

การสกัดเอทานอลจากน้ำ ด้วย 2-เอทิลเฮกซานอล

EXTRACTION OF ETHANOL FROM AQUEOUS SOLUTION
BY 2-ETHYLHEXANOL

ธีระพล บุรณะโอสถ
TEERAPHOL BURANAOSOD

วิทยานิพนธ์นี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาระดับปริญญาตรี สาขาวิชาวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต
สาขาวิชาวิศวกรรมเคมี วิทยาลัย

บัณฑิตศึกษา

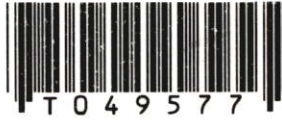
สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง

พ.ศ. 2546

ISBN 974-324-913-3

การสกัดเอทานอลจากน้ำ ด้วย 2-เอทิลเฮกซานอล

EXTRACTION OF ETHANOL FROM AQUEOUS SOLUTION
BY 2-ETHYLHEXANOL



ธีระพล บุรณะโอสถ

TEERAPHOL BURANAOSOD

เลขหมู่.....
เลขทะเบียน 49577
วัน, เดือน, ปี 24 ก.พ. 2547

.b.....
.i.....

วิทยานิพนธ์นี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต

สาขาวิชาวิศวกรรมปิโตรเคมี

บัณฑิตวิทยาลัย

สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง

พ.ศ.2546

ISBN 974-324-913-3

**EXTRACTION OF ETHANOL FROM AQUEOUS SOLUTION
BY 2-ETHYLHEXANOL**

TEERAPHOL BURANAOSOD

**A THESIS SUBMITTED IN PARTIAL FULFILMENT
OF THE REQUIREMENT FOR THE DEGREE OF
MASTER OF ENGINEERING IN PETROCHEMICAL ENGINEERING
SCHOOL OF GRADUATE STUDIES
KING MONGKUT'S INSTITUTE OF TECHNOLOGY LADGRABANG**

2003

ISBN 974-324-913-3






COPYRIGHT 2003

SCHOOL OF GRADUATE STUDIES

KING MONGKUT'S INSTITUTE OF TECHNOLOGY LADKRABANG

บัณฑิตวิทยาลัย
สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง
ใบรับรองวิทยานิพนธ์

หัวข้อวิทยานิพนธ์ การสกัดเอทานอลจากน้ำ ด้วย 2-เอทิลเฮกซานอล
EXTRACTION OF ETHANOL FROM AQUEOUS SOLUTION BY
2-ETHYLHEXANOL
ชื่อนักศึกษา นายธีระพล บุรณะโอสถ
รหัสประจำตัว 43061205
หลักสูตร วิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต
สาขาวิชา วิศวกรรมปิโตรเคมี
อาจารย์ผู้ควบคุมวิทยานิพนธ์ รศ.ดร.ประกอบ กิจไชยา

คณะกรรมการสอบวิทยานิพนธ์	ลายมือชื่อ
อาจารย์บุญชัย โชติวิริยวาณิชย์	
ดร.สุรัตน์ อารีรัตน์	
ดร.พรสวรรค์ กาญจนวนิชย์กุล	 พรสวรรค์ กาญจนวนิชย์กุล
อาจารย์สุธาสนี เนรมิตคกพงศ์	
รศ.ดร.ประกอบ กิจไชยา	

วัน/เดือน/ปี ที่สอบ 15 ตุลาคม 2546 เวลา 14.00-16.00 น.

สถานที่สอบ ณ อาคาร 12 ชั้น 4 (ห้อง E12-404)


บัณฑิตวิทยาลัยรับรองแล้ว
(รศ.ดร.บุญวัฒน์ อัครชู)
คณบดีบัณฑิตวิทยาลัย

วันที่.....9.....เดือน.....ตุลาคม.....พ.ศ.....2546

หัวข้อวิทยานิพนธ์	การสกัดเอทานอลจากน้ำ คั่วย 2-เอทิลเฮกซานอล
นักศึกษา	นายธีระพล นูระณะ โอสถ
รหัสประจำตัว	43061205
ปริญญา	วิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต
สาขาวิชา	วิศวกรรมปิโตรเคมี
พ.ศ.	2546
อาจารย์ผู้ควบคุมวิทยานิพนธ์	รศ.ดร. ประกอบ กิจไชยา

บทคัดย่อ

งานวิจัยนี้ได้ศึกษาการแยกเอทานอลออกจากน้ำ คั่วยวิธีการสกัดของเหลวด้วยของเหลว โดยใช้ 2-เอทิลเฮกซานอลเป็นสารสกัด ได้ทำการทดลองหาข้อมูลสมมูลของเหลว-ของเหลวในระบบ น้ำ เอทานอล และ 2-เอทิลเฮกซานอล ที่อุณหภูมิ 25, 35, 45 และ 55 องศาเซลเซียส และนำข้อมูลสมมูลที่ได้จากการทดลองมาหาความสัมพันธ์ด้วยสมการ NRTL และ UNIQUAC พบว่าสมการ UNIQUAC สามารถทำนายข้อมูลสมมูลของระบบที่ทำการศึกษาได้ดีกว่าสมการ NRTL ผลจากข้อมูลสมมูลแสดงให้เห็นว่าเมื่ออุณหภูมิสูงขึ้น 2-เอทิลเฮกซานอล สามารถสกัดเอทานอลได้มากกว่าที่อุณหภูมิต่ำ แต่ความบริสุทธิ์ของเอทานอลจะลดลงเนื่องจากมีน้ำละลายเข้าไปมากขึ้นด้วย

การทดลองสกัดเอทานอลด้วยหอสกัดแบบเพาลส์ซีฟเฟลท ณ อุณหภูมิห้อง ที่ความดันบรรยากาศ ด้วยอัตราการไหลรวมทั้งสองเฟสในช่วง 15 ถึง 35 ลิตรต่อชั่วโมง ด้วยอัตราส่วนโดยน้ำหนักของตัวทำละลายต่อสารป้อนเท่ากับ 1.7 และขนาดการเพาลส์ได้เลือกให้มีขนาดต่ำกว่าขนาดของการเพาลส์ที่ทำให้เกิดสถานะท่วมที่อัตราการไหลนั้น ๆ พบว่าเมื่อใช้อัตราการไหลต่ำในช่วงที่ทำการทดลอง จำนวนขั้นการสกัดที่คำนวณได้มีจำนวนมากกว่าเมื่ออัตราการไหลสูงขึ้นหรือแสดงประสิทธิภาพการสกัดสูงขึ้นเมื่อใช้อัตราการไหลต่ำ และพบว่าอัตราการสกัดถูกจำกัดด้วยอัตราการถ่ายเทมวลในเฟสถูกสกัด

Thesis Title	Extraction of Ethanol from Aqueous Solution by 2-Ethylhexanol
Student	Mr. Teeraphol Buranaosod
Student ID.	43061205
Degree	Master of Engineering
Programme	Petrochemical Engineering
Year	2003
Thesis Advisor	Assoc. Prof. Dr. Prakob Kitchaiya

ABSTRACT

This research studied the separation of ethanol from water by liquid – liquid extraction using 2-ethylhexanol as solvent. The ternary liquid – liquid equilibrium of Water – Ethanol and 2-Ethylhexanol was studied at temperatures of 25, 35, 45 and 55 ° C. The liquid – liquid equilibrium data were better fitted by the UNIQUAC equation comparing with the NRTL equation. From the liquid – liquid equilibrium data at high temperatures, 2-ethylhexanol could extract more ethanol from aqueous solution than at lower temperatures, but more water was also soluble in the organic phase.

The extraction of ethanol from water by 2-ethylhexanol in a pulsed sieve-plate column being performed at room temperature. The total volumetric flow rate of two phases were in the range of 15 to 35 liter/hr. at the mass ratio of solvent to feed at 1.7. The pulse amplitudes were choosing below the flooding condition. It was found that lower flow rates provided higher efficiency (or more stages) than higher flow rates in the flow rate range of this study. The rate of ethanol extracted was limit by the rate of mass transfer in raffinate phase.

กิตติกรรมประกาศ

งานวิจัยฉบับนี้ได้รับความช่วยเหลือ คำแนะนำ และข้อคิดเห็นต่าง ๆ ในงานวิจัยที่เป็นประโยชน์อย่างยิ่งจาก รศ.ดร. ประกอบ กิจไชยา อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ ซึ่งทำให้งานวิจัยฉบับนี้สำเร็จไปได้ด้วยดี

ขอขอบคุณสำนักงานนโยบายและแผนพลังงาน กระทรวงพลังงาน และบริษัทไทยเคมีภัณฑ์ จำกัด อนุเคราะห์สารเคมีบางส่วนในการทำวิจัย

ขอขอบคุณ เพื่อน ๆ และเจ้าหน้าที่ทุก ๆ ท่านใน ภาควิชาวิศวกรรมเคมี คณะวิศวกรรมศาสตร์ สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าพระนครเหนือ ที่ช่วยเหลือในการวิจัยครั้งนี้

ท้ายนี้ผู้วิจัยใคร่ขอกราบขอบพระคุณ บิดา มารดา ที่ให้การสนับสนุนด้านการเงินและเป็นกำลังใจให้แก่ผู้วิจัยเสมอมา

ธีระพล บุรณะ โอสถ

สารบัญ

หน้า

บทคัดย่อภาษาไทย.....	I
บทคัดย่อภาษาอังกฤษ.....	II
กิตติกรรมประกาศ.....	III
สารบัญ.....	IV
สารบัญตาราง.....	VI
สารบัญรูป.....	VII
บทที่ 1 บทนำ.....	1
1.1 วัตถุประสงค์.....	1
1.2 ขอบเขตของงานวิจัย.....	2
1.3 ประโยชน์ที่ได้รับ.....	2
บทที่ 2 ทฤษฎี.....	3
2.1 การผลิตเอทานอล.....	3
2.2 การเพิ่มความเข้มข้นของเอทานอล และการทำเอทานอลให้บริสุทธิ์.....	4
2.3 การสกัดของเหลวด้วยของเหลว.....	6
2.4 สมดุลเฟสของเหลวของเหลว.....	7
2.5 การหาความสัมพันธ์ของข้อมูลที่ได้จากการทดลอง.....	11
2.6 เครื่องสกัดของเหลวด้วยของเหลว.....	14
บทที่ 3 งานวิจัยที่เกี่ยวข้อง.....	26
บทที่ 4 อุปกรณ์ และวิธีการทดลอง.....	28
4.1 สารเคมีที่ใช้ในการทดลอง.....	28
4.2 อุปกรณ์ที่ใช้ในการทดลอง.....	28
4.3 วิธีการทดลอง.....	33
บทที่ 5 วิธีการหาความสัมพันธ์ของข้อมูลสมดุลที่ได้จากการทดลอง.....	37
5.1 วิธีเรแกนคอม.....	37
5.2 โปรแกรมการคำนวณ.....	38

สารบัญ (ต่อ)

	หน้า
บทที่ 6 ผลการทดลอง และอภิปรายผลการทดลอง.....	42
6.1 ผลการทดลองสมดุลของเหลวของเหลว.....	42
6.2 ผลการทดลองการสกัดเอทานอล ด้วย 2-เอทิลเฮกซานอล ด้วยหอสกัดแบบเพาลส์ซีฟเฟลท.....	49
บทที่ 7 สรุปผล และข้อเสนอแนะ.....	55
เอกสารอ้างอิง.....	56
ภาคผนวก ก คุณสมบัติสารบริสุทธิ์ในระบบสมดุลของเหลวของเหลว.....	58
ภาคผนวก ข ผลการทดลองข้อมูลสมดุลของเหลวของเหลว.....	60
ภาคผนวก ค ข้อมูลการทดลอง การสกัดด้วยหอสกัด.....	66
ภาคผนวก ง แสดงผลต่างระหว่างค่าเฉลี่ยถ้อยคกาลีมีค และค่าเฉลี่ยเลขคณิตของ ค่า $(1-x_R)_{OM}$ และ $(1-x_E)_{OM}$	70
ภาคผนวก จ การจำลองกระบวนการแยกเอทานอลโดยใช้โปรแกรม HYSYS.....	73
ประวัติผู้เขียน.....	77

สารบัญตาราง

ตารางที่

	หน้า
2.1 วัตถุดิบที่สามารถนำมาผลิตเอทานอล และปริมาณเอทานอลที่ได้.....	4
4.1 ลักษณะของหอสกัดแบบเฟลตส์ซีฟเฟลท.....	29
4.2 แสดงค่าอัตราส่วนของตัวทำละลาย และสารป้อน ที่ S/F_{\min} S/F_{\max}	34
4.3 แสดงจำนวนชั้นการสกัดที่ต้องการเมื่อใช้ S/F เท่ากับ 1.7.....	34
6.1 แสดงค่าสัมประสิทธิ์การกระจาย และค่าการเลือกของเอทานอล.....	44
6.2 ค่า Binary Interaction Parameter ของสมการ NRTL.....	45
6.3 ค่า Binary Interaction Parameter ของสมการ UNIQUAC.....	45
6.4 แสดงความถูกต้องของข้อมูลที่ได้จากการคำนวณ.....	48
6.5 ผลการทดลองการเกิดสภาวะท่วม.....	50
6.6 สภาวะที่ใช้ในการสกัดด้วยหอสกัดแบบเฟลตส์ซีฟเฟลท.....	52
6.7 จำนวนชั้นการสกัด และค่าของสูงที่เทียบเท่ากับ 1 ชั้นการสกัด.....	52
6.8 ค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายโอนมวลรวมของการสกัดที่สภาวะต่าง ๆ.....	53
ก.1 คุณสมบัติสารบริสุทธิ์ ในระบบการสกัด.....	59
ก.2 คุณสมบัติสารบริสุทธิ์ เพื่อใช้คำนวณ Parameter ของสมการ UNIQUAC.....	59
ข.1 ข้อมูลสมดุลของเหลวของเหลวที่ อุณหภูมิ 25 องศาเซลเซียส.....	61
ข.2 ข้อมูลสมดุลของเหลวของเหลวที่ อุณหภูมิ 35 องศาเซลเซียส.....	62
ข.3 ข้อมูลสมดุลของเหลวของเหลวที่ อุณหภูมิ 45 องศาเซลเซียส.....	63
ข.4 ข้อมูลสมดุลของเหลวของเหลวที่ อุณหภูมิ 55 องศาเซลเซียส.....	64
ข.5 ข้อมูลสมดุลของเหลวของเหลวที่ Ruiz และคณะทำการทดลอง.....	65
ค.1 ผลการทดลองการสกัดเอทานอลด้วยหอสกัดครั้งที่ 1.....	67
ค.2 ผลการทดลองการสกัดเอทานอลด้วยหอสกัดครั้งที่ 2.....	68
ค.3 ผลการทดลองการสกัดเอทานอลด้วยหอสกัดครั้งที่ 3.....	69
ง.1 ค่าที่คำนวณได้จากโปรแกรม HYSYS ออกแบบจำลอง.....	76

สารบัญรูป

รูปที่

หน้า

2.1 กราฟสามเหลี่ยมใช้แสดงข้อมูลสมดุล.....	8
2.2 แสดงเส้นโค้งการละลายของสมดุลของเหลวของเหลว ทั้ง 3 ประเภท.....	8
2.3 การสกัดแบบไหลสวนทางกันที่มีมากกว่า 1 ชั้นการสกัด.....	15
2.4 วิธีการหาจำนวนชั้นการสกัดด้วยวิธีการใช้กราฟสามเหลี่ยม.....	15
2.5 วิธีการหาค่าอัตราส่วนของตัวทำละลายต่อสารป้อน S/F_{min} และ S/F_{max}	17
2.6 แบบจำลองการเกิดการถ่ายเทมวล ที่เกิดขึ้นบริเวณผิวสัมผัสระหว่างเฟส.....	18
2.7 แสดงค่าความสัมพันธ์ของความเข้มข้น ที่ผิวสัมผัส และที่อยู่ในสมดุลเดียวกัน.....	19
2.8 กระบวนการสกัดสารในระบบที่ของเหลวไหลสวนทางกัน.....	20
2.9 แสดงช่วงสภาวะในการดำเนินการในหอสกัดแบบเพาล์สซีฟเฟลท.....	23
4.1 แผนผังการทำงานของหอสกัดแบบเพาล์สซีฟเฟลท.....	30
4.2 หอสกัดแบบเพาล์สซีฟเฟลทที่ใช้ในการทดลอง.....	31
4.3 อุปกรณ์ร่วมในหอสกัดที่ใช้ในการทดลอง.....	32
4.4 บีมแบบไดอะเฟรม สำหรับทำให้เกิดการเพาล์ส.....	33
5.1 แสดงขั้นตอนการคำนวณ เพื่อหาค่า Binary Interaction Parameter.....	39
5.2 แสดงขั้นตอนการหาปริมาณองค์ประกอบในแต่ละเฟส.....	41
6.1 แสดงข้อมูลสมดุลของเหลวของเหลว ที่ อุณหภูมิ 25, 35, 45 และ 55 องศาเซลเซียส.....	43
6.2 ค่าสัมประสิทธิ์การกระจาย และค่าการเลือก กับอุณหภูมิที่เปลี่ยนแปลง.....	44
6.3 เปรียบเทียบข้อมูลสมดุลที่ได้จากการทดลอง และการคำนวณด้วยการสมการ NRTL.....	46
6.4 เปรียบเทียบข้อมูลสมดุลที่ได้จากการทดลอง และการคำนวณด้วยการสมการ UNIQUAC.....	47
6.5 กราฟสภาวะทั่วทั้งอัตราการใช้ของเฟสกระจายคงที่ต่าง ๆ.....	49
6.6 การเกิดสภาวะท่วมในช่วงที่ขนาดการเพาล์สไม่พอ.....	51
6.7 ลักษณะเฟสที่เกิดขึ้นในเครื่องสกัดแบบเพาล์สซีฟเฟลทที่ขนาดการเพาล์สต่าง ๆ.....	51
6.8 เส้นโค้งสมดุลที่อุณหภูมิ 35 องศาเซลเซียส.....	53
ข.1 เปรียบเทียบข้อมูลสมดุล ที่ได้จากการทดลอง กับข้อมูลของ Ruiz และคณะ.....	65
ง.1 แสดงค่า $(1-x_R)_{OM}$ ที่ได้จากค่าเฉลี่ยถ้อยคำกาลีมิก และความสัมพันธ์เชิงเส้น.....	71
ง.2 แสดงค่า $(1-x_E)_{OM}$ ที่ได้จากค่าเฉลี่ยถ้อยคำกาลีมิก และความสัมพันธ์เชิงเส้น.....	71
จ.1 แบบจำลองกระบวนการแยกเอทาอลที่ได้จากการสกัดด้วยโปรแกรม HYSYS.....	75

บทที่ 1

บทนำ

ปัจจุบันปัญหาด้านพลังงาน เป็นปัญหาที่สำคัญเนื่องจากพลังงานที่ได้จากน้ำมันปิโตรเลียม นั้นได้จากการนำเข้าเกือบทั้งหมด การหาแหล่งพลังงานทดแทนเป็นสิ่งสำคัญ เอทานอลเป็นทางเลือกหนึ่งที่จะนำมาใช้เป็นพลังงานทดแทนเชื้อเพลิงจากปิโตรเลียม เนื่องจากเอทานอลสามารถผลิตได้จากการหมักผลิตผลทางการเกษตร แต่เนื่องจากการหมักนั้นสามารถได้ความเข้มข้นของเอทานอลประมาณ 10 เปอร์เซ็นต์โดยน้ำหนัก ดังนั้นจึงจำเป็นต้องมีกระบวนการแยกเอทานอลออกจากน้ำ เพื่อเพิ่มความเข้มข้นของเอทานอลให้เพียงพอต่อการนำไปใช้งานในแต่ละลักษณะของงานที่ต้องการใช้ โดยทั่วไปการเพิ่มความเข้มข้นของเอทานอลที่ได้จากการหมักนั้นมักใช้วิธีการกลั่นเพื่อแยกเอทานอล ซึ่งจะพบปัญหามีการใช้พลังงานสูง และเกิดสารประกอบอะซีโอโทรป (Azeotrope compound) ซึ่งจะทำให้ไม่สามารถกลั่นแยกเอทานอลด้วยวิธีธรรมดาได้ความเข้มข้นสูงกว่า 95.57 เปอร์เซ็นต์โดยน้ำหนัก หากต้องการเอทานอลที่มีความเข้มข้นสูงกว่านี้ จะต้องใช้วิธีการกลั่นพิเศษ หรือร่วมกับกระบวนการอื่น ๆ เช่น การกลั่นอะซีโอโทรป การใช้เยื่อเลือกผ่าน การใช้สารดูดซับ หรือ การสกัดของเหลวด้วยของเหลวร่วมกับการกลั่นสกัด

การสกัดของเหลวด้วยของเหลว เป็นทางเลือกหนึ่งที่สามารถใช้ในการแยกเอทานอลออกจากน้ำ เพื่อเพิ่มความเข้มข้นของเอทานอล โดยที่มีแนวโน้มในการใช้พลังงานที่ต่ำลง

งานวิจัยนี้ทำการทดลองหาข้อมูลสมดุลของเหลวของเหลว ในระบบที่ประกอบด้วย น้ำ เอทานอล และ 2-เอทิลเฮกซานอล ที่อุณหภูมิ 25, 35, 45 และ 55 องศาเซลเซียส เพื่อใช้เป็นข้อมูลในการสกัด และทำการทดลองสกัดสารละลายเอทานอลเข้มข้น 10 เปอร์เซ็นต์โดยน้ำหนัก โดยใช้ 2-เอทิลเฮกซานอลเป็นสารสกัด ด้วยหอสกัดแบบเพาล์สซีฟเพลท เพื่อศึกษาความเป็นไปได้ในการสกัด เอทานอล ด้วย 2-เอทิลเฮกซานอล และได้ใช้โปรแกรม HYSYS เพื่อคำนวณค่าพลังงานที่ใช้เปรียบเทียบกับวิธีการกลั่นแบบธรรมดา

1.1 วัตถุประสงค์

1.1.1 ศึกษาถึงผลของอุณหภูมิคือ สมดุลของเหลวของเหลวในระบบที่ประกอบด้วย น้ำ เอทานอล และ 2-เอทิลเฮกซานอล

1.1.2 ทดสอบถึงประสิทธิภาพของหอสกัดแบบเพาล์สซีฟเพลท (Pulsed sieve plate column) ที่ใช้ในการสกัด

1.1.3 เพื่อศึกษาว่าในการแยกเอทานอลนั้นสามารถใช้วิธีการสกัดของเหลวด้วยของเหลวร่วมกับการกลั่นสกัด แทนที่วิธีการกลั่นได้โดยใช้พลังงานน้อยกว่า

1.2 ขอบเขตของงานวิจัย

1.2.1 หาข้อมูลสมมูลของระบบของเหลวของเหลวในระบบ เอทานอล น้ำ และ 2-เอทิลเฮกซานอล ที่อุณหภูมิ 25, 35, 45 และ 55 องศาเซลเซียส

1.2.2 ทดลองสกัดเอทานอลด้วยหอสกัดแบบเพาลส์ซีฟเฟลท

1.3.3 ใช้โปรแกรมไฮซิส (Hysys program) คำนวณหาพลังงานที่ใช้ในการแยกเอทานอลออกจากน้ำ ด้วยการกลั่นสกัด และการกลั่น

1.3 ประโยชน์ที่ได้รับ

1.3.1 เป็นแนวทางในการเลือกใช้ตัวทำละลายเพื่อใช้ในการสกัดแยกเอทานอล ออกจากน้ำ

1.3.2 กระบวนการเพิ่มความบริสุทธิ์ของเอทานอล ด้วยวิธีการสกัดของเหลวด้วยของเหลว สามารถลดพลังงานที่ใช้ได้ เมื่อเปรียบเทียบกับวิธีการกลั่น

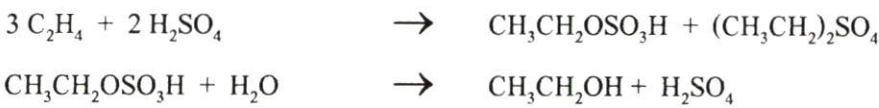
บทที่ 2

ทฤษฎี

2.1 การผลิตเอทานอล [1]

ในการผลิตเอทานอลนั้นสามารถ กระทำได้ 2 วิธี

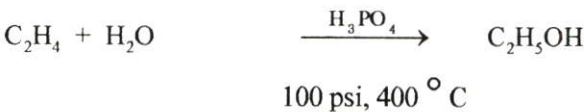
2.1.1 การสังเคราะห์ คือ การทำปฏิกิริยาระหว่าง เอทิลีน (Ethylene, C₂H₄) กับ กรด ซัลฟูริก (Sulfuric acid, H₂SO₄) เข้มข้น เกิดเป็นสารตัวกลาง (Intermediate) ของกรดเอทิลซัลฟูริก ซึ่งจะถูกเปลี่ยนไปเป็น กรดซัลฟูริก และเอทานอล ดังสมการ



และ ได้ผลิตภัณฑ์ร่วม คือ ไดเอทิลอีเทอร์ ดังสมการ

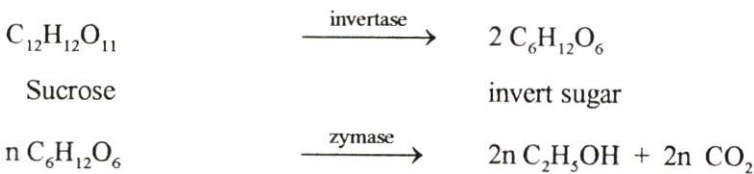


หรือ โดยการเติมน้ำลงในเอทิลีนโดยตรง โดยใช้กรดฟอสฟอริก (Phosphoric acid) เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา ที่ความดัน 100 psi และ ที่อุณหภูมิ 400 ° C ดังสมการ



2.1.2 การหมัก (Fermentation) เป็นวิธีที่ใช้เอนไซม์ที่ขย่น้ำตาล หรือน้ำผลไม้ โดยเอนไซม์ที่ใช้ เช่น Zymase, Invertase และ Diastase เป็นต้น

วิธีการหมักนั้นเป็นวิธีการผลิตเอทานอลที่ใช้กันมากกว่าวิธีการสังเคราะห์ โดยเฉพาะในประเทศที่มีผลิตผลทางการเกษตรมาก โดยกระบวนการหมักจะใช้วัตถุดิบที่มีน้ำตาลเช่น มันสำปะหลัง อ้อย ข้าวเจ้า ข้าวสาลี ข้าวฟ่างหวาน เป็นต้น ซึ่งถ้าใช้วัตถุดิบที่ให้แป้งจะต้องมีขั้นตอนในการเปลี่ยนแปลงให้เป็นน้ำตาลก่อน โดยใช้เอนไซม์ หรือกรดเป็นตัวช่วยย่อยแป้งให้เป็นน้ำตาล โดยกระบวนการนี้เรียกว่า ไฮโดรไลซิส (Hydrolysis) จากนั้นน้ำตาลจะถูกเปลี่ยนเป็นเอทานอลโดยยีสต์ในสภาพไร้อากาศ โดยกระบวนการหมัก ดังสมการ



(น้ำหนักโมเลกุล)	180		92		88
(เปอร์เซ็นต์)	100		51.1		48.9

ตามสมการ ยีสต์จะเปลี่ยนน้ำตาลเป็นเอทานอล 51.1 เปอร์เซ็นต์โดยน้ำหนัก และก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ 48.9 เปอร์เซ็นต์โดยน้ำหนัก ของน้ำตาลเริ่มต้น แต่ในทางปฏิบัติ น้ำตาล 95 เปอร์เซ็นต์เท่านั้นที่ถูกเปลี่ยนเป็นเอทานอล โดยน้ำตาลส่วนหนึ่งจะถูกยีสต์ใช้ไปในการเจริญเติบโต และเกิดปฏิกิริยาเป็นผลิตภัณฑ์อื่น ๆ เช่น กลีเซอรอล และกรดซัลฟิติก เป็นต้น ดังนั้นเอทานอลที่ได้จะประมาณ 48.5 เปอร์เซ็นต์ ของน้ำตาล ความเข้มข้นของน้ำตาลที่ใช้หมักนั้นขึ้นอยู่กับชนิดของยีสต์ว่าจะทนทานต่อปริมาณของเอทานอลได้เพียงใด โดยปกติแล้วยีสต์จะทนต่อความเข้มข้นของเอทานอลได้ไม่เกิน 10 เปอร์เซ็นต์ ซึ่งหมายความว่าน้ำตาลที่ใช้หมักเริ่มต้นจะมีความเข้มข้นได้ถึงประมาณ 20 เปอร์เซ็นต์ โดยอย่างไรก็ตามในสภาวะที่น้ำตาลเข้มข้นมาก ประสิทธิภาพของยีสต์ในการผลิตเอทานอลจะลดลง ดังนั้นปริมาณน้ำตาลที่ใช้หมักจะมีความเข้มข้นประมาณ 14 – 18 เปอร์เซ็นต์ ซึ่งเมื่อสิ้นสุดการหมักจะได้เอทานอลที่มีความเข้มข้นประมาณ 6 – 9 เปอร์เซ็นต์โดยน้ำหนัก

จากสมการจะเห็นว่าวัตถุดิบในการผลิตเอทานอลจากกระบวนการหมักนั้น จะต้องประกอบด้วย Hexose sugar หรือสามารถเปลี่ยนเป็น Hexose sugar ได้ ดังได้แสดงไว้ในตารางที่ 2.1

ตารางที่ 2.1 วัตถุดิบที่สามารถนำมาผลิตเอทานอล และปริมาณเอทานอลที่ได้ [1]

วัตถุดิบ	ปริมาณวัตถุดิบ (ตัน)	ปริมาณเอทานอลที่ได้ (ลิตร)
คั้นอ้อยสด	1	65
กากน้ำตาล	1	258
มันเส้น	1	456
มันสำปะหลังสด	1	180

