

การออกแบบกระบวนการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์หลังการเผาไหม้ของโรงไฟฟ้าพลังงานความร้อน
ร่วมจากแก๊สธรรมชาติโดยใช้ $K_2CO_3/V-Al_2O_3$



วิทยานิพนธ์นี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิทยาศาสตรมหาบัณฑิต
สาขาวิชาเคมีเทคนิค ภาควิชาเคมีเทคนิค
คณะวิทยาศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
ปีการศึกษา 2562
ลิขสิทธิ์ของจุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

PROCESS DESIGN OF POST-COMBUSTION CO₂ CAPTURE FROM NATURAL GAS
COMBINED CYCLE POWER PLANT USING K₂CO₃/γ-Al₂O₃



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

Department of Chemical Technology

FACULTY OF SCIENCE

Chulalongkorn University

Academic Year 2019

Copyright of Chulalongkorn University

หัวข้อวิทยานิพนธ์	การออกแบบกระบวนการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์หลัง การเผาไหม้ของโรงไฟฟ้าพลังงานความร้อนร่วมจากแก๊ส ธรรมชาติโดยใช้ $K_2CO_3/\gamma-Al_2O_3$
โดย	นายกนกพล โรจนกิจ
สาขาวิชา	เคมีเทคนิค
อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก	ศาสตราจารย์ ดร.พรพจน์ เปี่ยมสมบูรณ์
อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ร่วม	รองศาสตราจารย์ ดร.เบญจพล เฉลิมสินสุวรรณ

คณะวิทยาศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย อนุมัติให้รับวิทยานิพนธ์ฉบับนี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิทยาศาสตรมหาบัณฑิต

..... คณบดีคณะวิทยาศาสตร์
(ศาสตราจารย์ ดร.พลกฤษณ์ แสงวณิช)

คณะกรรมการสอบวิทยานิพนธ์

..... ประธานกรรมการ
(รองศาสตราจารย์ ดร.ประเสริฐ เรียบร้อยเจริญ)

..... อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก
(ศาสตราจารย์ ดร.พรพจน์ เปี่ยมสมบูรณ์)

..... อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ร่วม
(รองศาสตราจารย์ ดร.เบญจพล เฉลิมสินสุวรรณ)

..... กรรมการ
(ดร.ธีรวัฒน์ เสมอ)

..... กรรมการภายนอกมหาวิทยาลัย
(ดร.บุญรอด สัจจกุลนุกิจ)

กนกพล ไรจนกิจ : การออกแบบกระบวนการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์หลังการเผาไหม้
ของโรงไฟฟ้าพลังงานความร้อนร่วมจากแก๊สธรรมชาติโดยใช้ $K_2CO_3/V-Al_2O_3$. (
PROCESS DESIGN OF POST-COMBUSTION CO_2 CAPTURE FROM NATURAL
GAS COMBINED CYCLE POWER PLANT USING $K_2CO_3/V-Al_2O_3$) อ.ที่ปรึกษาหลัก
: ศ. ดร.พรพจน์ เปี่ยมสมบูรณ์, อ.ที่ปรึกษาร่วม : รศ. ดร.เบญจพล เฉลิมสินสุวรรณ

ปัจจุบันโลกเผชิญกับภาวะโลกร้อน ทำให้การดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ก่อนที่แก๊สร้อนจะถูก
ปล่อยสู่ชั้นบรรยากาศเป็นสิ่งจำเป็น ในงานวิจัยที่ผ่านมาได้มีการศึกษากระบวนการดักจับ
คาร์บอนไดออกไซด์ด้วยตัวดูดซับของแข็งแทนที่กระบวนการดูดซับด้วยสารละลายเอมีน และศึกษาความ
เป็นไปได้ทางพลังงาน ในขณะที่ความเป็นไปได้ทางเศรษฐศาสตร์ยังไม่เป็นที่สนใจ ในการวิจัยนี้จะ
ทำการศึกษาความเป็นไปได้ทางพลังงานและเศรษฐศาสตร์ของแบบจำลองกระบวนการดักจับ
คาร์บอนไดออกไซด์หลังกระบวนการเผาไหม้ด้วยตัวดูดซับของแข็งที่ถูกจำลองด้วย Aspen Plus V.11.0
ที่ใช้ข้อมูลจากการทดลองของตัวดูดซับ $K_2CO_3/V-Al_2O_3$ ที่ปรับปรุงด้วยสารละลายเอมีน 3 ชนิด MEA,
MDEA และ AMP จากการศึกษาพบว่าตัวดูดซับ $K_2CO_3/V-Al_2O_3$ ที่ผ่านกระบวนการปรับปรุงสารละลาย
เอมีนมีความสามารถในการดูดซับสูงขึ้นกว่าเดิม โดยตัวดูดซับ $K_2CO_3/V-Al_2O_3$ ที่ผ่านกระบวนการ
ปรับปรุงด้วยสารละลายเอมีน ชนิด MDEA สามารถดักจับคาร์บอนไดออกไซด์มีปริมาณมากที่สุด โดย
ความสามารถในการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์เพิ่มขึ้น ร้อยละ 28.81 จากนั้นนำข้อมูลจากการทดลองมา
ใช้ในแบบจำลองโรงไฟฟ้าที่มีระบบดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ พบว่าแบบจำลองกระบวนการดักจับ
คาร์บอนไดออกไซด์ด้วยตัวดูดซับของแข็งสามารถดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ร้อยละ 91.43 โดยมี
ประสิทธิภาพเอ็กเซอร์จีร้อยละ 29.24 และมีอัตราการคืนทุนที่ร้อยละ 6.55 ซึ่งดีกว่ากระบวนการดักจับ
คาร์บอนไดออกไซด์ด้วยสารละลายเอมีนชนิด MEA ที่มีประสิทธิภาพเอ็กเซอร์จีร้อยละ 28.27 และอัตรา
การคืนทุนที่ร้อยละ 3.98

สาขาวิชา เคมีเทคนิค

ปีการศึกษา 2562

ลายมือชื่อนิสิต

ลายมือชื่อ อ.ที่ปรึกษาหลัก

ลายมือชื่อ อ.ที่ปรึกษาร่วม

6171902523 : MAJOR CHEMICAL TECHNOLOGY

KEYWORD: Carbon dioxide capture; Aspen plus; Adsorption; Techno-economic analysis; Exegetic analysis

Kanokphol Rochanakit : PROCESS DESIGN OF POST-COMBUSTION CO₂ CAPTURE FROM NATURAL GAS COMBINED CYCLE POWER PLANT USING K₂CO₃/γ-Al₂O₃ .

Advisor: Prof. PORNPOTE PIUMSOMBOON, Ph.D. Co-advisor: Asst. Prof. BENJAPON CHALERMSINSUWAN, Ph.D.

At present, the world is faced with global warming. Carbon dioxide capture is necessary before flue gas is released to the atmosphere. From previous research, comparative energy efficiency was studied the carbon dioxide capture processes between a solid sorbent and an MEA solution. However, economic feasibility studies are not received much attention. In this research, the energy performance and economic feasibility of the post-combustion carbon dioxide capture using modified solid sorbents were studied by developing a model under Aspen Plus V.11. The performance of modified solid sorbents used in the adsorption model was obtained from experimental data. The experiment was conducted to determine the effect of 3 amine solutions: MEA, MDEA, and AMP on K₂CO₃/γ-Al₂O₃ support. It was found that the CO₂ capture capacity of amine-functionalized sorbent was higher than nonfunctionalized sorbent. The amine-functionalized sorbent by MDEA showed the highest CO₂ capture capacity. Then, the post-combustion CO₂ capture processes, using modified K₂CO₃/γ-Al₂O₃ adsorption and MEA absorption applied to a natural gas combined cycle power plant, were simulated. From the simulation results, it was found that the former carbon dioxide capture process was capable of capturing 91.43% of produced CO₂. The process had the exergy efficiency of 29.24% and a payback rate of 6.55%. On the other hand, the conventional MEA absorption had an exergy efficiency of 28.27% and a payback rate of 3.98%.

Field of Study: Chemical Technology

Academic Year: 2019

Student's Signature

Advisor's Signature

Co-advisor's Signature

กิตติกรรมประกาศ

วิทยานิพนธ์เรื่อง การออกแบบกระบวนการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์หลังการเผาไหม้ของโรงไฟฟ้าพลังงานความร้อนร่วมจากแก๊สธรรมชาติโดยใช้ $K_2CO_3/V-Al_2O_3$ สำเร็จลุล่วงด้วยดี เนื่องจากผู้วิจัยได้รับความอนุเคราะห์และช่วยเหลืออย่างสูงจากบุคคลหลายท่าน จึงขอขอบคุณไว้ ณ โอกาสนี้

ขอขอบพระคุณ ศาสตราจารย์ ดร.พรพจน์ เปี่ยมสมบูรณ์ อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก และรองศาสตราจารย์ ดร. เบญจพล เฉลิมสินสุวรรณ อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ร่วม ที่ได้กรุณาให้คำปรึกษา คำแนะนำ และข้อเสนอแนะที่เกี่ยวข้องกับงานวิจัย รวมทั้งมอบความรู้ ความเข้าใจด้านวิชาการอย่างดียิ่งตลอดจนการแก้ไขปรับปรุง เพื่อให้วิทยานิพนธ์ฉบับนี้สำเร็จลุล่วงไปได้ด้วยดี

ขอขอบพระคุณ รองศาสตราจารย์ ดร.ประเสริฐ เรียบร้อยเจริญ ประธานกรรมการสอบวิทยานิพนธ์ ดร.ธีรวัฒน์ เสมอ และ ดร.บุญรอด สัจจกุลนุกิจ กรรมการสอบวิทยานิพนธ์ ที่ให้ความอนุเคราะห์เป็นกรรมการสอบ และให้คำแนะนำ ข้อเสนอแนะและความคิดเห็นที่เป็นประโยชน์ต่อวิทยานิพนธ์

ขอขอบคุณทุนอุดหนุนการศึกษาเฉพาะค่าเล่าเรียนประเภท 60/40 ระดับบัณฑิตศึกษาจากบัณฑิตวิทยาลัยจุฬาลงกรณ์วิทยาลัย

ขอขอบคุณคณาจารย์ และเจ้าหน้าที่ทุกท่านในภาควิชาเคมีเทคนิค คณะวิทยาศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย ที่ได้ให้คำแนะนำและช่วยเหลือในการทำงานวิจัยนี้ และอำนวยความสะดวกในการใช้ห้องปฏิบัติการวิจัย

ขอขอบคุณ ดร.ปรารณา นิมมานเทอดวงศ์ ที่ถ่ายทอดความรู้ และให้คำปรึกษาเกี่ยวกับการดำเนินงานวิจัย และขอขอบคุณ สมาชิกทุกคนของห้องปฏิบัติการ Cybernetics และ Fluidization ที่ให้การสนับสนุน และคำปรึกษา ตลอดจนพี่ ๆ เพื่อน ๆ และน้อง ๆ ที่เป็นกำลังใจให้แก่ผู้วิจัยเสมอมา

สุดท้ายนี้ขอกราบขอบพระคุณบิดา มารดา รวมถึงผู้มีพระคุณทุกท่านที่อยู่เบื้องหลังและได้ให้กำลังใจ คำปรึกษา และสนับสนุนในด้านต่างๆแก่ผู้ทำวิจัยเสมอมา จนสำเร็จการศึกษา

กนกพล โรจนกิจ

สารบัญ

	หน้า
.....	ค
บทคัดย่อภาษาไทย.....	ค
.....	ง
บทคัดย่อภาษาอังกฤษ.....	ง
กิตติกรรมประกาศ.....	จ
สารบัญ.....	ฉ
สารบัญรูปภาพ.....	ฐ
ภาคผนวก ข.....	ฒ
ภาคผนวก ค.....	ฒ
สารบัญตาราง.....	ณ
บทที่ 1 บทนำ.....	1
1.1 ความเป็นมาและความสำคัญของปัญหา.....	1
1.2 วัตถุประสงค์.....	3
1.3 ขอบเขตของการวิจัย.....	3
1.4 ข้อจำกัดของงานวิจัย.....	3
1.5 คำจำกัดความที่ใช้ในงานวิจัย.....	3
1.6 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับการวิจัยนี้.....	3
1.6 ขั้นตอนการดำเนินงานวิจัย.....	4
1.7 ลำดับขั้นตอนในการเสนอผลการวิจัย.....	5
บทที่ 2 ทฤษฎีและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง.....	7
2.1 ความเป็นมาและความสำคัญของปัญหา.....	7

2.1.1	ฟลูอิดิเซชัน (Fluidization)	7
2.1.1.1	ประเภทของฟลูอิดิเซชัน	8
2.1.1.1.1	ฟลูอิดิเซชันแบบสองวัฏภาค (Two phase fluidization).....	8
2.1.1.1.2	ฟลูอิดิเซชันแบบสามวัฏภาค (Three phase fluidization).....	8
2.1.1.2	ช่วงการไหลของฟลูอิดิเซชัน (Fluidization flow regimes).....	9
2.1.1.2.1	เบตนิ่ง (Fixed bed).....	9
2.1.1.2.2	ฟลูอิดิเซชันแบบฟองแก๊ส (Bubbling fluidized bed)	9
2.1.1.2.3	ฟลูอิดิเซชันแบบสลัก (Slugging fluidized bed)	11
2.1.1.2.4	ฟลูอิดิเซชันแบบปั่นป่วน (Turbulent fluidized bed)	11
2.1.1.2.5	ฟลูอิดิเซชันแบบฟลูอิดิเซชันความเร็วสูง (Fast fluidization fluidized bed)	12
2.1.1.2.6	ฟลูอิดิเซชันแบบเบาบาง (Pneumatic transport fluidized bed)	12
2.1.1.3	ข้อดีและข้อเสียของกระบวนการฟลูอิดิเซชัน	13
2.1.1.3.1	ข้อดีของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดิเซชันเมื่อเทียบกับกระบวนการอื่น (เครื่องปฏิกรณ์ เบตนิ่ง).....	13
2.1.1.3.2	ข้อเสียและการปรับแก้เครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดิเซชันเมื่อเทียบกับ เครื่องปฏิกรณ์แบบ เบตนิ่ง	13
2.1.2	เทคโนโลยีการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ (CO ₂ capture technologies).....	14
2.1.2.1	การดักจับก่อนการเผาไหม้ (Pre-combustion).....	15
2.1.2.2	การดักจับระหว่างการเผาไหม้ (Oxyfuel combustion).....	15
2.1.2.3	การดักจับหลังการเผาไหม้ (Post combustion)	16
2.1.3	เทคโนโลยีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์ (CO ₂ separation technologies)	16
2.1.3.1	กระบวนการดูดซึมคาร์บอนไดออกไซด์ (Absorption).....	16
2.1.3.2	กระบวนการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ (Adsorption).....	18

2.1.6.1 พลังงาน (Energy).....	33
2.1.6.1.1 กฎข้อที่หนึ่งของเทอร์โมไดนามิกส์ (The first law of thermodynamics)	33
2.1.6.1.2 กฎข้อที่สองของเทอร์โมไดนามิกส์ (The second law of thermodynamics).....	35
2.1.6.2 เอนโทรปี (Entropy; S).....	35
2.1.6.3 เอ็กเซอร์จี	36
2.1.6.4 เอ็กเซอร์จีเชิงกายภาพ (Physical exergy)	36
2.1.6.5 เอ็กเซอร์จีเชิงเคมี (Chemical exergy).....	37
2.1.7 การประเมินความเป็นไปได้ทางเศรษฐศาสตร์เทคโนโลยี (Techno-economic analysis).....	38
2.1.7.1 การประเมินมูลค่าการลงทุนของกระบวนการ.....	39
2.1.7.2 การหาอัตราผลตอบแทน (Internal rate of return: IRR).....	40
2.2 เอกสารและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง.....	41
บทที่ 3 วิธีการดำเนินการวิจัย.....	44
3.1 ข้อมูลงานวิจัยเบื้องต้น	44
3.2 สารเคมีและอุปกรณ์ที่ใช้ในการทดลอง.....	45
3.2.1 สารเคมี (Chemicals)	45
3.2.2 แก๊ส (Gas).....	45
3.2.3 อุปกรณ์ในการเตรียมตัวดูดซับของแข็ง	45
3.2.4 ตัวควบคุมการไหลของแก๊ส.....	46
3.2.5 เซนเซอร์วัดความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์.....	46
3.2.6 ตัวควบคุมอุณหภูมิ	46
3.2.7 เครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดซ์เบด.....	46
3.3 การทดลอง.....	48

3.3.1 การเตรียมตัวดูดซับของแข็ง.....	48
3.3.2 การดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยตัวดูดซับของแข็ง.....	49
3.1.1.1 ขั้นตอนการทำ Residence time ของคอลัมน์เปล่า.....	49
3.1.1.2 ขั้นตอนการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์.....	49
3.4 การคำนวณค่าความสามารถในการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์	50
3.5 เครื่องมือวิเคราะห์	50
3.6 การศึกษาจลนศาสตร์ในรูปแบบของความสัมพันธ์เชิงถดถอย.....	51
3.6.1 การหารูปแบบสมการจลนศาสตร์ในรูปแบบของความสัมพันธ์เชิงถดถอย	51
3.6.2 การหาค่าพารามิเตอร์ทางจลนพลศาสตร์.....	53
3.7 การสร้างแบบจำลอง.....	53
3.7.1 การจำลองโรงไฟฟ้าพลังงานความร้อนร่วมจากแก๊สธรรมชาติ.....	54
3.7.1.1 เครื่องผลิตไฟฟ้ากระบวนการเผาไหม้ (Combustion process)	54
3.7.1.2 เครื่องผลิตไอน้ำแบบนำความร้อนกลับมาใช้ใหม่ (Heat recovery steam generator :HRSG).....	59
3.7.1.3 กังหันไอน้ำ (Steam turbine)	61
3.7.2 การจำลองกระบวนการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยตัวดูดซับของแข็ง.....	64
3.7.2.1 หอดูดซับ.....	64
3.7.2.2 หอฟื้นฟูสภาพตัวดูดซับ.....	65
3.7.2.3 กระบวนการอัดความดันคาร์บอนไดออกไซด์	67
3.8 การวิเคราะห์เชิงเอ็กเซอร์จี (Exergy analysis).....	69
3.8.1 เอ็กเซอร์จีเชิงกายภาพ (Physical exergy).....	69
3.8.2 เอ็กเซอร์จีเชิงเคมี (Chemical exergy).....	70
3.9 การประเมินความเป็นไปได้ทางเศรษฐศาสตร์.....	70
3.9.1 การประเมินราคาลงทุนของกระบวนการ	71

3.9.2 การประเมินต้นทุนการผลิต (Cost of manufacture, COM)	72
3.9.3 การหาอัตราผลตอบแทน (Internal rate of return: IRR)	73
บทที่ 4 ผลการวิจัยและการวิจารณ์ผลการทดลอง.....	74
4.1 ตัวดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์	74
4.1.1 ผลของสารละลายเอมีนที่ใช้เป็นตัวปรับรงตัวดูดซับของแข็งต่อความสามารถในการดูดซับ.....	74
4.1.2 ผลของอุณหภูมิต่อความสามารถในการดูดซับ	76
4.1.2 การศึกษาจลนพลศาสตร์ของตัวดูดซับ.....	77
4.1.4 การพิสูจน์เอกลักษณ์ตัวดูดซับ (Characterization of sorbents)	85
4.1.4.1 การวิเคราะห์หาหมู่ฟังก์ชันของตัวดูดซับด้วยเทคนิคฟูเรียร์ทรานส์ฟอร์มอินฟราเรด สเปกโตรสโคปี (Fourier transform Infrared (FTIR) Spectroscopy)	85
4.1.4.2 การวิเคราะห์ลักษณะสัณฐานวิทยาของตัวดูดซับด้วยเทคนิคจุลทรรศน์อิเล็กตรอนแบบส่องกราด (Scanning electron microscopy, SEM).....	87
4.1.4.3 การวิเคราะห์องค์ประกอบธาตุโลหะกัมมันต์ของตัวดูดซับด้วยเครื่องเอ็กซ์เรย์ฟลูออเรสเซนซ์ (X-ray fluorescence spectrometer, XRF).....	90
4.1.4.4 การวิเคราะห์องค์ประกอบธาตุของตัวดูดซับด้วย Elemental analyzer-CHNS/O.....	91
4.1.4.5 การวิเคราะห์พื้นที่ผิวและรูพรุนด้วยเทคนิคการดูดซับและคายซับของไนโตรเจน (N ₂ adsorption-desorption technique, BET).....	93
4.2 แบบจำลองกระบวนการ	96
4.2.1 ผลของแบบจำลองกระบวนการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์.....	96
4.2.2 การวิเคราะห์เอ็กเซอร์จี (Exergy analysis).....	99
4.2.3 การประเมินความเป็นไปได้ทางเศรษฐศาสตร์ (Economic analysis)	112
บทที่ 5 สรุปผลการทดลอง.....	115
5.1 สรุปผลการวิจัย.....	115

5.2 ข้อเสนอแนะ	116
บรรณานุกรม.....	117
ประวัติผู้เขียน.....	124
ภาคผนวก ก.....	125
ภาคผนวก ข.....	137
ภาคผนวก ค.....	139



สารบัญรูปภาพ

หน้า

บทที่ 2

ฟลูอิดไฮดรอลิก [8]	7
ลักษณะเฉพาะของการสัมผัสกันระหว่างของแข็งกับของไหลในเครื่องปฏิกรณ์ (ก) เบดนิ่ง (ข) เบดเคลื่อนที่ และ (ค) ฟลูอิดไฮดรอลิก [8]	8
รูปแบบการไหลของฟลูอิดไฮดรอลิก [8]	9
เทคโนโลยีการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์	14
กระบวนการดูดซับและการคืนสภาพ [21]	17
กระบวนการดูดซับและฟื้นฟูสภาพ [24]	18
กระบวนการแยกแก็สด้วยเมมเบรน	22
กระบวนการดูดซับแก็สด้วยเมมเบรน [20]	23
กลไกการเกิดปฏิกิริยาของตัวเร่งปฏิกิริยาวิวิธพันธุ์	27
การจำแนกหมวดหมู่ของเอ็กเซอร์จี	36

บทที่ 3

รูปที่ 3.1 เครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไฮดรอลิกสำหรับดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์	47
รูปที่ 3.2 แผนผังการไหลของโรงไฟฟ้าร่วมกับกระบวนการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ [8]	54
รูปที่ 3.3 แบบจำลองโรงไฟฟ้าพลังงานความร้อนร่วมจากแก็สธรรมชาติ	57
รูปที่ 3.4 แบบจำลองกระบวนการเผาไหม้ (Combustion process)	58
รูปที่ 3.5 แบบจำลองส่วนเครื่องผลิตไอน้ำแบบนำความร้อนกลับมาใช้ใหม่ (Heat recovery steam generator: HRSG)	60
รูปที่ 3.6 แบบจำลองส่วนกังหันไอน้ำ (Steam turbine)	63
รูปที่ 3.7 แบบจำลองกระบวนการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยตัวดูดซับของแข็ง (Adsorption process)	66

รูปที่ 3.8 แบบจำลองกระบวนการอัดความดันคาร์บอนไดออกไซด์ (CO₂ compression)..... 68

บทที่ 4

รูปที่ 4.1 ความสามารถในการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ที่อุณหภูมิต่างๆ 77

รูปที่ 4.2 แบบจำลองเชิงถดถอยที่อุณหภูมิดูดซับ 40 องศาเซลเซียส..... 78

รูปที่ 4.3 แบบจำลองเชิงถดถอยที่อุณหภูมิดูดซับ 50 องศาเซลเซียส..... 79

รูปที่ 4.4 แบบจำลองเชิงถดถอยที่อุณหภูมิดูดซับ 60 องศาเซลเซียส 79

รูปที่ 4.5 แบบจำลองเชิงถดถอยที่อุณหภูมิดูดซับ 70 องศาเซลเซียส..... 80

รูปที่ 4.6 แบบจำลองเชิงถดถอยที่อุณหภูมิดูดซับ 80 องศาเซลเซียส..... 80

รูปที่ 4.7 ผลของอุณหภูมิต่อค่าคงที่อัตราการดูดซับเริ่มต้น (k_0) 84

รูปที่ 4.8 ผลของอุณหภูมิต่อค่าคงที่อัตราการเสื่อมสภาพ (k_d)..... 85

รูปที่ 4.9 สเปกตรัม FTIR ของตัวดูดซับ..... 86

รูปที่ 4.10 สเปกตรัม FTIR ของ N-methyl-diethanol amine (MDEA)..... 87

รูปที่ 4.11 ภาพถ่าย SEM ที่กำลังขยาย 300 เท่า ของ (a) γ -Al₂O₃ (b) K₂CO₃/ γ -Al₂O₃ (c) MDEA-K₂CO₃/ γ -Al₂O₃..... 88

รูปที่ 4.12 ภาพถ่าย SEM ที่กำลังขยาย 5000 เท่า ของ (a) γ -Al₂O₃ (b) K₂CO₃/ γ -Al₂O₃ (c) MDEA- K₂CO₃/ γ -Al₂O₃..... 90

รูปที่ 4.13 ไอโซเทอมนการดูดซับ-คายซับแก๊สไนโตรเจนของ (a) K₂CO₃/ γ -Al₂O₃, (b) MDEA-K₂CO₃/ γ -Al₂O₃..... 95

รูปที่ 4.14 การวิเคราะห์เอ็กเซอร์จีของกระบวนการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยตัวดูดซับของแข็ง 107

รูปที่ 4.15 การวิเคราะห์เอ็กเซอร์จีของกระบวนการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยสารละลาย MEA ความเข้มข้น 30% โดยน้ำหนัก..... 108

ภาคผนวก ก

รูปที่ ก.1 แบบจำลองเชิงถดถอยที่อุณหภูมิดูดซับ 60 องศาเซลเซียส 130

รูปที่ ก. 2 ผลของอุณหภูมิต่อค่าคงที่อัตราการดูดซับเริ่มต้น (k_0)..... 131

ภาคผนวก ข

รูปที่ ข.1 รูปแบบ XRF ของตัวดูดซับ $K_2CO_3/\gamma-Al_2O_3$ 137

รูปที่ ข. 2 รูปแบบ XRF ของตัวดูดซับ $K_2CO_3/\gamma-Al_2O_3$ ที่ผ่านกระบวนการปรับปรุงด้วย สารละลาย เอมีน ชนิด MDEA..... 137

รูปที่ ข.3 ภาพถ่าย SEM ที่กำลังขยาย 10000 เท่า ของ (a) $\gamma-Al_2O_3$ (b) $K_2CO_3/\gamma-Al_2O_3$ (c) MDEA- $K_2CO_3/\gamma-Al_2O_3$ 138

ภาคผนวก ค

รูปที่ ค.1 แบบจำลองการกระบวนการเผาไหม้ของโรงไฟฟ้า (Combustion process)..... 156

รูปที่ ค.2 แบบจำลองการกระบวนการผลิตไอน้ำแบบนำความร้อนกลับมาใช้ใหม่ (Heat recovery steam generator: HRSG)..... 157

รูปที่ ค.3 แบบจำลองส่วนกังหันไอน้ำ (Steam turbine) 158

รูปที่ ค.4 แบบจำลองกระบวนการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยตัวดูดซับของแข็ง (Adsorption process)..... 159

รูปที่ ค.5 แบบจำลองกระบวนการอัดความดันคาร์บอนไดออกไซด์ในกระบวนการดูดซับ คาร์บอนไดออกไซด์ (CO_2 compression)..... 160

รูปที่ ค.6 แบบจำลองกระบวนการดูดซึมคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยตัวทำละลาย MEA (Absorption process)..... 161

รูปที่ ค.7 แบบจำลองกระบวนการอัดความดันคาร์บอนไดออกไซด์ในกระบวนการดูดซึม คาร์บอนไดออกไซด์ (CO_2 compression)..... 162

สารบัญตาราง

หน้า

บทที่ 2

ตารางที่ 2.1 ค่า C_1 และ C_2 จากงานวิจัยต่าง ๆ	10
ตารางที่ 2.2 การเปรียบเทียบระหว่างการดูดซับทางกายภาพและการดูดซับทางเคมี [27].....	24
ตารางที่ 2.3 ค่าเอ็กเซอร์จีเชิงเคมีมาตรฐานขององค์ประกอบทางเคมีบางชนิด [32]	38

บทที่ 3

ตารางที่ 3.1 ส่วนประกอบของอากาศ [7].....	55
ตารางที่ 3.2 ส่วนประกอบของแก๊สธรรมชาติ [7].....	56
ตารางที่ 3.3 ค่าร้อยละของต้นทุนคงที่.....	71
ตารางที่ 3.4 รายละเอียดที่ใช้ในการคำนวณราคาต้นทุน	73

บทที่ 4

ตารางที่ 4.1 ความสามารถในการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ของตัวดูดซับของแข็ง.....	75
ตารางที่ 4.2 ค่าคงที่ของแบบจำลองปฏิกิริยาเชิงถดถอยที่อุณหภูมิต่างๆ.....	81
ตารางที่ 4.3 สมบัติทางเคมีของตัวดูดซับ.....	85
ตารางที่ 4.4 สภาวะที่ใช้ในการ Degas ของตัวดูดซับ	93
ตารางที่ 4.5 สมบัติทางกายภาพของตัวดูดซับ	95
ตารางที่ 4.6 รายละเอียดโรงไฟฟ้าพลังงานความร้อนร่วม	96
ตารางที่ 4.7 ข้อมูลหอดูดซับ	97
ตารางที่ 4.8 ข้อมูลหอฟื้นฟูสภาพ	98
ตารางที่ 4.9 ข้อมูลเครื่องอัดความดันคาร์บอนไดออกไซด์.....	98
ตารางที่ 4.10 ค่าเอ็กเซอร์จีของเครื่องปฏิกรณ์เผาไหม้ (Combustion process).....	100

ตารางที่ 4.11 ค่าเอ็กเซอร์จีของเครื่องผลิตไอน้ำแบบนำความร้อนกลับมาใช้ใหม่ (Heat recovery steam generator).....	101
ตารางที่ 4.12 ค่าเอ็กเซอร์จีของกังหันไอน้ำ (Steam turbine).....	102
ตารางที่ 4.13 ค่าเอ็กเซอร์จีของกระบวนการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ (Adsorption process) .	103
ตารางที่ 4.14 ค่าเอ็กเซอร์จีของกระบวนการอัดความดันคาร์บอนไดออกไซด์ (CO ₂ compressor)	104
ตารางที่ 4.15 ค่าเอ็กเซอร์จีของกระบวนการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์หลังการเผาไหม้ของโรงไฟฟ้า พลังงานความร้อนร่วมจากแก๊สธรรมชาติโดยใช้ตัวดูดซับของแข็ง.....	106
ตารางที่ 4.16 รายละเอียดพารามิเตอร์ในกระบวนการดูดซึม	109
ตารางที่ 4.17 สภาวะที่ใช้ในการดำเนินการของกระบวนการดูดซึม	110
ตารางที่ 4.18 ค่าเอ็กเซอร์จีของกระบวนการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์	111
ตารางที่ 4.19 เปรียบเทียบราคาลงทุนระหว่างกระบวนการดูดซับและดูดซึมคาร์บอนไดออกไซด์	112
ตารางที่ 4.20 รายละเอียดต้นทุนของสารที่ใช้ในกระบวนการผลิต	113
ตารางที่ 4.21 ต้นทุนการผลิตระหว่างกระบวนการดูดซับและดูดซึมคาร์บอนไดออกไซด์.....	114
ตารางที่ 4.22 ข้อมูลในการคิดอัตราผลตอบแทน.....	114
ภาคผนวก ก	
ตารางที่ ก.1 ข้อมูลที่ใช้ในการคำนวณความสามารถในการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์.....	125
ตารางที่ ก.2 ข้อมูลที่ได้จากการวิเคราะห์ด้วยเทคนิควิเคราะห์ปริมาณโลหะกัมมันต์บนตัวรองรับ (XRF)	126
ตารางที่ ก.3 ผลการวิเคราะห์ธาตุของตัวดูดซับ	127
ตารางที่ ก.4 ข้อมูลค่าความสามารถในการดูดซับที่ได้จากการทดลอง.....	127
ตารางที่ ก.5 ค่าตัวแปรที่ได้จากการคำนวณ	128
ตารางที่ ก.6 ข้อมูลที่ได้จากการคำนวณตามแบบจำลองเชิงถดถอยสมมติฐานแรก ($m=1n=1$).....	129
ตารางที่ ก.7 ข้อมูลที่ได้จากการคำนวณตามแบบจำลองเชิงถดถอยสมมติฐานแรก ($m=1, n=1$)...	129

ตารางที่ ก.8 ค่า k_0 และ k_d ที่ได้จากการทดลองที่อุณหภูมิต่างๆ.....	130
ตารางที่ ก.9 จำนวนอุปกรณ์ในกระบวนการดูดซับและดูดซึมคาร์บอนไดออกไซด์.....	134
ตารางที่ ก.10 รายละเอียดการทำงานของคนงาน	135
ตารางที่ ก.11 รายละเอียดการทำงานของโรงงาน	135
ตารางที่ ก.12 รายละเอียดค่าใช้จ่ายของกระบวนการดูดซับ.....	135
ตารางที่ ก.13 รายละเอียดค่าใช้จ่ายของ Makeup water ในกระบวนการดูดซับ	136

ภาคผนวก ค

ตารางที่ ค.1 Stream table of combustion process	140
ตารางที่ ค.2 Stream table of heat recovery steam generator.....	141
ตารางที่ ค.3 Stream table of turbine.....	147
ตารางที่ ค.4 Stream table of adsorption process	150
ตารางที่ ค.5 Stream table of CO ₂ compression in adsorption process	152
ตารางที่ ค.6 Stream table of absorption process	153
ตารางที่ ค.7 Stream table of CO ₂ compression in absorption process	155
ตารางที่ ค.8 ต้นทุนอุปกรณ์ของแบบจำลอง.....	163
ตารางที่ ค.9 ต้นทุนคงที่ของกระบวนการ.....	163
ตารางที่ ค.10 ต้นทุนทั้งหมดของกระบวนการ.....	164
ตารางที่ ค.11 ค่าต้นทุนในการผลิต	164
ตารางที่ ค.12 อัตราผลตอบแทนภายในของกระบวนการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ที่อัตราดอกเบี้ย 7%.....	165
ตารางที่ ค.13 อัตราผลตอบแทนภายในของกระบวนการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ที่อัตราดอกเบี้ย 7%.....	166

บทที่ 1

บทนำ

1.1 ความเป็นมาและความสำคัญของปัญหา

ในปัจจุบันปริมาณแก๊สเรือนกระจกในชั้นบรรยากาศมีปริมาณสูงขึ้น เนื่องจากการขยายตัวของภาคอุตสาหกรรม ทำให้ทั่วโลกประสบกับปัญหาภาวะโลกร้อน ส่งผลกระทบต่อสิ่งมีชีวิต ทั้งคน สัตว์ และพืช โดยเฉพาะโรงงานไฟฟ้าที่ใช้เชื้อเพลิงฟอสซิลในการเผาไหม้ ที่มีการปลดปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์ในปริมาณมาก ซึ่งเป็นหนึ่งในแก๊สเรือนกระจก ประเทศต่าง ๆ จึงได้มีการออกข้อตกลงระหว่างประเทศ (Kyoto protocol) เกี่ยวกับการควบคุมการปล่อยแก๊สร้อนจากการเผาไหม้ ทำให้เริ่มมีความสนใจกระบวนการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์มากขึ้น

ในบรรดาเทคโนโลยีในการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ที่แตกต่างกัน มีการเสนอวิธีการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ในกระบวนการหลังการเผาไหม้ [1] เนื่องจากเป็นกระบวนการที่ไม่ต้องเปลี่ยนกระบวนการผลิตภายในโรงงาน โดยกระบวนการดูดซึม (Absorption) หรือกระบวนการดูดซึมคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยสายละลายของเหลว มีสารละลายที่นิยมใช้กันอย่างแพร่หลายในโรงงานอุตสาหกรรมคือสารละลายโมโนเอทานอลามีน (Mono-ethanolamine, MEA) แต่มีข้อเสียคือ ในกระบวนการดูดซึมต้องทำให้เกิดการไหลสวนทางเพื่อให้เกิดประสิทธิภาพในการดูดซึมสูงสุด จึงต้องมีการใช้พลังงานในการปั๊มสารละลายขึ้นไปในส่วนบนของกระบวนการ นอกจากนี้ ต้องใช้พลังงานสูงในการคืนสภาพตัวดูดซึม (Regeneration) และทำให้อุปกรณ์เกิดการกัดกร่อน จึงมีการเริ่มให้ความสนใจการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยตัวดูดซับของแข็ง (Adsorption) เนื่องจากสามารถดำเนินการที่อุณหภูมิต่ำ สามารถคืนสภาพตัวได้ดี และมีความสามารถในการดูดซับสูง จึงเป็นกระบวนการที่มีประสิทธิภาพ ในงานวิจัยนี้จึงเลือกใช้กระบวนการดูดซับในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคซ์เบดเพื่อดักจับคาร์บอนไดออกไซด์หลังกระบวนการเผาไหม้โดยใช้ตัวดูดซับของแข็ง ซึ่งจากงานวิจัยที่ผ่านมามีการนำแคลเซียมออกไซด์ มาใช้ในการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ พบว่า ตัวดูดซับมีประสิทธิภาพในการดูดซับสูง ราคาต่ำ และสามารถดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ได้มากกว่า 90% ซึ่งเหมาะแก่การนำมาใช้เป็นเทคโนโลยีการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์หลังการเผาไหม้ [2]

โปรแกรมจำลองกระบวนการ (Simulation software) ผ่านคอมพิวเตอร์ได้เริ่มมีบทบาทในภาคอุตสาหกรรมมากขึ้น เนื่องจากเป็นซอฟต์แวร์ที่ใช้จำลองการทำงานของระบบต่าง ๆ เพื่อใช้ในการออกแบบ วางแผนการทำงาน รวมถึงคาดการณ์กระบวนการและผลลัพธ์ที่อาจเกิดขึ้นได้ ด้วยการวิเคราะห์และทดลองผ่านการทำงานในกระบวนการต่าง ๆ ซึ่งการจำลองกระบวนการจะลดเวลา และ

ลดค่าใช้จ่ายต่าง ๆ ได้อย่างมีประสิทธิภาพ โดยโปรแกรมคอมพิวเตอร์ที่นิยมนำมาใช้ในกระบวนการที่ภาวะคงตัว (Steady state) ได้แก่ PROII, ChemCad, Aspen Plus และ HYSYS ซึ่ง Aspen Plus เป็นโปรแกรมที่ได้รับความนิยมมาก เนื่องจากมีฐานข้อมูลและสมบัติทางเคมีของสารประกอบที่ครอบคลุมอุตสาหกรรมได้กว้างขวาง จากงานวิจัยที่ผ่านมา ได้มีความพยายามทดลองนำโปรแกรม Aspen Plus มาศึกษาการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ในอุตสาหกรรมการนำสารไฮโดรคาร์บอนมาทำการเปลี่ยนแปลงโครงสร้างโมเลกุลด้วยไอน้ำ (Steam reforming) โดยกระบวนการดูดซึมแบบดั้งเดิมด้วยสารละลาย MEA และ ไดเอทานอลามีน (Diethanolamine, DEA) [3] นอกจากนี้ ยังมีการจำลองโรงงานรวมกับการดูดซับด้วยตัวดูดซับของแข็งชนิดแคลเซียม สำหรับการกำจัดคาร์บอนไดออกไซด์ เพื่อปรับปรุงประสิทธิภาพและหาต้นทุนในการผลิตที่ต่ำลง [4]-[5]

จากการศึกษาการใช้แบบจำลองด้วย Aspen plus สามารถนำไปประมวลผลลัพธ์ของกระบวนการและสามารถวิเคราะห์ในเชิงพลังงานได้ งานวิจัยที่ผ่านมาได้ใช้โปรแกรม Aspen Plus ในการสร้างแบบจำลองของโรงไฟฟ้าในกระบวนการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ในกระบวนการหลังการเผาไหม้ เพื่อศึกษาการเปรียบเทียบเชิงเศรษฐศาสตร์ พลังงาน ร้อยละและความบริสุทธิ์ของคาร์บอนไดออกไซด์ ระหว่างกระบวนการดูดซับโดยใช้ตัวดูดซับชนิดของแข็งถ่านกัมมันต์ (Activated carbon) กับกระบวนการดูดซับแบบดั้งเดิมด้วยสารละลาย MEA พบว่า ถ่านกัมมันต์มีการใช้พลังงานในการฟื้นฟูสภาพที่ต่ำกว่าสารละลาย MEA ทำให้ค่าใช้จ่ายในทางด้านไฟฟ้าต่ำกว่า แต่มีความสามารถในการดูดซับที่ต่ำกว่าด้วย [6] ทำให้ต้องมีการพัฒนาและหาตัวดูดซับชนิดของแข็งที่มีความสามารถในการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์สูงขึ้น เช่น $K_2CO_3/\gamma-Al_2O_3$ เป็นต้น โดยตัวดูดซับนั้นยังสามารถฟื้นฟูสภาพได้ที่อุณหภูมิต่ำ แต่ยังมีการศึกษาในขนาดห้องปฏิบัติการเท่านั้น จึงเป็นจุดประสงค์ในงานวิจัยนี้ ศึกษาการออกแบบกระบวนการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์หลังการเผาไหม้ในโรงงานไฟฟ้าขนาดใหญ่ที่มีกำลังการผลิตมากกว่า 100 กิโลวัตต์ ด้วยตัวดูดซับชนิด $K_2CO_3/\gamma-Al_2O_3$ แบบดั้งเดิม ตัวดูดซับชนิด $K_2CO_3/\gamma-Al_2O_3$ ที่ผ่านการปรับปรุงสภาพด้วยสารละลายเอมีน และกระบวนการดูดซึมแบบดั้งเดิมโดยใช้สารละลาย MEA ในโรงงาน และนำผลมาวิเคราะห์ในด้านพลังงานและเศรษฐศาสตร์

1.2 วัตถุประสงค์

1. ออกแบบกระบวนการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์หลังการเผาไหม้ของโรงไฟฟ้าพลังงานความร้อนร่วมจากแก๊สธรรมชาติโดยใช้ $K_2CO_3/\gamma-Al_2O_3$ ที่ผ่านกระบวนการปรับปรุงด้วยสารละลายเอมีน
2. ศึกษาความเป็นไปได้ทางพลังงานและเศรษฐศาสตร์ของกระบวนการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์หลังการเผาไหม้ของโรงไฟฟ้าพลังงานความร้อนร่วมจากแก๊สธรรมชาติโดยใช้ $K_2CO_3/\gamma-Al_2O_3$ ที่ผ่านกระบวนการปรับปรุงด้วยสารละลายเอมีน

1.3 ขอบเขตของการวิจัย

ในงานวิจัยได้ทำศึกษาผลการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ของตัวดูดซับ $K_2CO_3/\gamma-Al_2O_3$ ที่ผ่านการเตรียม Impregnation ด้วยตัวทำละลายชนิดเอมีน นำผลการดูดซับของตัวดูดซับที่สูงที่สุดมาสร้างสมการแบบจำลองเชิงจลนพลศาสตร์ โดยการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิในการดูดซับ จากนั้นวิเคราะห์ประสิทธิภาพกระบวนการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์และการวิเคราะห์ทางพลังงาน และเศรษฐศาสตร์ โดยเปรียบเทียบกับระบบการดูดซับแบบด้วยตัวทำละลาย MEA ในโปรแกรมจำลองกระบวนการ ASPEN PLUS 11

1.4 ข้อยกจำกัดของงานวิจัย

1. งานวิจัยส่วนแรกเป็นการศึกษาเฉพาะประสิทธิภาพในการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ของตัวดูดซับของแข็ง $K_2CO_3/\gamma-Al_2O_3$ และ $K_2CO_3/\gamma-Al_2O_3$ ที่ผ่านกระบวนการปรับปรุงด้วยสารละลายเอมีน
2. การจำลองระบบการฟื้นฟูสภาพตัวดูดซับของแข็งด้วยโปรแกรม Aspen plus V11 จะใช้เครื่องปฏิกรณ์แบบ R-gibb ในการฟื้นฟูสภาพตัวดูดซับของแข็ง

1.5 คำจำกัดความที่ใช้ในงานวิจัย

การดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ กระบวนการดูดซับ ตัวดูดซับของแข็ง การจำลองกระบวนการ Aspen Plus

1.6 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับจากการวิจัยนี้

ได้กระบวนการที่มีความคุ้มค่าทางพลังงานและเศรษฐศาสตร์ในการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์หลังการเผาไหม้ของโรงไฟฟ้าพลังงานความร้อนร่วมจากแก๊สธรรมชาติโดยใช้ $K_2CO_3/\gamma-Al_2O_3$

1.6 ขั้นตอนการดำเนินงานวิจัย

1. ศึกษางานวิจัยที่ผ่านมาที่เกี่ยวข้องกับการพัฒนาตัวดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ รูปแบบความสัมพันธ์ของอัตราการเกิดปฏิกิริยาของปฏิกิริยาการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ เพื่อเป็นแนวทางในการเตรียมตัวดูดซับของแข็งแบบอิมเพรกเนชันด้วยสารละลายชนิดเอมีน และศึกษาเกี่ยวกับเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไธด์เบดสำหรับกระบวนการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ รวมถึงการประเมินทางด้านพลังงานและเศรษฐศาสตร์
2. ออกแบบการทดลองโดยแบ่งออกเป็น 2 ส่วน ส่วนที่ 1 ทำการศึกษาประสิทธิภาพของตัวดูดซับที่ผ่านกระบวนการปรับปรุง โดยศึกษาชนิดของเอมีนได้แก่ โมโนเอทานอลามีน (MEA) เมทิล-ไดเอทานอลามีน (Methyl-diethanolamine, MDEA) และ 2-อะมิโน-2-เมทิล-1-โพรพานอล (2-amino 2-propyl 1 propanol, AMP) ที่ใช้ในการปรับปรุงตัวดูดซับที่ส่งผลต่อประสิทธิภาพในการดูดซับ ชุดทดลองที่ใช้ทำการทดลองดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ โดยมีคอลัมน์ดูดซับเป็นคอลัมน์แก้ว และ องค์ประกอบอื่นๆ เป็นสแตนเลส มีชุดควบคุมอุณหภูมิและความดัน เพื่อควบคุมสภาวะในการทดลองให้คงที่ ส่วนที่ 2 ทำการออกแบบกระบวนการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยตัวดูดซับของแข็งในระบบหลังการเผาไหม้ โดยแบบจำลองระบบโรงไฟฟ้าอ้างอิงจากงานวิจัยของ Karimi และ คณะ [7]
3. ศึกษาประสิทธิภาพของตัวดูดซับ จะถูกแบ่งออกเป็น 2 ขั้นตอนคือ ขั้นแรกคือการเตรียมตัวดูดซับโดยใช้วิธี Impregnation โดยนำสารตั้งต้น คือ ตัวรองรับ โลหะกัมมันต์ และ น้ำปราศจากไอออนที่มีสารละลายเอมีน มาผสมและเขย่าทิ้งไว้ 24 ชั่วโมง หลังจากนั้น จะนำมากรองดูดและอบแห้งเป็นเวลา 24 ชั่วโมง ขั้นที่สองคือ การดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์โดยใช้ตัวดูดซับของแข็งที่เตรียมได้ โดยแก๊สที่ใช้ทดลอง คือ คาร์บอนไดออกไซด์ 12% โดยปริมาตรผสมกับแก๊สไนโตรเจนโดยจะวัดค่าความเข้มข้นคาร์บอนไดออกไซด์ขาออกที่เปลี่ยนแปลงไปกับเวลาจนกระทั่ง ค่าความเข้มข้นคาร์บอนไดออกไซด์ขาออกเท่ากับขาเข้าและนำค่าที่ได้มาคำนวณหาความสามารถในการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์
4. นำตัวดูดซับที่มีความสามารถในการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์สูงที่สุด มาทำการเปลี่ยนอุณหภูมิที่ใช้การดูดซับ (40 50 60 70 และ 80 องศาเซลเซียส) เพื่อสร้างความสัมพันธ์เชิงจลนศาสตร์ในรูปแบบของ ความสัมพันธ์เชิงถดถอย เพื่อนำไปใช้ต่อไปในการจำลอง

5. นำตัวดูดซับของแข็งมาตรฐาน ($K_2CO_3/\gamma-Al_2O_3$) และตัวดูดซับของแข็งที่ผ่านกระบวนการปรับปรุงด้วยสารละลายเอมีนที่มีประสิทธิภาพในการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ที่มากที่สุด มาวิเคราะห์ด้วยเครื่องมือดังต่อไปนี้
 - Fourier transform infrared spectrophotometer (FTIR) ใช้วิเคราะห์หาหมู่ฟังก์ชันของตัวดูดซับ
 - N_2 adsorption-desorption technique (BET) ใช้วิเคราะห์หาพื้นที่ผิว ขนาดรูพรุน และ ปริมาตรรูพรุนของตัวดูดซับ
 - X-ray fluorescence spectrometer (XRF) ใช้วิเคราะห์หาปริมาณ โพแทสเซียม คาร์บอนเนตที่ถูกอิมเพรกลงบนแกมมา อะลูมินา
 - Scanning electron microscope (SEM) ใช้หาลักษณะสัณฐานวิทยาของตัวดูดซับของแข็ง
 - Elemental analyzer-CHNS/O (Thermo) ใช้วิเคราะห์ปริมาณธาตุ C H N และ S ในตัวดูดซับของแข็ง
6. สร้างแบบจำลองกระบวนการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยโปรแกรม Aspen Plus V11 ของโรงไฟฟ้าที่มีการใช้ตัวทำละลาย MEA โดยอัตราส่วนของแก๊สป้อนเข้า และใช้สมการอัตราการเกิดปฏิกิริยาดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ ของ Karimi และ คณะ [7]
7. สร้างแบบจำลองกระบวนการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยตัวดูดซับ โดยใช้สมการอัตราการเกิดปฏิกิริยาเคมีที่ได้จากข้อ 3 ในโปรแกรม Aspen Plus V11 จากนั้นทำการศึกษาประสิทธิภาพในการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ และคำนวณทางด้านพลังงานและเศรษฐกิจ
8. ประมวล วิเคราะห์ สรุปผลการทดลองเขียนบทความวิจัย และ วิทยานิพนธ์

1.7 ลำดับขั้นตอนในการเสนอผลการวิจัย

ลำดับขั้นตอนในการนำเสนอผลงานวิจัยนี้ประกอบไปด้วยเนื้อหาต่างๆ ดังนี้

บทที่ 1 ที่มา และความสำคัญของปัญหา วัตถุประสงค์ ขอบเขตงานวิจัย ข้อจำกัดของงานวิจัย คำจำกัดความที่ใช้ในงานวิจัย ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ วิธีดำเนินงานวิจัย และลำดับขั้นตอนการนำเสนองานวิจัย

บทที่ 2 ฟลูอิดเซชัน ลักษณะช่วงการไหลของฟลูอิดเซชัน เทคโนโลยีการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ เทคโนโลยีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์ กระบวนการดูดซับ การจำลองกระบวนการทางเคมี แบบจำลองจลนพลศาสตร์ แบบจำลอง

กระบวนการ พื้นฐานของเทอร์โมไดนามิกส์ การประเมินความเป็นไปได้ทาง
เศรษฐศาสตร์เทคโนโลยี และงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

- บทที่ 3 ข้อมูลงานวิจัยเบื้องต้น สารเคมีและอุปกรณ์ที่ใช้ในการทดลอง การทดลอง
การคำนวณความสามารถในการดูดซับ เครื่องมือวิเคราะห์ การศึกษาจลนศาสตร์ใน
รูปแบบของความสัมพันธ์เชิงถดถอย ขั้นตอนการจำลองกระบวนการโรงไฟฟ้าพลังงาน
ความร้อนร่วมจากแก๊สธรรมชาติ ขั้นตอนการจำลองกระบวนการดักจับ
คาร์บอนไดออกไซด์ การคำนวณความเป็นไปได้ทางพลังงาน และการคำนวณความ
เป็นไปได้ทางเศรษฐศาสตร์
- บทที่ 4 ผลการทดลองดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ ผลการหาพารามิเตอร์จลนพลศาสตร์ของ
ตัวดูดซับ การวิเคราะห์คุณสมบัติเชิงคุณภาพ และ เชิงปริมาณของตัวดูดซับ
การประเมินความเป็นไปได้ทางพลังงาน และ เศรษฐศาสตร์ของกระบวนการดูดซับ
- บทที่ 5 ผลของการปรับปรุงตัวดูดซับของแข็ง การประเมินความเป็นไปได้ทางพลังงาน และ
เศรษฐศาสตร์ และ ข้อเสนอแนะ

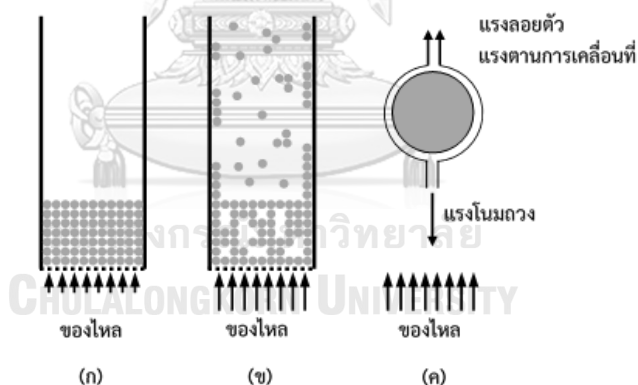
บทที่ 2

ทฤษฎีและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

2.1 ความเป็นมาและความสำคัญของปัญหา

2.1.1 ฟลูอิดเซชัน (Fluidization)

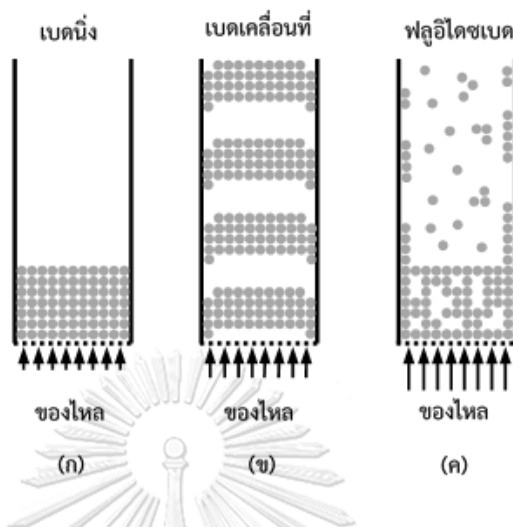
ฟลูอิดเซชัน เป็นการอธิบายภาพที่อนุภาคมีพฤติกรรมคล้ายของไหล ซึ่งเกิดจากการสัมผัสกันเฉพาะของอนุภาคของแข็งและของไหล เริ่มต้นอนุภาคของแข็งจะถูกบรรจุอยู่ในท่อที่มีรูขนาดเล็กบริเวณฐาน เมื่อทำการป้อนของไหลผ่านจากท่อด้านล่างผ่านไปยังรูขนาดเล็กและอนุภาคของแข็งจะมีอัตราการไหลที่เหมาะสมค่าหนึ่งที่ทำให้อนุภาคของแข็งภายในเริ่มเกิดการผสมกัน สังเกตได้จากการที่ของแข็งแต่ละเม็ดถูกแยกออกจากกันและเคลื่อนที่หมุนวนอยู่ภายในท่อ [8] ซึ่งอนุภาคของแข็งมีคุณสมบัติคล้ายของไหล โดยลักษณะที่กล่าวมาข้างต้นแสดงในรูปที่ 2.1 (ก) และ (ข) ตามลำดับ เครื่องปฏิกรณ์ที่เกิดกระบวนการฟลูอิดเซชันจะเรียกว่า เครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดซ์เบด โดยมีแรงที่กระทำกับอนุภาคประกอบด้วย แรงลอยตัว (Buoyant force), แรงต้านการเคลื่อนที่ (Drag force) และแรงโน้มถ่วงของโลก (Gravity force) ทิศการเคลื่อนที่ของแรงดังกล่าวแสดงในรูปที่ 2.1 (ค)



รูปที่ 2.1 ฟลูอิดเซชัน [8]

นอกจากการเกิดฟลูอิดซ์เบดแล้ว ยังมีลักษณะการสัมผัสกันระหว่างอนุภาคของแข็งและของไหลภายในเครื่องปฏิกรณ์อีก 2 ลักษณะคือ เบดนิ่ง (Fixed bed) ในสภาวะนี้อนุภาคจะมีการจัดเรียงตัวบนฐานที่มีรูขนาดเล็ก เกิดการสัมผัสกันระหว่างอนุภาคของแข็ง แสดงในรูปที่ 2.2 (ก) เบดเคลื่อนที่ (Moving bed) อนุภาคของแข็งยังสัมผัสซึ่งกันและกัน แต่แตกต่างจากเบดนิ่งที่อนุภาคเกิดการเคลื่อนที่ไปพร้อมกันคล้ายลูกสูบ แสดงในรูปที่ 2.2 (ข) โดยรูปที่ 2.2

แสดงลักษณะเฉพาะของการสัมผัสที่แตกต่างกันระหว่างของแข็งกับของไหลในเครื่องปฏิกรณ์ (ก) เบนนิ่ง (ข) เบนเคลื่อนที่ และ (ค) ฟลูอิดซ์เบด



รูปที่ 2.2 ลักษณะเฉพาะของการสัมผัสกันระหว่างของแข็งกับของไหลในเครื่องปฏิกรณ์

(ก) เบนนิ่ง (ข) เบนเคลื่อนที่ และ (ค) ฟลูอิดซ์เบด [8]

2.1.1.1 ประเภทของฟลูอิดเซชัน

แบ่งตามจำนวนวัฏภาคในการเกิดฟลูอิดเซชัน สามารถแบ่งออกได้เป็น 2 ประเภท

2.1.1.1.1 ฟลูอิดเซชันแบบสองวัฏภาค (Two phase fluidization)

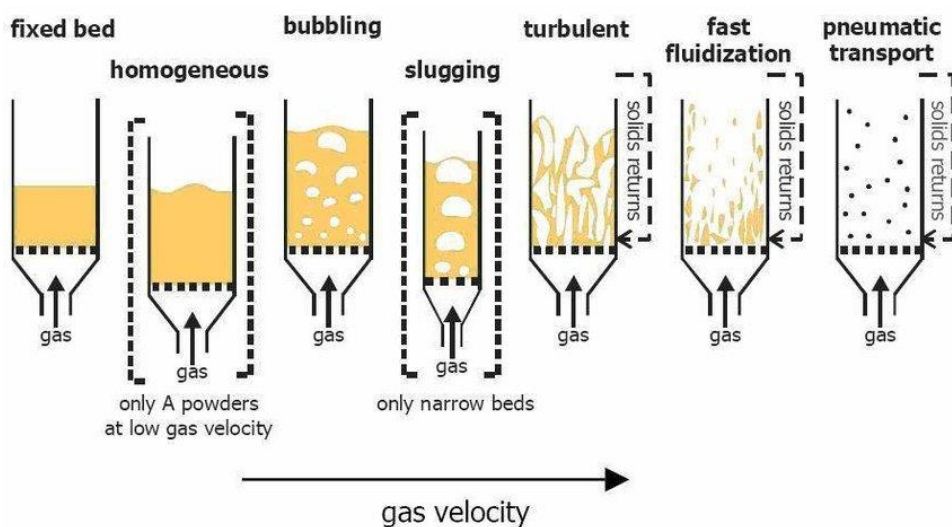
เครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดซ์เบดแบบฟองแก๊สเป็นเครื่องปฏิกรณ์ที่เริ่มมีพฤติกรรมการไหล โดยความเร็วเริ่มต้นที่ทำให้อนุภาคของแข็งเริ่มขยับตัว เรียกว่า ความเร็วต่ำสุดที่ทำให้เกิดฟลูอิดเซชัน (U_{mf}) เมื่อของแข็งประพัตต์ตัวคล้ายกับของไหล สามารถสังเกตได้จากการมีฟองแก๊สเกิดขึ้นในระบบ โดยขนาดของฟองแก๊สจะขึ้นอยู่กับขนาดของอนุภาคของแข็งภายในระบบ ซึ่งฟองแก๊สที่เกิดขึ้นจะส่งผลกระทบต่อเกิดการเกิดปฏิกิริยาเคมีของแก๊สและของแข็ง ฟองแก๊สที่เกิดขึ้นจะเคลื่อนที่ผสมกับอนุภาคของแข็ง และเคลื่อนที่ขึ้นไปด้านบน ในขณะที่ฟองแก๊สเคลื่อนที่ไปด้านบนจะเกิดการรวมตัวกันทำให้ฟองแก๊สมีขนาดใหญ่ขึ้น และเมื่อฟองแก๊สมาถึงผิวหน้าของเบดจะเกิดการแตกตัว จากนั้น ของแข็งที่ติดไปกับฟองแก๊สจะตกลงมายังผิวหน้าเบดอีกครั้งด้วยแรงโน้มถ่วง

