

การวิเคราะห์เชิงเทคนิคและเศรษฐศาสตร์ของการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอล และ
เปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์จากโรงไฟฟ้า



วิทยานิพนธ์นี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต
สาขาวิชาวิศวกรรมเคมี ภาควิชาวิศวกรรมเคมี
คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
ปีการศึกษา 2566

TECHNO-ECONOMIC ANALYSIS OF CARBON DIOXIDE-TO-METHANOL AND METHANOL-
TO-OLEFIN CONVERSION PROCESSES FOR A POWER PLANT



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 2023

หัวข้อวิทยานิพนธ์	การวิเคราะห์เชิงเทคนิคและเศรษฐศาสตร์ของการเปลี่ยน คาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอล และเปลี่ยนเมทานอล เป็นโอเลฟินส์จากโรงไฟฟ้า
โดย	นายภูพรพงศ์ ชาดิขำนิ
สาขาวิชา	วิศวกรรมเคมี
อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก	ดร.กริชชาติ ว่องไวลิขิต

คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย อนุมัติให้หัวข้อวิทยานิพนธ์ฉบับนี้เป็นส่วนหนึ่ง
ของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต

..... คณบดีคณะวิศวกรรมศาสตร์
(ศาสตราจารย์ ดร.สุพจน์ เตชวรสินสกุล)

คณะกรรมการสอบวิทยานิพนธ์

..... ประธานกรรมการ
(ศาสตราจารย์ ดร.วรงค์ ปวรจารย์)

..... อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก
(ดร.กริชชาติ ว่องไวลิขิต)

..... กรรมการ
(ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.พงศ์ธร เจริญสุขนิมิตร)

..... กรรมการภายนอกมหาวิทยาลัย
(ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.วัชรพงษ์ ขาวดี)

6470324421 : MAJOR CHEMICAL ENGINEERING

KEYWORD: CARBON DIOXIDE, carbon credits, Hydrogenation process, Methanol to olefins process

Phupornpong Chatchamni : TECHNO-ECONOMIC ANALYSIS OF CARBON DIOXIDE-TO-METHANOL AND METHANOL-TO-OLEFIN CONVERSION PROCESSES FOR A POWER PLANT. Advisor: KRITCHART WONGWAILIKHIT, Ph.D.

At present, the problem of global warming is becoming a significant issue worldwide, primarily due to continuous carbon dioxide emissions. In the year B.E. 2565, Thailand released a significant amount of carbon dioxide, with the highest contribution coming from electricity generation. To prevent the worsening of global warming, it is necessary to reduce carbon dioxide emissions or transform them into valuable chemicals (Carbon Capture and Utilization:CCU). One promising CCU method is the hydrogenation of carbon dioxide (CO₂ hydrogenation), which is a relatively simple process suitable for direct gas emission capture. This research simulated the CO₂ hydrogenation process using a Cu/Zn/Al/Zr catalyst under nine different conditions. The study analyzed the production efficiency of the process, its economic impact, and environmental implications. Additionally, the transformation of methanol into olefins (MTO) was studied using an SAPO-34 catalyst at operating conditions of temperature 470 degrees Celsius, pressure 2 bar, and WHSV 5 h⁻¹ along with Comparing the results of combining and separating the CO₂ hydrogenation and MTO processes to facilitate construction on-site. From the study, The optimal condition for transforming carbon dioxide into methanol through CO₂ hydrogenation was found to be an operating temperature of 250 degrees Celsius, a pressure of 70 bars, a space velocity of 6,000 l/kg_{cat}h, and a molar ratio of hydrogen to carbon dioxide of 3:1. This condition resulted in high

Field of Study: Chemical Engineering Student's Signature

Academic Year: 2023 Advisor's Signature

กิตติกรรมประกาศ

วิทยานิพนธ์ฉบับนี้สำเร็จลุล่วงด้วยดีจากความกรุณาและความช่วยเหลืออย่างดียิ่งจากดร. กริชชาติ ว่องไวลิขิต อาจารย์ที่ปรึกษาที่ได้ช่วยให้คำปรึกษาการดำเนินวิทยานิพนธ์ ตลอดจนได้ตรวจสอบและแก้ไขข้อบกพร่องต่างๆอันเป็นประโยชน์ในการทำวิทยานิพนธ์ฉบับนี้ตั้งแต่เริ่มดำเนินการจนกระทั่งเสร็จสมบูรณ์ ผู้ศึกษาขอกราบขอบพระคุณเป็นอย่างสูงไว้ ณ โอกาสนี้

ขอขอบคุณคณะกรรมการการสอบวิทยานิพนธ์ โดยมีศาสตราจารย์ ดร. วรงค์ ปวรอาจารย์ ประธานการสอบวิทยานิพนธ์ ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร. พงศ์ธร เจริญศุภนิมิตร กรรมการการสอบและผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร. วัชรพงษ์ ขาวดี กรรมการภายนอกที่ได้ให้คำแนะนำจนวิทยานิพนธ์นี้สมบูรณ์

ขอขอบพระคุณครอบครัวของข้าพเจ้า ที่ได้ให้กำลังใจและส่งเสริมสนับสนุนจนสำเร็จการศึกษา

ขอขอบเป็นเครื่องบูชาบูรพาจารย์ และผู้ที่มีอุปการคุณทุกท่านที่มีส่วนส่งเสริมให้ผู้ศึกษาประสบความสำเร็จในการดำเนินชีวิตและก้าวหน้าในหน้าที่การงาน

ภูพรพงศ์ ขาดิขานี

สารบัญ

	หน้า
.....	ค
บทคัดย่อภาษาไทย.....	ค
.....	ง
บทคัดย่อภาษาอังกฤษ.....	ง
กิตติกรรมประกาศ.....	จ
สารบัญ.....	ฉ
สารบัญตาราง.....	1
สารบัญรูปภาพ.....	4
บทที่ 1 บทนำ.....	7
1.1 ความเป็นมาและความสำคัญของปัญหา.....	7
1.2 วัตถุประสงค์ของงานวิจัย.....	10
1.3 ขอบเขตของงานวิจัย.....	10
1.4 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ.....	12
บทที่ 2 ทฤษฎีที่เกี่ยวข้องและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง.....	13
2.1 ภาวะโลกร้อน (Climate change).....	13
2.2 การปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์ (Carbon emission).....	13
2.3 คาร์บอนเครดิต (Carbon credit).....	14
2.4 เทคโนโลยีการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ (Carbon dioxide capture technology).....	16
2.5 ไฮโดรเจน (Hydrogen).....	22
2.6 ผลิตภัณฑ์ที่ถูกผลิตจากการใช้คาร์บอนไดออกไซด์ (Carbon dioxide utilization products)	22

2.6.1 ปฏิกริยาไฮโดรจีเนชัน.....	24
2.6.2 ปฏิกริยาเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์.....	27
2.7 งานวิจัยที่เกี่ยวข้อง (literature review)	28
2.8 Research gap	30
บทที่ 3 การทดลอง	31
3.1 ภาพรวมกระบวนการผลิตและการจำลองกระบวนการ	31
3.2 ข้อมูลปฏิกริยาและแนวทางการออกแบบกระบวนการ.....	32
3.2.1 กระบวนการไฮโดรจีเนชันของคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอล	32
3.2.1.1 ข้อมูลการเกิดปฏิกริยา	32
3.2.1.2 สภาวะของปฏิกริยา (Reaction condition).....	33
3.2.1.3 จลนศาสตร์เคมี (Kinetic reaction).....	33
3.2.1.4 โครงสร้างและแผนภาพกระบวนการผลิต	34
3.2.2 กระบวนการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์	35
3.2.2.1 ข้อมูลการเกิดปฏิกริยา	35
3.2.2.2 สภาวะของปฏิกริยา (Reaction condition).....	36
3.2.2.3 ผลการเกิดผลิตภัณฑ์ (Product Distribution).....	37
3.2.2.4 โครงสร้างและแผนภาพกระบวนการผลิต	37
3.3 การประเมินประสิทธิภาพการผลิตของกระบวนการ (Process Performance).....	38
3.3.1 การเปลี่ยนไปของสารตั้งต้น (Conversion).....	38
3.3.2 การเปลี่ยนแปลงไปเป็นสารผลิตภัณฑ์ (Yield).....	39
3.4 การประเมินความเป็นไปได้ทางเศรษฐศาสตร์.....	39
3.4.1 แนวทางการประมาณราคา.....	39
3.4.1.1 การประมาณราคาลงทุนรวมของกระบวนการ (Total capital investment: TCI)	39

3.4.1.2 การประมาณต้นทุนการผลิต (Cost of manufacturing).....	40
3.4.2 เครื่องมือในการประเมินโครงการ	43
3.4.2.1 มูลค่าปัจจุบันสุทธิ (Net present value: NPV)	43
3.4.2.2 อัตราผลตอบแทนภายใน (Internal rate of return: IRR).....	43
3.4.2.3 ระยะเวลาคืนทุนคิดลด (Discount Payback period: DPB).....	44
3.5 การปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์และการคิดราคาคาร์บอนเครดิตในกระบวนการ	45
3.5.1 การปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์สุทธิ.....	45
3.5.2 การคำนวณคาร์บอนเครดิต	45
บทที่ 4 ผลการทดลองและอภิปรายผลการทดลอง	46
4.1 กระบวนการการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอล	46
4.1.1 คำอธิบายกระบวนการการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอล	46
4.1.1.1 ตารางสายกระบวนการพื้นฐาน (the stream Table of Base case)	48
4.1.1.2 ตารางสรุปอุปกรณ์ที่ใช้ในกระบวนการพื้นฐาน (The Equipment Summary of Base case).....	48
4.1.2 การเปรียบเทียบจลนศาสตร์เคมีที่ใช้ในการทดลองกับงานวิจัยอื่นๆ	50
4.1.3 ผลการทดลองการเปลี่ยนสภาวะปฏิกิริยาของกระบวนการ.....	51
4.1.3.1 ผลของอัตราส่วนการไหลต่อหน้าพื้นที่ตัวเร่งปฏิกิริยา (Space velocity).....	55
(a) ผลต่อประสิทธิภาพการผลิตของกระบวนการ	55
(b) ผลกระทบทางเศรษฐศาสตร์	56
(c) ผลกระทบทางสิ่งแวดล้อม	56
4.1.3.2 ผลของการเพิ่มอัตราส่วนโดยโมลระหว่างไฮโดรเจนและคาร์บอนไดออกไซด์	57
(a) ผลต่อประสิทธิภาพการผลิตของกระบวนการ.....	57
(b) ผลกระทบทางเศรษฐศาสตร์.....	58
(c) ผลกระทบทางสิ่งแวดล้อม	58

4.1.3.3 ผลของการเพิ่มอุณหภูมิ.....	59
(a) ผลต่อประสิทธิภาพการผลิตของกระบวนการ.....	59
(b) ผลกระทบทางเศรษฐศาสตร์.....	60
(c) ผลกระทบทางสิ่งแวดล้อม.....	60
4.1.3.4 ผลของการเพิ่มความดัน.....	61
(a) ผลต่อประสิทธิภาพการผลิตของกระบวนการ.....	61
(b) ผลกระทบทางเศรษฐศาสตร์.....	61
(c) ผลกระทบทางสิ่งแวดล้อม.....	62
4.1.4 การวิเคราะห์เศรษฐศาสตร์ของกระบวนการผลิต.....	62
4.1.4.1 การวิเคราะห์ต้นทุนคงที่ (FCI).....	63
4.1.4.2 การวิเคราะห์ต้นทุนการผลิต (Cost of manufacturing: COM _d).....	63
4.1.4.3 การวิเคราะห์ความอ่อนไหว (Sensitivity Analysis).....	66
4.1.5 การวิเคราะห์การปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์ของกระบวนการผลิต.....	69
4.1.5.1 การวิเคราะห์อัตราส่วนการปลดปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์ในกระบวนการ... 69	
4.1.5.2 การวิเคราะห์ผลของคาร์บอนเครดิตที่มีต่อเศรษฐศาสตร์ของกระบวนการผลิตจพาลงกรณ์มหาวิทยาลัย.....	70
4.2 ผลการทดลองกระบวนการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์.....	72
4.2.1 อธิบายกระบวนการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์.....	72
4.2.1.1 ตารางสายกระบวนการพื้นฐานการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์.....	76
4.2.1.2 ตารางสรุปอุปกรณ์ที่ใช้ในกระบวนการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์.....	77
4.2.2 การประเมินทางด้านเศรษฐศาสตร์.....	81
4.2.2.1 การประเมินต้นทุนคงที่ (FCI).....	81
4.2.2.2 การประเมินต้นทุนการผลิต.....	82
4.2.2.3 การวิเคราะห์ความอ่อนไหว (Sensitivity Analysis).....	84

4.2.3 การประเมินการปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์ 87

 4.2.3.1 การวิเคราะห์อัตราส่วนการปลดปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์ในกระบวนการ... 87

 4.2.3.2 การวิเคราะห์ผลของคาร์บอนเครดิตที่มีต่อเศรษฐศาสตร์ของกระบวนการผลิต

4.3 ผลการทดลองการรวมกระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอลและกระบวนการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์ 89

4.3.1 อธิบายกระบวนการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์ 89

 4.3.1.1 ตารางสายกระบวนการรวมกระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอลและกระบวนการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์..... 96

 4.3.1.2 ตารางสรุปอุปกรณ์ที่ใช้ในกระบวนการรวมกระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอลและกระบวนการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์ 97

4.3.2 การประเมินทางด้านเศรษฐศาสตร์ 102

 4.3.2.1 การประเมินต้นทุนคงที่ (FCI)..... 102

 4.3.2.2 การประเมินต้นทุนการผลิต (Com_o)..... 103

 4.3.2.3 การวิเคราะห์ความอ่อนไหว (Sensitivity Analysis) 106

4.3.3 การประเมินการปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์ 110

 4.3.3.1 การวิเคราะห์อัตราส่วนการปลดปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์ในกระบวนการ . 110

 4.3.3.2 การวิเคราะห์ผลของคาร์บอนเครดิตที่มีต่อเศรษฐศาสตร์ของกระบวนการผลิต 111

4.3.4 การเปรียบเทียบกระบวนการระหว่างการแยกกระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอลและการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์กับการรวมกระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอลและการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์..... 113

 a) ดำเนินการสร้างกระบวนการในปัจจุบันปีพ.ศ. 2566 หรือใน ค.ศ. 2023 113

 b) หากดำเนินการสร้างกระบวนการในปัจจุบันปีพ.ศ. 2573 หรือใน ค.ศ. 2030 114

 c) หากดำเนินการสร้างกระบวนการในปัจจุบันปีพ.ศ. 2593 หรือใน ค.ศ. 2050 117

บทที่ 5 สรุปผลการทดลอง.....	121
5.1 กระบวนการไฮโดรจีเนชันในการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอล	121
5.2 สรุปผลการทดลองกระบวนการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์.....	122
5.3 สรุปผลการทดลองการรวมกระบวนการไฮโดรจีเนชันการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอลและกระบวนการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์	123
5.4 ข้อเสนอแนะ	125
ภาคผนวก ก.....	126
ก.1 ตารางสายกระบวนการและอุปกรณ์ในกระบวนการสำหรับกระบวนการตั้งต้น (Base Case)	126
ก.2 ตารางสายกระบวนการและอุปกรณ์ในกระบวนการลดการไหลต่อน้ำหนักปฏิกิริยา	131
ก.3 ตารางสายกระบวนการและอุปกรณ์ในกระบวนการเพิ่มการไหลต่อน้ำหนักปฏิกิริยา	136
ก.4 ตารางสายกระบวนการและอุปกรณ์ในกระบวนการเพิ่มอัตราส่วนโดยโมลระหว่างไฮโดรเจนและคาร์บอนไดออกไซด์เป็น 5 ต่อ 1	141
ก.5 ตารางสายกระบวนการและอุปกรณ์ในกระบวนการเพิ่มอัตราส่วนโดยโมลระหว่างไฮโดรเจนและคาร์บอนไดออกไซด์เป็น 7 ต่อ 1	146
ก.6 ตารางสายกระบวนการและอุปกรณ์ในกระบวนการลดอุณหภูมิ.....	151
ก.7 ตารางสายกระบวนการและอุปกรณ์ในกระบวนการเพิ่มอุณหภูมิ	156
ก.8 ตารางสายกระบวนการและอุปกรณ์ในกระบวนการลดความดัน	161
ก.9 ตารางสายกระบวนการและอุปกรณ์ในกระบวนการเพิ่มความดัน.....	166
ภาคผนวก ข.....	171
ภาคผนวก ค.....	183
บรรณานุกรม.....	200
ประวัติผู้เขียน	203

สารบัญตาราง

หน้า

ตารางที่ 1	ตารางปฏิบัติการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์	27
ตารางที่ 2	ตารางแสดงอัตราการเกิดปฏิกิริยาเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์	28
ตารางที่ 3	สภาวะของปฏิบัติการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอล	33
ตารางที่ 4	กระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอลโดยกระบวนการไฮโดรจีเนชันโดยใช้ตัวเร่งปฏิกิริยา Cu/Zn/Al/Zr ที่สภาวะการดำเนินการ 9 สภาวะ.....	35
ตารางที่ 5	ตารางปฏิบัติการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์	36
ตารางที่ 6	ตารางสภาวะของกระบวนการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์	36
ตารางที่ 7	ตาราง product distribution ของขาออกจากเครื่องปฏิกรณ์	37
ตารางที่ 8	ตารางแสดงค่าใช้จ่ายโดยตรง (Direct manufacturing costs)	40
ตารางที่ 9	ตารางแสดงแนวทางการคำนวณต้นทุนคงที่	41
ตารางที่ 10	ตารางแสดงต้นทุนทั่วไป	42
ตารางที่ 11	ตารางสายกระบวนการพื้นฐาน (the stream Table of Base case)	48
ตารางที่ 12	ตารางสรุปอุปกรณ์ที่ใช้ในกระบวนการพื้นฐาน (The Equipment Summary of Base case)	48
ตารางที่ 13	ตารางสรุปอุปกรณ์ที่ใช้ในกระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอล.....	49
ตารางที่ 14	ตารางการเปรียบเทียบจลนศาสตร์เคมีที่ใช้ในการทดลองกับงานวิจัยอื่นๆ	51
ตารางที่ 15	ตารางสภาวะที่ใช้ในกระบวนการพื้นฐาน	51
ตารางที่ 16	ผลการทดลองการเปลี่ยนกระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอล	53
ตารางที่ 17	ตารางการเปรียบเทียบ %CO ₂ conversion(รอบเครื่องปฏิกรณ์)และ %Yield methanol (รอบเครื่องปฏิกรณ์) ระหว่างจุดสมดุลและปฏิกิริยา.....	55
ตารางที่ 18	ตารางตัวแปรและค่าเริ่มต้นในการวิเคราะห์ความอ่อนไหวของกระบวนการ	66
ตารางที่ 19	ตารางการวิเคราะห์ผลของคาร์บอนเครดิตที่มีต่อเศรษฐศาสตร์ของกระบวนการผลิต..	70

ตารางที่ 20 ตารางสายกระบวนการพื้นฐานการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์ (The stream table of Methanol to olefins)	76
ตารางที่ 21 ตารางสรุปอุปกรณ์ที่ใช้ในกระบวนการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์	77
ตารางที่ 22 ตารางสรุปอุปกรณ์ที่ใช้ในกระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอล.....	81
ตารางที่ 23 ตารางตัวแปรและค่าเริ่มต้นในการวิเคราะห์ความอ่อนไหวของกระบวนการ	84
ตารางที่ 24 ตารางการวิเคราะห์ผลของคาร์บอนเครดิตที่มีต่อเศรษฐศาสตร์ของกระบวนการผลิต..	88
ตารางที่ 25 ตารางสายกระบวนการรวมกระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอลและกระบวนการเปลี่ยน เมทานอลเป็นโอเลฟินส์.....	96
ตารางที่ 26 ตารางสรุปอุปกรณ์ที่ใช้ในกระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอลและกระบวนการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์	97
ตารางที่ 27 ตารางสรุปอุปกรณ์ที่ใช้ในกระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอลและกระบวนการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์	102
ตารางที่ 28 ตารางตัวแปรและค่าเริ่มต้นในการวิเคราะห์ความอ่อนไหวของกระบวนการ	106
ตารางที่ 29 ตารางการวิเคราะห์ผลของคาร์บอนเครดิตที่มีต่อเศรษฐศาสตร์ของกระบวนการผลิต	112
ตารางที่ 30 ตารางการเปรียบเทียบกระบวนการระหว่างการแยกกระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอลและการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์กับการรวมกระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอลและการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์ในปัจจุบัน พ.ศ. 2566 หรือ ค.ศ. 2023.....	114
ตารางที่ 31 ตารางการเปรียบเทียบกระบวนการระหว่างการแยกกระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอลและการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์กับการรวมกระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอลและการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์ในปัจจุบัน พ.ศ. 2573 หรือ ค.ศ. 2030 โดยที่ไม่มีราคาคาร์บอนเครดิต	116
ตารางที่ 32 ตารางการเปรียบเทียบกระบวนการระหว่างการแยกกระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอลและการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์กับการรวมกระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอลและการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์ในปัจจุบัน พ.ศ. 2573 หรือ ค.ศ. 2030 โดยที่มีราคาคาร์บอนเครดิตเป็น 100 ดอลลาร์ต่อตันคาร์บอนไดออกไซด์.	117

ตารางที่ 33 ตารางการเปรียบเทียบกระบวนการระหว่างการแยกกระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอลและการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์กับการรวมกระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอลและการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์ในปัจจุบัน พ.ศ. 2593 หรือ ค.ศ. 2050 โดยที่ไม่มีราคาคาร์บอนเครดิต 119

ตารางที่ 34 ตารางการเปรียบเทียบกระบวนการระหว่างการแยกกระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอลและการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์กับการรวมกระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอลและการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์ในปัจจุบัน พ.ศ. 2593 หรือ ค.ศ. 2050 โดยที่มีราคาคาร์บอนเครดิตเป็น 175 ดอลลาร์ต่อตันคาร์บอนไดออกไซด์. 120



สารบัญรูปภาพ

	หน้า
รูปที่ 1 กราฟการคาดการณ์คาร์บอนเครดิตในอนาคต	15
รูปที่ 2 Block diagram แสดงกระบวนการ Post-combustion, Pre-combustion and Oxy-combustion	16
รูปที่ 3 กระบวนการเทคโนโลยี MEA	18
รูปที่ 4 กระบวนการเทคโนโลยี PCS	19
รูปที่ 5 กระบวนการของเทคโนโลยี DMC	20
รูปที่ 6 กระบวนการเทคโนโลยี GMS	21
รูปที่ 7 การประเมินแบบ 3E	23
รูปที่ 8 ภาพขั้นตอนการเกิดปฏิกิริยาไฮโดรจีเนชัน	24
รูปที่ 9 ภาพรวมกระบวนการผลิต	31
รูปที่ 10 โครงสร้างขาเข้าและขาออกกระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอล (Input-Output structure)	34
รูปที่ 11 แผนภาพการไหลของกระบวนการการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์ไปเป็นเมทานอล (BFD)	34
รูปที่ 12 โครงสร้างขาเข้าและขาออกกระบวนการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์ (Input-Output structure)	37
รูปที่ 13 แผนภาพการไหลของกระบวนการการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์ (BFD)	38
รูปที่ 14 กระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอล	46
รูปที่ 15 รูปกราฟแสดงราคาของอุปกรณ์ในกระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์ไปเป็นเมทานอล	63
รูปที่ 16 รูปกราฟการวิเคราะห์ต้นทุนการผลิตกระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอล	64
รูปที่ 17 รูปกราฟการวิเคราะห์ราคาสารตั้งต้น	65
รูปที่ 18 รูปกราฟการวิเคราะห์ราคาสาราณูปโภค	65

รูปที่ 19 รูปกราฟแสดงความอ่อนไหวกับกระบวนการการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอล	66
รูปที่ 20 รูปกราฟการวิเคราะห์ราคาสารตั้งต้นกระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอล	67
รูปที่ 21 รูปกราฟการวิเคราะห์ราคาขายผลิตภัณฑ์กระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็น เมทานอล	68
รูปที่ 22 รูปกราฟการวิเคราะห์คาร์บอนเครดิตของกระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็น เมทานอล	69
รูปที่ 23 รูปกราฟการปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์ของกระบวนการผลิต	70
รูปที่ 24 กระบวนการการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์	72
รูปที่ 25 กระบวนการการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์ (ต่อ)	72
รูปที่ 26 กระบวนการการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์ (ต่อ)	73
รูปที่ 27 รูปกราฟการประเมินต้นทุนคงที่ที่อยู่ในกระบวนการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์	82
รูปที่ 28 รูปกราฟการวิเคราะห์ต้นทุนการผลิตกระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอล	82
รูปที่ 29 รูปกราฟการประเมินราคาสาธารณูปโภค	83
รูปที่ 30 รูปกราฟแสดงความอ่อนไหวของกระบวนการการเปลี่ยนเมทานอลไปเป็นโอเลฟินส์	84
รูปที่ 31 กราฟการวิเคราะห์ราคาสารตั้งต้นกระบวนการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์	85
รูปที่ 32 รูปการวิเคราะห์ราคาขายผลิตภัณฑ์กระบวนการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์	86
รูปที่ 33 รูปการวิเคราะห์คาร์บอนเครดิตของกระบวนการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์	86
รูปที่ 34 รูปกราฟการปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์ของกระบวนการผลิต	87
รูปที่ 35 การรวมกระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอล และกระบวนการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์	89
รูปที่ 36 การรวมกระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอล และกระบวนการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์ (ต่อ)	90

รูปที่ 37 การรวมกระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอล และกระบวนการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์ (ต่อ)	90
รูปที่ 38 การรวมกระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอล และกระบวนการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์ (ต่อ)	91
รูปที่ 39 รูปที่กราฟการประเมินต้นทุนคงที่ที่อยู่ในกระบวนการรวมกระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอลและกระบวนการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์.....	103
รูปที่ 40 รูปกราฟประเมินกระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอล และกระบวนการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์	104
รูปที่ 41 รูปกราฟการประเมินราคาสารตั้งต้น	105
รูปที่ 42 กราฟการประเมินราคาสารฐานูปโภค	105
รูปที่ 43 กราฟแสดงความอ่อนไหวของกระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็น เมทานอลและกระบวนการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์	107
รูปที่ 44 รูปกราฟการวิเคราะห์ราคาสารตั้งต้นกระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอล และกระบวนการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์	108
รูปที่ 45 รูปกราฟการวิเคราะห์ราคาขายผลิตภัณฑ์กระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอลและกระบวนการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์	109
รูปที่ 46 รูปกราฟการวิเคราะห์คาร์บอนเครดิตของกระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็น... ..	110
รูปที่ 47 รูปกราฟการปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์ของกระบวนการผลิต	111

บทที่ 1

บทนำ

1.1 ความเป็นมาและความสำคัญของปัญหา

ในปัจจุบันปัญหาภาวะโลกร้อนนั้นเป็นปัญหาสำคัญกับโลกอย่างมาก ปัญหาภาวะโลกร้อนนั้นเป็นสาเหตุให้เกิดปัญหาทั่วโลกมากมายเช่น ภัยธรรมชาติที่บ่อยและรุนแรงมากขึ้น น้ำแข็งขั้วโลกละลาย ความแปรปรวนของทะเลและมหาสมุทร ระดับน้ำทะเลสูงขึ้น น้ำท่วม ไฟป่า ความแห้งแล้ง คลื่นความร้อน ภูเขาไฟระเบิด สึนามิ เป็นต้น ปัญหาภาวะโลกร้อนนั้นเกิดจากหลายสาเหตุ สาเหตุหนึ่งของปัญหาภาวะโลกร้อนเกิดจากการปล่อยก๊าซเรือนกระจกออกสู่บรรยากาศ โดยก๊าซเรือนกระจกขึ้นไปสะสมอยู่ในชั้นบรรยากาศทำให้อุณหภูมิที่ดวงอาทิตย์ส่งมาจะสะท้อนรังสีความร้อนออกไปนอกโลกได้น้อยลงและดูดซับรังสีความร้อนไว้ จึงทำให้อุณหภูมิเฉลี่ยของโลกนั้นสูงขึ้น โดยก๊าซเรือนกระจกที่สำคัญ คือ ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์เนื่องจากคาร์บอนไดออกไซด์เป็นสาเหตุหลักของภาวะโลกร้อนและยังเป็นก๊าซเรือนกระจกที่อยู่บนชั้นบรรยากาศนานกว่าก๊าซเรือนกระจกอื่นๆ ดังนั้นการป้องกันไม่ให้ภาวะโลกร้อนทวีความรุนแรงมากขึ้นนั้น มนุษย์จำเป็นต้องถูกลดการปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์หรือเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์ไปเป็นสารเคมีที่มีมูลค่า

แนวความคิดการลดปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์นั้นถูกพัฒนาขึ้นในข้อตกลงในพิธีสารเกียวโตเพื่อให้เกิดความเป็นกลางทางคาร์บอน (Carbon Neutrality) ซึ่งทำให้เกิดแนวคิดคาร์บอนเครดิตขึ้นเพื่อควบคุมการปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์ คาร์บอนเครดิตเป็นสิทธิการปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์ โดยหากมีการปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์หรือก๊าซเรือนกระจกเกินที่กำหนดจะต้องเสียเงินเพื่อสิทธิในการปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์ โดยในอนาคตราคาของคาร์บอนเครดิตในปี ค.ศ. 2030 ถูกประเมินให้มีราคาประมาณ 100 ดอลลาร์ต่อ 1 คาร์บอนเครดิต โดยจะทำให้โรงงานหรือโรงไฟฟ้าที่ปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์จำนวนมากจะต้องเสียเงินเป็นจำนวนมากในการซื้อคาร์บอนเครดิตเพื่อตอบสนองต่อนโยบายการการกลางทางคาร์บอน

ในปี พ.ศ.2565 ประเทศไทยนั้นมีการปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์จากการใช้พลังงานมีอยู่ 4 ส่วนหลัก คือ 1. การผลิตไฟฟ้า 2. การขนส่ง 3. อุตสาหกรรม 4. ภาคส่วนอื่นๆ โดยการผลิตไฟฟ้าจะมีการปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์ (Carbon dioxide) เป็น 87.9 ล้านตันต่อปี หรือคิดเป็น 36% ของการปล่อยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์จากการใช้พลังงานทั้งหมด ซึ่งเป็นอัตราส่วนสูงที่สุดเมื่อเปรียบเทียบกับกับการปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์จากแหล่งอื่น ๆ ซึ่งหากโรงไฟฟ้ายังไม่มีจัดการกับ

การปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์ ทางโรงไฟฟ้าอาจต้องมีค่าใช้จ่ายในการซื้อขายคาร์บอนเครดิตเพิ่มเติม เนื่องจากการปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์ที่เกินกว่ากำหนด ยกตัวอย่างเช่น หากโรงไฟฟ้าพลังงานความร้อนร่วมที่มีกำลังการผลิต 1,498 เมกะวัตต์ จะปล่อยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ 5,344,507.476 ตันต่อปี แสดงว่าใน 1 ปีต้องเสียค่าคาร์บอนเครดิตถึง 534,450,747.6 ดอลลาร์ต่อปีแปลงเป็นเงินไทย 1.82 หมื่นล้านบาท ดังนั้นหากโรงไฟฟ้าไม่จัดการปัญหาการปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์ ในอนาคตโรงงานจำเป็นที่จะต้องเสียเงินค่าคาร์บอนเครดิตที่สูงมากในการผลิตไฟฟ้า

การลดการปลดปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์นั้น ปัจจุบันมีเทคโนโลยีสำหรับการจัดการคาร์บอนไดออกไซด์ที่จะแบ่งเทคโนโลยีออกเป็น 2 ส่วน 1. เทคโนโลยีการดักจับและกักเก็บคาร์บอนไดออกไซด์ (Carbon capture and storage: CCS) เป็นเทคโนโลยีที่จะดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ที่ถูกปล่อยออกมาก่อนจะเข้าสู่ชั้นบรรยากาศและจะนำไปกักเก็บไว้ในหลุมใต้พื้นดินหรือใต้พื้นทะเลอย่างถาวร 2. เทคโนโลยีการดักจับและการใช้ประโยชน์ (Carbon capture and utilization: CCU) เป็นเทคโนโลยีที่จะดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ที่ถูกปล่อยออกมาแล้วนำคาร์บอนไดออกไซด์มาใช้ประโยชน์โดยการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นผลิตภัณฑ์ใหม่ ซึ่งเทคโนโลยีที่น่าจะเหมาะสมกับโรงไฟฟ้าคือเทคโนโลยีการดักจับและการใช้ประโยชน์ เนื่องจากเทคโนโลยีการดักจับและกักเก็บคาร์บอนไดออกไซด์จะต้องหาแหล่งกักเก็บคาร์บอนไดออกไซด์และปัญหาด้านการขนส่งคาร์บอนไดออกไซด์ไปยังแหล่งกักเก็บ เนื่องจากเป็นคาร์บอนไดออกไซด์ที่ดักจับได้มีสถานะเป็นก๊าซที่การขนส่งมีค่าใช้จ่ายมากกว่าของเหลว นอกจากนี้เทคโนโลยีการดักจับและการใช้ประโยชน์ยังสามารถเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นสารที่มีมูลค่าซึ่งเป็นการเพิ่มรายได้อีกทางหนึ่ง

ประโยชน์ของเทคโนโลยีการดักจับและการใช้ประโยชน์จะเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์ไปเป็นสารเคมีที่มีมูลค่าเพิ่มทำให้มีรายได้เพิ่มขึ้น ลดการปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์และอีกทั้งยังสามารถนำคาร์บอนเครดิตของโรงไฟฟ้าไปขายเพื่อเพิ่มรายได้ได้อีกด้วย ปัจจุบันโรงไฟฟ้าที่ผลิตไฟฟ้าจากก๊าซธรรมชาตินั้นยังไม่มีกระบวนการจัดการคาร์บอนไดออกไซด์ที่ออกมาจากการผลิตไฟฟ้า ซึ่งหากโรงไฟฟ้าได้นำเทคโนโลยีการดักจับและการใช้ประโยชน์มาใช้ในโรงไฟฟ้าที่ดำเนินการอยู่แล้วนั้นจะมีความท้าทายหลายด้าน โดยเฉพาะอย่างยิ่งการใช้พื้นที่ในการติดตั้งกระบวนการดักจับและการนำไปใช้เนื่องจากโรงไฟฟ้าที่ดำเนินการอยู่แล้วนั้นมักมีพื้นที่จำกัด ดังนั้น เพื่อเป็นการลดขนาดการใช้พื้นที่ให้ได้มากที่สุดที่โรงไฟฟ้าที่ดำเนินการอยู่แล้วนั้น แนวคิดในการแบ่งเป็นพื้นที่การผลิตเป็นสองส่วนจึงได้ถือกำเนิดขึ้น โดยกระบวนการโดยที่แรกจะเป็นกระบวนการแรกจะทำอยู่ในโรงไฟฟ้าเพื่อ

เปลี่ยนก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์เป็นของเหลว แล้วจึงนำสารเคมีจากกระบวนการแรกมาผลิตเป็นสารเคมีที่มีมูลค่าในกระบวนการที่สองซึ่งจะอยู่แยกออกมาจากโรงไฟฟ้าซึ่งสามารถใช้พื้นที่ได้มากกว่า

ในกระบวนการแรกที่ทำกรเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นสารเคมีในรูปแบบของเหลวนั้นสามารถทำได้หลากหลายแนวทาง เช่น การผลิตโพลีคาร์บอนเนต กรดซาลิซิลิก ยูเรีย เมทานอล และเอทานอล เป็นต้น ซึ่งความเหมาะสมในการเลือกชนิดของสารเคมีในกระบวนการแรกนั้นจะประเมินจาก 3 ตัวแปร คือ (1.) ความพร้อมของเทคโนโลยี (2.) จำนวนอุปกรณ์ภายในกระบวนการเหมาะสำหรับการตั้งอยู่ในโรงไฟฟ้าที่มีพื้นที่จำกัด (3.) สารเคมีนั้นต้องมีสถานะเป็นของเหลวในอุณหภูมิห้อง 1 บรรยากาศเพื่อให้ง่ายต่อการขนส่งออกไปยังกระบวนการที่ 2 ได้สะดวก โดยมีการศึกษาว่าการเลือกผลิตภัณฑ์จากการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์สำหรับระยะสั้นและระยะกลางโดยใช้เป็นการพัฒนาเมทริกซ์ที่มีน้ำหนักคู่สอง ประกอบไปด้วยตัวชี้วัดเก้าตัวที่เป็นเกณฑ์ประสิทธิภาพ 3E (Engineering-Economic-Environmental) จากการศึกษาพบว่าสารเคมีที่มีการพัฒนากระบวนการ มีระดับการผลิตที่สูงและเหมาะสมกับการนำไปใช้ในเวลาที่ใกล้ โดยที่สารมีราคาต่ำแต่มีความต้องการทางตลาดมาก เช่น เมทานอล มีเทน แคลเซียมคาร์บอเนต ยูเรีย และเอทานอล ส่วนสารที่มีราคาสูงแต่มีปริมาณมากแต่มีความต้องการทางตลาดน้อย เช่น ไดมethylคาร์บอเนต โพรคาร์บอเนต กรดฟอร์มิก และกรดซาลิซิลิก โดยเมื่อพิจารณาเพิ่มเติมจะเห็นว่าต้องเมทานอลเป็นสารเคมีที่เหมาะสมในกระบวนการแรก เนื่องจากมีระดับความพร้อมเทคโนโลยี (TRL) สูง มีความต้องการทางตลาดสูง มีแนวโน้มใช้พื้นที่สำหรับกระบวนการน้อยและ เป็นของเหลวที่อุณหภูมิห้อง ความดันบรรยากาศ [1] จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

อย่างไรก็ตามหากในอนาคตมีการผลิตเมทานอลเกิดขึ้นเป็นจำนวนมาก อาจส่งผลทำให้เมทานอลมีมากเกินไปเกินความต้องการและทำให้ราคาของเมทานอลต่ำลง ดังนั้น การศึกษาการเปลี่ยนเมทานอลเป็นสารเคมีมีมูลค่าอื่นต่อไปจึงมีความจำเป็นในการรักษาอุปสงค์และอุปทาน โดยสารเคมีที่เหมาะสมในกระบวนการนี้ คือ เอทิลีนและโพรพิลีนที่สามารถนำไปผลิตเป็นพลาสติกต่อไป ซึ่งกระบวนการที่ 2 จะนำเมทานอลจากกระบวนการแรกมาเปลี่ยนเป็นเอทิลีนและโพรพิลีน เพื่อส่งต่อออกขายไปใช้ผลิตในรูปแบบไบโอพลาสติกต่อไป โดยปฏิกิริยาเปลี่ยนเมทานอลไปเป็นโอเลฟินส์ (MTO) คือปฏิกิริยาที่จะนำเมทานอลมาผลิตเป็นโอเลฟินส์คาร์บอนต่ำ โดยการผลิตโอเลฟินส์ส่วนใหญ่้นั้นมาจากพลังงานฟอสซิลซึ่งเป็นพลังงานที่ใช้แล้วหมดไป ดังนั้นปฏิกิริยานี้จึงเป็นแนวทางหนึ่งที่สามารถผลิตโอเลฟินส์เพื่อทดแทนการผลิตจากพลังงานฟอสซิลและยังสามารถลดการปล่อยถ่าน

ไค้กและก๊าซเรือนกระจกได้อย่างมีประสิทธิภาพ ปัจจุบันมีการปรับปรุงเทคโนโลยีมี conversion ของเมทานอลได้ถึง 99 %และมี sensitivity ของโอเลฟินส์สูง [2]

ทั้งนี้ งานวิจัยนี้จะศึกษาการประเมินความเป็นไปได้ทางเศรษฐศาสตร์เทคโนโลยีของการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์ที่ปลดปล่อยจากโรงไฟฟ้าไปเป็นเมทานอล และการเปลี่ยนเมทานอลต่อเนื่องเป็นโอเลฟินส์ โดยนำคาร์บอนเครดิตมาคำนวณในการคำนวณตัวแปรทางเศรษฐกิจ เพื่อให้ทราบถึงช่วงราคาคาร์บอนเครดิตที่สมควรเริ่มดำเนินการ รวมถึงราคาซื้อขายของผลิตภัณฑ์ที่เหมาะสมในการทำให้ธุรกิจสามารถดำเนินไปได้อย่างยั่งยืน

1.2 วัตถุประสงค์ของงานวิจัย

เพื่อประเมินเศรษฐศาสตร์เทคโนโลยีของการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์จากการปลดปล่อยในโรงไฟฟ้าเป็นเมทานอลต่อเนื่องด้วยกระบวนการเปลี่ยนเมทานอลไปเป็นเอทิลีน (Ethylene) และโพรพิลีน (Propylene) โดยพิจารณาผลของคาร์บอนเครดิตในการคำนวณทางเศรษฐศาสตร์

1.3 ขอบเขตของงานวิจัย

1.3.1 จำลองกระบวนการผ่านโปรแกรม Aspen plus V11

1.3.2 อัตราการปลดปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์ของโรงไฟฟ้าคิดจากกำลังการผลิต 1,498 เมกะวัตต์ โดยคิดเป็น 5,344,507.476 ตันต่อปี หรือ 609,686 กิโลกรัมต่อชั่วโมงโดยราคาคาร์บอนไดออกไซด์จะเป็นราคาการดักคาร์บอนไดออกไซด์จากโรงไฟฟ้าโดยมีราคาเป็น 46.98 ดอลลาร์ต่อตัน

1.3.3 ไฮโดรเจนที่ใช้ในกระบวนการจะเป็นไฮโดรเจนที่มาจากการซื้อโดยมีราคาเป็น 1,000 ดอลลาร์ต่อตัน

1.3.3 ศึกษากระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอลโดยกระบวนการไฮโดรจีเนชั่น โดยใช้ตัวเร่งปฏิกิริยา Cu/Zn/Al/Zr ที่สภาวะการดำเนินการ 9 สภาวะ ดังต่อไปนี้

- อุณหภูมิการทำปฏิกิริยา 250 องศาเซลเซียส ความดัน 50 บาร์ space velocity 6,000 $l/kg_{cat}h$ และอัตราส่วนโดยโมลระหว่างไฮโดรเจนและคาร์บอนไดออกไซด์ เป็น 3 ต่อ 1

- อุณหภูมิการทำปฏิกิริยา 250 องศาเซลเซียส ความดัน 50 บาร์ space velocity 3,000 $\text{L/kg}_{\text{cat}}\text{h}$ อัตราส่วนโดยโมลระหว่างไฮโดรเจนและคาร์บอนไดออกไซด์ เป็น 3 ต่อ 1
- อุณหภูมิการทำปฏิกิริยา 250 องศาเซลเซียส ความดัน 50 บาร์ space velocity 9,000 $\text{L/kg}_{\text{cat}}\text{h}$ อัตราส่วนโดยโมลระหว่างไฮโดรเจนและคาร์บอนไดออกไซด์ เป็น 3 ต่อ 1
- อุณหภูมิการทำปฏิกิริยา 250 องศาเซลเซียส ความดัน 50 บาร์ space velocity 6,000 $\text{L/kg}_{\text{cat}}\text{h}$ อัตราส่วนโดยโมลระหว่างไฮโดรเจนและคาร์บอนไดออกไซด์ เป็น 5 ต่อ 1
- อุณหภูมิการทำปฏิกิริยา 250 องศาเซลเซียส ความดัน 50 บาร์ space velocity 6,000 $\text{L/kg}_{\text{cat}}\text{h}$ อัตราส่วนโดยโมลระหว่างไฮโดรเจนและคาร์บอนไดออกไซด์ เป็น 7 ต่อ 1
- อุณหภูมิการทำปฏิกิริยา 230 องศาเซลเซียส ความดัน 50 บาร์ space velocity 6,000 $\text{L/kg}_{\text{cat}}\text{h}$ อัตราส่วนโดยโมลระหว่างไฮโดรเจนและคาร์บอนไดออกไซด์ เป็น 3 ต่อ 1
- อุณหภูมิการทำปฏิกิริยา 290 องศาเซลเซียส ความดัน 50 บาร์ space velocity 6,000 $\text{L/kg}_{\text{cat}}\text{h}$ อัตราส่วนโดยโมลระหว่างไฮโดรเจนและคาร์บอนไดออกไซด์เป็น 3 ต่อ 1
- อุณหภูมิการทำปฏิกิริยา 250 องศาเซลเซียส ความดัน 30 บาร์ space velocity 6,000 $\text{L/kg}_{\text{cat}}\text{h}$ อัตราส่วนโดยโมลระหว่างไฮโดรเจนและคาร์บอนไดออกไซด์ เป็น 3 ต่อ 1
- อุณหภูมิการทำปฏิกิริยา 250 องศาเซลเซียส ความดัน 70 บาร์ space velocity 6,000 $\text{L/kg}_{\text{cat}}\text{h}$ อัตราส่วนโดยโมลระหว่างไฮโดรเจนและคาร์บอนไดออกไซด์ เป็น 3 ต่อ 1

1.3.4 ศึกษากระบวนการต่อเนื่อง เป็นกระบวนการที่จะเปลี่ยนเมทานอลเป็นเอทิลีน (ethylene) และ โพรพิลีน (propylene) ที่สภาวะอุณหภูมิ 470 องศาเซลเซียส ความดัน 2 บาร์ โดยใช้ตัวเร่งปฏิกิริยา คือ SAPO-34 และมี WHSV 5 h⁻¹

1.3.5 อัตราการเกิดผลิตภัณฑ์ในแต่ละกระบวนการใช้การจำลองผ่านจลพลศาสตร์ (Kinetic) สำหรับปฏิกิริยาไฮโดรจีเนชันของการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอล และข้อมูลผลการทดลองสำหรับปฏิกิริยาเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์

1.3.6 การคิดคำนวณทางเศรษฐกิจจะแสดงในเทอม NPV, DPBP และ IRR โดยมีการใช้คาร์บอนเครดิต ราคาสารตั้งต้นและผลิตภัณฑ์เป็นตัวแปรต้นในการทำ Sensitivity Analysis

1.4 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ

การประเมินทางเศรษฐศาสตร์เทคโนโลยีนี้จะทำให้ประเมินความเป็นไปได้ในการพัฒนากระบวนการโดยแบ่งการผลิตออกเป็นสองส่วน อีกทั้งยังสามารถประเมินราคาสารตั้งต้น ผลิตภัณฑ์ และคาร์บอนเครดิตที่เหมาะสมในการเริ่มดำเนินการใช้เทคโนโลยีนี้ได้เบื้องต้นก่อนดำเนินการประเมินโดยละเอียดต่อไป

บทที่ 2

ทฤษฎีที่เกี่ยวข้องและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

2.1 ภาวะโลกร้อน (Climate change)

ปัญหาภาวะโลกร้อนนั้นเกิดจากหลายสาเหตุเช่น การเพิ่มขึ้นของประชากร การพัฒนาอุตสาหกรรมและภัยพิบัติทางธรรมชาติและอื่นๆ แต่หากนับตั้งแต่เริ่มมีการพัฒนาอุตสาหกรรม โลกนั้นจะมีอุณหภูมิเพิ่มขึ้นมากกว่า 1 องศาเซลเซียสต่อปี โดยในปี ค.ศ. 1980 พบว่าอุณหภูมิเฉลี่ยของโลกนั้นเพิ่มขึ้น 0.07 องศาเซลเซียสในทุกๆ 10 ปีอย่างไรก็ตาม ตั้งแต่ปี ค.ศ. 1981 เป็นต้นมา อัตราการเพิ่มขึ้นของอุณหภูมิเฉลี่ยของโลกนั้นเพิ่มขึ้นกว่าเท่าตัว ในช่วง 40 ปีที่ผ่านมา โดยพบว่าอุณหภูมิเฉลี่ยของโลกทั้งปีนั้นเพิ่มขึ้น 0.18 องศาเซลเซียส ใน 10 ปี การศึกษาจำนวนมากเกี่ยวกับเรื่องนี้ทำให้รู้ว่า ผลกระทบของภาวะโลกร้อนกำลังทำร้ายผู้คนทั่วโลก โดยสาเหตุของภาวะโลกร้อนนั้นเกิดจาก เมื่อมีคาร์บอนไดออกไซด์หรือมลพิษทางอากาศไปสะสมอยู่ในชั้นบรรยากาศ แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์หรือมลพิษทางอากาศจะดูดซับแสงแดดและรังสีจากดวงอาทิตย์ที่สะท้อนออกจากพื้นผิวโลก ซึ่งโดยปกติที่รังสีนี้จะสะท้อนออกไปนอกอวกาศจึงเป็นสาเหตุทำให้โลกร้อนขึ้น เนื่องจากมันดักจับความร้อนเหล่านี้ไว้ โดยเฉพาะแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ มีเทน ไนตรัสออกไซด์ ไออน้ำ และแก๊ซสังเคราะห์ฟลูออรีนซึ่งสามารถอยู่ในชั้นบรรยากาศได้นานหลายปีโดยจะเรียกรวมกันว่าแก๊ซเรือนกระจก (Greenhouse gas) และโดยแก๊ซเรือนกระจกที่สำคัญ คือ แก๊ซคาร์บอนไดออกไซด์เนื่องจากคาร์บอนไดออกไซด์เป็นสาเหตุหลักของภาวะโลกร้อนและยังเป็นแก๊ซเรือนกระจกที่อยู่บนชั้นบรรยากาศนานกว่าแก๊ซเรือนกระจกอื่นๆ ผลกระทบของพวกมันจะเรียกว่าปรากฏการณ์เรือนกระจก (The greenhouse effect) โดยปัจจุบัน นักวิทยาศาสตร์ด้านภูมิอากาศสรุปว่าต้องจำกัดภาวะโลกร้อนให้อยู่ที่ 1.5 องศาเซลเซียสภายในปี ค.ศ. 2050 เพื่อให้โลกนั้นเจอผลกระทบที่เลวร้ายและร้ายแรงที่สุด เช่น ภัยแล้งรุนแรง ไฟป่า น้ำท่วม เขตร้อนขึ้น พายุและภัยพิบัติอื่นๆ ที่เรียกรวมกันว่า การเปลี่ยนแปลงสภาพภูมิอากาศ (Climate change) [3]

2.2 การปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์ (Carbon emission)

การปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์ในปี 2565 จากการใช้พลังงานในโลกนั้นเพิ่มขึ้นจากเดิม 321 ล้านตัน โดยปีนี้ทำสถิติการปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์มากที่สุดถึง 3.68 หมื่นล้านตันโดยมาจากการระบาดใหญ่ของโควิด-19 ในสองปีที่ผ่านมา โดยการปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์จากการเผาไหม้จากการใช้พลังงานเพิ่มขึ้น 423 ล้านตัน ขณะที่การปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์จากอุตสาหกรรมลดลง 102 ล้านตัน [4] ข้อมูลการปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์ของประเทศไทยในปีจากกระทรวงพลังงาน

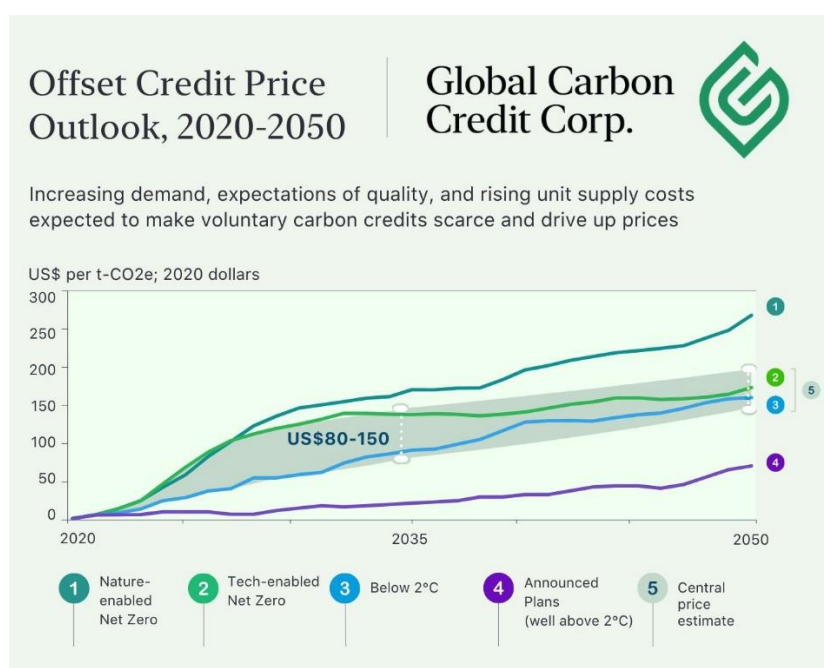
พ.ศ. 2565 ประเทศไทยนั้นมีการปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์จากการใช้พลังงานอยู่ 4 ส่วนคือ 1. การผลิตไฟฟ้า 2. การขนส่ง 3. อุตสาหกรรม 4. อื่นๆ จะเห็นว่าการผลิตไฟฟ้านั้นจะมีการปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์ (Carbon dioxide) สูงที่สุดซึ่งการผลิตไฟฟ้านั้น ปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์คือ เป็นเป็น 87.9 ล้านตันต่อปีหรือคิดเป็น 36% ของการปล่อยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์จากการใช้พลังงาน เหตุผลหนึ่งที่มีการผลิตไฟฟ้าในประเทศไทยนั้นปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์ออกมามากที่สุด เนื่องจากโรงไฟฟ้าในประเทศไทยส่วนใหญ่ นั้นจะผลิตมาจากก๊าซธรรมชาติโดยที่นำก๊าซธรรมชาติซึ่งเป็นสารไฮโดรคาร์บอนมาเผาไหม้เพื่อไปผลิตเป็นกระแสไฟฟ้า เมื่อมีการเผาไหม้สารไฮโดรคาร์บอนทำให้เกิดคาร์บอนไดออกไซด์เกิดขึ้น

2.3 คาร์บอนเครดิต (Carbon credit)

คาร์บอนเครดิต (Carbon credit) หมายถึง สิทธิที่เกิดจากการลดปริมาณการปล่อยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ หรือก๊าซเรือนกระจกสู่สิ่งแวดล้อม โดยที่ 1 คาร์บอนเครดิตจะเท่ากับการปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์ 1 ตัน ซึ่งคาร์บอนเครดิตมีเพื่อลดการปล่อยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์หรือก๊าซเรือนกระจกสู่สิ่งแวดล้อม คาร์บอนเครดิตนั้นมาจากพิธีสารเกียวโตทำขึ้นเพื่อต้องให้ประเทศที่พัฒนาแล้วต้องลดปริมาณการปล่อยก๊าซเรือนกระจก โดยการซื้อขายมลพิษหรือคาร์บอนเครดิตกับประเทศที่กำลังพัฒนาหากประเทศที่พัฒนาแล้วไม่สามารถลดการปล่อยก๊าซเรือนกระจก[5]

องค์การบริหารจัดการก๊าซเรือนกระจก (องค์การมหาชน) หรือ TGO ระบุว่า สถานการณ์ตลาดคาร์บอนในต่างประเทศมีผู้เล่นหลายๆ เช่น สหภาพยุโรป หรือ อียูที่เป็นตลาดคาร์บอนที่ใหญ่ที่สุดในโลก เริ่มดำเนินการมาตั้งแต่ปี 2562 ทำให้ราคาคาร์บอนเครดิตตลาดนี้ มีมูลค่าที่ค่อนข้างสูงเฉลี่ยที่ 2,769 บาทต่อหนึ่งคาร์บอนเครดิต ในส่วนของประเทศไทย ราคาคาร์บอนเครดิตเฉลี่ย มีอัตราเติบโตอย่างต่อเนื่องโดย ในปี 2561 อยู่ที่ 21.37 บาทต่อตันหนึ่งคาร์บอนเครดิต ปี 2562 อยู่ที่ 24.71 บาทต่อตันคาร์บอนไดออกไซด์เทียบเท่า ปี 2563 อยู่ที่ 25.76 บาทต่อตันคาร์บอนไดออกไซด์เทียบเท่า ขณะที่ปี 2564 อยู่ที่ 34.34 บาทต่อตันคาร์บอนไดออกไซด์เทียบเท่า ปัจจุบันปี 2565 ราคาสูงขึ้นแบบก้าวกระโดดไปอยู่ที่ 107.23 บาทต่อตันคาร์บอนไดออกไซด์เทียบเท่าหรือประมาณ 3 ดอลลาร์ต่อตันคาร์บอนฯ ขณะที่ราคาคาร์บอนเครดิตในแต่ละตลาดหรือแต่ละมาตรฐานจะมีความแตกต่างกัน ปัจจุบันราคาคาร์บอนเครดิตโลกอยู่ที่ประมาณ 25 ดอลลาร์ต่อหนึ่งคาร์บอนเครดิต ขณะที่ฝั่งสหรัฐ เริ่มการซื้อขายช่วงปี 2555 มีราคาซื้อขายเฉลี่ยที่ 1,059 บาทต่อหนึ่งคาร์บอนเครดิต ส่วนจีน เริ่มซื้อขายไม่นานแต่ก็มีธุรกิจร่วมในภาคสมัครใจกว่า 2,200 แห่ง มีราคาเฉลี่ยที่ 272 บาทต่อหนึ่งคาร์บอนเครดิต

ในประเทศไทยนั้นอยู่ในกลุ่มประเทศที่กำลังพัฒนาจึงไม่ถูกบังคับให้มีการลดการปล่อยก๊าซเรือนกระจกแต่สามารถเป็นผู้ผลิตคาร์บอนเครดิตได้ โดยในปัจจุบันประเทศไทยได้มีการจัดตั้งองค์การบริหารจัดการก๊าซเรือนกระจก (องค์การมหาชน) หรือ อบก. หรือ Thailand Greenhouse Gas Management Organization (Public Organization :TGO) ภายใต้กระทรวงทรัพยากร ธรรมชาติ มีวัตถุประสงค์หลักในการวิเคราะห์ กลั่นกรอง และทำความเข้าใจเกี่ยวกับการให้คำรับรองโครงการที่ลดการปลดปล่อยก๊าซเรือนกระจกและสิ่งแวดล้อม โดยจะทำหน้าที่เป็นศูนย์กลางในการประสานความร่วมมือระหว่างภาครัฐ ภาคเอกชน และองค์การระหว่างประเทศ[6]

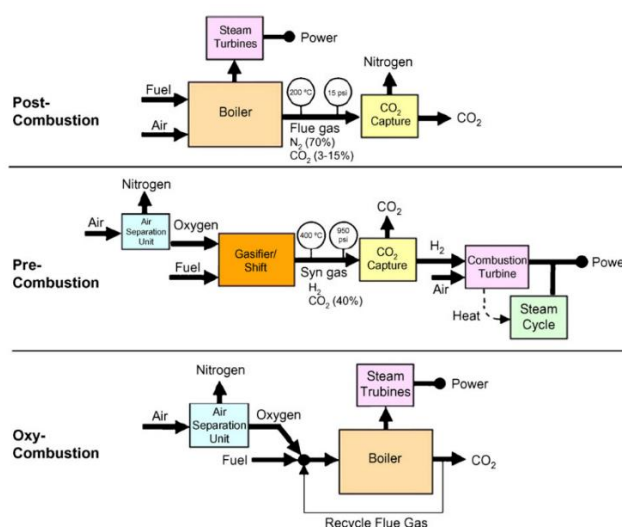


รูปที่ 1 กราฟการคาดการณ์คาร์บอนเครดิตในอนาคต

ในปัจจุบันกรมสรรพสามิตเตรียมศึกษาแนวทางในการจัดเก็บภาษีคาร์บอน และกำหนดให้มีความชัดเจนในแนวทางและอัตราภาษีภายในปี พ.ศ. 2566 คาดว่าจะเริ่มจัดเก็บภาษีคาร์บอนจากสินค้าที่มีการปล่อยคาร์บอนสูง 5 ประเภท คือ ปูนซีเมนต์ เหล็ก อะลูมิเนียม ปุ๋ยเคมี และไฟฟ้า เพื่อผลักดันให้ไทยสามารถบรรลุเป้าหมายในการปล่อยก๊าซเรือนกระจกเป็นศูนย์ในปี พ.ศ. 2608 ดังนั้นผู้ประกอบการอุตสาหกรรมไฟฟ้า จำเป็นต้องหันมาให้ความสำคัญกับมาตรการด้านสิ่งแวดล้อม เริ่มดำเนินโครงการในการลดการปล่อยก๊าซเรือนกระจกและซื้อขายคาร์บอนเครดิตกันอย่างจริงจังมากขึ้น [7]

2.4 เทคโนโลยีการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ (Carbon dioxide capture technology)

วิธีที่การดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ [8] นั้นมีอยู่ 3 วิธีที่สามารถดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ จากการผลิตไฟฟ้าจากถ่านหินหรือก๊าซธรรมชาติได้ 1. การดักจับหลังการเผาไหม้ (Post-combustion) 2. การดักจับก่อนการเผาไหม้ (Pre-combustion) และ 3. การเผาไหม้ด้วยออกซิเจน (Oxy-combustion) ดังรูปที่ 2



รูปที่ 2 Block diagram แสดงกระบวนการ Post-combustion, Pre-combustion and Oxy-combustion

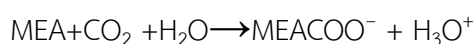
การดักจับหลังการเผาไหม้ (Post-combustion) คือ การดักจับคาร์บอนไดออกไซด์หลังเกิดการเผาไหม้ โดยคาร์บอนไดออกไซด์จะถูกแยกออกจากก๊าซไอเสีย ทั้งที่มีอยู่ในอากาศหรือเกิดจากการเผาไหม้ การดักจับก่อนการเผาไหม้ (Pre-combustion) คือ คาร์บอนจะถูกกำจัดออกจากเชื้อเพลิงก่อนการเผาไหม้ การเผาไหม้ด้วยออกซิเจน (Oxy-combustion) คือ เชื้อเพลิงจะถูกเผาไหม้ในปริมาณออกซิเจนที่มีไนโตรเจนเพียงเล็กน้อยหรือไม่มีเลยแต่ละเทคโนโลยีนั้นจะมีความเหมาะสมแตกต่างกันซึ่งการดักจับก่อนการเผาไหม้ (Pre-combustion) เหมาะกับโรงงานแปรสภาพเป็นแก๊ส (Gasification process) การเผาไหม้ด้วยออกซิเจน (Oxy-combustion) เหมาะกับโรงงานใหม่หรือติดตั้งเพิ่มเติมกับโรงงานที่มีอยู่ การดักจับหลังการเผาไหม้ (Post-combustion) ใช้กับเครื่องกำเนิดพลังงานเชื้อเพลิงถ่านหินที่ใช้อากาศเป็นเชื้อเพลิงเป็นหลัก การเผาไหม้ด้วยออกซิเจนสามารถนำไปใช้กับโรงงานใหม่หรือติดตั้งเพิ่มเติมกับโรงงานที่มีอยู่ ซึ่งหากมองในมุมโรงไฟฟ้านั้นการปรับเปลี่ยนเชื้อเพลิงที่ใช้ในระบบอาจจะทำให้การผลิตไฟฟ้านั้นเปลี่ยนไปดังนั้นโรงไฟฟ้าน่าจะมีความสนใจเทคโนโลยีที่การดักจับหลังการเผาไหม้