จากตารางจะพบว่าประเทศไทยมีความเหมาะสมที่จะผลิตเอทานอลเนื่องจากมีวัตถุดิบที่มาจากผลิตภัณฑ์ทางการเกษตรอย่างเพียงพอ

2.2 การเพิ่มความเข้มข้นของเอทานอล และการทำเอทานอลให้บริสุทธิ์ [2]

จากที่กล่าวมาข้างต้นจะพบว่าเอทานอลที่ได้จากกระบวนการหมักนั้นจะมีความเข้มข้นประมาณ 6 – 9 เปอร์เซ็นต์ โดยน้ำหนัก และยังมีผลิตภัณฑ์อื่น ๆ ปะปนมาหลายชนิด จึงจำเป็นที่จะต้องมีการเพิ่มความเข้มข้นของเอทานอลให้สูงเพียงพอต่อการนำไปใช้งาน ซึ่งวิธีการแยกเอทานอลนั้นจะมีวิธีที่ใช้อยู่ทั่วไปคือ วิธีการกลั่น (Distillation) เป็นการให้พลังงานความร้อนแก่สารละลายเอทานอล ซึ่งเอทานอลจะมีจุดเดือดที่ 78.15 องศาเซลเซียส ซึ่งระเหยได้ง่ายกว่าน้ำ ซึ่งวิธีนี้สามารถผลิตได้ในปริมาณมาก แต่ก็มีข้อจำกัดที่การกลั่นแบบธรรมดาจะสามารถทำการกลั่นเอ

ทานอลได้มีความเข้มข้นเพียง 95.57 เปอร์เซ็นต์โดยปริมาตร เนื่องจากเกิดสารประกอบอะซีโอโทรประหว่าง น้ำและเอทานอล จึงไม่สามารถกลั่นแยกได้ความเข้มข้นสูงกว่านี้

วิธีการทำให้เอทานอลมีความเข้มข้นสูงกว่าจุดอะซีโอโทรป

1. การกลั่นโดยใช้ความดันต่ำ (Low Pressure Distillation) พบว่าเมื่อความดันต่ำกว่า 11.5 kPa แล้วเอทานอลกับน้ำจะไม่เกิดเป็นสารประกอบอะซีโอโทรป ซึ่งทำให้สามารถกลั่นแยกได้ความเข้มข้นสูงกว่าการกลั่นแบบธรรมดา

2. การกลั่นอะซีโอโทรป (Azeotrope Distillation) เป็นวิธีการกลั่นโดยการใช้ตัวทำละลายเติมเข้าไปในระบบ เพื่อที่จะทำให้มีการฟอร์มตัวได้ Azeotrope Mixture ตัวใหม่ ทำให้เกิดเป็น Key component กับตัวทำละลายที่เติมลงไปเป็นของผสมอะซีโอโทรปใหม่ที่อาจจะมีจุดเดือดเพิ่มขึ้นหรือลดลงก็ได้ ตัวอย่างเช่น เอทานอลไม่สามารถกลั่นแบบธรรมดาได้ความเข้มข้นสูงกว่า 95.6 เปอร์เซ็นต์โดยปริมาตร เนื่องจากเอทานอลกับน้ำเกิดของผสมอะซีโอโทรปที่มีจุดเดือดเท่ากับ 78.2 องศาเซลเซียส ดังนั้นการเติมสารละลายบางตัวเข้าไปเพื่อเกิดเป็นของผสมอะซีโอโทรปกับน้ำ หรือเอทานอล หรือทั้งน้ำและเอทานอล ดังเช่นเมื่อใส่เบนซีน (Benzene, C_6H_6) ลงไปในเอทานอลเข้มข้น 95.6 เปอร์เซ็นต์โดยปริมาตร จะทำให้เกิดของผสมอะซีโอโทรปตัวใหม่ คือ เบนซีน - น้ำ - เอทานอล ที่มีจุดเดือดเท่ากับ 64.8 องศาเซลเซียส

ดังนั้นเมื่อทำการกลั่นแล้วจะทำให้มีน้ำออกทางยอดหอกลั่น ซึ่งจะมีเอทานอล และเบนซีนบางส่วนออกไปบ้าง ส่วนทางด้านล่างหอจะประกอบด้วยเอทานอล และเบนซีนที่ไม่มีน้ำเจือปน ซึ่งจะถูกป้อนเข้าสู่หอกลั่นอีกหอเพื่อกลั่นแยก เอทานอล และเบนซีนออกจากกัน

3. การกลั่นสกัด (Extractive Distillation) เป็นวิธีการหนึ่งที่ทำให้การแยกสารให้บริสุทธิ์โดยการเปลี่ยนแปลงค่าการระเหยสัมพัทธ์ (Relative Volatility) ของสารตัวใดตัวหนึ่งในสารละลายนั้น วิธีนี้ต้องเลือกตัวทำละลายที่เหมาะสมว่าจะเอาน้ำออกไปพร้อมกับตัวทำละลาย หรือจะให้สารที่ต้องการออกไปพร้อมกับตัวทำละลาย ตัวอย่างเช่น สารละลายเอทานอลที่ต้องการให้มีความบริสุทธิ์สูงขี้นั้น เมื่อใช้ก๊าซโซลีนเป็นตัวทำละลายแล้ว จะทำให้น้ำมีค่าการระเหยสูงขี้นซึ่งจะกลั่นได้ที่ส่วนยอดหอ ส่วนเอทานอลและก๊าซโซลีนที่เป็นตัวทำละลายนั้นจะอยู่ทางด้านล่างหอกลั่น ซึ่งวิธีนี้จะเหมาะสำหรับการผลิตก๊าซโซลอล

4. การใช้สารดูดซับ หรือ การใช้ Molecular sieve

5. การใช้เยื่อเลือกผ่าน ซึ่งจะมี กระบวนการ 2 ลักษณะ คือ กระบวนการออสโมซิสแบบผันกลับ (Reverse Osmosis) และ กระบวนการเพอร์เวปอเรชัน (Pervaporation)

6. การสกัดของเหลวด้วยของเหลว เช่น ใช้ตัวทำละลายสกัดแยกเอทานอลออกจากร้ำ

2.3 การสกัดของเหลวด้วยของเหลว (Liquid – Liquid Extraction) [3]

การสกัดของเหลวด้วยของเหลว เป็นวิธีกระบวนการถ่ายเทมวลสารที่สำคัญอย่างหนึ่งในทางวิศวกรรมเคมี โดยเป็นกรรมวิธีที่ใช้แยกสารออกจากของผสมที่มีลักษณะเป็นของเหลว โดยใช้ตัวทำละลายที่เป็นของเหลว ที่มีคุณสมบัติไม่ละลายเป็นสารเนื้อเดียวกัน หรือละลายได้บางส่วนเท่านั้นกับสารละลายเดิม และตัวทำละลายจะต้องมีคุณสมบัติที่จะละลายสารชนิดหนึ่งออกจากของผสมได้ดี โดยทั่วไปการแยกของเหลวออกจากกันนั้นมักใช้วิธีการกลั่น แต่ในบางครั้งก็มีข้อจำกัด เช่น สารที่กลั่นแยกมีค่าความดันใกล้เคียงกัน สารที่จะแยกเกิดเป็นของผสมอะซีไอโทรป ของผสมเจือจางมาก ไม่สามารถให้ความร้อนได้โดยตรงเนื่องจากอาจเกิดการสลายตัวของสาร ต้องใช้พลังงานมากเมื่อสารบางชนิดมีจุดเดือดสูง ซึ่งวิธีการสกัดของเหลวด้วยของเหลวเป็นวิธีหนึ่งที่สามารถใช้แยกสารที่ต้องการ โดยหลีกเลี่ยงปัญหาที่กล่าวมาได้

การออกแบบวิธีการสกัดของเหลวด้วยของเหลวนั้น จะต้องทำการเลือกตัวทำละลายที่ใช้ในการสกัดแยกสาร โดยคุณสมบัติที่ใช้ในการเลือกเป็นตัวทำละลายได้แก่

- ค่าการเลือก (Selectivity, α)
- ค่าสัมประสิทธิ์การกระจาย (Distribution coefficient, K_D)
- การละลายของตัวทำละลาย เข้าสู่เฟสที่ถูกสกัด (Raffinate phase) เพื่อลดการสูญเสียตัวทำละลาย
- ค่าความหนาแน่น (Density, ρ) ควรมีความแตกต่างกันมากพอ เพื่อจะสามารถแยกเฟสได้ง่าย และทำให้เกิดการไหลสวนทางกันในหอสกัดได้
- สามารถนำกลับมาใช้ใหม่ได้
- ค่าแรงตึงผิว (Surface tension, γ) เพื่อให้เกิดกระจายเฟสได้ดี
- ค่าความหนืด (Viscosity, η) เพื่อให้เกิดการแยกเฟสได้เร็วเมื่อสารสัมผัสกัน
- อื่นๆ เช่น ไม่ทำให้เกิดการกัดกร่อน ไม่เป็นพิษ ราคาถูก

ค่าการเลือก และค่าสัมประสิทธิ์การกระจาย นั้นเป็นค่าที่ได้จากข้อมูลสมดุลของเหลวของเหลวในระบบที่จะใช้ในการสกัด ข้อมูลสมดุลของเหลวของเหลวนั้นจะต้องนำมาใช้เพื่อกำหนดสภาวะในการสกัดซึ่งจะได้กล่าวในหัวข้อต่อไป

2.4 สมดุลเฟสของเหลวของเหลว (Liquid – Liquid Phase Equilibrium) [3]

2.4.1 กฎของเฟส (Phase rule)

กฎของเฟสมีความสำคัญในการบ่งบอกถึงคุณสมบัติที่ไม่ขึ้นกับปริมาณสาร (Intensive properties) เนื่องจากก่อนที่จะบอกว่าคุณสมบัติที่ไม่ขึ้นปริมาณอย่างไรนั้น จำเป็นที่จะต้องกำหนดคุณสมบัติหรือ จำนวนตัวแปรที่ต้องการจำนวนหนึ่ง โดยมีกฎทั่วไปที่ใช้ในการหาจำนวนตัวแปร ในระบบที่ต้องการศึกษา จำนวนตัวแปรอิสระนี้ เรียกว่า “ระดับขั้นความเสรี” (Degree of Freedom, F) เขียนเป็นสมการได้คือ

$$F = C - P + 2 \quad (2.1)$$

F = ระดับขั้นความเสรี

C = จำนวนองค์ประกอบที่อยู่ในระบบ

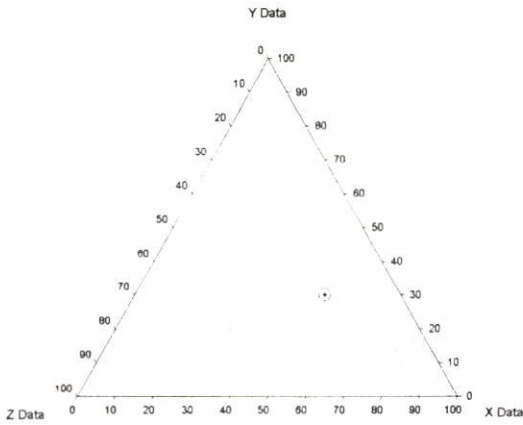
P = จำนวนเฟส

เฟส (Phase) หมายถึง สารที่มีขอบเขตแน่ชัด และเป็นเนื้อเดียวกัน ไม่จำเป็นที่เฟสจะต้องต่อเนื่องกันตลอด ตัวอย่างเช่นฟองก๊าซในเฟสของเหลว หรือหยดของเหลวที่กระจายอยู่ในของเหลว ในกรณีนี้จะมีอยู่ 2 เฟสคือ เฟสที่กระจายเข้าไปอยู่ในเฟสอื่น (Dispersed phase) และเฟสที่อยู่ต่อเนื่องกัน (Continuous phase)

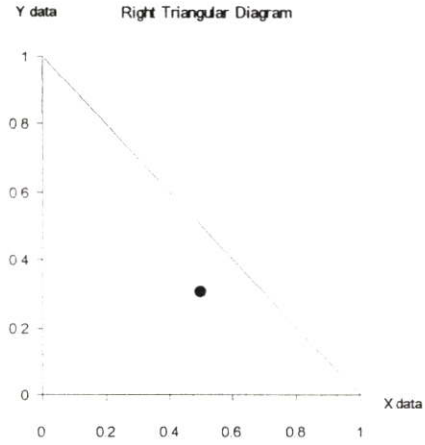
ในกระบวนการสกัดของเหลวด้วยของเหลว ในระบบที่ทำการศึกษานี้ จะมีจำนวนองค์ประกอบเท่ากับ 3 และจำนวนเฟสที่เกิดขึ้นเท่ากับ 2 ดังนั้นระดับขั้นความเสรีจะมีค่าเท่ากับ 3 ตัวแปรทั้งหมดที่เกี่ยวข้องคือ ความดัน อุณหภูมิ และความเข้มข้นของสารทั้ง 3 องค์ประกอบในแต่ละเฟส ซึ่งความเข้มข้นของสารในแต่ละเฟสจะแสดงด้วย อัตราส่วน โดยน้ำหนัก หรือ โดยโมล ซึ่งจะมีผลรวมอัตราส่วนนี้ในแต่ละเฟสเท่ากับ 1 ($\sum X_i^{\alpha \text{ or } \beta} = 1$) ดังนั้นที่อุณหภูมิ และความดันคงที่เลือกค่า x_1^{α} ให้เป็นตัวแปรอิสระ แล้ว ค่า x_2^{α} , x_1^{β} และ x_2^{β} ที่เหลือจะเป็นตัวแปรตาม

2.4.2 แผนภาพที่ใช้แสดง และชนิดของสมดุลของเหลวของเหลวในระบบที่มี 3 องค์ประกอบ (Ternary component Liquid – Liquid equilibrium System)

2.4.2.1 แผนภาพชนิดกราฟสามเหลี่ยม (Triangular Coordinates) และชนิดสามเหลี่ยมมุมฉาก (Right-triangular coordinate) ดังแสดงด้วยรูปที่ 2.3 โดยจุดที่แสดงกราฟทั้งสองจะมีค่า X เท่ากับ 0.5 (50 %) Y เท่ากับ 0.3 (30 %) และ Z เท่ากับ 0.2 (20 %)



(ก)



(ข)

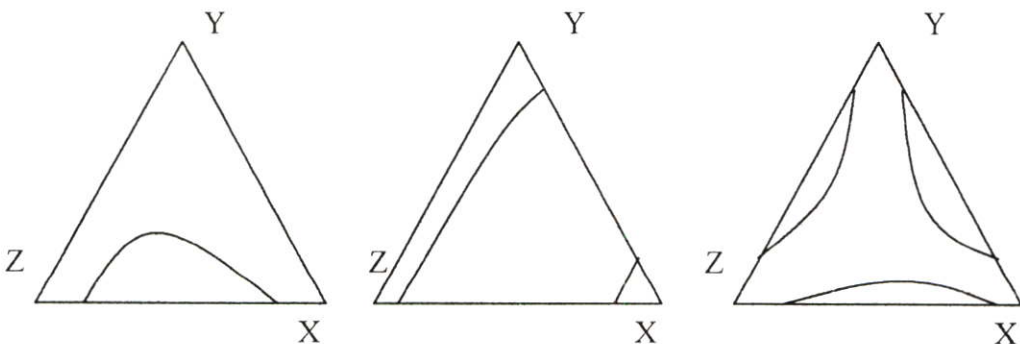
รูปที่ 2.1(ก) กราฟกราฟสามเหลี่ยม (Triangular coordinate) และ (ข) กราฟสามเหลี่ยมมุมฉาก (Right-triangular coordinate)

ในสมมูลของเหลวของเหลว ในระบบที่มี 3 องค์ประกอบ (ให้สารที่อยู่ในระบบคือ X, Y และ Z) สารแต่ละชนิดจะมีความสามารถในการละลายซึ่งกัน และกันแตกต่างกันไป ซึ่งสามารถแบ่งลักษณะการละลายกันได้ออกเป็น 3 ประเภทคือ

ประเภทที่ 1 ระบบนี้จะมีโค้งการละลาย (Binodal curve) เพียงเส้นเดียวซึ่งจะหมายความว่า มีสารที่ละลายเข้ากันได้ดี 2 คู่ คือ คู่ XY และ YZ ซึ่งในระบบที่ทำการทดลองนี้จะเป็นประเภทที่ 1

ประเภทที่ 2 ระบบที่มีสารละลายเข้ากันได้ดีเพียง 1 คู่ คือคู่ ZY และมีสารที่ละลายเข้ากันได้ไม่ดี 2 คู่

ประเภทที่ 3 ระบบที่สารทั้งสามชนิดละลายเข้ากันได้ไม่ดี ซึ่งจะพบได้น้อยในอุตสาหกรรม



ประเภทที่ 1

ประเภทที่ 2

ประเภทที่ 3

รูปที่ 2.2 แสดงเส้นโค้งการละลายของสมมูลของเหลวของเหลวในระบบที่มี 3 องค์ประกอบ ทั้ง 3 ประเภท

2.4.3 เทอร์โมไดนามิกส์ของเฟส ณ สภาวะสมดุล (Thermodynamics of phase equilibrium) [3]

เจ. วิลลาร์ด กิบส์ (J. Willard Gibbs) พบว่า เฟสจะสมดุลกันทางเทอร์โมไดนามิกส์ได้ก็ต่อเมื่อ ค่าศักย์เคมี (Chemical Potential, μ) ของสารในแต่ละเฟสมีค่าเท่ากัน โดยที่ความดันและอุณหภูมิในแต่ละเฟสมีค่าเท่ากันและคงที่ ดังแสดงด้วยสมการ

$$T_i^\alpha = T_i^\beta = \dots = T_i^\pi \quad (2.2)$$

$$P_i^\alpha = P_i^\beta = \dots = P_i^\pi \quad (2.3)$$

$$\mu_i^\alpha = \mu_i^\beta = \dots = \mu_i^\pi \quad ; (i = 1, 2, \dots, N) \quad (2.4)$$

เมื่อ μ_i^α คือ ศักย์เคมีของสาร i ในเฟส α

ถึงแม้ศักย์เคมีจะช่วยบอกถึงสภาวะของสมดุลได้แต่เพื่อความสะดวกในการคำนวณเกี่ยวกับสมดุลเฟส และเนื่องจากศักย์เคมีจะมีค่าเข้าใกล้ลบอินฟินิตีในขณะที่ความดันเข้าใกล้ศูนย์ ด้วยเหตุนี้ศักย์เคมีจึงไม่เหมาะสม สำหรับการคำนวณสมดุลเฟส จึงได้มีการกำหนด ค่าฟูกาซิตีของสาร i ในของผสม (Fugacities ; \bar{f}_i) ขึ้นมาโดย G.N.Lewis เสมือนกับเป็นความดันเทียม (Pseudo-pressure) ของสาร i โดยได้นิยามฟูกาซิตีขึ้นในรูปของศักย์เคมี สำหรับองค์ประกอบใด ๆ ดังนี้

$$\bar{f}_i = C \exp\left(\frac{\mu_i}{RT}\right) \quad (2.5)$$

C คือ ค่าคงที่ที่ขึ้นกับอุณหภูมิ

ดังนั้น ณ สภาวะสมดุลสามารถเขียนสมการแสดงความสัมพันธ์ ของฟูกาซิตีแทน ค่าศักย์เคมีได้ดังนี้คือ

$$\bar{f}_i^\alpha = \bar{f}_i^\beta = \dots = \bar{f}_i^\pi \quad (i = 1, 2, \dots, N) \quad (2.6)$$

สำหรับสารบริสุทธิ์ค่า \bar{f}_i จะเขียนได้เป็นฟูกาซิตีของสารบริสุทธิ์ “ i ” , (f_i) สำหรับก๊าซบริสุทธิ์อุดมคติ “ i ” ค่าฟูกาซิตีจะเปรียบได้กับค่าความดันของสารบริสุทธิ์ “ i ” และสำหรับสาร “ i ” ในก๊าซผสมอุดมคติ และค่าฟูกาซิตีของแต่ละสารในก๊าซผสมอุดมคติจะเปรียบได้กับค่าความดันย่อย (Partial pressure)

จากสมการที่ 2.5 จำเป็นต้องหาตัวแปรที่ช่วยแสดงความสัมพันธ์ของฟูกาซิตี กับผลของการทดลองเพื่ออำนวยความสะดวกในการคำนวณ ได้แก่

สัมประสิทธิ์ฟูกาซิตีของสาร i ในของผสม (Fugacity coefficient of component i , $\bar{\phi}_i$) ซึ่งจะมีความสัมพันธ์ กับค่าฟูกาซิตีของสาร i ในของผสมในเฟสไอ (\bar{f}_i^V) สัดส่วนโมลของสาร i ในเฟสไอ (y_i) และความดันรวม เขียนเป็นสมการได้ดังนี้คือ

$$\bar{\phi}_i = \frac{\bar{f}_i^V}{y_i P} \quad (2.7)$$

สัมประสิทธิ์แอกติวิตีของสาร i ในของผสม (Activity coefficient of species, γ_i) ซึ่งจะมี ความสัมพันธ์กับฟูกาซิตีของสาร i ในของผสมในเฟสของเหลว (\bar{f}_i^L) สัดส่วนโมลของสาร i ในเฟส ของเหลว (x_i) และค่าฟูกาซิตีในสถานะอ้างอิงในสถานะของเหลว เขียนเป็นสมการได้ดังนี้คือ

$$\gamma_i = \frac{\bar{f}_i^L}{x_i f_i^{OL}} \quad (2.8)$$

เมื่อ f_i^0 คือ ค่าฟูกาซิตีของสารบริสุทธิ์ i ณ สถานะอ้างอิง

จากสมการที่ 2.6 จะได้สมการสมดุลของสาร i ดังนี้คือ

$$\bar{\phi}_i y_i P = \gamma_i x_i f_i^{OL} \quad (2.9)$$

ซึ่งสมการที่ 2.9 จะเป็นสมการหลักที่จะใช้ในการคำนวณสมดุลไอ-ของเหลว (Vapor - liquid equilibrium) ในระบบที่มีหลายองค์ประกอบ

ในส่วนระบบ สมดุลของเหลวของเหลว นั้น สาร i ที่อยู่ในเฟส α จะสมดุลกับสาร i ที่อยู่ในเฟส β เขียนเป็นสมการได้ดังนี้คือ

$$\bar{f}_i^\alpha = \bar{f}_i^\beta \quad (2.10)$$

เมื่อค่าฟูกาซิตี ที่สถานะอ้างอิง ของสารในทั้งสองเฟสมีค่า เท่ากัน จากสมการที่ 2.10 จะเขียนใหม่ได้ดังนี้คือ

$$\gamma_i^\alpha x_i^\alpha = \gamma_i^\beta x_i^\beta \quad (2.11)$$

สมการที่ 2.11 จะเป็นสมการหลักที่จะใช้ในการคำนวณ หาสมดุลของเหลวของเหลวใน ระบบที่มีหลายองค์ประกอบ โดยการใช้สมการเซมิเอมไพริคัล (Semi-Empirical equation) เช่น สมการ Wilson, NRTL หรือ UNIQUAC เพื่อคำนวณหาค่าสัมประสิทธิ์แอกติวิตีของสาร i ในแต่ละ เฟสเพื่อหาความสัมพันธ์ของข้อมูลสมดุล ซึ่งจะสามารถนำไปหาข้อมูลตำแหน่งอื่น ๆ ที่อยู่นอกเหนือจุดที่ทำการทดลอง

2.4.4 ค่าสัมประสิทธิ์การกระจาย (Distribution Coefficient, K_{Di})

ค่าสัมประสิทธิ์การกระจาย เป็นคุณสมบัติที่แสดงถึงความสามารถของการละลายของสารใด ๆ ตาม สมการที่ใช้แสดงคือ

$$K_{Di} = \frac{x_i^E}{x_i^R} = \frac{\gamma_i^R}{\gamma_i^E} \quad (2.12)$$

เมื่อ i คือสารที่ต้องการสกัด E เป็นเฟสที่สกัดได้ (Extract phase) และ R เป็นเฟสที่ถูกสกัด (Raffinate phase) เมื่อค่า K_{Di} มีค่ามากแสดงว่าสารที่ต้องการสกัดละลายมากอยู่เฟสที่สกัดได้มาก ซึ่ง จะแสดงว่าต้องการปริมาณสารที่เป็นสารสกัดน้อยกว่าระบบที่มีค่า K_{Di} ต่ำ

2.4.4 ค่าการเลือก (Selectivity, α)

ค่าการเลือก เป็นคุณสมบัติที่แสดงความสามารถของการละลายของสารระหว่างสารที่ต้องการสกัดกับสารที่ไม่ต้องการสกัด ตามสมการที่ใช้แสดงคือ

$$\alpha_{ij} = \frac{K_{Di}}{K_{Dj}} = \frac{\left(\frac{X_i^E}{X_i^R} \right)}{\left(\frac{X_j^E}{X_j^R} \right)} \quad (2.13)$$

เมื่อ i เป็นสารที่ต้องการสกัด และ j เป็นสารที่เป็นสารละลายร่วมก่อนสกัด (Carrier) ซึ่งเป็นสารที่ต้องการที่แยกออกจากกัน ดังนั้นหากค่า α_{ij} มีค่ามากแสดงว่ามีสารที่ต้องการสกัดแยกออกไปมีปริมาณมากในการสกัดแต่ละขั้น ดังนั้นค่า α_{ij} จึงเป็นค่าที่ใช้อ้างอิงถึงจำนวนขั้นการสกัดที่ต้องการหากมีค่ามาก ก็จะต้องการขึ้นในการสกัดที่น้อยลง

2.5 การหาความสัมพันธ์ของข้อมูลที่ได้จากการทดลอง (Correlation of Experimental Data)[4]

การหาความสัมพันธ์ของข้อมูลที่ได้จากการทดลอง มีสมการเซมิเอมไพริคัล (Semi empirical equations) จำนวนมากที่ถูกเสนอขึ้นเพื่อใช้คำนวณหาค่าสัมประสิทธิ์แอกติวิตี (γ) เพื่อนำมาหาความสัมพันธ์ของข้อมูลที่ได้จากการทดลอง สมการเซมิเอมไพริคัลบางสมการที่ได้เสนอนั้นอาจมีข้อจำกัดในการใช้งาน หรือมีความเหมาะสมกับระบบที่จะใช้งานได้แตกต่างกัน แต่สมการที่ได้รับการยอมรับ และมีการใช้งานอย่างแพร่หลายในการหาความสัมพันธ์ของข้อมูลประเภทสมดุลของเหลวของเหลว และในงานวิจัยนี้ได้เลือกมาใช้งาน ได้แก่ สมการ NRTL และสมการ UNIQUAC

2.5.1 สมการ NRTL [5]

สมการ Non-random two liquid equation (NRTL) ถูกพัฒนาขึ้น โดย Renon และ Prausnitz (1968) จากสมการของ Wilson โดยสมการ NRTL มีความเหมาะสมที่จะใช้ในการคำนวณหาสัมประสิทธิ์แอกติวิตีในระบบที่มีสารหลายองค์ประกอบ ในระบบต่าง ๆ ทั้ง ระบบไอ-ของเหลว ระบบของเหลว-ของเหลว และระบบไอ-ของเหลว-ของเหลว โดยสมการ NRTL ในระบบหลายองค์ประกอบเขียนได้ดังนี้

$$\ln \gamma_i = \frac{\sum_{j=1}^m \tau_{ji} G_{ji} x_j}{\sum_{l=1}^m G_{li} x_l} + \sum_{j=1}^m \frac{x_j G_{ij}}{\sum_{l=1}^m G_{lj} x_l} \left(\tau_{ij} - \frac{\sum_{r=1}^m x_r \tau_{rj} G_{rj}}{\sum_{l=1}^m G_{lj} x_l} \right) \quad (2.14)$$

เมื่อ $G_{ji} = \exp(-\alpha_{ji} \tau_{ji})$

โดย τ จะเท่ากับ $\tau_{ji} = \frac{g_{ji} - g_{ii}}{RT} = \frac{u_{ji}}{T}$ $\tau_{ij} = \frac{g_{ij} - g_{jj}}{RT} = \frac{u_{ij}}{T}$

$$\tau_{ii} = 0 \text{ และ } (\alpha_{ji} = \alpha_{ij})$$

ค่า g_{ij}, g_{ji}, g_{ii} เป็นค่า Energies of interaction ระหว่างคู่ของแต่ละโมเลกุลในระบบที่สนใจ
 ค่า α_{ij} คือ ค่า Non-random parameter ซึ่งมักจะมีค่าอยู่ระหว่าง 0.2 – 0.47 แต่ก็สามารถ
 กำหนดค่า $\alpha_{ij} = 0.2$ เพื่อนำมาหาความสัมพันธ์ของข้อมูลซึ่งใช้ในการหาความสัมพันธ์ได้ค่อนข้าง
 ดี หรืออาจใช้ตามที่มีการแนะนำในระบบสารแต่ละชนิดดังนี้คือ

$\alpha_{ij} = 0.20$ สำหรับระบบที่ของผสม เป็นสารไฮโดรคาร์บอนอิ่มตัว (Saturated hydrocarbon) และ สารมีขั้วที่ไม่เกิดการรวมตัวกัน (Polar nonassociated) เช่น n-heptane/acetone

$\alpha_{ij} = 0.30$ สำหรับระบบที่ของผสม เป็นสารประกอบไม่มีขั้ว (nonpolar compound) เช่น Benzene/n-heptane ยกเว้น Fluorocarbons และ paraffins; และระบบที่ของผสม เป็นสารมีขั้ว และ ไม่มีขั้วที่ไม่เกิดการรวมตัวกัน เช่น Benzene/acetone

$\alpha_{ij} = 0.40$ สำหรับระบบที่ของผสม เป็นสารไฮโดรคาร์บอนอิ่มตัว และ homolog perfluorocarbons เช่น n-hexane/perfluoro-n-hexane

