รหัสโครงการ IRD3-304-57-12-02

รายงานการวิจัย

โครงการปรับปรุงโรงงานต้นแบบสำหรับการผลิตไบโอเอทานอลควบคู่กับกระบวนการหมักด้วยเทคนิคการกลั่นลำดับส่วนแบบสุญญากาศ

Retrofitting of Pilot Plant for the Extractive Fermentation of Bio-ethanol using Vacuum Fractionation technique

ได้รับทุนอุดหนุนการวิจัยจาก
มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

ผลงานวิจัยเป็นความรับผิดชอบของหัวหน้าโครงการวิจัยแต่เพียงผู้เดียว

รหัสโครงการ IRD3-304-57-12-02

รายงานการวิจัย

โครงการปรับปรุงโรงงานต้นแบบสำหรับการผลิตไบโอเอทานอลควบคู่กับกระบวนการหมักด้วยเทคนิคการกลั่นลำดับส่วนแบบสุญญากาศ

Retrofitting of Pilot Plant for the Extractive Fermentation of Bio-ethanol using Vacuum Fractionation technique

คณะผู้วิจัย

หัวหน้าโครงการ
รองศาสตราจารย์ ดร. อภิชาติ บุญทาวัน
สาขาวิชาเทคโนโลยีชีวภาพ
สำนักวิชาเทคโนโลยีการเกษตร
มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

ได้รับทุนอุดหนุนการวิจัยจากมหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี ปีงบประมาณ พ.ศ. 2558
ผลงานวิจัยเป็นความรับผิดชอบของหัวหน้าโครงการวิจัยแต่เพียงผู้เดียว
กันยายน 2561

กิตติกรรมประกาศ

โครงการวิจัยเรื่อง “โครงการปรับปรุงโรงงานต้นแบบสำหรับการผลิตไบโอเอทานอลควบคู่กับกระบวนการหมักด้วยเทคนิคการกลั่นลำดับส่วนแบบสุญญากาศ” ได้ทำการวิจัยที่ห้องปฏิบัติการหมัก อาคารปฏิบัติการ 10 ซึ่งสามารถสำเร็จลุล่วงได้ด้วยดี การวิจัยครั้งนี้ได้รับทุนอุดหนุนการวิจัยจากมหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี ปีงบประมาณ 2558

รองศาสตราจารย์ ดร. อภิชาติ บุญทาวัน
สาขาเทคโนโลยีชีวภาพ
สำนักวิชาเทคโนโลยีการเกษตร
มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี
กันยายน 2561

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

บทคัดย่อภาษาไทย

การจำลองระบบการหมักร่วมกับการกลั่นลำดับส่วนแบบต่อเนื่องได้ทำการศึกษาด้วยโปรแกรม ASPEN PLUS ซึ่งทำการหมักในถังหมักขนาด 200 ลิตรมีวัตถุดิบที่เป็นแหล่งคาร์บอนคือกากน้ำตาล ทั้งนี้ระบบปฏิบัติการที่ดำเนินงานสามารถแบ่งออกเป็น 3 กลุ่มคือ 1. ถังหมักหรือถังปฏิกรณ์ชีวภาพ 2. หอกลั่นและ 3. ระบบเวนจูรี่ (Venturi) โดยที่เมื่อเสร็จสิ้นกระบวนการหมักจะสามารถสร้างผลผลิตเป็นเอทานอลที่ความเข้มข้น 8.4% โดยน้ำหนัก ปริมาณ 17.28 กิโลกรัม และมีผลพลอยได้อื่นๆถูกผลิตขึ้นเช่นเดียวกันยกตัวอย่างเช่น แอลกอฮอล์ fusal กรดอินทรีย์และสารประกอบที่ระเหยได้ เป็นต้น คอลัมน์ของหอกลั่นที่ใช้ถูกพัฒนาขึ้น โดยมีการทำงานด้วยการกลั่นลำดับส่วนที่แบ่งออกเป็น 4 ส่วนของไอไหลย้อนหรือ reflux stream ทั้งนี้ไอที่ออกจากหอกลั่นลำดับส่วนนี้ถูกนำไปวิเคราะห์ พบว่าความเข้มข้นของเอทานอลที่ได้ประมาณ 82% โดยน้ำหนัก มีอัตราการไหล 1.3 กิโลกรัม/ชั่วโมงตามด้วยค่าแท้จริง อีกทั้งระบบเวนจูลี่ที่ใช้จะทำหน้าที่ควบแน่นไอของเอทานอลเปลี่ยนกลับเป็นของเหลวอีกครั้ง ดังนั้นจึงสรุปได้ว่าจากการหมักขนาด 200 ลิตรต่อวัน สามารถกลั่นได้เอทานอลปริมาณ 18.5 ลิตรโดยมีความเข้มข้นที่ 82% โดยน้ำหนักและผลพลอยได้ที่เกิดขึ้นมีปริมาณน้อยโดยไม่แตกต่างอย่างมีนัยสำคัญ สำหรับการวิเคราะห์ทางเศรษฐศาสตร์พบว่าราคาต้นทุนการผลิตซึ่งรวมประกอบด้วยวัตถุดิบรวมทั้งค่าใช้จ่ายทางพลังงานและสาธารณูปโภคอยู่ที่ประมาณ 500 บาทต่อวันหรือ 27.50 บาทต่อลิตร อย่างไรก็ตามได้มีการศึกษาการปรับเปลี่ยนกระบวนการสำหรับการปรับปรุงต้นทุนในระบบให้มีการลดลง ด้วยการลดการสูญเสียเอทานอลโดยการควบแน่นไอเอทานอลกลับเข้าสู่ในถังเวนจูรี่โดยการใช้เครื่อง gas scrubber ซึ่งสามารถทำให้เอทานอลปริมาณ 0.3 ลิตรของเอทานอลที่เป็นไอออกกลับสู่ระบบได้อีก ส่วนของ stillage มีการดักผลิตภัณฑ์เพื่อลดการสูญเสียโดยทำการกลั่นเอทานอลที่ความเข้มข้น 4 %โดยน้ำหนักให้กลับเข้าสู่ระบบดังเดิมได้ด้วยเครื่องกลั่นขนาดเล็ก ดังนั้นเอทานอลปริมาณ 8.69 ลิตรต่อวันที่มีความเข้มข้นประมาณ 80 %โดยน้ำหนักเพิ่มขึ้นในระบบ ทำให้ต้นทุนการผลิตต่อลิตรลดลงเป็น 24 บาทต่อลิตร สำหรับการประเมินค่าใช้จ่ายทั้งหมดในการดำเนินงานนั้น พบว่าปัจจัยสำคัญคือที่การใช้พลังงานสำหรับระบายความร้อน ดังนั้นจึงศึกษาการลดพลังงานวนส่วนนี้ โดยพบว่าขั้นตอนแรกจะกลั่นได้เอทานอลปริมาณ42 ลิตรที่ความเข้มข้น 55% โดยน้ำหนัก จากนั้นจะทำการกลั่นลำดับส่วนแบบละเอียดอีกครั้งเพื่อเพิ่มความเข้มข้นขึ้น โดยจะได้ 29.4 ลิตร ที่ความเข้มข้น 83% ของน้ำหนัก ทำให้ค่าใช้จ่ายในการผลิตลดลงเป็น 19.25 บาทต่อลิตรหรือลดลงประมาณ 30% ของต้นทุนการผลิตทั้งหมด

บทคัดย่อภาษาอังกฤษ

The simulation of 200 liters continuous extractive fermentation system using ASPEN PLUS was completely performed using blackstrap molasses as a carbon source. The process can divided into 3 groups; bio-reactor, fractionation column and venturi system. There was 17.28 kg or 8.4 wt% ethanol was produced in bio-reactor as well as by-products were produced such as fusal alcohol, organic acid and volatile compounds. The column was applied for the fractionating column that contains 4 reflux streams worked as partial condensation stream. The exiting vapor from fractionation column composted of 82 wt% ethanol with 1.3 kg/hr flow rate according with actual value. The venturi system represented in order to recover the ethanol vapor and converted to liquid. It was summarized that, 18.5 liter of product that contains 82 wt% ethanol solution with insignificantly of by-product was produced from 200 liters extractive fermentation system per day. For the economical analysis, production cost including raw material and utilities cost was approximately 500 Baht per day or 27.50 Baht per liter. The process modification for economic and systemic improving was carried out. Recovery of ethanol loss in venturi tank was performed using gas scrubber connected with the exiting vapor of venturi tank. There was 0.3 liter of ethanol was recovered from exhaust venturi stream per day. The stillage stream contained 4 wt% ethanol was eliminated using laboratory-scale distillation system. Almost 80wt% of ethanol was purified at the throughput of 8.69 liters per day, also the calculated utilities cost was 24 Baht per liter. For the utilities assessment, the major of power consumption was the cooling liquid in selective region. The ambient-liquid temperature was applied in selective region. The 55 wt% of ethanol with 42 liters was extracted from fermented broth. The low concentrated ethanol was purified once more, there was 83 wt% of 29.4 liters ethanol after fractionation. The calculated utilities cost of process modification was 19.25 Baht per liter or approximately 30% of production cost was reduced.

Keyword: Process simulation and development, Continuous extractive fermentation, Venturi system, Economical and sensitivity analysis

สารบัญเรื่อง

หน้า

กิตติกรรมประกาศ....3
บทคัดย่อภาษาไทย....4
บทคัดย่อภาษาอังกฤษ....5
สารบัญเรื่อง....7
สารบัญภาพ....8
สารบัญตาราง....10
บทที่ 1 บทนำ....11
1.1 ความสำคัญและที่มาของงานวิจัย 11
1.2 ทฤษฎี สมมุติฐาน (ถ้ามี) และกรอบแนวความคิดของโครงการวิจัย....12
1.3 จุดประสงค์ของโครงการวิจัย....13
บทที่ 2 ทบทวนวรรณกรรม....14
2.1 การกลั่นเอทานอล....14
2.2 ปัญหาในการกลั่นเอทานอล....15
2.3 การพัฒนาต้นแบบหอกลั่นประสิทธิภาพสูง (Prototype development) 16
2.4 หอกลั่นแบบต่อเนื่องในระดับโรงงานต้นแบบ....19
2.5 การพัฒนาระบบการแยกเอทานอลควบคู่กับกระบวนการหมักด้วยเทคนิคการกลั่นลำดับส่วนแบบสุญญากาศ....20
2.6 การลดพลังงานในการควบแน่นไอของเอทานอลที่ผลิตได้....22
บทที่ 3 วิธีดำเนินการวิจัย....26
3.1 ขอบเขตของโครงการวิจัย....26
3.2 อุปกรณ์และสารเคมี....26
3.3 การเตรียมกล้าเชื้อ....26
3.3.1 การเลี้ยงเชื้อ....26
3.3.2 การเตรียมหัวเชื้อ....26
3.4 กระบวนการหมักเอทานอล....27
3.5 การแยกเอทานอลควบคู่กับกระบวนการหมักด้วยระบบการกลั่นแบบสุญญากาศ....27
3.6 ระบบเวนจูลี่....28
3.7 การวิเคราะห์....30
3.8 แบบจำลองทางคณิตศาสตร์....31
บทที่ 4 ผลการวิเคราะห์ข้อมูล....32
4.1 การศึกษาการยับยั้งของสารตั้งต้นและสารผลิตภัณฑ์....32
4.2 ผลของความเข้มข้นของกากน้ำตาลตั้งต้นต่อประสิทธิภาพการหมัก....33
4.3 การผลิตเอทานอลแบบกะและการหมักแบบหมักกะควบคู่การกลั่น....34
4.4 การผลิตเอทานอลแบบการหมักควบคู่การกลั่นแบบทำซ้ำ (Repeated batch fermentation with vacuum distillation) 36

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

สารบัญเรื่อง

หน้า

4.5 การจำลองระบบการผลิตเอทานอลแบบหมักควบคู่กับการกลั่นแบบต่อเนื่องในถังหมักขนาด 200 ลิตร ด้วยโปรแกรม ASPEN PLUS 8.6....38
4.5.1 เทอร์โมไดนามิกส์ของวัตถุดิบที่เกี่ยวข้อง....40
4.5.2 การกำหนดส่วนประกอบและแบบจำลองในระบบ....42
4.5.2.1 การสร้างแบบจำลองในส่วนถังหมัก (Simulation of bio-reactor)....43
4.5.2.1 การสร้างแบบจำลองในส่วนหอกลั่นประสิทธิภาพสูง (Simulation of high-performance distillation column)....46
4.5.2.2 การสร้างแบบจำลองในส่วนของระบบเวนจูลี (Simulation of venture system)....49
4.6 การจำลองระบบการผลิตเอทานอลแบบหมักควบคู่กับการกลั่นแบบต่อเนื่องในถังหมัก ขนาด 200 ลิตร....52
4.7 การวิเคราะห์เชิงเศรษฐศาสตร์ของระบบการผลิตเอทานอลแบบหมักควบคู่การกลั่น....54
4.8 การปรับปรุงประสิทธิภาพและลดต้นทุนการผลิตของระบบการผลิตเอทานอลแบบหมักควบคู่การกลั่น..55
4.8.1 การเก็บเกี่ยวเอทานอลที่สูญเสียในถังเวนจูลี....55
4.8.2 การเก็บเกี่ยวเอทานอลในน้ำส่า....56
4.8.3 การใช้น้ำปกติแทนน้ำหล่อเย็นคอลัมน์....57
บทที่ 5 บทสรุป....59
เอกสารอ้างอิง....60
ประวัติผู้วิจัย....64

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

สารบัญภาพ

หน้า

รูปภาพ 1 แสดงระบบการกลั่นแบบต่อเนื่อง....14
รูปภาพ 2 ภายในของหอกลั่นในแบบ cap tray....15
รูปภาพ 3 แสดงความเข้มข้นของไอเอทานอลจากสารละลายเอทานอล/น้ำที่ความเข้มข้นต่าง ๆ....16
รูปภาพ 4 ความสัมพันธ์ระหว่างเส้นจุดเดือด (bubble point curve) และจุดน้ำค้าง (dew point curve) ของสารละลายเอทานอลที่ความเข้มข้นต่าง ๆ....17
รูปภาพ 5 การพัฒนาระบบการกลั่นเอทานอลแบบต่อเนื่อง 18
รูปภาพ 7 เครื่องต้นแบบการกลั่นลำดับส่วนแบบต่อเนื่องโดยใช้การให้ความร้อน ณ.ส่วน stripping โดยตรง....18
รูปภาพ 7 เครื่องกลั่นลำดับส่วนแบบต่อเนื่องในระดับโรงงานต้นแบบขนาด 6 นิ้ว....19
รูปภาพ 8 แสดงขั้นตอนการผลิตไบโอเอทานอลจากกระบวนการหมักโดยทั่ว ๆ ไป....20
รูปภาพ 9 แสดงหลักการทำงานของระบบการแยกเอทานอลบริสุทธิ์จากน้ำหมักควบคู่กับกระบวนการกลั่นลำดับส่วนแบบสุญญากาศ 21
รูปภาพ 10 คอคอดเวนจูรี่และการติดตั้งระบบการไหลเวียนของของเหลวเพื่อผลิตสุญญากาศ....23
รูปภาพ 11 เครื่องต้นแบบการแยกเอทานอลควบคู่ไปกับกระบวนการหมักด้วยเทคนิคการกลั่นลำดับส่วนแบบสุญญากาศ 23
รูปภาพ 9 การทดลองการผลิตเอทานอลควบคู่กับกระบวนการหมักด้วยเทคนิคการกลั่นลำดับส่วนแบบสุญญากาศ....24
รูปภาพ 10 หลักการทำงานของการไหลของของเหลวในระบบเวนจูลี่ที่มีความดันแตกต่างกัน....25
รูปภาพ 11 อัตราการผลิตเอทานอลที่ความเข้มข้นกลูโคสแตกต่างกัน....28
รูปภาพ 12 ผลของความเข้มข้นของกากน้ำตาลตั้งต้นต่อประสิทธิภาพการหมัก....28
รูปภาพ 13 ปริมาณเอทานอลที่มีผลต่อการเจริญของเชื้อยีสต์....29
รูปภาพ 14 ผลการทดลองการหมักแบบ repeated batch ที่ทำการแยกเอทานอลออกด้วยการกลั่นแบบสุญญากาศ....32
รูปภาพ 15 ปริมาณรอบของการหมักที่มีผลต่อการผลิตเอทานอลและปริมาณเซลล์มีชีวิต....33
รูปภาพ 16 โรงงานต้นแบบการแยกเอทานอลควบคู่กับการหมักด้วยเทคนิคการกลั่นลำดับส่วนแบบสุญญากาศที่ได้ทำการปรับปรุงในส่วนของหอกลั่นแล้ว....35
รูปภาพ 17 การออกแบบในหน่วยปฏิบัติการของระบบดังกล่าวในโปรแกรม ASPEN PLUS....37
รูปภาพ 18 การแสดงค่า activity coefficients ด้วย DDBST database....37
รูปภาพ 19 VLE ของของผสมระหว่างเอทานอล/น้ำ ที่ความดัน 60 mbar ซึ่งได้จากการคำนวณโดยใช้ DDBST database....39
รูปภาพ 20 ตัวอย่างของการกำหนดค่าตัวแปรต่าง ๆ ขององค์ประกอบลงในโปรแกรม....39
รูปภาพ 21 การจำลองสมดุลมวลรอบถังหมัก (FERMEN) 41
รูปภาพ 22 แสดงจำนวนโมลของน้ำตาลที่ถูกใช้และสารผลิตภัณฑ์ที่สร้างขึ้นจากกระบวนการหมัก....42
รูปภาพ 23 แสดง Sensitivity analysis ของความมันที่มีผลต่อการไหลของเอทานอล the (●) และ fraction (■) ด้วยโปรแกรม ASPEN PLUS....43

สารบัญภาพ

หน้า

รูปภาพ 24 แสดงหลักการทำงานของหอกลั่นประสิทธิภาพสูง (ซ้าย) และแบบจำลองของหอกลั่น
โดยใช้โปรแกรม Aspen plus (ขวา) 44
รูปภาพ 25 รูปแบบจำลองระบบการหมักควบคู่กับการกลั่นแบบสุญญากาศ...45
รูปภาพ 26 GC chromatogram ของสารประกอบที่ได้จากคอลัมน์...46
รูปภาพ 27 แบบจำลองทางคณิตศาสตร์ของระบบเวนจูรี่...47
รูปภาพ 28 ความเข้มข้นของเอทานอลที่สูญเสียที่อุณหภูมิน้ำเย็นที่แตกต่างกัน...47
รูปภาพ 29 แผนผังการดำเนินงานระบบปฏิบัติการ extractive fermentation system.........................49
รูปภาพ 30 อัตราการสูญเสียเอทานอลในถังเวนจู
ลี...50
รูปภาพ 31 การเก็บเกี่ยวเอทานอลในถังเวนจูลี...51
รูปภาพ 32 แผนผังการดำเนินงานระบบปฏิบัติการ extractive fermentation system.........................51
รูปภาพ 33 อัตราการสูญเสียเอทานอลในถังเวนจูลี..54
รูปภาพ 34 การเก็บเกี่ยวเอทานอลในถังเวนจูลี...56

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

สารบัญตาราง

หน้า

ตาราง 1 ตารางสรุปการทดลองใช้ความเข้มข้นน้ำตาลต่างๆกันในการผลิตเอทานอล....................................34
ตาราง 2 ผลของปัจจัยต่างๆที่มีผลต่อความเข้มข้นและอัตราการกลั่นเอทานอล...36
ตาราง 3 แสดงหน่วยปฏิบัติการ การออกแบบและสภาวะในการดำเนินการของระบบ extractive fermentation จากโปรแกรม ASPEN PLUS..40
ตาราง 4 การกำหนดองค์ประกอบของสารตั้งต้น ผลิตภัณฑ์และผลพลอยได้ต่าง ๆ ของการหมักเอทานอล...42
ตาราง 5 ปริมาณและจำนวนโมลของสารผลิตภัณฑ์ที่ได้จากปฏิกิริยาการหมัก..44
ตาราง 6 แสดงอัตราการไหลและอัตราส่วนของสารประกอบก่อนและหลังกระบวนการหมัก.........................45
ตาราง 7 อัตราส่วนของสารประกอบต่างๆที่ตำแหน่งก่อนเข้าและออกจากคอลัมน์ที่คำนวณได้จาก โปรแกรม Aspen plus...48
ตาราง 8 สมดุลมวลของระบบรอบเวนจูรี่...50
ตาราง 9 ผลของการจำลองระบบเวนจูลี่...53
ตาราง 10 การคำนวณค่าพลังงานที่ใช้และค่าใช่จ่ายในการผลิต...55
ตาราง 11 ตารางแสดงต้นทุนการผลิตในระบบ..55
ตาราง 12 การไหลของสารในระบบ...56
ตาราง 13 การสกัดเอทานอลจากน้ำกากส่า..57
ตาราง 14 การวิเคราะห์ต้นทุนการผลิตของหอกลั่นขนาดเล็กแบบต่อเนื่อง...57
ตาราง 15 แสดงการผลิตเอทานอลแบบหมักควบคู่การกลั่นโดยใช้น้ำที่อุณหภูมิห้อง....................................58
ตาราง 16 การคำนวณค่าใช้จ่ายในการผลิต...58

บทที่ 1 บทนำ

1.1 ความสำคัญและที่มาของงานวิจัย

เอทานอลหรือไบโอเอทานอลมีความสำคัญต่อการพัฒนาประเทศเป็นอย่างมากเนื่องจากสามารถนำไปประยุกต์ ใช้ในอุตสาหกรรมต่าง ๆ เช่น ในภาคการขนส่ง สามารถใช้เป็นเชื้อเพลิงโดยตรง โดยเฉพาะ E85, E20, E10 นอกจากนี้ ยังใช้เป็นสารตั้งต้นในการทำปฏิกิริยาเอสเทอริฟิเคชั่นกับกรดอินทรีย์ชนิดต่าง ๆ เพื่อผลิตเป็นไบโอดีเซลและไบโอเจ๊ตอีกด้วย ในปัจจุบันการพัฒนาการผลิตไบโอเอทานอลนั้นได้มีความก้าวหน้าเป็นอย่างมาก เช่นการพัฒนาการหมักแบบกึ่งกะ (fed-batch fermentations) เพื่อลดปัญหาการยับยั้งเนื่องจากความเข้มข้นของน้ำตาลที่มากเกินไป หรือการหาสายพันธุ์ยีสต์ที่สามารถผลิตเอทานอลได้สูงและทนทานต่ออุณหภูมิสูง (ยีสต์สายพันธุ์ทนร้อน) เป็นต้น แต่อุปสรรคที่แท้จริงของการเพิ่มผลผลิตเอทานอลจากน้ำหมักนั้น คือปัญหาความเป็นพิษของเอทานอลที่มีต่อเชื้อยีสต์ ทั้งนี้เนื่องจากระหว่างการหมักนั้น เอทานอลที่ถูกผลิตขึ้นจะสะสมอยู่ในน้ำหมัก ซึ่งจะส่งผลในด้านลบกับการเจริญของเชื้อยีสต์และความสามารถในการผลิตเอทานอล โดยที่เอทานอลความเข้มข้นร้อยละ 5 โดยน้ำหนักจะเริ่มเป็นพิษต่อเชื้อยีสต์ ทำให้เชื้อยีสต์ผลิตเอทานอลได้ช้าลง และความ เข้มข้นเอทานอลที่ประมาณร้อยละ 12-15 จะส่งผลทำให้เชื้อยีสต์ตายทั้งหมด ถึงแม้ว่าจะมีการเติมอาหารลงไปอีก ก็จะไม่มีการผลิตเอทานอลเพิ่มขึ้น เรียกการยับยั้งแบบนี้ว่าการยับยั้งจากผลิตภัณฑ์ (product inhibition effect) ผู้วิจัยได้ประสบความสำเร็จในการกลั่นแยกเอทานอลควบคู่ไปกับกระบวนการหมัก (extractive fermentation) ทั้งในระดับห้องปฏิบัติการและในระดับโรงงานต้นแบบขนาด 200 ลิตร โดยใช้เทคนิคการกลั่นลำดับส่วนแบบสุญญากาศ โดยเป็นการประยุกต์ใช้หอกลั่นลำดับส่วนประสิทธิภาพสูงที่ได้พัฒนาขึ้นภายในมหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี ต่อเข้ากับถังหมักโดยตรง ซึ่งได้ผลการทดลองเป็นอย่างดี โดยสามารถเริ่มทำการกลั่นเอทานอลความเข้มข้นร้อยละมากกว่า 90 ออกจากน้ำหมักภายในชั่วโมงที่ 3 หลังจากที่เริ่มลงกล้าเชื้อ ซึ่งโดยปกติแล้ว การหมักเอทานอลโดยทั่วไปจะต้องทำการหมักประมาณ 3-4 วันถึงจะสามารถนำน้ำหมักนั้นมากลั่นได้ ทั้งนี้จากการทำการแยกผลิตภัณฑ์ เอทานอลออกจากน้ำหมักอยู่ตลอดเวลานี้ จะมีข้อได้เปรียบการหมักแบบธรรมดาหลายประการคือ

1. ตัดขั้นตอนการกลั่นออกได้ เนื่องจากหอกลั่นในระดับอุตสาหกรรมนั้น เป็นสิ่งที่แพงและใช้พลังงานมากที่สุด ซึ่งจะทำให้ต้นทุนการผลิตจะลดลงเป็นอย่างมากทั้งงบค่าก่อสร้างและต้นทุนด้านพลังงาน
2. ยีสต์สามารถผลิตเอทานอลได้มากขึ้น เนื่องจากไม่มีเอทานอลซึ่งเป็นพิษค้างอยู่ในระบบ ทำให้ยีสต์มีชีวิตที่ยาวนานขึ้น เมื่อยีสต์ใช้น้ำตาลหมดแล้ว สามารถที่จะทำการหมักซ้ำได้อีก โดยใช้เชื้อยีสต์ชุดเดิม
3. สามารถเพิ่มอัตราการผลิตเอทานอลได้มากขึ้นจากการใช้ปริมาณของเชื้อยีสต์เริ่มต้นในปริมาณสูงร่วมกับการเติมอาหารเข้มข้นสูงแบบต่อเนื่อง โดยจะส่งผลให้มีปริมาณของน้ำกากส่า (thin stillage) ลดลง เป็นการลดของเสียจากระบบลงได้เป็นอย่างมาก
4. ประหยัดเวลา เนื่องจากสามารถผลิตเอทานอลได้ตั้งแต่ช่วงแรก ๆ ที่เชื้อยีสต์เริ่มทำการผลิตเอทานอล (ขนาดของถังหมักจะมีขนาดลดลงประมาณ 10 เท่า)

แต่อย่างไรก็ตาม การที่จะทำการพัฒนาระบบในเชิงพานิชย์นั้น จำเป็นที่จะต้องจัดสร้างระบบให้สมบูรณ์ มีการเดินท่อต่าง ๆ ให้ได้มาตรฐานและมีลักษณะการควบคุมการทำงานแบบอัตโนมัติหรือกึ่งอัตโนมัติ จึงจะดึงดูดผู้ประกอบการหรือผู้ที่สนใจให้ร่วมลงทุนกับทางมหาวิทยาลัยให้มากขึ้น นอกจากนี้ยังมีความจำเป็นที่

จะต้องศึกษาถึงแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ (mathematical modelling) เพื่อการออกแบบโรงงานสำหรับขนาดกำลังการผลิตต่าง ๆ กัน ทำให้สามารถประเมินราคาค่าก่อสร้างและพลังงานที่ใช้ในกระบวนการได้

1.2 ทฤษฎี สมมุติฐาน (ถ้ามี) และกรอบแนวความคิดของโครงการวิจัย

การหมักเอทานอลสามารถหมักได้จากวัตถุดิบทางการเกษตรหลายชนิดเช่น กากน้ำตาลอ้อย ข้าวฟ่างหวาน เซลลูโลส (cellulosic ethanol) และจากมันสำปะหลังเป็นต้น ในกรณีที่วัตถุดิบเป็นจำพวกแป้ง มีความจำเป็นต้องใช้เอ็นไซม์ในการย่อยแป้งให้กลายเป็นน้ำตาลก่อน จากนั้นจะใช้เชื้อยีสต์ในการเปลี่ยนน้ำตาลในถังหมักให้เป็นเอทานอล ซึ่งกระบวนการหมักนั้นจะดำเนินจนกระทั่งปริมาณน้ำตาลได้หมดลง หรือกระบวนการหมักสิ้นสุดเนื่องจากปฏิกิริยาการยับยั้งการเจริญของเชื้อยีสต์อันเนื่องจากปริมาณเอทานอลที่สะสมในน้ำหมัก ก่อนที่จะนำน้ำหมักดังกล่าวไปกลั่นลำดับส่วนต่อไป โดยปัญหาที่เกิดขึ้นจากกระบวนการหมักแบบกะโดยทั่ว ๆ ไปในระดับอุตสาหกรรมสามารถแจกแจงได้ดังนี้ 1). เอทานอลเป็นสารพิษต่อเซลของเชื้อยีสต์ มีรายงานว่าความเข้มข้นของเอทานอลที่ 1-2% สามารถ ก่อให้เกิดความเครียดในเชื้อยีสต์ได้และความเข้มข้นของเอทานอลที่ประมาณ 10% จะทำให้การหมัก สิ้นสุดลง เป็นผลสืบเนื่องมาจากการที่เชื้อยีสต์หยุดกิจกรรมและตายไปในที่สุด เนื่องจากเอทานอลจะเข้าไปทำลายเยื่อหุ้มเซลให้สูญเสียคุณลักษณะในการควบคุมการเลือกผ่านสารเข้า-ออกเซลล์ ทำให้เซลยีสต์ไม่สามารถนำเอาน้ำตาลเข้าเซลล์และเอาเอทานอลออกจากเซลล์ได้ ทำให้เซลล์ยีสต์ตายในที่สุด มีรายงานวิจัยหลายด้านที่พยายามจะเพิ่มปริมาณของเอทานอลจากการหมัก เช่นการพัฒนาเชื้อที่ทนต่อความเป็นพิษของเอทานอล เป็นต้น นอกจากนี้ยังมีรายงานวิจัยในการแยกเอทานอลออกจากน้ำหมัก ในระหว่างที่การหมักกำลังดำเนินไปโดยใช้เทคนิคต่าง ๆ เช่น การใช้ตัวทำละลายอินทรีย์ในการสกัดเอาเอทานอลออกมา การใช้เยื่อแผ่น (membrane processes) และการอัดก๊าซ (gas stripping) เป็นต้น 2). หลังจากที่กระบวนการหมักสิ้นสุดลงแล้วในถังหมัก (Fermentor) ขั้นตอนต่อไปที่สำคัญคือการ ทำผลิตภัณฑ์ให้บริสุทธิ์ โดยน้ำหมักดังกล่าวจะถูกนำไปให้ความร้อนโดยใช้หอกลั่น เพื่อให้ได้เอทานอลที่บริสุทธิ์ต่อไป แต่เนื่องจากการกลั่นแบบธรรมดานั้น จะได้เอทานอลที่มีความบริสุทธิ์สูงสุดอยู่ที่ร้อยละ 95.6 โดยน้ำหนัก ทั้งนี้เป็นเพราะว่าเอทานอลและน้ำจะเกิดของผสมอะซีโอ โทรป (azeotropic mixture) ที่ความเข้มข้นดังกล่าวนั่นเองและจะไม่สามารถแยกเอาน้ำส่วนที่เหลือออก จากระบบได้ด้วย การกลั่นแบบธรรมดาอีกต่อไป ดังนั้นจึงจำเป็นต้องเพิ่มขั้นตอนการแยกน้ำส่วนเกินนี้ ออกอีกขั้นตอนหนึ่ง คือการใช้ molecular sieve ชนิด 3 หรือ 4 อังสตรอม เพื่อผลิตเป็นไบโอเอทานอลต่อไป ผู้วิจัยโดย รศ.ดร. อภิชาติ บุญทาวัน ยังได้ทำการศึกษาและออกแบบระบบการกลั่นประสิทธิภาพ สูงด้วยเทคนิคการปั่นผสมไอ โดยได้ทำการยื่นขอจดสิทธิบัตรเครื่องมือดังกล่าว เมื่อวันที่ 8 กุมภาพันธ์ 2553 (เอกสารคำขอสิทธิบัตรหมายเลข 1001000226) โดยทั่ว ๆ ไปแล้ว การกลั่นลำดับส่วนเป็นวิธีการแยกของเหลว ที่สามารถระเหยได้ตั้งแต่ 2 ชนิดขึ้นไป มีหลักการเพื่อต้องการแยกองค์ประกอบในสารละลายให้ออกจากกัน โดยเฉพาะอย่างยิ่งการแยกองค์ประกอบที่มีความแตกต่างของจุดเดือดไม่มากนัก การกลั่นลำดับส่วนเหมาะสำหรับใช้กลั่นของเหลวที่เป็นองค์ประกอบของสารละลายที่จุดเดือดต่างกันน้อย ๆ เช่นการแยกเอทานอลกับน้ำ โดยกระบวนการกลั่นลำดับส่วนจะเป็นการนำไอ ของแต่ละส่วนไปควบแน่นแล้วนำไปกลั่นซ้ำและควบแน่นไอของส่วนกลั่นนั้นไปเรื่อย ๆ ภายในหอกลั่นหรือคอลัมน์ โดยคอลัมน์ของการกลั่นลำดับส่วนแบบทั่วไปจะมีลักษณะเป็นชั้นซ้อนกันหลายชั้น (tray) แต่ปัญหาที่เกิดขึ้นสำหรับการพัฒนาการกลั่นเอทานอลในระดับห้องปฏิบัติการคือการคำนวณจำนวนของชั้นของหอกลั่นเพื่อที่จะให้ได้ความเข้มข้นของสารที่ต้องการ ยกตัวอย่างเช่นจำนวนชั้นภายในหอกลั่นของเอทานอลเพื่อกลั่นให้ได้ความเข้มข้นร้อยละ 95 นั้น จะต้องใช้จำนวนชั้นที่มากกว่า 70 ชั้น ทำให้จำเป็นต้อง

