

การหาสภาวะที่เหมาะสมของการกลั่นสารผสมโพลูอินและบิวทิล เซลโลโซลว์

นายชนะเดช ม่วงจีน

วิทยานิพนธ์นี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต

สาขาวิชาวิศวกรรมเคมี ภาควิชาวิศวกรรมเคมี

คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ปีการศึกษา 2556

ลิขสิทธิ์ของจุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

บทคัดย่อและแฟ้มข้อมูลฉบับเต็มของวิทยานิพนธ์ตั้งแต่ปีการศึกษา 2554 ที่ให้บริการในคลังปัญญาจุฬาฯ (CUIR)

เป็นแฟ้มข้อมูลของนิสิตเจ้าของวิทยานิพนธ์ที่ส่งผ่านทางบัณฑิตวิทยาลัย

The abstract and full text of theses from the academic year 2011 in Chulalongkorn University Intellectual Repository(CUIR) are the thesis authors' files submitted through the Graduate School.

Optimization of Binary Distillation of Toluene and Butyl Cellosolve

Mr. Chanadech Muangjeen

A Thesis submitted in partial fulfillment of the Requirements
for the Degree of Master of Engineering Program in Chemical Engineering

Department of Chemical Engineering

Faculty of Engineering

Chulalongkorn University

Academic year 2013

Copyright of Chulalongkorn University

หัวข้อวิทยานิพนธ์

การหาสภาวะที่เหมาะสมของการกลั่นสารผสมโพลู
อินและบิวทิล เซลโลโซลล์

โดย

นายชนะเดช ม่วงจีน

สาขาวิชา

วิศวกรรมเคมี

อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก

อาจารย์ ดร.เจดศักดิ์ ไชยคุนา

คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย อนุมัติให้หัวข้อวิทยานิพนธ์ฉบับนี้เป็นส่วนหนึ่งของ
การศึกษา ตามหลักสูตรปริญญาวิทยาศาสตรบัณฑิต

..... คณบดีคณะวิศวกรรมศาสตร์
(ศาสตราจารย์ ดร.บัณฑิต เอื้ออาภรณ์)

คณะกรรมการสอบวิทยานิพนธ์

..... ประธานกรรมการ
(ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร. วรงค์ ปวรอาจารย์)

..... อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก
(อาจารย์ ดร. เจดศักดิ์ ไชยคุนา)

..... กรรมการ
(ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร. อภินันท์ สุทธิธารวัช)

..... กรรมการภายนอกมหาวิทยาลัย
(อาจารย์ ดร. นริศรา อินทรจันทร์)

ขณะเดช ม่วงจีน : การหาสภาวะที่เหมาะสมของการกลั่นสารผสมโทลูอีนและบิวทิล เซลโล
โซลล์ (Optimization of Binary Distillation of Toluene and Butyl Cellosolve)
อ.ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก: อ.ดร. เจ็ดศักดิ์ ไชยคุณา, หน้า 75

งานวิจัยนี้เป็นการทำออปติไมซ์หน่วยการกลั่นสารโทลูอีนและสารบิวทิล เซลโลโซลล์ซึ่งสาร
สองชนิดนี้เป็นตัวทำละลายที่ใช้ในกระบวนการผลิตอีพ็อกซี เรซิน เพื่อศึกษาผลกระทบของสภาวะการ
ดำเนินงานของหน่วยกลั่นและตัวแปรต่างๆ ที่มีผลต่อการเปลี่ยนแปลงความบริสุทธิ์ของผลิตภัณฑ์ที่ได้
จากหน่วยกลั่นของกระบวนการผลิตอีพ็อกซี เรซิน เพื่อให้มีการใช้ทรัพยากรด้านพลังงานอย่างคุ้มค่า
ที่สุดและทำการเปรียบเทียบผลกระทบของสภาวะการดำเนินงานกับแบบจำลองทางคอมพิวเตอร์ด้วย
โปรแกรม ASPEN PLUS 7.0 สภาวะการดำเนินงานที่ใช้ทำการศึกษามุ่งเน้นต่อการเปลี่ยนแปลง
ความบริสุทธิ์ของผลิตภัณฑ์และการใช้ทรัพยากรของหน่วยกลั่นในงานวิจัยนี้ได้แก่ อัตราส่วนการ
ป้อนกลับ อัตราการไหลของสารป้อน และ อุณหภูมิของสารป้อนก่อนเข้าหอกลั่น พบว่าเมื่ออัตราส่วน
การป้อนกลับเพิ่มสูงขึ้น มีผลให้มีการใช้พลังงานเพิ่มสูงขึ้น และได้ความบริสุทธิ์ของสารที่กลั่นได้เพิ่ม
สูงขึ้น เมื่ออัตราการไหลของสารป้อนเพิ่มสูงขึ้น มีผลให้มีการใช้พลังงานเพิ่มสูงขึ้น แต่ได้ความบริสุทธิ์
ของสารที่กลั่นได้ไม่เปลี่ยนแปลง ผลการเปรียบเทียบผลกระทบของสภาวะการดำเนินงานกับแบบจำลองทาง
คอมพิวเตอร์ พบว่าค่าพลังงานที่ Preheater ของการทดลองเทียบกับแบบจำลองมีค่าไม่แตกต่างกัน
แต่ค่าพลังงานที่เครื่องต้มซ้ำและ เครื่องควบแน่น เทียบกับแบบจำลองพบว่าค่าจากการทดลองมีค่าสูง
กว่าค่าจากแบบจำลองประมาณ 1.47 เท่า และ 1.27 เท่าตามลำดับ ผลการออปติไมซ์เพื่อหาพลังงาน
รวมจำเพาะที่ใช้ในการกลั่นต่ำสุด พบว่าสภาวะการหลังการทำออปติไมซ์ ทำให้มีการใช้ทรัพยากร
พลังงานรวมจำเพาะลดลง 14 กิโลแคลอรีต่อกิโลกรัม คิดเป็นร้อยละ 9 เมื่อเทียบกับสภาวะก่อนการ
ทำการออปติไมซ์

ภาควิชา.....วิศวกรรมเคมี..... ลายมือชื่อนิสิต.....
สาขาวิชา.....2556..... ลายมือชื่อ อ.ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก.....
ปีการศึกษา.....วิศวกรรมเคมี.....

5271550021: MAJOR CHEMICAL ENGINEERING

KEYWORDS: Binary Distillation of Toluene and Butyl Cellosolve/Reflux ratio/Feed flow rate/Feed temperature/Optimization/Minimize specific energy consumption

Chanadech Muangjeen : Optimization of binary distillation of toluene and butyl cellosolve

Advisor: Jerdsak Tscheikuna, Ph.D., 75 pp.

This thesis is to optimize the binary distillation of toluene and butyl cellosolve that are used as solvents in epoxy resin production process. The aims of optimization are to compute the optimal reflux ratio, feed flow rate and feed temperature in order to obtain the minimization specific energy consumption and comparing the experiment results with simulation by ASPEN PLUS 7.0 . An increasing of reflux ratio consumes more energy consumption and gets more product purities. An increasing of feed flow rate consumes more energy consumption and gets same product purities. An increasing of feed temperature consumes less energy consumption and gets less product purities. The result of comparing experiment and simulation are that experimental preheater duty is same duty as simulation, experimental reboiler duty and condenser duty are higher than simulation at 1.47 times and 1.27 times respectively. The result of optimization can reduce the specific total energy consumption about 14 kcal/kg or 9 percent compared with prior optimization.

Department :Chemical Engineering..... Student's Signature

Field of Study :Chemical Engineering..... Advisor's Signature

Academic Year : ..2013.....

กิจกรรมประกาศ

วิทยานิพนธ์ฉบับนี้สำเร็จได้ต้องขอขอบพระคุณอาจารย์ ดร. เจตศักดิ์ ไชยคุนา อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ สำหรับความรู้ ความกรุณา ความช่วยเหลือ และคำแนะนำในการดำเนินงานวิจัย ตลอดจนแนวทางการแก้ปัญหา อันเป็นประโยชน์ต่องานวิจัยนี้

ขอขอบพระคุณผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร. วรงค์ ปวรอาจารย์ ประธานกรรมการ ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร. อภินันท์ สุทธิธารวัช กรรมการ และ อาจารย์ ดร. นริศรา อินทรจันทร์ กรรมการ ภายนอกมหาวิทยาลัย ที่กรุณาสละเวลาเป็นกรรมการสอบวิทยานิพนธ์ และกรุณาให้ข้อคิดคำแนะนำที่เป็นประโยชน์ต่องานวิจัยนี้

ขอขอบคุณภาควิชาวิศวกรรมเคมี จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย ที่เป็นแหล่งให้ศึกษาวิชาความรู้ ให้คำปรึกษา ข้อชี้แนะ เอื้อเพื่อเอกสาร และข้อมูลที่เป็นประโยชน์ต่อการดำเนินงานให้แก่ผู้วิจัยจนสำเร็จการศึกษา

ขอขอบคุณผู้มีพระคุณทุกท่าน โดยเฉพาะอย่างยิ่งเพื่อนๆ พี่ๆ วิศวกรรมเคมีทุกท่าน ที่ให้ทั้งคำแนะนำ ความช่วยเหลือในทุกๆ ด้านตลอดมา

สุดท้ายนี้ผู้ทำวิจัยใคร่ขอขอบพระคุณบิดา มารดา ญาติ พี่ น้อง ทุกคนที่ให้ความรัก กำลังใจ และการสนับสนุนในการศึกษามาโดยตลอด

สารบัญ

	หน้า
บทคัดย่อภาษาไทย.....	ง
บทคัดย่อภาษาอังกฤษ.....	จ
กิตติกรรมประกาศ.....	ฉ
สารบัญ.....	ช
สารบัญตาราง.....	ฌ
สารบัญรูป.....	ญ
คำอธิบายสัญลักษณ์และคำย่อ.....	ฐ
บทที่ 1 บทนำ.....	1
1.1 ความเป็นมาและความสำคัญของปัญหา.....	1
1.2 วัตถุประสงค์ของการวิจัย.....	4
1.3 ขอบเขตของการวิจัย.....	4
1.4 แผนงานวิจัย.....	4
1.5 ผลที่คาดว่าจะได้รับ.....	5
บทที่ 2 ทฤษฎีและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง.....	6
2.1 ทฤษฎีการกลั่นสารสององค์ประกอบ (Theory of Binary Distillation).....	6
2.1.1 ทฤษฎีทางเทอร์โมไดนามิกส์ที่เกี่ยวข้องกับการกลั่น.....	16
2.1.1.1 ทฤษฎีทางเทอร์โมไดนามิกส์ทั่วไป.....	16
2.1.1.2 ทฤษฎีทางเทอร์โมไดนามิกส์ที่เกี่ยวกับสารผสมของงานวิจัย.....	17
2.1.2 งานวิจัยที่เกี่ยวข้องกับการกลั่นสารสององค์ประกอบ.....	19
2.2 แบบจำลองทางคอมพิวเตอร์ (Introduction to simulation).....	20
2.2.1 คุณสมบัติทางกายภาพและการเลือกเทอร์โมไดนามิกส์โมเดล (Physical properties, selection of thermodynamic models).....	21
2.2.2 การสร้างแบบจำลองโดยวิธี DSTWU – Shortcut distillation.....	23
2.2.3 การสร้างแบบจำลองโดยวิธี RADFRAC – Rigorous distillation.....	23
2.3 ทฤษฎีการออปติไมเซชัน (Theory of Optimization).....	24

	หน้า
2.3.1 ออปติไมเซชัน (General optimization).....	24
2.3.2 ออปติไมเซชันของหอกลับ.....	27
2.3.3 ออปติไมเซชันของงานวิจัย.....	28
2.3.4 งานวิจัยที่เกี่ยวข้องกับการออปติไมเซชันของการกลับ.....	28
บทที่ 3 การทดลอง	
3.1 ขั้นตอนการศึกษาผลกระทบของสภาวะการดำเนินงาน.....	30
3.1.1 ข้อมูลอุปกรณ์ต่างๆภายในหน่วยกลับ.....	30
3.1.2 ทำการทดลองด้วยการปรับเปลี่ยนค่าควบคุมต่างๆที่จ่อควบคุม กระบวนการผลิต (Distribution Control System, DCS).....	32
3.1.2.1 การเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนการป้อนกลับ.....	32
3.1.2.2 การเปลี่ยนแปลงอัตราการไหลของสารป้อน.....	32
3.1.3 ทำการบันทึกผลจากการปรับเปลี่ยนค่าควบคุม.....	32
3.1.4 ทำการเก็บตัวอย่างจากการปรับเปลี่ยนค่าควบคุม.....	32
3.2 ขั้นตอนการเปรียบเทียบผลการทดลองกับแบบจำลองทางคอมพิวเตอร์.....	33
3.3 ขั้นตอนการออปติไมเซชัน.....	35
บทที่ 4 ผลการทดลองและวิจารณ์ผลการทดลอง (Result & Discussion).....	37
4.1 ผลการศึกษาผลกระทบของสภาวะการดำเนินงาน.....	37
4.1.1 ผลกระทบของอัตราส่วนการป้อนกลับ.....	37
4.1.2 ผลกระทบของอัตราการไหลของสารป้อน.....	40
4.2 ผลการจากการเปรียบเทียบผลการทดลองกับแบบจำลองทางคอมพิวเตอร์ด้วย โปรแกรม ASPEN PLUS V7.0.....	44
4.2.1 ผลการการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนการป้อนกลับ.....	45
4.2.2 ผลการการเปลี่ยนแปลงอัตราการไหลสารป้อน.....	48
4.3 ผลการศึกษาการออปติไมซ์บนโปรแกรม ASPEN PLUS V7.0.....	52
4.3.1 การออปติไมซ์การเปลี่ยนแปลงอัตราการไหลสารป้อน	54

	หน้า
4.3.2 การออปติไมซ์การเปลี่ยนแปลงความดันในทอกลับ	57
4.3.3 การออปติไมซ์การเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนป้อนกลับ.....	60
4.3.4 การออปติไมซ์การเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิสารป้อน.....	64
4.3.5 การออปติไมซ์ที่อัตราส่วนการป้อน 190 กก./ชม.....	62
บทที่ 5 สรุปผลการวิจัย (Conclusion).....	71
5.1 ผลจากการกลับ.....	71
5.2 ผลจากการเปรียบเทียบผลการทดลองกับแบบจำลองทางคอมพิวเตอร์.....	71
5.3 ผลออปติไมซ์หน่วยการกลับ.....	72
ข้อเสนอแนะ.....	73
รายการอ้างอิง.....	74
ภาคผนวก.....	76
ภาคผนวก ก แสดงการคำนวณค่า Relative volatility ที่สภาวะต่างๆ ของโทลูอินและบิวทิล เซลโลโซลล์.....	77
ภาคผนวก ข ตารางบันทึกผลการทดลอง.....	79
ภาคผนวก ค แสดงการคำนวณจากการทดลอง.....	81
ภาคผนวก ง แสดงการคำนวณหาสภาวะต่างๆสำหรับการทดลอง.....	84
ภาคผนวก จ แสดงการคำนวณหาสภาวะต่างๆสำหรับการออปติไมซ์.....	86
ภาคผนวก ฉ การประชุมทางวิชาการ.....	91
ประวัติผู้เขียนวิทยานิพนธ์.....	92

สารบัญตาราง

ตารางที่	หน้า	
2.1	คุณสมบัติทางกายภาพและทางเคมีของโพลูอินและบิวทิล เซลโลโซลล์	17
2.2	ค่าความดันไอของโพลูอินและบิวทิล เซลโลโซลล์ที่อุณหภูมิต่างๆ	18
3.1	ถังในหน่วยการกลั่น	31
3.2	ปั๊มในหน่วยการกลั่น	31
3.3	เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนในหน่วยการกลั่น	31
3.4	หอกกลั่นในหน่วยการกลั่น	31
3.5	แสดงความบริสุทธิ์ของสารที่กลั่นได้จากการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนป้อนกลับ	34
4.1	แสดงการเปรียบเทียบสภาวะการกลั่นที่บรรยากาศและสุญญากาศ	37
4.2	แสดงการบันทึกผลการทดลองจากเครื่องมือวัดของการเปลี่ยนแปลงอัตราการป้อนกลับ	38
4.3	ความบริสุทธิ์ของสารที่กลั่นได้ต่อการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนการป้อนกลับจาก เครื่องโครมาโตกราฟีแบบแก๊ส (Gas Chromatography)	39
4.4	แสดงการบันทึกผลการทดลองจากเครื่องมือวัดของการเปลี่ยนแปลงอัตราการ ไหลของสารป้อน	40
4.5	แสดงผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราการไหลของสารป้อน	41
4.6	ความบริสุทธิ์ของสารที่กลั่นได้จากการเปลี่ยนแปลงอัตราการไหลสารป้อนจาก เครื่องโครมาโตกราฟีแบบแก๊ส (Gas Chromatography)	43
4.7	แสดงโมเดลต่างๆจากการทดลอง	44
4.8	แสดงการเปรียบเทียบความบริสุทธิ์ของโพลูอินระหว่างผลการทดลอง กับแบบจำลองในแต่ละโมเดลจากการเปลี่ยนแปลงอัตราการป้อนกลับ	45
4.9	แสดงการเปรียบเทียบความบริสุทธิ์ของบิวทิล เซลโลโซลล์ระหว่างผลการทดลองกับ แบบจำลองในแต่ละโมเดลจากการเปลี่ยนแปลงอัตราการป้อนกลับ	46
4.10	แสดงการเปรียบเทียบความบริสุทธิ์ของโพลูอินระหว่างผลการทดลองกับ แบบจำลองในแต่ละโมเดลจากการเปลี่ยนแปลงอัตราการไหลสาร	48
4.11	แสดงการเปรียบเทียบความบริสุทธิ์ของบิวทิล เซลโลโซลล์ระหว่างผลการทดลองกับ แบบจำลองในแต่ละโมเดลจากการเปลี่ยนแปลงอัตราการไหลสาร	49

ตารางที่	หน้า	
4.12	แสดงผลรวมของร้อยละความแตกต่างระหว่างความบริสุทธิ์ของสารที่กลั่นได้จากการทดลองกับแบบจำลอง	52
4.13	แสดงผลการออปติไมซ์บนโปรแกรม ASPEN PLUS หาคู่ที่เหมาะสมที่สุดในโหมด OPTIMIZATION	67
5.1	แสดงการเปรียบเทียบสภาวะการดำเนินงานและพลังงานรวมและพลังงานนิวมจำเพาะที่ใช้ในการกลั่นก่อนการออปติไมซ์และหลังการออปติไมซ์	72

สารบัญรูป

รูปที่		หน้า
1.1	แสดงกระบวนการผลิตอีพ็อกซี เรซินแบบใช้ตัวทำละลายโทลูอิน	2
1.2	แสดงกระบวนการผลิตอีพ็อกซี เรซิน แบบใช้ตัวทำละลายโทลูอิน และบิวทิล เซลโลโซลล์	2
1.3	แสดงกระบวนการผลิตอีพ็อกซี เรซิน แบบใช้ตัวทำละลายโทลูอิน และบิวทิล เซลโลโซลล์ ที่มีหน่วยการกลั่นโทลูอินและบิวทิล เซลโลโซลล์	3
2.1	แสดงแผนภาพของหอกลั่นแบบสองสาร (Binary Distillation) ด้วยการใช้ Total condenser และ Partial reboiler	6
2.2	แสดงเส้นต่างๆ ด้วยวิธีทฤษฎีของ McCabe-Thiele	7
2.3	สภาวะต่างๆของสารป้อน:(a) Subcooled-liquid feed; (b) Bubble-point liquid feed;(c) Partially vaporized feed; (d) Dew-point vapor feed และ (e) Superheated-vapor fee	8
2.4	แสดงขั้นต่ำสุดที่ Total reflux	10
2.5	แสดง Reboiler ชนิดต่างๆ (a) Kettle type (b) Vertical thermosyphon type ที่นำของเหลวออกจากก้นหอเข้า Reboiler (c) Vertical thermosyphon type ที่นำของเหลวออกจาก Downcomer เข้า Reboiler	11
2.6	Capacity factor C_{sb} for flooding of sieve trays.	14
2.7	(a) แสดงกราฟ T_{xy} ของสารผสมโทลูอินและบิวทิล เซลโลโซลล์ และ (b) แสดงเส้น Operating ของสารผสมโทลูอินและบิวทิล เซลโลโซลล์	18
2.8	Process Simulation Problem	20
2.9	ไดอะแกรมสำหรับการเลือก Property method	23
2.10	Mode ของการสร้างแบบจำลองแบบ Rating และ Design	24
3.1	แสดงผังกระบวนการ (Process Flow Diagram) ของหน่วยการกลั่นโทลูอิน และบิวทิล เซลโลโซลล์	30
3.2	แสดงแบบจำลองของหน่วยการกลั่นโทลูอินและบิวทิล เซลโลโซลล์ ที่สร้างขึ้นด้วยโปรแกรม ASPEN PLUS V7.0	33
4.1	แสดงความสัมพันธ์ระหว่างอัตราส่วนการป้อนกลับกับพลังงานที่ใช้ในการกลั่น	39

รูปที่	หน้า	
4.2	แสดงความสัมพันธ์ระหว่างอัตราการไหลของสารป้อนกับพลังงานที่ใช้ในการกลั่น	42
4.3	แสดงผลการเปรียบเทียบผลการทดลองกับแบบจำลองจากผลกระทบของอัตราส่วนการป้อนกลับ	46
4.4	แสดงผลการเปรียบเทียบผลการทดลองกับแบบจำลองจากผลกระทบของอัตราการไหลสารป้อน	50
4.5	แสดงพลังงานรวมจำเพาะที่อัตราการไหลสารป้อนต่างๆ ต่อความบริสุทธิ์ของสารที่กลั่นได้ ณ อุณหภูมิสารป้อน 125 องศาเซลเซียส อัตราส่วนป้อนกลับ 0.29 และความดัน 0 บาร์เกจ	54
4.6	แสดงพลังงานรวมจำเพาะที่อัตราการไหลสารป้อนต่างๆ ต่อความบริสุทธิ์ของสารที่กลั่นได้ ณ อุณหภูมิสารป้อน 135 องศาเซลเซียส อัตราส่วนป้อนกลับ 0.29 และความดัน 0 บาร์เกจ	55
4.7	แสดงพลังงานรวมจำเพาะที่อัตราการไหลสารป้อนต่างๆ ต่อความบริสุทธิ์ของสารที่กลั่นได้ ณ อุณหภูมิสารป้อน 125 องศาเซลเซียส อัตราส่วนป้อนกลับ 0.33 และความดัน 0 บาร์เกจ	55
4.8	แสดงพลังงานรวมจำเพาะที่อัตราการไหลสารป้อนต่างๆ ต่อความบริสุทธิ์ของสารที่กลั่นได้ ณ อุณหภูมิสารป้อน 125 องศาเซลเซียส อัตราส่วนป้อนกลับ 0.33 และความดัน 0.2 บาร์เกจ	56
4.9	แสดงการออปติไมซ์พลังงานรวมจำเพาะที่ความดันในหอกลิ้นต่างๆ ณ อัตราการไหล 160 กก./ชม. อุณหภูมิสารป้อน 125 องศาเซลเซียสและอัตราส่วนการป้อนกลับ 0.29	57
4.10	แสดงการออปติไมซ์พลังงานรวมจำเพาะที่ความดันในหอกลิ้นต่างๆ ณ อัตราการไหล 160 กก./ชม. อุณหภูมิสารป้อน 125 องศาเซลเซียสและอัตราส่วนการป้อนกลับ 0.33	58
4.11	แสดงการออปติไมซ์พลังงานรวมจำเพาะที่ความดันในหอกลิ้นต่างๆ ณ อัตราการไหล 160 กก./ชม. อุณหภูมิสารป้อน 135 องศาเซลเซียสและอัตราส่วนการป้อนกลับ 0.29	58

คำอธิบายสัญลักษณ์และคำย่อ

สัญลักษณ์	ความหมาย	หน่วย
$\alpha_{1,2}$	Relative volatility ของสารผสมสองสาร	-
F	อัตราการไหลของสารป้อน	kg / hr
D	อัตราการไหลของ distillate	kg / hr
B	อัตราการไหลของ bottom	kg / hr
L	อัตราการไหลของสารกลับเข้าหอกลิ้น	kg / hr
X_D	สัดส่วนโดยโมลของ distillate	-
X_B	สัดส่วนโดยโมลของ bottom	-
Z_F	เศษส่วนโมลของสารป้อน	-
P_1^S	ความดันไอของสาร 1 ณ อุณหภูมินั้นๆ	kg / cm ² g
P_2^S	ความดันไอของสาร 2 ณ อุณหภูมินั้นๆ	kg / cm ² g
y_1	เศษส่วนโมลของสาร 1 ในสถานะแก๊ส	-
x_1	เศษส่วนโมลของสาร 1 ในสถานะของเหลว	-
R	อัตราส่วนการป้อนกลับ	-
R_{\min}	อัตราส่วนการป้อนกลับต่ำสุด	-
ΔH^{vap}	ค่าความร้อนแฝงของการกลายเป็นไอ	kcal / kg
Q_C	Condensor duty	kcal / hr
Q_R	Reboiler duty	kcal / hr

สัญลักษณ์	ความหมาย	หน่วย
Q_p	Preheater duty	$kcal/hr$
λ_{7S}	ค่าความร้อนแฝงของไอน้ำที่ความดัน 7 กิโลกรัม/ตารางเซนติเมตร	$kcal/kg$
λ_{2S}	ค่าความร้อนแฝงของไอน้ำที่ความดัน 2 กิโลกรัม/ตารางเซนติเมตร	$kcal/kg$
m'	อัตราการไหล	kg/hr
T	อุณหภูมิของสาร	$^{\circ}C$
C_p	ค่าความจุความร้อนของสาร	$kcal/kgC$
ρ	ค่าความหนาแน่นของสาร	kg/m^3
V	Volumetric flow rate	L/hr
t	เวลา	s
ρ_L	ความหนาแน่นของของเหลว	kg/cm^2
ρ_G	ความหนาแน่นของแก๊ส	kg/cm^2
g	32.2	ft/s^2
U_{flood}	ความเร็ว flooding	ft/s
F_P	Packing factor	ft^2/s^3
σ	แรงตึงผิว	$dyne/cm$
F_F	Foam factor	-
F_{HA}	Hole factor	-

A_h	พื้นที่ของรูบนเพลท (hole area of tray)	m^2
A_a	พื้นที่ Active บนเพลท	m^2
A_d	Downcomer area	m^2
A_T	Tower inside cross-sectional area	m^2
D_T	เส้นผ่านศูนย์กลางของหอกลิ้น	m
G	อัตราการไหลของแก๊ส	kg / hr
F	สัดส่วนของ vapor flooding velocity (0.75 to 0.85)	-
H_V	ค่าเอนทัลปีจำเพาะของสารป้อน ณ สภาวะ dew point	$kcal / hr$
H_F	ค่าเอนทัลปีจำเพาะของสารป้อน ณ สภาวะที่ป้อนสาร	$kcal / hr$
h_L	ค่าเอนทัลปีจำเพาะของสารป้อน ณ สภาวะ bubble	$kcal / hr$
$H_V - H_F$	ค่าความร้อนที่ระเหยสารป้อน 1 กิโลกรัมกลายเป็นไอ ณ สภาวะสารป้อน	$kcal / hr$
$H_V - H_F$	ค่าความร้อนแฝงของการกลายไอของสารป้อน	$kcal / hr$
N_{min}	จำนวนขั้นต่ำสุด	-

บทที่ 1

บทนำ

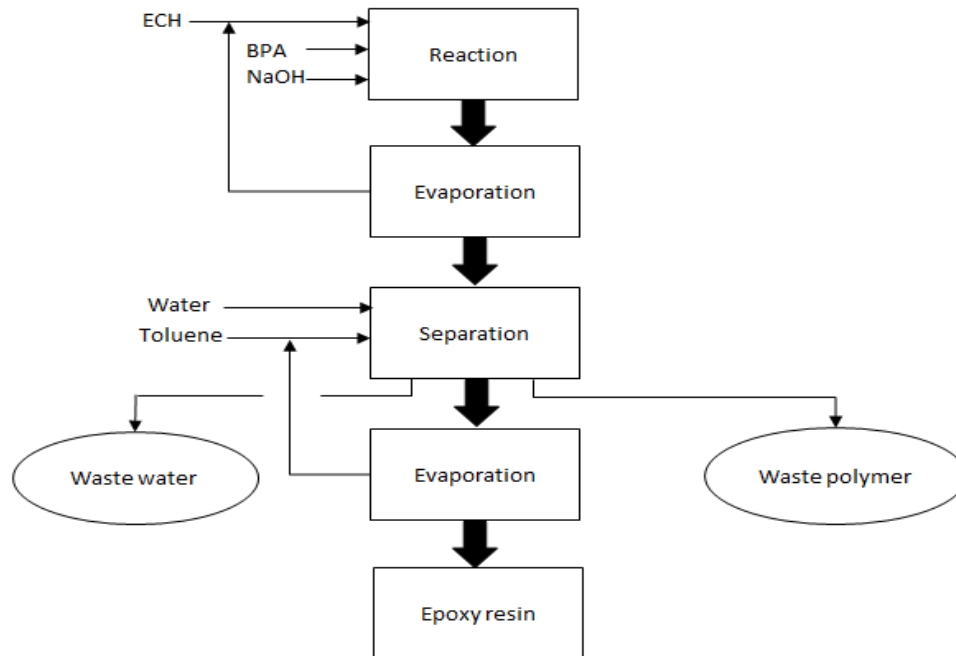
อีพ็อกซี เรซิน (Epoxy Resin) คือ โพลีเมอร์ชนิดเทอร์โมเซต (Thermosetting Polymer) เกิดจากปฏิกิริยาโพลีเมอร์ไลเซชันแบบควบแน่น (Condensation Polymerization) เป็นโพลีเมอร์ใช้ในอุตสาหกรรมต่างๆ เช่น สารเคลือบผิว อุตสาหกรรมสี อุตสาหกรรมแผ่น (Laminates) งานโยธา อุปกรณ์ไฟฟ้า และอิเล็กทรอนิกส์ เคลือบผิววัสดุที่ต้องการความทนการกัดกร่อนได้ทะเล หรือวัสดุที่ต้องการความคงทนสูง เส้นใยของท่อ ท่อความดัน และเป็นส่วนประกอบในการผลิตกังหันลม เป็นต้น

อีพ็อกซี เรซิน (Epoxy Resin) เป็นผลิตภัณฑ์ที่มีพื้นฐานมากอุตสาหกรรมปิโตรเคมีชั้นกลาง เป็นผลิตภัณฑ์ที่จัดอยู่ในอุตสาหกรรมปิโตรเคมีขั้นปลาย ซึ่งปัจจุบันมีการวิจัยและพัฒนาผลิตภัณฑ์อีพ็อกซี เรซิน อย่างกว้างขวางเพื่อเป็นการใช้วัตถุดิบในการผลิตอย่างคุ้มค่าและลดการเกิดของเสียจากกระบวนการผลิต อีกทั้งยังเพื่อช่วยลดมลภาวะต่อสิ่งแวดล้อม

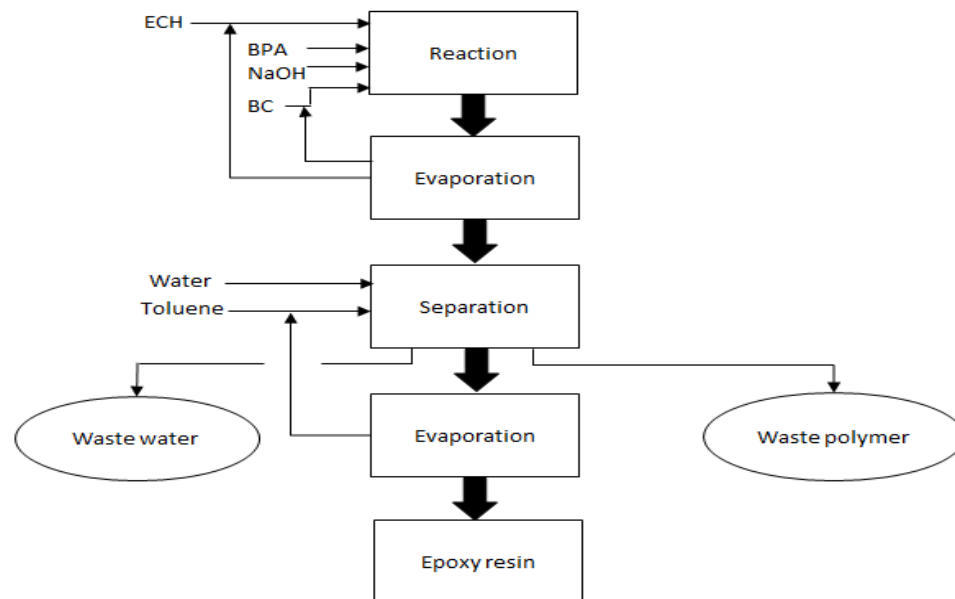
1.1 ความเป็นมาและความสำคัญของปัญหา

จากภาวะการณ์เจริญเติบโตทางเศรษฐกิจอย่างรวดเร็ว ส่งผลให้มีความต้องการอีพ็อกซี เรซิน อย่างกว้างขวางในหลากหลายอุตสาหกรรม โดยเฉพาะอย่างยิ่งอุตสาหกรรมทางด้านพลังงานทดแทน กังหันลม เพื่อผลิตกระแสไฟฟ้า ดังนั้นจึงต้องมีการวิจัยและพัฒนาอย่างต่อเนื่องเพื่อตอบสนองต่อความต้องการอีพ็อกซี เรซินของตลาดโลก

ในช่วง 20 ปีที่ผ่านมา เทคโนโลยีการผลิตอีพ็อกซี เรซิน ได้มีการใช้ตัวทำละลายชนิดหนึ่งคือ สารโทลูอิน ดังรูปที่ 1.1 แสดงกระบวนการผลิตอีพ็อกซี เรซิน แบบใช้ตัวทำละลายโทลูอิน ต่อมาได้มีการวิจัยและพัฒนาเทคโนโลยีการผลิตอีพ็อกซี เรซิน โดยมีการใช้ตัวทำละลายเพิ่มเติมอีกชนิดหนึ่งคือ สารบิวทิล เซลโลโซลว (Butyl Cellosolve or Ethylene glycol monobutyl ether) ดังรูปที่ 1.2 แสดงกระบวนการผลิตอีพ็อกซี เรซิน แบบใช้ตัวทำละลายโทลูอินและบิวทิล เซลโลโซลว เพื่อเป็นสารที่ช่วยลดเวลาในการเกิดปฏิกิริยาและยังสามารถลดการเกิดของเสียโพลีเมอร์หรือผลิตภัณฑ์ข้างเคียง ส่งผลให้ประสิทธิภาพของกระบวนการผลิตอีพ็อกซี เรซินชนิดเหลวเพิ่มขึ้น