$\alpha_{ij} = 0.47$ สำหรับระบบที่ของผสม เป็นแอลกอฮอล์ หรือ สารที่สามารถละลายกับสารประเภทไม่มีขั้วได้ เช่น ethanol/benzene; สำหรับระบบที่ของผสม ระหว่าง carbon tetrachloride กับ acetonitrile หรือ nitromethane ; สำหรับระบบที่ของผสม ระหว่าง น้ำ กับ buthyl glycol หรือ pyridine

2.5.2 สมการ UNIQUAC [6]

สมการ UNIQUAC (Universal quasi-chemical) เสนอโดย Abrams และ Prausnitz (1975) โดยสมการมีความเหมาะสมที่จะใช้ในการคำนวณหาสัมประสิทธิ์แอกติวิตี้ในระบบที่มีสารหลายองค์ประกอบ ในระบบต่าง ๆ ทั้ง ระบบไอ-ของเหลว ระบบของเหลว-ของเหลว และระบบไอ-ของเหลว-ของเหลว ที่เป็นสารประเภท nonelectrolytes สมการ UNIQUAC จะประกอบด้วย 2 ส่วน คือ ส่วนที่ 1 combinatorial part ซึ่งจะเป็นส่วนที่ใช้ค่าความแตกต่างของ ขนาด และ ลักษณะ ของ

โมเลกุลของสารในระบบในการคำนวณ ส่วนที่ 2 residual part จะใช้ค่า energies of interaction ในการคำนวณ โดยสมการ UNIQUAC ในระบบหลายองค์ประกอบเขียนได้ดังนี้

$$\ln \gamma_i = \ln \gamma_i^C + \ln \gamma_i^R \quad (2.15)$$

โดยที่ สัมประสิทธิ์แอกติวิตี้ ในส่วนของ Combinatorial part คำนวณได้ดังนี้

$$\ln \gamma_i^C = \ln \frac{\Phi_i^*}{x_i} + \frac{z}{2} q_i \ln \frac{\theta_i}{\Phi_i^*} + l_i - \frac{\Phi_i^*}{x_i} \sum_{j=1}^m x_j l_j \quad (2.16)$$

โดยที่ สัมประสิทธิ์แอกติวิตี้ ในส่วนของ Residual part คำนวณได้ดังนี้

$$\ln \gamma_i^R = q_i' \left[1 - \ln \left(\sum_{j=1}^m \theta_j' \tau_{ji} \right) \right] - \sum_{j=1}^m \frac{\theta_j' \tau_{ij}}{\sum_{k=1}^m \theta_k' \tau_{kj}} \quad (2.17)$$

เมื่อรวมทั้งสองส่วนเข้ากันจะเขียนสมการ 2.15 เพื่อคำนวณหาสัมประสิทธิ์แอกติวิตี้ของสาร i ได้เป็น

$$\ln \gamma_i = \ln \frac{\Phi_i^*}{x_i} + \frac{z}{2} q_i \ln \frac{\theta_i}{\Phi_i^*} + l_i - \frac{\Phi_i^*}{x_i} \sum_{j=1}^m x_j l_j - q_i' \ln \left(\sum_{j=1}^m \theta_j' \tau_{ji} \right) + q_i' - q_i' \sum_{j=1}^m \frac{\theta_j' \tau_{ij}}{\sum_{k=1}^m \theta_k' \tau_{kj}} \quad (2.18)$$

เมื่อ $l_j = \frac{z}{2} (r_j - q_j) - (r_j - 1) \quad z = 10$

$$\Phi_i^* = \frac{r_i x_i}{\sum_{j=1}^m r_j x_j} \quad \theta_i = \frac{q_i x_i}{\sum_{j=1}^m q_j x_j} \quad \theta_i' = \frac{q_i' x_i}{\sum_{j=1}^m q_j' x_j}$$

$$\tau_{ij} = \exp \left(-\frac{u_{ij} - u_{jj}}{RT} \right) = \exp \left(\frac{-a_{ij}}{T} \right)$$

$$r_i = \frac{V_{wi}}{15.17} \quad \text{คือ} \quad \text{Volume parameter}$$

$$q_i = \frac{A_{wi}}{2.5 \times 10^9} \quad \text{คือ} \quad \text{Areas parameter}$$

V_{wi} และ A_{wi} คือ Van der waals volumes และ Van der waals areas ตามลำดับ

สำหรับสารที่เป็น น้ำ หรือ แอลกอฮอล์พารามิเตอร์ q_i' จะมีค่าดังนี้ [4]

น้ำ	เท่ากับ 1.00	C_4 - alcohols	เท่ากับ 0.88
CH_3OH	เท่ากับ 0.96	C_5 - alcohols	เท่ากับ 1.15
C_2H_5OH	เท่ากับ 0.92	C_6 - alcohols	เท่ากับ 1.78
C_3 - alcohols	เท่ากับ 0.89	C_7 - alcohols	เท่ากับ 2.71

สำหรับสารที่นอกเหนือจากนี้ จะกำหนดให้ $q_i' = q_i$

2.6 เครื่องสกัดของเหลวด้วยของเหลว (Liquid – Liquid Extractor) [7]

การสกัดของเหลวด้วยของเหลว จะต้องเกิดการถ่ายเทมวลสารระหว่างของเหลวสองเฟสที่สัมผัสกันภายในหอสกัด หลักการในการออกแบบเครื่องสกัดให้มีประสิทธิภาพสูงขึ้น คือ ทำให้เกิดอัตราการถ่ายเทมวลระหว่างเฟสที่สูง อัตราการถ่ายเทมวลระหว่างเฟสต่อหนึ่งหน่วยปริมาตร (F_A) จะขึ้นอยู่กับค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวล (k) และพื้นที่ผิวต่อหนึ่งหน่วยปริมาตร (a) ในการแลกเปลี่ยนมวล และค่าความแตกต่างระหว่างความเข้มข้นในแต่ละเฟสตามสมการที่ 2.19 ซึ่งค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลขึ้นกับระบบที่ทำการสกัดและอัตราการไหลของเฟสที่สัมผัสกัน ส่วนค่าพื้นที่ผิวในการแลกเปลี่ยนมวลขึ้นอยู่กับเครื่องสกัดว่าได้ออกแบบไว้ให้มีลักษณะในการกระจายเฟสที่เป็นเฟสกระจายเพื่อเพิ่มพื้นที่สัมผัสของระหว่างเฟสอย่างไร

$$F_A = N_A a = k \Delta C_A a \quad (2.19)$$

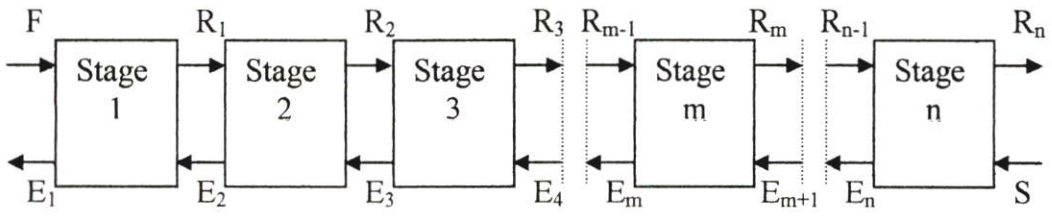
$$N_A = k \Delta c_A \quad \text{คือค่าฟลักซ์ของสาร A} \quad (2.20)$$

ในการสกัดแยกนั้นค่าที่ใช้ในการแสดงประสิทธิภาพของเครื่องสกัดคือ จำนวนชั้นการสกัด หรือ สเตจ (Stage) ที่เกิดขึ้นที่ความเข้มข้นอ้างอิงเท่ากัน ที่หอสกัดสามารถทำให้ได้ขณะดำเนินการสกัด เมื่อชั้นการสกัด คือ ส่วนหรือบริเวณที่มีการสัมผัสกันระหว่างเฟสสองเฟส ในที่นี้เป็นการสกัดของเหลวด้วยของเหลว ดังนั้นเฟสหนึ่งจะเป็นเฟสกระจาย (Dispersed phase, D) และอีกเฟสจะเป็นเฟสต่อเนื่อง (Continuous phase, C) เพื่อที่จะทำให้เกิดการถ่ายเทมวลของสารที่ต้องการสกัด จากเฟสหนึ่งไปสู่อีกเฟสหนึ่ง จนสารที่ต้องการสกัดนั้น หรือสารที่ต้องการเพิ่มความบริสุทธิ์นั้น มีความเข้มข้น หรือความบริสุทธิ์เพียงพอที่จะนำไปใช้ในกระบวนการต่อไปได้ ชั้นการสกัด คือ จำนวนของชั้นตอนสมดุล (Equilibrium Stage) ที่เกิดขึ้นในการสกัด

ชั้นตอนสมดุล หมายถึง ชั้นตอนที่เฟสใช้เวลาในการแลกเปลี่ยนมวลระหว่างเฟสมากเพียงพอ ที่จะทำให้ไม่เกิดการเปลี่ยนแปลงองค์ประกอบในเฟส (แต่ยังมีการถ่ายเทมวลเกิดขึ้น) ที่อุณหภูมิ และความดันคงที่ ความเข้มข้นขององค์ประกอบของทั้งสองเฟสที่ออกมาจากชั้นตอนสมดุลจะอยู่ในสมดุลกัน จากข้อมูลสมดุลจะสามารถคำนวณหา อัตราส่วนของสารป้อนและตัวทำละลาย (S / F) ที่ใช้ และจำนวนชั้นของการสกัดที่ต้องการได้ แต่ในการออกแบบหอสกัดจริงนั้น จำเป็นที่จะต้องหาค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายโอน เพื่อใช้ในการออกแบบเครื่องสกัดเพื่อใช้งานจริง

2.6.1 การคำนวณชั้นของการสกัด [7]

การคำนวณชั้นของการสกัดในการสกัดของเหลวด้วยของเหลว มีความแตกต่างกัน ตามลักษณะการดำเนินการในการสกัด เช่น การสกัดแบบที่มี 1 ชั้นการสกัด (Single contact) การสกัดแบบไหลสวนทางกันที่มีมากกว่า 1 ชั้นการสกัด (Countercurrent multiple contact) การสกัดแบบไหลสวนทางกันที่มีมากกว่า 1 ชั้นการสกัด และมีการป้อนเวียนกลับ (Countercurrent multiple contact with reflux) ในที่นี้จะกล่าวถึงเพียงการคำนวณหาชั้นของการสกัดในแบบไหลสวนทางกันที่มีมากกว่า 1 ชั้นการสกัด ลักษณะของการสกัดจะเป็นไปตามรูปที่ 2.3

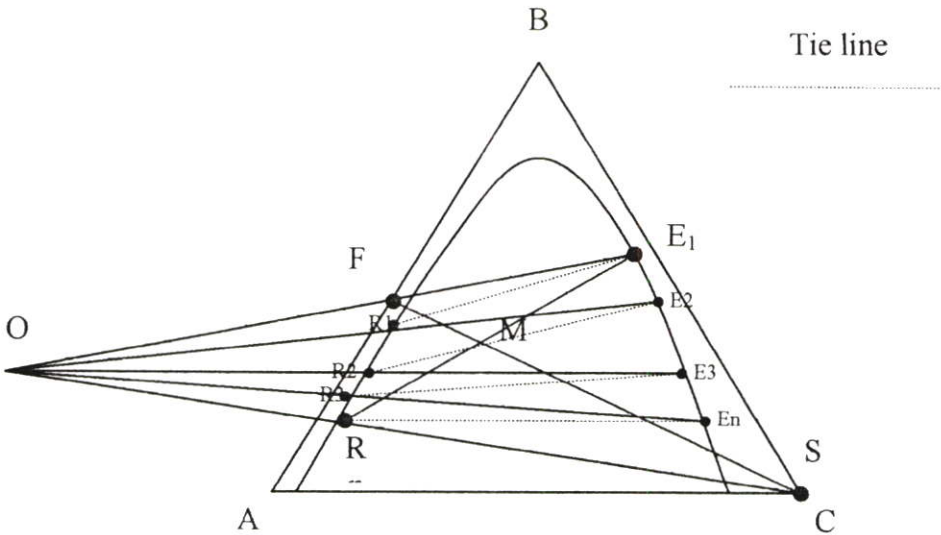


รูปที่ 2.3 การสกัดแบบไหลสวนทางกันที่มีมากกว่า 1 ชั้นการสกัด

- F คือ อัตราการไหลเข้าของสารป้อน มีหน่วยเป็น น้ำหนัก / เวลา
- S คือ อัตราการไหลเข้าของตัวทำละลาย มีหน่วยเป็น น้ำหนัก / เวลา
- R_n คือ อัตราการไหลออกของสารถูกสกัด ณ ชั้นการสกัดที่ n มีหน่วยเป็น น้ำหนัก / เวลา
- E_n คือ อัตราการไหลออกของสารสกัดได้ ณ ชั้นการสกัดที่ n มีหน่วยเป็น น้ำหนัก / เวลา
- x_i คือ อัตราส่วนโดยมวล ของสาร i

2.6.1.1 วิธีใช้กราฟสามเหลี่ยม (Triangular coordinate) [7]

การคำนวณหาขั้นตอนสมดุลในการสกัดอาจคำนวณได้จากการใช้กราฟสามเหลี่ยมด้านเท่า หรืออาจใช้กราฟสามเหลี่ยมมุมฉาก และคำนวณหาขั้นตอนสมดุลดังแสดงในรูปที่ 2.4



รูปที่ 2.4 วิธีการหาจำนวนชั้นการสกัดด้วยวิธีการใช้กราฟสามเหลี่ยมด้านเท่า

สมการอนุรักษ์มวลสาร (Material Balance)

เมื่อทำสมการอนุรักษ์มวลสารทั้งหอสกัดจะได้สมการคือ

$$F + S = E_1 + R_n = M \quad (2.21)$$

หรือ $F - E_1 = R_n - S = O \quad (2.22)$

เมื่อทำสมการอนุรักษ์ ณ ชั้นการสกัดที่ 1 ถึง m จะได้สมการเป็น

$$F + E_{m+1} = E_1 + R_m \quad (2.23)$$

หรือ $F - E_1 = R_m - E_{m+1} = O \quad (2.24)$

เมื่อทำสมการอนุรักษ์ ณ ชั้นการสกัดที่ m จะได้สมการเป็น

$$R_{m-1} + E_{m+1} = R_m + E_m \quad (2.25)$$

หรือ $R_{m-1} - E_m = R_m - E_{m+1} = O \quad (2.26)$

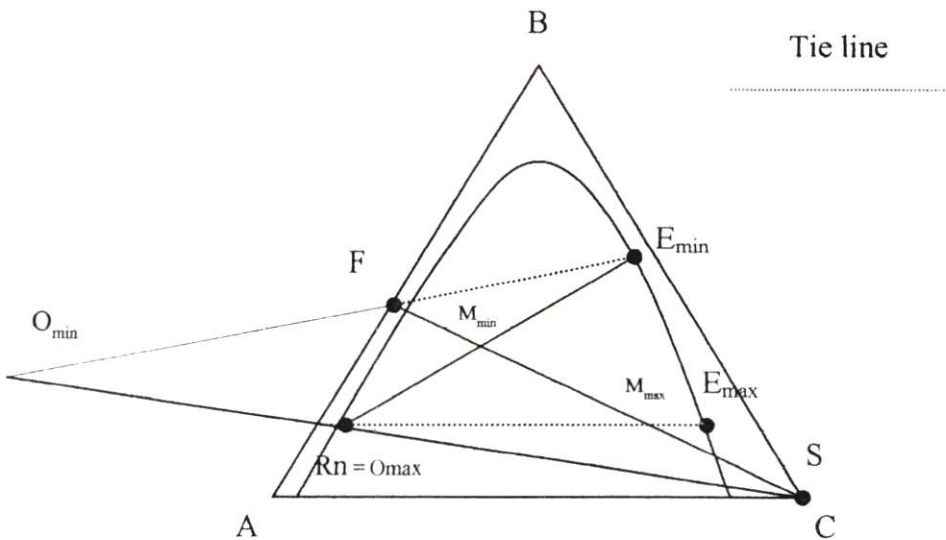
จะเห็นว่าแต่ละสมการมีจุดที่ร่วมกันอยู่คือ จุด O เมื่อทราบจุด F, S, E₁ และ R_n จะสามารถหาจุด O และคำนวณหาจำนวนชั้นในการสกัดได้ โดยวิธีการคำนวณมีดังนี้ เมื่อกำหนดจุด F, S, E₁ และ R_n บนกราฟข้อมูลสมดุลของเหลวของเหลว ได้แล้วเราจะลากเส้นตรงระหว่างจุด FS และ R_nE₁ จุดตัดที่เกิดจากเส้นตรง FS และ R_nE₁ คือ จุด M จุด M จะบอกถึงอัตราส่วนของตัวทำละลาย กับ สารป้อน (S/F) ที่ใช้ซึ่งจะเท่ากับ อัตราส่วนของเส้น FM/SM ส่วนจุด O เกิดจากการลากเส้นตรงต่อจากเส้นตรง FE₁ ไปตัดกับเส้นตรงที่ลากต่อจากเส้นตรง R_nS ดังรูปที่ 2.4 จุด O จะใช้ในการคำนวณชั้นของการสกัด คือ ในชั้นการสกัดที่ 1 จุดตัดระหว่างเส้นตรง FO กับเส้นโค้งสมดุลคือจุด E₁ ซึ่งจุด E₁ จะอยู่ในสมดุลเดียวกับ R₁ จุด R₁ จะหาโดยเส้นโท จากจุด R₁ สร้างเส้นตรง R₁O จุดตัดของเส้นตรงเส้นนี้กับเส้นโค้งสมดุล จะได้จุด E₂ คือชั้นในการสกัดชั้นที่ 2 ซึ่งจุด E₂ จะอยู่ในสมดุลเดียวกับ R₂ จุด R₂ จะหาโดยเส้นโทเช่นกัน จากจุด R₂ สร้างเส้นตรง OR₂ จุดตัดของเส้นตรงเส้นนี้กับเส้นโค้งสมดุล จะได้จุดที่ E₃ คือชั้นในการสกัดชั้นที่ 3 ทำเช่นเดิมจนกระทั่ง ถึงเส้นตรงที่ OR_{n-1} ตัดเส้นโค้งที่จุด E_n โดยที่ E_n อยู่ในสมดุลเดียวกับ จุด R_n จะได้จำนวนแสดงที่ใช้ในการสกัดที่หอสกัดทำให้ได้เท่ากับ n แสดง

จากวิธีการจะสามารถใช้หาข้อจำกัดของอัตราส่วนที่ใช้ได้ คือ อัตราส่วนการไหลของตัวทำละลายต่อสารป้อนต่ำสุด และสูงสุด (Minimum and Maximum Solvent – to – Feed Flow Rate Ratio) คือ เมื่อทราบ จุด F และ S ที่ใช้ และกำหนด ค่า R_n เมื่อต้องการให้องค์ประกอบใด ๆ ที่ถูกสกัดออกไปมีค่าตามที่ต้องการ (x₁ ที่ R_n)

ค่าอัตราส่วนของตัวทำละลาย กับสารป้อนที่ต่ำที่สุด (S/F)_{min} หาได้จากการลากเส้นโทผ่านจุด F จากเส้นโทสามารถกำหนดจุด E₁ คือจุดบนเส้นโทที่อยู่ด้านตรงข้ามกับจุด F เมื่อได้ตำแหน่งของ F, S, E₁ และ R_n สร้างเส้นตรง FS และ E₁R_n จุดตัดของเส้นตรงทั้งสองเส้นกำหนดให้เป็นจุด M_{min} และอัตราส่วนของเส้นตรง FM_{min} / SM_{min} จะเท่ากับ (S/F)_{min}

ค่าอัตราส่วนของตัวทำละลาย กับสารป้อนที่มากที่สุด $(S/F)_{max}$ จะต้องหาเส้นไท ที่เมื่อลากเส้นตรงต่อจากเส้นไทนั้นจะต้องไปตัดกับจุด R_n ที่อยู่บนกราฟสามเหลี่ยม จากเส้นไทสามารถกำหนดจุด E_1 คือจุดบนเส้นไทที่อยู่ด้านตรงข้ามกับจุด R_n เมื่อได้ตำแหน่งของ F, S, E_1 และ R_n สร้างเส้นตรง FS และ E_1R_n จุดตัดของเส้นตรงทั้งสองเส้นกำหนดให้เป็นจุด M_{max} และอัตราส่วนของเส้นตรง FM_{max} / SM_{max} จะเท่ากับ $(S/F)_{max}$

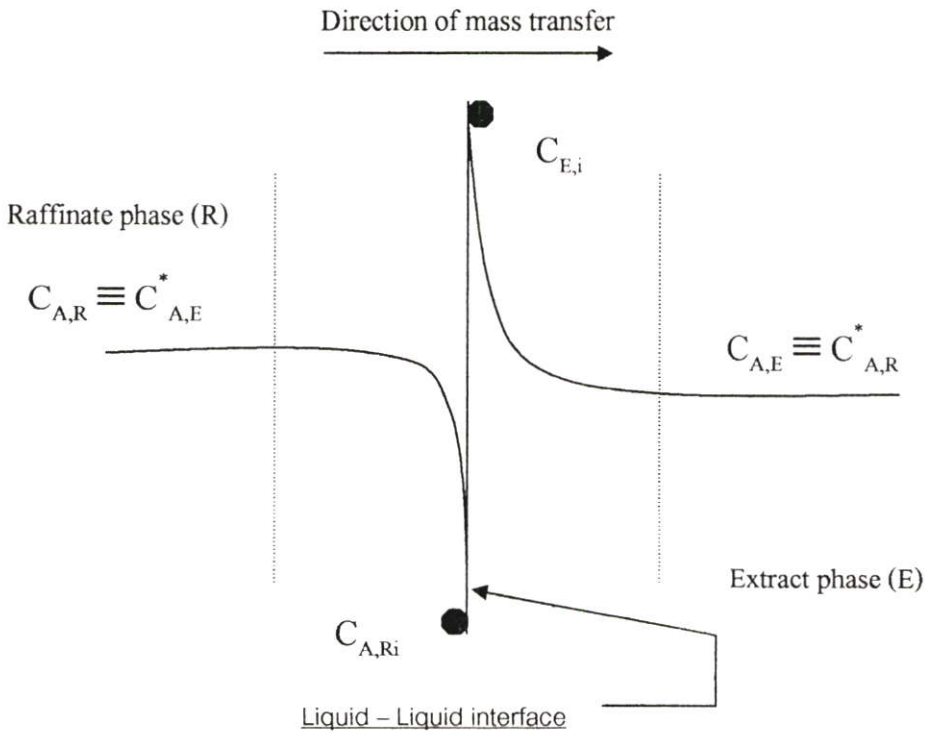
การใช้อัตราส่วนที่น้อยที่สุด $(S/F)_{min}$ จะใช้ปริมาณตัวทำละลายน้อยที่สุด แต่ต้องการชิ้นการสกัดจำนวนอนันต์ (Infinite Stages) การใช้อัตราส่วนที่มากที่สุด $(S/F)_{max}$ นั้นจะต้องการจำนวนชิ้นในการสกัดเพียงชิ้นการสกัดเดียว แต่ต้องการปริมาณตัวทำละลายที่ใช้จำนวนมาก การเลือกใช้อัตราส่วนของ (S/F) นั้นจะใช้อัตราส่วนอยู่ระหว่าง $(S/F)_{min}$ และ $(S/F)_{max}$ ขึ้นอยู่กับความสามารถของหอสกัดว่ามีประสิทธิภาพที่จะทำให้เกิดขั้นตอนการสกัดได้กี่ชิ้นการสกัด ในระบบที่จะทำการสกัด



รูปที่ 2.5 วิธีการหาค่าอัตราส่วนของตัวทำละลายต่อสารป้อน ที่น้อยที่สุด $(S/F)_{min}$ และมากที่สุด $(S/F)_{max}$

2.6.1.2 วิธีการอัตราการถ่ายเทมวล (Mass Transfer Rate-Based)

ในการถ่ายเทมวลสารจากเฟสหนึ่งไปยังอีกเฟสหนึ่ง จะเกิดขึ้นในลักษณะที่บริเวณผิวสัมผัสของทั้งสองเฟส จะมีชั้นฟิล์มความต้านทานบาง ๆ อยู่ที่ผิวสัมผัสของเฟสทั้งสองเพื่อที่จะคอยต้านทานให้ ความเข้มข้นนอกชั้นนี้ (Bulk phase) มีความเข้มข้นคงที่ในเฟสถูกสกัด (Raffinate) จะมีค่าเท่ากับ C_{AR} และค่อย ๆ ลดลงเรื่อยตามความหนาของชั้นต้านทานนั้นจนถึงผิวสัมผัสให้มีความเข้มข้นเท่ากับ C_{ARi} และในส่วนของเฟสสกัด (Extract) เช่นเดียวกันคือเป็น C_{AE} และ C_{AEi} ดังแสดงในรูปที่ 2.6



รูปที่ 2.6 แบบจำลองการเกิดการถ่ายเทมวล ที่เกิดขึ้นบริเวณผิวสัมผัสระหว่างเฟส

เมื่อพิจารณาฟลักซ์ของสาร A (N_A) ในแต่ละเฟส จะมีค่าเท่ากัน (เพื่อไม่ให้เกิดการสะสมของสาร A ที่รอยต่อระหว่างสาร) และเขียน N_A ได้เป็น

$$N_A = k_R (C_{A,R} - C_{A,Ri}) = k_E \Delta C_{A,R} \quad (2.27)$$

$$N_A = k_R (C_{A,Ei} - C_{A,E}) = k_E \Delta C_{A,E} \quad (2.28)$$

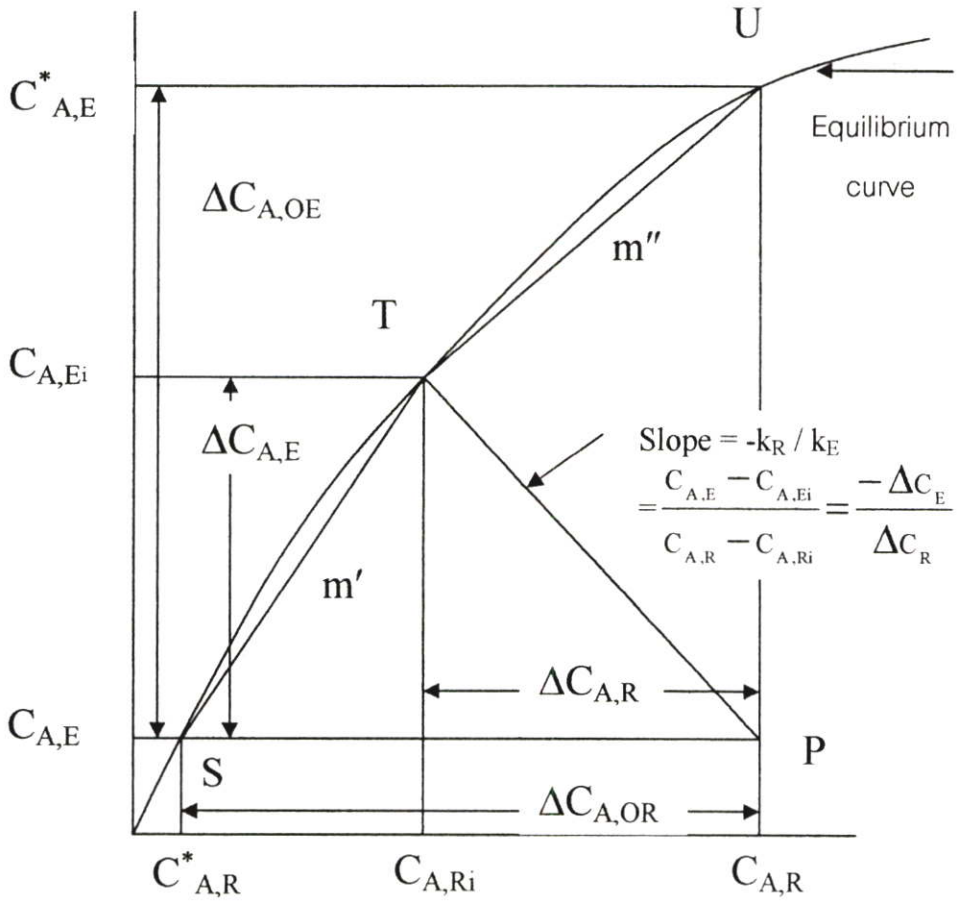
เมื่อ k_R และ k_E หมายถึงค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลของเฟสถูกสกัด และ เฟสสกัด ตามลำดับ

ในทางปฏิบัติค่า C_{Ri} และ C_{Ei} มักจะเป็นค่าที่ไม่ทราบจึงอาจคำนวณฟลักซ์ได้จากความสัมพันธ์ต่อไปนี้

$$N_A = K_E (C_{A,E}^* - C_{A,E}) = K_E \Delta C_{A,OE} \quad (2.29)$$

$$N_A = K_R (C_{A,R} - C_{A,R}^*) = K_R \Delta C_{A,OR} \quad (2.30)$$

เมื่อ $C_{A,R}$ และ $C_{A,E}$ คือค่าความเข้มข้นของสาร A ในเฟสถูกสกัด และเฟสสกัดจะอยู่ในสมมูลเดียวกับ $C_{A,E}^*$ และ $C_{A,R}^*$ ตามลำดับ และ K_E และ K_R หมายถึงค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลรวมของเฟสสกัด และเฟสถูกสกัด ตามลำดับ



รูปที่ 2.7 แสดงค่าความสัมพัทธ์ของความเข้มข้น (Driving forces) ทั้งค่าที่ผิวสัมผัส และ ที่อยู่ในสมดุลเดียวกัน

