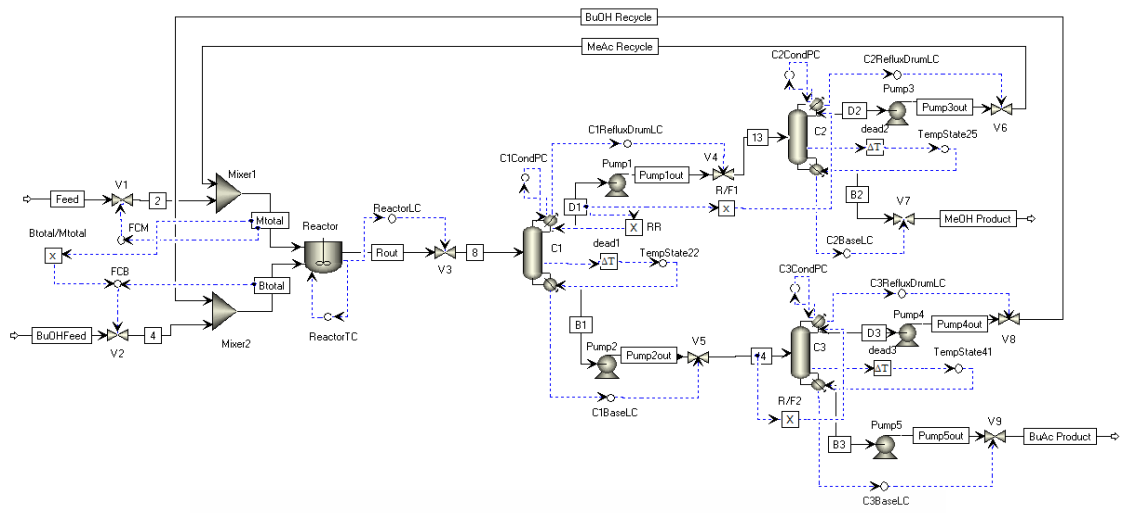
3.3 ผลการตอบสนอง

จากการทดสอบโครงสร้างการควบคุมของโครงสร้างการควบคุมแบบดั้งเดิม (CS0) โครงสร้างการควบคุมที่มีเพียงการปรับพารามิเตอร์ตัวควบคุม (CSOM) และโครงสร้างการควบคุมที่ปรับปรุงแล้ว (CS1) โดยมีตัวแปรบวกรวมที่ส่งผลต่อกระบวนการ คือ การเปลี่ยนอัตราการไหลของกระแสป้อนแบบขั้นบันไดเพิ่มขึ้นร้อยละ 20 จาก 271.2 kmol/hr เป็น 325.4 kmol/hr ขณะระบบคงที่ที่เวลา 13 Hours และลดลงร้อยละ 20 จาก 325.4 kmol/hr เป็น 271.2 kmol/hr ขณะระบบคงที่ที่เวลา 37 Hours จากการควบคุมอุณหภูมิของชั้น 22 ในหอกลั่นที่ 1 ผลการตอบสนองแสดงให้เห็นว่าที่เวลา 13 Hours มีค่าการแกว่งต่ำสุดที่ประมาณ 382 K ที่เวลา 37 Hours ค่าการแกว่งสูงสุดที่ประมาณ 392 K และมีการสั่นก่อนจะกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมที่เวลาประมาณ 42 Hours และโครงสร้างการควบคุมที่มีเพียงการปรับพารามิเตอร์ตัวควบคุม (CSOM) ถึงแม้ค่าการแกว่งต่ำสุด