รูปที่ 1.1 แสดงกระบวนการผลิตอีพ็อกซี เรซิน แบบใช้ตัวทำละลายโทลูอีน

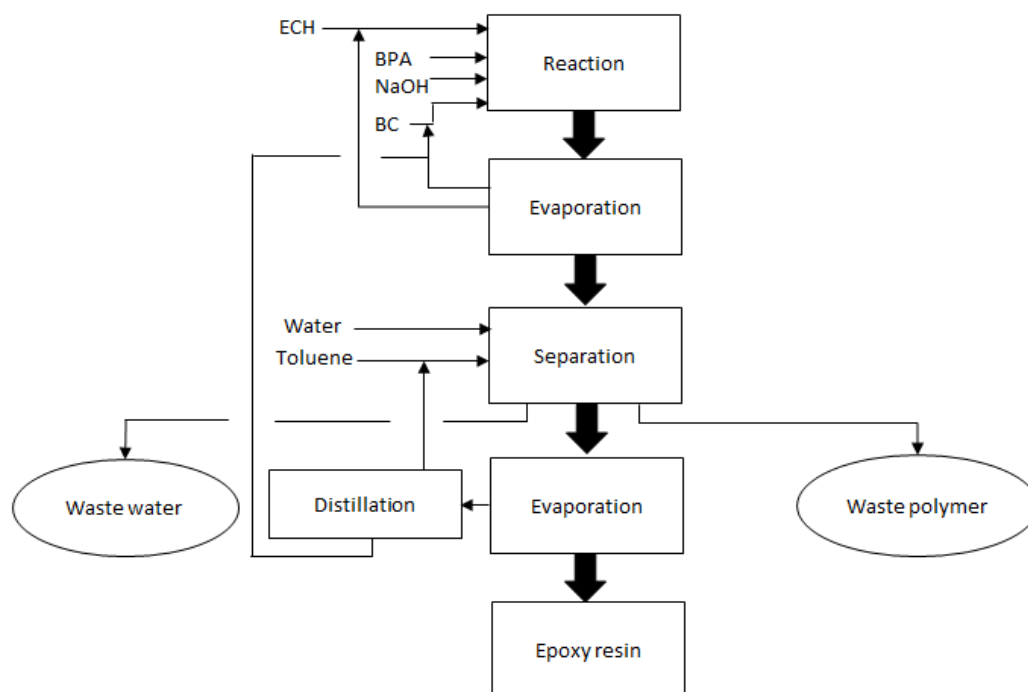


รูปที่ 1.2 แสดงกระบวนการผลิตอีพ็อกซี เรซิน แบบใช้ตัวทำละลายโทลูอีนและบิวทิล เซลโลโซลล์

จากเทคโนโลยีการผลิตอีพ็อกซี เรซินที่มีการใช้ตัวทำละลาย 2 ชนิดคือ โทลูอีน และบิวทิล เซลโลโซลล์ ดังกล่าว ส่งผลให้เป็นการเพิ่มภาระให้แก่หน่วยแยกอีพิคลอโรไฮดรินและบิวทิล เซลโล

โซลล์ กลับสู่ขั้นตอนก่อนเกิดปฏิกิริยาสมบูรณ์ (Pre-Reaction) ผลที่ตามมาคือไม่สามารถแยกบิวทิลเซลโลโซลล์ ออกจากกระบวนการนี้ได้ทั้งหมด ส่งผลให้ในขั้นตอนของการทำอีพ็อกซี เรซินให้บริสุทธิ์ (Refining) โดยการใช้ตัวทำละลายโทลูอิน มีการผสมกันกับสารบิวทิลเซลโลโซลล์ ละลายเป็นเนื้อเดียวกัน เป็นผลให้เป็นการเพิ่มภาระให้หน่วยแยกตัวทำละลายกลับไปใช้ใหม่ และตัวทำละลายโทลูอินที่นำกลับไปใช้ใหม่มีความบริสุทธิ์ลดน้อยลง (มีสารบิวทิลเซลโลโซลล์ปนเปื้อน) และที่สำคัญคือ การปนเปื้อนของตัวทำละลายบิวทิลเซลโลโซลล์ และโทลูอิน ในผลิตภัณฑ์อีพ็อกซี เรซินชนิดเหลวเกินกว่า 800 ส่วนในล้านส่วน และ 200 ส่วนในล้านส่วน ตามลำดับ เป็นผลให้ได้ผลิตภัณฑ์อีพ็อกซี เรซินชนิดเหลว ที่ไม่ได้มาตรฐาน (Off Specification) ตามที่ลูกค้าต้องการ

ด้วยปัญหาดังกล่าวที่เกิดขึ้นในกระบวนการผลิตอีพ็อกซี เรซินชนิดเหลวนั้น จึงได้มีการเพิ่มหน่วยในการกลั่นสารโทลูอิน และสารบิวทิลเซลโลโซลล์ ออกจากกันเพื่อลดปัญหาดังกล่าวที่เกิดขึ้น ดังรูปที่ 1.3



รูปที่ 1.3 แสดงกระบวนการผลิตอีพ็อกซี เรซิน แบบใช้ตัวทำละลายโทลูอินและบิวทิลเซลโลโซลล์ ที่มีหน่วยการกลั่นโทลูอินและบิวทิลเซลโลโซลล์

โดยหน่วยแยกตัวทำละลาย (De-Solvent) เป็นหน่วยที่แยกตัวทำละลายโทลูอินและบิวทิลเซลโลโซลล์ออกจาก อีพ็อกซี เรซินชนิดเหลว โดยใช้หอ Stripping ที่มีการให้ความร้อนโดยไอน้ำ ตัวทำละลายที่ออกจากหอ Stripping จะมีส่วนประกอบของโทลูอินอยู่ร้อยละ 78 โดยน้ำหนัก และ บิวทิล

เซลโลโซลวอยู่ร้อยละ 22 โดยน้ำหนัก ซึ่งมีปริมาณของผสมโทลูอินและบิวทิล เซลโลโซลวที่เกิดขึ้น 1.5 ตันต่อแบทช์ หรือ 12 ตันต่อวัน (8 แบทช์ต่อวัน)

ตั้งนั้นงานวิจัยนี้ได้มีการศึกษาหาสภาวะที่เหมาะสมของการกลั่นสารโทลูอิน และสารบิวทิล เซลโลโซลว ด้วยหอกกลั่นแบบแพค (Packed Distillation Column) ด้วยเหตุผลเพราะว่าหน่วยการกลั่นนี้เป็นหน่วยการกลั่นเดิมที่เลิกใช้งานแล้ว จึงมีการนำหน่วยการกลั่นเดิมนี้มาใช้ให้เกิดประโยชน์ เพื่อต้องการแยกตัวทำละลายบิวทิล เซลโลโซลว ออกตัวทำละลายโทลูอิน ที่ความบริสุทธิ์ของโทลูอินมากกว่าหรือเท่ากับร้อยละ 98 โดยน้ำหนัก และความบริสุทธิ์ของบิวทิล เซลโลโซลวมากกว่าหรือเท่ากับร้อยละ 97.5 โดยน้ำหนัก

ทั้งนี้เพื่อเพิ่มความบริสุทธิ์ของโทลูอินที่ใช้ในขั้นการทำเรซินให้บริสุทธิ์ และสามารถนำตัวทำละลายบิวทิล เซลโลโซลว กลับไปใช้ใหม่ในกระบวนการผลิต อีกทั้งยังลดภาระแก่หน่วยแยกตัวทำละลาย (De-Solvent) เพื่อมิให้ตัวทำละลายทั้งสองชนิดนี้ปนเปื้อนไปในผลิตภัณฑ์ และลดการสูญเสียตัวทำละลายบิวทิล เซลโลโซลวคิดเป็นจำนวนเงินประมาณปีละ 12 ล้านบาท อีกทั้งยังแก้ปัญหาการตำหนิและการไม่รับผลิตภัณฑ์อีพ็อกซี เรซินชนิดเหลวจากลูกค้า

1.2 วัตถุประสงค์ของงานวิจัย

เพื่อศึกษาสภาวะที่เหมาะสมของการกลั่นแยกสารโทลูอินและบิวทิล เซลโลโซลวในกระบวนการผลิตอีพ็อกซี เรซินชนิดเหลว

1.3 ขอบเขตการศึกษางานวิจัย

1. ศึกษาสภาพการกลั่นปัจจุบันที่สภาวะสุญญากาศ ($P < 0$ บาร์เกจ)
2. ศึกษาหาสภาวะที่เหมาะสมในการกลั่นตัวทำละลายสองชนิดนี้ด้วยการทดลอง
3. เปรียบเทียบผลการทดลองของการกลั่นตัวทำละลายสองชนิดนี้กับแบบจำลองทางคอมพิวเตอร์
4. ศึกษาหาสภาวะที่เหมาะสมในการกลั่นตัวทำละลายสองชนิดนี้ด้วยวิธีการออปติไมเซชัน

1.4 แผนงานวิจัย

1. ทำการกลั่นความดันสุญญากาศ -0.47 บาร์เกจ (400 มิลลิเมตรปรอท) เพื่อเป็นข้อมูลเบื้องต้นต่อการทำออปติไมซ์ (Optimization) หอกกลั่นด้วยการเปลี่ยนแปลงตัวแปรอื่นๆต่อไป
2. ศึกษาผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนการป้อนกลับ (Reflux ratio) 6 ค่า คือ 0.2, 0.24, 0.34, 0.42, 0.54 และ 0.73 ต่อความบริสุทธิ์ของตัวทำละลายโทลูอินและ

- บิวทิล เซลโลโซลล์และดูการเปลี่ยนแปลงของค่าพลังงานความร้อน (Heat duty) ที่เครื่องให้ความร้อนซ้ำ (Reboiler) และเครื่องควบแน่น (Condensor)
3. ศึกษาผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราการไหลของสารป้อนเข้าหอกลิ้น (Feed flow rate) 6 ค่า คือ 100, 120, 140, 160, 180 และ 200 กิโลกรัมต่อชั่วโมง ต่อความบริสุทธิ์ของตัวทำละลายโทลูอินและบิวทิล เซลโลโซลล์และดูการเปลี่ยนแปลงของค่าพลังงานความร้อน (Heat duty) ที่เครื่องให้ความร้อนซ้ำ (Reboiler) และเครื่องควบแน่น (Condensor)
 4. ทำการเปรียบเทียบผลการทดลองจากหัวข้อที่ 2 และ 3 กับแบบจำลองทางคอมพิวเตอร์ด้วยโปรแกรม ASPEN PLUS V7.0
 5. ทำการออปติไมซ์กระบวนการด้วยโปรแกรม ASPEN PLUS V7.0
 6. วิเคราะห์และสรุปผลจากการกลั่น

1.5 ผลที่คาดว่าจะได้รับ

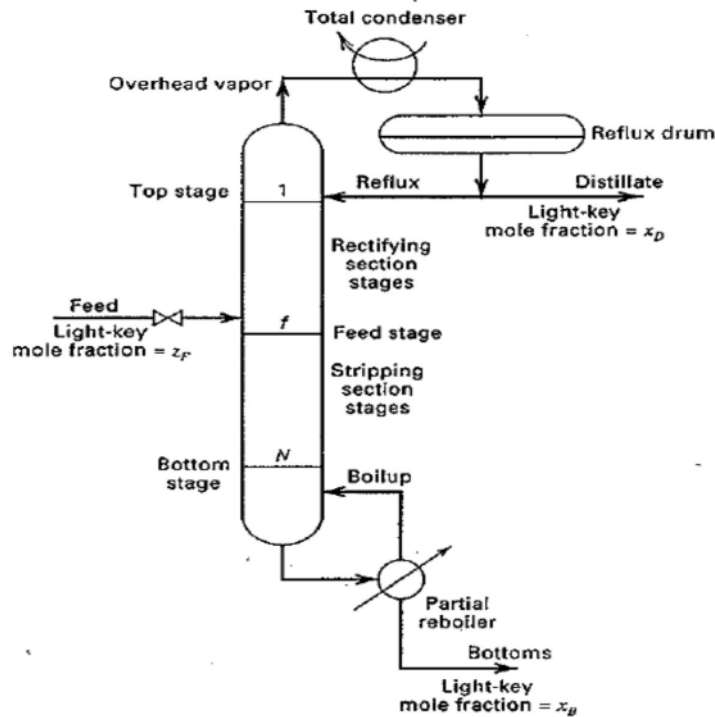
1. ได้สภาวะที่เหมาะสมของการกลั่นสารผสมโทลูอินและบิวทิล เซลโลโซลล์
2. สามารถลดต้นทุนในการกลั่นสารผสมโทลูอินและบิวทิล เซลโลโซลล์

บทที่ 2
ทฤษฎีและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

2. ทฤษฎี

2.1 ทฤษฎีการกลั่นสารสององค์ประกอบ (Binary Distillation Theory)

รูปของ McCabe-THIELE อธิบายถึงการกลั่นแยกของผสมสองชนิดดังรูปที่ 2.1



รูปที่ 2.1 แสดงแผนภาพของหอกลั่นแบบสองสาร (Binary Distillation) ด้วยการใช้น Total condenser และ Partial reboiler

[2] J.D. Seader และ Ernest J. Henley, Separation Process Principles, Chapter 7, P. 256, John Wiley & Sons, Inc.

โดยในสารป้อนเข้าหอกลั่น (F) ประกอบด้วยสารที่ระเหยง่าย (More-volatile) คือ Light key, LK และสารที่ระเหยยาก (Less-volatile) คือ Heavy key, HK โดยที่สารป้อนนั้นอาจจะเป็นของเหลว ไอ หรือเป็นทั้งของเหลวและไอ

โดยความยากง่ายของการแยกสารออกจากกันจะขึ้นอยู่กับค่า Relative volatility, $\alpha_{1,2}$, ของสารผสมนั้น ๆ ดังนี้ ($LK = 1, HK = 2$)

$$\text{โดยที่ } K_1 = \frac{y_1}{x_1} \text{ และ } K_2 = \frac{y_2}{x_2} \quad \alpha_{1,2} = \frac{K_1}{K_2}$$

ถ้าสารผสมสองชนิดเป็นสารผสมอุดมคติและเป็นไปกฎของก๊าซอุดมคติในสถานะก๊าซ สามารถใช้กฎของ Raoult ในการหาค่า K ดังนี้

$$K_1 = \frac{P_1^s}{P_1} \quad \text{และ} \quad K_2 = \frac{P_2^s}{P_2}$$

เมื่อ P_1^s คือความดันไอของสาร 1 ณ อุณหภูมินั้นๆ

P_2^s คือความดันไอของสาร 2 ณ อุณหภูมินั้นๆ

ดังนั้นค่า Relative volatility คือ $\alpha_{1,2} = \frac{P_1^s}{P_2^s}$ ซึ่งเมื่ออุณหภูมิสูงขึ้น ค่า Relative volatility จะลดลง และเมื่อค่า Relative volatility มีค่าเท่ากับ 1 นั้น สารแยกสารออกจากกันจะไม่สามารถกระทำได้เลย

ค่า Relative volatility สามารถหาได้ในรูปของสมดุลไอ-ของเหลว สำหรับสารผสมสององค์ประกอบเป็นดังนี้

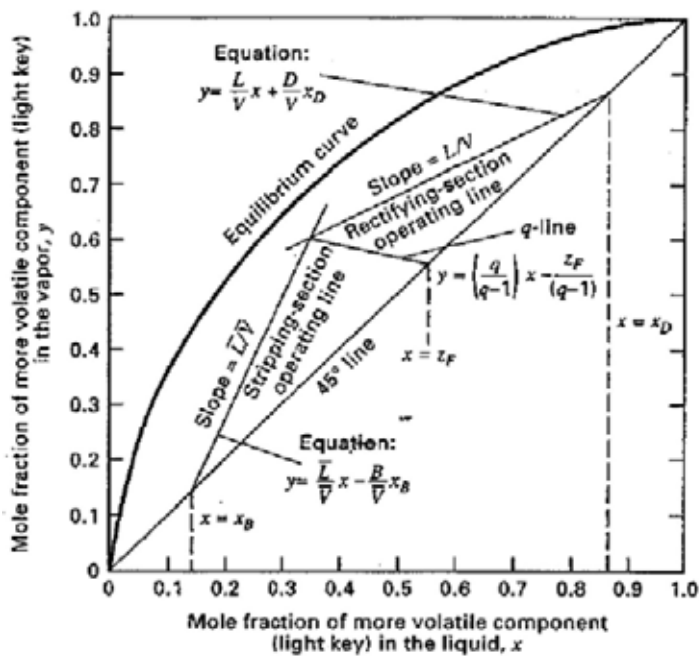
$$\alpha_{1,2} = \frac{y_1/x_1}{y_2/x_2} = \frac{y_1(1-y_2)}{x_2(1-y_2)}$$

จัดรูปในรูปของ y_1

$$y_1 = \frac{\alpha_{1,2}x_1}{1 + x_1(\alpha_{1,2} - 1)}$$

จากรูปที่ 2.1 เขียนสมดุลมวลได้ดังนี้

$$FZ_F = X_D D + X_B B \quad \text{แต่} \quad B = F - D \quad \text{ดังนั้น} \quad FZ_F = X_D D + X_B (F - D)$$



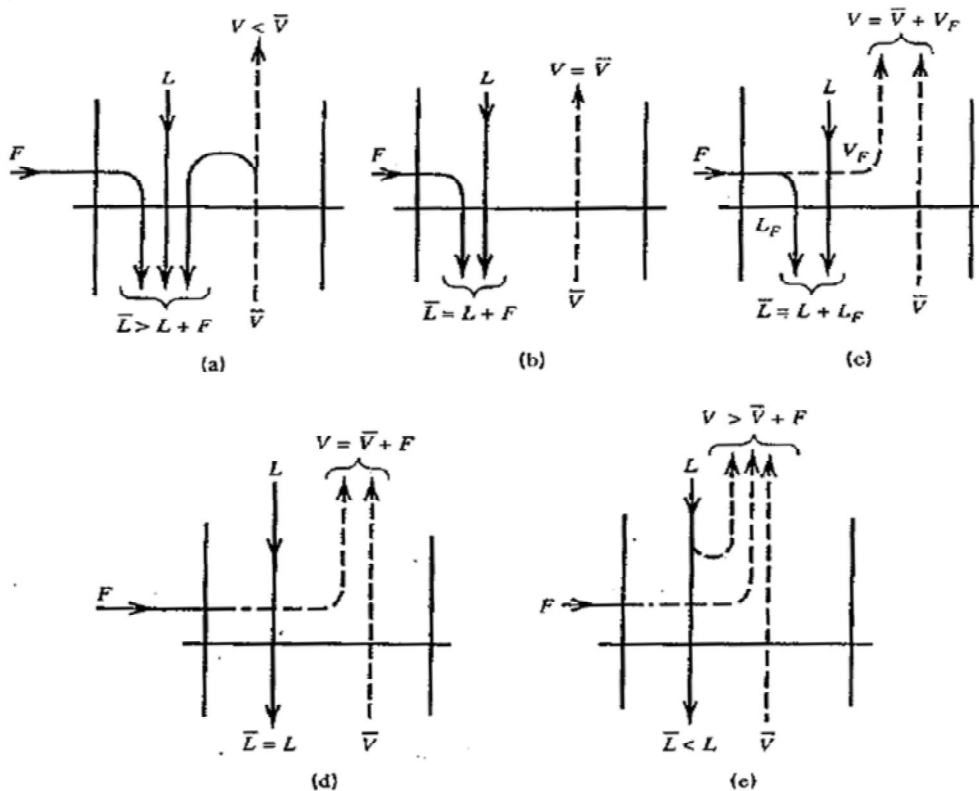
รูปที่ 2.2 แผนภาพแสดงสัดส่วนโมลขององค์ประกอบ light key ในเฟสของเหลวและแก๊สตามทฤษฎีของ McCabe-Thiele

[3] J.D. Seader และ Ernest J. Henley, Separation Process Principles, Chapter 7, P. 257, John Wiley & Sons, Inc.

รูปที่ 2.2 แสดงเส้นสมดุล เส้นของส่วน Rectification เส้นของส่วน Stripping และเส้นของสารป้อน หรือสภาวะของสารป้อน

การพิจารณาดำแหน่งของสารป้อน (Feed-Stage Considerations)

รูปที่ 2.3 แสดงถึงสภาวะที่เป็นไปได้ของสารป้อน



รูปที่ 2.3 : สภาวะต่างๆของสารป้อน: (a) Subcooled-liquid feed; (b) Bubble-point liquid feed; (c) Partially vaporized feed; (d) Dew-point vapor feed และ (e) Superheated-vapor feed

[4] J.D. Seader และ Ernest J. Henley, Separation Process Principles, Chapter 7, P. 260, John Wiley & Sons, Inc.

ถ้าสภาวะของสารป้อนเป็น Bubble-point liquid ดังรูป 2.5(b) คือจะเป็นการเพิ่ม reflux ที่ลงมา จากชั้นบน ถ้าสภาวะของสารป้อนเป็น Dew-point vapor ดังรูป 2.5(d) คือจะเป็นการเพิ่มไอน้ำ boilup ที่มาจากชั้นที่ต่ำกว่า ส่วนที่กรณีของสารป้อนที่สภาวะ (a) และ (e) ค่า boilup ratio และค่า

reflux ratio จะไม่สัมพันธ์กับสมดุลมวลเพียงอย่างเดียว ต้องพิจารณาถึงสมดุลพลังงานที่จะเปลี่ยน จากความร้อนสัมผัสไปเป็นความร้อนแฝงของการกลายเป็นไอของการเปลี่ยนสถานะ ดังนั้นจึงต้อง พิจารณาในรูปค่า q ที่เป็นสัดส่วนของการเพิ่มขึ้นของอัตราการไหลของ reflux ที่ผ่านแต่ละชั้นต่อ อัตราการป้อนสารเข้าหอกลับ

หรือโดยสมดุลมวลรอบชั้นสารป้อน

$$q = 1 + \frac{(\bar{V} - V)}{F}$$

โดยค่า q ของแต่ละสภาวะแสดงดังนี้

Feed condition	q
Subcooled liquid	> 1
Bubble-point liquid	1
Partially vaporized	$LF/F = 1 - \text{molar fraction vaporized}$
Dew-point vapor	0
Superheated vapor	< 0

โดยค่า q ของสภาวะ Subcooled liquid และ Superheated vapor สามารถหาได้ดังสมการ

$$q = \frac{\Delta H^{vap} + C_{PL}(T_b - T_F)}{\Delta H^{vap}} \quad \text{และ} \quad q = \frac{C_{PV}(T_d - T_F)}{\Delta H^{vap}} \quad \text{ตามลำดับ}$$

เมื่อ ΔH^{vap} คือ ค่าความร้อนของการกลายเป็นไอของสารผสม

\bar{C}_{PL} คือ ค่าความจุความร้อนของเหลวของสารผสม

\bar{C}_{PV} คือ ค่าความจุความร้อนไอของสารผสม

T_b คือ Bubble temperature ณ สภาวะอุณหภูมิสารป้อน

T_d คือ Dew point temperature ณ สภาวะอุณหภูมิสารป้อน

T_F คือ อุณหภูมิสารป้อน

ส่วนค่า q ในช่วง 0 ถึง 1 สามารถหาได้จากสมการดังนี้

$$q = \left[\frac{H_V - H_F}{H_V - h_L} \right]$$

ที่ H_V คือ ค่าเอนทาลปีจำเพาะของสารป้อน ณ สภาวะ dew point (Saturated vapor)

H_F คือ ค่าเอนทาลปีจำเพาะของสารป้อน ณ สภาวะที่ป้อนสาร

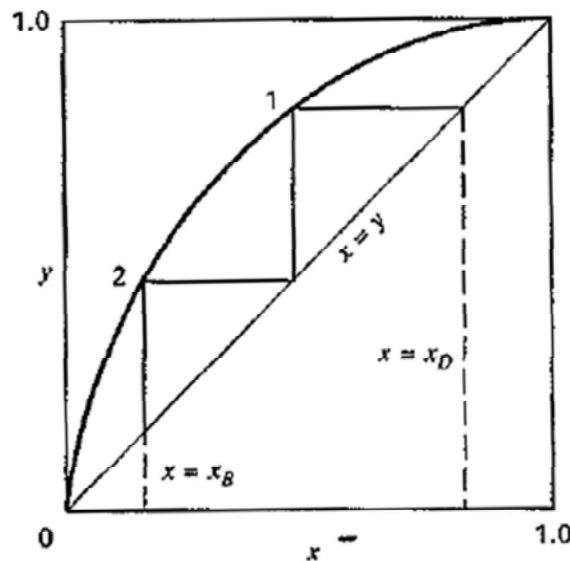
h_L คือ ค่าเอนทาลปีจำเพาะของสารป้อน ณ สภาวะ bubble point (Saturated liquid)

$H_V - H_F$ คือ ค่าความร้อนที่ระเหยสารป้อน 1 กิโลกรัมกลายเป็นไอ ณ สภาวะที่ป้อนสาร

$H_V - h_L$ คือ ค่าความร้อนแฝงของการกลายไอของสารป้อน

จำนวนขั้นสมดุลต่ำสุด (Minimum Number of Equilibrium Stages)

เมื่อค่า Reflux ratio เพิ่มขึ้น ค่าความชันของเส้น Rectification จะเพิ่มขึ้นจากค่า $L/V < 1$ ไปจนถึงค่า $L/V = 1$ ผลที่ตามมาคือค่า Boilup ratio และความชันของเส้น Stripping ลดลงจาก $L/V > 1$ ไปจนถึงค่า $L/V = 1$ จึงทำให้เส้น Rectification และเส้น Stripping อยู่ที่เส้น 45° ดังรูปที่ 2.4 สภาวะเช่นนี้จะเกิด Total reflux ที่ $L = V$, $D = B = 0$ และของเหลวที่กลั่นตัวจากเครื่องควบแน่นจะกลับเข้าหอกลั่นหมด และของเหลวจากกันหอกลั่นจะถูกให้ความร้อนแล้วกลับเข้าหอกลั่นหมด



รูปที่ 2.4 แสดงจำนวนขั้นต่ำสุดที่ Total Reflux

[5] J.D. Seader และ Ernest J. Henley, Separation Process Principles, Chapter 7, P. 263, John Wiley & Sons, Inc.

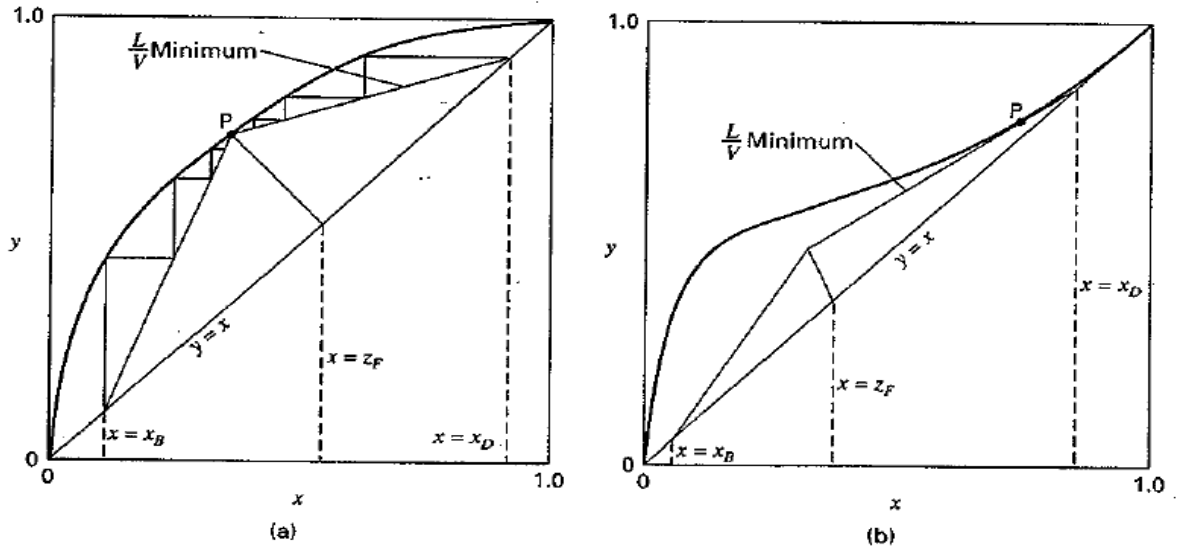
ใช้สมการของ Fenske ในการหา N_{min} ดังนี้

$$N_{min} = \frac{\ln[(X_{Di} / X_{Bi}) / (X_{Dj} / X_{Bj})]}{\ln \alpha_{ij}}$$

อัตราการป้อนกลับต่ำสุด (Minimum Reflux Ratio)

เมื่อค่า Reflux ratio จากสภาวะ Total reflux จุดตัดของเส้น Rectification และเส้น Stripping และเส้น q จะเลื่อนจากเส้น 45° ขึ้นไปหาเส้นสมดุล จำนวนขั้นที่ต้องการก็เพิ่มมากขึ้น

สำหรับของผสมสองชนิดอุดมคติ จะเป็นดังรูป 2.5(a) ที่จุดตัดอยู่ที่จุด P จำนวนชั้นที่อนันต์ เป็นจำนวนที่ต้องการในการหาจำนวนชั้นในแต่ละส่วน จุด P จึงเรียกว่า Pinch point



รูปที่ 2.5 แสดงค่าต่ำสุดของอัตราส่วนป้อนกลับที่ชั้นอนันต์ (a) ระบบอุดมคติ pinch point อยู่ที่ชั้นสารป้อน (b) ระบบไม่เป็นอุดมคติ pinch point อยู่เหนือชั้นสารป้อน

[6] J.D. Seader และ Ernest J. Henley, Separation Process Principles, Chapter 7, P. 263, John Wiley & Sons, Inc.

สำหรับสารผสมสองชนิดที่ไม่เป็นสารไม่อุดมคติอย่างมาก จุด Pinch point อาจจะอยู่สูงกว่าหรือต่ำกว่าชั้นป้อนสารก็ได้ดังรูป 2.4(b) ที่เส้น Rectification ตัดเส้นสมดุลก่อนที่มาถึงชั้นป้อนสาร ความชันนี้จะไม่สามารถลดลงได้ การหาค่าต่ำสุดของอัตราส่วนป้อนกลับดังสมการ

$$R_m = \frac{1}{\alpha - 1} \left[\frac{X_D}{X_F} - \alpha(1 - X_D)/(1 - X_F) \right]$$

จำนวนชั้นที่สภาวะอัตราส่วนการป้อนกลับ (Number of plate at operating reflux)

จำนวนชั้นที่สภาวะอัตราส่วนการป้อนต่างๆสามารถหาได้จากสมการของ Gilliland ดังนี้

$$\frac{N - N_{\min}}{N + 1} = 1 - \exp \left[\left(\frac{1 + 54.4\psi}{11 + 117.2\psi} \right) \left(\frac{\psi - 1}{\psi^{0.5}} \right) \right]$$

ที่

$$\psi = \left[\frac{R - R_{\min}}{R + 1} \right]$$

Condenser and Reboiler Duties

สมดุลพลังงานตลอดทั้งหอกลับเป็นดังสมการ

$$Fh_F + Q_R = Dh_D + Bh_B + Q_C + Q_{loss}$$

ส่วนสมดุลพลังงานของ Total condenser จะเป็น

$$Q_C = D(R+1)\Delta H^{vap}$$

ΔH^{vap} คือค่าเฉลี่ยของค่าความร้อนแฝงของการกลายเป็นไอของสองชนิด

ส่วนสมดุลพลังงานของ Partial condenser จะเป็น

$$Q_C = DR\Delta H^{vap}$$

ส่วนสมดุลพลังงานของ Partial reboiler จะเป็น

$$Q_R = BV_B \Delta H^{vap}$$

การใช้พลังงาน (Energy consumption) จากไอน้ำ

$$Q_R = \dot{m} \lambda_s$$

λ_s คือความร้อนแฝงของการกลายเป็นไอของไอน้ำ

\dot{m} คืออัตราการไหลของไอน้ำ

Feed Preheat

อุณหภูมิของสารป้อนเข้าหอกลับอาจไม่จำเป็นเท่ากับอุณหภูมิภายในหอกลับ แต่สิ่งควรหลีกเลี่ยงคือสารป้อนไม่ควรมีสถานะเป็น Subcooled liquid หรือ Superheated vapor ดังนั้น อาจจะต้องมีการให้ความร้อนแก่สารป้อนเพื่อให้มีอุณหภูมิที่เหมาะสมสำหรับสารป้อน

Rated-Based Method For Packed Columns

สำหรับความไม่ให้เกิดการกระจายตัวได้ดีของเหลว นั้น Packed column จึงถูกใช้ขึ้น โดย Packed column นั้นจะเหมาะกับหอกลับที่มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางน้อยๆ และเหมาะกับการกลั่นในสถานะสุญญากาศ โดยหอกลับแบบ Packed column จะมีความดันตลอดหอกลับน้อยกว่าหอกลับแบบเพลท แต่มีข้อเสียตรงที่การสัมผัสกันของไอและของเหลว นั้นอาจจะไม่ค่อยดี

Height equivalent to a theoretical plate (HETP) ถูกใช้ในการออกแบบหอกลับแบบเพลท (Packed column) โดยมีนิยามว่า จำนวนของความสูงของเพลท (Packing height) มีค่าเท่ากับผลคูณของจำนวนชั้นกับค่า HETP

ความเร็วในการเกิด flooding (Flooding velocity)

หอกลิ้นแบบเพลท (Plate distillation column)

การหาค่า flooding velocity ของการกลั่นหาได้จากสมการดังนี้

$$u_{\text{flood}} = C \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}}$$

$$C = F_{ST} F_F F_{HA} C_{sb}$$

โดยที่ ρ_L คือ ความหนาแน่นของของเหลว (kg/cm^2)

ρ_V คือ ความหนาแน่นของแก๊ส (kg/cm^2)

F_{ST} คือ Surface tension factor = $(\sigma/20)^{0.2}$

σ คือ แรงตึงผิว (dyne/cm)

F_F คือ Foam factor (=1 สำหรับหอกลิ้นทั่วไป)

F_{HA} คือ Hole factor (=1 สำหรับ sieve tray ที่ $A_h/A_a > 0.10$)

(= $5(A_h/A_a) + 0.5$ สำหรับ $0.06 < A_h/A_a < 0.1$)

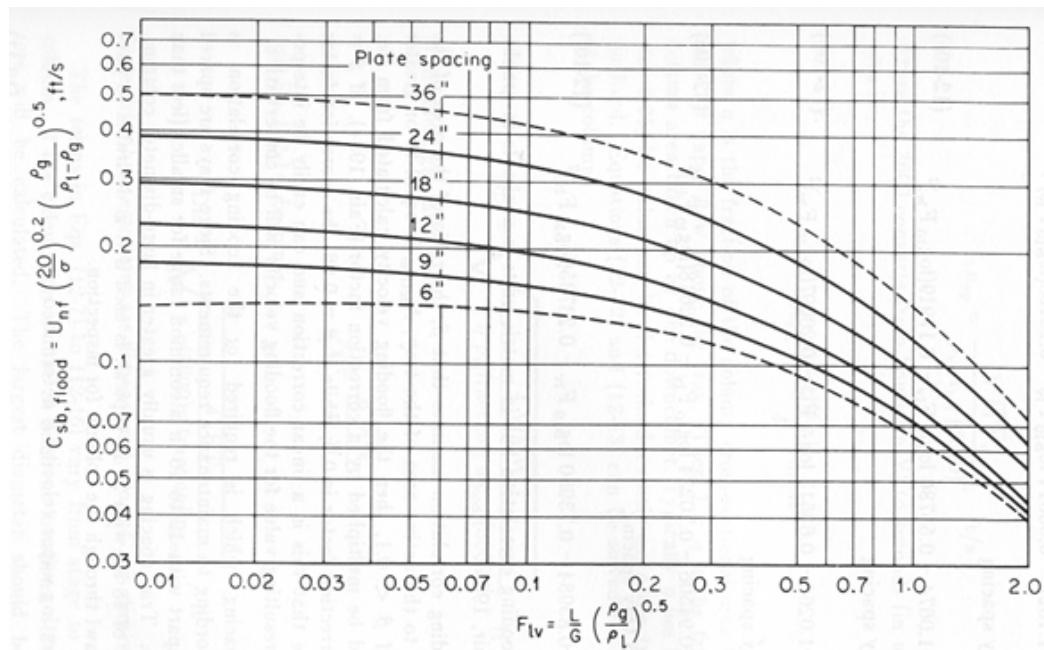
ที่ A_h คือ พื้นที่ของรูบนเพลท (hole area of tray)

A_a คือ พื้นที่ Active บนเพลท (active area of tray) = $A_T - 2A_d$

A_d คือ downcomer area

A_T คือ Tower inside cross-sectional area

$$A_d/A_T = \begin{cases} 0.1 & F_{lv} \leq 0.1 \\ 0.1 + (F_{lv} - 0.1)/9 & 0.1 \leq F_{lv} \leq 1.0 \\ 0.2 & F_{lv} \geq 1.0 \end{cases}$$



รูปที่ 2.6 Capacity factor C_{sb} for flooding of sieve trays.

