



ศึกษาการจำลองและวิเคราะห์ความไวในกระบวนการกลั่นแบบแบตช์
ที่มีปฏิกริยาร่วม

STUDY OF SIMULATION AND SENSITIVITY ANALYSIS IN A BATCH
REACTIVE DISTILLATION PROCESS

นางสาวเกวลี่ รัตน์คร รหัส 57365492
นางสาวลักคณา หลักหิน รหัส 57365812

ปริญญานิพนธ์นี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาหลักสูตรปริญญาวิศวกรรมศาสตรบัณฑิต
สาขาวิชาวิศวกรรมอุตสาหกรรม ภาควิชาวิศวกรรมเคมี
คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยนเรศวร
ปีการศึกษา 2560

ชื่อหัวข้อโครงการ	ศึกษาการจำลองและวิเคราะห์ความไวในกระบวนการกลั่นแบบแบบตซ์ที่มีปฏิกริยาร่วม
ผู้ดำเนินโครงการ	นางสาวเกวลี รัตนคร รหัส 57365492
	นางสาวลักคณา หลักหิน รหัส 57365812
ที่ปรึกษาโครงการ	ดร.วีรวรรณ วีรชัยพิเชษฐ์กุล
สาขาวิชา	วิศวกรรมเคมี
ภาควิชา	วิศวกรรมอุตสาหกรรม
ปีการศึกษา	2560

บทคัดย่อ

ปริญญาานิพนธ์ฉบับนี้ได้ทำการศึกษาแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ในการจำลองกระบวนการกลั่นแบบแบบตซ์ที่มีปฏิกริยาร่วมโดยใช้โปรแกรม MATLAB โดยศึกษาแบบจำลองทางคณิตศาสตร์สองแบบ คือแบบจำลองอย่างง่าย (Simple Model) และแบบจำลองเข้มงวด (Rigorous Model) ศึกษาที่สภาวะเดียวกันแล้ววิเคราะห์ตัวแปรที่มีผลต่อกระบวนการโดยปรับอัตราการป้อนกลับ จำนวนชั้นของหอกลั่น พลังงานที่ป้อนให้รีบอยเลอร์ แพคเกจรีความถี่ และสมดุลวัฏภาคไอและของเหลว เพื่อสังเกตผลที่มีต่อเศษส่วนโมลของผลิตภัณฑ์และนำมาเปรียบเทียบกับค่าที่ได้จากการทดลอง หลังจากนั้นจึงทำการควบคุมกระบวนการ ดังนี้ การควบคุมแบบสัดส่วน แบบสัดส่วนอินทิกรัล และ แบบสัดส่วนอินทิกรัลอนุพันธ์ โดยใช้วิธีการของ Ziegler-Nichols ในการปรับแต่งค่าให้ตัวควบคุม และประเมินสมรรถนะของการควบคุมด้วยผลรวมค่าสัมบูรณ์ของค่าความคลาดเคลื่อน (IAE)

จากการศึกษาแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ พบว่าแบบจำลองเข้มงวดสามารถใช้อธิบายพฤติกรรมของกระบวนการกลั่นแบบแบบตซ์ที่มีปฏิกริยาร่วมได้ดีกว่าแบบจำลองอย่างง่าย จากการคำนวณและเปรียบเทียบกับผลการทดลองแล้วมีความใกล้เคียงกับค่าจริง ในงานวิจัยนี้จึงใช้แบบจำลองเข้มงวดมาวิเคราะห์ตัวแปรที่มีผลต่อกระบวนการ พบว่า อัตราการป้อนกลับมีผลต่อกระบวนการมากที่สุด จากการควบคุมกระบวนการ ทั้ง 3 ตัวควบคุม ตัวควบคุมแบบสัดส่วนอินทิกรัลสามารถควบคุมกระบวนการได้ดีที่สุด มีค่าเศษส่วนโมลและปริมาณของผลิตภัณฑ์ที่เวลาสุดท้ายเท่ากับ 0.9333 และ 42.1812 กิโลกรัมต่อชั่วโมง และมีค่า IAE เท่ากับ 0.0179 และทำการศึกษากรณีที่มีสัญญาณรบกวน รวมทั้งกรณีที่ตัวแปรที่มีความผิดพลาดร้อยละ ± 5 ถึงร้อยละ ± 30 เพื่อประเมินสมรรถนะของตัวควบคุม พบว่า ตัวควบคุมแบบสัดส่วนอินทิกรัล สามารถควบคุมกระบวนการให้เข้าสู่ค่าเป้าหมายได้ดีที่สุดทุกกรณี ยกเว้น กรณีสมดุลวัฏภาคไอและของเหลวของเอทานอลที่ความผิดพลาดร้อยละ 30 ซึ่งมีค่าเศษส่วนโมลของผลิตภัณฑ์และปริมาณของผลิตภัณฑ์เท่ากับ 0.8896 และ 1.5966 กิโลกรัมต่อชั่วโมง มีค่า IAE เท่ากับ 0.2029

กิตติกรรมประกาศ

การศึกษาวิจัยปริญญาโทฉบับนี้สามารถสำเร็จลุล่วงด้วยความอนุเคราะห์จากบุคคลที่คอยให้คำปรึกษาและคำแนะนำที่เป็นประโยชน์ในการดำเนินงานวิจัย รวมถึงสถาบันศึกษาที่อำนวยความสะดวกในการทำวิจัยในครั้งนี้จนสำเร็จลุล่วง

ขอขอบพระคุณ ดร.วีรวรรณ วีระชัยพิเชษฐ์กุล อาจารย์ที่ปรึกษาปริญญาโท ที่ให้คำแนะนำและคำปรึกษา รวมถึงข้อคิดเห็นต่างๆ ในด้านการศึกษาแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ที่เป็นประโยชน์ต่อการทำวิจัยด้วยดีมาตลอด รวมถึงความดูแลเอาใจใส่ ติดตามการดำเนินโครงการวิจัยมาโดยตลอด

สุดท้ายนี้ผู้ดำเนินโครงการขอกราบขอบพระคุณ บิดา มารดา ที่ได้ให้การดูแล อบรมสั่งสอน และให้กำลังใจด้วยดีเสมอมา ตลอดการดำเนินโครงการจนสำเร็จการศึกษา



ผู้ดำเนินโครงการ

เกวลี รัตนคร

ลักคณา หลักหิน

พฤษภาคม 2561

สารบัญ

	หน้า
ใบรับรองปริญญาโท.....	ก
บทคัดย่อภาษาไทย.....	ข
กิตติกรรมประกาศ.....	ค
สารบัญ.....	ง
สารบัญตาราง.....	ฉ
สารบัญรูป.....	ช
บทที่ 1 บทนำ.....	1
1.1 ความเป็นมาและความสำคัญของโครงการ.....	1
1.2 วัตถุประสงค์ของโครงการ.....	3
1.3 ขอบเขตในการดำเนินโครงการ.....	3
1.4 สถานที่ในการดำเนินโครงการ.....	3
1.5 ระยะเวลาในการดำเนินโครงการ.....	3
1.6 ขั้นตอนและแผนการดำเนินโครงการ.....	4
บทที่ 2 หลักการและทฤษฎีเบื้องต้น.....	5
2.1 ความสำคัญของกระบวนการกลั่นในกระบวนการทางเคมี.....	5
2.2 ประเภทของการกลั่น.....	6
2.3 การดำเนินกระบวนการ.....	12
2.4 ทฤษฎีและแบบจำลองที่เกี่ยวข้อง.....	14
2.5 ปฏิกริยาเคมีและคุณสมบัติของสาร.....	26
2.6 เปรียบเทียบความแตกต่างของแบบจำลองที่เกี่ยวข้อง.....	28
2.7 การควบคุมกระบวนการ.....	30
2.8 MATLAB.....	35
2.9 งานวิจัยที่เกี่ยวข้อง.....	35

สารบัญ

หน้า

บทที่ 3 ขั้นตอนและวิธีการดำเนินโครงการ.....	39
3.1 ศึกษาทฤษฎีที่เกี่ยวข้องกับกระบวนการกลั่น.....	40
3.2 ศึกษาแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ที่เกี่ยวข้อง.....	40
3.3 ศึกษาโปรแกรมที่ใช้ในการจำลอง.....	40
3.4 เปรียบเทียบแบบจำลองกับผลการทดลอง.....	43
3.5 ศึกษาตัวแปรที่มีผลต่อกระบวนการ.....	43
3.6 ศึกษาการควบคุมกระบวนการ.....	44
3.7 สรุปและวิเคราะห์ผล.....	44
บทที่ 4 ผลการดำเนินโครงการ.....	45
4.1 เปรียบเทียบแบบจำลองอย่างง่ายกับแบบจำลองเชิงงวด.....	45
4.2 วิเคราะห์ตัวแปรที่มีผลต่อกระบวนการกลั่น.....	47
4.3 วิเคราะห์การควบคุมกระบวนการ.....	56
บทที่ 5 สรุปผลการวิจัยและข้อเสนอแนะ.....	63
5.1 สรุปผลการวิจัย.....	63
5.2 ข้อเสนอแนะ.....	65
บรรณานุกรม.....	66
ภาคผนวก ก.....	69
ภาคผนวก ข.....	76

สารบัญตาราง

หน้า

ตารางที่ 1.1	แสดงแผนการดำเนินงานวิจัย.....	4
ตารางที่ 2.1	แสดงค่าคงที่การระเหยสัมพัทธ์.....	18
ตารางที่ 2.2	แสดงค่าความจุความร้อนจำเพาะ อุณหภูมิวิกฤต และ ค่าแฟกเตอร์เยื้องศูนย์กลาง.....	23
ตารางที่ 2.3	แสดงตัวอย่างค่าคงที่ Antoine's Equation.....	24
ตารางที่ 2.4	แสดงตัวอย่างค่าคงที่ Density.....	25
ตารางที่ 2.5	เปรียบเทียบสมมติฐานของแบบจำลอง.....	26
ตารางที่ 2.6	เปรียบเทียบสมการที่ใช้ในการสร้างแบบจำลอง.....	27
ตารางที่ 2.7	ค่าเกณฑ์ควบคุมโดยใช้วิธีการปฏิกิริยาของกระบวนการ.....	33
ตารางที่ ก.1	แสดงเศษส่วนโมลที่เวลาสุดท้ายที่ถึงเก็บจากการทดลอง.....	70
ตารางที่ ก.2	แสดงเศษส่วนโมลที่เวลาสุดท้ายที่ถึงเก็บของแบบจำลองอย่างง่าย.....	70
ตารางที่ ก.3	แสดงเศษส่วนโมลที่เวลาสุดท้ายที่ถึงเก็บของแบบจำลองที่มีความซับซ้อน.....	70
ตารางที่ ก.4	แสดงอัตราการป้อนกลับกับเศษส่วนโมลของเอธิลอะซิเตทที่เวลาสุดท้าย.....	71
ตารางที่ ก.5	แสดงจำนวนขั้นกับเศษส่วนโมลของเอธิลอะซิเตทที่เวลาสุดท้าย.....	71
ตารางที่ ก.6	แสดงค่าพลังงานความร้อนที่รีบอยเลอร์.....	71
ตารางที่ ก.7	แสดงค่าร้อยละความผิดพลาดของแฟกเตอร์ความถี่ k_0	72
ตารางที่ ก.8	แสดงค่าร้อยละความผิดพลาดสมดุลวัฏภาคไอและวัฏภาคของเหลว K.....	73
ตารางที่ ก.9	เปรียบเทียบตัวแปรที่มีผลต่อกระบวนการ.....	74
ตารางที่ ก.10	เปรียบเทียบการควบคุมกระบวนการ.....	74
ตารางที่ ก.11	แสดงค่าร้อยละความผิดพลาดของตัวแปรในการควบคุมกระบวนการ.....	75

สารบัญรูปภาพ

หน้า

รูปที่ 2.1 แสดงการทำงานการกลั่นแบบต่อเนื่อง.....	6
รูปที่ 2.2 แสดงการทำงานการกลั่นอย่างง่าย.....	7
รูปที่ 2.3 แสดงช่วงผลิตภัณฑ์ที่ต้องการและผลิตภัณฑ์ที่ไม่ต้องการ.....	8
รูปที่ 2.4 แสดงการทำงานการกลั่นแบบแบตช์ดั้งเดิม.....	9
รูปที่ 2.5 แสดงการทำงานการกลั่นแบบผันกลับ.....	10
รูปที่ 2.6 แสดงการทำงานการกลั่นชุดกลางหอ.....	11
รูปที่ 2.7 แสดงการทำงานการกลั่นแบบแบตช์ที่มีปฏิกริยาพร้อม.....	12
รูปที่ 2.8 แสดงการคิดดุลมวลที่คอนเดนเซอร์และรีฟลักซ์ดรัมของแบบจำลองอย่างง่าย.....	15
รูปที่ 2.9 แสดงการคิดดุลมวลที่ถังเก็บของแบบอย่างง่าย.....	15
รูปที่ 2.10 แสดงการคิดดุลมวลที่ขึ้นของหอกลั่นของแบบจำลองอย่างง่าย.....	16
รูปที่ 2.11 แสดงการคิดดุลมวลที่รีบอยเลอร์ของแบบจำลองอย่างง่าย.....	17
รูปที่ 2.12 แสดงการคิดดุลมวลที่เครื่องควบแน่นและรีฟลักซ์ดรัมของแบบจำลองเข้มงวด.....	19
รูปที่ 2.13 แสดงการคิดดุลมวลที่ถังเก็บของแบบจำลองเข้มงวด.....	20
รูปที่ 2.14 แสดงการคิดดุลมวลที่ขึ้นของหอกลั่นของแบบจำลองเข้มงวด.....	21
รูปที่ 2.15 แสดงการคิดดุลมวลที่รีบอยเลอร์ของแบบจำลองเข้มงวด.....	21
รูปที่ 2.16 แสดงผลรวมค่าสัมบูรณ์ของความคลาดเคลื่อน.....	34
รูปที่ 3.1 แสดงแผนการดำเนินงาน.....	39
รูปที่ 3.2 แสดงแผนภาพการสร้างแบบจำลองทางคณิตศาสตร์แบบอย่างง่าย.....	41
รูปที่ 3.3 แสดงแผนภาพการสร้างแบบจำลองทางคณิตศาสตร์แบบเข้มงวด.....	42
รูปที่ 4.1 แสดงกราฟเศษส่วนโมลของสารที่ถังเก็บของผลการทดลองจริง	45
รูปที่ 4.2 แสดงกราฟเศษส่วนโมลของสารที่ถังเก็บของแบบจำลองอย่างง่าย.....	45
รูปที่ 4.3 แสดงกราฟเศษส่วนโมลของสารที่ถังเก็บของแบบจำลองเข้มงวด.....	46
รูปที่ 4.4 แสดงกราฟเศษส่วนโมลเอธิลอะซิเตท ของการเปลี่ยนแปลงอัตราการป้อนกลับ.....	47
รูปที่ 4.5 แสดงกราฟเศษส่วนโมลเอธิลอะซิเตท ของการเปลี่ยนแปลงจำนวนชั้นหอกลั่น.....	48
รูปที่ 4.6 แสดงกราฟเศษส่วนโมลเอธิลอะซิเตทของค่าพลังงานความร้อนที่รีบอยเลอร์.....	49
รูปที่ 4.7 แสดงกราฟการเปลี่ยนแปลงแพกเตอร์ความถี่ของปฏิกริยาไปข้างหน้า.....	50
รูปที่ 4.8 แสดงกราฟ การเปลี่ยนแปลงแพกเตอร์ความถี่ของปฏิกริยาย้อนกลับ.....	51
รูปที่ 4.9 แสดงกราฟสมดุลวัฏภาคไอและของเหลวของกรดแอสติค.....	52
รูปที่ 4.10 แสดงกราฟสมดุลวัฏภาคไอและของเหลวของเอทานอล.....	53

สารบัญรูปภาพ

	หน้า
รูปที่ 4.11 แสดงกราฟสมดุลวัฏภาคไอและของเหลวของเอทิลอะซิเตท.....	54
รูปที่ 4.12 แสดงสมดุลวัฏภาคไอและของเหลวของน้ำ.....	55
รูปที่ 4.13 แสดงกราฟอัตราการป้อนกลับภายใน (Internal Reflux).....	56
รูปที่ 4.14 การควบคุมกระบวนการโดยใช้ตัวควบคุมแบบ P.....	57
รูปที่ 4.15 การควบคุมกระบวนการโดยใช้ตัวควบคุมแบบ PI.....	58
รูปที่ 4.16 การควบคุมกระบวนการโดยใช้ตัวควบคุมแบบ PID.....	58
รูปที่ 4.17 การควบคุมกระบวนการที่มีสัญญาณรบกวนของเครื่องมือวัดที่มีความถี่ถึงที่ 0.3.....	59
รูปที่ 4.18 แสดงค่าร้อยละการควบคุมแฟกเตอร์ความถี่ปฏิกิริยาไปข้างหน้า.....	60
รูปที่ 4.19 แสดงค่าร้อยละความผิดพลาดสมดุลวัฏภาคของเอทานอล.....	61
รูปที่ 4.20 แสดงค่าร้อยละความผิดพลาดสมดุลวัฏภาคของน้ำ.....	62



บทที่ 1

บทนำ

1.1 ความเป็นมาของปัญหา

อุตสาหกรรมในปัจจุบันได้มีการขยายตัวมากขึ้น โดยอุตสาหกรรมเหล่านี้จะใช้วัตถุดิบที่ผลิตจากอุตสาหกรรมปิโตรเคมีมาเป็นวัตถุดิบตั้งต้น ซึ่งในอุตสาหกรรมเคมีจะนำสารตั้งต้นมาผ่านกระบวนการผลิตแปรรูปไม่ว่าจะเป็น การทำปฏิกิริยาให้ได้สารตัวใหม่ (Reaction) การทำให้สารมีความบริสุทธิ์ (Purifier) เป็นต้น ซึ่ง พบว่า ขั้นตอนการทำให้สารมีความบริสุทธิ์เป็นขั้นตอนที่มีความสำคัญสำหรับกลุ่มอุตสาหกรรมเคมี เช่น การดูดซับ (Absorption) และการกลั่น (Distillation) เป็นต้น โดยการกลั่นเป็นกระบวนการแยกของเหลวผสมที่มีสารองค์ประกอบตั้งแต่สองชนิดขึ้นไป อีกทั้งยังสามารถแยกองค์ประกอบของสารให้มีความบริสุทธิ์ตรงตามวัตถุประสงค์รวมถึงยังสามารถดำเนินกระบวนการผลิตได้อย่างต่อเนื่อง จึงส่งผลให้สามารถผลิตสารผลิตภัณฑ์ได้ในปริมาณมาก ดังนั้น กระบวนการกลั่นแยกจึงเป็นที่นิยมใช้ในอุตสาหกรรมเคมี โดยการกลั่นจะแบ่งออกเป็นสองประเภทหลักๆ ตามลักษณะการดำเนินงานคือ การกลั่นแบบต่อเนื่อง (Continuous Distillation) และการกลั่นแบบแบตช์ (Batch Distillation) โดยการกลั่นแบบแบตช์นั้นจะสามารถแบ่งออกเป็น 1. การกลั่นแบบแบตช์อย่างง่าย (Simple Batch Distillation) 2. การกลั่นแบบแบตช์ดั้งเดิม (Conventional Batch Distillation) 3. การกลั่นแบบแบตช์ผิวนกลับ (Inverted Batch Distillation Column) 4. การกลั่นแบบแบตช์ชุกกลางหอ (Middle Vessel Batch Distillation)

ในปัจจุบันนั้นได้มีการพัฒนาหน่วยปฏิบัติการให้สามารถตอบโจทย์ในโลกปัจจุบันโดยที่ใส่ใจต่อสิ่งแวดล้อมเพิ่มมากขึ้น อีกทั้งยังต้องใช้ทรัพยากรให้คุ้มค่าที่สุด สำหรับอุตสาหกรรมเคมี กระบวนการที่สำคัญส่วนใหญ่จะเป็นกระบวนการเกิดปฏิกิริยา และกระบวนการแยกสาร ส่วนใหญ่จะใช้การกลั่นแยก ปัจจุบันได้มีการรวมหน่วยปฏิบัติการทั้ง 2 หน่วยรวมเป็นหน่วยปฏิบัติการเดียวกัน เรียกว่า การกลั่นแบบมีปฏิกิริยา จุดเด่นของการกลั่นแบบมีปฏิกิริยาร่วม คือ เมื่อกำจัดผลิตภัณฑ์บางชนิดออก ซึ่งเป็นการรบกวนสมดุลปฏิกิริยาเคมี ส่งผลให้ปฏิกิริยาสามารถดำเนินไปข้างหน้า ผลิตภัณฑ์ที่ได้จึงมีปริมาณเพิ่มขึ้น และมีความบริสุทธิ์สูง รวมไปถึงประโยชน์ทางด้านเศรษฐกิจยังสามารถลดต้นทุนรวมไปถึงการลดพลังงานในกระบวนการผลิตได้เป็นอย่างมาก พบว่า ค่าใช้จ่ายในการลงทุนและค่าใช้จ่ายในการดำเนินการนั้นลดลงเหลือเพียง 1 ใน 5 ของกระบวนการดั้งเดิม [1]

เอทิลอะซิเตท (Ethyl Acetate) เป็นสารประกอบอินทรีย์ และเป็นเอสเตอร์ของเอทานอล (Ethanol) กับกรดอะซิติก (Acetic Acid) โดยในกระบวนการผลิตเอทิลอะซิเตทจะใช้เอทานอลทำปฏิกิริยากับกรดอะซิติก โดยมีกรดซัลฟิวริก (Sulfuric Acid) เป็นตัวเร่งปฏิกิริยาแล้วเกิดปฏิกิริยาเอสเตอร์ฟิเคชัน (Esterification) ได้ผลิตภัณฑ์เป็นเอทิลอะซิเตท และการผลิตเอทิลอะซิเตทที่ใช้

การกลั่นแบบมีปฏิริยาร่วม พบว่า มีความบริสุทธิ์สูงรวมถึงปริมาณของสารผลิตภัณฑ์มากกว่าการกลั่นประเภทอื่น และยังสามารถลดต้นทุนในการผลิตรวมถึงค่าใช้จ่ายขณะการดำเนินการผลิตลงได้ [2] โดยเอทธิลอะซีเตทนั้นมีคุณสมบัติของสารเป็นของเหลว ไม่มีสี มีกลิ่นหอม รับประทานไม่ได้ มีการใช้งานที่แตกต่างกันออกไปตามความบริสุทธิ์ อย่างเช่น ในงานวิจัยนี้ที่มีความบริสุทธิ์สูงสามารถนำไปใช้ในห้องแลปเพื่อทำการทดลอง รวมถึงใช้เป็นตัวทำละลายและเจือจางในงานอุตสาหกรรมไม่ว่าจะเป็นอุตสาหกรรมสิ่งทอ อุตสาหกรรมเคมี อุตสาหกรรมเครื่องใช้ไฟฟ้า การพิมพ์ อาหาร และเครื่องเคลือบ รวมทั้งใช้ในอุตสาหกรรมเครื่องสำอางเพราะ มีกลิ่นหอม อย่างเช่น น้ำยาขัดเล็บ น้ำหอม เป็นต้น [3]

ในขั้นตอนการกลั่นนั้นยังมีปัจจัยหลายๆอย่างที่ส่งผลต่อกระบวนการ ดังนั้นจึงต้องมีการควบคุมกระบวนการเพื่อให้ผลิตภัณฑ์ได้ตามเป้าหมายที่ต้องการและสามารถดำเนินการได้อย่างต่อเนื่อง โดยได้มีการศึกษาการควบคุมกระบวนการ เช่นในปี ค.ศ.2012 Giwa Abdulwahab และ Karacan Süleyman ได้ศึกษาการควบคุมอุณหภูมิของกระบวนการกลั่นที่มีปฏิริยาร่วมในการผลิตเอทธิลอะซีเตทและน้ำ (ผลพลอยได้) จากปฏิริยาเอสเทอร์ฟิเคชัน (Esterification) ระหว่างกรดแอสติติก และ เอทานอลโดยใช้วิธีการควบคุมสัดส่วนอินทิกรัล (Tyreus-Luyben PI) และวิธีการทดสอบการควบคุมแบบสัดส่วนอินทิกรัลอนุพันธ์ (Tyreus-Luyben PID) [4] และ ในปี ค.ศ. 2015 ที่มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีเดนมาร์ก ได้มีการออกแบบและควบคุมกระบวนการกลั่นแบบมีปฏิริยาร่วมโดยใช้วิธีการออกแบบแบบกราฟิกที่คล้ายคลึงกับแนวความคิดในการกลั่นแบบไม่มีปฏิริยา เช่น วิธี McCabe-Thiele [5] เป็นต้น

การวิเคราะห์ความไวของตัวแปรก็ยังเป็นที่น่าสนใจอย่างมาก เนื่องจากทำให้ทราบถึงตัวแปรที่มีผลกระทบต่อกระบวนการมากที่สุด และในขณะที่ดำเนินการกระบวนการระบบอาจเกิดความผิดพลาด ทำให้กระบวนการไม่สามารถดำเนินต่อไปได้ รวมถึงการวิเคราะห์ความไวนี้ยังมีได้มีผู้ศึกษาอย่างจริงจัง ดังนั้นงานวิจัยนี้เป็นจึงศึกษาการจำลองกระบวนการกลั่นแบบมีปฏิริยาร่วมซึ่งอาศัยแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ โดยใช้โปรแกรม MATLAB เพื่อวิเคราะห์ความไวของตัวแปรที่ส่งผลต่อกระบวนการ รวมถึงวิเคราะห์สมรรถนะของตัวควบคุมกระบวนการหากตัวแปรเกิดความผิดพลาดขึ้นในระบบ เพื่อให้ระบบสามารถดำเนินต่อไปได้

1.2 วัตถุประสงค์ของโครงการ

- 1.2.1 เพื่อศึกษาหลักการของกระบวนการกลั่นแบบแบตซ์ที่มีปฏิริยาร่วม
- 1.2.2 เพื่อศึกษาการจำลองกระบวนการผลิตเอทิลอะซีเตทโดยอาศัยแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ สามารถเปรียบเทียบแบบจำลองอย่างง่ายและแบบจำลองเข้มงวด
- 1.2.3 เพื่อศึกษาตัวแปรที่มีผลต่อกระบวนการผลิตเอทิลอะซีเตท โดยอาศัยแบบจำลองกระบวนการ
- 1.2.4 เพื่อศึกษาหลักการควบคุมกระบวนการแบบสัดส่วน อินทิกรัล อนุพันธ์ และประเมินสมรรถนะของตัวควบคุม

1.3 ขอบเขตในการดำเนินโครงการ

- 1.3.1 ศึกษากระบวนการกลั่นแบบแบตซ์ที่มีปฏิริยาร่วมสำหรับการผลิตเอทิลอะซีเตทจากปฏิริยาเอสเทอร์พีเคชั่นของเอทานอลกับกรดแอซีติก
- 1.3.2 ศึกษากระบวนการกลั่นแบบแบตซ์ที่มีปฏิริยาร่วมโดยอาศัยแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ พร้อมทั้งเปรียบเทียบแบบจำลองการกลั่นแบบแบตซ์ที่มีปฏิริยาร่วมอย่างง่ายและแบบจำลองเข้มงวด กับผลการทดลอง
- 1.3.3 ศึกษาการใช้โปรแกรม MATLAB Version R2017a และการจำลองกระบวนการด้วยวิธีเชิงตัวเลข
- 1.3.4 ศึกษาการควบคุมกระบวนการด้วยตัวควบคุมแบบสัดส่วน แบบสัดส่วนอินทิกรัล และ แบบสัดส่วนอินทิกรัลอนุพันธ์ พร้อมทั้งประเมินสมรรถนะของตัวควบคุมในกรณีที่แบบจำลองมีความผิดพลาด

1.4 สถานที่ในการดำเนินโครงการ

มหาวิทยาลัยนเรศวร จ.พิษณุโลก

1.5 ระยะเวลาในการดำเนินโครงการ

ตั้งแต่เดือนสิงหาคม 2560 – พฤษภาคม 2561 เป็นระยะเวลา 10 เดือน

1.6 ชั้นตอนและแผนการดำเนินงาน

การดำเนินงาน	ส.ค	ก.ย	ต.ค	พ.ย	ม.ค	ก.พ	มี.ค	เม.ย	พ.ค
1.6.1 ศึกษาค้นคว้าหาข้อมูลเกี่ยวกับกระบวนการ กลั่นแบบมีปฏิริยาร่วม	← →								
1.6.2 ศึกษาเปรียบเทียบกระบวนการกลั่นแบบ แบบตซ์ที่มีปฏิริยาร่วมโดยอาศัยแบบจำลอง ทางคณิตศาสตร์		← →							
1.6.3 ศึกษาการใช้โปรแกรม MATLAB Version R2017a และการจำลองกระบวนการด้วยวิธี เชิงตัวเลข	← →					← →			
1.6.4 ศึกษาและเปรียบเทียบการควบคุมและตัว แปรที่มีผลต่อกระบวนการกลั่นแบบมี ปฏิริยาร่วมด้วยวิธีการควบคุมแบบ สัดส่วน การควบคุมแบบสัดส่วน อินทิกรัล และ การ ควบคุมแบบสัดส่วน อินทิกรัลอนุพันธ์ รวมทั้งประเมินสมรรถนะของตัวควบคุมใน กรณีทีแบบจำลองมีความผิดพลาด				← →					
1.6.5 สรุปการศึกษาแบบจำลองและจัดทำรายงาน								← →	

บทที่ 2

หลักการและทฤษฎีเบื้องต้น

2.1 ความสำคัญของกระบวนการกลั่นในกระบวนการทางเคมี

ในปัจจุบันประเทศไทยมีการขยายตัวในด้านอุตสาหกรรมเป็นอย่างมาก โดยอุตสาหกรรมส่วนใหญ่ใช้วัตถุดิบที่ผลิตจากอุตสาหกรรมปิโตรเคมีทั้งสิ้น อาทิเช่น อุตสาหกรรมพลาสติก อุตสาหกรรมยานยนต์ อุตสาหกรรมสิ่งทอ ฯลฯ ซึ่งอุตสาหกรรมปิโตรเคมีเป็นอุตสาหกรรมที่นำวัตถุดิบจากอุตสาหกรรมปิโตรเลียม แล้วนำไปเข้าสู่กระบวนการผลิตต่อจนเป็นเม็ดพลาสติก เส้นใยสังเคราะห์ ยางสังเคราะห์ สารเคลือบผิว และผลิตภัณฑ์กาวต่างๆ ซึ่งผลิตภัณฑ์ที่ได้จากอุตสาหกรรมปิโตรเคมีเหล่านี้เป็นวัตถุดิบพื้นฐานสำคัญในการผลิตเครื่องอุปโภคบริโภค รวมถึงเครื่องมือและอุปกรณ์ที่ใช้ในการประกอบอาชีพ รวมไปถึงจนถึงสิ่งอำนวยความสะดวกต่างๆ ที่ทำให้มนุษย์มีความเป็นอยู่ที่ดีขึ้น

ในอุตสาหกรรมปิโตรเคมีนั้นเป็นการนำวัตถุดิบจากอุตสาหกรรมปิโตรเลียมไปผลิตต่อเนื่องโดยมีขั้นตอนในกระบวนการผลิตหลายขั้นตอน เช่น การเกิดปฏิกิริยา (Reaction) การทำให้สารบริสุทธิ์ (Purifier) การปรับสภาพสารตั้งต้น (Pretreatment) ซึ่งแต่ละขั้นตอนที่กล่าวมาต้องอาศัยเทคโนโลยีต่างๆ ในการผลิต เช่นเดียวกับขั้นตอนการทำให้สารบริสุทธิ์จำเป็นต้องอาศัยเทคโนโลยีในการแยกองค์ประกอบของสาร เช่น การดูดซับ (Absorption) การดูดซึม (Adsorption) การสกัด (Extraction) รวมถึงการกลั่น (Distillation)

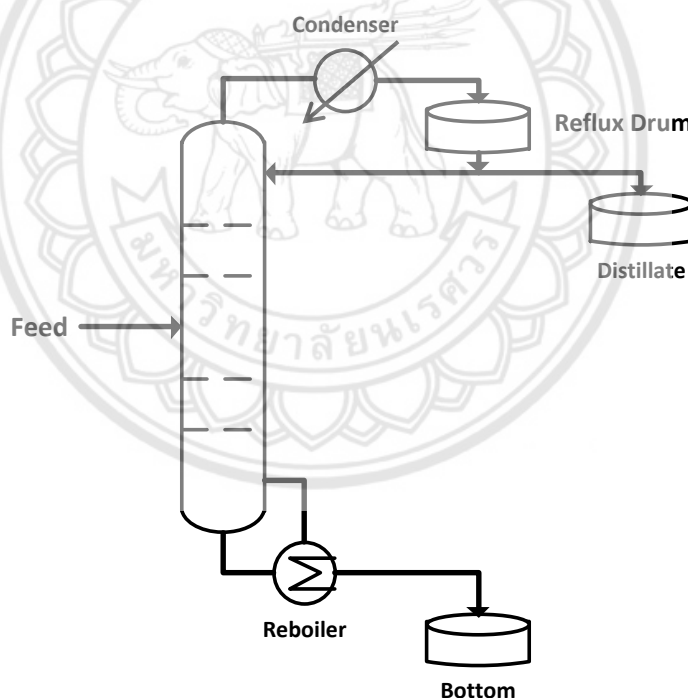
การกลั่นเป็นกระบวนการที่ใช้ในการแยกของเหลวผสมที่มีองค์ประกอบมากกว่าสององค์ประกอบขึ้นไป อีกทั้งยังสามารถแยกองค์ประกอบของสารได้อย่างหลากหลายและต่อเนื่อง ทำให้การผลิตได้ผลผลิตที่มากและได้ผลกำไรจากการผลิตที่สูง จึงเป็นที่นิยมนำมาใช้ในอุตสาหกรรมอย่างแพร่หลาย เช่น กระบวนการผลิตน้ำมัน กระบวนการผลิตแอลกอฮอล์ เป็นต้น ต่อมาเทคโนโลยีการกลั่นได้มีการพัฒนาโดยการรวมหน่วยปฏิบัติการระหว่างการกลั่นและการเกิดปฏิกิริยาให้เป็นหน่วยปฏิบัติการเดียวกัน เรียกว่า การกลั่นแบบมีปฏิกิริยาร่วม โดยอาศัยหลักการของเลอชาเตอริเอ [6] ในการรบกวนสมดุล คือ ดึงผลิตภัณฑ์ที่ต้องการออกจากระบบเพื่อให้ปฏิกิริยาดำเนินไปข้างหน้าได้มากขึ้นทำให้สามารถสร้างผลิตภัณฑ์ที่ถูกดึงออกเพิ่มมากขึ้น ส่งผลให้ได้ผลิตภัณฑ์ที่ต้องการเพิ่มมากขึ้น ซึ่งวิธีการดำเนินการแบบนี้มีข้อดี ที่สำคัญ คือ ทำให้มีค่าปริมาณการเกิดปฏิกิริยาของสารตั้งต้นเพิ่มขึ้น (Conversion) ค่าการเลือกเกิดของผลิตภัณฑ์ หรือ ค่าสัดส่วนของผลิตภัณฑ์ต่อปริมาณสารตั้งต้นที่ทำปฏิกิริยาไปเพิ่มมากขึ้น (Selectivity) ช่วยลดต้นทุนในการลงทุนกระบวนการผลิต (Capital Cost) อีกทั้งยังสามารถลดพลังงานในการปฏิบัติงานได้ ซึ่งจัดเป็นกระบวนการที่น่าสนใจมีความสำคัญทางด้านอุตสาหกรรมการตลาดและเศรษฐกิจอีกด้วย

