



รายงานโครงการวิจัย

Performance Comparison of $\text{CaO}/\text{Ca}(\text{OH})_2$ and CaO/CaCO_3 Chemical Energy Storage Systems

การเปรียบเทียบเชิงสมรรถนะและเศรษฐศาสตร์ของระบบกักเก็บพลังงานเคมีแบบ $\text{CaO}/\text{Ca}(\text{OH})_2$ กับ แบบ CaO/CaCO_3

โดย

นางสาวนภสร ไทยสม 5932933023

นางสาวสุพิชชา อิมจิต 5932969723

อาจารย์ที่ปรึกษา

ศาสตราจารย์ ดร. พรพจน์ เปี่ยมสมบูรณ์

โครงการการเรียนการสอนเพื่อเสริมประสบการณ์ ปีการศึกษา 2562

ภาควิชาเคมีเทคนิค คณะวิทยาศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย



2306499 Senior Project

เรื่อง

Performance Comparison of $\text{CaO}/\text{Ca}(\text{OH})_2$ and CaO/CaCO_3 Chemical Energy Storage Systems

การเปรียบเทียบเชิงสมรรถนะและเศรษฐศาสตร์ของระบบกักเก็บพลังงานเคมีแบบ $\text{CaO}/\text{Ca}(\text{OH})_2$ กับ แบบ CaO/CaCO_3

โดย

นางสาวนภสร ไทยสม 5932933023

นางสาวสุพิชชา อิมจิต 5932969723

อาจารย์ที่ปรึกษา

ศาสตราจารย์ ดร. พรพจน์ เปี่ยมสมบูรณ์

โครงการการเรียนการสอนเพื่อเสริมประสบการณ์ ปีการศึกษา 2562

ภาควิชาเคมีเทคนิค คณะวิทยาศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ชื่อโครงการ การเปรียบเทียบเชิงสมรรถนะและเศรษฐศาสตร์ของระบบกักเก็บพลังงานเคมีแบบ $\text{CaO}/\text{Ca}(\text{OH})_2$ กับแบบ CaO/CaCO_3

ชื่อนิติผู้ทำโครงการ นางสาวนภสร ไทยสม รหัสนิต 5932933023

นางสาวสุพิชชา อัมจิต รหัสนิต 5932969723

อาจารย์ที่ปรึกษา ศาสตราจารย์ ดร.พรพจน์ เปี่ยมสมบูรณ์

ภาควิชา เคมีเทคนิค คณะวิทยาศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย ปีการศึกษา 2562

บทคัดย่อ

การใช้เชื้อเพลิงในปัจจุบันก่อเกิดปัญหาสิ่งแวดล้อม อันได้แก่ ปรากฏการณ์ภาวะเรือนกระจก ดังนั้น การใช้เชื้อเพลิงจากปิโตรเลียมจึงมีแนวโน้มลดลงและการใช้พลังงานหมุนเวียนมีแนวโน้มเพิ่มมากขึ้นในอนาคต โดยทางเลือกหนึ่งที่มีความสนใจ คือ การผลิตกระแสไฟฟ้าด้วยพลังงานแสงอาทิตย์ อย่างไรก็ตามเทคโนโลยีนี้ยังมีปัญหาในประเด็นที่พลังงานดังกล่าวใช้ได้เฉพาะในตอนกลางวันหรือช่วงเวลาที่ไม่มีแสงอาทิตย์ ดังนั้นการมีระบบที่กักเก็บพลังงานแสงอาทิตย์นี้ไว้ เพื่อที่จะนำพลังงานมาใช้ในช่วงที่ต้องการใช้พลังงานจะช่วยแก้ปัญหาข้อจำกัดของพลังงานแสงอาทิตย์ได้ ด้วยเหตุนี้ การวิจัยและพัฒนาระบบการกักเก็บพลังงานความร้อนจากแสงอาทิตย์ให้มีประสิทธิภาพสูงจึงมีความสำคัญ งานวิจัยนี้ศึกษาเปรียบเทียบระบบการกักเก็บพลังงานความร้อนจากแสงอาทิตย์ในรูปแบบสถานะเคมีโดยใช้กระบวนการปฏิกิริยาเคมีแบบผันกลับได้ของ $\text{CaO}/\text{Ca}(\text{OH})_2$ เทียบกับ CaO/CaCO_3 ทั้งในมิติของ อุปกรณ์ที่ใช้ วัสดุของอุปกรณ์ สภาวะดำเนินการของระบบ และ เงินลงทุนหรือผลวิเคราะห์ทางเศรษฐศาสตร์เบื้องต้น ด้วยการจำลองกระบวนการโดยใช้โปรแกรม Aspen Plus V9 ในการสร้างแบบจำลอง และใช้แบบจำลองเทอร์โมไดนามิกส์ UNIQUAC จากการจำลองพบว่า ระบบ $\text{CaO}/\text{Ca}(\text{OH})_2$ มีค่า ประสิทธิภาพเชิงความร้อนและประสิทธิภาพเชิงไฟฟ้าเป็น 80.28% และ 31.13% ตามลำดับ โดยต้องใช้เงินลงทุนประมาณ 2.18 ล้านดอลลาร์สหรัฐต่อเมกะวัตต์ สำหรับระบบ CaO/CaCO_3 ค่าประสิทธิภาพเชิงความร้อนและประสิทธิภาพเชิงไฟฟ้ามีค่าเท่ากับ 62.41% และ 22.25% ตามลำดับ และเงินลงทุนเป็น 3.54 ล้านดอลลาร์สหรัฐต่อเมกะวัตต์

คำสำคัญ: ระบบกักเก็บพลังงานความร้อน, กระบวนการกักเก็บพลังงานความร้อนในรูปแบบสถานะเคมี, แคลเซียมออกไซด์/แคลเซียมไฮดรอกไซด์, แคลเซียมออกไซด์/แคลเซียมคาร์บอเนต

ภาควิชา เคมีเทคนิค

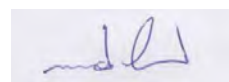
ลายมือชื่อนิติ.....

นภสร ไทยสม

สุพิชชา อัมจิต

สาขาวิชา เคมีวิศวกรรม

ลายมือ อ.ที่ปรึกษาหลัก.....



Title Performance Comparison of $\text{CaO}/\text{Ca}(\text{OH})_2$ and CaO/CaCO_3 Chemical Energy Storage Systems

Student name Napasorn Thaisom 5932933023

Supischa Imjit 5932969723

Advisor Prof. Dr. Pornpote Piumsomboon

Department of Chemical Technology, Faculty of Science, Chulalongkorn University, Academic Year 2019

ABSTRACT

Currently, the use of conventional fuel creates environmental problem such as global warming. Therefore, trend of petroleum consumption will decline. On the other hand, renewable energy consumption will increase. One of renewable energy solution that has received attention is the technology of generating electricity from solar energy. However, the electricity from solar energy still has a limitation since the energy source is only available during the daytime. Therefore, there should be a system that could store the energy so that it could be used whenever it is required. Research and development for a highly efficient thermal energy storage system is therefore important. This research was aimed to compare the performances and economics of two thermal energy storage systems based on chemical reversible reactions. One system is employed the reaction of $\text{CaO}/\text{Ca}(\text{OH})_2$ and the other is the reaction of CaO/CaCO_3 , which are chemically stable cheap and do not cause pollution. Each system was modeled and simulated using Aspen Plus V9 by using UNIQUAC thermodynamic model for estimating chemical properties. From the simulation, it is found that thermal efficiency and electrical efficiency of $\text{CaO}/\text{Ca}(\text{OH})_2$ system were 80.28% and 31.13% respectively and its investment cost was approximately 2.18×10^6 USD/MW. Those of the CaO/CaCO_3 system were 62.41% and 22.25%, respectively and the investment cost was 3.54×10^6 USD/MW.

Keywords: thermal energy storage, thermochemical energy storage, $\text{CaO}/\text{Ca}(\text{OH})_2$, CaO/CaCO_3

Department of Chemical Technology

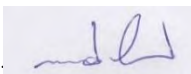
Student's signature.....

นภสร ไทยสม

สุพิชชา อิมจิต

Major : Chemical Engineer

Advisor's signature.....



กิตติกรรมประกาศ

งานวิจัยนี้สามารถสำเร็จลุล่วงไปได้ด้วยดีด้วยความกรุณาจากบุคคลหลายท่าน โดยท่านแรกที่ต้องขอขอบพระคุณเป็นอย่างสูงคือศาสตราจารย์ ดร. พรพจน์ เปี่ยมสมบูรณ์ อาจารย์ที่ปรึกษาโครงการ ซึ่งคอยให้คำชี้แนะ ให้ความรู้ และให้ข้อเสนอแนะแก่พวกเราซึ่งมีประโยชน์แก่พวกเราอย่างมาก จนงานวิจัยนี้สามารถดำเนินการไปได้อย่างราบรื่น ขอขอบพระคุณพี่ปอ วัชรา อุไรสกุล ที่ช่วยให้คำแนะนำ และช่วยแก้ไขปัญหารวมถึงการตอบข้อข้องใจในการทำวิจัยแบบจำลองนี้เสมอมา และขอขอบพระคุณอาจารย์ทุกท่านในภาควิชาเคมีเทคนิคที่คอยให้ความคิดเห็นและคำปรึกษาเสมอมา

คณะผู้จัดทำ

สารบัญ

เรื่อง	หน้า
บทที่ 1 บทนำ	1
1.1 ความเป็นมาและความสำคัญของโครงการ	1
1.2 วัตถุประสงค์ของงานวิจัย	2
1.3 ขอบเขตงานวิจัย	2
1.4 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ	2
1.5 วิธีการดำเนินงาน	3
บทที่ 2 ทฤษฎี	4
2.1 ภาวะเรือนกระจก	4
2.2 เทคโนโลยีผลิตไฟฟ้าด้วยระบบรวมแสงอาทิตย์	7
2.3 กระบวนการ Calcium-Looping สำหรับการจับเก็บพลังงานความร้อนเคมี	9
2.4 ช่วงอุณหภูมิของปฏิกิริยาที่ศึกษา	11
2.5 ฟังก์ชันของความดันพาเซี่ยลของ CO ₂	12
กับอุณหภูมิที่สมดุลทางอุณหพลศาสตร์สำหรับปฏิกิริยาการเผา / การเกิดปฏิกิริยาคาร์เนชันของ CaO/CaCO ₃	
2.6 กระบวนการกักเก็บพลังงานความร้อนในรูปแบบพันธะเคมี	13
2.7 การคำนวณความร้อนของการเกิดปฏิกิริยาเคมีในอุณหภูมิอื่นๆ	13
2.8 วัฏจักรแรงคิน	15

2.9	วัฏจักร Brayton	16
2.10	ความสามารถในการทนความร้อนของอุปกรณ์	18
2.11	เทคโนโลยีที่เกี่ยวข้อง	19
2.12	การวิเคราะห์ทางเศรษฐศาสตร์	22
2.13	งานวิจัยที่เกี่ยวข้อง	26
บทที่ 3	เครื่องมือและวิธีการดำเนินงาน	28
3.1	อุปกรณ์ที่ใช้ในงานวิจัย	28
3.2	สารที่ใช้ในแบบจำลอง	28
3.3	Thermodynamic property package	29
3.4	วิธีการดำเนินงานวิจัย	31
บทที่ 4	ผลการทดลองและการวิเคราะห์ผล	38
4.1	หลักการและวิธีการคำนวณมวลสารและพลังงาน	38
4.2	ผลจากการจำลองจากโปรแกรม Aspen Plus V9	41
4.3	ผลลัพธ์จากการจำลอง	45
4.4	สรุปการวิเคราะห์ทางเศรษฐศาสตร์	66
บทที่ 5	สรุปผลการทดลองและข้อเสนอแนะ	67
5.1	สรุปผลการทดลอง	67
5.2	ข้อเสนอแนะ	68
	บรรณานุกรม	69
	ภาคผนวก	72

บทที่ 1

บทนำ

1.1 ความเป็นมาและความสำคัญของโครงการ

เนื่องจากสถานการณ์ในการใช้พลังงานในปัจจุบันมีความต้องการใช้พลังงานในปริมาณที่สูงขึ้นโดยเฉพาะพลังงานไฟฟ้า ซึ่งส่วนใหญ่เป็นเชื้อเพลิงจากฟอสซิล โดยกระบวนการเหล่านี้อาจก่อให้เกิดผลกระทบต่อสิ่งแวดล้อมในอนาคตรยะยาว อีกทั้งเชื้อเพลิงจากฟอสซิลเหล่านี้ยังมีแนวโน้มลดลงในอนาคต หรือหากไม่สามารถหาแหล่งพลังงานใหม่มาทดแทนได้ พลังงานทางเลือกจึงถูกนำมาใช้ในการผลิตพลังงานไฟฟ้ามากขึ้นเพื่อตอบสนองความต้องการ อาทิเช่น พลังงานแสงอาทิตย์ พลังงานลม พลังงานจากชีวมวล เป็นต้น พลังงานแสงอาทิตย์เป็นพลังงานสะอาด และไม่ก่อให้เกิดมลพิษต่อสิ่งแวดล้อม แต่พลังงานแสงอาทิตย์ก็ยังไม่สามารถผลิตพลังงานได้เพียงพอเนื่องจากกระบวนการผลิตไฟฟ้าจากแสงอาทิตย์ยังมีประสิทธิภาพน้อยกว่าพลังงานที่ผลิตจากเชื้อเพลิงฟอสซิล ดังนั้นเราจึงมีความสนใจที่ศึกษา และพัฒนางานวิจัยเกี่ยวกับการเพิ่มประสิทธิภาพการใช้ประโยชน์จากการผลิตไฟฟ้าโดยพลังงานแสงอาทิตย์ให้มีเพียงพอกับความต้องการ และสามารถนำมาใช้ประโยชน์มากขึ้นในอนาคต กระบวนการนำแสงอาทิตย์มาใช้ประโยชน์มีมากมายหลายวิธี แต่กระบวนการที่งานวิจัยนี้ให้ความสนใจคือ กระบวนการกักเก็บพลังงานจากแสงอาทิตย์โดยวิธีทางเคมี โดยระบบ $\text{CaO}/\text{Ca}(\text{OH})_2$ thermochemical energy storage system ศึกษาจากงานวิจัยก่อนหน้า และ CaO/CaCO_3 ระบบกักเก็บพลังงานในรูปแบบนี้อาศัยปฏิกิริยาการผันกลับได้ระหว่าง $\text{Ca}(\text{OH})_2$ กับ CaO และ CaO กับ CaCO_3 เพื่อเป็นตัวเก็บพลังงาน โดยปฏิกิริยานี้จะให้ความร้อนที่สูงมาก จึงเหมาะกับกระบวนการที่มีแหล่งความร้อนสูงเช่นใน Solar tower plant ความร้อนที่ได้จะเพิ่มขึ้นช่วยขับเคลื่อน steam cycle ข้อดีของกระบวนการนี้คือให้ความร้อนสูง ราคาของสารตั้งต้นถูก ดังนั้นหากเราพัฒนาโครงการวิจัยนี้จนสามารถที่จะใช้ได้จริงในภาคอุตสาหกรรมในอนาคต จะช่วยลดมลพิษที่เกิดจากกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า ความเป็นมิตรต่อสิ่งแวดล้อม อีกทั้งยังทำให้คุณภาพชีวิตของประชาชนดีขึ้น

การกักเก็บพลังงานความร้อนมี 3 ประเภทได้แก่ การกักเก็บความร้อนในรูปของความร้อนสัมผัส (sensible heat) การกักเก็บความร้อนในรูปความร้อนแฝง (latent heat) และการกักเก็บความร้อนในรูปปฏิกิริยาเคมี (thermochemical heat storage) ในสองระบบแรกจะมีรูปแบบการทำงานที่ไม่ซับซ้อน แต่ในการกักเก็บความร้อนในรูปของความร้อนสัมผัสจะสามารถกักเก็บพลังงานได้ต่ำ และการกักเก็บพลังงานความร้อนในรูปความร้อนแฝงจะมีการสูญเสียความร้อนที่สูงมาก และหากอุณหภูมิสูงขึ้นจะสูญเสียความร้อนมากยิ่งขึ้น อันเนื่องมาจากคุณสมบัติทางกายภาพและสารเคมี ส่วนการกักเก็บความร้อนในรูปพันธะเคมีเมื่อเปรียบเทียบกับสองระบบข้างต้น

แล้ว สารเคมีที่ใช้ในระบบส่วนมากมีความหนาแน่นพลังงานสูงกว่า สูญเสียพลังงานน้อยกว่า และมีการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิในระบบน้อย โดยสารเคมีที่สนใจศึกษาในงานวิจัยนี้คือ CaCO_3 (TCES system แบบ Carbonates) ราคาถูก ง่าย มีความหนาแน่นในการกักเก็บพลังงานสูง และกระบวนการเกิดปฏิกิริยาไม่จำเป็นต้องมีตัวเร่งปฏิกิริยา

1.2 วัตถุประสงค์ของงานวิจัย

- 1.2.1 ศึกษาแบบจำลองกระบวนการกักเก็บความร้อนในรูปพันธะเคมีของ $\text{CaO}/\text{Ca}(\text{OH})_2$ เพื่อศึกษาการเพิ่มประสิทธิภาพของกระบวนการ
- 1.2.2 ศึกษาการใช้โปรแกรม Aspen Plus V9 ในการสร้างแบบจำลองกระบวนการกักเก็บพลังงานของปฏิกิริยาผันกลับได้ของ CaO/CaCO_3
- 1.2.3 เปรียบเทียบประสิทธิภาพของการจำลองกระบวนการกักเก็บความร้อนในรูปพันธะเคมีของ $\text{CaO}/\text{Ca}(\text{OH})_2$ กับ CaO/CaCO_3
- 1.2.4 ประเมินความคุ้มค่าในการลงทุนทางเศรษฐศาสตร์เบื้องต้น

1.3 ขอบเขตของงานวิจัย

การใช้โปรแกรม Aspen Plus V9 ในการทำการจำลองกระบวนการกักเก็บพลังงานความร้อนในรูปพันธะเคมีด้วยปฏิกิริยาเคมีของ CaO/CaCO_3

1.4 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ

- 1.4.1 ได้แบบจำลองกระบวนการกักเก็บพลังงานความร้อนในรูปพันธะเคมีด้วยปฏิกิริยาเคมี และนำข้อมูลมาประกอบการตัดสินใจเนื่องจากความคุ้มค่าในการลงทุนออกแบบกระบวนการกักเก็บความร้อนในรูปพันธะเคมีของระบบ CaO/CaCO_3
- 1.4.2 เป็นต้นแบบในการจำลองเบื้องต้นสำหรับกระบวนการกักเก็บความร้อนในรูปพันธะเคมีของระบบ CaO/CaCO_3 ถ้าในอนาคตงานวิจัยใดต้องการนำไปต่อยอดเพื่อให้ได้ผลจากการจำลองกระบวนการที่ดีกว่าเดิม

1.5 วิธีการดำเนินงาน

1.5.1 ศึกษาค้นคว้างานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

- ลักษณะและสมบัติของสารเคมีที่สามารถเกิดปฏิกิริยาผันกลับได้ และสามารถนำมาใช้ได้ ใน thermochemical energy storage โดยหาข้อมูลจาก <http://www.sciencedirect.com>
- ค้นคว้าหารูปแบบการกักเก็บพลังงานแบบอื่นที่ใช้สารเคมีที่แตกต่างกัน
- ศึกษางานวิจัยอ้างอิง The Calcium-Looping (CaCO_3/CaO) process for thermochemical energy storage in Concentrating Solar Power Plants
- ศึกษางานวิจัยอ้างอิง Process integration of Calcium-Looping thermochemical energy storage in concentrating solar power plants