[7] Fair และ Mathew (1958), Reprinted with permission from Petroleum Refiner, 37 (4), 153 (1958)

เส้นผ่านศูนย์กลางกลางของหอกันแบบเพลท (Column diameter)

เส้นผ่านศูนย์กลางกลางของหอกันแบบเพลท สามารถหาได้จากสมการดังนี้

$$D_T = \left[\frac{4G}{f(U_f)\pi(1 - (A_d/A_T))\rho_G} \right]^{1/2}$$

- โดย D_T คือ เส้นผ่านศูนย์กลางกลางของหอกัน (m)
 G คือ อัตราการไหลของแก๊ส (kg/s)
 U_f คือ Flooding velocity (m/s)
 f คือ สัดส่วนของ vapor flooding velocity (0.75 to 0.85)

หอกันแบบแพ็ค (Packed distillation column)

การหาค่า flooding velocity ของการกลั่นหาได้จากสมการดังนี้

$$u_{\text{flood}} = \sqrt{\frac{(Y)(g)(\rho_{\text{H}_2\text{O}(l)}/\rho_{\text{G}_L})}{F_p f\{\rho_L\} f\{\mu_L\}}}$$

$$Y = \exp[-3.7121 - 1.0371(\ln F_{LG}) - 0.1501(\ln F_{LG})^2 - 0.007544(\ln F_{LG})^3]$$

$$F_{LG} = \left(\frac{L}{G}\right)\left(\frac{\rho_G}{\rho_L}\right)^2$$

$$f\{\rho_L\} = -0.8787 + 2.6776\left(\frac{\rho_{H_2O}}{\rho_L}\right) - 0.6316\left(\frac{\rho_{H_2O}}{\rho_L}\right)^2$$

สำหรับสัดส่วนความหนาแน่น $\left(\frac{\rho_{H_2O}}{\rho_L}\right)$ จาก 0.65 ถึง 1.4

$f\{\mu_L\} = 0.96(\mu_L^{0.19})$ สำหรับความหนืดของเหลว จาก 0.3 ถึง 20 cP

โดยที่ ρ_L คือ ความหนาแน่นของของเหลว (kg/cm^3)

ρ_G คือ ความหนาแน่นของแก๊ส (kg/cm^3)

g คือ $32.2 \text{ ft}/\text{s}^2$

U_{flood} คือ ความเร็ว flooding (ft/s)

F_P คือ Packing factor (ft^2/ft^3) (จากตาราง)

Type Packing	Material	Nominal Diameter, D_P (in.)	Packing Factor, F_P (ft^2/ft^3)
Raschig rings	Ceramic	1.0	157
		2.0	58
		3.0	33
Raschig rings	Metal	1.0	165
		2.0	71
		3.0	40
Intalox saddles	Ceramic	1.0	92
		2.0	30
		3.0	15
Intalox saddles	Plastic	1.0	36
		2.0	25
Pall rings	Metal	1.0	56
		1.5	29
		2.0	27
		3.5	16
Pall rings	Plastic	1.0	53
		2.0	25
		3.5	15

เส้นผ่านศูนย์กลางของหอกันแบบแพ็ค (Column diameter)

เส้นผ่านศูนย์กลางของหอกันแบบแพ็ค สามารถหาได้จากสมการดังนี้

$$D_T = \left[\frac{4G}{f(U_f)\pi\rho_G} \right]^{1/2}$$

- โดย D_T คือ เส้นผ่านศูนย์กลางของหอกัน (เมตร)
 G คือ อัตราการไหลของแก๊ส (กิโลกรัมต่อวินาที)
 U_f คือ Flooding velocity (เมตรต่อวินาที)
 f คือ สัดส่วนของ vapor flooding velocity (0.7)

สรุปว่าจากการที่ทำการศึกษาทฤษฎีของการกลั่น พบว่ามีตัวแปรที่สำคัญสำหรับประสิทธิภาพการกลั่นดังนี้

1. จำนวนเพลท
2. อุณหภูมิของสารป้อน
3. ความดันของสารป้อน
4. อัตราส่วนการป้อนกลับ
5. ความดันภายในหอกัน
6. อัตราการไหลของสารป้อน
7. Column internal (Tray หรือ/และ Packing)

2.1.1 ทฤษฎีทางเทอร์โมไดนามิกส์ที่เกี่ยวข้องกับการกลั่น

2.1.1.1 ทฤษฎีทางเทอร์โมไดนามิกส์ทั่วไป

กฎของดาลตันกล่าวว่าไว้ว่าความดันรวมมีค่าเท่ากับผลรวมของความดันย่อยของสารแต่ละตัวในสถานะแก๊ส

กฎของดาลตันสำหรับสถานะแก๊ส: $P_A = y_A P_T$

P_A คือความดันย่อยของสาร A, y_A คือสัดส่วนโมลของสาร A, P_T คือความดันรวม
 กฎของราอูลท์กล่าวว่าไว้ว่าความดันไอของสารละลายอุดมคติขึ้นอยู่กับความดันไอของสารแต่ละตัวและสัดส่วนโมลของสารแต่ละตัวในสารละลาย

กฎของราอูลท์สำหรับสถานะของเหลว: $P_A = x_A P_{VP,A}$

P_A คือความดันย่อยของสาร A , $x_A =$ สัดส่วนของเหลวของสาร A

$P_{VP,A}$ คือความดันไอของสาร A

จากกฎของดาลตันและกฎของราอูลจะได้สมการดังนี้

$$P_T = x_A P_{VP,A} + x_B P_{VP,B} + \dots$$

$$x_A = \left(\frac{P_T - P_{VP,B}}{P_{VP,A} - P_{VP,B}} \right)$$

โดยที่ค่าความดันสารที่อุณหภูมิต่างๆสามารถหาได้จากสมการของ Antoine ดังนี้

$$\ln(P) = a + b + \frac{d \ln(T)}{c + T} + e(T)^f$$

โดยที่ P คือความดันในหน่วยกิโลปาสกาล (kPa) และ T คืออุณหภูมิในหน่วยเคลวิน (K)

a, b, c, d, e และ f เป็นค่าสัมประสิทธิ์ของสารแต่ละชนิด

จากความสัมพันธ์ของกฎของดาลตันและกฎของราอูลท์ จะใช้สร้างกราฟ T-xy และกราฟ xy สำหรับเส้นสมดุลของสารเพื่อใช้ในการหาจำนวนชั้นของหอกลั่นต่อไป

2.1.1.2 ทฤษฎีทางเทอร์โมไดนามิกส์ที่เกี่ยวกับสารผสมของงานวิจัย

ข้อมูลคุณสมบัติทางกายภาพและทางเคมีของโทลูอินและบิวทิล เซลโลโซลว์ ดังตารางที่ 2.1

ตารางที่ 2.1 คุณสมบัติทางกายภาพและทางเคมีของโทลูอินและบิวทิล เซลโลโซลว์

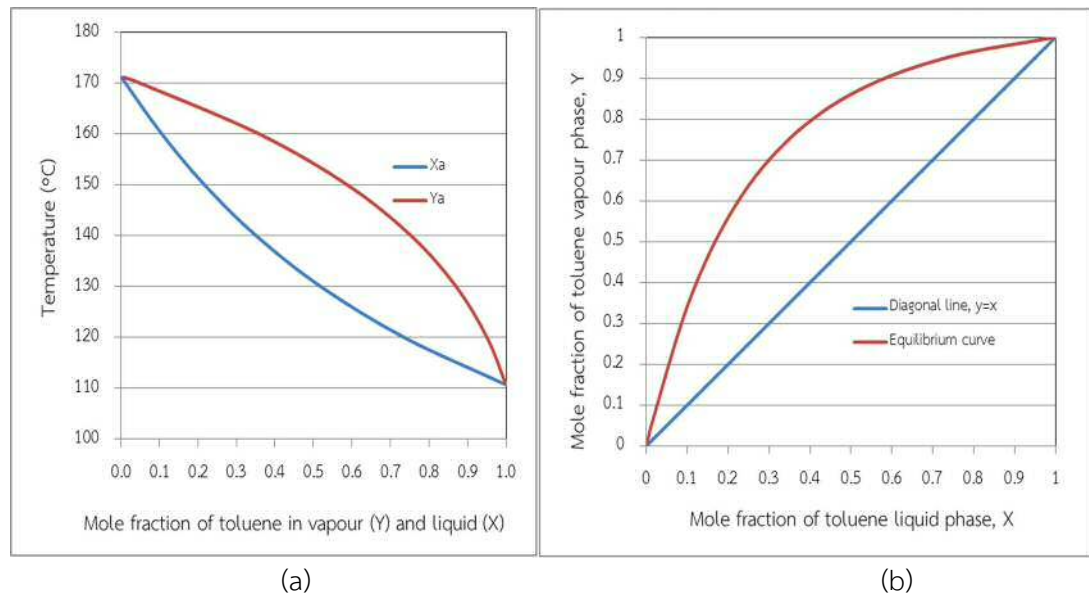
คุณสมบัติทางกายภาพ		สารเคมี	
		โทลูอิน	บิวทิล เซลโลโซลว์
สถานะ	หน่วย	ของเหลว	ของเหลว
จุดเดือดที่ความดันบรรยากาศ	องศาเซลเซียส	110.75	171.2
จุดหลอมเหลว	องศาเซลเซียส	-95	-70
ความดันไอที่ 20 องศาเซลเซียส	มิลลิเมตรปรอท	21.85	0.58
ความถ่วงจำเพาะ	-	0.886	0.9

ทำศึกษาสารผสมระหว่างโทลูอินและบิวทิล เซลโลโซลว์ ด้วยการวาดกราฟ T-xy และ xy ของสารผสมโทลูอินและบิวทิล เซลโลโซลว์ ด้วยกฎของดาลตันและกฎของราอูลท์ และหาค่า Relative volatility ของโทลูอินและบิวทิล เซลโลโซลว์ ดังตารางที่ 2.2

ตารางที่ 2.2 ค่าความดันไอของโทลูอินและบิวทิล เซลโลโซลล์ที่อุณหภูมิต่างๆ

อุณหภูมิ		ความดันไอ			
		โทลูอิน (A)		บิวทิล เซลโลโซลล์ (B)	
องศาเซลเซียส	เคลวิน	กิโลปาสกาล	มิลลิเมตรปรอท	กิโลปาสกาล	มิลลิเมตรปรอท
110.75	383.9	101.63	762.27	13.22	99.18
120	393.15	131.18	983.95	18.94	142.04
130	403.15	170.26	1277.05	27.31	204.81
140	413.15	217.80	1633.64	38.56	289.21
150	423.15	274.95	2062.32	53.43	400.74
160	433.15	342.92	2572.15	72.78	545.86
170	443.15	422.98	3172.62	97.61	732.16
171	444.15	431.70	3238.03	100.44	753.38
171.2	444.35	433.46	3251.24	101.02	757.69

จากตารางที่ 2.2 คำนวณหาค่า Relative volatility ของสารผสมโทลูอินและบิวทิล เซลโลโซลล์ มีค่าเท่ากับ $4.89 > 1.1$ ณ สภาวะความดันบรรยากาศ



รูปที่ 2.7 (a) แสดงกราฟ T-xy ของสารผสมโทลูอินและบิวทิล เซลโลโซลล์ และ (b) แสดงเส้น Operating ของสารผสมโทลูอินและบิวทิล เซลโลโซลล์

จากรูปที่ 2.7 พบว่าสารผสมระหว่างโทลูอินและบิวทิล เซลโลโซลล์ ไม่เป็นสารแอซิโโทรปซึ่งกัน ดังนั้นสารผสมระหว่างโทลูอินและบิวทิล เซลโลโซลล์ สามารถแยกออกกันได้ด้วยวิธีการกลั่นธรรมดา (Conventional distillation)

2.1.2 งานวิจัยที่เกี่ยวข้องกับการกลั่นสารสององค์ประกอบ

A. Bonsfills และ L. Puigjaner ได้ทำการศึกษาการกลั่นสารผสม เมทานอลกับน้ำ ใน Pilot scale เพื่อยืนยันผลการทดลองกับการแบบจำลองด้วยโปรแกรม Pro/II โดยในการทดลองใช้ หอกกลั่นแบบชั้นจำนวน 15 ชั้น ความสูง 3.75 เมตร เส้นผ่านศูนย์กลางภายใน 50 มิลลิเมตร หอกกลั่น มีเครื่องต้มซ้ำเท่ากับ 1400 วัตต์ และใช้เครื่องควบแน่นแบบรวม (Total Condenser) ด้วยการให้ความร้อนแก่หอกกลั่นที่ 466.7 และ 933.3 วัตต์ โดยในสำหรับแต่ละค่าความร้อนที่ให้แก่หอกกลั่น ค่า อัตราส่วนป้อนกลับ (Reflux ratio) จะอยู่ที่ 1, 1.5, 2, 2.5 และ 3 ตามลำดับ ส่วนประกอบของสาร ป้อนมี 20% โดยโมลของเมทานอล และ 80% โดยโมลของน้ำ หอกกลั่นทำงานที่ความดันบรรยากาศ 0 บาร์เกจ ผลการทดลองพบว่าที่ค่าพลังงานความร้อน (Heat duty) 933.3 วัตต์ จะได้อัตราการ ไหลของส่วนที่กลั่นได้ (Distillate) ที่เพิ่มขึ้น และได้เมทานอลที่บริสุทธิ์ในส่วนที่กลั่นได้เพิ่มขึ้นเมื่อ เปรียบเทียบกับที่ค่าพลังงานความร้อน (Heat duty) 466.7 วัตต์ ดังนั้นจึงสรุปได้ว่าที่ Reflux ratio เท่ากับ 3 และที่ค่าพลังงานความร้อน (Heat duty) เท่ากับ 933.3 วัตต์จะได้ความบริสุทธิ์ของเมทานอลที่สูงและได้เมทานอลมาก และทำการเปรียบเทียบผลการทดลองกับแบบจำลองด้วยโปรแกรม Pro/II พบว่า ที่ค่าอัตราส่วนการป้อนสูงให้ผลการเปรียบกับแบบจำลองจำลองได้แม่นยำ ด้วยการคงที่ค่า relative volatility

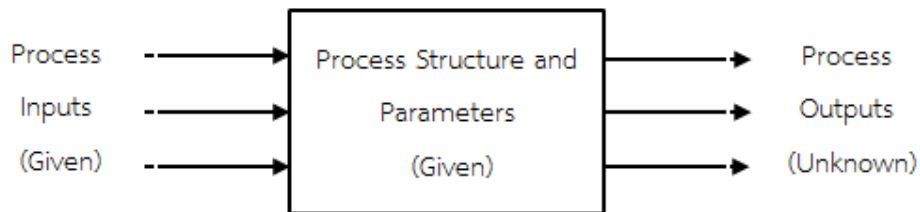
จากงานวิจัยนี้สรุปได้ว่าที่ค่าทดลองที่ค่าอัตราส่วนการป้อนกลับสูง จะได้เมทานอลที่มีความบริสุทธิ์มากกว่าที่ค่าอัตราส่วนการป้อนกลับต่ำ แต่จะได้อัตราการไหลของส่วนที่กลั่นได้ (Distillate flow rate) ที่น้อยกว่า และที่มีการทดลองด้วยพลังงานที่เครื่องต้มซ้ำสูง จะได้เมทานอลที่มีความบริสุทธิ์เพิ่มมากขึ้น และอัตราการไหลของส่วนที่กลั่นได้ (Distillate flow rate) ก็เพิ่มมากขึ้น

Sunil Patil และ Viral Desai ได้ทำการศึกษาหาสภาวะที่เหมาะสมและลดการใช้พลังงาน ของการกระบวนการกลั่นไวนิลคลอไรด์โมโนเมอร์ (VCM) และเอทิลีนไดคลอไรด์ (EDC) ที่สภาวะการ กลั่นความดัน 6 กิโลกรัมต่อตารางเซนติเมตรเกจ ($\text{kg/cm}^2\text{g}$) หอกกลั่นแบบเพลท 70 ชั้น เครื่องต้มซ้ำ แบบเทอร์โมไซฟอน (Thermosyphon reboiler) ที่มีการใช้ไอน้ำความดัน 18 บาร์เกจ เป็นตัวกลาง ในการให้ความร้อน อุณหภูมิด้านบนหอกลั่นและด้านล่างหอกกลั่นมีค่าเท่ากับ 45 และ 164 องศาเซลเซียส ตามลำดับ โดยการทดลองต้องการให้ความบริสุทธิ์สารผลิตภัณฑ์ไม่เปลี่ยนแปลง จากการทดลองพบว่าได้มีการเพิ่มอัตราการไหลสารป้อนจาก 53.84 ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมง เป็น 54.11 ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมง อัตราไหลของสารป้อนกลับลดลงจาก 10.64 ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมง เป็น 9.6 ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมง (ค่าอัตราส่วนการป้อนกลับจาก 0.42 เป็น 0.38) ส่งผลให้ปริมาณการใช้ ไอน้ำลดลงจาก 5270 กิโลกรัมต่อชั่วโมง เป็น 4902 กิโลกรัมต่อชั่วโมง ทำให้ค่าพลังงานที่เครื่องต้มซ้ำ ลดลง 170,000 กิโลแคลอรีต่อชั่วโมง

จากงานวิจัยนี้สรุปได้ว่าหอกลั่นนี้สามารถเพิ่มอัตราการป้อนได้ โดยอัตราส่วนการป้อนกลับลดลง ส่งผลให้พลังงานที่เครื่องต้มซ้าลดลง โดยได้ความบริสุทธิ์ของสารที่กลั่นได้เท่าเดิม

2.2 แบบจำลองทางคอมพิวเตอร์ (Introduction to Simulation)

จุดประสงค์ของการทำแบบจำลองก็เพื่อที่หาโมเดลและทำนายประสิทธิภาพของกระบวนการ โดยลักษณะของกระบวนการ (Process characteristics) (เช่น อัตราการไหล ส่วนประกอบ อุณหภูมิ ความดัน คุณสมบัติ ขนาดของอุปกรณ์ เป็นต้น) ได้ถูกทำนายโดยการใช้เทคนิคต่างๆในการวิเคราะห์ โดยเทคนิคดังกล่าวเช่น Mathematical model, Empirical correlation และ Computer-aids process simulation tool (ASPEN PLUS, PRO II เป็นต้น) โดยการวิเคราะห์กระบวนการนั้น อาจจะใช้ผลจากการทดลองไปทำนายและให้เหตุผลของประสิทธิภาพ ดังนั้นในแบบจำลองทางคอมพิวเตอร์ จะต้องกำหนด Process input and Flow-sheet เพื่อไปทำนาย Process output ดังรูปที่ 2.8



รูปที่ 2.8 Process Simulation Problem

ข้อดีของการสร้างแบบจำลอง มีดังนี้

- ให้ผู้ออกแบบสามารถทดสอบวิเคราะห์ประสิทธิภาพของกระบวนการ
- สามารถที่จะเชื่อมโยงกับกระบวนการที่ถูกสังเคราะห์แล้วนั้นไปปรับปรุงให้การออกแบบนั้นคุ้มค่าที่สุด
- ลดจำนวนการทดลอง

ข้อควรระวังสำหรับการสร้างแบบจำลอง มีดังนี้

- อย่าเชื่อมั่นมากจากผลของการสร้างแบบจำลอง

2.2.1 คุณสมบัติทางกายภาพและการเลือกเทอร์โมไดนามิกส์โมเดล (Physical properties and selection of thermodynamic models)

เป็นวิธีที่จะเลือกสมการที่จะไปคำนวณคุณสมบัติทางกายภาพทั้งหมด โดยแต่ละวิธีจะประกอบไปด้วยสมการจำเพาะที่จะไปคำนวณคุณสมบัติที่กำหนด เช่น เอนทัลปี ความหนาแน่น เป็นต้น

ความสัมพันธ์พื้นฐานสำหรับทุกๆ สัดส่วนในสถานะแก๊สและสถานะของเหลวของระบบที่สภาวะสมดุล ก็คือ ฟูกาซิตีในสถานะของเหลว มีค่าเท่ากับ ฟูกาซิตีในสถานะของแก๊ส ซึ่งฟูกาซิตีคือการวัดแนวโน้มของสัดส่วนของของเหลวผสมที่จะระเหยหรือแยกออกจากสารผสมนั้น โดยสัดส่วนของแก๊สที่เกิดขึ้นจากของผสม (เหนือของเหลว) มีค่าไม่เท่ากับกับของเหลวผสมนั้นๆ ฟูกาซิตี (Fugacity) ของสารบริสุทธิ์มีความสัมพันธ์กับความดันในสถานะแก๊ส ผ่านสัมประสิทธิ์ฟูกาซิตี (Fugacity coefficient), (f_i)

$$f_i^\phi = \phi_i P$$

สำหรับแก๊สอุดมคติ ค่า ϕ_i มีค่าเท่ากับ 1

ฟูกาซิตีสามารถคำนวณได้โดยใช้ 2 วิธีหลัก Equation of state, activity coefficient

Equation of State

เป็นเทอร์โมไดนามิกส์ทั่วไปที่ให้ความหมายของคุณสมบัติ (เช่น เอนทัลปี ความหนาแน่น) จากความสัมพันธ์ P-V-T สมการที่ง่ายที่สุดคือกฎของแก๊สอุดมคติ ($PV = nRT$) ที่อนุมาณว่าโมเลกุลไม่มีขนาดและไม่มีการกระทำต่อกัน ส่วน EOS อื่นมีดังนี้

- Redlich-Kwong-Solve
- Redlich-Kwong
- Peng Robinson
- Sanchez-Lacombe (สำหรับโพลีเมอร์)

Activity Coefficient

ณ อุณหภูมิหนึ่ง สัดส่วนฟากาซีดีขององค์ประกอบในสารผสม จะอยู่ในรูป

$$a_i = f_i / f_i^\circ$$

แอกติวิตี (Activity) มีความสัมพันธ์กับสัดส่วนโมล ในรูปแบบของสัมประสิทธิ์แอกติวิตี (Activity coefficient), γ

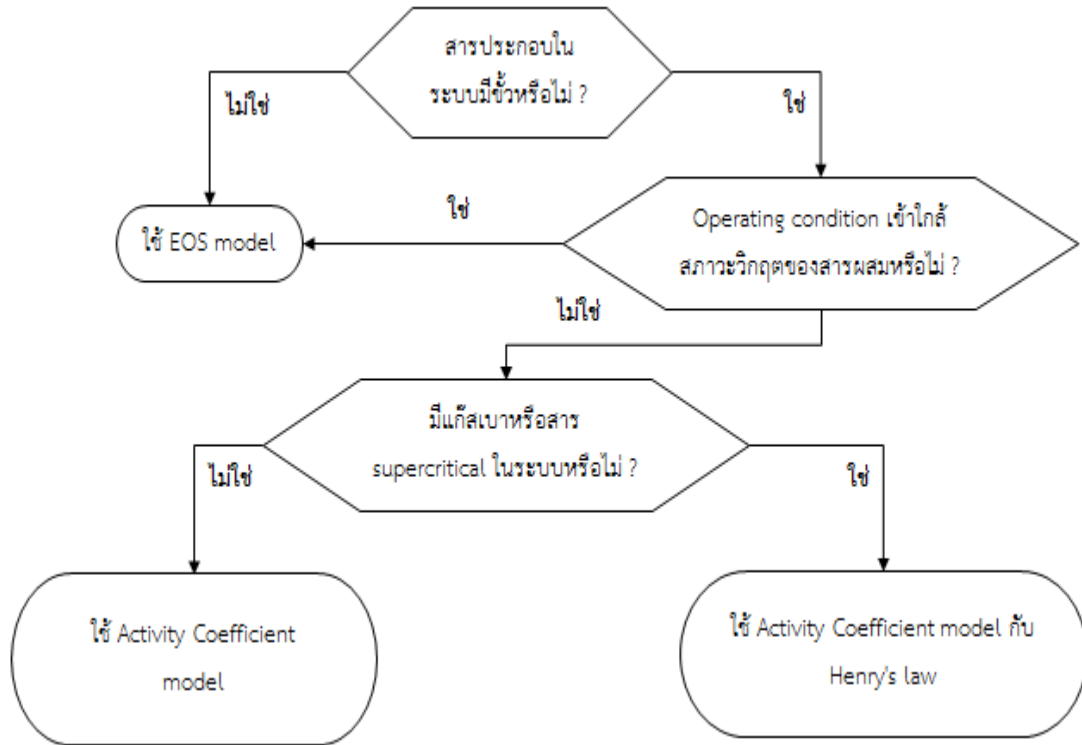
$$a_{i,v} = \gamma_{i,v} y_i \quad \text{และ} \quad a_{i,L} = \gamma_{i,L} x_i$$

สำหรับสารละลายอุดมคติ: $\gamma_{i,v} = \gamma_{i,L} = 1.0$

สำหรับสารละลายไม่อุดมคติ การหาของสัมประสิทธิ์แอกติวิตี (Activity coefficient, γ) หาได้หลายวิธีดังนี้

- Wilson
- Van Laar
- UNIFAC
- UNIQUAC
- Flory Huggins
- NRTL
- Electrolyte NRTL
- Scatchard Hildebrand

ข้อแนะนำการเลือก Property method รูปภาพที่ 2.9



รูปที่ 2.9 ไดอะแกรมสำหรับการเลือก Property method

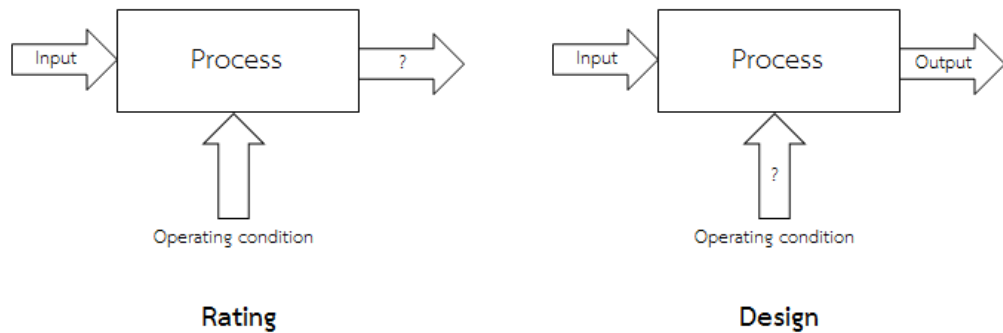
2.2.2 การสร้างแบบจำลองโดยวิธี DSTWU – Shortcut distillation

การสร้างแบบจำลองของการกลั่นโดยวิธี DSTWU เป็นการสร้างแบบจำลองโดยกำหนดค่าอัตราส่วนป้อนกลับ (R), ความดันในหอกลั่น, ค่า Recovery ของ light key และ heavy key เพื่อหาอัตราส่วนป้อนกลับต่ำสุด (R_{min}), จำนวนชั้นต่ำสุด (N_{min}), จำนวนชั้น (N) และตำแหน่งป้อนสาร (N_f) โดยหลักการของ Winn-Underwood-Gilliland เพื่อนำข้อมูลที่ได้ออกไปสร้างแบบจำลองแบบ Rigorous ต่อไป

2.2.3 การสร้างแบบจำลองโดยวิธี RADFRAC – Rigorous distillation

การสร้างแบบจำลองของการกลั่นโดยวิธี RADFRAC เป็นการสร้างแบบจำลองที่มีกึ่งคำนวณแบบ Rating และ Design โดยการสร้างแบบจำลองในแบบ Rating นั้น จะต้องมีการกำหนดสภาวะของการกลั่น (Operating condition) เพื่อหา output ของกระบวนการนั้นๆ โดยตัวอย่างของ Operating condition ที่ กำหนดคือ Reflux ratio/boilup ratio, Reflux rate/boilup rate, Distillate rate/bottom rate Condensor/reboiler duty และ การ

สร้างแบบจำลองในแบบ Design นั้น เป็นการหา Operating condition ที่เหมาะสม โดยการกำหนด Output ของกระบวนการ เช่น Purity, Recovery, Flow rate Stage temperature ดังรูปภาพที่ 2.9



รูปที่ 2.10 Mode ของการสร้างแบบจำลองแบบ Rating และ Design

2.3 ทฤษฎีของการออปติไมเซชัน (Theory of optimization)

2.3.1 ออปติไมเซชัน (Optimization)

ออปติไมเซชันเป็นกระบวนการคิดและการตัดสินใจทางวิทยาศาสตร์เพื่อหาคำตอบที่ดีที่สุดของปัญหา ไม่ว่าจะเป็นปัญหาทางด้านการดำเนินงาน การออกแบบ การจัดการของโรงงาน กระบวนการทางเคมีและโรงงานอุตสาหกรรมอื่นๆ ลักษณะปัญหาการออปติไมซ์และเทคนิคครอบคลุมถึงการหาคำตอบตลอดจนอธิบายถึงประโยชน์ที่จะได้รับการประยุกต์ใช้ในอุตสาหกรรมเคมี ปิโตรเคมี ปิโตรเลียมและอุตสาหกรรมอื่นๆ การออปติไมซ์กระบวนการขนาดใหญ่โดยแบ่งการออปติไมซ์เป็นหน่วยๆ เรียกวินี้ว่า การทำออปติไมซ์แบบกระจายส่วน (Distributed Optimization) ส่วนอีกวิธีหนึ่งคือ การทำการออปติไมซ์ทั้งกระบวนการพร้อมๆกัน เรียกว่า วิธีการทำออปติไมซ์แบบทั้งกระบวนการ (Centralized Optimization)

โดยกระบวนการออปติไมเซชันเกิดเนื่องจากแรงจูงใจหลายด้านดังนี้

1) แรงจูงใจทางเศรษฐศาสตร์ (Economic Incentives)

- เพื่อเพิ่มผลกำไรให้มากที่สุด
- เพื่อลดค่าใช้จ่ายให้มากที่สุดทั้งค่าใช้จ่ายที่เกิดจากการใช้พลังงานและค่าใช้จ่ายในการปฏิบัติการ

- เพื่อใช้วัตถุดิบที่มีอยู่ให้คุ้มค่าที่สุด
- 2) แรงจูงใจทางด้านเทคโนโลยี (Technical Incentives)
- เพื่อให้ได้แผนการดำเนินงานที่ดีที่สุด
 - เพื่อเพิ่มปริมาณผลิตภัณฑ์ และ/หรือคุณภาพของผลิตภัณฑ์
 - เพื่อให้ได้ทางเลือกที่เหมาะสมที่สุด
 - เพื่อให้การหยุดชะงักของการปฏิบัติการของกระบวนการมีโอกาสเกิดขึ้นน้อยที่สุด

ขอบเขตของการทำออปติไมซ์เซชัน

การทำออปติไมซ์เซชันมีหลายระดับนับตั้งแต่ คอมเพล็กซ์ของโรงงานรวมถึงแพชชีลิตี้ ไปจนถึงหน่วยการผลิตย่อยๆ กล่าวโดยสรุปคือ ปัญหาการออปติไมซ์เซชันมีได้ 3 จุดดังนี้

- ระดับโรงงาน
- ระดับกระบวนการผลิตหรือหน่วยปฏิบัติการ
- ระดับอุปกรณ์การผลิตแต่ละชิ้นในโรงงาน

ความซับซ้อนของการวิเคราะห์ของการหาคำตอบมีลักษณะทั่วไป หรืออาจทำการตรวจวัด รายละเอียดปลีกย่อย ขึ้นกับความต้องการ ความแม่นยำ หรือความละเอียดถูกต้องของข้อมูล และเวลาที่มีในการออปติไมซ์

องค์ประกอบสำคัญในการออปติไมซ์เซชัน

1. แบบจำลองกระบวนการ (Process Model)

ในการทำออปติไมซ์เซชันสามารถใช้กระบวนการจริงเพื่อหาจุดที่เหมาะสม (Optimum point) ได้โดยตรง แต่จะยุ่งยากมากดังนั้นจึงต้องมีระบบการวัดที่ดีให้ข้อมูลที่ถูกต้องและรวดเร็ว และยังต้องสามารถยอมให้มีการปรับเปลี่ยนค่าพารามิเตอร์ของกระบวนการเพื่อหาจุดที่เหมาะสม ซึ่งจะมีผลกระทบต่อกระบวนการโดยรวม ดังนั้นในทาง

ปฏิบัติจึงใช้แบบจำลองของกระบวนการทางคณิตศาสตร์แทน การที่มีความเข้าใจในแบบจำลองกระบวนการทำให้สามารถสร้างออปเจกทีฟฟังก์ชัน และขอบเขตของข้อจำกัดได้ และยังสามารถใช้แบบจำลองกระบวนการที่สร้างขึ้นในการซิมูเลทเพื่อหาจุดที่เหมาะสมทั้งของแบบจำลองและกระบวนการได้

2. ออปเจกทีฟฟังก์ชัน (Objective Function)

การทำออปติไมเซชันต้องอาศัยความรู้พื้นฐานเกี่ยวกับความสัมพันธ์ระหว่างการทำงาน of กระบวนการกับสถานะการปฏิบัติการ หรือข้อมูลความสัมพันธ์ของตัวแปรต่างๆที่เกี่ยวข้องกับวัตถุประสงค์ของการทำออปติไมเซชันมาเป็นเกณฑ์ในการตัดสินใจ ซึ่งเรียกว่าออปเจกทีฟฟังก์ชัน ซึ่งมีหลายรูปแบบด้วยกันตามวัตถุประสงค์ของงาน ฟังก์ชันวัตถุประสงค์แบ่งได้เป็น 3 ประเภท

- 1) เกี่ยวกับต้นทุนการดำเนินงาน
- 2) เกี่ยวกับการลงทุน
- 3) เกี่ยวข้องทั้งต้นทุนการดำเนินงานและการลงทุน

3. ข้อจำกัด (Constraints)

ในแต่ละกระบวนการจะมีข้อจำกัดของกระบวนการอยู่ ซึ่งข้อจำกัดเหล่านี้จะเป็นตัวกำหนดของการดำเนินกระบวนการ (Feasible region) ข้อจำกัดของกระบวนการแบ่งออกเป็น

- ข้อจำกัดภายนอก (External restriction) เช่น กฎสมดุลมวลสารและพลังงาน หรือความต้องการของตลาด
- ข้อจำกัดภายใน (Internal restriction) เช่น สมบัติของสาร

และข้อจำกัด (Constraints) ยังสามารถแบ่งประเภทตามผลกระทบที่มีต่อจุดที่เหมาะสมได้เป็นดังนี้

- Active constraints คือเมื่อเปลี่ยนค่าของข้อจำกัดไปแล้ว มีผลทำให้จุดที่เหมาะสมมีค่าเปลี่ยนไป

- Inactive constraints คือเมื่อเปลี่ยนค่าของข้อจำกัดไปแล้ว ไม่มีผลทำให้จุดที่เหมาะสมมีค่าเปลี่ยนแปลงไป

4. ตัวแปรกำหนด (Decision variable)

ตัวแปรกำหนดหมายถึง ตัวแปรที่เมื่อมีการเปลี่ยนแปลงค่าแล้ว มีผลทำให้ค่าของออปเจกทีฟฟังก์ชันเปลี่ยนแปลงไป ในการทำออปติไมเซชันจะเปลี่ยนค่าตัวแปรกำหนด เพื่อหาค่าสูงสุดหรือต่ำสุดของออปเจกทีฟฟังก์ชัน และตัวแปรกำหนดยังใช้เป็นค่ากำหนด (Set point) ในระบบการควบคุมกระบวนการด้วย ตัวอย่างตัวแปรที่สามารถเป็นตัวแปรกำหนด เช่น อุณหภูมิ, ความดัน และอัตราการไหล เป็นต้น

2.3.2 ออปติไมเซชันของหอกลั่น (Optimization of distillation columns)

ในอุตสาหกรรมนั้นถือว่าการกลั่นเป็นที่นิยมใช้กันแพร่หลายในการแยกสารออกจากกัน โดยในทั่วไปสามารถจัดประเภทปัญหาของการออปติไมเซชันสำหรับการกลั่นที่สภาวะคงตัว (Steady state distillation) ดังนี้