2.2 ประเภทของการกลั่น

การกลั่นสามารถแบ่งตามประเภทการดำเนินการได้ 2 แบบ คือ

2.2.1 การกลั่นแบบต่อเนื่อง (Continuous Distillation)

การกลั่นแบบต่อเนื่อง คือ การนำสารผสมหรือของเหลวผสมที่ต้องการแยกองค์ประกอบ จะถูกป้อนเข้าไปยังหอ (Column) ที่จุดใดจุดหนึ่งหรือหลายจุดของหออย่างต่อเนื่อง ซึ่งของเหลวจะไหลลงสู่ด้านล่างของหอเนื่องจากแรงโน้มถ่วง ในขณะที่ในส่วนบนของสารที่เป็นไอจะลอยขึ้นสู่ด้านบนของหอ ซึ่งไอของสารนั้นเกิดจากการระเหยของของเหลวผสมที่ได้รับความร้อน ของเหลวที่ไหลอยู่ด้านล่างของหอจะเรียกส่วนนี้ว่า เป็นองค์ประกอบหนัก (Heavy Component) ในส่วนของไอที่ลอยสู่ด้านบนของหอจะถูกควบแน่นเป็นของเหลวบางส่วนจะถูกป้อนกลับ (Reflux) ไปยังหอเพื่อทำการกลั่นซ้ำ ส่วนที่เหลือจะเป็นผลิตภัณฑ์เรียกส่วนนี้ว่า องค์ประกอบเบา (Light Component) โดยหอกลั่นจะแบ่งออกเป็นสามส่วน ส่วนแรกเป็นส่วนป้อนเข้า (Feed) ส่วนที่สองเป็นส่วนที่อยู่เหนือชั้นป้อนสารเข้าเรียกว่า Rectifying ส่วนสุดท้ายที่อยู่ต่ำกว่าชั้นป้อนสารเข้า เรียกว่า Stripping [7] ดังแสดงในรูปที่ 2.1



รูปที่ 2.1 แสดงการทำงานการกลั่นแบบต่อเนื่อง [7]

ที่มา : Batch Distillation Design and Operation

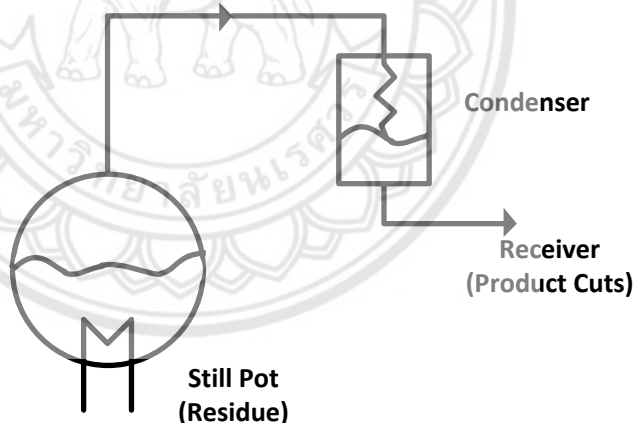
ข้อดีของกระบวนการกลั่นแบบต่อเนื่อง คือ สามารถดำเนินการกระบวนการได้อย่างต่อเนื่องและคงที่ มีการป้อนสารเข้าตลอดเวลา

ข้อเสียของกระบวนการกลั่นแบบต่อเนื่อง คือ มีค่าต้นทุนในการเริ่มผลิตสูง ในกรณีที่สารผสมมีหลายองค์ประกอบหากต้องการแยกออกจากกันให้มีความบริสุทธิ์ จำเป็นต้องใช้หอกลั่นมากขึ้นหรือคิดเป็น $(n-1)$ เมื่อ n คือจำนวนองค์ประกอบที่ต้องการแยก การปรับเปลี่ยนกระบวนการผลิตทำได้ยาก และไม่สามารถหยุดการดำเนินการทันทีหากกระบวนการผลิตเกิดความผิดพลาด

2.2.2 การกลั่นแบบแบตช์ (Batch Distillation)

การกลั่นแบบแบตช์หรือเรียกอีกอย่างหนึ่งว่าการกลั่นแบบกะ เป็นวิธีการกลั่นเพื่อแยกของเหลวผสม นิยมนำมาใช้ในอุตสาหกรรมด้านการผลิตสารเคมีอย่างแพร่หลายเช่น เครื่องดื่มแอลกอฮอล์ น้ำมันหอมระเหย ยา เป็นต้น ซึ่งสามารถแบ่งได้เป็น 5 ประเภท

2.2.2.1 การกลั่นแบบแบตช์อย่างง่าย (Simple Batch Distillation) เป็นการกลั่นที่มีชั้นของสมดุลไอ-ของเหลว (Vapor-Liquid Equilibrium) เพียงชั้นเดียวและไม่มีการป้อนกลับ กล่าวคือ เมื่อให้ความร้อนที่หม้อต้ม (Still Pot) จนสารเกิดการระเหย สารที่ระเหยขึ้นไป จะเข้าสู่เครื่องควบแน่น (Condenser) จากนั้นจึงออกมาเป็นผลิตภัณฑ์ (Distillate) ในทันที แต่การกลั่นด้วยวิธีนี้ไม่สามารถแยกองค์ประกอบของสารได้ดีนัก เนื่องจากเป็นการกลั่นแบบชั้นเดียวซึ่งทำให้ผลิตภัณฑ์ที่กลั่นได้มีความบริสุทธิ์ไม่มากนัก



รูปที่ 2.2 แสดงการทำงานการกลั่นอย่างง่าย [3]

ที่มา : Separation Process Engineering

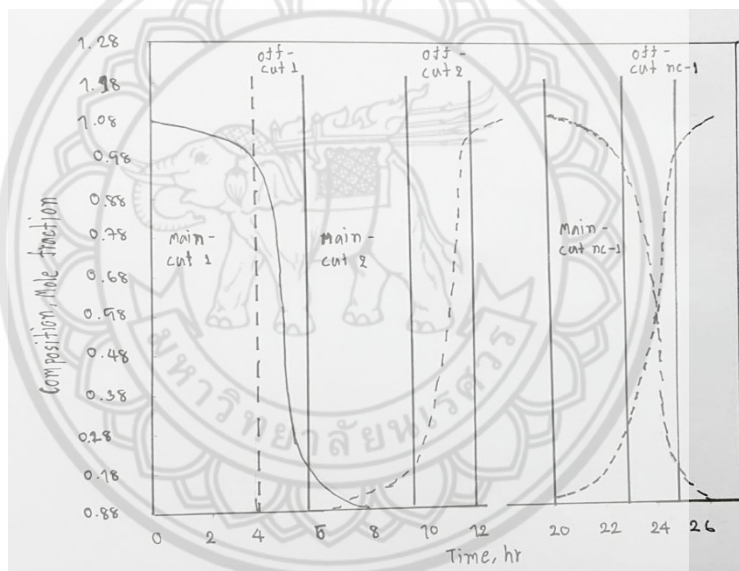
2.2.2.2 การกลั่นแบบแบตช์ดั้งเดิม (Conventional Batch Distillation) เป็นกระบวนการกลั่นสำหรับการแยกสารผสมที่เป็นของเหลวที่เก่าแก่ที่สุด กระบวนการกลั่นชนิดนี้เหมาะสำหรับกระบวนการผลิตสารเคมีและผลิตภัณฑ์ที่ต้องการความบริสุทธิ์สูง เช่น แอลกอฮอล์ น้ำมันหอมระเหย น้ำหอม ผลิตภัณฑ์ยาและผลิตภัณฑ์ปิโตรเลียม กระบวนการกลั่นชนิดนี้เป็นวิธีที่นิยมใช้อย่างแพร่หลาย มีคุณลักษณะที่สำคัญ ดังนี้

ก. ที่ด้านล่าง หรือ รีบอยเลอร์ (Reboiler) ซึ่งประกอบด้วยสารผสมที่อยู่ด้านล่างที่จะป้อนเข้าสู่กระบวนการ และมีการกำหนดพื้นที่ผิวในการถ่ายโอนความร้อน

ข. ส่วนกลั่นด้านบน (Rectifying) ทั้งชั้นและหอกกลั่น เป็นส่วนที่อยู่เหนือ รีบอยเลอร์ (Reboiler) มีทั้งแบบควบแน่นทั้งหมด (Total Condenser) และ แบบควบแน่นบางส่วน (Patial Condenser)

ค. ชุดของถังสะสมผลิตภัณฑ์จะเชื่อมต่อกันแบบอนุกรมเพื่อกักเก็บผลิตภัณฑ์ที่ต้องการ (Main-Cut) หรือ ส่วนกลั่นกลางที่ไม่ต้องการ (Off-Cut)

การดำเนินกระบวนการแบบนี้เป็นการแยกส่วนผลิตภัณฑ์ที่ต้องการออกมาทางด้านบน ส่วนสารองค์ประกอบอื่นๆจะแตกต่างกัน ระหว่างการดำเนินงานจะมีจำนวนของการตัด บางช่วงจะเป็นผลิตภัณฑ์ที่ต้องการ (Main-Cut) ขณะที่สารองค์ประกอบอื่นเป็นสารผสมที่ไม่ต้องการ (Off-Cut) ซึ่งสามารถนำกลับมาเพื่อทำการแยกเพิ่มเติม ส่วนสารผสมที่เหลือด้านล่างไม่สามารถนำกลับมาเพื่อผลิตเป็นผลิตภัณฑ์ได้ ดังรูป 2.3

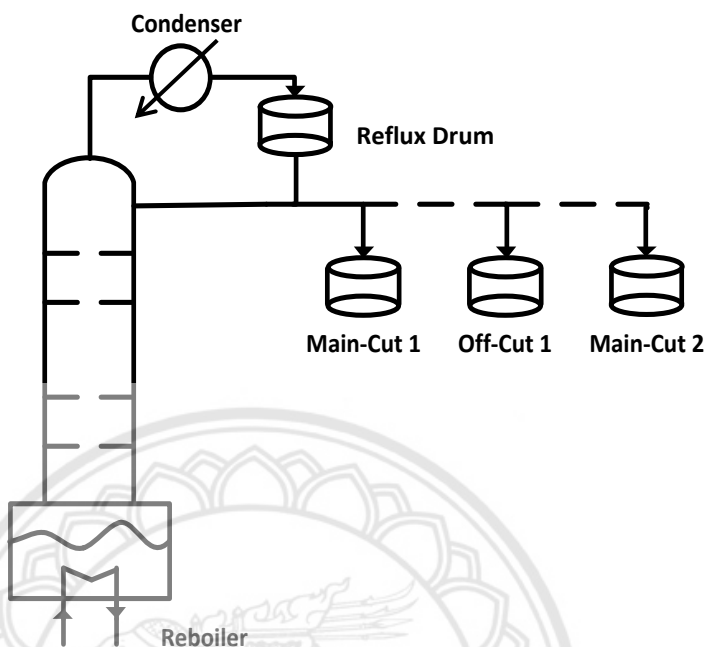


รูปที่ 2.3 แสดงช่วงของผลิตภัณฑ์ที่ต้องการและผลิตภัณฑ์ที่ไม่ต้องการ [7]

ที่มา : Batch Distillation Design and Operation

ข้อดีของกระบวนการกลั่นแบบแบตช์ดั้งเดิม คือ สามารถกลั่นผลิตภัณฑ์ที่ต้องการให้ได้ ความบริสุทธิ์สูง มีความยืดหยุ่นสำหรับกระบวนการปรับเปลี่ยนสารตั้งต้น หรือ ปรับเปลี่ยนกระบวนการผลิต สามารถทำการหยุดกระบวนการได้กะทันหันหากมีข้อผิดพลาดเกิดขึ้น และไม่ส่งผลกระทบต่อกระบวนการ ลดต้นทุนในการลงทุนเริ่มต้น ในกรณีที่ต้องการผลิตภัณฑ์ในปริมาณมาก กระบวนการกลั่นแบบแบตช์มักจะมีประสิทธิภาพทางเศรษฐกิจมากกว่ากระบวนการกลั่นแบบต่อเนื่อง

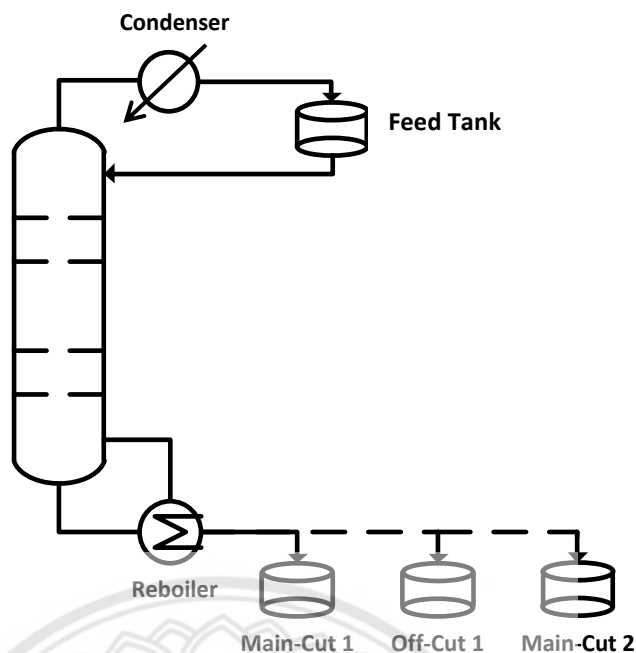
ข้อเสียของกระบวนการกลั่นแบบแบตช์ดั้งเดิม คือ มีความเป็นพลวัตสูง (High Dynamic) ส่งผลให้ไม่มีสภาวะคงที่ หรือ สภาวะคงที่เกิดขึ้นแค่เพียงช่วงระยะเวลาสั้นๆ ซึ่ง ส่งผลให้ยากต่อการควบคุม [7]



รูปที่ 2.4 แสดงการทำงานการกลั่นแบบแบตช์ดั้งเดิม [7]

ที่มา : Batch Distillation Design and Operation

2.2.2.3 การกลั่นแบบแบตช์ผันกลับ (Inverted Batch Distillation Column) เป็นการรวมถังป้อนสาร (Feed) กับคอนเดนเซอร์ (Condenser) เข้าไว้ด้วยกัน และดำเนินกระบวนการในสถานะเหนือสารป้อนเข้า (Stripping) มีการเปลี่ยนแปลงของโมลที่รีบอยเลอร์ (Reboiler) เล็กน้อย หอกกลั่นประเภทนี้สามารถปฏิบัติงานได้คล้ายกับหอกกลั่นแบบแบตช์ทั่วไปเพียงแต่ลักษณะการดำเนินกระบวนการจะตรงข้ามกัน คือ ผลิตภัณฑ์ที่มีจุดเดือดสูง (Heavy Component) จะถูกดึงออกไปที่ก้นหอกก่อน และตามด้วยผลิตภัณฑ์ที่มีความสามารถในการกลายเป็นไอสูงกว่า การดำเนินกระบวนการประเภทนี้ควรมีการจัดปัญหาการสลายตัวทางความร้อนของผลิตภัณฑ์ที่มีจุดเดือดสูง กล่าวคือ ผลิตภัณฑ์ที่ได้มีความร้อนสูงต้องทำการลดอุณหภูมิของสารผลิตภัณฑ์ก่อนแล้วจึงทำการเก็บ [7]



รูปที่ 2.5 แสดงการทำงานการกลั่นแบบผันกลับ [7]

ที่มา : Batch Distillation Design and Operation

2.2.2.4 การกลั่นแบบเบตซ์ซุดกลางหอ (Middle Vessel Batch Distillation Column) มีลักษณะการกลั่นคล้ายคลึงกับการกลั่นแบบต่อเนื่อง คือ แบ่งออกเป็น 2 ส่วน คือส่วนที่อยู่เหนือสารป้อนเข้า เรียกว่า Rectifying อีกส่วนหนึ่งคือ ส่วนที่อยู่ต่ำกว่าสารป้อนเข้า เรียกว่า Stripping โดยการป้อนสารเข้าที่ชั้นกลางของหอกถั่น คุณลักษณะที่สำคัญของหอกถั่นประเภทนี้ คือ

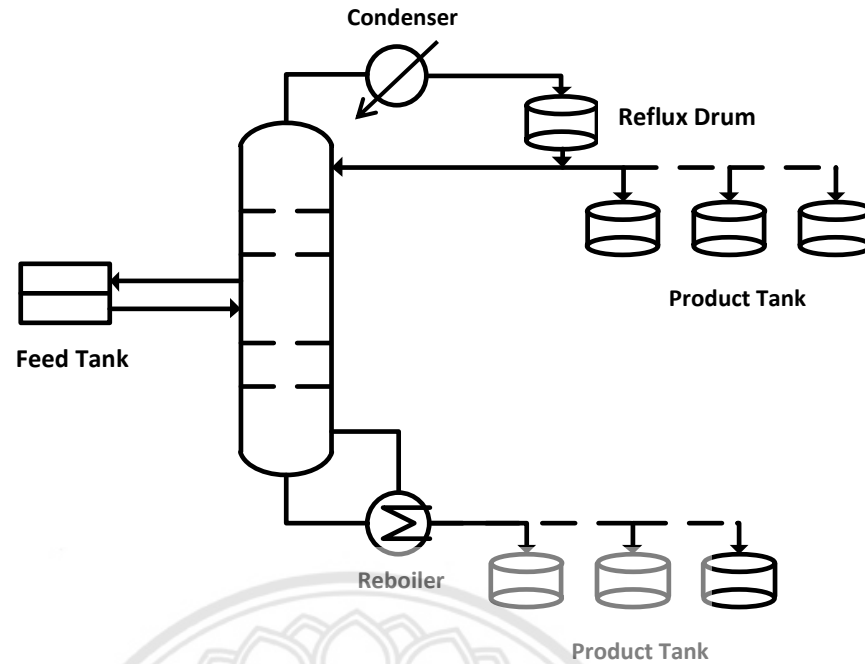
ก. การป้อนสารเข้าถูกจัดเตรียมให้อยู่ในตำแหน่งที่เหมาะสมคือตรงกลางของหอกถั่น และความเข้มข้นที่รีบอยเลอร์จะถูกกำหนดให้มีค่าน้อยที่สุด

ข. ของเหลวที่ถูกป้อนเข้าจะถูกนำกลับมาใช้ใหม่ที่ถังป้อนสารเพื่อให้ส่วนประกอบของของเหลวในถังป้อนมีความเข้มข้นใกล้เคียงกับของเหลวบนชั้นที่ป้อนสารเข้า

ค. ผลิตภัณฑ์ หรือ ส่วนที่อยู่กลางหอกถั่น สามารถถอดออกได้จากด้านบน หรือ ด้านล่างของหอกถั่น

ข้อดีของกระบวนการกลั่นแบบผันกลับ คือ มีความยืดหยุ่นมากในแง่ในการปรับเปลี่ยนให้เป็นการกลั่นแบบธรรมดา หรือการกลั่นแบบผันกลับได้ เพียงแค่ปรับตำแหน่งการป้อนสารเข้า โดยการปิดหรือเปิดตำแหน่งวาล์วที่เหมาะสมในสายผลิตภัณฑ์

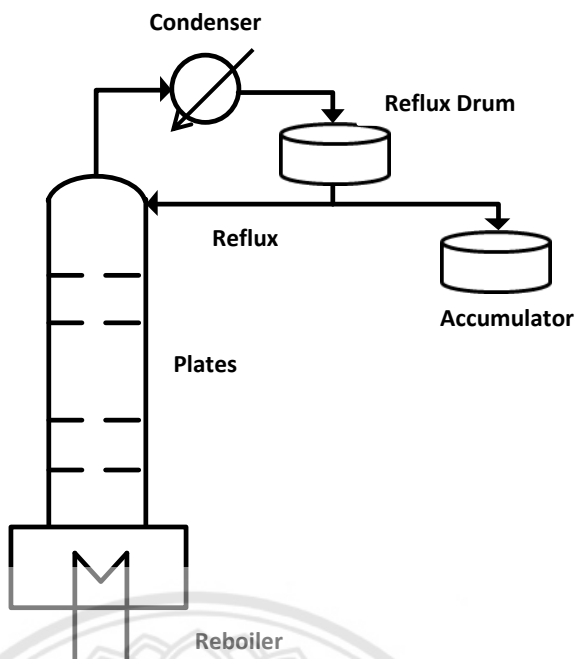
ข้อเสียของกระบวนการกลั่นแบบผันกลับ คือ เป็นการกลั่นแบบขั้นตอนเดียวเหมือนกับการกลั่นแบบต่อเนื่อง จึงทำให้ได้ความบริสุทธิ์ของผลิตภัณฑ์และแยกสารได้ไม่ดีนัก [7]



รูปที่ 2.6 แสดงการทำงานการกลั่นชุดกลางหอ [7]

ที่มา : Batch Distillation Design and Operation

2.2.2.5 การกลั่นแบบแบตช์ที่มีปฏิกิริยาร่วม (Batch Reactive Distillation) เป็นกระบวนการแยกของเหลวผสมด้วยกระบวนการกลั่นร่วมกับการเกิดปฏิกิริยาเคมี เป็นการรวมคุณประโยชน์ของการกลั่นแบบดั้งเดิม และให้ความสำคัญกับความก้าวหน้าทางด้านเทคโนโลยีและผลกระทบต่อสิ่งแวดล้อม ซึ่งโดยทั่วไปในอุตสาหกรรมเคมีส่วนใหญ่ การเกิดปฏิกิริยาและการกลั่นจะแยกออกจากกัน การกลั่นวิธีนี้จะทำการป้อนวัตถุดิบเข้า (Feed) ชั้นที่เหมาะสมของหอกลั่น ในกรณีที่ปฏิกิริยาไม่สามารถย้อนกลับได้ จำเป็นต้องมีการเพิ่มอุณหภูมิของของเหลวและอัตราการเกิดปฏิกิริยา เนื่องจากเมื่อผลิตภัณฑ์ที่เกิดขึ้นมีสารชนิดใดชนิดหนึ่งที่มีจุดเดือดต่ำกว่าผลิตภัณฑ์อื่นๆ มีอัตราการผันผวน เป็นไอหรือสารระเหยสูงขึ้นส่งผลให้ความเข้มข้นของสารในเฟสของเหลวลดลง แต่สำหรับปฏิกิริยาที่สามารถย้อนกลับได้จะใช้วิธีการกำจัดผลิตภัณฑ์บางชนิดออก เป็นการรบกวนสมดุลปฏิกิริยาเคมี เพื่อช่วยให้ปฏิกิริยาสามารถดำเนินไปข้างหน้า อย่างไรก็ตามการเกิดปฏิกิริยาทั้งสองกรณีจะได้รับผลจากปัจจัยหลายอย่าง เช่น การเปลี่ยนแปลงของสารตัวทำปฏิกิริยา อุณหภูมิ เวลา อัตราการเกิดปฏิกิริยาพลังงานความร้อนที่รีบอยเลอร์ (Reboiler) เป็นต้น ดังนั้น ทั้งสองกรณีจะมีปริมาณการกลั่นที่มีความบริสุทธิ์สูงกว่าการกลั่นเพียงชั้นอย่างเดียว [7]



รูปที่ 2.7 แสดงการทำงานการกลั่นแบบแบตช์ที่มีปฏิกริยาร่วม [7]
 ที่มา : Batch Distillation Design and Operation

2.3 การดำเนินกระบวนการ

กระบวนการกลั่นแบบแบตช์ต้องใช้ในการดำเนินกระบวนการเฉพาะ ดังต่อไปนี้

2.3.1 อัตราการเกิดขึ้นของไอคงที่ (Constant Vapor Boilup Rate)

การดำเนินกระบวนการนี้อัตราการเกิดของไอที่ออกจากรีบอยเลอร์จะคงที่ตลอดการดำเนินงานโดยมีการให้ความร้อนเพิ่มขึ้นอย่างต่อเนื่อง (การกลั่นแบบแบตช์ดั้งเดิม) หรือลดลง (การกลั่นแบบแบตช์ผันกลับและการกลั่นแบบแบตช์ชุกกลางห่อ) การให้ความร้อนที่รีบอยเลอร์ส่งผลให้สารองค์ประกอบในรีบอยเลอร์มีการเปลี่ยนแปลง

2.3.2 ไอที่ไหลดไปที่คอนเดนเซอร์คงที่ (Constant Condenser Vapor Load)

ไอที่ไหลไปยังคอนเดนเซอร์มีค่าคงที่ตลอดการดำเนินงานในการทดลองโดยทำสมดุลพลังงานรอบๆ คอนเดนเซอร์ และทำการดำเนินการระบบที่ค่าอัตราการป้อนกลับคงที่ (Constant Reflux Ratio)

2.3.3 อัตราการกลั่นคงที่ (Constant Distillate rate)

ในการดำเนินงานต้องการให้ค่าอัตราการกลั่นคงที่ตลอด ซึ่งหมายความว่าสำหรับการดำเนินกระบวนการค่าอัตราการป้อนกลับมีค่าคงที่ และ ไอที่ไหลไปยังคอนเดนเซอร์มีค่าคงที่

2.3.4 การให้ความร้อนที่รีบอยเลอร์คงที่ (Constant Reboiler Duty)

การป้อนความร้อนไปยังรีบอยเลอร์อย่างคงที่ตลอดเวลา ในทางปฏิบัติจะมีการติดตั้งค่าขีดจำกัดสูงสุด ซึ่งขึ้นอยู่กับระบบแลกเปลี่ยนความร้อนของรีบอยเลอร์

2.3.5 การดำเนินการกระบวนการแบบเป็นวงจร (Cyclic Operation)

การดำเนินการแบบนี้มีลักษณะของการทำงานสองแบบ เรียกว่า อัตราการป้อนกลับหมดชั่วคราว (Transient Total Reflux) และ การคิดภายใต้ส่วนการป้อนสารผสมเข้า (Stripping) คือ มีการดำเนินการกระบวนการด้วยอัตราป้อนกลับทั้งหมดจนกว่าจะได้ผลิตภัณฑ์ในปริมาณที่ต้องการ แล้วค่อยทำการดึงผลิตภัณฑ์ออก

2.3.6 ระยะเวลาเริ่มต้น (Star-up Period)

ในขั้นตอนเริ่มต้นภายในหอกลั่นจะว่างเปล่าและมีขั้นตอนในทางปฏิบัติ ดังต่อไปนี้

ขั้นตอนที่ 1 ที่รีบอยเลอร์ทำการให้ความร้อนแก่วัตถุดิบและเพิ่มอุณหภูมิให้อุณหภูมิถึงจุดเดือด

ขั้นตอนที่ 2 ในส่วนของการระเหยเป็นไอของสารขึ้นอยู่กับความร้อนที่รีบอยเลอร์ และการระเหยผ่านช่องแต่ละชั้น แพบจะเกิดขึ้นทันทีที่คอนเดนเซอร์

ขั้นตอนที่ 3 ในขั้นตอนนี้วาล์วน้ำหล่อเย็นจะถูกเปิดออกและของเหลวจะถูกเก็บไว้ในถังป้อนกลับ (Reflux Drum) จากนั้นวาล์วอัตราการป้อนกลับจะถูกเปิดเพื่อให้ของเหลวถูกเติมเข้าที่ถังคอนเดนเซอร์ (Condenser Holdup Tank) ในส่วนนี้ผลิตภัณฑ์จะถูกรวมอยู่กับสารอื่น

ขั้นตอนที่ 4 ของเหลวเริ่มไหลจากด้านบนของชั้นและสะสมจนถึงระดับหนึ่ง จากการสะสมของไอรอบหนึ่งของเหลวสูงถึงระดับบัฟเฟอร์ ของเหลวจะเริ่มไหลลงสู่ด้านล่าง และเกิดปรากฏการณ์แบบเดียวกันซ้ำจนถึงรีบอยเลอร์ ในทางปฏิบัติของเหลวจะไหลผ่านของช่องแต่ละชั้น เมื่อเป็นการเริ่มไหลครั้งแรก

ขั้นตอนที่ 5 ถ้าไม่มีการดึงผลิตภัณฑ์ออกในขั้นตอนที่ 3 หอกลั่นจะอยู่ในการดำเนินการกระบวนการแบบอัตราการป้อนกลับทั้งหมด (Total Reflux) จนกว่าจะอยู่ในสภาวะคงที่หรือเสถียร เมื่อกลั่นได้ความบริสุทธิ์ของผลิตภัณฑ์ตามที่ต้องการ

ระยะเวลาของขั้นตอนแรกถือว่าไม่สำคัญเท่าไร เมื่อเทียบกับในช่วงเวลาแบบตัดโดยรวม ระยะเวลาของขั้นตอนที่ 2-5 มีความสำคัญในบางกรณี ซึ่งอาจใช้เวลานานในการเข้าสู่สภาวะคงที่หรือผลิตภัณฑ์ที่ต้องการที่เริ่มต้น [7]

2.3.7 ระยะเวลาผลิต (Product Period)

โดยทั่วไปช่วงเวลาเริ่มต้นเมื่อมีการดึงผลิตภัณฑ์ออกจากกระบวนการผลิตการดำเนินการในช่วงเวลาของผลิตภัณฑ์จะขึ้นอยู่กับข้อกำหนด หรือเศรษฐศาสตร์ของกระบวนการ ช่วงของผลิตภัณฑ์สามารถดำเนินการกระบวนการภายใต้เงื่อนไข ดังต่อไปนี้

2.3.7.1 เมื่อช่วงระยะเวลาเริ่มต้นสิ้นสุดลง ความบริสุทธิ์ของผลิตภัณฑ์ที่ต้องการมีค่าเพิ่มขึ้น จึงเริ่มทำการเก็บผลิตภัณฑ์ในสภาวะที่สารองค์ประกอบต่างๆคงที่ โดยการเปลี่ยนอัตราการป้อนกลับ (Reflux Ratio) จนได้ปริมาณของผลิตภัณฑ์ตามที่ระบุไว้ โดยเรียกประเภทของการดำเนินการกระบวนการนี้ว่า การดำเนินการ

กระบวนการโดยเปลี่ยนอัตราการป้อนกลับ (Variable Reflux Operation) หรือ การดำเนินกระบวนการองค์ประกอบคงที่ (Constant Distillate Composition Operation)

2.3.7.2 เมื่อกระบวนการผลิตเข้าสู่สภาวะคงที่ อัตราการป้อนกลับทั้งหมด (Total Reflux) คงที่ ผลิตภัณฑ์จะถูกเก็บรวบรวมที่สภาวะอัตราการป้อนกลับคงที่ จนกว่าจะได้ความบริสุทธิ์และปริมาณผลิตภัณฑ์ที่ต้องการ การดำเนินงานประเภทนี้เป็นการดำเนินงานแบบปกติทั่วไป ในทางปฏิบัติและรู้จักในชื่อ การดำเนินงานแบบอัตราการป้อนกลับคงที่ (Constant Reflux Operation) ภายใต้ การดำเนินงานประเภทนี้ หอกลับจะใช้อัตราการป้อนกลับแบบคงที่สำหรับการ ทำงานทั้งกระบวนการ

2.4 ทฤษฎีและแบบจำลองที่เกี่ยวข้อง

ในการศึกษา วิเคราะห์และควบคุม ต้องอาศัยทฤษฎีและแบบจำลองต่างๆ ดังนี้

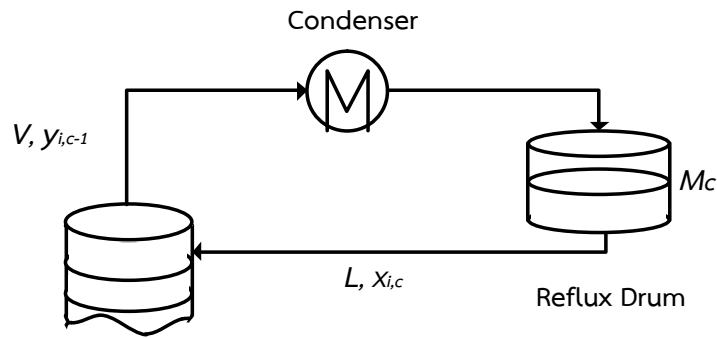
2.4.1 แบบจำลองการกลั่นแบบมีปฏิกริยารวมอย่างง่าย (Simple Batch Reactive Distillation Model)

สมมติฐานของแบบจำลองอย่างง่าย [7]

1. การผสมกันอย่างสมบูรณ์ในทุกชั้น
2. ความดันของหอกลับมีค่าคงที่
3. อัตราการเกิดขึ้นของโมลที่คอนเดนเซอร์และชั้นมีค่าคงที่
4. เกิดการควบแน่นทั้งหมดโดยไม่มีระบบระบายความร้อนย่อย
5. สารผสมป้อนเข้าอยู่ที่จุดไอฟองแรก (Bubble Point)
6. ไม่พิจารณาการเกิดขึ้นของไอ
7. ไม่พิจารณาความร้อนสูญเสีย
8. ไม่มีความดันตกคร่อมภายในคอลัมน์
9. ไม่เกิดปฏิกิริยาที่คอนเดนเซอร์และถังเก็บ
10. ไม่เกิดปฏิกิริยาในเฟสของไอ
11. ชั้นอุดมคติ (Theoretical Plates)
12. ค่าการระเหยสัมพัทธ์คงที่
13. อัตราการไหลของของเหลวและไอมีค่าคงที่
14. พลังงานของระบบมีค่าคงที่

สมการที่ใช้ในการคำนวณ [8]

เครื่องควบแน่นและรีฟลักซ์ดรัม (Condenser and Reflux drum) $j = c$



รูปที่ 2.8 แสดงการคิดดุลมวลที่คอนเดนเซอร์และรีฟลักซ์ดรัมของแบบจำลองอย่างง่าย

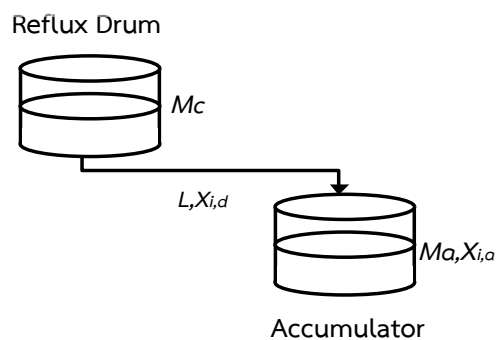
สมการดุลมวล (Mass Balance Equation)

$$\frac{dM_c}{dt} = V - L + M_c \Delta r_c \quad (2.1)$$

สมการดุลองค์ประกอบ (Component Balance Equation)

$$M_c \frac{dx_{i,c}}{dt} = Vy_{i,c-1} - Lx_{i,c} - Rx_{i,c} + M_c r_{i,c} \quad (2.2)$$

ถังเก็บ (Accumulator)



