

การออกแบบการบูรณาการความร้อนของกระบวนการผลิตแอลฟาเมทิลเอสเทอร์ซัลโฟเนท



วิทยานิพนธ์นี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต

สาขาวิชาวิศวกรรมเคมี ภาควิชาวิศวกรรมเคมี

คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ปีการศึกษา 2563

ลิขสิทธิ์ของจุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

Heat integration design of alpha methyl ester sulfonate production process



A Thesis Submitted in Partial Fulfillment of the Requirements  
for the Degree of Master of Engineering in Chemical Engineering

Department of Chemical Engineering

FACULTY OF ENGINEERING

Chulalongkorn University

Academic Year 2020

Copyright of Chulalongkorn University

หัวข้อวิทยานิพนธ์	การออกแบบการบูรณาการความร้อนของกระบวนการผลิต แอลฟาเมทิลเอสเทอร์ซัลโฟเนท
โดย	นายกฤตวิทย์ ชอบทำดี
สาขาวิชา	วิศวกรรมเคมี
อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก	ศาสตราจารย์ ดร.ไพศาล กิตติศุภกร

---

คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย อนุมัติให้หัวข้อวิทยานิพนธ์ฉบับนี้เป็นส่วนหนึ่ง  
ของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต

.....	คณบดีคณะวิศวกรรมศาสตร์
(ศาสตราจารย์ ดร.สุพจน์ เตชวรสินสกุล)	
คณะกรรมการสอบวิทยานิพนธ์	
.....	ประธานกรรมการ
(ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.สุพจน์ พัฒนะศรี)	
.....	อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก
(ศาสตราจารย์ ดร.ไพศาล กิตติศุภกร)	
.....	กรรมการ
(ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.ณัฐพร โทณานนท์)	
.....	กรรมการภายนอกมหาวิทยาลัย
(ดร.วีรวรรณ วีรชัยพิเชษฐ์กุล)	

กฤตวิทย์ ชอบทำดี : การออกแบบการบูรณาการความร้อนของกระบวนการผลิตแอลฟาเมทิลเอสเทอร์ซัลโฟเนท. ( Heat integration design of alpha methyl ester sulfonate production process) อ.ที่ปรึกษาหลัก : ศ. ดร.ไพศาล กิตติศุภกร

แอลฟาเมทิลเอสเทอร์ซัลโฟเนทเป็นสารลดแรงตึงผิวที่ผลิตจากเคมีชีวภาพจากน้ำมันพืชหรือไขมันสัตว์ ซึ่งเป็นสารลดแรงตึงผิวที่มีคุณภาพดีและมีคุณสมบัติใกล้เคียงกับโซเดียมโดเดซิลเบนซีนซัลโฟเนท โซเดียมลอริลอีเทอร์ซัลเฟต และโซเดียมโดเดซิลซัลเฟต ที่เป็นสารลดแรงตึงผิวที่ผลิตมาจากปิโตรเลียม เนื่องจากแนวทางการใช้พลังงานเชื้อเพลิงของโลกเปลี่ยนแปลงในอนาคตจะส่งผลให้ความต้องการใช้เมทิลเอสเทอร์ในอนาคตมีแนวโน้มลดลง งานวิจัยนี้ได้ศึกษากระบวนการผลิตแอลฟาเมทิลเอสเทอร์ซัลโฟเนท เนื่องจากเป็นสารเคมีที่ใช้เมทิลเอสเทอร์เป็นสารตั้งต้นในกระบวนการผลิต ทำให้เป็นโอกาสที่จะชดเชยการใช้เมทิลเอสเทอร์เป็นพลังงานเชื้อเพลิงที่ลดลงได้ ซึ่งในกระบวนการผลิตแอลฟาเมทิลเอสเทอร์ซัลโฟเนทเป็นกระบวนการผลิตที่คายพลังงานความร้อนออกจากกระบวนการผลิต จึงเห็นโอกาสในการนำพลังงานกลับมาใช้เกิดประโยชน์อีกทั้งเป็นการช่วยลดต้นทุนในการผลิตของแอลฟาเมทิลเอสเทอร์ซัลโฟเนทได้อีกด้วย โดยมีวัตถุประสงค์ของงานวิจัย คือ เพื่อปรับปรุงและพัฒนาประสิทธิภาพของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนโดยการออกแบบเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบครีอช่าย ศึกษาและวิเคราะห์ผลการออกแบบเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบครีอช่ายและความเป็นไปได้ในการลงทุนโดยใช้โปรแกรม Aspen plus และ Aspen energy analyzer โดยผลการสร้างแบบจำลองพบว่าการใช้ น้ำเป็นสารหล่อเย็นในกระบวนการผลิตจะส่งผลให้พื้นที่รวมของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนน้อยกว่าการใช้อากาศเป็นสารหล่อเย็นและแบบจำลองดังกล่าวสามารถผลิตไอน้ำจากกระบวนการผลิตได้ 25,000 กิโลกรัมต่อชั่วโมง ที่ความดันของไอน้ำ 3 บาร์ สามารถปริมาณการใช้เอททิลีนไกลคอลคอนไค้ 11,085 กิโลกรัมต่อชั่วโมงโดยใช้เมทานอลในกระบวนการผลิตมาแลกเปลี่ยนความร้อนแทน และสามารถลดพื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อนรวมของกระบวนการผลิตเหลือเป็น 394.70 ตารางเมตร

สาขาวิชา วิศวกรรมเคมี

ลายมือชื่อนิสิต .....

ปีการศึกษา 2563

ลายมือชื่อ อ.ที่ปรึกษาหลัก .....

# # 6070903921 : MAJOR CHEMICAL ENGINEERING

KEYWORD: Alpha methyl ester sulfonate, Simulation, Apsen Energy Analyzer,  
Surfactant, Heat intergation

Kittawit Choptumdee : Heat integration design of alpha methyl ester sulfonate production process. Advisor: Prof. PAISAN KITTISUPAKORN, Ph.D.

Alpha-methyl ester sulfonate is made from oleochemicals with better surfactant properties comparing to sodium dodecyl benzenesulfonate, sodium lauryl ether sulfate and sodium dodecyl sulfate from petroleum-based. As the trend of fuel consumption changes, biodiesel may have reduced in demand. In this research, the production process of alpha methyl ester sulfonate from biodiesel has been studied. As the production process of alpha-methyl ester sulfonate involves several chemical reactions at a high-temperature condition, the energy used in this process is considerably high. Therefore, the objectives of this study are to increase heat recovery of the alpha-methyl ester sulfonate process and to find an optimal process condition subjecting to product properties. Models based on Aspen plus and further developed with the Aspen energy analyzer program have been carried out to evaluate the efficiency of a heat transfer process. A heat exchange process has been proposed to reduce energy consumption and to recover the heat lost with additional heat exchanger network. In addition, this work has studied process conditions with different coolant conditions. Simulation results have shown that with proposed heat exchanger network, the heat transfer area of the heat exchangers can be reduced by about 8.65%. Meanwhile, the process can generate steam about 25,000 kg/hr at 3.5 bar and reduce mono ethylene glycol in the process about 11.085 kg/hr.

Field of Study: Chemical Engineering

Student's Signature .....

Academic Year: 2020

Advisor's Signature .....

## กิตติกรรมประกาศ

ผู้เขียนขอขอบพระคุณท่านศาสตราจารย์ ดร.ไพศาล กิตติศุภากร อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ที่กรุณาให้คำปรึกษา ข้อเสนอแนะอันเป็นประโยชน์ในการทำวิทยานิพนธ์ ตลอดจนช่วยตรวจสอบและแก้ไขวิทยานิพนธ์ฉบับนี้

ขอขอบพระคุณท่านผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร. สุพจน์ พัฒนะศรี ประธานกรรมการในการสอบวิทยานิพนธ์ ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.ณัฐพร โทณานนท์ และ ดร.วีรวรรณ วีระชัยพิเชษฐ์กุล ที่มาร่วมเป็นคณะกรรมการในการสอบวิทยานิพนธ์ พร้อมทั้งให้ความสนใจและชี้แนวทางให้วิทยานิพนธ์ฉบับนี้มีความสมบูรณ์ยิ่งขึ้น

ขอขอบคุณคณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัยที่เป็นแหล่งความรู้ให้ข้าพเจ้าได้ศึกษาตลอดจนการทำงานวิจัย

กฤตวิทย์ ชอบทำดี



## สารบัญ

	หน้า
บทคัดย่อภาษาไทย.....	ค
บทคัดย่อภาษาอังกฤษ.....	ง
กิตติกรรมประกาศ.....	จ
สารบัญ.....	ฉ
สารบัญตาราง.....	ฅ
สารบัญรูปภาพ.....	ฎ
บทที่ 1 บทนำ.....	1
1.1 ที่มาและความสำคัญของงานวิจัย.....	1
1.2 วัตถุประสงค์ของการวิจัย.....	2
1.3 มลเหตุจูงใจของงานวิจัย.....	2
1.4 ขอบเขตของงานวิจัย.....	2
1.5 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ.....	3
บทที่ 2 ทฤษฎีและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง.....	4
2.1 ทฤษฎีที่เกี่ยวข้อง.....	4
2.1.1 กำมะถัน (Sulfur).....	4
2.1.2 แก๊สซัลเฟอร์ไดออกไซด์ (Sulfur dioxide, SO <sub>2</sub> ).....	4
2.1.3 แก๊สซัลเฟอร์ไตรออกไซด์ (Sulfur dioxide, SO <sub>3</sub> ).....	6
2.1.4 เมทิลเอสเทอร์ (Methyl ester).....	6
2.1.5 สารลดแรงตึงผิว (Surfactant).....	6
2.1.6 แอลฟาเมทิลเอสเทอร์ซัลโฟเนต (Alpha Methyl Ester Sulfonate, MES). 12	12
2.1.7 ลิเนียร์แอลคิลเบนซีนซัลโฟเนต (Linear Alkyl Benzene Sulfonate, LABS) 12	12

2.1.8	กระบวนการผลิตแอลฟาเมทิลเทอร์ซัลโฟเนท.....	13
2.1.9	เครื่องเปลี่ยนความร้อน (Heat Exchanger).....	17
2.1.10	หลักการพื้นฐานของการวิเคราะห์พินช์ (Pinch Analysis).....	19
2.2	งานวิจัยที่เกี่ยวข้อง .....	24
2.2.1	กระบวนการผลิตเมทิลเอสเทอร์ซัลโฟเนทและปฏิกิริยา .....	24
2.2.2	กระบวนการผลิตที่คล้ายคลึงกันและการใช้โปรแกรม Aspen Plus.....	30
2.2.3	การวิเคราะห์การแลกเปลี่ยนความร้อนกระบวนการผลิต.....	33
บทที่ 3	วิธีดำเนินงานวิจัย.....	35
3.1	สมมติฐานของงานวิจัย.....	35
3.2	ข้อจำกัดของงานวิจัย .....	35
3.3	เครื่องมือที่ใช้ดำเนินงานวิจัย.....	36
3.4	วิธีการดำเนินงานวิจัย .....	36
บทที่ 4	แบบจำลองกระบวนการผลิต .....	39
4.2	การสร้างแบบจำลองกระบวนการผลิต.....	40
บทที่ 5	ผลการศึกษาและวิเคราะห์ผลการวิจัย.....	50
5.1	ผลการจากสร้างแบบจำลองของกระบวนการผลิตเมทิลเอสเทอร์ซัลโฟเนท.....	50
5.1.1	ผลการเปรียบเทียบแบบจำลองกระบวนการผลิตกับแบบจำลองอ้างอิง .....	50
5.1.2	ผลการเปรียบเทียบพื้นที่ของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนในกระบวนการผลิต .	53
5.2	ผลการศึกษาอัตราการไหลของสารหล่อเย็นแต่ละชนิดโดยใช้แบบจำลองที่สร้างขึ้น .....	55
5.2.1	ผลการศึกษาอัตราการไหลโดยใช้น้ำเป็นสารหล่อเย็น .....	55
5.2.2	ผลการศึกษาอัตราการไหลโดยใช้อากาศเป็นสารหล่อเย็น.....	57
5.2	ผลการศึกษาการวิเคราะห์กระบวนการแลกเปลี่ยนความร้อนของกระบวนการผลิตโดยใช้โปรแกรม Aspen Energy Analyzer.....	60



5.2.1 ผลการพิจารณาเส้นโค้งคอมโพสิตและแกรนด์คอมโพสิตที่อุณหภูมิห้องของขาออก ของเครื่องแลกเปลี่ยนความเป็น 45 องศาเซลเซียส .....	60
5.2.2 ผลการพิจารณาเส้นโค้งคอมโพสิตและแกรนด์คอมโพสิตที่ผลิตไอน้ำจาก กระบวนการแลกเปลี่ยนความร้อนของกระบวนการผลิต.....	64
5.2.3 ผลการพิจารณาเส้นโค้งคอมโพสิตและแกรนด์คอมโพสิตที่ผลิตไอน้ำจาก กระบวนการแลกเปลี่ยนความร้อนของกระบวนการผลิตและไม่ใช้เอทิลีนไกลคอล เป็นสารหล่อเย็น .....	68
5.2.4 ผลการเปรียบเทียบการสร้างแบบจำลองกระบวนการผลิตก่อนและหลังปรับปรุงเครื่อง แลกเปลี่ยนความร้อน.....	75
บทที่ 6 สรุปผลการดำเนินงานและข้อเสนอแนะ .....	78
6.1 สรุปผลการดำเนินงาน .....	78
6.2 ข้อเสนอแนะจากการทำการวิจัย .....	79
บรรณานุกรม.....	80
ภาคผนวก ก .....	82
ภาคผนวก ข .....	94
ภาคผนวก ค .....	108
ภาคผนวก ง.....	120
ภาคผนวก จ .....	124
ภาคผนวก ฉ .....	128
ประวัติผู้เขียน.....	132

## สารบัญตาราง

### หน้า

ตารางที่ 1 แสดงอันตรายจากความเข้มข้นของแก๊สซัลเฟอร์ไดออกไซด์เมื่อร่างกายได้รับ .....	5
ตารางที่ 2 ปริมาณการใช้สารต้นสำหรับการผลิต .....	25
ตารางที่ 3 แสดงสถานะและแบบจำลองสำหรับกระบวนการผลิตเมทิลเอสเทอร์ซัลโฟเนชั่น.....	26
ตารางที่ 4 แสดงสมการค่าคงที่ของอัตราการเกิดปฏิกิริยาที่ขึ้นกับอุณหภูมิที่ได้จากทดลอง.....	27
ตารางที่ 5 แสดงค่าสถานะที่ใช้ในการทดลอง .....	28
ตารางที่ 6 หน่วยปฏิบัติการและสมการปฏิกิริยาในการจำลองกระบวนการ.....	31
ตารางที่ 7 แสดงอัตราการไหลของสารตั้งต้นในการสร้างแบบจำลองกระบวนการผลิต.....	45
ตารางที่ 8 แสดงข้อมูลที่เกี่ยวข้องกับปฏิกิริยาเคมีในกระบวนการผลิต.....	46
ตารางที่ 9 แสดงสถานะและแบบจำลองสำหรับกระบวนการผลิตเมทิลเอสเทอร์ซัลโฟเนท .....	47
ตารางที่ 10 แสดงสถานะและแบบจำลองสำหรับกระบวนการผลิตเมทิลเอสเทอร์ซัลโฟเนท.....	48
ตารางที่ 11 การเปรียบเทียบค่าเปลี่ยนแปลงของแก๊สซัลเฟอร์ไดออกไซด์กับงานวิจัยอ้างอิง .....	51
ตารางที่ 12 การเปรียบเทียบค่าอุณหภูมิขาออกของแก๊สซัลเฟอร์ไดออกไซด์ของแต่ละเครื่องปฏิกรณ์กับงานวิจัยอ้างอิง.....	52
ตารางที่ 13 เปรียบเทียบอัตราการไหลและสัดส่วนโดยน้ำหนักของผลิตภัณฑ์กับงานวิจัยอ้างอิง .....	52
ตารางที่ 14 ข้อมูลของเครื่องแลกเปลี่ยนความในกระบวนการผลิตจากแบบจำลองที่สร้างขึ้น .....	53
ตารางที่ 15 เปรียบเทียบพื้นที่ของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนในกระบวนการผลิตกับงานวิจัยอ้างอิง... ..	54
ตารางที่ 16 พื้นที่ของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนในแต่ละอัตราการไหลโดยใช้น้ำเป็นสารหล่อเย็น	55
ตารางที่ 17 พื้นที่ของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนในแต่ละอัตราการไหลโดยใช้อากาศเป็นสารหล่อเย็น.....	57
ตารางที่ 18 เปรียบเทียบพื้นที่ของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนระหว่างการใช้น้ำและอากาศเป็นสารหล่อเย็นที่อัตราการไหล 24,000 กิโลกรัมต่อชั่วโมง .....	59

ตารางที่ 19 ข้อมูลสำหรับกระแสน้ำร้อนและสายเย็นสำหรับการวิเคราะห์การแลกเปลี่ยนความร้อน ด้วยโปรแกรม Aspen Energy Analyzer .....	60
ตารางที่ 20 รูปแบบของกระบวนการแลกเปลี่ยนความร้อนที่เป็นไปได้ โดยโปรแกรม Aspen Energy Analyzer .....	63
ตารางที่ 21 ข้อมูลสำหรับกระแสน้ำร้อนและสายเย็นสำหรับการวิเคราะห์การแลกเปลี่ยนความร้อน ด้วยโปรแกรม Aspen Energy Analyzer .....	64
ตารางที่ 22 รูปแบบของกระบวนการแลกเปลี่ยนความร้อนที่เป็นไปได้ โดยโปรแกรม Aspen Energy Analyzer .....	66
ตารางที่ 23 ข้อมูลสำหรับกระแสน้ำร้อนและสายเย็นสำหรับการวิเคราะห์การแลกเปลี่ยนความร้อน ด้วยโปรแกรม Aspen Energy Analyzer .....	68
ตารางที่ 24 รูปแบบของกระบวนการแลกเปลี่ยนความร้อนที่เป็นไปได้ โดยโปรแกรม Aspen Energy Analyzer .....	70
ตารางที่ 25 เปรียบเทียบรูปแบบการวิเคราะห์การแลกเปลี่ยนความร้อนแต่ละกรณีโดยรูปแบบ เป้าหมาย.....	71
ตารางที่ 26 เปรียบเทียบรูปแบบการวิเคราะห์การแลกเปลี่ยนความร้อนแต่ละกรณี.....	72
ตารางที่ 27 เปรียบเทียบแบบจำลองกระบวนการผลิตก่อนปรับปรุงและหลังปรับปรุง .....	75

## สารบัญรูปภาพ

	หน้า
รูปที่ 1 รูปแสดงปฏิกิริยาทรานเอสเทอร์ฟิเคชัน.....	6
รูปที่ 2 ลักษณะโครงสร้างของสารลดแรงตึงผิว.....	7
รูปที่ 3 ลักษณะโครงสร้างของสารลดแรงตึงผิวในแต่ละประเภท .....	7
รูปที่ 4 ชนิดของสารตั้งต้นที่ใช้ในการผลิตสารลดแรงตึงผิว (7).....	7
รูปที่ 5 ปฏิกิริยาการเกิดสารกลุ่มลอร์อีเทอร์ซัลเฟต (8) .....	9
รูปที่ 6 โครงสร้างโมเลกุลของสารลดแรงตึงผิวชนิดไอออนิก (7) .....	9
รูปที่ 7 โครงสร้างโมเลกุลของสารลดแรงตึงผิวชนิดแคทไอออนิก (7).....	10
รูปที่ 8 โครงสร้างโมเลกุลของสารลดแรงตึงผิวชนิดนอนไอออนิก (7).....	11
รูปที่ 9 โครงสร้างโมเลกุลของสารลดแรงตึงผิวชนิดแอมโฟเทอริก (7).....	11
รูปที่ 10 โครงสร้างโมเลกุลเมทิลเอสเทอร์ซัลโฟเนท (MES).....	12
รูปที่ 11 ปฏิกิริยาการเกิดซัลโฟเนชันของลิเนียร์แอลคิลเบนซีน.....	13
รูปที่ 12 แผนภาพกระบวนการผลิตเมทิลเอสเทอร์ซัลโฟเนท.....	13
รูปที่ 13 กราฟแสดงความหนืดของกัมมะถันที่เปลี่ยนตามอุณหภูมิ.....	14
รูปที่ 14 กราฟแสดงอุณหภูมิของการทำปฏิกิริยาของแก๊สซัลเฟอร์ไดออกไซด์.....	15
รูปที่ 15 เส้นโค้งคอมโพสิทจะแสดงความสัมพันธ์ระหว่างอุณหภูมิกับเอนทัลปี (T-H).....	23
รูปที่ 16 แผนภาพกระบวนการผลิตแอลฟาเมทิลเอสเทอร์ซัลโฟเนท (1) .....	24
รูปที่ 17 กราฟแสดงตัวแปรที่ส่งผลกระทบต่อ % Active matter ในผลิตภัณฑ์.....	28
รูปที่ 18 กราฟแสดงตัวแปรที่ส่งผลกระทบต่อ % Unulfonated matter ในผลิตภัณฑ์.....	28
รูปที่ 19 กราฟแสดงตัวแปรที่ส่งผลกระทบต่อ Acid Value ในผลิตภัณฑ์ .....	29
รูปที่ 20 ปฏิกิริยาโดยรวมในการผลิตเมทิลเอสเทอร์ซัลโฟเนท .....	30
รูปที่ 21 โครงสร้างผลพลอยได้จากการทำปฏิกิริยาในการผลิตเมทิลเอสเทอร์ซัลโฟเนท .....	30

รูปที่ 22	แผนภาพกระบวนการผลิตกรดซัลฟูริก .....	30
รูปที่ 23	การจำลองกระบวนการผลิตซัลฟูริกเอซิดโดยใช้โปรแกรม Aspen plus.....	31
รูปที่ 24	รูปแบบจำลองกระบวนการผลิตกรดซัลฟูริกแบบดูดซึมน้ำสองครั้ง .....	32
รูปที่ 25	ขั้นตอนการทำปรับปรุงประสิทธิภาพการแลกเปลี่ยนความร้อนโดยวิธีการ Genetic algorithm และ Sequential Quadratic Programming.....	34
รูปที่ 26	แผนภาพกระบวนการผลิตแอลฟาเมทิลเอสเทอร์ซัลโฟเนท .....	37
รูปที่ 27	แสดงแบบจำลองกระบวนการผลิตแอลฟาเมทิลเอสเทอร์ซัลโฟเนท.....	41
รูปที่ 28	พื้นที่รวมของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนในแต่ละอัตราการไหลโดยใช้น้ำเป็นสารหล่อเย็น	56
รูปที่ 29	พื้นที่รวมของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนในแต่ละอัตราการไหลโดยใช้น้ำเป็นสารหล่อเย็น	58
รูปที่ 30	เส้นโค้งคอมโพสิท (Composite Curve) ของกระบวนการผลิต .....	61
รูปที่ 31	เส้นแกรนด์คอมโพสิท (Grand composite curve) ของกระบวนการผลิต .....	62
รูปที่ 32	เส้นโค้งคอมโพสิท (Composite Curve) ของกระบวนการผลิต .....	65
รูปที่ 33	เส้นแกรนด์คอมโพสิท (Grand composite curve) ของกระบวนการผลิต .....	65
รูปที่ 34	รูปแบบของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนในกรณีผลิตไอน้ำในรูปแบบที่ 6 .....	67
รูปที่ 35	เส้นโค้งคอมโพสิท (Composite Curve) ของกระบวนการผลิต .....	69
รูปที่ 36	เส้นแกรนด์คอมโพสิท (Grand composite curve) ของกระบวนการผลิต .....	69
รูปที่ 37	รูปแบบของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนในกรณีผลิตไอน้ำและไม่ใช้เอทิลีนไกลคอลในกระบวนการผลิตในรูปแบบที่ 5.....	73
รูปที่ 38	รูปแบบของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนในกรณีผลิตไอน้ำและไม่ใช้เอทิลีนไกลคอลในกระบวนการผลิตในรูปแบบที่ .....	74
รูปที่ 39	แสดงแบบจำลองกระบวนการผลิตแอลฟาเมทิลเอสเทอร์ซัลโฟเนทหลังปรับปรุงการแลกเปลี่ยนความร้อน.....	77

## บทที่ 1 บทนำ

### 1.1 ที่มาและความสำคัญของงานวิจัย

การใช้งานสารลดแรงตึงผิวเป็นสารตั้งต้นที่ใช้ในอุตสาหกรรมต่างๆมากมายในปัจจุบัน โดยในปี 2021 มีการคาดการณ์ว่าจะมีการใช้งานสารลดแรงตึงผิวประมาณ 25 ล้านตันต่อปี โดยแบ่งออกตามสารตั้งต้นที่ใช้ในการผลิต สารลดแรงตึงผิวที่ผลิตจากสารตั้งต้นที่มาจากปิโตรเคมีประมาณ 80 % และสารลดแรงตึงผิวจากชีวภาพ 20% ของการผลิตสารลดแรงตึงผิวทั่วโลก ซึ่งจะเห็นได้ว่าการใช้งานสารลดแรงตึงผิวจากชีวภาพยังไม่มากเมื่อเปรียบเทียบกับสารลดแรงตึงผิวที่ผลิตจากสารตั้งต้นที่มาจากปิโตรเคมี อาจเป็นเพราะปริมาณความต้องการของสารลดแรงตึงผิวที่ผลิตจากชีวภาพยังไม่แพร่หลายมาก คุณสมบัติบางอย่างของสารลดแรงตึงผิวที่ผลิตจากชีวภาพยังไม่เทียบเท่าสารที่ผลิตจากปิโตรเคมี และต้นทุนในการผลิตของสารลดแรงตึงผิวที่ผลิตจากชีวภาพยังค่อนข้างสูง

แอลฟาเมทิลเอสเทอร์ซิลิโอฟเนทเป็นสารตั้งต้นในการผลิตสารลดแรงตึงผิวชนิดมีขั้ว ผลิตมาจากแอลกอฮอล์ไขมันที่ผลิตมาจากธรรมชาติ เช่น มะพร้าว ปาล์ม เป็นต้น โดยผ่านกระบวนการผลิตระหว่างแอลกอฮอล์ไขมันทำปฏิกิริยากับแก๊สซิลเฟอร์ไตรออกไซด์ ซึ่งแอลฟาเมทิลเอสเทอร์ซิลิโอฟเนทเป็นสารที่มีคุณสมบัติใกล้เคียงกับแอลคิลเบนซีนซิลิโอฟเนท แต่ผลิตมาจากสารตั้งต้นที่มาจากปิโตรเคมี จึงทำให้แอลฟาเมทิลเอสเทอร์ซิลิโอฟเนทมีความเป็นมิตรต่อสิ่งแวดล้อมมากกว่าแอลคิลเบนซีนซิลิโอฟเนท ในการกระบวนการผลิตแอลฟาเมทิลเอสเทอร์ซิลิโอฟเนทในการผลิตแก๊สซิลเฟอร์ไตรออกไซด์เพื่อมาทำปฏิกิริยากับแอลกอฮอล์ไขมัน โดยกระบวนการผลิตเริ่มจากการนำกำมะถันมาเผาเพื่อให้เกิดแก๊สซิลเฟอร์ไดออกไซด์แล้วแก๊สซิลเฟอร์ไดออกไซด์จะทำปฏิกิริยากับออกซิเจนซึ่งเป็นปฏิกิริยาคายความร้อน จะได้แก๊สซิลเฟอร์ไตรออกไซด์ซึ่งจะนำไปทำปฏิกิริยากับแอลกอฮอล์ไขมันแล้วจะได้เมทิลเอสเทอร์ซิลิโอฟเนท (1)

ในปัจจุบันได้มีงานวิจัยศึกษามากมายที่สร้างแบบจำลองกระบวนการผลิตผลิตภัณฑ์ทางเคมีต่างเพื่อปรับปรุงกระบวนการผลิตหรือการหาค่าตัวแปรที่เหมาะสมในกระบวนการผลิต เพื่อเพิ่มความเป็นไปได้ในการผลิตโดยให้มิตุนทุนในการผลิตลดลงเพื่อสร้างแรงจูงใจในกระบวนการผลิตแอลฟาเมทิลเอสเทอร์ซิลิโอฟเนทเพื่อใช้ทดแทนสารลดแรงตึงผิวที่ผลิตจากสารตั้งต้นที่มาจากปิโตรเคมีหรือกระบวนการผลิตสารลดแรงตึงผิวจากปิโตรเลียมที่มีกระบวนการผลิตคล้ายคลึงกัน เนื่องจากกระบวนการผลิตเมทิลเอสเทอร์ซิลิโอฟเนทมีการใช้อุณหภูมิประมาณ 600 – 750 C° ในช่วงการผลิตแก๊สซิลเฟอร์ไตรออกไซด์ซึ่งถือว่าเป็นอุณหภูมิค่อนข้างสูง จึงทำให้เห็นความสำคัญของระบบการแลกเปลี่ยนความร้อนในกระบวนการผลิต เนื่องจากต้องลดอุณหภูมิซิลิโอฟไตรออกไซด์ก่อนที่จะทำ

ปฏิกิริยากับเมทิลเอสเทอร์ที่ใช้อุณหภูมิในการทำปฏิกิริยาในช่วง 50 – 60 C° ซึ่งการแลกเปลี่ยนความร้อนเพื่อนำกลับมาใช้ใหม่ในช่วงดังกล่าวให้เกิดประสิทธิภาพสูงสุด ในวิจัยนี้จึงสนใจกระบวนการแลกเปลี่ยนความร้อนของกระบวนการผลิต เพื่อศึกษาหาประสิทธิภาพในการแลกเปลี่ยนความร้อนของกระบวนการผลิตและออกแบบปรับปรุงระบบการแลกเปลี่ยนความร้อนของกระบวนการ โดยวิเคราะห์จุดพินช์และเพื่อให้นำความร้อนกลับมาใช้ประโยชน์ให้สูงที่สุด สำหรับงานวิจัยนี้จะสร้างแบบจำลองกระบวนการผลิตแอลฟาเมทิลเอสเทอร์ซิลโฟเนท โดยใช้โปรแกรม Aspen plus , Aspen Energy Analyzer เพื่อใช้ในการปรับปรุงและเพิ่มประสิทธิภาพระบบแลกเปลี่ยนความร้อนในกระบวนการผลิต

## 1.2 วัตถุประสงค์ของการวิจัย

1. เพื่อปรับปรุงและพัฒนาประสิทธิภาพของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนโดยการออกแบบเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบครีอช่าย
2. เพื่อศึกษาและวิเคราะห์ผลการออกแบบเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบครีอช่ายและความเป็นไปได้ในการลงทุน

## 1.3 มุลเหตุจูงใจของงานวิจัย

เนื่องจากกระบวนการผลิตแอลฟาเมทิลเอสเทอร์ซิลโฟเนทเป็นกระบวนการที่ได้คายพลังงานออกจากกระบวนการผลิตค่อนข้างมาก จึงทำให้งานวิจัยนี้ได้สนใจกระบวนการแลกเปลี่ยนความร้อนของกระบวนการผลิต ได้ศึกษาวิธีการการออกแบบรวบรวมความร้อนของกระบวนการผลิต เพื่อเพิ่มประสิทธิภาพการแลกเปลี่ยนความร้อนของกระบวนการผลิตโดยการนำความร้อนจากกระบวนการผลิตนำกลับมาใช้ให้ได้มากที่สุด ยังเป็นการลดต้นทุนในการผลิตให้กับกระบวนการผลิต

## 1.4 ขอบเขตของงานวิจัย

1. ศึกษากระบวนการแลกเปลี่ยนความร้อนในกระบวนการผลิตโดยเปรียบเทียบประสิทธิภาพของน้ำและอากาศในการแลกเปลี่ยนความร้อนในระบบ โดยใช้เครื่องแลกเปลี่ยนชนิด Shell & tube โดยจะเปรียบเทียบปริมาณไอน้ำที่ผลิตขึ้นได้จากกระบวนการผลิต
  - โดยใช้อัตราการไหลของน้ำที่ใช้แลกเปลี่ยนความร้อนเพื่อนำพลังงานกลับมาใช้ใหม่ในกระบวนการผลิต 9,000 – 18,000 กิโลกรัมต่อชั่วโมง
  - โดยใช้อัตราการไหลของอากาศที่ใช้แลกเปลี่ยนความร้อนเพื่อนำพลังงานกลับมาใช้ใหม่ในกระบวนการผลิต 24,000 – 29,000 กิโลกรัมต่อชั่วโมง

2. ศึกษาการปรับปรุงระบบแลกเปลี่ยนความร้อนในกระบวนการผลิตโดยปรับปรุงให้เป็นระบบแลกเปลี่ยนความร้อนแบบเครือข่าย
  - จำนวนสายร้อน 6 สาย
  - จำนวนสายเย็น 6 สาย
  - จำนวนเครื่องของ heat exchanger ชนิด Shell & tube 6 เครื่อง
  - โดยเป้าหมายคือการใช้พลังงานในกระบวนการผลิตลดลง หลังจากทำการวิเคราะห์ระบบการแลกเปลี่ยนความร้อนของกระบวนการ

### 1.5 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ

1. สามารถนำแบบจำลองกระบวนการผลิตแอลฟาเมทิลเอสเทอร์ซัลโฟเนท ปรับปรุงระบบการแลกเปลี่ยนความร้อนของกระบวนการให้มีประสิทธิภาพดีขึ้น โดยใช้พลังงานความร้อนในกระบวนการผลิตน้อยที่สุดและลดพลังงานความร้อนที่สูญเสียจากกระบวนการผลิตโดยนำกลับมาให้เกิดประโยชน์สูงสุด
2. สามารถนำผลการปรับปรุงระบบการแลกเปลี่ยนไปประยุกต์ใช้กับกระบวนการผลิตสารลดแรงตึงผิวจากปิโตรเลียมได้



## บทที่ 2 ทฤษฎีและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

### 2.1 ทฤษฎีที่เกี่ยวข้อง

#### 2.1.1 กำมะถัน (Sulfur)

กำมะถันเป็นธาตุที่เกิดจากการทับถมของซากพืชซากสัตว์ ซึ่งมีบทบาทหลายส่วนเกี่ยวข้องกับสิ่งแวดล้อมทั้งในดิน น้ำ และอากาศ จะพบกำมะถันอยู่ในรูปสารประกอบต่างๆ เช่น ก๊าซซัลเฟอร์ไดออกไซด์ ( $\text{SO}_2$ ) แก๊สไฮโดรเจนซัลไฟด์ ( $\text{H}_2\text{S}$ ) และฝุ่นละอองในรูปกำมะถัน กำมะถันนั้นมีวัฏจักรการหมุนเวียนทำให้กำมะถันเปลี่ยนรูปกลับมาอยู่บนพื้นโลก ซึ่งกำมะถันมีความสำคัญต่อสิ่งมีชีวิตเนื่องจากเป็นธาตุที่สำคัญต่อการเจริญเติบโตของสิ่งมีชีวิตและกระบวนการเผาผลาญพลังงานของสิ่งมีชีวิต ลักษณะทางกายภาพของซัลเฟอร์มีลักษณะเป็นผลึกสีเหลืองอำพัน ในอุตสาหกรรมกำมะถันและสารประกอบกำมะถันเป็นสารตั้งต้นในกระบวนการผลิตต่างๆ มากมาย เช่น เป็นสารตั้งต้นในกระบวนการผลิตสารลดแรงตึงผิว กรดกำมะถัน ( $\text{H}_2\text{SO}_4$ ) เป็นเคมีผลิตภัณฑ์ที่ใช้กำมะถันเป็นสารตั้งต้น เพื่อใช้ในอุตสาหกรรมต่างๆ เช่น กระบวนการผลิตเส้นใย ยาฆ่าเชื้อราและฟอกสีซัลเฟอร์ไดออกไซด์ที่ใช้ในการถนอมอาหาร เป็นต้น

#### คุณสมบัติของกำมะถัน(2)

ชื่อ,สัญลักษณ์,อะตอม กำมะถัน,S,16 ลักษณะทางกายภาพ ของแข็ง,สีเหลือง

จุดเดือด  $115.21\text{ }^{\circ}\text{C}$  จุดหลอมเหลว  $444.6\text{ }^{\circ}\text{C}$

ความหนาแน่นของเหลว  $1.819\text{ g/cm}^3$

ความร้อนของการหลอมเหลว  $1.727\text{ kg/mol}$

ความร้อนของการกลายเป็นไอ  $45\text{ kJ/mol}$

ความร้อนจำเพาะ  $25.75\text{ J/(mol.K)}$

#### 2.1.2 แก๊สซัลเฟอร์ไดออกไซด์ (Sulfur dioxide, $\text{SO}_2$ )

แก๊สซัลเฟอร์ไดออกไซด์เป็นออกไซด์ของกำมะถันซึ่งเป็นแก๊สไม่ไวไฟ(3) ไม่สามารถมองเห็นได้ด้วยตาเปล่าแต่มีกลิ่นเหม็นและแสบจมูก ละลายน้ำได้ดี เมื่อทำปฏิกิริยากับออกซิเจนในอากาศจะเกิดเป็นแก๊สซัลเฟอร์ไตรออกไซด์และจะรวมตัวเป็นกรดกำมะถันเมื่อมีความชื้นในอากาศ โดยปกติแล้วแก๊สซัลเฟอร์ไดออกไซด์ในอากาศจะพบประมาณ 0.02 ถึง 0.1 ppm ถ้าแก๊สซัลเฟอร์ไดออกไซด์

มากกว่านั้นส่วนใหญ่จะเกิดจากการกระทำของมนุษย์ที่ทำให้แก๊สมีความเข้มข้นสูง แหล่งกำเนิดของแก๊สซัลเฟอร์ไดออกไซด์เป็นผลพลอยได้จากการเผาไหม้ น้ำมันเชื้อเพลิง การใช้ถ่านหินในการผลิตกระแสไฟฟ้า โดยอันตรายของแก๊สซัลเฟอร์ไดออกไซด์เมื่อมนุษย์ได้รับในระยะเวลา 15 นาที (4) คือ

ความเข้มข้น	ผลกระทบต่อสุขภาพ
0 – 300 $\mu\text{g}/\text{m}^3$ หรือ 0 – 0.1 ppm	ไม่มีผลกระทบต่อสุขภาพ
300 – 600 $\mu\text{g}/\text{m}^3$ หรือ 0.1 – 0.2 ppm	เริ่มมีผลกระทบระดับปานกลาง แต่อาจจะเริ่มมีผลกระทบกับผู้ป่วยโรคทางเดินหายใจ
600 – 2,000 $\mu\text{g}/\text{m}^3$ หรือ 0.2 – 0.7 ppm	มีผลกระทบต่อสุขภาพ ผู้ป่วยโรคทางเดินหายใจไม่ควรได้รับ คนทั่วไปควรหลีกเลี่ยง
2,000 – 9,000 $\mu\text{g}/\text{m}^3$ หรือ 0.7 – 3 ppm	มีผลกระทบต่อสุขภาพกับทุกคน ไม่ควรหาได้รับแก๊สในระดับนี้ และควรหาแหล่งหายใจที่สะอาด
9,000 – 14,000 $\mu\text{g}/\text{m}^3$ หรือ 3 - 5ppm	มีอันตรายต่อสุขภาพกับทุกคน ควรใช้แหล่งอากาศที่สะอาดในการหายใจ
มากกว่า 14,000 $\mu\text{g}/\text{m}^3$ หรือ มากกว่า 5 ppm	อันตรายสูงสุด ไม่สามารถอยู่บริเวณนั้นได้

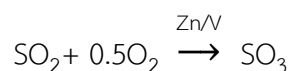
ตารางที่ 1 แสดงอันตรายจากความเข้มข้นของแก๊สซัลเฟอร์ไดออกไซด์เมื่อร่างกายได้รับ

โดยแก๊สซัลเฟอร์ไดออกไซด์เป็นสารตั้งต้นในการผลิตเคมีภัณฑ์หลายชนิด เช่น โซเดียมซัลไฟต์ ซัลเฟอร์รีคลอไรด์ กรดกำมะถัน และ ซัลเฟอร์ไตรออกไซด์ คุณสมบัติของแก๊สซัลเฟอร์ไดออกไซด์ (3)

ชื่อ,สัญลักษณ์ แก๊สซัลเฟอร์ไดออกไซด์ ,SO <sub>2</sub> ,64	ลักษณะทางกายภาพ แก๊ส,ไม่มีสี
จุดเดือด -10 C°	จุดหลอมเหลว -72 C°
ความหนาแน่นของแก๊ส	2.6288 kg/m <sup>3</sup>
ความร้อนของการกลายเป็นไอ	24.9 kJ/mol
ความร้อนจำเพาะ	39.87 J/(mol.K)

### 2.1.3 แก๊สซัลเฟอร์ไดออกไซด์ (Sulfur dioxide, SO<sub>2</sub>)

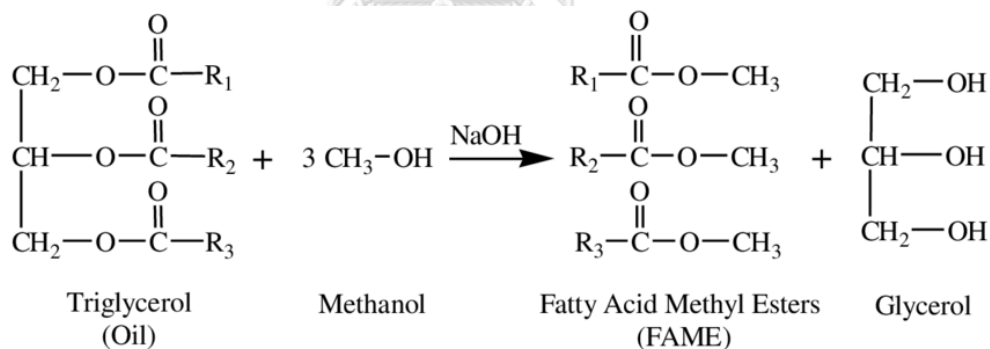
แก๊สซัลเฟอร์ไดออกไซด์เป็นออกไซด์ของกำมะถันซึ่งเป็นแก๊สไม่ไวไฟ ไม่สามารถมองเห็นได้ด้วยตาเปล่าแต่มีกลิ่นเหม็นและแสบจมูก ละลายน้ำได้ดี โดยเกิดการทำปฏิกิริยาระหว่าง



ถ้ามีตัวเร่งปฏิกิริยาที่เป็นสังกะสีหรือวาเลเดียมทำให้ปฏิกิริยาเกิดได้ดียิ่งขึ้น (5)

### 2.1.4 เมทิลเอสเทอร์ (Methyl ester)

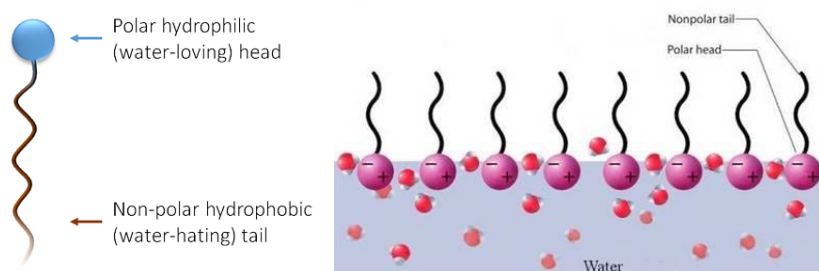
เมทิลเอสเทอร์มีคุณสมบัติของเมทิลเอสเทอร์นั้นใกล้เคียงกับน้ำมันที่ผลิตมาจากปิโตรเลียมซึ่งสามารถใช้ทดแทนกันได้ แต่เมทิลเอสเทอร์นั้นผลิตมาจาก น้ำมันพืช ไขมันสัตว์ ซึ่งเป็นพลังงานทางเลือกในปัจจุบัน โดยนำน้ำมันจากพืชหรือสัตว์ที่เป็นประเภทไตรกลีเซอไรด์มาผ่านกระบวนการทางเคมีที่เรียกว่า ทรานส์เอสเทอริฟิเคชัน (Transesterification) โดยทำปฏิกิริยากับแอลกอฮอล์โดยผ่านตัวเร่งปฏิกิริยาที่เป็นด่างจะได้ผลิตภัณฑ์เป็นกรดไขมัน Fatty acid methyl ester) และผลพลอยได้เป็นกลีเซอรอล (Glycerol) โดยชื่อของเอสเทอร์จะขึ้นกับชนิดของแอลกอฮอล์ที่ใช้ทำปฏิกิริยา(6)



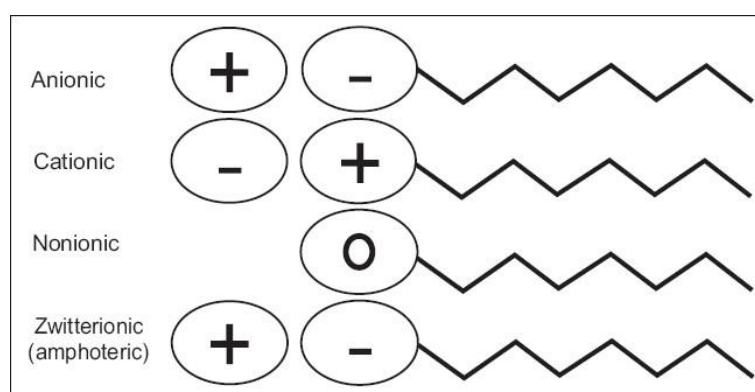
รูปที่ 1 รูปแสดงปฏิกิริยาทรานส์เอสเทอริฟิเคชัน

### 2.1.5 สารลดแรงตึงผิว (Surfactant)

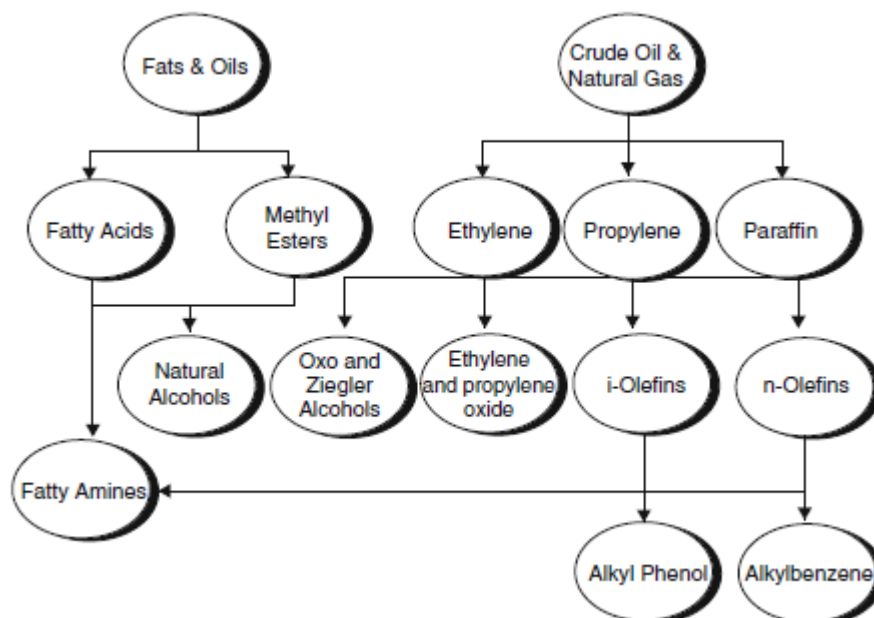
สารลดแรงตึงผิว (Surfactant) เป็นสารที่เมื่อละลายน้ำแล้วจะช่วยลดแรงตึงผิวของน้ำ โดยสารตั้งต้นในการผลิตได้แบ่งออกเป็น 2 ประเภท คือ สารตั้งต้นจากธรรมชาติและปิโตรเลียม โดยคำว่า Surfactant มาจากคำว่า Surface active agent มีคุณลักษณะที่สำคัญ 2 ส่วน ได้แก่ Hydrophilic ซึ่งเป็นส่วนที่มีขั้ว และ Hydrophobic ซึ่งเป็นส่วนที่ไม่มีขั้ว