การดักจับหลังการเผาไหม้ (Post-combustion) มีอยู่หลายวิธีมากมี 4 วิธีที่น่าสนใจคือ
 1. โมโนเอทานอลามีน (Monoethanolamine :MEA) 2. การแยกด้วยการเปลี่ยนเฟส (Phase-change separation: PCS) 3. ไดเมทิลโคคาร์บอเนต(Dimethyl carbonate: DMC) 4. การแยกแก๊สด้วยเมมเบรน(membrane separation: GMS)

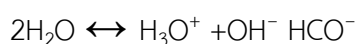
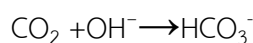
1. โมโนเอทานอลามีน(Monoethanolamine :MEA)

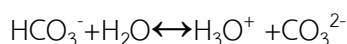
โมโนเอทานอลามีน (Monoethanolamine :MEA) เป็นกระบวนการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์โดยกระบวนการจะประกอบไปด้วย 2 อย่างที่สำคัญคือ กระบวนการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์และกระบวนการคายคาร์บอนไดออกไซด์ โดยกระบวนการดูดซับเป็นกระบวนการที่จะปรับสภาพก๊าซเสียจากโรงไฟฟ้า(Flue gas) หลังจากนั้นก๊าซเสีย (Flue gas) จะถูกส่งโดยพัดลมไปที่ด้านล่างของหอดูดซับ ซึ่งจะทำปฏิกิริยากับตัวทำละลายของ MEA ที่ถูกสเปรย์ลงมาจากด้านบนของหอดูดซับ ภายในหอจะเกิดปฏิกิริยาเกิดเป็นเกลือเอมีนที่ไม่เสถียร ก๊าซเสียที่ถูกดูดซับจะถูกปล่อยออกไปด้านบนหอและของเหลวที่มีเกลือเอมีนสูงจะนำไปแลกเปลี่ยนความร้อนก่อนจะเข้าสู่หอการคายคาร์บอนไดออกไซด์ ของเหลวที่มีเกลือเอมีนสูงจะสัมผัสสวนทางกับไอน้ำจากข้างล่างหอ คายคาร์บอนไดออกไซด์ เมื่อสัมผัสกับไอน้ำทำให้เกลือเอมีนเกิดการสลายตัวด้วยความร้อนของเกลือเอมีนที่ไม่เสถียรที่อุณหภูมิสูงและปล่อยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ กลายเป็นของเหลวที่มีเกลือเอมีนที่ไม่เสถียรต่ำ ซึ่งจะถูกลำกลับไปในและผสมกับสารดูดซับใหม่ในหอดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์และไอน้ำที่ถูกดูดซับจากหอคายคาร์บอนไดออกไซด์จะถูกนำไปแยกออกโดยการกลั่นตัวของน้ำและก๊าซเพื่อให้ได้ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ที่ความบริสุทธิ์ 95 %

โดยในปฏิกิริยาหลัก 2 ประเภทที่เกิดขึ้นในการหอดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์โดยปฏิกิริยาแรกคือ MEA กับ CO₂ เกิดเป็นคาร์บาเมต:

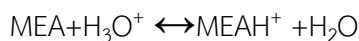


ปฏิกิริยาที่ 2 คือปฏิกิริยาโปรโตเนชัน ขั้นแรก CO₂ ละลายในน้ำที่แยกตัวออกเป็น HCO₃⁻, CO₃²⁻ และ H₃O⁺ ซึ่งรวมถึงปฏิกิริยาไอออนไนเซชันของน้ำ

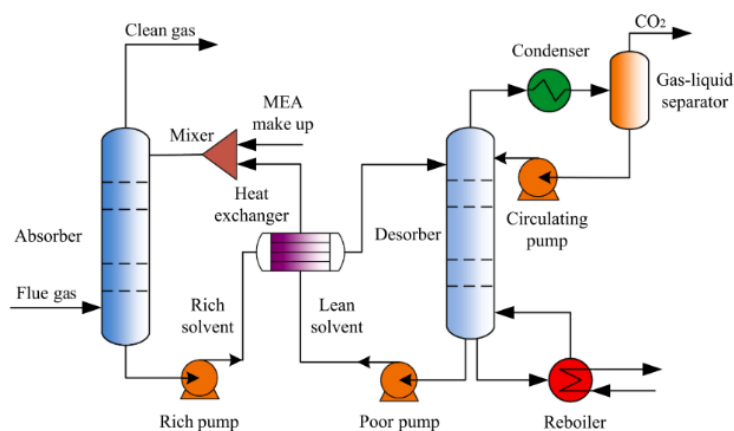




จากนั้น MEA จะรวมกับ H_3O^+ เพื่อผลิตเกลือโปรตอน MEAH⁺:



ปฏิกิริยาทั้งสองมีเพื่อต้องการให้คาร์บอนไดออกไซด์ละลายในสารดูดซับ โดยที่ปฏิกิริยาการคายคาร์บอนไดออกไซด์จะทำตรงกันข้ามกับปฏิกิริยาการดูดคาร์บอนไดออกไซด์

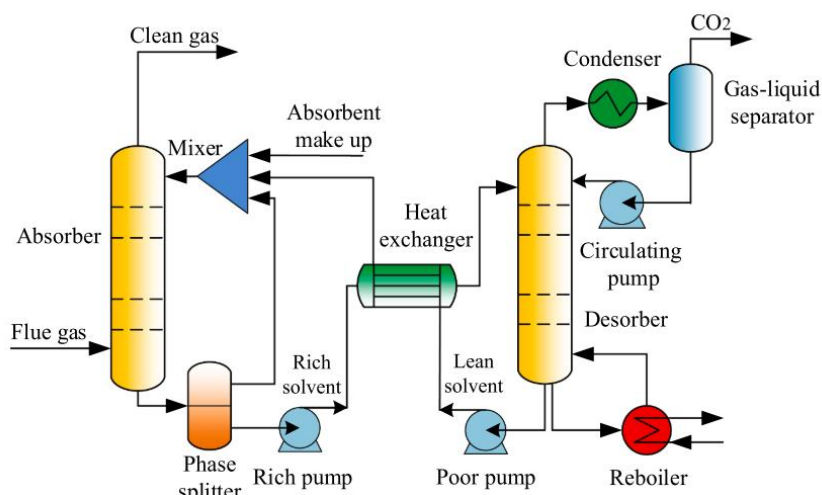


รูปที่ 3 กระบวนการเทคโนโลยี MEA

2. การแยกด้วยการเปลี่ยนเฟส (Phase-change separation: PCS)

กระบวนการที่ตัวดูดซับผ่านพฤติกรรมแยกเฟสด้วยของเหลวที่ไม่เข้มข้นและเข้มข้นเมื่อสัมผัสกับคาร์บอนไดออกไซด์ หรือเมื่ออุณหภูมิของระบบดูดซับเปลี่ยนแปลง เปรียบเทียบกับเทคโนโลยี MEA แล้วพฤติกรรมการแยกวัฏภาคของของเหลวกับของเหลวและการรีไซเคิลตัวทำละลายบางส่วนก่อนการนำมาคายคาร์บอนไดออกไซด์น่าจะลดการใช้พลังงานของกระบวนการคายคาร์บอนไดออกไซด์ลง เนื่องจากการลดลงของของเหลวที่เข้มข้นในหอการดูดซับที่มีส่วนทำให้ความร้อนแฝงของการระเหยของน้ำและความร้อนที่ใช้ในการเพิ่มอุณหภูมิของเหลวลดลง การไหลของกระบวนการใช้ 30 % MEA, 40 % n-propanol และ 30 % น้ำเป็นตัวดูดซับแบบเปลี่ยนวัฏภาค ซึ่งทำปฏิกิริยากับก๊าซเสียที่ผ่านการบำบัดแล้วด้วยการสัมผัสย้อนกลับในหอการดูดซับเพื่อสร้างคาร์บาเมต เนื่องจากความแตกต่างในแรงยึดเหนี่ยวไฮโดรเจน แรงยึดเหนี่ยวไฮโดรเจนระหว่างผลิตภัณฑ์คาร์บาเมตกับน้ำจึงมากกว่าแรงยึดเหนี่ยวระหว่างผลิตภัณฑ์กับ n-propanol เป็นผลให้ผลิตภัณฑ์และ n-propanol แข่งขันกันเพื่อแย่งชิงโมเลกุลของน้ำในระบบ

n-propanol ถูกปล่อยออกมา ของเหลวที่มีคาร์บอนไดออกไซด์เข้มข้น รวมตัวกับวัฏภาคของน้ำ ด้านล่าง และเกิดการแยกวัฏภาคของเหลวกับของเหลวเกิดขึ้นในระบบ ของเหลวที่มีคาร์บอนไดออกไซด์เข้มข้นหลังจากการแยกถูกขนส่งเข้าสู่คอลัมน์การคายคาร์บอนไดออกไซด์ หลังจากนั้น ของเหลวที่มีคาร์บอนต่ำด้านล่างของคอลัมน์การคายคาร์บอนไดออกไซด์หลังจากการแลกเปลี่ยนความร้อนแล้วนำมาผสมกับของเหลวที่ไม่ความเข้มข้นต่ำ (ส่วนปริมาตร: 41.2 %) จากตัวแยกและตัวดูดซับใหม่ และจะถูกส่งกลับไปยังคอลัมน์การดูดซับเพื่อการดูดซับต่อไป เนื่องจาก n-propanol ไม่ได้มีส่วนร่วมในปฏิกิริยาแต่เป็นตัวทำละลายทางกายภาพหรือตัวทำละลายแบบเปลี่ยนวัฏภาค โดยสมการของปฏิกิริยาและพารามิเตอร์ที่เกี่ยวข้องกระบวนการดูดซับและคายจะเหมือนกันกับของเทคโนโลยี MEA

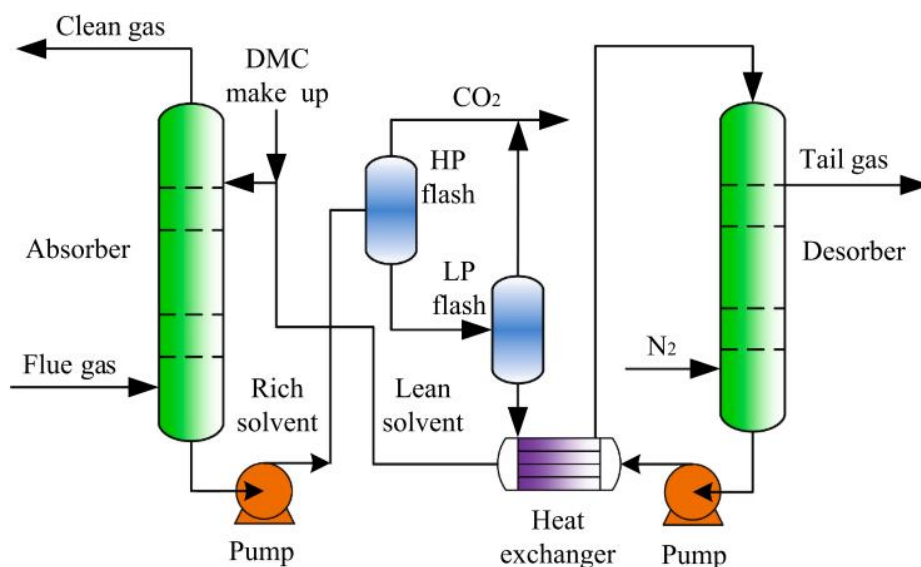


รูปที่ 4 กระบวนการเทคโนโลยี PCS

3. ไดมethyl คาร์บอเนต (Dimethyl carbonate: DMC)

เมื่อเปรียบเทียบกับตัวทำละลายเคมีแบบดั้งเดิมของ MEA แล้ว DMC มีข้อได้เปรียบและความสามารถในการละลายคาร์บอนไดออกไซด์ที่สูงกว่า การใช้พลังงานในการฟื้นฟูที่ลดลง และความเป็นพิษที่ลดลง และมีศักยภาพที่จะกลายเป็นตัวดูดซับที่มีประสิทธิภาพสำหรับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ อย่างไรก็ตาม ในปัจจุบัน DMC ส่วนใหญ่จะใช้เป็นอิเล็กโทรไลต์สำหรับแบตเตอรี่ลิเทียมไอออน ไม่ใช่เป็นตัวกักเก็บก๊าซสำหรับการใช้งานในภาคอุตสาหกรรม ลำดับขั้นตอนของกระบวนการ DMC สำหรับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ เริ่มจากก๊าซเสียที่ไหลเข้าจากด้านล่างของหอดูดซับสัมผัสกับสารละลาย DMC ที่สเปรย์ลงมาจากด้านบนของหอดูดซับ ของเหลวที่มีคาร์บอนไดออกไซด์เข้มข้นเกิดขึ้นใหม่ในหอพลซความดันสูงและต่ำ และก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์จะ

ถูกคายออกมาในเวลาเดียวกัน ความดันสูงและความดันต่ำของหอคอยความดันหอแฟลชเท่ากับ 5 และ 1 เมกะปาสคาลตามลำดับ หลังจากการระเหยด้วยแฟลชความดันสูงและความดันต่ำ ของเหลวที่มีคาร์บอนไดออกไซด์ต่ำจะเข้าสู่หอสทริปเปอร์ โดยที่ภายในหอสทริปเปอร์จะใช้ไนโตรเจนเป็นแก๊สที่ดึงคาร์บอนไดออกไซด์ออกโดยใช้ความดันที่ต่ำกว่าบรรยากาศเพื่อลดปริมาณคาร์บอนไดออกไซด์ที่เหลืออยู่ในของเหลวที่มีคาร์บอนไดออกไซด์ต่ำ และก๊าซจะถูกปล่อยออกมาจนไม่ห่อว่างเปล่า ของเหลวที่ติดคาร์บอนไดออกไซด์น้อยจะถูกสกัดจากด้านล่างของหอสทริปเปอร์ และส่งผ่านตัวแลกเปลี่ยนความร้อนเพื่อให้ได้อุณหภูมิการดูดซับที่ต้องการ ผสมกับ DMC และส่งกลับไปยังหอการดูดซับเพื่อเข้าในกระบวนการดูดซับอีกรอบ

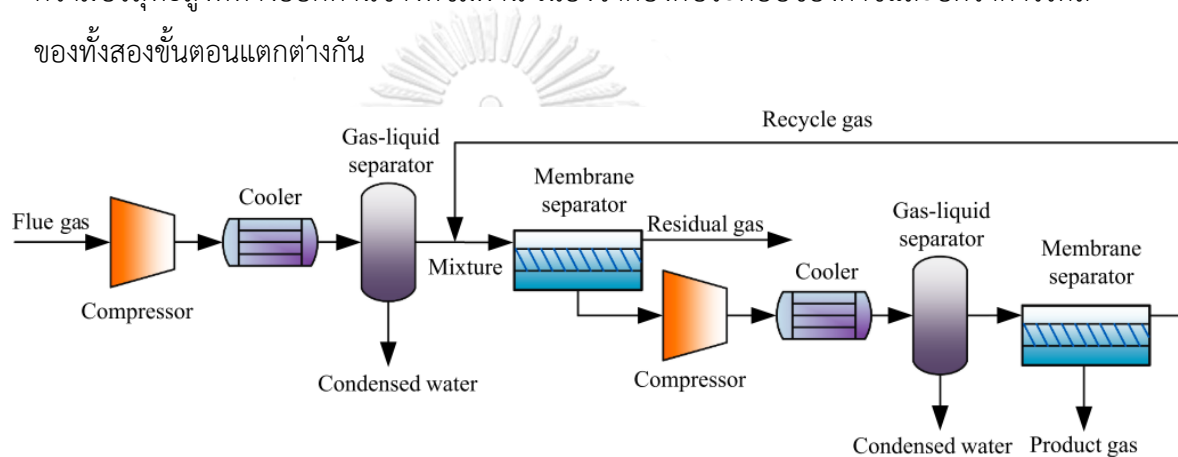


รูปที่ 5 กระบวนการของเทคโนโลยี DMC

4. การแยกแก๊สด้วยเมมเบรน(membrane separation: GMS)

เทคโนโลยี GMS เป็นวิธีการแยกทางกายภาพที่มีข้อดี คือประหยัดพลังงานและเป็นมิตรต่อสิ่งแวดล้อม ซึ่งเป็นเทคโนโลยีที่มีศักยภาพในการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ โดยกลไกของการแยกเมมเบรนของแก๊สคือ สามารถเลือกแยกส่วนประกอบที่ต้องการคาร์บอนไดออกไซด์ออกจากเขาเข้าได้ ขึ้นอยู่กับอัตราการซึมผ่านที่แตกต่างกัน ซึ่งขับเคลื่อนโดยความแตกต่างของความดัน บางส่วนระหว่างด้านหนึ่งและด้านซึมผ่าน การไหลของกระบวนการของการแยกก๊าซเมมเบรนของ CO₂ กระบวนการนี้ใช้อุปกรณ์แยกเมมเบรนแบบบีบอัด การควบแน่น และแบบสองขั้นตอน ขึ้นแรก นำก๊าซเสียที่ผ่านการบำบัดแล้วเข้าไปในคอนเดนเซอร์ ก๊าซจะถูกควบแน่นและส่งไปยัง

เครื่องแยกก๊าซและของเหลวเพื่อแยกน้ำส่วนใหญ่ออก และส่วนที่เหลือจะเข้าสู่การแยกเมมเบรนเพื่อความสะดวกในการแทรกซึมของแก๊ส เมื่อมีความแตกต่างของความดันระหว่างทั้งสองด้านของเมมเบรน คาร์บอนไดออกไซด์ในแก๊สเสียจะสามารถผ่านเมมเบรนได้และไนโตรเจนเข้มข้นจะสะสมที่ทางออกของด้านที่นึ่งคาร์บอนไดออกไซด์ที่อุณหภูมิต่ำที่ช่องทางออกด้านข้างที่ซึมผ่านของเมมเบรนชั้นที่หนึ่งยังคงถูกบีบอัดและควบแน่นเพื่อขจัดน้ำออก จากนั้นจึงเข้าสู่เมมเบรนชั้นที่สองเพื่อให้ซึมผ่านต่อไป แก๊สที่รวมตัวกันที่ทางออกด้านข้างที่หยุดนิ่งถูกหมุนเวียนไปยังเมมเบรนชั้นที่หนึ่งเพื่อนำกลับไปแยกและทำให้บริสุทธิ์ต่อไป และรับคาร์บอนไดออกไซด์ที่มีความบริสุทธิ์สูงที่ทางออกด้านข้างที่ซึมผ่าน เนื่องจากองค์ประกอบของก๊าซและอัตราการไหลของทั้งสองขั้นตอนแตกต่างกัน



รูปที่ 6 กระบวนการเทคโนโลยี GMS

หากมองเทคโนโลยีการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ ที่เหมาะกับโรงไฟฟ้าเทคโนโลยีการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ต้องมีการใช้พลังงานต่ำ มีกระบวนการที่เรียบง่าย ใช้งานง่าย และมีต้นทุนด้านสาธารณูปโภค การดำเนินงาน และมีค่าการบำรุงรักษาต่ำ ผลการวิจัยพบว่าเทคโนโลยี PCS เป็นมีการใช้พลังงานต่ำ มีกระบวนการที่เรียบง่าย ใช้งานง่าย และมีต้นทุนด้านสาธารณูปโภค การดำเนินงาน และการบำรุงรักษาต่ำกว่าเทคโนโลยีอื่น โดยสามารถคำนวณราคาการดักจับแต่ละเทคโนโลยีได้ดังนี้ เทคโนโลยี PCS มีต้นทุนการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ต่ำสุดคือ 272.8 หยวนต่อตันคาร์บอนไดออกไซด์ ตามด้วยเทคโนโลยี DMC ที่มีต้นทุนการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ 292.6 หยวนต่อตันคาร์บอนไดออกไซด์ และเทคโนโลยี MEA ที่มีต้นทุนการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ 322.7 หยวนต่อตันคาร์บอนไดออกไซด์ และ เทคโนโลยี GMS มีต้นทุนการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์สูงสุดที่ 376.4 หยวนต่อตันคาร์บอนไดออกไซด์ ดังนั้นในงานวิจัยนี้จะเลือกเทคโนโลยีการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์แบบ PCS เนื่องจากมีต้นทุนในการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ที่ต่ำกว่าเทคโนโลยี

อื่นมีการใช้พลังงานต่ำ มีกระบวนการที่เรียบง่าย ใช้งานง่าย และมีต้นทุนด้านสาธารณสุขปลอดภัย การดำเนินงาน และมีค่าการบำรุงรักษาต่ำ [9]

2.5 ไฮโดรเจน (Hydrogen)

ไฮโดรเจน (Hydrogen) เป็นธาตุที่พบมากในธรรมชาติ มีสถานะเป็นก๊าซที่ติดไฟได้ ไม่มีกลิ่น และสี โดยการผลิตไฮโดรเจนนั้นจะผลิตจากกระบวนการ Steam reforming โดยกระบวนการนี้จะนำก๊าซธรรมชาติมาเผาเพื่อให้ได้ไฮโดรเจนออกมาแต่กระบวนการนี้จะปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์ออกมาจากกระบวนการด้วย โดยไฮโดรเจนที่ได้มาจากกระบวนการนี้จะเรียกว่าไฮโดรเจนสีเทา (Grey hydrogen) โดยไฮโดรเจนที่ถูกผลิตในปัจจุบันนั้นเป็นไฮโดรเจนสีเทาเนื่องจากมีราคาในการผลิตต่ำกว่าการผลิตไฮโดรเจนด้วยวิธีอื่นแม้ว่าวิธีนี้จะก่อให้เกิดการปล่อยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ออกมาปัจจุบันก๊าซไฮโดรเจนที่ผลิตทั่วโลกส่วนใหญ่เป็นไฮโดรเจนสีเทา (Grey Hydrogen) ที่ผลิตจากก๊าซธรรมชาติ ซึ่งหากไม่มีกลไกกำหนดราคาปล่อยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ ไฮโดรเจนสีเทานั้นจะมีราคาอยู่ที่ 1-2 ยูโรต่อกิโลกรัม หรือประมาณ 38-77 บาทต่อกิโลกรัม แต่ในอนาคตการใช้ไฮโดรเจนจะมาจากกระบวนการแยกน้ำด้วยไฟฟ้า (Electrolysis) หรือ การนำพลังงานไฟฟ้ามาแยกโมเลกุลของน้ำออกเป็นไฮโดรเจนและออกซิเจน เนื่องจากไฮโดรเจนสีเขียวไม่ใช่เชื้อเพลิงฟอสซิลจึงสามารถลดก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ในระยะยาวได้ โดยก๊าซไฮโดรเจนสีเขียวมีราคาอยู่ที่ราว 5.5 ยูโรต่อกิโลกรัม หรือประมาณ 209 บาทต่อกิโลกรัม ซึ่งสูงกว่าราคาของไฮโดรเจนสีเทา 2-3 เท่า โดยในอนาคตคาดว่า ต้นทุนการผลิตไฮโดรเจนสีเขียวจะปรับตัวลดลงตามต้นทุนการผลิตพลังงานหมุนเวียนที่มีแนวโน้มลดลงอย่างต่อเนื่อง จากความก้าวหน้าของเทคโนโลยีคาดว่า ราคาการผลิตไฮโดรเจนสีเขียวจะลดลง โดยในปีพ.ศ. 2573 จากนั้นจะลดไปจนถึงปีพ.ศ. 2593 คาดว่าจะลดลงจาก 2.5-5.5 ยูโรต่อกิโลกรัมเหลือประมาณ 0.67-0.84 ยูโรต่อกิโลกรัมเท่านั้น [10]

2.6 ผลิตภัณฑ์ที่ถูกผลิตจากการใช้คาร์บอนไดออกไซด์ (Carbon dioxide utilization products)

เพื่อลดการปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์ ซึ่งเป็นปัญหาหลักของการเกิดภาวะโลกร้อน เทคโนโลยีการดักจับและการใช้ประโยชน์ (Carbon capture and utilization: CCU) เป็นเทคโนโลยีที่จะดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ที่ถูกปล่อยออกมาแล้วนำคาร์บอนไดออกไซด์มาใช้ประโยชน์โดยการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นผลิตภัณฑ์ใหม่ปัจจุบันได้มีการศึกษาปฏิกิริยาเคมีจำนวนมากที่ใช้คาร์บอนไดออกไซด์ เป็นวัตถุดิบทดแทนคาร์บอนจากที่อื่นโดยคาร์บอนไดออกไซด์สามารถเปลี่ยนแปลงเป็นสามประเภทหลัก คือ การเปลี่ยนแปลงทางสารเคมี (Chemical CO₂ conversion)

การทำให้เป็นแร่ (Mineralization) และกระบวนการทางชีวภาพ (Biological process) ซึ่งวิธีการที่งานวิจัยนี้สนใจจะเป็นการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์ไปเป็นสารเคมี โดยการเปลี่ยนเป็นสารเคมีทำได้หลายวิธีการ โดยจะพิจารณาการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นสารเคมีโดยใช้เกณฑ์ประสิทธิภาพ 3E (Engineering-Economic-Environment) ด้วยวิธีการ Analytical Hierarchy Process (AHP) [1] โดยผลการศึกษาได้ดังรูปที่ 7

		Methanol	Methane	Formic acid	Calcium carbonate	Sodium carbonate	Ethanol	Microalgae	Dimethyl carbonate	Polycarbonate	Salicylic acid	Syngas	Urea
3E Performance criteria													
Engineering performance	<i>Technological maturity</i>	4	3	1	2	1	2	3	4	4	4	1	4
	<i>Geographical constraints</i>	2	4	0	2	2	3	3	3	3	4	2	4
	<i>Fossil-free operations</i>	2	2	4	2	2	0	4	2	0	0	2	0
Economic performance	<i>Size of the market</i>	3	4	1	4	3	4	3	1	1	0	4	4
	<i>Competitiveness with other technologies</i>	2	0	3	0	1	0	2	1	2	3	0	3
	<i>Relative added value</i>	2	2	0	2	2	0	0	4	4	4	0	4
Environmental, health and safety performance	<i>CO₂ uptake potential</i>	4	4	1	4	3	4	4	2	1	0	0	0
	<i>Environmental potential</i>	4	2	0	2	2	2	2	2	2	0	2	0
	<i>Health and safety considerations</i>	2	2	2	2	2	0	4	2	2	0	2	0

รูปที่ 7 การประเมินแบบ 3E

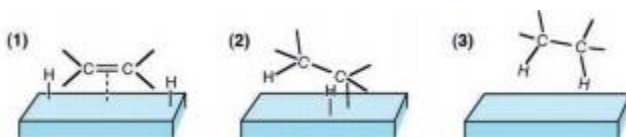
จากการศึกษาวิธีที่เหมาะสมสำหรับการดำเนินการในระยะเวลาอันใกล้นั้นเกี่ยวข้องกับการผลิตสารประกอบที่มีราคาต่อหน่วยต่ำ แต่มีความต้องการในตลาดสูงจะมีเมทานอล(Methanol) มีเทน (Methane) แคลเซียมคาร์บอเนต (Calcium carbonate) สาหร่ายขนาดเล็ก (Micro Algae) โซเดียมคาร์บอเนต (Sodium carbonate) ยูเรีย (Urea) ซินแก๊ส (Syngas) และเอทานอล (Ethanol) และสารประกอบที่มีราคาต่อหน่วยสูงแต่มีความต้องการในตลาดต่ำ เช่น ไดเมทิลคาร์บอเนต(Dimethyl carbonate) โพลีคาร์บอเนต (Polycarbonate) กรดฟอร์มิก (Formic acid) และ กรดซาลิไซลิก (Salicylic acid) โดยในงานวิจัยจะศึกษากระบวนการเกิดขึ้นภายในโรงไฟฟ้าเนื่องจากทางโรงไฟฟ้ามินิพื้นที่จำกัด ดังนั้นกระบวนการการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์ต้องใช้พื้นที่น้อย และจำเป็นต้องเปลี่ยนเป็นสารเคมีที่เป็นของเหลวที่ความดันบรรยากาศ ที่อุณหภูมิห้อง เพื่อขนส่งสารเคมีออกจากโรงงาน ดังนั้นสารเคมีที่เหมาะสมคือ เมทานอลเนื่องจากกระบวนการมีการใช้พื้นที่น้อย มีสถานะเป็นของเหลวที่ความดันบรรยากาศ ที่อุณหภูมิห้อง มีการพัฒนาทางเทคโนโลยีสูง มีความต้องการในตลาดสูง มีความปลอดภัยและดีต่อสิ่งแวดล้อม ดังนั้นกระบวนการแรกที่อยู่ภายใน

โรงไฟฟ้าจะเปลี่ยนก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอลและในกระบวนการที่สองจะรับเมทานอลจากกระบวนการแรกแล้วนำไปเปลี่ยนเป็นโอเลฟินส์ กระบวนการที่เปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์นั้น น่าสนใจเนื่องจากมีการใช้แก๊สเอทิลีนและโพรพิลีนในปริมาณมากสำหรับการผลิตโพลิเมอร์สำหรับสินค้าโภคภัณฑ์ โดยในปี 2559 มีการผลิตเอทิลีนทั่วโลกมีมากกว่า 150 ล้านตันต่อปี โพรพิลีนมีการผลิตประมาณ 100 ล้านตันต่อปี อีกทั้งการผลิตโอเลฟินส์นั้นมาจากน้ำมันฟอสซิลและก๊าซธรรมชาติ ซึ่งไม่ยั่งยืนการผลิตโอเลฟินส์ด้วยเมทานอลจึงเป็นอีกทางเลือกหนึ่งในการผลิตเอทิลีนและโพรพิลีนที่ยั่งยืน[2]

2.6.1 ปฏิกิริยาไฮโดรจีเนชัน

ปฏิกิริยาไฮโดรจีเนชัน (Hydrogenation reaction) คือ [11] ปฏิกิริยาที่เพิ่มโมเลกุลไฮโดรเจนให้กับโมเลกุลของสาร ซึ่งการจะเกิดปฏิกิริยานี้ได้สารนั้นจำเป็นต้องมีพันธะคู่หรือพันธะสามในโมเลกุล โดยในการเกิดปฏิกิริยาจำเป็นต้องมีตัวเร่งปฏิกิริยาโดยแบ่งขั้นตอนการเกิดปฏิกิริยาเป็น 3 ขั้นตอน ดังนี้

1. โมเลกุลของไฮโดรเจนจะทำปฏิกิริยากับอะตอมของ ตัวเร่งปฏิกิริยาและตัวทำปฏิกิริยา (Reactant) ยกตัวอย่างเช่น หากมีแอลคีน (Alkene) ไปทำปฏิกิริยาไฮโดรจีเนชันซึ่งแอลคีน (Alkene) นั้นมีพันธะคู่โคเวเลนต์ที่พันธะคู่จะถูกดูดซับอยู่บนผิวของตัวเร่งปฏิกิริยาด้วยพันธะไพ (pi bond)
2. ไฮโดรเจนอะตอมจะสร้างพันธะกับตัวทำปฏิกิริยา ที่อะตอมคาร์บอนตัวที่ 1
3. คาร์บอนตัวที่ 2 จะสร้างพันธะกับไฮโดรเจนอะตอม อีกตัวหนึ่งได้สารประกอบอิ่มตัวที่เรียกว่าสารประกอบแอลเคน (Alkane) โดยจะหลุดจากพื้นผิวของตัวเร่งปฏิกิริยาต่อมา ซึ่งไฮโดรเจนอะตอม ที่เกิดขึ้นจะอยู่ด้านเดียวกันของพันธะคู่ (Syn addition) เสมอ



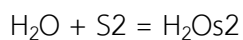
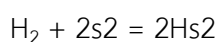
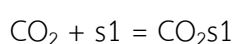
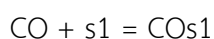
รูปที่ 8 ภาพขั้นตอนการเกิดปฏิกิริยาไฮโดรจีเนชัน

การเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอลจำ คือ ปฏิกิริยาไฮโดรจีเนชัน โดยที่คาร์บอนไดออกไซด์ คาร์บอนมอนอกไซด์ และไฮโดรเจนจะเกิดปฏิกิริยาบนตัวเร่งปฏิกิริยาโลหะโดยเกิดเป็นปฏิกิริยา ผกผันกลับได้ที่เกิดกับคาร์บอนไดออกไซด์โดยจะมี 3 ปฏิกิริยาหลัก [12] ดังนี้

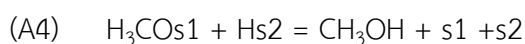
- A) $\text{CO} + 2\text{H}_2 \leftrightarrow \text{CH}_3\text{OH}$ $\Delta H_{298\text{K}} = -90.77 \text{ kJ/mol}$, Methanol synthesis from CO
 B) $\text{CO}_2 + \text{H}_2 \leftrightarrow \text{CO} + \text{H}_2\text{O}$ $\Delta H_{298\text{K}} = +41.21 \text{ kJ/mol}$, Reverse water gas shift reaction
 C) $\text{CO}_2 + 3\text{H}_2 \leftrightarrow \text{CH}_3\text{OH} + \text{H}_2\text{O}$ $\Delta H_{298\text{K}} = -49.16 \text{ kJ/mol}$, Methanol synthesis from CO_2

โดยที่ปฏิกิริยา A และ C เป็นปฏิกิริยาคายความร้อน ส่วนปฏิกิริยา B เป็นปฏิกิริยาคายความร้อน การศึกษากระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์ไปเป็นเมทานอลผ่านปฏิกิริยาไฮโดรจีเนชันโดยจะ ศึกษากระบวนการ[13] ผ่านตัวเร่งปฏิกิริยา Cu/Zn/Al/Zr โดยจลนพลศาสตร์เคมีที่ใช้คือ Langmuir-Hinshelwood kinetic model จะตั้งสมมติฐานว่าจะมี 2 active site ที่แตกต่างกัน โดยที่คาร์บอนไดออกไซด์และคาร์บอนมอนอกไซด์จะแย่งกันดูดซับบน s1-site และ ไฮโดรเจนกันน้ำจะ แย่งกันดูดซับบน s2-site ซึ่งการดูดซับของเมทานอลถือว่าเล็กน้อยจนไม่นำมาคิดขณะที่ไฮโดรเจนถูก เชื่อว่าดูดซับแยกกัน ปฏิกิริยาสามารถแสดงได้ในรูปอัตราจลนศาสตร์ที่ขึ้นอยู่กับ การดูดซับของ โมเลกุลไฮโดรเจนสามารถอธิบายปฏิกิริยาเบื้องต้นได้ดังนี้

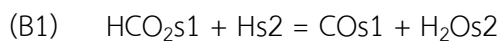
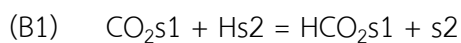
Adsorption equilibrium



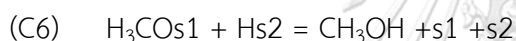
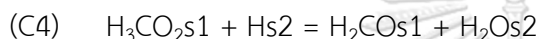
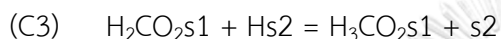
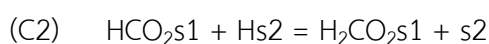
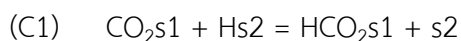
ปฏิกิริยา (A)



ปฏิกิริยา (B)



ปฏิกิริยา (C)



[14] โดยสรุปแบบจำลองไว้มีอัตราการควบคุมปฏิกิริยา (rate controlling step) ในแต่ละปฏิกิริยา โดยรวมของ A, B, C คือ A3, B2 และ C3 โดยมีสมการที่สอดคล้องกันสำหรับแบบจำลองจลนศาสตร์ เป็น A3 B2 และ C3 คือ

$$r_{\text{CH}_3\text{OH},A3} = k_A \frac{K_{\text{CO}} [f_{\text{CO}} f_{\text{H}_2}^{\frac{3}{2}} - f_{\text{CH}_3\text{OH}} f_{\text{H}_2}^{\frac{1}{2}} / K_A]}{(1 + K_{\text{CO}} f_{\text{CO}} + K_{\text{CO}_2} f_{\text{CO}_2}) \left[\sqrt{f_{\text{H}_2}} + \left(\frac{K_{\text{H}_2\text{O}}}{\sqrt{K_{\text{H}}}} \right) f_{\text{H}_2\text{O}} \right]} \quad (\text{A3})$$

$$r_{\text{CO},B2} = r_{\text{H}_2\text{O},B2} = k_B \frac{K_{\text{CO}_2} [f_{\text{CO}_2} f_{\text{H}_2} - f_{\text{H}_2\text{O}} f_{\text{CO}} / K_B]}{(1 + K_{\text{CO}} f_{\text{CO}} + K_{\text{CO}_2} f_{\text{CO}_2}) \left[\sqrt{f_{\text{H}_2}} + \left(\frac{K_{\text{H}_2\text{O}}}{\sqrt{K_{\text{H}}}} \right) f_{\text{H}_2\text{O}} \right]} \quad (\text{B2})$$

$$r_{\text{CH}_3\text{OH},C3} = r_{\text{H}_2\text{O},C3} = k_C \frac{K_{\text{CO}_2} [f_{\text{CO}_2} f_{\text{H}_2}^{\frac{3}{2}} - f_{\text{H}_2\text{O}} f_{\text{CH}_3\text{OH}} f_{\text{H}_2}^{\frac{3}{2}} / K_C]}{(1 + K_{\text{CO}} f_{\text{CO}} + K_{\text{CO}_2} f_{\text{CO}_2}) \left[\sqrt{f_{\text{H}_2}} + \left(\frac{K_{\text{H}_2\text{O}}}{\sqrt{K_{\text{H}}}} \right) f_{\text{H}_2\text{O}} \right]} \quad (\text{C3})$$

[12] มีการศึกษาสภาวะการทำปฏิกิริยาของกระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์ไปเป็นเมทานอล โดยศึกษาการเปลี่ยนอุณหภูมิในการทำปฏิกิริยาที่ 200-300 องศาเซลเซียส การเปลี่ยนความดันในการทำปฏิกิริยาที่ 1-100 บาร์ การเปลี่ยน space velocity ในการทำปฏิกิริยาที่ 1,000-10,000 ml/g_{cat} h และ อัตราส่วนโดยโมลระหว่างไฮโดรเจนและคาร์บอนไดออกไซด์เป็น 3-12

2.6.2 ปฏิกิริยาเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์

ปฏิกิริยาการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์ จะศึกษาตาม Ali Taheri Najafabadi [15] ได้ศึกษากลไกของการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์นั้นมีหลายขั้นตอน โดยแต่ละขั้นตอนนี้จะสอดคล้องกับเทอร์โมไดนามิกส์ โดยที่แต่ละปฏิกิริยาจะถูกคำนวณพลังงานกิบส์เพื่อให้แน่ใจว่าปฏิกิริยาเกิดขึ้นได้ กลไกที่นำมาอธิบายนั้นเกิดจากการสังเกตจากการทดลอง โดยปฏิกิริยาจะเริ่มต้นจากการคายน้ำของเมทานอลไปเป็นไดเมทิลอีเทอร์ ซึ่งไดเมทิลอีเทอร์จะเป็นสารที่เกิดระหว่างการเปลี่ยน (Intermediate) ไปเป็นโอเลฟินส์ มีการเกิดปฏิกิริยาไฮโดรจีเนชันของแอลคีน การสลายตัวของเมทานอลเป็นคาร์บอนมอนอกไซด์และไฮโดรเจน ปฏิกิริยา water gas shift กลไกที่เกิดขึ้นบนพื้นผิวของตัวเร่งปฏิกิริยาดังนั้นจะเกิดปฏิกิริยาหลายขั้นตอนสมการ 1-10 ดังตารางที่ 1

ตารางที่ 1 ตารางปฏิกิริยาการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์

สมการปฏิกิริยา	ลำดับสมการ
$2\text{MeOH} \leftrightarrow \text{DME} + \text{H}_2\text{O}$	1
$2\text{DME} \rightarrow \text{C}_2\text{H}_4 + 2\text{MeOH}$	2
$2\text{MeOH} \rightarrow \text{C}_2\text{H}_4 + 2\text{H}_2\text{O}$	3
$\text{C}_2\text{H}_4 + \text{DME} \rightarrow \text{C}_3\text{H}_6 + \text{MeOH}$	4
$\text{C}_3\text{H}_6 + \text{DME} \rightarrow \text{C}_4\text{H}_8 + \text{MeOH}$	5
$\text{C}_4\text{H}_8 + \text{DME} \rightarrow \text{C}_5\text{H}_{10} + \text{MeOH}$	6
$\text{MeOH} \rightarrow \text{CO} + 2\text{H}_2$	7
$\text{CO} + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CO}_2 + \text{H}_2$	8
$\text{MeOH} + \text{H}_2 \rightarrow \text{CH}_4 + \text{H}_2\text{O}$	9
$\text{C}_2\text{H}_4 + \text{H}_2 \rightarrow \text{C}_2\text{H}_6$	10

โดยตามกลไกปฏิกิริยาการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์สามารถแสดงเป็นอัตราการเกิดปฏิกิริยา (Kinetic reaction) ได้ดังตาราง 2

ตารางที่ 2 ตารางแสดงอัตราการเกิดปฏิกิริยาเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์

Reaction	
$r_1 = k_1 \exp\left(-\frac{E_1}{RT}\right) C_{\text{MeOH}}^2 - \frac{k_1}{K} \exp\left(-\frac{E_1}{RT}\right) C_{\text{DME}} C_{\text{H}_2\text{O}}$	$r_8 = k_8 \exp\left(-\frac{E_8}{RT}\right) C_{\text{CO}} C_{\text{H}_2\text{O}}$
$r_2 = k_2 \exp\left(-\frac{E_2}{RT}\right) C_{\text{DME}}$	$r_9 = k_9 \exp\left(-\frac{E_9}{RT}\right) C_{\text{MeOH}} C_{\text{H}_2}$
$r_3 = k_3 \exp\left(-\frac{E_3}{RT}\right) C_{\text{MeOH}}$	$r_{10} = k_{10} \exp\left(-\frac{E_{10}}{RT}\right) C_{\text{C}_2\text{H}_4} C_{\text{H}_2}$
$r_4 = k_4 \exp\left(-\frac{E_4}{RT}\right) C_{\text{DME}} C_{\text{C}_2\text{H}_4}$	
$r_5 = k_5 \exp\left(-\frac{E_5}{RT}\right) C_{\text{DME}} C_{\text{C}_3\text{H}_6}$	Note 1: ถ้า $j = 2, 3$ $[k_j] = \frac{\text{m}^3}{\text{g h}}$ นอกนั้น $[k_j] = \frac{(\text{m}^3)^2}{\text{g h}}$
$r_6 = k_6 \exp\left(-\frac{E_6}{RT}\right) C_{\text{DME}} C_{\text{C}_4\text{H}_8}$	Note 2: $[E_j] = \frac{\text{kJ}}{\text{mol}}$
$r_7 = k_7 \exp\left(-\frac{E_7}{RT}\right) C_{\text{MeOH}}$	

2.7 งานวิจัยที่เกี่ยวข้อง (literature review)

Judit Nyári[16] ได้ทำการศึกษาแบบจำลองของโรงงานเมทานอลโดยใช้คาร์บอนไดออกไซด์และไฮโดรเจน เป็นวัตถุดิบตั้งต้นได้รับการพัฒนาใน Aspen Plus™ นี้เป็นโรงงานแห่งแรกที่ทำการศึกษาในระดับอุตสาหกรรมโดยเทียบเคียงได้กับหน่วยของโรงงานฟอสซิล MeOH โรงงานผลิต MeOH เกรดเคมี 5 กิโลตันต่อวัน ซึ่งสามารถใช้เป็นวัตถุดิบสำหรับอุตสาหกรรมเคมีหรือเป็นเชื้อเพลิงได้ แบบจำลองจลนพลศาสตร์ซึ่งพิจารณาทั้งคาร์บอนมอนอกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์เป็นแหล่งที่มาของคาร์บอน ทำให้มีอัตราการผลิต คาร์บอนไดออกไซด์โดยรวมสูงและใกล้เคียงกับการใช้วัตถุดิบแบบปริมาณสัมพันธ์ ภายใต้สภาวะตลาดปัจจุบัน โรงงานเมทานอลไม่สามารถทำได้แม้ในระดับนี้ พารามิเตอร์ที่สำคัญที่สุดที่ทำให้โรงงานไม่สามารถทำงานได้คือค่าต้นทุนของไฮโดรเจน ที่เกิดจากการอิเล็กโทรไลซิสในน้ำ จากการวิเคราะห์ความอ่อนไหวได้ว่าการขาย O_2 ที่เป็นผลพลอยได้จากอิเล็กโทรไลซิสและการลดราคาต้นทุนไฮโดรเจนเป็นปัจจัยสำคัญในการบรรลุต้นทุนเมทานอลที่

อยู่ในระดับที่แข่งขันได้มากขึ้น ผลลัพธ์ทางเศรษฐกิจเหล่านี้ได้รับการวิเคราะห์เชิงลึกกับการศึกษาก่อนหน้านี้เพื่อเปิดเผยผลกระทบของสมมติฐานทางเศรษฐกิจที่แตกต่างกัน

Huirong Zhou[9] ได้ศึกษาผลของเทคโนโลยีการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ เนื่องจากการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์เนื่องจากเป็นส่วนหลักของการใช้พลังงานและทางเศรษฐกิจในกระบวนการผลิตเมทานอลทั้งหมด ดังนั้น ผลของเทคโนโลยีการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ที่แตกต่างกันจะส่งผลกระทบต่อกระบวนการผลิตเมทานอลทั้งหมด งานวิจัยนี้จะสร้างแบบจำลองสถานะคงที่และการจำลองเทคโนโลยีการจับคาร์บอนไดออกไซด์ ที่แตกต่างกันสี่แบบ (โมโนเอทานอลามีน (MEA) การแยกด้วยการเปลี่ยนเฟส (PCS) ไดเมทิลคาร์บอนเตต (DMC) และการแยกเมมเบรนก๊าซ (GMS) และนำผลลัพธ์มาเปรียบเทียบกัน โดยเทียบประสิทธิภาพทางเทคนิค เศรษฐกิจ และสิ่งแวดล้อมของกระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์ไปเป็นเมทานอล โดยใช้เทคโนโลยีการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ เพื่อนำมาวิเคราะห์การดักจับคาร์บอนต่ำ ประสิทธิภาพ และความเหมาะสมทางเศรษฐศาสตร์สำหรับการสังเคราะห์เมทานอลสีเขียว ผลการวิจัยพบว่าประสิทธิภาพการใช้พลังงานของกรณี GMS สูงที่สุด (68.4%) รองลงมาคือ PCS (66.2%) DMC (64.3%) และ MEA (61.3%) ต้นทุนการผลิตรวมของกรณี GMS สูงที่สุด (4367 CNY/t-CH₃OH) รองลงมาคือ MEA (4314 CNY/t-CH₃OH) DMC (4279 CNY/t-CH₃OH) และ PCS (4204 CNY/t-CH₃OH)

Fateme Haghijatjoo [17] ในงานวิจัยนี้จะศึกษากระบวนการทั้งทางตรงและทางอ้อม ได้รับการออกแบบและจำลองผ่านโปรแกรมจำลอง Aspen Plus โดยเมทานอลถูกสังเคราะห์โดยตรงจาก คาร์บอนไดออกไซด์ในกระบวนการทางตรง ในขณะที่ทางอ้อมคาร์บอนไดออกไซด์จะถูกแปลงเป็นคาร์บอนมอนอกไซด์ ผ่านกระบวนการ water gas shift reaction โดยคาร์บอนไดออกไซด์เป็นสารขั้นกลาง โดยจะเปรียบเทียบประสิทธิภาพเท่านั้นและการวิเคราะห์ทางเศรษฐกิจและสิ่งแวดล้อม เงื่อนไขการทำงานที่เหมาะสมของกระบวนการจะได้รับเพื่อให้ได้การผลิตเมทานอลสูงสุด โดยมีอัตราส่งคาร์บอนไดออกไซด์ 228,417 ตัน/ปี โดยกระบวนการที่ดีที่สุดจะถูกเลือกโดยวิธีการตัดสินใจของ TOPSIS โดยการเปรียบเทียบต้นทุนเงินทุนและประเด็นด้านสิ่งแวดล้อมของกระบวนการทางตรงและทางอ้อม ผลการวิจัยแสดงให้เห็นว่าการผลิตเมทานอลโดยตรงมีประสิทธิภาพด้านสิ่งแวดล้อมและการเงินที่มากกว่าเมื่อเทียบกับกระบวนการทางอ้อม เนื่องจากเงินลงทุนคงที่จำนวน 506 ล้านดอลลาร์สหรัฐสำหรับกระบวนการทางตรงและ 578 ล้านดอลลาร์สหรัฐสำหรับวิธีการทางอ้อม ในขณะที่จำนวนกำไรสุทธินั้นตรงกันข้าม 132 ล้านดอลลาร์สหรัฐสำหรับ

กระบวนการทางตรงและ 135 ล้านเหรียญสหรัฐสำหรับกระบวนการทางอ้อมโดยมีระยะเวลาคืนทุนประมาณ 7 และ 8 ปีสำหรับกระบวนการทางตรงและทางอ้อมตามลำดับ

Bor-Yih Yu [18] ได้มีการศึกษาการออกแบบสถานะคงตัวและการปรับให้เหมาะสมสำหรับกระบวนการเปลี่ยนเมทานอลไปเป็นโอเลฟินส์ (MTO) กระบวนการ MTO เป็นเส้นทางสำหรับการผลิตโอเลฟินส์เบา โดยเฉพาะเอทิลีนและโพรพิลีน เมื่อเปรียบเทียบกับวิธีดั้งเดิมในการผลิตโอเลฟินส์โดยการแคร็กด้วยไอน้ำ (Stream cracking) กระบวนการเปลี่ยนเมทานอลไปเป็นโอเลฟินส์นี้ให้ประโยชน์ เช่น อัตราส่วนเอทิลีนต่อโพรพิลีนที่ยืดหยุ่นมากขึ้น ความสามารถในการเกิดโอเลฟินส์เบาที่สูงขึ้น และสถานะการเกิดปฏิกิริยาที่ไม่รุนแรง การออกแบบกระบวนการ MTO โดยรวมแบ่งออกเป็นสี่ส่วน ได้แก่ ส่วนปฏิกิริยา ส่วนปรับสภาพ ส่วนแยกส่วนแรก และส่วนแยกส่วนที่สอง หลังจากการออกแบบส่วนย่อยแต่ละส่วนแล้วจะหาสถานะที่เหมาะสมจะดำเนินการภายในปฏิกิริยา

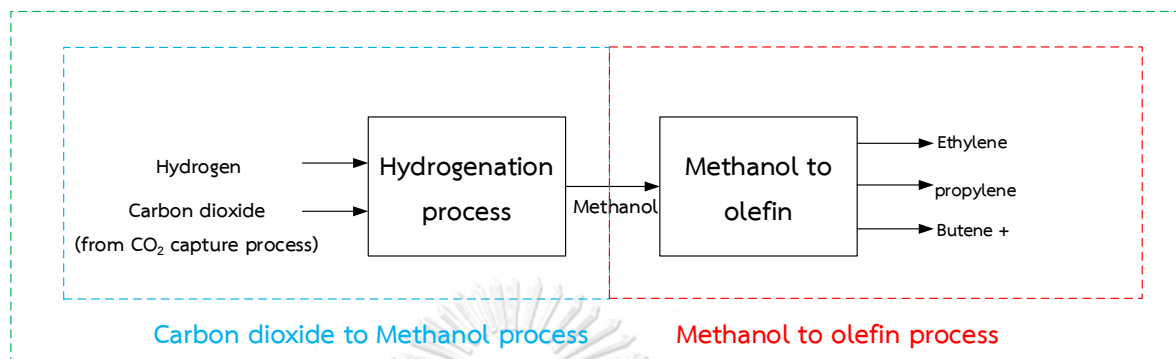
2.8 Research gap

งานวิจัยที่ผ่านมาเกี่ยวกับการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นสารเคมีมีมูลค่านั้นจะเน้นคิดกระบวนการผลิตเริ่มต้นจากการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์จากนั้นเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์ไปเป็นเมทานอลและนำเมทานอลมาเปลี่ยนเป็นสารเคมีที่มีมูลค่าเป็นกระบวนการเดียว โดยไม่มีการแบ่งออกเป็นสองกระบวนการเพื่อตอบสนองต่อโรงงานที่มีพื้นที่จำกัดและเปรียบเทียบการปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์ของกระบวนการ อีกทั้งยังไม่ค่อยมีงานวิจัยที่มีการใช้คาร์บอนเครดิตเข้ามาคิดร่วมด้วยในการประเมินทางเศรษฐศาสตร์ซึ่งจัดเป็นตัวแปรสำคัญในการทำให้เกิดการคุ้มทุนทางเศรษฐศาสตร์สำหรับกระบวนการผลิตที่เกี่ยวข้องกับการลดการปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์

บทที่ 3

การทดลอง

3.1 ภาพรวมกระบวนการผลิตและการจำลองกระบวนการ



Combining carbon dioxide to methanol process and methanol to olefin process

รูปที่ 9 ภาพรวมกระบวนการผลิต

ในงานวิจัยนี้ได้ศึกษากระบวนการการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์ไปเป็นเมทานอล การเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์และกระบวนการที่รวมกระบวนการการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอลและการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์เป็นกระบวนการเดียว โดยการศึกษาจะทำการศึกษาใน 2 ประเด็น ดังนี้

1. การศึกษาสภาวะในการดำเนินการกระบวนการไฮโดรจีเนชันในการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอลจะศึกษาสภาวะในการดำเนินการปฏิกิริยา คือ Space velocity อัตราส่วนโดยโมลระหว่างไฮโดรเจนและคาร์บอนไดออกไซด์ อุณหภูมิและความดัน โดยจะเปรียบเทียบ 3 อย่างคือ 1. ผลต่อประสิทธิภาพการผลิตของกระบวนการ 2. ผลกระทบทางเศรษฐศาสตร์ 3. ผลกระทบต่อสิ่งแวดล้อม

2. การศึกษากระบวนการที่รวมกระบวนการการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอลและการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์เป็นกระบวนการเดียวเพื่อเปรียบเทียบกับการแยกกระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอลกับการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์ออกจากกันโดยจะเปรียบเทียบ 2 อย่างคือ 1. ผลกระทบทางเศรษฐศาสตร์ 2. ผลกระทบต่อสิ่งแวดล้อม โดยการศึกษาจะศึกษาผ่านโปรแกรม Aspen Plus V11 โดยกระบวนการเป็นกระบวนการที่ทำแบบอุณหภูมิคงที่ (Isothermal process) และใช้เทอร์โมไดนามิกส์โมเดลเป็น Peng rob model เนื่องจากกระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์ไปเป็นเมทานอลนั้นทำในที่ที่มีความดันสูง (ความดัน

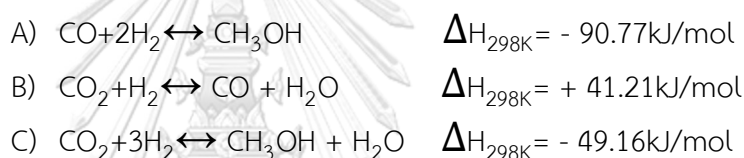
มากกว่า 10 บาร์) และกระบวนการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์เป็นปฏิกิริยาที่เกี่ยวข้องกับสารไฮโดรคาร์บอน ดังนั้น Peng rob model จึงเป็นเทอร์โมไดนามิกส์โมเดลที่เหมาะสมเพราะสามารถอธิบายกระบวนการที่มีความดันสูงได้เนื่องจากเป็นกระบวนการที่ใช้โมเดลแบบ ϕ/ϕ ที่เหมาะสมกับความดันสูงและสามารถใช้ทำนายสารไฮโดรคาร์บอนได้แม่นยำ

3.2 ข้อมูลปฏิกิริยาและแนวทางการออกแบบกระบวนการ

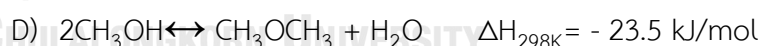
3.2.1 กระบวนการไฮโดรจีเนชันของคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอล

3.2.1.1 ข้อมูลการเกิดปฏิกิริยา

กระบวนการไฮโดรจีเนชันของคาร์บอนไดออกไซด์ คาร์บอนมอนอกไซด์ และไฮโดรเจน โดยปฏิกิริยาจะเกิดบนตัวเร่งปฏิกิริยาโลหะโดยเกิดเป็นปฏิกิริยาผันกลับได้ที่เกิดกับคาร์บอนไดออกไซด์ โดยจะมี 3 ปฏิกิริยาหลัก [12] ดังนี้



โดยที่ปฏิกิริยา A และ C เป็นปฏิกิริยาคายความร้อน ส่วนปฏิกิริยา B เป็นปฏิกิริยาคายความร้อน ดังนั้นหากต้องการเมทานอลเป็นผลิตภัณฑ์หลักจำเป็นจะต้องสนใจปฏิกิริยา A และ C ดังนั้นสถานะที่ทำให้ปฏิกิริยาควรเป็นปฏิกิริยาที่อุณหภูมิต่ำและความดันสูง นอกเหนือจากปฏิกิริยาหลักแล้วยังมีปฏิกิริยาย่อยคือการเกิดไดเมทิลอีเทอร์ [16] โดยจะเกิดปฏิกิริยา ดังนี้



ดังนั้นในการศึกษากระบวนการจะมีปฏิกิริยาในกระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอลจะประกอบไปด้วย 4 ปฏิกิริยา

3.2.1.2 สภาวะของปฏิกิริยา (Reaction condition)

ตารางที่ 3 สภาวะของปฏิกิริยาการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอล

ประเภทของตัวเร่งปฏิกิริยา	Cu/Zn/Al/Zr
ความดัน (บาร์)	30 - 70
อุณหภูมิ (องศาเซลเซียส)	230 - 290
อัตราส่วนโดยโมลระหว่างไฮโดรเจนกับคาร์บอนไดออกไซด์ (Molar ratio H ₂ :CO ₂)	3 - 7 : 1
Space velocity (l/kg _{catalyst} h)	3,000-9,000

3.2.1.3 จลนศาสตร์เคมี (Kinetic reaction)

อัตราการควบคุมปฏิกิริยา (rate controlling step) ในแต่ละปฏิกิริยาโดยรวมของ A, B, C คือ A3 B2 และ C3 ดังที่ได้อธิบายในปฏิกิริยาการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอล โดยมีสมการที่สอดคล้องสำหรับแบบจำลองจลนศาสตร์เป็นสมการ A3 B2 และ C3 คือ

$$r_{\text{CH}_3\text{OH},\text{A3}} = k_A \frac{K_{\text{CO}} [f_{\text{CO}} f_{\text{H}_2}^{\frac{3}{2}} - f_{\text{CH}_3\text{OH}} f_{\text{H}_2}^{\frac{1}{2}} / K_A]}{(1 + K_{\text{CO}} f_{\text{CO}} + K_{\text{CO}_2} f_{\text{CO}_2}) \left[\sqrt{f_{\text{H}_2}} + \left(\frac{K_{\text{H}_2\text{O}}}{\sqrt{K_{\text{H}}}} \right) f_{\text{H}_2\text{O}} \right]} \quad (\text{A3})$$

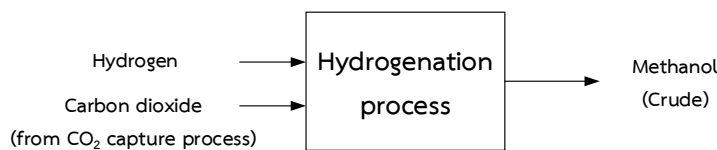
$$r_{\text{CO},\text{B2}} = r_{\text{H}_2\text{O},\text{B2}} = k_B \frac{K_{\text{CO}_2} [f_{\text{CO}_2} f_{\text{H}_2} - f_{\text{H}_2\text{O}} f_{\text{CO}} / K_B]}{(1 + K_{\text{CO}} f_{\text{CO}} + K_{\text{CO}_2} f_{\text{CO}_2}) \left[\sqrt{f_{\text{H}_2}} + \left(\frac{K_{\text{H}_2\text{O}}}{\sqrt{K_{\text{H}}}} \right) f_{\text{H}_2\text{O}} \right]} \quad (\text{B2})$$

$$r_{\text{CH}_3\text{OH},\text{C3}} = r_{\text{H}_2\text{O},\text{C3}} = k_C \frac{K_{\text{CO}_2} [f_{\text{CO}_2} f_{\text{H}_2}^{\frac{3}{2}} - f_{\text{H}_2\text{O}} f_{\text{CH}_3\text{OH}} f_{\text{H}_2}^{\frac{1}{2}} / K_C]}{(1 + K_{\text{CO}} f_{\text{CO}} + K_{\text{CO}_2} f_{\text{CO}_2}) \left[\sqrt{f_{\text{H}_2}} + \left(\frac{K_{\text{H}_2\text{O}}}{\sqrt{K_{\text{H}}}} \right) f_{\text{H}_2\text{O}} \right]} \quad (\text{C3})$$

ส่วนปฏิกิริยาย่อยนั้นมีสมการสอดคล้องสำหรับแบบจำลองจลนศาสตร์ดังสมการ D คือ

$$r_{\text{DME}} = k_D \frac{K_{\text{CH}_3\text{OH}}^2 [C_{\text{CH}_3\text{OH}}^2 C_{\text{H}_2\text{O},\text{DME}} C_{\text{DME}}] / K_{\text{P},\text{DME}}}{(1 + 2 * \sqrt{K_{\text{CH}_3\text{OH}} C_{\text{CH}_3\text{OH}} K_{\text{CO}} f_{\text{CO}} + K_{\text{H}_2\text{O},\text{DME}} C_{\text{H}_2\text{O},\text{DME}}})^4} \quad (\text{C3})$$