รูปที่ 2.9 แสดงการคิดดุลมวลที่ถังเก็บของแบบจำลองอย่างง่าย

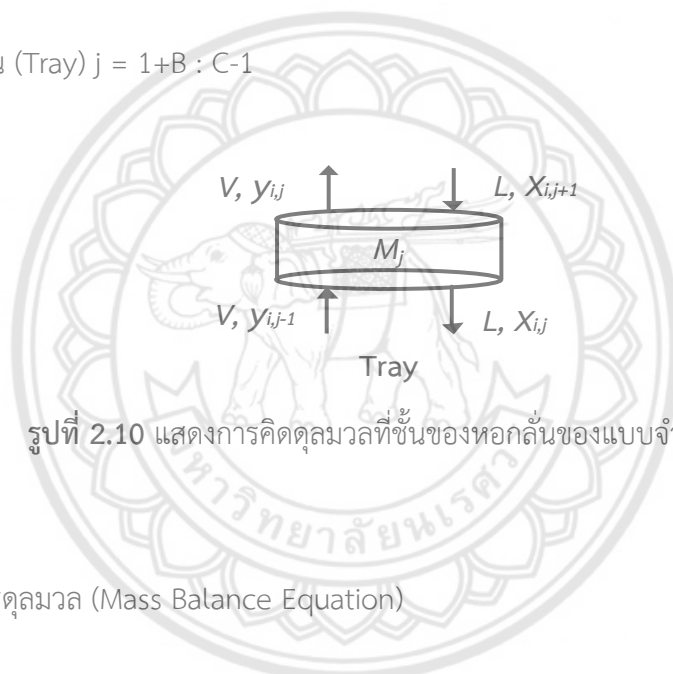
สมการดุลมวล (Mass Balance Equation)

$$\frac{dM_a}{dt} = L \quad (2.3)$$

สมการดุลองค์ประกอบ (Component Balance Equation)

$$M_a \frac{dx_{i,a}}{dt} = L (x_{i,d} - x_{i,a}) \quad (2.4)$$

ชั้นของหอกลิ้น (Tray) $j = 1+B : C-1$



รูปที่ 2.10 แสดงการคิดดุลมวลที่ชั้นของหอกลิ้นของแบบจำลองอย่างง่าย

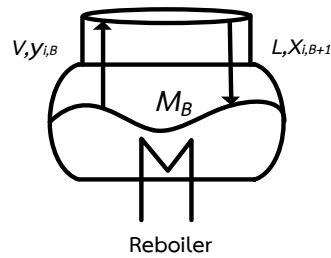
สมการดุลมวล (Mass Balance Equation)

$$\frac{dM_j}{dt} = L - V + M_j \Delta r_j \quad (2.5)$$

สมการดุลองค์ประกอบ (Component Balance Equation)

$$M_j \frac{dx_{i,j}}{dt} = Lx_{i,j+1} + Vy_{i,j-1} - Lx_{i,j} - Vy_{i,j} + M_j r_{i,j} \quad (2.6)$$

รีบอยเลอร์ (Reboiler) $j=B$



รูปที่ 2.11 แสดงการคิดตุลมวลที่รีบอยเลอร์ของแบบจำลองอย่างง่าย

สมการดุลมวล (Mass Balance Equation)

$$\frac{dM_B}{dt} = L - V \quad (2.7)$$

สมการดุลองค์ประกอบ (Component Balance Equation)

$$M_B \frac{dx_{i,B}}{dt} = Lx_{i,B+1} - Vy_{i,B} + M_B r_{i,B} \quad (2.8)$$

- กำหนดให้
- M คือ ปริมาณโมลของสารที่เพิ่มขึ้นซึ่งมีค่าคงที่ (kmol)
 - B คือ รีบอยเลอร์
 - C คือ เครื่องคอนเดนเซอร์
 - j คือ ชั้นของหอกถัน
 - L คือ อัตราการไหลของของเหลวในหอกถัน (kmol/hr)
 - V คือ อัตราการไหลของไอในหอกถัน (kmol/hr)
 - R คือ อัตราการป้อนกลับ (kmol/hr)
 - r คือ อัตราการเกิดปฏิกิริยา (1/hr)
 - x คือ เศษส่วนโมลของสารองค์ประกอบในเฟสของเหลว
 - y คือ เศษส่วนโมลของสารองค์ประกอบในเฟสของไอ
 - i คือ องค์ประกอบของสาร (1, 2, 3, 4)

สมการสมดุลไอและของเหลว (Vapor-Liquid Equilibrium Equation)

$$y_{(i,j)} = \frac{\alpha_i x_{i,j}}{\sum_{k=1}^{n_c} \alpha_k x_{i,j}} \quad (2.9)$$

- กำหนดให้
- α คือ ค่าคงที่การระเหยสัมพันธ์
 - n_c คือ จำนวนสารองค์ประกอบทั้งหมด
 - i คือ องค์ประกอบของสาร (1, 2, 3, 4)
 - j คือ ชั้นของหอกถัน
 - x คือ เศษส่วนโมลของสารองค์ประกอบในเฟสของเหลว
 - y คือ เศษส่วนโมลของสารองค์ประกอบในเฟสของไอ

ตารางที่ 2.1 แสดงค่าคงที่การระเหยสัมพันธ์ [8]

Substance	ค่าคงที่การระเหยสัมพันธ์ (α)
Ethanol	3.9281
Acetic Acid	1.00
Ethyl Actate	4.0286
Water	1.73

ที่มา : Nonlinear Model-Based Control of Batch Reactive Distillation Column

สมการจลนศาสตร์ (Kinetic Equation) [8]

$$r = k_1 x_2 (1 - x_0) - k_2 x_1 x_3 \quad (2.10)$$

เมื่อ x_0 คือ $1 - x_1 - x_2 - x_3$

กำหนดให้ x คือ เศษส่วนโมลของสารองค์ประกอบ

$0, 1, 2, 3$ คือ องค์ประกอบของสาร

k_1, k_2 คือ ค่าคงที่อัตราการเกิดปฏิกิริยาไปข้างหน้าและย้อนกลับ

r คือ อัตราการเกิดปฏิกิริยา

$$k_1 = 2900 \exp(-7150/T(K)) \quad (\text{lite/gmol.min})$$

$$k_2 = 7380 \exp(-7150/T(K)) \quad (\text{lite/gmol.min})$$

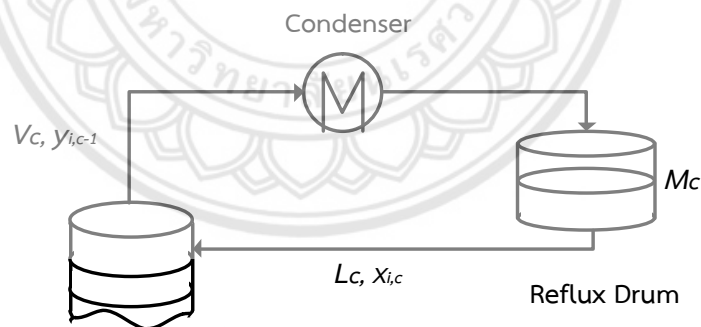
2.4.2 แบบจำลองการกลั่นที่มีปฏิกริยาร่วมแบบเข้มงวด (Rigorous Batch Reactive Distillation Model)

สมมติฐานของแบบจำลองเข้มงวด [7]

1. การผสมกันอย่างสมบูรณ์ในทุกชั้น
2. ความดันของทอกกลั่นมีค่าคงที่
3. อัตราการเกิดขึ้นของโมลที่คอนเดนเซอร์และชั้นมีค่าคงที่
4. เกิดการควบแน่นทั้งหมดโดยไม่มีระบบระบายความร้อนย่อย
5. สารผสมป้อนเข้าอยู่ที่จุดไอฟองแรก (Bubble Point)
6. ไม่พิจารณาการเกิดขึ้นของไอ
7. ไม่พิจารณาความร้อนสูญเสีย
8. ไม่มีความดันตกคร่อมภายในคอลัมน์
9. ไม่เกิดปฏิกิริยาที่คอนเดนเซอร์และถังเก็บ
10. ไม่เกิดปฏิกิริยาในเฟสของไอ
11. ชั้นอุดมคติ (Theoretical Plates)
12. พลังงานเปลี่ยนแปลงอย่างรวดเร็ว

สมการที่ใช้ในการคำนวณ [9]

เครื่องควบแน่นและรีฟลักซ์ดรัม (Condenser and Reflux drum) $j = c$



รูปที่ 2.12 แสดงการคิดดุลมวลที่เครื่องควบแน่นและรีฟลักซ์ดรัมของแบบจำลองเข้มงวด

สมการดุลมวล (Mass Balance Equation)

$$\frac{dM_c}{dt} = V_{c-1} - L_c + M_c \Delta r_c \quad (2.11)$$

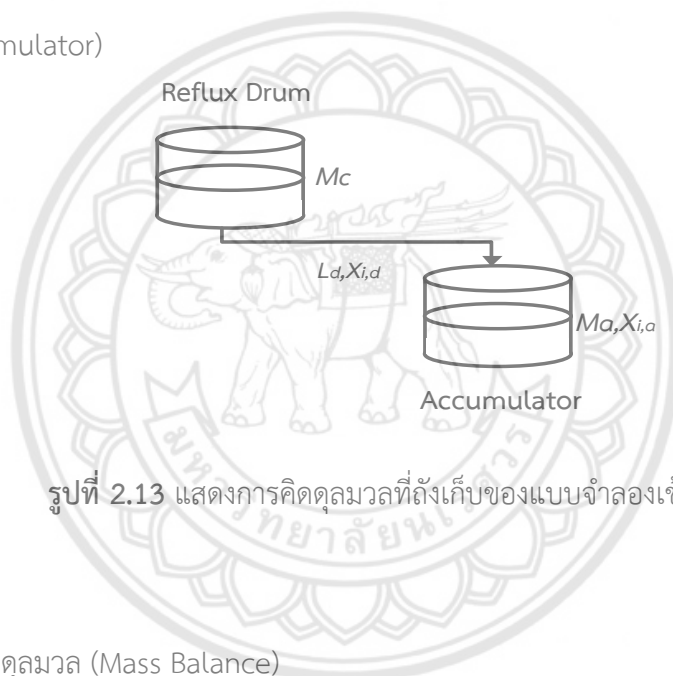
สมการดุลองค์ประกอบ (Component Balance Equation)

$$M_c \frac{dx_{i,c}}{dt} = V_{c-1}y_{i,c-1} - Rx_{i,D} - L_c x_{i,C} - V_c y_{i,C} + M_c r_{i,c} \quad (2.12)$$

สมการดุลพลังงาน (Energy Balance Equation)

$$M_c \frac{dh_{c-1}^L}{dt} = V_{c-1}h_{c-1}^V - L_c h_c^L - Q_c \quad (2.13)$$

ถังเก็บ (Accumulator)



รูปที่ 2.13 แสดงการคิดดุลมวลที่ถังเก็บของแบบจำลองเข้มนวด

สมการดุลมวล (Mass Balance)

$$\frac{dM_a}{dt} = L_d \quad (2.14)$$

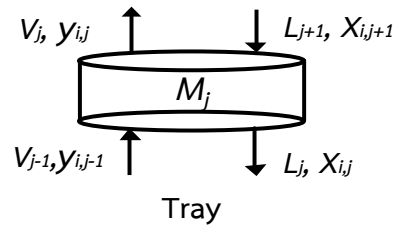
สมการดุลองค์ประกอบ (Component Balance)

$$M_a \frac{dx_{i,a}}{dt} = L_d (x_{i,d} - x_{i,a}) \quad (2.15)$$

สมการดุลพลังงาน (Energy Balance Equation)

$$M_a \frac{dh_a^L}{dt} = L_d h_d^L \quad (2.16)$$

ชั้นของหอกลิ้น (Tray) $j = 1+B : C-1$



รูปที่ 2.14 แสดงการคิดดุลมวลที่ชั้นของหอกลิ้นของแบบจำลองเชิงมอด

สมการดุลมวล (Mass Balance Equation)

$$\frac{dM_j}{dt} = V_{j-1} + L_{j+1} - V_j - L_j + M_j \Delta r_j \quad (2.17)$$

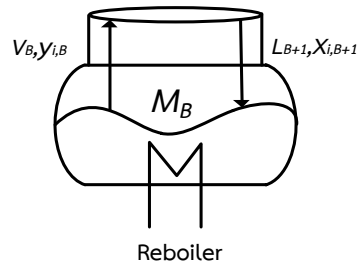
สมการดุลองค์ประกอบ (Component Balance Equation)

$$M_j \frac{dx_{i,j}}{dt} = V_{j-1} y_{i,j-1} - V_j y_{i,j} + L_{j+1} x_{i,j+1} - L_j x_{i,j} + M_j r_{i,j} \quad (2.18)$$

สมการดุลพลังงาน (Energy Balance Equation)

$$M_j \frac{dh_j^L}{dt} = V_{j-1} h_{j-1}^V - L_j h_j^L - V_j h_j^V + L_{j+1} h_{j+1}^L \quad (2.19)$$

รีบอยเลอร์ (Reboiler) $j=B$



รูปที่ 2.15 แสดงการคิดตุลมวลที่รีบอยเลอร์ของแบบจำลองเข้มงวด

สมการตุลมวล (Mass Balance Equation)

$$\frac{dM_B}{dt} = L_{B+1} - V_B + M_B \Delta r_B \quad (2.20)$$

สมการตุลองค์ประกอบ (Component Balance Equation)

$$M_B \frac{dx_{i,B}}{dt} = L_{B+1} x_{i,B+1} - V_{B+1} y_{i,B+1} + M_B r_{i,B} \quad (2.21)$$

สมการตุลพลังงาน (Energy Balance Equation)

$$M_B \frac{dh_B^L}{dt} = L_{B+1} h_{B+1}^L - V_B h_B^v + Q_B \quad (2.22)$$

- กำหนดให้
- M คือ ปริมาณโมลของสารที่เพิ่มขึ้น (kmol)
 - B คือ รีบอยเลอร์
 - C คือ เครื่องคอนเดนเซอร์
 - j คือ ชั้นของหอกถัน
 - R คือ อัตราการป้อนกลับ (kmol/hr)
 - L คือ อัตราการไหลของของเหลว (kmol/hr)
 - r คือ อัตราการเกิดปฏิกิริยา (1/hr)
 - V คือ อัตราการระเหยเป็นไอ (kmol/hr)

- i คือ องค์ประกอบของสาร (1, 2, 3, 4)
 x คือ เศษส่วนโมลของสารองค์ประกอบในเฟสของเหลว
 y คือ เศษส่วนโมลของสารองค์ประกอบในเฟสของไอ
 Q คือ พลังงานความร้อนที่ให้แก่วัยเลอร์ (kJ/hr)
 h^l คือ ความร้อนแฝงในเฟสของเหลว (kJ/kmol)
 h^v คือ ความร้อนแฝงในเฟสของไอ (kJ/kmol)

สมการเอนทัลปี (Enthalpy Balance Equation) [10]

$$\Delta H_{v,i,t} = \mathfrak{R}T_{c(i,t)}[7.08(1-T_{r(i,t)})^{0.354} + 10.95\omega_{(i,t)}(1-T_{r(i,t)})^{0.456}] \quad (2.23)$$

$$H_{l,i,t} = x_{i,t} C_{p(i)} T \quad (2.24)$$

$$H_{v,i,t} = y_{i,t} (H_{l,i,t} + \Delta H_{v,i,t}) \quad (2.25)$$

- กำหนดให้
- \mathfrak{R} คือ ค่าคงที่ของแก๊ส (kJ/kmol.K)
 - H_v, H_l คือ เอนทัลปีของไอและเอนทัลปีของของเหลว (kJ/kmol)
 - T คือ อุณหภูมิของหอกั่น (K)
 - T_c คือ อุณหภูมิวิกฤติของสาร (K)
 - T_r คือ สัดส่วนอุณหภูมิหอกั่นต่ออุณหภูมิวิกฤติของสาร
 - C_p คือ ค่าความจุความร้อนจำเพาะของสาร (kJ/kmol.K)
 - ω คือ ค่าแฟกเตอร์เอียงศูนย์ (Acentric factor)
 - t คือ เวลาใดๆ (hr)
 - i คือ องค์ประกอบของสาร (1, 2, 3, 4)
 - x คือ เศษส่วนโมลของสารองค์ประกอบในเฟสของเหลว
 - y คือ เศษส่วนโมลของสารองค์ประกอบในเฟสของไอ

ตารางที่ 2.2 แสดงค่าความจุความร้อนจำเพาะ, อุณหภูมิวิกฤติและ ค่าแฟกเตอร์เอียงศูนย์ [10]

substance	C_p (kJ/kmol.K)	T_c (K)	ω
Ethanol	111.97	516.2	0.644
Acetic Acid	116.79	594.4	0.447
Ethyl Actate	164.69	523.2	0.362
Water	64.43	647.3	0.344

ที่มา: Chemical Perry Handbook

สารผสมทวิสาร (ให้สารลำดับที่ 1 เป็นสารที่ระเหยง่ายกว่า และสารลำดับที่ 2 เป็นสารที่ระเหยยากกว่า) ในระบบที่มีอุณหภูมิ (T) และความดัน (P) อัตราส่วนโมลในสถานะของเหลว นิยามด้วยตัวแปร x และอัตราส่วนโดยโมลในสถานะไอ นิยามด้วยตัวแปร y ซึ่งสามารถคำนวณเพื่อหา Equilibrium Data ได้ดังนี้

จากสมการ Antoine's Equation [11]

$$\text{Log}(p_i^{sat}) = A_p - \frac{B_p}{T - C_p} \quad (2.26)$$

กำหนดให้ p_i^{sat} คือ ความดันไอของสารองค์ประกอบ (torr)
 T คือ อุณหภูมิ ($^{\circ}\text{C}$)
 A_p, B_p, C_p คือ ค่าคงที่ Antoine's

ตารางที่ 2.3 แสดงตัวอย่างค่าคงที่ Antoine's [11]

Substance	A_p	B_p	C_p
Ethanol	8.11220	1592.864	226.451
Acetic Acid	8.02100	1936.010	258.451
Ethyl Actate	7.10179	1244.951	217.881
Water	8.07131	1730.630	233.426

ที่มา : Correction of Vapor-Liquid Equilibrium Using Wilson Equation with Parameters Estimated from Solubility Parameters and Molar Volumes

สมการสมดุลไอและของเหลว (Vapor-Liquid Equilibrium Equation)

$$y_{i,j} = K_{i,j} x_{i,j} \quad (2.27)$$

$$K_{i,j} = \frac{P_i^{sat}}{P_i} \quad (2.28)$$

สภาวะของเหลว $\sum x_{i,j} = 1$

สภาวะไอ $\sum y_{i,j} = 1$

เมื่อ $K_{i,j}$ คือ ความสัมพันธ์ระหว่างความดันไอของสารบริสุทธิ์กับความดันของหอกลิ้น

กำหนดให้ x คือ เศษส่วนโมลของสารองค์ประกอบในเฟสของเหลว

y คือ เศษส่วนโมลของสารองค์ประกอบในเฟสของไอ

p^{sat} คือ ความดันไออิ่มตัวของสารองค์ประกอบ (torr)

P คือ ความดันของหอกลิ้น (torr)

i คือ เลขของสารองค์ประกอบ (1, 2, 3, 4)

j คือ จำนวนชั้นของหอกลิ้น

สมการความหนาแน่น (Density Equation) [9]

$$\rho_i = A_d B_d^{-(1-T_r)^{2/7}} \quad (2.29)$$

$$T_r = \frac{T}{T_c} \quad (2.30)$$

กำหนดให้ ρ_i คือ ความหนาแน่นของสารองค์ประกอบ (g/mL)

A_d, B_d คือ ค่าคงที่ของสารที่ใช้ในสมการความหนาแน่น

T คือ อุณหภูมิของหอกลิ้น (K)

T_c คือ อุณหภูมิวิกฤต (K)

T_r คือ อัตราส่วนอุณหภูมิหอกลิ้นต่ออุณหภูมิวิกฤต

ตารางที่ 2.4 แสดงตัวอย่างค่าคงที่ Density [9]

Substance	A_d	B_d	T_c (K)
Ethanol	0.2903	0.2760	516.2
Acetic Acid	0.3512	0.2	594.4
Ethyl Actate	0.3084	0.252	523.2
Water	0.3471	0.274	647.3

ที่มา : Composition Estimation of Multicomponent Reactive Batch Distillation with Optimal Sensor Configuration.

สมการจลนศาสตร์ (Kinetic Equation) [9]

$$r = k_1 C_1 C_2 - k_2 C_3 C_4 \quad (2.31)$$

- กำหนดให้
- r คือ อัตราการเกิดปฏิกิริยา (gmol/L.min)
 - C_i คือ ความเข้มข้นของสารองค์ประกอบ (gmol/L)
 - i คือ องค์ประกอบของสาร (1, 2, 3, 4)
 - k_1, k_2 คือ ค่าคงที่ของอัตราการเกิดปฏิกิริยาไปข้างหน้าและย้อนกลับ
 - $k_1 = 4.76 \times 10^{-4}$ (L/gmol.min)
 - $k_2 = 1.63 \times 10^{-4}$ (L/gmol.min)

2.5 เปรียบเทียบความแตกต่างของแบบจำลองที่เกี่ยวข้อง

2.5.1 สมมติฐานแบบจำลอง [7]

การสร้างแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ต้องอาศัยสมมติฐานเพื่อนำไปใช้ในการสร้างสมการ

ตารางที่ 2.5 เปรียบเทียบสมมติฐานของแบบจำลอง

สมมติฐานที่แตกต่างกัน	
แบบจำลองอย่างง่าย	แบบจำลองซับซ้อน
ค่าการระเหยสัมพัทธ์คงที่ อัตราการไหลของของเหลวและไอน้ำมีค่าคงที่ พลังงานความร้อนมีค่าคงที่	พลังงานเปลี่ยนแปลงอย่างรวดเร็ว
สมมติฐานที่คล้ายกัน	
การผสมกันอย่างสมบูรณ์ในทุกชั้น ความดันของหอกลับมีค่าคงที่ อัตราการเกิดขึ้นของโมลที่คอนเดนเซอร์และชั้นมีค่าคงที่ เกิดการควบแน่นทั้งหมดไม่มีระบบระบายความร้อนย่อย สารป้อนเข้าอยู่ที่จุดไอฟองแรก (Bubble Point) ไม่พิจารณาการเกิดขึ้นของไอ ไม่พิจารณาความร้อนสูญเสีย ไม่มีความดันตกคร่อมภายในคอลัมน์ ไม่เกิดปฏิกิริยาที่คอนเดนเซอร์และถังเก็บ ไม่เกิดปฏิกิริยาในเฟสของไอ ชั้นอุดมคติ (Theoretical Plates)	

ที่มา : Batch Distillation Design and Operation

2.5.2 สมการที่ใช้ในการสร้างแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ [7]

ตารางที่ 2.6 เปรียบเทียบสมการที่ใช้ในการสร้างแบบจำลอง

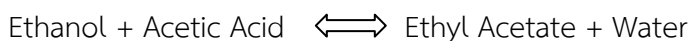
แบบจำลองทางคณิตศาสตร์		
สมการที่ใช้ในการสร้างแบบจำลอง	แบบจำลองอย่างง่าย	แบบจำลองซับซ้อน
สมการสมดุลไอและของเหลว	$y = f(\alpha, x)$	$y = f(k, x)$
สมการจลนศาสตร์	$r = f(k, x)$	$r = f(k, C)$
สมการ Antoine	-	$p^{\text{sat}} = f(T, A_p, B_p, C_p)$
สมการความหนาแน่น	-	$\rho = f(A_d, B_d, T_d)$
สมการดุลมวล		
-เครื่องควบแน่น	$\frac{dM_c}{dt} = V - L + M_c \Delta r_c$	$\frac{dM_c}{dt} = V_{c-1} - L_c + M_c \Delta r_c$
-ถังเก็บ	$\frac{dM_a}{dt} = L$	$\frac{dM_a}{dt} = L_d$
-ชั้นของหอกลิ้น	$\frac{dM_j}{dt} = L - V + M_j \Delta r_j$	$\frac{dM_j}{dt} = V_{j-1} + L_{j+1} - V_j - L_j + M_j \Delta r_j$
-รีบอยเลอร์	$\frac{dM_R}{dt} = L - V$	$\frac{dM_B}{dt} = L_{B+1} - V_B + M_B \Delta r_B$
สมการดุลองค์ประกอบ		
-เครื่องควบแน่น	$M_c \frac{dx_{i,c}}{dt} = Vy_{i,c-1} - Lx_{i,c} - Rx_{i,c} + M_c r_{i,c}$	$M_c \frac{dx_{i,c}}{dt} = V_{c-1} y_{i,c-1} - Rx_{i,c} - L_c x_{i,c} - V_c y_{i,c} + M_c r_{i,c}$
-ถังเก็บ	$\frac{dM_a}{dt} = L_d$	$M_a \frac{dx_{i,a}}{dt} = L_d (x_{i,c} - x_{i,a})$
-ชั้นของหอกลิ้น	$M_j \frac{dx_{i,j}}{dt} = Lx_{i,j+1} + Vy_{i,j-1} - Lx_{i,j} - Vy_{i,j} + M_j r_{i,j}$	$M_j \frac{dx_{i,j}}{dt} = V_{j-1} y_{i,j-1} - V_j y_{i,j} + L_{j+1} x_{i,j+1} - L_j x_{i,j} + M_j r_{i,j}$
-รีบอยเลอร์	$M_B \frac{dx_{i,B}}{dt} = Lx_{i,B+1} - Vy_{i,B+1} + M_B r_{i,B}$	$M_B \frac{dx_{i,B}}{dt} = L_{B+1} x_{i,B+1} - V_{B+1} y_{i,B+1} + M_B r_{i,B}$
สมการดุลพลังงาน		
-เครื่องควบแน่น	ไม่พิจารณา	$M_c \frac{dh_{c-1}^L}{dt} = V_{c-1} h_{c-1}^V - L_c h_c^L - Q_c$
-ถังเก็บ		$M_a \frac{dh_a^L}{dt} = L_d h_d^L$
-ชั้นของหอกลิ้น		$M_j \frac{dh_j^L}{dt} = V_{j-1} h_{j-1}^V - L_j h_j^L - V_j h_j^V + L_{j+1} h_{j+1}^L$
-รีบอยเลอร์		$M_B \frac{dh_B^L}{dt} = L_{B+1} h_{B+1}^L - V_B h_B^V + Q_B$

ที่มา : Batch Distillation Design and Operation

2.6 ปฏิกิริยาเคมีและคุณสมบัติของสาร

2.6.1 ปฏิกิริยาเคมี

เอทิลอะซิเตท (Ethyl Acetate) เป็นสารที่มีหมู่ฟังก์ชันเอสเทอร์ (Ester) โดยเกิดจากปฏิกิริยาเอสเทอร์ฟิเคชันระหว่าง หมู่ฟังก์ชันแอลกอฮอล์ (Alcohol) กับ หมู่ฟังก์ชันกรดอินทรีย์ (Carboxylic) เป็นปฏิกิริยาคูดความร้อน [9] ดังปฏิกิริยา



2.6.2 คุณสมบัติทางกายภาพและทางเคมี

กรดอะซิติก (Acetic Acid) หรือกรดน้ำส้ม หรือกรดเอทานอิก (Ethanoic Acid) หรือกรดอินทรีย์ (Organic Acid) มีสูตรทางเคมี คือ CH_3COOH เป็นวัตถุดิบสำคัญในการผลิตน้ำส้มสายชู มีฤทธิ์เป็นกรดอ่อน ใช้ในการปรุงอาหาร เป็นสารกันเสียช่วยยืดอายุการเก็บรักษาอาหาร อีกทั้งยังสามารถใช้เป็นส่วนผสมของน้ำยาควบคุมเชื้อรา ซึ่งมีคุณสมบัติดังนี้ [12]

น้ำหนักโมเลกุล	: 60.05 g/mol
ลักษณะทางกายภาพ	: ของเหลวใส ไม่มีสี
กลิ่น	: มีกลิ่นฉุน
จุดเดือด	: 118.1 °C
จุดหลอมเหลว	: 17 °C
ความหนาแน่น	: 1.05 g/cm ³ @ 20 °C
ความสามารถในการละลายน้ำ	: ละลายได้ดี

เอทานอล (Ethanol) หรือ แอลกอฮอล์ มีสูตรทางเคมี คือ $\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$ ใช้ในกระบวนการผลิตอาหาร เครื่องดื่มแอลกอฮอล์ ใช้เป็นตัวทำละลายในอุตสาหกรรมยา เครื่องสำอาง ผลิตน้ำหอม ฯลฯ สามารถใช้เป็นสารฆ่าเชื้อโรค เช่น น้ำยาฆ่าเชื้อ ผลิตภัณฑ์ทำความสะอาด และยังสามารถใช้เป็นวัตถุดิบในการผลิตกรดอะซิติก (Acetic Acid) รวมทั้งเอทิลอะซิเตท (Ethyl Acetate) ซึ่งมีคุณสมบัติดังนี้ [12]

น้ำหนักโมเลกุล	: 46.07 g/mol
ลักษณะทางกายภาพ	: ของเหลวใส ไม่มีสี
กลิ่น	: มีกลิ่นคล้ายแอลกอฮอล์
จุดเดือด	: 78.4 °C
จุดหลอมเหลว	: -114.3 °C
ความหนาแน่น	: 0.789 g/cm ³ @ 20 °C
ความสามารถในการละลายน้ำ	: ละลายได้ดี

เอทิลอะซิเตท (Ethyl Acetate) มีสูตรทางเคมี คือ $\text{CH}_3\text{CH}_2\text{COOCH}_3$ เป็นสารประกอบอินทรีย์ เป็นเอสเทอร์ของเอทานอล (Ethanol) และ กรดแอซติก (Acetic Acid) เป็นของเหลวไม่มีสี มีกลิ่นหอมหวานมีความเป็นพิษต่ำ ไม่สามารถรับประทานได้ นิยมใช้เป็นตัวทำละลายในอุตสาหกรรมสี แล็กเกอร์ หมึกพิมพ์ กาว เป็นต้น รวมทั้งใช้เป็นส่วนประกอบในเครื่องสำอาง ใช้ในการเตรียมน้ำหอม เพราะมีกลิ่นหอม คุณสมบัติที่สำคัญอีกอย่างหนึ่งก็คือ สามารถระเหยได้ง่าย แต่ยังคงเหลือกลิ่นหอมอยู่ซึ่งมีคุณสมบัติดังนี้ [12]

น้ำหนักโมเลกุล	: 88.1 g/mol
ลักษณะทางกายภาพ	: ของเหลวใส ไม่มีสี
กลิ่น	: หอมหวาน
จุดเดือด	: 77.2 °C
จุดหลอมเหลว	: -84 °C
ความหนาแน่น	: 0.900-0.903 g/cm ³ @ 20 °C
ความสามารถในการละลายน้ำ	: 7.9 g/100 ml. @ 20 °C

น้ำ (Water) มีสูตรทางเคมี คือ H_2O มีคุณสมบัติเป็นกลาง เป็นปัจจัยสำคัญสำหรับสิ่งมีชีวิตทุกชนิด สามารถรับประทานได้ ใช้หุงต้มอาหาร ชำระสิ่งสกปรก อีกทั้งยังสามารถใช้แลกเปลี่ยนความร้อนในโรงงานอุตสาหกรรม ใช้ในการหล่อเย็น อีกทั้งยังสามารถใช้เป็นตัวทำละลายสารเคมีได้อย่างหลากหลาย ซึ่งมีคุณสมบัติดังนี้ [12]

น้ำหนักโมเลกุล	: 18.02 g/mol
ลักษณะทางกายภาพ	: ของเหลวใส ไม่มีสี
กลิ่น	: ไม่มีกลิ่น
จุดเดือด	: 100 °C
จุดหลอมเหลว	: 0 °C
ความหนาแน่น	: 1 g/cm ³ @ 20 °C

2.7 การควบคุมกระบวนการ

โดยทั่วไปพบว่าพฤติกรรมของกระบวนการที่สามารถควบคุมได้นั้น หากไม่มีการควบคุม ระบบจะสามารถเข้าสู่สภาวะคงที่ได้อย่างช้าๆ แต่ไม่ใช่เป้าหมายที่ต้องการ ดังนั้นจึงมีการประยุกต์ใช้ระบบควบคุมเพื่อเร่งให้ผลตอบสนองเข้าสู่ค่าเป้าหมายได้ตามที่ต้องการและเร็วขึ้น โดยวิธีการควบคุม มี 3 วิธีการ ดังนี้ [13]

2.7.1 การควบคุมแบบสัดส่วน (Proportional Control, P) คือ การควบคุมแบบสัดส่วน มีวัตถุประสงค์เพื่อลดค่าความผิดพลาดให้เป็นศูนย์และเร่งความเร็วของผลตอบสนองให้เข้าสู่เป้าหมายเร็วขึ้นเมื่อ

$$e(t) = y_{sp}(t) - y_m(t) \quad (2.32)$$

เมื่อ $e(t)$ คือ ค่าความผิดพลาด

$y_{sp}(t)$ คือ ค่าเป้าหมาย

$y_m(t)$ คือ ค่าที่ได้จากการตรวจวัด

โดยปกติค่าเป้าหมายจะเป็นค่าคงที่ ขึ้นกับเวลา และสำหรับการควบคุมแบบสัดส่วน สัญญาณที่ทางออกของตัวควบคุมจะเป็นสัดส่วนกับค่าผิดพลาด ดังสมการ

$$p(t) = \bar{p} + K_c e(t) \quad (2.33)$$

เมื่อ $p(t)$ คือ ขาออกของตัวควบคุม

\bar{p} คือ ค่าที่สภาวะคงที่

K_c คือ ค่าเกนของตัวควบคุม

$e(t)$ คือ ค่าความผิดพลาด

ซึ่งค่าเกน (Gain) ของตัวควบคุมสามารถปรับให้ขาออกของตัวควบคุมเปลี่ยนแปลงได้ตามต้องการ ทั้งนี้อาจมีค่าเป็นบวกหรือลบได้ แต่การควบคุมแบบสัดส่วนมีข้อเสีย คือ ทำให้มีค่าความผิดพลาดที่เกิดจากสภาวะคงที่ (Offset) อย่างไรก็ตาม การควบคุมนี้เหมาะสำหรับการนำไปใช้ในกระบวนการที่ยอมให้เกิดข้อผิดพลาดได้ เพื่อให้ระบบมีความเสถียรภาพ

2.7.2 การควบคุมแบบสัดส่วนอินทิกรัล (Proportional Integral Controller, PI)

เกิดจากการใช้การควบคุมแบบสัดส่วนร่วมกับการควบคุมแบบอินทิกรัล พัฒนาเพื่อไปลดค่าออฟเซตที่เกิดจากการควบคุมแบบสัดส่วน ดังสมการ

$$p(t) = \bar{p} + K_c \left[e(t) + \frac{1}{\tau_I} \int_0^t e(t) dt \right] \quad (2.34)$$

เมื่อ τ_I คือ เวลาอินทิกรัล (Integral Time) หรือ เวลารีเซ็ต (Reset Time)

ถึงแม้ว่าการควบคุมแบบสัดส่วนอินทิกรัล จะสามารถกำจัดออฟเซต (Offset) ได้ แต่ก็มีข้อเสียคือ ผลตอบสนองของตัวควบคุมจะช้าลง และเกิดการแกว่งมากขึ้นทำให้เสียความเสถียรภาพของระบบลดลง ส่งผลให้เกิดรีเซ็ตวินอัพ (Reset Windup)

Reset Windup คือ เมื่อมีความผิดพลาดเกิดขึ้น ค่าความผิดพลาดจะสะสมในเทอมของอินทิกรัลไปเรื่อยๆ จนกระทั่งถึงสภาวะอิ่มตัวของตัวแปรขาออกจากตัวควบคุม เช่น การที่วาล์วควบคุมได้เปิดเต็มที่ แต่ความผิดพลาดยังคงเกิดขึ้น และมีการสะสมไปเรื่อยๆ หลังจากจุดอิ่มตัวแล้ว เรียกว่า ปรากฏการณ์รีเซ็ตวินอัพ การที่ค่าความผิดพลาดยังคงอยู่นั้น จะส่งผลให้ตัวควบคุมส่งสัญญาณไปยังวาล์วควบคุมให้เปิดมากขึ้นในขณะที่วาล์วควบคุมเปิดเต็มที่แล้ว ทำให้ไม่สามารถควบคุมกระบวนการได้ การแก้ไขข้อบกพร่องนี้ทำได้โดยการใช้ตัวควบคุมที่มี แอนตี้รีเซ็ตวินอัพ (Antireset windup)