จากรูปที่ 2.7 จุด P เป็นจุด ณ ที่ความสูงใด ๆ ในหอสกัดมีค่าเท่ากับค่า $C_{A,R}$ และ $C_{A,E}$ เมื่อลากเส้นตรงจากจุด P ไปตัดเส้นโค้งสมดุลที่จุด T โดยให้เส้นดังกล่าวมีความชันเท่ากับ $-\frac{k_R}{k_E}$ จุดนั้นจะมีค่าเท่ากับ $C_{A,Ri}$ และ $C_{A,Ei}$ จากจุด P ลากเส้นตรงตั้งฉากกับแกน X ไปตัดเส้นโค้งสมดุลที่จุดนั้นเมื่ออ่านค่าในแนวแกน Y จะมีค่าเท่ากับ $C_{A,E}^*$ และ จากจุด P ลากเส้นตรงขนานแกน X ไปตัดเส้นโค้งสมดุลจุดนั้นเมื่ออ่านค่าในแนวแกน X จะมีค่าเท่ากับ $C_{A,R}^*$ เพื่อใช้คำนวณหาค่าอัตราการถ่ายเทมวลเขียนเป็นสมการได้ดังสมการที่ 2.29 และ 2.30

โดยความสัมพันธ์ของ ค่า K_E K_R และ ค่า k_E k_R จากรูปที่ 2.7 แสดงได้ดังนี้คือ

$$\Delta C_{A,OE} = \Delta C_{A,E} + m'' \Delta C_{A,R} \quad (2.31)$$

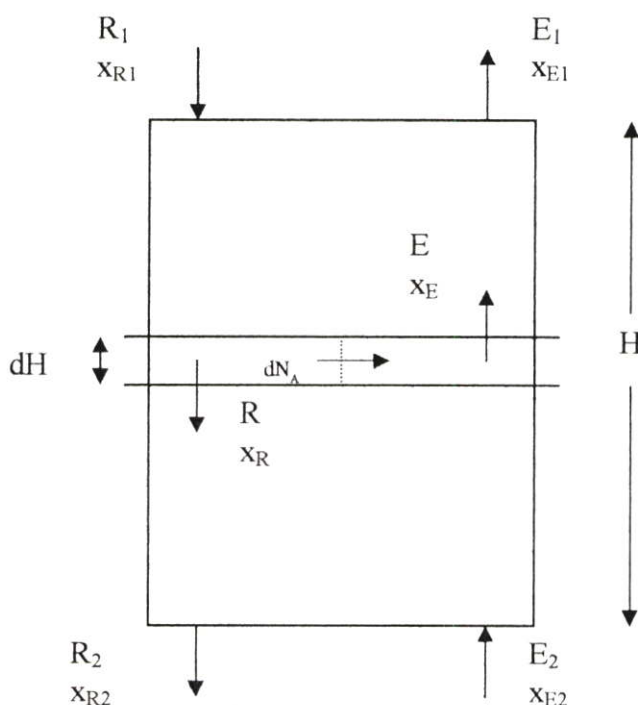
$$\frac{N_A}{K_E} = \frac{N_A}{k_E} + m'' \frac{N_A}{k_R} \quad (2.32)$$

$$\frac{1}{K_E} = \frac{1}{k_E} + \frac{m''}{k_R} \quad (2.33)$$

ในลักษณะเดียวกัน

$$\frac{1}{K_R} = \frac{1}{k_R} + \frac{1}{m' k_E} \quad (2.34)$$

เมื่อคำนวณคุณมวลสารของสาร A ในปริมาตรเล็ก ๆ $A_c dH$ (A_c เท่ากับพื้นที่หน้าตัด) ภายในหอสกัด ดังรูปที่ 2.8



รูปที่ 2.8 กระบวนการสกัดสารในระบบที่ของเหลวไหลสวนทางกัน

N_A คือปริมาณสารที่ถูกสกัดได้ มีหน่วยเป็น ปริมาณสาร ต่อ (เวลา.พื้นที่ผิว) จะสามารถเขียนสมการที่ (2.29) ใหม่ได้เป็น

$$dN_A = d(Rx_R) = k_R a A_c dH C_{RM} (x_R - x_{Ri}) \quad (2.35)$$

c_{RM} เท่ากับค่าเฉลี่ยของค่า c_{Ri} และ c_R ($c_M = (c + c_i) / 2$ หรือ $(c + c^*) / 2$)

ในการสกัดจริงอัตราการใช้ไพลในเฟสถูกสกัดจะลดลงเรื่อย ๆ ตามความสูงของหอสกัด เนื่องจากสารจะถูกสกัดไป ทำให้ค่า R มีค่าไม่เท่ากันตามความสูงของหอสกัดที่เปลี่ยนแปลงไป ดังนั้นจึงจำเป็นต้องใช้ค่า R ที่ไม่คิดความเข้มข้นของสารที่ต้องการสกัด (Free - solute basis) คือ $R^*(1-x_R)$ จะเป็นค่าที่ใกล้เคียงกันตลอดความสูงหอสกัดจึงเขียนสมการที่ 2.35 ใหม่ได้เป็น

$$d(Rx_R) = R(1-x_R) d\left(\frac{x_R}{1-x_R}\right) = \frac{Rdx_R}{1-x_R} \quad (2.36)$$

ค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายโอนมวล (mass transfer coefficient, k_R) กับเทอมของ $(1-x_R)_{iM}$ มีค่าไม่คงที่ตามความสูงของหอสกัด แต่ผลคูณของเทอมทั้งสอง ($k_R(1-x_R)_{iM}$) จะมีค่าคงที่ดังนั้นหากพิจารณาในช่วงความสูงหนึ่งของหอสกัด (dH) ค่าพื้นที่ผิวในการถ่ายโอนมวลต่อหนึ่งหน่วยปริมาตร (dA) จะเท่ากับ a^*dH ดังนั้นในสมการที่ 2.36 จึงเขียนได้เป็น

$$\frac{(1-x_R)_{iM} Rdx_R}{(1-x_R)} = k_R a(1-x_R)_{iM} c_{RM} (x_R - x_{Ri}) dH \quad (2.37)$$

$$\frac{(1-x_R)_{iM} dx_R}{(1-x_R)(x_R - x_{Ri})} = \frac{k_R a(1-x_R)_{iM} c_{RM} dH}{R} \quad (2.38)$$

ดังนั้นเมื่ออินทิเกรตสมการนี้ในช่วง x_{R1} ถึง x_{R2} จะมีค่าเท่ากับ N_{iR} ซึ่งแสดงถึงจำนวนหน่วยที่เกิดขึ้นในการสกัด หรือ จำนวนขั้นการสกัด ซึ่งค่าดังกล่าวก็จะนำไปใช้ในการคำนวณความสูงของหอสกัดที่เทียบเท่ากับหนึ่งขั้นการสกัด (H_{iR}) เพื่อใช้ในการประเมินประสิทธิภาพของหอสกัดโดยสมการอินทิเกรตเขียนได้ดังนี้คือ

$$N_{iR} = \int_{x_{R2}}^{x_{R1}} \frac{(1-x_R)_{iM} dx_R}{(1-x_R)(x_R - x_{Ri})} = \int_0^H \frac{dH}{H_{iR}} = \frac{H}{H_{iR}} \quad (2.39)$$

$$H_{iR} = \frac{R}{k_R a(1-x_R)_{iM} c_{Rav}} \quad (2.40)$$

ในลักษณะเดียวกันหากเมื่อคิดในส่วนของด้านเฟสสกัดก็จะ ได้สมการลักษณะเดียวกัน โดยแสดงได้ดังนี้คือ

$$N_{iE} = \int_{x_{E2}}^{x_{E1}} \frac{(1-x_E)_{iM} dx_E}{(1-x_E)(x_{Ei} - x_E)} = \int_0^H \frac{dH}{H_{iE}} = \frac{H}{H_{iE}} \quad (2.41)$$

$$H_{iE} = \frac{E}{k_E a(1-x_E)_{iM} c_{Eav}} \quad (2.42)$$

จากที่ได้กล่าวไว้ข้างต้นว่าค่าความเข้มข้นที่ผิวสัมผัสนั้นมักจะเป็นค่าที่ไม่ทราบ จึงได้ใช้ค่าความเข้มข้นที่อยู่ในสมดุลเดียวกันแทน ดังนั้นในสมการที่ 2.39 - 2.42 จึงเขียนใหม่ได้ดังนี้คือ

$$N_{iOR} = \int_{x_{R2}}^{x_{R1}} \frac{(1-x_R)_{OM} dx_R}{(1-x_R)(x_R - x_R^*)} = \frac{H}{H_{iOR}} \quad (2.43)$$

$$H_{\text{TOR}} = \frac{R}{K_R a (1-x_R)_{\text{OM}} c_{\text{Rav}}} \quad (2.44)$$

และ

$$N_{\text{TOE}} = \int_{x_{E1}}^{x_{E2}} \frac{(1-x_E)_{\text{OM}} dx_E}{(1-x_E)(x_E-x_E^*)} = \frac{H}{H_{\text{TOE}}} \quad (2.45)$$

$$H_{\text{TOE}} = \frac{E}{K_E a (1-x_E)_{\text{OM}} c_{\text{Eav}}} \quad (2.46)$$

เมื่อ

$$(1-x_R)_{\text{OM}} = \frac{[(1-x_R^*) - (1-x_R)]}{\ln[(1-x_R^*)/(1-x_R)]} \quad (2.47)$$

และ

$$(1-x_E)_{\text{OM}} = \frac{[(1-x_E) - (1-x_E^*)]}{\ln[(1-x_E)/(1-x_E^*)]} \quad (2.48)$$

การอินทิเกรตสมการที่ 2.43 และ 2.45 โดยใช้ค่า $(1-x_R)_{\text{OM}}$ และ $(1-x_E)_{\text{OM}}$ ตามนิยามในสมการที่ 2.47 และ 2.48 นั้นจะยุ่งยากมากแต่เราสามารถหาค่าเฉลี่ยเลขคณิต (Arithmetic average) ตามนิยามในสมการที่ 2.49 แทนได้ โดยที่ $(1-x_R^*)$ และ $(1-x_R)$ มีค่าแตกต่างกันไม่เกิน 2 เท่า แล้วจะมีความผิดพลาดเกิดขึ้นน้อยกว่า 1.5 เปอร์เซ็นต์ โดยจะแสดงกราฟเปรียบเทียบระหว่างค่า $(1-x_R)_{\text{OM}}$ ที่คำนวณได้จากค่าเฉลี่ยลอการิทึม และค่าเฉลี่ยเลขคณิตในภาคผนวก ง. เพื่อแสดงถึงความแตกต่างระหว่างค่าเฉลี่ยทั้งสองแบบว่าสามารถใช้แทนกันได้

$$(1-x_R)_{\text{OM}} = \frac{(1-x_R^*) + (1-x_R)}{2} \quad (2.49)$$

จะสามารถเรียบเรียงสมการใหม่ได้ดังนี้

$$N_{\text{TOR}} = \int_{x_{R2}}^{x_{R1}} \frac{dx_R}{x_R - x_R^*} + \frac{1}{2} \ln \frac{1-x_{R2}}{1-x_{R1}} \quad (2.50)$$

และ

$$N_{\text{TOE}} = \int_{x_{E2}}^{x_{E1}} \frac{dx_E}{x_E - x_E^*} + \frac{1}{2} \ln \frac{1-x_{E1}}{1-x_{E2}} \quad (2.51)$$

ดังนั้นเมื่อเราสร้างกราฟระหว่างค่า $\frac{1}{(x_R - x_R^*)}$ กับ x_R หรือ $\frac{1}{(x_E^* - x_E)}$ กับ x_E เราก็จะ

สามารถหาค่าของจำนวนสเตจที่เกิดขึ้นในการสกัดได้

2.6.2 เครื่องสกัดของเหลวด้วยของเหลวชนิดเฟสเดียว (Pulse Extractor) [8]

เครื่องสกัดของเหลวด้วยของเหลว (Liquid – Liquid Extractor)

ประเภทของเครื่องสกัด ในที่นี้จะใช้การแบ่งประเภทของเครื่องสกัดด้วย ลักษณะการใช้พลังงานจากภายนอก คือ

- ประเภทที่ไม่ใช้พลังงานกลจากภายนอก

- ประเภทที่ใช้พลังงานกลจากภายนอก

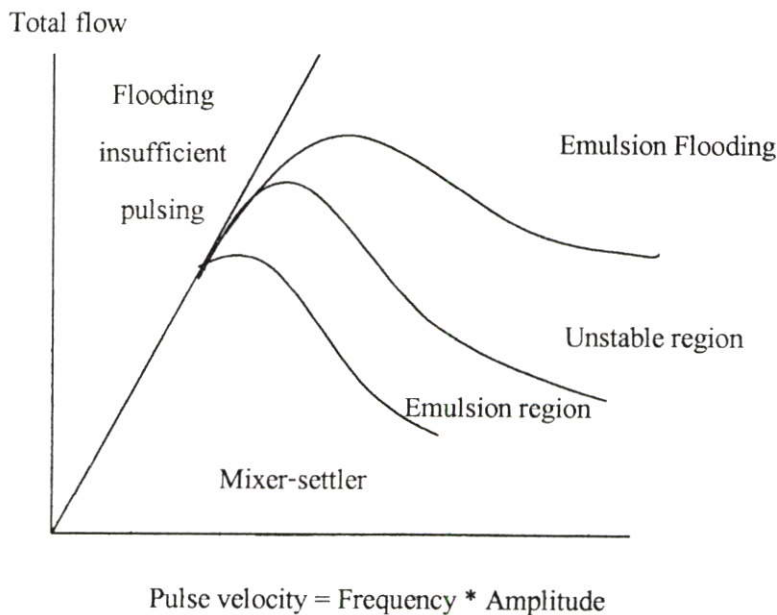
เครื่องสกัดแบบเพาลส์ มีความแตกต่างจากเครื่องสกัดแบบอื่น ๆ โดยลักษณะการใช้แรงจากภายนอกเพื่อเพิ่มประสิทธิภาพของการสกัด โดยอุตสาหกรรมที่ใช้เครื่องสกัดแบบเพาลส์มาก ได้แก่ อุตสาหกรรมการผลิตเชื้อเพลิงนิวเคลียร์ ข้อดีของเครื่องสกัดแบบเพาลส์ คือ สามารถนำมาใช้กับระบบที่มีการกักคร่อนได้ดี หรือ กับสารละลายประเภทกัมมันตภาพรังสี

Van Dijck (1935) เสนอลักษณะการทำงานของเครื่องสกัดแบบเพาลส์ไว้ 2 แบบ คือ

1. การใช้เพลทที่อยู่ภายในคอลัมน์เคลื่อนที่ไปมาตามแนวตั้งของคอลัมน์เพื่อเพิ่มพื้นที่สัมผัสในการแลกเปลี่ยนมวล
2. การใช้เพลท หรือ แพคเกจที่อยู่ภายในคอลัมน์อยู่นิ่ง แล้วใช้พลังงานเพาลส์ของเหลวที่อยู่ภายในคอลัมน์เคลื่อนที่เพื่อเพิ่มพื้นที่สัมผัสในการแลกเปลี่ยนมวล

คอลัมน์แบบเพาลส์ซีฟเพลท (Pulsed sieve column) หรือคอลัมน์แบบเพาลส์เพอร์ฟอเรตเพลท (Pulsed perforated-plate column)

เครื่องสกัดแบบเพาลส์ซีฟเพลท แบบที่ใช้ในการทดลองนี้ การใช้งานสามารถกำหนดขอบเขตของการดำเนินการ โดยมีข้อจำกัดที่สภาวะท่วม (Flooding condition) โดยแสดงช่วงต่าง ๆ ของการใช้งานดังรูปที่ 2.9



รูปที่ 2.9 แสดงช่วงสภาวะในการดำเนินการในหอสกัดแบบเพาลส์ซีฟเพลท และลักษณะของเฟสที่เกิดขึ้นในหอสกัด [8]

ช่วงที่ 1 (Flooding insufficient pulsing) เป็นช่วงที่เกิดสภาวะท่วมเนื่องจากขนาดของการเพาลส์ไม่เพียงพอที่จะทำให้เฟสกระจายผ่านรูของเพลทไปได้

ช่วงที่ 2 (Mixer-settler region) ในช่วงนี้ขนาดของการเฟสจะทำให้เกิดการรวมตัวกันแล้วกระจายตัวเข้าไปเข้ามา (Coalescence – redispersion recycle) เนื้อเฟสและใต้เฟสตามจังหวะการเฟส ทั้งจังหวะขึ้นและลง ในช่วงนี้จะทำให้อัตราการไหลคงที่ แต่อัตราการถ่ายเทมวลต่ำ

ช่วงที่ 3 (Emulsion region) ในช่วงนี้ขนาดหยดเฟสกระจายจะมีการเปลี่ยนแปลงขนาดตามจังหวะการเฟสต่ำ และมีขนาดสม่ำเสมอตลอดทั้งหอสกัด และช่วงนี้ยังให้อัตราการถ่ายเทมวลที่สูง แต่อาจมีการสูญเสียตัวทำละลายบ้าง

ช่วงที่ 4 (Unstable region) ในช่วงนี้ขนาดของการเฟส และอัตราการไหลรวมจะทำให้ขนาดหยดของเฟสกระจายเป็นหยดเล็กมาก และขนาดที่ใหญ่ขึ้น โดยเกิดจากการรวมตัวกันของหยดขนาดเล็กโดยอาจเกิดขึ้นบริเวณใดของหอสกัดก็ได้ ไม่จำเป็นที่จะต้องเกิดบริเวณเนื้อเฟส หรือใต้เฟส ทำให้อัตราการถ่ายเทมวลต่ำ และอัตราการไหลไม่คงที่

ช่วงที่ 5 (Flooding) ในช่วงนี้ขนาดของการเฟส และอัตราการไหลรวม จะทำให้เกิดสภาวะท่วมที่เฟสในหอสกัดจะมีลักษณะเหมือนเป็นเฟสเดียว การเกิดจะไม่เกิดขึ้นทันทีแต่จะค่อย ๆ เกิดขึ้นซึ่งอาจเกิดผ่านจากสภาวะในช่วงที่ 3 หรือ 4 ก่อนแล้วค่อยเข้าสู่สภาวะท่วมลักษณะนี้

การใช้งานหอสกัดแบบเฟสเพอร์ฟอเรต-เฟส นั้นจะใช้งานในช่วงที่ 2 หรือ 3

2.6.3 สภาวะท่วม (Flooding condition) [9]

ในการสกัดของเหลวด้วยของเหลว ด้วยหอสกัดนั้น ของเหลวที่เป็นเฟสกระจายจะต้องสามารถไหลสวนทางกับของเหลวที่เป็นเฟสต่อเนื่องได้ เพื่อให้เกิดการถ่ายเทมวลระหว่างเฟส สภาวะท่วมคือสภาวะที่ของเหลวทั้งสองเฟสไม่สามารถไหลสวนทางกันได้ หรือมีบางส่วนไม่สามารถไหลสวนทางกันได้ ในหอสกัด ทำให้ของเหลวที่ไม่สามารถไหลสวนทางกันได้นั้นไม่ได้เกิดการถ่ายเทมวล ซึ่งเป็นการทำให้ประสิทธิภาพในการสกัดลดลง

สภาวะท่วมที่เกิดในหอสกัดแบบเฟสซีฟเฟสที่มีปัจจัยจาก ความเร็วการไหลของเฟสกระจาย (V_d) ความเร็วการไหลของเฟสต่อเนื่อง (V_c) ความถี่ในการเฟส (f) ระยะการเฟส (A_p) ขนาดรูบนเฟส (d_p) ขนาดคอลัมน์ (D) ระยะระหว่างเฟส (S) พื้นที่ฟรีของเฟส (e) ค่าแรงตึงผิวระหว่างเฟส (γ) ค่าความหนืดของแต่ละเฟส (μ_c, μ_d) ค่าความหนาแน่นของแต่ละเฟส (ρ_c, ρ_d)

จากที่ได้กล่าวข้างต้นการเกิดสภาวะท่วมทำให้ประสิทธิภาพการสกัดลดลง ทำให้การสกัดจะต้องดำเนินการ ในช่วงที่ไม่เกิดสภาวะท่วม โดยการกำหนดสภาวะท่วมสามารถทำได้โดยวิธีการวัดอัตราการไหลของเหลวในแต่ละเฟส (ในขณะที่ระบบไม่มีตัวถูกละลาย (Non-Solut Basis)) เปรียบเทียบกันระหว่างปริมาณของเหลวที่ป้อนเข้าสู่ระบบ และปริมาณของเหลวที่ออกจากระบบในแต่ละเฟส โดยที่หากยังไม่เกิดสภาวะท่วมอัตราการไหลเข้าและออกในแต่ละเฟสจะมีค่าแตกต่างกันเพียงเล็กน้อยเนื่องจากของเหลวทั้งสองเฟสจะละลายกันได้เพียงเล็กน้อย แต่หากเกิดสภาวะท่วมอัตราการไหลเข้าและออกของแต่ละเฟสจะไม่สัมพันธ์กันเนื่องจากสารไม่สามารถไหล

สวนทางกันได้ ทำให้มีเฟสใดเฟสหนึ่งสะสมอยู่ในหอสกัด และสังเกตลักษณะเฟสที่เกิดขึ้นภายใน
หอสกัดว่าเกิดลักษณะเป็นอิมัลชัน (Emulsion) หรือไม่

บทที่ 3

งานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

วิธีการสกัดของเหลวด้วยของเหลว ได้มีผู้ทำการศึกษาเป็นจำนวนมากทั้งส่วนข้อมูลสมดุลของเหลวของเหลว และการใช้เครื่องสกัดแบบเฟลตส์ซีฟเฟลทเพื่อการใช้งานเครื่องสกัดอย่างมีประสิทธิภาพสูงสุด ในบทนี้จะกล่าวถึงงานวิจัยที่เกี่ยวข้องกับระบบงานที่ศึกษาเพื่อใช้อ้างอิง และเปรียบเทียบกับระบบที่ใช้ในงานวิจัย

Roddy [10] ได้ทำการทดลองหาค่าสัมประสิทธิ์การกระจาย และค่าการเลือกของเอทานอลในตัวทำละลายอินทรีย์หลายชนิด ที่ความเข้มข้นของเอทานอลเป็น 0.1 และ 1.0 โมลต่อลิตร พบว่าความสามารถของตัวทำละลายอินทรีย์ในการสกัดแยกเอทานอลออกจากน้ำดังนี้ ไฮโดรคาร์บอน = ฮาโลคาร์บอน < อีเทอร์ < คีโตน < เอมีน < เอสเทอร์ < แอลกอฮอล์ = ฟอสเฟต

Ruiz และคณะ [11] ได้ทำการทดลองหาข้อมูลในสมดุลของเหลวของเหลวในระบบ น้ำ เอทานอล และ 2-เอทิลเฮกซานอล ที่อุณหภูมิ 25 องศาเซลเซียส โดยการหาข้อมูลเส้นไท และได้เสนอการแยกเอทานอลโดยแบบจำลองการแยกเอทานอลด้วยการใช้ 2-เอทิลเฮกซานอลเป็นสารสกัดร่วมกับการกลั่นสกัด และการกลั่น

Bradani และคณะ [12] ได้ทำการทดลองหาข้อมูลสมดุลของเหลวของเหลวในระบบ น้ำ เอทานอล และ เบนซีนที่อุณหภูมิ 30, 40 และ 50 องศาเซลเซียส พบว่าที่อุณหภูมิค่าสัมประสิทธิ์การแยกเอทานอลได้ความบริสุทธิ์สูงกว่า

Solimo และคณะ [13] หาข้อมูลสมดุลในระบบ น้ำ เอทานอล และ องค์กรประกอบที่ 3 เป็นเอมิลอะซิเตต (AA), เบนซิลแอลกอฮอล์ (BA) หรือ เมทิลไอโซบิวทิลคีโตน (MIK) พบว่าลำดับความสามารถในการสกัดแยกเอทานอลของตัวทำละลายคือ $AA > MIK > BA$

Koullas และคณะ [14] ได้ทดสอบคุณสมบัติสารหลายชนิดเพื่อใช้เป็นสารสกัดเอทานอลอย่างง่าย ๆ และเลือกตัวทำละลายที่มีคุณสมบัติที่แสดงถึงการสกัดแยกเอทานอลได้ดีมา 3 ชนิด เพื่อหาข้อมูลสมดุล คือ ไอโซเอมิลอะซิเตต ไอโซออกทิลแอลกอฮอล์ และ นอร์มอลบิวทิลอะซิเตต และใช้ค่าเฉลี่ยเรขาคณิตแสดงค่าเฉลี่ยของค่าสัมประสิทธิ์การกระจาย และค่าการเลือก

Hong และคณะ [15] ทำการหาข้อมูลสมดุลของเหลวของเหลวในระบบ น้ำ 2-โพรพานอล และ เอทิลอะซิเตต ไอโซโพรพิลอะซิเตต หรือ เอทิลแคปโรเอท (Ethyl caproate) เป็นองค์กรประกอบที่ 3 เป็น และได้หาความสัมพันธ์ของข้อมูลที่ได้จากการทดลองด้วยสมการ NRTL และ UNIQUAC ด้วยวิธีที่ Wallas แนะนำ และได้ใช้ NRTL ที่ $\alpha_{ij} = 0.2$ ซึ่งทั้งสองสมการสามารถหาทำนายข้อมูลสมดุลได้ดี

Berger และคณะ [16] ได้หาสภาวะท่วมในหอสกัดแบบเพาล์สซีเฟลทว่ามีความสัมพันธ์อย่างไรกับขนาดของการเพาล์ส ระบบสาร และลักษณะหอสกัดหลายระบบ และเปรียบเทียบผลกับสมการเอมไพริคัลของ Smoot [9] และ McAllister ได้เสนอมาพบว่าสมการของ McAllister มีความเหมาะสมเมื่อสารที่ใช้ในระบบมีค่าความตึงผิวสูง และค่า Free area ของหอสกัดต่ำ และ Berger ได้เสนอสมการเอมไพริคัลที่ใช้คำนวณหาสภาวะท่วมไว้ด้วยเช่นกัน

บทที่ 4

อุปกรณ์ และวิธีการทดลอง

4.1 สารเคมีที่ใช้ในการทดลอง

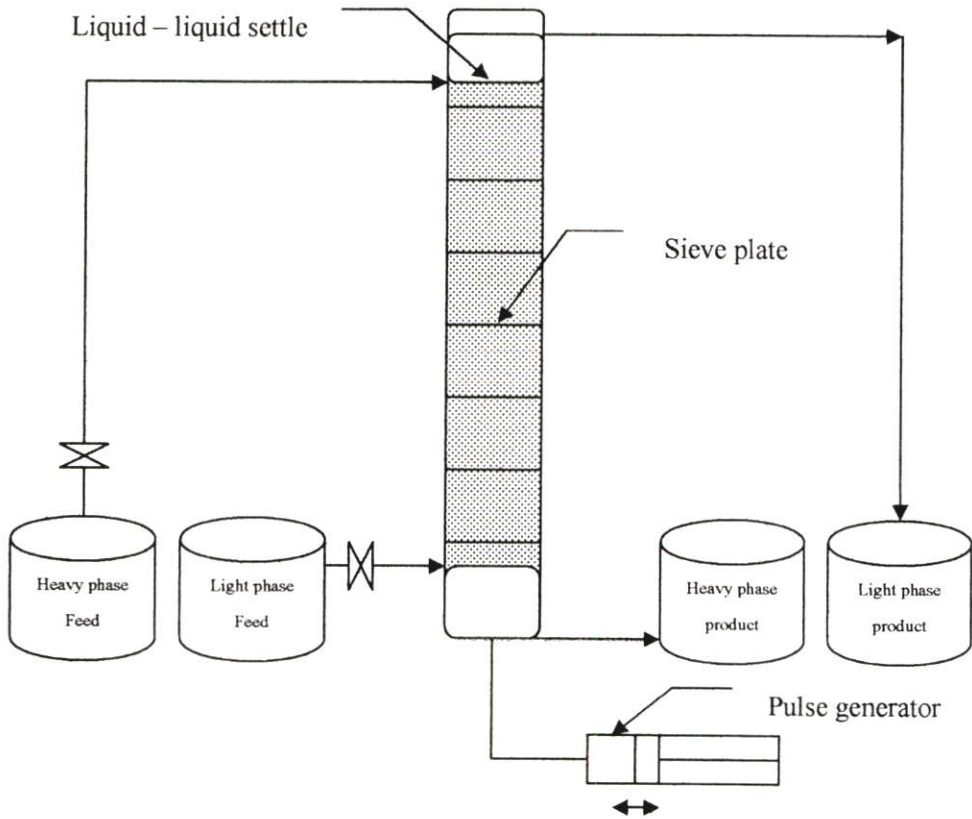
- 4.1.1 เอทานอล (Ethanol) Analytical grade
- 4.1.2 น้ำผ่านกระบวนการกรองแบบรีเวอร์สออสโมซิส (Reverse osmosis filter)
- 4.1.3 2 - เอทิลเฮกซานอล (2-Ethylhexanol)
- 4.1.4 โพรพานอล (n-Propanol) Analytical grade