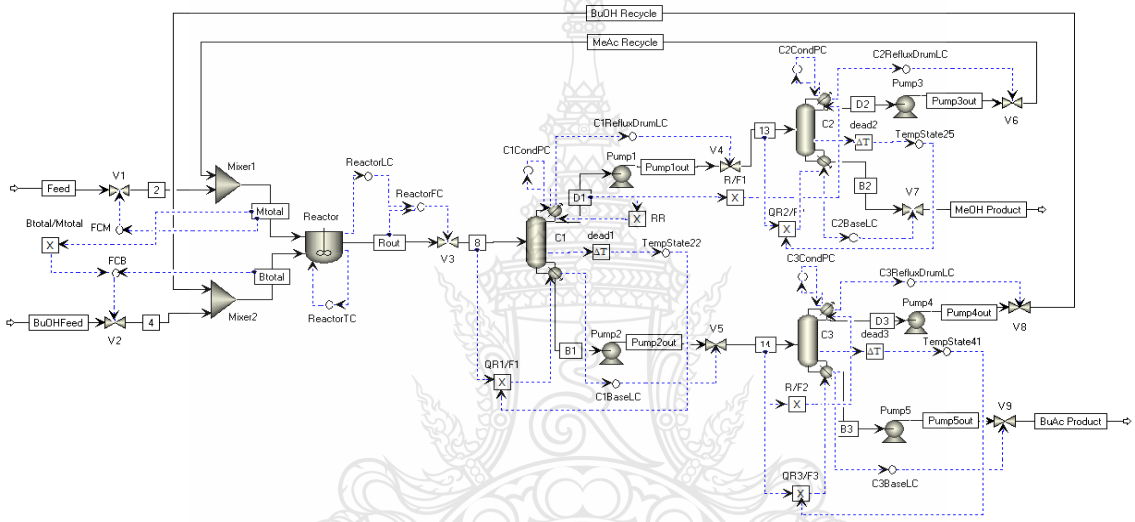
และค่าการแกว่งสูงสุดจะใกล้เคียงกัน แต่สามารถกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมได้เร็วกว่าที่เวลาประมาณ 38 Hours ในขณะที่โครงสร้างการควบคุมที่ปรับปรุงแล้ว (CS1) ที่เวลา 13 Hours มีค่าการแกว่งต่ำสุดที่ประมาณ 387 K ที่เวลา 37 Hours ค่าการแกว่งสูงสุดที่ประมาณ 387.4 K ซึ่งมีการแกว่งลดลงจากเดิมอย่างเห็นได้ชัด และกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมที่เวลาประมาณ 38 Hours จากการควบคุมอุณหภูมิของชั้น 25 ในหอกลั่นที่ 2 ผลการตอบสนองแสดงให้เห็นว่าที่เวลา 13 Hours มีค่าการแกว่งต่ำสุดที่ประมาณ 336.5 K ที่เวลา 37 Hours ค่าการแกว่งสูงสุดที่ประมาณ 343.5 K ก่อนจะกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมที่เวลาประมาณ 41 Hours ในขณะที่โครงสร้างการควบคุมที่มีเพียงการปรับพารามิเตอร์ตัวควบคุม (CSOM) ที่เวลา 13 Hours ค่าการแกว่งต่ำสุดที่ประมาณ 339.8 K ที่เวลา 37 Hours ค่าการแกว่งสูงสุดที่ประมาณ 342 K ซึ่งมีการแกว่งลดลงจากเดิมอย่างเห็นได้ชัด และสามารถกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมได้เร็วกว่าที่เวลาประมาณ 38 Hours รวมทั้งโครงสร้างการควบคุมที่ปรับปรุงแล้ว (CS1) ที่เวลา 13 Hours มีค่าการแกว่งต่ำสุดที่ประมาณ 340.5 K ที่เวลา 37 Hours ค่าการแกว่งสูงสุดที่ประมาณ 341.3 K ค่าการแกว่งยังคงลดลงจากเดิมอย่างเห็นได้ชัด ถึงแม้จะเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมช้ากว่าเล็กน้อยเวลาประมาณ 38.5 Hours จากการควบคุมอุณหภูมิของชั้น 41 ในหอกลั่นที่ 3 ผลการตอบสนองแสดงให้เห็นว่าที่เวลา 13 Hours มีค่าการแกว่งต่ำสุดที่ประมาณ 453.9 K ที่เวลา 37 Hours ค่าการแกว่งสูงสุดที่ประมาณ 455.6 K และมีการสั่นก่อนจะกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมที่เวลาประมาณ 41.5 Hours ในขณะที่โครงสร้างการควบคุมที่มีเพียงการปรับพารามิเตอร์ตัวควบคุม (CSOM) ที่เวลา 13 Hours ค่าการแกว่งต่ำสุดที่ประมาณ 454.4 K ที่เวลา 37 Hours ค่าการแกว่งสูงสุดที่ประมาณ 454.6 K ซึ่งมีการแกว่งลดลงจากเดิมอย่างเห็นได้ชัด และสามารถกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมได้เร็วกว่าที่เวลาประมาณ 38.5 Hours รวมทั้งโครงสร้างการควบคุมที่ปรับปรุงแล้ว (CS1) ที่เวลา 13 Hours มีค่าการแกว่งต่ำสุดที่ประมาณ 454.45 K ที่เวลา 37 Hours ค่าการแกว่งสูงสุดที่ประมาณ 454.55 K ค่าการแกว่งยังคงลดลงจากเดิมอย่างเห็นได้ชัด และกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมเร็วกว่าที่เวลาประมาณ 37.5 Hours จากการควบคุมระดับของเหลวในเครื่องปฏิกรณ์ ผลการตอบสนองแสดงให้เห็นว่าที่เวลา 13 Hours ระดับของเหลวเพิ่มขึ้นและไม่สามารถกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมได้ จนกระทั่งเปลี่ยนอัตราการไหลของกระแสป้อนที่เวลา 37 Hours และมีการสั่นก่อนจะกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมที่เวลาประมาณ 39.5 Hours และโครงสร้างการควบคุมที่มีเพียงการปรับพารามิเตอร์ตัวควบคุม (CSOM) ที่เวลา 13 Hours