1.5.2 สร้างแบบจำลองสำหรับกระบวนการ Thermochemical energy storage

1.5.3 นำผลที่ได้มาวิเคราะห์และเปรียบเทียบ ดังนี้

- วิเคราะห์ thermal efficiency ที่เกิดขึ้นในระบบ
- วิเคราะห์ Electrical efficiency ที่เกิดขึ้นในระบบ
- ความคุ้มค่าทางการลงทุนทางเศรษฐศาสตร์

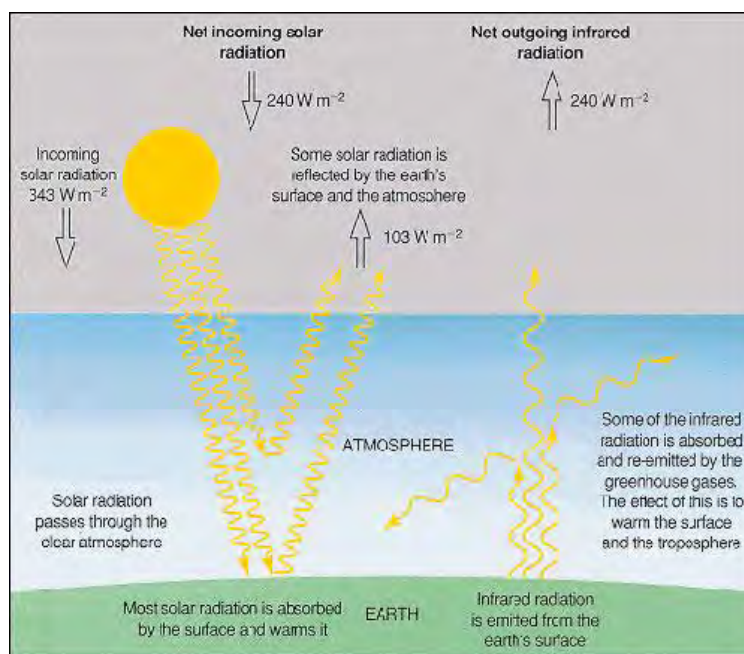
1.5.4 สรุปผลการทำวิจัย และเขียนรายงาน

บทที่ 2

ทฤษฎี

2.1 ภาวะเรือนกระจก

ภาวะเรือนกระจก คือ ภาวะที่ชั้นบรรยากาศของโลกกระทำตัวเสมือนกระจก ที่ยอมให้รังสีคลื่นสั้นผ่านลงมายังผิวโลกได้ แต่จะดูดกลืนรังสีคลื่นยาวช่วงอินฟราเรดที่แผ่ออกจากพื้นผิวโลกเอาไว้ จากนั้นก็จะคายพลังงานความร้อน ให้กระจายอยู่ภายใน ชั้นบรรยากาศและพื้นผิวโลก จึงเปรียบเสมือนกระจกที่ปกคลุมผิวโลกให้มีภาวะสมดุลทางอุณหภูมิตั้งแต่ในอดีต แต่ในปัจจุบันมีก๊าซบางชนิดสะสมอยู่ในชั้นบรรยากาศมากเกินไปจนสมดุล ซึ่งก๊าซเหล่านี้สามารถดูดกลืนรังสีคลื่นยาวช่วงอินฟราเรดและคายพลังงานความร้อนได้ดี พื้นผิวโลกและชั้นบรรยากาศจึงมีอุณหภูมิสูงขึ้น ส่งผลกระทบต่อสภาพภูมิอากาศของโลก และสิ่งมีชีวิตพื้นผิวโลกอย่างมาก



รูปที่ 1 การรับและคายรังสีจากดวงอาทิตย์ของผิวโลกและชั้นบรรยากาศ [1]

ในภาวะปกติชั้นบรรยากาศของโลกจะประกอบด้วย โอโซนไอน้ำ และก๊าซชนิดต่าง ๆ ซึ่งทำหน้าที่กรองรังสีคลื่นสั้นบางชนิดให้ผ่านมามาก กระทั่งพื้นผิวโลก รังสีคลื่นสั้นที่ตกกระทบพื้นผิวโลกนี้ จะสะท้อนกลับออกนอกชั้นบรรยากาศไปส่วนหนึ่งที่เหลือพื้นผิวโลก ที่ประกอบด้วยพื้นน้ำ พื้นดิน และสิ่งมีชีวิตจะดูดกลืนไว้ หลังจากนั้นก็จะคายพลังงานออกมา ในรูปรังสีคลื่นยาวช่วงอินฟราเรดแผ่กระจายขึ้นสู่ชั้นบรรยากาศ และแผ่กระจายออกนอกชั้นบรรยากาศไปส่วนหนึ่ง อีกส่วนหนึ่งนั้นชั้นบรรยากาศก็จะดูดกลืนไว้ และคายพลังงานความร้อนออกมาดัง รูปที่ 1 ผลที่เกิดขึ้นคือทำให้โลกสามารถรักษาสภาพสมดุลทางอุณหภูมิไว้ได้ จึงมีวัฏจักรน้ำ อากาศ และฤดูกาลต่าง ๆ ดำเนินไปอย่างสมดุลเอื้ออำนวยต่อการดำรงชีวิตพืชและสัตว์ โลกจึงเปรียบเสมือนเรือน ปลูกพืชขนาดใหญ่ที่มีไอน้ำ และก๊าซต่าง ๆ ในชั้นบรรยากาศเป็นเสมือนรอบกระจก ที่คอยควบคุมอุณหภูมิ และวัฏจักรต่าง ๆ ให้เป็นไปอย่างสมดุล แต่ในปัจจุบันชั้นบรรยากาศของโลกมีปริมาณก๊าซบางชนิด มากเกินสมดุลของธรรมชาติ อันเป็นผลมาจากฝีมือมนุษย์ เช่น ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ (CO_2) ก๊าซมีเทน (CH_4) ก๊าซคลอโรฟลูออโรคาร์บอน (CFC) และก๊าซไนตรัสออกไซด์ (N_2O) เป็นต้น ก๊าซเหล่านี้มีคุณสมบัติพิเศษ คือสามารถดูดกลืนและคายรังสีคลื่นยาวช่วงอินฟราเรดได้ดีมาก ดังนั้นเมื่อพื้นผิวโลกคายรังสีอินฟราเรดขึ้นสู่ชั้นบรรยากาศ ก๊าซเหล่านี้จะดูดกลืนรังสีอินฟราเรดเอาไว้ ต่อจากนั้น ก็จะคายความร้อนสะสมอยู่บริเวณพื้นผิวโลก และชั้นบรรยากาศเพิ่มมากขึ้น พื้นผิวโลกจึงมีอุณหภูมิสูงขึ้น เราเรียกก๊าซที่ทำให้เกิดภาวะแบบนี้ว่า "ก๊าซเรือนกระจก (greenhouse gases)" ก๊าซเรือนกระจกนอกจากจะส่งผลกระทบต่ออุณหภูมิของพื้นผิวโลกโดยตรงแล้ว มันยังส่งผลกระทบโดยทางอ้อมด้วย กล่าวคือมันจะทำปฏิกิริยาเคมีกับก๊าซอื่น ๆ และเกิดเป็นก๊าซเรือนกระจกชนิดใหม่ขึ้นมา หรือก๊าซเรือนกระจกบางชนิดอาจรวมตัวกับโอโซน ทำให้โอโซนในชั้นบรรยากาศลดน้อยลง ส่งผลให้รังสีคลื่นสั้นที่ส่องผ่านชั้นโอโซนลงมายังพื้นผิวโลกได้มากขึ้น รวมทั้งปล่อยให้รังสีที่ทำอันตรายต่อมนุษย์ และสิ่งมีชีวิตส่องผ่านลงมาทำอันตรายกับสิ่งมีชีวิตบนโลกได้ด้วย

ก๊าซเรือนกระจก

ก๊าซที่มีมากเกินสมดุลของชั้นบรรยากาศจะสะสมอยู่ในชั้นบรรยากาศ ก๊าซบางชนิดสามารถสะสมอยู่ในชั้นบรรยากาศได้นานหลายร้อยปี บางชนิดสะสมอยู่ได้ในเวลาเพียงไม่กี่ปีก็สลายไป ก๊าซเรือนกระจกที่กล่าวถึงนี้ก็เช่นกัน เนื่องจากมันมีปริมาณที่มากเกินสมดุลในชั้นบรรยากาศ มันจึงสะสมอยู่ในชั้นบรรยากาศและสะสมอยู่ได้เป็นเวลานานหลายปี เราอาจแบ่งก๊าซเรือนกระจกได้เป็นสองพวกตามอายุการสะสมอยู่ในชั้นบรรยากาศ คือ พวกที่มีอายุการสะสมอยู่ในชั้นบรรยากาศไม่นาน เนื่องจากก๊าซเหล่านี้สามารถทำปฏิกิริยาได้ดีกับไอน้ำ หรือก๊าซอื่น ๆ จึงทำให้มันมีอายุสะสมเฉลี่ยสั้น ส่วนอีกพวกหนึ่งเป็นก๊าซเรือนกระจกซึ่งมีอายุสะสมเฉลี่ยยาวนานหลายปี เช่น ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ ก๊าซมีเทน ก๊าซไนตรัสออกไซด์ และก๊าซคลอโรฟลูออโรคาร์บอน เป็นต้น ก๊าซเหล่านี้นับเป็น

ก๊าซที่เป็นตัวการหลักของการเกิดภาวะเรือนกระจก เนื่องจากมันมีอายุสะสมเฉลี่ยยาวนาน และสามารถดูดกลืนรังสีอินฟราเรดได้ดีกว่าก๊าซเรือนกระจกอื่น ๆ ทั้งยังส่งผลกระทบต่อให้ผิวโลกมีอุณหภูมิสูงขึ้นโดยทางอ้อมได้ด้วย แม้ว่าจะมีการรณรงค์เพื่อลดการปลดปล่อยก๊าซเรือนกระจกกันอย่างกว้างขวาง แต่อัตราการเพิ่มปริมาณก๊าซเรือนกระจก ก็ยังมีมากขึ้นซึ่งการเพิ่มขึ้นนี้เป็นผลมาจากฝีมือมนุษย์ทั้งสิ้น ดังนั้นเราควรทราบถึงแหล่งที่มา และความสำคัญของก๊าซเรือนกระจกแต่ละชนิดโดยสังเขปดังนี้

ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์

ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ในชั้นบรรยากาศเกิดจากธรรมชาติ และเกิดจากฝีมือมนุษย์ เช่น การเผาไหม้เชื้อเพลิง เกิดจากโรงงานอุตสาหกรรมต่างๆ และการตัดไม้ทำลายป่าเพื่อใช้เป็นที่อยู่อาศัยหรือการเกษตรกรรม โดยเฉพาะอย่างยิ่งการตัดไม้ทำลายป่านี้ นับว่าเป็นตัวการสำคัญที่สุด ในการปลดปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์ขึ้นสู่ชั้นบรรยากาศ ทั้งนี้เนื่องจากต้นไม้และป่าไม่มีคุณสมบัติที่ดี คือ มันสามารถดูดซับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ไว้ก่อนที่จะลอยขึ้นสู่ชั้นบรรยากาศ ดังนั้นเมื่อพื้นที่ป่าลดน้อยลง ปริมาณก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ จึงขึ้นไปสะสมอยู่ในชั้นบรรยากาศได้มากขึ้น จากผลการศึกษาปริมาณก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์โดยหน่วยงาน IPCC (Intergovernmental Panel on Climate Change) ประมาณตั้งแต่ปี ค.ศ. 1980 เป็นต้นมา รายงานว่ามีปริมาณคาร์บอนไดออกไซด์ที่เกิดจากการตัดไม้ทำลายป่า เพื่อใช้เป็นที่เมือง หรือการเกษตรมีประมาณ 1.6 Gtc (1.6 5 10⁹ ตันคาร์บอน) ในขณะที่ปริมาณคาร์บอนไดออกไซด์จากการเผาไหม้ และแหล่งอื่นที่เป็นผลมาจากฝีมือ มนุษย์กำลังมีปริมาณเพิ่มขึ้นอย่างต่อเนื่อง นอกจากนี้ผลการศึกษาของ IPCC ยังระบุชี้ว่าก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์เป็นก๊าซเรือนกระจกที่ทำให้เกิดพลังงานความร้อนสะสม ในบรรยากาศของโลกมากที่สุดบรรดาก๊าซเรือนกระจกชนิดอื่น ๆ ทั้งยังมีแนวโน้มเพิ่มมากขึ้นกว่าก๊าซชนิดอื่น ๆ ล่าสุดนี้หน่วยงาน IPCC ได้รายงานปริมาณก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ที่เพิ่มขึ้นโดยฝีมือมนุษย์นี้ ทำให้พลังงานรังสีความร้อนสะสมบนผิวโลก และชั้นบรรยากาศเพิ่มขึ้นประมาณ 1.56 วัตต์ ต่อตารางเมตร ในปริมาณนี้ยังไม่คิดรวมผลกระทบที่เกิดขึ้นทางอ้อม ของก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์

ก๊าซไนตรัสออกไซด์

แหล่งกำเนิดก๊าซไนตรัสออกไซด์คืออุตสาหกรรมที่ใช้กรดไนตริกในขบวนการผลิต ตัวอย่างเช่น อุตสาหกรรมผลิตเส้นใยไนลอน อุตสาหกรรมเคมี หรืออุตสาหกรรมพลาสติกบางชนิด เป็นต้น แม้ว่าก๊าซไนตรัสออกไซด์ที่เกิดจากธรรมชาติจะมีอยู่มากในภาวะปกติก็ตาม แต่อัตราการเพิ่มปริมาณดังกล่าวก็จัดอยู่ในภาวะที่สมดุลในธรรมชาติ ส่วนก๊าซไนตรัสออกไซด์ที่เกิดขึ้นจากฝีมือมนุษย์นั้นมีปริมาณเพิ่มขึ้นอย่างรวดเร็ว และส่งผล

กระทบโดยตรงต่อการเพิ่มพลังงานความร้อนสะสมบนพื้นผิวโลกประมาณ 0.14 วัตต์ต่อตารางเมตร นับตั้งแต่เริ่มมีอุตสาหกรรมเกิดขึ้นถึงปัจจุบัน

2.2 เทคโนโลยีผลิตไฟฟ้าด้วยระบบรวมแสงอาทิตย์

เทคโนโลยีผลิตไฟฟ้าด้วยระบบรวมแสงอาทิตย์ (CSP) คือเทคโนโลยีการผลิตพลังงานไฟฟ้าอย่างหนึ่งโดยใช้ความร้อนจากการฉายรังสีจากพระอาทิตย์ไว้ในบริเวณพื้นที่ขนาดเล็กโดยใช้เลนส์ แสงอาทิตย์จะถูกสะท้อนเข้าตัวรับแสงที่สามารถกักเก็บความร้อนจาก thermal energy carrier (วงจรถัก) แล้วต่อมาจะถูกส่งโดยตรงไปที่เครื่องเทอร์โบเพื่อผลิตกระแสไฟฟ้า (ในกรณีใช้น้ำ) ตามแผนงานเทคโนโลยีที่มีอยู่ CSP สามารถเป็นแหล่งพลังงานที่มีปริมาณสูงสุดในพื้นที่ สามารถรับแสงได้ในปี ค.ศ. 2020

ในปัจจุบันเทคโนโลยี CSP ถูกพัฒนาขึ้นมาเป็นจำนวน 4 แบบ ได้แก่ parabolic trough collector (PTC), solar power tower (SPT), linear Fresnel reflector (LFR) และ parabolic dish systems (PDS) และเทคโนโลยี CSP มีการสร้างขึ้นมามีใช้งานในขนาดกลางจนถึงขนาดใหญ่ โดยพื้นที่ส่วนใหญ่ที่นำเทคโนโลยีนี้ไปใช้คือ สเปนและอเมริกา โดยเทคโนโลยี PTC ถูกนำมาใช้งานมากที่สุด และเทคโนโลยี SPT เริ่มเพิ่มขึ้นตามมา^[2]

เทคโนโลยีผลิตไฟฟ้าด้วยระบบรวมแสงอาทิตย์ (Concentrating Solar Power) แบ่งออกเป็น 3 แบบ คือ

2.3.1 Parabolic Troughs

2.3.2 Central Receivers

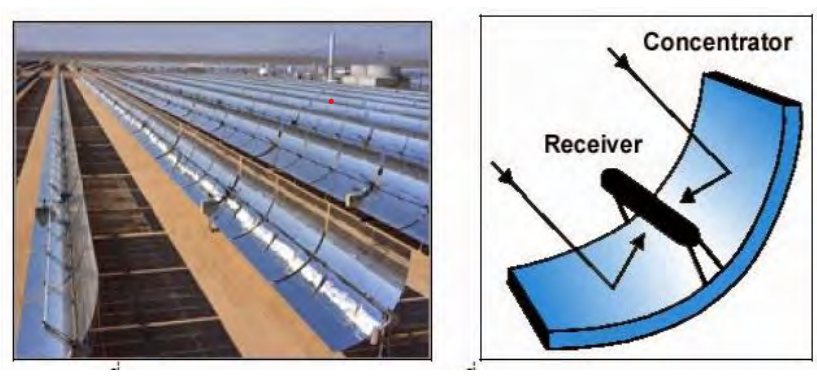
2.3.3 Parabolic Dishes

เทคโนโลยีทั้ง 3 แบบนี้จะทำการรวมแสงไว้ที่ตัวรับแสงโดยใช้กระจกหรือวัสดุสะท้อนแสง และหมุนตามดวงอาทิตย์เพื่อสะท้อนแสง และส่งไปยังตัวรับแสงซึ่งจะทำให้เกิดการเปลี่ยนแปลงเป็นพลังงานที่มีอุณหภูมิสูง

2.3.1 Parabolic Troughs

ประกอบด้วยตัวรับแสงที่มีลักษณะเป็นรางยาวโค้งแบบมิติเดียวที่ติดตั้งไว้บนระบบหมุนตามดวงอาทิตย์แกนเดียว (single-axis tracking system) ทำหน้าที่รวมพลังงานแสงอาทิตย์สะท้อนไปยังท่อที่ตั้งขนานกับแนวรางรวมแสงเพื่อถ่ายเทความร้อนให้กับของเหลวที่ไหลหมุนเวียนผ่านท่อโดยการแลกเปลี่ยนความร้อน ความร้อนเมื่อถูกถ่ายเทให้ของเหลวทำงาน (โดยปกติจะเป็นน้ำ) จะกลายเป็นไอน้ำไปขับเคลื่อนกังหันไอน้ำเพื่อผลิต

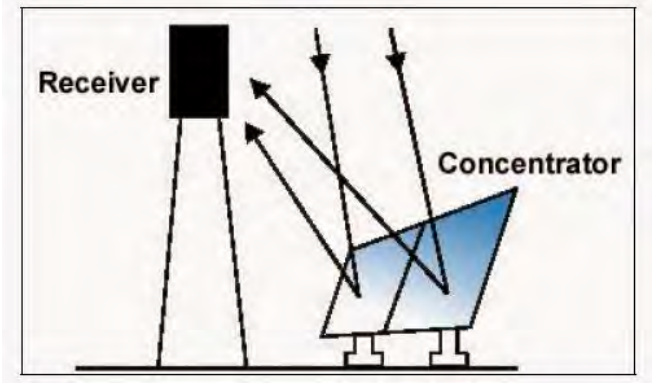
กระแสไฟฟ้า ไอน้ำที่ผลิตจาก parabolic troughs plants โดยทั่วไปจะต้องมีแหล่งความร้อนจากก๊าซธรรมชาติ เพื่อเสริมให้เป็นไอดง (superheater)