4.2 อุปกรณ์ที่ใช้ในการทดลอง

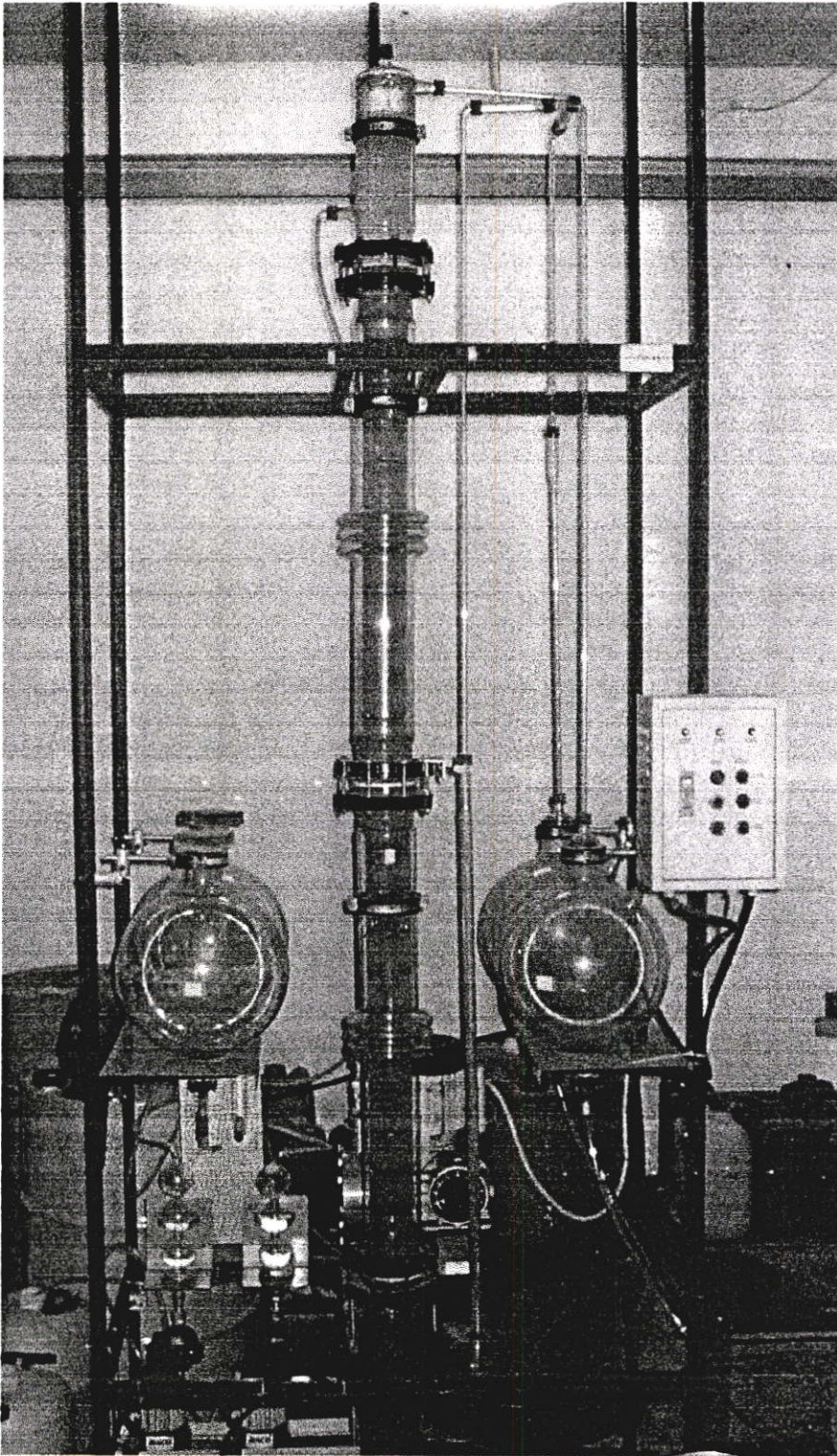
- 4.2.1 เครื่องเขย่าพร้อมติดตั้งอุปกรณ์ควบคุมอุณหภูมิ Digicon MD 400 สามารถควบคุมอุณหภูมิได้มีความถูกต้อง ± 0.1 °C ใช้ ร่วมกับ Thermocouple type K ได้ทำการสอบเทียบโดยภาควิชาวิศวกรรมการวัดคุม คณะวิศวกรรมศาสตร์ สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง เครื่องเขย่าสามารถปรับอัตราการหมุนได้ตั้งแต่ 0 – 290 รอบ / นาที
- 4.2.2 เครื่องวิเคราะห์แก๊สโครมาโทกราฟี Tometrics 9001
- 4.2.3 เครื่องชั่ง Metler Teledo Dragon 204 มีความละเอียด 4 ตำแหน่ง
- 4.2.4 หอสกัดแบบเพาล์สซีฟเฟิลทอลอัมน์ โดยมี ขนาดของหอสกัด และ ค่าที่สามารถปรับเปลี่ยนได้ ดังแสดงในตารางที่ 4.1 และรูปที่ 4.1 ถึง 4.3

ตารางที่ 4.1 ลักษณะของหอสกัดแบบเฟลตส์ซีฟเฟลตที่ใช้ในการทดลอง

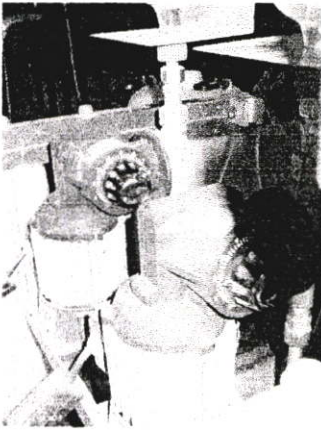
	สัญลักษณ์	ขนาด
ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของหอสกัด	D	8 cm.
ความสูงของหอสกัด	H	270 cm.
ระยะระหว่างกันหอดึงเฟลตแรก	-	60 cm.
ระยะระหว่างกันหอดึงเฟลตสุดท้าย	-	180 cm.
ระยะระหว่างเฟลต	S	8 cm.
จำนวนเฟลต	-	20
ขนาดของรูปนเฟลต	d_p	0.2 cm.
ความหนาของเฟลต	-	0.2 cm.
Free area	ϵ	0.3
ระยะของการเฟลตส์ (Amplitude)	A_p	0 – 4 cm.
ความถี่ในการเฟลตส์ (Frequency)	f	120 รอบ / นาที
ความสามารถของปั๊มด้านสารหนัก (Heavy phase Feed)	Q_H	0 – 30 ลิตร / ชั่วโมง
ความสามารถของปั๊มด้านสารเบา (Light phase Feed)	Q_L	0 – 27 ลิตร / ชั่วโมง



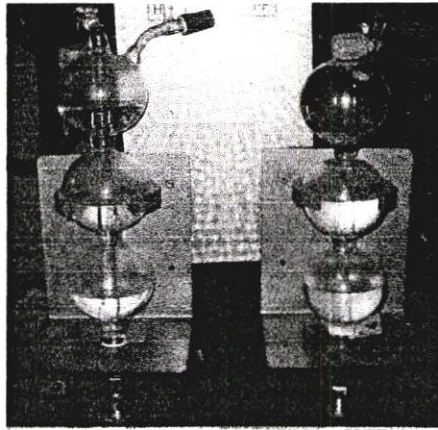
รูปที่ 4.1 แผนผังการทำงานของหอสกัดแบบเพลตซี่ฟเฟลท



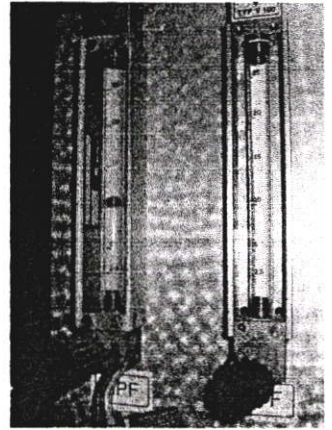
รูปที่ 4.2 หอสกัดแบบเพลาส์ซีฟเฟลทที่ใช้ในการทดลอง



(ก)



(ข)

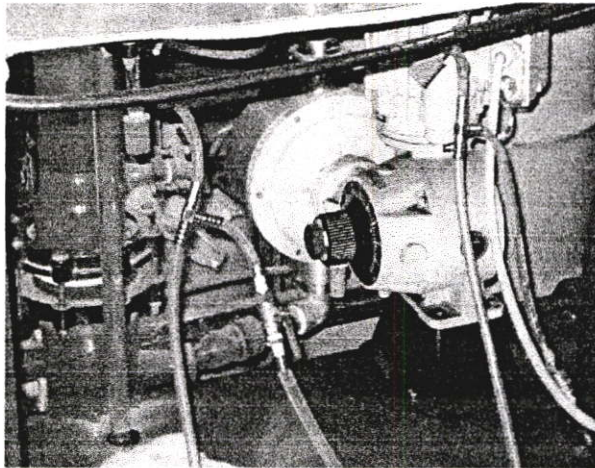


(ค)

รูปที่ 4.3(ก) ปั๊มแบบไดอะเฟรม (Diaphragm pump) สำหรับป้อนของเหลวเข้าสู่หอสกัด

(ข) อุปกรณ์ปรับอัตราการไหลให้คงที่ (Pulsing damper)

(ค) อุปกรณ์วัดอัตราการไหล



รูปที่ 4.4 ปั๊มแบบไดอะเฟรม (Diaphragm pump) สำหรับทำให้เกิดการเฟลลส์

4.3 วิธีการทดลอง

4.3.1 การหาข้อมูลสมมูลของเหลวของเหลว

4.3.1.1 ชั่งของผสมที่ประกอบด้วย น้ำ เอทานอล และ 2-เอทิลเฮกซานอล ที่ความเข้มข้นต่าง ๆ กัน โดยกำหนดให้มี 2-เอทิลเฮกซานอล มีสัดส่วนโดยน้ำหนักในของผสมคงที่ และในแต่ละตัวอย่างจะมีสัดส่วนโดยน้ำหนักของเอทานอล ค่อย ๆ เพิ่มขึ้น โดยที่ของผสมเกิดเป็น 2 วัฏภาค

4.3.1.2 นำของผสมที่เตรียมได้ข้างต้นมาเขย่าที่ความเร็ว 160 รอบต่อนาที โดยควบคุมอุณหภูมิที่ 25 องศาเซลเซียส เป็นเวลา 2 ชั่วโมง Ruiz และ คณะ [10] ได้ทำการทดลองในลักษณะเดียวกันที่อุณหภูมิที่ 25 องศาเซลเซียส โดยเขย่าเป็นเวลา 2 ชั่วโมง เพื่อหาข้อมูลสมมูลของเหลวของเหลวในระบบดังกล่าว

4.3.1.3 หยดเครื่องเขย่า และปล่อยของผสมตั้งทิ้งไว้ในเครื่องเขย่า เพื่อให้เกิดการแยกชั้นอย่างสมบูรณ์เป็นเวลา 10 ชั่วโมงก่อนที่จะแยกเก็บตัวอย่างแต่ละเฟส ในภาชนะรองรับ

4.3.1.4 เติมสาร โพรพานอล เพื่อเป็น Internal standard

4.3.1.5 วิเคราะห์ปริมาณของตัวอย่างด้วยเครื่องวิเคราะห์ก๊าซโครมาโตกราฟี Tremetrics 9001 โดยใช้ Detector เป็นแบบ Thermal conductivity detector (TCD) คอลัมน์ที่ใช้เป็นของ Alltech แบบ Chromosorb 101 100/120 ใช้ก๊าซ ฮีเลียมเป็นก๊าซพาด้วยอัตราการไหล 40 มิลลิลิตรต่อนาที อุณหภูมิที่ Injection port เท่ากับ 240°C อุณหภูมิที่ Detector เท่ากับ 240°C อุณหภูมิที่คอลัมน์ทำการควบคุมดังนี้ เริ่มต้นที่อุณหภูมิ 120°C กำหนดให้อุณหภูมิตั้งที่เป็นเวลา 5 นาที ปรับอุณหภูมิให้เพิ่มขึ้นด้วยอัตรา 50 องศาต่อนาทีจนกระทั่งอุณหภูมิเป็น 230(C ควบคุมอุณหภูมิให้คงที่ที่อุณหภูมิดังกล่าวเป็นเวลา 6 นาที

4.3.1.6 ทำการทดลองในลักษณะเดิม โดยควบคุมอุณหภูมิที่ 35 45 และ 55 องศาเซลเซียส ตามลำดับ

4.3.2 การคำนวณเพื่อหาสภาวะที่ใช้ในหอสกัด

จากข้อมูลสมมูลของเหลว ของเหลว ในระบบ น้ำ เอทานอล และ 2-เอทิลเฮกซานอล ที่อุณหภูมิที่ศึกษาเมื่อนำมาหาความสัมพันธ์ด้วยสมการ UNIQUAC และสมการ NRTL เพื่อแสดงผลของเส้นไท่ อื่น ๆ ที่อยู่นอกเหนือจุดที่ทำการทดลอง เพื่อนำมาหาค่าของอัตราส่วนของตัวทำละลาย และสารป้อน (S/F) ที่ต้องการที่อุณหภูมิต่าง ๆ เมื่อ สารป้อน (Feed) เป็นสารละลายระหว่างเอทานอล และน้ำที่ความเข้มข้นของเอทานอลเท่ากับ 10 % โดยน้ำหนักเนื่องจากจะมีความเข้มข้นใกล้เคียงกับ เอทานอลที่ได้จากการหมัก ตัวทำละลาย (Solvent) ที่ใช้ เป็น 2-เอทิลเฮกซานอล 100 % โดยน้ำหนัก และต้องการให้เหลือความเข้มข้นของเอทานอลเมื่อถูกสกัดแล้ว (Ethanol in Raffinate phase) เท่ากับ 0.5 % โดยน้ำหนัก หรือสกัดเอทานอลได้ 95 เปอร์เซ็นต์

ตารางที่ 4.2 แสดงค่าอัตราส่วนของตัวทำละลาย และสารป้อน ที่น้อยที่สุด (S / F)_{min} และมากที่สุด (S / F)_{max} ที่อุณหภูมิ 25, 35, 45 และ 55 องศาเซลเซียส เมื่อต้องการให้ $X_{ER} = 0.005$ สักส่วน โดยน้ำหนัก

อุณหภูมิ (องศาเซลเซียส)	S / F _{min} (infinite Stages)	S / F _{max} (one Stage)
25	1.38	39.58
35	1.21	32.76
45	1.16	32.76
55	0.73	10.80

จากค่า S / F พบว่าเมื่ออุณหภูมิสูงขึ้นมีความต้องการใช้ตัวทำละลายที่น้อยลง หรือ เอทานอลสามารถละลายเข้ามาในตัวทำละลายได้มากขึ้น จากค่า S / F _{min} เป็นค่าที่แสดงถึงการใช้ปริมาณตัวทำละลายที่น้อยที่สุดในการสกัดเอทานอลที่ปริมาณเท่า ๆ กัน แต่ ณ สภาวะ S / F _{min} นี้จะต้องการจำนวนขั้นในการสกัดเป็นจำนวนอนันต์ (infinite stages) ดังนั้นในการสกัดจริงจะต้องใช้ค่า S / F อยู่ระหว่าง S / F _{min} กับ S / F _{max} ในการทดลองนี้จึงได้เลือกใช้ค่า S / F เท่ากับ 1.7 ซึ่งเป็น 1.3 เท่าของ S / F _{min} ที่อุณหภูมิ 30°C

ตารางที่ 4.3 แสดงจำนวนขั้นการสกัดที่ต้องการเมื่อใช้ S / F เท่ากับ 1.7

อุณหภูมิ (องศาเซลเซียส)	จำนวนขั้นการสกัดที่ต้องการ	
	วิธีการ 3 เหลี่ยม	วิธี Integration (N_{tOR})
25	12	12.63
35	8	8.84
45	8	8.31
55	3	3.86

4.3.3 การสกัดด้วยหอสกัดแบบเพาล์สซีฟเพลทคอลัมน์

ความสามารถของหอสกัดจะแสดงออกมาในรูปของจำนวนขั้นการสกัดที่เกิดขึ้นในการสกัด จำนวนขั้นในการสกัดด้วยหอสกัดแบบเพาล์สซีฟเพลทจะขึ้นกับสภาวะที่ใช้ในการสกัด คือ ระยะของการเพาล์ส และความถี่ในการเพาล์ส อัตราการไหลของสารป้อน และตัวทำละลาย ซึ่งระยะของการเพาล์ส และความถี่ในการเพาล์ส เมื่อปรับให้สูงขึ้นจะทำให้ได้ค่าพื้นที่ผิวในการถ่ายโอนมวลมากขึ้น เป็นการเพิ่มประสิทธิภาพในการสกัด แต่หากใช้สูงจนกระทั่งถึงจุดที่เกิดสภาวะท่วม (Flooding) จะทำให้เกิดการสูญเสียตัวทำละลายซึ่งเป็นการลดประสิทธิภาพการสกัด ดังนั้นจึง

ต้องทำการทดลองหาค่าระยะการเพลาส์ ที่สูงที่สุด โดยที่ยังไม่เกิดสภาวะท่วม ในช่วงอัตราการไหลของสารป้อน และตัวทำละลายที่ใช้ในการสกัด (อุปกรณ์หอสกัดในส่วนของ การเพลาส์ สามารถทำได้ ความถี่ในการเพลาส์ได้ที่ความถี่เดียวคือ 120 รอบ / นาที) เพื่อเป็นการกำหนดระยะการเพลาส์ในการสกัดว่าระยะใดจะดีที่สุด ณ อัตราการไหลนั้น ๆ กล่าวคือ ให้ค่าพื้นที่ผิวในการถ่ายโอนมวลมาก และไม่มีสภาวะท่วมเกิดขึ้น

4.3.3.1 การกำหนดสภาวะท่วม

ในการกำหนดสภาวะท่วมนั้นจะใช้ น้ำเป็นเฟสต่อเนื่อง และ 2-เอทิลเฮกซานอลเป็นเฟสกระจาย โดยที่ไม่ใช้เอทานอลในระบบเนื่องจากว่าสภาวะท่วมจะขึ้นกับคุณสมบัติของสาร และลักษณะของหอสกัดที่ใช้ ดังนั้นในเฟสต่อเนื่องจึงไม่จำเป็นที่จะต้องผสมเอทานอล เนื่องจากคุณสมบัติของน้ำ และสารละลายเอทานอลเข้มข้น 10 เปอร์เซ็นต์โดยน้ำหนักนั้นใกล้เคียงกัน โดยมีวิธีการทดลองดังนี้คือ

1. กำหนดอัตราการไหลของเฟสต่อเนื่อง (Q_c) คงที่ เป็น 5 ลิตร ต่อ ชั่วโมง เริ่มใช้ค่าอัตราการไหลของเฟสกระจาย (Q_D) เป็น 5 ลิตร ต่อ ชั่วโมง
2. วัดอัตราการไหลที่เกิดขึ้นจริงของทั้งสองเฟส ทั้งทางเข้าและออก
3. เริ่มต้นตั้งระยะการเพลาส์ (Amplitude) ที่ 2 มิลลิเมตร (หรือ No. 0.5 ที่ปุ่มปรับระยะการเพลาส์) ทิ้งไว้ประมาณ 15 นาที วัดอัตราการไหลของทั้งสองเฟสในส่วนของทางออกว่ามีการเปลี่ยนแปลงไปอย่างไร
4. ปรับระยะการเพลาส์ขึ้นครั้งละ 2 มิลลิเมตร (0.5) จนพบว่าเกิดการเปลี่ยนแปลงของอัตราการไหลในส่วนทางออก หรือพบว่าของเหลวในหอสกัดมีการกวนผสมจนมีลักษณะเป็นเฟสเดียวกัน และระดับของ Liquid – liquid settle interface ไม่คงที่บันทึกจุดดังกล่าวว่าเป็นจุดที่เกิดสภาวะท่วม
5. ปรับค่าอัตราการไหลของเฟสกระจายเพิ่มขึ้นครั้งละ 5 ลิตร ต่อ ชั่วโมง ทำการทดลองซ้ำเช่นเดียวกับข้อ 2 – 4
6. ปรับค่าอัตราการไหลของเฟสต่อเนื่องเพิ่มขึ้นครั้งละ 5 ลิตร ต่อ ชั่วโมง ทำการทดลองซ้ำเช่นเดียวกับข้อ 1 – 5

4.3.3.2 การสกัดเอทานอลด้วยหอสกัดแบบเพลาส์ซีฟเฟลท

จากขั้นตอนการคำนวณสภาวะที่ใช้ในการสกัดได้เลือกใช้ค่า $S/F = 1.7$ เพื่อใช้ในการสกัดเอทานอล ที่อัตราการไหลของเฟสกระจาย กับ เฟสต่อเนื่อง ต่าง ๆ โดยที่อัตราส่วนของอัตราการไหลของเฟสทั้งสองเท่ากับ 1.7 โดยน้ำหนัก เพื่อเปรียบเทียบผลของอัตราการไหล กับจำนวนชั้นการสกัดที่ได้ โดยจะใช้ระยะการเพลาส์ต่ำกว่าจุดที่เกิดสภาวะท่วม ณ อัตราการไหลนั้น ๆ ประมาณ 2 มิลลิเมตร โดยมีวิธีการทดลองดังนี้คือ

1. บั้มสารที่เป็นเฟสต่อเนื่องเข้าสู่หอสกัดจนกระทั่งเกือบเต็มหอสกัด

2. เริ่มต้นใช้อัตราการไหลของเฟสต่อเนื่องเป็น 5 ลิตรต่อชั่วโมง ใช้อัตราการไหลของเฟสกระจายเป็น 1.7 เท่าโดยน้ำหนักของเฟสต่อเนื่อง
3. วัดอัตราการไหลที่ใช้จริง เลือกระยะเวลาพล็อตจากกราฟสถานะท่วม ที่ระยะเวลาจนกระทั่ง ส่วนที่เป็น Liquid – Liquid Interface Settle ไม่มีการเปลี่ยนแปลงระดับ
4. เริ่มเก็บตัวอย่างของสารทั้ง เฟสสกัด และ เฟสถูกสกัด ทุก ๆ 15 นาที วิเคราะห์องค์ประกอบของทั้งสองเฟส จนกระทั่งความเข้มข้นของในทั้งสองเฟสมีค่าคงที่
5. นำผลที่ได้มาคำนวณจำนวนขั้นการสกัดที่ได้
6. เปลี่ยนอัตราการไหลของเฟสต่อเนื่องเป็น 8 ลิตรต่อชั่วโมง ทำการทดลองเช่นเดียวกับข้อ 2- 5
7. เปลี่ยนอัตราการไหลของเฟสต่อเนื่องเป็น 12 ลิตรต่อชั่วโมง ทำการทดลองเช่นเดียวกับข้อ 2- 5

บทที่ 5

วิธีการหาความสัมพันธ์ของข้อมูลสมมูลที่ได้จากการทดลอง

จากข้อมูลสมมูลของเหลว-ของเหลว ที่ได้จากการทดลองในงานวิจัยนี้เราได้เลือก สมการ NRTL และ สมการ UNIQUAC เพื่อหาความสัมพันธ์ของข้อมูลที่ได้จากการทดลองเพื่อความสะดวกในการคำนวณเพื่อหาเส้นไทอื่น ๆ นอกจากนี้ทำการทดลอง โดยวิธีการหาความสัมพันธ์ในสมการทั้งสอง คือการหาค่า Binary interaction parameter (Energies of interaction) ในงานวิจัยนี้จะทำการเขียนโปรแกรมภาษาฟอร์แทรนเพื่อใช้ในการคำนวณด้วยโปรแกรม Fortran PowerStation 4.0

การคำนวณเมื่อมีข้อมูลสมมูลของเหลวของเหลว ณ อุณหภูมิใด ๆ จะหาความสัมพันธ์โดยการหาค่า Binary interaction parameter ที่จะสามารถทำให้สมการค่า Objective Function ที่เลือกมามีค่าน้อยที่สุด (Minimization) ด้วยวิธีทางคณิตศาสตร์

สมการ Objective Function ที่เลือกมาคือ

$$\text{Objective} = \left(\sum_k^M \sum_j^2 \sum_i^3 \frac{(x_{ijk} - \hat{x}_{ijk})^2}{6M} \right)^{\frac{1}{2}} \quad (5.1)$$

เมื่อ M คือจำนวนข้อมูลเส้นไท x สัดส่วนโดยโมลของแต่ละองค์ประกอบที่ได้จากการทดลอง \hat{x} สัดส่วนโดยโมลของแต่ละองค์ประกอบที่ได้จากการคำนวณ ตัวห้อย i แสดงถึงสารใด ๆ j แสดงถึงเฟสใด ๆ และ k แสดงถึงชุดข้อมูลเส้นไทใด ๆ

5.1 วิธีแรนดอม (Random method)[17]

ในงานวิจัยนี้ได้เลือกวิธี Random minimization เพื่อหาค่า Binary interaction Parameter ในสมการ NRTL และ สมการ UNIQUAC ที่ทำให้สมการ Objective Function มีค่าน้อยที่สุดโดยมีขั้นตอนการ Random 2 ขั้นตอน คือ

5.1.1 ขั้นวิธี Random Jumping วิธี Random Jumping เป็นวิธีหนึ่งในการหาค่าโดยที่ทราบค่าโดยประมาณว่าอยู่ในช่วงใด ซึ่งในงานวิจัยนี้ ค่าที่ต้องการหามีค่าอยู่ในช่วงประมาณตั้งแต่ -5000 ถึง 5000 $[-5000 < (g(i,j) \text{ or } u(i,j)) < 5000]$ ซึ่งวิธีนี้จะหาค่าในช่วงดังกล่าวที่ทำให้สมการ Objective Function มีค่าน้อยที่สุดออกมา โดยที่สามารถเขียนเป็นสมการในการหาค่า Binary interaction parameter ได้ดังนี้คือ

$$g(i, j) = g(i, j)_{\text{minimum}} + (g(i, j)_{\text{maximum}} - g(i, j)_{\text{minimum}}) \cdot \text{rnd} \quad (5.2)$$

เมื่อ rnd คือค่า random values มีค่าอยู่ระหว่าง 0 ถึง 1

5.1.2 ขั้นวิธี Random Walk วิธี Random Walk เป็นวิธีหนึ่งในการหาค่าโดยที่ทราบค่าโดยประมาณว่าเป็นเท่าใด แล้วทำการหาค่าที่อยู่ในบริเวณที่ใกล้เคียงเพื่อหาค่าที่ดีที่สุดภายในบริเวณดังกล่าว ซึ่งในงานวิจัยนี้เมื่อได้ค่าจากวิธี Random Jump แล้วจะนำมาหาค่าในบริเวณดังกล่าวอีกครั้งด้วยวิธี Random Walk เนื่องจากว่าการหาในขั้น Random Jump นั้นช่วงที่หามีค่ากว้างจึงมีความเป็นไปได้น้อยมากที่ค่าที่ได้จากขั้น Random Jump จะเป็นค่าที่ดีที่สุดภายในบริเวณที่หาได้ โดยที่สามารถเขียนเป็นสมการหาค่า Binary interaction parameter โดยวิธี Random Walk ได้ดังนี้คือ

$$g(i, j)_{\text{new}} = g(i, j)_{\text{old}} + (q \cdot (0.5 - \text{rnd})) \quad (5.3)$$

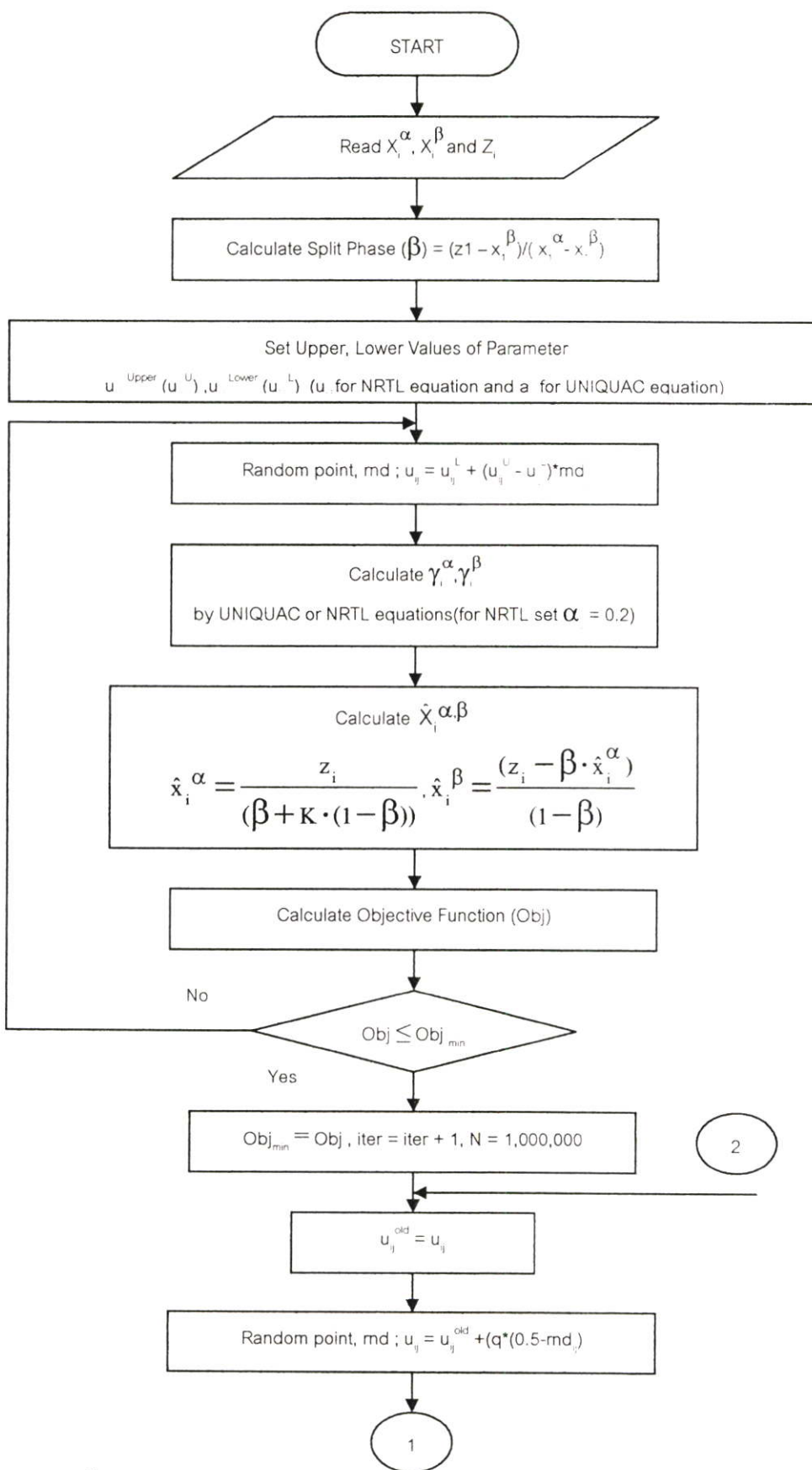
เมื่อ q เท่ากับค่าคงที่ เป็นค่าในการปรับให้ค่าใหม่ว่าเปลี่ยนไปจากค่าเก่าครั้งละมากน้อยเท่าใดในแต่ละรอบที่ Random