รูปที่ 2 แผนผังการผลิตบิวทิลอะซีเตทโดยใช้โปรแกรม Aspen Plus 2006



รูปที่ 3 แผนผังการผลิตบิวทิลอะซีเตทโดยใช้โปรแกรม Aspen Dynamics 2006

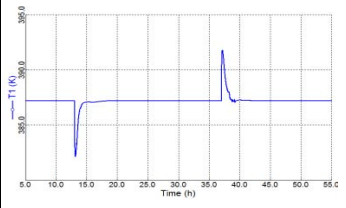
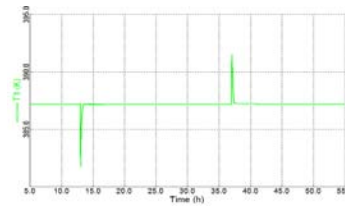
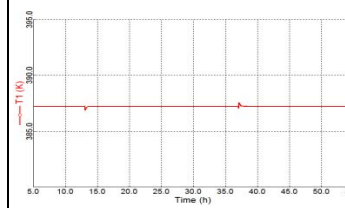
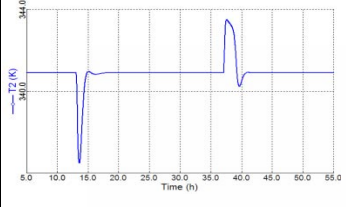
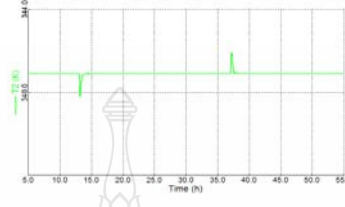
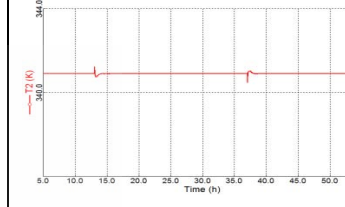
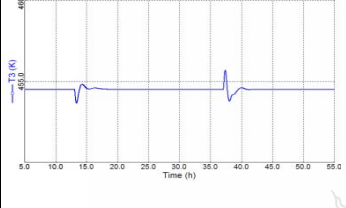
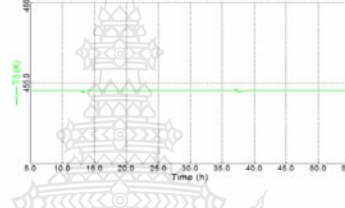
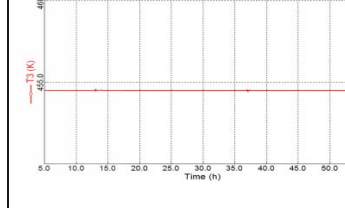
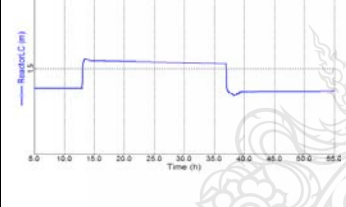
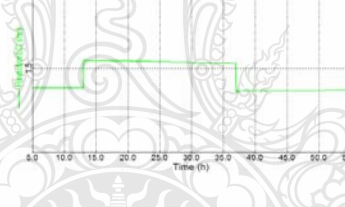
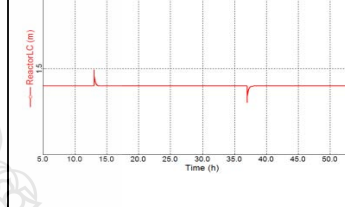
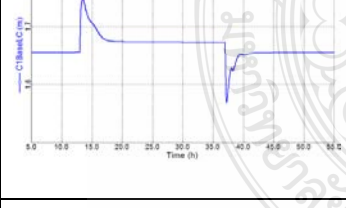
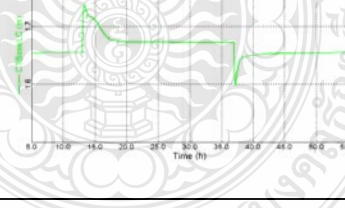
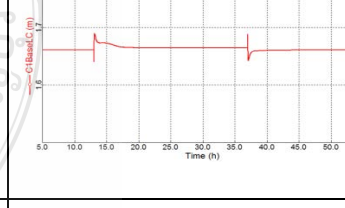
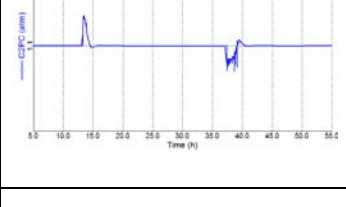
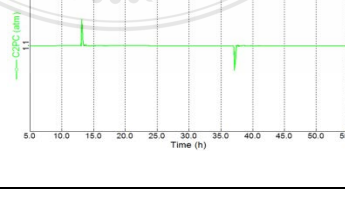
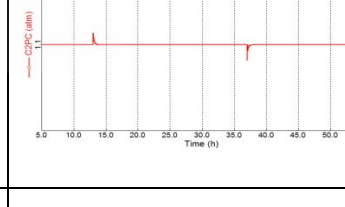
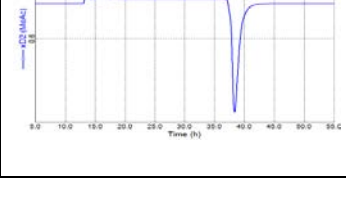
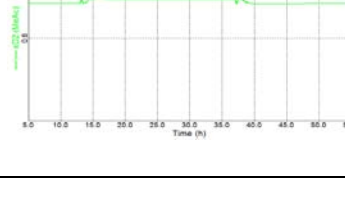
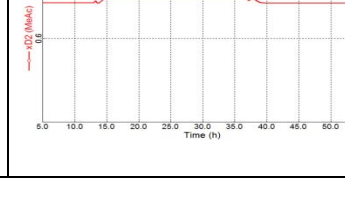