รูปที่ 2 Parabolic Troughs [2]

2.3.2 Central Receivers หรือ Power Tower

ประกอบด้วยตัวรับความร้อนที่ติดตั้งอยู่กับที่ตั้งอยู่บนหอคอยที่ล้อมรอบด้วยแผงกระจกขนาดใหญ่เป็นจำนวนมากที่เรียกกันว่าเฮลิโอสแตท เฮลิโอสแตทจะหมุนตามดวงอาทิตย์ และสะท้อนรังสีไปยังตัวรับความร้อน ซึ่งภายในบรรจุของเหลวทำงานจะส่งต่อไปยังเครื่องกำเนิดไฟฟ้าแบบกังหันหรือนำไปเก็บไว้ในถังเก็บกักเพื่อนำมาใช้งานต่อไป ทำหน้าที่ดูดซับพลังงานความร้อนไว้ ของเหลวที่ดูดซับพลังงานความร้อนที่รับมาจากตัวรับความร้อน



รูปที่ 3 หลักการทำงานของ Central Receiver หรือ Power Tower [2]

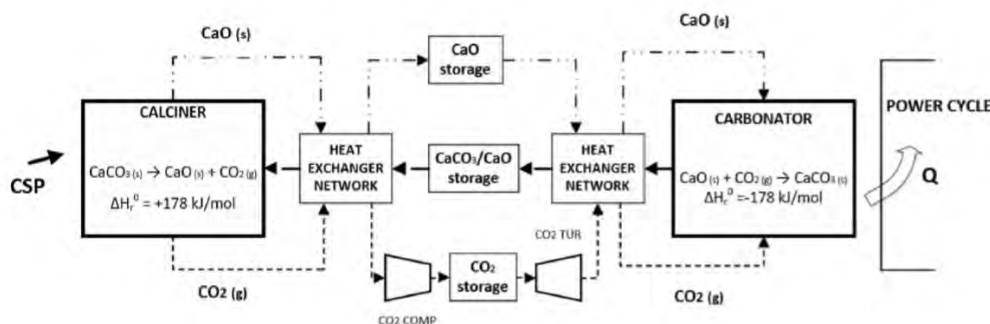
2.3.3 Parabolic Dishes

ประกอบด้วยตัวรวมแสงลักษณะเป็นจานรูปทรง parabolic ที่มีจุดศูนย์รวมแสงเพื่อสะท้อนพลังงานแสงอาทิตย์ไปยังตัวรับความร้อนที่ตั้งอยู่บนจุดศูนย์รวม Parabolic Dishesจะใช้แผงสะท้อนที่มีลักษณะโค้งเป็นจำนวนมากซึ่งทำด้วยกระจกหรือฟิล์มบาง (laminated film) ตัวรวมแสงเหล่านี้จะตั้งอยู่บนโครงสร้างซึ่งใช้ระบบหมุนตามดวงอาทิตย์สองแกน (two-axis tracking system) เพื่อรวมแสงให้เป็นจุดเดียวไปรวมอยู่บนตัวรับความร้อน ความร้อนที่ได้สามารถใช้ประโยชน์ได้โดยตรงกับ cycle heat engine ซึ่งติดตั้งอยู่บนตัวรับความร้อน หรือนำความร้อนที่ได้ไปทำให้ของเหลวร้อนก่อนแล้วนำไปใช้กับ central engine ระบบตัวรวมความร้อนแบบเน้นเป็นจุดศูนย์กลาง (parabolic dishes) มีประสิทธิภาพการแปลงเป็นความร้อนได้สูงกว่าชนิดตัวรวมแบบราง (parabolic troughs) เนื่องจากสามารถทำงานได้ที่อุณหภูมิที่สูงกว่า



รูปที่ 4 Parabolic Dishes [2]

2.3 กระบวนการ Calcium-Looping สำหรับการจัดเก็บพลังงานความร้อนเคมี



รูปที่ 5 กระบวนการ Calcium-Looping สำหรับการจัดเก็บพลังงานความร้อนเคมี [3]

รูปที่ 5 แสดงกระบวนการ Calcium-Looping สำหรับการจัดเก็บพลังงานความร้อนเคมีโดยใช้สารตั้งต้นคือ แคลเซียมออกไซด์ และคาร์บอนไดออกไซด์ ส่วนผลิตภัณฑ์ที่ได้คือ แคลเซียมคาร์บอเนต ปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นเป็นปฏิกิริยาผันกลับได้ กระบวนการนี้จะเริ่มจากปฏิกิริยาการสลายของแคลเซียมคาร์บอเนต (แคลไซน์ซัน) โดยใช้พลังงานความร้อนจากแสงอาทิตย์ทำให้มีอุณหภูมิในระบบสูง อุณหภูมิที่สูงนี้มีความจำเป็นเมื่อทำงานภายใต้ความดันคาร์บอนไดออกไซด์สูง (มากกว่า 900 องศาเซลเซียส) เพื่อให้เพียงพอต่อการเกิดปฏิกิริยา และใช้เวลาในการเกิดปฏิกิริยาน้อย อย่างไรก็ตามควรควบคุมอุณหภูมิให้ลดลงอยู่ในช่วง 700-750 องศาเซลเซียส โดยการใช้ไอน้ำร้อนยิ่งยวด เนื่องจากกระแสคาร์บอนไดออกไซด์ที่มีน้ำผสมสามารถแยกออกจากกันได้ง่าย สำหรับเทคโนโลยีที่เกี่ยวข้องกับพลังงานแสงอาทิตย์ ระบบหอสूरियะจึงเป็นเทคโนโลยีที่ให้ผลลัพธ์เหมาะสมที่สุดสำหรับจุดประสงค์ของช่วงอุณหภูมิ ได้มีการจำลองต้นแบบแคลไซน์เนอร์ที่รับพลังงานแสงอาทิตย์ซึ่งประกอบด้วย เครื่องฟลูอิดไดซ์ เต้าเผาแบบหมุน และเครื่องปฏิกรณ์แบบไซโคลอน ตามที่ได้เห็นในรูปนี้คาร์บอนไดออกไซด์ที่ปล่อยออกจากการแคลไซน์ซันจะทำการลดอุณหภูมิลงและเพิ่มความดัน แล้วส่งไปยังถังเก็บ ในขณะที่กระแสของแคลเซียมออกไซด์จะทำให้ยู่สภาวะบรรยากาศแล้วส่งไปยังถังเก็บของแข็ง กระแสของแข็งที่ประกอบด้วยแคลเซียมคาร์บอเนต และแคลเซียมออกไซด์ที่เหลือจากการทำปฏิกิริยาจะส่งไปยังระบบเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน เพื่อรับความร้อนจากกระแสไอน้ำร้อนที่มาจากเครื่องแคลไซน์เนอร์

ขั้นตอนการปลดปล่อยพลังงานเกิดขึ้นบริเวณเครื่องคาร์บอเนเตอร์ ความร้อนที่ได้จากการเกิดปฏิกิริยาคาร์บอเนชันจะส่งผลให้อุณหภูมิสูง (650-1000 องศาเซลเซียส) และจะนำความร้อนนี้มาปั่นกระแสไฟฟ้าโดยการใช้ไอน้ำ ของแข็งที่ออกจากเครื่องคาร์บอเนเตอร์จะส่งไปยังระบบเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน เพื่อทำการอุ่นแคลเซียมออกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์ซึ่งจะหมุนวนกลับเข้าเครื่องคาร์บอเนเตอร์อีกครั้ง ส่วนกระแสคาร์บอนไดออกไซด์ที่ออกจากที่เก็บชนิดฟลูอิดไดซ์ข้างต้น จะทำการลดความดันเพื่อให้ความดันในเครื่องคาร์บอเนเตอร์ต่ำกว่าความดันที่เก็บ การเพิ่มความดัน และลดความดันคาร์บอนไดออกไซด์นี้จึงมีความคล้ายคลึงกับระบบเก็บพลังงานด้วยการอัดอากาศ (CAES) ดังนั้นการกักเก็บพลังงานไม่เพียงจะใช้ปฏิกิริยาเคมีเท่านั้น แต่ยังใช้ความร้อนสัมผัส และพลังงานกลที่ใช้ในการบีบอัดคาร์บอนไดออกไซด์ด้วย

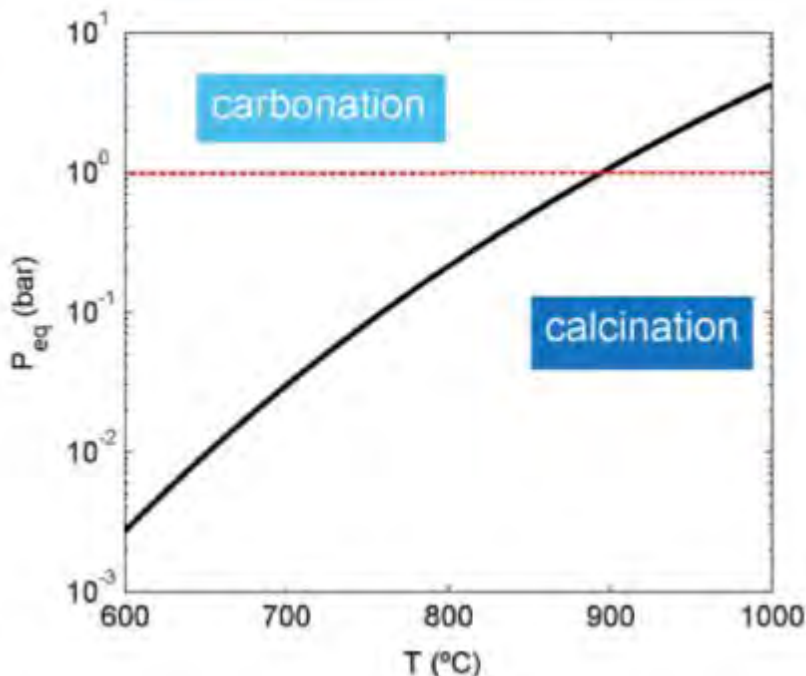
2.4 ช่วงอุณหภูมิของปฏิกิริยาที่ศึกษา

ตารางที่ 1 ช่วงอุณหภูมิที่เหมาะสมสำหรับปฏิกิริยาผันกลับได้ที่ใช้ในระบบกักเก็บความร้อนในรูปพันธะเคมี^[4]

Type of reaction	Reaction	Temperature range [°C]
Catalytic dissociation	$2 \text{NH}_3 \rightleftharpoons \text{N}_2 + 3 \text{H}_2$	400 – 500
	$2 \text{SO}_3 \rightleftharpoons 2 \text{SO}_2 + \text{O}_2$	500 – 900
Dehydration of metal hydroxides	$\text{Mg}(\text{OH})_2 \rightleftharpoons \text{MgO} + \text{H}_2\text{O}$	250 – 350
	$\text{Ca}(\text{OH})_2 \rightleftharpoons \text{CaO} + \text{H}_2\text{O}$	450 – 550
	$\text{Ba}(\text{OH})_2 \rightleftharpoons \text{BaO} + \text{H}_2\text{O}$	700 – 800
Decarboxylation of metal carbonates	$\text{MgCO}_3 \rightleftharpoons \text{MgO} + \text{CO}_2$	350 – 450
	$\text{CaCO}_3 \rightleftharpoons \text{CaO} + \text{CO}_2$	850 – 950
Thermal deoxygenation of metal oxides	$2 \text{BaO}_2 \rightleftharpoons 2 \text{BaO} + \text{O}_2$	750 – 850
	$4 \text{KO}_2 \rightleftharpoons 2 \text{K}_2\text{O} + 3 \text{O}_2$	600 – 800
Reforming processes	$\text{CH}_4 + \text{H}_2\text{O} \rightleftharpoons \text{CO} + 3 \text{H}_2$	700 – 1000
	$\text{CH}_4 + \text{CO}_2 \rightleftharpoons 2 \text{CO} + 2 \text{H}_2$	700 – 1000
Thermal dehydrogenation of metal hydrides	$\text{MgH}_2 \rightleftharpoons \text{Mg} + \text{H}_2$	200 – 400
	$\text{Mg}_2\text{NiH}_4 \rightleftharpoons \text{Mg}_2\text{Ni} + 2 \text{H}_2$	150 – 300

จากตารางที่ 1 พบว่าปฏิกิริยาแบบ Decarboxylation of metal carbonates สำหรับปฏิกิริยาผันกลับได้ของ CaO/CaCO_3 ช่วงอุณหภูมิของการเกิดปฏิกิริยาของสารอยู่ที่ประมาณ 850-950 องศาเซลเซียส

2.5 ฟังก์ชันของความดันพาเซี่ยลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์กับอุณหภูมิที่สมดุลทางอุณหพลศาสตร์สำหรับปฏิกิริยาการเผา / การเกิดปฏิกิริยาคาร์เนชันของ CaO/CaCO_3



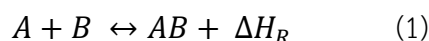
รูปที่ 6 ฟังก์ชันของความดันพาเซี่ยลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์กับอุณหภูมิที่สมดุลทางอุณหพลศาสตร์สำหรับปฏิกิริยาการเผา / การเกิดปฏิกิริยาคาร์เนชันของ CaO/CaCO_3 ^[5]

จากรูปที่ 6 แสดงฟังก์ชันของความดันพาเซี่ยลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์กับอุณหภูมิที่สมดุลทางอุณหพลศาสตร์สำหรับปฏิกิริยาการเผา / การเกิดปฏิกิริยาคาร์เนชันของ CaO/CaCO_3 กระบวนการ CaL (Calcium-Looping) สำหรับ TCES (Thermochemical energy storage) มีข้อได้เปรียบของอุณหภูมิการเปลี่ยนปฏิกิริยาสูง อุณหภูมิสมดุลเมื่อใช้ CO_2 บริสุทธิ์ที่ความดันบรรยากาศในเครื่องปฏิกรณ์คือ $T \sim 895^\circ\text{C}$ นอกจากนี้ปฏิกิริยาคาร์เนชันสำหรับสร้างความร้อนนั้นรวดเร็วมากในช่วงอุณหภูมิ 650–1000 °C ขึ้นอยู่กับ partial pressure ของ CO_2 ซึ่งจะช่วยให้เกิดการผลิตกระแสไฟฟ้าที่มีประสิทธิภาพสูง และสามารถลดข้อจำกัดอุณหภูมิ CSP (Concentrating solar power) ปัจจุบันที่ $T \sim 550\text{--}600^\circ\text{C}$ ที่กำหนดโดยการสลายตัวของเกลือหลอมเหลวที่อุณหภูมิสูงขึ้น ประสิทธิภาพที่สูงขึ้นสามารถทำได้โดยการเพิ่มอุณหภูมิสูงสุดโดยโรงงาน CSP (Concentrating solar power) แรงดันของกระบวนการคาร์เนชันมีค่ามากกว่าความดันบรรยากาศ ซึ่งเป็นการดีสำหรับการเพิ่มประสิทธิภาพของประยุคต์โดยตรงจากรังสีไฟฟ้า ช่วยให้กระบวนการคาร์เนชันมีอุณหภูมิสูงขึ้นและเกิดอัตราที่เร็วขึ้น

2.6 กระบวนการกักเก็บพลังงานความร้อนในรูปพันธะเคมี

เทคโนโลยีการกักเก็บพลังงานความร้อนในรูปพันธะเคมีเป็นวิธีหนึ่งซึ่งสามารถใช้ร่วมกับระบบการเก็บพลังงานแสงอาทิตย์ในรูปความร้อน (Solar thermal systems) เนื่องจากความไม่สอดคล้องเรื่องเวลาที่ต้องการความร้อน (ส่วนใหญ่ในช่วงฤดูหนาว) และช่วงที่มีพลังงานความร้อนจากแสงอาทิตย์ (ส่วนใหญ่ในช่วงฤดูร้อน) เป็นผลให้ต้องการพื้นที่กักเก็บพลังงานความร้อนขึ้น

เทคโนโลยีการกักเก็บพลังงานความร้อนในรูปพันธะเคมีถูกคาดหวังว่าจะเป็นเทคนิคที่มีศักยภาพมหาศาลเพื่อใช้เป็นแหล่งเก็บพลังงานทั้งในระยะสั้นและระยะยาว การจัดเก็บความร้อนจะใช้วิธีการดูดพลังงานและคายพลังงาน โดยความร้อนจากการดูดพลังงานจะถูกกักเก็บไว้ในรูปพันธะเคมีของสารชนิดหนึ่ง และคายออกไปเมื่อต้องการใช้พลังงาน ดังสมการนี้



จากสมการ (1) A มักเป็นของแข็งหรือของเหลว ส่วน B เป็นแก๊ส โดยที่ผลิตภัณฑ์ AB จะมีความร้อน (ΔH_R) คายออกมา

ข้อได้เปรียบของการกักเก็บพลังงานความร้อนในรูปพันธะเคมี คือ มีความหนาแน่นการกักเก็บพลังงาน (energy storage density) ที่สูงกว่าแหล่งเก็บน้ำร้อน และสิ่งนี้ทำให้พลังงานสามารถที่จะถูกกักเก็บไว้ได้โดยแทบไม่มีความร้อนสูญเสีย ซึ่งเป็นการเพิ่มโอกาสในการกักเก็บพลังงานในพื้นที่จำกัดและได้ประสิทธิภาพที่สูง

2.7 การคำนวณความร้อนของการเกิดปฏิกิริยาเคมีในอุณหภูมิอื่น ๆ (Computing heats of reactions at other temperatures)

ความร้อนจากการเกิดปฏิกิริยาที่ 25°C สามารถหาความร้อนจากการเกิดปฏิกิริยาที่อุณหภูมิอื่นได้เช่นกัน เพื่อให้สามารถหาความร้อนจากการเกิดปฏิกิริยาที่อุณหภูมิ T โดยหาจากสมการที่ (2)

$$\Delta H_r = \sum_i \nu_i H_i(T) = \sum_i \nu_i [H_i(T) - H_i(25) + H_i(25)] \quad (2)$$

จากสมการ (2) พบว่าไม่เกิดการเปลี่ยนแปลงอะไรจากสมการเดิมเนื่องจากการบวก และลบของตัวแปรเดียวกัน อย่างไรก็ตามถ้าทำการจัดกลุ่มใหม่ เราจะเห็นความแตกต่างระหว่าง 2 เทอม โดย 2 เทอมแรกเป็นค่าการ

เปลี่ยนแปลงความร้อนสัมผัส (sensible heat change) และเทอมที่ 3 เป็นผลรวมความร้อนจากการเกิดปฏิกิริยาที่ 25 °C

$$\begin{aligned}\Delta H_r &= \sum_i v_i [H_i(T) - H_i(25)] + \sum_i v_i [H_i(25)] \\ &= \int_{25}^T \sum_i v_i C_p dT + \sum_i v_i H_i(25) \quad (3)\end{aligned}$$

หรือกล่าวได้ว่าความร้อนจากการเกิดปฏิกิริยาที่อุณหภูมิต่าง ๆ (T) เกิดมาจากความร้อนจากการเกิดปฏิกิริยาที่ 25 °C บวกกับการอินทิเกรตค่าเดลต้าความจุความร้อนจำเพาะ (delta heat capacity)

$$\Delta H_r(T) = \Delta H_r(25) + \int_{25}^T \Delta C_p dT \quad (4)$$

การคำนวณ $\int_{25}^T \Delta C_p dT$ หาได้จากสมการเดลต้าความจุความร้อนจำเพาะสามารถเขียนได้ตามสมการดังนี้

$$2 \quad \Delta C_p = \Delta a + \Delta b t + \Delta c t^2 + \Delta d t^3 + \frac{\Delta e}{t^2} \quad (5)$$

$$\int_{298}^{T_2} \Delta C_p dT = \Delta a(t_2 - t_1) + \frac{\Delta b(t_2^2 - t_1^2)}{2} + \frac{\Delta c(t_2^3 - t_1^3)}{3} + \frac{\Delta d(t_2^4 - t_1^4)}{4} - \frac{\Delta e}{t_2 - t_1} \quad (6)$$