รูปที่ 2 ลักษณะโครงสร้างของสารลดแรงตึงผิว



รูปที่ 3 ลักษณะโครงสร้างของสารลดแรงตึงผิวในแต่ละประเภท



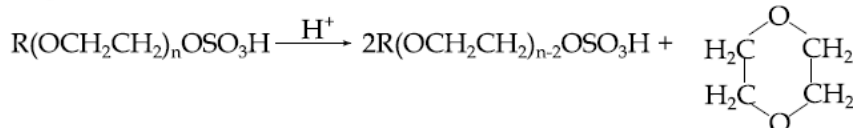
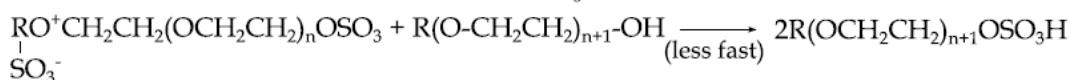
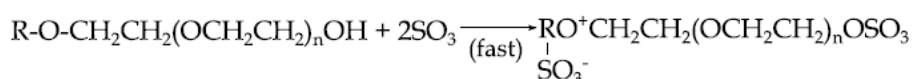
รูปที่ 4 ชนิดของสารตั้งต้นที่ใช้ในการผลิตสารลดแรงตึงผิว (7)

หลักการการทำงานของสารลดแรงตึงผิวคือ ส่วนที่มีขั้วจะทำการจับน้ำ และส่วนที่ไม่มีขั้วจะทำการจับสิ่งสกปรกพวกไขมันที่ไม่สามารถละลายน้ำได้ ทำให้สิ่งสกปรกหลุดออกไปแล้วแขวนลอยอยู่ในน้ำ สารลดแรงตึงผิวนั้นเป็นองค์ประกอบใน ผลิตภัณฑ์ที่ใช้ทำความสะอาดสิ่งต่างๆมากมาย เช่น สบู่ ยาสระผม น้ำยาล้างจาน เป็นต้น โดยสารลดแรงตึงผิวแบ่งออกได้เป็น 4 ประเภท แต่ละประเภทมีความแตกต่างกันในส่วนที่มีขั้วขึ้นอยู่กับประจุไฟฟ้าที่อยู่ ได้แก่

1. สารลดแรงตึงผิวชนิดแอนไอออนิก (Anionic Surfactant) (7) สารลดแรงตึงผิวประเภทนี้เมื่อละลายน้ำแล้วจะแตกตัวโดยส่วนที่มีขั้วจะมีประจุเป็นลบ โดยสารลดแรงตึงผิวชนิดนี้จะถูกนำมาใช้ในผลิตภัณฑ์ทำความสะอาดต่างๆเช่น น้ำยาล้างจาน ผงซักฟอก ตลอดจนผลิตภัณฑ์เครื่องสำอาง เช่น แชมพู และครีมอาบน้ำ เนื่องจากมีคุณสมบัติทำความสะอาดสิ่งสกปรกได้ดี ฟองมากและละลายน้ำได้ดี โดยสารลดแรงตึงผิวชนิดไอออนิกยังแบ่งออกได้เป็นหลายประเภทตามชนิดของสารตั้งต้นที่ใช้การผลิต เช่น

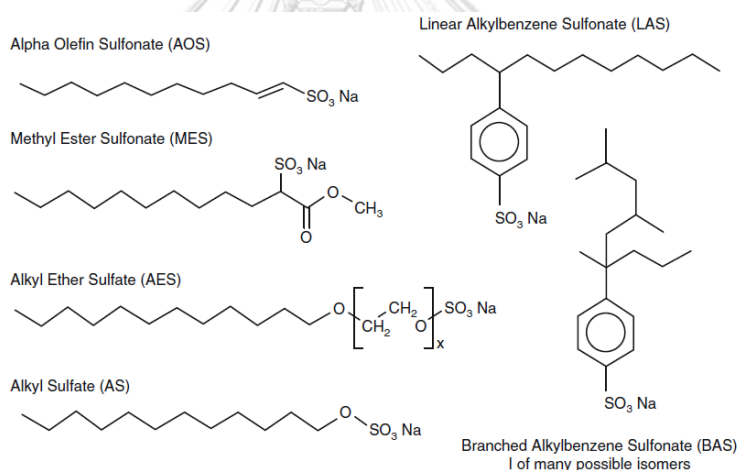
สบู่ (Soap) เกิดจากปฏิกิริยาของด่างและน้ำมันต่างๆ มีคุณสมบัติในการกำจัดไขมันได้ดี นิยมใช้ทำความสะอาดผิวหนังโดยอาจทำเป็นสบู่ก้อนหรือสบู่เหลวไม่นิยมใช้ทำแชมพูเพราะละลายน้ำยาก ไม่ทนต่อน้ำกระด้างมี pH สูง ทำให้ไม่สามารถเข้ากับสารเคมีตัวอื่นๆในสูตร

โซเดียมลอริลอีเทอร์ซัลเฟต (Sodium lauryl ether sulfate, SLES) ,แอมโมเนียมลอริลอีเทอร์ซัลเฟต (Ammonium lauryl ether sulfate, ALES) เกิดจากการนำน้ำมันมะพร้าวหรือน้ำมันปาล์มหรือแอลกอฮอล์(จากการกลั่นน้ำมันปิโตรเลียม) มาแยกส่วนแล้วผ่านกระบวนการเติมอีทอกไซด์เข้าไปในโครงโมเลกุล (Ethoxylation) และกระบวนการเติมสารกลุ่มซัลเฟตเข้าไปในโครงสร้างโมเลกุล (Sulfation) แล้วจึงทำให้เป็นกลางด้วยด่าง เช่น โซเดียมไฮดรอกไซด์หรือแอมโมเนียม ตัวอย่างสารในกลุ่มนี้คือ Texapon N70 (SLES-2EO), Texapon N701 (SLES-1EO) กลุ่มนี้นิยมนำไปใช้เป็นสารทำความสะอาดในแชมพู ครีมอาบน้ำเนื่องจากละลายน้ำได้ดี ทนต่อน้ำกระด้างได้ดี และไม่ค่อยระคายเคืองต่อผิวหนัง



### รูปที่ 5 ปฏิกริยาการเกิดสารกลุ่มลอริลอีเทอร์ซัลเฟต (8)

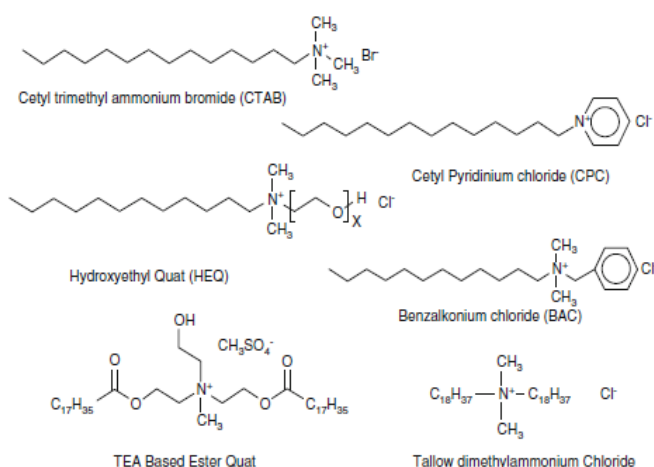
โซเดียมลอริลซัลเฟต (Sodium Lauryl Sulfate, SLS) ,แอมโมเนียมลอริลซัลเฟต (Ammonium Lauryl Sulfate, ALS) กระบวนการผลิตมีความคล้ายคลึงกับสารกลุ่มโซเดียมลอริลอีเทอร์ซัลเฟตและแอมโมเนียมลอริลอีเทอร์ซัลเฟต โดยไม่ผ่านกระบวนการเติมอีพอกไซด์เข้าไปในโครงโมเลกุล (Ethoxylation) ตัวอย่างสารในกลุ่มนี้ คือ Texapon ALS (ALS) ซึ่งเป็นของเหลว นอกจากนี้ยังมีการผลิตโซเดียมลอริลซัลเฟตที่มีความเข้มข้นสูงซึ่งมีลักษณะเป็นของแข็งขนาดเล็กหรือเป็นเส้น โดยทั่วไปเรียกว่าผงฟองหรือฟองเส้น สารกลุ่มนี้นิยมนำไปใช้เป็นสารทำความสะอาดในแชมพู ครีมอาบน้ำหรือผลิตภัณฑ์ทำความสะอาด เนื่องจากมีฤทธิ์ในการทำความสะอาดและฟองโซเดียมลอริลอีเทอร์ซัลเฟตและแอมโมเนียมลอริลอีเทอร์ซัลเฟตเมื่อใช้ในปริมาณเท่ากัน แต่สารกลุ่มนี้มีข้อเสียคือ ละลายน้ำได้น้อยกว่าทนต่อน้ำกระด้างได้น้อยกว่าและระคายเคืองต่อผิวหนังมากกว่าสารลดแรงตึงชนิดอื่นๆ



### รูปที่ 6 โครงสร้างโมเลกุลของสารลดแรงตึงผิวชนิดไอออนิก (7)

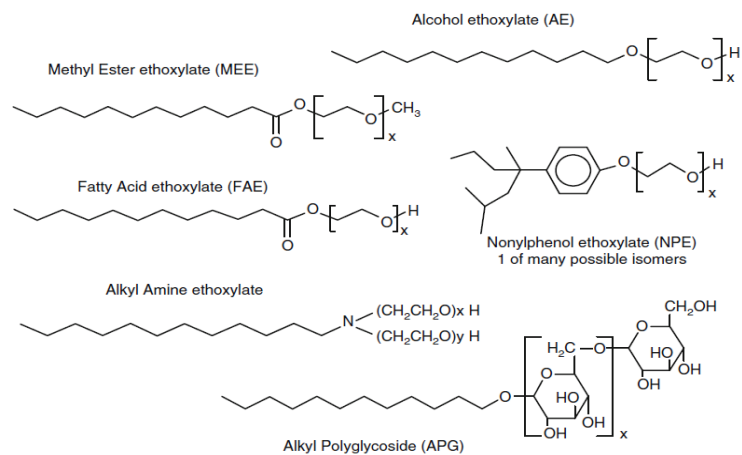
แอลฟาโอเลฟินซัลโฟเนต (Alpha Olefin Sulfonate) เป็นสารที่เกิดจากการนำสารที่ได้จากการกลั่นน้ำมันปิโตรเลียมมาทำปฏิกิริยาซัลโฟเนชัน (Sulfonation) เช่นเดียวกับการผลิตลิเนียร์แอลคิลเบนซีนซัลโฟเนต แอลฟาโอเลฟินซัลโฟเนตมีประสิทธิภาพในการทำความสะอาดเทียบเท่าลิเนียร์แอลคิลเบนซีนซัลโฟเนต แต่ทนน้ำกระด้างได้ดีกว่าและอ่อนละมุนต่อผิวมากกว่า นิยมใช้แพร่หลายในอเมริกาและญี่ปุ่น

2. สารลดแรงตึงผิวชนิดแคทไอออนิก (Cationic surfactant) สารในกลุ่มนี้เมื่อละลายน้ำแล้วส่วนที่มีขั้วจะมีประจุบวก นิยมใช้กันมากในอุตสาหกรรมสิ่งทอโดยใช้เคลือบผ้า เพื่อให้ความลื่นและป้องกันไฟฟ้าสถิต สารกลุ่มนี้ไม่มีความสามารถในการทำความสะอาดและไม่มีฟอง แต่สามารถเกาะพื้นผิวได้ดีและให้ความลื่นแก่พื้นผิวที่สัมผัสจึงนิยมนำมาใช้ในครีมนวดผมหรือปรับผ้านุ่ม สารตัวอย่างในกลุ่มนี้ที่ใช้ในครีมนวดผม ได้แก่ Dyhyquat AC, Rinse compound



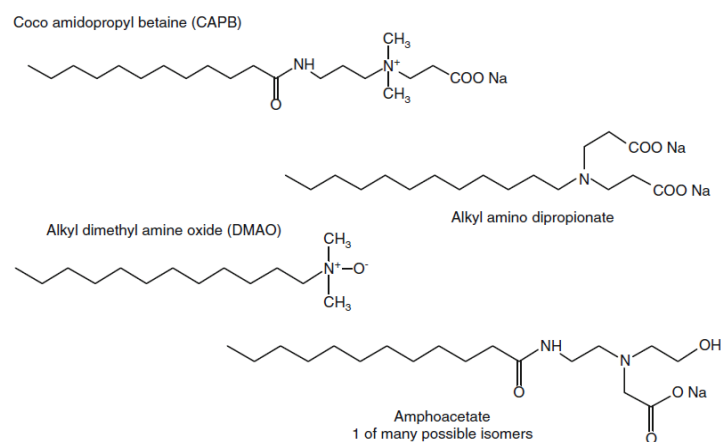
รูปที่ 7 โครงสร้างโมเลกุลของสารลดแรงตึงผิวชนิดแคทไอออนิก (7)

3. สารลดแรงตึงผิวนอนไอออนิก (Nonionic Surfactant) สารชนิดนี้เมื่อละลายน้ำแล้วจะไม่แตกตัวจึงไม่มีประจุ เนื่องจากไม่มีส่วนที่มีขั้วแต่สามารถละลายน้ำได้เนื่องจากออกซิเจนที่ทำพันธะกับไฮโดรเจน โดยคุณสมบัติการละลายน้ำของสารกลุ่มนี้ยังขึ้นกับอุณหภูมิอีกด้วย เนื่องจากว่าที่อุณหภูมินั้นจะจำนวนพันธะของไฮโดรเจนจะลดลง ซึ่งจะส่งผลคุณสมบัติการละลายของสาร สารลดแรงตึงผิวกลุ่มนี้มีทั้งชนิดที่ละลายน้ำได้มากและละลายน้ำได้น้อย เนื่องจากการไม่ประจุของสารลดแรงตึงผิวชนิดนี้ทำให้มีความไวต่อน้ำกระด้างน้อยกว่าสารลดแรงตึงผิวชนิดไอออนิกทำให้มีฟองน้อย ตัวอย่างผลิตภัณฑ์ที่ใช้สารนี้(9) ได้แก่ ผงซักฟอก สารขจัดคราบฝังแน่น ตัวอย่างสารในกลุ่มนี้ ได้แก่ Nonylphenol-9 (NP -9)



รูปที่ 8 โครงสร้างโมเลกุลของสารลดแรงตึงผิวชนิดนอนไอออนิก (7)

4. สารลดแรงตึงผิวชนิดแอมโฟเทอริก (Amphoteric surfactant) สารกลุ่มนี้มีทั้งประจุบวกและลบอยู่ในโมเลกุลเดียวกัน เมื่อละลายน้ำจะแสดงประจุขึ้นอยู่กับสภาพแวดล้อม เช่น การเปลี่ยนแปลงไอออนของสารลดแรงตึงผิวตามสภาพ pH ของสารละลาย โดยถ้าสภาพแวดล้อมเป็นกรดก็จะแสดงประจุบวก ถ้าสภาพแวดล้อมเป็นด่างก็จะแสดงประจุลบ คุณสมบัติหลักของสารกลุ่มนี้คือ สามารถทนน้ำกระด้าง อ่อนละมุนต่อผิวสามารถเข้ากับโซเดียมลอริลอีเทอร์ซัลเฟตและโซเดียมลอริลซัลเฟตได้ดี เมื่อใช้ร่วมกันจะทำให้สามารถทำให้ขึ้นได้ง่ายขึ้น มีคุณสมบัติการเกิดป้องกันไฟฟ้าสถิตและให้ความนุ่มได้ ตัวอย่างสารในกลุ่มนี้ได้แก่ สารกลุ่ม Betaine เช่น Mirataine, Dehyton K ซึ่งนิยมใช้ร่วมกับโซเดียมลอริลอีเทอร์ซัลเฟต 2 โมลอีทอกซีเลตในผลิตภัณฑ์แชมพูนอกจากนี้ยังมีกลุ่ม amphotacetate เช่น Miranol LC 32 สารกลุ่มนี้ใช้ได้กับผลิตภัณฑ์จำพวกสบู่ ครีมอาบน้ำ โดยช่วยให้ฟองสบู่ที่ได้นุ่มและละเอียดขึ้นอย่างเห็นได้ชัดนอกจากนี้ยังให้ความอ่อนนุ่มแก่ผิว โดยช่วยให้ผิวไม่แห้งตึงหลังอาบน้ำหรือล้างหน้า



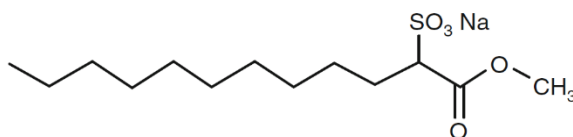
รูปที่ 9 โครงสร้างโมเลกุลของสารลดแรงตึงผิวชนิดแอมโฟเทอริก (7)



### 2.1.6 แอลฟาเมทิลเอสเทอร์ซัลโฟเนต (Alpha Methyl Ester Sulfonate, MES)

แอลฟาเมทิลเอสเทอร์ซัลโฟเนต(MES) (7)เป็นสารลดแรงตึงผิวประเภทแอนไอออนนิค (Anionic surfactant) โดยนำเมทิลเอสเทอร์มาผ่านกระบวนการ Sulfonation โดยทำปฏิกิริยากับ แก๊สซัลเฟอร์ไดออกไซด์และเมทิลเอสเทอร์ (C16:C18) (10)ที่อุณหภูมิห้องการปฏิกิริยากันระหว่าง เมทิลเอสเทอร์และแก๊สซัลเฟอร์ไดออกไซด์นั้นจะเกิดผลิตภัณฑ์ขึ้น 2 ชนิด คือ เมทิลเอสเทอร์ซัลโฟเนต (Methyl Ester Sulfonate) และ ไดโซเดียม (Di-Sodium) การขั้นตอนการเกิดปฏิกิริยาค่อยข้าง ซับซ้อน (11) โดยคุณสมบัติของแอลฟาเมทิลเอสเทอร์ซัลโฟเนต(MES) ใกล้เคียงกับลิเนียร์แอลคิล เบนซีนซัลโฟเนต(linear alkyl benzene sulfonate) ซึ่งเป็นผลิตภัณฑ์ที่ผลิตได้จากปิโตรเลียมเป็น สารตั้งต้น มีคุณสมบัติในการชะล้างสูงและทนต่อความกระด้างของน้ำ ในกระบวนการผลิตเมทิลเอส เทอร์ซัลโฟเนตนั้นจะเกิดผลพลอยเกิดขึ้น คือ แพตตีแอซิดซัลโฟเนตและเอสเทอร์ซัลโฟเนต

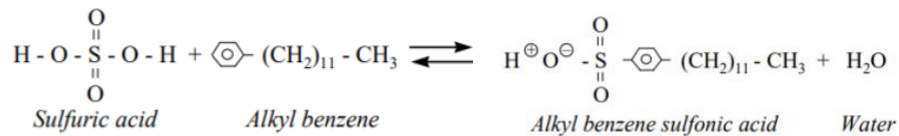
Methyl Ester Sulfonate (MES)



รูปที่10 โครงสร้างโมเลกุลเมทิลเอสเทอร์ซัลโฟเนต (MES)

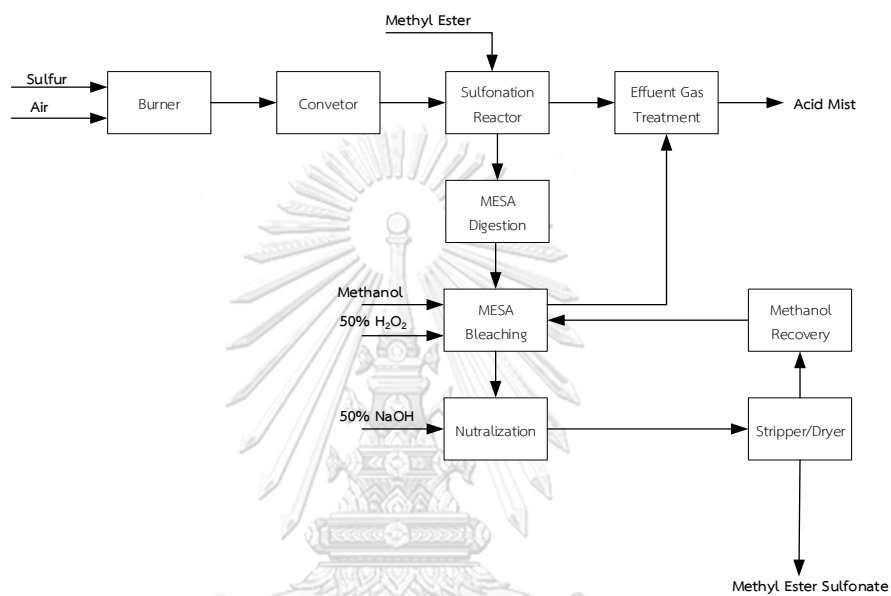
### 2.1.7 ลิเนียร์แอลคิลเบนซีนซัลโฟเนต (Linear Alkyl Benzene Sulfonate, LABS)

ลิเนียร์แอลคิลเบนซีนซัลโฟเนตเป็นสารลดแรงตึงผิวชนิดไอออนนิคที่ผลิตมาจากลิเนียร์แอลคิล เบนซีนที่เป็นวัตถุดิบจากปิโตรเลียมโดยมีน้ำหนักโมเลกุลประมาณ 230-245 ลิเนียร์แอลคิลเบนซีน ซัลโฟเนตใช้กระบวนการผลิตโดยการนำเบนซีนมาทำปฏิกิริยากับพาราฟินที่โครงสร้างเป็นเส้นตรงซึ่ง ได้จากขบวนการกลั่นน้ำมันปิโตรเลียม แล้วผ่านการกระบวนการเติมสารกลุ่มซัลโฟนิค (Sulfonation) เข้าไปในโครงสร้างโมเลกุล ตัวอย่างในสารกลุ่มนี้ คือ ลิเนียร์แอลคิลเบนซีนซัลโฟเนตมีความเข้มข้น สูง ประมาณ 96-98% และเป็นกรด ซึ่งจะต้องทำให้เป็นกลางโดยผสมกับด่างก่อนจึงจะใช้ได้ ดังนั้น ผู้ผลิตหลายรายจึงได้ผลิตแบบที่ผสมเสร็จเรียบร้อยแล้วและสามารถนำไปผสมในสูตรได้เลย สารกลุ่ม นี้นิยมนำไปใช้เป็นสารทำความสะอาดหลัก ในผงซักฟอก น้ำยาล้างจาน เพราะมีประสิทธิภาพ ในการ ทำความสะอาดสูงกว่ากลุ่มอื่นๆที่กล่าวมา อีกทั้งราคาถูกข้อเสียคือไม่ทนต่อน้ำกระด้าง ระคายเคือง ต่อผิวหนังมากถ้าใช้เดี่ยวๆ และปรับให้ข้นยากกว่าโซเดียมลอริลอีเทอร์ซัลเฟตและโซเดียมลอริล ซัลเฟต



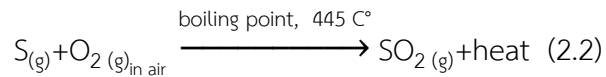
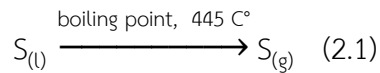
รูปที่ 11 ปฏิกิริยาการเกิดซัลโฟเนชันของลิเนียร์แอลคิลเบนซีน

### 2.1.8 กระบวนการผลิตแอลฟาเมทิลเทอร์ซัลโฟเนท

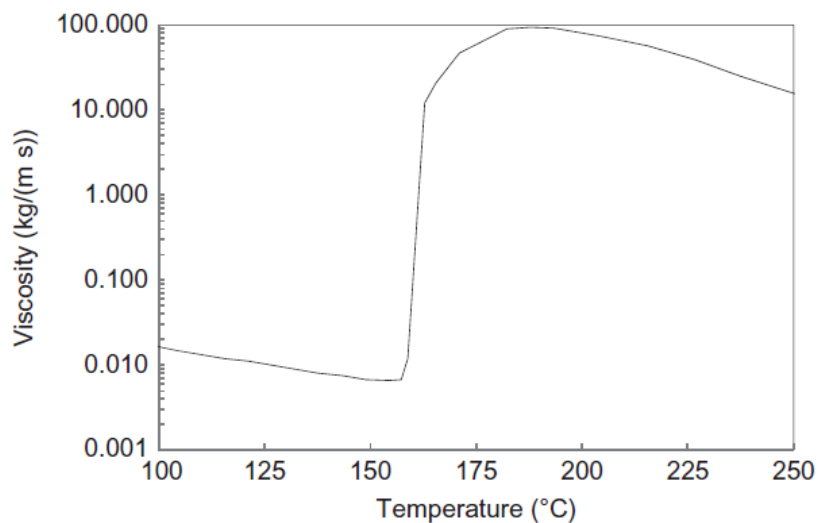


รูปที่ 12 แผนภาพกระบวนการผลิตเมทิลเอสเทอร์ซัลโฟเนท

กระบวนการผลิตแอลฟาเมทิลเอสเทอร์ซัลโฟเนทเริ่มจากการนำกำมะถันเข้าเตาเผาเพื่อเผาในอากาศ โดยกำมะถันจะถูกให้ความร้อนเพื่อให้กำมะถันเป็นของเหลวโดยรักษาอุณหภูมิให้อยู่ในช่วง 135- 155 °C เป็นอุณหภูมิที่กำมะถันเป็นของเหลวและความหนืดต่ำ ซึ่งเมื่อกำมะถันมีอุณหภูมิมากกว่า 160 °C (5) กำมะถันจะเปลี่ยนสถานะจากของเหลวเป็นของแข็ง ซึ่งกำมะถันเหลวจะป้อนเข้าสู่เตาเผาเพื่อเข้าทำปฏิกิริยากับออกซิเจนในอากาศที่ผ่านกระบวนการทำให้แห้งที่อุณหภูมิประมาณ 1150 °C ซึ่งจะเกิดผลิตภัณฑ์เป็นซัลเฟอร์ไดออกไซด์ โดยอากาศที่ป้อนเข้าในกระบวนการเพื่อทำปฏิกิริยานั้นต้องมีความชื้นต่ำโดยมีอุณหภูมิจุดน้ำค้างอยู่ที่ (-45) – (-60) °C หรือมีปริมาณไอน้ำอยู่ 0.05 % โดยปริมาตรและความดันอยู่ที่ 1.3 - 1.5 bar โดยปฏิกิริยาดังนี้

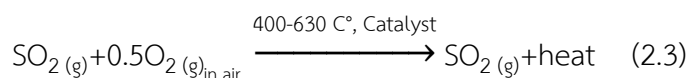


โดยสมการที่ (2.1) และ (2.2) เป็นปฏิกิริยาคายความร้อนมีค่าพลังงานในการคายความร้อนอยู่ที่  $\Delta H^{\circ}_{25\text{ }^{\circ}\text{C}} = -300\text{ MJ/kg mol of } S(l)$

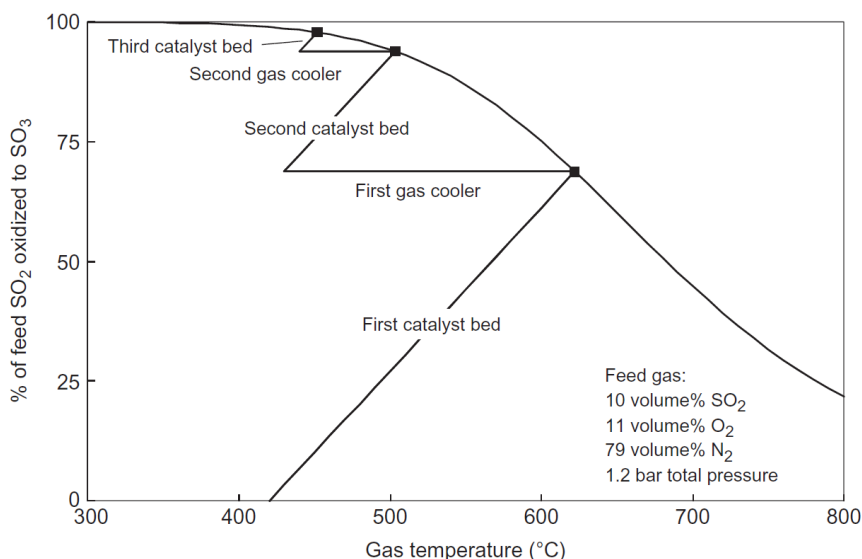


รูปที่ 13 กราฟแสดงความหนืดของกำมะถันที่เปลี่ยนตามอุณหภูมิ

จากนั้นแก๊สซัลเฟอร์ไดออกไซด์ที่ได้จากเตาเผาจะผ่านเข้าสู่เครื่องปฏิกรณ์ซึ่งเรียกว่า คอนเวอร์เตอร์ (Converter) เพื่อทำปฏิกิริยากับออกซิเจนโดยใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาที่บรรจุอยู่ ซึ่งเป็นออกไซด์ของโลหะกลุ่ม โปแทสเซียม (K), วาเลเดียม (V), โซเดียม (Na), ซีเซียม (Cs) และ ซิลิกา (Si) ปริมาณแก๊สออกซิเจนที่ใช้นั้นเป็นควรจะกว่า 0.5 เท่าของแก๊สซัลเฟอร์ไดออกไซด์ตามปฏิกิริยาที่ (1) ซึ่งโดยปกติจะป้อนแก๊สออกซิเจนเข้าระบบที่ผ่านเข้ามาจากเตาเผากำมะถันให้เหลือทำปฏิกิริยาที่คอนเวอร์เตอร์ประมาณ 1.5 – 4.0 เท่าของแก๊สซัลเฟอร์ไดออกไซด์ เพื่อแก๊สซัลเฟอร์ไดออกไซด์ทำปฏิกิริยากับแก๊สออกซิเจนจะเกิดเป็นแก๊สซัลเฟอร์ไตรออกไซด์ แต่จะทำให้แก๊สซัลเฟอร์ไตรออกไซด์ที่ได้จากการทำปฏิกิริยานั้นจะมีอุณหภูมิสูงขึ้น เนื่องจากเป็นปฏิกิริยาคายความร้อน ทำให้เครื่องปฏิกรณ์ต้องมีระบบระบายความร้อนออกจากระบบ โดยผ่านปฏิกิริยา



โดยปฏิกิริยาที่ (2.3) เป็นปฏิกิริยาคายความร้อนและมีค่าการคายพลังงานความร้อนอยู่ที่  $\Delta H^\circ_{25\text{ }^\circ\text{C}} = -100\text{ MJ/kg mol of SO}_3(\text{g})$



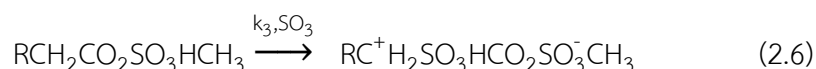
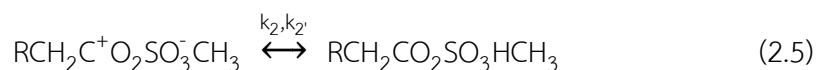
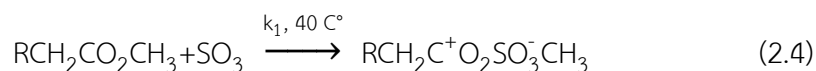
รูปที่ 14 กราฟแสดงอุณหภูมิของการทำปฏิกิริยาของแก๊สซัลเฟอร์ไตรออกไซด์

หลังจากนั้นแก๊สซัลเฟอร์ไตรออกไซด์จะเข้าไปทำปฏิกิริยากับเมทิลเอสเทอร์ที่เครื่องปฏิกรณ์ซัลโฟเนชัน (Sulfonation reactor) ซึ่งเป็นเครื่องปฏิกรณ์แบบหลายท่อ (Multi tubular reactor) อัตราการไหลของแก๊สซัลเฟอร์ไตรออกไซด์จะขึ้นอยู่กับอัตราการของเมทิลเอสเทอร์ที่ถูกป้อนเข้าเครื่องปฏิกรณ์ ซึ่งจะได้ผลิตภัณฑ์เป็นกรดเมทิลเอสเทอร์ซัลโฟนิค (Methyl Ester Sulfonic Acid) ซึ่งเป็นปฏิกิริยาคายความร้อน โดยก่อนผ่านจากส่วนนี้ของเหลวและแก๊สจะถูกแยกออกจากกันโดยแก๊สจะถูกทำการปรับปรุงคุณภาพก่อนปล่อยออกสู่บรรยากาศต่อไป

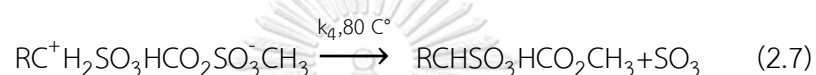
กรดเมทิลเอสเทอร์ซัลโฟนิคจะเข้าสู่กระบวนการย่อยสลายกรดซึ่งเป็นคล้ายโมเลกุลของแก๊สซัลเฟอร์ไตรออกไซด์ออกมาเพื่อทำปฏิกิริยาใหม่กับเมทิลเอสเทอร์ที่ยังเหลืออยู่ โดยปฏิกิริยาในขั้นเป็นปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นช้าที่สุดของปฏิกิริยา โดยปฏิกิริยาขั้นนี้จะต้องใช้เวลามากขึ้นและอุณหภูมิสูงขึ้นกว่าปฏิกิริยาในขั้นตอนแรกหลังจากผ่านกระบวนการสลายกรดเมทิลเอสเทอร์ซัลโฟนิคจะส่งผลให้ผลิตภัณฑ์มีสีเข้มขึ้นซึ่งเป็นลักษณะเฉพาะของเมทิลเอสเทอร์ โดยปฏิกิริยาซัลโฟเนชันเป็นปฏิกิริยาเคมีของสารที่ต้องการจ่ายอิเล็กตรอนโดยมีหมู่ซัลโฟนิค (SO<sub>3</sub>H) รวมอยู่ในโมเลกุล โดยผลิตภัณฑ์ที่ได้จากเกิดปฏิกิริยานั้นจะเป็นกรดซัลโฟนิคโดยปฏิกิริยาซัลโฟเนชันสามารถเกิดปฏิกิริยาขั้นได้ทั้ง

ของเหลวกับแก๊สหรือของเหลวกับของเหลวซึ่งขึ้นกับสารตั้งต้นที่ใช้ในการทำปฏิกิริยาโดยเทคโนโลยีในปัจจุบันปฏิกิริยาจะเกิดขึ้นระหว่างของเหลวกับแก๊ส(8)

ปฏิกิริยาชั้นซัลโฟเนชัน (Sulfonation reaction) (12)



ปฏิกิริยาชั้นไดเอสชัน (Digestion reaction)



หลังจากนั้นกรดเมทิลเอสเทอร์ซัลโฟนิคเข้าสู่กระบวนการฟอกสี โดยทำการป้อนไฮโดรเจนเปอร์ออกไซด์ความเข้มข้น 50 % และเมทานอล โดยปริมาณที่จะป้อนไฮโดรเจนเปอร์ออกไซด์และเมทานอลเข้าสู่จะขึ้นกับปริมาณของกรดเมทิลเอสเทอร์ซัลโฟนิค แต่ต้องมีการควบคุมในอัตราส่วนที่เหมาะสมเนื่องปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นเป็นคายความร้อน โดยความเข้มข้นของกรดเมทิลเอสเทอร์ซัลโฟนิคที่ได้จากการฟอกสีจะขึ้นกับปริมาณที่ป้อนไฮโดรเจนเปอร์ออกไซด์เข้าไปในกระบวนการผลิต โดยเมทานอลที่ทำการป้อนเข้าไปจะทำการลดการเกิดเกลือในกระบวนการผลิต ช่วยลดความหนืดของกรดเมทิลเอสเทอร์ซัลโฟนิค ช่วยระบายความร้อนออกจากกระบวนการผลิตโดยใช้วิธีควบคุมอัตราการระเหยของเมทานอลและป้องกันการย่อยสลายของกรดเมทิลเอสเทอร์ซัลโฟนิคกลับมาเป็นเมทิลเอสเทอร์อีกครั้ง

กรดกรดเมทิลเอสเทอร์ซัลโฟนิคจะเข้าสู่กระบวนการทำให้เป็นกลาง ทั้งกระบวนการดังกล่าวมีความแตกต่างจากชนิดอื่น เนื่องจากในกระบวนการฟอกสีของผลิตภัณฑ์ที่มีการป้อนเมทานอลเข้ามาในระบบทำให้ในกระบวนการนี้มีโอกาสที่ทำให้เมทานอลจะรวมตัวกับอนุภาคต่างทำให้เกิดตะกอนในกระบวนการ ในกระบวนการนี้จะเพิ่มความเสถียรให้กับกรดเมทิลเอสเทอร์ซัลโฟนิคโดยจะทำการป้อนโซเดียมไฮดรอกไซด์เข้าสู่กระบวนการผลิตเพื่อทำปฏิกิริยาให้ได้เมทิลเอสเทอร์ซัลโฟเนท โดยปริมาณที่ป้อนโซเดียมไฮดรอกไซด์นั้นจะขึ้นกับอัตราการของเมทิลเอสเทอร์ซัลโฟเนทที่ป้อนเข้าสู่กระบวนการ

### 2.1.9 เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (Heat Exchanger)

เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน คือ เครื่องมือที่ใช้สำหรับถ่ายเทความร้อนจากของไหลชนิดหนึ่งไปยังของไหลอีกชนิดหนึ่งโดยที่ของไหลไม่จำเป็นต้องผสมกัน ใช้สำหรับการเพิ่มอุณหภูมิ ลดอุณหภูมิ ในกระบวนการผลิตให้เป็นไปตามที่ต้องการ หรือการหมุนเวียนความร้อนเพื่อนำความร้อนจากของไหลกลับมาใช้ใหม่ โดยหน้าที่หลักของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนก็คือ การนำเอาพลังงานความร้อนมาใช้เพื่อให้มีประสิทธิภาพดังนั้นวิธีการใช้และเลือกเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน ต้องสัมพันธ์กับกระบวนการผลิตเนื่องจากการปริมาณการใช้พลังงานในกระบวนการผลิตนั้นส่งผลต่อต้นทุนของผลิตภัณฑ์ การเลือกใช้เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนในกระบวนการผลิตต้องประสิทธิภาพในการทำงานที่สูงและคุ้มค่าต่อการใช้งาน

### 3. ชนิดของ Exchangers (Types of Exchangers)

เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนมีหลายแบบ การจำแนกเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนอาจทำได้โดยอาศัยทิศทางการเคลื่อนที่ของของไหลในเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน และลักษณะของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนเป็นหลัก โดยทั่วไปแล้วจากแนกเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนออกได้เป็น 3 แบบ คือ

1. เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบท่อสองชั้น (Concentric tube or Double pipe) เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนชนิดนี้อาจอยู่ในลักษณะที่ท่อสองท่อสวมเข้าด้วยกัน ส่วนการลักษณะของการไหลของของไหลในเครื่องแลกเปลี่ยน มี 2 ลักษณะคือ ของของไหลไหลสวนทางกัน เรียกว่า counter flow และของของไหลไหลขนานกัน เรียกว่า parallel flow

2. เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบที่ของไหลมีทิศทางตั้งฉากกัน (Cross flow) ในเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบนี้ ของไหลจะไหลในทิศทางตั้งฉากกัน

3. เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบเชลล์และท่อ (Shell and tube) เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนชนิดนี้จะแบบออกเป็น 2 คือ ส่วนของเชลล์ส่วนของท่อ ซึ่งทั้ง 2 ส่วนจะมีของของไหลวิ่งผ่าน โดยรูปแบบการไหลของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนชนิดนี้จะอยู่ในรูปแบบลักษณะไหลสวนทางกัน หรือไหลขนานกันก็ได้ หรือทั้งสองรูปแบบ นอกจากนี้สามารถออกแบบให้ของไหลมีทิศทางตั้งฉากกับท่อก็ได้

นอกจากนี้ยังสามารถการแบ่งประเภทของอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนที่ใช้ในงานอุตสาหกรรม สามารถกระทำได้ 2 วิธี คือ แบ่งตามสถานะของของไหลที่ใช้ และแบ่งตามลักษณะการใช้งาน ดังนี้คือ

#### 4. การแบ่งตามสถานะของไหลที่ใช้

1. เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนระหว่างของเหลว-ของเหลว เป็นเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนประเภทที่ไม่มีการเปลี่ยนแปลงสถานะของของไหลทั้ง 2 ชนิด ที่ผ่านเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน โดยจะมีการเปลี่ยนแปลงแค่อุณหภูมิของของไหลที่ผ่านเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนเท่านั้น

2. เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนระหว่างของเหลว-ของเหลว ชนิดที่มีการเปลี่ยนแปลงสถานะของของไหล โดยของเหลวชนิดหนึ่งจะเปลี่ยนสถานะเป็นก๊าซหรือระเหยเป็นไอในระหว่างแลกเปลี่ยนความร้อน

3. เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนระหว่างก๊าซ-ก๊าซ ชนิดไม่มีการเปลี่ยนแปลงสถานะของของไหลที่ผ่านเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน โดยไม่เกิดการควบแน่นเป็นของเหลวแต่จะมีการเปลี่ยนแปลงแค่อุณหภูมิของของไหลที่ผ่านเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนเท่านั้น

4. เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนระหว่างก๊าซ-ก๊าซ ชนิดที่มีการเปลี่ยนแปลงสถานะ โดยของของไหลชนิดหนึ่งจะมีการควบแน่นเป็นของเหลว เพื่อให้มีการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิของของไหลในอีกชนิดหนึ่ง

5. เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนระหว่างก๊าซ-ของเหลว ชนิดไม่มีการเปลี่ยนแปลงสถานะ โดยชนิดหนึ่งเป็นก๊าซและอีกชนิดหนึ่งเป็นของเหลว โดยมีการเปลี่ยนแปลงแค่อุณหภูมิของของไหลที่ผ่านเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนเท่านั้น

6. เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนระหว่างก๊าซ-ของเหลว ชนิดที่มีการเปลี่ยนแปลงสถานะของของไหล เช่น หม้อไอน้ำแบบท่อ ซึ่งระเหยน้ำให้เป็นไอน้ำด้วยก๊าซสันดาป

#### 5. การแบ่งประเภทตามจุดประสงค์การใช้งาน

อุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนสามารถแบ่งตามประเภทจุดประสงค์การใช้งานหรือลักษณะการใช้งานนั้น ได้แก่

1. เครื่องระเหย (Evaporator) หรือหม้อเคี่ยว (Concentrator) การใช้งานคือการระเหยของเหลวให้เป็นไอเพื่อใช้ไอที่เกิดขึ้นให้เป็นประโยชน์ หรือเพื่อให้ได้ของเหลวที่เข้มข้นขึ้น

2. เครื่องอุ่น หรือเครื่องทำให้ร้อนล่วงหน้า (Preheater) จุดประสงค์ก็เพื่อให้ของไหลร้อนก่อนเข้ากระบวนการ ซึ่งเป็นการเพิ่มประสิทธิภาพเชิงความร้อนของกระบวนการ โดยทั่วไปมักจะเรียกชื่อตามตำแหน่งข้างหน้าของการใช้งานหรือตามประเภทของของไหลที่ถูกอุ่นให้ร้อน เช่น เครื่องอุ่นน้ำป้อนหม้อไอน้ำ (Boiler Feed Water Preheater) เป็นต้น

3. เครื่องทำให้ร้อน (Heater) จุดประสงค์ก็เพื่อเพิ่มอุณหภูมิให้กับของไหลให้มีอุณหภูมิสูงขึ้น

4. เครื่องทำให้ร้อนยิ่งยวด (Superheat-heater) เครื่องนี้จะทำหน้าที่เพิ่มความร้อนให้กับของไหลที่ถูกทำให้ร้อนมาแล้ว เพื่อที่จะทำให้อยู่ในสภาพร้อนยิ่งยวด

5. เครื่องต้มซ้ำ (Re-boiler) เครื่องนี้ทำหน้าที่ให้ความร้อนให้กับของเหลวเพื่อที่จะระเหยให้เป็นไออีก ครั้ง

6. เครื่องควบแน่น (Condenser) จุดประสงค์ที่สำคัญก็เพื่อควบไอให้กลายเป็นของเหลว เช่น เครื่องควบแน่นไอน้ำ

7. เครื่องควบแน่นหมด (Total Condenser) เครื่องนี้เป็นเครื่องควบแน่นชนิดหนึ่ง ที่ใช้กับหอกลั่นได้รับการออกแบบให้สามารถควบแน่นไอที่ออกมาจากยอดหอกลั่นได้ทั้งหมด

8. เครื่องควบแน่นบางส่วน (Partial Condenser) เครื่องควบแน่นประเภทผลิตขึ้นใช้กับหอกลั่น มีจุดประสงค์เพื่อควบแน่นบางส่วนให้กลายเป็นของเหลว

9. เครื่องระบายความร้อน (Cooler) เครื่องนี้ทำหน้าที่ระบายความร้อนให้กับของไหลเพื่อลดอุณหภูมิของของไหล

10. เครื่องทำให้เย็นจัด (Chillier) ทำหน้าที่ลดอุณหภูมิของของไหลให้ต่ำลงมาก โดยใช้สารทำความเย็น (Refrigeration) เช่น ฟรอน แอมโมเนีย เป็นต้น

### 2.1.10 หลักการพื้นฐานของการวิเคราะห์พินช์ (Pinch Analysis)

เนื่องจากกระบวนการผลิตในอุตสาหกรรม โดยส่วนใหญ่จะมีการแลกเปลี่ยนความร้อนระหว่างกระแสน้ำร้อนและกระแสน้ำเย็นในกระบวนการผลิต หรือจากกระแสน้ำร้อนไปยังกระแสน้ำเย็นในกระบวนการและจากกระแสน้ำร้อนไปยังกระแสน้ำเย็นกระบวนการอุตสาหกรรมส่วนน้อยที่ได้คำนึงถึงการใช้พลังงานในกระบวนการผลิต ซึ่งทั้งนี้จะมาจากการผลิตกระบวนการผลิตถูกออกแบบไว้โดยไม่ได้คำนึงถึงการใช้พลังงานอย่างคุ้มค่า ซึ่งการใช้พลังงานในกระบวนการผลิตให้น้อยที่สุดนั้นจะส่งผลดีในการผลิตจึงทำให้ในปัจจุบันมีวิธีการวิเคราะห์หรือคำนวณการใช้พลังงานอย่างคุ้มค่ามากมายหลายวิธี



หลักการวิเคราะห์พินช์ เป็นวิธีการในการลดการใช้พลังงานในกระบวนการผลิต โดยวิธีการดังกล่าวอยู่ภายใต้พื้นฐานของหลักการเทอร์โมไดนามิกส์ ซึ่งจะใช้ในสมการพลังงานเพื่อคำนวณการเปลี่ยนแปลงเอนทาลปี ของสายที่ผ่านเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนซึ่งเป็นกฎข้อที่หนึ่งของเทอร์โมไดนามิกส์และการพิจารณาทิศทางการไหลของพลังงานความร้อนจากกระแสสายร้อนไปยังกระแสสายเย็นเพื่อป้องกันอุณหภูมิสูงขึ้นโดยไม่ได้ไต่ระดับที่ผ่านเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน อย่างไรก็ตามสามารถทำให้กระแสสายร้อนมีอุณหภูมิลดลงเท่ากับอุณหภูมิต่ำสุดของกระแสสายเย็นได้ ซึ่งเป็นค่าผลต่างของอุณหภูมิน้อยที่สุดจะยอมรับได้ ( $\Delta T_{\min}$ ) โดยระดับของอุณหภูมิในกระบวนการที่ถูกอ้างถึงคือ จุดพินช์ หรือสถานะพินช์โดยวิธีการวิเคราะห์ด้วยพินช์นั้นจะเริ่มต้นจากการทำสมดุลมวลและความร้อนทั้งกระแสสายร้อนและกระแสสายเย็นของกระบวนการ ซึ่งสามารถจะบ่งชี้ความเหมาะสมของการเปลี่ยนแปลงสถานะการผลิตที่ส่งผลต่อการลดการใช้พลังงานในกระบวนการผลิตได้ หลังจากการทำสมดุลมวลและความร้อนแล้วควรตั้งวัตถุประสงค์ขึ้นสำหรับการวิเคราะห์พินช์เพื่อลดการใช้พลังงานจากสาธารณูปโภคและเพื่อออกแบบเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบเครือข่ายให้มีประสิทธิภาพดียิ่งขึ้น