สร้างหอกลั่นที่มีความสูงมาก ส่งผลให้มีต้นทุนในการลงทุนที่สูง ใช้พลังงานในการกลั่นสูง นอกจาก นี้แล้วการดูแลรักษายังลำบากอีกด้วย

1.3 จุดประสงค์ของโครงการวิจัย

1. ปรับปรุงโรงงานต้นแบบโดยใช้ถังปฏิกรณ์ชีวิภาพหรือ bioreactor ขนาด 200 ลิตรสำหรับศึกษาการผลิตไบโอเอทานอลจากการหมักควบคู่กับการแยกด้วยระบบการกลั่นลำดับส่วนแบบสุญญากาศ

2. ศึกษาและเปรียบเทียบต้นทุนการผลิตเอทานอลด้วยระบบดังกล่าวกับระบบที่ใช้อยู่ในอุตสาหกรรม โดยจะเปรียบเทียบทั้งต้นทุนคงที่ (fixed cost) และต้นทุนผกผัน (variable cost)

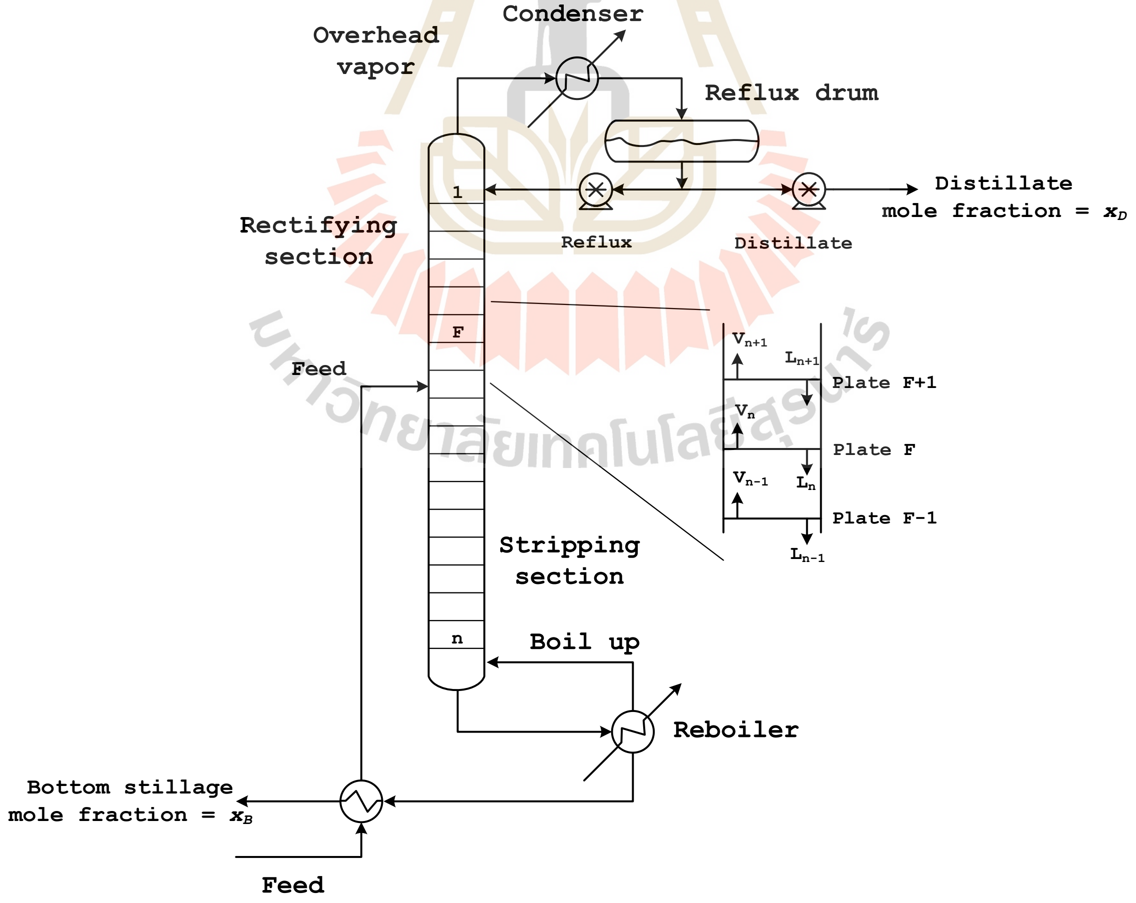
3. ทำการออกแบบโรงงานโดยใช้โปรแกรมคำนวณทางคณิตศาสตร์ เพื่อที่จะกำหนดขนาดของเครื่องจักรและอุปกรณ์ต่าง ๆ โดยอาจจะออกแบบให้มีกำลังการผลิตผลิตภัณฑ์ต่าง ๆ กัน เช่น วันละ 1,000, 5000, และ 10,000 ลิตร เป็นต้น

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

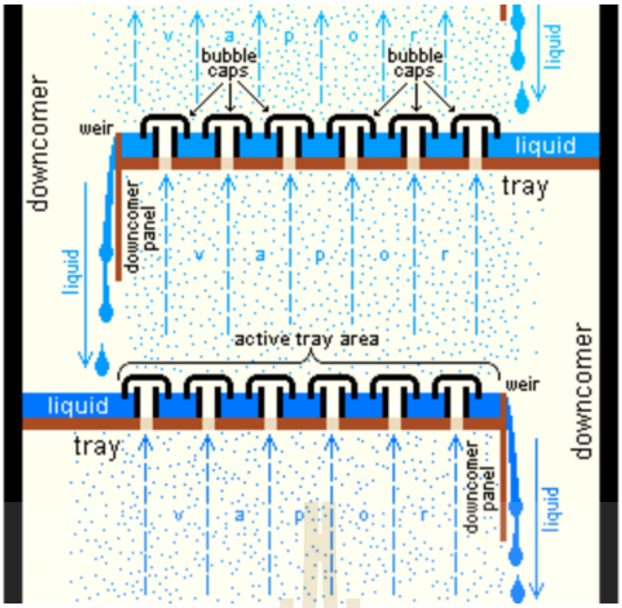
บทที่ 2
ทบทวนวรรณกรรม

2.1 การกลั่นเอทานอล

การกลั่นลำดับส่วน (fractional distillation) เป็นวิธีการแยกของเหลวที่สามารถระเหยได้ตั้งแต่ 2 ชนิดขึ้นไป มีหลักการเพื่อต้องการแยกองค์ประกอบในสารละลายให้ออกจากกันโดยเฉพาะสารที่มีความแตกต่างของจุดเดือดไม่มากนัก เช่นการแยกเอทานอลกับน้ำ เป็นต้น โดยกระบวนการ กลั่นลำดับส่วนจะเป็นการนำ ไอของแต่ละส่วนไปควบแน่น กลั่นซ้ำและควบแน่นไอเรื่อย ๆ โดยภายในคอลัมน์ของการกลั่นลำดับส่วนจะมีลักษณะเป็นชั้นซ้อนกันหลายชั้น แต่ละชั้นจะประกอบไปด้วยช่องนำไอขึ้นข้างบนและช่องสำหรับนำส่วนควบแน่นลงด้านล่าง (downcomers) นอกจากนี้แต่ละชั้นยังจะมีแผ่นกั้นเล็ก ๆ เพื่อทำหน้าที่ในการกักกันของเหลวบางส่วนไว้บนชั้น ไอร้อนที่ขึ้นมาจากชั้นที่ต่ำกว่าจะทำให้ของเหลวบนชั้นนี้เดือด และจะพา เอาสารที่มีจุดเดือดต่ำกว่าลอยขึ้นไปยังชั้นด้านบนถัดไป โดยที่ไอร้อนบางส่วนจะควบแน่นกลายเป็น ของเหลวเรียกว่า partial condensation and evaporation ก่อนที่จะตกลงบนชั้นและเมื่อมีปริมาตรมากขึ้นจะไหลล้นตกลงสู่ชั้นด้านล่างถัดไปทางช่อง downcomers (รูปภาพ 1 ประกอบ) แต่ปัญหาที่เกิดขึ้นในการพัฒนาการกลั่นคือจำนวนของชั้นที่ต้องการเพื่อทำให้ได้ความเข้มข้นของสารตามต้องการ ยกตัวอย่างเช่นเพื่อที่จะให้ได้ความเข้มข้นของเอทานอลร้อยละ 95 นั้น จะต้องใช้จำนวนชั้นมากกว่า 70 ชั้น ทำให้จำเป็นต้องสร้างหอกลั่นที่มีความสูงมาก สิ้นเปลืองค่าใช้จ่ายและดูแลรักษาลำบาก



รูปภาพ 1 แสดงระบบการกลั่นแบบต่อเนื่อง



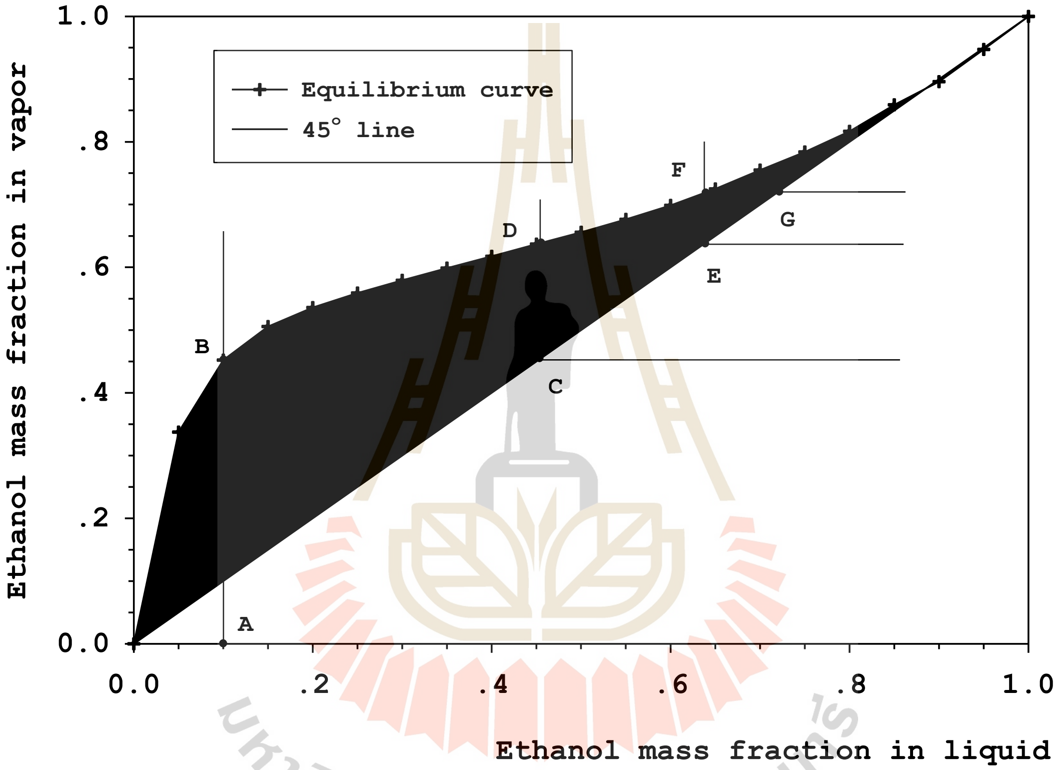
รูปภาพ 2 ภายในของหอกลั่นในแบบ cap tray

รูปภาพ 2 แสดงระบบการกลั่นแบบต่อเนื่อง โดยน้ำหมักจะถูกปั๊มเข้าสู่หอกลั่น ณ ตำแหน่งกึ่งกลางของหอกลั่น ซึ่งภายในมีลักษณะเป็นชั้น ๆ เพื่อทำหน้าที่กลั่นลำดับส่วน ดังที่ได้อธิบายไว้แล้วในข้างต้น โดยหอกลั่นจะถูกแบ่งออกเป็นสองส่วน ส่วนแรกจะเรียกว่า stripping section ซึ่งเป็นส่วนด้านล่างของจุดที่สารป้อนเข้าหอกลั่น ในขณะที่ส่วน rectifying นั้นจะหมายถึงส่วนของหอกลั่นที่อยู่เหนือจากจุดป้อนขึ้นไป เมื่อสารป้อนถูกป้อนเข้าสู่หอกลั่น เอทานอลจะแยกตัวออกจากน้ำหมักกลายเป็นไอลอยขึ้นสู่ด้านบนของหอกลั่น โดยความเข้มข้นของเอทานอลนั้น จะเพิ่มขึ้นเรื่อย ๆ ในชั้นที่อยู่เหนือขึ้นไป ส่วนน้ำหมักที่เจือจางลง แล้ว จะตกลงสู่ด้านล่างของหอกลั่น สู่ส่วนให้ความร้อนหลักของระบบ (reboiler) ซึ่งจะทำให้น้ำกากส่า เดือด (boil up) ทำให้เอทานอลระเหยออกจากน้ำหมักจนหมดและจะไหลออกจากหอกลั่นไป โดยน้ำกาก ส่าที่ร้อนนั้น จะเข้าสู่เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนเพื่อทำหน้าที่อุ่นสารป้อนที่จะเข้าหอกลั่น ทำให้สารป้อนนั้นมีอุณหภูมิที่สูงขึ้น เป็นการประหยัดพลังงานที่ใช้ในการกลั่น ส่งผลให้ลดต้นทุนการผลิตลงได้เป็นอย่างมาก ส่วนไอของเอทานอลที่ออกจากด้านบนของหอกลั่นนั้น (overhead vapor) จะถูกทำให้เกิดการควบแน่นโดยผ่านเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (condenser) และจะเข้าสู่ถังรีฟลักซ์ (reflux drum) และจะมีการแบ่งบางส่วนของเอทานอลนี้ให้เข้าสู่หอกลั่น (reflux) เพื่อเพิ่มความเข้มข้นของส่วนควบแน่น (distillate) ให้ได้ความเข้มข้นตามต้องการ

2.2 ปัญหาในการกลั่นเอทานอล

ถึงแม้ว่าการหมักเอทานอลจากมันสำปะหลังหรือกากน้ำตาลนั้นจะทำได้ไม่ยากนัก แต่ปัญหาหลัก ในการผลิตเชื้อเพลิงเอทานอลคือการกลั่นเอทานอลให้ได้ความเข้มข้นสูงสุดที่ร้อยละ 95% ก่อนที่จะนำไปกำจัดน้ำในขั้นตอนสุดท้ายต่อไป เนื่องจากน้ำและเอทานอลมีจุดเดือดที่ใกล้กัน (100 และ 78.32 องศาเซลเซียส ตามลำดับ) เมื่อทำให้สารละลายเอทานอลเดือด จะทำให้เอทานอลกลายเป็นไอและจะมีน้ำบางส่วนระเหยกลายเป็นไอปนมากับ ไอของเอทานอลดังกล่าวด้วย โดยธรรมชาติแล้วสารละลายเอทานอลและน้ำที่ความเข้มข้นต่าง ๆ จะส่งผลให้เกิดไอของเอทานอลที่ความเข้มข้นต่าง ๆ กันดังแสดงใน รูปภาพ 3 ยกตัวอย่างเช่น น้ำหมักโดยทั่ว ๆ ไป จะมีความเข้มข้นของเอทานอลอยู่ที่ร้อยละ 10 (จุด A) เมื่อทำการกลั่นในครั้งแรก จะเกิด

ไอของเอทานอลที่มีความเข้มข้นเท่ากับร้อยละ 45 (จุด B) และเมื่อทำการควบแน่นไอดังกล่าวจนกลายเป็นของเหลว (จุด C) ไปทำการกลั่นซ้ำอีกครั้งหนึ่ง จะได้ไอเอทานอลที่มีความเข้มข้นประมาณร้อยละ 64 (จุด D) และเมื่อทำการควบแน่นไอจนกลายเป็นของเหลว (จุด E) ไปกลั่นซ้ำเป็นครั้งที่ 3 จะได้ไอของเอทานอลอยู่ที่ประมาณร้อยละ 70 (จุด F) ซึ่งจากกร๊าฟจะเห็นว่าหากทำการกลั่นซ้ำครั้งที่ 4, 5, 6 ไปเรื่อย ๆ จะทำให้ความเข้มข้นของเอทานอลนั้นเพิ่มขึ้น แต่จะน้อยเมื่อเทียบกับความเข้มข้นของสารละลายที่เจือจางกว่า (AB > CD > EF) และที่ความเข้มข้นร้อยละ 95 จะไม่สามารถเพิ่มความเข้มข้นได้อีกเรียกของผสมนี้ว่า อะซีโอโทรป (azeotropic mixture) ซึ่งจากการทดลองนั้น จะต้องใช้การกลั่นซ้ำเป็น จำนวนชั้นมากกว่า 75 ชั้น ซึ่งหอกลั่นเอทานอลนั้นจะต้องมีความสูงมาก

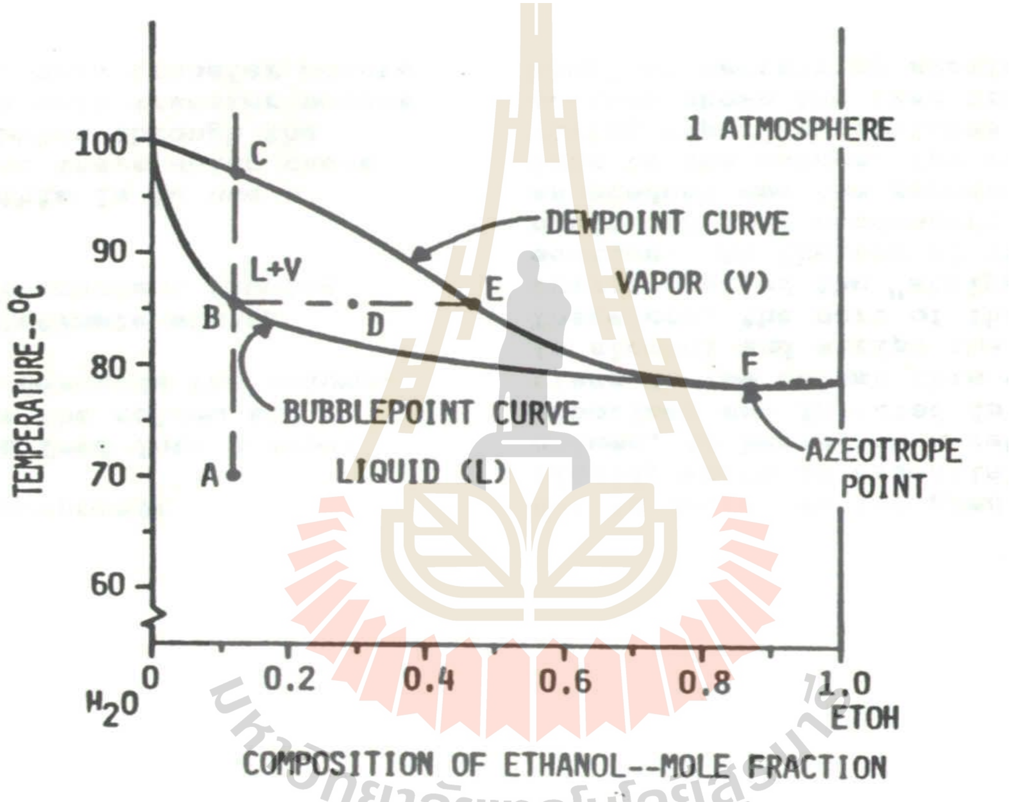


รูปภาพ 3 แสดงความเข้มข้นของไอเอทานอลจากสารละลายเอทานอล/น้ำที่ความเข้มข้นต่าง ๆ

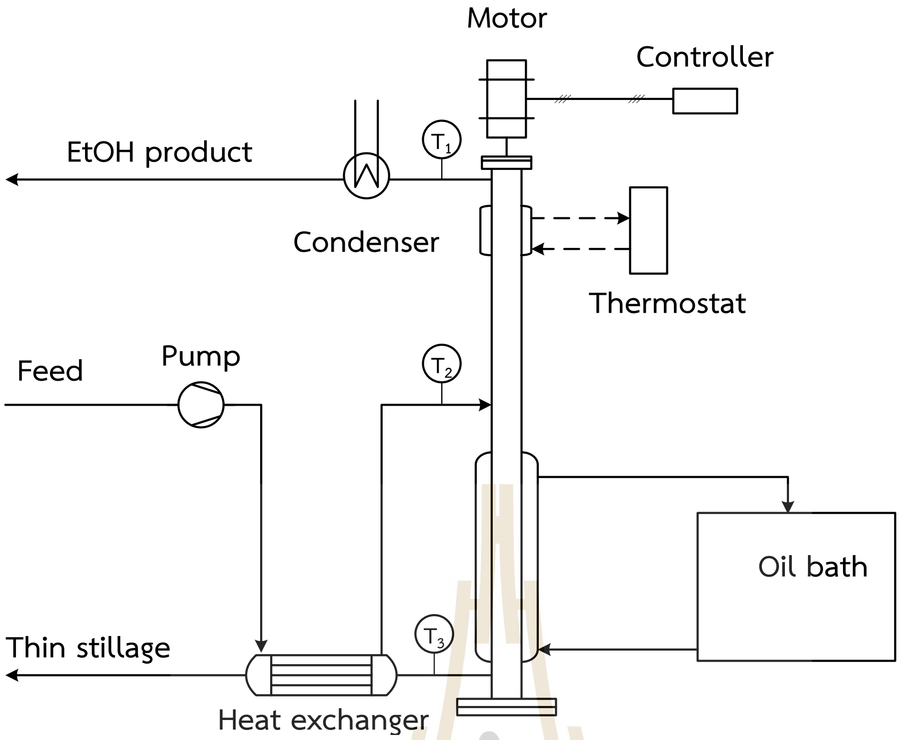
2.3 การพัฒนาต้นแบบหอกลั่นประสิทธิภาพสูง (Prototype development)

สำหรับการพัฒนาหอกลั่นประสิทธิภาพสูงนั้น อาศัยความสัมพันธ์ระหว่างจุดเดือดของสารละลายที่ความเข้มข้นของเอทานอลต่าง ๆ ดังแสดงในรูปภาพ 4 ซึ่งจากภาพจะเห็นว่าจุดเดือด (bubble point) ของน้ำและเอทานอลที่ความดัน 1 บรรยากาศจะอยู่ที่ 100 และ 78.32 องศาเซลเซียส ตามลำดับ และเราสามารถการควบคุมความเข้มข้นของส่วนกลั่นเอทานอลได้โดยการควบคุมอุณหภูมิของไอเอทานอลที่ออกจากหอกลั่น ยกตัวอย่างเช่นสารละลายเอทานอลที่จุด A มีความเข้มข้นของเอทานอลประมาณร้อยละ 12 โดยโมล ถูกทำให้ร้อนจากอุณหภูมิ 70 องศาเซลเซียสให้ไปถึงจุด B ซึ่งเป็นจุดเดือดที่อุณหภูมิประมาณ 86 องศาเซลเซียส โดย ณ อุณหภูมินี้จะทำให้เอทานอลกลายเป็นไอและเมื่อทำการควบแน่นไอดังกล่าวที่อุณหภูมิจุดน้ำค้าง

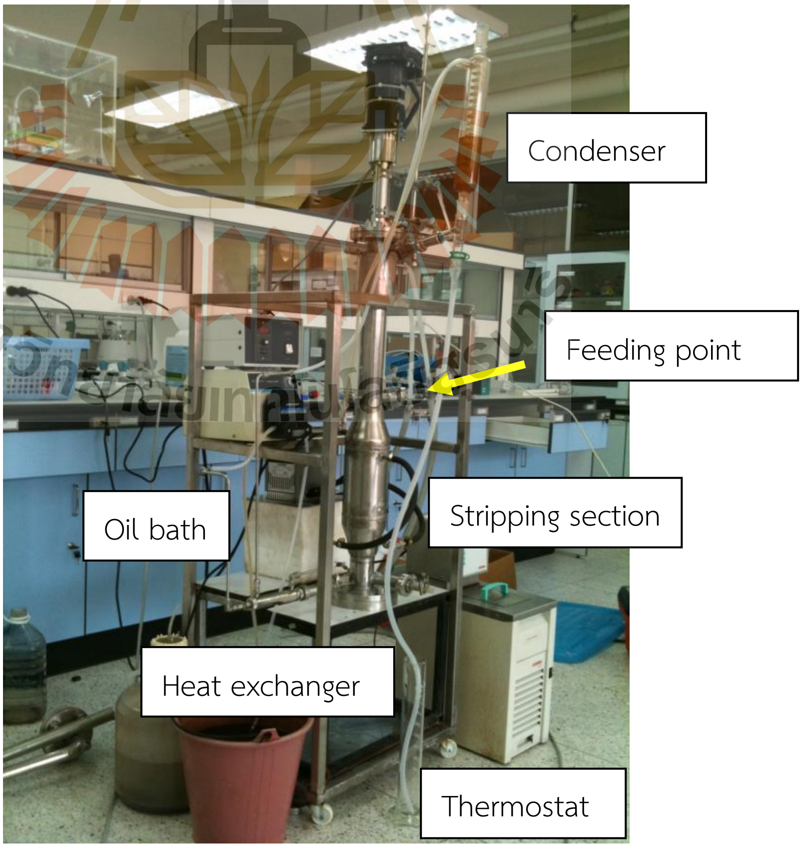
(dewpoint) จะได้ของเหลวที่มีความเข้มข้นเอทานอลประมาณร้อยละ 45 (จุด E) และหากทำการให้ความร้อนเพิ่มจนถึงจุด C จะทำให้ของเหลวทั้งหมดกลายเป็นไอ ดังนั้นจะเห็นได้ว่าการควบคุมอุณหภูมิของไอเอทานอลที่ออกจากหอกลั่นให้มีอุณหภูมิที่เหมาะสม ก็จะเป็นการกำหนดความเข้มข้นของเอทานอลได้ตามต้องการ โดยไม่จำเป็นที่ต้องใช้หอกลั่นแบบ tray อีกต่อไป แต่จำเป็นที่จะต้องทำให้ไอเอทานอลที่ลอยขึ้นมาเกิดการควบแน่นบางส่วน เหลือแต่ส่วนของเอทานอล บริสุทธิ์ (azeotropic point, จุด F) ก่อนที่จะลอยออกจากด้านบนของหอกลั่นออกไป โดยทำการควบคุมอุณหภูมิให้ได้ 78 องศาเซลเซียส ส่วนน้ำกากส่าที่จะออกจากหอกลั่นไป ก็จะต้องทำการเพิ่มอุณหภูมิให้ถึง 100 องศา เพื่อที่จะทำให้เอทานอลทั้งหมดแยกตัวออกมาจากของเหลว



รูปภาพ 4 ความสัมพันธ์ระหว่างเส้นจุดเดือด (bubble point curve) และจุดน้ำค้าง (dew point curve) ของสารละลายเอทานอลที่ความเข้มข้นต่าง ๆ



รูปภาพ 5 การพัฒนาระบบการกลั่นเอทานอลแบบต่อเนื่อง



รูปภาพ 6 เครื่องต้นแบบการกลั่นลำดับส่วนแบบต่อเนื่องโดยใช้การให้ความร้อน ณ.ส่วน stripping โดยตรง

หอกลั่นเอทานอลแบบต่อเนื่องที่ได้ทำการออกแบบ ประกอบไปด้วยส่วนสำคัญคือแกนหมุน (drive shaft) และใบพัด ส่วนประกอบอื่นที่สำคัญดังแสดงในรูปภาพ 6 คือ

1) อ่างน้ำมัน (Oil bath) – ทำหน้าที่ในการให้ความร้อนหลักกับระบบ โดยประดิษฐ์หอกลั่นให้มีลักษณะเป็นท่อสองชั้น (jacket) และมีท่อไหลเวียนน้ำมันร้อนเข้าทางด้านล่างของหอกลั่น โดยอุณหภูมิของน้ำมัน จะมีการควบคุมเพื่อทำให้อุณหภูมิของน้ำการส่า (T_3) อยู่ที่ประมาณ 100 องศาเซลเซียส
2) Thermostat – ทำหน้าที่ในการควบคุมไอของเอทานอลให้คงที่ที่ 78 องศาเซลเซียส ก่อนที่จะออกจากหอกลั่นไป ซึ่งมีการทำเป็นท่อสองชั้นเช่นเดียวกันกับส่วน stripping
3) ส่วนประหยัดพลังงาน – เป็นการออกแบบให้มีการประหยัดพลังงานในการกลั่นและการควบแน่น โดยทำการแลกเปลี่ยนความร้อนกันระหว่างน้ำหมักกับน้ำกากส่า ผ่านทางเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (heat exchanger) ซึ่งน้ำกากส่าจะมีอุณหภูมิที่ต่ำลง ส่วนสารป้อน ซึ่งมีอุณหภูมิต่ำจะถูกให้ร้อนเพิ่มขึ้น โดยในระบบนี้ไม่จำเป็นที่จะต้องใช้ระบบทำความเย็นในการควบแน่นไอของเอทานอลแต่อย่างใด ทำให้สามารถประหยัดพลังงานในการกลั่นลงได้เป็นอย่างมาก

