



รายงานการวิจัย

การสร้างโรงงานต้นแบบขนาดเล็กเพื่อการผลิตเอทานอลสำหรับใช้เป็น
เชื้อเพลิงด้วยเทคนิคผสมระหว่างการแยกไอน้ำผ่านเยื่อแผ่นและ
การดูดซับ

Construction of a Small Pilot Plant for the Production of
Motor Fuel Grade Ethanol (MFGE) using Vapor Permeation
and Pressure Swing Adsorption (PSA) technique

ได้รับทุนอุดหนุนการวิจัยจาก
มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

ผลงานวิจัยเป็นความรับผิดชอบของหัวหน้าโครงการวิจัยแต่เพียงผู้เดียว



รหัสโครงการ ก 1/2553



รายงานการวิจัย

การสร้างโรงงานต้นแบบขนาดเล็กเพื่อการผลิตเอทานอลสำหรับใช้เป็น
เชื้อเพลิงด้วยเทคนิคผสมระหว่างการแยกไอน้ำผ่านเยื่อแผ่นและ
การดูดซับ

Construction of a Small Pilot Plant for the Production of
Motor Fuel Grade Ethanol (MFGE) using Vapor Permeation
and Pressure Swing Adsorption (PSA) technique

คณะผู้วิจัย

หัวหน้าโครงการ

รองศาสตราจารย์ ดร. อภิชาติ บุญทาวัน

สาขาวิชาเทคโนโลยีชีวภาพ

สำนักวิชาเทคโนโลยีการเกษตร

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

ได้รับทุนอุดหนุนการวิจัยจากมหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี งบประมาณ พ.ศ. 2553

ผลงานวิจัยเป็นความรับผิดชอบของหัวหน้าโครงการวิจัยแต่เพียงผู้เดียว

สิงหาคม 2557

กิตติกรรมประกาศ

โครงการวิจัยนี้ได้รับทุนอุดหนุนการวิจัยจากมหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารีปีงบประมาณ พ.ศ. 2553



รองศาสตราจารย์ ดร. อภิชาติ บุญหาวัน
สาขาวิชาเทคโนโลยีชีวภาพ
สำนักวิชาเทคโนโลยีการเกษตร
มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

บทคัดย่อภาษาไทย

ระบบการกลั่นลำดับส่วนประสิทธิภาพสูงได้ถูกพัฒนาขึ้นและนำมาประยุกต์ใช้ในการแยกเอทานอลออกจากน้ำหมัก ซึ่งไอผสมของเอทานอลจะถูกกลั่นลำดับส่วนให้ได้ความเข้มข้นถึงร้อยละ 95 ก่อนที่จะล่อยออกจากหอกลั่นออกไป ส่งผลให้ส่วนกลั่นเอทานอลนั้น สามารถเอาเข้าสู่กระบวนการแยกน้ำได้โดยตรง ซึ่งไม่ต้องทำการกลั่นเพิ่มเติมอีก ส่วนการกำจัดน้ำนั้น ได้ใช้ระบบการแยกไอน้ำผ่านเยื่อแผ่นและการดูดซับแบบสลับความดัน โดยในขั้นตอนแรกได้ศึกษาระบบการแยกไอน้ำผ่านเยื่อแผ่น เช่น ใช้กล้องจุลทัศน์อิเล็กทรอนิกส์แบบส่องกราดเพื่อศึกษาสัญญาณของตัวอย่างนั้น นอกจากนี้ประสิทธิภาพการกำจัดน้ำของเยื่อแผ่นเชิงประกอบเซรามิกได้ถูกศึกษา โดยพบว่าค่าการถ่ายเทมวลของน้ำผ่านชั้นคัดเลือกของเยื่อแผ่นนั้นขึ้นอยู่กับปัจจัยหลายด้านเช่น ความเข้มข้นของน้ำในสารป้อน อัตราการไหลในรีเทนเทต ความดันและ อุณหภูมิของสารป้อนตามลำดับ โดยผลการทดลองพบว่า ท่อโยกสองเชิงประกอบชนิดโซเดียมเอที่อยู่นบริเวณของชั้นรองรับที่ไม่สมมาตร สามารถผลิตเอทานอลเข้มข้นมากกว่าร้อยละ 99 โดยน้ำหนัก แต่อย่างไรก็ตาม การแยกน้ำจะยากขึ้นเมื่อความเข้มข้นของเอทานอลสูง ๆ ซึ่งแบบจำลองทางคณิตศาสตร์จะชี้ให้เห็นว่าพื้นที่ของเมมเบรนจะเพิ่มขึ้นแบบเอ็กโปเนนเชียลกับค่าความบริสุทธิ์ที่ต้องการ นอกจากนี้ระบบการดูดซับแบบสลับความดันได้นำมาใช้ในการกำจัดน้ำที่เหลือจากกระบวนการแยกไอน้ำผ่านเยื่อแผ่น ซึ่งผลการทดลองพบว่าสามารถกำจัดน้ำได้ปริมาณต่ำสุดที่ร้อยละ 0.2 โดยน้ำหนัก

บทคัดย่อภาษาอังกฤษ

A high efficiency vacuum fractionating technique was introduced to distill ethanol from fermentation broth in a pilot scale test. The ethanol vapor was fractionated for up to 94 wt% before leaving the column. As a result, the ethanol product can be dehydrated without further distillation. For dehydration process, vapor permeation technique was employed with pressure swing adsorption (PSA). Firstly, microporous structure was characterized by SEM. For VP, the dehydration performances of composite ceramic membranes to produce fuel-grade ethanol were investigated. Water flux across the selective layer depends on many operating parameters including feed water composition, retentate flow rate, feed pressure, and feed temperature, respectively. From the experimental results, NaA zeolite membrane on asymmetric porous support can produce ethanol more than 99 wt% ethanol. However, the separation became more difficult at higher ethanol concentration. The mathematical simulation suggested that membrane area increased exponentially with the required purity. Finally, the PSA was employed as the final stage for water removal. The minimum water concentration of 0.2 wt% was obtained.

สารบัญเรื่อง

กิตติกรรมประกาศ	3
บทคัดย่อภาษาไทย	4
บทคัดย่อภาษาอังกฤษ	5
สารบัญเรื่อง	6
สารบัญภาพ	8
สารบัญตาราง	12
บทที่ 1 บทนำ	13
1.1 ความสำคัญและที่มาของปัญหาทางวิจัย	13
1.2 น้ำมันปิโตรเลียม	14
1.3 ไบโอดีเอทานอล	17
1.3.1 จลศาสตร์การหมักเอทานอล	21
1.4 การกลั่นเอทานอล	24
1.4.1 การกลั่นเอทานอลในอุตสาหกรรม	24
1.4.2 การกลั่นเอทานอลแบบต่อเนื่องของมหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี	28
1.5 กระบวนการแยกน้ำเพื่อผลิตเชื้อเพลิงเอทานอล	33
1.5.1 การแยกโดยใช้เยื่อแผ่น	33
1.5.1.1 แบบจำลองทางคณิตศาสตร์ของระบบการแยกไอน้ำผ่านเยื่อแผ่น	36
1.5.1.2 เยื่อแผ่นสำหรับการกำจัดน้ำออกจากสารละลายเอทานอล	41
1.5.2 การดูดซับแบบสลับความดันโดยใช้ molecular sieve	43
1.6 จุดประสงค์ของโครงการวิจัย	47
บทที่ 2 วิธีดำเนินการวิจัย	48
2.1 การหมักเอทานอลจากแป้งมันสำปะหลัง	48
2.2 การพัฒนาหอกลั่นประสิทธิภาพสูง	49
2.2.1 การพัฒนาต้นแบบหอกลั่นประสิทธิภาพสูง (Prototype development)	49
2.2.2 หอกลั่นแบบต่อเนื่องในระดับโรงงานต้นแบบ	52
2.3 การกำจัดน้ำ	54
2.3.1 การแยกไอน้ำผ่านเยื่อแผ่น	54
2.3.2 การแยกไอน้ำผ่านเยื่อแผ่นร่วมกับการดูดซับแบบสลับความดัน	57
2.4 การวิเคราะห์ผลการทดลอง	60
2.4.1 การหาปริมาณน้ำในสารละลายเอทานอลโดยใช้ Karl Fischer titration และเครื่องวัดความหนาแน่น	60

2.4.2	การหาประสิทธิภาพของเทคนิคการแยกไอผ่านเยื่อแผ่น	62
บทที่ 3	ผลการทดลองและบทวิจารณ์	63
3.1	การกลั่นเอทานอลด้วยหอกลั่นประสิทธิภาพสูง	63
3.1.1	การกลั่นด้วยเครื่องมือต้นแบบ (Prototypes)	63
3.1.2	การกลั่นด้วยเครื่องมือในระดับโรงงานต้นแบบ (Pilot plant)	68
3.2	การแยกน้ำเพื่อผลิตเป็นเชื้อเพลิงเอทานอล	69
3.2.1	การแยกน้ำด้วยระบบการแยกไอผ่านเยื่อแผ่น	69
3.2.1.1	การศึกษาสัณฐานของเยื่อแผ่นเซรามิก	69
3.2.1.1	สภาวะต่าง ๆ ที่มีอิทธิพลต่อการแยกน้ำ	70
3.2.2	การดูดซับแบบสลับความดัน	80
3.2.2.1	ผลของความเข้มข้นของเอทานอลต่อ breakthrough curve	81
3.2.3	การแยกน้ำด้วยการรวมระบบการแยกไอผ่านเยื่อแผ่นและการดูดซับ	82
3.3	การพัฒนากระบวนการหมักเอทานอล	83
3.3.1	การแยกเอทานอลควบคู่กับกระบวนการหมักด้วยเทคนิคการกลั่นลำดับส่วนแบบสุญญากาศ	83
บทที่ 4	สรุปผลการทดลอง	90
	บรรณานุกรม	92
	ประวัติผู้วิจัย	94

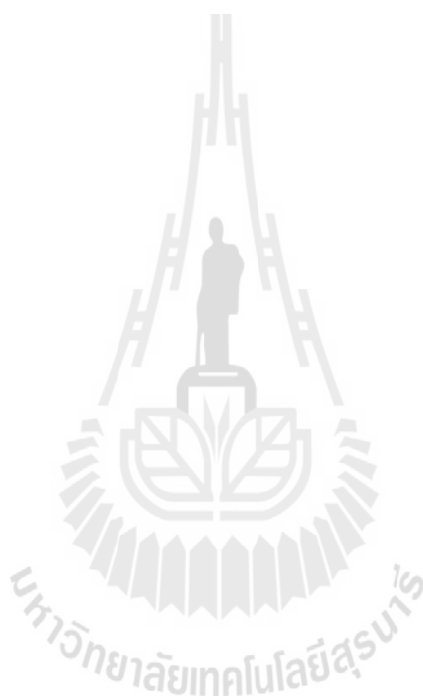
สารบัญภาพ

รูปภาพ 1 การกลั่นลำดับส่วนของปีโตรเลียมเพื่อได้ผลิตภัณฑ์ชนิดต่าง ๆ	15
รูปภาพ 2. ระบบการผลิตเชื้อเพลิงเอทานอลจากมันสำปะหลัง (Nguyen <i>et al.</i> , 2007)	20
รูปภาพ 3. วิธี Emben-Meyer (Bailey and Ollis, 1986)	21
รูปภาพ 4 อิทธิพลของความเข้มข้นน้ำตาลกลูโคสที่มีต่อค่าผลิตผลจำเพาะของเอทานอล	22
รูปภาพ 5 อิทธิพลของความเข้มข้นเอทานอลเริ่มต้นที่มีต่อค่าผลิตผลจำเพาะของเอทานอล	24
รูปภาพ 6 แสดงความเข้มข้นของไอเอทานอลจากสารละลายเอทานอล/น้ำที่ความเข้มข้นต่าง ๆ	25
รูปภาพ 7 ภายในของหอกลั่นในแบบ cap tray	26
รูปภาพ 8 แสดงระบบการกลั่นแบบต่อเนื่อง	27
รูปภาพ 9 โรงกลั่นเอทานอลที่มีหอกลั่นจำนวนชั้น มากกว่า 75 ชั้น อัตราการกลั่นเอทานอล 150,000 ลิตรต่อวัน	28
รูปภาพ 10 ภาพวาดการออกแบบภายในของหอกลั่นแบบการปั่นผสมไอ	30
รูปภาพ 11 การทดลองระบบการกลั่นเอทานอลบริสุทธิ์แบบต่อเนื่องจากน้ำหมัก (Boontawan A., 2553): 1, มอเตอร์; 2, เครื่องควบแน่น; 3, ทางเข้าหอกลั่น; 4, เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน; 5, เครื่องควบคุมความเร็วรอบของการหมุน; 6, ปุ่มด้านสายป้อน; 7, สารป้อน; 8, ผลิตภัณฑ์เอทานอล; 9, หม้อต้ม	32
รูปภาพ 12 หลักการทำงานของ การแยกสารด้วยเทคนิค pervaporation (Huang, 1991)	35
รูปภาพ 13 แบบจำลองทางคณิตศาสตร์และลักษณะการถ่ายเทมวลภายในระบบการแยกไอผ่านเยื่อแผ่น (ดัดแปลงจาก Pettersen, 1995)	37
รูปภาพ 14 ภาพวาดแสดงท่อโยกลวงเชิงประกอบเซรามิกโดยมีชั้นแยกอยู่ภายนอก	42
รูปภาพ 15 ลักษณะโครงสร้างการจัดเรียงตัวของ molecular sieve (ซ้าย) และการสังเคราะห์เป็นเม็ดดูดความชื้น	44
รูปภาพ 16 กระบวนการ PSA สำหรับเอทานอลรอบครึ่ง (345 s) (ขั้นตอน I.–III.); ขั้นตอน IV เป็นการสลับไปมาระหว่างคอลัมน์การดูดซับ (Simo <i>et al.</i> , 2008)	46
รูปภาพ 17 ถังหมักเอทานอลขนาด 250 ลิตร	48
รูปภาพ 18 ความสัมพันธ์ระหว่างเส้นจุดเดือด (bubble point curve) และจุดน้ำค้าง (dew point curve) ของสารละลายเอทานอลที่ความเข้มข้นต่าง ๆ (Roehr, 2001)	50

รูปภาพ 19	การพัฒนากระบวนการกลั่นเอทานอลแบบต่อเนื่องรุ่นที่ 2	51
รูปภาพ 20	เครื่องต้นแบบการกลั่นลำดับส่วนแบบต่อเนื่องโดยใช้การให้ความร้อน ณ.ส่วน stripping โดยตรง	51
รูปภาพ 21	เครื่องกลั่นลำดับส่วนแบบต่อเนื่องในระดับโรงงานต้นแบบ	53
รูปภาพ 22	รูปภาพโมดูลเยื่อแผ่นเชิงประกอบเซรามิกชนิดท่อใยกลวงในระดับโรงงานต้นแบบ และการจัดสร้างโมดูลภายในมหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี	55
รูปภาพ 23	ระบบการแยกไอน้ำผ่านเยื่อแผ่นในระดับโรงงานต้นแบบโดยใช้ท่อใยกลวงเซรามิกเชิงประกอบ; 1 = Feed tank, 2 = Compressor, 3 = Super heater, 4 = Permeate, 5 = Condenser 1, 6 = Membrane module, และ 7 = Condenser 2	57
รูปภาพ 24	ระบบการทำเอทานอลให้บริสุทธิ์โดยใช้เทคนิคผสมระหว่างการแยกไอน้ำผ่านเยื่อแผ่น และการดูดซับแบบสลับความดัน	58
รูปภาพ 25	อุปกรณ์สำหรับวัดความหนาแน่น (Density meter) สำหรับการวัดปริมาณน้ำในสารละลายเอทานอล (บน) กราฟมาตรฐานแสดงความสัมพันธ์ระหว่างความหนาแน่นและความเข้มข้นของเอทานอล (ล่าง)	61
รูปภาพ 26	ผลการทดลองของการกลั่นของผสมเอทานอล/น้ำ เมื่อเส้นตรง (-) คือเส้น 45° สัญลักษณ์สี่เหลี่ยม (□) คือข้อมูลการทดลองของสมดุลวิภาคเอทานอล/น้ำ และสัญลักษณ์วงกลม (○) คือข้อมูลที่ได้จากการทดลองของหอกลั่นในห้องปฏิบัติการ	63
รูปภาพ 27	ความสัมพันธ์ของความเร็วรอบของใบพัดที่มีต่อความบริสุทธิ์ของเอทานอลที่กลั่นได้ ที่อัตราการป้อนที่แตกต่างกัน โดยความเข้มข้นเริ่มต้นของน้ำหมักที่ป้อนคือเอทานอลร้อยละ 10 โดยน้ำหนัก	66
รูปภาพ 28	ความสัมพันธ์ของความเร็วรอบของใบพัดที่มีต่อความบริสุทธิ์ของเอทานอลที่กลั่นได้ โดยใช้ความเข้มข้นเริ่มต้นของเอทานอลที่ป้อนที่แตกต่างกัน โดยอัตราการป้อนคือ 3.2 มิลลิลิตรต่อวินาที	67
รูปภาพ 29	อิทธิพลของอัตราการป้อนของน้ำหมักต่อความบริสุทธิ์ของเอทานอลที่กลั่นได้ และความเข้มข้นของเอทานอลที่เหลือในน้ำกากส่า อัตราการหมุน 1000 รอบต่อนาที	68
รูปภาพ 30	ภาพถ่ายท่อใยกลวงเชิงประกอบเซรามิกซีโอไลต์ชนิดโซเดียมเอ (NaA) จากกล้องจุลทรรศน์อิเล็กตรอนแบบส่องกราด	69

	10
รูปภาพ 31 อิทธิพลของความเข้มข้นเริ่มต้นของน้ำในสารป้อนที่มีต่อค่าฟลักซ์โดยรวมและความเข้มข้นของน้ำในด้านเพอร์มิเอทเมื่อทำการเปรียบเทียบระหว่างระบบเพอร์แบริปทอเรชั่นและการแยกไอผ่านเยื่อแผ่น	71
รูปภาพ 32 อิทธิพลของอุณหภูมิในด้านของสารป้อนและความเข้มข้นของน้ำเริ่มต้นที่มีต่อค่าฟลักซ์โดยรวม	73
รูปภาพ 33 การพล็อตสมการอาร์เรเนียสระหว่างค่าการฟลักซ์โดยรวมของเพอร์มิเอทและค่าอุณหภูมิสัมบูรณ์ผกผัน	74
รูปภาพ 34 อิทธิพลของอัตราการไหลของรีเทนเทตและความเข้มข้นของน้ำเริ่มต้นที่มีต่อค่าฟลักซ์โดยรวมของเพอร์มิเอท	76
รูปภาพ 35 อิทธิพลของความดันด้านสารป้อนและความเข้มข้นของน้ำเริ่มต้นที่มีต่อค่าฟลักซ์โดยรวมของเพอร์มิเอท	77
รูปภาพ 36 แบบจำลองทางคณิตศาสตร์สำหรับการคาดการณ์ความเข้มข้นของน้ำที่ลดลงภายในโมดูลของเยื่อแผ่น	78
รูปภาพ 37 แบบจำลองทางคณิตศาสตร์สำหรับการคำนวณพื้นที่ผิวของเยื่อแผ่นที่ต้องการ ณ ความดันและความเข้มข้นต่าง ๆ เป็นร้อยละของรีเทนเทต (W_0).	79
รูปภาพ 38 ผลของความเข้มข้นของน้ำเริ่มต้นในด้านสารป้อนที่มีต่อ breakthrough curve ที่ความความดัน 4 บาร์และอุณหภูมิ 145 องศาเซลเซียส	81
รูปภาพ 39 ผลของอัตราการไหลที่มีต่อปริมาณน้ำในผลิตภัณฑ์เอทานอลตลอดกระบวนการการกำจัดน้ำด้วยระบบผสมการแยกไอผ่านเยื่อแผ่นและการดูดซับที่ความดันด้านสารป้อน 3 บาร์ ความเข้มข้นของน้ำเริ่มต้นร้อยละ 5 โดยน้ำหนัก อุณหภูมิของโมดูลและคอลัมน์ 145 °C	83
รูปภาพ 40 แสดงภาพวาดของระบบการแยกเอทานอลควบคู่กับกระบวนการหมักด้วยการกลั่นลำดับส่วนแบบสูญญากาศในถังหมักขนาด 200 ลิตร	86
รูปภาพ 41 ความสัมพันธ์ระหว่างเวลาที่มีต่อความเข้มข้นของน้ำตาลกลูโคส (□), ความเข้มข้นของเอทานอล (○), และความสามารถในการมีชีวิตของเซลล์ยีสต์ (△) ในระหว่างการหมักเอทานอลแบบกะ ในถังหมักขนาด 2 ลิตร	87

รูปภาพ 42 ความสัมพันธ์ระหว่างเวลาที่มีต่อความเข้มข้นของน้ำตาลกลูโคส (\square), ความเข้มข้นของเอทานอลในน้ำหมัก (\circ), ปริมาณของเอทานอลในส่วนกลั่น (\bullet) และความสามารถในการมีชีวิตของเซลล์ยีสต์ (Δ) ในระหว่างการแยกเอทานอลควบคู่กับการหมักเอทานอลแบบกะ 89



สารบัญตาราง

ตาราง 1 องค์ประกอบของปิโตรเลียมตามชนิดของไฮโดรคาร์บอน (Ollivier and Magot, 2005)	14
ตาราง 2 แสดงผลิตภัณฑ์ของปิโตรเลียมด้วยการกลั่นลำดับส่วน (Speight, 1998)	16
ตาราง 3 มาตรฐานสหภาพยุโรปของเอทานอลสำหรับใช้เป็นเชื้อเพลิง (ASTM International 2004)	18
ตาราง 4 สมบัติทางกายภาพและเคมีของเอทานอลบริสุทธิ์	20
ตาราง 5 ความเข้มข้นของเอทานอลในส่วนกลั่น (y) เมื่อเปรียบเทียบกับความเข้มข้นของเอทานอลในสารละลาย (x) และค่า relative volatility (α).	64



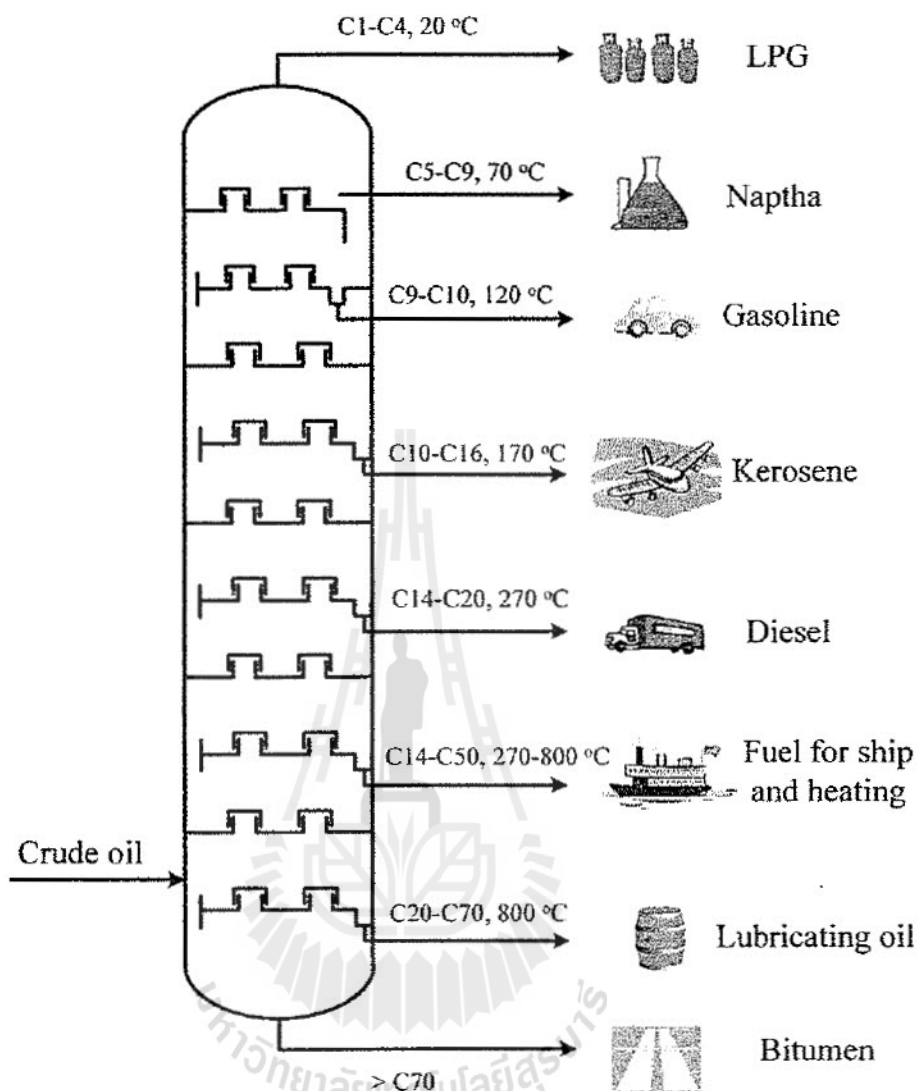
1.2 น้ำมันปิโตรเลียม

ปิโตรเลียม หรือน้ำมันดิบ คือของเหลวขุ่นข้นสีน้ำตาลเข้มหรือเขียวเข้ม เป็นทรัพยากรธรรมชาติที่สามารถพบได้ในชั้นหินในบางพื้นที่ของโลกและประกอบไปด้วย สารประกอบไฮโดรคาร์บอนชนิดต่าง ๆ และมีโลหะหนักชนิดต่าง ๆ ปะปนมาด้วย ซึ่งสารไฮโดรคาร์บอนที่เป็นองค์ประกอบนั้นจะมีความผันแปรไปตามแหล่งของน้ำมันดิบที่ขุดขึ้นมาได้ แต่โดยรวมแล้วจะมีส่วนประกอบที่คล้ายกันโดยส่วนมากมักจะเป็นอัลเคน (alkane) ไซโคลอัลเคน (cycloalkane) และสารประกอบประเภทอะโรมาติก (aromatic compounds) และเมื่อทำการวิเคราะห์ถึงแร่ธาตุที่เป็นส่วนประกอบแล้วนั้นจะพบว่าน้ำมันดิบ ประกอบไปด้วยธาตุต่าง ๆ โดยประมาณดังนี้ คาร์บอนร้อยละ 83-89 ไฮโดรเจนร้อยละ 10-14 ไนโตรเจนร้อยละ 0.1-2 ออกซิเจนร้อยละ 0.1-1.5 ซัลเฟอร์ร้อยละ 0.5-6 และโลหะ ซึ่งมีประมาณ 1000 ppm (Van Hamme et al., 2003) นอกจากนี้แล้วยังสามารถแบ่งองค์ประกอบของน้ำมันปิโตรเลียมตามชนิดของไฮโดรคาร์บอนได้ เป็นสี่แบบดังที่แสดงในตาราง

ตาราง 1 องค์ประกอบของปิโตรเลียมตามชนิดของไฮโดรคาร์บอน (Ollivier and Magot, 2005)

ไฮโดรคาร์บอน	ค่าเฉลี่ย (ร้อยละ)	ช่วง (ร้อยละ)
พาราฟิน (Paraffins)	30	15-60
แนฟทีน (Naphthenes)	49	30-60
สารประกอบอะโรมาติก (Aromatics)	15	3-30
แอสฟัลต์ (Asphalt) หรือบิทูเมน (Bitumen)	6	คงที่

ไฮโดรคาร์บอนชนิดแรกคือพาราฟิน ซึ่งเป็นชื่อเรียกรวม ๆ ของสารประกอบในกลุ่มอัลเคนซึ่งมีสูตรเคมีอย่างคร่าว ๆ คือ C_nH_{2n+2} โดยจะมีลักษณะโมเลกุลเป็นแบบสายโซ่ยาวหรือเป็นกิ่งก้านก็ได้ และจะมีการจับกันของคาร์บอนอะตอมด้วยพันธะเดี่ยว พาราฟินชนิดที่เล็กที่สุดคือมีเทน (CH_4) ซึ่งเป็นส่วนประกอบหลักของก๊าซธรรมชาติ ส่วนแนฟทีนนั้นจะหมายถึงสารประกอบในพวกไซโคลอัลเคนซึ่งจะมีคาร์บอนอะตอมจับกันในลักษณะที่เป็นวงแหวน อาจจะมี 1 วงหรือมากกว่านั้นก็ได้ ยกตัวอย่างเช่น cyclohexane เป็นต้น ส่วนสารประกอบอะโรมาติกนั้นจะสารเคมีในกลุ่มที่มีวงแหวนของคาร์บอนห่อหุ้มด้วยพันธะคู่และพันธะเดี่ยวสลับกันไป เรียกว่าวงแหวนเบนซีน (benzene ring) ยกตัวอย่างเช่น เบนซีน โทลูอีน (toluene) และ ไซลีน (xylene) เป็นต้น ส่วนไฮโดรคาร์บอนชนิดสุดท้ายคือแอสฟัลต์หรือบิทูเมนซึ่งเป็นส่วนที่เหลือสุดท้ายจากการกลั่นลำดับส่วนของน้ำมันดิบ มีลักษณะเป็นของเหลวข้นหนืด มีสีดำ มักนำไปใช้ในการปูพื้นถนนเป็นยางมะตอยดังแสดงในรูปภาพ 1



รูปภาพ 1 การกลั่นลำดับส่วนของปิโตรเลียมเพื่อได้ผลิตภัณฑ์ชนิดต่าง ๆ

น้ำมันปิโตรเลียมนั้น จัดได้ว่าเป็นผลิตภัณฑ์ทางธรรมชาติที่ได้จากการสลายตัวของสิ่งมีชีวิตทั้งพืชและสัตว์รวมกัน โดยผ่านกระบวนการบีบอัดภายใต้อุณหภูมิสูงภายใต้เปลือกโลกเป็นเวลาหลายล้านปี ในสภาวะที่ไร้ออกซิเจน ภายใต้สภาวะดังกล่าวสารอินทรีย์ต่าง ๆ จะมีการเปลี่ยนแปลงด้วยปฏิกิริยาทางเคมีจนกลายเป็นสารประกอบไฮโดรคาร์บอนที่เรียกว่า เคโรเจน (kerogen) ก่อนในลำดับแรก จากนั้นจะเข้าสู่กระบวนการให้ความร้อนต่อจนกลายเป็นไฮโดรคาร์บอนชนิดต่าง ๆ ดังที่ได้กล่าวมาแล้วก่อนที่จะมีการเคลื่อนที่รวมตัวกันเรียกว่าบ่อน้ำมันซึ่งจำเป็นที่จะต้องมีการสำรวจ ทางธรณีวิทยาเพื่อเสาะหาแหล่งน้ำมันจากใต้พื้นโลกแล้วทำการเจาะและสูบขึ้นมาใช้งานต่อไป การเกิดบ่อน้ำมันนั้น จำเป็นจะต้องมีองค์ประกอบที่สำคัญอยู่สามอย่างคือ ประการที่หนึ่ง การสะสมตัว ของซากอินทรีย์วัตถุที่อยู่ใต้ดินและมีความลึกพอเหมาะที่จะถูกบีบอัดด้วยความร้อน

ได้ ประการที่สองคือการมีชั้นของหินที่มีลักษณะเป็นรูพรุนเพื่อทำการกักเก็บน้ำมันดิบ และ ประการสุดท้ายคือการมีชั้นหินด้านบนเพื่อป้องกันไม่ให้น้ำมันดิบไหลย้อนมายังพื้นดิน (Valdez-Vazquez and Poggi-Varaldo, 2009) สำหรับน้ำมันดิบที่ผ่านการบีบอัดมาอย่างผิวโลกนั้น จะถูกนำไปกลั่นแบบลำดับส่วน (fractionation distillation) เพื่อแยกเป็นน้ำมันเชื้อเพลิงชนิดต่าง ๆ เช่น ก๊าซหุงต้ม (liquidified petroleum gas, LPG) น้ำมันเบนซิน เคโรซีนหรือน้ำมันก๊าด (kerosene) สำหรับเครื่องบินเจ็ต น้ำมันดีเซล น้ำมันเตา และบิทูเมน เป็นต้น

ตาราง 2 แสดงผลิตภัณฑ์ของปิโตรเลียมด้วยการกลั่นลำดับส่วน (Speight, 1998)

ผลิตภัณฑ์ไฮโดรคาร์บอน	จุดเดือด (°C)	จำนวนคาร์บอนในโมเลกุล
ก๊าซหุงต้ม	< 40	C1-C4
แนฟทา (Naphtha)	40-150	C5-C9
น้ำมันเบนซิน	40-200	C9-C10
น้ำมันก๊าดหรือเคโรซีน	175-260	C10-C16
น้ำมันดีเซล	250-400	C14-C20
น้ำมันหล่อลื่น (lubricating oil)	>400	C20-C50
น้ำมันเตา	425-600	C20-C70
ยางมะตอย	>600	>C70

สำหรับน้ำมันดิบประเทศไทยนั้น พบว่ามีน้ำมันปิโตรเลียมในแหล่งต่างๆ กระจายอยู่ทั่วประเทศ โดยมีรายงานการขุดพบครั้งแรกที่อำเภอฝาง จังหวัดเชียงใหม่ และมีรายงานการขุดพบแหล่งน้ำมันดิบแหล่ง ใหม่อยู่เสมอ ๆ และที่พิสูจน์แล้วไม่น้อยกว่า 174 ล้านบาร์เรล ได้แก่ น้ำมันจากอ่าวไทย (เช่น แหล่งเอราวัณ แหล่งสตูล) และแหล่งสิริกิติ์ จังหวัดกำแพงเพชร และคาดว่าจะมีการค้นพบอีกหลาย ๆ แห่ง เช่น บริเวณจังหวัดสุพรรณบุรี สุราษฎร์ธานี ซึ่งคาดว่าจะมีไม่น้อยกว่า 100 ล้านบาร์เรล (หนึ่งบาร์เรลมี 42 แกลลอนหรือคิดเป็น ประมาณ 159 ลิตร) แต่ในปัจจุบันประเทศไทยยังต้องสั่งซื้อน้ำมันปิโตรเลียมจากต่างประเทศเป็น อัตราส่วนสูงถึงร้อยละ 90 เนื่องจาก กำลังการผลิตในประเทศไทย ยังต่ำกว่าปริมาณการใช้อยู่มาก อีกทั้งการขุดเจาะและผลิตน้ำมันปิโตรเลียม จะก่อให้เกิดผลกระทบต่อสิ่งแวดล้อมได้เช่นเดียวกับโครงการอื่น ๆ โดยผลที่จะเกิดขึ้นอาจจะมาจากวัสดุที่ใช้หล่อลื่นในการขุด (Drilling fluid) การระบายน้ำเค็มที่มีความเค็มสูงมากจากหลุมเจาะ และการปนเปื้อนของน้ำมันดิบลงไปแหล่งน้ำสาธารณะต่าง ๆ อีกทั้งยังมีสารโลหะหนักบางประเภทที่เป็นพิษสูงปะปนออกมาอีกด้วย เช่น พรอท แคดเมียม โครเมียม วานาเดียมและนิเกิล เป็นต้น ซึ่งจะเห็นได้ว่านอกจากกำลังการผลิตน้ำมันในประเทศไม่เพียงพอแล้ว การสำรวจและขุด เจาะน้ำมันจากแหล่งใหม่ ๆ จะต้องมีการ ใช้เงินทุนสูงและอาจก่อให้เกิดปัญหา

กับสิ่งแวดล้อมอีกด้วย (Rooney-Varga *et al.*, 1999) และยังมีกากน้ำมันที่เหลือจากกระบวนการกลั่นน้ำมันดิบซึ่งมีการปนเปื้อน ต่อสิ่งแวดล้อมสูงอีกด้วย (Yuste *et al.*, 2000) นอกจากนี้เมื่อประมาณปี 2548 ที่ผ่านมามีเกิดวิกฤติน้ำมันขึ้น ทั่วโลก โดยก่อนหน้านี้ราคาน้ำมันดิบจะอยู่ที่ ไม่เกินบาร์เรลละ 30 เหรียญสหรัฐ และราคาน้ำมันดิบได้ เพิ่มขึ้นเป็น 60 เหรียญต่อบาร์เรลในเดือนสิงหาคม 2548 จากนั้นราคาก็สูงขึ้นเรื่อย ๆ อย่างต่อเนื่องจนถึงจุดสูงสุดอยู่ที่ 147.30 เหรียญต่อบาร์เรลเมื่อเดือนกรกฎาคม 2551 ก่อนที่จะลดลงอย่างรวดเร็วเนื่องจากเกิดปัญหาวิกฤต “แฮมเบอร์เกอร์” จากประเทศสหรัฐอเมริกา แม้ในปัจจุบันราคาน้ำมันดิบก็ยังมี ราคาอยู่ที่ประมาณ 80 เหรียญต่อบาร์เรล นอกจากนี้ยังได้มีการประมาณการว่าน้ำมันดิบจะหมดไปจากโลกนี้ในปี พ.ศ. 2600 (ค.ศ. 2057)

กล่าวโดยสรุปแล้วจะเห็นได้ว่าวิกฤติทางด้านพลังงานจะเกิดขึ้นอีกอย่างแน่นอนในอนาคต ทั้งนี้เนื่องจากน้ำมันดิบเป็นสิ่งที่ต้องใช้เวลานานนับล้านปีในการเกิด อีกทั้งความต้องการในการบริโภคน้ำมัน ของโลกก็ยิ่งสูงขึ้นอย่างต่อเนื่อง ทำให้ทั่วทั้งโลกรวมทั้งประเทศไทยมีความจำเป็นอย่างยิ่งที่จะต้องทำการศึกษาและค้นคว้าวิจัยเกี่ยวกับการจัดการทางด้านพลังงานที่สามารถใช้วัตถุดิบที่ผลิตได้ภายในประเทศ เพื่อเป็นการพัฒนาที่ยั่งยืนต่อไป (Yan and Liao, 2009)

1.3 ไบโอดีเซล

เอทานอลหรือเอทิลแอลกอฮอล์ (C_2H_5OH) เป็นของเหลวใสไม่มีสี ถูกย่อยสลายได้ มีความเป็นพิษต่ำและเกิดมลภาวะต่อสิ่งแวดล้อมน้อยหากเกิดการรั่วไหล เอทานอลเผาไหม้แล้วสามารถผลิตก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์และน้ำ การผสมแอลกอฮอล์ลงในน้ำมันเบนซินเพื่อปรับปรุงค่า Oxygenates และออกเทนของน้ำมันเบนซินแทนสาร MTBE (Methyl Tertiaryl Butyl Ether) ซึ่งเป็นสารที่ย่อยสลายยากและต้องนำเข้าจากต่างประเทศ ดังนั้นการใช้เอทานอลเป็นสารเพิ่มปริมาณออกซิเจนในแก๊สโซฮอล์ไม่ส่งผลกระทบต่อสิ่งแวดล้อม ในทางตรงกันข้าม จะลดปริมาณสารที่ก่อให้เกิดมลพิษต่างๆ เช่น สารประเภทไฮโดรคาร์บอน และก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ เนื่องจากออกซิเจนในเอทานอลที่ผสมอยู่ในแก๊สโซฮอล์นั้น จะช่วยให้การเผาไหม้ของเครื่องยนต์สมบูรณ์ขึ้น และส่งผลทำให้คาร์บอนมอนอกไซด์จากท่อไอเสียลดลงได้ นอกจากนี้ น้ำมันที่ผสมแอลกอฮอล์สามารถสันดาปได้เร็ว ทำให้คาร์บอนหรือควันดำจากการเผาไหม้ลดลงได้ ส่งผลให้อากาศมีคุณภาพดีขึ้นและลดปัญหาสภาวะเรือนกระจกที่ทำให้โลกร้อน อีกทั้งเอทานอลเป็นสารที่สามารถผลิตได้ภายในประเทศ จึงสามารถช่วยประหยัดเงินตราให้ประเทศปีละหลายพันล้านบาทมาตรฐานเชื้อเพลิงเอทานอลแสดงในตาราง 3

ตาราง 3 มาตรฐานสหภาพยุโรปของเอทานอลสำหรับใช้เป็นเชื้อเพลิง (ASTM International 2004)

Components	Unit	Min.	Max.	Test Method
Ethanol	wt%	98.7	-	EC/2807/2000 method I
Higher Saturated mono-alcohol	wt%	-	2	EC/2807/2000 method II
Methanol	wt%	-	1	EC/2807/2000 method III
Water	wt%	-	0.3	EN 15489
Inorganic chloride	mg/L	-	20	EN 15484
Copper	mg/kg	-	0.1	EN 15488
Total acidity (as acetic a)	wt%	-	0.007	EN 15491
Phosphorus	mg/L	-	0.5	EN 154887
Nonvolatile material	mg/100 mL	-	10	EC/2807/2000 method II
pH	-	6.5	9	EN 15490
Appearance	-	Clear and bright		Visual inspection

เอทานอลบริสุทธิ์สามารถใช้เป็นแหล่งพลังงานทดแทนได้โดยการเติมผสมกับน้ำมันเบนซิน ในอัตราส่วนเอทานอลที่แตกต่างกัน ยกตัวอย่างเช่นเอทานอล 1 ส่วนต่อน้ำมัน 9 ส่วนเพื่อปรับเพิ่มค่าออกเทน จะได้ผลิตภัณฑ์เป็นแก๊ซโซฮอล์ E10 เป็นการลดปริมาณการใช้ น้ำมันเบนซินลง สามารถลดการนำเข้าน้ำมันดิบจากต่างประเทศได้ เอทานอลผสมน้ำมันเชื้อเพลิงมีขายกันอย่างแพร่หลายในประเทศสหรัฐอเมริกา ที่พบมากที่สุดคือน้ำมันร้อยละ 10 ผสมเอทานอลร้อยละ 90 (E10) ยานพาหนะไม่ต้องมีการปรับเปลี่ยนเครื่องยนต์ให้ทำงานได้เมื่อเติมน้ำมัน E10 แต่สำหรับเชื้อเพลิง E85 ต้องมีการปรับแต่งเครื่องยนต์เฉพาะยานพาหนะให้สามารถใช้งานกับเชื้อเพลิงดังกล่าวได้ โดยเรียกเครื่องยนต์ชนิดนี้ว่า flexible fuel vehicles นอกจากนี้เอทานอลบริสุทธิ์สูงมีการใช้กันอย่างแพร่หลายในอุตสาหกรรมต่างๆ เช่น อุตสาหกรรมสี ยา เครื่องสำอาง น้ำหอม ไบโอดีเซล ฯลฯ โดยเฉพาะ ในปัจจุบันได้ดึงดูดความสนใจอย่างมากในอุตสาหกรรมพลาสติกย่อยสลายได้ (biodegradables) ซึ่งสามารถนำมาใช้ในเป็นสารตั้งต้นสำหรับปฏิกิริยา esterification สำหรับการทำให้กรดแลคติกบริสุทธิ์จากน้ำหมักเพื่อนำไปเป็นสารตั้งต้นในการผลิต Polylactic acid (PLA) (Khunnonkwao *et al.*, 2012)

ไบโอเอทานอล เป็นแอลกอฮอล์สองคาร์บอนที่สามารถผลิตได้จากกระบวนการผ่านการหมัก กากน้ำตาลอ้อย แป้งชนิดต่าง ๆ เช่นข้าวโพด แป้งมันสำปะหลัง หรือชีวมวล cellulosic (วัสดุเหลือจากการเกษตรหรือป่าไม้) ไบโอเอทานอลสามารถนำมาใช้เป็นเชื้อเพลิงสำหรับการขนส่ง

