



รายงาน

โครงการการเรียนการสอนเพื่อเสริมประสบการณ์

เรื่อง

การจำลองกระบวนการผลิตเมทานอลโดยการเติมไฮโดรเจนของคาร์บอนไดออกไซด์

Simulation of a methanol production process from CO₂ hydrogenation

จัดทำโดย

นางสาว พิมพ์นารา ณ นคร 6032944423

นางสาว วรรชา โสหา 6032956023

อาจารย์ที่ปรึกษา

อาจารย์ อนุรักษ์ พิณฑุโยธิน

รายงานนี้เป็นส่วนหนึ่งของวิชา 2306499 Senior Project

ภาควิชา เคมีเทคนิค คณะวิทยาศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ปีการศึกษา 2563

บทคัดย่อ

ชื่อโครงการ (ภาษาไทย) : การจำลองกระบวนการผลิตเมทานอลโดยการเติมไฮโดรเจนของคาร์บอนไดออกไซด์

ชื่อโครงการ (ภาษาอังกฤษ) : Simulation of a methanol production process from CO₂

hydrogenation

ชื่อนิสิตหัวหน้าโครงการ นางสาว พิมพ์นารา ณ นคร รหัสประจำตัวนิสิต 6032944423

ชื่อนิสิตที่ร่วมในโครงการ นางสาว วรรชชา โสหา รหัสประจำตัวนิสิต 6032956023

ชื่ออาจารย์ที่ปรึกษาโครงการ อาจารย์ ญัฐพล พิณฑุโยธิน

ภาควิชาเคมีเทคนิค คณะวิทยาศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย ปีการศึกษา 2563

ในปัจจุบันมีการปลดปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์จำนวนมาก ซึ่งนับเป็นปัญหาสำคัญที่ส่งผลกระทบต่อสิ่งมีชีวิตและสิ่งแวดล้อม โดยหนึ่งในสาเหตุสำคัญมาจากการปลดปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์จากภาคอุตสาหกรรม ดังนั้นการพิจารณาการนำคาร์บอนไดออกไซด์มาใช้ประโยชน์จึงเป็นทางเลือกที่น่าสนใจ โดยงานวิจัยนี้มีการศึกษากระบวนการผลิตเมทานอลจากการเติมไฮโดรเจนของคาร์บอนไดออกไซด์ ผ่านโปรแกรม Aspen Plus เพื่อศึกษาหาสภาวะที่เหมาะสม โดยการออกแบบกระบวนการและตัวแปรในการดำเนินการต่าง ๆ เพื่อเพิ่มประสิทธิภาพในการผลิตเมทานอล จากการดักจับคาร์บอนโดยการดูดซึมของโมโนเอทาโนลามีนจากก๊าซไอเสียทางอุตสาหกรรมผ่านเข้าสู่กระบวนการผลิตเมทานอล ซึ่งสามารถเปลี่ยนร้อยละ 42 ของคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอล 16,994 กิโลกรัมต่อชั่วโมง นอกจากนี้ยังมีการศึกษาผลของอุณหภูมิของเครื่องปฏิกรณ์แบบท่อที่ส่งผลต่อกระบวนการผลิตเมทานอล พบว่าสำหรับปฏิกิริยาสังเคราะห์เมทานอลที่อุณหภูมิสูงมีค่าคอนเวอร์ชันค่อนข้างน้อย ในขณะที่ปฏิกิริยาอวเตอร์แก๊สซิฟต์ย้อนกลับ (RWGS) พบว่ายิ่งอุณหภูมิเพิ่มขึ้น ค่าคอนเวอร์ชันก็ยิ่งเพิ่มขึ้นอย่างมีนัยสำคัญ และเมื่อพิจารณาผลของความดันเครื่องปฏิกรณ์ที่ส่งผลต่อกระบวนการผลิตเมทานอล พบว่าสำหรับปฏิกิริยาสังเคราะห์เมทานอล ยิ่งความดันของเครื่องปฏิกรณ์เพิ่มขึ้น ค่าคอนเวอร์ชันของคาร์บอนไดออกไซด์ก็ยิ่งเพิ่มขึ้นด้วย ในขณะที่ปฏิกิริยาอวเตอร์แก๊สซิฟต์ย้อนกลับ (RWGS) พบว่าการเพิ่มขึ้นของความดันไม่มีผลต่อค่าคอนเวอร์ชันของคาร์บอนไดออกไซด์ สุดท้ายมีการประเมินการปลดปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์ โดยพบว่ากระบวนการนี้สามารถลดการปลดปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์ได้ถึง 1.97 กิโลกรัมต่อกิโลกรัมเมทานอล ซึ่งมีความมากกว่าเมื่อเปรียบเทียบกับงานวิจัยอื่น

คำสำคัญ : การใช้ประโยชน์จากคาร์บอนไดออกไซด์ การสังเคราะห์เมทานอล Aspen Plus

ภาควิชาเคมีเทคนิค

สาขาวิชา	เคมีวิศวกรรม	ลายมือชื่อนิสิต	<u>พิมพ์นารา ณ นคร</u>
สาขาวิชา	เคมีวิศวกรรม	ลายมือชื่อนิสิต	<u>วรรชชา โสหา</u>
ปีการศึกษา	2563	ลายมือชื่อ อ. ที่ปรึกษา	<u>Natthapol Pitsuwathin</u>

ABSTRACT

Title: **Simulation of a methanol production process from CO₂ hydrogenation**

By: **Pimnara Na Nakorn** **6032944423**

Wansa Soha **6032956023**

Advisor: Lecturer Nathapol Pintuyothin

Department of Chemical Technology, Faculty of Science, Chulalongkorn University 2020

At present, a large amount of CO₂ is released. This is a major problem affecting living organisms and the environment. One of the major causes is the release of industrial CO₂. Therefore, considering the use of CO₂ is an attractive alternative. In this research, methanol production process from the hydrogenation of CO₂ was studied through the Aspen Plus program to determine the optimum conditions by designing processes and operating parameters to increase the efficiency of methanol production. CO₂ was captured by absorption of MEA from industrial flue gases and passed into the methanol production process which can convert 42 percent of captured CO₂ to 16,994 kilograms of methanol per hour. In addition, the effect of temperature in tubular reactor on methanol production process was also studied. It was found that the methanol synthesis reaction with high temperature had a relatively low conversion. During the RWGS reaction it was found that the temperature increased, the conversion rate also increased significantly, and when considering the result of the reactor's pressure which affects the production of methanol it was found that for the synthesis reaction of methanol as the reactor's pressure increases the conversion rate of CO₂ also increases. While with the RWGS reaction it was found that the increase in pressure has no effect to the CO₂ conversion rate. Lastly, with the assessment of the CO₂ emission it was found that this method is able to reduce the emission by up to 1.97 kilogram per kilogram of methanol, which is more significant in comparison to other research.

Keywords: CO₂ utilization, Methanol synthesis, Aspen Plus

Department of Chemical Technology

Field of study Chemical Engineering

Field of study Chemical Engineering

Academic Year 2020

Student's signature Pimnara Na Nakorn

Student's signature Wansa Soha

Advisor's signature Nathapol Pintuyothin

กิตติกรรมประกาศ

รายงานความก้าวหน้าฉบับนี้สำเร็จลุล่วงไปด้วยดี ด้วยความกรุณาของอาจารย์ ณิชฐพล พินทุโยธิน อาจารย์ที่ปรึกษาโครงการ ที่ให้ความช่วยเหลือเมื่อประสบปัญหาหรือเจอเวลาที่ยากลำบาก และช่วยตรวจทานแก้ไขข้อบกพร่อง ตลอดจนข้อผิดพลาดต่าง ๆ มาโดยตลอด นอกจากนี้ยังให้คำแนะนำอันเป็นประโยชน์อย่างยิ่งในการทำโครงการวิจัยนี้ ผู้จัดทำโครงการจึงขอกราบขอบพระคุณในความกรุณาของอาจารย์เป็นอย่างสูงไว้ ณ ที่นี้

สุดท้ายขอขอบคุณ นิสิตภาควิชาเคมีเทคนิค คณะวิทยาศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย ทุกคนที่คอยให้ความช่วยเหลือในเวลาที่พบปัญหา คอยให้คำแนะนำและคำปรึกษา พร้อมทั้งมอบกำลังใจดี ๆ ทำให้โครงการวิจัยนี้สามารถสำเร็จลุล่วงไปได้ด้วยดี

คณะผู้จัดทำโครงการ

พิมพ์นารา ณ นคร

วรรษษา โสหา

สารบัญ

เรื่อง	หน้า
บทคัดย่อภาษาไทย	ก
บทคัดย่อภาษาอังกฤษ	ข
กิตติกรรมประกาศ	ค
สารบัญ	ง
สารบัญตาราง	ฉ
สารบัญภาพ	ช
บทที่ 1 บทนำ	1
1.1 ความเป็นมาและมูลเหตุจูงใจในการเสนอโครงการ	1
1.2 วัตถุประสงค์ของโครงการ	2
1.3 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ	2
1.4 วิธีการดำเนินงาน	2
บทที่ 2 ทฤษฎีและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง	3
2.1 ทฤษฎีที่เกี่ยวข้อง	3
2.2 งานวิจัยที่เกี่ยวข้อง	5
บทที่ 3 วิธีดำเนินงานวิจัย	8
3.1 เครื่องมือที่ใช้ในการทดลอง	8
3.2 วิธีดำเนินการทดลอง	8
บทที่ 4 ผลการทดลอง และวิจารณ์การทดลอง	15
4.1 การจำลองกระบวนการผลิตเมทานอลโดยการเติมไฮโดรเจนของคาร์บอนไดออกไซด์	15
4.3 การจำลองกระบวนการผลิตเมทานอลที่ความดันของเครื่องปฏิกรณ์ที่แตกต่างกัน	19
4.4 การประเมินการปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์	22

เรื่อง	หน้า
บทที่ 5 สรุปผลการทดลอง และข้อเสนอแนะ	24
5.1 สรุปผลการทดลอง	24
5.2 ข้อเสนอแนะ	24
บรรณานุกรม	25
ภาคผนวก	27
ภาคผนวก ก ข้อมูลสายป้อน (Stream Table)	28
ภาคผนวก ข ตารางบันทึกผลการทดลอง	32

สารบัญตาราง

ตาราง	หน้า
ตารางที่ 3.1 องค์ประกอบของก๊าซไอเสีย	10
ตารางที่ 3.2 แสดงคุณสมบัติของตัวเร่งปฏิกิริยาทองแดง/สังกะสีออกไซด์/อะลูมินา (Cu/ZnO/Al ₂ O ₃)	12
ตารางที่ 3.3 แสดงค่าพารามิเตอร์สำหรับแบบจำลองจลนศาสตร์	13
ตารางที่ 3.4 แสดงขนาดเครื่องปฏิกรณ์	13
ตารางที่ 4.1 แสดงการควบคุมมวลของกระบวนการสังเคราะห์เมทานอล	16
ตารางที่ 4.2 แสดงผลของอุณหภูมิของเครื่องปฏิกรณ์ต่อกระบวนการผลิตเมทานอล	16
ตารางที่ 4.3 แสดงผลของอุณหภูมิเครื่องปฏิกรณ์ต่อปฏิกิริยาการผลิตเมทานอล	18
ตารางที่ 4.4 แสดงผลของความดันของเครื่องปฏิกรณ์ต่อกระบวนการผลิตเมทานอล	19
ตารางที่ 4.5 แสดงผลการประเมินการปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์	22
ตารางที่ 4.6 แสดงผลการเปรียบเทียบการปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์	23
ตารางที่ ข.1 แสดงผลของอุณหภูมิของเครื่องปฏิกรณ์ต่อกระบวนการผลิตเมทานอล	32
ตารางที่ ข.2 แสดงผลของอุณหภูมิของเครื่องปฏิกรณ์ต่อปฏิกิริยาสังเคราะห์เมทานอล	34
ตารางที่ ข.3 แสดงผลของอุณหภูมิของเครื่องปฏิกรณ์ต่อปฏิกิริยาอวเตอรแก๊สซิปต์ย้อนกลับ	36
ตารางที่ ข.4 แสดงผลของความดันของเครื่องปฏิกรณ์ต่อปฏิกิริยาสังเคราะห์เมทานอล	38
ตารางที่ ข.5 แสดงผลของความดันของเครื่องปฏิกรณ์ต่อปฏิกิริยาอวเตอรแก๊สซิปต์ย้อนกลับ	39

สารบัญภาพ

ภาพประกอบที่	หน้า
รูปที่ 3.1 แผนผังของหน่วยดักจับคาร์บอนไดออกไซด์	9
รูปที่ 3.2 แผนผังกระบวนการ	14
รูปที่ 4.1 แผนภาพจำลองกระบวนการผลิตเมทานอลโดยการเติมไฮโดรเจนของคาร์บอนไดออกไซด์	15
รูปที่ 4.2 ผลของอุณหภูมิของเครื่องปฏิกรณ์ต่อกระบวนการผลิตเมทานอล	17
รูปที่ 4.3 ผลของอุณหภูมิของเครื่องปฏิกรณ์ต่อกระบวนการผลิตเมทานอลในแต่ละปฏิกิริยา	19
รูปที่ 4.4 ผลของความดันของเครื่องปฏิกรณ์ต่อกระบวนการผลิตเมทานอล	21
รูปที่ 4.5 ผลของอุณหภูมิของเครื่องปฏิกรณ์ต่อกระบวนการผลิตเมทานอลในแต่ละปฏิกิริยา	21
รูปที่ 4.6 ผลการเปรียบเทียบการปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์	23

บทที่ 1 บทนำ

1.1 ความเป็นมาและมูลเหตุจูงใจในการเสนอโครงการ

ปัจจุบันการพัฒนาทางด้านเทคโนโลยีอุตสาหกรรมในประเทศไทยมีการขยายตัวอย่างรวดเร็ว ก่อให้เกิดก๊าซเรือนกระจกที่ออกมาจากกระบวนการผลิต ก๊าซเรือนกระจกที่สำคัญ คือ ไอน้ำ ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ โอโซน มีเทน และ ไนตรัสออกไซด์ เป็นต้น แต่ก๊าซเรือนกระจกที่ถูกควบคุมโดยพิธีสารเกียวโตมีเพียง 6 ชนิด โดยจะต้องเป็นก๊าซที่เกิดจากกิจกรรมของมนุษย์ (anthropogenic greenhouse gas emission) เท่านั้น ได้แก่ ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ (CO₂) ก๊าซมีเทน (CH₄) ก๊าซไนตรัสออกไซด์ (N₂O) ก๊าซไฮโดรฟลูออโรคาร์บอน (HFCs) ก๊าซเปอร์ฟลูออโรคาร์บอน (PFCs) และก๊าซซัลเฟอร์เฮกซะฟลูออไรด์ (SF₆) [1] ซึ่งการปล่อย CO₂ จากการใช้พลังงานของประเทศในช่วงที่ผ่านมา มีแนวโน้มเพิ่มขึ้นนับตั้งแต่หลังภาวะเศรษฐกิจตกต่ำ จาก 145.5 ล้านตัน CO₂ ในปี 2541 เป็น 263.4 ล้านตัน CO₂ ในปี 2561 หรือเพิ่มขึ้นเฉลี่ยร้อยละ 3.0 ต่อปี สอดคล้องกับการใช้พลังงานของประเทศที่เพิ่มขึ้นเฉลี่ยร้อยละ 3.7 ต่อปี [2] โดยการเพิ่มปริมาณของ CO₂ ในบรรยากาศสามารถส่งผลกระทบต่อด้านสิ่งแวดล้อม เศรษฐกิจและสุขภาพในระยะยาว จึงได้มีการคิดค้นงานวิจัยเพื่อลดปริมาณแก๊สเรือนกระจก โดยการนำ CO₂ มาใช้เป็นสารตั้งต้นในการสังเคราะห์เชื้อเพลิงทางเลือกผ่านปฏิกิริยาคาร์บอนไดออกไซด์ไฮโดรจิเนชัน (CO₂ Hydrogenation) ทั้งนี้ผลิตภัณฑ์หลักของปฏิกิริยาคาร์บอนไดออกไซด์ไฮโดรจิเนชัน คือ เมทานอล