5.2 โปรแกรมการคำนวณ

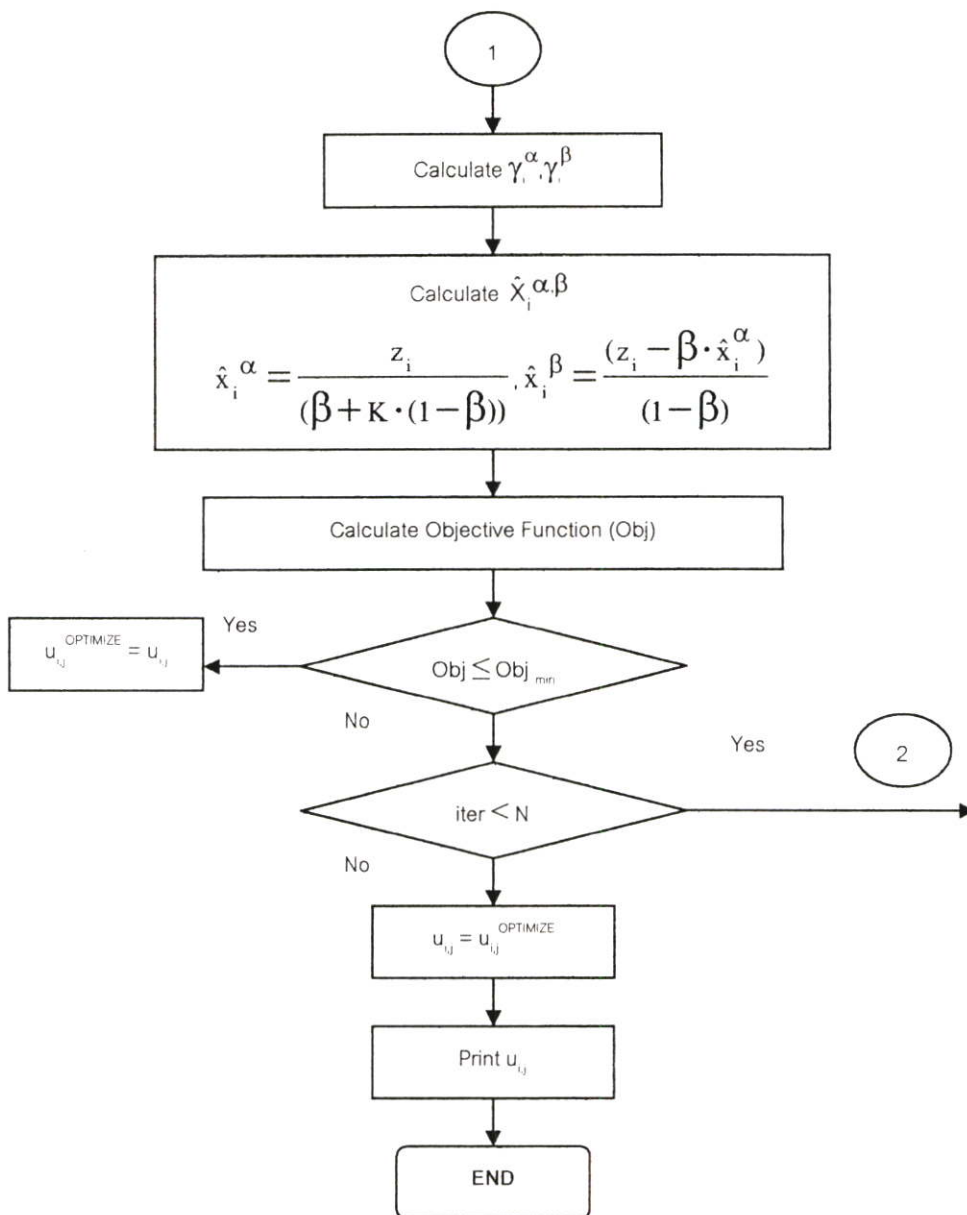
งานวิจัยนี้ได้เขียนโปรแกรมเพื่อใช้คำนวณสมมูลของเหลวของเหลว ในระบบที่มีสารจำนวน 3 องค์ประกอบ และมีเฟสเกิดขึ้น 2 เฟส ด้วยสมการ NRTL และ สมการ UNIQUAC โดยแบ่งเป็น 2 ส่วน ดังนี้คือ

5.2.1 ส่วนของการหาค่า Binary Interaction Parameter เพื่อหาความสัมพันธ์ของข้อมูลสมมูลของเหลวของเหลวที่ได้จากการทดลองด้วยวิธี Random Jump และ Random Walk โดยการ Minimize สมการ Objective Function โดยแสดงลำดับขั้นตอนการคำนวณในรูปที่ 5.1

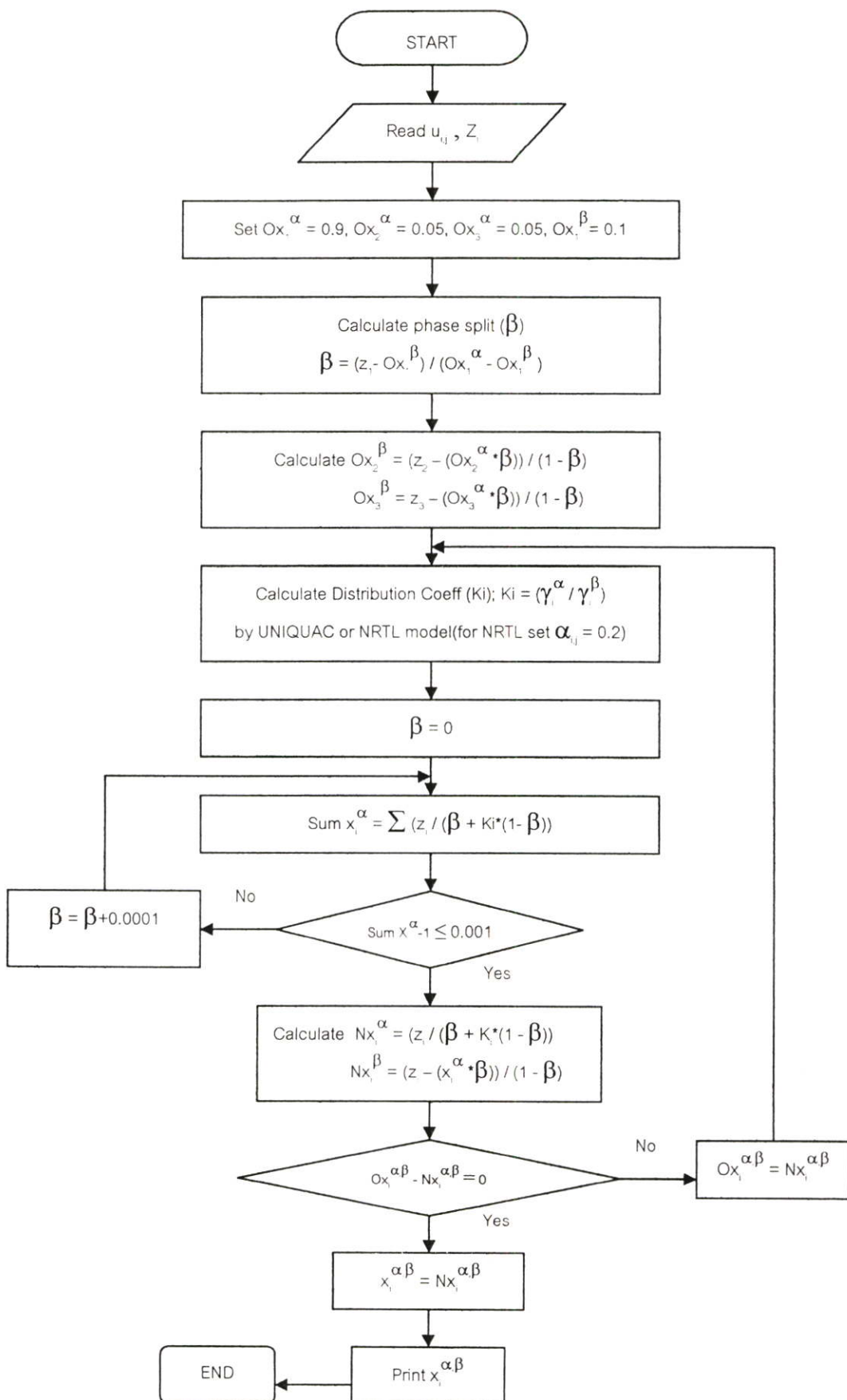
5.2.2 ส่วนของการหาปริมาณองค์ประกอบในแต่ละเฟส ($X_i^{\alpha, \beta}$) โดยวิธีที่ Walas [18] ได้แนะนำ ที่สถานะสมมูลโดยใช้ค่า Binary Interaction Parameter ที่ได้จากขั้นตอนแรก โดยแสดงลำดับขั้นตอนการคำนวณในรูปที่ 5.2



รูปที่ 5.1 แสดงขั้นตอนการคำนวณ เพื่อหาค่า Binary Interaction Parameter ด้วยวิธี Random Jump และ Random Walk Minimization



รูปที่ 5.1 (ต่อ)



รูปที่ 5.2 แสดงขั้นตอนการหาปริมาณองค์ประกอบในแต่ละเฟส ($x_i^{\alpha,\beta}$)

บทที่ 6

ผลการทดลอง และอภิปรายผลการทดลอง

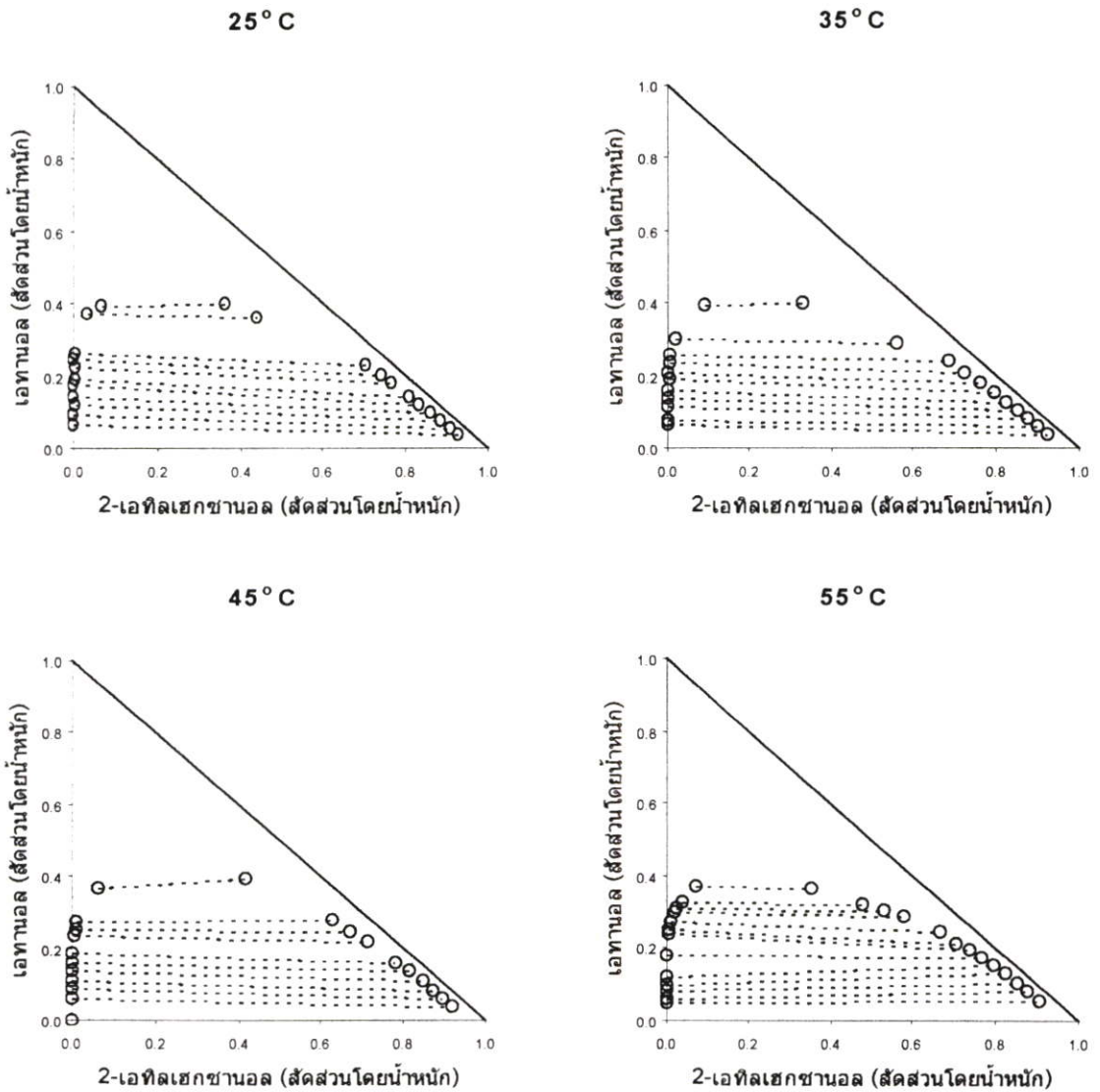
6.1 ผลการทดลองสมมูลของเหลวของเหลว

6.1.1 ข้อมูลสมมูลของเหลวของเหลว

ข้อมูลสมมูลของเหลวของเหลว ในระบบ น้ำ เอทานอล และ 2-เอทิลเฮกซานอล ที่อุณหภูมิ 25, 35, 45 และ 55 องศาเซลเซียส โดยการทำการทดลองหาข้อมูลเส้นไทโดยแสดงผลการทดลอง ในรูปที่ 6.1 และในภาคผนวก ข ตารางที่ ข.1 ถึง ข.4 Ruiz และ คณะ [11] ได้ทำการทดลองหาข้อมูลสมมูลของเหลวของเหลวในระบบเดียวกันที่อุณหภูมิ 25 องศาเซลเซียส จึงได้ทำการเปรียบเทียบผลการทดลองด้วยกราฟสามเหลี่ยมมุมฉากดังรูปที่ ข.1 และเพื่อเปรียบเทียบผลของอุณหภูมิต่อความสามารถในการสกัดสารที่อุณหภูมิในช่วงที่ทำการทดลอง ได้คำนวณค่าสัมประสิทธิ์การกระจาย (K_{DF}) และค่าการเลือก (α_F) ของเอทานอล ที่อุณหภูมิในช่วงที่ทำการทดลอง ในตารางที่ 6.1 พบว่าค่าสัมประสิทธิ์การกระจายของเอทานอล เป็น 0.76, 0.83, 0.87 และ 1.04 (ค่าเฉลี่ยเรขาคณิต) ที่อุณหภูมิ 25, 35, 45 และ 55 องศาเซลเซียส ตามลำดับ และ ค่าการเลือกของเอทานอล เป็น 9.33, 9.83, 9.97 และ 9.61 (ค่าเฉลี่ยเรขาคณิต) ที่อุณหภูมิ 25, 35, 45 และ 55 องศาเซลเซียส ตามลำดับ

แสดงให้เห็นว่าค่าสัมประสิทธิ์การกระจาย และค่าการเลือก ซึ่งเป็นคุณสมบัติที่แสดงถึงความสามารถในการใช้ 2-เอทิลเฮกซานอลเป็นสารสกัดเอทานอลออกจากน้ำ จะมีค่าเพิ่มขึ้นตามอุณหภูมิที่เพิ่มขึ้น โดยแสดงด้วยกราฟค่าสัมประสิทธิ์การกระจาย และค่าการเลือก เปรียบเทียบกับอุณหภูมิ ดังรูปที่ 6.2

จากข้อมูลสมมูลของเหลวจึงพบว่าที่อุณหภูมิที่สูงขึ้น เอทานอลจะละลายเข้ามาในเฟสสารสกัดมากขึ้น แสดงถึงการใช้ตัวทำละลายน้อยลงในการสกัดเอทานอลปริมาณเท่ากัน เมื่อเปรียบเทียบกับการสกัดที่อุณหภูมิต่ำกว่า แต่ที่อุณหภูมิสูงจะมีน้ำละลายเข้ามาในเฟสสารอินทรีย์มากขึ้นเช่นกันทำให้เอทานอลที่ได้มีความบริสุทธิ์ลดลง ดังนั้นหากขั้นตอนการแยกเอทานอลออกจากตัวทำละลายนั้นใช้ระบบการกลั่นเพียงอย่างเดียวจะทำให้ผลิตภัณฑ์ที่ได้มีคุณภาพลดลงหากใช้การสกัดที่อุณหภูมิสูง แต่หากว่าขั้นตอนการแยกเอทานอลออกจากตัวทำละลายนั้นเป็นการกลั่นสกัด การสกัดเอทานอลด้วย 2-เอทิลเฮกซานอลที่อุณหภูมิสูงจึงอาจเป็นทางเลือกที่เหมาะสมกว่าการสกัดที่อุณหภูมิต่ำ เพราะจะใช้ปริมาณตัวทำละลาย และจำนวนขั้นที่ต้องการในการสกัดแยกที่ลดลง ซึ่งค่าที่กล่าวถึงจะเป็นค่าเฉลี่ยของทั้งช่วงสมมูล แต่ในการสกัดด้วยหอสกัดปริมาณเอทานอลในสารป้อนจะมีค่าคงที่ใด ๆ ในแต่ละกระบวนการสกัด ดังนั้นจึงต้องพิจารณาที่ความเข้มข้นของเอทานอลที่ใช้ในกระบวนการนั้น ๆ ในการตัดสินใจ

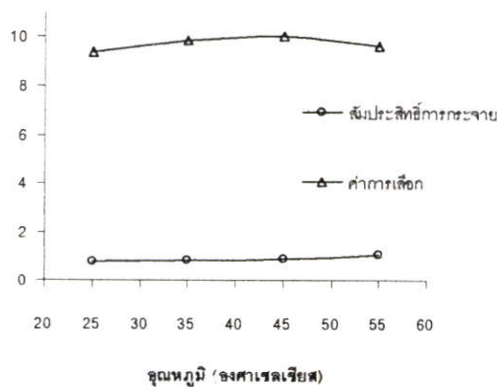


รูปที่ 6.1 แสดงข้อมูลสมดุลของเหลวของเหลวในระบบ น้ำ เอทานอล และ 2-เอทิลเฮกซานอล ที่ได้จากการทดลองที่ อุณหภูมิ 25, 35, 45 และ 55 องศาเซลเซียส (สัดส่วนโดยน้ำหนัก) ด้วยกราฟสามเหลี่ยมมุมฉาก

ตารางที่ 6.1 แสดงค่าสัมประสิทธิ์การกระจาย (K_{DE}) และค่าการเลือก (α_E) ของเอทานอล จำนวน
ได้จากผลการทดลอง

25° C		35° C		45° C		55° C	
K_{DE}	α_E	K_{DE}	α_E	K_{DE}	α_E	K_{DE}	α_E
0.55	14.64	0.61	15.61	0.67	16.69	1.19	29.51
0.57	14.07	0.74	17.39	0.72	15.81	1.38	32.21
0.63	14.12	0.70	14.20	0.77	16.03	1.27	27.09
0.68	14.06	0.75	14.82	0.80	15.16	1.33	24.08
0.71	13.08	0.79	13.64	0.84	14.01	1.30	22.08
0.76	13.00	0.81	12.77	0.87	12.41	0.98	13.23
0.80	11.58	0.88	12.15	0.93	10.27	0.81	8.78
0.82	10.79	0.89	10.17	0.98	8.96	0.83	7.34
0.87	9.65	0.94	9.55	1.01	7.73	0.90	6.99
0.95	7.76	0.96	8.19	1.08	3.70	0.93	5.99
0.97	2.94	0.96	4.38	1.08	3.29	0.96	4.88
1.01	2.29	1.02	1.94			0.98	4.00
						0.98	3.08
						0.98	1.95
0.76*	9.33*	0.83*	9.83*	0.87*	9.97*	1.04*	9.61*

* ค่าเฉลี่ยเรขาคณิต (Geometric Mean)



รูปที่ 6.2 ค่าสัมประสิทธิ์การกระจาย และค่าการเลือก กับอุณหภูมิที่เปลี่ยนแปลง

6.1.2 ผลการหาความสัมพันธ์ของข้อมูลสมมูลของเหลวของเหลว

ค่า Binary Interaction Parameter ของสมการ NRTL (u_{ij}) และสมการ UNIQUAC (a_{ij}) แสดงในตารางที่ 6.2 และ 6.3 ตามลำดับ

นำค่า Binary Interaction Parameter ที่ได้มาคำนวณหาข้อมูลสมมูลของเหลวของเหลว เพื่อเปรียบเทียบความถูกต้องระหว่างค่าที่ได้จากการทดลอง และค่าที่ได้จากการคำนวณด้วยสมการทั้งสองแสดงในรูปที่ 6.3 ถึง 6.4 ค่าที่ใช้แสดงความถูกต้องคือ ค่ารากของผลต่างกำลังสองเฉลี่ย (Root mean square deviation, RMSD) ซึ่งเป็นค่าเดียวกับค่า Objective Function ค่า RMSD แสดงในตารางที่ 6.5 พบว่าสมการ UNIQUAC สามารถคำนวณหาข้อมูลสมมูลของเหลวของเหลว ได้มีความถูกต้องมากกว่าสมการ NRTL (ที่ $\alpha_{ij} = 0.2$) ในทุก ๆ อุณหภูมิที่ทำการทดลอง

ตารางที่ 6.2 ค่า Binary Interaction Parameter ของสมการ NRTL (u_{ij}) (ที่ $\alpha_{ij} = 0.2$)

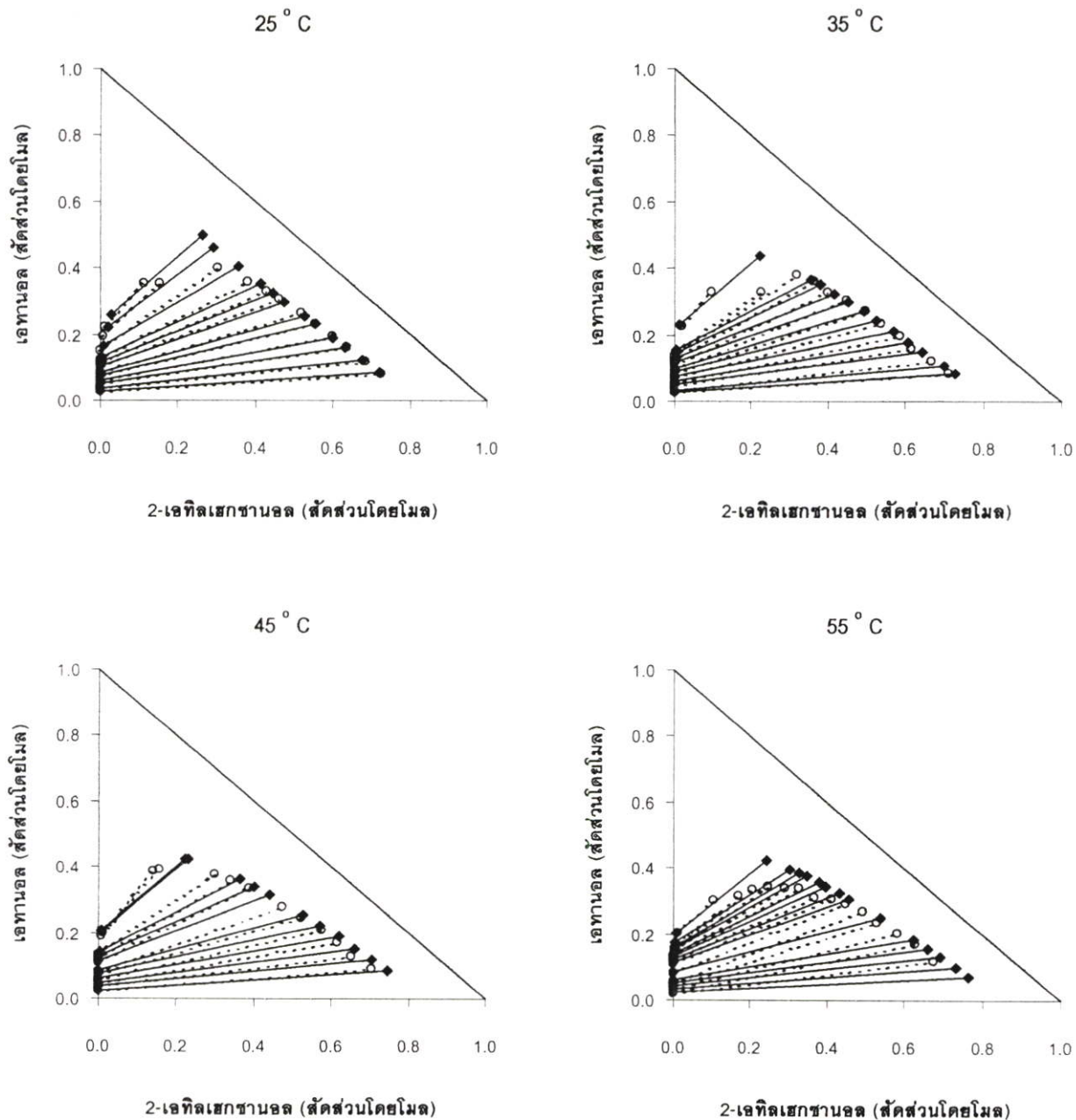
อุณหภูมิ (°C)	u_{12} (°K)	u_{21} (°K)	u_{13} (°K)	u_{31} (°K)	u_{23} (°K)	u_{32} (°K)
25	-56.379	938.409	4193.699	464.458	54.110	53.394
35	376.927	210.953	6236.695	785.084	587.297	-226.775
45	328.240	219.845	4996.217	592.223	306.015	-110.950
55	-256.920	305.592	3718.696	364.424	-115.763	-629.470

$$\tau_{ij} = \frac{u_{ij}}{T} = \frac{g_{ij} - g_{jj}}{RT}$$

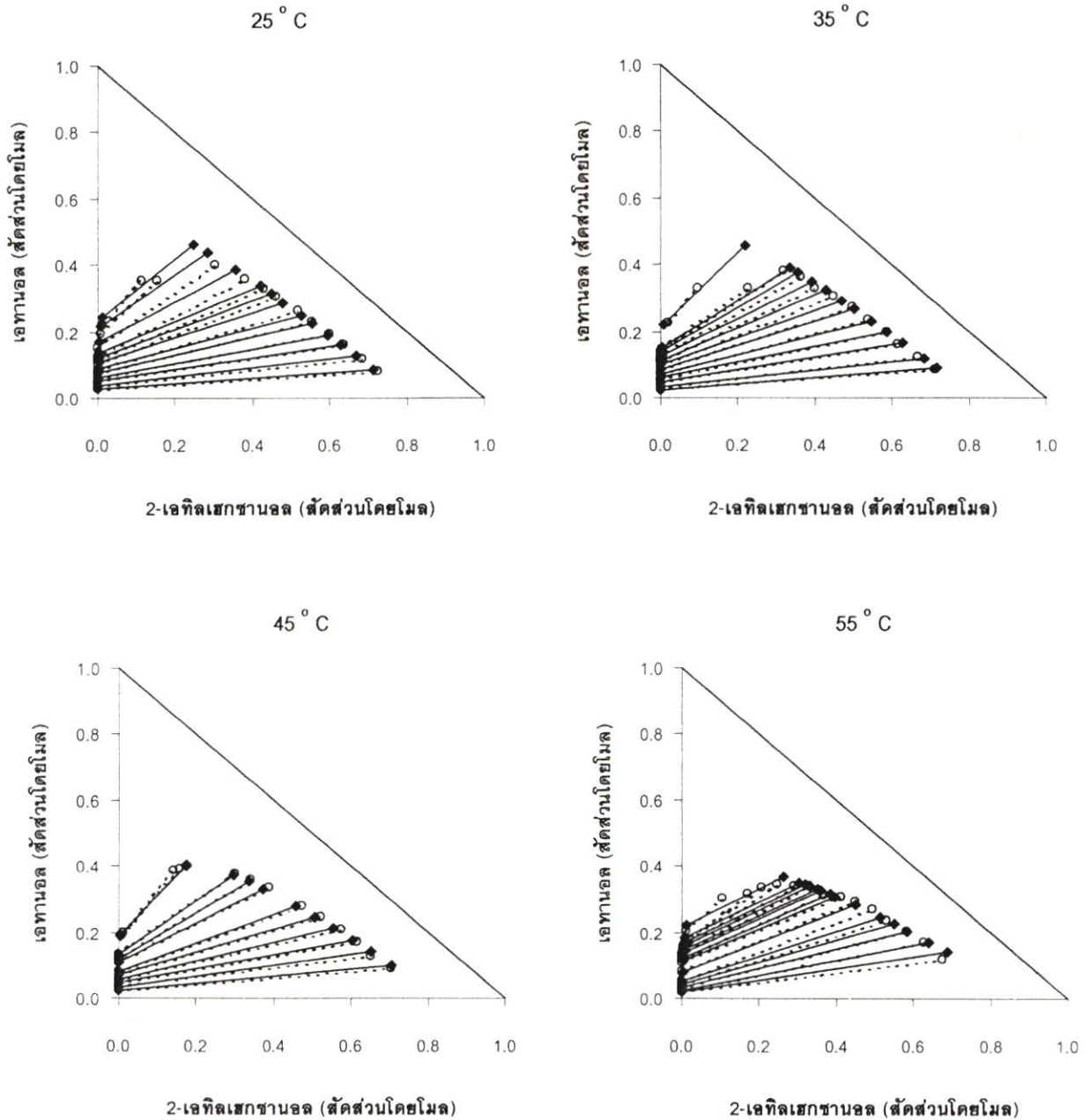
ตารางที่ 6.3 ค่า Binary Interaction Parameter ของสมการ UNIQUAC (a_{ij})