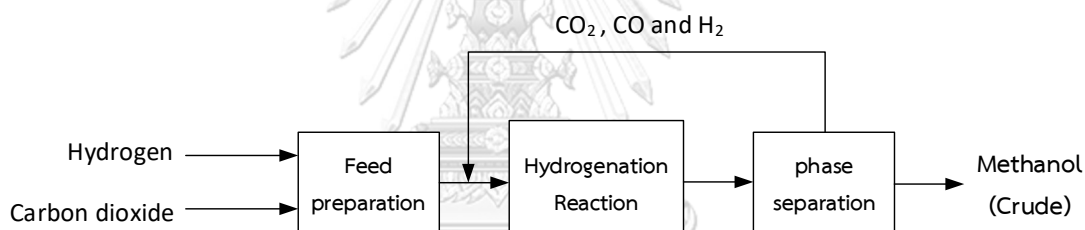
3.2.1.4 โครงสร้างและแผนภาพกระบวนการผลิต



Carbon dioxide to Methanol process

รูปที่ 10 โครงสร้างขาเข้าและขาออกกระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอล
(Input-Output structure)

โครงสร้างขาเข้าและขาออกกระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอล กระบวนการจะมีขาเข้าเป็นแก๊สไฮโดรเจนที่เป็นแก๊สไฮโดรเจนสีเทาและคาร์บอนไดออกไซด์ที่ได้ ออกมาจากโรงไฟฟ้าและมีขาออกเป็นเมทานอล (Crude methanol) ดังรูปที่ 10



รูปที่ 11 แผนภาพการไหลของกระบวนการการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์ไปเป็นเมทานอล (BFD)

โดยกระบวนการจะเริ่มจากแก๊สไฮโดรเจนและคาร์บอนไดออกไซด์นั้นจะเข้าไปใน feed preparation เพื่อให้สารนั้นมีสถานะที่พร้อมทำปฏิกิริยา จากนั้นเมื่อแก๊สไฮโดรเจนและคาร์บอนไดออกไซด์มีสถานะที่เหมาะสมตามที่ต้องการจะนำไปเข้าสู่การทำปฏิกิริยาเพื่อเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์ไปเป็นเมทานอล (Hydrogenation reaction) จากนั้นเมื่อทำปฏิกิริยาเสร็จจะนำเมทานอลไปทำการแยกวัฏภาคระหว่างแก๊สและของเหลว โดยที่แก๊ส(คาร์บอนไดออกไซด์ คาร์บอนมอนอกไซด์ และ ไฮโดรเจน) จะถูกนำไปรีไซเคิลและของเหลว (เมทานอล) จะเป็นผลิตภัณฑ์ ดังรูปที่ 11

โดยการศึกษาระบบเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอลโดยกระบวนการไฮโดรจีเนชันโดยใช้ตัวเร่งปฏิกิริยา Cu/Zn/Al/Zr ที่สภาวะการดำเนินการ 9 สภาวะ ดังตารางที่ 4

ตารางที่ 4 กระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอลโดยกระบวนการไฮโดรจีเนชันโดยใช้ตัวเร่งปฏิกิริยา Cu/Zn/Al/Zr ที่สภาวะการดำเนินการ 9 สภาวะ

สภาวะการดำเนินการของปฏิกิริยา	สภาวะพื้นฐาน	สภาวะ 2	สภาวะ 3	สภาวะ 4	สภาวะ 5
ความดัน (บาร์)	50	50	50	50	50
อุณหภูมิ (องศาเซลเซียส)	250	250	250	250	250
อัตราส่วนระหว่างไฮโดรเจนและคาร์บอนไดออกไซด์	3:1	3:1	3:1	5:1	7:1
การไหลต่อน้ำหนักปฏิกิริยา ($l/kg_{catalyst} h$)	6,000	3,000	9,000	6,000	6,000

สภาวะการดำเนินการของปฏิกิริยา	สภาวะ 6	สภาวะ 7	สภาวะ 8	สภาวะ 9
ความดัน (บาร์)	50	50	30	70
อุณหภูมิ (องศาเซลเซียส)	230	290	250	250
อัตราส่วนระหว่างไฮโดรเจนและคาร์บอนไดออกไซด์	3:1	3:1	3:1	3:1
การไหลต่อน้ำหนักปฏิกิริยา ($l/kg_{catalyst} h$)	6,000	6,000	6,000	6,000

3.2.2 กระบวนการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์

3.2.2.1 ข้อมูลการเกิดปฏิกิริยา

ปฏิกิริยาการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์ จะศึกษาตาม Ali Taheri Najafabadi [15] ได้ศึกษาทั่วโลกของการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์นั้นมีหลายขั้นตอน โดยแต่ละขั้นตอนนี้จะสอดคล้องกับเทอร์โมไดนามิกส์ โดยที่แต่ละปฏิกิริยาจะถูกคำนวณพลังงานกิบส์เพื่อให้แน่ใจว่า

ปฏิกิริยาเกิดขึ้นได้ กลไกที่นำมาอธิบายนั้นเกิดจากการสังเกตจากการทดลอง โดยปฏิกิริยาจะเริ่มต้นจากการคายน้ำของเมทานอลไปเป็นไดเมทิลอีเทอร์ ซึ่งไดเมทิลอีเทอร์จะเป็นสารที่เกิดระหว่างการเปลี่ยน (Intermediate) ไปเป็นโอเลฟินส์ มีการเกิดปฏิกิริยาไฮโดรจีเนชันของแอลคีน การสลายตัวของเมทานอลเป็นคาร์บอนมอนอกไซด์และไฮโดรเจน ปฏิกิริยา water gas shift กลไกนั้นเกิดขึ้นบนพื้นผิวของตัวเร่งปฏิกิริยาดังนั้นจะเกิดปฏิกิริยาดังตารางที่ 5

ตารางที่ 5 ตารางปฏิกิริยาการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์

สมการปฏิกิริยา	ลำดับสมการ
$2\text{MeOH} \leftrightarrow \text{DME} + \text{H}_2\text{O}$	1
$2\text{DME} \rightarrow \text{C}_2\text{H}_4 + 2\text{MeOH}$	2
$2\text{MeOH} \rightarrow \text{C}_2\text{H}_4 + 2\text{H}_2\text{O}$	3
$\text{C}_2\text{H}_4 + \text{DME} \rightarrow \text{C}_3\text{H}_6 + \text{MeOH}$	4
$\text{C}_3\text{H}_6 + \text{DME} \rightarrow \text{C}_4\text{H}_8 + \text{MeOH}$	5
$\text{C}_4\text{H}_8 + \text{DME} \rightarrow \text{C}_5\text{H}_{10} + \text{MeOH}$	6
$\text{MeOH} \rightarrow \text{CO} + 2\text{H}_2$	7
$\text{CO} + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CO}_2 + \text{H}_2$	8
$\text{MeOH} + \text{H}_2 \rightarrow \text{CH}_4 + \text{H}_2\text{O}$	9
$\text{C}_2\text{H}_4 + \text{H}_2 \rightarrow \text{C}_2\text{H}_6$	10

3.2.2.2 สภาวะของปฏิกิริยา (Reaction condition)

ตารางที่ 6 ตารางสภาวะของกระบวนการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์

ประเภทของตัวเร่งปฏิกิริยา	SAPO-34
ความดัน (บาร์)	2
อุณหภูมิ (องศาเซลเซียส)	470
WHSV (h^{-1})	5

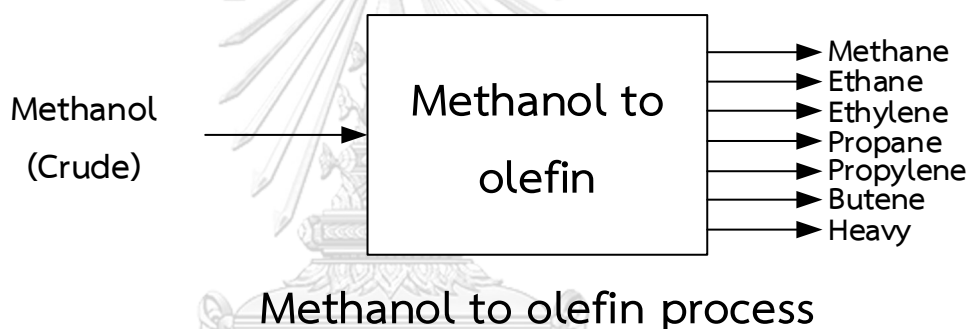
3.2.2.3 ผลการเกิดผลิตภัณฑ์ (Product Distribution)

เนื่องจากอัตราการเกิดปฏิกิริยาของกระบวนการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์ที่หาไม่ได้ไม่สามารถนำมาใช้ได้ ดังนั้นจึงทำการใช้ product distribution เพื่อเป็นตัวแทนของกระบวนการนี้ แทน โดย product distribution [2] ที่ใช้ในการศึกษาจะแสดงดังตารางที่ 7

ตารางที่ 7 ตาราง product distribution ของขาออกจากเครื่องปฏิกรณ์

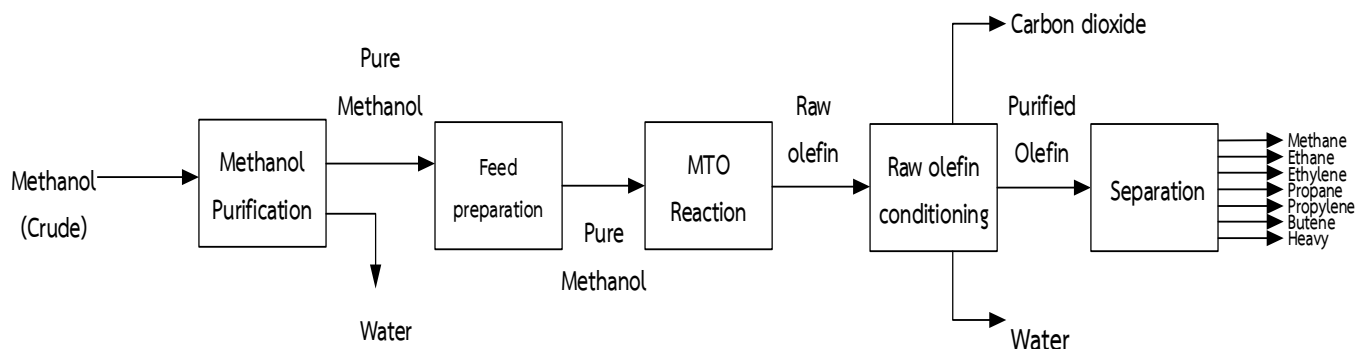
	MeOH	CH ₄	C ₂ H ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₆	C ₃ H ₈	C ₄ H ₈	C ₅ H ₁₂	Water	Total
Flow (kg/h)	1,000	1,000	17,000	1,000	17,000	1,000	5,000	2,000	55,000	100,000
Weight %	0.01	0.01	0.17	0.01	0.17	0.01	0.05	0.02	0.55	100.00

3.2.2.4 โครงสร้างและแผนภาพกระบวนการผลิต



รูปที่ 12 โครงสร้างขาเข้าและขาออกกระบวนการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์
(Input-Output structure)

โครงสร้างขาเข้าและขาออกกระบวนการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์ กระบวนการจะมีขาเข้าเป็นเมทานอลและมีขาออกเป็นมีเทน อีเทน เอทิลีน โพรเพน โพรพิลีน บิวทีน และสารไฮโดรคาร์บอนที่มีคาร์บอนมากกว่า 4 อะตอม (Heavy) ดังรูปที่ 12



รูปที่ 13 แผนภาพการไหลของกระบวนการการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์ (BFD)

โดยกระบวนการจะเริ่มนำเมทานอล (Crude methanol) มาทำให้บริสุทธิ์ขึ้นโดยการแยกน้ำออก (Methanol Purification) จากนั้นนำเมทานอลที่แยกน้ำออกแล้วเข้า feed preparation เพื่อให้เมทานอลมีสภาวะพร้อมที่จะทำปฏิกิริยา จากนั้นเมื่อเมทานอลมีสภาวะที่เหมาะสมตามที่ต้องการ จากนั้นนำไปเข้าสู่การทำปฏิกิริยาเพื่อเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์ (Methanol to olefins reaction) จากนั้นเมื่อทำปฏิกิริยาเสร็จจะนำโอเลฟินส์มาหยุดปฏิกิริยาด้วยน้ำและทำการแยกคาร์บอนไดออกไซด์และน้ำออกผ่าน Raw olefins conditioning จากนั้นนำโอเลฟินส์มาแยกเป็นมีเทน อีเทน เอทิลีน โพรเพน โพรพิลีน บิวทีน และสารไฮโดรคาร์บอนที่มีคาร์บอนมากกว่า 4 อะตอม (Heavy) ดังรูปที่ 13

3.3 การประเมินประสิทธิภาพการผลิตของกระบวนการ (Process Performance)

3.3.1 การเปลี่ยนไปของสารตั้งต้น (Conversion)

$$\% \text{Conversion} = \frac{\text{Mole flow inlet} - \text{Mole flow outlet}}{\text{Mole flow inlet}} \times 100 \quad (3-1)$$

โดยที่ Mole flow inlet คือ โมลขาเข้า
Mole flow Outlet คือ โมลขาออก

3.3.2 การเปลี่ยนแปลงไปเป็นสารผลิตภัณฑ์ (Yield)

$$\%Yield = \frac{\text{Mole of product}}{\text{Mole of reactant}} \times 100 \quad (3-2)$$

โดยที่ Mole of product คือ โมลของสารผลิตภัณฑ์
Mole of reactant คือ โมลของสารตั้งต้น

3.4 การประเมินความเป็นไปได้ทางเศรษฐศาสตร์

3.4.1 แนวทางการประมาณราคา

3.4.1.1 การประมาณราคาลงทุนรวมของกระบวนการ (Total capital investment: TCI)

การประมาณราคาลงทุนรวมของกระบวนการ (Total capital investment) คือ เงินที่จำเป็นต่อการสร้างโครงการ เช่นการก่อสร้างโรงงาน วัสดุอุปกรณ์ต่างๆภายในโรงงาน รวมถึงขั้นตอนการทดสอบโรงงานและการแก้ไขปัญหาก่อนการผลิตจริง โดยจะแบ่งออกเป็น 2 ประเภทคือ ต้นทุนคงที่ (Fixed capital cost :FCI) และ ต้นทุนการดำเนินการ (working capital : WC) โดยเป็นดังสมการ (3-3)

$$TCI = FCI + WC \quad (3-3)$$

โดยที่ TCI คือ การประมาณราคาลงทุนรวมของกระบวนการ
FCI คือ ต้นทุนคงที่
WC คือ ต้นทุนหมุนเวียนภายในโรงงาน

ต้นทุนคงที่ (Fixed capital investment) คือ เงินลงทุนรวมเพื่อซื้ออุปกรณ์ การติดตั้ง ที่จำเป็นสำหรับทำให้โรงงานนั้นเสร็จสมบูรณ์โดยต้นทุนคงที่ประกอบไปด้วยสองประเภทคือ ต้นทุนทางตรง (Direct cost) คือ ต้นทุนที่เกี่ยวข้องกับสิ่งของที่จับต้องได้ เช่น อุปกรณ์ของกระบวนการและต้นทุนทางอ้อม (Indirect cost) คือ ต้นทุนที่เกี่ยวข้องกับสิ่งของที่จับต้องไม่ได้ โดยค่าใช้จ่ายนี้จะไม่มีการเหลืออยู่เมื่อสิ้นสุดโครงการแล้ว เช่น ค่าใช้จ่ายการดูแลและการบริหารโครงการ ต้นทุนหมุนเวียน (Working capital) คือ เงินเริ่มต้นที่จำเป็นต้องมีภายในโรงงาน เพื่อไว้ดำเนินการต่างๆภายในโรงงานขณะยังไม่มีรายได้เข้ามา ต้นทุนหมุนเวียนจะไปใช้ใน ค่าสาธารณูปโภคภายในโรงงาน ค่าสารตั้งต้นที่จะนำเข้ามาผลิต เป็นต้น โดยปกติแล้วต้นทุนหมุนเวียนจะอยู่ในสมการ (3-4)

$$WC=0.15 \times TCI \quad (3-4)$$

3.4.1.2 การประมาณต้นทุนการผลิต (Cost of manufacturing)

ต้นทุนการผลิต(Cost of manufacturing) จะประกอบไปด้วย 3 อย่าง ต้นทุนโดยตรง (direct manufacturing costs) ต้นทุนคงที่ (Fixed manufacturing cost) และ ต้นทุนทั่วไป (General expenses) ดังนั้นต้นทุนการผลิต (Cost of manufacturing)จะสามารถคิดได้ดังสมการ (3-5)

$$\begin{aligned} \text{Cost of manufacturing} &= \text{Direct manufacturing costs} + \text{Fixed manufacturing costs} \\ &+ \text{General expenses} \end{aligned} \quad (3-5)$$

ค่าใช้จ่ายโดยตรง (Direct manufacturing costs) คือ ค่าใช้จ่ายที่ได้รับผลโดยตรงจากอัตราการผลิตสามารถคิดได้ตามตาราง 8

ตารางที่ 8 ตารางแสดงค่าใช้จ่ายโดยตรง (Direct manufacturing costs)

Direct manufacturing costs	Symbol or Range of multiplying factors	Avg. factor used
1. Raw Materials	C_{RM}	
2. Utilities	C_{UT}	
3. Operating Labour	C_{OL}	
4. Waste Treatment	C_{WT}	
5. Direct supervisory and clerical labour	$(0.1-0.25)C_{OL}$	$0.18C_{OL}$
6. Maintenance and repairs	$(0.02-0.1)FCI$	$0.06FCI$
7. Operating Supplies	$(0.006-0.012)$	$0.009FCI$
8. Laboratory charges	$(0.1-0.2)$	$0.15C_{OL}$
9. Patents and Royalties	$(0-0.06)COM$ (cost of manufacturing)	$0.03COM$
Total direct costs of manufacturing	$C_{RM}+C_{WT}+C_{UT}+1.33C_{OL}+0.03COM+0.069FCI$	

โดยที่ C_{RM} (Cost of raw Materials) คือ ค่าวัตถุดิบ
 C_{UT} (Cost of utilities) คือ ค่าสาธารณูปโภค
 C_{OL} (Cost of operating labor) คือ ค่าจ้างคนงาน
 C_{WT} (Cost of Waste treatment) คือ ค่าบำบัดน้ำ
 FCI (fixed capital Investment) คือ ค่าต้นทุนคงที่

ต้นทุนคงที่ (Fixed manufacturing Costs) คือ ต้นทุนที่ไม่ได้รับผลกระทบจากการผลิต
 สามารถคิดได้ตามตารางที่ 9

ตารางที่ 9 ตารางแสดงแนวทางการคำนวณต้นทุนคงที่

Fixed manufacturing Costs	Range of multiplication factors	Avg. factor used
1. Depreciation – Costs Associated with Buildings and plant equipment. Note that This is not an actual Expense, but just accounted for in terms of tax purposes	0.1 FCI (Note there are a variety of ways depreciation can be calculated, this is a very crude approximation)	0.1FCI
2. Local taxes and insurance	(0.014–0.05) FCI	0.031FCI
3.Plant overhead costs (referring to the costs related to running the business but not directly related to the process of making the product)	(0.59–0.826) C_{OL} +(0.030–0.42) FCI	0.708 C_{OL} +0.036FCI
Total fixed costs of manufacturing	0.708 C_{OL} +0.068FCI+depreciation(0.1FCI)	

โดยที่ Depreciation คือ ค่าเสื่อมราคา
 Local taxes and insurance คือ ค่าภาษีและประกันชีวิต
 Plant overhead costs คือ ค่าดำเนินการทางธุรกิจ

ต้นทุนทั่วไปคือ ต้นทุนที่เป็นค่าใช้จ่ายทั่วไปที่เกี่ยวข้องกับการดำเนินธุรกิจตามตารางที่ 10

ตารางที่ 10 ตารางแสดงต้นทุนทั่วไป

General expenses	Range of multiplication factors	Avg. factor used
1. Administrative costs	$(0.147-0.207)C_{OL}+(0.0075-0.0105) FCI$	$0.177C_{OL}+0.009FCI$
2. Product distribution and Selling costs	$(0.02-0.2)COM$	$0.11COM$
3. Research and development	$0.05COM$	$0.05COM$
Total general expenses	$0.177C_{OL}+0.009FCI+0.16COM$	

โดยที่ Administrative costs คือ ค่าใช้จ่ายในการบริหาร
 Product distribution and Selling costs คือ ค่าใช้จ่ายความผันผวนของราคาสินค้า
 Research and development คือ ค่าใช้จ่ายการวิจัยและการผลิต

การหาค่าของ C_{OL} (Cost of operating labor) หาจากสมการ (3-6) และ สมการ (3-7) ดังนี้

$$C_{OL} = \text{Salary} \times N_{OL} \quad (3-6)$$

$$N_{OL} = (6.29 + 31.7P^2 + 0.23N_{np})^{0.5} \quad (3-7)$$

โดยที่ C_{OL} (Cost of operating labor) คือ ค่าจ้างคนงาน
 Salary คือ เงินเดือน
 N_{OL} คือ จำนวนoperator ต่อกะ
 P คือ ขั้นตอนที่เกี่ยวข้องกับ particle
 N_{np} คือ ขั้นตอนที่ไม่เกี่ยวข้องกับ particle

เมื่อนำต้นทุนโดยตรง (direct manufacturing costs) บวกกับต้นทุนคงที่ (Fixed manufacturing costs) และ ต้นทุนทั่วไป (General expenses) ดังนั้นต้นทุนการผลิต (Cost of manufacturing) และจะไม่คิดค่าเสื่อมราคาดังนั้นจะสามารถหาได้ในสมการ (3-8)

$$COM_d = 0.180FCI + 1.23(C_{RM} + C_{WT} + C_{UT}) + 2.73C_{OL} \quad (3-8)$$

3.4.2 เครื่องมือในการประเมินโครงการ

3.4.2.1 มูลค่าปัจจุบันสุทธิ (Net present value: NPV)

มูลค่าปัจจุบันสุทธิ คือ [19] ผลต่างระหว่างมูลค่าปัจจุบันรวมของกระแสเงินสดรับสุทธิตลอดอายุโครงการกับมูลค่าปัจจุบันของเงินลงทุน โดยใช้อัตราคิดลด (discount rate) ตัวใดตัวหนึ่งมาปรับมูลค่าของกระแสเงินสดที่เกิดขึ้นในแต่ละช่วงเวลาให้มาอยู่ที่จุดเดียวกัน ณ ปัจจุบันโดยใช้สมการการคำนวณได้จากสมการ (3-9)

$$NPV = \sum_{n=0}^N \frac{CF_n}{(1+r)^n} \quad (3-9)$$

โดยที่	NPV	คือ มูลค่าปัจจุบันสุทธิ (Net Present Value)
	CF_0	คือ การลงทุนครั้งแรก
	CF_n	คือ กระแสเงินสดแต่ละปี
	n	คือ ปีที่ทำการลงทุน
	r	คือ อัตราคิดลด (discount rate)

หลักการตัดสินใจคือ

NPV > 0: ผลตอบแทนจากการลงทุนมีมากกว่า

NPV = 0: คู่ทุนพอดี ควรพิจารณาจากปัจจัยอื่นนอกเหนือจากเรื่องเงิน

NPV < 0: ผลตอบแทนจากการลงทุนมีน้อยกว่า

3.4.2.2 อัตราผลตอบแทนภายใน (Internal rate of return: IRR)

อัตราผลตอบแทนภายใน คือ การประเมินว่าการลงทุนให้อัตราผลตอบแทนเป็นเท่าไรโดยการหาอัตราคิดลด (discount rate) ที่จะทำให้มูลค่าปัจจุบันสุทธิ (NPV) เท่ากับศูนย์ หรือผลตอบแทนเท่ากันกับการลงทุนครั้งแรกดังสมการที่ (3-10)

$$0 = I - \sum_{t=1}^n \frac{C_t}{(1+IRR)^t} \quad (3-10)$$

โดยที่ I	คือ เงินลงทุนครั้งแรก
C_t	คือ กระแสเงินสดที่ได้รับสุทธิในแต่ละปี
t	คือ ปีที่ 1 ถึงปีที่ n
n	คือ ปีที่ทำการลงทุน
IRR	คือ อัตราคิดลด (discount rate)

หลักการตัดสินใจ คือ IRR มากกว่าอัตราผลตอบแทนที่ต้องการหรือต้นทุนเงินทุนจะยอมรับโครงการนี้และเมื่อ IRR น้อยกว่าอัตราผลตอบแทนที่ต้องการหรือต้นทุนเงินทุนจะไม่ยอมรับโครงการนี้

3.4.2.3 ระยะเวลาคืนทุนคิดลด (Discount Payback period: DPB)

ระยะเวลาการคืนทุน คือ ระยะเวลาที่ต้องใช้ในคืนทุนกับเงินที่ลงทุนไปโดยคิดจากจุดเริ่มต้นของโครงการจะใช้ระยะเวลานานเท่าไรจึงจะมีกระแสเงินสดรับสุทธิจากโครงการรวมเท่ากับ

$$DPB = \text{year before the discount DPBP occurs} + \frac{\text{Cumulative cash flow in year before recovery}}{\text{Discounted cash flow in year after recovery}} \quad (3-11)$$

มูลค่าในการลงทุนสามารถหาดังสมการ (3-11)

โดยที่ year before the discount DPBP occurs คือ ปีก่อนที่จะคุ้มทุน

Cumulative cash flow in year before recovery คือ ผลรวมของกระแสเงินสดก่อนคุ้มทุน

Discounted cash flow in year after recovery คือ กระแสเงินสดที่ถูกคิดลดในปีหลังคุ้มทุน

โดยหลักการตัดสินใจคือหาระยะเวลาการคืนทุน (DPBP) น้อยแสดงว่ากระบวนการคุ้มทุนเร็วเหมาะกับการลงทุนมากกว่ากระบวนการที่มีระยะเวลาคืนทุนมากกว่า

3.5 การปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์และการคิดราคาคาร์บอนเครดิตในกระบวนการ

3.5.1 การปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์สุทธิ

การปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์ทั้งหมดสามารถคำนวณได้จากคาร์บอนไดออกไซด์ขาออก กระบวนการลบด้วยคาร์บอนไดออกไซด์ขาเข้าโดยคำนวณได้จากสมการ (3-12)

$$\text{Net CO}_2 \text{ emission} = \text{CO}_2 \text{ Outlet} - \text{CO}_2 \text{ Inlet} \quad (3-12)$$

โดยที่ Net CO₂ emissions คือ การปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์ทั้งหมด
CO₂ Outlet คือ คาร์บอนไดออกไซด์ขาออกกระบวนการ
CO₂ Inlet คือ คาร์บอนไดออกไซด์ขาเข้ากระบวนการ

หาก Net CO₂ emissions > 0 คือ มีการปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์ออกจากกระบวนการ
Net CO₂ emissions < 0 คือ มีการใช้คาร์บอนไดออกไซด์กระบวนการ

3.5.2 การคำนวณคาร์บอนเครดิต

การคำนวณราคาคาร์บอนเครดิตมาจากการนำคาร์บอนไดออกไซด์ที่ถูกใช้ไปมาเปลี่ยนเป็น คาร์บอนเครดิตแล้วนำมาหาคุณกับราคาคาร์บอนเครดิต

$$\text{Carbon credit} = \frac{\text{Net CO}_2 \text{ emission (kg)}}{1000} \quad (3-13)$$

$$\text{Cost of Carbon credit} = \text{Carbon credit} \times \text{Carbon credit pricing} \quad (3-14)$$

โดยที่ Carbon credit คือ คาร์บอนเครดิต

Net CO₂ emissions คือ การปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์ทั้งหมด (kg)

Cost of carbon credit คือ ต้นทุนคาร์บอนเครดิต

Carbon credit pricing คือ ราคาคาร์บอนเครดิต

หาก Cost of carbon credits < 0 คือ ได้เงินจากคาร์บอนเครดิตที่ถูกใช้ในกระบวนการ

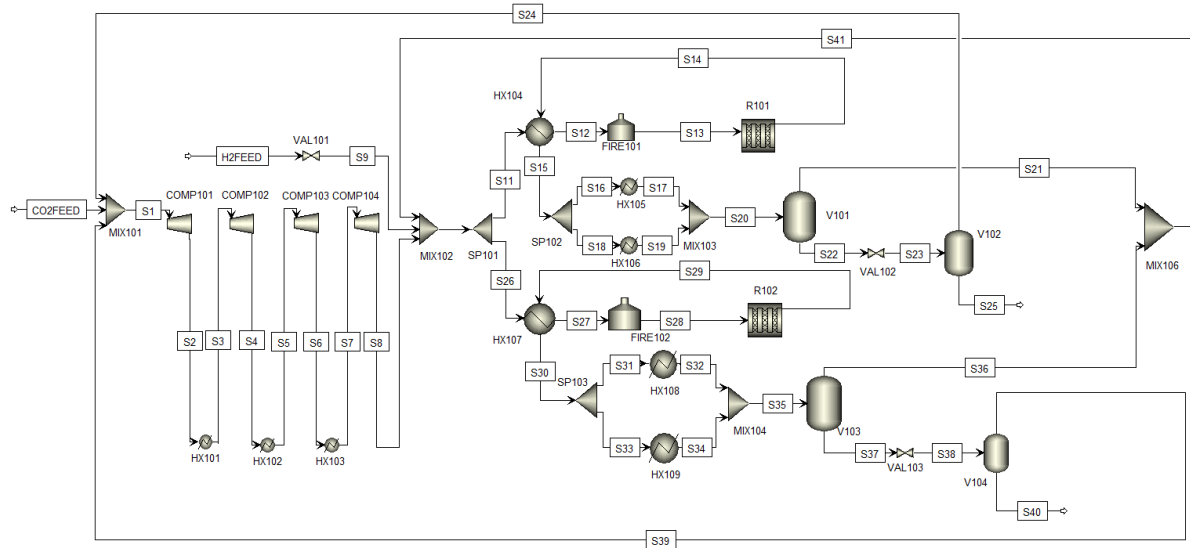
Cost of carbon credits > 0 คือ เสียเงินจากคาร์บอนเครดิตที่ถูกใช้ในกระบวนการ

บทที่ 4

ผลการทดลองและอภิปรายผลการทดลอง

4.1 กระบวนการการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอล

4.1.1 คำอธิบายกระบวนการการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอล



รูปที่ 14 กระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอล

กระบวนการไฮโดรจีเนชันโดยการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอลโดยจะอธิบายกระบวนการในกระบวนการพื้นฐาน เริ่มต้นจากนำก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ที่มาจาก การดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ที่ปล่อยออกมาจากโรงไฟฟ้าโดย ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์จะมีความดัน 2 บาร์ อุณหภูมิ 45 องศาเซลเซียสในสาย CO2FEED นำมารวมกับสารที่นำมารีไซเคิลในสาย S24 และ S39 ที่มีความดัน 2 บาร์ อุณหภูมิ 50 องศาเซลเซียส รวมผ่าน mixer (MIX101) ออกมาเป็นสาย S1 ที่มีความดัน 2 บาร์ อุณหภูมิ 50 องศาเซลเซียส แล้วนำมาเพิ่มความดันผ่านคอมเพรสเซอร์ (COMP101) ออกมาเป็นสาย S2 ที่มีความดัน 6 บาร์ อุณหภูมิ 147 องศาเซลเซียส หลังจากนั้นนำสาย S2 มาลดอุณหภูมิผ่านเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (HX101) จนเป็น 50 องศาเซลเซียส ออกมาเป็นสาย S3 ที่มีความดัน 6 บาร์ อุณหภูมิ 50 องศาเซลเซียส นำสาย S3 มาเพิ่มความดันผ่านคอมเพรสเซอร์ (COMP102) ออกมาเป็นสาย S4 ที่มีความดัน 18 บาร์ อุณหภูมิ 154 องศาเซลเซียส จากนั้นนำสาย S4 มาลดอุณหภูมิผ่านเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (HX102) ออกมาเป็นสาย S5 ที่มีความดัน 18 บาร์ อุณหภูมิ 50 องศาเซลเซียส จากนั้นนำสาย S5 มาเพิ่มความดันผ่านคอมเพรสเซอร์ (COMP103)

ออกมาเป็นสาย S6 มีความดัน 36 บาร์ อุณหภูมิ 115 องศาเซลเซียส หลังจากนั้นนำมาลดอุณหภูมิผ่านเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (HX103) ออกมาเป็นสาย S7 ที่มีความดัน 36 บาร์ อุณหภูมิ 50 องศาเซลเซียส แล้วนำสาย S7 มาเพิ่มความดันผ่านคอมเพรสเซอร์ (COMP104) ออกมาเป็นสาย S8 ที่มีความดัน 50 บาร์ อุณหภูมิ 81 องศาเซลเซียส จากนั้นนำก๊าซไฮโดรเจนสีเทาในสาย H2FEED ที่มีความดัน 200 บาร์ 30 องศาเซลเซียส นำลดความดันจาก 200 บาร์ เป็น 50 บาร์ ผ่าน valve (VAL101) ออกมาเป็นสาย S9 ที่มีความดันเป็น 50 บาร์ 34 องศาเซลเซียส แล้วนำมาพร้อมกับสารที่ถูกนำรีไซเคิลในสาย S41 ที่มีความดัน 50 บาร์ อุณหภูมิ 50 องศาเซลเซียส ที่ส่งมาจาก mixer (MIX106) ไปรวมผ่าน mixer (MIX102) ได้เป็นสาย S10 ที่มีความดัน 50 บาร์ อุณหภูมิ 48 องศาเซลเซียส จากนั้นนำมาแยกเป็น 2 สายผ่าน splitter (SP101) ออกมาเป็น สาย S11 และ S26 ที่มีความดัน 50 บาร์ อุณหภูมิ 48 โดยทั้ง 2 สายจะผ่านกระบวนการที่คล้ายกัน โดยหากมองสายด้านบนของ splitter (SP101) คือสาย S11 ที่มีความดัน 50 บาร์ อุณหภูมิ 48 องศาเซลเซียสจะนำไปผ่านเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (HX104) ให้อุณหภูมิสูงขึ้นออกเป็นสาย S12 ที่มีความดัน 50 บาร์ อุณหภูมิ 191 องศาเซลเซียส จากนั้นนำสาย S12 มาเข้า fire heater (FIRE101) เพื่อเพิ่มอุณหภูมิออกเป็นสาย S13 ที่มีความดัน 50 บาร์ อุณหภูมิ 250 องศาเซลเซียส จากนั้นนำเข้าเครื่องปฏิกรณ์ (R101) หลังจากทำปฏิกิริยาออกเป็นสาย S14 ที่มีความดัน 50 บาร์ อุณหภูมิ 250 องศาเซลเซียส จากนั้นนำสาย S14 ไปผ่านเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (HX104) ให้อุณหภูมิลดลง ออกเป็นสาย S15 ที่มีความดัน 50 บาร์ อุณหภูมิ 122 องศาเซลเซียส จากนั้นนำไปแยกเป็น 2 สายผ่าน splitter (SP102) เป็นสาย S16 และ S18 ที่มีความดัน 50 บาร์ อุณหภูมิ 122 องศาเซลเซียส ไปลดอุณหภูมิผ่านเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน HX105 และ HX106 ออกมาเป็นสาย S17 และ S19 ที่มีความดัน 50 บาร์ อุณหภูมิ 50 องศาเซลเซียส จากนั้นรวม สาย S17 และ S19 ผ่าน mixer (MIX103) ออกมาเป็นสาย S20 ที่มีความดัน 50 บาร์ อุณหภูมิ 50 องศาเซลเซียส จากนั้นนำเข้าไปผ่านวาล์ว (V101) ได้ออกมาเป็น 2 สาย สายแก๊สคือสาย S21 มีความดัน 50 บาร์ อุณหภูมิ 50 องศาเซลเซียส และสายของเหลว สาย S22 มีความดัน 50 บาร์ อุณหภูมิ 50 องศาเซลเซียส โดยสาย S21 จะถูกส่งไปรวมกับ mixer (MIX106) ส่วนสายของเหลว สาย S22 นำไปลดความดันจากผ่าน valve (VAL102) ออกเป็นสาย S23 ที่มีความดัน 2 บาร์ อุณหภูมิ 50 องศาเซลเซียส จากนั้นนำเข้าไปผ่านวาล์ว (V102) ได้ออกมาเป็น 2 สาย สายแก๊สคือสาย S24 มีความดัน 2 บาร์ อุณหภูมิ 50 องศาเซลเซียส และสายของเหลว สาย S25 มีความดัน 2 บาร์ อุณหภูมิ 50 องศาเซลเซียส โดยสาย S24 จะถูกส่งไปรวมกับ mixer (MIX101) สาย S25 จะเป็นสายผลิตภัณฑ์

4.1.1.1 ตารางสายกระบวนการพื้นฐาน (the stream Table of Base case)

ตารางที่ 11 ตารางสายกระบวนการพื้นฐาน (the stream Table of Base case)

	Units	CO2FEED	H2FEED	S13 (Inlet reactor)	S14 (Outlet reactor)	S25 (Product)	S40 (Product)
Phase		Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Liquid Phase	Liquid Phase
Temperature	C	45	30	250	250	50	50
Pressure	bar	2	200	50	50	2	2
Mass Vapor Fraction		1	1	1	1	0	0
Mass Flows	kg/hr	609,822	83,503	1,962,980	1,962,978	346,660	346,660
H ₂	kg/hr	0	83,503	218,167	176,416	0	0
CO	kg/hr	0	0	118,259	118,259	0	0
CO ₂	kg/hr	609,822	0	1,587,642	1,283,809	1,078	1,078
DME	kg/hr	0	0	1,828	1,844	16	16
CH ₃ OH	kg/hr	0	0	33,047	254,232	221,185	221,185
H ₂ O	kg/hr	0	0	4,038	128,417	124,380	124,380

4.1.1.2 ตารางสรุปอุปกรณ์ที่ใช้ในกระบวนการพื้นฐาน (The Equipment Summary of Base case)

ตารางที่ 12 ตารางสรุปอุปกรณ์ที่ใช้ในกระบวนการพื้นฐาน (The Equipment Summary of Base case)

Heat exchanger	HX101	HX102	HX103	HX104	HX105
Heat transfer area [sqm]	1,341	962	722	3,994	2,131
Pressure Inlet [Bar]	6	18	36	50	50
Pressure Outlet [Bar]	6	18	36	50	50
Temperature Inlet [C]	147	154	115	48	122
Temperature Outlet [C]	50	50	50	191	50
Heat duty [kw]	-15,876	-17,844	-12,239	197,165	-108,986

Heat exchanger	HX106	HX107	HX108	HX109	
Heat transfer area [sqm]	2,131	3,994	2,131	2,131	
Pressure Inlet [Bar]	50	50	50	50	
Pressure Outlet [Bar]	50	50	50	50	
Temperature Inlet [C]	122	48	122	122	
Temperature Outlet [C]	50	191	50	50	
Heat duty [kw]	-108,986	197,165	-108,986	-108,986	
Compressor	COMP101	COMP102	COMP103	COMP104	
Pressure Inlet [Bar]	2	6	18	36	
Pressure Outlet [Bar]	6	18	36	50	
Temperature Inlet [C]	45	50	50	50	
Temperature Outlet [C]	147	154	115	81	
Driver power [kW]	16,031	15,981	9,129	3,779	
Driver type	MOTOR	MOTOR	MOTOR	MOTOR	
Fire heat	FIRE101	FIRE102			
Pressure Inlet [Bar]	50	50			
Pressure Outlet [Bar]	50	50			
Temperature Inlet [C]	191	191			
Temperature Outlet [C]	250	250			
Heat duty [kw]	82,851	82,851			
Reactor	R101	R102			
Type of reactor	Fixed bed	Fixed bed			
Thermodynamic process	Isothermal	Isothermal			
Operating temperature	250	250			
Operating Pressure	50	50			
Heat duty [kw]	-116,329	-116,329			
Vessel	V101	V102	V103	V104	
Vessel Orientation	Horizontal	Vertical	Horizontal	Vertical	
Operating temperature	50	50	50	50	
Operating Pressure	50	2	50	2	

ตารางที่ 13 ตารางสรุปอุปกรณ์ที่ใช้ในกระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอล

Equipment	Quantity
Compressor	4
Heat exchanger	9
fire heater	2
Pump	0
Reactor	2
Tower	0
Vessel	4

4.1.2 การเปรียบเทียบจลนศาสตร์เคมีที่ใช้ในการทดลองกับงานวิจัยอื่นๆ

การเปรียบเทียบจลนศาสตร์เคมีที่ใช้ในงานวิจัยโดยใช้แบบจำลองจลนศาสตร์เป็นสมการ A3 B2 และ C3 คือ

$$r_{\text{CH}_3\text{OH},\text{A3}} = k_A \frac{K_{\text{CO}} [f_{\text{CO}}^{\frac{3}{2}} f_{\text{H}_2}^2 - f_{\text{CH}_3\text{OH}} f_{\text{H}_2}^2 / K_A]}{(1 + K_{\text{CO}} f_{\text{CO}} + K_{\text{CO}_2} f_{\text{CO}_2}) \left[\sqrt{f_{\text{H}_2}} + \left(\frac{K_{\text{H}_2\text{O}}}{\sqrt{K_{\text{H}}}} \right) f_{\text{H}_2\text{O}} \right]} \quad (\text{A3})$$

$$r_{\text{CO},\text{B2}} = r_{\text{H}_2\text{O},\text{B2}} = k_B \frac{K_{\text{CO}_2} [f_{\text{CO}_2} f_{\text{H}_2} - f_{\text{H}_2\text{O}} f_{\text{CO}} / K_B]}{(1 + K_{\text{CO}} f_{\text{CO}} + K_{\text{CO}_2} f_{\text{CO}_2}) \left[\sqrt{f_{\text{H}_2}} + \left(\frac{K_{\text{H}_2\text{O}}}{\sqrt{K_{\text{H}}}} \right) f_{\text{H}_2\text{O}} \right]} \quad (\text{B2})$$

$$r_{\text{CH}_3\text{OH},\text{C3}} = r_{\text{H}_2\text{O},\text{C3}} = k_C \frac{K_{\text{CO}_2} [f_{\text{CO}_2}^{\frac{3}{2}} f_{\text{H}_2}^2 - f_{\text{H}_2\text{O}} f_{\text{CH}_3\text{OH}} f_{\text{H}_2}^2 / K_C]}{(1 + K_{\text{CO}} f_{\text{CO}} + K_{\text{CO}_2} f_{\text{CO}_2}) \left[\sqrt{f_{\text{H}_2}} + \left(\frac{K_{\text{H}_2\text{O}}}{\sqrt{K_{\text{H}}}} \right) f_{\text{H}_2\text{O}} \right]} \quad (\text{C3})$$

ส่วนปฏิกิริยาย่อยนั้นมีสมการสอดคล้องสำหรับแบบจำลองจลนศาสตร์ตั้งสมการ D คือ

$$r_{\text{DME}} = k_D \frac{K_{\text{CH}_3\text{OH}}^2 [C_{\text{CH}_3\text{OH}}^2 - C_{\text{H}_2\text{O},\text{DME}} C_{\text{DME}}] / K_{\text{P},\text{DME}}}{(1 + 2 \sqrt{K_{\text{CH}_3\text{OH}} C_{\text{CH}_3\text{OH}} K_{\text{CO}} f_{\text{CO}} + K_{\text{H}_2\text{O},\text{DME}} C_{\text{H}_2\text{O},\text{DME}})}^4 \quad (\text{C3})$$

โดยใช้เทอร์โมไดนามิกส์เป็น Peng rob model และใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาเป็น Cu/Zn/Al/Zr โดยเทียบผลของ %CO₂ conversion และ %MeOH Yield รอบเครื่องปฏิกรณ์จะได้ผลดังตารางที่ 14

ตารางที่ 14 ตารางการเปรียบเทียบจลนศาสตร์เคมีที่ใช้ในการทดลองกับงานวิจัยอื่นๆ

	%CO ₂ conversion (Experimental data)	%CO ₂ conversion (Aspen calculation)	%MeOH yield (Experimental data)	%MeOH yield (Aspen calculation)
Anton A. Kiss [12]	25.5%	24.0%	17.8%	15.3%
AN Xin [13]	25.6%	28.2%	17.7%	20.8%
S. Cho [20]	-	25.7%	-	16.1%
In this research	-	25.4%	-	16.8%

จากตารางจะเห็นได้ว่าจลนศาสตร์เคมีที่ใช้ในงานวิจัยมี % CO₂ conversion นั้นต่างกับการทดลองน้อยมากและมี %MeOH yield นั้นน้อยกว่าการทดลองไม่ถึง 1 เปอร์เซ็นต์ดังนั้นจลนศาสตร์ที่ใช้ในการทดลองนั้นจึงใกล้เคียงกับการทดลองอย่างมาก

4.1.3 ผลการทดลองการเปลี่ยนสถานะปฏิกิริยาของกระบวนการ

การศึกษาผลของสถานะของการดำเนินกระบวนการที่ส่งผลกระทบต่อกระบวนการจะทำการศึกษาด้วยการสร้างกระบวนการพื้นฐานขึ้นมาเพื่อนำมาเปรียบเทียบกับกระบวนการที่ถูกเปลี่ยนสถานะการดำเนินการโดยแต่ละกระบวนการจะใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาและคาร์บอนไดออกไซด์เข้าที่เหมือนกัน การเปรียบเทียบแต่ละกระบวนการจะเปรียบเทียบ 3 อย่างดังนี้

1. ผลกระทบต่อกระบวนการ
2. ผลกระทบทางเศรษฐศาสตร์
3. ผลกระทบทางการปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์

กระบวนการพื้นฐานที่ใช้ในการเปรียบเทียบกับกระบวนการจะใช้สภาวะดังตารางที่ 15

ตารางที่ 15 ตารางสภาวะที่ใช้ในกระบวนการพื้นฐาน

สภาวะในกระบวนการ	กระบวนการพื้นฐาน
------------------	------------------

ความดัน (บาร์)	50
อุณหภูมิ (°C)	250
อัตราส่วนระหว่างไฮโดรเจนกับคาร์บอนไดออกไซด์ (Molar ratio H ₂ :CO ₂)	3:1
Space velocity (l/kg _{catalyst} h)	6,000

การศึกษาสภาวะการดำเนินกระบวนการจะทำการศึกษาตัวแปร 4 ตัวแปรได้แก่

1. การลด Space velocity
2. การเพิ่มอัตราส่วนโดยโมลระหว่างไฮโดรเจนและคาร์บอนไดออกไซด์
3. การเพิ่มอุณหภูมิ
4. การลดความดัน

จากการศึกษาจะได้ผลการทดลองดังตารางที่ 16



ตารางที่ 16 ผลการทดลองการเปลี่ยนกระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอล

	กระบวนการพื้นฐาน	สภาวะที่ 2 การลด Space velocity	สภาวะที่ 3 การเพิ่ม Space velocity	สภาวะที่ 4 การเพิ่มอัตราส่วนโดย โมลระหว่างไฮโดรเจน และ คาร์บอนไดออกไซด์	สภาวะที่ 5 การเพิ่มอัตราส่วนโดย โมลระหว่างไฮโดรเจน และ คาร์บอนไดออกไซด์
สภาวะของกระบวนการ					
ความดัน(บาร์)	50	50	50	50	50
อุณหภูมิ (องศาเซลเซียส)	250	250	250	250	250
อัตราส่วนโดยโมลระหว่างไฮโดรเจนและ คาร์บอนไดออกไซด์	3:1	3:1	3:1	5:1	7:1
Space velocity (l/kg _{catalyst} h)	6,000	3,000	9,000	6,000	6,000
%CO ₂ conversion (รอบเครื่องปฏิกรณ์)	19.14%	19.38%	18.66%	27.17%	33.05%
%Yield methanol (รอบเครื่องปฏิกรณ์)	21.99%	22.23%	21.52%	31.16%	38.24%
ตัวแปรทางเศรษฐศาสตร์					
ต้นทุนคงที่ (ล้านดอลลาร์)	53.28	54.89	54.22	53.50	54.55
การประมาณราคาลงทุนรวมของ กระบวนการ (ล้านดอลลาร์)	124.67	128.45	126.88	125.18	127.64
ต้นทุนการผลิต (ล้านดอลลาร์/ปี)	1,319.80	1,319.65	1,321.27	1,320.42	1,323.84
ราคาสาธารณูปโภค (ล้านดอลลาร์/ปี)	81.69	81.33	82.75	82.02	84.46
ราคาตัวเร่งปฏิกิริยา (ล้านดอลลาร์)	11.46	22.66	7.83	12.03	13.14
รายได้ (ล้านดอลลาร์/ปี)	1,337.08	1,337.08	1,337.08	1,337.11	1,337.12
ราคาการผลิตต่อผลิตภัณฑ์ (บาท/กิโลกรัม เมทานอล)	7.60	7.60	7.61	7.60	7.62
NPV (ล้านดอลลาร์)	39.87	28.77	32.48	35.22	10.82
อัตราส่วน NPV ต่อกระบวนการพื้นฐาน	-	0.72	0.81	0.88	0.27
อัตราผลตอบแทนภายใน (IRR)	12.91%	11.08%	11.55%	12.12%	7.97%
ระยะเวลาคืนทุน (Discount Payback period)	9.07	11.35	9.88	9.71	15.24
การปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์					
การปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์สุทธิ (ล้านตัน/ปี)	-4.441	-4.447	-4.419	-4.524	-4.447
อัตราการปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์สุทธิ	-	1.001	0.995	1.018	1.001

	กระบวนการพื้นฐาน	สภาวะที่ 6 การลดอุณหภูมิ	สภาวะที่ 7 การเพิ่มอุณหภูมิ	สภาวะที่ 8 การลดความดัน	สภาวะที่ 9 การเพิ่มความดัน
สภาวะของกระบวนการ					
ความดัน(บาร์)	50	50	50	30	70
อุณหภูมิ (องศาเซลเซียส)	250	230	290	250	250
อัตราส่วนโดยโมลระหว่างไฮโดรเจนและคาร์บอนไดออกไซด์	3:1	3:1	3:1	3:1	3:1
Space velocity (l/kg _{catalyst} h)	6,000	6,000	6,000	6,000	6,000
%CO ₂ conversion (รอบเครื่องปฏิกรณ์)	19.14%	17.33%	11.80%	10.86%	25.21%
%Yield methanol (รอบเครื่องปฏิกรณ์)	21.99%	20.11%	15.12%	15.63%	27.37%
ตัวแปรทางเศรษฐศาสตร์					
ต้นทุนคงที่ (ล้านดอลลาร์)	53.28	54.81	58.74	42.07	50.32
การประมาณราคาลงทุนรวมของกระบวนการ (ล้านดอลลาร์)	124.67	128.25	137.46	98.44	117.75
ต้นทุนการผลิต (ล้านดอลลาร์/ปี)	1,319.80	1,317.91	1,372.66	1,347.89	1,314.54
ราคาสารานุกรม (ล้านดอลลาร์/ปี)	81.69	80.87	124.04	106.15	77.86
ราคาตัวเร่งปฏิกิริยา (ล้านดอลลาร์)	11.46	11.45	21.81	34.65	6.18
รายได้ (ล้านดอลลาร์/ปี)	1,337.08	1,278.87	1,331.63	1,336.86	1,337.08
ราคาการผลิตต่อผลิตภัณฑ์ (บาท/กิโลกรัม เมทานอล)	7.60	7.94	7.94	7.76	7.62
NPV (ล้านดอลลาร์)	39.87	-379.53	-409.16	-168.27	82.11
อัตราส่วน NPV ต่อกระบวนการพื้นฐาน	-	-9.52	-10.26	-4.22	2.06
อัตราผลตอบแทนภายใน (IRR)	12.91%	-	-	-	21
ระยะเวลาคืนทุน (Discount Payback period)	9.07	-	-	-	5.65
การปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์					
การปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์สุทธิ (ล้านตัน/ปี)	-4.441	-4.447	-4.419	-3.817	-4.592
อัตราการปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์สุทธิ	-	1.001	0.995	0.859	1.034

4.1.3.1 ผลของอัตราส่วนการไหลต่อน้ำหนักตัวเร่งปฏิกิริยา (Space velocity)

(a) ผลต่อประสิทธิภาพการผลิตของกระบวนการ

การลด space velocity ในสภาวะที่ 2 ส่งผลทำให้ %conversion ของคาร์บอนไดออกไซด์ รอบเครื่องปฏิกรณ์เพิ่มขึ้น %yield ของเมทานอลรอบเครื่องปฏิกรณ์เพิ่มขึ้นโดย %conversion จะเพิ่มขึ้นเป็น 19.38% จากกระบวนการพื้นฐานที่มี %conversion เป็น 19.14% และ %yield จะเพิ่มขึ้นเป็น 22.23% จากกระบวนการพื้นฐานที่มี %yield เป็น 21.99% โดย %conversion และ %yield จะเพิ่มขึ้นอย่างไม่มีนัยสำคัญ การลด Space velocity ทำให้สารอยู่ข้างในเครื่องปฏิกรณ์ มากขึ้น ส่งผลให้กระบวนการจะมีเวลาในการเกิดปฏิกิริยามากขึ้นทำให้มีการใช้คาร์บอนไดออกไซด์ใน กระบวนการมากขึ้นแต่ไม่ได้ส่งผลกับปฏิกิริยามากนักเนื่องจากติดสมดุลของปฏิกิริยาดังตารางที่ 17 จากกระบวนการจะเห็นได้ว่า %yield ของเมทานอลมากกว่า %Conversion ของคาร์บอนไดออกไซด์ เพราะกระบวนการมีการรีไซเคิลสารทำให้เกิดการสังเคราะห์เมทานอลจากคาร์บอนมอนอกไซด์ เพิ่มขึ้นดังตารางที่ 16

การเพิ่ม space velocity ในสภาวะที่ 3 ส่งผลทำให้ %conversion ของ คาร์บอนไดออกไซด์รอบเครื่องปฏิกรณ์น้อยลง %yield ของเมทานอลรอบเครื่องปฏิกรณ์น้อยลงโดย %conversion จะเพิ่มขึ้นเป็น 18.66% จากกระบวนการพื้นฐานที่มี %conversion เป็น 19.14% และ %yield จะลดลงเป็น 21.52% จากกระบวนการพื้นฐานที่มี %yield เป็น 21.99% โดย %conversion และ %yield จะลดลงอย่างไม่มีนัยสำคัญ แม้ว่า จะเพิ่ม space velocity ส่งผลให้ กระบวนการมีเวลาในการทำปฏิกิริยาน้อยลง แต่ไม่ได้ส่งผลกับการเกิดปฏิกิริยามากขึ้นเนื่องจากใกล้ สมดุลของปฏิกิริยาแล้วดังนั้นการเพิ่มหรือลด Space velocity ลงไม่ได้ส่งผลต่อกระบวนการมาก เนื่องจากปฏิกิริยานั้นเข้าใกล้สมดุลทำให้การเพิ่มหรือลด Space velocity จึงไม่ได้ส่งผลกับ %conversion และ %yield มากนัก ดังตารางที่ 16

ตารางที่ 17 ตารางการเปรียบเทียบ %CO₂ conversion (รอบเครื่องปฏิกรณ์) และ %Yield methanol (รอบเครื่องปฏิกรณ์) ระหว่างจุดสมดุลและปฏิกิริยา

	จุดสมดุล	ภายใน กระบวนการ	กระบวนการที่ลด Space velocity	กระบวนการที่เพิ่ม Space velocity

		พื้นฐาน		
%CO ₂ conversion (รอบเครื่องปฏิกรณ์)	20.56%	19.14%	19.38%	18.66%
%Yield methanol (รอบเครื่องปฏิกรณ์)	24.82%	21.99%	22.23%	21.52%

(b) ผลกระทบทางเศรษฐศาสตร์

การลด space velocity ในสภาวะที่ 2 ทำให้กระบวนการต้องใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาในกระบวนการเพิ่มขึ้นทำให้ต้องเสียค่าตัวเร่งปฏิกิริยาเพิ่มขึ้นอีกทั้งการลด Space velocity ส่งผลทำให้ขนาดของเครื่องปฏิกรณ์ใหญ่ขึ้น ส่งผลให้ NPV ที่ได้ลดลงเหลือ 28.77 ล้านบาทจากกระบวนการพื้นฐานที่มี NPV 39.87 ล้านบาท และ IRR ที่ได้ลดลงเหลือ 11.08 % จากกระบวนการพื้นฐานที่มี NPV 12.91 % อีกทั้งยังมีระยะเวลาคืนทุนนานกว่ากระบวนการพื้นฐานจาก 9.07 ปี เป็น 11.35 ปี ดังตารางที่ 16

การเพิ่ม space velocity ในสภาวะที่ 3 ทำให้กระบวนการใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาน้อยลงอีกทั้งการลด Space velocity ส่งผลให้ขนาดของเครื่องปฏิกรณ์เล็กลงแต่กระบวนการมีการใช้ราคาสารานุกรมโคมมากขึ้นส่งผลให้ NPV ที่ได้ลดลงเหลือ 32.48 ล้านบาทจากกระบวนการพื้นฐานที่มี NPV 39.87 ล้านบาท และ IRR ที่ได้ลดลงเหลือ 11.55 % จากกระบวนการพื้นฐานที่มี NPV 12.91 % อีกทั้งยังมีระยะเวลาคืนทุนนานกว่ากระบวนการพื้นฐานจาก 9.07 ปี เป็น 9.88 ปีดังตารางที่ 16

(c) ผลกระทบทางสิ่งแวดล้อม

การลด space velocity ในสภาวะที่ 2 ทำให้กระบวนการเกิดปฏิกิริยาเพิ่มขึ้นเล็กน้อยขึ้นส่งผลทำให้มีการใช้สารานุกรมโคมลดลงเนื่องจากสารที่นำมารีไซเคิลน้อยลงทำให้เกิดการปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์นั้นน้อยกว่ากระบวนการพื้นฐานเล็กน้อย โดยมีการปลดปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์สุทธิลดลง จากกระบวนการพื้นฐานที่ปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์สุทธิ -4.441 เหลือ -4.447 ล้านบาทต่อปีดังตารางที่ 16

การเพิ่ม space velocity ในสภาวะที่ 3 ทำให้กระบวนการเกิดปฏิกิริยาน้อยลงเล็กน้อยส่งผลทำให้มีการใช้สารานุกรมโคมเพิ่มขึ้นเนื่องจากสารที่นำมารีไซเคิลมากขึ้นทำให้เกิดการปล่อย

คาร์บอนไดออกไซด์นั้นมากกว่ากระบวนการพื้นฐานเล็กน้อย โดยมีการปลดปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์สุทธิลดลง จากกระบวนการพื้นฐานที่ปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์สุทธิ -4.441 เหลือ -4.419 ล้านตันต่อปีดังตารางที่ 16

4.1.3.2 ผลของการเพิ่มอัตราส่วนโดยโมลระหว่างไฮโดรเจนและคาร์บอนไดออกไซด์

(a) ผลต่อประสิทธิภาพการผลิตของกระบวนการ

การเพิ่มอัตราส่วนโดยโมลระหว่างไฮโดรเจนและคาร์บอนไดออกไซด์เป็น 5 ต่อ 1 ในสถานะที่ 4 ส่งผลทำให้ %Conversion ของคาร์บอนไดออกไซด์เพิ่มมากขึ้น และ%yield ของเมทานอลเพิ่มมากขึ้นโดยที่%conversion จะเพิ่มขึ้นเป็น 27.17% จากกระบวนการพื้นฐานที่มี %conversionเป็น 19.14% และ %yield จะเพิ่มขึ้นเป็น 31.16% จากกระบวนการพื้นฐานที่มี %yield เป็น 21.99% โดย %conversion และ %yield จะเพิ่มขึ้นอย่างเห็นได้ชัดเนื่องจากปฏิกิริยาในการสังเคราะห์เมทานอลจากคาร์บอน (Methanol synthesis) นั้นเกิดจากการการที่มีคาร์บอนไดออกไซด์ทำปฏิกิริยากับไฮโดรเจนและคาร์บอนมอนอกไซด์ทำปฏิกิริยากับไฮโดรเจน ดังนั้นเมื่อมีการเพิ่มไฮโดรเจนเข้าไปจึงทำให้ปฏิกิริยานั้นเกิดไปข้างหน้ามากขึ้นทำให้เกิดเมทานอลเพิ่มมากขึ้นกว่ากระบวนการพื้นฐานทำให้เกิดปฏิกิริยามากขึ้นดังนั้นสารจะกลับมารีไซเคิลน้อยลงแต่อย่างไรก็ตามการเพิ่มไฮโดรเจนเข้าไปส่งผลให้ความจุความร้อนของสารผสมนั้นมากขึ้นทำให้ต้องใช้พลังงานในการเพิ่มอุณหภูมิสูงขึ้นเพื่อทำปฏิกิริยาส่งผลให้กระบวนการใช้สารธาราณูปโภคมากขึ้นดังตารางที่ 16

การเพิ่มอัตราส่วนโดยโมลระหว่างไฮโดรเจนและคาร์บอนไดออกไซด์เป็น 7 ต่อ 1 ในสถานะที่ 5 ส่งผลทำให้ %Conversion ของคาร์บอนไดออกไซด์เพิ่มมากขึ้น และ%yield ของเมทานอลเพิ่มมากขึ้นโดยที่%conversion จะเพิ่มขึ้นเป็น 33.05% จากกระบวนการพื้นฐานที่มี %conversionเป็น 19.14% และ %yield จะเพิ่มขึ้นเป็น 38.24% จากกระบวนการพื้นฐานที่มี %yield เป็น 21.99% โดย %conversion และ %yield จะเพิ่มขึ้นอย่างเห็นได้ชัดเนื่องจากปฏิกิริยาในการสังเคราะห์เมทานอลจากคาร์บอน (Methanol synthesis) นั้นเกิดจากการการที่มีคาร์บอนไดออกไซด์ทำปฏิกิริยากับไฮโดรเจนและคาร์บอนมอนอกไซด์ทำปฏิกิริยากับไฮโดรเจน ดังนั้นเมื่อมีการเพิ่มไฮโดรเจนเข้าไปจึงทำให้ปฏิกิริยานั้นเกิดไปข้างหน้ามากขึ้นทำให้เกิดเมทานอลเพิ่มมากขึ้นกว่ากระบวนการพื้นฐานทำให้เกิดปฏิกิริยามากขึ้นดังนั้นสารจะกลับมารีไซเคิลน้อยลงแต่อย่างไรก็ตามการเพิ่มไฮโดรเจนเข้าไปส่งผลให้ความจุความร้อนของสารผสมนั้นมากขึ้นทำให้ต้องใช้พลังงานในการเพิ่มอุณหภูมิสูงขึ้นเพื่อทำปฏิกิริยาส่งผลให้กระบวนการใช้สารธาราณูปโภคมากขึ้นดังตารางที่ 16