เมทานอล เป็นแอลกอฮอล์ที่มีขนาดเล็กที่สุด มีสูตรโครงสร้างทางเคมี คือ CH₃OH มีสถานะเป็นของเหลวที่อุณหภูมิห้อง เป็นสารเคมีพื้นฐานที่สำคัญในอุตสาหกรรมเคมีต่าง ๆ และในกระบวนการผลิตไบโอดีเซลที่มีการใช้เมทานอลต่อน้ำมันในอัตราส่วนร้อยละ 15 นอกจากนี้เมทานอล ยังสามารถนำมาใช้เป็นสารตั้งต้นในการผลิตก๊าซโซลีน ผ่านกระบวนการ MTG (Methanol to Gasoline) ได้อีกด้วย จะเห็นว่า ความต้องการเมทานอลนั้นเพิ่มสูงขึ้นอย่างรวดเร็วแต่ในปัจจุบัน สำหรับประเทศไทยนั้น ประเทศไทยยังไม่สามารถผลิตเมทานอลได้เอง จึงต้องพึ่งพาการนำเข้าจากต่างประเทศ ทำให้ต้องสูญเสียเงินตราต่างประเทศอย่างมาก ตามปริมาณความต้องการที่เพิ่มขึ้น [3]

ดังนั้นผู้วิจัยจึงเล็งเห็นถึงความสำคัญดังกล่าว และมีความสนใจในการศึกษากระบวนการผลิตเมทานอล โดยการเติมไฮโดรเจนของคาร์บอนไดออกไซด์ผ่านปฏิกิริยาคาร์บอนไดออกไซด์ไฮโดรจิเนชัน ซึ่งคำนึงถึงความยั่งยืนในการแก้ไขปัญหาผลกระทบต่อสิ่งแวดล้อม โดยลดการปล่อยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ทั้งจากในชั้นบรรยากาศ หรือจากการปล่อยของโรงงานต่าง ๆ ซึ่งนำไปสู่การเกิดภาวะเรือนกระจก อีกทั้งเมทานอลยังเป็นหนึ่งในสารเคมีที่มีอุตสาหกรรมใหญ่ที่สุดและเป็นส่วนประกอบสำคัญสำหรับสารประกอบเคมีต่าง ๆ ดังเช่น พอร์ซัล ดีไฮด์ โอเลฟินส์ กรดอะซิติก เป็นต้น

1.2 วัตถุประสงค์ของโครงการ

1. เพื่อศึกษาการจำลองกระบวนการผลิตเมทานอลโดยการเติมไฮโดรเจนของคาร์บอนไดออกไซด์ โดยใช้โปรแกรม Aspen Plus
2. เพื่อศึกษาหาสภาวะที่เหมาะสม โดยการออกแบบกระบวนการและตัวแปรในการดำเนินการต่าง ๆ เพื่อเพิ่มประสิทธิภาพในการผลิตเมทานอลโดยการเติมไฮโดรเจนของคาร์บอนไดออกไซด์

1.3 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ

มีความรู้ และความเข้าใจในกระบวนการผลิตเมทานอลโดยการเติมไฮโดรเจนของคาร์บอนไดออกไซด์ โดยการใช้โปรแกรม Aspen Plus ในการจำลองกระบวนการ โดยสามารถวิเคราะห์ถึงตัวแปรที่เกี่ยวข้องเพื่อหาสภาวะที่เหมาะสม นำไปสู่การเพิ่มประสิทธิภาพของการผลิตเมทานอลจากคาร์บอนไดออกไซด์ เพื่อลดปัญหาการปล่อยมลพิษสู่สิ่งแวดล้อม

1.4 วิธีการดำเนินงาน

ก. แผนการศึกษา

1. สืบค้นงานวิจัย และรวบรวมข้อมูลที่เกี่ยวข้อง
2. ศึกษาชุดคำสั่ง และการทำงานของโปรแกรม Aspen Plus
3. ออกแบบกระบวนการ เครื่องปฏิกรณ์ และกำหนดตัวแปรต่าง ๆ ที่เกี่ยวข้อง
4. สร้างแบบจำลองด้วยโปรแกรม Aspen Plus ตามสภาวะที่วางแผนไว้
5. วิเคราะห์ผลการดำเนินงาน และศึกษาผลของตัวแปรต่าง ๆ เพื่อหาสภาวะที่เหมาะสมของกระบวนการสรุปผลการทดลอง และจัดทำเล่มรายงานวิจัย

บทที่ 2 ทฤษฎีและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

2.1 ทฤษฎีที่เกี่ยวข้อง

2.1.1 กระบวนการผลิตเมทานอลทั่วไป

เมทานอลส่วนใหญ่ที่ผลิตในเชิงอุตสาหกรรมในปัจจุบันได้มาจากการแปลงตัวเร่งปฏิกิริยาของก๊าซสังเคราะห์ (ส่วนผสมของก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์, ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ และก๊าซไฮโดรเจน) แม้ว่ามันอาจจะถูกผลิตมาจากสารประกอบคาร์บอนेटต่างๆ แต่ก๊าซสังเคราะห์ส่วนใหญ่ในปัจจุบันผลิตมาจากก๊าซธรรมชาติ

ตัวเร่งปฏิกิริยาทางการค้าที่ถือใช้ในการผลิตเมทานอลจากก๊าซธรรมชาติโดยทั่วไป คือ ทองแดง/สังกะสีออกไซด์/อะลูมินา ที่ช่วยให้การผลิตเมทานอลภายใต้สภาวะที่มีอุณหภูมิในช่วง 210 ถึง 270 องศาเซลเซียสและความดัน 50 ถึง 100 บาร์ โดยมีค่าความเฉพาะของปฏิกิริยา (Selectivity) ร้อยละ 99 ผลพลอยได้ส่วนใหญ่ที่เกิดขึ้นปริมาณมากมีแอลกอฮอล์ มีเทน เมทิล ฟอรัม และไดเมทิลอีเทอร์ เมื่อพิจารณาก๊าซธรรมชาติที่ถูกนำมาใช้เป็นตัวทำปฏิกิริยาและเชื้อเพลิง โรงงานโดยทั่วไปใช้ก๊าซธรรมชาติระหว่าง 29 ถึง 33 จิกะจูลต่อเมตรกตันของเมทานอลที่ผลิตได้ [4]

2.1.2 การนำคาร์บอนไดออกไซด์มาใช้ในกระบวนการผลิตเมทานอล

2.1.2.1 ภาพรวมของกระบวนการ

เมทานอลสามารถผลิตจาก CO₂ ได้สองวิธี กล่าวคือ ในขั้นตอนเดียวหรือสองขั้นตอน การแปลงขั้นตอนเดียวคือการเติมไฮโดรเจนโดยตรงของ CO₂ เป็นเมทานอล ในการแปลงสองขั้นตอน CO₂ จะถูกแปลงเป็น CO ก่อนโดยใช้ปฏิกิริยาอวเทอร์แก๊สซิฟิเคชันย้อนกลับ (RWGS) จากนั้นเติมไฮโดรเจนเป็นเมทานอล แหล่งที่มาของ CO₂ อาจเป็นก๊าซไอเสียจากโรงไฟฟ้าพลังความร้อน (เช่น ถ่านหินก๊าซธรรมชาติ) หรือโรงงานที่ผลิตเหล็กปูนซีเมนต์ และตัวปล่อยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์อื่น ๆ ต้องผลิตไฮโดรเจนในทางที่ปราศจากคาร์บอน เช่น การผลิตทางชีวภาพจากสาหร่ายหรือการอิเล็กโทรไลซิสของน้ำโดยใช้ไฟฟ้าที่ปราศจากคาร์บอน (Demirci and Miele, 2013) ดังสมการ (1) และ (2) แสดงปฏิกิริยาคายความร้อนของการผลิตเมทานอล สมการ (3) แสดงปฏิกิริยาอวเทอร์แก๊สซิฟิเคชันย้อนกลับ (RWGS) เกิดขึ้นควบคู่กัน



การผลิตเมทานอลจากการเติมไฮโดรเจนด้วย CO_2 ของ Joo et al. (1999) ได้ศึกษาการผลิตเมทานอลใน 2 ขั้นตอนและสรุปได้ว่ามีผลผลิตสูงกว่ากระบวนการในขั้นตอนเดียว Mignard et al. (2003) เสนอกระบวนการสังเคราะห์เมทานอลจาก CO_2 ที่จับจากก๊าซหุงต้มของโรงไฟฟ้าถ่านหินและไฮโดรเจนอิเล็กทรอนิกส์ กระบวนการนี้ขึ้นอยู่กับความพร้อมของความร้อนเหลือทิ้งในโรงไฟฟ้าเพื่อให้พลังงานความร้อนแก่กระบวนการเพื่อให้ CO_2 ลดลงอย่างมีนัยสำคัญ ในกรณีที่ไม่มีแหล่งความร้อนเหล่านี้การลด CO_2 แทบจะไม่มีผล โดย Mignard (2006) เปรียบเทียบประสิทธิภาพการใช้พลังงานของกระบวนการผลิตของเมทานอลเอทานอลและน้ำมันเบนซินจากการเติมไฮโดรเจนด้วย CO_2 กระบวนการเมทานอลมีประสิทธิภาพสูงสุด Pontzen et al. (2011) ทำการทดลองเพื่อเปรียบเทียบเมทานอลจากการผลิต CO_2 กับตัวเร่งปฏิกิริยาทองแดง/สังกะสีออกไซด์/อะลูมินา ($\text{Cu/ZnO/Al}_2\text{O}_3$) กับกระบวนการผลิตซินกัสแบบเดิม กระบวนการที่ใช้ CO_2 แสดงให้เห็นถึงประสิทธิภาพการผลิตที่ต่ำกว่าเมื่อเปรียบเทียบกับกระบวนการทั่วไป Soltanieh et al. (2012) ศึกษาและวิเคราะห์เชิงเศรษฐศาสตร์เกี่ยวกับการผลิตร่วมกันของ เมทานอลและไฟฟ้าจากคาร์บอนไดออกไซด์ที่จับได้และไฮโดรเจนที่ปราศจากคาร์บอน Van Der Ham และคณะ (2012) ออกแบบ CO_2 สำหรับกระบวนการเมทานอลโดยใช้เครื่องปฏิกรณ์เมมเบรนแบบฟลูอิดไคเบต กระบวนการนี้ช่วยลด CO_2 ได้อย่างมีนัยสำคัญ แต่ไม่ได้แสดงถึงต่อโจทย์ทางเศรษฐกิจ [4]

2.1.2.2 ตัวเร่งปฏิกิริยา

ทองแดง/สังกะสีออกไซด์/อะลูมินา ($\text{Cu/ZnO/Al}_2\text{O}_3$) เป็นตัวเร่งปฏิกิริยาทางการค้าที่ได้รับการศึกษาโดยนักวิจัยหลายคนสำหรับการผลิตเมทานอลจากคาร์บอนไดออกไซด์ แม้ว่าจะมีประสิทธิภาพกับคาร์บอนไดออกไซด์น้อยกว่าคาร์บอนไดออกไซด์ต่อคาร์บอนมอนอกไซด์ (ADEME, 2010)

ตัวเร่งปฏิกิริยาที่ปรับให้เข้ากับการป้อนเข้าของคาร์บอนไดออกไซด์ได้ดีขึ้นได้รับการพัฒนาอย่างกว้างขวาง ในหลายกรณี ตัวเร่งปฏิกิริยาที่ได้รับการเสนอถูกอ้างอิงมาจากออกไซด์ของทองแดงและสังกะสี (Cu-Zn oxides) มีสารเติมแต่ง เช่น เซอร์คอนเนียมไดออกไซด์ (ZrO_2) แกลเลียมไตรออกไซด์ (Ga_2O_3) และซิลิกอนไดออกไซด์ (SiO_2) มากกว่าอะลูมินา Guo et al. (2011) ตรวจสอบผลของขั้นตอนการเตรียมการในด้านประสิทธิภาพของตัวเร่งปฏิกิริยาทองแดง/ซิงค์ออกไซด์/เซอร์คอนเนียมไดออกไซด์ (Cu/ZnO/ZrO_2) Zhang et al. (2006) ศึกษาผลของการเติมเซอร์โคเนียบนแกมมาอะลูมิเนียมออกไซด์ ($\gamma\text{-Al}_2\text{O}_3$) และ Chiavassa et al. (2009) ศึกษาการสังเคราะห์จากตัวเร่งปฏิกิริยา $\text{Ga}_2\text{O}_3\text{-Pd/silica}$ Sahibzada (2000) ได้วิจารณ์ผลของตัวเร่งปฏิกิริยาทองแดง/ซิงค์ออกไซด์ (Cu/ZnO) ที่ถูกกระตุ้นด้วยแพลเลเดียม [4]