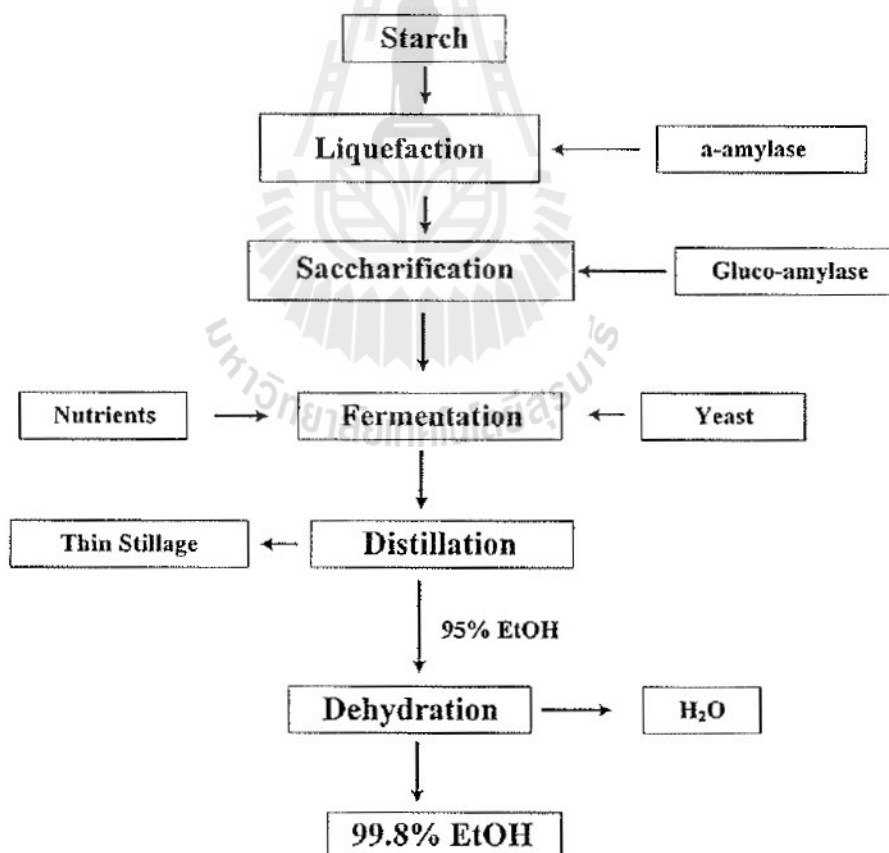
และได้รับการอ้างอิงว่าเป็นพลังงานทดแทนสำหรับเชื้อเพลิงฟอสซิล ซึ่งสามารถช่วยบรรเทาปัญหา ด้านสิ่งแวดล้อมและด้านพลังงาน สำหรับประเทศไทยนั้นนิยมทำการหมักไบโอเอทานอลจาก กากน้ำตาลอ้อยและแป้งมันสำปะหลัง โดยการหมักด้วยกากน้ำตาลอ้อยสามารถกระทำได้โดยตรง เนื่องจากเชื้อยีสต์สามารถใช้น้ำตาลกลูโคสได้ทันที แต่การหมักจากแป้งมันสำปะหลังนั้น จะต้อง เพิ่มขั้นตอนขึ้นมาอีก โดยจะทำการย่อยแป้งมันสำปะหลังด้วยเอนไซม์ α -อะไมเลส (α -amylase) ร่วมกับกลูโคอะไมเลส (glucoamylase) โดยเอนไซม์ชนิดแรกมีส่วนช่วยให้กระบวนการย่อยมี ประสิทธิภาพมากยิ่งขึ้นโดยจะทำให้โมเลกุลของแป้งในหัวมันสำปะหลังถูกย่อยเป็นน้ำตาลสายสั้นๆ ก่อนบางส่วน เพื่อให้เชื้อยีสต์สามารถใช้วัตถุดิบได้ง่ายขึ้นและยังประหยัดเวลาในระบบได้อีก ด้วย เริ่มกระบวนการย่อยโดยทำการปรับค่าความเป็นกรดต่างให้เป็น 6.0 ด้วยสารละลาย แคลเซียมไฮดรอกไซด์เข้มข้น ($\text{Ca}(\text{OH})_2$) และให้ความร้อนแก่สารละลายผสมที่อุณหภูมิ 90-100 องศาเซลเซียส เป็นเวลา 3 ชั่วโมง ร่วมกับการเติมเอนไซม์ลงไป เอนไซม์นี้จะทำหน้าที่เพิ่ม ประสิทธิภาพในการย่อย โดยที่มีการเติมในปริมาณเพียงเล็กน้อยเท่านั้น (liquefaction process) จากนั้นทำการทำสารละลายผสมเย็นลงอยู่ที่อุณหภูมิ 60 องศาเซลเซียส และปรับค่าความเป็นกรด ต่างให้ได้ 4.0 อีกครั้งด้วยสารละลายเข้มข้น ในกระบวนการย่อยดังกล่าวยังไม่ถือว่าเสร็จสมบูรณ์ เนื่องจากยังมีโมเลกุลใหญ่บางส่วนไม่สามารถย่อยได้ จะต้องมีการย่อยด้วยเอนไซม์กลูโคอะไมเลส อีกครั้ง (saccharification) จึงถือว่าเสร็จสมบูรณ์พร้อมที่จะนำไปเป็นวัตถุดิบเริ่มต้น และสำหรับ แหล่งไบโอทรเจนซึ่งเป็นสารอาหารที่จำเป็นต่อเชื้อยีสต์นั้นจะมีการใช้เพปโตนและสารสกัดยีสต์เพื่อ ส่งเสริมการเจริญและการสร้างผลิตภัณฑ์ของเชื้อยีสต์ โดยที่เชื้อยีสต์นั้นจะมีการเลี้ยงในอาหารที่ เหมาะสมให้สามารถปรับตัวต่อสิ่งแวดล้อมได้ จากนั้นจะมีการถ่ายเชื้อลงในถังปฏิกรณ์ชีวภาพเพื่อ ดำเนินสู่ระบบการหมัก โดยมีการให้อากาศสำหรับเชื้อยีสต์ขึ้นต้นเพื่อการเจริญจากนั้นจะดำเนิน กระบวนการหมักโดยสถานะไม่ใช้อากาศเพื่อให้เชื้อยีสต์มีกระบวนการเมตาบอลิซึมเปลี่ยนวัตถุดิบ ไปเป็นเอทานอลที่เป็นผลผลิตสุดท้ายต่อไป เอทานอลที่มีอยู่ในน้ำหมักจะถูกนำไปกลั่นแบบลำดับ ส่วนเพื่อให้ได้ความเข้มข้นของเอทานอลอยู่ที่ประมาณร้อยละ 95 โดยน้ำหนักก่อนที่จะนำไปแยกน้ำ ส่วนที่เหลือให้กลายเป็นเชื้อเพลิงเอทานอลต่อไป (รูปภาพ 2)

เป็นที่ทราบกันดีอยู่แล้วว่ามีจุลินทรีย์หลายชนิดสามารถผลิตเอทานอลได้เช่น *Kluyveromyces sp.* โดยเฉพาะอย่างยิ่งเชื้อยีสต์ *Saccharomyces cerevisiae* ซึ่งรู้จักกันดีใน อุตสาหกรรมการผลิตเครื่องดื่มแอลกอฮอล์ชนิดต่าง ๆ โดยที่ปฏิกิริยาการหมักเอทานอลจากน้ำตาล โมเลกุลเดียวในระบบไร้อากาศเกิดขึ้นจากการทำงานของเอนไซม์ Zymase โดยที่น้ำตาลกลูโคส 1 โมล จะผ่านวิถี Emben-Meyer ก่อนที่จะได้กรดไพรูวิก (pyruvic acid) ซึ่งต่อมาจะถูก เปลี่ยนไปเป็น Acetaldehyde โดยผลิตผลสุดท้ายที่เกิดขึ้นคือเอทานอลและก๊าซ คาร์บอนไดออกไซด์อย่างละ 2 โมลเท่า ๆ กัน นอกจากนี้ปฏิกิริยาดังกล่าวจะผลิต ATP ได้ 2 โมล รูปภาพ 3 แสดงวิถี Emben-Meyer ในการสลายกลูโคสได้เอทานอลและคาร์บอนไดออกไซด์

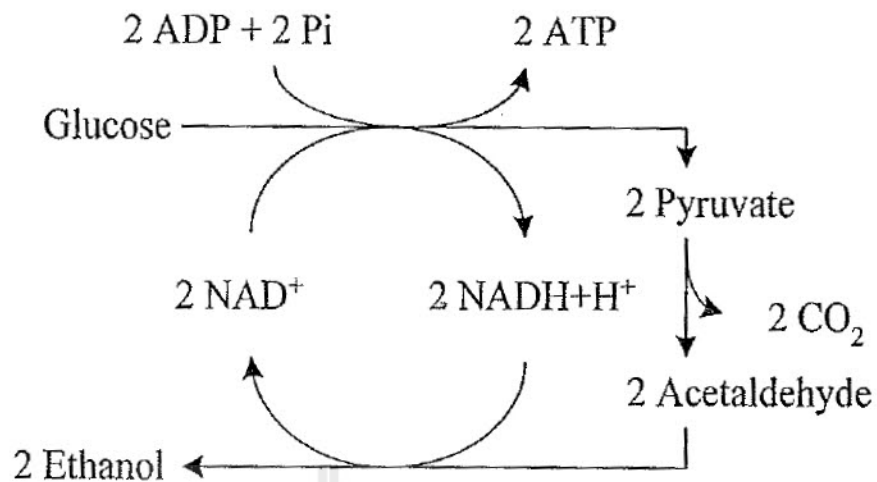
เป็นผลผลิตสุดท้ายของกระบวนการ สมบัติทางกายภาพและทางเคมีของเอทานอลบริสุทธิ์แสดงใน ตาราง 4

ตาราง 4 สมบัติทางกายภาพและเคมีของเอทานอลบริสุทธิ์

สมบัติ	ค่า
สูตรโครงสร้าง	$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$
มวลโมเลกุล	46
จุดเดือด ($^{\circ}\text{C}$)	78.32
อุณหภูมิวิกฤต ($^{\circ}\text{C}$)	243.1
ความหนาแน่นที่ 20°C	0.7893 กรัม.ซม ³
ความร้อนของการสันดาป, กิโลจูลต่อกิโลกรัม	29.68
อุณหภูมิที่ติดไฟได้เอง ($^{\circ}\text{C}$)	793.0



รูปภาพ 2. ระบบการผลิตเชื้อเพลิงเอทานอลจากมันสำปะหลัง (Nguyen et al., 2007)



รูปภาพ 3. วิธี Emben-Meyer (Bailey and Ollis, 1986)

กระบวนการหมักแบบดั้งเดิมด้วยยีสต์ถูกจำกัดความเข้มข้นของเอทานอลไว้ที่ประมาณร้อยละ 10 โดยความเข้มข้นของเอทานอลที่ประมาณร้อยละ 10 จะทำให้การหมักสิ้นสุดลง เป็นผลสืบเนื่องมาจากการที่เชื้อยีสต์หยุดกิจกรรมและตายไปในที่สุด (Haelssi *et al.*, 2008) เนื่องจากเอทานอลจะเข้าไปทำลายเยื่อหุ้มเซลล์ให้สูญเสียคุณลักษณะในการควบคุมการเลือกผ่านสารเข้า-ออกเซลล์ ทำให้เซลล์ยีสต์ไม่สามารถนำเอาน้ำตาลเข้าเซลล์และเอาเอทานอลออกจากเซลล์ได้ ทำให้เซลล์ยีสต์ มีรายงานวิจัยหลายด้านที่พยายามจะเพิ่มปริมาณของเอทานอลจากการหมัก เช่น การพัฒนาเชื้อที่ทนต่อความเป็นพิษของเอทานอล เป็นต้น นอกจากนี้ยังมีรายงานวิจัยในการแยกเอทานอลออกจากน้ำหมักในระหว่างที่การหมักกำลังดำเนินไปโดยใช้เทคนิคต่าง ๆ เช่น การใช้ตัวทำละลายสกัดเอทานอลออกมา การใช้เยื่อแผ่นตัวเทคนิคเพอร์แวร์ปอเรชัน (pervaporation) การหมักแบบสูญญากาศ (vacuum fermentation) และการอัดก๊าซ (gas stripping) เป็นต้น

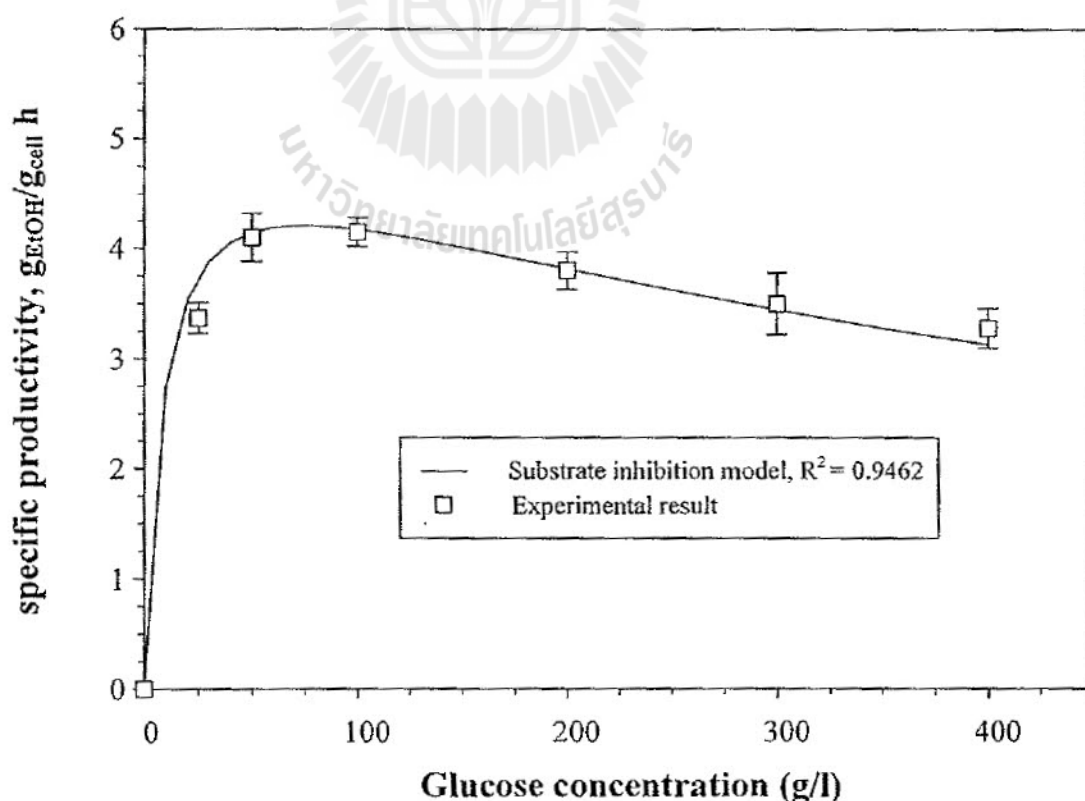
1.3.1 จลนศาสตร์การหมักเอทานอล

ปัญหาในเชิงเทคนิคที่สำคัญในการทำให้ผลผลิตของเอทานอลต่ำนั้น เกิดมาจากเชื้อยีสต์ซึ่งจะอ่อนไหวต่อความเป็นพิษของเอทานอลมาก โดยที่เอทานอลความเข้มข้นเพียงร้อยละ 1-2 โดยน้ำหนักก็จะเพียงพอที่จะทำให้ความสามารถในการหมักของเชื้อยีสต์ลดลง และที่ความเข้มข้นร้อยละ 10 โดยน้ำหนัก ก็จะสามารถทำให้เชื้อยีสต์ตายลงได้ ซึ่งจะส่งผลในด้านลบต่อการพัฒนาการผลิตเอทานอลในระดับอุตสาหกรรม ซึ่งเป็นที่ทราบกันอยู่ทั่วไปว่าเอทานอลจะถูกดูดซับที่เยื่อหุ้มเซลล์ของเชื้อยีสต์ และจะทำให้เกิดความเปลี่ยนแปลงขององค์ประกอบของเยื่อหุ้มเซลล์ โดยเฉพาะในส่วนที่เป็นฟอสโฟลิปิด (Phospholipid) และกรดไขมันชนิดต่าง ๆ ส่งผลทำให้ความสามารถในการคัดเลือกผ่านสารของเยื่อหุ้มเซลล์สูญเสียไป ทำให้เซลล์ยีสต์ตายไปในที่สุด ซึ่งจะเรียกว่าการยับยั้งจากผลิตภัณฑ์ (product inhibition) นอกจากนี้แล้วการใช้ความเข้มข้นของน้ำตาลกลูโคสที่สูง

เกินไป ก็จะสามารถเหนี่ยวนำให้เกิดการยับยั้งจากสารตั้งต้นได้ (substrate inhibition) โดยการยับยั้งทั้งสองชนิดนี้ จะส่งผลโดยตรงถึงค่าผลิตผลจำเพาะของเอทานอล (specific volumetric productivity, v) ซึ่งสามารถแสดงได้ด้วยสมการทางคณิตศาสตร์ของการยับยั้งดังสมการ (Lin *et al.*, 2008);

$$v = v_{\max} \left(\frac{S}{K'_s + S + (S^2 / K'_i)} \right) \left[\prod \left(1 - \frac{P}{P'_m} \right) \right]^{a_i} \quad (1)$$

โดยที่ v_{\max} คือค่าผลิตผลจำเพาะสูงสุด (maximum specific volumetric productivity), S คือค่าความเข้มข้นของน้ำตาลกลูโคส (substrate concentration), K'_s คือค่าคงที่อิ่มตัว (saturation constant), และ K'_i คือค่าคงที่ของการยับยั้งจากน้ำตาล (substrate inhibition constant), P คือความเข้มข้นของผลิตภัณฑ์ (product concentration), P'_m คือความเข้มข้นสูงสุดของเอทานอลที่เชื้อยีสต์สามารถทนได้ (maximum product concentration), และ a_i แสดงถึงค่าคงที่ที่เป็นเลขยกกำลังสำหรับการยับยั้งของผลิตภัณฑ์ (exponential constant of the inhibitory product) ตามลำดับ

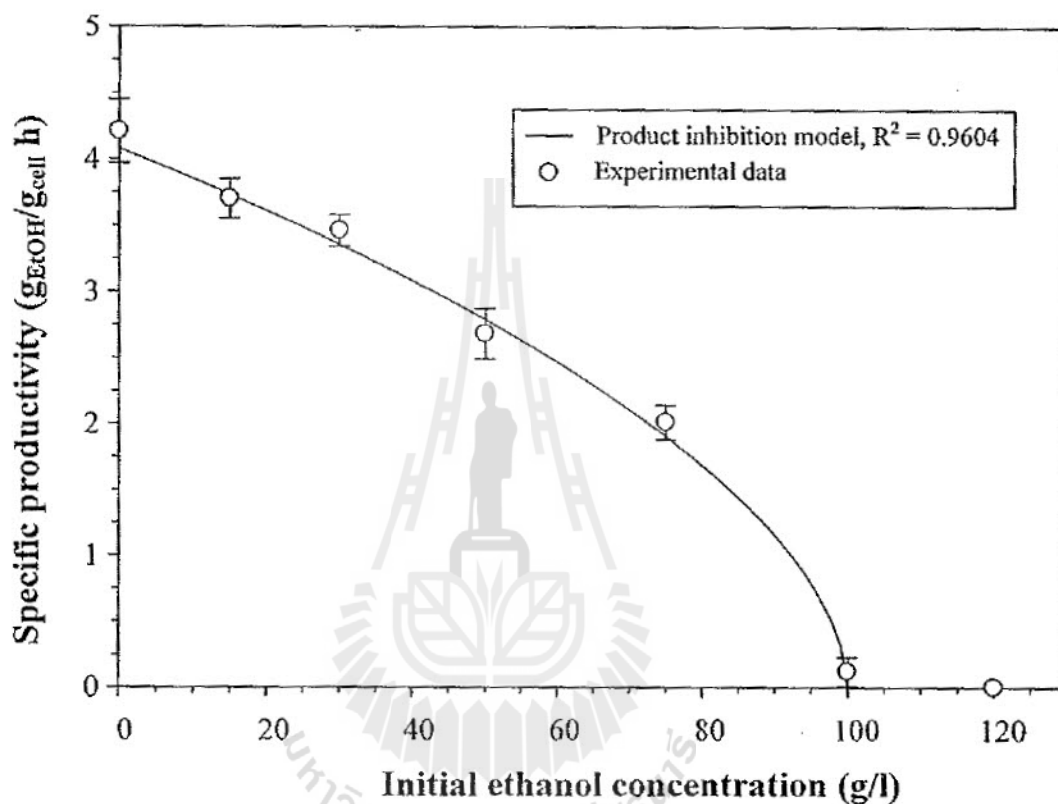


รูปภาพ 4 อิทธิพลของความเข้มข้นน้ำตาลกลูโคสที่มีต่อค่าผลิตผลจำเพาะของเอทานอล

Kongkaew *et al.*, 2014 ได้ศึกษาจลนศาสตร์ของการยับยั้งที่เกิดจากสารตั้งต้นและผลิตภัณฑ์เอทานอล เพื่อทำความเข้าใจในผลกระทบของแต่ละสารประกอบต่อประสิทธิภาพในกระบวนการหมักเอทานอล โดยปัจจัยแรกคือการศึกษาการยับยั้งสารตั้งต้น (น้ำตาลกลูโคส) ซึ่งผลการทดลองและแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ของจลนศาสตร์การผลิตเอทานอลแสดงในรูปภาพ 4 โดยเป็นการศึกษาความเข้มข้นของกลูโคสเริ่มต้นในช่วงระหว่าง 0 ถึง 400 กรัมต่อลิตร ซึ่งผลดังกล่าว ได้จากการหาค่าความชันระหว่างความเข้มข้นของเอทานอลกับเวลา โดยพิจารณาจากช่วงเวลาที่ความเข้มข้นเอทานอลเพิ่มขึ้นอย่างรวดเร็วในช่วงแรก ๆ ของการหมัก ซึ่งแบบจำลองทางคณิตศาสตร์สำหรับการยับยั้งจากสารตั้งต้นที่มีต่ออัตราการผลิตเอทานอลแสดงให้เห็นว่ามีความสอดคล้องเป็นอย่างดีเมื่อเปรียบเทียบกับผลการทดลอง โดยผลของการยับยั้งกลูโคสที่มีต่อผลิตผลจำเพาะของเอทานอลพบว่าไม่มีอิทธิพลมากนัก จากกราฟจะพบว่าค่าผลิตผลจำเพาะของเอทานอลจะเพิ่มขึ้นอย่างรวดเร็วในช่วงความเข้มข้นของกลูโคสที่ 0-50 กรัมต่อลิตร โดยมีค่าสูงที่สุดคือ 4.08 กรัมเอทานอลต่อกรัมเซลล์ต่อชั่วโมง และที่ระดับความเข้มข้นของกลูโคส 100 กรัมต่อลิตร จากนั้นค่าดังกล่าวจะลดลงอย่างช้าเมื่อทำการเพิ่มความเข้มข้นกลูโคส ซึ่งจากการคำนวณพบว่าค่าคงที่อิ่มตัว (K_s , saturation constant) และค่าคงที่ของการยับยั้งจากน้ำตาล (K_i , substrate inhibition constant) คือ 0.892 และ 620.71 กรัมต่อลิตรตามลำดับ จากกราฟสามารถบ่งบอกได้ว่าสามารถทำการหมักได้ที่ความเข้มข้นของน้ำตาลกลูโคสที่สูงโดยที่ไม่เกิดการยับยั้งเชื้อยีสต์ และความเข้มข้นที่เหมาะสมของกลูโคสเริ่มต้นอยู่ในช่วงระหว่าง 200 ถึง 300 กรัมต่อลิตร

ในทางตรงกันข้ามกับการยับยั้งจากน้ำตาลกลูโคส อิทธิพลของการยับยั้งจากเอทานอลเริ่มต้นที่มีต่อกระบวนการหมักเอทานอลนั้น พบว่ามีความอ่อนไหวมาก ซึ่งในงานวิจัยนี้ได้ศึกษาค่าผลิตผลจำเพาะของเอทานอลที่หลายๆ ความเข้มข้นของเอทานอลเริ่มต้นระหว่าง 0 ถึง 120 กรัมต่อลิตร โดยความเข้มข้นของน้ำตาลกลูโคสเริ่มต้นได้ถูกตรึงไว้ที่ระดับ 100 กรัมต่อลิตร ซึ่งผลการทดลองอิทธิพลของเอทานอลเริ่มต้นที่มีต่อค่าผลิตผลจำเพาะของเอทานอลได้แสดงไว้ในรูปภาพ 5 ซึ่งข้อมูลด้านการทดลองยืนยันว่าความเข้มข้นของเอทานอลในน้ำหมักมีอิทธิพลที่สำคัญต่อค่าผลิตผลจำเพาะของเอทานอล ซึ่งค่าดังกล่าวจะเริ่มลดลงแม้กระทั่งที่ระดับความเข้มข้นของเอทานอลต่ำ โดยที่ค่าผลิตผลจำเพาะของเอทานอลสูงสุดจะอยู่ที่เมื่อไม่มีเอทานอลอยู่ในระบบ และค่าดังกล่าวจะลดลงอย่างต่อเนื่องเมื่อทำการเพิ่มความเข้มข้นเอทานอลเริ่มต้นในระบบ ที่ระดับ 75 กรัมต่อลิตร ค่าผลิตผลจำเพาะของเอทานอลลดลงมาที่ประมาณ 50 เปอร์เซ็นต์ และค่าดังกล่าวจะลดลงอย่างรวดเร็วไปที่ 0 เมื่อความเข้มข้นเข้าใกล้ 100 กรัมต่อลิตร และที่ความเข้มข้นของเอทานอลที่ 120 กรัมต่อลิตร ไม่มีการผลิตเอทานอลเพิ่มขึ้น โดยจากการคำนวณพบว่า ที่ความเข้มข้นของเอทานอลวิกฤต (P'_m) 100 กรัมต่อลิตร ในสมการ (1) จะได้ความความสัมพันธ์ที่เหมาะสมโดย ค่า α_i คือ 0.56 ($R^2=0.9604$) โดยสรุปแล้ว น้ำตาลกลูโคสและเอทานอลที่มีอยู่ในน้ำหมักจะส่งผลทำให้

ประสิทธิ ภาพในการหมักของเชื้อยีสต์ลดลง ซึ่งการยับยั้งที่เกิดจากน้ำตาลกลูโคสสามารถหลีกเลี่ยงได้โดยการควบคุมปริมาณความเข้มข้นของน้ำตาลกลูโคสในน้ำหมักให้เหมาะสม และหากจะหลีกเลี่ยงการยับยั้งที่เกิดจากเอทานอล จำเป็นที่จะต้องกำจัดเอทานอลที่เกิดขึ้นออกจากระบบอยู่ตลอดเวลา



รูปภาพ 5 อิทธิพลของความเข้มข้นเอทานอลเริ่มต้นที่มีต่อค่าผลิตผลจำเพาะของเอทานอล

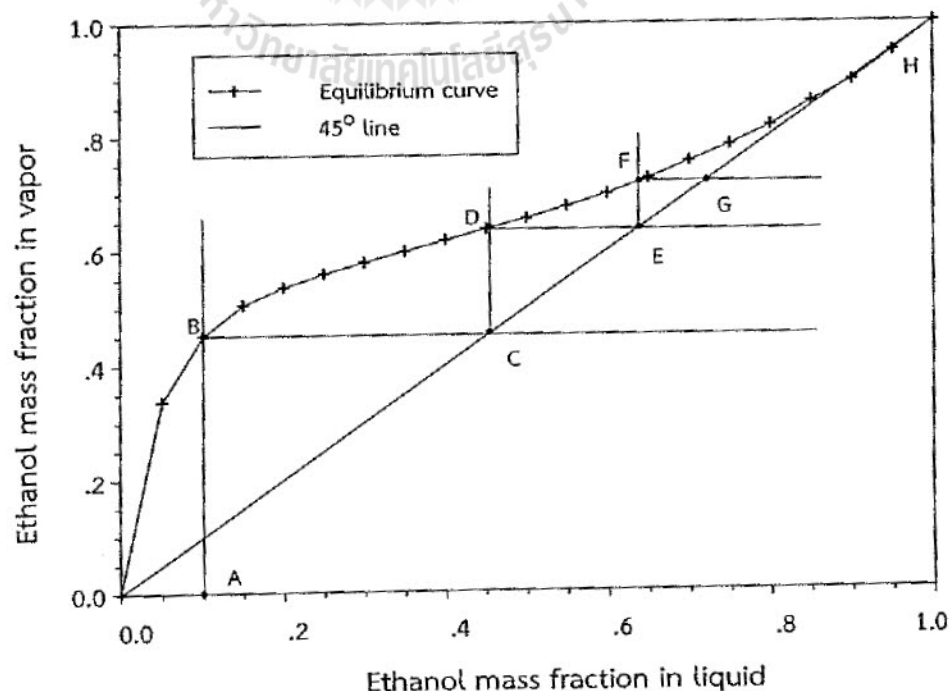
1.4 การกลั่นเอทานอล

1.4.1 การกลั่นเอทานอลในอุตสาหกรรม

ขั้นตอนการทำเอทานอลให้บริสุทธิ์จะเริ่มขึ้นหลังจากที่กระบวนการหมักยุติลง โดยความเข้มข้นเริ่มต้นของเอทานอลในน้ำหมักจะอยู่ที่ประมาณร้อยละ 10-12 โดยน้ำหนัก น้ำหมักดังกล่าวจะถูกกลั่นลำดับส่วนโดยการให้ความร้อนจนได้ความเข้มข้นของเอทานอลสูงสุดอยู่ที่ร้อยละ 95.6 โดยน้ำหนัก และจะไม่สามารถทำให้ความเข้มข้นของเอทานอลสูงขึ้นกว่านี้อีกได้ด้วยวิธีการกลั่นแบบธรรมดา ซึ่งของผสมเอทานอล/น้ำที่ความเข้มข้นนี้จะถูกเรียกว่าของผสมอะซีโอโทรป (azeotropic solution) การผลิตเอทานอลสำหรับใช้เป็นเชื้อเพลิงนั้นจะต้องใช้ขั้นตอนพิเศษที่เพิ่มขึ้นเนื่องจากการเกิดของผสมอะซีโอโทรปดังกล่าว ซึ่งไม่สามารถจะแยกน้ำออกได้อีกจากการกลั่นแบบธรรมดา โดยทั่ว ๆ ไปแล้วการกำจัดน้ำออกจากของผสมนี้สามารถทำได้ 3 วิธี

ใหญ่ ๆ คือ การกลั่นอะซีโโทรป ส่วนระบบที่สองคือการใช้เยื่อแผ่นชนิดที่ชอบน้ำซึ่งอาจจะเป็น pervaporation หรือ vapor permeation ก็ได้ ส่วนระบบที่สามคือ การใช้ molecular sieve สำหรับกระบวนการดูดซับ (adsorption)

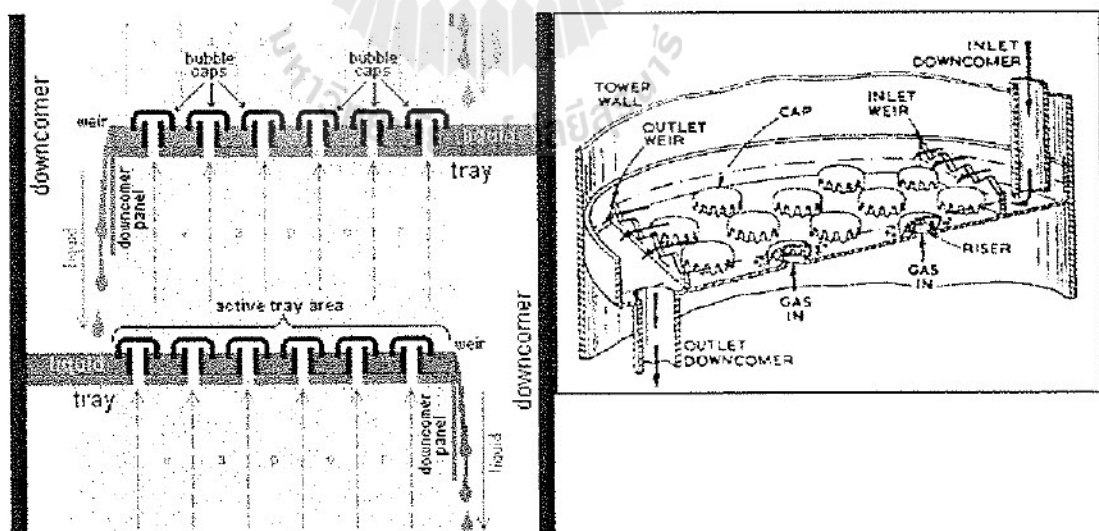
ถึงแม้ว่าการหมักเอทานอลจากมันสำปะหลังหรือกากน้ำตาลนั้นจะทำได้ไม่ยากนัก แต่ปัญหาหลัก ในการผลิตเชื้อเพลิงเอทานอลคือการกลั่นเอทานอลให้ได้ความเข้มข้นสูงสุดที่ร้อยละ 95 ก่อนที่จะนำไปกำจัดน้ำในขั้นตอนสุดท้าย เนื่องจากน้ำและเอทานอลมีจุดเดือดที่ใกล้เคียงกัน (100 และ 78.32 องศาเซลเซียส ตามลำดับ) เมื่อทำให้สารละลายเอทานอลเดือด จะทำให้เอทานอลกลายเป็นไอและจะมีน้ำบางส่วนระเหยกลายเป็นไอบนมากับ ไอของเอทานอลดังกล่าวด้วย โดยธรรมชาติแล้วสารละลายเอทานอลและน้ำที่ความเข้มข้นต่าง ๆ จะส่งผลให้เกิดไอของเอทานอลที่มีความเข้มข้นต่าง ๆ กัน โดยสมดุลของวิภาคของเหลว/ไอของสารละลายเอทานอลที่มีความเข้มข้นต่าง ๆ ดังแสดงในรูปภาพ 6 ยกตัวอย่างเช่น น้ำหมักโดยทั่ว ๆ ไป จะมีความเข้มข้นของเอทานอลอยู่ที่ร้อยละ 10 (จุด A) เมื่อทำการกลั่นในครั้งแรก จะเกิดไอของเอทานอลที่มีความเข้มข้นเท่ากับร้อยละ 45 (จุด B) และเมื่อทำการควบแน่นไอดังกล่าวจนกลายเป็นของเหลว (จุด C) ไปทำการกลั่นซ้ำอีกครั้งหนึ่ง จะได้ไอเอทานอลที่มีความเข้มข้นประมาณร้อยละ 64 (จุด D) และเมื่อทำการควบแน่นไอนั้นจนกลายเป็นของเหลว (จุด E) ไปกลั่นซ้ำเป็นครั้งที่ 3 จะได้ไอของเอทานอลอยู่ที่ประมาณร้อยละ 70 (จุด F) ซึ่งจากรีฟจะเห็นว่าหากทำการกลั่นซ้ำครั้งที่ 4, 5, 6 ไปเรื่อย ๆ จะทำให้ความเข้มข้นของเอทานอลนั้นเพิ่มขึ้น แต่จะน้อยเมื่อเทียบกับความเข้มข้นของสารละลายที่เจือจางกว่า ($AB > CD > EF$) และที่ความเข้มข้นร้อยละ 95 (จุด H) จะไม่สามารถเพิ่มความเข้มข้นได้อีกเรียก ซึ่งคือของผสมอะซีโโทรปนั่นเอง



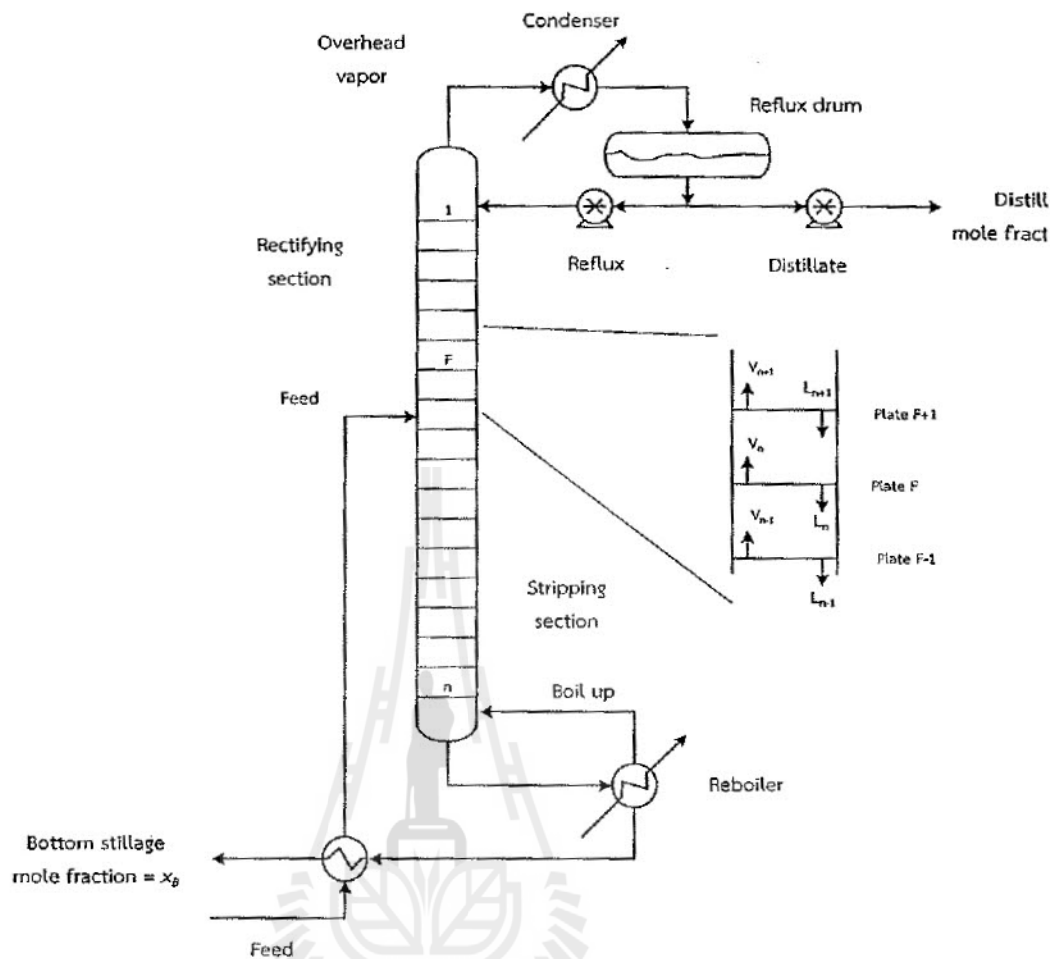
รูปภาพ 6 แสดงความเข้มข้นของไอเอทานอลจากสารละลายเอทานอล/น้ำที่ความเข้มข้นต่าง ๆ

จากรูปภาพ 6 จะเห็นได้ว่าหากต้องการกลั่นเอทานอลจากน้ำหมักให้ได้ความบริสุทธิ์สูงสุด จำเป็นที่จะต้องทำการกลั่นหลาย ๆ ครั้ง (multiple distillation) ซึ่งจากการทดลองนั้น จะต้องทำการกลั่นซ้ำเป็นจำนวนมากกว่า 70 ครั้ง ดังนั้นเพื่อเป็นการเพิ่มประสิทธิภาพของการกลั่น จึงได้มีการออกแบบระบบการกลั่นให้สามารถทำได้พร้อมกันหลาย ๆ ครั้งภายในหอกลั่นชั้นเดียว โดยจะทำการเรียกระบบดังกล่าวว่าการกลั่นลำดับส่วน (fractional distillation)

การกลั่นลำดับส่วน เป็นวิธีการแยกของเหลวที่สามารถระเหยได้ตั้งแต่ 2 ชนิดขึ้นไป มีหลักการเพื่อต้องการแยกองค์ประกอบในสารละลายให้ออกจากกัน โดยเฉพาะสารที่มีความแตกต่างของจุดเดือดไม่มากนัก เช่นการแยกเอทานอลกับน้ำ เป็นต้น โดยกระบวนการ กลั่นลำดับส่วนจะเป็นการนำ ไอของแต่ละส่วนไปควบแน่น กลั่นซ้ำและควบแน่นไอรื้อย ๆ โดยภายในคอลัมน์ของการกลั่นลำดับส่วนจะมีลักษณะเป็นชั้นซ้อนกันหลายชั้น (รูปภาพ 7) แต่ละชั้นจะประกอบไปด้วยช่องนำไอขึ้นข้างบนโดยผ่านทาง bubble caps และช่องสำหรับนำส่วนควบแน่นลงด้านล่าง (downcomer) นอกจากนี้แต่ละชั้นยังมีแผ่นกั้นเล็ก ๆ เพื่อทำหน้าที่ในการกักกันของเหลวบางส่วนไว้บนชั้น ไอร้อนที่ขึ้นมาจากชั้นที่ต่ำกว่าจะทำให้ของเหลวบนชั้นนี้เดือด และจะพาเอาสารที่มีจุดเดือดต่ำกว่าลอยขึ้นไปยังชั้นด้านบนถัดไป โดยที่ไอร้อนบางส่วนจะควบแน่นกลายเป็นของเหลวเรียกว่า partial condensation ก่อนที่จะตกลงบนชั้นด้านล่าง และเมื่อมีปริมาณมากขึ้นจะไหลล้นออกจากทำนบ (weir) ตกลงสู่ชั้นด้านล่างถัดไปทางช่อง downcomers



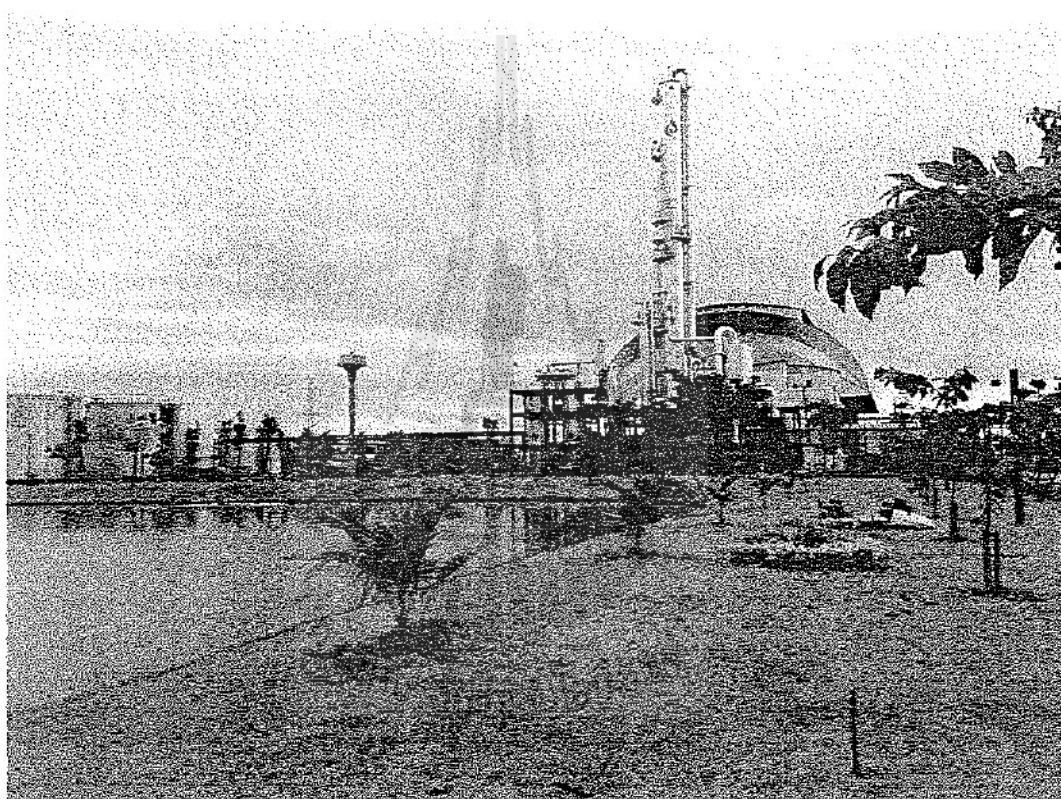
รูปภาพ 7 ภายในของหอกลั่นในแบบ cap tray



รูปภาพ 8 แสดงระบบการกลั่นแบบต่อเนื่อง

รูปภาพ 8 แสดงระบบการกลั่นแบบต่อเนื่อง โดยน้ำหมักจะถูกปั๊มเข้าสู่หอกลั่น ณ ตำแหน่งกึ่งกลาง ของหอกลั่น ซึ่งภายในมีลักษณะเป็นชั้น ๆ เพื่อทำหน้าที่กลั่นลำดับส่วน ดังที่ได้ อธิบายไว้แล้วในข้างต้น โดยหอกลั่นจะถูกแบ่งออกเป็นสองส่วน ส่วนแรกจะเรียกว่า stripping section ซึ่งเป็นส่วนด้านล่างของจุดที่สารป้อนเข้าหอกลั่น ในขณะที่ส่วน rectifying นั้นจะ หมายถึงส่วนของหอกลั่นที่อยู่เหนือจากจุดป้อนขึ้นไป เมื่อสารป้อนถูกป้อนเข้าสู่หอกลั่น เอทานอล จะแยกตัวออกจากน้ำหมักกลายเป็นไอลอยขึ้นสู่ด้านบนของหอกลั่น โดยความเข้มข้นของเอทานอลนั้น จะเพิ่มขึ้นเรื่อย ๆ ในชั้นที่อยู่เหนือขึ้นไป ส่วนน้ำหมักที่เจือจางลง แล้ว จะตกลงสู่ด้านล่าง ของหอกลั่น ส่วนนี้ให้ความร้อนหลักของระบบ (reboiler) ซึ่งจะทำให้ น้ำกาฬสาเดือด (boil up) ทำให้เอทานอลระเหยออกจากน้ำหมักจนหมดและจะไหลออกจากหอกลั่นไป โดยน้ำกาฬสาที่มี อุณหภูมิสูงนั้น จะเข้าสู่เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนเพื่อทำหน้าที่อุ่นสารป้อนที่จะเข้าหอกลั่น ทำให้ สารป้อนนั้นมีอุณหภูมิที่สูงขึ้น เป็นการประหยัดพลังงานที่ใช้ในการกลั่น ส่งผลให้ลดต้นทุนการผลิต ได้เป็นอย่างมาก ส่วนไอของเอทานอลที่ออกจากด้านบนของหอกลั่นนั้น (overhead vapor) จะ ถูกทำให้เกิดการควบแน่นโดยผ่านเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (condenser) และจะเข้าสู่ถังรีฟ

ลักซ์ (reflux drum) และจะมีการแบ่งบางส่วนของเอทานอลนี้ให้เข้าสู่หอกลั่น (reflux) เพื่อเพิ่มความเข้มข้นของส่วนควบแน่น (distillate) ให้ได้ความเข้มข้นตามต้องการ แต่ปัญหาที่เกิดขึ้นในการพัฒนาการกลั่นคือจำนวนของชั้นที่ต้องการเพื่อให้ได้ความเข้มข้นของสารตามต้องการ ยกตัวอย่างเช่นเพื่อที่จะให้ได้ความเข้มข้นของเอทานอลร้อยละ 95 นั้น จะต้องใช้จำนวนชั้นมากกว่า 70 ชั้น ทำให้จำเป็นต้องสร้างหอกลั่นที่มีความสูงมาก สิ้นเปลืองค่าใช้จ่ายและดูแลรักษาลำบาก ซึ่งหอกลั่นเอทานอลในระดับอุตสาหกรรมแสดงในรูปภาพ 9 ซึ่งต้องใช้งบประมาณในการก่อสร้างหลายร้อยล้านบาท



รูปภาพ 9 โรงกลั่นเอทานอลที่มีหอกลั่นจำนวนชั้น มากกว่า 75 ชั้น อัตราการกลั่นเอทานอล 150,000 ลิตรต่อวัน

1.4.2 การกลั่นเอทานอลแบบต่อเนื่องของมหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