รูปที่ 4 แผนผังโครงสร้างการควบคุมแบบใหม่ (CS1)

ระดับของเหลวเพิ่มขึ้นและไม่สามารถกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมได้เช่นกัน จนกระทั่งเปลี่ยนอัตราการไหลของกระแสป้อนที่เวลา 37 Hours แต่ไม่เกิดการสั่นและสามารถกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมได้เร็วกว่าที่เวลาประมาณ 37.1 Hours ในขณะที่โครงสร้างการควบคุมที่ปรับปรุงแล้ว (CS1) ที่เวลา 13 Hours ระดับของเหลวเพิ่มขึ้นสูงสุดประมาณ 1.49 เมตร และสามารถกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมได้ ที่เวลา 13.2 Hours และเมื่อเปลี่ยนอัตราการไหลของกระแสป้อนที่เวลา 37 Hours ระดับของเหลวลดลงต่ำสุดประมาณ 1.3 เมตร และสามารถกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมที่เวลาประมาณ 37.2 Hours จากการควบคุมระดับของเหลวด้านล่างหอกลับที่ 1 ผลการตอบสนองแสดงให้เห็นว่าที่เวลา 13 Hours มีค่าการแกว่งสูงสุดที่ประมาณ 1.75 เมตร ที่เวลา 37 Hours ค่าการแกว่งต่ำสุดที่ประมาณ 1.58 เมตร และเกิดการสั่นก่อนจะกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมที่เวลาประมาณ 45 Hours ในขณะที่โครงสร้างการควบคุมที่มีเพียงการปรับพารามิเตอร์ตัวควบคุม (CSOM) ที่เวลา 13 Hours ค่าการแกว่งสูงสุดที่ประมาณ 1.74 ที่เวลา 37 Hours ค่าการแกว่งต่ำสุดที่ประมาณ 1.6 เมตร ซึ่งมีการแกว่งลดลงจากเดิมอย่างเห็นได้ชัด ก่อนจะกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมที่เวลาประมาณ 46.3 Hours รวมทั้งโครงสร้างการควบคุมที่ปรับปรุงแล้ว (CS1) ที่เวลา 13 Hours มีค่าการแกว่งสูงสุดที่ประมาณ 1.69 เมตร ที่เวลา 37 Hours ค่าการแกว่งสูงสุดที่ประมาณ 1.64 ค่าการแกว่งยังคงลดลงจากเดิมอย่างเห็นได้ชัด และกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมเร็วกว่าที่เวลา