2.1.1.1.2 ฟลูอิดเซชันแบบสามวัฏภาค (Three phase fluidization)

เป็นฟลูอิดเซชันที่เกิดขึ้นในเครื่องปฏิกรณ์ที่ประกอบด้วย 3 วัฏภาค นั่นคือ ของแข็ง ของเหลวและแก๊ส

2.1.1.2 ช่วงการไหลของฟลูอิดเซชัน (Fluidization flow regimes)

พฤติกรรมการไหลของอนุภาคของแข็งในเครื่องปฏิกรณ์จะเปลี่ยนไปเมื่อความเร็วที่ป้อนเข้าในเครื่องปฏิกรณ์มีการเปลี่ยนแปลง รูปแบบการไหลสามารถแบ่งออกได้เป็น 7 ประเภท ดังแสดงในรูปที่ 2.3



รูปที่ 2.3 รูปแบบการไหลของฟลูอิดเซชัน [8]

2.1.1.2.1 เบตนิ่ง (Fixed bed)

เครื่องปฏิกรณ์แบบเบตนิ่งยังไม่ถือว่าเป็นพฤติกรรมการไหลของฟลูอิดเซชัน เนื่องจากความเร็วของของไหลที่ป้อนเข้ามาในเครื่องปฏิกรณ์น้อยกว่าที่จะทำให้อนุภาคของแข็งที่อยู่ภายในเครื่องปฏิกรณ์เกิดการขยับตัว ทำให้ในระบบมีพื้นที่ผิวสัมผัสระหว่างอนุภาคของแข็งมาก ส่งผลให้พื้นที่ผิวสัมผัสระหว่าง 2 อนุภาคมีค่าน้อยจึงอาจส่งผลต่ออัตราการเกิดปฏิกิริยาและประสิทธิภาพโดยรวมของทั้งระบบได้ อย่างไรก็ตามการดำเนินการในสภาวะเบตนิ่งสามารถทำได้ง่ายกว่าการดำเนินการในภาวะอื่น ๆ

2.1.1.2.2 ฟลูอิดเซชันแบบฟองแก๊ส (Bubbling fluidized bed)

เครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดเซชันแบบฟองแก๊สเป็นรูปแบบที่ถัดมาจากฟลูอิดเซชันแบบเบตนิ่ง จะสังเกตได้จากการเกิดฟองแก๊สในระบบ เนื่องจากมีความเร็วป้อนเข้าที่ทำให้อนุภาคของแข็งเริ่มขยับตัว เรียกความเร็วนี้ว่า ความเร็วต่ำสุดในการเกิดฟลูอิดเซชัน (U_{mf}) ทำให้อนุภาคของแข็งประพัตติกรรมคล้ายของไหล ขนาดของฟองแก๊สจะขึ้นอยู่กับขนาดของอนุภาคของแข็งภายในระบบ ซึ่งฟองแก๊สที่เกิดขึ้นจะส่งผลต่อการเกิดปฏิกิริยาเคมีของแก๊สและของแข็ง โดยฟองแก๊สที่เกิดขึ้นจะเคลื่อนที่ผสมกับอนุภาคของแข็ง และดันอนุภาคของแข็งเคลื่อนที่ขึ้นไปด้านบน ในขณะที่ฟองแก๊สเคลื่อนที่ไปด้านบนจะเกิดการรวมตัวกันทำให้

ฟองแก๊สมีขนาดใหญ่ขึ้น และเมื่อฟองแก๊สมาถึงผิวหน้าของเบตจะเกิดการแตกตัว จากนั้นของแข็งที่ติดไปกับฟองแก๊สจะตกลงมายังผิวหน้าเบตอีกครั้งด้วยแรงโน้มถ่วง

การคำนวณความเร็วต่ำสุดในการเกิดฟลูอิดไอเซชันแสดงดังในสมการต่อไปนี้

$$Re_{mf} = \sqrt{C_1^2 + C_2 Ar} - C_1 \quad (2.1)$$

$$Ar = \frac{g\rho(\rho_p - \rho)D_{sv}^3}{\mu^2} \quad (2.2)$$

$$C_1 = \frac{300(1 - \varepsilon_{mf})}{7} \quad (2.3)$$

$$C_2 = \frac{\varepsilon_{mf}^3}{1.75} \quad (2.4)$$

$$U_{mf} = \frac{Re_{mf}\mu}{\rho D_{sv}} \quad (2.5)$$

สำหรับ C_1 และ C_2 สามารถอ้างอิงจากงานวิจัยต่าง ๆ ดังในตารางที่ 2.1 ตารางที่ 2.1 ค่า C_1 และ C_2 จากงานวิจัยต่าง ๆ

งานวิจัย	C_1	C_2
Wen และ Yu [9]	33.7	0.0408
Saxena และ Vogel [10]	25.28	0.0571
Babu และ คณะ [11]	25.25	0.0651
Grace [12]	27.2	0.0408
Chitester และ คณะ [13]	28.7	0.0494

และ Abrahamsen และ Geldart [14] ได้เสนอวิธีในการประมาณค่า U_{mb} ดังนี้

$$\frac{U_{mb}}{U_{mf}} = \frac{2300\rho^{0.126}\mu^{0.523}\exp(0.176F_{45})}{D_{sv}^{0.8}g^{0.934}(\rho_p - \rho)^{0.934}} \quad (2.6)$$

เมื่อ	Ar	คือ ตัวเลขอาร์คิมิดีส
	ε_{mf}	คือ สัดส่วนปริมาตรของวัฏภาคแก๊สที่ภาวะต่ำสุดในการเกิดฟลูอิดเซชัน
	U_{mb}	คือ ความเร็วต่ำที่สุดของการเกิดฟองแก๊ส (เมตรต่อวินาที)
	ρ	คือ ความหนาแน่นของวัฏภาคแก๊ส (กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร)
	ρ_p	คือ ความหนาแน่นของวัฏภาคของแข็ง (กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร)
	D_{sv}	คือ ขนาดอนุภาคของวัฏภาคของแข็ง (เมตร)
	μ	คือ ความหนืดของวัฏภาคแก๊ส (กิโลกรัมต่อวินาที)
	g	คือ ความเร่งเนื่องจากแรงโน้มถ่วง (เมตรต่อวินาที ²)
	F_{45}	คือ สัดส่วนของแข็งที่มีขนาดน้อยกว่า 45 ไมโครเมตร (-)

2.1.1.2.3 ฟลูอิดเซชันแบบสลัก (Slugging fluidized bed)

เครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดเซชันแบบสลักจะมีลักษณะการไหลที่เกิดจากการรวมตัวกันของฟองแก๊สขนาดเล็กที่เกิดขึ้นในเครื่องปฏิกรณ์จนกลายเป็นฟองแก๊สขนาดใหญ่ที่มีขนาดเท่ากับเส้นผ่านศูนย์กลางของเครื่องปฏิกรณ์ โดยฟลูอิดเซชันแบบสลักมักพบในเครื่องปฏิกรณ์ที่มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางเล็ก

2.1.1.2.4 ฟลูอิดเซชันแบบปั่นป่วน (Turbulent fluidized bed)

เครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดเซชันแบบปั่นป่วน ลักษณะการไหลจะไม่มีฟองแก๊สเกิดขึ้นภายในระบบ เนื่องจากความเร็วที่ป้อนเข้ามีค่าเพิ่มขึ้นมากกว่าช่วงการไหลแบบฟองแก๊ส ทำให้ฟองแก๊สเกิดแตกตัวอย่างรวดเร็ว จะสังเกตได้จากบริเวณด้านล่างของเครื่องปฏิกรณ์ จะมีอนุภาคของแข็งอยู่หนาแน่น (Dense phase) ส่วนบริเวณด้านบนของเครื่องปฏิกรณ์ จะมีการกระจายตัวของอนุภาคของแข็งอยู่เบาบาง (Dilute phase) โดยความเร็วที่ทำให้เกิดช่วงการไหลแบบปั่นป่วนจะอยู่ในช่วงความเร็วของแก๊สระหว่างความเร็วสุดท้ายที่เบดสามารถคงสภาพอยู่ในช่วงการไหลแบบฟองแก๊ส (U_c) และความเร็วต่ำที่สุดที่เบดของแข็งสามารถแสดงช่วงการไหลแบบปั่นป่วน (U_k) โดยสามารถหาค่าได้จากสมการของ Bi และ คณะ [15]

$$U_c = \frac{0.936\mu Ar^{0.472}}{D_{sv}\rho} \quad (2.7)$$

$$U_k = \frac{1.46\mu Ar^{0.472}}{D_{sv}\rho} \quad (2.8)$$

เมื่อ U_c คือความเร็วสุดท้ายที่เบตสามารถคงสภาพอยู่ในช่วงการไหลแบบฟอง
แก๊ส (m/s)

U_k คือความเร็วต่ำที่สุดที่เบตของแข็งสามารถแสดงช่วงการไหลแบบปั่นป่วน
(m/s)

2.1.1.2.5 ฟลูอิดเซชันแบบฟลูอิดเซชันความเร็วสูง (Fast fluidization fluidized bed)

ฟลูอิดเซชันแบบฟลูอิดเซชันความเร็วสูงจะเกิดขึ้นเมื่อความเร็วป้อนเข้าเครื่องปฏิกรณ์มีค่ามากกว่าความเร็วขนส่ง (Transport velocity) โดยอนุภาคของแข็งจะหนาแน่น ทำให้อนุภาคของแข็งจะเบาบางที่บริเวณตรงกลางเครื่องปฏิกรณ์และมีทิศทางการไหลสวนทางกันกับทิศของของไหล โดยความเร็วที่ต่ำที่สุดที่ระบบเริ่มเข้าช่วงการไหลแบบความเร็วสูง (U_{tr}) ถูกนำเสนอโดย Perales และ คณะ [16] มีความสัมพันธ์ดังนี้

$$U_{tr} = \frac{1.45 \mu Ar^{0.484}}{\rho D_{sv}} \quad (2.9)$$

2.1.1.2.6 ฟลูอิดเซชันแบบเบาบาง (Pneumatic transport fluidized bed)

เครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดเซชันแบบเบาบาง เป็นเครื่องปฏิกรณ์ที่ความเร็วของของไหลที่ป้อนเข้ามีค่ามากกว่าความเร็วต่ำสุดที่ทำให้เกิดการขนส่งด้วยลม (Minimum pneumatic transport velocity) ทำให้อนุภาคของแข็งภายในเครื่องปฏิกรณ์ลอยสู่ด้านบน และถูกพาออกไปจากเครื่องปฏิกรณ์ โดยอนุภาคเดี่ยวของของแข็งจะกระจายตัวอยู่ในกระแสของไหล ซึ่งความเร็วต่ำที่สุดที่ทำให้เกิดการขนส่งด้วยลม (U_{mp}) ถูกเสนอโดย Bi และ Fan [12]

ตั้งสมการนี้

$$U_{mp} = 10.1 (g D_{sv})^{0.347} (G_s / \rho)^{0.310} (D_{sv} / D)^{-0.139} Ar^{-0.021} \quad (2.10)$$

เมื่อ G_s คือ ฟลักซ์ของแข็งป้อนเข้า (กิโลกรัมต่อตารางเมตร)

D คือ เส้นผ่านศูนย์กลางท่อทดลอง (เมตร)

2.1.1.3 ข้อดีและข้อเสียของกระบวนการฟลูอิดเซชัน

2.1.1.3.1 ข้อดีของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดซ์เบดเมื่อเทียบกับกระบวนการอื่น (เครื่องปฏิกรณ์เบดนิ่ง)

1. ภายในเครื่องปฏิกรณ์มีการกวนผสมภายใน เนื่องจากความเร็วป้อนเข้าของกระบวนการทำให้เกิดแก๊สและของแข็งมีการเคลื่อนปั่นป่วนอยู่ตลอดเวลา เกิดพื้นที่สัมผัสกันระหว่างของแข็งและของไหลสูง
2. มีการจัดเรียงอนุภาคที่เจาะจง โดยอนุภาคของแข็งที่มีความหนาแน่นสูงจะอยู่ด้านล่างของเครื่องปฏิกรณ์ และอนุภาคของแข็งที่มีความหนาแน่นต่ำจะลอยอยู่ด้านบนของเครื่องปฏิกรณ์
3. เป็นกระบวนการต่อเนื่อง (Continuous) และมีการดำเนินกระบวนการที่ง่าย
4. เป็นกระบวนการที่สามารถแยกอนุภาคของแข็งที่เกิดปฏิกิริยาแล้วออกได้โดยไม่ต้องทำการปิดเครื่อง เนื่องจากอนุภาคของแข็งที่เกิดปฏิกิริยาจะมีขนาดเล็กและลอยออกส่วนด้านบนของเครื่องปฏิกรณ์
5. เป็นกระบวนการที่มีการถ่ายโอนความร้อนได้ดี มีอุณหภูมิสม่ำเสมอภายในเบด
6. มีแรงต้านทานภายในกระบวนการที่ต่ำ ทำให้เป็นกระบวนการที่ใช้พลังงานต่ำในการดำเนินการ
7. มีช่วงความเร็วในการป้อนเข้ากระบวนการค่อนข้างกว้าง จึงทำให้มีความยืดหยุ่นในการดำเนินการสูง และสามารถใช้งานได้กับเชื้อเพลิงหลายชนิด

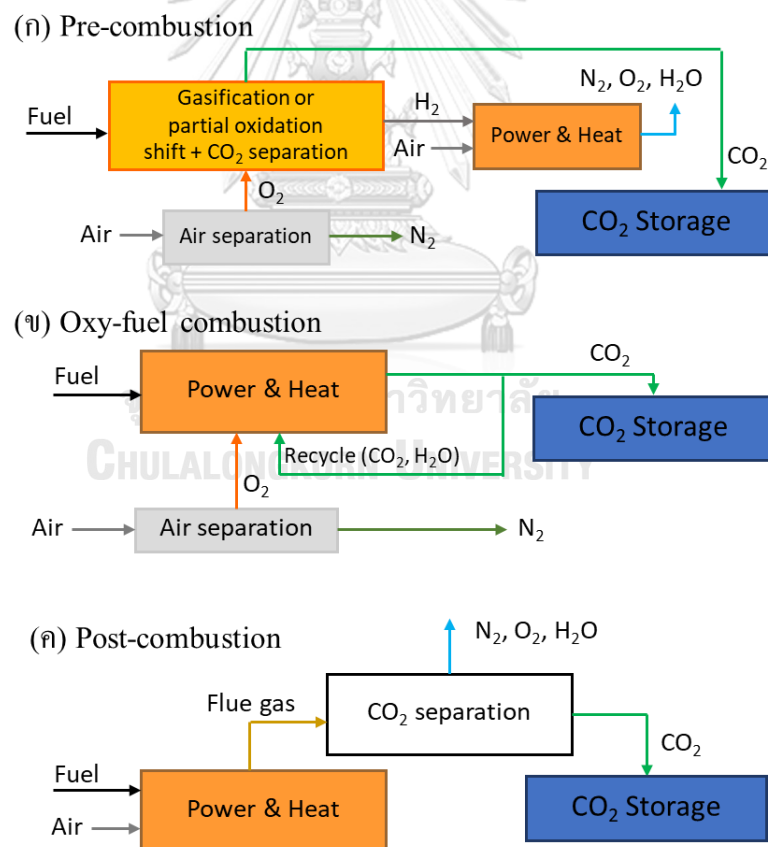
2.1.1.3.2 ข้อเสียและการปรับแก้เครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดซ์เบด เมื่อเทียบกับเครื่องปฏิกรณ์แบบเบดนิ่ง

1. อนุภาคของแข็งที่มีช่วงเวลาอยู่ในเครื่องปฏิกรณ์ค่อนข้างสั้น ทำให้ไม่เหมาะสมกับกระบวนการที่ใช้ระยะเวลาในการเกิดปฏิกิริยา จึงมีการปรับปรุงกระบวนการใช้เครื่องปฏิกรณ์ลำดับขั้น
2. แบบลำดับอนุภาคของแข็งอาจเกิดการหลุดออกจากกระบวนการ เมื่อให้ความเร็วป้อนเข้ามีค่าสูง จึงมีการปรับปรุงกระบวนการด้วยการติดอุปกรณ์ดักเก็บอนุภาคของแข็ง (Cyclone) แล้วป้อนอนุภาคของแข็งกลับเข้าไปยังเครื่องปฏิกรณ์
3. อาจเกิดฟองแก๊สขนาดใหญ่ขึ้นภายในระบบได้ ทำให้สูญเสียพื้นที่ผิวสัมผัสระหว่างอนุภาคของแข็งกับของไหล จึงมีการปรับปรุงกระบวนการได้ โดยการติดบัฟเฟอร์ (Buffer)

4. การเกิดฟลูอิดส์เบดทำให้เกิดการผสมได้ดีในทิศทางตามแนวแกน (Vertical) มากกว่าการผสมในทิศทางตามแนวนอน (Horizontal) จึงอาจทำให้คุณภาพของผลิตภัณฑ์มีค่าไม่คงที่ จึงมีการปรับปรุงกระบวนการ โดยติดตั้งบัฟเฟอร์ (Buffer)
5. เครื่องปฏิกรณ์อาจจะเกิดการสึกกร่อนได้ เนื่องจากมีการชนกันของอนุภาคของแข็งและผนัง จึงมีการปรับปรุงกระบวนการด้วยการเคลือบผนังท่อ

2.1.2 เทคโนโลยีการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ (CO₂ capture technologies)

คาร์บอนไดออกไซด์เกิดขึ้นในระหว่างการเผาไหม้และชนิดของกระบวนการเผาไหม้ส่งผลโดยตรงต่อการเลือกกระบวนการกำจัดคาร์บอนไดออกไซด์ที่เหมาะสม เทคโนโลยีการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ที่เกี่ยวข้องกับกระบวนการเผาไหม้ที่แตกต่างกัน ได้แก่ การดักจับก่อนการเผาไหม้ (Pre combustion), การดักจับระหว่างการเผาไหม้ (Oxyfuel combustion) และการดักจับหลังการเผาไหม้ (Post combustion) โดยเทคโนโลยีทั้งสามนี้แสดงในรูปที่ 2.4 และอธิบายในส่วนต่อไปนี้

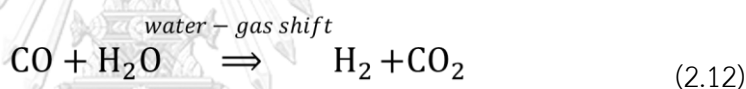
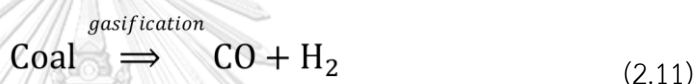


รูปที่ 2.4 เทคโนโลยีการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์

- (ก) การดักจับก่อนการเผาไหม้ (Pre-combustion) (ข) การดักจับระหว่างการเผาไหม้ (Oxyfuel combustion) (ค) การดักจับหลังการเผาไหม้ (Post combustion)

2.1.2.1 การดักจับก่อนการเผาไหม้ (Pre-combustion)

กระบวนการนี้เชื้อเพลิง (โดยปกติถ่านหินหรือแก๊สธรรมชาติ) จะถูกเตรียมไว้ก่อนการเผาไหม้ สำหรับถ่านหิน จะมีกระบวนการปรับสภาพ โดยผ่านกระบวนการ (Gasification) ที่ดำเนินการในเครื่องผลิตแก๊ส (Gasifier) ภายใต้ระดับออกซิเจนต่ำ ซึ่งจะสร้างแก๊สร้อนจากการเผาไหม้ (Syngas) ซึ่งประกอบด้วย คาร์บอนมอนอกไซด์ (CO) และไฮโดรเจน (H₂) เป็นส่วนใหญ่ (สมการ 2.1) แก๊สร้อนจากการเผาไหม้จะอยู่ภายใต้ปฏิกิริยา Water gas shift กับไอน้ำทำให้เกิด H₂ มากขึ้น ในขณะที่คาร์บอนมอนอกไซด์ (CO) จะถูกแปลงเป็นคาร์บอนไดออกไซด์ (สมการ 2.2) โดยความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์จะมีปริมาณมากกว่า 20% ในแก๊สเชื้อเพลิง (H₂/CO₂) ทำให้สามารถดึงคาร์บอนไดออกไซด์ออกมาก่อนที่มีกระบวนการเผาไหม้ [17]



2.1.2.2 การดักจับระหว่างการเผาไหม้ (Oxyfuel combustion)

กระบวนการนี้จะมีอากาศที่ถูกนำมาใช้เป็นส่วนประกอบในการเผาไหม้ จะต้องผ่านกระบวนการแยกไนโตรเจนออกให้เหลือออกซิเจนเพียงอย่างเดียว ทำให้ช่วยลดปริมาณของไนโตรเจนที่มีอยู่ในแก๊สร้อนจากการเผาไหม้ (Exhausted gas) เป็นการลดปริมาณ NO_x ที่ปลดปล่อยสู่อากาศ [18] ซึ่งเป็นข้อได้เปรียบอีกข้อหนึ่งของกระบวนการนี้ จากการใช้ ออกซิเจนบริสุทธิ์ในกระบวนการเผาไหม้ทำให้อุณหภูมิของแก๊สร้อนจากการเผาไหม้ คือ คาร์บอนไดออกไซด์ น้ำ ซัลเฟอร์ไดออกไซด์ (SO₂) และ อนุภาคอื่น ๆ (Particulates) อนุภาคอื่น ๆ และ ซัลเฟอร์ไดออกไซด์ จะถูกแยกออกโดยวิธีการตกตะกอนด้วยไฟฟ้าสถิตและกระบวนการ Desulfurization ตามลำดับ ทำให้แก๊สที่เหลือมีความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์สูง (80-98%) [19] ทำให้สามารถบีบอัด ขนส่งและเก็บรักษาได้ กระบวนการนี้มีความเป็นไปได้ทางเทคนิค แต่มีการใช้ออกซิเจนปริมาณมาก ส่งผลให้มีค่าต้นทุนในการใช้จ่ายที่สูง และเกิดการสูญเสียพลังงานที่มาก นอกจากนี้ปริมาณความเข้มข้น

ของซัลเฟอร์ไดออกไซด์ในแก๊สร้อนจากการเผาไหม้ที่สูงทำให้อุปกรณ์ที่ใช้งานพบปัญหาการสึกกร่อน

2.1.2.3 การดักจับหลังการเผาไหม้ (Post combustion)

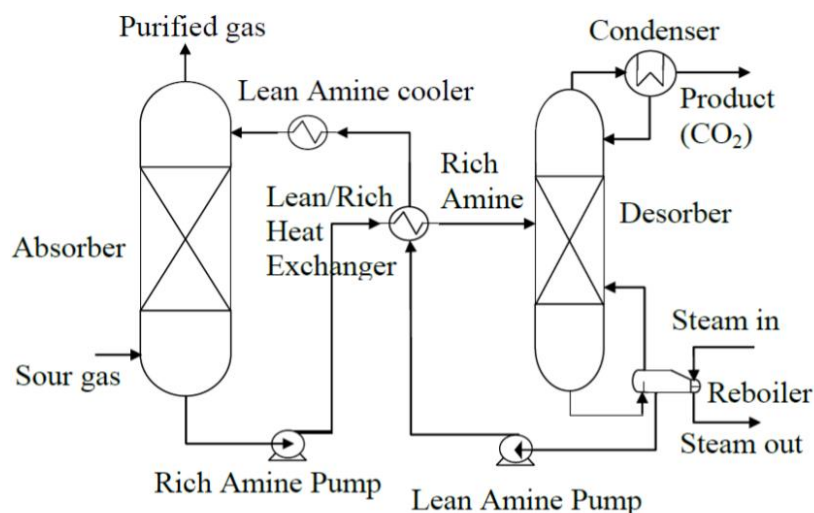
กระบวนการนี้จะดักจับคาร์บอนไดออกไซด์จากแก๊สร้อนจากการเผาไหม้ (Flue gas) หลังจากกระบวนการเผาไหม้เกิดขึ้น เทคโนโลยีการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์หลังการเผาไหม้เป็นกระบวนการที่ไม่สร้างผลกระทบต่อกระบวนการต้นทางเนื่องจากระบบดักจับคาร์บอนไดออกไซด์สร้างต่อเติมจากระบบเดิม ดังนั้นเทคโนโลยีการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์หลังกระบวนการเผาไหม้จึงเป็นกระบวนการที่เหมาะสมที่สุดสำหรับกระบวนการที่มีการดำเนินการอยู่แล้ว

2.1.3 เทคโนโลยีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์ (CO₂ separation technologies)

เทคโนโลยีที่สามารถแยกคาร์บอนไดออกไซด์จากโรงไฟฟ้าเชื้อเพลิงฟอสซิล มีหลากหลายวิธีการดังต่อไปนี้

2.1.3.1 กระบวนการดูดซึมคาร์บอนไดออกไซด์ (Absorption)

กระบวนการดูดซึมมีการนำมาใช้อย่างกว้างขวางสำหรับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ในโรงไฟฟ้าที่ใช้เชื้อเพลิงจากปิโตรเลียม แก๊สธรรมชาติ และถ่านหิน กระบวนการดูดซึมนี้อาจมีองค์ประกอบหลัก 2 ส่วนคือ หอดูดซึม (Absorber) และ หอคืนสภาพ (Stripper) เกิดปฏิกิริยาระหว่างคาร์บอนไดออกไซด์และตัวทำละลายทางเคมี เช่น สารละลายชนิด เอมีนปฐมภูมิ, ทูตียม, ตติยม และสารละลายอื่น ๆ [20] ในกระบวนการดูดซึมจะเกิดการดูดซึมและฟื้นฟูสภาพอย่างต่อเนื่อง โดยแก๊สร้อนจากการเผาไหม้ (Flue gas) ที่มีคาร์บอนไดออกไซด์จะถูกป้อนเข้ามาทางด้านล่างของหอดูดซึม ตัวดูดซึมจะถูกป้อนเข้ามาในส่วนบนของหอดูดซึม เกิดการไหลแบบสวนทางกัน (Counter current flow) ระหว่างแก๊สร้อนจากการเผาไหม้กับสารละลายดูดซึม ทำให้เกิดการดูดซึมคาร์บอนไดออกไซด์เกิดขึ้น จากนั้นกระแสการไหลที่อุดมไปด้วยคาร์บอนไดออกไซด์ไหลเข้าสู่ส่วนฟื้นฟูสภาพ ซึ่งจะเกิดการคายซึมของคาร์บอนไดออกไซด์เกิดขึ้น และตัวทำละลายจะถูกรีไซเคิลทำให้สามารถหมุนเวียนกลับมาใช้ใหม่ ส่วนคาร์บอนไดออกไซด์ที่ออกมาจะถูกนำไปกักอัดและกักเก็บ



รูปที่ 2.5 กระบวนการดูดซึมและการคืนสภาพ [21]

ข้อดีของการแยกด้วยกระบวนการดูดซึมคาร์บอนไดออกไซด์

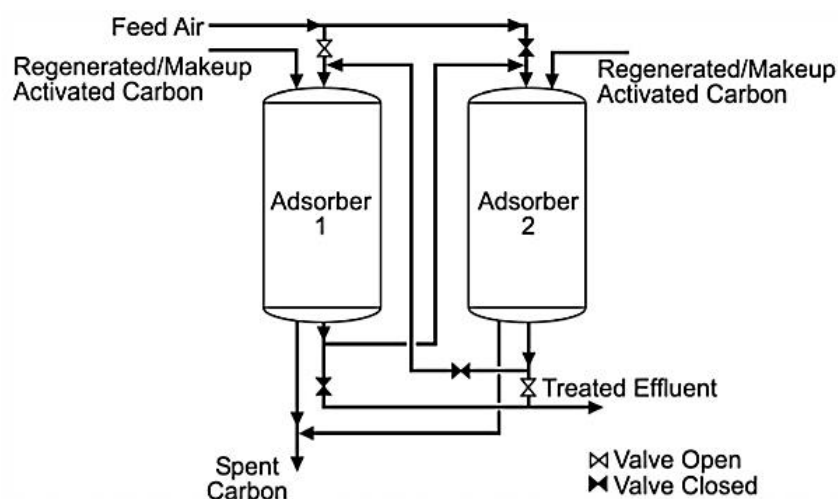
1. สารละลายที่ใช้ในการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์สามารถนำกลับมาใช้ใหม่ได้บางส่วน ทำให้ลดต้นทุนในกระบวนการ
2. สารละลายเอมีนที่ใช้มีความจำเพาะเจาะจงในการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ ทำให้คาร์บอนไดออกไซด์ที่ได้จากกระบวนการแยกนี้มีความบริสุทธิ์สูง
3. กระบวนการดักจับนี้เป็นกระบวนการที่ดำเนินการได้อย่างต่อเนื่อง และ ควบคุมระบบได้ง่าย
4. เป็นกระบวนการที่มีประสิทธิภาพในการดูดซึมคาร์บอนไดออกไซด์สูง (มากกว่า 95%)

ข้อเสียของการแยกด้วยกระบวนการดูดซึมคาร์บอนไดออกไซด์

1. สารละลายเอมีนที่ใช้เป็นสารระเหยได้ง่าย จึงเกิดการระเหยในระหว่างกระบวนการ และเป็นสารมีพิษ ส่งผลกระทบต่อสิ่งแวดล้อม
2. การละลายระหว่างคาร์บอนไดออกไซด์และเอมีนมีอัตราที่ค่อนข้างช้า ทำให้ต้องเพิ่มความสูงของหอดูดซึม เพื่อเพิ่มระยะเวลาระหว่าง 2 ภูมิภาค ส่งผลให้กระบวนการนี้มีค่าใช้จ่ายสูงในการลงทุน ค่าดำเนินการ และค่าซ่อมบำรุง
3. สารละลายเอมีนใช้คุณสมบัติสูงในการฟื้นฟูสภาพทำให้สิ้นเปลืองพลังงาน
4. กระบวนการนี้สามารถใช้ได้กับกระแสการไหลที่มีค่าความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์เข้าไม่เกิน 20% โดยโมล

2.1.3.2 กระบวนการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ (Adsorption)

กระบวนการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์เป็นกระบวนการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยตัวดูดซับของแข็ง โดยตัวดูดซับมีทั้งทางกายภาพและเคมี ตัวดูดซับทางกายภาพ ได้แก่ ถ่านกัมมันต์ ซีโอไลต์ และซิลิกาเจล เป็นต้น ตัวดูดซับทางเคมี ได้แก่ โพลีเอทิลีนคาร์บอนเนต และโซเดียมคาร์บอนเนต [22] โดยตัวดูดซับของแข็งที่ถูกนำมาใช้เป็นตัวดูดซับจะมีคุณสมบัติพื้นที่ผิวจำเพาะสูง มีเสถียรภาพต่อการเกิดปฏิกิริยา และไม่เกิดการเปลี่ยนแปลงสถานะได้ง่าย ในกระบวนการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยตัวดูดซับของแข็ง ตัวดูดซับจะถูกบรรจุอยู่ในหอดูดซับ กระแสการไหลที่มีส่วนประกอบคาร์บอนไดออกไซด์จะถูกป้อนเข้าทางด้านล่างของหอดูดซับ ทำให้เกิดการสัมผัสระหว่างกระแสการไหลและตัวดูดซับของแข็ง คาร์บอนไดออกไซด์จะเกิดการยึดติดบนบริเวณพื้นผิวของตัวดูดซับของแข็ง จากนั้นตัวดูดซับของแข็งจะถูกนำมาผ่านกระบวนการคายซับและฟื้นฟูสภาพ ได้แก่ Pressure swing adsorption (PSA), Temperature swing adsorption (TSA), Electrical swing adsorption (ESA), Vacuum swing adsorption (VSA) และ Vacuum temperature swing adsorption (VTSA) เพื่อนำตัวดูดซับของแข็งมาหมุนเวียนกลับมาใช้ใหม่ [23]



รูปที่ 2.6 กระบวนการดูดซับและฟื้นฟูสภาพ [24]

2.1.3.2.1 Pressure swing adsorption (PSA)

กระบวนการฟื้นฟูสภาพตัวดูดซับของแข็งแบบ Pressure swing adsorption จะเป็นการฟื้นฟูสภาพโดยทำการลดความดันในเครื่องปฏิกรณ์ให้มีความดันต่ำ ในขณะที่รักษาอุณหภูมิในระบบให้คงที่ เพื่อทำให้ตัวดูดซับของแข็งเกิดการคายซับ หรือปลดปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์ออกจากตัวดูดซับของแข็ง จากนั้นทำการเป่าไล่ (Purge) ด้วยไนโตรเจน

เพื่อไล่คาร์บอนไดออกไซด์ที่เหลืออยู่ในเบตออกมา จากนั้นทำการลดความดันลง เพื่อเตรียมการดูดซับครั้งต่อไป

2.1.3.2.2 Temperature swing adsorption (TSA)

กระบวนการฟื้นฟูสภาพตัวดูดซับของแข็งแบบ Temperature swing adsorption จะเป็นการฟื้นฟูสภาพโดยทำการเพิ่มอุณหภูมิในเครื่องปฏิกรณ์ให้มีอุณหภูมิสูงขึ้น ในขณะที่รักษาความดันในระบบให้คงที่ เพื่อให้ตัวดูดซับของแข็งเกิดการคายซับ หรือปลดปล่อย คาร์บอนไดออกไซด์ออกจากตัวดูดซับของแข็ง จากนั้นทำการเป่าไล่ (Purge) ด้วยไนโตรเจน เพื่อไล่คาร์บอนไดออกไซด์ที่เหลืออยู่ในเบตออกมา จากนั้นทำการลดอุณหภูมิลงเพื่อเตรียม การดูดซับครั้งต่อไป

2.1.3.2.3 Electrical swing adsorption (ESA)

กระบวนการฟื้นฟูสภาพตัวดูดซับของแข็งแบบ Electrical swing adsorption (Carlos A. Grande) [25] โดยกระบวนการฟื้นฟูสภาพจะเกิดขึ้นด้วยการเพิ่มขึ้นของอุณหภูมิ ซึ่งมีลักษณะการคายซับคล้ายคลึงกับกระบวนการ TSA แตกต่างที่ การเพิ่มขึ้นของอุณหภูมิ ในกระบวนการฟื้นฟูสภาพเกิดจากการส่งกระแสไฟฟ้าผ่านตัวนำไฟฟ้าปรากฏการณ์นี้ เรียกว่า จูล์เอฟเฟค (Joule effect) จากนั้นทำการเป่าไล่ (Purge) ด้วยไนโตรเจน เพื่อไล่ คาร์บอนไดออกไซด์ที่เหลืออยู่ในเบตออกมา จากนั้นทำการลดอุณหภูมิลงเพื่อเตรียมการดูดซับ ครั้งต่อไป กระบวนการฟื้นฟูสภาพนี้จะมีการเพิ่มขึ้นของอุณหภูมิเร็วกว่ากระบวนการ TSA แต่ข้อเสียของกระบวนการนี้คือ ต้องใช้ตัวดูดซับของแข็งที่มีคุณสมบัติด้านการนำไฟฟ้าที่ดี และดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ได้ที่สัดส่วนความดันต่ำ นอกจากนี้ประสิทธิภาพในการฟื้นฟู สภาพของตัวดูดซับของแข็งยังด้อยกว่ากระบวนการอื่น [23]

2.1.3.2.4 Vacuum swing adsorption (VSA)

กระบวนการฟื้นฟูสภาพตัวดูดซับของแข็งแบบ Vacuum swing adsorption จะเป็นการฟื้นฟูสภาพที่มีกระบวนการคล้ายกับ PSA แต่จะมีการลดความดันในเครื่องปฏิกรณ์ ให้มีความดันต่ำกว่าความดันบรรยากาศ เพื่อให้ตัวดูดซับของแข็งเกิดการคายซับ หรือ ปลดปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์ออกจากตัวดูดซับของแข็ง

2.1.3.2.5 Vacuum temperature swing adsorption (VTSA)

กระบวนการฟื้นฟูสภาพตัวดูดซับของแข็งแบบ Vacuum temperature swing adsorption จะเป็นการฟื้นฟูสภาพรวมวิธีการของ TSA และ VSA เข้าด้วยกัน โดยขั้นตอน ฟื้นฟูสภาพจะเริ่มโดยการเพิ่มอุณหภูมิในเครื่องปฏิกรณ์จนถึงอุณหภูมิในการคายซับ จากนั้น

ทำการลดความดันให้ต่ำกว่าความดันบรรยากาศ จากนั้นทำการเป่าไล่ด้วยไนโตรเจน แล้วทำการลดอุณหภูมิเพื่อเตรียมการดูดซับในรอบถัดไป

ข้อดีของการแยกด้วยกระบวนการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์

1. สามารถนำตัวดูดซับของแข็งกลับมาใช้ใหม่ได้ ทำให้ลดต้นทุนของกระบวนการ
2. ความดันที่ใช้ในการดำเนินการของกระบวนการมีค่าใกล้เคียงกับความดันบรรยากาศ
3. กระบวนการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์สามารถใช้กับค่าความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ในแก๊สร้อนจากการเผาไหม้ที่มีความเข้มข้น 28-34% โดยโมล

ข้อเสียของการแยกด้วยกระบวนการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์

1. ประสิทธิภาพในการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ค่อนข้างต่ำ
2. ตัวดูดซับมีลักษณะไม่เป็นเนื้อเดียว (Heterogeneous) ทำให้มีการดูดซับที่ไม่สม่ำเสมอกระบวนการนี้สามารถใช้ได้กับกระแสการไหลขาเข้าที่มีความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ขาเข้าไม่เกิน 20% โดยโมล

2.1.3.3 การแยกด้วยโคริโอเจนิค (Cryogenic separation)

การแยกด้วยโคริโอเจนิคเป็นกระบวนการแยกโดยการกลั่นที่อุณหภูมิต่ำและความดันสูง ซึ่งคล้ายกับกระบวนการกลั่นทั่วไป โดยแก๊สร้อนจากการเผาไหม้ที่มีคาร์บอนไดออกไซด์อยู่ จะถูกนำลดอุณหภูมิ (-100 ถึง -135 องศาเซลเซียส) จากนั้นคาร์บอนไดออกไซด์ที่ถูกทำให้เปลี่ยนสถานะเป็นของแข็งจะถูกแยกออกจากแก๊สเบา (Light gases) และถูกกดอัดที่ประมาณ 100-200 ความดันบรรยากาศ ทำให้ได้คาร์บอนไดออกไซด์ 90-95% ออกจากแก๊สร้อนจากการเผาไหม้ ผลิตภัณฑ์ที่ได้อยู่ในสถานะของเหลวทำให้สามารถเก็บได้ง่าย ไม่มีการใช้สารละลายอื่นๆ มาเกี่ยวข้อง แต่ข้อเสียของกระบวนการนี้คือ ข้อเสียที่สำคัญของกระบวนการนี้คือพลังงานจำนวนมากที่ต้องใช้ในการทำความเย็นและการแข็งตัวของคาร์บอนไดออกไซด์ภายใต้อุณหภูมิต่ำซึ่งทำให้เกิดปัญหาในการทำงานหลายอย่าง โดยกระบวนการนี้ถูกนำมาใช้อย่างแพร่หลายในอุตสาหกรรมที่มีความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์สูงในกระแสการไหล (มากกว่า 50%) ซึ่งไม่นิยมในอุตสาหกรรมที่มีปริมาณคาร์บอนไดออกไซด์ในกระแสการไหลที่ต่ำ เช่น แก๊สร้อนจากการเผาไหม้จาก เชื้อเพลิงฟอสซิล ถ่านหิน

ข้อดีของการแยกด้วยโคริโอเจนิค

1. กระบวนการไม่มีการใช้สารเคมี ไม่ก่อให้เกิดมลพิษ เป็นมิตรต่อสิ่งแวดล้อม
2. คาร์บอนไดออกไซด์ที่ได้มีความบริสุทธิ์สูง

ข้อเสียของการแยกด้วยโครโอเจนิค

1. กระบวนการมีการใช้สภาวะที่สูงกว่าสภาวะบรรยากาศมาก ทำให้มีค่าใช้จ่ายในการดำเนินการและมีค่าใช้จ่ายในการติดตั้งระบบความปลอดภัยที่สูง
2. มีการแยก H_2 , SO_x , NO_x , และ H_2O ก่อน ทำให้กระบวนการมีความซับซ้อน

2.1.3.4 กระบวนการแยกด้วยเมมเบรน (Membrane separation)

กระบวนการแยกด้วยเมมเบรน เป็นกระบวนการในการแยกคาร์บอนไดออกไซด์ที่ค่อนข้างแปลกใหม่คือ การใช้เมมเบรนที่เลือกเพื่อแยกส่วนประกอบบางอย่างออกจากระบบโดยใช้หลักการความแตกต่างของขนาดโมเลกุลหรือความจำเพาะของโมเลกุลของแก๊สแต่ละชนิดในการดึงดูดกัน (Affinity) ซึ่งสามารถแยก คาร์บอนไดออกไซด์จากแก๊สร้อนจากการเผาไหม้ (ระบบดักจับหลังการเผาไหม้), คาร์บอนไดออกไซด์ออกจากแก๊สธรรมชาติ (กระบวนการผลิตแก๊สธรรมชาติ) และคาร์บอนไดออกไซด์จากไฮโดรเจน (ระบบดักจับก่อนการเผาไหม้) หรือออกซิเจนจากไนโตรเจน (ระบบการเผาไหม้ด้วยออกซิเจน) เมมเบรนสามารถเป็นได้ทั้งแบบอินทรีย์ (โพลีเมอร์) หรืออนินทรีย์ (คาร์บอน, ซีโอไลต์, เซรามิกหรือโลหะ) และสามารถเป็นรูพรุนหรือไม่รูพรุนก็ได้ สำหรับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ กระบวนการเมมเบรนนั้นแบ่งออกเป็นสองประเภท คือ กระบวนการแยกแก๊สด้วยเมมเบรน (Gas separation membrane) และกระบวนการดูดซึมแก๊สด้วยเมมเบรน (Gas absorption membrane) กระบวนการแยกด้วยเมมเบรนเป็นเทคโนโลยีที่ใช้พื้นที่น้อย ไม่มีการใช้สารเคมี และมีอายุการใช้งานที่ยาวนาน แต่มีข้อเสียคือ ราคาแพง และผู้ดำเนินการที่มีความรู้ และความเข้าใจเป็นอย่างดี

ข้อดีของกระบวนการแยกด้วยเมมเบรน

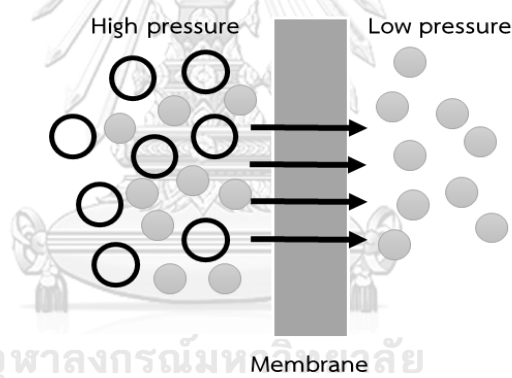
1. กระบวนการแยกด้วยเมมเบรนสามารถใช้ดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ที่มีความเข้มข้นสูง และแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้จะมีความบริสุทธิ์สูง
2. ไม่มีการใช้สารเคมี ทำให้ระบบเป็นมิตรต่อสิ่งแวดล้อม
3. กระบวนการแยกใช้พลังงานไฟฟ้าต่ำ
4. โครงสร้างของเครื่องติดตั้งได้ง่าย

ข้อเสียของการแยกด้วยกระบวนการดูดซึมคาร์บอนไดออกไซด์

1. เกิดการอุดตันบริเวณผิวของเมมเบรนได้ง่าย
2. ต้นทุนในการผลิตค่อนข้างสูง มีอายุใช้งานต่ำ
3. ประสิทธิภาพในการแยกด้วยเมมเบรนมีความจำเพาะแก๊สค่อนข้างต่ำ

2.1.3.4.1 กระบวนการแยกแก๊สด้วยเมมเบรน (Gas separation membrane)

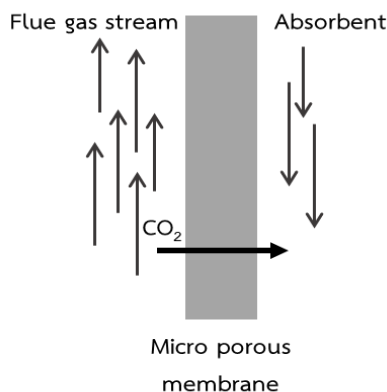
การแยกแก๊สด้วยเมมเบรนอาศัยหลักการซึมผ่าน (Permeability) และการเลือกหรือ คัดสรร (Selectivity) ของสารที่มีองค์ประกอบจำเพาะผ่านรูพรุนของเมมเบรน โดยให้ส่วนประกอบหนึ่งแพร่ผ่านเร็วกว่าตัวอื่นๆ ในกระบวนการนี้กระแสการไหลของแก๊สที่ประกอบด้วยคาร์บอนไดออกไซด์จะเดินทางจากที่ที่หนึ่งไปสู่อีกที่หนึ่งด้วยหลักการความแตกต่างของความดัน โดยมีแผ่นเมมเบรนจำนวนมากที่วางขวางการไหลไว้ เมื่อกระแสการไหลของแก๊สสัมผัสกับเมมเบรนจะเกิดการเลือกผ่าน โดยคาร์บอนไดออกไซด์จะทะลุผ่านเมมเบรนไปที่ความดันต่ำ [20] ดังแสดงในรูปที่ 2.7



รูปที่ 2.7 กระบวนการแยกแก๊สด้วยเมมเบรน

2.1.3.4.2 กระบวนการดูดซึมแก๊สด้วยเมมเบรน (Gas absorption membrane)

กระบวนการดูดซึมเมมเบรนดูดซึมแก๊ส ประกอบด้วยเมมเบรนของแข็งที่มีรูพรุนขนาดเล็กซึ่งใช้เป็นอุปกรณ์ติดต่อระหว่างก๊าซและการไหลของของเหลวดังแสดงในรูปที่ 2.8 [26] โดยคาร์บอนไดออกไซด์จะถูกแยกออกจากแก๊สไอร้อน ด้วยการกระจายผ่านเมมเบรน และจากนั้นคาร์บอนไดออกไซด์จะถูกดูดซึมด้วยตัวดูดซึมของเหลว กระบวนการนี้จะให้อัตราในการแยกที่สูงกว่ากระบวนการแยกแก๊สด้วยเมมเบรน เนื่องจากมีแรงผลักดันที่สูง



รูปที่ 2.8 กระบวนการดูดซึมแก๊สด้วยเมมเบรน [20]

2.1.4 กระบวนการดูดซับ (Adsorption process)

2.1.4.1 การดูดซับ (Adsorption)

การดูดซับ (Adsorption) เป็นกระบวนการที่เกี่ยวข้องกับความสามารถของวัสดุหรือของแข็งบางชนิดในการดึงที่อยู่บนของเหลวหรือแก๊สให้มาเกาะติดบนพื้นผิววัสดุหรือระหว่างผิวหน้า (Interface) ซึ่งอยู่ในรูปการสะสมตัวของสาร หรือความเข้มข้นของสาร กระบวนการนี้จะเกิดการเคลื่อนถ่ายโอนมวลสาร (Mass transfer) ที่อยู่ในรูปของเหลวหรือแก๊สมายังพื้นผิวของของแข็ง โดยโมเลกุลหรือคอลลอยด์ที่ถูกดูดจับเรียกว่า สารถูกดูดซับ (Adsorbate) ส่วนสารที่ทำหน้าที่ดูดซับเรียกว่า สารดูดซับ (Adsorbent)

2.1.4.2 ประเภทของการดูดซับ

การแยกประเภทของการดูดซับตามแรงยึดเหนี่ยวระหว่างโมเลกุลที่ถูกดูดซับกับผิวของสารดูดซับสามารถแบ่งออกได้เป็น 2 ประเภท

- การดูดซับทางกายภาพ (Physical adsorption)
- การดูดซับทางเคมี (Chemical adsorption)

2.1.4.2.1 การดูดซับทางกายภาพ (Physical adsorption)

การดูดซับทางกายภาพ เป็นการดูดซับที่เกิดจากแรงดึงดูดระหว่างโมเลกุลของตัวดูดซับและองค์ประกอบของสารที่ถูกดูดซับมีค่ามากกว่าแรงดึงดูดระหว่างโมเลกุลขององค์ประกอบภายในของสารละลาย ทำให้องค์ประกอบของสารที่ถูกดูดซับสามารถยึดติดบนพื้นผิวของตัวดูดซับได้ด้วยแรงทางกายภาพ ได้แก่ แรงแวนเดอร์วาลส์ (Vander Waals Forces) และแรงไฟฟ้าสถิต (Electrostatic force) หรือเรียกว่าแรงดึงดูดระหว่างโมเลกุลอย่างอ่อน โดยการดูดซับประเภทนี้จะไม่เกิดการเปลี่ยนแปลงคุณสมบัติทางเคมีของตัวดูดซับ เนื่องจากดูดซับประเภทนี้มีพลังงานการคายความร้อนค่อนข้างน้อย และสามารถเกิดการ

ผ่นกลับของกระบวนการได้ง่าย ซึ่งเป็นข้อดี เพราะสามารถฟื้นฟูสภาพของตัวดูดซับได้ง่ายด้วยการดูดซับประเภทนี้มักจะเป็นการดูดซับแบบหลายชั้น (Multilayer adsorption) โดยจำนวนชั้นจะเป็นสัดส่วนกับความเข้มข้นของสารที่ถูกดูดซับ และจะเพิ่มมากขึ้นตามความเข้มข้นที่สูงขึ้นของตัวถูกละลายในสารละลาย

2.1.4.2.2 การดูดซับทางเคมี (Chemical adsorption)

เป็นปฏิกิริยาเคมีที่เกิดขึ้นเมื่อตัวถูกละลายกับตัวดูดซับทำปฏิกิริยาเคมีกันซึ่งส่งผลให้เกิดการเปลี่ยนแปลงทางเคมีของตัวถูกละลายเดิม คือมีการทำลายแรงยึดเหนี่ยวระหว่างอะตอมหรือกลุ่มอะตอมเดิมแล้วมีการจัดเรียงอะตอมไปเป็นสารประกอบใหม่ขึ้น ความร้อนที่เกิดขึ้นหรือใช้ในการเกิดปฏิกิริยามีค่าสูงกว่าการดูดซับทางกายภาพ โดยมีพันธะเคมีซึ่งเป็นพันธะที่แข็งแรง ทำให้การกำจัดตัวถูกละลายออกจากผิวตัวดูดซับจะทำได้ยาก คือไม่สามารถเกิดปฏิกิริยาผ่นกลับได้ (Irreversible) และ การดูดซับประเภทนี้จะเป็นการดูดซับแบบชั้นเดียว (Monolayer) เท่านั้น

ตารางที่ 2.2 การเปรียบเทียบระหว่างการดูดซับทางกายภาพและการดูดซับทางเคมี [27]

ตัวแปร	การดูดซับทางกายภาพ	การดูดซับทางเคมี
ค่าความร้อนในการดูดซับ (kJ/mol)	< 20	50-400
อุณหภูมิที่เกิดดูดซับ	ต่ำ	สูง
แรงดึงดูดระหว่างโมเลกุล	Vander Waals	พันธะเคมี
การผ่นกลับของปฏิกิริยา	ผ่นกลับได้	ส่วนใหญ่ผ่นกลับไม่ได้
การดูดซับบนแก๊ส-ของแข็ง	เกิดได้เกือบทุกชนิด	เกิดเฉพาะบางระบบ
พลังงานกระตุ้น	ไม่เกี่ยวข้อง	เกี่ยวข้อง
จำนวนชั้นของสารดูดซับ	monolayer และ multilayer	monolayer

2.1.4.3 ปัจจัยที่มีอิทธิพลต่อการดูดซับ

กระบวนการดูดซับจะเกิดได้อย่างมีประสิทธิภาพมากหรือน้อย นอกจากจะขึ้นอยู่กับตัวดูดซับแล้ว สภาวะแวดล้อมอื่น ๆ เช่น คุณสมบัติทางกายภาพและทางเคมีของตัวดูดซับ ก็ส่งผลต่อประสิทธิภาพการดูดซับ โดยปัจจัยที่มีผลต่อประสิทธิภาพการดูดซับ ได้แก่

2.1.4.3.1 ธรรมชาติของตัวดูดซับ (Nature of the adsorbent)

1. พื้นที่ผิวและโครงสร้างรูพรุน (Surface area and pore structure)

พื้นที่ผิวถือเป็นหนึ่งในคุณสมบัติทางกายภาพที่สำคัญของตัวดูดซับที่ส่งผลต่อประสิทธิภาพในการดูดซับ อาจกล่าวได้ว่า เมื่อตัวดูดซับมีพื้นที่ผิวเพิ่มมากขึ้น ส่งผลให้โอกาสในการเกิดการดูดซับเพิ่มมากขึ้น ซึ่งพื้นที่ผิวของตัวดูดซับเพียงอย่างเดียวไม่สามารถใช้อธิบายความสามารถในการเกิดการดูดซับว่าจะเกิดได้ดีหรือไม่ ดังนั้น โครงสร้างรูพรุนก็เป็นอีกคุณสมบัติหนึ่งที่จะช่วยให้พื้นที่ผิวสามารถดูดซับสารได้มากขึ้น ตัวอย่างเช่น โมเลกุลของสารที่ถูกดูดซับถูกดูดซับด้วยตัวดูดซับ แต่ไม่สามารถเข้าไปอยู่ในรูพรุนของตัวดูดซับได้ ก็จะทำให้ประสิทธิภาพในการดูดซับของตัวดูดซับลดลง

2. ขนาดของตัวดูดซับ (Particle size)

ขนาดของตัวดูดซับจะมีผลต่อประสิทธิภาพในการดูดซับก็ต่อเมื่อ ตัวดูดซับนั้นไม่มีรูพรุน โดยพื้นที่ผิวของตัวดูดซับที่มีขนาดอนุภาคเล็กจะมีพื้นที่ผิวมากกว่าตัวดูดซับ ที่มีขนาดอนุภาคใหญ่ แต่ในกรณีที่ตัวดูดซับมีพื้นที่ผิวรูพรุนมาก พื้นที่ผิวที่ใช้ในการดูดซับจะอยู่ในรูพรุน จึงทำให้อธิพวลของขนาดอนุภาคต่อประสิทธิภาพในการดูดซับน้อยลง จนอาจจะกล่าวได้ว่าการดูดซับไม่ขึ้นกับขนาดของตัวดูดซับ

3. หมู่ฟังก์ชันทางเคมี (Functional group)

หมู่ฟังก์ชันส่งผลต่อประสิทธิภาพในการเกิดการดูดซับ เนื่องจากหมู่ฟังก์ชันทางเคมีสามารถยึดเหนี่ยวกับสารที่ถูกดูดซับ จนเกิดเป็นการดูดซับทางเคมี ทำให้การดูดซับที่เกิดขึ้นเป็นการดูดซับที่เกิดอย่างจำเพาะเจาะจงกับสารที่ถูกดูดซับ ทำให้ประสิทธิภาพในการดูดซับสูงขึ้น

2.1.4.3.2 ลักษณะของสารที่ถูกดูดซับ (Characteristic of the adsorbate)

ลักษณะของสารที่ถูกดูดซับเป็นปัจจัยหนึ่งส่งผลต่อการดูดซับ ตัวอย่างเช่น สารที่ถูกดูดซับมีขนาดอนุภาคโมเลกุลที่ใหญ่กว่ารูพรุนของตัวดูดซับ จะทำให้เกิดการดูดซับแบบชั้นเดียว เนื่องจากตัวถูกดูดซับไม่สามารถเข้าไปในรูพรุนของตัวดูดซับได้ นอกจากนี้ สิ่งเจือปนก็เป็นอีกหนึ่งปัจจัยที่ส่งผลกระทบต่อประสิทธิภาพในการดูดซับเช่นกัน โดยสิ่งเจือปนเข้าไปลดพื้นที่ผิวในการดูดซับน้อยลง

2.1.4.3.3 สภาวะดำเนินการดูดซับ

1. ความเป็นกรด-เบส หรือ pH

ความเป็นกรด-เบสนั้น เป็นผลมาจากไฮโดรเจนไอออนและไฮดรอกไซด์ไอออน ซึ่งส่งผลต่อการเปลี่ยนแปลงคุณสมบัติของโมเลกุล เช่น การละลายน้ำของสาร ดังนั้นค่า pH จึงมีผลต่อความสามารถในการดูดซับ

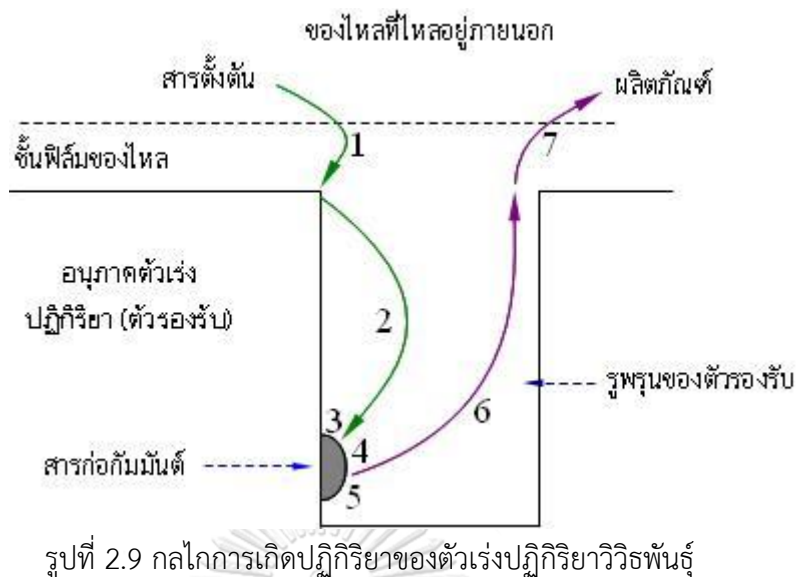
2. อุณหภูมิ (Temperature)

อัตราเร็วในการเกิดปฏิกิริยานั้นจะเพิ่มขึ้นตามอุณหภูมิที่เพิ่มขึ้นหรือลดลงเมื่อทำการลดอุณหภูมิลง โดยทั่วไปแล้วตัวดูดซับที่ใช้ในการดูดซับจะมีช่วงอุณหภูมิที่เหมาะสมในการดูดซับให้มีประสิทธิภาพมากขึ้น จนถึงช่วงอุณหภูมิหนึ่งการเพิ่มอุณหภูมิจะทำให้การดูดซับน้อยลง เนื่องจากกระบวนการดูดซับเป็นปฏิกิริยาคายพลังงานความร้อน (Exothermic reaction)

2.1.4.4 กลไกการดูดซับ (Adsorption mechanism)