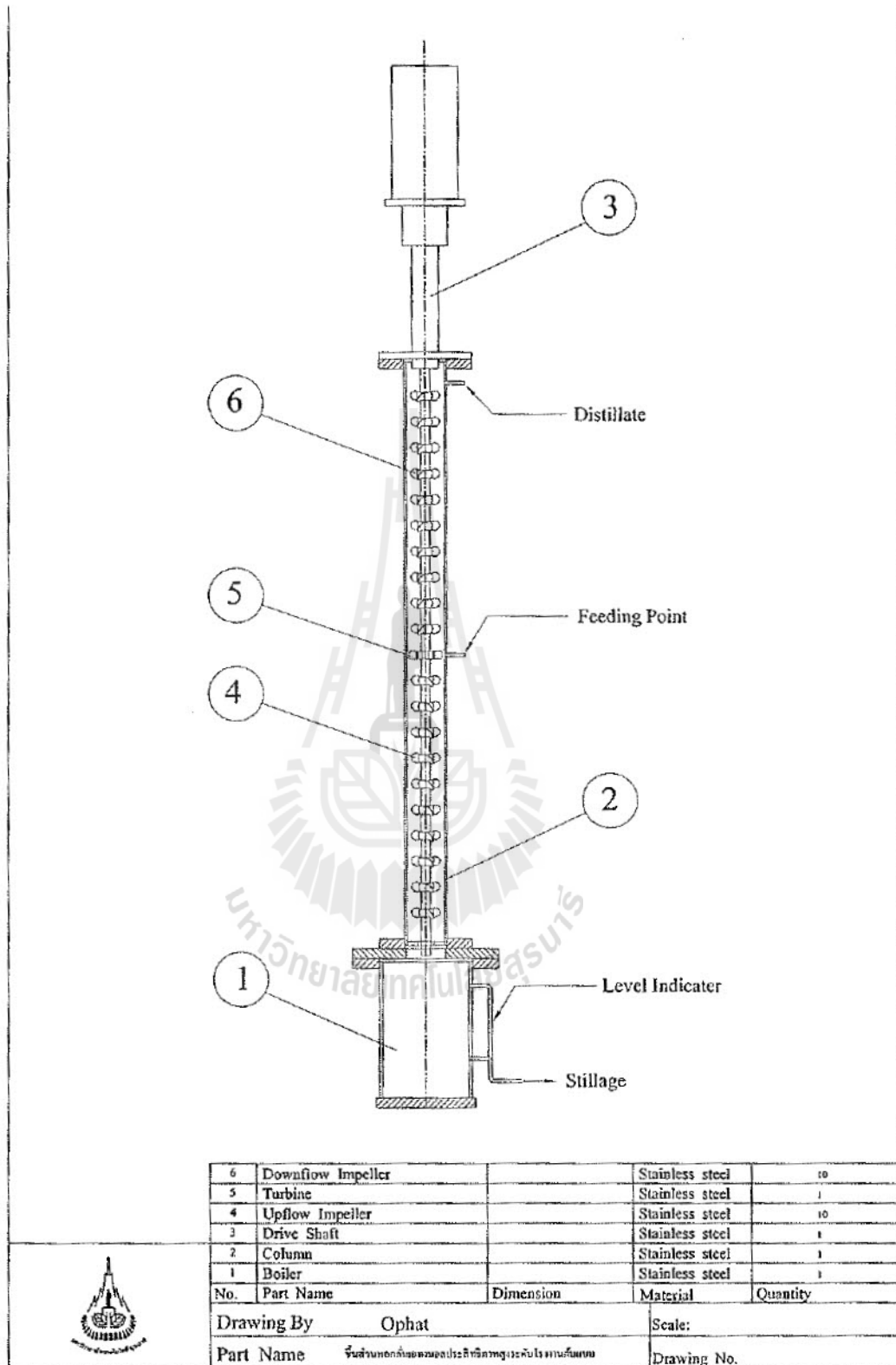
แม้ว่าเอทานอลเป็นสารที่ระเหยง่าย แต่การกลั่นเอทานอลให้บริสุทธิ์ก็ทำได้ยากเช่นกัน ทั้งนี้เนื่องจากจุดเดือดของเอทานอลและน้ำมีค่าที่ไม่ต่างกันมากนัก คือ 78 และ 100 องศาเซลเซียส ตามลำดับ นอกจากนี้เอทานอลยังเป็นสารที่ละลายน้ำได้ดี สามารถดูดความชื้นจากบรรยากาศได้ (hygroscopic) ระบบการกลั่นที่นำมาใช้ในอุตสาหกรรมทั่วไปเป็นการกลั่นแบบลำดับส่วนแบบต่อเนื่อง ซึ่งจะต้องใช้จำนวนชั้นในการกลั่นมากกว่า 75 ชั้น ทำให้จำเป็นต้องสร้างหอกลั่นที่มี

ความสูงมาก สิ้นเปลืองค่าใช้จ่ายและดูแลรักษาลำบาก ทำให้การกลั่นขนาดเล็กไม่สามารถทำได้ ผู้วิจัยจึงได้ทำการการพัฒนาหน่วยการกลั่นแบบต่อเนื่องขนาดเล็ก ที่มีประสิทธิภาพสูง โดยเบื้องต้นได้รับงบประมาณสนับสนุนบางส่วนสำหรับการออกแบบและประดิษฐ์อุปกรณ์ต้นแบบจาก มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี (ปีงบประมาณ 2552) โดยมีรายละเอียดการออกแบบดังนี้

การออกแบบชิ้นส่วนหอกลั่น

หอกลั่นเอทานอลแบบต่อเนื่องที่ได้ทำการออกแบบใหม่นี้ ประกอบไปด้วยส่วนหลัก ๆ ออกเป็น 6 ส่วน ดังแสดงในรูปภาพ 10 คือ

- 1) หม้อต้ม (boiler) – ทำหน้าที่ในการให้ความร้อนหลักกับระบบ โดยผลิตจากท่อสแตนเลส ขนาดเส้นผ่าศูนย์กลาง 15 เซนติเมตร สูง 20 เซนติเมตร ด้านล่างถูกปิดด้วยแผ่นสแตนเลส ขนาด 15 X 15 เซนติเมตร เพื่อใช้สำหรับวางลงบนแผ่นให้ความร้อน (hot plate) ด้านบนเชื่อมกับหน้าแปลนขนาดเส้นผ่าศูนย์กลาง 18 เซนติเมตร ด้านข้างหม้อต้มเชื่อมด้วยท่อใส เพื่อให้สามารถมองเห็นระดับของของเหลวภายในหม้อต้มได้ (level indicator) ด้านล่างมีรูระบายของเหลวออก เพื่อใช้ในกรณีที่ทำการกลั่นแบบต่อเนื่อง นอกจากนี้ฝาด้านบนของหน้าแปลนยังได้ทำเป็นช่อง สำหรับติดตั้งอุปกรณ์วัดอื่น ๆ เช่น มาตรวัดความดัน และ อุณหภูมิ เป็นต้น
- 2) คอลัมน์ (column) – ผลิตขึ้นจากท่อสแตนเลสขนาดเส้นผ่าศูนย์กลาง 6.4 เซนติเมตร ยาว 89 เซนติเมตร ด้านบนเชื่อมด้วยหน้าแปลนขนาด 14 เซนติเมตร เพื่อต่อเข้ากับมอเตอร์และแกนหมุน ส่วนด้านท้ายเชื่อมด้วยหน้าแปลนขนาด 14 เซนติเมตร เพื่อต่อเข้ากับหน้าแปลนของหม้อต้ม ตรงกลางของคอลัมน์มีท่อต่อเข้าสำหรับสารป้อน (feeding point) ส่วนด้านบนของคอลัมน์ต่อเข้ากับช่องนำไอออก (distillate)



รูปภาพ 10 ภาพวาดการออกแบบภายในของหอกลั่นแบบการปั่นผสมโอ

3) แกนหมุน (drive shaft) - เป็นส่วนที่สำคัญที่สุดสำหรับการประดิษฐ์นี้ ด้านบนสุดทำเป็นสลัก เพื่อต่อเข้ากับมอเตอร์กระแสตรงขนาด 120 วัตต์ ที่ปรับความเร็วการหมุนได้ โดยแกนหมุนมีขนาด 1.4 เซนติเมตร ยาว 88.5 เซนติเมตร ด้านบนเชื่อมต่อกับหน้าแปลนขนาด 14

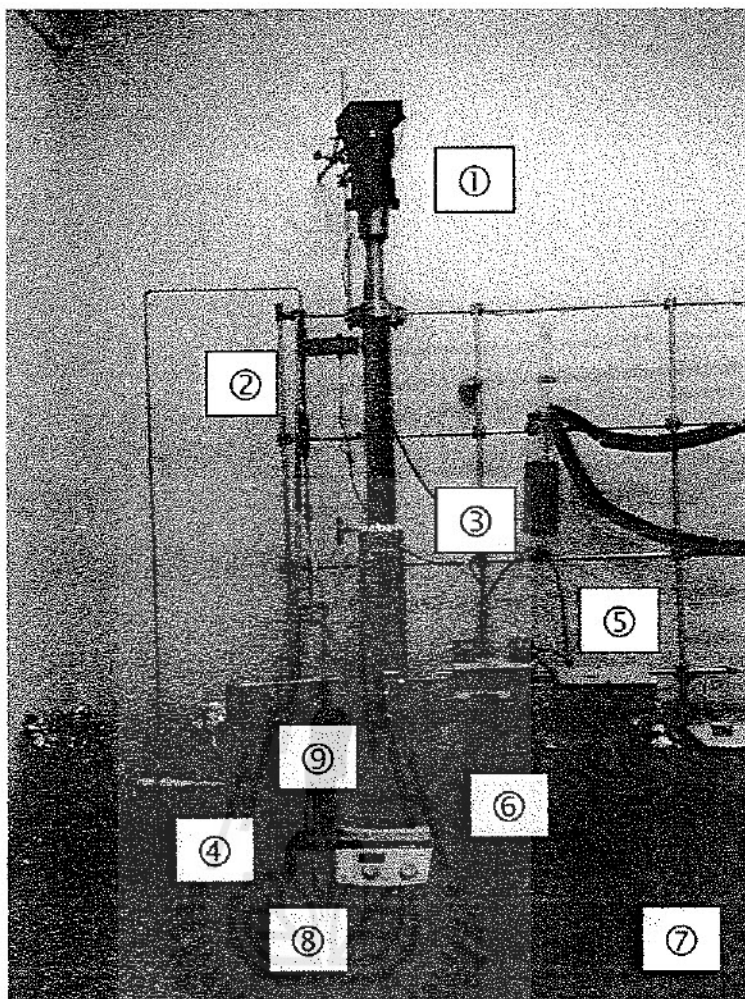
เซนติเมตร และมีประเก็นกันรั่ว (mechanical seal) โดยมีการออกแบบให้สามารถรับแรงอัดได้สูงถึงความดัน 6 บรรยากาศ แกนหมุนนี้เมื่อประกอบเข้ากับคอลัมน์แล้ว จะอยู่ ณ จุดกึ่งกลางของคอลัมน์พอดี และจะทำหน้าที่ในการยึดใบพัด

4) ใบพัดในส่วนของ stripping section (ส่วนล่างของหอกลับที่อยู่ถัดจากจุดป้อนน้ำหมักลงมา) จะเป็นใบพัดที่มีทิศทางการพัดให้ไหลลอยขึ้นด้านบน (upward direction) ประกอบด้วยใบพัดเฉียง 45 องศา จำนวน 3 ใบ หนา 1.5 มิลลิเมตร เชื่อมติดกับปลอกแหวนขนาดเส้นผ่าศูนย์กลาง 1.42 เซนติเมตร หนา 8 มิลลิเมตร ด้านข้างเจาะรู สำหรับใช้เกลียวยึดใบพัดกับแกนหมุนให้แน่น โดยมีจำนวนใบพัดทั้งหมด 10 อัน และมีระยะห่างระหว่างตัวใบพัดที่เท่า ๆ กัน

5) ใบพัดสำหรับกระจายน้ำหมัก เพื่อให้การแลกเปลี่ยนความร้อนมีประสิทธิภาพสูงสุด โดยใบพัดจะทำหน้าที่กระจายน้ำหมักที่ถูกฉีดเข้ามาจากจุดป้อนให้มีลักษณะเป็นละอองเล็ก ๆ กระจายไปทั่วด้านในของหอกลับ โดยเป็นแบบ 6-bladed disc turbine

ใบพัดในส่วนของ rectifying section (ส่วนที่อยู่เหนือจากจุดป้อนน้ำหมักขึ้นไป) จะมีลักษณะเดียวกันกับส่วนประกอบในข้อ 4 แต่จะมีมุมเอียง 135 องศา ทำหน้าที่ในการพัดไอให้มีทิศทางการลง (downward direction) และเข้าหาผนังด้านในของคอลัมน์ ทำให้เกิดการสัมผัสกันระหว่างส่วนควบแน่นและระเหยที่ดีที่สุด

นอกเหนือจากการสร้างส่วนประกอบหลักของหอกลับแล้ว ในการที่จะทำการกลั่นเอทานอลแบบต่อเนื่องนั้น จะต้องมีการติดตั้งชิ้นส่วนอื่น ๆ ร่วมในระบบด้วยดังแสดงในรูปภาพ 11 ซึ่งสามารถอธิบายได้ตามลำดับดังนี้ สารป้อนซึ่งเป็นน้ำหมักจะถูกฉีดจ่ายโดยปั๊มเข้าหอกลับโดยผ่านช่องนำเข้าซึ่งอยู่ตรงกลางของหอกลับ (feeding point) โดยผ่านวาล์วที่ช่องนำเข้า ซึ่งภายในหอกลับจะประกอบไปด้วยใบพัดที่เชื่อมติดกับแกนเหล็กกล้าไร้สนิมยาวเท่ากับความสูงของหอกลับ ปลายด้านบนจะยึดติดกับมอเตอร์ ที่สามารถควบคุมความเร็วรอบของการหมุนได้จากเครื่องควบคุม ซึ่งในระหว่างการกลั่นนั้น ไอของเอทานอลจะถูกพัดให้เข้าสู่ผนังด้านในของคอลัมน์ ทำให้เกิดการควบแน่นบางส่วน ในขณะที่เดียวกันไอร้อนที่ลอยมาจากด้านล่าง ก็จะทำให้เกิดการเดือดกลายเป็นไอเพิ่มขึ้น ทำให้เกิดสมดุลของระบบของเหลวและไอที่รวดเร็ว ส่งผลให้สารสามารถแยกออกจากกันได้อย่างมีประสิทธิภาพ โดยที่ไอของเอทานอลบริสุทธิ์จะถูกแยกออกโดยผ่านวาล์วควบคุมอัตราการไหล ก่อนที่จะผ่านเครื่องควบแน่นกลายเป็นผลิตภัณฑ์เอทานอลที่เป็นของเหลว



รูปภาพ 11 การทดลองระบบการกลั่นเอทานอลบริสุทธิ์แบบต่อเนื่องจากน้ำหมัก (Boontawan A., 2553): 1, มอเตอร์; 2, เครื่องควบแน่น; 3, ทางเข้าทอกกลั่น; 4, เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน; 5, เครื่องควบคุมความเร็วรอบของการหมุน; 6, ป้อนด้านสายป้อน; 7, สารป้อน; 8, ผลิตภัณฑ์เอทานอล; 9, หม้อต้ม

ในขณะที่เดียวกันสารป้อนที่เข้าสู่ทอกกลั่น จะมีส่วนที่มีจุดเดือดสูงกว่า ที่ไม่กลายสภาพเป็นไอ แต่จะไหลลงตามผนังด้านในของทอกกลั่นตกลงสู่หม้อต้ม (9) ซึ่งจะเป็นส่วนที่ให้ความร้อนหลักของระบบ ด้วยการใช้แผ่นให้ความร้อน ซึ่งภายในหม้อต้มจะมีการใช้มาตรวัดต่าง ๆ คือมาตรวัดความดัน มาตรวัดอุณหภูมิ และมาตรวัดระดับของของเหลวภายในหม้อ โดยที่ในระบบกลั่นนี้เป็นระบบต่อเนื่อง ดังนั้นจึงจำเป็นที่จะต้องมีการถ่ายของเหลวหนักออกไปจากระบบโดยผ่านทางวาล์วควบคุมการไหล และเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน ก่อนที่ของเหลวหนัก จะไหลออกจากระบบไป นอกเหนือ จากการออกแบบให้มีการกลั่นอย่างต่อเนื่องแล้ว ยังมีการออกแบบให้มีการประหยัดพลังงานในการกลั่นและการควบแน่นอีกด้วย โดยทำการแลกเปลี่ยนความร้อนกัน

ระหว่างสารป้อนกับไอที่ควบแน่นเป็นของเหลว และน้ำอากาศ ซึ่งทั้งสองส่วนนี้ จะมีอุณหภูมิที่ต่ำลง ส่วนสารป้อน ซึ่งมีอุณหภูมิต่ำจะถูกให้ความร้อนเพิ่มขึ้นโดยผ่านเครื่องควบแน่นและ เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนตามลำดับ โดยในระบบนี้ไม่จำเป็นที่จะต้องใช้ระบบทำความเย็นแต่อย่างใด ทำให้สามารถประหยัดพลังงานในการกลั่นลงได้เป็นอย่างมาก

1.5 กระบวนการแยกน้ำเพื่อผลิตเชื้อเพลิงเอทานอล

จากการที่ได้กล่าวมาแล้วว่าการผลิตเอทานอลสำหรับใช้เป็นเชื้อเพลิงนั้นจะต้องใช้ขั้นตอนพิเศษที่เพิ่มขึ้นเนื่องจากการเกิดของผสมอะซีโอโทรป ซึ่งไม่สามารถจะแยกน้ำออกได้อีกจากการกลั่นโดยปกติ ซึ่งโดยทั่ว ๆ ไปแล้วการกำจัดน้ำออกจากของผสมนี้ในระดับอุตสาหกรรมสามารถทำได้ 3 วิธีใหญ่ ๆ คือ การกลั่นอะซีโอโทรป (Azeotrop distillation) ซึ่งจะมีการเติมสารเคมีพวก Benzene หรือ Cyclohexane เพื่อทำให้ความดันไอของระบบลดลง ก่อนที่จะใช้ความร้อนในการกลั่นอีกครั้งหนึ่ง ในปัจจุบันระบบนี้จะใช้ต้นทุนการผลิตสูงทำให้ไม่คุ้มค่ากับการลงทุนเนื่องจากต้องทำการกลั่นถึงสองครั้ง นอกจากนี้แล้วสารเคมีที่เติมไปนั้น เป็นสารก่อมะเร็ง จึงมีปัญหาเรื่องความกังวลต่อสุขภาพของผู้ปฏิบัติงานเป็นอย่างมาก ส่วนระบบที่สองคือการใช้เยื่อแผ่นชนิดที่ชอบน้ำซึ่งอาจจะเป็น pervaporation หรือ vapor permeation ก็ได้ โดยเยื่อแผ่นชนิดนี้จะยอมให้น้ำผ่านได้ดีกว่าเอทานอล ส่วนระบบที่สาม คือ การใช้ molecular sieve ซึ่งทำจากสารพวกซิลิกา มาบีบอัดและให้ความร้อนจะเกิดเป็นรูพรุนข้างในมีขนาดเล็กประมาณ 3 อังสตรอมซึ่งมีขนาดที่ใหญ่กว่าโมเลกุลของน้ำ แต่มีขนาดเล็กกว่าโมเลกุลของเอทานอล ทำให้น้ำสามารถเข้าไปอยู่ในรูเหล่านี้ได้ ในขณะที่เอทานอลจะมีขนาดใหญ่กว่าและจะออกจากระบบไป เนื่องจากว่าปริมาณของรูที่สามารถกักกันนี้ได้มีจำกัด ดังนั้นถ้าความเข้มข้นของน้ำในสารป้อนมีมากเกินไป ก็จะทำให้เกิดจุดอิ่มตัวเร็ว ต้องทำการ regenerate บ่อยครั้ง ประสิทธิภาพการทำงานก็จะลดลง ในที่นี้จะขอกล่าวถึงเฉพาะการแยกโดยใช้เยื่อแผ่นและการดูดซับเท่านั้น

1.5.1 การแยกโดยใช้เยื่อแผ่น

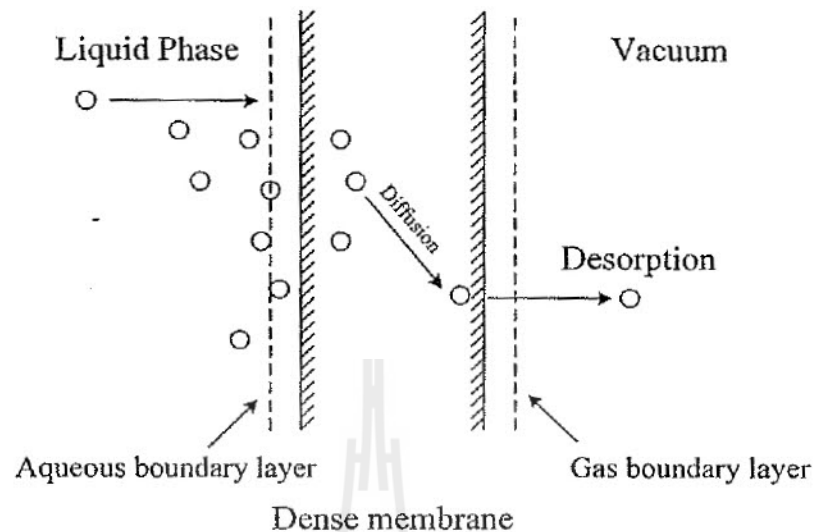
กระบวนการทางเยื่อแผ่นกลายเป็นสิ่งที่ได้รับการค้นคว้าวิจัยอย่างต่อเนื่อง ทั้งนี้เนื่องจากระบบนี้มักจะใช้พลังงานน้อยกว่าวิธีการแยกแบบอื่น การซึมผ่านของแก๊สโดยใช้เยื่อแผ่นมีการใช้อย่างแพร่หลายในการแยกสารผสม เช่น ออกซิเจน/ไนโตรเจน ไฮโดรเจน/คาร์บอนไดออกไซด์ มีเทน/ไนโตรเจนและอื่น ๆ ระบบการทำงานของเยื่อแผ่นสำหรับการแยกแก๊สเหล่านี้เป็นแบบอุณหภูมิคงที่ (isothermal) เพราะจะไม่มีการเปลี่ยนแปลงสถานะเกิดขึ้น และมีหลายประเภทที่เป็นระบบเยื่อแผ่นของเหลว

Pervaporation (PV) และ vapor permeation (VP) คือกระบวนการเยื่อแผ่นที่เหมาะสมสำหรับการแยกสารผสมอินทรีย์หลายชนิด โดยเฉพาะอย่างยิ่งการแยกสารออกจากจุดอะซีโอโทรป

ที่ไม่สามารถใช้เทคนิคการกลั่น กระบวนการเยื่อแผ่นทั้งสองระบบมีความสัมพันธ์กันอย่างใกล้ชิด แตกต่างกันเพียงสายป้อนของระบบแรกอยู่ในเฟสของเหลว และระบบหลังสารสายป้อนต้องอยู่ในรูปของสถานะก๊าซตามลำดับ ในขณะที่อัตราการซึมผ่านในทั้งสองระบบเป็นไอ แรงขับเคลื่อนทางอุณหพลศาสตร์สำหรับการถ่ายเทมวลที่ผ่านเยื่อแผ่นแบบไม่มีรูพรุนนี้ จะหมายถึงความแตกต่างด้านศักย์ทางเคมี (chemical potential) ของส่วนประกอบการซึมผ่านระหว่างด้านป้อนและด้านเพอมีเอท ซึ่งการแยกมักจะประสบความสำเร็จที่ความดันด้านเพอมีเอทต่ำ เมื่อเปรียบเทียบระหว่างระบบ pervaporation และระบบ vapor permeation พบว่าระบบ vapor permeation มีความได้เปรียบกว่าที่ไม่มีการเปลี่ยนแปลงเฟสเกิดขึ้นระหว่างด้านสายป้อนและด้านเพอมีเอท ปัญหาในเรื่องของการเพิ่มพลังงานเพื่อทำให้สารเกิดการระเหยก็ถูกหลีกเลี่ยงไปสำหรับสภาพการทำงานที่เหมือนกัน ของผสมด้านสายป้อนในระบบ pervaporation และสมดุลของไอด้านสายป้อนในระบบ vapor permeation มีความสอดคล้องกันของลักษณะการซึมผ่านคือ การซึมผ่านได้ของสารทั้งสองระบบสามารถเกิดขึ้นได้เมื่อมีความแตกต่างของศักย์เคมีระหว่างทั้งสองด้านของเยื่อแผ่น ซึ่งในที่นี้จะหมายถึงความแตกต่างกันทางด้านความดันไอย่อย หรือ partial pressure นั้นเอง (Schehlmann *et al.*, 1995)

ในปัจจุบัน ระบบ pervaporation (PV) ได้มีการประยุกต์ใช้อย่างแพร่หลาย เนื่องจากเป็นกระบวนการแยกที่ใช้พลังงานอย่างมีประสิทธิภาพและถูกเลือกใช้อย่างมากสำหรับการแยกผลิตภัณฑ์ที่ระเหยได้และการแยกน้ำจากสารเคมีอินทรีย์ นอกจากนี้การผลิตและอัตราการเปลี่ยนแปลงเป็นผลิตภัณฑ์จะเพิ่มขึ้นอย่างมีนัยสำคัญเมื่อเกิดเป็นคู่กับ PV เช่นเครื่องปฏิกรณ์ PV Pervaporation เกี่ยวกับการใช้สายป้อนที่เป็นของเหลวในการผลิตไอเพอมีเอท และของเหลว retentate การแยกของสารองค์ประกอบสองสารหรือมากกว่าในเยื่อแผ่นในกระบวนการ pervaporation จะเกิดขึ้นโดยความแตกต่างของอัตราการแพร่ผ่านพอลิเมอร์บาง ๆ และการเปลี่ยนเฟสระเหยเทียบได้กับขั้นตอนแฟลชแบบง่าย สารสามารถซึมผ่านเยื่อแผ่นได้เนื่องจากความเข้มข้นและความดันไอที่แตกต่าง ความดันสูญญากาศถูกนำไปใช้ในด้านเพอมีเอทควบคู่กับการควบแน่นของไอเพอมีเอท

กลไกพื้นฐานของกระบวนการ pervaporation คือ การถ่ายเทองค์ประกอบหนึ่งๆผ่านเยื่อแผ่นไม่มีรูพรุน (non-porous) สามารถอธิบายได้โดยกลไกการแพร่-การละลาย ดังแสดงในรูปภาพ 12 ซึ่งประกอบด้วยสามขั้นตอนหลักดังนี้ ขั้นตอนแรกเกี่ยวข้องกับการละลายหรือการดูดซับของสารเข้าสู่เยื่อแผ่น ขั้นตอนที่สองคือการแพร่กระจายของสารผ่านเยื่อแผ่นเนื่องจากความแตกต่างของความดัน หรือความแตกต่างของความเข้มข้น ขั้นตอนสุดท้ายคือขั้นตอนการคายออก (desorption) หรือการระเหยของสารในรูปของไอทางด้านเพอมีเอท ซึ่งสามารถที่จะเป็นไอกายใต้สูญญากาศหรือก๊าซเฉื่อยก่อนที่จะถูกจัดเก็บอยู่ใน cold trap การแยกสารของเหลวผสมสามารถทำได้ประสบความสำเร็จขึ้นอยู่กับการเลือกของเยื่อแผ่นทั้งอัตราการซึมผ่านที่สูงและการเลือกผ่านที่ดี



รูปภาพ 12 หลักการทำงานของ การแยกสารด้วยเทคนิค pervaporation (Huang, 1991)

ในระบบ PV ด้านสายป้อนอยู่ในรูปแบบของของเหลว ในขณะที่สายป้อนถูกนำไปใช้เป็นเฟสไอสำหรับระบบ VP ในระบบ VP เพียงแค่มีการซึมผ่านเยื่อแผ่นก็สามารถแยกส่วนประกอบของสารได้ ดังนั้นปัญหาของการจัดหาความร้อนของการกลายเป็นไอก็สามารถหลีกเลี่ยงได้ นอกจากนี้ระบบน่าจะเหมาะสมสำหรับการแยกน้ำต่อจากกระบวนการกลั่นแบบลำดับขั้นที่ด้านบนของคอลัมน์การกลั่น ซึ่งเป็นตำแหน่งที่ไอด้านสายป้อนสามารถส่งไปยังโมดูลเยื่อแผ่นได้โดยตรง

ประสิทธิภาพของเยื่อแผ่นในการแยกน้ำออกจากไอผสมนั้นสามารถแสดงได้ 2 อย่างคือค่าฟลักซ์ (J) ซึ่งสามารถคำนวณได้ตามสมการ

$$J = \frac{W}{At} \quad (2)$$

โดยที่ W หมายถึงน้ำหนักของเพอมีเอทที่ได้ (กิโลกรัม), t เป็นเวลาที่ใช้ในการทดลอง (ชั่วโมง) และ A หมายถึงพื้นที่ผิวของเยื่อแผ่นที่ใช้ (ตารางเมตร) ดังนั้นหน่วยของฟลักซ์ก็คือ กิโลกรัมต่อชั่วโมงต่อตารางเมตรนั่นเอง ส่วนค่าสัมประสิทธิ์การแยก (separation factor, α) นั้นสามารถคำนวณได้จากสมการ

$$\alpha = \frac{w_{P,water}/w_{f,water}}{w_{P,ethanol}/w_{f,ethanol}} \quad (3)$$

โดยที่ w_f และ w_p คือสัดส่วนน้ำหนักของน้ำ (water) และเอทานอล (ethanol) ในส่วนของสารป้อนและเพอมีเอทตามลำดับ การถ่ายเทมวลของสารบนพื้นฐานแบบจำลองของสารละลาย-การแพร่ ในระบบ pervaporation สามารถอธิบายได้ดังสมการที่ (4)

$$m_{i,p} = A \cdot Q_i \cdot \Delta p_i \quad (4)$$

โดยที่ A คือพื้นที่ของเยื่อแผ่น (m^2)

Q_i คือ permeance ($mol \cdot m^{-2} \cdot s^{-1} \cdot Pa^{-1}$)

Δp_i คือแรงขับเคลื่อนผ่านเยื่อแผ่น (Pa) ซึ่งสามารถอธิบายได้ดังสมการที่ (5)

$$\Delta p_i = x_{i,f} \cdot \gamma_i \cdot p_i^* - x_{i,p} \cdot P_p \quad (5)$$

โดยที่ $x_{i,f}$ คือสัดส่วนโดยโมลของสาร i ในส่วนของสารป้อน

γ_i คือสัมประสิทธิ์ของแอกติวิตีของสาร i ซึ่งหาได้จากความสัมพันธ์ของ UNIQUAC

p_i^* คือความดันไออิ่มตัวของสาร i ซึ่งสามารถหาได้โดยสมการของ Antoine

$x_{i,p}$ คือเศษส่วนโมลของสาร i ในด้านเพอมีเอท

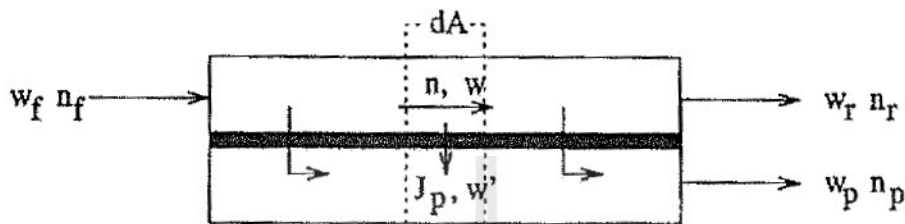
P_p คือความดันด้านเพอมีเอท ตามลำดับ (Ried, R.C. *et al.*, 2000).

สำหรับระบบการแยกไอผ่านเยื่อแผ่น Δp_i ในสมการที่ (5) คือความแตกต่างของความดันไอย่อยของสาร i ระหว่างด้านสายป้อน ($p_{i,f} = x_{i,f} \cdot P_i$) และด้านเพอมีเอท ($p_{i,p} = x_{i,p} \cdot P_p$) โดยที่ P_i คือความดันรวมด้านสายป้อน ในการแยกน้ำออกจากของผสมเอทานอล/น้ำ สามารถแยกได้ทั้งในระบบ VP และ PV และเมื่อเปรียบเทียบระหว่างกระบวนการ PV และ VP ผลการทดลองชี้ให้เห็นว่าระบบ VP มีข้อได้เปรียบที่ดีกว่าในเทอมของประสิทธิภาพการแยก (Boontawan *et al.*, 2007)

1.5.1.1 แบบจำลองทางคณิตศาสตร์ของระบบการแยกไอผ่านเยื่อแผ่น

สำหรับโมดูลการซึมผ่านไอนี้จะถูกใช้โดยแบบจำลองการแพร่ (Torbjorn *et al.*, 1995) : ปัญหาหลักในการสร้างแบบจำลองของกระบวนการซึมผ่านไอคือการอธิบายการขนส่งมวลผ่านเยื่อแผ่น เหตุผลก็คือการ coupling ระหว่างคุณสมบัติของการขนส่งของประเภทสารที่แตกต่างกันแสดงในสายด้านป้อน เช่นการซึมผ่านของแต่ละองค์ประกอบขึ้นอยู่กับความเข้มข้น การซึมผ่านยังขึ้นอยู่กับความดันและอุณหภูมิในระบบ โดยสมมติฐานหลักในการออกแบบจำลองนี้คือ

1. ความดันตกคร่อมทางด้านของพื้นผิวเยื่อแผ่นไม่มีความสำคัญ
2. อุณหภูมิในโมดูลเยื่อแผ่นคงที่
3. การไหลผ่านด้านสายป้อนของเยื่อแผ่นเป็นแบบ Plug - flow
4. อัตราการซึมผ่านของเยื่อแผ่นเป็นแบบ Cross - flow



รูปภาพ 13 แบบจำลองทางคณิตศาสตร์และลักษณะการถ่ายเทมวลภายในระบบการแยกไอผ่านเยื่อแผ่น (ดัดแปลงจาก Pettersen, 1995)

รูปภาพ 13 แสดงให้เห็นภาพอย่างง่ายของโมดูลการแยกไอผ่านเยื่อแผ่นสำหรับการแยกของผสมสองชนิด (binary mixture) การเปลี่ยนแปลงในอัตราการไหลของมวล (n) ทางด้านสายป้อนของพื้นที่เยื่อแผ่น (A) มีการแสดงออกโดยการไหลซึมผ่านรวม (J_p)

$$\frac{dn}{dA} = -J_p \quad (6)$$

การเปลี่ยนแปลงองค์ประกอบทางด้านสายป้อนของเยื่อแผ่นอาจจะได้รับจากสมมูลมวลที่เกี่ยวข้องกับการซึมผ่านของส่วนประกอบที่เร็วที่สุด

$$\frac{dw}{dA} = \frac{J_p (w - w')}{n} \quad (7)$$

ด้วยการไหลข้าม (cross-flow) ทางด้านเพอมีเทของเยื่อแผ่น องค์ประกอบของสารด้านเพอมีเทจึงไม่ได้รับผลกระทบจากรูปแบบการไหล (ตัวอย่างเช่น การไหลร่วม (co-current flow) หรือการไหลสวนทาง (counter-current flow)) และองค์ประกอบของการซึมผ่านไอผ่านเยื่อแผ่นอาจจะกำหนดไว้ในเทอมของการเลือกผ่านเยื่อแผ่น (α)

$$w' = \frac{\alpha w}{1 + w(\alpha - 1)} \quad (8)$$

ถ้าโมเดลสามารถใช้ได้สำหรับการคำนวณ α และ J_p ซึ่งเป็นฟังก์ชันกับส่วนประกอบของสารด้านสายป้อน สมการ (6)-(8) อาจมีการแก้ปัญหาค่าได้ อย่างไรก็ตามการวิเคราะห์แก้ปัญหาก็อาจทำได้โดยมีเงื่อนไขว่าสมมติฐานนั้นจะต้องมีความเหมาะสมเกี่ยวกับคุณสมบัติการขนส่งของ α และ J_p ซึ่งการกระจายของส่วนประกอบของทั้งสองสายผลิตภัณฑ์เป็นสิ่งสำคัญเพื่อที่จะประเมินประสิทธิภาพของการแยกในระบบการแยกไอผ่านเยื่อแผ่น โดยเป็นการรวมสองสมการสมดุลมวล ความสัมพันธ์ระหว่างการไหลของสารด้านสายป้อนที่มีอยู่เดิมและองค์ประกอบสารด้านป้อนที่ได้มา

$$\frac{dn}{dw} = \frac{\frac{dn}{dA}}{\frac{dw}{dA}} = \frac{-n}{w - \alpha w / (1 + w(\alpha - 1))} \quad (9)$$

สมการที่ (9) สามารถแยกเป็นสมการใหม่และจัดรูปสมการได้ดังนี้

$$-\int_{n_f}^{n_r} \frac{dn}{n} = \int_{w_f}^{w_r} \frac{dw}{w - \alpha w / (1 + w(\alpha - 1))} \quad (10)$$

เทอมที่อยู่ด้านซ้ายมือของสมการที่ (10) เป็นเทอมเล็กๆ และสามารถนิยามเป็น module cut rate (θ) ซึ่งเป็นสัดส่วนระหว่างอัตราการไหลด้านเพอมีเอทและอัตราการไหลด้านสายป้อนแสดงดังสมการที่ (11)

$$\theta = \frac{n_p}{n_f} = 1 - \exp\left(\int_{w_f}^{w_r} \frac{dw}{w - \frac{\alpha w}{1 + w(\alpha - 1)}}\right) \quad (11)$$

ส่วนด้านขวามือของสมการ (11) ยังอยู่ในรูปแบบของอินทิกรัล และเพื่อให้ได้มาซึ่งวิธีการวิเคราะห์การตั้งสมมติฐานเกี่ยวกับการเลือกผ่านเยื่อแผ่นซึ่งเป็นฟังก์ชันกับส่วนประกอบของสารด้านสายป้อนที่มีอยู่เดิมก็มีความจำเป็น พฤติกรรมนี้แสดงให้เห็นว่าประสิทธิภาพของระบบอาจจะมีผลกระทบโดยค่าคงที่เฉลี่ยของการเลือกผ่านเยื่อแผ่น $\bar{\alpha}$

$$\bar{\alpha} = \frac{\int_{w_f}^{w_r} \alpha(w) dw}{w_r - w_f} \quad (12)$$

ถ้าแสดงความสัมพันธ์เป็นแบบเส้นตรงระหว่าง $\ln \alpha$ และส่วนประกอบของสารด้านสายป้อน W อาจจะสามารถแสดงได้ดังสมการที่ (12) ซึ่งเป็นค่าลอกการิทึมการเลือกผ่านเยื่อแผ่นเฉลี่ย (the logarithmic mean membrane selectivity);

$$\bar{\alpha} = \frac{\alpha(w_r) - \alpha(w_f)}{\ln \frac{\alpha(w_r)}{\alpha(w_f)}} \quad (13)$$

ซึ่งค่าคงที่การเลือกผ่านเยื่อแผ่นสามารถหาได้จากสมการที่ (13) และเมื่อแทนค่าลงในสมการ (11) จะได้

$$\theta = 1 - \exp\left(\frac{1}{\bar{\alpha}-1} \left(\ln \frac{w_r}{w_f} - \bar{\alpha} \ln \frac{1-w_r}{1-w_f}\right)\right) \quad (14)$$

ความเข้มข้นของสารด้านสายเพอมีเอทสามารถหาได้จากสมการรวมรอบๆโมดูลเยื่อแผ่นดังนี้

$$w_p = \frac{w_f - (1-\theta)w_r}{\theta} \quad (15)$$

จากสมมติฐานที่ว่าค่าการเลือกผ่านเยื่อแผ่นคงที่ตามพื้นผิวของเยื่อแผ่นและค่าความสามารถในการระเหยได้ (relative volatility) คงที่ในขั้นตอนการกลั่น ถ้าเราพิจารณาสาย retentate θ อาจจะแสดงในรูปของ recovery ของ retentate และความบริสุทธิ์ของ retentate ดังนี้:

$$\theta = 1 - r_r \left(\frac{1-w_f}{1-w_r}\right) \quad (16)$$

จากการแก้สมการที่ (14) และแทนค่าการเลือกผ่านเยื่อแผ่นเฉลี่ยลงในสมการที่ (16) เราจะได้

$$\bar{\alpha} = \frac{\ln\left(\frac{r_r \frac{1-w_f w_r}{1-w_r w_f}}{r_r \frac{1-w_f w_r}{1-w_r w_f}}\right)}{\ln r_r} \quad (17)$$

การแสดงออกที่คล้ายกันอาจจะมาจากที่เกี่ยวกับความบริสุทธิ์และ recovery ในสายเพอมีเอท ในกรณีนี้ สามารถแสดงในเทอม ของ recovery ในสายเพอมีเอท (r_p) และความบริสุทธิ์ของสาร ในด้านเพอมีเอท (w_p) ได้ดังนี้

$$\theta = r_p \left(\frac{w_f}{w_p} \right) \quad (18)$$

ความสัมพันธ์ของค่าการเลือกผ่านเยื่อแผ่นเฉลี่ยที่จำเป็นกับค่า recovery ในสายเพอมีเอท (r_p) และความบริสุทธิ์ของสารในด้านเพอมีเอท (w_p) ในระบบเยื่อแผ่นชั้นตอนเดียวแสดงดังสมการที่ (19)

$$\bar{\alpha} = \frac{\ln(1-r_p)}{\ln \left(\frac{1-r_p}{1-r_p \frac{1-w_p w_f}{1-w_f w_p}} \right)} \quad (19)$$

พื้นที่เยื่อแผ่นซึ่งจะต้องใช้ในขั้นตอนของกระบวนการแยกสารเพื่อให้ได้ความบริสุทธิ์ของผลิตภัณฑ์ที่กำหนดจะมีผลกระทบที่สำคัญเกี่ยวกับค่าใช้จ่าย อาจจะสังเกตได้จากสมมูลมวลรวมในสมการที่ (6) พื้นที่เยื่อแผ่นที่ต้องการมีความเกี่ยวข้องกับฟลักซ์การซึมผ่านรวม โดยการจัดเรียงสมการที่ (6) พื้นที่ของเยื่อแผ่นที่ต้องการแสดงออกดังนี้

$$A = - \int_{J_p}^{n_r} \frac{dn}{n_f J_p} \quad (20)$$

ดังนั้นจึงเสนอให้ใช้ฟลักซ์การซึมผ่านรวมเฉลี่ย (\bar{J}_p) กำหนดเป็นค่าเฉลี่ยลอการิทึมระหว่างค่าของ J_p ที่ทางเข้าของสารป้อนของโมดูลและค่าของ J_p ที่ทางออกด้าน retentate ของโมดูล

$$\bar{J}_p = \frac{J_p(w_f) - J_p(w_r)}{\ln \frac{J_p(w_f)}{J_p(w_r)}} \quad (21)$$

จากสมการที่ (20) สามารถจัดสมการใหม่ได้ดังนี้

$$A = \frac{n_f \theta}{\bar{J}_p}$$

$$A = \frac{n_f \left[1 - \exp \left(\frac{1}{\alpha - 1} \left(\ln \frac{w_r}{w_f} - \alpha \ln \frac{1 - w_r}{1 - w_f} \right) \right) \right]}{\frac{J_p(w_f) - J_p(w_r)}{\ln \frac{J_p(w_f)}{J_p(w_r)}}} \quad (22)$$

โดยค่า module cut rate สามารถหาได้จากสมการที่ (14) ให้สังเกตว่าพื้นที่เยื่อแผ่นที่ต้องการเป็นสัดส่วนกับอัตราการไหลด้านสายป้อน ซึ่งเป็นไปตามสมมติฐานของการไหลแบบ plug - flow ในด้านสายป้อนของเยื่อแผ่น และไม่คิดความดันตกคร่อมตามพื้นผิวเยื่อแผ่น โดยสัญลักษณ์ต่าง ๆ คือ

A คือพื้นที่ของเยื่อแผ่น membrane area (m^2)

w สัดส่วนมวลที่ซึมเข้าไปได้มากที่สุด

w' สัดส่วนมวลของสารส่วนที่ซึมเข้าไปได้มากที่สุดในด้านเพอมีเอท

J_p ฟลักซ์การซึมผ่านรวมข้ามเยื่อแผ่น ($kg \cdot m^{-2} \cdot h^{-1}$)

\bar{J}_p ฟลักซ์การซึมผ่านรวมเฉลี่ยจากสมการ 21 ($kg \cdot m^{-2} \cdot h^{-1}$)

n อัตราการไหลของมวล ($kg \cdot h^{-1}$)

r_p recovery การซึมผ่านที่เร็วที่สุดของสารในสายเพอมีเอท ($r_p = \theta w_p / w_f$)

r_r recovery การซึมผ่านที่ช้าที่สุดของสารในสาย retentate

$$(r_r = (1 - \theta) \left(\frac{1 - w_r}{1 - w_f} \right))$$

α การเลือกผ่านเยื่อแผ่น $\alpha = w' / w \cdot (1 - w) / (1 - w')$

$\bar{\alpha}$ การเลือกผ่านเยื่อแผ่นเฉลี่ย

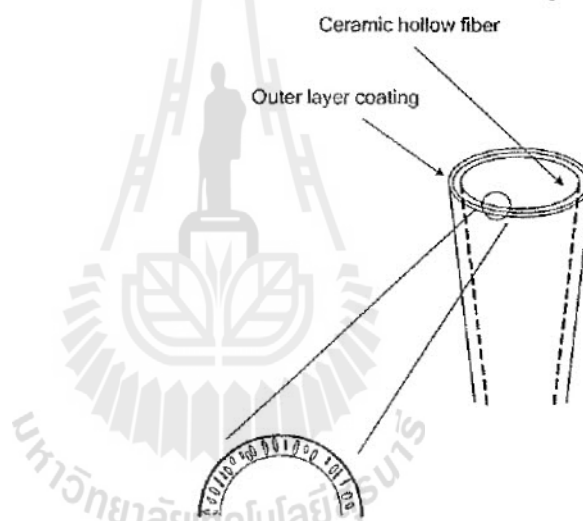
θ module cut rate ($\theta = n_p / n_f$)

1.5.1.2 เยื่อแผ่นสำหรับการกำจัดน้ำออกจากสารละลายเอทานอล

หลักการที่สำคัญในการผลิตเยื่อแผ่นสำหรับเชื้อเพลิงเอทานอลคือ การทำให้เยื่อแผ่นนั้นมีความชอบน้ำมากกว่าเอทานอล (hydrophilic) โดยวัสดุที่ใช้ในการขึ้นรูปเยื่อแผ่นนั้น อาจจะเป็นพอลิเมอร์หรือเซรามิกก็ได้ ในปัจจุบันได้มีการประยุกต์ใช้เยื่อแผ่นชนิดเซรามิก (ceramic membrane) กันอย่างแพร่หลายและมีข้อได้เปรียบที่สำคัญกว่าเยื่อแผ่นพอลิเมอร์ กล่าวคือมีความคงตัวทางด้านเชิงกล (mechanical stability) ที่สูงมาก โดยสามารถทำให้มีสมบัติเป็น molecular sieve ได้เช่นเดียวกับตัวดูดซับที่ใช้ในระบบดูดซับแบบสลับความดัน (pressure swing adsorption, PSA) ซึ่งจะทำได้สามารถแยกน้ำออกจากเอทานอลได้อย่างมีประสิทธิภาพ และไม่ต้องทำการล้างหรือ regeneration ระบบ เมื่อเทียบกับการดูดซับแบบสลับความดัน นอกจากนี้เยื่อแผ่นพอลิเมอร์จะมีการบวมตัว หากทำการทดสอบที่อุณหภูมิสูงและมีการสัมผัสกับตัวทำละลายอินทรีย์เป็นเวลานาน ทั้งนี้เนื่องจากการดูดซับตัวทำละลายอินทรีย์ไว้บริเวณพื้นผิว