- หาสภาวะการดำเนินการ (Operating condition) ที่เหมาะสมของหอกลั่นเดิมที่มีอยู่แล้ว เพื่อให้ได้มีการใช้พลังงานที่มีประสิทธิภาพมากที่สุด โดยทั่วไปตัวแปรที่ปรับได้ (Manipulated variable) คือความร้อนที่ใส่เข้าไป, ความเย็นที่ใส่เข้าไป และอัตราการไหลของผลิตภัณฑ์
- ปัญหาที่ซับซ้อนขึ้นไปคือไม่ได้เพียงแค่หาค่าสภาวะการดำเนินการ (Operation condition) ที่เหมาะสมเท่านั้น แต่ยังหาจำนวนขั้นต่ำสุดที่ต้องการสำหรับการแยกสารออกจากกัน ด้วยในกรณีนี้เองราคาจึงต้องมีการรวมค่าเครื่องจักร อุปกรณ์ และค่าการกลั่น (Capital costs and Operating costs) โดยค่าเครื่องจักร อุปกรณ์ มีค่าเพิ่มขึ้น เมื่อจำนวนขั้นเพิ่มสูงขึ้นและอัตราการไหลในหอกลั่นสูงขึ้น ในขณะที่เดียวค่าการกลั่น (Operating cost) จะลดลง

- ปัญหาที่ซับซ้อนขึ้นไปอีกคือการหาทั้งจำนวนชั้นที่เหมาะสมแล้ว ตำแหน่งของสารป้อน (Feed stage locations) และการดึงผลิตภัณฑ์ออกข้างนอกถาด (Side withdrawal)

2.3.3 ออปติไมเซชันของงานวิจัย

ทำการระบุปัญหาออปติไมเซชันดังนี้

1) ออปเจกทีฟฟังก์ชัน (Objective function)

ออปเจกทีฟฟังก์ชันคือต้องการใช้พลังงานจำเพาะให้เหมาะสมที่สุด (Minimize specific energy consumption) โดยพลังงานที่ใช้ในการกลั่นคือ พลังงานสำหรับเครื่องต้มซ้ำ (Reboiler) และเครื่องให้ความร้อนก่อนเข้าหอกถาด (Preheater)

2) ตัวแปรกำหนด (Decision variables)

ตัวแปรกำหนดคือตัวแปรที่มีผลต่อออปเจกทีฟฟังก์ชัน ซึ่งในงานวิจัยนี้คือ

- อุณหภูมิของสารป้อน
- อัตราส่วนการป้อนกลับ
- อัตราการไหลของสารป้อน

3) ข้อจำกัด (Constraints)

คือขนาดของเครื่องจักร (Limitation of equipments) และค่าควบคุมของการผลิต (Process specification) โดยข้อจำกัดของงานวิจัยนี้คือ

- ความบริสุทธิ์ของโทลูอีน
- ความบริสุทธิ์ของบิวทิล เซลโลโซลว

2.3.4 งานวิจัยที่เกี่ยวข้องกับการออปติไมเซชันของการกลั่น

Awang Bono, Oh Pin Pin และ Chin Peng Jiun ได้ทำการสร้างแบบจำลองการกลั่นน้ำมันปาล์มกรดปาล์มิติกกับกรดโอเลอิก และกรดปาล์มิติกและกรดลินโนลิก (Palmitic acid and Linoleic acid) โดยทำการหา Operating Condition ที่เหมาะสมด้วยการศึกษาการเปลี่ยนแปลงจำนวนเพลท ความดันและอุณหภูมิของสาร ผลจากการทดลองพบว่า การเพิ่มขึ้นของอุณหภูมิของสารป้อน มีผลทำให้ความบริสุทธิ์ของสารระเหยง่ายจะ

ลดลงและความดันของสารป้อนเพิ่มมากขึ้น ความบริสุทธิ์ของสารที่กลั่นได้จะมีค่าลดลง ซึ่งเป็นไปตามทฤษฎีของค่า Relative Volatility ของสารผสม ที่ว่า ณ ความดันของสารป้อนมีค่าสูง มีผลทำให้ค่า Relative Volatility ของสารผสมจะลดลง ซึ่งเป็นผลทำให้เพิ่มความยากในการแยกสารออกจากกัน

จากงานวิจัยนี้จึงสรุปได้ว่า การเพิ่มอุณหภูมิของสารป้อน ค่า Relative volatility ของสารผสมจะลดลง จึงทำให้เป็นการเพิ่มความยากในการแยกสารออกจากกัน และการเพิ่มความดันของสารป้อน ค่า Relative volatility ของสารผสมจะลดลง จึงทำให้เป็นการเพิ่มความยากในการแยกสารออกจากกัน

S.M. MARKUR, B.G. BARJAKTAROVIC และ M.N. SOVILJ ได้ทำการออปติไมซ์การกลั่นของโพรพิลีนและโพรเพน โดยทำการศึกษการเปลี่ยนแปลงของอัตราการไหลของสารป้อนและอัตราการไหลของสารป้อนกลับ เพื่อทำให้เกิดการใช้พลังงานที่เครื่องให้ความร้อนต่ำที่น้อยที่สุด ที่ทำให้ได้ความบริสุทธิ์ของผลิตภัณฑ์ตามที่ต้องการ โดยผลการออปติไมซ์พบว่าการใช้พลังงานเครื่องต้มซ้ำจะลดลง เมื่ออัตราการไหลของสารป้อนกลับลดลง ในขณะเดียวกันก็มีผลต่อความบริสุทธิ์ของสารที่กลั่นได้ ในขณะเดียวกันได้ทำการเปลี่ยนแปลงอัตราการป้อนสารเข้าหอกลั่น และมีการปรับอัตราการไหลของสารป้อนกลับให้ตามความบริสุทธิ์ของสารที่กลั่นได้ตามต้องการ โดยพบว่าค่าการใช้พลังงานที่เครื่องต้มซ้ำเพิ่มขึ้นตามอัตราการป้อนสาร แต่ในขณะเดียวกันค่าการใช้พลังงานจำเพาะ (ค่าพลังงานที่เครื่องต้มซ้ำต่อปริมาณสารป้อน) ไม่เปลี่ยนแปลง

Magnus G., Jacobsen และ Sigurd Skogestad ได้ทำการออปติไมซ์การกลั่นของสาร A และสาร B ที่ค่า relative volatility 1.5 ที่หอกลั่นมีจำนวน 21 ชั้น โดยมีฟังก์ชันวัตถุประสงค์คือ ค่าพลังงานที่ต่ำที่สุดในการกลั่น โดยทำการศึกษการเปลี่ยนแปลงของอัตราการไหลของสารป้อนในช่วง 1 ถึง 1.6 โมลต่อวินาที โดยการคงที่ค่าพลังงานที่ใช้ในการกลั่นจากการออปติไมซ์พบว่า ที่อัตราการไหลของสารป้อน 1.43 โมลต่อวินาที ใช้พลังงานในการกลั่นน้อยที่สุด และได้ผลิตภัณฑ์ที่ยอดหอและก้นหอกลั่นตามข้อจำกัดของการออปติไมซ์นี้

บทที่ 3

การทดลอง

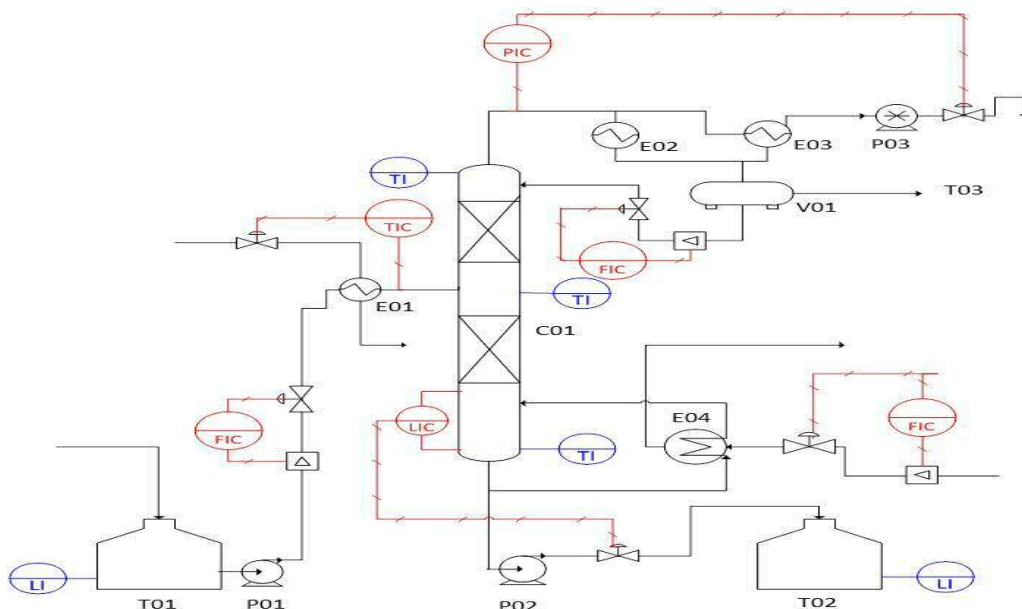
การศึกษาการทำงานและการหาสภาวะที่เหมาะสมของการกลั่นสารโทลูอินและบิวทิล เซลโลโซลภายใต้การกลั่นสูญญากาศ แบ่งขั้นตอนการศึกษาออกเป็น 3 ส่วน ได้แก่ 1) ขั้นตอนการศึกษาผลกระทบของสภาวะการดำเนินงาน 2) การสร้างแบบจำลองทางคอมพิวเตอร์ด้วยโปรแกรม ASPEN PLUSV 7.0 เพื่อเปรียบเทียบกับผลการทดลอง และ 3) ขั้นตอนการอปติไมเซชัน ซึ่งมีรายละเอียดในการศึกษาดังต่อไปนี้

3.1 ขั้นตอนการศึกษาผลกระทบของสภาวะการดำเนินงาน

- 1) ศึกษาข้อมูลของอุปกรณ์ต่างๆภายในหน่วยการกลั่น
- 2) ทำการทดลองด้วยการปรับเปลี่ยนค่าควบคุมต่างๆที่จ้อควบคุมกระบวนการผลิต (Distribution Control System, DCS)
- 3) ทำการบันทึกผลจากการปรับเปลี่ยนค่าควบคุม
- 4) ทำการเก็บตัวอย่างจากการปรับเปลี่ยนค่าควบคุม
- 5) วิธีคำนวณผลจากการทดลอง

3.1.1 ข้อมูลอุปกรณ์ต่างๆภายในหน่วยกลั่น

อุปกรณ์ต่างๆภายในหน่วยกลั่นดังแสดงรูปที่ 3.1 ได้แสดงดังตารางต่อไปนี้



รูปที่ 3.1 แสดงผังกระบวนการ (Process Flow Diagram) ของหน่วยการกลั่นโทลูอินและบิวทิล เซลโลโซล

ตารางที่ 3.1 ถังในหน่วยการกลั่น

หมายเลข	อุปกรณ์
T01	ถังป้อนโทลูอิน
T02	ถังเก็บบิวทิล เซลโลโซลล์
T03	ถังเก็บโทลูอิน
V01	ถังป้อนกลับ (Reflux drum)

ตารางที่ 3.2 ปัมป์ในหน่วยการกลั่น

หมายเลข	อุปกรณ์
P01	ปั๊มป้อนสารเข้าหอกลั่น
P02	ปั๊มกันหอกลั่น
P03	ปั๊มสุญญากาศ

ตารางที่ 3.3 เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนในหน่วยการกลั่น

หมายเลข	อุปกรณ์
E01	เครื่องให้ความร้อนก่อนเข้าหอกลั่น (Pre heater)
E02	เครื่องควบแน่น (Condensor)
E03	เครื่องควบแน่น (Condensor)
E04	เครื่องต้มซ้ำ (Reboiler)

ตารางที่ 3.4 หอกลั่นในหน่วยการกลั่น

หมายเลข	อุปกรณ์
C01	หอกลั่นแบบแพ็ค (Packed distillation column)

3.1.2 ทำการศึกษาตัวแปรที่มีผลต่อการกลั่นด้วยการปรับเปลี่ยนค่าควบคุมต่างๆ

1. ศึกษาการกลั่นที่ความดันสุญญากาศ -0.47 บาร์เกจ (400 มิลลิเมตรปรอท) เพื่อเป็นข้อมูลเบื้องต้นต่อการสร้างแบบจำลอง (simulation) และทำออปติไมซ์ (Optimization) หอกลิ้นด้วยการเปลี่ยนแปลงตัวแปรอื่นๆต่อไป
2. ศึกษาการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนการป้อนกลับ (Reflux ratio) 6 ค่า ต่อความบริสุทธิ์ของตัวทำละลายโทลูอินและบิวทิล เซลโลโซลล์ และดูการเปลี่ยนแปลงของค่าพลังงานความร้อน (Heat duty) ที่เครื่องให้ความร้อนซ้ำ (Reboiler) และเครื่องควบแน่น (Condensor)
3. ศึกษาการเปลี่ยนแปลงอัตราการไหลของสารป้อนเข้าหอกลิ้น (Feed flow rate) 6 ค่า ต่อความบริสุทธิ์ของตัวทำละลายโทลูอินและบิวทิล เซลโลโซลล์ และดูการเปลี่ยนแปลงของค่าพลังงานความร้อน (Heat duty) ที่เครื่องให้ความร้อนซ้ำ (Reboiler) และเครื่องควบแน่น (Condensor)

3.1.2.1 การเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนการป้อนกลับ

งานวิจัยนี้ศึกษาการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนการป้อนกลับ 6 ค่า โดยกำหนดจากการปรับตั้งค่าอัตราส่วนการป้อนกลับที่ 0.2, 0.24, 0.34, 0.42, 0.54 และ 0.73 ตามลำดับ ซึ่งอยู่ในช่วง 1 – 3.65 เท่าของ R_{min} (เหตุผลของการกำหนดอัตราส่วนการป้อนแสดงในภาคผนวก ง)

3.1.2.2 การเปลี่ยนแปลงอัตราการไหลของสารป้อน

งานวิจัยนี้ศึกษาการเปลี่ยนแปลงอัตราการไหลของสารป้อน 6 ค่า โดยกำหนดจากการปรับตั้งค่าอัตราการไหลที่ 100, 120, 140, 160, 180 และ 200 กิโลกรัมต่อชั่วโมง (เหตุผลของการกำหนดอัตราการไหลแสดงในภาคผนวก ง)

3.1.3 ทำการบันทึกผลจากการปรับเปลี่ยนค่าควบคุม

จากขั้นตอนการปรับค่าควบคุมต่างๆในหัวข้อที่ 3.1.2 จะทำการปรับค่าต่างๆให้อยู่ที่สภาวะคงตัว (Steady state) แล้วดำเนินการทิ้งไว้ประมาณ 1 ชั่วโมง หลังจากนั้นดำเนินการบันทึกผลการทดลองดังตารางแสดงในภาคผนวก ข

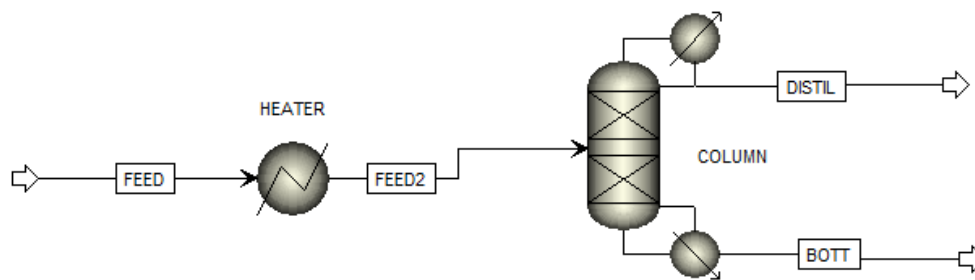
3.1.4 ทำการเก็บตัวอย่างจากการปรับเปลี่ยนค่าควบคุม

จากขั้นตอนการปรับค่าควบคุมต่างๆในหัวข้อที่ 3.1.2 จะทำการปรับค่าต่างๆให้อยู่ที่สภาวะคงตัว (Steady state) แล้วดำเนินการทิ้งไว้ประมาณ 1 ชั่วโมง แล้วค่อยดำเนินการเก็บตัวอย่างที่ทางออกของปั๊มกันหอกลิ้น (P02) ก่อนเข้าถังเก็บบิวทิล เซลโลโซลล์ (T02) และที่

ท่อก่อนเข้าถังเก็บโทลูอีน (T03) ไปวิเคราะห์หาความบริสุทธิ์ด้วยเครื่องโครมาโตกราฟีแก๊ส (Gas Chromatography)

3.2 การเปรียบเทียบผลการทดลองกับแบบจำลองทางคอมพิวเตอร์ด้วย ASPEN PLUS V7.0

การสร้างแบบจำลองของหน่วยการกลั่นโทลูอีนและบิวทิล เซลโลโซลล์ซึ่งถูกสร้างขึ้นด้วยโปรแกรม ASPEN PLUS V7.0 เพื่อทำการเปรียบกับข้อมูลที่ได้จากการทดลองในหัวข้อที่ 3.1 โดยแบบที่จำลองที่สร้างขึ้น แสดงดังรูปที่ 3.2 เพื่อหาโมเดลที่เหมาะสมไปทำการอปติไมซ์ต่อไป



รูปที่ 3.2 แสดงแบบจำลองของหน่วยการกลั่นโทลูอีนและบิวทิล เซลโลโซลล์ ที่สร้างขึ้นด้วยโปรแกรม ASPEN PLUS V7.0

ขั้นตอนการสร้างจำลอง

3.2.1 สร้างแบบจำลองในแบบ DSTWU โดยกำหนดค่าอัตราส่วนป้อนกลับ (R), ความดันในทอกกลั่น และ recovery ของ light key และ heavy key เพื่อหาอัตราส่วนป้อนกลับต่ำสุด (R_{min}), จำนวนชั้นต่ำสุด (N_{min}), จำนวนชั้น (N) และตำแหน่งป้อนสาร (N_f) โดยมีการเลือกใช้โมเดลทางเทอร์โมไดนามิกส์ของ NRTL-RK โดยใช้สถานะเดียวกันกับการทดลองในหัวข้อที่ 3.1

ขั้นตอนการสร้างแบบจำลองในแบบ DSTWU มีดังนี้

จากการทดลองการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนป้อนกลับ ได้ผลดังตารางที่ 3.5

ตารางที่ 3.5 แสดงความบริสุทธิ์ของสารที่กลั่นได้จากการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนป้อนกลับ

อัตราส่วนการ ป้อนกลับ	ความบริสุทธิ์ ของโทลูอีน	ความบริสุทธิ์ของ บิวทิล เซลโลโซลล์
	(%โดยน้ำหนัก)	(%โดยน้ำหนัก)
0.20	97.82	96.65
0.24	98.23	97.92
0.34	98.59	98.11
0.44	98.67	98.32
0.54	98.93	98.68
0.73	99.32	98.76

ณ ตารางผลการทดลองที่อัตราการไหลสารป้อน 160 กิโลกรัมต่อชั่วโมงการ
อุณหภูมิสารป้อนที่ 65 องศาเซลเซียส และความดันในหอกลั่น -0.47 บาร์เกจ

นำผลการทดลองที่ค่าอัตราส่วนป้อนกลับ และความบริสุทธิ์ของสารที่กลั่น
ได้ในทุกๆค่า ไปสร้างแบบจำลอง โดยการกำหนด อัตราการไหลสารป้อน อุณหภูมิ
สารป้อนความดันในหอกลั่น เพื่อหาจำนวนชั้น (N) และตำแหน่งป้อนสาร (N_p) ใน
แต่ละการทดลอง

3.2.2 สร้างแบบจำลองในแบบ RADFRAC โดยกำหนดสภาวะของการกลั่น (Operating
condition), จำนวนชั้น (N), ตำแหน่งป้อนสาร (N_p), ชนิดของเครื่องควบแน่น, ชนิด
ของเครื่องต้มซ้ำ, ความดันในหอกลั่น, อัตราส่วนป้อน (RR) และอัตราการไหลของ
สารที่กลั่นได้ (Distillate) ผลลัพธ์ที่ได้คือ ค่าพลังงานที่เครื่องควบแน่น
(Condensor duty), ค่าพลังงานที่เครื่องต้มซ้ำ (Reboiler duty) และค่าความ
บริสุทธิ์ของสารที่กลั่นได้ (Distillate and bottom purity)

ขั้นตอนการสร้างแบบจำลองในแบบ RADFRAC มีดังนี้

3.2.2.1 นำจำนวนชั้น (N) และตำแหน่งป้อนสาร (N_p) จากโมเดลที่เหมาะสมมาจาก
หัวข้อที่ 3.2.1) จากแบบจำลอง DSTWU มาสร้างแบบจำลอง RADFRAC
โดยสภาวะของการกลั่น (Operating condition) มีการเปลี่ยนแปลง
อัตราส่วนป้อนกลับตามค่าที่ใช้ในการทดลองข้างต้น

3.2.2.2 นำจำนวนชั้น (N) และตำแหน่งป้อนสาร (N_p) (ได้โมเดลที่เหมาะสมมาจาก
หัวข้อที่ 3.2.1) จากแบบจำลอง DSTWU มาสร้างแบบจำลอง RADFRAC

โดยสถานะของการกลั่น (Operating condition) มีการเปลี่ยนแปลงอัตรา
การไหลสารป้อนตามค่าที่ใช้ในการทดลองข้างต้น

- 3.2.3 เปรียบเทียบผลที่ได้จากการสร้างแบบจำลอง RADFRAC กับผลจากการทดลอง
(เปลี่ยนแปลงอัตราส่วนป้อนกลับและอัตราการไหลสารป้อน) โดยพิจารณาค่า
พลังงานที่เครื่องควบแน่น (Condensor duty, Q_c), ค่าพลังงานที่ Preheater
(Preheater duty, Q_p) และค่าพลังงานที่เครื่องต้มซ้ำ (Reboiler duty, Q_R) และ
ค่าความบริสุทธิ์ของสารที่กลั่นได้ (Distillate and bottom purity) โดยพิจารณา
จากค่าความแตกต่างของการสร้างแบบจำลองกับการทดลองที่มีค่าน้อยที่สุด
- 3.2.4 นำแบบจำลองที่เหมาะสมที่สุดที่ได้จากข้อ 3.2.3 ไปดำเนินการทำออปติไมเซชัน
ขั้นตอนถัดไป

3.3 ขั้นตอนการออปติไมเซชัน

การออปติไมเซชันของงานวิจัยนี้จะทำการออปติไมซ์จากแบบจำลองการกลั่นจากหัวข้อที่
3.2 ด้วยการออปติไมซ์บนโปรแกรม ASPEN PLUS V7.0 ในแบบ RADFRAC โดยมีการออปติไมซ์ได้
การกำหนดสถานะของการกลั่น (Operating condition) ดังนี้

- อัตราส่วนการป้อนกลับ (RR) ที่ค่า 0.22, 0.25, 0.3, 0.35 และ 0.4
(1.3 – 1.9 เท่าของ R_{min} โดย R_{min} มีค่าเท่ากับ 0.22 ณ ความดันบรรยากาศ
เนื่องมาจากทฤษฎีการกลั่นของ J.D. Seader และ Ernest J. Henley ระบุไว้ว่า ค่า
อัตราส่วนป้อนกลับต่ออัตราส่วนป้อนต่ำสุด (R/R_{min}) ที่เหมาะสมในการกลั่นควรอยู่
ในช่วง 1.1 ถึง 1.50 ดังนั้นงานวิจัยนี้จึงได้ ใช้ค่าอัตราส่วนป้อนกลับให้ครอบคลุม
ช่วงที่เหมาะสมดังกล่าว)
- อัตราการไหลสารป้อน (F) ที่ค่า 150, 160, 170, 180 และ 190 กิโลกรัมต่อ
ชั่วโมง
(ช่วงอัตราการไหลสารป้อน ถูกกำหนดจากอัตราการไหลของสารผสมโทลูอีน
และบิวทิล เซลโลโซลล์ที่ไหลมาจากหน่วยดิงตัวทำลายกลับไปใช้ใหม่ใน
กระบวนการผลิต)
- อุณหภูมิสารป้อน (T) ที่ค่า 120, 125, 130, 135, 140 และ 145 องศาเซลเซียส
(q-value: 0.84 – 0.98 เนื่องมาจากทฤษฎีการกลั่นของ J.D. Seader และ Ernest
J. Henley ระบุไว้ว่าสถานะของสารป้อนควรหลีกเลี่ยงในสถานะที่เป็น Subcooled
liquid ($q > 1$) และ Superheated vapor ($q < 0$) ดังนั้นงานวิจัยนี้จึงเลือก

สถานะสารป้อนที่เป็น Subcooled liquid เล็กน้อย, Saturated liquid และที่อุณหภูมิสารป้อนมากกว่า 145 องศาเซลเซียส ค่าพลังงานที่ Preheater จะสูงเกินกว่าที่ออกแบบไว้)

- ความดันในหอกลั่น (P) ที่ค่า 0.4, 0.2 และ 0 บาร์เกจ
(เหตุผลการกำหนดสถานะต่างๆในการออกแบบที่ไม่ชัดเจนในภาคผนวก จ)

ฟังก์ชันวัตถุประสงค์ของงานวิจัยนี้คือ

ฟังก์ชันวัตถุประสงค์ (Objective function) คือพลังงานจำเพาะในการกลั่นน้อยที่สุด

Minimize พลังงานในการกลั่นจำเพาะ = Preheater duty + Reboiler duty

$$\text{Minimize } \hat{Q}_T = \left[\frac{Q_P + Q_R}{F} \right]$$

\hat{Q}_T คือ พลังงานรวมในการกลั่นจำเพาะ, $\frac{Q_T}{F}$ (กิโลแคลอรีต่อกิโลกรัม)

Q_T คือ พลังงานรวมในการกลั่น (กิโลแคลอรีต่อชั่วโมง)

Q_P คือ พลังงานที่ Preheater (กิโลแคลอรีต่อชั่วโมง)

Q_R คือ พลังงานที่เครื่องต้มซ้ำ (กิโลแคลอรีต่อชั่วโมง)

F คือ อัตราการไหลสารป้อนเข้าหอกลั่น (กิโลแคลอรีต่อชั่วโมง)

ข้อจำกัดในการออกแบบหอกลั่นในงานวิจัยนี้คือ

1. ความบริสุทธิ์ของโทลูอีน (Distillate product) มากกว่าหรือเท่ากับร้อยละ 98
2. ความบริสุทธิ์ของบิวทิล เซลโลโซลว (Bottom product) มากกว่าหรือเท่ากับร้อยละ 97.5

บทที่ 4

ผลการทดลองและวิจารณ์ผลการทดลอง (Result & Discussion)

4.1 ผลการศึกษาผลกระทบของสภาวะการดำเนินงาน

การศึกษาผลกระทบของสภาวะการดำเนินงานของหน่วยกลั่นโทลูอินและบิวทิล เซลโลโซลด้วยวิธีการทดลองภายใต้ความดันสุญญากาศ -0.47 บาร์เกจ สำหรับกระบวนการผลิตอีพอกซี เรซิน ชนิดเหลวสุญญากาศ และทำเก็บตัวอย่างสารที่กลั่นได้โทลูอินและบิวทิล เซลโลโซล เพื่อวิเคราะห์ความบริสุทธิ์ด้วยเครื่อง โครมาโตกราฟีแบบแก๊ส (Gas Chromatography)

4.1.1 ผลกระทบของอัตราส่วนการป้อนกลับ

จากการศึกษาผลของอัตราส่วนการป้อนกลับต่อพลังงานที่ใช้ในการกลั่น ที่อัตราการป้อนสาร 160 กิโลกรัมต่อชั่วโมง อุณหภูมิสารป้อน 65 องศาเซลเซียส โดยทำการปรับเปลี่ยนอัตราส่วนการป้อนกลับที่ 0.2, 0.24, 0.34, 0.42, 0.54 และ 0.73 ตามลำดับ (โดยค่าอัตราส่วนการป้อนกลับ เกิดจากการคำนวณผลการทดลองที่แสดงดังภาคผนวก ค ด้วยการปรับเปลี่ยนวาล์วควบคุมของท่อสารป้อนกลับเข้าหอกลั่น (Operating parameter of control valve) ที่ 15%, 25%, 35%, 45%, 55% และ 65% ตามลำดับ) ได้ผลการศึกษาดังตารางที่ 4.1 และรูปที่ 4.1 แสดงอัตราการใช้พลังงานในการกลั่น

ตารางที่ 4.1 แสดงการบันทึกผลการทดลองจากเครื่องมือวัดของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนการป้อนกลับ

Reflux		T02 Bottom Level change * (mm/hr)	Reboiler steam flow (kg/hr)	Condensor temperature	
OP%	Flow (kg/hr)			In	Out
				($^{\circ}$ C)	
15	23.85	25.14	53.90	29.25	46.50
25	29.67	21.66	59.11	29.00	48.00
35	40.03	18.75	63.28	28.75	49.25
45	52.41	15.47	67.04	29.25	51.00
55	66.27	13.46	72.59	29.25	53.25
65	92.43	12.35	79.91	29.50	56.00

* T02 Bottom level change คือการเปลี่ยนแปลงระดับของเหลวที่วัดได้จากเครื่องมือวัด (Level indicator) ใน 1 ชั่วโมง โดยการเปลี่ยนแปลงระดับของเหลวนำไปคำนวณหาอัตราการไหลของผลิตภัณฑ์ก้นหอกลั่น (Bottom product rate) จาก $\dot{V} = \pi r^2 h$ ดังที่ได้แสดงตัวอย่างการคำนวณในภาคผนวก ค

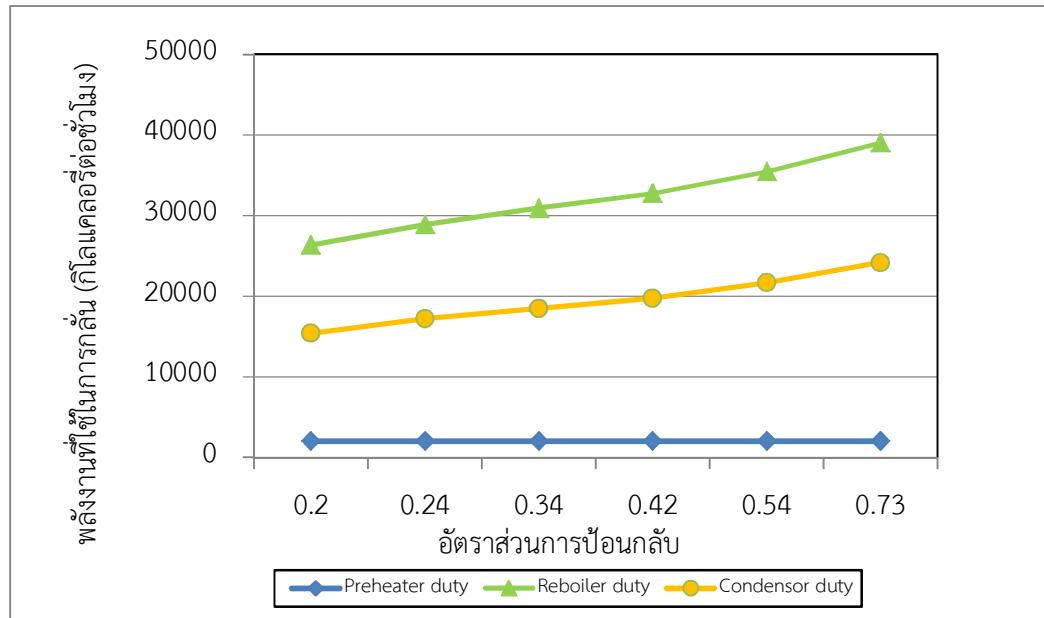
จากผลการทดลองตามตารางที่ 4.1 นำผลที่ได้ไปคำนวณหาอัตราการไหลของผลิตภัณฑ์ก้นหม้อกลั่น (Bottom product rate), อัตราการไหลของผลิตภัณฑ์บนหม้อกลั่น (Distillate product rate) และค่าอัตราส่วนการป้อนกลับ (Reflux ratio) ดังแสดงในตารางที่ 4.2

ตารางที่ 4.2 แสดงผลการทดลองและการคำนวณของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนการป้อนกลับ

Reflux		Bottom			Distillate Flow (kg/hr)	RR	Reboiler steam flow (kg/hr)	Reboiler duty (kcal/hr)	Condensor temperature (°C)		Condensor duty (kcal/hr)
OP%	Flow (kg/hr)	Level change (mm/hr)	Volume flow (L/hr)	Flow (kg/hr)					In	Out	
15	23.85	25.14	60.50	54.51	123.20	0.2	53.90	26348	29.25	46.50	15402
25	29.67	21.66	52.11	46.95	124.80	0.24	59.11	28892	29.00	48.00	17220
35	40.03	18.75	45.13	40.66	124.32	0.34	63.28	30932	28.75	49.25	18505
45	52.41	15.47	37.24	33.55	124.00	0.42	67.04	32771	29.25	51.00	19772
55	66.27	13.46	32.40	29.19	123.20	0.54	72.59	35480	29.25	53.25	21648
65	92.43	12.35	29.73	26.78	126.40	0.73	79.91	39061	29.50	56.00	24152

หมายเหตุ: **อักษรเอียง** คือ ค่าที่ได้จากการทดลองโดยเครื่องมือวัด, **อักษรเข้ม** คือ ค่าที่ได้จากการคำนวณ

จากตารางที่ 4.2 นำค่าอัตราการไหลของไอน้ำที่ป้อนให้แก่เครื่องต้มซ้ำและอุณหภูมิของน้ำหล่อเย็นขาเข้าและออกจากเครื่องควบแน่นเพื่อไปคำนวณหาพลังงานที่ใช้ในการกลั่น แล้วทำกราฟสร้างกราฟเปรียบเทียบความสัมพันธ์กับอัตราส่วนการป้อนกลับ ได้ผลดังแผนภาพที่ 4.1



รูปที่ 4.1 แสดงความสัมพันธ์ระหว่างอัตราส่วนการป้อนกลับกับพลังงานที่ใช้ในการกลั่น

ขณะทำการทดลองที่สภาวะอัตราส่วนการป้อนกลับที่ค่าต่างๆ จะทำการเก็บตัวอย่างที่สภาวะคงตัว (Steady state) หลังจากการปรับอัตราส่วนการป้อนกลับไปแล้ว 1 ชั่วโมง เพื่อวิเคราะห์ความบริสุทธิ์ของสารที่กลั่นได้โทลูอินและบิวทิล เซลโลโซลล์ด้วยเครื่องโครมาโตกราฟีแบบแก๊ส (Gas Chromatography) ตารางที่ 4.3 แสดงผลจากการวิเคราะห์ด้วยเครื่องโครมาโตกราฟีแบบแก๊ส (Gas Chromatography)

ตารางที่ 4.3 ความบริสุทธิ์ของสารที่กลั่นได้ต่อการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนการป้อนกลับจากเครื่องโครมาโตกราฟีแบบแก๊ส (Gas Chromatography)

อัตราส่วนการป้อนกลับ	ความบริสุทธิ์ของโทลูอิน (%โดยน้ำหนัก)	ความบริสุทธิ์ของบิวทิล เซลโลโซลล์ (%โดยน้ำหนัก)
0.2	97.82	96.65
0.24	98.23	97.92
0.34	98.59	98.11
0.42	98.67	98.32
0.54	98.93	98.68
0.73	99.32	98.76

จากการศึกษาผลของอัตราการป้อนกลับเข้าหอกลั่น พบว่าอัตราการใช้พลังงานที่ Pre-heater เท่าเดิมเพราะไม่ได้มีการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิของสารป้อน โดยเมื่ออัตราส่วนการป้อนกลับเข้าหอกลั่นเพิ่มมากขึ้น มีผลทำให้อัตราการใช้พลังงานที่เครื่องต้มซ้ำ (Reboiler) และเครื่องควบแน่นเพิ่มสูงขึ้น ความบริสุทธิ์ของสารที่กลั่นได้โทลูอีนและบิวทิลเซลโลโซลล์วเพิ่มสูงขึ้น และได้ผลิตภัณฑ์ส่วนบนหอกลั่น (Distillate product rate) เพิ่มสูงขึ้น ซึ่งจากผลการทดลองที่ได้นี้เป็นไปตามทฤษฎีของการกลั่น โดยจากสมดุลพลังงานรอบเครื่องต้มซ้ำที่กล่าวในบทที่ 2 พบว่าเมื่อมีการเพิ่มขึ้นของอัตราส่วนการป้อนกลับ มีผลทำให้ค่าร้อนแฝงของการกลายเป็นไอของสารผสม (Heat of vaporization) โทลูอีนและบิวทิลเซลโลโซลล์วมีค่าเพิ่มสูงขึ้น เพราะด้านก้นหอกลั่นมีสัดส่วนโมลของสารที่หนักกว่าซึ่งคือบิวทิลเซลโลโซลล์วเพิ่มมากขึ้น มีผลทำให้เครื่องต้มซ้ำต้องใช้พลังงานสูงขึ้น เช่นเดียวกันกับสมดุลพลังงานรอบเครื่องควบแน่นที่กล่าวในบทที่ 2 พบว่าเมื่อมีการเพิ่มขึ้นของอัตราส่วนการป้อนกลับ มีผลทำให้อัตราการใช้พลังงานของสารที่กลั่นได้ (Distillate product) มีค่าเพิ่มสูงขึ้น ส่งผลทำให้เครื่องควบแน่นต้องดึงพลังงานความร้อนออกสูงขึ้น