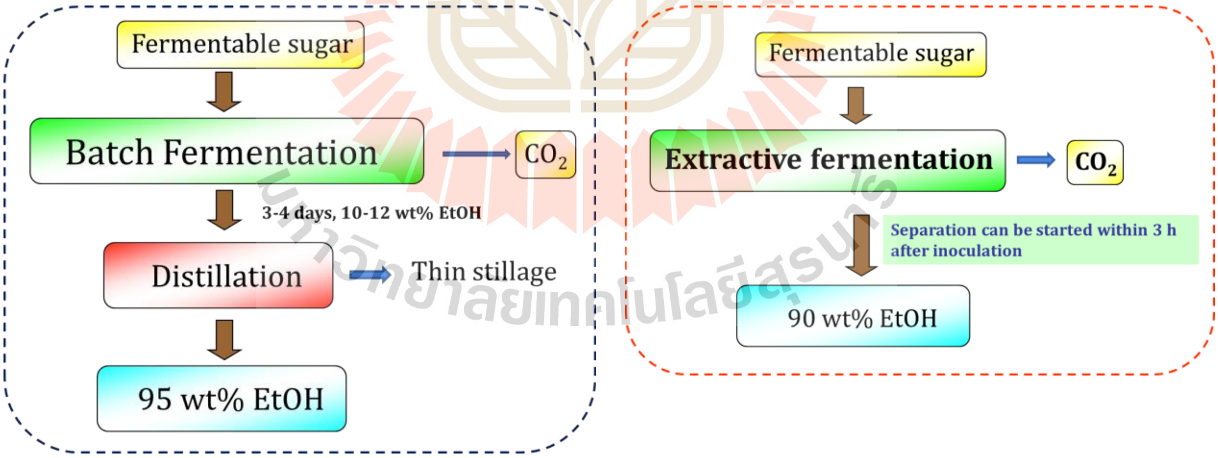
2.4 หอกลั่นแบบต่อเนื่องในระดับโรงงานต้นแบบ

รูปภาพ 7 แสดงการประดิษฐ์เครื่องกลั่นลำดับส่วนแบบต่อเนื่องในระดับโรงงานต้นแบบ ซึ่งเป็นการขยายขนาดมาจากรูปภาพ 6 โดยขยายขนาดขอหอกลั่นเป็น คอลัมน์ (column) – ผลิตขึ้นจากท่อสแตนเลสขนาดเส้นผ่าศูนย์กลาง 6 นิ้ว ยาว 2.0 เมตร ด้านบนเชื่อมด้วยหน้าแปลนขนาด 10 นิ้ว เพื่อต่อเข้ากับมอเตอร์และแกนหมุน ส่วนด้านท้ายเชื่อมด้วยหน้าแปลนขนาด 10 นิ้วเช่นกัน ตรงกลางของคอลัมน์มีท่อต่อเข้าสำหรับสารป้อน (feeding point) ส่วนด้านบนของคอลัมน์ต่อเข้ากับช่องนำไอออก (distillate) ระบบดังกล่าวได้ออกแบบให้ใช้ไอน้ำเป็นแหล่งให้ความร้อนหลักแก่ระบบ

รูปภาพ 7 เครื่องกลั่นลำดับส่วนแบบต่อเนื่องในระดับโรงงานต้นแบบขนาด 6 นิ้ว

2.5 การพัฒนาระบบการแยกเอทานอลควบคู่กับกระบวนการหมักด้วยเทคนิคการกลั่นลำดับส่วนแบบสุญญากาศ

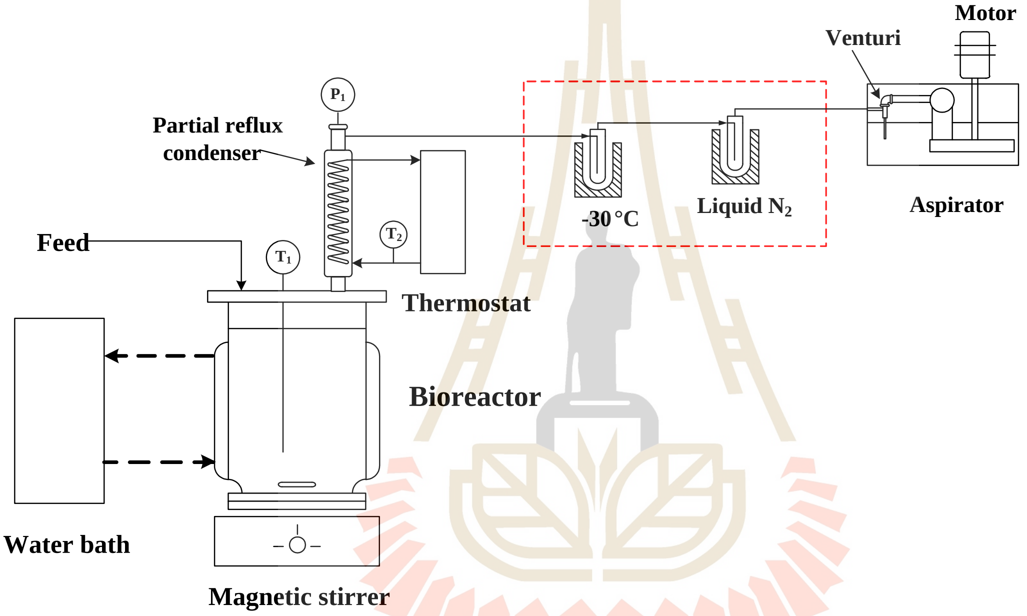
ถึงแม้ว่านักวิจัยได้ทำการพัฒนาหอกลั่นลำดับส่วนแบบต่อเนื่องในระดับโรงงานต้นแบบแล้ว แต่ปัญหาด้านอื่น ๆ ของการหมักก็ยังมีอยู่เช่น การในน้ำเป็นปริมาณมากในการผสมกับกากน้ำตาลอ้อย และปริมาณความเข้มข้นของเอทานอลในน้ำหมักมีประมาณร้อยละ 10 โดยน้ำหนักเท่านั้น ส่งผลให้น้ำกากส่ามีปริมาณมากตามไปด้วย จึงทำให้มีแนวความคิดใหม่ในการพัฒนาระบบการหมัก โดยการแยกเอทานอลออกจากน้ำหมักควบคู่ไปกับกระบวนการหมัก (*in situ* product removal หรือ extractive fermentation) ซึ่งจากการทบทวนวรรณกรรมนั้น พบว่ามีงานวิจัยเกี่ยวกับการแยกเอทานอลออกควบคู่ไปกับกระบวนการหมักโดยใช้เทคนิคต่าง ๆ เช่น การใช้ตัวทำละลาย (solvent extraction) การใช้เยื่อแผ่น (pervaporation) และการใช้สุญญากาศ (vacuum fermentation) เป็นต้น โดยแนวความคิดของการแยกผลิตภัณฑ์เอทานอลออกจากกระบวนการหมักนี้ จะทำให้มีข้อดีหลายประการคือ เอทานอลจะถูกแยกออกจากระบบอยู่ตลอดเวลา ส่งผลให้ไม่เกิดความเป็นพิษของเอทานอลต่อเชื้อยีสต์ โดยที่ความเข้มข้นของเอทานอลในน้ำหมักมีค่าต่ำอยู่เสมอ ทำให้สามารถทำการเพิ่มผลิตผล (volumetric productivity) ของเอทานอลได้ นอกจากนี้จากการที่ความเข้มข้นของเอทานอลในน้ำหมักต่ำอยู่เสมอ ทำให้สามารถใช้ความเข้มข้นของยีสต์ที่สูง (high-cell-density fermentation) หรือการหมักด้วยน้ำตาลเข้มข้น (high substrate concentration) ได้ อันจะเป็นการส่งผลให้ขนาดของถังหมักเล็กลงเมื่อเทียบกับกำลังการผลิตที่เท่ากันจากการหมักแบบกะ (batch fermentation) เนื่องจากเชื้อยีสต์จะสามารถผลิตเอทานอลได้ในปริมาณที่มากขึ้น



รูปภาพ 8 แสดงขั้นตอนการผลิตไบโอเอทานอลจากกระบวนการหมักโดยทั่ว ๆ ไป

รูปภาพ 8 แสดงการเปรียบเทียบแนวความคิดของการแยกควบคู่กับการหมัก (extractive fermentation) กับกระบวนการหมักแบบกะ (Batch fermentation) ซึ่งในระหว่างการหมักแบบกะนั้น หลังจากที่ทำการเติมกล้าเชื้อแล้ว เชื้อยีสต์จะใช้เวลาประมาณ 3-4 วันในการหมักและได้ความเข้มข้นของเอทานอลในน้ำหมักก่อนกระบวนการกลั่นลำดับส่วนประมาณร้อยละ 10-12 ขั้นตอนต่อไปคือการกลั่นลำดับส่วนเพื่อที่จะกลั่นเอทานอลให้ได้ความเข้มข้นร้อยละ 95 โดยน้ำหนักต่อไป ส่วนการแยกควบคู่กับกระบวนการ

หมักนั้น ขั้นตอนการแยกเอทานอลสามารถที่จะเริ่มได้หลังจากเติมเชื้อยีสต์ลงไปประมาณ 3 ชั่วโมง แต่อย่างไรก็ตาม หากมีระบบที่สามารถแยกเอทานอลที่มีความเข้มข้นสูงกว่า 90 % ควบคู่กับกระบวนการหมักได้นั้นก็จะเป็นประโยชน์อย่างมาก เนื่องจากสามารถนำเอทานอลที่ผลิตได้นี้เข้าสู่การแยกน้ำเพื่อผลิตเป็นเชื้อเพลิงเอทานอลได้โดยตรง โดยไม่ต้องทำการกลั่นซ้ำอีกรอบหนึ่ง ซึ่งจากการพิจารณาสมบัติทางกายภาพและเคมีของเอทานอลนั้น พบว่ามีความสามารถในการกลายเป็นไอสูงกว่าน้ำ กล่าวคือเอทานอล มีจุดเดือดอยู่ที่ 78 องศาเซลเซียส ดังนั้นกระบวนการที่เหมาะสมในการแยกเอทานอลออกจากน้ำก็คือการกลั่นลำดับส่วน ส่วนการใช้สมบัติอย่างอื่นจะทำให้การแยกทำได้ค่อนข้างยาก เช่นการใช้ตัวทำละลายอินทรีย์ในการสกัดจะพบปัญหาสำคัญคือ ค่าสัมประสิทธิ์การแยก (distribution coefficient) ที่ต่ำ โดยเฉพาะเอทานอลซึ่งสามารถละลายน้ำได้ดี เป็นต้น นอกจากนี้แล้วยังจำเป็นต้องทำการกลั่นลำดับส่วนเพื่อแยกผลิตภัณฑ์ออกจากตัวทำละลายอินทรีย์ภายหลังจากการสกัดอีกด้วย หอกลั่นเอทานอลแบบต่อเนื่องที่ทำการพัฒนาขึ้นมานี้ สามารถนำมาประยุกต์ใช้ในการกลั่นลำดับส่วนแบบสุญญากาศ โดยสามารถประกอบร่วมกับถังปฏิกรณ์ชีวภาพได้โดยตรง



รูปภาพ 9 แสดงหลักการทำงานของระบบการแยกเอทานอลบริสุทธิ์จากน้ำหมักควบคู่กับกระบวนการกลั่นลำดับ ส่วนแบบสุญญากาศ

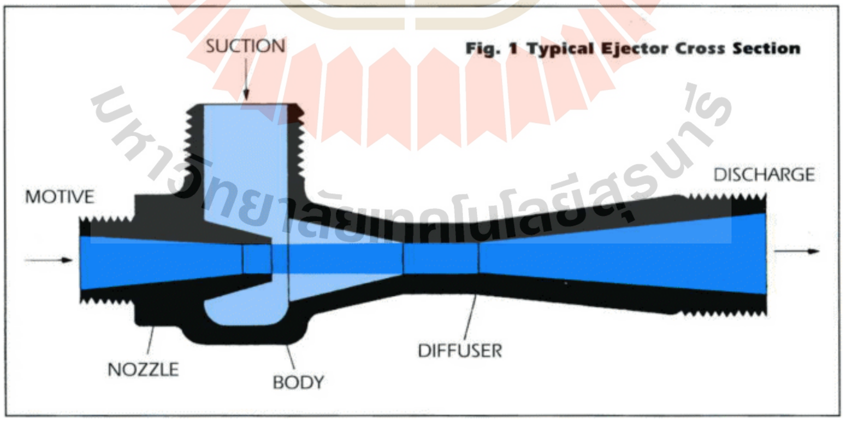
มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

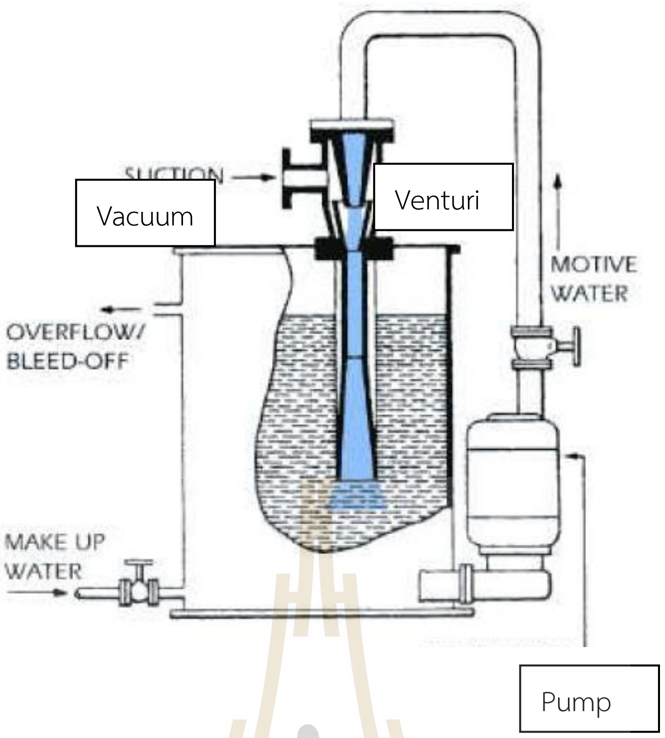
ในหลักการทำงานของระบบการแยกเอทานอลควบคู่กับกระบวนการหมักด้วยระบบการกลั่นลำดับส่วนแบบสุญญากาศนั้น (รูปภาพ 9) เริ่มต้นจะทำการหมักเอทานอล ซึ่งจะใช้กากน้ำตาลอ้อยผสมกับน้ำให้ได้ความเข้มข้นของของแข็งที่ละลายได้ (total soluble solid) ประมาณ 30 ^{o}Brix จากนั้นจะเติมยีสต์ผงลงไป 10 กรัมต่อลิตร ในระหว่างการหมักจะทำการลดความดันบรรยากาศให้ต่ำลงเหลือประมาณ 65 มิลลิบาร์ด้วยเครื่องทำสุญญากาศแบบ aspirator ซึ่งจะทำให้น้ำหมักเดือดที่อุณหภูมิ 35 องศาเซลเซียส ซึ่งเป็นอุณหภูมิการหมักปกติ เอทานอลซึ่งมีจุดเดือดต่ำกว่าจะกลายเป็นไอ และลอยขึ้นสู่ด้านบนของหอกลั่น โดยจะมีความเข้มข้นของเอทานอลบริเวณผิวหน้าของน้ำหมัก (vapor-liquid interface) ประมาณ 25% โดยเมื่อไอผสมของน้ำและเอทานอลลอยเข้าสู่บริเวณที่มีการควบคุมอุณหภูมิด้วยท่อแลกเปลี่ยนความร้อน (Partial reflux condenser) จะมีการใช้ระบบทำความเย็น (Thermostat) ในการลดอุณหภูมิของไอผสมดังกล่าวลง ซึ่งหากควบคุมอุณหภูมิให้เหมาะสม จะทำให้เกิดการควบแน่นของน้ำบางส่วนกลายเป็นของเหลวไหลกลับลงสู่ถังหมัก

ก่อนที่ไอของเอทานอลบริสุทธิ์ความเข้มข้นร้อยละประมาณ 90 โดยน้ำหนักจะยังคงสถานะที่เป็นไอและถูกแยกออก กลายเป็นส่วนกลั่น (distillate) ต่อไป ซึ่งในห้องปฏิบัติการนั้น ส่วนกลั่นนี้จะถูกทำให้ควบแน่นโดยใช้อุณหภูมิเย็นจัด (-30 องศาเซลเซียส) ควบคู่กับการใช้ไนโตรเจนเหลว (กรอบสีแดง)

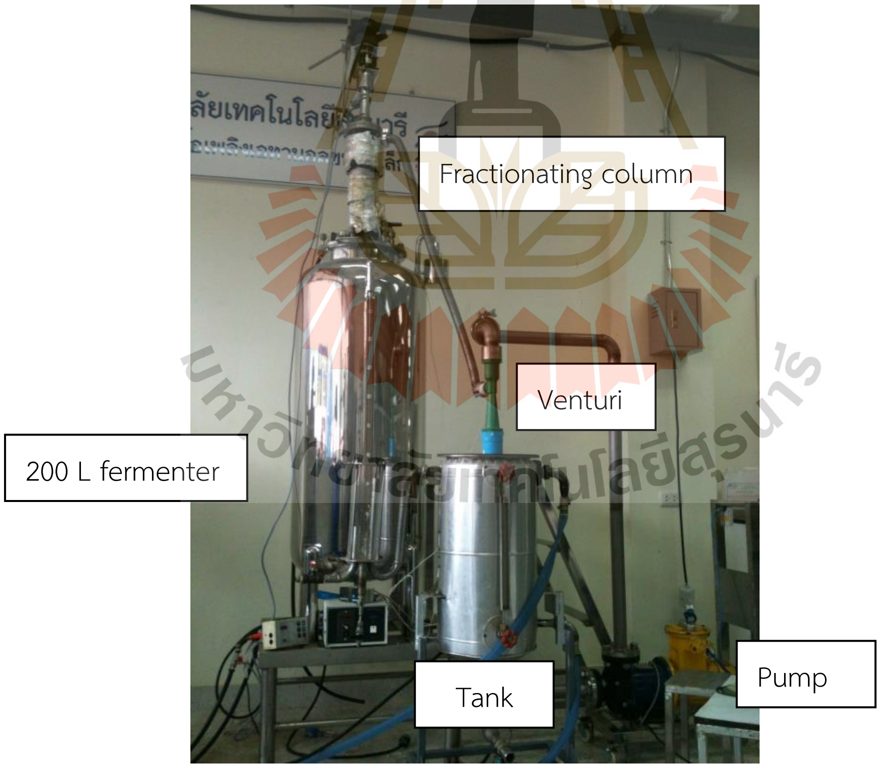
2.6 การลดพลังงานในการควบแน่นไอของเอทานอลที่ผลิตได้

ในการพัฒนากระบวนการผลิตเอทานอลในระบบดังกล่าวให้มีราคาถูกลงนั้น สามารถทำได้โดยการควบ แน่นไอของเอทานอลภายใต้ความดันบรรยากาศ แทนที่จะทำการควบแน่นภายใต้ความดันสุญญากาศ (กรอบสีแดง) ซึ่งจะเห็นได้ว่าต้องใช้อุณหภูมิที่เย็นจัดมากในการควบแน่น ดังนั้นในการพัฒนาระบบสุญญากาศ นักวิจัยได้เลือกใช้ท่อเวนจูรี่ (venturi tube) ซึ่งเป็นอุปกรณ์ที่ใช้สำหรับวัดอัตราการไหลของของไหลภายในท่อ (flow measurement) ซึ่งระบบดังกล่าวทำงานโดยอาศัยทฤษฎีของเบอร์นูรี่ (Bernoulli's theorem) หรือหลักการวัดความดันแตกต่าง (differential pressure) โดยออกแบบท่อเวนจูรี่ให้มีค่าความดันสูญเสียเกิดขึ้นน้อยที่สุด มีลักษณะรูปร่างเหมือนกรวย (รูปภาพ 10 ด้านบน) ประกอบด้วย 3 ส่วนหลัก คือ ส่วนที่ 1 ทางด้านขาเข้ามีลักษณะเป็นกรวยแบบลู่เข้า (Nozzle) ส่วนที่ 2 บริเวณช่วงกลางที่มีขนาดพื้นที่หน้าตัดคงที่ มีการติดตั้งท่อดูด (suction) และส่วนที่ 3 บริเวณทางด้านขาออก ซึ่งท่อมีลักษณะเป็นกรวยที่ขยายออก (discharge) ซึ่งเมื่อทำการปั๊มของเหลวผ่านบริเวณคอคอดเวนจูรี่นี้ (รูปภาพ 10 ล่าง) จะทำให้เกิดความต่างของความดัน โดยเฉพาะจะเกิดแรงดูด (suction) ขึ้นในบริเวณของคอคอดดังกล่าว ซึ่งแรงดูดจะมากหรือน้อยนั้น ก็จะขึ้นอยู่กับความเร็วของของเหลวที่ปั๊มผ่านนั่นเอง ซึ่งของเหลวที่ใช้นี้สามารถใช้สารละลายเอทานอลความเข้มข้นร้อยละ 90 ได้ โดยเมื่อไอของเอทานอลที่ได้จากถังหมักเข้าสู่ส่วน suction นั้น จะยังอยู่ในสภาวะที่เป็นไอ (สุญญากาศ) แต่เมื่อไอนี้เคลื่อนที่เข้าสู่ด้านของ discharge ไอของเอทานอลนี้จะถูกควบแน่นโดยอัตโนมัติ เนื่องจากความดันในด้านนี้จะเป็นความดันบรรยากาศ ของเหลวในถังจะมีระดับสูงขึ้น และจะไหลออกไปจากถังทางท่อน้ำล้น (overflow)





รูปภาพ 10 คอคอดเวนจูรี่และการติดตั้งระบบการไหลเวียนของของเหลวเพื่อผลิตสุญญากาศ



รูปภาพ 11 เครื่องต้นแบบการแยกเอทานอลควบคู่ไปกับกระบวนการหมักด้วยเทคนิคการกลั่นลำดับส่วนแบบสุญญากาศ

รูปภาพ 11 แสดงการออกแบบระบบการแยกเอทานอลควบคู่กับกระบวนการหมักโดยใช้เทคนิคการกลั่นลำดับส่วนแบบสุญญากาศในระดับโรงงานต้นแบบ (pilot scale) ขนาด 200 ลิตร ซึ่งหอกลั่นในส่วนของ

คอลัมน์ (fractionating column) นั้นเป็นระบบที่มีการบังคับให้เกิดการสัมผัสกันระหว่างไอและของเหลวภายในหอกลั่น (mixing) ในอัตราที่สูง โดยมีเป็นการประยุกต์ใช้ใบกวนภายในหอกลั่น ส่งผลให้ประสิทธิภาพของการควบแน่นบางส่วนสูงมาก อีกทั้งยังมีการออกแบบให้ระบบสามารถทำการกลั่นเอทานอลภายใต้สุญญากาศ โดยทำการลดความดันบรรยากาศให้ต่ำลงด้วยระบบเวนจูรี่ (Venturi) จนกระทั่งถึงจุดเดือดของน้ำหมักที่อุณหภูมิ 35 องศาเซลเซียส เอทานอลที่มีจุดเดือดต่ำกว่าน้ำจะกลายเป็นไอ และลอยขึ้นสู่ด้านบนของหอกลั่น ซึ่งที่บริเวณคอของหอกลั่น จะมีการทำเปลือกหุ้ม (Jacket) และมีการไหลเวียนสารตัวกลางที่มีอุณหภูมิประมาณ 4 องศาเซลเซียสเพื่อควบคุมอุณหภูมิของไอที่ออกให้เหมาะสม โดยจะมีการควบแน่นของน้ำบางส่วน (partial condensation) ซึ่งน้ำจะเกิดการควบแน่นกลายเป็นของเหลวไหลกลับลงสู่ถังหมัก ส่วนไอของเอทานอลบริสุทธิ์จะถูกแยกออกโดยผ่านทางด้านท่อนำออก (outlet) เข้าสู่ท่อเวนจูรี่ ก่อนที่จะเกิดการควบแน่นภายในถัง (tank) ซึ่งจากการทดสอบประสิทธิภาพการกลั่นเอทานอลจากน้ำหมัก พบว่าสามารถกลั่นเอทานอลแบบต่อเนื่องได้ความเข้มข้นของเอทานอลสูงถึงร้อยละ 90 ซึ่งสามารถนำเข้าสู่ระบบการแยกน้ำได้โดยตรงเพื่อผลิตเป็นเอทานอลไร้น้ำต่อไป แต่อย่างไรก็ตามอัตราการไหลของไอเอทานอลนั้น ค่อนข้างต่ำทั้งนี้เนื่องมาจากขนาดของท่อสุญญากาศที่ใช้นั้นมีขนาดเพียง 1 นิ้วเท่านั้น ทำให้เมื่อทำการแยกควบคู่กับการหมักเอทานอล ความเข้มข้นของเอทานอลในด้านของถังหมักจะยังคงเพิ่มขึ้นเรื่อย ๆ ทั้งนี้เนื่องจากอัตราการแยกเอทานอลนั้น มีค่าต่ำกว่าอัตราการผลิตเอทานอลในถังหมัก ดังนั้นหากต้องการเพิ่มอัตราการแยก จึงควรที่จะเพิ่มขนาดของคอลัมน์ให้เหมาะสม

สรุปเนื้องานที่ได้ดำเนินการแล้วเสร็จ

งานที่ได้ทำเสร็จสิ้นแล้วสามารถกล่าวโดยสรุปเป็นข้อ ๆ ดังนี้

1. จัดสร้างหอกลั่นแบบต่อเนื่องขนาดเส้นผ่าศูนย์กลาง 6 นิ้ว (รูปภาพ 7) พร้อมระบบใบพัดและระบบควบคุมการหมุน ซึ่งปัจจุบันเครื่องดังกล่าวตั้งอยู่ที่ศูนย์เครื่องมือ 10 โดยการทำงานของระบบนี้จะใช้น้ำหมักที่ผ่านกระบวนการหมักเสร็จสิ้นแล้วเป็นสารป้อน
2. จัดสร้างเครื่องต้นแบบการผลิตเอทานอลควบคู่กับกระบวนการหมักด้วยเทคนิคการกลั่นลำดับส่วนแบบสุญญากาศ ซึ่งเป็นการใช้ถังหมักขนาด 200 ลิตร โดยทำการแยกเอทานอลผ่านหอกลั่นลำดับส่วนขนาดเล้นผ่านศูนย์กลาง 2.5 นิ้ว และใช้ท่อสุญญากาศสำหรับนำไอของเอทานอลที่มีขนาด 1 นิ้ว โดยการทำสุญญากาศนั้น ได้ใช้ระบบ Venturi ที่มีขนาดของปั๊ม 1 แรงม้า และมีขนาดของท่อส่งน้ำ 1.5 นิ้ว อัตราการไหล 350 ลิตรต่อนาที ซึ่งจากการทดลองเบื้องต้นพบว่าสามารถทำสุญญากาศได้ตามความต้องการคือ 70 มิลลิบาร์ (รูปภาพ 11)

ส่วนที่จะดำเนินการเพิ่มเติมในโครงการนี้

สำหรับส่วนที่จะดำเนินการเพิ่มเติมในโครงการวิจัยที่ได้นำเสนอนี้นั้น จะแบ่งงานออกเป็นส่วน ๆ ดังนี้

1. ขยายขนาดของท่อกลั่นลำดับส่วนแบบสุญญากาศเป็นขนาดเส้นผ่าศูนย์กลาง 6 นิ้ว โดยจะนำหอกลั่นที่ได้จัดสร้างไว้ก่อนหน้านี้แล้ว (รูปภาพ 10) มาดัดแปลงโดยทำให้เป็น fractionating column ของรูปภาพ 10 และเพิ่มขนาดของท่อสุญญากาศให้มีขนาดเป็น 6 นิ้วด้วย ซึ่งจะส่งผลทำให้

อัตราการไหลของไอเอทานอลจากถังหมักมีสูงขึ้น นอกจากนี้ต้องจัดสร้าง Venturi ใหม่เพื่อให้สามารถต่อเชื่อมกับท่อนำไอขนาด 6 นิ้วได้ โดยมีจุดประสงค์หลักในการเพิ่มอัตราการควบแน่น

2. จัดทำระบบควบคุมต่าง ๆ ให้มีลักษณะเป็นอุตสาหกรรม โดยจัดทำเป็นตู้ควบคุม (control box) เพื่อความเรียบร้อยและความปลอดภัยของผู้ปฏิบัติงาน

3. ทำระบบปั๊มกากน้ำตาลอ้อย โดยใช้ปั๊มแบบความหนืดสูง (drum pump) ทั้งนี้เนื่องจากกากน้ำตาลอ้อยมีความหนืดสูง จึ่งต้องใช้ปั๊มชนิดดังกล่าว

4. เดินท่อสำหรับระบบควบคุมความเย็นเพิ่มเติม

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

บทที่ 3
วิธีดำเนินการวิจัย

3.1 ขอบเขตของโครงการวิจัย

โครงการวิจัยนี้ จะมุ่งเน้นการใช้กากน้ำตาลอ้อยเป็นวัตถุดิบ เนื่องจากหาซื้อได้ง่ายและมีวิธีการเตรียมน้ำหมักที่ไม่ยุ่งยาก ทั้งนี้ไม่ได้ใช้วัตถุดิบเป็นแป้ง เนื่องจากต้องทำการเปลี่ยนแป้งเป็นน้ำตาลอีกขั้นตอนหนึ่ง

3.2 อุปกรณ์และสารเคมี

สำหรับอุปกรณ์และสารเคมีสำหรับการดำเนินงานวิจัยพร้อมทั้งเครื่องมือวิเคราะห์ต่างๆ มีอยู่แล้วบางส่วน ณ อาคารปฏิบัติการศูนย์เครื่องมือ 10 มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

3.3 การเตรียมกล้าเชื้อ

3.3.1 การเลี้ยงเชื้อ

สายพันธุ์ยีสต์ที่ใช้คือ *Saccharomyces cerevisiae* ซึ่งเป็นยีสต์ที่สามารถหมักเอทานอลจากกากน้ำตาลโดยทั่วไป ขั้นตอนการเลี้ยงเชื้อประกอบด้วย ดังนี้

1. เขี่ยเชื้อจากอาหารแข็งที่เก็บไว้ ลงในอาหารเหลวปริมาตร 50 มิลลิลิตร จากนั้นนำไปบ่มที่อุณหภูมิ 30 องศาเซลเซียสและเขย่าที่ความเร็ว 200 รอบต่อนาที เป็นเวลา 24 ชั่วโมง
2. ทำการเขี่ยเชื้อจากอาหารเหลวจากข้างต้น มาเลี้ยงบนจานอาหารวุ้น YM โดยการขีดเชื้อ (streak plate) ก่อนที่จะนำไปบ่มที่อุณหภูมิ 30 องศาเซลเซียส เป็นเวลา 24 ชั่วโมง เพื่อทดสอบว่าเป็นเชื้อบริสุทธิ์หรือไม่ จากนั้นทำการขีดเชื้อจากจานอาหารวุ้นดังกล่าวมาใส่ในหลอดอาหารวุ้น และ บ่มที่สภาวะเดียวกัน จากนั้นเก็บไว้ที่อุณหภูมิ 4 องศาเซลเซียสเพื่อเก็บไว้ใช้งานต่อไป