และเกิดการทำปฏิกิริยากันระหว่างสายโซ่ของพอลิเมอร์และตัวทำละลายอินทรีย์ ทำให้สายโซ่ของพอลิเมอร์เกิดการขยายตัว ส่งผลให้ความ สามารถในการแยกลดลง

การผลิตเยื่อแผ่นเซรามิกเชิงประกอบโดยทั่วไปแล้วมักจะทำขึ้นโดยการนำท่อกลวงเซรามิกที่มีความเป็นรูพรุนประมาณร้อยละ 40 ของพื้นที่ผิว และมีขนาดของรูพรุนประมาณ 1.5 ไมครอน (ชั้นรองรับ) มาทำการเคลือบด้วยสารเคมีเช่น ซีโอไลต์ชนิดต่าง ๆ เซรามิก NaA โดยเทคนิคในการเคลือบนั้น มักจะนิยมใช้เทคนิคการจุ่ม-เคลือบ (dip-coating technique) เพื่อให้เกิดการตกผลึกของซีโอไลต์บนพื้นผิวของท่อกลวงเซรามิกนั้น เกิดเป็นชั้นเคลือบบาง ๆ ที่มีคุณสมบัติในการแยกน้ำออกจากสารละลายเอทานอลได้ โดยจะเรียกชั้นนี้ว่าชั้นคัดเลือก (selective layer) ซึ่งรูปร่างของเยื่อแผ่นเซรามิกเชิงประกอบนั้น สามารถทำได้หลายรูปแบบเช่น แบบแผ่นเรียบ (flat sheet) และแบบท่อกลวงที่มีชั้นเคลือบอยู่ด้านในหรือด้านนอกเป็นต้น รูปภาพ 14 แสดงภาพวาดของท่อกลวงเซรามิกเชิงประกอบที่มีชั้นเคลือบอยู่ด้านนอก



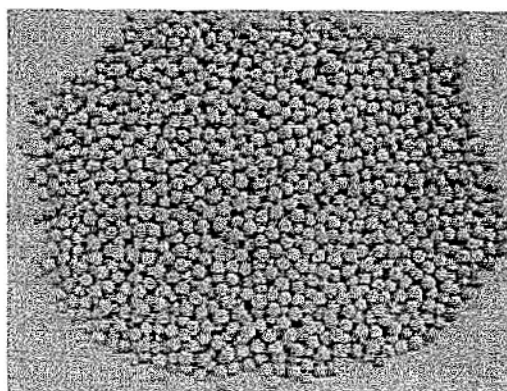
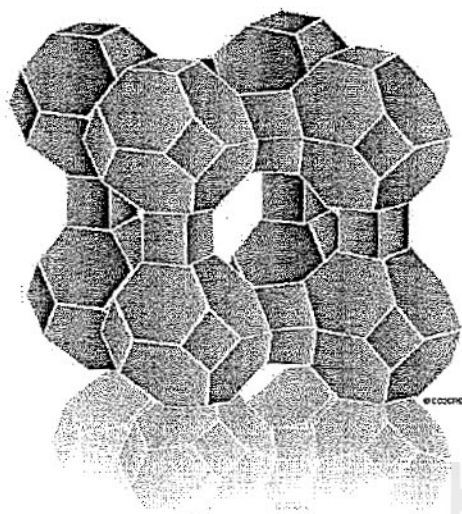
รูปภาพ 14 ภาพวาดแสดงท่อใยกลวงเชิงประกอบเซรามิกโดยมีชั้นแยกอยู่ภายนอก

Sato *et al.*, (2008) ได้ทำการศึกษาการแยกน้ำออกจากไอผสมเอทานอล/น้ำ จากน้ำหมัก เพื่อผลิตเชื้อเพลิงเอทานอลโดยใช้ระบบผสมระหว่างการกลั่นและการแยกไอน้ำผ่านเยื่อแผ่น ซึ่งผลิตขึ้นจากโซเดียมเอซีโอไลต์ (NaA zeolite) โดยทำการสังเคราะห์บนท่อ α -alumina ที่มีขนาดรูพรุนเฉลี่ยที่ 0.8 ไมครอน โดยเทคนิคการจุ่มเคลือบ (dip-coating) ผลของตัวแปรในการสังเคราะห์ เช่น การก่อผลึกต่อ (seeding) และสภาวะที่เหมาะสม เช่น อุณหภูมิและเวลาต่อความสมบูรณ์ของเยื่อแผ่นเชิงประกอบที่เกิดขึ้น จากนั้นทำการศึกษาโดยใช้กล้องจุลทรรศน์อิเล็กตรอนแบบส่องกราดและเครื่อง x-ray diffraction ผลการทดลองแสดงให้เห็นว่าผลึกที่มีขนาดสม่ำเสมอก่อตัวขึ้นบนผิวของตัวรองรับ ผลึกที่มีขนาดเล็กที่สุดที่สังเคราะห์ขึ้น คือ 1 ไมครอน เติบโตขึ้นบนผิวของตัวรองรับ ฟิล์มซีโอไลต์ที่เกิดขึ้นมีความต่อเนื่องและแน่นตัว เยื่อแผ่นชนิดโซเดียมเอซีโอไลต์ที่มีคุณภาพสูงที่สังเคราะห์จากเทคนิคดังกล่าวมีค่าแฟกเตอร์การแยกของน้ำออก

จากของผสมเอทานอล/น้ำ 90% โดยน้ำหนักมีค่ามากกว่า 10,000 ขณะที่ค่าการไหลของน้ำผ่านเยื่อแผ่นหรือฟลักซ์มีค่าสูงสุดอยู่ที่ $31 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}$

1.5.2 การดูดซับแบบสลับความดันโดยใช้ molecular sieve

การดูดซับแบบสลับความดัน (PSA) เป็นเทคโนโลยีที่ใช้สำหรับการแยกสารและการทำให้ก๊าซของผสมบริสุทธิ์ บางอุตสาหกรรมใช้เทคนิคนี้สำหรับการทำให้ก๊าซแห้ง การแยกไอจากตัวทำละลาย การแยกอากาศ การผลิตไฮโดรเจนจากไอน้ำและมีเทน (SMR) การแยกก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์และก๊าซมีเทนจากหลุมฝังกลบ การแยกคาร์บอนมอนอกไซด์และไฮโดรเจน การแยกไอโซพาราฟิน โดยเฉพาะการแยกน้ำออกจากแอลกอฮอล์ การประยุกต์ใช้ระบบ PSA เป็นที่น่าสนใจสำหรับการแยกน้ำออกจากเอทานอลในขั้นตอนสุดท้าย เนื่องจากระบบนี้ต้องการพลังงานน้อยและสามารถผลิตผลิตภัณฑ์ที่มีบริสุทธิ์สูงมาก นอกจากนี้การคายซับของตัวดูดซับในระบบ PSA ยังง่ายและรวดเร็ว แค่เพียงขั้นตอนการ depressurization เท่านั้น (Jianyu Guan and Xijun Hub, 2003) กระบวนการ PSA สามารถใช้ในการแยกก๊าซผสมในก๊าซที่แตกต่างกัน เพราะมีแนวโน้มที่จะดึงดูดกับพื้นผิวที่เป็นของแข็งที่แตกต่างกันมากหรือน้อยอย่างมาก นอกเหนือจากความสามารถในการแยกแยะระหว่างตัวดูดซับก๊าซที่แตกต่างกันแล้ว สำหรับระบบ PSA โดยปกติวัสดุที่นำมาเป็นตัวดูดซับจะมีลักษณะเป็นรูพรุนอย่างมาก เพื่อที่จะทำให้พื้นที่ผิวในการดูดซับมากขึ้น ชนิดของตัวดูดซับที่ใช้กันทั่วไปได้แก่ ถ่านกัมมันต์ ซิลิกา เจล อลูมินา และซีโอไลต์ กระบวนการ PSA ได้พิสูจน์แล้วว่าเป็นกระบวนการที่ใช้พลังงานอย่างมีประสิทธิภาพมากกว่า เมื่อเทียบกับกระบวนการแบบดั้งเดิม และปัจจุบันกระบวนการนี้ใช้สำหรับการแยกน้ำออกจากเอทานอลในเชิงพาณิชย์ ตัวดูดซับที่ใช้ภายในคอลัมน์จะเป็นแบบชนิด 3A (3 อังสตรอม) โดยผลิตจากซีโอไลต์ซึ่งมีรูพรุนในระดับโมเลกุลหรือที่เรียกว่า molecular sieve ซึ่งใช้บ่อยที่สุด กระบวนการกำจัดน้ำออกไปจากสารละลายเอทานอล โดยมีรูปแบบของโครงสร้างโพแทสเซียมชนิด (A-type) ซึ่งจะมีรูเล็ก ๆ ที่มีขนาด 3 อังสตรอม (0.3 nm) และมีโครงสร้างเป็นแบบ tetrahedral มีการจัดกลุ่มแบบทรงแปดหน้าปลายตัด โดยมีอลูมินาซิลิกาอยู่ตรงปลายของแต่ละจุด โดยสูตรเคมีทั่ว ๆ ไปของ molecular sieve คือ $0.45 \text{ K}_2\text{O} : 0.55 \text{ Na}_2\text{O} : \text{Al}_2\text{O}_3 : 2 \text{ SiO}_2 : \text{XH}_2\text{O}$ ดังแสดงในรูปภาพ 15



รูปภาพ 15 ลักษณะโครงสร้างการจัดเรียงตัวของ molecular sieve (ซ้าย) และการสังเคราะห์ที่เป็นเม็ดคูดความชื้น

รูปแบบของวัฏจักรของกระบวนการ PSA ประกอบด้วยขั้นตอนการผลิต โดยที่ไอของสารไหลมาจากด้านบนด้วยความดันสูง น้ำจะถูกดูดซับในขณะที่ไอเอทานอลเคลื่อนที่ผ่านคอลัมน์และมีการเก็บเป็นผลิตภัณฑ์ที่ด้านล่างของคอลัมน์ หลังจากขั้นตอนการผลิตแล้ว จะต้องทำการคายซับเพื่อทำการ regenerate เตรียมความพร้อมสำหรับการดูดซับรอบถัดไปของคอลัมน์ ขั้นแรกความดันในคอลัมน์จะลดลงในขณะที่น้ำบางส่วนจะคายซับและหลุดออก ขั้นตอนนี้เรียกว่าขั้นตอน depressurization ขั้นตอนที่ต่อไปของการ regenerate น้ำจะหลุดออกจากคอลัมน์ภายใต้สูญญากาศ เมื่อใกล้สิ้นสุดขั้นตอน regeneration ส่วนของแก๊สผลิตภัณฑ์ (เอทานอล 99.5%) จะถูกใช้ในการไล่น้ำ (purge) ที่ได้รับการดูดซับระหว่างขั้นตอนการผลิต จากนั้นคอลัมน์จะมีแรงดันอีกครั้งเพื่อเตรียมความพร้อมสำหรับการปฏิบัติการดูดซับไอเอทานอลต่อไป หลังจากกระบวนการ regenerate เสร็จสิ้นสมบูรณ์ ตัวดูดซับก็พร้อมที่จะเข้าสู่ขั้นตอนการผลิตในรอบใหม่ คอลัมน์ตัวดูดซับของวัฏจักร PSA จำนวนมากได้ถูกออกแบบใช้อย่างน้อยสองคอลัมน์หรือมากกว่า ซึ่งขั้นตอนการทำงานทั้งหมดได้อธิบายไว้ข้างต้น

ตัวอย่างลำดับขั้นตอนและปฏิสัมพันธ์ระหว่างคอลัมน์ของกระบวนการ PSA รอบครึ่งสำหรับเอทานอลแสดงดังรูปภาพที่ 16 รอบหรือวัฏจักรของระบบ PSA สามารถแบ่งออกเป็นขั้นตอนต่อไปนี้

(1) ขั้นตอนการดูดซับหรือขั้นตอนการผลิต : ไอของน้ำและเอทานอลถูกป้อนเข้าสู่คอลัมน์ การดูดซับจากข้างบนที่ ความดัน 379.2 กิโลปาสกาล (55 Psia) และอุณหภูมิ 440K ผลิตภัณฑ์ซึ่งมีแรงดันสูงมีการเก็บที่ด้านล่างของคอลัมน์ (เอทานอลแห่งที่ต้องการ) ผลิตภัณฑ์บางส่วนจะถูกนำไปใช้ในขั้นตอนการเพิ่มความดันและทำการ purge ในระหว่างขั้นตอนการคายซับ ขั้นตอนการดูดซับใช้เวลาประมาณ 345 วินาที

(2) ขั้นตอนการคายซับ ขั้นตอนนี้จะทำตามหลังเมื่อขั้นตอนการผลิตเสร็จสมบูรณ์ซึ่งคอลัมน์การดูดซับจะต้องผ่านขั้นตอนการ depressurized regenerated และ repressurized เพื่อเพิ่มแรงดันสำหรับการดูดซับ

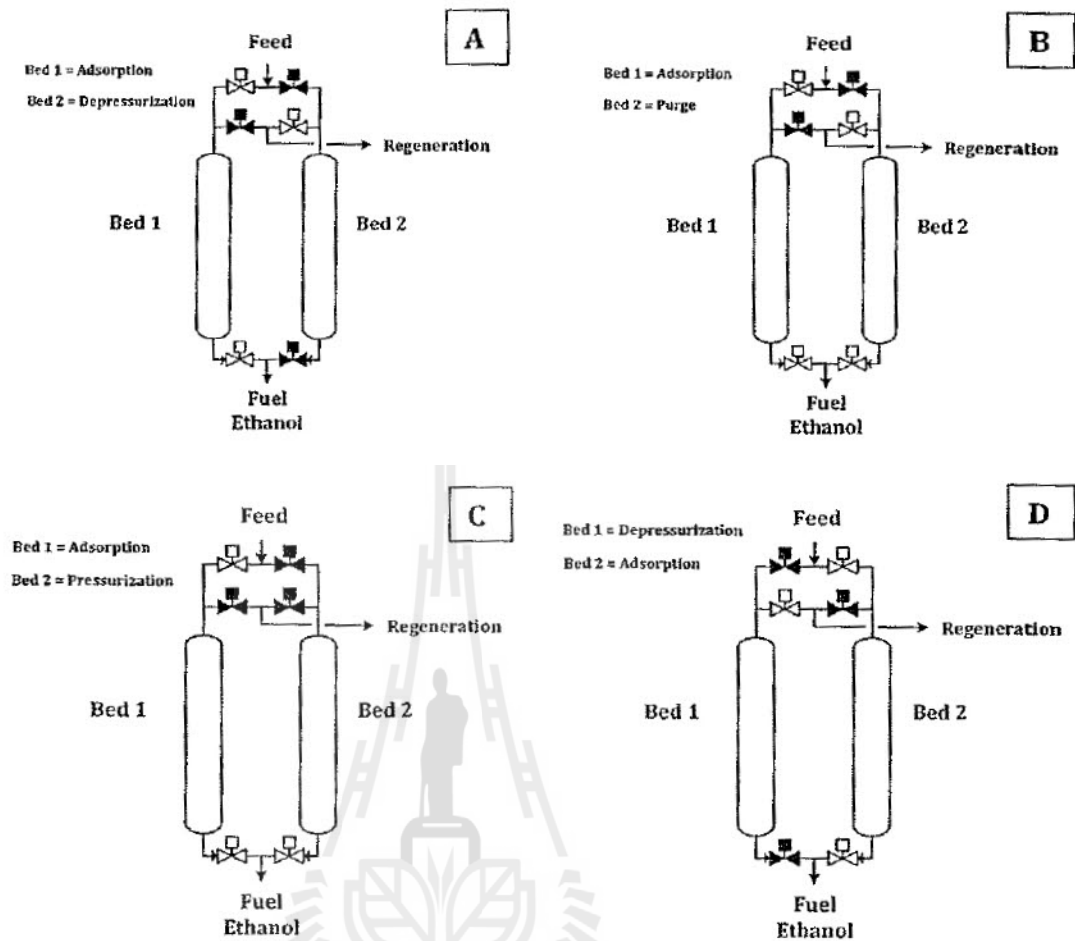
2.1) ขั้นตอนแรกของการ depressurization เริ่มแรกความดันในคอลัมน์การดูดซับเท่ากับ 379.2 กิโลปาสกาลและลดลงเหลืออยู่ที่ 137.9 กิโลปาสกาล (20 Psia) ในเวลา 60 วินาที หรือน้อยกว่า การไหลผ่านวาล์วมีความสำคัญและความดันลดลงแบบเชิงเส้น ในรูปแบบจำลองของเรา อัตราการ depressurization จะเป็นไปตามภาคตัดขวาง (cross section) ของบอลวาล์ว 1 ซึ่งติดตั้งอยู่ที่ด้านบนของคอลัมน์ (depressurization แบบไหลย้อนทิศทาง) สูญญากาศที่ใช้ในระหว่างขั้นตอนนี้เป็น 37.9 กิโลปาสกาล (5.5 Psia) สำหรับบางกระบวนการ สูญญากาศที่ใช้ในขั้นตอนที่หนึ่งและขั้นตอนที่สองจะเหมือนกัน

2.2) ขั้นตอนที่สองของการ depressurization ความดันด้านสายออก (ด้านบนของคอลัมน์) เป็น 137.9 กิโลปาสกาลและก๊อลดลงถึง 13.8 กิโลปาสกาล (2 Psia) ในเวลาประมาณ 150 วินาที อัตราการ depressurization ครั้งที่สองจะเป็นไปตามภาคตัดขวางของบอลวาล์ว 2 ตั้งอยู่ที่ด้านบนของคอลัมน์ (depressurization แบบไหลย้อนทิศทาง)

2.3) ขั้นตอนการ Regenerate คอลัมน์ถูก purged โดยผลิตภัณฑ์เอทานอลบางส่วน ที่ความดัน 13.8 กิโลปาสกาลจากด้านล่างของคอลัมน์ ขั้นตอนนี้เป็นขั้นตอนที่ใช้ระยะเวลาสั้น ซึ่งใช้เวลาเพียง 15 วินาทีเท่านั้น

2.4) ขั้นตอนการเพิ่มความดัน (Pressurization) ความดันของคอลัมน์ภายใต้สูญญากาศในตอนแรกคือ 13.8 กิโลปาสกาล และแรงดันเพิ่มขึ้นอย่างต่อเนื่องจากด้านล่างของคอลัมน์ ความดันของสายผลิตภัณฑ์เพิ่มสูงขึ้นเป็น 379.2 กิโลปาสกาลในเวลาประมาณ 120 วินาที

คอลัมน์การดูดซับบรรจุเต็มไปด้วยตัวดูดซับความชื้น (molecular sieve) มีขนาดของรูพรุนโดยเฉลี่ยประมาณ 3 อังสตรอม (3×10^{-10} เมตร) ขนาดของรูพรุนดังกล่าวนี้จะมีผลต่อการดูดซับของน้ำเป็นอย่างมากเนื่องจากว่าโมเลกุลของน้ำนั้นมีขนาดประมาณ 2.8 อังสตรอม ในขณะที่เอทานอลจะมีขนาดโมเลกุลประมาณ 4.4 อังสตรอม เมื่อไอผสมของน้ำและเอทานอลเคลื่อนที่ผ่าน molecular sieve ภายใต้ความดัน จะทำให้โมเลกุลของน้ำถูกกักกันไว้ ส่วนเอทานอลซึ่งมีขนาดใหญ่จะเคลื่อนที่ผ่านโดยไม่ถูกดูดซับแต่อย่างใด (Hartline, 1979 and Ruthven *et al.*, 1986)



รูปภาพ 16 กระบวนการ PSA สำหรับเอทานอลรอบครั้ง (345 s) (ขั้นตอน I.–III.); ขั้นตอน IV เป็นการสลับไปมาระหว่างคอลัมน์การดูดซับ (Simo *et al.*, 2008)

ข้อมูลการทดลองสำหรับการทดลองอุณหภูมิและความเข้มข้นเป็นไปตามความสัมพันธ์ของแลงเมียร์ไอโซเทอม (Carmo *et al.*, 1997) ดังที่กำหนดไว้ในสมการที่ (23)

$$q^* = \frac{Q \cdot K \cdot c^*}{(1 + K \cdot c^*)}$$

(23)

- เมื่อ
- c^* คือความเข้มข้นของเฟสของเหลวที่สภาวะสมดุล (weight % water)
 - K คือ ค่าคงที่แลงเมียร์ (g_{sol}/g_{water})
 - q^* คือความเข้มข้นของเฟสที่ดูดซับได้ที่สภาวะสมดุล (g/g_{ads})
 - Q คือความสามารถในการดูดซับของ monolayer (g/g_{ads})

1.6 จุดประสงค์ของโครงการวิจัย

1.6.1 ศึกษากระบวนการแยกเอทานอลให้ได้ความเข้มข้นหรือความบริสุทธิ์ โดยมีน้ำอยู่ไม่มากกว่าร้อยละ 0.3 โดยน้ำหนัก ด้วยเทคนิคการแยกไอน้ำผ่านเยื่อแผ่นและการดูดซับ ในระดับโรงงานต้นแบบโดยมีกำลังการผลิตประมาณ 100 ลิตรต่อวัน

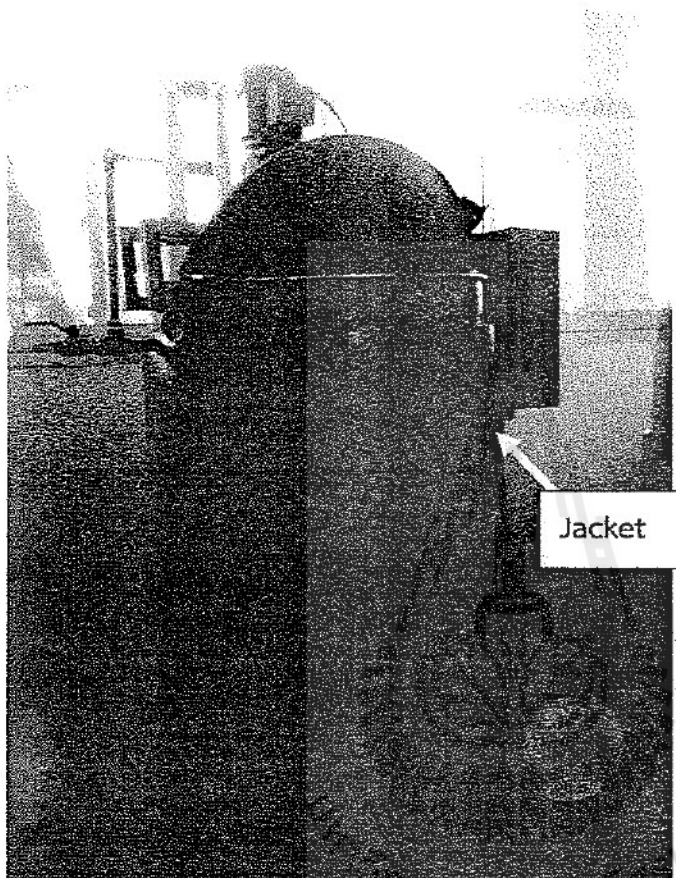
1.6.2. สร้างความร่วมมือของนักวิจัยภายในมหาวิทยาลัยและเสริมสร้างความรู้ให้แก่ นักศึกษา โดยจะเริ่มตั้งแต่การออกแบบกระบวนการผลิต การออกแบบระบบการกลั่นด้วย เทคนิคการปั่นผสมไอและการออกแบบการควบคุมระบบ อีกทั้งยังเป็นฐานของงานวิจัยอื่น ๆ ด้วย เช่นการพัฒนาเครื่องยนต์ที่ใช้เอทานอลเป็นเชื้อเพลิงหลักและการพัฒนา กระบวนการผลิตพลาสติกชีวภาพ เป็นต้น

1.6.3. สามารถพัฒนาการผลิตระบบดังกล่าวในเชิงพาณิชย์ได้ โดยมหาวิทยาลัยจะเป็น เจ้าของทรัพย์สินทางปัญญาที่จะเกิดขึ้นในอนาคตและจะสามารถสร้างรายได้ให้กับทาง มหาวิทยาลัยได้อีกด้วย



บทที่ 2 วิธีดำเนินการวิจัย

2.1 การหมักเอทานอลจากแป้งมันสำปะหลัง



รูปภาพ 17 ถังหมักเอทานอลขนาด 250 ลิตร

รูปภาพ 17 แสดงถึงปฏิกรณ์สำหรับการหมักเอทานอลจากแป้งมันสำปะหลังขนาดการหมัก 250 ลิตร โดยถังหมักได้สร้างเป็นท่อนสองชั้น (jacket) เพื่อจุดประสงค์หลักในการควบคุมอุณหภูมิในระหว่างการย่อยแป้งและการหมักเอทานอล ซึ่งชั้นตอนแรกจะเป็นการย่อยแป้งมันสำปะหลังด้วยน้ำย่อยหรือเอนไซม์ ให้เป็นน้ำตาลก่อน ทั้งนี้เนื่องจากเชื้อยีสต์ไม่สามารถย่อยแป้งให้เป็นน้ำตาลได้ ในโครงการวิจัยนี้ได้ทำการย่อยแป้งเป็นน้ำตาลด้วยเอนไซม์ โดยได้ทำการย่อย 2 ครั้งคือ

- การย่อยครั้งแรก เป็นการทำให้เหลว ชั้นตอนนี้จะใช้กรดหรือเอนไซม์ กลุ่มแอลฟาอะมิเลส (α -amylase) ที่มีขั้นตอนการย่อยแป้งที่อุณหภูมิสูงประมาณ 90 องศาเซลเซียส เป็นเวลา 2 ชั่วโมง ทำให้โมเลกุลของแป้งมีขนาดเล็กลงเรียกว่าเด็คซ์ทริน (dextrin) ซึ่งจะมีความหนืดลดลง
- การย่อยครั้งที่สองหรือการเปลี่ยนเป็นน้ำตาล ชั้นตอนนี้จะใช้เอนไซม์กลูโคอะมิเลส (Glucoamylase) ย่อยเด็คซ์ทรินให้ได้น้ำตาลที่ยีสต์สามารถนำไปใช้ได้ ซึ่งโดยทั่วไปเอนไซม์ในกลุ่มนี้จะมีใช้อุณหภูมิปานกลาง คือ ประมาณ 70 องศาเซลเซียส จากนั้นจะทำการเติมสารเสริมการ

เจริญของยีสต์ลงไปเล็กน้อย คือ สารสกัดจากยีสต์และเปปโตน ในอัตราส่วนร้อยละ 1.5 โดยน้ำหนักของแป้งมันสำปะหลัง

ขั้นตอนถัดมาคือการเติมกล้าเชื้อ (inoculum) ในอัตราส่วนร้อยละ 5 ต่อหน่วยปริมาตร เพื่อให้เกิดกระบวนการหมัก ซึ่งกล้าเชื่อนั้นถูกเตรียมมาจากนำยีสต์ (*S. cerevisiae* EDV493) มาเลี้ยงในอาหารชนิด YM (Yeast Malt medium) ซึ่งมีส่วนผสมดังนี้

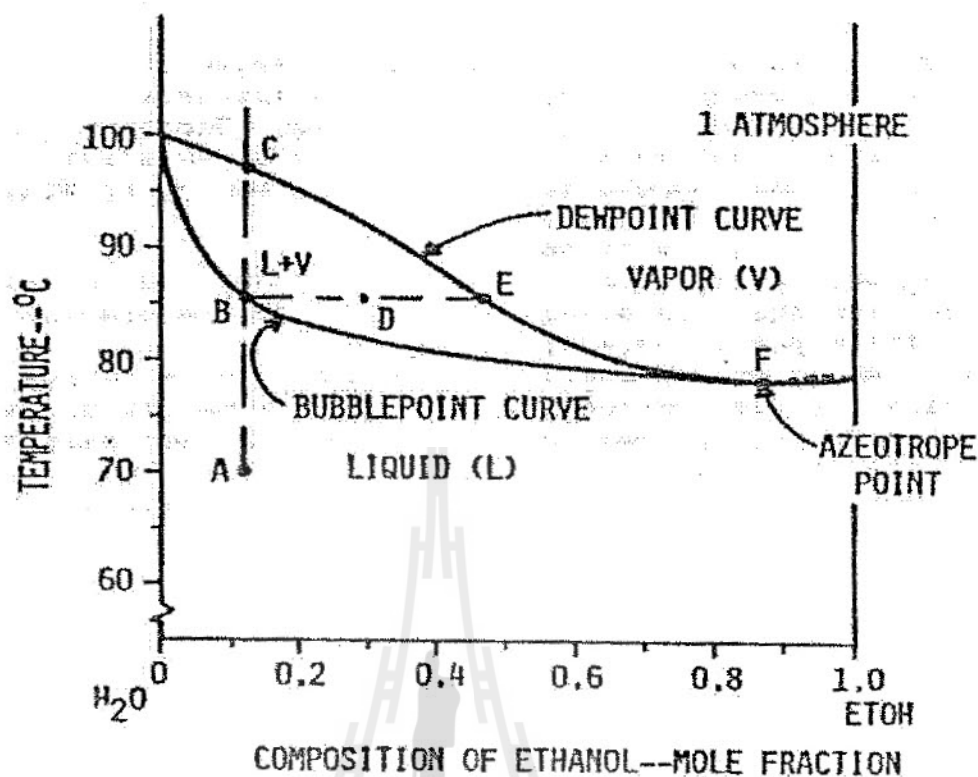
Yeast extract	-	0.3 wt%
Malt extract		0.3 wt%
Peptone		0.5 wt%
Glucose		1.0 wt%

โดยซึ่งขั้นตอนนี้เป็นขั้นตอนการหมักน้ำตาลที่ได้จากการย่อยแป้งด้วยเชื้อยีสต์เพื่อผลิตเอทานอล ซึ่งโดยทั่วไปการหมักจะเกิดที่อุณหภูมิประมาณ 30 องศาเซลเซียส เมื่อเสร็จสิ้นกระบวนการหมักแล้ว (ประมาณ 3-4 วัน) น้ำหมักที่ได้จะมีเอทานอลอยู่ประมาณร้อยละ 10 โดยน้ำหนัก และน้ำสาที่ได้นี้จะผ่านเข้าสู่กระบวนการกลั่นและแยกน้ำ เพื่อผลิตเป็นเชื้อเพลิงเอทานอลต่อไป เนื่องจากงานวิจัยนี้มุ่งเน้นเฉพาะการกลั่นและการกำจัดน้ำออกจากผลิตภัณฑ์เอทานอลเท่านั้น การพัฒนาการหมักด้วยวิธีต่าง ๆ ตลอดจนปรับปรุงสูตรอาหารเลี้ยงเชื้อจากแป้งมันสำปะหลังจึงไม่ได้ทำการศึกษา

2.2 การพัฒนาหอกกลั่นประสิทธิภาพสูง

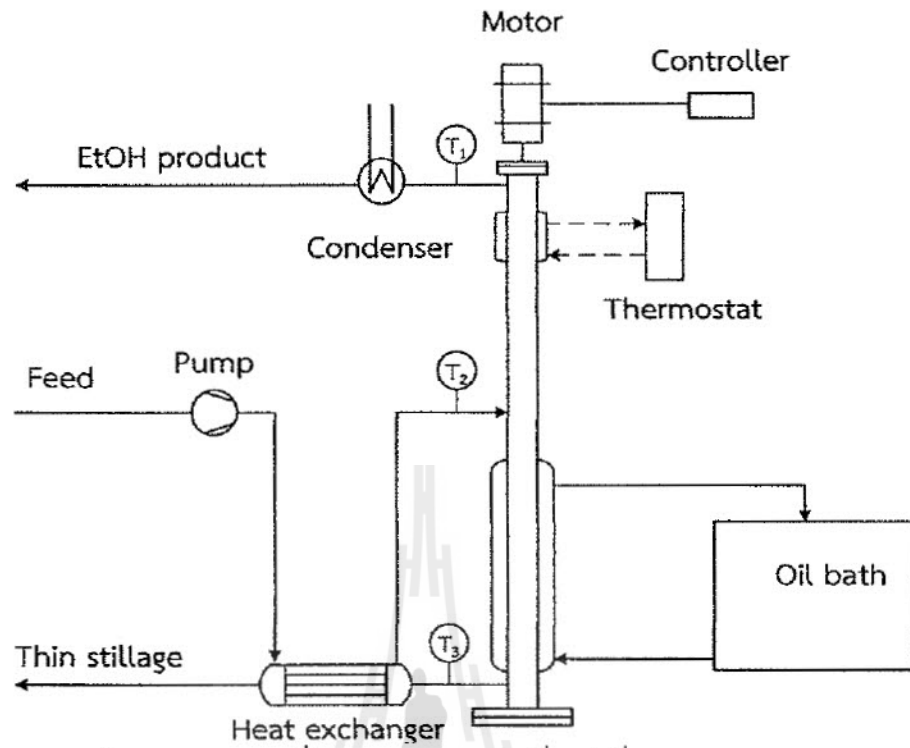
2.2.1 การพัฒนาต้นแบบหอกกลั่นประสิทธิภาพสูง (Prototype development)

ถึงแม้ว่าอุปกรณ์ต้นแบบสำหรับการกลั่นเอทานอลแบบต่อเนื่องได้ถูกพัฒนาขึ้นแล้ว ตามรายละเอียดหัวข้อ 1.4.2 แต่การสร้างหอกกลั่นแบบต่อเนื่องในระดับโรงงานต้นแบบนั้น จำเป็นที่จะต้องพัฒนาระบบให้ดีขึ้นไปอีก โดยมีการออกแบบระบบการควบคุมความเข้มข้นของส่วนกลั่นเอทานอลใหม่ ซึ่งอาศัยความสัมพันธ์ระหว่างจุดเดือดของสารละลายที่ความเข้มข้นของเอทานอลต่าง ๆ ดังแสดงในรูปภาพ 18 ซึ่งจากภาพจะเห็นว่าจุดเดือด (bubble point) ของน้ำและเอทานอลที่ความดัน 1 บรรยากาศจะอยู่ที่ 100 และ 78.32 องศาเซลเซียส ตามลำดับ และเราสามารถการควบคุมความเข้มข้นของส่วนกลั่นเอทานอลได้โดยการควบคุมอุณหภูมิของไอเอทานอลที่ออกจากหอกกลั่น

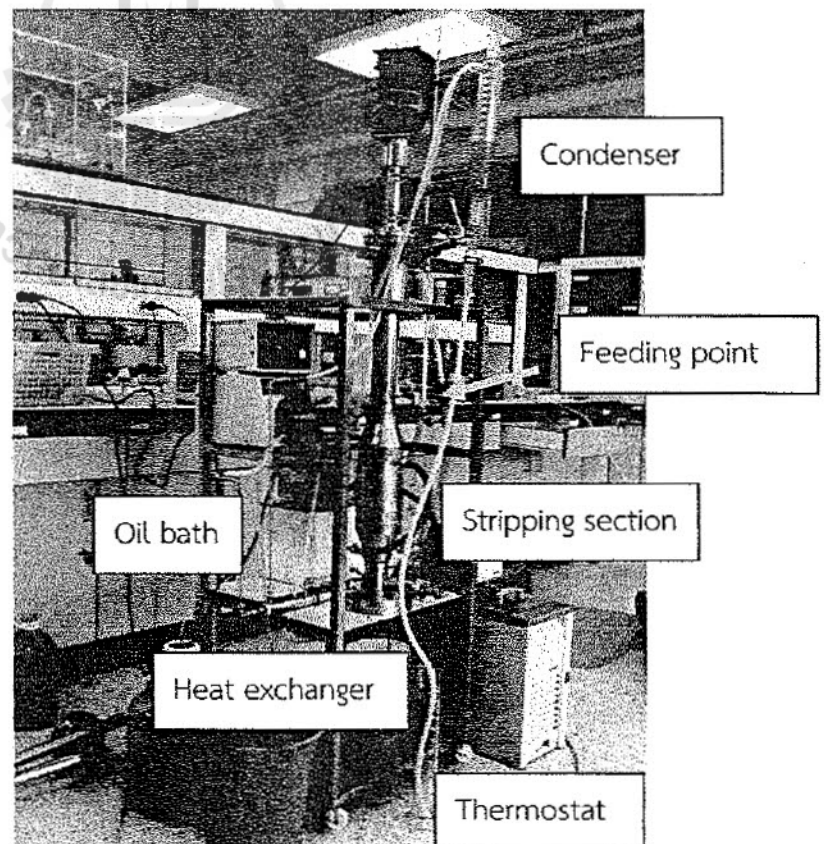


รูปภาพ 18 ความสัมพันธ์ระหว่างเส้นจุดเดือด (bubble point curve) และจุดน้ำค้าง (dew point curve) ของสารละลายเอทานอลที่ความเข้มข้นต่าง ๆ (Roehr, 2001)

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 โดยจำเป็นที่จะต้องทำให้ไอเอทานอลที่ลอยขึ้นมา เกิดการควบแน่นบางส่วน เหลือแต่ส่วนของเอทานอลบริสุทธิ์ (azeotropic point, จุด F) ที่จะลอยออกจากด้านบนของหอกลั่นออกไป โดยทำการควบคุมอุณหภูมิให้ได้ 78 องศาเซลเซียส ส่วนน้ำค้างสำที่ จะออกจากหอกลั่นไป ก็จะต้องทำการเพิ่มอุณหภูมิให้ถึง 100 องศา เพื่อที่จะทำให้เอทานอลทั้งหมดแยกตัวออกมาจากของเหลว



รูปภาพ 19 การพัฒนาระบบการกลั่นเอทานอลแบบต่อเนื่องรุ่นที่ 2



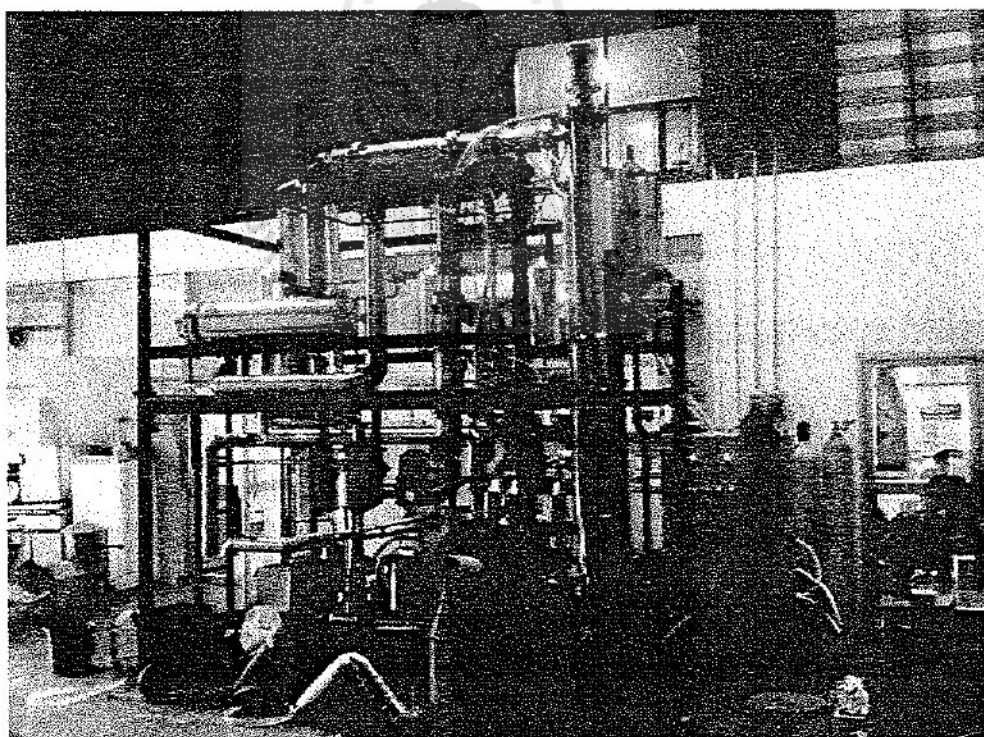
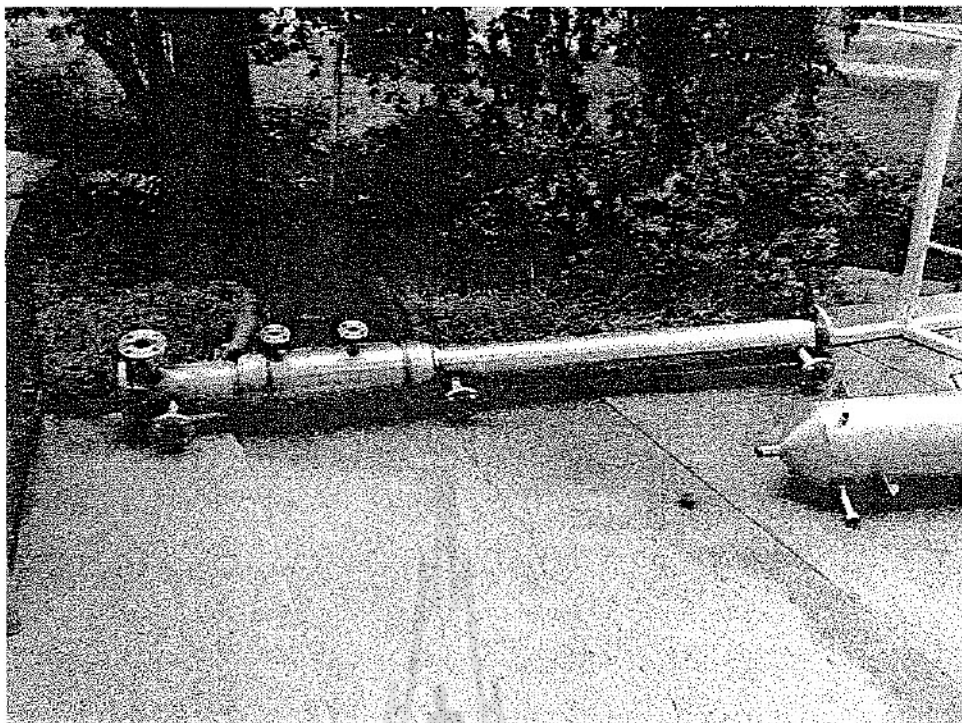
รูปภาพ 20 เครื่องต้นแบบการกลั่นลำดับส่วนแบบต่อเนื่องโดยใช้การให้ความร้อน ณ.ส่วน stripping โดยตรง

หอกลิ้นเอทานอลแบบต่อเนื่องที่ได้ทำการออกแบบใหม่นี้ ยังคงประกอบไปด้วยส่วนสำคัญคือแกนหมุน (drive shaft) และใบพัดที่ยังคงมีลักษณะเดียวกันกับหอกลิ้นแบบต่อเนื่องรุ่นแรก แต่ได้เพิ่มเติมส่วนประกอบอื่นที่สำคัญดังแสดงในรูปภาพ 19 คือ

- 1) อ่างน้ำมัน (Oil bath) – ทำหน้าที่ในการให้ความร้อนหลักกับระบบ โดยประดิษฐ์หอกลิ้นให้มีลักษณะเป็นท่อสองชั้น (jacket) และมีท่อไหลเวียนน้ำมันร้อนเข้าทางด้านล่างของหอกลิ้น โดยอุณหภูมิของน้ำมัน จะมีการควบคุมเพื่อทำให้อุณหภูมิของน้ำการสำ (T_3) อยู่ที่ประมาณ 100 องศาเซลเซียส
- 2) Thermostat – ทำหน้าที่ในการควบคุมไอของเอทานอลให้คงที่ที่ 78 องศาเซลเซียส ก่อนที่จะออกจากหอกลิ้นไป ซึ่งมีการทำเป็นท่อสองชั้นเช่นเดียวกันกับส่วน stripping
- 3) ส่วนประหยัดพลังงาน – เป็นการออกแบบให้มีการประหยัดพลังงานในการกลั่นและการควบแน่น โดยทำการแลกเปลี่ยนความร้อนกันระหว่างน้ำหมักกับน้ำอากาศผ่านทางเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (heat exchanger) ซึ่งน้ำอากาศจะมีอุณหภูมิต่ำลง ส่วนสารป้อน ซึ่งมีอุณหภูมิต่ำจะถูกให้ร้อนเพิ่มขึ้น โดยในระบบนี้ไม่จำเป็นที่จะต้องใช้ระบบทำความเย็นในการควบแน่นไอของเอทานอลแต่อย่างใด ทำให้สามารถประหยัดพลังงานในการกลั่นลงได้เป็นอย่างมาก

2.2.2 หอกลิ้นแบบต่อเนื่องในระดับโรงงานต้นแบบ

รูปภาพ 21 แสดงการประดิษฐ์เครื่องกลั่นลำดับส่วนแบบต่อเนื่องในระดับโรงงานต้นแบบ ซึ่งเป็นการขยายขนาดมาจากรูปภาพ 20 โดยขยายขนาดของหอกลิ้นเป็น คอลัมน์ (column) – ผลิตขึ้นจากท่อสแตนเลสขนาดเส้นผ่าศูนย์กลาง 6 นิ้ว ยาว 2.0 เมตร ด้านบนเชื่อมด้วยหน้าแปลนขนาด 10 นิ้ว เพื่อต่อเข้ากับมอเตอร์และแกนหมุน ส่วนด้านท้ายเชื่อมด้วยหน้าแปลนขนาด 10 นิ้ว เช่นกัน ตรงกลางของคอลัมน์มีท่อต่อเข้าสำหรับสารป้อน (feeding point) ส่วนด้านบนของคอลัมน์ต่อเข้ากับช่องนำไอออก (distillate) ระบบดังกล่าวได้ออกแบบให้ใช้น้ำเป็นแหล่งให้ความร้อนหลักแก่ระบบ