2.2 งานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

Chakib Bouallou และคณะ (2018) [5] ศึกษาการใช้ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์เป็นตัวพาพลังงานที่ยั่งยืน ส่งผลให้บรรลุถึงระดับการปล่อยมลพิษที่ใกล้เคียงกับศูนย์ เมทานอลกลายเป็นตัวเลือกที่ดีในการสร้างผลกำไรให้กับธุรกิจด้วยกระบวนการเติมไฮโดรเจนด้วยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ การศึกษานี้แสดงให้เห็นถึงการกำหนดค่ากระบวนการต่าง ๆ กล่าวคือ การกำจัดน้ำและการดักจับคาร์บอนโดยการดูดซึมของ MEA จากก๊าซไอเสียอุตสาหกรรมพร้อมการประเมินผลกระทบที่มีต่อการเปลี่ยนแปลงและการใช้พลังงานรวมทั้งหมดของเมทานอลแหล่งที่มาของก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ มาจากก๊าซไอเสีย 349 ตันต่อชั่วโมง ที่ปล่อยออกมาจากโรงไฟฟ้าโดยใช้ก๊าซธรรมชาติเป็นแหล่งเผาไหม้เพื่อผลิตกระแสไฟฟ้าที่มีกำลังการผลิต 122 เมกะวัตต์ ในขณะที่ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ คิดเป็นร้อยละ 15 ของกระแสทั้งหมด แหล่งที่มาของไฮโดรเจนราคาถูกมาจากกระบวนการคลอรัอัลคาไลเนื่องจากเป็นผลพลอยได้ที่เสนอสำหรับการเติมไฮโดรเจน การสร้างแบบจำลองของกระบวนการนี้ดำเนินการด้วยซอฟต์แวร์จำลอง Aspen HYSYS® v8.6 (Advanced System for Process Engineering) ซึ่งช่วยในการวิเคราะห์ผลลัพธ์ได้อย่างมีนัยสำคัญ การวิเคราะห์ความไวจะดำเนินการเพื่อประเมินผลของพารามิเตอร์ที่แตกต่างกันต่อปฏิริยาและผลผลิตทั้งหมด

Anton A. Kiss และคณะ (2016) [6] เสนอกระบวนการที่มีประสิทธิภาพสำหรับการสังเคราะห์เมทานอลโดยการเติมไฮโดรเจนด้วยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ ใช้ไฮโดรเจนเปียกผลพลอยได้จากการผลิตคลอรัอัลคาไล คุณลักษณะสำคัญของกระบวนการใหม่นี้ คือ การใช้ stripping unit ที่ไฮโดรเจนเปียกไหลในโหมดทวนกระแสด้วยการควบแน่นส่วนผสมของเมทานอล-น้ำที่เกิดจากตัวแยกอุณหภูมิต่ำแรงดันสูงหลังปฏิริยา การดำเนินการนี้มีผลบวกสองเท่าเนื่องจากจะกำจัดก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ต่อก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ออกจากส่วนผสมของเมทานอล-น้ำ จึงช่วยให้สามารถรีไซเคิลก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ ได้อย่างสมบูรณ์และหลีกเลี่ยงการมีอยู่ในผลิตภัณฑ์ในขณะเดียวกันก็กำจัดน้ำจากไฮโดรเจนเปียกจึงหลีกเลี่ยงผลกระทบด้านลบของการเติมน้ำในการแปลงสภาพสมดุลด้วยการใช้ไฟฟ้า 550 กิโลวัตต์ชั่วโมง และไอน้ำ 0.48–1.16 ตันต่อเมทานอลตัน

Omar Y. Abdelaziz และคณะ (2017) [7] ศึกษาพัฒนาเทคโนโลยีกระบวนการที่มีประสิทธิภาพซึ่งสามารถแปลงและใช้ประโยชน์จากก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์สู่ผลิตภัณฑ์ของเหลวที่อุดมด้วยพลังงาน (เชื้อเพลิง) โดยจะมีระดับการปล่อยคาร์บอนใกล้เคียงศูนย์ จากการพิจารณาด้านพลังและเศรษฐกิจ การสังเคราะห์เมทานอลจากก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ เป็นทางเลือกที่แข่งขันได้กับการผลิตเมทานอลจากชีวมวล โดยพิจารณาความสมดุลของก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ สำหรับเทคโนโลยีที่นำเสนอโดยคำนึงถึงจากการใช้ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ทั้งหมดสู่สิ่งแวดล้อม ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ที่ปล่อยออกมาจากโรงงานพลังงานไฟฟ้าอุตสาหกรรมเหล็ก อุตสาหกรรม

ปิโตรเลียม และอุตสาหกรรมปูนซีเมนต์ เป็นตัวเลือกที่ดีสำหรับเทคโนโลยีที่พัฒนาขึ้น กระบวนการใหม่สาม กระบวนการได้รับการพัฒนาและสร้างแบบจำลองสำหรับการแปลงกระแสก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ เป็นเมทานอล เหลว ต้นทุนรวมของอุปกรณ์และยูทิลิตี้สำหรับสถานการณ์ของกระบวนการทั้งหมดได้รับการประเมินและ เปรียบเทียบ กำหนดเป้าหมายพลังงานและการปล่อยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ (สมดุ) การรวมความร้อน ดำเนินการโดยใช้เทคโนโลยีกระบวนการที่ดีที่สุดที่เลือกไว้ กรณีศึกษาที่ใช้ในงานปัจจุบัน คือ โรงไฟฟ้าก๊าซ ธรรมชาติ เพื่อการผลิตไฟฟ้ากำลังการผลิต 112 เมกะวัตต์ ปล่อยก๊าซไอเสีย 328 ตันต่อชั่วโมง สู่ชั้นบรรยากาศ ซึ่ง ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ มีสัดส่วน 14% ไฮโดรเจนที่จำเป็นสำหรับการแปลงก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ที่มาจาก อุตสาหกรรมคลอรัอัลคาไล เทคโนโลยีกระบวนการที่ดีที่สุดที่ส่งผลให้สามารถผลิตเมทานอลได้ 0.625 ตันต่อตัน ของก๊าซเสียคาร์บอนไดออกไซด์ ซึ่งนำไปสู่การผลิตเมทานอล 222,507 ตันต่อปี โดยมีกำไร 56.55 ล้านดอลลาร์ ต่อปี และการปล่อยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ สู่สิ่งแวดล้อมจึงลดลงประมาณร้อยละ 62

Prapatsorn Borisut และคณะ (2019) [8] ศึกษาการประยุกต์ใช้วิธีการพื้นผิวตอบสนอง (RSM) ใน การเพิ่มประสิทธิภาพการผลิตเมทานอลผ่านทางปฏิกิริยาการเติมไฮโดรเจนด้วยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ วัตถุประสงค์ของการเพิ่มประสิทธิภาพนี้เพื่อลดต้นทุนการผลิตเมทานอลต่อตันที่ผลิตเมทานอล ทำการวิเคราะห์ ความไวเพื่อหาค่าพารามิเตอร์ที่แสดงผลกระทบอย่างมีนัยสำคัญต่อต้นทุนการผลิตเมทานอล วิธีการพื้นผิว ตอบสนองควบคู่กับตัวแก้โปรแกรมแบบไม่เป็นเชิงเส้นถูกใช้เป็นเครื่องมือเพิ่มประสิทธิภาพ ผลการวิจัยพบว่า RSM สามารถนำไปใช้กับการผลิตเมทานอลผ่านกระบวนการเติมไฮโดรเจนด้วยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ได้สำเร็จ การ ผลิตเมทานอลขั้นต่ำที่ได้รับต้นทุนอยู่ที่ 565.54 ดอลลาร์ต่อตันที่ผลิตเมทานอลโดยมีสภาวะการใช้งานที่เหมาะสม ดังต่อไปนี้ ความดันขาเข้าของเครื่องปฏิกรณ์เครื่องแรก 57.8 บาร์ อุณหภูมิขาเข้าของเครื่องปฏิกรณ์เครื่องแรก 183.6 องศาเซลเซียส ความดันขาเข้าสู่เครื่องปฏิกรณ์ที่สอง 102.6 บาร์ อุณหภูมิขาออกเครื่องทำไอน้ำหล่อเย็น หลังเครื่องปฏิกรณ์ที่สอง 63.5 องศาเซลเซียส อุณหภูมิขาเข้าสู่หอกลั่นครั้งแรก 51.8 องศาเซลเซียส

Grazia Leonzio และคณะ (2019) [9] การวิจัยนี้ได้พัฒนาการวิเคราะห์คุณภาพของเครื่องปฏิกรณ์เมทานอลที่มีก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์และไฮโดรเจนบริสุทธิ์ในสายป้อนไอน้ำเข้า การกำหนดค่าเครื่องปฏิกรณ์แบบ ใหม่สามแบบที่สภาวะสมดุลได้รับการพิจารณา: เครื่องปฏิกรณ์แบบครึ่งเดียว, เครื่องปฏิกรณ์ที่มีการรีไซเคิลก๊าซที่ไม่ได้แปลงหลังจากแยกเมทานอลและน้ำโดยการควบแน่น, เครื่องปฏิกรณ์ที่ติดตั้งเมมเบรนดูดซึมน้ำได้ คุณลักษณะที่สำคัญเพิ่มเติมของงานวิจัยนี้คือการพัฒนาวิธีการที่ช่วยในการเปรียบเทียบแผนกระบวนการที่ แตกต่างกันโดยการจำลองของการกำหนดค่าโรงงานเมทานอลที่แตกต่างกันสองแบบใน ChemCad® เครื่อง ปฏิกรณ์จลน์แบบอะเดียแบติกที่มีการรีไซเคิลก๊าซที่ไม่ได้เปลี่ยนกลับได้รับการพิจารณาและจำลองใน Aspen

Plus® ในขณะที่ประสิทธิภาพของเครื่องปฏิกรณ์เมทานอลที่มีการแลกเปลี่ยนความร้อนที่ผนังท่อถูกจำลองใน MATLAB ผลการศึกษาแสดงให้เห็นว่าที่สภาวะสมดุลเครื่องปฏิกรณ์ที่มีการรีไซเคิลก๊าซที่ไม่ได้เปลี่ยนกลับทำให้เกิดการแปลงก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์สูงสุด เท่ากับร้อยละ 69 ที่อุณหภูมิ 473 เคลวิน และความดัน 55 บาร์ นอกจากนี้การใช้ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์และไฮโดรเจนบริสุทธิ์ในสายป้อนไอน้ำเข้าช่วยให้ค่าเอนทัลปีของปฏิกิริยาโดยรวมเปลี่ยนแปลงต่ำกว่าที่ได้รับจากการใช้แก๊สสังเคราะห์ในสายป้อนเข้า การจำลองทางจลนศาสตร์ของเครื่องปฏิกรณ์เมทานอลใน MATLAB แสดงให้เห็นว่าปรากฏการณ์การกระจายตัวตามแนวแกนมีความสำคัญเพียงเล็กน้อยและผลกระทบของค่าสัมประสิทธิ์การแลกเปลี่ยนความร้อนของโลกต่อประสิทธิภาพของเครื่องปฏิกรณ์สำคัญน้อยกว่าผลกระทบของอุณหภูมิของไหลที่มีการแลกเปลี่ยนความร้อนแบบไอโซเทอร์มอล

Prapatsorn Borisut และคณะ (2020) [10] ศึกษาการกำหนดสามแบบเพื่อให้ได้สภาวะการดำเนินการที่มีค่าใช้จ่ายในการผลิตเมทานอลต่ำที่สุด โครงข่ายประสาทเทียมพร้อมเทคนิคการสุ่มตัวอย่างแบบละตินไฮเปอร์คิวบ์ถูกนำไปใช้เพื่อสร้างแบบจำลองที่แสดงถึงการผลิตเมทานอล ความไวของราคาถูกดำเนินการเพื่อศึกษาผลกระทบของราคาวัตถุดิบต่อค่าใช้จ่ายของการผลิตเมทานอล ค่าความไวของราคาแสดงให้เห็นว่าราคาไฮโดรเจนมีผลกระทบอย่างมากต่อต้นทุนการผลิตเมทานอล ในการสร้างแบบจำลองทางคณิตศาสตร์โดยใช้โครงข่ายประสาทเทียมแบบป้อนไปข้างหน้า จำนวนโหนดสี่แบบที่แตกต่างกันถูกใช้เพื่อฝึกโครงข่ายประสาทเทียม โครงข่ายประสาทเทียมที่มีโหนดจำนวนแปดโหนดแสดงถึงการกำหนดค่าที่เหมาะสมที่สุดซึ่งให้ร้อยละข้อผิดพลาดระหว่างต้นทุนการผลิตเมทานอลจริงและที่คาดการณ์ไว้ต่ำที่สุด ผลการเพิ่มประสิทธิภาพแสดงให้เห็นว่าจากการกำหนดค่าสามแบบที่ศึกษา การออกแบบกระบวนการที่แนะนำคือกระบวนการการผลิตเมทานอลด้วยเครื่องปฏิกรณ์สองเครื่องที่ต่อแบบอนุกรม ต้นทุนการผลิตเมทานอลขั้นต่ำที่ได้จากการกำหนดค่านี้คือ 888.85 ดอลลาร์ต่อตันที่ผลิตเมทานอลซึ่งเป็นต้นทุนการผลิตเมทานอลที่ต่ำที่สุดในการกำหนดค่าทั้งหมด

บทที่ 3 วิธีดำเนินงานวิจัย

3.1 เครื่องมือที่ใช้ในการทดลอง

1. โปรแกรม Aspen plus V11

3.2 วิธีดำเนินการทดลอง

1. สืบค้นงานวิจัย และรวบรวมข้อมูลที่เกี่ยวข้อง
2. ศึกษาชุดคำสั่ง และการทำงานของโปรแกรม Aspen Plus
3. ออกแบบกระบวนการ เครื่องปฏิกรณ์ และกำหนดตัวแปรต่าง ๆ ที่เกี่ยวข้อง

3.1 หน่วยอิเล็กโทรไลซิสของน้ำ

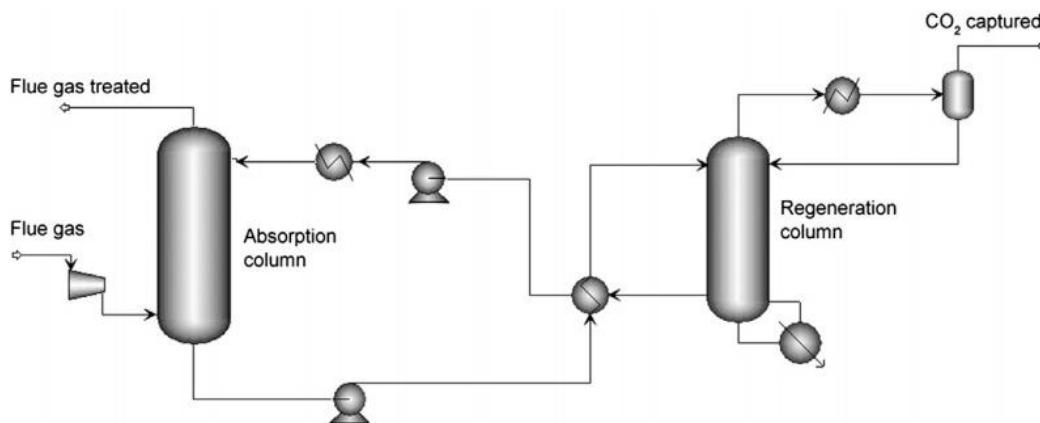
การใช้พลังงานในการผลิตไฮโดรเจนโดยอิเล็กโทรไลซิสของน้ำ ดังสมการ (4) เท่ากับ 4.8 กิโลวัตต์ต่อลูกบาศก์เมตร (ที่อุณหภูมิ 0 องศาเซลเซียส และความดัน 1 บาร์) ไฮโดรเจนออกจากเครื่องอิเล็กโทรไลเซอร์ที่ 30 บาร์ และอุณหภูมิ 25 องศาเซลเซียส เพื่อป้อนให้กับโรงงานผลิตเมทานอล