3.3.2 การเตรียมหัวเชื้อ

ในขั้นตอนการเลี้ยงเชื้อ จะทำการเขี่ยเชื้อมาจากหลอดอาหารวุ้นลงไปในอาหารเหลวปริมาตร 10 มิลลิลิตร จากนั้นทำการบ่มที่อุณหภูมิ 30 องศาเซลเซียสและเขย่าที่ความเร็ว 200 รอบต่อนาที เป็นเวลา 24 ชั่วโมง ก่อนที่จะทำการถ่ายเชื้อลงในอาหารเหลว YM จำนวน 90 มิลลิลิตร และ ทำการบ่มภายใต้สภาวะเดียวกัน จากนั้นเตรียมอาหารเหลว YM จำนวน 900 มิลลิลิตร ในถังหมักขนาด 2 ลิตร (B. Bruan, Germany) และนำไปนึ่งฆ่าเชื้อที่อุณหภูมิ 121 องศาเซลเซียสเป็นเวลา 15 นาที จากนั้นทำการถ่ายเชื้อที่ได้จากข้อ 3 ลงไป โดยทำการควบคุมอุณหภูมิที่ 30 องศาเซลเซียส และความเร็วรอบของใบกวนที่ 250 รอบต่อนาที เครื่องควบคุมการทำงานอัตโนมัติจะทำการปรับค่าความเป็นกรด-ด่างให้คงที่เท่ากับ 5.5 โดยการเติมกรดซัลฟูริค หรือ สารละลายโซเดียมไฮดรอกไซด์ความเข้มข้น 1.0 โมล่า ความเข้มข้นของออกซิเจนในน้ำหมักจะถูกวัดโดย polarographic dO_2 probe (Ingold, Switzerland) โดยหลังจากที่เซลล์ยีสต์ได้เจริญเติบโตจนเต็มที่และอยู่ในระยะคงจำนวนเซลล์แล้ว จะถูกนำไปศึกษาค่าจลศาสตร์การหมักต่อไป

สำหรับการศึกษาวิจัยนั้นเริ่มต้นจากจะทำการเติมสารเสริมการเจริญของยีสต์ลงไปเล็กน้อยคือสาร สกัดจากยีสต์ ในอัตราส่วนร้อยละ 1.5 โดยน้ำหนักแห้ง ขั้นตอนถัดมาคือการเติมกล้าเชื้อ(inoculum) ในอัตราส่วน

ร้อยละ 5 ต่อหน่วยปริมาตรเพื่อให้เกิดกระบวนการหมัก ซึ่งกล้าเชื้อนั้นถูก เตรียมมาจากนำยีสต์ มาเลี้ยงในอาหารชนิด YM (Yeast Malt medium)

3.4 กระบวนการหมักเอทานอล

สูตรอาหารในการผลิตเอทานอลเรียกเฉพาะว่าอาหาร YM ประกอบด้วยสารสกัดจากยีสต์ 5.0 กรัม เปบ โตน 5.0 กรัม KH_2PO_4 0.2 กรัม $(NH_4)_2SO_4$ และ $MgSO_4{\cdot}7H_2O$ 0.4 กรัมต่อลิตร น้ำตาลรีดิวซ์ที่ได้จากการปรับสภาพและย่อยด้วยเอนไซม์มาก่อนหน้านี้ปริมาณ 1% ถูกนำมาใช้เป็นแหล่งคาร์บอน จากนั้นนำอาหารนี้ไปฆ่าเชื้อที่อุณหภูมิ 121 องศาเซลเซียส เป็นเวลา 15 นาที pH เริ่มต้นควบคุมให้เป็น 5.0 โดยปรับด้วยการเติม 2 N HCl และ 2 N NaOH

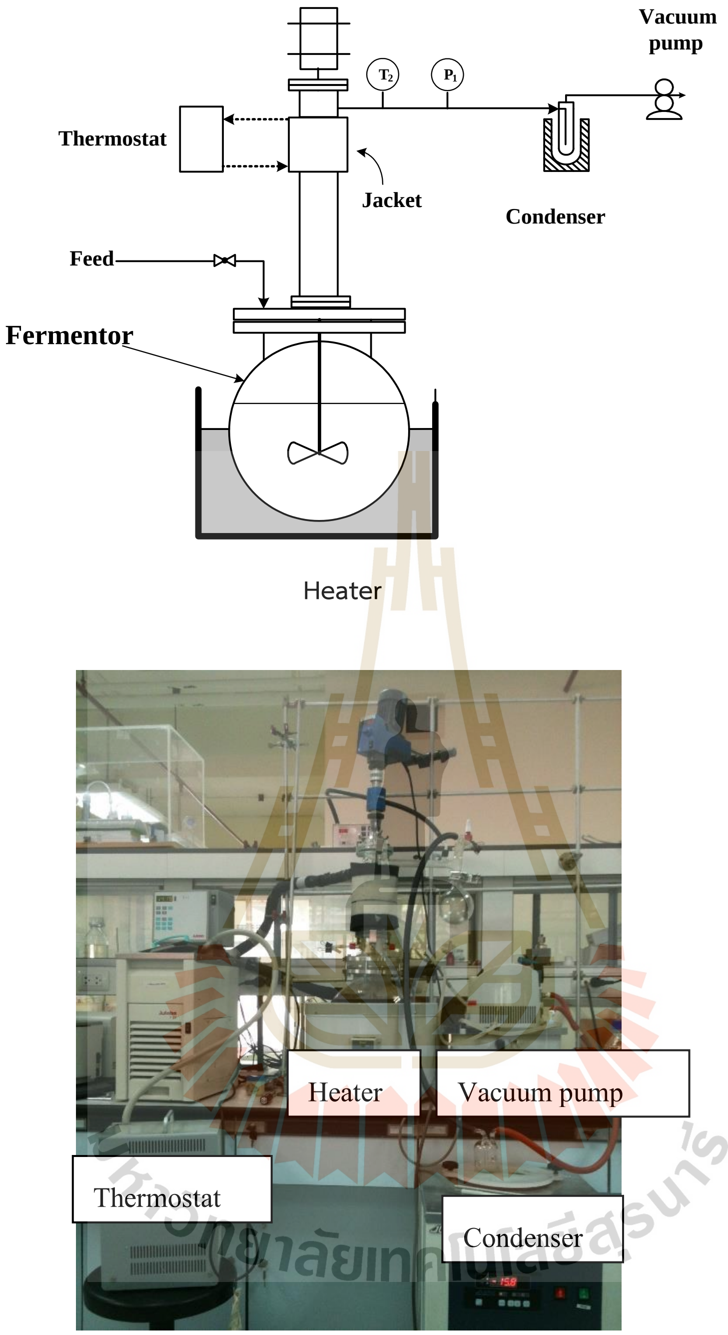
ทำการถ่ายเชื้อยีสต์จากจานเพาะเลี้ยง โดยเขี่ยโคโลนีบนจานเพาะเลี้ยงลงสู่อาหารเลี้ยงเชื้อที่ทีการฆ่าเชื้อแล้ว จากนั้นนำไปเพาะเลี้ยงให้ยีสต์มีการเจริญเติบโต โดยควบคุมในสภาวะที่อุณหภูมิ 30 องศาเซลเซียส เป็นเวลา 18 ชั่วโมงในเครื่องเขย่าแบบควบคุมอุณหภูมิความเร็ว 200 รอบต่อนาที

- กระบวนการหมักแบบกะ

เตรียมอาหารเลี้ยงเชื้อปริมาตร 1.5 ลิตร ลงในถังปฏิกรณ์ชีวภาพ ขนาดปริมาตร 2 ลิตร เมื่อกล้าเชื้อที่เตรียมไว้เจริญเต็มที่แล้ว จะทำการถ่ายลงไปในถังหมักขนาด 10 ลิตร ที่ใช้สารละลายที่ได้จากการย่อยกากมันสำปะหลังเป็นแหล่งคาร์บอนหลัก ในกระบวนการหมักโดยใช้ถังหมักแบบนี้ต้องมีการควบคุมด้วยเครื่องควบคุมเฉพาะ มีการควบคุมอุณหภูมิให้คงที่ตามที่ต้องการ เพื่อให้เซลล์สามารถเจริญและสร้างผลผลิตเกิดขึ้นได้ ระหว่างนี้จะทำการเก็บตัวอย่าง โดยดูดน้ำหมักมาครั้งละ 10 มิลลิลิตร นำไปวิเคราะห์อัตราการหรือแบบแผนการเจริญและการสร้างผลผลิตเป็นเอทานอลเป็นระยะๆ

3.5 การแยกเอทานอลควบคู่กับกระบวนการหมักด้วยระบบการกลั่นแบบสุญญากาศ

กระบวนการหมักจะใช้ระบบกวนผสมภายในถังหมักอย่างทั่วถึงความเร็วของการกวนถูกตั้งไว้ที่ 100 rpm (N_{RE} = 4175 , N_P = 51,428) เพื่อป้องกันไม่ให้เซลล์แบคทีเรียเกิดการตกตะกอนด้านล่าง ทั้งยังช่วยลดความเข้มข้นของผลผลิตให้มีค่าลดลงจนไม่ก่อปัญหาเป็นพิษต่อระบบ ซึ่งโดยทั่วไปการหมักจะเกิดที่อุณหภูมิประมาณ 30 องศาเซลเซียส เมื่อเสร็จสิ้นกระบวนการหมักแล้ว (ประมาณ 3-4 วัน) แต่ในโครงการวิจัยนี้ เมื่อเวลาผ่านไปประมาณ 6 ชั่วโมง จึงเริ่มทำการแยกเอทานอลออกมาด้วยเทคนิคการกลั่นลำดับส่วนแบบสุญญากาศ ซึ่งหอกลั่นในส่วนของคอลัมน์ (fractionating column) นั้นเป็นระบบที่มีการบังคับให้เกิดการสัมผัสกันระหว่างไอและของเหลวภายในหอกลั่น (motor mixing power) ในอัตราที่สูง โดยมีเป็นการประยุกต์ใช้ใบกวนภายในหอกลั่น ส่งผลให้ประสิทธิภาพของการควบแน่นบางส่วนสูงมาก โดยทำการลดความดันบรรยากาศให้ต่ำลงเหลือประมาณ 65 มิลลิบาร์ด้วยระบบเวนจูรี่ (venturi) ซึ่งจะส่งผลทำให้น้ำหมักเดือดที่อุณหภูมิ 35 องศาเซลเซียส เอทานอลที่มีจุดเดือดต่ำกว่าน้ำจะกลายเป็นไอ และลอยขึ้นสู่ด้านบนของหอกลั่น ซึ่งที่บริเวณคอของหอกลั่น จะมีการทำเปลือกหุ้ม (Jacket) และมีการไหลเวียนสารตัวกลางที่มีอุณหภูมิประมาณ 4 องศาเซลเซียสเพื่อควบคุมอุณหภูมิของไอที่ออกให้เหมาะสม โดยจะมีการควบแน่นของน้ำบางส่วน (partial condensation) ซึ่งน้ำจะเกิดการควบแน่นกลายเป็นของเหลวไหลกลับลงสู่ถังหมัก ส่วนไอของเอทานอลบริสุทธิ์จะถูกแยกออกโดยผ่านทางด้านท่อนำออก (outlet) เข้าสู่เครื่องควบแน่น (condenser) ที่ทำการควบคุมอุณหภูมิที่ -30 องศาเซลเซียส ซึ่งไอของเอทานอลจะถูกควบแน่นกลายเป็นของเหลวและตกลงสู่ภาชนะ (Cold trap) เก็บต่อไป

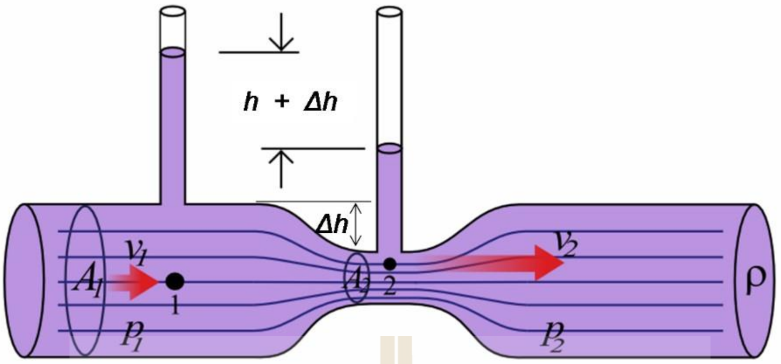


รูปภาพ 12 การทดลองการผลิตเอทานอลควบคู่กับกระบวนการหมักด้วยเทคนิคการกลั่นลำดับส่วนแบบสุญญากาศ

3.6 ระบบเวนจูลี่

การศึกษาในหัวข้อนี้เพื่อจำลองการผลิตเอทานอลกำลังการผลิต 200 ลิตรโดยมีการแยกออกด้วยระบบสุญญากาศแบบต่อเนื่อง ซึ่งจะเน้นไปที่ระบบ Venturi หลอด Venturi และการทำงานของ Venturi สามารถอธิบายได้โดยใช้หลักการจากการลดลงของแรงดันน้ำที่มีการลดขนาดท่อให้เล็กลง ทั้งนี้มีการศึกษาระบบเวนจูลี่ที่เกี่ยวข้องกับ venture nozzle (Lim *et al.*, 2011; Lavante *et al.*, 2015; Tomov *et al.*,

2016), venturi scrubber (Rahimi *et al.*, 2011; Zhou *et al.*, 2016), การวัดอัตราการไหลของแก๊ส (Jitschin, 2004) หรือ Herschel venturi tube (Brinkhorst *et al.*, 2015;) รูปภาพ 13 แสดงลักษณะการทำงานของเวนจูลี่และความแตกต่างของความดันในท่อเวนจูลี่



รูปภาพ 13 หลักการทำงานของการไหลของของเหลวในระบบเวนจูลี่ที่มีความดันแตกต่างกัน (wikipedia.org)

ระบบ Venturi ได้เกิดขึ้นในปี 1797 โดย Giovanni Venturi จากการประยุกต์หลักการ Bernoulli's principle (Hussain and Rathaur, 2016) ที่เกี่ยวข้องกับการไหลของของเหลวผ่านท่อที่มีการลดขนาดลง (แสดงดังรูปภาพ 12) จากหลักการดังกล่าวเกี่ยวข้องกับการอนุรักษ์พลังงาน และสามารถหาค่าความหนาแน่นของพลังงานสำหรับการไหลของของเหลว ดังสูตรต่อไปนี้

$$\text{Energy density} = \frac{\text{energy}}{\text{volume}} = P + \frac{1}{2}\rho v^2 + \rho g h \qquad (1)$$

โดยที่ *P* คือ คือความดัน ณ จุดที่สนใจ, ρ ความหนาแน่นมวล, *g* คือค่าคงที่แรงโน้มถ่วงและ *h* คือระดับความสูง $\frac{1}{2}\rho v^2$ (เทอมที่ 2 จากสูตร) คือค่าไคนิติกส์พลังงานของของเหลวระหว่างที่มีการไหลและเทอมที่ ρgh คือค่าพลังงานศักย์ในสนามแรงโน้มถ่วง ตามหลักการอนุรักษ์พลังงานพบว่าความหนาแน่นของพลังงานเป็นค่าคงที่ บริเวณ 2 บริเวณที่มีการไหลแตกต่างกันหาได้ดังสูตรต่อไปนี้

$$P_1 + \frac{1}{2}\rho v_1^2 + \rho g h_1 = P_2 + \frac{1}{2}\rho v_2^2 + \rho g h_2 \qquad (2)$$

บริเวณ 2 บริเวณที่มีความสูงเท่ากัน ($h_1 = h_2$) การเพิ่มขึ้นของความเร็วของการไหลในบริเวณหนึ่งจำเป็นต้องสอดคล้องกับการลดลงของความดันเพื่อให้สมการเกิดการสมดุลเท่ากัน ทั้งนี้พลังงานจลน์มีค่าเพิ่มขึ้นจากการใช้พลังงานความดัน ในขณะที่พลังงานทั้งหมดยังคงไม่เปลี่ยนแปลง ดังนั้นเพื่อให้ระบบเวนจูลี่ทำงานได้ดี จึงจำเป็นต้องนำระบบสุญญากาศโดยนำปั๊มสุญญากาศมาใช้ในระบบ extractive fermentation

นอกจากนี้น้ำหล่อเย็นที่หมุนเวียนในระบบมีการทำงานแบบควบแน่นไอน้ำออก ดังนั้นการดำเนินการแบบสองในหนึ่งทำให้มีประสิทธิภาพสูงและลดต้นทุนได้ การผลิตเอทานอลในหัวข้อนี้ทำงานด้วยกำลังการผลิต 200 ลิตร ร่วมกับการแยกเอทานอลแบบต่อเนื่องที่ควบคุมโดยโปแกรม ASPEN PLUS การดำเนินงานของแต่ละหน่วยปฏิบัติการ (unit operation)ในการศึกษาวิจัยนี้ได้แบ่งออกเป็นหน่วยใหญ่ๆ คือ ถังหมัก (up-stream) หอกลั่น (down-stream) และระบบเวนจูลี่ นอกจากนี้ยังมีการศึกษาและประเมินความเป็นไปได้ในการผลิต, การพิจารณาด้านสิ่งแวดล้อมและความคุ้มค่าของกระบวนการ

3.7 การวิเคราะห์

โดยตัวอย่างน้ำหมักจะถูกนำไปปั่นที่ ความเร็วรอบ 12000 รอบต่อนาที เป็นเวลา 2 นาที จากนั้นนำส่วนที่เป็นอาหารเหลว (Supernatants) ทิ้งไป ก่อนที่จะเติมฟอสเฟตบัฟเฟอร์ให้มีปริมาตรเท่าเดิม และ ทำการเจือจางให้มีความเข้มข้นที่เหมาะสม สำหรับตัวอย่างที่เก็บได้จากถังปฏิกรณ์ชีวภาพ นำมาปั่นเหวี่ยงที่ความเร็ว 6,000 รอบต่อนาที เป็นเวลา 10 นาที โดยเครื่องปั่นเหวี่ยง เพื่อแยกเซลล์และส่วนใสที่เป็นตัวอย่างที่ต้องการนำมาวิเคราะห์ ดังนี้คือ

- ความเข้มข้นของเซลล์ หรือการเจริญของเซลล์ในน้ำหมักได้ถูกวัดโดยใช้เครื่องวัดความเข้มของการดูดกลืนแสง หรือ เครื่อง UV–vis spectrophotometer ที่ความยาวคลื่น (ค่าการดูดกลืนแสง) ที่ 600 นาโนเมตร ทำการเจือจางให้มีความเข้มข้นที่เหมาะสม และ เปลี่ยนเป็นความเข้มข้นของเซลล์ (Dry Cell Weight, DCW) โดยที่กราฟมาตรฐาน (standard calibration curve) สามารถสร้างได้โดยทำการกรองเซลล์ที่ความเข้มข้นต่าง ๆ ปริมาตร 3 มิลลิลิตร ผ่านกระดาษกรองขนาดรูพรุน 13 มิลลิเมตร, 0.2 ไมโครเมตร (Whatman, England) ร่วมกับการใช้สุญญากาศดูดออก และนำกระดาษกรองที่มีเซลล์ติดอยู่ไปอบเพื่อระเหยน้ำออกที่อุณหภูมิ ที่ผ่านการอบให้แห้ง และ ชั่งน้ำหนักมาแล้ว จากนั้นนำกระดาษกรองดังกล่าวไปอบที่อุณหภูมิ 105 องศาเซลเซียสเป็นเวลา 24 ชั่วโมง ค่าความเบี่ยงเบนมาตรฐานของการวัดความเข้มข้นของเซลล์อยู่ที่ ± ร้อยละ 5 ที่ระดับความเชื่อมั่น 95% ซึ่งผลที่ได้สามารถนำมาใช้หาค่าผลได้ (yield) และชีวมวล (biomass) สำหรับค่าการเจริญจำเพาะ (μ) สามารถหาได้จากสูตร 1/X.dX/dt โดยที่ X คือความเข้มข้นของเซลล์ และ t คือเวลา

- การวิเคราะห์เชิงปริมาณของเอทานอล

ตัวอย่างน้ำหมักจะถูกกรองผ่านแผ่นกรองขนาด 0.2 ไมครอนเพื่อกำจัดเซลล์ยีสต์ออกก่อน และ ทำการสกัดด้วย 1-เดคานอล ก่อนที่จะทำการวิเคราะห์ ส่วนตัวอย่างในด้านตัวทำละลายอินทรีย์จะถูกฉีดเข้าเครื่องวิเคราะห์โดยตรง ซึ่งการวิเคราะห์เชิงปริมาณของเอทานอลในน้ำหมักและในตัวทำละลายอินทรีย์นี้ จะทำการวิเคราะห์ด้วยเครื่องก๊าซโครมาโตกราฟฟี (gas chromatograph) (SRI Instrument, USA) และ (คอลัมน์ Yonglin 600D, ประเทศเกาหลี) ความยาว 20 เมตร กับ Carbowax ความยาว 30 เมตร (Hewlett Packard, สหรัฐอเมริกา) ซึ่งเป็นคอลัมน์ชนิด capillary ทั้งนี้ใช้ FID detector และก๊าซไนโตรเจนเป็น mobile phase ที่อัตราการไหล 30 มิลลิลิตร / นาที โดยใช้เข็มฉีดสารตัวอย่างปริมาตร 3 ไมโครลิตร (μL) เข้าสู่ injection port ที่ตั้งอุณหภูมิไว้ 200 องศาเซลเซียส โปรแกรมของอุณหภูมิจะถูกตั้งไว้เริ่มต้นที่ 70 องศาเซลเซียส คงไว้ 1 นาที จากนั้นเพิ่มอุณหภูมิ 20 องศาเซลเซียสต่อนาที จนมีอุณหภูมิ 200 องศาเซลเซียส และ คงไว้ 3 นาที ตัวอย่างจะถูกทำให้เป็นไอก่อนที่จะถูกวิเคราะห์ด้วย Frame Ionization Detector (FID) และ oven ที่ 150 องศาเซลเซียส ตามลำดับ สำหรับการคำนวณปริมาณของเอทานอลในตัวอย่างนั้น จะทำการเปรียบเทียบกับพื้นที่ใต้กร๊าฟของสารละลายตัวอย่างมาตรฐานที่ความเข้มข้นต่าง ๆ กัน ส่วนการวิเคราะห์ปริมาณน้ำในตัวอย่างนั้น จะใช้เครื่องไตเตรทน้ำแบบอัตโนมัติ (Karls' Fischer automatic tirtrator)

- การวิเคราะห์น้ำตาล

การวิเคราะห์ความเข้มข้นของน้ำตาลทั้งหมดในตัวอย่างน้ำหมัก การหาปริมาณน้ำตาลทั้งหมดด้วย Phenol sulfuric acid และ น้ำตาลรีดิวซ์ด้วย DNS method การวิเคราะห์โดยใช้วิธีฟีนอล-ซัลฟูริค (phenol-sulfuric method) เริ่มโดยการนำตัวอย่างน้ำหมักปริมาตร 1 มิลลิลิตรมาผสมสารละลายฟีนอลความเข้มข้นร้อยละ 5 โดยน้ำหนัก ในปริมาตรที่เท่ากัน จากนั้นเติมกรดซัลฟูริคเข้มข้นปริมาตร 5 มิลลิลิตร ตั้งทิ้งไว้ 10 นาที เขย่าแรง ๆ ให้เข้ากันด้วยเครื่องผสม (vortex mixer) ทิ้งไว้อีก 20 นาที แล้วจึงนำไปวัดค่าการ

ดูดกลืนแสงที่ความยาวคลื่น 490 นาโนเมตร ความเข้มข้นของน้ำตาลทั้งหมดจะถูกนำมาเปรียบเทียบกับกราฟความเข้มข้นน้ำตาลมาตรฐาน (ในที่นี้ใช้น้ำตาลกลูโคส) ที่ทราบความเข้มข้นแล้ว

อีกวิธีหนึ่งคือการทดสอบชนิดน้ำตาล หรือความเข้มข้นของน้ำตาลต่างๆวิเคราะห์โดยเครื่อง HPLC ที่ใช้คอลัมน์ HPX-87C หรือคอลัมน์ 87H (300 มม. × 7.8 มม. Bio-Rad, สหรัฐอเมริกา) เริ่มจากการนำตัวอย่างไปปั่นเหวี่ยงที่ ความเร็วรอบ 10,000 รอบต่อนาที นาน 10 นาที ส่วนใสฑูได้จากการปั่นเหวี่ยงนาไปผ่านตัวกรอง (syringefilter) ขนาด 0.2 ไมครอน สำหรับการิเคราะห์ใช้ HPLC (ThermoScientific,USA) และ ใช้สารละลายตัวชะ (mobile phase) เป็นกรดซัลฟูริก ความเข้มข้น 1 มิลลิโมลาร์ (mM) อัตราการไหล (flow rate) 0.3 มิลลิลิตรต่อนาที อุณหภูมิ (column oven) 40 องศาเซลเซียส คอลัมน์ (column) Aminex HPX-87H และตัวตรวจวัด (detector) RI-detector (reflextive index detector)

3.8 แบบจำลองทางคณิตศาสตร์

แบบจำลองทางคณิตศาสตร์เป็นการแสดงการทำงานของระบบที่มีการควบคุมและเป็นการดำเนินการจริงโดยที่จะต้องมีการออกแบบ พัฒนา วิเคราะห์และการเพิ่มประสิทธิภาพของกระบวนการทางเทคนิค ส่วนใหญ่จะนำไปใช้กับโรงงานเคมีและกระบวนการทางเคมี เพื่อศึกษาค่าพลังงานที่ต้องใช้และอุปกรณ์เครื่องมือทางเทคนิคต่างๆ นอกจากนี้ซอฟต์แวร์การจำลองทางคณิตศาสตร์สามารถอธิบายกระบวนการต่างๆในรูปแผนภาพหรือแผนผัง มีการแสดงหน่วยปฏิบัติการต่างๆ พร้อมทั้งระบุหรือแสดงตำแหน่ง มีการเชื่อมต่อกันอย่างเป็นระบบและต่อเนื่องจนได้ผลิตภัณฑ์ที่ต้องการโดยมีการทำงานราบรื่นไปได้ด้วยดี

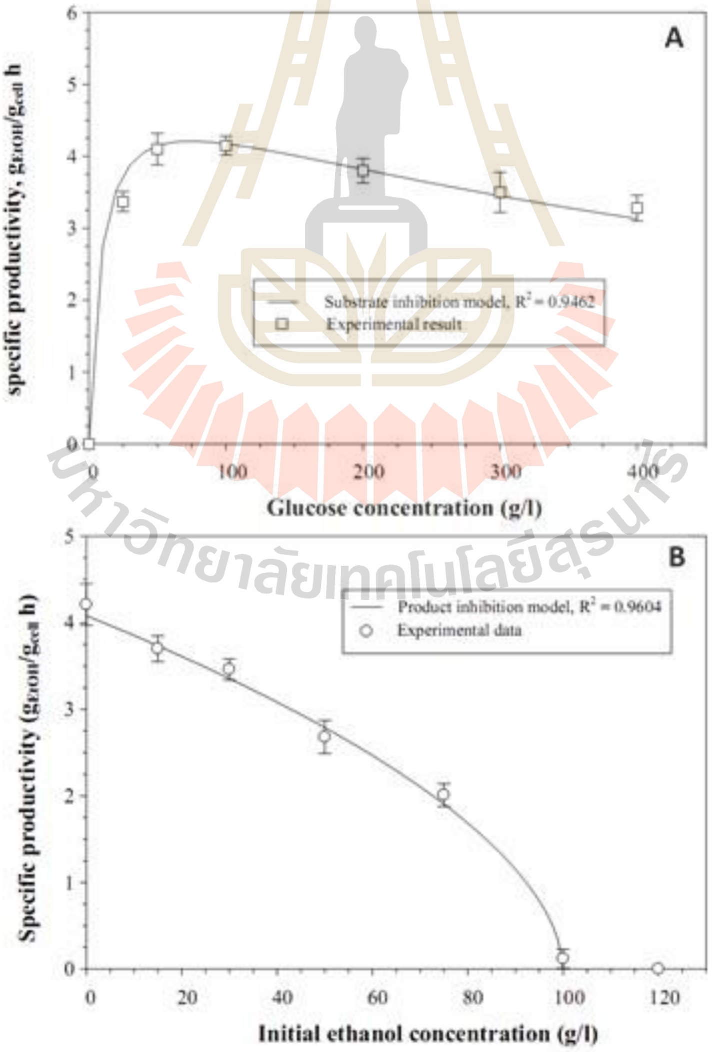
วัตถุประสงค์ของการจำลองกระบวนการคือเพื่อที่จะการค้นพบสภาวะที่เหมาะสมสำหรับระบบเพื่อให้มีค่าผลผลิตที่สูงที่สุดและราคาต้นทุนในการผลิต คุณลักษณะที่ทำการศึกษาอาทิเช่น อัตราการไหลองค์ประกอบต่างๆ อุณหภูมิ ความดันคุณสมบัติ ขนาดอุปกรณ์หรือเครื่องมือที่ต้องใช้ เป็นต้น ซึ่งจะสามารถคาดการณ์ได้โดยใช้เทคนิคการวิเคราะห์แบบจำลองทางคณิตศาสตร์รวมทั้งความสัมพันธ์เชิงประจักษ์และระบบการออกแบบด้วยคอมพิวเตอร์ช่วยเครื่องมือจำลองกระบวนการด้วย นอกจากนั้นจากการที่กล่าวมาข้างต้นการออกแบบการทำงานของระบบจะมีการใช้โปรแกรมพิเศษที่เรียกว่า ASPEN (advanced system for process engineering) โดยที่โปรแกรม ASPEN นี้ได้ถูกพัฒนาขึ้นในปี ค.ศ. 1981 โดย Massachusetts Institute of Technology (MIT) สาขาพลังงาน ประเทศสหรัฐอเมริกา จากการทดลองใช้แล้วนั้นพบว่าเป็นเครื่องมือช่วยในการจำลองออกแบบระบบการผลิตได้เป็นอย่างดีและมีประสิทธิภาพ สามารถคำนวณด้านเคมีพลังงานที่ใช้ในระบบทั้งหมด และออกแบบเครื่องมือเพื่อรองรับการดำเนินงานได้ การจำลองการผลิตเอทานอลและกระบวนการเก็บเกี่ยวผลผลิตโดยใช้ ASPEN ได้มีรายงานมาบ้าง ยกตัวอย่างเช่น งานของ Galbe and Zacchi, 1992; McAloon *et al.*, 2000; Bolun *et al.*, 2006; Verhoef *et al.*, 2008; Quintero และ Cardona, 2011; Tasic and Veljkovic, 2011

บทที่ 4

ผลการวิเคราะห์ข้อมูล

4.1 การศึกษาการยับยั้งของสารตั้งต้นและสารผลิตภัณฑ์

การศึกษาจลนศาสตร์ของยับยั้งของสารตั้งต้นและสารผลิตภัณฑ์ที่มีผลต่อประสิทธิภาพของการผลิตเอทานอลของเชื้อโดยใช้กลูโคสเป็นสารตั้งต้นสังเคราะห์ที่มีความเข้มข้นตั้งแต่ 0-400 กรัมต่อลิตร อัตราการผลิตเอทานอลที่ความเข้มข้นกลูโคสแตกต่างกันแสดงดังรูปภาพ 14A พบว่า อัตราการผลิตเอทานอลสูงสุดพบที่ความเข้มข้น 100 กรัมต่อลิตรกลูโคส โดยมีอัตราการผลิตอยู่ที่ 4.08 กรัมเอทานอลต่อกรัมเซลล์ต่อชั่วโมง อัตราการผลิตเอทานอลจะลดลงเมื่อความเข้มข้นของน้ำตาลกลูโคสมีมากขึ้น และสามารถคำนวณค่าคงที่จุดอิ่มตัว (K'_S) และค่าการยับยั้งของสารตั้งต้น (K'_I) เท่ากับ 8.02 และ 620.71 กรัมต่อลิตรตามลำดับ ส่วนจลนศาสตร์ของสารผลิตภัณฑ์นั้นเป็นปัจจัยที่มีคามอ่อนไหวอย่างมากต่อความสามารถในการผลิตเอทานอล อัตราการผลิตเอทานอลที่ความเข้มข้นของเอทานอลแตกต่างกันแสดงดังรูปภาพ 14B โดยปริมาณเอทานอลที่ทำให้อัตราการผลิตเอทานอลเท่ากับศูนย์ (P'_m) มีค่าเท่ากับ 100 กรัม