Antireset windup คือ อุปกรณ์เสริมสำหรับตัวควบคุมแบบสัดส่วนอินทิกรัล ซึ่งจะไปช่วยหยุดเทอมอินทิกรัลลง เมื่อตัวแปรขาออกจากตัวควบคุมถึงจุดอิ่มตัวแล้ว และทำให้เทอมของอินทิกรัลกลับมาทำงานอีกครั้งเมื่อสัญญาณที่ออกมาต่ำกว่าจุดอิ่มตัว

2.7.3 การควบคุมแบบสัดส่วนอินทิกรัลอนุพันธ์ (Proportional Integral Derivative Control, PID) การควบคุมนี้จะเป็นการรวมกันของการควบคุมแบบสัดส่วน อินทิกรัล และอนุพันธ์ เพื่อลดความหน่วงจากการควบคุมแบบอินทิกรัล จึงใช้การควบคุมอนุพันธ์ร่วมด้วย และยังสามารถช่วยลดการแกว่งของผลตอบสนองและเวลา แต่เทอมอนุพันธ์จะส่งผลให้ตัวแปรที่วัดได้มีการเปลี่ยนแปลงมาก เนื่องจากมีสัญญาณรบกวน จึงต้องกำจัดสัญญาณรบกวนดังกล่าวโดยการติดตั้งตัวกรองสัญญาณ (Filter) ซึ่งโดยทั่วไปเทอมอนุพันธ์จะอยู่ในรูปการควบคุม PID ดังสมการขยายรูปแบบของการควบคุม PID

$$p(t) = \bar{p} + K_c e(t) + K_I \int_0^t e(t) dt + K_D \frac{de(t)}{dt} \quad (2.35)$$

2.7.3.1 การคำนวณหาตามการเคลื่อนที่ของการควบคุมแบบดิจิทัลพีไอดี เรียกว่า รูปแบบตามการเคลื่อนที่ (Velocity Form) จัดรูปสมการได้ดังนี้

$$p_{k-1} = \bar{p} + K_c [e_{k-1} + \frac{\Delta t}{\tau_I} e_k + \frac{\tau_D}{\Delta t} (e_k - 2e_{k-1} + e_{k-2})] \quad (2.36)$$

เมื่อ	p_k	คือ	สารขาออกของตัวควบคุมที่เวลา k
	e_k	คือ	ค่าความผิดพลาดที่เวลา k
	Δt	คือ	ระยะเวลาในการตรวจวัด (Sampling time)
	τ_D	คือ	เวลาอนุพันธ์ (Derivative Time)

ข้อดีของการควบคุมแบบดิจิทัลพีไอดีแบบตามการเคลื่อนที่ (Velocity form) คือ

1. ไม่มีการสะสมของค่าความผิดพลาด เพราะ มีแอนติอินทิเกรชัน
2. Δp_k ที่ออกจากตัวควบคุมสามารถส่งไปให้อุปกรณ์ควบคุมขั้นสุดท้ายได้โดยตรง
3. สำหรับรูปแบบของการควบคุมแบบดิจิทัลพีไอดีตามการเคลื่อนที่ไม่ต้องการค่าของสารขาออกจากตัวควบคุมที่ค่าเริ่มต้น \bar{p} แต่อย่างไรก็ตามยังต้องมีวาล์วควบคุมหรืออุปกรณ์ควบคุมขั้นสุดท้าย (Final control element) แบบอื่นที่ยังต้องการค่าเหมาะสมในตำแหน่งก่อน

2.7.4 การปรับจูนค่าของตัวควบคุม (Controller Tuning)

หลังจากที่ทำการติดตั้งระบบควบคุม ต้องทำการปรับค่าของตัวควบคุมเพื่อให้ระบบควบคุมมีสมรรถนะที่น่าพอใจ โดยปกติแล้วการปรับค่าควบคุมจะทำโดยวิธีลองผิดลองถูก (Trial and Error) แต่วิธีนี้จะใช้เวลามาก เพื่อที่จะให้การปรับค่าตัวควบคุมใช้เวลาน้อยลงจึงต้องมีการประมาณค่าตัวควบคุมให้เหมาะสม

การปรับค่าของตัวควบคุมโดยวิธีการลองผิดลองถูกนั้นสามารถจำแนกออกได้หลายวิธี วิธีที่รู้จักกันอย่างมากที่สุดคือ วิธีการสั้นอย่างต่อเนื่องของ ซิกเลอร์-นิโคลส์ (Ziegler-Nichols) วิธีนี้เป็นวิธีที่ใช้ในการปรับตัวควบคุมทั้งแบบพี ไอ และ พีไอดี โดยมีขั้นตอนแรกคือ การหาค่าของ K_{cu} ระยะเวลาที่เกิดการสั้นอย่างต่อเนืองขึ้น เรียกว่า คาบสุดท้าย (Ultimate Period, P_u) การตั้งค่าตัวควบคุมแบบพีไอดีทำได้โดยคำนวณค่า K_{cu} และค่า P_u โดยใช้วิธีการปรับของ Ziegler-Nichols แสดงในตารางที่ 2.7

ตารางที่ 2.7 ค่าเกณฑ์ควบคุมโดยใช้วิธีการของ Ziegler-Nichols [19]

ชนิดตัวควบคุม	K_c	τ_I	τ_D
P	$0.5K_{cu}$	-	-
PI	$0.45K_{cu}$	$P_u/1.2$	-
PID	$0.6K_{cu}$	$P_u/2$	$P_u/8$

ที่มา : Model Based Process Control.

ถึงแม้จะมีการใช้งานกันอย่างกว้างขวางแต่วิธีการปรับของ Ziegler-Nichols ก็ยังมีข้อเสีย เช่นเดียวกับวิธีการปรับค่าของตัวควบคุมโดยวิธีลองผิดลองถูก (Trial and Error Tuning) แต่วิธีการปรับของ Ziegler-Nichols นี้ใช้เวลาน้อยกว่าเนื่องจากว่าต้องลองผิดลองถูกเพียงครั้งเดียว

2.7.5 การประเมินสมรรถนะของการควบคุม

การประเมินสมรรถนะของการควบคุมจะพิจารณาถึงการตอบสนองของระบบควบคุมแบบวงปิดโดยจะพิจารณาผลรวมของค่าความคลาดเคลื่อนที่เกิดขึ้นตลอดช่วงเวลาของการควบคุม ตั้งแต่เกิดการเปลี่ยนแปลงจนกระทั่งสิ้นสุดการเปลี่ยนแปลง แสดงโดยพื้นที่แรเงาในรูปที่ 2.16 โดยเป้าหมายของการควบคุมคือ ต้องการให้พื้นที่แรเงามีค่าน้อยที่สุดโดยเกณฑ์อาจกำหนดในลักษณะต่างกัน ดังสมการ (2-37)-(2-39) โดยมีรายละเอียดดังนี้ [14]

2.7.5.1 ผลรวมค่ากำลังสองของค่าความคลาดเคลื่อน (ISE, Integral of Squared Error) เป็นวิธีที่กำจัดข้อผิดพลาดที่มีขนาดใหญ่ มีแนวโน้มในการกำจัดข้อผิดพลาดขนาดใหญ่ได้อย่างรวดเร็ว แต่จะยอมให้เกิดข้อผิดพลาดเล็กๆ ผลตอบสนองค่อนข้างเร็ว แต่มีขนาดกว้างจึงมีความผันผวนต่ำ สมการที่ใช้ในการคำนวณหาข้อผิดพลาด คือ

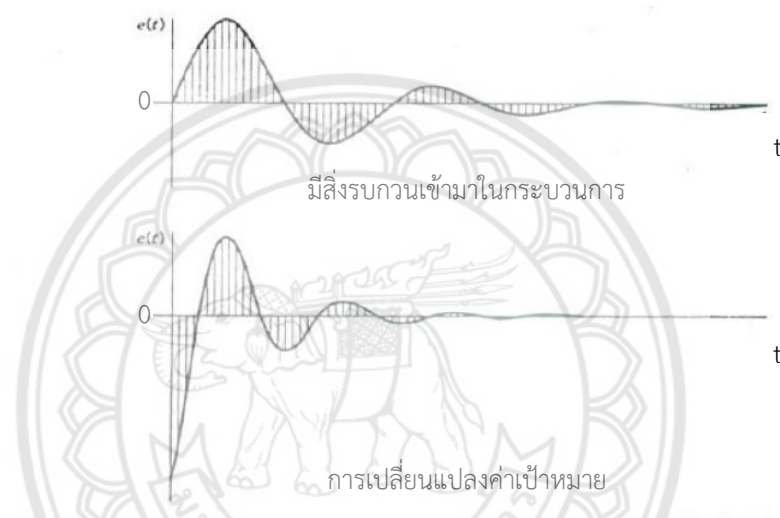
$$ISE = \int e^2(t)dt \quad (2.37)$$

2.7.5.2 ผลรวมค่าสัมบูรณ์ของค่าความคลาดเคลื่อน (IAE, Integral of Absolute Error) ไม่มีการเพิ่มปริมาณของข้อผิดพลาดในการตอบสนองของระบบ แต่มีแนวโน้มที่จะให้การตอบสนองช้ากว่าการออกแบบด้วยวิธี ISE แต่มีการกวัดแกว่งที่น้อยลงอย่างต่อเนื่องและคงที่ สมการที่ใช้ในการคำนวณหาข้อผิดพลาด คือ

$$IAE = \int |e(t)|dt \quad (2.38)$$

2.7.5.3 ผลรวมค่าสัมบูรณ์ของค่าความคลาดเคลื่อนที่คิดน้ำหนักตามเวลาที่ผ่านไป (ITAE, Integral of Time Multiplied by Absolute Error) เป็นวิธีที่รวมปริมาณข้อผิดพลาดที่เกิดขึ้นหลังจากเวลาผ่านไปนานมากกว่าที่เวลาเริ่มต้นปริมาณของข้อผิดพลาดจะสะสมเพิ่มมากขึ้น วิธีนี้สามารถปรับให้ผลตอบสนองรวดเร็วกว่าวิธีปรับแต่งสองแบบข้างต้น แต่มีข้อเสียคือเหมาะสำหรับกระบวนการที่มีผลตอบสนองเริ่มต้นที่เฉื่อยชา เพื่อหลีกเลี่ยงการกวัดแกว่งให้คงที่ สมการที่ใช้ในการคำนวณหาข้อผิดพลาด คือ

$$ITAE = \int t|e(t)|dt \quad (2.39)$$



รูปที่ 2.16 แสดงผลรวมค่าสัมบูรณ์ของความคลาดเคลื่อน

ที่มา : Model Predictive Control of An Internally Heat Integrated Pressure-Swing Distillation Process for Bioethanol Separation.[14]

2.8 MATLAB

MATLAB เป็นโปรแกรมที่ได้รับการออกแบบเพื่อใช้ในการคำนวณทางคณิตศาสตร์โดยเฉพาะเหมาะสำหรับการนำไปใช้งานในทางวิศวกรรมและทางวิทยาศาสตร์ ซึ่งโครงสร้างพื้นฐานการคำนวณของโปรแกรม MATLAB อยู่ในรูปของเวกเตอร์หรือเมทริกซ์ ซึ่งเป็นที่มาของชื่อโปรแกรม คือ MATLAB เป็นคำย่อมาจาก MATrixLABoratory จุดเด่นของโปรแกรมคือ มีชุดคำสั่งจำนวนมากสำหรับใช้ในการประมวลผลข้อมูลที่บรรจุอยู่ในเมทริกซ์มีความครอบคลุมทฤษฎีทางคณิตศาสตร์ทั้งที่เป็นพื้นฐานและการประยุกต์อย่างกว้างขวาง อีกทั้งยังสามารถใช้งานโปรแกรมในการแก้ปัญหาต่างๆ ได้อย่างรวดเร็วและมีประสิทธิภาพ นอกจากนี้ MATLAB ยังสามารถนำไปประยุกต์ใช้งานได้อีกหลายด้าน เช่น การประมวลผลสัญญาณสื่อสาร (Communication) การประมวลผลภาพและวิดีโอ (Image and Video Processing) ระบบควบคุม (Control System) การวัดและควบคุม (Instruments and Control) เป็นต้น [15]

2.9 งานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

ในปี ค.ศ. 2000 Lalitha S. Balasubramhanya และ Francis J. Doyle III ได้ทำการศึกษาความถูกต้องของแบบจำลองกับความสามารถในการคำนวณสำหรับการประยุกต์ใช้การควบคุมของแบบจำลองทางคอมพิวเตอร์สำหรับพัฒนาการควบคุมตามรูปแบบไม่เชิงเส้น การลดลงของการเคลื่อนที่ของคลื่นสัญญาณปรากฏ เพื่อใช้ในการพัฒนาแบบจำลอง คำสั่งสำหรับหอกลับแบบมีปฏิริยาแบบหลายองค์ประกอบ ตัวอย่างการใช้การกลั่นแบบแบตช์ที่ทำปฏิริยาเอสเทอริฟิเคชัน (Esterification Batch) จะใช้เพื่อแสดงขั้นตอนการสังเคราะห์รวมถึงการควบคุมที่ของคอลัมน์จะใช้แบบจำลองที่ลดลงในรูปแบบการทำนายขั้นตอนวิธีของการควบคุม [8]

ในปี ค.ศ. 2006 Ch. Venkateswarlu และ B. Jeevan Kumar ได้มีการศึกษาการประมาณค่าองค์ประกอบในการกลั่นแบบหลายองค์ประกอบ การทำปฏิริยาแบบหลายองค์ประกอบสามารถนำเสนอการประมาณค่าสถานะอนุमानโดยอิงตามตัวกรองคาลมาน (EKF) ที่มีการเลือกค่าที่ดีที่สุดของตำแหน่งเซนเซอร์โดยใช้การวิเคราะห์องค์ประกอบหลัก (PCA) สมบัติของการวิเคราะห์องค์ประกอบหลักถูกนำมาใช้เพื่อให้ข้อมูลการวัดอุณหภูมิแบบไดนามิกที่มีความไวมากที่สุดของกระบวนการ ยังรวมถึงการประมาณค่าองค์ประกอบที่ถูกต้อง ตัวประมาณได้รับการสนับสนุนโดยรูปแบบพลวัตที่เรียบง่ายของการกลั่นแบบแบตช์แบบมีปฏิริยาร่วมที่มีสมการสมดุลประกอบกับความสัมพันธ์ทางอุณหพลศาสตร์และจลศาสตร์ปฏิริยา ประสิทธิภาพของโครงการที่นำเสนอนี้ได้รับการประเมิน โดยการนำไปประยุกต์ใช้ในการประมาณองค์ประกอบในชั้นของหอกลับทั้งหมด รีบอยเลอร์ (Reboiler) รวมไปถึงกลั่นย้อนกลับ (Reflux) และผลิตภัณฑ์ของคอลัมน์กลั่นแบบมีปฏิริยาที่ผลิตด้วยเอทิลอะซิเตทผ่านการทำปฏิริยา เอสเทอริฟิเคชัน (Esterification) ระหว่างกรดอะซิติกและเอทานอล ระบบนี้มีความเป็นไปได้สูงที่ไม่เป็นเชิงเส้นและมีความเหมาะสมกับการใช้

Azeotropism ผลการทดลองในครั้งนี้แสดงให้เห็นว่าโครงสร้างการประมาณค่าสถานะอนุमानโดยอิงตามตัวกรองกาลมาน ที่เสนอด้วยการกำหนดค่าอุณหภูมิที่เหมาะสมนั้นมีผลต่อการประมาณค่าองค์ประกอบของอนุพันธ์ในการกลั่นแบบมีปฏิริยาร่วม [9]

ปี ค.ศ. 2010 Kwantip Konakom, Aritsara Saengchan, Paisan Kittisupakorn, และ Iqbal M. Mujtaba ได้ทำการศึกษาการผลิตเอทิลอะซิเตทให้ได้มีความบริสุทธิ์ 90 % โดยโมล โดยใช้ปฏิกิริยาเอสเทอริฟิเคชัน (Esterification) ของ กรดแอสติกกับเอทานอล โดยใช้จะเป็นตัวทำละลาย ซึ่งในการผลิตโดยทั่วไปผลิตได้สูงสุดประมาณ 52 % โดยใช้เครื่องปฏิกรณ์แบบแบตช์ (Batch Reactor) แต่ความบริสุทธิ์ที่โรงงานต้องการคือ 85% ต่อมาจึงได้นำหอกกลั่นแบบมีปฏิริยาร่วมมาใช้ ซึ่งเป็นการทำปฏิกิริยาและการแยกในขั้นตอนเดียว โดยในกระบวนการจะมีการดึงเอทิลอะซิเตทหรือสารผลิตภัณฑ์ออก ปฏิกิริยาจะดำเนินไปข้างหน้า ในงานวิจัยนี้มีจุดประสงค์คือทำให้สารผลิตภัณฑ์มีความบริสุทธิ์ 90 % โดยโมล ศึกษาแนวทางการผลิตเอทิลอะซิเตทที่มีความบริสุทธิ์ 90.0% โดยโมลด้วยกระบวนการกลั่นแบบแบตช์ที่มีปฏิริยาร่วมโดยทำการจำลองแบบรูปเปิด เนื่องจากการกลั่นด้วยอัตราการป้อนกลับคงที่ไม่สามารถทำให้ผลิตภัณฑ์มีคุณสมบัติได้ตามที่อุตสาหกรรมเคมีทั่วไปต้องการ ดังนั้นจึงได้เสนอวิธีการเพิ่มประสิทธิภาพให้แก่กระบวนการแบบพลวัตสูง คือ การเพิ่มปริมาณของผลิตภัณฑ์ที่รีฟลักซ์ดรัม (Reflux Drum) เพื่อให้คุณสมบัติของผลิตภัณฑ์ พลังงานความร้อนที่รีบอยเลอร์ และ เวลาในการดำเนินการ [16]

ปี ค.ศ 2012 Giwa, Abdulwahab และ Karacan Süleyman ได้ทำการศึกษากระบวนการกลั่นที่มีปฏิริยาร่วมสำหรับกระบวนการผลิตเอทิลอะซิเตทจากปฏิกิริยาเอสเทอริฟิเคชันระหว่างกรดแอสติกและเอทานอล โดยประยุกต์ใช้การควบคุม Tyreus-Luyben PI และ PID เพื่อเปรียบเทียบกับวิธีการควบคุม Ziegler-Nichols การควบคุมแบบ PI โดยอาศัยโปรแกรม MATLAB เพื่อนำมาช่วยในการจำลองกระบวนการ และใช้ข้อมูลจากการทดลองจริง ในการจำลองกระบวนการได้กำหนดให้อุณหภูมิที่ด้านบนหอกกลั่น อุณหภูมิของการทำปฏิกิริยา และอุณหภูมิที่ด้านล่างหอกกลั่น เป็นตัวแปรควบคุม ในขณะที่อัตราการป้อนกลับ อัตราส่วนการป้อนเข้า และพลังงานที่ป้อนให้รีบอยเลอร์ เป็นตัวแปรตาม ซึ่งพบว่าแบบจำลองของการควบคุมกระบวนการวิธี Tyreus Luyben PI และ PID ผลตอบสนองที่ค่อนข้างดีสำหรับการแกว่งที่ต่ำ ดังนั้น จึงแสดงให้เห็นว่าการควบคุมดังกล่าวสามารถประยุกต์ใช้กับกระบวนการกลั่นที่มีปฏิริยาร่วมได้ทั้งหมด แต่การควบคุมที่เหมาะสมและดีที่สุดคือวิธี Tyreus Luyben PID เนื่องจากมีค่าผลรวมค่าสัมบูรณ์ของความผิดพลาด (Integral Absolute Error, IAE) และ ผลรวมของความผิดพลาดยกกำลังสอง (Integral Error, ISE) ที่ต่ำที่สุด [17]

ในปี 2013 Yadollah Tavan และ Seyyed Hossein Hosseini ได้ศึกษาการผลิตเอทิลอะซิเตท (Ethyl Acetate) ให้มีความบริสุทธิ์สูงโดยใช้การกลั่นแบบปฏิกิริยาร่วม (Reactive Distillation) โดยใช้โปรแกรมจำลองกระบวนการของ HYSYS Simulation โดยการกำหนดกระบวนการกลั่นแบบมีปฏิริยาร่วมให้มีการแบ่งคอลัมน์ของหอกกลั่นแบบมีปฏิริยาแบบเดี่ยว

ออกเป็นสองคอลัมน์ คือหอกลับแบบมีปฏิกิริยาและ Rectifier โดยจะเห็นได้ว่าผลกระทบของกระบวนการนี้มีสามพารามิเตอร์ ได้แก่ อัตราการไหลของสารตั้งต้น การทำปฏิกิริยาที่ขึ้น และตำแหน่งที่ป้อนสาร ในส่วนอุณหภูมิขาเข้าและองค์ประกอบในหอกลับจะถูกตรวจสอบเพื่อให้มีสภาวะที่เหมาะสมกับกระบวนการ และในแง่ของความต้องการพลังงาน ผลการจำลองแสดงให้เห็นว่าอัตราส่วนของสารตัวทำละลายที่มีเอทานอลเพียงเล็กน้อยจะนำไปสู่ผลลัพธ์ของข้อกำหนดทางอุตสาหกรรม นอกจากนี้ยังพบว่าเมื่อมีการเพิ่มจำนวนขั้นตอนของปฏิกิริยาส่งผลให้การเปลี่ยนแปลงปฏิกิริยาจะเพิ่มขึ้น ในขณะที่น้ำเกิดขึ้นเพิ่มจากปฏิกิริยาเอเทอร์ฟิเคชันส่งผลให้ต้องใช้พลังงานมากขึ้น และจำนวนขั้นที่เหมาะสมสำหรับหอกลับแบบมีปฏิกิริยาถูกกำหนดโดยโปรแกรม HYSYS Simulator นอกจากนี้ยังแสดงให้เห็นว่าอัตราส่วนการไหลย้อนกลับของหอกลับแบบมีปฏิกิริยาค่อนข้างจะไม่มีผลกระทบต่อกระบวนการ [18]

ในปี ค.ศ.2015 ได้มีการศึกษาการตรวจสอบรูปแบบและวิธีการในการแก้ปัญหาสำหรับการเพิ่มประสิทธิภาพของคอลัมน์การกลั่นแบบแบตช์ปฏิกิริยาแบบแบ่งส่วนผนัง (DWBC) เพื่ออธิบายถึงรูปแบบพลวัตที่เกี่ยวข้องกับการคำนวณแบบขั้น โดยในแต่ละขั้นใช้สำหรับช่วงเวลาที่แตกต่างกันของคอลัมน์ เพื่อเปรียบเทียบวิธีแก้ปัญหาพร้อมกันของระบบสมการเชิงอนุพันธ์และสมการเชิงพีชคณิตมีการนำเสนอแนวทางมาใช้คือสมการที่อิงตามการจัดเรียงใน GAMS และการควบคุมพารามิเตอร์เวกเตอร์ (CVP) [19]

เมื่อปี ค.ศ 2015 มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีเดนมาร์ก ได้มีการออกแบบกระบวนการบูรณาการและควบคุมกระบวนการกลั่นแบบมีปฏิกิริยาร่วมโดยนำเสนอ วิธีการออกแบบกราฟิกอย่างง่ายซึ่งมีแนวคิดคล้ายคลึงกับการกลั่นแบบไม่มีปฏิกิริยา กระบวนการที่ใช้ เช่น วิธี McCabe-Thiele ซึ่งจะคิดตามแนวคิดขององค์ประกอบ ซึ่งจะใช้ในการแปลงระบบของสารเข้าไปในองค์ประกอบ การดำเนินงานของหอกลับแบบมีปฏิกิริยาที่บริเวณแรงขับเคลื่อนสูงสุด (Driving Force) และจุดอื่นๆ วิเคราะห์ผ่านการแก้ปัญหาเชิงวิเคราะห์ที่เข้มงวดแบบวงเปิด และแบบจำลองวงปิด ซึ่งสามารถประยุกต์ใช้สำหรับกระบวนการกลั่นที่มีปฏิกิริยาและแรงเคลื่อนสูงสุด ซึ่งให้ผลลัพธ์ที่ดีที่สุดในการควบคุมและการทำงานของกระบวนการ มีการยืนยันว่าเหมาะต่อปฏิกิริยาที่มีความไวต่อการรบกวนสูง อีกทั้งยังมีความสามารถในการปฏิเสธสัญญาณรบกวนได้เอง [19]

ดังนั้นการควบคุมกระบวนการ โดยวิธีการแก้ปัญหาเชิงวิเคราะห์ที่เข้มงวด (Rigorous Model) มีความเหมาะสมที่จะนำไปใช้ในการควบคุมกระบวนการกลั่นแบบมีปฏิกิริยา หรือกระบวนการที่มีแรงขับเคลื่อนสูง เนื่องจากมีข้อดีคือ สามารถปฏิเสธสัญญาณรบกวนได้เอง สามารถประยุกต์ใช้ได้กับกระบวนการที่มีสารหลายองค์ประกอบ และ ระบบปฏิกิริยาที่มีความซับซ้อนได้ อีกทั้งยังให้ผลลัพธ์ที่ดีที่สุดในการควบคุมกระบวนการอีกด้วย [5]

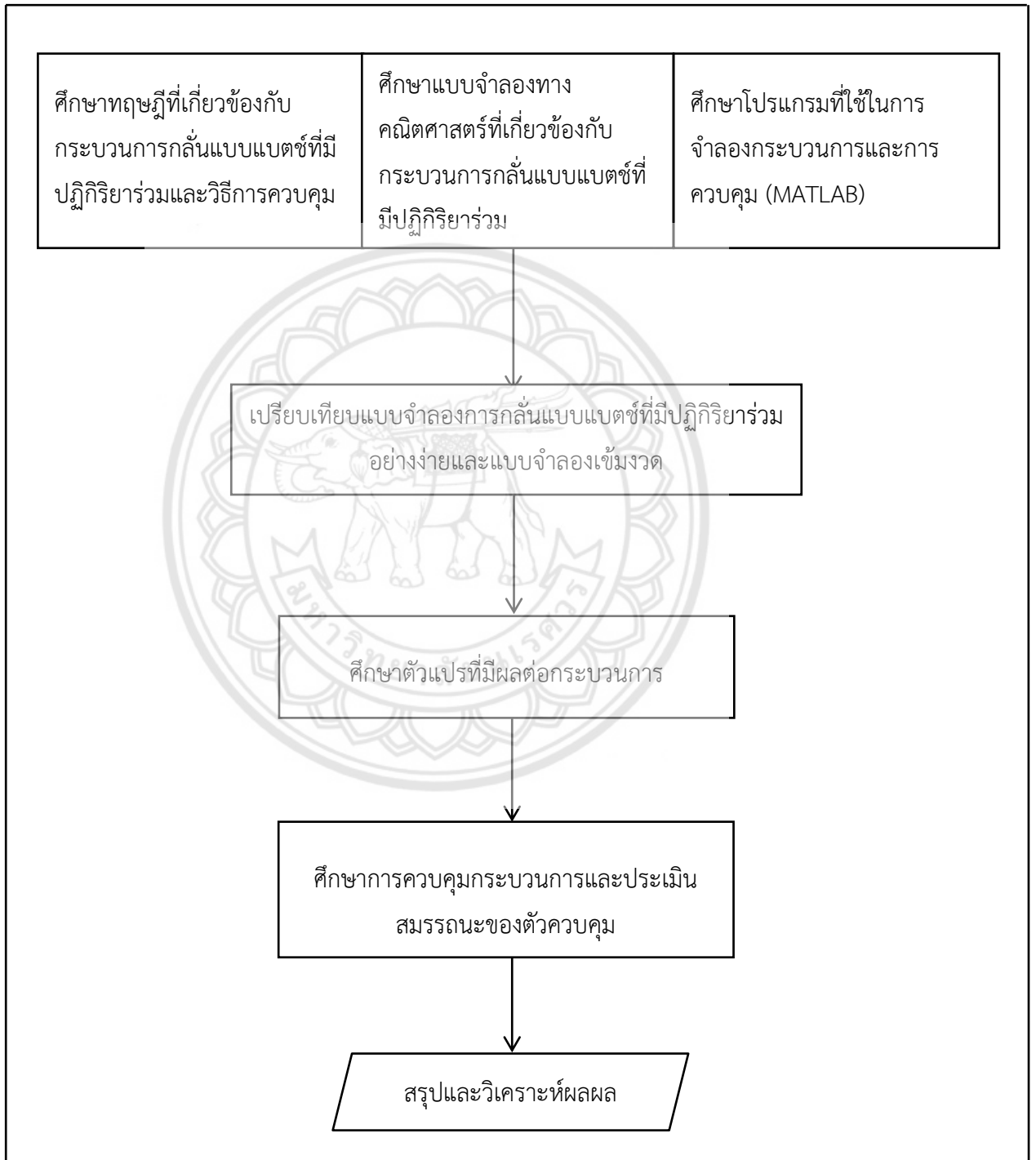
จากการศึกษาที่ผ่านมา พบว่ากระบวนการกลั่นแบบแบตซ์ที่มีปฏิกริยาร่วม เป็นกระบวนการที่ไม่เป็นเชิงเส้นสูง และเป็นระบบที่ไม่มีสภาวะคงที่ (Steady State) ดังนั้น การจำลองกระบวนการนี้จึงต้องศึกษาตัวแปรที่มีความว่องไวของกระบวนการ เพื่อนำมาวิเคราะห์พฤติกรรมของกระบวนการ และ ใช้การควบคุมแบบสัดส่วนอินทิกรัลอนุพันธ์ (PID Controller) ในการควบคุมกระบวนการเพื่อให้ได้เศษส่วนโมลและปริมาณของผลิตภัณฑ์ตามค่าเป้าหมายที่ต้องการ โดยอาศัยวิธีการของ Ziegler-Nichols ในการหาค่าตัวปรับแต่งการควบคุม (Controller Tuning) ทั้งยังทำการวิเคราะห์ประสิทธิภาพความทนทานของตัวควบคุมชนิด PID ในกรณีที่แบบจำลองมีความผิดพลาด ซึ่งยังไม่มีผู้ทำการศึกษา

ดังนั้น ในงานวิจัยนี้จึงได้มีการศึกษาตัวแปรที่มีผลต่อกระบวนการ รวมถึงศึกษาสมรรถนะของตัวควบคุมในกรณีที่แบบจำลองมีความผิดพลาด



บทที่ 3 วิธีดำเนินงานวิจัย

แผนการดำเนินงาน



รูปที่ 3.1 แสดงแผนการดำเนินงาน

3.1 ศึกษาทฤษฎีที่เกี่ยวข้องกับกระบวนการกลั่นแบบแบดซ์ที่มีปฏิริยาร่วมและวิธีการควบคุม

ทำการศึกษาข้อมูลทฤษฎี หลักการของหอกลั่นแบบแบดซ์ที่มีปฏิริยาร่วมและวิธีการควบคุมระบบ [8] เพื่อเป็นข้อมูลพื้นฐานในการสร้างแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ จากงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง (e.g. [2,5,7,17]) เช่น ประเภทของหอกลั่นแบบแบดซ์ วิธีการทำงานของหอกลั่นแบบแบดซ์ที่มีปฏิริยาร่วม ข้อดีและข้อเสียของกระบวนการกลั่นแต่ละชนิด และวิธีการควบคุมกระบวนการ เป็นต้น

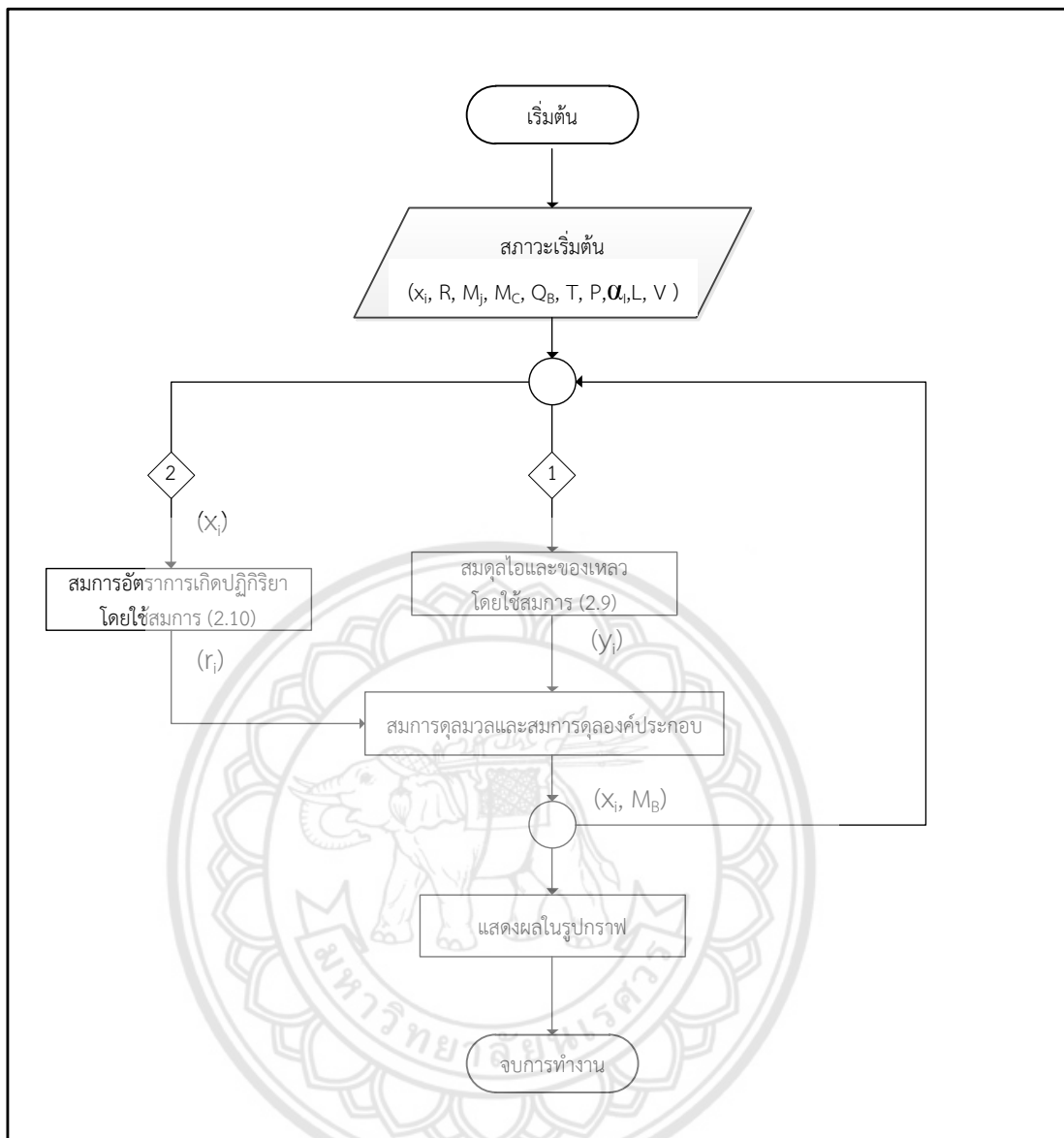
3.2 ศึกษาแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ที่เกี่ยวข้องกับกระบวนการกลั่นแบบแบดซ์ที่มีปฏิริยาร่วม

ศึกษาแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ที่เกี่ยวข้องกับกระบวนการกลั่นแบบแบดซ์ที่มีปฏิริยาร่วม เพื่อใช้ในการจำลองกระบวนการ โดยใช้วิธีการระเบียบวิธีเชิงตัวเลข (Numerical Method) โดยใช้สมการเชิงอนุพันธ์สามัญอันดับหนึ่ง (First Order Ordinary Differential Equation for Euler Method) เพื่อประมาณค่าเศษส่วนโมลของสารที่เวลาถัดไป โดยอาศัยค่า ณ ตำแหน่งปัจจุบัน ซึ่งนำไปใช้ที่สมการดุลมวล (Mass Balance Equation) สมการดุลองค์ประกอบ (Component Balance Equation) และ สมการดุลพลังงาน (Energy Balance Equation)

3.3 ศึกษาโปรแกรมที่ใช้ในจำลองกระบวนการและการควบคุมโดยโปรแกรม MATLAB

ศึกษาการใช้ฟังก์ชันต่างๆ และการทำงานของโปรแกรม MATLAB เช่น คำสั่งวนลูป (for) คำสั่งสร้างเงื่อนไขทดสอบความสัมพันธ์ (if) คำสั่งให้แสดงข้อมูลเป็นกราฟ เป็นต้น

โดยขั้นตอนการสร้างแบบจำลองของกระบวนการรวมถึงการควบคุมกระบวนการโดยใช้โปรแกรม MATLAB เพื่อเปรียบเทียบผลการจำลองกระบวนการ ศึกษาตัวแปรที่มีผลต่อกระบวนการ คำนวณผล และทำการตรวจสอบผลที่ได้ ดังต่อไปนี้

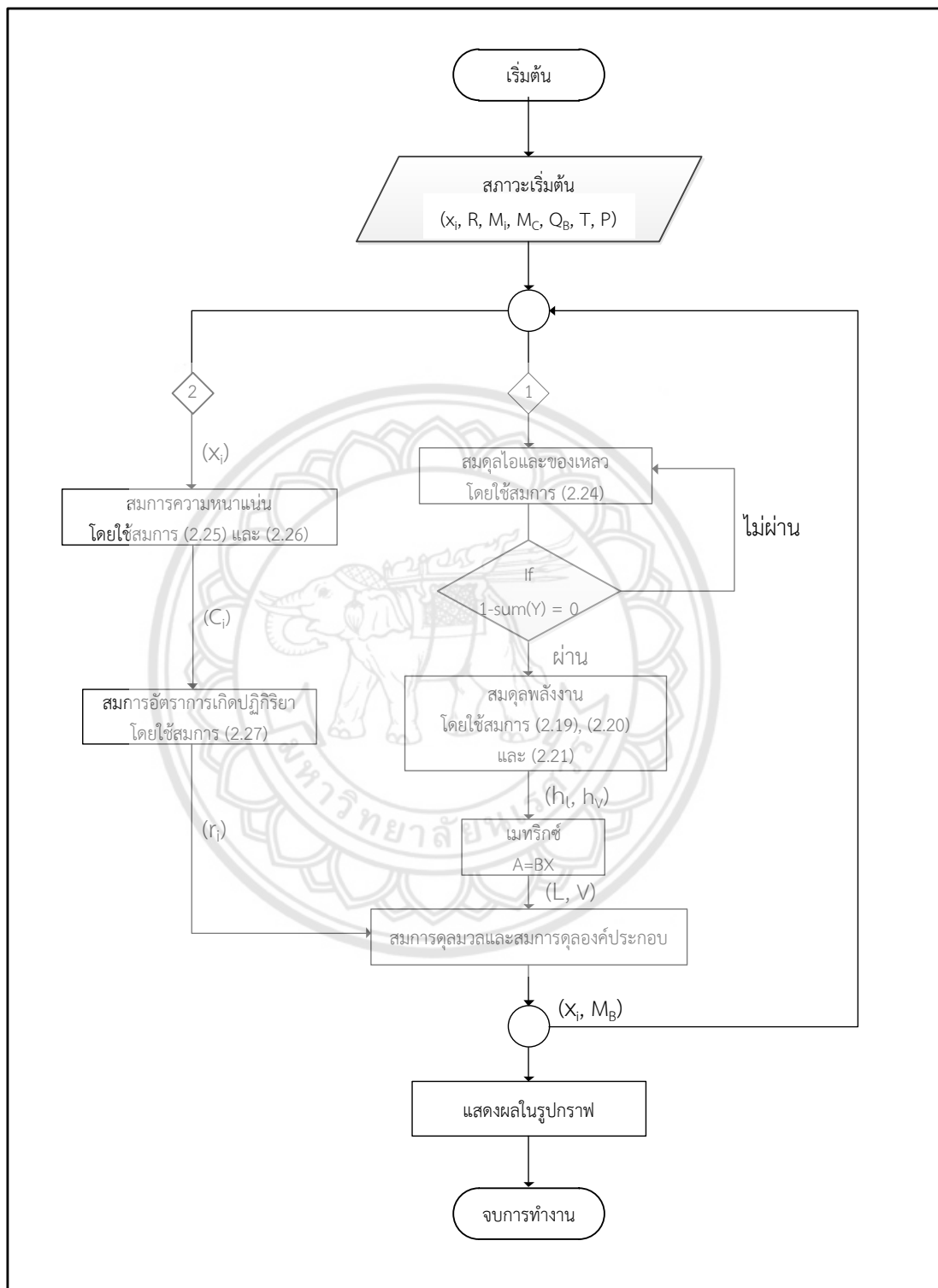


รูปที่ 3.2 แสดงแผนภาพการสร้างแบบจำลองทางคณิตศาสตร์แบบอย่างง่าย

จากรูปที่ 3.2 ที่สภาวะเริ่มต้นทำการดำเนินการกระบวนการที่สภาวะสมดุล (Equilibrium) ข้อมูลขาเข้า (Input) คือ เศษส่วนโมลของของเหลวที่เวลาเริ่มต้น อัตราการป้อนกลับ การเกิดขึ้นของโมลที่คอนเดนเซอร์ ที่ชั้นของหอกันและที่รีบอยเลอร์ พลังงานความร้อนที่ป้อนให้รีบอยเลอร์ อัตราการไหลของของเหลวและไอ ค่าการระเหยสัมพัทธ์ อุณหภูมิ และความดัน จากนั้นข้อมูลขาเข้าทั้งหมดจะเข้าไปที่ สมดุลไอและของเหลว (Vapor-Liquid Equilibrium) โดยคิดที่จุดเกิดไอฟองแรก (Bubble Point) เพื่อเพื่อคำนวณหาเศษส่วนโมลของไอ

จากแผนภาพจะพบว่าข้อมูลขาเข้ามีเส้นทางออกทั้งหมด 2 เส้นทาง โดยเส้นทางที่ 1 ได้กล่าวไปในข้างต้น และในเส้นทางที่ 2 นั้น จะไปที่สมการอัตราการเกิดปฏิกิริยา เพื่อคำนวณหาอัตราการเกิดปฏิกิริยา โดยข้อมูลออกของทั้ง 2 เส้นทางนั้นจะเข้ามาที่สมการดุลมวลและ สมการดุล

องค์ประกอบเพื่อคำนวณหาเศษส่วนโมลของผลิตภัณฑ์ที่จะเกิดขึ้น และทราบค่าโมลที่เหลือของรีบอยเลอร์และแสดงผลของค่าเศษส่วนโมลของของเหลวทางกราฟ



รูปที่ 3.3 แสดงแผนภาพการสร้างแบบจำลองทางคณิตศาสตร์แบบเข้มงวด

จากรูปที่ 3.3 ที่สภาวะเริ่มต้นทำการดำเนินการกระบวนการที่สภาวะสมดุล (Equilibrium) ข้อมูลขาเข้า (Input) คือ เศษส่วนโมลของของเหลวที่เวลาเริ่มต้น อัตราการป้อนกลับ การเกิดขึ้นของโมลที่คอนเดนเซอร์ ที่ชั้นของหอกลับและที่รีบอยเลอร์ พลังงานความร้อนที่ป้อนให้รีบอยเลอร์ อุณหภูมิ และความดัน จากนั้นข้อมูลขาเข้าทั้งหมดจะเข้าไปที่สมการสมดุลไอและของเหลว (Equilibrium Equation) โดยคิดที่จุดเกิดไอฟองแรก (Bubble Point) ซึ่งภายในจะประกอบไปด้วยสมการสมดุลไอและของเหลว สมการ Antoine เพื่อคำนวณหาอุณหภูมิที่แท้จริงของหอกลับ โดยเป็นการคำนวณควบคู่ไปพร้อมกับการหาเศษส่วนโมลของไอ อาศัยอุณหภูมิที่ทำให้ผลรวมของเศษส่วนโมลของไอมีค่าเท่ากับ 1 แสดงว่า อุณหภูมินั้นคืออุณหภูมิที่แท้จริงของหอกลับ เมื่อได้อุณหภูมิและเศษส่วนโมลของไอ นำไปใช้ต่อที่สมการดุลพลังงานเพื่อคำนวณหาค่าเอนทัลปีของของเหลวและเอนทัลปีของไอ แล้วเข้าไปที่เมทริกซ์ เพื่อคำนวณหาอัตราการไหลของของเหลวและอัตราการไหลของไอ

จากแผนภาพจะพบว่าข้อมูลขาเข้ามีเส้นทางออกทั้งหมด 2 เส้นทาง โดยเส้นทางที่ 1 ได้กล่าวไปในข้างต้น และในเส้นทางที่ 2 นั้น จะไปที่สมการความหนาแน่น โดยข้อมูลที่เข้าป้อนนั้น คือ เศษส่วนโมลของของเหลว ข้อมูลขาออกจากสมการความหนาแน่นคือ ค่าความเข้มข้นของสาร ซึ่งนำไปใช้ต่อที่สมการอัตราการเกิดปฏิกิริยา เพื่อที่จะได้อัตราการเกิดปฏิกิริยา

ข้อมูลขาออกที่ได้จากเส้นทางที่ 1 คือ อัตราการไหลของของเหลวและอัตราการไหลของไอ ข้อมูลขาออกที่ได้จากเส้นทางที่ 2 คือ อัตราการเกิดปฏิกิริยา ดังนั้น ข้อมูลที่ได้จากขาออกทั้ง 2 เส้นทางจะเข้ามาที่สมการดุลมวลและสมการดุลองค์ประกอบเพื่อคำนวณหาเศษส่วนโมลของผลิตภัณฑ์ที่เกิดขึ้น และทราบค่าโมลที่เหลือของรีบอยเลอร์และแสดงผลของค่าเศษส่วนโมลของของเหลวทางกราฟ

3.4 เปรียบเทียบแบบจำลองการกลั่นแบบแบตซ์ที่มีปฏิริยาร่วมอย่างง่ายและแบบจำลองเข้มงวด

นำผลกราฟที่ได้จากการเขียนแบบจำลองอย่างง่ายและแบบจำลองซับซ้อนมาเปรียบเทียบกับกราฟจากผลการทดลอง เพื่อตรวจสอบความถูกต้องของแบบจำลองที่สร้างขึ้น และเป็นการตรวจสอบค่าคงที่ต่างๆ ที่นำมาใช้ในการสร้างแบบจำลอง

3.5 ศึกษาตัวแปรที่มีผลต่อกระบวนการกลั่นมากที่สุด

ทำการปรับเปลี่ยนขอบเขตของตัวแปร เพื่อศึกษาปัจจัยที่มีผลกระทบต่อกระบวนการกลั่นมากที่สุด โดยตัวแปรที่จะทำการศึกษา มีดังนี้

- 3.5.1 อัตราการป้อนกลับ (Reflux Ratio, R)
- 3.5.2 จำนวนชั้นที่ใช้ในการกลั่น (Number of Trays, N)
- 3.5.3 พลังงานที่ป้อนให้รีบอยเลอร์ (Reboiler duty, Q_B)
- 3.5.4 แฟกเตอร์ความถี่ (Frequency factor, k_0)

3.5.5 สมดุลวัฏภาคไอและของเหลว (Vapor-Liquid Equilibrium, K)

ซึ่งสังเกตจากค่าเศษส่วนโมลของของเหลวสารผลิตภัณฑ์จะมีความเปลี่ยนแปลงไปอย่างไรเมื่อค่าตัวแปรที่ทำการศึกษามีการเปลี่ยนแปลง

3.6 ศึกษาการควบคุมกระบวนการ

3.6.1 ศึกษากระบวนการควบคุมแบบสัดส่วน (Proportional Controller, P Controller)

3.6.2 ศึกษากระบวนการควบคุมแบบสัดส่วน อินทิกรัล (Proportional Integral Controller, PI Controller)

3.6.3 ศึกษากระบวนการควบคุมแบบสัดส่วน อินทิกรัล อนุพันธ์ (Proportional Integral Derivative Controller, PID Controller)

3.6.4 ประเมินสมรรถนะของตัวควบคุม

3.7 สรุปและวิเคราะห์ผล

3.7.1 สรุปและวิเคราะห์ผลตัวแปรที่มีผลต่อกระบวนการกลั่นแบบแบตช์ที่มีปฏิกิริยา

3.7.2 พิจารณาวิเคราะห์การควบคุมที่เหมาะสมกับกระบวนการกลั่นมากที่สุด โดยพิจารณาจากผลรวมค่าสัมบูรณ์ของค่าความคลาดเคลื่อน (Integral Absolute Error)

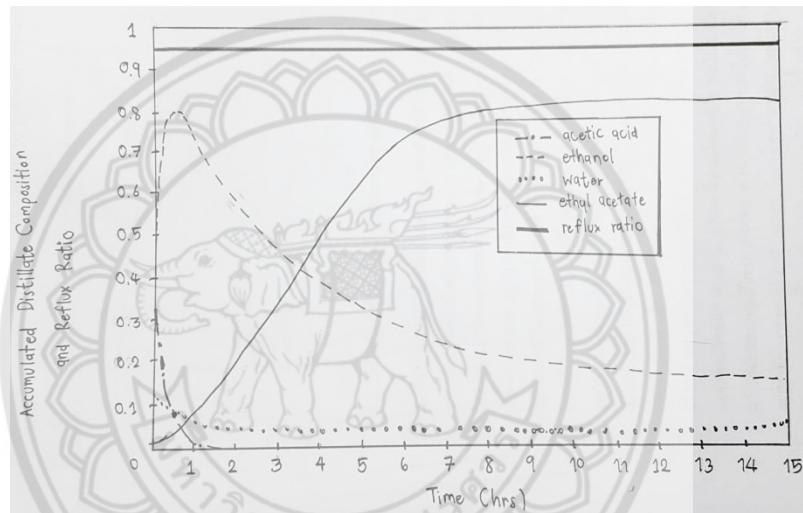
3.7.3 ประเมินสมรรถนะของตัวควบคุม



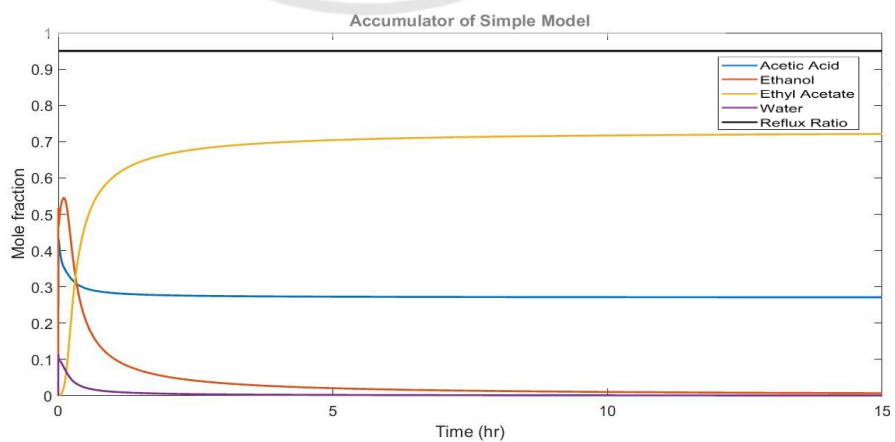
บทที่ 4 ผลการดำเนินงานวิจัย

4.1 เปรียบเทียบแบบจำลองการกลั่นแบบแบตช์ที่มีปฏิกริยาร่วมอย่างง่ายกับแบบจำลองเชิงมวล

ทำการศึกษาแบบจำลองทางคณิตศาสตร์สองแบบจำลอง คือ แบบอย่างง่าย และแบบเชิงมวล ที่คำนวณโดยใช้โปรแกรม MATLAB เปรียบเทียบกับผลการทดลอง ซึ่งแบบจำลองทั้งสองชนิดมีสมมติฐานที่แตกต่างกัน จึงส่งผลให้ลักษณะของกราฟแตกต่างกัน ดังนี้

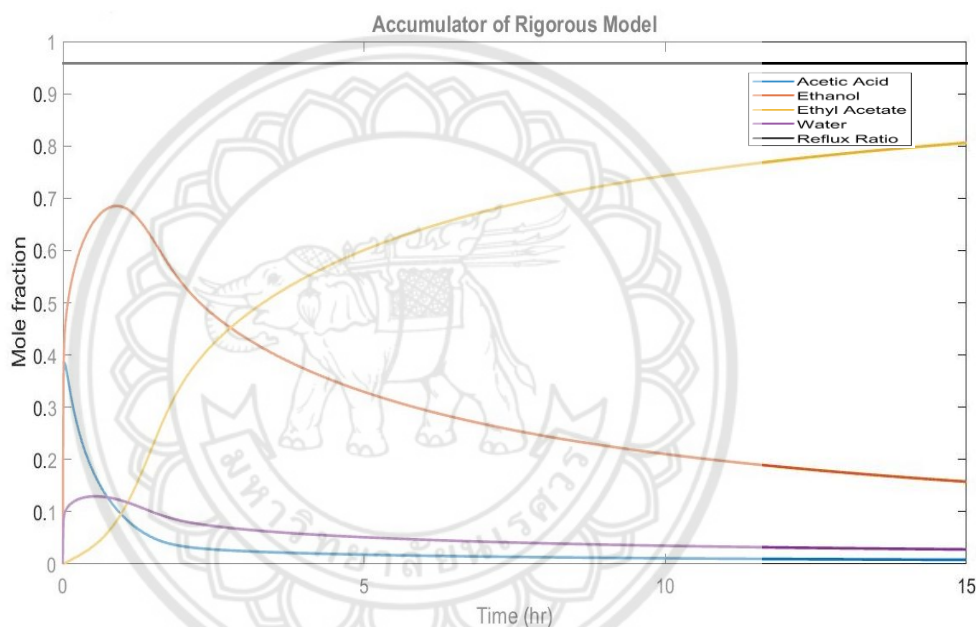


รูปที่ 4.1 แสดงกราฟเศษส่วนโมลของสารที่ถังเก็บของผลการทดลองจริง
ที่มา : Batch Distillation Design and Operation.[7]



รูปที่ 4.2 แสดงกราฟเศษส่วนโมลของสารที่ถังเก็บของแบบจำลองอย่างง่าย

จากรูปที่ 4.2 เป็นการจำลองกระบวนการโดยใช้แบบจำลองอย่างง่าย โดยแบบจำลองทำงานที่ อัตราการป้อนกลับ 0.95 ความดันคงที่เท่ากับ 1.013 บาร์ จะสังเกตเห็นว่า ลักษณะของกราฟในช่วง ต้นกระบวนการผลิตภัณฑ์มีค่าเพิ่มขึ้นอย่างรวดเร็ว และตั้งแต่วันที่ 5 ชั่วโมง เศษส่วนโมลของ ผลิตภัณฑ์มีค่าคงที่เท่ากับ 0.7127 ตลอดทั้งกระบวนการแบบจำลองอย่างง่ายได้ทำการศึกษาน สมมติฐานอัตราการกลายเป็นไอสัมพันธ์มีค่าคงที่ (Relative Volatility Constant) และการล้นของ สารเท่ากันทั้งกระบวนการ (Equimolal Overflow) ตัวแปรต่างๆ ของแบบจำลองอย่างง่ายส่วน ใหญ่เป็นค่าคงที่ อีกทั้งสมมติฐานของแบบจำลองไม่คิดพลังงานของระบบซึ่งไม่สอดคล้องกับความเป็น จริง ส่งผลให้กระบวนการค่อนข้างคงที่ แบบจำลองอย่างง่ายคำนวณค่าความบริสุทธิ์ผลิตภัณฑ์มีเพียง แคร้อยละ 71.27 ซึ่งส่งผลให้การจำลองกระบวนการไม่สามารถอธิบายพฤติกรรมได้ตรงกับผลการ ทดลอง จึงสามารถสรุปได้ว่า แบบจำลองอย่างง่ายไม่เหมาะสมสำหรับใช้คำนวณกระบวนการนี้



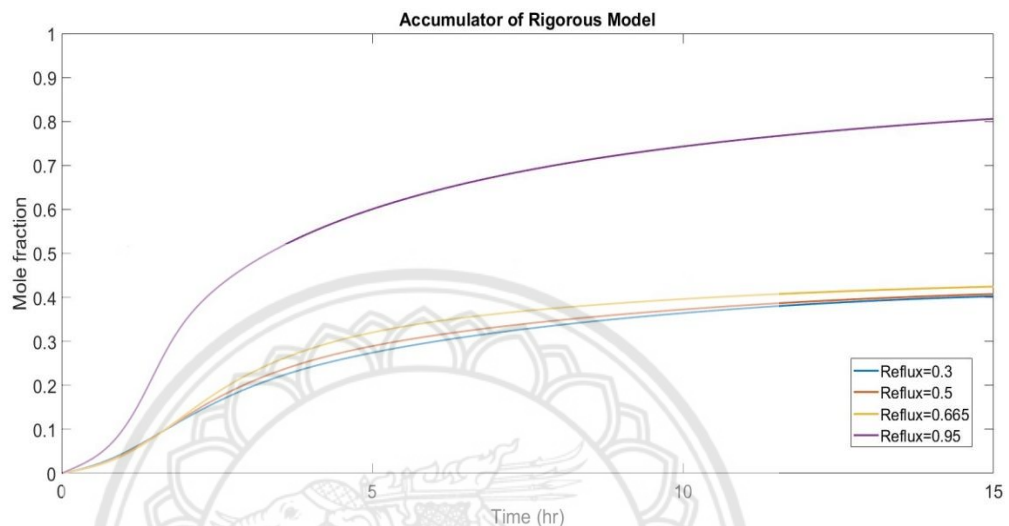
รูปที่ 4.3 แสดงกราฟเศษส่วนโมลของสารที่ถึงเก็บของแบบจำลองเข้มงวด

จากรูปที่ 4.3 เป็นการจำลองกระบวนการโดยใช้แบบจำลองเข้มงวด โดยแบบจำลองทำงานที่ อัตราการป้อนกลับ 0.95 ความดันคงที่เท่ากับ 1.013 บาร์ จะสังเกตเห็นว่าลักษณะของกราฟมีความ คล้ายคลึงกับผลการทดลอง จากแบบจำลองได้เศษส่วนโมลของผลิตภัณฑ์ที่เวลาสุดท้ายเท่ากับ 0.8061 ซึ่งมีความใกล้เคียงกับผลการทดลองมากกว่าแบบจำลองอย่างง่าย เนื่องจากสมมติฐานของ แบบจำลองเข้มงวดมีการพิจารณาสมดุลพลังงานของระบบที่เปลี่ยนแปลง ซึ่งมีความสอดคล้องกับ ความเป็นจริง จึงทำให้แบบจำลองเข้มงวดสามารถอธิบายพฤติกรรมของกระบวนการและคำนวณ เศษส่วนโมลของผลิตภัณฑ์ได้ใกล้เคียงกับผลการทดลองจึงสามารถสรุปได้ว่า แบบจำลองเข้มงวดมี ความเหมาะสมที่จะใช้คำนวณกระบวนการนี้

4.2 วิเคราะห์ตัวแปรที่มีผลต่อกระบวนการกลั่น

ในงานวิจัยได้นำแบบจำลองเชิงรวมมาทำการศึกษาค่าตัวแปรที่มีผลต่อกระบวนการโดยรักษาความดันของแบบจำลองให้มีค่าคงที่เท่ากับ 1.013 บาร์ ซึ่งตัวแปรที่ทำการศึกษามีดังนี้

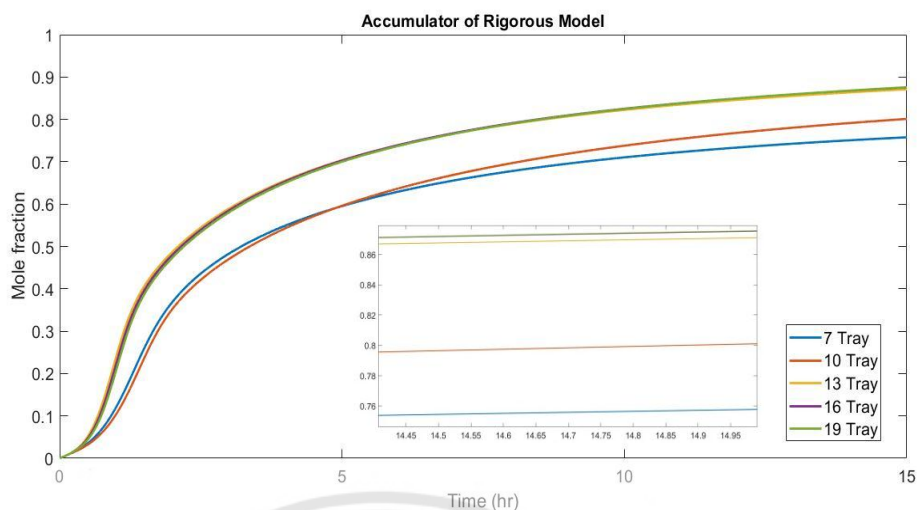
4.2.1 อัตราการป้อนกลับ (Reflux Ratio, R)



รูปที่ 4.4 แสดงกราฟเศษส่วนโมลเอทิลอะซิเตท ของการเปลี่ยนแปลงอัตราการป้อนกลับ

จากรูปที่ 4.4 ได้ทำการปรับอัตราการป้อนกลับ 4 ค่า คือ 0.3 0.5 0.665 และ 0.95 ซึ่งเป็นอัตราการป้อนกลับภายใน (Internal Reflux) กรณีที่ทำการศึกษาคือนำของเหลวทั้งหมดจากยอดหอในเครื่องควบแน่นไปทำการป้อนกลับ หรือที่เรียกว่า การป้อนกลับทั้งหมด (Total Reflux) พบว่าค่าเศษส่วนโมลของผลิตภัณฑ์มีค่าเพิ่มขึ้นเมื่ออัตราการป้อนกลับเพิ่มขึ้น ทั้งนี้เพราะ เมื่อเพิ่มอัตราการป้อนกลับ อัตราการไหลของสารย้อนกลับมีค่ามาก ส่งผลให้ที่รีฟลักซ์ตรัมเต็มไปด้วยผลิตภัณฑ์ เมื่อเกิดการย้อนกลับเข้าหอกถั่น ทำให้เกิดปฏิกิริยาย้อนกลับมากขึ้น กล่าวคือ ทำให้ผลิตภัณฑ์เกิดปฏิกิริยากลายเป็นสารตั้งต้นมากขึ้น และเมื่อในหอกถั่นมีสารตั้งต้นมากขึ้นจะทำให้เกิดปฏิกิริยาไปข้างหน้ามากขึ้น ทำให้ได้ผลิตภัณฑ์มากขึ้น และส่งผลให้หอกถั่นสามารถถั่นให้ผลิตภัณฑ์ที่มีความบริสุทธิ์ได้มากขึ้น ดังนั้นจึงสามารถสรุปได้ว่า อัตราการป้อนกลับภายในเป็นตัวควบคุมความบริสุทธิ์ของสารผลิตภัณฑ์ เมื่ออัตราการป้อนกลับมีค่ามากขึ้นส่งผลให้เกิดปฏิกิริยาไปเป็นผลิตภัณฑ์และการกลั่นยังมีประสิทธิภาพสูงและแยกสารได้ดีมากยิ่งขึ้น

4.2.2 จำนวนชั้นที่ใช้ในการกลั่น (Number of Trays, N)



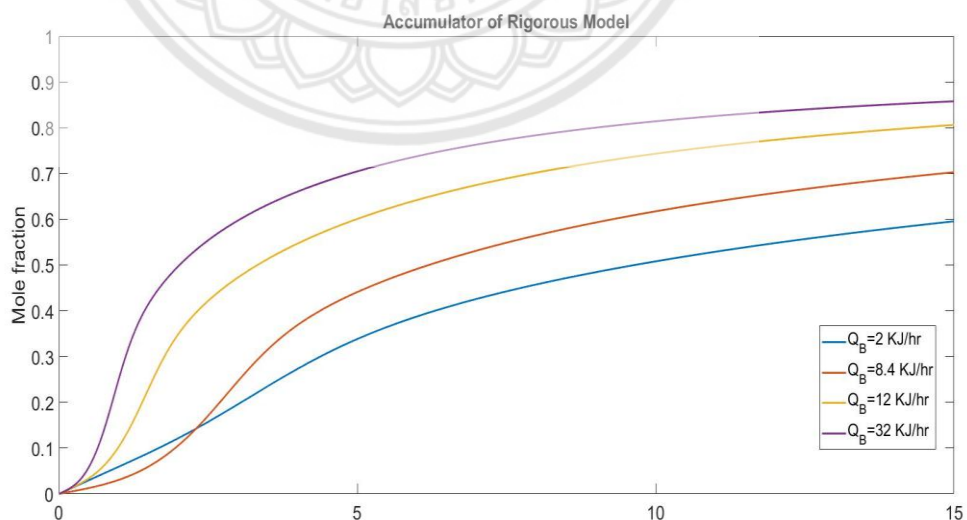
รูปที่ 4.5 แสดงกราฟเศษส่วนโมลเอทิลอะซิเตท ของการเปลี่ยนแปลงจำนวนชั้นหอกลั่น

จากรูปที่ 4.5 แสดงกราฟเศษส่วนโมลเอทิลอะซิเตท ของการเปลี่ยนแปลงจำนวนชั้นหอกลั่น พบว่าการเพิ่มและลดจำนวนชั้นของหอกลั่นส่งผลต่อเศษส่วนโมลของสารผลิตภัณฑ์ที่อยู่ในถังเก็บ (Accumulator) เปลี่ยนแปลงตามไปด้วย ทำการศึกษาจำนวนชั้นจากการทดลองและจำนวนชั้นทางทฤษฎี โดยจำนวนชั้นทางทฤษฎีสามารถคำนวณได้จากสมการอันเดอร์วูด (Underwood's Equation) และสมการเฟนสกี (Fenske's Equation) [3] พบว่า จำนวนชั้นทางทฤษฎีที่คำนวณได้มีค่าเท่ากับ 13 ชั้น มีค่าเศษส่วนโมลของผลิตภัณฑ์ที่เวลาสุดท้ายเท่ากับ 0.8712 ซึ่งจำนวนชั้นของหอกลั่นจากการทดลองเท่ากับ 10 ชั้น มีค่าเศษส่วนโมลของผลิตภัณฑ์ที่เวลาสุดท้ายเท่ากับ 0.8061 จากนั้นจึงทำการศึกษานับจำนวนชั้นในการกลั่นเพื่อดูแนวโน้มเศษส่วนโมลของสารผลิตภัณฑ์ โดยเริ่มจากการลดจำนวนชั้นในการกลั่นเป็นร้อยละ 30 ของจำนวนชั้นจากการทดลองคือ 7 ชั้น พบว่า ได้ค่าเศษส่วนโมลของสารผลิตภัณฑ์ที่เวลาสุดท้ายเท่ากับ 0.7577 โดยมีร้อยละความผิดพลาด 5.7279 แสดงให้เห็นว่า เมื่อทำการลดจำนวนชั้นในการกลั่นจะส่งผลให้เศษส่วนโมลของสารผลิตภัณฑ์ลดลงตามไปด้วย และเมื่อทำการเพิ่มจำนวนชั้นในการกลั่นเป็นร้อยละ 60 ของจำนวนชั้นในการทดลองคือ 16 ชั้น พบว่า มีค่าเศษส่วนโมลของสารผลิตภัณฑ์ที่เวลาสุดท้ายเท่ากับ 0.8755 มีร้อยละความผิดพลาดเท่ากับ 8.4980 แล้วเมื่อทำการเพิ่มจำนวนชั้นในการกลั่นเป็นร้อยละ 90 ของจำนวนชั้นในการทดลอง คือ 19 ชั้น พบว่า มีค่าเศษส่วนโมลของสารผลิตภัณฑ์ที่เวลาสุดท้ายเท่ากับ 0.8758 มีร้อยละความผิดพลาดเท่ากับ 8.5293 โดยจากข้อมูลดังกล่าวจะเห็นว่าเมื่อเพิ่มจำนวนชั้นหอกลั่นจาก 16 ชั้น เพิ่มเป็นจำนวนชั้นหอกลั่น 19 ชั้น เศษส่วนโมลของสารผลิตภัณฑ์มีค่าเพิ่มขึ้นเพียงเล็กน้อย โดยเมื่อคิดร้อยละของเศษส่วนของผลิตภัณฑ์เมื่อเพิ่มจำนวนชั้นหอกลั่น พบว่า เมื่อเพิ่มจำนวนชั้นหอกลั่นจาก 13 ไปเป็น 16 ชั้น มีร้อยละการเพิ่มขึ้นของเศษส่วนโมลของสารผลิตภัณฑ์เท่ากับ 7.25 และเมื่อทำการเพิ่มจำนวนชั้นจาก 16 เป็น 19 ชั้น มีร้อยละการเพิ่มขึ้นของเศษส่วนโมลของ

ผลิตภัณฑ์เท่ากับ ร้อยละ 0.03 จะเห็นว่ามีย่อยละการเพิ่มขึ้นของเศษส่วนโมลของสารผลิตภัณฑ์เพียงเล็กน้อยเมื่อเพิ่มจำนวนชั้นหอกลั่นมากขึ้น เนื่องมาจากปฏิกิริยาเริ่มเกิดเข้าสู่สภาวะสมดุลระหว่างไอและของเหลวของสารในหอกลั่น จึงส่งผลให้การระเหยของสารผลิตภัณฑ์เพิ่มขึ้นเพียงเล็กน้อย และในกรณีเพิ่มจำนวนชั้นหอกลั่นมากขึ้นเรื่อยๆ แต่ถ้าปฏิกิริยาเริ่มเกิดเข้าสู่สภาวะสมดุลระหว่างไอและของเหลวของสารในหอกลั่นแล้วถึงจะเพิ่มจำนวนหอกลั่นเศษส่วนโมลของสารผลิตภัณฑ์ก็จะไม่เพิ่มขึ้น และอีกปัจจัยที่มีผลต่อเศษส่วนโมลของสารผลิตภัณฑ์ คือ การทำปฏิกิริยาของสารตั้งต้นไปเป็นสารผลิตภัณฑ์ จะเห็นว่า การเพิ่มลดจำนวนชั้นหอกลั่นส่งผลต่อค่าเศษส่วนโมลของสารผลิตภัณฑ์ เนื่องจากเมื่อเพิ่มจำนวนชั้นของหอกลั่นจะส่งผลให้การทำปฏิกิริยาของสารตั้งต้นเกิดเป็นสารผลิตภัณฑ์เพิ่มมากขึ้นซึ่งจากสมมติฐาน คือ มีการผสมกันอย่างสมบูรณ์ในทุกชั้น กล่าวคือในแต่ละชั้นของหอกลั่นมีการทำปฏิกิริยาสมบูรณ์ในทุกๆ ชั้น ดังนั้น ถ้าเพิ่มจำนวนชั้นของหอกลั่น จะส่งผลให้พื้นที่ในการทำปฏิกิริยาของสารตั้งต้นเกิดเป็นสารผลิตภัณฑ์เพิ่มมากขึ้นจึงส่งผลให้เศษส่วนโมลของสารผลิตภัณฑ์เพิ่มมากขึ้น แต่ถ้าลดจำนวนชั้นของหอกลั่นลงจะส่งผลให้พื้นที่ในการทำปฏิกิริยาของสารตั้งต้นเกิดเป็นสารผลิตภัณฑ์ได้ลดลงจึงส่งผลให้ได้เศษส่วนโมลของสารผลิตภัณฑ์มีค่าลดลงตามไปด้วย