โดยที่ T = อุณหภูมิ (K), t = T/1000 (K) และ t₁ = 0.298 K

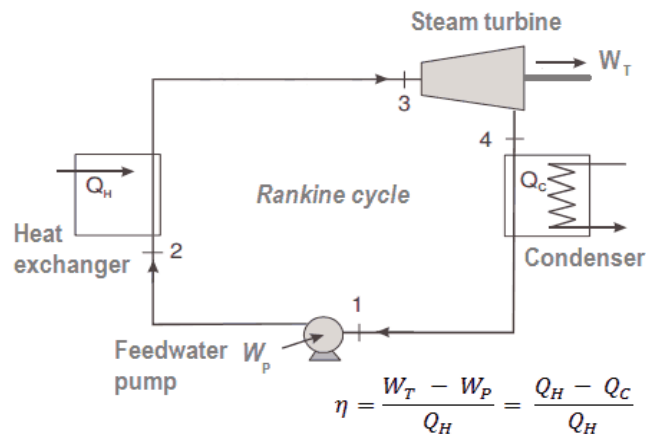
สำหรับค่า $\Delta a, \Delta b, \Delta c, \Delta d, \Delta e$ สามารถหาได้โดยวิธีเดียวกัน

ได้แก่ $\Delta a = \sum_i v_i a_{product} - \sum_j v_j a_{reactant}$; v = สัมประสิทธิ์ข้างหน้าสาร

ดังนั้นสมการสุดท้ายของการหาความร้อนจากการเกิดปฏิกิริยาที่อุณหภูมิ T เมื่อ T₁ = 298 K เป็นดังนี้

$$\Delta H_r(T_2) = \Delta H_{298 K} + \Delta a(t_2 - t_1) + \frac{\Delta b(t_2^2 - t_1^2)}{2} + \frac{\Delta c(t_2^3 - t_1^3)}{3} + \frac{\Delta d(t_2^4 - t_1^4)}{4} - \frac{\Delta e}{t_2 - t_1} \quad (7)$$

2.8 วัฏจักรแรงคิน



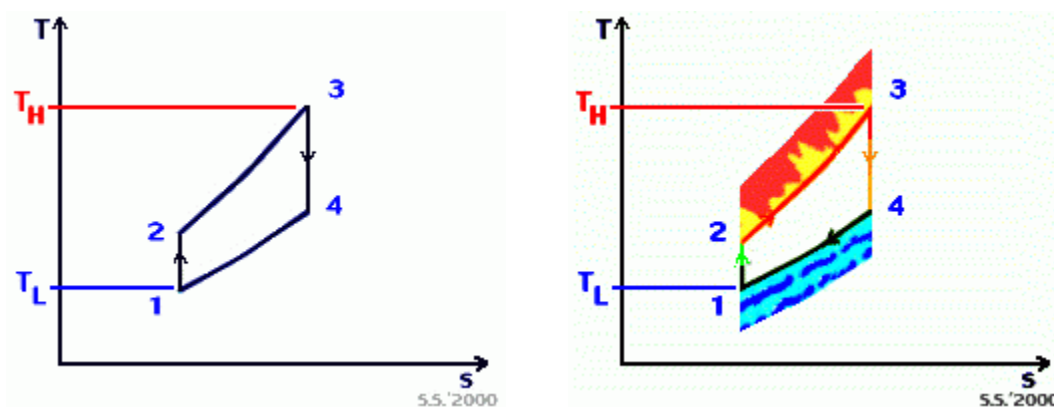
รูปที่ 7 ขั้นตอนในวัฏจักรแรงคิน [6]

วัฏจักรแรงคินเป็นวัฏจักรที่อธิบายถึงประสิทธิภาพของระบบเครื่องจักรไอน้ำ และเป็นวัฏจักรอุดมคติของเทอร์โมไดนามิกส์ภายใต้สภาวะความดันคงที่ซึ่งจะเปลี่ยนพลังงานความร้อนให้กลายเป็นพลังงานเชิงกล ในวัฏจักรแบบปิดนี้จะได้รับความร้อนจากภายนอก โดยใช้น้ำที่มีสถานะของเหลวและแก๊สเป็นของไหลนำพา (working fluid) หรือสารที่สามารถเปลี่ยนสถานะได้ มีสารมากมายที่สามารถใช้เป็นของไหลนำพานี้ได้ (สารอินทรีย์ หรือ สารอินทรีย์) แต่น้ำถือว่าเป็นทางเลือกที่ดีที่สุดสำหรับวัฏจักรนี้ เนื่องจากมีคุณสมบัติที่เหมาะสม เช่น สารไม่เป็นพิษ ไม่ทำปฏิกิริยากับสารอื่น มีจำนวนมาก ราคาถูก และน้ำมีความจุความร้อนสูงที่สุดเมื่อเทียบกับสารทั่วไป 4.19 กิโลจูลต่อกิโลกรัม-เคลวิน รวมถึงมีค่าความร้อนเนื่องจากการกลายเป็นไอสูง น้ำจึงเป็นสารทำความเย็นที่มีประสิทธิภาพในโรงงาน ข้อดีของวัฏจักรแรงคิน คือขั้นตอนการบีบอัดที่ป้อนโดยใช้ของเหลวจะใช้พลังงานเพียง 1-3 % ของงานที่ได้จากเทอร์ไบน์

ในวัฏจักรแรงคินแบบอุดมคติ ประกอบไปด้วย 4 ขั้นตอน โดยจะมีสถานะเอนโทรปีคงที่ 2 ขั้นตอนทำงานสลับกับสถานะความดันคงที่อีก 2 ขั้นตอน ซึ่งขั้นตอนแรกเริ่มจาก“ขั้นตอนการบีบอัดภายใต้สภาวะเอนโทรปีคงที่”ของเหลวที่ผ่านการควบแน่นจะถูกบีบอัดโดยการใช้น้ำแบบหอยโข่ง เพื่อเพิ่มความดันและค่าเอนทัลปี แล้วจึงส่งไปยังหม้อต้มน้ำ และสิ่งสำคัญขั้นนี้จะไม่มีการแลกเปลี่ยนความร้อนเกิดขึ้น และจากนั้น“ขั้นตอนการเพิ่มความร้อนภายใต้สภาวะความดันคงที่”เกิดขึ้นภายในหม้อต้มน้ำ หรือเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน ซึ่งจะนำความร้อนจากภายนอกมาให้ความร้อนแก่ของเหลว เพื่อเปลี่ยนสถานะจากของเหลวเป็นแก๊ส ต่อมา“ขั้นตอนการขยายตัวภายใต้สภาวะเอนโทรปีคงที่” ไอน้ำที่มาจากหม้อต้มจะผ่านเครื่องเทอร์ไบน์ไอน้ำ เพื่อลดความดันไอน้ำ ส่งผลให้เกิดงาน

แก่ระบบ จากนั้นไอน้ำที่ถูกขยายตัวจะส่งไปยังเครื่องควบแน่น และสุดท้าย “ขั้นตอนการนำความร้อนออกภายใต้สภาวะความดันคงที่” เกิดขึ้นที่เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน หรือเครื่องควบแน่น ไอน้ำจึงถูกกลดอุณหภูมิให้ต่ำลง แล้วเปลี่ยนเป็นของเหลว

2.9 วัฏจักร Brayton



รูปที่ 8 Brayton cycle ^[7]

เบรย์ตันเป็นวัฏจักรพื้นฐานที่ใช้ก๊าซร้อน เช่น วัฏจักรกังหันก๊าซ เป็นต้น

วัฏจักรเบรย์ตันอุดมคติ ประกอบด้วย 4 กระบวนการย่อย คือ

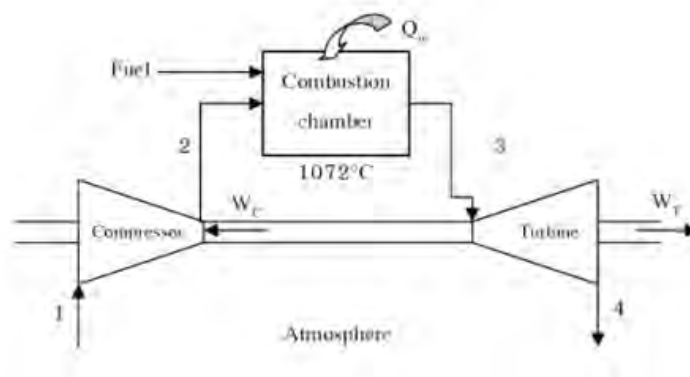
1-2: reversible adiabatic compression

2-3: reversible constant pressure heat addition

3-4: reversible adiabatic expansion

4-1: reversible constant pressure heat rejection

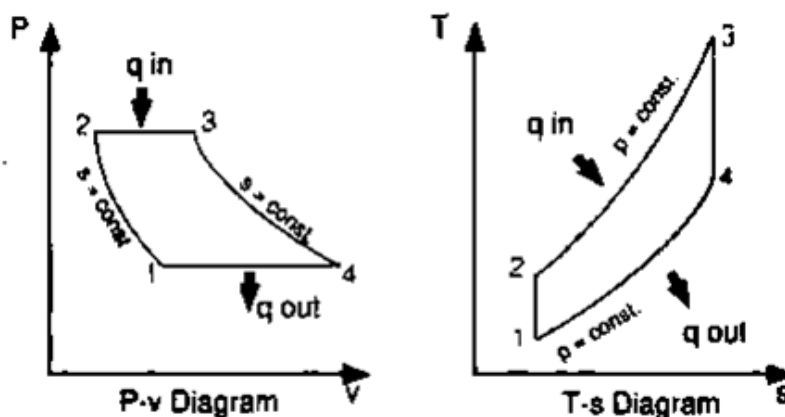
วงจรการทำงานของเครื่องยนต์กังหันก๊าซ มีชื่อเรียกทั่วไปว่า วัฏจักรเบรย์ตัน (Brayton Cycle) หรือวัฏจักรความดันคงที่ (Constant Pressure Cycle)



รูปที่ 9 หลักการทำงานของเครื่องกังหันก๊าซ [8]

วัฏจักรของกังหันก๊าซเทอร์โบในอุดมคติ คือ วัฏจักรเบรย์ตัน ประกอบไปด้วยอุปกรณ์หลัก คือ เครื่องอัดอากาศ และเครื่องกังหันก๊าซ กังหันก๊าซแบบวัฏจักรเบรย์ตันมีหลักการทำงาน คือ อากาศที่สภาวะบรรยากาศจะถูกดูดผ่านเครื่องอัดอากาศ ทำให้อากาศมีความดันและที่อุณหภูมิเพิ่มขึ้น อากาศความดันสูงนี้จะถูกส่งเข้าไปเผาไหม้กับเชื้อเพลิงในห้องเผาไหม้ที่ความดันคงที่ ในระบบเผาไหม้บางชนิดอาจมีอุปกรณ์เสริม เช่น อุปกรณ์ฉีดไอน้ำหรือน้ำเพื่อเข้าไปลดอุณหภูมิของก๊าซร้อน เพื่อลดการเกิดค่าไนโตรเจนไดออกไซด์ ก๊าซร้อนขยายตัวและอุณหภูมิสูงจากการเผาไหม้จะถูกส่งผ่านไปยังใบพัดของกังหันก๊าซ เพื่อแลกเปลี่ยนพลังงานความร้อนในก๊าซร้อนให้เป็นพลังงานกล และเครื่องกำเนิดไฟฟ้าที่ต่ออยู่บนแกนเดียวกับกังหันก๊าซ จะเปลี่ยนพลังงานกลเป็นพลังงานไฟฟ้า ส่วนก๊าซไอเสียออกจากกังหันก๊าซเทอร์โบซึ่งยังมีอุณหภูมิสูงอยู่ประมาณ 30-35 เปอร์เซ็นต์ อุณหภูมิของก๊าซร้อนที่เข้ากังหันก๊าซเทอร์โบเป็นความร้อนที่เกิดจากการเผาไหม้เชื้อเพลิงในห้องเผาไหม้ โดยอุณหภูมิก๊าซร้อนที่สูงขึ้นจะทำให้ประสิทธิภาพเชิงความร้อนของกังหันก๊าซเทอร์โบสูงขึ้นด้วย ตามหลักการของวัฏจักรคาร์โนหรือค่าความสิ้นเปลืองในการใช้เชื้อเพลิงเฉลี่ยลดลง

เครื่องอัดอากาศดูดอากาศจากบรรยากาศภายนอก และอัดอากาศให้มีความดันสูงขึ้น ขณะเดียวกันอุณหภูมิจะสูงขึ้นตามไปด้วย อากาศที่โดนบีบตัวจะถูกส่งไปยังห้องเผาไหม้ ในห้องเผาไหม้จะมีหัวสำหรับฉีดเชื้อเพลิง เพื่อผสมกับอากาศที่บีบตัว และจุดติดไฟให้เกิดการเผาไหม้ต่อเนื่อง ก๊าซร้อนที่เกิดจากการเผาไหม้จะขยายตัว และส่งผ่านไปยังใบกังหันของเครื่องกังหันก๊าซ เพื่อถ่ายเทพลังงานความร้อนเป็นพลังงานกล โดยอธิบายกระบวนการเกิดวัฏจักรได้ตามแผนภาพดังนี้



รูปที่ 10 กระบวนการวัฏจักรเบรย์ตัน^[9]

กระบวนการ 1-2 เป็นการอัดตัวแบบไม่มีการถ่ายเทความร้อน ($s = \text{คงที่}$)

กระบวนการ 2-3 อากาศความดันสูงที่ออกจากเครื่องอัดอากาศได้รับความร้อนด้วยกระบวนการความดันคงที่ ($P = \text{คงที่}$) จากแหล่งความร้อนภายนอกในปริมาณ q_{in}

กระบวนการ 3-4 อากาศความดันสูงและอุณหภูมิสูงไหลเข้าสู่กังหันเพื่อขยายตัว

กระบวนการ 4-1 อากาศที่ไหลออกจากกังหัน จะได้รับการระบายความร้อนด้วยกระบวนการความดันคงที่ให้แก่บรรยากาศในปริมาณ q_{in}

2.10 ความสามารถในการทนความร้อนของอุปกรณ์

สำหรับการสร้างแบบจำลองกระบวนการกักเก็บพลังงานความร้อนในรูปพันธะเคมี สิ่งที่เกิดขึ้นภายในแบบจำลองจำเป็นต้องมีความเป็นไปได้ที่จะเกิดขึ้นจริง เพราะฉะนั้นอุณหภูมิที่เกิดขึ้นภายในระบบต้องไม่สูงเกินท่อสามารถรับได้ จากการศึกษาข้อมูลพบว่ามีเหล็กทนความร้อนสูงชนิด Austenitic High Alloy Chromium Nickel ทนความร้อนได้ถึง 1050°C ทนทานต่อ Oxidizing gas ได้ดีมาก มีความแข็งแรงเป็นพิเศษที่อุณหภูมิสูง เพราะฉะนั้นอุณหภูมิภายในระบบจะต้องมีค่าไม่สูงกว่า 1050°C

ตารางที่ 2 แสดงถึงส่วนประกอบภายในเหล็กทนความร้อน^[10]

Grade		Chemical Composition %Wt.							
ST	C	Si	Mn	Cr	Mo	Ni	V	W	Other
4841	0.10	2.0	0.7	25.0	-	20.0	-	-	-
ST	C	Si	Mn	Cr	Mo	Ni	P	S	Other
4845	0.08 - Max	1.5 - Max	2.0 - Max	24.0-26.0	-	19.0-22.0	0.045 - Max	0.03 - Max	-

2.11 เทคโนโลยีที่เกี่ยวข้อง

2.11.1 หอแสงอาทิตย์ (Solar calciner)

เนื่องจากอุณหภูมิสูงที่จำเป็นสำหรับการเผา (มากกว่า 900 ° C หากการเผาจะต้องดำเนินการภายใต้ CO₂) หอแสงอาทิตย์เป็นสิ่งที่เหมาะสมที่สุดที่จะใช้ในการรวม CSP-CaL (Concentrating solar power-Calcium looping) ปัจจุบันมีการดำเนินงานประมาณ 5 GWe ของ CSP ทั่วโลกซึ่ง 13% ใช้ประโยชน์จากเทคโนโลยี Solar Tower อย่างไรก็ตามแนวโน้มของการผสมผสานเทคโนโลยี CSP ที่อยู่ระหว่างการก่อสร้าง และอยู่ระหว่างการพัฒนามากกว่า 40%

ประสิทธิภาพพลังงานแสงอาทิตย์ซึ่งเป็นพลังงานไฟฟ้าของโรงงาน CaL-CSP จะขึ้นอยู่กับประสิทธิภาพของตัวรับพลังงานแสงอาทิตย์เป็นอย่างมาก ดังนั้นการเลือกการกำหนดค่า และการปรับขนาดของโซลาร์เซลล์พลังงานแสงอาทิตย์ที่เหมาะสมคืองานสำคัญที่ยังไม่ได้รับการแก้ไข เทคโนโลยีตัวรับอนุภาคยังไม่สมบูรณ์ แม้ว่าการพัฒนาจะมากขึ้นในช่วงหลายปีที่ผ่านมา การสูญเสียการถ่ายเทความร้อนเป็นปัญหาสำคัญสำหรับการออกแบบตัวรับพลังงานแสงอาทิตย์ โดยเฉพาะอย่างยิ่งเมื่อพิจารณาถึงอุณหภูมิที่สูงในตัวรับการเผา CaCO₃ ภายใต้ CO₂ บริสุทธิ์ซึ่งต้องการอุณหภูมิที่มากกว่า 900 ° c การสูญเสียรังสีส่วนใหญ่ขึ้นอยู่กับตัวรับอุณหภูมิ และควรลดลงด้วยการออกแบบที่เหมาะสม ในขณะที่การสูญเสียการนำไฟฟ้าสามารถลดลงได้โดยการปรับปรุงฉนวนกันความร้อน ดังนั้นการเพิ่มการดูดซับพลังงานแสงอาทิตย์ ลดการปล่อยความร้อนและ/หรือลดการสูญเสียการนำความร้อน/การพาความร้อนเพื่อเพิ่มประสิทธิภาพเชิงความร้อนในเครื่องรับ

ปัญหาสำคัญสำหรับการพัฒนาเครื่องรับการเผาพลังงานแสงอาทิตย์ ได้แก่ :

- ความต้องการเวลาที่เป็นของแข็งเพียงพอที่จะถึงอุณหภูมิเป้าหมาย และอนุญาตให้ทำปฏิกิริยาให้เสร็จสิ้น
- การเลือกที่เพียงพอขนาดอนุภาคสำหรับการลำเลียงอนุภาคการฟลูอิดเซชัน และการแยก
- การจัดการที่เหมาะสมของอัตราการไหลของก๊าซที่ต้องใช้สำหรับการขนส่งของอนุภาค (โดยเฉพาะในกรณีที่ใช้ฟลูอิดซ์เบด)
- หลีกเลี่ยงการสะสมของอนุภาคที่เป็นไปได้ใน optical window ที่อาจทำให้เกิดความเสียหายปฏิบัติการภายใต้การทำงานต่อเนื่อง
- ลด thermal gradient ซึ่งจะช่วยลดการนำไปสู่การเผาแตกต่างกัน
- การขัดสีและการเกาะติดกันของอนุภาค