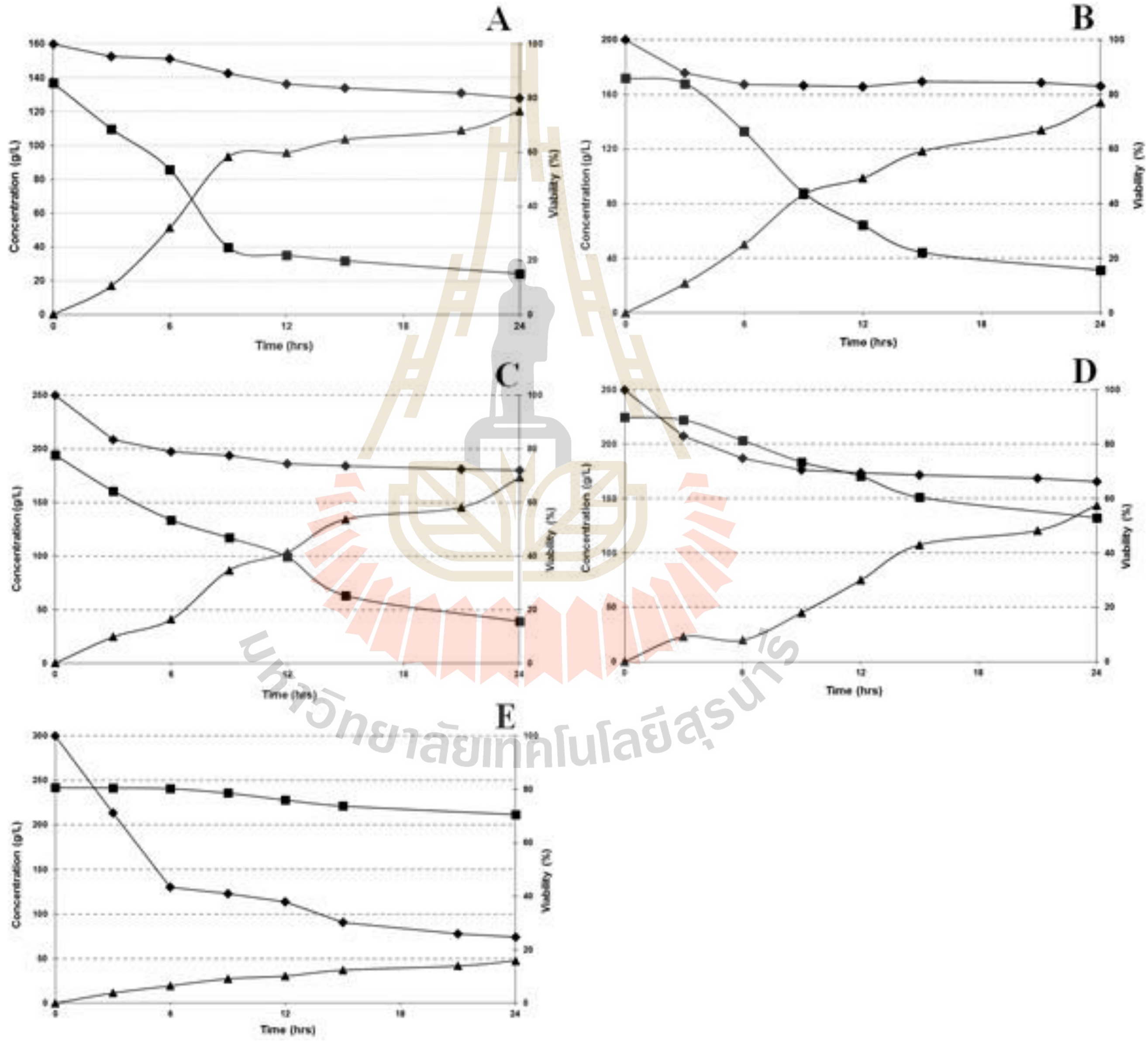


มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

รูปภาพ 14 อัตราการผลิตเอทานอลที่ความเข้มข้นกลูโคสแตกต่างกัน

4.2 ผลของความเข้มข้นของกากน้ำตาลตั้งต้นต่อประสิทธิภาพการหมัก

กากน้ำตาลที่ใช้ในการศึกษาได้ถูกนำมาเจือจางให้มีความเข้มข้น 25 – 60 บริกซ์ เพื่อศึกษาปริมาณกากน้ำตาลที่เหมาะสมที่สุดในการหมักเอทานอล รูปภาพ 15 และตาราง 1 แสดงปริมาณน้ำตาล เอทานอล และอัตราส่วนของเซลล์มีชีวิตในระยะเวลาการหมัก พบว่า ปริมาณเอทานอลสูงสุดที่พบคือ 78 กรัมต่อลิตรซึ่งมาจากปริมาณกากน้ำตาลเริ่มต้นเท่ากับ 25 – 30 บริกซ์ ซึ่งสามารถสรุปได้ว่า ปริมาณสารตั้งต้นที่สูงมีผลต่ออัตราการเจริญเติบโตของเชื้อ และการผลิตเอทานอล อัตราการลิตเอทานอลสูงสุดที่พบคือ 7.18 กรัมต่อลิตรต่อชั่วโมงที่ความเข้มข้น 35 บริกซ์ และพบว่า อัตราการผลิตเอทานอลจะลดลงเมื่อมีความเข้มข้นของกากน้ำตาลมากกว่า 50 บริกซ์ เนื่องจากเกิดการยังยั้งจากสารตั้งต้นหรือ substrate inhibition



มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

รูปภาพ 15 ผลของความเข้มข้นของกากน้ำตาลตั้งต้นต่อประสิทธิภาพการหมัก (▲ คือ ปริมาณเอทานอลที่ผลิตได้ (กรัมต่อลิตร, ■ คือปริมาณสารตั้งต้น (กรัมต่อลิตร), และ ◆ คือ viability (%))

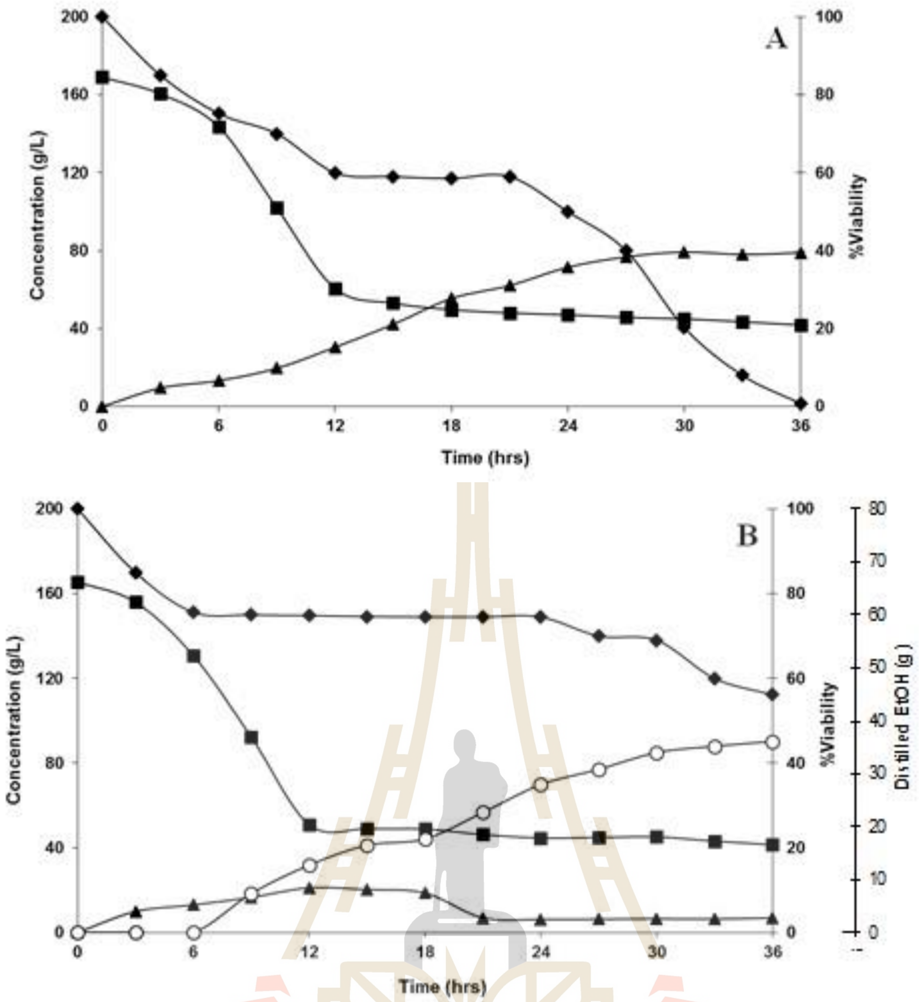
ตาราง 1 ตารางสรุปการทดลองใช้ความเข้มข้นน้ำตาลต่างๆกันในการผลิตเอทานอล

ปริมาณเริ่มต้น (บริกซ์)	อัตราการผลิตเอทานอล (กรัมต่อลิตรต่อชั่วโมง)
25	4.876
30	6.309
35	7.197
45	6.152
60	1.839

4.3 การผลิตเอทานอลแบบกะและการหมักแบบหมักกะควบคู่การกลั่น

จากผลการศึกษาข้างต้น พบว่า เอทานอลมีผลอย่างมากต่อทั้งการเจริญเติบโตและการผลิตเอทานอลของเชื้อ การรักษาระดับเอทานอลในถังหมักให้มีปริมาณต่ำจึงน่าจะทำให้การผลิตเอทานอลของเชื้อดังกล่าวเกิดประสิทธิภาพสูงสุด การเปรียบเทียบระหว่างกระบวนการหมักแบบปกติและแบบหมักควบคู่การกลั่นแสดงได้ดังรูปภาพ 16 ซึ่งแสดงผลของอัตราการบริโภคน้ำตาล การผลิตเอทานอล อัตราส่วนของเชื้อที่มีชีวิตต่อเวลาในการหมักแบบปกติพบว่า ปริมาณน้ำตาลในถังหมักลดลงอย่างรวดเร็วและการผลิตเอทานอลจะเพิ่มขึ้นใน 12 ชั่วโมงแรกของกระบวนการหมัก หลังจากนั้นอัตราดังกล่าวจะมีค่าต่ำลงอย่างมากเนื่องจากปรากฏการณ์การยังยั้งของสารผลิตภัณฑ์ โดยสังเกตได้จากปริมาณเซลล์ที่มีชีวิตลดลงอย่างมากในระหว่างการหมัก ซึ่งเซลล์ทั้งหมดจะตายภายใน 36 ชั่วโมงของกระบวนการหมักที่ความเข้มข้นเอทานอลเท่ากับ 80 กรัมต่อลิตร

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี



รูปภาพ 16 ปริมาณเอทานอลที่มีผลต่อการเจริญของเชื้อยีสต์ (■ คือปริมาณน้ำตาล (กรัมต่อลิตร), ▲ คือปริมาณเอทานอลที่ผลิตได้ (กรัมต่อลิตร), ◆ คือ viability (%) และ O คือเอทานอลที่ได้จากการกลั่น)

รูปภาพ 16 B แสดงความปริมาณน้ำตาล เอทานอลในถังหมักและจากการกลั่น ปริมาณเซลล์มีชีวิตในระบบการหมักแบบควบคู่กับการกลั่น การการใช้ความดันจะเริ่มต้นที่ชั่วโมงที่ 6 หลังจากการเติมเชื้อ พบว่าเอทานอลที่กลั่นได้มีความบริสุทธิ์ร้อยละ 80 และสามารถกลั่นได้อย่างต่อเนื่องในระหว่างกระบวนการหมักและอัตราส่วนของเซลล์ที่มีชีวิตมีมากกว่าการหมักแบบปกติโดยพบร้อยละของเซลล์มีชีวิตร้อยละ 60 หลังจากผ่านกระบวนการหมัก 36 ชั่วโมง และมีเอทานอลที่สกัดได้ในระหว่างการหมักที่ 70 กรัม

กระบวนการหมักควบคู่การกลั่นได้ถูกออกแบบมาเพื่อแก้ปัญหาดังกล่าว สามารถทำได้โดยการลดความดันในระบบลงให้ได้ความดันเท่ากับ 45 มิลลิบาร์ ซึ่งที่ความดันต่ำจะทำให้ไอของเอทานอลในถังหมักแปรสภาพเป็นก๊าซ และไอของเอทานอลและน้ำจะถูกทำการสกัดโดยผ่านคอลัมน์ประสิทธิภาพสูงที่มีการควบคุมอุณหภูมิภายใน น้ำบางส่วนจะควบแน่นกลับกลายเป็นของเหลวและตกลงสู่ถังหมัก เหลือเพียงเอทานอลความเข้มข้นสูงเท่านั้นที่สามารถผ่านออกไปได้ ปรากฏการณ์ดังกล่าวเรียกว่า “การควบแน่นบางส่วน” ดังที่ได้กล่าวข้างต้น การควบคุมอุณหภูมิของไอมีผลอย่างมากต่อคุณภาพและปริมาณของเอทานอล ผลของอุณหภูมิคอลัมน์ที่มีผลต่อความเข้มข้นและอัตราการกลั่นเอทานอล รวมไปถึงสารระเหยและปริมาณแอลกอฮอลล์หนักดังแสดงในตาราง 2

ตาราง 2 ผลของปัจจัยต่างๆที่มีผลต่อความเข้มข้นและอัตราการกลั่นเอทานอล

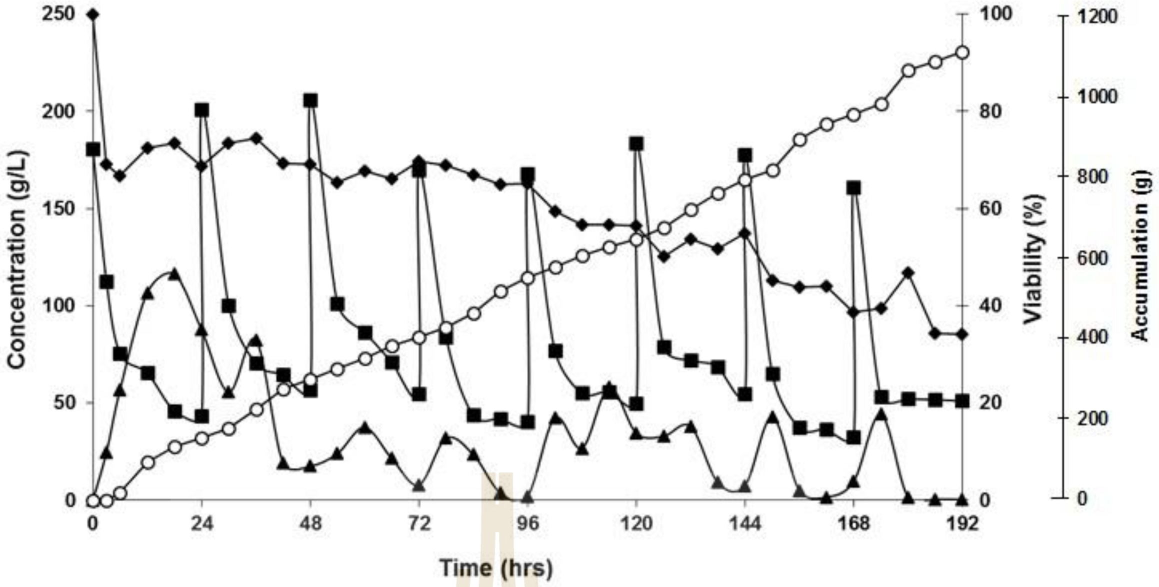
อุณหภูมิน้ำหล่อเย็น (°ซ)	อัตราการกลั่น (ก/ชม)	ร้อยละเอทานอล	อัตราการไหลเอทานอล (ก/ชม)	สารข้างเคียง (มก/ลิตร)			
				Propanol	Butanol	IAA	NAA
0	8.1	90.3	7.28	85.8	14.2	334.5	28.2
2.5	10.6	88.2	9.35	77	12.6	321.3	26.7
5	13.3	79.6	10.56	93	14.6	380.6	27.9
7.5	15.6	71.5	11.13	98.4	14.7	380	26.8
10	16.7	67.7	11.28	106.9	12.3	378.5	27.6
15	19.2	62.0	9.99	76.8	10.7	314.1	21.4
25	22.5	55.3	12.44	73.5	10.0	305.6	19.5
35	25.8	43.6	11.25	66.3	9.7	270.1	17.7

IAA = iso-amyl acetate   NAA = normal-amyl acetate

จากตาราง 2 พบว่า อุณหภูมิของน้ำหล่อเย็นคอลัมน์มีผลโดยตรงต่ออัตราการกลั่นและความเข้มข้นของเอทานอลที่ได้ โดยอุณหภูมิน้ำหล่อเย็นที่สูงจะทำให้ได้อัตราการกลั่นที่สูงตาม แต่ความเข้มข้นของเอทานอลจะลดลงเนื่องจากมีปริมาณน้ำที่สูงกว่า โดยที่อุณหภูมิ 0 องศาเซลเซียส สามารถสกัดเอทานอลที่มีความบริสุทธิ์สูงถึงร้อยละ 90 และมีค่าอัตราการสกัดที่ 8.1 กรัมต่อชั่วโมง ในขณะที่เมื่อใช้น้ำที่อุณหภูมิห้องและเมื่อไม่มีการใช้น้ำหล่อเย็น พบว่ามีความบริสุทธิ์ของเอทานอลเพียงร้อยละ 55.5 และ 43.6 ตามลำดับ ส่วนสารข้างเคียงที่วิเคราะห์ได้นั้นไม่มีผลโดยตรงต่ออุณหภูมิน้ำหล่อเย็น การแปรผันของค่าความเข้มข้นเกิดขึ้นจากปริมาณน้ำที่อยู่ในของเหลวจากการกลั่นเท่านั้น ในการทดลองนี้ได้เลือกใช้อุณหภูมิน้ำหล่อเย็นที่ 5 องศาเซลเซียส ที่สามารถสกัดเอทานอลได้ที่ร้อยละ 79.6 และอัตราการกลั่นที่ 10.56 กรัมต่อชั่วโมง

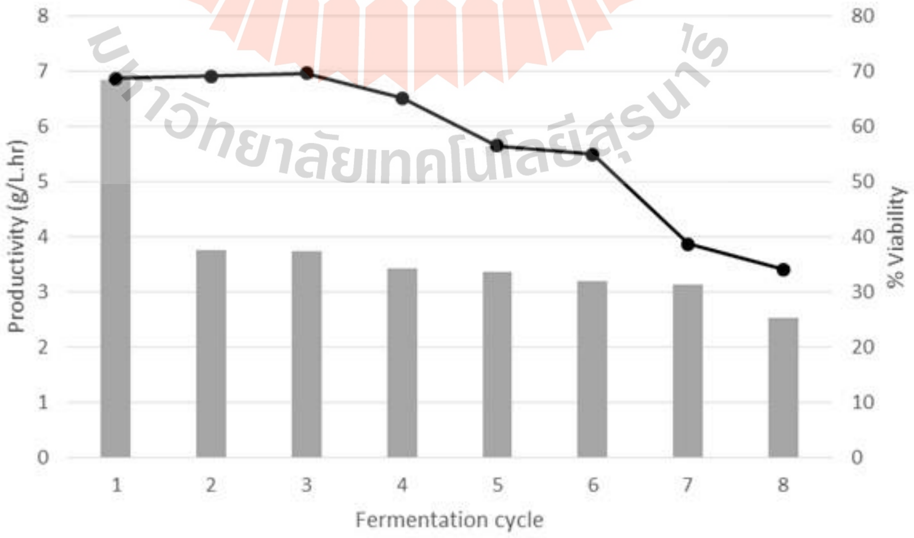
4.4 การผลิตเอทานอลแบบการหมักควบคู่การกลั่นแบบทำซ้ำ (Repeated batch fermentation with vacuum distillation)

จากผลการทดลองการผลิตเอทานอลแบบหมักควบคู่กับการกลั่นพบว่า อัตราส่วนเซลล์ที่มีชีวิตมีสูงถึงร้อยละ 60 และสามารถเติมกากน้ำตาลเข้มข้นเพื่อเริ่มการหมักเอทานอลในกะต่อไปได้ โดยการทดลองนี้ 50 กรัมของกากน้ำตาลเข้มข้นจะถูกเติมลงในถังหมักทุกๆ 24 ชั่วโมงของกระบวนการหมัก และทำการวัดค่าปริมาณน้ำตาล เซลล์มีชีวิต ปริมาณเอทานอลอย่างต่อเนื่อง แสดงดังรูปภาพ 17



รูปภาพ 17 ผลการทดลองการหมักแบบ repeated batch ที่ทำการแยกเอทานอลออกด้วยการกลั่นแบบสุญญากาศ (■ คือปริมาณน้ำตาล (กรัมต่อลิตร), ▲ คือปริมาณเอทานอลที่ผลิตได้ (กรัมต่อลิตร), ◆ คือ viability (%) และ o คือเอทานอลที่สะสมอยู่ในระบบ)

จากรูปภาพ 17 พบว่า เอทานอลในถังหมักจะถูกสกัดอย่างต่อเนื่องที่อัตราการสกัดเท่ากับ 10.2 กรัมต่อชั่วโมง และมีความเข้มข้นร้อยละ 80 และระบบดังกล่าวสามารถผลิตเอทานอลได้อย่างต่อเนื่องมากถึง 8 ครั้ง และสามารถผลิตเอทานอลที่มีความเข้มข้นร้อยละ 80 ได้มากถึง 1200 กรัม โดยการใช้เซลล์เพียงครั้งเดียว อย่างไรก็ตาม อัตราการผลิตเอทานอลและปริมาณเซลล์มีชีวิตลดลงอย่างต่อเนื่องในแต่ละรอบของการหมัก ทั้งนี้เนื่องจากการสะสมของสารปนเปื้อนอื่นๆของการหมัก รวมไปถึงการพิษที่มีในกากน้ำตาล ดังแสดงในรูปภาพ 18



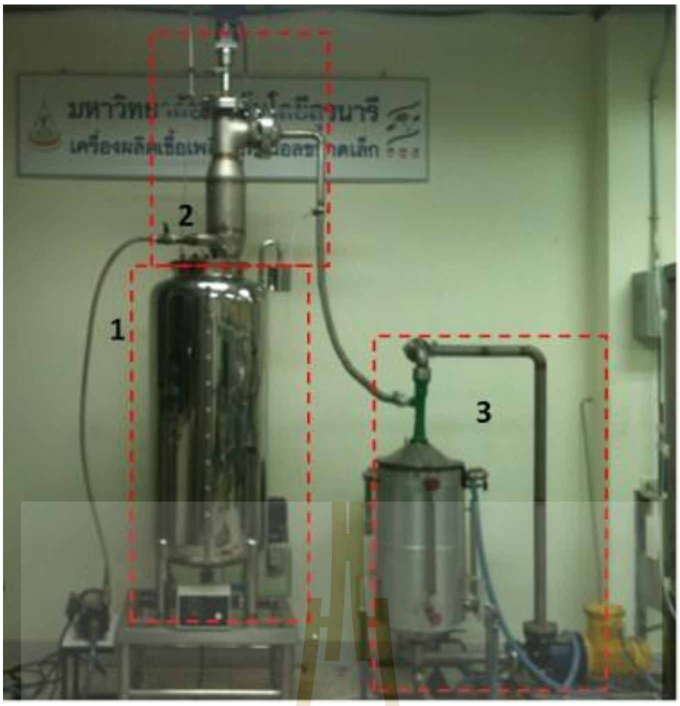
รูปภาพ 18 ปริมาณรอบของการหมักที่มีผลต่อการผลิตเอทานอลและปริมาณเซลล์มีชีวิต

จากผลการศึกษาสามารถสรุปได้ว่า การผลิตเอทานอลแบบหมักควบคู่กับการกลั่นสามารถลดการยับยั้งที่เกิดจากสารผลิตภัณฑ์ได้ และช่วยเพิ่มอัตราการผลิตเอทานอล รวมไปถึงสามารถเพิ่มประสิทธิภาพของเซลล์ โดยพบว่าสามารถทำการหมักได้ถึง 720 ชั่วโมงในการหมัก 8 รอบโดยใช้การเติมเซลล์เพียงครั้งเดียว อย่างไรก็ตาม การหมักในระบบดังกล่าวจะพบปัญหาการลดลงของอัตราการผลิตเอทานอลเนื่องจากการสะสมของสารผลิตภัณฑ์ที่ไม่สามารถระเหยได้ ได้แก่สารจำพวกกรดอินทรีย์ และสารพิษที่สะสมในกากน้ำตาลเอง ซึ่งได้แก่โลหะหนักและสารจำพวกซัลเฟอร์ การแก้ปัญหาดังกล่าวสามารถทำได้โดยการใช้ระบบการหมักควบคู่การกลั่นแบบต่อเนื่อง โดยใช้แบบจำลองทางคอมพิวเตอร์เพื่อลดค่าใช้จ่ายในการทดลองและออกแบบ และเพื่อการประเมินความเป็นไปได้เชิงการผลิตและเชิงเศรษฐศาสตร์

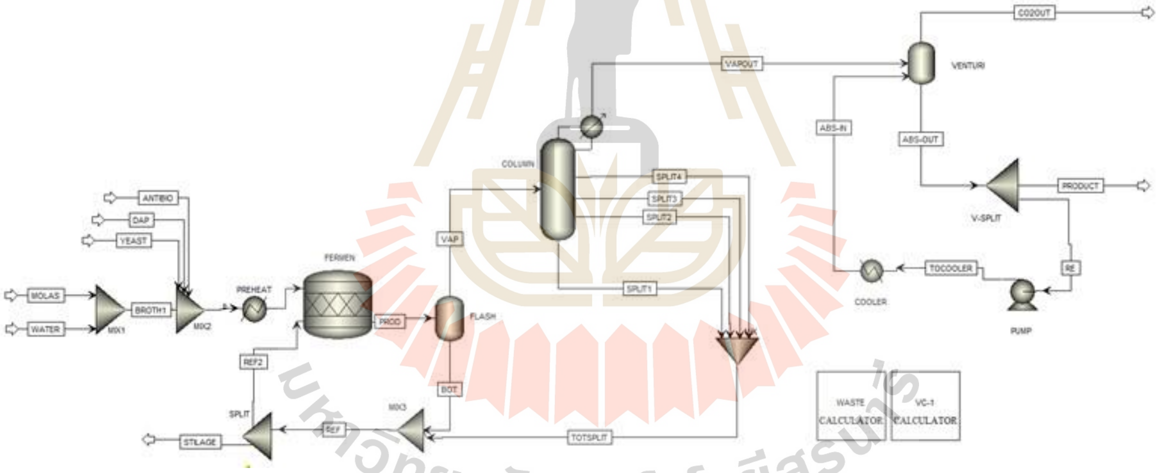
4.5 การจำลองระบบการผลิตเอทานอลแบบหมักควบคู่กับการกลั่นแบบต่อเนื่องในถังหมักขนาด 200 ลิตร ด้วยโปรแกรม ASPEN PLUS 8.6

โปรแกรม ASPEN PLUS 8.6 เป็นโปรแกรมสำเร็จรูปที่ใช้ในการออกแบบและจำลองกระบวนการผลิตในรูปแบบต่างๆ โดยระบบการผลิตเอทานอลแบบหมักควบคู่กับการกลั่นแบบต่อเนื่อง นักวิจัยได้ทำการปรับปรุงในส่วนของหอกลั่นลำดับส่วนแบบสุญญากาศ โดยได้ทำการขยายท่อของคอลัมน์ให้มีขนาดใหญ่ขึ้น ซึ่งจะทำให้สามารถเพิ่มอัตราการไหลของไอเอทานอลออกจากถังหมักได้มากขึ้น โดยจะทำการแบ่งระบบปฏิบัติการออกเป็น 3 ส่วน เพื่อให้ง่ายต่อการออกแบบและการคำนวณ ระบบดังกล่าวสามารถแบ่งได้ออกเป็น 3 ส่วนดังนี้ ส่วนถังหมัก ส่วนหอกลั่นลำกับส่วนประสิทธิภาพสูงและส่วนปั๊มสุญญากาศแบบเวนจูลี (Venturi) โดยที่รูปภาพ 19 แสดงระบบการผลิตไบโอเอทานอลควบคู่กับการหมักด้วยเทคนิคการกลั่นลำดับส่วนแบบสุญญากาศที่ขนาดถังหมักขนาด 200 ลิตร โดยระบบดังกล่าวจะใช้เป็นต้นแบบในการสร้างแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ด้วยโปรแกรม Aspen Plus 8.6 และรูปภาพ 20 แสดงการออกแบบในหน่วยปฏิบัติการของระบบดังกล่าวในโปรแกรม ASPEN PLUS

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี



รูปภาพ 19 โรงงานต้นแบบการแยกเอทานอลควบคู่กับการหมักด้วยเทคนิคการกลั่นลำดับส่วนแบบสุญญากาศที่ได้ทำการปรับปรุงในส่วนของหอกลั่นแล้ว



รูปภาพ 20 การออกแบบในหน่วยปฏิบัติการของระบบดังกล่าวในโปรแกรม ASPEN PLUS

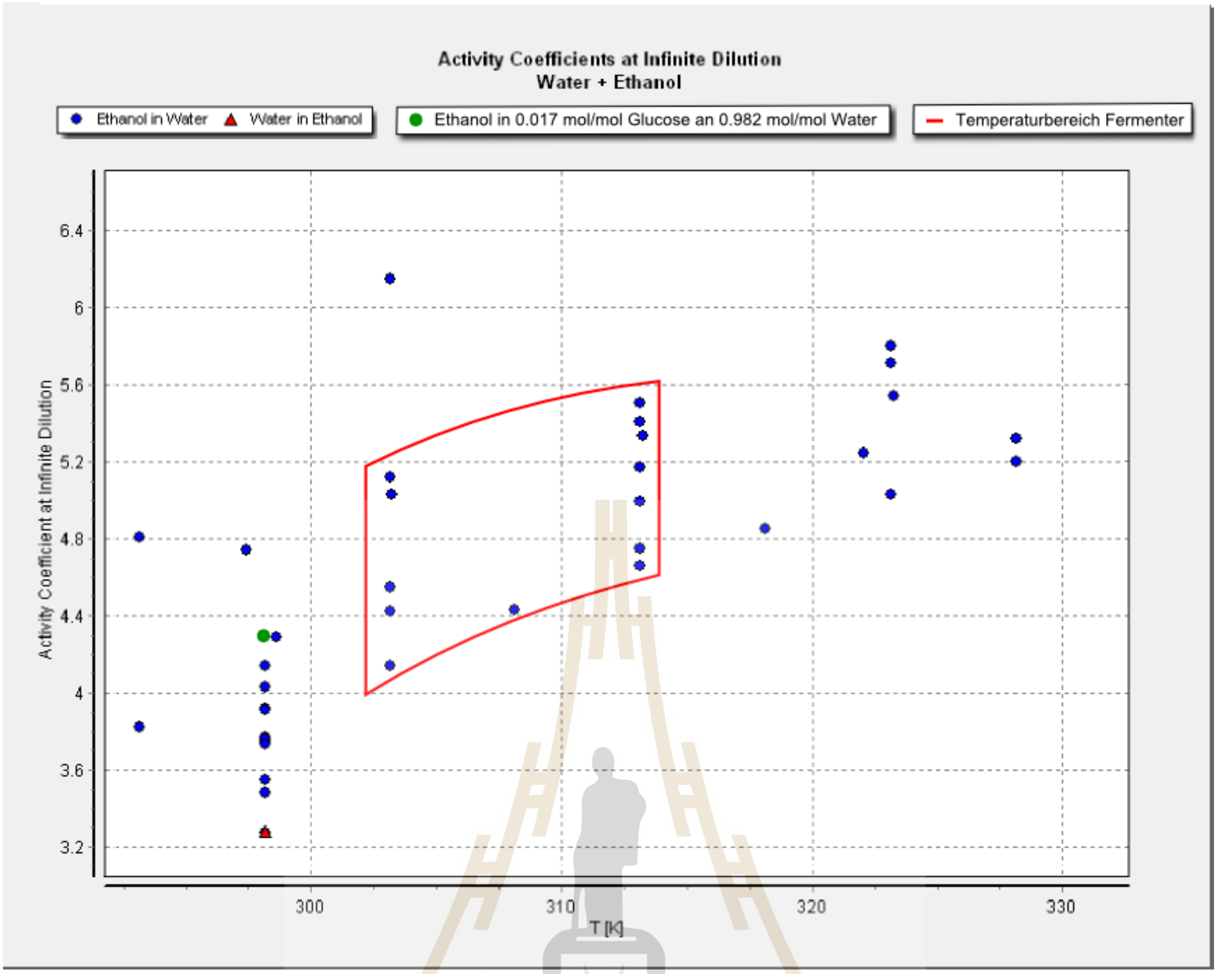
การทดลองนี้จะเป็นการสร้างแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ของกระบวนการ (Process simulation) การผลิตไบโอเอทานอลควบคู่กับกระบวนการหมักด้วยเทคนิคการกลั่นลำดับส่วนแบบสุญญากาศที่ขนาดถังหมักขนาด 200 ลิตร ด้วยโปรแกรม Aspen Plus 8.6 (Aspen Tech, USA.) ซึ่งโปรแกรมดังกล่าวสามารถจำลองและออกแบบกระบวนการผลิตในเชิงอุตสาหกรรม ทั้งในอุตสาหกรรมเคมี ชีวเคมี และยังสามารถวิเคราะห์ความเป็นไปได้ในการผลิตในเชิงเศรษฐศาสตร์ ซึ่งได้แก่หาพลังงานที่ใช้รวมไปถึงต้นทุนการผลิตและกำไร โดยการสร้างแบบจำลองทางคณิตศาสตร์นั้น สามารถดำเนินการตามขั้นตอนต่าง ๆ ดังตาราง 3