นอกจากนี้ยังมีการสร้างออกซิเจนจำนวนมากเป็นผลพลอยได้จากการอิเล็กโทรลิซิส ซึ่งสามารถส่งไปยังโรงไฟฟ้าเพื่อทำการเผาไหม้ในออกซิเจน ซึ่งจะเพิ่มความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ในปล่องควันท้าชและลดการใช้พลังงานในการดักจับ นอกจากนี้ออกซิเจนยังสามารถขายให้กับโรงงานสารเคมีที่อยู่ใกล้เคียง

3.2 หน่วยดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์

หน่วยดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ที่พิจารณาในงานวิจัยนี้อ้างอิงจากผลงานของ Amann (2007) คาร์บอนไดออกไซด์ถูกจับโดยการดูดซึมทางเคมีของก๊าซไอเสียของโรงไฟฟ้า ถ่านหินที่มีการกำจัดก๊าซซัลเฟอร์ไดออกไซด์ระดับวิกฤต โมโนเอทานอลามีน (MEA) ที่มีความเข้มข้นร้อยละ 30 ใช้เป็นตัวทำละลาย รูปที่ 3.1 แสดงกระบวนการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยโมโนเอทานอลามีนและการสร้างตัวทำละลายโดยการให้ความร้อน



รูปที่ 3.1 แผนผังของหน่วยดักจับคาร์บอนไดออกไซด์

ก๊าซไอเสียที่ถูกบำบัดจะถูกบีบอัดก่อนเข้ากระบวนการดักจับเพื่อลดความดันลงในคอลัมน์การดูดซึม จากนั้นจะเข้าสู่ด้านล่างของคอลัมน์ดูดซึม ในขณะที่ตัวทำละลายที่มีก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์น้อยจะเข้าสู่ด้านบนของคอลัมน์ โมโนเอทาโนลามีน (MEA) ทำปฏิกิริยากับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ตลอดทั้งคอลัมน์ ก๊าซที่กลับมาที่ส่วนบนของคอลัมน์ดูดซึมมีปริมาณก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ต่ำ ตัวทำละลายที่มีก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์มากออกจากด้านล่างของคอลัมน์ดูดซึมถูกนำไปอุ่นด้วยตัวทำละลายที่สร้างใหม่ในรีเจนเรเตอร์คอลัมน์แล้วจึงนำไปเข้ารีเจนเรเตอร์คอลัมน์ รีเจนเรเตอร์คอลัมน์ประกอบไปด้วยรีบอยเลอร์และคอนเดนเซอร์ รีบอยเลอร์จะฟื้นฟูพลังงานจากการควบแน่นของไอน้ำแรงดันต่ำเพื่อย้อนกลับปฏิกิริยาระหว่างเอมีนและคาร์บอนไดออกไซด์ ไอน้ำที่อยู่ในการไหลของก๊าซในเจเนเรเตอร์ถูกควบแน่นและฉีดเข้าไปในคอลัมน์อีกครั้ง ตัวทำละลายที่สร้างใหม่จะถูกป้อนกลับไปที่คอลัมน์ดูดซึมหลังจากอุ่นสารละลายที่มีคาร์บอนไดออกไซด์มาก ก๊าซที่กลับมาที่ด้านบนของเจเนเรเตอร์คอลัมน์มีส่วนประกอบหลักเป็นคาร์บอนไดออกไซด์และไอน้ำ จากนั้นก๊าซนี้จะถูกทำให้แห้งและอัดอย่างสมบูรณ์ หากไม่มีการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ พลังงานไฟฟ้าสุทธิที่ส่งมอบโดยโรงไฟฟ้า คือ 556 เมกะวัตต์ โดยมีอัตราการปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์ 857 กรัมต่อกิโลวัตต์ ประสิทธิภาพของโรงงานเท่ากับ ร้อยละ 38.5 (ค่าความร้อนต่ำกว่า) ก๊าซไอเสียออกมาที่อุณหภูมิ 95.2 องศาเซลเซียส และความดัน 0.913 บาร์ ด้วยองค์ประกอบ ดังแสดงในตารางที่ 3.1

ตารางที่ 3.1 องค์ประกอบของก๊าซไอเสีย [4]

องค์ประกอบ	ร้อยละโมลาร์
น้ำ	6.6
คาร์บอนไดออกไซด์	14.0
ออกซิเจน	3.8
ไนโตรเจน	75.6

พิจารณาอัตราการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ร้อยละ 85 คาร์บอนไดออกไซด์ 44 กิโลวัตต์ต่อตัน ถูกใช้เพื่อการบีบอัดสารป้อนเข้าและ 3.2 กิกะจูล ต่อตันของคาร์บอนไดออกไซด์ถูกใช้ในการสร้างตัวทำละลายใหม่ ไอน้ำความดันต่ำที่ใช้ในการดักจับไหลออกจากวงจรไอน้ำของโรงไฟฟ้าถ่านหิน การแบ่งอัตราการไหลของ 100 ตันต่อชั่วโมงของไอน้ำความดันต่ำที่ความดัน 4.14 บาร์ ทำให้การผลิตไฟฟ้าลดลง 18.3 เมกะวัตต์ สำหรับโรงไฟฟ้า (Amann, 2007)

เนื่องจากมีไอน้ำอยู่ในหน่วยสังเคราะห์เมทานอล ไอน้ำนี้ไหลออกจากโรงงานไฟฟ้าน้อย ดังนั้นจึงมีผลกระทบต่อการผลิตไฟฟ้า ไอน้ำที่ได้จากหน่วยสังเคราะห์เมทานอลสอดคล้องกับร้อยละ 36 ของพลังงานความร้อนที่จำเป็นต้องใช้ในการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์

หลังจากดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ 88.0 ตันต่อชั่วโมง ค่าพลังงานสุทธิที่โรงไฟฟ้าผลิตได้เท่ากับ 537 เมกะวัตต์ และมีอัตราการปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์ 723 กรัมต่อกิโลวัตต์ ปริมาณโมโนเอทานอลามีน (MEA) 1 กิโลกรัมต่อตันของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ถูกดูดซับเป็นสิ่งจำเป็นเพื่อชดเชยการสูญเสียเนื่องจากการเสื่อมสภาพและการระเหยของเอมีน คาร์บอนไดออกไซด์ที่ดักจับได้ถูกส่งไปยังโรงงานเมทานอล ที่ความดัน 1 บาร์และอุณหภูมิ 25 องศาเซลเซียส

3.3 หน่วยการสังเคราะห์เมทานอลและการทำให้บริสุทธิ์

สร้างหน่วยการสังเคราะห์เมทานอล ดังแสดงแผนผังของกระบวนการในรูปที่ 3.2

3.3.1 คำอธิบายแผนผังกระบวนการ

ที่อุณหภูมิห้องคาร์บอนไดออกไซด์ถูกป้อนเข้าที่ความดัน 1 บาร์และไฮโดรเจนถูกป้อนที่ความดัน 30 บาร์ และถูกบีบอัดถึง 78 บาร์ในชุดคอมเพรสเซอร์ที่มีอินเตอร์คูลลิ่ง ไฮโดรเจนถูกบีบอัดถึง 78 บาร์ในขั้นตอนเดียว ก๊าซทั้งสองผสมกัน (MIX1) และถูกผสมอีกครั้งใน

กระแสรีไซเคิล (MIX2) จากนั้นสตรึมจะถูกทำให้ร้อนถึง 210 องศาเซลเซียส (HX4) แล้วฉีดเข้าเครื่องปฏิกรณ์ชนิดเบดนิ่งที่ไม่มีการสูญเสียความร้อน ก๊าซที่ออกจากเครื่องปฏิกรณ์ถูกแบ่ง (DIV1) เป็น 2 สาย ได้แก่ กระแสสายที่หนึ่ง (ร้อยละ 60 ของกระแสเริ่มต้น) ถูกใช้ในการให้ความร้อนแก่สายที่ถูกป้อนเข้าใหม่ (HX4) ในขณะที่กระแสสายที่สองถูกใช้ในรีบอยเลอร์ (DT1REB) และให้ความร้อนกับสายป้อนเข้าคอลัมน์ทอกลัน (HX5) กระแสทั้งสองสายรวมกัน (MIX3) และถูกทำให้เย็นลงด้วยน้ำจืดเหลืออุณหภูมิ 35 องศาเซลเซียส (HX6) น้ำและเมทานอลที่ถูกควบแน่นในเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน 6 จะถูกแยกออกจากก๊าซที่ไม่ทำปฏิกิริยาในอุปกรณ์ที่ใช้ในการแยกของเหลวออกจากแก๊ส (Knock-out drum (KO1)) บางส่วนของก๊าซที่ไม่ทำปฏิกิริยา (ร้อยละ 1) ถูกกำจัดเพื่อลดการสะสมของก๊าซเฉื่อยและผลพลอยได้ในวงจรการเกิดปฏิกิริยา โดยข้อมูลสายป้อนแสดงดังภาคผนวก ก

กระแสที่เป็นของเหลวออกจากอุปกรณ์ที่ใช้ในการแยกของเหลวออกจากแก๊ส (Knock-out drum (KO1)) เรียกว่า เมทานอลดิบ ที่ประกอบด้วยเมทานอล น้ำ และก๊าซตกค้างที่ไม่ละลาย เมทานอลดิบถูกขยายความดันเป็น 1.2 บาร์ในวาล์วสองตัว (VLV1 และ VLV2) จากนั้นก๊าซที่เหลืออยู่เกือบถูกกำจัดอย่างสมบูรณ์ในถังแฟลช (TKFL1) กระแสที่เหลือถูกทำให้ร้อนขึ้นเป็น 80 องศาเซลเซียสในเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนตัวที่ 5 และถูกส่งไปยังคอลัมน์การกลั่น (DT1) น้ำที่ออกมาจากด้านล่างของคอลัมน์ที่อุณหภูมิ 102 องศาเซลเซียส ประกอบด้วย เมทานอล 23 wt-ppb เมทานอลออกจากด้านบนของคอลัมน์ที่ความดัน 1 บาร์และอุณหภูมิ 64 องศาเซลเซียสในรูปแบบก๊าซ ประกอบด้วย น้ำ 69 wt-ppm และก๊าซไม่ทำปฏิกิริยาบางส่วน เมทานอลถูกบีบอัด (CP7) และทำให้อุณหภูมิลดลง (HX8) เหลือ 40 องศาเซลเซียส ในอุปกรณ์ที่ใช้ในการแยกของเหลวออกจากแก๊ส (Knock-out drum) ก๊าซที่ไม่ทำปฏิกิริยาออกจากด้านบน และผลิตภัณฑ์เมทานอลออกจากด้านล่างในรูปของเหลว

3.3.2 เครื่องปฏิกรณ์

เครื่องปฏิกรณ์ชนิดที่ไม่มีการสูญเสียความร้อนถูกบรรจุด้วยเบดนิ่งของตัวเร่งปฏิกิริยาทองแดง/สังกะสีออกไซด์/อะลูมินา ($\text{Cu/ZnO/Al}_2\text{O}_3$) 44,500 กิโลกรัม และมีการแสดงคุณสมบัติของตัวเร่งปฏิกิริยาทองแดง/สังกะสีออกไซด์/อะลูมินา ($\text{Cu/ZnO/Al}_2\text{O}_3$) ในตารางที่ 3.2

สำหรับตัวเร่งปฏิกิริยานี้ แบบจำลองที่ถูกต้องเสนอโดย Vanden Bussche และ Froment (1996) สามารถอธิบายความแม่นยำในปฏิกิริยาการผลิตเมทานอลและปฏิกิริยาออกเตอร์แก๊สซิปต์ย้อนกลับ (RWGS) ได้อย่างดี แบบจำลองสมมติให้คาร์บอนไดออกไซด์เป็นแหล่งของคาร์บอนหลักเพื่อการสังเคราะห์เมทานอลและไม่ก่อให้เกิดการยับยั้งปฏิกิริยาโดยตรง ดังแสดงในสมการที่ 2 นอกจากนี้ แบบจำลองยังพิจารณาถึงผลการยับยั้งการสร้างน้ำโดยปฏิกิริยาออกเตอร์แก๊สซิปต์ย้อนกลับ (RWGS) พลังงานกระตุ้นของปฏิกิริยาถูกปรับใหม่ ซึ่งขยายขอบเขตการใช้งานไปถึงความดัน 75 บาร์

แบบจำลองทางจลนพลศาสตร์อ้างอิงจากงานวิจัยของ Everton (2013) ซึ่งมีการปรับปรุงแบบจำลองจลนศาสตร์ใหม่เพื่อให้สามารถปรับใช้ในการจำลองเครื่องปฏิกรณ์ในโปรแกรม Aspen Plus ได้ ดังสมการที่ 5 ถึง 7 โดยแสดงค่าพารามิเตอร์สำหรับแบบจำลองจลนศาสตร์และค่าการออกแบบเครื่องปฏิกรณ์ดังตารางที่ 3.3 และ 3.4 ตามลำดับ

$$r_{\text{CH}_3\text{OH}} = \frac{k_1 P_{\text{CO}_2} P_{\text{H}_2} - k_6 P_{\text{H}_2} O P_{\text{CH}_3\text{OH}} P_{\text{H}_2}^{-2}}{(1 + k_2 P_{\text{H}_2} O P_{\text{H}_2}^{-1} + k_3 P_{\text{H}_2}^{0.5} + k_4 P_{\text{H}_2} O)^3} \quad \left[\frac{\text{mol}}{\text{kg cat s}} \right] \quad (5)$$

ปฏิกิริยาออกเตอร์แก๊สซิปต์ย้อนกลับ (RWGS)

$$r_{\text{RWGS}} = \frac{k_5 P_{\text{CO}_2} - k_7 P_{\text{H}_2} O P_{\text{CO}} P_{\text{H}_2}^{-1}}{1 + k_2 P_{\text{H}_2} O P_{\text{H}_2}^{-1} + k_3 P_{\text{H}_2}^{0.5} + k_4 P_{\text{H}_2} O} \quad \left[\frac{\text{mol}}{\text{kg cat s}} \right] \quad (6)$$

$$\ln k_i = A_i + \frac{B_i}{T} \quad (7)$$

ตารางที่ 3.2 แสดงคุณสมบัติของตัวเร่งปฏิกิริยาทองแดง/สังกะสีออกไซด์/อะลูมินา (Cu/ZnO/Al₂O₃) [4]

ความหนาแน่น	1775 กิโลกรัมตัวเร่งปฏิกิริยา/ลูกบาศก์เมตรตัวเร่งปฏิกิริยา
เส้นผ่านศูนย์กลางของอนุภาค	5.5 มิลลิเมตร
น้ำหนัก	34.8 กรัม
ความพรุนของเบดนิ่ง	0.5