#### วัตถุประสงค์ของการวิเคราะห์พินช์

1. เพื่อให้เกิดการแลกเปลี่ยนความร้อนระหว่างกระแสสายร้อนและสายเย็นในกระบวนการมากที่สุดและลดความต้องการการใช้พลังงานจากสาธารณูปโภคให้น้อยที่สุด
2. เพื่อช่วยตรวจสอบประสิทธิภาพของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนในกระบวนการผลิตเพื่อให้เกิดการปรับปรุงการใช้พลังงานความร้อนให้มีประสิทธิภาพดียิ่งขึ้น
3. เพื่อหาความต้องการพลังงานจากสาธารณูปโภคที่น้อยที่สุดและจำนวนเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่น้อยที่สุดสำหรับกระบวนการผลิต ศึกษาค่าใช้จ่ายด้านพลังงานและความคุ้มค่าของระบบการแลกเปลี่ยนความร้อนแบบเครือข่ายของกระบวนการ เพื่อหาระบบแลกเปลี่ยนความร้อนที่เหมาะสมสำหรับกระบวนการผลิต

#### วิธีการวิเคราะห์พินช์

##### 1. การบ่งชี้กระแส

กระแสสายร้อน คือ กระแสในกระบวนการผลิตที่ต้องการทำให้เย็น หรือสามารถทำให้เย็นได้ เช่น ผลิตภัณฑ์ที่ต้องทำให้เย็นก่อนเก็บในถังกักเก็บ

กระแสสายเย็น คือ กระแสในกระบวนการผลิตที่ต้องการทำให้ร้อน เช่น การอุ่นวัตถุดิบก่อนที่จะป้อนเข้าสู่เครื่องปฏิกรณ์

กระแสสารอนุภาค คือ กระแสที่ใช้ในการทำให้กระแสกระบวนการผลิตร้อนหรือเย็น เมื่อการแลกเปลี่ยนความร้อนในกระบวนการผลิตไม่ได้สามารถทำได้หรือไม่มีความคุ้มค่า ซึ่งกระแสสารอนุภาคร้อนที่ใช้ในอุตสาหกรรมต่างๆมีหลากหลายชนิดที่แตกต่างกัน เช่น น้ำร้อน ไอน้ำ ก๊าซร้อน ส่วนกระแสสารอนุภาคเย็น เช่น น้ำเย็น อากาศ น้ำหล่อเย็น

ในการบ่งชี้กระแสจะต้องทำด้วยความระมัดระวัง เพราะในบางกรณีการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิอาจจะไม่เพียงพอที่จะใช้ในการแลกเปลี่ยนความร้อน เช่น เมื่อก๊าซถูกอัดทำให้อุณหภูมิเพิ่มขึ้นจากการเปลี่ยนพลังงานกลเป็นพลังงานความร้อนและไม่มีการแลกเปลี่ยนพลังงานจากของไหลสู่ของไหล จึงทำให้ไม่สามารถนำไปใช้ในการแลกเปลี่ยนความร้อนได้

สำหรับการบ่งชี้แต่ละกระแสน้ำร้อน กระแสสายเย็น และกระแสสารอนุภาค จะต้องมีการเก็บรวบรวมข้อมูลความร้อนจากแผนภาพสมดุลมวลและพลังงาน

อุณหภูมิต้นแหล่ง (Supply temperature: TS) คือ อุณหภูมิกระแสที่มีอยู่หรือใช้ได้

อุณหภูมิเป้าหมาย (Target temperature: TT) คือ อุณหภูมิกระแสที่ต้องการไปถึง

อัตราไหลความร้อน (Heat capacity flow rate: CP) คือ ค่าความจุความร้อนที่ได้จากผลคูณอัตราการไหลของกระแส (m) และค่าความร้อนจำเพาะ ( $C_p$ ) ดังสมการ 2.11

$$CP = m \times C_p \quad (2.11)$$

การเปลี่ยนแปลงเอนทาลปี (Enthalpy changed:  $\Delta H$ ) คือ เอนทาลปีที่เกี่ยวข้องกับสายกระแสที่ผ่านเข้าเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนพิจารณาโดยใช้กฎข้อที่หนึ่งของเทอร์โมไดนามิกส์ที่ไม่มีการเกิดงานทางกล ( $W = 0$ ) ในเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน ทำให้ได้สมการในรูป อย่างง่ายดังสมการ 2.12

$$\Delta H = CP \times (T_s - T_T) \quad (2.12)$$

หมายเหตุ ในการศึกษานี้จะสมมติให้ค่าความร้อนจำเพาะไม่ขึ้นอยู่กับอุณหภูมิในช่วงที่ดำเนินการ

## 2. การเลือกค่า $\Delta T_{\min}$ เริ่มต้น

การออกแบบเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนจะต้องยึดกฎข้อที่สองของเทอร์โมไดนามิกส์เพื่อที่จะป้องกันการเกิดการข้ามอุณหภูมิระหว่างกระแสน้ำร้อนและสายเย็น สำหรับการออกแบบการแลกเปลี่ยนความร้อนอุณหภูมิของกระแสน้ำร้อนและสายเย็นที่จุดใดๆ ขณะผ่านเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนจะต้องมีอุณหภูมิที่แตกต่างกันของกระแสน้ำร้อนและสายเย็นอย่างน้อยที่สุดเท่ากับ  $\Delta T_{\min}$  โดยใช้สมการ 2.3 ในการคำนวณหา  $\Delta T_{\min}$

$$\text{อุณหภูมิกระแสร้อน } (T_H) - \text{อุณหภูมิกระแสเย็น } (T_C) \geq T_{min} \quad (2.13)$$

ค่า  $\Delta T_{min}$  สามารถคำนวณจากหาค่าสัมประสิทธิ์การแลกเปลี่ยนความร้อนรวม (Overall Heat Transfer Coefficients, U) และรูปทรงของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน ในการออกแบบเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแต่ละชนิดนั้นค่า  $\Delta T_{min}$  ของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนจะมีค่าไม่เท่ากัน จากประสบการณ์คำนวณ

สมการคำนวณการหาภาวะความร้อนของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน

$$Q = UA\Delta T_{LM} \quad (2.14)$$

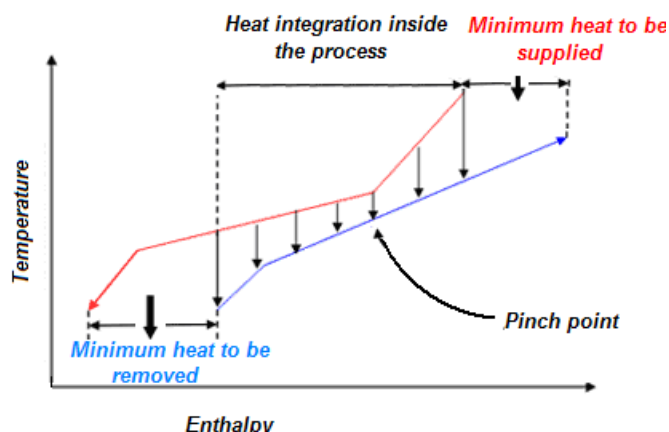
สมการคำนวณ  $\Delta T_{LM}$  ของเครื่องแลกเปลี่ยนความชนิด Shell&tube

$$\Delta T_{LM} = \frac{(T_{S,H} - T_{T,C}) - (T_{T,H} - T_{S,C})}{\ln((T_{S,H} - T_{T,C}) / (T_{T,H} - T_{S,C}))} \quad (2.15)$$

แสดงการเลือก  $\Delta T_{min}$  โดยนำความสัมพันธ์ของสมการคำนวณการหาภาวะความร้อนของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (2.4) และ สมการคำนวณ  $\Delta T_{LM}$  ของเครื่องแลกเปลี่ยนความชนิด Shell&tube (2.5) ค่าภาวะความร้อนของการแลกเปลี่ยนความร้อน (Q) ที่กำหนด ในกรณีที่  $\Delta T_{min}$  ที่เลือกมีค่าน้อยหรือผลต่างอุณหภูมิลอกมिन ( $\Delta T_{LM}$ ) จะทำให้พื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อนที่ต้องการจะเพิ่มขึ้น แต่ถ้าค่า  $\Delta T_{min}$  ที่เลือกมีค่ามากหรือผลต่างอุณหภูมิลอกมिन ( $\Delta T_{LM}$ ) ที่เลือกมีค่ามากกว่าการนำความร้อนกลับมาจะลดลงและความต้องการสาธารณูปโภคจะเพิ่มขึ้น ทำให้ค่าใช้จ่ายพลังงานและเงินลงทุนเพิ่มขึ้น ดังนั้นการเลือกค่า  $\Delta T_{min}$  จึงมีความเกี่ยวข้องกับทั้งค่าใช้จ่ายพลังงานและเงินลงทุน โดยในขั้นตอนการเลือกเป้าหมายของค่าใช้จ่ายและการพิจารณาเส้นโค้งคอมโพสิตแนวคิดนี้จะถูกทำให้ชัดเจนยิ่งขึ้น

### 3. เส้นโค้งคอมโพสิต (Composite Curves)

เส้นโค้งคอมโพสิตจะแสดงความสัมพันธ์ระหว่างอุณหภูมิกับเอนทาลปี (T-H) ซึ่งประกอบด้วยเส้นโค้งเอนทาลปีของความร้อนที่มีในกระบวนการเรียกว่า เส้นโค้งคอมโพสิตร้อน (Hot Composite Curves) และเส้นโค้งเอนทาลปีของความร้อนที่ต้องการในกระบวนการเรียกว่า เส้นโค้งคอมโพสิตเย็น (Cold Composite Curves) แสดงอยู่ในกราฟเดียวกันจะถูกใช้ในการกำหนดเป้าหมายของสาธารณูปโภคร้อนและเย็นที่ต้องการให้น้อยที่สุด พื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อนของเครือข่ายที่ต้องการให้น้อยที่สุด และจำนวนเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่ต้องการให้น้อยที่สุด



รูปที่ 15 เส้นโค้งคอมโพสิตจะแสดงความสัมพันธ์ระหว่างอุณหภูมิกับเอนทาลปี (T-H)

สำหรับการแลกเปลี่ยนความร้อนที่เกิดขึ้นจากกระแสร้อนสู่กระแสเย็น เส้นโค้งของสายที่ถูกทำให้เย็นของกระแสร้อนหรือเส้นโค้งคอมโพสิตร้อนจะต้องมีตำแหน่งวางอยู่บนเส้นโค้งของการทำให้ร้อนของกระแสเย็นหรือเส้นโค้งคอมโพสิตเย็นดังรูปที่ 8 โดยจุดที่เส้นโค้งคอมโพสิตร้อนและเส้นโค้งคอมโพสิตเย็น คือ จุดพิช ซึ่งจะเป็นจุดที่จะอุณหภูมิระหว่างกระแสสายร้อนและกระแสสายเย็นใกล้กันมากที่สุดซึ่งเรียกว่า  $\Delta T_{\min}$  การเพิ่มขึ้นของค่าผลต่างของอุณหภูมิน้อยที่สุดนั้นจะทำให้เส้นโค้งคอมโพสิตร้อนและเย็นห่างกันมากขึ้น ทำให้เกิดการแลกเปลี่ยนความร้อนระหว่างกระแสสายร้อนและเย็นน้อยลงจึงทำให้ต้องมีการใช้กระแสสารอุณหภูมิก่อนเพิ่มขึ้น ส่วนที่ซ้อนทับของเส้นโค้งคอมโพสิตร้อนและเย็นในแนวนอนนั้นคือขอบเขตความเป็นไปได้ในการนำความร้อนกลับมาใช้ใหม่ภายในกระบวนการที่มากที่สุด ผลต่างของของเอนทาลปี ( $\Delta H$ ) ที่ด้านบนระหว่างเส้นโค้งคอมโพสิตร้อนและเย็นที่ไม่ซ้อนทับกันแสดงถึงความต้องการกระแสสารอุณหภูมิก่อนน้อยที่สุด ( $Q_{H,\min}$ ) ผลต่างของของเอนทาลปี ( $\Delta H$ ) ที่ด้านล่างของกราฟระหว่างเส้นโค้งคอมโพสิตร้อนและเย็นที่ไม่ซ้อนทับกันแสดงถึงความต้องการกระแสสารอุณหภูมิก่อนน้อยที่สุด ( $Q_{C,\min}$ ) ของกระบวนการ โดยเส้นโค้งคอมโพสิตจะใช้ในการบ่งชี้เป้าหมายของพลังงานรวม แต่จะไม่สามารถบ่งชี้จำนวนพลังงานที่ต้องจัดหาให้ด้วยสารอุณหภูมิก่อนที่ระดับต่างๆ อย่างชัดเจน

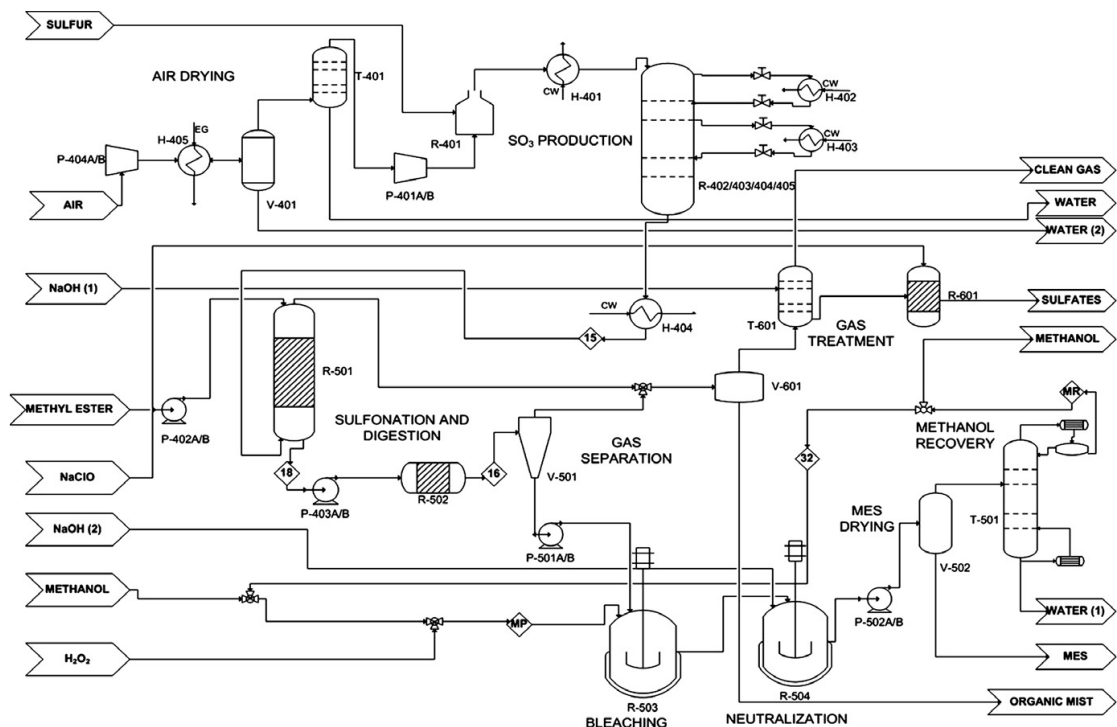
#### 4. เส้นโค้งแกรนด์คอมโพสิต (Grand Composite Curve, GCC)

เส้นโค้งแกรนด์คอมโพสิต(GCC) เป็นเครื่องมือร้อนได้ที่ใช้สำหรับการเลือกระดับของพลังงานจากสารอุณหภูมิก่อนที่เหมาะสมกับกระบวนการ ให้ตรงตามความต้องการพลังงานรวม ซึ่งเส้นโค้งคอมโพสิตไม่สามารถบ่งชี้ได้ เส้นโค้งแกรนด์คอมโพสิตแสดงถึงการเปลี่ยนแปลงของความร้อนที่ให้และรับภายในกระบวนการ การใช้แผนภาพนี้ผู้ออกแบบสามารถหาสารอุณหภูมิก่อนที่จะถูกใช้ โดยมีเป้าหมายที่จะเพิ่มการใช้สารอุณหภูมิก่อนที่ราคาถูกให้มากที่สุดและลดใช้สารอุณหภูมิก่อนที่ราคาแพงให้

น้อยที่สุด เส้นโค้งแกรนด์คอมโพสิตจะถูกสร้างจากผลต่างของเอนทาลปีระหว่างเส้นโค้งคอมโพสิตร้อนและเย็นในช่วงอุณหภูมิต่างๆในแกนนอนจากแกนตั้งถึงเส้นโค้งแกรนด์คอมโพสิตที่ระดับอุณหภูมิสูงสุดที่สุดของเส้นโค้งแกรนด์คอมโพสิตแสดงความต้องการสาธารณูปโภคโดยรวมของกระบวนการ

## 2.2 งานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

### 2.2.1 กระบวนการผลิตเมทิลเอสเทอร์ซัลโฟเนตและปฏิกิริยา



รูปที่ 16 แผนภาพกระบวนการผลิตแอลฟาเมทิลเอสเทอร์ซัลโฟเนต (1)

Daniel Martinez และคณะ 2010 (1) ได้ศึกษาและวิเคราะห์ความเป็นไปได้ของกระบวนการผลิตแอลฟาเมทิลเอสเทอร์ซัลโฟเนต การสร้างแบบจำลองกระบวนการผลิตเมทิลเอสเทอร์และการผลิตแอลฟาเมทิลเอสเทอร์ซัลโฟเนตโดยโปรแกรม Aspen Plus ในการสร้างแบบจำลอง ซึ่งใช้สารตั้งต้นในการผลิตเมทิลเอสเทอร์เป็นน้ำมันปาล์ม ในการวิจัยได้ทำการสร้างแบบจำลองโดยใช้ปริมาณอัตราการไหลของสารตั้งต้นดังตารางที่ 2 และใช้แบบจำลองในแต่ละอุปกรณ์ตามตารางที่ 3 เพื่อใช้ในการวิเคราะห์ความเป็นไปได้ทางเศรษฐศาสตร์โดยเปรียบเทียบต้นทุนในการผลิตแอลฟาเมทิลเอสเทอร์ซัลโฟเนตและลิเนียร์แอลคิลเบนซีนซัลโฟเนต ซึ่งพบว่าจากการสร้างแบบจำลองกระบวนการผลิตแอลฟาเมทิลเอสเทอร์ซัลโฟเนตผลลัพธ์ที่ได้นั้นพบว่า มีความแตกต่าง

ของค่าความหนาแน่นและความหนืดของสารกับผลการทดลอง 5 % ของความหนาแน่นและ 0.6 % ของความหนืด จากการวิเคราะห์ทางเศรษฐศาสตร์โดยใช้วิธีการประเมินผลตอบแทน (IRR) พบว่ากระบวนการผลิตเมทิลเอสเทอร์ซัลโฟเนทมีความเป็นไปได้ที่จะลงทุนในกระบวนการผลิตแอลฟาเมทิลเอสเทอร์ซัลโฟเนท แม้ว่าต้นทุนของสารตั้งต้นที่ใช้ในกระบวนการแอลฟาเมทิลเอสเทอร์นั้นจะสูงกว่าลิเนียร์แอลคิลเบนซีนซัลโฟเนท

สารตั้งต้น	อัตราการไหล (กิโลกรัมต่อชั่วโมง)
อากาศ	8097.96
กำมะถัน	664.889
เมทิลเอสเทอร์	4332.91
เมทานอล	2681.045
ไฮโดรเจนเปอร์ออกไซด์	268.105
โซเดียมไฮดรอกไซด์	656.787
โซเดียมไฮเปอร์คลอไรด์	1.638

ตารางที่ 2 ปริมาณการใช้สารตั้งต้นสำหรับการผลิต



รหัสเครื่องจักร	ลักษณะ	แบบจำลอง	สภาวะ
R-401	Sulfur burner	Requil, RadFrac	1 atm, 1129 C°
R-501	Sulfonation falling film reactor	ABSTR	7 stage, $\Delta P = 0.4$ atm Residence time 2.916s
R-502	Sulfonation product digester	Rplug	90 C° Residence time 30 min 32 tube 10 in
R-503	Bleaching reactor	RCSTR	60 C° 1 atm, 1.99 m <sup>3</sup>
R-504	Products neutralizer	RCSTR	40 C° 1 atm, residence time 65 min
V-502	Product flash dryer	Flash, Radfac	110 C° 1 atm
T-501	Methanol recovery tower	Fractl	30 stage Reflux ratio 1.5 distillate to feed ratio 0.54
T-601	Effluent gas scrubber	Radfrac	5 stage with reaction; 1 atm, no condenser nor reboiler
R-601	Sulfites to sulfates transformer	Rplug	Tube 1.3 m length 0.5 diameter
H-405	Air cooler	HeatX	Air outlet temperature 2 C°
H-401	Sulfur dioxide steam cooler	HeatX	Stream outlet temperature 420 C°
H-402	Sulfur dioxide to trioxide steam cooler	HeatX	Stream outlet temperature 440 C°
H-403	Sulfur dioxide to trioxide steam cooler	HeatX	Stream outlet temperature 435 C°
H-404	Sulfur trioxide steam cooler	HeatX	Stream outlet temperature 82 C°
H-501	Digester product stream cooler	HeatX	Stream outlet temperature 70 C°

ตารางที่ 3 แสดงสภาวะและแบบจำลองสำหรับกระบวนการผลิตเมทิลเอสเทอร์ซีโพลีเมชั่น

W.Stein และคณะ 1974 (10) ได้ศึกษากระบวนการผลิต คุณสมบัติและการประยุกต์ใช้งานของกรดไขมันแอลฟาซัลโฟเนทและเอสเทอร์ เนื่องจากปฏิกิริยาระหว่างแอลกอฮอล์ไขมันนั้นมีปฏิกิริยาที่ซับซ้อนและมีโอกาสจะเกิดผลิตภัณฑ์ที่ไม่ต้องได้ โดยในการทดลองดังกล่าวได้ใช้แอลกอฮอล์ไขมันที่ผลิตมาจากน้ำมันปาล์ม ในการทดลองได้สร้างโรงงานจำลอง (Pilot Plant) ซึ่งเป็นกระบวนการแบบต่อเนื่องจากการทดลองได้ศึกษาอุณหภูมิในการทำปฏิกิริยาซัลโฟเนชัน ปฏิกิริยาซัลโฟเนชันเป็นปฏิกิริยาคายความร้อน อุณหภูมิที่ทำให้เกิดปฏิกิริยาได้ดีที่สุดคือ  $90\text{ }^{\circ}\text{C}$  โดยจะทำให้แอลฟาซัลโฟเนทเอสเทอร์ที่สุดประมาณ 95 % โดยใช้สัดส่วนของเมทิลเอสเทอร์ต่อแก๊สซัลเฟอร์ไตรออกไซด์เป็น 1:1.3 โดยมีแก๊สซัลเฟอร์ไตรออกไซด์มีความเข้มข้น 5 % โดยปริมาตร ปริมาณแก๊สที่ใช้ทำปฏิกิริยานั้นส่งผลต่อปริมาณผลิตภัณฑ์ที่จะเกิดขึ้น ผลิตภัณฑ์ที่ได้จากปฏิกิริยาซัลโฟเนชันจะมีสีค่อนข้างเข้มจึงต้องทำการฟอกสีของผลิตภัณฑ์

Torres, J. และคณะ 2008 (12) ได้ศึกษาปฏิกิริยาในการผลิตเมทิลเอสเทอร์ซัลโฟเนทจากปาล์มสเตอร์น โดยทำการทดลองเพื่อศึกษาค่าอัตราในการเกิดปฏิกิริยาของเมทิลเอสเทอร์ซัลโฟเนท โดยได้ทำการแบ่งปฏิกิริยาออกเป็น 2 ชั้น คือ ชั้นซัลโฟเนชันและชั้นการย่อยสลาย โดยปฏิกิริยาเกิดขึ้นในของเหลวและมีความต้องแก๊สซัลเฟอร์ไตรออกไซด์ที่มากเกินไปในการทำปฏิกิริยา(10)

ฟังก์ชัน	Ea/R,K	Factor of orientation,A	R <sup>2</sup>
$\ln k = -\frac{11446}{T} + 34,941$	11446	$1.5 \times 10^{15}$	0.995
$\ln k = -\frac{14761}{T} + 43,888$	14764	$1.14 \times 10^{19}$	0.998

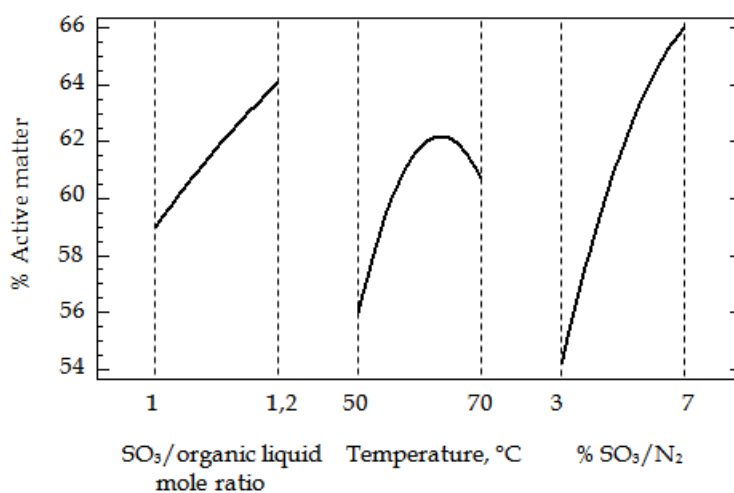
ตารางที่ 4 แสดงสมการค่าคงที่ของอัตราการเกิดปฏิกิริยาที่ขึ้นกับอุณหภูมิที่ได้จากทดลอง

Torres, J. และคณะ 2012 (8) ศึกษาการกระบวนการผลิตสารลดแรงตึงผิวชนิดไอออนิกและอริบายกลไกการเกิดปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นในการผลิตสารลดแรงตึงผิวชนิดต่างๆและคุณสมบัติของสาร เช่น LABS, PAS, AES, AOSและ FAMES ในงานวิจัยได้มุ่งทำการศึกษาปรากฏการณ์ต่างๆที่ขึ้นในเครื่องปฏิกรณ์แบบหลายท่อเพื่อศึกษาคุณภาพของผลิตภัณฑ์ในสภาวะที่แตกต่างกัน คือ ความเข้มข้นของแก๊สซัลเฟอร์ไตรออกไซด์ที่เข้าทำปฏิกิริยา, อุณหภูมิของแก๊สซัลเฟอร์ไตรออกไซด์ที่เข้าปฏิกิริยาและอัตราส่วนระหว่างแก๊สซัลเฟอร์ไตรออกไซด์และเมทิลเอสเทอร์ โดยศึกษาผลของ Active matter ,Unulfonate matter, Acid value และสีในผลิตภัณฑ์ที่ได้จากเครื่องปฏิกรณ์



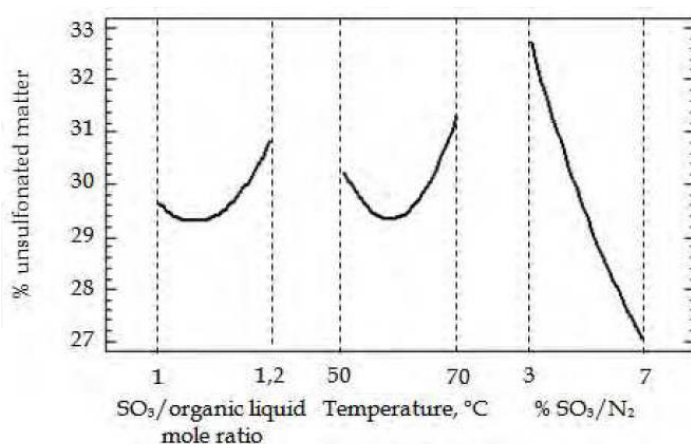
สภาวะที่ศึกษา	ช่วงที่ทำการศึกษา
SO <sub>3</sub> /N <sub>2</sub> inlet (gaseous sulfonate mixture)	% vol/vol 3 – 7
SO <sub>3</sub> /N <sub>2</sub> temperature inlet	50 – 60 °C
SO <sub>3</sub> /organic liquid, mole ratio	1:1 – 1,2:1

ตารางที่ 5 แสดงค่าสภาวะที่ใช้ในการทดลอง



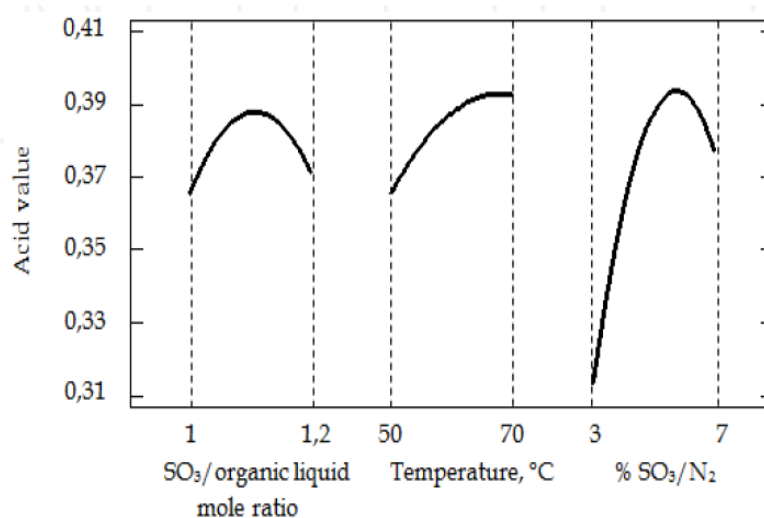
รูปที่ 17 กราฟแสดงตัวแปรที่ส่งผลกระทบต่อ % Active matter ในผลิตภัณฑ์

ตัวแปรที่มีผลกระทบต่อ % Active matter ในผลิตภัณฑ์ จากรูปที่ 5 ถ้าต้องการเพิ่มปริมาณ % active matter ในผลิตภัณฑ์ตัวแปรที่ส่งผลกระทบต่อการเพิ่มขึ้นของ % Active matter ในผลิตภัณฑ์คือ อัตราส่วนของแก๊สซัลเฟอร์ไดรอกไซด์กับเมทิลเอสเทอร์ และความเข้มข้นของแก๊สซัลเฟอร์ไดรอกไซด์ที่เข้าทำปฏิกิริยา



รูปที่ 18 กราฟแสดงตัวแปรที่ส่งผลกระทบต่อ % Unsulfonated matter ในผลิตภัณฑ์

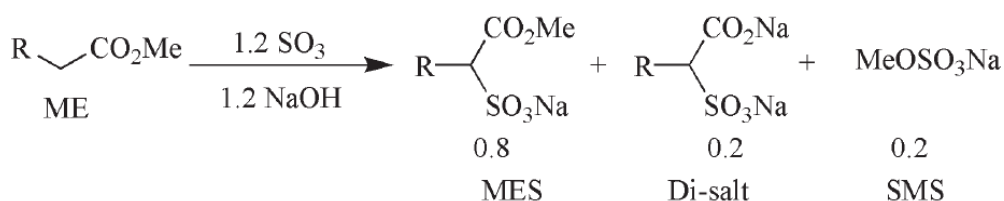
ตัวแปรที่ผลกระทบท่อ % Un sulfonated matter ในผลิตภัณฑ์ เนื่องจากค่า % Un sulfonated matter ส่งผลต่อประสิทธิภาพในการทำความสะอาดของสารลดแรงตึงผิวถ้า % Un sulfonated matter มากขึ้นไป และเป็นตัวแสดงว่าในการผลิตใช้เมทิลเอสเทอร์มากเกินไปหรือไม่ โดยลักษณะของอัตราส่วนของแก๊สซัลเฟอร์ไตรออกไซด์กับเมทิลเอสเทอร์และอุณหภูมิที่ใช้ในการทำปฏิกิริยานั้น ในอัตราส่วนของแก๊สซัลเฟอร์ไตรออกไซด์กับเมทิลเอสเทอร์ที่ 1 : 1 เกิดผลิตภัณฑ์ข้างเคียงเกิดขึ้น โดยค่าความเข้มข้นของแก๊สซัลเฟอร์ไตรออกไซด์ที่เข้าปฏิกิริยานั้นจะส่งผลต่อ % Un sulfonated matter ในผลิตภัณฑ์เป็นอย่างมาก



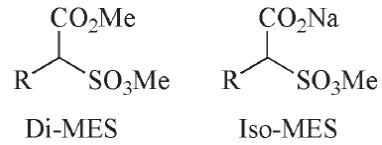
รูปที่ 19 กราฟแสดงตัวแปรที่ส่งผลกระทบต่อ Acid Value ในผลิตภัณฑ์

ตัวแปรที่ส่งผลกระทบต่อ Acid value ในผลิตภัณฑ์ คือปริมาณความเข้มข้นของแก๊สซัลเฟอร์ไตรออกไซด์ที่เข้าทำปฏิกิริยาและอุณหภูมิซึ่งแสดงให้เห็นว่าเมื่ออุณหภูมิสูงจะมีค่า Acid Value สูงขึ้น

David W. Roberts และคณะ 2008 คุณสมบัติทางเคมีของเมทิลเอสเทอร์ซัลโฟเนต ซึ่งได้รวบรวมปฏิกิริยาที่เกี่ยวข้องกับการสังเคราะห์เมทิลเอสเทอร์ซัลโฟเนตและผลพลอยได้จากการทำปฏิกิริยาต่างๆ



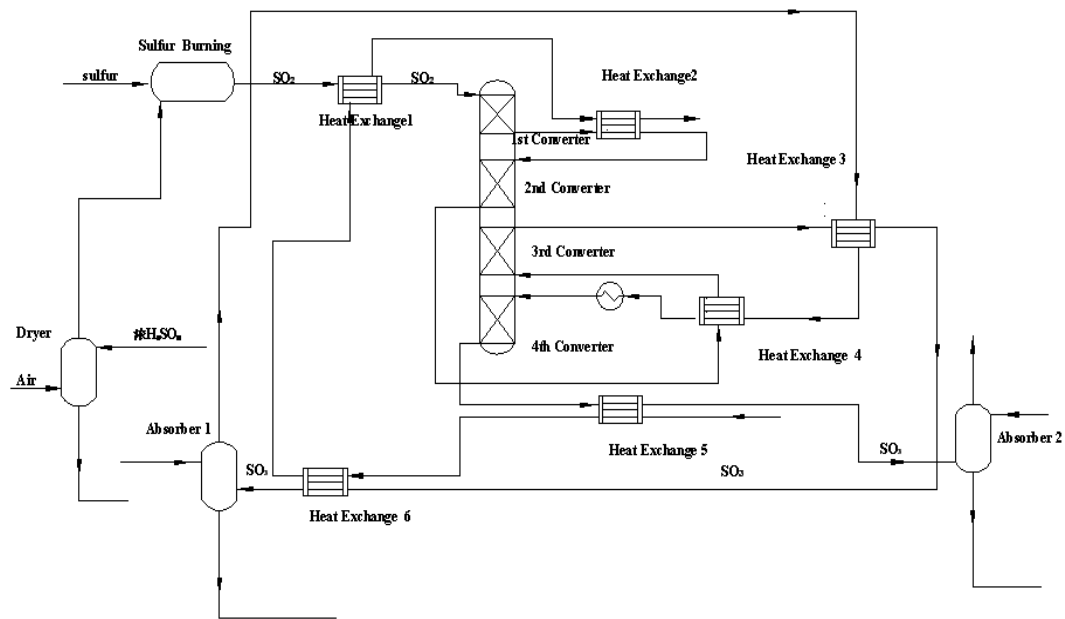
รูปที่ 20 ปฏิกิริยาโดยรวมในการผลิตเมทิลเอสเทอร์ซัลโฟเนท



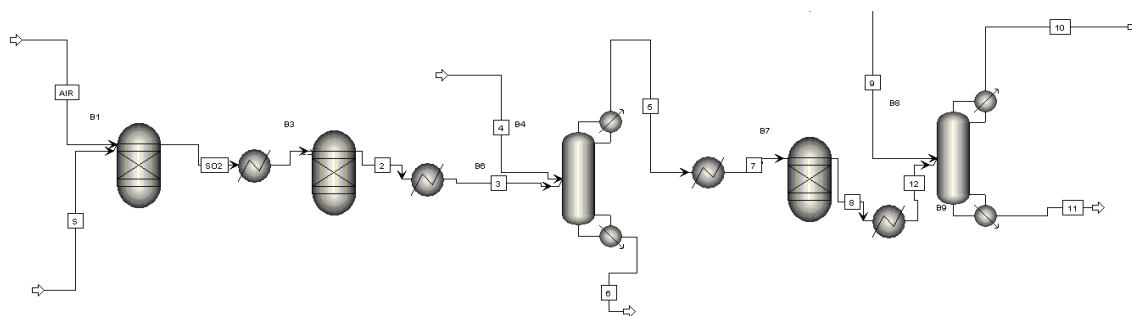
รูปที่ 21 โครงสร้างผลพลอยได้จากการทำปฏิกิริยาในการผลิตเมทิลเอสเทอร์ซัลโฟเนท

### 2.2.2 กระบวนการผลิตที่คล้ายคลึงกันและการใช้โปรแกรม Aspen Plus

XIE Fang และคณะ 2011(13) ได้ศึกษากระบวนการผลิตกรดซัลฟิวริกและวิเคราะห์กระบวนการผลิตโดยการสร้างแบบจำลองกระบวนการผลิตโดยใช้โปรแกรม Aspen Plus โดยในการสร้างแบบจำลองกระบวนการผลิตใช้ ELECNIFAC method ในการสร้างแบบจำลอง ผลจากการสร้างแบบจำลองมีค่าใกล้เคียงกับกระบวนการผลิตจริง



รูปที่ 22 แผนภาพกระบวนการผลิตกรดซัลฟิวริก



รูปที่ 23 การจำลองกระบวนการผลิตซัลฟิวริกเอซิดโดยใช้โปรแกรม Aspen plus

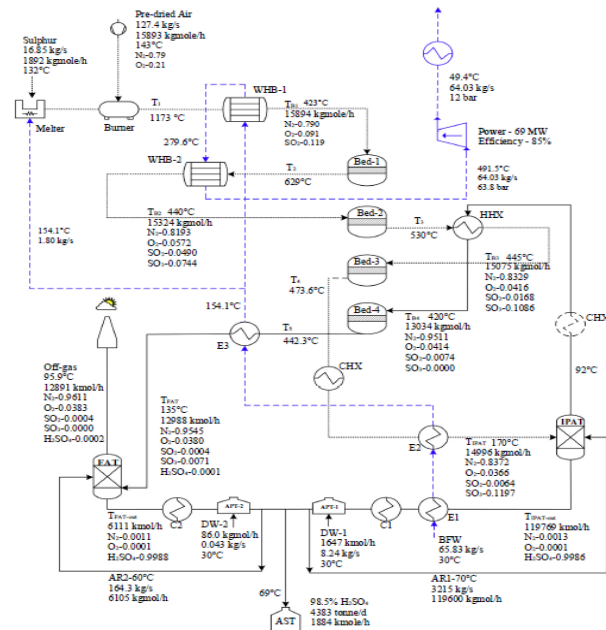
อุปกรณ์	ชนิดของปฏิกิริยา	แบบจำลอง	สมการปฏิกิริยา
Sulfur Burn	Equilibrium	RGibbs	$S + O_2 \rightarrow SO_2$
Converters	Equilibrium	RGibbs	$SO_2 + \frac{1}{2} O_2 \rightarrow SO_3$
Absorption	Equilibrium	RadFrac	$SO_3 + H_2O \rightarrow H_2SO_4$
Acid Chemistry	Equilibrium	RadFrac	$H_2SO_4 + H_2O \rightarrow H_3O^+ HSO_4^-$ $HSO_4 + H_2O \rightarrow H_3O^+ SO_4^{2-}$

ตารางที่ 6 หน่วยปฏิบัติการและสมการปฏิกิริยาในการจำลองกระบวนการ

Anton A. Kissa และคณะ 2010 ได้ศึกษาพลวัตและการหาค่าที่เหมาะสมของกระบวนการผลิตกรดซัลฟิวริก โดยการสร้างแบบจำลองทางคณิตศาสตร์เพื่อศึกษาพฤติกรรมและการเปลี่ยนแปลงของกระบวนการผลิตกรดซัลฟิวริก การลดความเข้มข้นของแก๊ส SOx ที่ปล่อยออกสู่บรรยากาศ และการเปลี่ยนแปลงอัตราการไหลของอากาศที่ใช้ในการทำปฏิกิริยา ซึ่งพบว่าสามารถลดการใช้พลังงานในกระบวนการผลิตได้ และลดปริมาณการปล่อยแก๊ส SOx ลงได้ 40 % โดยการหาค่าที่เหมาะสมของอัตราการไหลของอากาศที่เข้าทำปฏิกิริยา

A.O. Oni และคณะ 2018 ได้หาค่าที่เหมาะสมโดยใช้วิธีหลายวัตถุประสงค์โดยการใช้วิธีการดูตีมสองชั้นเพื่อให้กระบวนการผลิตกรดซัลฟิวริกมีความสะอาด โดยสร้างแบบจำลองของกระบวนการผลิตกรดซัลฟิวริก ด้วยการโดยใช้โปรแกรม Aspen plus เพื่อลดการปล่อยแก๊ส SOx ออกสู่บรรยากาศ ซึ่งพบว่ามิตัวแปรที่ส่งผลต่อความเข้มข้นของแก๊ส SOx ที่ออกสู่บรรยากาศได้แก่ อัตราการไหลของอากาศและความดัน อุณหภูมิของแก๊สก่อนเข้าทำปฏิกิริยา อัตราการไหลของน้ำ ซึ่งสามารถลดความเข้มข้นของแก๊สที่ออกสู่บรรยากาศเหลือแค่ 9.5 ppm of SOx และไอกรด 70.9 ppm

of acid mist โดยที่อัตราการไหลของอากาศนั้นส่งผลต่อความเข้มข้นของแก๊สที่ปล่อยสู่อากาศมาก



ที่สุด

รูปที่ 24 รูปแบบจำลองกระบวนการผลิตกรดซัลฟิวริกแบบดูดซึมสองครั้ง

Sujala T. Sultana และคณะ 2011 การสร้างแบบจำลองกระบวนการผลิตกรดซัลฟิวริกโดยใช้โปรแกรม Aspen Hysys เป็นการสร้างแบบจำลองใช้ในการศึกษากระบวนการผลิตกรดซัลฟิวริก รวมทั้งรายละเอียดของอุปกรณ์ต่างๆที่อยู่ในกระบวนการผลิตและหาค่ากำไรมากที่สุดจากการหาค่าที่เหมาะสมของตัวแปรต่างๆในกระบวนการผลิต

Manuel Tejeda-Iglesias และคณะ 2018 การสร้างแบบจำลองกระบวนการผลิตกรดซัลฟิวริกแบบดูดซึมชั้นเดียว เพื่อเปรียบเทียบสถานะที่อุปกรณ์ต่างๆในแบบจำลองกับกระบวนการในโรงงานอุตสาหกรรมจริง ซึ่งพบว่าแบบจำลองที่สร้างขึ้นจากโปรแกรม Aspen Plus สามารถทำนายค่าสถานะต่างๆได้ใกล้เคียงกับกระบวนการผลิตจริง จึงได้ทำแบบจำลองที่สร้างไปเพิ่มประสิทธิภาพเศรษฐกิจศาสตร์โดยการเพิ่มกำไรในการผลิตในแต่ละวัน โดยการลดการใช้พลังงานของกระบวนการผลิต โดยเฉพาะอย่างยิ่งที่เครื่องอัดอากาศและเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนซึ่งการลดใช้พลังงานในกระบวนการผลิตดังกล่าวสามารถลดต้นทุนในการผลิตได้ 3.3 % - 4.3 %

### 2.2.3 การวิเคราะห์การแลกเปลี่ยนความร้อนกระบวนการผลิต

TRULS GUNDERSEN 2013 (14) การตั้งเป้าหมายและการออกแบบเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบเครือข่ายโดยได้อธิบายขั้นตอนการวิเคราะห์พินช์เพื่อนำความร้อนกลับมาใช้ใหม่ และกฎเกณฑ์และข้อจำกัดในแต่ละขั้นตอน โดยมี 6 ขั้นตอนประกอบไปด้วย

1.Data Extraction การรวบรวมและประมวลผลข้อมูลเกี่ยวกับเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนรวมถึงหน้าที่ของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนในกระบวนการผลิต โดยนำข้อมูลมาจากกระบวนการผลิตหรือการสร้างแบบจำลอง

2.Performance targets การตั้งเป้าหมายด้านประสิทธิภาพเพื่อออกแบบและปรับปรุงกระบวนการแลกเปลี่ยนความให้ได้ประสิทธิภาพตามที่ต้องการ สำหรับเป้าหมายโดยทั่วไปที่ถูกตั้งขึ้นเพื่อใช้ในการปรับปรุงและออกแบบระบบแลกเปลี่ยนความร้อน เช่น ปริมาณความร้อนที่ใช้แลกเปลี่ยนความร้อนจากภายนอกกระบวนการ จำนวนเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน และพื้นที่การแลกเปลี่ยนความร้อนของกระบวนการ

3.Process Modification กระบวนการปรับปรุงกระบวนการ

4.Network Design การออกแบบระบบการแลกเปลี่ยนความร้อนโดยการสร้างระบบแลกเปลี่ยนใหม่หรือปรับปรุงจากของเดิมโดยให้ได้ตามเป้าหมายที่ตั้งเอาไว้

5.Design evolution การปรับปรุงระบบแลกเปลี่ยนความร้อนจากการทำ Network Design เพื่อให้ระบบ Network design มีความยืดหยุ่นต่อการใช้งาน

6. Process Simulation การจำลองกระบวนการแลกเปลี่ยนความร้อนหลังจากทำการออกแบบและปรับปรุงกระบวนการ

Alexandre C. Dimian และคณะ 2019 การออกแบบและควบคุมกระบวนการผลิตสไตรีนเพื่อให้ประหยัดพลังงาน โดยใช้วิธีการผลิตไอน้ำแบบสูญญากาศโดยสามารถลดการใช้พลังงานจากสาธาณูปโภคได้ 73 % และสามารถลดต้นทุนในการผลิตได้ 36% ต่อปี