ขั้นตอนในการดูดซับ และการเกิดปฏิกิริยาแบ่งได้เป็น 7 ขั้นตอนดังนี้

1. การแพร่ของสารตั้งต้นจากของไหลผ่านชั้นฟิล์มมายังพื้นผิวด้านนอกของอนุภาคตัวเร่งปฏิกิริยา
2. การแพร่ของสารตั้งต้นจากพื้นผิวด้านนอกของอนุภาคตัวเร่งปฏิกิริยาเข้าไปในรูพรุน
3. การดูดซับของสารตั้งต้นบนตำแหน่งกัมมันต์ในการทำปฏิกิริยา (Active site)
4. การเกิดปฏิกิริยาบนตำแหน่งกัมมันต์
5. การคายซับผลิตภัณฑ์ที่เกิดขึ้นออกจากตำแหน่งกัมมันต์
6. การแพร่ของผลิตภัณฑ์จากภายในรูพรุนออกมาถึงพื้นผิวด้านนอกของอนุภาคตัวเร่งปฏิกิริยา
7. การแพร่ของผลิตภัณฑ์จากพื้นผิวด้านนอกของอนุภาคตัวเร่งปฏิกิริยาผ่านชั้นฟิล์มกลับไปยังของไหลที่ไหลผ่านรอบตัวเร่งปฏิกิริยา



รูปที่ 2.9 กลไกการเกิดปฏิกิริยาของตัวเร่งปฏิกิริยาวิวิธพันธุ์

จากขั้นตอนที่กล่าวมาข้างต้น เป็นจำนวนขั้นตอนที่มากที่สุดที่เกิดขึ้นในกระบวนการดูดซับ ทั้งนี้ขึ้นอยู่กับธรรมชาติของสารตั้งต้น ตัวเร่งปฏิกิริยา และ สารผลึกภัณฑ์ที่เกิดขึ้น ซึ่งขั้นตอนในการเกิดกระบวนการดูดซับอาจจะน้อยลงได้ เช่น ไม่เกิดการคายซับผลึกภัณฑ์ที่เกิดขึ้นออกจากตำแหน่งกัมมันต์ ส่งผลให้ตัวดูดซับค่อยๆเสื่อมสภาพลงไป และใช้งานไม่ได้

2.1.4.5 แบบจำลองจลนพลศาสตร์การดูดซับ (Adsorption kinetics model)

จลนพลศาสตร์การดูดซับเป็นการศึกษาอัตราการเกิดปฏิกิริยา (Reaction rate) และกลไกการเกิดปฏิกิริยาเคมี (Mechanism) โดยแสดงความสัมพันธ์ในรูปแบบอัตราการดูดซับเทียบกับระยะเวลา โดยในช่วงแรกของปฏิกิริยาอัตราการเกิดปฏิกิริยาดูดซับจะสูง และ ค่อยๆ ลดลงเมื่อเวลาผ่านไปจนกระทั่งปฏิกิริยาเข้าสู่สมดุล ซึ่งการศึกษาในด้านจลนพลศาสตร์นี้สามารถนำไปประยุกต์ในการออกแบบกระบวนการดูดซับ หรือสังเคราะห์ตัวดูดซับชนิดใหม่ โดยแบบจำลองที่นิยมใช้ในการอธิบายจลนพลศาสตร์การดูดซับมี 2 แบบคือ แบบจำลองปฏิกิริยาอันดับหนึ่งเทียม (Pseudo first order) และแบบจำลองปฏิกิริยาอันดับสองเทียม (Pseudo second order) นอกจากนี้ยังมีการเริ่มศึกษารูปแบบจลนพลศาสตร์รูปแบบอื่นในการอธิบายความเป็นไปของตัวดูดซับด้วย เช่น แบบจำลองอาฟราเมีย (Avrami's model) และ แบบจำลองเชิงถดถอย (Deactivation model)

1. แบบจำลองปฏิกิริยาอันดับหนึ่งเทียม (Pseudo first order)

สมมติฐานแบบจำลองปฏิกิริยาอันดับหนึ่งเทียมเกิดจากการดูดซับของตัวถูกดูดซับเป็นผลมาจากแรงดึงดูดทางไฟฟ้า (Electrostatic interaction) ระหว่างผิวของตัวดูดซับกับโมเลกุลของตัวถูกดูดซับเป็นการดูดซับทางเคมีและอัตราการดูดซับจะขึ้นอยู่กับ

กับตำแหน่งในการเกิดปฏิกิริยาเพียงตัวแปรเดียว ทำให้สามารถคำนวณหาอัตราเร็วในการดูดซับได้โดยใช้สมการจลนพลศาสตร์การดูดซับของ Lagergren จากปฏิกิริยาการดูดซับ [28]



โดยที่ A คือ ตัวถูกดูดซับ (Adsorbate)

S คือ ตัวดูดซับ (Adsorbent)

A*S คือ สารประกอบที่เกิดจากการดูดซับ (Adsorbed compound)

สามารถเขียนสมการอัตราการเกิดปฏิกิริยาอันดับหนึ่งเทียม ได้ดังนี้

$$\frac{dq_t}{dt} = k_1(q_e - q_t) \quad (2.14)$$

โดยที่ k_1 คือ ค่าคงที่อัตราการเกิดปฏิกิริยาเทียมอันดับหนึ่ง (นาที่⁻¹)

q_t คือ ค่าการดูดซับของตัวดูดซับ ณ เวลาใด ๆ (มิลลิกรัมต่อกรัม)

q_e คือ ค่าการดูดซับของตัวดูดซับ ณ สมดุล (มิลลิกรัมต่อกรัม)

t คือ ระยะเวลาในการดูดซับ (นาที่)

เมื่อทำการอินทิเกรตสมการ (2.14) ตั้งแต่ $t = 0$ ถึง $t = t$ และค่าตั้งแต่ $q_t = 0$ ถึง $q_t = q_t$ จะได้สมการคือ

$$\ln \frac{q_e}{q_e - q_t} = k_1 t \quad (2.15)$$

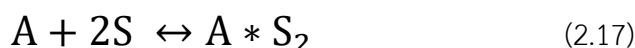
เมื่อจัดสมการให้อยู่ในรูปสมการเชิงเส้น จะได้

$$\ln(q_e - q_t) = \ln q_e - k_1 t \quad (2.16)$$

เมื่อนำมาเขียนกราฟความสัมพันธ์ระหว่าง $\ln(q_e - q_t)$ กับระยะเวลา (t) จะได้ความชันเท่ากับ $-k_1$ และจุดตัดแกน y เท่ากับ $\ln(q_e)$

2. แบบจำลองปฏิกิริยาอันดับสองเทียม (Pseudo second order)

แบบจำลองปฏิกิริยาอันดับสองเทียมอธิบายการดูดซับบนพื้นผิวของตัวดูดซับบนสมมติฐานการดูดซับบนผิวตัวดูดซับเป็นผลมาจากแรงดึงดูดทางไฟฟ้าและการดูดซับทางเคมีที่มีผลมาจากตำแหน่งการเกิดปฏิกิริยา (Active site) โดยอัตราการเกิดปฏิกิริยาจะขึ้นกับความสามารถในการดูดซับ ซึ่งขึ้นกำหนดอัตราคือขั้นตอนการดูดซับทางเคมีซึ่งเกิดจากการสร้างพันธะเคมีระหว่างตัวดูดซับและตัวถูกดูดซับ [29]



โดยที่ A คือ ตัวถูกดูดซับ (Adsorbate)

S คือ ตัวดูดซับ (Adsorbent)

$A * S_2$ คือ สารประกอบที่เกิดจากการดูดซับ (Adsorbed compound)

สามารถเขียนสมการอัตราการเกิดปฏิกิริยาเทียมอันดับสอง ได้ดังนี้

$$\frac{dq_t}{dt} = k_2(q_e - q_t)^2 \quad (2.18)$$

โดยที่ k_2 คือ ค่าคงที่อัตราการเกิดปฏิกิริยาเทียมอันดับสอง (มิลลิกรัมต่อกรัม นาทึ)

q_t คือ ค่าการดูดซับของตัวดูดซับ ณ เวลาใดๆ (มิลลิกรัมต่อกรัม)

q_e คือ ค่าการดูดซับของตัวดูดซับ ณ สมดุล (มิลลิกรัมต่อกรัม)

t คือ ระยะเวลาในการดูดซับ (นาทึ)

เมื่อทำการอินทิเกรตสมการ (2.18) ตั้งแต่ $t=0$ ถึง $t=t$ และค่าตั้งแต่ $q_t=0$ ถึง $q_t=q_t$ จะได้สมการคือ

$$\frac{t}{q_t} = \frac{1}{k_2 q_e} + \frac{t}{q_e} \quad (2.19)$$

เมื่อนำมาเขียนกราฟความสัมพันธ์ระหว่าง $1/q_t$ กับระยะเวลา (t) จะได้ความสัมพันธ์เท่ากับ $1/q_e$ และจุดตัดแกน y เท่ากับ $1/k_2 q_e^2$

3. แบบจำลองอาฟรามิ (Avrami's model)

เป็นแบบจำลองที่เกิดจากการดัดแปลงแบบจำลองอันดับหนึ่งเทียม ด้วยการเพิ่มค่าคงที่ของอาฟรามิ (n_{av}) โดยค่าคงที่ปกติของอาฟรามิจะอยู่ในช่วง 1-4 ซึ่งสามารถอธิบายกระบวนการดูดซับที่มีความซับซ้อนและมีกลไกการเกิดปฏิกิริยามากกว่าหนึ่งกลไก [29] โดยแสดงในสมการที่ 2.20 และ 2.21

$$q_t = q_e [1 - \exp(-K_{av} t)]^{n_{av}} \quad (2.20)$$

$$\ln[-\ln(1 - \alpha)] = n_{av} K_{av} + n_{av} \ln t \quad (2.21)$$

โดยที่ q_t คือ ค่าการดูดซับของตัวดูดซับ ณ เวลาใด ๆ (มิลลิกรัมต่อกรัม)
 q_e คือ ค่าการดูดซับของตัวดูดซับ ณ สมดุล (มิลลิกรัมต่อกรัม)
 k_{av} คือ ค่าคงที่ของอาฟราไม (นาที⁻¹)
 n_{av} คือ เลขชี้กำลังของเวลาที่สัมพันธ์กับการเปลี่ยนแปลงกลไกการดูดซับ
 α คือ อัตราส่วนระหว่างค่าการดูดซับของตัวดูดซับ ณ สมดุล ต่อค่าการดูดซับของตัวดูดซับ ณ เวลาใด ๆ

4. แบบจำลองเชิงถดถอย

แบบจำลองเชิงถดถอยเป็นแบบจำลองที่มีการพัฒนาโดยการมีพื้นฐานมาจากความต้านทานการแพร่ เนื่องจากการเกิดขึ้นของผลิตภัณฑ์บนอนุภาคตัวดูดซับของแข็ง โดยปรากฏการณ์นี้จะทำให้เกิดการลดลงของอัตราปฏิกิริยาเคมี เมื่อระยะเวลาผ่านไป [17], [30] ผลของการเปลี่ยนแปลงทางพื้นผิวของตัวดูดซับต่อการดูดซับจะถูกแทนค่าด้วยค่าความสามารถในการเกิดปฏิกิริยา หรือ a โดยอยู่ภายใต้สมมติฐานดังนี้

1. ปฏิกิริยาคาร์บอนขึ้นถูกทำภายใต้เงื่อนไขอุณหภูมิคงที่ (Isothermal)
2. การถ่ายโอนมวลภายนอกน้อยมากจึงสมมติว่าไม่มีการถ่ายโอนมวลภายนอก
3. ระบบอยู่ในสภาวะเสมือนคงตัว (Pseudo-steady state)

จากสมมติฐานจะได้สมการ

$$-Q \frac{dC}{dW} - k_0 a C = 0 \quad (2.22)$$

เมื่อทำการอินทิเกรตสมการ (2.22) ตั้งแต่ $C=C_0$ ถึง $C=C_t$ และค่าตั้งแต่ $W=0$ ถึง $W=W$ จะได้สมการคือ

$$\int_{C_0}^C \frac{dC}{C} = \frac{k_0 a}{Q_0} \int_0^W dW \Rightarrow \ln \frac{C}{C_0} = -\frac{k_0 a}{Q_0} W \quad (2.23)$$

โดยที่ a คือ ความว่องไวของตัวดูดซับ
 W คือ น้ำหนักของตัวดูดซับ (g)
 C_0 คือ ความเข้มข้นคาร์บอนไดออกไซด์ขาเข้า (% , กิโลโมลต่อลูกบาศก์เมตร)

C คือ ความเข้มข้นคาร์บอนไดออกไซด์ขาออก (% , กิโลโมลต่อลูกบาศก์เมตร)

Q_0 คือ อัตราการไหลเชิงปริมาตร (ลูกบาศก์เมตรต่อนาที)

k_0 คือ ค่าคงของอัตราการดูดซับเริ่มต้น (ลูกบาศก์เมตรต่อกิโลกรัม นาที)

สำหรับผลของการเสื่อมสภาพจะมีความเกี่ยวข้องกับตำแหน่งว่องไวของของแข็ง (m) และ ค่าความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ (n) สามารถเขียนอยู่ในรูปสมการได้ดังนี้

$$-\frac{da}{dt} = k_d C^n a^m \quad (2.24)$$

ในการคำนวณความว่องไวของตัวดูดซับสามารถแบ่งออกเป็น 2 สมมติฐาน สมมติฐานแรก จะกล่าวถึงผลของการเสื่อมสภาพเกี่ยวข้องกับตำแหน่งว่องไวของของแข็ง และไม่เกี่ยวข้องกับค่าความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ (m=1, n=0) จะได้สมการความว่องไว ดังนี้ [31]

$$a = a_0 \exp(-k_d t) \quad (2.25)$$

โดยที่ a_0 = ความว่องไวในการเกิดปฏิกิริยา ณ เริ่มต้น

k_d = ค่าคงที่อัตราการเสื่อมสภาพ (นาที⁻¹)

เมื่อแทนสมการ (2.25) ลงในสมการ (2.24) จะได้

$$\frac{C}{C_0} = \frac{k_0 W}{Q_0} \exp(-k_d t) \quad (2.26)$$

จัดสมการ (2.26) จะได้สมการ

$$\ln \left(\ln \left(\frac{C_0}{C} \right) \right) = \ln \left(\frac{k_0 W}{Q_0} \right) - k_d t \quad (2.27)$$

เมื่อสร้างกราฟความสัมพันธ์ระหว่าง $\ln(\ln(C_0/C))$ กับ เวลา จะได้เส้นตรงที่มีความชัน คือ $-k_d$ และ จุดตัดแกนตั้ง คือ $\ln(k_0W/Q_0)$ ทำให้สามารถทราบค่า k_0 ได้

สมมติฐานที่สอง จะกล่าวถึงผลของการเสื่อมสภาพเกี่ยวข้องกับทั้งตำแหน่งร่องไวของของแข็ง และ ค่าความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ ($m=1, n=1$) จะได้สมการความร่องไวในการเกิดปฏิกิริยา [31]

$$a = \exp \left[1 - \frac{\exp\left(\frac{k_0W}{Q_0}(1-\exp(-k_d t))\right)}{1-\exp(-k_d t)} \exp(-k_d t) \right] \quad (2.28)$$

2.1.5 การจำลองกระบวนการทางเคมี

ในปัจจุบัน โปรแกรมคอมพิวเตอร์เข้ามามีบทบาทอย่างมากในกระบวนการทางวิศวกรรม โดยโปรแกรมคอมพิวเตอร์ที่ใช้ส่วนมากในงานด้านวิศวกรรม เรียกว่า โปรแกรมการจำลองกระบวนการทางเคมี (Chemical process simulator) ซึ่งมีหลายบริษัทที่ผลิตขึ้นให้ใช้ในการจำลองสถานะที่แตกต่างกันในกระบวนการอุตสาหกรรม โปรแกรมที่ใช้ในการจำลองกระบวนการเหล่านี้ได้แก่ ASPEN, CHEMCAD, PRO/II และ HYSYS โปรแกรมเหล่านี้จะเตรียมแบบจำลองคณิตศาสตร์สำหรับอุปกรณ์หลัก ๆ ไว้ให้แก่ผู้ใช้งาน เช่น เครื่องปฏิกรณ์ เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน ถังแยกของเหลวจากไอ หอกกลั่น หอคูดซับ ปัมป์ วาล์ว และท่อ เป็นต้น โดยผู้ใช้นำแบบจำลองอุปกรณ์เหล่านี้มาทำการต่อเข้าด้วยกัน เพื่อจำลองกระบวนการเสมือนจริง และ ตั้งสถานะในการดำเนินการจริง หรือ สถานะที่ต้องการทราบผลลัพธ์ทางกระบวนการ โดยการกำหนดภาวะของกระแสขาเข้าและภาวะดำเนินการบางประการที่จำเป็นในแต่ละหน่วยปฏิบัติการ เพื่อให้โปรแกรมสามารถคำนวณภาวะที่ยังขาดอยู่ได้ เช่น ปริมาณผลิตภัณฑ์ พลังงานที่ป้อนเข้า หรือ ผลิตได้ของกระบวนการ อัตราส่วน และความเข้มข้นของผลิตภัณฑ์ การใช้โปรแกรมคอมพิวเตอร์เพื่อออกแบบกระบวนการก่อให้เกิดประโยชน์หลายประการ เช่น

- ใช้คำนวณหาสถานะที่เหมาะสมในการควบคุมกระบวนการให้มีประสิทธิภาพ
- ลดค่าใช้จ่ายในการสร้างโรงงานต้นแบบ (Pilot plant)
- ช่วยวางแผนการผลิตล่วงหน้า
- คาดเดาผลลัพธ์ของกระบวนการที่จะเกิดขึ้นได้

- ไม่สิ้นเปลืองงบประมาณและลดเวลาที่ใช้ในการทดสอบในกระบวนการจริง

โปรแกรม Aspen Plus จัดเป็นหนึ่งในโปรแกรมที่นิยมใช้กันมากทั่วโลก โดยบริษัท AspenTech, Inc. ขั้นตอนการใช้งานแบ่งออกเป็น

1. ระบุองค์ประกอบ (Chemical components) ทำการเพิ่มสารเคมีทั้งหมดที่ใช้ในกระบวนการจำลอง โดยเลือกจาก Aspen Plus databanks หรือ สารที่ไม่มีอยู่ใน Aspen Plus databanks ด้วยการระบุสารได้เอง
2. ระบุวิธีการที่ใช้ในการคำนวณหาคุณสมบัติทางกายภาพ (Physical properties) ขององค์ประกอบที่ผสมอยู่ในกระบวนการ
3. การสร้าง Process flowsheet โดยวิธีการสร้าง Process flowsheet มีวิธีการคร่าวๆ ดังนี้
 - กำหนดอุปกรณ์ที่ใช้ในกระบวนการทั้งหมด
 - เลือกแบบจำลองของอุปกรณ์จาก Aspen Plus Model Library แล้ววางบน Process flowsheet
 - กำหนดกระแสการไหล (Streams) และ ตั้งชื่อกระแสการไหล
 - เชื่อมกระแสการไหลเข้าไปยังอุปกรณ์ในกระบวนการที่อยู่บน Process flowsheet
4. ตั้งค่าองค์ประกอบ อัตราการไหล อุณหภูมิ และความดัน ของกระแสการไหลที่ป้อนเข้ากระบวนการ (Feed)
5. ระบุสภาวะ (Operating conditions) สำหรับแต่ละอุปกรณ์ในกระบวนการ
เมื่อทำตามขั้นตอนทั้ง 5 เสร็จแล้ว ก็สั่งโปรแกรมคำนวณ (RUN) เพื่อให้ระบบคำนวณผลลัพธ์ของกระบวนการจำลองออกมา โดยการคำนวณของโปรแกรม Aspen Plus เป็นการใช้อยู่ที่หลักของ ดุลมวล (Material balance) ในภาวะคงตัว (Steady state)

2.1.6 พื้นฐานของเทอร์โมไดนามิกส์ (Thermodynamic fundamentals)

สมการที่ 2.29 แสดงสมมูลทั่วไปสำหรับการวิเคราะห์ระบบ

$$\text{Input} + \text{Generation} - \text{Output} - \text{Consumption} = \text{Accunulation} \quad (2.29)$$

2.1.6.1 พลังงาน (Energy)

2.1.6.1.1 กฎข้อที่หนึ่งของเทอร์โมไดนามิกส์ (The first law of thermodynamics)

กฎข้อที่หนึ่งกล่าวถึงการอนุรักษ์พลังงาน หลักการคือ พลังงานจะไม่มีการสูญหายหรือถูกทำลายได้ แต่เพียงเกิดการเปลี่ยนรูปไปอยู่ในรูปของพลังงานอื่น เมื่อพิจารณา

การถ่ายโอนพลังงานระหว่างระบบ (System) และ สิ่งแวดล้อม (Surrounding) พบว่าพลังงานรวมของระบบกับสิ่งแวดล้อมจะมีค่าคงที่

$$Q - W = \Delta U + \Delta E_k + \Delta E_p \quad (2.30)$$

โดยที่ Q คือ พลังงานที่สามารถถ่ายโอนผ่านขอบเขตของระบบได้ เมื่อมีความแตกต่างของอุณหภูมิระหว่างระบบและสิ่งแวดล้อม

W คือ พลังงานที่สามารถถ่ายเทผ่านขอบเขตของระบบได้

U คือ พลังงานภายในระบบ

E_k คือ พลังงานจลน์ของระบบ

E_p คือ พลังงานศักย์ของระบบ

ในทางเทอร์โมไดนามิกส์พลังงานที่ได้จากการรวมพจน์ของพลังงานภายใน และ พลังงานที่ได้จากผลคูณของความดัน (Pressure; P) และปริมาตร (Volume; V) คือ ค่าเอนทัลปี (Enthalpy; H) ดังสมการ (2.31)

$$H = U + PV \quad (2.31)$$

เมื่อกำหนดให้ค่าพลังงานศักย์และพลังงานจลน์ไม่มีความสำคัญ ดังนั้นจากสมการ (2.29 – 2.31) ที่ระบบเปิดแบบควบคุมปริมาตรจึงสามารถเขียนสมการสมดุลมวล และ พลังงานได้ดังสมการที่ (2.32) และ (2.33)

$$\sum \dot{m}_i = \sum \dot{m}_o \quad (2.32)$$

$$\dot{Q} - \dot{W} = \sum \dot{m}_o H_o - \sum \dot{m}_i H_i \quad (2.33)$$

โดยที่ \dot{m}_i คือ อัตราการไหลโดยมวลขาเข้า

\dot{m}_o คือ อัตราการไหลโดยมวลขาออก

\dot{Q} คือ อัตราความร้อน

\dot{W} คือ อัตราการทำงาน

2.1.6.1.2 กฎข้อที่สองของเทอร์โมไดนามิกส์ (The second law of thermodynamics)

จากกฎข้อที่หนึ่งของเทอร์โมไดนามิกส์ กล่าวว่า กระบวนการที่สามารถเกิดขึ้นได้เอง เอนโทรปีของระบบและสิ่งแวดล้อมรวมกันจะไม่มี การเปลี่ยนแปลง ดังนั้นจึงกล่าวได้ว่าทุกกระบวนการที่เป็นไปตามกฎข้อที่หนึ่งของเทอร์โมไดนามิกส์ อาจจะไม่สามารถเกิดขึ้นได้จริง เช่น การวางแก้วน้ำร้อนที่มีอุณหภูมิสูงไว้ภายในห้องที่มีอุณหภูมิต่ำ ความร้อนจากน้ำร้อนเกิดการถ่ายเทให้แก่ห้องทำให้ปริมาณความร้อนของน้ำที่ลดลง จะเท่ากับปริมาณของความร้อนภายในห้องที่เพิ่มขึ้น กล่าวได้ว่ากระบวนการนี้ ไม่ละเมิดกฎข้อที่หนึ่งของเทอร์โมไดนามิกส์ แต่ในทางกลับกัน หากถ้วยน้ำสามารถรับปริมาณความร้อนจากภายในห้องที่มีอุณหภูมิต่ำกว่าได้ ถ้วยน้ำก็จะมีอุณหภูมิสูงขึ้น แต่ในความเป็นจริงกระบวนการนี้ไม่สามารถเกิดขึ้นได้ แต่ก็ไม่ใช่การละเมิดกฎข้อที่หนึ่งของเทอร์โมไดนามิกส์เช่นเดียวกัน จากตัวอย่างจะพบว่ากระบวนการนี้มีทิศทางเกิดที่แน่นอนและไม่เกิดในทิศย้อนกลับ หรือเรียกว่ากระบวนการผันกลับไม่ได้ (Irreversible processes) แต่กฎข้อที่หนึ่งของเทอร์โมไดนามิกส์ไม่สามารถอธิบายทิศทางของกระบวนการนี้ได้ ดังนั้นจึงต้องมี กฎข้อที่สองของเทอร์โมไดนามิกส์ เพื่อใช้พิจารณา กระบวนการนั้น ๆ ว่าสามารถเกิดขึ้นได้จริงหรือไม่

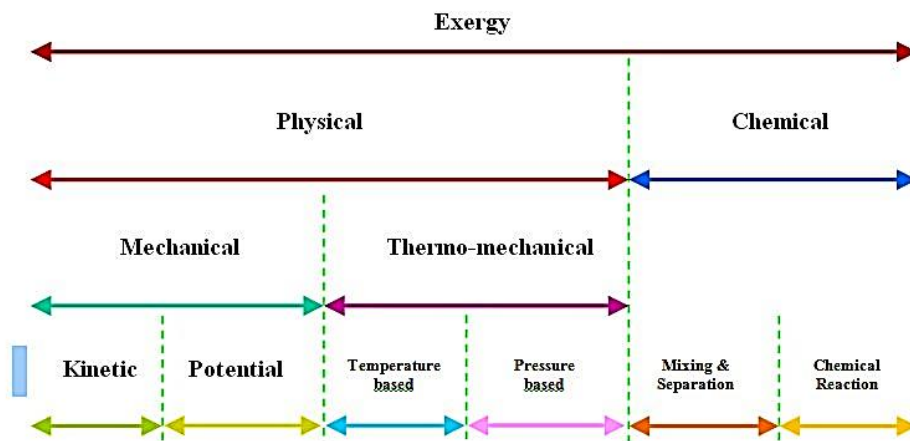
2.1.6.2 เอนโทรปี (Entropy; S)

เอนโทรปี เป็นสมบัติทางเทอร์โมไดนามิกส์สำหรับกฎข้อที่สอง คือ ฟังก์ชันในการวัดค่าความไม่เป็นระเบียบหรือความยุ่งเหยิงของระบบ ซึ่งเป็นตัวแปรสำคัญในการบอกทิศทางของการเปลี่ยนแปลงในกระบวนการต่าง ๆ ตัวอย่าง เช่น

- ในกระบวนการคายความร้อน ระบบคายพลังงานความร้อนให้กับสิ่งแวดล้อม ซึ่งจะทำให้โมเลกุลของสิ่งแวดล้อมเคลื่อนที่ได้ดีขึ้น ทำให้ระบบมีความไม่เป็นระเบียบน้อยลง และเอนโทรปีของสิ่งแวดล้อมจะสูงขึ้น
- ในกระบวนการดูดความร้อน ระบบจะดูดกลืนความร้อนจากสิ่งแวดล้อม ทำให้โมเลกุลของสิ่งแวดล้อมเกิดการเคลื่อนที่ได้ยากขึ้น ทำให้ระบบมีความเป็นระเบียบสูงและเอนโทรปีของสิ่งแวดล้อมจะลดลง

2.1.6.3 เอ็กเซอร์จี

เอ็กเซอร์จี คือปริมาณงานที่มีประโยชน์หรือสามารถใช้ได้ (Available work) เอ็กเซอร์จีของระบบเป็นงานสูงสุดที่สามารถทำได้ เกิดจากการนำกฎข้อที่หนึ่งและข้อที่สองของเทอร์โมไดนามิกส์มารวมกัน เป็นเครื่องมือที่ใช้ในการวิเคราะห์พลังงาน ระบบ และกระบวนการอื่นๆ โดยคิดจาก สภาวะสิ่งแวดล้อม หรือ สภาวะมาตรฐาน (Environmental state) สู่สภาวะการทำงาน (Operating state) โดยสภาวะมาตรฐานจะอ้างอิงที่อุณหภูมิ 298.15 เคลวิน และ 1 บาร์ ซึ่งการเปลี่ยนแปลงเอ็กเซอร์จีของระบบ จากสภาวะการทำงานจนถึงสภาวะสิ่งแวดล้อมจะสามารถแบ่งได้เป็น 2 ประเภท คือ เอ็กเซอร์จีเชิงกายภาพ (Physical exergy) และ เอ็กเซอร์จีเชิงเคมี (Chemical exergy) แสดงในรูปที่ 2.10



รูปที่ 2.10 การจำแนกหมวดหมู่ของเอ็กเซอร์จี

2.1.6.4 เอ็กเซอร์จีเชิงกายภาพ (Physical exergy)

เอ็กเซอร์จีเชิงกายภาพ (Physical exergy) คือ ปริมาณงานสูงสุดที่ได้จากระบบ ซึ่งเกิดจากการเปลี่ยนแรงดัน และ อุณหภูมิ ของระบบจนเทียบเท่าสิ่งแวดล้อม

$$Ex_{phy} = (H_{T,P} - H_{ref}) - T_{ref}(S_{T,P} - S_{ref}) \quad (2.34)$$

โดยที่ Ex_{phy} คือ Physical exergy (กิโลจูลต่อกิโลโมล)

$H_{T,P}$ คือ ค่าเอนทัลปี ณ สภาวะดำเนินการ (กิโลจูลต่อกิโลโมล)

H_{ref} คือ ค่าเอนทัลปี ณ สภาวะมาตรฐาน (กิโลจูลต่อกิโลโมล)

T_{ref} คือ อุณหภูมิ ณ สภาวะมาตรฐาน (298.15 เคลวิน)

$S_{T,p}$ คือ ค่าเอนโทรปี ณ สภาวะดำเนินการ (กิโลจูลต่อกิโลโมล เคลวิน)

S_{ref} คือ ค่าเอนโทรปี ณ สภาวะมาตรฐาน (กิโลจูลต่อกิโลโมล เคลวิน)

สำหรับความร้อนที่ถ่ายเทความร้อนเข้า (ออก) ระบบ จะคิดด้วยวิธีของ Carnot

$$Ex_Q = \left(1 - \frac{T_{ref}}{T}\right) Q \quad (2.35)$$

โดยที่ Ex_Q คือ ค่าเอ็กเซอร์จีของความร้อน (กิโลจูลต่อกิโลโมล)

Q คือ พลังงานความร้อน

T คือ อุณหภูมิ (เคลวิน)

2.1.6.5 เอ็กเซอร์จีเชิงเคมี (Chemical exergy)

ค่าเอ็กเซอร์จีเชิงเคมีมาตรฐานของทุกส่วนประกอบคำนวณได้จากสมการ

$$Ex_{ch}^0(\text{component } A) = g_f^0(\text{component } A) + \sum_{EI} \nu_{EI} Ex_{EI}^0 \quad (2.36)$$

โดยที่ Ex_{ch} คือ ค่าเอ็กเซอร์จีเชิงเคมีมาตรฐานของสาร A (กิโลจูลต่อกิโลโมล)

Ex_{EI}^0 คือ ค่าเอ็กเซอร์จีเชิงเคมีของธาตุในปฏิกิริยา (กิโลจูลต่อกิโลโมล)

g_f^0 คือ พลังงานอิสระของการเกิด (กิโลจูลต่อกิโลโมล)

ν_{EI} คือ สัมประสิทธิ์ของธาตุในปฏิกิริยา

ตารางที่ 2.3 ค่าเอนทัลปีเชิงเคมีมาตรฐานขององค์ประกอบทางเคมีบางชนิด [32]

Standard chemical exergy of elements			
Element	$b_{el}^{ch,0}$	Element	$b_{el}^{ch,0}$
Ag (s)	70,2	Kr (g)	34,36
Al (s)	888,4	Li (s)	393
Ar (g)	11,69	Mg (s)	633,8
As (s)	494,6	Mn (s α)	482,3
Au (s)	15,4	Mo (s)	730,3
B (s)	628,5	N ₂ (g)	0,72
Ba (s)	747,7	Na (s)	336,6
Bi (s)	274,5	Ne (g)	27,19
Cs (s)	404,4	Se (s, black)	346,5
Cu (s)	134,2	Si (s)	854,6
D ₂ (g)	263,8	Sn (s, white)	544,8
F ₂ (g)	466,3	Sn (s)	730,2
Fe (s α)	376,4	Ti (s)	906,9
H ₂ (g)	236,1	U (s)	1190,7
He (g)	30,37	V (s)	721,1
Hg (L)	115,9	W (s)	827,5
I ₂ (s)	174,7	Xe (g)	40,33
K (s)	366,6	Zn (s)	339,2

จากนั้นจะสามารถคิด Chemical exergy ของแก๊สผสมได้จากสมการ (2.37)

$$Ex_{ch}^0 = \sum_{k=1}^n x_k Ex_k^0 + RT_{ref} \sum_{k=1}^n x_k \ln x_k \quad (2.37)$$

โดยที่ x_k คือ ส่วนประกอบที่เกี่ยวข้องทั้งหมดในแก๊สผลิตภัณฑ์

2.1.7 การประเมินความเป็นไปได้ทางเศรษฐศาสตร์เทคโนโลยี (Techno-economic analysis)

การประเมินความเป็นไปได้ทางเศรษฐศาสตร์ของกระบวนการเป็นหนึ่งในขั้นตอนที่สำคัญอีกขั้นตอนหนึ่ง เพื่อใช้เป็นส่วนหนึ่งในการตัดสินใจและ พิจารณาการลงทุนในกระบวนการนั้น ๆ โดยวิธีการประเมินนี้เรียกว่า การประเมินเศรษฐกิจเทคโนโลยี (Techno-economic assessment: TEA) เป็นการประเมินแบบบูรณาการระหว่างประสิทธิภาพของเทคโนโลยี (Technological performance) และ ความเป็นไปได้ทางเศรษฐศาสตร์ (Economic feasibility) ของกระบวนการ ทำให้เราสามารถนำข้อมูลที่ได้มาเปรียบเทียบระหว่าง 2 กระบวนการที่มีเป้าหมายเดียวกัน แต่ใช้เทคโนโลยีที่แตกต่างกันได้ การประเมินเศรษฐกิจเทคโนโลยีสามารถทำได้ โดยการประเมินมูลค่าการลงทุนของกระบวนการ

การประเมินผลประโยชน์ของกระบวนการ และทำการหาอัตราผลตอบแทน (Internal rate of return: IRR)

2.1.7.1 การประเมินมูลค่าการลงทุนของกระบวนการ

การคำนวณหาปริมาณวัสดุ ค่าแรงและค่าดำเนินการที่ราคาใกล้เคียงกับค่าใช้จ่ายจริงมากที่สุด ในการแยกรายการวัสดุ ค่าแรง ค่าใช้จ่ายเครื่องมือเครื่องจักร และค่าใช้จ่ายอื่นที่เกี่ยวข้องกับงาน โดยมีผลกับตัวแปรตามในด้านระยะเวลาของการทำงาน ดังนั้นการประมาณราคาจึงไม่ใช่ราคาที่แท้จริง แต่อาจใกล้เคียงกับราคาจริง ในการประเมินราคาการลงทุนของกระบวนการสามารถคำนวณได้จากสมการที่ (2.38)

$$TCI = FCI + WC \quad (2.38)$$

โดยที่ TCI คือ ต้นทุนทั้งหมด (Total capital cost)

FCI คือ ต้นทุนคงที่ (Fixed capital cost)

WC คือ ต้นทุนในการใช้หมุนเวียนเพื่อดำเนินการ (Working cost)

ต้นทุนคงที่ (Fixed capital cost) คือ เงินทุนที่จำเป็นสำหรับอุปกรณ์ การติดตั้งอุปกรณ์เสริมทั้งหมดที่จำเป็นสำหรับการทำให้กระบวนการสมบูรณ์ โดยต้นทุนคงที่ที่สามารถแบ่งได้เป็น 2 ประเภท คือ ต้นทุนโดยตรง เช่น อุปกรณ์ ค่าติดตั้ง เครื่องมือวัด ท่อ อุปกรณ์ไฟฟ้า สิ่งปลูกสร้าง ที่ดิน และค่าสิ่งอำนวยความสะดวก เป็นต้น ต้นทุนโดยอ้อม เช่น วิศวกรในการควบคุมงานก่อสร้าง ค่ารักษาความปลอดภัย ค่าก่อสร้าง แคมป์ซ่อมแซมต่าง ๆ เป็นต้น ความสัมพันธ์ระหว่างต้นทุนคงที่ และ ต้นทุนทั้งหมด แสดงในสมการ (2.39)

$$FCI = 85\% * TCI \quad (2.39)$$

ต้นทุนที่ใช้ในการหมุนเวียนเพื่อดำเนินการ คือ เงินที่ไว้ใช้จ่ายสำหรับดำเนินงานต่าง ๆ รวมถึงค่าจ้างและค่าวัสดุดิบ ก่อนที่จะได้รับเงินคืนในการขายสินค้าหรือบริการ สมการที่ (2.40) แสดงความสัมพันธ์ระหว่างต้นทุนหมุนเวียน และ ต้นทุนทั้งหมด

$$WC = 15\% * TCI \quad (2.40)$$

การประมาณต้นทุนอุปกรณ์ที่ใช้สามารถหาได้จากสมการ (2.41) [33]

$$SC = RC \left(\frac{SP}{RP} \right)^R \quad (2.41)$$

โดยที่ SC คือ ต้นทุนของขนาดอุปกรณ์ที่ต้องการ

RC คือ ต้นทุนของอุปกรณ์ที่อ้างอิง

SP คือ พารามิเตอร์สำหรับการเลือกขยายขนาด

RP คือ พารามิเตอร์ขนาดอ้างอิง

เมื่อทำการหาต้นทุนของขนาดอุปกรณ์ ณ ปีอ้างอิงได้แล้ว จะทำการคำนวณต้นทุนอุปกรณ์ ณ ปี ปัจจุบัน ด้วยสมการ (2.42) [33]

$$Cost_2 = Cost_1 \left(\frac{Index_2}{Index_1} \right) \quad (2.42)$$

โดยที่ Cost₁ คือ ต้นทุนของอุปกรณ์ ณ ปี อ้างอิง

Cost₂ คือ ต้นทุนของอุปกรณ์ ณ ปี ปัจจุบัน

Index₁ คือ ดัชนีที่รายงาน ณ ปี อ้างอิง

Index₂ คือ ดัชนีที่รายงาน ณ ปี ปัจจุบัน

2.1.7.2 การหาอัตราผลตอบแทน (Internal rate of return: IRR)

การหาอัตราผลตอบแทน คือ อัตราคิดลด (discount rate) ที่ทำให้มูลค่าปัจจุบันของกระแสเงินสดรับสุทธิตลอดอายุโครงการเท่ากับเงินสดจ่ายลงทุนสุทธิพอดี หรือกล่าวอีกนัยหนึ่ง คือ อัตราคิดลดที่ทำให้มูลค่าปัจจุบันสุทธิของโครงการเท่ากับศูนย์ เป็นอัตราผลตอบแทนเฉลี่ยต่อปีที่ผู้ลงทุนจะได้รับจากการลงทุนตลอดอายุโครงการนั่นเอง ในทางปฏิบัติ IRR นิยมนำมาใช้เป็นเกณฑ์ในการประเมินโครงการอย่างแพร่หลาย เนื่องจากวิธี IRR นี้มีการแสดงค่าผลตอบแทนเป็นร้อยละ ซึ่งทำให้เข้าใจง่าย และมีความสะดวกในการเปรียบเทียบระหว่างโครงการต่าง ๆ ที่เป็นทางเลือกของการลงทุนที่มีอยู่ขณะนั้น โดยการหาอัตราผลตอบแทน (IRR) คำนวณได้จากสมการ (2.43)

$$0 = NPV = \sum_{n=0}^N \frac{CF_n}{(1+IRR)^n} \quad (2.43)$$

โดยที่ NPV คือ ผลตอบแทน (Net Present Value)

CF_0 คือ การลงทุนระยะแรก

CF_1 CF_2 CF_3 ... CF_n คือ กระแสเงินสดแต่ละปี

n คือ ปีที่ทำการลงทุน

2.2 เอกสารและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

Capocelli และ คณะ [5] ทำการออกแบบหน่วยดูดซับแรงดันสูญญากาศแบบเร็วเพิ่มเข้าไปในโรงงานผลิตไฮโดรเจนในระดับอุตสาหกรรม (RVPSA) เพื่อดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์จากแก๊สความร้อน (Flue gas) ที่ออกจากเครื่องเปลี่ยนแปลงโครงสร้างโมเลกุลด้วยไอน้ำ (Steam reforming) ในกระบวนการจะใช้ Zeolite 13X เป็นตัวดูดซับ โดยหน่วยดูดซับแรงดันสูญญากาศแบบเร็ว ประกอบด้วย 4 กระบวนการคือ Adsorption การเป่าย้อนกลับ (Countercurrent blowdown) การเป่าไล่ผลิตภัณฑ์ (Countercurrent product purge) การอัดแรงดัน (Feed pressurization) ใช้ระยะเวลาในการดูดซับและการเป่าไล่ผลิตภัณฑ์ 16 วินาที ระยะเวลาในการอัดแรงดันและการเป่าย้อนกลับ 8 วินาที โดยในระบบดูดซับแรงดันสูญญากาศแบบเร็วออกแบบให้ขั้นตอนแรกเป็นการเพิ่มปริมาณคาร์บอนไดออกไซด์ โดยมี 8 หน่วยในแบบคู่ขนานขั้นตอนที่สองของการทำให้คาร์บอนไดออกไซด์บริสุทธิ์มี 4 หน่วยในแบบคู่ขนานในแต่ละหน่วยของขั้นตอนทั้งสองนั้นประกอบด้วย 2 คอลัมน์การดูดซับ นอกจากนี้ ยังมีการศึกษาผลของการเป่าต่อการป้อนเข้า (Purge-to-Feed) พบว่าการเพิ่มหน่วยดูดซับแรงดันสูญญากาศแบบเร็วเข้าไปในโรงงานผลิตไฮโดรเจนทำให้มีความบริสุทธิ์ของคาร์บอนไดออกไซด์ถึง 96.6% และสามารถฟื้นฟูสภาพได้ถึง 90.8%

Garcia และ คณะ [34] ศึกษาการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์หลังกระบวนการเผาไหม้ในโรงงานที่ใช้แก๊สธรรมชาติเป็นเชื้อเพลิงด้วยตัวดูดซับลิเทียม (Li_4SiO_4/Li_2CO_3) ที่มีคุณสมบัติในการฟื้นฟูสภาพที่อุณหภูมิต่ำกว่าตัวดูดซับชนิดแคลเซียม ผ่านแบบจำลองด้วยการติดตั้งวงจร Li_4SiO_4/Li_2CO_3 แบบหมุนวน บริเวณขาออกของกังหันเทอร์ไบน์ โดยการศึกษานี้จะทำการเปรียบเทียบกับโรงงานที่ไม่มีการติดตั้งระบบดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์และระบบการดูดซับที่ใช้ตัวทำละลาย 2 ชนิดที่แตกต่างกัน คือ MEA และ ตัวทำละลายรุ่นที่สอง (CESAR- 1)

โดยใช้ European Benchmarking Taskforce (EBTF) เป็นมาตรฐานในการเปรียบเทียบ ประสิทธิภาพและพลังงานความร้อน พบว่า การติดตั้งระบบหมุนวนแบบลิเทียมของแข็งมีการลดการ ปลดปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์ที่ 30.6 กิโลกรัมต่อเมกะวัตต์ชั่วโมง ซึ่งต่ำกว่าระบบการดูดซึม คาร์บอนไดออกไซด์ที่ใช้ตัวทำละลาย MEA และ CESAR-1 ที่มีการปลดปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์ 41.1 และ 40.4 กิโลกรัมต่อเมกะวัตต์ชั่วโมง ตามลำดับ นอกจากนี้ ยังใช้พลังงานประมาณ 0.6% เมื่อเปรียบเทียบกับระบบการดูดซึมด้วย CESAR-1

Jiang และ คณะ [6] ประเมินข้อดีของถ่านกัมมันต์ที่เป็นตัวดูดซับทางกายภาพดูดซับ คาร์บอนไดออกไซด์ในกระบวนการหลังเผาไหม้ในโรงงานที่ใช้แก๊สธรรมชาติเป็นเชื้อเพลิง จากนั้น ทำการศึกษาในระบบ Subcritical sequential supplementary firing combined cycle (SSFCC) เพื่อศึกษาผลของความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ที่มีผลต่อการดูดซับ คาร์บอนไดออกไซด์ โดยผลของการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์หลังการเผาไหม้โดยใช้ถ่านกัมมันต์ จะทำการเปรียบเทียบกับระบบที่ใช้สารดูดซึมในเชิงพาณิชย์ คือ สารละลาย MEA และสารดูดซับ ทางเคมีคือ Polyethyleneimine /silica (PEI/silica) จากการศึกษาพบว่า ที่อุณหภูมิ 368 เคลวิน ประสิทธิภาพสุทธิของระบบที่ใช้ PEI/silica นั้นใกล้เคียงกับการใช้ถ่านกัมมันต์ ในการปรับปรุง ประสิทธิภาพสุทธิในระบบที่ใช้ถ่านกัมมันต์เป็นตัวดูดซับที่เห็นได้ชัดคือการเพิ่มความดันย่อย (Partial pressure) เนื่องจากจะทำให้ใช้พลังงานความร้อนในการฟื้นฟูสภาพของถ่านกัมมันต์ลดลง นอกจากนี้ เมื่อทำการวิเคราะห์ทางเศรษฐศาสตร์บ่งชี้ว่าระบบที่ใช้ถ่านกัมมันต์มีค่าใช้จ่ายใน การลงทุนที่ต่ำกว่าระบบที่ใช้สารละลาย MEA เป็นตัวดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ประมาณ 8.5% และ 17.15% ในระบบกระบวนการหลังเผาไหม้ในโรงงานที่ใช้แก๊สธรรมชาติเป็นเชื้อเพลิง และ SSFCC ตามลำดับ

Jongartklang และ คณะ [30] ได้ทำการพัฒนาแบบจำลองเชิงจลนพลศาสตร์อย่างง่าย ของตัวดูดซับชนิดของแข็ง $K_2CO_3/\gamma-Al_2O_3$ สำหรับดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ในเครื่องปฏิกรณ์ แบบเบตนิ่งและฟลูอิดไคซ์เบต โดยทำการศึกษาตัวแปรที่ส่งผลต่อแบบจำลอง ได้แก่ ความเร็วขาเข้า ของแก๊ส อุณหภูมิในกระบวนการดูดซับ และปริมาณไอน้ำ เพื่อให้ได้ตัวแปรเริ่มต้นของแบบจำลอง การลดลงของการดูดซับโดยการเปรียบเทียบผลที่ได้กับผลจากการทดลอง พบว่า แบบจำลองที่ได้นั้น สอดคล้องกับข้อมูลการทดลอง จากการศึกษาตัวแปรที่ส่งผลต่อแบบจำลองเชิงจลนศาสตร์ แสดงให้ เห็นว่าอัตราส่วนของแข็งโดยปริมาตรที่ค่ากลางให้อัตราการเกิดปฏิกิริยาการสูงที่สุด การเกิด ฟลูอิดเซชันแบบปั่นป่วนเป็นรูปแบบการไหลที่เหมาะสมในการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ เนื่องจาก

มีแรงต้านทานการไหลที่ต่ำ อุณหภูมิการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ที่เหมาะสม คือ 333 เคลวิน ค่าคงที่อัตราการเกิดปฏิกิริยาสอดคล้องกับรูปแบบของ อาร์เรเนียส (Arrhenius) เมื่อปริมาณไอน้ำเพิ่มขึ้นจะส่งผลให้ค่าคงที่ของอัตราการดูดซับและการหยุดการทำงานมีค่าเพิ่มขึ้นและลดลงตามลำดับ โดยเงื่อนไขนี้สามารถใช้ได้ก็ต่อเมื่อมีปริมาณไอน้ำในระบบมากเกินไป

Castellazzi และ คณะ [35] พัฒนาตัวดูดซับบนพื้นฐานของวัสดุรองรับเอมีนที่เป็นของแข็งเพื่อใช้สำหรับการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ในกระบวนการหลังการเผาไหม้ ที่ความดันบรรยากาศและความเข้มข้นคาร์บอนไดออกไซด์ต่ำ การเตรียมตัวดูดซับของแข็งด้วยวิธีอิมเพกเนชัน (impregnation) โดยใช้ $\gamma\text{-Al}_2\text{O}_3$ ที่มีลักษณะเป็นเม็ดทรงกระบอกขนาด 3x3 มิลลิเมตร เส้นผ่านศูนย์กลางรูพรุนเฉลี่ย 9.8 นาโนเมตร พื้นที่ผิว 234 ตารางเมตร/กรัม เป็นตัวรองรับทำการปรับปรุงด้วย DEA ในปริมาณ 15, 28 และ 36% โดยน้ำหนัก โดยปริมาณการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ได้จากการหาค่าเฉลี่ยจากการทำการดูดซับที่อุณหภูมิ 40 องศาเซลเซียส และฟื้นฟูสภาพที่อุณหภูมิ 85 องศาเซลเซียส จำนวน 4 รอบ ในภาวะที่แห้งและมีความชื้นสลับกัน พบว่าค่าการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์อยู่ในช่วง 12-28 มิลลิกรัมคาร์บอนไดออกไซด์ต่อกรัมตัวดูดซับ โดยปริมาณการดูดซับจะเพิ่มขึ้นตามปริมาณของ DEA ที่ใช้ในการปรับปรุงสภาพ นอกจากนี้ตัวดูดซับมีความต้านทานที่ดีมากต่อไอน้ำในส่วนป้อนเข้า

Berstad และ คณะ [36] ประเมินความเป็นไปได้ของการใช้แคลเซียมออกไซด์/แคลเซียมคาร์บอเนต แบบวนลูป เพื่อทำการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ในกระบวนการหลังการเผาไหม้แทนตัวทำละลาย MEA เนื่องจากเป็นตัวดูดซับที่ไม่ส่งผลต่อสิ่งแวดล้อม นอกจากนี้ ยังมีการประเมินความเป็นไปได้ทางเศรษฐศาสตร์ โดยทำการจำลองจะศึกษากระบวนการที่แตกต่างกัน 6 กระบวนการ แยกเป็น 2 กระบวนการใหญ่คือ ไม่มี (1) และมีการให้ความร้อนระหว่างเครื่องคาร์บอนเนชันและการเผา (2) แบ่งย่อยออกเป็นอีก 3 กระบวนการของ Stream bottoming cycle คือ ระบบปกติ (A) ระบบขั้นสูง (B) Supercritical (C) และ ระบบที่มีการใช้ระบบดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์และตัวทำละลาย MEA เป็นตัวดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์เป็น OA และ OB ตามลำดับ จากแบบจำลอง พบว่า ทุกกระบวนการจำลองมีค่าประสิทธิภาพเชิงความร้อนสุทธิในช่วง 45.6-48.1% โดยมีนี้มาความมีประสิทธิภาพของคาร์บอนไดออกไซด์ในระบบ 1 และ 2 ที่ 94.84% และ 95.58% ตามลำดับ อัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์ที่จับได้สำหรับกรณี 1A – C และ 2A – C คือ 1.02 และ 0.83 เท่า ของกรณี OB ที่มีการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์จาก MEA

บทที่ 3

วิธีการดำเนินการวิจัย

3.1 ข้อมูลงานวิจัยเบื้องต้น

การศึกษาและการออกแบบกระบวนการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์หลังการเผาไหม้ของโรงไฟฟ้าพลังงานความร้อนร่วมจากแก๊สธรรมชาติโดยใช้ $K_2CO_3/\gamma-Al_2O_3$ แบ่งการศึกษาออกเป็น 2 ส่วนดังแสดงดังต่อไปนี้

1. ศึกษาประสิทธิภาพของตัวดูดซับ $K_2CO_3/\gamma-Al_2O_3$ ที่ผ่านกระบวนการปรับปรุง และสร้างความสัมพันธ์ทางจลนศาสตร์ในรูปแบบของความสัมพันธ์เชิงถดถอย (Deactivation model)
2. สร้างแบบจำลองการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์หลังการเผาไหม้ของโรงไฟฟ้าพลังงานความร้อนร่วมจากแก๊สธรรมชาติ ศึกษาประสิทธิภาพของโรงงานไฟฟ้าและประมวลผลทางด้านเศรษฐศาสตร์

ส่วนแรกจะเป็นการปรับปรุงตัวดูดซับ $K_2CO_3/\gamma-Al_2O_3$ ด้วยสารละลายเอมีน 3 ชนิด ไมโนเอทาโนลามีน (MEA) เมทิล-ไดเอทาโนลามีน (MDEA) และ 2-อะมิโน-2-เมทิล-1-โพรพานอล (AMP) ด้วยวิธีการ impregnation เพื่อเพิ่มประสิทธิภาพในการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ ปริมาณการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์จะทำการทดสอบผ่านเครื่องดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์แบบฟลูอิดไอเซชัน โดยให้ช่วงการไหลของของแข็งอยู่ในช่วงฟลูอิดไอเซชันแบบปั่นป่วน เพื่อเพิ่มโอกาสในการสัมผัสระหว่างของแข็งและคาร์บอนไดออกไซด์ และทำการเปลี่ยนอุณหภูมิในการดูดซับ เพื่อหาอุณหภูมิที่เหมาะสมในการดูดซับของตัวดูดซับที่ผ่านกระบวนการปรับปรุง แล้วนำข้อมูลมาใช้ในการหาความสัมพันธ์ทางจลนพลศาสตร์การไหลในรูปแบบการถดถอย (Deactivation kinetics model) และทำการวิเคราะห์ตัวดูดซับที่ผ่านกระบวนการปรับปรุงด้วยเครื่อง FTIR, BET, XRF, SEM และ Elemental analyzer-CHNS/O

ส่วนที่สองเป็นการสร้างแบบจำลองการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์หลังการเผาไหม้ของโรงไฟฟ้าพลังงานความร้อนร่วมจากแก๊สธรรมชาติ โดยทำการแบ่งแบบจำลองออกเป็น 3 ส่วน คือ ส่วนของโรงไฟฟ้า ส่วนของกระบวนการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ และส่วนของการบีบอัดคาร์บอนไดออกไซด์ ในส่วนของกระบวนการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์จะใช้พารามิเตอร์ทางจลนพลศาสตร์ในรูปแบบเชิงถดถอยที่แสดงความสัมพันธ์กับอุณหภูมิในการดูดซับด้วยสมการ อาร์เรเนียส (Arrhenius's form) เพื่อศึกษาประสิทธิภาพในการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์

แล้วทำการเปรียบเทียบประสิทธิภาพในด้านพลังงานในรูปแบบของเอ็กเซอร์จี (Exergy efficiency) โดยคิดจากพลังงานเอ็กเซอร์จีขาเข้าและเอ็กเซอร์จีพลังงานขาออกทั้งหมดของระบบ และทำการประเมินความเป็นไปได้ทางเศรษฐศาสตร์ของระบบ โดยเปรียบเทียบกับกระบวนการดูดซึมด้วยสารละลาย MEA

3.2 สารเคมีและอุปกรณ์ที่ใช้ในการทดลอง

3.2.1 สารเคมี (Chemicals)

1. โมโนเอทานอลามีน (Monoethanolamine, MEA) น้ำหนักโมเลกุล 138.21 กรัมต่อโมล (AR grade, Sigma-Aldrich)
2. เมทิล-ไดเอทานอลามีน (Methyl-diethanolamine, MDEA) น้ำหนักโมเลกุล 138.21 กรัมต่อโมล (AR grade, Sigma-Aldrich)
3. 2-อะมิโน-2-เมทิล-1-โพรพานอล (2-Amino-2-methyl-1-propanol, AMP) น้ำหนักโมเลกุล 138.21 กรัมต่อโมล (AR grade, Sigma-Aldrich)
4. น้ำ DI (Deionized water)
5. เมทานอล (Methanol) น้ำหนักโมเลกุล 32.04 กรัมต่อโมล (AR grade, Sigma-Aldrich)
6. โพแทสเซียมคาร์บอเนต (Potassium carbonate, K_2CO_3) น้ำหนักโมเลกุล 138.21 กรัมต่อโมล (AR grade, Sigma-Aldrich)
7. แกมมา อะลูมินา (Gamma-alumina, $\gamma-Al_2O_3$) น้ำหนักโมเลกุล 101.90 กรัมต่อโมล (AR grade, Merck)

3.2.2 แก๊ส (Gas)

1. คาร์บอนไดออกไซด์ 12% ผสมแก๊สไนโตรเจน 88% โดยปริมาตร (ไทย เจแปน แก๊ส จำกัด)
2. ไนโตรเจน 99.99% โดยปริมาตร (ไทย เจแปน แก๊ส จำกัด)

3.2.3 อุปกรณ์ในการเตรียมตัวดูดซับของแข็ง

1. ปีกเกอร์ (Beaker)
2. ขวดรูปชมพู่ (Erlenmeyer flask)
3. ปิเปต (Pipette)
4. กระบอกตวง (Cylinder)
5. เครื่องชั่ง (Weighing-machine)
6. กระดาษชั่งสาร (Weight paper)
7. กระดาษกรอง (Filter paper)

8. เครื่องเขย่า (Shaker)
9. กรวยบุชเนอร์ (Buchner funnels)
10. ขวดบุชเนอร์ (Buchner flask)
11. ยางรองกรวย (Rubber bung)
12. เครื่องดูดสุญญากาศ (Vacuum pump)
13. ตู้อบ (Hot air oven)
14. โกร่งบดสาร (Mortar and pestle)

3.2.4 ตัวควบคุมการไหลของแก๊ส

1. ตัวควบคุมอัตราการไหล รุ่น K-1013 ช่วงการไหล 1-10 ลิตรต่อนาที
2. ตัวควบคุมการไหล รุ่น K-1014 ช่วงการไหล 2-20 ลิตรต่อนาที

3.2.5 เซนเซอร์วัดความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์

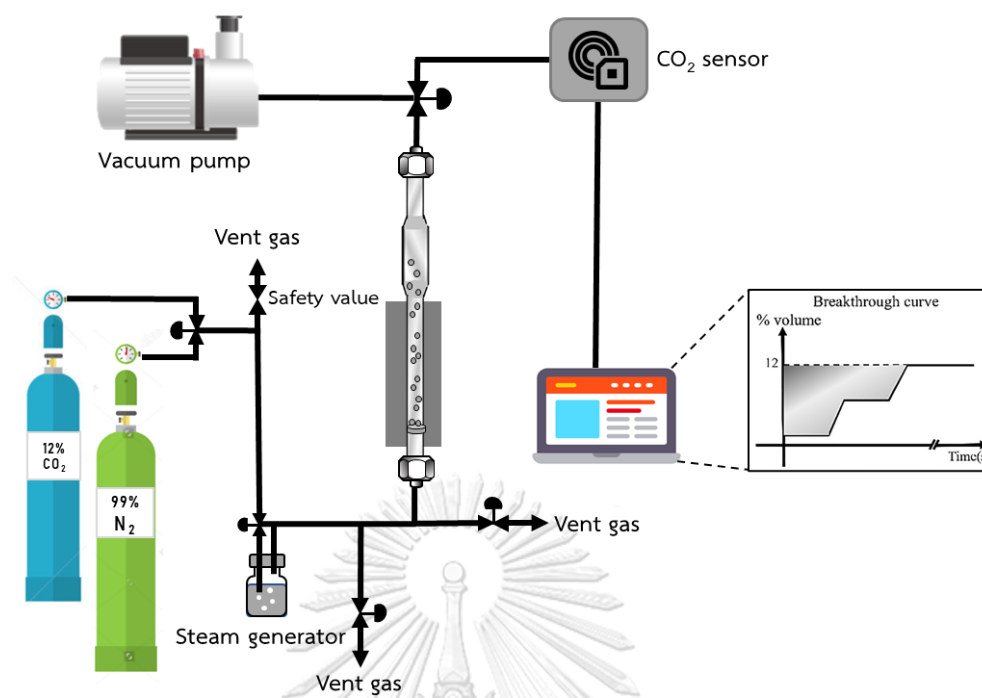
เซนเซอร์วัดคาร์บอนไดออกไซด์ รุ่น K33-BLG ช่วงความเข้มข้นคาร์บอนไดออกไซด์ที่วัดได้ 0-30% โดยปริมาตร