ตารางที่ 3.3 แสดงค่าพารามิเตอร์สำหรับแบบจำลองจลนศาสตร์ [4]

k ₁	A ₁	-29.87
	B ₁	4811.2
k ₂	A ₂	8.147
	B ₂	0
k ₃	A ₃	-6.452
	B ₃	2068.4
k ₄	A ₄	-34.95
	B ₄	14928.9
k ₅	A ₅	4.804
	B ₅	-11.797.5
k ₆	A ₆	17.55
	B ₆	-2249.8
k ₇	A ₇	0.1310
	B ₇	-7023.5

ตารางที่ 3.4 แสดงขนาดเครื่องปฏิกรณ์ [5]

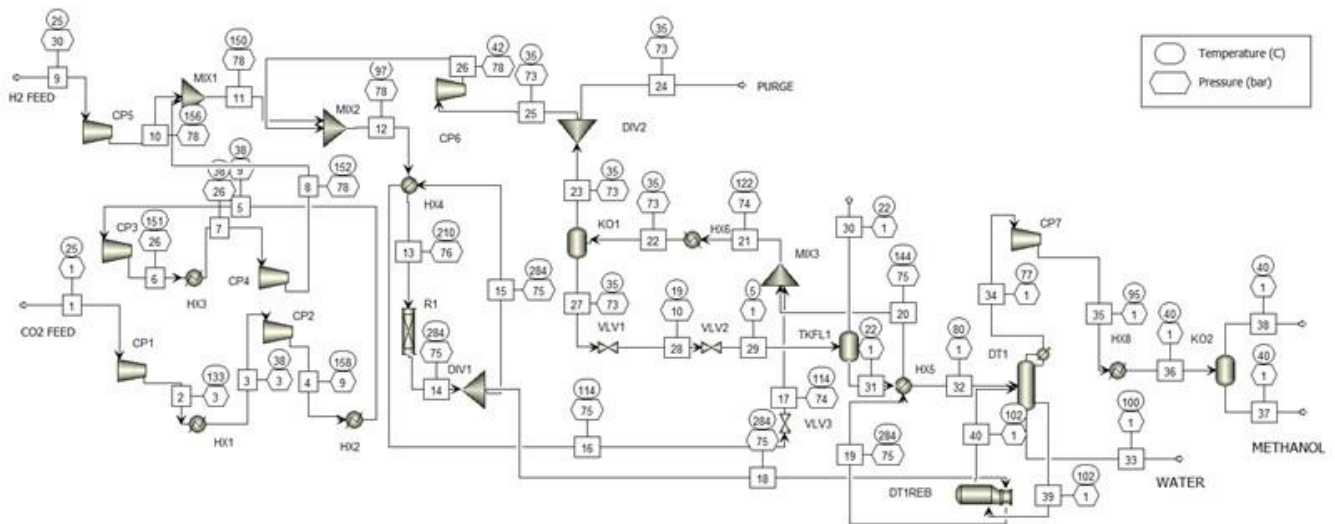
เส้นผ่านศูนย์กลางด้านในท่อ	21.2 มิลลิเมตร
ความยาวท่อ	10 เมตร
จำนวนท่อ	11643

3.3.3 การกลั่น

คอลัมน์การกลั่นใช้เพื่อให้เมทานอลบริสุทธิ์ คอลัมน์ถูกจำลองด้วยแบบจำลอง RadFrac ในรูปแบบการสมดุลของ Aspen Plus คอลัมน์มีชั้นเรกติเคชัน (Rectification) 44 ชั้น และมีชั้นสตรipping (Stripping) 13 ชั้น อัตราส่วนการไหลย้อนกลับเท่ากับ 1.2 ของไหลที่ใช้ในการฟื้นฟูพลังงานจากคอนเดนเซอร์คืออากาศ

หากพิจารณาการผลิตผลพลอยได้ในเครื่องปฏิกรณ์ สารเช่น เมทิลฟอร์มเมท, ไดมethyl อีเทอร์ สารประกอบไฮโดรคาร์บอนตัวอื่น ๆ และแอลกอฮอล์ จะมีอยู่ในสายป้อนเข้าของ คอลัมน์การกลั่น ดังนั้นสารเหล่านี้จำนวนเล็กน้อยจะออกจากด้านบนคอลัมน์พร้อมกับ เมทานอลด้วย แต่อย่างไรก็ตามเมทานอลดังกล่าวยังคงสามารถนำไปเป็นเชื้อเพลิงได้อยู่

4. สร้างแบบจำลองด้วยโปรแกรม Aspen Plus ตามสภาวะที่วางแผนไว้



รูปที่ 3.2 แผนผังกระบวนการ

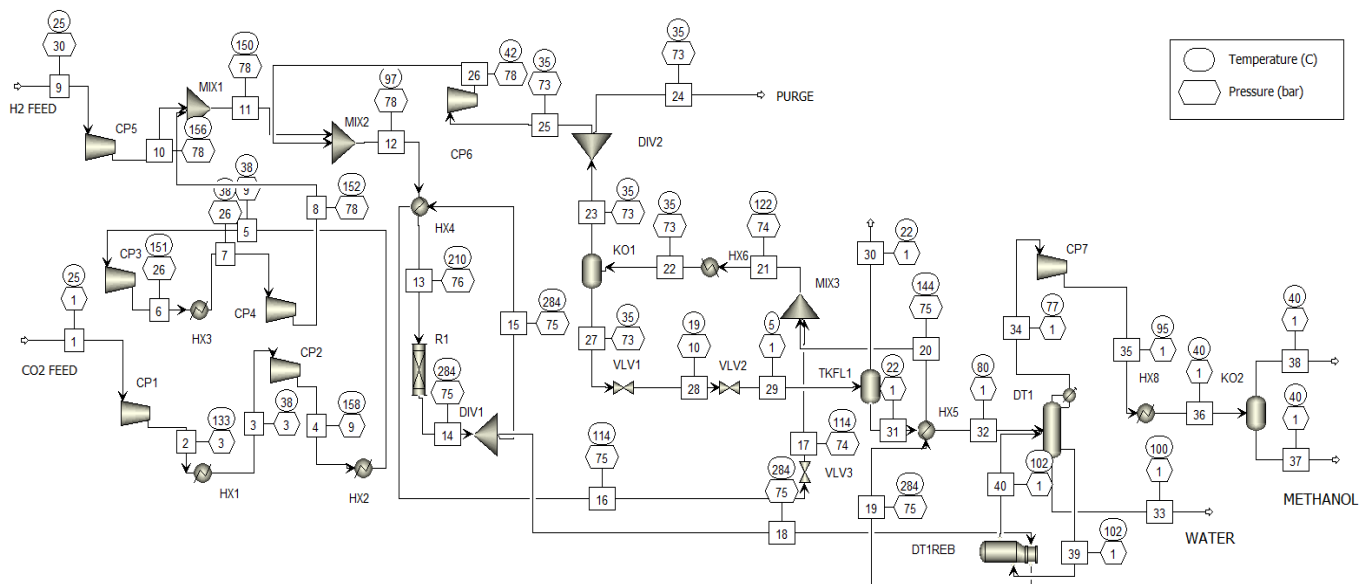
5. ทำการจำลองเพื่อศึกษาผลของตัวแปรต่าง ๆ ที่ส่งผลต่อการสังเคราะห์เมทานอลของกระบวนการ
 - 5.1 การจำลองกระบวนการผลิตเมทานอลที่อุณหภูมิของเครื่องปฏิกรณ์ที่แตกต่างกัน คือ 150 200 250 284 300 350 และ 400 องศาเซลเซียส
 - 5.2 การจำลองกระบวนการผลิตเมทานอลที่ความดันของเครื่องปฏิกรณ์ที่แตกต่างกัน คือ 100 ถึง 30,000 กิโลปาสกาล
6. วิเคราะห์ผลการดำเนินงาน และศึกษาผลของตัวแปรต่าง ๆ เพื่อหาสภาวะที่เหมาะสมของกระบวนการสรุปผลการทดลอง และจัดทำเล่มรายงานวิจัย

บทที่ 4 ผลการทดลอง และวิจารณ์การทดลอง

แสดงผลการจำลองกระบวนการผลิตเมทานอลโดยการเติมไฮโดรเจนของคาร์บอนไดออกไซด์ โดยใช้โปรแกรม Aspen Plus เพื่อศึกษาหาสภาวะที่เหมาะสม โดยการออกแบบกระบวนการและตัวแปรในการดำเนินการต่าง ๆ เพื่อเพิ่มประสิทธิภาพในการผลิตเมทานอลจากการเติมไฮโดรเจนของคาร์บอนไดออกไซด์

4.1 การจำลองกระบวนการผลิตเมทานอลโดยการเติมไฮโดรเจนของคาร์บอนไดออกไซด์

การจำลองกระบวนการผลิตเมทานอลโดยการเติมไฮโดรเจนของคาร์บอนไดออกไซด์ โดยใช้โปรแกรม Aspen Plus V11 ดังแสดงในแผนภาพจำลองกระบวนการรูปที่ 4.1



รูปที่ 4.1 แผนภาพจำลองกระบวนการผลิตเมทานอลโดยการเติมไฮโดรเจนของคาร์บอนไดออกไซด์

กระบวนการนำเสนองานกระบวนการผลิตเมทานอลจากการเติมไฮโดรเจนของคาร์บอนไดออกไซด์ โดยมีหน่วยดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ (CO₂ capture unit) อัตราการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ของหน่วยดักจับคาร์บอนไดออกไซด์คือร้อยละ 85 สามารถบำบัดคาร์บอนไดออกไซด์ได้ 79,832 กิโลกรัมต่อชั่วโมง (88 ตันต่อชั่วโมง) และเปลี่ยนร้อยละ 42 เป็นเมทานอล 16,994 กิโลกรัมต่อชั่วโมง โดยมีผลิตภัณฑ์รวมคือน้ำ 31,621 กิโลกรัมต่อชั่วโมง ใช้พลังงานไฟฟ้า 16.15 เมกะวัตต์ โดยตารางที่ 4.1 แสดงการดุลมวลของกระบวนการสังเคราะห์เมทานอล และข้อมูลสายป้อนของกระบวนการแสดงในภาคผนวก ก

ตารางที่ 4.1 แสดงการควบคุมวลของกระบวนการสังเคราะห์เมทานอล

องค์ประกอบ	ขาเข้า (กิโลกรัมต่อชั่วโมง)	ขาออก (กิโลกรัมต่อชั่วโมง)
H ₂	10,976.9	7,312.7
CO ₂	79,832.3	46,390.7
CH ₃ OH	0	16,994.5
H ₂ O	0	31,620.9
CO	0	6,274.4

4.2 การจำลองกระบวนการผลิตเมทานอลที่อุณหภูมิของเครื่องปฏิกรณ์ที่แตกต่างกัน

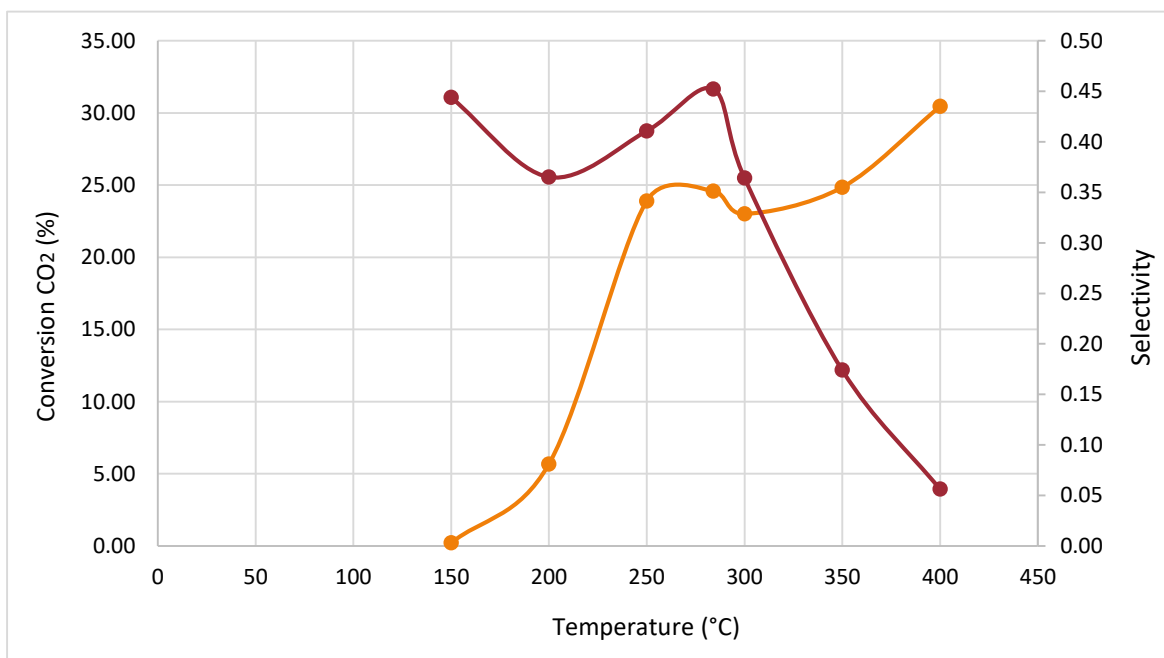
การศึกษาผลของอุณหภูมิของเครื่องปฏิกรณ์แบบท่อที่แตกต่างกันที่ส่งผลต่อร้อยละคอนเวอร์ชันของคาร์บอนไดออกไซด์ และความเฉพาะเจาะจงของปฏิกิริยา (Selectivity) ดังแสดงในตารางที่ 4.2

ตารางที่ 4.2 แสดงผลของอุณหภูมิของเครื่องปฏิกรณ์ต่อกระบวนการผลิตเมทานอล

อุณหภูมิ (องศาเซลเซียส)	คอนเวอร์ชัน	ร้อยละ คอนเวอร์ชัน	ความเฉพาะเจาะจงของปฏิกิริยา (Selectivity)
150	0.00	0.21	0.44
200	0.06	5.67	0.37
250	0.24	23.90	0.41
284	0.25	24.59	0.45
300	0.23	23.01	0.36
350	0.25	24.86	0.17
400	0.30	30.45	0.06

จากตารางที่ 4.2 แสดงผลของอุณหภูมิของเครื่องปฏิกรณ์แบบท่อที่แตกต่างกันที่ส่งผลต่อร้อยละคอนเวอร์ชัน ของคาร์บอนไดออกไซด์ และความเฉพาะเจาะจงของปฏิกิริยา (Selectivity) พบว่า เมื่ออุณหภูมิของเครื่องปฏิกรณ์เพิ่มขึ้น ค่าร้อยละคอนเวอร์ชันของคาร์บอนไดออกไซด์ก็จะยิ่งเพิ่มขึ้นด้วย โดยมีค่าสูงสุด คือ ร้อยละ 30.45 ที่อุณหภูมิ 400 องศาเซลเซียส เมื่อพิจารณาความเฉพาะเจาะจงของปฏิกิริยา พบว่า ในช่วงอุณหภูมิ 150