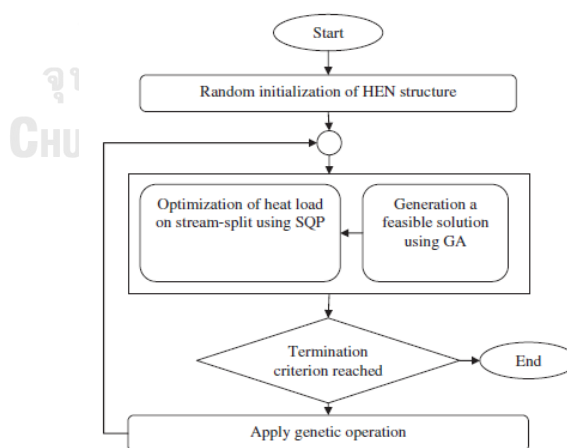
K. Nagamalleswara Rao และคณะ 2015 (15) การวิเคราะห์ของกระบวนการผลิตควมีนโดยใช้โปรแกรม Aspen Energy Analyzer เพื่อทำปรับปรุงเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนเพิ่มและเปลี่ยนระบบการแลกเปลี่ยนความร้อนของกระบวนการผลิต โดยใช้วิธีการวิเคราะห์ 2 วิธี คือ การวิเคราะห์จุดพินช์และการติดตั้งเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนเพิ่มเติม เพื่อลดต้นทุนในการผลิตโดยได้ทำการติดตั้งเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนเพิ่มจากเดิม 7 เครื่องโดยใช้ระยะเวลาในการคืนทุน 0.1797 ปี หรือ

การปรับปรุงระบบการแลกเปลี่ยนความร้อนจากเดิมโดยไม่ได้ทำติดตั้งเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนเพิ่มเติมซึ่งในการปรับปรุงกระบวนการดังกล่าวนี้ใช้ระยะเวลาในการคืนทุน 0.2312 ปี

Suraya Hanim Abu Bakara และคณะ 2017 (16) การวิเคราะห์ความเป็นไปได้ของกรระบบเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนเครือข่ายในอุตสาหกรรม โดยใช้วิธีการวิเคราะห์จุดพินช์ ซึ่งได้ศึกษาค่าความแตกต่างของอุณหภูมิต่ำที่สุดในระบบเพื่อให้ระบบใช้พลังงานจากผ่านนอกน้อยที่สุด และมีพื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อนน้อยที่สุด

Qun Chen และคณะ 2015 (17) ได้ทำการวิเคราะห์ระบบแลกเปลี่ยนความร้อนแบบเครือข่ายโดยประยุกต์ใช้วิธีการเปรียบเทียบวงจรไฟฟ้า (Electrical Circuit Analogy) เพื่อเพิ่มประสิทธิภาพการแลกเปลี่ยนความร้อนซึ่งวิธีการดังกล่าวได้ใช้ควบคู่กับการวิเคราะห์จุดพินช์ โดยวิธีการเทียบเปรียบเทียบวงจรเป็นการสร้างสมการทางคณิตศาสตร์ที่เป็นสมการเส้นตรงโดยใช้หลักความต้านทานทางไฟฟ้า โดยในการวิเคราะห์และสร้างสมการได้แบ่งออกเป็น 3 ลักษณะ คือ แบบอนุกรม แบบขนานและแบบผสม

Mofid Gorji-Bandpy และคณะ 2011 ได้ทำการปรับปรุงประสิทธิภาพการแลกเปลี่ยนความร้อนแบบเครือข่ายโดยใช้วิธีการ Genetic algorithm และ Sequential Quadratic Programming จากผลการสร้างแบบจำลองเพื่อเพิ่มประสิทธิภาพการแลกเปลี่ยนความร้อนนั้นพบว่าการใช้ระบบ Genetic algorithm ได้ผลค่อนข้างดีและเหมาะสมกับการแก้ไขปัญหานี้ในอุตสาหกรรม



รูปที่ 25 ขั้นตอนการทำปรับปรุงประสิทธิภาพการแลกเปลี่ยนความร้อนโดยวิธีการ Genetic algorithm และ Sequential Quadratic Programming

### บทที่ 3 วิธีดำเนินงานวิจัย

#### 3.1 สมมติฐานของงานวิจัย

1. พิจารณาระบบที่สภาวะคงที่ (Steady State)
2. ค่าความจุความร้อนจำเพาะ ( $C_p$ ) , ความหนาแน่นและความหนืดของสารไม่เปลี่ยนแปลงตามอุณหภูมิ
3. กระบวนการผลิตเป็นระบบปิด
4. ไม่มีความร้อนสูญเสียจากกระบวนการผลิต
5. ในกระบวนการผลิตเกิดปฏิกิริยาข้างเคียงน้อยมาก
6. อัตราการเกิดปฏิกิริยาออกซิเดชันของแก๊สซัลเฟอร์ไดออกไซด์เป็นปฏิกิริยาแบบ Langmuir–

Hinshelwood–Hougen–Watson (1) คือ 
$$r = \frac{k_1 P_{O_2} P_{SO_2} \left(1 - \frac{P_{SO_3}}{P_{SO_2} P_{O_2}^{0.5} K_p}\right)}{22.414 (1 + K_2 P_{SO_2} + K_3 P_{SO_3})^2}$$

$$k_1 = \exp\left(12.160 - \frac{5473}{T(K)}\right) \quad (3.1)$$

$$k_2 = \exp\left(-9.953 + \frac{8619}{T(K)}\right) \quad (3.2)$$

$$k_3 = \exp\left(-71.745 - \frac{52596}{T(K)}\right) \quad (3.3)$$

$$K_p = \exp\left(\frac{11300}{T(K)} - 10.68\right) \quad (3.4)$$

7. อัตราการเกิดปฏิกิริยาซัลโฟเนชันเป็นอันดับสอง คือ  $r = -k C_{SO_3} C_{Me}$
8. ในระบบพิจารณาแค่ 2 สถานะ
9. การผสมกันโดยสมบูรณ์ที่ถังปฏิกรณ์ (Well Mixing)
10. ไม่มีการสูญเสียความดันในระบบ

#### 3.2 ข้อจำกัดของงานวิจัย

1. อุณหภูมิที่เตาเผาไม่เกิน 1150 C°
2. ชนิดเมทิลเอสเทอร์ที่ใช้ผลิตมาจากปาล์มสเตอร์รีนชนิดอิมตัว
3. อัตราการไหลของกำมะถันต้องอยู่ในช่วง 665 - 1100 กิโลกรัมต่อชั่วโมง
4. อุณหภูมิ Dew point อากาศต้องไม่มากกว่า -65 C°

จากสมมติฐาน ข้อจำกัดของงานวิจัย ทำการศึกษากระบวนการแลกเปลี่ยนความร้อนของกระบวนการเมทิลเอสเทอร์ซัลโฟเนท โดยศึกษาสภาวะและตัวแปรที่เกี่ยวข้องกับการแลกเปลี่ยนความร้อนในกระบวนการผลิตเมทิลเอสเทอร์ซัลโฟเนท คือ



1. พื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อน
2. ความแตกต่างของอุณหภูมิที่จุดพินช์
3. จำนวนเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน
4. อัตราการไหลของอากาศ

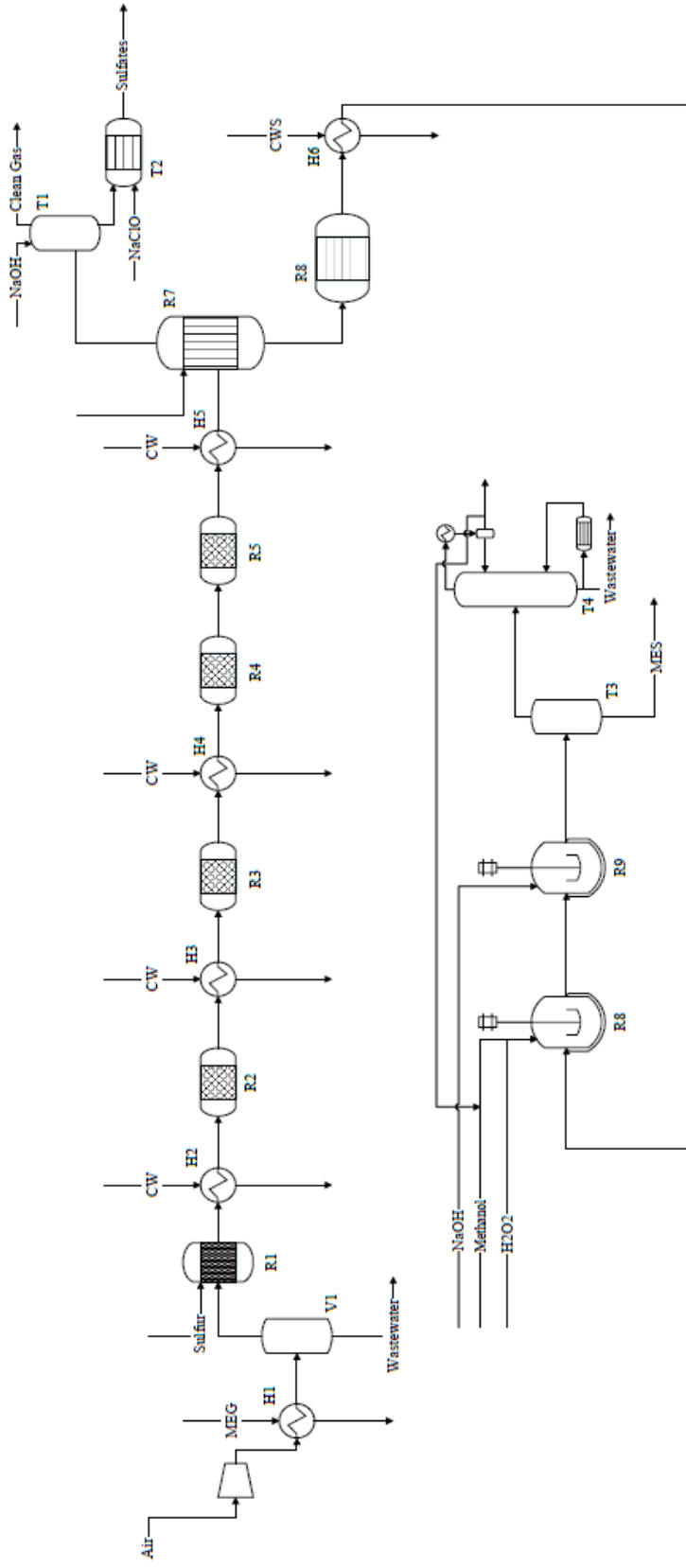
### 3.3 เครื่องมือที่ใช้ดำเนินงานวิจัย

Software ที่ทางผู้วิจัยใช้ คือ Aspen plus V8.6 และ Aspen Energy Analyzer V8.6 สำหรับสร้างแบบจำลองกระบวนการผลิตแอลฟาเมทิลเอสเทอร์ซัลโฟเนทและการวิเคราะห์การรวบรวมความร้อนของกระบวนการ

### 3.4 วิธีการดำเนินงานวิจัย

ทางผู้วิจัยได้ทำการศึกษากระบวนการผลิตแอลฟาเมทิลเอสเทอร์ซัลโฟเนท เพื่อที่จะหาวิธีการปรับปรุงระบบการแลกเปลี่ยนความร้อนของกระบวนการผลิต ซึ่งได้ทำการสร้างแบบจำลองของกระบวนการผลิตดังกล่าวโดยใช้โปรแกรม Aspen plus V8.6 และ Aspen Energy Analyzer V8.6 โดยมีขั้นตอนดังนี้

1. ศึกษาคุณสมบัติทางกายภาพและทางเคมีของวัตถุดิบและผลิตภัณฑ์ในกระบวนการผลิตแอลฟาเมทิลเอสเทอร์ซัลโฟเนท
2. ศึกษากระบวนการผลิตแอลฟาเมทิลเอสเทอร์ซัลโฟเนทและตัวแปรต่างๆ
3. ศึกษาวิธีการวิเคราะห์ระบบการแลกเปลี่ยนความร้อนสำหรับกระบวนการ
4. สร้างแบบจำลองกระบวนการผลิตแอลฟาเมทิลเอสเทอร์ซัลโฟเนท โดยใช้โปรแกรม Aspen plus



รูปที่ 26 แผนภาพกระบวนการผลิตเอตไพเอลเอสเทอร์ซัลไฟเนท

5. เปรียบเทียบผลจากการสร้างแบบจำลองกระบวนการผลิตแอลฟาเมทิลเอสเทอร์ซัลโฟเนท
  - โดยใช้อัตราการไหลของกำมะถัน 665 กิโลกรัมต่อชั่วโมง และปริมาณการไหลของเมทิลเอสเทอร์ 4800 กิโลกรัมต่อชั่วโมง
  - ทำการวิเคราะห์ระบบการแลกเปลี่ยนความร้อนของกระบวนการผลิตด้วย Aspen Energy Analysis เพื่อศึกษาการประสิทธิภาพการแลกเปลี่ยนความร้อนของกระบวนการผลิต
  - เปรียบเทียบชนิดชนิดของสารที่แลกเปลี่ยนความร้อนระหว่างอากาศและน้ำ
6. วิเคราะห์ข้อมูลที่ได้จากการสร้างแบบจำลองกระบวนการเพื่อไปนำวิเคราะห์จุดพินช์และใช้โปรแกรม Aspen Energy Analysis
7. เปรียบเทียบประสิทธิภาพของระบบการแลกเปลี่ยนความร้อนก่อนและหลังวิเคราะห์ระบบการแลกเปลี่ยนความร้อน
  - ปริมาณความร้อนที่นำกลับมาใช้ใหม่ที่นำไปผลิตไอน้ำ
  - อัตราการไหลของกระแสธาณูปโภค
  - พื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อนทั้งหมดของกระบวนการผลิต
  - ความแตกต่างของอุณหภูมิที่จุดพินช์
  - จำนวนเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน
8. นำข้อมูลที่ได้จากการออกแบบและปรับปรุงระบบ มาวิเคราะห์และประมวล

## บทที่ 4 แบบจำลองกระบวนการผลิต

งานวิจัยนี้เป็นการศึกษาการบูรณาการความร้อนของกระบวนการผลิตแอลฟาเมทิลเอสเตอรื์ซัลโฟเนท บนโปรแกรมการจำลอง Aspen plus และ Aspen Energy Analyzer เพื่อลดปริมาณความร้อนที่สูญเสียออกจากกระบวนการผลิตและลดการใช้พลังงานในกระบวนการผลิต แล้ววิเคราะห์กระบวนการแลกเปลี่ยนความร้อนของกระบวนการผลิตแอลฟาเมทิลเอสเตอรื์ซัลโฟเนท โดยใช้แบบจำลองที่สร้างขึ้นมาประยุกต์กับการสร้างแบบจำลองการแลกเปลี่ยนความร้อน เพื่อเป็นการลดการใช้พลังงานและลดการสูญเสียปริมาณความร้อนออกจากกระบวนการผลิต โดยมีวัตถุประสงค์และขอบเขตของการศึกษาดังนี้

### วัตถุประสงค์

1. เพื่อศึกษาระบบแลกเปลี่ยนความร้อนในกระบวนการผลิตโดยเปรียบเทียบประสิทธิภาพของน้ำและอากาศในการแลกเปลี่ยนความร้อนในระบบ โดยใช้เครื่องแลกเปลี่ยนชนิด Shell & tube โดยจะเปรียบเทียบปริมาณไอน้ำที่ผลิตขึ้นได้จากกระบวนการผลิต
2. เพื่อศึกษาการปรับปรุงระบบแลกเปลี่ยนความร้อนในกระบวนการผลิตโดยปรับปรุงให้เป็นระบบแลกเปลี่ยนความร้อนแบบครีอข่าย

### ขอบเขตการศึกษา

ศึกษาระบบแลกเปลี่ยนความร้อนในกระบวนการผลิตโดยเปรียบเทียบประสิทธิภาพของน้ำและอากาศในการแลกเปลี่ยนความร้อนในระบบ โดยใช้เครื่องแลกเปลี่ยนชนิด Shell & tube โดยจะเปรียบเทียบปริมาณไอน้ำที่ผลิตขึ้นได้จากกระบวนการผลิต

โดยใช้อัตราการไหลของน้ำที่ใช้แลกเปลี่ยนความร้อนเพื่อนำพลังงานกลับมาใช้ใหม่ในกระบวนการผลิต 7,000 – 18,000 กิโลกรัมต่อชั่วโมง โดยมีน้ำอุณหภูมิเริ่มต้น 28 องศาเซลเซียส โดยไม่ได้เปลี่ยนชนิดของสารหล่อเย็นที่เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน H-405

โดยใช้อัตราการไหลของอากาศที่ใช้แลกเปลี่ยนความร้อนเพื่อนำพลังงานกลับมาใช้ใหม่ในกระบวนการผลิต 24,000 – 39,000 กิโลกรัมต่อชั่วโมง โดยมีอากาศอุณหภูมิเริ่มต้น 28 องศาเซลเซียส โดยไม่ได้เปลี่ยนชนิดของสารหล่อเย็นที่เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน H-405

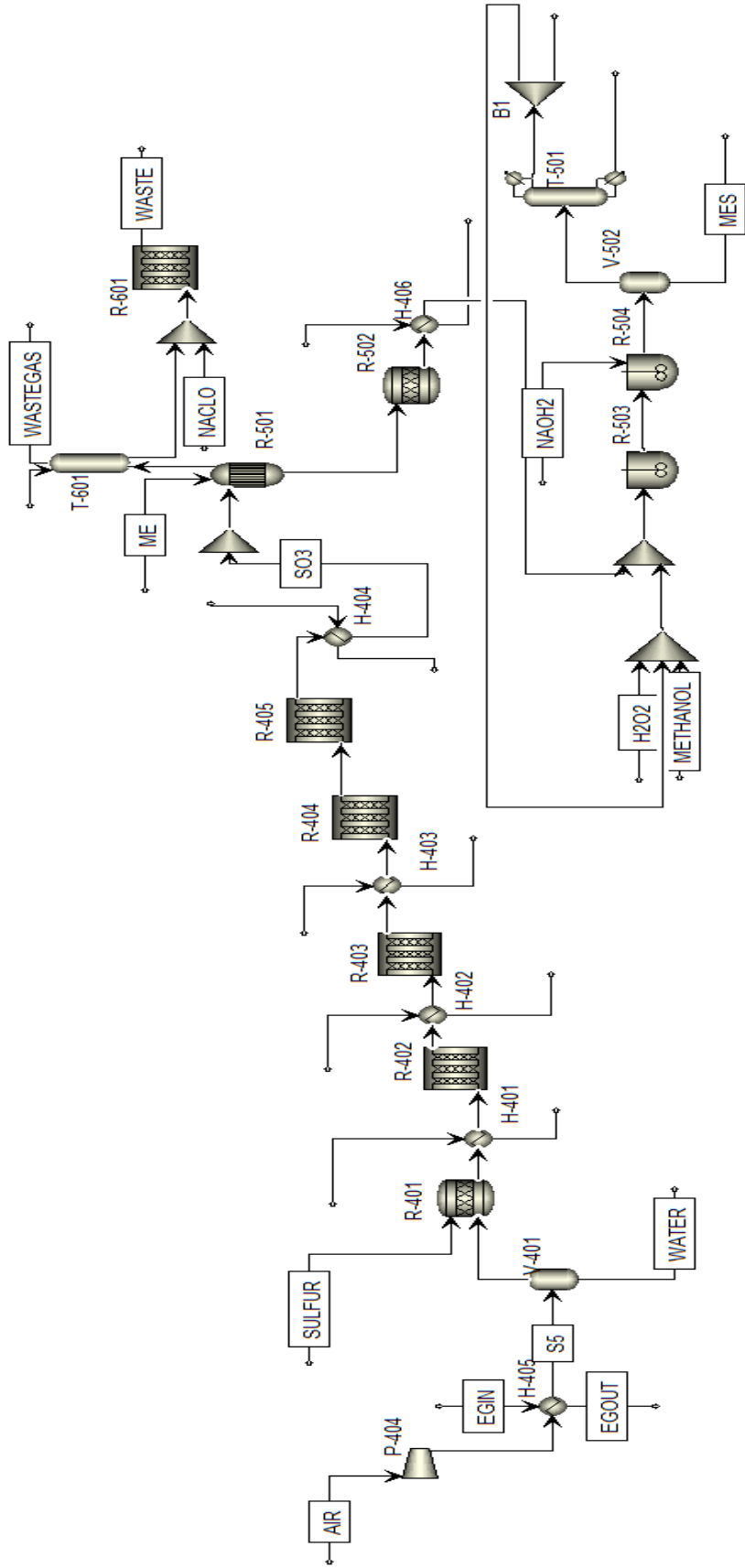
ศึกษาการปรับปรุงระบบแลกเปลี่ยนความร้อนในกระบวนการผลิตโดยปรับปรุงให้เป็นระบบแลกเปลี่ยนความร้อนแบบครีอข่ายโดยเริ่มต้นจาก

- จำนวนสายร้อน 6 สาย
- จำนวนสายเย็น 6 สาย
- จำนวนเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนในกระบวนการผลิตชนิดเชลล์และท่อ (Shell & Tube heat exchanger) 6 เครื่อง
- โดยเป้าหมายคือการใช้พลังงานในกระบวนการผลิตลดลง หลังจากทำการวิเคราะห์ระบบการแลกเปลี่ยนความร้อนของกระบวนการ

ศึกษาตัวแปรที่ส่งผลกระทบต่อความร้อนที่เกิดขึ้นในกระบวนการผลิตโดยไม่ส่งผลกระทบต่อคุณภาพของแอลฟาเมทิลเอสเทอร์ซัลโฟเนท

#### 4.2 การสร้างแบบจำลองกระบวนการผลิต

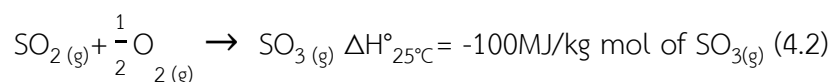
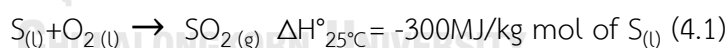
งานวิจัยนี้ศึกษากระบวนการผลิตแอลฟาเมทิลเอสเทอร์ซัลโฟเนท เพื่อศึกษาประสิทธิภาพการแลกเปลี่ยนความร้อนของกระบวนการผลิต โดยในกระบวนการผลิตเป็นเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบท่อและเปลือก กระบวนการผลิตได้แบ่งออกเป็น 3 ส่วนหลัก ได้แก่ 1. ส่วนของการผลิตแก๊สซัลเฟอร์ไตรออกไซด์ 2. ส่วนการของการทำปฏิกิริยาซัลโฟเนชั่น โดยใช้แบบจำลองกระบวนการ Aspen plus ในการสร้างแบบจำลอง ดังรูปที่ 27



รูปที่ 27 แสดงแบบจำลองกระบวนการผลิตแอลฟาเมทิลเอสเทอร์ซีโพลเมท

ผู้ทำวิจัยได้ทำการสร้างแบบจำลองกระบวนการการผลิตแอลฟาเมทิลเอสเทอร์ซัลโฟเนทโดยเริ่มการจากส่วนของกระบวนการผลิตแก๊สซัลเฟอร์ไตรออกไซด์ โดยใช้โมเดลในโปรแกรมในการสร้างแบบจำลองดังนี้

ส่วนกระบวนการผลิตแก๊สซัลเฟอร์ไดออกไซด์ ( $\text{SO}_2$  (g)) จะเริ่มต้นจากอากาศ (สาย Air) ถูกอัดด้วยเครื่อง Air compressor (P-404) เข้าสู่เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (H-405) เพื่อให้ทำให้อากาศมีอุณหภูมิที่ Air cooler โดยใช้สารหล่อเย็นเป็นเอทิลีนไกลคอลในการลดอุณหภูมิของอากาศ โดยอากาศที่ถูกลดอุณหภูมิลงจะถูกป้อนเข้าสู่ Flash drum (V-401) เพื่อทำการแยกไอน้ำที่ผสมอยู่ในอากาศออก โดยอากาศแห้งจะถูกป้อนเข้าสู่เครื่องปฏิกรณ์ Burner (เครื่องปฏิกรณ์ชนิด RStoric) ซึ่งเป็นเครื่องปฏิกรณ์ชนิดสมดุลแบบไม่มีการถ่ายเทความร้อนเข้าและออกระบบ เพื่อให้อากาศแห้งทำปฏิกิริยากับกำมะถันเหลวที่ป้อนเข้าเครื่องปฏิกรณ์ (R-401) เพื่อทำปฏิกิริยาเผาไหม้ โดยมีปฏิกิริยาตามสมการที่ 4.1 ซึ่งปฏิกิริยาดังกล่าวเป็นปฏิกิริยาคายความร้อน โดยจะได้แก๊สซัลเฟอร์ไดออกไซด์เป็นผลิตภัณฑ์ซึ่งมีสัดส่วนเป็น 7% โดยปริมาตร โดยแก๊สร้อนที่ออกจากเครื่องปฏิกรณ์ (R-401) จะถูกป้อนเข้าเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (H-401) เพื่อลดอุณหภูมิของแก๊สร้อนลงก่อนเข้าสู่กระบวนการผลิตแก๊สซัลเฟอร์ไตรออกไซด์ โดยให้อุณหภูมิของออกเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (H-401) มีอุณหภูมิประมาณ 420 องศาเซลเซียส เนื่องจากปฏิกิริยาการผลิตแก๊สซัลเฟอร์ไตรออกไซด์ ( $\text{SO}_3$  (g)) ต้องการอุณหภูมิที่ต่ำกว่าอุณหภูมิขากเครื่องปฏิกรณ์ (R-401)



ส่วนกระบวนการผลิตแก๊สซัลเฟอร์ไตรออกไซด์ ( $\text{SO}_3$  (g)) โดยในกระบวนการผลิตจะประกอบไปด้วยเครื่องปฏิกรณ์ทั้งหมด 4 ตัว (R-402/R-403/R404/R-405) โดยทั้งหมดเป็นเครื่องปฏิกรณ์ชนิด pack bed reactor (เครื่องปฏิกรณ์ชนิด Rplug) โดยภายในจะบรรจุด้วยตัวเร่งปฏิกิริยาชนิดของแข็ง (Solid catalyst) หลังจากแก๊สผสมถูกลดอุณหภูมิเพื่อเข้าทำปฏิกิริยาที่เครื่องปฏิกรณ์ R-402 (เครื่องปฏิกรณ์ชนิด Rplug) โดยในเครื่องปฏิกรณ์มีปฏิกิริยาตามสมการ (4.2) โดยเครื่องปฏิกรณ์ทั้งหมดจะต่อเรียงกันแบบอนุกรม โดยมีเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนอยู่ระหว่างเครื่องปฏิกรณ์ R-402 และ เครื่องปฏิกรณ์ R-403 จำนวน 1 เครื่อง (H-402) และระหว่างเครื่องปฏิกรณ์ R-

403 และเครื่องปฏิกรณ์ R-404 จำนวน 1 เครื่อง (H-403) โดยเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน H-402 จะลดอุณหภูมิขาออกแก๊สเป็น 440 องศาเซลเซียส และเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน H-403 จะลดอุณหภูมิขาออกของแก๊สเป็น 435 องศาเซลเซียส โดยเมื่อแก๊สออกจากเครื่องปฏิกรณ์จะมีความเข้มข้นของแก๊สซัลเฟอร์ไตรออกไซด์ ( $\text{SO}_3(g)$ ) เพิ่มมากขึ้น โดยแก๊สที่ออกจากเครื่องปฏิกรณ์ R-405 จะมีความเข้มข้นของแก๊สซัลเฟอร์ไตรออกไซด์ ( $\text{SO}_3(g)$ ) มากที่สุด เมื่อแก๊สออกจากเครื่องปฏิกรณ์ R-405 จะถูกป้อนเข้าสู่เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน H-405 เพื่อลดอุณหภูมิของแก๊สลงเป็น 82 องศาเซลเซียส ก่อนที่จะถูกป้อนเข้าสู่กระบวนการ sulfation ต่อไป

ปฏิกิริยาซัลโฟเนชัน (Sulfonation reaction) (12)



ปฏิกิริยาซิงไคเอสชัน (Digestion reaction)

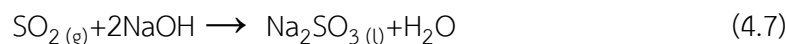


ส่วนกระบวนการ sulfation จะเริ่มต้นจากการป้อนแก๊สจากกระบวนการผลิตแก๊สซัลเฟอร์ไตรออกไซด์ที่ผ่านเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน H-405 เข้าทำปฏิกิริยาที่เครื่องปฏิกรณ์ R-501 (เครื่องปฏิกรณ์ชนิด equilibrium) เพื่อทำปฏิกิริยากับเมทิลเอสเทอร์ ซึ่งเป็นเครื่องปฏิกรณ์ชนิด Falling film reactor เป็นการทำให้ปฏิกิริยาระหว่างสาร 2 สถานะ คือ แก๊สกับของเหลวตามปฏิกิริยาการเกิดในสมการจากเกิดปฏิกิริยา 4.3 – 4.5 ของปฏิกิริยาซัลโฟเนชัน โดยผลิตภัณฑ์ที่ได้จากเครื่องปฏิกรณ์ R-501 จะมี 2 ส่วน คือ ผลิตภัณฑ์หลัก และผลพลอยได้จากปฏิกิริยา โดยผลิตภัณฑ์หลักจะถูกป้อนเข้าสู่เครื่องปฏิกรณ์ R-502 (เครื่องปฏิกรณ์ชนิด Rstioc) เพื่อทำปฏิกิริยาซ้ำอีกครั้งกับผลพลอยได้ที่เกิดขึ้นมาตามปฏิกิริยาซิงไคเอสชัน (Digestion reaction) ตามสมการการเกิดปฏิกิริยา 4.6 ซึ่งเป็นซิงไคเอสชันเครื่องปฏิกรณ์ชนิดสมดุลแบบไม่มีการถ่ายเทความร้อนเข้าและออกระบบ ซึ่งจะได้เป็นผลิตภัณฑ์ขั้นกลาง โดยในส่วนผลพลอยได้จากปฏิกิริยาจากเครื่องปฏิกรณ์ R-501 ซึ่งเป็นแก๊สเสียจะถูกป้อนเข้าสู่หอดูดซิม T-501 (หอดูดซิมชนิด Radfac) ทางด้านล่างและด้านบนเป็นสารละลายโซเดียมไฮดรอกไซด์ 50% โดยน้ำหนัก โดยหอดูดซิม T-501 เป็นระบบบำบัดอากาศก่อนปล่อยออกสู่บรรยากาศ โดยในหอดูดซิมจะมีการทำปฏิกิริยาระหว่างโซเดียมไฮดรอกไซด์กับแก๊สเสียที่ผสมด้วย

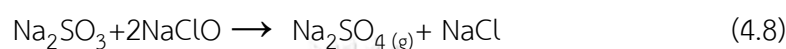


แก๊สซัลเฟอร์ไดออกไซด์ ( $\text{SO}_2(g)$ ) ซึ่งจะทำให้เกิดผลพลอยได้อยู่ในรูปแบบของโซเดียมซัลไฟต์ตามสมการการเกิดปฏิกิริยา 4.7 จากนั้นโซเดียมซัลไฟต์และน้ำจะถูกป้อนเข้าสู่เครื่องปฏิกรณ์ R-601(เครื่องปฏิกรณ์ชนิด Rplug) เพื่อทำปฏิกิริยากับโซเดียมไฮโปคลอไรท์ เพื่อเปลี่ยนรูปจากโซเดียมซัลไฟต์ให้เป็นโซเดียมซัลเฟตและโซเดียมคลอไรด์ตามสมการการเกิดปฏิกิริยา 4.8

ปฏิกิริยาการเกิดโซเดียมซัลไฟต์



ปฏิกิริยาการเกิดโซเดียมซัลเฟต

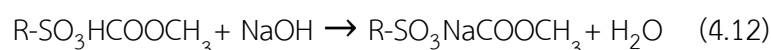


ในส่วนของผลิตภัณฑ์ชั้นกลางจะถูกป้อนเข้าสู่เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน H-406 เพื่อลดอุณหภูมิของผลิตภัณฑ์ชั้นกลางเหลือ 82 องศาเซลเซียสก่อนเข้าสู่เครื่องปฏิกรณ์ R-503 (เครื่องปฏิกรณ์ชนิด CSTR) ซึ่งจะทำปฏิกิริยากับเมทานอลและไฮโดรเจนเปอร์ออกไซด์ เพื่อลดสีของผลิตภัณฑ์ชั้นกลางตามสมการการเกิดปฏิกิริยา 4.9 - 4.11 จากนั้นผลิตภัณฑ์ที่ได้จะเข้าสู่เครื่องปฏิกรณ์ R-504 (เครื่องปฏิกรณ์ชนิด CSTR) เพื่อทำปฏิกิริยากับโซเดียมไฮดรอกไซด์ 50 % โดยน้ำหนักตามสมการการเกิดปฏิกิริยา 4.12 เพื่อปรับให้ผลิตภัณฑ์ที่ได้มีความเสถียรยิ่งขึ้น ผลิตภัณฑ์ที่ได้จากเครื่องปฏิกรณ์ R-504 จะถูกป้อนเข้าสู่หอระเหยเมทานอลและน้ำ V-502 (หอระเหยน้ำและเมทานอล Flash) เพื่อแยกผลิตภัณฑ์เมทานอลและน้ำออกจากผลิตภัณฑ์ โดยเมทานอลและน้ำจะระเหยออกทางด้านบนและผลิตภัณฑ์จะออกทางด้านล่างของ V-502 ซึ่งเป็นแอลฟาเมทิลเอสเทอร์ซัลโฟเนทในส่วนหนึ่งของเมทานอลและน้ำที่ถูกระเหยออกจากผลิตภัณฑ์จะถูกป้อนเข้าสู่หอกั่น T-501 (หอกั่นชนิด Radfac) จะโดยตัวเบาที่ออกยอดหอกจะเป็นเมทานอลและตัวหนักที่ออกก้นหอกจะเป็นน้ำ โดยเมทานอลจากหอกั่นจะมีส่วนที่จะถูกรีไซเคิลกลับที่เครื่องปฏิกรณ์ R-503 และอีกส่วนหนึ่งจะถูกปล่อยออกสู่นอกกระบวนการผลิต

ปฏิกิริยา Bleaching



ปฏิกิริยา Neutralization



ผู้วิจัยทำการสร้างแบบจำลองกระบวนการผลิตแอลฟาเมทิลเอสเทอร์ซัลโฟเนท เพื่อใช้เป็นแบบจำลองอ้างอิงในการทำงานวิจัย โดยได้ทำการสร้างแบบจำลองในสภาวะการผลิตแบบสภาวะคงตัว (steady state) โดยเริ่มต้นตามอัตราการไหลของสารตั้งต้นดังต่อไปนี้

สารตั้งต้น	อัตราการไหล (กิโลกรัมต่อชั่วโมง)
อากาศ	8097.96
กำมะถัน	664.889
เมทิลเอสเทอร์	4332.91
เมทานอล	2681.045
ไฮโดรเจนเปอร์ออกไซด์	268.105
โซเดียมไฮดรอกไซด์	656.787
โซเดียมไฮเปอร์คลอไรด์	1.638

ตารางที่ 7 แสดงอัตราการไหลของสารตั้งต้นในการสร้างแบบจำลองกระบวนการผลิต



ข้อมูลปฏิกิริยาเคมีที่ใช้สำหรับการสร้างแบบจำลองกระบวนการผลิตแอลฟาเมทิลเอสเทอร์  
ซัลโฟเนทตามตารางดังต่อไปนี้

ปฏิกิริยาเคมี	อัตราการเกิดปฏิกิริยาเคมี
$S_{(l)} + O_2(l) \rightarrow SO_2(g)$ (Eq.1)	$\Delta H^\circ_{25^\circ C} = -300 \text{ MJ/kg mol of } S_{(l)}$
$SO_2(g) + \frac{1}{2} O_2(g) \rightarrow SO_3(g)$ (Eq.2)	$\Delta H^\circ_{25^\circ C} = -100 \text{ MJ/kg mol of } SO_3(g)$ (8) $r = \frac{k_1 P_{O_2} P_{SO_2} (1 - \frac{P_{SO_3}}{P_{SO_2} P_{O_2}^{1/2} K_p})}{22.414 (1 + K_2 P_{SO_2} + K_3 P_{SO_3})^2}$ $k_1 = \exp(12.169 - \frac{5473}{T(K)})$ $k_2 = \exp(-9.953 - \frac{8619}{T(K)})$ $k_3 = \exp(-71.745 + \frac{52596}{T(K)})$ $K_p = \exp(-10.68 + \frac{11300}{T(K)})$
$R-CH_2COOCH_3 + SO_3 \rightarrow R-SO_3HCOOCH_3$ (Eq.3)	$r = -k_4 C_{SO_3} C_{ME}$ [kmol / m <sup>3</sup> .s] (4) $k_4 = 1.14 \times 10^{19} \exp(-\frac{14350}{T(K)})$
$CH_3OH + SO_3 \rightarrow CH_3OSO_3H$ (Eq.4)	Conversion 90%
$H_2O + SO_3 \rightarrow H_2SO_4$ (Eq.5)	$r = -k_5 C_{H_2O} C_{SO_3}$ $k_5 = 722640$ [m <sup>3</sup> / mol. s] (9)
$2H_2O_2 \rightarrow 2H_2O + O_2$ (Eq.6)	$r = -k_6 C_{H_2O_2}$ $k_6 = 0.056$ [m <sup>3</sup> / mol. s] (9)
$R-SO_3HCOOCH_3 + NaOH \rightarrow R-SO_3NaCOOCH_3 + H_2O$	$r = -k_7 C_{R-SO_3H} C_{NaOH}$ $k_7 = 9033000$ [m <sup>3</sup> / mol. s] (9)

ตารางที่ 8 แสดงข้อมูลที่เกี่ยวข้องกับปฏิกิริยาเคมีในกระบวนการผลิต

รหัสเครื่องจักร	ลักษณะ	แบบจำลอง	สภาวะ
R-401	Sulfur burner	Requil	1 atm, 1129 C°
R-402	SO3 convertor	Rplug	Reactor type: Adiabatic reactor, length 1.3 m
R-403	SO3 convertor	Rplug	Reactor type: Adiabatic reactor, length 1.3 m
R-404	SO3 convertor	Rplug	Reactor type: Adiabatic reactor, length 1.3 m
R-405	SO3 convertor	Rplug	Reactor type: Adiabatic reactor, length 1.3 m
R-501	Sulfonation falling film reactor	Requil	1 atm 90 C°
R-502	Sulfonation product digester	Rstoic	1 atm 130 C°
R-503	Bleaching reactor	RCSTR	60 C° 1 atm, 1.99 m <sup>3</sup>
R-504	Products neutralizer	RCSTR	40 C° 1 atm, residence time 65 min
V-502	Product flash dryer	Flash	110 C° 7 mbar
T-501	Methaol recovery tower	Fractl	30 stage Reflux ratio 1.5 distllate to feed ration 0.54 Feed stage 10
T-601	Effluent gas scrubber	Radfrac	5 stage with reaction; 1 atm, no condenser nor reboiler
R-601	Sulfites to sulfates transformer	Rplug	Reactor type : Adiabatic reactor Tube 1.3 m length 0.5 diameter
H-405	Air cooler	HeatX	Air outlet temperature 2 C°

ตารางที่ 9 แสดงสภาวะและแบบจำลองสำหรับกระบวนการผลิตเมทิลเอสเทอร์ซีโพลีเมท

รหัสเครื่องจักร	ลักษณะ	แบบจำลอง	สภาวะ
H-401	Sulfur dioxide steam cooler	HeatX	Stream outlet temperature 420 C°
H-402	Sulfur dioxide to trioxide steam cooler	HeatX	Stream outlet temperature 440 C°
H-403	Sulfur dioxide to trioxide steam cooler	HeatX	Stream outlet temperature 435 C°
H-404	Sulfur trioxide steam cooler	HeatX	Stream outlet temperature 82 C°
H-501	Digester product stream cooler	HeatX	Stream outlet temperature 70 C°

ตารางที่ 10 แสดงสภาวะและแบบจำลองสำหรับกระบวนการผลิตเมทิลเอสเตอร์ชีวภาพ

สำหรับการสร้างแบบจำลองกระบวนการผลิตเมทิลเอสเทอร์ซัลโฟเนท ผู้วิจัยได้ทำการสร้างแบบจำลอง เพื่อให้สอดคล้องกับกระบวนการผลิตจริงของโรงงานงานที่แอลฟาเมทิลเอสเทอร์ซัลโฟเนท และได้ทำการเปรียบเทียบผลของแบบจำลองกับแบบจำลองอ้างอิง เพื่อให้แบบจำลองกระบวนการผลิตมีความน่าเชื่อถือมากขึ้น ก่อนที่จะนำไปใช้ในการวิเคราะห์กระบวนการแลกเปลี่ยนความร้อนของกระบวนการผลิต โดยได้ใช้แบบจำลองของอุปกรณ์ต่างๆในกระบวนการผลิตและสภาวะของอุปกรณ์ในกระบวนการผลิตตามตารางที่ 8 และตารางที่ 9 และได้ใช้อัตราการเกิดปฏิกิริยาเคมีในกระบวนการผลิตตามตารางที่ 10 โดยนำแบบจำลองกระบวนการผลิตมาศึกษาและปรับปรุงกระบวนการดังต่อไปนี้ โดยใช้ขั้นตอนการทำการวิจัยตามรูป

1. เพื่อศึกษาระบบแลกเปลี่ยนความร้อนในกระบวนการผลิตโดยเปรียบเทียบประสิทธิภาพของน้ำและอากาศในการแลกเปลี่ยนความร้อนในระบบ โดยใช้เครื่องแลกเปลี่ยนชนิด Shell & tube โดยจะเปรียบเทียบปริมาณไอน้ำที่ผลิตขึ้นได้จากกระบวนการผลิต

2. เพื่อศึกษาการปรับปรุงระบบแลกเปลี่ยนความร้อนในกระบวนการผลิตโดยปรับปรุงให้เป็นระบบแลกเปลี่ยนความร้อนแบบเครือข่าย

#### 4.2 ขั้นตอนการดำเนินงานวิจัย

1. ศึกษาวิธีการวิเคราะห์ระบบการแลกเปลี่ยนความร้อนสำหรับกระบวนการ
2. สร้างแบบจำลองกระบวนการผลิตแอลฟาเมทิลเอสเทอร์ซัลโฟเนท โดยใช้โปรแกรม Aspen plus
3. เปรียบเทียบผลจากการสร้างแบบจำลองกระบวนการผลิตแอลฟาเมทิลเอสเทอร์ซัลโฟเนท
4. วิเคราะห์ข้อมูลที่ได้จากการสร้างแบบจำลองกระบวนการเพื่อไปนำวิเคราะห์จุดพินช์และใช้โปรแกรม Aspen Energy Analysis
5. เปรียบเทียบประสิทธิภาพของระบบการแลกเปลี่ยนความร้อนก่อนและหลังวิเคราะห์ระบบการแลกเปลี่ยนความร้อน
6. นำข้อมูลที่ได้จากการออกแบบและปรับปรุงระบบ มาวิเคราะห์และประมวล

## บทที่ 5 ผลการศึกษาและวิเคราะห์ผลการวิจัย

ในการศึกษาการกระบวนการผลิตแอลฟาเมทิลเอสเทอร์ซัลโฟเนทด้วยการสร้างแบบจำลองกระบวนการผลิตด้วยโปรแกรม Aspen plus และใช้ปรับปรุงกระบวนการแลกเปลี่ยนความร้อนของกระบวนการผลิตด้วยโปรแกรม Aspen Energy Analyzer เพื่อเพิ่มความสามารถในการแข่งขันของสารลดแรงตึงผิวที่มาจากธรรมชาติ

การสร้างแบบจำลองกระบวนการผลิตเมทิลเอสเทอร์ซัลโฟเนท ผู้วิจัยได้ทำการสร้างแบบจำลองกระบวนการผลิต เพื่อให้สอดคล้องกับกระบวนการผลิตที่อ้างอิงและใกล้เคียงกับโรงงานผลิตสารลดแรงตึงในปัจจุบัน โดยได้ทำการเปรียบเทียบผลของแบบจำลองและคำนวณความคลาดเคลื่อนของแบบจำลองกระบวนการผลิตที่สร้างขึ้นกับงานวิจัยที่อ้างอิง (1) เพื่อให้แบบจำลองกระบวนการผลิตที่สร้างขึ้นมีความน่าเชื่อถือและสามารถนำไปใช้ต่อการสำหรับการปรับปรุงกระบวนการแลกเปลี่ยนความร้อนของกระบวนการผลิตได้ ตามวัตถุประสงค์ คือ

1. เพื่อศึกษาระบบแลกเปลี่ยนความร้อนในกระบวนการผลิตโดยเปรียบเทียบประสิทธิภาพของน้ำและอากาศในการแลกเปลี่ยนความร้อนในระบบ โดยใช้เครื่องแลกเปลี่ยนชนิด Shell & tube โดยจะเปรียบเทียบปริมาณไอน้ำที่ผลิตขึ้นได้จากกระบวนการผลิต
2. เพื่อศึกษาการปรับปรุงระบบแลกเปลี่ยนความร้อนในกระบวนการผลิตโดยปรับปรุงให้เป็นระบบแลกเปลี่ยนความร้อนแบบครีอขาย
3. เพื่อศึกษาตัวแปรที่ส่งผลกระทบต่อความร้อนที่เกิดขึ้นในกระบวนการผลิตโดยไม่ส่งผลกระทบต่อคุณภาพของแอลฟาเมทิลเอสเทอร์ซัลโฟเนท

### 5.1 ผลการจากสร้างแบบจำลองของกระบวนการผลิตเมทิลเอสเทอร์ซัลโฟเนท

#### 5.1.1 ผลการเปรียบเทียบแบบจำลองกระบวนการผลิตกับแบบจำลองอ้างอิง

ผู้วิจัยได้ทำการสร้างแบบจำลองกระบวนการผลิตแอลฟาเมทิลเอสเทอร์ซัลโฟเนทโดยใช้โปรแกรม Aspen plus โดยใช้อัตราการไหลของสารตั้งต้นดังต่อไปนี้ กำมะถันเหลว 664.89 กิโลกรัมต่อชั่วโมง อากาศ 8,097.96 กิโลกรัมต่อชั่วโมง และเมทิลเอสเทอร์ 4,332 กิโลกรัมต่อชั่วโมง เพื่อให้ผลจากการสร้างแบบจำลองสามารถอ้างอิงกับงานวิจัย (1) ได้ โดยผู้วิจัยได้ทำการเปรียบเทียบและหาค่าความคลาดเคลื่อนที่เกิดขึ้นจากการสร้างแบบจำลอง โดยเปรียบเทียบการเกิดแก๊สซัลเฟอร์ไดออกไซด์จากออกไซด์ของกำมะถัน, อุณหภูมิของแก๊สซัลเฟอร์ไดออกไซด์แต่ละเครื่อง

ปฏิกรณ์, อัตราการไหลขาออกของผลิตภัณฑ์และสัดส่วนโดยน้ำหนักของแอลฟาเมทิลเอสเทอร์ซัลโฟเนตดังตารางที่ 10-12

เครื่องปฏิกรณ์	ค่าการเปลี่ยนแปลงของแก๊สซัลเฟอร์ไดออกไซด์ (% Conversion of SO <sub>2</sub> ) ของแต่ละเครื่องปฏิกรณ์		
	Daniel M.et al. 2010	แบบจำลองที่สร้างขึ้น	ค่าความคลาดเคลื่อน (%)
R-402	60.00%	56.02%	7.10%
R-403	85.00%	85.22%	0.26%
R-404	95.00%	95.47%	0.49%
R-405	99.00%	97.14%	1.92%

ตารางที่ 11 การเปรียบเทียบค่าเปลี่ยนแปลงของแก๊สซัลเฟอร์ไดออกไซด์กับงานวิจัยอ้างอิง

หมายเหตุ %ความคลาดเคลื่อน = (ค่าจาก Daniel M.et al. 2010 - ค่าแบบจำลองที่สร้างขึ้น)/ค่าจาก Daniel M.et al. 2010 \*100