3.2.6 ตัวควบคุมอุณหภูมิ

ตัวควบคุมอุณหภูมิรุ่น TCL ช่วงอุณหภูมิ 0-300 องศาเซลเซียส

3.2.7 เครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคซ์เบด

เครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคซ์เบดทำจากแก้วทนความร้อนสูง 650 องศาเซลเซียส ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางบริเวณที่เกิดปฏิกิริยา 2 เซนติเมตร ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางบริเวณที่กว้างที่สุด 5 เซนติเมตร และ ความสูง 80 เซนติเมตร ตัวควบคุมอุณหภูมิรุ่น TCL ช่วงอุณหภูมิ 0-300 องศาเซลเซียส



รูปที่ 3.1 เครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดเบดสำหรับดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์

เครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดเบดที่ใช้ในการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์จะประกอบด้วย 3 ส่วนหลัก คือ ส่วนการป้อนแก๊สขาเข้า ส่วนคอลัมน์ในการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ และ ส่วนบันทึกข้อมูล แสดงในรูป 2.10 ในส่วนการป้อนแก๊สขาเข้า ประกอบด้วย ถังคาร์บอนไดออกไซด์ 12% โดยปริมาตร ถังไนโตรเจน 99.99% โดยปริมาตร และเครื่องผลิตไอน้ำ โดยมีการควบคุมอุณหภูมิให้ความร้อนที่ 100 องศาเซลเซียส ส่วนคอลัมน์ดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ประกอบด้วย คอลัมน์ดูดซับที่ผลิตจากแก้ว เพื่อสามารถที่จะสังเกตการไหลของตัวดูดซับในคอลัมน์ได้ เครื่องดูดสุญญากาศที่เชื่อมต่อคอลัมน์ดูดซับ เพื่อดูดอากาศหรือกำจัดแก๊สอื่น ๆ ออกจากคอลัมน์ ป้องกันแก๊สเจือปนก่อนการทดลอง และเครื่องให้ความร้อนที่มีฉนวนหุ้ม เพื่อควบคุมอุณหภูมิในระบบให้คงที่ตลอดการทดลอง ส่วนบันทึกข้อมูลคือส่วนที่เชื่อมต่อของแก๊สขาออกจากเครื่องปฏิกรณ์เข้าไปยังบริเวณวัดค่าความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ ถ้าค่าความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ขาเข้าเท่ากับขาออกแล้ว แสดงว่าตัวดูดซับไม่สามารถดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ได้อีก นอกจากนี้ตัวเครื่องปฏิกรณ์ที่ใช้สำหรับการดูดซับมีการติดตั้งวาล์วนิรภัย เพื่อป้องกันกรณีความดันในคอลัมน์ดูดซับมากเกินไป และมีการควบคุมอุณหภูมิของแก๊สให้คงที่จากเครื่องผลิตไอน้ำจนถึงคอลัมน์ดูดซับ สำหรับการควบคุมระบบ ขณะทำการดำเนินการจะควบคุมผ่านโปรแกรมคอมพิวเตอร์ เพื่อให้การอัตราการไหลของแก๊สเข้าสู่ระบบมีค่าคงที่ และ แม่นยำในทุกชุดการทดลอง

3.3 การทดลอง

3.3.1 การเตรียมตัวดูดซับของแข็ง

ในงานวิจัยทำการเตรียมตัวดูดซับด้วยวิธีการอิมเพกเนชัน ซึ่งเป็นวิธีการเตรียมตัวดูดซับที่สามารถเตรียมได้ง่าย ไม่ซับซ้อน ปริมาณตัวดูดซับที่ได้มีปริมาณมาก ทำให้เป็นวิธีการเตรียมตัวดูดซับที่นิยมใช้ในอุตสาหกรรมต่าง ๆ โดยในงานวิจัยนี้จะแบ่งการเตรียมตัวดูดซับของแข็งออกเป็น 2 วิธีดังนี้

- การเตรียมตัวดูดซับของแข็งมาตรฐาน
 - การเตรียมตัวดูดซับที่ผ่านกระบวนการปรับปรุงด้วยสารละลายเอมีน
- ขั้นตอนการเตรียมตัวดูดซับของแข็งมาตรฐาน
 1. ชั่งโพแทสเซียมคาร์บอเนต และแกมมา-อะลูมินา ปริมาณ 5 ± 0.01 กรัม ลงในขวดรูปชมพู่ขนาด 150 มิลลิลิตร
 2. เติมน้ำปราศจากไอออน ปริมาตร 25 มิลลิลิตร ลงในขนาดรูปชมพู่
 3. เขย่าด้วยเครื่องเขย่า ความเร็วรอบ 230 รอบต่อนาที ที่อุณหภูมิห้อง ระยะเวลา 24 ชั่วโมง
 4. นำสารที่ผ่านการเขย่ามากรองกรองสุญญากาศ ด้วยกระดาษกรองเบอร์ 0
 5. นำสารที่ได้ไปอบในตู้โอเวนที่อุณหภูมิ 105 องศาเซลเซียส ระยะเวลา 24 ชั่วโมง
 6. บดตัวดูดซับให้มีขนาดเล็กในโกร่งบดสาร
 7. เก็บสารในภาชนะดูดความชื้น เพื่อเตรียมนำมาใช้ในการศึกษาประสิทธิภาพในการดูดซับและวิเคราะห์ของตัวดูดซับ
 - ขั้นตอนการเตรียมตัวดูดซับที่ผ่านกระบวนการปรับปรุงด้วยสารละลายเอมีน
 1. เตรียมสารละลายเอมีนร้อยละ 5 โดยปริมาตร ด้วยน้ำปราศจากไอออน ปริมาณ 47.5 มิลลิลิตร เมทานอล ปริมาณ 47.5 มิลลิลิตร และ เอมีน 5 มิลลิลิตร
 2. ชั่งโพแทสเซียมคาร์บอเนต และแกมมา อะลูมินา ปริมาณ 5 ± 0.01 กรัม ลงในขวดรูปชมพู่ขนาด 150 มิลลิลิตร
 3. เติมสารละลายเอมีน 5% โดยปริมาตร ปริมาตร 25 มิลลิลิตร ลงในขนาดรูปชมพู่
 4. เขย่าด้วยเครื่องเขย่า ความเร็วรอบ 230 รอบต่อนาที ที่อุณหภูมิห้อง ระยะเวลา 24 ชั่วโมง
 5. นำสารที่ผ่านการเขย่ามากรองกรองสุญญากาศ ด้วยกระดาษกรองเบอร์ 0

6. นำสารที่ได้ไปอบในตู้โอเวนที่อุณหภูมิ 105 องศาเซลเซียส ระยะเวลา 24 ชั่วโมง
7. บดตัวดูดซับให้มีขนาดเล็กในโรงแบดสาร
8. เก็บสารในภาชนะดูความชื้น เพื่อเตรียมนำมาใช้ในการศึกษาประสิทธิภาพในการดูดซับและวิเคราะห์ของตัวดูดซับที่ผ่านกระบวนการปรับปรุง

3.3.2 การดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยตัวดูดซับของแข็ง

กระบวนการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์จะทำในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไอดีส์เบด ด้วยตัวดูดซับของแข็งในระบบเปิด ภายในกระบวนการจะใช้แก๊ส 2 ชนิด คือ ไนโตรเจน 99.99% และคาร์บอนไดออกไซด์ 12% โดยปริมาตร ภาวะในการดำเนินการที่ อัตราการป้อนแก๊สเข้าที่ 5 ลิตร ต่อนาที ความดัน 1 บรรยากาศ ในกระบวนการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์จะแบ่งออกเป็น 2 ขั้นตอน

- การหา Residence time ของคอลัมน์เปล่า
- การดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์

3.1.1.1 ขั้นตอนการหา Residence time ของคอลัมน์เปล่า

1. ทำความสะอาดระบบ โดยป้อนไนโตรเจนแห้งเป็นระยะเวลา 4 นาที เพื่อให้ระบบไม่มีแก๊สชนิดอื่นเจือปน
2. เตรียมไนโตรเจนเปียกก่อนเข้าคอลัมน์ โดยทำการป้อนไนโตรเจนผ่าน Steam generator เป็นระยะเวลา 4 นาที
3. ทำให้คอลัมน์ชื้น โดยให้ไนโตรเจนเปียกไหลผ่านคอลัมน์เป็นระยะเวลา 4 นาที
4. ทำการเปลี่ยนแก๊สป้อนเข้าจากไนโตรเจนเป็นคาร์บอนไดออกไซด์ โดยไม่ผ่านคอลัมน์ เป็นระยะเวลา 4 นาที
5. เตรียมคาร์บอนไดออกไซด์เปียกก่อนเข้าคอลัมน์ โดยทำการป้อนคาร์บอนไดออกไซด์ผ่าน Steam generator เป็นระยะเวลา 4 นาที
6. ทำการหา Resident time โดยป้อนแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์เปียกเข้าไปในคอลัมน์ แล้วจับเวลาที่คาร์บอนไดออกไซด์เดินทางผ่านคอลัมน์ สังเกตจากการเปลี่ยนแปลงค่าความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ที่วัดได้จากเซ็นเซอร์

3.1.1.2 ขั้นตอนการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์

1. ทำความสะอาดระบบ โดยป้อนไนโตรเจนแห้งเป็นระยะเวลา 4 นาที เพื่อให้ระบบไม่มีแก๊สชนิดอื่นเจือปน
2. บรรจุตัวดูดซับปริมาณ 5 กรัม ไว้ในคอลัมน์และดูดอากาศออกโดยใช้ปั๊มสุญญากาศ

3. เตรียมไนโตรเจนเปียกก่อนเข้าคอลัมน์ โดยทำการป้อนไนโตรเจนผ่าน Steam generator เป็นระยะเวลา 4 นาที
4. ทำให้ตัวดูดซับภายในคอลัมน์ชื้น เพื่อเป็นการเตรียมตัวดูดซับให้พร้อมก่อนเกิดปฏิกิริยา โดยให้ไนโตรเจนเปียกไหลผ่านคอลัมน์เป็นระยะเวลา 4 นาที
5. ทำการเปลี่ยนแก๊สป้อนเข้าจากไนโตรเจนเป็นคาร์บอนไดออกไซด์ โดยไม่ผ่านคอลัมน์ เป็นระยะเวลา 4 นาที
6. เตรียมคาร์บอนไดออกไซด์เปียกก่อนเข้าคอลัมน์ โดยทำการป้อนคาร์บอนไดออกไซด์ผ่าน Steam generator เป็นระยะเวลา 4 นาที
7. ป้อนคาร์บอนไดออกไซด์เปียกเข้าไปในคอลัมน์ วัดความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ที่เปลี่ยนไปตามเวลา เพื่อนำไปคิดปริมาณของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ถูกดูดซับ

3.4 การคำนวณค่าความสามารถในการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์

ผลการเปลี่ยนแปลงความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ตามเวลาที่ได้จากการบันทึกค่าของเซ็นเซอร์ สามารถนำมาคำนวณความสามารถในการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ตาม สมการ 3.1

$$q = \frac{1}{m} \int_0^t Q(C_{in} - C_{out}) dt \quad (3.1)$$

เมื่อ q คือ ความสามารถในการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ (มิลลิกรัม CO₂ ต่อกรัมตัวดูดซับ)

m คือ มวลของตัวดูดซับ (กรัม)

C_{in} คือ ความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ขาเข้า (% โดยน้ำหนัก)

C_{out} คือ ความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ขาออก (% โดยน้ำหนัก)

Q คือ อัตราการไหลของแก๊สโดยมวล (กรัมต่อวินาที)

t คือ ระยะเวลาที่ใช้ในการดูดซับ (วินาที)

3.5 เครื่องมือวิเคราะห์

- เครื่องวิเคราะห์หมู่ฟังก์ชันของตัวดูดซับ (Fourier transform infrared spectrophotometer, FTIR)

เครื่องรุ่น PERKIN ELMER Spectrum One จากศูนย์เครื่องมือวิจัยวิทยาศาสตร์และเทคโนโลยี จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ใช้วิเคราะห์หาหมู่ฟังก์ชันที่อยู่บนตัวดูดซับ

- **เครื่องวิเคราะห์พื้นที่ผิวและรูพรุน (N_2 adsorption-desorption technique, BET)**
เครื่องรุ่น Micromeritics ASAP 2020 จากศูนย์วิจัยเชื้อเพลิงฯ จุฬาฯ สระบุรี
ใช้วิเคราะห์หาพื้นที่ผิว ขนาดรูพรุน และ ปริมาตรรูพรุนของตัวดูดซับ โดยอาศัยหลักการ
แทนที่ของแก๊ส
- **เครื่องวิเคราะห์ปริมาณ โลหะกัมมันต์บนตัวรองรับ (X-ray fluorescence spectrometer, XRF)**
เครื่องรุ่น S8 Tiger Bruker จากศูนย์เครื่องมือวิจัยวิทยาศาสตร์และเทคโนโลยี จุฬาลงกรณ์
มหาวิทยาลัย
ใช้วิเคราะห์หาปริมาณ โพลีเอทิลีนคาร์บอนเนตที่ถูกอิมเพกกลงบนแกมมา อะลูมินา
- **เครื่องวิเคราะห์สัณฐานวิทยา (Scanning electron microscope, SEM)**
กล้องจุลทรรศน์อิเล็กตรอนแบบส่องกราด รุ่น JSM-IT300 InTouchScope™ จาก
ศูนย์เครื่องมือวิจัยวิทยาศาสตร์และเทคโนโลยี จุฬาลงกรณ์ มหาวิทยาลัย
ใช้หาสัณฐานวิทยาของตัวดูดซับของแข็งที่กำลังขยาย 300 5000 และ 10000 เท่า
- **เครื่องวิเคราะห์องค์ประกอบธาตุ (Elemental analyzer-CHNS/O)**
เครื่องวิเคราะห์องค์ประกอบธาตุ รุ่น THERMO FLASH 2000 CHNS/O (THERMO) จาก
ศูนย์เครื่องมือวิจัยวิทยาศาสตร์และเทคโนโลยี จุฬาลงกรณ์ มหาวิทยาลัย
ใช้วิเคราะห์ปริมาณธาตุ C H N และ S ในตัวดูดซับของแข็ง

3.6 การศึกษาจลนศาสตร์ในรูปแบบของความสัมพันธ์เชิงถดถอย

ข้อมูลที่บันทึกได้จากเซนเซอร์วัดความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ คือ ค่าความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ขาออกที่ระยะเวลาต่าง ๆ ดังนั้น ค่าที่ถูกรับบันทึกจะถูกนำมาคำนวณ เพื่อหาค่าพารามิเตอร์ และ รูปแบบจลนพลศาสตร์เชิงถดถอยในรูปแบบที่เหมาะสมกับตัวดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ $K_2CO_3/\gamma-Al_2O_3$ ที่ผ่านกระบวนการปรับปรุงด้วยสารละลายเอมีน

3.6.1 การหารูปแบบสมการจลนศาสตร์ในรูปแบบของความสัมพันธ์เชิงถดถอย

จากสมการที่ (2.22) แสดงสมการจลนศาสตร์ในรูปแบบของความสัมพันธ์เชิงถดถอย โดยค่าความว่องไวของตัวดูดซับ (a) แบ่งเป็น 2 สมมติฐาน

- สมมติฐานแรก จะกล่าวถึงผลของการเสื่อมสภาพเกี่ยวข้องกับ ตำแหน่งว่องไวของของแข็ง และ ไม่เกี่ยวข้องกับค่าความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ ($m=1, n=0$) จะได้สมการความว่องไวในการเกิดปฏิกิริยา แสดงดังสมการ (2.25)

- สมมติฐานสอง จะกล่าวถึงผลของการเสื่อมสภาพเกี่ยวข้องกับ ทั้งตำแหน่งว่องไวของของแข็ง และ ค่าความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ ($m=1, n=1$) จะได้สมการความว่องไวในการเกิดปฏิกิริยา แสดงดังสมการ (2.28)

โดยการคำนวณค่าความว่องไวของตัวดูดซับจะได้ ค่าคงที่ของอัตราการดูดซับเริ่มต้น (k_0) และ ค่าคงที่อัตราการเสื่อมสภาพ (k_d) ที่อุณหภูมิต่างๆ ในงานวิจัยนี้จะทำการหาสมมติฐานที่เหมาะสมสำหรับจลนพลศาสตร์ของตัวดูดซับด้วยโปรแกรม Matlab ซึ่งเป็นโปรแกรมคอมพิวเตอร์ที่มีฟังก์ชันในการสร้างกราฟความสัมพันธ์ และ หาค่าคงที่ของข้อมูลในสมการรูปแบบต่างๆ ที่ต้องการ นอกจากนี้ยังแสดงความน่าเชื่อถือของข้อมูลที่ได้ ซึ่งวิธีการหาสมมติฐานที่เหมาะสมของสมการจลนพลศาสตร์ในรูปแบบเชิงถดถอยด้วยโปรแกรม Matlab มีวิธีการดังต่อไปนี้

1. สร้างตารางใน Command windows เพื่อใช้สำหรับใส่ข้อมูลของเวลา และ ความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์
2. ใส่ข้อมูลที่ใช้ในการดูดซับคือ เวลา และ ความเข้มข้นลงในแต่ละตาราง
3. ทำการสร้างกราฟโดยเลือกฟังก์ชัน Curve fitting
4. เลือกข้อมูลเวลาที่ใช้การดูดซับเป็นแกน x และข้อมูลความเข้มข้นคาร์บอนไดออกไซด์ขาออก ณ เวลาต่างๆ เป็นข้อมูลแกน y
5. เลือกรูปแบบการจัดสมการเอง (Custom equation) และใส่สมการตามสมมติที่ฐานแรก และสมมติฐานสองด้วยสมการ 2.26 และ 2.27 ตามลำดับ โดยจัดรูปให้อยู่ในรูปการณ แสดงความสัมพันธ์ระหว่างความเข้มข้น และ เวลา
6. แทนค่าตัวแปรที่ทราบค่าลงในสมการ และปรับช่วงการหาค่าตัวแปรที่ต้องการทราบของโปรแกรมให้เริ่มต้นที่ 0
7. ทำการเก็บค่าตัวแปร ค่าคงที่ของอัตราการดูดซับเริ่มต้น (k_0) และ ค่าคงที่อัตราการเสื่อมสภาพ (k_d) ที่อุณหภูมิต่างๆ

เมื่อได้ค่าคงที่ของปฏิกิริยาที่ได้จากการคำนวณในแต่ละสมมติฐาน นำมาแทนค่ากลับในสมการ เพื่อหาค่าความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ได้จากการคำนวณ จากนั้นทำการเปรียบเทียบค่าความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ได้จากการคำนวณ และ ค่าความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่บันทึกได้จากตัวเซนเซอร์วัดความเข้มข้นคาร์บอนไดออกไซด์ โดยจะพิจารณาความน่าเชื่อถือของค่าความเข้มข้นคาร์บอนไดออกไซด์จากการคำนวณจากค่าสัมประสิทธิ์แสดงการตัดสินใจ (Coefficient of determination, R^2)

3.6.2 การหาค่าพารามิเตอร์ทางจลนพลศาสตร์

เมื่อได้ค่าคงที่ของอัตราการดูดซับเริ่มต้น (k_0) และ ค่าคงที่อัตราการเสื่อมสภาพ (k_d) ที่ได้จากสมมติฐานที่เหมาะสม สามารถนำค่าคงที่ที่ได้มาอธิบายความสัมพันธ์ระหว่างพารามิเตอร์ทางจลนพลศาสตร์กับอุณหภูมิในการดูดซับได้ในรูปแบบของ อาร์เรเนียส (Arrhenius's form)

$$\ln k_0 \text{ or } \ln k_d = \ln A - \frac{E_a}{RT} \quad (3.2)$$

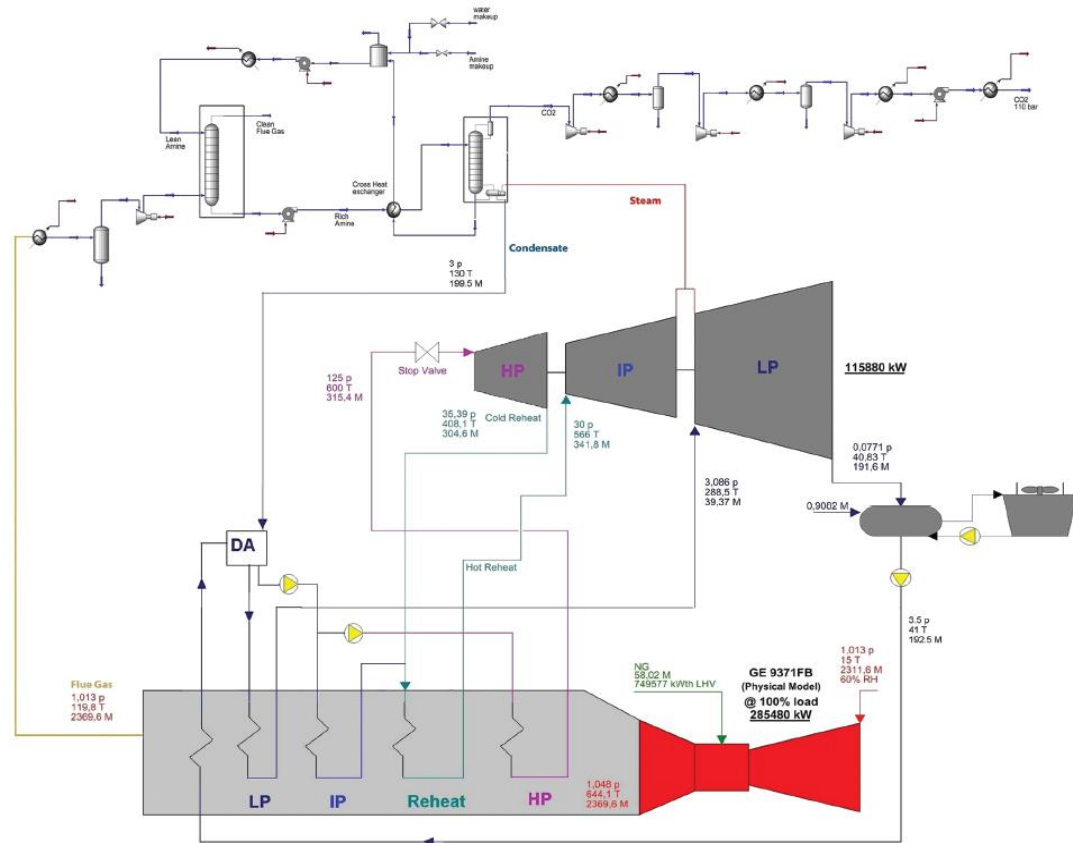
โดยที่ R = ค่าคงที่ของแก๊ส

A = Frequency factor หรือ Pre-exponential factor

E_a = พลังงานกระตุ้น (กิโลจูลต่อกิโลโมล)

3.7 การสร้างแบบจำลอง

ในงานวิจัยนี้สร้างแบบจำลองกระบวนการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์หลังกระบวนการเผาไหม้ของโรงไฟฟ้าพลังงานความร้อนร่วมจากแก๊สธรรมชาติด้วยตัวดูดซับ $K_2CO_3/\gamma-Al_2O_3$ ที่ผ่านกระบวนการปรับปรุงด้วยสารละลายเอมีนด้วยโปรแกรมจำลองกระบวนการ Aspen Plus V.11.0 ซึ่งแบ่งออกเป็น 2 ส่วน ส่วนแรกคือ แบบจำลองโรงไฟฟ้าพลังงานความร้อนร่วมจากแก๊สธรรมชาติ โดยอ้างอิงจากงานวิจัย Karimi และ คณะ [7] ส่วนที่สองคือ แบบจำลองกระบวนการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ โดยใช้ข้อมูลทางจลนพลศาสตร์ตัวดูดซับที่ได้จากหัวข้อ 3.6.2 ส่วนที่สามแบบจำลองกระบวนการกักอัดคาร์บอนไดออกไซด์ รูปที่ 3.2 แสดงแผนผังการไหลของโรงไฟฟ้าร่วมกับกระบวนการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์



รูปที่ 3.2 แผนผังการไหลของโรงไฟฟ้าพร้อมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ [8]

3.7.1 การจำลองโรงไฟฟ้าพลังงานความร้อนร่วมจากแก๊สธรรมชาติ

การจำลองระบบผลิตไฟฟ้าความร้อนร่วมจากแก๊สธรรมชาติจะแบ่งออกเป็น 3 ส่วน คือเครื่องผลิตไฟฟ้ากังหันแก๊ส (Gas turbine) เครื่องผลิตไอน้ำแบบนำความร้อนกลับมาใช้ใหม่ (Heat recovery steam generator: HRSG) และ กังหันแบบไอน้ำ (Steam turbine) ในการคำนวณสถานะของกระบวนการใช้สมการ PENG-ROB ในการคำนวณสมบัติทางเทอร์โมไดนามิกส์ของสารประกอบต่าง ๆ ในกระบวนการ

3.7.1.1 เครื่องผลิตไฟฟ้ากระบวนการเผาไหม้ (Combustion process)

เครื่องผลิตไฟฟ้ากังหันแก๊ส เป็นส่วนที่ทำการเปลี่ยนแก๊สธรรมชาติให้อยู่ในรูปของพลังงานความร้อน โดยมีการนำอากาศเข้ามารับพลังงานความร้อนที่ผลิตขึ้น โดยมีภาวะดำเนินการ [7] ดังนี้

พารามิเตอร์ของอากาศป้อนเข้า

- อัตราป้อนเข้า: 2311.6 ตันต่อชั่วโมง
- อุณหภูมิเข้า: 15 องศาเซลเซียส
- ความดันเข้า: 1 บาร์

พารามิเตอร์เครื่องอัดความดันก่อนเข้าเครื่องปฏิกรณ์เผาไหม้

- งานที่ใช้ในการอัดความดันอากาศ: 285,480 กิโลวัตต์
- Isentropic efficiency: 100%
- Mechanical efficiency: 100%

พารามิเตอร์เครื่องปฏิกรณ์เผาไหม้

- ประเภทเครื่องปฏิกรณ์: Rgibbs
- Heat duty: 0 kJ/sec

พารามิเตอร์เครื่องเทอร์ไบน์

- ความดันขาออก: 1.048 bar
- Isentropic efficiency: 0.81
- Mechanical efficiency: 0.98

ตารางที่ 3.1 ส่วนประกอบของอากาศ [7]

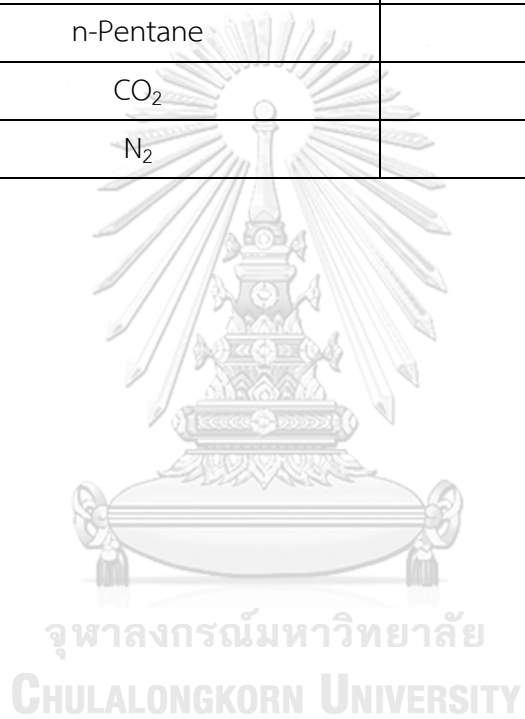
ส่วนประกอบ	ร้อยละโดยปริมาตร
N ₂	79.00
O ₂	21.00

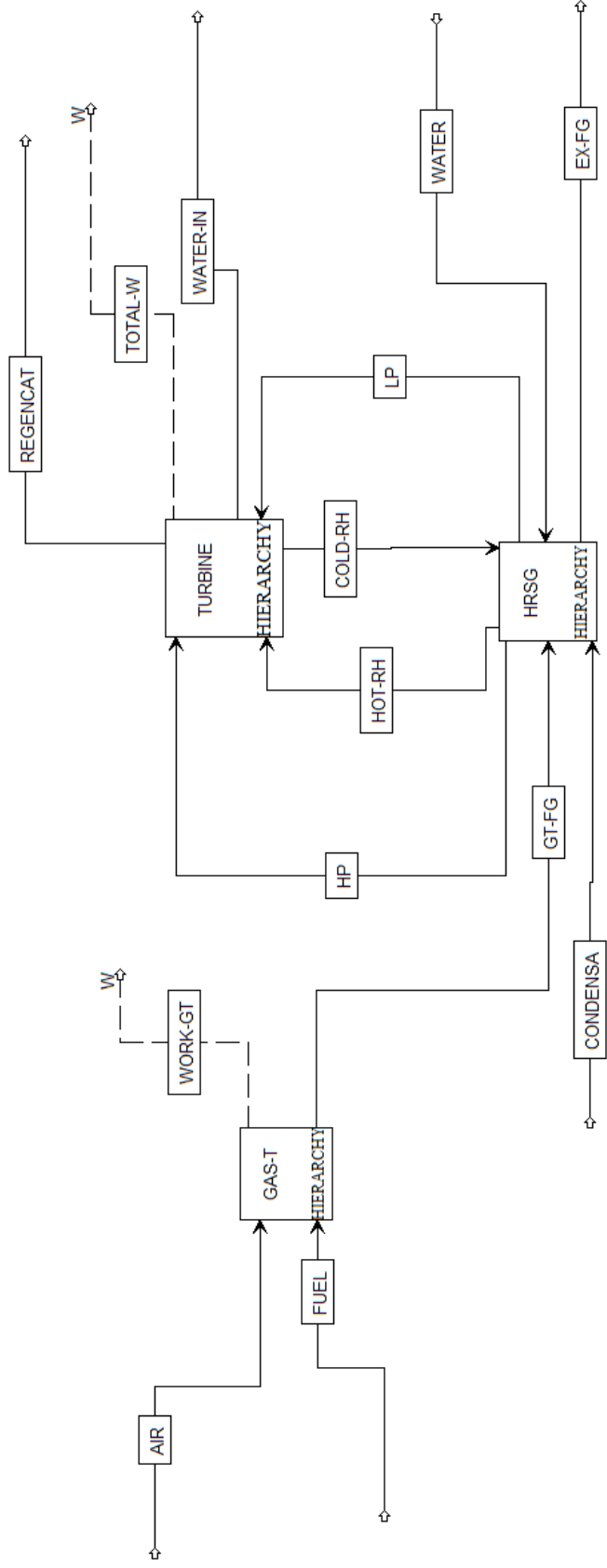
พารามิเตอร์ของแก๊สธรรมชาติป้อนเข้า

- อัตราป้อนเข้า: 58.02 ตันต่อชั่วโมง
- อุณหภูมิเข้า: 15 องศาเซลเซียส
- ความดันเข้า: 70 บาร์

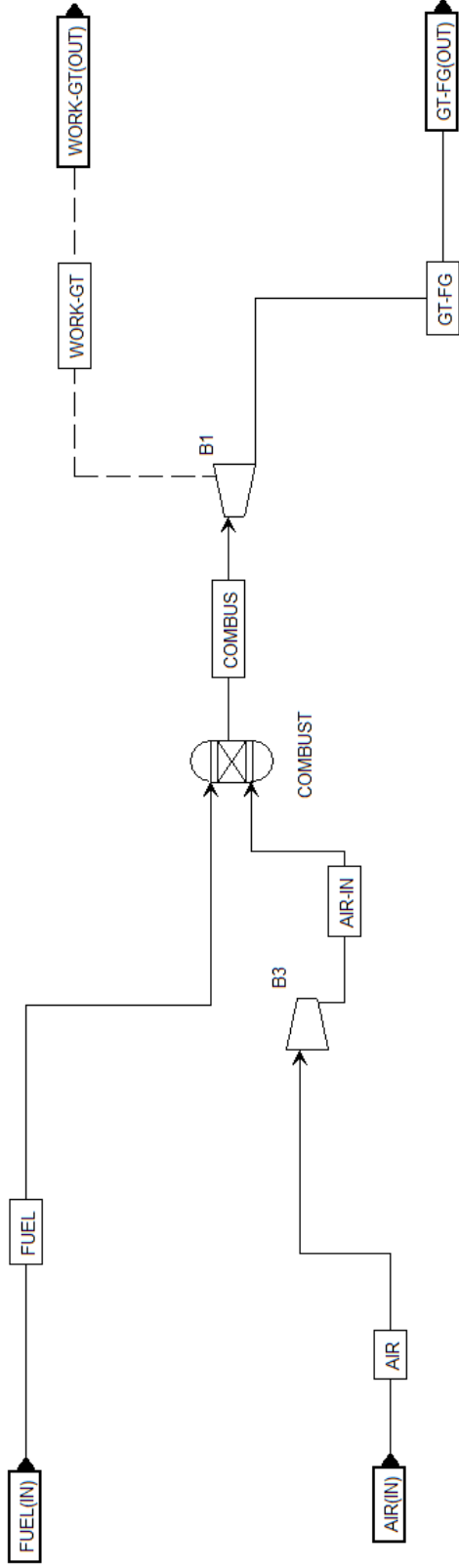
ตารางที่ 3.2 ส่วนประกอบของแก๊สธรรมชาติ [7]

ส่วนประกอบ	ร้อยละโดยปริมาตร
Methane	89.00
Ethane	7.00
Propane	1.00
i-Butane	0.05
n-Butane	0.05
i-Pentane	0.005
n-Pentane	0.004
CO ₂	2.00
N ₂	0.89





รูปที่ 3.3 แบบจำลองโรงไฟฟ้าพลังงานความร้อนร่วมจากแก๊สธรรมชาติ



รูปที่ 3.4 แบบจำลองกระบวนการเผาไหม้ (Combustion process)

3.7.1.2 เครื่องผลิตไอน้ำแบบนำความร้อนกลับมาใช้ใหม่ (Heat recovery steam generator :HRSG)

แก๊สร้อน (Exhausted gas) ที่เกิดจากเครื่องผลิตไฟฟ้ากังหันแก๊ส จะถูกนำมาผลิตไอน้ำที่เครื่องผลิตไอน้ำแบบนำความร้อนกลับมาใช้ใหม่ โดยแก๊สร้อนจะส่งผ่านเข้าสู่ท่อ HRSG เกิดการถ่ายเทความร้อนให้กับน้ำกลายเป็นไอน้ำเข้าสู่กังหันไอน้ำ เพื่อผลิตกระแสไฟฟ้า ส่วนแก๊สร้อนที่ออกจาก HRSG จะถูกนำไปดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์เพื่อลดมลภาวะ ในส่วนนี้น้ำที่ถูกป้อนเข้าจะทำการแลกเปลี่ยนความร้อนที่ Economizer จากนั้นไหลเข้าไปรวมกับไอน้ำคอนเดนเสท ที่ Deaerator จากแยกกระแสการไหลออกเป็น 3 สาย โดยมีภาวะดำเนินการ [7] ดังนี้

พารามิเตอร์น้ำป้อนเข้า

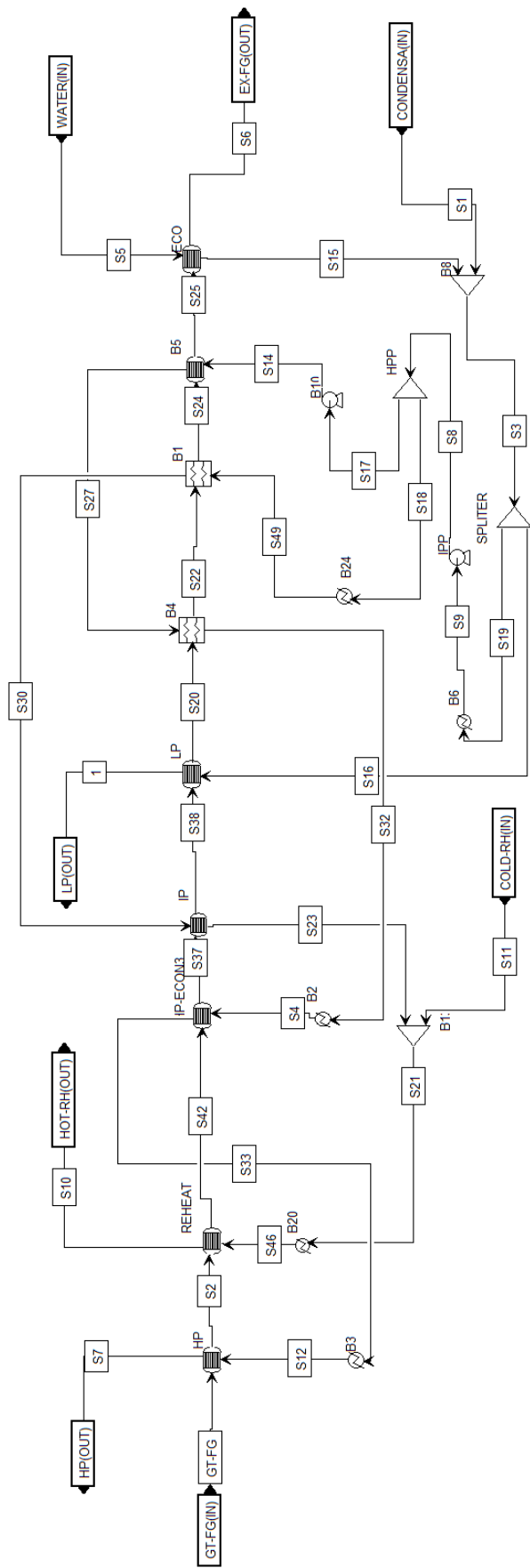
- อัตราการป้อนเข้า: 192.5 ตันต่อชั่วโมง
- อุณหภูมิขาเข้า: 41 องศาเซลเซียส
- ความดันขาเข้า: 3.5 บาร์

พารามิเตอร์น้ำคอนเดนเสท (Condensate water)

- อัตราการป้อนเข้า: 199.5 ตันต่อชั่วโมง
- อุณหภูมิขาเข้า: 130 องศาเซลเซียส
- ความดันขาเข้า: 3 บาร์

ผลต่างระหว่างอุณหภูมิอย่างต่ำ

- $\Delta T_{\text{steam-gas}} = 25$ องศาเซลเซียส
- $\Delta T_{\text{gas-boiling liquid}} = 20$ องศาเซลเซียส
- $\Delta T_{\text{liquid-gas}} = 10$ องศาเซลเซียส
- $\Delta T_{\text{approch-ECO}} = 5$ องศาเซลเซียส



รูปที่ 3.5 แบบจำลองส่วนเครื่องผลิตไอน้ำแบบนำความร้อนกลับมาใช้ใหม่ (Heat recovery steam generator: HRSG)



3.7.1.3 กังหันไอน้ำ (Steam turbine)

กังหันไอน้ำจะทำการเปลี่ยนพลังงานความร้อนจาก HRSG ให้เป็นพลังงานกล โดยไอน้ำที่ผลิตได้จะไปขับเคลื่อนกังหันไอน้ำทำให้เกิดการเคลื่อนที่ ในขณะเดียวกัน โรเตอร์ของเครื่องกำเนิดไฟฟ้าจะทำงาน ในกระบวนการนี้จะผลิตไอน้ำที่ความดันแตกต่างกัน 3 ระดับ คือ ไอน้ำความดันสูง (High pressure steam) ไอน้ำความดันกลาง (Intermediate-pressure steam) และ ไอน้ำความดันต่ำ (Low pressure steam) มีการดึงกระแสไอน้ำ เพื่อนำมาใช้เป็นพลังงานความร้อนในการฟื้นฟูสภาพตัวดูดซับ และไหลออกมาอยู่ในรูปของกระแสการไหลคอนเดนเสท โดยมีภาวะดำเนินการ [7] ดังนี้

พารามิเตอร์ของ High pressure steam turbine

- อัตราการป้อนเข้า: 315.4 ตันต่อชั่วโมง
- อุณหภูมิขาเข้า: 600 องศาเซลเซียส
- ความดันขาเข้า: 125 บาร์
- Isentropic efficiency ของ High pressure turbine: 0.83
- อัตราการป้อนออก: 304.6 องศาเซลเซียส
- อุณหภูมิขาออก: 408.6 ตันต่อชั่วโมง
- ความดันขาออก: 35.39 บาร์

พารามิเตอร์ของ Intermediate-pressure steam turbine

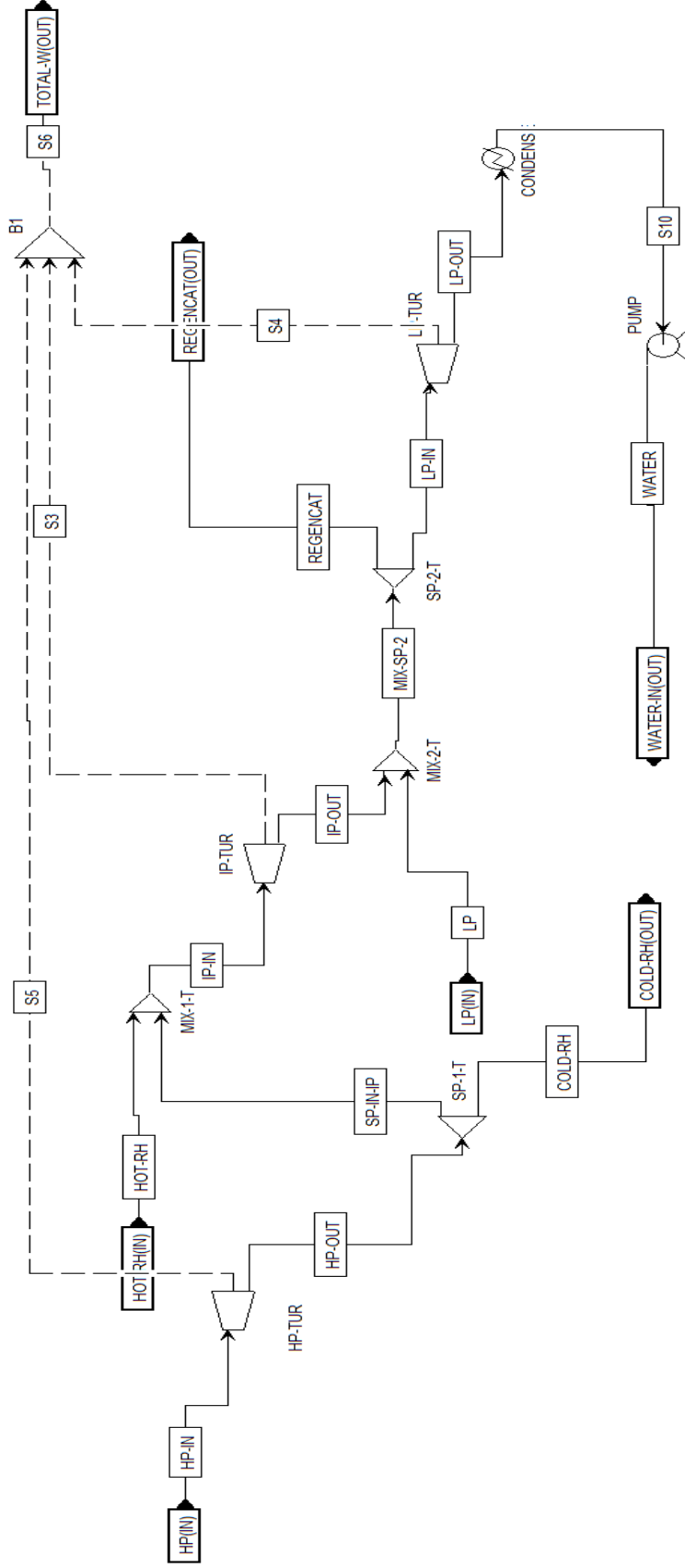
- อัตราการป้อนเข้า: 341.8 ตันต่อชั่วโมง
- อุณหภูมิขาเข้า: 566 องศาเซลเซียส
- ความดันขาเข้า: 30 บาร์
- Isentropic efficiency ของ Intermediate-pressure turbine: 0.89

พารามิเตอร์ของ Low pressure steam turbine

- อัตราการป้อนเข้า: 39.37 ตันต่อชั่วโมง
- อุณหภูมิขาเข้า: 288.5 องศาเซลเซียส
- ความดันขาเข้า: 3.086 บาร์
- Isentropic efficiency ของ Low pressure turbine: 0.85

- อัตราการป้อนออก: 191.6 ตันต่อชั่วโมง
- อุณหภูมิขาออก: 40.83 องศาเซลเซียส
- ความดันขาออก: 0.0771 บาร์





รูปที่ 3.6 แบบจำลองส่วนกังหันไอน้ำ (Steam turbine)

3.7.2 การจำลองกระบวนการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยตัวดูดซับของแข็ง

กระบวนการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์จะประกอบด้วย 3 ส่วน คือ หอดูดซับ (Adsorber) หอฟื้นฟูสภาพตัวดูดซับ (Regenerator) และ ส่วนอัดความดันคาร์บอนไดออกไซด์ ในกระบวนการนี้ มีภาวะดำเนินการ ดังนี้

- Base Method: NRTL
- Input mode: Steady state
- Steam class: MIXCISLD
- Ambient pressure: 1.01325 บาร์

3.7.2.1 หอดูดซับ

กระแสแก๊สร้อนที่ไหลออกจาก HRSG จะไหลเข้าสู่กระบวนการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ โดยถูกลดอุณหภูมิลง เพื่อให้อยู่ในภาวะที่เหมาะสมในการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ เมื่อผ่านกระบวนการดูดซับเสร็จ กระแสขาออกจากหอดูดซับจะไหลเข้าไซโคลน (Cyclone) ทำการแยกของแข็งออกจากแก๊ส เพื่อนำของแข็งมาทำการคายซับในหอฟื้นฟูสภาพ ในกระบวนการนี้จะใช้เครื่องปฏิกรณ์แบบกะ (CSTR) โดยมีภาวะดำเนินการในหอดูดซับ ดังนี้

ปฏิกิริยาในการดูดซับ

- ID: Adsorption
- Type: POWERLAW
- Reaction type: Kinetic
- Stoichiometry: $K_2CO_3(CISOLID) + CO_2 \rightarrow 2KHCO_3 (CISOLID)$
- Reaction phase: Vapor
- Solids: Reacting phase and solid phase
- k (Exponential factor): 4.85×10^8
- E (Activation energy): 21177.8 กิโลโมลต่อกิโลจูล
- Basis: Molarity

หอดั่วดูดซับ

- อัตราการป้อนเข้าหอดั่วดูดซับ: 2950 ต้นต่อชั่วโมง
- อัตราส่วนระหว่าง $\text{Al}_2\text{O}_3:\text{K}_2\text{CO}_3$: 85:15 โดยน้ำหนัก
- Temperature: 60 องศาเซลเซียส
- Pressure: 1 บาร์
- Resident time: 60 วินาที
- Kinetics: Adsorption (เลือกจากปฏิกิริยาที่ตั้งขึ้นก่อนหน้านี้)

ไซโคลน

- Split fraction: 1.0

ภาวะที่ได้จากหอดั่วดูดซับคือ ปริมาณการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ โดยใช้พารามิเตอร์ที่ได้จากหัวข้อ 3.6

3.7.2.2 หอฟื้นฟูสภาพหอดั่วดูดซับ

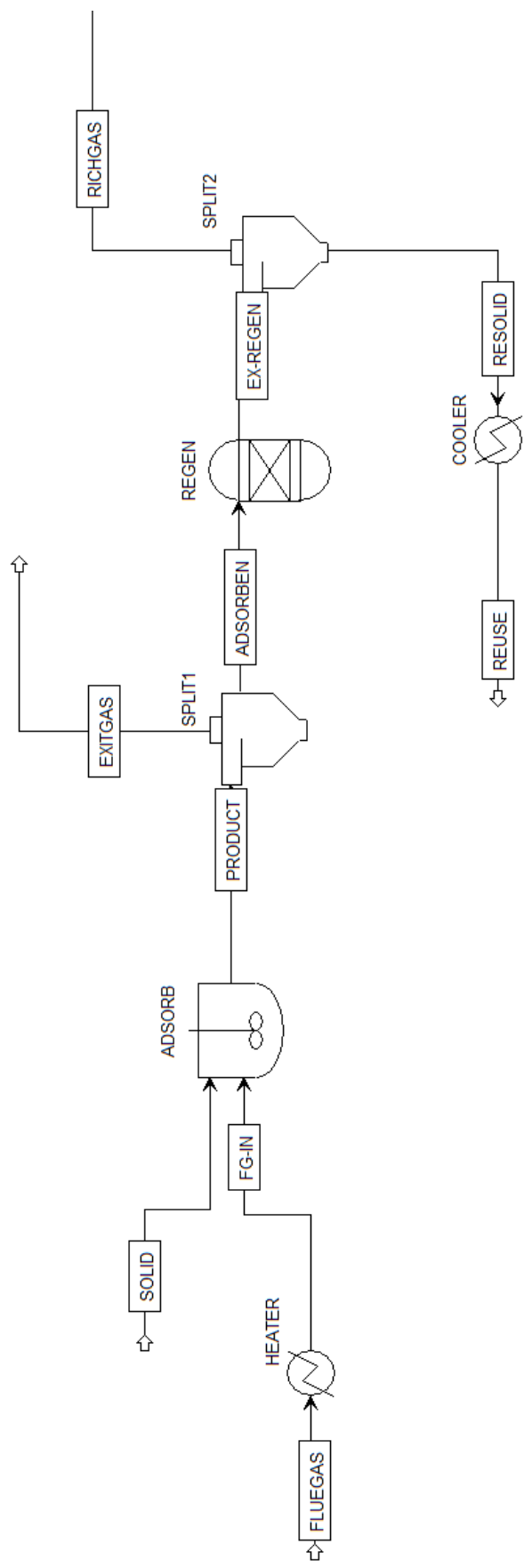
กระแสการไหลของหอดั่วดูดซับของแข็งที่ผ่านการใช้งานจะถูกนำมาคายซับ หรือ ฟื้นฟูสภาพหอดั่วดูดซับ จากนั้นจะไหลเข้าไซโคลน เพื่อแยกคาร์บอนไดออกไซด์ออก และนำหอดั่วดูดซับกลับไปใช้งานในการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ใหม่อีกรอบ คาร์บอนไดออกไซด์ที่ได้จากการคายซับจะถูกนำไปเพิ่มความดันในส่วนของการเพิ่มความดันผลิตภัณฑ์ต่อไป โดยมีที่ตั้งภาวะดำเนินการ ดังนี้

หอฟื้นฟูสภาพหอดั่วดูดซับ

- Reactor type: Rgibbs
- Calculation option: Calculate phase equilibrium and chemical equilibrium
- ความดันในการดำเนินการ: 1 บาร์
- อุณหภูมิในการดำเนินการ: 200 องศาเซลเซียส

ไซโคลน

- Split fraction: 1.0



รูปที่ 3.7 แบบจำลองกระบวนการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยตัวดูดซับของแข็ง (Adsorption process)

3.7.2.3 กระบวนการอัดความดันคาร์บอนไดออกไซด์

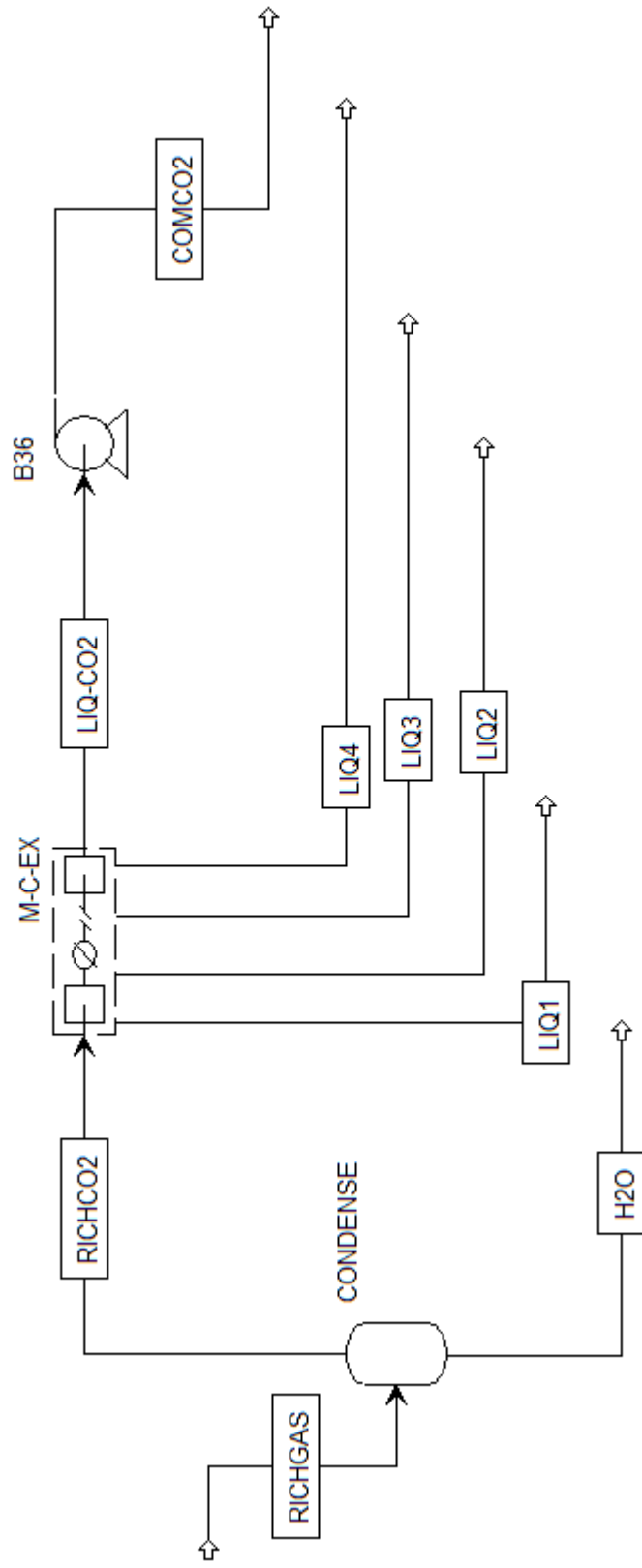
กระแสการไหลที่ออกจากของไซโคลน กระแสการไหลที่เป็นไอจะไหลเข้าสู่คอนเดนเซอร์ แยกคาร์บอนไดออกไซด์ออกจากน้ำ เพื่อนำคาร์บอนไดออกไซด์ไปผ่านกระบวนการอัดความดัน กระบวนการนี้จะแบ่งการอัดความดันเป็น 2 ช่วง

เครื่องอัดความดัน

- Model: Multistage compressor
- Pressure ratio/stage: 2
- Outlet pressure: 75 บาร์
- Outlet temp: 30 องศาเซลเซียส

เครื่องอัดความดัน 2

- Model: Pump
- Outlet pressure: 110 บาร์



รูปที่ 3.8 แบบจำลองกระบวนการอัดความดันคาร์บอนไดออกไซด์ (CO₂ compression)

3.8 การวิเคราะห์เชิงเอ็กเซอร์จี (Exergy analysis)

หลักการของเทอร์โมไดนามิกส์มีบทบาทสำคัญในกระบวนการอุตสาหกรรม ในการวิเคราะห์พลังงานโดยกฎข้อที่หนึ่งของเทอร์โมไดนามิกส์ถูกนำมาใช้อย่างกว้างขวางในการวิเคราะห์หาประสิทธิภาพของพลังงาน โดยคำนวณผ่านเอนทัลปี (Enthalpy) เป็นการแสดงความสัมพันธ์ระหว่างงานและความร้อนจากแหล่งกำเนิดไปสู่การใช้ประโยชน์ที่เกิดขึ้นโดยไม่จำแนกความแตกต่างของงานกับความร้อน แต่กฎข้อที่สอง เป็นการแสดงความสัมพันธ์ระหว่างงานและความร้อนจากแหล่งกำเนิดไปสู่การใช้ประโยชน์ที่เกิดขึ้นโดยจำแนกความแตกต่างระหว่างงานกับความร้อน โดยพิจารณาความสามารถในการเปลี่ยนพลังงานไปสู่งานที่สามารถใช้ประโยชน์ได้ เป็นตัววัดคุณภาพของการใช้พลังงาน โดยการเปลี่ยนแปลงของเอนโทรปี (Entropy) กระบวนการเป็นปัจจัยสำคัญที่สะท้อนคุณภาพของ โดยเอ็กเซอร์จี ประเมินค่าได้จาก เอนทัลปีและเอนโทรปีของกระบวนการ

การวิเคราะห์เอ็กเซอร์จี สามารถบอกได้ว่ากระบวนการผลิตใด มีการใช้พลังงานอย่างไม่มีประสิทธิภาพและสามารถคำนวณหาปริมาณการสูญเสียศักยภาพของการผลิตงานของกระบวนการได้ สมการในการประเมินเอ็กเซอร์จีของระบบสามารถหาได้จากสมการ (3.1)

$$\text{Exergy efficiency} = \frac{\sum Ex_{out}}{\sum Ex_{in}} \quad (3.3)$$

3.8.1 เอ็กเซอร์จีเชิงกายภาพ (Physical exergy)

เอ็กเซอร์จีเชิงกายภาพจะเกิดขึ้น เมื่อมีความแตกต่างในสถานะของระบบ (System condition) จาก สภาวะมาตรฐาน (Reference condition) เช่น ความดัน หรือ อุณหภูมิ การคำนวณเอ็กเซอร์จีเชิงกายภาพสามารถคำนวณได้ตามสมการ (3.4) โดยเอนทัลปี และเอนโทรปีได้จากโปรแกรมแบบจำลอง Aspen plus V11.0 สำหรับเอ็กเซอร์จีเชิงกายภาพของแก๊สร้อนจากการเผาไหม้เข้ากระบวนการดูดซับ (1 bar, 50 °C) สามารถคำนวณได้ดังนี้

$$Ex_{phy} = (H_{T,P} - H_{ref}) - T_{ref}(S_{T,P} - S_{ref})$$

$$Ex_{phy} = (H_{323.15,1} - H_{298.15,1}) - T_{298.15}(S_{323.15,1} - S_{298.15,1})$$

$$Ex_{phy} = (-1222.13 - (-1323.44)) - 298.15(0.2038 - (-0.1250))$$

$$Ex_{phy} = 199.343 \text{ kJ/kmol}$$

3.8.2 เอ็กเซอร์จีเชิงเคมี (Chemical exergy)

เอ็กเซอร์จีเชิงเคมีจะได้ออกมาจากการคำนวณระหว่างผลรวมของเอ็กเซอร์จีเชิงเคมีมาตรฐาน และ สัดส่วนโดยโมลของสารชนิดนั้นๆ ดังแสดงในสมการ (3.5) สำหรับเอ็กเซอร์จีเชิงเคมีของ แก๊สร้อนจากการเผาไหม้เข้ากระบวนการดูดซับ สามารถคำนวณได้ดังนี้

$$Ex_{chem} = \sum_{k=1}^n x_k Ex_k^0 + RT_{ref} \sum_{k=1}^n x_k \ln x_k$$

$$Ex_{chem} = Ex_{H_2O}^0 * x_{H_2O} + Ex_{O_2}^0 * x_{O_2} + Ex_{CO_2}^0 * x_{CO_2} + Ex_{N_2}^0 * x_{N_2} + 8.314 * 298.15(x_{H_2O} * \ln(x_{H_2O}) + x_{O_2} * \ln(x_{O_2}) + x_{CO_2} * \ln(x_{CO_2}) + x_{N_2} * \ln(x_{N_2}))$$

$$Ex_{chem} = 0.08 * 9500 + 0.12 * 3970 + 0.04 * 19870 + 0.76 * 720 + 8.314 * 298.15((0.08 \ln(0.08) + 0.12 \ln(0.12) + 0.04 \ln(0.04) + 0.76 \ln(0.76))$$

$$Ex_{chem} = 625.77 \text{ kJ/kmol}$$

$$Ex_{chem} = \frac{625.77 \text{ kJ/kmol}}{28.38 \text{ kg/kmol}} = 22.05 \text{ kJ/kg}$$