ประมาณ 37.9 Hours จากการควบคุมความดันที่คอนเดนเซอร์ ในหอกลับที่ 2 ผลการตอบสนองแสดงให้เห็นว่าที่เวลา 13 Hours มีค่าการแกว่งสูงสุดที่ประมาณ 1.105 atm ที่เวลา 37 Hours ค่าการแกว่งต่ำสุดที่ประมาณ 1.097atm และเกิดการสั่นก่อนจะกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมที่เวลาประมาณ 40.45 Hours ในขณะที่โครงสร้างการควบคุมที่มีเพียงการปรับพารามิเตอร์ตัวควบคุม (CSOM) ที่เวลา 13 Hours ค่าการแกว่งสูงสุดที่ประมาณ 1.104 atm ที่เวลา 37 Hours ค่าการแกว่งต่ำสุดที่ประมาณ 1.098 atm ซึ่งมีการแกว่งลดลงจากเดิมและเกิดการสั่นเล็กน้อย ก่อนจะกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมได้เร็วกว่าที่เวลาประมาณ 37.9 Hours รวมทั้งโครงสร้างการควบคุมที่ปรับปรุงแล้ว (CS1) ที่เวลา 13 Hours มีค่าการแกว่งสูงสุดที่ประมาณ 1.1014 atm ที่เวลา 37 Hours ค่าการแกว่งสูงสุดที่ประมาณ 1.1017 atm ค่าการแกว่งยังคงลดลงจากเดิมอย่างเห็นได้ชัด และไม่เกิดการสั่นก่อนกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมที่เวลาประมาณ 38.36 Hours จากการควบคุมเศษส่วนโมลของเมทิลอะซีเตทที่กระแสขาออกด้านบน ในหอกลับที่ 2 ผลการตอบสนองแสดงให้เห็นว่าที่เวลา 13 Hours มีค่าการแกว่งสูงสุดที่ประมาณ 0.627 ที่เวลา 37 Hours ค่าการแกว่งต่ำสุดที่ประมาณ 0.534 ก่อนจะกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมที่เวลาประมาณ 43.6 Hours ในขณะที่โครงสร้างการควบคุมที่มีเพียงการปรับพารามิเตอร์ตัวควบคุม (CSOM) ที่เวลา 13 Hours ค่าการแกว่งสูงสุดที่ประมาณ 0.623 ที่เวลา 37 Hours ค่าการแกว่งต่ำสุดที่ประมาณ 0.620 ซึ่งมีการแกว่งลดลงจาก

ตารางที่ 3 การเปลี่ยนอัตราการผลิตของกระแสแบบขั้นบันได

Control Loop	โครงสร้างการควบคุม		
	CS0	CSOM	CS1
Temperature State 22 Column C1			
Temperature State 25 Column C2			
Temperature State 41 Column C3			
Reactor Liquid Level			
Base Liquid Levels Column C1			
Pressure Column C2			
Mole fraction (MeAc) stream D2			

เดิมอย่างเห็นได้ชัด และสามารถกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมได้เร็วกว่าที่เวลาประมาณ 39.7 Hours รวมทั้งโครงสร้างการควบคุมที่ปรับปรุงแล้ว (CS1) ที่เวลา 13 Hours มีค่าการแกว่งสูงสุดที่ประมาณ 0.6218 ที่เวลา 37 Hours ค่าการแกว่งต่ำสุดที่ประมาณ 0.6217 ค่าการแกว่งยังคงลดลงจากเดิม และกลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายเดิมเร็วกว่าที่เวลาประมาณ 39.2 Hours จากผลการตอบสนอง พบว่า โครงสร้างการควบคุมที่ปรับปรุงแล้ว (CS1) มีการตอบสนองที่ดีกว่าโครงสร้างการควบคุมที่มีเพียงการปรับพารามิเตอร์ตัวควบคุม (CSOM) และดีกว่าโครงสร้างการควบคุมแบบดั้งเดิม (CS0) โดยผลการตอบสนองแสดงตามตารางที่ 3