จากตารางที่ 11 พบว่าค่าการเปลี่ยนแปลงของแก๊สซัลเฟอร์ไดออกไซด์ (% Conversion of SO<sub>2</sub>) ของเครื่องปฏิกรณ์ R-402 มีค่าความคลาดเคลื่อน 7.10% ซึ่งสูงที่สุดเมื่อเปรียบเทียบกับเครื่องปฏิกรณ์ทั้งหมด 4 เครื่องปฏิกรณ์ ซึ่งค่าความคลาดเคลื่อนของการเปลี่ยนแปลงของแก๊สซัลเฟอร์ไดออกไซด์ (% Conversion of SO<sub>2</sub>) ดังกล่าวเกิดจากค่าตัวแปรในการสร้างแบบจำลองของเครื่องปฏิกรณ์ เนื่องจากในงานวิจัยอ้างอิงไม่ได้ระบุขนาดของเครื่องปฏิกรณ์ เมื่อเกิดความคลาดเคลื่อนของการเปลี่ยนแปลงของแก๊สซัลเฟอร์ไดออกไซด์ (% Conversion of SO<sub>2</sub>) ที่เครื่องปฏิกรณ์ที่ R-402 จึงส่งผลให้เกิดค่าความคลาดเคลื่อนการเปลี่ยนแปลงของแก๊สซัลเฟอร์ไดออกไซด์ (% Conversion of SO<sub>2</sub>) ที่เครื่องปฏิกรณ์ R-403, R-404 และ R-405 เนื่องจากเครื่องปฏิกรณ์ได้ต่อกันเป็นแบบอนุกรม จึงทำการการเปลี่ยนแปลงของแก๊สซัลเฟอร์ไดออกไซด์ (% Conversion of SO<sub>2</sub>) ส่งผลต่อเครื่องปฏิกรณ์ในลำดับถัดไป โดยค่าความคลาดเคลื่อนของการเปลี่ยนแปลงของแก๊สซัลเฟอร์ไดออกไซด์ (% Conversion of SO<sub>2</sub>) รวมของกระบวนการทั้งหมด 1.92% ที่เครื่องปฏิกรณ์ R-405



เครื่องปฏิกรณ์	อุณหภูมิขาออกของแก๊สซัลเฟอร์ไดออกไซด์ของแต่ละเครื่องปฏิกรณ์		
	Daniel M.et al. 2010	แบบจำลองที่สร้างขึ้น	ค่าความคลาดเคลื่อน (%)
R-402	600.00	545.37	9.11%
R-403	500.00	505.37	-1.07%
R-404	450.00	458.15	-1.81%
R-405	430.00	461.89	-6.18%

ตารางที่ 12 การเปรียบเทียบค่าอุณหภูมิขาออกของแก๊สซัลเฟอร์ไดออกไซด์ของแต่ละเครื่องปฏิกรณ์  
กับงานวิจัยอ้างอิง

หมายเหตุ %ความคลาดเคลื่อน = (ค่าจาก Daniel M.et al. 2010 – ค่าแบบจำลองที่สร้างขึ้น)/ค่า  
จาก Daniel M.et al. 2010 \*100

จากตารางที่ 12 พบค่าความคลาดเคลื่อนของอุณหภูมิขาออกของแก๊สซัลเฟอร์ไดออกไซด์  
ของเครื่องปฏิกรณ์ R-402 มีค่าน้อยกว่าค่าของแบบจำลองอ้างอิง ซึ่งมาจากค่าการเปลี่ยนแปลงของ  
แก๊สซัลเฟอร์ไดออกไซด์ (% Conversion of SO<sub>2</sub>) ของเครื่องปฏิกรณ์ R-402 ที่น้อยกว่าแบบจำลอง  
อ้างอิง จึงทำให้อุณหภูมิขาออกของแก๊สซัลเฟอร์ไดออกไซด์มีค่าความคลาดเคลื่อน 9.11 % ซึ่งมีค่า  
ความคลาดเคลื่อนมากที่สุดจากเครื่องปฏิกรณ์ทั้งหมด

ตัวแปร	Daniel M.et al. 2010	แบบจำลองที่สร้างขึ้น	ค่าความคลาดเคลื่อน (%)
การไหล (กิโลกรัมต่อชั่วโมง)	6126.10	6091.87	0.56%
สัดส่วนของเมทิลเอสเทอร์ซัลโฟเนตโดยน้ำหนัก (% wt)	94.00	95.00	-1.31%

ตารางที่ 13 เปรียบเทียบอัตราการไหลและสัดส่วนโดยน้ำหนักของผลิตภัณฑ์กับงานวิจัยอ้างอิง

หมายเหตุ %ความคลาดเคลื่อน = (ค่าจาก Daniel M.et al. 2010 – ค่าแบบจำลองที่สร้างขึ้น)/ค่า  
จาก Daniel M.et al. 2010 \*100

จากตารางที่ 13 พบค่าความคลาดเคลื่อนอัตราการไหลของเมทิลเอสเทอร์ซัลโฟเนตหรือ  
ผลิตภัณฑ์ 0.56 % และค่าสัดส่วนของเมทิลเอสเทอร์ซัลโฟเนตโดยน้ำหนัก -1.31% ซึ่งจากค่าความ  
คลาดเคลื่อนของตัวแปรทั้ง 2 นั้นถือว่าน้อยกว่าซึ่งแสดงให้เห็นแบบจำลองที่สร้างขึ้นสามารถทำนาย  
สภาวะของกระบวนการผลิตได้ใกล้เคียงกับแบบจำลองอ้างอิง

### 5.1.2 ผลการเปรียบเทียบพื้นที่ของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนในกระบวนการผลิต

จากการสร้างและศึกษาแบบจำลองกระบวนการผลิตแอลฟาเมทิลเอสเทอร์ซัลโฟเนทพบว่าสามารถนำไปใช้ในการวิเคราะห์และหาสภาวะการผลิตต่างๆได้ จากการเปรียบเทียบค่าความคลาดเคลื่อนที่จากแบบจำลองที่สร้างขึ้นกับแบบจำลองอ้างอิงตามผลการเปรียบเทียบในหัวข้อ 5.1.1 ผู้วิจัยจึงได้นำแบบจำลองที่สร้างขึ้นนำไปศึกษาเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนในกระบวนการผลิตและได้นำพื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อนจากแบบจำลองที่สร้างขึ้นเปรียบเทียบกับแบบจำลองอ้างอิง โดยใช้น้ำเป็นสารหล่อเย็น ตามตารางที่ 15 โดยใช้ตัวแปรที่ใช้ในการหาพื้นที่ของแลกเปลี่ยนความร้อนในกระบวนการผลิตตามตารางที่ 14

เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน	อุณหภูมิสารสายเย็น (องศาเซลเซียส)		อุณหภูมิสารสายร้อน (องศาเซลเซียส)		สัมประสิทธิ์การแลกเปลี่ยนความร้อน (วัดต่อตารางเมตรองศาเซลเซียส-)
	ขาเข้า	ขาออก	ขาเข้า	ขาออก	
H-401	28.00	106.35	1129.00	420.00	17.43
H-402	28.00	39.62	545.37	440.00	15.77
H-403	28.00	35.74	505.32	435.00	26.42
H-404	28.00	67.15	461.89	82.00	38.30
H-405	-1.00	19.86	29.17	2.00	360.81
H-406	28.00	34.79	130.00	70.00	1027.85

ตารางที่ 14 ข้อมูลของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนในกระบวนการผลิตจากแบบจำลองที่สร้างขึ้น

จากตารางที่ 14 แสดงตัวแปรที่ใช้สำหรับการหาพื้นที่ของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนในกระบวนการผลิต โดยเนื่องจากในงานวิจัยอ้างอิงไม่ได้ระบุสภาวะของสารฐานุปกเอนหรือสารสายเย็น ผู้วิจัยจึงได้นำอุณหภูมิขาออกจากหอผึ่งน้ำ (Cooling tower) มาใช้อ้างอิงสำหรับอุณหภูมิขาเข้าของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนจากตารางที่ 14 พบว่าอุณหภูมิขาออกจากเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนมีอุณหภูมิก่อนข้างสูงและไม่เหมาะสมในการนำสารหล่อเย็นหรือกลับไปที่หอผึ่งน้ำเพื่อลดอุณหภูมิน้ำลง ในส่วนของสารสายร้อนใช้ข้อมูลจากการสร้างแบบจำลองกระบวนการผลิตที่ได้จาก

การสร้างแบบจำลอง เพื่อใช้หาพื้นที่ของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนในกระบวนการโดยพื้นที่ของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนหลังจากการสร้างแบบจำลองแสดงตามตารางที่ 15

เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน	พื้นที่ของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน		ค่าความคลาดเคลื่อน (%)
	Daniel M.et al. 2010	แบบจำลองที่สร้างขึ้น	
H-401	164.75	164.75	0.00%
H-402	37.19	37.19	0.00%
H-403	15.43	15.43	0.00%
H-404	139.89	139.89	0.00%
H-405	71.86	72.51	-0.90%
H-406	2.34	2.34	0.00%
รวม	431.46	432.11	-0.15%

ตารางที่ 15 เปรียบเทียบพื้นที่ของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนในกระบวนการผลิตกับงานวิจัยอ้างอิง

หมายเหตุ %ความคลาดเคลื่อน = (ค่าจาก Daniel M.et al. 2010 - ค่าแบบจำลองที่สร้างขึ้น)/ค่าจาก Daniel M.et al. 2010 \*100

จากตารางที่ 15 พบว่าพื้นที่ของแลกเปลี่ยนความร้อนจากแบบจำลองที่สร้างขึ้นกับแบบจำลองอ้างอิงมีค่าใกล้เคียงกัน โดยพื้นที่จากแลกเปลี่ยนความร้อนรวมของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน 432.11 ตารางเมตร โดยมีค่าความคลาดเคลื่อน -0.15%

จากผลการเปรียบเทียบแบบจำลองที่สร้างขึ้นกับแบบจำลองอ้างอิง ในส่วนการเปรียบเทียบแบบจำลองกระบวนการผลิตตามหัวข้อ 5.1.1 และการเปรียบเทียบพื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อนในกระบวนการผลิตตามหัวข้อ 5.1.2 พบว่าแบบจำลองกระบวนการผลิตแอลฟาเมทิลเอสเทอร์ซิลโฟเนทที่ผู้วิจัยได้ทำการศึกษาและพัฒนาขึ้นสามารถใช้ทำนายสถานะของกระบวนการผลิตและพื้นที่ของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนในกระบวนการผลิตได้ โดยผู้วิจัยจะนำแบบจำลองกระบวนการผลิตไปศึกษาผลการของอัตราการไหลของสารหล่อเย็นและชนิดของสารหล่อตามหัวข้อ 5.2 ต่อไป

## 5.2 ผลการศึกษาอัตราการไหลของสารหล่อเย็นแต่ละชนิดโดยใช้แบบจำลองที่สร้างขึ้น

จากการสร้างแบบจำลองกระบวนการผลิต ตามหัวข้อ 5.1 ที่กล่าวมา ทางผู้วิจัยได้ทำการศึกษาและพัฒนาแบบจำลองดังกล่าวที่สร้างขึ้นมาศึกษาผลกระทบของชนิดของสารหล่อเย็นและอัตราการไหลต่างๆ เพื่อศึกษาผลกระทบต่อพื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อนของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนในกระบวนการผลิตหรือไม่ โดยได้เลือกชนิดของสารหล่อเย็น คือ น้ำและอากาศ เนื่องจากเป็นสารหล่อเย็นที่มีใช้อยู่ตามโรงงานอุตสาหกรรมเป็นปกติและในโรงงานที่ผลิตสารลดแรงตึงผิวได้มีการใช้งานสารหล่อเย็นในกระบวนการผลิตอยู่แล้ว

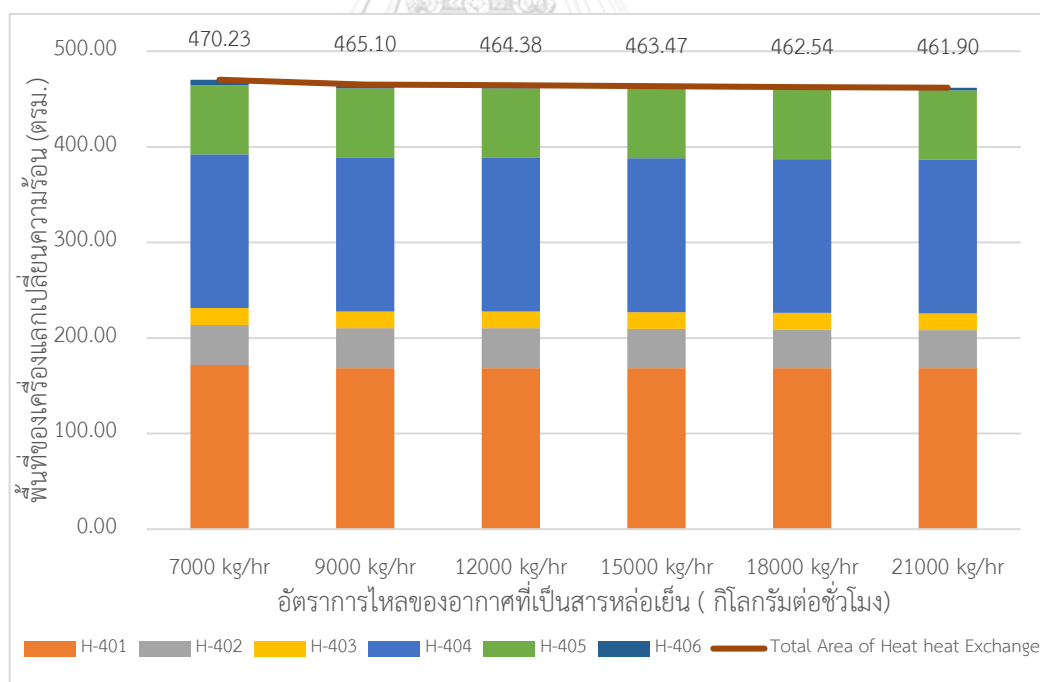
### 5.2.1 ผลการศึกษาอัตราการไหลโดยใช้น้ำเป็นสารหล่อเย็น

ในการศึกษาอัตราการไหลโดยใช้น้ำเป็นสารหล่อเย็นในกระบวนการผลิตเมทิลเอสเทอร์ซัลโฟเนทโดยศึกษาอัตราการไหลในช่วง 7,000 – 21,000 กิโลกรัมต่อชั่วโมง โดยอัตราการไหลของน้ำที่ใช้เป็นสารหล่อเย็นดังกล่าวจะไม่ส่งผลกระทบต่อสภาวะของกระบวนการผลิตเปลี่ยนแปลงไป

เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน	พื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อนที่อัตราการไหลของสารหล่อเย็น (ตารางเมตร)					
	7,000 กิโลกรัมต่อชั่วโมง	9,000 กิโลกรัมต่อชั่วโมง	12,000 กิโลกรัมต่อชั่วโมง	15,000 กิโลกรัมต่อชั่วโมง	18,000 กิโลกรัมต่อชั่วโมง	21,000 กิโลกรัมต่อชั่วโมง
H-401	171.82	168.33	168.33	168.33	168.33	168.33
H-402	41.80	41.80	41.80	41.19	40.44	39.91
H-403	17.59	17.59	17.59	17.59	17.56	17.56
H-404	160.87	160.87	160.87	160.87	160.87	160.87
H-405	72.51	72.51	72.51	72.51	72.51	72.51
H-406	5.64	4.02	3.30	3.00	2.83	2.73
พื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อนรวม	470.23	465.10	464.38	463.47	462.54	461.90

ตารางที่ 16 พื้นที่ของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนในแต่ละอัตราการไหลโดยใช้น้ำเป็นสารหล่อเย็น

จากตารางที่ 16 พบว่าอัตราการไหลของน้ำที่ใช้เป็นสารหล่อเย็นที่น้อยที่สุดที่สามารถใช้ได้ในการกระบวนการผลิตคือ 7,000 กิโลกรัมต่อชั่วโมงซึ่งจะส่งให้กระบวนการผลิตมีพื้นที่ของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนรวมมากที่สุด ซึ่งจะส่งให้กระบวนการผลิตมีพื้นที่ของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนรวมมากที่สุดโดยพื้นที่ของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนรวมในการกระบวนการผลิตเป็น 470.23 ตารางเมตร โดยเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน H-401 พื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อนมากที่สุด 171.82 ตารางเมตร จากตารางที่ 16 พบว่าเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน H-401, H-403 และ H-405 เมื่ออัตราการไหลของน้ำที่ใช้เป็นสารหล่อเย็นเพิ่มขึ้น พื้นที่ของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนลดลงเพียงเล็กน้อยพบว่าที่เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนดังกล่าวจะพบว่าที่อัตราการไหลการเพิ่มมากขึ้นจะส่งผลให้สัดส่วนของไอในน้ำที่เปลี่ยนสารหล่อเย็นลดลง ซึ่งส่งผลทำให้พื้นที่ของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนไม่เปลี่ยนแปลง ซึ่งเป็นข้อเสียของการใช้น้ำเป็นสารหล่อเย็น ถ้าสารหล่อเย็นที่เข้าไปผ่านเครื่องแลกเปลี่ยนแล้วมีการเปลี่ยนสถานะเป็นไอ ถ้าจะต้องการลดพื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อนต้องทำการเพิ่มอัตราการไหลของสารหล่อเย็นให้มากพอ เพื่อไม่ให้สารหล่อเย็นเปลี่ยนแปลงสถานะกลายเป็นไอ ซึ่งจะส่งผลต่อพื้นที่ของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนให้ลดลง



รูปที่ 28 พื้นที่รวมของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนในแต่ละอัตราการไหลโดยใช้น้ำเป็นสารหล่อเย็น

จากรูปที่ 28 เป็นการแสดงความสัมพันธ์ของพื้นที่ของแลกเปลี่ยนความร้อนและอัตราการไหลของน้ำที่เป็นสารหล่อเย็น พบว่าพื้นที่ของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนรวมของกระบวนการผลิต

พบว่าเมื่ออัตราการไหลของน้ำที่ใช้เป็นสารหล่อเย็นเพิ่มขึ้น จะส่งผลให้พื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อนรวมของกระบวนการผลิตลดลง โดยเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน H-402 พื้นที่ของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนลดเพื่ออัตราการไหลของน้ำที่ใช้เป็นสารหล่อเย็นเพิ่มขึ้น โดยจะเริ่มเห็นการเปลี่ยนแปลงของพื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อนในช่วงที่อัตราการไหลของน้ำที่เป็นสารหล่อเย็นมากกว่า 15,000 กิโลกรัมต่อชั่วโมง เนื่องจากการเป็นอัตราการไหลที่น้ำไม่มีสัดส่วนของไอออกมาจากเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน

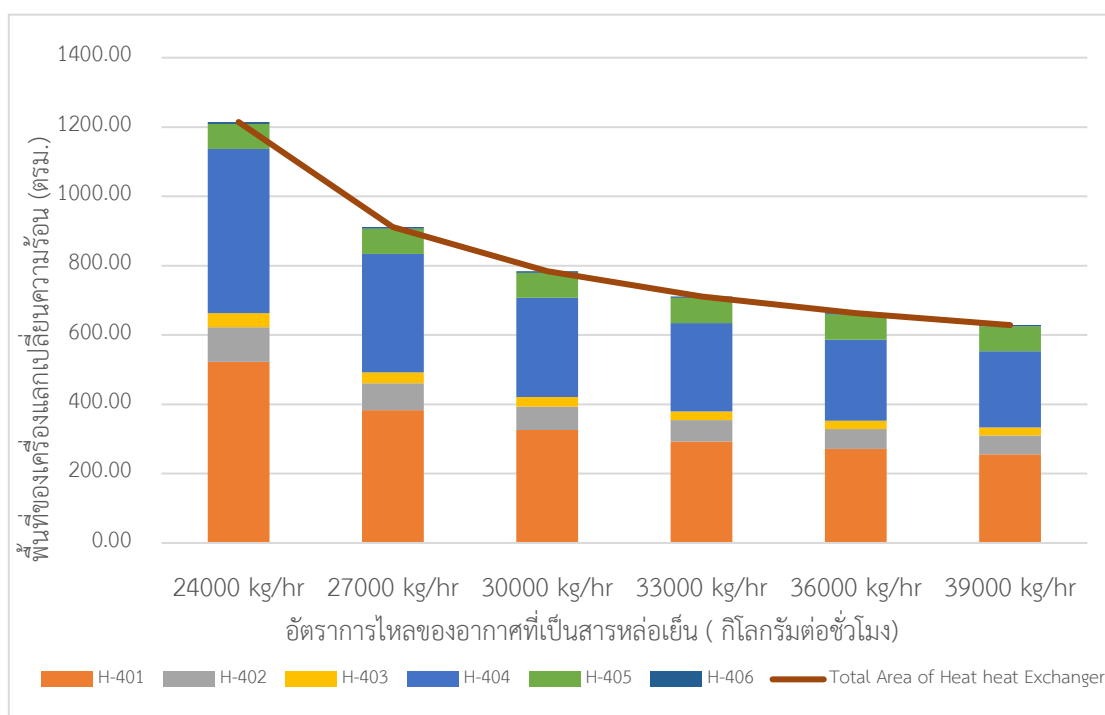
### 5.2.2 ผลการศึกษาอัตราการไหลโดยใช้อากาศเป็นสารหล่อเย็น

ในการศึกษาอัตราการไหลโดยใช้อากาศเป็นสารหล่อเย็นในกระบวนการผลิตเมทิลเอสเทอร์ซัลโฟเนท โดยศึกษาอัตราการไหลในช่วง 24,000 – 39,000 กิโลกรัมต่อชั่วโมง โดยอัตราการไหลของอากาศที่ใช้เป็นสารหล่อเย็นดังกล่าวจะไม่ส่งผลกระทบต่อให้สถานะของกระบวนการผลิตเปลี่ยนแปลงไป เนื่องจากค่าความจุความร้อนจำเพาะของอากาศน้อยกว่าจึงทำให้ไม่สามารถอัตราการไหลการของอากาศเท่ากับน้ำได้ในการสร้างแบบจำลองได้

เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน	พื้นที่แลกเปลี่ยนของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่อัตราการไหลของอากาศเป็นสารหล่อเย็น (ตารางเมตร)					
	24,000 กิโลกรัมต่อ ชั่วโมง	27,000 กิโลกรัมต่อ ชั่วโมง	30,000 กิโลกรัมต่อ ชั่วโมง	33,000 กิโลกรัมต่อ ชั่วโมง	36,000 กิโลกรัมต่อ ชั่วโมง	39,000 กิโลกรัมต่อ ชั่วโมง
H-401	522.97	383.56	325.91	292.94	271.25	255.77
H-402	99.05	76.89	67.11	61.36	57.51	54.73
H-403	40.84	31.77	27.76	25.41	23.83	22.69
H-404	473.64	342.09	286.43	254.77	234.11	219.51
H-405	72.51	72.51	72.51	72.51	72.51	72.51
H-406	5.46	4.51	4.02	3.70	3.49	3.33
พื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อนรวม	1214.46	911.33	783.73	710.68	662.69	628.54

ตารางที่ 17 พื้นที่ของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนในแต่ละอัตราการไหลโดยใช้อากาศเป็นสารหล่อเย็น

จากตารางที่ 17 พบว่าอัตราการไหลของอากาศที่ใช้เป็นสารหล่อเย็นที่น้อยที่สุดที่สามารถใช้ได้ในการบวนการผลิตคือ 24,000 กิโลกรัมต่อชั่วโมงซึ่งจะส่งผลให้กระบวนการผลิตมีพื้นที่ของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนรวมมากที่สุดโดยพื้นที่ของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนรวมในการบวนการผลิตเป็น 1214.46 ตารางเมตร โดยเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน H-401 พื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อนมากที่สุด 522.97 ตารางเมตร



รูปที่ 29 พื้นที่รวมของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนในแต่ละอัตราการไหลโดยใช้น้ำเป็นสารหล่อเย็น

จากรูปที่ 29 เป็นการแสดงความสัมพันธ์ของพื้นที่ของแลกเปลี่ยนความร้อนและอัตราการไหลของอากาศที่เป็นสารหล่อเย็น พบว่าพื้นที่ของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนรวมของกระบวนการผลิตพบว่าเมื่ออัตราการไหลของอากาศที่ใช้เป็นสารหล่อเย็นเพิ่มขึ้น จะส่งผลให้พื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อนรวมของกระบวนการผลิตลดลง ในการใช้อากาศเป็นสารหล่อเย็นพบว่าเมื่อเพิ่มอัตราการไหลของอากาศพื้นที่ของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนลดลงในทุกอัตราการไหล เนื่องจากการใช้อากาศเป็นสารหล่อเย็นไม่มีการเปลี่ยนสถานะของสารหล่อเย็นเข้ามาเกี่ยวข้องจึงทำให้อัตราการไหลของสารหล่อเย็นส่งผลกระทบต่อพื้นที่ของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน โดยเมื่อเปรียบเทียบพื้นที่ของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนระหว่างการใช้ น้ำและอากาศเป็นสารหล่อเย็นที่อัตราการไหล 24,000 กิโลกรัมต่อชั่วโมงจะได้พื้นที่ของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนตามตารางที่ 18

เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน	พื้นที่แลกเปลี่ยนของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่แต่ละอัตราการไหลของสารหล่อเย็น (ตารางเมตร)		ค่าความแตกต่าง
	น้ำ	อากาศ	
H-401	168.33	522.97	67.81%
H-402	39.51	99.05	60.11%
H-403	16.98	40.84	58.42%
H-404	160.87	473.64	66.04%
H-405	72.51	72.51	0.00%
H-406	2.65	5.46	51.43%
พื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อนรวม	460.84	1214.46	62.05%

ตารางที่ 18 เปรียบเทียบพื้นที่ของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนระหว่างการใช้ น้ำและอากาศเป็นสารหล่อเย็นที่อัตราการไหล 24,000 กิโลกรัมต่อชั่วโมง

หมายเหตุ %ความแตกต่าง = (ค่าจาก อากาศ- น้ำ )/ค่าจาก อากาศ\*100

เมื่อเปรียบเทียบพื้นที่ของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนในกระบวนการผลิตระหว่างการใช้ น้ำกับอากาศเป็นสารหล่อเย็นตามตารางที่ 18 พบว่าที่อัตราการไหลของสารหล่อเย็นเท่ากันการใช้ น้ำเป็นสารหล่อเย็นจะส่งผลให้พื้นที่ของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนในกระบวนการลดลง โดยถ้าใช้น้ำเป็นสารหล่อเย็นพื้นที่ของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนรวมในกระบวนการผลิตจะมีพื้นที่ 460.84 ตารางเมตร เมื่อเปรียบเทียบกับการใช้อากาศเป็นสารหล่อเย็นพื้นที่ของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนรวมในกระบวนการผลิตจะมีพื้นที่ 1214.46 ตารางเมตร ซึ่งมีความแตกต่างของพื้นที่ของแลกเปลี่ยนความร้อนระหว่างการใช้ น้ำและอากาศเป็นสารหล่อเย็นอยู่ที่ 62.05% เนื่องมาจากค่าความจุความร้อนจำเพาะของน้ำและอากาศมีค่าแตกต่างกัน



## 5.2 ผลการศึกษาการวิเคราะห์กระบวนการแลกเปลี่ยนความร้อนของกระบวนการผลิตโดยใช้โปรแกรม Aspen Energy Analyzer

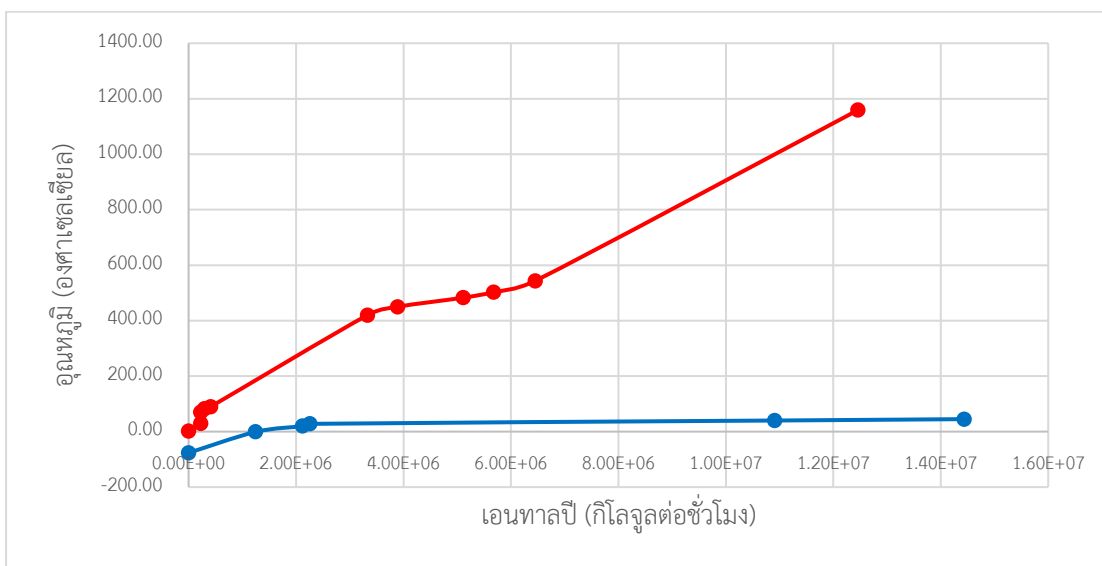
### 5.2.1 ผลการพิจารณาเส้นโค้งคอมโพสิตและแกรนด์คอมโพสิตที่อุณหภูมิน้ำของขาออกของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน 45 องศาเซลเซียส

เมื่อนำข้อมูลจากการสร้างแบบจำลองการกระบวนการผลิตหัวข้อ 5.1 โดยได้แบ่งแยกกระแสต่างๆ ที่ใช้สำหรับการวิเคราะห์เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนในโปรแกรม Aspen Energy Analyzer ตามตารางที่ 19 ซึ่งเป็นกรณีที่น้ำที่ใช้เป็นสารหล่อเย็นออกจากเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่อุณหภูมิ 45 องศาเซลเซียส ซึ่งเป็นอุณหภูมิที่ใช้ควบคุมสารหล่อเย็นขาออกเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนในโรงงานอุตสาหกรรม เมื่อไม่ใช้เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนเกิดตะกรันและผลกระทบจากการใช้น้ำที่เป็นสารหล่อเย็นที่มีปริมาณคลอไรด์ในน้ำสูง ซึ่งมีอัตราการไหลของน้ำที่ใช้เป็นสารหล่อเย็นรวมที่ผ่านเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน H-401, H-402, H-403, H-404 และ H-406 ที่ 170,636.74 กิโลกรัมต่อชั่วโมง

ชื่อกระแส	ชนิด	อุณหภูมิเริ่ม (องศาเซลเซียส)	อุณหภูมิเป้าหมาย (องศาเซลเซียส)	อัตราการไหล ความจุความร้อน (กิโลกรัม ต่อชั่วโมง)	เอนทาลปี (กิโลจูลต่อ ชั่วโมง)	ค่าสัมประสิทธิ์การแลกเปลี่ยนความร้อน (กิโลจูลต่อชั่วโมง-องศาเซลเซียส)	อัตราการไหล (กิโลกรัมต่อ ชั่วโมง)	ค่าความจุความร้อนจำเพาะ (กิโลจูลต่อ กิโลกรัม-องศาเซลเซียส)
H-401	สายร้อน	1129.00	420.00	9755.84	6,916,893.02	86.70	8679.58	1.12
H-402	สายร้อน	545.38	440.00	9304.51	980,492.04	61.78	8679.58	1.07
H-403	สายร้อน	505.32	435.00	9278.47	652,415.39	62.31	8679.58	1.07
H-404	สายร้อน	461.89	82.00	8844.49	3,359,962.61	69.07	8679.58	1.02
H-405	สายร้อน	29.18	2.00	8326.34	226,276.85	720.00	8097.66	1.03
H-406	สายร้อน	90.00	70.00	5716.68	114,333.61	720.00	5566.39	1.03
MEG	สายเย็น	-1.00	19.00	25457.54	509,150.80	720.00	11085.17	2.30
MES	สายเย็น	110.00	50.00	6914.90	414,893.88	720.00	6083.87	1.14
Methanol	สายเย็น	-76.68	40.00	16466.05	1,921,267.53	720.00	4460.32	3.69
น้ำหล่อเย็น	สายเย็น	28.00	45.00	704862.32	11,982,659.48	720.00	170636.74	4.13

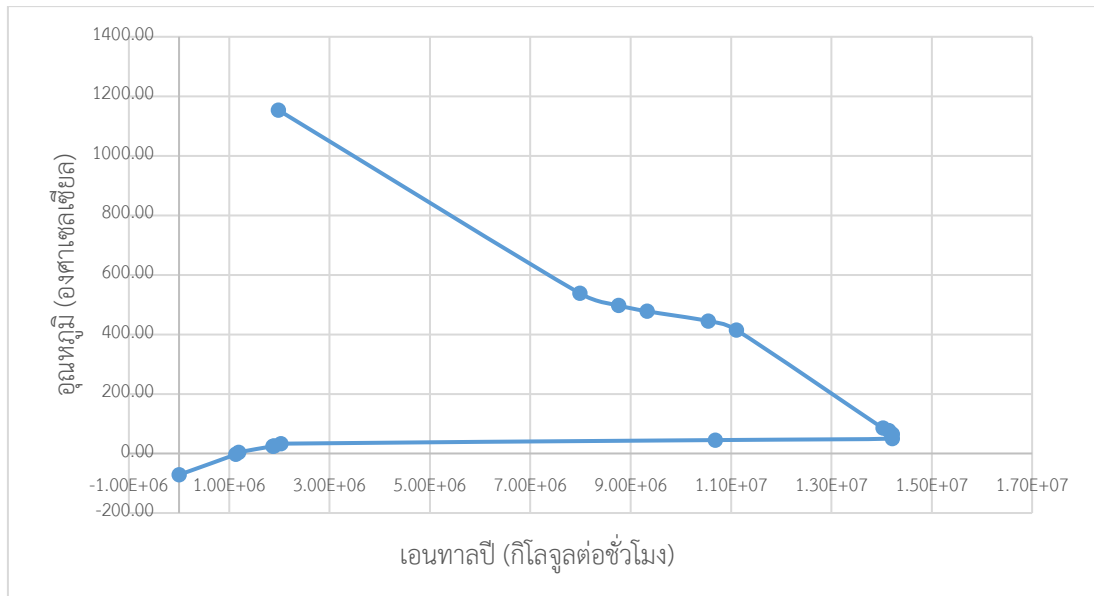
ตารางที่ 19 ข้อมูลสำหรับกระแสน้ำร้อนและสายเย็นสำหรับการวิเคราะห์การแลกเปลี่ยนความร้อนด้วยโปรแกรม Aspen Energy Analyzer

จากการสร้างแบบจำลองแลกเปลี่ยนความร้อนโดยใช้โปรแกรม Aspen Energy Analyzer จะได้เส้นแกรนด์คอมโพสิท (Grand composite curve) และเส้นโค้งคอมโพสิท (Composite Curve) ดังรูปที่ 30 และ 31 ในกรณีที่น้ำที่สารหล่อเย็นเป็นสารขาออกจากเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนมีอุณหภูมิสายขาออก 45 องศาเซลเซียส



รูปที่ 30 เส้นโค้งคอมโพสิท (Composite Curve) ของกระบวนการผลิต

จากรูปที่ 30 โดยส่วนที่ซ้อนทับกันระหว่างเส้นโค้งคอมโพสิทร้อนและเย็นแสดงถึงค่าความต้องการสารทำความร้อนและสารทำความเย็นที่น้อยที่สุด โดยจากรูปที่ 30 พบว่ากระบวนการผลิตต้องการสารทำความร้อนที่น้อยที่สุดจะมีค่าเท่ากับ  $1.98 \times 10^6$  กิโลจูลต่อชั่วโมง ในส่วนของสารทำความเย็นกระบวนการผลิตไม่ต้องการซึ่งสังเกตได้จากรูปที่ 30 เส้นโค้งคอมโพสิทร้อนและเส้นโค้งคอมโพสิทเย็นซ้อนทับกัน



รูปที่ 31 เส้นแกรนด์คอมโพสิท (Grand composite curve) ของกระบวนการผลิต

จากรูปที่ 31 จะพบว่าเส้นแกรนด์คอมโพสิท (Grand composite curve) ของกระบวนการผลิตสร้างจากผลต่างของค่าพลังงานระหว่างเส้นโค้งคอมโพสิทร้อนและเส้นโค้งคอมโพสิทเย็นที่เป็นฟังก์ชันกับอุณหภูมิ ซึ่งใช้เป็นวิธีการทดแทนความร้อนที่ถูกไหลผ่านกระบวนการผลิต โดยเส้นแกรนด์คอมโพสิทเป็นเครื่องมือที่ช่วยการวิเคราะห์พินช์สำหรับการเลือกสาธารณูปโภคร้อนและเย็นที่เหมาะสมกับกระบวนการผลิต ซึ่งพบว่ากระบวนการผลิตจะมีความต้องการของสาธารณูปโภคที่น้อยที่สุดเท่ากับ  $1.98 \times 10^6$  กิโลจูลต่อชั่วโมง พบว่ากระแสน้ำเย็นที่ไม่สามารถแลกเปลี่ยนความร้อนกับกระแสน้ำร้อนได้หมด จึงจำเป็นต้องใช้สาธารณูปโภคร้อนเพื่อช่วยให้กระแสน้ำร้อนได้ตามอุณหภูมิตามเป้าหมาย แต่ในขณะเดียวกันพบว่ากระแสน้ำร้อนสามารถแลกเปลี่ยนความร้อนกับกระแสน้ำเย็นได้อุณหภูมิเป้าหมาย จึงไม่จำเป็นต้องใช้สาธารณูปโภคเย็น ซึ่งมีความสอดคล้องกับรูปที่ 30

รูปแบบ	เงินต้นทุนรวม (Cost/\$)	พื้นที่ของแลกเปลี่ยนความร้อน (ตารางเมตร)	จำนวนเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน	จำนวนเซลล์ของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน	เงินลงทุนตั้งต้น (Cost)	พลังงานความร้อน (กิโลจูลต่อชั่วโมง)	พลังงานความเย็น (กิโลจูลต่อชั่วโมง)	เงินใช้จ่ายในการผลิต (Cost/\$)
1	0.004175	479.19	12.00	12.00	281,463.93	1,862,144.01	114,333.61	0.001300
2	0.004353	478.36	13.00	14.00	298,880.67	1,862,144.01	114,333.61	0.001300
3	0.004250	514.07	12.00	12.00	288,877.42	1,862,144.01	114,333.61	0.001300
4	0.004261	501.50	12.00	12.00	289,876.61	1,862,144.01	114,333.61	0.001300
5	0.004407	527.14	13.00	14.00	304,187.98	1,862,144.01	114,333.61	0.001300
6	0.004222	509.42	12.00	12.00	286,097.27	1,862,144.01	114,333.61	0.001300
7	0.004267	514.56	12.00	12.00	290,534.66	1,862,144.01	114,333.61	0.001300
8	0.004251	491.69	12.00	12.00	288,970.58	1,862,144.01	114,333.61	0.001300
9	0.004210	528.13	12.00	12.00	284,920.97	1,862,144.01	114,333.61	0.001300
10	0.004224	530.35	12.00	12.00	286,276.24	1,862,144.01	114,333.61	0.001300
เป้าหมาย	0.003581	459.93	10.00	13.00	283,006.06	1,747,810.40	0.00	0.001214

ตารางที่ 20 รูปแบบของกระบวนการแลกเปลี่ยนความร้อนที่เป็นไปได้ โดยโปรแกรม Aspen Energy Analyzer

จากตารางที่ 19 พบว่ารูปแบบการแลกเปลี่ยนความร้อนของกระบวนการผลิตในรูปแบบที่ 1 ให้พื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อนความร้อนของกระบวนการผลิต 479.19 ตารางเมตร โดยใช้เงินลงทุน 281,463.93 เหรียญ ซึ่งใช้เงินน้อยกว่ารูปแบบเป้าหมายที่ใช้เงินลงทุนตั้งต้น 283,006.06 เมื่อเปรียบเทียบกับเงินต้นทุนรวมพบว่ารูปแบบเป้าหมายจะใช้เงินน้อยกว่าเนื่องจากรูปแบบเป้าหมายไม่มีความต้องการใช้สารหล่อเย็น แต่ในรูปแบบที่ 1 มีความต้องการใช้สารหล่อเย็นซึ่งส่งผลให้เงินค่าใช้จ่ายในกระบวนการผลิตมากกว่ารูปแบบเป้าหมาย ซึ่งเป็นรูปแบบที่ใช้เงินลงทุนที่ต่ำใน 10 รูปแบบจำลอง โดยเงินลงทุนตั้งต้น (Capital Cost Index) จะอ้างอิงมาจากพื้นที่ของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน, เงินใช้จ่ายในการผลิต (Operating Cost Index) จะอ้างอิงมาจากปริมาณการใช้สารหล่อเย็นในกระบวนการผลิต และ ต้นทุนรวมการผลิต (Total Cost Index) อ้างอิงจากเงินใช้จ่ายในกระบวนการผลิตและเงินลงทุนตั้งต้น ซึ่งจากการศึกษาแบบจำลองการแลกเปลี่ยนความร้อนดังกล่าวพบว่าการใช้อัตราการไหลของน้ำที่เป็นสารหล่อเย็นปริมาณมาก ทางผู้วิจัยจึงคิดว่าเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนในกระบวนการผลิตสามารถนำความร้อนกลับมาใช้ใหม่ได้ โดยการนำมาผลิตเป็นไอน้ำ โดยใช้ปริมาณน้ำที่เป็นสารหล่อเย็นลดลง ซึ่งจะอภิปรายผลในหัวข้อที่ 5.2.2 ต่อไป

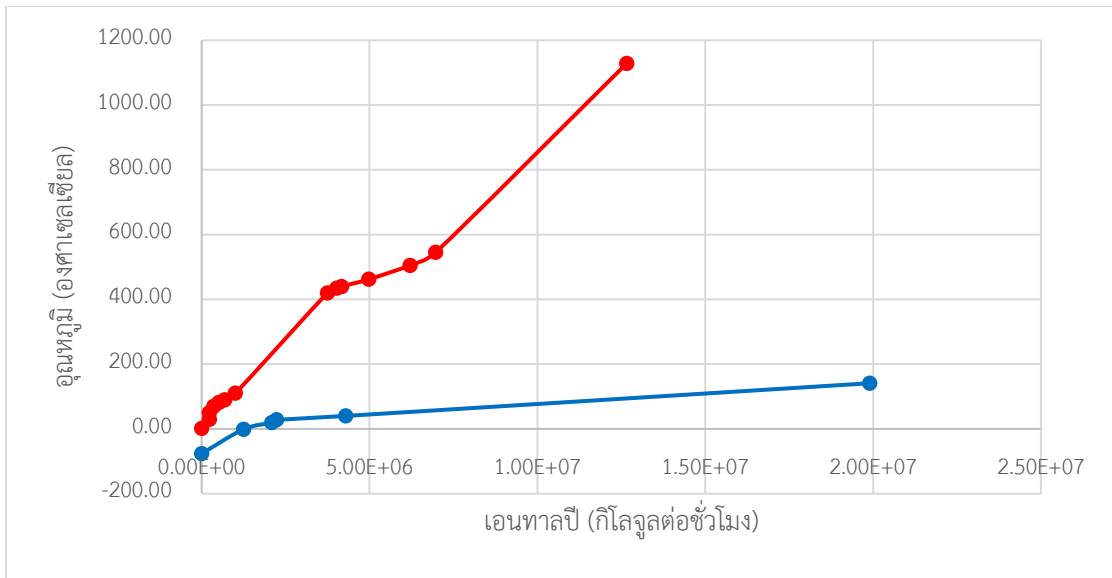
## 5.2.2 ผลการพิจารณาเส้นโค้งคอมโพสิตและแกรนด์คอมโพสิตที่ผลิตไอน้ำจากกระบวนการแลกเปลี่ยนความร้อนของกระบวนการผลิต

เนื่องจากวิเคราะห์การแลกเปลี่ยนความร้อนตามหัวข้อที่ 5.2.1 พบว่ากระบวนการผลิตสามารถปรับปรุงการแลกเปลี่ยนความร้อนได้ เนื่องจากพบว่ากระบวนการผลิตใช้ปริมาณของน้ำเป็นสารหล่อเย็นมากถึง 170,636.74 กิโลกรัมต่อชั่วโมง ซึ่งทำให้สูญเสียความร้อนจากกระบวนการผลิตไปโดยเปล่าประโยชน์ ทางผู้วิจัยจึงมีแนวคิดที่จะลดปริมาณการใช้น้ำที่เป็นสารหล่อเย็นลงเพื่อผลิตเป็นไอน้ำแล้วนำกลับไปใช้ในโรงงาน เนื่องจากไอน้ำเป็นสาธาณูปโภคร้อนที่ใช้กันทั่วไปในโรงงานอุตสาหกรรม

ชื่อกระแส	ชนิด	อุณหภูมิเริ่ม (องศาเซลเซียส)	อุณหภูมิเป้าหมาย (องศาเซลเซียส)	อัตราการไหลความร้อน (กิโลกรัมต่อชั่วโมง)	เอนทาลปี (กิโลจูลต่อชั่วโมง)	ค่าสัมประสิทธิ์การแลกเปลี่ยนความร้อน (กิโลจูลต่อชั่วโมง-ตารางเมตร-องศาเซลเซียส)	อัตราการไหล (กิโลกรัมต่อชั่วโมง)	ค่าความจุความร้อนจำเพาะ (กิโลจูลต่อกิโลกรัม-องศาเซลเซียส)
H-401	สายร้อน	1129.00	420.00	9,755.84	6,916,893.02	86.70	8,679.58	1.12
H-402	สายร้อน	545.38	440.00	9,304.51	980,492.04	61.78	8,679.58	1.07
H-403	สายร้อน	505.32	435.00	9,278.47	652,415.39	62.31	8,679.58	1.07
H-404	สายร้อน	461.89	82.00	8,844.49	3,359,962.61	69.07	8,679.58	1.02
H-405	สายร้อน	29.18	2.00	8,326.34	226,276.85	720.00	8,097.66	1.03
H-406	สายร้อน	90.00	70.00	5,716.68	114,333.61	720.00	5,566.39	1.03
MEG	สายเย็น	-1.00	19.00	25,457.54	509,150.80	720.00	11,085.17	2.30
MES	สายร้อน	110.00	50.00	6,914.90	414,893.88	720.00	6,083.87	1.14
Methanol	สายเย็น	-76.68	40.00	16,466.05	1,921,267.53	720.00	4,460.32	3.69
น้ำหล่อเย็น	สายเย็น	28.00	141.00	154,600.00	17,469,800.00	720.00	25,000.00	6.18