ในงานวิจัยนี้จะทำการวิเคราะห์เชิงเอ็กเซอร์จี (Exergy analysis) โดยคำนวณค่าเอ็กเซอร์จีเข้าและขาออกของกระบวนการ เพื่อประเมินคุณภาพของการใช้พลังงาน และทำการเปรียบเทียบประสิทธิภาพของพลังงานกับกระบวนการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยสารละลายโมโนเอทานอลามีน ซึ่งเป็นสารที่นิยมใช้ในการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ในอุตสาหกรรมทั่วไป

3.9 การประเมินความเป็นไปได้ทางเศรษฐศาสตร์

การประเมินเศรษฐกิจเทคโนโลยี (Techno-economic assessment: TEA) เป็นหนึ่งในขั้นตอนที่สำคัญอีกขั้นตอนหนึ่ง เพื่อใช้เป็นส่วนหนึ่งในการตัดสินใจและพิจารณาการลงทุนในกระบวนการที่ได้จากการจำลอง ทำให้เราสามารถนำข้อมูลที่ได้จาก 2 กระบวนการที่เป้าหมายเดียวกันมาเปรียบเทียบกัน แต่ใช้เทคโนโลยีที่แตกต่างกันได้ โดยการประเมินราคาการลงทุนของกระบวนการ การประเมินผลประโยชน์ของกระบวนการ และทำการหาอัตราผลตอบแทน (Internal rate of return: IRR)

3.9.1 การประเมินราคาลงทุนของกระบวนการ

การประเมินราคาการลงทุนสามารถคำนวณได้จากสมการ (2.38) ในงานวิจัยนี้ จะทำการหาค่าลงทุนอุปกรณ์ด้วยโปรแกรม Aspen economic analysis ซึ่งสามารถคำนวณได้จาก สมการ (2.41) และ (2.42) เมื่อได้ค่าอุปกรณ์ของกระบวนการทั้งหมด ทำการหาค่าต้นทุนโดยตรง (Direct cost) และ ต้นทุนโดยอ้อม (Indirect cost) ตามวิธีการของ Peter และ คณะ [33] โดยรายละเอียดของค่าต้นทุนคงที่ แสดงดังตารางที่ 3.3

ตารางที่ 3.3 ค่าร้อยละของต้นทุนคงที่

Component	range	%FCI
Direct cost		
Purchased equipment	10-40	36.87
Purchased equipment installation	6-14	7.37
Instrumentation and controls (installed)	2-8	2.76
Piping (installed)	3-20	4.61
Electrical system (installed)	2-10	2.76
Building (including service)	3-18	4.61
Yard improvement	2-5	2.76
Service facilities (installed)	8-20	8.29
Land	1-2	1.38
Indirect cost		-
Engineering and supervision	4-21	8.29
Construction expense	4-16	6.45
Construction fee (5% of direct and indirect plant cost)	2-6	4.61
Contingency (10% of direct and indirect plant cost)	5-15	9.22

เมื่อได้ผลรวมค่าต้นทุนคงที่ซึ่งคิดเป็น 85% ของค่าการลงทุนทั้งหมด จะสามารถทำการหาค่าต้นทุนที่ใช้หมุนเวียนซึ่งคิดเป็น 15% ของค่าการลงทุนทั้งหมดจากสมการ (2.40)

3.9.2 การประเมินต้นทุนการผลิต (Cost of manufacture, COM)

การประเมินต้นทุนการผลิตจะประกอบด้วย ค่าใช้จ่ายโดยตรง (Direct manufacturing costs) ค่าใช้จ่ายคงที่ (Fixed manufacturing costs) และ ค่าใช้จ่ายทั่วไป (General expenses) [19, 37]

$$\text{Cost of manufacture (COM)} = \text{Direct manufacturing costs (DMC)} + \text{Fixed manufacturing costs (FMC)} + \text{General expenses (GE)} \quad (3.4)$$

โดยค่า COM สามารถคำนวณได้จากสมการ (3.5) และ (3.6)

กรณีคิดค่าต้นทุนการผลิตโดยรวมอัตราการผลิตเสื่อมสภาพ

$$COM = 0.280FCI + 2.73C_{OL} + 1.23(C_{UT} + C_{WT} + C_{RM}) \quad (3.5)$$

กรณีคิดค่าต้นทุนการผลิตโดยไม่รวมอัตราการผลิตเสื่อมสภาพ

$$COM = 0.180FCI + 2.73C_{OL} + 1.23(C_{UT} + C_{WT} + C_{RM}) \quad (3.6)$$

โดยที่ FCI คือ ค่าต้นทุนคงที่

C_{OL} (Cost of operating labor) คือ ค่าจ้างคนงาน

C_{UT} (Cost of utilities) คือ ค่าสาธารณูปโภค

C_{WT} (Cost of waste treatment) คือ ค่าบำบัดน้ำ

C_{RM} (Cost of raw materials) คือ ค่าวัตถุดิบ

การหาค่าจ้างของคนงานได้จากสมการ (3.7) และ (3.8)

$$N_{np} = \sum \text{Equipment} \quad (3.7)$$

$$N_{OL} = (6.29 + 31.7P^2 + 0.23N_{np})^{0.5} \quad (3.8)$$

โดยที่ N_{OL} คือ จำนวนพนักงานควบคุมต่อกะ

P คือ จำนวนคนควบคุมกระบวนการที่มีของแข็ง

N_{np} คือ จำนวนคนควบคุมอุปกรณ์อื่น ๆ ที่ไม่มี solid

Equipment คือ จำนวน Compressor, Tower, Reactor, Heater, Exchanger

ในงานวิจัยจะทำการประเมินความเป็นไปได้ทางเศรษฐศาสตร์โดยมีสมมติฐาน ดังตารางที่ 3.4

ตารางที่ 3.4 รายละเอียดที่ใช้ในการคำนวณราคาต้นทุน

Description	Unit	Value	Reference
Plant lifetime	Year	25	Luo และ คณะ [38]
NG price	\$/GJ	7.58	Luo และ คณะ [38]
Adsorbent lifetime	hr	3,000	-
Operating time	hr	8,736	Ghiat และ คณะ [39]
No. of shift per day	shifts	3	Diego และ คณะ [40]
CO ₂ capture	%	90	Jiang และ คณะ [6]
Makeup water	%/year	20	-

3.9.3 การหาอัตราผลตอบแทน (Internal rate of return: IRR)

เป็นการคำนวณหาอัตราผลตอบแทนที่จะได้รับการลงทุนในโครงการ อัตราผลตอบแทนนี้จะเป็นอัตราที่ทำให้มูลค่าปัจจุบันสุทธิเท่ากับ 0 หรือ ผลตอบแทนที่ได้รับเท่ากับเงินลงทุนครั้งแรก สามารถคำนวณได้จากสมการนี้

$$0 = NPV = \sum_{n=0}^N \frac{CF_n}{(1+IRR)^n} \quad (3.9)$$

โดยที่ NPV คือ ผลตอบแทน (Net Present Value)

CF_0 คือ การลงทุนระยะแรก

CF_1 CF_2 CF_3 ... CF_n คือ กระแสเงินสดแต่ละปี

n คือ ปีที่ทำการลงทุน

โดยกระแสเงินสดในแต่ละปีมีค่าแตกต่างกันกล่าวคือ ค่าของเงินมีการเปลี่ยนแปลงไปตามอัตราเงินเฟ้อ เงินฝืด ในแต่ละปี ในการคำนวณเพื่อหาค่ากระแสเงินสดในแต่ละปีจึงมีการคิดมูลค่าสุทธิในปัจจุบัน

$$NPV = \frac{CF_n}{(1+k)^n} \quad (3.9)$$

โดยที่ k คือ อัตราดอกเบี้ย

ในงานวิจัยนี้จะคิดอัตราผลตอบแทน โดยให้ค่าต้นทุนการลงทุนทั้งหมด (TCI) เป็นค่าใช้จ่าย ณ ปีแรก (CF_0) และ กระแสเงินสดแต่ละปีจะคิดจากผลกำไรสุทธิในแต่ละปี ซึ่งจะคิดมูลค่าผลกำไรแต่ละปีให้อยู่ในรูปของมูลค่าสุทธิ ณ ปีที่ 0

บทที่ 4

ผลการวิจัยและการวิจารณ์ผลการทดลอง

ผลการทดลองแบ่งออกเป็น 2 ส่วน คือ ส่วนแรกตัวดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ $K_2CO_3/\gamma-Al_2O_3$ ที่ผ่านกระบวนการปรับปรุงด้วยสารละลายเอมีน เพื่อศึกษาความสามารถในการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ และหาพารามิเตอร์ทางจลนพลศาสตร์ และ ส่วนที่สองแบบจำลองกระบวนการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์หลังกระบวนการเผาไหม้ด้วยตัวดูดซับของแข็ง เพื่อศึกษาความเป็นไปได้ทางพลังงานและเศรษฐศาสตร์ของแบบจำลอง โดยเปรียบเทียบกับแบบจำลองกระบวนการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยสารละลายดูดซึมเอมีน (ความเข้มข้น 30% โดยน้ำหนัก)

4.1 ตัวดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์

จากการศึกษาวิจัยที่ผ่านมาพบว่า ได้มีการศึกษาประสิทธิภาพดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ของตัวรองรับ $K_2CO_3/\gamma-Al_2O_3$ ที่ผ่านกระบวนการปรับปรุงสภาพด้วยสารละลาย DEA พบว่ามีตัวรองรับ $K_2CO_3/\gamma-Al_2O_3$ ที่ผ่านกระบวนการปรับปรุงด้วยสารละลาย DEA มีปริมาณในการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ที่เพิ่มขึ้น งานวิจัยนี้จึงต้องการปรับปรุงตัวดูดซับ $K_2CO_3/\gamma-Al_2O_3$ ด้วยสารละลายชนิดเอมีน เพื่อเพิ่มความสามารถในการดูดซับในการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ และศึกษาพารามิเตอร์ทางจลนพลศาสตร์ในรูปแบบของแบบจำลองเชิงถดถอย เพื่อนำข้อมูลไปใช้ในกระบวนการจำลองกระบวนการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ของโรงไฟฟ้าพลังงานความร้อนร่วมจากแก๊สธรรมชาติ

4.1.1 ผลของสารละลายเอมีนที่ใช้เป็นตัวปรับปรุงตัวดูดซับของแข็งต่อความสามารถในการดูดซับ

งานวิจัยนี้จะเปรียบเทียบความสามารถในการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ของตัวดูดซับที่ไม่ผ่านกระบวนการปรับปรุง $K_2CO_3/\gamma-Al_2O_3$ (Conventional) และตัวดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ที่ผ่านกระบวนการปรับปรุงด้วยสารละลายเอมีน (Amine functionalized sorbent) ที่มีความเข้มข้นร้อยละ 5 โดยปริมาตร โดยสารละลายเอมีนที่ใช้ในการปรับปรุงได้แก่ MEA, MDEA และ AMP ด้วยวิธีการเตรียมแบบอิมเพรกเนชัน (Impregnation method) เพื่อศึกษาปริมาณในการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ ในการหาปริมาณในการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ จะทำการบันทึกค่าความเข้มข้นขาออกของคาร์บอนไดออกไซด์กับเวลา จนกระทั่งความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ขาออกเท่ากับ

ขาเข้า (12% โดยปริมาตร) จะได้กราฟ Break-through curve ค่าความสามารถในการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ถูกคำนวณผ่านสมการ (3.1) โดยผลการทดลองการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ของตัวดูดซับ แสดงในตารางที่ 4.1

ตารางที่ 4.1 ความสามารถในการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ของตัวดูดซับของแข็ง

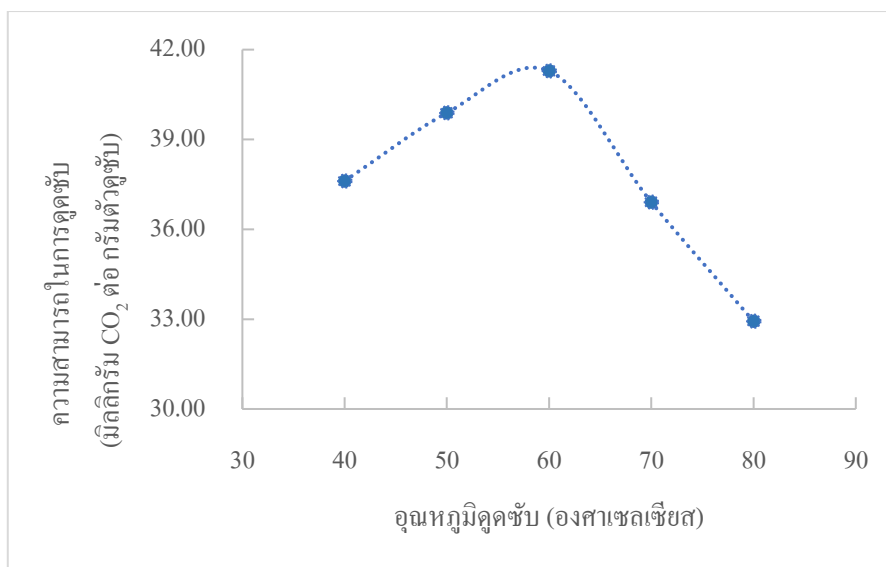
ตัวอย่าง	ความสามารถในการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ (มิลลิกรัม CO ₂ ต่อกรัมตัวดูดซับ)			
	ครั้งที่ 1	ครั้งที่ 2	ครั้งที่ 3	เฉลี่ย
K ₂ CO ₃ /γ-Al ₂ O ₃	32.41	33.07	32.78	32.76
MEA- K ₂ CO ₃ /γ-Al ₂ O ₃	35.19	34.80	34.03	34.67
MDEA- K ₂ CO ₃ /γ-Al ₂ O ₃	42.70	41.14	42.75	42.20
AMP- K ₂ CO ₃ /γ-Al ₂ O ₃	38.46	37.79	38.76	38.33

จากผลการทดลองตารางที่ 4.1 แสดงค่าความสามารถในการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ โดยทำการทดลอง 3 ซ้ำ ที่สภาวะคาร์บอนไดออกไซด์เปียกความเข้มข้น 12% โดยปริมาตร ด้วยเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไชต์เบดที่มีดำเนินการของของไหลแบบปั่นป่วน (CO₂ fluidization sorption system) อุณหภูมิ 60 องศาเซลเซียส ความดัน 1 บรรยากาศ ในสภาวะแก๊สเปียก พบว่าตัวดูดซับ K₂CO₃/γ-Al₂O₃ มีความสามารถในการดูดซับเฉลี่ย 32.76 มิลลิกรัม CO₂ ต่อกรัมตัวดูดซับ ซึ่งมีค่าความสามารถใกล้เคียงกับ Charoenchaipect และ คณะ [41] สำหรับตัวดูดซับ K₂CO₃/γ-Al₂O₃ ที่ผ่านกระบวนการปรับปรุงด้วยสารละลายเอมีนทั้ง 3 ชนิด มีความสามารถในการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์สูงกว่าตัวดูดซับที่ผ่านไม่กระบวนการปรับปรุง (K₂CO₃/γ-Al₂O₃) ทำให้ทราบว่า การปรับปรุงตัวดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยสารละลายเอมีนช่วยเพิ่มประสิทธิภาพในการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ ซึ่งตัวดูดซับที่ผ่านกระบวนการปรับปรุงด้วย MDEA มีประสิทธิภาพในการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์มากที่สุด รองลงมาคือ AMP และ MEA ตามลำดับ

4.1.2 ผลของอุณหภูมิต่อความสามารถในการดูดซับ

ผลของอุณหภูมิดูดซับที่แตกต่างกัน (40, 50, 60, 70 และ 80 องศาเซลเซียส) ต่อความสามารถในการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ของตัวดูดซับที่ผ่านกระบวนการปรับปรุงด้วยสารละลายเอมีนชนิด MDEA ซึ่งมีความสามารถในการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์มากที่สุด ในสภาวะความดัน 1 บรรยากาศ รูปแบบการไหลแบบป้อนป้อน ในสภาวะแก๊สเปียก

จากรูปที่ 4.1 แสดงผลของอุณหภูมิในการดูดซับที่มีผลต่อความสามารถในการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ของตัวดูดซับที่ผ่านกระบวนการปรับปรุงด้วยสารละลายเอมีนชนิด MDEA พบแนวโน้มของความสามารถในการดูดซับแบ่งออกเป็น 2 ช่วงอุณหภูมิ ช่วงอุณหภูมิ 40-60 องศาเซลเซียส ความสามารถในการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ของตัวดูดซับมีค่าเพิ่มขึ้น ในขณะที่ช่วงอุณหภูมิ 60-80 องศาเซลเซียส ค่าความสามารถในการดูดซับมีค่าลดลง ซึ่งความสามารถในการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์เพิ่มขึ้นในช่วงอุณหภูมิต่ำ และความสามารถในการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ลดลงในช่วงอุณหภูมิสูง สามารถอธิบายผ่านอัตราการเกิดปฏิกิริยาเคมี และการคายความร้อนของปฏิกิริยาเคมี ตามลำดับ โดยช่วงอุณหภูมิต่ำ อัตราของการเกิดปฏิกิริยาเคมีจะมีค่าต่ำ เมื่อเพิ่มอุณหภูมิทำให้อัตราการเกิดปฏิกิริยาเคมีสูงขึ้น ส่งผลให้เกิดปฏิกิริยาในการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ได้เพิ่มขึ้น ทำให้ความสามารถในการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์มากขึ้น ที่ช่วงอุณหภูมิสูง การเกิดปฏิกิริยาในการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์มีค่าลดลงเมื่อเพิ่มอุณหภูมิในการดูดซับ เนื่องจากปฏิกิริยาการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์เป็นปฏิกิริยาคายความร้อน การเพิ่มอุณหภูมิส่งผลให้ปฏิกิริยาเกิดการผันกลับได้ ทำให้อุณหภูมิที่ใช้ในการดูดซับสูงเกิดการคายซับของคาร์บอนไดออกไซด์ โดยตัวดูดซับที่ผ่านกระบวนการปรับปรุงด้วยสารละลาย MDEA มีความสามารถในการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์มากที่สุดที่อุณหภูมิ 60 องศาเซลเซียส ในสภาวะความดัน 1 บรรยากาศ รูปแบบการไหลแบบป้อนป้อน ในสภาวะแก๊สเปียก

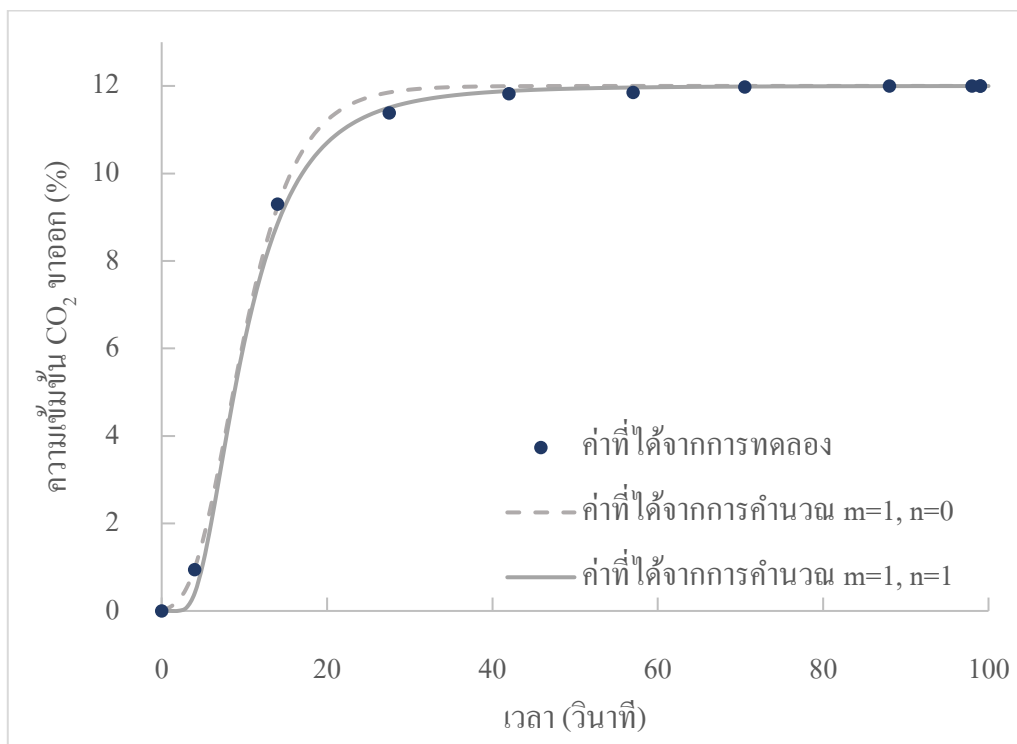


รูปที่ 4.1 ความสามารถในการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ที่อุณหภูมิต่างๆ

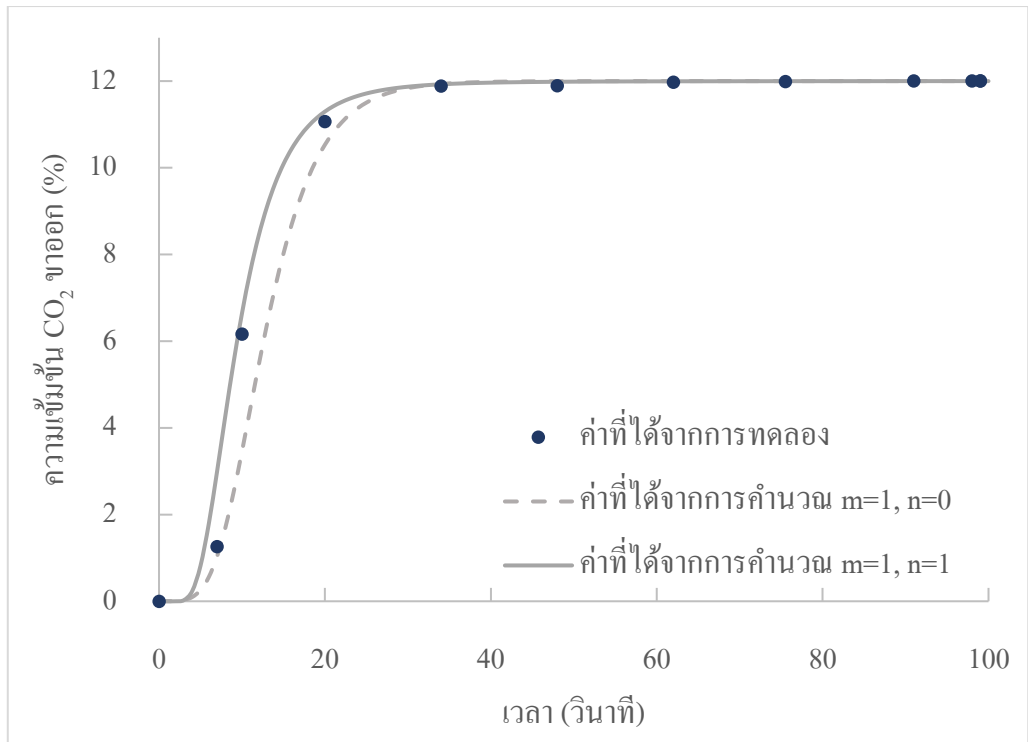
4.1.2 การศึกษาจลนพลศาสตร์ของตัวดูดซับ

ตัวดูดซับแต่ละชนิดจะมีแบบจำลองในการดูดซับที่เหมาะสมแตกต่างกันไป ดังนั้นแบบจำลองที่เหมาะสมกับตัวดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ก็มีความจำเพาะเจาะจงกับตัวดูดซับแต่ละชนิด โดยแบบจำลองที่นิยมนำมาใช้ คือ แบบจำลองปฏิกิริยาอันดับหนึ่งเทียม และ แบบจำลองปฏิกิริยาอันดับสองเทียม เนื่องจากเป็นแบบจำลองที่เหมาะสมกับตัวดูดซับหลายชนิด แต่แบบจำลองจลนพลศาสตร์ในรูปแบบเชิงถดถอยยังไม่เป็นที่นิยมในการนำมาประยุกต์ใช้ เนื่องจากมีความซับซ้อนในการคำนวณค่อนข้างมาก อย่างไรก็ตาม งานวิจัยของ Jongartklang และ คณะ [30] ได้ทำการศึกษาแบบจำลองจลนพลศาสตร์ของตัวดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ $K_2CO_3/\gamma-Al_2O_3$ ในรูปแบบเชิงถดถอย พบว่ารูปแบบสมการจลนพลศาสตร์เชิงถดถอย เป็นรูปแบบที่มีความเหมาะสมสำหรับตัวดูดซับ $K_2CO_3/\gamma-Al_2O_3$ เนื่องจากสารผลิตภัณฑ์ที่เกิดขึ้นจะอยู่บนพื้นผิวของตัวดูดซับ จะทำให้เกิดการเสื่อมสภาพในการเกิดปฏิกิริยาเมื่อเวลาผ่านไป ในงานวิจัยนี้จะทำการศึกษารูปแบบสมการจลนพลศาสตร์เชิงถดถอยที่เหมาะสมของตัวดูดซับ $K_2CO_3/\gamma-Al_2O_3$ ที่ผ่านกระบวนการปรับปรุงด้วยสารละลายเอมีนชนิด MDEA โดยสมการจลนพลศาสตร์เชิงถดถอยสามารถแบ่งออกได้เป็น 2 สมมติฐาน คือ สมมติฐานแรก ผลของการเสื่อมสภาพของตัวดูดซับเกี่ยวข้องกับตำแหน่งว่องไวของของแข็ง และไม่เกี่ยวข้องกับค่าความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ ($m=1, n=0$) สมมติฐานที่สอง ผลของการเสื่อมสภาพของตัวดูดซับเกี่ยวข้องกับ ทั้งตำแหน่งว่องไวของของแข็งและค่าความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ ($m=1, n=1$) ข้อมูลที่นำมาหา

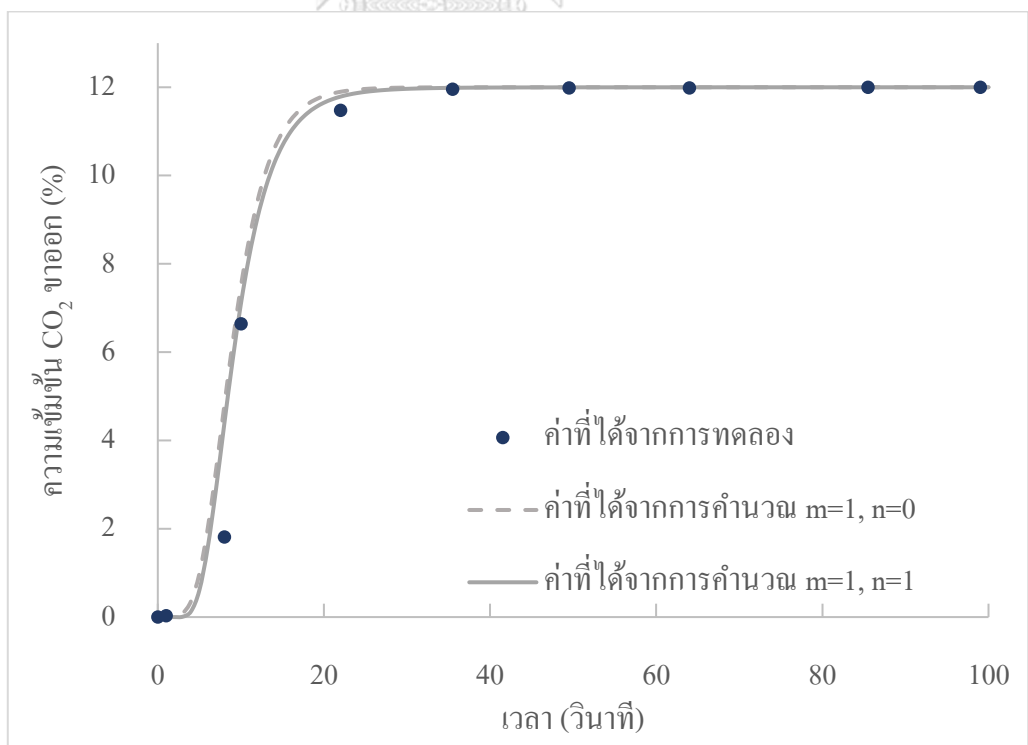
แบบจำลองที่เหมาะสมคือ ความสามารถในการดูดซับของตัวดูดซับ $K_2CO_3/\gamma-Al_2O_3$ ที่ผ่านกระบวนการปรับปรุงด้วยสารละลายเอมีนชนิด MDEA ที่อุณหภูมิในการทำปฏิกิริยาที่ 40, 50, 60, 70 และ 80 องศาเซลเซียส



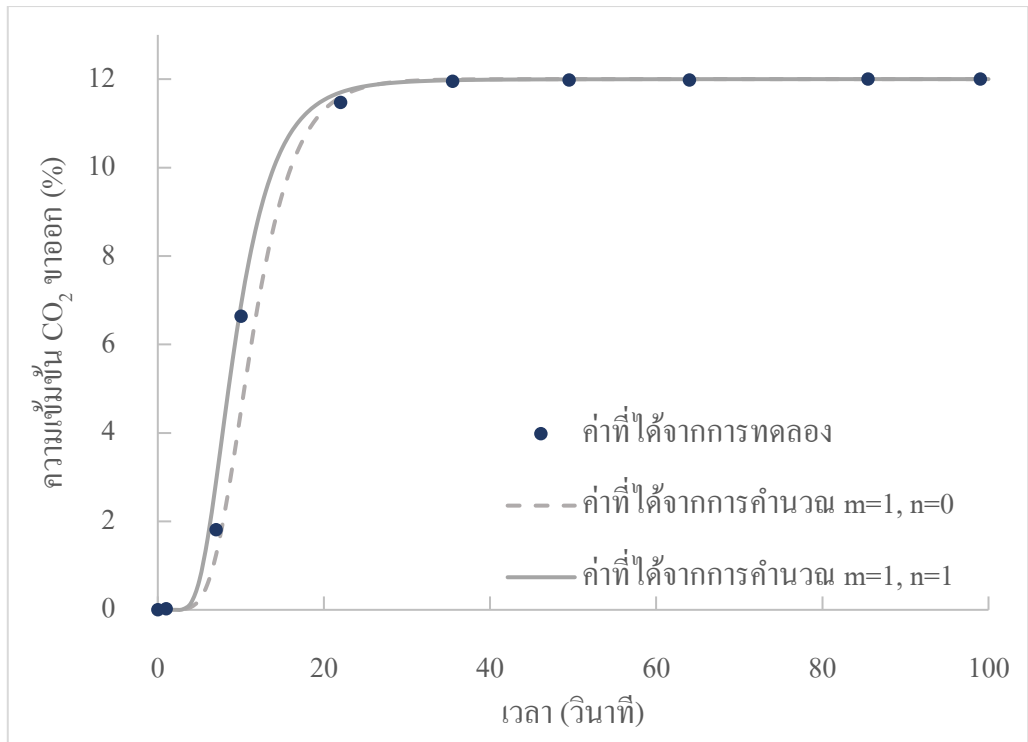
รูปที่ 4.2 แบบจำลองเชิงถดถอยที่อุณหภูมิดูดซับ 40 องศาเซลเซียส



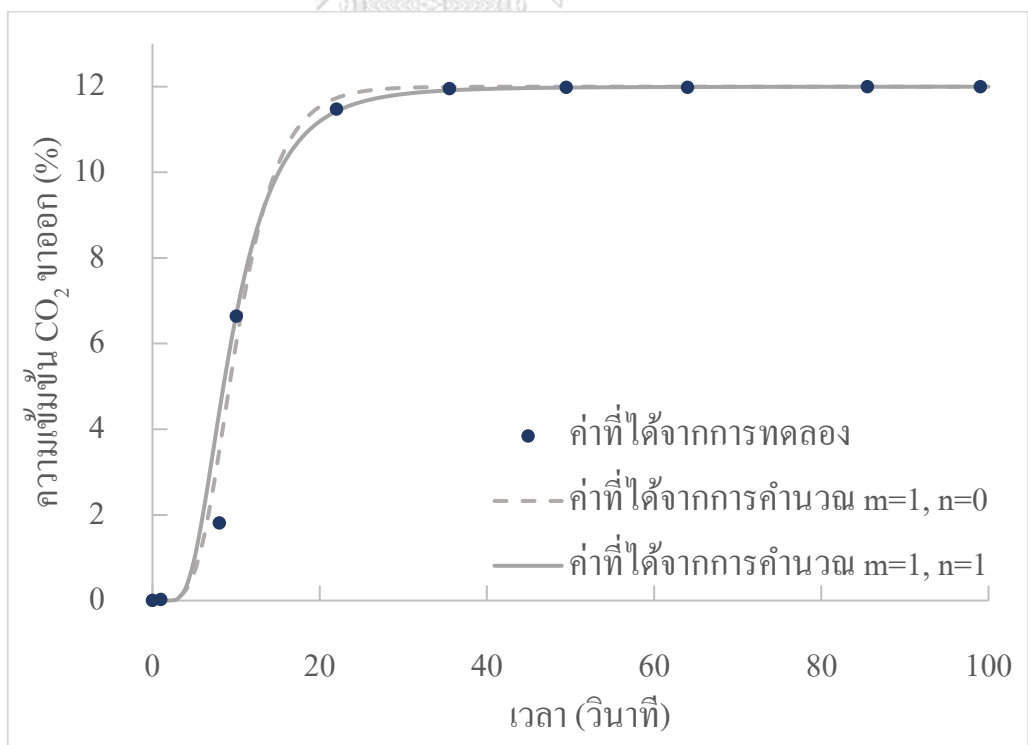
รูปที่ 4.3 แบบจำลองเชิงถดถอยที่อุณหภูมิคงที่ 50 องศาเซลเซียส



รูปที่ 4.4 แบบจำลองเชิงถดถอยที่อุณหภูมิคงที่ 60 องศาเซลเซียส



รูปที่ 4.5 แบบจำลองเชิงถดถอยที่อุณหภูมิจุดซับ 70 องศาเซลเซียส



รูปที่ 4.6 แบบจำลองเชิงถดถอยที่อุณหภูมิจุดซับ 80 องศาเซลเซียส

ตารางที่ 4.2 ค่าคงที่ของแบบจำลองปฏิกิริยาเชิงถดถอยที่อุณหภูมิต่างๆ

อุณหภูมิ (องศาเซลเซียส)	แบบจำลองเชิงถดถอย สมมติฐานแรก $m=1, n=0$			แบบจำลองเชิงถดถอย สมมติฐานสอง $m=1, n=1$		
	k_0	k_d	R^2	k_0	k_d	R^2
40	6.172	0.2256	0.9891	1.324	0.06527	0.9923
50	11.87	0.2555	0.9912	1.750	0.06170	0.9945
60	13.33	0.3341	0.9886	2.157	0.05925	0.9952
70	16.12	0.2796	0.9853	2.010	0.06001	0.9965
80	12.16	0.2862	0.9902	1.631	0.06311	0.9997

สำหรับแบบจำลองจลนพลศาสตร์รูปแบบเชิงถดถอยประกอบด้วยค่าคงที่ของปฏิกิริยา 2 ตัว คือ ค่าคงที่อัตราการดูดซับเริ่มต้น (k_0) และ ค่าคงที่อัตราการเสื่อมสภาพ (k_d) โดยรูปแบบจำลองตามสมมติฐานที่เหมาะสมกับงานวิจัยนี้พิจารณาจาก สัมประสิทธิ์แสดงในการตัดสินใจ สมมติฐานใดมีค่าสัมประสิทธิ์การตัดสินใจเข้าใกล้หนึ่ง แสดงว่า สมมติฐานนั้นเหมาะสมกับตัวดูดซับที่ถูกพัฒนาขึ้นในงานวิจัยนี้ แบบจำลองเชิงถดถอยจะถูกพิจารณาสมมติฐานผลของการเสื่อมสภาพของตัวดูดซับเกี่ยวข้องกับ ตำแหน่งว่องไวของของแข็ง และไม่เกี่ยวข้องกับค่าความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ ($m=1, n=0$) และสมมติฐานผลของการเสื่อมสภาพของตัวดูดซับเกี่ยวข้องกับ ทั้งตำแหน่งว่องไวของของแข็ง และ ค่าความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ ($m=1, n=1$) ด้วยสมการ (2.15) และ (2.18) ตามลำดับ ที่อุณหภูมิในการทำปฏิกิริยา 40, 50, 60, 70 และ 80 องศาเซลเซียส เพื่อหาค่าค่าคงที่อัตราการดูดซับเริ่มต้น (k_0) และ ค่าคงที่อัตราการเสื่อมสภาพ (k_d) จากการพิจารณาพบว่ารูปแบบจลนพลศาสตร์เชิงถดถอยตามสมมติฐาน การเสื่อมสภาพของตัวดูดซับเกี่ยวข้องกับ ทั้งตำแหน่งว่องไวของของแข็งและค่าความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ ($m=1, n=1$) มีค่าสัมประสิทธิ์ในการตัดสินใจที่ใกล้เคียง 1 มากกว่า ดังแสดงในตารางที่ 4.2 และเมื่อพิจารณาในรูปแบบของกราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่างค่าความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ได้จากการทดลองและค่าความเข้มข้นคาร์บอนไดออกไซด์ที่ได้จากการคำนวณตามรูปแบบเชิงถดถอยทั้งสองสมมติเทียบกับเวลา พบว่าลักษณะกราฟความเข้มข้นคาร์บอนไดออกไซด์ที่ได้จากการคำนวณด้วยสมมติฐานที่ 2 มีลักษณะกราฟ

ที่ใกล้เคียงกับการทดลอง ดังแสดงในรูป 4.2-4.6 ซึ่งผลการทดลองนี้สอดคล้องกับรายงานวิจัยของ Jongartklang และ คณะ [30]

เมื่อพิจารณาในรูปของค่าคงที่อัตราการดูดซับเริ่มต้นและค่าคงที่อัตราการเสื่อมสภาพที่ได้จากสมการจลนพลศาสตร์เชิงถดถอยตามสมมติฐานที่สอง ดังแสดงในตารางที่ 4.2 พบว่าค่าอัตราการดูดซับเริ่มต้นมีค่าเพิ่มขึ้น เมื่ออุณหภูมิที่ใช้ดูดซับมากขึ้น ซึ่งแสดงถึงการเกิดปฏิกิริยาดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์เพิ่มขึ้น ทำให้ความสามารถในการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์มากขึ้น สอดคล้องกับสมมติฐานของค่าความสามารถในการดูดซับเพิ่มขึ้น โดยค่าคงที่อัตราการดูดซับเริ่มต้นมีค่าสูงสุดเมื่อใช้อุณหภูมิดูดซับที่ 60 องศาเซลเซียส ค่าคงที่อัตราการดูดซับเริ่มต้นจะลดลงเมื่ออุณหภูมิในการดูดซับมากกว่า 60 องศาเซลเซียส เนื่องจากการเกิดปฏิกิริยาดูดซับเป็นปฏิกิริยาคายความร้อนตามที่กล่าวมาจากข้างต้น ค่าคงที่อัตราการเสื่อมสภาพของดูดซับมีค่าแตกต่างกันเล็กน้อย สามารถแบ่งออกได้เป็น 2 ช่วงเช่นกัน ในช่วงอุณหภูมิต่ำ เกิดการกลั่นตัวกลับเป็นน้ำปกคลุมผิวของตัวดูดซับทำให้ค่าคงที่อัตราการเสื่อมสภาพสูง เมื่อเพิ่มอุณหภูมิน้ำสามารถคงรูปอยู่ในรูปไอน้ำได้มากขึ้น ทำให้ค่าคงที่การเสื่อมสภาพลดลงจนถึงอุณหภูมิ 60 องศาเซลเซียส จากนั้นในช่วงอุณหภูมิมากกว่า 60 องศาเซลเซียส อัตราการเกิดปฏิกิริยาทางเคมีจะมีค่าสูงขึ้น ส่งผลให้อัตราการเสื่อมสภาพเพิ่มขึ้นตามอุณหภูมิที่ใช้ในการดูดซับ เนื่องจากภายในระบบมีพลังงานโมเมนตัมสูง ทำให้ภายในระบบเกิดการชนกันของอนุภาคเพิ่มมากขึ้น อย่างไรก็ตามการชนกันของอนุภาคที่มากขึ้นอาจไม่ทำให้เกิดสารผลิตภัณฑ์ เนื่องจากพลังงานโมเมนตัมที่สูงอาจจะทำให้เกิดการชนที่ทำให้อนุภาคเกิดการแยกออกจากกัน ทำให้การชนที่เกิดขึ้นไม่เกิดเป็นผลิตภัณฑ์ สังเกตค่าการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ของตัวดูดซับที่มีค่าลดลงเมื่อเพิ่มอุณหภูมิมากกว่า 60 องศาเซลเซียส จากตารางที่ 4.2 พบว่าที่อุณหภูมิในการดูดซับ 60 องศาเซลเซียส มีค่าอัตราในการดูดซับเริ่มต้นสูงสุดและอัตราในการเสื่อมสภาพต่ำที่สุด ซึ่งเป็นอุณหภูมิเหมาะสมในการทำปฏิกิริยาดูดซับ เนื่องจากเป็นจุดที่น้ำสามารถคงสถานะให้อยู่ของไอน้ำได้ โดยไม่เกิดการกลั่นตัวกลับเป็นกลับมาอยู่ในรูปของของเหลวปกคลุมผิวหน้าตัวดูดซับที่ทำ นอกจากนี้ยังมีพลังงานโมเมนตัมที่ไม่สูงมากจนเกินไป ทำให้ไม่เกิดการชนที่เกิดการแยกออกจากกันของอนุภาค

ความสัมพันธ์ระหว่างพารามิเตอร์ของแบบจำลองจลนพลศาสตร์ในรูปแบบเชิง
 ถดถอยกับอุณหภูมิจนการดูดซับถูกนำมาอธิบายผ่านสมการ อาร์เรเนียส (Arrhenius's form)
 แสดงดังสมการ 4.1

$$\ln k_0 \text{ or } \ln k_d = \ln A - \frac{E_a}{RT} \quad (4.1)$$

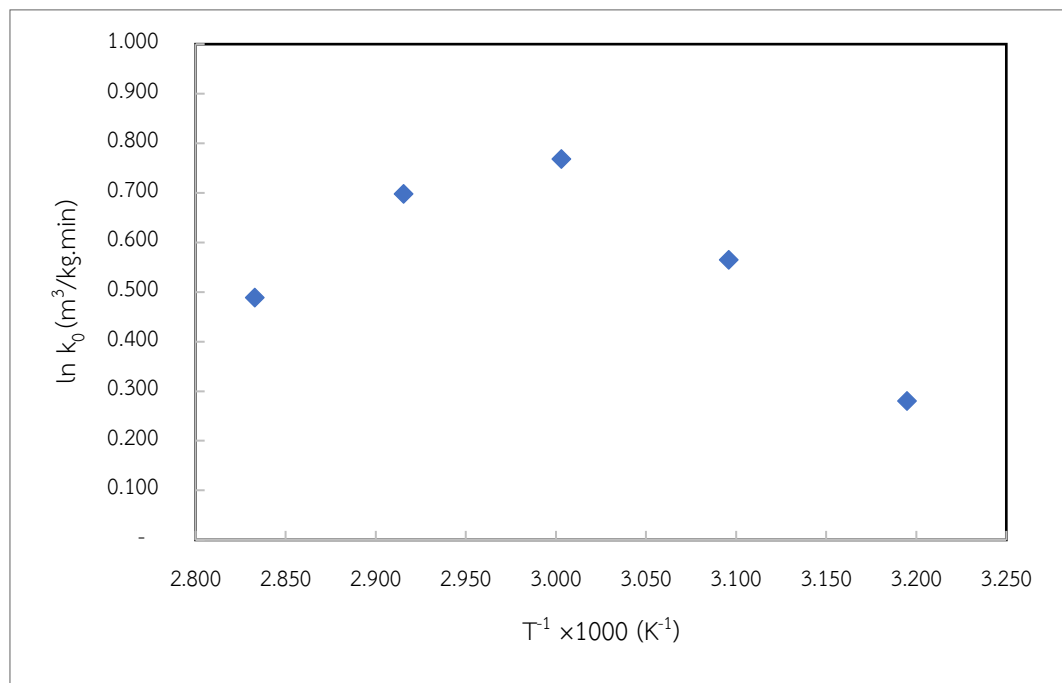
โดยที่ A คือ Frequency factor หรือ Pre-exponential factor

E_a คือ พลังงานในการกระตุ้น

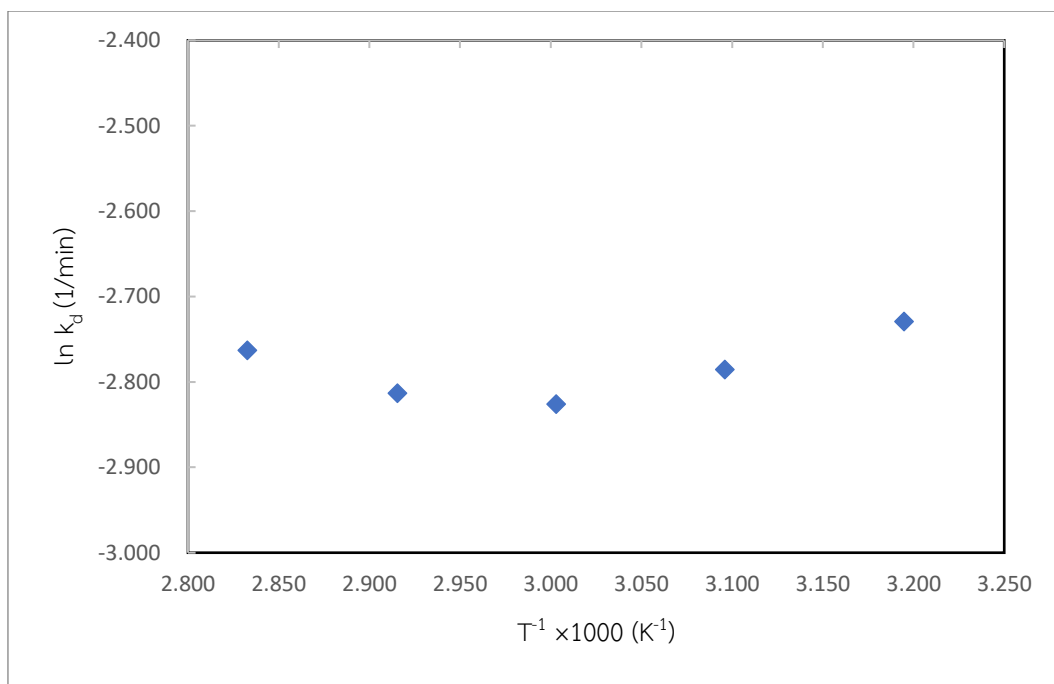
R คือ ค่าคงที่ของแก๊ส

จากการสร้างความสัมพันธ์ระหว่าง $\ln k_0$ กับ T^{-1} และ $\ln k_d$ กับ T^{-1} แสดง
 ดังรูปที่ 4.7 และ 4.8 ตามลำดับ ค่าพลังงานในการกระตุ้นและ Frequency factor หรือ
 Pre-exponential factor จะได้จากการคำนวณผ่านค่าความชัน และ จุดตัดแกนตั้งของกราฟ
 ตามลำดับ จากรูปที่ 4.7 แสดงให้เห็นแนวโน้มที่แตกต่างกับที่ช่วงอุณหภูมิ 40-60
 องศาเซลเซียส และ 60-80 องศาเซลเซียส ที่ช่วงอุณหภูมิต่ำในการดูดซับมีค่าพลังงานใน
 การกระตุ้นเป็นบวก คือ 21,177.8 กิโลจูลต่อกิโลโมล และมีค่า Frequency factor
 ที่ 4557.46 ลูกบาศก์เมตรต่อกิโลกรัม นาที ซึ่งค่าพลังงานกระตุ้นมีค่าเป็นบวกสามารถพบ
 ได้ในปฏิกิริยาทั่วไป หรือพลังงานนี้ว่า อุปสรรคในการเกิดปฏิกิริยา (Barrier reaction)
 กล่าวคือ สารเคมีตั้งต้นต้องมีพลังงานที่มากกว่าหรือเท่ากับพลังงานกระตุ้นเพื่อจะเกิดปฏิกิริยา
 ได้ ที่อุณหภูมิในการดูดซับสูงมีค่าพลังงานกระตุ้นเป็นลบ คือ -13,590.0 กิโลจูลต่อโมล และ
 มีค่า Frequency factor ที่ 0.01631 ลูกบาศก์เมตรต่อกิโลกรัม นาที พลังงานกระตุ้นมีค่า
 เป็นลบไม่ได้ขัดขวางการเกิดปฏิกิริยา แต่ปฏิกิริยาจะขึ้นอยู่กับการจับตัวของโมเลกุล
 การเพิ่มอุณหภูมิในการดูดซับจะทำให้เพิ่ม Brownian motion และ เพิ่มโอกาสในการ
 เกิดโมเลกุลคอลลอยด์ อย่างไรก็ตามการชนกันมากขึ้น ไม่ได้ทำให้เกิดปฏิกิริยามากขึ้น
 เนื่องจากโมเมตัมที่สูงมีโอกาสน้อยที่อนุภาคที่ชนอาจจะแยกออกจากกัน ทำให้อัตรา
 การเกิดปฏิกิริยาเคมีลดลง ค่าคงที่อัตราการเสื่อมสภาพของตัวดูดซับแบ่งออกเป็น 2 ช่วง
 เช่นเดียวกัน โดยที่ช่วงอุณหภูมิต่ำมีค่าพลังงานกระตุ้นเป็นลบ คือ -4,198.8 กิโลจูลต่อกิโลโมล
 และค่า Frequency factor ที่ 0.01298 ลูกบาศก์เมตรต่อกิโลกรัม นาที โดยที่อุณหภูมิใน
 การดูดซับต่ำ ค่า k_d มีค่าสูง อาจเกิดจากระบบที่ดำเนินการด้วยแก๊สเปือก เมื่อใช้อุณหภูมิใน
 การดูดซับต่ำ เกิดการกลั่นตัวกลับเป็นน้ำไปปกคลุมผิวตัวดูดซับมากเกินไป ทำให้น้ำ
 น้ำเปรียบเสมือนตัวกั้น ไม่ให้เกิดปฏิกิริยาการดูดซับระหว่างคาร์บอนไดออกไซด์และตัวดูดซับ

ที่อุณหภูมิในการดูดซับสูง ค่าพลังงานในการกระตุ้นมีค่าเป็นบวกคือ 3,065.5 กิโลจูลต่อกิโลมอล และ ค่า Frequency factor ที่ 0.00306 ลูกบาศก์เมตรต่อกิโลกรัม นาที โดยอัตราการเสื่อมสภาพมีค่าเพิ่มขึ้น เมื่ออุณหภูมิที่ใช้ดูดซับมากกว่า 60 องศาเซลเซียส เนื่องจากในช่วงอุณหภูมิสูงในการดูดซับ ภายในระบบจะมีโมเมนตัมที่สูงอาจเกิดการชนกันของอนุภาค ทำให้อนุภาคที่ชนอาจจะแยกออกจากกัน หรือ อนุภาคเกิดการสูญเสีย Active sites ส่งผลให้ค่า k_d มีค่าเพิ่มขึ้น



รูปที่ 4.7 ผลของอุณหภูมิต่อค่าคงที่อัตราการดูดซับเริ่มต้น (k_0)



รูปที่ 4.8 ผลของอุณหภูมิต่อค่าคงที่อัตราการเสื่อมสภาพ (k_d)

4.1.4 การพิสูจน์เอกลักษณ์ตัวดูดซับ (Characterization of sorbents)

ตารางที่ 4.3 สมบัติทางเคมีของตัวดูดซับ

ตัวอย่าง	Element analysis ^a (wt%)			K_2CO_3 loading ^b (%wt)
	C	H	N	
$K_2CO_3/\gamma-Al_2O_3$	1.27	0.62	0.30	9.06
MDEA- $K_2CO_3/\gamma-Al_2O_3$	2.00	0.94	0.44	15.06

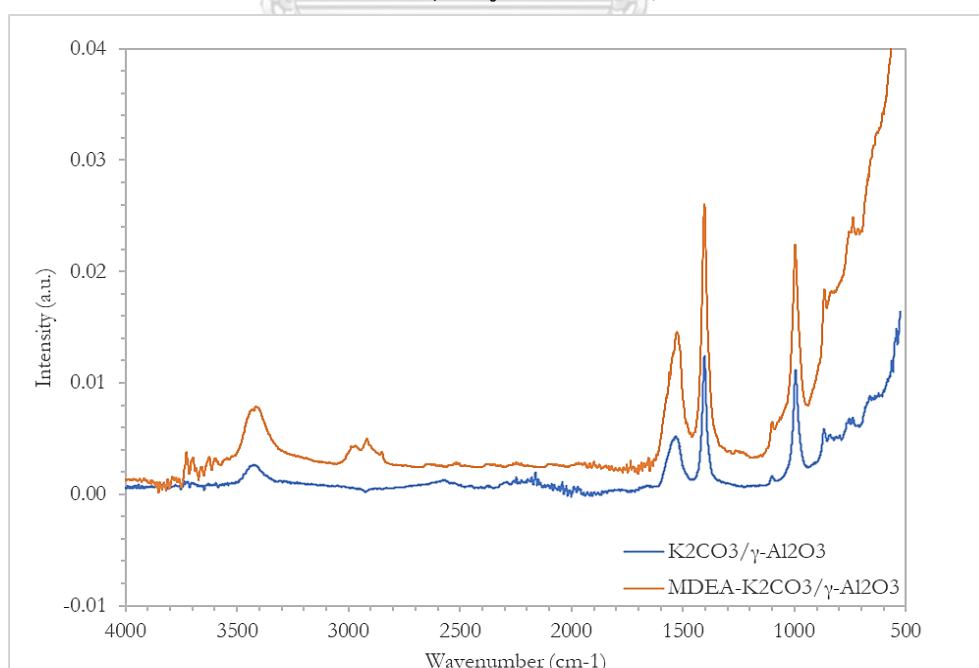
^a CHN analysis

^b X-ray Fluorescence

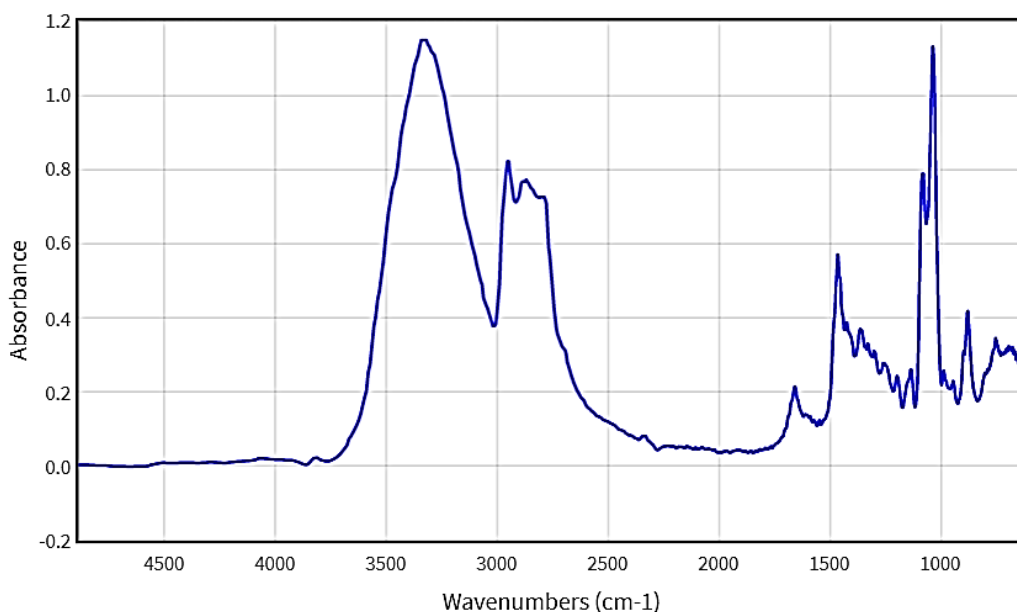
4.1.4.1 การวิเคราะห์หาหมู่ฟังก์ชันของตัวดูดซับด้วยเทคนิคฟูเรียร์ทรานส์ฟอร์มอินฟราเรดสเปกโตรสโคปี (Fourier transform Infrared (FTIR) Spectroscopy)

การวิเคราะห์หาหมู่ฟังก์ชันด้วยเครื่อง FTIR เป็นเทคนิคในการวิเคราะห์โครงสร้างทางเคมีและหมู่ฟังก์ชัน ผ่านคุณสมบัติของหมู่ฟังก์ชันและพันธะต่าง ๆ ที่จะดูดกลืนพลังงาน (Adsorption band) จากรังสีอินฟราเรดในช่วงคลื่นพลังงานในช่วงจำเพาะ จนเกิดการสั่นของโมเลกุล ในงานวิจัยนี้ทำการวิเคราะห์หมู่ฟังก์ชันของตัวดูด

ซัพที่ไม่ผ่านกระบวนการปรับปรุง ($K_2CO_3/\gamma-Al_2O_3$) และตัวดูดซับที่ผ่านกระบวนการปรับปรุงด้วยสารละลายเอมีน ชนิด MDEA ที่มีความสามารถในการดูดซับมากที่สุด จากรูปที่ 4.9 แสดงสเปกตรัม FTIR ของตัวดูดซับ พบว่าแถบช่วงกว้างที่ตำแหน่ง $800-500\text{ cm}^{-1}$ และ 997 cm^{-1} ซึ่งเป็นตำแหน่งจำเพาะของ Al-O และพันธะ Al-OH ของตัวรองรับแกมมา อะลูมินา สำหรับตัวดูดซับ $K_2CO_3/\gamma-Al_2O_3$ แสดงแถบที่ตำแหน่ง 3407 cm^{-1} แสดงถึงการสั่นแบบยืด (Stretching vibration) ของพันธะ O-H ของโมเลกุลน้ำ ที่ตำแหน่ง 1529 และ 1404 cm^{-1} แสดงถึงหมู่คาร์บอเนต ซึ่งอาจจะเกิดขึ้นเกิดปฏิกิริยา คาร์บอเนชัน ในขณะที่ทำการเตรียมสาร [35] สำหรับตัวดูด $K_2CO_3/\gamma-Al_2O_3$ ที่ผ่านกระบวนการปรับปรุงด้วยสารละลายเอมีน ชนิด MDEA พบว่าแถบที่แสดงตำแหน่งของหมู่ฟังก์ชันที่คล้ายคลึงกับ $K_2CO_3/\gamma-Al_2O_3$ แต่มีความสูงของพีคที่สูงกว่า คาดว่าเนื่องจากตำแหน่งหมู่ฟังก์ชันที่จำเพาะของ MDEA (แสดงในรูป 4.10) อยู่ตำแหน่งเดียวกับหมู่คาร์บอเนต ที่ตำแหน่ง 1526 1404 และ 997 cm^{-1} แสดงการสั่นแบบยืดของหมู่ CH_2 พันธะ C-N และ CN/CO ตามลำดับ และพบแถบเกิดขึ้นใหม่ที่ตำแหน่ง 2808 cm^{-1} เป็นการสั่นแบบยืดของ νCH ทำให้สามารถสรุปได้ว่าความสูงของพีคที่เพิ่มขึ้นในช่วง $1600-1000\text{ cm}^{-1}$ เกิดจากการมีอยู่ของ MDEA ที่ใช้เป็นตัวปรับปรุงตัวดูดซับ $K_2CO_3/\gamma-Al_2O_3$