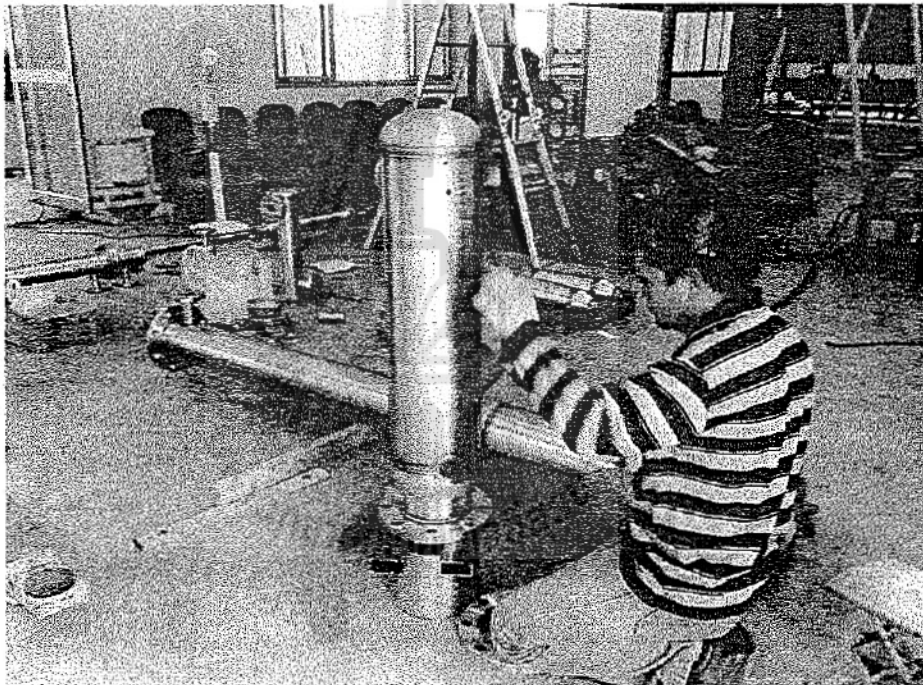
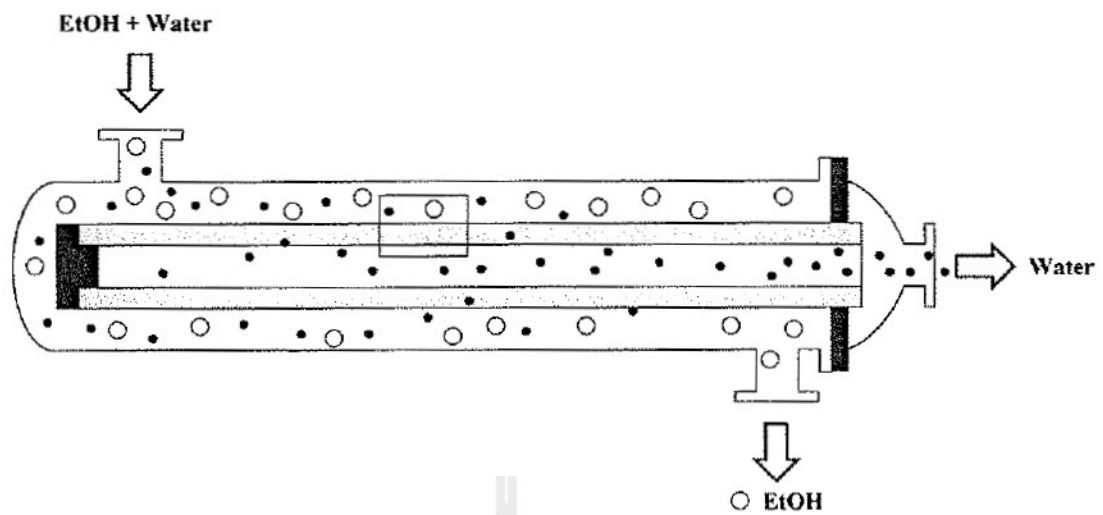


รูปภาพ 21 เครื่องกลั่นลำดับส่วนแบบต่อเนื่องในระดับริงงานต้นแบบ

2.3 การกำจัดน้ำ (dehydration)

2.3.1 การแยกไอน้ำผ่านเยื่อแผ่น

ท่อใยกลวงเชิงประกอบเซรามิก (Composite ceramic hollow fiber membrane) มีข้อดีมากกว่าแบบแผ่นเรียบ กล่าวคือมีพื้นที่ผิวต่อหนึ่งหน่วยปริมาตรที่มากกว่าแบบแผ่นเรียบ ทำให้สามารถลดขนาดของโมดูลลงได้เป็นอย่างมาก ในงานวิจัยนี้ได้ใช้ท่อใยกลวงเชิงประกอบจากบริษัท Mitsui Engineering & Shipbuilding ประเทศญี่ปุ่น มีขนาดพื้นที่ผิว 0.352 ตารางเมตร (เส้นผ่าศูนย์กลาง 1.5 ซม และยาว 75 ซม จำนวน 10 ท่อ) ขั้นตอนการผลิตที่สำคัญสองขั้นตอนคือ การผลิตชั้นรองรับซึ่งเป็นท่อใยกลวงเซรามิก และการเคลือบซีโอไลท์ชนิดโซเดียมเอ (NaA zeolite) เพื่อทำเป็นชั้นคัดเลือก (selective layer) เช่นเดียวกันกับการผลิตเยื่อแผ่นเชิงประกอบเซรามิกแบบแผ่นเรียบ โดยขั้นตอนการผลิตโดยคร่าว ๆ จะเริ่มจากการเตรียมสารตั้งต้นที่จะนำไปขึ้นรูป (Sato and Nakane, 2007) โดยการผสมผงอะลูมิเนียมออกไซด์ และตัวทำละลายอินทรีย์ (organic solvent) รวมถึงสารผสม (additives) เพื่อปรับสภาพต่าง ๆ ก่อนที่จะทำการแยกฟองออกโดยใช้ปั๊มสุญญากาศ จากนั้นทำการบีบสารผสมที่เตรียมไว้ ผ่านรูเล็ก ๆ ของ spinnerette และทำการควบคุมอัตราการไหลโดยใช้แรงดันจากก๊าซไนโตรเจนและวาล์วควบคุมการไหล (mass flow controller) ก่อนที่จะผ่านกระบวนการที่เรียกว่า การเปลี่ยนเฟส หรือ phase inversion ซึ่งจะให้เกิดการตกตะกอน (precipitation) ของสารผสมดังกล่าว โดยการผ่านสารละลายไปในถังตกตะกอน (Coagulation bath) จากนั้นจะเกิดกระบวนการแลกเปลี่ยนตัวทำละลายโดยที่ในระหว่างนี้ตัวทำละลายอินทรีย์ จะละลายตัวออกมาในน้ำและน้ำ บางส่วนจะเข้าไปแทนที่ให้ความเข้มข้นของของผสมดังกล่าวมีความเข้มข้นสูงขึ้นจนกระทั่งเกิดเป็นเจลก่อนที่จะมีการตกตะกอนขึ้นกลายเป็นรูปทรงของท่อใยกลวง เยื่อแผ่นที่ผลิตขึ้นมาโดยวิธีนี้จะมีความหนาประมาณ 100-200 ไมครอนโดยที่โครงสร้างของชั้นผิวที่เกิดขึ้นจะมีโครงสร้างที่แน่นและมีความหนาประมาณ 0.1-1.0 ไมครอนเท่านั้น ในขั้นตอนสุดท้ายจะทำการอบที่อุณหภูมิสูงหรือ sintering เพื่อที่จะทำให้เกิดการหลอมตัวและเชื่อมติดกันของผงเซรามิก (sintering) ที่อุณหภูมิประมาณ 1500 องศาเซลเซียส กลายเป็นท่อใยกลวงเซรามิกขึ้น ซึ่งท่อดังกล่าวจะทำการถอดปลายด้านหนึ่งไว้

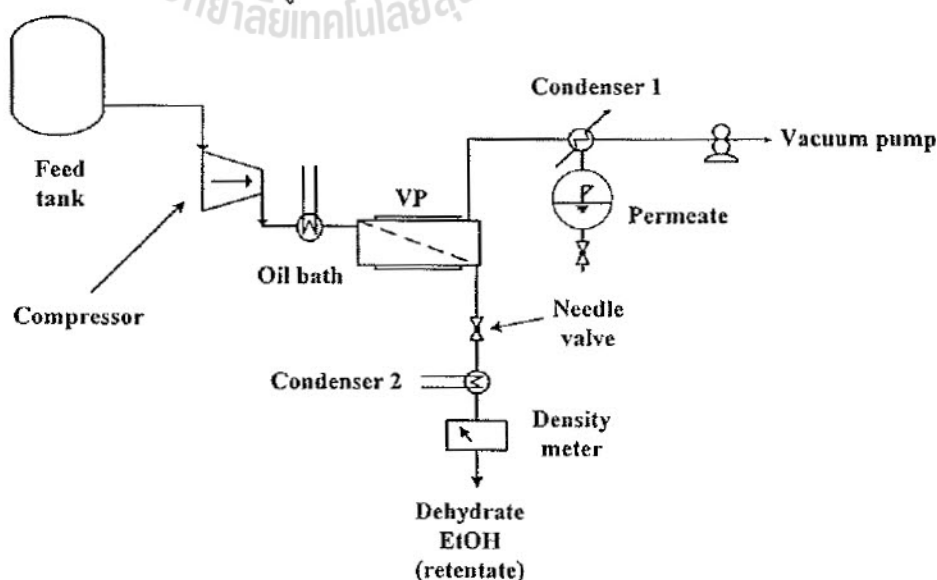


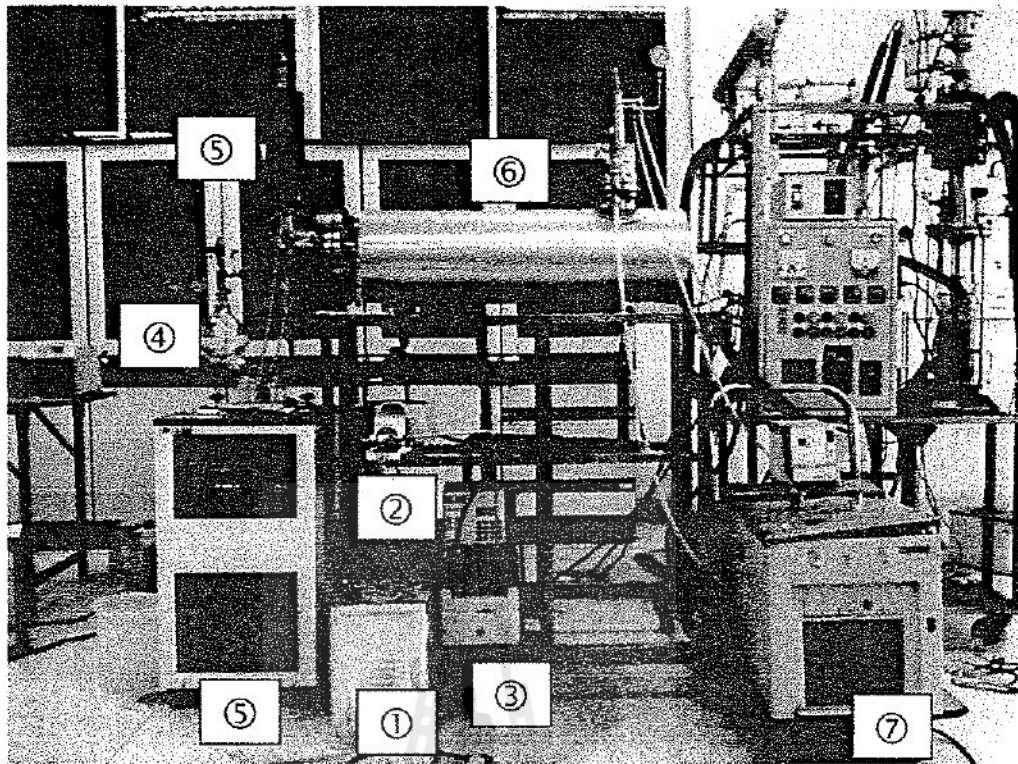
รูปภาพ 22 รูปภาพโมดูลเยื่อแผ่นเชิงประกอบเซรามิกชนิดท่อใยกลวงในระดับโรงงานต้นแบบ และการจัดสร้างโมดูลภายในมหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

ในขั้นตอนถัดมาจะเป็นการเคลือบสารซีโอไลท์ชนิดโซเดียมเอ ลงบนท่อใยกลวงที่ผลิตเตรียมไว้แล้ว เพื่อทำหน้าที่เป็นชั้นคัดเลือก (selective layer) โดยมีจุดประสงค์ให้มีขนาดของความหนาของผลึกซีโอไลท์ให้น้อยที่สุด ประมาณ 20 ไมครอน สารละลายของอะลูมิเนียมซิลิเกตจะถูกเตรียมไว้ในภาชนะทรงสูงที่วางอยู่บนแผ่นให้ความร้อน จากนั้นจะทำการจุ่มท่อใยกลวงเซรามิกลงไป เพื่อทำการเคลือบ โดยสภาวะการเคลือบนั้น จะมีการใช้อุณหภูมิและเวลาที่เหมาะสมสำหรับการเกิดผลึกที่มีความหนาตามต้องการ โดยสมบัติทางกายภาพและทางเคมีที่ดีของสารที่นำมาเป็นสารเคลือบนั้น ควรจะแสดงความชอบน้ำสูง (hydrophilicity) และยอมให้น้ำผ่านได้ดี ในขณะที่เดียวกันก็ควรที่จะสามารถกักกันเอทานอลได้ดีอีกด้วย ท่อใยกลวงเชิงประกอบที่ผลิตได้นี้ จะ

ถูกนำไปทำการทดสอบด้วยเครื่องมือทดสอบต่าง ๆ เช่น การทดสอบสัณฐานด้วยกล้องอิเล็กตรอนแบบส่องกราด (SEM picture) ของโครงสร้างภายในและชั้นผิว รวมทั้งประสิทธิภาพการแยกน้ำออกจากเอทานอลด้วยระบบการแยกไอน้ำผ่านเยื่อแผ่น เป็นต้น

สำหรับระบบการทดลองเทคนิคการแยกไอน้ำผ่านเยื่อแผ่นในระดับโรงงานต้นแบบ สามารถแสดงดังรูปภาพ 22 (บน) โดยโมดูลของเยื่อแผ่น ทำจากเหล็กกล้าไร้สนิม มีลักษณะเป็นท่อ 2 ชั้น ปลายด้านหนึ่งปิดไว้ รูปภาพ 22 (ล่าง) ส่วนปลายอีกด้านหนึ่งทำเป็นหน้าแปลนและทำการเจาะรูเพื่อที่จะใส่ท่อโยกลวงเชิงประกอบเซรามิก โดยสามารถใส่ได้ 10 หลอด ทำให้มีพื้นที่ผิวเท่ากับ 0.35 ตารางเมตร จากนั้นปิดปลายอีกด้านหนึ่งของโมดูลเพื่อทำการต่อเข้ากับปั๊มสุญญากาศ สารป้อนที่ใช้คือเอทานอลความเข้มข้นร้อยละ 95 โดยน้ำหนัก ซึ่งถูกทำให้กลายเป็นไอร้อนและมีความดันสูงโดยใช้ปั๊มแรงดันสูง (compressor) และมีหัวปั๊มแบบลูกสูบ (FMI pistol pump head, USA) ทำการปั๊มเอทานอลที่เป็นของเหลวจากถังป้อน (feed tank) ผ่านเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนโดยใช้อ่างน้ำมัน (Oil Bath, Julabo F4, Germany) ไอที่เกิดขึ้นจะเคลื่อนที่ผ่านโมดูลเยื่อแผ่น เมื่อไอน้ำและเอทานอลเคลื่อนที่เข้าไปในโมดูลเยื่อแผ่น จะถูกแยกออกเป็นสองสายคือ permeate ซึ่งเป็นด้านที่มีการใช้ปั๊มสุญญากาศทำการลดความดันบรรยากาศลง โดยที่ด้านของ permeate นี้จะมีน้ำอยู่เป็นปริมาณมากและมีเอทานอลปนมาด้วยเล็กน้อย จึงจำเป็นต้องทำการจับไอของสารดังกล่าวด้วยการใช้เครื่องควบแน่น (condenser 1) ส่วนสายที่สองจะเป็น retentate เคลื่อนที่ออกจากโมดูลเยื่อแผ่น ก่อนที่จะถูกควบแน่น (condenser 2) กลายเป็นเชื้อเพลิงเอทานอล โดยที่ความเข้มข้นของเอทานอลในด้าน retentate นี้จะถูกวัดแบบออนไลน์โดยใช้เครื่องวัดความหนาแน่น (Density meter, Anton Paar, Austria) ลักษณะการทำงานของระบบการแยกไอน้ำผ่านเยื่อแผ่นแสดงโดยรูปภาพ 23

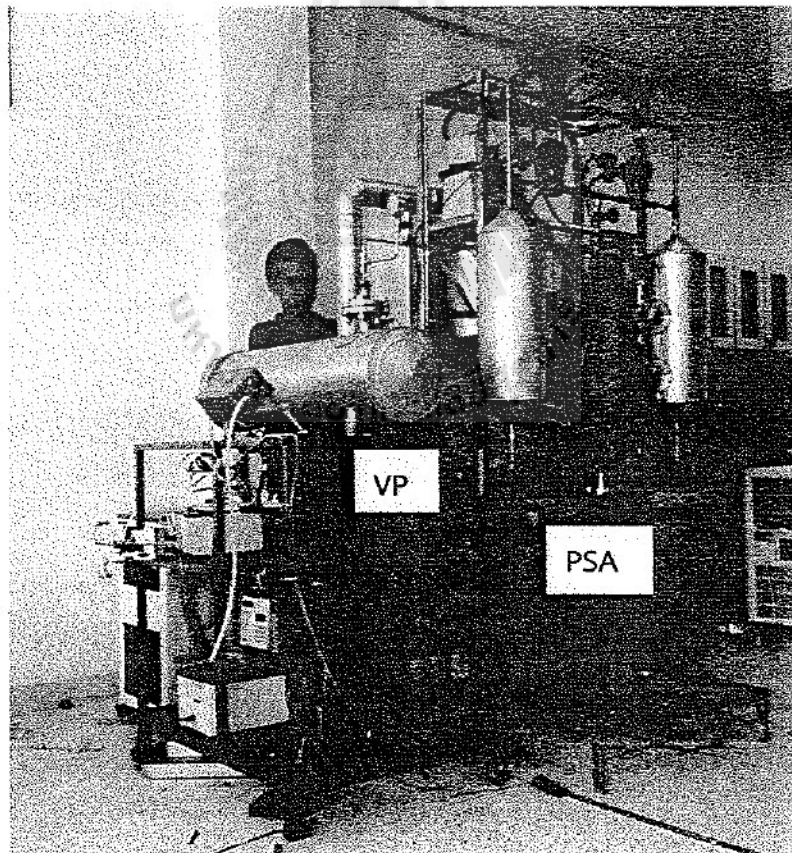
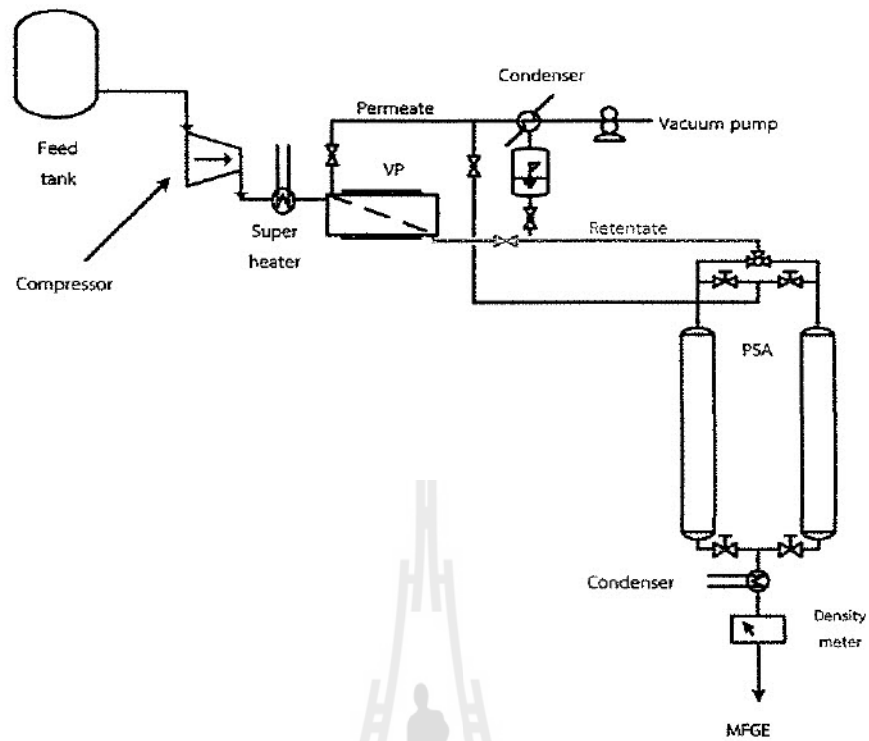




รูปภาพ 23 ระบบการแยกไอผ่านเยื่อแผ่นในระดับโรงงานต้นแบบโดยใช้ท่อโยกลวงเซรามิกเชิงประกอบ; 1 = Feed tank, 2 = Compressor, 3 = Super heater, 4 = Permeate, 5 = Condenser 1, 6 = Membrane module, และ 7 = Condenser 2

2.3.2 การแยกไอผ่านเยื่อแผ่นร่วมกับการดูดซับแบบสลับความดัน

รูปภาพ 24 เป็นกระบวนการผลิตเชื้อเพลิงเอทานอลด้วยการแยกไอผ่านเยื่อแผ่นและการดูดซับแบบสลับความดัน ซึ่งเป็นการรวมเอาข้อดีของทั้งสองระบบมารวมไว้เข้าด้วยกัน โดยการแยกไอผ่านเยื่อแผ่นจะแยกน้ำส่วนใหญ่ออกมาในขั้นแรกก่อนที่น้ำส่วนที่เหลือจะถูกแยกออกโดยใช้การดูดซับต่อไป สำหรับกระบวนการแยกไอผ่านเยื่อแผ่นนั้น ข้อดีของเยื่อแผ่นชนิดนี้จะยอมให้น้ำผ่านได้ดีเมื่อมีความเข้มข้นของน้ำในสารป้อนที่สูง แต่ข้อเสียของระบบนี้คือจะต้องใช้พื้นที่ของเยื่อแผ่นมากและประสิทธิภาพของการแยกจะลดลงเมื่อความเข้มข้นของน้ำลดลงตามไปด้วย ยิ่งความเข้มข้นของน้ำมีน้อยเท่าใด การแยกน้ำออกจากระบบก็จะยากขึ้นตามไปด้วย ส่วนระบบการดูดซับแบบสลับความดันนั้น เนื่องจากว่าปริมาณของรูที่สามารถกักกั้นน้ำได้นี้มีจำนวนจำกัด ถ้าความเข้มข้นของน้ำในสารป้อนมีมากเกินไป ก็จะทำให้เกิดจุดอิ่มตัวเร็ว ต้องทำการ regenerate บ่อยครั้ง ประสิทธิภาพการทำงานก็จะลดลง



รูปภาพ 24 ระบบการทำเอทานอลให้บริสุทธิ์โดยใช้เทคนิคผสมระหว่างการแยกไอผ่านเยื่อแผ่น และการดูดซับแบบสลับความดัน

เยื่อแผ่นที่ใช้ในโครงการวิจัยนี้เป็นท่อทรวงซีโอไลท์ชนิดโซเดียมเอ (NaA zeolite tubular membrane) จาก Mitsui Engineering & shipbuilding ประเทศญี่ปุ่น ถูกบรรจุในโมดูลของเยื่อแผ่นโดยมีน้ำมันร้อนเป็นตัวควบคุมอุณหภูมิอยู่รอบ ๆ โมดูล สารป้อนที่ใช้คือเอทานอลความเข้มข้นประมาณ 95 เปอร์เซ็นต์โดยน้ำหนักซึ่งได้จากการกลั่นลำดับส่วนในขั้นตอนแรก โดยสารละลายจะถูกทำให้ร้อนด้วยปั๊มความดันสูงและเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน ก่อนที่ไอที่เกิดขึ้นจะเคลื่อนที่ผ่านโมดูลเยื่อแผ่น เมื่อไอผสมน้ำและเอทานอลเคลื่อนที่เข้าไปในโมดูลเยื่อแผ่น จะถูกแยกออกเป็นสองส่วนคือ permeate ซึ่งเป็นด้านที่มีการใช้ปั๊มสุญญากาศดูดน้ำออกจากเยื่อแผ่น โดยที่ด้านของ permeate นี้จะมีน้ำอยู่เป็นปริมาณมากและมีเอทานอลปนมาด้วยเล็กน้อย จึงจำเป็นต้องทำการจับไอของสารดังกล่าวด้วยการทำให้เกิดสุญญากาศ และมีการใช้เครื่องควบแน่น (condenser) ที่อุณหภูมิ -20 องศาเซลเซียส ร่วมกัน ส่วนเอทานอลที่ถูกกำจัดน้ำออกไปแล้ว จะเคลื่อนที่ผ่านผิวหน้าของเยื่อแผ่นออกไปทางด้าน retentate (เส้นสีแดง) ซึ่งจะเคลื่อนที่ออกจากโมดูลเยื่อแผ่นและเข้าสู่คอลัมน์ของระบบการดูดซับโดยตรง ในระบบการดูดซับที่ได้ทำขึ้นนี้ ได้ออกแบบให้มีคอลัมน์ 2 ตัว ทำงานแบบต่อเนื่อง กล่าวคือจะมีการเปลี่ยนทิศทางของสารป้อนไปยังอีกคอลัมน์หนึ่ง เมื่อคอลัมน์แรกเกิดการอิ่มตัว จากนั้นจะทำการ regenerate คอลัมน์ดังกล่าวโดยการทำให้เกิดสุญญากาศและมีการใช้ condenser ร่วมกันกับระบบการแยกไอผ่านเยื่อแผ่น

สารป้อนจะถูกป้อนเข้าสู่ระบบการแยกไอผ่านเยื่อแผ่นเป็นขั้นตอนแรก จากนั้นจะเข้าสู่ระบบการดูดซับแบบสลับความดัน โดยกระบอกทำมาจากเหล็กกล้าไร้สนิมสูง 50 เซนติเมตร สองชั้น โดยชั้นนอกเป็นชั้นเพื่อบรรจุน้ำมันร้อนในการควบคุมอุณหภูมิของคอลัมน์ ส่วนชั้นในเป็นชั้นที่บรรจุเม็ดโมเลกุลาร์ซีฟมีปริมาตร 4 ลิตร และสามารถบรรจุโมเลกุลาร์ซีฟได้ประมาณ 3.8 กิโลกรัม โดยที่โมเลกุลาร์ซีฟที่ใช้ในการทดลองเป็นชนิด 3 อังสตรอม ส่วนอุณหภูมิของคอลัมน์ถูกควบคุมอุณหภูมิไว้ที่ 145 องศาเซลเซียสด้วยน้ำมันซิลิโคน เพื่อหลีกเลี่ยงการเกิดการควบแน่นของสารผสมน้ำและเอทานอลภายในคอลัมน์ เนื่องจากขนาดของรูพรุนของโมเลกุลาร์ซีฟมีขนาด 3 อังสตรอม ซึ่งมีขนาดที่ใหญ่กว่าโมเลกุลของน้ำ (2.8 อังสตรอม) แต่มีขนาดเล็กกว่าโมเลกุลของเอทานอล (4.4 อังสตรอม) ทำให้น้ำสามารถเข้าไปอยู่ในรูเหล่านี้ได้ จึงมีผลต่อการดูดซับของน้ำเป็นอย่างมาก ส่วนเอทานอลซึ่งมีขนาดใหญ่จะเคลื่อนที่ผ่านโดยไม่ถูกดูด หลังจากนั้นเอทานอลจะเคลื่อนที่ผ่านเครื่องควบแน่นเป็นของเหลว และเข้าสู่ขวดเก็บตัวอย่าง ซึ่งตัวอย่างถูกเก็บทุกๆ 500 มิลลิลิตรเพื่อนำไปวิเคราะห์หาความเข้มข้นของเอทานอล เมื่อคอลัมน์การดูดซับเกิดการอิ่มตัว จะต้องทำการ regenerate คอลัมน์ดังกล่าวโดยการทำให้เกิดสุญญากาศและมีการใช้ condenser เพื่อทำการควบแน่นไอของเอทานอลและน้ำที่คายออกมาจากตัวดูดซับ

2.4 การวิเคราะห์ผลการทดลอง

2.4.1 การหาปริมาณน้ำในสารละลายเอทานอลโดยการใช้ Karl Fischer titration และ เครื่องวัดความหนาแน่น

การหาปริมาณน้ำที่เจือปนในตัวอย่างสามารถหาโดยใช้ชุดการวิเคราะห์ HYDRANAL® - Moisture Test Kit (Sigma-Aldrich) สำหรับหลักการของ Karl Fischer's titration (Schott, Germany) คือเป็นการเกิดปฏิกิริยาออกซิเดชันของซัลเฟอร์ไดออกไซด์ด้วยสารละลายไอโอดีน (Hydranal®) ทำปฏิกิริยากับน้ำที่ปนเปื้อนในตัวอย่าง ซึ่งมีความเหมาะสมในการที่จะวัดปริมาณน้ำปนเปื้อนในตัวอย่างที่ระดับความเข้มข้นต่ำ ๆ ได้ โดยเครื่องดังกล่าวจะใช้เป็นการอ้างอิงสำหรับการใช้ software ในการสร้างกราฟมาตรฐาน สำหรับชุด HYDRANAL® - Moisture Test Kit ตัวทำละลายคือ HYDRANAL®-Solvent E จะถูกเทลงไปในขวดไทเทรต จากนั้นจะทำการไล่น้ำที่อยู่ในตัวทำละลายโดยการไทเทรตด้วยสารละลาย HYDRANAL®-Titrant Component จนถึงจุดยุติ โดยที่จุดยุติของการไทเทรตนั้น สารละลายจะเปลี่ยนจากสีใสเป็นสีเหลือง ในการไทเทรตสารตัวอย่างแต่ละครั้งต้องใช้เข็มฉีดยา (syringe) เพื่อดูดสารตัวอย่างมาวิเคราะห์หาปริมาณน้ำที่เจือปน จากนั้นทำการไทเทรตด้วย HYDRANAL® อีกครั้ง ซึ่งปฏิกิริยา Karl's Fischer Titration เป็นการทำปฏิกิริยาดังสมการ



โดยปฏิกิริยานี้ จะเป็นการทำปฏิกิริยาของน้ำและไอโอดีนในอัตราส่วน 1:1 โมล ซึ่งวิธีวัดน้ำนี้เป็นวิธีที่ ดีที่สุดในการวัดปริมาณน้ำปนเปื้อนในเอทานอล

อันดับแรกในการวิเคราะห์ปริมาณน้ำที่เจือปนในสารตัวอย่างด้วยวิธี Karl Fischer's titration จะต้องทำการหาค่าที่ใช้วัดมาตรฐานที่เรียกว่าค่า titre [mg water/mL] หรือค่า b ก่อน โดยค่านี้หาได้จากสาร HYDRANAL®-Standard ซึ่งในสารดังกล่าวจะมีปริมาณน้ำเจือปนอยู่ 5 มิลลิกรัมน้ำต่อมิลลิลิตร ทำการดูดสาร HYDRANAL®-Standard มา 0.50 มิลลิลิตร จากนั้นทำการไทเทรตด้วยสาร HYDRANAL®-Titrant Component จนถึงจุดยุติ ค่า titre (b) สามารถคำนวณได้จากสมการดังต่อไปนี้

$$b = (5.0 * 0.50)/a$$

โดยที่ a = ปริมาตรของสาร HYDRANAL®-Titrant Component [มิลลิลิตร]

สำหรับปริมาณน้ำที่เจือปนในสารตัวอย่างที่วัดเป็นร้อยละโดยปริมาตร (c) สามารถคำนวณได้จากสมการดังต่อไปนี้

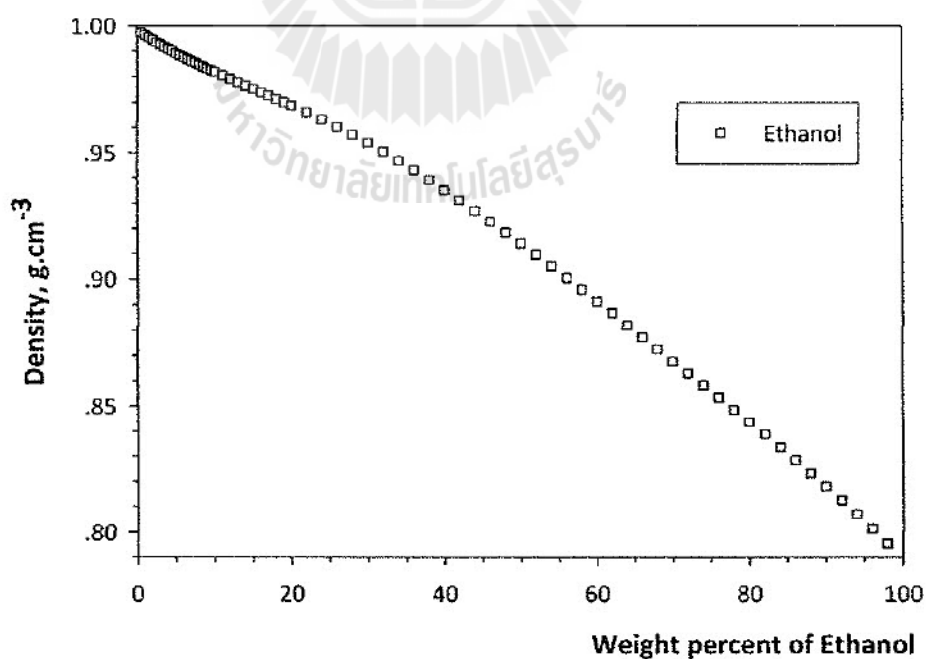
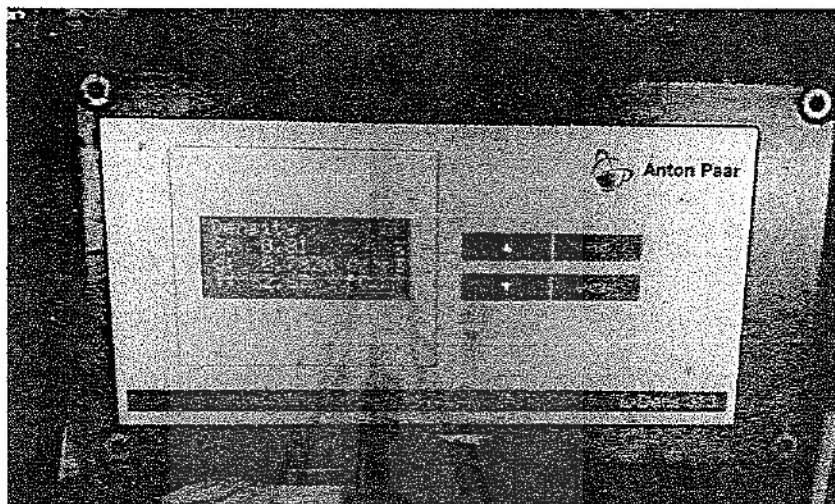
$$c = a * b * 100 / V$$

โดยที่ a = ปริมาตรของสาร HYDRANAL®-Titrant Component [มิลลิลิตร]

b = titre ที่หาได้จากสมการข้างต้น

V = ปริมาตรของสารตัวอย่าง [ไมโครลิตร] ตามลำดับ

หมายเหตุ: ที่อุณหภูมิ 20 องศาเซลเซียส ความหนาแน่นของเอทานอลคือ 0.7893 กรัมต่อมิลลิลิตร และความหนาแน่นของน้ำคือ 0.9982 กรัมต่อมิลลิลิตร



รูปภาพ 25 อุปกรณ์สำหรับวัดความหนาแน่น (Density meter) สำหรับการวัดปริมาณน้ำในสารละลายเอทานอล (บน) กราฟมาตรฐานแสดงความสัมพันธ์ระหว่างความหนาแน่นและความเข้มข้นของเอทานอล (ล่าง)

ส่วนการวัดปริมาณน้ำที่รวดเร็วอีกวิธีหนึ่งคือการใช้เครื่องวัดความหนาแน่น (Density meter) ซึ่งในการทดลองนี้ได้ใช้เครื่องวัดความหนาแน่นรุ่น L-Dens 313 ของบริษัท Anton Paar ประเทศออสเตรีย รูปภาพ 25 (บน) ซึ่งสามารถวัดความหนาแน่นได้ถึง 3 ตำแหน่ง ซึ่งค่าความหนาแน่นดังกล่าวที่ได้จากการวัดเชื้อเพลิงเอทานอล จะถูกนำไปคำนวณเป็นค่าความเข้มข้นของน้ำ โดยการเทียบกับกราฟมาตรฐานที่ได้ทำการเทียบ (Calibration curve) ดังรูปภาพ 25 (ล่าง) โดยความสัมพันธ์ของความหนาแน่น (แกน y) กับสัดส่วนของเอทานอลและน้ำที่ความเข้มข้นต่าง ๆ (แกน x) พบว่ามีความสัมพันธ์กันแบบพาราโบลา ดังสมการ

$$y = a + bx + cx^2$$

โดยค่าสัมประสิทธิ์ $a = 6.104032$, $b = -4.658177 \times 10^2$, และ $c = -8.703533 \times 10^2$ ตามลำดับ และมีค่าเบี่ยงเบนมาตรฐาน (R^2) เท่ากับ 0.8896

2.4.2 การหาประสิทธิภาพของเทคนิคการแยกไอผ่านเยื่อแผ่น

ส่วนประสิทธิภาพในการแยกน้ำออกจากไอผสมของเอทานอลโดยเยื่อแผ่นเชิงประกอบ เซรามิกนั้น สามารถแสดงได้ 2 ค่าคือค่าฟลักซ์ (J) ซึ่งสามารถคำนวณได้ตามสมการ

$$J = \frac{w}{At}$$

โดยที่ w หมายถึงน้ำหนักของเพอมีเอทที่ได้ (กิโลกรัม), t เป็นเวลาที่ใช้ในการทดลอง (ชั่วโมง) และ A หมายถึงพื้นที่ผิวของเยื่อแผ่นที่ใช้ (ตารางเมตร) ส่วนค่าสัมประสิทธิ์การแยก (separation factor, α) นั้นสามารถคำนวณได้จากสมการ

$$\alpha = \frac{w_{P,H_2O} / w_{F,H_2O}}{w_{F,EtOH} / w_{P,EtOH}}$$

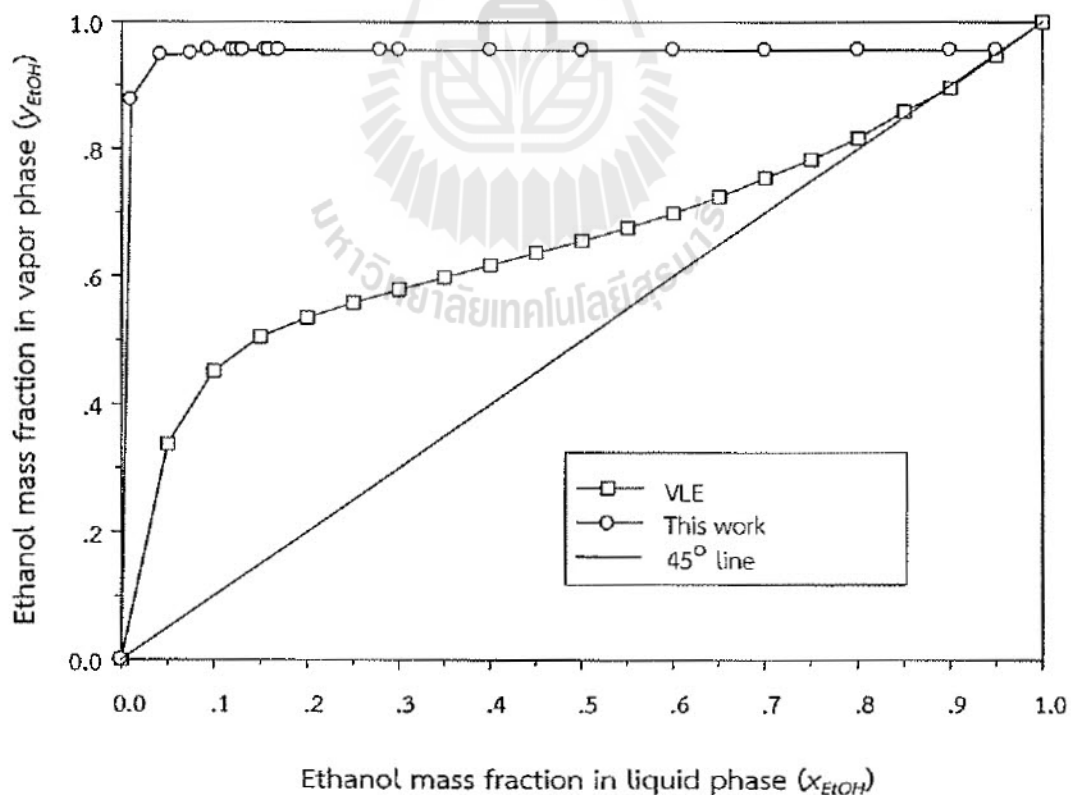
โดยที่ w หมายถึงน้ำหนักของน้ำและเอทานอลในส่วนของสารป้อน (F) และ เพอมีเอท (P) ตามลำดับ

บทที่ 3 ผลการทดลองและบทวิจารณ์

3.1 การกลั่นเอทานอลด้วยหอกลั่นประสิทธิภาพสูง

3.1.1 การกลั่นด้วยเครื่องมือต้นแบบ (Prototypes)

สำหรับโครงการวิจัยนี้ ได้แบ่งการทดลองออกเป็นสองส่วนหลัก ๆ คือ การกลั่นเอทานอลจากน้ำหมักและการกำจัดน้ำในส่วนกลั่นเอทานอลเพื่อผลิตเป็นเชื้อเพลิงเอทานอล สำหรับการกลั่นเอทานอลออกจากสารละลายน้ำหมักนั้น ในเบื้องต้นได้ทำการศึกษาดังมีการศึกษาถึงปัจจัยต่าง ๆ ที่มีต่อความบริสุทธิ์ของเอทานอลที่ผลิตได้ เช่นความเข้มข้นของเอทานอลในด้านของสารป้อน ความเร็วรอบของใบพัดและอัตราการป้อน เป็นต้น ซึ่งปัจจัยแรกที่ทำการศึกษาคืออิทธิพลของความเข้มข้นเอทานอลในด้านของสารป้อนที่มีต่อความเข้มข้นของเอทานอลที่กลั่นได้ โดยใช้เครื่องมือในการกลั่นที่ได้แสดงในรูปภาพ 11 โดยทำการทดลองแบบกะ กล่าวคือทำการเตรียมสารละลายเอทานอลที่มีความเข้มข้นต่าง ๆ จากนั้นทำการทดลองกลั่นสารละลายเอทานอลดังกล่าวและทำการวัดความเข้มข้นของเอทานอลในส่วนกลั่น และได้ทำการเปรียบเทียบความสัมพันธ์ระหว่างความเข้มข้นของเอทานอลของทั้งสองส่วนดังแสดงในรูปภาพ 26



รูปภาพ 26 ผลการทดลองของการกลั่นของผสมเอทานอล/น้ำ เมื่อเส้นตรง (-) คือเส้น 45° สัญลักษณ์สี่เหลี่ยม (\square) คือข้อมูลการทดลองของสมดุลวัฏภาคเอทานอล/น้ำ และสัญลักษณ์วงกลม (\circ) คือข้อมูลที่ได้จากการทดลองของหอกลั่นในห้องปฏิบัติการ

นอกจากนี้ยังได้เปรียบเทียบข้อมูลของสมดุลวัฏภาคระบบเอทานอลและน้ำ (Vapor-Liquid equilibrium, VLE) ที่ทำการทดลอง โดยได้ทำการเปรียบเทียบเป็นแผนภาพ x - y โดยทั้งสองการทดลองได้ทำการศึกษาที่แตกต่างกันโดยใช้ VLE และระบบการกลั่นลำดับส่วนประสิทธิภาพสูงถึงแม้ว่าความสัมพันธ์ของกราฟทั้งสองชนิดนี้จะมีที่มาแตกต่างกัน โดยวัตถุประสงค์หลักในการตรวจสอบ VLE ของระบบอย่างแรก คือเพื่อตรวจสอบความเป็นไปได้ในทางปฏิบัติของเครื่องกลั่นลำดับส่วนที่นักวิจัยได้ประดิษฐ์ขึ้น โดยใช้แนวคิดแบบใหม่คืออาศัยหลักการการผสมแบบบังคับในการกลั่น และเพื่อเปรียบเทียบประสิทธิภาพการกลั่นของทั้งสองระบบ ซึ่งผลการทดลองสำหรับสมดุลวัฏภาคนั้น เป็นไปตามสมการของ UNIQUAC และความสัมพันธ์ของ Antoine

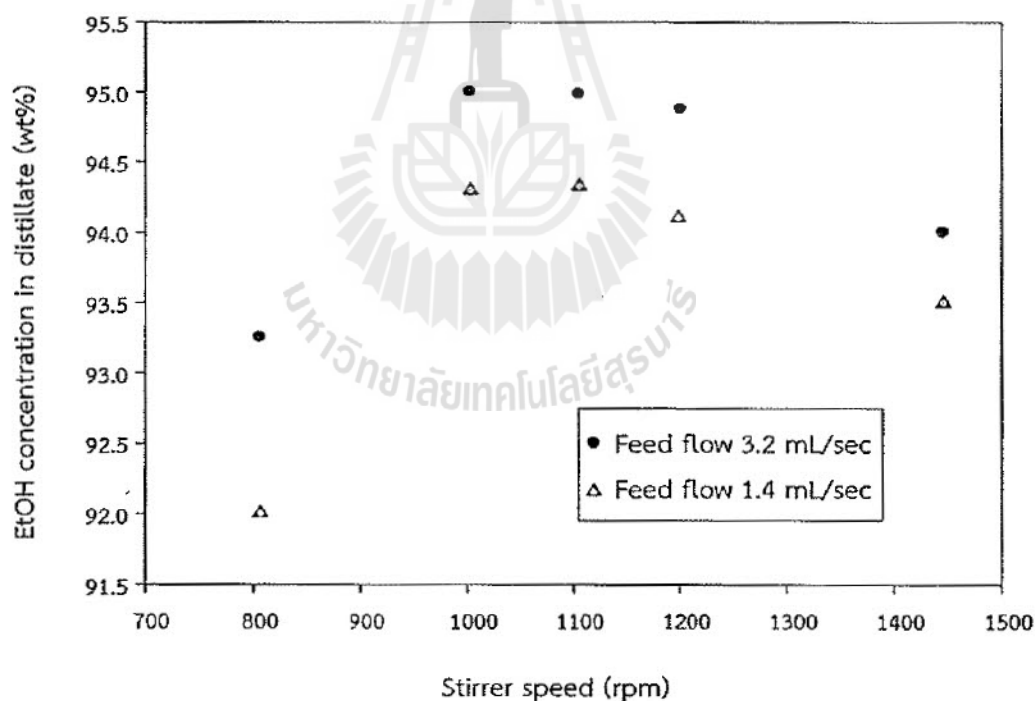
ตาราง 5 ความเข้มข้นของเอทานอลในส่วนกลั่น (y) เมื่อเปรียบเทียบกับความเข้มข้นของเอทานอลในสารละลาย (x) และค่า relative volatility (α).