เวลาพักอาศัยของของแข็ง (Solids residence time) เป็นพารามิเตอร์ที่สำคัญเมื่อออกแบบสำหรับการเผาพลังงานแสงอาทิตย์ ในการรวม CSP-CaL โดยรังสีดวงอาทิตย์จะถูกใช้เพื่อให้ความร้อนอนุภาคจนถึงอุณหภูมิการเผา เวลาอยู่อาศัยของอนุภาคใน calciner จะต้องนานพอที่จะไปถึงจุดที่การเผาเต็มที่ อุณหภูมิที่อนุภาครับแสงอาทิตย์ขึ้นอยู่กับ CSP-CaL เนื่องจาก carbonation ไม่ได้เกิดขึ้นอย่างสมบูรณ์โดยทั่วไปจะมีผลผสมของของแข็ง CaCO_3 และ CaO

2.11.2 คาร์บอนเตออร์ (Carbonator)

Gas-solid reactors ถูกนำมาใช้ในกระบวนการอุตสาหกรรมมากมาย โดยเฉพาะอย่างยิ่ง Fluidized bed reactor ถูกใช้อย่างกว้างขวาง เนื่องจากมีการสัมผัสระหว่างก๊าซและของแข็ง พื้นผิวซึ่งส่งเสริมการถ่ายเทความร้อน/มวล เครื่องปฏิกรณ์แบบ Fluidized bed จะพบในการใช้งานจำนวนมากในด้านสิ่งแวดล้อมเคมีและวิศวกรรมกระบวนการอุตสาหกรรม และอาจเป็นไปได้สำหรับกระบวนการ CaL (Calcium-Looping) เป็น TCES (Thermochemical energy storage) ซึ่งกระบวนการ CaL นั้นสำหรับการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์เดิมถูกสร้างขึ้นโดยวิธีการของเครื่องปฏิกรณ์ Fluidized bed แบบคู่ (calciner และ carbonator) ส่วนใหญ่แล้วการสร้างโรงงานนำร่อง CaL สำหรับการดักจับ CO_2 ขึ้นอยู่กับเครื่องปฏิกรณ์แบบ Fluidized bed

ประสิทธิภาพของฟลูอิดเซชันจะถูกกำหนดโดยขนาดของอนุภาค (ที่มีขนาดอนุภาค $d_p < 50 \mu\text{m}$) การยึดเกาะของ interparticle ซึ่งทำให้เกิดการรวมตัวกัน มีหลายวิธีที่ได้รับการเสนอเพื่อเพิ่มความลื่นของอนุภาค: การสั่นสะเทือนทางกล, การประยุกต์ใช้แม่เหล็ก, อะคูสติก, สนามไฟฟ้าหรือแรงเหวี่ยงการประยุกต์ใช้แก๊สไอพ่น

ขนาดเล็กหรือพัลส์ซึ่งการไหลของก๊าซ นอกจากนี้การใช้ผงเหนียว ๆ ในกระบวนการอุตสาหกรรมอาจเป็นเรื่องท้าทายเนื่องจากความยากลำบากในการดักจับอนุภาคขนาดเล็กจากกระแสก๊าซที่ปล่อยออกมา

2.11.3 เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (Heat exchanger)

การเพิ่มประสิทธิภาพการรวมความร้อน (Heat integration) ในโรงงาน CSP-CaL เป็นสิ่งสำคัญเพื่อเพิ่มประสิทธิภาพ เนื่องจากความแตกต่างของอุณหภูมิสูงที่อาจเกิดขึ้นระหว่าง calciner และ carbonator เนื่องจากคุณสมบัติของระบบจึงจำเป็นต้องใช้เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบแก๊ส (Gas-gas heat exchanger) โดยพิจารณาจากการใช้พลังงานก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์เป็นวงจรการผลิต ในทางกลับกันก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์จะออกจากตัวเร่งปฏิกิริยาที่ระดับสูงอุณหภูมิ ($> 900^{\circ}\text{C}$) จะต้องเย็นลงเพื่อทำการบีบอัดและเก็บไว้ ในทำนองเดียวกัน preheaters ก๊าซแข็งช่วยเพิ่ม CO_2 อุณหภูมิก่อนที่จะเข้าสู่คาร์บอนเตเตอร์ (จากการจัดเก็บซึ่งเป็น CO_2 ที่อุณหภูมิต่ำ) โดยใช้ความร้อนจากอนุภาค CaCO_3 ออกจาก Carbonator ในที่สุดตัวแลกเปลี่ยนความร้อนที่เป็นของแข็งจะถูกปรับปรุงต่อไป

Gas-solid heat exchanger สามารถทำได้ทั้งแบบเปิดและปิด (Open or close configuration) การกำหนดค่าการสัมผัสโดยตรงภายในการกำหนดค่าแบบเปิด (Direct contact within an open configuration) เป็นเทคโนโลยีที่รู้จักกันดี การให้ความร้อนของของแข็งสามารถทำได้ใน Suspension preheater ซึ่งก๊าซและของแข็งจะสัมผัสกันตามลำดับในตัวยก (Riser) และแยกจากไซโคลน (Cyclone) ตามปกติที่ใช้ในโรงงานปูนซีเมนต์สำหรับการอุ่นวัตถุดิบ

ในกรณีของการรวม CSP-CaL ซึ่งอนุภาค CaO จะถูกอุ่นเพื่อเพิ่มอุณหภูมิก่อนที่จะเข้าสู่คาร์บอนเตเตอร์ การปล่อย CO_2 จำเป็นต้องใช้เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบของแข็ง (Solid-solid heat exchanger) โดยอ้อมในด้านคาร์บอนเตเตอร์เพื่อหลีกเลี่ยงการสัมผัสโดยตรงระหว่าง CaO และ CO_2 ซึ่งอาจนำไปสู่การเกิดคาร์บอนชั้นบางส่วนที่ไม่ต้องการพร้อมกับลดการถ่ายเทความร้อน carbonation ไปยังวงจรพลังงาน การแลกเปลี่ยนสามารถทำได้โดยใช้แผ่นถ่ายเทความร้อนหลายแผ่น (Multiple heat transfer plates) เพื่อให้การไหลของวัสดุได้รับความร้อนภายใน อีกทางเลือกหนึ่งคือใช้ Solid-gas heat exchanger อุณหภูมิสูงเสนอโดย Al-Ansary และคณะ

2.12 การวิเคราะห์ทางเศรษฐศาสตร์

ค่าใช้จ่ายของอุปกรณ์ในโรงงาน สามารถหาได้จากโปรแกรม CAPCOST โดยอุปกรณ์ที่โปรแกรม CAPCOST ไม่สามารถหาขนาดของอุปกรณ์ตัวนั้นได้ ต้องใช้ Scaling factor

$$\text{Cost of A} = (\text{Cost of B}) \times (X)^{0.6} \quad (8)$$

โดยที่ X คือ อัตราส่วนของ size A ต่อ B

2.12.1 เงินลงทุนเริ่มต้น (Fixed capital investment, FCI)

เงินลงทุนเริ่มต้น (Fixed capital investment) เป็นเงินลงทุนที่คงที่ ประกอบด้วยหลายส่วนรวมเข้าด้วยกัน ซึ่งค่าใช้จ่ายในแต่ละส่วนนั้นจะเป็นการลงทุนแรกเริ่มที่มีค่าเป็นตัวเลขที่คงที่ ไม่ได้มีการเปลี่ยนแปลงไปตามเวลาที่ใช้ลงทุน เงินลงทุนเริ่มต้นสามารถแบ่งออกเป็น 2 ส่วน คือ Direct cost และ Indirect cost ซึ่งการคำนวณเงินลงทุนเริ่มต้นเริ่มจากค่าอุปกรณ์ (Purchased equipment) เป็นหลัก จากนั้นนำไปคำนวณหาค่า Direct และ Indirect cost ได้โดยเทียบสัดส่วนร้อยละซึ่งเป็นสัดส่วนกับ Fixed capital investment โดยมีการอ้างอิงตารางในภาคผนวกในวิชา Economic ซึ่งได้ค่าดังนี้

- **Direct cost**

- Purchased equipment

เป็นค่าลงทุนซื้ออุปกรณ์ที่ใช้ในกระบวนการผลิต โดยทั่วไปแล้วจะมีค่าอยู่ในช่วง 15-40 % ของ Fixed capital investment

- Purchased equipment installation

เป็นค่าลงทุนในการติดตั้งอุปกรณ์ที่ใช้ในกระบวนการผลิต โดยทั่วไปแล้วจะมีค่าอยู่ในช่วง 6-14 % ของ Fixed capital investment

- Instrumentation and controls

เป็นค่าลงทุนในการติดตั้งอุปกรณ์ควบคุมที่ใช้ในกระบวนการผลิต โดยทั่วไปแล้วจะมีค่าอยู่ในช่วง 2-12 % ของ Fixed capital investment

- Piping (installed)

เป็นค่าการติดตั้งท่อ โดยทั่วไปแล้วจะมีค่าอยู่ในช่วง 4-17 % ของ Fixed capital investment

- Electrical systems (installed)

เป็นค่าติดตั้งระบบไฟฟ้า (ไม่รวมกับค่าไฟฟ้า) โดยทั่วไปแล้วจะมีค่าอยู่ในช่วง 2-10 % ของ Fixed capital investment

- Buildings (Including services)

เป็นค่าอาคารก่อสร้าง โดยทั่วไปแล้วจะมีค่าอยู่ในช่วง 2-18 % ของ Fixed capital investment

- Yard improvement

เป็นค่าปรับปรุงพื้นที่ โดยทั่วไปแล้วจะมีค่าอยู่ในช่วง 2-5 % ของ Fixed capital investment

- Service facilities (installed)

เป็นค่าติดตั้งอุปกรณ์เสริมต่าง ๆ ในกระบวนการ (Utilities) โดยทั่วไปแล้วจะมีค่าอยู่ในช่วง 8-30 % ของ Fixed capital investment

- Land

เป็นค่าที่ดิน โดยทั่วไปแล้วจะมีค่าอยู่ในช่วง 1-2 % ของ Fixed capital investment

- **Indirect cost**

- Engineering and supervision

เป็นค่างานควบคุมการก่อสร้างหรือการผลิต โดยทั่วไปแล้วจะมีค่าอยู่ในช่วง 2-20 % ของ Fixed capital investment

- Construction expense

เป็นค่าใช้จ่ายที่เกี่ยวกับการก่อสร้าง (ไม่รวมค่าอุปกรณ์และค่าแรงงาน) โดยทั่วไปแล้วจะมีค่าอยู่ในช่วง 4-17 % ของ Fixed capital investment

- Legal expenses

เป็นค่าใช้จ่ายเกี่ยวกับกฎหมาย โดยทั่วไปแล้วจะมีค่าอยู่ในช่วง 1-3 % ของ Fixed capital investment

- Contractor's fee

เป็นค่าจ้างวิศวกรในการให้คำปรึกษาในกระบวนการสร้างและการผลิต โดยทั่วไปแล้วจะมีค่าอยู่ในช่วง 2-6 % ของ Fixed capital investment

- Contingency

เป็นค่าใช้จ่ายในกรณีฉุกเฉินที่เกี่ยวกับกระบวนการผลิต โดยทั่วไปแล้วจะมีค่าอยู่ในช่วง 5-15 % ของ Fixed capital investment

2.12.2 ค่าใช้จ่ายในการผลิต (Cost of Manufacturing)

สำหรับการสร้างโรงงานต้องใช้ค่าใช้จ่ายจำนวนมาก นอกจากค่าใช้จ่ายเริ่มต้นในการสร้างโรงงาน (FCI) ยังมีค่าใช้จ่ายในการผลิต (Cost of Manufacturing; COM) ซึ่งถือเป็นค่าใช้จ่ายหลักอีกอย่างหนึ่งที่ต้องนำมาพิจารณา เพื่อหาว่าโรงงานจะต้องเสียค่าใช้จ่ายในการผลิตต่อปีเป็นจำนวนมากหรือน้อยเท่าใด และยังสามารถนำมาคำนวณได้อีกว่าไฟฟ้าที่ผลิตได้จะทำให้มีรายได้ที่คุ้มค่าพอกับการลงทุนหรือไม่

โดยการคำนวณ ค่าใช้จ่ายในการผลิต (COM) จะต้องทราบค่าต่อไปนี้

- Fixed capital investment (FCI)
- Cost of raw materials (C_{RM})
- Cost of operating labor (C_{OL})
- Cost of utilities (C_{UT})
- Cost of waste treatment (C_{WT})

$$COM_d = 0.180FCI + 2.735C_{OL} + 1.235(C_{UT} + C_{WT} + C_{RM}) \quad (9)$$

ค่าวัตถุดิบ (Raw material cost)

ค่าสารตั้งต้นสามารถคำนวณได้จากปริมาณสารตั้งต้นที่ใช้คูณกับราคาของสารตั้งต้นและเวลาที่ใช้ในการผลิตต่อปี

ค่าแรงงาน (Operating labor cost)

ค่าแรงงานในโรงงานสามารถคำนวณได้จากความสัมพันธ์ที่ว่า

$$N_{OL} = (6.29 + 31.7P^2 + 0.23N_{np})^{0.5} \quad (10)$$

โดย
$$N_{np} = \sum Equipment \quad (11)$$

ซึ่งอุปกรณ์ที่จะนำมาคิดได้แก่ turbine, reactors, heaters, exchangers

และ $P = 2$ สำหรับกระบวนการทั่วไปที่เกี่ยวข้องกับอุณหภูมิของแข็ง 2 ชนิด

สมมติฐานเวลาการใช้แรงงาน คือ 49 สัปดาห์ต่อปี 5 ผลัดต่อสัปดาห์ และผลัดละ 8 ชั่วโมง

จะได้ 245 ผลัด ต่อแรงงาน 1 คน ต่อปี โดยปกติแล้ว โรงงานอุตสาหกรรมเคมีจำเป็นต้องมีคนดูแลตลอด 24 ชั่วโมง

ดังนั้น จำเป็นต้องมี 365 วัน/ปี \times 3 ผลัด/วัน = 1,095 ผลัด/ปี และ จำนวนแรงงานที่ต้องการต่อผลัด 1,095 ผลัด ต่อปี / 245 ผลัดต่อคนต่อปี = 4.5 คน

ค่าสาธารณูปโภค (Utilities cost)

ค่าสาธารณูปโภคในโรงงานมาจากหลายส่วน เช่น น้ำหล่อเย็น ค่าเชื้อเพลิง ค่าไอน้ำ ค่าไฟฟ้า เป็นต้น ซึ่งโรงงานนี้ จะมีค่าสาธารณูปโภค คือ ค่าไฟฟ้าเพื่อใช้ขับเคลื่อนปั๊มและเครื่องทำความร้อน โดยค่าสาธารณูปโภคสามารถได้จากตารางที่ 8.3^[11]

Table 8.3 Utilities Provided by Off-Sites for a Plant with Multiple Process Units (Costs Represent Charges for Utilities Delivered to the Battery Limit of a Process)

Utility	Description	Cost \$/GJ	Cost \$/Common Unit
Air Supply	Pressurized and dried air (add 20% for instrument air)		
	a. 6 barg (90 psig)		\$0.49/100 std m ³
	b. 3.5 barg (50 psig)		\$0.35/100 std m ³
Steam from Boilers	Process steam: latent heat only		
	a. Low pressure (5 barg, 160°C) from HP steam		
	With credit for power	13.28	\$27.70/1000 kg
	Without credit for power	14.05	\$29.29/1000 kg
	b. Medium pressure (10 barg, 184°C) from HP steam		
	With credit for power	14.19	\$28.31/1000 kg
	Without credit for power	14.83	\$29.59/1000 kg
	c. High pressure (41 barg, 254°C)	17.70	\$29.97/1000 kg
Steam Generated from Process	Estimate savings as avoided cost of burning natural gas in boiler	12.33	
Cooling Tower Water	Processes cooling water: 30°C to 40°C or 45°C	0.354	\$14.8/1000 m ³
Other Water	High-purity water for		
	a. Process use		\$0.067/1000 kg
	b. Boiler feed water (available at 115°C) [†]		\$2.45/1000 kg
	c. Potable (drinking)		\$0.26/1000 kg
	d. Deionized water		\$1.00/1000 kg
Electrical Substation	Electric Distribution	16.8	\$0.06/kWh
	a. 110 V		
	b. 220 V		
	c. 440 V		
Fuels	a. Fuel oil (no. 2)	14.2	\$549/m ³
	b. Natural gas	11.1 [§]	\$0.42/std m ³
	c. Coal (f.o.b. mine mouth)	1.72	\$41.4/tonne
Refrigeration	a. Moderately low temperature Refrigerated water in at T = 5°C and returned at 15°C	4.43	\$0.185/1000kg
	b. Low temperature Refrigerant available at T = -20°C	7.89	
	c. Very low temperature Refrigerant available at T = -50°C	13.11	Based on process cooling duty

2.13 งานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

Cabeza และคณะผู้วิจัย^[12] ได้เสนอให้โรงงานผลิตกระแสไฟฟ้าโดยใช้พลังงานแสงอาทิตย์ร่วมกับระบบการกักเก็บพลังงานความร้อนจะสามารถช่วยจัดการการผลิตกระแสไฟฟ้าให้เป็นไปอย่างต่อเนื่องจากการใช้พลังงานทางเลือก เทคโนโลยีการกักเก็บพลังงานความร้อนได้ดำเนินการใช้งานมาหลายหลากวิธี ซึ่งวิธีการกักเก็บพลังงานความร้อนทางเคมีมีการวิจัยไม่มาก แต่ได้รับความสนใจเพิ่มขึ้นจากปริมาณของความหนาแน่นพลังงานมีค่ามากกว่า 5 และ 10 เท่าของวิธีการกักเก็บพลังงานความร้อนแฝงและการกักเก็บพลังงานความร้อนสัมผัสตามลำดับ การกักเก็บพลังงานความร้อนทางเคมีนี้ทำงานภายใต้ปฏิกิริยาเคมีแบบผันกลับได้ หรืออาจเรียกอีกชื่อว่า เทอร์โมเคมีคอลล์ แมททีเรียล หนึ่งในความท้าทายของกระบวนการนี้ คือ การเลือกปฏิกิริยาเคมีแบบผันกลับได้อย่างเหมาะสม ซึ่งเงื่อนไขในทางปฏิบัติจะให้ประสิทธิภาพต่ำกว่าทางทฤษฎีที่คาดการณ์ไว้ งานวิจัยนี้จึงมีวัตถุประสงค์เพื่อกำจัดปัญหาของปฏิกิริยาผันกลับได้ และพัฒนาประสิทธิภาพทั้งหมด โดยจะเปลี่ยนจากการใช้ปฏิกิริยาเคมีแบบผันกลับได้ไปเป็นปฏิกิริยาเคมีผันกลับได้อย่างต่อเนื่อง ปฏิกิริยาผันกลับได้อย่างต่อเนื่องจะใช้ทั้งวัฏจักรเดียวซึ่งนำสารตั้งต้นเป็นข้างของปฏิกิริยา และสองวัฏจักรซึ่งสามารถเกิดงานได้โดยไม่ใช้สารตั้งต้นที่มีปริมาณมากเกินไป ความเป็นไปได้ของสองแนวคิดจะเสนอและอธิบายถึงแต่ละแนวคิดในงานวิจัยนี้