รูปที่ 4.9 สเปกตรัม FTIR ของตัวดูดซับ



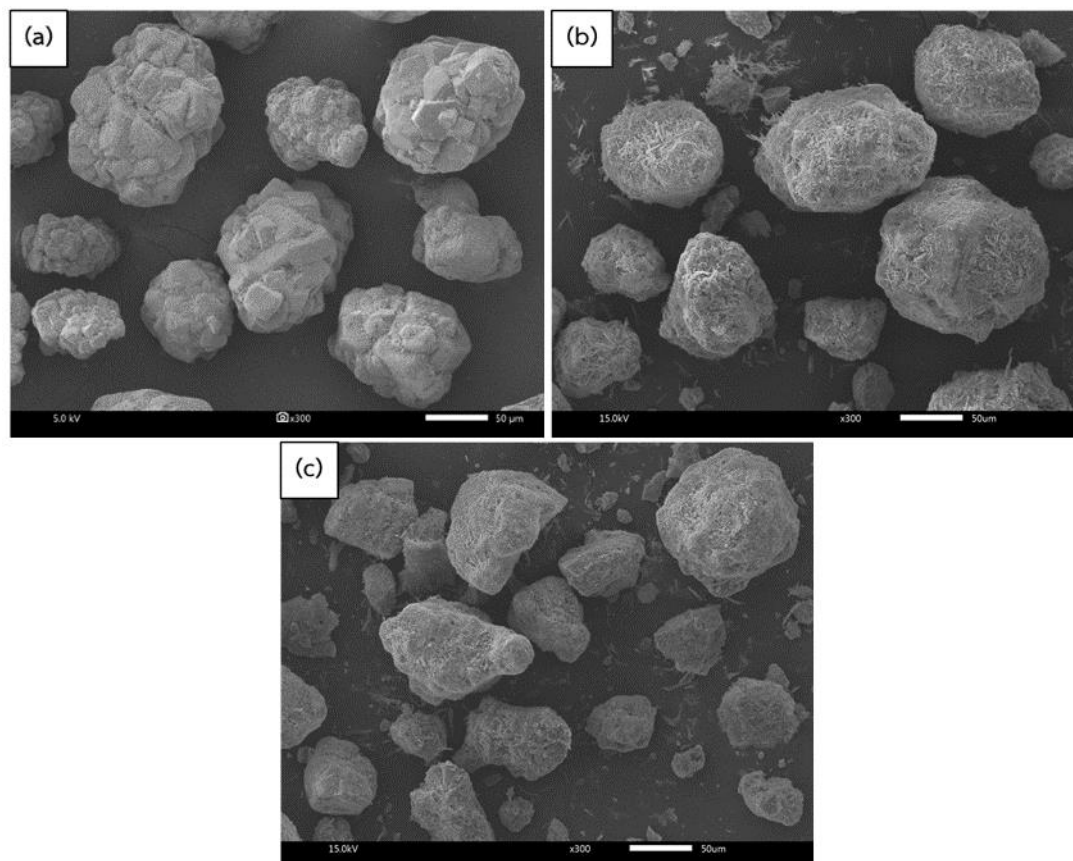
รูปที่ 4.10 สเปกตรัม FTIR ของ N-methyl-diethanol amine (MDEA)

4.1.4.2 การวิเคราะห์ลักษณะสัณฐานวิทยาของตัวดูดซับด้วยเทคนิคจุลทรรศน์อิเล็กตรอนแบบส่องกราด (Scanning electron microscopy, SEM)

เทคนิคจุลทรรศน์อิเล็กตรอนแบบส่องกราด (SEM) ถูกนำมาใช้วิเคราะห์ลักษณะสัณฐานวิทยาของตัวดูดซับ โดยกลุ่มอิเล็กตรอนที่ได้จากแหล่งกำเนิดจะถูกเร่งด้วยสนามไฟฟ้า จากนั้นกลุ่มอิเล็กตรอนจะผ่านเลนส์รวบรวมรังสี (Condenser lens) เพื่อทำให้กลุ่มอิเล็กตรอนกลายเป็นลำอิเล็กตรอน หลังจากลำอิเล็กตรอนถูกกราดลงบนชิ้นงานจะทำให้เกิดอิเล็กตรอนทุติยภูมิ (Secondary electron) ขึ้น ซึ่งสัญญาณจากอิเล็กตรอนทุติยภูมินี้จะถูกบันทึก และแปลงไปเป็นสัญญาณทางอิเล็กทรอนิกส์ และถูกนำไปสร้างเป็นภาพบนจอโทรทัศน์ เทคนิคนี้นิยมนำมาใช้ในการวิเคราะห์ตัวอย่าง เนื่องจากใช้ปริมาณสารตัวอย่างน้อย

จากรูปที่ 4.11 แสดงลักษณะสัณฐานวิทยาที่กำลังขยาย 300 เท่า ของ (a) ตัวรองรับแกมมา-อะลูมินา (b) ตัวดูดซับ $K_2CO_3/\gamma-Al_2O_3$ (c) ตัวดูดซับ MDEA- $K_2CO_3/\gamma-Al_2O_3$ จากรูปที่ 4.11 (a) ตัวรองรับแกมมา-อะลูมินา มีลักษณะพื้นที่ค่อนข้างเรียบ และมีความคมที่บริเวณเหลี่ยมและมุม เมื่อเทียบกับตัวดูดซับที่ผ่านกระบวนการอิมเพกเนชัน พบว่า มีลักษณะผิวที่ขรุขระขึ้น มีผลึกรูปแท่งยาว ซึ่งเป็นลักษณะผลึกของโพแทสเซียมคาร์บอเนตกระจายปกคลุมพื้นผิวดักรับแกมมา-อะลูมินา ทำให้ความคมของแกมมา-อะลูมินามีความคมน้อยลง เนื่องจากในขั้นตอน

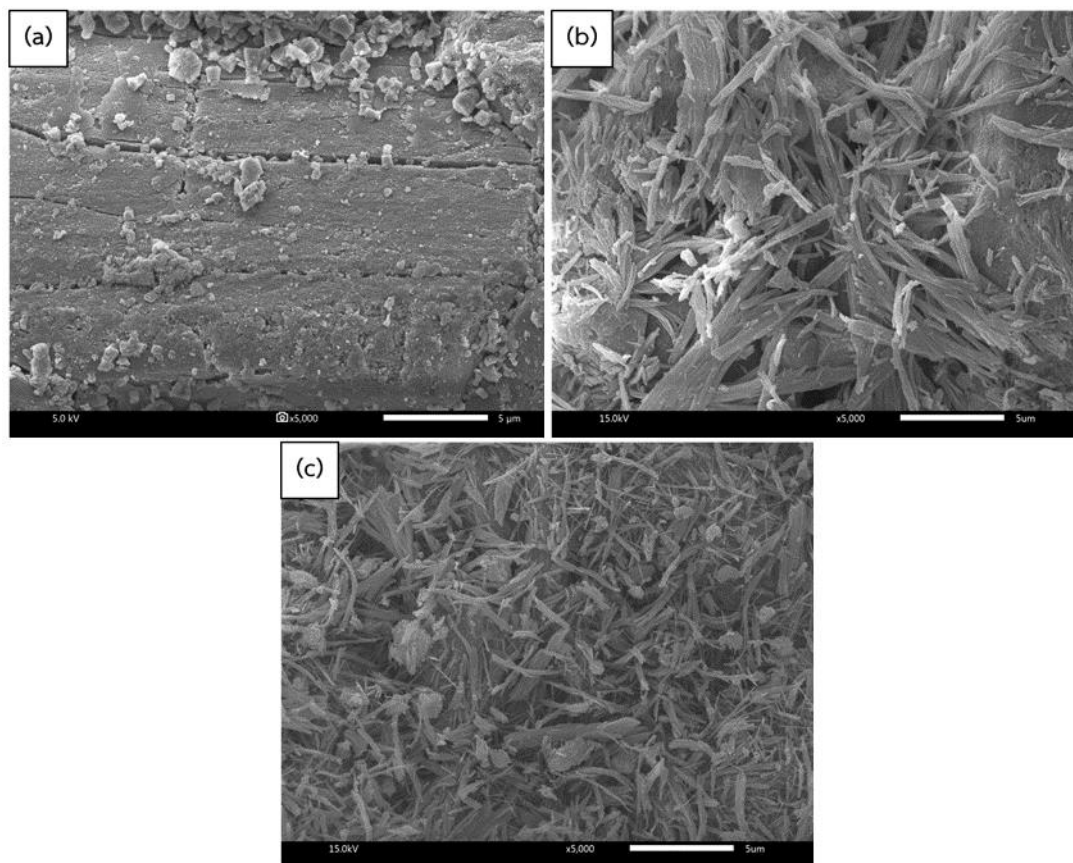
การเตรียมตัวดูดซับใช้กระบวนการเขย่าทำให้อนุภาคเกิดการชนกัน ลักษณะสัณฐานวิทยาของตัวดูดซับ $K_2CO_3/\gamma-Al_2O_3$ และ ตัวดูดซับ MDEA- $K_2CO_3/\gamma-Al_2O_3$ แสดงดังรูป 4.11 (b) และ 4.11 (c) ตามลำดับ จะมีลักษณะพื้นผิวแตกต่างกันเล็กน้อย คือพื้นผิวของตัวดูดซับ $K_2CO_3/\gamma-Al_2O_3$ มีความขรุขระมากกว่าเทียบกับตัวดูดซับ MDEA- $K_2CO_3/\gamma-Al_2O_3$



รูปที่ 4.11 ภาพถ่าย SEM ที่กำลังขยาย 300 เท่า ของ
(a) $\gamma-Al_2O_3$ (b) $K_2CO_3/\gamma-Al_2O_3$ (c) MDEA- $K_2CO_3/\gamma-Al_2O_3$

จากรูปที่ 4.12 แสดงลักษณะสัณฐานวิทยาที่กำลังขยาย 5000 เท่า ของ (a) ตัวรองรับแกมมา-อะลูมินา (b) ตัวดูดซับ $K_2CO_3/\gamma-Al_2O_3$ (c) ตัวดูดซับ MDEA- $K_2CO_3/\gamma-Al_2O_3$ ที่กำลังขยาย 5000 แสดงให้เห็นถึงลักษณะของการกระจายตัวของผลึกของโพแทสเซียมคาร์บอเนตบนตัวรองรับแกมมา-อะลูมินาของตัวดูดซับ โดยตัวรองรับแกมมา-อะลูมินา มีลักษณะพื้นผิวที่ค่อนข้างเรียบ และมีอนุภาคปะปนเล็กน้อย จากรูป 4.12 (b) ลักษณะพื้นผิวของตัวดูดซับ $K_2CO_3/\gamma-Al_2O_3$ มีการกระจายตัวของผลึกของโพแทสเซียมเกือบทั่วทั้งบริเวณพื้นผิวของตัวรองรับแกมมา-อะลูมินา

ขนาดผลึกของโพแทสเซียมมีขนาดใหญ่ แสดงให้เห็นถึงการรวมตัวกันเป็นกลุ่มก้อน (Agglomerate) ของอนุภาคโพแทสเซียมคาร์บอเนต เกิดเป็นผลึกรูปไม่สมมาตร (Bulk structure) ส่งผลให้พื้นที่ผิวภายนอกของตัวดูดซับ $K_2CO_3/\gamma-Al_2O_3$ สูงขึ้น สำหรับตัวดูดซับ MDEA- $K_2CO_3/\gamma-Al_2O_3$ มีผลึกรูปแท่ง (Rod structure) ของโพแทสเซียมคาร์บอเนตขนาดเล็กกระจายตัวทั่วทั้งพื้นที่ผิวของตัวรองรับแกมมา-อะลูมินา ทำให้มีพื้นที่ผิวจำเพาะภายนอกน้อยกว่าเมื่อทำการเปรียบเทียบตัวดูดซับ $K_2CO_3/\gamma-Al_2O_3$ ซึ่งสอดคล้องกับผล BET นอกจากนี้จากการวิจัยของ Zhao และ คณะ [42] พบว่าผลึกรูปแท่ง (Rod structure) มีความว่องไวในการทำปฏิกิริยามากกว่าผลึกรูปไม่สมมาตร (Bulk structure) ทำให้ตัวดูดซับ $K_2CO_3/\gamma-Al_2O_3$ ที่มีเกิดการรวมตัวกันของผลึกโพแทสเซียมจนเป็นกลุ่มก้อนขนาดใหญ่ หรือ ผลึกรูปไม่สมมาตร มีความสามารถในการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์น้อยกว่า ตัวดูดซับ MDEA- $K_2CO_3/\gamma-Al_2O_3$ ที่มีลักษณะผลึกรูปแท่งขนาดเล็กกระจายตัวอยู่ทั่วพื้นที่ผิวแกมมา-อะลูมินา โดยการที่ขนาดผลึกของโพแทสเซียมคาร์บอเนตที่ได้จากตัวดูดซับ MDEA- $K_2CO_3/\gamma-Al_2O_3$ มีขนาดเล็กกว่าตัวดูดซับ $K_2CO_3/\gamma-Al_2O_3$ ทั้งที่มีกระบวนการเตรียมตัวดูดซับที่คล้ายคลึงกัน เนื่องจากในขั้นตอนการเตรียมตัวดูดซับ MDEA- $K_2CO_3/\gamma-Al_2O_3$ มีการใช้เอทานอล ซึ่งคาดว่าจะเป็นตัวทำให้ผลึกของโพแทสเซียมคาร์บอเนตไม่เกิดการรวมตัวกันในขั้นตอนการเตรียมตัวดูดซับ เนื่องจากโพแทสเซียมคาร์บอเนตไม่ละลายในเอทานอล



รูปที่ 4.12 ภาพถ่าย SEM ที่กำลังขยาย 5000 เท่า ของ
 (a) $\gamma\text{-Al}_2\text{O}_3$ (b) $\text{K}_2\text{CO}_3/\gamma\text{-Al}_2\text{O}_3$ (c) $\text{MDEA-K}_2\text{CO}_3/\gamma\text{-Al}_2\text{O}_3$

4.1.4.3 การวิเคราะห์องค์ประกอบธาตุโลหะกัมมันต์ของตัวดูดซับด้วยเครื่องเอ็กซ์เรย์ฟลูออเรสเซนซ์ (X-ray fluorescence spectrometer, XRF)

X-ray fluorescence spectrometer เป็นเครื่องมือที่ใช้ในการวิเคราะห์ธาตุและปริมาณของธาตุในสาร โดยรังสีเอ็กซ์จะถูกยิงออกจากแหล่งกำเนิดไปยังสารตัวอย่างทำให้อิเล็กตรอนชั้นในของธาตุที่เป็นองค์ประกอบหลุดออกมา และตัวบันทึกค่าจะบันทึกค่าสัญญาณการเปลี่ยนแปลงที่เกิดขึ้นไว้ ผลการวิเคราะห์จะนำมาวิเคราะห์ เป็นธาตุเดี่ยว หรือ หลายธาตุพร้อมกันก็ได้ เทคนิค XRF เป็นเครื่องมือที่สำคัญมากในงานวิจัยกระบวนการดูดซับด้วยตัวดูดซับของแข็ง เนื่องจากสามารถให้ข้อมูลด้านองค์ประกอบธาตุ หรือ สัดส่วนของโลหะกัมมันต์ต่อสัดส่วนของตัวรองรับมีความสำคัญ สัดส่วนดังกล่าว มีผลต่อความสามารถในการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ ซึ่งในงานวิจัยนี้ โลหะกัมมันต์ คือ โพแทสเซียมคาร์บอเนต ตัวรองรับคือ แกมมา-อะลูมินา ผลการวิเคราะห์ที่จาก XRF อะตอมธาตุโพแทสเซียม (K) และอะลูมิเนียม (Al)

เป็นองค์ประกอบหลัก นอกจากนี้ยังพบธาตุอื่น ๆ (Ca, Na, Cl, Si) ในปริมาณเล็กน้อย จากข้อมูลของธาตุที่ได้จาก XRF ทำให้สามารถคำนวณปริมาณองค์ประกอบของ โพลีเอทิลีนคาร์บอเนตบนตัวรองรับแกมมา-อะลูมินาได้ ($K_2CO_3/\gamma-Al_2O_3$) จากตาราง 4.3 พบว่าตัวดูดซับที่ผ่านกระบวนการปรับปรุงด้วยสารละลายเอมีน ชนิด MDEA มีปริมาณของโพลีเอทิลีนคาร์บอเนตคิดเป็น 15.06% ซึ่งมากกว่าตัวดูดซับที่ไม่ผ่าน กระบวนการปรับปรุง ($K_2CO_3/\gamma-Al_2O_3$) ที่มีปริมาณโพลีเอทิลีนคาร์บอเนตคิดเป็น 9.06% เนื่องจากตัวดูดซับที่ไม่ผ่านกระบวนการปรับปรุงจะเกิดการรวมตัวกันเป็น ก้อนทำให้การกระจายตัวของของผลึกโพลีเอทิลีนคาร์บอเนตจากที่กล่าวมาก่อนหน้า ทำให้ผลึกของโพลีเอทิลีนคาร์บอเนตมีการกระจายตัวไม่สม่ำเสมอบนพื้นผิวของตัวดูดซับ ในขณะที่ตัวดูดซับที่ผ่านกระบวนการปรับปรุงด้วยสารละลายเอมีน ชนิด MDEA มีขนาดของผลึกที่เล็ก และมีการกระจายตัวอยู่ทั่วบริเวณพื้นที่ผิวของตัวรองรับแกมมา-อะลูมินา เนื่องจากสารละลายเอมีนและเอทานอลที่ใช้ในกระบวนการปรับปรุงไป ช่วยขัดขวางการรวมตัวกันของผลึกโพลีเอทิลีนคาร์บอเนต ส่งผลให้ตัวดูดซับที่ผ่าน กระบวนการปรับปรุงด้วยสารละลายเอมีน ชนิด MDEA มีปริมาณของผลึกโพลีเอทิลีน คาร์บอเนตมีปริมาณมากกว่าตัวดูดซับที่ไม่ผ่านกระบวนการปรับปรุง ซึ่งปริมาณของ โพลีเอทิลีนคาร์บอเนตสอดคล้องกับความสามารถในการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ ของตัวดูดซับที่ผ่านการปรับปรุงด้วยสารละลายเอมีนที่มีความสามารถในการดูดซับ คาร์บอนไดออกไซด์สูงกว่า เนื่องจากปริมาณของโลหะกัมมันต์หรือโพลีเอทิลีน คาร์บอเนตที่มีปริมาณมากกว่า จึงสามารถเกิดปฏิกิริยาคาร์บอเนชันกับ คาร์บอนไดออกไซด์ได้มากกว่าตัวดูดซับที่ไม่ผ่านกระบวนการปรับปรุง ($K_2CO_3/\gamma-Al_2O_3$) นอกจากนี้ตัวดูดซับที่ผ่านกระบวนการปรับปรุงด้วยสารละลายเอมีน มีการเกิดขึ้นของเอมีนที่ใช้ในการปรับปรุงบนพื้นผิว ซึ่งเป็นอีกสาเหตุที่ทำให้ ความสามารถในการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ของตัวดูดซับที่ผ่านกระบวนการปรับปรุง ด้วยสารละลายเอมีนสูงกว่าตัวดูดซับที่ไม่ผ่านกระบวนการปรับปรุง

4.1.4.4 การวิเคราะห์หาองค์ประกอบธาตุของตัวดูดซับด้วย Elemental analyzer-CHNS/O

เครื่องวิเคราะห์หาองค์ประกอบธาตุเป็นเครื่องที่สามารถระบุองค์ประกอบ ของสารอินทรีย์ได้ หรือ เรียกตามชื่อที่สามารถวิเคราะห์ได้ เช่น CHN Analyzer หรือ CHNS/O Analyzer โดยหลักการทำงานคือ ตัวอย่างจะถูกเผาไหม้อย่างรวดเร็ว

(Flash combustion) ภายใต้บรรยากาศของฮีเลียมแล้วมีการเติมแก๊สออกซิเจน จะเกิดเป็น N_2 , CO_2 , H_2O , และ SO_2 แล้วเข้าคอลัมน์เพื่อทำการแยกและตรวจวัดถัดไป ในงานวิจัยนี้ทำการตรวจสอบด้วยเครื่องหาค่าองค์ประกอบธาตุ เพื่อพิจารณาการเปลี่ยนแปลงปริมาณองค์ประกอบของธาตุในตัวดูดซับที่ผ่านกระบวนการปรับปรุงด้วย สารละลายเอมีน ชนิด MDEA และ ตัวดูดซับที่ไม่ผ่านกระบวนการปรับปรุง เนื่องจาก การตรวจสอบองค์ประกอบธาตุโลหะกัมมันต์ของตัวดูดซับ หรือ XRF มีข้อจำกัดคือ ไม่สามารถวิเคราะห์ธาตุที่มีเลขอะตอมน้อยกว่า 11 ได้ (H, He, Li, Be, B, C, N, O, F, Ne, และ Na) ทำให้เครื่องวิเคราะห์หาค่าองค์ประกอบธาตุเป็นเครื่องมือที่จำเป็น ในการศึกษาถึงการมีอยู่ของ MDEA บนตัวดูดซับซึ่งเป็นสารอินทรีย์

จากตารางที่ 4.4 แสดงองค์ประกอบของธาตุของตัวดูดซับ พบว่าปริมาณ องค์ประกอบของตัวดูดซับที่ไม่ผ่านกระบวนการปรับปรุงประกอบด้วย C 1.27%, H 0.62% และ N 0.30% โดยน้ำหนัก ซึ่งการที่เครื่องทดสอบพบการมีอยู่ของ N ในตัวดูดซับที่ไม่ผ่านกระบวนการปรับปรุงนั้น จากเอกสารข้อกำหนดของเครื่องมือวัด พบว่าค่า N ที่พบจากการวิเคราะห์เป็นค่าที่อยู่ในช่วงของความคลาดเคลื่อนในการวัด ของเครื่องมือที่ ± 0.3 [43] สำหรับตัวดูดซับที่ผ่านกระบวนการปรับปรุงด้วย สารละลายเอมีนชนิด MDEA ปรับปรุงประกอบด้วย C 2.16%, H 1.01% และ N 0.47% โดยน้ำหนัก จากการคำนวณพบว่าตัวดูดซับที่ผ่านกระบวนการปรับปรุงด้วย สารละลาย MDEA เกิดขึ้นบนพื้นผิว 1.22% โดยน้ำหนัก ตัวดูดซับที่มีการปรับปรุงด้วย สารละลาย MDEA มีปริมาณของ C H และ N ที่เพิ่มขึ้น ซึ่งสอดคล้องกับผลของ FTIR ในช่วง $1600-1000\text{ cm}^{-1}$ ของตัวดูดซับที่ผ่านกระบวนการปรับปรุงมีพีคที่สูงกว่าตัวดูดซับที่ไม่ผ่านกระบวนการปรับปรุง และการที่ตัวดูดซับที่ผ่านกระบวนการปรับปรุงด้วย สารละลายเอมีน ชนิด MDEA มีความแตกต่างขององค์ประกอบ C H และ N เพียง เล็กน้อย เนื่องจากตัวดูดซับมีองค์ประกอบหลักคือโพสแทสเซียมคาร์บอเนต และ แกมมา-อะลูมินา ทำให้ปริมาณของ C H และ N ของตัวดูดซับแตกต่างเพียงเล็กน้อย นอกจากนี้ในกระบวนการเตรียมตัวดูดซับที่ผ่านกระบวนการปรับปรุง สารละลายเอมีน ที่ใช้มีความเข้มข้นค่อนข้างต่ำ (5% โดยปริมาตร) และมีกระบวนการกรองสารเพื่อแยก ของแข็งออกจากสารละลาย อาจเป็นอีกสาเหตุที่ทำให้องค์ประกอบ C H และ N ของ ตัวดูดซับมีค่าแตกต่างกันไม่มาก

4.1.4.5 การวิเคราะห์พื้นที่ผิวและรูพรุนด้วยเทคนิคการดูดซับและคายซับของไนโตรเจน (N₂ adsorption-desorption technique, BET)

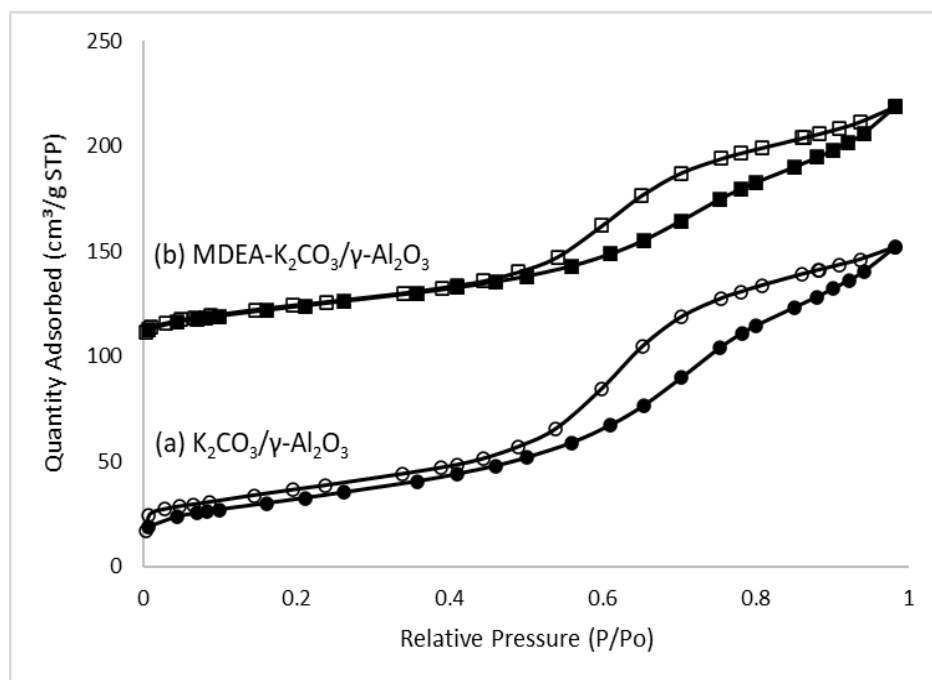
เทคนิคการวิเคราะห์หาพื้นที่ผิวรูพรุนของตัวดูดซับ อาศัยหลักการดูดซับและคายซับไนโตรเจนทั้งผิวหน้าและภายในรูพรุนของวัสดุ โดยขั้นแรกจะทำการดึงแก๊สออกจากวัสดุ (Degas) ซึ่งกระบวนการนี้สารแต่ละชนิดจะมีสภาวะการเตรียมที่แตกต่างกันออกไป จากนั้นจะทำการป้อนไนโตรเจนเข้าไปในภาชนะที่เหมาะสม หลังจากนั้นจะลดความดันออกเพื่อให้เกิดการคายซับ แล้วบันทึกค่าไนโตรเจนที่คายออกมา และนำมาวิเคราะห์หาพื้นที่ผิวรูพรุน ขนาดของรูพรุน และ ปริมาตรรูพรุนของตัวดูดซับ ในงานวิจัยนี้จะทำการหาปริมาณ พื้นที่ผิว และขนาดของรูพรุน โดยในขั้นตอน Degas จะดำเนินการตามสภาวะที่แสดงในตารางที่ 4.4

ตารางที่ 4.4 สภาวะที่ใช้ในการ Degas ของตัวดูดซับ

Evacuation phase	value	unit
Temperature ramp rate	5	°C/min
Target temperature	90	°C
Vacuum set point	50	µmHg
Evacuation time	60	min
Heating phase		
Temperature ramp rate	10	°C/min
Target temperature	150	°C
Hold time	60	min

จากรูป 4.13 พบว่าตัวดูดซับที่ผ่านกระบวนการปรับปรุงด้วยสารละลายเอมีนชนิด MDEA และ ตัวดูดซับที่ไม่ผ่านกระบวนการปรับปรุง (K₂CO₃/γ-Al₂O₃) มีรูปแบบไอโซเทอมการดูดซับประเภท IV ซึ่งแสดงลักษณะการเกิดฮีสเทอรีซิส (Hysteresis loop) ของรูพรุนขนาดกลาง (Mesoporous) ตารางที่ 4.5 แสดงสมบัติทางกายภาพของตัวดูดซับ พบว่า โฟแทสเซียมคาร์บอเนตที่ทำหน้าที่เป็นโลหะกัมมันต์ มีพื้นที่ผิวจำเพาะ 2.5 ตารางเมตรต่อกรัม ปริมาตรรูพรุน 0.001 ลูกบาศก์เซนติเมตรต่อกรัม และขนาดรูพรุน 2.0 นาโนเมตร ซึ่งมีค่าต่ำ เมื่อเทียบกับตัวรองรับแกมมา-อะลูมินาที่มีพื้นที่ผิวจำเพาะ 122.2 ตารางเมตรต่อกรัม ปริมาตรรูพรุน 0.225

ลูกบาศก์เซนติเมตรต่อกรัม และขนาดรูพรุน 7.4 นาโนเมตร เมื่อทำการอิเพรกเนชัน โพลีเอทิลีนคาร์บอนบนตัวรองรับแกมมา-อะลูมินา จะเกิดการรวมตัวกันของอนุภาค (Interparticle void) โพลีเอทิลีนและตัวรองรับแกมมา-อะลูมินาเกิดการจับตัวกันเป็นกลุ่มก้อนของอนุภาค (Agglomeration) สังเกตได้ว่าพื้นที่ผิวจำเพาะ และปริมาตรรูพรุนลดลงอย่างชัดเจน ทั้งนี้ที่ขนาดของรูพรุนมีขนาดใหญ่ขึ้น เนื่องจากการเกิดการรวมตัวกันเป็นกลุ่มก้อนของอนุภาค และ เกิดการสร้างรูพรุนใหม่ขึ้น ทำให้ขนาดของรูพรุนของ $K_2CO_3/\gamma-Al_2O_3$ มีค่ามากกว่าขนาดรูพรุนมีขนาดใหญ่กว่าแกมมา-อะลูมินา สำหรับตัวดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ที่ผ่านกระบวนการปรับปรุงด้วยสารละลายเอมีน ชนิด MDEA พบว่ามีพื้นที่ผิวจำเพาะ 99.06 ตารางเมตรต่อกรัม ปริมาตรรูพรุน 0.00068 ลูกบาศก์เซนติเมตรต่อกรัม และขนาดรูพรุน 8.32 นาโนเมตร ซึ่งสอดคล้องกับงานวิจัยของ Castellazzi และ คณะ [35] ที่ทำการอิเพรกเนชัน สารละลายเอมีนลงบนตัวรองรับแกมมา-อะลูมินา นอกจากนี้พื้นที่ผิวจำเพาะภายนอกของตัวดูดซับที่ผ่านกระบวนการปรับปรุงด้วยสารละลายเอมีนชนิด MDEA มี 88.40 ตารางเมตรต่อกรัม มีพื้นที่ผิวภายนอกน้อยกว่าตัวดูดซับ $K_2CO_3/\gamma-Al_2O_3$ เนื่องจากการเตรียมตัวดูดซับที่ผ่านกระบวนการปรับปรุงมีการใช้เอทานอล โดยเอทานอลอาจจะไม่ทำหน้าที่เป็นตัวขัดขวางในการเกาะกลุ่มกันของอนุภาคโพลีเอทิลีนคาร์บอน เนื่องจากโพลีเอทิลีนไม่สามารถละลายในเอทานอลได้ ทำให้เกิดการแยกชั้นเกิดขึ้น ส่งผลให้ตัวดูดซับที่ผ่านกระบวนการปรับปรุงด้วยสารละลายเอมีนชนิด MDEA มีพื้นที่ผิวจำเพาะภายนอกน้อยกว่าตัวดูดซับ $K_2CO_3/\gamma-Al_2O_3$



รูปที่ 4.13 ไอโซเทอิมการดูดซับ-คายซับแก๊สไนโตรเจนของ

(a) $K_2CO_3/\gamma-Al_2O_3$, (b) MDEA- $K_2CO_3/\gamma-Al_2O_3$

ตารางที่ 4.5 สมบัติทางกายภาพของตัวดูดซับ

ตัวอย่าง	S_{bet}^a (m^2/g)	V_t^b (cm^3/g)	D_p^c (nm)	S_{ext}^d (m^2/g)
K_2CO_3	2.5	0.001	2.0	n.d.*
$\gamma-Al_2O_3$	122.2	0.225	7.40	45.8
$K_2CO_3/\gamma-Al_2O_3$	116.50	0.00017	8.08	114.33
MDEA- $K_2CO_3/\gamma-Al_2O_3$	99.06	0.00068	8.32	88.40

* n.d. = Not determined

^a BET surface area

^b Total pore volume

^c Pore diameter คำนวณจากวิธีการ BJH

^d External surface area จาก t-plot curves

4.2 แบบจำลองกระบวนการ

การออกแบบจำลองกระบวนการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์หลังการกระบวนการเผาไหม้ของโรงไฟฟ้าพลังงานความร้อนร่วมจากแก๊สธรรมชาติจะทำการแบ่งการจำลองออกเป็น 3 ส่วน ส่วนที่หนึ่งคือ แบบจำลองโรงไฟฟ้าพลังงานความร้อนร่วมจากแก๊สธรรมชาติ ส่วนที่สองคือ แบบจำลองกระบวนการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์หลังกระบวนการเผาไหม้ โดยกำหนดปริมาณการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ที่ 90% ของคาร์บอนไดออกไซด์ขาเข้า และส่วนที่สาม แบบจำลองกระบวนการกักอัดคาร์บอนไดออกไซด์ นำผลลัพธ์ของกระบวนการมาศึกษาความเป็นไปได้ทางพลังงานจากการหาประสิทธิภาพของพลังงาน (Exergy efficiency) ในแต่ละส่วนของแบบจำลองกระบวนการ จากนั้นทำการศึกษาความเป็นไปได้ทางเศรษฐศาสตร์ โดยใช้ข้อมูลที่ได้จาก Economic analysis จากโปรแกรมจำลองกระบวนการ Aspen plus คำนวณหาอัตราผลตอบแทน (Internal rate of return) ของแบบจำลองกระบวนการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์

4.2.1 ผลของแบบจำลองกระบวนการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์

ในงานวิจัยนี้อ้างอิงแบบจำลองโรงไฟฟ้าพลังงานความร้อนร่วมจากแก๊สธรรมชาติของ Karimi และ คณะ [7] ส่วนของแบบจำลองกระบวนการดูดซับโดยผลของแบบจำลองโรงไฟฟ้าพลังงานความร้อนร่วมแสดงดังตารางที่ 4.6

ตารางที่ 4.6 รายละเอียดโรงไฟฟ้าพลังงานความร้อนร่วม

Description	This study	Ref [8]
New power output (MW)	373	372
Flue gas temp. from combustor (°C)	644.2	644.8
HP steam (bar, °C, ton/hr)	125, 600, 315	125, 598, 316
IP steam (bar, °C, ton/hr)	30.0, 566, 342	30.1, 564, 343
LP steam (bar, °C, ton/hr)	3.0, 288.5, 39.4	3.1, 288.5, 38.1
Extract steam temp (bar, °C, ton/hr)	4, 287.8, 199.5	4, 292.4, 199.5
Flue gas temp. from HRSG (°C)	119.8	120.0
³ CO ₂ emission (ton/hr)	15.19	15.67

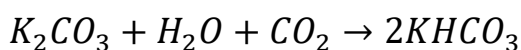
เมื่อแก๊สร้อนผ่านกระบวนการแลกเปลี่ยนความร้อนจากเครื่องปฏิกรณ์ผลิตไอน้ำแบบนำความร้อนกลับมาใช้ใหม่ แก๊สร้อนจะเข้าสู่กระบวนการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ที่มีภาวะดำเนินการภายใต้แบบจำลองจลนพลศาสตร์ในรูปแบบเชิงถดถอยที่แสดง

ความสัมพันธ์ในรูปแบบของ อาร์เรเนียส (Arrhenius's form) จากสมการ 3.2 ผลของแบบจำลองกระบวนการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยตัวดูดซับ $K_2CO_3/\gamma-Al_2O_3$ ที่ผ่านกระบวนการปรับปรุงด้วยสารละลายเอมีน ชนิด MDEA แสดงดังตารางที่ 4.7

ตารางที่ 4.7 ข้อมูลหอดูดซับ

Description	Adsorber
Reactor type	RCSTR
Kinetic type	POWER LAW
Solid steam inlet (bar, °C, ton/hr)	1, 30, 2950
Reaction temp. (°C)	60
Reactor pressure (bar)	1
Residence time (s)	60
Flue gas steam inlet (bar, °C, ton/hr)	1, 50, 2369.9
CO ₂ inlet (ton/hr)	153.6
CO ₂ outlet (ton/hr)	12.6
% CO ₂ capture	91

พบว่าภาวะการดำเนินการด้วยพารามิเตอร์ทางจลนพลศาสตร์กับอุณหภูมิในการดูดซับ (Arrhenius's form) ที่ได้จากรูปแบบจำลองทางจลนพลศาสตร์รูปแบบเชิงถดถอย ที่ค่า k เท่ากับ 4.85×10^8 พลังงานในการกระตุ้น เท่ากับ 21,177.8 กิโลจูลต่อกิโลโมล อัตราการป้อนการไหล 2,950 ตันต่อชั่วโมง สามารถดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ได้ 153 ตันต่อชั่วโมง ซึ่งคิดเป็นการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ที่ 91.43% ตัวดูดซับที่ผ่านกระบวนการดูดซับเกิดปฏิกิริยา



หลังจากนั้นเข้าสู่เครื่องแยกอนุภาคของแข็ง (Cyclone) เพื่อนำตัวดูดซับที่ผ่านกระบวนการไปทำการฟื้นฟูสภาพ โดยสภาวะที่ใช้ในการดำเนินการตามและผลการฟื้นฟูสภาพตัวดูดซับของแข็งแสดงดังตารางที่ 4.8

ตารางที่ 4.8 ข้อมูลหอฟื้นฟูสภาพ

Description	Regenerator
Reactor type	Rgibbs
Inlet steam (bar, °C, ton/hr)	1, 60, 3,149
Reaction temp. (°C)	200
Reactor pressure (bar)	1
RESOLID steam outlet (bar, °C, ton/hr)	1, 200, 2,950
RICHGAS steam outlet (bar, °C, ton/hr)	1, 200, 198.6
RICHGAS composition (CO ₂) (ton/hr)	140.9
RICHGAS composition (H ₂ O) (ton/hr)	56.7

หลังจากผ่านกระบวนการฟื้นฟูสภาพของแข็ง แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์จะถูกแยกออกจากน้ำ โดยเครื่องปฏิกรณ์ คอนเดนเซอร์ และนำแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่ได้มาผ่านกระบวนการอัดความดัน โดยกระบวนการอัดจะทำการอัดผ่านเครื่องอัดความดัน 2 เครื่อง โดยเครื่องแรกจะทำการอัดความดันของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ 75 บาร์ อุณหภูมิ 30 องศาเซลเซียส เพื่อให้แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์อยู่ในสถานะของเหลว หลังจากนั้นทำการอัดเพิ่มความดันด้วยปั๊ม เพื่อเพิ่มความดันให้คาร์บอนไดออกไซด์เป็น 110 บาร์ จากนั้นคาร์บอนไดออกไซด์ที่ได้จะถูกนำไปเก็บไว้ในที่เก็บ เพื่อนำไปใช้ประโยชน์ต่อไป

ตารางที่ 4.9 ข้อมูลเครื่องอัดความดันคาร์บอนไดออกไซด์

Description	CO ₂ compression
Compressor 1	
Model	Multi-stage compressor
Pressure ratio/stage	2
Outlet pressure (bar)	75
Compressor 2	
Model	Pump
Outlet pressure (bar)	110

4.2.2 การวิเคราะห์เอ็กเซอร์จี (Exergy analysis)

แผนภาพการไหลของกระบวนการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ที่ถูกจำลองด้วยโปรแกรม Aspen plus V11.0 แสดงในรูป 3.3-3.8 ประกอบด้วย เครื่องผลิตไฟฟ้ากังหันแก๊ส เครื่องผลิตไอน้ำแบบนำความร้อนกลับมาใช้ใหม่ กังหันไอน้ำ แบบจำลองกระบวนการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยตัวดูดซับของแข็งซึ่งประกอบด้วย หอดูดซับ หอฟื้นฟูสภาพ และกระบวนการอัดความดันคาร์บอนไดออกไซด์ จากผลที่ได้จากแบบจำลองกระบวนการ ค่าเอ็กเซอร์จีของทั้ง 6 กระบวนการ ดังแสดงในตารางที่ 4.10-4.15

สำหรับเครื่องผลิตไฟฟ้ากังหันแก๊ส ค่าอัตราการไหลของเอ็กเซอร์จีของเชื้อเพลิง (Natural gas) 7.86×10^5 กิโลจูลต่อวินาที ถูกเผาเพื่อผลิตแก๊สความร้อนจากการเผาไหม้ที่มีอัตราการไหลของเอ็กเซอร์จี 2.77×10^5 กิโลจูลต่อวินาที สำหรับเครื่องผลิตไอน้ำแบบนำความร้อนกลับมาใช้ใหม่ แก๊สความร้อนจากการเผาไหม้ที่ไหลออกจากเครื่องผลิตไฟฟ้ากังหันแก๊สเป็นเอ็กเซอร์จีหลักขาเข้าของเครื่องปฏิกรณ์นี้ กระแสการไหลของแก๊สความร้อนจากการเผาไหม้จะถูกนำไปแลกเปลี่ยนความร้อนกับน้ำเพื่อผลิตไอน้ำ ได้กระแสการไหลของไอน้ำ 3 กระแสหลักในการผลิตพลังงานไฟฟ้าในกังหันไอน้ำ คือ HP, HOT-RH และ LP ที่มีอัตราการไหลเอ็กเซอร์จีเท่ากับ 1.86×10^5 , 1.85×10^5 และ 1.45×10^4 กิโลจูลต่อวินาที ตามลำดับ จากนั้นแก๊สความร้อนจากการเผาไหม้ไหลออกจากเครื่องผลิตไอน้ำแบบนำความร้อนกลับมาใช้ใหม่ด้วยอัตราการไหลของเอ็กเซอร์จี 7.3×10^4 กิโลจูลต่อวินาที แก๊สร้อนจากการเผาไหม้จะถูกลดอุณหภูมิจนมีอัตราการไหลของเอ็กเซอร์จี 6.18×10^4 กิโลจูลต่อวินาที เมื่อแก๊สร้อนจากการเผาไหม้เข้าสู่หอดูดซับจะเกิดปฏิกิริยาคาร์บอนเนชัน (Carbonation) กับตัวดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ที่มีอัตราการไหลของเอ็กเซอร์จี 3.13×10^5 กิโลจูลต่อวินาที ได้กระแสการไหลขาออกที่มีอัตราการไหลของเอ็กเซอร์จี 3.46×10^5 กิโลจูลต่อวินาที ประกอบด้วยอัตราการไหลเอ็กเซอร์จีของแก๊สผสม 3.49×10^4 กิโลจูลต่อวินาที และอัตราการไหลเอ็กเซอร์จีของผลิตภัณฑ์ 3.11×10^5 กิโลจูลต่อวินาที จากนั้นสู่กระบวนการฟื้นฟูสภาพเพื่อที่จะเปลี่ยนตัวดูดซับที่ดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์กลับมาใช้ใหม่ที่อุณหภูมิเครื่องปฏิกรณ์ 200 องศาเซลเซียส โดยแก๊สผสมที่ได้จากหอฟื้นฟูสภาพแยกน้ำออกจากด้วยเครื่องคอนเดนเซอร์คาร์บอนไดออกไซด์ที่ได้จะถูกนำมาอัดความดันด้วยในส่วนอัดความดันคาร์บอนไดออกไซด์คาร์บอนไดออกไซด์ที่ผ่าน การอัดความดันมีอัตราการไหลเอ็กเซอร์จี 2.66×10^4 กิโลจูลต่อวินาที

ตารางที่ 4.10 ค่าเอ็กเซอร์จีของเครื่องปฏิกรณ์เผาไหม้ (Combustion process)

Description	In		Out
	AIR	FUEL	GT-FG
Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase
Temperature (°C)	15.00	15.00	644.84
Pressure (bar)	1.00	70.00	1.05
Mass Enthalpy (kJ/kg)	-10.41	-4,620.16	-556.17
Mass Entropy (kJ/kg-K)	0.12	-6.86	1.35
Average MW	28.85	18.02	28.38
Mole Fractions			
H ₂ O (g)	-	-	0.08
H ₂ O (l)	-	-	-
CO ₂	-	0.02	0.04
N ₂	0.79	0.01	0.76
O ₂	0.21	-	0.12
CO	-	-	0.00
H ₂	-	-	0.00
CH ₄	-	0.89	0.00
ETHANE	-	0.07	-
PROPANE	-	0.01	-
BUTANE	-	0.00	-
PENTANE	-	0.00	-
ISOBUTANE	-	0.00	-
ISOPENTANE	-	0.00	-
NO ₂	-	-	0.00
Mass Flows (tonne/hr)	2,311.60	58.02	2,369.62
Mass physical exergy (kJ/kg)	-0.96	559.35	328.79
Physical exergy flow rate (kJ/sec)	-614.27	9,014.94	216,415.73
Mass chemical exergy (kJ/kg)	48.61	48,194.08	91.76
Chemical exergy flow rate (kJ/sec)	31,214.85	776,727.97	60,399.74
Total mass exergy (kJ/kg)	47.66	48,753.44	420.55
Total flow exergy (kJ/sec)	30,600.58	785,742.91	276,815.47

ตารางที่ 4.11 ค่าเอ็กเซอร์จี้ของเครื่องผลิตไอน้ำแบบนำความร้อนกลับมาใช้ใหม่ (Heat recovery steam generator)

Description	In						Out					
	GT-FG Vapor Phase	CONDENSA Liquid Phase	WATER Vapor	COLD-RH Vapor Phase	HP Vapor Phase	HOT-RH Vapor Phase	LP Vapor Phase	EX-FG Vapor Phase				
Phase												
Temperature (°C)	644.84	130.00	43.83	408.47	600.00	566.00	288.50	119.80				
Pressure (bar)	1.05	3.00	0.08	35.39	125.00	30.00	3.00	1.05				
Mass Enthalpy (kJ/kg)	-556.17	-15,491.72	-15,899.47	-12,729.50	-12,388.16	-12,370.70	-12,923.38	-1,148.75				
Mass Entropy (kJ/kg-K)	1.35	7.95	-9.09	-2.56	-2.66	-2.01	-1.76	0.40				
Average MW	28.38	18.02	18.02	18.02	18.02	18.02	18.02	28.38				
Mole Fractions												
H ₂ O (g)	0.08	-	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	0.08				
H ₂ O (l)	-	1.00	-	-	-	-	-	-				
CO ₂	0.04	-	-	-	-	-	-	0.04				
N ₂	0.76	-	-	-	-	-	-	0.76				
O ₂	0.12	-	-	-	-	-	-	0.12				
CO	0.00	-	-	-	-	-	-	0.00				
H ₂	0.00	-	-	-	-	-	-	0.00				
CH ₄	0.00	-	-	-	-	-	-	0.00				
NO ₂	0.00	-	-	-	-	-	-	0.00				
Mass Flows (tonne/hr)	2,369.62	199.50	192.50	304.60	315.40	341.83	39.37	2,369.62				
Mass physical exergy (kJ/kg)	328.79	69.40	143.24	1,225.88	1,598.53	1,421.52	794.41	19.35				
Physical exergy flow rate (kJ/sec)	216,415.73	3,845.88	7,659.24	103,723.31	140,049.09	134,977.00	8,687.76	12,738.89				
Mass chemical exergy (kJ/kg)	91.76	49.96	527.33	527.33	527.33	527.33	527.33	91.76				
Chemical exergy flow rate (kJ/sec)	60,399.74	2,768.48	28,197.51	44,617.99	46,199.98	50,071.46	5,766.94	60,399.74				
Total mass exergy (kJ/kg)	420.55	119.36	670.57	1,753.21	2,125.86	1,948.85	1,321.74	111.11				
Total flow exergy (kJ/sec)	276,815.47	6,614.36	35,856.75	148,341.30	186,249.07	185,048.46	14,454.70	73,138.63				

ตารางที่ 4.12 ค่าเอ็กเซอร์จี้ของกังหันไอน้ำ (Steam turbine)

Description	In			Out		
	HP	HOT-RH	LP	COLD-RH	WATER	REGENCAT
Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor	Vapor Phase
Temperature (°C)	600.00	566.00	288.50	408.47	43.83	287.76
Pressure (bar)	125.00	30.00	3.00	35.39	0.08	4.00
Mass Enthalpy (kJ/kg)	-12,388.16	-12,370.70	-12,923.38	-12,729.50	-15,899.47	-12,927.01
Mass Entropy (kJ/kg-K)	-2.66	-2.01	-1.76	-2.56	-9.09	-1.90
Average MW	18.02	18.02	18.02	18.02	18.02	18.02
Mole Fractions						
H ₂ O (g)	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
H ₂ O (l)	-	-	-	-	-	-
CO ₂	-	-	-	-	-	-
N ₂	-	-	-	-	-	-
O ₂	-	-	-	-	-	-
CO	-	-	-	-	-	-
H ₂	-	-	-	-	-	-
CH ₄	-	-	-	-	-	-
NO ₂	-	-	-	-	-	-
Mass Flows (tonne/hr)	315.40	341.83	39.37	304.60	192.50	199.50
Mass physical exergy (kJ/kg)	1,598.53	1,421.52	794.41	1,225.88	143.24	831.92
Physical exergy flow rate (kJ/sec)	140,049.09	134,977.00	8,687.76	103,723.31	7,659.24	46,102.35
Mass chemical exergy (kJ/kg)	527.33	527.33	527.33	527.33	527.33	527.33
Chemical exergy flow rate (kJ/sec)	46,199.98	50,071.46	5,766.94	44,617.99	28,197.51	29,222.88
Total mass exergy (kJ/kg)	2,125.86	1,948.85	1,321.74	1,753.21	670.57	1,359.25
Total flow exergy (kJ/sec)	186,249.07	185,048.46	14,454.70	148,341.30	2,787.62	75,325.23

ตารางที่ 4.13 ค่าเอนทัลปีของกระบวนการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ (Adsorption process)

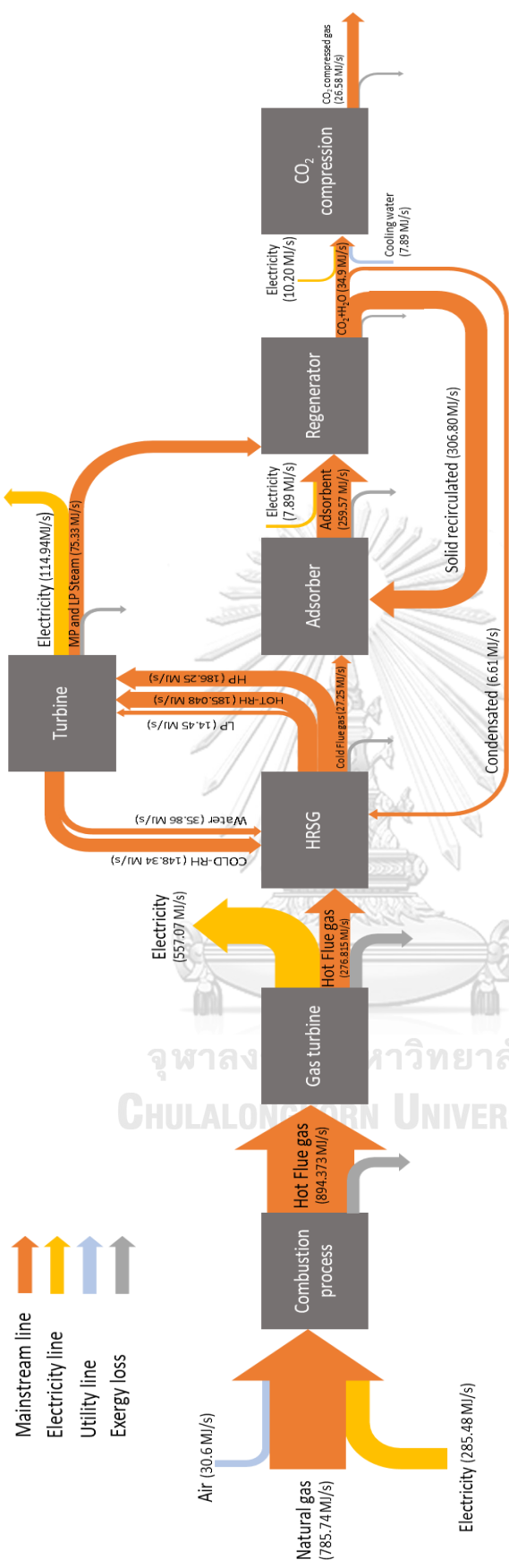
Unit	Adsorption			Regeneration	
	In	Out	PRODUCT	In	Out
Description	SOLID	FLUEGAS	PRODUCT	ADSORBEN	EX-REGEN
Temperature (°C)	30	119.8	50	60	200
Pressure (bar)	1	1.048	1	1	1
Mass Enthalpy (kJ/kg)	-15,214.77	-1,222.13	-9,049.78	-15,021.46	-14,740.21
Mass Entropy (kJ/kg-K)	-2.93	5.78	-1.72	-3.05	-2.35
Average MW	106.14	28.38	49.22	101.58	92.07
Mole Fractions					
H ₂ O	-	0.08	0.03	-	0.09
O ₂	-	0.12	0.09	-	-
CO ₂	-	0.04	0	-	0.09
K ₂ CO ₃	0.12	-	0	0	0.09
KHCO ₃	-	-	0.06	0.21	-
Al ₂ O ₃	0.88	-	0.23	0.79	0.72
N ₂	-	0.76	0.59	-	-
Mass Flows (tonne/hr)	2,950.00	2,369.62	5,319.60	3,148.59	3,148.59
Mass physical exergy (kJ/kg)	0.03	19.35	1.26	1.42	41.76
Physical exergy flow rate (kJ/sec)	26.89	12,738.89	1,864.58	1,245.08	36,523.62
Mass chemical exergy (kJ/kg)	374.36	91.76	232.96	354.42	388.43
Chemical exergy flow rate (kJ/sec)	306,768.74	60,399.74	344,241.19	309,976.98	339,726.54
Total mass exergy (kJ/kg)	374.39	111.11	234.22	355.84	430.19
Total flow exergy (kJ/sec)	306,795.63	73,138.63	346,105.77	311,222.06	376,250.16

การวิเคราะห์เอ็กเซอร์จี (Exergy analysis) ของกระบวนการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ในโรงไฟฟ้าพลังงานความร้อนร่วมจากแก๊สธรรมชาติด้วยตัวดูดซับที่ผ่านกระบวนการปรับปรุงด้วยสารละลายเอมีน ชนิด MDEA แสดงในรูปที่ 4.14 ในเครื่องผลิตไฟฟ้าแบบกังหันแก๊ส แก๊สธรรมชาติถูกนำมาใช้เป็นเชื้อเพลิงเผาไหม้กับอากาศที่ผ่านเครื่องกักอัดความดันผ่านกระบวนการเผาไหม้ในเครื่องผลิตไฟฟ้าแบบกังหันแก๊ส เพื่อสร้างแก๊สร้อนจากการเผาไหม้ร้อนและพลังงานไฟฟ้า ในกระบวนการนี้มีการสูญเสียเอ็กเซอร์จี (Exergy loss) จากปฏิกิริยาการเผาไหม้กว่า 66.09% ทำให้กระบวนการเผาไหม้มีประสิทธิภาพเอ็กเซอร์จี 33.91% ในเครื่องผลิตไอน้ำแบบนำความร้อนกลับมาใช้ใหม่ เอ็กเซอร์จีของแก๊สร้อนคิดเป็น 58% ของเอ็กเซอร์จีขาเข้าทั้งหมด แก๊สร้อนจะถูกแลกเปลี่ยนความร้อนกับไอน้ำ คอนเดนเสท และ COLD-RH ใช้ผลิตเป็นกระแสไอน้ำ HP HOT-RH และ LP โดยคิดเป็นประสิทธิภาพเอ็กเซอร์จี 39.28% 39.09% และ 3.05% ของขาออก ตามลำดับ ในกระบวนการนี้จะมีประสิทธิภาพเอ็กเซอร์จี 96.78% สำหรับเครื่องผลิตกังหันไอน้ำ HP, HOT-RH และ LP จะถูกนำมาใช้ผลิตพลังงานไฟฟ้าในเครื่องผลิตไฟฟ้า โดยไอน้ำ HP ผลิตพลังงานไฟฟ้าในเครื่องกังหัน HP และไหลกลับเข้าสู่รับพลังงานความร้อนในเครื่องผลิตไอน้ำแบบนำความร้อนกลับมาใช้ใหม่ (COLD-RH) เพื่อนำมาผลิตไฟฟ้าใหม่ ไอน้ำ HOT-RH และ LP จะถูกนำมาใช้ผลิตไฟฟ้าเครื่องกังหันไอน้ำ IP และ LP ตามลำดับ กระแสไฟฟ้าที่ผลิตได้ในกระบวนการนี้คิดเป็นเอ็กเซอร์จี 30% ของเอ็กเซอร์จีขาออกในเครื่องผลิตกังหันไอน้ำสำหรับหอดูดซับแก๊สร้อนที่ถูกแลกเปลี่ยนความร้อนไหลเข้าสู่หอดูดซับเพื่อกำจัดคาร์บอนไดออกไซด์ ในหอดูดซับนี้คาร์บอนไดออกไซด์ที่อยู่ในแก๊สร้อนจะเกิดปฏิกิริยากับตัวดูดซับผ่านปฏิกิริยาคาร์บอนเนชัน จะเกิดการสูญเสียเอ็กเซอร์จี 7.82% โดยผลิตภัณฑ์ที่ได้จากปฏิกิริยาดูดซับจะถูกส่งไปหอฟื้นฟูสภาพ ในกระบวนการมีการให้ความร้อนเพื่อนำตัวดูดซับกลับไปใช้ในการดูดซับในหอดูดซับใหม่ โดยเอ็กเซอร์จี 6.45% สูญเสียไปกับการเกิดปฏิกิริยาฟื้นฟูสภาพตัวดูดซับ ผลิตภัณฑ์ที่ได้ประกอบด้วยตัวดูดซับ ไอน้ำ สำหรับกระบวนการกักอัดคาร์บอนไดออกไซด์มีต้องมีการให้พลังงานเข้าไปเพื่อกักอัดคาร์บอนไดออกไซด์คิดเป็นเอ็กเซอร์จี 31.11% ของเอ็กเซอร์จีขาเข้า ในกระบวนการกักอัดความดันมีประสิทธิภาพเอ็กเซอร์จีคิดเป็น 57.38% เมื่อพิจารณาประสิทธิภาพโรงไฟฟ้าพลังงานความร้อนร่วมจากแก๊สธรรมชาติที่มีกระบวนการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์หลังกระบวนการเผาไหม้ด้วยตัวดูดซับของแข็ง โดยให้แก๊สธรรมชาติเป็นเอ็กเซอร์จีขาเข้า