4.1.2 ผลกระทบของอัตราการใช้พลังงานต่อพลังงานที่ใช้ในการกลั่น

จากการศึกษาผลของอัตราการใช้พลังงานต่อพลังงานที่ใช้ในการกลั่น ที่อัตราส่วนการป้อนกลับ 0.24 อุณหภูมิสารป้อน 65 องศาเซลเซียส โดยทำการเปลี่ยนแปลงอัตราการใช้พลังงานของสารป้อน 100, 120, 140, 160, 180 และ 200 กิโลกรัมต่อชั่วโมง ตามลำดับ (โดยเหตุผลของการกำหนดอัตราการใช้พลังงานแสดงในภาคผนวก ง) ได้ผลการศึกษาดังตารางที่ 4.4 และรูปที่ 4.2 แสดงอัตราการใช้พลังงานในการกลั่น

ตารางที่ 4.4 แสดงการบันทึกผลการทดลองจากเครื่องมือวัดของการเปลี่ยนแปลงอัตราการใช้พลังงานของสารป้อน

Feed flow (kg/hr)	T02 Bottom level change (mm/hr)	Reboiler steam flow (kg/hr)	Condensator temperature (°C)	
			In	Out
100	10.47	37.67	28.75	40.50
120	12.44	45.41	29.50	43.50
140	14.51	52.53	29.25	46.00
160	16.71	59.99	29.25	48.00
180	18.75	67.76	28.75	50.00
200	20.87	75.20	29.50	53.00

* T02 Bottom level change คือการเปลี่ยนแปลงระดับของเหลวที่วัดได้จากเครื่องมือวัด (Level indicator) ใน 1 ชั่วโมง โดยการเปลี่ยนแปลงระดับของเหลวนำไปคำนวณหาอัตราการไหลของผลิตภัณฑ์ก้นหม้อกลั่น (Bottom product rate) จาก $\dot{V} = \pi r^2 h$ ดังที่ได้แสดงตัวอย่างการคำนวณในภาคผนวก ค

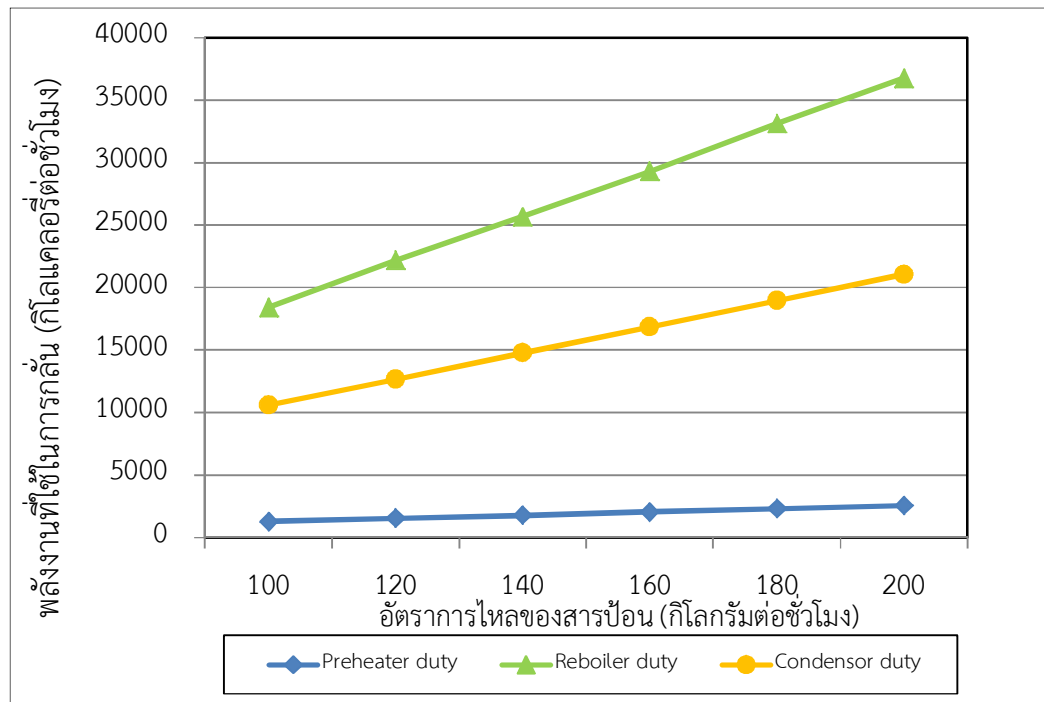
จากผลการทดลองตามตารางที่ 4.4 นำผลที่ได้ไปคำนวณหาอัตราการไหลของผลิตภัณฑ์ก้นหม้อกลั่น (Bottom product rate) อัตราการไหลของผลิตภัณฑ์บนหม้อกลั่น (Distillate product rate) และพลังงานที่เครื่องควบแน่น (Condenser duty) ดังแสดงในตารางที่ 4.5

ตารางที่ 4.5 แสดงผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราการไหลของสารป้อน

Feed flow	T02 Bottom tank			Distillate flow	Reboiler steam flow	Reboiler duty	Condensor temperature		Condensor duty
	Level change	Volume flow	Flow				In	Out	
(kg/hr)	(mm/hr)	(L/hr)	(kg/hr)	(kg/hr)	(kg/hr)	(kcal/hr)	(°C)		(kcal/hr)
100	10.47	25.21	22.71	77.29	37.67	18413	28.75	40.50	10585
120	12.44	29.93	26.97	93.03	45.41	22195	29.50	43.50	12664
140	14.51	34.91	31.45	108.55	52.53	25675	29.25	46.00	14782
160	16.71	40.21	36.23	123.77	59.99	29323	29.25	48.00	16852
180	18.75	45.12	40.65	139.35	67.76	33119	28.75	50.00	18965
200	20.87	50.21	45.24	154.76	75.20	36759	29.50	53.00	21064

หมายเหตุ: *อักษรเอียง* คือ ค่าที่ได้จากเครื่องมือวัดวัด, *อักษรเข้ม* คือ ค่าที่ได้จากการคำนวณ

จากตารางที่ 4.5 นำค่าอัตราการไหลของไอน้ำที่ป้อนให้แก่เครื่องต้มซ้ำและนำอุณหภูมิของน้ำหล่อเย็นขาเข้าและออกจากเครื่องควบแน่นเพื่อไปคำนวณหาพลังงานที่ใช้ในการกลั่น แล้วทำการสร้างกราฟเปรียบเทียบความสัมพันธ์กับอัตราการไหลของสารป้อน ได้ผลดังแผนภาพที่ 4.2



รูปที่ 4.2 แสดงความสัมพันธ์ระหว่างอัตราการไหลของสารป้อนกับพลังงานที่ใช้ในการกลั่น

ขณะทำการทดลองที่สภาวะอัตราการไหลของสารป้อนค่าต่างๆ จะทำการเก็บตัวอย่างที่สภาวะคงตัว (Steady state) หลังจากการปรับอัตราการไหลไปแล้ว 1 ชั่วโมง เพื่อวิเคราะห์ความบริสุทธิ์ของสารที่กลั่นได้โทลูอีนและบิวทิล เซลโลโซลล์ด้วยเครื่องโครมาโตกราฟีแบบแก๊ส (Gas Chromatography) ตารางที่ 4.6 แสดงผลจากการวิเคราะห์ด้วยเครื่องโครมาโตกราฟีแบบแก๊ส (Gas Chromatography)

ตารางที่ 4.6 ความบริสุทธิ์ของสารที่กลั่นได้จากการเปลี่ยนแปลงอัตราการไหลสารป้อนจากเครื่องโครมาโตกราฟีแบบแก๊ส (Gas Chromatography)

อัตราการไหลสารป้อน (กิโลกรัมต่อชั่วโมง)	ความบริสุทธิ์ของโทลูอีน (%โดยน้ำหนัก)	ความบริสุทธิ์ของบิวทิล เซลโลโซล (%โดยน้ำหนัก)
100	98.53	98.61
120	98.52	98.38
140	98.47	98.34
160	98.23	97.92
180	98.12	97.38
200	98.06	97.15

จากการศึกษาผลของอัตราการไหลของสารป้อนเข้าหอกถัน พบว่าเมื่อเพิ่มอัตราการไหลของสารป้อนเข้าหอกถัน มีผลทำให้มีการใช้พลังงานที่เครื่องต้มซ้ำ (Reboiler) และเครื่องควบแน่นมีค่าสูงขึ้น ส่งผลให้มีการใช้พลังงานรวมของ Preheater และเครื่องต้มซ้ำในการกลั่นมีค่าสูงขึ้น โดยจากอัตราการไหลของสารป้อนเข้าหอกถันจาก 100 กิโลกรัมต่อชั่วโมง ถึง 200 กิโลกรัมต่อชั่วโมง มีผลให้พลังงานที่เครื่องต้มซ้ำเพิ่มประมาณ 2 เทา และพลังงานที่เครื่องควบแน่นเพิ่มขึ้นประมาณ 2 เทาเช่นกัน โดยจากสมดุลมวลและสมดุลพลังงานที่กล่าวในบทที่ 2 พบว่าเมื่อทำการเพิ่มอัตราการป้อนสารเข้าหอกถันมีผลทำให้อัตราการไหลของสารที่กลั่น (Distillate product) และอัตราการไหลก้นหอกถัน (Bottom product) มีค่าเพิ่มสูงขึ้น ส่งผลให้มีการใช้พลังงานที่เครื่องต้มซ้ำเพิ่มสูงขึ้น และพลังงานที่ดึงออกที่เครื่องควบแน่นก็สูงขึ้น ซึ่งจากทฤษฎีของการกลั่นนั้น และสอดคล้องกับ ผลงานวิจัยของ **Sunil Patil and Viral Desai** โดยอัตราส่วนการป้อนกลับลดลง ส่งผลให้พลังงานที่เครื่องต้มซ้ำลดลง

4.2 ผลการจากการเปรียบเทียบผลการทดลองกับแบบจำลองทางคอมพิวเตอร์ด้วยโปรแกรม

ASPEN PLUS V7.0

งานวิจัยนี้ได้ทำการสร้างแบบจำลองทางคอมพิวเตอร์ด้วยโปรแกรม ASPEN PLUS 7.0 ด้วยวิธีการแบบ DSTWU และ RADFRAC เปรียบเทียบกับผลการทดลองในหัวข้อที่ 4.1 โดยเลือกใช้เทอร์โมไดนามิกส์โมเดลของ NRTL-RK ด้วยเหตุผลที่ว่าสารโทลูอินเป็นสารไฮโดรคาร์บอนไม่มีขั้ว จึงเลือกโมเดล Equation of state ของ Redlich-Kwong (RK) และสารบิวทิลเซลโลโซลว เป็นสารที่มีขั้วบางส่วนจึงเลือกโมเดล Activity coefficient ของ NRTL

จากการสร้างแบบจำลองจากผลการทดลองได้จำนวนโมเดล (N และ N_f) ดังตารางที่ 4.7

ตารางที่ 4.7 แสดงโมเดลต่างๆจากการทดลอง

อัตราส่วนการป้อนกลับ	ความบริสุทธิ์ของโทลูอิน (%โดยน้ำหนัก)	ความบริสุทธิ์ของบิวทิลเซลโลโซลว (%โดยน้ำหนัก)	Light key fraction*	Heavy key fraction**	จำนวนชั้น (N)	ตำแหน่งสารป้อน (N_f)
0.20	97.82	96.65	0.978	0.077	12	6
0.24	98.23	97.92	0.982	0.063	9	5
0.34	98.59	98.11	0.986	0.050	8	5
0.42	98.67	98.32	0.987	0.047	8	4
0.54	98.93	98.68	0.989	0.038	8	4
0.73	99.32	98.76	0.993	0.024	7	4

*Light key fraction คือ สัดส่วนของจำนวนโมลของสารเบา (โทลูอิน) ในส่วนที่กลั่นได้ต่อจำนวนโมลของสารเบา (โทลูอิน) ที่อยู่ในสารป้อนเข้าหอกถัน

**Heavy key fraction คือ สัดส่วนของจำนวนโมลของสารหนัก (บิวทิล เซลโลโซลว) ในส่วนที่กลั่นได้ต่อจำนวนโมลของสารหนัก (บิวทิล เซลโลโซลว) ที่อยู่ในสารป้อนเข้าหอกถัน

จากตารางที่ 4.7 พบว่ามีโมเดลทั้งหมด 5 โมเดล ที่จะนำไปเปรียบเทียบกับผลการทดลองด้วยการสร้างแบบจำลองแบบ RADFRAC

หมายเหตุ: จากการสร้างแบบจำลอง DSTWU ด้วยการเปลี่ยนแปลงอัตราการไหลสารป้อนจากการทดลองที่อัตราส่วนป้อนกลับ 0.24 อุณหภูมิสารป้อน 65 องศาเซลเซียส นั้นพบว่า ได้จำนวนชั้น (N) และตำแหน่งป้อนสาร (N_f) มีเท่ากับกับค่าจากตารางที่ 4.7 ทั้งนี้เป็นไปตามทฤษฎีของ McCABE-THIELE ที่กล่าวไว้ว่าการกลั่นสารผสมสองชนิด (Binary distillation) จำนวนชั้น (N) และตำแหน่งป้อนสาร (N_f) ขึ้นอยู่กับความบริสุทธิ์ของสารที่กลั่นได้ และอุณหภูมิสารป้อน

4.2.1 การเปรียบเทียบผลกระทบของอัตราส่วนการป้อนกลับ

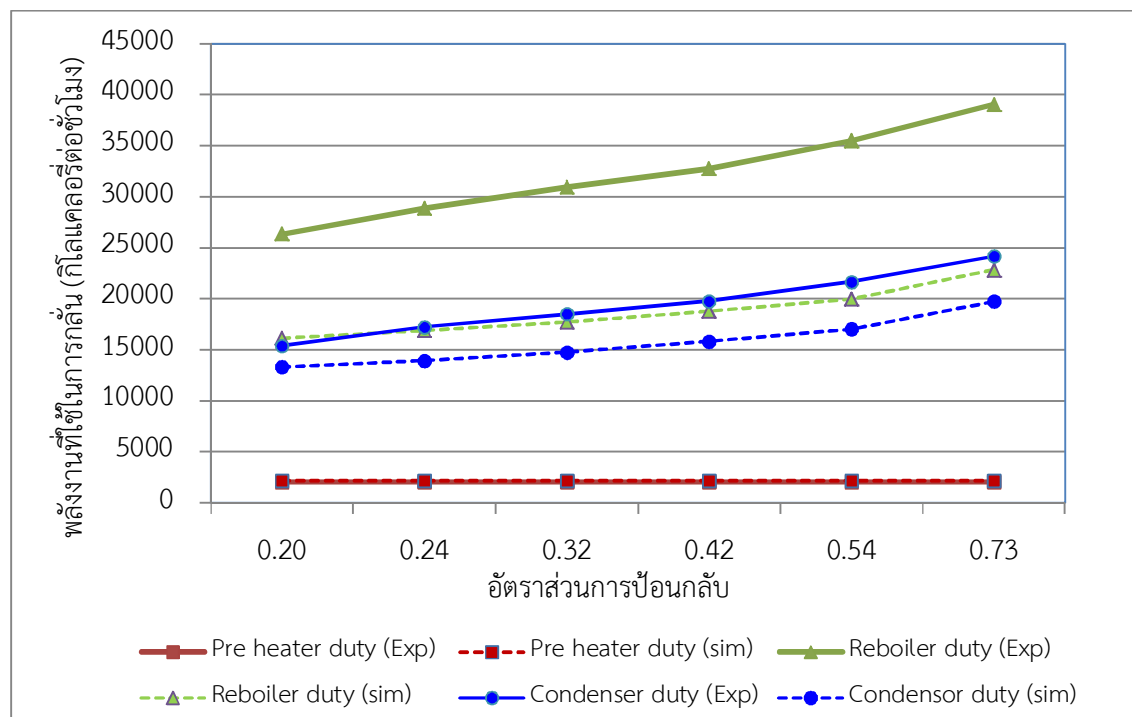
จากการสร้างแบบจำลองแบบ RADFRAC ที่มีการเปลี่ยนแปลงอัตราการป้อนกลับต่อพลังงานที่ใช้ในการกลั่น ที่อัตราการป้อนสาร 160 กิโลกรัมต่อชั่วโมง อุณหภูมิสารป้อน 65 องศาเซลเซียส โดยทำการปรับเปลี่ยนอัตราส่วนการป้อนกลับที่ 0.2, 0.24, 0.34, 0.42, 0.54 และ 0.73 ตามลำดับ เปรียบกับผลที่ได้จากการทดลอง ผลการเปรียบเทียบได้ผลดังตารางที่ 4.8 และรูปที่ 4.3

ตารางที่ 4.8 แสดงการเปรียบเทียบความบริสุทธิ์ของโทลูอีนระหว่างผลการทดลองกับแบบจำลองในแต่ละโมเดลจากการเปลี่ยนแปลงอัตราการป้อนกลับ

อัตราส่วนการป้อนกลับ	ความบริสุทธิ์ของโทลูอีน (%โดยน้ำหนัก)										
	การทดลอง	N =12, N _f =6		N =9, N _f =5		N =8, N _f =5		N =8, N _f =4		N =7, N _f =4	
		แบบจำลอง	%ความแตกต่าง	แบบจำลอง	%ความแตกต่าง	แบบจำลอง	%ความแตกต่าง	แบบจำลอง	%ความแตกต่าง	แบบจำลอง	%ความแตกต่าง
0.20	97.82	99.04	1.25%	98.85	1.05%	98.66	0.86%	98.56	0.76%	98.46	0.66%
0.24	98.23	99.24	1.03%	99.05	0.84%	98.77	0.55%	98.77	0.55%	98.48	0.26%
0.34	98.59	99.62	1.04%	99.33	0.76%	99.24	0.66%	99.05	0.47%	98.86	0.27%
0.42	98.67	99.81	1.15%	99.62	0.96%	99.52	0.86%	99.24	0.58%	99.14	0.48%
0.54	98.93	99.90	0.98%	99.71	0.79%	99.71	0.79%	99.43	0.50%	99.33	0.40%
0.73	99.32	98.69	0.63%	98.69	0.63%	98.69	0.63%	98.69	0.63%	98.60	0.73%
ค่าเฉลี่ยของ%ความแตกต่าง		1.02%		0.84%		0.73%		0.58%		0.47%	

ตารางที่ 4.9 แสดงการเปรียบเทียบความบริสุทธิ์ของบิวทิล เซลโลโซลระหว่างผลการทดลองกับแบบจำลองในแต่ละโมเดลจากการเปลี่ยนแปลงอัตราการป้อนกลับ

อัตราส่วนการป้อนกลับ	ความบริสุทธิ์ของบิวทิล เซลโลโซล (%โดยน้ำหนัก)										
	N =12, N _f =6		N =9, N _f =5		N =8, N _f =5		N =8, N _f =4		N =7, N _f =4		
	การทดลอง	แบบจำลอง	%ความแตกต่าง	การทดลอง	%ความแตกต่าง	การทดลอง	%ความแตกต่าง	การทดลอง	%ความแตกต่าง	การทดลอง	%ความแตกต่าง
0.20	96.65	92.23	4.57%	91.75	5.07%	91.23	5.60%	90.75	6.11%	90.46	6.40%
0.24	97.92	97.38	0.55%	96.60	1.35%	95.81	2.16%	95.54	2.43%	94.76	3.23%
0.34	98.11	97.16	0.97%	96.38	1.76%	95.88	2.28%	95.35	2.81%	94.83	3.34%
0.42	98.32	96.93	1.42%	96.42	1.93%	95.90	2.46%	95.38	2.99%	94.88	3.50%
0.54	98.68	95.25	3.48%	95.22	3.51%	94.96	3.77%	94.45	4.28%	93.96	4.78%
0.73	98.76	99.97	1.23%	99.97	1.23%	99.97	1.23%	99.97	1.23%	99.45	0.70%
ค่าเฉลี่ยของ%ความแตกต่าง			2.04%	2.47%	2.92%	3.31%	3.66%				



รูปที่ 4.3 แสดงการเปรียบเทียบพลังงานที่ใช้ในการกลั่นระหว่างผลการทดลองกับแบบจำลองสำหรับการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนป้อนกลับ

จากการศึกษาการเปรียบเทียบผลของอัตราการป้อนกลับเข้าหอกลับ พบว่าร้อยละ ความบริสุทธิ์ของสารที่ได้จากการทดลองและแบบจำลองเพิ่มขึ้นตามอัตราส่วนการป้อนกลับ ที่เพิ่มสูงขึ้น ซึ่งเป็นไปตามทฤษฎีของการกลั่นที่อธิบายไว้ในหัวข้อที่ 4.1.1

การเปรียบเทียบด้านพลังงานระหว่างผลการทดลองกับการสร้างแบบจำลอง

- 1) ด้านการใช้พลังงานที่ Preheater (Preheater duty) พบว่ามีค่าแตกต่างกันเพียง เล็กน้อย เมื่อเปรียบกันระหว่างการทดลองกับแบบจำลอง โดยมีการใช้พลังงานสูงสุด ที่ 2,147 กิโลแคลอรีต่อชั่วโมง ซึ่งมีค่าน้อยกว่าค่าพลังงานออกแบบของ Preheater ซึ่งออกแบบไว้ที่ **14,000 กิโลแคลอรีต่อชั่วโมง**
- 2) ด้านพลังงานที่ใช้ในการกลั่นที่เครื่องต้มซ้ำ (Reboiler duty) พบว่าค่าพลังงานที่ได้ จากการทดลองมีค่าสูงกว่าค่าพลังงานที่ได้จากแบบจำลองประมาณร้อยละ 42 ซึ่ง เมื่อพิจารณาถึงค่าพลังงานออกแบบของเครื่องต้มซ้ำซึ่งออกแบบไว้ที่ 29,400 กิโล แคลอรีต่อชั่วโมง โดยจะเห็นได้ว่าการทดลอง ณ อัตราส่วนป้อนกลับมากกว่า 0.24 ค่าพลังงานที่เครื่องต้มซ้ำมีค่าเกินกว่าค่าการออกแบบไว้ ซึ่งเหตุผลมาจากเกิด ความคลาดเคลื่อนขึ้นของ เครื่องมือวัดอัตราการไหล ของไอน้ำที่ป้อนเข้าสู่เครื่องต้ม ซ้ำ และเมื่อพิจารณาค่าพลังงานที่เครื่องต้มซ้ำจากแบบจำลองพบว่า ณ อัตราส่วน ป้อนกลับสูงสุดที่ 0.73 มีการใช้พลังงานเท่ากับ 23,000 ซึ่งไม่เกินค่าออกแบบที่ **29,400 กิโลแคลอรีต่อชั่วโมง**
- 3) ด้านพลังงานที่ใช้ในเครื่องควบแน่น (Condensor duty) พบว่าค่าพลังงานที่ได้จาก การทดลองมีค่าสูงกว่าค่าพลังงานที่ได้จากแบบจำลองประมาณร้อยละ 20 ซึ่งเมื่อ พิจารณาถึงค่าพลังงานออกแบบของเครื่องควบแน่นซึ่งออกแบบไว้ที่ 27,000 กิโล แคลอรีต่อชั่วโมง โดยจะเห็นได้ว่า ณ อัตราส่วนป้อนกลับสูงสุดที่ 0.73 จากการ ทดลองการทดลองและแบบจำลอง มีการใช้พลังงานที่เครื่องควบแน่นเท่ากับ 24,150 และ 19,700 กิโลแคลอรีต่อชั่วโมง ตามลำดับ ซึ่งไม่เกินค่าออกแบบที่ **27,000 กิโลแคลอรีต่อชั่วโมง**

4.2.2 การเปรียบเทียบผลกระทบของอัตราการไหลของสารป้อน

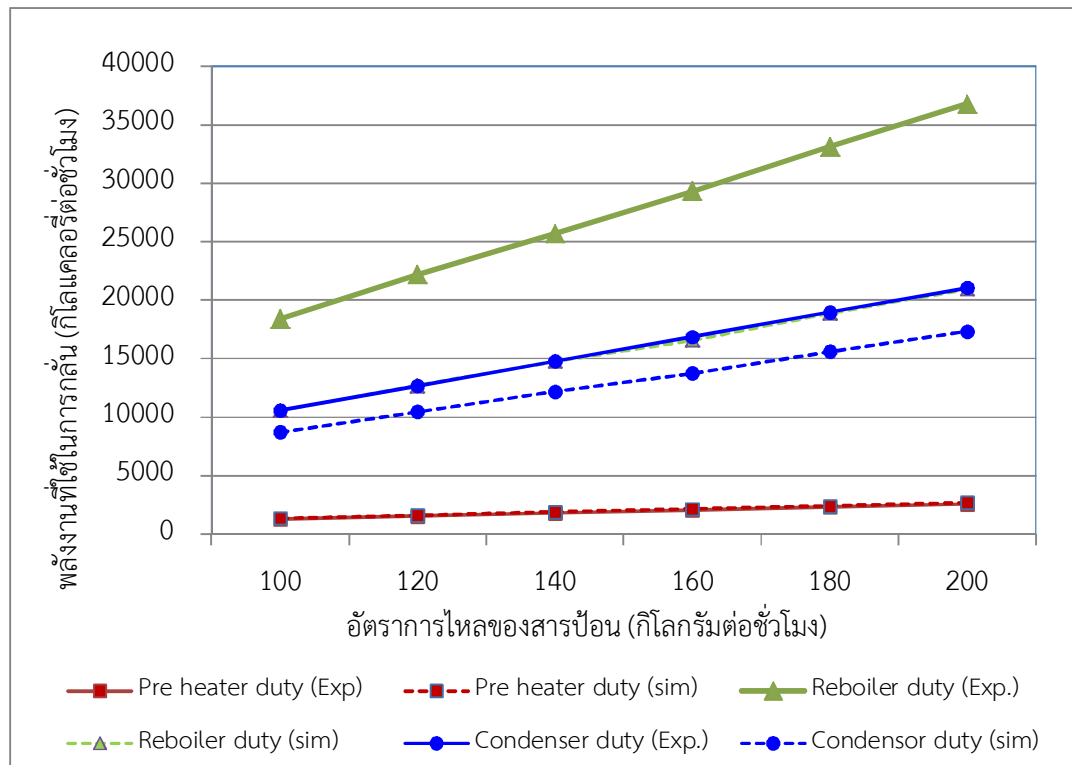
จากการสร้างแบบจำลองแบบ RADFRAC ที่มีการเปลี่ยนแปลงอัตราการไหลสารป้อนต่อพลังงานที่ใช้ในการกลั่นจาก ที่อัตราส่วนการป้อนกลับ 0.24 อุณหภูมิสารป้อน 65 องศาเซลเซียส โดยทำการเปลี่ยนแปลงอัตราการไหลของสารป้อน 100, 120, 140, 160, 180 และ 200 กิโลกรัมต่อชั่วโมง ตามลำดับ เปรียบกับผลที่ได้จากการทดลอง ผลการเปรียบเทียบได้ผลดังตารางที่ 4.10 และรูปที่ 4.4

ตารางที่ 4.10 แสดงการเปรียบเทียบความบริสุทธิ์ของโทลูอีนระหว่างผลการทดลองกับแบบจำลองในแต่ละโมเดลจากการเปลี่ยนแปลงอัตราการไหลสาร

อัตรา การ ไหล สาร ป้อน	ความบริสุทธิ์ของโทลูอีน (%โดยน้ำหนัก)										
		N =12, N _f =6		N =9, N _f =5		N =8, N _f =5		N =8, N _f =4		N =7, N _f =4	
(กก/ ชม)	การ ทดลอง	แบบ จำลอง	%ความ แตกต่าง	แบบ จำลอง	%ความ แตกต่าง	แบบ จำลอง	%ความ แตกต่าง	แบบ จำลอง	%ความ แตกต่าง	แบบ จำลอง	%ความ แตกต่าง
100	98.53	99.24	0.72%	98.94	0.42%	98.79	0.26%	98.79	0.26%	98.49	0.05%
120	98.52	99.24	0.73%	98.99	0.48%	98.86	0.35%	98.74	0.22%	98.49	0.03%
140	98.47	99.24	0.78%	99.03	0.56%	98.81	0.34%	98.70	0.23%	98.48	0.01%
160	98.23	99.23	1.02%	99.14	0.92%	98.94	0.73%	98.75	0.53%	98.66	0.43%
180	98.12	99.24	1.14%	99.07	0.97%	98.90	0.80%	98.73	0.62%	98.56	0.45%
200	98.06	99.24	1.20%	99.09	1.05%	98.86	0.81%	98.78	0.74%	98.55	0.50%
ค่าเฉลี่ยของ%ความ แตกต่าง			0.93%	0.73%	0.55%	0.43%	0.25%				

ตารางที่ 4.11 แสดงการเปรียบเทียบความบริสุทธิ์ของบิวทิล เซลโลโซลระหว่างผลการทดลองกับแบบจำลองในแต่ละโมเดลจากการเปลี่ยนแปลงอัตราการใช้สาร

อัตราการใช้สาร	ความบริสุทธิ์ของบิวทิล เซลโลโซล (%โดยน้ำหนัก)										
		N =12, N _f =6			N =9, N _f =5		N =8, N _f =5		N =8, N _f =4		N =7, N _f =4
(กก/ชม)	การทดลอง	แบบจำลอง	%ความแตกต่าง	แบบจำลอง	%ความแตกต่าง	แบบจำลอง	%ความแตกต่าง	แบบจำลอง	%ความแตกต่าง	แบบจำลอง	%ความแตกต่าง
100	98.61	97.48	1.15%	96.25	2.40%	95.80	2.85%	95.40	3.25%	94.55	4.11%
120	98.38	97.56	0.84%	96.50	1.91%	95.81	2.61%	95.79	2.63%	95.10	3.33%
140	98.34	97.02	1.34%	96.12	2.26%	95.53	2.86%	95.24	3.16%	94.62	3.78%
160	97.92	93.00	5.03%	92.51	5.52%	92.00	6.04%	91.26	6.80%	91.01	7.06%
180	97.38	95.87	1.55%	95.19	2.25%	94.51	2.95%	94.04	3.43%	93.58	3.91%
200	97.15	95.68	1.51%	95.06	2.15%	94.45	2.78%	93.83	3.41%	93.22	4.04%
ค่าเฉลี่ยของ%ความแตกต่าง			1.90%	2.75%	3.35%	3.78%	4.37%				



รูปที่ 4.4 แสดงการเปรียบเทียบพลังงานที่ใช้ในการกลั่นระหว่างผลการทดลองกับแบบจำลองจากการเปลี่ยนแปลงอัตราการไหลของสารป้อน

การเปรียบเทียบด้านพลังงานระหว่างผลการทดลองกับการสร้างแบบจำลอง

- 1) ด้านการใช้พลังงานที่ Preheater (Preheater duty) พบว่ามีค่าแตกต่างกันเพียงเล็กน้อย เมื่อเปรียบกันระหว่าง การทดลองกับแบบจำลอง โดยมีการใช้พลังงานสูงสุดที่ 2,683 กิโลแคลอรีต่อชั่วโมง ซึ่งมีค่าน้อยกว่าค่าพลังงานออกแบบของ Preheater ซึ่งออกแบบไว้ที่ 14,000 กิโลแคลอรีต่อชั่วโมง
- 2) ด้านพลังงานที่ใช้ในการกลั่นที่เครื่องต้มซ้ำ (Reboiler duty) พบว่าค่าพลังงานที่ได้จากการ ทดลองมีค่าสูงกว่าค่าพลังงานที่ได้จากแบบจำลองประมาณร้อยละ 43 ซึ่งเมื่อพิจารณาถึงค่าพลังงานออกแบบของเครื่องต้มซ้ำซึ่งออกแบบไว้ที่ 29,400 กิโลแคลอรีต่อชั่วโมง โดยจะเห็นได้ว่าการทดลอง ณ อัตราการไหลสารป้อนมากกว่า 160 กิโลกรัมต่อชั่วโมงค่าพลังงานที่เครื่องต้มซ้ำมีค่าเกินกว่าค่าการออกแบบไว้ ซึ่งเหตุผลมาจากเกิดความคลาดเคลื่อนขึ้นของ เครื่องมือวัดอัตราการไหล ของไอน้ำที่ป้อนเข้าเครื่องต้มซ้ำ และเมื่อพิจารณาค่าพลังงานที่ เครื่องต้มซ้ำจากแบบจำลองพบว่า ณ อัตราการไหลสารป้อนสูงสุดที่ 200 กิโลกรัมต่อชั่วโมงมีการใช้พลังงาน

เท่ากับ 20,920 กิโลแคลอรีต่อชั่วโมง ซึ่งไม่เกินค่าออกแบบที่ **29,400 กิโลแคลอรีต่อชั่วโมง**

- 3) ด้านพลังงานที่ใช้ในเครื่องควบแน่น (Condensor duty) พบว่าค่าพลังงานที่ได้จากการทดลองมีค่าสูงกว่าค่าพลังงานที่ได้จากแบบจำลองประมาณร้อยละ 18 ซึ่งเมื่อพิจารณาถึงค่าพลังงานออกแบบของเครื่องควบแน่นซึ่งออกแบบไว้ที่ 27,000 กิโลแคลอรีต่อชั่วโมง โดยจะเห็นได้ว่า ณ อัตราการไหลสารป้อนสูงสุดที่ 200 กิโลกรัมต่อชั่วโมง มีการใช้พลังงานเท่ากับจากการทดลองการทดลองและแบบจำลอง ที่ 21,000 และ 17,300 กิโลแคลอรีต่อชั่วโมง ตามลำดับ ซึ่งไม่เกินค่าออกแบบที่ **27,000 กิโลแคลอรีต่อชั่วโมง** ที่ออกแบบไว้

จากค่าพลังงานที่ใช้ในการกลั่นที่เครื่องต้มซ้ำ (Reboiler duty) และเครื่องควบแน่น (Condensor duty) จากการทดลองเปรียบเทียบกับแบบจำลองพบว่ามีค่าแตกต่างกันดังที่กล่าวไว้ข้างต้นนั้น สาเหตุดังต่อไปนี้นี้เป็นสาเหตุที่เป็นไปได้ที่ทำให้เกิดพลังงานแตกต่างกัน ดังนี้

- หอกกลั่นนี้เป็นหอกกลั่นที่มีการใช้งานมานานแล้วประมาณ 20 ปี ผนังภายในหอกกลั่นมีตะกรันติดอยู่
- แพ็คกิ้ง (Random packing) บางส่วนก็มีการแตกหักไป
- มีการสูญเสียความร้อนของหอกกลั่นที่ทำการทดลอง เนื่องด้วยการหุ้มฉนวนของหอกกลั่นไม่ครบถ้วนตลอดทั่วทั้งหอกกลั่น แต่จากแบบจำลองมิได้มีการสูญเสียพลังงาน
- การผิดพลาดของเครื่องมือวัดอัตราการไหลของไอน้ำที่ป้อนให้เครื่องต้มซ้ำ ซึ่งเป็นเครื่องวัดอัตราการไหลแบบโรตารีมิเตอร์ซึ่งมีการใช้งานมานานกว่า 20 ปีเช่นกัน
- ส่วนค่าความคลื่อนของเครื่องควบแน่นนั้นเกิดขึ้นน้อยเพราะว่าได้มีการเปลี่ยนมาใช้เครื่องควบแน่นใหม่ อีกทั้งมีการใช้เครื่องมือวัดอัตราการไหลของน้ำหล่อเย็นด้วยชนิดอัลตราโซนิค (Ultrasonic flow meter) ซึ่งมีค่าความแม่นยำที่สูงมาก และค่าอุณหภูมิของน้ำหล่อที่วัดด้านขาออกจากเครื่องควบแน่นนั้น วัดได้จากเกจอุณหภูมิ (Temperature gauge) ซึ่งเป็นค่าที่หยาบ