(b) ผลกระทบทางเศรษฐศาสตร์

การเพิ่มอัตราส่วนโดยโมลระหว่างไฮโดรเจนและคาร์บอนไดออกไซด์เป็นการเพิ่มไฮโดรเจนเป็น 5 ต่อ 1 ในสถานะที่ 4 ทำให้ต้องเพิ่มการใช้ตัวเร่งปฏิกิริยามากขึ้นและการเพิ่มอัตราส่วนโดยโมลทำให้เกิดปฏิกิริยามากขึ้นดังนั้นสารจะกลับมารีไซเคิลน้อย ทำโครงข่ายการแลกเปลี่ยนความร้อน (Heat exchanger network) นั้นแลกเปลี่ยนพลังงานได้น้อยลงทำให้ใช้สารธารณูปโภคเพื่อให้ความร้อนเพิ่มมากขึ้นและเนื่องจากปฏิกิริยานี้เป็นการคายความร้อนหากปฏิกิริยาเกิดมากขึ้นทำให้คายความร้อนออกมามากขึ้นจึงต้องใช้สารธารณูปโภคของน้ำหล่อเย็นมากกว่ากระบวนการพื้นฐาน ส่งผลให้กระบวนการ NPV ที่ได้ลดลงเหลือ 35.22 ล้านดอลลาร์จากกระบวนการพื้นฐานที่มี NPV 39.87 ล้านดอลลาร์ และ IRR ที่ได้ลดลงเหลือ 12.12 % จากกระบวนการพื้นฐานที่มี NPV 12.91 % อีกทั้งยังมีระยะเวลาคืนทุนนานกว่ากระบวนการพื้นฐานจาก 9.07 ปี เป็น 9.71ปี และกระบวนการใหญ่ขึ้นทำให้มูลค่าปัจจุบันและอัตราผลตอบแทนภายในนั้นน้อยกว่ากระบวนการพื้นฐาน อีกทั้งยังมีระยะเวลาคืนทุนนานกว่ากระบวนการพื้นฐานดังตารางที่ 16

การเพิ่มอัตราส่วนโดยโมลระหว่างไฮโดรเจนและคาร์บอนไดออกไซด์เป็นการเพิ่มไฮโดรเจนเป็น 7 ต่อ 1 ในสถานะที่ 5 ทำให้ต้องเพิ่มการใช้ตัวเร่งปฏิกิริยามากขึ้นและการเพิ่มอัตราส่วนโดยโมลทำให้เกิดปฏิกิริยามากขึ้นดังนั้นสารจะกลับมารีไซเคิลน้อย ทำโครงข่ายการแลกเปลี่ยนความร้อน (Heat exchanger network) นั้นแลกเปลี่ยนพลังงานได้น้อยลงทำให้ใช้สารธารณูปโภคเพื่อให้ความร้อนเพิ่มมากขึ้นและเนื่องจากปฏิกิริยานี้เป็นการคายความร้อนหากปฏิกิริยาเกิดมากขึ้นทำให้คายความร้อนออกมามากขึ้นจึงต้องใช้สารธารณูปโภคของน้ำหล่อเย็นมากกว่ากระบวนการพื้นฐาน ส่งผลให้กระบวนการ NPV ที่ได้ลดลงเหลือ 35.22 ล้านดอลลาร์จากกระบวนการพื้นฐานที่มี NPV 39.87 ล้านดอลลาร์ และ IRR ที่ได้ลดลงเหลือ 10.82 % จากกระบวนการพื้นฐานที่มี NPV 12.91 % อีกทั้งยังมีระยะเวลาคืนทุนนานกว่ากระบวนการพื้นฐานจาก 9.07 ปี เป็น 15.24ปี และกระบวนการใหญ่ขึ้นทำให้มูลค่าปัจจุบันและอัตราผลตอบแทนภายในนั้นน้อยกว่ากระบวนการพื้นฐาน อีกทั้งยังมีระยะเวลาคืนทุนนานกว่ากระบวนการพื้นฐานดังตารางที่ 16

(c) ผลกระทบทางสิ่งแวดล้อม

การเพิ่มอัตราส่วนระหว่างโมลระหว่างไฮโดรเจนและคาร์บอนไดออกไซด์เป็น 5 ต่อ 1 ในสถานะที่ 4 ทำให้ปฏิกิริยาเกิดได้มากขึ้นทำให้การใช้คาร์บอนไดออกไซด์ในกระบวนการเพิ่มขึ้นส่งผลให้ผลิตภัณฑ์ที่ออกมาได้นั้นมีคาร์บอนไดออกไซด์ออกมาน้อยกว่ากระบวนการพื้นฐานจากที่ปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์สุทธิ -4.441 เพิ่มเป็น -4.524 ล้านตันต่อปี

การเพิ่มอัตราส่วนระหว่างโมลระหว่างไฮโดรเจนและคาร์บอนไดออกไซด์เป็น 7 ต่อ 1 ในสภาวะที่ 5 ทำให้ปฏิกิริยาเกิดได้มากขึ้นทำให้การใช้คาร์บอนไดออกไซด์ในกระบวนการเพิ่มขึ้นส่งผลให้ผลิตภัณฑ์ที่ออกมาได้นั้นมีคาร์บอนไดออกไซด์ออกมาน้อยกว่ากระบวนการพื้นฐานจากที่ปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์สุทธิ -4.441 เพิ่มเป็น -4.447 ล้านตันต่อปีดังตารางที่ 16

4.1.3.3 ผลของการเพิ่มอุณหภูมิ

(a) ผลต่อประสิทธิภาพการผลิตของกระบวนการ

ผลของการลดอุณหภูมิในการทำปฏิกิริยาผลของการลดอุณหภูมิในสภาวะที่ 6 ในการทำปฏิกิริยาจะทำให้อัตราการเกิดปฏิกิริยาเพิ่มขึ้นโดยที่%conversion จะลดลงเป็น 17.33% จากกระบวนการพื้นฐานที่มี %conversion เป็น 19.14% และ %yield จะเพิ่มขึ้นเป็น 20.11% จากกระบวนการพื้นฐานที่มี %yield เป็น 21.99% โดย%conversion และ %yield จะลดลงจากกระบวนการพื้นฐานแม้ว่าการสังเคราะห์เมทานอลจากคาร์บอนไดออกไซด์และคาร์บอนมอนอกไซด์เป็นกระบวนการคายความร้อนเมื่อลดอุณหภูมิลงจะทำให้ระบบปรับเข้าหาสมดุลดังนั้นระบบจึงเลื่อนไปทางขวามากขึ้นทำให้เกิดปฏิกิริยาการสังเคราะห์เมทานอลด้วยคาร์บอนไดออกไซด์และคาร์บอนมอนอกไซด์เกิดมากขึ้นแต่อุณหภูมิในการทดลองน้อยลงทำให้อัตราการเกิดปฏิกิริยานั้นน้อยลงทำให้เกิดปฏิกิริยาน้อยลง ส่งผลให้ %conversion และ %yield มีค่าน้อยลงกว่ากระบวนการพื้นฐาน ทำให้คาร์บอนมอนอกไซด์เหลือในระบบมากขึ้นเนื่องจากปฏิกิริยาเกิดได้น้อยลงทำให้ต้องรีไซเคิลสารมากขึ้นทำให้กระบวนการมีขนาดใหญ่กว่ากระบวนการพื้นฐาน อีกทั้งการเพิ่มอุณหภูมิในการทำปฏิกิริยาต้องใช้สารธาตุนิวโทรเนียมมากขึ้นดังตารางที่ 16

ผลของการเพิ่มอุณหภูมิในการทำปฏิกิริยาจะทำให้อัตราการเกิดปฏิกิริยาเพิ่มขึ้นในสภาวะที่ 7 โดยที่%conversion จะลดลงเป็น 11.81% จากกระบวนการพื้นฐานที่มี %conversion เป็น 19.14% และ %yield จะเพิ่มขึ้นเป็น 15.11% จากกระบวนการพื้นฐานที่มี %yield เป็น 21.99% โดย%conversion และ %yield จะลดลงอย่างเห็นได้ชัดเนื่องจากการสังเคราะห์เมทานอลจากคาร์บอนไดออกไซด์และคาร์บอนมอนอกไซด์เป็นกระบวนการคายความร้อนเมื่อเพิ่มอุณหภูมิขึ้นจะทำให้ระบบอยู่ห่างจากสมดุลดังนั้นระบบต้องการกลับสู่สภาวะสมดุลทำให้ปฏิกิริยาจะเกิดเลื่อนไปทางซ้ายมากขึ้นเพื่อให้ระบบกลับสู่สภาวะสมดุลทำให้เกิดปฏิกิริยาการสังเคราะห์เมทานอลด้วยคาร์บอนไดออกไซด์และคาร์บอนมอนอกไซด์เกิดได้น้อยลง ส่งผลให้ %conversion และ %yield มีค่าน้อยลงกว่ากระบวนการพื้นฐาน แต่เนื่องจากปฏิกิริยา reverse water gas shift เป็นปฏิกิริยาการดูดความร้อนเมื่ออุณหภูมิสูงขึ้นจึงทำให้เกิดปฏิกิริยา reverse water gas shift มากขึ้น ทำให้เกิด

คาร์บอนไดออกไซด์ในระบบมากขึ้น เนื่องจากปฏิกิริยาเกิดได้น้อยลงทำให้ต้องใช้เชื้อเพลิงมากขึ้นทำให้กระบวนการมีขนาดใหญ่กว่ากระบวนการพื้นฐาน อีกทั้งการเพิ่มอุณหภูมิในการทำปฏิกิริยาต้องใช้สารานุรูปโภคมากขึ้นดังตารางที่ 16

(b) ผลกระทบทางเศรษฐศาสตร์

การลดอุณหภูมิในสถานะที่ 6 การทำปฏิกิริยานั้นใช้พลังงานน้อยลงทำให้การใช้สารานุรูปโภคลดลง แต่เนื่องจากอัตราการเกิดปฏิกิริยาต่ำทำให้มีรายได้เข้ามาน้อยกว่ากระบวนการพื้นฐานและเนื่องจากกระบวนการลดอุณหภูมิทำให้ %conversion ของคาร์บอนไดออกไซด์น้อยลงทำให้กระบวนการมีขนาดใหญ่กว่ากระบวนการพื้นฐาน ส่งผลให้ NPV ของกระบวนการนั้นติดลบหมายถึงกระบวนการนี้จะขาดทุนโดยกระบวนการนี้มี NPV -379.53 ล้านบาททำให้มูลค่าปัจจุบันนั้นมีค่าติดลบทำให้เป็นกระบวนการไม่คุ้มค่าดังตารางที่ 16

การเพิ่มอุณหภูมิในสถานะที่ 7 การทำปฏิกิริยานั้นต้องใช้พลังงานเพิ่มมากขึ้นทำให้ต้องเพิ่มการใช้สารานุรูปโภคในกระบวนการมากขึ้นและเนื่องจากกระบวนการเพิ่มอุณหภูมิทำให้ %conversion ของคาร์บอนไดออกไซด์น้อยลงทำให้กระบวนการมีขนาดใหญ่ ส่งผลให้ NPV ของกระบวนการนั้นติดลบหมายถึงกระบวนการนี้จะขาดทุนโดยกระบวนการนี้มี NPV -435.31 ล้านบาททำให้มูลค่าปัจจุบันนี้มีค่าติดลบทำให้เป็นกระบวนการไม่คุ้มค่า ดังตารางที่ 15

(c) ผลกระทบทางสิ่งแวดล้อม

การลดอุณหภูมิในสถานะที่ 6 การทำปฏิกิริยานั้นทำให้ใช้พลังงานน้อยลงดังนั้นต้องใช้สารานุรูปโภคในกระบวนการน้อยลงทำให้มีการปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์จากการใช้สารานุรูปโภคน้อยลง แม้ว่ากระบวนการนี้เป็นกระบวนการคายความร้อนแต่การลดอุณหภูมิหากมีอุณหภูมिन้อยไปอัตราการเกิดปฏิกิริยาจะต่ำลงทำให้การใช้คาร์บอนไดออกไซด์นั้นน้อยกว่ากระบวนการพื้นฐานเล็กน้อย ดังนั้นการลดอุณหภูมิในการทำปฏิกิริยาจะปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์น้อยกว่ากระบวนการพื้นฐานที่ปล่อย -4.441 เป็น -4.447 ล้านตันต่อปีดังตารางที่ 16

การเพิ่มอุณหภูมิในสถานะที่ 7 การทำปฏิกิริยานั้นต้องใช้พลังงานเพิ่มมากขึ้นทำให้ต้องเพิ่มการใช้สารานุรูปโภคในกระบวนการมากขึ้นทำให้มีการปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์จากการใช้สารานุรูปโภคมากกว่าและเนื่องจากกระบวนการนี้เป็นกระบวนการคายความร้อนทำให้เมื่อเพิ่มอุณหภูมิทำให้ปฏิกิริยาใช้คาร์บอนไดออกไซด์น้อยทำให้ผลิตภัณฑ์มีคาร์บอนไดออกไซด์มากกว่า

ดังนั้นการเพิ่มอุณหภูมิในการทำปฏิกิริยาจะปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์มากกว่ากระบวนการพื้นฐานที่ปล่อย -4.441 เป็น -3.578 ล้านตันต่อปี ดังตารางที่ 16

4.1.3.4 ผลของการเพิ่มความดัน

(a) ผลต่อประสิทธิภาพการผลิตของกระบวนการ

ผลของการลดความดันในสถานะที่ 8 ทำให้การเกิดปฏิกิริยาต่ำลง โดยที่%conversion จะลดลงเป็น 10.86% จากกระบวนการพื้นฐานที่มี %conversion เป็น 19.14% และ %yield จะลดลงเป็น 15.63% จากกระบวนการพื้นฐานที่มี %yield เป็น 21.99% โดย%conversion และ %yield จะลดลงเมื่อมีความดันลดลงจะทำให้การสังเคราะห์เมทานอลเกิดได้น้อยกว่าปฏิกิริยา reverse water gas shift เนื่องจากปฏิกิริยาเป็นวัฏภาคแก๊สการลดความดันจะทำให้ระบบต้องการปรับความดันให้กลับมาเท่าเดิมดังนั้นปฏิกิริยาจะเกิดในฝั่งผลรวมโมลของฝั่งที่มากกว่าดังนั้นหากดูจากปฏิกิริยาปฏิกิริยาการสังเคราะห์เมทานอลมีผลรวมของโมลน้อยกว่าดังนั้นทำให้เกิดเมทานอลได้น้อยกว่ากระบวนการพื้นฐานดังตารางที่ 16

ผลของการเพิ่มความดันในสถานะที่ 9 ทำให้การเกิดปฏิกิริยาสูงขึ้น โดยที่%conversion จะเพิ่มขึ้นเป็น 25.21% จากกระบวนการพื้นฐานที่มี %conversion เป็น 19.14% และ %yield จะเพิ่มขึ้นเป็น 27.37% จากกระบวนการพื้นฐานที่มี %yield เป็น 21.99% โดย%conversion และ %yield จะเพิ่มอย่างเห็นได้ชัดเมื่อมีความดันเพิ่มขึ้นจะทำให้การสังเคราะห์เมทานอลเกิดได้ดีกว่าปฏิกิริยา reverse water gas shift เนื่องจากปฏิกิริยาเป็นวัฏภาคแก๊สการเพิ่มความดันจะทำให้ระบบต้องการปรับความดันให้กลับมาเท่าเดิมดังนั้นปฏิกิริยาจะเกิดในฝั่งผลรวมโมลของฝั่งที่น้อยกว่าดังนั้นหากดูจากปฏิกิริยาปฏิกิริยาการสังเคราะห์เมทานอลมีผลรวมของโมลน้อยกว่าดังนั้นทำให้เกิดเมทานอลได้ดีมากกว่ากระบวนการพื้นฐาน ดังตารางที่ 16

(b) ผลกระทบทางเศรษฐศาสตร์

การลดความดันในสถานะที่ 8 ในการทำปฏิกิริยานั้นทำให้สารที่อยู่ในกระบวนการนั้นมีปริมาตรมากขึ้น ทำให้ใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาเพิ่มขึ้น และเนื่องจากกระบวนการมี %conversion ของคาร์บอนต่ำทำให้กระบวนการมีขนาดใหญ่ขึ้น แต่เนื่องจากกระบวนการมีความดันน้อยลงทำให้ใช้คอมเพรสเซอร์ (compressor) และเครื่องมืออุปกรณ์ไม่จำเป็นต้องหนาขึ้นทำให้ FCI มีค่าน้อยลงจากกระบวนการพื้นฐานที่มีค่า 42.07 เป็น 53.28 ล้านดอลลาร์และการลดความดันส่งผลให้ NPV

ของกระบวนการนั้นติดลบหมายถึงกระบวนการนี้จะขาดทุนโดยกระบวนการนี้มี NPV -168.27 ล้านดอลลาร์ดังตารางที่ 16

การเพิ่มความดันในสถานะที่ 9 ในการทำปฏิกริยานั้นทำให้สารที่อยู่ในกระบวนการนั้นมี ปริมาตรเล็กลง ทำให้ใช้ตัวเร่งปฏิกริยาน้อยลง เนื่องจากกระบวนการมี % conversion ของคาร์บอน สูงทำให้กระบวนการมีขนาดเล็กลงทำให้ FCI มีค่าน้อยลงจากกระบวนการพื้นฐานที่มีค่า 53.28 เป็น 50.32 ล้านดอลลาร์ และมีการใช้สารธาณูปโภคลดลงจากกระบวนการพื้นฐานที่มีค่า 81.350 เป็น 77.86 ล้านดอลลาร์ ส่งผลให้กระบวนการมี NPV ที่ได้เพิ่มขึ้นเป็น 82.11 ล้านดอลลาร์จาก กระบวนการพื้นฐานที่มี NPV 42.76 ล้านดอลลาร์ และ IRR ที่เพิ่มขึ้นเป็น 20.91 % จาก กระบวนการพื้นฐานที่มี NPV 13.40 % อีกทั้งยังมีระยะเวลาคืนทุนเร็วกว่ากระบวนการพื้นฐานจาก 5.65 ปี เป็น 9.71ปี ดังตารางที่ 16

(c) ผลกระทบทางสิ่งแวดล้อม

การลดความดันในสถานะที่ 8 ในการทำปฏิกริยาทำให้สารที่อยู่ในกระบวนการนั้น เกิดปฏิกริยาน้อยลงทำให้เกิดการใช้คาร์บอนไดออกไซด์น้อยลงทำให้ปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์มากขึ้น เนื่องจากทำปฏิกริยาน้อยลงทำให้เกิดการรีไซเคิลมากขึ้นดังนั้นทำให้มีการใช้สารธาณูปโภคมากขึ้น ดังนั้นการลดความดันในการทำปฏิกริยาจะปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์มากกว่ากระบวนการพื้นฐานที่ปล่อย-4.441 เป็น -3.817 ล้านตันต่อปีดังตารางที่ 16

การเพิ่มความดันในสถานะที่ 9 ในการทำปฏิกริยาทำให้สารที่อยู่ในกระบวนการนั้น เกิดปฏิกริยามากขึ้นทำให้เกิดการใช้คาร์บอนไดออกไซด์มากขึ้นทำให้ปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์น้อยลง เนื่องจากทำปฏิกริยามากขึ้นทำให้เกิดการรีไซเคิลน้อยลงดังนั้นทำให้มีการใช้สารธาณูปโภคน้อยลง ดังนั้นการเพิ่มความดันในการทำปฏิกริยาจะปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์น้อยลงกระบวนการพื้นฐานที่ปล่อย-4.441 เป็น -4.592 ล้านตันต่อปีดังตารางที่ 16

4.1.4 การวิเคราะห์เศรษฐศาสตร์ของกระบวนการผลิต

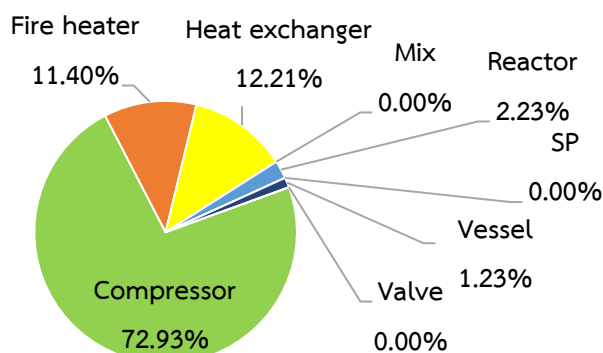
การประเมินทางเศรษฐศาสตร์ของกระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอลจะ นำกระบวนการที่มีการเพิ่มความดันเป็น 70 บาร์ ที่อุณหภูมิ 250 องศาเซลเซียส space velocity

6,000 L/kg_{cat}h และใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาเป็น Cu/Zn/Al/Zr มาศึกษาเชิงเศรษฐศาสตร์เนื่องจากกระบวนการนี้มี มูลค่าปัจจุบันสุทธิและอัตราผลตอบแทนภายในที่มากที่สุดในทุกกระบวนการ อีกทั้งระยะเวลาคืนทุนน้อยกว่าทุกกระบวนการจึงได้นำกระบวนการการนี้มาศึกษาโดยจะศึกษาตัวแปรทางเศรษฐกิจ

4.1.4.1 การวิเคราะห์ต้นทุนคงที่ (FCI)

การวิเคราะห์ต้นทุนคงที่ที่อยู่ในกระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอลจากการศึกษาพบว่าอุปกรณ์ที่ส่งผลที่ใช้ในกระบวนการคือ 50,321,200 ดอลลาร์ โดยต้นทุนคงที่ของกระบวนการมากที่สุดคือคอมเพรสเซอร์ (Compressor) โดยคิดเป็น 72.93% เนื่องจากกระบวนการมีสถานะเป็นแก๊สที่ความดันสูงดังนั้นจึงต้องใช้คอมเพรสเซอร์ในการเพิ่มความดันทำให้คอมเพรสเซอร์มีราคาแพงที่สุดในต้นทุนคงที่ ส่วนอุปกรณ์ที่ส่งผลกระทบต่อกระบวนการน้อยที่สุดคือ ท่อ (vessel) โดยคิดเป็น 1.23% เนื่องจากมีการแยกวัฏภาคของเหลวและแก๊ส 2 ครั้งทำให้ท่อ (vessel) ใช้น้อยทำให้มีราคาน้อยที่สุดของต้นทุนคงที่ดังรูปที่ 15

Equipment cost



Equipment cost 50,321,200 \$

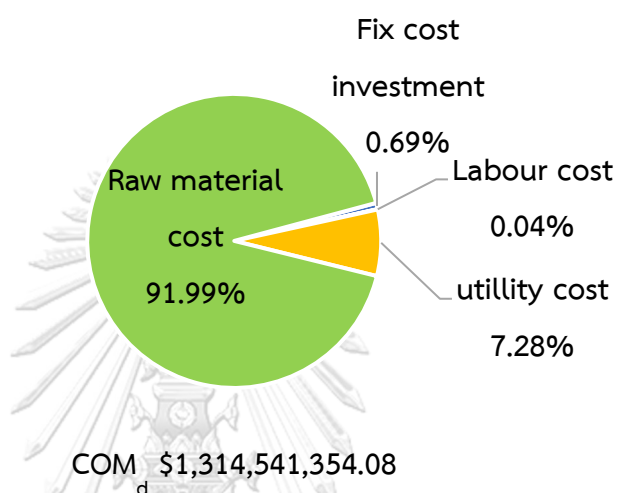
รูปที่ 15 รูปกราฟแสดงราคาของอุปกรณ์ในกระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์ไปเป็นเมทานอล

4.1.4.2 การวิเคราะห์ต้นทุนการผลิต (Cost of manufacturing: COM_d)

การวิเคราะห์ต้นทุนการผลิตที่อยู่ในกระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอลจากการศึกษาพบว่าต้นทุนการผลิตของกระบวนการคือ 1,314,541,354.08 ดอลลาร์ต่อปี จากการศึกษพบว่า ต้นทุนการผลิตที่มากที่สุด คือ ราคาสารตั้งต้น (Raw material cost) โดยคิดเป็น

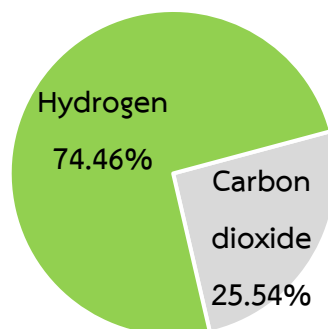
91.99% ของต้นทุนการผลิตเนื่องจากกระบวนการนี้มาจากคาร์บอนไดออกไซด์จากโรงไฟฟ้าที่มีปริมาณคาร์บอนสูงดังนั้นจึงต้องใช้ไฮโดรเจนเพื่อทำปฏิกิริยาสูงทำให้ราคาของสารตั้งต้นสูง และต้นทุนการผลิตที่น้อยที่สุด คือ ค่าแรงงาน (labour cost) โดยคิดเป็น 0.04% ของต้นทุนการผลิต เนื่องจากกระบวนการมีอุปกรณ์ไม่มากดังนั้นจึงไม่จำเป็นต้องใช้คนในการดูแลเยอะ ดังรูปที่ 16

Cost of manufacturing (COM_ด)



รูปที่ 16 รูปกราฟการวิเคราะห์ต้นทุนการผลิตกระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอล โดยหากดูจากรูปที่ 16 จะเห็นได้ว่าต้นทุนการผลิตที่มากที่สุด คือ ราคาสารตั้งต้น (Raw material cost) ซึ่งมีราคา 983,086,804.98 ดอลลาร์ต่อปี เนื่องจากกระบวนการนี้ นำคาร์บอนไดออกไซด์จากโรงไฟฟ้าที่มีปริมาณคาร์บอนสูงดังนั้นจึงต้องใช้ไฮโดรเจนเพื่อทำปฏิกิริยาสูง ทำให้ราคาของสารตั้งต้นสูง หากนำราคาสารตั้งต้นของกระบวนการมาวิเคราะห์จะพบว่า ราคาสารตั้งต้นที่มากที่สุด คือ ราคาของไฮโดรเจนโดยคิดเป็น 74.46% ของราคาสารตั้งต้น และน้อยที่สุดคือราคาแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์โดยคิดเป็น 25.54% ของราคาสารตั้งต้นดังรูปที่ 17

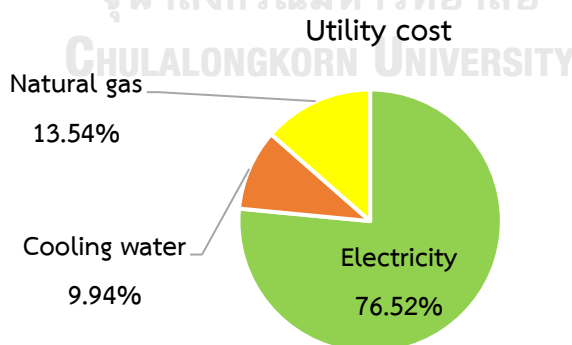
Raw material cost (Crm)



Raw material cost \$983,086,804.98

รูปที่ 17 รูปกราฟการวิเคราะห์ราคาสารตั้งต้น

โดยหากดูจากรูปที่ 16 จะเห็นได้ว่าราคาที่มีผลกับต้นทุนการผลิตอีกอย่าง คือ ราคาสาธารณูปโภค (Utility cost) ซึ่งมีราคา 77,855,778.82 ดอลลาร์ต่อปี หากนำราคาสาธารณูปโภคของกระบวนการวิเคราะห์จะพบว่า ราคาสาธารณูปโภคที่มากที่สุด คือ ไฟฟ้าโดยคิดเป็น 76.52% เนื่องจากกระบวนการใช้ความดันสูงทำให้คอมเพลสเซอร์ต้องใช้พลังงานมากขึ้นทำให้ค่าไฟฟ้าเป็นมีราคาสูงที่สุดในการใช้สาธารณูปโภค ดังนั้นทำให้ของราคาสาธารณูปโภคและน้อยที่สุดคือน้ำหล่อเย็นโดยคิดเป็น 9.94% ของราคาสาธารณูปโภค เนื่องจากกระบวนการใช้น้ำหล่อเย็นที่เครื่องปฏิกรณ์และเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนทำให้มีราคาน้อยที่สุดในการใช้สาธารณูปโภค ดังรูปที่ 18



Utility cost \$77,855,778.82

รูปที่ 18 รูปกราฟการวิเคราะห์ราคาสาธารณูปโภค

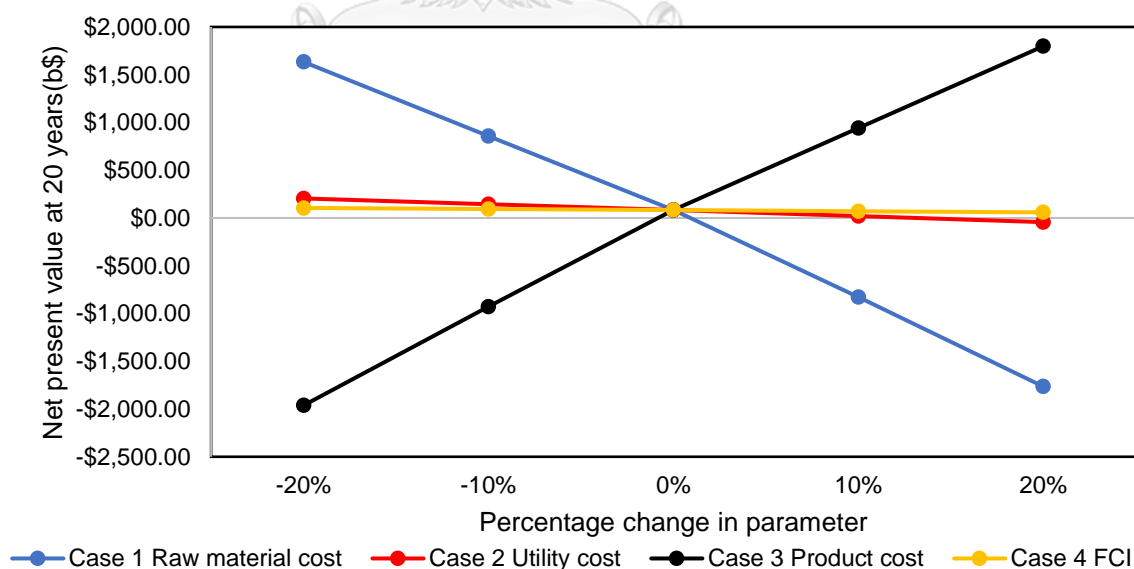
4.1.4.3 การวิเคราะห์ความอ่อนไหว (Sensitivity Analysis)

การวิเคราะห์ความอ่อนไหวของกระบวนการจะเลือกตัวแปรที่นำมาศึกษา โดยจะศึกษาตัวแปร 4 ตัวแปรดังตารางที่ 18

ตารางที่ 18 ตารางตัวแปรและค่าเริ่มต้นในการวิเคราะห์ความอ่อนไหวของกระบวนการ

ตัวแปรที่จะทำการศึกษา	ค่าเริ่มต้น
ราคาสารตั้งต้น (ดอลลาร์/ปี)	983,086,804.98
ราคาสาธารณูปโภค (ดอลลาร์/ปี)	77,855,778.82
ราคาขายผลิตภัณฑ์ (ดอลลาร์/ตัน)	220.00
ต้นทุนคงที่ (ดอลลาร์)	50,321,200.00

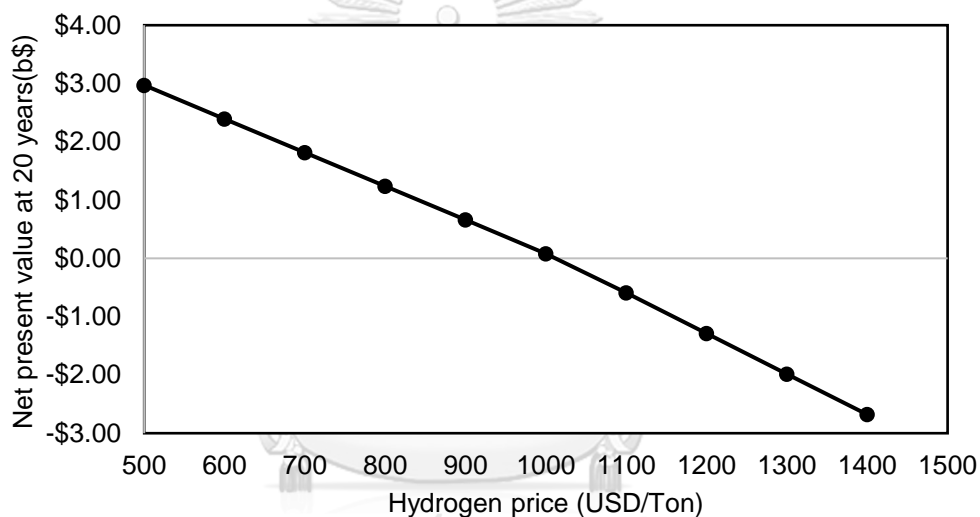
จากการศึกษาพบว่าตัวแปรที่มีความอ่อนไหวกับกระบวนการการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอลมากที่สุดได้แก่ ราคาสารตั้งต้น (Raw material cost) และ ราคาขายผลิตภัณฑ์ (Product cost) ส่วนตัวแปรที่มีความอ่อนไหวกับกระบวนการการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอลน้อยที่สุด ราคาสาธารณูปโภค (Utility cost) และ ต้นทุนคงที่ (FCI) ดังรูปที่ 19



รูปที่ 19 รูปกราฟแสดงความอ่อนไหวกับกระบวนการการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอล

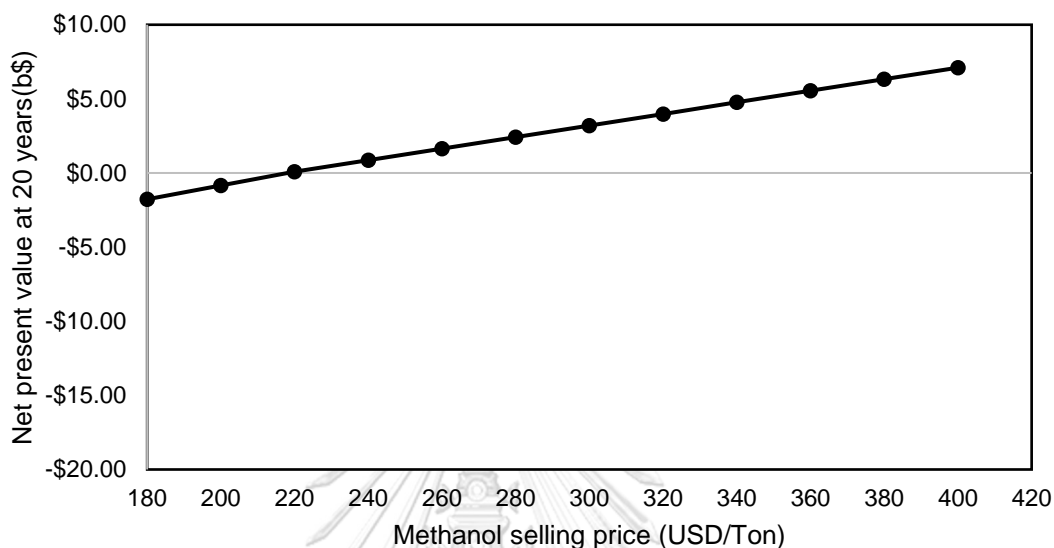
จากการศึกษาความอ่อนไหวของกระบวนการการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอลพบว่าตัวแปรที่ส่งผลมากที่สุดได้แก่ ราคาสารตั้งต้น (Raw material cost) และราคาขายผลิตภัณฑ์ (Product cost) ดังนั้นจะทำการวิเคราะห์ราคาสารตั้งต้น จะศึกษาเพิ่มเติมอีก 1 ตัวแปร คือ ราคาคาร์บอนเครดิต (Carbon credit price)

1. การวิเคราะห์ราคาสารตั้งต้นของกระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอลโดยจะใช้การเปลี่ยนราคาไฮโดรเจนที่เป็นราคาหลักของสารตั้งต้นจะเห็นได้ว่าเมื่อราคาไฮโดรเจนลดลงจะทำให้กระบวนการมี NPV สูงขึ้นและเมื่อราคาไฮโดรเจนสูงขึ้นจะทำให้ NPV ลดลง ได้ดังรูปที่ 20



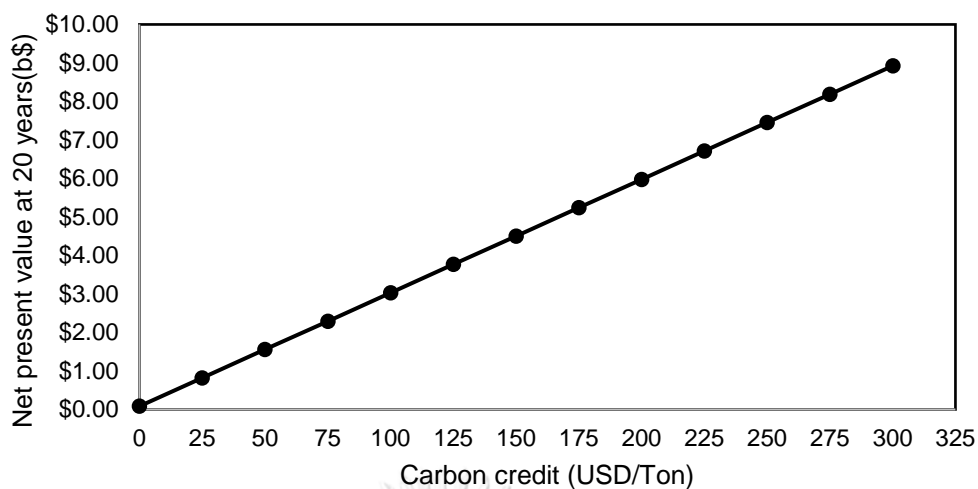
รูปที่ 20 รูปกราฟการวิเคราะห์ราคาสารตั้งต้นกระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอล

2. การวิเคราะห์ราคาขายผลิตภัณฑ์ของกระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอล โดยจะเปลี่ยนราคาขายของเมทานอลจะเห็นได้ว่าเมื่อราคาขายเมทานอลลดลงจะทำให้กระบวนการมี NPV ลดลงและเมื่อราคาเมทานอลสูงขึ้นจะทำให้ NPV สูงขึ้นได้ดังรูปที่ 21



รูปที่ 21 รูปกราฟการวิเคราะห์ราคาขายผลิตภัณฑ์ของกระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอล

3. การวิเคราะห์คาร์บอนเครดิตของกระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอล เนื่องจากกระบวนการมีการใช้คาร์บอนไดออกไซด์ทำให้กระบวนการนี้สามารถสร้างคาร์บอนเครดิตเพื่อสามารถเพิ่มรายได้ของกระบวนการให้มากขึ้น ดังนั้นเมื่อถ้าราคาคาร์บอนเครดิตสูงขึ้นจะทำให้กระบวนการมี NPV สูงขึ้นดังรูปที่ 22

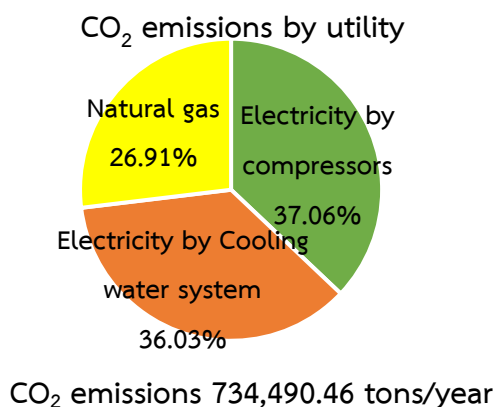


รูปที่ 22 รูปกราฟการวิเคราะห์คาร์บอนเครดิตของกระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอล

4.1.5 การวิเคราะห์การปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์ของกระบวนการผลิต

4.1.5.1 การวิเคราะห์อัตราส่วนการปลดปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์ในกระบวนการ

กระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอลจะมีการปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์จากการใช้สาธารณูปโภคภายในกระบวนการโดยสาธารณูปโภคที่ปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์มากที่สุดคือ ค่าไฟฟ้าจากคอมเพรสเซอร์ (Electricity by compressor) เนื่องจากกระบวนการมีความดันสูงทำให้คอมเพรสเซอร์ใช้ค่าไฟฟ้าสูงโดยคิดเป็น 37.06% ของการปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์จากกระบวนการผลิตปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์น้อยที่สุดคือ ก๊าซธรรมชาติ (Natural gas) คิดเป็น 26.91% ของการปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์จากกระบวนการผลิตโดยมาจากการใช้ Fire heater เพื่อให้ได้อุณหภูมิตามที่ต้องการดังรูปที่ 23



รูปที่ 23 รูปกราฟการปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์ของกระบวนการผลิต

4.1.5.2 การวิเคราะห์ผลของคาร์บอนเครดิตที่มีต่อเศรษฐศาสตร์ของกระบวนการผลิต

การวิเคราะห์ผลของคาร์บอนเครดิตที่มีต่อเศรษฐศาสตร์ของกระบวนการผลิตจะทำการศึกษาโดยคำนึงถึงราคาสารตั้งต้น ราคาสารเมทานอลและราคาคาร์บอนเครดิตในอนาคต โดยการทำนายราคาสารตั้งต้นในอนาคตจะน้อยลง ราคาสารเมทานอลในอนาคตจะมากขึ้นและราคาคาร์บอนเครดิตในอนาคตจะเพิ่มมากขึ้น ดังนั้นกระบวนการจะเป็นดังตารางที่ 19

ตารางที่ 19 ตารางการวิเคราะห์ผลของคาร์บอนเครดิตที่มีต่อเศรษฐศาสตร์ของกระบวนการผลิต

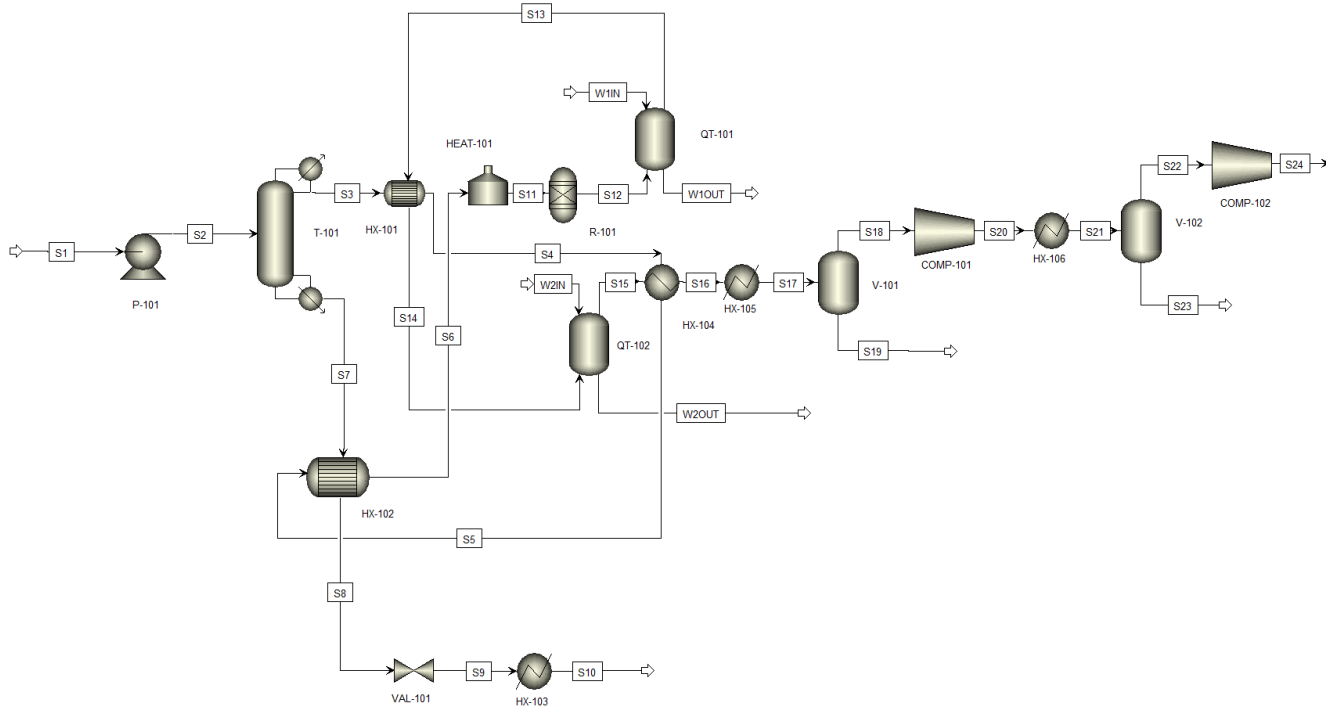
Case	Hydrogen price (\$/ton)	Crude methanol selling price (\$/ton)	Carbon credit price (\$/ton)	NPV
Process prediction: Present (2023)				
1	1000	220	0	\$82,114,206.63
Process prediction: 2030				
1	700	240	0	\$2,595,652,038.38
2	700	240	100	\$5,542,734,328.24
3	700	240	175	\$7,753,046,045.63
Process prediction: 2050				
1	500	300	0	\$6,091,575,045.88
2	500	300	100	\$9,038,657,335.74
3	500	300	175	\$11,248,969,053.14

จะเห็นได้ว่าปัจจุบันในปี ค.ศ. 2023 ที่มีราคาไฮโดรเจนเป็น 1,000 ดอลลาร์ต่อตัน ขายเมทานอลเป็น 220 ดอลลาร์ต่อตันและไม่มีคาร์บอนเครดิตในกระบวนการก็จะมี NPV มีมูลค่าเป็นบวก แต่ในอนาคตใน ค.ศ. 2030 คาดว่าไฮโดรเจนจะมีราคาที่ลดลงเป็น 700 ดอลลาร์ต่อตัน และมีการเปลี่ยนแปลงของราคาเมทานอลเป็น 240 ดอลลาร์ต่อตันถึงแม้จะไม่มีราคาคาร์บอนเครดิตในการคิดทางเศรษฐศาสตร์ก็จะมี NPV เป็นบวกเพิ่มขึ้นอย่างมากเนื่องจากราคาไฮโดรเจนนั้นเป็นราคาสารตั้งต้นดังนั้นหากราคาไฮโดรเจนปรับลดลงทำให้ต้นทุนการผลิตมีค่าน้อยลงและราคาขายของเมทานอลมากขึ้นทำให้มี NPV ที่เป็นบวกเพิ่มมากขึ้นและหากถ้าวรวมราคาคาร์บอนเครดิตเข้าไปจะทำให้กระบวนการมี NPV ที่สูงขึ้น

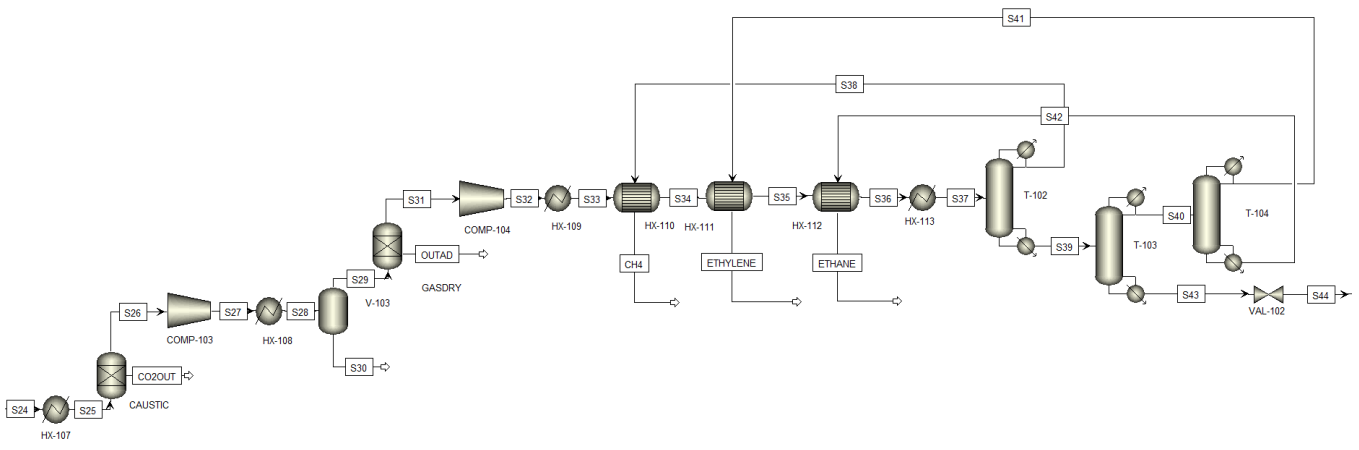


4.2 ผลการทดลองกระบวนการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์

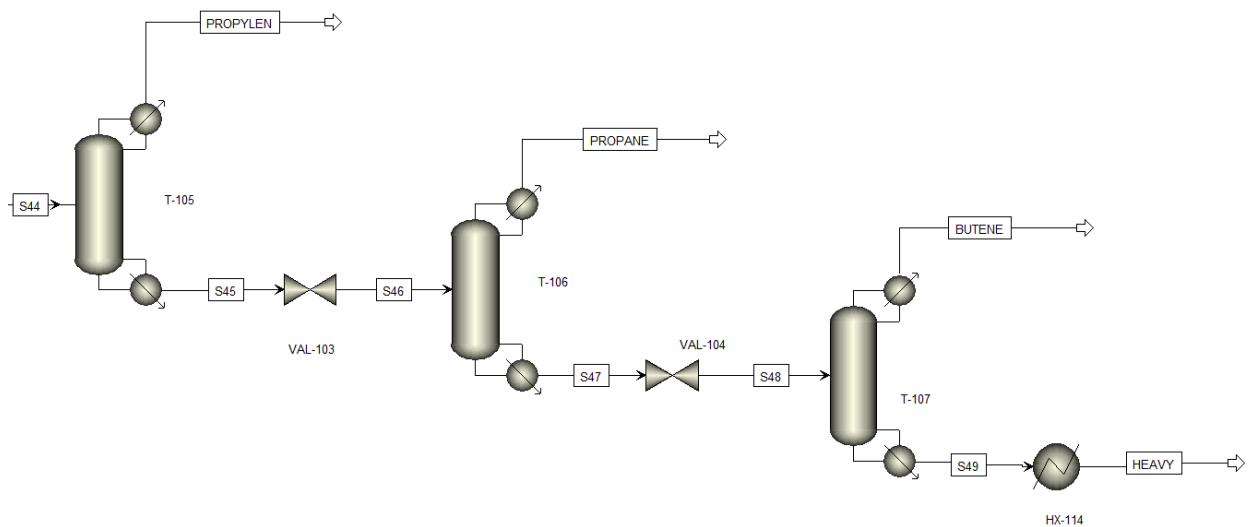
4.2.1 อธิบายกระบวนการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์



รูปที่ 24 กระบวนการการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์



รูปที่ 25 กระบวนการการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์ (ต่อ)



รูปที่ 26 กระบวนการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์ (ต่อ)

กระบวนการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์โดยกระบวนการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์ กระบวนการสามารถอธิบายจากรูปที่ 24 รูปที่ 25 และรูปที่ 26 โดยกระบวนการเริ่มจากนำ เมทานอลจากกระบวนการแรกในสาย S1 ที่มีความดัน 2 บาร์ อุณหภูมิ 50 องศาเซลเซียสผ่านปั๊ม P-101 ออกมาเป็นสาย S2 ที่มีความดันเป็น 2.5 บาร์ อุณหภูมิ 50 องศาเซลเซียส แล้วนำสาย S2 มา ทำการแยกเมทานอลกับน้ำออกจากกันผ่านหอกลั่น (T-101) โดยเมทานอลจะออกในสาย S3 ที่มีความดัน 2 บาร์ 70 องศาเซลเซียส และน้ำจะออกมาในสาย S7 มีความดัน 2.5 บาร์ 129 องศาเซลเซียสจากนั้น นำสาย S7 มาลดความร้อนผ่านเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (HX-102) ออกมาเป็น เป็นสาย S8 ที่มีความดัน 2.5 บาร์ 116 องศาเซลเซียสจากนั้นนำมาลดความดันผ่าน valve (VAL-101) ออกเป็นสาย S9 ที่มีความดัน 2 บาร์ 116 องศาเซลเซียสจากนั้นนำมาลดอุณหภูมิลงผ่านเครื่อง แลกเปลี่ยนความร้อน (HX-103) ออกเป็นสาย S10 ที่มีความดัน 2 บาร์ 50 องศาเซลเซียส เพื่อนำไปใช้ใน Quench tower ทั้ง QT-101 และ QT-102 ในสาย W1IN และ W2IN ส่วนเมทานอล S3ที่มีความดัน 2 บาร์ 70 องศาเซลเซียส ผ่านเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (HX-101) เพื่อเพิ่ม อุณหภูมิออกเป็นสาย S4 ที่มีความดัน 2 บาร์ 82 องศาเซลเซียสจากนั้นนำมาเพิ่มอุณหภูมิผ่านเครื่อง แลกเปลี่ยนความร้อน (HX-104) ออกเป็นสาย S5 ที่มีความดัน 2 บาร์ 97 องศาเซลเซียสจากนั้น นำมาเพิ่มอุณหภูมิผ่านเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (HX-102) ออกเป็นสาย S6 ที่มีความดัน 2 บาร์ 118 องศาเซลเซียสจากนั้นนำมาผ่าน fire heater (HEAT-101) เพื่อเพิ่มอุณหภูมิออกเป็นสาย S11 ที่มีความดัน 2 บาร์ 470 องศาเซลเซียส จากนั้นนำสาย S11 ไปเครื่องปฏิกรณ์ (R-101) ออกเป็นสาย S12 ที่มีความดัน 2 บาร์ 470 องศาเซลเซียส จากนั้นเข้า quench tower (QT-101) เพื่อหยุด

ปฏิกิริยาโดยใช้น้ำใส่ลงไปในห้อง quench tower ในสาย W1IN ที่มีความดัน 2 บาร์ 50 องศาเซลเซียส และได้สารที่ผ่านออกจากห้อง QT-101 ออกเป็นสาย S13 ที่มีความดัน 2 บาร์ 420 องศาเซลเซียส จากนั้นเอาน้ำมาลดอุณหภูมิผ่านเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (HX-101) ออกเป็นสาย S14 ที่มีความดัน 2 บาร์ 150 องศาเซลเซียส จากนั้นนำมาลดอุณหภูมิต่อผ่าน quench tower (QT-102) เพื่อทำความสะอาดสารอีกรอบโดยใช้น้ำใส่ลงไปในห้อง quench tower ในสาย W2IN ที่มีความดัน 2 บาร์ 50 องศาเซลเซียส และได้สารที่ผ่านออกจากห้อง QT-102 ออกเป็นสาย S15 ที่มีความดัน 2 บาร์ 120 องศาเซลเซียส นำไปลดอุณหภูมิผ่านเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (HX-104) ออกมาเป็นสาย S16 ที่มีความดัน 2 บาร์ 107 องศาเซลเซียส จากนั้นนำไปลดอุณหภูมิผ่านเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (HX-105) ออกเป็นสาย S17 ที่มีความดัน 2 บาร์ 50 องศาเซลเซียส จากนั้นนำมาเข้าห้องแยกวัฏภาค (V-101) เพื่อแยกของเหลวออกจากแก๊สโดยสายของเหลวออกมาเป็นสาย S19 ที่มีความดัน 2 บาร์ 50 องศาเซลเซียส และสายแก๊สเป็นสาย S18 ที่มีความดัน 2 บาร์ 50 องศาเซลเซียส จากนั้นนำสาย S18 ไปเพิ่มความดันผ่านเครื่องคอมเพรสเซอร์ (COMP-101) ออกมาเป็นสาย S20 ที่มีความดัน 6 บาร์ 117 องศาเซลเซียส จากนั้นนำมาลดอุณหภูมิผ่านเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (HX-106) ออกมาเป็นสาย S21 ที่มีความดัน 6 บาร์ 50 องศาเซลเซียส จากนั้นนำมาเข้าห้องแยกวัฏภาค (V-102) เพื่อแยกของเหลวกับแก๊สโดยสายของเหลวออกมาเป็นสาย S23 ที่มีความดัน 6 บาร์ 50 องศาเซลเซียส และสายแก๊สเป็นสาย S22 ที่มีความดัน 6 บาร์ 50 องศาเซลเซียส จากนั้นนำสาย S22 ไปเพิ่มความดันผ่านเครื่องคอมเพรสเซอร์ (COMP-102) ออกเป็นสาย S24 ที่มีความดัน 8.65 บาร์ 72 องศาเซลเซียส จากนั้นนำสาย S24 มาลดอุณหภูมิผ่านเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (HX-107) ออกเป็นสาย S25 ที่มีความดัน 8.65 บาร์ 43 องศาเซลเซียส จากนั้นเข้าสู่ห้อง Caustic tower (Caustic) เพื่อดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ ออกเป็นสาย S26 ที่มีความดัน 8.65 บาร์ 43 องศาเซลเซียส จากนั้นนำมาเพิ่มความดันผ่านเครื่องคอมเพรสเซอร์ (COMP-103) ออกเป็นสาย S27 ที่มีความดัน 8.65 บาร์ 43 องศาเซลเซียส จากนั้นนำสาย S27 ที่มีความดัน 17.3 บาร์ 86 องศาเซลเซียส มาลดอุณหภูมิผ่านเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (HX-108) ออกเป็นสาย S28 ที่มีความดัน 17.3 บาร์ 50 องศาเซลเซียส จากนั้นนำมาเข้าห้องแยกวัฏภาค (V-103) เพื่อแยกของเหลวกับแก๊สโดยสายของเหลวออกมาเป็นสาย S30 โดยสายนี้จะเป็นสายสำรองเผื่อว่ามีของเหลวแยกออกมา และสายแก๊สเป็นสาย S29 ที่มีความดัน 17.3 บาร์ 50 องศาเซลเซียส จากนั้นนำสาย S29 เข้าสู่ Gas dryer (Gas dryer) เพื่อเอาน้ำออก ออกมาเป็นสาย S31 ที่มีความดัน 17.3 บาร์ 50 องศาเซลเซียส จากนั้นนำมาเพิ่มความดันผ่านเครื่องคอมเพรสเซอร์ (COMP-104) ออกเป็นสาย S32 ที่มี

ความดัน 30.5 บาร์ 88 องศาเซลเซียส จากนั้นนำสาย S32 มาลดอุณหภูมิผ่านเครื่องแลกเปลี่ยน ความร้อน (HX-109) ออกเป็นสาย S33 ที่มีความดัน 30.5 บาร์ 50 องศาเซลเซียส จากนั้นนำสาย S33 มาลดอุณหภูมิผ่านเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (HX-110) ออกเป็นสาย S34 ที่มีความดัน 30.5 บาร์ 48 องศาเซลเซียส จากนั้นนำสาย S34 มาลดอุณหภูมิเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (HX-111) ออกเป็นสาย S35 ที่มีความดัน 31 บาร์ 31 องศาเซลเซียส จากนั้นนำสาย S35 มาลดอุณหภูมิผ่าน เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (HX-112) จนมีอุณหภูมิ ออกเป็นสาย S36 ที่มีความดัน 31 บาร์ 30 องศาเซลเซียส จากนั้นนำสาย S36 มาลดอุณหภูมิผ่านเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (HX-113) ออกเป็นสาย S37 ที่มีความดัน 31 บาร์ 5 องศาเซลเซียส จากนั้นสาย S37 ผ่านหอกลับ (T-102) เพื่อ แยกมีเทนออกมาในสาย S38 ที่มีความดัน 30.5 บาร์-96 องศาเซลเซียส จากนั้นนำ S38 มาเพิ่ม อุณหภูมิออกเป็นสาย CH₄ ที่มีความดัน 30บาร์30 องศาเซลเซียส ส่วนของเหลว S39 จะนำมาผ่าน หอกลับ (T-103) โดยจะแยก C2 ที่เป็นเอทิลีนและอีเทนออกมาในสาย S40 ที่มีความดัน 30 บาร์ - 12 องศาเซลเซียสและ C3 butene และ heavy แยกออกมาในสาย S43 ที่มีความดัน 30.5 บาร์ 84 องศาเซลเซียส จากนั้นนำสาย S40 นำมาผ่านหอกลับ (T-104) โดยจะแยกเอทิลีนและอีเทนโดย เอทิลีนออกมาในสาย S41 ที่มีความดัน 29.5 บาร์-14 องศาเซลเซียสและอีเทนออกมาในสาย S42 ที่มีความดัน 30 บาร์ 10 องศาเซลเซียสนำสาย S41 มาเพิ่มอุณหภูมิจนผ่านเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (HX-111) ออกเป็นสาย ETHYLENE ที่มีความดัน 29.5 บาร์ 20 องศาเซลเซียสและสาย S42 มาเพิ่ม อุณหภูมิผ่านเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (HX-112) ออกเป็นสาย ETHANE ที่มีความดัน 29.5 บาร์ 30 องศาเซลเซียสส่วนสาย S43 มีความดัน 30.5 บาร์ 84 องศาเซลเซียส จะนำมลดความดันผ่าน Valve (VAL-102) ออกมาเป็นสาย S44 ที่มีความดัน 21 บาร์ 66 องศาเซลเซียส นำสาย S44 นำมา ผ่านหอกลับ (T-105) เพื่อแยก Propylene กับ propane butene และ Heavy ออก เมื่อผ่านหอก ลลับ (T-105) จะได้สาย PROPYLEN ที่มีความดัน 20.5 บาร์ 50 องศาเซลเซียส และ สาย S45 ที่มี้ ความดัน 21 บาร์ 115 องศาเซลเซียสนำสาย S45 มาลดความดันผ่าน Valve (VAL-103) ออกมาเป็น สาย S46 ที่มีความดัน 18 บาร์ 107 องศาเซลเซียสนำสาย S46 ผ่านหอกลับ (T-106) จะได้ สาย PROPANE ที่มีความดัน 17.5 บาร์ 52 องศาเซลเซียสและ สาย S47 ที่มีความดัน 18 บาร์ 120 องศาเซลเซียส นำสาย S47 มาลดความดันผ่าน Valve (VAL-104) ออกมาเป็นสาย S48 ที่มีความดัน 5.1 บาร์ 64 องศาเซลเซียสนำสาย S48 เมื่อผ่านหอกลับ (T-107) จะได้สาย BUTENEN ที่มีความดัน 4.6 บาร์ 50 องศาเซลเซียสและ สาย S49 ที่มีความดัน 5.1 บาร์ 87 องศาเซลเซียสนำสาย S49

4.2.1.2 ตารางสรุปอุปกรณ์ที่ใช้ในกระบวนการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์

ตารางที่ 21 ตารางสรุปอุปกรณ์ที่ใช้ในกระบวนการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์