อุณหภูมิ (°C)	a_{12} (°K)	a_{21} (°K)	a_{13} (°K)	a_{31} (°K)	a_{23} (°K)	a_{32} (°K)
25	-63.647	589.959	54.764	559.138	-187.961	447.049
35	-23.984	320.033	84.874	571.968	-246.832	589.570
45	170.333	-328.676	257.601	474.414	-71.308	-306.593
55	944.773	-292.051	89.370	808.323	-135.245	328.449

$$\tau_{ij} = \exp\left(\frac{-a_{ij}}{T}\right) = \exp\left(-\frac{u_{ij} - u_{jj}}{RT}\right)$$



รูปที่ 6.3 เปรียบเทียบข้อมูลสมดุลของเหลวของเหลวที่ได้จากการทดลอง (○····○) และคำนวณด้วยการใช้ค่า Binary Interaction Parameter ของสมการ NRTL (●—●) ที่อุณหภูมิ 25, 35, 45 และ 55 องศาเซลเซียส



รูปที่ 6.4 เปรียบเทียบข้อมูลสมมูลของเหลวของเหลวที่ได้จากการทดลอง (○····○) และคำนวณด้วยการใช้ค่า Binary Interaction Parameter ของสมการ UNIQUAC (●—●) ที่อุณหภูมิ 25, 35, 45 และ 55 องศาเซลเซียส

ตารางที่ 6.5 แสดงความถูกต้องของข้อมูลที่ได้จากการคำนวณด้วยสมการ NRTL และ สมการ UNIQUAC ด้วยค่า Root mean square deviation (RMSD)

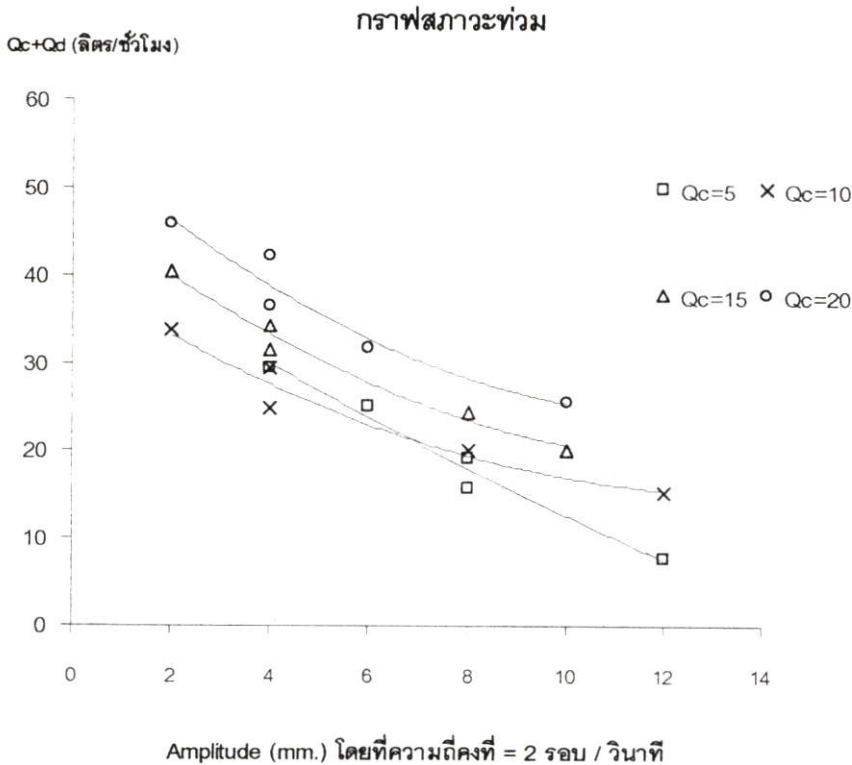
สมการ NRTL	
อุณหภูมิ (องศาเซลเซียส)	RMSD
25	0.0575
35	0.0462
45	0.0339
55	0.0694
สมการ UNIQUAC	
อุณหภูมิ (องศาเซลเซียส)	RMSD
25	0.0488
35	0.0440
45	0.0112
55	0.0470

6.2 ผลการทดลองการสกัดเอทานอล ด้วย 2-เอทิลเฮกซานอล ด้วยหอสกัดแบบเพาลส์ซีฟเฟลท

6.2.1 ผลการเกิดสภาวะท่วม (Flooding condition)

ผลการเกิดสภาวะท่วมที่อัตราการไหลของเฟสต่อเนื่อง (Q_c) คงที่ 4.53, 9.94, 14.78 และ 21.06 ลิตรต่อชั่วโมง แสดงในตารางที่ 6.6 และนำมาสร้างกราฟสภาวะท่วมระหว่างอัตราการไหลรวมทั้งสองเฟส (Q_c+Q_D) กับ ระยะการเพาลส์ เพื่อนำไปใช้กำหนดระยะเพาลส์ ในการสกัดเอทานอล ที่อัตราการไหลใด ๆ ผลที่ได้พบว่าเมื่ออัตราการไหลรวมสูงขึ้นจะต้องลดขนาดการเพาลส์ลง ซึ่งสอดคล้องกับ กราฟสภาวะท่วมในหอสกัดแบบเพาลส์ ที่แสดงในรูปที่ 2.9

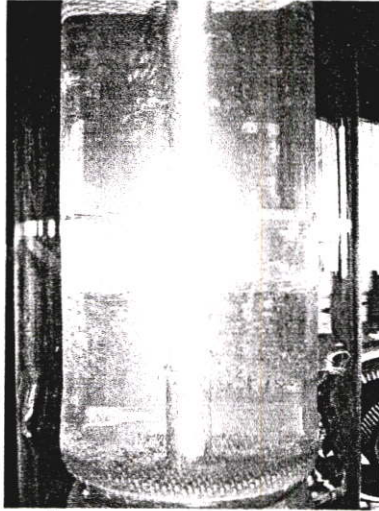
ลักษณะของเฟสกระจายที่ขนาดการเพาลส์ต่าง ๆ ในรูปที่ 6.6 แสดงสภาวะท่วมแบบขนาดการเพาลส์ไม่เพียงพอ (Flooding Insufficient Pulsating) คือขนาดการเพาลส์ไม่มีเพียงพอที่จะทำให้ของเหลวที่เป็นเฟสกระจายผ่านรูของเพลทไปได้ และรูปที่ 6.7 แสดงลักษณะของเฟสกระจายที่ระดับการเพาลส์ต่าง ๆ



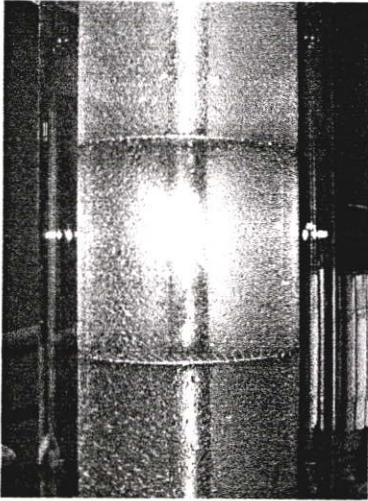
รูปที่ 6.5 กราฟสภาวะท่วมที่อัตราการไหลของเฟสกระจายคงที่ต่าง ๆ

ตารางที่ 6.6 ผลการทดลองการเกิดสภาวะท่วม

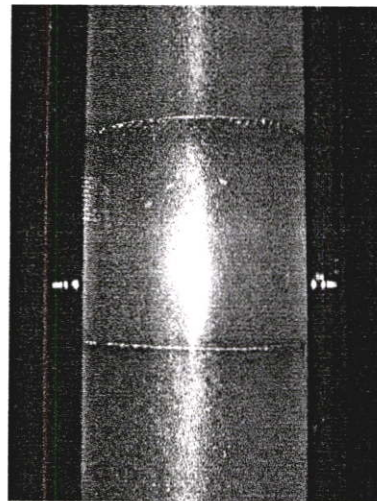
Q_c (ลิตร / ชั่วโมง)	Q_D (ลิตร / ชั่วโมง)	ระยะการไหลที่พบการเกิดสภาวะท่วม (มิลลิเมตร)
4.53	3.21	12
	11.17	8
	14.74	8
	20.64	6
	24.88	4
9.94	4.79	12
	10.08	8
	14.88	4
	19.46	4
	23.71	2
14.78	5.41	10
	9.56	8
	16.71	4
	19.42	4
	25.63	2
21.06	4.48	10
	10.71	6
	15.47	4
	21.12	4
	24.81	2



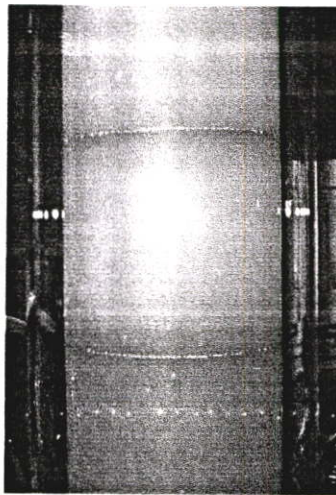
รูปที่ 6.6 การเกิดสภาวะท่วมในช่วงที่ขนาดการไหลไม่พอ (Insufficient Pulse Flooding)



(ก)



(ข)



(ค)

รูปที่ 6.7 ลักษณะเฟสที่เกิดขึ้นในเครื่องสกัดแบบเฟลตส์ซีฟเฟลทที่ขนาดการไหลต่าง ๆ

(ก) ขนาดการไหลต่ำ (Mixer-Settler region) (ข) ขนาดการไหลสูง (Emulsion region) (ค) เกิดสภาวะท่วมแบบอิมัลชัน (Emulsion Flooding)

6.2.2 ผลการสกัดเอทานอลด้วยหอสกัดแบบเพาลส์ซีฟเฟลท

การสกัดด้วยหอสกัดเพาลส์ซีฟเฟลทโดยใช้ สารที่ถูกสกัดเป็นเฟสต่อเนื่อง และสารสกัดเป็นเฟสกระจาย โดยมีสภาวะที่ทำการทดลองแสดงในตารางที่ 6.6

ตารางที่ 6.6 สภาวะที่ใช้ในการสกัดด้วยหอสกัดแบบเพาลส์ซีฟเฟลท

การสกัดครั้งที่	อัตราการไหลเฟส ต่อเนื่อง (Q_C) (ลิตร ต่อ ชั่วโมง)	อัตราการไหลเฟส กระจาย (Q_D) (ลิตร ต่อ ชั่วโมง)	ระยะการเพาลส์ (มิลลิเมตร)
1	5.01	10.02	6
2	7.26	16.07	2
3	11.52	23.80	1

ผลการทดลองแสดงการหาค่าประกอบในแต่ละเฟสในตารางที่ ง.1 ถึง ง.3 นำผลที่ได้มาคำนวณเพื่อหาจำนวนชั้นของการสกัดด้วยวิธี Mass Transfer Rate Based แสดงในตารางที่ 6.8 พบว่าการสกัดที่อัตราการไหลต่ำจะให้จำนวนชั้นที่มากกว่าการใช้อัตราการไหลสูง แต่การสกัดที่อัตราการไหลต่ำนั้นพบว่า เอทานอลยังคงเหลืออยู่ในเฟสถูกสกัดถึง 0.026 สัดส่วนโดยน้ำหนัก จากเอทานอลที่ป้อนเข้าไป 0.098 สัดส่วนโดยน้ำหนัก หรือเอทานอลถูกสกัดได้ประมาณ 73 เปอร์เซ็นต์โดยน้ำหนัก เนื่องจากว่าหอสกัดสามารถทำจำนวนชั้นในการสกัดได้เพียง 2.4 ชั้นการสกัด

ตารางที่ 6.7 จำนวนชั้นการสกัด และค่าความสูงที่เทียบเท่ากับ 1 ชั้นการสกัดที่ได้จากการคำนวณ

การสกัดครั้งที่	จำนวนชั้นการสกัด		ความสูงที่เทียบเท่ากับ 1 ชั้นการสกัด*	
	สารถูกสกัด (N_{IOR})	สารสกัด (N_{IOE})	สารถูกสกัด (H_{IOR} (cm.))	สารสกัด (H_{IOE} (cm.))
1	2.497	2.397	91.32	95.12
2	1.484	1.255	156.4	184.9
3	1.171	1.175	203.1	202.5

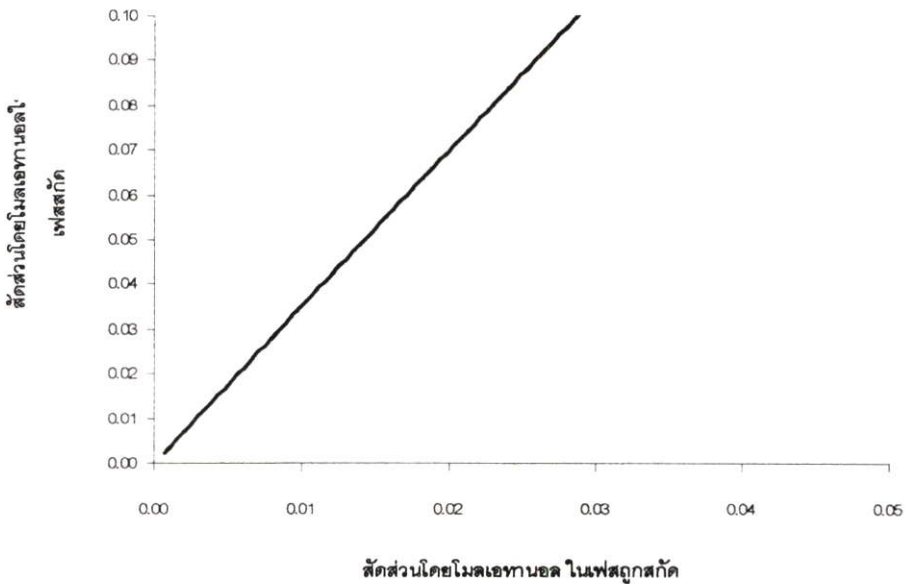
* $H_{IOR} = N_{IOR} / H$ เมื่อ H เท่ากับความสูงของช่วงที่เกิดการสกัด ($H_{IOE} = N_{IOE} / H$)

ตารางที่ 6.8 ค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายโอนมวลรวมของการสกัดที่สภาวะต่างๆ

การสกัดครั้งที่	ความเร็วสัมพัทธ์ของ เฟสต่อเนื่อง V_C (cm / hr)	ความเร็วสัมพัทธ์ของ เฟสกระจาย V_D (cm / hr)	$K_R a$ $\left(\frac{\text{mole}}{\text{hr.cm}^3 \Delta C} \right)$	$K_E a$ $\left(\frac{\text{mole}}{\text{hr.cm}^3 \Delta C} \right)$
1	22.73	53.42	2.5×10^{-4}	5.9×10^{-4}
2	33.30	83.13	2.2×10^{-4}	4.6×10^{-4}
3	53.34	122.45	2.7×10^{-4}	6.2×10^{-4}

K_E หรือ K_R ค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายโอนมวลรวมในเฟสสกัด และเฟสถูกสกัดตามลำดับ
a ค่าพื้นที่ผิวการถ่ายโอนมวลต่อหนึ่งหน่วยปริมาตร

เส้นโค้งสมดุลที่ 35 องศาเซลเซียส



รูปที่ 6.8 เส้น โค้งสมดุลที่อุณหภูมิ 35 องศาเซลเซียส

จากผลการทดลองได้นำมาหาค่า $K_R a$ และ $K_E a$ ที่สภาวะต่างแสดงไว้ในตารางที่ 6.8 ค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายโอนมวลที่ได้จะคูณด้วยค่าพื้นที่ผิวของการถ่ายโอนมวลต่อหนึ่งหน่วยปริมาตร ค่าสัมประสิทธิ์ที่ได้ดังกล่าวมีค่าใกล้เคียงกันในแต่ละการสกัดตั้งนั้นจากสมการที่ 2.44 และ 2.46 ค่าความสูงของหอสกัดที่เทียบเท่ากับ 1 ชั้นการสกัด (H_D) จะขึ้นกับค่าอัตราการไหลของแต่ละเฟส (E, R) กล่าวคือเมื่อใช้อัตราการไหลต่ำ จำนวนชั้นการสกัดจะมากขึ้น หรือความสูงที่เทียบเท่ากับ 1 ชั้นการสกัดลดลง

จากรูปที่ 6.8 แสดงเส้นโค้งสมมูลพบว่าเอทานอลจะละลายเข้าไปอยู่ในชั้นเฟสสกัดได้ดีกว่าเฟสถูกสกัด ซึ่งสอดคล้องกับค่า $K_{R,a}$ และ $K_{E,a}$ ที่ได้จากการทดลอง ที่ค่า $K_{E,a}$ มีค่าสูงกว่า $K_{R,a}$ ซึ่งแสดงให้เห็นว่าในชั้นของเฟสถูกสกัดจะมีชั้นความต้านทานสูงกว่าเฟสสกัด หรือเอทานอลจะละลายใน 2-เอทิลเฮกเซนอลได้ดีกว่าน้ำ

บทที่ 7

สรุปผล และข้อเสนอแนะ

จากผลการทดลองข้อมูลสมมูลของเหลวของเหลวในช่วงที่ทำการทดลองเมื่ออุณหภูมิสูงขึ้นพบว่า 2-เอทิลเฮกซานอลสามารถสกัด แยกเอทานอลออกจากน้ำได้ดีกว่าที่อุณหภูมิต่ำ แต่ในขณะเดียวกันก็จะมี น้ำละลายเข้าไปในเฟสสกัดมากขึ้นทำให้ความบริสุทธิ์ของเอทานอลลดลง ดังนั้นการเลือกอุณหภูมิที่จะทำการสกัด จึงขึ้นกับอุปกรณ์ที่ใช้สกัดเป็นลักษณะใด และใช้ร่วมกับการแยกต่อเนื่องกับอุปกรณ์ประเภทใด

การหาความสัมพันธ์ของข้อมูลสมมูลที่ได้จากการทดลองพบว่าสมการ UNIQUAC สามารถทำนายข้อมูลได้มีความถูกต้องมากกว่าสมการ NRTL ในทุก ๆ อุณหภูมิที่ทำการทดลอง

การคำนวณค่า S/F_{\min} และ S/F_{\max} พบว่าที่อุณหภูมิสูงต้องการสารสกัดน้อยกว่าที่อุณหภูมิต่ำ ซึ่งสอดคล้องกับค่าสัมประสิทธิ์การกระจายที่คำนวณได้จากข้อมูลสมมูล และคำนวณจำนวนขั้นการสกัดที่ต้องการเมื่อใช้ $S/F = 1.7$ พบว่าที่อุณหภูมิสูงต้องการจำนวนขั้นการสกัดน้อยกว่าที่อุณหภูมิต่ำซึ่งสอดคล้องกับค่าการเลือกที่คำนวณได้จากข้อมูลสมมูล และได้ทำการสกัดด้วยหอสกัดแบบเพาล์สซีฟเพลทโดยใช้ $S/F = 1.7$ ที่อุณหภูมิห้องโดยได้หาสภาวะท่วมในระบบที่ไม่มีเอทานอล (Non Solute) เพื่อกำหนดขนาดการเพาล์สให้มีขนาดใกล้เคียงกับขนาดการเพาล์สสูงสุดโดยที่ยังไม่เกิดสภาวะท่วม เพื่อให้เป็นสภาวะที่มีพื้นที่ผิวในการถ่ายโอนมวลสูงสุด ณ อัตราการไหล่นั้น เมื่อทำการสกัดพบว่าที่อัตราการไหลต่ำ หอสกัดสามารถที่จะทำให้เกิดขั้นของการสกัดมากกว่าที่อัตราการไหลสูง และค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายโอนมวลของเฟสสกัด (K_{La}) สูงกว่าค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายโอนมวลของเฟสสกัด (K_{La}) เนื่องจากเอทานอลละลายใน 2-เอทิลเฮกซานอลได้ดีกว่าน้ำ

ข้อเสนอแนะ

จากข้อมูลแสดงให้เห็นว่าเมื่อใช้อุณหภูมิสูงจะสามารถสกัดเอทานอล โดยต้องการจำนวนขั้น และปริมาณสารสกัดที่ลดลงซึ่งในระบบใช้งานจะต้องมีการกลั่นสกัด และการกลั่น เพื่อใช้ในการผลิตเอปโซลูทเอทานอลซึ่งหากสามารถนำความร้อนในส่วนดังกล่าวมาเวียนกลับเพื่อควบคุมอุณหภูมิที่หอสกัดได้จะสามารถเพิ่มประสิทธิภาพของหอสกัดได้ และลดต้นทุนในการก่อสร้างหอสกัดเนื่องจากต้องการความสูงที่ลดลง แต่ในงานวิจัยนี้เนื่องจากไม่สามารถทำการควบคุมอุณหภูมิหอสกัดได้จึงได้ทำการสกัดที่อุณหภูมิห้อง และหอสกัดที่ทำการศึกษาไม่สามารถปรับความถี่ในการเพาล์สได้ทำให้การศึกษาถึงตัวแปรที่มีผลต่อประสิทธิภาพการสกัดลดลง

เอกสารอ้างอิง

- [1] วารสารวิทยาศาสตร์และเทคโนโลยี, ปีที่ 3, ฉบับที่ 3, กันยายน - ธันวาคม 2531.
- [2] Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry, "Ethanol", V.A9, 1989.
- [3] Seader, J.D., Henley, E.J., "Separation Process Principles", John Wiley & Sons, 1998.
- [4] Prausnitz, J.M., Anderson, T.F., Grens, E.A., Eckert, C.A., Hsieh, R., O'Connell, J.P., "Computer Calculations for Multicomponent Vapor-Liquid and Liquid-Liquid Equilibria." Prentice Hall International, 1980, pp.116-127.
- [5] Renon, H., Prausnitz, J.M., "Local Composition in Thermodynamic Excess Function for Liquid Mixtures" AIChE Journal., V.14, 1968, pp.135-144.
- [6] Abrams, D.S., Prausnitz, J.M., "Statistical Thermodynamics of Liquid Mixtures: Anew Expression for the Excess Gibbs Energy of Partly or Completely Miscible Systems", AIChE Journal., V.21, 1975.
- [7] Treybal, R.E., "Liquid Extraction", 2nd ed, McGraw-Hill, New York, 1963.
- [8] Lo, T.C., Baird, H.I.M., Hanson, C., "Handbook of Solvent Extraction", John Wiley & Sons, 1983.
- [9] Smoot, L.D., Mar, B.W., Babb, A.L., "Flooding Characteristics and Separation Efficiencies of Pulsed Sieve-Plate Extraction Columns." Industrial and Engineering Chemistry, V.51, 1959, pp. 1005-1010.
- [10] Roddy, J.W., "Distribution of Ethanol-Water Mixtures to Organic Liquids." Industrial Engineering Chemical Process Design & Develop, V.20, 1981, pp.104-108.
- [11] Ruiz, F., Gomis, V., and Botella, R.F., "Extraction of Ethanol from Aqueous Solution. 1. Solvent Less Volatile than Ethanol: 2-Ethylhexanol.", Industrial & Engineering Chemical Research, V.26, 1987, pp.696-699.
- [12] Bradani, V., Chalanese, A., Rossi, M., "Ternary Liquid-Liquid Equilibrium Data for the Water-Ethanol-Benzene System.", Journal of Chemical Engineering Data, 30, 1985, pp 27-29.
- [13] Solimo, H.N., Martinez, H.E., and Riggio, R., Liquid-Liquid Extraction of Ethanol from Aqueous Solution with Amyl Acetate, Benzyl Alcohol, and Methyl Isobutyl Ketone at 298.15 K, Journal of Chemical Engineering Data, V.34, 1989, pp.176-179.

- [14] Koullas, D. P., Umealu, O. S., Koukios, E. G., "Solvent Selection for the Extraction of Ethanol from Aqueous Solutions", *Separation Science and Technology*, V.34, 1999, pp. 2153-2163.
- [15] Hong, G.B., Lee, M.J., Lin H.M., "Liquid – Liquid equilibria of Ternary Mixtures of Water + 2-Propanol with Ethyl Acetate, Isopropyl Acetate, or Ethylcaproate", *Fluid Phase Equilibria*, V.202, 2002, pp. 239-252.
- [16] Berger, R., Walter, K., "Flooding in Pulsed Sieve Plate Extractors", *Chemical Engineering Science*, V.40, 1985, pp. 2175-2184.
- [17] Singiresu, S.Rao., "Engineering Optimization Theory & Practice", 3rd, John Wiley & Son, 1996.
- [18] Walas S.M., "Phase Equilibria in Chemical Engineering", Butterworth Publishers", 1985.
- [19] Yaw, Carl.L., "Chemical Properties Handbook", McGraw-Hill Inc, 1999.
- [20] Egan, B.Z., Lee, D.D., and McWhirter, D.A., "Solvent Extraction and Recovery of Ethanol from Aqueous Solution", *Industrial & Engineering Chemical Research*, V.27, 1988, pp.1330-1332.

ภาคผนวก ก

คุณสมบัติสารบริสุทธิ์ในระบบสมดุลของเหลวของเหลว

ตารางที่ ก.1 คุณสมบัติสารบริสุทธิ์ ในระบบการสกัด [19]

คุณสมบัติ	สารเคมี		
	น้ำ (water)	เอทานอล (Ethanol)	2-เอทิลเฮกซานอล (2-Ethylhexanol)
สูตรเคมี	H ₂ O	CH ₃ CH ₂ OH	CH ₃ (CH ₂) ₃ CH(CH ₂ CH ₃)CH ₂ OH
น้ำหนักโมเลกุล	18.016	46.07	130.22
ลักษณะ และสี	ของเหลวใส	ของเหลวใส	ของเหลวใส
จุดหลอมเหลว (°C)	0	-112	-70
จุดเดือด (°C)	100	78.4	184.8
ความหนาแน่น (g / cm ³)	1.03 ²⁵ (0.9887 ^{exp})	0.79 ²⁵ (0.8014 ^{exp})	0.83 ²⁵ (0.8261 ^{exp})
ความหนืด (cP.)	0.91	1.06	5.97
ความตึงผิว (dyn / cm.)	73.56	23.39	28.20

exp ผลการทดลอง

ตารางที่ ก.2 คุณสมบัติสารบริสุทธิ์ เพื่อใช้คำนวณ Parameter ของสารบริสุทธิ์สำหรับสมการ UINIQUAC ส่วน Combinatorial part [19]

	V _{wi} (cm ² / mol)	A _{wi} (cm ³ / mol)	r _i	q _i	q' _i [4]
น้ำ	2.3 e +09	12.370	0.9200	1.4000	1.0000
เอทานอล	4.9 e +09	31.940	2.1100	1.9700	0.9200
2-เอทิลเฮกซานอล	1.3 e +10	93.310	6.1510	5.2080	5.2080

ภาคผนวก ข

ผลการทดลอง

ข้อมูลสมมูลของเหลวของเหลวในระบบ น้ำ เอทานอล และ 2-เอทิลเฮกซานอล

ตารางที่ ข.1 ข้อมูลสมมูลของเหลวของเหลวในระบบ น้ำ เอทานอล และ 2-เอทิลเฮกซานอล ที่
ได้จากการทดลองที่ อุณหภูมิ 25 องศาเซลเซียส (สัดส่วนโดยน้ำหนัก)

เฟสตัวทำละลายอินทรีย์			เฟสน้ำเป็นตัวทำละลาย		
W_w	W_E	W_{2-EH}	W_w	W_E	W_{2-EH}
25 องศาเซลเซียส					
0.035	0.036	0.928	0.934	0.066	0.000
0.036	0.055	0.909	0.904	0.096	0.000
0.039	0.078	0.883	0.872	0.123	0.004
0.042	0.098	0.861	0.857	0.143	0.000
0.045	0.123	0.832	0.826	0.174	0.000
0.047	0.145	0.807	0.806	0.191	0.003
0.053	0.179	0.767	0.772	0.225	0.003
0.057	0.203	0.740	0.753	0.247	0.000
0.066	0.232	0.702	0.728	0.266	0.006
0.084	0.294	0.623	0.683	0.308	0.009
0.197	0.361	0.442	0.596	0.372	0.033
0.236	0.400	0.364	0.537	0.398	0.065

ตารางที่ ข.2 ข้อมูลสมมูลของเหลวของเหลวในระบบ น้ำ เอทานอล และ 2-เอทิลเฮกซานอล ที่
ได้จากการทดลองที่ อุณหภูมิ 35 องศาเซลเซียส (สัดส่วนโดยน้ำหนัก)

เฟสตัวทำละลายอินทรีย์			เฟสน้ำเป็นตัวทำละลาย		
W_w	W_E	W_{2-EH}	W_w	W_E	W_{2-EH}
35 องศาเซลเซียส					
0.036	0.039	0.925	0.936	0.064	0.000
0.039	0.059	0.901	0.921	0.079	0.000
0.044	0.081	0.875	0.884	0.116	0.000
0.043	0.103	0.853	0.862	0.138	0.000
0.048	0.128	0.824	0.838	0.162	0.000
0.051	0.154	0.795	0.805	0.191	0.004
0.057	0.183	0.760	0.791	0.209	0.000
0.067	0.211	0.723	0.761	0.237	0.003
0.072	0.242	0.686	0.737	0.258	0.005
0.083	0.273	0.644	0.709	0.283	0.008
0.150	0.289	0.561	0.682	0.301	0.017
0.270	0.401	0.329	0.515	0.394	0.091

ตารางที่ ข.3 ข้อมูลสมมูลของเหลวของเหลวในระบบ น้ำ เอทานอล และ 2-เอทิลเฮกซานอล ที่
ได้จากการทดลองที่ อุณหภูมิ 45 องศาเซลเซียส (สัดส่วนโดยน้ำหนัก)