ดังนั้น จึงสามารถสรุปได้ว่าเมื่อจำนวนชั้นของหอกลั่นมีการเปลี่ยนแปลง จะส่งผลให้เศษส่วนโมลของผลิตภัณฑ์มีค่าเพิ่มขึ้น เนื่องจากพื้นที่ในการเกิดปฏิกิริยาของสารมากขึ้น แต่หากเพิ่มจำนวนชั้นมากขึ้นเรื่อยๆ เศษส่วนโมลของสารผลิตภัณฑ์มีค่าเพิ่มขึ้นเพียงเล็กน้อย หรือไม่เกิดการเปลี่ยนแปลง ซึ่งอาจเกิดจากปฏิกิริยาเข้าสู่สภาวะสมดุลระหว่างไอและของเหลวในหอกลั่น

4.2.3 พลังงานที่ป้อนให้รีบอยเลอร์ (Reboiler duty, Q_B)

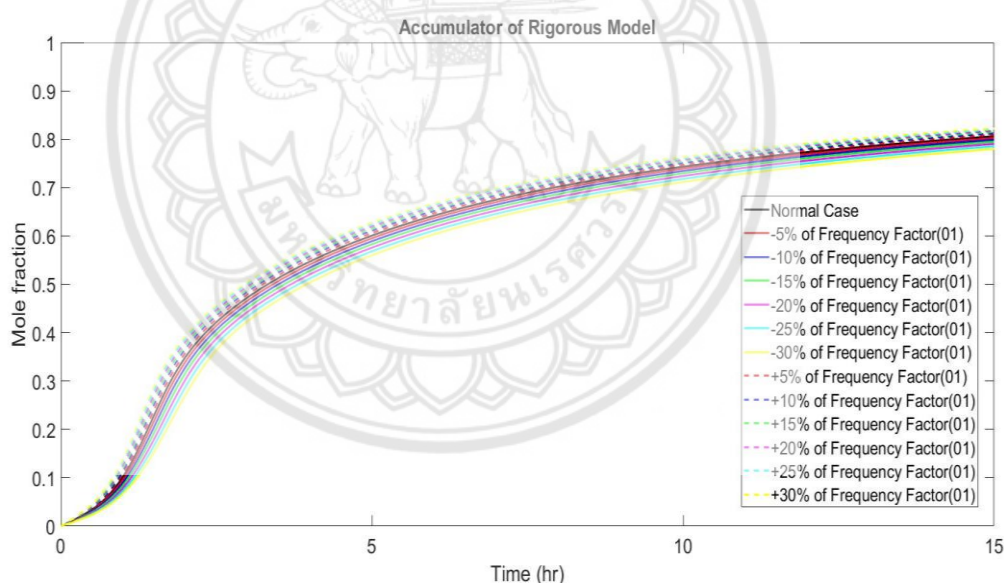


รูปที่ 4.6 แสดงกราฟเศษส่วนโมลเอธิลอะซิเตทของการเปลี่ยนแปลงค่าพลังงานความร้อนที่รีบอยเลอร์

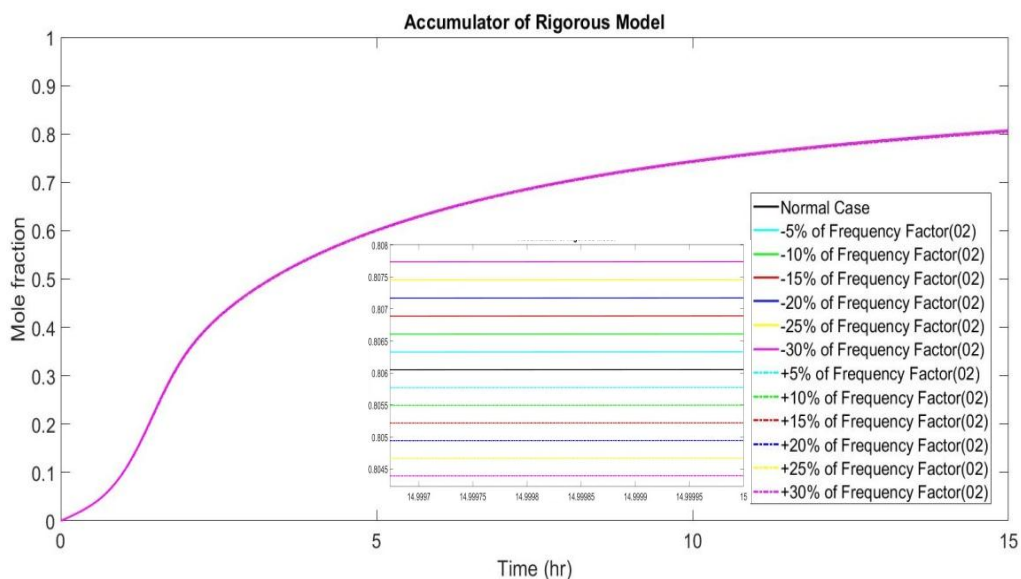
จากรูปที่ 4.6 เมื่อให้พลังงานความร้อนแก่ของเหลวผสมที่รีบอยเลอร์ ซึ่งทำการปรับค่าพลังงานความร้อนที่ 2 8.4 12 และ 32 KJ/hr. เมื่อพลังงานความร้อนที่รีบอยเลอร์เพิ่มขึ้นทำให้อุณหภูมิของระบบมีค่าเพิ่มมากขึ้น ซึ่งสามารถอธิบายโดยใช้ทฤษฎีการชนของโมเลกุล นั่นคือ เมื่ออุณหภูมิมีค่าเพิ่มขึ้นส่งผลให้อุณหภูมิของสารมีพลังงานสูงกว่าพลังงานกัมมันต์ มีโอกาสที่โมเลกุลจะเคลื่อนที่เร็วและเกิดการชนกันที่มีประสิทธิภาพมากขึ้น อัตราการเกิดปฏิกิริยาเร็วขึ้น ทำให้ได้ผลิตภัณฑ์ที่เพิ่มมากขึ้น [20] อีกทั้งการเพิ่มขึ้นของพลังงานความร้อนยังส่งผลต่อกระบวนการกลั่นแยก หรือการทำให้สารมีความบริสุทธิ์ด้วยความร้อน โดยสารแต่ละชนิดมีความสามารถในการระเหยเป็นไอได้ไม่เท่ากันที่อุณหภูมิและความดันเดียวกัน ซึ่งเมื่อเกิดการชนกันเพิ่มมากขึ้น การระเหยเป็นไอของผลิตภัณฑ์ก็จะมีเพิ่มขึ้น ทำให้หอกั่นสามารถแยกผลิตภัณฑ์ให้มีความบริสุทธิ์ได้มากขึ้น และไอระเหยของผลิตภัณฑ์จะเข้าเครื่องควบแน่นทั้งหมดทำให้ได้ผลิตภัณฑ์ที่มากขึ้น

4.2.4 แฟกเตอร์ความถี่ (Frequency factor, K_0)

ได้ทำการศึกษาค่าความผิดพลาดของแฟกเตอร์ความถี่ของปฏิกิริยาไปข้างหน้า (k_{01}) และ ค่าความผิดพลาดของแฟกเตอร์ความถี่ของปฏิกิริยาย้อนกลับ (k_{02}) ดังนี้



รูปที่ 4.7 แสดงกราฟเศษส่วนโมลเอธิลอะซิเตท ของการเปลี่ยนแปลงแฟกเตอร์ความถี่ของปฏิกิริยาไปข้างหน้า



รูปที่ 4.8 แสดงกราฟเศษส่วนโมลเอธิลอะซิเตตของการเปลี่ยนแปลง
แฟกเตอร์ความถี่ของปฏิกิริยาย้อนกลับ

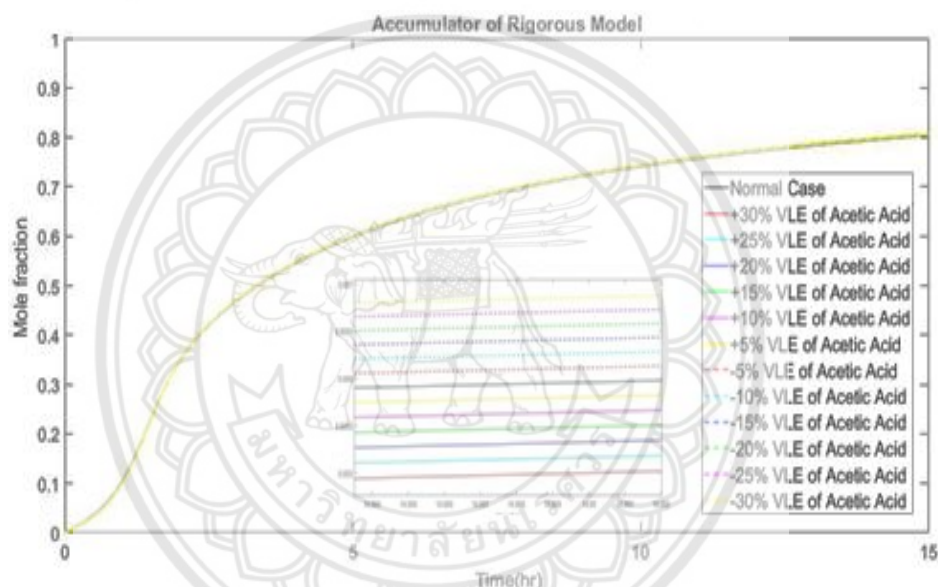
จากรูปที่ 4.7 ศึกษาค่าแฟกเตอร์ความถี่ของค่าคงที่อัตราการเกิดปฏิกิริยาไปข้างหน้า โดยให้ค่าคงที่อัตราการเกิดปฏิกิริยาย้อนกลับมีค่าคงที่ ซึ่งร้อยละความผิดพลาดที่มาตรฐานทั่วไปยอมรับ คือ ร้อยละ ± 30 พบว่า เมื่อค่าความผิดพลาดของแฟกเตอร์ความถี่ของปฏิกิริยาไปข้างหน้ามีความเปลี่ยนแปลง จะส่งผลให้เศษส่วนโมลของผลิตภัณฑ์มีค่าเปลี่ยนแปลงด้วย ทั้งนี้เพราะ แฟกเตอร์ความถี่ส่งผลต่อค่าคงที่อัตราการเกิดปฏิกิริยา ซึ่งสามารถอธิบายความสัมพันธ์ของตัวแปรได้ด้วยสมการอาร์เรเนียส (Arrhenius's Equation) [20] พบว่า ค่าคงที่อัตราการเกิดปฏิกิริยาแปรผันตามแฟกเตอร์ความถี่ เมื่อแฟกเตอร์ความถี่มีค่าเพิ่มขึ้น ส่งผลให้ค่าคงที่อัตราการเกิดปฏิกิริยาไปข้างหน้ามีค่าเพิ่มขึ้น ทำให้อัตราการเกิดปฏิกิริยามีค่าเพิ่มขึ้น และเมื่ออัตราการเกิดปฏิกิริยาไปข้างหน้าเพิ่มขึ้น ทำให้ได้ผลิตภัณฑ์ที่มากขึ้นตามไปด้วย ซึ่งร้อยละความผิดพลาดที่ 30 และ -30 มีค่าเศษส่วนโมลของผลิตภัณฑ์ที่เวลาสุดท้ายเท่ากับ 0.8222 และ 0.8026 ตามลำดับ ซึ่งร้อยละความผิดพลาดที่ 30 มีร้อยละความผิดพลาดเท่ากับ 1.9973 แต่ร้อยละความผิดพลาดที่ -30 มีร้อยละความผิดพลาดเท่ากับ 0.4242 ผลการเปรียบเทียบแสดงอยู่ในตารางที่ ก.7

ในทางกลับกัน จากรูปที่ 4.8 ได้ทำการเพิ่มและลดร้อยละความผิดพลาดของแฟกเตอร์ความถี่เช่นกัน แต่เป็นของปฏิกิริยาย้อนกลับ โดยให้ค่าคงที่อัตราการเกิดปฏิกิริยาไปข้างหน้ามีค่าคงที่แทน ซึ่ง พบว่า เมื่อแฟกเตอร์ความถี่มีค่าเพิ่มขึ้นเศษส่วนโมลของผลิตภัณฑ์จะมีค่าลดลง และเมื่อแฟกเตอร์ความถี่มีค่าลดลงเศษส่วนโมลของผลิตภัณฑ์จะมีค่าเพิ่มขึ้น เนื่องจากการเพิ่มขึ้นของค่าแฟกเตอร์ความถี่ของปฏิกิริยาย้อนกลับส่งผลให้ค่าคงที่อัตราการเกิดปฏิกิริยาย้อนกลับมีค่าเพิ่มขึ้นทำให้อัตราการเกิดปฏิกิริยาระหว่างผลิตภัณฑ์กับผลิตภัณฑ์ข้างเคียงเกิดเป็นสารตั้งต้นเพิ่มมากขึ้น และเมื่ออัตราการเกิดปฏิกิริยาย้อนกลับเพิ่มขึ้นจึงทำให้ผลิตภัณฑ์ที่ต้องการมีค่าลดลง และในทางกลับกัน

เมื่อค่าแฟกเตอร์ความถี่มีค่าลดลง ค่าคงที่อัตราการเกิดปฏิกิริยาย้อนกลับมีค่าลดลง จึงส่งผลให้อัตราการเกิดปฏิกิริยาย้อนกลับมีค่าลดลง ผลิตภัณฑ์ที่ได้จึงมีค่าลดลงตามไปด้วย ซึ่งที่ค่าร้อยละความผิดพลาดที่ 30 และ -30 มีค่าเศษส่วนโมลของผลิตภัณฑ์ที่เวลาสุดท้ายเท่ากับ 0.8044 และ 0.8063 ตามลำดับซึ่งที่ ความผิดพลาดร้อยละ 30 มีร้อยละความผิดพลาดเท่ากับ 0.2109 แต่ร้อยละความผิดพลาดที่ -30 มีร้อยละความผิดพลาดเท่ากับ 0.0248 ผลการเปรียบเทียบแสดงอยู่ในตารางที่ ก.7

ดังนั้น จึงสามารถสรุปได้ว่า การเปลี่ยนแปลงของแฟกเตอร์ความถี่ของปฏิกิริยาไปข้างหน้ามีผลกระทบต่อเศษส่วนโมลของผลิตภัณฑ์มากกว่าแฟกเตอร์ความถี่ของปฏิกิริยาย้อนกลับ เพราะปฏิกิริยาที่ทำให้ได้ผลิตภัณฑ์ คือปฏิกิริยาไปข้างหน้า

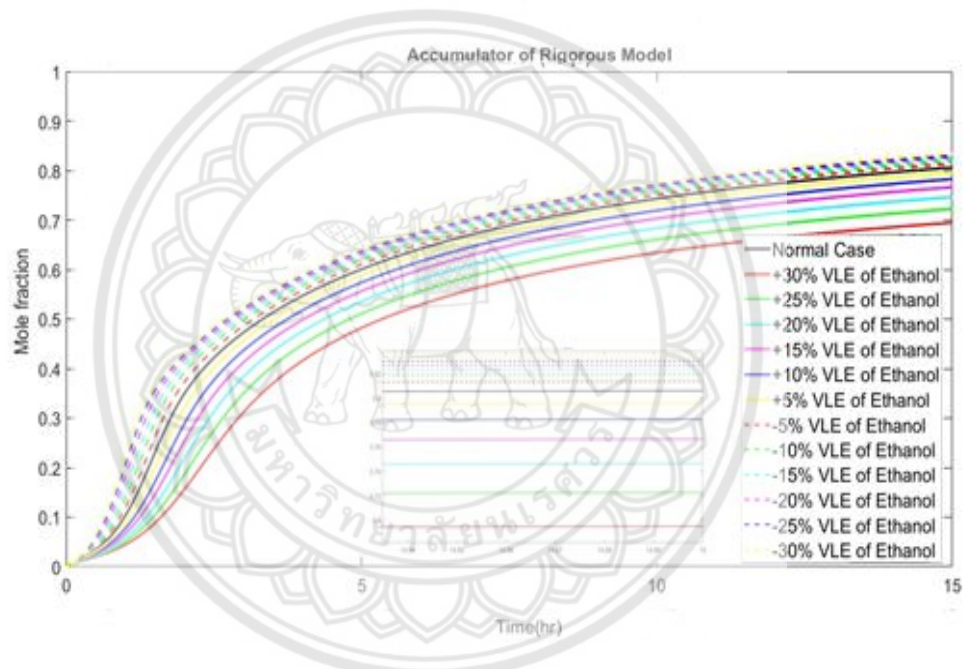
4.2.5 สมดุลวัฏภาคไอและของเหลว (Vapor-Liquid Equilibrium, K)



รูปที่ 4.9 แสดงกราฟเศษส่วนโมลเอทิลอะซีเตทของการเปลี่ยนแปลง สมดุลวัฏภาคไอและของเหลวของกรดแอซีติก

จากรูปที่ 4.9 แสดงค่าร้อยละความผิดพลาดค่าสมดุลวัฏภาคไอและของเหลวของกรดแอซีติก (K_1) ในถังเก็บ (Accumulator) พบว่า เมื่อการเพิ่มค่าสมดุลวัฏภาคไอและของเหลวของกรดแอซีติกเพิ่มขึ้น ส่งผลให้เศษส่วนโมลของกรดแอซีติก (x_{a1}) มีค่าเพิ่มขึ้น โดยให้ค่าสมดุลวัฏภาคไอและของเหลวของสารอื่นคงที่ จึงส่งผลให้เศษส่วนโมลของสารอื่นคงที่ เป็นไปสมการสมดุลวัฏภาคไอและของเหลว (Vapor-Liquid Equilibrium) [3] เมื่อค่าสมดุลวัฏภาคไอและของเหลวของกรดแอซีติกเพิ่ม ก็จะทำให้ค่าการเกิดเป็นไอ ของสารมากขึ้น โดยเป็นการควบแน่นทั้งหมด (Total Condenser) เมื่อนำสารในถังเก็บมาหาค่าเศษส่วนโมลของสารผลิตภัณฑ์หรือเอทิลอะซีเตท พบว่ามีค่าลดลง เนื่องการเกิดเศษส่วนโมลของกรดแอซีติกเพิ่ม ซึ่งพบว่าค่าสมดุลวัฏภาคไอและของเหลวแปรผันตรงกับค่าการเกิดเป็นไอ และเมื่อลดค่าความผิดพลาดค่าสมดุลวัฏภาคไอและของเหลวของ

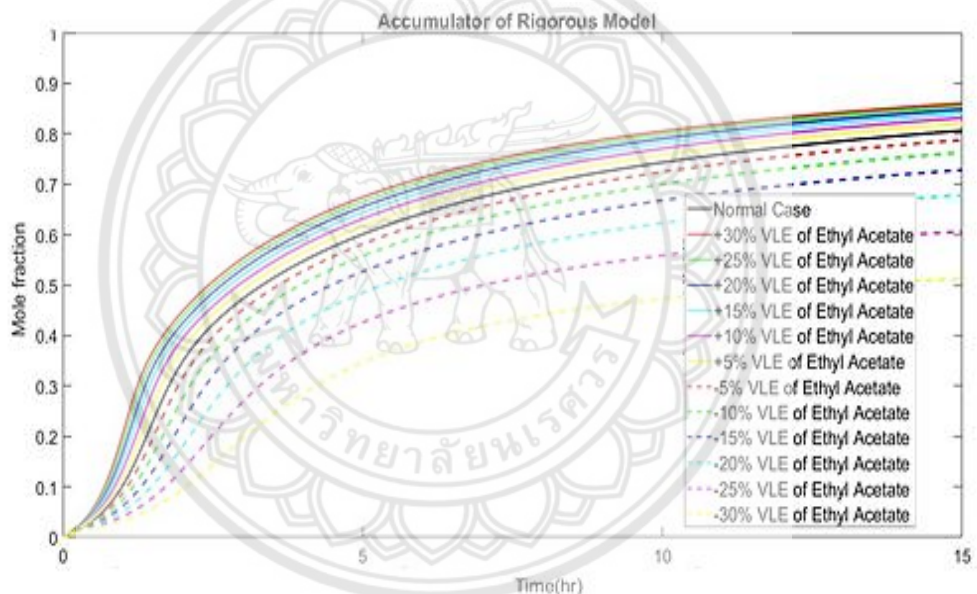
กรดแอสติก จะส่งผลให้เศษส่วนโมลของผลิตภัณฑ์เพิ่มมากขึ้น และอีกปัจจัยที่มีผลต่อเศษส่วนโมลของผลิตภัณฑ์คือสมดุลเคมี [6] ถ้าสมดุลวัฏภาคไอและของเหลวของกรดแอสติกมากขึ้น ส่งผลให้อัตราการเกิดเป็นไอน้ำมากขึ้น เมื่อกรดแอสติกเกิดเป็นไอน้ำมากขึ้นปฏิกิริยาจะไม่สมดุล เมื่อสารผลิตภัณฑ์ที่เหลือในหม้อกลั่นจะเกิดปฏิกิริยาย้อนกลับกลายเป็นสารตั้งต้น ส่งผลให้เศษส่วนโมลของสารผลิตภัณฑ์มีค่าน้อยลงเมื่อค่า สมดุลวัฏภาคไอและของเหลวของกรดแอสติกเพิ่มขึ้น จากการจำลองกระบวนการที่ความผิดพลาดร้อยละ 30 ของสมดุลวัฏภาคไอและของเหลวของกรดแอสติกพบว่า มีร้อยละความผิดพลาดเท่ากับ 0.1242 และเมื่อความผิดพลาดร้อยละ -30 ของสมดุลวัฏภาคไอและของเหลวของกรดแอสติก พบว่า มีร้อยละความผิดพลาด มีค่าเท่ากับ 0.1115 ผลการเปรียบเทียบแสดงอยู่ในตารางที่ ก.8



รูปที่ 4.10 แสดงกราฟเศษส่วนโมลเอทานอลอะซีเตทของการเปลี่ยนแปลง สมดุลวัฏภาคไอและของเหลวของเอทานอล

จากรูปที่ 4.10 แสดงค่าร้อยละความผิดพลาดค่าสมดุลวัฏภาคไอและของเหลวของเอทานอล (K_2) ในถังเก็บ (Accumulator) พบว่า เมื่อเพิ่มค่าสมดุลวัฏภาคไอและของเหลวของเอทานอลเพิ่ม ส่งผลให้เศษส่วนโมลของเอทานอล (x_{a2}) มีค่าเพิ่มขึ้นตามไปด้วย จึงส่งผลต่อเศษส่วนโมลเอทานอลอะซีเตท (x_{a3}) เมื่อนำมาหาค่าเศษส่วนโมลของเอทานอลอะซีเตทในถังเก็บ โดยจะเป็นไปสมการสมดุลวัฏภาคไอและของเหลว (Vapor-Liquid Equilibrium) [3] เมื่อค่าร้อยละความผิดพลาดค่าสมดุลวัฏภาคไอและของเหลวของสารเพิ่มขึ้นก็จะทำให้ค่าการเกิดเป็นไอของสารเพิ่มขึ้น โดยให้ค่าสมดุลวัฏภาคไอและของเหลวของสารอื่นคงที่ โดยมีการควบแน่นทั้งหมด (Total Condenser) แล้วจะได้ออกมาเป็นสารที่อยู่ในถังเก็บ เมื่อนำสารในถังเก็บมาหาค่าเศษส่วนโมลของสารผลิตภัณฑ์ พบว่า

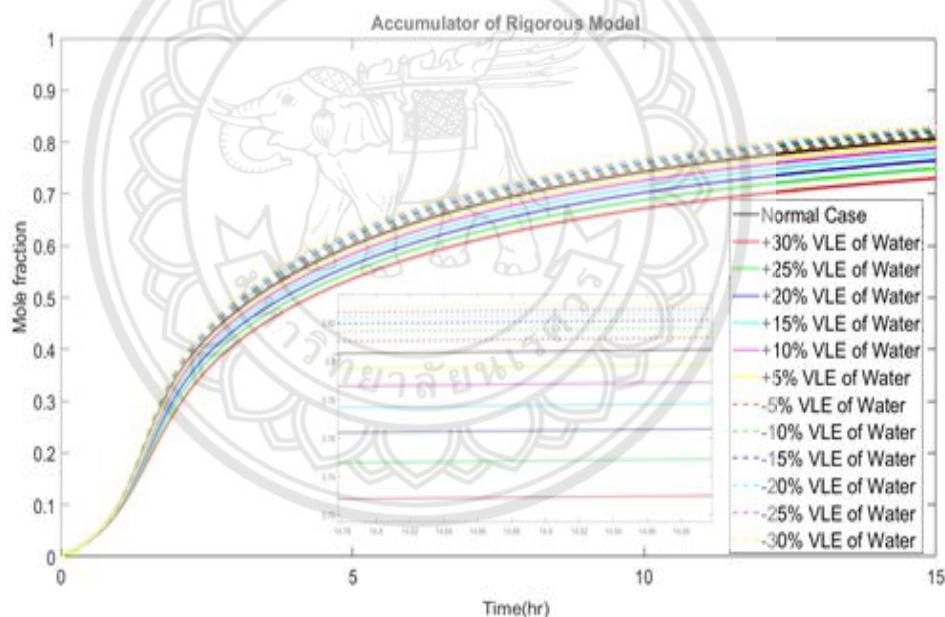
มีค่าน้อยลง เนื่องจากการเกิดเป็นไอของเอทานอลเพิ่มขึ้น ทำให้เศษส่วนโมลของเอทานอลเพิ่มขึ้น และอีกปัจจัยที่มีผลต่อเศษส่วนโมลของผลิตภัณฑ์ คือ สมดุลเคมี [6] ถ้าสมดุลวัฏภาคไอและของเหลวของเอทานอลมากขึ้น ส่งผลให้อัตราการเกิดเป็นไวมากขึ้น เมื่อเอทานอลเกิดเป็นไวมากขึ้นปฏิกิริยาก็จะไม่สมดุล เมื่อสารผลิตภัณฑ์ที่เหลือในหอกลั่นจะเกิดปฏิกิริยาย้อนกลับกลายมาเป็นสารตั้งต้น ส่งผลให้เศษส่วนโมลของสารผลิตภัณฑ์มีค่าน้อยลงเมื่อค่าสมดุลวัฏภาคไอและของเหลวของเอทานอลมีค่าเพิ่มขึ้น เมื่อนำมาเทียบกับของสารทั้งหมดจึงทำให้เศษส่วนโมลของสารผลิตภัณฑ์มีค่าน้อยลง และเมื่อลดค่าสมดุลวัฏภาคไอและของเหลวเอทานอลลดลง จึงทำให้ค่าเศษส่วนโมลของเอทานอลลดลงด้วย ซึ่งส่งผลให้เศษส่วนโมลเอทิลอะซิเตท (x_{a3}) เพิ่มขึ้น เป็นไปตามสมการข้างต้น จากการจำลองกระบวนการที่ความผิดพลาดร้อยละ 30 ของสมดุลวัฏภาคไอและของเหลวของเอทานอล พบว่า มีร้อยละความผิดพลาดเท่ากับ 16.0190 และเมื่อความผิดพลาดร้อยละ -30 ของสมดุลวัฏภาคไอและของเหลวของเอทานอล พบว่า มีร้อยละความผิดพลาดมีค่าเท่ากับ 3.3801 ผลการเปรียบเทียบแสดงอยู่ในตารางที่ ก.8



รูปที่ 4.11 แสดงกราฟเศษส่วนโมลเอทิลอะซิเตทของการเปลี่ยนแปลง สมดุลวัฏภาคไอและของเหลวของเอทิลอะซิเตท

จากรูปที่ 4.11 แสดงค่าร้อยละความผิดพลาดค่าสมดุลวัฏภาคไอและของเหลวของเอทิลอะซิเตท (K_3) ในถังเก็บ (Accumulator) พบว่า เมื่อการเพิ่มค่าสมดุลวัฏภาคไอและของเหลวของเอทิลอะซิเตท ส่งผลให้เศษส่วนโมลของเอทิลอะซิเตทหรือผลิตภัณฑ์มีค่าเพิ่มขึ้น ซึ่งเป็นไปตามสมการสมดุลวัฏภาคไอและของเหลว (Vapor-Liquid Equilibrium) [3] เมื่อสมดุลวัฏภาคไอและของเหลวของเอทิลอะซิเตทเพิ่มก็ทำให้ค่าการเกิดเป็นไอของสารมากขึ้น และเป็นการควบแน่นทั้งหมด (Total Condenser) จึงได้สารทั้งหมดออกมาอยู่ในถังเก็บ โดยเมื่อเพิ่มร้อยละความผิดพลาดค่าสมดุลวัฏภาคไอและของเหลวของเอทิลอะซิเตท ส่งผลให้เศษส่วนโมลของเอทิลอะซิเตทเพิ่มขึ้นตามด้วย แต่กำหนดให้ค่าคงที่สมดุลของสารอื่นเท่าเดิม เมื่อนำมาเปรียบเทียบหาค่าเศษส่วนโมลในถัง

เก็บของแต่ละสาร พบว่า เศษส่วนโมลเอทิลอะซีเตตมากขึ้น แสดงว่าค่าสมดุลวัฏภาคไอและของเหลวแปรผันตรงกับการเกิดเป็นไอ คือถ้าค่าสมดุลวัฏภาคไอและของเหลวของสารนั้นๆเพิ่ม ก็จะทำให้ค่าการเกิดเป็นไอ ของสารนั้นเพิ่มขึ้นตามไปด้วย และเมื่อลดค่าความผิดพลาดสมดุลวัฏภาคไอและของเหลวเอทิลอะซีเตตลดลง ส่งผลทำให้ค่าเศษส่วนโมลเอทิลอะซีเตตมีค่าลดลงด้วย ซึ่งเป็นไปตามสมการข้างต้น ข้างต้นและอีกปัจจัยที่มีผลต่อเศษส่วนโมลของผลิตภัณฑ์คือสมดุลเคมี [6] ถ้าสมดุลวัฏภาคไอและของเหลวของเอทิลอะซีเตตมากขึ้น ส่งผลให้อัตราการเกิดเป็นไอน้ำมากขึ้น เมื่อเอทิลอะซีเตตเกิดเป็นไอน้ำมากขึ้นปฏิกิริยาจะไม่สมดุล ส่งผลให้สารตั้งต้นในหอกลั่นจะเกิดปฏิกิริยาไปข้างหน้าเนื่องจากสารผลิตภัณฑ์เกิดเป็นไอน้ำมากขึ้นทำให้ปฏิกิริยาไม่สมดุล จึงทำให้ปฏิกิริยาไปข้างหน้าแล้วจะส่งผลให้สารผลิตภัณฑ์มีค่าเพิ่มขึ้น ทำให้ได้ผลิตภัณฑ์มากขึ้น จากการจำลองกระบวนการที่ความผิดพลาดร้อยละ 30 ของสมดุลวัฏภาคไอและของเหลวของเอทิลอะซีเตต พบว่า มีร้อยละความผิดพลาดเท่ากับ 6.2783 และเมื่อความผิดพลาดร้อยละ -30 ของสมดุลวัฏภาคไอและของเหลวของเอทิลอะซีเตต พบว่า มีร้อยละความผิดพลาดเท่ากับ 57.4414 ผลการเปรียบเทียบแสดงอยู่ในตารางที่ ก.8



รูปที่ 4.12 แสดงกราฟเศษส่วนโมลเอทิลอะซีเตตของการเปลี่ยนแปลง สมดุลวัฏภาคไอและของเหลวของน้ำ

จากรูป 4.12 แสดงค่าร้อยละความผิดพลาดค่าสมดุลวัฏภาคไอและของเหลวของน้ำ (K_d) ในถังเก็บ (Accumulator) พบว่า เมื่อการเพิ่มค่าสมดุลวัฏภาคไอและของเหลวของน้ำเพิ่ม ส่งผลให้เศษส่วนโมลของน้ำมีค่าเพิ่มขึ้น จึงส่งผลให้เศษส่วนโมลเอทิลอะซีเตต (x_{a3}) ลดลง เป็นไปตามสมการสมดุลวัฏภาคไอและของเหลว (Vapor-Liquid Equilibrium) [3] เมื่อค่าสมดุลวัฏภาคไอและของเหลวของสารนั้นเพิ่มก็จะทำให้ค่าการเกิดเป็นไอ ของสารนั้นเพิ่มมากขึ้นด้วย เนื่องจากเป็นการควบแน่นทั้งหมด (Total Condenser) จะได้ออกมาเป็นสารที่อยู่ในถังเก็บ ซึ่งจะเห็นเมื่อเพิ่มร้อยละ

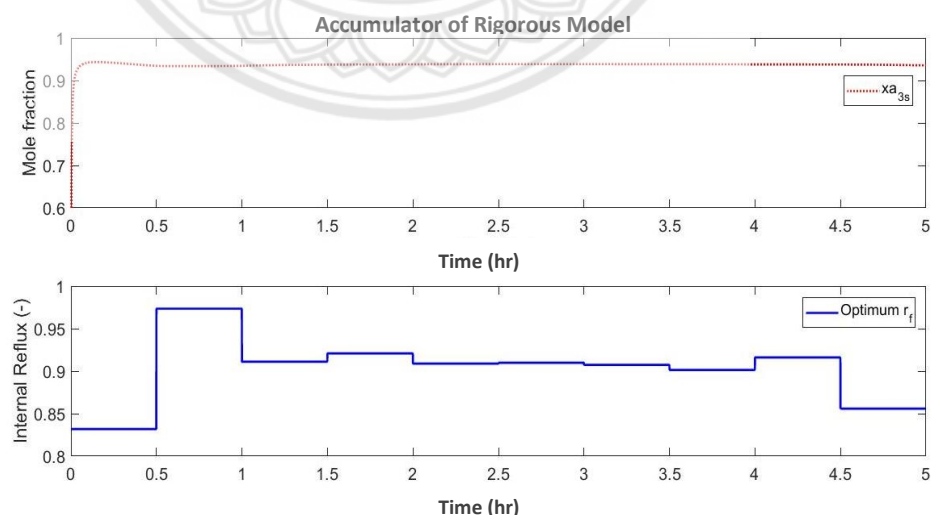
ค่าสมดุลวัฏภาคไอและของเหลวของน้ำจะส่งผลให้เศษส่วนโมลของน้ำเพิ่มขึ้นตามไปด้วย แต่กำหนดให้ค่าคงที่สมดุลวัฏภาคไอและของเหลวของสารอื่นๆคงที่ จึงส่งผลให้เศษส่วนโมลผลิตภัณฑ์น้อยลง เมื่อนำมาเปรียบเทียบกับค่าเศษส่วนโมลในถังเก็บของสารทั้งหมดจึงทำให้ค่าเศษส่วนโมลของสารผลิตภัณฑ์มีค่าลดลงและ เมื่อลดค่าร้อยละค่าคงที่สมดุลของน้ำส่งผลทำให้ค่าเศษส่วนโมลของน้ำลดลงด้วยจึงส่งผลให้เศษส่วนโมลของเอทิลอะซิเตท (x_{a3}) เพิ่มขึ้น เป็นไปตามสมการข้างต้นและอีกปัจจัยที่มีผลต่อเศษส่วนโมลของผลิตภัณฑ์คือสมดุลเคมี [6] ถ้าสมดุลวัฏภาคไอและของเหลวของน้ำมากขึ้น ส่งผลให้อัตราการเกิดเป็นโอมมากขึ้น เมื่อน้ำเกิดเป็นโอมมากขึ้นปฏิกิริยาจะไม่สมดุล เมื่อสารผลิตภัณฑ์ที่เหลือในหอกลั่นจะเกิดปฏิกิริยาย้อนกลับกลายมาเป็นสารตั้งต้น ส่งผลให้เศษส่วนโมลของสารผลิตภัณฑ์มีค่าน้อยลงเมื่อค่าสมดุลวัฏภาคไอและของเหลวของน้ำมีค่าเพิ่มขึ้น ซึ่งผลการเปรียบเทียบแสดงอยู่ในตารางที่ ก.8