Heat exchanger	HX-101	HX-102	HX-103	HX-104	HX-105
Heat transfer area [sqm]	498	339	498	3,028	4,851
Pressure Inlet [Bar]	2.00	2.00	2.00	2.00	2.00
Pressure Outlet [Bar]	2.00	2.00	2.00	2.00	2.00
Temperature Inlet [C]	69.96	97.00	116.00	82.00	107.00
Temperature Outlet [C]	81.73	118.00	50.00	97.00	50.00
Heat duty [kw]	75,825	4,191	-20,784	71,121	-128,810
Heat exchanger	HX-106	HX-107	HX-108	HX-109	HX-110
Heat transfer area [sqm]	331	212	178	288	11
Pressure Inlet [Bar]	6.00	8.65	17.30	30.50	30.50
Pressure Outlet [Bar]	6.00	8.65	17.30	30.50	30.50
Temperature Inlet [C]	117.00	72.00	86.25	87.57	50.00
Temperature Outlet [C]	50.00	43.00	50.00	50.00	48.01
Heat duty [kw]	-9,531	-2,849	-3,787	-6,278	-752
Heat exchanger	HX-111	HX-112	HX-113	HX-114	
Heat transfer area [sqm]	170	21	1883	13	
Pressure Inlet [Bar]	30.50	30.50	30.50	5.10	
Pressure Outlet [Bar]	30.50	30.50	30.50	5.10	
Temperature Inlet [C]	48.01	30.83	30.00	87.02	
Temperature Outlet [C]	30.83	30.00	5.21	50.00	
Heat duty [kw]	-7,030	-356	-10,153	-259	

Compressor	COMP-101	COMP-102	COMP-103	COMP-104	
Pressure Inlet [Bar]	2.00	6.00	8.65	17.30	
Pressure Outlet [Bar]	6.00	8.65	17.00	30.50	
Temperature Inlet [C]	50.00	50.00	43.00	50.00	
Temperature Outlet [C]	117.00	72.00	86.25	87.57	
Driver power [kW]	6,421	1,888	3,413	2,529	
Driver type	MOTOR	MOTOR	MOTOR	MOTOR	
Fire heat	HEAT-101				
Pressure Inlet [Bar]	2				
Pressure Outlet [Bar]	2				
Temperature Inlet [C]	118				
Temperature Outlet [C]	470				
Heat duty [kw]	87,857				
Reactor	R101				
Type of reactor	Fluidized bed reactor				
Thermodynamic process	Isothermal				
Operating temperature	470				
Operating Pressure	2				
Heat duty [kw]	-96,615				

Vessel	Gas dryer	QT-101	QT-102	V-101	V-102
Vessel Orientation	Vertical vessel	Vertical vessel	Vertical vessel	Vertical vessel	Vertical vessel
Operating temperature	50	470	150	50	50
Operating Pressure	17.3	2	2	2	6
Vessel	V-103				
Vessel Orientation	Vertical vessel				
Operating temperature	50				
Operating Pressure	17.3				
Pump	P-101				
Pressure Inlet [Bar]	2.0				
Pressure Outlet [Bar]	2.5				
Temperature Inlet [C]	49.8				
Temperature Outlet [C]	49.8				
Heat duty [kw]	14.7				
Tower	T-101	T-102	T-103	T-104	T-105
Condenser /Top performance					
Type of condenser	Total condenser	Total condenser	Total condenser	Partial vapor condenser	Partial vapor condenser
Temperature[C]	69.96	-95.78	-12.44	-14.09	49.84
Pressure[bar]	2.00	30.00	30.00	29.50	20.50
Reflux ratio	1.66	18.16	1.75	5.57	21.87
Heat duty[kW]	-383,867	-6,399	-15,724	-35,841	-127,233
Reboiler/Bottom stage performance					
Type of reboiler	kettle	kettle	kettle	kettle	kettle
Temperature[C]	128.78	19.39	84.23	9.92	114.86
Pressure[bar]	2.50	30.50	30.50	30.00	21.00
Boilup ratio	2.65	0.55	2.86	111.75	47.05
Heat duty[kW]	414,540	8,062	19,810	35,804	131,629
Number of stages	23	32	42	120	424
Feed stage	17	15	19	63	213

Tower	T-106	T-107			
Condenser /Top performance					
Type of condenser	Partial vapor condenser	Partial vapor condenser			
Temperature[C]	51.91	50.29			
Pressure[bar]	17.50	4.60			
Reflux ratio	8.03	1.54			
Heat duty[kW]	-2,860	-3,451			
Reboiler/Bottom stage performance					
Type of reboiler	kettle	kettle			
Temperature[C]	120.22	87.02			
Pressure[bar]	18.00	5.10			
Boilup ratio	1.27	4.06			
Heat duty[kW]	3,097	4,214			
Number of stages	42	47			
Feed stage	19	23			
Particle process step	CAUSTIC				
Vessel Orientation	Vertical vessel				
Operating temperature	8.65				
Operating Pressure	17.30				

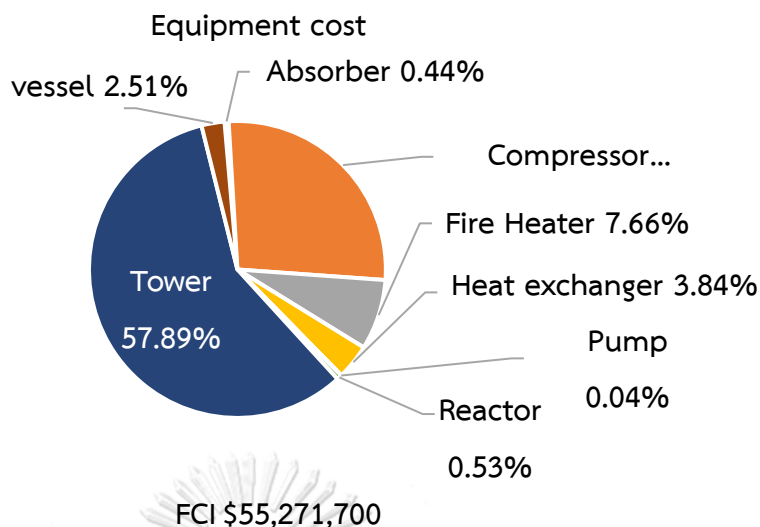
ตารางที่ 22 ตารางสรุปอุปกรณ์ที่ใช้ในกระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอล

Equipment	Quantity
Compressor	4
Heat exchanger	14
fire heater	1
pump	1
Reactor	1
Tower	7
Vessel	6
Pump	1

4.2.2 การประเมินทางด้านเศรษฐศาสตร์

4.2.2.1 การประเมินต้นทุนคงที่ (FCI)

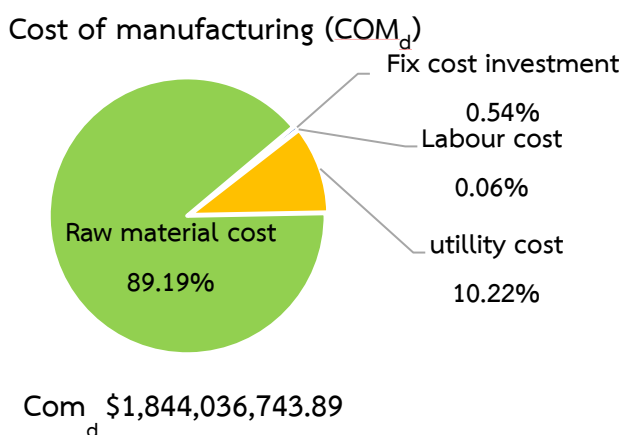
การประเมินต้นทุนคงที่ที่อยู่ในกระบวนการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์จากการศึกษาพบว่าอุปกรณ์ที่ส่งผลที่ใช้ในกระบวนการคือ 55,271,700 ดอลลาร์ โดยต้นทุนคงที่ของกระบวนการมากที่สุดคือ หอกลับ (Tower) โดยคิดเป็น 57.89% ของต้นทุนคงที่ เนื่องจากกระบวนการจะเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์โดยโอเลฟินส์ที่ได้ออกมานั้นมีหลายตัว ดังนั้นจึงทำการแยกแต่ละตัวออกจากหอกลับทำให้หอกลับมีราคาที่สูงที่สุด ส่วนอุปกรณ์ที่ส่งผลกับกระบวนการน้อยที่สุดคือ ปั๊ม (Pump) โดยคิดเป็น 0.04% ของต้นทุนคงที่เพราะว่าการใช้ปั๊มเพื่อเพิ่มความดันให้กับของเหลวแค่ครั้งเดียวทำให้มีการใช้ปั๊มตัวเดียวทำให้ราคาปั๊มต่ำที่สุด ดังรูปที่ 27



รูปที่ 27 รูปกราฟการประเมินต้นทุนคงที่ที่อยู่ในกระบวนการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์

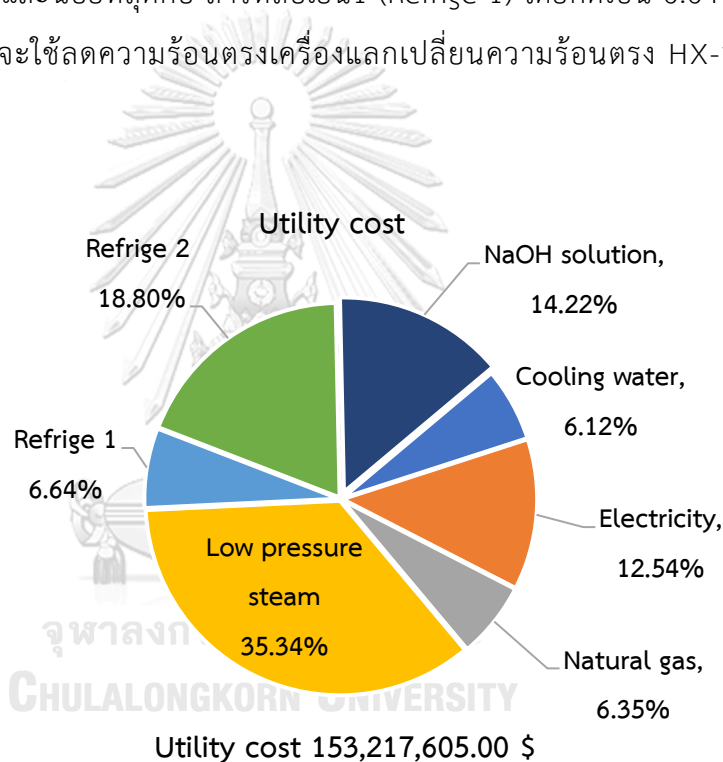
4.2.2.2 การประเมินต้นทุนการผลิต

การวิเคราะห์ต้นทุนการผลิตที่อยู่ในกระบวนการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์จากการศึกษาพบว่าต้นทุนการผลิตของกระบวนการคือ 1,844,036,743.89 ดอลลาร์ต่อปี จากการศึกษาพบว่า ต้นทุนการผลิตที่มากที่สุด คือ ราคาสารตั้งต้น (Raw material cost) เนื่องจากกระบวนการนี้จำเป็นต้องรับเมทานอลที่มาจากกระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอลทั้งหมดทำให้ราคาต้นทุนการผลิตนั้นมากที่สุดโดยคิดเป็น 89.19% ของต้นทุนการผลิต และ ต้นทุนการผลิตที่น้อยที่สุด คือ ค่าแรงงาน (labour cost) โดยคิดเป็น 0.06% ของต้นทุนการผลิต เนื่องจากกระบวนการมีค่าสาธารณูปโภคและราคาสารตั้งต้นที่สูงทำให้ราคาแรงงานจึงน้อยกว่ามากเมื่อนำมาเปรียบเทียบกับกัน ดังรูปที่ 28



รูปที่ 28 รูปกราฟการวิเคราะห์ต้นทุนการผลิตกระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอล

โดยหากดูจากรูปที่ 28 จะเห็นได้ว่าต้นทุนการผลิตที่มากที่สุด คือ ราคาสารตั้งต้น (Raw material cost) ซึ่งมีราคา 1,337,085,059.95 ดอลลาร์ต่อปี โดยราคาสารตั้งต้นของกระบวนการจะเป็นราคาของเมทานอลอย่างเดียว ราคาที่มีผลกับต้นทุนการผลิตอีกอย่าง คือ ราคาสาธารณูปโภค (Utility cost) ซึ่งมีราคา 153,217,605.00 ดอลลาร์ต่อปี หากนำราคาสาธารณูปโภคของกระบวนการมาวิเคราะห์จะพบว่า ราคาสาธารณูปโภคที่มากที่สุดคือ ไอน้ำความดันต่ำ (Low pressure steam) เนื่องจากจำเป็นต้องแยกสารโอเลฟินส์แต่ละตัวออกมาดังนั้นจำเป็นต้องใช้พลังงานไอน้ำความดันต่ำในหอกลั่นเพื่อแยกสารไฮโดรคาร์บอนแต่ละตัว โดยการใช้ไอน้ำความดันต่ำคิดเป็น 35.34% ของราคาสาธารณูปโภคและน้อยที่สุดคือ สารหล่อเย็น1 (Refrige 1) โดยคิดเป็น 6.64% ของราคาสาธารณูปโภคโดยจะใช้ลดความร้อนตรงเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนตรง HX-113 เท่านั้น ดังรูปที่ 29



รูปที่ 29 รูปกราฟการประเมินราคาสาธารณูปโภค

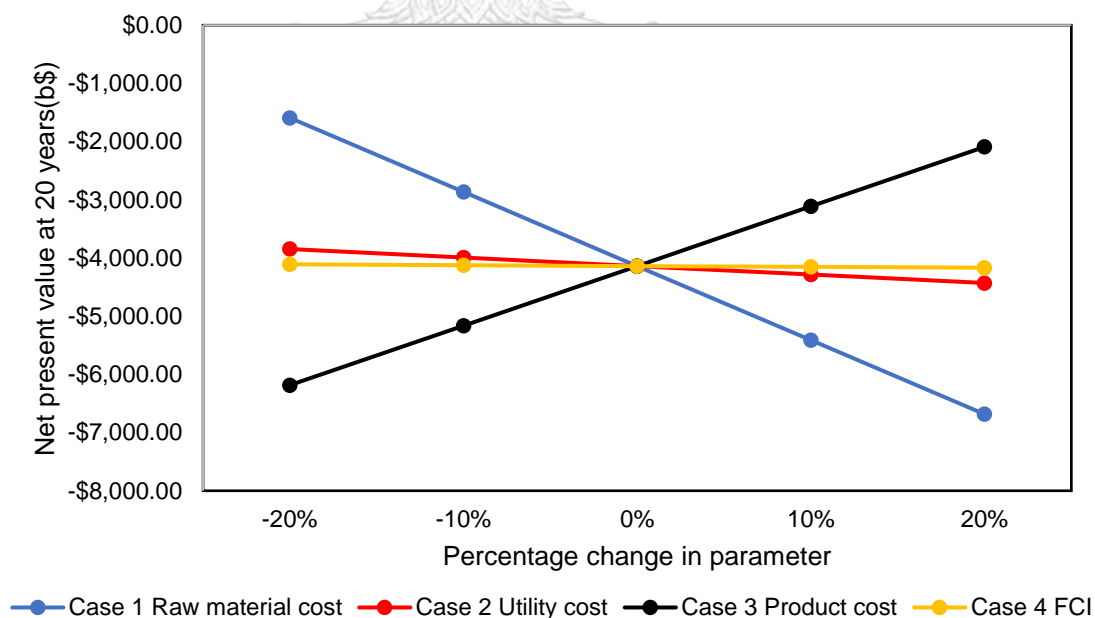
4.2.2.3 การวิเคราะห์ความอ่อนไหว (Sensitivity Analysis)

การวิเคราะห์ความอ่อนไหวของกระบวนการจะเลือกตัวแปรที่นำมาศึกษา โดนจะศึกษาตัวแปร 4 ตัวแปรดังตารางที่ 23

ตารางที่ 23 ตารางตัวแปรและค่าเริ่มต้นในการวิเคราะห์ความอ่อนไหวของกระบวนการ

ตัวแปรที่จะทำการศึกษา	ค่าเริ่มต้น
ราคาสารตั้งต้น (ดอลลาร์/ปี)	1,337,085,059.95
ราคาสาธารณูปโภค (ดอลลาร์/ปี)	153,217,605.00
ราคาขายผลิตภัณฑ์ (ดอลลาร์/ปี)	1,322,378,727.45
ต้นทุนคงที่ (ดอลลาร์)	55,271,700.00

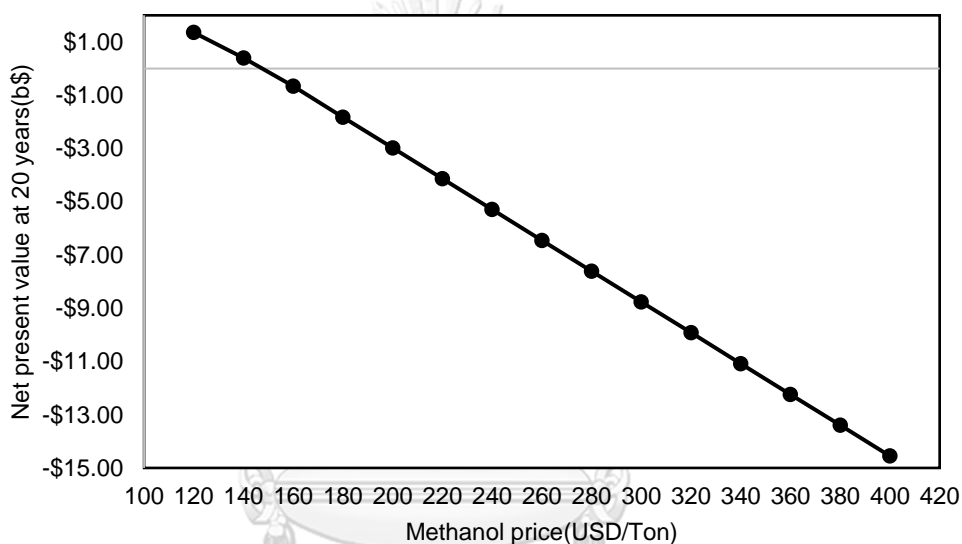
จากการศึกษาพบว่าตัวแปรที่มีความอ่อนไหวกับกระบวนการการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์มากที่สุดได้แก่ ราคาสารตั้งต้น (Raw material cost) และ ราคาขายผลิตภัณฑ์ (Product cost) ตัวแปรที่มีความอ่อนไหวกับกระบวนการการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอลน้อยที่สุดราคาสาธารณูปโภค (Utility cost) และ ต้นทุนคงที่ (FCI) ดังรูปที่ 30



รูปที่ 30 รูปกราฟแสดงความอ่อนไหวของกระบวนการการเปลี่ยนเมทานอลไปเป็นโอเลฟินส์

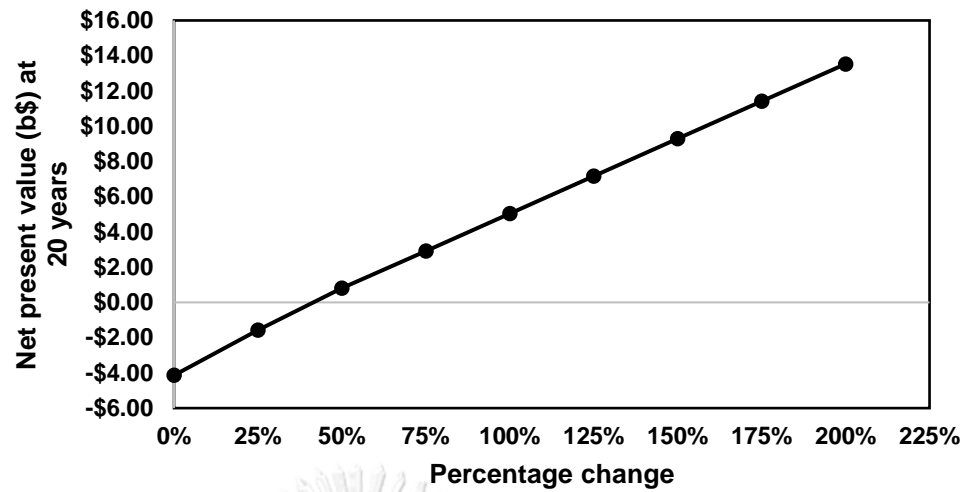
จากการศึกษาความอ่อนไหวของกระบวนการการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์พบว่าตัวแปรที่ส่งผลกระทบที่สุดได้แก่ ราคาสารตั้งต้น (Raw material cost) และราคาขายผลิตภัณฑ์ (Product cost) ดังนั้นจะทำการวิเคราะห์ราคาสารตั้งต้น จะศึกษาเพิ่มเติมอีก 1 ตัวแปรคือ ราคาคาร์บอนเครดิต (Carbon credit price)

1. การวิเคราะห์ราคาสารตั้งต้นของกระบวนการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์โดยจะทำการเปลี่ยนราคาเมทานอลซึ่งเป็นราคาของสารตั้งต้นจะเห็นได้ว่าเมื่อราคาเมทานอลลดลงจะทำให้กระบวนการมี NPV สูงขึ้นและเมื่อราคาโอเลฟินส์สูงขึ้นจะทำให้ NPV ลดลงได้ดังรูปที่ 31



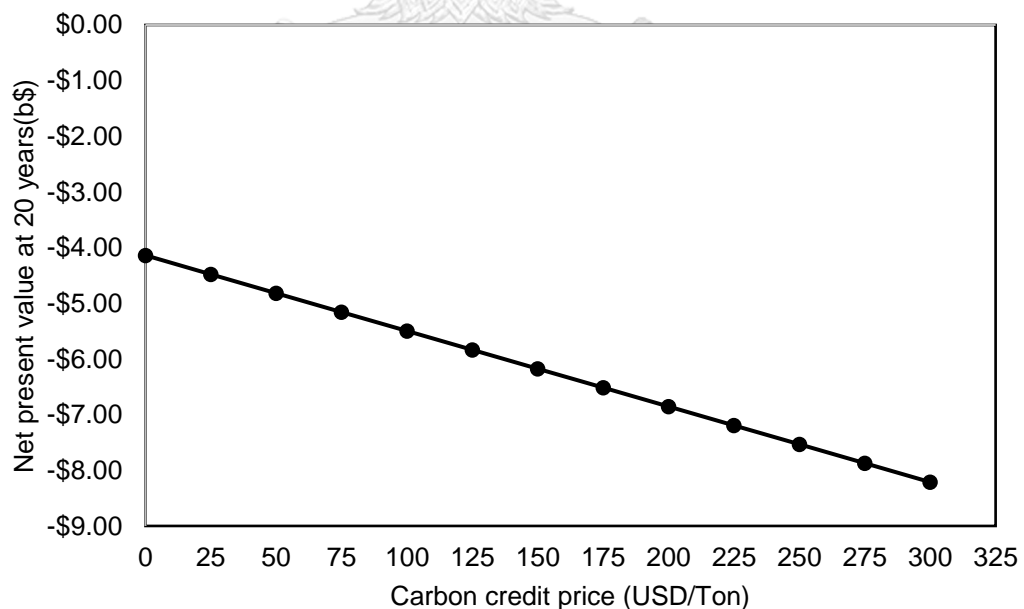
รูปที่ 31 กราฟการวิเคราะห์ราคาสารตั้งต้นกระบวนการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์

2. การวิเคราะห์ราคาขายผลิตภัณฑ์ของกระบวนการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์โดยจะเปลี่ยนราคาขายของโอเลฟินส์เป็นเปอร์เซ็นต์ของราคาโอเลฟินส์ จะเห็นได้ว่าเมื่อเปอร์เซ็นต์ของราคาโอเลฟินส์ลดลงจะทำให้กระบวนการมี NPV ลดลงและเมื่อราคาเปอร์เซ็นต์ของราคาโอเลฟินส์สูงขึ้นจะทำให้ NPV สูงขึ้นได้ดังรูปที่ 32



รูปที่ 32 รูปการวิเคราะห์ราคาขายผลิตภัณฑ์กระบวนการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์

3. การวิเคราะห์คาร์บอนเครดิตของกระบวนการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์เนื่องจากกระบวนการมีการปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์ทำให้กระบวนการนี้ต้องเสียคาร์บอนเครดิตทำให้รายได้ของกระบวนการน้อยลง ดังนั้นเมื่อถ้าราคาคาร์บอนเครดิตสูงขึ้นจะทำให้กระบวนการมี NPV น้อยลงดังรูปที่ 33

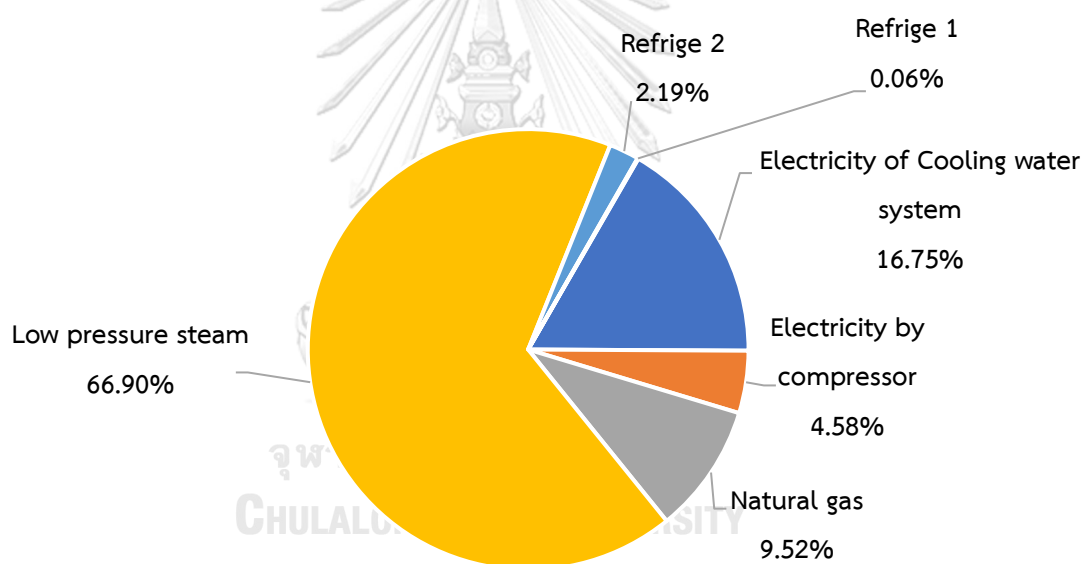


รูปที่ 33 รูปการวิเคราะห์คาร์บอนเครดิตของกระบวนการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์

4.2.3 การประเมินการปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์

4.2.3.1 การวิเคราะห์อัตราส่วนการปลดปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์ในกระบวนการ

กระบวนการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์จะมีการปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์จากการใช้สารานัญปโภคภายในกระบวนการโดยสารานัญปโภคที่ปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์มากที่สุดคือ ไอน้ำความดันต่ำ (Low pressure steam) คิดเป็น 66.90% ของการปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์ เนื่องจากจากจำเป็นต้องแยกสารโอเลฟินส์แต่ละตัวออกมาดังนั้นจำเป็นต้องใช้พลังงานไอน้ำความดันต่ำในหอกลับเพื่อแยกสารไฮโดรคาร์บอนแต่ละตัว จากกระบวนการผลิตและสารานัญปโภคที่ปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์น้อยที่สุดคือ สารหล่อเย็น (Refrige 1) คิดเป็น 0.06% ของการปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์จากกระบวนการผลิตโดยใช้แลกเปลี่ยนความความร้อนตรงเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนตรง HX-113 ดังรูปที่ 34



CO₂ emissions 1,754,901.48 tons/year

รูปที่ 34 รูปกราฟการปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์ของกระบวนการผลิต

4.2.3.2 การวิเคราะห์ผลของคาร์บอนเครดิตที่มีต่อเศรษฐศาสตร์ของกระบวนการผลิต

การวิเคราะห์ผลของคาร์บอนเครดิตที่มีต่อเศรษฐศาสตร์ของกระบวนการผลิตจะทำการศึกษาโดยคำนึงถึงราคาสารตั้งต้น ราคาโอเลฟินส์และราคาคาร์บอนเครดิตในอนาคต โดยการทำนายราคาสารตั้งต้นในอนาคตจะเพิ่มขึ้น ราคาโอเลฟินส์ในอนาคตจะมากขึ้นและราคาคาร์บอนเครดิตในอนาคตจะเพิ่มมากขึ้น ดังนั้นกระบวนการจะเป็นดังตารางที่ 24

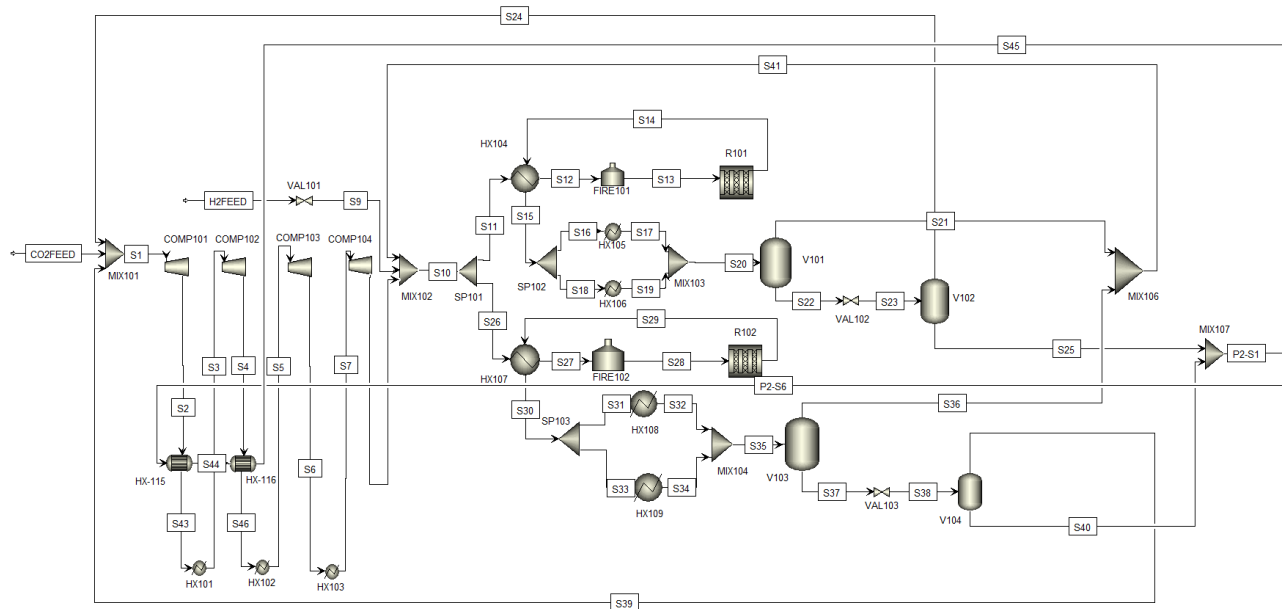
ตารางที่ 24 ตารางการวิเคราะห์ผลของคาร์บอนเครดิตที่มีต่อเศรษฐศาสตร์ของกระบวนการผลิต

Case	Crude methanol selling price (\$/ton)	Percentage change of product	Carbon credit price (\$/ton)	NPV
Process prediction: Present (2023)				
1	220	0	0	-\$4,137,913,447.46
Process prediction: 2030				
1	240	10%	0	-\$4,271,596,115.23
2	240	10%	100	-\$5,629,820,260.65
3	240	10%	175	-\$6,648,488,369.71
Process prediction: 2050				
1	300	20%	0	-\$6,719,581,492.70
2	300	20%	100	-\$8,077,805,638.12
3	300	20%	175	-\$9,096,473,747.18

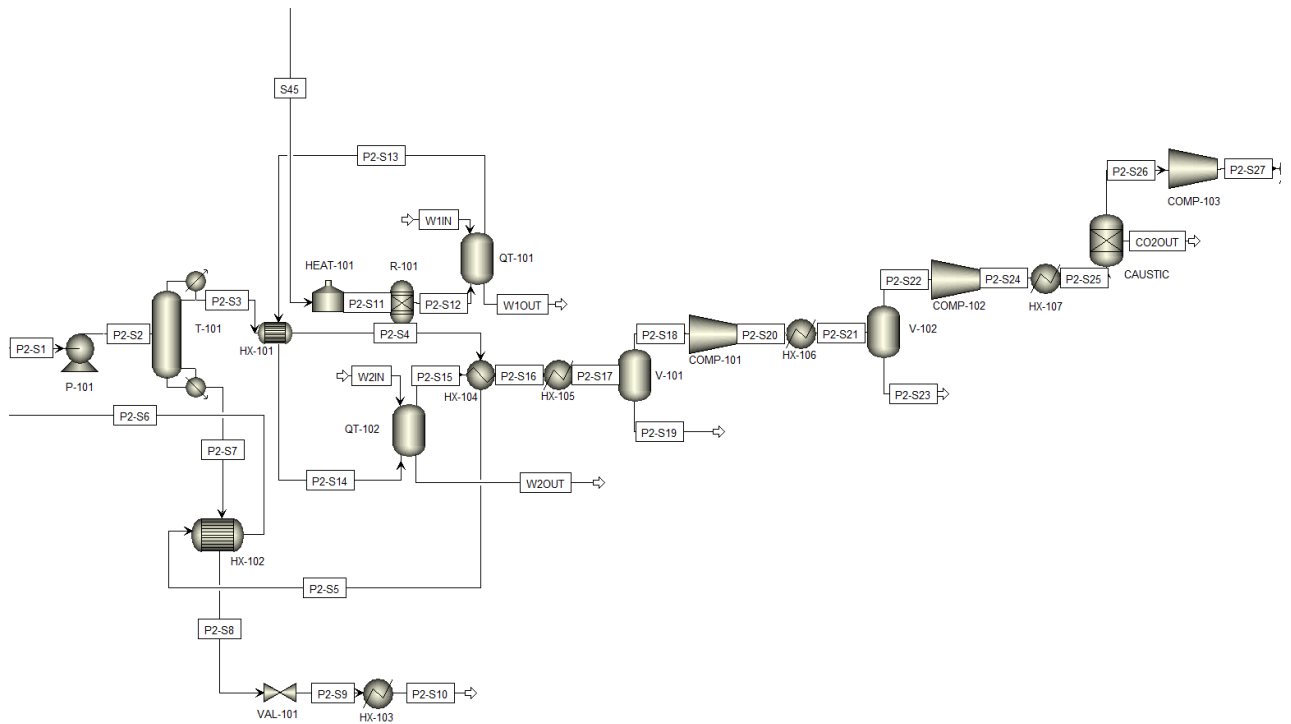
จะเห็นได้ว่าปัจจุบันในปี ค.ศ. 2023 ที่มีเมทานอลเป็น 220 ดอลลาร์ต่อตัน ไม่มีการเปลี่ยนแปลงของราคาไฮโดรคาร์บอนและไม่มีคาร์บอนเครดิตในกระบวนการจะทำให้ NPV มีมูลค่าติดลบ แต่ในปี ค.ศ. 2030 อนาคตคาดว่าเมทานอลเป็น 240 ดอลลาร์ต่อตัน มีการเปลี่ยนแปลงของราคาไฮโดรคาร์บอนเพิ่มขึ้นถึงแม้จะไม่มีราคาคาร์บอนเครดิตในการคิดทางเศรษฐศาสตร์ก็จะมี NPV เป็นลบเพิ่มขึ้นเนื่องจากราคาเมทานอลนั้นเป็นราคาสารตั้งต้นและหากรวมราคาคาร์บอนเครดิตก็ทำให้กระบวนการนี้ติดลบเพิ่มมากขึ้น ดังนั้นหากต้องการให้กระบวนการนี้มี NPV เป็นบวกจำเป็นต้องมีราคาเมทานอลที่ต่ำลงและราคาโอเลฟินส์ที่สูงขึ้นราคาเมทานอลปรับลดลงทำให้ต้นทุนการผลิตมีค่าน้อยลงทำให้มี NPV ที่เป็นบวกและหากถักรวมราคาคาร์บอนเครดิตเข้าไปจะทำให้กระบวนการมี NPV ที่สูงขึ้น

4.3 ผลการทดลองการรวมกระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอลและกระบวนการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์

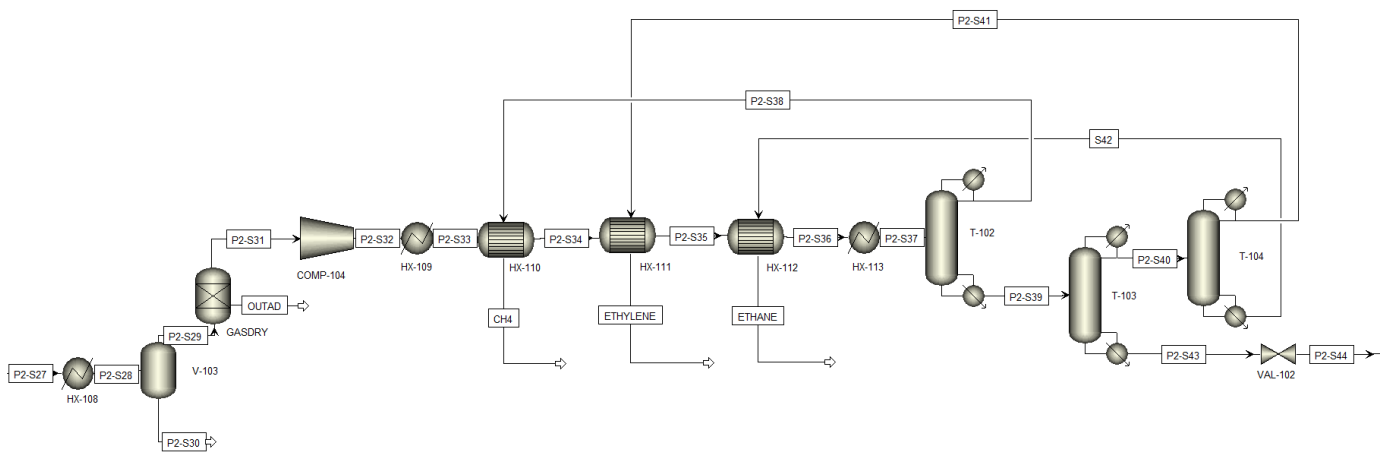
4.3.1 อธิบายกระบวนการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์



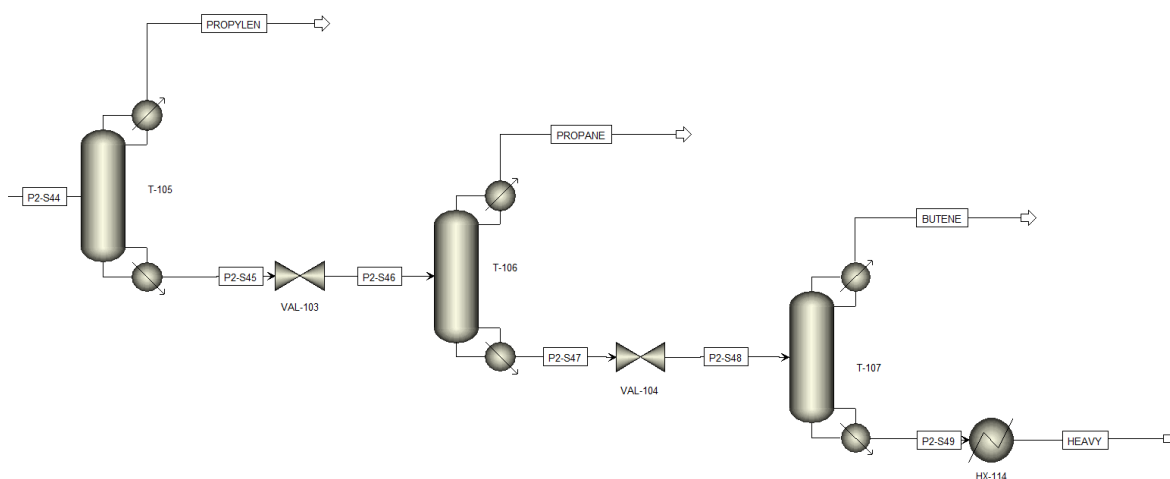
รูปที่ 35 การรวมกระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอล
และกระบวนการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์



รูปที่ 36 การรวมกระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอล และกระบวนการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์ (ต่อ)



รูปที่ 37 การรวมกระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอล และกระบวนการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์ (ต่อ)



รูปที่ 38 การรวมกระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอล
และกระบวนการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์ (ต่อ)

กระบวนการการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอลและกระบวนการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์จะเริ่มจากกระบวนการไฮโดรจีเนชันโดยการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอล โดยกระบวนการเริ่มต้นจากส่งก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ที่มาจากการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ที่ปล่อยออกมาจากโรงไฟฟ้าในสาย CO₂FEED ที่มีความดัน 2 บาร์ อุณหภูมิ 45 องศาเซลเซียส ส่งรวมกับสารที่นำมารีไซเคิลในสาย S24 และ S39 ที่มีความดัน 2 บาร์ อุณหภูมิ 50 องศาเซลเซียส รวมผ่าน mixer (MIX101) ออกมาเป็นสาย S1 ที่มีความดัน 2 บาร์ อุณหภูมิ 45 องศาเซลเซียส แล้วนำมาเพิ่มความดันผ่านคอมเพรสเซอร์ (COMP101) ออกมาเป็นสาย S2 ที่มีความดัน 6 บาร์ อุณหภูมิ 147 องศาเซลเซียส หลังจากนั้นนำมอดอุณหภูมิผ่านเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (HX-115) ออกมาเป็นสาย S43 ที่มีความดัน 6 บาร์ อุณหภูมิ 126 องศาเซลเซียส จากนั้นนำสาย S43 มอดอุณหภูมิต่อผ่านเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (HX101) ออกมาเป็นสาย S3 ที่มีความดัน 6 บาร์ อุณหภูมิ 50 องศาเซลเซียส แล้วนำสาย S3 มาเพิ่มความดันผ่านคอมเพรสเซอร์ (COMP102) ออกมาเป็นสาย S4 ที่มีความดัน 18 บาร์ อุณหภูมิ 154 องศาเซลเซียส หลังจากนั้นนำมอดอุณหภูมิผ่านเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (HX-116) ออกมาเป็นสาย S46 ที่มีความดัน 18 บาร์ อุณหภูมิ 146 องศาเซลเซียส จากนั้นนำสาย S46 มอดอุณหภูมิต่อผ่านเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (HX102) ออกมาเป็นสาย S5 ที่มีความดัน 18 บาร์ อุณหภูมิ 50 องศาเซลเซียส แล้วนำมาเพิ่มความดันผ่าน

คอมเพรสเซอร์ (COMP103) ออกมาเป็นสาย S6 ที่มีความดัน 36 บาร์ อุณหภูมิ 115 องศาเซลเซียส หลังจากนั้นนำสาย S6 มาลดอุณหภูมิผ่านเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (HX103) ออกมาเป็นสาย S7 ที่มีความดัน 36 บาร์ อุณหภูมิ 50 องศาเซลเซียส แล้วนำมาเพิ่มความดันผ่านคอมเพรสเซอร์ (COMP104) ออกมาเป็นสาย S8 ที่มีความดัน 70 บาร์ อุณหภูมิ 114 องศาเซลเซียส จากนั้นนำสาย จากนั้นนำก๊าซไฮโดรเจนสีเทาในสาย H2FEED ที่มีความดัน 200 บาร์ 30 องศาเซลเซียส นำลดความดันจาก 200 บาร์ เป็น 50 บาร์ ผ่าน valve (VAL101) ออกมาเป็นสาย S9 ที่มีความดันเป็น 50 บาร์ 34 องศาเซลเซียส แล้วนำมาพร้อมกับสารที่ถูกนำรีไซเคิลในสาย S41 ที่มีความดัน 50 บาร์ อุณหภูมิ 50 องศาเซลเซียส ที่ส่งมาจาก mixer (MIX106) ไปรวมผ่าน mixer (MIX102) ได้เป็นสาย S10 ที่มีความดัน 70 บาร์ อุณหภูมิ 50 องศาเซลเซียส จากนั้นนำมาแยกเป็น 2 สายผ่าน splitter (SP101) ออกมาเป็น สาย S11 และ S26 ที่มีความดัน 70 บาร์ อุณหภูมิ 50 โดยทั้ง 2 สายจะผ่านกระบวนการที่คล้ายกัน โดยหากมองสายด้านบนของ splitter (SP101) คือสาย S11 ที่มีความดัน 70 บาร์ อุณหภูมิ 50 องศาเซลเซียสจะนำไปผ่านเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (HX104) ให้อุณหภูมิสูงขึ้น ออกเป็นสาย S12 ที่มีความดัน 50 บาร์ อุณหภูมิ 191 องศาเซลเซียส จากนั้นนำสาย S12 มาเข้า fire heater (FIRE101) เพื่อเพิ่มอุณหภูมิออกเป็นสาย S13 ที่มีความดัน 70 บาร์ อุณหภูมิ 250 องศาเซลเซียส จากนั้นนำเข้าไปเครื่องปฏิกรณ์ (R101) หลังจากทำปฏิกิริยาออกเป็นสาย S14 ที่มีความดัน 70 บาร์ อุณหภูมิ 250 องศาเซลเซียส จากนั้นนำสาย S14 ไปผ่านเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (HX104) ให้อุณหภูมิลดลง ออกเป็นสาย S15 ที่มีความดัน 70 บาร์ อุณหภูมิ 134 องศาเซลเซียส จากนั้นนำไปแยกเป็น 2 สายผ่าน splitter (SP102) เป็นสาย S16 และ S18 ที่มีความดัน 70 บาร์ อุณหภูมิ 134 องศาเซลเซียส ไปลดอุณหภูมิผ่านเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน HX105 และ HX106 ออกมาเป็นสาย S17 และ S19 ที่มีความดัน 70 บาร์ อุณหภูมิ 50 องศาเซลเซียส จากนั้นรวม สาย S17 และ S19 ผ่าน mixer (MIX103) ออกมาเป็นสาย S20 ที่มีความดัน 70 บาร์ อุณหภูมิ 50 องศาเซลเซียส จากนั้นนำเข้าไปผ่านถังวัฏภาค (V101) ได้ออกมาเป็น 2 สาย สายแก๊สคือสาย S21 ที่มีความดัน 70 บาร์ อุณหภูมิ 50 องศาเซลเซียส และสายของเหลว สาย S22 ที่มีความดัน 70 บาร์ อุณหภูมิ 50 องศาเซลเซียส โดยสาย S21 จะถูกส่งไปรวมกับ mixer (MIX106) ส่วนสายของเหลว สาย S22 นำไปลดความดันจากผ่าน valve (VAL102) ออกเป็นสาย S23 ที่มีความดัน 2 บาร์ อุณหภูมิ 50 องศาเซลเซียส จากนั้นนำเข้าไปผ่านถังวัฏภาค (V102) ได้ออกมาเป็น 2 สาย สายแก๊สคือสาย S24 ที่มีความดัน 2 บาร์ อุณหภูมิ 50 องศาเซลเซียส และสายของเหลว สาย S25 ที่มีความ

ดัน 2 บาร์ อุณหภูมิ 50 องศาเซลเซียส โดยสาย S24 จะถูกส่งไปรวมกับ mixer (MIX101) สาย S25 แล้วในกระบวนการข้างล่างจะได้สาย S40 เป็นผลิตภัณฑ์

จากนั้นนำผลิตภัณฑ์จากกระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอล คือสาย S25 และ สาย S40 ที่มีความดัน 2 บาร์ อุณหภูมิ 50 องศาเซลเซียส ไปรวมผ่าน mixer (MIXER 107) ออกมาเป็นสาย P2-S1 ที่มีความดัน 2 บาร์ อุณหภูมิ 50 องศาเซลเซียส จากนั้นนำสาย P2-S1 ไปเพิ่มความดันผ่านปั๊ม (P-101) ออกมาเป็นสาย P2-S2 ที่มีความดัน 2.5 บาร์ อุณหภูมิ 50 องศาเซลเซียส แล้วนำสาย P2-S2 มาทำการแยกเมทานอลกับน้ำออกจากกันผ่านหอกลั่น (T-101) โดยเมทานอลจะออกในสาย P2-S3 ที่มีความดัน 2 บาร์ อุณหภูมิ 70 องศาเซลเซียส และน้ำจะออกมาในสาย P2-S7 ที่มีความดัน 2.5 บาร์ อุณหภูมิ 129 องศาเซลเซียส จากนั้น นำสาย P2-S7 มาลดความร้อนผ่านเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (HX-102) ออกมาเป็นสาย P2-S8 ที่มีความดัน 2.5 บาร์ อุณหภูมิ 116 องศาเซลเซียส จากนั้นนำมาลดความดันผ่าน valve (VAL-101) ออกเป็นสาย P2-S9 ที่มีความดัน 2 บาร์ 116 องศาเซลเซียส จากนั้นนำมาลดอุณหภูมิลงผ่านเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (HX-103) ออกเป็นสาย P2-S10 ที่มีความดัน 2 บาร์ 50 องศาเซลเซียส เพื่อนำไปใช้ใน Quench tower ทั้ง QT-101 และ QT-102 ในสาย W1IN และ W2IN ส่วนเมทานอล P2-S3 ที่มีความดัน 2 บาร์ 70 องศาเซลเซียส ผ่านเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (HX-101) เพื่อเพิ่มอุณหภูมิออกเป็นสาย P2-S4 ที่มีความดัน 2 บาร์ 82 องศาเซลเซียส จากนั้นนำมาเพิ่มอุณหภูมิผ่านเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (HX-104) ออกเป็นสาย P2-S5 ที่มีความดัน 2 บาร์ 97 องศาเซลเซียส จากนั้นนำมาเพิ่มอุณหภูมิผ่านเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (HX-102) ออกเป็นสาย P2-S6 ที่มีความดัน 2 บาร์ 118 องศาเซลเซียส จากนั้นนำไปเพิ่มความร้อนผ่านเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (HX-115) ออกมาเป็นสาย S44 ที่มีความดัน 2 บาร์ 136 องศาเซลเซียส จากนั้นนำสาย S44 มาเพิ่มความร้อนผ่านเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนผ่านเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (HX-116) ออกมาเป็นสาย S45 ที่มีความดัน 2 บาร์ 143 องศาเซลเซียส มาผ่าน fire heater (HEAT-101) เพื่อเพิ่มอุณหภูมิออกเป็นสาย S11 ที่มีความดัน 2 บาร์ 470 องศาเซลเซียส จากนั้นนำสาย P2-S11 ไปเครื่องปฏิกรณ์ (R-101) ออกเป็นสาย P2-S12 ที่มีความดัน 2 บาร์ 470 องศาเซลเซียส จากนั้นเข้า quench tower (QT-101) เพื่อหยุดปฏิกิริยาโดยใช้น้ำใส่ลงไปในหอ quench tower ในสาย W1IN ที่มีความดัน 2 บาร์ 50 องศาเซลเซียส และได้สารที่ผ่านออกจากหอ QT-101 ออกเป็นสาย P2-S13 ที่มีความดัน 2 บาร์ 420 องศาเซลเซียส จากนั้นเอาน้ำมาลดอุณหภูมิผ่านเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (HX-101) ออกเป็นสาย P2-S14 ที่มีความดัน 2 บาร์ 150 องศาเซลเซียส จากนั้นนำมาลดอุณหภูมิต่อผ่าน quench tower (QT-102) เพื่อทำความ

สะอาดสารอีกรอบโดยใช้น้ำใส่ลงไปในห้อง quench tower ในสาย W2IN ที่มีความดัน 2 บาร์ 50 องศาเซลเซียส และได้สารที่ผ่านออกจากหอ QT-102 ออกเป็นสาย P2-S15 ที่มีความดัน 2 บาร์ 120 องศาเซลเซียส นำไปลดอุณหภูมิผ่านเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (HX-104) ออกมาเป็นสาย P2-S16 ที่มีความดัน 2 บาร์ 107 องศาเซลเซียส จากนั้นนำไปลดอุณหภูมิผ่านเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (HX-105) ออกเป็นสาย P2-S17 ที่มีความดัน 2 บาร์ 50 องศาเซลเซียส จากนั้นนำมาเข้าหอแยกวัฏภาค (V-101) เพื่อแยกของเหลวออกจากแก๊สโดยสายของเหลวออกมาเป็นสาย P2-S19 ที่มีความดัน 2 บาร์ 50 องศาเซลเซียส และสายแก๊สเป็นสาย P2-S18 ที่มีความดัน 2 บาร์ 50 องศาเซลเซียส จากนั้นนำสาย P2-S18 ไปเพิ่มความดันผ่านเครื่องคอมเพรสเซอร์ (COMP-101) ออกมาเป็นสาย P2-S20 ที่มีความดัน 6 บาร์ 117 องศาเซลเซียส จากนั้นนำมาลดอุณหภูมิผ่านเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (HX-106) ออกมาเป็นสาย P2-S21 ที่มีความดัน 6 บาร์ 50 องศาเซลเซียส จากนั้นนำมาเข้าหอแยกวัฏภาค (V-102) เพื่อแยกของเหลวกับแก๊สโดยสายของเหลวออกมาเป็นสาย P2-S23 ที่มีความดัน 6 บาร์ 50 องศาเซลเซียส และสายแก๊สเป็นสาย P2-S22 ที่มีความดัน 6 บาร์ 50 องศาเซลเซียส จากนั้นนำสาย P2-S22 ไปเพิ่มความดันผ่านเครื่องคอมเพรสเซอร์ (COMP-102) ออกเป็นสาย P2-S24 ที่มีความดัน 8.65 บาร์ 72 องศาเซลเซียส จากนั้นนำสาย P2-S24 มาลดอุณหภูมิเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (HX-107) ออกเป็นสาย P2-S25 ที่มีความดัน 8.65 บาร์ 43 องศาเซลเซียส จากนั้นเข้าสู่หอ Caustic tower (Caustic) เพื่อดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ ออกเป็นสาย P2-S26 ที่มีความดัน 8.65 บาร์ 43 องศาเซลเซียส จากนั้นนำมาเพิ่มความดันผ่านเครื่องคอมเพรสเซอร์ (COMP-103) ออกเป็นสาย S27 ที่มีความดัน 8.65 บาร์ 43 องศาเซลเซียส จากนั้นนำสาย P2-S27 ที่มีความดัน 17.3 บาร์ 86 องศาเซลเซียส มาลดอุณหภูมิผ่านเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (HX-108) ออกเป็นสาย P2-S28 ที่มีความดัน 17.3 บาร์ 50 องศาเซลเซียส จากนั้นนำมาเข้าหอแยกวัฏภาค (V-103) เพื่อแยกของเหลวกับแก๊สโดยสายของเหลวออกมาเป็นสาย P2-S30 โดยสายนี้จะเป็นสายสำรองเผื่อว่ามีของเหลวแยกออกมา และสายแก๊สเป็นสาย P2-S29 ที่มีความดัน 17.3 บาร์ 50 องศาเซลเซียส จากนั้นนำสาย P2-S29 เข้าสู่ Gas dryer (Gas dryer) เพื่อเอาน้ำออก ออกมาเป็นสาย P2-S31 ที่มีความดัน 17.3 บาร์ 50 องศาเซลเซียส จากนั้นนำมาเพิ่มความดันผ่านเครื่องคอมเพรสเซอร์ (COMP-104) ออกเป็นสาย P2-S32 ที่มีความดัน 30.5 บาร์ 88 องศาเซลเซียส จากนั้นนำสาย P2-S32 มาลดอุณหภูมิผ่านเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (HX-109) ออกเป็นสาย P2-S33 ที่มีความดัน 30.5 บาร์ 50 องศาเซลเซียส จากนั้นนำสาย P2-S33 มาลดอุณหภูมิผ่านเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (HX-110) ออกเป็นสาย P2-S34 ที่มีความดัน 30.5 บาร์ 48 องศาเซลเซียส

จากนั้นนำสาย P2-S34 มาลดอุณหภูมิเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (HX-111) ออกเป็นสาย P2-S35 ที่มีความดัน 31 บาร์ 31 องศาเซลเซียส จากนั้นนำสาย P2-S35 มาลดอุณหภูมิผ่านเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (HX-112) จนมีอุณหภูมิ ออกเป็นสาย P2-S36 ที่มีความดัน 31 บาร์ 30 องศาเซลเซียส จากนั้นนำสาย P2-S36 มาลดอุณหภูมิผ่านเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (HX-113) ออกเป็นสาย P2-S37 ที่มีความดัน 31 บาร์ 5 องศาเซลเซียส จากนั้นสาย P2-S37 ผ่านหอกลับ (T-102) เพื่อแยก มีเทนออกมาในสาย P2-S38 ที่มีความดัน 30.5 บาร์-96 องศาเซลเซียส จากนั้นนำ P2-S38 มาเพิ่ม อุณหภูมิออกเป็นสาย CH₄ ที่มีความดัน 30บาร์30 องศาเซลเซียส ส่วนของเหลว P2-S39 จะนำมา ผ่านหอกลับ (T-103) โดยจะแยก C2 ที่เป็นเอทิลีนและอีเทนออกมาในสาย P2-S40 ที่มีความดัน 30 บาร์ -12 องศาเซลเซียสและ C3 butene และ heavy แยกออกมาในสาย P2-S43 ที่มีความดัน 30.5 บาร์ 84 องศาเซลเซียส จากนั้นนำสาย P2-S40 นำมาผ่านหอกลับ (T-104) โดยจะแยกเอทิลีนและ อีเทนโดยเอทิลีนออกมาในสาย P2- S41 ที่มีความดัน 29.5 บาร์-14 องศาเซลเซียสและอีเทนออกมา ในสาย P2-S42 ที่มีความดัน 30 บาร์ 10 องศาเซลเซียสนำสาย P2-S41 มาเพิ่มอุณหภูมิจนผ่านเครื่อง แลกเปลี่ยนความร้อน (HX-111) ออกเป็นสาย ETHYLENE ที่มีความดัน 29.5 บาร์ 20 องศาเซลเซียส และสาย P2-S42 มาเพิ่มอุณหภูมิจนผ่านเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (HX-112) ออกเป็นสาย ETHANE ที่มีความดัน 29.5 บาร์ 30 องศาเซลเซียสส่วนสาย P2-S43 มีความดัน 30.5 บาร์ 84 องศาเซลเซียส จะนำมาลดความดันผ่าน Valve (VAL-102) ออกมาเป็นสาย P2-S44 ที่มีความดัน 21 บาร์ 66 องศาเซลเซียส นำสาย P2-S44 นำมาผ่านหอกลับ (T-105) เพื่อแยก Propylene กับ propane butene และ Heavy ออก เมื่อผ่านหอกลับ (T-105) จะได้สาย PROPYLEN ที่มีความดัน 20.5 บาร์ 50 องศาเซลเซียส และ สาย P2-S45 ที่มีความดัน 21 บาร์ 115 องศาเซลเซียสนำสาย S45 มาลด ความดันผ่าน Valve (VAL-103) ออกมาเป็นสาย P2- S46 ที่มีความดัน 18 บาร์ 107 องศาเซลเซียส นำสาย P2-S46 ผ่านหอกลับ (T-106) จะได้สาย PROPANE ที่มีความดัน 17.5 บาร์ 52 องศา เซลเซียสและ สาย S47 ที่มีความดัน 18 บาร์ 120 องศาเซลเซียส นำสาย S47 มาลดความดันผ่าน Valve (VAL-104) ออกมาเป็นสาย P2-S48 ที่มีความดัน 5.1 บาร์ 64 องศาเซลเซียสนำสาย P2-S48 เมื่อผ่านหอกลับ (T-107) จะได้สาย BUTENEN ที่มีความดัน 4.6 บาร์ 50 องศาเซลเซียสและ สาย P2-S49 ที่มีความดัน 5.1 บาร์ 87 องศาเซลเซียสนำสาย P2-S49 นำมาลดอุณหภูมิผ่านเครื่อง แลกเปลี่ยนความร้อน (HX-114) จนมีอุณหภูมิ 50 องศาเซลเซียสออกเป็นสาย HEAVY ที่มีความดัน 5.1 บาร์ 50 องศาเซลเซียส

4.3.1.1 ตารางสายกระบวนการรวมกระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทา

นอลและกระบวนการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์

ตารางที่ 25 ตารางสายกระบวนการรวมกระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอลและกระบวนการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์

	Units	CO2FEED	H2FEED	S13 (Reactor inlet CO2 to MeOH)	S14 (Reactor outlet CO2 to MeOH)	P2-S11 (Reactor inlet MeOH to olefin)	P2-S12 (Reactor outlet MeOH to olefin)	CH4	ETHYLENE	ETHANE	PROPYLEN	PROPANE	BUTENE	HEAVY
Phase		Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Liquid Phase
Temperature	c	45	30	250	250	470	470	30	20	20	49.84	51.91	50.29	50
Pressure	bar	2	200	70	70	2	2	30	29.5	30	20.5	17.5	4.6	5.1
Mass Vapor Fraction		1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	0
Mass Flows	kg/hr	609821.79	83501.79	1449114.79	1449114.12	444538.64	444538.64	4495.43	75119.42	4501.85	75123.03	4464.71	22115.65	9957.25
H ₂	kg/hr	0	83501.79	165606.27	123855.4	0.05	0.05	0.05	0	0	0	0	0	0
CO	kg/hr	0	0	56388.74	56388.77	0.08	0.08	0.08	0	0	0	0	0	0
CH ₄	kg/hr	0	0	0	0	0	4423.56	4418.09	5.42	0	0	0	0	0
C ₂ H ₄	kg/hr	0	0	0	0	0	75200.47	77.19	75111.9	9.03	0.96	0	0	0
C ₂ H ₆	kg/hr	0	0	0	0	0	4423.56	0.03	2.09	4416.95	4.42	0	0	0
CO ₂	kg/hr	609821.79	0	1205147.58	901318	2162.64	2162.64	0	0	0	0	0	0	0
C ₃ H ₆	kg/hr	0	0	0	0	0	75200.47	0	0	75.35	75115.52	9.03	0.02	0
C ₃ H ₈	kg/hr	0	0	0	0	0	4423.56	0	0	0.51	2.13	4375.41	45.5	0
DME	kg/hr	0	0	749.75	759.83	20.17	20.17	0	0	0	0	16.89	3.26	0
C ₄ H ₈	kg/hr	0	0	0	0	0	22117.78	0	0	0	0	63.37	22005.07	49.31
C ₅ H ₁₀	kg/hr	0	0	0	0	0	8847.11	0	0	0	0	0	60.58	8786.53
MEOH	kg/hr	0	0	18938.37	240132.07	442315.94	4423.56	0	0	0	0	0	0.08	1120.6
WATER	kg/hr	0	0	2284.09	126660.04	39.75	243295.63	0	0	0	0	0	1.14	0.8

4.3.1.2 ตารางสรุปอุปกรณ์ที่ใช้ในกระบวนการรวมกระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอลและกระบวนการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์

ตารางที่ 26 ตารางสรุปอุปกรณ์ที่ใช้ในกระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอลและกระบวนการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์