อุณหภูมิของเหลว ($^{\circ}\text{C}$)	x_{EtOH}	x_{water}	y_{EtOH}	y_{water}	α
100.0	0	1	0	1	-
99.0	0.004	0.996	0.735	0.265	690.62
98.3	0.017	0.983	0.876	0.124	408.50
97.5	0.031	0.969	0.881	0.119	231.41
95.3	0.039	0.961	0.894	0.106	207.82
94.6	0.05	0.95	0.894	0.106	160.25
94.0	0.053	0.947	0.894	0.106	150.70
93.2	0.056	0.944	0.894	0.106	142.17
91.6	0.067	0.933	0.894	0.106	117.45
90.1	0.069	0.931	0.894	0.106	113.80
88.4	0.074	0.926	0.894	0.106	105.54
85.3	0.132	0.868	0.894	0.106	55.46
84.8	0.144	0.856	0.894	0.106	50.14
83.7	0.207	0.793	0.894	0.106	32.31
82.7	0.281	0.719	0.894	0.106	21.58
81.0	0.37	0.63	0.894	0.106	14.36
80.2	0.477	0.523	0.894	0.106	9.25
79.1	0.61	0.39	0.894	0.106	5.39
78.1	0.779	0.221	0.894	0.106	2.39
78.1	0.881	0.119	0.894	0.106	1.14

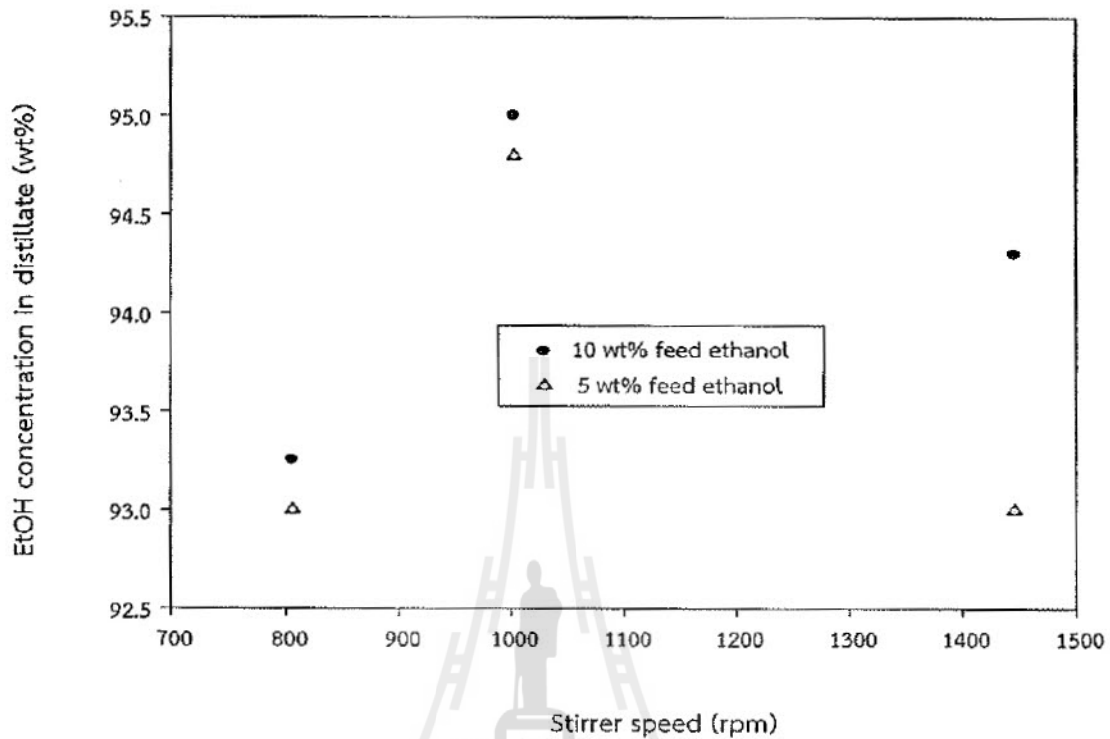
ตาราง 5 เป็นการคำนวณเปรียบเทียบประสิทธิภาพของการกลั่นลำดับส่วนจากรูปภาพ 26 โดยแสดงเป็นสัดส่วนโมลของเอทานอลและกับเครื่องกลั่นที่ได้ประดิษฐ์ขึ้น พบว่าความเข้มข้นโดยโมลของเอทานอลในส่วนกลั่น เป็นความเข้มข้นของอะซีโโทรปเมื่อทำการกลั่นที่ความเข้มข้นของเอทานอลในน้ำหมักต่าง ๆ กัน โดยสัดส่วนโมลของเอทานอลในเฟสของเหลว ($x_{ethanol}$) ที่ต่ำสุดที่สามารถกลั่นได้ของผสมอะซีโโทรปคือที่ 0.039 แม้ที่ $x_{ethanol}$ เท่ากับ 0.004 เศษส่วนโมลของเอทานอลในเฟสไอ ($y_{ethanol}$) ยังมีค่าสูงถึง 0.735 โดยมีค่า α สูงถึง 690.62 ซึ่งเป็นค่าที่สูงมาก โดยสรุปแล้ว ผลการทดลองที่ดีของระบบการกลั่นด้วยเครื่องมือที่ได้พัฒนาขึ้นมาสามารถนำไปใช้ในการพัฒนาแนวความคิดของการกลั่นแบบใหม่เพื่อนำมาแทนที่การกลั่นลำดับส่วนที่มีอยู่ในระดับอุตสาหกรรมทั่วไป ซึ่งต้องใช้คอลัมน์ที่มีจำนวนมากกว่า 70 ชั้นสำหรับการกลั่นเอทานอลจากน้ำหมักเพื่อให้ได้ความเข้มข้นร้อยละ 95 โดยน้ำหนัก ซึ่งจะส่งผลให้ต้นทุนการลงทุนสูงและพลังงานที่ใช้สำหรับการกลั่นก็สูงเช่นกัน ซึ่งเป็นความจริงที่การกลั่นเอทานอลแบบนี้ทำได้เพียงในระดับอุตสาหกรรมใหญ่เท่านั้น การผลิตเอทานอลเพื่อนำไปใช้เป็นเชื้อเพลิงในระดับขนาดกลางและเล็กจะทำได้ยากมาก การเปลี่ยนแปลงของ VLE สำหรับการกลั่นโดยอาศัยหลักการผสมแบบบังคับส่งผลให้วัฏจักรการกลายเป็นไอและการควบแน่นของผสมมีมากขึ้น (vaporization-condensation cycle) ผลกระทบนี้ยังส่งผลทำให้เกิดเป็นไอเพิ่มขึ้นภายในคอลัมน์ โดยมีจุดประสงค์หลักคือการกลั่นเอทานอลให้ได้ความเข้มข้นสูงสุดในด้านของส่วนกลั่น และกำจัดเอทานอลออกจากน้ำหมักให้หมดในส่วนของน้ำอากาศส่วนนั่นเอง จากผลการทดลองการกลั่นสามารถบ่งบอกได้ว่า ประสิทธิภาพการกลั่นแบบใหม่จะได้ความเข้มข้นของเอทานอลในส่วนกลั่นที่สูงมาก และสามารถกลั่นเอทานอลออกจากน้ำหมักได้ทั้งหมดแม้ว่าความเข้มข้นเริ่มต้นของเอทานอลในน้ำหมักจะมีค่าต่ำกว่าร้อยละ 3 โดยน้ำหนักก็ตาม ซึ่งระบบการกลั่นแบบนี้ สามารถนำไปประยุกต์ใช้เพื่อสนับสนุนการวิจัยอื่น ๆ ที่เกี่ยวข้องกับการผลิตเอทานอล โดยเฉพาะอย่างยิ่งเมื่อความเข้มข้นสุดท้ายของเอทานอลในน้ำหมักมีค่าค่อนข้างต่ำ ยกตัวอย่างเช่นการหมักเอทานอลจากวัตถุดิบที่เป็นเซลลูโลส เป็นต้น ซึ่งความเข้มข้นของเอทานอลในน้ำหมักมักจะต่ำกว่าร้อยละ 5 โดยน้ำหนัก ซึ่งเอทานอลที่กลั่นได้นี้ จะถูกนำไปทดสอบการแยกน้ำด้วยระบบการแยกไอน้ำผ่านเยื่อแผ่นและการดูดซับต่อไป

ในการทดลองถัดไปจะเป็นการทดลองการกลั่นแบบต่อเนื่อง (รูปภาพ 20) ซึ่งความต้องการของพลังงานที่ใช้คาดว่าจะต่ำสุดเพราะมีการออกแบบให้ประหยัดพลังงาน โดยการแลกเปลี่ยนความร้อนของสารป้อนและไอของส่วนกลั่นเอทานอล โดยสารป้อน (น้ำหมัก) จะถูกใช้เป็นสารหล่อเย็นสำหรับน้ำอากาศ (heat exchanger) และส่วนกลั่นเอทานอล (condenser) โดยที่อุณหภูมิของสารป้อนจะสูงขึ้นเกือบจะถึงจุดเดือดก่อนที่จะเข้าคอลัมน์ ในขณะที่อุณหภูมิของส่วนกลั่นเอทานอลและน้ำอากาศจะลดลง ดังนั้นความร้อนและความเย็นที่จะต้องใช้ในระบบจึงลดลงอย่างมาก

รูปภาพ 27 แสดงอิทธิพลของความเร็วรอบในการหมุน (stirrer speed) ที่มีต่อความเข้มข้นของเอทานอลในส่วนกลั่น ซึ่งการทดลองนี้เป็นการกลั่นเอทานอลแบบต่อเนื่องเช่นกัน โดยได้ทำการทดสอบที่ความเร็วรอบของการหมุนระหว่าง 800-1450 รอบต่อนาที และอัตราการป้อนน้ำหมักที่แตกต่างกัน 2 ค่าคือ 3.2 และ 1.4 มิลลิลิตรต่อวินาทีตามลำดับ และได้ใช้ความเข้มข้นเริ่มต้นของน้ำหมักที่ป้อนคือเอทานอลร้อยละ 10 โดยน้ำหนัก ซึ่งจากการทดสอบประสิทธิภาพการกลั่นที่สภาวะต่าง ๆ ในเบื้องต้นพบว่าปัจจัยหลักที่มีผลต่อความเข้มข้นของเอทานอลในส่วนกลั่น (distillate) คือทั้งความเร็วรอบของใบพัดและอัตราการป้อนน้ำหมัก ซึ่งจากการทดลองพบว่าค่าที่เหมาะสมที่สุดคือ 1000 รอบต่อนาที และอัตราการป้อนน้ำหมักที่สูงขึ้นจะส่งผลให้ประสิทธิภาพในการกลั่นดีขึ้นตามไปด้วย โดยความเข้มข้นสูงสุดของเอทานอลที่กลั่นได้ จากการทดลองพบว่าสามารถกลั่นเอทานอลได้ความบริสุทธิ์สูงถึงร้อยละ 95 โดยน้ำหนัก ซึ่งเป็นค่าของความบริสุทธิ์สูงสุดที่สามารถกลั่นได้ ทั้งนี้เนื่องจากเอทานอลจะเกิดของผสมอะซีโอโทรป (azeotrope) กับน้ำที่ความเข้มข้นร้อยละ 95 นั่นเอง



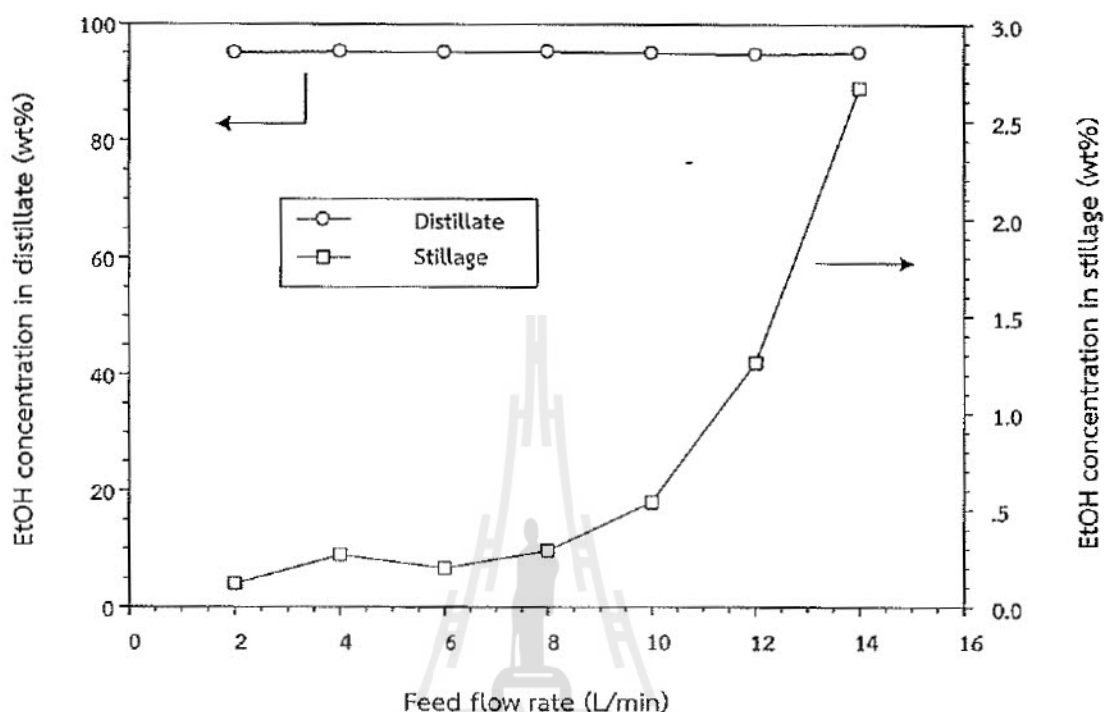
รูปภาพ 27 ความสัมพันธ์ของความเร็วรอบของใบพัดที่มีต่อความบริสุทธิ์ของเอทานอลที่กลั่นได้ ที่อัตราการป้อนที่แตกต่างกัน โดยความเข้มข้นเริ่มต้นของน้ำหมักที่ป้อนคือเอทานอลร้อยละ 10 โดยน้ำหนัก



รูปภาพ 28 ความสัมพันธ์ของความเร็วรอบของใบพัดที่มีต่อความบริสุทธิ์ของเอทานอลที่กลั่นได้ โดยใช้ความเข้มข้นเริ่มต้นของเอทานอลที่ป้อนที่แตกต่างกัน โดยอัตราการป้อนคือ 3.2 มิลลิเมตรต่อวินาที

รูปภาพ 28 แสดงผลของความเร็วรอบของใบพัดที่มีต่อความบริสุทธิ์ของเอทานอลที่กลั่นได้ ซึ่งทำการทดสอบที่ความเข้มข้นเริ่มต้นของน้ำหมักที่แตกต่างกัน โดยป้อนสารที่ความเร็ว 3.2 มิลลิเมตรต่อวินาที จากผลการทดลองชี้ให้เห็นว่าความเข้มข้นของเอทานอลในผลิตภัณฑ์ที่กลั่นได้ขึ้นอยู่กับความเร็วรอบของใบพัดและความเข้มข้นเริ่มต้นของน้ำหมักที่ป้อน ซึ่งจากการทดลองพบว่า ความเข้มข้นของเอทานอลที่กลั่นได้มีค่าความบริสุทธิ์สูงขึ้นเมื่อเพิ่มความเข้มข้นเริ่มต้นของน้ำหมักที่ป้อน จาก 5 เปอร์เซ็นต์โดยน้ำหนักไปเป็น 10 เปอร์เซ็นต์โดยน้ำหนัก และความเร็วรอบของใบพัดที่เหมาะสมที่สุดยังคงเป็น 1000 รอบต่อวินาที ซึ่งผลการทดลองพบว่าสามารถกลั่นเอทานอลได้ความบริสุทธิ์สูงสุดถึง 95 เปอร์เซ็นต์โดยน้ำหนัก จากรูปภาพทั้งสองปรากฏชัดว่าที่ความเร็วรอบ 1,000 รอบต่อวินาที สามารถผลิตเอทานอลที่มีความบริสุทธิ์สูงสุด ดังนั้นจึงทำการทดลองสำหรับส่วนที่เหลือของการทดสอบที่ความเร็วรอบค่านี้

3.1.2 การกลั่นด้วยเครื่องมือในระดับโรงงานต้นแบบ (Pilot plant)



รูปภาพ 29 อิทธิพลของอัตราการป้อนของน้ำหมักต่อความบริสุทธิ์ของเอทานอลที่กลั่นได้ และความเข้มข้นของเอทานอลที่เหลือในน้ำกากส่า อัตราการหมุน 1000 รอบต่อนาที

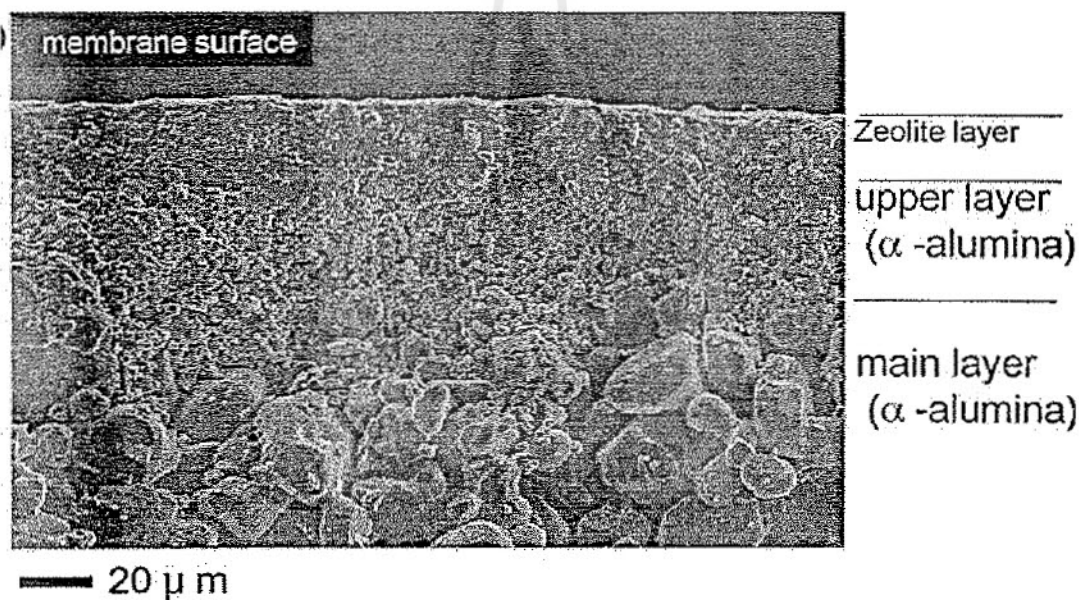
สำหรับการทดสอบประสิทธิภาพในการกลั่นเอทานอลจากน้ำหมักในระดับโรงงานต้นแบบนั้น ได้ทำการทดสอบถึงประสิทธิภาพในการกลั่นแบบต่อเนื่อง โดยใช้อัตราการไหลของสารป้อนเป็นตัวกำหนด และใช้อัตราการหมุนของใบพัดที่ 1000 รอบต่อนาที โดยทำการควบคุมอุณหภูมิของเอทานอลที่ออกจากหอกลั่นที่ 78 องศาเซลเซียส ซึ่งผลการทดลองได้แสดงในรูปภาพ 29 โดยจากกราฟจะเห็นได้ว่าเมื่อเพิ่มอัตราการไหลของน้ำหมักเข้าสู่หอกลั่น ความเข้มข้นของเอทานอลในส่วนกลั่นนั้นจะมีค่าคงที่ตลอดทั้งช่วงของอัตราการป้อนน้ำหมัก ในขณะที่เดียวกันกลับพบว่า ณ อัตราการไหลที่สูงขึ้น ความเข้มข้นของเอทานอลในส่วนของน้ำกากส่าก็เพิ่มสูงขึ้นเช่นกัน ซึ่งทั้งนี้มีส่วนหลักเนื่องมาจากการที่หอกลั่นนั้น ได้ทำเป็นคอลัมน์เดี่ยว โดยมีส่วนของ rectifying และ stripping section อยู่ในหน่วยปฏิบัติการเดียวกัน การเพิ่มอัตราการไหลของสารป้อนจะทำให้การทำงานของส่วน stripping มีประสิทธิภาพไม่เต็มที่ โดยไม่สามารถกำจัดเอทานอลออกไปได้หมด โดยเฉพาะ ณ อัตราการไหลของสารป้อนที่ 10, 12 และ 14 ลิตรต่อนาที จะทำให้ความเข้มข้นของเอทานอลที่มีเหลือในส่วนของน้ำกากส่าเพิ่มขึ้นเป็นร้อยละ 0.54, 1.26, และ 2.67 โดยน้ำหนักตามลำดับ ดังนั้นข้อจำกัด

ของระบบนี้คือหากทำการป้อนน้ำหมักที่สูงกว่า 10 ลิตรต่อนาที อาจจำเป็นที่จะต้องทำการกลั่นน้ำกากส่าซ้ำอีกรอบหนึ่ง ซึ่งจะเป็นการสิ้นเปลืองพลังงานในการกลั่นมากขึ้น ดังนั้นจึงควรที่จะศึกษาถึงค่าที่เหมาะสมในการป้อนน้ำหมักเข้าสู่ระบบการกลั่นแบบต่อเนื่องนี้ สำหรับความเห็นของนักวิจัยนั้น อัตราการไหลของสารป้อนที่เหมาะสมน่าจะอยู่ในช่วง 10-12 ลิตรต่อนาที โดยจะสามารถกลั่นเอทานอลความเข้มข้นร้อยละ 95 โดยน้ำหนักได้ในอัตราประมาณ 1 ลิตรต่อนาที หรือ 60 ลิตรต่อชั่วโมง

3.2 การแยกน้ำเพื่อผลิตเป็นเชื้อเพลิงเอทานอล

3.2.1 การแยกน้ำด้วยระบบการแยกไอผ่านเยื่อแผ่น

3.2.1.1 การศึกษาพื้นฐานของเยื่อแผ่นเซรามิก



รูปภาพ 30 ภายถ่ายท่อโยกลวงเชิงประกอบเซรามิกซีโอไลท์ชนิดโซเดียมเอ (NaA) จากกล้องจุลทรรศน์อิเล็กตรอนแบบส่องกราด

พื้นฐานของท่อโยกลวงเชิงประกอบเซรามิกชนิดโซเดียมเอ จากบริษัท Mitsui Engineering & Shipbuilding ได้ถูกศึกษาภายใต้กล้องจุลทรรศน์อิเล็กตรอนแบบส่องกราด (Scanning electron microscope, SEM) ณ อาคารศูนย์เครื่องมือ 10 ภายในมหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี ซึ่งรูปภาพ 30 แสดงภาพ SEM ในส่วนตัดขวางของท่อโยกลวงเชิงประกอบเซรามิกดังกล่าว ซึ่งแสดงให้เห็นถึงลักษณะโครงสร้างของเยื่อแผ่นที่แยกออกเป็น 3 ชั้นคือ ชั้นล่างและชั้นกลางจะเป็นส่วนของเซรามิกที่

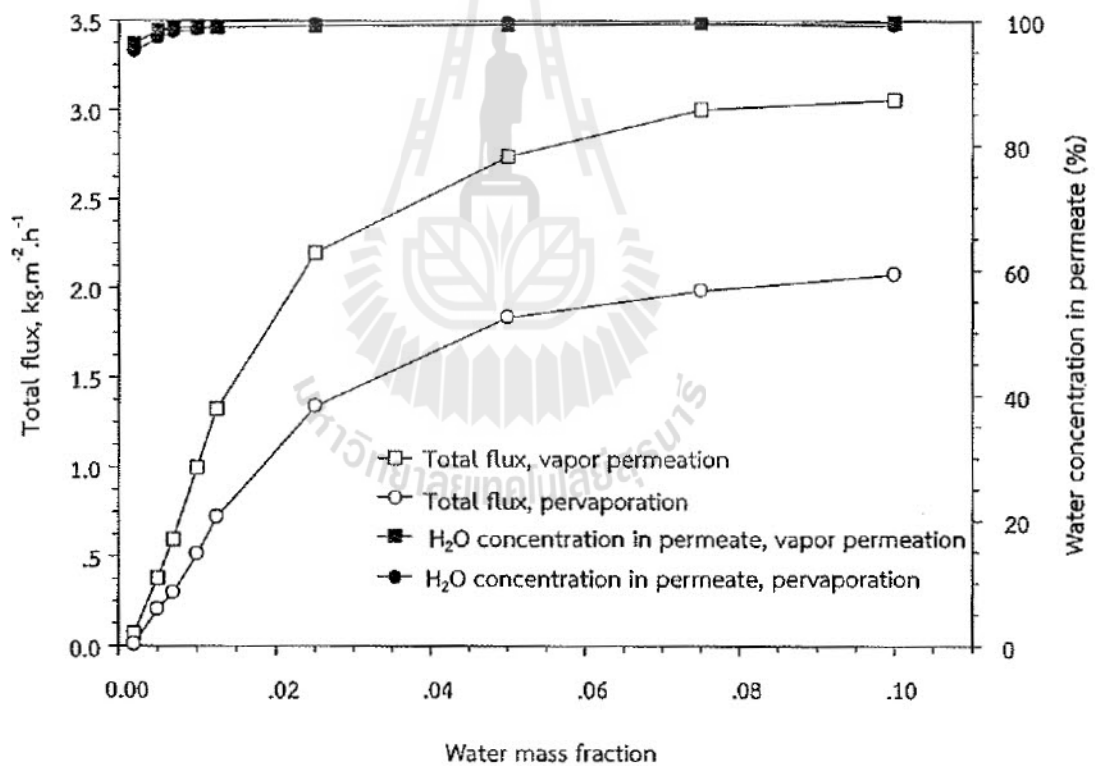
เป็นชั้นรองรับ (supportive layer) โดยจะมีการออกแบบเป็นพิเศษให้มีลักษณะที่ไม่สมมาตร (asymmetric) กล่าวคือชั้นล่างซึ่งเป็นส่วนหลักของชั้นรองรับ (main layer) ซึ่งจะมีลักษณะที่เป็นเม็ดของผงอะลูมินาที่เกาะกันอย่างหยาบ ๆ ทำให้เกิดช่องว่างระหว่างเม็ดขึ้นมากมาย โดยช่องว่างที่ใหญ่จะไม่ทำหน้าที่ในการคัดเลือกผ่าน แต่จะส่งเสริมความแข็งแกร่งให้กับชั้นรองรับเท่านั้น ส่วนชั้นที่อยู่เหนือขึ้นไปจะเรียกว่า upper layer ซึ่งเป็นชั้นที่มีลักษณะเป็นเม็ดของผงอะลูมินาเกาะกันอย่างละเอียด โดยหน้าที่หลักของชั้นนี้ก็คือช่วยป้องกันการเกิดผลึกของซีโอไลต์ไม่ให้เกิดขึ้นใน main layer ซึ่งหากไม่มีชั้น upper layer นี้ สารละลายของซีโอไลต์จะซึมเข้ามาใน main layer ทำให้เกิดผลึกของซีโอไลต์ที่หนา ส่งผลให้ชั้นคัดเลือกมีความหนามาก ซึ่งจะส่งผลกระทบต่อตรงต่อการถ่ายเทมวลของน้ำที่แพร่ผ่านเยื่อแผ่น ส่วนชั้นบนสุดจะเป็นชั้นของซีโอไลต์ (zeolite layer) โดยชั้นดังกล่าวจะทำหน้าที่เป็นชั้นคัดเลือก (selective layer) ซึ่งผลึกของซีโอไลต์ได้ซึมผ่านชั้น upper layer เข้าไปเพียงเล็กน้อย ส่งผลให้ความหนาของชั้นซีโอไลต์มีเพียง 20 ไมครอนเท่านั้น ซึ่งความหนาของชั้นคัดเลือกที่น้อย จะส่งผลทำให้ความต้านทานในการถ่ายเทมวล (mass transfer resistance) ที่ต่ำ ค่าฟลักซ์ที่ได้จะเพิ่มมากขึ้น

3.2.1.2 สภาวะต่าง ๆ ที่มีอิทธิพลต่อการแยกน้ำ

- การทดสอบประสิทธิภาพการแยกน้ำด้วยระบบเพอร์เวิร์ปออเรชั่นและการแยกไอผ่านเยื่อแผ่น

ในเบื้องต้นนี้ ได้ทำการเปรียบเทียบการแยกน้ำด้วยสองวิธีคือ เพอร์เวิร์ปออเรชั่นและการแยกไอผ่านเยื่อแผ่น ซึ่งทั้งสองระบบมีความแตกต่างกันเล็กน้อย กล่าวคือระบบเพอร์เวิร์ปออเรชั่นนั้น สารป้อนจะอยู่ในรูปของของเหลว โดยทำการควบคุมอุณหภูมิของสารป้อนให้อยู่ต่ำกว่าจุดเดือด ในขณะที่การแยกไอผ่านเยื่อแผ่นนั้น อุณหภูมิของสารป้อนจะสูงกว่าจุดเดือด ซึ่งจะทำให้อยู่ในสภาวะที่เป็นไอ โดยการทดลองนี้ จะเป็นการศึกษาถึงอิทธิพลของความเริ่มต้นของน้ำในสารป้อนที่มีต่อค่าฟลักซ์โดยรวมและความเข้มข้นของน้ำในด้านเพอร์มิเอท ซึ่งมีการผันแปรค่าความเข้มข้นของน้ำเริ่มต้นที่ร้อยละ 1-10 โดยน้ำหนัก โดยเป็นการเปรียบเทียบกันสำหรับค่าฟลักซ์ของเทคนิคเพอร์เวิร์ปออเรชั่นและการแยกไอผ่านเยื่อแผ่น โดยทำการควบคุมอุณหภูมิในการทดลองไว้ที่ 75 °C สำหรับระบบเพอร์เวิร์ปออเรชั่น ในขณะที่ระบบการแยกไอผ่านเยื่อแผ่นนั้นจะใช้อุณหภูมิกึ่งที่ 85 °C ซึ่งข้อมูลจากการทดลองที่เกี่ยวกับอิทธิพลของความเข้มข้นเริ่มต้นของน้ำในสารป้อน กับค่าฟลักซ์ (flux) โดยรวมและค่าสัมประสิทธิ์การแยก (α) ทั้งสองเทคนิคนั้นแสดงในรูปภาพ 31 โดยกระบวนการเพอร์เวิร์ปออเรชั่นนั้น ผลการทดลองแสดงให้เห็นอย่างชัดเจนว่าความเข้มข้นของน้ำเริ่มต้นในด้านของสารป้อนจะแปรผันโดยตรงกับค่าฟลักซ์โดยรวม ซึ่งเมื่อมีการเพิ่มความเข้มข้นของน้ำเริ่มต้นในด้านของสารป้อน

จากร้อยละ 1 ถึงร้อยละ 10 ค่าฟลักซ์โดยรวมนั้นจะอยู่ในช่วง 0.51 ถึง 2.08 กิโลกรัมต่อตารางเมตรต่อชั่วโมง โดยมีลักษณะเป็นรูปโค้งดิ่งภาพ ซึ่งการลดลงหรือเพิ่มขึ้นของค่าฟลักซ์โดยรวมนั้น เกิดจากการเปลี่ยนแปลงของปริมาณน้ำในด้านของสารป้อนซึ่งเป็นแรงขับเคลื่อน (driving force) โดยตรงของระบบการแยกด้วยเยื่อแผ่น ซึ่งโดยทั่ว ๆ ไปแล้วค่าฟลักซ์โดยรวมที่เพิ่มขึ้นมักจะเป็นสัดส่วนผกผันกับค่าสัมประสิทธิ์การแยก (α) แต่อย่างไรก็ตามเป็นที่น่าสนใจว่า เยื่อแผ่นเชิงประกอบแบบเซรามิกจะมีความสามารถในการกำจัดน้ำจากด้านไอของสารป้อนที่สูงมากและไม่ได้ขึ้นอยู่กับความเข้มข้นของน้ำในด้านสารป้อนมากนัก ซึ่งส่วนเพอร์มิเอทจะมีความเข้มข้นของน้ำมากกว่าร้อยละ 95 สำหรับทุกการทดลอง ด้วยเหตุนี้จึงส่งผลให้ ค่าการสัมประสิทธิ์การแยกมีมากกว่า 1000 และมีค่าสูงสุดอยู่ที่ ทั้งนี้เนื่องจากคุณสมบัติที่เป็น molecular sieve ของชั้นซีโอไลต์นั่นเอง



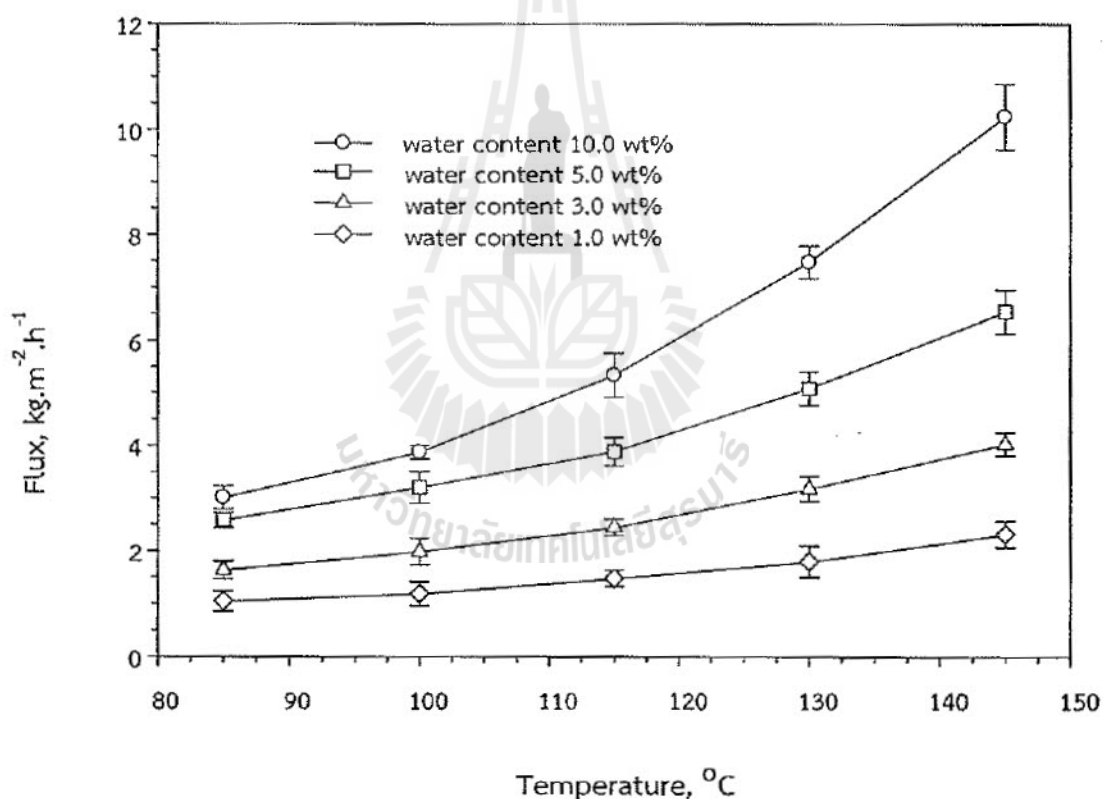
รูปภาพ 31 อิทธิพลของความเข้มข้นเริ่มต้นของน้ำในสารป้อนที่มีต่อค่าฟลักซ์โดยรวมและความเข้มข้นของน้ำในด้านเพอร์มิเอทเมื่อทำการเปรียบเทียบระหว่างระบบเพอร์แวร์์ปพอเรชั่นและการแยกไอผ่านเยื่อแผ่น

สำหรับระบบการแยกไอผ่านเยื่อแผ่นนั้น โดยรวมแล้วพบว่าจะมีประสิทธิภาพในการแยกน้ำได้ดีว่าระบบเพอร์เวปพอร์เรชันสำหรับทุกความเข้มข้นของน้ำเริ่มต้นในด้านของสารป้อน แต่อย่างไรก็ตาม การเพิ่มขึ้นอย่างมีนัยสำคัญของค่าฟลักซ์โดยรวมนั้น พบว่ามีค่าสูงสุดถึง 3.06 กิโลกรัมต่อตารางเมตรต่อชั่วโมง ซึ่งแสดงให้เห็นว่าระบบการแยกไอผ่านเยื่อแผ่น เป็นระบบที่ต้องการพื้นที่ผิวของเยื่อแผ่นที่น้อยกว่าระบบเพอร์เวปพอร์เรชันสำหรับการแยกเอาน้ำออกในอัตราที่เท่ากัน โดยค่าฟลักซ์โดยรวมที่สูงกว่าระบบเพอร์เวปพอร์เรชันนั้น อาจเกิดจากหลายสาเหตุ รวมไปถึงอุณหภูมิที่สูงกว่าในดำเนินการ และการที่สารป้อนอยู่ในสถานะที่เป็นไอ ส่งผลทำให้เกิดชั้นขอบเขต (hydrodynamic boundary layer) ที่บางมากเมื่อเทียบกับเทคนิคเพอร์เวปพอร์เรชัน ซึ่งสารป้อนจะอยู่ในสถานะที่เป็นของเหลว นอกจากนี้ส่วนที่เพิ่มเติมเข้ามาทำให้เกิดความแตกต่างระหว่างระบบการแยกไอผ่านเยื่อแผ่นและเพอร์เวปพอร์เรชันคือ ไอที่ป้อนเข้าไปในระบบผ่านผิวหน้าของเยื่อแผ่นนั้น สามารถควบคุมอุณหภูมิและความดันได้ ส่วนระบบเพอร์เวปพอร์เรชันนั้น อุณหภูมิสูงสุดของสารป้อนมักจะอยู่ใกล้กับจุดเดือดของสารละลายเท่านั้น ด้วยเหตุนี้จึงเป็นเหตุสมควรที่จะใช้ระบบการแยกไอผ่านเยื่อแผ่นสำหรับการทดลองที่เหลือทั้งหมดในการผลิตเชื้อเพลิงเอทานอล

- อิทธิพลจากอุณหภูมิของสารป้อน

ปัจจัยสำคัญที่มีผลต่อประสิทธิภาพในการแยกน้ำในระบบการแยกไอผ่านเยื่อแผ่นก็คืออุณหภูมิของไอที่ผ่านโมดูลของเยื่อแผ่น ในการทดลองนี้ได้ทำการศึกษ้อัตราการกำจัดน้ำในไอของสารป้อนที่มีความเข้มข้นของน้ำร้อยละ 1 ถึง 10 และใช้อุณหภูมิ 85 ถึง 145 ตามลำดับ โดยการทดลองได้ทำการควบคุมความดันที่เข้าสู่ระบบ (feed pressure) ให้คงที่ที่ 3.0 บาร์ และมีอัตราการไหลของรีเทนเตต (retentate) ที่ 0.20 กิโลกรัมต่อนาที ซึ่งผลการทดลองแสดงให้เห็นว่าค่าฟลักซ์โดยรวมและค่าฟลักซ์ของน้ำ (water flux) นั้นจะมีค่าเพิ่มขึ้นตามอุณหภูมิที่เพิ่มขึ้นสำหรับทุก ๆ ความเข้มข้นน้ำที่ป้อนเข้าสู่ระบบ (feed water concentrations) ดังที่ได้แสดงในรูปภาพ 32 โดยที่อุณหภูมิ 85 องศาเซลเซียสนั้น ค่าฟลักซ์โดยรวมนั้นจะอยู่ในช่วงของ 1.04 – 3.01 กิโลกรัมต่อตารางเมตรต่อชั่วโมง เป็นปริมาณน้ำที่เพิ่มขึ้นจากร้อยละ 1.0 ถึง 10.0 ตามลำดับ และมีลักษณะที่ไม่เป็นเส้นตรง โดยมีรูปร่างเป็นพาราโบลา จากกราฟจะเห็นได้ว่าค่าฟลักซ์โดยรวมของเพอร์มิเอทนั้นจะเพิ่มขึ้นอย่างมากในระดับที่แตกต่างกัน โดยขึ้นอยู่กับความเข้มข้นของน้ำที่เพิ่มขึ้น สำหรับกราฟของความเข้มข้นของน้ำในด้านสารป้อนร้อยละ 1.0 พบว่า การเพิ่มขึ้นของอุณหภูมิไอที่เข้าสู่ระบบนั้น มีผลแตกต่างเพียงเล็กน้อยต่อการเพิ่มขึ้นของค่าฟลักซ์โดยรวมของเพอร์มิเอท กล่าวคือเพิ่มขึ้น จาก 1.04 ไปเป็น 2.30 กิโลกรัมต่อตารางเมตรต่อชั่วโมง ซึ่งการเพิ่มขึ้นประมาณ 120% นี้ เป็นสาเหตุมาจากค่า

ความดันไอย่อยของน้ำ (water partial pressure) ที่อยู่ในระดับต่ำ ในขณะที่ไหลผ่านผิวหน้าของเยื่อแผ่นนั่นเอง จึงทำให้รูปกราฟเกือบจะเป็นเส้นตรง ในขณะเดียวกัน สำหรับความเข้มข้นของน้ำในด้านของสารป้อนที่ร้อยละ 10.0 จากกราฟจะเห็นได้อย่างชัดเจนว่า ค่าฟลักซ์โดยรวมของเพอร์มิเอท จะมีการเพิ่มขึ้นอย่างมีนัยสำคัญเมื่อเทียบกับการเพิ่มขึ้นของอุณหภูมิที่เข้าสู่ระบบของสารป้อน ในการทดลองนี้ พบว่าค่าฟลักซ์โดยรวมของเพอร์มิเอทมีค่าสูงสุด ที่ 10.24 กิโลกรัมต่อตารางเมตรต่อชั่วโมง อุณหภูมิ 145 องศาเซลเซียส ซึ่งมากกว่า 3 เท่าหรือ 300% ของค่าที่วัดได้จากการทำการทดลอง 85 องศาเซลเซียส

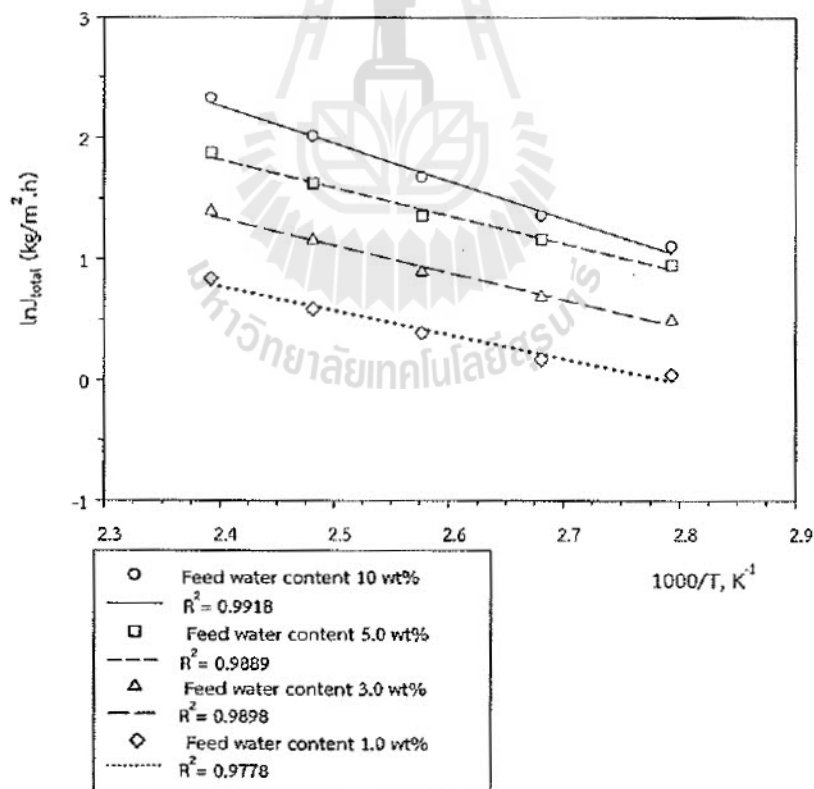


รูปภาพ 32 อิทธิพลของอุณหภูมิในด้านของสารป้อนและความเข้มข้นของน้ำเริ่มต้นที่มีต่อค่าฟลักซ์โดยรวม

นอกจากนี้ ความสัมพันธ์ระหว่างอิทธิพลของอุณหภูมิที่ทำการทดลองกับค่าพังก์ชัโดยรวมของเพอร์มิเอท (J_{total}) สามารถแสดงความสัมพันธ์ที่เป็นไปตามลักษณะของสมการอาร์เรเนียส หรือ Arrhenius equation ตามสมการ

$$J_{total} = J_0 \exp\left(-\frac{E_p}{RT}\right)$$

โดย E_p คือพลังงานกระตุ้นของการถ่ายเทมวล , J_0 คือ ค่าคงที่อัตราการเกิดปฏิกิริยาหรือที่เรียกว่า pre-exponential Arrhenius factor ซึ่งมีหน่วยเป็น กิโลกรัมต่อตารางเมตรต่อชั่วโมง ส่วนค่า R คือค่าคงที่ของแก๊ส (กิโลจูลต่อโมลต่อเคลวิน) และ T คือ ค่าอุณหภูมิสัมบูรณ์ (เคลวิน) โดยที่พลังงานกระตุ้นสามารถคำนวณได้จากเส้นความชันของลอการิทึมของค่าพังก์ชัโดยรวมของเพอร์มิเอท กับค่าอุณหภูมิสัมบูรณ์ผกผันของการทดลอง ณ อุณหภูมิต่าง ๆ ดังแสดงในรูปภาพ 33