Alovisio และคณะผู้วิจัย^[13] ได้นำการกักเก็บพลังงานความร้อนในรูปปฏิกิริยาเคมีเป็นเทคโนโลยีที่ใช้เพื่อแก้ปัญหาการผลิตพลังงานที่ไม่สม่ำเสมอในโรงงานผลิตไฟฟ้าที่ใช้พลังงานแสงอาทิตย์ร่วม รวมถึงความต้องการใช้ไฟฟ้าในแต่ละปี การพัฒนาเทคโนโลยีนี้สามารถสนับสนุนการขับเคลื่อนเศรษฐกิจของพลังงานแสงอาทิตย์ ซึ่งถือปัจจัยสำคัญสำหรับความท้าทายใหม่ในการลดการปล่อยแก๊สเรือนกระจก และการใช้กระบวนการแคลเซียมลูบั้งเป็นทางเลือกที่น่าสนใจสำหรับการกักเก็บพลังงานความร้อนในรูปปฏิกิริยาเคมี เนื่องจากสารตั้งต้นที่ใช้ คือ แคลเซียมออกไซด์หรือหินปูนซึ่งมีราคาต้นทุนที่ต่ำ (ราคาต่ำกว่า 10 ดอลลาร์ต่อตัน) และมีความหนาแน่นพลังงานสูงเพียงพอที่จะสามารถใช้ในกระบวนการนี้ได้ (ประมาณ 3.2 กิกะจูลต่อลูกบาศก์เมตร) งานวิจัยนี้ได้ศึกษารูปแบบกลไกการกักเก็บพลังงานความร้อน เพื่อเพิ่มประสิทธิภาพของกลไกให้ได้มากที่สุด โดยมุ่งเน้นที่วัฏจักรพลังงานบริเวณคาร์บอนเตอร่า จากวัตถุประสงค์ข้างต้นจะอภิปรายเกี่ยวกับความเป็นไปได้ระหว่างการใช้วัฏจักรพลังงานแบบเปิดกับแบบปิด ซึ่งได้ข้อสรุปว่าวัฏจักรปิดนั้นมีความเหมาะสมมากกว่า จากนั้นวิเคราะห์วัฏจักรเบเรย์ตันแบบปิดที่มีการเปลี่ยนรูปของคาร์บอนไดออกไซด์ และประมวลผลโดยวิธีการวิเคราะห์พินซ์ ผลลัพธ์หลักที่ได้จากการใช้วัฏจักรเบเรย์ตันนี้จะให้ประสิทธิภาพสูง (ประมาณ 45 %) รูปแบบการประมวลผล

ที่เหมาะสมแสดงให้เห็นถึงการทำงานที่มีประสิทธิภาพดี โดยมีค่าอัตราส่วนระหว่างความดันขาออกบริเวณเครื่องคาร์บอนเตอรต์ต่อเครื่องกำเนิดไฟฟ้าประมาณ 3 ดังนั้น การพิจารณาการกักเก็บพลังงานความร้อนในรูปปฏิกิริยาเคมีของแคลเซียมลูปปีงจึงมีความเป็นไปได้

Ortiz และคณะ ^[14] ได้พัฒนากระบวนการกักเก็บพลังงานในในระบบความร้อนในรูปพันธะเคมีซึ่งเป็นทางเลือกที่ได้รับความนิยมสำหรับโรงงานผลิตไฟฟ้าจากพลังงานแสงอาทิตย์แบบรวมศูนย์ (CSP-Concentrating solar power) งานวิจัยนี้เป็นการประยุกต์ใช้ระบบกักเก็บพลังงานที่ใช้ $\text{CaCO}_3 / \text{CaO}$ ซึ่งเป็นกระบวนการที่เรียกว่า Calcium-Looping (CaL) ในโรงงาน CSP (Concentrating solar power) ด้วยเทคโนโลยีทาวเวอร์ กระบวนการ CaL ใช้สารตั้งต้นที่ราคาถูกและมีอย่างกว้างขวางในท้องตลาด อีกทั้งยังไม่เป็นพิษต่อสิ่งแวดล้อม (เช่น หินปูนหรือโดโลไมต์) ซึ่งเป็นเงื่อนไขที่จำเป็นสำหรับการขยายตัวเชิงพาณิชย์ของเทคโนโลยีการเก็บพลังงานใด ๆ ที่ขนาดใหญ่ การวิเคราะห์ที่ครอบคลุมถึงข้อดี และสิ่งที่ต้องเผชิญสำหรับกระบวนการที่จะไปถึงระดับเชิงพาณิชย์จะดำเนินการ การทบทวนรวมถึงภาพรวมลึกลงของกลไกปฏิกิริยาและกระบวนการ แผนการปรับปรุงเสนอในงานวิจัยล่าสุด การเพิ่มประสิทธิภาพการแปลง Multicycle CaO เป็นสิ่งสำคัญของกระบวนการ CaL (Calcium-Looping) การวิเคราะห์ในห้องปฏิบัติการจำนวนมากแสดงให้เห็นว่าการแปลง CaO ที่เหลือมีประสิทธิภาพคือขึ้นอยู่กับเงื่อนไขของกระบวนการ และสารตั้งต้นของ CaO ที่ใช้ซึ่งเข้าถึงค่าในช่วงกว้างระหว่าง (0.07-0.82) การเลือกสภาวะการทำงานที่เหมาะสมจะต้องขึ้นอยู่กับประสิทธิภาพของวัสดุในกระบวนการ การปรับปรุงเทคโนโลยี และเศรษฐศาสตร์ ประสิทธิภาพของโรงงานทั่วโลกมากกว่า 45% (โดยไม่พิจารณาถึงการสูญเสียไฮดราไรซ์) แสดงความน่าสนใจของเทคโนโลยี นอกจากนี้เทคโนโลยีมีทิศทางที่ควรนำไปสู่การปรับปรุงหรือทำงานจริงในอนาคต

บทที่ 3

เครื่องมือและวิธีการดำเนินงาน

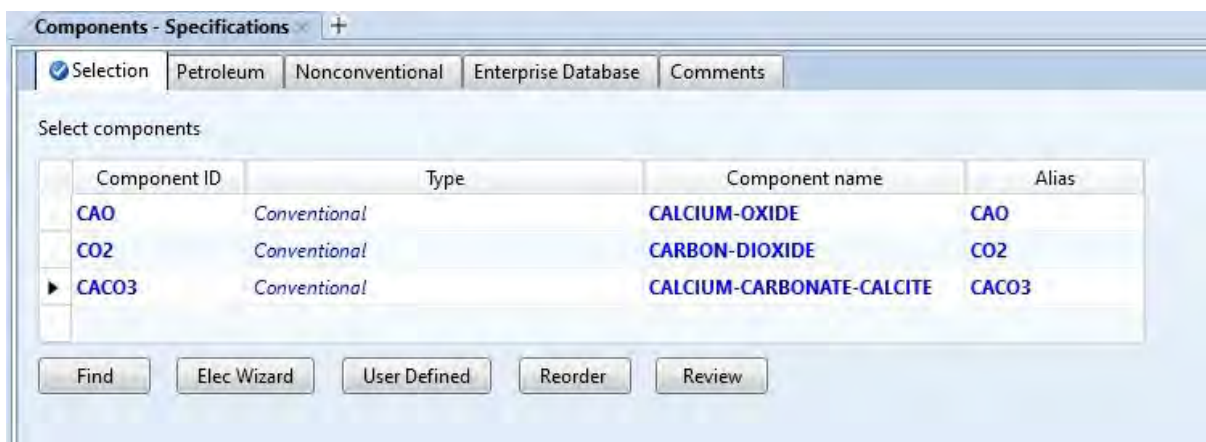
ในส่วนนี้จะกล่าวถึงเครื่องมือและวิธีการดำเนินงานวิจัย เนื่องจากงานวิจัยนี้เป็นการจำลองรูปแบบกระบวนการโดยใช้โปรแกรมในการคำนวณเราจึงขอกกล่าวถึงข้อมูลภายในโปรแกรมที่ได้กำหนดดังต่อไปนี้

3.1 อุปกรณ์ที่ใช้ในงานวิจัย

คอมพิวเตอร์ด้วยโปรแกรมจำลอง Aspen Plus V 9

3.2 สารที่ใช้ในแบบจำลอง

ขั้นตอน: **Selection** สารที่ใช้ในแบบจำลองประกอบไปด้วยแคลเซียมคาร์บอเนต แคลเซียมออกไซด์ คาร์บอนไดออกไซด์ โดยสารแคลเซียมคาร์บอเนตและแคลเซียมออกไซด์จะเลือก Component Type เป็น Solid เนื่องจากปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นสถานะของสารต้องอยู่ในรูปของแข็ง สำหรับคาร์บอนไดออกไซด์ ในการเกิดปฏิกิริยาจำเป็นต้องอยู่ในรูปแก๊ส จึงเหมาะสมที่จะเลือก Conventional เป็น Component Type



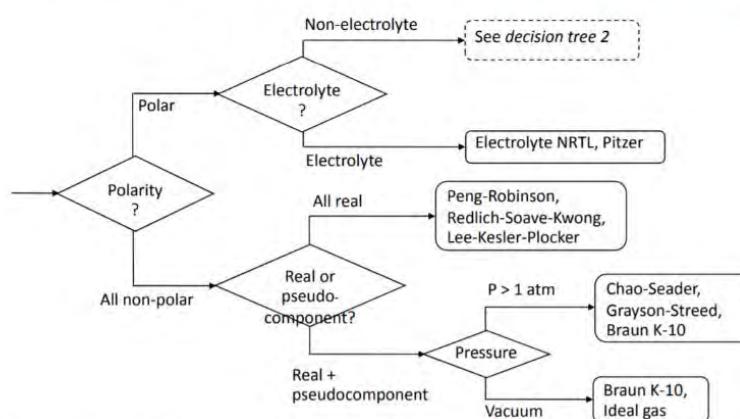
รูปที่ 11 ข้อมูลการใส่สารเบื้องต้น

ตารางที่ 3 การอธิบายและการใช้คลังข้อมูลแต่ละสาร

DATABANK (คลังข้อมูล)	CONTENTS (เนื้อหา)	USES (การประยุกต์ใช้)
APV88 PURE32	ข้อมูลจากสถาบัน DIPPR และ AspenTech	คลังข้อมูลสารเบื้องต้นใน Aspen plus
APV88 AQUEOUS	พารามิเตอร์ของสารบริสุทธิ์ที่เกี่ยวข้องกับสารไอออนิกและสารที่แตกตัวในน้ำได้	การจำลองที่ประกอบไปด้วยอิเล็กโทรไลต์
APV88 SOLIDS	พารามิเตอร์ของสารบริสุทธิ์ที่มีความเป็นอิเล็กโทรไลต์สูง เกลือ และของแข็งอื่น ๆ	การจำลองที่ประกอบไปด้วยอิเล็กโทรไลต์และของแข็ง
APV88 INORGANIC	สมบัติสารที่เกี่ยวข้องกับพลังงานความร้อนในรูปพันธะเคมีสำหรับสารอนินทรีย์ทั้งในสถานะแก๊ส ของแข็ง และของเหลว	สารสถานะของแข็ง สารอิเล็กโทรไลต์ และงานที่เกี่ยวข้องกับการใช้โลหะ
APEOSV88	Binary and pair parameter สำหรับรูปแบบ Cubic-Plus Association Property	พารามิเตอร์สำหรับสารประกอบที่อยู่เป็นคู่

3.3 Thermodynamic property package

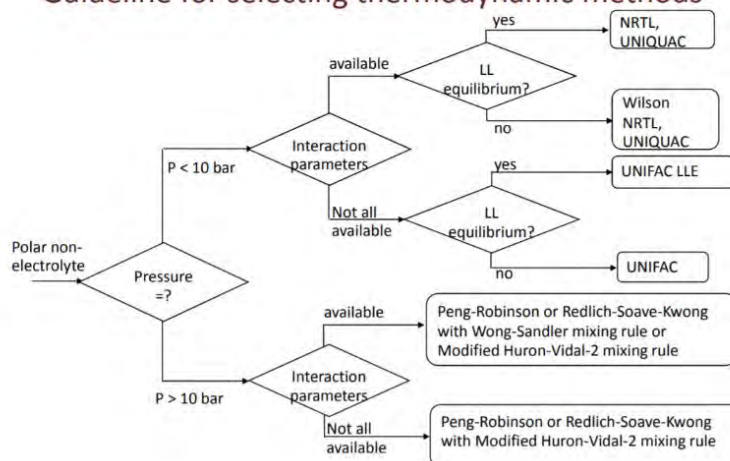
Guideline for selecting thermodynamic methods



*Pseudocomponent: A mixture that its components and compositions are unknown, e.g. petroleum components

รูปที่ 12 Thermodynamic method [15]

Guideline for selecting thermodynamic methods



รูปที่ 13 วิธีการเลือก thermodynamic methods ^[15]

จากการศึกษาแนวทางการเลือก Thermodynamic method สารที่ใช้ในระบบนี้ประกอบไปด้วยสารที่มีขั้ว ที่ไม่ใช่สารอิเล็กโทรไลต์ โดยความดันที่ใช้ในระบบมีค่าต่ำกว่า 10 บาร์ สารภายในระบบเกิดปฏิกิริยากันได้และเกิดสมดุลทางเคมี จากที่กล่าวมานี้ชี้ให้เห็นว่าควรเลือกใช้ Thermodynamic method ที่ชื่อว่า NRTL และ UNIQUAC และจากคำแนะนำเพิ่มเติมจะเห็นว่า Thermodynamic method ที่เหมาะสมกับสารของงานวิจัยคือ NRTL และ UNIQUAC ซึ่งเป็นสารผสมที่ไม่ใช่สารในอุดมคติ

Recommended methods for some applications

• Natural gas systems

Methods	Applications
SRK/PR/BWRS	Most natural gas, low pressure natural gas+water systems
SRKGD	High pressure natural gas+water systems
SRKM/PRM/SRKS	Natural gas + polar components such as methanol

• Light hydrocarbons

SRK/PR/BWRS	Systems of similar light hydrocarbons at <i>low</i> pressures
SRKM/SRKS	Systems of similar light hydrocarbons at <i>high</i> pressures

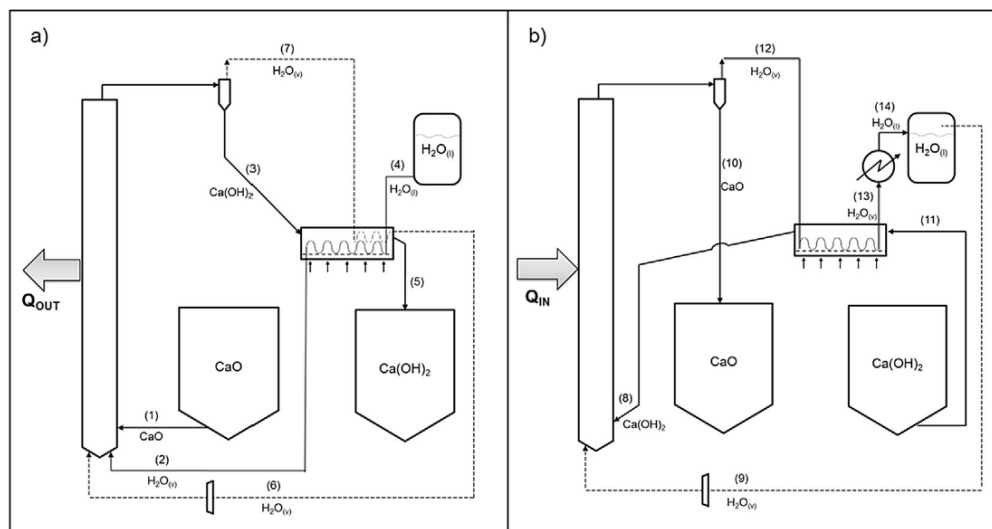
Recommended methods for some chemical systems

Methods	Applications
Wilson	Single liquid phase slightly nonideal mixtures
NRTL/UNIQUAC	All nonideal mixtures
SRKS/SRKM/PRM	High pressure systems

รูปที่ 14 วิธีการเลือก Thermodynamic property package ที่เหมาะสมต่อระบบที่ใช้ ^[15]

3.4 วิธีการดำเนินงานวิจัย

3.4.1 การศึกษาแบบจำลองกระบวนการกักเก็บพลังงานความร้อนในรูปพันธะเคมีด้วยปฏิกิริยาเคมีของ $\text{CaO}/\text{Ca(OH)}_2$ ด้วยการเทียบงานวิจัยของ Criado และคณะผู้วิจัย



รูปที่ 15 การจำลองกระบวนการกักเก็บพลังงานความร้อนในรูปพันธะเคมีด้วยปฏิกิริยาเคมีของ $\text{CaO}/\text{Ca(OH)}_2$ ของงานวิจัยอ้างอิง โดยรูป a) แสดงถึงปฏิกิริยาไฮเดรชัน และรูป b) แสดงถึงปฏิกิริยาดีไฮเดรชันภายในระบบ ^[16]

จากรูป a ของรูปที่ 15 เป็นรูปที่แสดงถึงกระบวนการคายความร้อนของปฏิกิริยาภายในเครื่องปฏิกรณ์แบบฟลูอิดไคซ์ โดยสารตั้งต้นแคลเซียมออกไซด์มาจากไซโลและน้ำมาจาก 2 แหล่งคือ ถังเก็บน้ำซึ่งผ่านการรับความร้อนเพื่อเป็นการเปลี่ยนสถานะเป็นแก๊ส และมาจากไอน้ำขาออกจากเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนชนิดฟลูอิดไคซ์ โดยปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นในปฏิกรณ์ คือไฮเดรชันหรือปฏิกิริยาดังสมการแคลเซียมออกไซด์ทำปฏิกิริยากับน้ำได้แคลเซียมไฮดรอกไซด์ เนื่องจากมีปริมาณน้ำขาเข้ามากเกินพอรวมถึงปฏิกิริยาเกิดไม่สมบูรณ์ส่งผลให้หลงเหลือน้ำออกมา จากนั้นจะทำการลดอุณหภูมิของผลิตภัณฑ์โดยการผ่านเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนชนิดฟลูอิดไคซ์เพื่อนำแคลเซียมไฮดรอกไซด์ไปยังไซโล ความร้อนที่เกิดขึ้นจากปฏิกิริยาจะส่งไปผลิตกระแสไฟฟ้าต่อไป

สำหรับรูป b ของรูปที่ 15 เป็นรูปที่แสดงถึงกระบวนการดูดความร้อนของปฏิกิริยาภายในเครื่องปฏิกรณ์แบบฟลูอิดไคซ์ โดยเป็นการดูดความร้อนภายนอกมาใช้ซึ่งก็คือพลังงานแสงอาทิตย์ และน้ำมาจากถังเก็บน้ำซึ่งผ่านการรับความร้อนเพื่อเป็นการเปลี่ยนสถานะเป็นแก๊ส ผลิตภัณฑ์ที่ได้จากรูป a จะถูกนำมาใช้เพื่อเข้าเครื่องปฏิกรณ์เพื่อเก็บพลังงานความร้อนต่อไป ทางทฤษฎีประสิทธิภาพทางไฟฟ้ามากที่สุดอยู่ที่ 63% ประสิทธิภาพทางไฟฟ้าอยู่

ที่ประมาณ 25% conversion ของปฏิกิริยาคายความร้อนคือ 70.56% และ conversion ของปฏิกิริยาดูดความร้อนคือ 86.39%

ผลจากการจำลองภายใต้เงื่อนไขและสภาวะเดียวกับงานวิจัยข้างต้นโดยใช้โปรแกรม Aspen Plus V 9 พบว่างานวิจัยที่อ้างอิงอาจมีข้อผิดพลาดบางประการส่งผลให้บางส่วนจากการทำการทดลองต่างจากทฤษฎี คือ เครื่องแลกเปลี่ยน จากการศึกษา เทมเพอเรเจอร์ โปรไฟล์ (Temperature profile) แบบทิศสวนทางกันระหว่าง กระแสเย็น (น้ำ) และกระแสร้อน (แคลเซียมไฮดรอกไซด์) จากสมการ Log mean temperature difference

$$LMTD = \frac{(T_{h,in} - T_{c,out}) - (T_{h,out} - T_{c,in})}{\ln \left(\frac{T_{h,in} - T_{c,out}}{T_{h,out} - T_{c,in}} \right)}$$