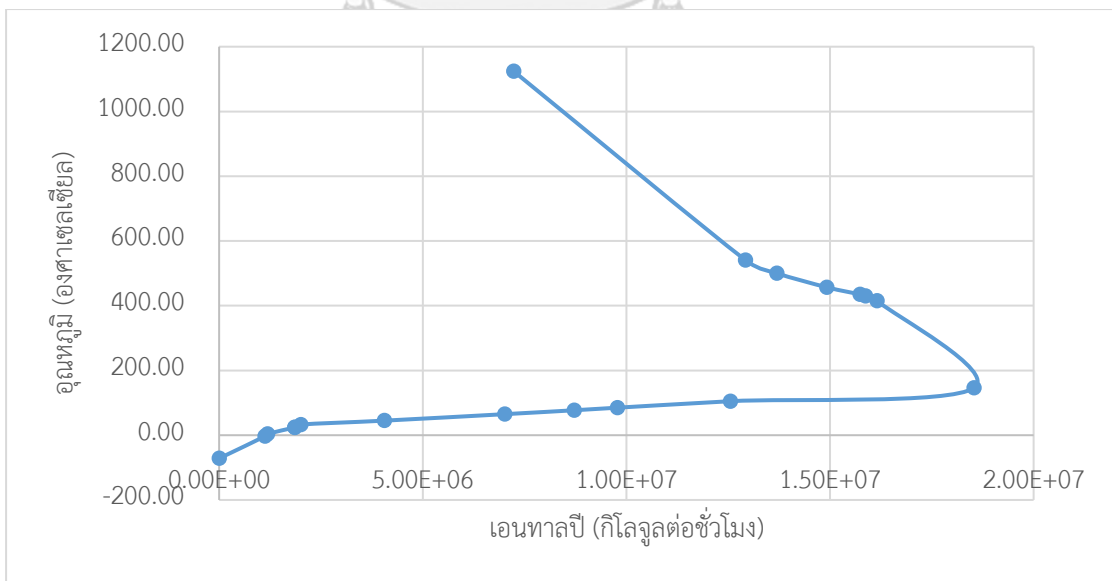
ตารางที่ 21 ข้อมูลสำหรับกระแสน้ำร้อนและสายเย็นสำหรับการวิเคราะห์การแลกเปลี่ยนความร้อนด้วยโปรแกรม Aspen Energy Analyzer

จากการสร้างแบบจำลองแลกเปลี่ยนความร้อนโดยใช้โปรแกรม Aspen Energy Analyzer จะได้เส้นแกรนด์คอมโพสิต (Grand composite curve) และเส้นโค้งคอมโพสิต (Composite Curve) ดังรูปที่ 32 และ 33 ในกรณีที่จะผลิตไอน้ำจากกระบวนการผลิต



รูปที่ 32 เส้นโค้งคอมโพสิท (Composite Curve) ของกระบวนการผลิต

จากรูปที่ 32 โดยส่วนที่ซ้อนทับกันระหว่างเส้นโค้งคอมโพสิทร้อนและเย็นแสดงถึงค่าความต้องการสารหล่อเย็นและสารทำความเย็นที่น้อยที่สุด โดยจากรูปที่ 32 พบว่ากระบวนการผลิตต้องสารหล่อเย็นที่น้อยที่สุดจะมีค่าเท่ากับ  $7.23 \times 10^6$  กิโลจูลต่อชั่วโมงเมื่อให้กระแสสายเย็นมีอุณหภูมิตามที่อยู่ที่ 141 องศาเซลเซียส ในส่วนของสารทำความเย็นกระบวนการผลิตไม่ต้องการซึ่งสังเกตได้จากรูปที่ 32 เส้นโค้งคอมโพสิทร้อนและเส้นโค้งคอมโพสิทเย็นซ้อนทับกัน



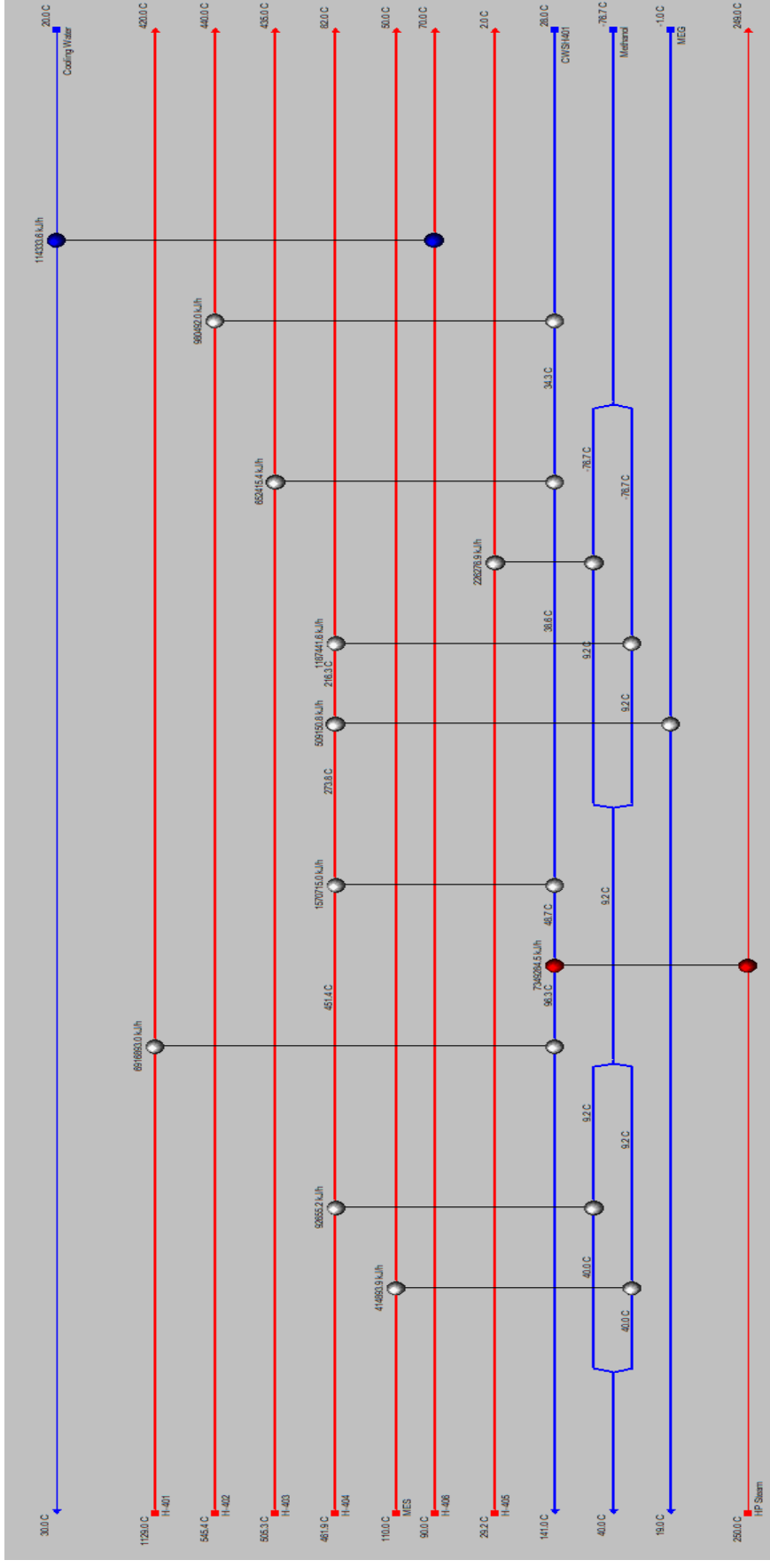
รูปที่ 33 เส้นแกรนด์คอมโพสิท (Grand composite curve) ของกระบวนการผลิต

จากรูปที่ 33 จะพบว่าเส้นแกรนด์คอมโพสิท (Grand composite curve) ของกระบวนการผลิตสร้างจากผลต่างของค่าพลังงานระหว่างเส้นโค้งคอมโพสิทร้อนและเส้นโค้งคอมโพสิทเย็นที่เป็นฟังก์ชันกับอุณหภูมิ ซึ่งใช้เป็นวิธีการทดแทนความร้อนที่ถูกลดผ่านกระบวนการผลิต โดยเส้นแกรนด์คอมโพสิทเป็นเครื่องมือที่ช่วยการวิเคราะห์พินช์สำหรับการเลือกสาธารณูปโภคร้อนและเย็นที่เหมาะสมกับกระบวนการผลิต ซึ่งพบว่ากระบวนการผลิตจะมีความต้องการของสาธารณูปโภคที่น้อยที่สุดเท่ากับ  $7.23 \times 10^6$  กิโลจูลต่อชั่วโมง พบว่ากระแสสายเย็นที่ไม่สามารถแลกเปลี่ยนความร้อนกับกระแสสายร้อนได้หมด จึงจำเป็นต้องใช้สาธารณูปโภคร้อนเพื่อช่วยให้กระแสได้ตามอุณหภูมิตามเป้าหมาย แต่ในขณะเดียวกันพบว่ากระแสสายร้อนสามารถแลกเปลี่ยนความร้อนกับกระแสสายเย็นได้อุณหภูมิเป้าหมาย จึงไม่จำเป็นต้องใช้สาธารณูปโภคเย็น ซึ่งมีความสอดคล้องกับรูปที่ 32

รูปแบบ	ต้นทุนรวมทั้ง (Cost/\$)	พื้นที่ของแลกเปลี่ยนความร้อน	จำนวนเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน	จำนวนเซลล์ของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน	เงินลงทุนตั้งต้น (Cost)	พลังงานความร้อน	พลังงานความเย็น	เงินใช้จ่ายในการผลิต (Cost/\$)
1	0.00870	749.82	11.00	12.00	351,818.81	7,349,284.53	114,333.61	0.00511
2	0.00824	571.07	11.00	12.00	306,034.66	7,349,284.53	114,333.61	0.00511
3	0.00838	678.05	10.00	11.00	319,909.58	7,349,284.53	114,333.61	0.00511
4	0.00821	565.57	11.00	12.00	303,822.01	7,349,284.53	114,333.61	0.00511
5	0.00820	559.62	11.00	12.00	302,280.73	7,349,284.53	114,333.61	0.00511
6	0.00817	549.26	11.00	12.00	299,298.26	7,349,284.53	114,333.61	0.00511
เป้าหมาย	0.00754	525.99	10.00	12.00	300,753.70	7,234,950.92	0	0.00502

ตารางที่ 22 รูปแบบของกระบวนการแลกเปลี่ยนความร้อนที่เป็นไปได้ โดยโปรแกรม Aspen Energy Analyzer

จากตารางที่ 22 พบว่ารูปแบบการแลกเปลี่ยนความร้อนของกระบวนการผลิตในรูปแบบที่ 6 ให้พื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อนความร้อนของกระบวนการผลิต 549.26 ตารางเมตร โดยใช้เงินลงทุน 299,298.26 เหรียญ ซึ่งเป็นรูปแบบที่มีพื้นที่รวมของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนน้อยที่สุด แต่ยังคงมากกว่ารูปแบบเป้าหมาย เมื่อเปรียบเทียบกับเงินต้นทุนรวมพบว่ารูปแบบเป้าหมายจะใช้เงินน้อยกว่า เนื่องจากรูปแบบเป้าหมายไม่มีความต้องการใช้สาธารณูปโภคเย็น แต่ในรูปแบบที่ 6 มีความต้องการใช้สาธารณูปโภคร้อนและเย็น ซึ่งส่งผลให้เงินค่าใช้จ่ายในกระบวนการผลิตมากกว่ารูปแบบเป้าหมาย



รูปที่ 34 รูปแบบของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่ผลิตไอน้ำในรูปแบบที่ 6



### 5.2.3 ผลการพิจารณาเส้นโค้งคอมโพสิตและแกรนด์คอมโพสิตที่ผลิตไอน้ำจาก

กระบวนการแลกเปลี่ยนความร้อนของกระบวนการผลิตและไม่ใช่เอทิลีนไกลคอลเป็นสารหล่อเย็น

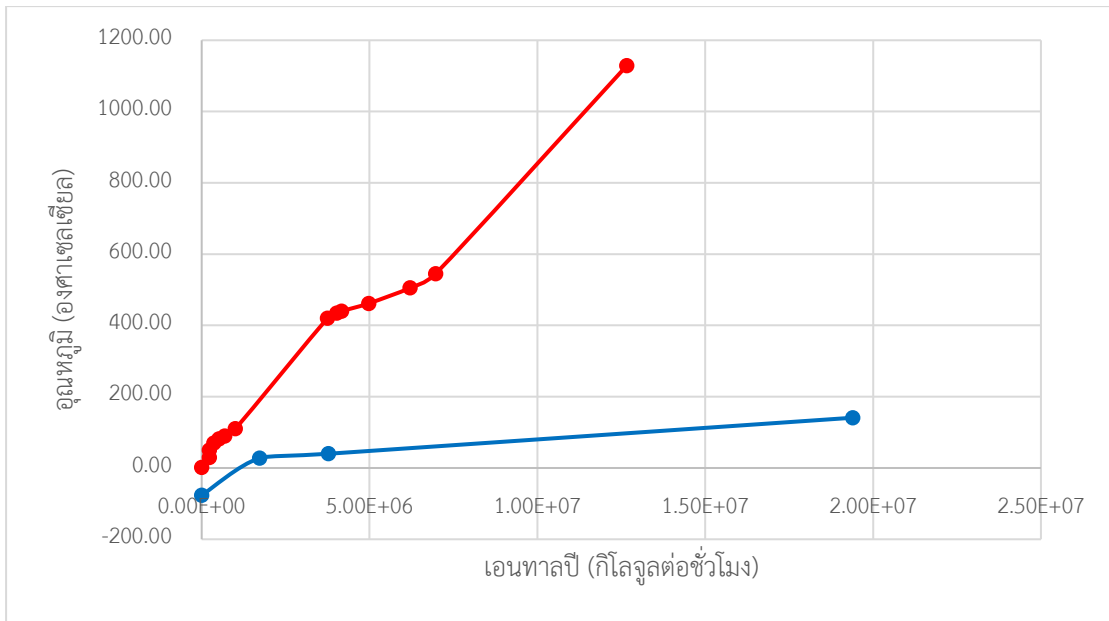
ทางผู้วิจัยมีแนวทางที่จะลดการใช้สารอนุภาคเย็นในกระบวนการทำอากาศแห้งเนื่องจากการสร้างแบบจำลองพบว่าเมทานอลที่ได้จากการกลั่นเพื่อนำกลับไปใช้ใหม่มีอุณหภูมิต่ำซึ่งสามารถนำพลังงานความร้อนดังกล่าวกลับไปใช้ในกระบวนการผลิตได้อีกทั้งยังสามารถลดปริมาณการใช้ของสารเอทิลีนไกลคอลได้ถึง 11,085 กิโลกรัมต่อชั่วโมง โดยใช้ข้อมูลของกระแสสายร้อนและกระแสสายเย็น

ชื่อกระแส	ชนิด	อุณหภูมิเริ่ม (องศาเซลเซียส)	อุณหภูมิเป้าหมาย (องศาเซลเซียส)	อัตราการไหลความร้อน (กิโลกรัมต่อชั่วโมง)	เอนทาลปี (กิโลจูลต่อชั่วโมง)	ค่าสัมสัมประสิทธิ์การแลกเปลี่ยนความร้อน (กิโลจูลต่อชั่วโมง-ตารางเมตร-องศาเซลเซียส)	อัตราการไหล (กิโลกรัมต่อชั่วโมง)	ค่าความจุความร้อนจำเพาะ (กิโลจูลต่อกิโลกรัม-องศาเซลเซียส)
H-401	สายร้อน	1129.00	420.00	9755.84	6916893.02	86.70	8679.58	1.12
H-402	สายร้อน	545.38	440.00	9304.51	980492.04	61.78	8679.58	1.07
H-403	สายร้อน	505.32	435.00	9278.47	652415.39	62.31	8679.58	1.07
H-404	สายร้อน	461.89	82.00	8844.49	3359962.61	69.07	8679.58	1.02
H-405	สายร้อน	29.18	2.00	8326.34	226276.85	720.00	8097.66	1.03
H-406	สายร้อน	90.00	70.00	5716.68	114333.61	720.00	5566.39	1.03
MES	สารร้อน	110.00	50.00	6914.90	414893.88	720.00	6083.87	1.14
Methanol	สายเย็น	-76.68	40.00	16466.05	1921267.53	720.00	4460.32	3.69
น้ำหล่อเย็น	สายเย็น	28.00	141.00	154600.00	17469800.00	720.00	25000.00	6.18

ตามตารางที่ 23

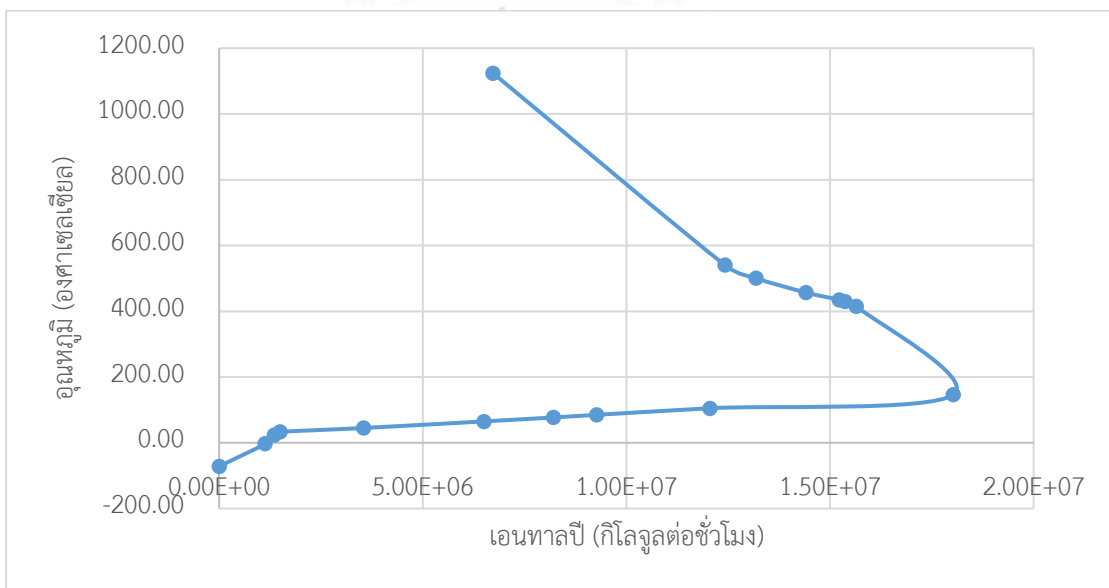
ตารางที่ 23 ข้อมูลสำหรับกระแสสายร้อนและสายเย็นสำหรับการวิเคราะห์การแลกเปลี่ยนความร้อนด้วยโปรแกรม Aspen Energy Analyzer

จากการสร้างแบบจำลองแลกเปลี่ยนความร้อนโดยใช้โปรแกรม Aspen Energy Analyzer จะได้เส้นแกรนด์คอมโพสิต (Grand composite curve) และเส้นโค้งคอมโพสิต (Composite Curve) ดังรูปที่ 34 และ 35 ในกรณีที่จะผลิตไอน้ำจากกระบวนการผลิต



รูปที่ 35 เส้นโค้งคอมโพสิท (Composite Curve) ของกระบวนการผลิต

จากรูปที่ 34 โดยส่วนที่ซ้อนทับกันระหว่างเส้นโค้งคอมโพสิทร้อนและเย็นแสดงถึงค่าความต้องการสารหล่อเย็นและสารทำความเย็นที่น้อยที่สุด โดยจากรูปที่ 32 พบว่ากระบวนการผลิตต้องสารหล่อเย็นที่น้อยที่สุดจะมีค่าเท่ากับ  $6.73 \times 10^6$  กิโลจูลต่อชั่วโมงเมื่อให้กระแสสายเย็นมีอุณหภูมิตามที่อยู่ที่ 141 องศาเซลเซียส ในส่วนของสารทำความเย็นกระบวนการผลิตไม่ต้องการซึ่งสังเกตได้จากรูปที่ 32 เส้นโค้งคอมโพสิทร้อนและเส้นโค้งคอมโพสิทเย็นซ้อนทับกัน



รูปที่ 36 เส้นแกรนด์คอมโพสิท (Grand composite curve) ของกระบวนการผลิต

จากรูปที่ 35 จะพบว่าเส้นแกรนด์คอมโพสิท (Grand composite curve) ของกระบวนการผลิตสร้างจากผลต่างของค่าพลังงานระหว่างเส้นโค้งคอมโพสิทร้อนและเส้นโค้งคอมโพสิทเย็นที่เป็นฟังก์ชันกับอุณหภูมิ ซึ่งใช้เป็นวิธีการทดแทนความร้อนที่ถูกไหลผ่านกระบวนการผลิต โดยเส้นแกรนด์คอมโพสิทเป็นเครื่องมือที่ช่วยการวิเคราะห์พินช์สำหรับการเลือกสาธารณูปโภคร้อนและเย็นที่เหมาะสมกับกระบวนการผลิต ซึ่งพบว่ากระบวนการผลิตจะมีความต้องการของสาธารณูปโภคที่น้อยที่สุดเท่ากับ  $6.73 \times 10^6$  กิโลจูลต่อชั่วโมง พบว่ากระแสสายเย็นที่ไม่สามารถแลกเปลี่ยนความร้อนกับกระแสสายร้อนได้หมด จึงจำเป็นต้องใช้สาธารณูปโภคร้อนเพื่อช่วยให้กระแสได้ตามอุณหภูมิตามเป้าหมาย แต่ในขณะเดียวกันพบว่ากระแสสายร้อนสามารถแลกเปลี่ยนความร้อนกับกระแสสายเย็นได้อุณหภูมิเป้าหมาย จึงไม่จำเป็นต้องใช้สาธารณูปโภคเย็น ซึ่งมีความสอดคล้องกับรูปที่ 34

รูปแบบ	ต้นทุนรวมทั้ง (Cost/\$)	พื้นที่ของแลกเปลี่ยนความร้อน	จำนวนเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน	จำนวนเซลล์ของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน	เงินลงทุนตั้งต้น (Cost)	พลังงานความร้อน (kJ/hr)	พลังงานความเย็น (kJ/hr)	เงินใช้จ่ายในการผลิต (Cost/\$)
1	0.00793	627.79	10.00	12.00	310,988.89	6,840,133.73	114,333.61	0.00476
2	0.00833	680.59	11.00	16.00	349,570.98	6,840,133.73	114,333.61	0.00476
3	0.00764	611.22	9.00	9.00	282,008.98	6,840,133.73	114,333.61	0.00476
4	0.00832	746.87	10.00	14.00	349,056.65	6,840,133.73	114,333.61	0.00476
5	0.00773	573.60	10.00	11.00	290,668.23	6,840,133.73	114,333.61	0.00476
6	0.00772	642.13	9.00	9.00	290,252.72	6,840,133.73	114,333.61	0.00476
เป้าหมาย	0.00702	528.57	9.00	9.00	281,237.07	6,725,800.12	0.00	0.00467

ตารางที่ 24 รูปแบบของกระบวนการแลกเปลี่ยนความร้อนที่เป็นไปได้ โดยโปรแกรม Aspen Energy Analyzer

จากตารางที่ 24 พบว่ารูปแบบการแลกเปลี่ยนความร้อนของกระบวนการผลิตในรูปแบบที่ 6 ให้พื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อนความร้อนของกระบวนการผลิต 573.60 ตารางเมตร โดยใช้เงินลงทุน 290,668.23 เหรียญ ซึ่งเป็นรูปแบบที่มีพื้นที่รวมของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนน้อยที่สุด แต่ยังคงมากกว่ารูปแบบเป้าหมายโดยมีรูปแบบการแลกเปลี่ยนความร้อนตามรูปที่ 36 เมื่อเปรียบเทียบกับเงินต้นทุนรวมพบว่ารูปแบบเป้าหมายจะใช้น้อยกว่าเนื่องจากรูปแบบเป้าหมายไม่มีความต้องการใช้สาธารณูปโภคเย็น แต่เมื่อเปรียบเทียบกับรูปแบบการแลกเปลี่ยนความร้อนรูปแบบที่ 5 กับ รูปแบบที่ 4 พบว่าการรูปแบบการแลกเปลี่ยนความร้อน มีความแตกต่างกันเนื่องจากการแยกสายน้ำหล่อเย็นกับการไม่แยกสารหล่อเย็น พบว่าการแยกสายน้ำหล่อเย็นนั้นส่งผลเพื่อให้ได้อ้ำน้ำออกมาจากแต่ละเครื่อง

แลกเปลี่ยนความร้อนในรูปแบบที่ 4 พบว่าพื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อนรวมของกระบวนการผลิตส่งผลให้พื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อนรวมมากกว่า ซึ่งรูปแบบที่ได้พื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อนรวม 746.87 ตารางเมตร ซึ่งเมื่อเทียบเปรียบกับรูปแบบที่ 5 ซึ่งไม่ได้เป็นการแยกสายน้ำหล่อเย็น พบว่าใช้พื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อนรวมน้อยกว่ารูปแบบที่ 4 ซึ่งรูปแบบที่ 5 มีพื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อนรวมเป็น 573.60 ตารางเมตร ซึ่งในการผลิตในโรงงานอุตสาหกรรมพบว่าการนำที่แยกสายในกระบวนการผลิตหรือสายสาธาดู๊ปโปกจะเกิดปัญหาในเรื่องของความดันในระบบแต่สายไม่เท่ากัน

รูปแบบ	ต้นทุนรวม (Cost/S)	พื้นที่ของแลกเปลี่ยนความร้อน (ตรม)	จำนวนเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน	จำนวนเซลล์ของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน	เงินลงทุนตั้งต้น (Cost)	พลังงานความร้อน (kJ/hr)	พลังงานความเย็น (kJ/hr)	เงินใช้จ่ายในการผลิต (Cost/S)
เป้าหมาย 45 องศาเซลเซียส	0.003581	459.93	10.00	13.00	283,006.06	1,747,810.40	0.00	0.001214
เป้าหมายแบบผลิตไอน้ำ	0.00754	525.99	10.00	12.00	300,753.70	7,234,950.92	0.00	0.00502
เป้าหมายแบบผลิตไอน้ำไม่มีเอทิลีนไกลคอล	0.00702	528.57	9.00	9.00	281,237.07	6,725,800.12	0.00	0.00467

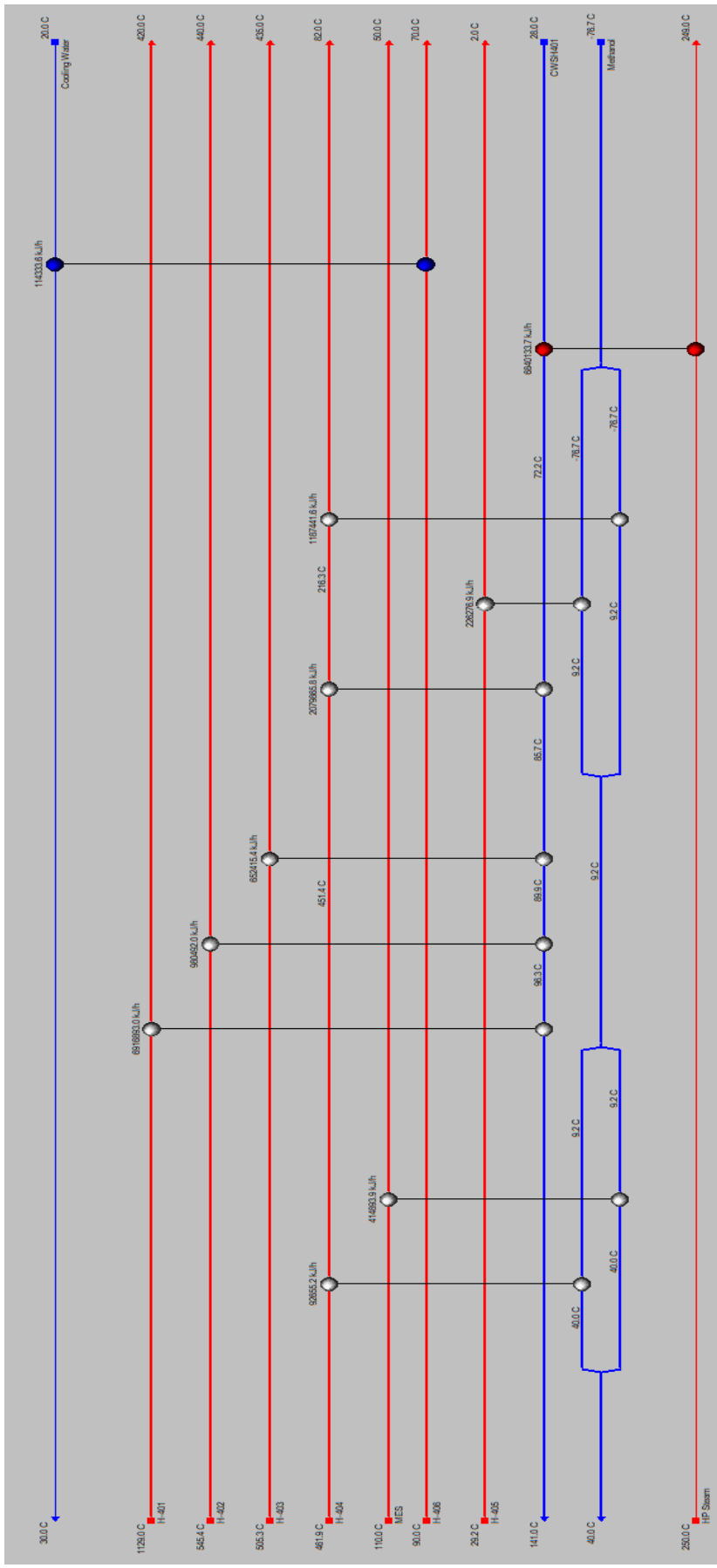
ตารางที่ 25 เปรียบเทียบรูปแบบการวิเคราะห์การแลกเปลี่ยนความร้อนแต่ละกรณีโดยรูปแบบเป้าหมาย

จากตารางที่ 25 พบว่าเมื่อเปรียบเทียบรูปแบบการวิเคราะห์การแลกเปลี่ยนความร้อนทั้งแบบพบว่ารูปแบบเป้าหมายของอุณหภูมิน้ำขาออกเครื่องแลกเปลี่ยนเป็น 45 องศาเซลเซียสนั้นให้พื้นที่ของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนรวมน้อยที่สุด เมื่อเปรียบเทียบกับอีก 2 รูปแบบ แต่ใช้เงินลงทุนตั้งต้นสำหรับเครื่องแลกเปลี่ยนมากกว่ารูปแบบเป้าหมายแบบผลิตไอน้ำโดยไม่มีเอทิลีนไกลคอลเนื่องจากในรูปแบบเป้าหมายของอุณหภูมิน้ำขาออกเครื่องแลกเปลี่ยนเป็น 45 องศาเซลเซียสมีจำนวนเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนมากกว่า 1 เครื่อง จึงส่งผลให้เงินลงทุนตั้งต้นของรูปแบบไม่น้อยที่สุดตามพื้นที่ของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน ซึ่งจากผลการสร้างแบบจำลองกระบวนการผลิตพบว่าไม่มีรูปแบบใดที่สามารถให้ค่าได้ตามรูปแบบเป้าหมายในแต่ละกรณี เนื่องจากรูปแบบเป้าหมายในแต่ละกรณีเป็นการคำนวณในอุดมคติ ซึ่งทางผู้วิจัยจึงได้เลือกแนวทางจากการวิเคราะห์กระบวนการแลกเปลี่ยนความร้อนแบบการผลิตไอน้ำและการสร้างแบบจำลอง

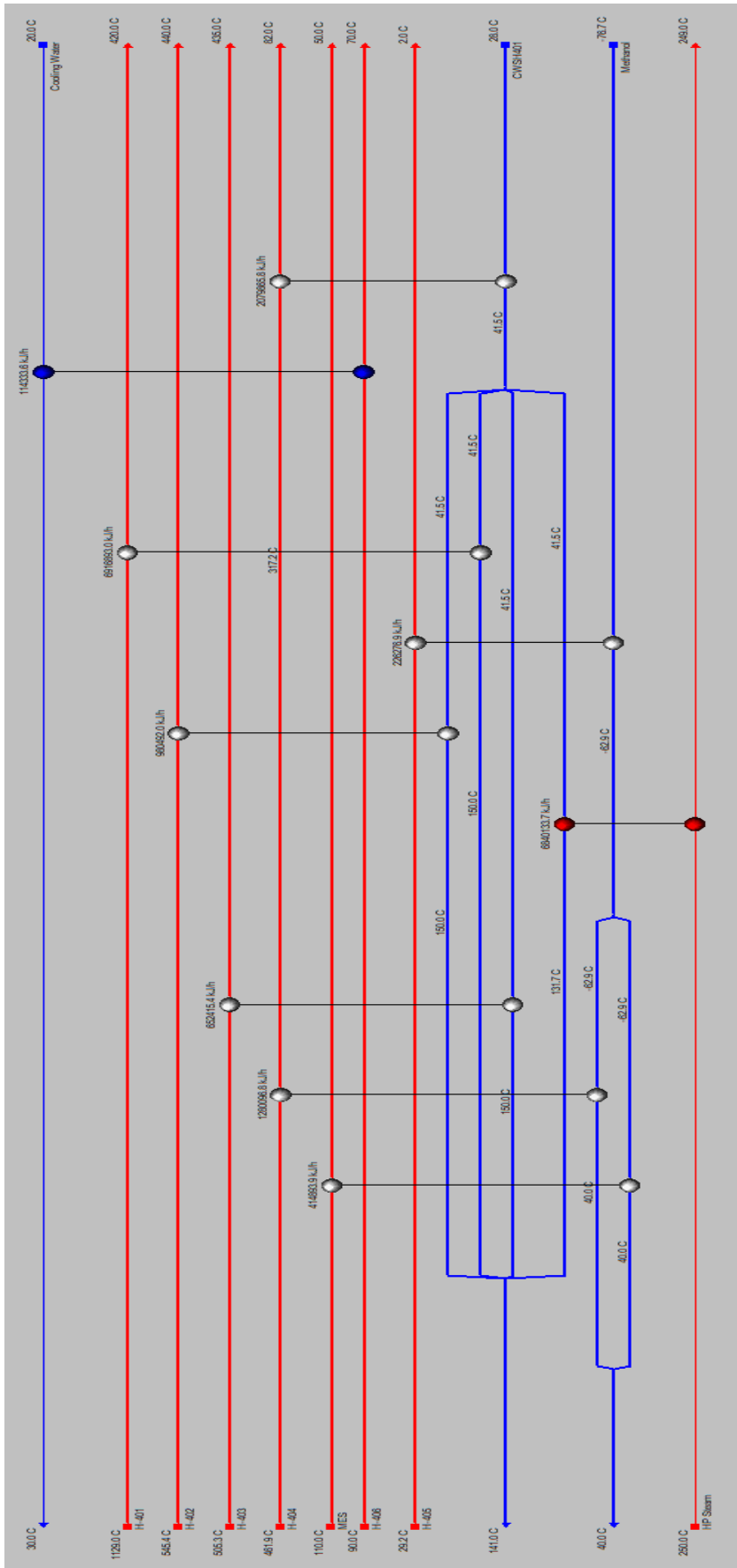
รูปแบบ	ต้นทุนรวม (Cost/\$)	พื้นที่ของ แลกเปลี่ยน ความร้อน (ตรม)	จำนวน เครื่องแลกเปลี่ยน ความร้อน	จำนวนเซลล์ ของเครื่อง แลกเปลี่ยน ความร้อน	เงินลงทุนตั้ง ต้น (Cost)	พลังงาน ความร้อน (kJ/hr)	พลังงาน ความเย็น (kJ/hr)	เงินใช้จ่ายใน การผลิต (Cost/\$)
รูปแบบที่ 1 ของอุณหภูมิของสาร หล่อเย็น 45 องศา	0.004175	479.19	12.00	12.00	281,463.93	1,862,144.01	14,333.61	0.001300
รูปแบบที่ 3 ของการผลิตไอน้ำ และไม่ใช้เอททิลีนไกลคอล	0.00764	611.22	9.00	9.00	282,008.98	6,840,133.73	114,333.61	0.00476
รูปแบบที่ 4 ของการผลิตไอน้ำ จากกระบวนการผลิต	0.00821	565.57	11.00	12.00	303,822.01	7,349,284.53	114,333.61	0.00511

ตารางที่ 26 เปรียบเทียบรูปแบบการวิเคราะห์การแลกเปลี่ยนความร้อนแต่ละกรณี

จากตารางที่ 26 พบว่าเมื่อรูปแบบการแลกเปลี่ยนความร้อนแต่ละกรณีที่ใช้ลงทุนตั้งต้นของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนต่ำที่สุดพบว่าในกรณีที่อุณหภูมิของน้ำขาออกเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนเป็น 45 องศาเซลเซียสใช้พื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อนต่ำสุดที่เมื่อเปรียบเทียบกับอีก 2 กรณี แต่ว่ากรณีของการผลิตไอน้ำและไม่ใช้เอททิลีนไกลคอลในกระบวนการผลิตพบว่ามีแนวโน้มเนื่องจากใช้เงินลงทุนมากกว่ากรณีที่อุณหภูมิของน้ำขาออกเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนเป็น 45 องศาเซลเซียส 545.06 เหรียญ แต่สามารถลดการใช้เอททิลีนไกลคอลในกระบวนการผลิตและสามารถผลิตไอน้ำได้จากกระบวนการผลิต ทางผู้วิจัยจึงได้นำแนวทางในการวางรูปแบบของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนในกรณีที่ของการผลิตไอน้ำและไม่ใช้เอททิลีนไกลคอลไปสร้างแบบจำลองในโปรแกรม Aspen Plus โดยใช้แนวทางการวางรูปแบบเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนคล้ายกับรูปที่ 37 เนื่องจากรูปแบบดังกล่าวมีความง่ายต่อกระบวนการผลิตจริง เนื่องจากอัตราการไหลของน้ำที่นำไปผลิตเป็นไอน้ำนั้นผ่านเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนไม่มีการแยกไหล



รูปที่ 37 รูปแบบของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่ผลิตไอน้ำและไม่ใช้เอทิลีนไกลคอลในการระบายความร้อนในรูปแบบที่ 5



รูปที่ 38 รูปแบบของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่ผลิตได้อุ่นน้ำและน้ำใช้เพื่อที่สิ้นเปลืองในการควบคุมการผลิตในรูปแบบที่

#### 5.2.4 ผลการเปรียบเทียบการสร้างแบบจำลองกระบวนการผลิตก่อนและหลังปรับปรุงเครื่อง แลกเปลี่ยนความร้อน

ตัวแปรกรณีศึกษา/	หน่วย	ก่อนปรับปรุง	หลังปรับปรุง	%ค่าความแตกต่าง
จำนวนเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน	เครื่อง	6	7	+14.29%
พื้นที่รวมของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน	ตารางเมตร	432.11	394.70	-8.65%
ปริมาณการใช้สารหล่อเย็น	กิโลกรัมต่อชั่วโมง	11085.00	0.0	-
ปริมาณไอน้ำจากกระบวนการผลิต	กิโลกรัมต่อชั่วโมง	0	25,000	-
อุณหภูมิของผลิตภัณฑ์	องศาเซลเซียส	110	50	-54.54%
ถังเปลี่ยนสถานะ	ถัง	0	1	-

ตารางที่ 27 เปรียบเทียบแบบจำลองกระบวนการผลิตก่อนปรับปรุงและหลังปรับปรุง

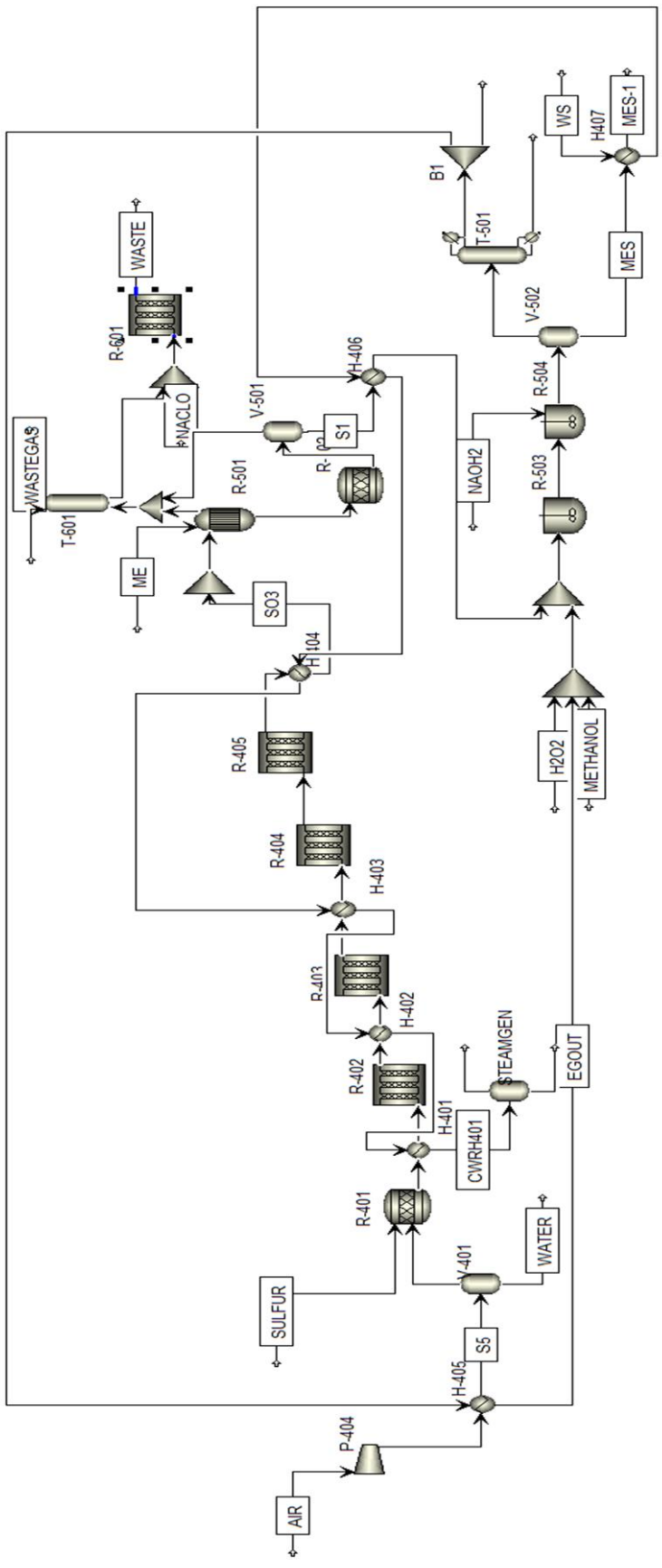
หมายเหตุ : %ความแตกต่าง = (ค่าหลังปรับปรุง - ค่าก่อนปรับปรุง)/ค่าหลังปรับปรุง\*100

จากตารางที่ 27 พบว่าเมื่อปรับปรุงกระบวนการแลกเปลี่ยนความร้อนของกระบวนการผลิต ต้องใช้เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนเพิ่มขึ้น 1 เครื่องและสามารถลดพื้นที่รวมของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนในกระบวนการผลิตเหลือ 394.70 ตารางเมตร ซึ่งพื้นที่รวมของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนในกระบวนการผลิตลดลงเกิดจากการเพิ่มอัตราการไหลของน้ำที่เป็นสารหล่อเย็นเข้าเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนโดยสารหล่อเย็นไม่มีการเปลี่ยนแปลงสถานะในเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน ใช้น้ำที่เป็นสารหล่อเย็นด้วยอัตราการไหล 25,000 กิโลกรัมต่อชั่วโมง ความดัน 6 บาร์และมีอุณหภูมิเริ่มต้นเป็น 28 องศาเซลเซียสเพื่อแลกเปลี่ยนความร้อนที่เหลือออกจากกระบวนการผลิต การลดการใช้เอททิลีนไกลคอลในกระบวนการผลิตโดยใช้เมทานอลในกระบวนการผลิตมาแลกเปลี่ยนความร้อนแทนซึ่งสามารถลดการใช้เอททิลีนไกลคอลลงได้ 11,085 กิโลกรัมต่อชั่วโมง การปรับปรุงกระบวนการแลกเปลี่ยนความร้อนสามารถนำความร้อนจากกระบวนการผลิตกลับมาใช้ให้เกิดประโยชน์ได้โดยการผลิตไอน้ำจากกระบวนการผลิตโดยนำความร้อนส่วนที่เหลือจากผลิตภัณฑ์และในกระบวนการผลิตส่วนอื่นๆ มาแลกเปลี่ยนความร้อนเพื่อผลิตไอน้ำ ซึ่งการปรับปรุงการแลกเปลี่ยนความร้อนในกระบวนการผลิต



ดังกล่าว ไม่กระทบต่อคุณภาพของผลิตภัณฑ์และสภาวะของกระบวนการผลิตไม่เปลี่ยนแปลง ซึ่งสามารถทำให้นำความร้อนกลับมาใช้ให้เกิดประโยชน์ได้โดยการผลิตเป็นไอน้ำที่ 25,000 กิโลกรัมต่อชั่วโมง ที่ความดัน 3.5 บาร์ มีรูปแบบการปรับปรุงกระบวนการผลิตแสดงตามรูปที่ 39





รูปที่ 39 แสดงแบบจำลองกระบวนการผลิตแอลฟาเมทิลเอสเทอร์ซึ่งใช้พลังงานแลกเปลี่ยนความร้อน

## บทที่ 6 สรุปผลการดำเนินงานและข้อเสนอแนะ

### 6.1 สรุปผลการดำเนินงาน

งานวิจัยนี้เป็นการศึกษาการออกแบบการบูรณาการความร้อนของกระบวนการผลิตแอลฟาเมทิลเอสเทอร์ซัลโฟเนท ซึ่งนำข้อมูลทางทฤษฎีและการออกแบบจำลองกระบวนการผลิตโดยใช้โปรแกรม Aspen Plus และ Aspen Energy Analyzer เพื่อวิเคราะห์สมดุลมวลสารและพลังงาน, การออกแบบการบูรณาการความร้อนของกระบวนการผลิตและการเพิ่มประสิทธิภาพของกระบวนการผลิต

จากการศึกษาและสร้างแบบจำลองกระบวนการผลิตแอลฟาเมทิลเอสเทอร์ซัลโฟเนทพบว่าสามารถนำแบบจำลองกระบวนการไปวิเคราะห์กระบวนการแลกเปลี่ยนความร้อนได้ โดย

จากการศึกษาของอัตราการไหลของน้ำและอากาศพบว่าอัตราการไหลของน้ำที่น้อยที่สุดที่สามารถใช้ได้กระบวนการผลิต คือ 7,000 กิโลกรัมต่อชั่วโมง และอัตราการไหลของอากาศที่น้อยที่สุดที่เป็นไปได้ในกระบวนการผลิต คือ 24,000 กิโลกรัมต่อชั่วโมง ซึ่งการใช้น้ำเป็นสารหล่อเย็นในกระบวนการผลิตจะให้พื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อนของเครื่องแลกเปลี่ยนร้อนน้ำกว่าการใช้อากาศเป็นสารหล่อเย็นในกระบวนการผลิต โดยจากการวิเคราะห์กระบวนการแลกเปลี่ยนความร้อนของกระบวนการผลิตพบว่า เมื่ออัตราการไหลของสารหล่อเย็นเพิ่มขึ้นจะส่งผลให้พื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อนของกระบวนการผลิตลดลงทั้งการใช้น้ำและอากาศเป็นสารหล่อเย็น

จากการศึกษาและวิเคราะห์กระบวนการแลกเปลี่ยนความร้อนของกระบวนการผลิตแอลฟาเมทิลเอสเทอร์ซัลโฟเนทพบว่า เป็นกระบวนการที่คายพลังงานความร้อนจากการกระบวนการผลิตทั้งหมด  $1.98 \times 10^6$  กิโลจูลต่อชั่วโมง เพื่อเป็นการไม่ให้พลังงานที่ถูกปล่อยออกจากกระบวนการผลิตสูญเสียไป จึงนำกระบวนการแลกเปลี่ยนความร้อนมาวิเคราะห์ด้วยโปรแกรม Aspen Energy Analyzer เพื่อให้กระบวนการผลิตสามารถนำพลังงานกลับมาใช้ใหม่ด้วยการใช้พื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อนของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่น้อยที่สุดพบว่าจากการวิเคราะห์ด้วยวิธีการพินช์ (Pinch Analysis) ในกรณีที่อุณหภูมิขาออกของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนในกระบวนการผลิตเป็น 45 องศาเซลเซียสต้องใช้น้ำที่เป็นสารหล่อเย็นรวม 170,636.74 กิโลกรัมต่อชั่วโมง โดยมีรูปแบบที่ใช้พื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อนรวมน้อยที่สุด 478.36 ตารางเมตร และใช้เงินลงทุน 298,880.67 เหรียญ ซึ่งมากกว่ารูปแบบเป้าหมายในกรณีดังกล่าว กรณีผลิตไอน้ำจากกระบวนการผลิตพบว่ามีรูปแบบที่ใช้พื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อนรวมน้อยที่สุด 549.26 ตารางเมตร และใช้เงินลงทุน 299,298.26 เหรียญ

โดยสามารถผลิตไอน้ำได้ที่ 25,000 กิโลกรัมต่อชั่วโมง ที่ความดัน 3.5 บาร์ ซึ่งมากกว่ารูปแบบเป้าหมายในกรณีดังกล่าว กรณีผลิตไอน้ำจากกระบวนการผลิตโดยไม่ใช้เอททิลีนไกลคอล โดยมีรูปแบบที่ใช้พื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อนรวมน้อยที่สุด 573.60 ตารางเมตร และใช้เงินลงทุน 290,668.23 เหรียญ แต่มากกว่ารูปแบบเป้าหมาย โดยสามารถผลิตไอน้ำได้ที่ 25,000 กิโลกรัมต่อชั่วโมง ที่ความดัน 3.5 บาร์ และลดการใช้เอททิลีนไกลคอลลงได้ 11,085 กิโลกรัมต่อชั่วโมง ที่อุณหภูมิป้อนกระบวนการผลิต -1 องศาเซลเซียส จากทวิเคราะห์การแลกเปลี่ยนความร้อนของกระบวนการผลิตทั้ง 3 กรณี เมื่อเปรียบเทียบในด้านของพื้นที่ของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนพบว่า ในกรณีใช้น้ำเป็นสารหล่อเย็นจะรูปแบบที่มีพื้นที่ของแลกเปลี่ยนความร้อนรวมน้อยที่สุด ในส่วนของ การลดพลังงานในกระบวนการผลิตพบว่ากรณีผลิตไอน้ำจากกระบวนการผลิตโดยไม่ใช้เอททิลีนไกลคอลดีที่สุด ซึ่งสามารถลดการใช้พลังงานจากเอททิลีนไกลคอลได้ประมาณ 140 กิโลวัตต์ และสามารถ นำพลังงานจากผลิตภัณฑ์กลับคืนมาได้ 115 กิโลวัตต์

โดยจากการนำรูปแบบการแลกเปลี่ยนความร้อนจากโปรแกรม Aspen Energy Analyzer มาประยุกต์ใช้ในโปรแกรม Aspen Plus ตามรูปที่ 39 พบว่าสามารถผลิตไอน้ำจากกระบวนการผลิต ได้ 25,000 กิโลกรัมต่อชั่วโมง ที่ความดัน 3.5 บาร์ และสามารถลดการใช้เอททิลีนไกลคอลในกระบวนการผลิตได้โดยการนำเมทานอลในกระบวนการผลิตมาแลกเปลี่ยนความร้อนแทนเอททิลีนไกลคอล พื้นที่ของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนในกระบวนการผลิตลดลงเหลือ 394.70 ตารางเมตร

## 6.2 ข้อเสนอแนะจากการทำการวิจัย

1. ศึกษาเพิ่มเติมเกี่ยวกับการออกแบบเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนโดยใช้โปรแกรม EDR เพื่อศึกษารายละเอียดของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนในแต่ละเครื่องที่อยู่ในกระบวนการ เพื่อเลือกชนิดเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่เหมาะสมมากที่สุด
2. ศึกษาปฏิกิริยาข้างเคียงในกระบวนการผลิตมาก ดูผลกระทบจากการเกิดปฏิกิริยา
3. ศึกษารายละเอียดอุปกรณ์ในกระบวนการผลิต เพื่อดูความเป็นได้ในการลดพลังงานในกระบวนการผลิตเพิ่มมากขึ้น

## บรรณานุกรม

1. Daniel Martínez GO, Sandra Rincón and Iván Gil. Simulation and pre-feasibility analysis of the production process of alpha-methyl ester sulfonates (alpha-MES). *Bioresource Technology*. 2010;101(22):8762-71.
2. Sulfur  
<https://th.wikipedia.org/wiki/%E0%B8%81%E0%B8%B3%E0%B8%A1%E0%B8%B0%E0%B8%96%E0%B8%B1%E0%B8%992018> [
3. Sulfur dioxide [https://en.wikipedia.org/wiki/Sulfur\\_dioxide2018](https://en.wikipedia.org/wiki/Sulfur_dioxide2018) [
4. Sulfur Dioxide, Your Environment, Your Health  
<https://toxtown.nlm.nih.gov/chemicals-and-contaminants/sulfur-dioxide2018> [
5. King MJ, Davenport WG, Moats MS. Sulfuric Acid Manufacture. *Sulfuric Acid Manufacture* 2013. p. 1-480.
6. Association TSaD. *Soaps and Detergents 2*, editor 1994.
7. Janine Chupa SM, Amit Sachdev, Peter Wisniewski, George A. Smith, and Robert Heffner. Soap, Fatty Acids, and Synthetic Detergents. *Handbook of Industrial Chemistry and Biotechnology* 2017. p. 979-1032.
8. Ortega JAT. Sulfonation/Sulfation Processing Technology for Anionic Surfactant Manufacture. *Advances in Chemical Engineering* 2012.
9. Surfactant 2018 [Available from: <https://en.wikipedia.org/wiki/Surfactant>.
10. H. Baumann W Sa. Alpha-Sulfonated Fatty Acids and Esters Manufacturing Process, Properties, and Applications. 1974.
11. Stirton AJ. Alpha Sulfo Fatty Acid and Derivatives Synthesis, Properties and Use. *THE JOURNAL OF THE AMERICAN OIL CHEMISTS' SOCIETY*. 1962;39:490-5.
12. Jesús Alfonso Torres Ortega LADAaFJSC. Kinetic study of methyl esters sulfonation derived from palm stearin. *Ciencia y Tecnología Agropecuaria* (2008). 2008;2:77-87.
13. XIE Fanga LH-y, Ge Shi-meic and LIN Qian. Simulation and Analyzing of the 200kt/a Sulfur-Buring Sulfuric Acid Process. *Advanced Materials Research*. 2011;233-235:1239-45.