ด้านการเปรียบเทียบพลังงานระหว่างการทดลองกับแบบจำลองนั้น พบว่าส่วนผลจากแบบจำลองนั้น อาจเกิดจากการผิดพลาดจากในแบบจำลองทางคอมพิวเตอร์ (Simulation)

ที่มีการจำลองหอกลิ้นชนิดเพรท (Plate column) ซึ่งแตกต่างจากการทดลองเป็นหอกลิ้นแบบแรนดอมแพคกิ้ง (Random packing column) บรรจุภายในหอกลิ้น อย่างไรก็ตามผลการสร้างแบบจำลองทางคอมพิวเตอร์ด้วยโปรแกรม ASPEN PLUS กับผลจากการทดลองพบว่ามีความโน้มเอียงการใช้พลังงานและพลังงานจำเพาะในการกลั่น เป็นไปในทิศทางเดียวกัน ซึ่งการอภิปรายผลนั้นที่ถูกอภิปรายไว้ในหัวข้อที่ 4.1

จากการเปรียบเทียบรายละเอียดความแตกต่างของแต่ละโมเดลแสดงดังตารางที่ 4.11

ตารางที่ 4.12 แสดงผลรวมของร้อยละความแตกต่างระหว่างความบริสุทธิ์ของสารที่กลั่นได้จากการทดลองกับแบบจำลอง

	โมเดล 1	โมเดล 2	โมเดล 3	โมเดล 4	โมเดล 5
	N =12, N _f =6	N =9, N _f =5	N =8, N _f =5	N =8, N _f =4	N =7, N _f =4
ผลรวมของความแตกต่าง	5.89%	6.79%	7.54%	8.10%	8.75%

จากตารางที่ 4.11 พบว่าโมเดลที่ 1 ที่จำนวนชั้น (N) 12 และตำแหน่งป้อนสาร (N_f) 11 มีค่าผลรวมของร้อยละความแตกต่างระหว่างความบริสุทธิ์ของสารที่กลั่นได้จากการทดลองกับแบบจำลองน้อยที่สุด ดังนั้น ณ โมเดลนี้ถือเป็นตัวแทนของการทดลอง เพื่อที่จะนำโมเดลนี้ไปดำเนินการออกแบบต่อไป

4.3 ผลการศึกษาการออกแบบโปรแกรม ASPEN PLUS V7.0

จากการสร้างแบบจำลองทางคอมพิวเตอร์เปรียบเทียบกับผลการทดลอง ซึ่งได้โมเดลที่เหมาะสมเพื่อมาดำเนินการออกแบบการออกแบบที่หาสภาวะการกลั่นที่มีการใช้พลังงานจำเพาะต่ำที่สุด (Minimize specific energy consumption) และความบริสุทธิ์ของสารที่กลั่นได้โทลูอินและบิวทิลเซลโลโซลว ทั้งในส่วนของสารที่กลั่นได้ด้านบนหอกลิ้น (Distillate purity) และในส่วนก้นหอกลิ้น (Bottom purity) ให้สอดคล้องกับข้อจำกัดของการออกแบบ

การออกแบบในงานวิจัยนี้ได้กำหนดตัวแปรและค่าที่จะทำการออกแบบดังนี้

- อัตราส่วนการป้อนกลับ (RR) 0.29, 0.33, 0.37 และ 0.42

(R_{min} มีค่าเท่ากับ 0.22 ณ ความดันบรรยากาศ (0 บาร์เกจ) โดยกำหนดอัตราส่วนของ R/R_{min} ไว้ที่ 1.3 ถึง 1.9)

- อัตราการไหลของสารป้อนเข้าหอกลับ (F) 150, 160, 170, 180 และ 190 กิโลกรัมต่อชั่วโมง (ช่วงนี้เป็นช่วงที่สอดคล้องกับอัตราการไหลของสารผสมจากหน่วยดั่งตัวทำละลายกลับไปใช้ใหม่ ไหลเข้าหน่วยการกลั่นในกระบวนการผลิต)
- อุณหภูมิก่อนเข้าหอกลับ (T) 120, 125, 135, 140 และ 145 องศาเซลเซียส (q-value อยู่ในช่วง 0.84 ถึง 0.98)
- ความดันในหอกลับ (P) 0.4, 0.2 และ 0 บาร์เกจ (หลีกเลี่ยงการออปติไมซ์ที่ความดันสุญญากาศ เนื่องจากสารผสมโทลูอินและบิวทิล เซลโลโซล มีค่า relative volatility เท่ากับ 4.89 ณ ความดันบรรยากาศซึ่งเป็นค่าที่สูงพอที่จะแยกสารออกจากกันได้ง่าย ภาคผนวก จ แสดงการกำหนดความดันภายในหอกลับ และการเดินป้อนสุญญากาศนั้นจะทำให้เสียค่าใช้จ่ายด้านไฟฟ้าและการซ่อมบำรุงซ่อมบำรุง)

โดยทำการออปติไมซ์หาอิทธิพลของตัวแปรต่างๆข้างต้นที่มีผลต่อพลังงานรวมจำเพาะที่ใช้ในการกลั่นน้อยที่สุด และได้ความบริสุทธิ์ของสารที่กลั่นได้โทลูอินและบิวทิล เซลโลโซล ทั้งในส่วนของสารที่กลั่นได้ด้านบนหอกลับ (Distillate purity) และในส่วนก้นหอกลับ (Bottom purity) ตามข้อจำกัดของงานวิจัย

ในที่นี้

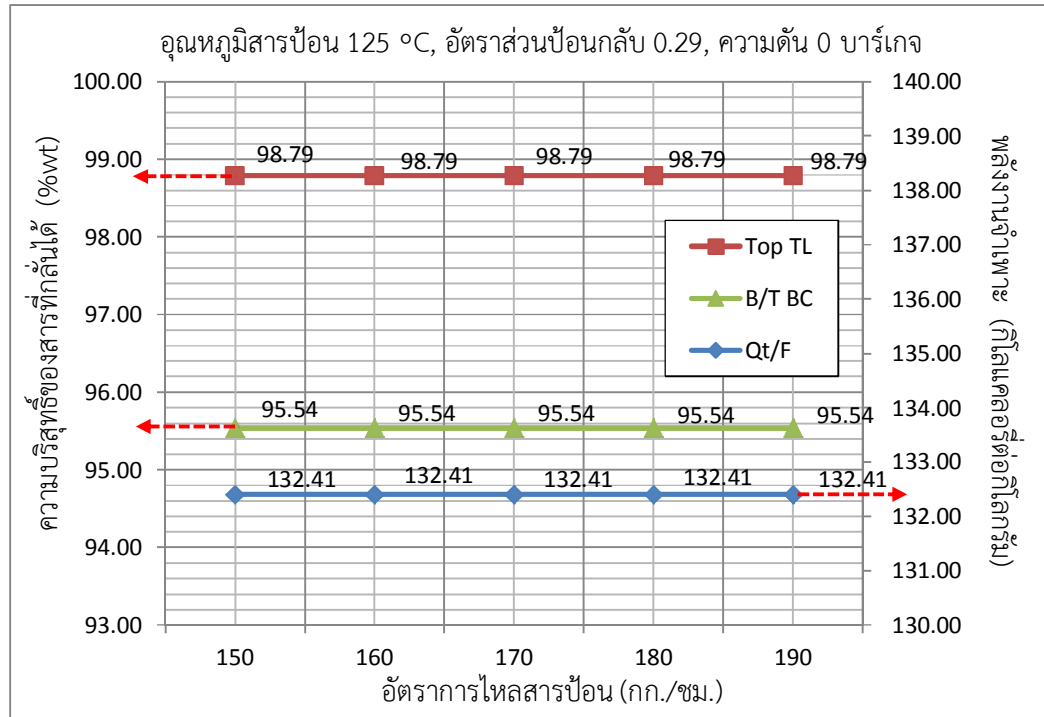
Qt/F คือ พลังงานจำเพาะที่ใช้ในการกลั่น (กิโลแคลอรีต่อชั่วโมง)

Top TL คือร้อยละความบริสุทธิ์ของโทลูอินในส่วนที่กลั่นได้ (Distillate)

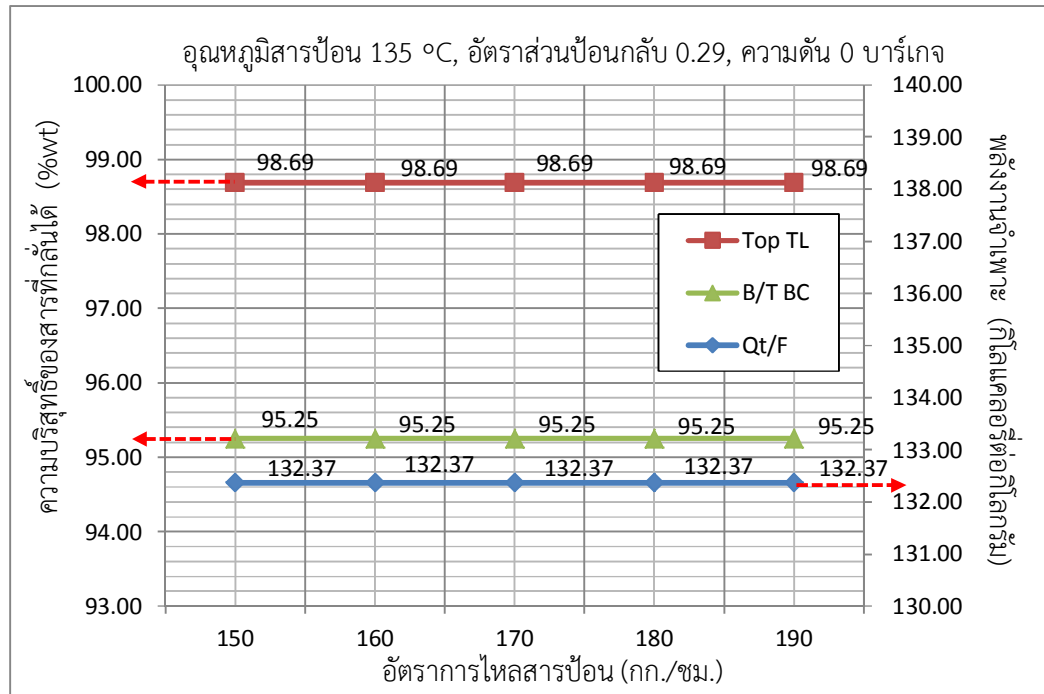
B/T BC คือร้อยละความบริสุทธิ์ของบิวทิล เซลโลโซลในส่วนก้นหอกลับ (Bottom)

4.3.1 การออปติไมซ์การเปลี่ยนแปลงอัตราการไหลสารป้อน

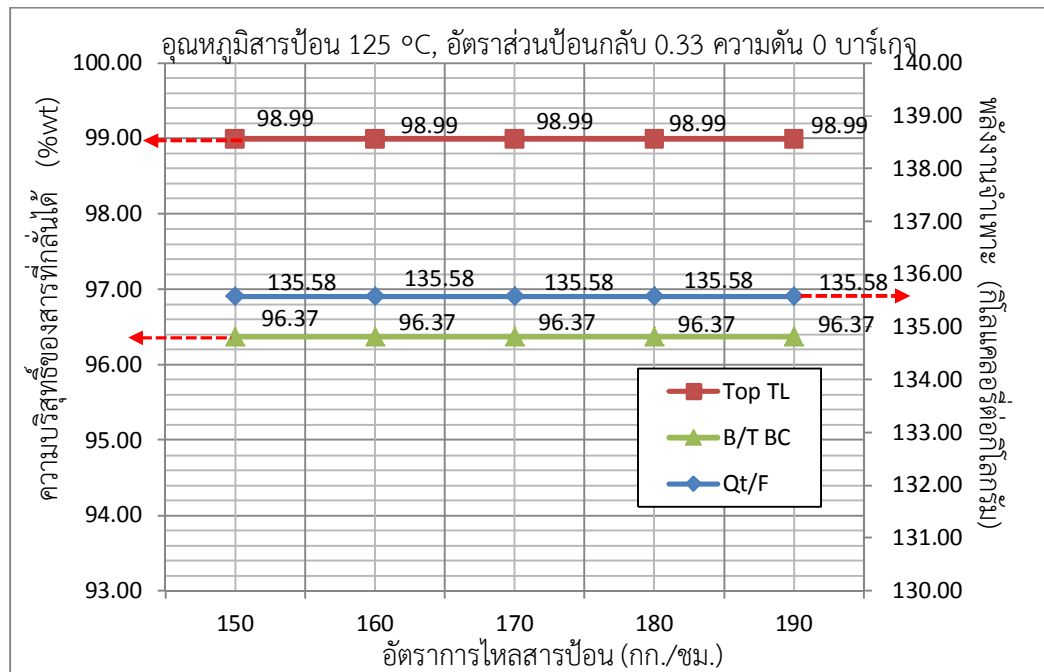
จากการทำการออปติไมซ์การเปลี่ยนแปลงของอัตราการไหลสารป้อนเข้าหอกลั่น แสดงดังรูปต่อไปนี้



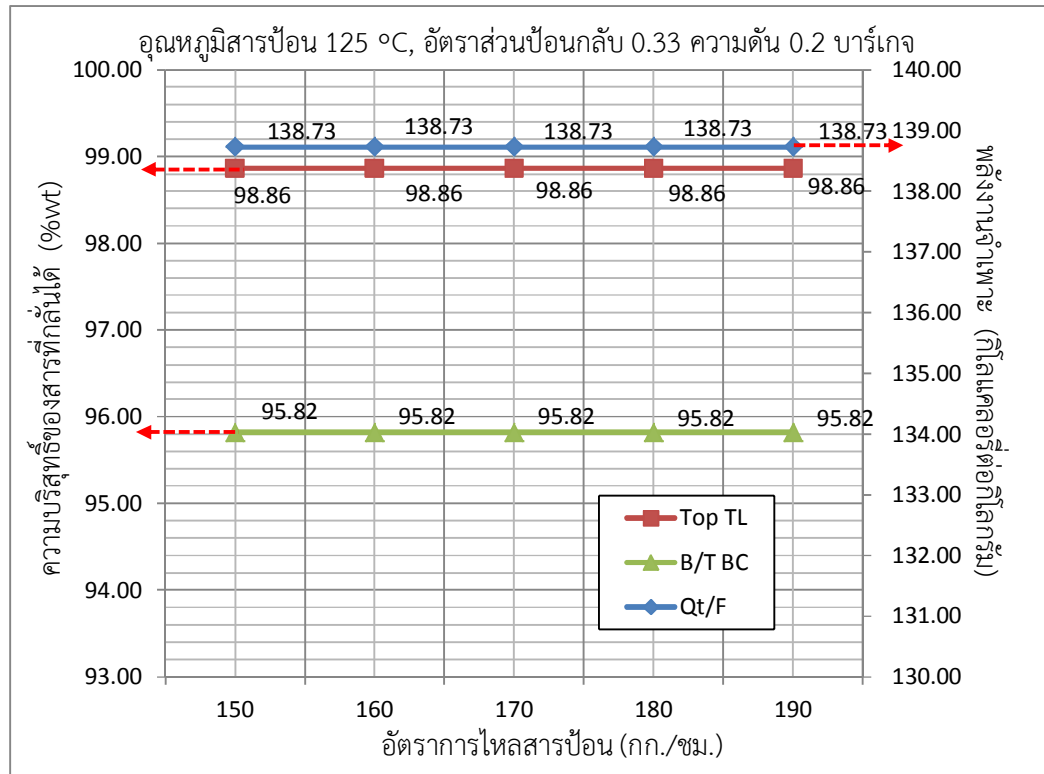
รูปที่ 4.5 แสดงพลังงานรวมจำเพาะที่อัตราการไหลสารป้อนต่างๆ ต่อความบริสุทธิ์ของสารที่กลั่นได้ ณ อุณหภูมิสารป้อน 125 องศาเซลเซียส อัตราส่วนป้อนกลับ 0.29 และความดัน 0 บาร์เกจ



รูปที่ 4.6 แสดงพลังงานรวมจำเพาะที่อัตราการไหลสารป้อนต่างๆ ต่อความบริสุทธิ์ของสารที่กลั่นได้ ณ อุณหภูมิสารป้อน 135 องศาเซลเซียส อัตราส่วนป้อนกลับ 0.29 และความดัน 0 บาร์เกจ



รูปที่ 4.7 แสดงพลังงานรวมจำเพาะที่อัตราการไหลสารป้อนต่างๆ ต่อความบริสุทธิ์ของสารที่กลั่นได้ ณ อุณหภูมิสารป้อน 125 องศาเซลเซียส อัตราส่วนป้อนกลับ 0.33 และความดัน 0 บาร์เกจ

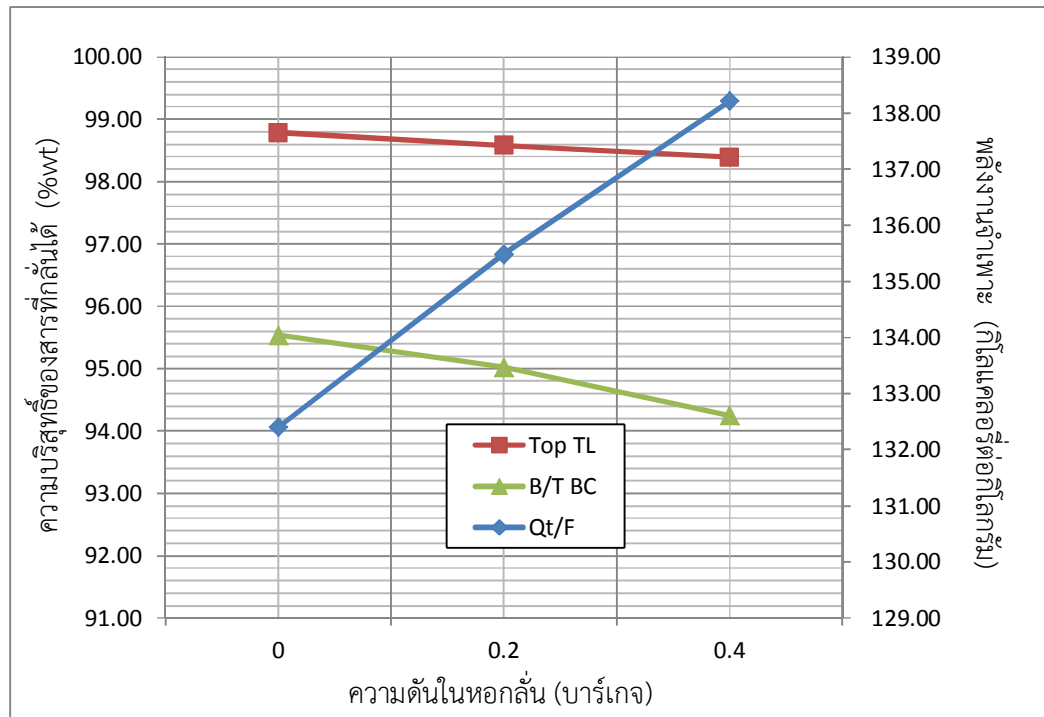


รูปที่ 4.8 แสดงพลังงานรวมจำเพาะที่อัตราการไหลสารป้อนต่างๆต่อความบริสุทธิ์ของสารที่กลั่นได้ ณ อุณหภูมิสารป้อน 125 องศาเซลเซียส อัตราส่วนป้อนกลับ 0.33 และความดัน 0.2 บาร์เกจ

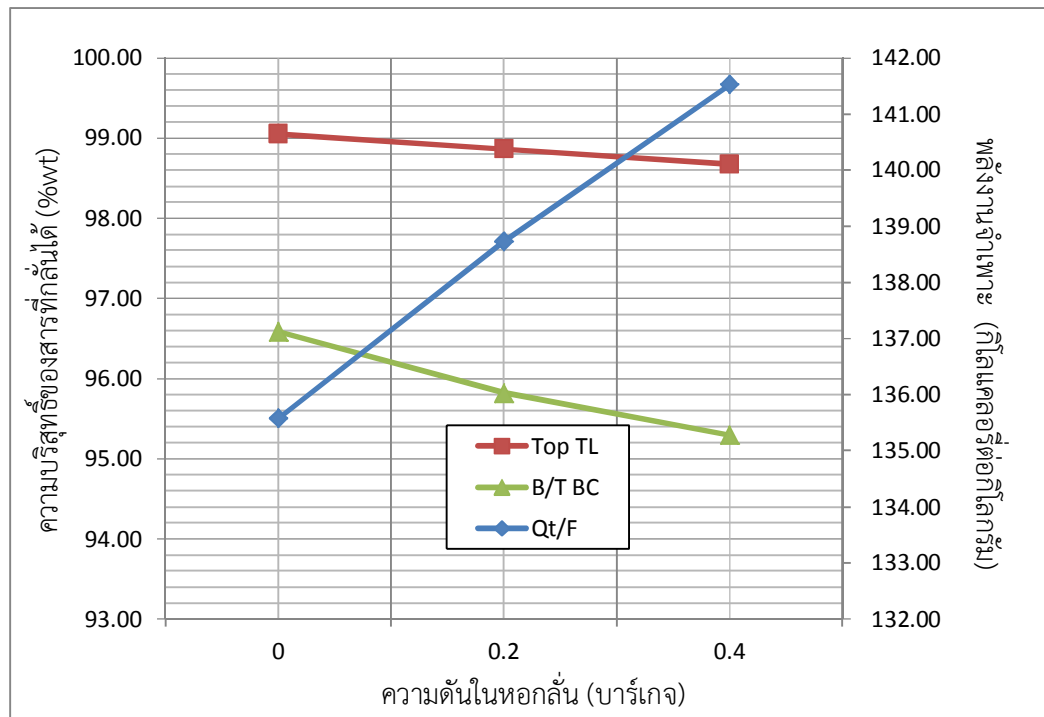
จากรูปที่ 4.5, 4.6 และ 4.7 พบว่าที่สภาวะการกลั่น ณ อุณหภูมิสารป้อน อัตราส่วนป้อนกลับ และความดันเดียวกัน การเปลี่ยนแปลงอัตราการไหลสารป้อนไม่มีผลต่อการเปลี่ยนแปลงของพลังงานรวมจำเพาะและความบริสุทธิ์ของสารที่กลั่นทั้งในส่วนด้านบน (Distillate) และก้นหอกกลั่น (Bottom) ซึ่งเป็นไปตามทฤษฎีของ McCABE-THIELE ที่กล่าวไว้ว่าการกลั่นสารผสมสองชนิด (Binary distillation) ความบริสุทธิ์ของสารที่กลั่นได้จะขึ้นอยู่กับอุณหภูมิ ความดัน และอัตราส่วนการป้อนกลับของสารป้อน ซึ่งจะไม่ขึ้นอยู่กับอัตราการไหลของสารป้อน

4.3.2 การออปติไมซ์การเปลี่ยนแปลงความดันในหอกลับ

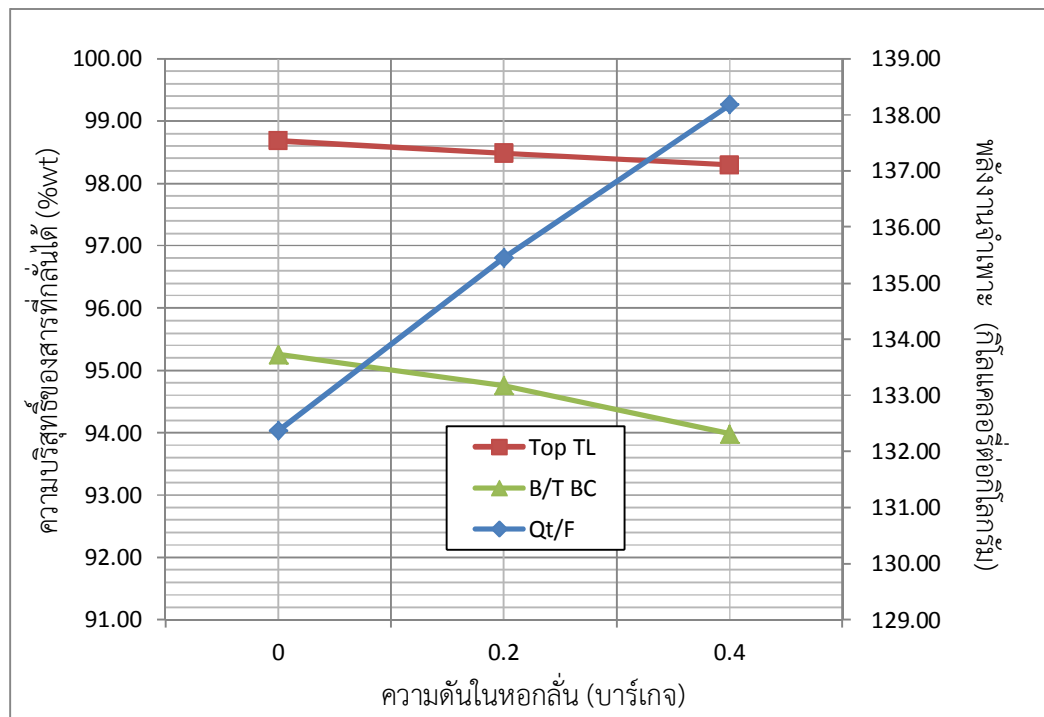
จากการทำการออปติไมซ์การเปลี่ยนแปลงของความดันในหอกลับ แสดงดังรูปต่อไปนี



รูปที่ 4.9 แสดงการออปติไมซ์พลังงานรวมจำเพาะที่ความดันในหอกลับต่างๆ ณ อัตราการไหล 160 กก./ชม. อุณหภูมิสารป้อน 125 องศาเซลเซียสและอัตราส่วนการป้อนกลับ 0.29



รูปที่ 4.10 แสดงการออกแบบดีไอซ์พลังงานรวมจำเพาะที่ความดันในหอกลิ้นต่างๆ ณ อัตราการไหล 160 กก./ชม. อุณหภูมิสารป้อน 125 องศาเซลเซียสและอัตราส่วนการป้อนกลับ 0.33



รูปที่ 4.11 แสดงการออกแบบดีไอซ์พลังงานรวมจำเพาะที่ความดันในหอกลิ้นต่างๆ ณ อัตราการไหล 160 กก./ชม. อุณหภูมิสารป้อน 135 องศาเซลเซียสและอัตราส่วนการป้อนกลับ 0.29

จากรูปที่ 4.9, 4.10 และ 4.11 พบว่าเมื่อความดันในหอกลั่นเพิ่มสูงขึ้น มีผลทำให้พลังงานรวมจำเพาะสูงขึ้น และความบริสุทธิ์ของสารที่กลั่นทั้งในส่วนด้านบนหอกลั่น (Distillate) และก้นหอกลั่น (Bottom) ลดลง ไม่ว่าจะทำการกลั่นที่อุณหภูมิสารป้อนและอัตราส่วนการป้อนกลับใดๆก็ตาม ดังนั้น ณ ความดันต่ำสุดที่ 0 บาร์เกจ เป็นค่าที่เหมาะสมในการออกแบบเครื่องกลั่นในงานวิจัยนี้

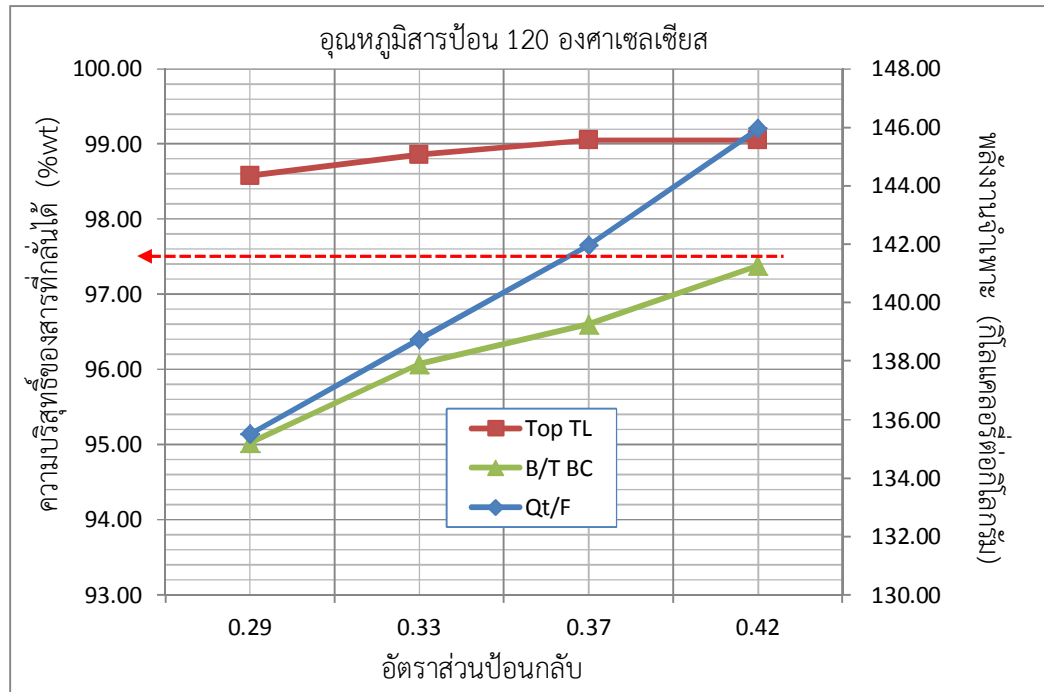
อนึ่ง เหตุผลที่ในการทำออกแบบไม่พิจารณาความดันสุญญากาศ เนื่องจากสารผสมโทลูอีนและบิวทิล เซลโลโซลล์ มีค่า relative volatility เท่ากับ 4.89 ณ ความดันบรรยากาศ ซึ่งเป็นค่าที่สูงพอที่จะแยกสารออกจากกันได้ง่าย ภาคผนวก จ แสดงการกำหนดความดันภายในหอกลั่น และการเดินปั๊มสุญญากาศนั้นจะทำให้เสียค่าใช้จ่ายด้านไฟฟ้าและการซ่อมบำรุงซ่อมบำรุง)

ปั๊มสุญญากาศถูกออกแบบให้ทำความดันสุญญากาศไว้ที่ -0.6 บาร์เกจ (300 มิลลิเมตรปรอท) ซึ่งเป็นการออกแบบสำหรับการกลั่นสารผสมชนิดอื่นๆ (หอกลั่นนี้ถูกนำมาประยุกต์ใช้ในการกลั่นสารผสมโทลูอีนและบิวทิล เซลโลโซลล์) โดยในการกลั่นสามารถทำความดันสุญญากาศได้ต่ำสุดที่ -0.47 บาร์เกจ (400 มิลลิเมตรปรอท) ซึ่งสามารถคำนวณหาความเร็วในการเกิด flooding ได้มีค่า 0.64 เมตรต่อวินาที และมีค่าสัดส่วน L/G เท่ากับ 0.77 โดยสามารถรองรับอัตราการไหลสารป้อนได้สูงสุด 350 กิโลกรัม ต่อชั่วโมง แต่ในออกแบบเครื่องกลั่นของงานวิจัยนี้ทำการออกแบบที่ความดัน 0 บาร์เกจ ซึ่งสามารถคำนวณหาความเร็วในการเกิด flooding ได้มีค่า 0.33 เมตรต่อวินาที และมีค่าสัดส่วน L/G เท่ากับ 0.70 โดยสามารถรองรับอัตราการไหลได้สูงสุด 320 กิโลกรัม ต่อชั่วโมง แต่อัตราการไหลสูงสุดของสารผสมโทลูอีนและบิวทิล เซลโลโซลล์ที่มาจากหน่วยดัดตัวทำลายกลับไปใช้ใหม่มีค่าเท่ากับ 200 กิโลกรัมต่อชั่วโมง และนี่ก็เป็นอีกเหตุผลหนึ่งที่ไม่ทำการกลั่นที่สภาวะสุญญากาศ

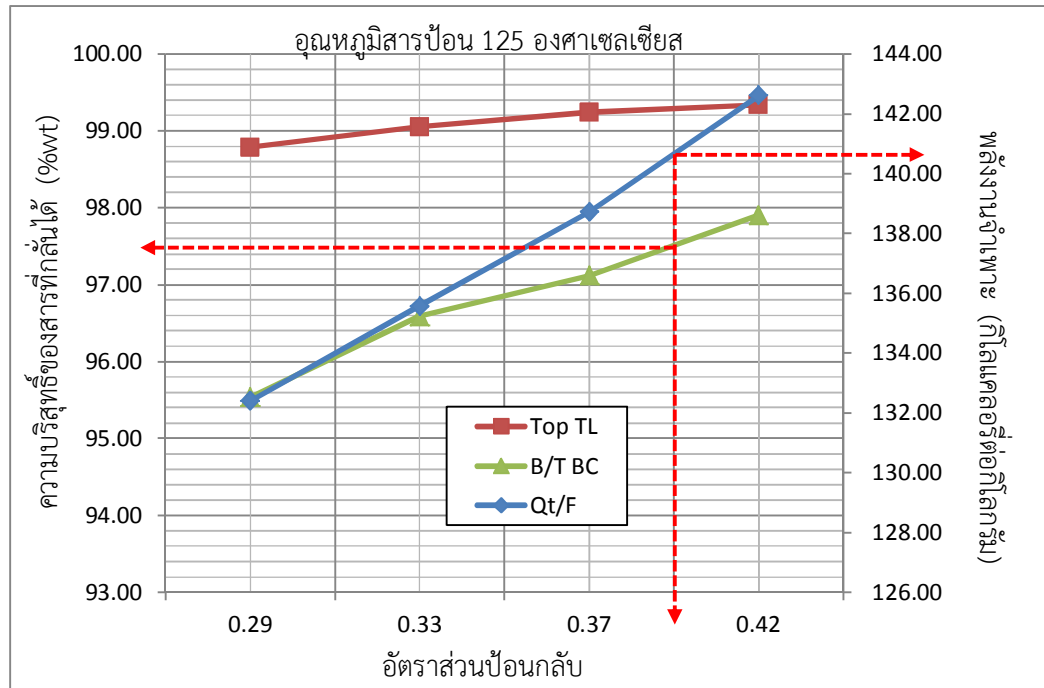
หมายเหตุ: ในอนาคตถ้ามีการขยายกำลังการผลิตขึ้นไป โดยมีอัตราการไหลของสารผสมโทลูอีนและ บิวทิล เซลโลโซลล์ที่มาจากหน่วยดัดตัวทำลายกลับไปใช้ใหม่มีค่ามากกว่า 320 กิโลกรัมต่อชั่วโมง การกลั่นที่สุญญากาศถึงจะเหมาะสมในการกลั่น

4.3.3 การออปติไมซ์การเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนป้อนกลับ