ตาราง 3 แสดงหน่วยปฏิบัติการ การออกแบบและสภาวะในการดำเนินการของระบบ extractive fermentation จากโปรแกรม ASPEN PLUS

ส่วน	ระบบปฏิบัติการ	Aspen plus model	สภาวะการทำงาน
ถังปฏิกรณ์ชีวภาพ	Reactor	RStoic	35°C, 1 bar
	Pre-heating	Heater	35°C, 1 bar
	Flash	Flash2	35°C, 0.06 bar
	Mixer	Mixer	-
หอกลั่นลำดับส่วน	คอลัมน์	RadFrac	Calculation type: Equilibrium Stages: 5 Condenser: Partial-vapor Reboiler: None Distillate rate: 1.3 kg/hr Pressure: 0.06 bar Subcooled temperature: 5°C
เวนจูลี่	ท่อเวนจูลี่	Flash2	5°C, 1 bar
	ระบบหล่อเย็น	Heater	5°C, 1 bar
	ปั๊ม	Pump	Discharge pressure: 6 bar
	Splitter	FSplit	-
Manipulators	Venturi stream splitter	Calculator	Product = Input-Vapout
	Recycle stream splitter	Calculator	Waste = Feed

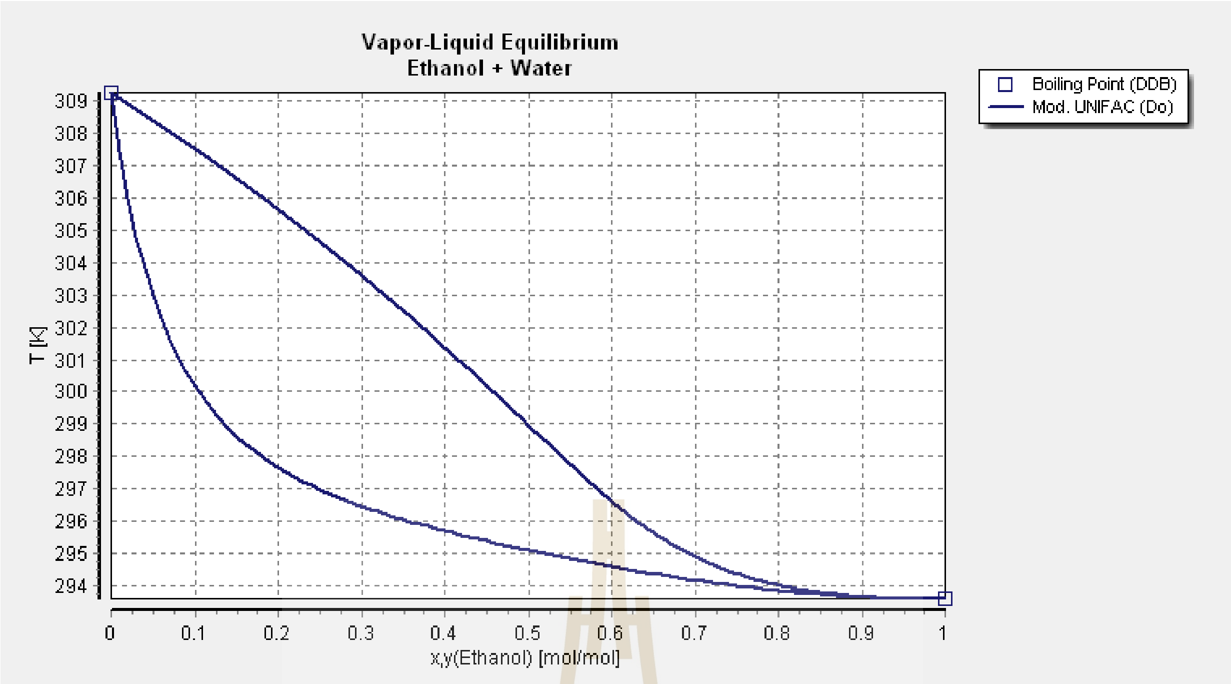
4.5.1 เทอร์โมไดนามิกส์ของวัตถุดิบที่เกี่ยวข้อง

เพื่อลดความซับซ้อนของระบบ ยีสต์และผลิตภัณฑ์ที่เกิดขึ้นจากระบบจะถูกสรุปว่าไม่มีผลต่อพฤติกรรมของ VLE (vapor liquid equilibrium) ในถังปฏิกรณ์ การศึกษานี้ได้ให้ความสำคัญในการวิเคราะห์ความสมดุลในเฟสของเอทานอล-น้ำ-กลูโคส และของผสมที่เป็นผลพลอยได้อื่นๆ นอกจากนี้ผลของ CO2 ในเฟสสมดุลในส่วนของถังปฏิกรณ์และในคอลัมน์ได้ทำการศึกษาแสดงดังรูปภาพ 21 ซึ่งมีการแสดงค่าสัมประสิทธิ์กิจกรรม (activity coefficient) ของเอทานอลและน้ำ พื้นที่ที่ทำเครื่องหมายสีแดงแสดงถึงข้อมูลที่คู่กันสำหรับช่วงอุณหภูมิในถังปฏิกรณ์ อีกส่วนหนึ่งคือจุดแสดงข้อมูลค่า activity coefficient ของเอทานอลในสารละลายระหว่างกลูโคสกับน้ำที่แสดงเป็นจุดสีเขียวในภาพ ซึ่งได้จาก Dortmund's database จากผลดังกล่าว จะเห็นว่าค่าสัมประสิทธิ์การทำงานของส่วนผสม ternary นี้ปรากฏในพื้นที่ในส่วนบนของสัมประสิทธิ์กิจกรรมที่เป็นลักษณะจุดประปราย ดังนั้นจึงสามารถสรุปได้ว่าการเพิ่มความเข้มข้นของน้ำตาลกลูโคสมีผลต่อการเพิ่มความสามารถในการระเหยของเอทานอล



รูปภาพ 21 การแสดงค่า activity coefficients ด้วย DDBST database

จากพิจารณาของผสม 2 ภาค (binary mixture) ของเอทานอลและน้ำสมดุลไอเหลว สมดุลไอ-ของเหลว หรือ Vapor-liquid equilibrium,VLE ได้มีการวิเคราะห์ที่ความดัน 60 มิลลิบาร์โดยใช้ DDBST database ผลการศึกษาแสดงออกมาในรูปของผสมอะซิโอโทรประหว่างเอทานอลและน้ำที่ความเข้มข้น 94% โดยน้ำหนัก (แสดงดังรูปภาพ 22) สำหรับในระดับอุตสาหกรรมจะมีการนำของผสมที่ได้ไปทำการแยกน้ำต่อไป เช่นเดียวกับงานวิจัยนี้ที่จะมีการศึกษาการแยกน้ำหรือการกำจัดน้ำออกด้วยเทคนิคเมมเบรนเยื่อแผ่นในหัวข้อต่อไป



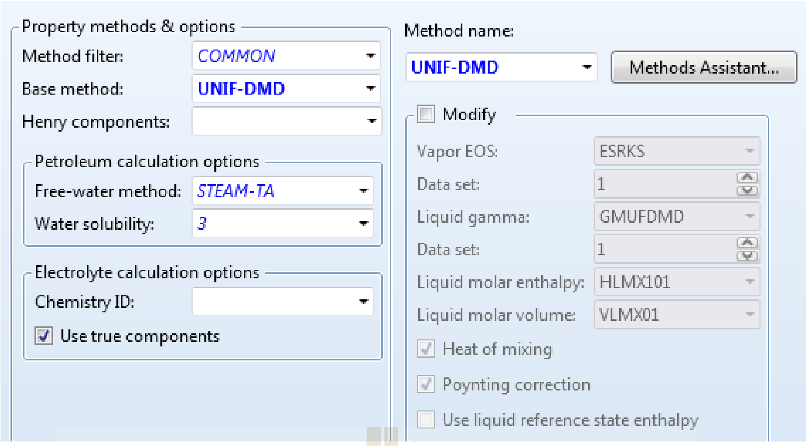
รูปภาพ 22 VLE ของของผสมระหว่างเอทานอล/น้ำ ที่ความดัน 60 mbar ซึ่งได้จากการคำนวณโดยใช้ DDBST database

4.5.2 การกำหนดส่วนประกอบและแบบจำลองในระบบ

ก่อนทำการสร้างแบบจำลองทุกครั้งจำเป็นต้องทำการกำหนดส่วนประกอบทั้งหมดที่เกี่ยวข้องในระบบ รวมไปถึงการกำหนดแบบจำลองที่เหมาะสมในกระบวนการนั้นๆ ทั้งนี้เนื่องจากส่วนประกอบทั้งหมดที่เกี่ยวข้องจะถูกใช้ในการกำหนดคุณสมบัติเชิงเคมี และใช้ในการคำนวณเชิงคณิตศาสตร์ ซึ่งการจำลองกระบวนการผลิตเอทานอลจากกากน้ำตาลนั้นมีส่วนประกอบที่เกี่ยวข้องทั้งหมดดังแสดงในตาราง 4 และแบบจำลองที่ใช้คือ UNIF-DMD ดังปรากฏในรูปภาพ 23

ตาราง 4 การกำหนดองค์ประกอบของสารตั้งต้น ผลิตภัณฑ์และผลพลอยได้ต่าง ๆ ของการหมักเอทานอล

Components	Type	Component name	Formula
WATER	Conventional	WATER	H2O
ETOH	Conventional	ETHANOL	C2H6O-2
CO2	Conventional	CARBON-DIOXIDE	CO2
GLU	Conventional	DEXTROSE	C6H12O6
ETHYL-01	Conventional	ETHYLENE-GLYCOL	C2H6O2
INOR	Conventional	SODIUM-CHLORIDE	NACL
NFS	Conventional	DEXTROSE	C6H12O6
1-PRO	Conventional	1-PROPANOL	C3H8O-1
N-BUTANO	Conventional	N-BUTANOL	C4H10O-1
E-ACETAT	Conventional	ETHYL-ACETATE	C4H8O2-3
METHANOL	Conventional	METHANOL	CH4O
AC-ACID	Conventional	ACETIC-ACID	C2H4O2-1
ACETALD	Conventional	ACETALDEHYDE	C2H4O-1



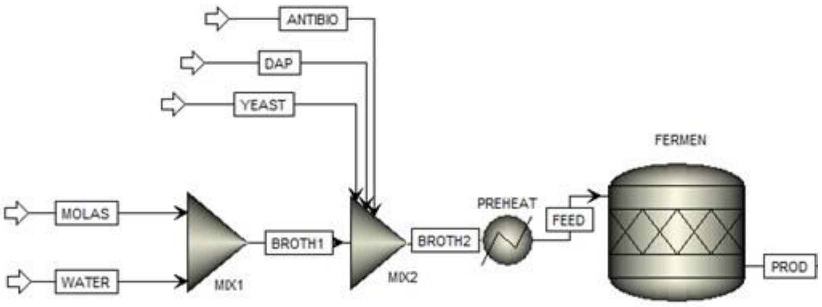
รูปภาพ 23 ตัวอย่างของการกำหนดค่าตัวแปรต่าง ๆ ขององค์ประกอบลงในโปรแกรม

จากตาราง 4 จะพบว่า สารเคมีที่เกี่ยวข้องในระบบการหมักนี้มีหลายชนิด ซึ่งสารประกอบที่มาจากน้ำหมักกากน้ำตาลเริ่มต้น ได้แก่ น้ำ (WATER), น้ำตาลในรูปของกลูโคส (Dextrose) ส่วนสารผลิตภัณฑ์ที่เกี่ยวข้องกับกระบวนการหมักทั้งผลิตภัณฑ์หลัก ได้แก่ เอทานอล (ETOH) คาร์บอนไดออกไซด์ (CO_2) และสารที่เป็นผลพลอยได้หรือ by-product ต่าง ๆ ได้แก่ สารประกอบจำพวกแอลกอฮอล์หนัก (fusal oil) ได้แก่ เมทานอล (METHANOL), โพรพานอล (1- PRO), บิวทานอล (N-BUTANO) สารระเหย ได้แก่ เอทิล อะซิเตท (E-ACETAT), อะซิตัลดีไฮด์ (ACETALD) และกรดอะซิติก (AC-ACID) สารดังกล่าวมีความสำคัญอย่างยิ่งต่อกระบวนการผลิตเอทานอล กรดอะซิติกเลกรดแลคติคที่ยีสต์สร้างขึ้นมีผลต่อค่าอัตราการสร้างสารผลิตภัณฑ์ (productivity) ของระบบในกรณีของกระบวนการหมักดังกล่าว เนื่องจากกรดที่สร้างขึ้นไม่สามารถถูกแยกออกด้วยสุญญากาศ และสะสมอยู่ในถังหมัก ในกรณีของสารประกอบเอสเทอร์และแอลกอฮอล์หนัก มีผลในกระบวนการแยกน้ำของเอทานอล (dehydration of ethanol) และส่งผลต่อความบริสุทธิ์ของเอทานอล

แบบจำลองทางเคมีที่ใช้ในระบบการหมักดังกล่าว ใช้ระบบ UNIF-DMD (UNIFAC Dortmund modified) ซึ่งคือระบบของแบบจำลองทางเคมี UNIFAC ที่มีการปรับปรุงโดย Gmehing และคณะ

4.5.2.1 การสร้างแบบจำลองในส่วนถังหมัก (Simulation of bio-reactor)

แบบจำลองระบบการหมักเอทานอลจากกากน้ำตาลแสดงดังรูปภาพ 24 จากระบบดังกล่าว กากน้ำตาลและน้ำจะถูกนำมาผสมกันใน Mixer (MIX1) ในอัตราส่วน 1:3 และนำมาผสมกับสารประกอบอื่นๆ เช่น ยีสต์ แอนตี้ไบโอติก และ di-ammonium phosphate (สารดังกล่าวไม่เกี่ยวข้องกับระบบการหมักในโปรแกรม) นำหมักจะถูกส่งเข้าถังหมักที่ 32°C ความดัน 60 mbar

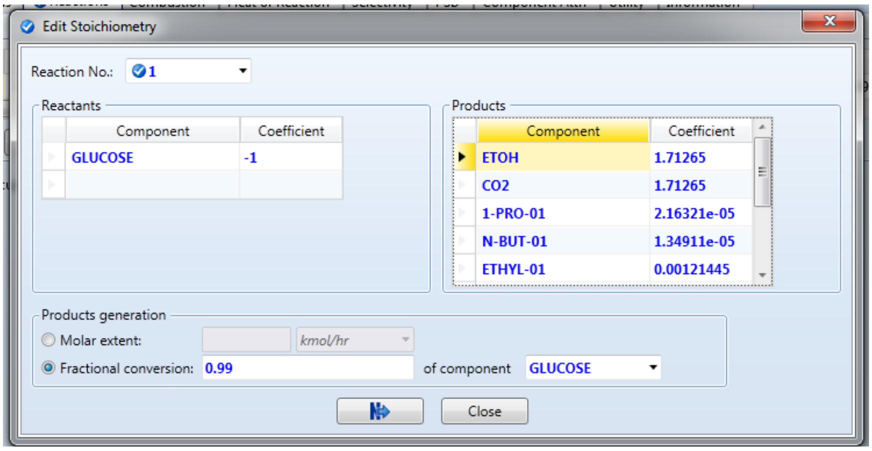


รูปภาพ 24 การจำลองสมดุลมวลรอบถังหมัก (FERMEN)

ตาราง 5 แสดงปริมาณและจำนวนโมลของสารผลิตภัณฑ์ที่ได้จากปฏิกิริยาการหมักด้วยกากน้ำตาลทั้งผลิตภัณฑ์หลักและ by-product ที่ได้จากการทดลอง ค่าดังกล่าวจำเป็นต้องคำนวณจากค่าการทดลองเพื่อให้ได้ผลที่แม่นยำมากที่สุดเมื่อนำมาใส่ในแบบจำลองโปรแกรม ค่า NFS (Non-fermentable sugar) คือค่าสารประกอบอื่นๆที่อยู่ในน้ำหมักที่ยีสต์ไม่สามารถนำไปใช้ได้ ซึ่งได้แก่ แป้ง และน้ำตาลสายสั้น (oligo-saccharide) รูปภาพ 25 แสดงจำนวนโมลของน้ำตาลที่ถูกใช้และสารผลิตภัณฑ์ที่สร้างขึ้นจากกระบวนการหมักและสัดส่วนการเปลี่ยนของน้ำตาลคิดเป็นร้อยละ 99

ตาราง 5 ปริมาณและจำนวนโมลของสารผลิตภัณฑ์ที่ได้จากปฏิกิริยาการหมัก

Composition	Actual weight (g/L)	MW of composition	Calculated mole fraction
Propanol	0.0013	60.096	2.16321E-05
Butanol	0.001	74.123	1.34911E-05
Ethyl acetate	0.107	88.106	0.001214446
Methanol	0.0334	32.042	0.001042382
Acetic acid	0.046	60.053	0.00076599
Acetaldehyde	0.044	44.05	0.000998865
Ethanol	78.9	46.069	1.712648419
Carbon dioxide	75.37	44.01	1.712565326
NFS		180.158	0.142404445



รูปภาพ 25 แสดงจำนวนโมลของน้ำตาลที่ถูกใช้และสารผลิตภัณฑ์ที่สร้างขึ้นจากกระบวนการหมัก

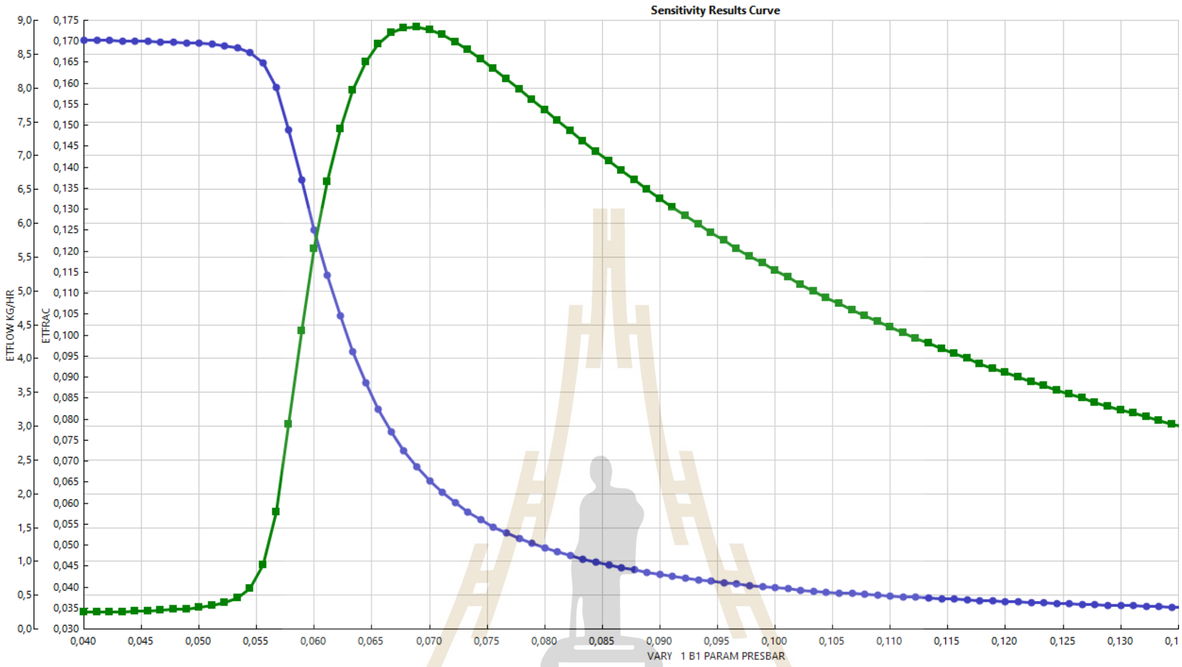
อัตราการไหลและอัตราส่วนของสารประกอบที่คำนวณได้จากแบบจำลองโปรแกรม Aspen plus ก่อนและหลังกระบวนการหมักแสดงได้ดังตาราง 6 ความเข้มข้นของเอทานอลหลังการหมักคิดเป็นร้อยละ 8.8 ต่อน้ำหนัก และพบน้ำตาลกลูโคสเหลือร้อยละ 2 (คิดเป็น 0.99% ที่ใช้ไป) ปริมาณ fusal oil ที่พบในกระบวนการหมักมีค่าประมาณ 0.00004% ส่วนสารประกอบเอสเทอร์ประมาณ 0.00012%

ตาราง 6 แสดงอัตราการไหลและอัตราส่วนของสารประกอบก่อนและหลังกระบวนการหมัก

Components		Mass Flow		Mass Fraction	
		Feed	Product	Feed	Product
WATER	kg/hr	6.185000	6.185000	0.727504	0.727501
GLUCOSE	kg/hr	1.730833	0.017308	0.203588	0.002036
CO2	kg/hr	0.000000	0.716895	0.000000	0.084324
ETOH	kg/hr	0.000000	0.750438	0.000000	0.088269
INOR	kg/hr	0.306667	0.306667	0.036071	0.036071
NFS	kg/hr	0.279167	0.523180	0.032837	0.061538
1-PRO-01	kg/hr	0.000000	0.000012	0.000000	0.000001
N-BUT-01	kg/hr	0.000000	0.000010	0.000000	0.000001
ETHYL-01	kg/hr	0.000000	0.001018	0.000000	0.000120
MEOH	kg/hr	0.000000	0.000318	0.000000	0.000037
ACETI-01	kg/hr	0.000000	0.000438	0.000000	0.000051
ACETAL	kg/hr	0.000000	0.000419	0.000000	0.000049

ตาราง 6 แสดงผลการศึกษาการจำลองในถังปฏิกรณ์ชีวภาพที่ประกอบด้วยจำนวนโมลทั้งหมด, อัตรามวลไหล, mass fraction และ states fraction ของน้ำหมักก่อนและหลังการหมัก ซึ่งพบว่าเอทานอลความเข้มข้น 9.4% โดยน้ำหนักหรือ 17.28 กิโลกรัมจะผลิตขึ้นในถังหมักขนาด 200 ลิตร ในขณะที่น้ำตาลกลูโคสจำนวน 2 กิโลกรัมยังคงเหลือค้างอยู่ในถังหมัก อีกทั้งมีน้ำมันฟูเซลจำนวน 8 กรัมและสารประกอบที่ระเหยได้จำนวน 23 กรัมเป็นผลพลอยได้ที่เกิดขึ้นในระหว่างการหมักอีกด้วย แต่อย่างไรก็ตามในสภาวะความดันที่ต่ำพบว่าเอทานอลอาจเกิดการเดือดขึ้นมาได้ซึ่งเป็นสิ่งที่ควรคำนึงและควบคุมในระหว่างระบบ extractive fermentation

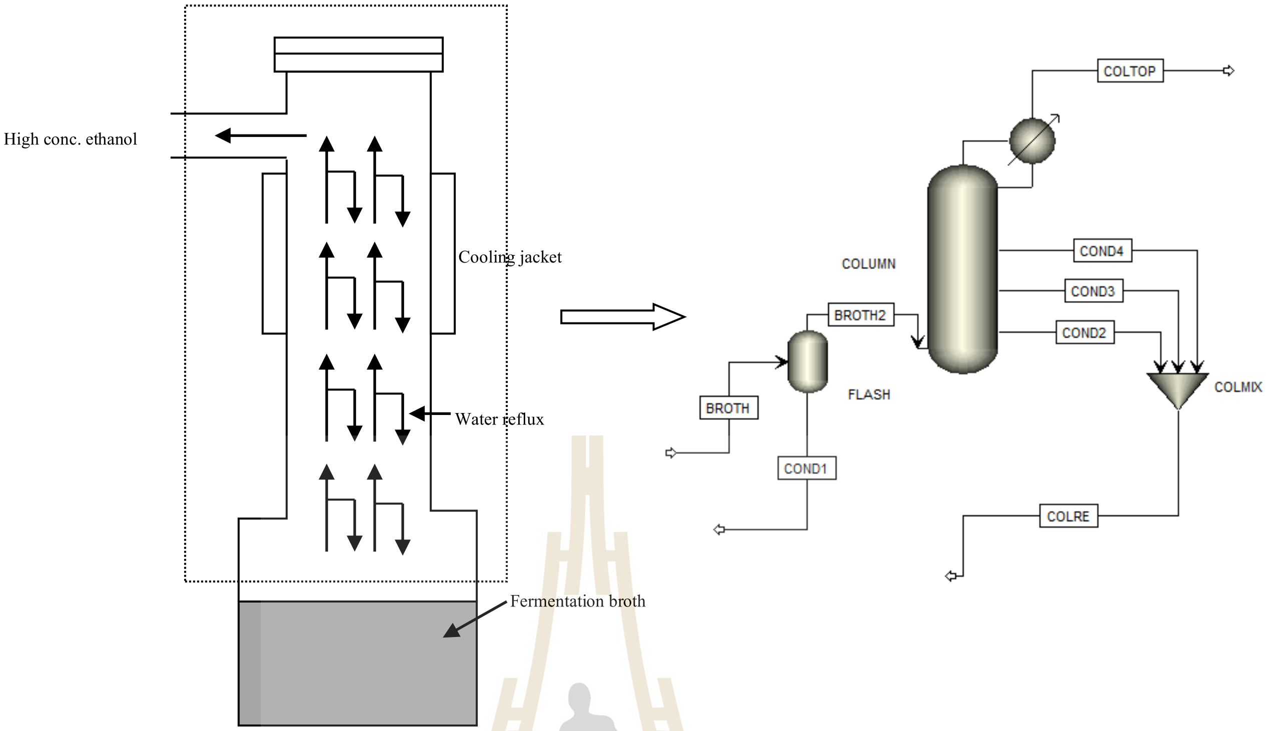
การวิเคราะห์ความไวของความดันเพื่อให้มีความเหมาะสมจะมีการศึกษาและวัดด้วยระบบจำลอง ASPEN PLUS simulator โดยที่ทั้ง mass flow และ mass fraction ของเอทานอลจะทำการวัดวิเคราะห์ใน ส่วนของไอที่ออกมา รูปภาพ 26 แสดงผลจากการวิเคราะห์ความไว (sensitivity analysis) ของความดันนั้น ขึ้นอยู่กับอัตราการไหลและ fraction ของเอทานอล จึงสามารถสรุปได้ว่าความดันระหว่าง 60-75 มิลลิบาร์ เป็นสภาวะที่มีความเหมาะสมกับทั้งสองคุณสมบัติของของเหลว



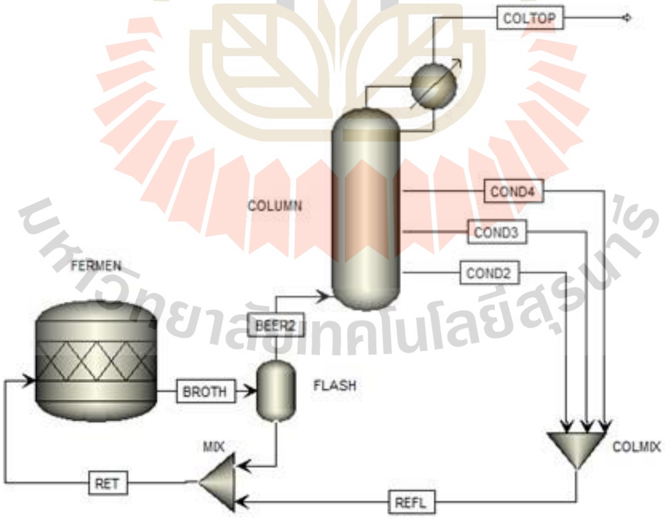
รูปภาพ 26 แสดง Sensitivity analysis ของความมันที่มีผลต่อการไหลของเอทานอล the (●) และ fraction (■) ด้วยโปรแกรม ASPEN PLUS

4.5.2.2 การสร้างแบบจำลองในส่วนหอกลั่นประสิทธิภาพสูง (Simulation of high-performance distillation column)

ในกระบวนการหมักและกลั่นลำดับส่วนโดยใช้สุญญากาศนั้น ส่วนที่สำคัญในกระบวนการทำบริสุทธิ์เอทานอลคือ ส่วนของหอกลั่น หลักการทำงานของหอกลั่นประสิทธิภาพสูงคือ การทำให้น้ำหมักระเหยที่อุณหภูมิปกติโดยใช้ความดันต่ำ เมื่อไอของสารประกอบที่มีความเข้มข้นเอทานอลประมาณ 40% ระเหยขึ้นสู่หอกลั่น เมื่ออุณหภูมิของคอลัมน์เปลี่ยนแปลง (ลดลง) ความดันไอของสารประกอบจะเกิดการเปลี่ยนแปลง น้ำบางส่วนในสารประกอบจะตกลงสู่ด้านล่าง (water reflux) หรือเรียกว่า "การควบแน่นบางส่วน" (partial condensation) และความเข้มข้นของเอทานอลจะเพิ่มขึ้นเรื่อยๆ หลักการทำงานของกลั่นและการจำลองระบบหอกลั่นโดยใช้โปรแกรม Aspen plus แสดงในรูปภาพ 27



รูปภาพ 27 แสดงหลักการทำงานของหอกลั่นประสิทธิภาพสูง (ซ้าย) และแบบจำลองของหอกลั่นโดยใช้โปรแกรม Aspen plus (ขวา)



รูปภาพ 28 รูปแบบจำลองระบบการหมักควบคู่กับการกลั่นแบบสุญญากาศ

เนื่องจากหอกลั่นในการทดลองนี้เป็นหอกลั่นที่คิดค้นขึ้นมาโดยนักวิจัย จึงต้องมีการดัดแปลงและประยุกต์ระบบหอกลั่นแบบมาตรฐานในโปรแกรม Aspen plus มาใช้ในการจำลอง ซึ่งแสดงดังรูปภาพ 28 ซึ่งจะเห็นได้ว่า น้ำหมักที่มีส่วนประกอบของเอทานอล (BROTH) จะเข้าสู่ส่วน FLASH ซึ่งหมายถึง ส่วนของสารประกอบระเหยที่เข้าสู่หอกลั่นก่อนถึงส่วนของ Cooling jacket และมีน้ำบางส่วนเกิดการควบแน่นและตกลงสู่ถังหมัก