ถึง 300 องศาเซลเซียส ค่าความเฉพาะเจาะจงของปฏิกิริยามีค่าค่อนข้างใกล้เคียงกัน แต่ในช่วง 350 ถึง 400 องศาเซลเซียส ค่าความเฉพาะเจาะจงของปฏิกิริยาจะลดลงตามอุณหภูมิที่สูงขึ้นอย่างมีนัยสำคัญ โดยมีค่าสูงสุดคือ 0.45 ที่อุณหภูมิ 284 องศาเซลเซียส ดังแสดงในรูปที่ 4.2



รูปที่ 4.2 ผลของอุณหภูมิของเครื่องปฏิกรณ์ต่อกระบวนการผลิตเมทานอล

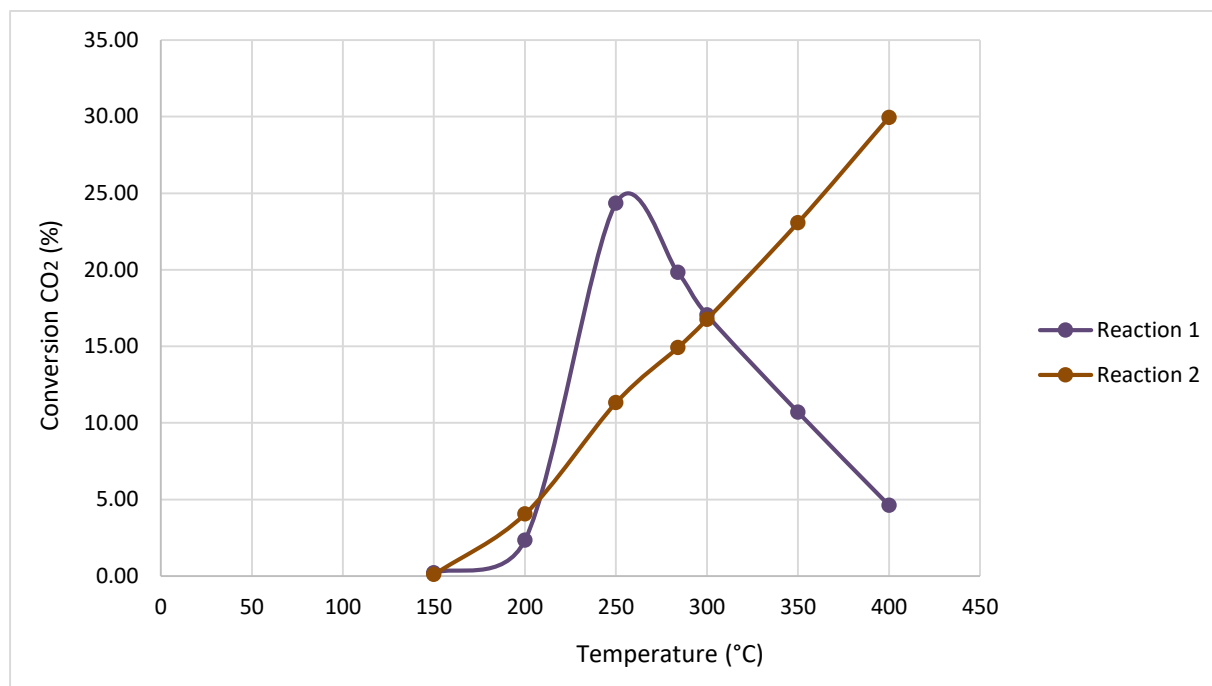
การศึกษาผลของอุณหภูมิเครื่องปฏิกรณ์ต่อกระบวนการผลิตเมทานอลจากการเติมไฮโดรเจนของคาร์บอนไดออกไซด์ โดยพิจารณาแต่ละปฏิกิริยา กำหนดให้ ปฏิกิริยาที่ 1 คือ ปฏิกิริยาสังเคราะห์เมทานอล ปฏิกิริยาที่ 2 คือ ปฏิกิริยาวอเตอร์แก๊สชิฟต์ย้อนกลับ (RWGS) แสดงดังตารางที่ 4.3



ตารางที่ 4.3 แสดงผลของอุณหภูมิเครื่องปฏิกรณ์ต่อปฏิกิริยาการผลิตเมทานอล

ปฏิกิริยา	อุณหภูมิ (องศาเซลเซียส)	คอนเวอร์ชัน	ร้อยละคอนเวอร์ชัน
1	150	0.0020	0.20
	200	0.0232	2.32
	250	0.2434	24.34
	284	0.1983	19.83
	300	0.1706	17.06
	350	0.1070	10.70
	400	0.0461	4.61
2	150	0.0010	0.10
	200	0.0404	4.04
	250	0.1131	11.31
	284	0.1491	14.91
	300	0.1676	16.76
	350	0.2307	23.07
	400	0.2995	29.95

จากตารางที่ 4.3 แสดงผลของอุณหภูมิเครื่องปฏิกรณ์ต่อปฏิกิริยาการผลิตเมทานอลจากการเติมไฮโดรเจนของคาร์บอนไดออกไซด์ เมื่อพิจารณาปฏิกิริยาที่ 1 ปฏิกิริยาสังเคราะห์เมทานอล พบว่า ช่วงอุณหภูมิ 250 ถึง 300 องศาเซลเซียส ค่าคอนเวอร์ชันมีค่าค่อนข้างใกล้เคียงกัน โดยมีค่าสูงสุดที่ร้อยละ 24.34 ที่ 250 องศาเซลเซียส ในขณะที่อุณหภูมิ 150 200 350 และ 400 องศาเซลเซียส มีค่าคอนเวอร์ชันค่อนข้างน้อย โดยสอดคล้องกับงานวิจัยของ Timothy G. (2018) ซึ่งเป็นผลมาจากปฏิกิริยาดังกล่าวเป็นปฏิกิริยาคายความร้อนทำให้ทำปฏิกิริยาได้ไม่ดีในอุณหภูมิที่สูงเกินไป เมื่อพิจารณาที่ปฏิกิริยาที่ 2 วอเตอร์แก๊สชิฟต์ย้อนกลับ (RWGS) พบว่า ยิ่งอุณหภูมิเพิ่มขึ้น ค่าคอนเวอร์ชันก็ยิ่งเพิ่มขึ้นอย่างมีนัยสำคัญ สอดคล้องกับงานวิจัยของ Timothy G. (2018) เป็นผลมาจากปฏิกิริยาดังกล่าวเป็นปฏิกิริยาดูดความร้อนทำให้ทำปฏิกิริยาได้ดีในอุณหภูมิที่สูง โดยแสดงกราฟระหว่างอุณหภูมิกับร้อยละคอนเวอร์ชันดังรูปที่ 4.3



รูปที่ 4.3 ผลของอุณหภูมิของเครื่องปฏิกรณ์ต่อกระบวนการผลิตเมทานอลในแต่ละปฏิกิริยา

4.3 การจำลองกระบวนการผลิตเมทานอลที่ความดันของเครื่องปฏิกรณ์ที่แตกต่างกัน

การศึกษาผลของความดันของเครื่องปฏิกรณ์ที่แตกต่างกันที่ส่งผลต่อกระบวนการผลิตเมทานอลจากการเติมไฮโดรเจนของคาร์บอนไดออกไซด์แสดงในรูปของร้อยละคอนเวอร์ชันของคาร์บอนไดออกไซด์ โดยศึกษาความดันของเครื่องปฏิกรณ์แบบท่อในช่วง 100 ถึง 30,000 กิโลปาสกาล ที่อุณหภูมิคงที่ 284 องศาเซลเซียส ดังแสดงในตารางที่ 4.4

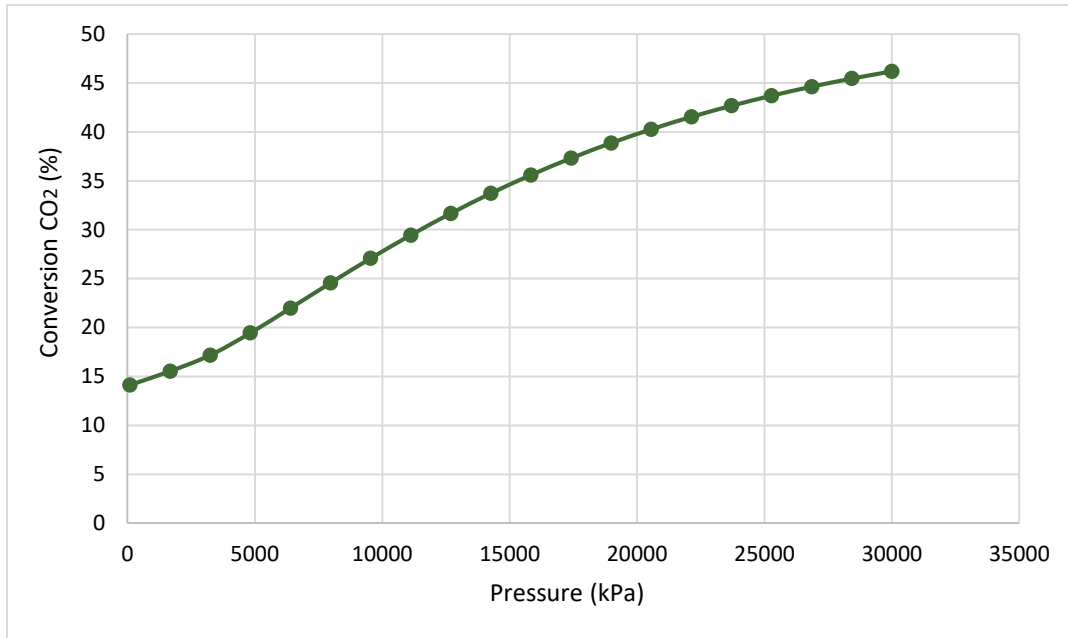
ตารางที่ 4.4 แสดงผลของความดันของเครื่องปฏิกรณ์ต่อกระบวนการผลิตเมทานอล

ความดัน (กิโลปาสกาล)	ขาเข้า (กิโลโมลต่อชั่วโมง)	ขาออก (กิโลโมลต่อชั่วโมง)	ร้อยละคอนเวอร์ชัน
100	3,697	3,175	14.13
1,674	3,618	3,056	15.53
3,247	3,512	2,909	17.17
4,821	3,380	2,723	19.44
6,395	3,250	2,536	21.97
7,968	3,130	2,362	24.55

ตารางที่ 4.4 (ต่อ) แสดงผลของความดันของเครื่องปฏิกรณ์ต่อกระบวนการผลิตเมทานอล

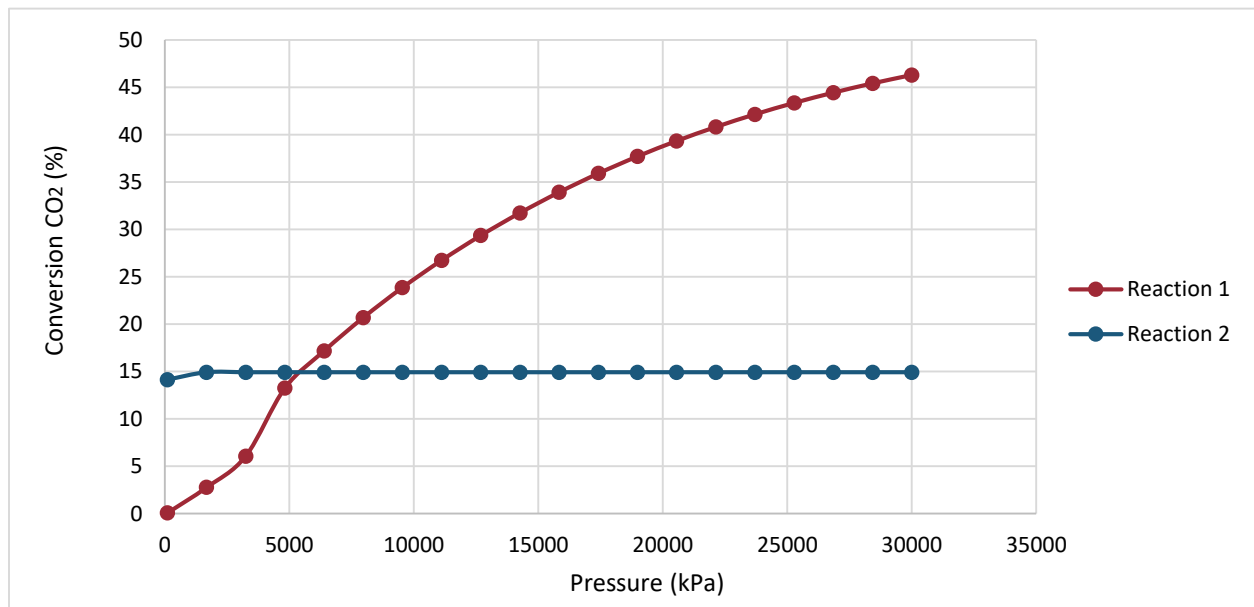
ความดัน (กิโลปาสกาล)	ขาเข้า (กิโลโมลต่อชั่วโมง)	ขาออก (กิโลโมลต่อชั่วโมง)	ร้อยละคอนเวอร์ชัน
9,542	3,025	2,206	27.06
11,116	2,933	2,070	29.44
12,689	2,854	1,950	31.66
14,263	2,785	1,846	33.71
15,837	2,726	1,756	35.59
17,411	2,674	1,677	37.31
18,984	2,630	1,608	38.86
20,558	2,591	1,548	40.26
22,132	2,558	1,495	41.53
23,705	2,529	1,450	42.67
25,279	2,503	1,409	43.69
26,853	2,480	1,374	44.62
28,426	2,461	1,343	45.44
30,000	2,444	1,315	46.18

จากตารางที่ 4.4 แสดงผลของความดันของเครื่องปฏิกรณ์ที่แตกต่างกันที่ส่งผลต่อร้อยละคอนเวอร์ชันของคาร์บอนไดออกไซด์ ในช่วง 100 ถึง 30,000 กิโลปาสกาล พบว่า เมื่อความดันของเครื่องปฏิกรณ์เพิ่มขึ้น ร้อยละคอนเวอร์ชันของคาร์บอนไดออกไซด์ก็เพิ่มขึ้นอย่างมีนัยสำคัญ โดยมีค่าร้อยละคอนเวอร์ชันของคาร์บอนไดออกไซด์สูงสุดอยู่ที่ 46.18 ที่ 30,000 กิโลปาสกาล ดังแสดงในรูปที่ 4.4