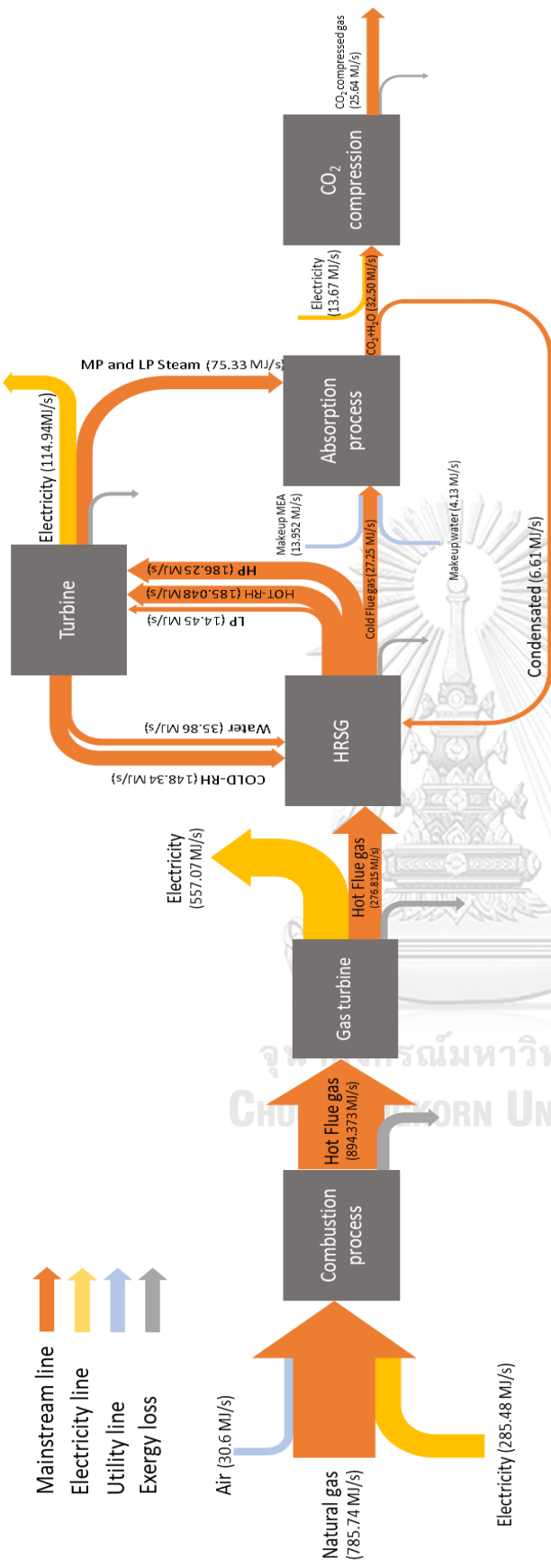
คาร์บอนไดออกไซด์ที่ผ่านกระบวนการกักอัด และ กระแสไฟฟ้าที่ได้จากผลิตเป็นเอ็กเซอร์จี
 ขาออกพบว่าประสิทธิภาพเอ็กเซอร์จีของกระบวนการมีค่า 29.24% และกระบวนการเผาไหม้
 จะเกิดการสูญเสียเอ็กเซอร์จีมากที่สุด ตารางที่ 4.16 และ รูป 4.14 แสดงสรุปของ
 การวิเคราะห์เอ็กเซอร์จีของกระบวนการทั้งหมดกระบวนการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ของ
 โรงไฟฟ้าพลังงานความร้อนร่วมจากแก๊สธรรมชาติ ด้วยตัวดูดซับของแข็งที่ผ่านกระบวนการ
 ปรับปรุงด้วยสารละลายเอมีน ชนิด MDEA

ตารางที่ 4.15 ค่าเอ็กเซอร์จีของกระบวนการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์หลังการเผาไหม้ของโรงไฟฟ้า
 พลังงานความร้อนร่วมจากแก๊สธรรมชาติโดยใช้ตัวดูดซับของแข็ง

Section	$\Sigma Exergy_{in}$ (kJ/s)	$\Sigma Exergy_{out}$ (kJ/s)	Exergetic efficiency
Combustion	816,343	276,815	33.91%
HRS	474,140	458,891	96.78%
Turbine	385,752	259,523	67.28%
Adsorber	334,047	259,566	77.70%
Regenerator	476,099	382,542	80.35%
CO ₂ Compression	33,278	27,714	57.38%



รูปที่ 4.14 การวิเคราะห์เชิงเศรษฐศาสตร์ของกระบวนการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยตัวดูดซับของแข็ง



รูปที่ 4.15 การวิเคราะห์เอ็กเซอร์จีของกระบวนการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยสารละลาย MEA ความเข้มข้น 30% โดยน้ำหนัก

เมื่อทำการเปรียบเทียบประสิทธิภาพเอ็กเซอร์จีระหว่างกระบวนการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยตัวดูดซับของแข็งเทียบกับกระบวนการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยตัวทำละลาย MEA ความเข้มข้น 30% โดยน้ำหนัก ในกระบวนการดูดซับด้วยตัวทำละลาย MEA แก๊สร้อนจากการเผาไหม้ที่เข้าสู่กระบวนการดูดซับด้วยสารละลาย MEA จะถูกลดอุณหภูมิเหลือ 40 องศาเซลเซียส [44] หลังผ่านหอดูดซับ (Absorber) กระแสการไหลที่อุดมไปด้วยเอมีนที่ดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์จะถูกเพิ่มความดันให้อยู่ในช่วง 2.1-2.6 บาร์ เพื่อป้องกันการเกิดความดันลดในหอฟื้นฟูสภาพ (Stripper) [45] และมีการนำพลังงานความร้อนจากส่วนที่ถูกแยกจากกังหันไอน้ำ (REGENCAT) มาแลกเปลี่ยนความร้อนเพื่อลดพลังงานที่ใช้ในระบบ [7] โดยรายละเอียดและสภาวะดำเนินการของกระบวนการดูดซับแสดงดัง ตารางที่ 4.17 และ 4.18 ตามลำดับ สำหรับส่วนของหอดูดซับด้วยสารละลาย MEA พบว่ามีประสิทธิภาพเอ็กเซอร์จี 25.88% ซึ่งสอดคล้องกับงานวิจัยของ Atsonios และ คณะ [46] เมื่อเปรียบเทียบประสิทธิภาพเอ็กเซอร์จีของกระบวนการพบว่า โดยให้พลังงานของแก๊สธรรมชาติเป็นเอ็กเซอร์จีขาเข้า และ ขาออกคือพลังงานไฟฟ้าที่ได้จากกระบวนการและคาร์บอนไดออกไซด์ที่ผ่านกระบวนการอัดความดัน พบว่ากระบวนการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยตัวดูดซับของแข็งมีประสิทธิภาพของเอ็กเซอร์จี 29.24% ซึ่งมากกว่ากระบวนการดูดซับด้วยสารละลาย MEA ที่มีประสิทธิภาพของเอ็กเซอร์จี 28.27% ตารางที่ 4.17-4.18 แสดงค่าเอ็กเซอร์จีของกระบวนการกระบวนการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยตัวดูดซับของแข็งและกระบวนการดูดซับด้วยสารละลาย MEA 30% โดยน้ำหนัก

ตารางที่ 4.16 รายละเอียดพารามิเตอร์ในกระบวนการดูดซับ

Parameter	Absorber	Stripper
Calculation type	Rate-based	Rate-based
Type of packing	IMTP	FLEXIPAC
Total height of packing (m)	20	25
Diameter of column (m)	17	17
Number of stages	15	20
Operating pressure (bar)	1.013	1.5

ตารางที่ 4.17 สภาวะที่ใช้ในการดำเนินการของกระบวนการดูดซึม

Description	Value
Flue gas mass flow rate (ton/hr)	2,369.6
Flue gas composition (CO ₂)	0.0418
Flue gas composition (N ₂)	0.7585
Flue gas composition (H ₂ O)	0.0785
Flue gas composition (O ₂)	0.1212
CO ₂ capture level (%)	90
Lean solvent mass flow rate (ton/hr)	3000
Lean solvent temp. (°C)	45
Lean solvent pressure (bar)	1
MEA make up mass flow rate (ton/hr)	2
H ₂ O make up mass flow rate (ton/hr)	149

ตารางที่ 4.18 ค่าเอ็กเซอร์จีของกระบวนการที่จับคาร์บอนไดออกไซด์

CO ₂ capture technologies	Adsorption process						Absorption process					
	In			Out			In			Out		
	FLUEGAS	EXITGAS	RICHCO ₂	H ₂ O	FLUEGAS	MAKEUP	WATER	GASOUT	CO ₂			
Temperature	119.8	60	30	30	120	40	40	58.42	30			
Pressure	1.05	1	1	1	1.01	1	1	1.01	1			
Mass Enthalpy	-1,148.16	-389.14	-9,015.93	-15,625.64	-1,148.17	-4,427.97	-15,803.21	-1,513.81	-9,027.15			
Mass Entropy	0.4	0.22	0.07	-8.7	0.41	-8.15	-8.86	0.09	0.04			
Average MW	28.38	28.16	42.92	18.36	28.38	61.08	18.02	26.88	42.88			
Mole Fractions												
MEA						1						
H ₂ O	0.08	0.04	0.04	0.99	0.08		1	0.17	1.00			
O ₂	0.12	0.13			0.12			0.11				
CO ₂	0.04	0	0.96	0.01	0.04			0	0.96			
K ₂ CO ₃												
KHCO ₃												
Al ₂ O ₃												
N ₂	0.76	0.82			0.76			0.72				
Mass Flows	2,369.60	2,171.01	141.58	57.01	2,369.60	2	149	2,378.45	140			
Mass physical exergy (kJ/kg)	18.47	1.03	-0.62	0.42	15.28	1.67	1.52	16.04	-0.62			
Physical exergy flow rate (kJ/sec)	12,158.58	619.5	-24.26	6.65	10,060.21	0.93	62.98	10,596.73	-24.06			
Mass chemical exergy (kJ/kg)	22.05	-10.96	442.78	53.21	22.05	25,113.07	49.96	33.16	465.72			
Chemical exergy flow rate (kJ/sec)	14,513.36	-6,612.38	17,413.80	842.62	14,513.36	13,951.71	2,067.69	21,905.71	18,111.19			
Total mass exergy (kJ/kg)	40.52	-9.94	442.16	53.63	37.33	25,114.74	51.48	49.2	465.1			
Total flow exergy (kJ/sec)	26,671.94	-5,992.88	17,389.54	849.27	24,573.57	13,952.63	2,130.67	32,502.44	18,087.13			

4.2.3 การประเมินความเป็นไปได้ทางเศรษฐศาสตร์ (Economic analysis)

จากการประเมินราคาของอุปกรณ์ที่ได้จากโปรแกรม Aspen economic analysis ดังแสดงในตาราง ง.1 พบว่าราคาในการลงทุนของของกระบวนการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ ในโรงไฟฟ้าพลังงานความร้อนร่วมจากแก๊สธรรมชาติ ที่มีการผลิตพลังงานไฟฟ้าสุทธิที่ 373 เมกะวัตต์ มีค่าต้นทุนเงินทั้งหมดในแบบจำลอง ประมาณ 560 ล้านดอลลาร์ ซึ่งมีค่าใกล้เคียงกับ Jiang และ คณะ [6] ที่มีการคิดราคาต้นทุนของกระบวนการโรงไฟฟ้าที่มีกำลังการผลิตไฟฟ้าสุทธิ 372 เมกะวัตต์ อยู่ที่ 509 ล้านดอลลาร์ มีค่าต้นทุนของอุปกรณ์จากโรงไฟฟ้าเป็นหลัก โดยเฉพาะในส่วนของ การเผาไหม้ จะมีค่าในการลงทุนของอุปกรณ์มากถึง 65% ของค่าอุปกรณ์ทั้งหมด รองลงมาคือ ส่วนการบีบอัดคาร์บอนไดออกไซด์ คิดเป็น 18% โดยส่วนของกระบวนการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์คิด 7% ของค่าอุปกรณ์ทั้งหมด เมื่อพิจารณาว่าการลงทุนของแบบจำลองกระบวนการพบว่า แบบจำลองกระบวนการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ในโรงไฟฟ้าพลังงานความร้อนร่วมมีราคาต้นทุนในการลงทุนที่มากกว่าแบบจำลองการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยสารละลาย MEA อยู่ประมาณ 0.86% โดยราคาต้นทุนของแบบจำลองกระบวนการแสดงดังตาราง 4.21

ตารางที่ 4.19 เปรียบเทียบราคาการลงทุนระหว่างกระบวนการดูดซับและดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์

Description	Unit	Adsorption	Absorption
FCI	\$	478,742,755.58	474,668,409.63
WCI	\$	84,484,015.69	83,765,013.46
TCI = FCI+WCI	\$	563,226,771.27	558,433,423.10

เมื่อทราบค่าการลงทุนทั้งหมดของกระบวนการ จะมีการคำนวณหาต้นทุนในการผลิต (Cost of manufacturing) ในการดำเนินการกระบวนการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ของโรงไฟฟ้าพลังงานความร้อนร่วมจากแก๊สธรรมชาติ เพื่อคำนวณค่าใช้จ่ายต่อปีของกระบวนการซึ่งประกอบด้วย ค่าใช้จ่ายของค่านาน ค่าใช้จ่ายของสาธารณูปโภค และ ค่าใช้จ่ายวัตถุดิบ โดยรายละเอียดต้นทุนในการผลิตของสารที่ใช้ในกระบวนการแสดงดังตารางที่ 4.22

ตารางที่ 4.20 รายละเอียดต้นทุนของสารที่ใช้ในกระบวนการผลิต

Description	Unit	Value	Reference
Di water cost	\$/ton	1	Turton และ คณะ [37]
MEA cost	\$/ton	2,430.00	Adu และ คณะ [47]
MDEA cost	\$/ton	2,400	[48]
MeOH cost	\$/ton	700	[49]
Al ₂ O ₃ cost	\$/ton	700	[50]
K ₂ CO ₃ cost	\$/ton	1,000	[51]
Water process cost	\$/ton	0.067	Turton และ คณะ [37]
Anti-fouling cost	\$/ton	0.156	Turton และ คณะ[37]
Electrical price	\$/kWh	0.121	[52]
Labor cost	\$/hr	51.6	Diego และ คณะ [40]

จากการคิดต้นทุนในการผลิตต่อปีของกระบวนการพบว่าจำนวนคนงานที่ใช้ในการควบคุมต่อกะของกระบวนการของกระบวนการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยตัวดูดซับของแข็งมากกว่ากระบวนการดูดซับด้วยคาร์บอนไดออกไซด์ประมาณ 3.4 เท่า ทำให้ค่าใช้จ่ายในการจ้างคนงานของกระบวนการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยตัวดูดซับของแข็งสูงขึ้นตามไปด้วย แต่กระบวนการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยตัวดูดซับของแข็งมีค่าใช้จ่ายในส่วน of วัตถุดิบในการทดลอง ค่าสาธารณูปโภค และการจัดการน้ำที่ต่ำกว่าระบบที่ใช้สารละลายในการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ เนื่องจากในการทำปฏิกิริยาในการดูดซับของสารละลาย MEA จะมีการสูญเสียของสารละลาย MEA และ น้ำ ในกระบวนการ ซึ่งจำเป็นต้องทำการเติมสารละลาย MEA และ น้ำที่ใช้ในกระบวนการ เพื่อให้กระบวนการดูดซับมีความเข้มข้นของ MEA ที่คงที่ในการดูดซับ

ตารางที่ 4.21 ต้นทุนการผลิตระหว่างกระบวนการดูดซับและดูดซึมคาร์บอนไดออกไซด์

Description	Unit	Adsorption	Absorption
COM	\$	321,760,826.73	334,315,891.16
C_{OL}	\$/year	5,360,208.00	1,618,176.00
N_{OL}	Operator/shift	11.74	3.47
C_{RM}	\$/year	140,713,088.95	160,066,016.15
C_{UT} & C_{WT}	\$/year	1,941.40	89,362.70

การศึกษ้อัตรผลตอบแทนภายใน (IRR) คือการศึกษ้อัตรการลดค่า (Discount rate) ที่ทำให้มูลค่าปัจจุบันสุทธิของกระแสเงินสดมีค่าเท่ากับเงินลงทุนครั้งแรก จากตาราง 4.24 พบว่ากระบวนการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยตัวดูดซับ MDEA-K₂CO₃/γ-Al₂O₃ มีอัตรผลตอบแทนภายในเท่ากับ 6.55% ซึ่งมากกว่ากระบวนการดูดซึม คาร์บอนไดออกไซด์ด้วยสารละลาย MEA ที่มีอัตรผลตอบแทนภายในที่ 3.98% ทั้งนี้เนื่องจากทั้งสองกระบวนการมีผลผลิตที่ได้จากกระบวนการใกล้เคียงกัน ทำให้ค่าต้นทุนในการผลิต (COM) มีผลต่ออัตรการตอบแทนภายในอย่างมาก โดยในกระบวนการดูดซึม คาร์บอนไดออกไซด์ด้วยสารละลาย มีค่าใช้จ่ายในส่วนของวัตถุดิบค่อนข้างสูง เนื่องจากต้องมีการเติมสารละลาย MEA เข้าไปในกระบวนการด้วยอัตรการไหล 2 ตันต่อชั่วโมง ตลอดระยะเวลาดำเนินการดังแสดงในตาราง 4.23 ทำให้ต้นทุนที่ใช้ในการผลิตมากกว่า ถึงแม้ว่าในกระบวนการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยตัวดูดซับของแข็งจะมีการใช้จำนวนคนในการดำเนินการมากกว่า 3.5 เท่าก็ตาม

ตารางที่ 4.22 ข้อมูลในการคิดอัตรผลตอบแทน

Description	Unit	Adsorption	Absorption
Total capital investment	\$	563,226,771	558,433,423
Cost of manufacturing	\$/year	321,760,827	334,315,891
Electricity	kW	376,329	372,621
Compressed CO ₂	ton/hr	1,214,304	1,205,568
Income	\$/year	403,726,456	401,898,291
IRR	%	6.55%	3.98%

บทที่ 5

สรุปผลการทดลอง

5.1 สรุปผลการวิจัย

งานวิจัยนี้ทำการศึกษาการออกแบบกระบวนการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ในโรงไฟฟ้าพลังงานความร้อนร่วมจากแก๊สธรรมชาติ โดยใช้ตัวดูดซับ $K_2CO_3/\gamma-Al_2O_3$ ที่ผ่านกระบวนการปรับปรุงด้วยสารละลายเอมีน จากนั้นทำการประเมินความเป็นไปได้ทางพลังงานผ่านประสิทธิภาพเอ็กเซอร์จี และความเป็นไปได้ทางเศรษฐศาสตร์ของกระบวนการโดยเปรียบเทียบกับกระบวนการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยสารละลายดูดซึมเอมีนชนิด MEA จากการศึกษาสามารถสรุปผลได้ดังต่อไปนี้

การปรับปรุงตัวดูดซับ $K_2CO_3/\gamma-Al_2O_3$ ด้วยสารละลายเอมีน ชนิด MEA, MDEA และ AMP ด้วยวิธีการอิมเพรกเนชัน พบว่าตัวดูดซับที่ผ่านกระบวนการปรับปรุงด้วยสารละลายเอมีน มีความสามารถในการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์เพิ่มขึ้นอย่างมีนัยสำคัญ โดยตัวดูดซับที่ผ่านกระบวนการปรับปรุงด้วยสารละลาย MDEA มีความสามารถในการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์มากที่สุด จากการพิสูจน์เอกลักษณ์ของตัวดูดซับด้วยวิธีการ FTIR และ CHN ทำให้ทราบว่า สารละลาย MDEA ที่ใช้ในการปรับปรุงเกิดผลิตภัณฑ์ใหม่โดยเกาะอยู่บนพื้นผิวตัวดูดซับ โดยตัวดูดซับ MDEA- $K_2CO_3/\gamma-Al_2O_3$ มีพื้นที่ผิวน้อยกว่า $K_2CO_3/\gamma-Al_2O_3$ มีจากการทดสอบ XRF และ SEM พบว่าผลึกของ K_2CO_3 บนตัวดูดซับ MDEA- $K_2CO_3/\gamma-Al_2O_3$ มีปริมาณมาก และ ลักษณะเล็กและแหลม ตามลำดับ ทำให้มีความสามารถในการดูดซับที่มากกว่าตัวดูดซับ $K_2CO_3/\gamma-Al_2O_3$ ที่เกิดการรวมตัวกันของผลึก K_2CO_3 บนพื้นผิว

แบบจำลองทางจลนพลศาสตร์ในรูปแบบเชิงถดถอย ด้วยสมมติฐานการเชื่อมสภาพเกี่ยวข้องกับ ทั้งตำแหน่งวงวอของของแข็ง และ ค่าความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ ($m=1, n=1$) มีความเหมาะสมกับตัวดูดซับ MDEA- $K_2CO_3/\gamma-Al_2O_3$ จากการสร้างความสัมพันธ์ระหว่างพารามิเตอร์ทางจลนพลศาสตร์กับอุณหภูมิในการดูดซับในรูปแบบของ อาเรเนียส จะได้ค่า $k = 4.85 \times 10^8$ และค่าพลังงานกระตุ้น 21,177.8 กิโลจูลต่อกิโลโมล

จากการออกแบบจำลองกระบวนการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยตัวดูดซับ MDEA- $K_2CO_3/\gamma-Al_2O_3$ ในโรงไฟฟ้าพลังงานความร้อนร่วมจากแก๊สธรรมชาติด้วยพารามิเตอร์ทางจลนพลศาสตร์ ด้วยสมการในรูปแบบ POWER LAW โดย k เท่ากับ 4.85×10^8 และค่าพลังงานกระตุ้น เท่ากับ 21177.8 กิโลจูลต่อกิโลโมล พบว่ากระบวนการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ด้วย

ตัวดูดซับ MDEA-K₂CO₃/γ-Al₂O₃ สามารถดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ได้ 90% ของคาร์บอนไดออกไซด์ในแก๊สความร้อนจากการเผาไหม้

จากการวิเคราะห์เอ็กเซอร์จีเพื่อประเมินประสิทธิภาพเอ็กเซอร์จีของกระบวนการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยตัวดูดซับ พบว่าในส่วนของกระบวนการเผาไหม้จะเกิดการสูญเสียเอ็กเซอร์จีมากที่สุด โดยคิดเป็น 66.09% เนื่องจากเกิดปฏิกิริยาเผาไหม้ที่เกิดขึ้น และในส่วนของหอดูดซับและหอฟื้นฟูสภาพมีประสิทธิภาพเอ็กเซอร์จีอยู่ที่ 77.70% และ 80.35% ตามลำดับ และกระบวนการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยตัวดูดซับของแข็ง MDEA-K₂CO₃/γ-Al₂O₃ มีประสิทธิภาพเอ็กเซอร์จีที่สูงกว่ากระบวนการดูดซับด้วยสารละลาย MEA

จากการประเมินความเป็นไปได้ทางเศรษฐศาสตร์ด้วยอัตราผลตอบแทนภายในพบว่ากระบวนการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยตัวดูดซับของแข็ง MDEA-K₂CO₃/γ-Al₂O₃ มีความคุ้มค่าในการลงทุนมากกว่า เนื่องจากมีผลอัตราผลตอบแทนภายในที่ 6.55% ซึ่งมากกว่ากระบวนการดูดซับด้วยสารละลาย MEA ที่มีผลอัตราผลตอบแทนภายในที่ 3.98% และมีค่าต้นทุนในการผลิตสูงกว่า

5.2 ข้อเสนอแนะ

1. ควรนำตัวดูดซับไปศึกษาจลนพลศาสตร์ในกระบวนการฟื้นฟูสภาพ เพื่อหาพารามิเตอร์นำมาใช้ในกระบวนการฟื้นฟูสภาพของแบบจำลอง เพื่อให้ระบบความสมบูรณ์มากขึ้น
2. นำตัวดูดซับที่ผ่านกระบวนการดูดซับมาศึกษาการนำกลับมาใช้ใหม่ เพื่อพิจารณาความสามารถในการดูดซับในเมื่อมีจำนวนรอบการใช้งานมากขึ้น และอายุในการใช้งานของตัวดูดซับควรศึกษาผลของความเข้มข้นของตัวทำละลายชนิดเอมีนที่ใช้การปรับปรุงตัวดูดซับที่ความเข้มข้นสูงขึ้น

บรรณานุกรม



จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
CHULALONGKORN UNIVERSITY

- [1] Y. Lara and L. M. Romeo, "Amine-impregnated Alumina Solid Sorbents for CO₂ Capture. Lessons Learned," *Energy Procedia*, vol. 114, pp. 2372-2379, 2017, doi: 10.1016/j.egypro.2017.03.1383.
- [2] D. Berstad, R. Anantharaman, and K. Jordal, "Post-combustion CO₂ capture from a natural gas combined cycle by CaO/CaCO₃ looping," *International Journal of Greenhouse Gas Control*, vol. 11, pp. 25-33, 2012, doi: 10.1016/j.ijggc.2012.07.021.
- [3] A. Carrara, A. Perdichizzi, and G. Barigozzi, "Simulation of an hydrogen production steam reforming industrial plant for energetic performance prediction," *International Journal of Hydrogen Energy*, vol. 35, no. 8, pp. 3499-3508, 2010, doi: 10.1016/j.ijhydene.2009.12.156.
- [4] I. Martinez, M. C. Romano, P. Chiesa, G. Grasa, and R. Murillo, "Hydrogen production through sorption enhanced steam reforming of natural gas: Thermodynamic plant assessment," *International Journal of Hydrogen Energy*, vol. 38, no. 35, pp. 15180-15199, 2013, doi: 10.1016/j.ijhydene.2013.09.062.
- [5] M. Capocelli, M. Luberti, S. Inno, F. D'Antonio, F. Di Natale, and A. Lancia, "Post-combustion CO₂ capture by RVPSA in a large-scale steam reforming plant," *Journal of CO₂ Utilization*, vol. 32, pp. 53-65, 2019, doi: 10.1016/j.jcou.2019.02.012.
- [6] L. Jiang, A. Gonzalez-Diaz, J. Ling-Chin, A. P. Roskilly, and A. J. Smallbone, "Post-combustion CO₂ capture from a natural gas combined cycle power plant using activated carbon adsorption," *Applied Energy*, vol. 245, pp. 1-15, 2019, doi: 10.1016/j.apenergy.2019.04.006.
- [7] M. Karimi, M. Hillestad, and H. F. Svendsen, "Natural Gas Combined Cycle Power Plant Integrated to Capture Plant," *Energy & Fuels*, vol. 26, no. 3, pp. 1805-1813, 2012, doi: 10.1021/ef201921s.
- [8] S. Boonprasop, S. Sangteerasintop, B. Chalermssinsuwan, and P. Piumsomboon, "Optimum operating parameters of CO₂ sorption in turbulent fluidized bed regime using potassium carbonate supported on gamma alumina solid sorbent," *RSC Advances*, vol. 8, no. 69, pp. 39678-39690, 2018, doi: 10.1039/c8ra08335e.

- [9] C. Wen and Y. Yu, "A generalized method for predicting the minimum fluidization velocity," *AIChE Journal*, vol. 12, no. 3, pp. 610-612, 1966.
- [10] S. Saxena and V. GJ, "THE MEASUREMENT OF INCIPIENT FLUIDISATION VELOCITIES IN A BED OF COARSE DOLOMITE AT TEMPERATURE AND PRESSURE," 1977.
- [11] S. Babu and B. SP, "Fluidization correlations for coal gasification materials- minimum fluidization velocity and fluidized bed expansion ratio," 1978.
- [12] H. L. Zhang, J. Degrève, R. Dewil, and J. Baeyens, "Operation Diagram of Circulating Fluidized Beds (CFBs)," *Procedia Engineering*, vol. 102, pp. 1092-1103, 2015, doi: 10.1016/j.proeng.2015.01.232.
- [13] D. C. Chitester, R. M. Kornosky, L.-S. Fan, and J. P. Danko, "Characteristics of fluidization at high pressure," *Chemical Engineering Science*, vol. 39, no. 2, pp. 253-261, 1984.
- [14] A. Abrahamsen and D. Geldart, "Behaviour of gas-fluidized beds of fine powders part II. Voidage of the dense phase in bubbling beds," *Powder Technology*, vol. 26, no. 1, pp. 47-55, 1980.
- [15] H. Bi and J. Grace, "Effect of measurement method on the velocities used to demarcate the onset of turbulent fluidization," *The Chemical Engineering Journal and the Biochemical Engineering Journal*, vol. 57, no. 3, pp. 261-271, 1995.
- [16] J. Perales, "On the transition from bubbling to fast fluidization regimes," *Circulating Fluidized Bed Technology*, pp. 73-78, 1991.
- [17] B. Ficilar and T. Dogu, "Breakthrough analysis for CO₂ removal by activated hydrotalcite and soda ash," *Catalysis Today*, vol. 115, no. 1-4, pp. 274-278, 2006, doi: 10.1016/j.cattod.2006.02.058.
- [18] B. J. P. Buhre, L. K. Elliott, C. D. Sheng, R. P. Gupta, and T. F. Wall, "Oxy-fuel combustion technology for coal-fired power generation," *Progress in Energy and Combustion Science*, vol. 31, no. 4, pp. 283-307, 2005, doi: 10.1016/j.pecs.2005.07.001.

- [19] T. Burdyny and H. Struchtrup, "Hybrid membrane/cryogenic separation of oxygen from air for use in the oxy-fuel process," *Energy*, vol. 35, no. 5, pp. 1884-1897, 2010, doi: 10.1016/j.energy.2009.12.033.
- [20] M. K. Mondal, H. K. Balsora, and P. Varshney, "Progress and trends in CO₂ capture/separation technologies: A review," *Energy*, vol. 46, no. 1, pp. 431-441, 2012, doi: 10.1016/j.energy.2012.08.006.
- [21] S. A. Aromada and L. Øi, "Simulation of improved absorption configurations for CO₂ capture," in *Proceedings of the 56th Conference on Simulation and Modelling (SIMS 56), October, 7-9, 2015, Linköping University, Sweden, 2015*, no. 119: Linköping University Electronic Press, pp. 21-29.
- [22] S. N. Pandey, "POST COMBUSTION CARBON CAPTURE TECHNOLOGY," *National Conference on Eco friendly Manufacturing for Sustainable Development*, 2010.
- [23] M. Songolzadeh, M. Soleimani, M. Takht Ravanchi, and R. Songolzadeh, "Carbon dioxide separation from flue gases: a technological review emphasizing reduction in greenhouse gas emissions," *ScientificWorldJournal*, vol. 2014, p. 828131, 2014, doi: 10.1155/2014/828131.
- [24] J. L. Sorrels, "Carbon Adsorbers," 2018.
- [25] C. A. Grande, R. P. L. Ribeiro, E. L. G. Oliveira, and A. E. Rodrigues, "Electric swing adsorption as emerging CO₂ capture technique," *Energy Procedia*, vol. 1, no. 1, pp. 1219-1225, 2009, doi: 10.1016/j.egypro.2009.01.160.
- [26] B. Sreenivasulu, D. V. Gayatri, I. Sreedhar, and K. V. Raghavan, "A journey into the process and engineering aspects of carbon capture technologies," *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, vol. 41, pp. 1324-1350, 2015, doi: 10.1016/j.rser.2014.09.029.
- [27] S. SAECHIAM, "ADSORPTION OF MALACHITE GREEN AND REACTIVE RED 31 FROM SYNTHETIC WASTEWATER BY USING BANANA PEEL ADSORBENTS," 2018.
- [28] W. Plazinski, W. Rudzinski, and A. Plazinska, "Theoretical models of sorption kinetics including a surface reaction mechanism: a review," *Adv Colloid Interface Sci*, vol. 152, no. 1-2, pp. 2-13, Nov 30 2009,

doi: 10.1016/j.cis.2009.07.009.

- [29] Q. Liu, J. Shi, S. Zheng, M. Tao, Y. He, and Y. Shi, "Kinetics Studies of CO₂ Adsorption/Desorption on Amine-Functionalized Multiwalled Carbon Nanotubes," *Industrial & Engineering Chemistry Research*, vol. 53, no. 29, pp. 11677-11683, 2014, doi: 10.1021/ie502009n.
- [30] N. Jongartklang, S. Chanchairoek, P. Piumsomboon, and B. Chalermssinsuwan, "Correlations of kinetic parameters with various system operating conditions for CO₂ sorption using K₂CO₃/Al₂O₃ solid sorbent in a fixed/fluidized bed reactor," *Journal of Environmental Chemical Engineering*, vol. 4, no. 2, pp. 1938-1947, 2016, doi: 10.1016/j.jece.2016.03.019.
- [31] S.-W. Park, D.-H. Sung, B.-S. Choi, J.-W. Lee, and H. Kumazawa, "Carbonation kinetics of potassium carbonate by carbon dioxide," *Journal of industrial and engineering chemistry*, vol. 12, no. 4, pp. 522-530, 2006.
- [32] J. M. P. Sala Lizarraga and A. Picallo-Perez, "Calculation of physical and chemical exergy," in *Exergy Analysis and Thermoconomics of Buildings*, 2020, pp. 183-259.
- [33] M. S. Peters, "PLANT DESIGN AND ECONOMICS FOR CHEMICAL ENGINEERS," *Chemical Engineering Science*, 2003.
- [34] S. Garcia, E. S. Fernandez, A. J. Stewart, and M. M. Maroto-Valer, "Process Integration of Post-combustion CO₂ Capture with Li₄SiO₄/Li₂CO₃ Looping in a NGCC Plant," *Energy Procedia*, vol. 114, pp. 2611-2617, 2017, doi: 10.1016/j.egypro.2017.03.1421.
- [35] P. Castellazzi, M. Notaro, G. Busca, and E. Finocchio, "CO₂ capture by functionalized alumina sorbents: DiEthanolAmine on γ -alumina," *Microporous and Mesoporous Materials*, vol. 226, pp. 444-453, 2016, doi: 10.1016/j.micromeso.2016.02.027.
- [36] D. Berstad, R. Anantharaman, R. Blom, K. Jordal, and B. Arstad, "NGCC post-combustion CO₂ capture with Ca/carbonate looping: Efficiency dependency on sorbent properties, capture unit performance and process configuration," *International Journal of Greenhouse Gas Control*, vol. 24, pp. 43-53, 2014, doi: 10.1016/j.ijggc.2014.02.015.

- [37] R. Turton, R. C. Bailie, W. B. Whiting, and J. A. Shaeiwitz, *Analysis, synthesis and design of chemical processes*. Pearson Education, 2008.
- [38] X. Luo and M. Wang, "Optimal operation of MEA-based post-combustion carbon capture for natural gas combined cycle power plants under different market conditions," *International Journal of Greenhouse Gas Control*, vol. 48, pp. 312-320, 2016, doi: 10.1016/j.ijggc.2015.11.014.
- [39] I. Ghiat, A. AlNouss, G. McKay, and T. Al-Ansari, "Biomass-based integrated gasification combined cycle with post-combustion CO₂ recovery by potassium carbonate: Techno-economic and environmental analysis," *Computers & Chemical Engineering*, vol. 135, 2020, doi:10.1016/j.compchemeng.2020.106758.
- [40] M. E. Diego, J.-M. Bellas, and M. Pourkashanian, "Techno-economic analysis of a hybrid CO₂ capture system for natural gas combined cycles with selective exhaust gas recirculation," *Applied Energy*, vol. 215, pp. 778-791, 2018, doi: 10.1016/j.apenergy.2018.02.066.
- [41] J. Charoenchaiwet, "CARBON DIOXIDE CAPTURE ON K₂CO₃ /Al₂O₃ SORBENT PREPARED IN BASE CONDITION," 2019.
- [42] P. Kumar, K.-H. Kim, E. E. Kwon, and J. E. Szulejko, "Metal-organic frameworks for the control and management of air quality: advances and future direction," *Journal of Materials Chemistry A*, vol. 4, no. 2, pp. 345-361, 2016, doi: 10.1039/c5ta07068f.
- [43] L. Vidaud, "Mat-CHN software for drug substance titrations in discovery and development," *Journal of Analytical Science and Technology*, vol. 9, no. 1, 2018, doi: 10.1186/s40543-018-0145-1.
- [44] Y. Hu, Y. Gao, H. Lv, G. Xu, and S. Dong, "A New Integration System for Natural Gas Combined Cycle Power Plants with CO₂ Capture and Heat Supply," *Energies*, vol. 11, no. 11, 2018, doi: 10.3390/en11113055.
- [45] A. UK, "Enabling advanced pre-combustion capture techniques and plants," *DECARBit Consortium*, 2019.
- [46] K. Atsonios, K. Panopoulos, P. Grammelis, and E. Kakaras, "Exergetic comparison of CO₂ capture techniques from solid fossil fuel power plants,"

International Journal of Greenhouse Gas Control, vol. 45, pp. 106-117, 2016, doi: 10.1016/j.ijggc.2015.12.022.

- [47] E. Adu, Y. D. Zhang, D. Liu, and P. Tontiwachwuthikul, "Parametric Process Design and Economic Analysis of Post-Combustion CO₂ Capture and Compression for Coal- and Natural Gas-Fired Power Plants," *Energies*, vol. 13, no. 10, 2020, doi: 10.3390/en13102519.
- [48] G. t. Guide, "MDEA," ed, 2020, pp. <https://www.guidechem.com/trade/factory-supply-n-methyldiethan-id3600637.html>.
- [49] Alibaba, "MeOH," ed, 2020, pp. https://www.alibaba.com/product-detail/Ethanol_104043444.html.
- [50] G. t. guide, "Alumina powder," ed, 2020, pp. <https://www.guidechem.com/trade/high-purity-boehmite-alumina-p-id6153887.html>.
- [51] G. t. Guide, "Potassium carbonate high quality," ed, 2020, pp. <https://www.guidechem.com/trade/potassium-carbonate-high-quali-id6180308.html>.
- [52] GlobalPetrolprices, "Electical price," ed, 2020, p. https://www.globalpetrolprices.com/Thailand/electricity_prices/.

ประวัติผู้เขียน

ชื่อ-สกุล	กนกพล โรจนกิจ
วัน เดือน ปี เกิด	1 กุมภาพันธ์ 2536
สถานที่เกิด	โรงพยาบาลศรีนครินทร์ จังหวัดขอนแก่น ประเทศไทย
วุฒิการศึกษา	วิศวกรรมศาสตรบัณฑิต สาขาปิโตรเคมีและวัสดุพอลิเมอร์ คณะวิศวกรรมศาสตร์และเทคโนโลยีอุตสาหกรรม มหาวิทยาลัยศิลปากร
ที่อยู่ปัจจุบัน	667/30 ถนนอนรรฆนาค ตำบลกาฬสินธุ์ อำเภอมือเมือง จังหวัดกาฬสินธุ์ 46000



จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
CHULALONGKORN UNIVERSITY

ภาคผนวก ก

1. การคำนวณความสามารถในการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์

ข้อมูลที่ได้จากการบันทึกด้วยโปรแกรม CO₂ analyzer จะได้ร้อยละของคาร์บอนไดออกไซด์ต่อเวลาในการดูดซับ เมื่อทำการสร้างกราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่างร้อยละคาร์บอนไดออกไซด์ที่วัดได้กับเวลา จะได้กราฟ Breakthrough curve โดยปริมาณการดูดซับจะหาได้จากสมการที่ ก.1

$$q = \frac{1}{m} \int_0^t Q(C_{in} - C_{out}) dt \quad (ก.1)$$

เมื่อ q คือ ความสามารถในการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ (มิลลิกรัม CO₂ ต่อกรัมตัวดูดซับ)

m คือ มวลของตัวดูดซับ (กรัม)

C_{in} คือ ความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ขาเข้า (% มวล)

C_{out} คือ ความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ขาออก (% มวล)

Q คือ อัตราการไหลของแก๊สโดยมวล (กรัมต่อวินาที)

t คือ ระยะเวลาที่ใช้ในการดูดซับ (วินาที)

ตารางที่ ก.1 ข้อมูลที่ใช้ในการคำนวณความสามารถในการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์

สภาวะ	หน่วย	ค่า
มวลของตัวดูดซับ	กรัม	5
อัตราการไหลของแก๊สโดยปริมาตร	ลิตรต่อนาที	5
อุณหภูมิในการทำปฏิกิริยา	องศาเซลเซียส	60
R constant	atm.L/mol.K	0.0821
ช่วงเวลาที่ใช้ 0.016667 - 0.033333 นาที		
ค่าความเข้มข้น CO ₂ (t=0.016667 นาที)	โมลต่อลิตร	0.0351
ค่าความเข้มข้น CO ₂ (t=0.033333 นาที)	โมลต่อลิตร	0.0351
ค่าความเข้มข้น CO ₂	โมลต่อลิตร	12

ปริมาตร CO₂ ขาออก = (5×0.0351)/100 = 0.001754

ปริมาตร CO₂ ที่ดูดซับ = (5×12.00/100) - (5×0.0351/100) = 0.59825

มวล CO₂ ที่ดูดซับ = (44×0.59825)/(0.0821× (273+60)) = 0.96282 กรัม

พื้นที่ทั้งหมดที่ได้จากการคำนวณ = 0.197611

ปริมาณการดูดซับ = $0.197611 \times 1000 / 5 = 39.522$ มิลลิกรัม CO_2 ต่อกรัมตัวดูดซับ

2. การคำนวณร้อยละโดยน้ำหนักของ K_2CO_3 ของตัวดูดซับ

ตารางที่ ก.2 ข้อมูลที่ได้จากการวิเคราะห์ด้วยเทคนิควิเคราะห์ปริมาณโลหะกัมมันต์บนตัวรองรับ (XRF)

ข้อมูล	ค่า
MW K (กรัมต่อโมล)	39.00
MW Al (กรัมต่อโมล)	27.00
K_2CO_3 (กรัมต่อโมล)	138.21
Al_2O_3 (กรัมต่อโมล)	101.96
ค่า K จาก XRF (%)	42.60
ค่า Al จาก XRF (%)	4.52

น้ำหนักของ Al_2O_3

$$\frac{\%wt_{Al} \times MW_{Al_2O_3}}{2MW_{Al}} = \frac{42.60 \times 101.96}{2 \times 27.00} = 80.39 \text{ wt}$$

น้ำหนักของ K_2CO_3

$$\frac{\%wt_K \times MW_{K_2CO_3}}{2MW_K} = \frac{4.52 \times 138.21}{2 \times 39.00} = 8.01 \text{ wt}$$

ร้อยละโดยน้ำหนักของ K_2CO_3

$$\begin{aligned} \text{ปริมาณ } \text{K}_2\text{CO}_3 \text{ ในตัวดูดซับ} &= \frac{wt_{K_2CO_3}}{wt_{K_2CO_3} + wt_{Al_2O_3}} \times 100 \\ &= \frac{8.01 \text{ wt}}{8.01 + 80.39 \text{ wt}} \times 100 \\ &= 9.06\% \end{aligned}$$

3. การหาปริมาณ MDEA ที่เกิดขึ้นบนพื้นผิวตัวดูดซับ

ตารางที่ ก.3 ผลการวิเคราะห์ธาตุของตัวดูดซับ

ตัวอย่าง	Element analysis ^a (wt%)		
	C	H	N
K ₂ CO ₃ /γ-Al ₂ O ₃	1.27	0.62	0.30
MDEA-K ₂ CO ₃ /γ-Al ₂ O ₃	2.00	0.94	0.44

จากตารางที่ ก.8 ผลการวิเคราะห์ธาตุของตัวดูดซับ

หาปริมาณ MDEA บนตัวดูดซับที่ผ่านกระบวนการปรับปรุง

$$\frac{\Delta wt_C \times MW_{MDEA}}{5MW_C} \times 100 = \frac{(2.00 - 1.27) \times 119.16}{5 \times 12.00} \times 100 = 1.217\%$$

4. การหาจลนพลศาสตร์ในรูปแบบเชิงถดถอยของตัวดูดซับ

ตารางที่ ก.4 ข้อมูลค่าความสามารถในการดูดซับที่ได้จากการทดลอง

t (s)	CO ₂ concentration
0	0
1	0.0265
8	1.808698186
10	6.642092227
22	11.47548627
35.5	11.95191957
49.5	11.97989364
64	11.98164202
85.5	12
99	12

- แบบจำลองจลนพลศาสตร์เชิงถดถอยประเภท $m=1$ $n=0$
ผลของการเสื่อมสภาพจะมีความเกี่ยวข้องกับตำแหน่งว่องไวของของแข็ง (m) และค่าความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ (n) สามารถเขียนอยู่ในรูปสมการได้ดังนี้

$$a = a_0 \exp(-k_d t)$$

$$\ln \left(\ln \left(\frac{C_0}{C} \right) \right) = \ln \left(\frac{k_0 W}{Q_0} \right) - k_d t$$

- แบบจำลองจลนพลศาสตร์เชิงถดถอยประเภท $m=1$ $n=1$

ผลของการเสื่อมสภาพเกี่ยวข้องกับทั้งตำแหน่งวงไวยของของแข็ง และ ค่าความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ ($m=1$, $n=1$) จะได้สมการความว่องไวในการเกิดปฏิกิริยา

$$a = \exp \left[\frac{1 - \exp \left(\frac{k_0 W}{Q_0} (1 - \exp(-k_d t)) \right)}{1 - \exp(-k_d t)} \exp(-k_d t) \right]$$

โดยที่ a คือ ความว่องไวของตัวดูดซับ

W คือ น้ำหนักของตัวดูดซับ (กรัม)

C_0 คือ ความเข้มข้นคาร์บอนไดออกไซด์ขาเข้า (% , กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร)

C คือ ความเข้มข้นคาร์บอนไดออกไซด์ขาออก (% , กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร)

Q_0 คือ อัตราการไหลเชิงปริมาตร (ลูกบาศก์เมตรต่อนาที)

k_0 คือ ค่าคงของอัตราการดูดซับ (ลูกบาศก์เมตรต่อกิโลกรัม นาที)

a_0 = ความว่องไวในการเกิดปฏิกิริยา ณ เริ่มต้น

k_d = ค่าคงที่อัตราการเสื่อมสภาพ (นาที⁻¹)

ตารางที่ ก.5 ค่าตัวแปรที่ได้จากการคำนวณ

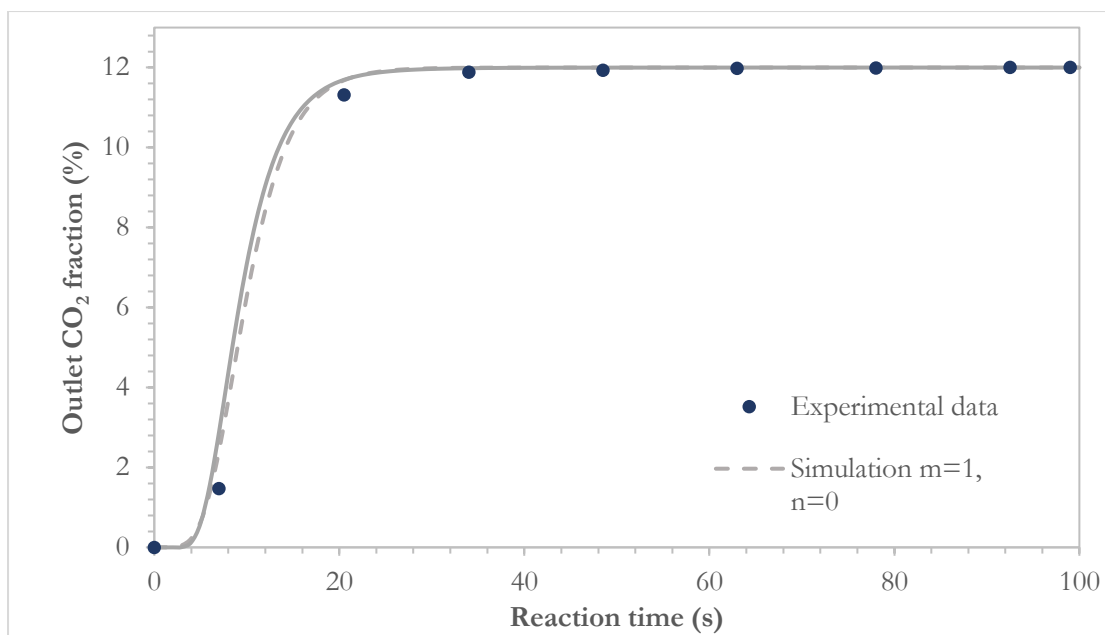
ตัวแปร	แบบจำลองเชิงถดถอย สมมติฐานแรก $m=1$, $n=0$	แบบจำลองเชิงถดถอย สมมติฐานสอง $m=1$, $n=1$
k_0	13.33	2.157
k_d	0.3341	0.059
R^2	0.9886	0.995

ตารางที่ ก.6 ข้อมูลที่ได้จากการคำนวณตามแบบจำลองเชิงถดถอยสมมติฐานแรก
($m=1n=1$)

Time (s)	C_t	Time (s)	C_t
0	0	.	.
1	0.00	.	.
2	0.01	.	.
3	0.09	94	12.00
4	0.36	95	12.00
5	0.98	96	12.00
6	1.99	97	12.00
.	.	98	12.00
.	.	99	12.00
.	.	100	12.00

ตารางที่ ก.7 ข้อมูลที่ได้จากการคำนวณตามแบบจำลองเชิงถดถอยสมมติฐานแรก
($m=1, n=1$)

Time (s)	C_t	Time (s)	C_t
0	0	.	.
1	0.00	.	.
2	0.00	.	.
3	0.01	94	12.00
4	0.13	95	12.00
5	0.60	96	12.00
6	1.56	97	12.00
.	.	98	12.00
.	.	99	12.00
.	.	100	12.00



รูปที่ ก.1 แบบจำลองเชิงถดถอยที่อุณหภูมิจุดซับ 60 องศาเซลเซียส

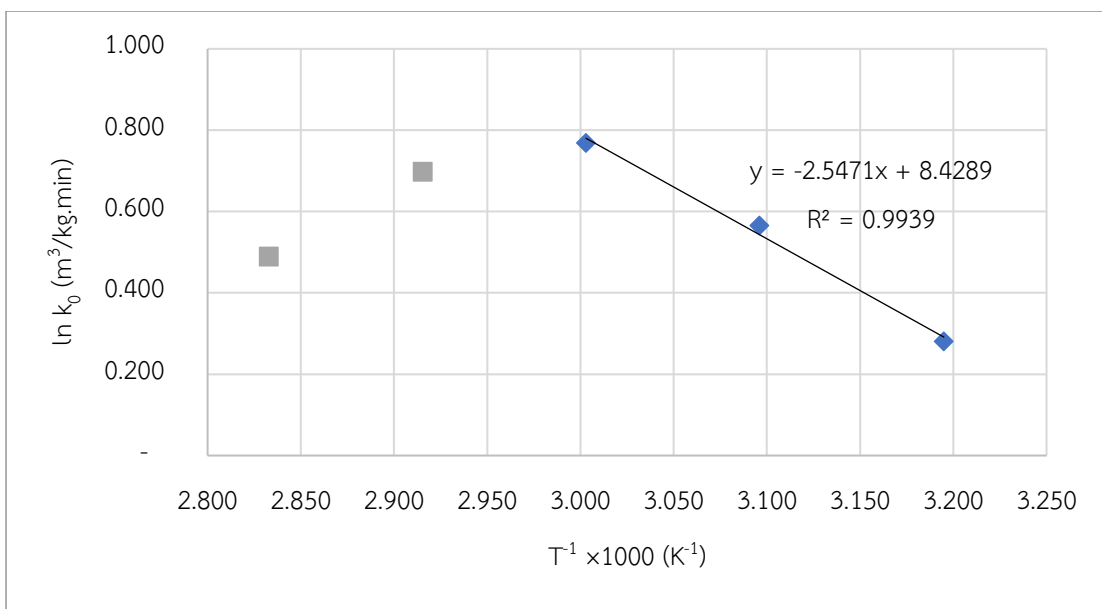
5. การคำนวณหาค่าพารามิเตอร์ทางจลนพลศาสตร์ในรูปของ Power law

นำค่า k_0 และ k_d ที่ได้มาสร้างความสัมพันธ์กับอุณหภูมิในรูปแบบของ อาร์เรเนียส (Arrhenius's form)

$$\ln k_0 \text{ or } \ln k_d = \ln A - \frac{E_a}{RT}$$

ตารางที่ ก.8 ค่า k_0 และ k_d ที่ได้จากการทดลองที่อุณหภูมิต่างๆ

T	k_0	k_d	$T^{-1} \times 1000$	$\ln(k_0)$	$\ln(k_d)$
313	1.324	0.065	3.195	0.281	-2.729
323	1.760	0.062	3.096	0.565	-2.785
333	2.157	0.059	3.003	0.769	-2.826
343	2.010	0.060	2.915	0.698	-2.813
353	1.631	0.063	2.833	0.489	-2.763



รูปที่ ก. 2 ผลของอุณหภูมิต่อค่าคงที่อัตราการดูดซับเริ่มต้น (k_0) จากข้อมูลตาราง ก.7 เมื่อนำมาสร้างกราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่าง $\ln k_0$ และ T^{-1} ทำการหาค่า A และ E_a โดยพิจารณา 3 จุดแรก (ที่อุณหภูมิต่ำ) จะได้สมการ

$$y = -2.5471x + 8.4289$$

โดย slope คือ E_a/RT ($R=8.134 \text{ atm.L/mol.K}$ และ $T = 333 \text{ K}$)

$$-\frac{E_a}{RT} = -2.5471$$

$$E_a = 21.178 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}} = 21177.8 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}}$$

จุดตัดกัน y คือ $\ln A$

$$\ln A = 8.4289 \frac{\text{m}^3}{\text{kg.min}}$$

$$A = 4577.46 \frac{\text{m}^3}{\text{kg.min}}$$

$$A = 4577.46 * 1000 * 106 \frac{\text{l}}{\text{mol.min}}$$

$$A = 4.85 * 10^6 \frac{\text{l}}{\text{mol.min}}$$

6. การหาค่าเอ็กเซอร์จีเชิงกายภาพ (Physical exergy)

การหาค่าเอนทัลปีเชิงกายภาพของแก๊สร้อนจากการเผาไหม้เข้ากระบวนการดูดซับ (1 บาร์ 50 องศาเซลเซียส) สามารถคำนวณจากสมการ

$$Ex_{phy} = (H_{T,P} - H_{ref}) - T_{ref}(S_{T,P} - S_{ref})$$

$$Ex_{phy} = (H_{323.15,1} - H_{298.15,1}) - T_{298.15}(S_{50,1} - S_{323.15,1})$$

$$Ex_{phy} = (-1222.13 - (-1323.44)) - 298.15(0.2038 - (-0.1250))$$

$$Ex_{phy} = 199.343 \text{ kJ/kmol}$$

7. การหาค่าเอนทัลปีเชิงเคมี (Chemical exergy)

การหาค่าเอนทัลปีเชิงเคมีของแก๊สร้อนจากการเผาไหม้เข้ากระบวนการดูดซับสามารถคำนวณได้จากสมการ

$$Ex_{chem} = \sum_{k=1}^n x_k Ex_k^0 (\text{component } k) + RT_{ref} \sum_{k=1}^n x_k \ln x_k$$

$$Ex_{chem} = Ex_{H_2O}^0 * x_{H_2O} + Ex_{O_2}^0 * x_{O_2} + Ex_{CO_2}^0 * x_{CO_2} + Ex_{N_2}^0 * x_{N_2} + 8.314 * 298.15(x_{H_2O} * \ln(x_{H_2O}) + x_{O_2} * \ln(x_{O_2}) + x_{CO_2} * \ln(x_{CO_2}) + x_{N_2} * \ln(x_{N_2}))$$

$$Ex_{chem} = 0.08 * 9500 + 0.12 * 3970 + 0.04 * 19870 + 0.76 * 720 + 8.314 * 298.15((0.08 \ln(0.08) + 0.12 \ln(0.12) + 0.04 \ln(0.04) + 0.76 \ln(0.76)))$$

$$Ex_{chem} = 625.77 \text{ kJ/kmol}$$

$$Ex_{chem} = \frac{625.77 \text{ kJ/kmol}}{28.38 \text{ kg/kmol}} = 22.05 \text{ kJ/kg}$$

8. การหาค่าประสิทธิภาพเอนทัลปีเชิงเคมีของกระบวนการ

การหาประสิทธิภาพเอนทัลปีเชิงเคมีของกระบวนการหาได้จาก

$$\text{Exergitic efficiency} = \frac{\sum Ex_{out}}{\sum Ex_{in}}$$

โดยในงานวิจัยนี้จะทำการคิดประสิทธิภาพของกระบวนการจาก ค่าเอนทัลปีเข้าของ และ เอนทัลปีออกของกระบวนการทั้งหมด

ตัวอย่างการคิดประสิทธิภาพเอ็กเซอร์จีของกระบวนการเผาไหม้

การหาค่าเอ็กเซอร์จีเข้าของกระบวนการ

$$\begin{aligned}\sum Ex_{in} &= Ex_{air} + Ex_{Fuel} \\ \sum Ex_{in} &= 30,600.58 + 785,742.91 \\ \sum Ex_{in} &= 816,343.49\end{aligned}$$

การหาค่าเอ็กเซอร์จีออกของกระบวนการ

$$\begin{aligned}\sum Ex_{out} &= Ex_{GT-FG} \\ \sum Ex_{out} &= Ex_{GT-FG} \\ \sum Ex_{out} &= 276,815.47\end{aligned}$$

การหาค่าประสิทธิภาพเอ็กเซอร์จีของกระบวนการ

$$\begin{aligned}\text{Exergitic efficiency} &= \frac{\sum Ex_{out}}{\sum Ex_{in}} \\ \text{Exergitic efficiency} &= \frac{276,815.47}{816,343.49} \\ \text{Exergitic efficiency} &= 0.3391 = 33.91\%\end{aligned}$$

9. การหาค่าต้นทุนของอุปกรณ์ในกระบวนการ

เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน REHEAT ค่าอุปกรณ์ที่ได้จากโปรแกรม Aspen economic analysis 422,500 \$ ซึ่งเป็นค่าอุปกรณ์ที่ได้จากปี 2012 จะทำการหาค่าอุปกรณ์ในปี 2019 จากสมการ

$$Cost_2 = Cost_1 \left(\frac{Index_2}{Index_1} \right)$$

โดยที่ CEPCI at 2012 = 567.30

CEPCI at 2019 = 607.50

$$Cost_{2019} = 422,500_{2012} \left(\frac{607.50}{567.30} \right)$$

$$Cost_{2019} = 452,439.19$$

10. การหาต้นทุนการผลิตของกระบวนการ

การคำนวณต้นทุนในการผลิตสามารถหาได้จากสมการ

$$COM = 0.280FCI + 2.73C_{OL} + 1.23(C_{UT} + C_{WT} + C_{RM})$$

การหาค่าจ้างคนงานหาได้จากสมการ

$$N_{np} = \sum Equipment$$

$$N_{OL} = (6.29 + 31.7P^2 + 0.23N_{np})^{0.5}$$

โดยที่ N_{OL} คือ จำนวนพนักงานควบคุมต่อกะ

P คือ จำนวนคนควบคุมกระบวนการที่มีของแข็ง

N_{np} คือ จำนวนคนควบคุมอุปกรณ์อื่น ๆ ที่ไม่มี solid

Equipment คือ จำนวน Compressor, Tower, Reactor, Heater, Exchanger

ตารางที่ ก.9 จำนวนอุปกรณ์ในกระบวนการดูดซับและดูดซึมคาร์บอนไดออกไซด์

Equipment	Adsorption	Absorption
Compressors	5	6
Exchangers	11	10
Heater/furnaces	5	7
Pumps*	4	5
Reactors	-	2
Towers	-	-
Vessels*	2	-
N_{np}	21	25
P	2	-

* ไม่ถูกรับจำนวนคนงาน

จำนวนพนักงานต่อกะของกระบวนการดูดซับ

$$N_{OL} = (6.29 + 31.7 * (2)^2 + 0.23 * 21)^{0.5}$$

$$N_{OL} = 11.74$$

จากตารางที่ 10 และ 11 สามารถหาจำนวนคนงานที่ต้องดูแลโรงงาน

$$\text{จำนวนคนงานที่ต้องดูแลโรงงาน} = 1095/248 = 4.5$$

ตารางที่ ก.10 รายละเอียดการทำงานของคนงาน

Operator	ค่า
Week/year	52
Time of vacation and sick (weeks)	3
Working month (weeks)	49
Shift/week	5
Total Shift	245