14. Gundersen T. Heat Integration: Targets and Heat Exchanger Network Design. Handbook of Process Integration (PI)2013. p. 129-67.
15. Nagamalleswara K, Reddy GK, Prasad PR, Sujatha V. Pinch Analysis of Cumene Process using Aspen Energy Analyzer. International Journal of Chemical Engineering and Processing. 2015;1(1):21-30.
16. Hamid SHABaMKA. An Industrial Case Study Application in Synthesising a Feasible Heat Exchanger Network. The Italian Association of Chemical Engineering 2017;56.
17. Qun Chen R-HFaY-CX. Electrical circuit analogy for heat transfer analysis and optimization in heat exchanger networks. Applied Energy. 2015;139:81-92.



### ภาคผนวก ก

ผลการจากสร้างแบบจำลองกระบวนการผลิตโดยแสดงสถานะของอุปกรณ์ใน  
กระบวนการที่สภาวะการผลิตเริ่มต้นในแต่ละอุปกรณ์

#### Air compressor P-404

Name	P-404A/B	หน่วย
Compressor model	Isentropic Compressor	
Phase calculations	Vapor phase calculation	
Indicated horsepower	2720.000	Watt
Brake horsepower	2720.000	Watt
Net work required	2720.000	Watt
Power loss	0.000	Watt
Efficiency	0.720	
Mechanical efficiency	1.000	
Outlet pressure	1.034	bar
Outlet temperature	29.176	C
Isentropic outlet temperature	28.847	C
Vapor fraction	1.000	

ตารางที่ ก-1 ผลของเครื่องอัดอากาศ (P-404) จากการสร้างแบบจำลอง

CHULALONGKORN UNIVERSITY

### Flash Drums (V-401, V-501 และ V-502)

Name	V-401	V-501	V-502
Property method	UNIFAC	UNIFAC	UNIFAC
Use true species approach for electrolytes	YES	YES	YES
Free-water phase properties method	STEAM-TA	STEAM-TA	STEAM-TA
Water solubility method	3.00	3.00	3.00
Temperature [C]	2.00	130.00	110.00
Pressure [bar]	5.00	1.01	1.00
Outlet temperature [C]	2.00	130.00	110.00
Outlet pressure [bar]	5.00	1.01	1.00
Vapor fraction	0.97	0.24	0.92
Heat duty [Watt]	-18749.82	0.00	3202211.27
Net duty [Watt]	-18749.82	0.00	3202211.27
First liquid / total liquid	1.00	1.00	1.00

ตารางที่ ก-2 ผลของอุปกรณ์เฟลชดรัม (V-401,V-501 และ V-502) การสร้างแบบจำลอง

### Reactor (R-401 and R-502)

Name	R-401	R-502
Property method	UNIFAC	UNIFAC
Use true species approach for electrolytes	YES	YES
Free-water phase properties method	STEAM-TA	STEAM-TA
Water solubility method	3.00	3.00
Specified pressure [bar]	1.01	1.01
Specified temperature [C]	1129.00	130.00
Outlet temperature [C]	1129.00	130.00
Outlet pressure [bar]	1.01	1.01
Calculated heat duty [Watt]	-486961.17	-1184835.75
Net heat duty [Watt]	-486961.17	-1184835.75
Calculated vapor fraction	1.00	0.24

ตารางที่ ก-3 ผลของเครื่องปฏิกรณ์ (R-401 และ R-502) การสร้างแบบจำลอง



**Reactor (R-402 – R-405)**

Name	R-402	R-403	R-404	R-405	R-601
Process stream property method	UNIFAC	UNIFAC	UNIFAC	UNIFAC	UNIFAC
Process stream use true species approach for electrolytes	YES	YES	YES	YES	YES
Process stream free-water phase properties method	STEAM-TA	STEAM-TA	STEAM-TA	STEAM-TA	STEAM-TA
Process stream water solubility method	3.00	3.00	3.00	3.00	3.00
Thermal fluid property method	UNIFAC	UNIFAC	UNIFAC	UNIFAC	UNIFAC
Thermal fluid use true species approach for electrolytes	YES	YES	YES	YES	YES
Thermal fluid free-water phase properties method	STEAM-TA	STEAM-TA	STEAM-TA	STEAM-TA	STEAM-TA
Thermal fluid water solubility method	3.00	3.00	3.00	3.00	3.00
Reactor dimensions length [meter]	1.30	1.30	1.30	1.30	1.50
Pressure at reactor inlet: process stream [bar]	0.50	0.50	0.50	0.50	0.00
Minimum reactor temperature [C]	420.00	440.00	435.00	458.15	95.84
Maximum reactor temperature [C]	545.38	505.32	458.15	461.90	95.84
Residence time [sec]	0.18	0.18	0.19	0.19	8536.75

ตารางที่ ก-4 ผลของเครื่องปฏิกรณ์ (R-402 ถึง R-405) การสร้างแบบจำลอง

**Reactor (R-501)**

Name	R-501
Property method	UNIFAC
Use true species approach for electrolytes	YES
Free-water phase properties method	STEAM-TA
Water solubility method	3.00
Specified pressure [bar]	1.01
Specified temperature [C]	90.00
Temperature approach [C]	130.00
Outlet temperature [C]	90.00
Outlet pressure [bar]	1.01
Calculated heat duty [Watt]	3219056.39
Net heat duty [Watt]	3219056.39
Calculated vapor fraction	0.94

ตารางที่ ก-5 ผลของเครื่องปฏิกรณ์ (R-501) การสร้างแบบจำลอง

**Reactor (R-503 and R-504)**

Name	R-503	R-504
Property method	UNIFAC	UNIFAC
Use true species approach for electrolytes	YES	YES
Free-water phase properties method	STEAM-TA	STEAM-TA
Water solubility method	3.00	3.00
Specified pressure [bar]	1.01	1.00
Specified temperature [C]	60.00	40.00
Reactor volume [cum]	1.99	
Reactor residence time [sec]		3900.00
Outlet temperature [C]	60.00	40.00
Calculated heat duty [Watt]	655352.44	-467775.87
Net heat duty [Watt]	655352.44	-467775.87
Reactor volume [cum]	1.99	17.33
Vapor phase volume [cum]	1.96	
Liquid phase volume [cum]	0.03	17.33
Condensed phase volume [cum]	0.03	17.33
Reactor residence time [sec]	7.05	3900.06
Vapor phase residence time [sec]	7.05	
Condensed phase residence time [sec]	7.05	3900.06

ตารางที่ ก-6 ผลของเครื่องปฏิกรณ์ (R-503 และ R-504) การสร้างแบบจำลอง

Distillation (T-501)

Name	T-501
Property method	UNIFAC
Use true species approach for electrolytes	YES
Free-water phase properties method	STEAM-TA
Water solubility method	3.00
Number of stages	30.00
Feed stage	10.00
Reflux ratio	1.50
Distillate to feed mole ratio	0.54
Condenser pressure [bar]	10.00
Reboiler pressure [bar]	10.00
Condenser duty [Watt]	3946907.02
Reboiler duty [Watt]	933651.49
Feed stage temperature [C]	140.97
Top stage temperature [C]	-77.00
Bottom stage temperature [C]	145.73
Feed quality	0.95

ตารางที่ ก-7 ผลของหอกลั่น (T-501) การสร้างแบบจำลอง

Scubber (T-601)

Name	T-601
Property method	UNIFAC
Use true species approach for electrolytes	YES
Free-water phase properties method	STEAM-TA
Water solubility method	3
Number of stages	5
Condenser	NONE
Reboiler	NONE
Number of phases	2
Free-water	NO
Top stage pressure [bar]	0.006
Calculated molar reflux ratio	0.018075
Calculated bottoms rate [kmol/hr]	4.130857
Calculated boilup rate [kmol/hr]	250.39
Calculated distillate rate [kmol/hr]	260.7667
Condenser / top stage temperature [C]	32.9623
Condenser / top stage pressure [bar]	0.006
Condenser / top stage heat duty [Watt]	0
Condenser / top stage reflux rate [kmol/hr]	4.71328
Reboiler pressure [bar]	1.016
Reboiler temperature [C]	91.84273
Basis for specified distillate to feed ratio	MASS
Basis for specified bottoms to feed ratio	MASS
Basis for specified boilup ratio	MASS
Calculated mass boilup ratio	33.94311

ตารางที่ ก-8 ผลของหอดูดซิม (T-601) การสร้างแบบจำลอง

	Units	CWSH406	CWRH401	CWRH402	CWRH403	CWRH404	CWRH406	CWSH401	CWSH402	CWSH403	CWSH404	EGIN
From			H-401	H-402	H-403	H-404	H-406					
Temperature	C	28.00	45.00	45.00	45.00	45.00	45.00	28.00	28.00	28.00	28.00	-1.00
Pressure	bar	4.00	4.00	4.00	4.00	4.00	4.00	4.00	4.00	4.00	4.00	4.00
Mass Flows	kg/hr	7949.57	95994.63	13631.57	9068.00	46651.51	7949.57	95994.63	13631.57	9068.00	46651.51	11085.17
Mass Fractions												
NaCl		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
NaClO		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
NaOH		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CH3OH		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H2O		1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	0.00
H2O2		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
NA2SO3		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
NA2SO4		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
O2		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
N2		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
S		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
SO2		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
SO3		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
EG		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	1.00
INTER2		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
INTER3		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
MES		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
ME		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
ACIDESTE		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H2SO4		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00

ตารางที่ ก-9 ผลการสร้างแบบจำลองกระบวนการผลิตในสภาวะที่อุณหภูมิขาออกของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน 45 องศาเซลเซียส

	Units	EGOUT	H2O2	IN6	ME	MES	METHANOL	NACLO	NAOH	NAOH2	OUT6	S2	S21	S26
From		H-405		R-502		V-502					H-406	P-404	R-404	B24
Temperature	C	19.86	35.00	130.00	28.00	110.00	35.00	28.00	35.00	35.00	70.00	29.18	458.15	-30.74
Pressure	bar	4.00	4.00	1.01	1.01	0.01	2.00	1.01	1.50	1.01	1.01	1.03	1.00	2.00
Mass Flows	kg/hr	11085.17	268.11	5946.07	4332.91	6307.96	2681.05	1.69	375.00	1310.00	5946.07	8097.96	8614.37	7230.28
Mass Fractions														
NaCl		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
NACLO		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	1.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
NAOH		0.00	0.00	0.00	0.00	0.02	0.00	0.00	0.50	0.50	0.00	0.00	0.00	0.00
CH3OH		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	1.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.92
H2O		0.00	0.50	0.00	0.00	0.00	0.01	0.00	0.50	0.50	0.00	0.02	0.00	0.02
H2O2		0.00	0.50	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.02
NA2SO3		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
NA2SO4		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
O2		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.22	0.10	0.04
N2		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.76	0.71	0.00
S		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
SO2		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.01	0.00
SO3		0.00	0.00	0.08	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.08	0.00	0.18	0.00
EG		1.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
INTER2		0.00	0.00	0.08	0.00	0.08	0.00	0.00	0.00	0.00	0.08	0.00	0.00	0.00
INTER3		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
MES		0.00	0.00	0.00	0.00	0.84	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
ME		0.00	0.00	0.00	1.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
ACIDESTE		0.00	0.00	0.84	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.84	0.00	0.00	0.00
H2SO4		0.00	0.00	0.00	0.00	0.06	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00

ตารางที่ ก-10 ผลการสร้างแบบจำลองกระบวนการผลิตในสภาวะที่อุณหภูมิขาออกของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน 45 องศาเซลเซียส

	Units	S27	S28	S3	S34	S37	S39	S4	S40	S41	S42	S43	S5
From		R-501	R-501	T-601	B2	V-502	B21	B3	R-503	R-504	T-501	T-501	H-405
Temperature	C	90.00	90.00	90.45	327.66	110.00	-3.83	82.00	60.00	40.00	-118.81	112.73	2.00
Pressure	bar	1.01	1.01	1.02	1.01	0.01	1.01	1.00	1.01	1.00	3.10	4.00	1.03
Mass Flows	kg/hr	7001.22	5946.07	215.59	217.28	8178.38	13176.35	8614.37	13176.35	14486.35	4756.75	3421.64	8097.96
Mass Fractions													
NaCl		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
NaClO		0.00	0.00	0.00	0.01	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
NaOH		0.00	0.00	0.65	0.64	0.00	0.00	0.00	0.00	0.01	0.00	0.00	0.00
CH3OH		0.00	0.00	0.00	0.00	0.82	0.51	0.00	0.51	0.46	0.93	0.65	0.00
H2O		0.00	0.00	0.00	0.00	0.12	0.01	0.00	0.01	0.07	0.00	0.28	0.02
H2O2		0.00	0.00	0.00	0.00	0.01	0.01	0.00	0.01	0.01	0.00	0.02	0.00
NA2SO3		0.00	0.00	0.35	0.34	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
NA2SO4		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
O2		0.12	0.00	0.00	0.00	0.04	0.02	0.10	0.02	0.02	0.06	0.00	0.22
N2		0.88	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.71	0.00	0.00	0.00	0.00	0.76
S		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
SO2		0.01	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
SO3		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.03	0.19	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
EG		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
INTER2		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.04	0.00	0.04	0.03	0.00	0.00	0.00
INTER3		0.00	0.78	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
MES		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.37	0.00	0.00	0.00
ME		0.00	0.22	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
ACIDESTE		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.38	0.00	0.38	0.00	0.00	0.00	0.00
H2SO4		0.00	0.00	0.00	0.00	0.02	0.00	0.00	0.04	0.04	0.00	0.04	0.00



ตารางที่ ก-11 ผลการสร้างแบบจำลองกระบวนการผลิตในสภาวะที่อุณหภูมิขาออกของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน 45 องศาเซลเซียส



	Units	S6	S7	S8	SO2IN2	SO2OUT2	SO3	SO3IN3	SO3IN4	SO3IN5	SO3OUT3	SO3OUT4	SULFUR	WASTE	WASTEGAS	WATER
From		V-401	B1	B1	R-401	H-401	H-404	R-402	R-403	R-405	H-402	H-403		R-601	T-601	V-401
Temperature	C	2.00	-118.81	-118.81	1129.00	420.00	82.00	545.38	505.32	461.89	440.00	435.00	500.00	94.87	29.56	2.00
Pressure	bar	5.00	3.10	3.10	1.01	1.01	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.01	0.98	0.01	5.00
Mass Flows	kg/hr	7949.49	4281.07	475.67	8614.37	8614.37	8614.37	8614.37	8614.37	8614.37	8614.37	8614.37	664.89	217.28	7160.63	148.47
Mass Fractions																
NACL		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.01	0.00	0.00
NACLO		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
NAOH		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.64	0.00	0.00
CH3OH		0.00	0.93	0.93	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H2O		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.03	0.99
H2O2		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
NA2SO3		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.33	0.00	0.00
NA2SO4		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.01	0.00	0.00
O2		0.23	0.06	0.06	0.13	0.13	0.10	0.11	0.10	0.10	0.11	0.10	0.00	0.00	0.11	0.00
N2		0.77	0.00	0.00	0.71	0.71	0.71	0.71	0.71	0.71	0.71	0.71	0.00	0.00	0.86	0.01
S		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	1.00	0.00	0.00	0.00
SO2		0.00	0.00	0.00	0.15	0.15	0.00	0.07	0.02	0.00	0.07	0.02	0.00	0.00	0.00	0.00
SO3		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.19	0.11	0.16	0.19	0.11	0.16	0.00	0.00	0.00	0.00
EG		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
INTER2		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
INTER3		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
MES		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
ME		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
ACIDESTE		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H2SO4		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00

ตารางที่ ก-12 ผลการสร้างแบบจำลองกระบวนการผลิตในสภาวะที่อุณหภูมิขาออกของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน 45 องศาเซลเซียส



Name	H-401	H-402	H-403	H-404	H-405	H-406
Outlet cold stream vapor fraction	1.00	0.21	0.36	0.79	0.00	0.00
Heat duty [Watt]	1888269.09	268139.62	178370.48	917659.57	145775.73	156372.07
Calculated heat duty [Watt]	1888269.09	268139.62	178370.48	917659.57	145775.73	156372.07
Required exchanger area [sqm]	171.82	41.80	17.59	160.87	72.51	5.64
Actual exchanger area [sqm]	171.82	41.80	17.59	160.87	72.51	5.64
Average U (Dirty) [Watt/sqm-K]	17.43	15.77	26.42	38.30	360.81	1027.85
UA [J/sec-K]	2994.35	659.11	464.67	6160.61	26160.43	5799.56
LMTD (Corrected) [C]	630.61	406.82	383.87	148.96	5.57	26.96
LMTD correction factor	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
Number of shells in series	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
Mass Flows [kg/hr]	2500.00	1000.00	500.00	1500.00	11085.17	1500.00

ตารางที่ ข-1 สภาวะเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่อัตราการไหลรวมของน้ำที่ 7,000 กิโลกรัมต่อ

ชั่วโมง

สภาวะของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่อัตราการไหลรวมของน้ำที่ 9,000 กิโลกรัมต่อ  
ชั่วโมง

Name	H-401	H-402	H-403	H-404	H-405	H-406
Hot side property method	UNIFAC	UNIFAC	UNIFAC	UNIFAC	UNIFAC	UNIFAC
Hot side use true species approach for electrolytes	YES	YES	YES	YES	YES	YES
Hot side free-water phase properties method	STEAM-TA	STEAM-TA	STEAM-TA	STEAM-TA	STEAM-TA	STEAM-TA
Hot side water solubility method	3.00	3.00	3.00	3.00	3.00	3.00
Cold side property method	UNIFAC	UNIFAC	UNIFAC	UNIFAC	UNIFAC	UNIFAC
Cold side use true species approach for electrolytes	YES	YES	YES	YES	YES	YES
Cold side free-water phase properties method	STEAM-TA	STEAM-TA	STEAM-TA	STEAM-TA	STEAM-TA	STEAM-TA
Cold side water solubility method	3.00	3.00	3.00	3.00	3.00	3.00
Exchanger specification	420.00	440.00	435.00	82.00	2.00	70.00
Units of exchanger specification	C	C	C	C	C	C
Constant UA [J/sec-K]	14963.80	593.98				
Minimum temperature approach [C]	10.00	10.00	10.00	10.00	3.00	10.00
Hot side outlet pressure [bar]	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Cold side outlet pressure [bar]	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Inlet hot stream temperature [C]	1129.00	545.38	505.32	461.89	29.18	130.00
Inlet hot stream pressure [bar]	1.01	1.00	1.00	1.00	1.03	1.01
Inlet hot stream vapor fraction	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	0.24
Outlet hot stream temperature [C]	420.00	440.00	435.00	82.00	2.00	70.00
Outlet hot stream pressure [bar]	1.01	1.00	1.00	1.00	1.03	1.01
Outlet hot stream vapor fraction	1.00	1.00	1.00	1.00	0.98	0.00
Inlet cold stream temperature [C]	28.00	28.00	28.00	28.00	-1.00	28.00
Inlet cold stream pressure [bar]	4.00	4.00	4.00	4.00	4.00	4.00
Inlet cold stream vapor fraction	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Outlet cold stream temperature [C]	143.69	143.69	143.69	143.69	19.86	95.96
Outlet cold stream pressure [bar]	4.00	4.00	4.00	4.00	4.00	4.00
Outlet cold stream vapor fraction	0.75	0.10	0.22	0.56	0.00	0.00
Heat duty [Watt]	1888269.09	268139.62	178370.48	917659.57	145775.73	156372.07

Name	H-401	H-402	H-403	H-404	H-405	H-406
Calculated heat duty [Watt]	1888269.09	268139.62	178370.48	917659.57	145775.73	156372.07
Required exchanger area [sqm]	168.33	41.80	17.59	160.87	72.51	4.02
Actual exchanger area [sqm]	168.33	41.80	17.59	160.87	72.51	4.02
Average U (Dirty) [Watt/sqm-K]	17.43	15.77	26.42	38.30	360.81	1027.85
UA [J/sec-K]	2933.38	659.11	464.67	6160.61	26160.43	4127.74
LMTD (Corrected) [C]	643.72	406.82	383.87	148.96	5.57	37.88
LMTD correction factor	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
Number of shells in series	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
Cold Mass Flows [kg/hr]	3200.00	1300.00	650.00	1925.00	11085.17	1925.00

ตารางที่ ข-2 สภาวะเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่อัตราการไหลรวมของน้ำที่ 9,000 กิโลกรัมต่อ

ชั่วโมง

สภาวะของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่อัตราการไหลรวมของน้ำที่ 12,000 กิโลกรัมต่อ

ชั่วโมง

Name	H-401	H-402	H-403	H-404	H-405	H-406
Hot side property method	UNIFAC	UNIFAC	UNIFAC	UNIFAC	UNIFAC	UNIFAC
Hot side use true species approach for electrolytes	YES	YES	YES	YES	YES	YES
Hot side free-water phase properties method	STEAM-TA	STEAM-TA	STEAM-TA	STEAM-TA	STEAM-TA	STEAM-TA
Hot side water solubility method	3.00	3.00	3.00	3.00	3.00	3.00
Cold side property method	UNIFAC	UNIFAC	UNIFAC	UNIFAC	UNIFAC	UNIFAC
Cold side use true species approach for electrolytes	YES	YES	YES	YES	YES	YES
Cold side free-water phase properties method	STEAM-TA	STEAM-TA	STEAM-TA	STEAM-TA	STEAM-TA	STEAM-TA
Cold side water solubility method	3.00	3.00	3.00	3.00	3.00	3.00
Exchanger specification	420.00	440.00	435.00	82.00	2.00	70.00
Units of exchanger specification	C	C	C	C	C	C
Constant UA [J/sec-K]	14963.80	593.98				
Minimum temperature approach [C]	10.00	10.00	10.00	10.00	3.00	10.00
Hot side outlet pressure [bar]	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Cold side outlet pressure [bar]	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Inlet hot stream temperature [C]	1129.00	545.38	505.32	461.89	29.18	130.00
Inlet hot stream pressure [bar]	1.01	1.00	1.00	1.00	1.03	1.01
Inlet hot stream vapor fraction	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	0.24
Outlet hot stream temperature [C]	420.00	440.00	435.00	82.00	2.00	70.00
Outlet hot stream pressure [bar]	1.01	1.00	1.00	1.00	1.03	1.01
Outlet hot stream vapor fraction	1.00	1.00	1.00	1.00	0.98	0.00
Inlet cold stream temperature [C]	28.00	28.00	28.00	28.00	-1.00	28.00
Inlet cold stream pressure [bar]	4.00	4.00	4.00	4.00	4.00	4.00
Inlet cold stream vapor fraction	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Outlet cold stream temperature [C]	143.69	143.69	143.69	143.69	19.86	79.41
Outlet cold stream pressure [bar]	4.00	4.00	4.00	4.00	4.00	4.00
Outlet cold stream vapor fraction	0.50	0.02	0.11	0.36	0.00	0.00
Heat duty [Watt]	1888269.09	268139.62	178370.48	917659.57	145775.73	156372.07

Name	H-401	H-402	H-403	H-404	H-405	H-406
Calculated heat duty [Watt]	1888269.09	268139.62	178370.48	917659.57	145775.73	156372.07
Required exchanger area [sqm]	168.33	41.80	17.59	160.87	72.51	3.30
Actual exchanger area [sqm]	168.33	41.80	17.59	160.87	72.51	3.30
Average U (Dirty) [Watt/sqm-K]	17.43	15.77	26.42	38.30	360.81	1027.85
UA [J/sec-K]	2933.38	659.11	464.67	6160.61	26160.43	3387.34
LMTD (Corrected) [C]	643.72	406.82	383.87	148.96	5.57	46.16
LMTD correction factor	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
Number of shells in series	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
Cold Mass Flows [kg/hr]	4300.00	1700.00	850.00	2575.00	11085.17	2575.00

ตารางที่ ข-3 สภาวะเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่อัตราการไหลรวมของน้ำที่ 12,000 กิโลกรัมต่อ

ชั่วโมง



สภาวะของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่อัตราการไหลรวมของน้ำที่ 15,000 กิโลกรัมต่อ

ชั่วโมง

Name	H-401	H-402	H-403	H-404	H-405	H-406
Hot side property method	UNIFAC	UNIFAC	UNIFAC	UNIFAC	UNIFAC	UNIFAC
Hot side use true species approach for electrolytes	YES	YES	YES	YES	YES	YES
Hot side free-water phase properties method	STEAM-TA	STEAM-TA	STEAM-TA	STEAM-TA	STEAM-TA	STEAM-TA
Hot side water solubility method	3.00	3.00	3.00	3.00	3.00	3.00
Cold side property method	UNIFAC	UNIFAC	UNIFAC	UNIFAC	UNIFAC	UNIFAC
Cold side use true species approach for electrolytes	YES	YES	YES	YES	YES	YES
Cold side free-water phase properties method	STEAM-TA	STEAM-TA	STEAM-TA	STEAM-TA	STEAM-TA	STEAM-TA
Cold side water solubility method	3.00	3.00	3.00	3.00	3.00	3.00
Exchanger specification	420.00	440.00	435.00	82.00	2.00	70.00
Units of exchanger specification	C	C	C	C	C	C
Constant UA [J/sec-K]	14963.80	593.98				
Minimum temperature approach [C]	10.00	10.00	10.00	10.00	3.00	10.00
Hot side outlet pressure [bar]	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Cold side outlet pressure [bar]	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Inlet hot stream temperature [C]	1129.00	545.38	505.32	461.89	29.18	130.00
Inlet hot stream pressure [bar]	1.01	1.00	1.00	1.00	1.03	1.01
Inlet hot stream vapor fraction	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	0.24
Outlet hot stream temperature [C]	420.00	440.00	435.00	82.00	2.00	70.00
Outlet hot stream pressure [bar]	1.01	1.00	1.00	1.00	1.03	1.01
Outlet hot stream vapor fraction	1.00	1.00	1.00	1.00	0.98	0.00
Inlet cold stream temperature [C]	28.00	28.00	28.00	28.00	-1.00	28.00
Inlet cold stream pressure [bar]	4.00	4.00	4.00	4.00	4.00	4.00
Inlet cold stream vapor fraction	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Outlet cold stream temperature [C]	143.69	131.67	143.69	143.69	19.86	69.32
Outlet cold stream pressure [bar]	4.00	4.00	4.00	4.00	4.00	4.00
Outlet cold stream vapor fraction	0.35	0.00	0.04	0.24	0.00	0.00
Heat duty [Watt]	1888269.09	268139.62	178370.48	917659.57	145775.73	156372.07

Name	H-401	H-402	H-403	H-404	H-405	H-406
Calculated heat duty [Watt]	1888269.09	268139.62	178370.48	917659.57	145775.73	156372.07
Required exchanger area [sqm]	168.33	41.19	17.59	160.87	72.51	3.00
Actual exchanger area [sqm]	168.33	41.19	17.59	160.87	72.51	3.00
Average U (Dirty) [Watt/sqm-K]	17.43	15.77	26.42	38.30	360.81	1027.85
UA [J/sec-K]	2933.38	649.48	464.67	6160.61	26160.43	3080.03
LMTD (Corrected) [C]	643.72	412.86	383.87	148.96	5.57	50.77
LMTD correction factor	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
Number of shells in series	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
Cold Mass Flows [kg/hr]	5400.00	2100.00	1050.00	3225.00	11085.17	3225.00

ตารางที่ ข-4 สภาวะเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่อัตราการไหลรวมของน้ำที่ 15,000 กิโลกรัมต่อ

ชั่วโมง

สภาวะของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่อัตราการไหลรวมของน้ำที่ 18,000 กิโลกรัมต่อ  
ชั่วโมง

Name	H-401	H-402	H-403	H-404	H-405	H-406
Hot side property method	UNIFAC	UNIFAC	UNIFAC	UNIFAC	UNIFAC	UNIFAC
Hot side use true species approach for electrolytes	YES	YES	YES	YES	YES	YES
Hot side free-water phase properties method	STEAM-TA	STEAM-TA	STEAM-TA	STEAM-TA	STEAM-TA	STEAM-TA
Hot side water solubility method	3.00	3.00	3.00	3.00	3.00	3.00
Cold side property method	UNIFAC	UNIFAC	UNIFAC	UNIFAC	UNIFAC	UNIFAC
Cold side use true species approach for electrolytes	YES	YES	YES	YES	YES	YES
Cold side free-water phase properties method	STEAM-TA	STEAM-TA	STEAM-TA	STEAM-TA	STEAM-TA	STEAM-TA
Cold side water solubility method	3.00	3.00	3.00	3.00	3.00	3.00
Exchanger specification	420.00	440.00	435.00	82.00	2.00	70.00
Units of exchanger specification	C	C	C	C	C	C
Constant UA [J/sec-K]	14963.80	593.98				
Minimum temperature approach [C]	10.00	10.00	10.00	10.00	3.00	10.00
Hot side outlet pressure [bar]	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Cold side outlet pressure [bar]	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Inlet hot stream temperature [C]	1129.00	545.38	505.32	461.89	29.18	130.00
Inlet hot stream pressure [bar]	1.01	1.00	1.00	1.00	1.03	1.01
Inlet hot stream vapor fraction	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	0.24
Outlet hot stream temperature [C]	420.00	440.00	435.00	82.00	2.00	70.00
Outlet hot stream pressure [bar]	1.01	1.00	1.00	1.00	1.03	1.01
Outlet hot stream vapor fraction	1.00	1.00	1.00	1.00	0.98	0.00
Inlet cold stream temperature [C]	28.00	28.00	28.00	28.00	-1.00	28.00
Inlet cold stream pressure [bar]	4.00	4.00	4.00	4.00	4.00	4.00
Inlet cold stream vapor fraction	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Outlet cold stream temperature [C]	143.69	116.28	142.65	143.69	19.86	62.53
Outlet cold stream pressure [bar]	4.00	4.00	4.00	4.00	4.00	4.00
Outlet cold stream vapor fraction	0.25	0.00	0.00	0.16	0.00	0.00
Heat duty [Watt]	1888269. 09	268139. 62	178370. 48	917659. 57	145775. 73	156372. 07

Name	H-401	H-402	H-403	H-404	H-405	H-406
Calculated heat duty [Watt]	1888269. 09	268139. 62	178370. 48	917659. 57	145775. 73	156372. 07
Required exchanger area [sqm]	168.33	40.44	17.56	160.87	72.51	2.83
Actual exchanger area [sqm]	168.33	40.44	17.56	160.87	72.51	2.83
Average U (Dirty) [Watt/sqm-K]	17.43	15.77	26.42	38.30	360.81	1027.85
UA [J/sec-K]	2933.38	637.68	464.01	6160.61	26160.4 3	2910.22
LMTD (Corrected) [C]	643.72	420.49	384.41	148.96	5.57	53.73
LMTD correction factor	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
Number of shells in series	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
Cold Mass Flows [kg/hr]	6500.00	2500.00	1250.00	3875.00	11085.1 7	3875.00

ตารางที่ ข-5 สภาวะเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่อัตราการไหลรวมของน้ำที่ 18,000 กิโลกรัมต่อ

ชั่วโมง

สภาวะของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่อัตราการไหลรวมของน้ำที่ 21,000 กิโลกรัมต่อ

ชั่วโมง

Name	H-401	H-402	H-403	H-404	H-405	H-406
Hot side property method	UNIFAC	UNIFAC	UNIFAC	UNIFAC	UNIFAC	UNIFAC
Hot side use true species approach for electrolytes	YES	YES	YES	YES	YES	YES
Hot side free-water phase properties method	STEAM-TA	STEAM-TA	STEAM-TA	STEAM-TA	STEAM-TA	STEAM-TA
Hot side water solubility method	3.00	3.00	3.00	3.00	3.00	3.00
Cold side property method	UNIFAC	UNIFAC	UNIFAC	UNIFAC	UNIFAC	UNIFAC
Cold side use true species approach for electrolytes	YES	YES	YES	YES	YES	YES
Cold side free-water phase properties method	STEAM-TA	STEAM-TA	STEAM-TA	STEAM-TA	STEAM-TA	STEAM-TA
Cold side water solubility method	3.00	3.00	3.00	3.00	3.00	3.00
Exchanger specification	420.00	440.00	435.00	82.00	2.00	70.00
Units of exchanger specification	C	C	C	C	C	C
Constant UA [J/sec-K]	14963.80	593.98				
Minimum temperature approach [C]	10.00	10.00	10.00	10.00	3.00	10.00
Hot side outlet pressure [bar]	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Cold side outlet pressure [bar]	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Inlet hot stream temperature [C]	1129.00	545.38	505.32	461.89	29.18	130.00
Inlet hot stream pressure [bar]	1.01	1.00	1.00	1.00	1.03	1.01
Inlet hot stream vapor fraction	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	0.24
Outlet hot stream temperature [C]	420.00	440.00	435.00	82.00	2.00	70.00
Outlet hot stream pressure [bar]	1.01	1.00	1.00	1.00	1.03	1.01
Outlet hot stream vapor fraction	1.00	1.00	1.00	1.00	0.98	0.00
Inlet cold stream temperature [C]	28.00	28.00	28.00	28.00	-1.00	28.00
Inlet cold stream pressure [bar]	4.00	4.00	4.00	4.00	4.00	4.00
Inlet cold stream vapor fraction	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Outlet cold stream temperature [C]	143.69	104.82	142.65	143.69	19.86	57.66
Outlet cold stream pressure [bar]	4.00	4.00	4.00	4.00	4.00	4.00
Outlet cold stream vapor fraction	0.18	0.00	0.00	0.10	0.00	0.00
Heat duty [Watt]	1888269.09	268139.62	178370.48	917659.57	145775.73	156372.07

Name	H-401	H-402	H-403	H-404	H-405	H-406
Calculated heat duty [Watt]	1888269.09	268139.62	178370.48	917659.57	145775.73	156372.07
Required exchanger area [sqm]	168.33	39.91	17.56	160.87	72.51	2.73
Actual exchanger area [sqm]	168.33	39.91	17.56	160.87	72.51	2.73
Average U (Dirty) [Watt/sqm-K]	17.43	15.77	26.42	38.30	360.81	1027.85
UA [J/sec-K]	2933.38	629.26	464.01	6160.61	26160.43	2802.19
LMTD (Corrected) [C]	643.72	426.12	384.41	148.96	5.57	55.80
LMTD correction factor	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
Number of shells in series	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
Cold Mass Flows [kg/hr]	7600.00	2900.00	1250.00	4525.00	11085.17	4525.00

ตารางที่ ข-6 สภาวะเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่อัตราการไหลรวมของน้ำที่ 21,000

กิโลกรัมต่อชั่วโมง

สภาวะของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่อัตราการไหลรวมของน้ำที่ 24,000 กิโลกรัมต่อ

ชั่วโมง

Name	H-401	H-402	H-403	H-404	H-405	H-406
Hot side property method	UNIFAC	UNIFAC	UNIFAC	UNIFAC	UNIFAC	UNIFAC
Hot side use true species approach for electrolytes	YES	YES	YES	YES	YES	YES
Hot side free-water phase properties method	STEAM-TA	STEAM-TA	STEAM-TA	STEAM-TA	STEAM-TA	STEAM-TA
Hot side water solubility method	3.00	3.00	3.00	3.00	3.00	3.00
Cold side property method	UNIFAC	UNIFAC	UNIFAC	UNIFAC	UNIFAC	UNIFAC
Cold side use true species approach for electrolytes	YES	YES	YES	YES	YES	YES
Cold side free-water phase properties method	STEAM-TA	STEAM-TA	STEAM-TA	STEAM-TA	STEAM-TA	STEAM-TA
Cold side water solubility method	3.00	3.00	3.00	3.00	3.00	3.00
Exchanger specification	420.00	440.00	435.00	82.00	2.00	70.00
Units of exchanger specification	C	C	C	C	C	C
Constant UA [J/sec-K]	14963.80	593.98				
Minimum temperature approach [C]	10.00	10.00	10.00	10.00	3.00	10.00
Hot side outlet pressure [bar]	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Cold side outlet pressure [bar]	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Inlet hot stream temperature [C]	1129.00	545.38	505.32	461.89	29.18	130.00
Inlet hot stream pressure [bar]	1.01	1.00	1.00	1.00	1.03	1.01
Inlet hot stream vapor fraction	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	0.24
Outlet hot stream temperature [C]	420.00	440.00	435.00	82.00	2.00	70.00
Outlet hot stream pressure [bar]	1.01	1.00	1.00	1.00	1.03	1.01
Outlet hot stream vapor fraction	1.00	1.00	1.00	1.00	0.98	0.00
Inlet cold stream temperature [C]	28.00	28.00	28.00	28.00	-1.00	28.00
Inlet cold stream pressure [bar]	4.00	4.00	4.00	4.00	4.00	4.00
Inlet cold stream vapor fraction	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Outlet cold stream temperature [C]	143.69	95.97	116.93	143.69	19.86	53.99
Outlet cold stream pressure [bar]	4.00	4.00	4.00	4.00	4.00	4.00
Outlet cold stream vapor fraction	0.12	0.00	0.00	0.06	0.00	0.00
Heat duty [Watt]	1888269. 09	268139. 62	178370. 48	917659. 57	145775. 73	156372. 07

Name	H-401	H-402	H-403	H-404	H-405	H-406
Calculated heat duty [Watt]	1888269.09	268139.62	178370.48	917659.57	145775.73	156372.07
Required exchanger area [sqm]	168.33	39.51	16.98	160.87	72.51	2.65
Actual exchanger area [sqm]	168.33	39.51	16.98	160.87	72.51	2.65
Average U (Dirty) [Watt/sqm-K]	17.43	15.77	26.42	38.30	360.81	1027.85
UA [J/sec-K]	2933.38	622.95	448.59	6160.61	26160.43	2727.34
LMTD (Corrected) [C]	643.72	430.43	397.62	148.96	5.57	57.34
LMTD correction factor	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
Number of shells in series	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
Cold Mass Flows [kg/hr]	8700.00	3300.00	1650.00	5175.00	11085.17	5175.00

ตารางที่ ข-8 สภาวะเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่อัตราการไหลรวมของน้ำที่ 24,000 กิโลกรัมต่อ

ชั่วโมง



## ภาคผนวก ค

สภาวะของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่อัตราการไหลรวมของอากาศที่ 24,000 กิโลกรัมต่อ ชั่วโมง

Name	H-401	H-402	H-403	H-404	H-405	H-406
Hot side property method	UNIFAC	UNIFAC	UNIFAC	UNIFAC	UNIFAC	UNIFAC
Hot side use true species approach for electrolytes	YES	YES	YES	YES	YES	YES
Hot side free-water phase properties method	STEAM-TA	STEAM-TA	STEAM-TA	STEAM-TA	STEAM-TA	STEAM-TA
Hot side water solubility method	3.00	3.00	3.00	3.00	3.00	3.00
Cold side property method	UNIFAC	UNIFAC	UNIFAC	UNIFAC	UNIFAC	UNIFAC
Cold side use true species approach for electrolytes	YES	YES	YES	YES	YES	YES
Cold side free-water phase properties method	STEAM-TA	STEAM-TA	STEAM-TA	STEAM-TA	STEAM-TA	STEAM-TA
Cold side water solubility method	3.00	3.00	3.00	3.00	3.00	3.00
Exchanger specification	420.00	440.00	435.00	82.00	2.00	70.00
Units of exchanger specification	C	C	C	C	C	C
Constant UA [J/sec-K]	14963.80	593.98				
Minimum temperature approach [C]	10.00	10.00	10.00	10.00	3.00	10.00
Hot side outlet pressure [bar]	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Cold side outlet pressure [bar]	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Inlet hot stream temperature [C]	1129.00	545.38	505.32	461.89	29.18	130.00
Inlet hot stream pressure [bar]	1.01	1.00	1.00	1.00	1.03	1.01
Inlet hot stream vapor fraction	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	0.24
Outlet hot stream temperature [C]	420.00	440.00	435.00	82.00	2.00	70.00
Outlet hot stream pressure [bar]	1.01	1.00	1.00	1.00	1.03	1.01
Outlet hot stream vapor fraction	1.00	1.00	1.00	1.00	0.98	0.00
Inlet cold stream temperature [C]	28.00	28.00	28.00	28.00	-1.00	28.00
Inlet cold stream pressure [bar]	1.00	1.00	1.00	1.00	4.00	1.00
Inlet cold stream vapor fraction	1.00	1.00	1.00	1.00	0.00	1.00
Outlet cold stream temperature [C]	1036.75	495.33	459.54	414.56	19.86	112.70
Outlet cold stream pressure [bar]	1.00	1.00	1.00	1.00	4.00	1.00
Outlet cold stream vapor fraction	1.00	1.00	1.00	1.00	0.00	1.00

Name	H-401	H-402	H-403	H-404	H-405	H-406
Heat duty [Watt]	1888269. 09	268139. 62	178370. 48	917659. 57	145775. 73	156372. 07
Calculated heat duty [Watt]	1888269. 09	268139. 62	178370. 48	917659. 57	145775. 73	156372. 07
Required exchanger area [sqm]	522.97	99.05	40.84	473.64	72.51	5.46
Actual exchanger area [sqm]	522.97	99.05	40.84	473.64	72.51	5.46
Average U (Dirty) [Watt/sqm-K]	17.43	15.77	26.42	38.30	360.81	1027.85
UA [J/sec-K]	9113.65	1561.68	1078.94	18138.7 2	26160.4 3	5615.06
LMTD (Corrected) [C]	207.19	171.70	165.32	50.59	5.57	27.85
LMTD correction factor	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
Number of shells in series	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
Cold Mass Flows [kg/hr]	6030.00	1950.00	1410.00	8135.00	11085.1 7	6475.00