โดยที่ $T_{h,in}$ คือกระแสร้อนเข้าเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (743 เคลวิน)

$T_{h,out}$ คือกระแสร้อนออกเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน

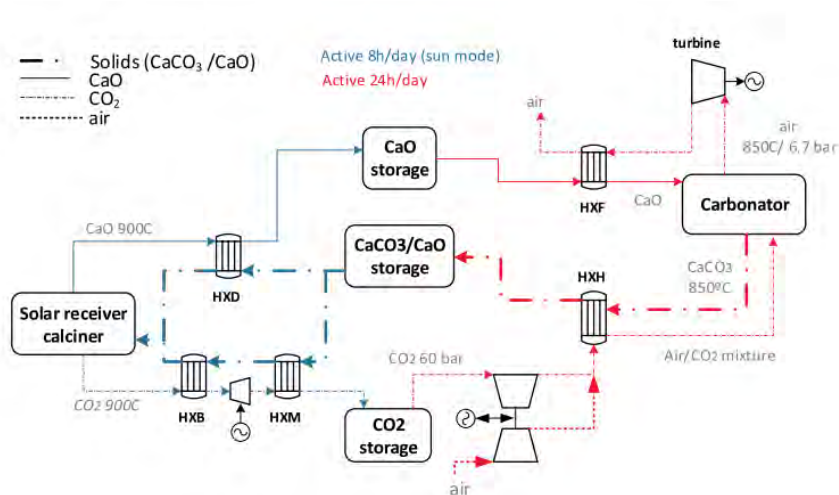
$T_{c,in}$ คือกระแสเย็นเข้าเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน

$T_{c,out}$ คือกระแสเย็นออกเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน

พบว่าไม่เกิดผลต่างระหว่างอุณหภูมินี้ ซึ่งส่งผลให้การจำลองมีผลลัพธ์คลาดเคลื่อนจากงานวิจัยอ้างอิง

3.4.2 การศึกษาแบบจำลองกระบวนการกักเก็บพลังงานความร้อนในรูปพันธะเคมีด้วยปฏิกิริยาเคมีของ

CaO/CaCO₃ ด้วยการเทียบงานวิจัยของ C. Ortiz และคณะผู้วิจัย



รูปที่ 16 Diagram ของแบบจำลองกระบวนการกักเก็บพลังงานความร้อนในรูปพันธะเคมีด้วยปฏิกิริยาเคมีของ

CaO/CaCO₃ [17]

จากรูปที่ 16 แสดง Diagram ของแบบจำลองกระบวนการกักเก็บพลังงานความร้อนในรูปพันธะเคมีด้วยปฏิกิริยาเคมีของ CaO/CaCO_3 แคลเซียมคาร์บอเนตถูกอนุมานว่าสลายตัวสมบูรณ์ (Decomposition) ใน calciner ซึ่งกระบวนการสลายตัวของ CaCO_3 จะได้ CaO และ CO_2 หลังจากนั้นอนุภาค CaO และ CO_2 จะผ่านสาย (network) ของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่เป็นของแข็งและแก๊ส (Solid-gas heat exchanger) และเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่เป็นของแข็งและของแข็ง (Solid-solid heat exchanger) ซึ่งจะทำหน้าที่อุ่น (Preheat) ให้ของแข็งเข้าสู่ calciner CO_2 ถูกเก็บไว้ภายใต้ความดันและอุณหภูมิต่ำ ในขณะที่ของแข็งจะถูกเก็บไว้ในสภาพแวดล้อมบรรยากาศปกติ ในด้าน carbonator CO_2 ที่ถูกบีบอัดจะผสมกับอากาศอัด (ที่ความดัน carbonator) แล้วผ่านกระบวนการอุ่น (Preheat) ก่อนที่จะเข้าสู่คาร์บอเนเตอร์ซึ่งทำปฏิกิริยากับ CaO ที่อุ่น (Preheat) แล้ว ส่วน CO_2 จะเข้าสู่คาร์บอเนเตอร์ที่อนุมานว่าปฏิกิริยาสมบูรณ์กับ CaO โดยปฏิกิริยาคาร์บอเนชัน (Carbonation reaction) ดังนั้นอากาศบริสุทธิ์จะถูกปล่อยออกจากคาร์บอเนเตอร์และนำแก๊สไปปั่นกังหัน (Turbine) เพื่อผลิตกระแสไฟฟ้าหลังจากนั้นปล่อยสู่ชั้นบรรยากาศ สิ่งที่สำคัญคือความสามารถในการกู้คืนความร้อน (Sensible heat recover) ที่เหมาะสมโดยเครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อน (Heat exchanger network) ที่มีประสิทธิภาพ

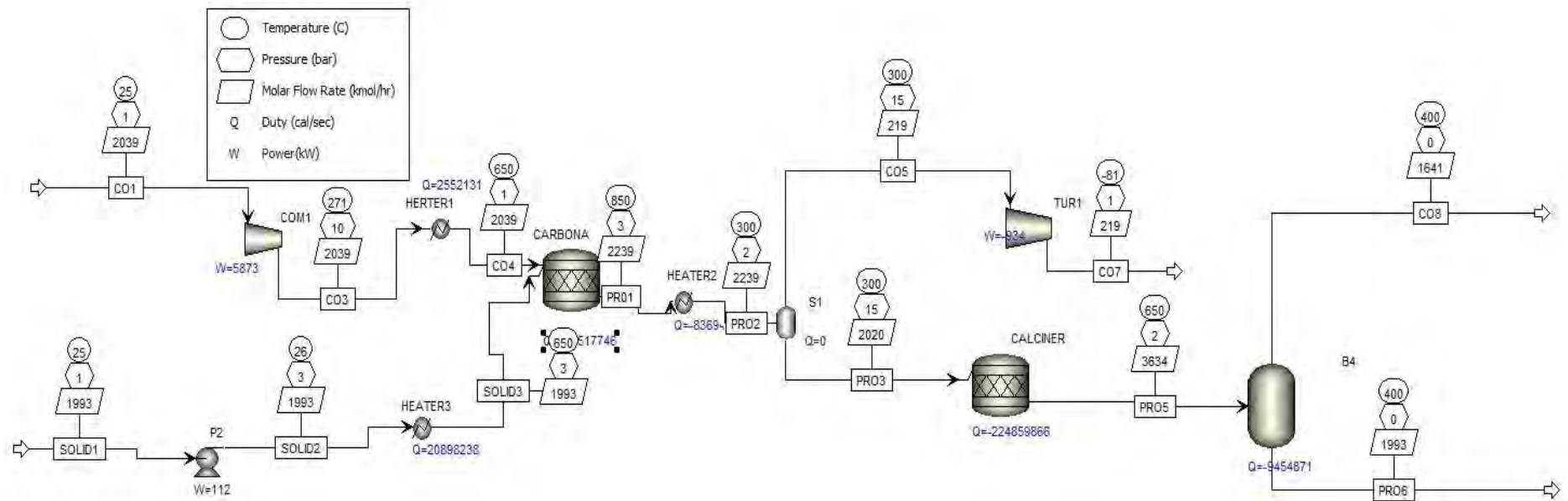
ต่อไปจะเป็นรูปแบบการจำลองกระบวนการกักเก็บพลังงานความร้อนในรูปพันธะเคมีด้วยปฏิกิริยาเคมีของ $\text{CaO}/\text{Ca}(\text{OH})_2$ โดยการพัฒนาต่อยอดจากการจำลองตามทฤษฎีและอ้างอิงจากการศึกษางานวิจัยจากรุ่นก่อนหน้าเพื่อให้ได้ประสิทธิภาพที่มากยิ่งขึ้น และรูปแบบการจำลองกระบวนการกักเก็บพลังงานความร้อนในรูปพันธะเคมีด้วยปฏิกิริยาเคมีของ CaO/CaCO_3 ที่จำลองจากงานวิจัยอ้างอิง อีกทั้งศึกษาความคุ้มค่าทางเศรษฐศาสตร์ของทั้ง 2 รูปแบบ โดยจะทำการแบ่งเป็น 2 รูปแบบดังนี้

รูปแบบที่ 1 การพัฒนาแบบจำลองกระบวนการกักเก็บพลังงานความร้อนในรูปพันธะเคมีด้วยปฏิกิริยาเคมีของ $\text{CaO}/\text{Ca}(\text{OH})_2$

รูปแบบที่ 2 การพัฒนาแบบจำลองกระบวนการกักเก็บพลังงานความร้อนในรูปพันธะเคมีด้วยปฏิกิริยาเคมีของ CaO/CaCO_3

จากรูปแบบที่ 1 ทำการพัฒนาารูปแบบจำลองกระบวนการกักเก็บพลังงานความร้อนในรูปพันธะเคมีด้วยปฏิกิริยาเคมีของ $\text{CaO}/\text{Ca}(\text{OH})_2$ ซึ่งอธิบายขั้นตอนของระบบดังนี้ เริ่มต้นจากของแข็ง (SOLID2) ซึ่งเสมือนมาจากถังเก็บสาร ส่งเข้าเครื่องปั๊มเพื่อเพิ่มความดันเป็น 300 กิโลพาสคาล และกระแสของน้ำ (W1) เสมือนมาจากถังเก็บสารมีอัตราการป้อนเข้า 151.86 กิโลกรัมต่อวินาที และทำการแลกเปลี่ยนความร้อน (HX3) กับสายร้อนของวัฏจักรแรงดัน (CW3) แล้วส่งทั้งสองสายเข้าเครื่องปฏิกรณ์ตัวที่ 1 ซึ่งเกิดปฏิกิริยาไฮเดรชันขึ้นที่อุณหภูมิ 944 เคลวิน โดยแคลเซียมออกไซด์ทำปฏิกิริยากับน้ำได้ผลิตภัณฑ์เป็นแคลเซียมไฮดรอกไซด์และเครื่องปฏิกรณ์นี้มีการสูญเสียความร้อนออกมาจากเครื่องปฏิกรณ์ประมาณ 3276 กิโลวัตต์ สายผลิตภัณฑ์ที่ได้คือ PROD1 ซึ่งมีอุณหภูมิสูงจึงทำการแลกเปลี่ยนความร้อนที่เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (HX1) เพื่อให้ความร้อนเข้าสู่วัฏจักรแรงดันและผลิตกระแสไฟฟ้าโดยจะทำการกล่าวถึงต่อไป สายที่มีอุณหภูมิต่ำลง (PROD2) จะถูกส่งเข้าเครื่องแยกสารโดยสายแรกคือ ไอน้ำ (W5) ที่หลงเหลือจากการทำปฏิกิริยา และสายที่สอง (PROD3) คือ สายที่ประกอบไปด้วยแคลเซียมไฮดรอกไซด์และแคลเซียมออกไซด์ที่ไม่ได้ทำปฏิกิริยา สำหรับกระแส W5 จะถูกแยกออกเป็น 2 ส่วน คือ W6 และ W7 โดย W7 จะถูกส่งเข้าเทอร์โบเพื่อผลิตกระแสไฟฟ้า ส่วน W6 ถูกส่งต่อไปในเครื่องปฏิกรณ์ตัวที่ 2 พร้อมกับ PROD3 โดยเครื่องปฏิกรณ์นี้จะรับพลังงานความร้อนจากแสงอาทิตย์ 200 เมกะวัตต์ เพื่อเกิดปฏิกิริยาดีไฮเดรชันหรือ การสลายของแคลเซียมไฮดรอกไซด์และได้ผลิตภัณฑ์ (PROD4) ซึ่งประกอบด้วยแคลเซียมออกไซด์และไอน้ำที่มีอุณหภูมิสูง ความร้อนจากสายนี้จะถูกส่งเข้าเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (HX2) เพื่อให้ความร้อนเข้าสู่วัฏจักรแรงดันที่สองเพื่อผลิตกระแสไฟฟ้าเช่นกันโดยจะทำการกล่าวถึงต่อไป สาย PROD5 ที่เย็นลง จะถูกแยกสารโดยสายไอน้ำคือ W9 และสายของแข็งคือ PROD6 ซึ่งถูกนำไปใช้เป็นสารตั้งต้นใหม่ต่อไป ส่วนสาย W9 จะถูกส่งเข้าเทอร์โบเพื่อผลิตกระแสไฟฟ้า และหลังจากออกจากเทอร์โบเป็นสาย W10 ถูกนำไปรวมกับสาย W8 เพื่อที่จะส่งเข้าเทอร์โบสำหรับผลิตกระแสไฟฟ้าอีกครั้ง ในส่วนของวัฏจักรแรงดันทั้งสองเป็นการส่งน้ำหล่อเย็นไปเพิ่มความดันและไปปรับความร้อนมาจากเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแล้วจึงส่งเข้าเทอร์โบเพื่อผลิตกระแสไฟฟ้า โดยกำหนดให้ความดันที่ออกมาคือ ความดันบรรยากาศ และน้ำหล่อเย็นจะถูกส่งไปเครื่องทำความเย็นและเข้าเครื่องปั๊มต่อไป ผลลัพธ์จากการจำลองนี้พบว่า ประสิทธิภาพทางไฟฟ้าเกิดขึ้น 31.13% ในขณะที่ประสิทธิภาพทางความร้อนเกิดขึ้น 80.28%

รูปแบบที่ 2 การพัฒนาแบบจำลองกระบวนการกักเก็บพลังงานความร้อนในรูปพันธะเคมีด้วยปฏิกิริยาเคมีของ CaO/CaCO_3



รูปที่ 18 การจำลองรูปแบบที่ 2 ของกระบวนการกักเก็บพลังงานความร้อนในรูปพันธะเคมีด้วยปฏิกิริยาเคมีของ CaO/CaCO_3

รูปแบบที่ 2 ทำการพัฒนาารูปแบบจำลองกระบวนการกักเก็บพลังงานความร้อนในรูปแบบพันธะเคมีด้วยปฏิกิริยาเคมีของ CaO/CaCO_3 ซึ่งอธิบายขั้นตอนของระบบดังนี้ เริ่มต้นจากของแข็ง (SOLID2) ซึ่งเสมือนมาจากถังเก็บสาร ส่งเข้าเครื่องปั๊มเพื่อเพิ่มความดันเป็น 300 กิโลพาสกาล และกระแสของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ (CO_1) เสมือนมาจากถังเก็บสารมีอัตราการป้อนเข้า 24.93 กิโลกรัมต่อวินาที เข้าเครื่องอัดความดันเพื่อเพิ่มความดันจาก 100 kPa เป็น 1,000 kPa และทำการแลกเปลี่ยนความร้อน (HEATER1) เพื่อเพิ่มอุณหภูมิเป็น 923 องศาเซลเซียส แล้วส่งทั้งสองสายเข้าเครื่องปฏิกรณ์ตัวที่ 1 (CARBONATOR) ซึ่งเกิดปฏิกิริยาคาร์บอนเนชันขึ้นที่อุณหภูมิ 1123 องศาเซลเซียส โดยแคลเซียมออกไซด์ทำปฏิกิริยากับคาร์บอนไดออกไซด์ได้ผลิตภัณฑ์เป็นแคลเซียมคาร์บอเนต และเครื่องปฏิกรณ์นี้มีการให้ความร้อนออกมาจากเครื่องปฏิกรณ์ประมาณ 7.57×10^5 กิโลวัตต์ สายผลิตภัณฑ์ที่ได้คือ PROD1 ซึ่งมีอุณหภูมิสูงจึงทำการลดอุณหภูมิที่เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (HEATER2) สายที่มีอุณหภูมิต่ำลง (PROD2) จะถูกส่งเข้าเครื่องแยกสารโดยสายแรกคือ แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ (CO_5) ที่หลงเหลือจากการทำปฏิกิริยา และสายที่สอง (PROD3) คือ สายที่ประกอบไปด้วยแคลเซียมคาร์บอเนตและแคลเซียมออกไซด์ที่ไม่ได้ทำปฏิกิริยา สำหรับกระแส CO_5 จะถูกส่งไปยังเทอร์โบ (TUR1) เพื่อปั่นเทอร์โบสำหรับผลิตกระแสไฟฟ้า ส่วน PROD3 ถูกส่งต่อไปในเครื่องปฏิกรณ์ตัวที่ 2 (CALCINER) โดยเครื่องปฏิกรณ์นี้จะรับพลังงานความร้อนจากแสงอาทิตย์ 200 เมกะวัตต์ เพื่อเกิดปฏิกิริยาแคลซิเนชัน หรือ การสลายของแคลเซียมคาร์บอเนต และได้ผลิตภัณฑ์ (PROD5) ซึ่งประกอบด้วยแคลเซียมออกไซด์และแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่ซึ่งผลิตภัณฑ์ (PROD5) จะถูกส่งเข้าเครื่องแยกสาร (Separator) ได้ออกมาเป็นสองสายคือแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ (CO_8) และแคลเซียมคาร์บอเนต (PROD6) ซึ่งถูกนำไปใช้เป็นสารตั้งต้นใหม่ต่อไป ส่วนสาย CO_8 จะถูกส่งเข้าเทอร์โบเพื่อผลิตกระแสไฟฟ้า ผลลัพธ์จากการจำลองนี้พบว่า ประสิทธิภาพทางไฟฟ้าเกิดขึ้น 22.25% ในขณะที่ประสิทธิภาพทางความร้อนเกิดขึ้น 62.41%

บทที่ 4

ผลการทดลองและการวิเคราะห์ผล

ในส่วนนี้จะเป็นการศึกษาความคุ้มค่าในการลงทุนตามหลักเศรษฐศาสตร์ รวมถึงการคำนวณประสิทธิภาพทางความร้อนและประสิทธิภาพทางไฟฟ้า จากการใช้กฎข้อที่ 2 ของเทอร์โมไดนามิกส์ โดยมีสูตรดังนี้

$$\text{ประสิทธิภาพทางความร้อน} \quad \eta_{Thermal} = \frac{Q_{out}}{Q_{in}} \times 100$$

$$\text{ประสิทธิภาพทางไฟฟ้า} \quad \eta_{Electrical} = \frac{W_{net}}{Q_{in}} \times 100$$

4.1 หลักการและวิธีการคำนวณมวลสารและพลังงาน

หลักการคำนวณดุลมวล

การดุลมวลสาร (Material Balance) คือ การคำนวณปริมาณสารที่สัมพันธ์กับระบบตามกฎอนุรักษ์มวล นั่นคือ มวลสารในระบบไม่มีการสูญหาย ซึ่งจะนำมาใช้ในการคำนวณหาปริมาณองค์ประกอบแต่ละชนิดในสายแต่ละสายที่ปรากฏในแผนภาพกระบวนการ (Process flow diagram) สามารถคำนวณได้จากสมการพื้นฐาน

$$[\text{มวลที่สะสม}] = [\text{มวลขาเข้า}] - [\text{มวลขาออก}] + [\text{มวลที่ถูกสร้างขึ้น}] - [\text{มวลที่ถูกใช้ไป}]$$

$$[\text{Mass Accumulation}] = [\text{M Input}] - [\text{M Output}] + [\text{M Generation}] - [\text{M Consumption}]$$