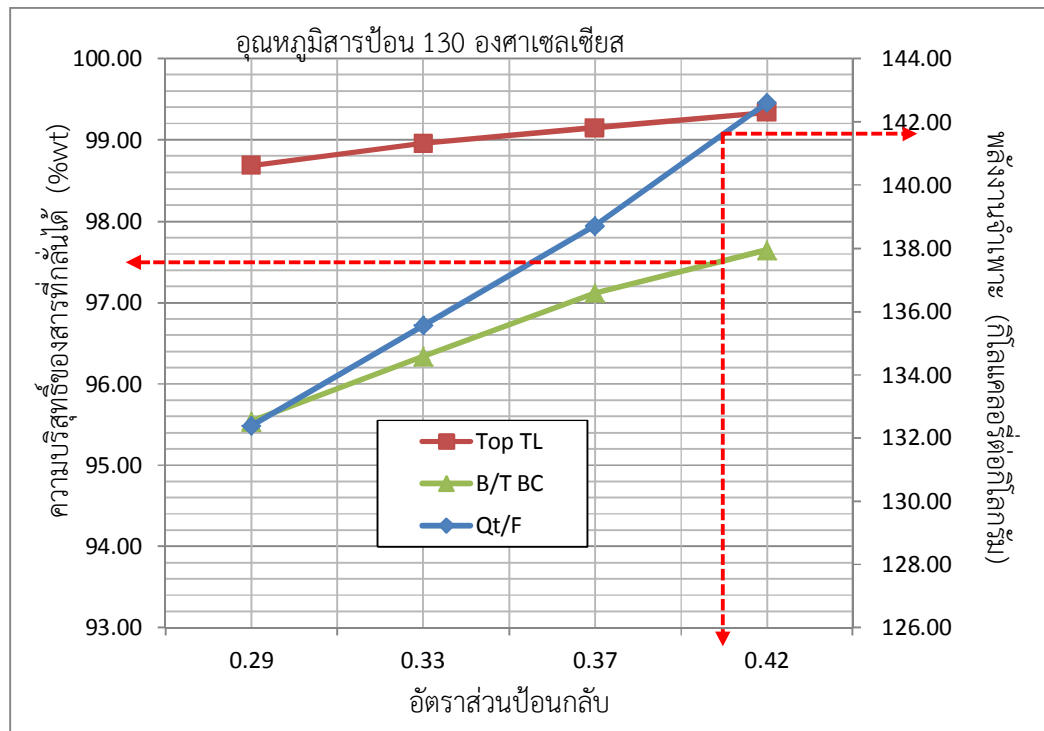
จากการออปติไมซ์การเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนป้อนป้อนกลับ ณ อุณหภูมิสารป้อนต่างๆ แสดงดังรูปต่อไปนี้



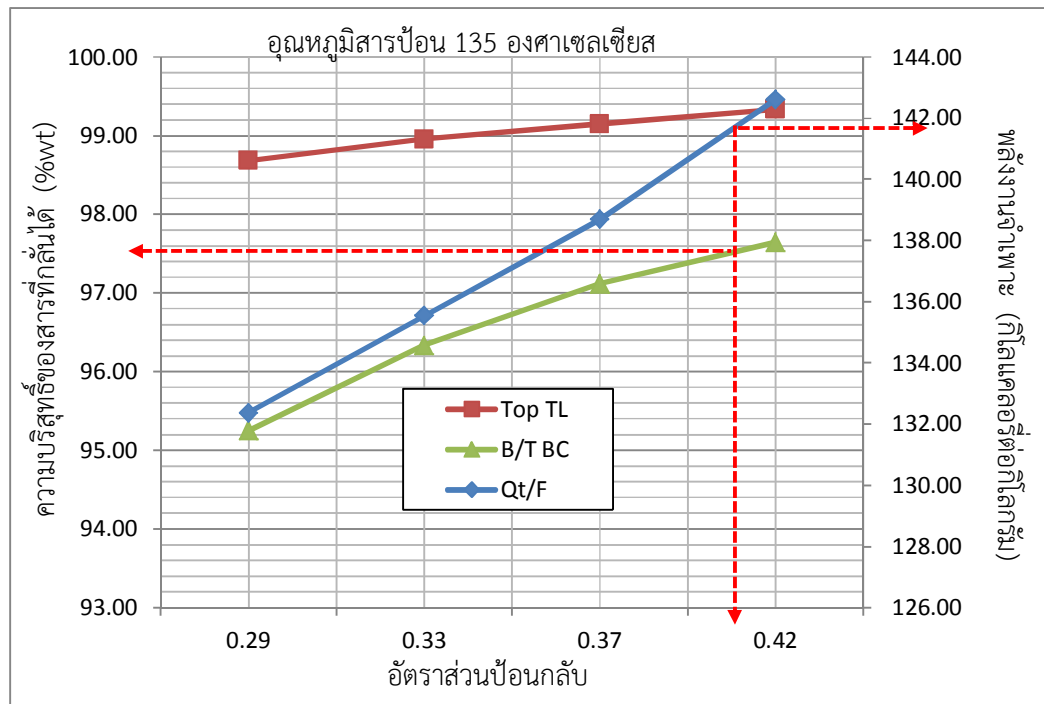
รูปที่ 4.12 แสดงการออปติไมซ์พลังงานรวมจำเพาะที่อัตราส่วนการป้อนกลับต่างๆ ณ อัตราการไหล 160 กก./ชม. อุณหภูมิสารป้อน 120 องศาเซลเซียส และความดันในหอกลั่น 0 บาร์เกจ



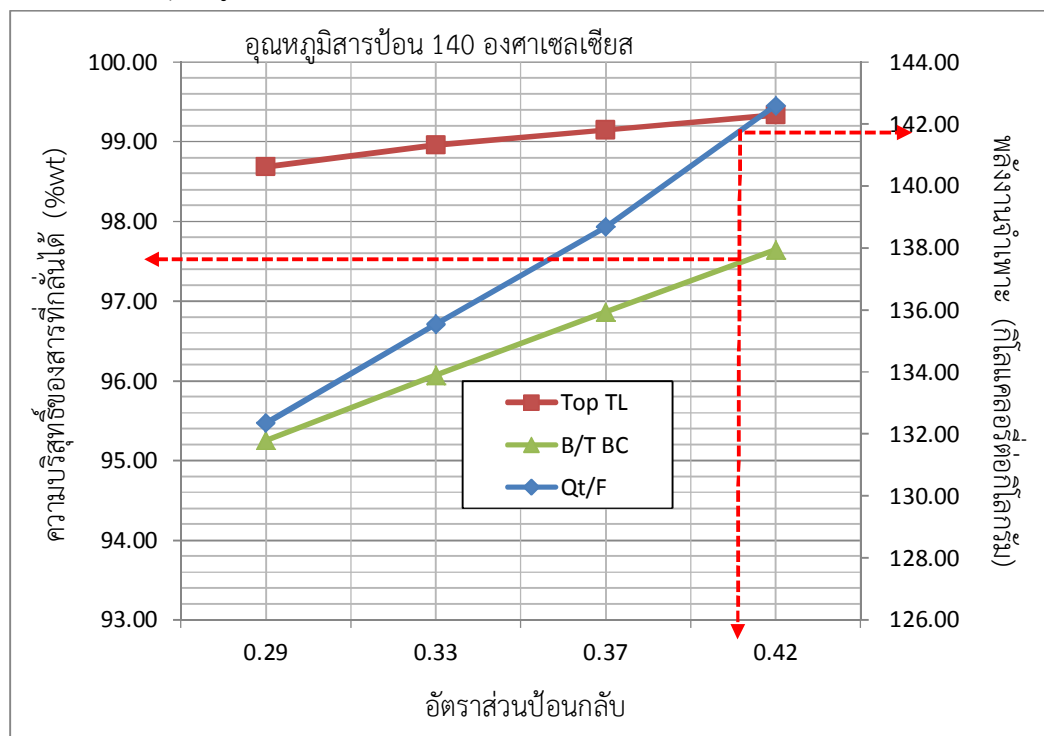
รูปที่ 4.13 แสดงการออกแบบดีไอซ์พลังงานรวมจำเพาะที่อัตราส่วนการป้อนกลับต่างๆ ณ อัตราการไหล 160 กก./ชม. อุณหภูมิต่อป้อน 125 องศาเซลเซียส และความดันในหอกถั่น 0 บาร์เกจ



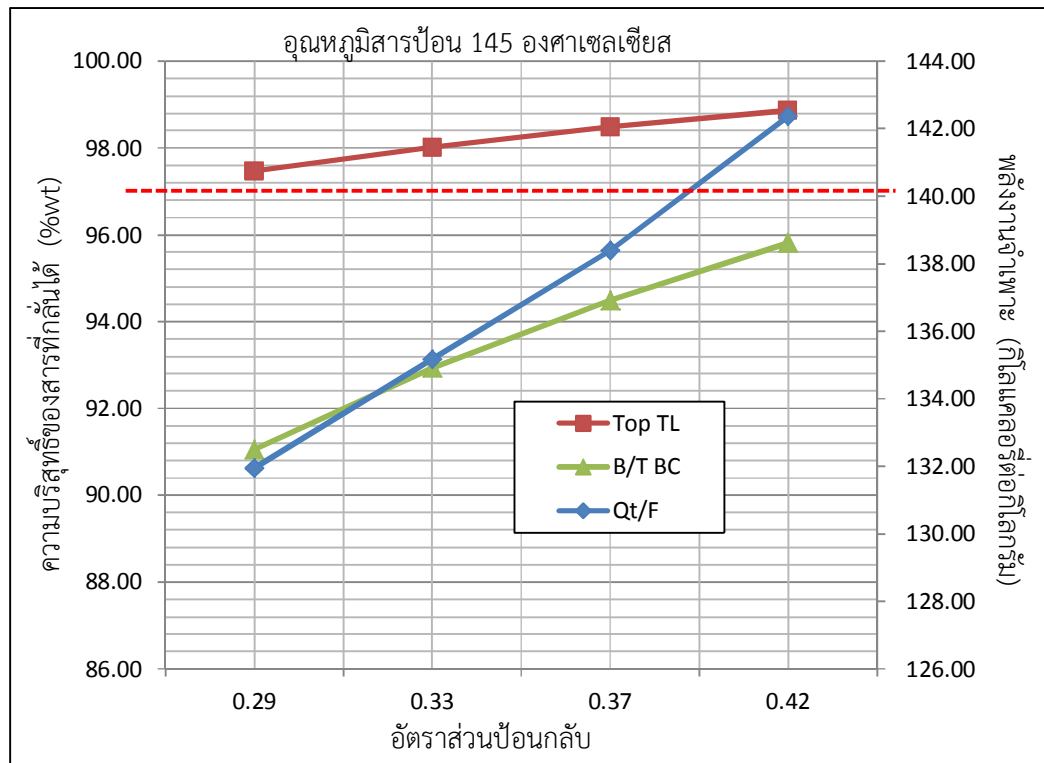
รูปที่ 4.14 แสดงการออกแบบดีไอซ์พลังงานรวมจำเพาะที่อัตราส่วนการป้อนกลับต่างๆ ณ อัตราการไหล 160 กก./ชม. อุณหภูมิต่อป้อน 130 องศาเซลเซียส และความดันในหอกถั่น 0 บาร์เกจ



รูปที่ 4.15 แสดงการออกแบบใช้พลังงานรวมจำเพาะที่อัตราส่วนการป้อนกลับต่างๆ ณ อัตราการไหล 160 กก./ชม. อุณหภูมิมสารป้อน 135 องศาเซลเซียส และความดันในหอกกลั่น 0 บาร์เกจ



รูปที่ 4.16 แสดงการออกแบบใช้พลังงานรวมจำเพาะที่อัตราส่วนการป้อนกลับต่างๆ ณ อัตราการไหล 160 กก./ชม. อุณหภูมิมสารป้อน 140 องศาเซลเซียส และความดันในหอกกลั่น 0 บาร์เกจ

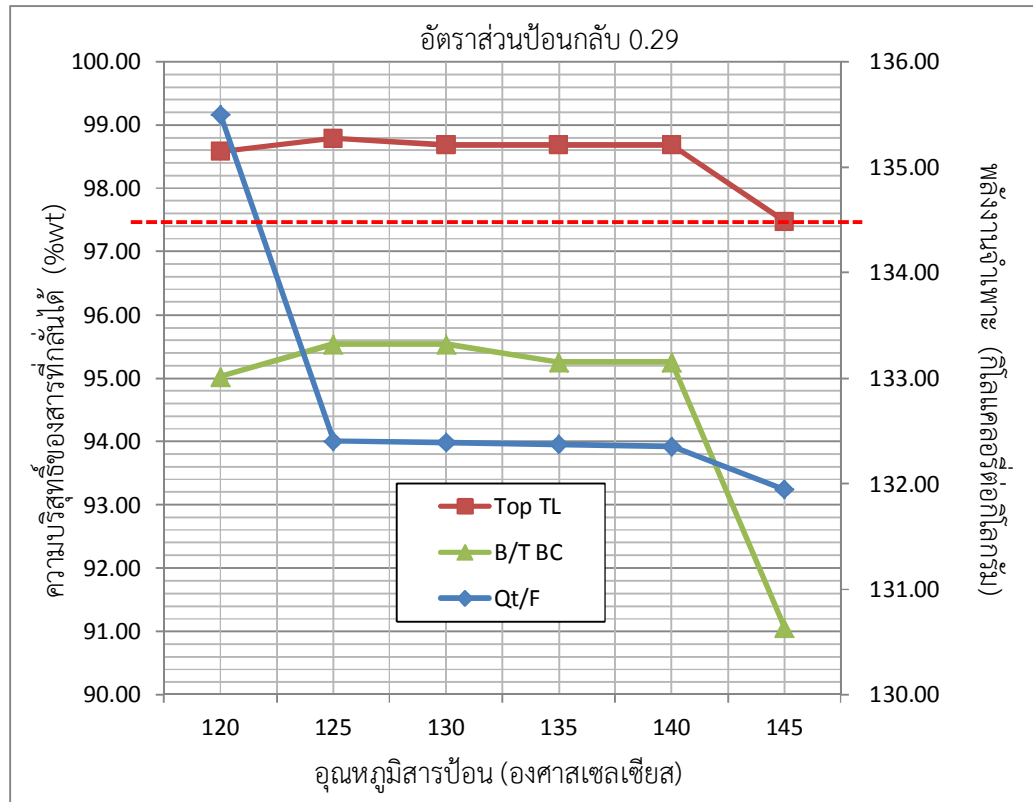


รูปที่ 4.17 แสดงการออปติไมซ์พลังงานรวมจำเพาะที่อัตราส่วนการป้อนกลับต่างๆ ณ อัตราการไหล 160 กก./ชม. อุณหภูมิสารป้อน 145 องศาเซลเซียส และความดันในหอกลิ้น 0 บาร์เกจ

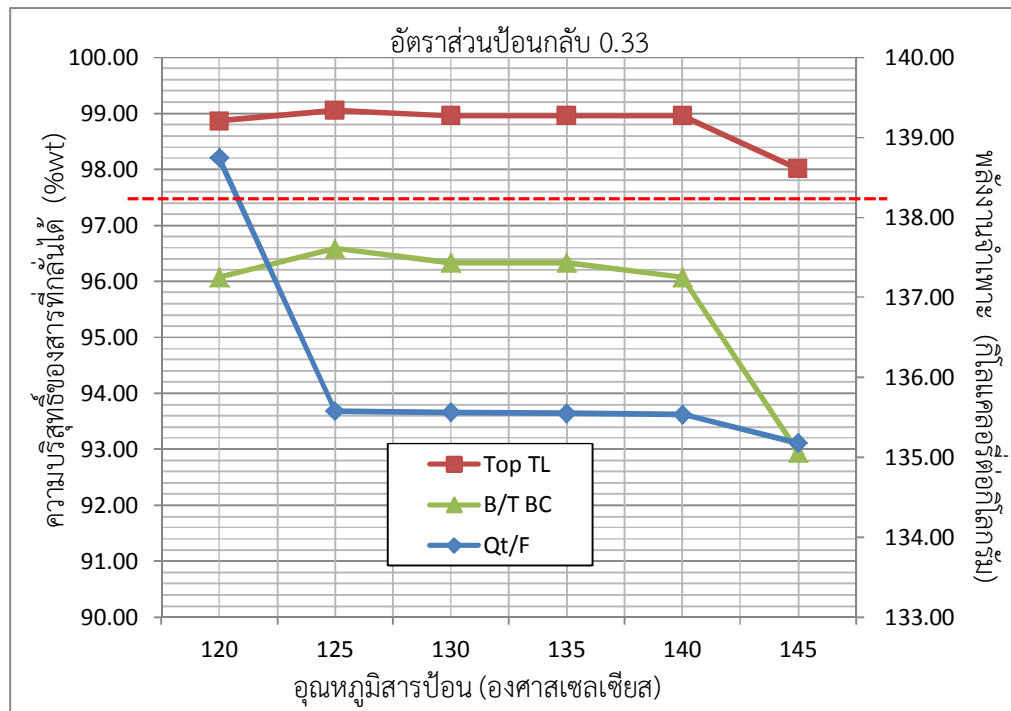
จากรูปที่ 4.12 ถึง 4.17 แสดงพลังงานจำเพาะในการกลั่นที่อัตราส่วนการป้อนกลับอุณหภูมิสารป้อนต่างๆ ณ อัตราการไหล 160 กก./ชม. และความดันในหอกลิ้น 0 บาร์เกจ พบว่า พลังงานจำเพาะต่ำสุดที่ทำให้ความบริสุทธิ์ของสารที่กลั่นได้โทลูอิน และบิวทิล เซลโลโซล်สอดคล้องกับข้อจำกัดของงานวิจัยนี้คือ 140.5 กิโลแคลอรีต่อชั่วโมง ที่อัตราส่วนป้อนกลับ 0.395 และอุณหภูมิสารป้อน 125 องศาเซลเซียส

4.3.4 การออปติไมซ์การเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิสารป้อน

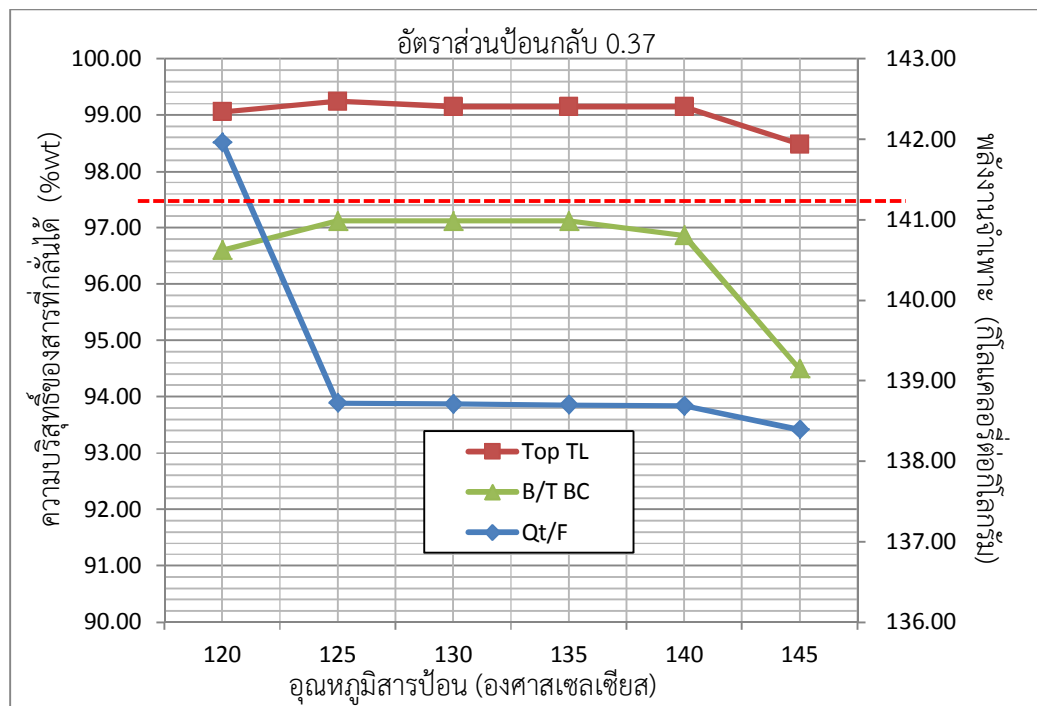
จากการออปติไมซ์การเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิสารป้อน ณ อัตราส่วนป้อนกลับต่างๆ แสดงดังรูปต่อไปนี้



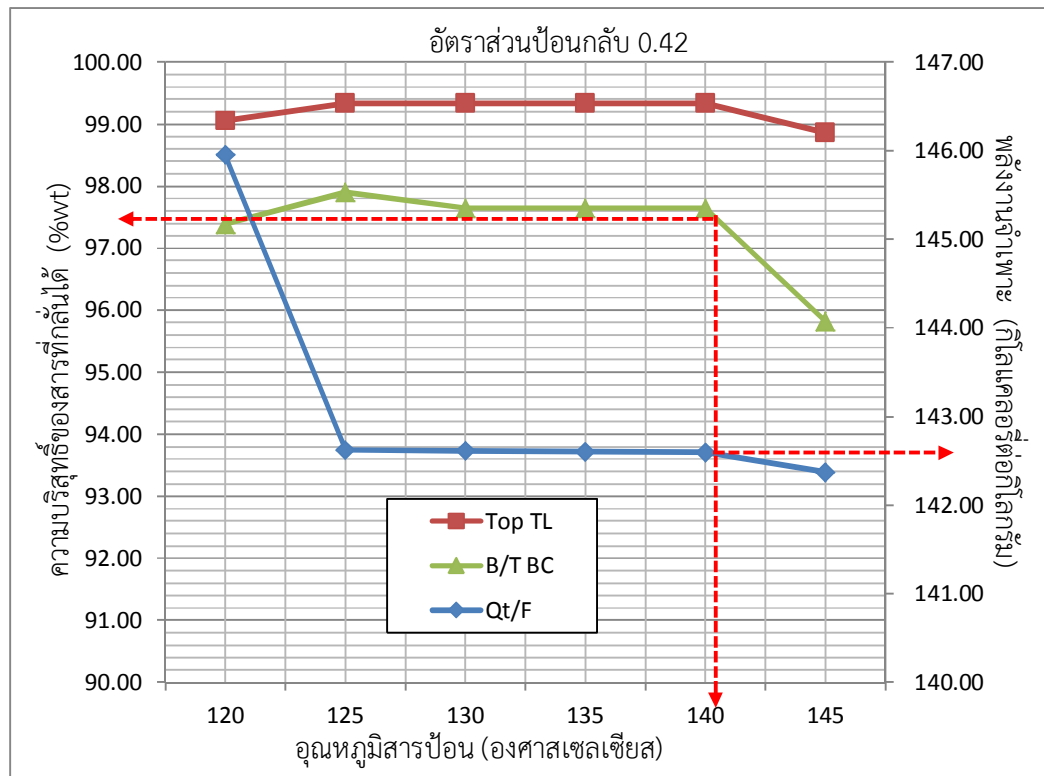
รูปที่ 4.18 แสดงการออปติไมซ์พลังงานรวมจำเพาะที่อุณหภูมิสารป้อนต่างๆ ณ อัตราการไหล 160 กก./ชม. อัตราส่วนการป้อนกลับ 0.29 และความดันในหอกลั่น 0 บาร์เกจ



รูปที่ 4.19 แสดงการออกแบบปั๊มพลังงานรวมจำเพาะที่อุณหภูมิมอเตอร์ต่างๆ ณ อัตราการไหล 160 กก./ชม. อัตราส่วนการป้อนกลับ 0.33 และความดันในหอกลิ้น 0 บาร์เกจ



รูปที่ 4.20 แสดงการออกแบบปั๊มพลังงานรวมจำเพาะที่อุณหภูมิมอเตอร์ต่างๆ ณ อัตราการไหล 160 กก./ชม. อัตราส่วนการป้อนกลับ 0.37 และความดันในหอกลิ้น 0 บาร์เกจ



รูปที่ 4.21 แสดงการออกแบบดีไอพีพลังงานรวมจำเพาะที่อุณหภูมิสารป้อนต่างๆ ณ อัตราการไหล 160 กก./ชม. อัตราส่วนการป้อนกลับ 0.42 และความดันในหอกถัน 0 บาร์เกจ

จากรูปที่ 4.18 ถึง 4.21 แสดงพลังงานจำเพาะในการกลั่นที่อัตราส่วนการป้อนกลับ อุณหภูมิสารป้อนต่างๆ ณ อัตราการไหล 160 กก./ชม. และความดันในหอกถัน 0 บาร์เกจ พบว่า พลังงานจำเพาะต่ำสุดที่ทำให้ความบริสุทธิ์ของสารที่กลั่นได้โทลูอิน และบิวทิล เซลโลโซลล์สอดคล้องกับข้อจำกัดของงานวิจัยนี้คือ 142.6 กิโลแคลอรีต่อชั่วโมง ที่อัตราส่วนป้อนกลับ 0.42 และอุณหภูมิสารป้อน 141 องศาเซลเซียส

จากรูปผลออกแบบดีไอพีอัตราส่วนป้อนกลับและอุณหภูมิสารป้อนที่ทำให้พลังงานจำเพาะต่ำสุด คือ

- อัตราส่วนป้อนกลับ 0.395 และอุณหภูมิสารป้อน 125 องศาเซลเซียส
- อัตราส่วนป้อนกลับ 0.42 และอุณหภูมิสารป้อน 141 องศาเซลเซียส

จากนั้นนำค่าเหล่านี้ไปหาค่าพลังงานที่น้อยที่สุดใน ASPEN PLUS อีกครั้งหนึ่ง เพื่อยืนยันค่าพลังงานจำเพาะที่อ่านได้จากกราฟ ซึ่งได้ผลดังนี้

- ณ อัตราส่วนป้อนกลับ 0.395 และอุณหภูมิสารป้อน 125 องศาเซลเซียส ได้พลังงานจำเพาะมีค่าเท่ากับ 140.67 กิโลแคลอรีต่อกิโลกรัม
- ณ อัตราส่วนป้อนกลับ 0.42 และอุณหภูมิสารป้อน 141 องศาเซลเซียส ได้พลังงานจำเพาะมีค่าเท่ากับ 142.57 กิโลแคลอรีต่อกิโลกรัม

จากผลการออปติไมซ์ที่กล่าวมาทั้งหมดข้างต้นนั้น เป็นการออปติไมซ์บนโปรแกรม ASPEN PLUS ด้วยการหาค่าพลังงานจำเพาะและความบริสุทธิ์ของสารที่กลั่นได้ เป็นจุดๆ (Discrete data) แล้วนำค่าต่างๆมาสร้างกราฟหาค่าที่เหมาะสม ในลำดับถัดไปจะเป็นการออปติไมซ์บนโปรแกรม ASPEN PLUS หาจุดที่เหมาะสมที่สุดในโหมด OPTIMIZATION ของโปรแกรม ซึ่งได้ผลการออปติไมซ์ดังตารางที่ 4.12

ตารางที่ 4.13 แสดงผลการออปติไมซ์บนโปรแกรม ASPEN PLUS หาจุดที่เหมาะสมที่สุดในโหมด OPTIMIZATION

อุณหภูมิสารป้อน (องศาเซลเซียส)	อัตราส่วนการ ป้อนกลับ	Qt/F (กิโลแคลอรีต่อกิโลกรัม)
120	0.44	140.82
123.89	0.5	140.82
124	0.399	140.82
125	0.4	140.82

จากตารางที่ 4.12 พบว่ามี 4 สภาวะการกลั่นที่ทำให้ได้พลังงานจำเพาะในการกลั่นต่ำที่สุดของวัตถุประสงค์ของงานวิจัยนี้ ใกล้เคียงกับผลการออปติไมซ์จากการสร้างกราฟ แต่งานวิจัยนี้จะเลือกค่าอัตราส่วนป้อนกลับที่ต่ำที่สุด เนื่องมาจากว่าที่อัตราส่วนป้อนกลับต่ำสุดที่ 0.399 อุณหภูมิสารป้อน 124 องศาเซลเซียส นั่นคือมีการใช้ไหลดที่เครื่องควบแน่นน้อยกว่าค่าอัตราส่วนการป้อนกลับที่สูงกว่า มีผลทำให้น้ำหล่อเย็นสายออกจากเครื่องควบแน่นมีอุณหภูมิไม่สูงมาก จึงไม่เสี่ยงต่อการเกิดตะกรันและการกัดกร่อนภายในท่อได้

จากตารางแสดงผลการออปติไมซ์ทั้งหมดในงานวิจัยนี้สรุปได้ดังต่อไปนี้

- ณ อัตราส่วนการป้อนกลับและความดันในหอกลั่นเดียวกัน การเพิ่มขึ้นของอุณหภูมิสารป้อนป้อน มีผลทำให้ค่าพลังงานในการกลั่น (Q_T) มีค่าลดลง ส่งผลให้ค่าพลังงานจำเพาะ (Q_T/F) มีค่าลดลง และได้ความบริสุทธิ์ของโทลูอินและบิวทิล เซลโลโซลว ทั้งในส่วนของสารที่กลั่นได้ ด้านบนหอกลั่น (Distillate purity) และในส่วนก้นหอกลั่น (Bottom purity) ลดลง พบว่าเมื่อเพิ่มอุณหภูมิก่อนเข้าหอกลั่น มีผลทำให้มีการใช้พลังงานที่ Preheater เพิ่มขึ้น แต่มีการใช้พลังงานที่เครื่องต้มซ้ำ (Reboiler) ลดลง และพลังงานที่เครื่องควบแน่นมีค่าคงที่ ทั้งนี้เพราะว่าการเพิ่มขึ้นของอุณหภูมิของสารป้อน ทำให้เป็นเพิ่มจำนวนชั้น (Stage) ของส่วน Rectification ของหอกลั่น และเป็นการลดจำนวนชั้น (Stage) ของส่วน Stripping ของหอกลั่น ส่งผลให้มีการใช้พลังงานที่เครื่องต้มซ้ำลดลง ดังนั้นการใช้พลังงานรวมของ Preheater และเครื่องต้มซ้ำในการกลั่นลดลง เพราะพลังงานส่วนใหญ่จะถูกใช้ที่เครื่องต้มซ้ำ และพบว่าเมื่อเพิ่มอุณหภูมิของสารป้อนก่อนเข้าหอกลั่น มีผลทำให้ความบริสุทธิ์ของสารที่กลั่นโทลูอินและบิวทิล เซลโลโซลว ลดลง ซึ่งเป็นไปตามทฤษฎีของการกลั่น เนื่องมาจากการเพิ่มขึ้นของอุณหภูมิสารป้อนมีผลทำให้ค่า Relative volatility ของสารผสมลดลง ทำให้การแยกกันสารผสมนั้นแยกกันได้ยากขึ้นซึ่งตรงตามทฤษฎีของ Antoine
- ณ อุณหภูมิสารป้อนและความดันในหอกลั่นเดียวกัน การเพิ่มขึ้นของอัตราส่วนการป้อนกลับ มีผลทำให้ค่าพลังงานในการกลั่น (Q_T) มีค่าเพิ่มสูงขึ้น ส่งผลให้ค่าพลังงานจำเพาะ (Q_T/F) มีค่าเพิ่มสูงขึ้น และความบริสุทธิ์ของสารโทลูอินและบิวทิล เซลโลโซลว เพิ่มสูงขึ้น ด้วยเหตุผลที่เมื่อมีการเพิ่มขึ้นของอัตราส่วนการป้อนกลับ มีผลทำให้ค่าร้อนแฝงของการกลายเป็นไอของสารผสม (Heat of vaporization) โทลูอินและบิวทิล เซลโลโซลวมีค่าเพิ่มสูงขึ้น เพราะด้านก้นหอกลั่นมีสัดส่วนโมลของสารที่หนักกว่าซึ่งคือบิวทิล เซลโลโซลวเพิ่มมากขึ้น มีผลทำให้เครื่องต้มซ้ำต้องใช้พลังงานสูงขึ้น เช่นเดียวกับสมดุลพลังงานรอบเครื่องควบแน่นที่กล่าวในบทที่ 2 พบว่าเมื่อมีการเพิ่มขึ้นของอัตราส่วนการป้อนกลับ มีผลให้อัตราการของสารที่กลั่นได้ (Distillate product) มีค่าเพิ่มสูงขึ้น ส่งผลทำให้เครื่องควบแน่นต้องดึงพลังงานความร้อนออกสูงขึ้น และสอดคล้องกับผลงานวิจัยของ **A. Bonsfills and L. Puigjaner** ที่อธิบายไว้ว่าที่พลังงานที่เครื่องต้มซ้ำสูง จะได้ความบริสุทธิ์ของสารที่กลั่นได้ที่สูง

- ณ อุณหภูมิสารป้อนและอัตราส่วนการป้อนกลับเดียวกัน การลดลงของความดันในหอกลับ มีผลทำให้ค่าพลังงานในการกลั่น (Q_T) มีค่าลดลง ส่งผลให้ค่าพลังงานจำเพาะ (Q_T/F) มีค่าลดลง และความบริสุทธิ์ของสารที่กลั่นได้เพิ่มสูงขึ้น ด้วยเหตุผลที่ว่าเมื่อความดันลดลง จุดเดือดของสารผสมจะลดลง มีผลทำให้ใช้พลังงานในการกลั่นลดลง และการลดลงของความดันมีผลทำให้ค่า Relative volatility ของสารผสมมีค่าสูงขึ้น ส่งผลให้ได้ความบริสุทธิ์ของสารที่กลั่นเพิ่มสูงขึ้น
- ด้านการใช้พลังงานที่ Preheater (Preheater duty) พบว่าที่อุณหภูมิของสารป้อน 150 องศาเซลเซียส มีการใช้พลังงานที่มากกว่าค่าที่ออกแบบไว้ที่ 14,000 กิโลแคลอรีต่อชั่วโมง ดังนั้นจึงสรุปได้ว่าอุณหภูมิสารป้อนสูงสุดที่สามารถทำได้ในงานวิจัยนี้คือที่ 140 องศาเซลเซียส ที่มีพลังงานที่ Preheater (Preheater duty) 9,760 กิโลแคลอรีต่อชั่วโมง ณ อัตราการไหลสารป้อนสูงสุดที่ 190 กิโลกรัมต่อชั่วโมง
- ด้านพลังงานที่ใช้ในการกลั่นที่เครื่องต้มซ้ำ (Reboiler duty) พบว่า ณ อัตราการไหลสารป้อนสูงสุด 190 กิโลกรัมต่อชั่วโมง อัตราส่วนการป้อนกลับสูงสุดที่ 0.42 และความดันในหอกลับต่ำสุดที่ 0 บาร์เกจ มีค่าพลังงานที่เครื่องต้มซ้ำสูงสุดที่ 19,340 กิโลแคลอรีต่อชั่วโมง ซึ่งมีค่าน้อยกว่าพลังงานออกแบบของเครื่องต้มซ้ำซึ่งออกแบบไว้ที่ 29,400 กิโลแคลอรีต่อชั่วโมง
- ด้านพลังงานที่ใช้ในเครื่องควบแน่นนั้น (Condensor duty) พบว่า ณ อัตราการไหลสารป้อนสูงสุด 190 กิโลกรัมต่อชั่วโมง อัตราส่วนการป้อนกลับสูงสุดที่ 0.42 ความดันในหอกลับต่ำสุดที่ 0 บาร์เกจ และอุณหภูมิสารป้อนสูงสุดที่ 145 องศาเซลเซียส มีค่าพลังงานที่เครื่องควบแน่นสูงสุดที่ 18,300 กิโลแคลอรีต่อชั่วโมง ซึ่งมีค่าน้อยกว่าพลังงานออกแบบของเครื่องต้มซ้ำซึ่งออกแบบไว้ที่ 27,000 กิโลแคลอรีต่อชั่วโมง
- หอกลับในงานวิจัยนี้สามารถรองรับอัตราการไหลสารป้อนได้สูงสุดถึง 315 กิโลกรัมต่อชั่วโมง ที่สามารถไม่ทำให้เกิดการ flooding ขึ้นภายในหอกลับ โดย ณ อัตราการไหลสารป้อนนี้ มีการใช้พลังงานที่ Preheater เท่ากับ 10,995 กิโลแคลอรีต่อชั่วโมง ซึ่งมีค่าน้อยกว่าค่าที่ออกแบบไว้ที่ 14,000 กิโลแคลอรีต่อชั่วโมง การใช้พลังงานเครื่องต้มซ้ำ เท่ากับ 24,580 กิโลแคลอรีต่อชั่วโมง ซึ่งมีค่าน้อยกว่าค่าที่ออกแบบไว้ที่ 29,400 กิโลแคลอรีต่อชั่วโมง และการ

ใช้พลังงานที่เครื่องควบแน่นเท่ากับ 22,777 กิโลแคลอรีต่อชั่วโมง ซึ่งมีค่าน้อยกว่าค่าที่
ออกแบบไว้ที่ 27,000 กิโลแคลอรีต่อชั่วโมง

(การคำนวณอัตราการไหลสูงสุดที่หอกลั่นนี้สามารถรองรับได้แสดงไว้ในภาคผนวก จ)