4. สรุปผลการวิจัย

จากกระบวนการผลิตบิวทิลอะซีเตท ด้วยการจำลองกระบวนการที่สถานะพลวัต โดยใช้โปรแกรม Aspen Dynamics 2006 โดยศึกษาผลการตอบสนองของโครงสร้างการควบคุมแบบดั้งเดิม (CS0) โครงสร้างการควบคุมที่มีเพียงการปรับพารามิเตอร์ตัวควบคุม (CSOM) และโครงสร้างการควบคุมที่ปรับปรุงแล้ว (CS1) ที่มีการทดสอบโครงสร้างการควบคุมโดยการเปลี่ยนอัตราการผลิตของกระแสป้อน แล้วพิจารณาพฤติกรรมกระบวนการ ความสามารถในการรักษาคุณภาพของผลิตภัณฑ์ ความสามารถในการจัดการด้านพลังงาน และความสามารถในการรักษาสถานะการดำเนินการของวงจรควบคุมต่างๆ ภายหลังกระบวนการถูกรบกวน พบว่า โครงสร้างการควบคุมที่ปรับปรุงแล้ว (CS1) ให้ผลการตอบสนองที่ดีกว่าโครงสร้างการควบคุมที่มีเพียงการปรับพารามิเตอร์ตัวควบคุม (CSOM) และดีกว่าโครงสร้างการควบคุมแบบดั้งเดิม (CS0)

5. กิตติกรรมประกาศ

งานวิจัยนี้สามารถสำเร็จลุล่วงได้ด้วยความช่วยเหลืออย่างยิ่งจาก ดร.ชัยภท ศิริวรกุล ซึ่งเป็นอาจารย์ที่ปรึกษางานวิจัย ที่ให้คำปรึกษาและแนะนำแนวทางในการแก้ปัญหาต่างๆ และขอกราบขอบพระคุณบิดาและมารดาที่คอยช่วยเหลือ เป็นกำลังใจ และสนับสนุนด้านทุนทรัพย์ให้ จนกระทั่งสำเร็จงานวิจัย

เอกสารอ้างอิง

- [1] Luyben, M. L., and Tyreus, B. D. 1997. "Plantwide control design procedure". AIChE. 43, 3161-3174.
- [2] Sayfon Kietawarin 2002. "Control structure design applied to hydrodealkylation process plantwide control problem". Bangkok : Chulalongkorn University.
- [3] Amornchai Arpornwichanop, Kittipong Koomsup and Suttichai. 2008. "Hybrid reactive distillation systems for n-butyl acetate production from dilute acetic acid". Thailand : Industrial and Engineering Chemistry.
- [4] William L. Luyben. 2011. "Principles and case studies of simultaneous design" (pp. 107-133). USA : Wiley-Interscience.
- [5] William L. Luyben. 1999. "Plantwide process control". USA : McGraw-HillBook Company.
- [6] Dale E. Seborg. 2011. "Process Dynamic and Control". USA : Wiley-Interscience.
- [7] William L. Luyben. 2006. "Distillation design and control using aspen™ simulation". USA : Wiley-Interscience.



ประวัติผู้เขียนบทความ ชื่อจิตรลดา นาคประดิษฐ์ เกิดวันที่ 29 ตุลาคม 2532 ภูมิลำเนา จังหวัดสุราษฎร์ธานี จบการศึกษาระดับปริญญาตรี (หลักสูตรวิศวกรรมศาสตรบัณฑิต) สาขาวิชาวิศวกรรมเคมี คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีราชมงคลธัญบุรี เมื่อปี พ.ศ. 2554 และกำลัง

ศึกษาต่อในหลักสูตรวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต สาขาวิศวกรรมเคมี คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีราชมงคลธัญบุรี งานวิจัยที่สนใจ การจำลองและการควบคุมกระบวนการ

ประวัติผู้เขียน

ชื่อ-นามสกุล นางสาวจิตรลดา นาคประดิษฐ์
วัน เดือน ปีเกิด 29 ตุลาคม 2532
ที่อยู่ 97 หมู่ 7 ตำบลช้างขวา อำเภอกาญจนดิษฐ์ จังหวัดสุราษฎร์ธานี 84160
การศึกษา
พ.ศ.2554 สำเร็จการศึกษาระดับวิศวกรรมศาสตรบัณฑิต สาขาวิศวกรรมเคมี
จากมหาวิทยาลัยเทคโนโลยีราชมงคลธัญบุรี
เบอร์โทรศัพท์ 08-6358-4669
อีเมล dow_rmutt@msn.com