Heat exchanger	HX101	HX102	HX103	HX104	HX105
Heat transfer area [sqm]	1,049	896	731	3,968	1,658
Pressure Inlet [Bar]	6.0	18.0	36.0	70.0	70.0
Pressure Outlet [Bar]	6.0	18.0	36.0	70.0	70.0
Temperature Inlet [C]	126.0	146.0	115.4	50.0	134.0
Temperature Outlet [C]	50.0	50.0	50.0	205.0	50.0
Heat duty [kw]	-12,424	-16,612	-12,392	161,900	-91,558
Heat exchanger	HX106	HX107	HX108	HX109	HX-101
Heat transfer area [sqm]	1,658	3,968	1,658	1,658	498
Pressure Inlet [Bar]	70.0	70.0	70.0	70.0	2.0
Pressure Outlet [Bar]	70.0	70.0	70.0	70.0	2.0
Temperature Inlet [C]	134.0	50.0	134.0	134.0	70.0
Temperature Outlet [C]	50.0	205.0	50.0	50.0	82.0
Heat duty [kw]	-91,558	161,900	-91,558	-91,558	75,824
Heat exchanger	HX-102	HX-103	HX-104	HX-105	HX-106
Heat transfer area [sqm]	339	498	3,028	4,851	331
Pressure Inlet [Bar]	2.0	2.0	2.0	2.0	6.0
Pressure Outlet [Bar]	2.0	2.0	2.0	2.0	6.0
Temperature Inlet [C]	129.0	116.0	82.0	107.0	117.0
Temperature Outlet [C]	116.0	50.0	97.0	50.0	50.0
Heat duty [kw]	4,190	-20,784	71,121	-128,810	-9,531

Heat exchanger	HX-107	HX-108	HX-109	HX-110	HX-111
Heat transfer area [sqm]	212	178	288	11	170
Pressure Inlet [Bar]	8.7	17.3	30.5	30.5	30.5
Pressure Outlet [Bar]	8.7	17.3	30.5	30.5	30.5
Temperature Inlet [C]	72.0	86.0	88.0	50.0	48.0
Temperature Outlet [C]	43.0	50.0	50.0	48.0	31.0
Heat duty [kw]	-2,849	-3,787	-6,278	-752	-7,030
Heat exchanger	HX-112	HX-113	HX-114	HX-115	HX-116
Heat transfer area [sqm]	21	2231	13	469	166
Pressure Inlet [Bar]	30.5	30.5	5.1	2.0	2.0
Pressure Outlet [Bar]	30.5	30.5	5.1	2.0	2.0
Temperature Inlet [C]	30.8	30.0	87.0	118.0	136.0
Temperature Outlet [C]	30.0	5.2	50.0	136.0	143.0
Heat duty [kw]	-356	-10,153	-259	3,649	1,444
Compressor	COMP101	COMP102	COMP103	COMP104	COMP-101
Pressure Inlet [Bar]	2.00	6.00	18.00	36.00	2.00
Pressure Outlet [Bar]	6.00	18.00	36.00	70.00	6.00
Temperature Inlet [C]	45	50	50	50	50
Temperature Outlet [C]	147	154	115	114	117
Driver power [kW]	16,220	16,166	9,232	8,042	6,421
Driver type	MOTOR	MOTOR	MOTOR	MOTOR	MOTOR

Compressor	COMP-102	COMP-103	COMP-104		
Pressure Inlet [Bar]	6.00	8.65	17.30		
Pressure Outlet [Bar]	8.65	17.00	30.50		
Temperature Inlet [C]	50	43	50		
Temperature Outlet [C]	72	86	88		
Driver power [kW]	1,888	3,413	2,529		
Driver type	MOTOR	MOTOR	MOTOR		
Fire heat	FIRE101	FIRE102	HEAT-101		
Pressure Inlet [Bar]	70	70	2		
Pressure Outlet [Bar]	70	70	2		
Temperature Inlet [C]	205	205	143		
Temperature Outlet [C]	250	250	470		
Heat duty [kw]	47,627	47,627	82,764		
Reactor	R101	R102	R101		
Type of reactor	Fixed bed	Fixed bed	Fluidized bed reactor		
Thermodynamic process	Isothermal	Isothermal	Isothermal		
Operating temperature	250	250	470		
Operating Pressure	70	70	2		
Heat duty [kw]	-118,073	-118,073	-96,615		
Vessel	V101	V102	V103	V104	Gas dryer
Vessel Orientation	Horizontal vessel	Vertical vessel	Horizontal vessel	Vertical vessel	Vertical vessel
Operating temperature	50	50	50	50	50
Operating Pressure	70	2	70	2	17.3

Vessel	QT-101	QT-102	V-101	V-102	V-103
Vessel Orientation	Vertical vessel	Vertical vessel	Vertical vessel	Vertical vessel	Vertical vessel
Operating temperature	470	150	50	50	50
Operating Pressure	2	2	2	6	17.3
Pump	P-101				
Pressure Inlet [Bar]	2.0				
Pressure Outlet [Bar]	2.5				
Temperature Inlet [C]	49.8				
Temperature Outlet [C]	49.8				
Heat duty [kW]	14.7				
Tower	T-101	T-102	T-103	T-104	T-105
Condenser /Top performance					
Type of condenser	Total condenser	Total condenser	Total condenser	Partial vapor condenser	Partial vapor condenser
Temperature [C]	69.96	-95.78	-12.44	-14.09	49.84
Pressure[bar]	2.00	30.00	30.00	29.50	20.50
Reflux ratio	1.66	18.16	1.75	5.57	21.87
Heat duty [kW]	-383,832	-6,399	-15,724	-35,841	-127,236
Reboiler/Bottom stage performance					
Type of reboiler	kettle	kettle	kettle	kettle	kettle
Temperature [C]	128.78	19.39	84.23	9.92	114.86
Pressure [bar]	2.50	30.50	30.50	30.00	21.00
Boilup ratio	2.65	0.55	2.86	111.75	47.06
Heat duty [kW]	414,506	8,062	19,810	35,804	131,631
Number of stages	23	32	42	120	424
Feed stage	17	15	19	63	213

Tower	T-106	T-107			
Condenser /Top performance					
Type of condenser	Partial vapor condenser	Partial vapor condenser			
Temperature[C]	51.91	50.29			
Pressure[bar]	17.50	4.60			
Reflux ratio	8.03	1.54			
Heat duty[kW]	-2,860	-3,451			
Reboiler/Bottom stage performance					
Type of reboiler	kettle	kettle			
Temperature [C]	120.22	87.02			
Pressure[bar]	18.00	5.10			
Boilup ratio	1.27	4.06			
Heat duty [kW]	3,097	4,214			
Number of stages	42	47			
Feed stage	19	23			
Particle process step	CAUSTIC				
Vessel Orientation	Vertical vessel				
Operating temperature	8.65				
Operating Pressure	17.30				

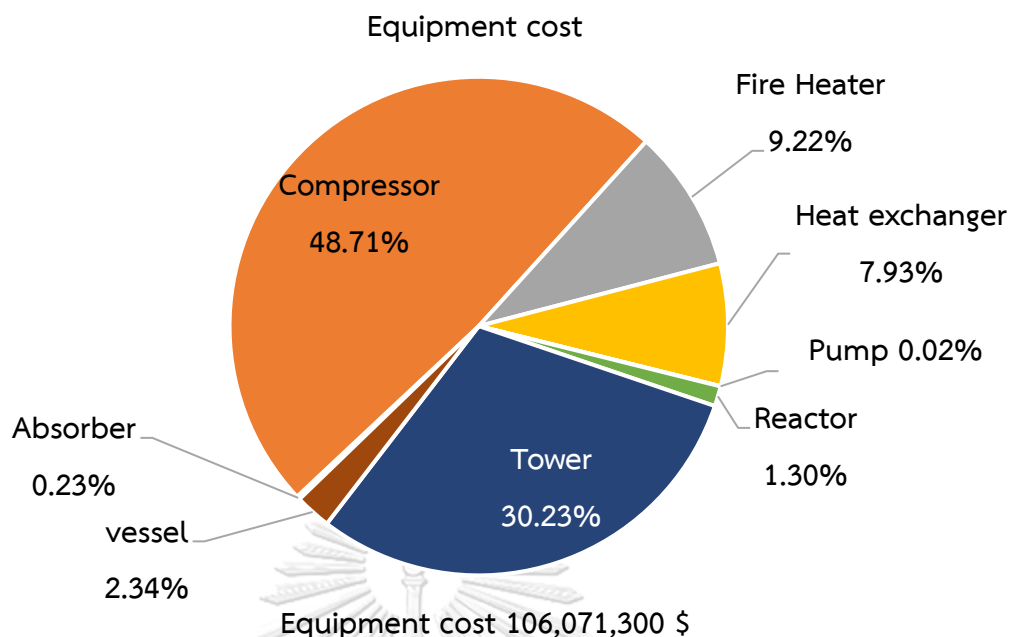
ตารางที่ 27 ตารางสรุปอุปกรณ์ที่ใช้ในกระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอลและกระบวนการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์

Equipment	Quantity
Compressor	8
Heat exchanger	23
fire heater	3
pump	1
Reactor	3
Tower	10
Vessel	7
P	1

4.3.2 การประเมินทางด้านเศรษฐศาสตร์

4.3.2.1 การประเมินต้นทุนคงที่ (FCI)

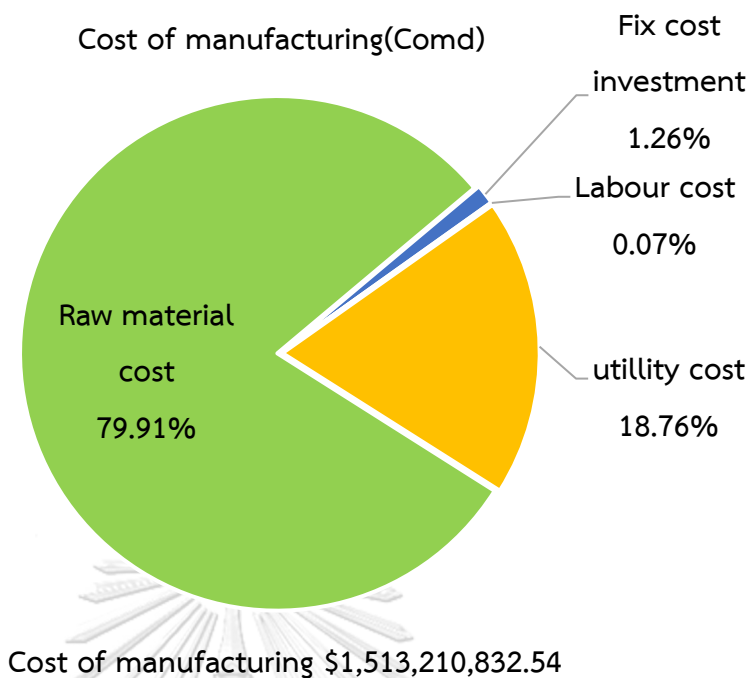
การประเมินต้นทุนคงที่ที่อยู่ในการรวมกระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอลและกระบวนการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์จากการศึกษาพบว่าอุปกรณ์ที่ส่งผลที่ใช้ในกระบวนการคือ 106,071,300 ดอลลาร์ โดยต้นทุนคงที่ของกระบวนการมากที่สุดคือ คอมเพรสเซอร์ (Compressor) เนื่องจากกระบวนการนี้ใช้ความดันสูงในการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์ไปเป็นเมทานอลดังนั้นราคาของคอมเพรสเซอร์จึงสูงที่สุดแม้ว่ากระบวนการจะมีการแยกโอเลฟินส์ซึ่งมีราคาสูงแต่อย่างไรก็ตามราคาของคอมเพรสเซอร์จะสูงกว่าโดยคิดเป็น 48.71% ของต้นทุนคงที่ ส่วนอุปกรณ์ที่ส่งผลกับกระบวนการน้อยที่สุดคือ ปั๊ม (Pump) โดยคิดเป็น 0.02% ของต้นทุนคงที่ เพราะว่าการใช้ปั๊มเพื่อเพิ่มความดันให้กับของเหลวแค่ครั้งเดียวทำให้มีการใช้ปั๊มตัวเดียวทำให้ราคาปั๊มต่ำที่สุด ดังรูปที่ 39



รูปที่ 39 รูปที่กราฟการประเมินต้นทุนคงที่ที่อยูในการรวมกระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอลและกระบวนการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์

4.3.2.2 การประเมินต้นทุนการผลิต (Com_d)

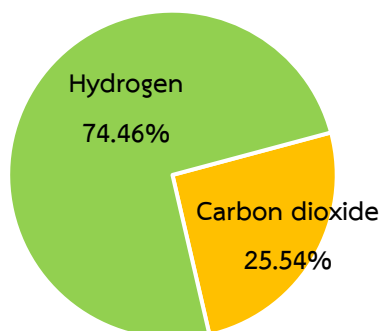
การประเมินต้นทุนการผลิตที่อยูในกระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอลและกระบวนการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์จากการศึกษาพบว่าต้นทุนการผลิตของกระบวนการคือ 1,513,210,832.54 ดอลลาร์ต่อปี จากการศึกษพบว่า ต้นทุนการผลิตที่มากที่สุด คือ ราคาสารตั้งต้น (Raw material cost) โดยคิดเป็น 79.91% ของต้นทุนการผลิตเนื่องจากกระบวนการนี้นำคาร์บอนไดออกไซด์จากโรงไฟฟ้าที่มีปริมาณคาร์บอนสูงดังนั้นจึงต้องใช้ไฮโดรเจนเพื่อทำปฏิกิริยาสูงทำให้ราคาของสารตั้งต้นสูง และ ต้นทุนการผลิตที่น้อยที่สุด คือ ค่าแรงงาน (labour cost) โดยคิดเป็น 0.07% ของต้นทุนการผลิตเนื่องจากกระบวนการมีค่าสาธารณูปโภคและราคาสารตั้งต้นที่สูงทำให้ราคาแรงงานจึงน้อยกว่ามากเมื่อนำมาเปรียบเทียบกับดังรูปที่ 40



รูปที่ 40 รูปกราฟประเมินกระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอล และกระบวนการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์

โดยหากดูจากรูปที่ 40 จะเห็นได้ว่าต้นทุนการผลิตที่มากที่สุด คือ ราคาสารตั้งต้น (Raw material cost) ซึ่งมีราคา 983,086,804.98 ดอลลาร์ต่อปี หากนำราคาสารตั้งต้นของกระบวนการมาวิเคราะห์จะพบว่า ราคาสารตั้งต้นที่มากที่สุด คือ ราคาของไฮโดรเจนโดยคิดเป็น 74.46% ของราคาสารตั้งต้น เนื่องจากกระบวนการนี้นำคาร์บอนไดออกไซด์จากโรงไฟฟ้าที่มีปริมาณคาร์บอนสูงดังนั้นจึงต้องใช้ไฮโดรเจนเพื่อทำปฏิกิริยาสูงทำให้ราคาของไฮโดรเจนนั้นมากที่สุด และน้อยที่สุดคือราคาแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์โดยคิดเป็น 25.54% ของราคาสารตั้งต้นดังรูปที่ 41

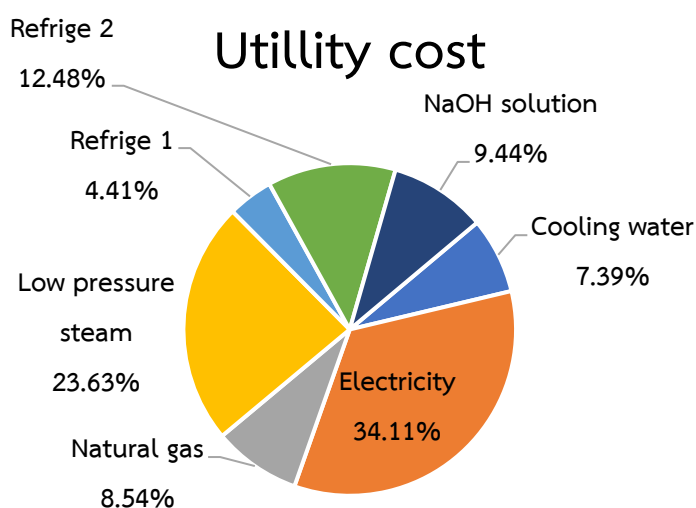
Cost of Raw material (Crm)



Cost of raw material 983,084,453.9 \$

รูปที่ 41 รูปกราฟการประเมินราคาสารตั้งต้น

โดยหากดูจากรูปที่ 40 จะเห็นได้ว่าราคาที่มีผลกับต้นทุนการผลิตอีกอย่าง คือ ราคาสาธารณูปโภค (Utility cost) ซึ่งมีราคา 230,766,699.40 ดอลลาร์ต่อปี หากนำราคาสาธารณูปโภคของกระบวนการวิเคราะห์จะพบว่า ราคาสาธารณูปโภคที่มากที่สุด คือ ไฟฟ้าโดยคิดเป็น 34.11% เนื่องจากกระบวนการมีสถานะเป็นแก๊สที่ความดันสูงทำให้คอมเพลสเซอร์ต้องใช้พลังงานมากขึ้นทำให้ค่าไฟฟ้าเป็นมีราคาสูงที่สุดในการใช้สาธารณูปโภคของราคาสาธารณูปโภคและน้อยที่สุดคือ สารหล่อเย็น (Refrige 1) โดยคิดเป็น 4.41% ของราคาสาธารณูปโภคโดยจะใช้ลดความร้อนตรงเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน HX-113 ดังรูปที่ 42



Utility cost \$ 230,766,699.40

รูปที่ 42 กราฟการประเมินราคาสาธารณูปโภค

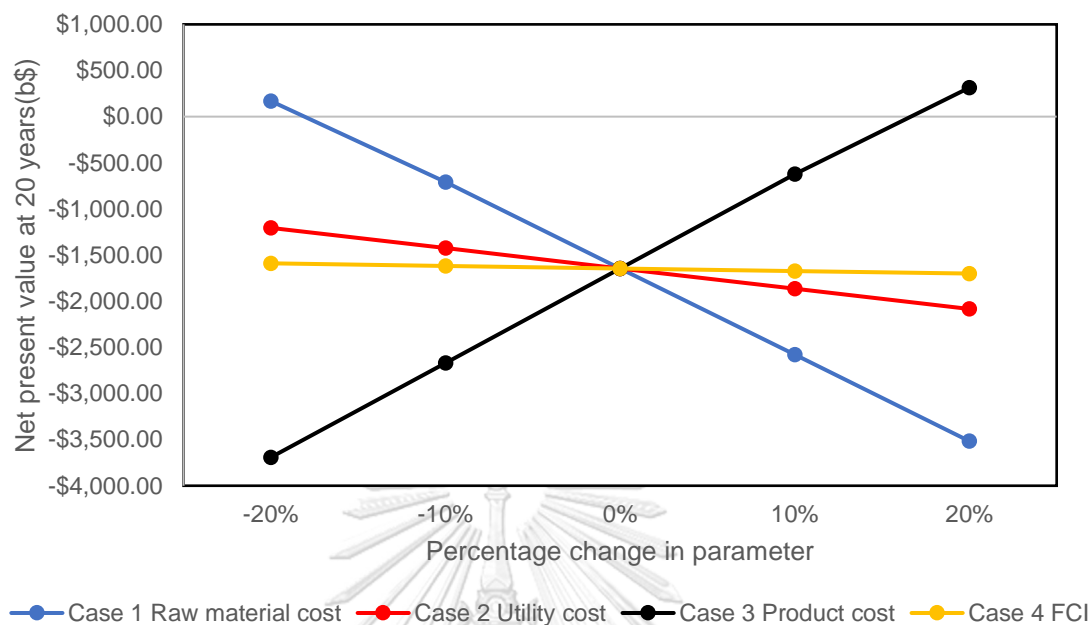
4.3.2.3 การวิเคราะห์ความอ่อนไหว (Sensitivity Analysis)

การวิเคราะห์ความอ่อนไหวของกระบวนการจะเลือกตัวแปรที่นำมาศึกษา โดนจะศึกษาตัวแปร 4 ตัวแปรดังตารางที่ 28

ตารางที่ 28 ตารางตัวแปรและค่าเริ่มต้นในการวิเคราะห์ความอ่อนไหวของกระบวนการ

ตัวแปรที่จะทำการศึกษา	ค่าเริ่มต้น
ราคาสารตั้งต้น (ดอลลาร์/ปี)	983,084,453.89
ราคาสาธารณูปโภค (ดอลลาร์/ปี)	230,766,699.40
ราคาขายผลิตภัณฑ์ (ดอลลาร์/ปี)	1,322,378,460.85
ต้นทุนคงที่ (ดอลลาร์)	106,071,300.00

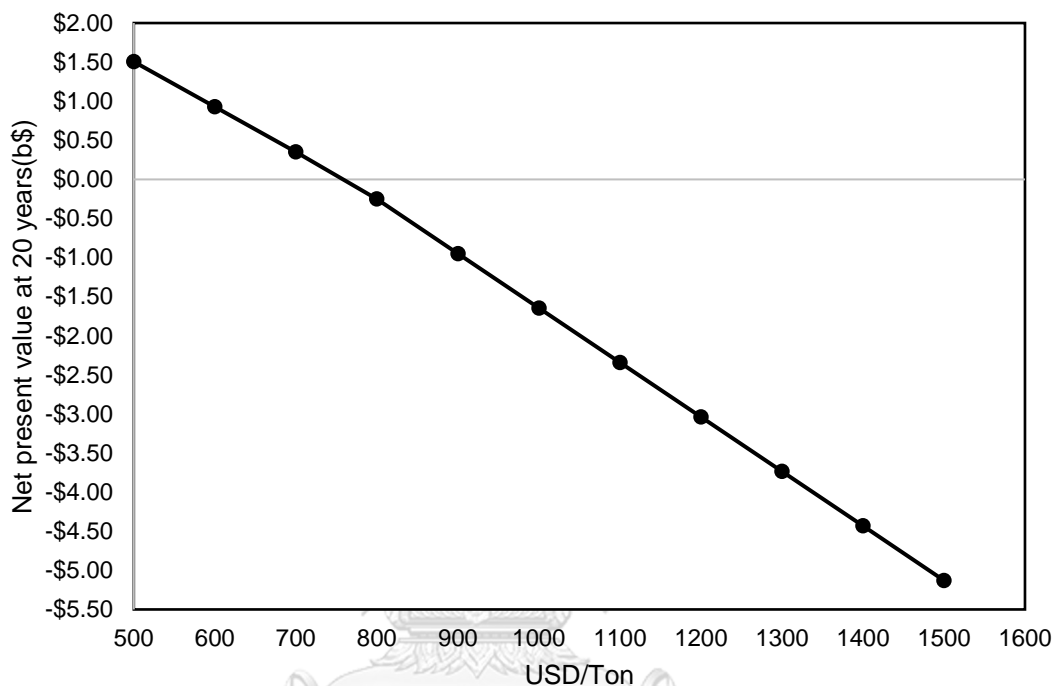
จากการศึกษาพบว่าตัวแปรที่มีความอ่อนไหวของกระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอลและกระบวนการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์มากที่สุดได้แก่ ราคาสารตั้งต้น (Raw material cost) และ ราคาขายผลิตภัณฑ์ (Product cost) ตัวแปรที่มีความอ่อนไหวกับกระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอลและกระบวนการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์น้อยที่สุด ราคาสาธารณูปโภค (Utility cost) และ ต้นทุนคงที่ (FCI) ดังรูปที่ 43



รูปที่ 43 กราฟแสดงความอ่อนไหวของกระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอลและกระบวนการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์

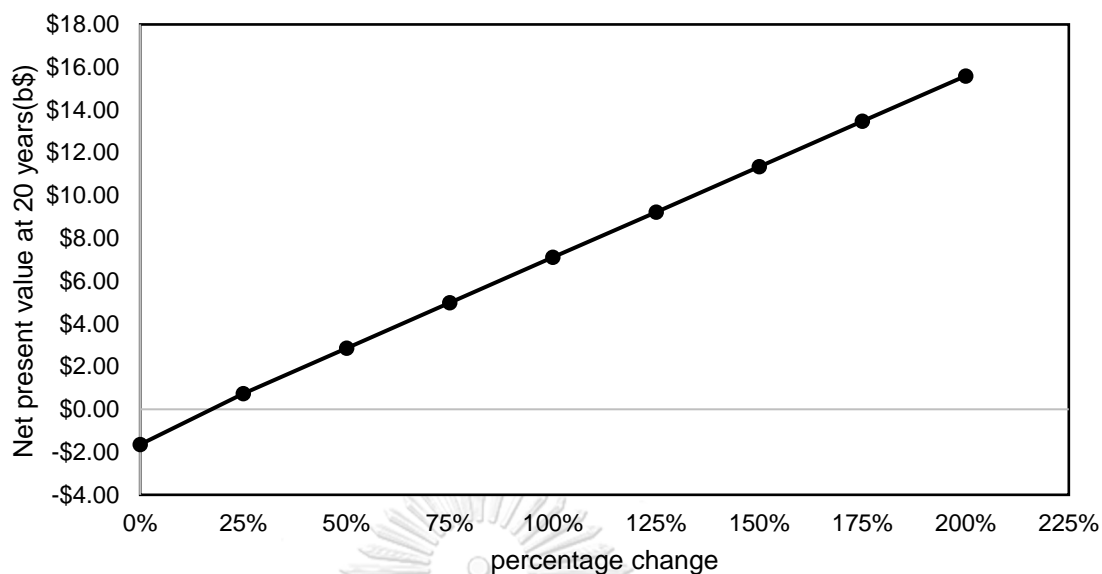
จากการศึกษาความอ่อนไหวของกระบวนการการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอล และกระบวนการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์พบว่าตัวแปรที่ส่งผลมากที่สุดได้แก่ ราคาสารตั้งต้น (Raw material cost) และราคาขายผลิตภัณฑ์ (Product cost) ดังนั้นจะทำการวิเคราะห์ราคาสารตั้งต้น จะศึกษาเพิ่มเติมอีก 1 ตัวแปรคือ ราคาคาร์บอนเครดิต (Carbon credit price)

1. การวิเคราะห์ราคาสารตั้งต้นของกระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอล และกระบวนการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์โดยจะพิจารณาการเปลี่ยนราคาไฮโดรเจนซึ่งเป็นราคาของสารตั้งต้นจะเห็นได้ว่าเมื่อราคาไฮโดรเจนลดลงจะทำให้กระบวนการมี NPV สูงขึ้นและเมื่อราคาไฮโดรเจนสูงขึ้นจะทำให้ NPV ลดลงได้ดังรูปที่ 44



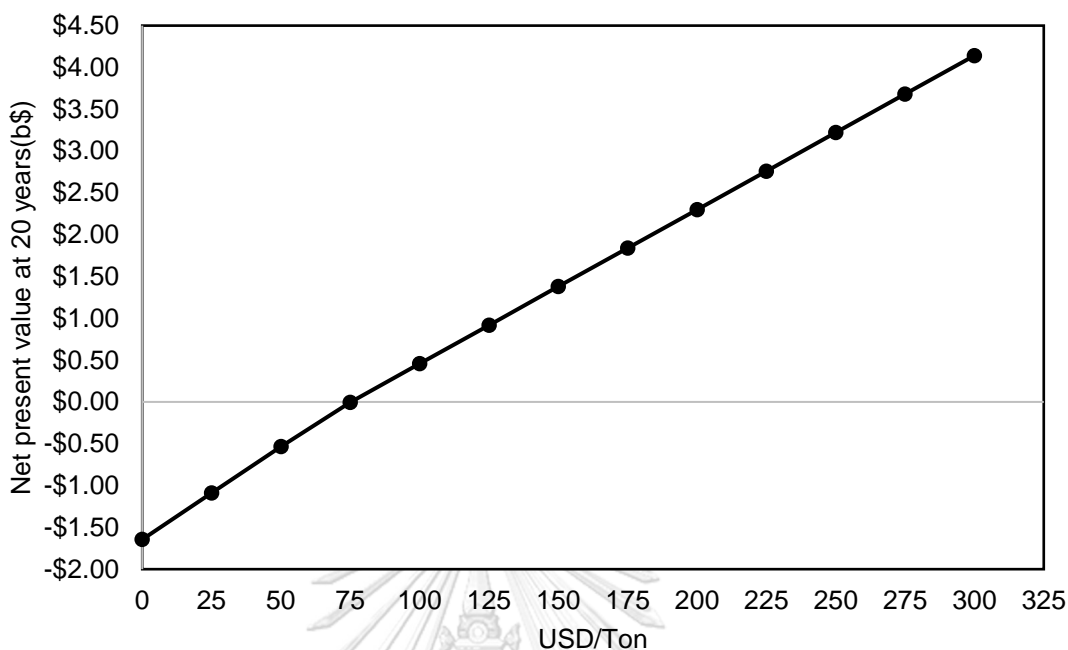
รูปที่ 44 รูปกราฟการวิเคราะห์ราคาสารตั้งต้นกระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอล และกระบวนการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์

2. การวิเคราะห์ราคาขายผลิตภัณฑ์ของกระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอลและกระบวนการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์โดยจะพิจารณาการเปลี่ยนราคาขายของโอเลฟินส์เป็นเปอร์เซ็นต์ของราคาโอเลฟินส์ จะเห็นได้ว่าเมื่อเปอร์เซ็นต์ของราคาโอเลฟินส์ลดลงจะทำให้กระบวนการมี NPV ลดลงและเมื่อราคาเปอร์เซ็นต์ของราคาโอเลฟินส์สูงขึ้นจะทำให้ NPV สูงขึ้นได้ดังรูปที่ 45



รูปที่ 45 รูปกราฟการวิเคราะห์ราคาขายผลิตภัณฑ์กระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอลและกระบวนการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์

- การวิเคราะห์คาร์บอนเครดิตของกระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอลและกระบวนการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์เนื่องจากกระบวนการมีการปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์ทำให้กระบวนการนี้ต้องเสียคาร์บอนเครดิตทำให้รายได้ของกระบวนการน้อยลง ดังนั้นเมื่อถ้าราคาคาร์บอนเครดิตสูงขึ้นจะทำให้กระบวนการมี NPV น้อยลงดังแสดงในรูปที่ 46

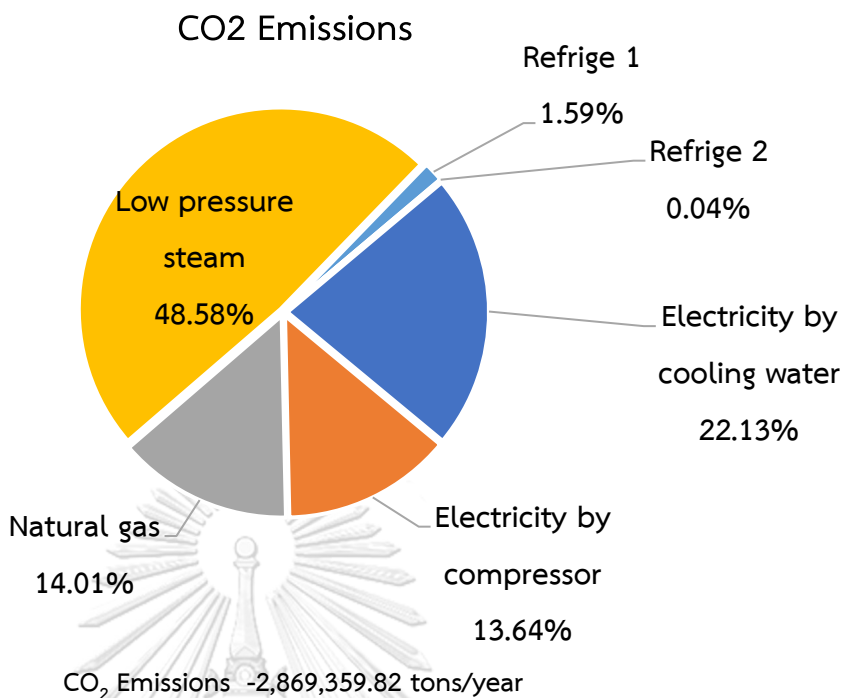


รูปที่ 46 รูปกราฟการวิเคราะห์คาร์บอนเครดิตของกระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอลและกระบวนการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์

4.3.3 การประเมินการปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์

4.3.3.1 การวิเคราะห์อัตราส่วนการปลดปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์ในกระบวนการ

กระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอลและกระบวนการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์จะมีการปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์จากการใช้สารารานูปโภคภายในกระบวนการโดยสารารานูปโภคที่ปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์มากที่สุดคือ ไอน้ำความดันต่ำ (Low pressure steam) คิดเป็น 48.58% ของการปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์จากกระบวนการผลิตเนื่องจากจำเป็นต้องแยกสารโอเลฟินส์แต่ละตัวออกมาดังนั้นจำเป็นต้องใช้พลังงานไอน้ำความดันต่ำในหอกั่นเพื่อแยกสารไฮโดรคาร์บอนแต่ละตัว และสารารานูปโภคที่ปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์น้อยที่สุดคือ สารหล่อเย็น (Refrige 2) คิดเป็น 0.04% ของการปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์จากกระบวนการผลิตโดยใช้แลกเปลี่ยนความร้อนตรงเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนตรง HX-113 ดังรูปที่ 47



รูปที่ 47 รูปกราฟการปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์ของกระบวนการผลิต

4.3.3.2 การวิเคราะห์ผลของคาร์บอนเครดิตที่มีต่อเศรษฐศาสตร์ของกระบวนการผลิต

การวิเคราะห์ผลของคาร์บอนเครดิตที่มีต่อเศรษฐศาสตร์ของกระบวนการผลิตจะทำการศึกษาโดยคำนึงถึงราคาสารตั้งต้น ราคาโอเลฟินส์และราคาคาร์บอนเครดิตในอนาคต โดยการทำนายราคาสารตั้งต้นในอนาคตจะเพิ่มขึ้น ราคาโอเลฟินส์ในอนาคตจะมากขึ้นและราคาคาร์บอนเครดิตในอนาคตจะเพิ่มมากขึ้น ดังนั้นกระบวนการจะเป็นดังตารางที่ 29

ตารางที่ 29 ตารางการวิเคราะห์ผลของคาร์บอนเครดิตที่มีต่อเศรษฐศาสตร์ของกระบวนการผลิต

Case	Hydrogen price (\$/ton)	Percentage change of product	Carbon credit price (\$/ton)	NPV
Process prediction: Present (2023)				
1	1000	0	0	-\$1,645,115,721.19
Process prediction: 2030				
1	700	10%	0	\$1,198,751,622.40
2	700	10%	100	\$3,040,237,936.89
3	700	10%	175	\$4,421,352,672.76
Process prediction: 2050				
1	500	20%	0	\$3,203,044,544.33
2	500	20%	100	\$5,044,530,858.82
3	500	20%	175	\$6,425,645,594.68

จะเห็นได้ว่าปัจจุบันในปี ค.ศ. 2023 ที่มีราคาไฮโดรเจนเป็น 1,000 ดอลลาร์ต่อตัน ไม่มีการเปลี่ยนแปลงของราคาไฮโดรคาร์บอนและไม่มีคาร์บอนเครดิตในกระบวนการจะทำให้ NPV มีมูลค่าติดลบ แต่ในอนาคตคาดว่าไฮโดรเจนจะมีราคาที่ลดลงเป็น 700 ดอลลาร์ต่อตันมีการเปลี่ยนแปลงของราคาไฮโดรคาร์บอนถึงแม้จะไม่มีราคาคาร์บอนเครดิตในการคิดทางเศรษฐศาสตร์ก็จะมี NPV เป็นบวกเนื่องจากราคาไฮโดรเจนนั้นเป็นราคาสารตั้งต้นดังนั้นหากราคาไฮโดรเจนปรับลดลงทำให้ต้นทุนการผลิตมีค่าน้อยลงทำให้มี NPV ที่เป็นบวกและหากถ้าวรวมราคาคาร์บอนเครดิตเข้าไปจะทำให้กระบวนการมี NPV ที่สูงขึ้น

4.3.4 การเปรียบเทียบกระบวนการระหว่างการผลิตกระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอลและการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์กับการรวมกระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอลและการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์

การเปรียบเทียบการรวมกระบวนการกับการแยกกระบวนการพบว่าหากกระบวนการนั้นเริ่มดำเนินการในปัจจุบันปีพ.ศ. 2566 หรือใน ค.ศ. 2023 ปีพ.ศ. 2573 หรือใน ค.ศ. 2030 และปีพ.ศ. 2593 หรือใน ค.ศ. 2050

a) ดำเนินการสร้างกระบวนการในปัจจุบันปีพ.ศ. 2566 หรือใน ค.ศ. 2023

หากแยกกระบวนการผลิตกระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอลจะมีมูลค่าสุทธิที่เป็นบวกแม้ว่าจะไม่มีรายได้เพิ่มขึ้นจากราคาคาร์บอนเครดิตแต่กระบวนการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์จะมีมูลค่าสุทธิติดลบแม้ว่าจะไม่เสียค่าคาร์บอนเครดิตที่ปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์ออกไป ดังนั้นเมื่อเริ่มกระบวนการผลิตทั้งสองแยกออกจากกันจะพบว่ากระบวนการจะมีมูลค่าปัจจุบันสุทธิติดลบแม้ว่าจะมีราคาคาร์บอนเครดิตเป็น 175 ดอลลาร์ต่อตันคาร์บอนไดออกไซด์มาเพิ่มเป็นรายได้กระบวนการก็ยังมีมูลค่าปัจจุบันสุทธิติดลบแต่หากนำกระบวนการทั้งสองมารวมกันกระบวนการจะไม่มีมูลค่าปัจจุบันสุทธิติดลบหากในปี ค.ศ. 2023 มีราคาคาร์บอนเครดิตเป็น 100 ดอลลาร์ต่อตันคาร์บอนไดออกไซด์เพิ่มเป็นรายได้กับกระบวนการ ดังตารางที่ 30

ตารางที่ 30 ตารางการเปรียบเทียบกระบวนการระหว่างการผลิตแอมโมเนียและการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอลและการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์กับการรวมกระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอลและการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์ในปัจจุบัน พ.ศ. 2566 หรือ ค.ศ. 2023

	Stand-alone CO ₂ to MeOH Process				Stand-alone MeOH to olefin process				Separating CO ₂ to MeOH process and MeOH to olefin process				Combining CO ₂ to MeOH process and MeOH to olefin process			
	1,000	1,000	1,000	1,000	-	-	-	-	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000
Hydrogen price (\$/ton)	1,000	1,000	1,000	1,000	-	-	-	-	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000
Crude Methanol price (\$/ton)	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	-	-	-	-
Percentage change of olefin product	-	-	-	-	0%	0%	0%	0%	-	-	-	-	0%	0%	0%	0%
CO ₂ emissions (Mton/year)	-4.59	-4.59	-4.59	-4.59	1.75	1.75	1.75	1.75	-2.84	-2.84	-2.84	-2.84	-2.87	-2.87	-2.87	-2.87
Vary Case	1.1	1.2	1.3	1.4	2.1	2.2	2.3	2.4	3.1	3.2	3.3	3.4	4.1	4.2	4.3	4.4
Carbon credit price (\$/ton)	0	50	100	175	0	50	100	175	0	50	100	175	0	50	100	175
NPV (M\$)	82	1,555	3,029	5,239	-4,138	-4,817	-5,496	-6,514	-4,055	-3,261	-2,466	-1,275	-1,645	-534	458	1,839

b) หากดำเนินการสร้างกระบวนการในปัจจุบันปีพ.ศ. 2573 หรือใน ค.ศ. 2030

หากในปี ค.ศ. 2030 ยังไม่มีการใช้คาร์บอนเครดิตกระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอลมีมูลค่าปัจจุบันสุทธิเพิ่มมากขึ้นเนื่องจากราคาไฮโดรเจนที่เป็นสารตั้งต้นมีราคาปรับลดลงทำให้ต้นทุนการผลิตลดลงส่งผลให้มีมูลค่าสุทธิปัจจุบันสูงขึ้น กระบวนการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์ก็จะมีมูลค่าปัจจุบันสุทธิน้อยลงแม้ในอนาคตคาดว่าโอเลฟินส์จะมีราคาสูงขึ้นส่งผลให้รายได้เพิ่มขึ้นแต่ราคาเมทานอลที่เป็นสารตั้งต้นจะเพิ่มขึ้นทำให้มูลค่าปัจจุบันสุทธิติดลบมากขึ้น การแยกกระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอลและกระบวนการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์มีมูลค่าปัจจุบันสุทธิติดลบมากกว่าปี ค.ศ. 2023 และการรวมกระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอลและกระบวนการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์ก็จะมีมูลค่าสุทธิเป็นบวกแม้จะไม่มีคาร์บอนเครดิตเนื่องจากราคาไฮโดรเจนเป็นสารตั้งต้นมีราคาปรับลดลงทำให้ต้นทุนการผลิตลดลงส่งผลให้มีมูลค่าสุทธิปัจจุบันสูงขึ้น ตารางที่ 31

ในอนาคตคาดว่าราคาคาร์บอนเครดิตจะมีราคาเป็น 100 ดอลลาร์ต่อตันคาร์บอนไดออกไซด์ ทำให้กระบวนการการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอลจะมีมูลค่าสุทธิที่เป็นบวกเพิ่มขึ้นจากที่ไม่มีราคาคาร์บอนเครดิต เนื่องจากกระบวนการมีการใช้คาร์บอนไดออกไซด์ทำให้คาร์บอนเครดิตกลายเป็นรายได้ส่งผลให้กระบวนการมีมูลค่าปัจจุบันสุทธิเพิ่มมากขึ้นแต่กระบวนการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์จะมีมูลค่าสุทธิติดลบเพิ่มมากขึ้นกว่าการที่ไม่มีคาร์บอนเครดิต เนื่องจากกระบวนการมีการปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์ทำให้คาร์บอนเครดิตกลายเป็นรายจ่ายส่งผลให้กระบวนการมีมูลค่าปัจจุบันสุทธิลดลงขึ้น เมื่อเริ่มกระบวนการผลิตทั้งสองแยกออกจากกันจะพบว่ากระบวนการจะมีมูลค่าปัจจุบันสุทธิติดลบน้อยลงกว่าการที่ไม่มีคาร์บอนเครดิตเนื่องจากเมื่อรวมกระบวนการแล้วก็ยังมีการใช้คาร์บอนไดออกไซด์ทำให้มีคาร์บอนเครดิตที่เป็นรายได้เข้ามา แต่หากนำกระบวนการทั้งสองมารวมกันกระบวนการจะมีมูลค่าปัจจุบันสุทธิเพิ่มมากกว่าการที่ไม่มีคาร์บอนเครดิตดังตารางที่ 32 ดังนั้นในปี ค.ศ. 2030 จะไม่มีมูลค่าปัจจุบันสุทธิติดลบในการรวมกระบวนการกันแม้ว่าจะมีคาร์บอนเครดิตหรือไม่ก็ตาม โดยหากเปรียบเทียบกับปี ค.ศ. 2023 แล้วจะเห็นได้ว่าในปี ค.ศ. 2030 มีมูลค่าปัจจุบันสุทธิที่สูงขึ้นมากกว่าปี ค.ศ. 2023 ในทุกกระบวนการยกเว้นกระบวนการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์ที่มีมูลค่าสุทธิต่ำลงมากกว่า ค.ศ. 2023 และหากมีคาร์บอนเครดิตเข้าไปในกระบวนการจะทำให้มูลค่าปัจจุบันสุทธิที่สูงขึ้นมากกว่าการไม่มีคาร์บอนเครดิตยกเว้นกระบวนการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์ที่มีมูลค่าสุทธิต่ำลงกว่าเดิม

ตารางที่ 31 ตารางการเปรียบเทียบกระบวนการระหว่างการผลิตกระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอลและการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์กับการรวมกระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอลและการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์ในปัจจุบัน พ.ศ. 2573 หรือ ค.ศ. 2030 โดยที่ไม่มีราคาคาร์บอนเครดิต

	Stand-alone CO ₂ to MeOH Process				Stand-alone MeOH to olefin process				Separating CO ₂ to MeOH process and MeOH to olefin process				Combining CO ₂ to MeOH process and MeOH to olefin process			
	1.1	1.2	1.3	1.4	2.1	2.2	2.3	2.4	3.1	3.2	3.3	3.4	4.1	4.2	4.3	4.4
Hydrogen price (\$/ton)	700	700	700	700	-	-	-	-	700	700	700	700	700	700	700	700
CO ₂ emissions (Mton/year)	-4.59	-4.59	-4.59	-4.59	1.75	1.75	1.75	1.75	-2.84	-2.84	-2.84	-2.84	-2.87	-2.87	-2.87	-2.87
Carbon credit price (\$/ton)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Vary Case	1.1	1.2	1.3	1.4	2.1	2.2	2.3	2.4	3.1	3.2	3.3	3.4	4.1	4.2	4.3	4.4
Crude Methanol price (\$/ton)	220	240	270	300	220	240	270	300	220	240	270	300	-	-	-	-
Percentage change of olefin product	-	-	-	-	0%	5%	10%	15%	0%	5%	10%	15%	0%	5%	10%	15%
NPV (M\$)	1,815	2,595	3,765	4,936	-4,138	-4,783	-6,007	-7,231	-2,322	-2,188	-2,241	-2,295	350	774	1,199	1,623

ตารางที่ 32 ตารางการเปรียบเทียบกระบวนการระหว่างการแยกกระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอลและการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์กับการรวมกระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอลและการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์ในปัจจุบัน พ.ศ. 2573 หรือ ค.ศ. 2030 โดยที่มีราคาคาร์บอนเครดิตเป็น 100 ดอลลาร์ต่อตันคาร์บอนไดออกไซด์

	<u>Stand-alone CO₂ to MeOH Process</u>				<u>Stand-alone MeOH to olefin process</u>				<u>Separating CO₂ to MeOH process and MeOH to olefin process</u>				<u>Combining CO₂ to MeOH process and MeOH to olefin process</u>			
Hydrogen price (\$/ton)	700	700	700	700	-	-	-	-	700	700	700	700	700	700	700	700
CO ₂ emissions (Mton/year)	-4.59	-4.59	-4.59	-4.59	1.75	1.75	1.75	1.75	-2.84	-2.84	-2.84	-2.84	-2.87	-2.87	-2.87	-2.87
Carbon credit price (\$/ton)	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100
Case	1.1	1.2	1.3	1.4	2.1	2.2	2.3	2.4	3.1	3.2	3.3	3.4	4.1	4.2	4.3	4.4
Crude Methanol price (\$/ton)	220	240	270	300	220	240	270	300	220	240	270	300	-	-	-	-
Percentage change of olefin product	-	-	-	-	0%	5%	10%	15%	0%	5%	10%	15%	0%	5%	10%	15%
NPV (M\$)	4,762	5,542	6,712	7,883	-5,496	-6,141	-7,365	-8,589	-733	-598	-652	-706	2,191	2,615	3,040	3,464

c) หากดำเนินการสร้างกระบวนการในปัจจุบันปีพ.ศ. 2593 หรือใน ค.ศ. 2050

หากในปี ค.ศ. 2050 ยังไม่มีการใช้คาร์บอนเครดิตกระบวนการการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอลมีมูลค่าปัจจุบันสุทธิเพิ่มมากขึ้นเนื่องจากราคาไฮโดรเจนที่เป็นสารตั้งต้นมีราคาปรับลดลงทำให้ต้นทุนการผลิตลดลงส่งผลให้มีมูลค่าสุทธิปัจจุบันสูงขึ้นมากกว่าปี ค.ศ. 2030 กระบวนการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์ก็จะมีมูลค่าปัจจุบันสุทธิน้อยลงแม้ในอนาคตคาดว่าโอเลฟินส์จะมีราคาสูงขึ้นส่งผลให้รายได้เพิ่มขึ้นแต่ราคาเมทานอลที่เป็นสารตั้งต้นจะเพิ่มขึ้นทำให้มูลค่าปัจจุบันสุทธิติดลบมากขึ้นมากกว่าปี ค.ศ. 2030 การแยกกระบวนการการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอลและกระบวนการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์มีมูลค่าปัจจุบันสุทธิติดลบน้อยลงมากกว่าปี ค.ศ. 2030 และการรวมกระบวนการการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเม

ทานอลและกระบวนการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์ก็จะมีมูลค่าสุทธิเป็นบวก เนื่องจากราคาไฮโดรเจนเป็นสารตั้งต้นมีราคาปรับลดลงทำให้ต้นทุนการผลิตลดลงส่งผลให้มีมูลค่าสุทธิปัจจุบันสูงขึ้นมากกว่าปี ค.ศ. 2030 ตารางที่ 33

ในอนาคตคาดว่าราคาคาร์บอนเครดิตจะมีราคาเป็น 175 ดอลลาร์ต่อตันคาร์บอนไดออกไซด์ ทำให้กระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอลจะมีมูลค่าสุทธิที่เป็นบวกเพิ่มขึ้นจากที่ไม่มีราคาคาร์บอนเครดิต เนื่องจากกระบวนการมีการใช้คาร์บอนไดออกไซด์ทำให้คาร์บอนเครดิตกลายเป็นรายได้ส่งผลให้กระบวนการมีมูลค่าปัจจุบันสุทธิเพิ่มมากขึ้นแต่กระบวนการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์จะมีมูลค่าสุทธิติดลบเพิ่มมากขึ้นกว่าการที่ไม่มีคาร์บอนเครดิต เนื่องจากกระบวนการมีการปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์ทำให้คาร์บอนเครดิตกลายเป็นรายจ่ายส่งผลให้กระบวนการมีมูลค่าปัจจุบันสุทธิลดลง เมื่อเริ่มกระบวนการผลิตทั้งสองแยกออกจากกันจะพบว่ากระบวนการจะมีมูลค่าปัจจุบันสุทธิจะเป็นบวกเนื่องจากเมื่อรวมกระบวนการแล้วก็การใช้คาร์บอนไดออกไซด์ทำให้มีคาร์บอนเครดิตที่เป็นรายได้เข้ามาทำให้มูลค่าปัจจุบันสุทธิเป็นบวกแต่หากนำกระบวนการทั้งสองมารวมกันกระบวนการจะมีมูลค่าปัจจุบันสุทธิเพิ่มมากกว่าการที่ไม่มีคาร์บอนเครดิตดัง ตารางที่ 34 โดยหากเปรียบเทียบกับปี ค.ศ. 2030 แล้วจะเห็นได้ว่าในปี ค.ศ. 2050 มีมูลค่าปัจจุบันสุทธิที่เป็นบวกทุกกระบวนการยกเว้นกระบวนการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์ที่มีมูลค่าสุทธิต่ำลงมากกว่าปี ค.ศ. 2030 และหากมีคาร์บอนเครดิตเข้าไปในกระบวนการจะทำให้มูลค่าปัจจุบันสุทธิที่สูงขึ้นมากกว่าการไม่มีคาร์บอนเครดิตยกเว้นกระบวนการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์ที่มีมูลค่าสุทธิต่ำลงกว่าเดิม

ตารางที่ 33 ตารางการเปรียบเทียบกระบวนการระหว่างการแยกกระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอลและการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์กับการรวมกระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอลและการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์ในปัจจุบัน พ.ศ. 2593 หรือ ค.ศ. 2050 โดยที่ไม่มีราคาคาร์บอนเครดิต

	Stand-alone CO ₂ to MeOH Process				Stand-alone MeOH to olefin process				Separating CO ₂ to MeOH process and MeOH to olefin process				Combining CO ₂ to MeOH process and MeOH to olefin process			
Hydrogen price (\$/ton)	500	500	500	500	-	-	-	-	500	500	500	500	500	500	500	500
CO ₂ emissions (Mton/year)	-4.59	-4.59	-4.59	-4.59	1.75	1.75	1.75	1.75	-2.84	-2.84	-2.84	-2.84	-2.87	-2.87	-2.87	-2.87
Carbon credit price (\$/ton)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Vary case	1.1	1.2	1.3	1.4	2.1	2.2	2.3	2.4	3.1	3.2	3.3	3.4	4.1	4.2	4.3	4.4
Crude Methanol price (\$/ton)	220	240	270	300	220	240	270	300	220	240	270	300	-	-	-	-
Percentage change of olefin product	-	-	-	-	10%	15%	20%	25%	10%	15%	20%	25%	10%	15%	20%	25%
NPV (M\$)	2,971	3,751	4,921	6,091	-3,114	-3,760	-4,984	-6,208	-143	-8	-62	-116	2,354	2,779	3,203	3,627

ตารางที่ 34 ตารางการเปรียบเทียบกระบวนการระหว่างการแยกกระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอลและการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์กับการรวมกระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอลและการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์ในปัจจุบัน พ.ศ. 2593 หรือ ค.ศ. 2050 โดยที่มีราคาคาร์บอนเครดิตเป็น 175 ดอลลาร์ต่อตันคาร์บอนไดออกไซด์

	Stand-alone CO ₂ to MeOH Process				Stand-alone MeOH to olefin process				Separating CO ₂ to MeOH process and MeOH to olefin process				Combining CO ₂ to MeOH process and MeOH to olefin process			
	1.1	1.2	1.3	1.4	2.1	2.2	2.3	2.4	3.1	3.2	3.3	3.4	4.1	4.2	4.3	4.4
Hydrogen price (\$/ton)	500	500	500	500	-	-	-	-	500	500	500	500	500	500	500	500
CO ₂ emissions (Mton/year)	-4.59	-4.59	-4.59	-4.59	1.75	1.75	1.75	1.75	-2.84	-2.84	-2.84	-2.84	-2.87	-2.87	-2.87	-2.87
Carbon credit price (\$/ton)	175	175	175	175	175	175	175	175	175	175	175	175	175	175	175	175
Vary case	1.1	1.2	1.3	1.4	2.1	2.2	2.3	2.4	3.1	3.2	3.3	3.4	4.1	4.2	4.3	4.4
Crude Methanol price (\$/ton)	220	240	270	300	220	240	270	300	220	240	270	300	-	-	-	-
Percentage change of olefin product	-	-	-	-	10%	15%	20%	25%	10%	15%	20%	25%	10%	15%	20%	25%
NPV (M\$)	8,129	8,909	10,078	11,249	-5,491	-6,136	-7,360	-8,584	2,637	2,772	2,718	2,684	5,577	6,001	6,426	6,850

บทที่ 5

สรุปผลการทดลอง

5.1 กระบวนการไฮโดรจีเนชันในการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอล

การเพิ่มความดันและการเพิ่มอัตราส่วนโดยโมลระหว่างไฮโดรเจนและคาร์บอนไดออกไซด์ ส่งผลให้ค่า %conversion ของคาร์บอนไดออกไซด์และ %yield ของเมทานอลเพิ่มสูงขึ้น เนื่องจากการเพิ่มความเข้มข้นของสารตั้งต้น โดยการเพิ่มความดันยังส่งผลให้สารที่อยู่ในกระบวนการนั้นมีปริมาตรเล็กลงทำให้ขนาดของอุปกรณ์ในกระบวนการถึงแม้ว่าจะมีความหนาที่มากขึ้นแต่มีขนาดที่เล็กลงส่งผลให้ค่าอุปกรณ์โดยรวมมีค่าใช้จ่ายที่ถูกลง ดังนั้น กระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอลจึงควรทำปฏิกิริยาที่ความดันสูง ในขณะที่การเพิ่มอัตราส่วนไฮโดรเจนถึงแม้ว่าจะสามารถทำให้เกิดปฏิกิริยาได้มากขึ้น แต่ในขณะเดียวกันการสารตั้งต้นที่ใส่ในปริมาณมากเกินไปทำให้ต้องมีการนำกลับ (Recycle) ที่มากขึ้นส่งผลให้ต้องใช้พลังงานมากขึ้นเช่นเดียวกัน โดยหากเพิ่มอัตราส่วนการไฮโดรเจนและคาร์บอนไดออกไซด์มากกว่า 5 ต่อ 1 จะส่งผลให้มีการใช้พลังงานสูงขึ้น และมี NPV ที่ต่ำลง ดังนั้น อัตราส่วนไฮโดรเจนต่อคาร์บอนไดออกไซด์จึงไม่ควรเกิน 5

การเพิ่มอุณหภูมิส่งผลให้ปฏิกิริยาเกิดได้ดีขึ้น แต่อย่างไรก็ตามการเพิ่มอุณหภูมิมากกว่า 250 องศาเซลเซียส จะส่งผลในทางลบต่อกระบวนการเนื่องจากสมดุลของปฏิกิริยามีค่า Conversion และ Yield ที่ต่ำลง เมื่ออุณหภูมิมีค่าสูงขึ้น ดังนั้น อุณหภูมิที่เหมาะสมสำหรับการทำปฏิกิริยาจึงอยู่ในช่วงไม่เกิน 250 องศาเซลเซียส โดยหากทำการลดอุณหภูมิจากเป็นตัวมีการเพิ่มระยะเวลาในการทำปฏิกิริยาเพื่อทำให้ปฏิกิริยาเข้าใกล้สมดุลมากยิ่งขึ้น

ตัวแปรอัตราส่วนสารต่อตัวเร่งปฏิกิริยา (Space Velocity) ในช่วงที่ทำการศึกษามีผลต่อ Conversion และ Yield ต่ำมาก แต่อย่างไรก็ตาม การลด Space velocity กระบวนการต้องใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาในกระบวนการเพิ่มขึ้นทำให้ต้องเสียค่าตัวเร่งปฏิกิริยาเพิ่มขึ้นอีกทั้งการลด Space velocity ส่งผลทำให้ขนาดของเครื่องปฏิกรณ์ใหญ่ขึ้น ส่งผลให้ NPV ที่ได้ลดลงกว่ากระบวนการพื้นฐาน ในขณะที่การเพิ่ม space velocity ทำให้กระบวนการใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาน้อยลงอีกทั้งการลด Space velocity ส่งผลให้ขนาดของเครื่องปฏิกรณ์เล็กลงแต่กระบวนการมีการใช้ราคาสารานุกรมโพลีเมอร์มากขึ้น ส่งผลให้ NPV ที่ได้ลดลงกว่ากระบวนการพื้นฐาน

ทั้งนี้ สภาวะการดำเนินการที่เหมาะสมกับกระบวนการไฮโดรจีเนชันในการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอล คือ สภาวะการดำเนินการที่อุณหภูมิ 250 องศาเซลเซียส ความดัน 70 บาร์ space velocity 6,000 L/kg_{cat}h และอัตราส่วนโดยโมลระหว่างไฮโดรเจนและคาร์บอนไดออกไซด์เป็น 3 ต่อ 1 โดยมีค่า NPV อยู่ที่ 82.11 ล้านดอลลาร์ โดยค่าใช้จ่ายส่วนใหญ่ของต้นทุนคงที่ (FCI) ของกระบวนการ คือ คอมเพรสเซอร์ (Compressor) โดยคิดเป็น 72.93% ของต้นทุนคงที่ เนื่องจากกระบวนการมีสถานะเป็นแก๊สที่ความดันสูงดังนั้นจึงต้องใช้คอมเพรสเซอร์ในการเพิ่มความดันทำให้คอมเพรสเซอร์มีราคาแพงที่สุดในต้นทุนคงที่ ที่ทำส่วนต้นทุนในการผลิต (COM_p) ส่วนใหญ่ คือ ราคาสารตั้งต้นที่มีสัดส่วนมากถึง 91.99% ของต้นทุนการผลิตเนื่องจากกระบวนการนี้มาจากคาร์บอนไดออกไซด์จากโรงไฟฟ้าที่มีปริมาณคาร์บอนสูงดังนั้นจึงต้องใช้ไฮโดรเจนเพื่อทำปฏิกิริยาสูงทำให้ราคาของสารตั้งต้นสูง ในขณะที่ต้นทุนการผลิตในส่วนของการจัดหาวัตถุดิบมากที่สุด คือ ไฟฟ้าโดยคิดเป็น 76.52% ของต้นทุนการผลิตทั้งหมดเนื่องจากกระบวนการใช้ความดันสูงทำให้คอมเพรสเซอร์ต้องใช้พลังงานมากขึ้นทำให้ค่าไฟฟ้าเป็นมีราคาสูงที่สุดในการใช้สารานุญภาค โดยกระบวนการนี้มีค่าการปลดปล่อยคาร์บอนสุทธิอยู่ที่ -4.592 ล้านตันต่อปี โดยกว่า 37% เป็นการปลดปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์จากการใช้ไฟฟ้าที่คอมเพรสเซอร์ และ 27 % เป็นการปลดปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์จากการเผาไหม้เชื้อเพลิง

นอกจากนี้ เมื่อทำการวิเคราะห์ความอ่อนไหว (Sensitivity) ของกระบวนการพบว่า หากไม่คำนึงถึงคาร์บอนเครดิต ราคาสารตั้งต้นไฮโดรเจนควรมีราคาซื้อไม่เกิน 1,014 ดอลลาร์ต่อตันหากในขณะที่ราคาขายเมทานอล (Crude methanol) ควรสูงกว่าราคา 220 ดอลลาร์ต่อตัน แต่หากกระบวนการคำนึงถึงคาร์บอนเครดิตกระบวนการจะส่งผลทางบวกในเศรษฐกิจมากขึ้น

5.2 สรุปผลการทดลองกระบวนการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์

การศึกษากระบวนการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์ได้นำ Product distribution มาศึกษาในสภาวะการดำเนินการที่อุณหภูมิ 470 องศาเซลเซียส ความดัน 2 บาร์ และ WHSV 5 h⁻¹ โดยมีค่า NPV อยู่ที่ -4,137.91 ล้านดอลลาร์ โดยค่าใช้จ่ายส่วนใหญ่ของต้นทุนคงที่ (FCI) ของกระบวนการ คือ หอกกลั่น (Tower) โดยคิดเป็น 72.93% ของต้นทุนคงที่ เนื่องจากกระบวนการจะเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์โดยโอเลฟินส์ที่ได้ออกมานั้นมีหลายตัว ดังนั้นจึงทำการแยกแต่ละตัวออกจากหอกกลั่นทำให้หอกกลั่นมีราคาที่สูงที่สุด ส่วนต้นทุนในการผลิต (COM_p) ส่วนใหญ่ คือ ราคาสารตั้งต้นที่มีสัดส่วน

มากถึง 89.19% ของต้นทุนการผลิต เนื่องจากกระบวนการนี้จำเป็นต้องรับเมทานอลที่มาจากกระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอลทั้งหมดทำให้ราคาต้นทุนการผลิตนั้นมากที่สุด ในขณะที่ต้นทุนการผลิตในส่วนของสารธาณูปโภคที่มากที่สุด คือ ใอน้ำความดันต่ำ (Low pressure stream) โดยคิดเป็น 35.54% ของต้นทุนสารธาณูปโภคทั้งหมด เนื่องมาจากจำเป็นต้องแยกสารโอเลฟินส์แต่ละตัวออกมาตั้งนั้นจำเป็นต้องใช้พลังงานใอน้ำความดันต่ำในหอกลับเพื่อแยกสารไฮโดรคาร์บอนแต่ละตัว โดยกระบวนการนี้มีค่าการปลดปล่อยคาร์บอนสุทธิอยู่ที่ 1.75 ล้านตันต่อปี โดยกว่า 66.90% เป็นการปลดปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์จากการใช้ใอน้ำความดันต่ำ (Low pressure stream)