ดังนั้นผลการออปติไมซ์บนโปรแกรม ASPEN PLUS 7.0 พบว่าพลังงานรวมจำเพาะที่น้อย
ที่สุด มีค่าเท่ากับ 140.8 กิโลแคลอรีต่อกิโลกรัมสารป้อน ที่อัตราส่วนป้อนกลับ 0.399 อุณหภูมิสาร
ป้อน 124 องศาเซลเซียส ที่ความดันหอกลั่น 0 บาร์เกจ ที่ทุกๆอัตราการไหลของสารป้อน เพราะว่า
ไม่ว่าจะเพิ่มอัตราการไหลสารป้อนขึ้นไป ค่าพลังงานรวมจำเพาะก็จะมีค่าเท่าเดิม โดยค่าความบริสุทธิ์
ของโทลูอีนและบิวทิล เซลโลโซลวเท่ากับร้อยละ 99.34 และ 97.65 ตามลำดับ ซึ่งมีค่าความบริสุทธิ์
ของสารทั้งสองชนิดสอดคล้องกับข้อจำกัด (Constraint) ของงานวิจัย ซึ่งสอดคล้องงานวิจัยของ **S.M.
MARKUR, B.G. BARJAKTAROVIC และ M.N. SOVILJ** โดยผลการออปติไมซ์พบว่าการใช้
พลังงานเครื่องต้มซ้ำจะลดลง เมื่ออัตราการไหลของสารป้อนกลับลดลง และพบว่าค่าการใช้พลังงานที่
เครื่องต้มซ้ำเพิ่มขึ้นตามอัตราการป้อนสาร แต่ในขณะเดียวกันค่าการใช้พลังงานจำเพาะ (ค่าพลังงาน
ที่เครื่องต้มซ้ำต่อปริมาณสารป้อน) ไม่เปลี่ยนแปลง

อนึ่ง ค่าอัตราการไหลสารป้อนสูงสุดที่ใช้ในการออปติไมซ์ในงานวิจัยนี้ที่ 190 กิโลกรัมต่อ
ชั่วโมงนั้น ทั้งๆที่หอกลั่นนี้สามารถเพิ่มอัตราการไหลสารป้อนได้สูงสุดถึง 315 กิโลกรัมต่อชั่วโมง ด้วย
เหตุผลที่ว่าอัตราการไหลของสารผสมที่มาจากหน่วยตั้งตัวทำลายกลับไปใช้ใหม่นั้น มีค่าอัตราการ
ไหลสูงสุดแค่ 190 กิโลกรัมต่อชั่วโมงนั้น ดังนั้นการออปติไมซ์ในงานวิจัยนี้จึงไม่สามารถใช้อัตราการ
สูงสุด

บทที่ 5

สรุปผลการวิจัย (Conclusion)

5.1 ผลจากการกลั่น

จากการศึกษาการเปลี่ยนแปลงอัตราการป้อนกลับ (Reflux ratio) และอัตราการไหลของสารป้อน (Feed flow rate) สามารถสรุปได้ดังนี้

1. การเพิ่มขึ้นของอัตราการป้อนกลับ มีผลทำให้พลังงานรวมในการกลั่นมีค่าเพิ่มสูงขึ้น และค่าความบริสุทธิ์ของสารที่กลั่นได้มีค่าเพิ่มสูงขึ้น
2. การเพิ่มขึ้นของอัตราการไหลของสารป้อน มีผลทำให้พลังงานรวมในการกลั่นมีค่าเพิ่มสูงขึ้น และค่าความบริสุทธิ์ของสารที่กลั่นได้มีค่าลดลง

5.2 ผลจากการเปรียบเทียบผลการทดลองกับแบบจำลองทางคอมพิวเตอร์ด้วยโปรแกรม ASPEN PLUS V7.0

จากการเปรียบเทียบการเปลี่ยนแปลงอัตราการป้อนกลับ (Reflux ratio) และอัตราการไหลของสารป้อน (Feed flow rate) กับแบบจำลองทางคอมพิวเตอร์พบว่าค่าพลังงานที่ Preheater (Q_p) ของการทดลองเทียบกับแบบจำลองมีค่าไม่แตกต่างกัน แต่ค่าพลังงานที่เครื่องต้มซ้ำ (Q_r) และเครื่องควบแน่น (Q_c) เทียบกับแบบจำลองพบว่าค่าจากการทดลองมีค่าสูงกว่าค่าจากแบบจำลองประมาณ 1.47 เท่า และ 1.27 เท่าตามลำดับ

5.3 ผลการอบติไมซ์หน่วยการกลั่น

จากการศึกษาหาสภาวะที่เหมาะสมของการกลั่นโทลูอินและบิวทิล เซลโซล्व นั้นได้ทำการเปรียบเทียบสภาวะการดำเนินงาน (Condition) ก่อนการอบติไมซ์และหลังการอบติไมซ์ ดังตารางที่ 5.1

ตารางที่ 5.1 แสดงการเปรียบเทียบสภาวะการดำเนินงานและพลังงานรวมและพลังงานรวมจำเพาะที่ใช้ในการกลั่นก่อนการอบติไมซ์และหลังการอบติไมซ์

พารามิเตอร์	หน่วย	สภาวะก่อนการอบติไมซ์	สภาวะหลังการอบติไมซ์
อัตราการไหล	(กก./ชั่วโมง)	160	160
อุณหภูมิสารป้อน	(องศาเซลเซียส)	65	124
อัตราส่วนป้อนกลับ		0.74	0.399
ความดันบนยอดหอกลั่น	(บาร์เกจ)	-0.47	0
พลังงานที่ Pre-heater	(กิโลแคลอรีต่อชั่วโมง)	2,146.8	6,843.2
พลังงานที่เครื่องต้มซ้ำ	(กิโลแคลอรีต่อชั่วโมง)	22,604.7	15,714.8
พลังงานรวม (Total energy)	(กิโลแคลอรีต่อชั่วโมง)	24751.5	21,357
พลังงานรวมจำเพาะ (Specific total energy)	(กิโลแคลอรีต่อ กิโลกรัม)	154.7	140.8

จากการผลของงานวิจัยนี้ พบว่าเมื่อเปรียบเทียบพลังงานรวมจำเพาะในการกลั่นหลังการทำอบติไมซ์แล้วมีค่าลดลงจาก 154.7 กิโลแคลอรีต่อกิโลกรัม เหลือ 140.8 กิโลแคลอรีต่อกิโลกรัม โดยมีการใช้พลังงานลดลงคิดเป็นร้อยละ 9 เมื่อเทียบกับก่อนการทำการอบติไมซ์

ข้อเสนอแนะ

ด้วยอัตราการไหลของสารผสมโพลีเอทิลีน และบิวทิล เซลโลโซลล์จากหน่วยดิ่งตัวทำลายกลับมาใช้ใหม่ในปัจจุบัน ที่มีอัตราการไหลสูงสุดที่ 200 กิโลกรัมต่อชั่วโมง ไม่มีความจำเป็นต้องกลับในสภาวะสุญญากาศ ในกรณีที่อนาคตมีการขยายกำลังการผลิตขึ้นไป ที่มีอัตราการไหลมากกว่า 320 กิโลกรัมต่อชั่วโมง การกลับในสภาวะสุญญากาศถือเป็นทางเลือกที่เหมาะสม

รายการอ้างอิง

ภาษาไทย

เบญจมาศ สาเจริญ. การออกแบบหอกลั่นแบบแบตช์ที่มีปฏิกิริยาภายใต้ขอบเขตกระบวนการเพื่อลดการใช้พลังงาน. วิทยานิพนธ์ปริญญาโทบริหารธุรกิจ, สาขาวิชาวิศวกรรมเคมี คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย, 2553.

ภาษาอังกฤษ

J.D. Seader และ Ernest J. Henley, Separation Process Principles, Chapter 7, John Wiley & Sons, Inc.

A. Bonsfills and L. Puigjaner. Batch distillation: simulation and experimental validation, Chemical Engineering and Processing, 43 (2004): 1239-1252.

Sunil Patil and Viral Desai, Optimization of Distillation Column and Energy Reduction, HYDROCARBON ASIA, OCT-DEC 2009

Awang Bono, Oh Pin Pin and Chin Peng Jiun, Simulation of Palm based Fatty Acids Distillation, Journal of Applied Sciences 10(21): 2508-2515, 2010

S.M. MAUHAR, B.G. BARJAKTAROVIC and M.N. SOVILJ, Optimization of Propylene-Propane Distillation Process, Chem. Pap. 58(6) 386 – 390 (2004)

Magnus G. Jacobsen and Sigurd Skogestad, Active constraint regions for optimal operation of distillation columns, Department of Chemical Engineering, Norwegian University of Science and Technology, NTNU, N-7491, Trondheim, Norway

U. Can, M. Jimoh, J. Steinbach และ G. Wozny, Simulation and experimental analysis of operational failures in a distillation column, Separation and Purification Technology 29 (2002) 163 – 170

Patricia M. Hoch และ Ana M. Eliceche, Unconstrained Optimization for the Design of Distillation Columns, Computers and Chemical Engineering Supplement (1999) S475 – S478

M.E. Masoumi and S. Kadhodaie, Optimization of Energy consumption in Sequential Distillation Column, International Journal of Chemical and Biological Engineering 6, 2102

T. F. Edgar and D. M. Himmelblau, Optimization of Chemical Processes, Chapter 11 (11.2), McGraw-Hill Book Company.

Mario Richard Eden & Ahmed Abdelhady, Introduction to ASPEN Plus Simulation,
Chemical Engineering Department, Auburn University.

ภาคผนวก

ภาคผนวก ก

แสดงการคำนวณค่า Relative volatility ที่สภาวะต่างๆของโทลูอินและบิวทิล เซลโลโซลล์

จากสมการของ Antoine

$$\ln(P) = a + b + \frac{d \ln(T)}{c + T} + e(T)^f$$

ค่า Antoine coefficient ของสารโทลูอินและบิวทิล เซลโลโซลล์ ดังนี้

	โทลูอิน	บิวทิล เซลโลโซลล์
a	7.65E+01	1.62E+02
b	-7.00E+03	-1.24E+04
c	0.00E+00	0.00E+00
d	-9.16E+00	-2.18E+01
e	6.23E-06	1.69E-05
f	2.00E+00	2.00E+00

นำค่า Antoine coefficient ของสารโทลูอินและบิวทิล เซลโลโซลล์ ไปแทนค่าในสมการเพื่อหาค่าความดันไอ ณ อุณหภูมิต่างๆ เพื่อหาค่า Relative volatility ของสารผสม ดังตารางต่อไปนี้

	อุณหภูมิ		โทลูอิน (1)		บิวทิล เซลโลโซล (2)		$\alpha_{1,2}$	Avg. $\alpha_{1,2}$
	(°C)	(K)	ln(P1)	P1	ln(P2)	P2		
				(kPa)		(kPa)		
T1	25	298.15	1.33E+00	3.79	-2.15E+00	0.12	32.51	
T2	30	303.15	1.59E+00	4.89	-1.78E+00	0.17	28.88	
T3	35	308.15	1.83E+00	6.23	-1.42E+00	0.24	25.81	
T4	40	313.15	2.06E+00	7.88	-1.08E+00	0.34	23.18	
T5	45	318.15	2.29E+00	9.87	-7.51E-01	0.47	20.93	
T6	50	323.15	2.51E+00	12.27	-4.36E-01	0.65	18.98	
T7	70	343.15	3.30E+00	27.15	7.07E-01	2.03	13.38	
T8	80	353.15	3.66E+00	38.81	1.22E+00	3.38	11.48	
T9	88.8	361.95	3.95E+00	52.14	1.64E+00	5.15	10.13	7.24
T10	100	373.15	4.31E+00	74.14	2.14E+00	8.47	8.75	
T11	111.7	384.85	4.65E+00	104.40	2.97E+00	19.52	5.35	4.89
T12	149.5	422.65	5.61E+00	271.85	3.96E+00	52.59	5.17	
T13	166.3	439.45	5.97E+00	391.87	4.47E+00	87.71	4.47	

จากนั้นทำการหาค่า Relative volatility เฉลี่ยของสารผสมสภาวะการกลั่นที่บรรยากาศและ
สุญญากาศ จากสมการ

$$\alpha_{1,2} = \sqrt{\alpha_{\text{top}} \times \alpha_{\text{bottom}}}$$

จากตารางที่ 4.1 แสดงการเปรียบเทียบสภาวะการกลั่นที่บรรยากาศและสุญญากาศพบว่า

- สภาวะสุญญากาศ 400 มิลลิเมตรปรอท มีอุณหภูมิด้านบนหอกลั่นและด้านล่างหอกลั่น ที่ 88.8 และ 149.5 องศาเซลเซียส ตามลำดับ ดังนั้นค่า Relative volatility เฉลี่ย มีค่าเท่ากับ 7.24
- สภาวะบรรยากาศ มีอุณหภูมิด้านบนหอกลั่นและด้านล่างหอกลั่น ที่ 111.7 และ 166.3 องศาเซลเซียส ตามลำดับ ดังนั้นค่า Relative volatility เฉลี่ย มีค่าเท่ากับ 4.89

ภาคผนวก ข

ตารางบันทึกผลการทดลอง

ตารางบันทึกผลการทดลองของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนการป้อนกลับ

Reflux		T02 Bottom Level change (mm/hr)	Reboiler steam flow (kg/hr)	Condensor temperature	
OP%	Flow (kg/hr)			In	Out
				($^{\circ}$ C)	
15					
25					
35					
45					
55					
65					

ตารางบันทึกผลการทดลองของการเปลี่ยนแปลงอัตราการผลิตของสารป้อน

Feed flow (kg/hr)	T02 Bottom level change (mm/hr)	Reboiler steam flow (kg/hr)	Condensor temperature	
			In	Out
			($^{\circ}$ C)	
100				
120				
140				
160				
180				
200				

ตารางบันทึกผลการทดลองของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิของสารป้อน

<i>Feed temp.</i>	T02 Bottom level change	<i>Reboiler steam flow</i>	<i>Condensor temperature</i>	
			<i>In</i>	<i>Out</i>
(°C)	(mm/hr)	(kg/hr)	(°C)	
35				
45				
55				
65				
75				
85				

ภาคผนวก ค

ตัวอย่างการคำนวณผลจากการทดลอง

แสดงการบันทึกผลการทดลองจากเครื่องมือวัดของการเปลี่ยนแปลงอัตราการป้อนกลับ

Reflux		Bottom Level change (mm/hr)	Reboiler steam flow (kg/hr)	Condensor temperature	
OP%	Flow (kg/hr)			In	Out
				(°C)	
15	19.59	25.14	63.30	29.25	46.50
25	27.55	21.66	69.41	29.00	48.00
35	40.03	18.75	74.31	28.75	49.25
45	54.29	15.47	78.73	29.25	51.00
55	73.37	13.46	85.24	29.25	53.25
65	97.71	12.35	93.84	29.50	56.00

ณ อัตราสารป้อน 160 kg/hr, อุณหภูมิสารป้อน 65 C, อัตราสารป้อนกลับ 0.24

- คำนวณห้อัตราการไหลเข้าถัง T02 (Bottom product flow rate, B)

ถัง T02 มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 1.75 เมตร

$$\begin{aligned} \dot{V} &= \pi r^2 h \\ \dot{V} &= (22/7) \times (0.875^2) \times 21.66 \\ \dot{V} &= 52.11 \quad \text{L/hr} \\ \dot{m} &= \rho V \\ \dot{m} &= 0.901 \times 52.12 \\ &= 46.95 \quad \text{kg/hr} \end{aligned}$$

อัตราการไหล เข้าถัง T02 เท่ากับ 46.95 กิโลกรัมต่อชั่วโมง

- อัตราการไหลเข้าถัง T03 (Distillate flow rate, D)

$$\begin{aligned} F &= B + D \\ D &= F - B \end{aligned}$$

$$D = 160 - 46.95 = 113.05 \text{ กิโลกรัมต่อ}$$

ชั่วโมง

- อัตราส่วนการป้อนกลับ (R),

$$R = L/D$$

$$R = 27.55/113.05 = 0.24$$

- พลังงานที่ใช้ที่เครื่องต้มซ้ำ (Reboiler duty, Q_r)

$$Q_r = m \times \lambda_{7s}$$

$$\text{ค่าความร้อนแฝงการกลายเป็นไอของไอน้ำ } 7 \text{ kg/cm}^2 \text{g } (\lambda_{7s}) = 488.8$$

kcal/kg

$$Q_r = (93.84 \text{ kg/hr}) \times (488.8 \text{ kcal/kg})$$

$$Q_r = 45,869 \text{ kcal/hr}$$

- พลังงานที่ใช้ที่ Pre-heater (Pre-heater duty, Q_p)

$$Q_p = m \times \lambda_{2s} = mC_p\Delta T$$

อุณหภูมิสารผสมเพิ่มขึ้นจาก 35 องศาเซลเซียส เป็น 65 องศาเซลเซียส

ความจุความร้อนของโทลูอีน = 0.4108 kcal/kgC

ความจุความร้อนของบิวทิล เซลโลโซลด์ว = 0.479 kcal/kgC

ค่าความร้อนแฝงการกลายเป็นไอของไอน้ำ 2 kg/cm²g (λ_{2s}) = 516.68

kcal/kg

$$Q_p = (0.78 \times 160 \text{ kg/hr} \times 0.4108 \text{ kcal/kgC} \times (65 \text{ C} - 35 \text{ C})) \\ + (0.22 \times 160 \text{ kg/hr} \times 0.479 \text{ kcal/kgC} \times (65 \text{ C} - 35 \text{ C}))$$

$$Q_p = 2,043.9 \text{ kcal/hr}$$

$$\text{ปริมาณไอน้ำ } 2 \text{ kg/cm}^2 \text{g} = (2,043.9 \text{ kcal/hr}) / (516.68 \text{ kcal/kg})$$

$$= 3.96 \text{ kg/hr}$$

- พลังงานที่ใช้ที่เครื่องควบแน่น (Condensor duty), Q_c

$$Q_c = mC_p\Delta T$$

m = อัตราการไหลของน้ำหล่อเย็นไหลเข้าเครื่องควบแน่นซึ่งได้จากการวัดมีค่าเท่ากับ 0.906 m^3/hr หรือ 906 kg/hr

$$Q_c = (906 \text{ kg/hr}) \times (1 \text{ kcal/kgC}) \times (46.5 - 29.25)$$

$$Q_c = 15,628 \text{ kcal/hr}$$

- หาอัตราส่วนการป้อนกลับต่ำสุด

$$R_m = \frac{1}{\alpha - 1} \left[\frac{XD}{XF} - \alpha(1 - XD)/(1 - XF) \right]$$

โดย α มาจากค่า α_T ที่อุณหภูมิที่ยอดหอ และ α_B ที่อุณหภูมิที่ก้นหอ มา $(\alpha_T \cdot \alpha_B)^{1/2}$

$$R_m = \frac{1}{7.24 - 1} \left[\frac{0.99}{0.78} - 7.24(1 - 0.99)/(1 - 0.78) \right]$$

$$R_m = 0.2$$

ภาคผนวก ง
แสดงการคำนวณหาสภาวะต่างๆสำหรับการทดลอง

1. การกำหนดค่าอัตราส่วนการป้อนกลับ

จากภาคผนวก ค ค่าอัตราส่วนการป้อนกลับต่ำสุด (Rmin) มีค่าเท่ากับ 0.2 จากทฤษฎีการกลั่นระบุไว้ว่าค่าอัตราส่วนการป้อนกลับต่ำสุด (Rmin) ควรอยู่ในช่วง 1.1 – 1.5 ดังนั้นงานวิจัยนี้จึงกำหนดอัตราส่วนการป้อนกลับ (R) ควรอยู่ในช่วง 0.19 – 0.73 ซึ่งคือ 1 – 3.8 เท่าของ Rmin ในการทำออปติไมส์

2. การกำหนดอัตราการไหลสารป้อน

$$u_{\text{flood}} = \sqrt{\frac{(Y)(g)(\rho_{\text{H}_2\text{O}(l)}/\rho_{\text{G}_L})}{F_p f\{\rho_L\} f\{\mu_L\}}}$$

ณ สภาวะการกลั่น อัตราการไหลสารป้อน 200 กิโลกรัมต่อชั่วโมง อุณหภูมิสารป้อน 65 องศาเซลเซียส ความดันในหอกลั่น 0.53 barA

จากการใช้โปรแกรม ASPEN PLUS ได้ค่าตัวแปรต่างๆดังนี้

$$L = 0.038 \text{ kg/s}, G = 0.045 \text{ kg/s}, \rho_G = 1.652 \text{ kg/m}^3, \rho_L = 803.9 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu_L = 0.315 \text{ cP}$$

$$F_{LG} = (L/G)(\rho_G/\rho_L)^2$$

$$F_{LG} = 0.038$$

$$Y = \exp[-3.7121 - 1.0371(\ln F_{LG}) - 0.1501(\ln F_{LG})^2 - 0.007544(\ln F_{LG})^3]$$

$$Y = 0.189$$

$$f\{\rho_L\} = -0.8787 + 2.6776(\rho_{\text{H}_2\text{O}(l)}/\rho_L) - 0.6316(\rho_{\text{H}_2\text{O}(l)}/\rho_L)^2$$

$$f\{\rho_L\} = 7.423$$

$$f\{\mu_L\} = 0.96(\mu_L^{0.19})$$

$$f\{\mu_L\} = 0.771$$

$$F_p = 157 \text{ ft}^2/\text{ft}^3$$

$$\text{So, } U_{\text{flood}} = 2.05 \text{ ft/s หรือ } 0.625 \text{ m/s}$$

$$D_T = \left[\frac{4G}{f(U_f)\pi\rho_G} \right]^{1/2}$$

- โดย D_T คือ เส้นผ่านศูนย์กลางของหอกลับ (m)
 G คือ อัตราการไหลของแก๊ส (kg/s)
 U_f คือ Flooding velocity (m/s)
 f คือ สัดส่วนของ vapor flooding velocity (0.7)

แทนค่า จะได้เส้นผ่านศูนย์กลาง $D_T = 0.28$ เมตร

แต่หอกลับแบบแพคนี้ที่ใช้ในการทดลองมีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 0.40 เมตร

ดังนั้น ความเร็วในสถานะแก๊สในหอกลับจะมีค่าน้อยกว่าค่าความเร็วที่ทำให้การ flooding → *ไม่*
 เกิดการ flooding ณ สภาวะการกลั่นนี้

ภาคผนวก จ

แสดงการคำนวณหาสถานะต่างๆสำหรับการอบตีไมเซชัน

1. การกำหนดค่าอัตราส่วนการป้อนกลับ

จากภาคผนวก ค ค่าอัตราส่วนการป้อนกลับต่ำสุด (R_{min}) มีค่าเท่ากับ 0.2 จากทฤษฎีการกลั่นระบุไว้ว่าค่าอัตราส่วนการป้อนกลับต่ำสุด (R_{min}) ควรอยู่ในช่วง 1.1 – 1.5 ดังนั้นงานวิจัยนี้จึงกำหนดอัตราส่วนการป้อนกลับ (R) ควรอยู่ในช่วง 0.22 – 0.4 ในการทำอบตีไมซ์

2. การกำหนดอุณหภูมิสารป้อน

ตารางแสดงการคำนวณหาค่า q เพื่อเป็นแนวทางสำหรับการกำหนดอุณหภูมิของสารป้อน ใช้ Flash calculation คำนวณหาเอนทัลปีที่สถานะ bubble point (saturated liquid) และ dew point (Saturated vapor) จาก ASPEN PLUS

จากสมการ

$$q = \left[\frac{H_V - H_F}{H_V - h_L} \right]$$

ณ สภาวะ 1 บาร์เกจ

H_v = -213.25 kJ/kg

h_L = -583.24 kJ/kg

ณ สภาวะ 0.53 บาร์เกจ

H_v = -228.43 kJ/kg

h_L = -607.62 kJ/kg

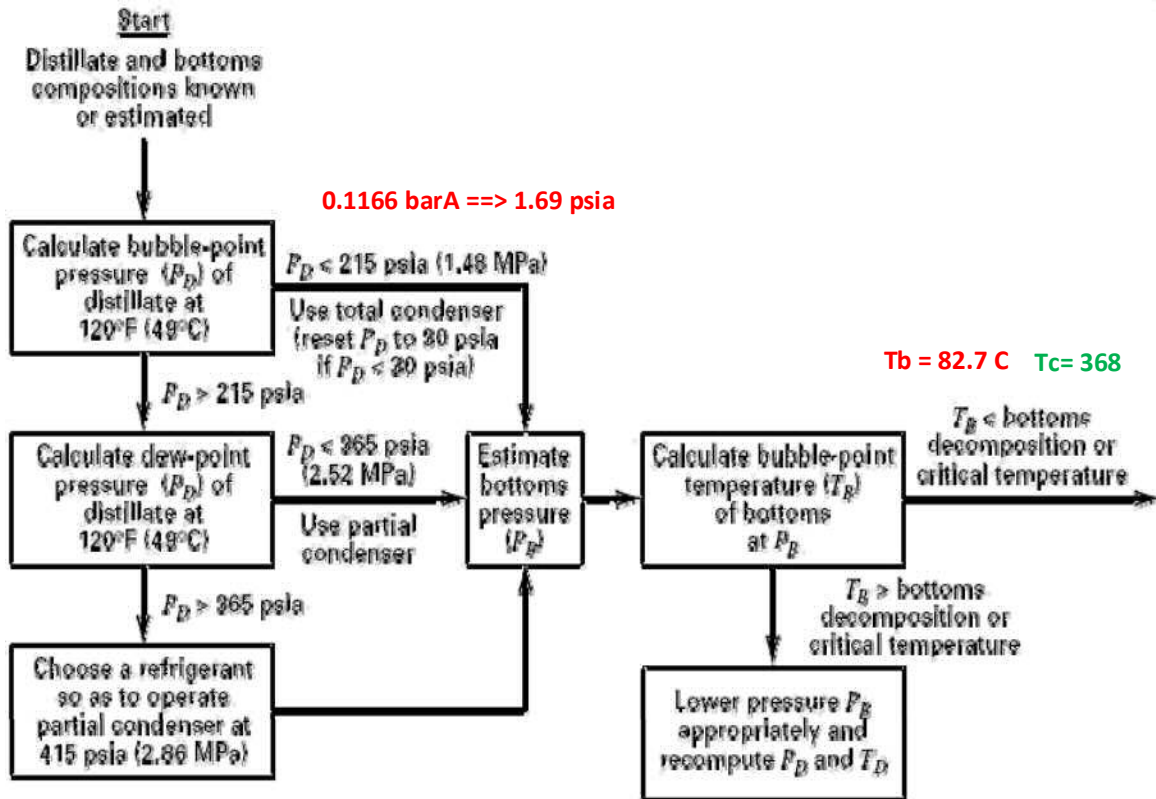
ณ สภาวะ 0.2 บาร์เกจ

H_v = -241.22 kJ/kg

h_L = -628.11 kJ/kg

Temperature	Enthalpy of toluene		Enthalpy of butyl cellosolve		H _F	q-value			
	J/kg	kJ/kg	J/kg	kJ/kg		1 barg	0.53 barg	0.2 barg	0 barg
90	250220	250.22	-4064600	-4064.60	-699.04	1.31	1.24	1.18	1.14
100	270164	270.16	-4040600	-4040.60	-678.20	1.26	1.19	1.13	1.09
110	290552	290.55	-4012370	-4012.37	-656.09	1.20	1.13	1.07	1.03
120	311375	311.38	-3991100	-3991.10	-635.17	1.14	1.07	1.02	0.98
130	332631	332.63	-3963000	-3963.00	-612.41	1.08	1.01	0.96	0.92
140	354314	354.31	-3935800	-3935.80	-589.51	1.02	0.95	0.90	0.86
150	376421	376.42	-3913300	-3913.30	-567.32	0.96	0.89	0.84	0.81
160	398978	398.98	-3886400	-3886.40	-543.81	0.89	0.83	0.78	0.75
170	421943	421.94	-3859100	-3859.10	-519.89	0.83	0.77	0.72	0.69

3. การกำหนดความดันภายในหอกลั่น



ใช้ Flash calculation หาอุณหภูมิ bubble และ ความดัน bubble จากโปรแกรม ASPEN PLUS

1. หา ความดัน bubble (P_D) ของ distillate ที่อุณหภูมิ 49 องศาเซลเซียส → ได้ P_D เท่ากับ 0.1166 barA หรือ 1.69 psia
2. จาก P_D ในข้อ 1 จึงเลือกใช้ Total condenser
3. กำหนด P_D ใหม่ที่ 30 psia จากนั้นประมาณความดันที่กั้นหอโดยให้ความดันตกคร่อมหอกลั่นที่ประมาณ 10 psia → P_B เท่ากับ 40 psia
4. หาอุณหภูมิ bubble (T_B) ของที่สภาวะกั้นหอ P_B เท่ากับ 40 psia → ได้ T_B เท่ากับ 82.7 องศาเซลเซียส ซึ่ง ณ อุณหภูมินี้มีค่าน้อยกว่าอุณหภูมิวิกฤตของ บิวทิล เซลโลโซลวที่ 368 องศาเซลเซียส
5. กำหนด P_D ใหม่ที่ 1.69 psia จากนั้นประมาณความดันที่กั้นหอโดยให้ความดัน ตกคร่อมหอกลั่นที่ประมาณ 10 psia → P_B เท่ากับ 11.69 psia

6. หาอุณหภูมิ bubble (T_B) ของที่สภาวะก้นหอ P_B เท่ากับ 11.69 psia → ได้ T_B เท่ากับ 107.7 องศาเซลเซียส ซึ่ง ณ อุณหภูมินี้มีค่าน้อยกว่าอุณหภูมิวิกฤตของ บิวทิล เซลโลโซลล์ที่ 368 องศาเซลเซียส

ดังนั้นจึงเห็นได้ว่าที่ อุณหภูมิ bubble (T_B) ของที่สภาวะก้นหอ มีค่าน้อยกว่าอุณหภูมิวิกฤตของบิวทิล เซลโลโซลล์ที่ 368 องศาเซลเซียส ดังนั้นจึงไม่จำเป็นต้องทำการกลับที่สภาวะสูญญากาศ

4. การหาอัตราการไหลสารป้อนสูงสุดสำหรับหอกลับ

$$u_{\text{flood}} = \sqrt{\frac{(Y)(g)(\rho_{\text{H}_2\text{O}(l)}/\rho_{\text{G}_L})}{F_p f\{\rho_L\} f\{\mu_L\}}}$$

- ณ สภาวะการกลับ อัตราการไหลสารป้อน 190 กิโลกรัมต่อชั่วโมง, อัตราส่วนป้อนกลับ 0.22, อุณหภูมิสารป้อน 110 องศาเซลเซียส และความดันในหอกลับ 0 บาร์เกจ

จากการใช้โปรแกรม ASPEN PLUS ได้ค่าตัวแปรต่างๆดังนี้

$$L = 0.035 \text{ kg/s}, G = 0.043 \text{ kg/s}, \rho_G = 3.006 \text{ kg/m}^3, \rho_L = 781.4 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu_L = 0.1947 \text{ cP}$$

$$F_{LG} = (L/G)(\rho_G/\rho_L)^2$$

$$F_{LG} = 0.0502$$

$$Y = \exp[-3.7121 - 1.0371(\ln F_{LG}) - 0.1501(\ln F_{LG})^2 - 0.007544(\ln F_{LG})^3]$$

$$Y = 0.1736$$

$$f\{\rho_L\} = -0.8787 + 2.6776(\rho_{\text{H}_2\text{O}(l)}/\rho_L) - 0.6316(\rho_{\text{H}_2\text{O}(l)}/\rho_L)^2$$

$$f\{\rho_L\} = 7.6437$$

$$f\{\mu_L\} = 0.96(\mu_L^{0.19})$$

$$f\{\mu_L\} = 0.7384$$

$$F_p = 157 \text{ ft}^2/\text{ft}^3$$

$$\text{So, } U_{\text{flood}} = 1.049 \text{ ft/s หรือ } 0.319 \text{ m/s}$$

$$D_T = \left[\frac{4G}{f(U_f)\pi\rho_G} \right]^{1/2}$$

- โดย D_T คือ เส้นผ่านศูนย์กลางของหอกกลัน (m)
 G คือ อัตราการไหลของแก๊ส (kg/s)
 U_f คือ Flooding velocity (m/s)
 f คือ สัดส่วนของ vapor flooding velocity (0.7)

แทนค่า จะได้เส้นผ่านศูนย์กลาง $D_T = 0.287$ เมตร

แต่หอกกลันแบบแพคนี้ที่ใช้ในการทดลองมีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 0.40 เมตร

ดังนั้น ความเร็วในสถานะแก๊สในหอกกลันจะมีค่าน้อยกว่าค่าความเร็วที่ทำให้การ flooding → *ไม่เกิดการ flooding ณ สภาวะการกลันนี้*

- ณ สภาวะการกลัน อัตราการไหลสารป้อน 320 กิโลกรัมต่อชั่วโมง, อัตราส่วนป้อนกลับ 0.22, อุณหภูมิสารป้อน 110 องศาเซลเซียส และความดันในหอกกลัน 0 บาร์เกจ

จากการใช้โปรแกรม ASPEN PLUS ได้ค่าตัวแปรต่างๆดังนี้

$$L = 0.0624 \text{ kg/s}, G = 0.089 \text{ kg/s}, \rho_G = 3.12 \text{ kg/m}^3, \rho_L = 773.79 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu_L = 0.1947 \text{ cP}$$

$$F_{LG} = (L/G) (\rho_G/\rho_L)^2$$

$$F_{LG} = 0.0445$$

$$Y = \exp[-3.7121 - 1.0371(\ln F_{LG}) - 0.1501(\ln F_{LG})^2 - 0.007544(\ln F_{LG})^3]$$

$$Y = 0.1807$$

$$f\{\rho_L\} = -0.8787 + 2.6776(\rho_{\text{H}_2\text{O}(l)}/\rho_L) - 0.6316(\rho_{\text{H}_2\text{O}(l)}/\rho_L)^2$$

$$f\{\rho_L\} = 7.721$$

$$f\{\mu_L\} = 0.96(\mu_L^{0.19})$$

$$f\{\mu_L\} = 0.7217$$

$$F_p = 157 \text{ ft}^2/\text{ft}^3$$

$$\text{So, } U_{\text{flood}} = 1.0657 \text{ ft/s หรือ } 0.3248 \text{ m/s}$$

$$D_T = \left[\frac{4G}{f(U_f)\pi\rho_G} \right]^{1/2}$$

- โดย D_T คือ เส้นผ่านศูนย์กลางของหอกลับ (m)
 G คือ อัตราการไหลของแก๊ส (kg/s)
 U_f คือ Flooding velocity (m/s)
 f คือ สัดส่วนของ vapor flooding velocity (0.7)

แทนค่า จะได้เส้นผ่านศูนย์กลาง $D_T = 0.4$ เมตร ซึ่งมีค่าเท่ากับเส้นผ่านศูนย์กลางของหอกลับในงานวิจัยนี้

ดังนั้นจึงสรุปได้ว่า หอกลับนี้สามารถรองรับอัตราการไหลสารป้อนได้สูงสุดที่ 320 กิโลกรัมต่อชั่วโมง (ณ อัตราส่วนป้อนกลับ 0.22, อุณหภูมิสารป้อน 110 องศาเซลเซียส และความดันในหอกลับ 0 บาร์เกจ) ถึงจะไม่เกิดการ flooding ขึ้นภายในหอกลับ

ภาคผนวก ฉ
การประชุมทางวิชาการ

Chanadech Muangjeen and Jerdsak Tscheikuna. Optimizaton of binary distillation of toluene and butyl cellosolve. The 22nd Thai Institute of Chemical Engineering and Applied Chemistry Conference and The 2nd TICH E International Conference, Thailand, October 25-26, 2012: TSP 05 (p120) (IN THAI)

ประวัติผู้เขียนวิทยานิพนธ์

ชนะเดช ม่วงจีน เกิดเมื่อวันที่ 25 มกราคม พ.ศ. 2526 สำเร็จการศึกษาในระดับปริญญาตรี วิศวกรรมศาสตรบัณฑิต คณะวิศวกรรมศาสตร์ สาขาวิศวกรรมเคมี มหาเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี กรุงเทพมหานคร และได้เข้าศึกษาในระดับปริญญาโทวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต คณะวิศวกรรมศาสตร์ สาขาวิศวกรรมเคมี จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย กรุงเทพมหานคร เมื่อ พ.ศ. 2552