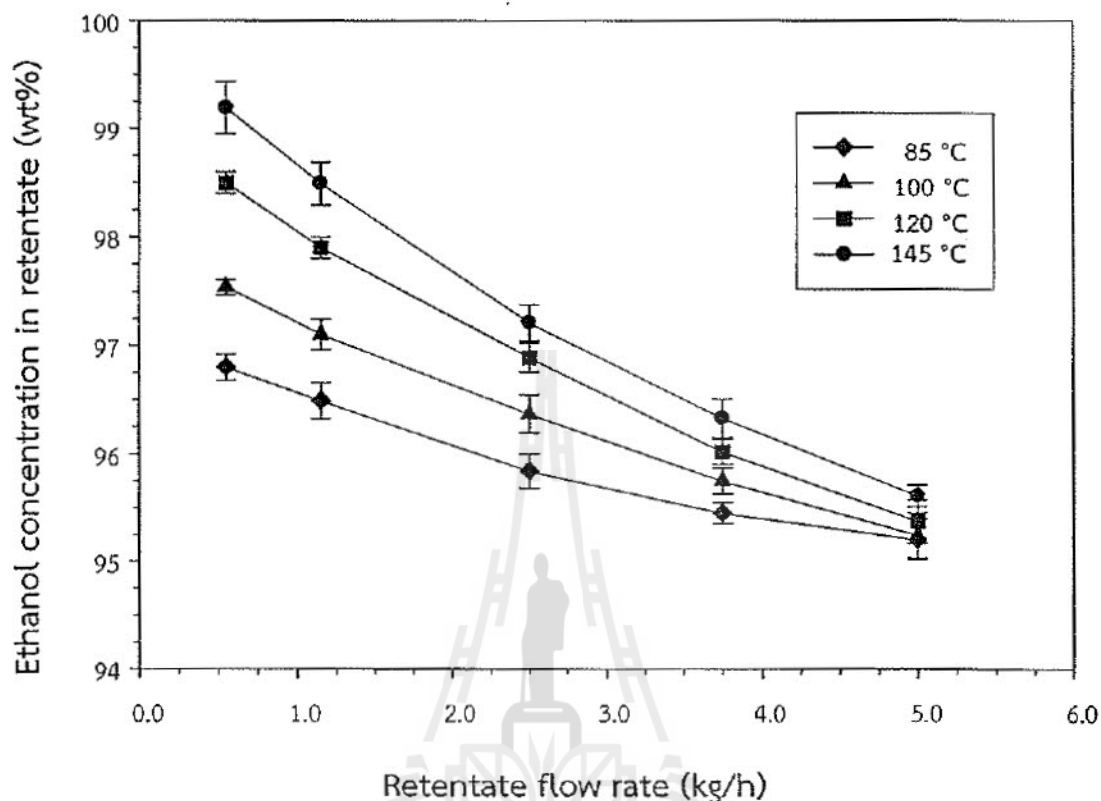


รูปภาพ 33 การพล็อตสมการอาร์เรเนียสระหว่างค่าการพังก์ชัโดยรวมของเพอร์มิเอทและค่าอุณหภูมิสัมบูรณ์ผกผัน

โดยในการศึกษาครั้งนี้ ได้ทำการคำนวณค่าพลังงานกระตุ้นสัมพัทธ์เฉลี่ยที่มีต่อค่าฟลักซ์โดยรวมของเพอร์มิเอทคือ 60.05 กิโลจูลต่อโมล โดยได้ทำการคำนวณจากค่าเฉลี่ยของความชันที่ความเข้มข้นต่าง ๆ ของน้ำในด้านของสารป้อนทั้ง 4 ความเข้มข้น ซึ่งค่าความชันที่ได้จะมีช่วงของการผันแปรอยู่ที่ 46.23–80.48 กิโลจูลต่อโมล กล่าวโดยสรุปแล้ว ถึงแม้ว่าค่าฟลักซ์โดยรวมของเพอร์มิเอทที่ได้จากการศึกษาในอุณหภูมิต่าง ๆ เหล่านี้ จะมีค่าน้อยกว่างานที่ได้ทำการศึกษาก่อนหน้านี้โดยใช้เยื่อแผ่นชนิดเดียวกัน (Sato *et al.*, 2008) แต่อย่างไรก็ตามความเข้มข้นของน้ำในด้านของเพอร์มิเอทนั้นยังคงค่อนข้างสูง โดยทุก ๆ การทดลองจะให้ค่าสัมประสิทธิ์การแยกที่สูงกว่า 1000

- อิทธิพลจากอัตราการไหลของรีเทนเตต (retentate)

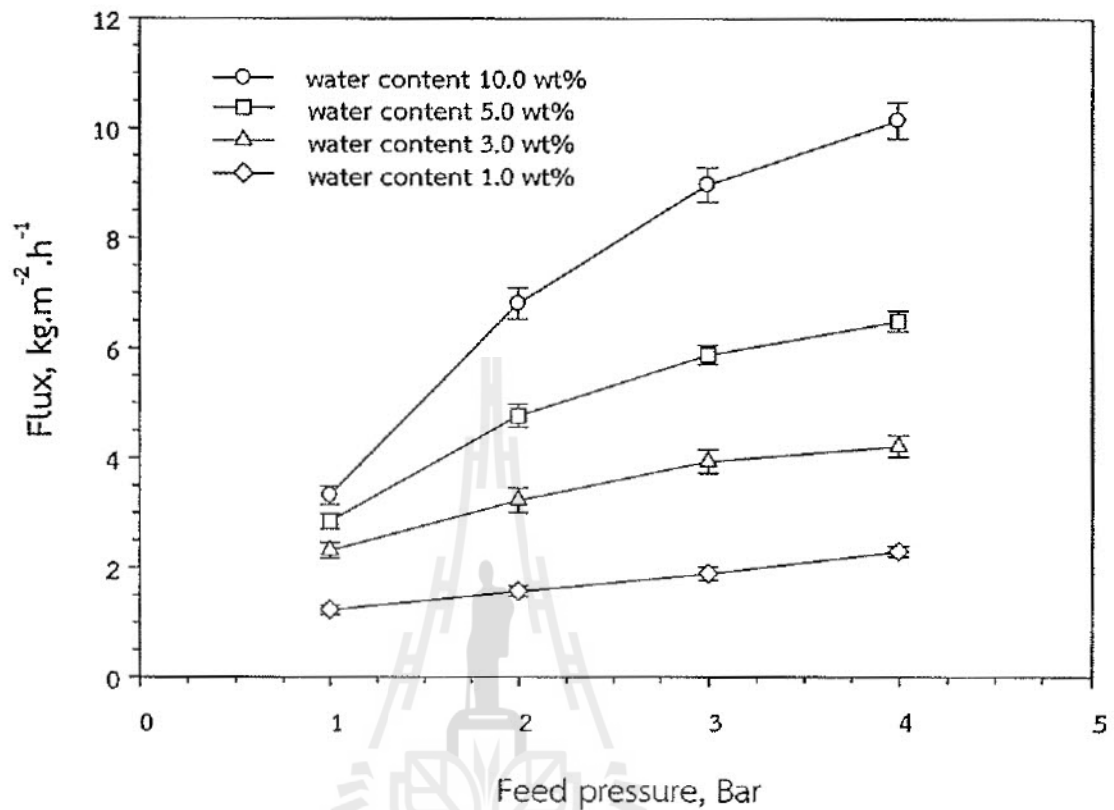
อิทธิพลอีกอย่างหนึ่งที่มีผลกระทบโดยตรงต่อประสิทธิภาพการแยกน้ำของระบบการแยกไอผ่านเยื่อแผ่นคืออัตราการไหลของรีเทนเตตที่ป้อนเข้าสู่โมดูลของเยื่อแผ่น ซึ่งแสดงในรูปภาพ 34 โดยในการทดลองนี้ ได้ทำการควบคุมอัตราการไหลของรีเทนเตต ให้อยู่ในช่วง 0.5 ถึง 5.0 กิโลกรัมต่อชั่วโมง และมีการควบคุมอุณหภูมิของไอที่เข้าสู่โมดูลระหว่าง 85 ถึง 145 องศาเซลเซียส ซึ่งผลการทดลองพบว่าอัตราการไหลของรีเทนเตต ที่ต่ำๆ นั้น แสดงให้เห็นว่าไอของ เอทานอลและน้ำ มีเวปลาที่ จะสัมผัสกับพื้นผิวของเยื่อแผ่นได้ยาวนานขึ้น ทำให้ความเข้มข้นของเอทานอลในกระแสรีเทนเตตจะขึ้นอยู่กับอัตราการไหลเป็นสำคัญ โดยเฉพาะอย่างยิ่งที่สำหรับอุณหภูมิไอของสารป้อนที่สูง ๆ ยกตัวอย่างเช่น ที่อุณหภูมิ 85 °C นั้น อัตราการไหลของรีเทนเตต จะมีผลกระทบน้อยที่สุด โดยที่อัตราการไหล 5.0 กิโลกรัมต่อชั่วโมง ความเข้มข้นของเอทานอลในรีเทนเตตที่วัดได้เมื่ออุณหภูมิของสารป้อนที่ 85, 100, 120, และ 145 องศาเซลเซียส จะค่อยๆ เพิ่มขึ้นจากร้อยละ 95.0 เป็น 95.20, 95.24, 95.37, และ 95.61 ตามลำดับ อย่างไรก็ตาม ความเข้มข้นของเอทานอลในรีเทนเตตจะเพิ่มขึ้นแบบเอ็กโปเนนเชียล เมื่อมีการใช้อัตราการไหลที่ต่ำและมีอุณหภูมิของสารป้อนที่สูง เช่นความเข้มข้นของเอทานอลในรีเทนเตตมีค่าสูงสุดถึงร้อยละ 99.30 ที่อัตราการไหล 0.5 กิโลกรัมต่อชั่วโมงและที่อุณหภูมิไอของสารป้อน 145 องศาเซลเซียส กล่าวโดยทั่วไปแล้ว ประสิทธิภาพในการแยกน้ำออกจากจากไอผสมของเอทานอลที่สูงนั้น จะมีเหตุมาจากอุณหภูมิที่สูงขึ้น ส่งผลให้แรงผลักดัน (driving force) มีค่าที่มากขึ้นนั่นเอง



รูปภาพ 34 อิทธิพลของอัตราการไหลของรีเทนเนตและความเข้มข้นของน้ำเริ่มต้นที่มีต่อค่าฟลักซ์โดยรวมของเพอร์มิเอท

- อิทธิพลจากความดัน

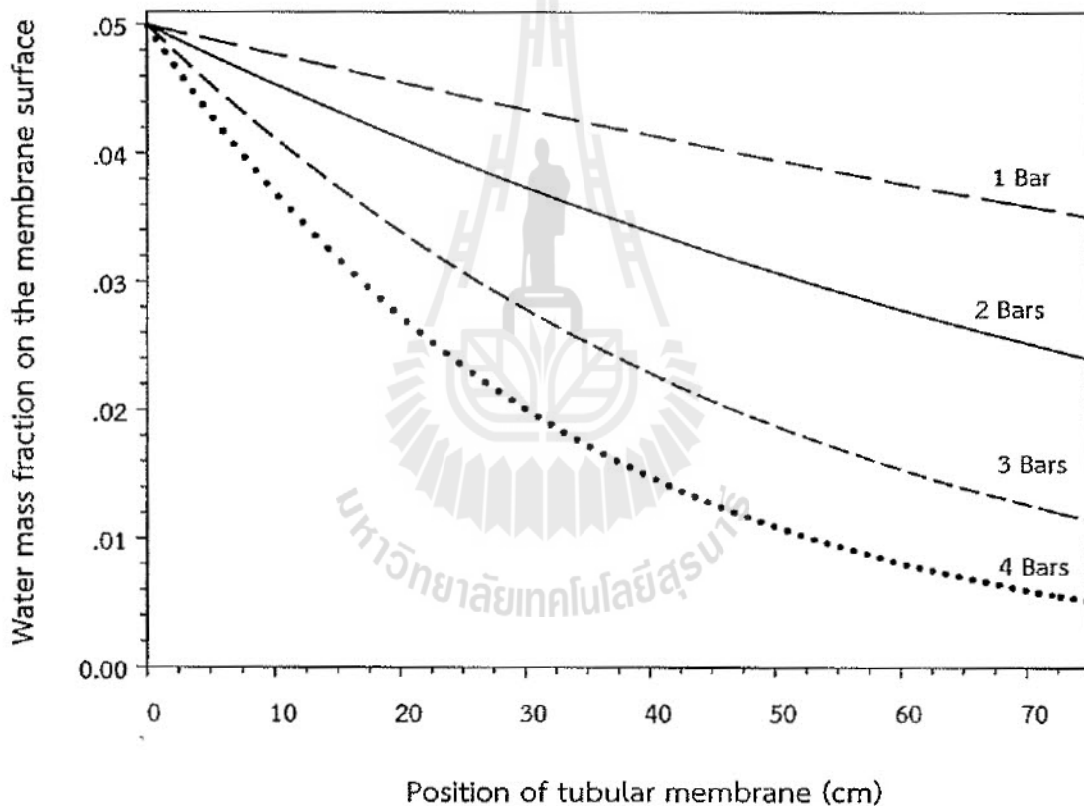
นอกจากอิทธิพลของสภาวะการทดลองต่าง ๆ ดังที่ได้กล่าวมาแล้ว หนึ่งในตัวแปรที่สำคัญที่สุดในระบบการแยกไอผ่านเยื่อแผ่นนั้นคือความดันย่อยหรือ partial pressure ซึ่งเกี่ยวข้องกับแรงขับเคลื่อน (driving force) ของน้ำผ่านชั้นผิวของเยื่อแผ่นเซรามิก ซึ่งรูปภาพ 35 แสดงให้เห็นถึงความสัมพันธ์ระหว่างค่าฟลักซ์โดยรวมของเพอร์มิเอทกับความดันที่เข้าสู่ระบบ โดยทำการทดลองที่อุณหภูมิของสารป้อนคงที่ ที่ 145 องศาเซลเซียส ซึ่งผลการทดลองโดยทั่วไป แสดงให้เห็นว่า ค่าฟลักซ์โดยรวมของเพอร์มิเอทที่เพิ่มขึ้นนั้น จะแปรผันโดยตรงกับการเพิ่มขึ้นของความดันที่เข้าสู่ระบบ (feed pressure) โดยเฉพาะที่ความเข้มข้นของน้ำในสารป้อนสูง ๆ และค่าฟลักซ์ของเอทานอลนั้นมีค่าที่เกือบจะเป็นศูนย์สำหรับทุก ๆ สภาวะของการทดลอง ทั้งนี้เนื่องมาจากโครงสร้างที่แข็งแรงและมีลักษณะเป็น molecular sieve ของชั้นผิวที่เป็นเซรามิกนั่นเอง



รูปภาพ 35 อิทธิพลของความดันด้านสารป้อนและความเข้มข้นของน้ำเริ่มต้นที่มีต่อค่าฟลักซ์โดยรวมของเพอร์มิเอท

สำหรับความเข้มข้นน้ำในสารป้อนร้อยละ 1.0 พบว่าค่าฟลักซ์โดยรวมของเพอร์มิเอทนั้น จะแปรผันโดยตรงกับ ความต่างของความดันไอย่อย (partial vapor pressure) ระหว่างทั้งสองด้านของเยื่อแผ่น โดยมีค่าอยู่ในช่วง 1.23 ถึง 2.30 กิโลกรัมต่อตารางเมตรต่อชั่วโมง นอกจากนี้แล้ว ค่าฟลักซ์โดยรวมของเพอร์มิเอทนั้นได้เพิ่มขึ้นอย่างมีนัยสำคัญที่ความเข้มข้นน้ำในสารป้อนเพิ่มขึ้น สำหรับความเข้มข้นน้ำในสารป้อนร้อยละ 3.0 นั้นพบว่ามีความสัมพันธ์ที่เป็นเส้นตรงระหว่างค่าฟลักซ์ของน้ำ และความดันของสารป้อนที่เข้าสู่ระบบในช่วงไม่เกิน 3 บาร์ จากนั้นความสัมพันธ์จะเปลี่ยนแปลงเป็น แบบไม่เป็นเส้นตรง (เป็นเส้นโค้งแบบคว่ำ) เมื่อค่าความดันไอของระบบ (feed pressure) อยู่ที่ 3.0 ถึง 4.0 บาร์ โดยมีค่าฟลักซ์โดยรวมของเพอร์มิเอทอยู่ที่ 2.32, 3.23, 3.94, และ 4.22 กิโลกรัมต่อตารางเมตรต่อชั่วโมงตามลำดับ สำหรับความเข้มข้นน้ำในสารป้อนร้อยละ 10.0 นั้น ผลการทดลองพบว่า เมื่อค่าความดันไอของสารป้อนเพิ่มขึ้นจาก 1.0 เป็น 2.0 บาร์ จะส่งผลทำให้มีการ

เพิ่มขึ้นอย่างมีนัยสำคัญของค่าฟลักซ์โดยรวมของเพอร์มิเอทจาก 3.22 เป็น 6.81 กิโลกรัมต่อตารางเมตรต่อชั่วโมงตามลำดับ แต่อย่างไรก็เมื่อทำการเพิ่มความดันขึ้นไปให้สูงขึ้น การเพิ่มขึ้นของค่าฟลักซ์โดยรวมของเพอร์มิเอทจะเพิ่มขึ้นอย่างเล็กน้อย โดยไม่ได้การเพิ่มขึ้นในลักษณะที่เป็นเส้นตรงตามการเพิ่มขึ้นของความดันไอของสารป้อน ซึ่งค่าฟลักซ์โดยรวมของเพอร์มิเอทที่ความดันไอ 2.0, 3.0, และ 4.0 บาร์ สามารถวัดได้คือ 6.81, 8.97 และ 10.15 กิโลกรัมต่อตารางเมตรต่อชั่วโมงตามลำดับ ซึ่งผลการทดลองแสดงให้เห็นว่าอัตราการกำจัดน้ำด้วยเยื่อแผ่นมักจะไม่ง่ที่ ในช่วงทั้งหมดที่ทำการทดลอง

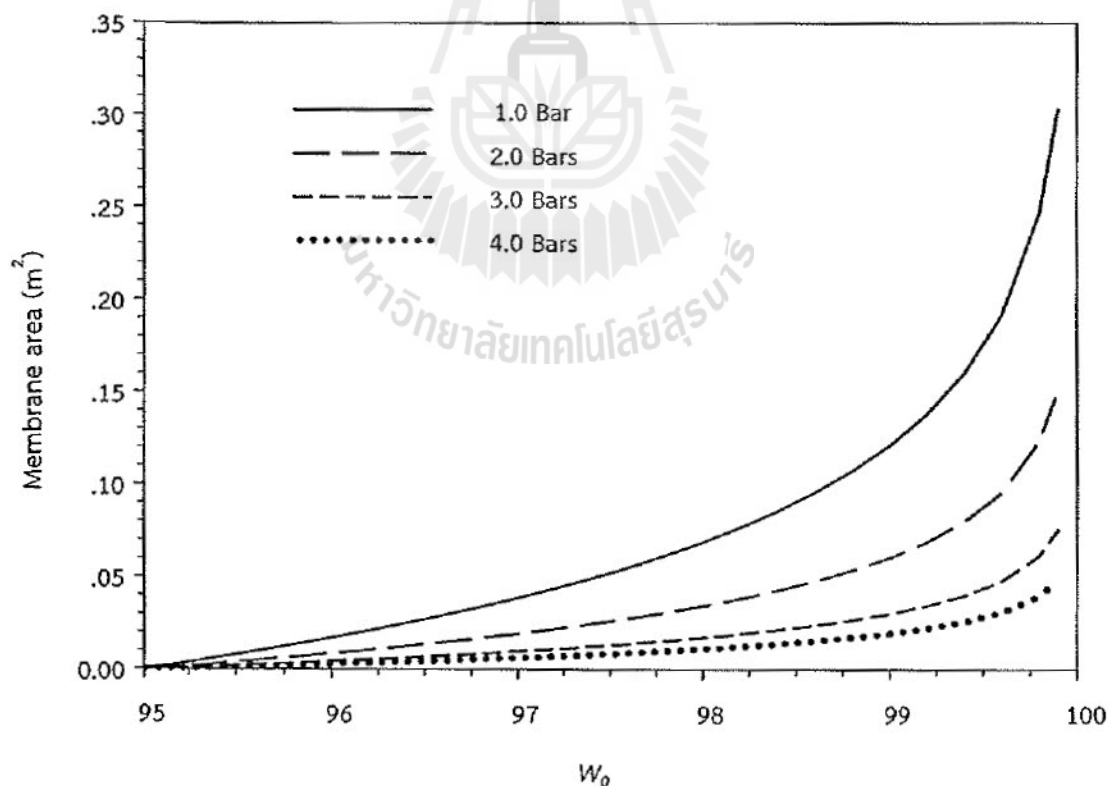


รูปภาพ 36 แบบจำลองทางคณิตศาสตร์สำหรับการคาดคะเนความเข้มข้นของน้ำที่ลดลงภายในโมดูลของเยื่อแผ่น

รูปภาพ 36 เป็นการใชแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ในการคาดคะเนอิทธิพลของความดันในด้านของสารป้อนต่อความเข้มข้นของน้ำในไอของเอทานอลเมื่อเคลื่อนที่ผ่านผิวหน้าของเยื่อแผ่น ณ ตำแหน่งต่าง ๆ ซึ่งการสร้างสมการพื้นฐานสำหรับแบบจำลองทางคณิตศาสตร์นี้ จะอ้างอิงถึงสมการที่ 22 โดยเป็นพื้นฐานมาจากอัตราของการถ่ายเทมวลของสารตามกฎข้อที่ 1 ของฟิคส์ (Fick's law)

โดยสมมุติฐานหลักของแบบจำลองนี้มีดังนี้ 1. การสูญเสียความดันจะมีเพียงเล็กน้อยในทางด้านใด ด้านหนึ่งของเมมเบรน 2. การถ่ายเทมวลเกิดขึ้นที่อุณหภูมิที่คงที่ (isothermal operation) และ 3. ทิศทางการไหลของไอสารป้อน และไอของเพอร์มิเอทผ่านที่ผ่านพื้นที่ผิวของเยื่อแผ่นเป็นแบบท่อไหล (Plug Flow) ซึ่งลักษณะการถ่ายเทมวลของน้ำตามผิวหน้าของเยื่อแผ่น ณ ความดันต่าง ๆ จาก 1-4 บาร์ นั้นจะพบว่า ณ ความดันน้อย ๆ เช่น 1-2 บาร์ ลักษณะการลดลงของความเข้มข้นของน้ำนั้น จะมีลักษณะที่เป็นเส้นตรง และหากเพิ่มความดันขึ้น ก็จะส่งผลให้เกิดการถ่ายเทมวลของน้ำมากขึ้น โดยความเข้มข้นของน้ำในด้าน retentate ที่หลุดออกจากเยื่อแผ่นก็จะลดลงตามลำดับ ในขณะที่เดียวกัน เมื่อใช้ความดันที่สูงขึ้น (เช่น 3-4 บาร์) ลักษณะการลดลงของเส้นกราฟจะเป็นแบบพาราโบลา โดยในช่วงแรก ๆ ซึ่งมีความเข้มข้นของน้ำที่สูง การถ่ายเทมวลของน้ำผ่านเยื่อแผ่นจะเกิดขึ้นอย่างรวดเร็ว และเมื่อความเข้มข้นของน้ำลดลง อัตราการถ่ายเทมวลของน้ำก็จะลดลงตามไปด้วยตามลำดับ

- แบบจำลองทางคณิตศาสตร์สำหรับการคำนวณพื้นที่ผิวที่ต้องการ



รูปภาพ 37 แบบจำลองทางคณิตศาสตร์สำหรับการคำนวณพื้นที่ผิวของเยื่อแผ่นที่ต้องการ ณ ความดันและความเข้มข้นต่าง ๆ เป็นร้อยละของรีเทนเทต (W_0).

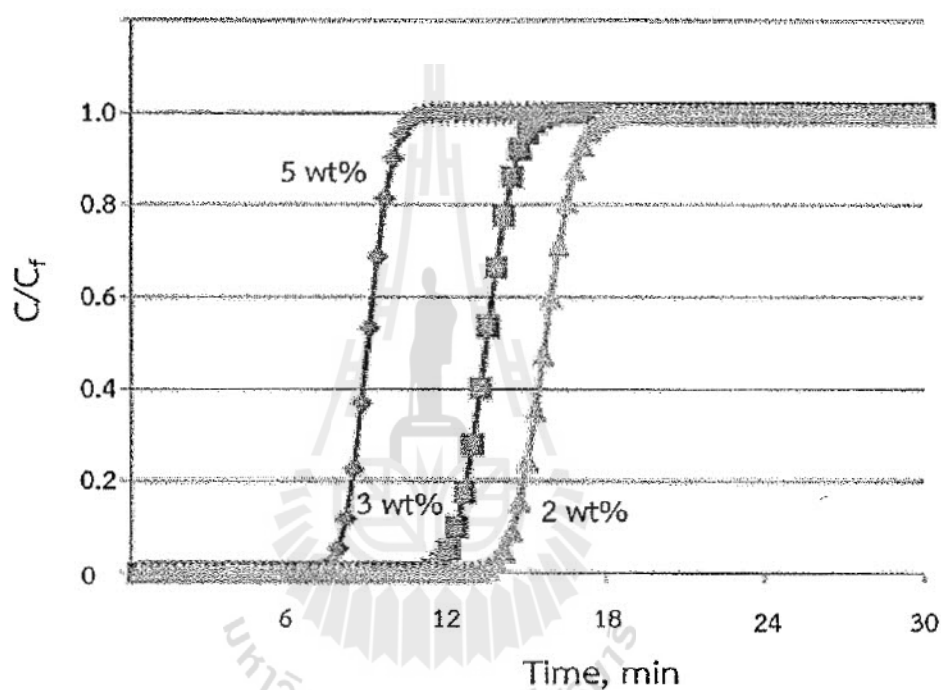
รูปภาพ 37 แสดงการออกแบบและคำนวณพื้นที่ผิวของเยื่อแผ่นสำหรับอัตราการผลิตเชื้อเพลิงเอทานอลตามต้องการนั้น สามารถทำการคำนวณเพื่อประมาณค่าของพื้นที่เยื่อแผ่นที่ต้องการได้โดยอาศัยค่า พลิกซ์โดยรวมของเพอร์มิเอทและค่าสัมประสิทธิ์การแยก ณ สภาพะของการทดลองหนึ่ง ซึ่งค่าเฉลี่ยของพลิกซ์โดยรวมของเพอร์มิเอท และสัมประสิทธิ์การแยกนั้น ได้จากข้อมูลการทดลอง ในขณะที่สัดส่วนโดยน้ำหนักของเอทานอลในด้านของสารป้อน กำหนดไว้ที่ 95 และค่าเฉลี่ยลอกกาติที่ค่าการแยก (logarithmic mean) คือ 1000 ซึ่งในกราฟนี้ได้แสดงถึงอิทธิพลของความดันไอน้ำในด้านของสารป้อนที่เพิ่มขึ้น จะส่งผลต่อพื้นที่ผิวที่ต้องการในการแยกน้ำออกจากไอผสมของเอทานอลว่าเป็นเท่าใด ซึ่งกล่าวโดยรวมแล้วความดันไอน้ำของสารป้อนที่เพิ่มขึ้น จะส่งผลให้อัตราการถ่ายเทมวลของน้ำเพิ่มมากขึ้น ซึ่งผลของแบบจำลองทางคณิตศาสตร์สามารถอธิบายได้ดังนี้ ที่ความดันไอน้ำของสารป้อน 1.0 บาร์ พื้นที่เมมเบรนที่ต้องการนั้นจะเพิ่มขึ้น เกือบจะเป็นเส้นตรง กับการเพิ่มขึ้นของสัดส่วนโมลเอทานอล นั้นเพิ่มเป็น 98.5 ในขณะที่หากต้องการความเข้มข้นของเอทานอลใน retentate ที่สูงกว่านี้ พื้นที่ผิวของเยื่อแผ่นที่ต้องการจะเพิ่มขึ้นอย่างชัดเจน โดยมีลักษณะการเพิ่มขึ้นแบบเอ็กโปเนนเชียล ซึ่งจะเห็นได้อย่างชัดเจนว่า ความดันไอน้ำของสารป้อนนั้น จะมีอิทธิพลสำคัญในการกำหนดพื้นที่ผิวของเมมเบรนที่ต้องการ โดยทั่วไปแล้ว พื้นที่เมมเบรนที่ต้องการนั้นจะลดลงเมื่อ แรงผลักดัน (driving force) เพิ่มขึ้น โดยพื้นที่ผิวของเยื่อแผ่นที่ต้องการในการผลิตเอทานอล 99.8% นั้นคำนวณได้ 0.31 ตารางเมตร และเมื่อทำการเพิ่มความดันไอน้ำของสารป้อนที่เข้าสู่ระบบขึ้นเป็น 2.0 บาร์ จะส่งผลให้พื้นที่ผิวของเยื่อแผ่นที่ต้องการ ลดลงร้อยละ 52 สำหรับการประสิทธิภาพในการกำจัดน้ำออกที่เท่ากัน แต่อย่างไรก็ตาม พื้นที่ผิวของเยื่อแผ่นที่ต้องการ จะลดลงเพียงร้อยละ 30 เท่านั้น เมื่อความดันไอน้ำของสารป้อนเพิ่มขึ้นจาก 3.0 เป็น 4.0 บาร์ด้วยเหตุนี้ จึงมีเหตุผลที่จะสรุปได้ว่าความดันไอน้ำของสารป้อนที่เหมาะสมที่สุดสำหรับกระบวนการ การแยกไอน้ำผ่านเยื่อแผ่นนั้น จะเกิดขึ้นที่ความดันไอน้ำของน้ำมีค่าต่ำ (ความเข้มข้นของน้ำต่ำ) โดยเฉพาะอย่างยิ่งเมื่อความเข้มข้นของผลิตภัณฑ์เอทานอลที่ต้องการมีมากกว่าร้อยละ 99.0

3.2.2 การดูดซับแบบสลับความดัน

สำหรับการทดสอบการดูดซับ ถูกใช้เป็นขั้นตอนสุดท้ายของการแยกน้ำออกจากเอทานอล โดยมีวัตถุประสงค์เพื่อผลิตเอทานอลให้ได้ความบริสุทธิ์สูง มีปริมาณน้ำสูงสุดไม่เกินร้อยละ 0.3 โดยน้ำหนัก ในงานวิจัยนี้ได้ศึกษา breakthrough curve ของการดูดซับน้ำในสารละลายเอทานอล ซึ่ง

เป็นผลของความเข้มข้นของเอทานอลด้านสารป้อนเท่านั้น ทั้งนี้เนื่องจากอุณหภูมิและความดันด้านสารป้อนนั้น จะมีสภาวะการทำงานเดียวกันกับระบบการแยกไอผ่านเยื่อแผ่นคือ 4 บาร์และ 145 องศาเซลเซียสตามลำดับ

3.2.2.1 ผลของความเข้มข้นของเอทานอลต่อ breakthrough curve



รูปภาพ 38 ผลของความเข้มข้นของน้ำเริ่มต้นในด้านสารป้อนที่มีต่อ breakthrough curve ที่ความดัน 4 บาร์และอุณหภูมิ 145 องศาเซลเซียส

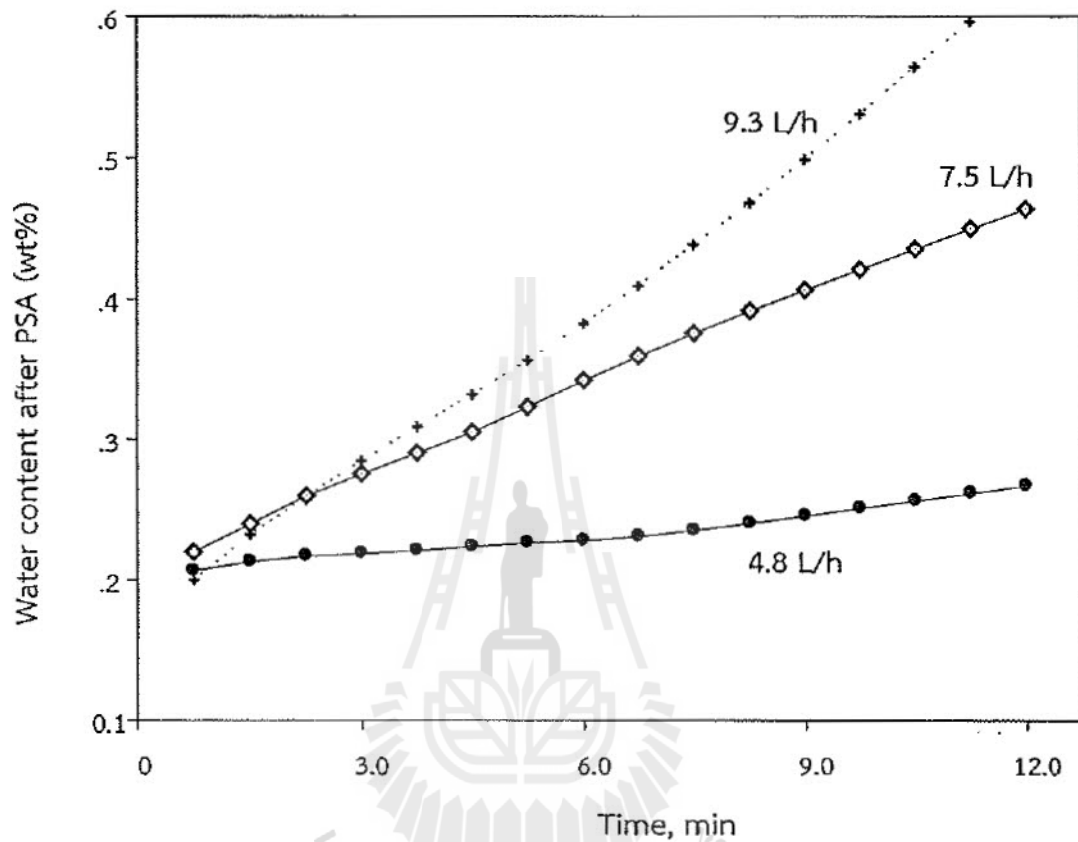
ผลของความเข้มข้นของเอทานอลด้านสายป้อนที่มีต่อความสามารถในการดูดซับ และการผลิตเอทานอลบริสุทธิ์แสดงในรูปภาพ 38 ทำการทดลองที่ความเข้มข้นของน้ำเริ่มต้นในด้านของสารป้อนจำนวน 3 ความเข้มข้นคือร้อยละ 2, 3, และ 5 โดยน้ำหนักตามลำดับ โดยแกน y แสดงถึงความเข้มข้นน้ำสัมพัทธ์ (relative water concentration) ซึ่งคำนวณจากความเข้มข้นของน้ำที่บันทึกค่าได้หารด้วยความเข้มข้นของน้ำเริ่มต้น ซึ่งผลการทดลองพบว่าความสามารถในการดูดซับเปลี่ยนแปลงอย่างมีนัยสำคัญที่ระดับความเข้มข้นของเอทานอลด้านสารป้อนต่างๆกัน ที่ความเข้มข้นของเอทานอลร้อยละ 95 โดยน้ำหนัก (น้ำ 5%) พบว่าความเข้มข้นของน้ำที่เจือปนกับผลิตภัณฑ์เอทานอลเพิ่มขึ้นอย่างรวดเร็วเพียงหลังจากทำการทดลองประมาณ 7 นาทีเท่านั้น (breakthrough time)

ซึ่งในช่วงแรก ๆ นั้น จะมีปริมาณน้ำเจือปนต่ำสุดเกือบจะเป็นศูนย์ และเมื่อเวลาผ่านไปเกินกว่า 7 นาที พบว่าความเข้มข้นของน้ำเพิ่มขึ้นอย่างรวดเร็วและเท่ากับสารป้อนเมื่อถึงเวลาประมาณ 8 นาที ในขณะที่เดียวกันสำหรับที่ความเข้มข้นของน้ำในด้านของสารป้อนร้อยละ 2 และ 3 โดยน้ำหนัก พบว่า ลักษณะความสัมพันธ์การทำงานของ การดูดซับมีแนวโน้มเหมือนกับที่ความเข้มข้นของน้ำร้อยละ 5 โดยน้ำหนัก เพียงแต่ breakthrough time จะเพิ่มขึ้นเป็นประมาณ 12 และ 14 นาทีตามลำดับ ทั้งนี้ เป็นผลสืบเนื่องมาจากการที่สารป้อนมีปริมาณน้ำที่เข้าสู่คอลัมน์ของการดูดซับที่น้อยลง จึงทำให้เวลาที่ใช้ในการอิ่มตัว (saturation) ของเม็ด molecular sieve ยาวนานขึ้นนั่นเอง ซึ่งเมื่อเปรียบเทียบผลการทดลองของการดูดซับกับการแยกไอน้ำผ่านเยื่อแผ่นนั้น ผลการทดลองยืนยันว่าขั้นตอนการทำงานของกระบวนการแยกไอน้ำผ่านเยื่อแผ่นมีประสิทธิภาพมากกว่า เมื่อปริมาณน้ำเจือปนในสารป้อนสูง ๆ ในขณะที่กระบวนการดูดซับมีประสิทธิภาพมากกว่าเมื่อปริมาณน้ำเจือปนในด้านสารป้อนต่ำ ๆ เพราะความสามารถของการดูดซับขึ้นอยู่กับช่องว่างของตัวดูดซับที่มีอยู่สำหรับโมเลกุลของน้ำ ปริมาณน้ำที่เจือปนในสารป้อนจึงควรจะมีปริมาณที่ต่ำที่สุด อาจสรุปได้ว่าควรจะแยกน้ำออกจากกระบวนการแยกไอน้ำผ่านเยื่อแผ่นจนกว่าจะได้เอทานอลความบริสุทธิ์สูง ๆ ซึ่งมีน้ำเจือปนอยู่ที่ประมาณร้อยละ 2 โดยน้ำหนัก ก่อนที่จะเข้าสู่กระบวนการการดูดซับต่อไป

3.2.3 การแยกน้ำด้วยการรวมระบบการแยกไอน้ำผ่านเยื่อแผ่นและการดูดซับ

ผลการทดลองในรูปภาพ 39 แสดงถึงประสิทธิภาพของกระบวนการแยกน้ำออกจากเอทานอลด้วยการรวมระบบการแยกไอน้ำผ่านเยื่อแผ่นและการดูดซับเข้าด้วยกัน ทำการทดลองที่อัตราการไหลของผลิตภัณฑ์เอทานอลที่แตกต่างกัน ผลการทดลองพบว่าอัตราการไหลมีผลอย่างมากต่อปริมาณน้ำที่เจือปนในผลิตภัณฑ์เอทานอล ที่อัตราการไหล 9.3 ลิตรต่อชั่วโมง ปริมาณน้ำในผลิตภัณฑ์เอทานอลพบว่าเพิ่มขึ้นอย่างต่อเนื่องตั้งแต่เริ่มต้นของการทดสอบ โดยความชันของกราฟสามารถประมาณได้ที่ร้อยละ 0.039 โดยน้ำหนักต่อนาที ผลจากการทดสอบที่ดีที่สุดคือที่อัตราการไหลของสารป้อน 4.8 ลิตรต่อชั่วโมง โดยค่าปริมาณน้ำเจือปนต่ำสุดร้อยละ 0.1 โดยน้ำหนัก และความเข้มข้นของน้ำในผลิตภัณฑ์เอทานอลจะค่อย ๆ เพิ่มขึ้นจนมีความเข้มข้นเกินกว่าร้อยละ 0.30 โดยน้ำหนัก ซึ่งสามารถวัดค่าความเข้มข้นของน้ำในผลิตภัณฑ์เอทานอลแบบ on-line ได้จากเครื่องวัดความหนาแน่น เมื่อความเข้มข้นของน้ำในผลิตภัณฑ์เอทานอลเกินจุดที่ได้กำหนดไว้ ก็จะต้องทำการสลับการทำงานไปยัง

ยังอลัมน์ที่สอง ก่อนที่จะทำการ regenerate คอลัมน์ที่ถึงจุดอิ่มตัวโดยการทำให้เกิดสูญญากาศต่อไป



รูปภาพ 39 ผลของอัตราการไหลที่มีต่อปริมาณน้ำในผลิตภัณฑ์เอทานอลตลอดกระบวนการกำจัดน้ำด้วยระบบผสมการแยกไอน้ำผ่านเยื่อแผ่นและการดูดซับที่ความดันด้านสายป้อน 3 บาร์ ความเข้มข้นของน้ำเริ่มต้นร้อยละ 5 โดยน้ำหนัก อุณหภูมิของโมดูลและคอลัมน์ 145 °C

3.3 การพัฒนาระบบการหมักเอทานอล

3.3.1 การแยกเอทานอลควบคู่กับกระบวนการหมักด้วยเทคนิคการกลั่นลำดับส่วนแบบสูญญากาศ

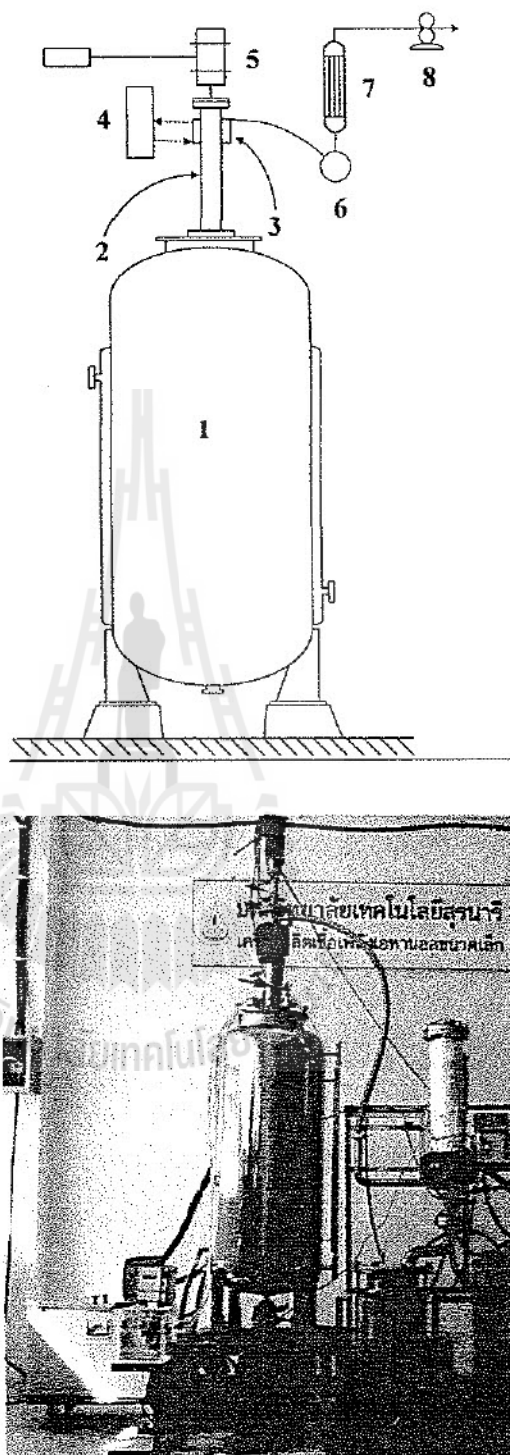
การหมักเอทานอลสามารถหมักได้จากวัตถุดิบทางการเกษตรหลายชนิดเช่น กากน้ำตาลอ้อย ข้าวฟ่างหวาน เซลลูโลส (cellulosic ethanol) และจากมันสำปะหลังเป็นต้น ซึ่งกระบวนการหมักแบบกะนั้น จะดำเนินจนกระทั่งปริมาณน้ำตาลได้หมดลงหรือกระบวนการหมักสิ้นสุดเนื่องจากเชื้อ

ยีสต์ตาย ซึ่งสาเหตุหลักของการตายนั้น เนื่องจากปริมาณเอทานอลที่สะสมในน้ำหมักจำนวนมาก ก่อนที่จะนำน้ำหมักดังกล่าวไปต้มกลั่นต่อไป แต่อย่างไรก็ตามปัญหาหลักของการหมักเอทานอล คือ การยับยั้งที่เกิดขึ้นจากผลิตภัณฑ์ เอทานอลเป็นสารพิษต่อเซลล์ของเชื้อยีสต์ มีรายงานว่าความเข้มข้นของเอทานอลที่ 1-2 wt% สามารถก่อให้เกิดความเครียดในเชื้อยีสต์ได้ โดยอัตราการเกิดเอทานอล (productivity) จะมีค่าสูงสุดในช่วงแรกของการหมัก เนื่องจากยังไม่มี การสะสมของเอทานอล แต่ค่า productivity ของเอทานอลจะลดลงเมื่อมีปริมาณของเอทานอลในน้ำหมักเพิ่มขึ้น และที่ความเข้มข้นของเอทานอลที่ประมาณ 12% จะทำให้เกิดกิจกรรมการหมักสิ้นสุดลง เป็นผลสืบเนื่องมาจากการที่เชื้อยีสต์ตายไปในที่สุด (product inhibition) เนื่องจากเอทานอลจะเข้าไปทำลายเยื่อหุ้มเซลล์ให้สูญเสียคุณลักษณะในการควบคุมการเลือกผ่านสารเข้า-ออกเซลล์ ทำให้เซลล์ยีสต์ไม่สามารถนำเอา น้ำตาลเข้าเซลล์และเอาเอทานอลออกจากเซลล์ได้ ทำให้เซลล์ ยีสต์ตาย มีรายงานวิจัยหลายด้าน ที่พยายามจะเพิ่มปริมาณของเอทานอลจากการหมัก (upstream processing) เช่นการพัฒนาสายพันธุ์ยีสต์ที่ทนอุณหภูมิสูง การพัฒนาการใช้เซลล์ูโลสเป็นแหล่งคาร์บอน เป็นต้น