ตารางที่ ก.11 รายละเอียดการทำงานของโรงงาน

Plant	ค่า
Days	365
Operates plant (hr)	24
hr/shift	8
Operating shift	1,095

จำนวนคนงานที่ต้องการต่อกะ = $4.5 \times 11.74 = 53$ คนต่อกะ

เงินเดือนพนักงานต่อชั่วโมง = 51.6 \$/ชั่วโมง

$$\text{ค่าจ้างคนงาน} = 51.6 \frac{\$}{hr} * 8 \frac{hr}{shift} * 245 \frac{shift}{year} * 53 \text{ labor}$$

$$\text{ค่าจ้างคนงาน} = 5,360,208 \frac{\$}{year}$$

การหาค่าวัสดุดิบ

ค่า Natural gas มีราคา 7.35 \$/GJ

พลังงานไฟฟ้าที่ผลิตได้จากกระบวนการเผาไหม้แก๊สธรรมชาติ = 540,015 กิโลวัตต์

ระยะเวลาในการดำเนินโรงไฟฟ้า 7008 ชั่วโมง/ปี

$$\text{ค่า Natural gas} = 7.35 \frac{\$}{GJ} * 0.54 \frac{GJ}{s} * 3600 \frac{s}{hr} * 7008 \frac{hr}{year}$$

ค่า Natural gas = 100,135,888.68 \$/year

การหาค่าวัสดุดิบในกระบวนการ

ตารางที่ ก.12 รายละเอียดค่าใช้จ่ายของกระบวนการดูดซับ

Raw material	Amount	Total amount	Price	Total price
--------------	--------	--------------	-------	-------------

Adsorbent		(ton)	(\$/ton)	(\$/year)
Al ₂ O ₃	5	2,507.50	700	5,111,288
K ₂ CO ₃	5	442.50	1,000	1,288,560
Ethanol	11.875	5,955.31	700	12,139,309
Di water	11.875	5,955.31	1	17,290
MDEA	1.25	626.88	2,400	4,547,586

การหาค่า Makeup water

ค่าสารเคมีป้องกันตะไคร้ = 0.156 \$/ton

ค่าน้ำที่ใช้ในกระบวนการ = 0.067 \$/ton

ตารางที่ ก.13 รายละเอียดค่าใช้จ่ายของ Makeup water ในกระบวนการดูดซับ

Post combustion	ค่า
Mass flowrate (ton/hr)	392.00
Makeup water (ton/hr)	0.90
Total makeup water (ton/year)	7,862.40
Total cost (\$/year)	1,779.58
Adsorption	ค่า
Cooling water (ton/hr)	1,450.00
Makeup Cooling water (ton/year)	290.00
Total cost (\$/year)	161.82
Total makeup water cost	1,941.40

หาค่าต้นทุนในการผลิตจาก

$$COM = 0.280FCI + 2.73C_{OL} + 1.23(C_{UT} + C_{WT} + C_{RM})$$

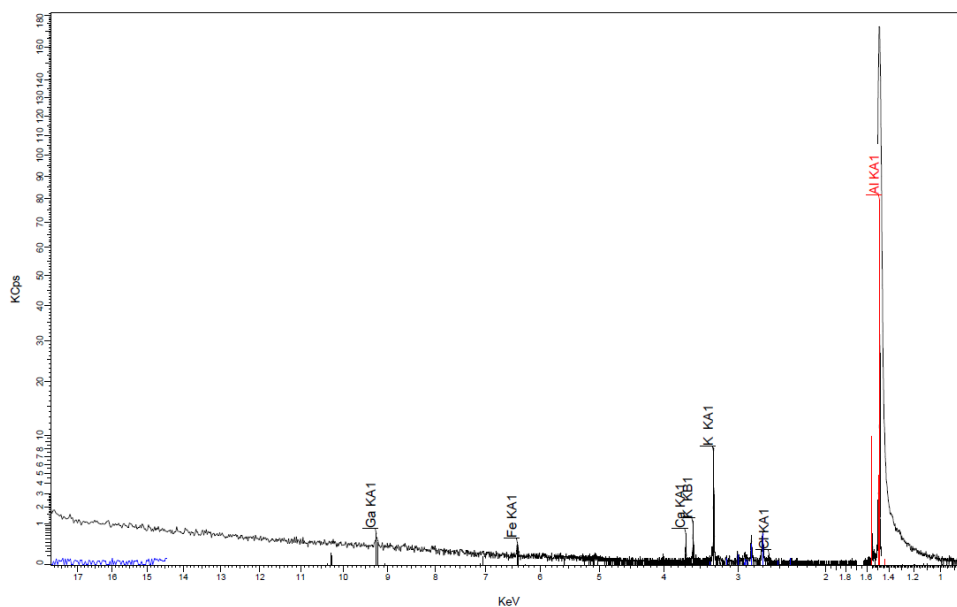
$$COM = 0.280 \times 478.74 \times 10^6 + 2.73 \times 5.36 \times 10^6 + 1.23 \times (1941.40 + 140.71 \times 10^6)$$

$$COM = 321.76 \times 10^6 \text{ $/year}$$

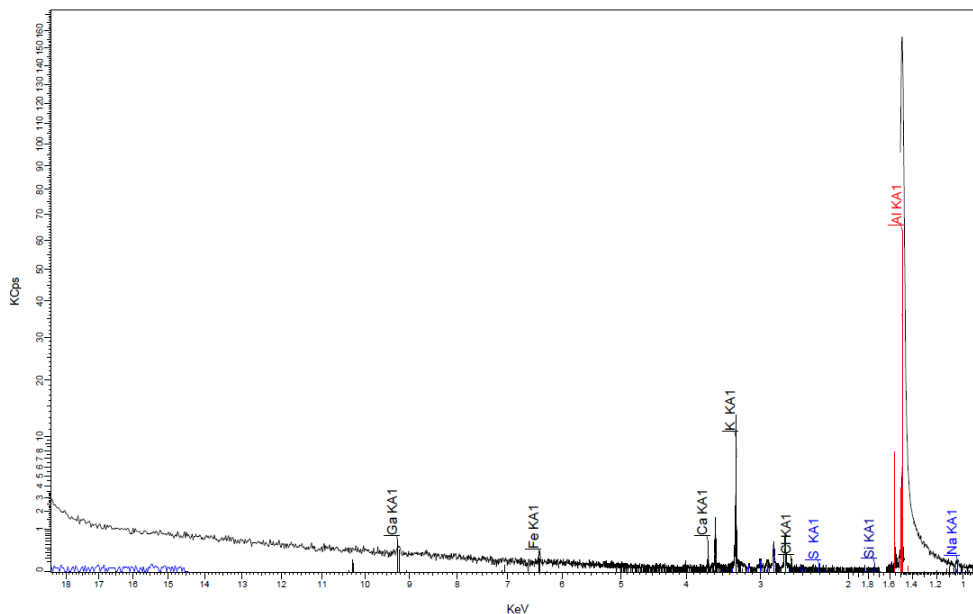
ภาคผนวก ข

การพิสูจน์เอกลักษณ์ของตัวดูดซับ

1. เครื่องวิเคราะห์ปริมาณโลหะกัมมันต์บนตัวรองรับ (X-ray fluorescence spectrometer, XRF)

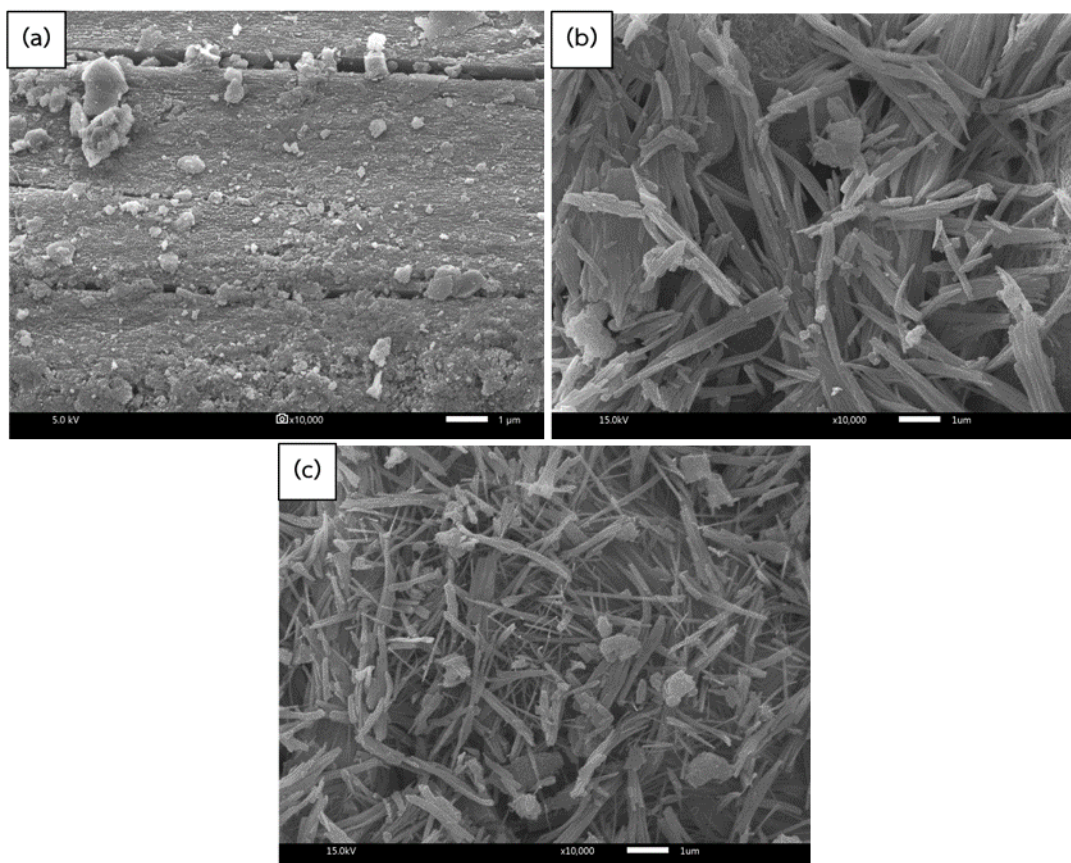


รูปที่ ข.1 รูปแบบ XRF ของตัวดูดซับ $K_2CO_3/\gamma-Al_2O_3$



รูปที่ ข. 2 รูปแบบ XRF ของตัวดูดซับ $K_2CO_3/\gamma-Al_2O_3$ ที่ผ่านกระบวนการปรับปรุงด้วยสารละลายเอมีน ชนิด MDEA

2. เครื่องวิเคราะห์สัณฐานวิทยา (Scanning electron microscope, SEM)



รูปที่ ข.3 ภาพถ่าย SEM ที่กำลังขยาย 10000 เท่า ของ
(a) γ - Al_2O_3 (b) $\text{K}_2\text{CO}_3/\gamma$ - Al_2O_3 (c) MDEA- $\text{K}_2\text{CO}_3/\gamma$ - Al_2O_3

3. เครื่องวิเคราะห์องค์ประกอบธาตุ (Elemental analyzer-CHNS/O)

ตาราง ข.1 ผลการวิเคราะห์ธาตุของตัวดูดซับ

ตัวอย่าง	Element analysis ^a (wt%)		
	C	H	N
$\text{K}_2\text{CO}_3/\gamma$ - Al_2O_3	1.27	0.62	0.30
MDEA- $\text{K}_2\text{CO}_3/\gamma$ - Al_2O_3	2.00	0.94	0.44

ภาคผนวก ค

ผลลัพธ์แบบจำลองการไหลของกระบวนการ



จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
CHULALONGKORN UNIVERSITY

ตารางที่ ค.1 Stream table of combustion process

	Units	AIR	AIR-IN	COMBUS	FUEL	GT-FG
Temperature	C	15.00	441.63	1,328.56	15.00	647.36
Pressure	bar	1.00	26.02	26.02	70.00	1.05
Average MW		28.85	28.85	28.38	18.02	28.38
Mole Flows	kmol/hr	80,123.68	80,123.68	83,493.11	3,219.98	83,493.11
MEA	kmol/hr	-	-	-	-	-
H2O	kmol/hr	-	-	6,554.56	-	6,554.56
CO2	kmol/hr	-	-	3,492.03	64.40	3,492.03
N2	kmol/hr	63,297.71	63,297.71	63,325.41	28.66	63,325.41
O2	kmol/hr	16,825.97	16,825.97	10,119.13	-	10,119.13
CO	kmol/hr	-	-	0.04	-	0.04
H2	kmol/hr	-	-	0.03	-	0.03
CH4	kmol/hr	-	-	0.00	2,865.78	0.00
ETHANE	kmol/hr	-	-	-	225.40	-
PROPANE	kmol/hr	-	-	-	32.20	-
BUTANE	kmol/hr	-	-	-	1.61	-
PENTANE	kmol/hr	-	-	-	0.16	-
ISOBU-01	kmol/hr	-	-	-	1.61	-
ISOPEN	kmol/hr	-	-	-	0.16	-
NO2	kmol/hr	-	-	1.91	-	1.91

ตารางที่ ค.2 Stream table of heat recovery steam generator

	Units	GT-FG	1	S1	S2	S3	S4
Temperature	C	647.36	288.50	130.00	636.10	134.83	340.00
Pressure	bar	1.05	3.00	3.00	1.05	3.00	125.00
Average MW		28.38	18.02	18.02	28.38	18.02	18.02
Mole Flows	kmol/hr	83,493.11	2,185.37	11,073.93	83,493.11	21,759.31	17,507.36
MEA	kmol/hr	-	-	-	-	-	-
H2O	kmol/hr	6,554.56	2,185.37	11,073.93	6,554.56	21,759.31	17,507.36
CO2	kmol/hr	3,492.03	-	-	3,492.03	-	-
N2	kmol/hr	63,325.41	-	-	63,325.41	-	-
O2	kmol/hr	10,119.13	-	-	10,119.13	-	-
CO	kmol/hr	0.04	-	-	0.04	-	-
H2	kmol/hr	0.03	-	-	0.03	-	-
CH4	kmol/hr	0.00	-	-	0.00	-	-
NO2	kmol/hr	1.91	-	-	1.91	-	-

ตาราง ค.2 (Cont.) Stream table of heat recovery steam generator

	Units	S6	S7	S8	S9	S10	S11
Temperature	C	119.80	600.00	135.32	135.00	566.00	408.47
Pressure	bar	1.05	125.00	30.00	3.00	30.00	35.39
Average MW		28.38	18.02	18.02	18.02	18.02	18.02
Mole Flows	kmol/hr	83,493.11	17,507.36	19,573.94	19,573.94	18,974.45	16,907.87
MEA	kmol/hr	-	-	-	-	-	-
H2O	kmol/hr	6,554.56	17,507.36	19,573.94	19,573.94	18,974.45	16,907.87
CO2	kmol/hr	3,492.03	-	-	-	-	-
N2	kmol/hr	63,325.41	-	-	-	-	-
O2	kmol/hr	10,119.13	-	-	-	-	-
CO	kmol/hr	0.04	-	-	-	-	-
H2	kmol/hr	0.03	-	-	-	-	-
CH4	kmol/hr	0.00	-	-	-	-	-
NO2	kmol/hr	1.91	-	-	-	-	-

ตาราง ค.2 (Cont.) Stream table of heat recovery steam generator

	Units	S12	S14	S15	S16	S17	S18
Temperature	C	560.00	136.41	140.07	134.83	135.32	135.32
Pressure	bar	125.00	125.00	3.50	3.00	30.00	30.00
Average MW		18.02	18.02	18.02	18.02	18.02	18.02
Mole Flows	kmol/hr	17,507.36	17,507.36	10,685.37	2,185.37	17,507.36	2,066.58
MEA	kmol/hr	-	-	-	-	-	-
H2O	kmol/hr	17,507.36	17,507.36	10,685.37	2,185.37	17,507.36	2,066.58
CO2	kmol/hr	-	-	-	-	-	-
N2	kmol/hr	-	-	-	-	-	-
O2	kmol/hr	-	-	-	-	-	-
CO	kmol/hr	-	-	-	-	-	-
H2	kmol/hr	-	-	-	-	-	-
H2S	kmol/hr	-	-	-	-	-	-
CH4	kmol/hr	-	-	-	-	-	-
NO2	kmol/hr	-	-	-	-	-	-

ตาราง ค.2 (Cont.) Stream table of heat recovery steam generator

	Units	S19	S20	S21	S22	S23	S24
Temperature	C	134.83	453.08	401.80	210.98	380.00	206.41
Pressure	bar	3.00	1.05	30.00	1.05	30.00	1.05
Average MW		18.02	28.38	18.02	28.38	18.02	28.38
Mole Flows	kmol/hr	19,573.94	83,493.11	18,974.45	83,493.11	2,066.58	83,493.11
MEA	kmol/hr	-	-	-	-	-	-
H2O	kmol/hr	19,573.94	6,554.56	18,974.45	6,554.56	2,066.58	6,554.56
CO2	kmol/hr	-	3,492.03	-	3,492.03	-	3,492.03
N2	kmol/hr	-	63,325.41	-	63,325.41	-	63,325.41
O2	kmol/hr	-	10,119.13	-	10,119.13	-	10,119.13
CO	kmol/hr	-	0.04	-	0.04	-	0.04
H2	kmol/hr	-	0.03	-	0.03	-	0.03
H2S	kmol/hr	-	-	-	-	-	-
CH4	kmol/hr	-	0.00	-	0.00	-	0.00
NO2	kmol/hr	-	1.91	-	1.91	-	1.91

ตาราง ค.2 (Cont.) Stream table of heat recovery steam generator

	Units	S25	S27	S30	S32	S33	S37
Temperature	C	168.54	200.00	200.00	340.00	560.00	520.50
Pressure	bar	1.05	125.00	30.00	125.00	125.00	1.05
Average MW		28.38	18.02	18.02	18.02	18.02	28.38
Mole Flows							
MEA	kmol/hr	83,493.11	17,507.36	2,066.58	17,507.36	17,507.36	83,493.11
H2O	kmol/hr	-	-	-	-	-	-
CO2	kmol/hr	6,554.56	17,507.36	2,066.58	17,507.36	17,507.36	6,554.56
N2	kmol/hr	3,492.03	-	-	-	-	3,492.03
O2	kmol/hr	63,325.41	-	-	-	-	63,325.41
CO	kmol/hr	10,119.13	-	-	-	-	10,119.13
H2	kmol/hr	0.04	-	-	-	-	0.04
H2S	kmol/hr	0.03	-	-	-	-	0.03
CH4	kmol/hr	-	-	-	-	-	-
NO2	kmol/hr	0.00	-	-	-	-	0.00
	kmol/hr	1.91	-	-	-	-	1.91

ตาราง ค.2 (Cont.) Stream table of heat recovery steam generator

	Units	S38	S42	S46	S49
Temperature	C	488.48	591.88	401.80	135.32
Pressure	bar	1.05	1.05	30.00	30.00
Average MW		28.38	28.38	18.02	18.02
Mole Flows	kmol/hr	83,493.11	83,493.11	18,974.45	2,066.58
MEA	kmol/hr	-	-	-	-
H2O	kmol/hr	6,554.56	6,554.56	18,974.45	2,066.58
CO2	kmol/hr	3,492.03	3,492.03	-	-
N2	kmol/hr	63,325.41	63,325.41	-	-
O2	kmol/hr	10,119.13	10,119.13	-	-
CO	kmol/hr	0.04	0.04	-	-
H2	kmol/hr	0.03	0.03	-	-
H2S	kmol/hr	-	-	-	-
CH4	kmol/hr	0.00	0.00	-	-
NO2	kmol/hr	1.91	1.91	-	-

ตารางที่ ค.3 Stream table of turbine

	Units	COLD-RH	DEARO	HOT-RH	HP-IN	HP-OUT	IP-IN
Temperature	C	408.47	43.83	566.00	600.00	408.47	561.12
Pressure	bar	35.39	0.08	30.00	125.00	35.39	30.00
Average MW		18.02	18.02	18.02	18.02	18.02	18.02
Mole Flows	kmol/hr	16,907.87	10,635.42	18,974.45	17,507.36	17,507.36	19,573.94
MEA	kmol/hr	-	-	-	-	-	-
H2O	kmol/hr	16,907.87	10,635.42	18,974.45	17,507.36	17,507.36	19,573.94
CO2	kmol/hr	-	-	-	-	-	-
N2	kmol/hr	-	-	-	-	-	-
O2	kmol/hr	-	-	-	-	-	-
CO	kmol/hr	-	-	-	-	-	-
H2	kmol/hr	-	-	-	-	-	-
H2S	kmol/hr	-	-	-	-	-	-
CH4	kmol/hr	-	-	-	-	-	-
NO2	kmol/hr	-	-	-	-	-	-

ตาราง ค.3 (Cont.) Stream table of turbine

	Units	IP-OUT	LP	LP-IN	LP-OUT	MIX-SP-2	PURGE
Temperature	C	287.56	288.50	287.76	43.83	287.76	43.83
Pressure	bar	4.00	3.00	4.00	0.08	4.00	0.08
Average MW		18.02	18.02	18.02	18.02	18.02	18.02
Mole Flows	kmol/hr	19,573.94	2,185.37	10,685.37	10,685.37	21,759.31	49.96
MEA	kmol/hr	-	-	-	-	-	-
H2O	kmol/hr	19,573.94	2,185.37	10,685.37	10,685.37	21,759.31	49.96
CO2	kmol/hr	-	-	-	-	-	-
N2	kmol/hr	-	-	-	-	-	-
O2	kmol/hr	-	-	-	-	-	-
CO	kmol/hr	-	-	-	-	-	-
H2	kmol/hr	-	-	-	-	-	-
H2S	kmol/hr	-	-	-	-	-	-
CH4	kmol/hr	-	-	-	-	-	-
NO2	kmol/hr	-	-	-	-	-	-

ตาราง ค.3 (Cont.) Stream table of turbine

	Units	REGENCAT	S7	S8	S10	SP-IN-IP	WATER
Temperature	C	287.76	25.00	40.93	41.00	408.47	40.96
Pressure	bar	4.00	1.00	0.08	0.08	35.39	3.50
Average MW		18.02	18.02	18.02	18.02	18.02	18.02
Mole Flows	kmol/hr	11,073.93	49.96	10,685.37	10,635.42	599.49	10,685.37
MEA	kmol/hr	-	-	-	-	-	-
H2O	kmol/hr	11,073.93	49.96	10,685.37	10,635.42	599.49	10,685.37
CO2	kmol/hr	-	-	-	-	-	-
N2	kmol/hr	-	-	-	-	-	-
O2	kmol/hr	-	-	-	-	-	-
CO	kmol/hr	-	-	-	-	-	-
H2	kmol/hr	-	-	-	-	-	-
H2S	kmol/hr	-	-	-	-	-	-
CH4	kmol/hr	-	-	-	-	-	-
NO2	kmol/hr	-	-	-	-	-	-

ตารางที่ ค.4 Stream table of adsorption process

	Units	ADSORBEN	CATREGEN	CONDENSA	EX-REGEN	EXITGAS	FG-IN
Temperature	C	60.00	288.50	130.00	200.00	60.00	50.00
Pressure	bar	1.00	4.00	3.50	1.00	1.00	1.00
Average MW		101.58	18.02	18.02	92.07	28.16	28.38
Mole Flows	kmol/hr	30,996.07	11,073.93	11,073.93	34,197.72	77,091.27	83,494.57
H2O	kmol/hr	-	11,073.93	11,073.93	3,201.65	3,352.67	6,554.32
O2	kmol/hr	-	-	-	0.00	10,119.54	10,119.54
CO2	kmol/hr	-	-	-	3,201.65	288.42	3,490.07
K2CO3	kmol/hr	0.09	-	-	3,201.75	-	-
KHCO3	kmol/hr	6,403.31	-	-	-	-	-
AL2O3	kmol/hr	24,592.67	-	-	24,592.67	-	-
N2	kmol/hr	-	-	-	-	63,330.63	63,330.63

ตาราง ค.4 (Cont.) Stream table of Adsorption process

	Units	FLUEGAS	PRODUCT	RESOLID	REUSE	RICHGAS	SOLID
Temperature	C	119.80	60.00	200.00	30.00	200.00	30.00
Pressure	bar	1.05	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
Average MW		28.38	49.22	106.14	106.14	31.01	106.14
Mole Flows	kmo/hr	83,494.57	108,087.33	27,794.42	27,794.42	6,403.31	27,794.42
H2O	kmo/hr	6,554.32	3,352.67	-	-	3,201.65	-
O2	kmo/hr	10,119.54	10,119.54	-	-	0.00	-
CO2	kmo/hr	3,490.07	288.42	-	-	3,201.65	-
K2CO3	kmo/hr	-	0.09	3,201.75	3,201.75	-	3,201.75
KHCO3	kmo/hr	-	6,403.31	-	-	-	-
AL2O3	kmo/hr	-	24,592.67	24,592.67	24,592.67	-	24,592.67
N2	kmo/hr	63,330.63	63,330.63	-	-	-	-

ตารางที่ ค.6 Stream table of absorption process

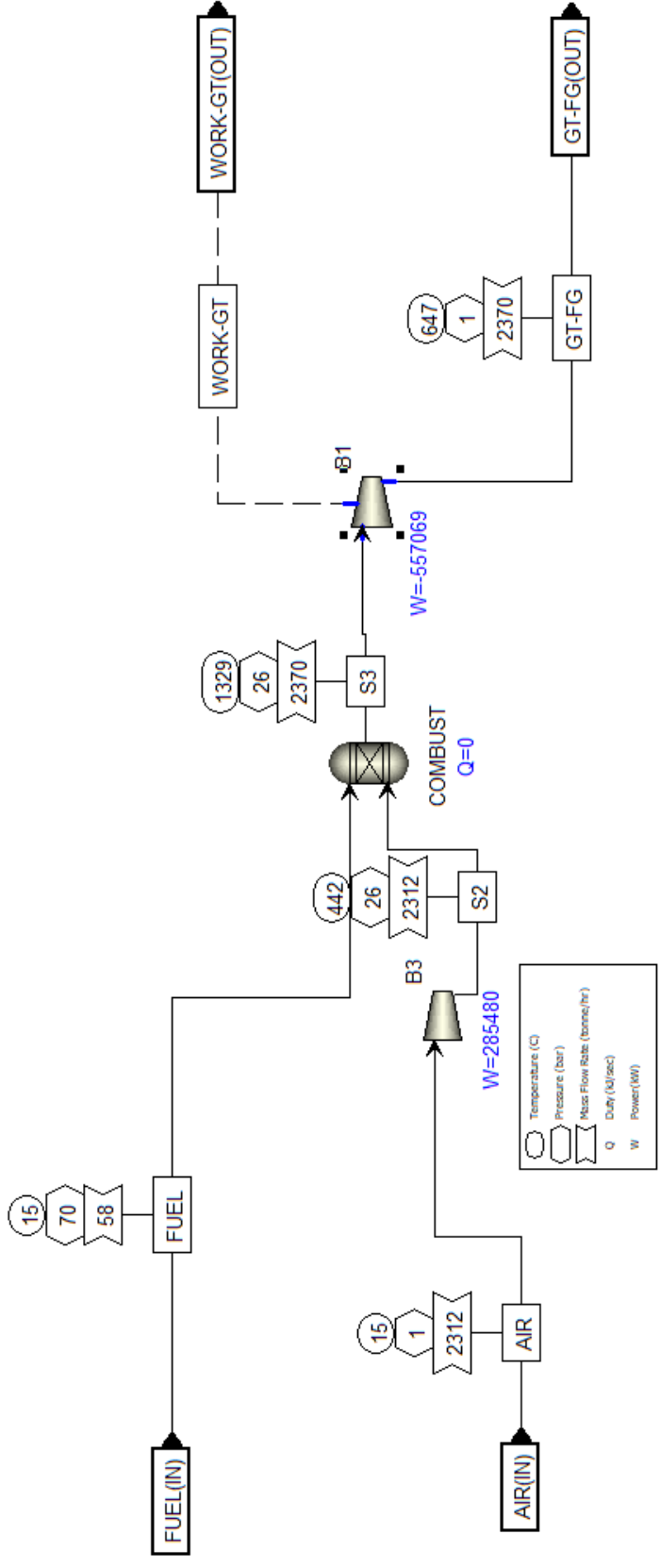
	Units	CATREGEN	CO2OUT	CONDENSA	FG	FLUEGAS	GASOUT	RICHIN	RICHOUT
Temperature	C	288.50	23.85	130.00	40.00	120.00	52.51	95.89	45.01
Pressure	bar	4.00	1.50	3.50	1.05	1.01	1.01	2.46	1.08
Average MW		18.02	43.48	18.02	28.38	28.38	27.30	25.20	25.20
Mole Flows	kmol/hr	11,073.93	3,219.66	11,073.93	83,494.57	83,494.57	84,341.38	121,694.82	121,690.26
MEA	kmol/hr	-	0.00	-	-	-	10.08	2,176.98	1,911.08
H2O	kmol/hr	11,073.93	64.81	11,073.93	6,554.32	6,554.32	10,561.55	107,232.16	107,377.83
CO2	kmol/hr	-	3,154.07	-	3,490.07	3,490.07	320.35	4.91	0.35
H3O+	kmol/hr	-	-	0.00	0.00	-	-	0.00	0.00
OH-	kmol/hr	-	-	0.00	0.00	-	-	0.23	0.33
HCO3-	kmol/hr	-	-	-	0.00	-	-	385.25	128.57
CO3-2	kmol/hr	-	-	-	0.00	-	-	31.27	142.19
MEA+	kmol/hr	-	-	-	-	-	-	6,155.62	6,271.20
MEACOO-	kmol/hr	-	-	-	-	-	-	5,707.61	5,857.93
N2	kmol/hr	-	0.60	-	63,330.63	63,330.63	63,330.03	0.60	0.60
O2	kmol/hr	-	0.18	-	10,119.54	10,119.54	10,119.36	0.18	0.18

ตาราง ค.6 (Cont.) Stream table of absorption process

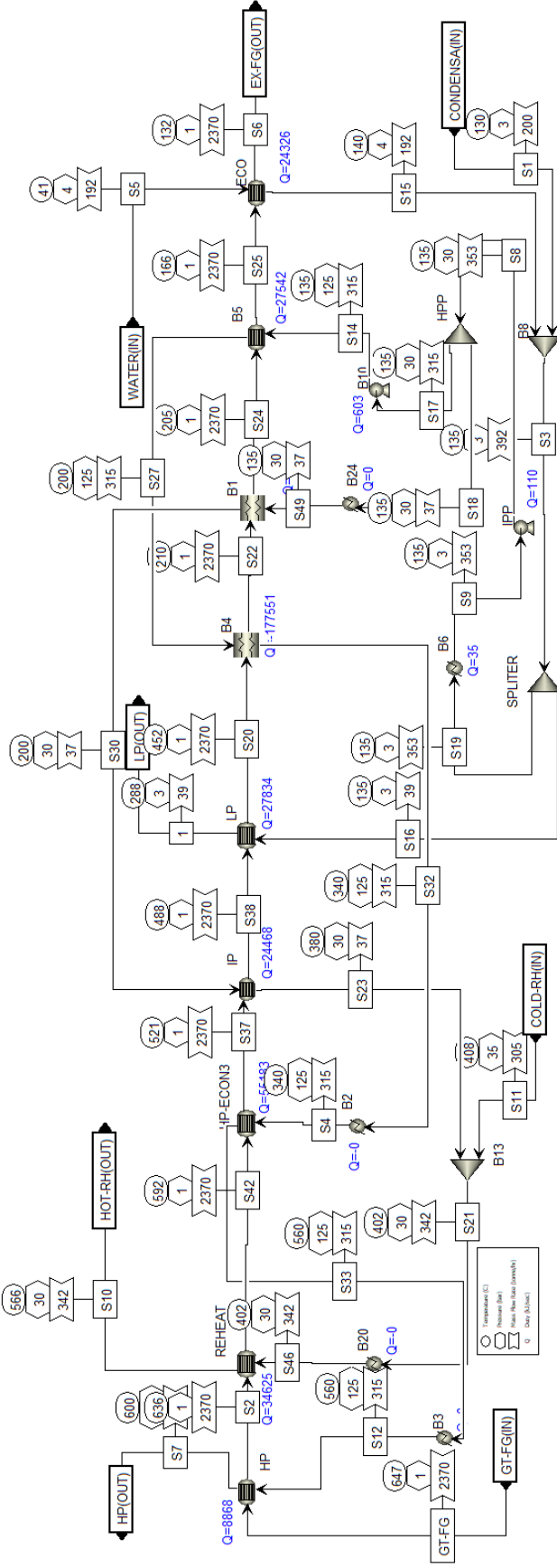
	Units	LEANIN	LEANOUT	LEANOUT1	LEANOUT2	MAKEUP	MLEANIN	TOHEATER	WATER
Temperature	C	40.00	114.13	75.00	40.00	40.00	40.02	45.07	40.00
Pressure	bar	1.01	1.50	1.00	1.00	1.00	1.00	2.46	1.00
Average MW		23.87	24.06	24.06	24.06	61.08	23.69	25.20	18.02
Mole Flows	kmol/hr	125,706.44	121,625.06	121,624.35	121,624.32	32.74	129,927.82	121,690.00	8,270.76
MEA	kmol/hr	8,149.63	8,177.49	8,129.18	8,107.65	32.74	8,141.90	1,934.87	-
H2O	kmol/hr	111,557.65	107,491.22	107,519.51	107,486.98	-	115,753.79	107,325.75	8,270.76
CO2	kmol/hr	0.00	0.74	0.03	0.00	-	0.00	0.09	-
H3O+	kmol/hr	0.00	0.00	0.00	0.00	-	0.00	0.00	0.00
OH-	kmol/hr	1.47	0.66	1.11	1.45	-	1.49	0.33	0.00
HCO3-	kmol/hr	19.43	86.39	39.96	18.82	-	20.37	152.89	-
CO3-2	kmol/hr	77.58	5.83	23.52	76.86	-	79.21	169.94	-
MEA+	kmol/hr	3,038.37	2,980.72	2,999.58	3,053.27	-	3,055.67	6,299.22	-
MEACOO-	kmol/hr	2,862.30	2,882.01	2,911.46	2,879.29	-	2,875.39	5,806.12	-
N2	kmol/hr	-	0.00	-	-	-	-	0.60	-
O2	kmol/hr	-	0.00	-	-	-	-	0.18	-

ตารางที่ ค.7 Stream table of CO₂ compression in absorption process

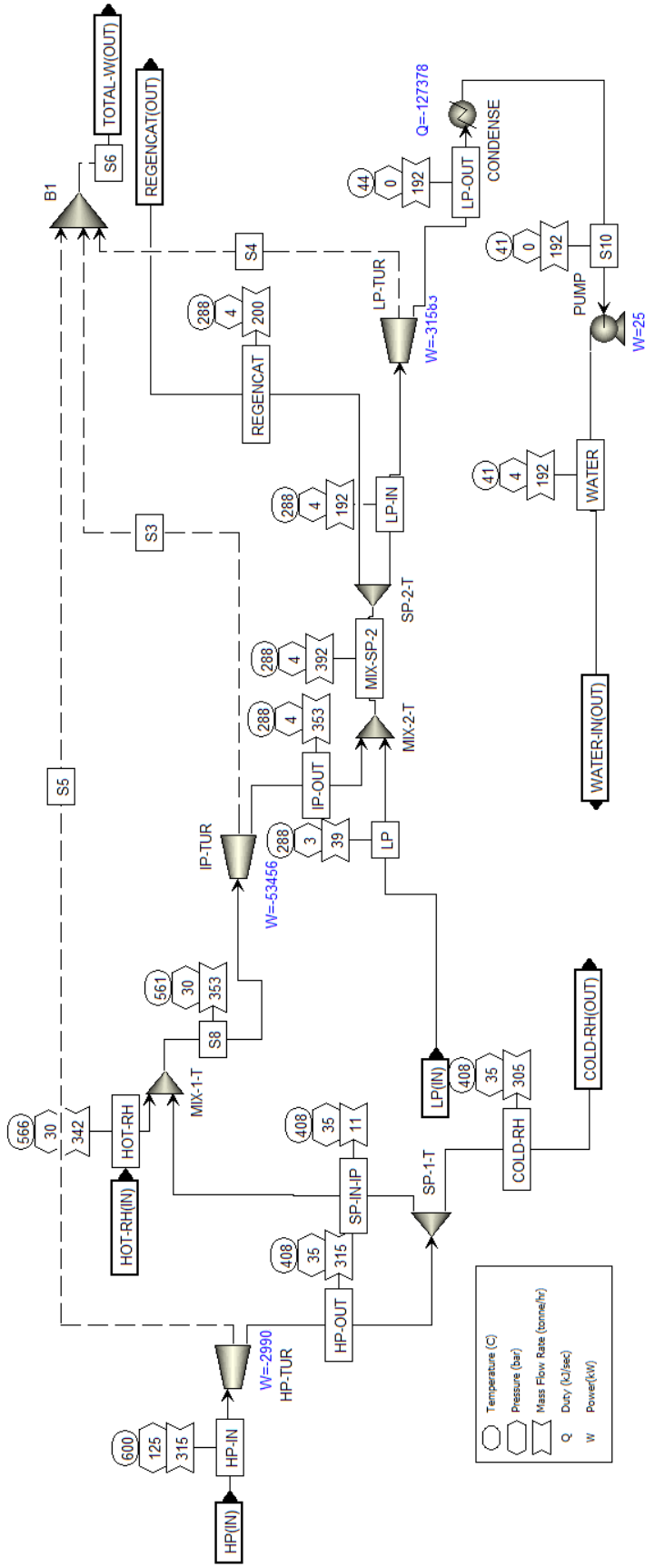
	Units	CO ₂	COM-CO ₂	LIQ1	LIQ2	LIQ3	LIQ-CO ₂	RICH-GAS
Temperature	C	30.00	40.29	30.00	30.00	30.00	30.00	23.85
Pressure	bar	1.00	110.00	2.37	5.62	13.34	75.00	1.50
Average MW		42.88	43.93	18.02	18.02	18.02	43.93	42.88
Mole Flows	kmol/hr	3,265.00	3,132.98	93.40	27.32	11.30	3,132.98	3,265.00
N ₂	kmol/hr	0.52	0.52	0.00	0.00	0.00	0.52	0.52
H ₂ O	kmol/hr	141.64	9.62	93.40	27.32	11.30	9.62	141.64
CO ₂	kmol/hr	3,122.69	3,122.68	0.00	0.00	0.00	3,122.68	3,122.69
O ₂	kmol/hr	0.15	0.15	0.00	0.00	0.00	0.15	0.15



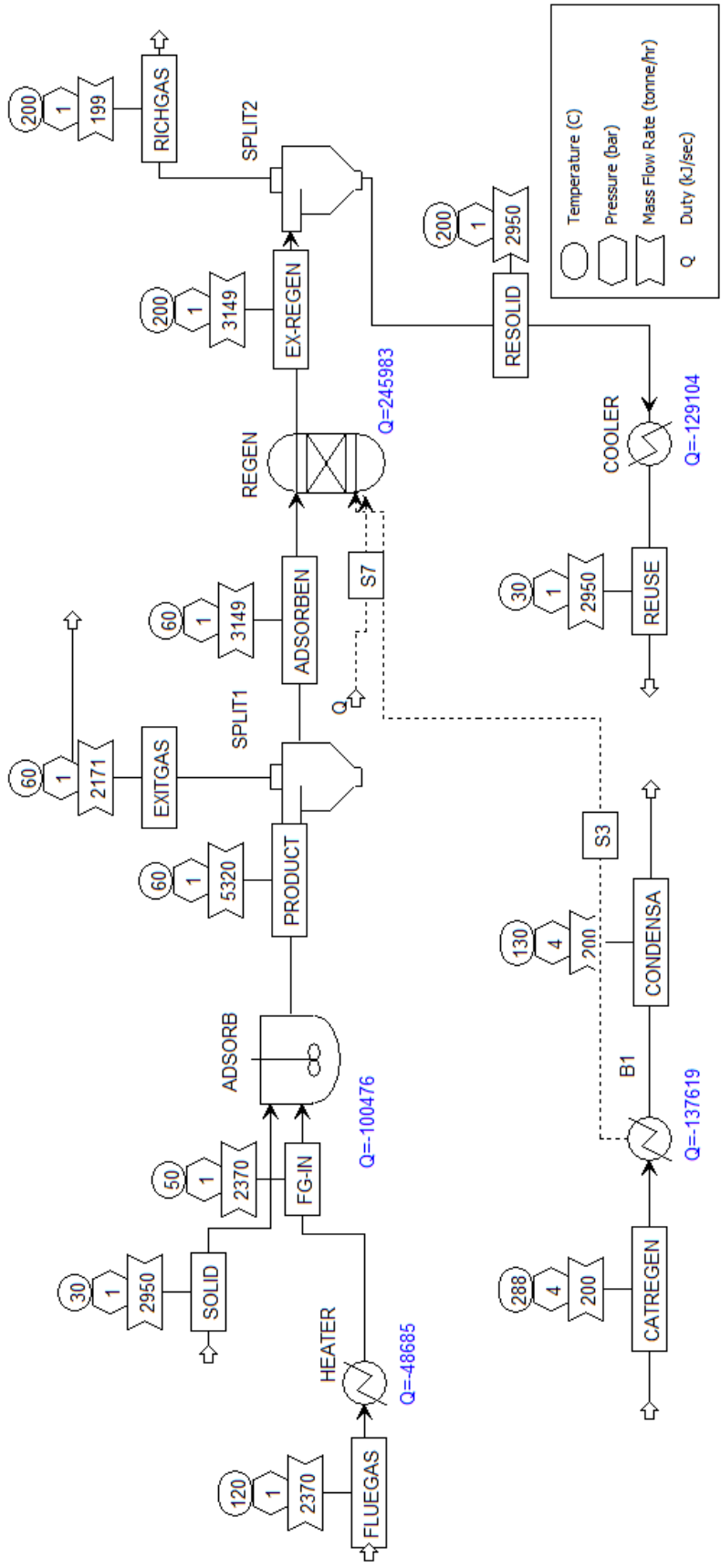
รูปที่ ค.1 แบบจำลองการกระบวนการเผาไหม้ของโรงไฟฟ้า (Combustion process)



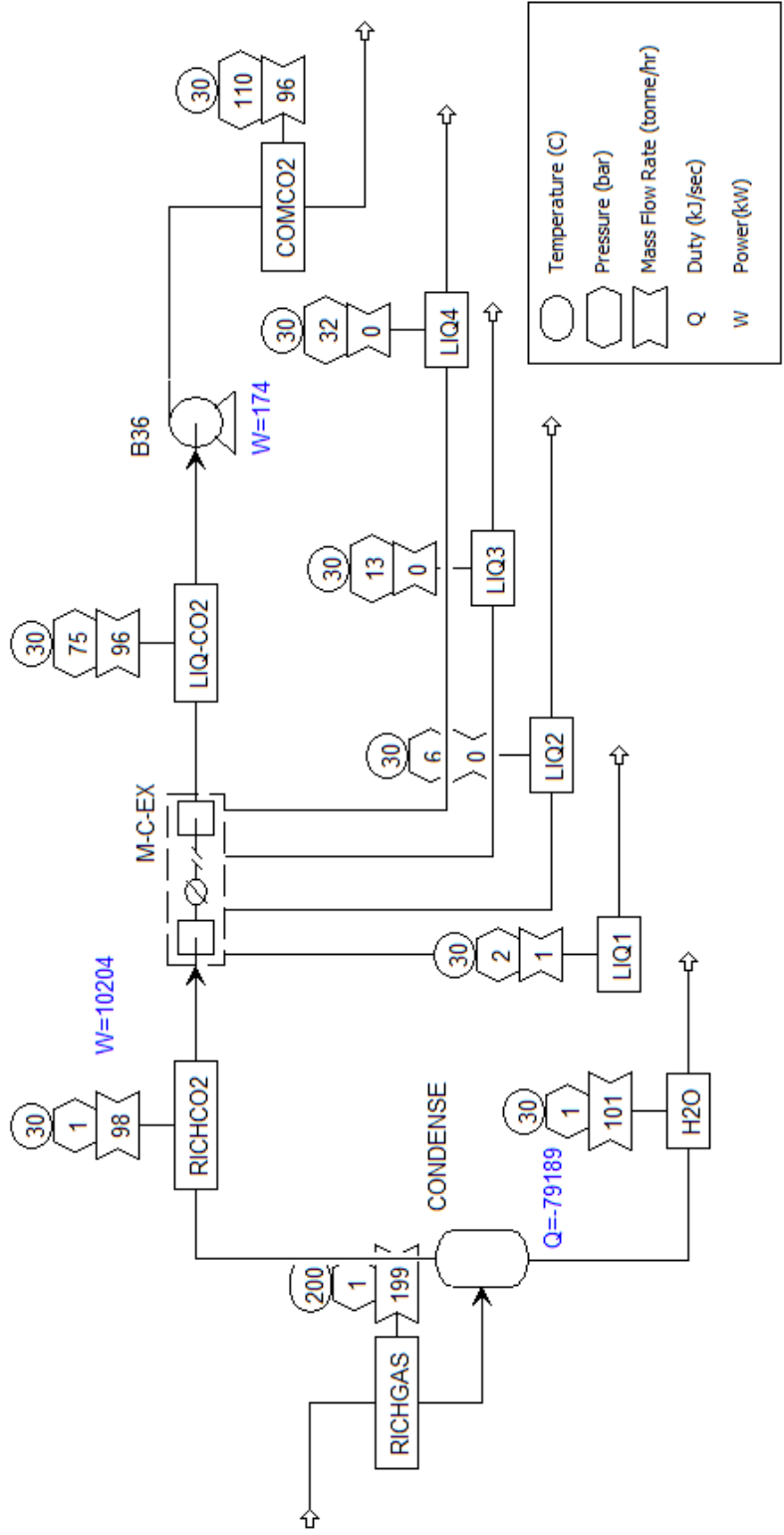
รูปที่ ค.2 แบบจำลองการคำนวณการผลิตไอน้ำแบบนำความร้อนกลับมาใช้ใหม่ (Heat recovery steam generator: HRSG)



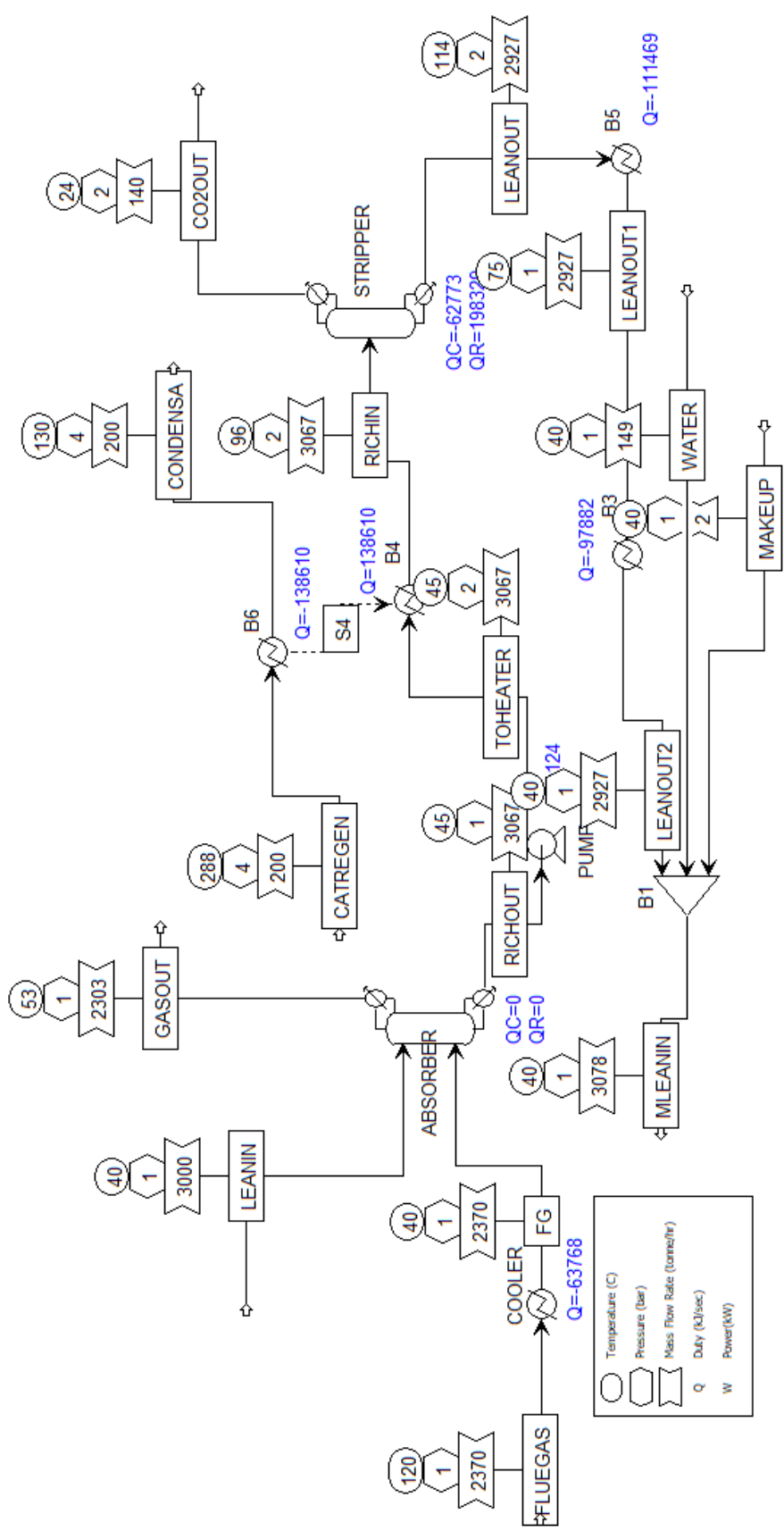
รูปที่ ค.3 แบบจำลองส่วนกังหันไอน้ำ (Steam turbine)



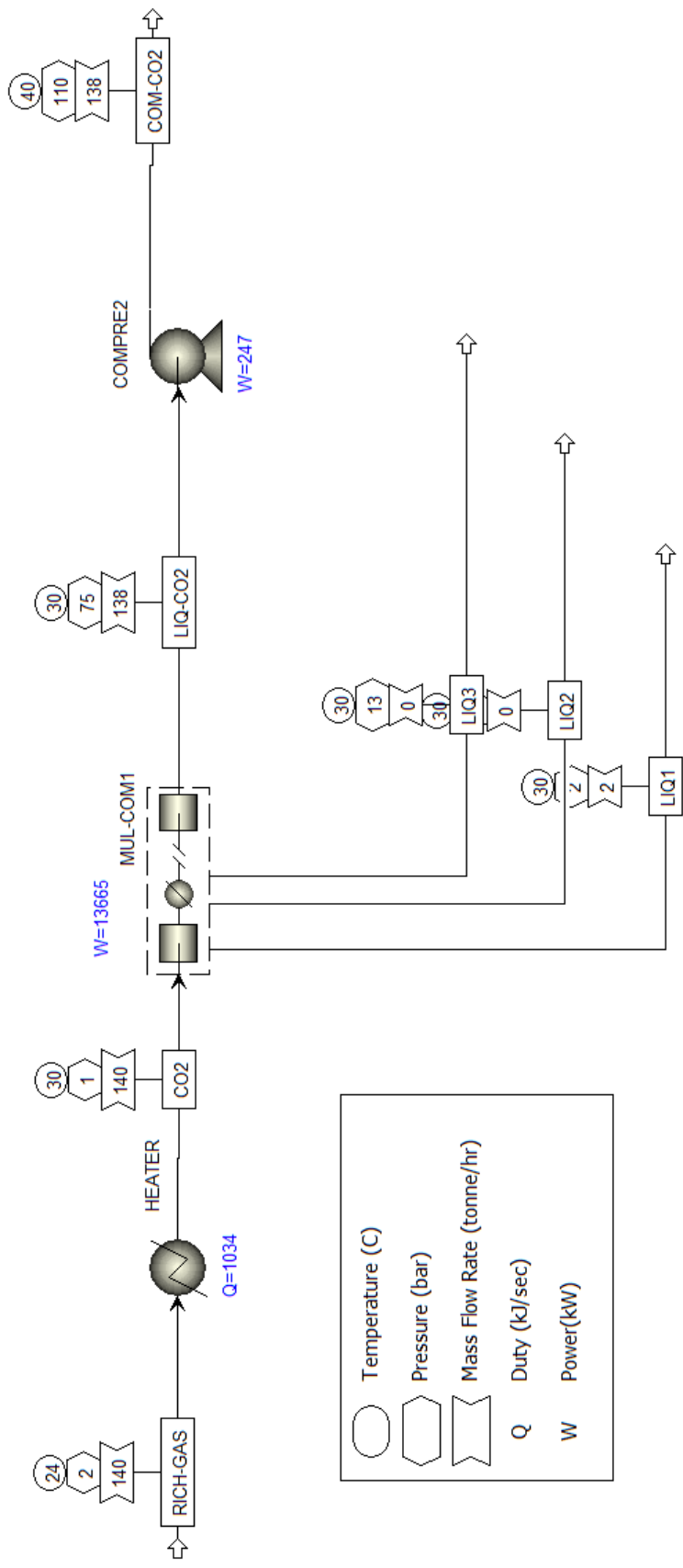
รูปที่ ค.4 แบบจำลองกระบวนการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยตัวดูดซับของแข็ง (Adsorption process)



รูปที่ ค.5 แบบจำลองกระบวนการอัดความดันคาร์บอนไดออกไซด์ในกระบวนการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ (CO₂ compression)



รูปที่ ค.6 แบบจำลองกระบวนการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยตัวทำละลาย MEA (Absorption process)



รูปที่ ค.7 แบบจำลองกระบวนการอัดความดันคาร์บอนไดออกไซด์ในกระบวนการดูดซึ่มคาร์บอนไดออกไซด์ (CO₂ compression)

ข้อมูลการประเมินความเป็นไปได้ทางเศรษฐศาสตร์

ตารางที่ ค.8 ต้นทุนอุปกรณ์ของแบบจำลอง

Description	Adsorption	Absorption
Combustion section	113,960,941.94	113,960,941.94
Heat recovery steam generator section	4,642,505.50	4,642,505.50
Turbine section	14,895,459.60	14,586,918.12
CO ₂ capture section	12,072,836.73	11,316,762.30
CO ₂ Compression section	30,923,281.33	30,485,834.21
Total	176,495,025.10	174,992,962.08

ตารางที่ ค.9 ต้นทุนคงที่ของกระบวนการ

Component	range	%FCI	Adsorption	Absorption
	Direct cost			
Purchased equipment	10-40	36.87	176,495,025.10	174,992,962.08
Purchased equipment installation	6-14	7.37	35,299,005.02	34,998,592.42
Instrumentation and controls (installed)	2-8	2.76	13,237,126.88	13,124,472.16
Piping (installed)	3-20	4.61	22,061,878.14	21,874,120.26
Electrical system (installed)	2-10	2.76	13,237,126.88	13,124,472.16
Building (including service)	3-18	4.61	22,061,878.14	21,874,120.26
Yard improvement	2-5	2.76	13,237,126.88	13,124,472.16
Service facilities (installed)	8-20	8.29	39,711,380.65	39,373,416.47
Land	1-2	1.38	6,618,563.44	6,562,236.08
Indirect cost		-	-	-
Engineering and supervision	4-21	8.29	39,711,380.65	39,373,416.47
Construction expense	4-16	6.45	30,886,629.39	30,623,768.36

ตารางที่ ค.9 ต้นทุนคงที่ของกระบวนการ (ต่อ)

Component	range	%FCI	Adsorption	Absorption
Indirect cost				
Construction fee (5% of direct and indirect plant cost)	2-6	4.61	22,061,878.14	21,874,120.26
Contingency (10% of direct and indirect plant cost)	5-15	9.22	44,123,756.27	43,748,240.52
Total		100.00	478,742,755.58	474,668,409.63

ตารางที่ ค.10 ต้นทุนทั้งหมดของกระบวนการ

Description	Unit	Adsorption	Absorption
FCI = 85% of TCI	\$	478,742,755.58	474,668,409.63
WCI = 15% of TCI	\$	84,484,015.69	83,765,013.46
TCI = FCI+WCI	\$	563,226,771.27	558,433,423.10

ตารางที่ ค.11 ค่าต้นทุนในการผลิต

Cost	Unit	Adsorption	Absorption
RM cost	\$	140,713,088.95	160,066,016.15
Labor cost	\$	5,360,208.00	1,618,176.00
Wastewater	\$	1,941.40	89,362.70
FCI	\$	478,742,755.58	474,668,409.63
COM	\$	321,760,826.73	334,315,891.16

ตารางที่ ค.12 อัตราผลตอบแทนภายในของกระบวนการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ที่อัตราดอกเบี้ย
7%

Period	TCI	COM	Income	Present value
0	563,226,771.27			-563,226,771.27
1		321,760,826.73	403,726,456.22	76,603,392.05
2		321,760,826.73	403,726,456.22	71,591,955.18
3		321,760,826.73	403,726,456.22	66,908,369.33
4		321,760,826.73	403,726,456.22	62,531,186.29
5		321,760,826.73	403,726,456.22	58,440,361.02
6		321,760,826.73	403,726,456.22	54,617,159.83
7		321,760,826.73	403,726,456.22	51,044,074.61
8		321,760,826.73	403,726,456.22	47,704,742.63
9		321,760,826.73	403,726,456.22	44,583,871.61
10		321,760,826.73	403,726,456.22	41,667,169.73
11		321,760,826.73	403,726,456.22	38,941,280.12
12		321,760,826.73	403,726,456.22	36,393,719.74
13		321,760,826.73	403,726,456.22	34,012,822.19
14		321,760,826.73	403,726,456.22	31,787,684.29
15		321,760,826.73	403,726,456.22	29,708,116.16
16		321,760,826.73	403,726,456.22	27,764,594.54
17		321,760,826.73	403,726,456.22	25,948,219.20
18		321,760,826.73	403,726,456.22	24,250,672.14
19		321,760,826.73	403,726,456.22	22,664,179.57
20		321,760,826.73	403,726,456.22	21,181,476.24
21		321,760,826.73	403,726,456.22	19,795,772.19
22		321,760,826.73	403,726,456.22	18,500,721.67
23		321,760,826.73	403,726,456.22	17,290,394.08
24		321,760,826.73	403,726,456.22	16,159,246.81
25		321,760,826.73	403,726,456.22	15,102,099.82
			IRR	6.55%

ตารางที่ ค.13 อัตราผลตอบแทนภายในของกระบวนการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ที่อัตราดอกเบี้ย
7%

Period	TCI	COM	Income	Present value
0	558,433,423.10			- 558,433,423.10
1		334,315,891.16	401,898,290.98	63,161,121.32
2		334,315,891.16	401,898,290.98	59,029,085.35
3		334,315,891.16	401,898,290.98	55,167,369.48
4		334,315,891.16	401,898,290.98	51,558,289.24
5		334,315,891.16	401,898,290.98	48,185,317.04
6		334,315,891.16	401,898,290.98	45,033,006.58
7		334,315,891.16	401,898,290.98	42,086,922.04
8		334,315,891.16	401,898,290.98	39,333,572.00
9		334,315,891.16	401,898,290.98	36,760,347.66
10		334,315,891.16	401,898,290.98	34,355,465.11
11		334,315,891.16	401,898,290.98	32,107,911.31
12		334,315,891.16	401,898,290.98	30,007,393.75
13		334,315,891.16	401,898,290.98	28,044,293.23
14		334,315,891.16	401,898,290.98	26,209,619.84
15		334,315,891.16	401,898,290.98	24,494,971.81
16		334,315,891.16	401,898,290.98	22,892,497.02
17		334,315,891.16	401,898,290.98	21,394,857.03
18		334,315,891.16	401,898,290.98	19,995,193.48
19		334,315,891.16	401,898,290.98	18,687,096.71
20		334,315,891.16	401,898,290.98	17,464,576.37
21		334,315,891.16	401,898,290.98	16,322,033.99
22		334,315,891.16	401,898,290.98	15,254,237.37
23		334,315,891.16	401,898,290.98	14,256,296.61
24		334,315,891.16	401,898,290.98	13,323,641.69
25		334,315,891.16	401,898,290.98	12,452,001.58
			IRR	3.98%



จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
CHULALONGKORN UNIVERSITY



จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
CHULALONGKORN UNIVERSITY