รูปที่ 4.4 ผลของความดันของเครื่องปฏิกรณ์ต่อกระบวนการผลิตเมทานอล

การศึกษาผลของความดันของเครื่องปฏิกรณ์ต่อกระบวนการผลิตเมทานอลจากการเติมไฮโดรเจนของคาร์บอนไดออกไซด์ ในช่วง 100 ถึง 30,000 กิโลปาสกาล โดยพิจารณาแต่ละปฏิกิริยา กำหนดให้ ปฏิกิริยาที่ 1 คือ ปฏิกิริยาสังเคราะห์เมทานอล ปฏิกิริยาที่ 2 คือ ปฏิกิริยาวอเตอร์แก๊สชิฟต์ย้อนกลับ แสดงดังรูปที่ 4.5



รูปที่ 4.5 ผลของอุณหภูมิของเครื่องปฏิกรณ์ต่อกระบวนการผลิตเมทานอลในแต่ละปฏิกิริยา

จากรูปที่ 4.5 แสดงผลของความดันของเครื่องปฏิกรณ์ต่อปฏิกิริยาการผลิตเมทานอลจากการเติมไฮโดรเจนของคาร์บอนไดออกไซด์ เมื่อพิจารณาปฏิกิริยาที่ 1 ปฏิกิริยาสังเคราะห์เมทานอล พบว่า ยิ่งความดันของเครื่องปฏิกรณ์เพิ่มขึ้น ค่าคอนเวอร์ชันของคาร์บอนไดออกไซด์ก็เพิ่มขึ้นด้วย สอดคล้องกับงานวิจัยของ Omar S. (2018) เป็นผลมาจากหลักการของเลชาเตอลิเย โดยความดันไม่มีผลกระทบต่อสมดุลไดนามิก แต่มีการเปลี่ยนแปลงปริมาตรของระบบ เพราะว่าโมเลกุลชนกันและทำปฏิกิริยากันบ่อยขึ้น เป็นสาเหตุให้อัตราปฏิกิริยาเพิ่มขึ้น เนื่องจากโมลทางด้านขวามือของปฏิกิริยามีค่าน้อยกว่า ซึ่งเมื่อพิจารณาที่ปฏิกิริยาที่ 2 วอเตอร์แก๊สชิฟต์ย้อนกลับ (RWGS) พบว่า การเพิ่มขึ้นของความดันไม่มีผลต่อค่าคอนเวอร์ชันของคาร์บอนไดออกไซด์ สอดคล้องกับงานวิจัยของ Omar S. (2018) เนื่องจากการทำปฏิกิริยาดังกล่าวขึ้นกับคาร์บอนไดออกไซด์ที่ป้อนเข้ามาซึ่งเป็นสารกำหนดปริมาณ ดังนั้นเมื่อความดันเพิ่มขึ้นถึงจุดหนึ่งก็ไม่สามารถส่งผลกระทบต่อการทำปฏิกิริยาได้

4.4 การประเมินการปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์

มีการประเมินการใช้คาร์บอนไดออกไซด์จากการจำลองกระบวนการผลิตเมทานอลจากการเติมไฮโดรเจนของคาร์บอนไดออกไซด์ โดยคิดจากปริมาณคาร์บอนไดออกไซด์ทั้งหมดที่ป้อนเข้าสู่กระบวนการหักด้วยคาร์บอนไดออกไซด์ที่ถูกปล่อยออกมาจากกระบวนการดังกล่าว แสดงดังตารางที่ 4.5

ตารางที่ 4.5 แสดงผลการประเมินการปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์

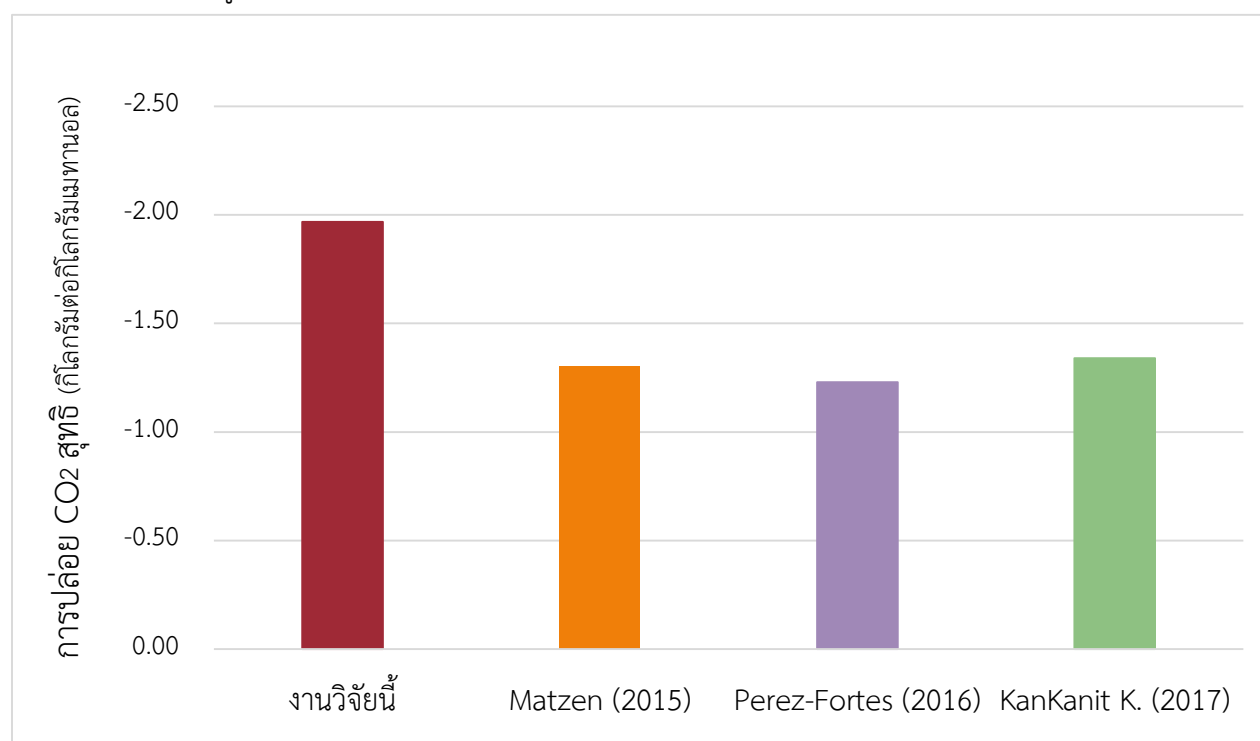
อัตราการไหลของ เมทานอล (กิโลกรัมต่อชั่วโมง)	CO ₂ ขาเข้า (กิโลกรัมต่อชั่วโมง)	CO ₂ ขาออก (กิโลกรัมต่อชั่วโมง)		การปล่อย CO ₂ สุทธิ (กิโลกรัมต่อชั่วโมง)	การปล่อย CO ₂ สุทธิ (กิโลกรัมต่อกิโลกรัม เมทานอล)
		ทางตรง	ทางอ้อม		
16,994.49	79,832.30	39,478.40	6,912.28	-33,441.62	-1.97

จากตารางที่ 4.5 แสดงผลการประเมินการปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์ โดยมีคาร์บอนไดออกไซด์ทั้งหมดที่ป้อนเข้าสู่กระบวนการ คือ 79,832 กิโลกรัมต่อชั่วโมง คาร์บอนไดออกไซด์ที่ถูกปล่อยออกมาจากกระบวนการทางตรง (กระแสที่ 24) คือ 39,478 กิโลกรัมต่อชั่วโมง และทางอ้อม 6,912 กิโลกรัมต่อชั่วโมง โดยค่าการปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์สุทธิคิดเป็น -33,442 กิโลกรัมต่อชั่วโมง ซึ่งคิดเป็น -1.97 กิโลกรัมต่อกิโลกรัมเมทานอล จะเห็นได้ว่าค่าดังกล่าวมีค่าเป็นลบ หมายความว่าคาร์บอนไดออกไซด์ได้ถูกใช้ไปในกระบวนการดังกล่าว โดยทำการเปรียบเทียบกับงานวิจัยอื่น ดังตารางที่ 4.6

ตารางที่ 4.6 แสดงผลการเปรียบเทียบการปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์

ตัวอย่าง	การใช้ CO ₂ สุทธิ (กิโลกรัมต่อกิโลกรัมเมทานอล)
งานวิจัยนี้	1.97
Matzen (2015) [11]	1.23
Perez-Fortes (2016) [12]	1.30
KanKanit K. (2017) [13]	1.34

จากตารางที่ 4.6 แสดงผลการเปรียบเทียบการปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์ของงานวิจัยนี้กับงานวิจัยอื่นพบว่า งานวิจัยนี้สามารถลดการปลดปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์ได้ 1.97 กิโลกรัมต่อกิโลกรัมเมทานอล ซึ่งมากกว่าเมื่อเทียบกับงานวิจัยของ Matzen (2015) Perez-Fortes (2016) และ KanKanit K. (2017) ที่มีค่าอยู่ที่ 1.23 1.30 และ 1.34 ตามลำดับ โดยมีค่ามากกว่าถึงร้อยละ 60 เมื่อเปรียบเทียบกับงานวิจัยของ Matzen (2015) แสดงการเปรียบเทียบดังรูปที่ 4.6



รูปที่ 4.6 ผลการเปรียบเทียบการปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์

บทที่ 5 สรุปผลการทดลอง และข้อเสนอแนะ

5.1 สรุปผลการทดลอง

ในงานวิจัยนี้มีการศึกษากระบวนการผลิตเมทานอลจากการเติมไฮโดรเจนของคาร์บอนไดออกไซด์ โดยใช้โปรแกรม Aspen Plus เพื่อศึกษาหาสภาวะที่เหมาะสม โดยการออกแบบกระบวนการและตัวแปรในการดำเนินการต่าง ๆ เพื่อเพิ่มประสิทธิภาพในการผลิตเมทานอล เริ่มจากคาร์บอนไดออกไซด์ที่ได้จากหน่วยดักจับคาร์บอนไดออกไซด์จำนวน 79,832 กิโลกรัมต่อชั่วโมง ผ่านเข้าสู่กระบวนการผลิตเมทานอล โดยมีไฮโดรเจน 10,976 กิโลกรัมต่อชั่วโมง ซึ่งสามารถเปลี่ยนร้อยละ 42 ของคาร์บอนไดออกไซด์เป็นเมทานอล 16,994 กิโลกรัมต่อชั่วโมง มีผลิตภัณฑ์รวมคือน้ำ 31,621 กิโลกรัมต่อชั่วโมง และเมื่อทำการประเมินการปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์พบว่ากระบวนการนี้สามารถลดการปลดปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์ได้ 1.97 กิโลกรัมต่อกิโลกรัมเมทานอล ซึ่งมีค่ามากกว่าเมื่อเปรียบเทียบกับงานวิจัยอื่น

นอกจากนี้มีการศึกษาผลของอุณหภูมิของเครื่องปฏิกรณ์แบบท่อที่ส่งผลต่อกระบวนการผลิตเมทานอล พบว่าสำหรับปฏิกิริยาสังเคราะห์เมทานอลที่อุณหภูมิสูงมีค่าคอนเวอร์ชันค่อนข้างน้อย เป็นผลมาจากปฏิกิริยาดังกล่าวเป็นปฏิกิริยาคายความร้อนทำให้ทำปฏิกิริยาได้ไม่ดีในอุณหภูมิที่สูงเกินไป เมื่อพิจารณาที่ปฏิกิริยาอวเทอร์แก๊สซิปต์ย้อนกลับ (RWGS) พบว่ายิ่งอุณหภูมิเพิ่มขึ้น ค่าคอนเวอร์ชันก็ยิ่งเพิ่มขึ้นอย่างมีนัยสำคัญ เนื่องจากจากปฏิกิริยาดังกล่าวเป็นปฏิกิริยาดูดความร้อนทำให้ทำปฏิกิริยาได้ดีในอุณหภูมิที่สูง และเมื่อพิจารณาผลของความดันเครื่องปฏิกรณ์ที่ส่งผลต่อกระบวนการผลิตเมทานอล พบว่าสำหรับปฏิกิริยาสังเคราะห์เมทานอล ยิ่งความดันของเครื่องปฏิกรณ์เพิ่มขึ้น ค่าคอนเวอร์ชันของคาร์บอนไดออกไซด์ก็ยิ่งเพิ่มขึ้นด้วย ในขณะที่ปฏิกิริยาอวเทอร์แก๊สซิปต์ย้อนกลับ (RWGS) พบว่า การเพิ่มขึ้นของความดันไม่มีผลต่อค่าคอนเวอร์ชันของคาร์บอนไดออกไซด์

5.2 ข้อเสนอแนะ

1. ควรมีการประเมินความคุ้มค่าทางเศรษฐกิจ รวมถึงการติดตั้งกระบวนการ และความเป็นไปได้ด้านเศรษฐกิจ
2. ควรมีการประเมินผลกระทบทางด้านสิ่งแวดล้อมร่วมด้วย เช่น ผลกระทบทางน้ำ หรือผลกระทบด้านการเปลี่ยนแปลงสภาพภูมิอากาศ
3. ควรศึกษาปรับปรุงกระบวนการเพิ่มเติมเพื่อต่อยอดกระบวนการ โดยเพิ่มหน่วยการแปลงเมทานอลเพื่อผลิตเป็นผลิตภัณฑ์อื่นร่วมด้วย เช่น ไดมethylอีเทอร์ ไดมethylคาร์บอนเนต

บรรณานุกรม

- [1] **สำนักอนามัยสิ่งแวดล้อม กรมอนามัย กระทรวงสาธารณสุข.** “ก๊าซเรือนกระจก”. สถาบันบริการสาธารณสุขกับการประเมิน Carbon Footprint, หน้า 3 – 4.
- [2] **ศูนย์เทคโนโลยีสารสนเทศและการสื่อสาร.** “การปล่อยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ (CO₂) จากการใช้พลังงาน 6 เดือนแรกปี 2563”. สำนักงานนโยบายและแผนพลังงาน กระทรวงพลังงาน, หน้า 1 - 8.
- [3] **ประเสริฐ เรียบร้อยเจริญ.** “เทคโนโลยีเพื่อการผลิตเชื้อเพลิงสะอาด,” Technology Promotion Mag 109, 95 – 104.
- [4] **Éverton Simões Van-Dal a, Chakib Bouallou.** “Design and simulation of a methanol production plant from CO₂ hydrogenation,” Journal of Cleaner Production 2013, 57, 38 – 45.
- [5] **Chakib Bouallou, Omar S. Bayomie.** “Energy and conversion investigations of different process configurations for hydrogenation of CO₂ into methanol from industrial flue gases,” Chemical Engineering Transactions 2018, 70, 1345 – 1350.
- [6] **Anton A. Kiss, J.J. Pragt, H.J. Vos, G. Bargeman, M.T. de Groot.** “Novel efficient process for methanol synthesis by CO₂ hydrogenation,” Chemical Engineering Journal 2016, 284, 260 – 269.
- [7] **Omar Y. Abdelaziz, Wafaa M. Hosny, Mamdouh A. Gadalla, Fatma H. Ashour, Ibrahim A. Ashour, Christian P. Hulteberg.** “Novel process technologies for conversion of carbon dioxide from industrial flue gas streams into methanol,” Journal of CO₂ Utilization 2017, 21, 52 - 63.
- [8] **Prapatsorn Borisut, Aroonsri Nuchitprasittichai.** “Methanol production via CO₂ hydrogenation: sensitivity analysis and simulation – based optimization,” Front. Energy Res., 7 - 81.
- [9] **Grazia Leonzio, Edwin Zondervan, Pier Ugo Foscolo.** “Methanol production by CO₂ hydrogenation: Analysis and simulation of reactor performance,” International Journal of Hydrogen Energy 44, 7915 – 7933.