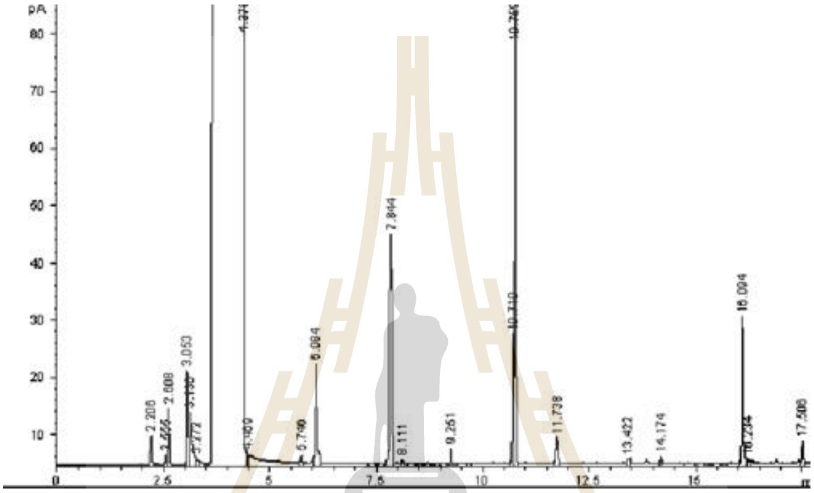
(COND1) เช่นเดียวกับส่วนของ cooling jacket ในหอกลั่นที่มีการควบคุมอุณหภูมิของไอ (ดังแสดงในส่วนของ column) ซึ่งเกิดการควบแน่นของน้ำ (water reflux) เช่นเดียวกัน (COND2, COND3, COND4) ซึ่งน้ำที่ควบแน่นทั้งหมดจะเข้าสู่ถังหมักอีกครั้ง ดังแสดงในรูปภาพ 28

ตาราง 7 แสดงอัตราส่วนของสารประกอบต่างๆ ที่เกี่ยวข้องในระบบการหมักแบบสุญญากาศ โดยแบ่งออกได้เป็น 3 สายคือ ส่วนที่เข้าสู่คอลัมน์ (BEER2) ส่วนที่กลับคืนสู่ถังหมัก (RET) และส่วนที่ออกจากคอลัมน์เข้าสู่ venturi จากผลการคำนวณพบว่า สารประกอบหลังจากทำแยกด้วยหอกลั่นมีเอทานอลบริสุทธิ์สูง หรือมีปริมาณน้ำน้อยมาก (ประมาณ 3.7%) นอกจากนั้นยังมีปริมาณแอลกอฮอลล์หนัก และสารประกอบเอสเทอร์ถูกสกัดออกมาด้วยบางส่วนจากผลการจำลองระบบและคำนวณด้วยโปรแกรม Aspen plus นั้นสอดคล้องกับผลการทดลองจริงเมื่อนำมาเปรียบเทียบกับ GC chromatogram ดังแสดงในรูปภาพ 26 อย่างไรก็ตาม ผลการทดลองที่ได้จากการจำลองและคำนวณด้วยโปรแกรม Aspen plus นั้นเป็นเพียงการทดลองเบื้องต้นเท่านั้น การนำค่าจากการทดลองจริงมาใช้ในโปรแกรมจึงมีความจำเป็นอย่างยิ่ง เพื่อให้การจำลองระบบและคำนวณมีความถูกต้องมากยิ่งขึ้น

ตาราง 7 อัตราส่วนของสารประกอบต่างๆที่ตำแหน่งก่อนเข้าและออกจากคอลัมน์ที่คำนวณได้จากโปรแกรม Aspen plus

Stream	BEER2	RET	COLTOP
From	FLASH	MIX	COLUMN
To	COLUMN	FERMEN	VENTURI
Component Mass Fraction			
WATER	0.792	0.814	0.037
ETOH	0.151	0.028	0.88
CO2	0.057	0.000	0.480
GLU	0	0.080	0
INOR	0	0.036	0
NFS	0	0.062	0
1-PRO-01	2.90E-07	2.90E-07	1.16E-06
N-BUT-01	2.23E-07	2.23E-07	8.95E-07
ETHYL-01	2.39E-05	2.39E-05	9.57E-05
MEOH	7.47E-06	7.47E-06	2.98E-05
ACETI-01	0	5.14E-05	0
ACETAL	9.84E-06	9.84E-06	3.93E-05
Volume Flow (L/min)	963.5596	56.1769	907.3827
Liquid Fraction	0	0.999501	0
Temperature	35	34.27569	10.64073
Vapor Fraction	1	0.000499	1

ทั้งนี้ในไอที่ออกมาอาจมี CO_2 ปนมาในปริมาณเล็กน้อยได้ เนื่องจากว่าเกิดการระเหยในภายหลัง ปริมาณแอลกอฮอล์ fusal ทั้งหมดถูกสกัดออกได้ประมาณโดยประมาณ 0.2 กรัมต่อ 1 กิโลกรัม นอกจากนี้คอลัมน์ที่ทำงานนี้แสดงให้เห็นถึงประสิทธิภาพในการกลั่นที่สูง ในส่วนของ reflux จะได้ของเหลวที่เป็นน้ำ 95% โดยน้ำหนักและเอทานอล 4.9% โดยน้ำหนัก จากการศึกษาทั้งหมดพบว่าการออกแบบหอกลั่นที่มีการจำลองโดยใช้ ASPEN PLUS ประสบผลสำเร็จที่สามารถจำลองสมจริงใกล้เคียงกับคอลัมน์และระบบที่ใช้จริงมากที่สุด อย่างไรก็ตามถึงแม้ว่าปริมาณ reflux และไอที่ออกมาทั้งหมดจะไม่สามารถจำลองได้ทั้งหมด ทำให้อาจจะไม่ได้รับค่าที่อย่างแม่นยำตามที่ควรจะเป็นแต่สามารถมีการศึกษา ด้วยการกำหนดอัตราการกลั่นในเฟสที่ออกมาเป็นไอหรืออัตรา reflux ภายในถังปฏิกรณ์ได้เพื่อพัฒนาปรับปรุงต่อไปได้



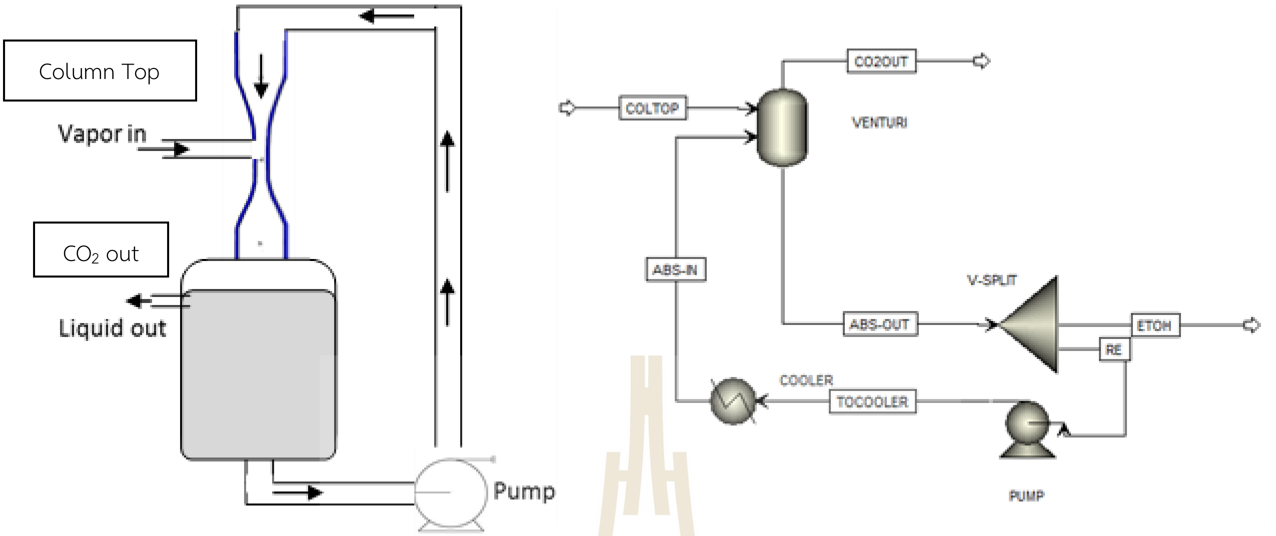
รูปภาพ 29 GC chromatogram ของสารประกอบที่ได้จากคอลัมน์

4.5.2.3 การสร้างแบบจำลองในส่วนของระบบเวนจูลี (Simulation of venture system)

ในทางอุตสาหกรรม เวนจูลีถูกใช้เป็นเครื่องมือในการวัดการไหลของของเหลวและก๊าซ โดยใช้หลักการในการวัดความดันที่แตกต่างกัน (differential pressure) แต่ในงานวิจัยนี้ ระบบเวนจูลีถูกนำมาใช้ในการลดความดันในระบบการหมัก (แทนที่การใช้ปั๊มสุญญากาศ) ในเวลาเดียวกันยังถูกใช้เป็นตัวควบแน่น (condenser) สารประกอบที่ออกมาจากคอลัมน์อีกด้วย

หลักการทำงานของระบบเวนจูลีในงานวิจัยและแบบจำลองโดยใช้โปรแกรม Aspen plus แสดงในรูปภาพ 30 สามารถทำได้โดยการใช้การไหลของน้ำเย็นผ่านเวนจูลีทำให้เกิดสุญญากาศภายในถังหมัก เมื่อไอระเหยของเอทานอลและน้ำผ่านเข้ามาในระบบเวนจูลี สารประกอบจะควบแน่นกลายเป็นของเหลวรวมกับน้ำเย็นในระบบ ส่วนก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ที่ละลายน้ำได้น้อยกว่าบางส่วนจะระเหยออกไป เมื่อระบบดังกล่าวดำเนินไป ความเข้มข้นของเอทานอลและปริมาณของเหลวในถังจะเพิ่มขึ้นเรื่อยๆ และจะถูกแยกออกมาเพื่อเข้าสู่กระบวนการแยกน้ำต่อไป อัตราส่วนของสารประกอบก่อนและหลังเข้าสู่ระบบเวนจูลีและสภาวะของระบบ แสดงในตาราง 7 จากตารางพบว่า ระบบเวนจูลีสามารถควบแน่นไอของเอทานอลให้อยู่ในรูปของเหลวโดยอัตราส่วนของเอทานอลเพิ่มขึ้นจาก 48% เป็น 88% และมีสารประกอบอื่นๆเล็กน้อย ในระบบดังกล่าว

ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ในระบบได้ถูกกำจัดออกไป (CO_2OUT stream) โดยมีความบริสุทธิ์ที่ 97% และเอทานอลสูญเสียเพียง 2.7%



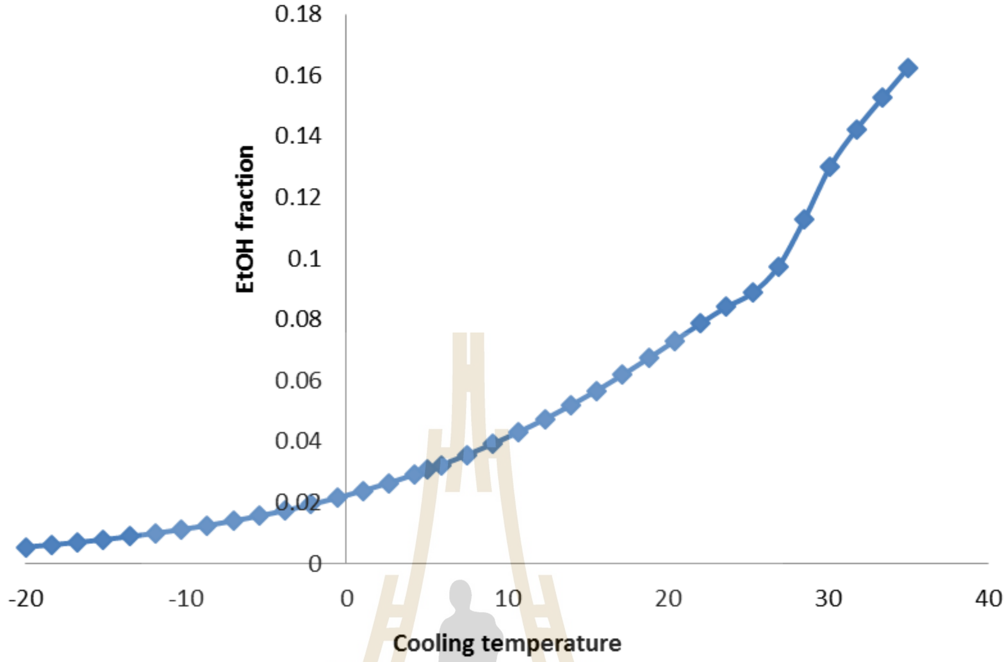
รูปภาพ 30 แบบจำลองทางคณิตศาสตร์ของระบบเวนจูรี่

ตาราง 8 สมดุลมวลของระบบรอบเวนจูรี่

Stream	COLTOP	CO2OUT	ETOH
From	COLUMN	VENTURI	V-SPLIT
To	VENTURI		
Mass Flow	5.9131	2.755734	3.157366
Component Mass Fraction			
WATER	0.0368389	0.0017371	0.0670517
ETOH	0.4834382	0.0273462	0.882172
CO2	0.4797229	0.9709166	0.0507762
1-PRO-01	1.16E-06	0	1.16E-06
N-BUT-01	8.95E-07	0	8.95E-07
ETHYL-01	0.0000957	0	0.0000957
MEOH	0.0000298	0	0.0000298
ACETAL	0.0000393	0.0000393	0
Temperature (°C)	10.64073	10.2409	10.2409
Pressure (bar)	0.06	1.01325	1.01325
Vapor Fraction	1	1	0
Liquid Fraction	0	0	1

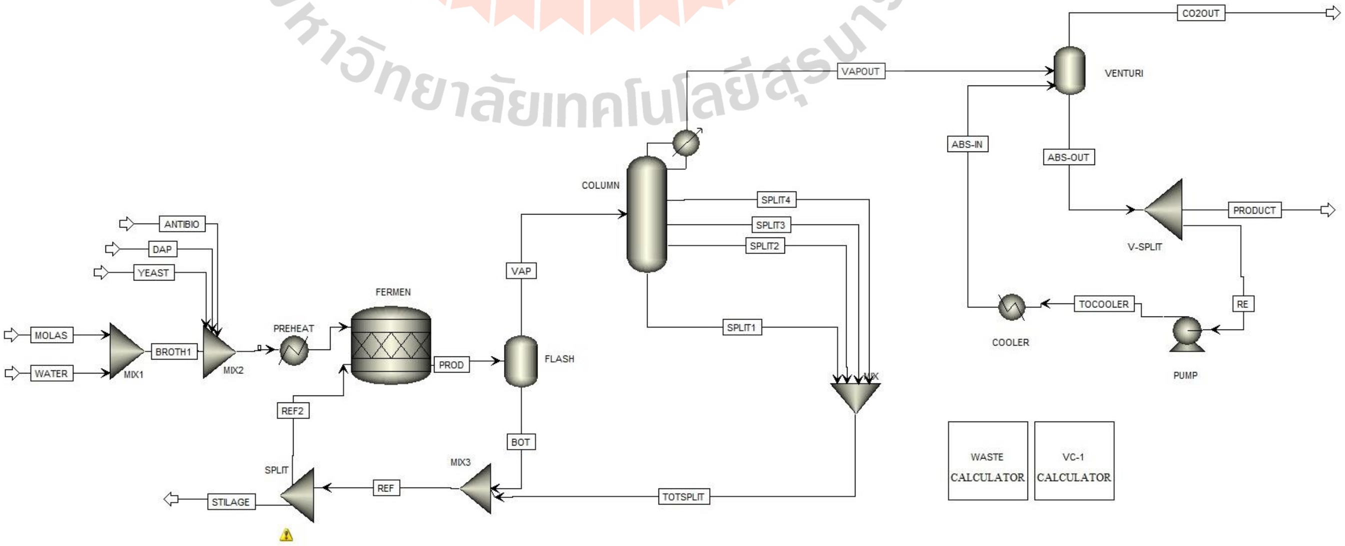
อัตราการสูญเสียเอทานอลในรูปของไอนั้น แปรผันตรงกับอุณหูมิของน้ำเย็นในระบบ กล่าวคือที่อุณหภูมิต่ำสามารถทำให้การละลายเอทานอลในน้ำได้มากขึ้น ส่วนที่อุณหภูมิสูงอัตราการละลายของเอทานอลจะลดลง และเอทานอลบางส่วนจะสูญเสียออกไปในรูปของไอพร้อมกับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ รูปภาพ 31 แสดงความเข้มข้นของเอทานอลที่สูญเสียที่อุณหภูมิน้ำเย็นแตกต่างกัน พบว่า ที่อุณหภูมิ -20°C ความเข้าข้นเอทานอลที่

สูญเสียมีค่าต่ำมาก คือ ต่ำกว่า 1% แต่ที่อุณหภูมิห้องปกติ (35°C) มีความเข้มข้นของเอทานอลที่สูญเสียมาก ถึง 18% อย่างไรก็ตาม การคำนวณพลังงานที่ใช้ในระบบเวนจูลีเพื่อหาจุดที่คุ้มค่าและเหมาะสมที่สุดจึงมีความจำเป็นอย่างยิ่ง



รูปภาพ 31 ความเข้มข้นของเอทานอลที่สูญเสียที่อุณหภูมิน้ำเย็นที่แตกต่างกัน

จากข้อมูลดังกล่าวข้างต้นพบว่าการไหลเวียนของเหลวเย็นจะช่วยให้อัตราการควบแน่นดีขึ้นและผลผลิตของเอทานอลที่ได้ออกมามีคุณภาพขึ้น แต่ในทางตรงกันข้ามการใช้พลังงานไฟฟ้าสำหรับน้ำหล่อเย็นมีค่าการลงทุนและค่าใช้จ่ายที่สูง ดังนั้นการดำเนินงานในสภาวะที่เหมาะสม โดยมีอัตราการใช้พลังงานที่ไม่สูงมากจะเป็นประโยชน์และมีความสำคัญต่อการขยายขนาดการผลิตในระดับอุตสาหกรรมต่อไปในอนาคตได้



รูปภาพ 32 แผนผังการดำเนินงานระบบปฏิบัติการ extractive fermentation system

4.6 การจำลองระบบการผลิตเอทานอลแบบหมักควบคู่กับการกลั่นแบบต่อเนื่องในถังหมักขนาด 200 ลิตร

การจำลองอัตราการไหลของสารประกอบแต่ละชนิดในสายการผลิต รวมไปถึงอุณหภูมิและความดันของระบบการผลิตเอทานอลแบบหมักควบคู่การกลั่นแบบต่อเนื่องดังสรุปได้ในตาราง 9 ซึ่งแบ่งหน่วยการผลิตย่อยออกเป็น 3 ชนิดดังที่ได้กล่าวไว้ข้างต้นได้แก่ระบบการหมัก ระบบหอกลั่นประสิทธิภาพสูง และระบบการควบแน่นเอทานอลด้วยเวนจูลี สำหรับการจำลองระบบการหมักในการศึกษาครั้งนี้ใช้การทดลองโดยใช้พื้นฐานของปริมาณสัมพันธ์ ซึ่งข้อมูลของการหมักในการทดลองจริงได้ถูกนำมาคำนวณและประยุกต์ใช้ในโปรแกรมดังกล่าวเพื่อความถูกต้องแม่นยำของการจำลองระบบ โดยแบ่งออกเป็น 2 สาย คือสายน้ำหมักเข้า (FEED) และน้ำหมักหลังการหมัก (FERM) ข้อมูลจริงที่นำมาใช้ได้แก่ ปริมาณน้ำตาลเริ่มต้น เอทานอลที่ผลิตได้ รวมไปถึงสารข้างเคียงชนิดอื่นๆ เช่น กรดอินทรีย์ สารระเหยต่างๆ แอลกอฮอล์หนัก และก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ และกำหนดได้อัตราการเปลี่ยนกลูโคสคิดเป็นร้อยละ 95 จากผลการจำลองระบบการหมัก พบว่าที่อัตราการผลิตอทานอล 200 ลิตรต่อวัน สามารถผลิตเอทานอลได้ร้อยละ 8.4 และมีน้ำตาลกลูโคสหลงเหลืออยู่ 2 กิโลกรัมในน้ำหมัก ปริมาณแอลกอฮอล์หนักและสารระเหยคิดเป็น 8 และ 23 กรัม และสำหรับในส่วนของหอกลั่นประสิทธิภาพสูง ซึ่งเป็นหน่วยการผลิตที่สำคัญในการทำบริสุทธิ์เอทานอลให้ได้ตามความต้องการ หอกลั่นประสิทธิภาพสูงทำหน้าที่สกัดเอทานอลที่มีความบริสุทธิ์สูงผ่านออกจากคอลัมน์ และน้ำจะถูกควบแน่นและตกลงสู่ถังหมัก สมมติฐานของพฤติกรรมของสมดุลของเหลวและก๊าซของระบบเอทานอลน้ำที่เกี่ยวข้องกับระบบดังกล่าวแสดงในรูปภาพ 32 ซึ่งได้แก่การควบแน่นของน้ำที่พื้นผิวของคอลัมน์เนื่องจากการทำงานของใบพัดและความเย็นของพื้นผิวคอลัมน์ และการเกิดหยดน้ำและการควบแน่นของไอ ย่างไรก็ตาม หอกลั่นดังกล่าวได้ถูกผลิตและออกแบบภายในห้องปฏิบัติการซึ่งไม่มีในฐานข้อมูลของโปรแกรม วิธีที่เหมาะสมในการจำลองครั้งนี้คือ การทำลองผิดลองถูก เพื่อให้ได้ผลการทดลองตรงตามการทดลองจริง

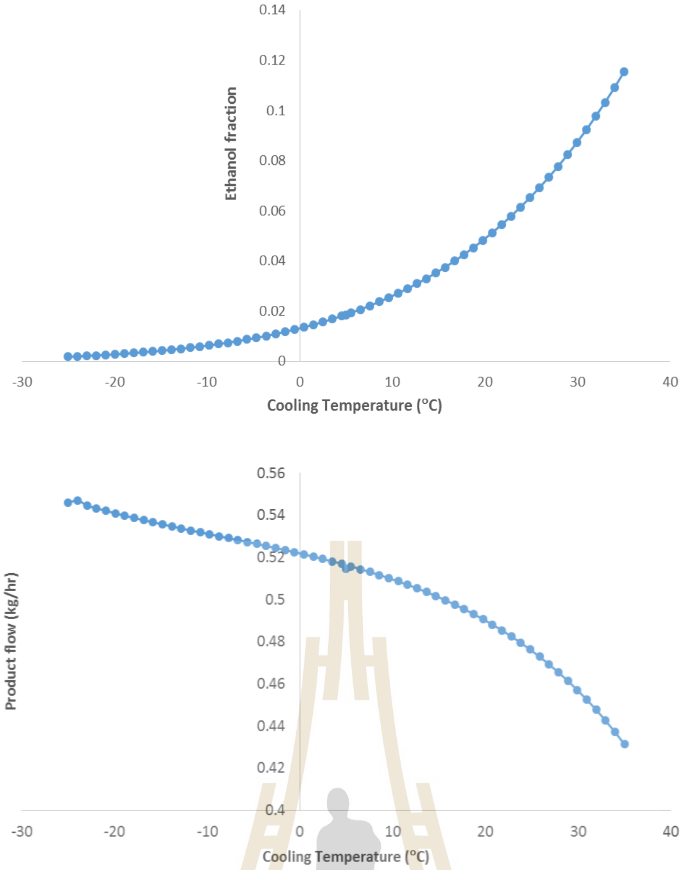
จากผลการจำลองระบบ พบว่า คอลัมน์จำนวน 5 ชั้น และอัตราการควบแน่นของไอน้ำที่ผิวของคอลัมน์เท่ากับ 2, 2 และ 1 กิโลกรัมต่อชั่วโมง และมีค่าอัตราการกลั่นเท่ากับ 1.3 กิโลกรัมต่อชั่วโมง จากการทดลองดังกล่าวจะได้ค่าความบริสุทธิ์และอัตราการกลั่นที่ใกล้เคียงกับค่าจริงมากที่สุด คือ ค่าความบริสุทธิ์ที่ร้อยละ 82 และมีปริมาณสารระเหยและแอลกอฮลล์หนักในปริมาณเล็กน้อยปะปนมาด้วย อีกทั้งในการทดลองระบบการผลิตเอทานอลควบคู่กับการกลั่นในระดับห้องปฏิบัติการ ตัวควบแน่นที่มีอุณหภูมิ -25 องศาเซลเซียสได้ถูกนำมาใช้เพื่อใช้ในการควบแน่นไอของเอทานอลที่ผ่านมาจากคอลัมน์ ซึ่งจำเป็นอย่างยิ่งที่ต้องใช้พลังงานความเย็นอย่างมากและก่อให้เกิดการเพิ่มขึ้นของต้นทุนการผลิต การใช้เวนจูลีที่ใช้ความเย็นเพียง 5 องศาเซลเซียสจึงถูกนำมาประยุกต์ใช้ในระบบดังกล่าว ยิ่งไปกว่านั้น ท่อเวนจูลียังใช้ในการลดความดันของระบบเนื่องจากปรากฏการณ์เวนจูลี (Venturi effect) ดังนั้นท่อเวนจูลีจึงมีประโยชน์อย่างมากทั้งในการเป็นตัวลดความดันของระบบ และยังทำหน้าที่เป็นตัวควบแน่นอีกด้วย ทั้งนี้ผลของการจำลองระบบเวนจูลีดังแสดงในตาราง 9 พบว่า เวนจูลีสามารถสกัดเอทานอลที่มีความบริสุทธิ์เท่ากับร้อยละ 82 มีอัตราการสกัด 18.5 ลิตรต่อวันหรือคิดเป็นร้อยละ 9.25 ของผลผลิตทั้งหมด

ตาราง 9 ผลของการจำลองระบบเวนจูลี

หน่วยการผลิต	ถังหมัก		หอกลั่น		เวนจูลี	
สายการผลิต	FEED	FERM	VAP-OUT	TOTREF	PROD	CO2OUT
การไหลของมวลทั้งหมด (กก/วัน)	204.04	204.0408	1.3	7.2017	0.635895	0.664105
การไหลของสาร (กก/ชม)						
Water	148.44	148.44	0.100661	4.841671	0.039799	0.000739
Glucose	41.53999	2.077	4.56E-70	6.45E-13	0	0
CO_2	-	16.5103	0.716232	0.000536	0.01874	0.650103
EtOH	-	17.2828	0.481471	0.250993	0.577262	0.01325
Propanol	-	0.000297	3.85E-06	8.25E-06	2.20E-07	7.20E-10
Butanol	-	0.000219	4.76E-07	8.41E-06	2.73E-08	5.97E-11
E-Acetate	-	0.023438	0.00101	6.06E-06	5.77E-05	1.11E-05
MeOH	-	0.007316	0.000208	0.0001	1.19E-05	5.42E-07
Acetic acid	-	0.010076	7.79E-07	0.000312	4.46E-08	2.39E-10
Acetaldehyde	-	0.009638	0.000413	4.89E-06	2.36E-05	1.73E-06
อุณหภูมิ (°C)	35	35	11.30305	32.39426	5	5
ความดัน (บาร์)	1.01325	1.01325	0.06	0.06	1	1
สัดส่วนไอ	0	0.031396	1	0.000448	0	1
สัดส่วนของเหลว	0.985413	0.954946	0	0.999552	1	0

รูปภาพ 33 แสดงอัตราการสูญเสียเอทานอลในถังเวนจูลีหรืออีกนัยหนึ่งคือ เอทานอลที่ไม่ถูกควบแน่นในระบบเวนจูลี โดยพบว่าเมื่อมีอุณหภูมิของของเหลวในท่อเวนจูลีต่ำลง อัตราการสูญเสียของเอทานอลในผลิตภัณฑ์จะลดลงและอัตราการผลิตเอทานอลจะเพิ่มขึ้นอย่างต่อเนื่อง อย่างไรก็ตาม การใช้อุณหภูมิที่ลงหมายถึงต้นทุนการผลิตที่สูงขึ้น ดังนั้น การคำนวณจุดคุ้มทุนจึงเป็นสิ่งที่จำเป็นอย่างยิ่ง

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี



รูปภาพ 33 อัตราการสูญเสียเอทานอลในถังเวนจูลี

4.7 การวิเคราะห์เชิงเศรษฐศาสตร์ของระบบการผลิตเอทานอลแบบหมักควบคู่การกลั่น

การคำนวณค่าพลังงานที่ใช้และค่าใช่จ่ายในการผลิตในและหน่วยการผลิตด้วยโปรแกรม ASPEN PLUS ดังสรุปได้ในตาราง 10 สรุปได้ว่า ความเย็นเป็นพลังงานหลักที่ใช้ในกระบวนการผลิตดังกล่าว โดยเฉพาะอย่างยิ่งในส่วนของน้ำหล่อเย็นคอลัมน์ ซึ่งใช้พลังงานสูงถึง 3.3 กิโลวัตต์หรือคิดเป็นสองในสามของพลังงานที่ใช้ทั้งหมด ทั้งนี้เนื่องจากการมีอยู่ของคาร์บอนไดออกไซด์ทำให้พลังงานความเย็นที่ใช้มีมากขึ้น พลังงานที่ใช้ในการผลิตเอทานอลที่มีความบริสุทธิ์ร้อยละ 82 มีค่าเท่ากับ 508 บาท ซึ่งรวมกับค่าต้นทุนวัตถุดิบ และมีกำลังการผลิตเท่ากับ 18.5 ลิตรต่อวัน เมื่อคำนวณต้นทุนสุทธิแล้วจะมีต้นทุนการผลิตเท่ากับ 27.50 บาทต่อลิตร (ตาราง 11) ซึ่งเมื่อคำนวณแล้ว ระบบดังกล่าวยังมีต้นทุนการผลิตที่ค่อนข้างสูง การปรับปรุงระบบให้มีประสิทธิภาพมากขึ้นรวมไปถึงการลดพลังงานลงจึงมีความสำคัญ

ตาราง 10 การคำนวณค่าพลังงานที่ใช้และค่าใช่จ่ายในการผลิต

หน่วยการผลิต	ถังหมัก	หอกลั่น	เวนจูลี		
ชนิดของพลังงาน	ความร้อน	ความเย็น	ความเย็น	ปั้ม	รวม
รูปแบบพลังงาน	GAS	ELEC	ELEC	ELEC	
พลังงานที่ใช้ (วัตต์)	227.07	3343.80	1328.86	132.59	5032.32
ต้นทุน (บาทต่อวัน)	9.42	138.65	55.10	5.50	208.67