จากการศึกษาตัวแปรที่มีผลต่อกระบวนการมากที่สุด พบว่า อัตราการป้อนกลับ ส่งผลต่อกระบวนการมากที่สุด ผลการเปรียบเทียบแสดงอยู่ในตารางที่ ก.9

4.3 วิเคราะห์การควบคุมกระบวนการ

4.3.1 สถานะที่เหมาะสม (Optimization)

กระบวนการผลิตในอุตสาหกรรมทั่วไปจำเป็นต้องมีการควบคุม เพื่อให้ได้ผลิตภัณฑ์ตามที่ต้องการและควบคุมกระบวนการให้มีสถานะที่เหมาะสม ซึ่งต้องการสถานะที่เหมาะสมสำหรับเป็นค่าเป้าหมายหรือค่ามาตรฐาน (Set Point or Standard) ในการควบคุมโดยมีการดำเนินการป้อนกลับทั้งหมด (Total Reflux) เป็นเวลา 5 ชั่วโมง และทำการปรับอัตราการป้อนกลับ ดังแสดงในรูปที่ 4.13 เพื่อให้ได้ค่าปริมาณของสารผลิตภัณฑ์ที่ถังเก็บเท่ากับ 42.2107 กิโลกรัมต่อชั่วโมง ที่สถานะออฟไลน์ โดยมีเศษส่วนโมลของผลิตภัณฑ์ที่เวลาสุดท้ายมีค่าเท่ากับ 0.9353



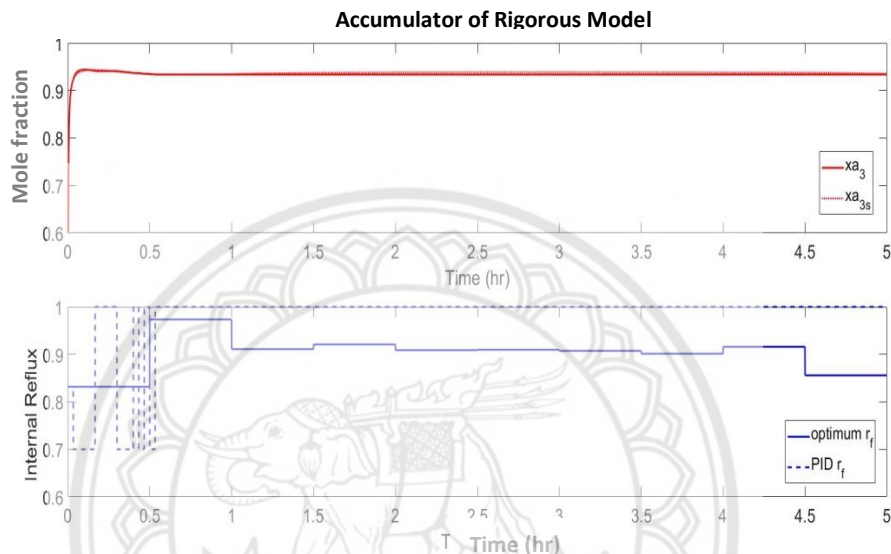
รูปที่ 4.13 แสดงกราฟอัตราการป้อนกลับภายใน (Internal Reflux)

ที่มา : High Purity Ethyl Acetate Production with a Batch Reactive

Distillation Column using Dynamic Optimization Strategy.[21]

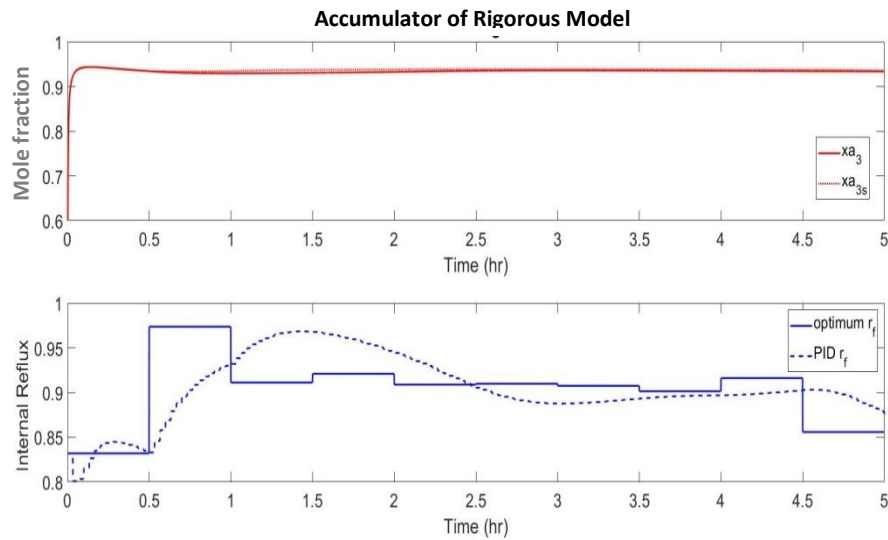
4.3.2 ควบคุมกระบวนการ (Controller)

ในการควบคุมกระบวนการโดยใช้วิธีการควบคุมแบบสัดส่วน (P Controller) แบบสัดส่วนอินทิกรัล (PI Controller) และแบบสัดส่วนอินทิกรัลอนุพันธ์ (PID Controller) โดยอาศัยวิธีการของ Ziegler-Nichols ในการหาค่าตัวปรับแต่งการควบคุม และในงานวิจัยนี้ได้ทำการจำลองสถานการณ์กรณีที่มีสัญญาณรบกวนเข้ามาในระบบ และกรณีที่ตัวแปรมีความผิดพลาดเกิดขึ้นที่ร้อยละ ± 30 แล้วทำการเลือกสถานการณ์ที่เลวร้ายที่สุดสำหรับกระบวนการผลิตเพื่อทำการควบคุมกระบวนการให้เข้าสู่เป้าหมายที่ตั้งไว้และเป็นการทดสอบสมรรถนะของตัวควบคุม ดังนี้



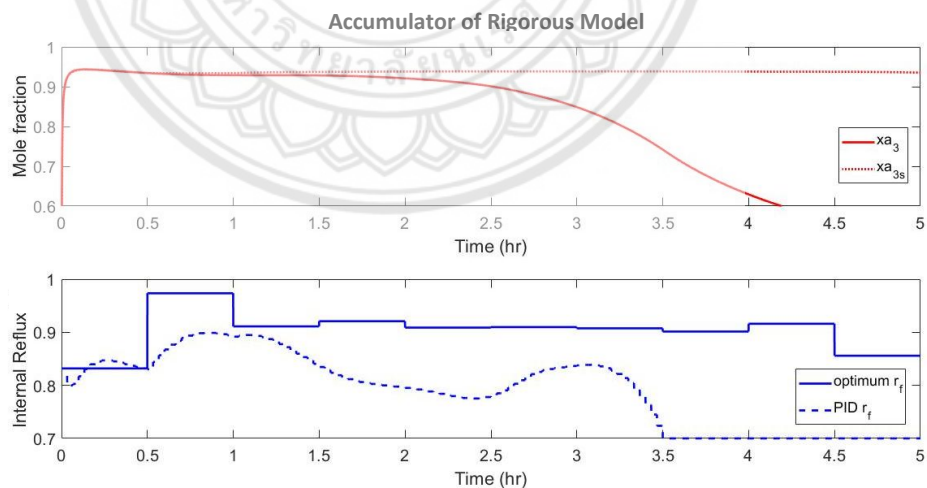
รูปที่ 4.14 การควบคุมกระบวนการโดยใช้ตัวควบคุมแบบ P

จากรูปที่ 4.14 เป็นการควบคุมโดยใช้วิธีการควบคุมแบบสัดส่วน (P Controller) มีค่าตัวปรับแต่งการควบคุม (Tuning Parameter) ดังนี้ K_c เท่ากับ 20 จากกระบวนการควบคุมมีค่าเศษส่วนโมลของสารผลิตภัณฑ์ที่เวลาสุดท้ายเท่ากับ 0.9336 ปริมาณของสารผลิตภัณฑ์เท่ากับ 7.8102 กิโลกรัมต่อชั่วโมง และค่าสัมบูรณ์ของค่าความคลาดเคลื่อนเท่ากับ 0.0170 จะเห็นว่าจากค่าเศษส่วนโมลของสารผลิตภัณฑ์ของตัวควบคุมแบบสัดส่วน มีค่าเข้าใกล้กับค่าเป้าหมาย จึงสรุปได้ว่าการใช้ตัวควบคุมแบบสัดส่วน สามารถควบคุมกระบวนการได้ เศษส่วนโมลของสารผลิตภัณฑ์ที่เวลาสุดท้ายมีค่าใกล้เคียงกับค่าเป้าหมาย และผลการควบคุมแสดงอยู่ในตารางที่ ก.10



รูปที่ 4.15 การควบคุมกระบวนการโดยใช้ตัวควบคุมแบบ PI

จากรูปที่ 4.15 เป็นการควบคุมโดยใช้วิธีการควบคุมแบบสัดส่วนอินทิกรัล (Proportional Integral Controller, PI Controller) มีค่าตัวปรับแต่งการควบคุม (Tuning Parameter) ดังนี้ K_c เท่ากับ 20, τ_I เท่ากับ 100 พบว่า การควบคุมกระบวนการแบบสัดส่วนอินทิกรัล มีค่าเศษส่วนโมลของสารผลิตภัณฑ์ที่เวลาสุดท้ายเท่ากับเท่ากับ 0.9333 และปริมาณของสารผลิตภัณฑ์เท่ากับ 42.1812 กิโลกรัมต่อชั่วโมง และค่าสัมบูรณ์ของค่าความคลาดเคลื่อนเท่ากับ 0.0179 ซึ่งมีค่าใกล้เคียงกับค่าเป้าหมายทั้งเศษส่วนโมลและปริมาณของสารผลิตภัณฑ์ จึงสรุปได้ว่าการใช้ตัวควบคุมแบบ PI สามารถควบคุมกระบวนการได้ และผลการควบคุมแสดงอยู่ในตารางที่ ก.10

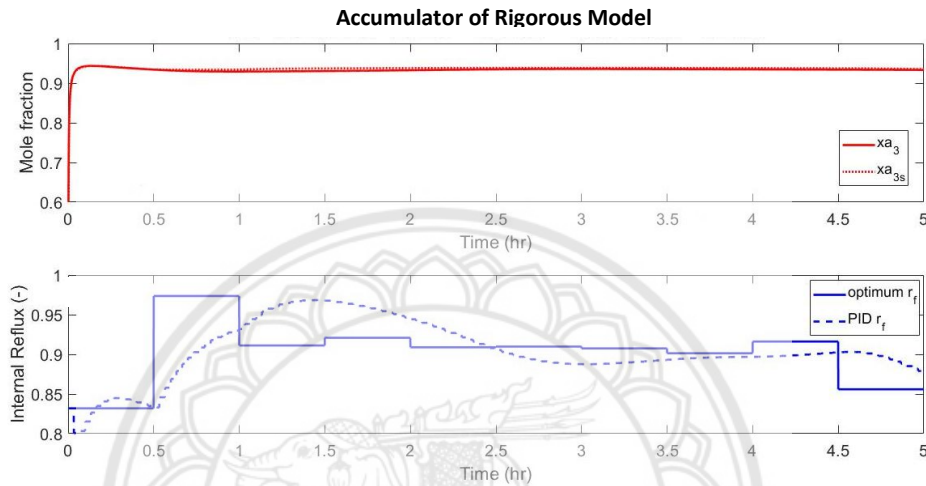


รูปที่ 4.16 การควบคุมกระบวนการโดยใช้ตัวควบคุมแบบ PID

จากรูปที่ 4.16 เป็นการควบคุมโดยใช้วิธีการควบคุมแบบสัดส่วนอินทิกรัลอนุพันธ์ (PID Controller) มีค่าตัวปรับแต่งการควบคุม (Tuning Parameter) ดังนี้ K_c เท่ากับ 20, τ_I เท่ากับ 100

และ τ_d เท่ากับ 0.001 โดยในกระบวนการควบคุมมีค่าเศษส่วนโมลของสารผลิตภัณฑ์ที่เวลาสุดท้าย เท่ากับเท่ากับ 0.5151 และปริมาณของสารผลิตภัณฑ์เท่ากับ 163.3244 กิโลกรัมต่อชั่วโมง และ ค่าสัมบูรณ์ของค่าความคลาดเคลื่อนเท่ากับ 0.6243 จากรูปข้างต้นจึงสรุปได้ว่าตัวควบคุมแบบสัดส่วน อินทิกรัลอนุพันธ์ ไม่สามารถควบคุมกระบวนการให้เข้าสู่ค่าเป้าหมาย และผลการควบคุมแสดงอยู่ใน ตารางที่ ก.10

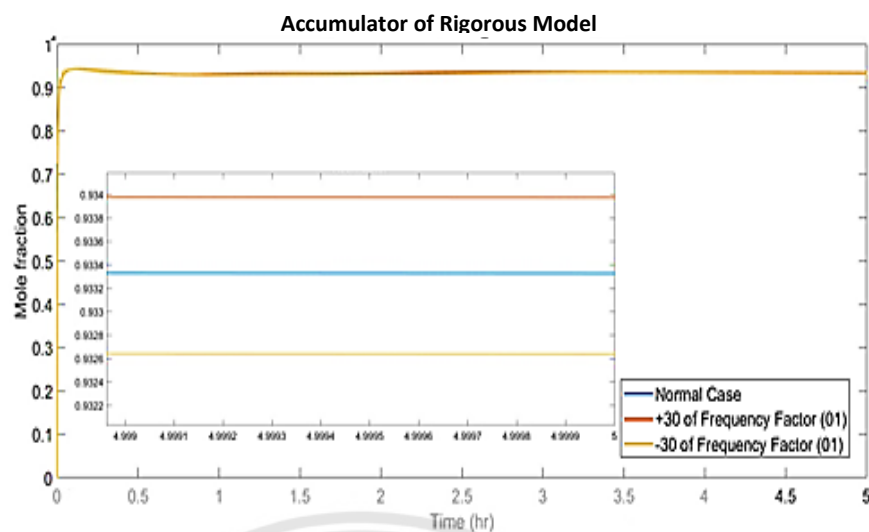
4.3.2.1 การควบคุมกระบวนการที่มีสัญญาณรบกวน



รูปที่ 4.17 การควบคุมกระบวนการที่มีสัญญาณรบกวนของเครื่องมือวัดที่มีความถี่ที่ 0.3

จากรูป 4.17 จะเห็นว่าเมื่อระบบมีสัญญาณรบกวนเกิดขึ้น โดยสัญญาณรบกวน 30 ร้อยละ ที่เกิดจากเครื่องมือวัดองค์ประกอบของสาร คือ Near Infrared Spectroscopy [22] ในการควบคุม กระบวนการ พบว่า ค่าเศษส่วนโมลของผลิตภัณฑ์ที่เวลาสุดท้ายมีค่าเท่ากับ 0.9333 ปริมาณของ ผลิตภัณฑ์เท่ากับ 42.1812 กิโลกรัมต่อชั่วโมง ผลรวมค่าสัมบูรณ์ของค่าความคลาดเคลื่อนเท่ากับ 0.0179 จากรูปและค่าที่กล่าวมาข้างต้นนี้แสดงให้เห็นว่า การควบคุมกระบวนการที่มีสัญญาณรบกวน ของเครื่องมือวัดที่มีความถี่ที่ 0.3 โดยใช้ตัวควบคุมแบบสัดส่วนอินทิกรัล สามารถควบคุม กระบวนการให้เข้าสู่ค่าเป้าหมายได้ และผลการควบคุมแสดงอยู่ในตารางที่ ก.11

4.3.2.2 การควบคุมกรณีแฟกเตอร์ความถี่ของปฏิกิริยาไปข้างหน้ามีความผิดพลาด

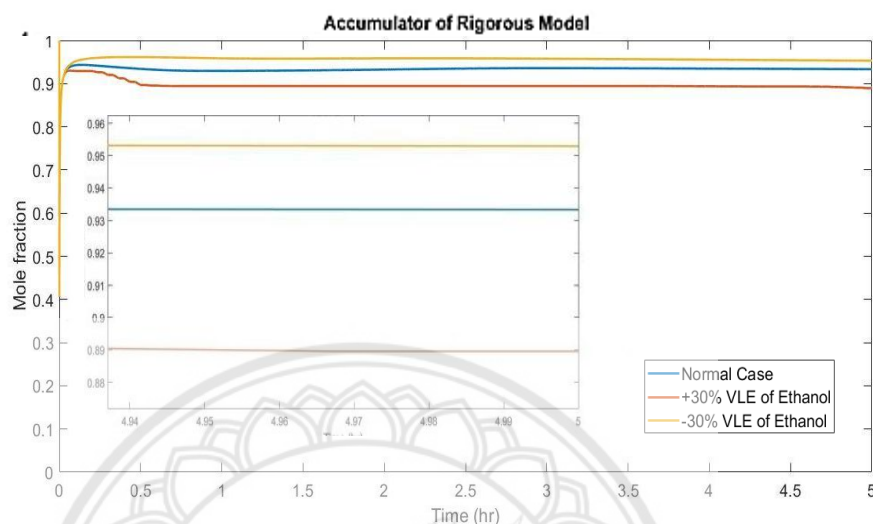


รูปที่ 4.18 แสดงค่าร้อยละความผิดพลาดการควบคุมแฟกเตอร์ความถี่ของปฏิกิริยาไปข้างหน้า

จากรูป 4.18 พบว่าเมื่อแฟกเตอร์ความถี่มีความผิดพลาดจะส่งผลกระทบต่อเศษส่วนโมลของสารผลิตภัณฑ์ จึงต้องมีการควบคุมกระบวนการเพื่อให้เศษส่วนโมลและปริมาณของสารผลิตภัณฑ์ได้ตามค่าเป้าหมาย พบว่า ค่าเศษส่วนโมลของสารผลิตภัณฑ์จากการจำลองกระบวนการแบบปกติมีค่าเท่ากับ 0.9333 ปริมาณสารผลิตภัณฑ์เท่ากับ 42.1812 กิโลกรัมต่อชั่วโมง และผลรวมค่าสัมบูรณ์ของค่าความคลาดเคลื่อนเท่ากับ 0.0179 ส่วนกรณีความผิดพลาดการควบคุมแฟกเตอร์ความถี่ของปฏิกิริยาไปข้างหน้าร้อยละ 30 พบว่า มีค่าเศษส่วนโมลที่เวลาสุดท้ายของสารผลิตภัณฑ์ การจำลองกระบวนการแบบปกติมีค่าเท่ากับ 0.9334 ปริมาณสารผลิตภัณฑ์เท่ากับ 47.3904 กิโลกรัมต่อชั่วโมง และผลรวมค่าสัมบูรณ์ของค่าความคลาดเคลื่อนเท่ากับ 0.0148 จะเห็นเมื่อเพิ่มค่าความผิดพลาดการควบคุม แฟกเตอร์ความถี่ของปฏิกิริยาไปข้างหน้าจะทำให้ค่าเศษส่วนโมลและปริมาณสารผลิตภัณฑ์ที่เวลาสุดท้ายเพิ่มขึ้น แต่ในทางกลับกัน หากลดค่าความผิดพลาดการควบคุมแฟกเตอร์ความถี่ของปฏิกิริยาไปข้างหน้าร้อยละ -30 จะส่งผลให้ค่าเศษส่วนโมลและปริมาณสารผลิตภัณฑ์ลดลงด้วย โดยมีเศษส่วนโมลของสารผลิตภัณฑ์ที่เวลาสุดท้ายเท่ากับ 0.9326 ปริมาณสารผลิตภัณฑ์ที่เวลาสุดท้ายเท่ากับ 35.2871 กิโลกรัมต่อชั่วโมง และมีค่าสัมบูรณ์ของค่าความคลาดเคลื่อนเท่ากับ 0.22 ซึ่งจะเห็นการเพิ่มและลดได้จากรูปข้างต้น ผลการควบคุมแสดงอยู่ในตารางที่ ก.11

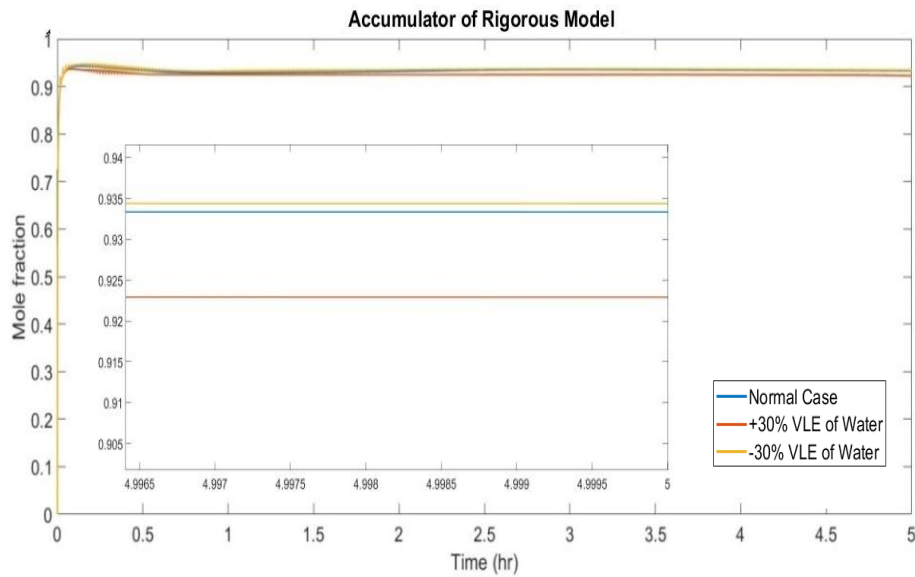
4.3.2.3 การควบคุมสมดุลวัฏภาคไอและของเหลว

จากการศึกษาตัวแปร พบว่า สมดุลวัฏภาคไอและของเหลวของเอทานอล และ สมดุลวัฏภาคไอและของเหลวของน้ำ มีผลกระทบต่อกระบวนการดังนั้น จึงต้องมีการควบคุมตัวแปร โดยการควบคุมมีดังนี้



รูปที่ 4.19 แสดงค่าร้อยละความผิดพลาดสมดุลวัฏภาคไอและของเหลวของเอทานอล ± 30

จากรูป 4.19 เป็นการแสดงค่าความผิดพลาดสมดุลวัฏภาคไอและของเหลวหรือค่าคงที่สมดุล โดยเป็นการทดสอบความผิดพลาดและทดสอบความทนทานของระบบว่าสามารถยังสามารถดำเนินต่อไปหากระบบเกิดการผิดพลาด โดยจากรูปจะเห็นว่าเมื่อเพิ่มค่าคงที่สมดุลของเอทานอล พบว่าเศษส่วนโมลของสารผลิตภัณฑ์มีค่าน้อยลงเนื่องจากการเพิ่มขึ้นของเศษส่วนโมลของเอทานอลเพิ่มขึ้น โดยมีค่าเศษส่วนโมลของสารผลิตภัณฑ์ที่เวลาสุดท้ายเท่ากับ 0.8896 มีปริมาณสารผลิตภัณฑ์ที่เวลาสุดท้ายเท่ากับ 1.5966 กิโลกรัมต่อชั่วโมง และมีค่าสัมบูรณ์ของค่าความคลาดเคลื่อนเท่ากับ 0.2029 แต่ถ้าหากลดค่าความผิดพลาดร้อยละ -30 ของสมดุลวัฏภาคไอและของเหลวของเอทานอล จะพบว่าการเกิดของสารผลิตภัณฑ์เพิ่มมากขึ้นมีค่าเศษส่วนโมลของสารผลิตภัณฑ์ที่เวลาสุดท้ายเท่ากับ 0.9529 มีปริมาณสารผลิตภัณฑ์ที่เวลาสุดท้ายเท่ากับ 68.3008 กิโลกรัมต่อชั่วโมง และมีค่าสัมบูรณ์ของค่าความคลาดเคลื่อนเท่ากับ 0.0980 ซึ่งจะเห็นได้จากกราฟข้างต้น ผลการควบคุมแสดงอยู่ในตารางที่ ก.11



รูปที่ 4.20 แสดงค่าร้อยละความผิดพลาดสมดุลวัฏภาคไอและของเหลวของน้ำที่ ± 30

จากรูป 4.20 เป็นการแสดงค่าความผิดพลาดของระบบมากที่สามารถยอมรับได้ในกระบวนการผลิต ซึ่งค่าความผิดพลาดนี้จะบ่งบอกถึงความทนทานของระบบที่สามารถดำเนินต่อไปได้ โดยจากรูปนี้จะแสดงค่าสมดุลวัฏภาคไอและของเหลวของน้ำโดยค่าเศษส่วนโมลของการจำลองกระบวนการแบบปกติที่เวลาสุดท้ายเท่ากับ 0.9333 ปริมาณสารผลิตภัณฑ์เท่ากับ 42.1812 กิโลกรัมต่อชั่วโมง และผลรวมค่าสัมบูรณ์ของค่าความคลาดเคลื่อนเท่ากับ 0.0179 ซึ่งเมื่อเพิ่มให้มีความผิดพลาดร้อยละ 30 ของสมดุลวัฏภาคไอและของเหลวของน้ำ พบว่าการเกิดขึ้นของผลิตภัณฑ์น้อยลงอย่างเห็นได้ชัดโดยมีค่าเศษส่วนโมลของสารผลิตภัณฑ์ที่เวลาสุดท้ายเท่ากับ 0.9229 มีปริมาณสารผลิตภัณฑ์ที่เวลาสุดท้ายเท่ากับ 68.9119 กิโลกรัมต่อชั่วโมง และมีค่าสัมบูรณ์ของค่าความคลาดเคลื่อนเท่ากับ 0.0579 ซึ่งแสดงถึงว่าเมื่อเพิ่มค่าคงที่สมดุลของน้ำจะส่งผลให้เศษส่วนโมลของน้ำเพิ่มขึ้น เมื่อน้ำมาเทียบกับเศษส่วนโมลของสารผลิตภัณฑ์ทำให้มีค่าน้อยลง และเมื่อลดความผิดพลาดสมดุลวัฏภาคไอของเหลวของน้ำ ก็จะส่งผลให้ผลิตภัณฑ์มีค่าเพิ่มเนื่องจากเศษส่วนโมลของน้ำลดลง โดยมีค่าเท่ากับเศษส่วนโมลของสารผลิตภัณฑ์ที่เวลาสุดท้ายเท่ากับ 0.9344 มีปริมาณสารผลิตภัณฑ์ที่เวลาสุดท้ายเท่ากับ 68.9119 กิโลกรัมต่อชั่วโมง และมีค่าสัมบูรณ์ของค่าความคลาดเคลื่อนเท่ากับ 0.0114 ซึ่งจะเห็นได้จากกราฟข้างต้น ผลการควบคุมแสดงอยู่ในตารางที่ ก.11

บทที่ 5

สรุปงานวิจัยและข้อเสนอแนะ

5.1 สรุปงานวิจัย

5.1.1 ศึกษาแบบจำลองทางคณิตศาสตร์และตัวแปรที่มีผลต่อกระบวนการ

จากการศึกษาแบบจำลองทางคณิตศาสตร์และควบคุมกระบวนการกลั่นแบบแบตช์ที่มีปฏิกิริยาร่วมของกระบวนการผลิตเอทิลอะซิเตท พบว่า

- ในการศึกษาแบบจำลองทางคณิตศาสตร์โดยใช้โปรแกรม MATLAB พบว่า แบบจำลองเชิงมวดสามารถใช้อธิบายพฤติกรรมกระบวนการได้ตรงตามผลการทดลอง ในขณะที่แบบจำลองอย่างง่ายไม่สามารถอธิบายพฤติกรรมกระบวนการได้ เนื่องจากสมมติฐานของแบบจำลองอย่างง่ายไม่ได้พิจารณาถึงสมดุลพลังงานซึ่งไม่สอดคล้องกับความเป็นจริง

- ในการปรับอัตราการป้อนกลับส่งผลต่อความบริสุทธิ์ของเอทิลอะซิเตท เพราะเมื่ออัตราการป้อนกลับเพิ่มขึ้น ส่งผลให้มีการป้อนสารเข้าหอกลั่นมากขึ้น ทำให้อัตราการเกิดปฏิกิริยาเพิ่มขึ้น และทำให้หอกลั่นสามารถกลั่นให้ผลิตภัณฑ์มีความบริสุทธิ์มากขึ้น

- ในการปรับจำนวนชั้นของหอกลั่นเพิ่มขึ้นส่งผลให้เกิดปฏิกิริยาเพิ่มมากขึ้น และเมื่อลดจำนวนชั้นในการกลั่นการเกิดปฏิกิริยาก็จะลดลงตามไปด้วย นอกจากนี้จำนวนชั้นของหอกลั่นยังส่งผลต่อความบริสุทธิ์ของผลิตภัณฑ์ เนื่องจากจำนวนชั้นมีผลต่อพื้นที่การเกิดปฏิกิริยาและความบริสุทธิ์ของสาร โดยเมื่อจำนวนชั้นของหอกลั่นเพิ่มขึ้นจาก 13 เป็น 16 ชั้น มีร้อยละการเพิ่มขึ้นของเศษส่วนโมลสารผลิตภัณฑ์เท่ากับ 7.25 และ เมื่อเพิ่มจำนวนชั้นจาก 16 เป็น 19 ชั้น มีร้อยละการเพิ่มขึ้นของเศษส่วนโมลสารผลิตภัณฑ์เท่ากับร้อยละ 0.03 ซึ่งแสดงให้เห็นว่า ถ้าจำนวนชั้นเพิ่มขึ้นเรื่อยๆจะทำให้ร้อยละการของเศษส่วนโมลผลิตภัณฑ์มีค่าเพิ่มขึ้นเพียงเล็กน้อย หรือแทบไม่เห็นการเปลี่ยนแปลงเนื่องจากปฏิกิริยาเข้าสู่สภาวะสมดุลระหว่างไอและของเหลว

- ในการปรับพลังงานที่ป้อนให้รีบอยเลอร์ส่งผลต่อเศษส่วนโมลของเอทิลอะซิเตท เพราะอุณหภูมิแปรผันตรงกับอัตราการเกิดปฏิกิริยา และการระเหยเป็นไอของสาร เมื่ออุณหภูมิมีค่าเพิ่มขึ้นทำให้โมเลกุลของสารเคลื่อนที่ชนกันมากขึ้น และมีโอกาสเกิดปฏิกิริยาได้มากขึ้น อีกทั้งยังส่งผลต่อการระเหยเป็นไอของสารให้เพิ่มขึ้น ทำให้หอกลั่นสามารถแยกผลิตภัณฑ์ที่มีความบริสุทธิ์ได้มากขึ้น และได้ปริมาณผลิตภัณฑ์ที่มากขึ้นด้วย

- ในการปรับแฟกเตอร์ความถี่ของปฏิกิริยาไปข้างหน้าและปฏิกิริยาย้อนกลับโดยร้อยละความผิดพลาดที่ทำการปรับตั้งแต่ ± 5 ถึง ± 30 พบว่าการเปลี่ยนแปลงของ แฟกเตอร์ความถี่

ของปฏิกิริยาไปข้างหน้าแปรผันตรงกับความบริสุทธิ์ของเอทิลอะซิเตทแต่แปรผกผันของความถี่ของปฏิกิริยาย้อนกลับแปรผกผัน เพราะ ปฏิกิริยาที่ทำให้ได้ผลิตภัณฑ์ คือปฏิกิริยาไปข้างหน้า ดังนั้น เมื่อค่าแฟกเตอร์ความถี่ของปฏิกิริยาไปข้างหน้ามีการเปลี่ยนแปลงจะส่งผลให้อัตราการเกิดปฏิกิริยาไปข้างหน้าเปลี่ยนแปลงไปในลักษณะเดียวกัน แต่ของปฏิกิริยาย้อนกลับจะตรงกันข้าม

- ในการปรับค่าสมดุลวัฏภาคไอและของเหลวเมื่อปรับลดค่าสมดุลวัฏภาคไอและของเหลวของกรดแอซติก เอทานอล และน้ำ จะส่งผลให้เศษส่วนโมลของสารเพิ่มขึ้น เนื่องจากมีการเกิดการเป็นไอของสารเพิ่มมากขึ้น และส่งผลให้เศษส่วนโมลของสารผลิตภัณฑ์ลดลง แต่ถ้าลดค่าสมดุลวัฏภาคไอและของเหลวของสาร โดยที่ค่าคงที่สมดุลสารอื่นคงที่ จะส่งผลให้เศษส่วนโมลของสารผลิตภัณฑ์มีค่าเพิ่มขึ้นเมื่อนำมาเปรียบเทียบกับสารทั้งหมด และสมดุลเคมีมีผลต่อค่าเศษส่วนโมลของสารผลิตภัณฑ์ เนื่องจากถ้าสมดุลของปฏิกิริยาไม่สมดุลจะเกิดปฏิกิริยาไปข้างหน้าและย้อนกลับเพื่อให้ปฏิกิริยาเกิดการสมดุล ดังนั้น สมดุลเคมีจึงมีผลต่อเศษส่วนโมลของสารผลิตภัณฑ์

- จากการศึกษาตัวแปรที่มีผลต่อกระบวนการมากที่สุด พบว่า อัตราการป้อนกลับ ส่งผลต่อกระบวนการมากที่สุด

5.1.2 การควบคุมกระบวนการ

- ก่อนทำการควบคุมกระบวนการต้องทำการหาสภาวะที่เหมาะสมเพื่อให้ได้ผลิตภัณฑ์ตามที่ต้องการสำหรับเป็นค่าเป้าหมาย โดยให้ดำเนินการที่อัตราการป้อนกลับทั้งหมด เป็นเวลา 5 ชั่วโมง และหาสภาวะที่เหมาะสมของกระบวนการ เพื่อให้ได้เศษส่วนโมลของผลิตภัณฑ์ที่เวลาสุดท้ายเท่ากับ 0.9353 และปริมาณของผลิตภัณฑ์เท่ากับ 42.21 กิโลกรัมต่อชั่วโมง

- ในการควบคุมกระบวนการโดยใช้วิธีการควบคุมแบบสัดส่วน (P Controller) โดยใช้วิธีการของ Ziegler-Nichols ในการหาค่าตัวปรับแต่งการควบคุม ดังนี้ K_c เท่ากับ 20 ซึ่งการควบคุมแบบ P สามารถควบคุมกระบวนการให้ได้ค่าเศษส่วนโมลและปริมาณของผลิตภัณฑ์ที่เวลาสุดท้ายเท่ากับ 0.9336 7.8102 กิโลกรัมต่อชั่วโมง และ มีค่า IAE เท่ากับ 0.0170 ตามลำดับ