นอกจากนี้ เมื่อทำการวิเคราะห์ความอ่อนไหว (Sensitivity) ของกระบวนการพบว่า หากไม่คำนึงถึงคาร์บอนเครดิต ราคาการสารตั้งต้นเมทานอล(Crude methanol) ควรมีราคาซื้อไม่เกิน 148 ดอลลาร์ต่อตันหากว่าราคาโอเลฟินส์ยังไม่เปลี่ยน ในขณะที่ราคาขายโอเลฟินส์ควรสูงกว่าเดิม 40.58% หากว่าราคาเมทานอล (Crude methanol) ยังมีราคา 220 ดอลลาร์ต่อตัน แต่หากกระบวนการคำนึงถึงคาร์บอนเครดิตกระบวนการจะส่งผลกระทบต่อเศรษฐกิจมากขึ้น

5.3 สรุปผลการทดลองการรวมกระบวนการไฮโดรจีเนชันการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอลและกระบวนการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์

การศึกษาการรวมกระบวนการไฮโดรจีเนชันการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอลและกระบวนการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์ได้นำทั้ง 2 กระบวนการมารวมกัน โดยกระบวนการไฮโดรจีเนชันใช้สภาวะการดำเนินการที่อุณหภูมิ 250 องศาเซลเซียส ความดัน 70 บาร์ space velocity 6,000 L/kg_{cat}h และอัตราส่วนโดยโมลระหว่างไฮโดรเจนและคาร์บอนไดออกไซด์เป็น 3 ต่อ 1 และ กระบวนการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์ได้นำ Product distribution มาศึกษาในสภาวะการดำเนินการที่อุณหภูมิ 470 องศาเซลเซียส ความดัน 2 บาร์ และ WHSV 5 h⁻¹ โดยเมื่อรวมกระบวนการทั้ง 2 กระบวนการจะมีค่า NPV อยู่ที่ -1,645.11 ล้านดอลลาร์ โดยค่าใช้จ่ายส่วนใหญ่ของต้นทุนคงที่ (FCI) ของกระบวนการ คือ คอมเพรสเซอร์ (Compressor) โดยคิดเป็น 48.71% ของต้นทุนคงที่) เนื่องจากกระบวนการนี้ใช้ความดันสูงในการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์ไปเป็นเมทานอล ดังนั้นราคาของคอมเพรสเซอร์จึงสูงถึงสูงที่สุดแม้ว่ากระบวนการจะมีการแยกโอเลฟินส์ซึ่งมีราคาสูงแต่อย่างไรก็ตามราคาของคอมเพรสเซอร์จะสูงกว่า ส่วนต้นทุนในการผลิต (COM_p) ส่วนใหญ่ คือ ราคา

สารตั้งต้นที่มีสัดส่วนมากถึง 79.91% ของต้นทุนการผลิตเนื่องจากกระบวนการนี้นำคาร์บอนไดออกไซด์จากโรงไฟฟ้าที่มีปริมาณคาร์บอนสูงดังนั้นจึงต้องใช้ไฮโดรเจนเพื่อทำปฏิกิริยาสูงทำให้ราคาของสารตั้งต้นสูง ในขณะที่ต้นทุนการผลิตในส่วนของสาธารณูปโภคที่มากที่สุดคือพลังงานไฟฟ้าคิดเป็น 34.11% ของต้นทุนสาธารณูปโภคทั้งหมด เนื่องจากกระบวนการมีสถานะเป็นแก๊สที่ความดันสูงทำให้คอมเพลสเซอร์ต้องใช้พลังงานมากขึ้นทำให้ค่าไฟฟ้าเป็นมีราคาสูงที่สุดในการใช้สาธารณูปโภค โดยกระบวนการนี้มีค่าการปลดปล่อยคาร์บอนสุทธิอยู่ที่ -2.87 ล้านตันต่อปี โดยกว่า 48.58% เป็นการปลดปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์จากการใช้น้ำความดันต่ำ (Low pressure steam) และอีก 22.13% เป็นการปลดปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์จากการใช้ไฟฟ้าจากคอมเพรสเซอร์ (Compressor)

นอกจากนี้ เมื่อทำการวิเคราะห์ความอ่อนไหว (Sensitivity) ของกระบวนการพบว่า หากไม่คำนึงถึงคาร์บอนเครดิต ราคาการสารตั้งต้นไฮโดรเจน ควรมีราคาซื้อไม่เกิน 760 ดอลลาร์ต่อตันหากว่าราคาโอเลฟินส์ยังไม่เปลี่ยนแปลง ในขณะที่ราคาขายโอเลฟินส์ควรสูงกว่าเดิม 16.32% หากว่าราคาไฮโดรเจนมีราคา 1,000 ดอลลาร์ต่อตัน แต่หากกระบวนการคำนึงถึงคาร์บอนเครดิตกระบวนการจะส่งผลทางบวกในเศรษฐกิจมากขึ้น

นอกจากนี้ เมื่อทำการเปรียบเทียบการรวมกระบวนการและแยกกระบวนการทั้งสองออกจากกันพบว่าการแยกกระบวนการทั้งสองจะส่งผลทางเศรษฐกิจมากกว่าการรวมกระบวนการ เนื่องจากการแยกกระบวนการทำให้ต้องมีสารตั้งต้นสำรองไว้ทั้งสองกระบวนการทำให้ต้นทุนในการผลิตนั้นสูงขึ้นทำให้ส่งผลทางเศรษฐกิจศาสตร์และการรวมกระบวนการทำให้มีพลังงานที่ใช้ในโครงข่ายแลกเปลี่ยนความร้อน (Heat exchanger network) ได้มากขึ้นส่งผลให้กระบวนการมีการใช้สาธารณูปโภคน้อยลง หากคำนึงถึงคาร์บอนเครดิต การรวมกระบวนการกระบวนการจะส่งผลทางบวกในเศรษฐกิจมากขึ้นมากกว่าการแยกกระบวนการ

ดังนั้นหากโรงไฟฟ้าหากโรงไฟฟ้าต้องการจัดตั้งกระบวนการจัดการคาร์บอนไดออกไซด์ของโรงไฟฟ้าการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอลก็พอเพียงสำหรับทำให้โรงไฟฟ้ามีกำไรมากขึ้นโดยไม่จำเป็นที่จะเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์แม้จะรวมกระบวนการการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอลและกระบวนการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์หรือจะแยกกระบวนการการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอลและกระบวนการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอ

เลขพิ้นส์ออกเป็น 2 กระบวนการก็จะมีมูลค่าปัจจุบันสุทธิน้อยกว่ากระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอลในกระบวนการเดียว

5.4 ข้อเสนอแนะ

1. กระบวนการไฮโดรจีเนชันในงานวิจัยนี้ทำเป็น isothermal process แต่กระบวนการนี้สามารถคิดกระบวนการเป็น Adiabatic process ซึ่งมีแนวโน้มในการมีข้อดีและข้อเสียที่แตกต่างกัน โดยเฉพาะอย่างยิ่งเรื่องการใช้พลังงาน
2. การปรับเปลี่ยนตัวแปรที่เกี่ยวข้องกับเครื่องปฏิกรณ์อาจสามารถปรับและหาจุดเหมาะสมได้ โดยการปรับเปลี่ยนตัวแปรและวิเคราะห์ผ่านการทำ Design of Experiment (DoE)
3. การปรับเปลี่ยนตัวแปรนอกจากที่เครื่องปฏิกรณ์แล้ว สามารถปรับสภาวะการดำเนินการที่อุปกรณ์อื่น ๆ เพื่อศึกษาผลกระทบได้เช่นกัน เช่น หอกลั่น หรือ เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน
4. การจำลองจะมีความน่าเชื่อถือมากยิ่งขึ้น หากสามารถเปรียบเทียบอัตราการใช้พลังงานต่ออัตราการผลิตต่อกระบวนการอื่น

ภาคผนวก ก

ตารางสายกระบวนการและอุปกรณ์ในกระบวนการของกระบวนการเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์
เป็นเมทานอลผ่านกระบวนการไฮโดรจีเนชัน

ก.1 ตารางสายกระบวนการและอุปกรณ์ในกระบวนการสำหรับกระบวนการตั้งต้น (Base Case)

ตารางที่ ก.1.1 ตารางสายกระบวนการสำหรับกระบวนการพื้นฐาน (Base Case)

	Units	CO2FEED	H2FEED	S1	S2	S3	S4	S5	S6
Phase		Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase
Temperature	C	45	30	45	147	50	154	50	115
Pressure	bar	2	200	2	6	6	18	18	36
Mass Vapor Fraction		1	1	1	1	1	1	1	1
Mass Flows	kg/hr	609,822	83,503	625,334	625,334	625,334	625,334	625,334	625,334
H2	kg/hr	0	83,503	28	28	28	28	28	28
CO	kg/hr	0	0	32	32	32	32	32	32
CO2	kg/hr	609,822	0	623,003	623,003	623,003	623,003	623,003	623,003
DME	kg/hr	0	0	49	49	49	49	49	49
CH3OH	kg/hr	0	0	1,971	1,971	1,971	1,971	1,971	1,971
H2O	kg/hr	0	0	250	250	250	250	250	250

	Units	S7	S8	S9	S10	S11	S12	S13	S14
Phase		Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase
Temperature	C	50	81	34	48	48	191	250	250
Pressure	bar	36	50	50	50	50	50	50	50
Mass Vapor Fraction		1	1	1	1	1	1	1	1
Mass Flows	kg/hr	625,334	625,334	83,503	3,925,960	1,962,980	1,962,980	1,962,980	1,962,978
H2	kg/hr	28	28	83,503	436,334	218,167	218,167	218,167	176,416
CO	kg/hr	32	32	0	236,518	118,259	118,259	118,259	118,259
CO2	kg/hr	623,003	623,003	0	3,175,283	1,587,642	1,587,642	1,587,642	1,283,809

DME	kg/hr	49	49	0	3,655	1,828	1,828	1,828	1,844
CH3OH	kg/hr	1,971	1,971	0	66,095	33,047	33,047	33,047	254,232
H2O	kg/hr	250	250	0	8,075	4,038	4,038	4,038	128,417

	Units	S15	S16	S17	S18	S19	S20	S21	S22
Phase								Vapor Phase	Liquid Phase
Temperature	C	122	122	50	122	50	50	50	50
Pressure	bar	50	50	50	50	50	50	50	50
Mass Vapor Fraction		1	1	1	1	1	1	1	0
Mass Flows	kg/hr	1,962,978	981,489	981,489	981,489	981,489	1,962,978	1,608,562	354,416
H2	kg/hr	176,416	88,208	88,208	88,208	88,208	176,416	176,402	14
CO	kg/hr	118,259	59,129	59,129	59,129	59,129	118,259	118,243	16
CO2	kg/hr	1,283,809	641,905	641,905	641,905	641,905	1,283,809	1,276,141	7,669
DME	kg/hr	1,844	922	922	922	922	1,844	1,803	41
CH3OH	kg/hr	254,232	127,116	127,116	127,116	127,116	254,232	32,062	222,171
H2O	kg/hr	128,417	64,209	64,209	64,209	64,209	128,417	3,913	124,505

	Units	S23	S24	S25	S26	S27	S28	S29	S30
Phase			Vapor Phase	Liquid Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	
Temperature	C	50	50	50	48	191	250	250	122
Pressure	bar	2	2	2	50	50	50	50	50
Mass Vapor Fraction		0	1	0	1	1	1	1	1
Mass Flows	kg/hr	354,416	7,756	346,660	1,962,980	1,962,980	1,962,978	1,962,978	1,962,978
H2	kg/hr	14	14	0	218,167	218,167	218,167	176,416	176,416
CO	kg/hr	16	16	0	118,259	118,259	118,259	118,259	118,259
CO2	kg/hr	7,669	6,590	1,078	1,587,642	1,587,642	1,587,641	1,283,809	1,283,809
DME	kg/hr	41	25	16	1,828	1,828	1,826	1,844	1,844
CH3OH	kg/hr	222,171	986	221,185	33,047	33,047	33,047	254,232	254,232
H2O	kg/hr	124,505	125	124,380	4,038	4,038	4,038	128,417	128,417

	Units	S31	S32	S33	S34	S35	S36	S37	S38
Phase							Vapor Phase	Liquid Phase	
Temperature	C	122	50	122	50	50	50	50	50
Pressure	bar	50	50	50	50	50	50	50	2
Mass Vapor Fraction		1	1	1	1	1	1	0	0
Mass Flows	kg/hr	981,489	981,489	981,489	981,489	1,962,978	1,608,562	354,416	354,416
H2	kg/hr	88,208	88,208	88,208	88,208	176,416	176,402	14	14
CO	kg/hr	59,129	59,129	59,129	59,129	118,259	118,243	16	16
CO2	kg/hr	641,905	641,905	641,905	641,905	1,283,809	1,276,141	7,669	7,669
DME	kg/hr	922	922	922	922	1,844	1,803	41	41
CH3OH	kg/hr	127,116	127,116	127,116	127,116	254,232	32,062	222,171	222,171
H2O	kg/hr	64,209	64,209	64,209	64,209	128,417	3,913	124,505	124,505

	Units	S39	S40	S41
Phase		Vapor Phase	Liquid Phase	Vapor Phase
Temperature	C	50	50	50
Pressure	bar	2	2	50
Mass Vapor Fraction		1	0	1
Mass Flows	kg/hr	7,756	346,660	3,217,124
H2	kg/hr	14	0	352,803
CO	kg/hr	16	0	236,485
CO2	kg/hr	6,590	1,078	2,552,281
DME	kg/hr	25	16	3,606
CH3OH	kg/hr	986	221,185	64,124
H2O	kg/hr	125	124,380	7,825

ตารางที่ ก.1.2 ตารางอุปกรณ์สำหรับกระบวนการตั้งต้น (Base Case)

Compressor	COMP101	COMP102	COMP103	COMP104
Pressure Inlet [Bar]	2	6	18	36
Pressure Outlet [Bar]	6	18	36	50
Temperature Inlet [C]	45	50	50	50
Temperature Outlet [C]	147	154	115	81
Driver power [kW]	16,031	15,981	9,129	3,779
Driver type	MOTOR	MOTOR	MOTOR	MOTOR

Heat exchanger	HX101	HX102	HX103	HX104	HX105	HX106	HX107	HX108	HX109
Heat transfer area [sqm]	1,341	962	722	3,994	2,131	2,131	3,994	2,131	2,131
Pressure Inlet [Bar]	6	18	36	50	50	50	50	50	50
Pressure Outlet [Bar]	6	18	36	50	50	50	50	50	50
Temperature Inlet [C]	147	154	115	48	122	122	48	122	122
Temperature Outlet [C]	50	50	50	191	50	50	191	50	50
Heat duty [kw]	-15,876	-17,844	-12,239	197,165	-108,986	-108,986	197,165	-108,986	-108,986

CHULALONGKORN UNIVERSITY

Fire heat	FIRE101	FIRE102
Pressure Inlet [Bar]	50	50
Pressure Outlet [Bar]	50	50
Temperature Inlet [C]	191	191
Temperature Outlet [C]	250	250
Heat duty [kw]	82,851	82,851

Reactor	R101	R102

Type of reactor	Fixed bed	Fixed bed		
Thermodynamic process	Isothermal	Isothermal		
Operating temperature	250	250		
Operating Pressure	50	50		
Heat duty [kw]	-116,343	-116,343		
Vessel	V101	V102	V103	V104
Vessel Orientation	Horizontal vessel	Vertical vessel	Horizontal vessel	Vertical vessel
Operating temperature	50	50	50	50
Operating Pressure	50	2	50	2



ก.2 ตารางสายกระบวนการและอุปกรณ์ในกระบวนการลดการไหลต่อน้ำหนักปฏิกิริยา

ตารางที่ ก.2.1 ตารางสายกระบวนการสำหรับกระบวนการลดการไหลต่อน้ำหนักปฏิกิริยา

	Units	CO2FEED	H2FEED	S1	S2	S3	S4	S5	S6
Phase		Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase
Temperature	C	45	30	45	147	50	154	50	115
Pressure	bar	2	200	2	6	6	18	18	36
Mass Vapor Fraction		1	1	1	1	1	1	1	1
Mass Flows	kg/hr	609,822	83,503	625,345	625,345	625,345	625,345	625,345	625,345
H2	kg/hr	0	83,503	28	28	28	28	28	28
CO	kg/hr	0	0	33	33	33	33	33	33
CO2	kg/hr	609,822	0	622,993	622,993	622,993	622,993	622,993	622,993
DME	kg/hr	0	0	68	68	68	68	68	68
CH3OH	kg/hr	0	0	1,972	1,972	1,972	1,972	1,972	1,972
H2O	kg/hr	0	0	250	250	250	250	250	250

	Units	S7	S8	S9	S10	S11	S12	S13	S14
Phase		Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase
Temperature	C	50	81	34	48	48	191	250	250
Pressure	bar	36	50	50	50	50	50	50	50
Mass Vapor Fraction		1	1	1	1	1	1	1	1
Mass Flows	kg/hr	625,345	625,345	83,503	3,881,280	1,940,640	1,940,640	1,940,640	1,940,638
H2	kg/hr	28	28	83,503	430,866	215,433	215,433	215,433	173,682
CO	kg/hr	33	33	0	236,835	118,418	118,418	118,418	118,418
CO2	kg/hr	622,993	622,993	0	3,135,496	1,567,748	1,567,748	1,567,748	1,263,914
DME	kg/hr	68	68	0	4,967	2,484	2,484	2,484	2,508
CH3OH	kg/hr	1,972	1,972	0	65,154	32,577	32,577	32,577	253,753
H2O	kg/hr	250	250	0	7,961	3,981	3,981	3,981	128,364

	Units	S15	S16	S17	S18	S19	S20	S21	S22
Phase								Vapor Phase	Liquid Phase
Temperature	C	122	122	50	122	50	50	50	50
Pressure	bar	50	50	50	50	50	50	50	50
Mass Vapor Fraction		1	1	1	1	1	1	1	0
Mass Flows	kg/hr	1,940,638	970,319	970,319	970,319	970,319	1,940,638	1,586,218	354,421
H2	kg/hr	173,682	86,841	86,841	86,841	86,841	173,682	173,668	14
CO	kg/hr	118,418	59,209	59,209	59,209	59,209	118,418	118,401	17
CO2	kg/hr	1,263,914	631,957	631,957	631,957	631,957	1,263,914	1,256,252	7,663
DME	kg/hr	2,508	1,254	1,254	1,254	1,254	2,508	2,451	57
CH3OH	kg/hr	253,753	126,877	126,877	126,877	126,877	253,753	31,591	222,163
H2O	kg/hr	128,364	64,182	64,182	64,182	64,182	128,364	3,856	124,508

	Units	S23	S24	S25	S26	S27	S28	S29	S30
Phase			Vapor Phase	Liquid Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	
Temperature	C	50	50	50	48	191	250	250	122
Pressure	bar	2	2	2	50	50	50	50	50
Mass Vapor Fraction		0	1	0	1	1	1	1	1
Mass Flows	kg/hr	354,421	7,761	346,659	1,940,640	1,940,640	1,940,638	1,940,638	1,940,638
H2	kg/hr	14	14	0	215,433	215,433	215,433	173,682	173,682
CO	kg/hr	17	16	0	118,418	118,418	118,417	118,418	118,418
CO2	kg/hr	7,663	6,586	1,077	1,567,748	1,567,748	1,567,748	1,263,914	1,263,914
DME	kg/hr	57	34	23	2,484	2,484	2,482	2,508	2,508
CH3OH	kg/hr	222,163	986	221,176	32,577	32,577	32,577	253,753	253,753
H2O	kg/hr	124,508	125	124,383	3,981	3,981	3,981	128,364	128,364

	Units	S31	S32	S33	S34	S35	S36	S37	S38
Phase							Vapor Phase	Liquid Phase	
Temperature	C	122	50	122	50	50	50	50	50
Pressure	bar	50	50	50	50	50	50	50	2
Mass Vapor Fraction		1	1	1	1	1	1	0	0
Mass Flows	kg/hr	970,319	970,319	970,319	970,319	1,940,638	1,586,218	354,421	354,421
H2	kg/hr	86,841	86,841	86,841	86,841	173,682	173,668	14	14
CO	kg/hr	59,209	59,209	59,209	59,209	118,418	118,401	17	17
CO2	kg/hr	631,957	631,957	631,957	631,957	1,263,914	1,256,252	7,663	7,663
DME	kg/hr	1,254	1,254	1,254	1,254	2,508	2,451	57	57
CH3OH	kg/hr	126,877	126,877	126,877	126,877	253,753	31,591	222,163	222,163
H2O	kg/hr	64,182	64,182	64,182	64,182	128,364	3,856	124,508	124,508

	Units	S39	S40	S41
Phase		Vapor Phase	Liquid Phase	
Temperature	C	50	50	50
Pressure	bar	2	2	50
Mass Vapor Fraction		1	0	1
Mass Flows	kg/hr	7,761	346,659	3,172,435
H2	kg/hr	14	0	347,335
CO	kg/hr	16	0	236,802
CO2	kg/hr	6,586	1,077	2,512,503
DME	kg/hr	34	23	4,902
CH3OH	kg/hr	986	221,176	63,182
H2O	kg/hr	125	124,383	7,711

ตารางที่ ก.2.2 ตารางอุปกรณ์สำหรับกระบวนการลดการไหลต่อน้ำหนักปฏิกิริยา

Compressor	COMP101	COMP102	COMP103	COMP104
Pressure Inlet [Bar]	2	6	18	36
Pressure Outlet [Bar]	6	18	36	50
Temperature Inlet [C]	45	50	50	50
Temperature Outlet [C]	147	154	115	81
Driver power [kW]	16,031	15,981	9,129	3,779
Driver type	MOTOR	MOTOR	MOTOR	MOTOR

Heat exchanger	HX101	HX102	HX103	HX104	HX105	HX106	HX107	HX108	HX109
Heat transfer area [sqm]	1,341	962	722	3,977	2,113	2,113	3,977	2,113	2,113
Pressure Inlet [Bar]	6	18	36	50	50	50	50	50	50
Pressure Outlet [Bar]	6	18	36	50	50	50	50	50	50
Temperature Inlet [C]	147	154	115	48	122	122	48	122	122
Temperature Outlet [C]	50	50	50	191	50	50	191	50	50
Heat duty [kw]	-15,876	-17,844	-12,239	195,330	-108,244	-108,244	195,330	-108,244	108,244

Fire heat	FIRE101	FIRE102
Pressure Inlet [Bar]	50	50
Pressure Outlet [Bar]	50	50
Temperature Inlet [C]	191	191
Temperature Outlet [C]	250	250
Heat duty [kw]	81,381	81,381

Reactor	R101	R102
Type of reactor	Fixed bed	Fixed bed
Thermodynamic process	Isothermal	Isothermal
Operating temperature	250	250
Operating Pressure	50	50
Heat duty [kw]	-116,343	-116,343

Vessel	V101	V102	V103	V104
Vessel Orientation	Horizontal vessel	Vertical vessel	Horizontal vessel	Vertical vessel
Operating temperature	50	50	50	50
Operating Pressure	50	2	50	2



ก.3 ตารางสายกระบวนการและอุปกรณ์ในกระบวนการเพิ่มการไหลต่อน้ำหนักปฏิริยา

ตารางที่ ก.3.1 ตารางสายกระบวนการเพิ่มการไหลต่อน้ำหนักปฏิริยา

	Units	CO2FEED	H2FEED	S1	S2	S3	S4	S5	S6
Phase		Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase
Temperature	C	45	30	45	147	50	154	50	115
Pressure	bar	2	200	2	6	6	18	18	36
Mass Vapor Fraction		1	1	1	1	1	1	1	1
Mass Flows	kg/hr	609,822	83,503	625,350	625,350	625,350	625,350	625,350	625,350
H2	kg/hr	0	83,503	28	28	28	28	28	28
CO	kg/hr	0	0	31	31	31	31	31	31
CO2	kg/hr	609,822	0	623,024	623,024	623,024	623,024	623,024	623,024
DME	kg/hr	0	0	44	44	44	44	44	44
CH3OH	kg/hr	0	0	1,973	1,973	1,973	1,973	1,973	1,973
H2O	kg/hr	0	0	250	250	250	250	250	250

	Units	S7	S8	S9	S10	S11	S12	S13	S14
Phase		Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase
Temperature	C	50	81	34	48	48	189	250	250
Pressure	bar	36	50	50	50	50	50	50	50
Mass Vapor Fraction		1	1	1	1	1	1	1	1
Mass Flows	kg/hr	625,350	625,350	83,503	4,019,829	2,009,914	2,009,914	2,009,914	2,009,914
H2	kg/hr	28	28	83,503	447,509	223,755	223,755	223,755	182,003
CO	kg/hr	31	31	0	236,013	118,007	118,007	118,007	118,007
CO2	kg/hr	623,024	623,024	0	3,256,608	1,628,304	1,628,304	1,628,304	1,324,473
DME	kg/hr	44	44	0	3,345	1,673	1,673	1,673	1,689
CH3OH	kg/hr	1,973	1,973	0	68,040	34,020	34,020	34,020	255,208
H2O	kg/hr	250	250	0	8,313	4,156	4,156	4,156	128,535

	Units	S15	S16	S17	S18	S19	S20	S21	S22
Phase								Vapor Phase	Liquid Phase
Temperature	C	122	122	50	122	50	50	50	50
Pressure	bar	50	50	50	50	50	50	50	50
Mass Vapor Fraction		1	1	1	1	1	1	1	-
Mass Flows	kg/hr	2,009,914	1,004,957	1,004,957	1,004,957	1,004,957	2,009,914	1,655,490	354,424
H2	kg/hr	182,003	91,002	91,002	91,002	91,002	182,003	181,989	14
CO	kg/hr	118,007	59,003	59,003	59,003	59,003	118,007	117,991	16
CO2	kg/hr	1,324,473	662,236	662,236	662,236	662,236	1,324,473	1,316,793	7,680
DME	kg/hr	1,689	844	844	844	844	1,689	1,652	37
CH3OH	kg/hr	255,208	127,604	127,604	127,604	127,604	255,208	33,034	222,174
H2O	kg/hr	128,535	64,268	64,268	64,268	64,268	128,535	4,031	124,504

	Units	S23	S24	S25	S26	S27	S28	S29	S30
Phase			Vapor Phase	Liquid Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	
Temperature	C	50	50	50	48	189	250	250	122
Pressure	bar	2	2	2	50	50	50	50	50
Mass Vapor Fraction		0	1	-	1	1	1	1	1
Mass Flows	kg/hr	354,424	7,764	346,660	2,009,914	2,009,914	2,009,914	2,009,914	2,009,914
H2	kg/hr	14	14	0	223,755	223,755	223,755	182,003	182,003
CO	kg/hr	16	16	0	118,007	118,007	118,007	118,007	118,007
CO2	kg/hr	7,680	6,601	1,079	1,628,304	1,628,304	1,628,304	1,324,473	1,324,473
DME	kg/hr	37	22	15	1,673	1,673	1,673	1,689	1,689
CH3OH	kg/hr	222,174	987	221,187	34,020	34,020	34,020	255,208	255,208
H2O	kg/hr	124,504	125	124,379	4,156	4,156	4,156	128,535	128,535

	Units	S31	S32	S33	S34	S35	S36	S37	S38
Phase							Vapor Phase	Liquid Phase	
Temperature	C	122	50	122	50	50	50	50	50
Pressure	bar	50	50	50	50	50	50	50	2
Mass Vapor Fraction		1	1	1	1	1	1	0	0
Mass Flows	kg/hr	1,004,957	1,004,957	1,004,957	1,004,957	2,009,914	1,655,490	354,424	354,424
H2	kg/hr	91,002	91,002	91,002	91,002	182,003	181,989	14	14
CO	kg/hr	59,003	59,003	59,003	59,003	118,007	117,991	16	16
CO2	kg/hr	662,236	662,236	662,236	662,236	1,324,473	1,316,793	7,680	7,680
DME	kg/hr	844	844	844	844	1,689	1,652	37	37
CH3OH	kg/hr	127,604	127,604	127,604	127,604	255,208	33,034	222,174	222,174
H2O	kg/hr	64,268	64,268	64,268	64,268	128,535	4,031	124,504	124,504

	Units	S39	S40	S41
Phase		Vapor Phase	Liquid Phase	Vapor Phase
Temperature	C	50	50	50
Pressure	bar	2	2	50
Mass Vapor Fraction		1	0	1
Mass Flows	kg/hr	7,764	346,660	3,310,981
H2	kg/hr	14	0	363,979
CO	kg/hr	16	0	235,982
CO2	kg/hr	6,601	1,079	2,633,585
DME	kg/hr	22	15	3,305
CH3OH	kg/hr	987	221,187	66,067
H2O	kg/hr	125	124,379	8,063

ตารางที่ ก.3.2 ตารางอุปกรณ์สำหรับกระบวนการเพิ่มการไหลต่อน้ำหนักปฏิกิริยา

Compressor	COMP101	COMP102	COMP103	COMP104
Pressure Inlet [Bar]	2	6	18	36
Pressure Outlet [Bar]	6	18	36	50
Temperature Inlet [C]	45	50	50	50
Temperature Outlet [C]	147	154	115	81
Driver power [kW]	16,031	15,981	9,129	3,779
Driver type	MOTOR	MOTOR	MOTOR	MOTOR

Heat exchanger	HX101	HX102	HX103	HX104	HX105	HX106	HX107	HX108	HX109
Heat transfer area [sqm]	1,341	962	722	3,948	2,176	2,176	3,948	2,176	2,131
Pressure Inlet [Bar]	6	18	36	50	50	50	50	50	50
Pressure Outlet [Bar]	6	18	36	50	50	50	50	50	50
Temperature Inlet [C]	147	154	115	48	122	122	48	122	122
Temperature Outlet [C]	50	50	50	191	50	50	191	50	50
Heat duty [kw]	-15,876	-17,844	-12,239	199,740	-111,168	-111,168	199,740	-111,168	-111,168

Fire heat	FIRE101	FIRE102
Pressure Inlet [Bar]	50	50
Pressure Outlet [Bar]	50	50
Temperature Inlet [C]	189	189
Temperature Outlet [C]	250	250
Heat duty [kw]	87,192	87,192

Reactor	R101	R102
Type of reactor	Fixed bed	Fixed bed
Thermodynamic process	Isothermal	Isothermal
Operating temperature	250	250
Operating Pressure	50	50
Heat duty [kw]	-116,305	-116,305

Vessel	V101	V102	V103	V104
Vessel Orientation	Horizontal vessel	Vertical vessel	Horizontal vessel	Vertical vessel
Operating temperature	50	50	50	50
Operating Pressure	50	2	50	2



ก.4 ตารางสายกระบวนการและอุปกรณ์ในกระบวนการเพิ่มอัตราส่วนโดยโมลระหว่างไฮโดรเจน
และคาร์บอนไดออกไซด์เป็น 5 ต่อ 1

	Units	CO2FEED	H2FEED	S1	S2	S3	S4	S5	S6
Phase		Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase
Temperature	C	45	30	45	147	50	154	50	115
Pressure	bar	2	200	2	6	6	18	18	36
Mass Vapor Fraction		1	1	1	1	1	1	1	1
Mass Flows	kg/hr	609,822	83,520	618,413	618,413	618,413	618,413	618,413	618,413
H2	kg/hr	0	83,520	31	31	31	31	31	31
CO	kg/hr	0	0	23	23	23	23	23	23
CO2	kg/hr	609,822	0	616,984	616,984	616,984	616,984	616,984	616,984
DME	kg/hr	0	0	65	65	65	65	65	65
CH3OH	kg/hr	0	0	1,163	1,163	1,163	1,163	1,163	1,163
H2O	kg/hr	0	0	148	148	148	148	148	148

ตารางที่ ก.4.1 ตารางสายกระบวนการเพิ่มอัตราส่วนโดยโมลระหว่างไฮโดรเจนและ
คาร์บอนไดออกไซด์

	Units	CO2FEED	H2FEED	S1	S2	S3	S4	S5	S6
Phase		Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase
Temperature	C	45	30	45	147	50	154	50	115
Pressure	bar	2	200	2	6	6	18	18	36
Mass Vapor Fraction		1	1	1	1	1	1	1	1
Mass Flows	kg/hr	609,822	83,520	618,413	618,413	618,413	618,413	618,413	618,413
H2	kg/hr	0	83,520	31	31	31	31	31	31
CO	kg/hr	0	0	23	23	23	23	23	23
CO2	kg/hr	609,822	0	616,984	616,984	616,984	616,984	616,984	616,984
DME	kg/hr	0	0	65	65	65	65	65	65
CH3OH	kg/hr	0	0	1,163	1,163	1,163	1,163	1,163	1,163
H2O	kg/hr	0	0	148	148	148	148	148	148

	Units	S7	S8	S9	S10	S11	S12	S13	S14
Phase		Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase
Temperature	C	50	81	34	48	48	190	250	250
Pressure	bar	36	50	50	50	50	50	50	50
Mass Vapor Fraction		1	1	1	1	1	1	1	1
Mass Flows	kg/hr	618,413	618,413	83,520	3,010,914	1,505,457	1,505,457	1,505,457	1,505,454
H2	kg/hr	31	31	83,520	512,324	256,162	256,162	256,162	214,402
CO	kg/hr	23	23	0	182,164	91,082	91,082	91,082	91,082
CO2	kg/hr	616,984	616,984	0	2,236,967	1,118,483	1,118,483	1,118,483	814,590
DME	kg/hr	65	65	0	6,414	3,207	3,207	3,207	3,245
CH3OH	kg/hr	1,163	1,163	0	65,058	32,529	32,529	32,529	253,728
H2O	kg/hr	148	148	0	7,986	3,993	3,993	3,993	128,407

	Units	S15	S16	S17	S18	S19	S20	S21	S22
Phase								Vapor Phase	Liquid Phase
Temperature	C	121	121	50	121	50	50	50	50
Pressure	bar	50	50	50	50	50	50	50	50
Mass Vapor Fraction		1	1	1	1	1	1	1	0
Mass Flows	kg/hr	1,505,454	752,727	752,727	752,727	752,727	1,505,454	1,154,491	350,963
H2	kg/hr	214,402	107,201	107,201	107,201	107,201	214,402	214,387	16
CO	kg/hr	91,082	45,541	45,541	45,541	45,541	91,082	91,071	11
CO2	kg/hr	814,590	407,295	407,295	407,295	407,295	814,590	809,991	4,598
DME	kg/hr	3,245	1,623	1,623	1,623	1,623	3,245	3,175	70
CH3OH	kg/hr	253,728	126,864	126,864	126,864	126,864	253,728	31,948	221,780
H2O	kg/hr	128,407	64,204	64,204	64,204	64,204	128,407	3,919	124,488

	Units	S23	S24	S25	S26	S27	S28	S29	S30
Phase			Vapor Phase	Liquid Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	
Temperature	C	50	50	50	48	190	250	250	121
Pressure	bar	2	2	2	50	50	50	50	50
Mass Vapor Fraction		0	1	0	1	1	1	1	1
Mass Flows	kg/hr	350,963	4,296	346,667	1,505,457	1,505,457	1,505,456	1,505,456	1,505,456
H2	kg/hr	16	15	0	256,162	256,162	256,162	214,402	214,402
CO	kg/hr	11	11	0	91,082	91,082	91,082	91,082	91,082
CO2	kg/hr	4,598	3,581	1,017	1,118,483	1,118,483	1,118,483	814,590	814,590
DME	kg/hr	70	32	37	3,207	3,207	3,206	3,247	3,247
CH3OH	kg/hr	221,780	581	221,199	32,529	32,529	32,529	253,728	253,728
H2O	kg/hr	124,488	74	124,414	3,993	3,993	3,993	128,407	128,407

	Units	S31	S32	S33	S34	S35	S36	S37	S38
Phase							Vapor Phase	Liquid Phase	
Temperature	C	121	50	121	50	50	50	50	50
Pressure	bar	50	50	50	50	50	50	50	2
Mass Vapor Fraction		1	1	1	1	1	1	0	0
Mass Flows	kg/hr	752,728	752,728	752,728	752,728	1,505,456	1,154,493	350,963	350,963
H2	kg/hr	107,201	107,201	107,201	107,201	214,402	214,387	16	16
CO	kg/hr	45,541	45,541	45,541	45,541	91,082	91,071	11	11
CO2	kg/hr	407,295	407,295	407,295	407,295	814,590	809,992	4,598	4,598
DME	kg/hr	1,623	1,623	1,623	1,623	3,247	3,177	70	70
CH3OH	kg/hr	126,864	126,864	126,864	126,864	253,728	31,948	221,780	221,780
H2O	kg/hr	64,204	64,204	64,204	64,204	128,407	3,919	124,488	124,488

	Units	S39	S40	S41
Phase		Vapor Phase	Liquid Phase	
Temperature	C	50	50	50
Pressure	bar	2	2	50
Mass Vapor Fraction		1	0	1
Mass Flows	kg/hr	4,296	346,667	2,308,984
H2	kg/hr	15	0	428,774
CO	kg/hr	11	0	182,141
CO2	kg/hr	3,581	1,017	1,619,983
DME	kg/hr	32	37	6,352
CH3OH	kg/hr	581	221,199	63,896
H2O	kg/hr	74	124,414	7,838

ตารางที่ ก.4.2 ตารางอุปกรณ์สำหรับกระบวนการเพิ่มอัตราส่วนโดยโมลระหว่างไฮโดรเจนและคาร์บอนไดออกไซด์เป็น 5 ต่อ 1

Compressor	COMP101	COMP102	COMP103	COMP104
Pressure Inlet [Bar]	2	6	18	36
Pressure Outlet [Bar]	6	18	36	50
Temperature Inlet [C]	45	50	50	50
Temperature Outlet [C]	147	154	115	81
Driver power [kW]	15,843	15,797	9,027	3,739
Driver type	MOTOR	MOTOR	MOTOR	MOTOR

Heat exchanger	HX101	HX102	HX103	HX104	HX105	HX106	HX107	HX108	HX109
Heat transfer area [sqm]	1,325	950	713	3,989	2,158	2,158	3,989	2,158	2,158
Pressure Inlet [Bar]	6	18	36	50	50	50	50	50	50
Pressure Outlet [Bar]	6	18	36	50	50	50	50	50	50
Temperature Inlet [C]	147	154	115	48	121	121	48	121	121
Temperature Outlet [C]	50	50	50	190	50	50	190	50	50
Heat duty [kw]	-15,680	-17,630	-12,084	197,910	-109,966	-109,966	197,910	-109,966	-109,966

Fire heat	FIRE101	FIRE102
Pressure Inlet [Bar]	50	50
Pressure Outlet [Bar]	50	50
Temperature Inlet [C]	190	190
Temperature Outlet [C]	250	250
Heat duty [kw]	84,227	84,227

Reactor	R101	R102
Type of reactor	Fixed bed	Fixed bed
Thermodynamic process	Isothermal	Isothermal
Operating temperature	250	250
Operating Pressure	50	50
Heat duty [kw]	-115,593	-115,593

Vessel	V101	V102	V103	V104
Vessel Orientation	Horizontal vessel	Vertical vessel	Horizontal vessel	Vertical vessel
Operating temperature	50	50	50	50
Operating Pressure	50	2	50	2

ก.5 ตารางสายกระบวนการและอุปกรณ์ในกระบวนการเพิ่มอัตราส่วนโดยโมลระหว่างไฮโดรเจนและคาร์บอนไดออกไซด์เป็น 7 ต่อ 1

ตารางที่ ก.5.1 ตารางสายกระบวนการเพิ่มอัตราส่วนโดยโมลระหว่างไฮโดรเจนและคาร์บอนไดออกไซด์เป็น 7 ต่อ 1

	Units	CO2FEED	H2FEED	S1	S2	S3	S4	S5	S6
Phase		Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase
Temperature	C	45	30	45	147	50	154	50	115
Pressure	bar	2	200	2	6	6	18	18	36
Mass Vapor Fraction		1	1	1	1	1	1	1	1
Mass Flows	kg/hr	609,822	83,540	615,182	615,182	615,182	615,182	615,182	615,182
H2	kg/hr	0	83,540	32	32	32	32	32	32
CO	kg/hr	0	0	18	18	18	18	18	18
CO2	kg/hr	609,822	0	614,191	614,191	614,191	614,191	614,191	614,191
DME	kg/hr	0	0	74	74	74	74	74	74
CH3OH	kg/hr	0	0	769	769	769	769	769	769
H2O	kg/hr	0	0	98	98	98	98	98	98

	Units	S7	S8	S9	S10	S11	S12	S13	S14
Phase		Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase
Temperature	C	50	81	34	48	48	186	250	250
Pressure	bar	36	50	50	50	50	50	50	50
Mass Vapor Fraction		1	1	1	1	1	1	1	1
Mass Flows	kg/hr	615,182	615,182	83,540	2,679,967	1,339,983	1,339,983	1,339,983	1,339,977
H2	kg/hr	32	32	83,540	589,741	294,871	294,871	294,871	253,101
CO	kg/hr	18	18	0	162,370	81,185	81,185	81,185	81,185
CO2	kg/hr	614,191	614,191	0	1,839,282	919,641	919,641	919,641	615,679
DME	kg/hr	74	74	0	10,293	5,147	5,147	5,147	5,214
CH3OH	kg/hr	769	769	0	69,703	34,852	34,852	34,852	256,056
H2O	kg/hr	98	98	0	8,577	4,288	4,288	4,288	128,740

	Units	S15	S16	S17	S18	S19	S20	S21	S22
Phase								Vapor Phase	Liquid Phase
Temperature	C	121	121	50	121	50	50	50	50
Pressure	bar	50	50	50	50	50	50	50	50
Mass Vapor Fraction		1	1	1	1	1	1	1	-
Mass Flows	kg/hr	1,339,977	669,988	669,988	669,988	669,988	1,339,977	990,628	349,349
H2	kg/hr	253,101	126,551	126,551	126,551	126,551	253,101	253,085	16
CO	kg/hr	81,185	40,593	40,593	40,593	40,593	81,185	81,176	9
CO2	kg/hr	615,679	307,840	307,840	307,840	307,840	615,679	612,547	3,132
DME	kg/hr	5,214	2,607	2,607	2,607	2,607	5,214	5,112	102
CH3OH	kg/hr	256,056	128,028	128,028	128,028	128,028	256,056	34,467	221,589
H2O	kg/hr	128,740	64,370	64,370	64,370	64,370	128,740	4,239	124,501

	Units	S23	S24	S25	S26	S27	S28	S29	S30
Phase			Vapor Phase	Liquid Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	
Temperature	C	51	51	51	48	186	250	250	121
Pressure	bar	2	2	2	50	50	50	50	50
Mass Vapor Fraction		0	1	0	1	1	1	1	1
Mass Flows	kg/hr	349,349	2,680	346,669	1,339,983	1,339,983	1,339,977	1,339,977	1,339,977
H2	kg/hr	16	16	0	294,871	294,871	294,870	253,101	253,101
CO	kg/hr	9	9	0	81,185	81,185	81,185	81,185	81,185
CO2	kg/hr	3,132	2,184	948	919,641	919,641	919,638	615,679	615,679
DME	kg/hr	102	37	65	5,147	5,147	5,144	5,214	5,214
CH3OH	kg/hr	221,589	385	221,204	34,852	34,852	34,852	256,056	256,056
H2O	kg/hr	124,501	49	124,452	4,288	4,288	4,288	128,740	128,740

	Units	S31	S32	S33	S34	S35	S36	S37	S38
Phase							Vapor Phase	Liquid Phase	
Temperature	C	121	50	121	50	50	50	50	51
Pressure	bar	50	50	50	50	50	50	50	2
Mass Vapor Fraction		1	1	1	1	1	1	0	0
Mass Flows	kg/hr	669,988	669,988	669,988	669,988	1,339,977	990,628	349,349	349,349
H2	kg/hr	126,551	126,551	126,551	126,551	253,101	253,085	16	16
CO	kg/hr	40,593	40,593	40,593	40,593	81,185	81,176	9	9
CO2	kg/hr	307,840	307,840	307,840	307,840	615,679	612,547	3,132	3,132
DME	kg/hr	2,607	2,607	2,607	2,607	5,214	5,112	102	102
CH3OH	kg/hr	128,028	128,028	128,028	128,028	256,056	34,467	221,589	221,589
H2O	kg/hr	64,370	64,370	64,370	64,370	128,740	4,239	124,501	124,501

	Units	S39	S40	S41
Phase		Vapor Phase	Liquid Phase	Vapor Phase
Temperature	C	51	51	50
Pressure	bar	2	2	50
Mass Vapor Fraction		1	0	1
Mass Flows	kg/hr	2,680	346,669	1,981,255
H2	kg/hr	16	0	506,170
CO	kg/hr	9	0	162,353
CO2	kg/hr	2,184	948	1,225,095
DME	kg/hr	37	65	10,224
CH3OH	kg/hr	385	221,204	68,935
H2O	kg/hr	49	124,452	8,478

ตารางที่ ก.5.2 ตารางอุปกรณ์สำหรับกระบวนการเพิ่มอัตราส่วนโดยโมลระหว่างไฮโดรเจนและคาร์บอนไดออกไซด์เป็น 7 ต่อ 1

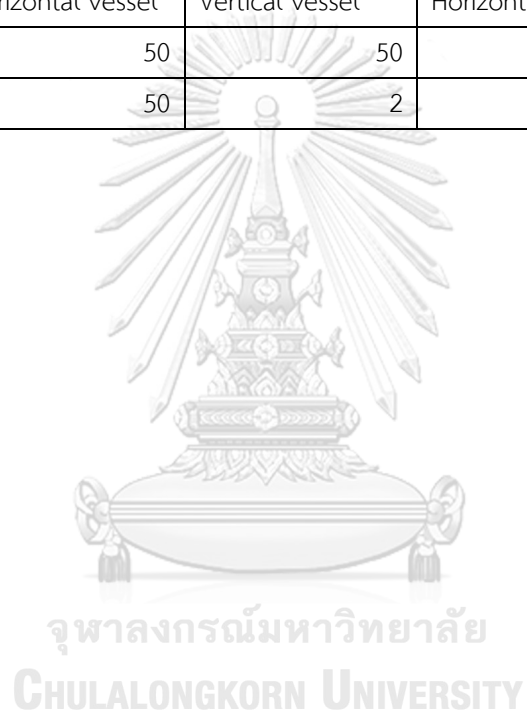
Compressor	COMP101	COMP102	COMP103	COMP104
Pressure Inlet [Bar]	2	6	18	36
Pressure Outlet [Bar]	6	18	36	50
Temperature Inlet [C]	45	50	50	50
Temperature Outlet [C]	147	154	115	81
Driver power [kW]	15,754	15,711	8,978	3,720
Driver type	MOTOR	MOTOR	MOTOR	MOTOR

Heat exchanger	HX101	HX102	HX103	HX104	HX105	HX106	HX107	HX108	HX109
Heat transfer area [sqm]	1,325	950	713	3,989	2,158	2,158	3,989	2,158	2,158
Pressure Inlet [Bar]	6	18	36	50	50	50	50	50	50
Pressure Outlet [Bar]	6	18	36	50	50	50	50	50	50
Temperature Inlet [C]	147	154	115	48	121	121	48	121	121
Temperature Outlet [C]	50	50	50	186	50	50	186	50	50
Heat duty [kw]	-15,588	-17,530	-12,011	205,990	-116,021	-116,021	205,990	-116,021	-116,021

Fire heat	FIRE101	FIRE102
Pressure Inlet [Bar]	50	50
Pressure Outlet [Bar]	50	50
Temperature Inlet [C]	186	186
Temperature Outlet [C]	250	250
Heat duty [kw]	96,004	96,004

Reactor	R101	R102
Type of reactor	Fixed bed	Fixed bed
Thermodynamic process	Isothermal	Isothermal
Operating temperature	250	250
Operating Pressure	50	50
Heat duty [kw]	-115,215	-115,215

Vessel	V101	V102	V103	V104
Vessel Orientation	Horizontal vessel	Vertical vessel	Horizontal vessel	Vertical vessel
Operating temperature	50	50	50	50
Operating Pressure	50	2	50	2



ก.6 ตารางสายกระบวนการและอุปกรณ์ในกระบวนการลดอุณหภูมิ

ตารางที่ ก.6.1 ตารางสายกระบวนการเพิ่มอุณหภูมิ

	Units	CO2FEED	H2FEED	S1	S2	S3	S4	S5	S6
Phase		Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase
Temperature	C	45	30	45	147	50	154	50	115
Pressure	bar	2	200	2	6	6	18	18	36
Mass Vapor Fraction		1	1	1	1	1	1	1	1
Mass Flows	kg/hr	609,822	83,430	624,977	624,977	624,977	624,977	624,977	624,977
H2	kg/hr	0	83,430	27	27	27	27	27	27
CO	kg/hr	0	0	11	11	11	11	11	11
CO2	kg/hr	609,822	0	622,771	622,771	622,771	622,771	622,771	622,771
DME	kg/hr	0	0	4	4	4	4	4	4
CH3OH	kg/hr	0	0	1,920	1,920	1,920	1,920	1,920	1,920
H2O	kg/hr	0	0	244	244	244	244	244	244

	Units	S7	S8	S9	S10	S11	S12	S13	S14
Phase		Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase
Temperature	C	50	81	34	48	48	175	230	230
Pressure	bar	36	50	50	50	50	50	50	50
Mass Vapor Fraction		1	1	1	1	1	1	1	1
Mass Flows	kg/hr	624,977	624,977	83,430	3,986,326	1,993,163	1,993,163	1,993,163	1,993,164
H2	kg/hr	27	27	83,430	461,790	230,895	230,895	230,895	190,920
CO	kg/hr	11	11	0	86,507	43,254	43,254	43,254	43,547
CO2	kg/hr	622,771	622,771	0	3,360,533	1,680,267	1,680,267	1,680,267	1,389,051
DME	kg/hr	4	4	0	332	166	166	166	178
CH3OH	kg/hr	1,920	1,920	0	68,739	34,369	34,369	34,369	246,043
H2O	kg/hr	244	244	0	8,425	4,213	4,213	4,213	123,426

	Units	S15	S16	S17	S18	S19	S20	S21	S22
Phase								Vapor Phase	Liquid Phase
Temperature	C	118	118	50	118	50	50	50	50
Pressure	bar	50	50	50	50	50	50	50	50
Mass Vapor Fraction		1	1	1	1	1	1	1	-
Mass Flows	kg/hr	1,993,164	996,582	996,582	996,582	996,582	1,993,164	1,654,019	339,146
H2	kg/hr	190,920	95,460	95,460	95,460	95,460	190,920	190,906	14
CO	kg/hr	43,547	21,774	21,774	21,774	21,774	43,547	43,542	5
CO2	kg/hr	1,389,051	694,525	694,525	694,525	694,525	1,389,051	1,381,542	7,509
DME	kg/hr	178	89	89	89	89	178	174	4
CH3OH	kg/hr	246,043	123,021	123,021	123,021	123,021	246,043	33,726	212,316
H2O	kg/hr	123,426	61,713	61,713	61,713	61,713	123,426	4,129	119,297

	Units	S23	S24	S25	S26	S27	S28	S29	S30
Phase			Vapor Phase	Liquid Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	
Temperature	C	50	50	50	48	176	230	230	118
Pressure	bar	2	2	2	50	50	50	50	50
Mass Vapor Fraction		0	1	-	1	1	1	1	1
Mass Flows	kg/hr	339,146	7,578	331,568	1,993,163	1,993,163	1,993,164	1,993,164	1,993,164
H2	kg/hr	14	14	0	230,895	230,895	230,895	190,920	190,920
CO	kg/hr	5	5	0	43,254	43,254	43,254	43,547	43,547
CO2	kg/hr	7,509	6,474	1,035	1,680,267	1,680,267	1,680,268	1,389,051	1,389,051
DME	kg/hr	4	2	1	166	166	166	178	178
CH3OH	kg/hr	212,316	960	211,356	34,369	34,369	34,370	246,043	246,043
H2O	kg/hr	119,297	122	119,176	4,213	4,213	4,213	123,426	123,426

	Units	S31	S32	S33	S34	S35	S36	S37	S38
Phase							Vapor Phase	Liquid Phase	
Temperature	C	118	50	118	50	50	50	50	50
Pressure	bar	50	50	50	50	50	50	50	2
Mass Vapor Fraction		1	1	1	1	1	1	-	0
Mass Flows	kg/hr	996,582	996,582	996,582	996,582	1,993,164	1,654,019	339,146	339,146
H2	kg/hr	95,460	95,460	95,460	95,460	190,920	190,906	14	14
CO	kg/hr	21,774	21,774	21,774	21,774	43,547	43,542	5	5
CO2	kg/hr	694,525	694,525	694,525	694,525	1,389,051	1,381,542	7,509	7,509
DME	kg/hr	89	89	89	89	178	174	4	4
CH3OH	kg/hr	123,021	123,021	123,021	123,021	246,043	33,726	212,316	212,316
H2O	kg/hr	61,713	61,713	61,713	61,713	123,426	4,129	119,297	119,297

	Units	S39	S40	S41
Phase		Vapor Phase	Liquid Phase	
Temperature	C	50	50	50
Pressure	bar	2	2	50
Mass Vapor Fraction		1	0	1
Mass Flows	kg/hr	7,578	331,568	3,308,037
H2	kg/hr	14	0	381,812
CO	kg/hr	5	0	87,084
CO2	kg/hr	6,474	1,035	2,763,083
DME	kg/hr	2	1	348
CH3OH	kg/hr	960	211,356	67,453
H2O	kg/hr	122	119,176	8,257

ตารางที่ ก.6.2 ตารางอุปกรณ์สำหรับกระบวนการการลดอุณหภูมิ

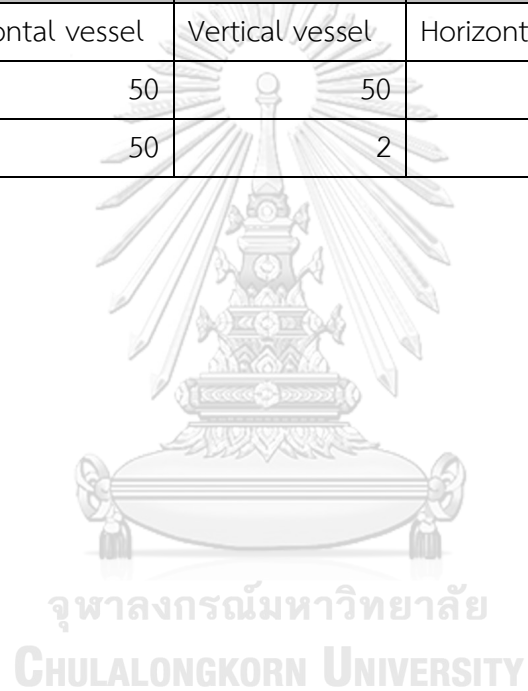
Compressor	COMP101	COMP102	COMP103	COMP104
Pressure Inlet [Bar]	2	6	18	36
Pressure Outlet [Bar]	6	18	36	50
Temperature Inlet [C]	45	50	50	50
Temperature Outlet [C]	147	154	115	81
Driver power [kW]	16,021	15,971	9,123	3,776
Driver type	MOTOR	MOTOR	MOTOR	MOTOR

Heat exchanger	HX101	HX102	HX103	HX104	HX105	HX106	HX107	HX108	HX109
Heat transfer area [sqm]	1,340	961	721	3,905	2,110	2,110	3,905	2,110	2,110
Pressure Inlet [Bar]	6	18	36	50	50	50	50	50	50
Pressure Outlet [Bar]	6	18	36	50	50	50	50	50	50
Temperature Inlet [C]	147	154	115	48	118	118	48	118	118
Temperature Outlet [C]	50	50	50	175	50	50	175	50	50
Heat duty [kw]	-15,865	-17,832	-12,231	182,960	-104,587	182,960	341,430	-104,587	-104,587

Fire heat	FIRE101	FIRE102
Pressure Inlet [Bar]	50	50
Pressure Outlet [Bar]	50	50
Temperature Inlet [C]	175	175
Temperature Outlet [C]	230	230
Heat duty [kw]	80,694	80,694

Reactor	R101	R102
Type of reactor	Fixed bed	Fixed bed
Thermodynamic process	Isothermal	Isothermal
Operating temperature	230	230
Operating Pressure	50	50
Heat duty [kw]	-109,987	-109,987

Vessel	V101	V102	V103	V104
Vessel Orientation	Horizontal vessel	Vertical vessel	Horizontal vessel	Vertical vessel
Operating temperature	50	50	50	50
Operating Pressure	50	2	50	2



ก.7 ตารางสายกระบวนการและอุปกรณ์ในกระบวนการเพิ่มอุณหภูมิ

ตารางที่ ก.7.1 ตารางสายกระบวนการเพิ่มอุณหภูมิ

	Units	CO2FEED	H2FEED	S1	S2	S3	S4	S5	S6
Phase		Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase
Temperature	C	45	30	45	147	50	154	50	115
Pressure	bar	2	200	2	6	6	18	18	36
Mass Vapor Fraction		1	1	1	1	1	1	1	1
Mass Flows	kg/hr	609,822	83,483	625,111	625,111	625,111	625,111	625,111	625,111
H2	kg/hr	0	83,483	25	25	25	25	25	25
CO	kg/hr	0	0	103	103	103	103	103	103
CO2	kg/hr	609,822	0	621,604	621,604	621,604	621,604	621,604	621,604
DME	kg/hr	0	0	1,203	1,203	1,203	1,203	1,203	1,203
CH3OH	kg/hr	0	0	1,927	1,927	1,927	1,927	1,927	1,927
H2O	kg/hr	0	0	247	247	247	247	247	247

	Units	S7	S8	S9	S10	S11	S12	S13	S14
Phase		Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase
Temperature	C	50	81	34	49	49	188	290	290
Pressure	bar	36	50	50	50	50	50	50	50
Mass Vapor Fraction		1	1	1	1	1	1	1	1
Mass Flows	kg/hr	625,111	625,111	83,483	7,660,062	3,830,031	3,830,031	3,830,031	3,830,032
H2	kg/hr	25	25	83,483	707,088	353,544	353,544	353,544	311,844
CO	kg/hr	103	103	0	1,487,691	743,845	743,845	743,845	744,019
CO2	kg/hr	621,604	621,604	0	5,145,609	2,572,804	2,572,804	2,572,804	2,269,164
DME	kg/hr	1,203	1,203	0	175,839	87,920	87,920	87,920	89,190
CH3OH	kg/hr	1,927	1,927	0	128,057	64,028	64,028	64,028	283,133
H2O	kg/hr	247	247	0	15,779	7,890	7,890	7,890	132,681

	Units	S15	S16	S17	S18	S19	S20	S21	S22
Phase		Vapor Phase	Vapor Phase		Vapor Phase			Vapor Phase	Liquid Phase
Temperature	C	150	150	50	150	50	50	50	50
Pressure	bar	50	50	50	50	50	50	50	50
Mass Vapor Fraction		1	1	1	1	1	1	1	0
Mass Flows	kg/hr	3,830,032	1,915,016	1,915,016	1,915,016	1,915,016	3,830,032	3,477,141	352,890
H2	kg/hr	311,844	155,922	155,922	155,922	155,922	311,844	311,831	13
CO	kg/hr	744,019	372,010	372,010	372,010	372,010	744,019	743,967	52
CO2	kg/hr	2,269,164	1,134,582	1,134,582	1,134,582	1,134,582	2,269,164	2,262,305	6,859
DME	kg/hr	89,190	44,595	44,595	44,595	44,595	89,190	88,187	1,004
CH3OH	kg/hr	283,133	141,567	141,567	141,567	141,567	283,133	63,082	220,051
H2O	kg/hr	132,681	66,340	66,340	66,340	66,340	132,681	7,769	124,912

	Units	S23	S24	S25	S26	S27	S28	S29	S30
Phase			Vapor Phase	Liquid Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase
Temperature	C	50	50	50	49	188	290	290	150
Pressure	bar	2	2	2	50	50	50	50	50
Mass Vapor Fraction		0	1	0	1	1	1	1	1
Mass Flows	kg/hr	352,890	7,645	345,246	3,830,031	3,830,031	3,830,032	3,830,032	3,830,032
H2	kg/hr	13	13	0	353,544	353,544	353,544	311,844	311,844
CO	kg/hr	52	52	0	743,845	743,845	743,846	744,019	744,019
CO2	kg/hr	6,859	5,891	968	2,572,804	2,572,804	2,572,805	2,269,164	2,269,164
DME	kg/hr	1,004	602	402	87,920	87,920	87,919	89,190	89,190
CH3OH	kg/hr	220,051	964	219,087	64,028	64,028	64,029	283,133	283,133
H2O	kg/hr	124,912	124	124,789	7,890	7,890	7,890	132,681	132,681

	Units	S31	S32	S33	S34	S35	S36	S37	S38
Phase		Vapor Phase		Vapor Phase			Vapor Phase	Liquid Phase	
Temperature	C	150	50	150	50	50	50	50	50
Pressure	bar	50	50	50	50	50	50	50	2
Mass Vapor Fraction		1	1	1	1	1	1	0	0
Mass Flows	kg/hr	1,915,016	1,915,016	1,915,016	1,915,016	3,830,032	3,477,141	352,890	352,890
H2	kg/hr	155,922	155,922	155,922	155,922	311,844	311,831	13	13
CO	kg/hr	372,010	372,010	372,010	372,010	744,019	743,967	52	52
CO2	kg/hr	1,134,582	1,134,582	1,134,582	1,134,582	2,269,164	2,262,305	6,859	6,859
DME	kg/hr	44,595	44,595	44,595	44,595	89,190	88,187	1,004	1,004
CH3OH	kg/hr	141,567	141,567	141,567	141,567	283,133	63,082	220,051	220,051
H2O	kg/hr	66,340	66,340	66,340	66,340	132,681	7,769	124,912	124,912

	Units	S39	S40	S41
Phase		Vapor Phase	Liquid Phase	
Temperature	C	50	50	50
Pressure	bar	2	2	50
Mass Vapor Fraction		1	0	1
Mass Flows	kg/hr	7,645	345,246	6,954,283
H2	kg/hr	13	0	623,662
CO	kg/hr	52	0	1,487,935
CO2	kg/hr	5,891	968	4,524,610
DME	kg/hr	602	402	176,374
CH3OH	kg/hr	964	219,087	126,165
H2O	kg/hr	124	124,789	15,537

ตารางที่ ก.7.2 ตารางอุปกรณ์สำหรับกระบวนการการเพิ่มอุณหภูมิ

Compressor	COMP101	COMP102	COMP103	COMP104
Pressure Inlet [Bar]	2	6	18	36
Pressure Outlet [Bar]	6	18	36	50
Temperature Inlet [C]	45	50	50	50
Temperature Outlet [C]	147	154	115	81
Driver power [kW]	16,020	15,969	9,121	3,774
Driver type	MOTOR	MOTOR	MOTOR	MOTOR