- [10] **Prapatsorn Borisut, Aroonsri Nuchitprasittichai.** “Process Configuration studies of Methanol Production via Carbon Dioxide Hydrogenation: Process Simulation – Based Optimization Using Artificial Neural Networks,” *Energies* 13, 1 - 13.
- [11] **Matzen, M., M. Alhajji, and Y. Demirel.** “Chemical storage of wind energy by renewable methanol production: Feasibility analysis using a multi-criteria decision matrix,” *Energy* 2015, 93, 343-353.
- [12] **Pérez-Fortes, M., et al.** “Methanol synthesis using captured CO₂ as raw material: Techno-economic and environmental assessment,” *Applied Energy* 2016, 161, 718-732.
- [13] **Kankanit Kitsahawong.** “Evaluation of captured CO₂ and waste H₂ as potential feedstock for methanol production,” 2017.

ภาคผนวก

ภาคผนวก ก ข้อมูลสายป้อน (Stream Table)

Stream number	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
Temperature (°C)	150	97	210	284	284	114	114	284	284	144
Pressure (kPa)	7800	7800	7570	7510	7510	7510	7360	7510	7510	7510
Phase	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor			Vapor	Vapor	Vapor
Mass flow (kg/h)	90809	171265	171265	171265	102759	102759	102759	68506	68506	68506
Energy flow (MJ/h)	-686925	-1267639	-1213184	-1203707	-722223	-776678	-776678	-481483	-481483	-508126
Volumetric flowrates (m ³ /h)	3294	5610	7670	8151	4890	3192	3257	3260	3260	2355
Molar flow (kmol/h)	7259	14268	14268	13206	7924	7924	7924	5282	5282	5282
Component molar flow (kmol/h)										
H ₂	5445.23	10717.86	10717.86	8900.19	5340.11	5340.11	5340.11	3560.08	3560.08	3560.08
CO ₂	1813.97	3159.52	3159.52	2404.30	1442.58	1442.58	1442.58	961.72	961.72	961.72
CH ₃ OH	0.00	26.38	26.38	557.60	334.56	334.56	334.56	223.04	223.04	223.04
H ₂ O	0.00	44.73	44.73	799.96	479.97	479.97	479.97	319.98	319.98	319.98
CO	0.00	319.80	319.80	543.81	326.28	326.28	326.28	217.52	217.52	217.52

ภาคผนวก ก ข้อมูลสายป้อน (Stream Table)

Stream number	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
Temperature (°C)	122	35	35	35	35	42	35	19	5	22
Pressure (kPa)	7360	7340	7340	7340	7340	7800	7340	1000	120	120
Phase			Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Liquid			Vapor
Mass flow (kg/h)	171265	171265	134093	53637	80456	80456	37172	37172	37172	7927
Energy flow (MJ/h)	-1284805	-1368259	-970336	-388134	-582202	-580714	-397923	-397923	-397923	-66944
Volumetric flowrates (m ³ /h)	5607	4012	3964	1586	2378	2296	49	498	5324	6144
Molar flow (kmol/h)	13206	13206	11682	4673	7009	7009	1524	1524	1524	302
Component molar flow (kmol/h)										
H ₂	8900.19	8900.19	8787.71	3515.08	5272.62	5272.62	112.49	112.49	112.49	111.49
CO ₂	2404.29	2404.30	2242.59	897.04	1345.56	1345.56	161.70	161.70	161.70	151.23
CH ₃ OH	557.60	557.60	43.97	17.59	26.38	26.38	513.63	513.63	513.63	16.72
H ₂ O	799.96	799.96	74.56	29.82	44.73	44.73	725.40	725.40	725.40	11.81
CO	543.81	543.81	533.01	213.20	319.80	319.80	10.80	10.80	10.80	10.64

ภาคผนวก ก ข้อมูลสายป้อน (Stream Table)

Stream number	31	32	33	34	35	36	37	38	39	40
Temperature (°C)	22	80	100	77	95	40	40	40	102	102
Pressure (kPa)	120	120	100	100	120	100	100	100	100	100
Phase	Liquid		Liquid	Vapor	Vapor		Liquid	Vapor		Vapor
Mass flow (kg/h)	29245	29245	23819	23442	23442	23442	23057	385	18015	18015
Energy flow (MJ/h)	-328185	-301541	-370556	-196864	-196199	-234207	-230820	-3386	-239285	-239285
Volumetric flowrates (m ³ /h)	39	13031	30	25830	22615	335	32	303	30929	30929
Molar flow (kmol/h)	1222	1222	1322	900	900	900	888	12	1000	1000
Component molar flow (kmol/h)										
H ₂	0.99	0.99	0.00	0.99	0.99	0.99	0.10	0.89	0.00	0.00
CO ₂	10.47	10.47	0.00	10.47	10.47	10.47	4.64	5.83	0.00	0.00
CH ₃ OH	496.91	496.91	0.00	496.91	496.91	496.91	494.43	2.49	0.00	0.00
H ₂ O	713.59	713.59	1322.14	391.46	391.46	391.46	389.05	2.41	1000.00	1000.00
CO	0.16	0.16	0.00	0.16	0.16	0.16	0.03	0.14	0.00	0.00

ภาคผนวก ข ตารางบันทึกผลการทดลอง

ตารางที่ ข.1 แสดงผลของอุณหภูมิของเครื่องปฏิกรณ์ต่อกระบวนการผลิตเมทานอล

อุณหภูมิ (องศาเซลเซียส)	องค์ประกอบ	ขาเข้า (กิโลโมลต่อชั่วโมง)	ขาออก (กิโลโมลต่อชั่วโมง)
150	H ₂	13,575.82	13,550.79
	CO ₂	4,520.50	4,510.86
	CH ₃ OH	11.54	19.24
	H ₂ O	14.46	24.10
	CO	2.91	4.86
200	H ₂	12,821.71	12,321.97
	CO ₂	4,113.34	3,880.02
	CH ₃ OH	32.90	166.11
	H ₂ O	55.38	288.70
	CO	148.85	248.96
250	H ₂	10,717.86	8,900.19
	CO ₂	3,159.52	2,404.30
	CH ₃ OH	26.38	557.60
	H ₂ O	44.73	799.96
	CO	319.80	543.81
284	H ₂	10,347.85	8,296.62
	CO ₂	3,101.38	2,338.79
	CH ₃ OH	26.35	670.67
	H ₂ O	49.36	811.95
	CO	167.25	285.52

ตารางที่ ข.1 (ต่อ) แสดงผลของอุณหภูมิของเครื่องปฏิกรณ์ต่อกระบวนการผลิตเมทานอล

อุณหภูมิ (องศาเซลเซียส)	องค์ประกอบ	ขาเข้า (กิโลโมลต่อชั่วโมง)	ขาออก (กิโลโมลต่อชั่วโมง)
300	H ₂	11,084.26	9,498.43
	CO ₂	3,221.39	2,480.01
	CH ₃ OH	25.60	447.83
	H ₂ O	39.98	781.36
	CO	459.37	778.52
350	H ₂	11,816.12	10,697.73
	CO ₂	3,221.65	2,420.89
	CH ₃ OH	15.40	174.22
	H ₂ O	26.18	826.94
	CO	935.94	1,577.89
400	H ₂	11,945.14	10,911.75
	CO ₂	3,057.35	2,126.24
	CH ₃ OH	5.72	56.86
	H ₂ O	22.78	953.90
	CO	1,284.90	2,164.88

ตารางที่ ข.2 แสดงผลของอุณหภูมิของเครื่องปฏิกรณ์ต่อปฏิกิริยาสังเคราะห์เมทานอล

อุณหภูมิ (องศาเซลเซียส)	องค์ประกอบ	ขาเข้า (กิโลโมลต่อชั่วโมง)	ขาออก (กิโลโมลต่อชั่วโมง)
150	H ₂	13,570.29	13,543.34
	CO ₂	4,520.65	4,511.67
	CH ₃ OH	13.47	22.46
	H ₂ O	13.47	22.46
	CO	0.00	0.00
200	H ₂	13,149.97	12,845.42
	CO ₂	4,366.44	4,264.92
	CH ₃ OH	85.11	186.63
	H ₂ O	150.86	252.38
	CO	0.00	0.00
250	H ₂	10,043.29	7,799.57
	CO ₂	3,072.42	2,324.51
	CH ₃ OH	26.10	774.01
	H ₂ O	54.83	802.73
	CO	0.00	0.00
284	H ₂	10,528.89	8,588.50
	CO ₂	3,262.36	2,615.56
	CH ₃ OH	29.24	676.04
	H ₂ O	62.57	709.36
	CO	0.00	0.00

ตารางที่ ข.2 (ต่อ) แสดงผลของอุณหภูมิของเครื่องปฏิกรณ์ต่อปฏิกิริยาสังเคราะห์เมทานอล

อุณหภูมิ (องศาเซลเซียส)	องค์ประกอบ	ขาเข้า (กิโลโมลต่อชั่วโมง)	ขาออก (กิโลโมลต่อชั่วโมง)
300	H ₂	10,855.34	9,118.99
	CO ₂	3,392.78	2,814.00
	CH ₃ OH	31.41	610.20
	H ₂ O	68.09	646.88
	CO	0.00	0.00
350	H ₂	11,710.31	10,508.62
	CO ₂	3,743.23	3,342.66
	CH ₃ OH	37.55	438.12
	H ₂ O	85.02	485.58
	CO	0.00	0.00
400	H ₂	12,693.54	12,114.63
	CO ₂	4,183.81	3,990.84
	CH ₃ OH	80.72	273.69
	H ₂ O	278.16	471.13
	CO	0.00	0.00

ตารางที่ ข.3 แสดงผลของอุณหภูมิของเครื่องปฏิกรณ์ต่อปฏิกิริยาอวเตอรแก๊สซิฟต์ย้อนกลับ

อุณหภูมิ (องศาเซลเซียส)	องค์ประกอบ	ขาเข้า (กิโลโมลต่อชั่วโมง)	ขาออก (กิโลโมลต่อชั่วโมง)
150	H ₂	13,605.66	13,601.36
	CO ₂	4,528.21	4,523.91
	CH ₃ OH	0.00	0.00
	H ₂ O	6.46	10.76
	CO	6.46	10.76
200	H ₂	13,335.52	13,163.61
	CO ₂	4,255.80	4,083.89
	CH ₃ OH	0.00	0.00
	H ₂ O	25.98	197.89
	CO	256.90	428.81
250	H ₂	12,910.13	12,476.23
	CO ₂	3,835.61	3,401.71
	CH ₃ OH	0.00	0.00
	H ₂ O	24.75	458.64
	CO	644.05	1,077.95
284	H ₂	12,728.95	12,183.24
	CO ₂	3,659.71	3,114.00
	CH ₃ OH	0.00	0.00
	H ₂ O	24.24	569.95
	CO	807.63	1,353.33

ตารางที่ ข.3 (ต่อ) แสดงผลของอุณหภูมิของเครื่องปฏิกรณ์ต่อปฏิกิริยาออกเตอรแก๊สซิฟต์ย้อนกลับ

อุณหภูมิ (องศาเซลเซียส)	องค์ประกอบ	ขาเข้า (กิโลโมลต่อชั่วโมง)	ขาออก (กิโลโมลต่อชั่วโมง)
300	H ₂	12,642.04	12,042.66
	CO ₂	3,576.18	2,976.81
	CH ₃ OH	0.00	0.00
	H ₂ O	24.00	623.38
	CO	885.76	1,485.13
350	H ₂	12,372.68	11,606.79
	CO ₂	3,319.66	2,553.77
	CH ₃ OH	0.00	0.00
	H ₂ O	23.26	789.15
	CO	1,126.60	1,892.48
400	H ₂	12,119.32	11,196.25
	CO ₂	3,081.61	2,158.54
	CH ₃ OH	0.00	0.00
	H ₂ O	22.59	945.66
	CO	1,351.63	2,274.70

ตารางที่ ข.4 แสดงผลของความดันของเครื่องปฏิกรณ์ต่อปฏิกิริยาสังเคราะห์เมทานอล

ความดัน (กิโลปาสกาล)	ขาเข้า (กิโลโมลต่อชั่วโมง)	ขาออก (กิโลโมลต่อชั่วโมง)	ร้อยละคอนเวอร์ชัน
100	4,531	4,528	0.06
1,674	4,333	4,214	2.76
3,247	4,055	3,810	6.05
4,821	3,594	3,118	13.24
6,395	3,388	2,806	17.16
7,968	3,224	2,558	20.68
9,542	3,092	2,354	23.86
11,116	2,982	2,185	26.73
12,689	2,889	2,041	29.35
14,263	2,811	1,919	31.74
15,837	2,744	1,813	33.92
17,411	2,686	1,722	35.90
18,984	2,636	1,642	37.70
20,558	2,592	1,572	39.34
22,132	2,554	1,512	40.81
23,705	2,521	1,459	42.15
25,279	2,492	1,412	43.35
26,853	2,467	1,371	44.43
28,426	2,445	1,335	45.41
30,000	2,425	1,302	46.29

ตารางที่ ข.5 แสดงผลของความดันของเครื่องปฏิกรณ์ต่อปฏิกิริยาอวเทอร์แก๊สซีฟต์ย้อนกลับ

ความดัน (กิโลปาสคาล)	ขาเข้า (กิโลโมลต่อชั่วโมง)	ขาออก (กิโลโมลต่อชั่วโมง)	ร้อยละคอนเวอร์ชัน
100	3,697	3,174	14.13
1,674	3,660	3,114	14.91
3,247	3,660	3,114	14.91
4,821	3,660	3,114	14.91
6,395	3,660	3,114	14.91
7,968	3,660	3,114	14.91
9,542	3,660	3,114	14.91
11,116	3,660	3,114	14.91
12,689	3,660	3,114	14.91
14,263	3,660	3,114	14.91
15,837	3,660	3,114	14.91
17,411	3,660	3,114	14.91
18,984	3,660	3,114	14.91
20,558	3,660	3,114	14.91
22,132	3,660	3,114	14.91
23,705	3,660	3,114	14.91
25,279	3,660	3,114	14.91
26,853	3,660	3,114	14.91
28,426	3,660	3,114	14.91
30,000	3,660	3,114	14.91