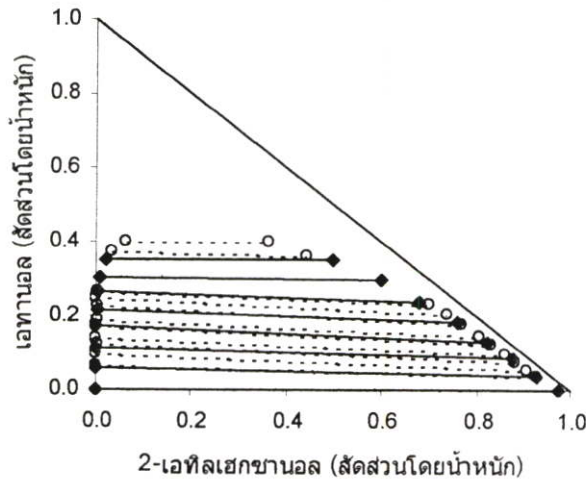
เฟสตัวทำละลายอินทรีย์			เฟสน้ำเป็นตัวทำละลาย		
W_w	W_E	W_{2-EH}	W_w	W_E	W_{2-EH}
45 องศาเซลเซียส					
0.037	0.041	0.921	0.938	0.062	0.000
0.042	0.063	0.896	0.913	0.087	0.000
0.042	0.085	0.872	0.889	0.111	0.000
0.045	0.108	0.846	0.864	0.136	0.000
0.050	0.135	0.815	0.838	0.162	0.000
0.057	0.162	0.782	0.813	0.187	0.000
0.069	0.218	0.713	0.760	0.236	0.004
0.081	0.250	0.670	0.738	0.255	0.008
0.093	0.279	0.629	0.713	0.277	0.010
0.172	0.386	0.441	0.593	0.359	0.047
0.187	0.397	0.415	0.571	0.368	0.061

ตารางที่ ข.4 ข้อมูลสมมูลของเหลวของเหลวในระบบ น้ำ เอทานอล และ 2-เอทิลเฮกซานอล ที่
ได้จากการทดลองที่ อุณหภูมิ 55 องศาเซลเซียส (สัดส่วนโดยน้ำหนัก)

เฟสตัวทำละลายอินทรีย์			เฟสน้ำเป็นตัวทำละลาย		
W_w	W_E	W_{2-EH}	W_w	W_E	W_{2-EH}
55 องศาเซลเซียส					
0.038	0.056	0.906	0.953	0.047	0.000
0.040	0.083	0.877	0.940	0.060	0.000
0.043	0.106	0.851	0.916	0.083	0.000
0.050	0.130	0.821	0.902	0.098	0.000
0.052	0.154	0.794	0.882	0.118	0.000
0.061	0.175	0.765	0.821	0.179	0.000
0.070	0.194	0.736	0.756	0.241	0.003
0.084	0.212	0.704	0.739	0.254	0.007
0.092	0.244	0.664	0.720	0.272	0.008
0.110	0.261	0.629	0.710	0.280	0.010
0.134	0.287	0.579	0.683	0.300	0.017
0.163	0.305	0.532	0.665	0.310	0.025
0.202	0.320	0.479	0.634	0.327	0.039
0.280	0.364	0.356	0.558	0.372	0.070

ตารางที่ ข.5 ข้อมูลสมดุลของเหลวของเหลวในระบบ น้ำ เอทานอล และ 2-เอทิลเฮกซานอล ที่ได้จากการทดลองของ Ruiz และ คณะ [11] ที่อุณหภูมิ 25 องศาเซลเซียส (สัดส่วนโดยน้ำหนัก)

วัฏภาคตัวทำละลายอินทรีย์			วัฏภาคน้ำเป็นตัวทำละลาย		
W_w	W_E	W_{2-EH}	W_w	W_E	W_{2-EH}
25 องศาเซลเซียส					
0.0242	0.9760	0.0000	0.9990	0.00085	0.0000
0.0300	0.9300	0.0400	0.9390	0.00100	0.0603
0.0375	0.8770	0.0860	0.8880	0.00120	0.1110
0.0463	0.8240	0.1300	0.8250	0.00170	0.1730
0.0590	0.7580	0.1830	0.7810	0.00240	0.2170
0.0793	0.6810	0.2400	0.7320	0.00450	0.2640
0.1060	0.5990	0.2950	0.6870	0.00880	0.3040
0.1530	0.4970	0.3500	0.6300	0.02030	0.3500



รูปที่ ข.1 แสดงข้อมูลสมดุลของเหลวของเหลวในระบบ น้ำ เอทานอล และ 2-เอทิลเฮกซานอล ที่ได้จากการทดลองของ Ruiz และ คณะ [11] ที่อุณหภูมิ 25 องศาเซลเซียส (●—●) เปรียบเทียบกับผลการทดลองที่อุณหภูมิ 25 องศาเซลเซียส (○····○) (สัดส่วนโดยน้ำหนัก) ด้วยกราฟสามเหลี่ยมมุมฉาก

ภาคผนวก ก

ข้อมูลการทดลอง การสกัดด้วยห่อสกัด

ตารางที่ ค.1 ผลการทดลองการสกัดเอทานอลด้วยหอสกัดครั้งที่ 1

ระยะเวลาเฟสที่เลือกใช้เท่ากับ 6 มิลลิเมตร

	สารป้อน (Feed)	ตัวทำละลาย	เฟสสกัด	เฟสถูกสกัด
อัตราการไหล (ลิตร/ชั่วโมง)	5.01	10.20	11.28	4.13
ความหนาแน่น (g/cm ³)	0.96	0.82	0.96	0.82

ความเข้มข้นของสารก่อนการสกัด (สัดส่วนโดยน้ำหนัก)

สารป้อน			ตัวทำละลาย		
$W_{w,F}$	$W_{e,F}$	$W_{2-EH,F}$	$W_{w,S}$	$W_{e,S}$	$W_{2-EH,S}$
0.902	0.098	0.000	0.000	0.000	1.000

ความเข้มข้นของสารที่ถูกสกัด กับ เวลาที่เปลี่ยนแปลง (สัดส่วนโดยน้ำหนัก)

เวลา (นาที)	เฟสสกัด			เฟสถูกสกัด		
	$W_{w,R}$	$W_{e,R}$	$W_{2-EH,R}$	$W_{w,E}$	$W_{e,E}$	$W_{2-EH,E}$
15	0.0335	0.0564	0.9101	0.9219	0.0781	0.0000
30	0.0369	0.0547	0.9084	0.9288	0.0712	0.0000
45	0.0348	0.0517	0.9135	0.9323	0.0677	0.0000
60	0.0319	0.0442	0.9239	0.9369	0.0631	0.0000
75	0.0353	0.0432	0.9215	0.9400	0.0600	0.0000
90	0.0361	0.0396	0.9243	0.9468	0.0532	0.0000
105	0.0360	0.0418	0.9222	0.9489	0.0511	0.0000
120	0.0358	0.0403	0.9239	0.9503	0.0497	0.0000
135	0.0368	0.0399	0.9234	0.9536	0.0464	0.0000
150	0.0357	0.0410	0.9233	0.9634	0.0366	0.0000
165	0.0335	0.0390	0.9275	0.9702	0.0298	0.0000
180	0.0347	0.0420	0.9233	0.9699	0.0301	0.0000
195	0.0358	0.0410	0.9232	0.9735	0.0266	0.0000
210	0.0399	0.0384	0.9217	0.9724	0.0276	0.0000
225	0.0370	0.0395	0.9235	0.9736	0.0264	0.0000
240	0.0349	0.0440	0.9211	0.9756	0.0244	0.0000
255	0.0339	0.0410	0.9251	0.9736	0.0264	0.0000
270	0.0344	0.0391	0.9265	0.9744	0.0256	0.0000
285	0.0332	0.0387	0.9281	0.9723	0.0277	0.0000
300	0.0338	0.0386	0.9276	0.9740	0.0260	0.0000

ตารางที่ ก.2 ผลการทดลองการสกัดเอทานอลด้วยหอสกัดครั้งที่ 2

ระยะเวลาเฟสที่เลือกใช้เท่ากับ 2 มิลลิเมตร

	สารป้อน (Feed)	ตัวทำละลาย	เฟสสกัด	เฟสถูกสกัด
อัตราการไหล (ลิตร/ชั่วโมง)	7.26	16.07	17.357	6.13
ความหนาแน่น (g/cm ³)	0.96	0.82	0.96	0.82

ความเข้มข้นของสารก่อนการสกัด (สัดส่วนโดยน้ำหนัก)

สารป้อน			ตัวทำละลาย		
$W_{w,F}$	$W_{E,F}$	$W_{2-EH,F}$	$W_{w,S}$	$W_{E,S}$	$W_{2-EH,S}$
0.902	0.098	0.000	0.000	0.000	1.000

ความเข้มข้นของสารที่ถูกสกัด กับ เวลาที่เปลี่ยนแปลง (สัดส่วนโดยน้ำหนัก)

เวลา (นาที)	เฟสสกัด			เฟสถูกสกัด		
	$W_{w,R}$	$W_{E,R}$	$W_{2-EH,R}$	$W_{w,E}$	$W_{E,E}$	$W_{2-EH,E}$
15	0.0372	0.0434	0.9194	0.9382	0.0618	0.0000
30	0.0355	0.0428	0.9217	0.9426	0.0574	0.0000
45	0.0365	0.0381	0.9254	0.9482	0.0518	0.0000
60	0.0361	0.0341	0.9298	0.9512	0.0488	0.0000
75	0.0348	0.0334	0.9318	0.9514	0.0486	0.0000
90	0.0320	0.0328	0.9353	0.9533	0.0467	0.0000
105	0.0369	0.0345	0.9286	0.9542	0.0458	0.0000
120	0.0339	0.0324	0.9337	0.9569	0.0431	0.0000
135	0.0352	0.0329	0.9319	0.9598	0.0402	0.0000
150	0.0357	0.0320	0.9323	0.9601	0.0399	0.0000
165	0.0345	0.0324	0.9330	0.9612	0.0388	0.0000
180	0.0354	0.0322	0.9323	0.9613	0.0387	0.0000
195	0.0353	0.0325	0.9322	0.9616	0.0384	0.0000
210	0.0352	0.0317	0.9331	0.9609	0.0391	0.0000
225	0.0354	0.0322	0.9324	0.9616	0.0384	0.0000
240	0.0354	0.0321	0.9324	0.9619	0.0381	0.0000
255	0.0351	0.0317	0.9332	0.9605	0.0395	0.0000
270	0.0354	0.0324	0.9322	0.9612	0.0388	0.0000
285	0.0356	0.0324	0.9320	0.9616	0.0384	0.0000
300	0.0354	0.0312	0.9333	0.9611	0.0389	0.0000

ตารางที่ ก.3 ผลการทดลองการสกัดเอทานอลด้วยหอสกัดครั้งที่ 3

ระยะการไหลที่เลือกใช้เท่ากับ 1 มิลลิเมตร

	สารป้อน (Feed)	ตัวทำละลาย	เฟสสกัด	เฟสถูกสกัด
อัตราการไหล (ลิตร/ชั่วโมง)	11.52	23.80	25.44	9.93
ความหนาแน่น (g/cm ³)	0.96	0.82	0.96	0.82

ความเข้มข้นของสารก่อนการสกัด (สัดส่วนโดยน้ำหนัก)

สารป้อน			ตัวทำละลาย		
$W_{w,F}$	$W_{e,F}$	$W_{2-EH,F}$	$W_{w,S}$	$W_{e,S}$	$W_{2-EH,S}$
0.902	0.098	0.000	0.000	0.000	1.000

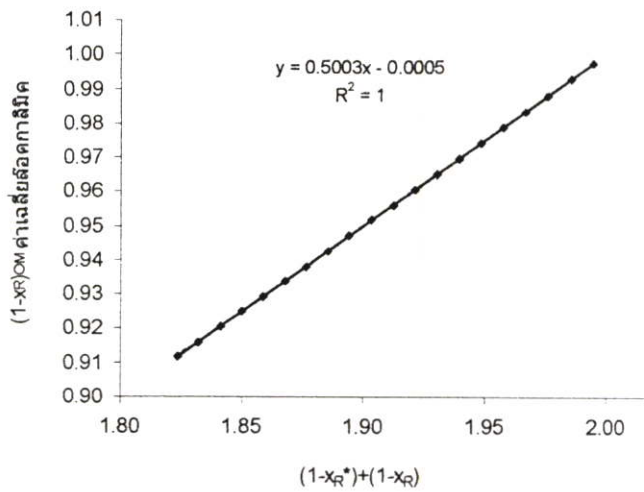
ความเข้มข้นของสารที่ถูกสกัด กับ เวลาที่เปลี่ยนแปลง (สัดส่วนโดยน้ำหนัก)

เวลา (นาที)	เฟสสกัด			เฟสถูกสกัด		
	$W_{w,R}$	$W_{e,R}$	$W_{2-EH,R}$	$W_{w,E}$	$W_{e,E}$	$W_{2-EH,E}$
15	0.0331	0.0400	0.9269	0.9336	0.0664	0.0000
30	0.0328	0.0376	0.9296	0.9342	0.0658	0.0000
45	0.0325	0.0332	0.9343	0.9373	0.0627	0.0000
60	0.0352	0.0321	0.9327	0.9361	0.0639	0.0000
75	0.0340	0.0327	0.9333	0.9392	0.0608	0.0000
90	0.0329	0.0334	0.9337	0.9476	0.0524	0.0000
105	0.0334	0.0322	0.9345	0.9509	0.0491	0.0000
120	0.0349	0.0334	0.9317	0.9520	0.0480	0.0000
135	0.0339	0.0332	0.9329	0.9535	0.0465	0.0000
150	0.0358	0.0331	0.9311	0.9525	0.0475	0.0000
165	0.0337	0.0330	0.9333	0.9539	0.0461	0.0000
180	0.0351	0.0333	0.9316	0.9536	0.0464	0.0000
195	0.0350	0.0334	0.9316	0.9537	0.0463	0.0000
210	0.0350	0.0331	0.9319	0.9534	0.0466	0.0000
225	0.0349	0.0333	0.9318	0.9540	0.0460	0.0000
240	0.0350	0.0334	0.9316	0.9536	0.0464	0.0000
255	0.0351	0.0330	0.9319	0.9539	0.0461	0.0000
270	0.0351	0.0333	0.9316	0.9540	0.0460	0.0000
285	0.0350	0.0332	0.9318	0.9537	0.0463	0.0000
300	0.0350	0.0331	0.9319	0.9532	0.0468	0.0000

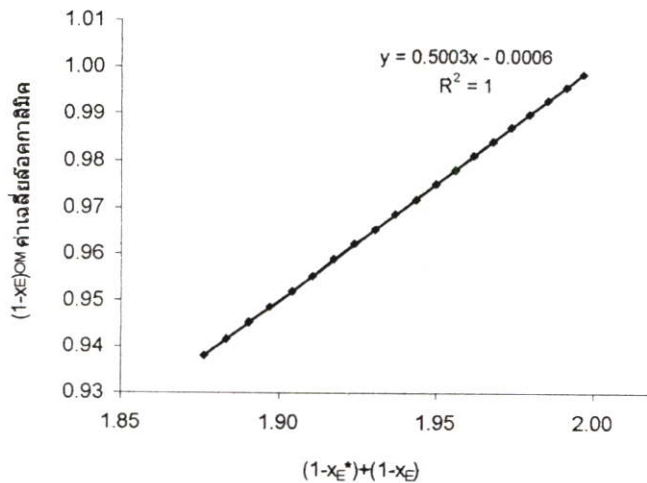
ภาคผนวก ง

แสดงผลต่างระหว่างค่าเฉลี่ยล้อยกกาลิมิต และค่าเฉลี่ยเลขคณิตของค่า $(1-x_R)_{OM}$ และ $(1-x_E)_{OM}$

จากที่ได้กล่าวไว้ในบทที่ 2 สมการที่ 2.43 และ 2.45 ในส่วนของเทอม $(1-x_R)_{OM}$ และ $(1-x_E)_{OM}$ ตามลำดับนั้นหากใช้นิยามของค่าเฉลี่ยล้อยกคาลิมิคจะทำให้การอินทิเกรตสมการ ที่ 2.43 และ 2.45 นั้นค่อนข้างยุ่งยาก แต่หากใช้นิยามของค่าเฉลี่ยเลขคณิตจะทำให้สมการที่ 2.43 และ 2.45 สามารถเขียนใหม่ได้เป็นสมการที่ 2.50 และ 2.51 ตามลำดับ ซึ่งจะทำการอินทิเกรตได้ง่ายกว่า ดังนั้นในบทนี้จึงจะได้ทำการเปรียบเทียบค่า $(1-x_R)_{OM}$ และ $(1-x_E)_{OM}$ ที่คำนวณได้จากนิยามของค่าเฉลี่ยล้อยกคาลิมิค และค่าเฉลี่ยเลขคณิต จากข้อมูลสมมูลของเหลวของเหลวที่อุณหภูมิที่ 35 องศาเซียส ในระบบที่ทำการทดลองเพื่อแสดงความแตกต่างของค่าเฉลี่ยทั้งสองแบบว่า มีความแตกต่างกันเล็กน้อยซึ่งสามารถใช้แทนกันได้



รูปที่ ๑.1 แสดงค่า $(1-x_R)_{OM}$ ที่ได้จากค่าเฉลี่ยล้อยกคาลิมิค และความสัมพันธ์เชิงเส้น



รูปที่ ๑.2 แสดงค่า $(1-x_E)_{OM}$ ที่ได้จากค่าเฉลี่ยล้อยกคาลิมิค และความสัมพันธ์เชิงเส้น

จากรูป ง.1 และ ง.2 แสดงให้เห็นว่าเมื่อใช้ค่าเฉลี่ยถ้อยคำถ้อยคำความสัมพันธเชิงเส้นของค่า $(1-x_R)_{OM}$ และ $(1-x_E)_{OM}$ เป็น $y = 0.5003x - 0.0005$ และ $y = 0.5003x - 0.0006$ ตามลำดับ โดยที่เมื่อใช้ค่าเฉลี่ยเลขคณิตความสัมพันธเชิงเส้นจะต้องเป็น $y = 0.5x$ (เมื่อให้ค่า x เท่ากับ $((1-x_R^*)+(1-x_R))$ หรือ $((1-x_E^*)+(1-x_E))$ และค่า y เท่ากับ $(1-x_R)_{OM}$ หรือ $(1-x_E)_{OM}$)

จากความสัมพันธเชิงเส้นที่ได้เมื่อนำมาหาค่า $(1-x_R)_{OM}$ และ $(1-x_E)_{OM}$ พบว่าค่าที่ได้จากการคำนวณด้วยค่าเฉลี่ยถ้อยคำถ้อยคำ และค่าเฉลี่ยเลขคณิตจะมีความแตกต่างกันไม่มากกว่า 0.01 เปอร์เซ็นต์ ในช่วงของค่า x_R ที่ใช้ในการทดลองนี้ (สารป้อนเป็นเอทานอลกับน้ำ ที่ความเข้มข้นของเอทานอลเป็น 10 เปอร์เซ็นต์โดยน้ำหนัก) จึงแสดงให้เห็นว่าในส่วนของวิธีการคำนวณหาจำนวนขั้นการสกัดด้วยสมการ 2.50 และ 2.51 นั้นสามารถใช้ได้ดีเนื่องจากเทอมของ $(1-x_R)_{OM}$ และ $(1-x_E)_{OM}$ สามารถที่จะใช้นิยามของค่าเฉลี่ยเลขคณิต แทนการใช้ค่าเฉลี่ยถ้อยคำถ้อยคำ

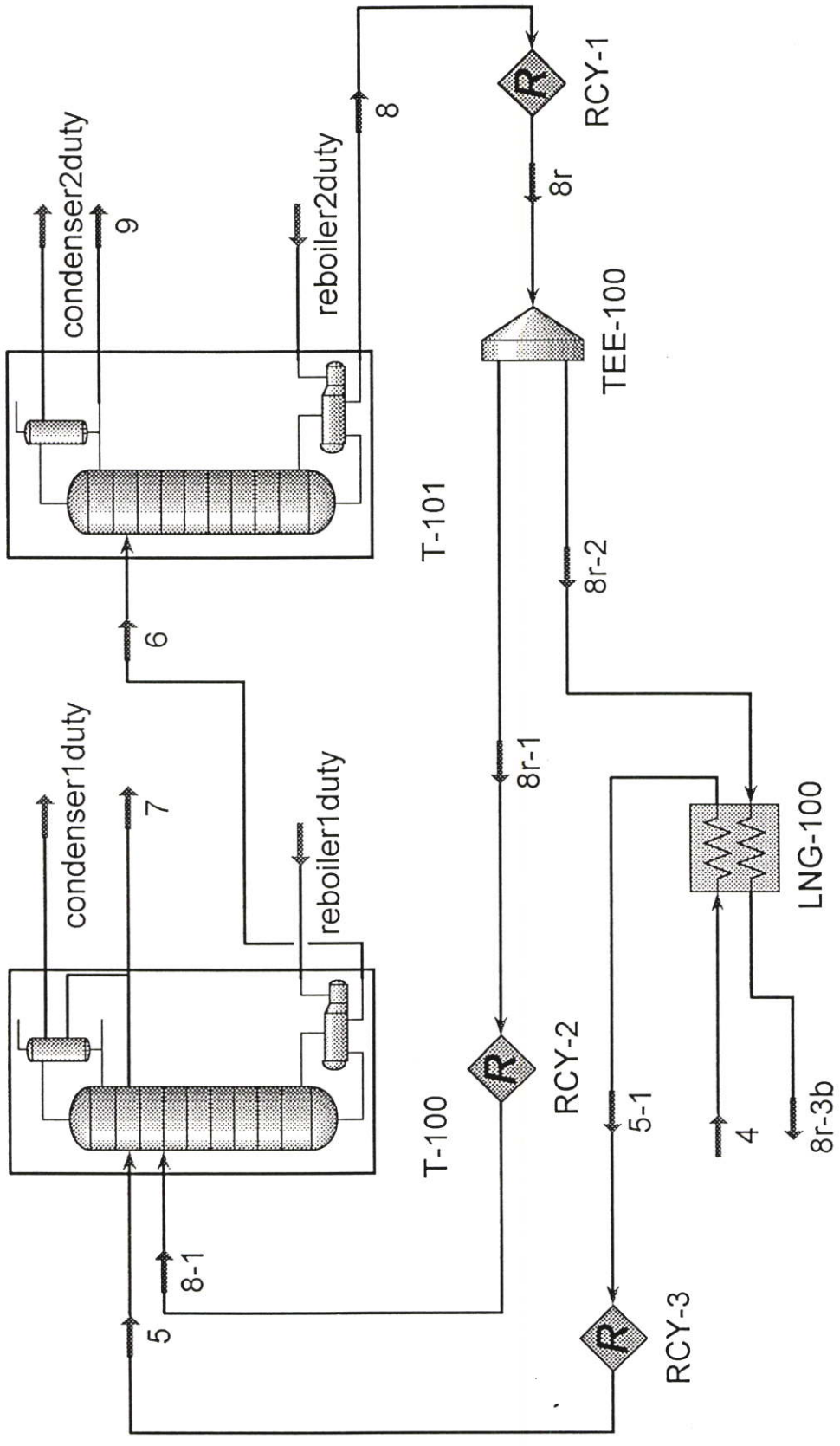
ภาคผนวก จ

การจำลองกระบวนการแยกเอทานอลโดยใช้โปรแกรม HYSYS

ในการศึกษาวิธีการสกัดเอทานอลด้วยวิธีการสกัดของเหลวค้ำยของเหลวนั้นเพื่อต้องการที่จะ ศึกษาความเป็นไปได้ในการผลิตเอทานอลโดยใช้พลังงานที่ต่ำลง ในส่วนนี้จึงได้ทำการคำนวณพลังงานที่ใช้ในกระบวนการแยกเอทานอล หลังจากที่ผ่านมากระบวนการสกัดด้วย 2-เอทิลเอทานอลแล้วในหอสกัด โดยใช้โปรแกรม Hysys ออกแบบจำลองกระบวนการแยกเอทานอลออกจากเฟสสกัด ดังในรูปที่ ง.1 ใช้สารป้อนสายที่ 4 ที่มีองค์ประกอบใกล้เคียงกับเฟสสกัดที่ได้จากการสกัดเอทานอลเข้มข้น 10 เปอร์เซ็นต์โดยน้ำหนักในหอสกัดของเหลวค้ำยของเหลวที่ใช้ในการทดลอง

พลังงานที่ประเมินจากกระบวนการในรูปที่ ง.1 มีค่าเท่ากับ 11.27×10^3 กิโลจูลต่อลิตรเอทานอลที่ผลิตได้ โดยมีความร้อนของกระแสที่เข้าสู่หอกลั่นสกัด และหอกลั่นเป็น 3.928×10^5 และ 2.837×10^5 กิโลจูลต่อชั่วโมง ตามลำดับ สามารถผลิตเอทานอลให้มีความบริสุทธิ์ได้ 99.76 เปอร์เซ็นต์โดยโมล ดังตารางที่แสดงใน ตาราง ง.1

เมื่อเปรียบเทียบกับกระบวนการกลั่นแยกเพื่อผลิตเอทานอลที่ความเข้มข้น 95 เปอร์เซ็นต์โดยปริมาตร จะอยู่ในช่วง 7×10^3 ถึง 14×10^3 กิโลจูลต่อเอทานอลที่ผลิตได้ [20] และหากจะต้องการกลั่นเอทานอลที่ความเข้มข้นดังกล่าวเพื่อผลิตเอทานอลสัมบูรณ์ ด้วยวิธีการกลั่นอะซีไอโทรปจะต้องใช้พลังงานในการกลั่นอะซีไอโทรปอีกประมาณ 3×10^3 กิโลจูลต่อลิตรเอทานอล ดังนั้นกระบวนการกลั่นเพื่อผลิตเอปไซลูทเอทานอลจะต้องการพลังงานประมาณ 10×10^3 ถึง 17×10^3 กิโลจูลต่อเอทานอลที่ผลิตได้ ดังนั้นกระบวนการผลิตเอทานอลด้วยวิธีการสกัดของเหลวค้ำยของเหลว ร่วมกับการกลั่นสกัด และการกลั่นจึงมีแนวโน้มของการใช้พลังงานในการผลิตที่ลดลง





Chemical Engineering
Calgary, Alberta
CANADA

Case Name: A:13-phase4% HSC
Unit Set: SI
Date/Time: Tue Sep 02 15:49:25 2003

Workbook: Case (Main)

Material Streams

Name	5	8-1	7	6	9
Vapour Fraction	0.1910	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature (C)	95.00 *	174.1 *	87.30	153.9	78.17
Pressure (kPa)	101.3 *	101.3 *	101.3	101.3	101.3
Molar Flow (kgmole/h)	14.88 *	12.60 *	3.166	24.31	1.038
Mass Flow (kg/h)	1500	1641	64.48	3077	47.78
Liquid Volume Flow (m3/h)	1.787	1.961	0.06763	3.680	0.06002
Heat Flow (kJ/h)	-5.419e+06	-4.808e+06	-8.866e+05	-9.322e+06	-2.802e+05
Name	8	8r	8r-1	8r-2	4
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature (C)	174.1	174.1 *	174.1	174.1	30.00 *
Pressure (kPa)	101.3	101.3 *	101.3	101.3	101.3 *
Molar Flow (kgmole/h)	23.27	23.27 *	12.60 *	10.67	14.88 *
Mass Flow (kg/h)	3029	3029	1640	1389	1500
Liquid Volume Flow (m3/h)	3.620	3.620	1.960	1.660	1.787
Heat Flow (kJ/h)	-8.879e+06	-8.879e+06	-4.807e+06	-4.071e+06	-5.786e+06
Name	5-1	8r-3b			
Vapour Fraction	0.1910	0.0000			
Temperature (C)	95.00 *	77.13 *			
Pressure (kPa)	101.3 *	101.3 *			
Molar Flow (kgmole/h)	14.88 *	10.67 *			
Mass Flow (kg/h)	1500	1389			
Liquid Volume Flow (m3/h)	1.787	1.660			
Heat Flow (kJ/h)	-5.419e+06	-4.439e+06			

Compositions

Name	5	8-1	7	6	9
Comp Mole Frac (H2O)	0.1960 *	0.0000 *	0.9199	0.0001	0.0023
Comp Mole Frac (Ethanol)	0.0876 *	0.0002 *	0.0789	0.0434	0.9976
Comp Mole Frac (2-E-1-C6ol)	0.7165 *	0.9998 *	0.0012	0.9565	0.0001
Name	8	8r	8r-1	8r-2	4
Comp Mole Frac (H2O)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.1960 *
Comp Mole Frac (Ethanol)	0.0008	0.0008 *	0.0008	0.0008	0.0876 *
Comp Mole Frac (2-E-1-C6ol)	0.9992	0.9992 *	0.9992	0.9992	0.7165 *
Name	5-1	8r-3b			
Comp Mole Frac (H2O)	0.1960 *	0.0000 *			
Comp Mole Frac (Ethanol)	0.0876 *	0.0008 *			
Comp Mole Frac (2-E-1-C6ol)	0.7165 *	0.9992 *			

Energy Streams

Name	condenser1duty	reboiler1duty	condenser2duty	reboiler2duty
Heat Flow (kJ/h)	3.748e+05	3.928e+05	1.200e+05	2.837e+05

Unit Ops

Operation Name	Operation Type	Feeds	Products	Ignored	Calc. Level
T-100	Distillation	5	6	No	2500 *
		8-1	7		
		reboiler1duty	condenser1duty		
T-101	Distillation	6	8	No	2500 *
		reboiler2duty	9		
			condenser2duty		
TEC-100	Tee	8r	8r-1	No	500.0 *
			8r-2		
LNG-100	LNG	8r-2	8r-3b	No	500.0 *
		4	5-1		
RCY-1	Recycle	8	8r	No	3500 *
RCY-2	Recycle	8r-1	8r-1	No	3500 *
RCY-3	Recycle	5-1	5	No	3500 *

ประวัติผู้เขียน

นาย ธีระพล บุรณะ โอสถ เกิดเมื่อวันที่ 20 สิงหาคม 2517 ที่จังหวัดกรุงเทพมหานคร สำเร็จ
การศึกษาวิทยาศาสตร์บัณฑิต (เคมี) จากสถาบันราชภัฏสวนดุสิต ปีการศึกษา 2541