Heat exchanger	HX101	HX102	HX103	HX104	HX105	HX106	HX107	HX108	HX109
Heat transfer area [sqm]	1,341	962	722	3,958	3,231	3,231	3,958	3,231	3,231
Pressure Inlet [Bar]	6	18	36	50	50	50	50	50	50
Pressure Outlet [Bar]	6	18	36	50	50	50	50	50	50
Temperature Inlet [C]	147	154	115	49	150	150	49	150	150
Temperature Outlet [C]	50	50	50	188	50	50	188	50	50
Heat duty [kw]	-15,866	-17,835	-12,238	341,430	-194,129	-194,129	341,430	-194,129	-194,129

Fire heat	FIRE101	FIRE102
Pressure Inlet [Bar]	50	50
Pressure Outlet [Bar]	50	50
Temperature Inlet [C]	188	188
Temperature Outlet [C]	290	290
Heat duty [kw]	255,625	255,625

Reactor	R101	R102
Type of reactor	Fixed bed	Fixed bed
Thermodynamic process	Isothermal	Isothermal
Operating temperature	290	290
Operating Pressure	50	50
Heat duty [kw]	-118,356	-118,356

Vessel	V101	V102	V103	V104
Vessel Orientation	Horizontal vessel	Vertical vessel	Horizontal vessel	Vertical vessel
Operating temperature	50	50	50	50
Operating Pressure	50	2	50	2



ก.8 ตารางสายกระบวนการและอุปกรณ์ในกระบวนการลดความดัน

ตารางที่ ก.8.1 ตารางสายกระบวนการลดความดัน

	Units	CO2FEED	H2FEED	S1	S2	S3	S4	S5	S6
Phase		Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase
Temperature	C	45	30	45	147	50	154	50	98
Pressure	bar	2	200	2	6	6	18	18	30
Mass Vapor Fraction		1	1	1	1	1	1	1	1
Mass Flows	kg/hr	609,822	83,505	618,232	618,232	618,232	618,232	618,232	618,232
H2	kg/hr	0	83,505	16	16	16	16	16	16
CO	kg/hr	0	0	34	34	34	34	34	34
CO2	kg/hr	609,822	0	616,893	616,893	616,893	616,893	616,893	616,893
DME	kg/hr	0	0	76	76	76	76	76	76
CH3OH	kg/hr	0	0	1,077	1,077	1,077	1,077	1,077	1,077
H2O	kg/hr	0	0	137	137	137	137	137	137

	Units	S9	S10	S11	S12	S13	S14	S15	S16
Phase		Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase
Temperature	C	34	50	50	165	250	250	134	134
Pressure	bar	30	30	30	30	30	30	30	30
Mass Vapor Fraction		1	1	1	1	1	1	1	1
Mass Flows	kg/hr	83,505	7,451,067	3,725,533	3,725,533	3,725,533	3,725,510	3,725,510	1,862,755
H2	kg/hr	83,505	768,937	384,469	384,469	384,469	342,720	342,720	171,360
CO	kg/hr	0	844,055	422,028	422,028	422,028	422,032	422,032	211,016
CO2	kg/hr	0	5,595,698	2,797,849	2,797,849	2,797,849	2,494,030	2,494,030	1,247,015
DME	kg/hr	0	23,479	11,739	11,739	11,739	11,786	11,786	5,893
CH3OH	kg/hr	0	194,743	97,372	97,372	97,372	318,487	318,487	159,244
H2O	kg/hr	0	24,154	12,077	12,077	12,077	136,455	136,455	68,228

	Units	S17	S18	S19	S20	S21	S22	S23	S24
Phase			Vapor Phase			Vapor Phase	Liquid Phase		Vapor Phase
Temperature	C	50	134	50	50	50	50	50	50
Pressure	bar	30	30	30	30	30	30	2	2
Mass Vapor Fraction		1	1	1	1	1	-	0	1
Mass Flows	kg/hr	1,862,755	1,862,755	1,862,755	3,725,510	3,374,702	350,808	350,808	4,205
H2	kg/hr	171,360	171,360	171,360	342,720	342,712	8	8	8
CO	kg/hr	211,016	211,016	211,016	422,032	422,015	17	17	17
CO2	kg/hr	1,247,015	1,247,015	1,247,015	2,494,030	2,489,431	4,599	4,599	3,535
DME	kg/hr	5,893	5,893	5,893	11,786	11,701	85	85	38
CH3OH	kg/hr	159,244	159,244	159,244	318,487	96,834	221,653	221,653	538
H2O	kg/hr	68,228	68,228	68,228	136,455	12,009	124,446	124,446	68

	Units	S25	S26	S27	S28	S29	S30	S31	S32
Phase		Liquid Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	
Temperature	C	50	50	165	250	250	134	134	50
Pressure	bar	2	30	30	30	30	30	30	30
Mass Vapor Fraction		-	1	1	1	1	1	1	1
Mass Flows	kg/hr	346,603	3,725,533	3,725,533	3,725,510	3,725,510	3,725,510	1,862,755	1,862,755
H2	kg/hr	0	384,469	384,469	384,466	342,720	342,720	171,360	171,360
CO	kg/hr	0	422,028	422,028	422,025	422,032	422,032	211,016	211,016
CO2	kg/hr	1,064	2,797,849	2,797,849	2,797,831	2,494,030	2,494,030	1,247,015	1,247,015
DME	kg/hr	47	11,739	11,739	11,739	11,786	11,786	5,893	5,893
CH3OH	kg/hr	221,115	97,372	97,372	97,371	318,487	318,487	159,244	159,244
H2O	kg/hr	124,378	12,077	12,077	12,077	136,455	136,455	68,228	68,228

	Units	S33	S34	S35	S36	S37	S38	S39	S40
Phase		Vapor Phase			Vapor Phase	Liquid Phase		Vapor Phase	Liquid Phase
Temperature	C	134	50	50	50	50	50	50	50
Pressure	bar	30	30	30	30	30	2	2	2
Mass Vapor Fraction		1	1	1	1	0	0	1	-
Mass Flows	kg/hr	1,862,755	1,862,755	3,725,510	3,374,702	350,808	350,808	4,205	346,603
H2	kg/hr	171,360	171,360	342,720	342,712	8	8	8	0
CO	kg/hr	211,016	211,016	422,032	422,015	17	17	17	0
CO2	kg/hr	1,247,015	1,247,015	2,494,030	2,489,432	4,599	4,599	3,535	1,064
DME	kg/hr	5,893	5,893	11,786	11,701	85	85	38	47
CH3OH	kg/hr	159,244	159,244	318,487	96,834	221,653	221,653	538	221,115
H2O	kg/hr	68,228	68,228	136,455	12,009	124,446	124,446	68	124,378

	Units	S41
Phase		Vapor Phase
Temperature	C	50
Pressure	bar	30
Mass Vapor Fraction		1
Mass Flows	kg/hr	6,749,405
H2	kg/hr	685,424
CO	kg/hr	844,029
CO2	kg/hr	4,978,863
DME	kg/hr	23,402
CH3OH	kg/hr	193,668
H2O	kg/hr	24,018



ตารางที่ ก.9.2 ตารางอุปกรณ์สำหรับกระบวนการการเพิ่มความดัน

Compressor	COMP101	COMP102	COMP103
Pressure Inlet [Bar]	2	6	18
Pressure Outlet [Bar]	6	18	30
Temperature Inlet [C]	45	50	50
Temperature Outlet [C]	147	154	98
Driver power [kW]	15,828	15,783	6,517
Driver type	MOTOR	MOTOR	MOTOR

Heat exchanger	HX101	HX102	HX104	HX105	HX106	HX107	HX108	HX109
Heat transfer area [sqm]	1,323	949	3,987	3,215	3,215	3,987	3,215	1,658
Pressure Inlet [Bar]	6	18	70	70	70	70	70	70
Pressure Outlet [Bar]	6	18	70	70	70	70	70	70
Temperature Inlet [C]	147	154	50	134	134	50	134	134
Temperature Outlet [C]	50	50	205	50	50	205	50	50
Heat duty [kw]	-16,073	-18,057	161,900	-91,558	-91,558	161,900	-91,558	-91,558

Fire heat	FIRE101	FIRE102
Pressure Inlet [Bar]	30	30
Pressure Outlet [Bar]	30	30
Temperature Inlet [C]	165	165
Temperature Outlet [C]	250	250
Heat duty [kw]	114,738	114,738

Reactor	R101	R102
Type of reactor	Fixed bed	Fixed bed
Thermodynamic process	Isothermal	Isothermal
Operating temperature	250	250
Operating Pressure	70	70
Heat duty [kw]	-114,738	-114,738

Vessel	V101	V102	V103	V104
Vessel Orientation	Horizontal vessel	Vertical vessel	Horizontal vessel	Vertical vessel
Operating temperature	50	50	50	50
Operating Pressure	30	2	30	2

ก.9 ตารางสายกระบวนการและอุปกรณ์ในกระบวนการเพิ่มความดัน

ตารางที่ ก.9.1 ตารางสายกระบวนการเพิ่มความดัน

	Units	CO2FEED	H2FEED	S1	S2	S3	S4	S5	S6
Phase		Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase
Temperature	C	45	30	45	147	50	154	50	115
Pressure	bar	2	200	2	6	6	18	18	36
Mass Vapor Fraction		1	1	1	1	1	1	1	1
Mass Flows	kg/hr	609,822	83,502	631,930	631,930	631,930	631,930	631,930	631,930
H2	kg/hr	0	83,502	41	41	41	41	41	41
CO	kg/hr	0	0	32	32	32	32	32	32
CO2	kg/hr	609,822	0	628,658	628,658	628,658	628,658	628,658	628,658
DME	kg/hr	0	0	43	43	43	43	43	43
CH3OH	kg/hr	0	0	2,801	2,801	2,801	2,801	2,801	2,801
H2O	kg/hr	0	0	355	355	355	355	355	355

	Units	S7	S8	S9	S10	S11	S12	S13	S14
Phase		Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase
Temperature	C	50	114	34	50	50	205	250	250
Pressure	bar	36	70	70	70	70	70	70	70
Mass Vapor Fraction		1	1	1	1	1	1	1	1
Mass Flows	kg/hr	631,930	631,930	83,502	2,898,226	1,449,113	1,449,113	1,449,113	1,449,113
H2	kg/hr	41	41	83,502	331,212	165,606	165,606	165,606	123,855
CO	kg/hr	32	32	0	112,777	56,389	56,389	56,389	56,389
CO2	kg/hr	628,658	628,658	0	2,410,295	1,205,147	1,205,147	1,205,147	901,318
DME	kg/hr	43	43	0	1,497	748	748	748	759
CH3OH	kg/hr	2,801	2,801	0	37,877	18,938	18,938	18,938	240,132
H2O	kg/hr	355	355	0	4,568	2,284	2,284	2,284	126,660

	Units	S15	S16	S17	S18	S19	S20	S21	S22
Phase								Vapor Phase	Liquid Phase
Temperature	C	134	134	50	134	50	50	50	50
Pressure	bar	70	70	70	70	70	70	70	70
Mass Vapor Fraction		1	1	1	1	1	1	1	0
Mass Flows	kg/hr	1,449,113	724,556	724,556	724,556	724,556	1,449,113	1,091,398	357,715
H2	kg/hr	123,855	61,928	61,928	61,928	61,928	123,855	123,835	20
CO	kg/hr	56,389	28,194	28,194	28,194	28,194	56,389	56,373	16
CO2	kg/hr	901,318	450,659	450,659	450,659	450,659	901,318	890,818	10,499
DME	kg/hr	759	380	380	380	380	759	728	32
CH3OH	kg/hr	240,132	120,066	120,066	120,066	120,066	240,132	17,538	222,594
H2O	kg/hr	126,660	63,330	63,330	63,330	63,330	126,660	2,107	124,553

	Units	S23	S24	S25	S26	S27	S28	S29	S30
Phase			Vapor Phase	Liquid Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	
Temperature	C	50	50	50	50	205	250	250	134
Pressure	bar	2	2	2	70	70	70	70	70
Mass Vapor Fraction		0	1	0	1	1	1	1	1
Mass Flows	kg/hr	357,715	11,054	346,661	1,449,113	1,449,113	1,449,113	1,449,113	1,449,113
H2	kg/hr	20	20	0	165,606	165,606	165,606	123,855	123,855
CO	kg/hr	16	16	0	56,389	56,389	56,389	56,389	56,389
CO2	kg/hr	10,499	9,418	1,081	1,205,147	1,205,147	1,205,147	901,318	901,318
DME	kg/hr	32	21	10	748	748	748	759	759
CH3OH	kg/hr	222,594	1,401	221,194	18,938	18,938	18,938	240,132	240,132
H2O	kg/hr	124,553	178	124,376	2,284	2,284	2,284	126,660	126,660

	Units	S31	S32	S33	S34	S35	S36	S37	S38
Phase							Vapor Phase	Liquid Phase	
Temperature	C	134	50	134	50	50	50	50	50
Pressure	bar	70	70	70	70	70	70	70	2
Mass Vapor Fraction		1	1	1	1	1	1	0	0
Mass Flows	kg/hr	724,556	724,556	724,556	724,556	1,449,113	1,091,398	357,715	357,715
H2	kg/hr	61,928	61,928	61,928	61,928	123,855	123,835	20	20
CO	kg/hr	28,194	28,194	28,194	28,194	56,389	56,373	16	16
CO2	kg/hr	450,659	450,659	450,659	450,659	901,318	890,818	10,499	10,499
DME	kg/hr	380	380	380	380	759	728	32	32
CH3OH	kg/hr	120,066	120,066	120,066	120,066	240,132	17,538	222,594	222,594
H2O	kg/hr	63,330	63,330	63,330	63,330	126,660	2,107	124,553	124,553

	Units	S39	S40	S41
Phase		Vapor Phase	Liquid Phase	Vapor Phase
Temperature	C	50	50	50
Pressure	bar	2	2	70
Mass Vapor Fraction		1	0	1
Mass Flows	kg/hr	11,054	346,661	2,182,796
H2	kg/hr	20	0	247,670
CO	kg/hr	16	0	112,746
CO2	kg/hr	9,418	1,081	1,781,637
DME	kg/hr	21	10	1,455
CH3OH	kg/hr	1,401	221,194	35,075
H2O	kg/hr	178	124,376	4,213

ตารางที่ ก.9.2 ตารางอุปกรณ์สำหรับกระบวนการการเพิ่มความดัน

Compressor	COMP101	COMP102	COMP103	COMP104
Pressure Inlet [Bar]	2	6	18	36
Pressure Outlet [Bar]	6	18	36	70
Temperature Inlet [C]	45	50	50	50
Temperature Outlet [C]	147	154	115	114
Driver power [kW]	16,220	16,166	9,232	8,042
Driver type	MOTOR	MOTOR	MOTOR	MOTOR

Heat exchanger	HX101	HX102	HX103	HX104	HX105	HX106	HX107	HX108	HX109
Heat transfer area [sqm]	1,357	973	731	3,968	1,658	1,658	3,968	1,658	1,658
Pressure Inlet [Bar]	6	18	36	70	70	70	70	70	70
Pressure Outlet [Bar]	6	18	36	70	70	70	70	70	70
Temperature Inlet [C]	147	154	115	50	134	134	50	134	134
Temperature Outlet [C]	50	50	50	205	50	50	205	50	50
Heat duty [kw]	-16,073	-18,057	-12,392	161,900	-91,558	-91,558	161,900	-91,558	-91,558

Fire heat	FIRE101	FIRE102
Pressure Inlet [Bar]	70	70
Pressure Outlet [Bar]	70	70
Temperature Inlet [C]	205	205
Temperature Outlet [C]	250	250
Heat duty [kw]	47,627	47,627

Reactor	R101	R102
Type of reactor	Fixed bed	Fixed bed
Thermodynamic process	Isothermal	Isothermal
Operating temperature	250	250
Operating Pressure	70	70
Heat duty [kw]	-118,073	-118,073

Vessel	V101	V102	V103	V104
Vessel Orientation	Horizontal vessel	Vertical vessel	Horizontal vessel	Vertical vessel
Operating temperature	50	50	50	50
Operating Pressure	70	2	70	2

ภาคผนวก ข

ตารางสายกระบวนการและอุปกรณ์ในกระบวนการของกระบวนการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์

ตารางที่ข.1 ตารางสายกระบวนการ

	Units	BUTENE	CH4	CO2OUT	ETHANE	ETHYLENE	HEAVY	OUTAD	PROPANE
Phase		Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Liquid Phase	Liquid Phase	Vapor Phase
Temperature	C	50	30	43	20	20	50	50	52
Pressure	bar	5	30	9	30	30	5	17	18
Mass Vapor Fraction		1	1	1	1	1	0	0	1
Mass Flows	kg/hr	22,116	4,495	2,162	4,502	75,119	9,957	1,943	4,465
H2	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0
CO	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0
CH4	kg/hr	0	4,418	0	0	5	0	0	0
C2H4	kg/hr	0	77	0	9	75,112	0	0	0
C2H6	kg/hr	0	0	0	4,417	2	0	0	0
CO2	kg/hr	0	0	2,162	0	0	0	0	0
C3H6	kg/hr	0	0	0	75	0	0	0	9
C3H8	kg/hr	46	0	0	1	0	0	0	4,375
DME	kg/hr	3	0	0	0	0	0	0	17
C4H8	kg/hr	22,005	0	0	0	0	49	0	63
C5H10	kg/hr	61	0	0	0	0	8,787	0	0
C6H12	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0
MEOH	kg/hr	0	0	0	0	0	1,121	1	0
WATER	kg/hr	1	0	0	0	0	1	1,941	0

	Units	PROPYLEN	S1	S2	S3	S4	S5	S6	S7
Phase		Vapor Phase	Liquid Phase	Liquid Phase	Liquid Phase		Vapor Phase	Vapor Phase	Liquid Phase
Temperature	C	50	50	50	70	82	97	118	129
Pressure	bar	21	2	3	2	2	2	2	3
Mass Vapor Fraction		1	0	0	0	1	1	1	0
Mass Flows	kg/hr	75,123	693,322	693,322	444,539	444,539	444,539	444,539	248,783
H2	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0
CO	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0
CH4	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0
C2H4	kg/hr	1	0	0	0	0	0	0	0
C2H6	kg/hr	4	0	0	0	0	0	0	0
CO2	kg/hr	0	2,163	2,163	2,163	2,163	2,163	2,163	0
C3H6	kg/hr	75,116	0	0	0	0	0	0	0
C3H8	kg/hr	2	0	0	0	0	0	0	0
DME	kg/hr	0	20	20	20	20	20	20	0
C4H8	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0
C5H10	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0
C6H12	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0
MEOH	kg/hr	0	442,387	442,387	442,316	442,316	442,316	442,316	71
WATER	kg/hr	0	248,752	248,752	40	40	40	40	248,712



	Units	S8	S9	S10	S11	S12	S13	S14	S15
Phase		Liquid Phase	Liquid Phase	Liquid Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase
Temperature	C	116	116	50	470	470	420	150	120
Pressure	bar	3	2	2	2	2	2	2	2
Mass Vapor Fraction		0	0	0	1	1	1	1	1
Mass Flows	kg/hr	248,783	248,783	248,783	444,539	444,539	461,540	461,540	471,850
H2	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0
CO	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0
CH4	kg/hr	0	0	0	0	4,424	4,424	4,424	4,424
C2H4	kg/hr	0	0	0	0	75,200	75,200	75,200	75,200
C2H6	kg/hr	0	0	0	0	4,424	4,424	4,424	4,424
CO2	kg/hr	0	0	0	2,163	2,163	2,163	2,163	2,163
C3H6	kg/hr	0	0	0	0	75,200	75,200	75,200	75,200
C3H8	kg/hr	0	0	0	0	4,424	4,424	4,424	4,424
DME	kg/hr	0	0	0	20	20	20	20	20
C4H8	kg/hr	0	0	0	0	22,118	22,118	22,118	22,118
C5H10	kg/hr	0	0	0	0	8,847	8,847	8,847	8,847
C6H12	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0
MEOH	kg/hr	71	71	71	442,316	4,424	4,426	4,426	4,429
WATER	kg/hr	248,712	248,712	248,712	40	243,296	260,294	260,294	270,602



	Units	S16	S17	S18	S19	S20	S21	S22	S23
Phase				Vapor Phase	Liquid Phase	Vapor Phase		Vapor Phase	Liquid Phase
Temperature	C	107	50	50	50	117	50	50	50
Pressure	bar	2	2	2	2	6	6	6	6
Mass Vapor Fraction		1	0	1	0	1	1	1	0
Mass Flows	kg/hr	471,850	471,850	203,867	267,984	203,867	203,867	199,882	3,984
H2	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0
CO	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0
CH4	kg/hr	4,424	4,424	4,424	0	4,424	4,424	4,424	0
C2H4	kg/hr	75,200	75,200	75,199	1	75,199	75,199	75,199	0
C2H6	kg/hr	4,424	4,424	4,424	0	4,424	4,424	4,423	0
CO2	kg/hr	2,163	2,163	2,162	0	2,162	2,162	2,162	0
C3H6	kg/hr	75,200	75,200	75,200	1	75,200	75,200	75,200	0
C3H8	kg/hr	4,424	4,424	4,424	0	4,424	4,424	4,424	0
DME	kg/hr	20	20	20	0	20	20	20	0
C4H8	kg/hr	22,118	22,118	22,118	0	22,118	22,118	22,118	0
C5H10	kg/hr	8,847	8,847	8,847	0	8,847	8,847	8,847	0
C6H12	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0
MEOH	kg/hr	4,429	4,429	1,250	3,179	1,250	1,250	1,122	129
WATER	kg/hr	270,602	270,602	5,799	264,803	5,799	5,799	1,943	3,855



	Units	S24	S25	S26	S27	S28	S29	S30	S31
Phase		Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase		Vapor Phase
Temperature	C	72	43	43	86	50	50		50
Pressure	bar	9	9	9	17	17	17	17	17
Mass Vapor Fraction		1	1	1	1	1	1		1
Mass Flows	kg/hr	199,882	199,882	197,720	197,720	197,720	197,720		195,777
H2	kg/hr	0	0	0	0	0	0		0
CO	kg/hr	0	0	0	0	0	0		0
CH4	kg/hr	4,424	4,424	4,424	4,424	4,424	4,424		4,424
C2H4	kg/hr	75,199	75,199	75,199	75,199	75,199	75,199		75,199
C2H6	kg/hr	4,423	4,423	4,423	4,423	4,423	4,423		4,423
CO2	kg/hr	2,162	2,162	0	0	0	0		0
C3H6	kg/hr	75,200	75,200	75,200	75,200	75,200	75,200		75,200
C3H8	kg/hr	4,424	4,424	4,424	4,424	4,424	4,424		4,424
DME	kg/hr	20	20	20	20	20	20		20
C4H8	kg/hr	22,118	22,118	22,118	22,118	22,118	22,118		22,118
C5H10	kg/hr	8,847	8,847	8,847	8,847	8,847	8,847		8,847
C6H12	kg/hr	0	0	0	0	0	0		0
MEOH	kg/hr	1,122	1,122	1,122	1,122	1,122	1,122		1,121
WATER	kg/hr	1,943	1,943	1,943	1,943	1,943	1,943		2



	Units	S32	S33	S34	S35	S36	S37	S38	S39
Phase		Vapor Phase					Liquid Phase	Liquid Phase	Liquid Phase
Temperature	C	88	50	48	31	30	5	-96	19
Pressure	bar	31	31	31	31	31	31	30	31
Mass Vapor Fraction		1	1	1	0	0	0	0	0
Mass Flows	kg/hr	195,777	195,777	195,777	195,777	195,777	195,777	4,495	191,282
H2	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0
CO	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0
CH4	kg/hr	4,424	4,424	4,424	4,424	4,424	4,424	4,418	5
C2H4	kg/hr	75,199	75,199	75,199	75,199	75,199	75,199	77	75,122
C2H6	kg/hr	4,423	4,423	4,423	4,423	4,423	4,423	0	4,423
CO2	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0
C3H6	kg/hr	75,200	75,200	75,200	75,200	75,200	75,200	0	75,200
C3H8	kg/hr	4,424	4,424	4,424	4,424	4,424	4,424	0	4,424
DME	kg/hr	20	20	20	20	20	20	0	20
C4H8	kg/hr	22,118	22,118	22,118	22,118	22,118	22,118	0	22,118
C5H10	kg/hr	8,847	8,847	8,847	8,847	8,847	8,847	0	8,847
C6H12	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0
MEOH	kg/hr	1,121	1,121	1,121	1,121	1,121	1,121	0	1,121
WATER	kg/hr	2	2	2	2	2	2	0	2



	Units	S40	S41	S42	S43	S44	S45	S46	S47
Phase		Liquid Phase	Liquid Phase	Liquid Phase	Liquid Phase		Liquid Phase		Liquid Phase
Temperature	C	-12	-14	10	84	66	115	107	120
Pressure	bar	30	30	30	31	21	21	18	18
Mass Vapor Fraction		0	0	0	0	0	0	0	0
Mass Flows	kg/hr	79,621	75,119	4,502	111,661	111,661	36,538	36,538	32,073
H2	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0
CO	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0
CH4	kg/hr	5	5	0	0	0	0	0	0
C2H4	kg/hr	75,121	75,112	9	1	1	0	0	0
C2H6	kg/hr	4,419	2	4,417	4	4	0	0	0
CO2	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0
C3H6	kg/hr	75	0	75	75,125	75,125	9	9	0
C3H8	kg/hr	1	0	1	4,423	4,423	4,421	4,421	46
DME	kg/hr	0	0	0	20	20	20	20	3
C4H8	kg/hr	0	0	0	22,118	22,118	22,118	22,118	22,054
C5H10	kg/hr	0	0	0	8,847	8,847	8,847	8,847	8,847
C6H12	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0
MEOH	kg/hr	0	0	0	1,121	1,121	1,121	1,121	1,121
WATER	kg/hr	0	0	0	2	2	2	2	2

	Units	S48	S49	W1IN	W1OUT	W2IN	W2OUT
Phase			Liquid Phase	Liquid Phase		Liquid Phase	
Temperature	C	64	87	50		50	
Pressure	bar	5	5	2	2	2	2
Mass Vapor Fraction		0	0	0		0	
Mass Flows	kg/hr	32,073	9,957	17,001		10,310	
H2	kg/hr	0	0	0		0	
CO	kg/hr	0	0	0		0	
CH4	kg/hr	0	0	0		0	
C2H4	kg/hr	0	0	0		0	
C2H6	kg/hr	0	0	0		0	
CO2	kg/hr	0	0	0		0	
C3H6	kg/hr	0	0	0		0	
C3H8	kg/hr	46	0	0		0	
DME	kg/hr	3	0	0		0	
C4H8	kg/hr	22,054	49	0		0	
C5H10	kg/hr	8,847	8,787	0		0	
C6H12	kg/hr	0	0	0		0	
MEOH	kg/hr	1,121	1,121	3		3	
WATER	kg/hr	2	1	16,999		10,307	



ตารางที่ ข.2 ตารางอุปกรณ์สำหรับกระบวนการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์

Compressor	COMP-101	COMP-102	COMP-103	COMP-104
Pressure Inlet [Bar]	2.00	6.00	8.65	17.30
Pressure Outlet [Bar]	6.00	8.65	17.00	30.50
Temperature Inlet [C]	50.00	50.00	43.00	50.00
Temperature Outlet [C]	117.00	72.00	86.25	87.57
Driver power [kW]	6,421	1,888	3,413	2,529
Driver type	MOTOR	MOTOR	MOTOR	MOTOR

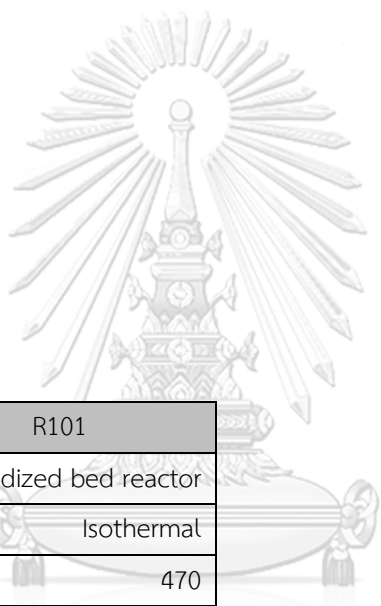
Heat exchanger	HX-101	HX-102	HX-103	HX-104	HX-105	HX-106	HX-107	HX-108
Heat transfer area [sqm]	498	339	498	3,028	4,851	331	212	178
Pressure Inlet [Bar]	2.00	2.00	2.00	2.00	2.00	6.00	8.65	17.30
Pressure Outlet [Bar]	2.00	2.00	2.00	2.00	2.00	6.00	8.65	17.30
Temperature Inlet [C]	69.96	97.00	116.00	82.00	107.00	117.00	72.00	86.25
Temperature Outlet [C]	81.73	118.00	50.00	97.00	50.00	50.00	43.00	50.00
Heat duty [kw]	75,825	4,191	-20,784	71,121	-128,810	-9,531	-2,849	-3,787

Heat exchanger	HX-109	HX-110	HX-111	HX-112	HX-113	HX-114
Heat transfer area [sqm]	288	111	170	21	1882.637	13.355
Pressure Inlet [Bar]	30.50	30.50	30.50	30.50	30.50	5.10
Pressure Outlet [Bar]	30.50	30.50	30.50	30.50	30.50	5.10
Temperature Inlet [C]	87.57	50.00	48.01	30.83	30.00	87.02
Temperature Outlet [C]	50.00	48.01	30.83	30.00	5.21	50.00
Heat duty [kw]	-6,278	-752	-7,030	-356	-10,153	-259

Fire heat	HEAT-101
Pressure Inlet [Bar]	2
Pressure Outlet [Bar]	2
Temperature Inlet [C]	118
Temperature Outlet [C]	470
Heat duty [kw]	87,857

Pump	P-101
Pressure Inlet [Bar]	2.0
Pressure Outlet [Bar]	2.5
Temperature Inlet [C]	49.8
Temperature Outlet [C]	49.8
Heat duty [kw]	14.7

Reactor	R101
Type of reactor	Fluidized bed reactor
Thermodynamic process	Isothermal
Operating temperature	470
Operating Pressure	2
Heat duty [kw]	-96,615



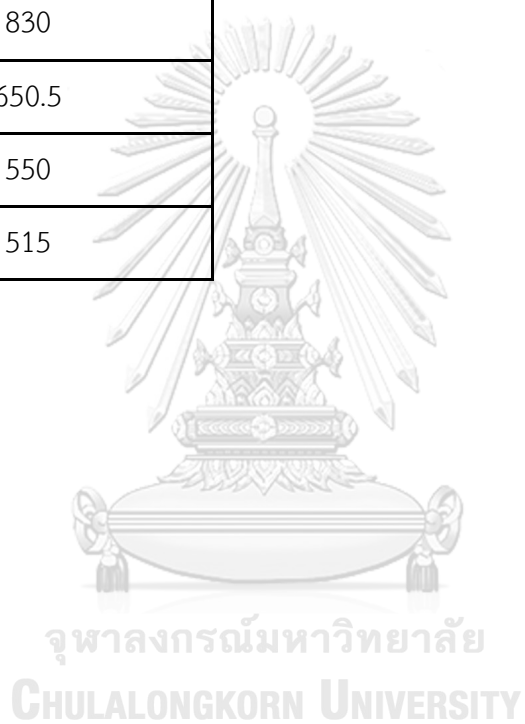
Tower	T-101	T-102	T-103	T-104	T-105	T-106	T-107
Condenser /Top performance							
Type of condenser	Total condenser	Total condenser	Total condenser	Partial vapor condenser	Partial vapor condenser	Partial vapor condenser	Partial capor condenser
Temperature[C]	69.96	-95.78	-12.44	-14.09	49.84	51.91	50.29
Pressure[bar]	2.00	30.00	30.00	29.50	20.50	17.50	4.60
Reflux ratio	1.66	18.16	1.75	5.57	21.87	8.03	1.54
Heat duty[kW]	-383,867.21	-6,398.73	-15,723.77	-35841.43	-127235.71	-2859.88	-3450.82
Reboiler/Bottom stage performance							
Type of reboiler	kettle	kettle	kettle	kettle	kettle	kettle	kettle
Temperature[C]	128.78	19.39	84.23	9.92	114.86	120.22	87.02
Pressure[bar]	2.50	30.50	30.50	30.00	21.00	18.00	5.10
Boil up ratio	2.65	0.55	2.86	111.75	47.06	1.27	4.06
Heat duty[kW]	414,540.45	8,061.74	19,809.90	35,804	131,631	3,096	4,213
Number of stages	23	32	42	120	424	42	47
Feed stage	17	15	19	63	213	19	23

Vessel	Gas dryer	QT-101	QT-102	V-101	V-102	V-103
Vessel Orientation	Vertical vessel	Vertical vessel	Vertical vessel	Vertical vessel	Vertical vessel	Vertical vessel
Operating temperature	50	470	150	50	50	50
Operating Pressure	17.3	2	2	2	6	17.3

Particle process step	CAUSTIC
Vessel Orientation	Vertical vessel
Operating temperature	8.65
Operating Pressure	17.30

ตารางที่ 3.3 ราคาของโอเลฟินส์

Product	Selling product cost (\$/Ton)
มีเทน (CH ₄)	500
เอทิลีน (C ₂ H ₄)	850
อีเทน (C ₂ H ₆)	490
โพรพิลีน (C ₃ H ₆)	830
โพรเพน (C ₃ H ₈)	650.5
บิวทีน (C ₄ H ₈)	550
เพนทีน (C ₅ H ₁₀)	515



ภาคผนวก ค

ตารางสายกระบวนการและอุปกรณ์ในกระบวนการของการรวมกระบวนการไฮโดรจีเนชันของ
คาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอลกระบวนการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินส์

ตารางที่ค.1 ตารางสายกระบวนการ

	Units	BUTENE	CH4	CO2FEED	CO2OUT	ETHANE	ETHYLENE	H2FEED	HEAVY
Phase		Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Liquid Phase
Temperature	C	50	30	45	43	20	20	30	50
Pressure	bar	5	30	2	9	30	30	200	5
Mass Vapor Fraction		1	1	1	1	1	1	1	0
Mass Flows	kg/hr	22,116	4,495	609,822	2,162	4,502	75,119	83,502	9,957
H2	kg/hr	0	0	0	0	0	0	83,502	0
CO	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0
CH4	kg/hr	0	4,418	0	0	0	5	0	0
C2H4	kg/hr	0	77	0	0	9	75,112	0	0
C2H6	kg/hr	0	0	0	0	4,417	2	0	0
CO2	kg/hr	0	0	609,822	2,162	0	0	0	0
C3H6	kg/hr	0	0	0	0	75	0	0	0
C3H8	kg/hr	46	0	0	0	1	0	0	0
DME	kg/hr	3	0	0	0	0	0	0	0
C4H8	kg/hr	22,005	0	0	0	0	0	0	49
C5H10	kg/hr	61	0	0	0	0	0	0	8,787
C6H12	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0
MEOH	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	1,121
WATER	kg/hr	1	0	0	0	0	0	0	1

	Units	OUTAD	P2-S1	P2-S2	P2-S3	P2-S4	P2-S5	P2-S6	P2-S7
Phase		Liquid Phase	Liquid Phase	Liquid Phase	Liquid Phase		Vapor Phase	Vapor Phase	Liquid Phase
Temperature	C	50	50	50	70	82	97	118	129
Pressure	bar	17	2	3	2	2	2	2	3
Mass Vapor Fraction		0	0	0	0	1	1	1	0
Mass Flows	kg/hr	1,943	693,322	693,322	444,539	444,539	444,539	444,539	248,784
H2	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0
CO	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0
CH4	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0
C2H4	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0
C2H6	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0
CO2	kg/hr	0	2,163	2,163	2,163	2,163	2,163	2,163	0
C3H6	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0
C3H8	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0
DME	kg/hr	0	20	20	20	20	20	20	0
C4H8	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0
C5H10	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0
C6H12	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0
MEOH	kg/hr	1	442,387	442,387	442,316	442,316	442,316	442,316	71
WATER	kg/hr	1,941	248,752	248,752	40	40	40	40	248,712



	Units	P2-S8	P2-S9	P2-S10	P2-S11	P2-S12	P2-S13	P2-S14	P2-S15
Phase		Liquid Phase	Liquid Phase	Liquid Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase
Temperature	C	116	116	50	470	470	420	150	120
Pressure	bar	3	2	2	2	2	2	2	2
Mass Vapor Fraction		0	0	0	1	1	1	1	1
Mass Flows	kg/hr	248,784	248,784	248,784	444,539	444,539	461,540	461,540	471,849
H2	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0
CO	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0
CH4	kg/hr	0	0	0	0	4,424	4,424	4,424	4,424
C2H4	kg/hr	0	0	0	0	75,200	75,200	75,200	75,200
C2H6	kg/hr	0	0	0	0	4,424	4,424	4,424	4,424
CO2	kg/hr	0	0	0	2,163	2,163	2,163	2,163	2,163
C3H6	kg/hr	0	0	0	0	75,200	75,200	75,200	75,200
C3H8	kg/hr	0	0	0	0	4,424	4,424	4,424	4,424
DME	kg/hr	0	0	0	20	20	20	20	20
C4H8	kg/hr	0	0	0	0	22,118	22,118	22,118	22,118
C5H10	kg/hr	0	0	0	0	8,847	8,847	8,847	8,847
C6H12	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0
MEOH	kg/hr	71	71	71	442,316	4,424	4,426	4,426	4,429
WATER	kg/hr	248,712	248,712	248,712	40	243,296	260,294	260,294	270,600



	Units	P2-S16	P2-S17	P2-S18	P2-S19	P2-S20	P2-S21	P2-S22	P2-S23
Phase				Vapor Phase	Liquid Phase	Vapor Phase		Vapor Phase	Liquid Phase
Temperature	C	107	50	50	50	117	50	50	50
Pressure	bar	2	2	2	2	6	6	6	6
Mass Vapor Fraction		1	0	1	0	1	1	1	0
Mass Flows	kg/hr	471,849	471,849	203,867	267,982	203,867	203,867	199,882	3,984
H2	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0
CO	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0
CH4	kg/hr	4,424	4,424	4,424	0	4,424	4,424	4,424	0
C2H4	kg/hr	75,200	75,200	75,199	1	75,199	75,199	75,199	0
C2H6	kg/hr	4,424	4,424	4,424	0	4,424	4,424	4,423	0
CO2	kg/hr	2,163	2,163	2,162	0	2,162	2,162	2,162	0
C3H6	kg/hr	75,200	75,200	75,200	1	75,200	75,200	75,200	0
C3H8	kg/hr	4,424	4,424	4,424	0	4,424	4,424	4,424	0
DME	kg/hr	20	20	20	0	20	20	20	0
C4H8	kg/hr	22,118	22,118	22,118	0	22,118	22,118	22,118	0
C5H10	kg/hr	8,847	8,847	8,847	0	8,847	8,847	8,847	0
C6H12	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0
MEOH	kg/hr	4,429	4,429	1,251	3,179	1,251	1,251	1,122	129
WATER	kg/hr	270,600	270,600	5,799	264,801	5,799	5,799	1,943	3,855



	Units	P2-S24	P2-S25	P2-S26	P2-S27	P2-S28	P2-S29	P2-S30	P2-S31
Phase		Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase		Vapor Phase
Temperature	C	72	43	43	86	50	50		50
Pressure	bar	9	9	9	17	17	17	17	17
Mass Vapor Fraction		1	1	1	1	1	1		1
Mass Flows	kg/hr	199,882	199,882	197,720	197,720	197,720	197,720		195,777
H2	kg/hr	0	0	0	0	0	0		0
CO	kg/hr	0	0	0	0	0	0		0
CH4	kg/hr	4,424	4,424	4,424	4,424	4,424	4,424		4,424
C2H4	kg/hr	75,199	75,199	75,199	75,199	75,199	75,199		75,199
C2H6	kg/hr	4,423	4,423	4,423	4,423	4,423	4,423		4,423
CO2	kg/hr	2,162	2,162	0	0	0	0		0
C3H6	kg/hr	75,200	75,200	75,200	75,200	75,200	75,200		75,200
C3H8	kg/hr	4,424	4,424	4,424	4,424	4,424	4,424		4,424
DME	kg/hr	20	20	20	20	20	20		20
C4H8	kg/hr	22,118	22,118	22,118	22,118	22,118	22,118		22,118
C5H10	kg/hr	8,847	8,847	8,847	8,847	8,847	8,847		8,847
C6H12	kg/hr	0	0	0	0	0	0		0
MEOH	kg/hr	1,122	1,122	1,122	1,122	1,122	1,122		1,121
WATER	kg/hr	1,943	1,943	1,943	1,943	1,943	1,943		2



	Units	P2-S32	P2-S33	P2-S34	P2-S35	P2-S36	P2-S37	P2-S38	P2-S39
Phase		Vapor Phase					Liquid Phase	Liquid Phase	Liquid Phase
Temperature	C	88	50	48	31	30	5	-96	19
Pressure	bar	31	31	31	31	31	31	30	31
Mass Vapor Fraction		1	1	1	0	0	0	0	0
Mass Flows	kg/hr	195,777	195,777	195,777	195,777	195,777	195,777	4,495	191,282
H2	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0
CO	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0
CH4	kg/hr	4,424	4,424	4,424	4,424	4,424	4,424	4,418	5
C2H4	kg/hr	75,199	75,199	75,199	75,199	75,199	75,199	77	75,122
C2H6	kg/hr	4,423	4,423	4,423	4,423	4,423	4,423	0	4,423
CO2	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0
C3H6	kg/hr	75,200	75,200	75,200	75,200	75,200	75,200	0	75,200
C3H8	kg/hr	4,424	4,424	4,424	4,424	4,424	4,424	0	4,424
DME	kg/hr	20	20	20	20	20	20	0	20
C4H8	kg/hr	22,118	22,118	22,118	22,118	22,118	22,118	0	22,118
C5H10	kg/hr	8,847	8,847	8,847	8,847	8,847	8,847	0	8,847
C6H12	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0
MEOH	kg/hr	1,121	1,121	1,121	1,121	1,121	1,121	0	1,121
WATER	kg/hr	2	2	2	2	2	2	0	2



	Units	P2-S40	P2-S41	P2-S43	P2-S44	P2-S45	P2-S46	P2-S47	P2-S48
Phase		Liquid Phase	Liquid Phase	Liquid Phase		Liquid Phase		Liquid Phase	
Temperature	C	-12	-14	84	66	115	107	120	64
Pressure	bar	30	30	31	21	21	18	18	5
Mass Vapor Fraction		0	0	0	0	0	0	0	0
Mass Flows	kg/hr	79,621	75,119	111,661	111,661	36,538	36,538	32,073	32,073
H2	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0
CO	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0
CH4	kg/hr	5	5	0	0	0	0	0	0
C2H4	kg/hr	75,121	75,112	1	1	0	0	0	0
C2H6	kg/hr	4,419	2	4	4	0	0	0	0
CO2	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0
C3H6	kg/hr	75	0	75,125	75,125	9	9	0	0
C3H8	kg/hr	1	0	4,423	4,423	4,421	4,421	46	46
DME	kg/hr	0	0	20	20	20	20	3	3
C4H8	kg/hr	0	0	22,118	22,118	22,118	22,118	22,054	22,054
C5H10	kg/hr	0	0	8,847	8,847	8,847	8,847	8,847	8,847
C6H12	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0
MEOH	kg/hr	0	0	1,121	1,121	1,121	1,121	1,121	1,121
WATER	kg/hr	0	0	2	2	2	2	2	2

	Units	P2-S49	PROPANE	PROPYLEN	S1	S2	S3	S4	S5
Phase		Liquid Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase
Temperature	C	87	52	50	45	147	50	154	50
Pressure	bar	5	18	21	2	6	6	18	18
Mass Vapor Fraction		0	1	1	1	1	1	1	1
Mass Flows	kg/hr	9,957	4,465	75,123	631,930	631,930	631,930	631,930	631,930
H2	kg/hr	0	0	0	41	41	41	41	41
CO	kg/hr	0	0	0	32	32	32	32	32
CH4	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0
C2H4	kg/hr	0	0	1	0	0	0	0	0
C2H6	kg/hr	0	0	4	0	0	0	0	0
CO2	kg/hr	0	0	0	628,658	628,658	628,658	628,658	628,658
C3H6	kg/hr	0	9	75,116	0	0	0	0	0
C3H8	kg/hr	0	4,375	2	0	0	0	0	0
DME	kg/hr	0	17	0	43	43	43	43	43
C4H8	kg/hr	49	63	0	0	0	0	0	0
C5H10	kg/hr	8,787	0	0	0	0	0	0	0
C6H12	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0
MEOH	kg/hr	1,121	0	0	2,801	2,801	2,801	2,801	2,801
WATER	kg/hr	1	0	0	355	355	355	355	355

	Units	S6	S7	S8	S9	S10	S11	S12	S13
Phase		Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase
Temperature	C	115	50	114	34	50	50	205	250
Pressure	bar	36	36	70	70	70	70	70	70
Mass Vapor Fraction		1	1	1	1	1	1	1	1
Mass Flows	kg/hr	631,930	631,930	631,930	83,502	2,898,230	1,449,115	1,449,115	1,449,115
H2	kg/hr	41	41	41	83,502	331,213	165,606	165,606	165,606
CO	kg/hr	32	32	32	0	112,777	56,389	56,389	56,389
CH4	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0
C2H4	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0
C2H6	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0
CO2	kg/hr	628,658	628,658	628,658	0	2,410,295	1,205,148	1,205,148	1,205,148
C3H6	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0
C3H8	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0
DME	kg/hr	43	43	43	0	1,499	750	750	750
C4H8	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0
C5H10	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0
C6H12	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0
MEOH	kg/hr	2,801	2,801	2,801	0	37,877	18,938	18,938	18,938
WATER	kg/hr	355	355	355	0	4,568	2,284	2,284	2,284



	Units	S14	S15	S16	S17	S18	S19	S20	S21
Phase		Vapor Phase							Vapor Phase
Temperature	C	250	134	134	50	134	50	50	50
Pressure	bar	70	70	70	70	70	70	70	70
Mass Vapor Fraction		1	1	1	1	1	1	1	1
Mass Flows	kg/hr	1,449,114	1,449,114	724,557	724,557	724,557	724,557	1,449,114	1,091,399
H2	kg/hr	123,855	123,855	61,928	61,928	61,928	61,928	123,855	123,835
CO	kg/hr	56,389	56,389	28,194	28,194	28,194	28,194	56,389	56,373
CH4	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0
C2H4	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0
C2H6	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0
CO2	kg/hr	901,318	901,318	450,659	450,659	450,659	450,659	901,318	890,819
C3H6	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0
C3H8	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0
DME	kg/hr	760	760	380	380	380	380	760	728
C4H8	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0
C5H10	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0
C6H12	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0
MEOH	kg/hr	240,132	240,132	120,066	120,066	120,066	120,066	240,132	17,538
WATER	kg/hr	126,660	126,660	63,330	63,330	63,330	63,330	126,660	2,107



	Units	S22	S23	S24	S25	S26	S27	S28	S29
Phase		Liquid Phase		Vapor Phase	Liquid Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase
Temperature	C	50	50	50	50	50	205	250	250
Pressure	bar	70	2	2	2	70	70	70	70
Mass Vapor Fraction		0	0	1	0	1	1	1	1
Mass Flows	kg/hr	357,715	357,715	11,054	346,661	1,449,115	1,449,115	1,449,114	1,449,114
H2	kg/hr	20	20	20	0	165,606	165,606	165,606	123,855
CO	kg/hr	16	16	16	0	56,389	56,389	56,389	56,389
CH4	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0
C2H4	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0
C2H6	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0
CO2	kg/hr	10,499	10,499	9,418	1,081	1,205,148	1,205,148	1,205,148	901,318
C3H6	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0
C3H8	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0
DME	kg/hr	32	32	22	10	750	750	749	760
C4H8	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0
C5H10	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0
C6H12	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0
MEOH	kg/hr	222,594	222,594	1,401	221,194	18,938	18,938	18,938	240,132
WATER	kg/hr	124,553	124,553	178	124,376	2,284	2,284	2,284	126,660



	Units	S30	S31	S32	S33	S34	S35	S36	S37
Phase								Vapor Phase	Liquid Phase
Temperature	C	134	134	50	134	50	50	50	50
Pressure	bar	70	70	70	70	70	70	70	70
Mass Vapor Fraction		1	1	1	1	1	1	1	0
Mass Flows	kg/hr	1,449,114	724,557	724,557	724,557	724,557	1,449,114	1,091,399	357,715
H2	kg/hr	123,855	61,928	61,928	61,928	61,928	123,855	123,835	20
CO	kg/hr	56,389	28,194	28,194	28,194	28,194	56,389	56,373	16
CH4	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0
C2H4	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0
C2H6	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0
CO2	kg/hr	901,318	450,659	450,659	450,659	450,659	901,318	890,819	10,499
C3H6	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0
C3H8	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0
DME	kg/hr	760	380	380	380	380	760	728	32
C4H8	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0
C5H10	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0
C6H12	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0
MEOH	kg/hr	240,132	120,066	120,066	120,066	120,066	240,132	17,538	222,594
WATER	kg/hr	126,660	63,330	63,330	63,330	63,330	126,660	2,107	124,553



	Units	S38	S39	S40	S41	S42	S43	S44	S45
Phase			Vapor Phase	Liquid Phase	Vapor Phase	Liquid Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase
Temperature	C	50	50	50	50	10	126	136	143
Pressure	bar	2	2	2	70	30	6	2	2
Mass Vapor Fraction		0	1	0	1	0	1	1	1
Mass Flows	kg/hr	357,715	11,054	346,661	2,182,798	4,502	631,930	444,539	444,539
H2	kg/hr	20	20	0	247,670	0	41	0	0
CO	kg/hr	16	16	0	112,746	0	32	0	0
CH4	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0
C2H4	kg/hr	0	0	0	0	9	0	0	0
C2H6	kg/hr	0	0	0	0	4,417	0	0	0
CO2	kg/hr	10,499	9,418	1,081	1,781,637	0	628,658	2,163	2,163
C3H6	kg/hr	0	0	0	0	75	0	0	0
C3H8	kg/hr	0	0	0	0	1	0	0	0
DME	kg/hr	32	22	10	1,456	0	43	20	20
C4H8	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0
C5H10	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0
C6H12	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0
MEOH	kg/hr	222,594	1,401	221,194	35,075	0	2,801	442,316	442,316
WATER	kg/hr	124,553	178	124,376	4,213	0	355	40	40



Heat exchanger	HX101	HX102	HX103	HX104	HX105	HX106	HX107	HX108	HX109
Heat transfer area [sqm]	1,049	896	731	3,968	1,658	1,658	3,968	1,658	1,658
Pressure Inlet [Bar]	6.0	18.0	36.0	70.0	70.0	70.0	70.0	70.0	70.0
Pressure Outlet [Bar]	6.0	18.0	36.0	70.0	70.0	70.0	70.0	70.0	70.0
Temperature Inlet [C]	126.0	146.0	115.4	50.0	134.0	134.0	50.0	134.0	134.0
Temperature Outlet [C]	50.0	50.0	50.0	205.0	50.0	50.0	205.0	50.0	50.0
Heat duty [kw]	-12,424	-16,612	-12,392	161,900	-91,558	-91,558	161,900	-91,558	-91,558

Heat exchanger	HX-101	HX-102	HX-103	HX-104	HX-105	HX-106	HX-107	HX-108	HX-109
Heat transfer area [sqm]	498	339	498	3,028	4,851	331	212	178	288
Pressure Inlet [Bar]	2.0	2.0	2.0	2.0	2.0	6.0	8.7	17.3	30.5
Pressure Outlet [Bar]	2.0	2.0	2.0	2.0	2.0	6.0	8.7	17.3	30.5
Temperature Inlet [C]	70.0	129.0	116.0	82.0	107.0	117.0	72.0	86.0	88.0
Temperature Outlet [C]	82.0	116.0	50.0	97.0	50.0	50.0	43.0	50.0	50.0
Heat duty [kw]	75,824	4,190	-20,784	71,121	-128,810	-9,531	-2,849	-3,787	-6,278

Heat exchanger	HX-110	HX-111	HX-112	HX-113	HX-114	HX-115	HX-116
Heat transfer area [sqm]	11	170	21	2231	13	469	166
Pressure Inlet [Bar]	30.5	30.5	30.5	30.5	5.1	2.0	2.0
Pressure Outlet [Bar]	30.5	30.5	30.5	30.5	5.1	2.0	2.0
Temperature Inlet [C]	50.0	48.0	30.8	30.0	87.0	118.0	136.0
Temperature Outlet [C]	48.0	31.0	30.0	5.2	50.0	136.0	143.0
Heat duty [kw]	-752	-7,030	-356	-10,153	-259	3,649	1,444

Fire heat	FIRE101	FIRE102	HEAT-101
Pressure Inlet [Bar]	70	70	2
Pressure Outlet [Bar]	70	70	2
Temperature Inlet [C]	205	205	143
Temperature Outlet [C]	250	250	470
Heat duty [kw]	47,627	47,627	82,764

Pump	P-101
Pressure Inlet [Bar]	2.0
Pressure Outlet [Bar]	2.5
Temperature Inlet [C]	49.8
Temperature Outlet [C]	49.8
Heat duty [kw]	14.7

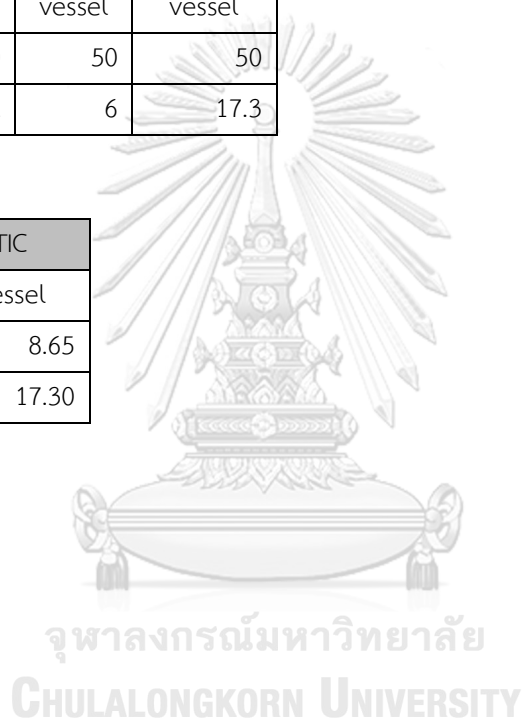
Reactor	R101	R102	R101
Type of reactor	Fixed bed	Fixed bed	Fluidized bed reactor
Thermodynamic process	Isothermal	Isothermal	Isothermal
Operating temperature	250	250	470
Operating Pressure	70	70	2
Heat duty [kw]	-118,073	-118,073	-96,615

Tower	T-101	T-102	T-103	T-104	T-105	T-106	T-107
Condenser /Top performance							
Type of condenser	Total condenser	Total condenser	Total condenser	Partial vapor condenser	Partial vapor condenser	Partial vapor condenser	Partial vapor condenser
Temperature[C]	69.96	-95.78	-12.44	-14.09	49.84	51.91	50.29
Pressure[bar]	2.00	30.00	30.00	29.50	20.50	17.50	4.60
Reflux ratio	1.66	18.16	1.75	5.57	21.87	8.03	1.54
Heat duty[kW]	-383,832	-6,399	-15,724	-35,841	-127,236	-2,860	-3,451
Reboiler/Bottom stage performance							
Type of reboiler	kettle	kettle	kettle	kettle	kettle	kettle	kettle
Temperature[C]	128.78	19.39	84.23	9.92	114.86	120.22	87.02
Pressure[bar]	2.50	30.50	30.50	30.00	21.00	18.00	5.10
Boilup ratio	2.65	0.55	2.86	111.75	47.06	1.27	4.06
Heat duty[kW]	414,506	8,062	19,810	35,804	131,631	3,097	4,214
Number of stages	23	32	42	120	424	42	47
Feed stage	17	15	19	63	213	19	23

Vessel	V101	V102	V103	V104	Gas dryer	QT-101	QT-102
Vessel Orientation	Horizontal vessel	Vertical vessel	Horizontal vessel	Vertical vessel	Vertical vessel	Vertical vessel	Vertical vessel
Operating temperature	50	50	50	50	50	470	150
Operating Pressure	70	2	70	2	17.3	2	2

Vessel	V-101	V-102	V-103
Vessel Orientation	Vertical vessel	Vertical vessel	Vertical vessel
Operating temperature	50	50	50
Operating Pressure	2	6	17.3

Particulate process step	CAUSTIC
Vessel Orientation	Vertical vessel
Operating temperature	8.65
Operating Pressure	17.30



บรรณานุกรม

1. Chauvy, R., et al., *Selecting emerging CO2 utilization products for short- to mid-term deployment*. Applied Energy, 2019. 236: p. 662-680.
2. Dimian, A.C., C.S. Bildea, and A.A. Kiss, 4 - *Methanol-To-Olefin Process*, in *Applications in Design and Simulation of Sustainable Chemical Processes*, A.C. Dimian, C.S. Bildea, and A.A. Kiss, Editors. 2019, Elsevier. p. 147-182.
3. Turrentine, J. *Global Warming* 101
Everything you wanted to know about our changing climate but were too afraid to ask. 2021 [23 April 2023]; Available from: <https://www.nrdc.org/stories/global-warming-101#warming>.
4. IEA. *CO2 Emissions in 2022*. 2023 [27 April 2023]; Available from: <https://www.iea.org/reports/co2-emissions-in-2022>.
5. มณีโชติ, ม. คาร์บอนเครดิต คืออะไร? 2565 [23 April 2023]; Available from: <https://www.tris.co.th/carbon-credit/>.
6. (องค์การมหาชน), อ. "คาร์บอนเครดิต" โดกระฉูดมูลค่ามหาศาลกว่า 7.5 แสนล.ในปี 2573. 2022 [27 April 2023]; Available from: <http://www.tgo.or.th/2020/index.php/th/post/%E0%B8%84%E0%B8%B2%E0%B8%A3%E0%B9%8C%E0%B8%9A%E0%B8%AD%E0%B8%99%E0%B9%80%E0%B8%84%E0%B8%A3%E0%B8%94%E0%B8%B4%E0%B8%95-%E0%B9%82%E0%B8%95%E0%B8%81%E0%B8%A3%E0%B8%B0%E0%B8%89%E0%B8%B9%E0%B8%94%E0%B8%A1%E0%B8%B9%E0%B8%A5%E0%B8%84%E0%B9%88%E0%B8%B2%E0%B8%A1%E0%B8%AB%E0%B8%B2%E0%B8%A8%E0%B8%B2%E0%B8%A5%E0%B8%81%E0%B8%A7%E0%B9%88%E0%B8%B2-7-5-%E0%B9%81%E0%B8%AA%E0%B8%99%E0%B8%A5-%E0%B9%83%E0%B8%99%E0%B8%9B%E0%B8%B5-2573-490>.
7. EEI. คาร์บอนเครดิต (Carbon Credit) คืออะไร ทำไมถึงต้องเร่งสร้างคาร์บอนเครดิต. 2023 [23 April 2023]; Available from: <https://www.mreport.co.th/experts/business-and-management/325-Carbon-Credit-Thailand>.
8. Figueroa, J.D., et al., *Advances in CO2 capture technology—The U.S.*

- Department of Energy's Carbon Sequestration Program. International Journal of Greenhouse Gas Control*, 2008. 2(1): p. 9-20.
9. Zhou, H., et al., *Comparative investigation of CO₂-to-methanol process using different CO₂ capture technologies*. *Fuel*, 2023. 338: p. 127359.
 10. ส่องอนาคต 'Green Hydrogen' แหล่งพลังงานใหม่ธุรกิจสีเขียว ภายใต้อำนาจรัฐสู่ Net Zero. 2022; Available from: <https://www.bangkokbanksme.com/en/9sme3-looking-at-the-future-of-green-hydrogen>.
 11. สารตะวัน, ส. ทำไมต้องไฮโดรเจนชั้น? 2019 24 april 2023]; Available from: <https://www.scimath.org/article-chemistry/item/10966-2019-10-25-07-00-13>.
 12. Kiss, A.A., et al., *Novel efficient process for methanol synthesis by CO₂ hydrogenation*. *Chemical Engineering Journal*, 2016. 284: p. 260-269.
 13. An, X., et al., *Methanol Synthesis from CO₂ Hydrogenation with a Cu/Zn/Al/Zr Fibrous Catalyst*. *Chinese Journal of Chemical Engineering*, 2009. 17(1): p. 88-94.
 14. Graaf, G.H., E.J. Stamhuis, and A.A.C.M. Beenackers, *Kinetics of low-pressure methanol synthesis*. *Chemical Engineering Science*, 1988. 43(12): p. 3185-3195.
 15. Taheri Najafabadi, A., et al., *Kinetic modeling and optimization of the operating condition of MTO process on SAPO-34 catalyst*. *Journal of Industrial and Engineering Chemistry*, 2012. 18(1): p. 29-37.
 16. Nyári, J., et al., *Techno-economic barriers of an industrial-scale methanol CCU-plant*. *Journal of CO₂ Utilization*, 2020. 39: p. 101166.
 17. Haghghatjoo, F., M.R. Rahimpour, and M. Farsi, *Techno-economic and environmental assessment of CO₂ conversion to methanol: Direct versus indirect conversion routes*. *Chemical Engineering and Processing - Process Intensification*, 2023. 184: p. 109264.
 18. Yu, B.-Y. and I.L. Chien, *Design and Optimization of the Methanol-to-Olefin Process. Part I: Steady-State Design and Optimization*. *Chemical Engineering & Technology*, 2016. 39(12): p. 2293-2303.
 19. ทองสุโขวงศ์, อ. บทที่ 4 การตัดสินใจเพื่อการลงทุน. 27 april 2023]; Available from: https://home.kku.ac.th/anuton/3526301/Doc_04.pdf.
 20. Cho, S., C. Kim, and J. Kim, *Techno-economic assessment and early-stage screening of CO₂ direct hydrogenation catalysts for methanol production using*

knowledge-based surrogate modeling. Energy Conversion and Management, 2021. 244: p. 114477.



ประวัติผู้เขียน

ชื่อ-สกุล	นายภูพรพงศ์ ชาติขำนิ
วัน เดือน ปี เกิด	27 พฤษภาคม 2542
สถานที่เกิด	กรุงเทพมหานคร
ที่อยู่ปัจจุบัน	121/433 ถนนรามอินทรา แขวงท่าแร้ง เขตบางเขน กรุงเทพมหานคร 10220



จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
CHULALONGKORN UNIVERSITY