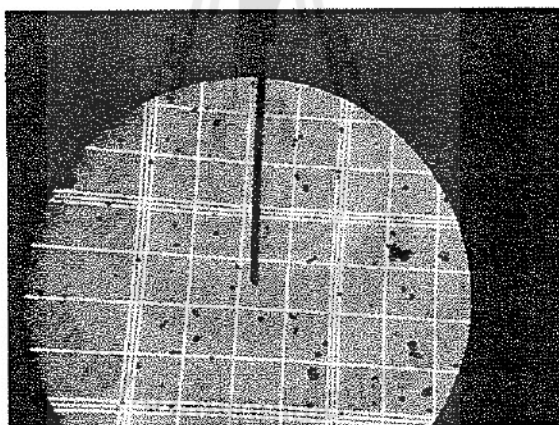
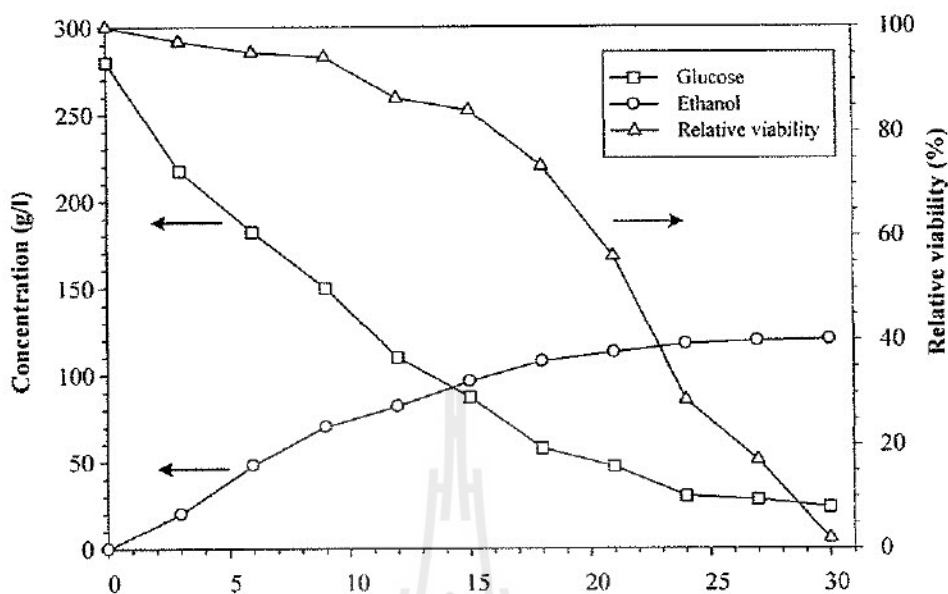
นอกจากนี้ ยังมีรายงานวิจัยในการแยกเอทานอลออกจากน้ำหมักควบคู่ไปกับกระบวนการหมัก (in situ product removal หรือ extractive fermentation) ในระหว่างที่การหมักกำลังดำเนินไปโดยใช้เทคนิคต่าง ๆ เช่น การใช้ตัวทำละลายสกัดเอทานอลออกมา การใช้เยื่อแผ่น (pervaporation) และการใช้สุญญากาศ (vacuum fermentation) เป็นต้น โดยแนวความคิดของการแยกผลิตภัณฑ์เอทานอลออกจากกระบวนการหมักนี้ จะทำให้มีข้อดีหลายประการคือ เอทานอลจะถูกแยกออกจากระบบอยู่ตลอดเวลา ส่งผลให้ไม่เกิดความเป็นพิษของเอทานอลต่อเชื้อยีสต์ เนื่องจากความเข้มข้นของเอทานอลในน้ำหมักมีค่าต่ำอยู่เสมอ ทำให้สามารถทำการเพิ่มผลิตผล (volumetric productivity) ของเอทานอลได้ ไม่ว่าจะเป็นการใช้ความเข้มข้นของยีสต์ที่สูง (high-cell-density fermentation) หรือการหมักด้วยน้ำตาลเข้มข้น (high substrate concentration) ส่งผลให้ขนาดของถังหมักจะมีขนาดเล็กลงเมื่อเทียบกับกำลังการผลิตที่เท่ากันจากการหมักแบบกะ (batch fermentation) เนื่องจากเชื้อยีสต์จะสามารถผลิตเอทานอลได้ในปริมาณที่มากขึ้นและ แต่อย่างไรก็ตาม ความเข้มข้นของเอทานอลที่แยกได้จากเทคนิคเพอร์เวปอเรชัน หรือการหมักแบบสุญญากาศนั้น จะยังมีน้ำเป็นส่วนประกอบอยู่เป็นจำนวนมาก (มากกว่า 60 %) ซึ่งจำเป็นที่จะต้องทำการกลั่นซ้ำอีกครั้งหนึ่ง หากมีระบบที่สามารถแยกเอทานอลที่มีความเข้มข้นสูงกว่า 90 % ควบคู่กับกระบวนการหมัก ก็จะเป็นประโยชน์อย่างมาก เนื่องจากสามารถนำเอทานอลนี้เข้าสู่การแยกน้ำเพื่อผลิตเป็นเชื้อเพลิงเอทานอลได้โดยตรง

จากการพิจารณาสมบัติทางกายภาพและเคมีของเอทานอลนั้น พบว่ามีความสามารถในการกลายเป็นไอสูง กล่าวคือเอทานอล มีจุดเดือดอยู่ที่ 78 องศาเซลเซียส ดังนั้นกระบวนการที่เหมาะสมในการแยกเอทานอลออกจากน้ำก็คือการกลั่นลำดับส่วน ส่วนการใช้สมบัติอย่างอื่นจะทำให้การแยกทำได้ค่อนข้างยาก เช่นการใช้ตัวทำละลายอินทรีย์ในการสกัดจะพบปัญหาสำคัญคือ ค่าสัมประสิทธิ์การแยก (distribution coefficient) ที่ต่ำ โดยเฉพาะเอทานอลซึ่งสามารถละลายน้ำได้ดี เป็นต้น นอกจากนี้แล้วยังจำเป็นต้องทำการกลั่นลำดับส่วนเพื่อแยกผลิตภัณฑ์ออกจากตัวทำละลายอินทรีย์ ภายหลังจากการสกัดอีกด้วย หอกกลั่นเอทานอลแบบต่อเนื่องที่ทำการพัฒนาขึ้นมาี้ สามารถนำมาประยุกต์ใช้ในการกลั่นลำดับส่วนแบบสุญญากาศ โดยสามารถประกอบร่วมกับถังปฏิกรณ์ชีวภาพได้โดยตรง

หลักการการทำงานของระบบการแยกเอทานอลควบคู่กับกระบวนการหมักด้วยระบบการกลั่นลำดับส่วนแบบสุญญากาศนั้น (รูปภาพ 40) เริ่มต้นจะทำการหมักเอทานอล ซึ่งจะใช้อากาศตาลอ้อยหรือแป้งมันสำปะหลังก็ได้ จากนั้นจะเติมยีสต์ผงลงไป 10 กรัมต่อลิตร ในระหว่างการหมักจะทำการลดความดันบรรยากาศให้ต่ำลงเหลือประมาณ 65 มิลลิบาร์ ซึ่งจะทำให้น้ำหมักเดือดที่อุณหภูมิ 35 องศาเซลเซียส ซึ่งเป็นอุณหภูมิการหมักปกติ เอทานอลซึ่งมีจุดเดือดต่ำกว่าจะกลายเป็นไอ และลอยขึ้นสู่ด้านบนของหอกกลั่น โดยจะมีความเข้มข้นของเอทานอลบริเวณผิวหน้าของน้ำหมัก (vapor-liquid interface) ประมาณ 25% โดยเมื่อไอผสมของน้ำและเอทานอลลอยเข้าสู่บริเวณที่มีการควบคุมอุณหภูมิด้วยท่อสองชั้น (Jacket) จะมีการใช้ระบบทำความเย็น (Thermostat) ในการลดอุณหภูมิของไอผสมดังกล่าวลง ทำให้เกิดการควบแน่นของน้ำบางส่วนกลายเป็นของเหลวไหลกลับลงสู่ถังหมัก ก่อนที่ไอของเอทานอลบริสุทธิ์จะยังคงสถานะที่เป็นไอและถูกแยกออกไปจากระบบ กลายเป็นส่วนกลั่น (distillate) ต่อไป



รูปภาพ 40 แสดงภาพวาดของระบบการแยกเอทานอลควบคู่กับกระบวนการหมักด้วยการกลั่นลำดับ
ส่วนแบบสุญญากาศในถังหมักขนาด 200 ลิตร

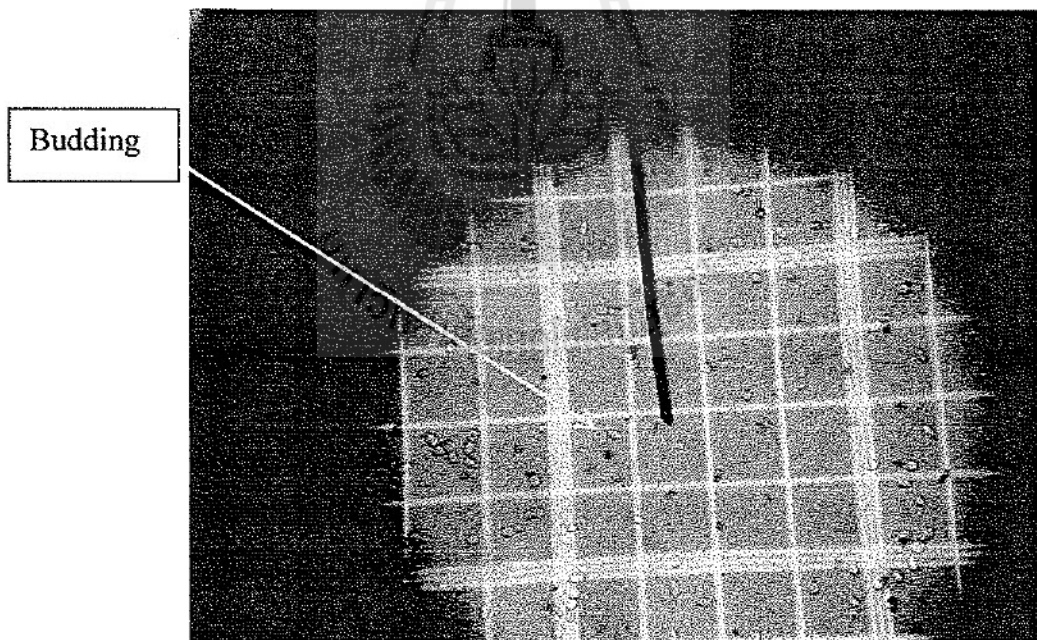
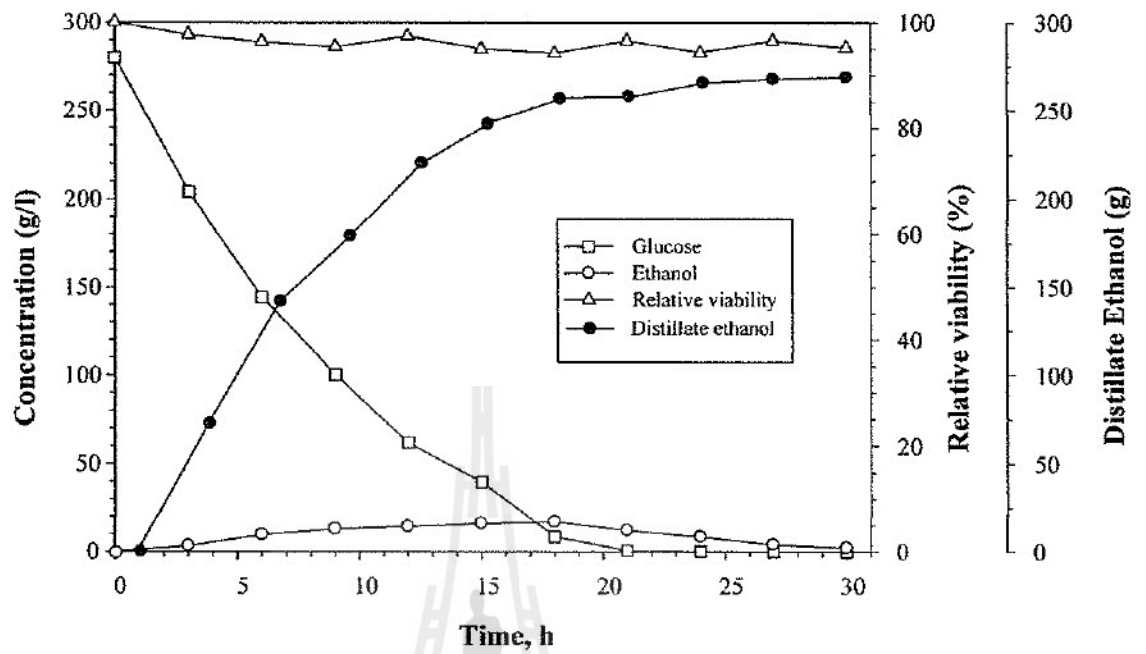


รูปภาพ 41 ความสัมพันธ์ระหว่างเวลาที่มีต่อความเข้มข้นของน้ำตาลกลูโคส (□), ความเข้มข้นของเอทานอล (○), และความสามารถในการมีชีวิตของเซลล์ยีสต์ (△) ในระหว่างการหมักเอทานอลแบบกะ ในการหมักขนาด 2 ลิตร

รูปภาพ 41 แสดงความสัมพันธ์ของเวลาในการใช้น้ำตาลกลูโคส, การผลิตเอทานอล, และความสามารถในการมีชีวิตของเซลล์ยีสต์ (relative cell viability) ซึ่งเป็นการใช้สีย้อม methylene blue ในการย้อมเซลล์ยีสต์ ซึ่งในเซลล์ยีสต์ที่ยังมีชีวิตอยู่จะไม่ย้อมติดสีดังกล่าว ส่วนเซลล์ยีสต์ที่ตายแล้วจะย้อมติดสีน้ำเงิน ซึ่งการทดลองนี้เป็นการทดลองการหมักเอทานอลแบบกะ โดยผลการทดลองพบว่าความเข้มข้นของกลูโคสลดลงอย่างรวดเร็วที่ 12 ชั่วโมงแรกของการหมักก่อนที่อัตราการใช้ น้ำตาลกลูโคสจะค่อย ๆ ลดลง จนความเข้มข้นคงที่ ณ ประมาณ 30 กรัมต่อลิตร ซึ่งน้ำตาลกลูโคส

ยังคงเหลืออยู่ในตอนสุดท้ายของการหมักบ่งชี้ว่า เซลล์ยีสต์ไม่ได้บริโภคกลูโคสอย่างสมบูรณ์ ในขณะเดียวกัน อัตราการลดลงของการบริโภคกลูโคสจะมีความสัมพันธ์ไปกับการเพิ่มขึ้นของเอทานอล ซึ่งผลการทดลองพบว่าความเข้มข้นของเอทานอลเพิ่มขึ้นอย่างรวดเร็วที่ 15 ชั่วโมงแรกด้วยอัตราการผลิตประมาณ 6.20 กรัมต่อลิตรต่อชั่วโมง โดยความเข้มข้นสูงสุดของเอทานอลอยู่ที่ 119.7 กรัมต่อลิตร คิดเป็น 93.6 เปอร์เซ็นต์ของผลผลิตตามทฤษฎี (theoretical yield) ที่ระดับความเข้มข้นเอทานอลสูงกว่า 70 กรัมต่อลิตร จะพบว่าค่า relative viability ของเชื้อยีสต์ลดลงอย่างมีนัยสำคัญ ส่งผลให้ผลิตผลของเอทานอล และอัตราการใช้น้ำตาลกลูโคสเริ่มลดลง ทั้งนี้เนื่องมาจากผลการยับยั้งเชื้อยีสต์จากเอทานอลนั่นเอง นอกจากนี้แล้ว เมื่อเวลาผ่านไป 18 ชั่วโมง ความเข้มข้นเอทานอลอยู่ที่สูงกว่า 100 กรัมต่อลิตร ซึ่งความเข้มข้นดังกล่าวส่งผลโดยตรงในการยับยั้งเชื้อยีสต์จากเอทานอล จากผลการทดลองจะพบว่า ไม่มีการใช้กลูโคสและไม่มีการสร้างเอทานอลเพิ่มขึ้น ซึ่งเป็นการสิ้นสุดกระบวนการหมักโดยที่เซลล์ยีสต์ส่วนใหญ่จะตายหมดแล้ว ดังที่คิดสี่ล้อมด้วยสี่เหลี่ยมมุมฉาก (รูปภาพ 41 ล่าง)

ในทางตรงกันข้ามกับการหมักแบบกะ การแยกเอทานอลควบคู่กับกระบวนการหมักด้วยเทคนิคการกลั่นลำดับส่วนแบบสุญญากาศจะได้ผลผลิตดีกว่ามากดังที่แสดงไว้ในรูปภาพ 41 โดยหลังจาก 1 ชั่วโมงของการลงกล้าเชื้อ จะเริ่มทำการแยกเอาเอทานอลออกจากระบบ โดยค่อย ๆ ลดความดันบรรยากาศที่อัตรา 200 มิลลิบาร์ต่อนาที จนกระทั่งถึง 45 มิลลิบาร์ จากการทดลองพบว่าความเข้มข้นกลูโคสลดลงอย่างคงที่ที่ 26.6 กรัมต่อลิตรต่อชั่วโมง ก่อนที่จะหมดไปที่ 21 ชั่วโมง สาเหตุหลักคือการนำเอาเอทานอลความเข้มข้นร้อยละ 94 ออกมาอย่างต่อเนื่องในส่วนกลั่น และผลิตผลของเอทานอลอยู่ที่ประมาณ 12.5 กรัมต่อลิตรต่อชั่วโมง และค่าดังกล่าวจะค่อย ๆ ลดลงจนสิ้นสุดกระบวนการหมัก ซึ่งอัตราการลดลงนี้ไม่ได้มีผลจากการยับยั้งจากเอทานอล แต่เกิดขึ้นจากความเข้มข้นของกลูโคสที่ลดต่ำลงในระบบ โดยที่ความเข้มข้นเอทานอลในน้ำหมัก พบว่าคงที่ในระดับต่ำกว่า 25 กรัมต่อลิตร เมื่อกลูโคสหมดลง พบว่าไม่มีการผลิตเอทานอลอีกและความเข้มข้นเอทานอลในน้ำหมักจะคงลดลงไปที่ประมาณ 2.7 กรัมต่อลิตร ซึ่งจะเห็นได้ว่าสามารถกลั่นเอทานอลได้ใกล้เคียง 100 เปอร์เซ็นต์เมื่อสิ้นสุดการหมัก เอทานอลที่ได้ทั้งหมดจากการทดลองคือ 268 กรัม จาก 560 กรัมของกลูโคส (น้ำหมัก 2 ลิตร) เทียบได้กับ 93.63 เปอร์เซ็นต์ของผลผลิตตามทฤษฎี ถึงแม้ว่าค่าดังกล่าวใกล้เคียงกับการหมักแบบกะ ระบบนี้มีข้อดีมากกว่าการหมักกะอย่างยิ่ง โดยเฉพาะเซลล์ยีสต์ที่ยังไม่ตาย (รูปภาพ 41, ล่าง) โดยมีค่า relative viability มากกว่า 90 เปอร์เซ็นต์ตลอดระยะเวลา 30 ชั่วโมงของการหมัก และบางเซลล์อยู่ในระยะแตกหน่อ ซึ่งส่งผลทำให้สามารถเติมกลูโคสลงไปได้อีก ทำให้สามารถเพิ่มการผลิตเอทานอลได้มากขึ้น



รูปภาพ 42 ความสัมพันธ์ระหว่างเวลาที่มีต่อความเข้มข้นของน้ำตาลกลูโคส (□), ความเข้มข้นของเอทานอลในน้ำหมัก (○), ปริมาณของเอทานอลในส่วนกลั่น (●) และความสามารถในการมีชีวิตของเซลล์ยีสต์ (△) ในระหว่างการแยกเอทานอลควบคู่กับการหมักเอทานอลแบบกะ

ผลิตภัณฑ์หลักที่โครงการวิจัยนี้จะได้ก็คือเครื่องมือต้นแบบซึ่งเมื่อผลิตขึ้นมาแล้ว สามารถที่จะทำการจดสิทธิบัตรได้ หลังจากนั้นทางมหาวิทยาลัยสามารถนำไปทำให้เกิดผลกำไรแก่ทางมหาวิทยาลัยได้โดยอาจจะขายสิทธิบัตรหรือร่วมทุนกับเอกชนที่สนใจได้ นอกจากนี้ยังสามารถทำการผลิตเอทานอลบริสุทธิ์ใช้ได้เลยเองภายในมหาวิทยาลัยสำหรับงานต่าง ๆ เช่นการผลิตเจลอัลกอฮอล์ล้างมือ การทำกรดแล็กติกให้บริสุทธิ์ด้วยเทคนิคเอสเทอริฟิเคชัน (Esterification) และส่งเสริมงานวิจัยที่เกี่ยวกับการใช้เอทานอลในการเป็นเชื้อเพลิงสันดาปภายใน เป็นต้น

ส่วนการคำนวณต้นทุนต่อหน่วยและจุดคุ้มทุนนั้น โดยทั่ว ๆ ไปแล้วจะต้องมีการคิดต้นทุนทางการเงินของทั้งโครงการ ซึ่งจะหมายรวมไปถึงส่วนแรกคือ ค่าใช้จ่ายในการลงทุนเช่นค่าที่ดิน ค่าอาคารสิ่งปลูกสร้าง เครื่องจักรและอุปกรณ์ เครื่องตกแต่งสำหรับใช้โรงงานและระบบสาธารณูปโภคต่าง ๆ เป็นต้น ส่วนที่สองจะเป็นค่าใช้จ่ายของโครงการเช่น ต้นทุนวัตถุดิบ สารเคมี ค่าพลังงาน ค่าไฟฟ้า ค่าจ้างแรงงานและค่าใช้จ่ายในด้านการบริหาร เป็นต้น

สำหรับโครงการที่ได้เสนอขอนี้ ไม่ได้ทำโครงการทั้งกระบวนการผลิต แต่เป็นการเสนอของบสนับสนุนในส่วนของการกลั่นและการแยกน้ำออกในขั้นตอนสุดท้ายเท่านั้น ทั้งนี้เนื่องจากว่าถังหมักและ หม้อเตรียมอาหารนั้น มีอยู่แล้วภายในมหาวิทยาลัย ดังนั้นการคิดต้นทุนต่อหน่วย การผลิตจึงสามารถแบ่งออกได้เป็นส่วน ๆ ดังนี้

1. ค่าใช้จ่ายในการลงทุน โดยคิดจากงบประมาณของโครงการ คือ งบครุภัณฑ์ 1,218,000.- บาท และค่าวัสดุอุปกรณ์ 700,000.- บาท รวมเป็น 1,918,000.- บาท
2. ค่าใช้จ่ายของโครงการ โดยคิดจากหัวมันสด 1 ตันสามารถผลิตเอทานอลได้ 165 ลิตร (เปอร์เซ็นต์แบ่งเท่ากับร้อยละ 27) โดยปัจจุบันราคาหัวมันสดอยู่ที่ประมาณ 2.70 บาทต่อกิโลกรัม ซึ่งอ้างอิงจากราคารับซื้อหน้าโรงแปงในจังหวัดนครราชสีมาประจำวันที่ 17 มี.ค. 2557 (www.nettathai.org) นอกจากนี้ยังมีค่าสารเคมีที่ใช้ในระหว่างกระบวนการหมัก เช่น กรด ด่าง น้ำย่อย ซึ่งในที่นี้จะขอเรียกว่าต้นทุน สารเคมีและน้ำย่อย (บาทต่อลิตรเอทานอล) โดยคิดเป็น 1.286 บาทต่อลิตรเอทานอล นอกจากนี้แล้วยังมีค่าพลังงานไอน้ำ ซึ่งจะมีต้นทุนอยู่ที่ 2.413 บาทต่อลิตรเอทานอล ส่วนค่าไฟฟ้านั้น จะมีค่าอยู่ที่ 0.087 บาทต่อลิตรเอทานอล (ที่มา : เจริญศักดิ์ โรจนฤทธิ์และคณะ, การศึกษาต้นแบบโรงงานเอทานอลโดยการพัฒนาเทคโนโลยีจากมันเส้น, 2546) นอกเหนือจากนี้แล้วยังมีค่าใช้จ่ายในการดำเนินการ โดยคิดจากค่าจ้างแรงงาน 1 คน อัตราจ้างเดือนละ 9,000.- บาท ค่าใช้จ่ายสุดท้ายของโครงการคือ ค่าบำรุงรักษาเครื่องจักรต่อปี ซึ่งจะคิดในอัตราร้อยละ 1 ของค่าใช้จ่ายในการลงทุน โดยสรุปแล้วค่าใช้จ่ายของโครงการต่อปีนั้น สามารถสรุปเป็นตารางได้ ดังนี้ (วันทำงาน 300 วันต่อปี กำลังการผลิต 100 ลิตร/วัน โดยทำงานวันละ 8 ชั่วโมง)

รายการ	ราคาต้นทุนต่อหน่วย	จำนวน	ราคา (บาท)
หัวมันสด	2.70 บาท/กก.	182 คัน	491,400.-
ค่าสารเคมีและน้ำย่อย	1.286 บาท/ลิตร เอทานอล	30,000 ลิตร	38,580.-
ค่าพลังงานไอน้ำ	2.413 บาท/ลิตร เอทานอล	30,000 ลิตร	72,390.-
ค่าไฟฟ้า	0.087 บาท/ลิตร เอทานอล	30,000 ลิตร	2,610.-
ค่าจ้างแรงงาน	9,000 บาทต่อเดือน	12 เดือน	108,000.-
ค่าบำรุงรักษาเครื่องจักร	19,180.-	ต่อปี	19,180.-
รวม			641,160.-

กล่าวโดยสรุปแล้ว ต้นทุนผันแปรต่อหน่วยของเอทานอลมีค่าเท่ากับ 21.372 บาทต่อลิตร

3. ส่วนผลประโยชน์ทางการเงินของโครงการนั้น จะประกอบไปด้วยผลิตภัณฑ์หลักของโครงการคือ เอทานอล 99.5% ซึ่งราคาเอทานอลบริสุทธิ์อ้างอิงของกระทรวงพลังงาน ณ เดือนสิงหาคม 2556 อยู่ที่ 29.17 บาทต่อลิตร และจะขอใช้ราคาอ้างอิงนี้ในการคำนวณต้นทุนการคุ้มทุนของโครงการ นอกจากนี้แล้วยังมีผลพลอยได้หลังจากการกลั่นเอทานอลอีกด้วย เช่น ยีสต์ พูเซลอยล์และก๊าซชีวภาพ เป็นต้น แต่อย่างไรก็ตามมูลค่าโดยรวมของผลพลอยได้เหล่านี้ อยู่ที่ประมาณร้อยละ 5 ของมูลค่าเอทานอลเท่านั้น (ศรีสุริยชัย, 2552)

โดยสรุปแล้ว รายได้จากเอทานอลที่ได้จากการคำนวณจะมีค่าเท่ากับ $29.17 \times 30,000.- = 875,100.-$ บาท บวกกับผลพลอยได้อีกร้อยละห้า รวมเป็น 918,855.- บาท ดังนั้นผลประโยชน์ทางการเงินทั้งหมดของเอทานอลจะอยู่ที่ 30.63 บาทต่อลิตร

4. การคำนวณจุดคุ้มทุนหรือระยะเวลาคืนทุน คำนวณได้จาก

$$\begin{aligned} \text{ระยะเวลาคืนทุน} &= \text{เงินสดจ่ายลงทุนสุทธิเริ่มโครงการ/เงินสดรับสุทธิตายปี} \\ &= 1,918,000/(918,855-641,160) \\ &= 6.91 \text{ ปี} \end{aligned}$$

หมายเหตุ- ระยะเวลาคืนทุนที่คำนวณได้นี้ สันเกตได้ว่าค่อนข้างล่าช้า ทั้งนี้มีสาเหตุหลักมาจากหลายปัจจัย เช่นระยะเวลาในการทำงานแค่ 300 วันต่อปี และมีชั่วโมงการทำงานอยู่ที่ 8 ชั่วโมงต่อวัน หากทำการเพิ่มเวลาทำงานให้มากขึ้น ระยะเวลาในการคืนทุนก็จะสั้นลง

อีกประการหนึ่งก็คือการเสนอขายสิทธิบัตร ซึ่งจะมีมูลค่าเพิ่มมากกว่าการขายแต่เอทานอลอย่างเดียวนาน แต่อย่างไรก็ตามการกำหนดราคาที่จะขายสิทธิบัตรนั้นจะต้องทำการศึกษาถึงราคาที่เหมาะสมก่อน ซึ่งจำเป็นที่จะต้องทำอย่างละเอียดรอบคอบ เนื่องจากมีปัจจัยที่จะต้องนำมาคำนวณหลายอย่าง



บทที่ 4 สรุปผลการทดลอง

กระบวนการผลิตไบโอเอทานอลสำหรับใช้เป็นเชื้อเพลิงนั้น เป็นกระบวนการที่ต้องใช้ต้นทุนสูงและมีข้อจำกัดหลายประการ ทั้งทางด้านการหมักซึ่งเกิดการยับยั้งเชื้อยีสต์จากเอทานอลซึ่งเป็นผลพลอยได้จากกระบวนการหายใจโดยไม่ใช้อากาศ อีกทั้งความเข้มข้นของเอทานอลในน้ำหมักเริ่มต้นก่อนเข้าสู่กระบวนการกลั่นมีไม่เกินร้อยละ 12 ซึ่งถือว่ามีความเจือจาง ต้องใช้พลังงานในการกลั่นสูง อีกทั้งของผสมเอทานอล/น้ำ เกิดเป็นของผสมอะซีโโทรปที่ความเข้มข้นเอทานอลร้อยละ 95.6 โดยน้ำหนัก ซึ่งไม่สามารถกลั่นเพื่อเพิ่มความเข้มข้นของเอทานอลให้สูงขึ้นกว่านี้ จำเป็นที่จะต้องทำการกำจัดน้ำในขั้นสุดท้ายให้เหลือไม่เกินร้อยละ 0.5 เพื่อผลิตเป็นเชื้อเพลิงเอทานอล ในงานวิจัยนี้ได้มีการพัฒนาหอกกลั่นประสิทธิภาพสูงแบบต่อเนื่องในระดับโรงงานต้นแบบ เพื่อจุดประสงค์หลักในการแยกเอทานอลความบริสุทธิ์สูง (ความเข้มข้นร้อยละ 94) ก่อนที่จะนำไปกำจัดน้ำเป็นเชื้อเพลิงเอทานอลต่อไป สำหรับเทคนิคการแยกไอน้ำผ่านเยื่อแผ่นเซรามิก ได้ทำโมดูลให้มีขนาดพื้นที่ผิวของเยื่อแผ่นมากกว่า 3,500 ตารางเซนติเมตร โดยใช้ท่อโยกลวงเซรามิกเชิงประกอบทางการค้าชนิดโซเดียมเอ (NaA) และได้ทำการทดสอบประสิทธิภาพของเยื่อแผ่นดังกล่าวในการแยกน้ำออกจากไอผสมของเอทานอล ณ สภาวะต่าง ๆ เช่น ความดันไอของสารด้านป้อน อุณหภูมิของไอ อัตราการไหลด้าน retentate และความเข้มข้นของน้ำในไอของสารป้อนเป็นต้น พบว่าสามารถผลิตเอทานอลที่มีความบริสุทธิ์ได้สูงถึงร้อยละ 99.3 โดยน้ำหนัก เมื่ออุณหภูมิไอของสารป้อน 145 องศาเซลเซียส อัตราการไหลด้าน retentate 0.5 กิโลกรัมต่อชั่วโมง ความดันด้านสุญญากาศ 6 มิลลิบาร์ และความดันไอของด้านสารป้อน 4.0 บาร์ นอกจากนี้ค่าสัมประสิทธิ์การแยกนั้น จะสูงกว่า 1000 โดยมีความเข้มข้นของน้ำในด้านของเพอร์มิเอทสูงกว่าร้อยละ 91 นอกจากนี้เยื่อแผ่นเชิงประกอบชนิดเซรามิก จะมีคุณสมบัติที่ดีมากทั้งด้านทางเคมีและทางกายภาพ โดยสามารถทนอุณหภูมิและความดันได้สูง ซึ่งถือได้ว่าเป็นเยื่อแผ่นที่มีประสิทธิภาพที่สูงที่สุด เมื่อทำการเปรียบเทียบกับเยื่อแผ่นที่ผลิตขึ้นจากพอลิเมอร์ แต่อย่างไรก็ตามประสิทธิภาพในการแยกน้ำออกจากเอทานอล จะต่ำลงขึ้นเมื่อความเข้มข้นของเอทานอลในสารป้อนมีมากขึ้น (ความเข้มข้นของน้ำในสารป้อนมีน้อยลง) ซึ่งจากสมการของแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ชี้ให้เห็นว่าหากต้องการความเข้มข้นของเอทานอลที่มีความบริสุทธิ์สูง ๆ จำเป็นที่จะต้องเพิ่มพื้นที่ของเยื่อแผ่นในการแยกน้ำเพิ่มสูงขึ้น โดยเฉพาะเมื่อต้องการเอทานอลความบริสุทธิ์สูงจากร้อยละ 95 เป็นร้อยละ 99.8 โดยน้ำหนัก พบว่าจำเป็นต้องใช้พื้นที่ของเยื่อแผ่นในการแยกน้ำเพิ่มสูงขึ้นเกือบหกเท่าเมื่อเปรียบเทียบกับการทำความบริสุทธิ์ของเอทานอลจากร้อยละ 95 เป็นร้อยละ 99.0 โดยน้ำหนัก

สำหรับประสิทธิภาพของการแยกน้ำด้วยการรวมเอากระบวนการแยกไอน้ำผ่านเยื่อแผ่นและการดูดซับเข้าด้วยกัน จากการทดลองพบว่าเมื่ออุณหภูมิของโมดูล 145 องศาเซลเซียส ความเข้มข้นของเอทานอลด้านสายป้อนร้อยละ 95 โดยน้ำหนัก ความดันเกจด้านสายป้อน 3 บาร์ อัตราการไหลของผลิตภัณฑ์ 4.8 ลิตรต่อชั่วโมง สามารถผลิตเอทานอลที่มีความเข้มข้นสูง โดยมีปริมาณน้ำเจือปนอยู่ไม่เกินร้อยละ 0.26 โดยน้ำหนัก ซึ่งได้มาตรฐานของเชื้อเพลิงเอทานอลที่มีได้ปนอยู่ได้ไม่เกินร้อยละ 0.5 โดยน้ำหนัก.



บรรณานุกรม

- 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.
- Chovau, S., Gaykawad, G., Straathof, A.J.J., Van der Bruggen, B., 2011. Influence of fermentation by-products on the purification of ethanol from water using pervaporation, *Bioresource Technol.* 102, 1669-1674.
- Cordana, C.A., Sánchez, Ó, J., 2007. Fuel ethanol production: Process design trends and integration opportunities. *Bioresource Technol.* 98, 2415-2457.
- Gryta, M., Morawski, A.W., Tomaszewska, M., 2000. Ethanol production in membrane distillation bioreactor. *Catal. Today.* 56, 159-165.
- 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.
- 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.
- Lin, J.Q., Lee, S.M., Koo, Y.M., 2004. Modeling and simulation of lactic acid fermentation with inhibition effects of lactic acid and glucose, *Biotechnol. Bioprocess Eng.* 9,52-58.
- Lye, G.J., Woodley, J.M., 1999. Application of *in situ* product removal techniques to biocatalytic processes, *Trend Biotechnol.* 17, 395-402.

Pattersen, T., Lien, K.M., 1995. Design of hybrid distillation and vapor permeation processes, *J. Membr. Sci.* 99, 21-30

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.

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.

Pimkaew, S., Boontawan, A., 2011. Process optimization for motor fuel grade ethanol production using hybrid vapor permeation and pressure swing adsorption technique. *Eur. J. Sci. Res.* 64, 644-657.

Sato, K., Sugimoto, K., Nakane, T., 2008. Preparation of higher flux NaA zeolite membrane on asymmetric porous support and permeation behavior at higher temperatures up to 145 °C. *J. Membr. Sci.* 307, 181-195

Taylor, 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

วรวิทย์ ศรีสุริยชัย, 2552. กลยุทธ์การผลิตเอทานอลเพื่อใช้เป็นพลังงานทดแทนจากมันสำปะหลังของประเทศไทย, วิทยานิพนธ์, มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

ประวัติผู้วิจัย

1. ชื่อ : นาย อภิชาติ บุญหาวัน
2. ตำแหน่งปัจจุบัน : ผู้ช่วยศาสตราจารย์ประจำสาขาเทคโนโลยีชีวภาพ
3. ที่อยู่ : สาขาเทคโนโลยีชีวภาพ สำนักวิชาเทคโนโลยีการเกษตร
มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี
111 ถนนมหาวิทยาลัย ตำบลสุรนารี
อำเภอเมือง จังหวัดนครราชสีมา 30000
โทรศัพท์: (044)-224578
โทรสาร: (044)-224154
อีเมลล์ : apichat@sut.ac.th
4. ประวัติการศึกษา

ปี	ระดับ	สาขา	สถานศึกษา	ประเทศ
2548	ป. เอก	วิศวกรรมเคมี	Imperial college London	อังกฤษ
2543	ป. โท	วิศวกรรมชีวเคมี	The University of Birmingham	อังกฤษ
2537	ป. ตรี	วิทยาศาสตร์และเทคโนโลยี การอาหาร (เกียรตินิยม)	มหาวิทยาลัยเชียงใหม่	ไทย
2534	มัธยมศึกษา ตอนปลาย	-	โรงเรียนปริญญ์รอยัลวิทยาลัย เชียงใหม่	ไทย

5. ประสบการณ์การทำงาน
 - งานวิจัยหลังปริญญาเอก ASEA-UNINET Post-doc, มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีเวียนนา, ประเทศออสเตรีย (พ.ค. 2550- เม.ย. 2551)

- อาจารย์/ผู้ช่วยศาสตราจารย์ประจำสาขาเทคโนโลยีชีวภาพ สำนักวิชาเทคโนโลยีการเกษตร มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี (ม.ค. 2548 - ปัจจุบัน)

6. สถานะภาพงานวิจัย

หัวหน้าโครงการ

- การศึกษาการพัฒนาการผลิตเอทานอลแบบต่อเนื่องจากกากน้ำตาลอ้อยโดยใช้เชื้อยีสต์ *Saccharomyces cerevisiae* ในถังหมักแบบใช้เยื่อแผ่น
แหล่งเงินทุน: มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี 100,000. บาท
สถานะภาพ เสร็จสิ้นโครงการ (ก.ย. 2548- ส.ค. 2549)
- การเก็บเกี่ยวกรด L-แล็คติกจากน้ำหมักด้วยระบบอิเล็กโตรดิอออนโนเซชัน
แหล่งเงินทุน: มทส สัญญาเลขที่ SUT -3-304-51-12-09
240,000. บาท (ธ.ค. 2550- พ.ย. 2551) งานวิจัยเสร็จสมบูรณ์
- การสังเคราะห์เมทานอลแบบต่อเนื่องด้วยเชื้อ *Methylosinus trichosporium* OB3b ในถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนโดยใช้เทคนิคเพอร์แวกเปอเรชัน
แหล่งเงินทุน: สำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัย
305,000.- บาท (ต.ค. 2549- พ.ย. 2551) งานวิจัยเสร็จสมบูรณ์
- การคัดเลือกจุลินทรีย์ที่มีประสิทธิภาพในการย่อยสลายกรดไขมันจากสบู่ดำ ในสภาวะไร้ออกซิเจน
แหล่งเงินทุน: สำนักงานพัฒนาวิทยาศาสตร์และเทคโนโลยีแห่งชาติ
200,000. บาท (ก.ย. 2549- ส.ค. 2550) งานวิจัยเสร็จสมบูรณ์
- การพัฒนาท่อใยกลวงเชิงประกอบสำหรับใช้ในกระบวนการผลิตอะซีโตน-บิวทานอล-เอทานอลจากมันสำปะหลัง
แหล่งเงินทุน: มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี
351,000. บาท (ธ.ค. 2552- พ.ย. 2553) งานวิจัยเสร็จสมบูรณ์
- การประยุกต์ใช้สเปกโตรสโคปีของรังสีใกล้คลื่นใต้แดงในการควบคุมการผลิตเอทานอลบริสุทธิ์โดยใช้ระบบการแยกไอน้ำผ่านเยื่อแผ่นและการดูดซับ

แหล่งเงินทุน: มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

301,000. บาท (ธ.ค. 2552- พ.ย. 2553) งานวิจัยเสร็จสมบูรณ์

- การประยุกต์ใช้ระบบอิเล็กทรอนิกส์อินไลน์เซชันในการแยกโปรตีนเอ็นเทอโรโคเนส จาก น้ำหมัก

แหล่งเงินทุน: มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

271,000. บาท (ธ.ค. 2552- พ.ย. 2553) งานวิจัยเสร็จสมบูรณ์

- Process optimization for motor fuel grade ethanol production using hybrid vapor permeation and pressure swing adsorption technique

แหล่งเงินทุน: มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

200,000. บาท (30 พ.ย. 2551- 29 พ.ย. 2552) งานวิจัยเสร็จสมบูรณ์

- การวิเคราะห์สมดุลมวลและพลังงานของการผลิตเอทานอลบริสุทธิ์จากน้ำหมักในระดับ โรงงาน ต้นแบบด้วยเทคนิคผสมระหว่างการกลั่น การแยกไอน้ำเยื่อแผ่น และการดูดซับ

แหล่งเงินทุน: สำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัย

2,500,000. บาท (ส.ค. 2552- ส.ค. 2555) อยู่ในระหว่างการดำเนินการ

- การสร้างโรงงานต้นแบบการผลิตเอทานอลสำหรับใช้เป็นเชื้อเพลิงจากมันสำปะหลังโดยใช้เทคนิคผสมระหว่างการแยกไอน้ำเยื่อแผ่นและการดูดซับ

แหล่งเงินทุน: มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี

2, 143, 000. บาท (มี.ค. 2553- มี.ค. 2554) อยู่ในระหว่างการดำเนินการ

- การทำบริสุทธิ์กรดซักซินิกจากน้ำหมักด้วยวิธีตกตะกอน เอสเทอร์รีฟิเคชันและการกลั่น

แหล่งเงินทุน: สำนักงานนวัตกรรมแห่งชาติ

537,200. บาท งานวิจัยเสร็จสมบูรณ์

- การทำบริสุทธิ์กรด D- และ L-แล็คติกด้วยวิธีเอสเทอร์รีฟิเคชันและการกลั่นจากน้ำหมัก

แหล่งเงินทุน: สำนักงานนวัตกรรมแห่งชาติ (B10-52)

3,272,440. บาท (ธ.ค. 2552- พ.ย. 2553) งานวิจัยเสร็จสมบูรณ์

- การออกแบบถังปฏิกรณ์แบบท่อไหลสำหรับการทำปฏิกิริยาระดับ D-แอลคติก
แหล่งเงินทุน: มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี
683,290. บาท (ม.ค. 2554- ธ.ค. 2554) อยู่ในระหว่างการดำเนินการ
- การพัฒนาท่อโยกลวงเซรามิคเชิงประกอบสำหรับการผลิตเชื้อเพลิงเอทานอลด้วยระบบ
การแยกไอน้ำเยื่อแผ่น
แหล่งเงินทุน: มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี
385,290. บาท (ม.ค. 2554- ธ.ค. 2554) อยู่ในระหว่างการดำเนินการ
- ถังปฏิกรณ์ชีวภาพเมมเบรนสำหรับเซลล์เชื้อเพลิงเอทานอล
แหล่งเงินทุน: มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี
350,290. บาท (ม.ค. 2554- ธ.ค. 2554) อยู่ในระหว่างการดำเนินการ

ผู้ร่วมโครงการ

- การทดสอบประสิทธิภาพกระบวนการทำปฏิกิริยาระดับดีแอลคติกโดยอิงเทคโนโลยีการกลั่น
พร้อมการทำเอสเทอร์รีฟิเคชัน (สัญญา สนช-มก-มทส เลขที่ B10-52) จากน้ำหมัก
ของบริษัท มิตรผลวิจัย พัฒนาอ้อยและน้ำตาล จำกัด
แหล่งเงินทุน: บริษัท มิตรผลวิจัย พัฒนาอ้อยและน้ำตาล จำกัด
หัวหน้าโครงการ: ผศ.ดร. วีระศักดิ์ เลิศศิริโยธิน
1,187,220. บาท (1 พ.ย 2553- เม.ย 2554) งานวิจัยเสร็จสมบูรณ์
- การพัฒนาเยื่อแผ่นเชิงประกอบจากยางธรรมชาติสำหรับการแยกเอทิลแอลกอฮอล์จาก
ปฏิกิริยาเอสเทอร์รีฟิเคชันด้วยระบบเพอร์เวปพอเรชัน
แหล่งเงินทุน: สำนักงานคณะกรรมการวิจัยแห่งชาติ
หัวหน้าโครงการ: อ.ดร. วิรัช ทวีปรีดา
665,000. บาท (23 ต.ค 2553- 22 ต.ค 2554) งานวิจัยเสร็จสมบูรณ์

7. งานวิจัยตีพิมพ์:

- 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

3. งานนำเสนอในงานประชุมทางวิชาการระดับนานาชาติ:

1. 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 (นำเสนอด้วยวาจา)

2. Boontawan, A., Schausberger, P., Bösch 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. (นำเสนอแบบโปสเตอร์)
3. Bösch, 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. (นำเสนอด้วยวาจา)
4. 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. (นำเสนอแบบโปสเตอร์)
5. 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, Nanyang Technological University, Singapore. (นำเสนอแบบโปสเตอร์)
6. 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. (นำเสนอด้วยวาจา)
7. Boontawan, A. Molecular Diffusion in PVA Membrane for Separation Dehydration of EtOH/H₂O Mixtures using Vapor Permeation Technique. *Nanotech Insight Conference 2009*, 29th March-2nd April 2009, Barcelona, Spain. (นำเสนอแบบโปสเตอร์)

8. Boontawan, A. and Pimkaew, S. Anhydrous ethanol production from fermentation broth using distillation, vapor permeation, and pressure swing adsorption technique. *The 8th International Conference on Membrane Science and Technology 2010*, 29th November-2nd December 2010, Institute Teknologi Bandung, Indonesia. (นำเสนอด้วยวาจา)
9. Molina, S., Lertsiriyothin, W., and Boontawan, A. Production and Purification of D-(-)-Lactic Acid from Concentrated Fermentation Broth using Esterification, Distillation and Hydrolysis Technique. *The 4th International Conference on Fermentation Technology for Value Added Agricultural Products (FerVAAP) Conference*, 29th -31st August 2011, Khon Kaen, Thailand. (นำเสนอด้วยวาจา)
10. Samnaknit, W., Kongkaew, A., and Boontawan, A., Extractive Fermentation of Bio-Ethanol from Concentrated Sweet Sorghum Juice using Vacuum Fractionation Technique, *ISSCT co-product workshop: successful utilization of co-product in the sugar industry*, 19th-22nd March 2012, Bangkok, Thailand