ตารางที่ ค-1 สภาวะเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่อัตราการไหลรวมของอากาศที่ 24,000 กิโลกรัม  
ต่อชั่วโมง

สภาวะของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่อัตราการไหลรวมของอากาศที่ 27,000 กิโลกรัมต่อ

ชั่วโมง

Name	H-401	H-402	H-403	H-404	H-405	H-406
Hot side property method	UNIFAC	UNIFAC	UNIFAC	UNIFAC	UNIFAC	UNIFAC
Hot side use true species approach for electrolytes	YES	YES	YES	YES	YES	YES
Hot side free-water phase properties method	STEAM-TA	STEAM-TA	STEAM-TA	STEAM-TA	STEAM-TA	STEAM-TA
Hot side water solubility method	3.00	3.00	3.00	3.00	3.00	3.00
Cold side property method	UNIFAC	UNIFAC	UNIFAC	UNIFAC	UNIFAC	UNIFAC
Cold side use true species approach for electrolytes	YES	YES	YES	YES	YES	YES
Cold side free-water phase properties method	STEAM-TA	STEAM-TA	STEAM-TA	STEAM-TA	STEAM-TA	STEAM-TA
Cold side water solubility method	3.00	3.00	3.00	3.00	3.00	3.00
Exchanger specification	420.00	440.00	435.00	82.00	2.00	70.00
Units of exchanger specification	C	C	C	C	C	C
Constant UA [J/sec-K]	14963.80	593.98				
Minimum temperature approach [C]	10.00	10.00	10.00	10.00	3.00	10.00
Hot side outlet pressure [bar]	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Cold side outlet pressure [bar]	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Inlet hot stream temperature [C]	1129.00	545.38	505.32	461.89	29.18	130.00
Inlet hot stream pressure [bar]	1.01	1.00	1.00	1.00	1.03	1.01
Inlet hot stream vapor fraction	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	0.24
Outlet hot stream temperature [C]	420.00	440.00	435.00	82.00	2.00	70.00
Outlet hot stream pressure [bar]	1.01	1.00	1.00	1.00	1.03	1.01
Outlet hot stream vapor fraction	1.00	1.00	1.00	1.00	0.98	0.00
Inlet cold stream temperature [C]	28.00	28.00	28.00	28.00	-1.00	28.00
Inlet cold stream pressure [bar]	1.00	1.00	1.00	1.00	4.00	1.00
Inlet cold stream vapor fraction	1.00	1.00	1.00	1.00	0.00	1.00
Outlet cold stream temperature [C]	933.43	444.41	412.51	372.90	19.86	103.41
Outlet cold stream pressure [bar]	1.00	1.00	1.00	1.00	4.00	1.00
Outlet cold stream vapor fraction	1.00	1.00	1.00	1.00	0.00	1.00
Heat duty [Watt]	1888269.0 9	268139.6 2	178370.4 8	917659.5 7	145775.7 3	156372.0 7
Calculated heat duty [Watt]	1888269.0 9	268139.6 2	178370.4 8	917659.5 7	145775.7 3	156372.0 7
Required exchanger area [sqm]	383.56	76.89	31.77	342.09	72.51	4.51
Actual exchanger area [sqm]	383.56	76.89	31.77	342.09	72.51	4.51

Name	H-401	H-402	H-403	H-404	H-405	H-406
Average U (Dirty) [Watt/sqm-K]	17.43	15.77	26.42	38.30	360.81	1027.85
UA [J/sec-K]	6684.30	1212.32	839.26	13101.00	26160.43	4639.11
LMTD (Corrected) [C]	282.49	221.18	212.53	70.04	5.57	33.71
LMTD correction factor	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
Number of shells in series	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
Cold Mass Flows [kg/hr]	6780.00	2200.00	1590.00	9155.00	11085.17	7275.00

ตารางที่ ค-2 สภาวะเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่อัตราการไหลรวมของน้ำที่ 27,000 กิโลกรัมต่อ

ชั่วโมง



สภาวะของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่อัตราการไหลรวมของอากาศที่ 30,000 กิโลกรัมต่อ

ชั่วโมง

Name	H-401	H-402	H-403	H-404	H-405	H-406
Hot side property method	UNIFAC	UNIFAC	UNIFAC	UNIFAC	UNIFAC	UNIFAC
Hot side use true species approach for electrolytes	YES	YES	YES	YES	YES	YES
Hot side free-water phase properties method	STEAM-TA	STEAM-TA	STEAM-TA	STEAM-TA	STEAM-TA	STEAM-TA
Hot side water solubility method	3.00	3.00	3.00	3.00	3.00	3.00
Cold side property method	UNIFAC	UNIFAC	UNIFAC	UNIFAC	UNIFAC	UNIFAC
Cold side use true species approach for electrolytes	YES	YES	YES	YES	YES	YES
Cold side free-water phase properties method	STEAM-TA	STEAM-TA	STEAM-TA	STEAM-TA	STEAM-TA	STEAM-TA
Cold side water solubility method	3.00	3.00	3.00	3.00	3.00	3.00
Exchanger specification	420.00	440.00	435.00	82.00	2.00	70.00
Units of exchanger specification	C	C	C	C	C	C
Constant UA [J/sec-K]	14963.80	593.98				
Minimum temperature approach [C]	10.00	10.00	10.00	10.00	3.00	10.00
Hot side outlet pressure [bar]	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Cold side outlet pressure [bar]	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Inlet hot stream temperature [C]	1129.00	545.38	505.32	461.89	29.18	130.00
Inlet hot stream pressure [bar]	1.01	1.00	1.00	1.00	1.03	1.01
Inlet hot stream vapor fraction	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	0.24
Outlet hot stream temperature [C]	420.00	440.00	435.00	82.00	2.00	70.00
Outlet hot stream pressure [bar]	1.01	1.00	1.00	1.00	1.03	1.01
Outlet hot stream vapor fraction	1.00	1.00	1.00	1.00	0.98	0.00
Inlet cold stream temperature [C]	28.00	28.00	28.00	28.00	-1.00	28.00
Inlet cold stream pressure [bar]	1.00	1.00	1.00	1.00	4.00	1.00
Inlet cold stream vapor fraction	1.00	1.00	1.00	1.00	0.00	1.00
Outlet cold stream temperature [C]	933.43	444.41	412.51	372.90	19.86	103.41
Outlet cold stream pressure [bar]	1.00	1.00	1.00	1.00	4.00	1.00
Outlet cold stream vapor fraction	1.00	1.00	1.00	1.00	0.00	1.00
Heat duty [Watt]	1888269.0 9	268139.6 2	178370.4 8	917659.5 7	145775.7 3	156372.0 7
Calculated heat duty [Watt]	1888269.0 9	268139.6 2	178370.4 8	917659.5 7	145775.7 3	156372.0 7
Required exchanger area [sqm]	383.56	76.89	31.77	342.09	72.51	4.51
Actual exchanger area [sqm]	383.56	76.89	31.77	342.09	72.51	4.51

Name	H-401	H-402	H-403	H-404	H-405	H-406
Average U (Dirty) [Watt/sqm-K]	17.43	15.77	26.42	38.30	360.81	1027.85
UA [J/sec-K]	6684.30	1212.32	839.26	13101.00	26160.43	4639.11
LMTD (Corrected) [C]	282.49	221.18	212.53	70.04	5.57	33.71
LMTD correction factor	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
Number of shells in series	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
Cold Mass Flows [kg/hr]	6780.00	2200.00	1590.00	9155.00	11085.17	7275.00

ตารางที่ ค-3 สภาวะเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่อัตราการไหลรวมของน้ำที่ 30,000 กิโลกรัมต่อ

ชั่วโมง



สภาวะของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่อัตราการไหลรวมของอากาศที่ 33,000 กิโลกรัมต่อชั่วโมง

Name	H-401	H-402	H-403	H-404	H-405	H-406
Hot side property method	UNIFAC	UNIFAC	UNIFAC	UNIFAC	UNIFAC	UNIFAC
Hot side use true species approach for electrolytes	YES	YES	YES	YES	YES	YES
Hot side free-water phase properties method	STEAM-TA	STEAM-TA	STEAM-TA	STEAM-TA	STEAM-TA	STEAM-TA
Hot side water solubility method	3.00	3.00	3.00	3.00	3.00	3.00
Cold side property method	UNIFAC	UNIFAC	UNIFAC	UNIFAC	UNIFAC	UNIFAC
Cold side use true species approach for electrolytes	YES	YES	YES	YES	YES	YES
Cold side free-water phase properties method	STEAM-TA	STEAM-TA	STEAM-TA	STEAM-TA	STEAM-TA	STEAM-TA
Cold side water solubility method	3.00	3.00	3.00	3.00	3.00	3.00
Exchanger specification	420.00	440.00	435.00	82.00	2.00	70.00
Units of exchanger specification	C	C	C	C	C	C
Constant UA [J/sec-K]	14963.80	593.98				
Minimum temperature approach [C]	10.00	10.00	10.00	10.00	3.00	10.00
Hot side outlet pressure [bar]	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Cold side outlet pressure [bar]	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Inlet hot stream temperature [C]	1129.00	545.38	505.32	461.89	29.18	130.00
Inlet hot stream pressure [bar]	1.01	1.00	1.00	1.00	1.03	1.01
Inlet hot stream vapor fraction	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	0.24
Outlet hot stream temperature [C]	420.00	440.00	435.00	82.00	2.00	70.00
Outlet hot stream pressure [bar]	1.01	1.00	1.00	1.00	1.03	1.01
Outlet hot stream vapor fraction	1.00	1.00	1.00	1.00	0.98	0.00
Inlet cold stream temperature [C]	28.00	28.00	28.00	28.00	-1.00	28.00
Inlet cold stream pressure [bar]	1.00	1.00	1.00	1.00	4.00	1.00
Inlet cold stream vapor fraction	1.00	1.00	1.00	1.00	0.00	1.00
Outlet cold stream temperature [C]	849.70	403.47	374.69	339.31	19.86	95.96
Outlet cold stream pressure [bar]	1.00	1.00	1.00	1.00	4.00	1.00
Outlet cold stream vapor fraction	1.00	1.00	1.00	1.00	0.00	1.00
Heat duty [Watt]	1888269.0 9	268139.6 2	178370.4 8	917659.5 7	145775.7 3	156372.0 7
Calculated heat duty [Watt]	1888269.0 9	268139.6 2	178370.4 8	917659.5 7	145775.7 3	156372.0 7
Required exchanger area [sqm]	325.91	67.11	27.76	286.43	72.51	4.02

Actual exchanger area [sqm]	325.91	67.11	27.76	286.43	72.51	4.02
Name	H-401	H-402	H-403	H-404	H-405	H-406
Average U (Dirty) [Watt/sqm-K]	17.43	15.77	26.42	38.30	360.81	1027.85
UA [J/sec-K]	5679.49	1058.13	733.49	10969.11	26160.43	4128.22
LMTD (Corrected) [C]	332.47	253.41	243.18	83.66	5.57	37.88
LMTD correction factor	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
Number of shells in series	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
Cold Mass Flows [kg/hr]	7530.00	2450.00	1770.00	10175.00	11085.17	8075.00

ตารางที่ ค-4 สภาวะเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่อัตราการไหลรวมของน้ำที่ 33,000 กิโลกรัมต่อ

ชั่วโมง





สภาวะของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่อัตราการไหลรวมของอากาศที่ 36,000 กิโลกรัมต่อ

ชั่วโมง

Name	H-401	H-402	H-403	H-404	H-405	H-406
Hot side property method	UNIFAC	UNIFAC	UNIFAC	UNIFAC	UNIFAC	UNIFAC
Hot side use true species approach for electrolytes	YES	YES	YES	YES	YES	YES
Hot side free-water phase properties method	STEAM-TA	STEAM-TA	STEAM-TA	STEAM-TA	STEAM-TA	STEAM-TA
Hot side water solubility method	3.00	3.00	3.00	3.00	3.00	3.00
Cold side property method	UNIFAC	UNIFAC	UNIFAC	UNIFAC	UNIFAC	UNIFAC
Cold side use true species approach for electrolytes	YES	YES	YES	YES	YES	YES
Cold side free-water phase properties method	STEAM-TA	STEAM-TA	STEAM-TA	STEAM-TA	STEAM-TA	STEAM-TA
Cold side water solubility method	3.00	3.00	3.00	3.00	3.00	3.00
Exchanger specification	420.00	440.00	435.00	82.00	2.00	70.00
Units of exchanger specification	C	C	C	C	C	C
Constant UA [J/sec-K]	14963.80	593.98				
Minimum temperature approach [C]	10.00	10.00	10.00	10.00	3.00	10.00
Hot side outlet pressure [bar]	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Cold side outlet pressure [bar]	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Inlet hot stream temperature [C]	1129.00	545.38	505.32	461.89	29.18	130.00
Inlet hot stream pressure [bar]	1.01	1.00	1.00	1.00	1.03	1.01
Inlet hot stream vapor fraction	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	0.24
Outlet hot stream temperature [C]	420.00	440.00	435.00	82.00	2.00	70.00
Outlet hot stream pressure [bar]	1.01	1.00	1.00	1.00	1.03	1.01
Outlet hot stream vapor fraction	1.00	1.00	1.00	1.00	0.98	0.00
Inlet cold stream temperature [C]	28.00	28.00	28.00	28.00	-1.00	28.00
Inlet cold stream pressure [bar]	1.00	1.00	1.00	1.00	4.00	1.00
Inlet cold stream vapor fraction	1.00	1.00	1.00	1.00	0.00	1.00
Outlet cold stream temperature [C]	721.98	341.68	317.63	288.48	19.86	84.75
Outlet cold stream pressure [bar]	1.00	1.00	1.00	1.00	4.00	1.00
Outlet cold stream vapor fraction	1.00	1.00	1.00	1.00	0.00	1.00
Heat duty [Watt]	1888269.0 9	268139.6 2	178370.4 8	917659.5 7	145775.7 3	156372.0 7
Calculated heat duty [Watt]	1888269.0 9	268139.6 2	178370.4 8	917659.5 7	145775.7 3	156372.0 7
Required exchanger area [sqm]	271.25	57.51	23.83	234.11	72.51	3.49
Actual exchanger area [sqm]	271.25	57.51	23.83	234.11	72.51	3.49

Name	H-401	H-402	H-403	H-404	H-405	H-406
Average U (Dirty) [Watt/sqm-K]	17.43	15.77	26.42	38.30	360.81	1027.85
UA [J/sec-K]	4727.04	906.73	629.53	8965.75	26160.43	3586.05
LMTD (Corrected) [C]	399.46	295.72	283.34	102.35	5.57	43.61
LMTD correction factor	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
Number of shells in series	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
Cold Mass Flows [kg/hr]	9030.00	2950.00	2130.00	12215.00	11085.17	9675.00

ตารางที่ ค-5 สภาวะเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่อัตราการไหลรวมของน้ำที่ 36,000 กิโลกรัมต่อ

ชั่วโมง



จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย  
CHULALONGKORN UNIVERSITY

สภาวะของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่อัตราการไหลรวมของอากาศที่ 39,000 กิโลกรัมต่อชั่วโมง

Name	H-401	H-402	H-403	H-404	H-405	H-406
Hot side property method	UNIFAC	UNIFAC	UNIFAC	UNIFAC	UNIFAC	UNIFAC
Hot side use true species approach for electrolytes	YES	YES	YES	YES	YES	YES
Hot side free-water phase properties method	STEAM-TA	STEAM-TA	STEAM-TA	STEAM-TA	STEAM-TA	STEAM-TA
Hot side water solubility method	3.00	3.00	3.00	3.00	3.00	3.00
Cold side property method	UNIFAC	UNIFAC	UNIFAC	UNIFAC	UNIFAC	UNIFAC
Cold side use true species approach for electrolytes	YES	YES	YES	YES	YES	YES
Cold side free-water phase properties method	STEAM-TA	STEAM-TA	STEAM-TA	STEAM-TA	STEAM-TA	STEAM-TA
Cold side water solubility method	3.00	3.00	3.00	3.00	3.00	3.00
Exchanger specification	420.00	440.00	435.00	82.00	2.00	70.00
Units of exchanger specification	C	C	C	C	C	C
Constant UA [J/sec-K]	14963.80	593.98				
Minimum temperature approach [C]	10.00	10.00	10.00	10.00	3.00	10.00
Hot side outlet pressure [bar]	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Cold side outlet pressure [bar]	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Inlet hot stream temperature [C]	1129.00	545.38	505.32	461.89	29.18	130.00
Inlet hot stream pressure [bar]	1.01	1.00	1.00	1.00	1.03	1.01
Inlet hot stream vapor fraction	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	0.24
Outlet hot stream temperature [C]	420.00	440.00	435.00	82.00	2.00	70.00
Outlet hot stream pressure [bar]	1.01	1.00	1.00	1.00	1.03	1.01
Outlet hot stream vapor fraction	1.00	1.00	1.00	1.00	0.98	0.00
Inlet cold stream temperature [C]	28.00	28.00	28.00	28.00	-1.00	28.00
Inlet cold stream pressure [bar]	1.00	1.00	1.00	1.00	4.00	1.00
Inlet cold stream vapor fraction	1.00	1.00	1.00	1.00	0.00	1.00
Outlet cold stream temperature [C]	672.08	317.80	295.57	268.80	19.86	80.42
Outlet cold stream pressure [bar]	1.00	1.00	1.00	1.00	4.00	1.00
Outlet cold stream vapor fraction	1.00	1.00	1.00	1.00	0.00	1.00
Heat duty [Watt]	1888269.09	268139.62	178370.48	917659.57	145775.73	156372.07

Name	H-401	H-402	H-403	H-404	H-405	H-406
Calculated heat duty [Watt]	1888269.09	268139.62	178370.48	917659.57	145775.73	156372.07
Required exchanger area [sqm]	255.77	54.73	22.69	219.51	72.51	3.33
Actual exchanger area [sqm]	255.77	54.73	22.69	219.51	72.51	3.33
Average U (Dirty) [Watt/sqm-K]	17.43	15.77	26.42	38.30	360.81	1027.85
UA [J/sec-K]	4457.33	862.96	599.46	8406.26	26160.43	3422.91
LMTD (Corrected) [C]	423.63	310.72	297.55	109.16	5.57	45.68
LMTD correction factor	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
Number of shells in series	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
Cold Mass Flows [kg/hr]	9780.00	3200.00	2310.00	13235.00	11085.17	10475.00

ตารางที่ ค-6 สภาวะเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่อัตราการไหลรวมของน้ำที่ 39,000 กิโลกรัมต่อ

ชั่วโมง

### ภาคผนวก ง

การวิเคราะห์การแลกเปลี่ยนเปลี่ยนความร้อนของกระบวนการผลิตที่สภาวะอุณหภูมิขาออก  
ของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนเป็น 45 องศาเซลเซียส

อุณหภูมิ (องศาเซลเซียส)	เอนทาลปี (กิโลจูลต่อชั่วโมง)
1154.00	1976973.53
538.45	7983329.07
497.78	8758731.82
477.90	9322352.06
445.00	10545777.14
415.00	11103941.11
85.00	14023679.57
77.00	14140200.57
65.00	14208809.77
50.00	14208809.77
45.00	10684498.15
33.00	2028557.62
24.86	1894598.53
24.18	1865734.34
4.00	1187874.91
-3.00	1130896.89
-71.68	0.00

ตารางที่ ง-1 เส้นแกรนด์คอมโพสิท (Grand composite curve) ของกระบวนการผลิต

เส้นโค้งคอมโพสิตสายร้อน		เส้นโค้งคอมโพสิตสายเย็น	
อุณหภูมิ (องศาเซลเซียส)	เอนทาลปี (กิโลจูลต่อชั่วโมง)	อุณหภูมิ (องศาเซลเซียส)	เอนทาลปี (กิโลจูลต่อชั่วโมง)
1159.00	12458113.09	45.00	14435086.62
543.45	6451757.55	40.00	10910775.01
502.78	5676354.80	28.00	2254834.48
482.90	5112734.56	19.86	2120875.38
450.00	3889309.47	-1.00	1246159.27
420.00	3331145.51	-76.68	0.00
90.00	411407.05		
82.00	294886.05		
70.00	226276.85		
29.18	226276.85		
2.00	0.00		

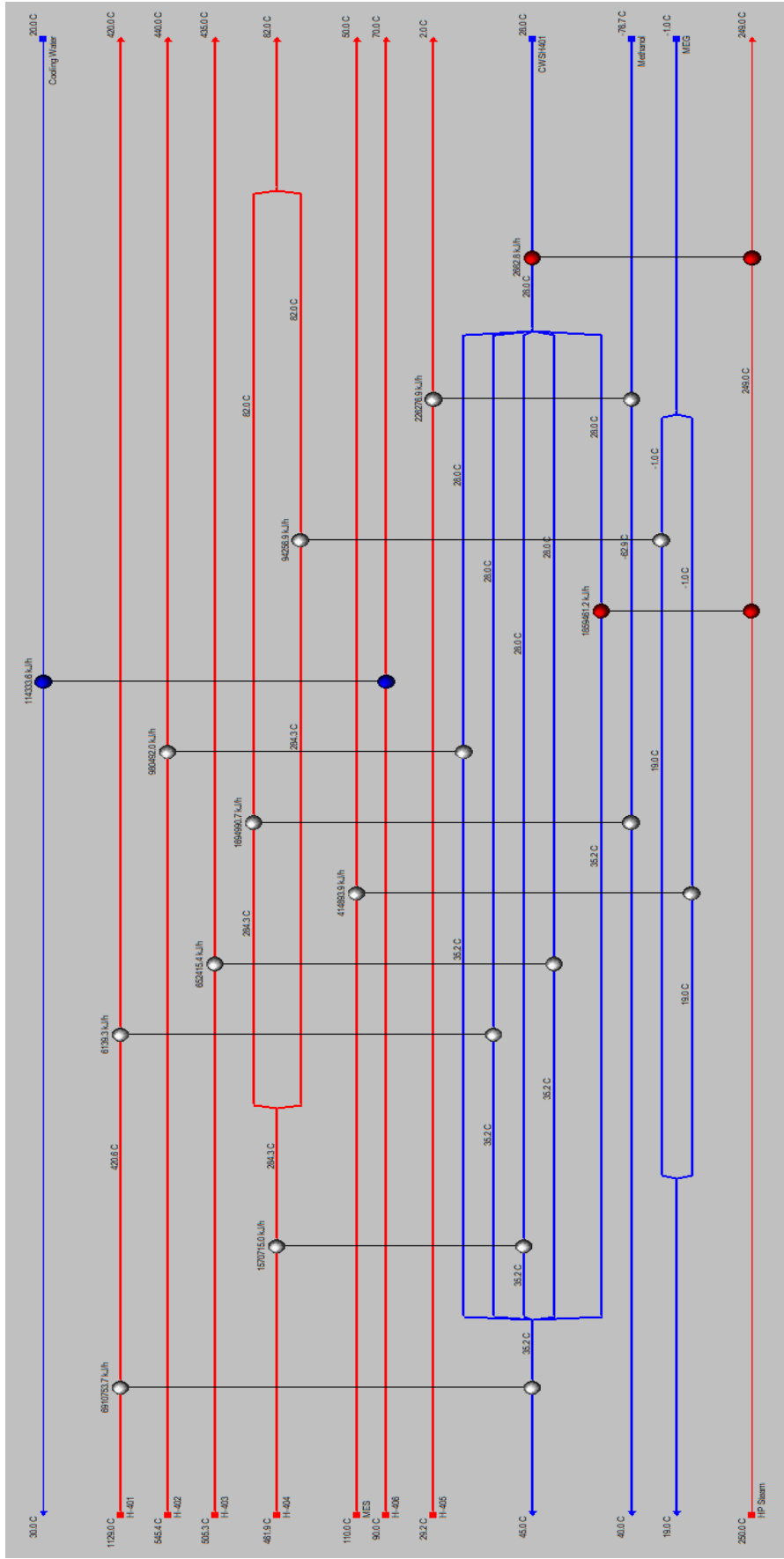
ตารางที่ ง-2 เส้นโค้งคอมโพสิตสายร้อนและสายเย็น (Composite curve) ของกระบวนการผลิต

Name	Inlet T [C]	Outlet T [C]	MCp [kJ/C*h]	Enthalpy [kJ/h]	HTC [kJ/h-m <sup>2</sup> -C]	Flowrate [Kg/hr]	Effective Cp [kJ/kg-C]
H-405	29.1760349	2	8326.338	226276.8521	720	8097.66	1.02824001
H-403	505.315	435	9278.466787	652415.3921	62.3081236	8679.57604	1.069
H-404	461.8934	82	8844.487985	3359962.612	69.0650205	8679.57604	1.019
H-402	545.3782	440	9304.505515	980492.043	61.7814815	8679.57604	1.072
H-401	1129	420	9755.843469	6916893.019	86.6974247	8679.57604	1.124
H-406	90	70	5716.680476	114333.6095	720	5566.388	1.027
Methanol	-76.6805	40	16466.05498	1921267.528	720	4460.315	3.69167984
CWSH401	28	45	704862.3225	11982659.48	720	170636.742	4.13077696
MES	110	50	6914.898	414893.88	720	6083.87189	1.13659494
MEG	-1	19	25457.54	509150.8	720	11085.17	2.29654033

ตารางที่ ง-3 ข้อมูลวิเคราะห์การแลกเปลี่ยนความร้อนของกระบวนการผลิตในสถานะที่อุณหภูมิขาออกจากเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนเป็น 45 องศาเซลเซียส

Heat Exchanger	Load [K/hr]	Cost Index [Cosr]	Area [m2]	LMTD [C]	Overall U [k/h-m2-C]	FFactor	Hot Steam	Hot Tin [C]	Hot T out [C]	Cold stream	Cold Tin [C]	Cold T out [C]	dT Min Hot [C]	dT Min Cold [C]
E-114	114333.61	11969.70	3.08	54.85	683.54	0.99	H-406	90	70	Cooling Water	20	30	60	50
E-108	1570715.02	35220.80	74.70	334.29	63.02	1.00	H-404	461.8934	284.300868	CWSH401	28.0038061	35.1955978	426.697802	256.297062
E-110	1859461.24	15936.78	12.25	217.89	696.77	1.00	HP Steam	250	249.001441	CWSH401	28.0038061	35.1955978	214.804402	220.997635
E-112	94256.92	14978.61	9.83	156.88	63.02	0.97	H-404	284.300868	82	MEG	-1	19	265.300868	83
E-115	226276.85	13984.17	7.44	85.22	360.00	0.99	H-405	29.1760349	2	Methanol	-76.6805	62.9384803	92.1145152	78.6805
E-105	6910753.68	49903.03	132.55	675.57	77.38	1.00	H-401	1129	420.629299	CWSH401	35.1955978	45	1084	385.433701
E-107	6139.34	10224.38	0.20	388.71	77.38	1.00	H-401	420.629299	420	CWSH401	28.0038061	35.1955978	385.433701	391.996194
E-109	652415.39	20840.33	26.00	437.80	57.35	1.00	H-403	505.315	435	CWSH401	28.0038061	35.1955978	470.119402	406.996194
E-113	414893.88	17881.70	17.45	69.08	360.00	0.96	MES	110	50	MEG	-1	19	91	51
E-111	1694990.68	55949.88	158.12	190.32	63.02	0.89	H-404	284.300868	82	Methanol	62.9384803	40	244.300868	144.93848
E-116	2682.78	10031.33	0.02	221.00	696.77	1.00	HP Steam	249.001441	249	CWSH401	28	28.0038061	220.997635	221
E-106	980492.04	24543.23	37.54	459.34	56.90	1.00	H-402	545.3782	440	CWSH401	28.0038061	35.1955978	510.182602	411.996194

ตารางที่ 4-4 ข้อมูลของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่ได้จากการวิเคราะห์ด้วยโปรแกรม Aspen Energy Analyzer ในรูปแบบที่ 1



รูปที่ จ-1 แสดงรูปแบบเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนในรูปแบบที่ 1 ซึ่งเป็นรูปแบบที่ได้พัฒนาแลกเปลี่ยนความร้อนรวมน้อยที่สุด



### ภาคผนวก จ

การวิเคราะห์การแลกเปลี่ยนเปลี่ยนความร้อนของกระบวนการผลิตที่สภาวะผลิตไอน้ำจาก  
กระบวนการ

อุณหภูมิ (องศาเซลเซียส)	เอนทาลปี (กิโลจูลต่อชั่วโมง)
1124.00	7234950.92
540.38	12928673.85
500.32	13692292.42
456.89	14922809.14
435.00	15736878.08
430.00	15876272.08
415.00	16155277.05
146.00	18534444.32
105.00	12558468.32
85.00	9781656.043
77.00	8716664.574
65.00	7013043.516
45.00	4059341.476
33.00	2006548.816
24.18	1861252.922
24.00	1859820.048
4.00	1187874.908
-3.00	1130896.889
-71.68	0

ตารางที่ จ-1 เส้นแกรนด์คอมโพสิท (Grand composite curve) ของกระบวนการผลิต

เส้นโค้งคอมโพสิตสายร้อน		เส้นโค้งคอมโพสิตสายเย็น	
อุณหภูมิ (องศาเซลเซียส)	เอนทาลปี (กิโลจูลต่อชั่วโมง)	อุณหภูมิ (องศาเซลเซียส)	เอนทาลปี (กิโลจูลต่อชั่วโมง)
1129.00	12665267.41	141.00	19900218.33
545.38	6971544.48	40.00	4285618.33
505.32	6207925.91	28.00	2232825.67
461.89	4977409.19	19.00	2084631.17
440.00	4163340.24	-1.00	1246159.27
435.00	4023946.25	-76.68	0.00
420.00	3744941.28		
110.00	1003150.01		
90.00	687962.29		
82.00	516153.75		
70.00	364574.81		
50.00	226276.85		
29.18	226276.85		
2.00	0.00		

ตารางที่ จ-2 เส้นโค้งคอมโพสิตสายร้อนและสายเย็น (Composite curve) ของกระบวนการผลิต

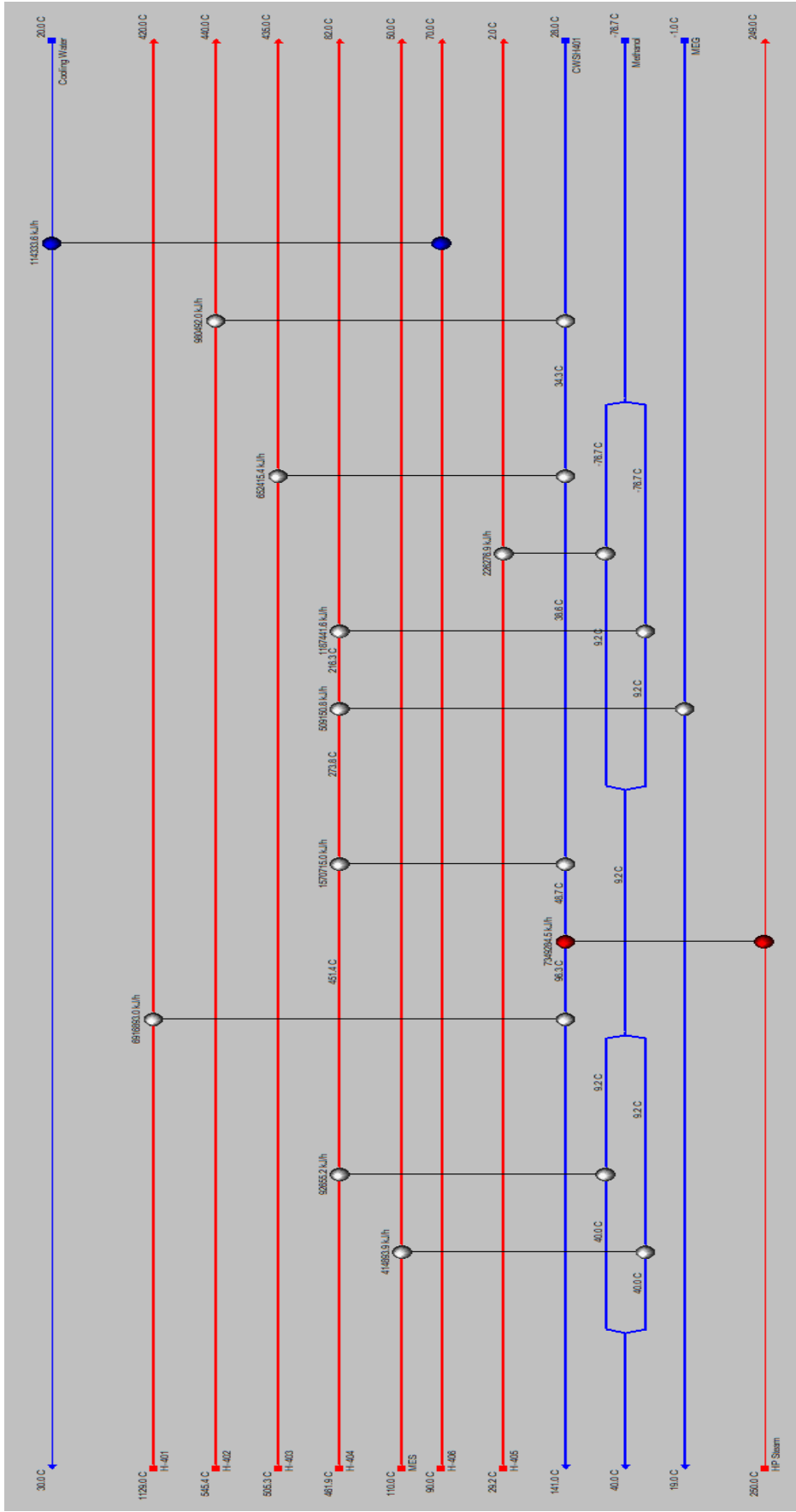
Name	Inlet T [C]	Outlet T [C]	MCp [kJ/C*h]	Enthalpy [kJ/h]	HTC [kJ/h-m <sup>2</sup> -C]	Flowrate [Kg/hr]	Effective Cp [kJ/kg-C]
H-401	1129.00	420.00	9,755.84	6,916,893.02	86.70	8,679.58	1.12
H-402	545.38	440.00	9,304.51	980,492.04	61.78	8,679.58	1.07
H-403	505.32	435.00	9,278.47	652,415.39	62.31	8,679.58	1.07
H-404	461.89	82.00	8,844.49	3,359,962.61	69.07	8,679.58	1.02
H-405	29.18	2.00	8,326.34	226,276.85	720.00	8,097.66	1.03
H-406	90.00	70.00	5,716.68	114,333.61	720.00	5,566.39	1.03
MEG	-1.00	19.00	25,457.54	509,150.80	720.00	11,085.17	2.30
MES	110.00	50.00	6,914.90	414,893.88	720.00	6,083.87	1.14
Methanol	-76.68	40.00	16,466.05	1,921,267.53	720.00	4,460.32	3.69
น้ำหล่อเย็น	28.00	141.00	154,600.00	17,469,800.00	720.00	25,000.00	6.18

ตารางที่ จ-3 ข้อมูลวิเคราะห์การแลกเปลี่ยนความร้อนของกระบวนการผลิตในสภาวะผลิตไอน้ำจาก

กระบวนการผลิต

Heat Exchanger	Load [KJ/hr]	Cost Index [Cosr]	Area [m2]	LMTD [C]	Overall U [k/h-m2-C]	FFactor	Hot Steam	Hot Tin [C]	Hot T out [C]	Cold stream	Cold Tin [C]	Cold T out [C]	dT Min Hot [C]	dT Min Cold [C]
E-107	1570715.02	36711.52	80.26	311.52	63.02	1.00	H-404	451.42	273.82	CWSH401	38.56	48.72	402.70	235.26
E-103	92655.22	12131.70	3.40	431.99	63.02	1.00	H-404	461.89	451.42	Methanol	9.18	40.00	421.89	442.24
E-112	1187441.57	44474.63	110.41	181.81	63.02	0.94	H-404	216.26	82.00	Methanol	-76.68	9.18	207.08	158.68
E-105	4148938.8	20219.93	24.15	54.11	360.00	0.88	MES	110.00	50.00	Methanol	9.18	40.00	70.00	40.82
E-109	5091508.0	23568.71	34.42	235.54	63.02	1.00	H-404	273.82	216.26	MEG	-1.00	19.00	254.82	217.26
E-111	2262768.5	18940.30	17.18	42.84	360.00	0.85	H-405	29.18	2.00	Methanol	-76.68	9.18	20.00	78.68
E-113	980492.04	24532.27	37.50	459.74	56.90	1.00	H-402	545.38	440.00	CWSH401	28.00	34.34	511.04	412.00
E-104	6916893.02	54661.42	152.60	595.35	77.38	0.98	H-401	1129.00	420.00	CWSH401	96.26	141.00	988.00	323.74
E-106	7349284.53	31150.53	59.95	175.98	696.77	1.00	HP Steam	250.00	249.00	CWSH401	48.72	96.26	153.74	200.28
E-108	652415.39	20937.55	26.29	432.86	57.35	1.00	H-403	505.32	435.00	CWSH401	34.34	38.56	466.75	400.66
E-110	114333.61	11969.70	3.08	54.85	683.54	0.99	H-406	90.00	70.00	Cooling Water	20.00	30.00	60.00	50.00

ตารางที่ จ-4 ข้อมูลของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนหลังจากการวิเคราะห์ด้วยโปรแกรม Aspen Energy Analyzer ในรูปแบบที่ 6



รูปที่ จ-1 แสดงรูปแบบเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนในรูปแบบที่ 6 ซึ่งเป็นรูปแบบที่ได้พบแบบที่น้อยที่สุด

### ภาคผนวก ฉ

การวิเคราะห์การแลกเปลี่ยนเปลี่ยนความร้อนของกระบวนการผลิตที่สภาวะผลิตไอน้ำจาก  
กระบวนการผลิตโดยไม่ใช่เอททิลีนไกลคอลเป็นสารเย็น

อุณหภูมิ (องศาเซลเซียส)	เอนทาลปี (กิโลจูลต่อชั่วโมง)
1124.00	6725800.12
540.38	12419523.05
500.32	13183141.62
456.89	14413658.34
435.00	15227727.28
430.00	15367121.28
415.00	15646126.25
146.00	18025293.52
105.00	12049317.52
85.00	9272505.243
77.00	8207513.774
65.00	6503892.716
45.00	3550190.676
33.00	1497398.016
24.18	1352102.122
-3.00	1130896.889
-71.68	0

ตารางที่ ฉ-1 เส้นแกรนด์คอมโพสิท (Grand composite curve) ของกระบวนการผลิต

เส้นโค้งคอมโพสิตสายร้อน		เส้นโค้งคอมโพสิตสายเย็น	
อุณหภูมิ (องศาเซลเซียส)	เอนทาลปี (กิโลจูลต่อชั่วโมง)	อุณหภูมิ (องศาเซลเซียส)	เอนทาลปี (กิโลจูลต่อชั่วโมง)
1129.00	12665267.41	141.00	19391067.53
545.38	6971544.48	40.00	3776467.53
505.32	6207925.91	28.00	1723674.87
461.89	4977409.19	-76.68	0.00
440.00	4163340.24		
435.00	4023946.25		
420.00	3744941.28		
110.00	1003150.01		
90.00	687962.29		
82.00	516153.75		
70.00	364574.81		
50.00	226276.85		
29.18	226276.85		
2.00	0.00		

ตารางที่ ฉ-2 เส้นโค้งคอมโพสิตสายร้อนและสายเย็น (Composite curve) ของกระบวนการผลิต

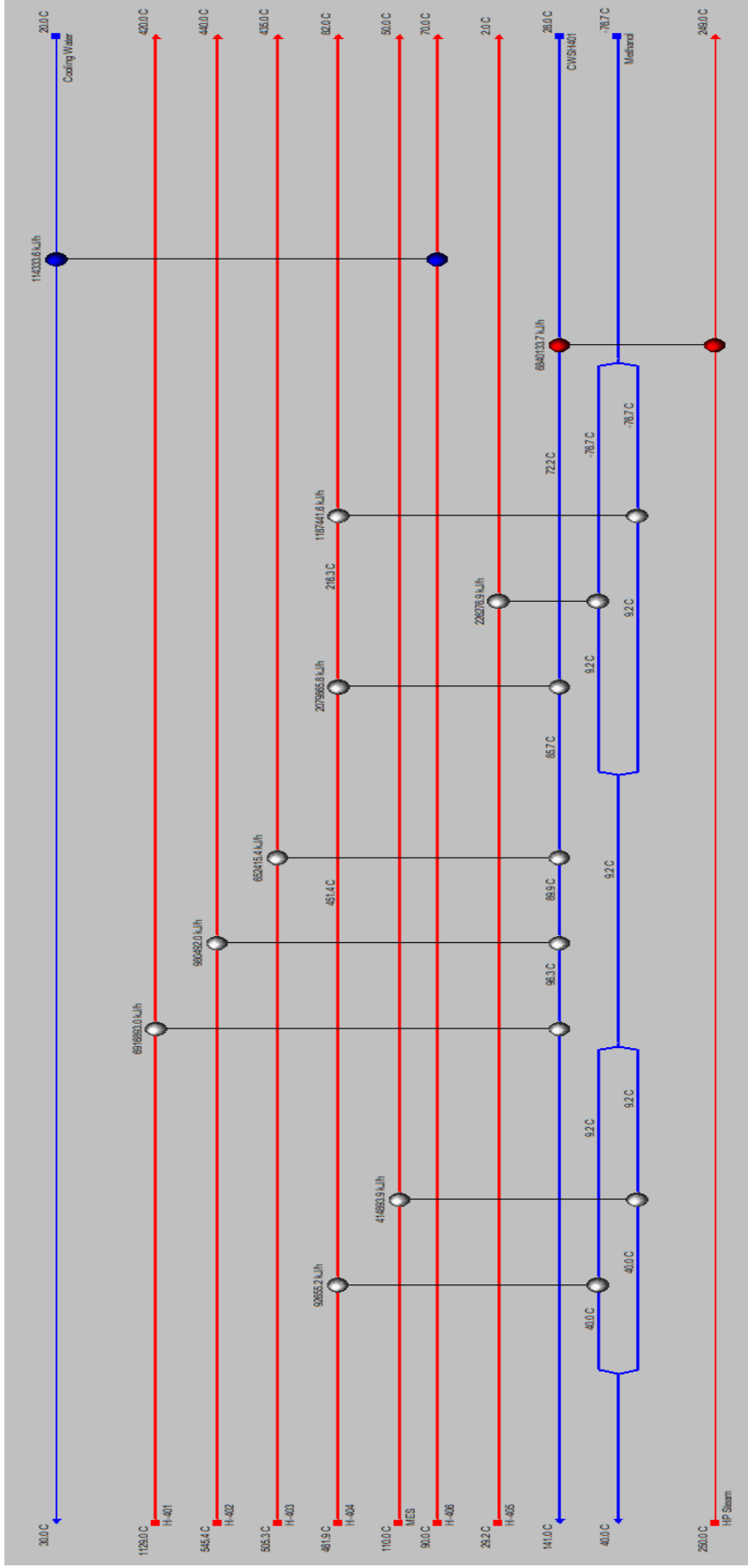
Name	Inlet T [C]	Outlet T [C]	MCp [kJ/C*h]	Enthalpy [kJ/h]	HTC [kJ/h-m <sup>2</sup> -C]	Flowrate [Kg/hr]	Effective Cp [kJ/kg-C]
H-401	1129.00	420.00	9755.84	6916893.02	86.70	8679.58	1.12
H-402	545.38	440.00	9304.51	980492.04	61.78	8679.58	1.07
H-403	505.32	435.00	9278.47	652415.39	62.31	8679.58	1.07
H-404	461.89	82.00	8844.49	3359962.61	69.07	8679.58	1.02
H-405	29.18	2.00	8326.34	226276.85	720.00	8097.66	1.03
H-406	90.00	70.00	5716.68	114333.61	720.00	5566.39	1.03
MES	110.00	50.00	6914.90	414893.88	720.00	6083.87	1.14
Methanol	-76.68	40.00	16466.05	1921267.53	720.00	4460.32	3.69
น้ำหล่อเย็น	28.00	141.00	154600.00	17469800.00	720.00	25000.00	6.18

ตารางที่ ฉ-3 ข้อมูลวิเคราะห์การแลกเปลี่ยนความร้อนของกระบวนการผลิตในสภาวะผลิตไอ

น้ำจากกระบวนการผลิตโดยไม่ใช่เอททิลีนไกลคอลเป็นสารเย็น

Heat Exchanger	Load [KJ/hr]	Cost Index [Cost]	Area [m2]	LMTD [C]	Overall U [KJ/h-m2-C]	FFactor	Hot Steam	Hot Tin [C]	Hot T out [C]	Cold stream	Cold Tin [C]	Cold T out [C]	dT Min Hot [C]	dT Min Cold [C]
E-103	92655.22 2079865.	12131.70	3.40	431.99	63.02	1.00	H-404	461.89	451.42	Methanol	9.18	40.00	421.89	442.24
E-108	82 980492.0	51711.54	140.11	237.89	63.02	0.99	H-404	451.42	216.26	CWSH401	72.24	85.70	365.72	144.01
E-106	4 652415.3	26326.61	43.38	397.55	56.90	1.00	H-402	545.38	440.00	CWSH401	89.92	96.26	449.12	350.08
E-107	9 414893.8	22103.95	29.84	381.40	57.35	1.00	H-403	505.32	435.00	CWSH401	85.70	89.92	415.40	349.30
E-105	8 226276.8	20219.93	24.15	54.11	360.0	0.88	MES	110.00	50.00	Methanol	9.18	40.00	70.00	40.82
E-110	5 6840133.	18940.30	17.18	42.84	360.0	0.85	H-405	29.18	2.00	Methanol	-76.68	9.18	20.00	78.68
E-112	73 6916893.	28128.44	49.44	198.59	696.7	1.00	HP Steam	250.00	249.00	CWSH401	28.00	72.24	177.76	221.00
E-104	02 114333.6	54661.42	152.60	595.35	77.38	0.98	H-401	1129.00	420.00	CWSH401	96.26	141.00	988.00	323.74
E-109	1 1187441.	11969.70	3.08	54.85	683.5	0.99	H-406	90.00	70.00	Cooling Water	20.00	30.00	60.00	50.00
E-111	57	44474.63	110.41	181.81	63.02	0.94	H-404	216.26	82.00	Methanol	-76.68	9.18	207.08	158.68

ตารางที่ ฉ-4 ข้อมูลของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนหลังจากการวิเคราะห์ด้วยโปรแกรม Aspen Energy Analyzer ในรูปแบบที่ 5



รูปที่ จ-1 แสดงรูปแบบเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนในรูปแบบที่ 5 ซึ่งเป็นรูปแบบที่ได้พบแลกเปลี่ยนความร้อนรวมน้อยที่สุด



## ประวัติผู้เขียน

ชื่อ-สกุล	กฤตวิทย์ ชอบทำดี
วัน เดือน ปี เกิด	18 กุมภาพันธ์ 2537
สถานที่เกิด	โรงพยาบาลพระนครศรีอยุธยา
วุฒิการศึกษา	วศ.บ. (วิศวกรรมศาสตร์บัณฑิต) สาขาวิศวกรรมเคมี คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์
ที่อยู่ปัจจุบัน	189/377 ซอย พหลโยธิน 34 แขวง เสนานิคม เขต จตุจักร กรุงเทพมหานคร 10900
ผลงานตีพิมพ์	Heat Integration Design of Alpha Methyl Ester Sulfonate Production Process
รางวัลที่ได้รับ	-