- ในการควบคุมกระบวนการโดยใช้วิธีการควบคุมแบบสัดส่วนอินทิกรัล (PI Controller) และได้อาศัยวิธีการของ Ziegler-Nichols ในการหาค่าตัวปรับแต่งการควบคุม ดังนี้ K_c เท่ากับ 20 τ_I เท่ากับ 100 ซึ่งการควบคุมแบบ PI สามารถควบคุมกระบวนการให้ได้ค่าเศษส่วนโมลและปริมาณของผลิตภัณฑ์ที่เวลาสุดท้ายเท่ากับ 0.9333 และ 42.1812 กิโลกรัมต่อชั่วโมง และ มีค่า IAE เท่ากับ 0.0179 ตามลำดับ

- ในการควบคุมกระบวนการโดยใช้วิธีการควบคุมแบบสัดส่วนอินทิกรัล (PID Controller) และได้อาศัยวิธีการของ Ziegler-Nichols ในการหาค่าตัวปรับแต่งการควบคุม ดังนี้ K_c เท่ากับ 20,

τ_I เท่ากับ 100 และ τ_d เท่ากับ 0.001 ซึ่งการควบคุมแบบ PID สามารถควบคุมกระบวนการให้ได้ค่าเศษส่วนโมลและปริมาณของผลิตภัณฑ์ที่เวลาสุดท้ายเท่ากับ 0.5151 และ 163.3244 กิโลกรัมต่อชั่วโมง มีค่า IAE เท่ากับ 0.0179 ตามลำดับ

- จากการควบคุมกระบวนการด้วยตัวควบคุมทั้ง 3 แบบ พบว่า ตัวควบคุมแบบ PI มีสมรรถนะในการควบคุมกระบวนการได้ดีกว่าแบบ P และ PID เนื่องจาก มีค่าเศษส่วนโมลของผลิตภัณฑ์ที่เวลาสุดท้ายเท่ากับ 0.9333 และปริมาณของสารผลิตภัณฑ์เท่ากับ 42.1812 กิโลกรัมต่อชั่วโมง ซึ่งมีค่าใกล้เคียงกับค่าเป้าหมายมากที่สุด และมีค่า

- การควบคุมกระบวนการที่มีสัญญาณรบกวนของเครื่องมือวัดองค์ประกอบ คือ Near Infrared Spectroscopy ที่มีความถี่คงที่ที่ 0.3 ได้ค่าเศษส่วนโมลของผลิตภัณฑ์ที่เวลาสุดท้ายมีค่าเท่ากับ 0.9333 ปริมาณของผลิตภัณฑ์เท่ากับ 42.1812 กิโลกรัมต่อชั่วโมง ซึ่งแสดงว่ากระบวนการโดยใช้วิธีการควบคุมแบบสัดส่วนอินทิกรัล (PI Controller) สามารถควบคุมกระบวนการให้เข้าสู่ค่าเป้าหมายได้ในกรณีที่มีสัญญาณรบกวน

- ในส่วนของการทดสอบสมรรถนะของตัวควบคุมโดยการจำลองสถานการณ์กรณีที่มีสัญญาณรบกวนเข้ามาในระบบ และกรณีที่ตัวแปรมีความผิดพลาดเกิดขึ้นร้อยละ ± 5 ถึงร้อยละ ± 30 แล้วทำการเลือกสถานการณ์ที่ตีที่สุดและเลวร้ายที่สุด พบว่า ตัวควบคุมแบบ PI มีความสามารถในการควบคุมกระบวนการให้เข้าสู่ค่าเป้าหมายได้ในกรณีที่มีความผิดพลาดร้อยละ 30 ของแพกเตอร์ความถี่ปฏิกิริยาไปข้างหน้า มีค่าเศษส่วนโมลและปริมาณของผลิตภัณฑ์เท่ากับ 0.9339 47.3904 กิโลกรัมต่อชั่วโมง และมีค่า IAE เท่ากับ 0.0148 ส่วนกรณีที่เลวร้ายที่สุดในกระบวนการควบคุม คือ ในกรณี สมดุลวัฏภาคไอและของเหลวของเอทานอลมีความผิดพลาดร้อยละ 30 มีค่าเศษส่วนโมลและปริมาณของผลิตภัณฑ์เท่ากับ 0.8896 1.5966 กิโลกรัมต่อชั่วโมง และมีค่า IAE เท่ากับ 0.2029

5.2 ข้อเสนอแนะ

5.2.1 การควบคุมแบบสัดส่วนอินทิกรัล เป็นการควบคุมโดยอาศัยค่าร้อยละความผิดพลาด (Error) ซึ่งไม่ได้อาศัยแบบจำลอง ดังนั้นควรใช้ตัวควบคุมที่มีความก้าวหน้า (Advance Controller) เช่น Model Predictive Control (MPC) หรือ Feed Forward Control เป็นต้น

5.2.2 ควรเปลี่ยนการวัดค่าองค์ประกอบของสารเป็นการวัดอุณหภูมิแทนเพื่อความสะดวกในการควบคุม และต้องทำการศึกษาเพิ่มเติมเกี่ยวกับการประมาณค่าอุณหภูมิแล้วแปลงเป็นค่าองค์ประกอบ

บรรณานุกรม

- [1] ศ.ดร.สุทธิชัย อัสสะบำรุงรัตน์. (2554). การกลั่นแบบเบตซ์ที่มีปฏิกริยาร่วม. สืบค้นเมื่อ 21 พฤศจิกายน 2560, จาก <http://www.chulapedia.chula.ac.th/index.php/>
- [2] Abdulwahab Giwa, Saidat Olanipekun Giwa, Ismail Bayramand and Suleyman Karacan. (2013). **Simulations and Economic Analyses of Ethyl Acetate Productions by Conventional and Reactive Distillation.** International Journal of Engineering Research & Technology (IJERT).
- [3] Phillip C.Wankat. (1944). **Separation Process Engineering.** (2nd ed). US: Pearson Education.
- [4] Giwa Abdulwahab and Karacan Suleyman. (2012). **Simulations and Economic Analyses of Ethyl Acetate Productions by Conventional and Reactive Distillation Processes Using Aspen Plus.** ARPN Journal of Engineering and Applied Sciences.1263-1272.
- [5] Seyed Soheil Mansouri, Mauricio Sales-Cruz, Jakob Kjebated Huusom, John M. Woodley and Rafiqul Gani. (2015). **Integrated Process Design and Control of Reactive Distillation Processes.** Journal of Chemical and Biochemical Engineering. IFAC- PapersOnLine. 48-8 1120-1125.
- [6] ดร.วรวิทย์ จันทร์สุวรรณ. (2014). เอกสารประกอบการเรียนการสอนเรื่อง สมดุลเคมี **Chemical Equilibrium.** มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีราชมงคลพระนคร
- [7] I.M. Mujtaba. (2004). **Batch Distillation Design and Operation.** (3rd ed). London Imperail College Press.
- [8] Lalitha S. Balasubramhanya and Francis J. Doyle III. (2000). **Nonlinear model- based control of batch reactive distillation column.** Jornal of Process Control, 209-218.

- [9] Ch. Venkateswarlu and B. Jeevan Kumar. (2006). **Composition estimation of multicomponent reactive batch distillation with optimal sensor configuration**. Chemical Engineering Science. 5560-5574.
- [10] Robert H. Perry and Don W. Geen. (1999) .**Chemical Perry Handbook**. (1st ed). North America: The McGraw-Hill Company.
- [11] Shigetoshi Kobuchi and Kenji ISHiGE. (2011). **Correction of Vapor-Liquid Equilibrium Using Wilson Equation with Parameters Estimated from Solubility Parameters and Molar Volumes**. Master thesis, M.S., Japan: Yamaguchi University.
- [12] Samsom Chemical Publisher. (1991). **Chemical Safety Data Sheet**. สืบค้นเมื่อ 10 พฤศจิกายน 2560, จาก [http:// www.vlktechno.com/](http://www.vlktechno.com/)
- [13] Dale E. Seborg, Thomas F Edgar and Duncan A. Mellichamp. (2004). **Process Dynamics and Control**. (2nd ed). USA: John Wiley & Sons, Inc.
- [14] ผดุงเกียรติ วิจารณ์. (2557). **Model Predictive Control of An Internally Heat Integrated Pressure- Swing Distillation Process for Bioethanol Separation**. สืบค้นเมื่อ 14 เมษายน 2561, จาก <http://www.repository.mutt.ac.th/bitstream/handle/>
- [15] วิทยากร อัครวิเศษ. (2555). **การประยุกต์ใช้ MATLAB**, สำนักพิมพ์แห่งจุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย.
- [16] รศ.ดร.พศาล กิตติสุขภกร. (2552). **Model Based Process Control**. (4th ed). สำนักพิมพ์แห่งจุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย.
- [17] Giwa Abdulwahab and Karacan Suleyman. (2012). **Decoupling Control of a Reactive Distillation Process Using Tyreus- Luyben Technique**. ARPN Journal of Engineering and Applied Sciences. 1263-1272.

- [18] Yadollah Tavan and Seyyed Hossein Hosseini. (2013). **Design and simulation of a reactive distillation process to produce high-purity ethyl acetate** Journal of the Taiwan Institute of Chemical Engineers. 577-585.
- [19] Edna Soraya Lopez-Saucedo, Juan Gabriel Segovia-Hernandez, Ignacio E.Grossmann and Salvador Hernandez-Castro. (2015). **Rigorous Modeling, Simulation and Optimization of a Dividing Wall Batch Reactive Distillation Column : A comparative study.** Computer Aided Chemical Engineering. 653-658.
- [20] Chang, Raymond. (2002). **Chemistry.** (7th ed). Boston, MA : The McGraw-Hill Company.
- [21] Kwantip Konakorn, Arisara Saengchan, Paisan Kittisupakorn, and Iqbal M.Mujtaba. (2010). **High Purity Ethyl Acetate Production with a Batch Reactive Distillation Column using Dynamic Optimization Strategy.** The World Congress on Engineering and Computer Science. San Francisco, USA.
- [22] กนกพร ชัยวุฒิกุล. (2551). **เครื่องมือสำหรับวิเคราะห์สารอินทรีย์.** สืบค้นเมื่อ 20 เมษายน 2561, จาก <http://nirapplication.blogspot.com/>



ภาคผนวก ก

แสดงข้อมูลจากการวิจัย

ตารางที่ ก.1 แสดงเศษส่วนโมลที่เวลาสุดท้ายที่ถึงเก็บจากการทดลอง

สารองค์ประกอบ	เศษส่วนโมลของ เอทิลอะซีเตท
กรดแอสติก	0.0110
เอทานอล	0.1150
เอทิลอะซีเตท	0.8000
น้ำ	0.0400

ตารางที่ ก.2 แสดงเศษส่วนโมลที่เวลาสุดท้ายที่ถึงเก็บของแบบจำลองอย่างง่าย

สารองค์ประกอบ	เศษส่วนโมลของ เอทิลอะซีเตท	ร้อยละ ความผิดพลาด
กรดแอสติก	0.2720	237.27
เอทานอล	0.0138	88.00
เอทิลอะซีเตท	0.7127	10.91
น้ำ	0.0015	96.25

ตารางที่ ก.3 แสดงเศษส่วนโมลที่เวลาสุดท้ายที่ถึงเก็บของแบบจำลองที่มีความซับซ้อน

สารองค์ประกอบ	เศษส่วนโมลของ เอทิลอะซีเตท	ร้อยละ ความผิดพลาด
กรดแอสติก	0.0081	26.360
เอทานอล	0.1577	4.2700
เอทิลอะซีเตท	0.8061	0.7625
น้ำ	0.0280	30.000

ตารางที่ ก.4 แสดงอัตราการป้อนกลับกับเศษส่วนโมลของเอทิลอะซิเตทที่เวลาสุดท้าย

อัตราการป้อนกลับ (Reflux Ratio)	เศษส่วนโมลของ เอทิลอะซิเตท	ร้อยละ ความผิดพลาด
0.3	0.4025	50.070
0.5	0.4243	47.360
0.665	0.4245	47.339
0.95	0.8061	0

ตารางที่ ก.5 แสดงจำนวนชั้นกับเศษส่วนโมลของเอทิลอะซิเตทที่เวลาสุดท้าย

จำนวนชั้นทอกลับ (Number of Tray)	เศษส่วนโมลของ เอทิลอะซิเตท	ร้อยละ ความผิดพลาด
7	0.7577	5.7279
10	0.8061	0
13	0.8712	8.0464
16	0.8755	8.4980
19	0.8758	8.5293

ตารางที่ ก.6 แสดงค่าพลังงานความร้อนที่รีบอยเลอร์กับเศษส่วนโมลของเอทิลอะซิเตทที่เวลาสุดท้าย

พลังงานความร้อน ที่รีบอยเลอร์ (KJ/hr.)	เศษส่วนโมลของ เอทิลอะซิเตท	ร้อยละ ความผิดพลาด
2	0.5954	26.140
8.4	0.7027	12.827
12	0.8061	0
32	0.8577	0.064

ตารางที่ ก.7 แสดงค่าร้อยละความผิดพลาดของแพกเตอร์ความถี่, k_0
กับเศษส่วนโมลของเอทิลอะซีเตทที่เวลาสุดท้าย

ร้อยละ ความ ผิดพลาด	k_{01}		k_{02}	
	เศษส่วนโมลของ เอทิลอะซีเตท	ร้อยละ ความ ผิดพลาด	เศษส่วนโมลของ เอทิลอะซีเตท	ร้อยละ ความ ผิดพลาด
-5	0.8026	0.4342	0.8063	0.0248
-10	0.7989	0.8932	0.8066	0.602
-15	0.7948	1.4019	0.8069	0.0992
-20	0.7904	1.9477	0.8072	0.1365
-25	0.7855	2.5555	0.8075	0.1737
-30	0.7801	3.2254	0.8077	0.1985
0	0.8061	0	0.8061	0
5	0.8092	0.3845	0.8053	0.0372
10	0.8122	0.7567	0.8055	0.0744
15	0.8149	1.0916	0.8052	0.1116
20	0.8175	1.4142	0.8049	0.1488
25	0.8199	1.7119	0.8047	0.1737
30	0.8222	1.9973	0.8044	0.2109

ตารางที่ ก.8 แสดงค่าร้อยละความผิดพลาดของสมมูลวิภาคไอและของเหลว, K กับเศษส่วน
โมลของเอธิลอะซีเตทที่เวลาสุดท้าย

ร้อยละ ความ ผิดพลาด	K ₁		K ₂		K ₃		K ₄	
	เศษส่วน โมลของ เอธิล อะซีเตท	ร้อยละ ความ ผิดพลาด	เศษส่วน โมลของ เอธิล อะซีเตท	ร้อยละ ความ ผิดพลาด	เศษส่วน โมลของ เอธิล อะซีเตท	ร้อยละ ความ ผิดพลาด	เศษส่วน โมลของ เอธิล อะซีเตท	ร้อยละ ความ ผิดพลาด
-30	0.8070	0.1115	0.8343	3.3801	0.5120	57.4414	0.8294	2.8093
-25	0.8068	0.0868	0.8306	2.9497	0.6058	33.0637	0.8273	2.5626
-20	0.8067	0.0744	0.8273	2.5626	0.6782	18.8587	0.8247	2.2554
-15	0.8065	0.0496	0.8239	2.1605	0.7281	10.7128	0.8215	1.8746
-10	0.8064	0.0372	0.8196	1.6471	0.7627	5.6903	0.8174	1.3824
-5	0.8062	0.0124	0.8138	0.9462	0.7876	2.3489	0.8123	0.7633
0	0.8061	0	0.8061	0	0.8061	0	0.8061	0
5	0.8059	0.0248	0.7959	1.2816	0.8203	1.7311	0.7983	0.9771
10	0.8057	0.0496	0.7828	2.9765	0.8315	3.0547	0.7890	2.1673
15	0.8056	0.0621	0.7664	5.1801	0.8406	4.1042	0.7780	3.6118
20	0.8054	0.0869	0.7464	7.9984	0.8482	4.9635	0.7648	5.4001
25	0.8053	0.0993	0.7225	11.5709	0.8546	5.6752	0.7491	7.6091
30	0.8051	0.1242	0.6948	16.0190	0.8601	6.2783	0.7301	10.4095

ตารางที่ ก.9 เปรียบเทียบตัวแปรที่มีผลต่อกระบวนการ

ตัวแปรที่ทำการศึกษาที่ความผิดพลาดร้อยละ -30	เศษส่วนโมลของเอทิลอะซีเตท	ร้อยละความผิดพลาด
อัตราการป้อนกลับ	0.4245	47.3390
จำนวนชั้นของหอกลิ้น	0.7577	5.4176
พลังงานความร้อนที่รีบอยเลอร์	0.7027	12.827
แฟกเตอร์ความถี่ของปฏิกิริยาไปข้างหน้า	0.7801	3.2254
แฟกเตอร์ความถี่ของปฏิกิริยาย้อนกลับ	0.8077	0.1985
สมดุลวัฏภาคไอและของเหลวของกรดแอสติก	0.8070	0.1116
สมดุลวัฏภาคไอและของเหลวของเอทานอล	0.8343	3.4983
สมดุลวัฏภาคไอและของเหลวของเอทิลอะซีเตท	0.5120	36.4843
สมดุลวัฏภาคไอและของเหลวของน้ำ	0.8294	2.8904

ตารางที่ ก.10 เปรียบเทียบการควบคุมกระบวนการแต่ละชนิด

ชนิดตัวควบคุม	เศษส่วนโมลของเอทิลอะซีเตท	ปริมาณของผลิตภัณฑ์ (kg/hr)	IAE
Set point	0.9333	42.2107	-
P	0.9336	7.8102	0.01703
PI	0.9333	42.1812	0.01796
PID	0.5151	163.3244	0.62434

ตารางที่ ก.11 แสดงค่าร้อยละความผิดพลาดของตัวแปรในการควบคุมกระบวนการ

Parameter	x_{a_3}	ร้อยละ ความผิดพลาด	IAE	ร้อยละ ความผิดพลาด	ปริมาณ ของ ผลิตภัณฑ์ (kg/hr)	ร้อยละ ความผิดพลาด
Normal	0.9333	0	0.0179	0	42.1812	0
Noise	0.9333	0	0.0179	0	42.1812	0
$k_{01} +30$	0.9339	0.074946	0.0148	21.62162	47.3904	10.9921
$k_{01} -30$	0.9326	0.075059	0.22	91.81818	35.2871	19.5371
$K_2 +30$	0.8896	4.91232	0.2029	91.12863	1.59660	2541.9350
$K_2 -30$	0.9529	2.056879	0.098	81.63265	68.3008	38.2419
$K_4 +30$	0.9229	1.126883	0.0579	68.91192	2.6024	1520.8650
$K_4 -30$	0.9344	0.117723	0.0114	57.89474	59.3318	28.9062



ภาคผนวก ข

แสดงโค้ดของโปรแกรม

มหาวิทยาลัยพระนคร

```

%%-----Process of Simple Model-----%%
for t=1:nT
    Qr(t+1)=1.2e4;
    reflux(t+1)=0.95;
    Lc(t)=L/reflux(t);
    Ld(t)=Lc(t)-L;
    dHa(t)=Ld(t);
    Ha(t+1)=Ha(t)+dHa(t)*dt;

    dXa1(t)=(Ld(t)/Ha(t))*(x1(Np,t)-Xa1(t));
    dXa2(t)=(Ld(t)/Ha(t))*(x2(Np,t)-Xa2(t));
    dXa3(t)=(Ld(t)/Ha(t))*(x3(Np,t)-Xa3(t));
    dXa4(t)=(Ld(t)/Ha(t))*(x4(Np,t)-Xa4(t));

    Xa2(t+1)=Xa2(t)+dXa2(t)*dt;
    Xa3(t+1)=Xa3(t)+dXa3(t)*dt;
    Xa4(t+1)=Xa4(t)+dXa4(t)*dt;
    Xa1(t+1)=1-(Xa2(t+1)+Xa3(t+1)+Xa4(t+1));

for j=1:Np
    if j==1
        dHn(t) = L-V+dN(j,t)*Hn(t);
        Hn(t+1) = Hn(t)+dHn(t)*dt;
        dX1(j,t) = (L*(x1(j+1,t)-x1(j,t))-V*(y1(j,t)-x1(j,t))+Hn(t)*R1(j,t))*(1/Hn(t));
        dX2(j,t) = (L*(x2(j+1,t)-x2(j,t))-V*(y2(j,t)-x2(j,t))+Hn(t)*R2(j,t))*(1/Hn(t));
        dX3(j,t) = (L*(x3(j+1,t)-x3(j,t))-V*(y3(j,t)-x3(j,t))+Hn(t)*R3(j,t))*(1/Hn(t));
        dX4(j,t) = (L*(x4(j+1,t)-x4(j,t))-V*(y4(j,t)-x4(j,t))+Hn(t)*R4(j,t))*(1/Hn(t));
    elseif j==Np
        dX1(j,t) = ((V*y1(j-1,t))-(L*x1(j,t))-(reflux(t)*x1(j,t))+R1(j,t)*Hc))*(1/Hc);
        dX2(j,t) = ((V*y2(j-1,t))-(L*x2(j,t))-(reflux(t)*x2(j,t))+R2(j,t)*Hc))*(1/Hc);
        dX3(j,t) = ((V*y3(j-1,t))-(L*x3(j,t))-(reflux(t)*x3(j,t))+R3(j,t)*Hc))*(1/Hc);
        dX4(j,t) = ((V*y4(j-1,t))-(L*x4(j,t))-(reflux(t)*x4(j,t))+R4(j,t)*Hc))*(1/Hc);
    else
        dX1(j,t) = ((L*(x1(j+1,t)-x1(j,t)))+(V*(y1(j+1,t)-y1(j,t)))+(Hj*R1(j,t)))*(1/Hj);
        dX2(j,t) = ((L*(x2(j+1,t)-x2(j,t)))+(V*(y2(j+1,t)-y2(j,t)))+(Hj*R2(j,t)))*(1/Hj);
        dX3(j,t) = ((L*(x3(j+1,t)-x3(j,t)))+(V*(y3(j+1,t)-y3(j,t)))+(Hj*R3(j,t)))*(1/Hj);
        dX4(j,t) = ((L*(x4(j+1,t)-x4(j,t)))+(V*(y4(j+1,t)-y4(j,t)))+(Hj*R4(j,t)))*(1/Hj);
    end
end

```

```

    x2(j,t+1)=x2(j,t)+dX2(j,t)*dt;
    x3(j,t+1)=x3(j,t)+dX3(j,t)*dt;
    x4(j,t+1)=x4(j,t)+dX4(j,t)*dt;
    x1(j,t+1) = 1-(x2(j,t+1)+x3(j,t+1)+x4(j,t+1));
if x1(j,t+1)>1
    x1(j,t+1)=1; end
if x2(j,t+1)>1
    x2(j,t+1)=1; end
if x3(j,t+1)>1
    x3(j,t+1)=1; end
if x4(j,t+1)>1
    x4(j,t+1)=1; end
if x1(j,t+1)<0
    x1(j,t+1)=0; end
if x2(j,t+1)<0
    x2(j,t+1)=0; end
if x3(j,t+1)<0
    x3(j,t+1)=0; end
if x4(j,t+1)<0
    x4(j,t+1)=0; end
end

```

%%-----Graph-----%%

figure

```

plot(time,Xa1,time,Xa2,time,Xa3,time,Xa4,time,Reflux,'k',
'LineWidth',2)
title('Accumulator of Simple Model')
ylabel('Mole fraction')
xlabel('Time (hr)')
legend('Acetic Acid','Ethanol','Ethyl
Acetate','Water','Reflux')
ylim([0 1])
xlim([0 15])

```

```

%%-----Process of Rigorous Model-----%%
for t=1:nT+1
    time(t+1)=time(t)+dt;
end
    Lc(t)    = L(Np,t)/reflux(t) ;
    Ld(t)    = Lc(t) - L(Np,t);
    dHa(t)   = Ld(t);
    Ha(t+1)  = Ha(t)+ dHa(t)*dt;
    dxa1(t)  = Ld(t)/Ha(t)*(x1(Np,t)-xa1(t));
    dxa2(t)  = Ld(t)/Ha(t)*(x2(Np,t)-xa2(t));
    dxa3(t)  = Ld(t)/Ha(t)*(x3(Np,t)-xa3(t));
    dxa4(t)  = Ld(t)/Ha(t)*(x4(Np,t)-xa4(t));
    xa1(t+1) = xa1(t) + dxa1(t)*dt;
    xa2(t+1) = xa2(t) + dxa2(t)*dt;
    xa3(t+1) = xa3(t) + dxa3(t)*dt;
    xa4(t+1) = xa4(t) + dxa4(t)*dt;
for j=1:Np
if j == 1
    dHn(t) = L(j+1,t)-V(j,t)+ delN(j,t)*Hn(t);
    Hn(t+1) = Hn(t)+ dHn(t)*dt;
    dx1(j,t) = L(j+1,t)/Hn(t)*(x1(j+1,t)-x1(j,t))- V(j,t)...
                /Hn(t)*(y1(j,t)-x1(j,t))+R1(j,t)-x1(j,t)*delN(j,t);
    dx2(j,t) = L(j+1,t)/Hn(t)*(x2(j+1,t)-x2(j,t))- V(j,t)...
                /Hn(t)*(y2(j,t)-x2(j,t))+R2(j,t)-x2(j,t)*delN(j,t);
    dx3(j,t) = L(j+1,t)/Hn(t)*(x3(j+1,t)-x3(j,t))- V(j,t)...
                /Hn(t)*(y3(j,t)-x3(j,t))+R3(j,t)-x3(j,t)*delN(j,t);
    dx4(j,t) = L(j+1,t)/Hn(t)*(x4(j+1,t)-x4(j,t))- V(j,t)...
                /Hn(t)*(y4(j,t)-x4(j,t))+R4(j,t)-x4(j,t)*delN(j,t);
elseif j==Np
    dx1(j,t) = V(j-1,t)/Hc*(y1(j-1,t)-x1(j,t))+ R1(j,t)...
                -delN(j,t)*x1(j,t);
    dx2(j,t) = V(j-1,t)/Hc*(y2(j-1,t)-x2(j,t))+ R2(j,t)...
                -delN(j,t)*x2(j,t);
    dx3(j,t) = V(j-1,t)/Hc*(y3(j-1,t)-x3(j,t))+ R3(j,t)...
                -delN(j,t)*x3(j,t);
    dx4(j,t) = V(j-1,t)/Hc*(y4(j-1,t)-x4(j,t))+ R4(j,t)...
                delN(j,t)*x4(j,t);
else
    dx1(j,t) = L(j+1,t)/Hj*(x1(j+1,t)-x1(j,t))+ V(j-1,t)...
                /Hj*(y1(j-1,t)-x1(j,t))-V(j,t)/Hj*(y1(j,t)...
                -x1(j,t))+R1(j,t)- x1(j,t)*delN(j,t);
    dx2(j,t) = L(j+1,t)/Hj*(x2(j+1,t)-x2(j,t))+ V(j-1,t)...
                /Hj*(y2(j-1,t)-x2(j,t))-V(j,t)/Hj*(y2(j,t)...
                -x2(j,t))+ R2(j,t)-x2(j,t)*delN(j,t);
    dx3(j,t) = L(j+1,t)/Hj*(x3(j+1,t)-x3(j,t))+ V(j-1,t)...
                /Hj*(y3(j-1,t)-x3(j,t))-V(j,t)/Hj*(y3(j,t)...
                -x3(j,t))+ R3(j,t)-x3(j,t)*delN(j,t);
    dx4(j,t) = L(j+1,t)/Hj*(x4(j+1,t)-x4(j,t))+ V(j-1,t)...
                /Hj*(y4(j-1,t)-x4(j,t))-V(j,t)/Hj*(y4(j,t)...
                -x4(j,t))+ R4(j,t)- x4(j,t)*delN(j,t);

```



```

x1(j,t+1) = x1(j,t)+dx1(j,t)*dt;
x2(j,t+1) = x2(j,t)+dx2(j,t)*dt;
x3(j,t+1) = x3(j,t)+dx3(j,t)*dt;
x4(j,t+1) = x4(j,t)+dx4(j,t)*dt;

Qc(t) = V(Np-1,t)*(hv(Np-1,t)-hl(Np,t))-hl(Np,t)*delN(Np,t)*Hc;

```

```

%%-----Graph-----%%

```

```

figure
plot(time,xa1,time,xa2,time,xa3,time,xa4,Reflux,'k','
LineWidth',2)
title('Accumulator of Rigorous Model')
ylabel('Mole fraction')
xlabel('Time (hr)')
legend('Acetic Acid','Ethanol','Ethyl
Acetate','Water','Reflux')
ylim([0 1])
xlim([0 15])

```



```

%%-----Calculation Liquid and Vapor By Matrix (A=BX)-----%%
A = [-1,1,0,0,0,0,0,0,0,1,-1,0,0,0,0,0,0,0;
      0,-1,1,0,0,0,0,0,0,0,0,1,-1,0,0,0,0,0;
      0,0,-1,1,0,0,0,0,0,0,0,0,0,1,-1,0,0,0;
      0,0,0,-1,1,0,0,0,0,0,0,0,0,0,1,-1,0,0;
      0,0,0,0,-1,1,0,0,0,0,0,0,0,0,0,1,-1,0;
      0,0,0,0,0,-1,1,0,0,0,0,0,0,0,0,0,1,-1;
      0,0,0,0,0,0,-1,1,0,0,0,0,0,0,0,0,1,-1;
      0,0,0,0,0,0,0,-1,1,0,0,0,0,0,0,0,1,-1;
      0,0,0,0,0,0,0,0,-reflux(1),0,0,0,0,0,0,0,0,1;
      (hv(1,t+1)-hl(1,t+1)),0,0,0,0,0,0,0,0,-(hl(2,t+1)-hl(1,t+1)),
      0,0,0,0,0,0,0,0;
      -(hv(1,t+1)-hl(2,t+1)),(hv(2,t+1)-hl(2,t+1)),0,0,0,
      0,0,0,0,0,-(hl(3,t+1)-hl(2,t+1)),0,0,0,0,0,0;
      0,-(hv(2,t+1)-hl(3,t+1)),(hv(3,t+1)-hl(3,t+1)),0,0,
      0,0,0,0,0,0,-(hl(4,t+1)-hl(3,t+1)),0,0,0,0,0,0;
      0,0,-(hv(3,t+1)-hl(4,t+1)),(hv(4,t+1)-hl(4,t+1)),0,0,
      0,0,0,0,0,0,-(hl(5,t+1)-hl(4,t+1)),0,0,0,0,0;
      0,0,0,-(hv(4,t+1)-hl(5,t+1)),(hv(5,t+1)-hl(5,t+1)),0,0,
      0,0,0,0,0,0,-(hl(6,t+1)-hl(5,t+1)),0,0,0,0;
      0,0,0,0,-(hv(5,t+1)-hl(6,t+1)),(hv(6,t+1)-hl(6,t+1)),0,
      0,0,0,0,0,0,-(hl(7,t+1)-hl(6,t+1)),0,0,0;
      0,0,0,0,0,-(hv(6,t+1)-hl(7,t+1)),(hv(7,t+1)-hl(7,t+1)),
      0,0,0,0,0,0,-(hl(8,t+1)-hl(7,t+1)),0,0;
      0,0,0,0,0,0,-(hv(7,t+1)-hl(8,t+1)),(hv(8,t+1)-hl(8,t+1)),
      0,0,0,0,0,0,-(hl(9,t+1)-hl(8,t+1)),0;
      0,0,0,0,0,0,0,-(hv(8,t+1)-hl(9,t+1)),(hv(9,t+1)-hl(9,t+1)),
      0,0,0,0,0,0,0,-(hl(10,t+1)-hl(9,t+1))];
B = [delN(2,t+1)*Hj;
      delN(3,t+1)*Hj;
      delN(4,t+1)*Hj;
      delN(5,t+1)*Hj;
      delN(6,t+1)*Hj;
      delN(7,t+1)*Hj;
      delN(8,t+1)*Hj;
      delN(9,t+1)*Hj;
      delN(10,t+1)*Hc*reflux(t+1);
      -hl(1,t+1)*delN(1,t+1)*Hn(t+1)+Qr(t+1);
      0;0;0;0;0;0;0;0;0];
X = linsolve(A,B);
for b=1:9
    V(b,t+1)=X(b,:);
    L(b+1,t+1)=X(b+9,:);
end
V(10,t+1) = 0;

```

```

%%-----Bubble Point Calculation-----%%

function [y] = BubblePoint(liquid,T0);
global Nc T0 K K0

    T = fzero(@(T)yFunc(T,liquid),T0);

if T>347.6
    K(1,1) = (2.25*10^-2)*T-7.812;
else
    K(1,1) = 0.001;
end
K(1,2) = 10^(-2.3*10^3/T+6.558);
K(1,3) = 10^(-2.3*10^3/T+6.742);
K(1,4) = 10^(-2.3*10^3/T+6.484);
for i=1:Nc
    y(1,i) = liquid(1,i)*K(1,i);
end

    Y;
    T;

function f = yFunc(T,liquid)
global T0 Nc

if T>347.6
    K(1,1) = (2.25*10^-2)*T-7.812;
else
    K(1,1) = 0.001;
end
K(1,2) = 10^(-2.3*10^3/T+6.558);
K(1,3) = 10^(-2.3*10^3/T+6.742);
K(1,4) = 10^(-2.3*10^3/T+6.484);
for i=1:Nc
    y(1,i) = liquid(1,i)*K(1,i);
end

    f = 1-y(1,1)-y(1,2)-y(1,3)-y(1,4);
    f;

```

```
%%-----Density calculate-----%%
```

```
function [LOW Den] = Density(liquid, Tp);
global Nc
global MWA MWB MWC MWD

Ad = [ 0.3512, 0.2903, 0.3084, 0.3471];
Bd = [ 0.2,    0.2760, 0.252,  0.274];
Tc = [594.4,  516.2,  523.2,  647.3];

MW = [MWA, MWB, MWC, MWD];
```

```
%%-----Organic only-----%%
```

```
for i = 1:Nc
    Tr(1,i) = Tp/(Tc(1,i));
    low(1,i) = (Ad(1,i)*Bd(1,i)^(1-Tr(1,i))^(2/7));
end

for i = 1:Nc
    Den(1,i) = low(1,i)*liquid(1,i)/MW(1,i);
end

LOW = sum(Den) ;
```

```

%%-----Enthalpy calculate-----%%

function[hv hl] = Enthalpy(Tp,liquid,vapor);
global Nc Tc

    CpL1 =1*36.82+1*79.91;
    CpL2 =1*36.82+1*30.38+1*44.77;
    CpL3 = 2*36.82+1*60.67+1*30.38;
    CpL4 = 1*35.15+2*14.64;
    CpL = [CpL1 CpL2 CpL3 CpL4];
    Tc = [594.4, 516.2,523.2,647.3];
    R = 8.314;
    w =[0.447, 0.644, 0.362, 0.344];

for i=1:Nc
    Hl(1,i) = liquid(1,i)*CpL(1,i)*Tp;
end
hl = sum(Hl);

for i=1:Nc
    Tr(1,i) = Tp/Tc(1,i);
    deltaHv(1,i) = R*Tc(1,i)*(7.08*(1-(Tr(1,i)))^0.354 +
    10.95*w(1,i)*(1-Tr(1,i))^0.456);
    Hv(1,i) = vapor(1,i)*(Hl(1,i)+ deltaHv(1,i));
end

hv = sum(Hv);

```