ตาราง 11 ตารางแสดงต้นทุนการผลิตในระบบ

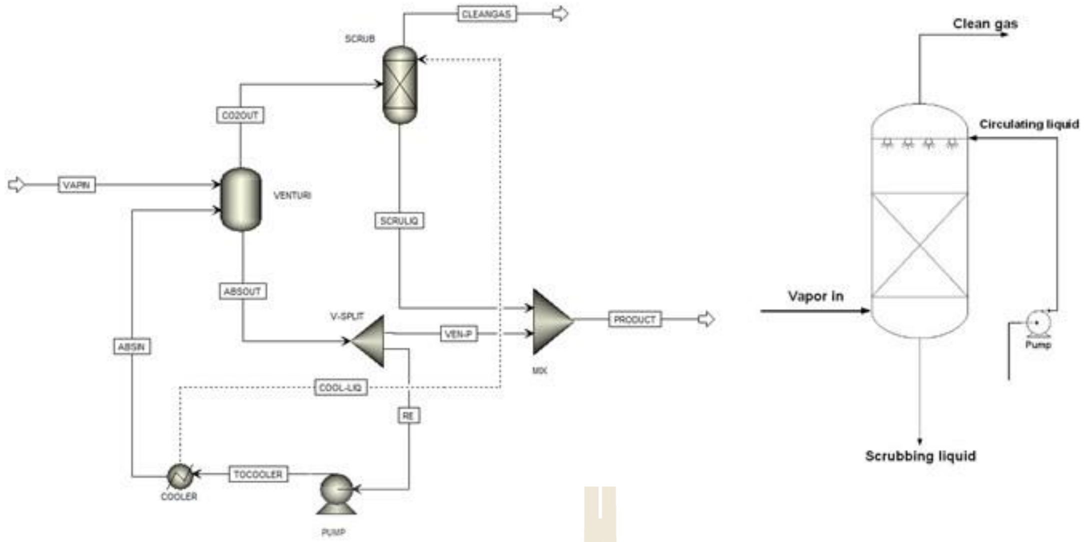
ต้นทุนวัตถุดิบสุทธิ (บาทต่อวัน)	300.00
ต้นทุนวัตถุพลังงานสุทธิ (บาทต่อวัน)	208.67
ต้นทุนรวมสุทธิ (บาทต่อวัน)	508.67
อัตราการผลิต (ลิตรต่อวัน)	18.50
ต้นทุนการผลิต (บาทต่อลิตร)	27.50

4.8 การปรับปรุงประสิทธิภาพและลดต้นทุนการผลิตของระบบการผลิตเอทานอลแบบหมักควบคู่การกลั่น

จากการประเมินระบบการผลิตเอทานอลด้วยวิธีที่กล่าวข้างต้น พบว่า ต้นทุนการผลิตยังมีราคาที่ค่อนข้างสูง สาเหตุหนึ่งที่พบคือ ปริมาณเอทานอลที่อยู่ในส่วนของของเสียซึ่งยังไม่ถูกสกัด และการใช้พลังงานความเย็นที่สูงเพื่อใช้ในการสกัดเอทานอลที่มีความบริสุทธิ์ การปรับปรุงประสิทธิภาพการผลิตสามารถแบ่งออกได้ดังนี้

4.8.1 การเก็บเกี่ยวเอทานอลที่สูญเสียในถังเวนจูลี

จากการทดลองพบว่า ไอเอทานอลได้สูญเสียในถังเวนจูลีเนื่องจากประสิทธิภาพในการแลกเปลี่ยนความเย็นค่อนข้างต่ำ และการใช้พลังงานความเย็นมากก็มีผลต่อต้นทุนการผลิตด้วยเช่นกัน วิธีที่เหมาะสมที่สุดคือการใช้ถังสำหรับควบแน่นไอของเอทานอลโดยเฉพาะ โดยใช้การสเปรย์น้ำเย็นเพื่อเพิ่มพื้นที่การสัมผัสระหว่างไอเอทานอลกับน้ำเย็น หลังจากการจำลองถังกักไอเอทานอลในระบบ พบว่า 0.3 ลิตรของเอทานอลได้ถูกเก็บเกี่ยวต่อวัน (แสดงในตาราง 12) ซึ่งอาจจะเป็นปริมาณที่ไม่สูงมาก แต่มีผลเมื่อประยุกต์ใช้ในอุตสาหกรรมขนาดใหญ่ ตัวอย่างเช่น สามารถเก็บเกี่ยวเอทานอลที่สูญเสียได้มากถึง 172 กิโลกรัม ในถังหมักที่มีขนาด 100,00 ลิตรต่อวัน (ไม่ได้แสดงข้อมูล)



รูปภาพ 34 การเก็บเกี่ยวเอทานอลในถังเวนจูลี

ตาราง 12 การไหลของสารในระบบ

	VEN-P	SCRU-LIQ	PRODUCT
การไหลของสาร (กก/ชม)			
Water	0.093267	0.000115757	0.0933826
CO_2	0.023992	0	0.023992
EtOH	0.537557	0.00990381	0.547461
MeOH	0.000161	2.93736E-09	0.000160936
Acetal	0.000287	4.51025E-08	0.000287214
การไหลของสารทั้งหมด (กก/ชม)	0.655915	0.010021	0.6659364
การไหลของสารทั้งหมด (ลิตร/ชม)	18.45	0.298	18.748

4.8.2 การเก็บเกี่ยวเอทานอลในน้ำส่า

จาก 170 ลิตรของน้ำส่าซึ่งมีปริมาณเอทานอลคงเหลือประมาณร้อยละ 4 ได้ถูกทิ้งต่อวัน นั่นหมายความถึง 6.68 กิโลของเอทานอลที่ยังไม่ได้สกัดไม่ได้ถูกนำมาใช้ประโยชน์ การสกัดเอทานอลที่น้ำส่าสามารถทำได้โดยหอกลั่นขนาดเล็กประสิทธิภาพสูงที่ออกแบบและผลิตขึ้นมาเองซึ่งสามารถกลั่นเอทานอลที่มีความบริสุทธิ์สูงถึงร้อยละ 80 ผลการศึกษาสามารถสรุปได้ในตาราง 13

ตาราง 13 การสกัดเอทานอลจากน้ำกากส่า

	S-Feed	Product	Waste
การไหลของสาร (กก/ชม)			
Water	6.656925	0.060832	6.596342
EtOH	0.277372	0.239165	0.038171
อัตราส่วนของสาร			
Water	0.96	0.202774	0.994247
EtOH	0.04	0.797226	0.005753
ปริมาตรการไหล (ลิตรต่อวัน)	168.99	8.69	167.64
อุณหภูมิ (^{o}C)	25	25	68.19

จากตารางพบว่าเอทานอลที่สกัดได้จากน้ำส่ามีความบริสุทธิ์ที่ร้อยละ 80 และมีกำลังการผลิตเท่ากับ 8.7 กิโลกรัมต่อวัน และเอทานอลหลงเหลือจากกระบวนการกลั่นเพียงร้อยละ 0.5 จากผลการวิเคราะห์ต้นทุนการผลิตของหอกลั่นขนาดเล็กแบบต่อเนื่องดังแสดงในตาราง 14

ตาราง 14 การวิเคราะห์ต้นทุนการผลิตของหอกลั่นขนาดเล็กแบบต่อเนื่อง

ชนิดของพลังงาน	Pump	Flash	Reboiler	Condenser
รูปแบบพลังงาน	ELEC	ELEC	ELEC	Water (L/day)
พลังงานที่ใช้ (วัตต์)	1.98	3000	2000	226
ต้นทุน (บาทต่อวัน)	0.082	124.47	82.98	3.94

4.8.3 การใช้น้ำปกติแทนน้ำหล่อเย็นคอลัมน์

ดังที่ได้กล่าวข้างต้น น้ำเย็นที่ใช้ในการหล่อเย็นคอลัมน์ใช้พลังงานสูงมากถึงสองในสามของพลังงานที่ใช้ทั้งหมด แนวคิดในการใช้น้ำที่อุณหภูมิห้องเพื่อลดพลังงานในการผลิตจึงเป็นเทคนิคที่เหมาะสม พบว่า การใช้น้ำที่อุณหภูมิห้องสามารถทำบริสุทธิ์เอทานอลได้ที่ร้อยละ 55 และมีอัตราการกลั่นที่ 41.73 ลิตรต่อวัน เมื่อนำเอทานอลที่ได้มาทำการกลั่นอีกครั้งด้วยหอกลั่นขนาดเล็กจะได้เอทานอลที่มีความบริสุทธิ์ร้อยละ 83 ปริมาณการการผลิตที่ 30 ลิตรต่อวัน ซึ่งถือว่าค่อนข้างสูง ตารางแสดงการผลิตเอทานอลแบบหมักควบคู่การกลั่นโดยใช้น้ำที่อุณหภูมิห้องและการคำนวณค่าใช้จ่ายในการผลิตดังแสดงในตาราง 15 และ 16 ตามลำดับ

ตาราง 15 แสดงการผลิตเอทานอลแบบหมักควบคู่การกลั่นโดยใช้น้ำที่อุณหภูมิห้อง

	PRODUCT	STILAGE
การไหลของสาร (กก/ชม)		
Water	0.684508	5.376489
Glucose	0	0.017308
CO_2	0.086163	0.000543
EtOH	0.815259	0.077037
อัตราส่วนของสาร		
Water	0.431213	0.853181
Glucose	0	0.002747
CO_2	0.054279	8.62E-05
EtOH	0.513581	0.012225
การไหลของสารทั้งหมด (กก/ชม)	1.5874	6.301702
การไหลของสารทั้งหมด (ลิตร/วัน)	41.73	145.0
อุณหภูมิ (°C)	5	34.39779
ความดัน (บาร์)	1	1

ตาราง 16 การคำนวณค่าใช้จ่ายในการผลิต

	ถังหมัก	เวนจูลี			หอกลั่น		
ชนิดของพลังงาน	ความร้อน	ความเย็น	ปั๊ม	ปั๊ม	ความร้อน	ความร้อน	คอนเดนเซอร์
รูปแบบพลังงาน	GAS	ELEC	ELEC	ELEC	ELEC	ELEC	Water (L/day)
พลังงานที่ใช้ (วัตต์)	227.07	1328.86	132.59	0.48680	2000	1000	1451.38
ต้นทุน (บาทต่อวัน)	9.42	55.1	5.5	0.03169	130.2	65.1	2.79979

จากผลการวิเคราะห์และปรับปรุงระบบเครื่องผลิตเทานอลทั้งในเชิงการผลิตและเชิงเศรษฐศาสตร์ พบว่า ต้นทุนการผลิตของเอทานอลดลงเหลือเพียง 268 บาทต่อวัน คิดเป็น 9.1 บาทต่อลิตรของเอทานอลร้อยละ 83 หรือคิดเป็น 19.25 บาทต่อลิตรเมื่อคิดต้นทุนวัตถุดิบ จะเห็นได้ว่า ต้นทุนการผลิตเอทานอลลดลงมากกว่าร้อยละ 30 อย่างไรก็ตาม การคำนวณต้นทุนดังกล่าวจะต้องรวมไปถึงต้นทุนการผลิตและติดตั้งในส่วนเสริมของกระบวนการผลิตด้วย

บทที่ 5 บทสรุป

จากการออกแบบจำลองที่พัฒนาด้วยโปรแกรม ASPEN PLUS ของระบบการผลิตเอทานอลแบบหมักควบคู่การกลั่นขนาดการผลิต 200 ลิตรนั้นพบว่าประสบผลสำเร็จเป็นอย่างดี ระบบปฏิบัติการที่ประกอบด้วยกระบวนการหมัก การกลั่นลำดับส่วนและระบบเวนจูลี่ได้ทำการศึกษาให้ได้ผลที่มีค่าแม่นยำ สามารถได้ค่าที่นำไปพัฒนาสำหรับการขยายขนาดกำลังการผลิตในระดับที่ใหญ่ขึ้นได้ กระบวนการหมักเพื่อให้ได้ผลผลิตหลักเป็นเอทานอลและผลพลอยได้ต่างๆที่เกิดขึ้นได้มีการคำนวณออกมาเป็นค่าผลผลิตโดยการแปลผลข้อมูลด้วย ASPEN PLUS นอกจากนี้อัตราการกลั่นลำดับส่วนและส่วนประกอบของไอที่ปล่อยออกมาจะต้องมีการศึกษาเพื่อให้ได้ค่าที่แท้จริง ทั้งนี้จากการการหมัก 200 ลิตรต่อวัน จากนั้นทำการกลั่นออกมาได้ จะได้เอทานอลที่ความเข้มข้น 82 % โดยน้ำหนัก ปริมาณ 18.5 ลิตร และจากการคำนวณต้นทุนและทางเศรษฐศาสตร์พบว่าเอทานอล 1 ลิตรที่ได้จากระบบการผลิตเอทานอลแบบหมักควบคู่การกลั่น มีต้นทุนประมาณ 27.5 บาท

การพัฒนาระบบจะมีการใช้โปรแกรมการจำลองในการศึกษา เช่น การนำของเหลือกลับมาใช้ใหม่ หรือการเปลี่ยนแปลงสภาวะมีการดำเนินงานต่างๆ ,ทำการศึกษาการจำลองการติดตั้ง gas scrubber เพื่อที่จะเก็บไอที่ไม่ควบแน่นกลับสู่ถังเวนจูลี่ การกลั่นไอของ waste stream ด้วยการใช้เครื่องกลั่นขนาดห้องปฏิบัติการเพื่อทำการลดการใช้พลังงานของระบบการหล่อเย็นในการทำงานเป็นส่วนๆ เป็นต้น ซึ่งจากการจำลองดังกล่าวพบว่า สามารถลดต้นทุนการผลิตได้มากกว่า 30% ซึ่งถือเป็นการศึกษาที่เป็นวิธีการในการปรับปรุงกระบวนการทำงานให้สามารถลดต้นทุนทั้งด้านการผลิตและพลังงานที่สามารถนำไปประยุกต์ใช้งานได้จริง ซึ่งต้องมีการศึกษาเพิ่มเติมในการลงรายละเอียดสำหรับงานด้านต่างๆต่อไป

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

เอกสารอ้างอิง

วรวิทย์ ศรีสุริยชัย, 2552. กลยุทธ์การผลิตเอทานอลเพื่อใช้เป็นพลังงานทดแทนจากมันสำปะหลังของประเทศไทย, วิทยานิพนธ์, มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

วีรยา สำนักนิตย์, 2557. การแยกเอทานอลควบคู่กับกระบวนการหมักด้วยเทคนิคการกลั่นลำดับส่วนแบบสุญญากาศ, วิทยานิพนธ์, มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

อภิชาติ บุญทาวัน, 2557. คำขอสิทธิบัตรเรื่อง กระบวนการผลิตเอทานอลบริสุทธิ์ควบคู่กับกระบวนการหมัก ยื่นคำขอเมื่อวันที่ 28 กุมภาพันธ์ 2557 เลขที่ 1401001518

Abdel-Banat, B.M.A., Hoshida, H., Ano, A., Nonklang, S. and Akada, R. (2010). High-temperature fermentation: how can processes for ethanol production at high temperatures become superior to the traditional process using mesophilic yeast? **Appl. Microbiol. Biotechnol.** 85: 861–867.

Anderson, P.J., McNeil, K. and Watson, K. (1986) High-efficiency carbohydrate fermentation to ethanol at temperatures above 40°C by *Kluyveromyces marxianus var. marxianus* isolated from sugar mills. **Appl. Environ. Microbiol.** 51:1314–1320.

Balat, M. and Balat, H. (2009). Recent trends in global production and utilization of bio-ethanol fuel. **Appl. Energ.** 86: 2273–2282.

Ballesteros, I., Ballesteros, M., Cabañas, A., Carrasco, J., Martín, C., Negro, M.J., Saez, F. and Saez, R. (1991) Selection of thermotolerant yeasts for simultaneous saccharification and fermentation (SSF) of cellulose to ethanol. **Appl. Biochem. Biotechnol**. 28–29: 307–315.

Ballesteros, M., Oliva, J.M., Manzanares, P., Negro, M.J. and Ballesteros, I. (2002) Ethanol production from paper material using a simultaneous saccharification and fermentation system in a fed-batch basis. **World J. Microbiol. Biotechnol.** 18: 559–561.

Ballesteros, M., Oliva, J.M., Negro, M.J., Manzanares, P. and Ballesteros, I. (2004) Ethanol from lignocellulosic materials by a simultaneous saccharification and fermentation process (SFS) with *Kluyveromyces marxianus* CECT 10875. **Process Biochem.** 39: 1843–1848.

Banat, I.M., Singh, D. and Marchant, R. (1996). The use of a thermotolerant fermentative *Kluyveromyces marxianus* IMB3 yeast strain for ethanol production. **Acta Biotechnol.** 16: 215 – 223.

Barron, N., Marchant, R., McHale, L. and McHale, A.P. (1995). Studies on the use of a thermotolerant strain of *Kluyveromyces marxianus* in simultaneous saccharification and ethanol formation from cellulose. **Appl. Microbiol. Biotechnol.** 43: 518–520.

Bolun, Y., Jiang, W., Guosheng, Z., Huajun, W. and Shiqing, L. (2006). Multiplicity analysis in reactive distillation column using Aspen Plus. **Chinese J. Chem. Eng.** 14(3): 301-308.

Boyle, M., Barron, N. and McHale, A.P. (1997). Simultaneous saccharification and fermentation of straw to ethanol using the thermotolerant yeast strain *Kluyveromyces marxianus* imb3. **Biotechnol. Lett.** 19: 49–51.

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

Brinkhorst, S., von Lavante, E. and Wendt, G. (2015). Numerical investigation of cavitating Herschel Venturi-Tubes applied to liquid flow metering. **Flow Meas. Instrum.** 43: 23-33.

Chen, C., Tang, X., Xiao, Z., Zhou, Y., Jiang, Y., Fu, S., 2012. Ethanol fermentation kinetics in a continuous and closed-circulating system with a pervaporation membrane bioreactor, Bioresource Technol, 114, 707-710.

Fleming,M., Barron, N., Marehant, R., McHale, L. and McHale, A.P. (1993). Studies on the growth of a thermotolerant yeast strain, *Kluyveromyces marxianus* IMB3, on sucrose containing media. **Biotechnol. Lett.** 15: 1195–1198.

Gadalla, M.A., Olujic, Z., Jansens, P.J., Jobson, M. and Smith, R. (2005). Reducing CO_2 emissions and energy consumption of heat-integrated distillation systems. **Environ. Sci. Technol.** 39(17): 6860–6870.

Galbe, M. and Zacchi, G. (1994). Simulation of ethanol production process based on enzymatic hydrolysis of woody biomass. **Comput. Chem. Eng.** 18: 687 – 691.

Goddin, C.S., inventors; Standard Oil Company, assignee. Cryogenic distillative removal of CO_2 from high CO_2 content hydrocarbon containing streams US patent 4459142 A. 1984 July 10.

Gough, S., Flynn, O., Hack, C.J. and Marchant, R. (1996). Fermentation of molasses using a thermotolerant yeast, *Kluyveromyces marxianus* IMB3: simplex optimization of media supplements. **Appl. Microbiol. Biot.** 46(2): 187 – 190.

Gryta, M., Morawski, A.W., Tomaszewska, M., 2000. Ethanol production in membrane distillation bioreactor. Catal. Today. 56, 159-165.

Hong, J., Wang, Y., Kumagai, H. and Tamaki, H. (2007). Construction of thermotolerant yeast expressing thermostable cellulase genes. **J. Biotechnol.** 130: 114–123.

Hussain, I., and Rathaur, V. K. (2016). A study on the significance of Bernoulli's equation in fluid dynamics. International Journal of Multidisciplinary Research and Development. 3: 463-464.

Jitschin, W. (2004). Gas flow measurement by thin orifice and classical Venturi tube. **Vacuum.** 76: 89-100.

Lark, N., Xia, Y.K., Qin, C.G., Gong, C.S. and Tsao, G.T. (1997). Production of ethanol from recycled paper sludge using cellulase and yeast *Kluyveromyces marxianus*. **Biomass. Bioenerg.** 12: 135–143.

Lavante, E., Kaya, H., Winzösch, F., Brinkhorst, S. and Mickan, B. (2015). Flow structure in critical flow Venturi nozzle and its effect on the flow rate. **Flow Meas. Instrum.** 44: 97–106.

Lim, J.M., Yoon, B.H., Oh, Y.K. and Park, K.A. (2011). The humidity effect on air flow rates in a critical flow venturi nozzle. **Flow Meas. Instrum.** 22: 402–405.

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

Limtong, S., Srisuk, N., Yongmanitchai, W., Yurimoto, H., Nakase, T. and Kato, N. (2005). *Pichia thermomethanolica sp*. nov., a novel thermotolerant, methylotrophic yeast isolated in Thailand. **Int. J. Syst. Evol. Microbiol.** 55: 2225–2229.

Lin, S.K.C., Du, C., Koutinas, A., Wang, R., Webb, C., 2008. Substrate and product inhibition kinetics in succinic acid production by *Actinobacillus succinogenes*, Biochem. Eng. J. 41, 128-135.

Lewandowicz, G., Bialas, W., Marczewski, B., Szymanowska, D., 2011. Application of membrane distillation for ethanol recovery during fuel ethanol production. J. Membr. Sci. 375, 212-219.

Lye, G.J., Woodley, J.M., 1999. Application of *in situ* product removal techniques to biocatalytic processes, Trend Biotechnol. 17, 395-402.

McAloon, A., Taylor, F., Yee, W., Ibsen, K. and Wooley, R. (2000). Determining the cost of producing ethanol from corn starch and lignocellulosic feed stocks. Technical report. NREL/TP-580-28893.

Melnichuk, L.J. and Kelly, K.V., inventor; Woodland Chemical System Inc., assignee. Process for producing saleable liquids from organic material. US patent 6919488 B2. 2005 July 19.

Negro, M.J., Manzanares, P., Ballesteros, I., Oliva, J.M., Cabanas, A. and Ballesteros, M. (2003). Hydrothermal pretreatment conditions to enhance ethanol production from poplar biomass. **Appl. Biochem. Biotechnol.** 105: 87–100.

Nguyen, V.D., Auresenia, J., Kosuge, H., Tan, R.R., Brondial, Y., 2011. Vacuum fermentation integrated with separation process for ethanol production. Biochem. Eng. J. 55, 208-214.

Nonklang, S., Abdel-Banat, B.M.A., Cha-aim, K., Moonjai, N., Hoshida, H., Limtong, S., Yamada, M. and Akada, R. (2008). High-temperature ethanol fermentation and transformation with linear DNA in the thermotolerant yeast *Kluyveromyces marxianus* DMKU3–1042. **Appl. Environ. Microbiol.** 74: 7514–7521.

O'Brien, D.J., Senske, G., Kurantz, M.J., Craig Jr., J.C., 2004. Ethanol recovery from corn fiber hydrolysate fermentations by pervaporation. Bioresource Technol. 92, 15-19.

Olbrich, H. **The molasses** (2006). Biotechnologie-Kempe GmbH. 131 pp.

Phillips, S.D. (2007). Technoeconomic analysis of a lignocellulosic biomass indirect gasification process to make ethanol via mixed alcohols synthesis. **Ind. Eng. Chem. Res.** 46: 8887 – 8897.

Quintero, J.A. and Cardona, C.A. (2011). Process simulation of fuel ethanol production from lignocellulosics using Aspen Plus. **Ind. Eng. Chem. Res.** 50(10): 6205 – 6212.

Rahimi, A., Niksiar, A. and Mobasheri, M. (2011). Considering roles of heat and mass transfer for increasing the ability of pressure drop models in venturi scrubbers. **Chem. Eng. Process.** 50: 104–112.

Rajoka, M.I., Ferhan, M. and Khalid, A.M. (2005). Kinetics and thermodynamics of ethanol production by a thermotolerant mutant of *Saccharomyces cerevisiae* in a microprocessor-controlled bioreactor. **Lett. Appl. Microbiol.** 40(5): 316 – 321.

Ramachandran, R. inventor; The Boc Group, Inc., Process for the production of ethanol and isopropanol. US patent 5488185 A. 1996 January 30.

Singh, D., Banat, I.M., Nigam, P. and Marchant, R. (1998). Industrial scale ethanol production using the thermotolerant yeast *Kluyveromyces marxianus* IMB3 in an Indian distillery **Biot. Lett.** 20(8): 753–755.

Suryawati, L., Wilkins, M.R., Bellmer, D.D., Huhnke, R.L., Maness, N.O. and Banat, I.M. (2008). Simultaneous saccharification and fermentation of kanlow switchgrass pretreated by hydrothermolysis using *Kluyveromyces marxianus* IMB4. **Biotechnol. Bioeng.** 101: 894–902.

Tasic, M. and Veljkovic, V. B. (2011). Simulation of fuel ethanol production from potato tubers. **Comput. Chem. Eng**. 35: 2284–2293.

Tayler, F., Marquez, M.A., Johnston, D.B., Goldberg, N.M., Hicks, K.B., 2010. Continuous high-solids corn liquefaction and fermentation with stripping of ethanol. Bioresource Technol. 101, 4403-4408.

Thongsukmak, A, Sirkar, K.K., 2009. Extractive pervaporation to separate ethanol from its dilute aqueous solutions characteristic of ethanol-producing fermentation processes. J. Membr. Sci. 329, 119-129

Tomov, P., Khelladi, S., Ravelet, F., Sarraf, C.,Bakir, F and Vertenoeuil, P. (2016). Experimental study of aerated cavitation in a horizontal venturi nozzle. **Exp. Therm. Fluid Sci.** 70: 85–95.

Verhoef, A., Degreve, J., Huybrechs, B., Veen, H. V., Pex, P. and Van der Bruggen, B. (2008). Simulation of a hybrid pervaporation–distillation process. **Comput. Chem. Eng**. 32: 1135–1146.

Wang W. (2002). Cassava production for industrial utilization in China – present and future perspective. In: Cassava research and development in Asia: exploring new opportunities for an ancient crop, 7th Regional Cassava Workshop, pp. 33–38, Bangkok, Thailand, October 28–November 1.

Zhou, Y., Sun, Z., Gu, H. and Miao, Z. (2016). Performance of iodide vapor absorption in the venturi scrubber working in self-priming mode. **Ann. Nucl. Energy.** 87: 426–443

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

ประวัติผู้วิจัย

ชื่อ(ภาษาไทย) นาย......อภิชาติ.....นามสกุล...บุญทาวัน..............
(ภาษาอังกฤษ) Mr......Apichat Boontawan...

ตำแหน่งปัจจุบัน

รองศาสตราจารย์ ประจำสาขาเทคโนโลยีชีวภาพ สำนักวิชาเทคโนโลยีการเกษตร
มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี สาขาเทคโนโลยีชีวภาพ สำนักวิชาเทคโนโลยีการเกษตร
มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี
111 ถนน มหาวิทยาลัย ต.สุรนารี อ.เมือง จ.นครราชสีมา 30000
Tel: 044-224234; Fax: 044-224154: E-mail: apichat@sut.ac.th

ประวัติการศึกษา

ระดับการศึกษา	ปีที่สำเร็จการศึกษา	สถานศึกษา	วิชาเอก
ปริญญาตรี	2537	มหาวิทยาลัยเชียงใหม่	วิทยาศาสตร์และเทคโนโลยีการอาหาร
ปริญญาโท	2543	University of Birmingham, U.K.	Biochemical Engineering
ปริญญาเอก	2548	Imperial College London, U.K.	Chemical Engineering

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

สาขาวิชาการที่มีความชำนาญพิเศษ (แตกต่างจากวุฒิการศึกษา) ระบุสาขาวิชาการ
Bioseparation Engineering, Membrane separation processes

ผลงานตีพิมพ์ในวารสารระดับนานาชาติ

1 **Boontawan, A.**, Stuckey D.C. (2005), Mass Transfer of Terpenes through a Silicone Rubber Membrane in a Liquid-Liquid Contacting System, *Biotechnol Prog*, 21:1680-1687.

2 **Boontawan, A.**, Stuckey D.C. (2005), A Membrane Bioreactor for the Biotransformation of α-Pinene Oxide to Isonovalal by Resting Cells of

Pseudomonas fluorescens NCIMB 11671, *Appl Microbiol biotechnol*, 69:643-649.

3 **Boontawan, A.**, Schausberger, P., Bösch, P., and Friedl, A. (2008) Dehydration of Ethanol/Water Mixture using Pervaporation and Vapor Permeation Technique, *J Appl Membr Sci Technol*, 5:1-7

4 Boontawan, P., Kanchanatawee, S., and **Boontawan A.** (2011) Extractive Fermentation of L-(+)-lactic acid by *Pediococcus pentosaceus* using Electrodeionization (EDI) Technique, *Biochem Eng J*, 54:192-199

5 Boontawan, P., and **Boontawan A**. (2011) Isolation and characterization of Jatropha oil-degrading *Enterococcus faecalis* and *Burkholderia cenocepacia* W-1 under anaerobic condition, *Afr J Biotechnol*, 10(63): 13841-13851

6 Khunnonkwao, P., Boontawan, P., Haltrich, D., Maischberger, T., and **Boontawan, A**. (2012) Purification of L-(+)-Lactic Acid from Pre-treated Fermentation Broth using Vapor Permeation–Assisted Esterification, *Process Biochem*, 47(12): 1948-1956

7 Pimkaew, S., and **Boontawan, A**. (2011) Process Optimization for Motor Fuel Grade Ethanol Production using Hybrid Vapor Permeation and Pressure Swing Adsorption Technique, *Euro J of Sci Res*, 64(4): 644-657

8 Lubsungneon, J., Srisuno, S., Rodtong, S., and Boontawan, A., (2014) Nanofiltration coupled with Vapor Permeation-Assisted Esterification as an Effective Purification Step for Fermentation-Derived Succinic Acid, *J Membr Sci*, 459: 132-142

งานประชุมทั้งในระดับชาติและนานาชาติ

1. **Boontawan, A.**, Schausberger, P., Boesch P., Brinkmann, T., and Friedl, A. Dehydration of Ethanol/Water Mixture using Vapor Permeation Technique. *2008 International Congress on Membranes and Membrane Processes*, 12nd-18th July 2008, Hawaii, United State of America. (Poster presentation)

2. Boesch, P., Schausberger, P., **Boontawan, A.**, and Friedl, A. Modelling and Process Integration of Membranes for Ethanol Dehydration. *2008 International Congress on Membranes and Membrane Processes*, 12nd-18th July 2008, Hawaii, United State of America. (Oral presentation)

3. Panvichit, P., Kanchanatawee, S. and **Boontawan, A**. Mass transfer characteristic of ethanol from diluted aqueous solution through silicone

membranes in a liquid-liquid contacting system. *Membrane Science & Technology 2006*, 26th-29th April 2006, Nangyang Technological University, Singapore. (Poster presentation)

4. **Boontawan, A**. and Stuckey, D.C. A Membrane Bioreactor for Biotransformation of Monoterpene. *3rd Regional Symposium on Membrane Science & Technology 2005*, 27th-28th April 2005, Institut Teknologi Bandung, Indonesia. (Oral presentation)
5. **Boontawan, A**., Schausberger, P., Bösch, P., Brinkmann, T., and Friedl, A. Dehydration of Ethanol/Water Mixture using Pervaporation and Vapor Permeation Technique. *The 6th Regional Symposium on Membrane Science and Technology 2008,* 13rd-15th August 2008, Phuket, Thailand (Oral presentation)
6. Panvichit, P., **Boontawan, A.**, and Kanchanatawee, S. Selection of Lactic Acid Bacteria for L-Lactic Acid Fermentation from Cassava Starch. *The 3rd International Conference on Renewable Resources and Biorefineries 2007*, 4th-6th June 2007, Ghent University, Belgium. (Poster presentation)
7. **Boontawan, A**. Molecular Diffusion in PVA Membrane for Separation Dehydration of EtOH/H_2O Mixtures using Vapor Permeation Technique. *Nanotech Insight Conference*, 29th March-2nd April 2009, Barcelona, Spain. (Poster presentation)
8. Molina S., Lertsiriyothin W., and Boontawan A., Production and Purification of D-(-)-Lactic Acid from Concentrated Fermentation Broth using Esterification, Distillation, and Hydrolysis Techniques, The 4th international on fermentation technology for value added agricultural products (FERVAAP 2011), 29th-31st August 2011, Khon Khan, Thailand (Oral presentation)