ในกรณีระบบไม่มีปฏิกิริยาจะไม่ต้องคิดมวลที่ถูกสร้างขึ้น และมวลที่ถูกใช้ไป สมการจึงลดรูปเหลือเพียง

$$[\text{มวลที่สะสม}] = [\text{มวลขาเข้า}] - [\text{มวลขาออก}]$$

$$[\text{Mass Accumulation}] = [\text{M Input}] - [\text{M Output}]$$

หลักการคำนวณดุลพลังงาน

การดุลพลังงาน (Energy Balance) คือ การคำนวณปริมาณพลังงานที่สัมพันธ์กับระบบตามกฎหมายการอนุรักษ์พลังงาน กล่าวคือ “พลังงานเป็นสิ่งที่ไม่สามารถสร้างขึ้นใหม่และไม่สามารถทำให้สูญหายหรือทำลายได้ แต่จะเกิดการเปลี่ยนรูปพลังงานจากรูปหนึ่งไปเป็นอีกรูปหนึ่ง” ซึ่งจะนำมาใช้คำนวณพลังงานที่เกิดขึ้นหรือที่ใช้ไปในกระบวนการผลิตนี้

$$[\text{พลังงานที่สะสม}] = [\text{พลังงานขาเข้า}] - [\text{พลังงานขาออก}] + [\text{พลังงานที่ถูกสร้างขึ้น}] - [\text{พลังงานที่ถูกใช้ไป}]$$

$$[\text{Energy Accumulation}] = [\text{E Input}] - [\text{E Output}] + [\text{E Generation}] - [\text{E Consumption}]$$

ตาราง ค่าคงที่ที่ใช้ในการคำนวณ (National Institute of standards and Technology, 2018)

Composition	M.W.	ρ (kg/m ³)	C _p (kJ/kmol.K)
H ₂ O	18	1000	75.38
CO ₂	44	1.60	38.72
CaCO ₃	100.09	2710	50.53
Ca(OH) ₂	74.09	2211	47.80
CaO	56.07	3340	48.48

หมายเหตุ C_p^o = A + B*t + C*t² + D*t³ + E/t² ของสารประกอบ CaO ซึ่งเปลี่ยนแปลงตามอุณหภูมิ

ข้อกำหนด อุณหภูมิอ้างอิง 25 องศาเซลเซียส

ตัวอย่างการคำนวณ

ยกตัวอย่างการตุลมวลการและพลังงานของเครื่องปฏิกรณ์ตัวที่ 1 ของกระบวนการ CaO/Ca(OH)₂ ซึ่งเกิดปฏิกิริยาไฮเดรชัน ดังสมการที่ : $\text{CaO} + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{Ca(OH)}_2$ โดย Conversion ของ CaO ในปฏิกิริยาเท่ากับ 100 % (ถือเป็นอุดมคติ) โดยตัวกำหนดปฏิกิริยาคือ CaO

$$\text{CaO ในปฏิกิริยา} = 1 \times 4 = 4 \text{ kmol/sec}$$

$$\text{ใช้ H}_2\text{O ในปฏิกิริยา} = 1 \times 4 = 4 \text{ kmol/sec}$$

$$\text{เกิด Ca(OH)}_2 \text{ ในปฏิกิริยา} = 1 \times 4 = 4 \text{ kmol/sec}$$

ตุลมวลรอบเครื่องปฏิกรณ์

$$\text{Input} = \text{Output}$$

$$\text{มวลสารสาย W4} + \text{มวลสารสาย SOLID3} = \text{มวลสารสาย PRO1}$$

$$4 \text{ kmol/sec} + 8 \text{ kmol/sec} = 12 \text{ kmol/sec}$$

$$12 \text{ kmol/sec} = 12 \text{ kmol/sec}$$

ตุลพลังงานรอบเครื่องปฏิกรณ์

$$\text{Input} + \text{Generation} = \text{Output}$$

$$\text{พลังงานสารสาย CO4} + \text{พลังงานสารสาย SOLID3} = \text{พลังงานสารสาย PRO1}$$

$$F_{w4}Cp\Delta T + F_{SOLID3}Cp\Delta T = F_{PRO1}Cp\Delta T + Q$$

$$F_{w4}Cp\Delta T = (8 \text{ kmol/sec}) (75.38 \text{ kJ/kmol.K}) (472-298 \text{ K}) = 104628 \text{ kJ/s}$$

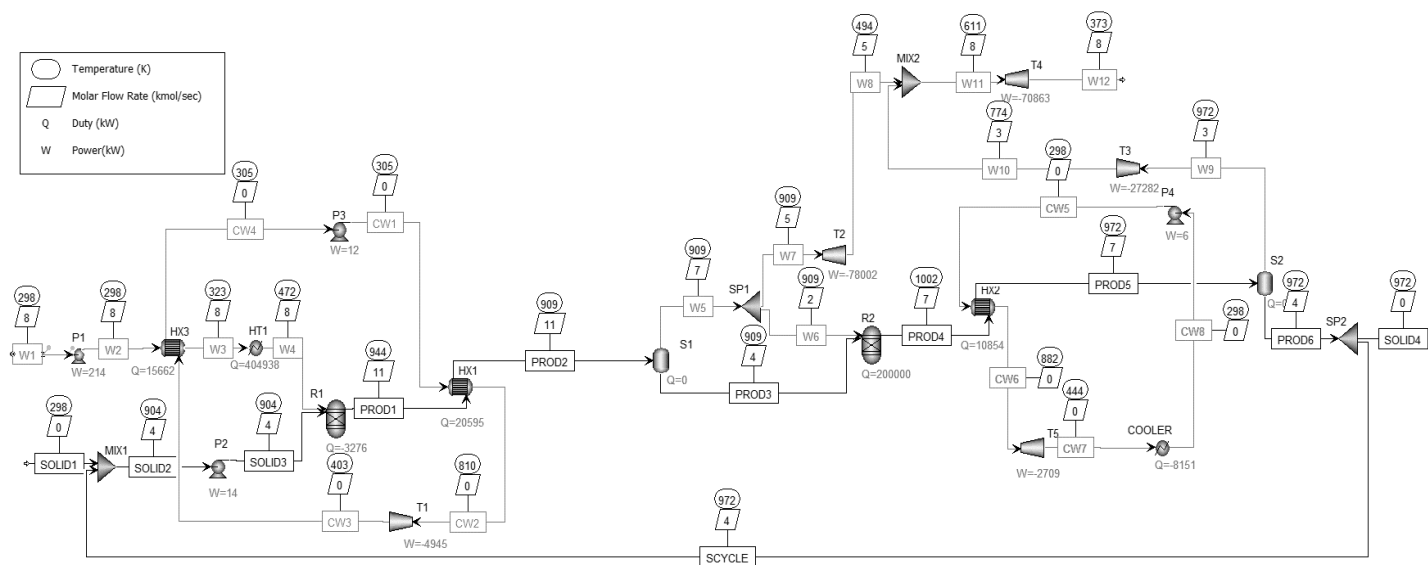
$$F_{SOLID3}Cp\Delta T = (4 \text{ kmol/sec}) (48.48 \text{ kJ/kmol.K}) (904-298 \text{ K}) = 117515 \text{ kJ/s}$$

$$F_{PRO1}Cp\Delta T = (12 \text{ kmol/sec}) (47.80 \text{ kJ/kmol.K}) (944-298 \text{ K}) = 370545.6 \text{ kJ/s}$$

$$\text{จะได้ } Q = -148402 \text{ kJ/s (คายพลังงาน)}$$

4.2 ผลจากการจำลองจากโปรแกรม Aspen Plus V9

รูปแบบที่ 1 การพัฒนาแบบจำลองกระบวนการกักเก็บพลังงานความร้อนในรูปพันธะเคมีด้วยปฏิกิริยาเคมีของ CaO/Ca(OH)₂



ตารางการจำลองผ่านโปรแกรม

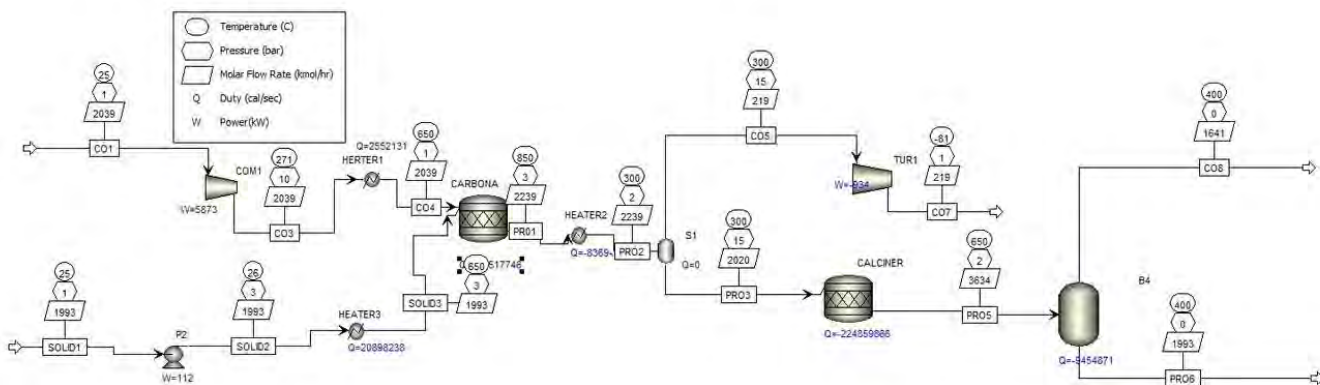
Units	CW1	CW2	CW3	CW4	CW5	CW6	CW7	CW8	PROD1	PROD2	PROD3
Description	P3	HX1	T1	HX3	P4	HX2	T5	COOLER	R1	HX1	S1
From	HX1	T1	HX3	P3	HX2	T5	COOLER	P4	HX1	S1	R2
To											
Stream Class	CONVEN	CONVEN	CONVEN	CONVEN	CONVEN	CONVEN	CONVEN	CONVEN	CONVEN	CONVEN	CONVEN
Maximum Relative Error											
Cost Flow											
- MIXED Substream											
Phase	Liquid Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Liquid Phase	Liquid Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Liquid Phase			Solid Phase
Temperature	305.342	872.369	471.089	305	298.097	894.502	630.633	298	944	909	
Pressure	1500	1500	101.325	101.325	500	500	101.325	101.325	1500	1500	
Molar Vapor Fraction	0	1	1	0	0	1	1	0	0.63063	0.63063	
Molar Liquid Fraction	1	0	0	1	1	0	0	1	0	0	
Molar Solid Fraction	0	0	0	0	0	0	0	0	0.36937	0.36937	
Mass Vapor Fraction	0	1	1	0	0	1	1	0	0.324121	0.324121	
Mass Liquid Fraction	1	0	0	1	1	0	0	1	0	0	
Mass Solid Fraction	0	0	0	0	0	0	0	0	0.675879	0.675879	
Molar Enthalpy	-2.85273e+08	-2.2099e+08	-2.35917e+08	-2.85298e+08	-2.85812e+08	-2.20109e+08	-2.30207e+08	-2.85819e+08	-4.12297e+08	-4.14209e+08	-7.465E
Mass Enthalpy	-1.5835e+07	-1.22668e+07	-1.30954e+07	-1.58365e+07	-1.5865e+07	-1.22179e+07	-1.27785e+07	-1.58654e+07	-1.17626e+07	-1.18171e+07	-1.164C
Molar Entropy	-161239	-28320.6	-28686.8	-161322	-163020	-18189.8	-18261.9	-163044	-53464.2	-56213.9	-
Mass Entropy	-8950.12	-1572.03	-1592.36	-8954.74	-9048.96	-1009.69	-1013.69	-9050.3	-1525.3	-1603.74	-
Molar Density	54.7864	0.206806	0.0258694	54.8049	55.1758	0.0672298	0.0193247	55.181	0.302238	0.313843	4
Mass Density	986.993	3.72567	0.466045	987.325	994.008	1.21116	0.34814	994.102	10.594	11.0007	2

Units		PROD3	PROD4	PROD5	PROD6	SCYCLE	SOLID1	SOLID2	SOLID3	SOLID4	W1	W2
Description												
From		S1	R2	HX2	S2	SP2		MIX1	P2	SP2		P1
To		R2	HX2	S2	SP2	MIX1	MIX1	P2	R1		P1	HX3
Stream Class		CONVEN	CONVEN	CONVEN	CONVEN	CONVEN	CONVEN	CONVEN	CONVEN	CONVEN	CONVEN	CONVEN
Maximum Relative Error												
Cost Flow	\$/sec											
- MIXED Substream												
Phase		Solid Phase			Solid Phase		Solid Phase		Solid Phase		Liquid Phase	
Temperature	K	909	1001.81	971.814	971.814	971.814	298	903.213	903.229	971.814	298	
Pressure	kPa	500	101.325	101.325	200	200	101.325	101.325	150	200	101.325	
Molar Vapor Fraction		0	0.469115	0.469115	0	0	0	0	0	0	0	0
Molar Liquid Fraction		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1
Molar Solid Fraction		1	0.530885	0.530885	1	1	1	1	1	1	1	0
Mass Vapor Fraction		0	0.219949	0.219949	0	0	0	0	0	0	0	0
Mass Liquid Fraction		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1
Mass Solid Fraction		1	0.780051	0.780051	1	1	1	1	1	1	1	0
Molar Enthalpy	J/kmol	-7.46587e+08	4.23105e+08	-4.24557e+08	-6.07978e+08	-6.07978e+08	-6.72856e+08	-6.14466e+08	6.14465e+08	-6.07978e+08	-2.85819e+08	-2.8
Mass Enthalpy	J/kg	-1.16403e+07	1.10116e+07	-1.10493e+07	-1.07688e+07	-1.07688e+07	1.15979e+07	1.08537e+07	1.08537e+07	-1.07688e+07	-1.58654e+07	-1.
Molar Entropy	J/kmol-K	-106636	-25730	-27507.5	-50428.6	-50428.6	-126163	-55550.6	-55549.6	-50428.6	-163044	
Mass Entropy	J/kg-K	-1662.6	-669.638	-715.899	-893.212	-893.212	-2174.65	-981.227	-981.211	-893.212	-9050.3	
Molar Density	kmol/cum	41.5737	0.0259251	0.0267252	58.4528	58.4528	54.0053	57.9754	57.9754	58.4528	55.181	
Mass Density	kg/cum	2666.46	0.996139	1.02688	3300.11	3300.11	3133.14	3282.18	3282.18	3300.11	994.102	

Units		W2	W3	W4	W5	W6	W7	W8	W9	W10	W11	W12
Description												
From		P1	HX3	HT1	S1	SP1	SP1	T2	S2	T3	MIX2	T4
To		HX3	HT1	R1	SP1	R2	T2	MIX2	T3	MIX2	T4	
Stream Class		CONVEN	CONVEN	CONVEN	CONVEN	CONVEN	CONVEN	CONVEN	CONVEN	CONVEN	CONVEN	CONVEN
Maximum Relative Error												
Cost Flow	\$/sec											
- MIXED Substream												
Phase		Liquid Phase	Liquid Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase
Temperature	K	298.341	323.231	471.539	909	909	909	641.765	971.814	843.82	727.047	
Pressure	kPa	1500	1500	1500	500	500	500	101.325	200	101.325	800	
Molar Vapor Fraction		0	0	1	1	1	1	1	1	1	1	
Molar Liquid Fraction		1	1	0	0	0	0	0	0	0	0	
Molar Solid Fraction		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
Mass Vapor Fraction		0	0	1	1	1	1	1	1	1	1	
Mass Liquid Fraction		1	1	0	0	0	0	0	0	0	0	
Mass Solid Fraction		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
Molar Enthalpy	J/kmol	-2.85794e+08	-2.83924e+08	-2.35901e+08	-2.19529e+08	-2.19529e+08	-2.19529e+08	-2.29799e+08	-2.16985e+08	-2.22116e+08	-2.26617e+08	-2.36E
Mass Enthalpy	J/kg	-1.5864e+07	-1.57602e+07	-1.30945e+07	-1.21857e+07	-1.21857e+07	-1.21857e+07	-1.27558e+07	-1.20445e+07	-1.23293e+07	-1.25791e+07	-1.31E
Molar Entropy	J/kmol-K	-162959	-156963	-51059.7	-17546.5	-17546.5	-17546.5	-17619.1	-7221.97	-7227.21	-30145.2	-
Mass Entropy	J/kg-K	-9045.61	-8712.78	-2834.24	-973.979	-973.979	-973.979	-978.008	-400.88	-401.171	-1673.31	-
Molar Density	kmol/cum	55.1627	53.8112	0.382602	0.0661575	0.0661575	0.0661575	0.0189895	0.0247525	0.0144424	0.132343	0.0
Mass Density	kg/cum	993.772	969.423	6.89267	1.19185	1.19185	1.19185	0.342101	0.445924	0.260184	2.38419	0

Units		W4	W5	W6	W7	W8	W9	W10	W11	W12	
Description											
From		HT1	S1	SP1	SP1	T2	S2	T3	MIX2	T4	
To		R1	SP1	R2	T2	MIX2	T3	MIX2	T4		
Stream Class		CONVEN	CONVEN	CONVEN	CONVEN	CONVEN	CONVEN	CONVEN	CONVEN	CONVEN	
Maximum Relative Error											
Cost Flow	\$/sec										
MIXED Substream											
Phase		Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	
Temperature	K	323.231	471.539	909	909	909	641.765	971.814	843.82	727.047	449.936
Pressure	kPa	1500	1500	500	500	500	101.325	200	101.325	800	101.325
Molar Vapor Fraction		0	1	1	1	1	1	1	1	1	1
Molar Liquid Fraction		1	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Molar Solid Fraction		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Mass Vapor Fraction		0	1	1	1	1	1	1	1	1	1
Mass Liquid Fraction		1	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Mass Solid Fraction		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Molar Enthalpy	J/kmol	24e+08	-2.35901e+08	-2.19529e+08	-2.19529e+08	-2.19529e+08	-2.29799e+08	-2.16985e+08	-2.22116e+08	-2.26617e+08	-2.36653e+08
Mass Enthalpy	J/kg	02e+07	-1.30945e+07	-1.21857e+07	-1.21857e+07	-1.21857e+07	-1.27558e+07	-1.20445e+07	-1.23293e+07	-1.25791e+07	-1.31363e+07
Molar Entropy	J/kmol-K	156963	-51059.7	-17546.5	-17546.5	-17546.5	-17619.1	-7221.97	-7227.21	-30145.2	-30286.8
Mass Entropy	J/kg-K	8712.78	-2834.24	-973.979	-973.979	-973.979	-978.008	-400.88	-401.171	-1673.31	-1681.17
Molar Density	kmol/cum	53.8112	0.382602	0.0661575	0.0661575	0.0661575	0.0189895	0.0247525	0.0144424	0.132343	0.0270856
Mass Density	kg/cum	969.423	6.89267	1.19185	1.19185	1.19185	0.342101	0.445924	0.260184	2.38419	0.487954

การจำลองรูปแบบที่ 2 การพัฒนาแบบจำลองกระบวนการกักเก็บพลังงานความร้อนในรูปพันธะเคมีด้วยปฏิกิริยาเคมีของ CaO/CaCO₃



Units		CO1	CO3	CO4	CO5	CO7	CO8	PRO1	PRO2	PRO3	PRO4
Description											
From			COM1	HERTER1	S1	TUR1	B4	CARBONA	HEATER2	S1	CALC
To		COM1	HERTER1	CARBONA	TUR1			HEATER2	S1	CALCINER	B4
Stream Class		CONVEN	CONVEN	CONVEN	CONVEN	CONVEN	CONVEN	CONVEN	CONVEN	CONVEN	CONV
Maximum Relative Error											
Cost Flow	\$/hr										
- MIXED Substream											
Phase		Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Mixed	Mixed	Liquid	Mixed
Temperature	C	25	271.234	650	300	-81.4063	400	850	300	300	
Pressure	bar	1	10	1	15	0.75	0.01	3.2	1.5	15	
Molar Vapor Fraction		1	1	1	1	1	1	0.109272	0.108521	0	
Molar Liquid Fraction		0	0	0	0	0	0	0.890728	0.891479	1	
Molar Solid Fraction		0	0	0	0	0	0	0	0	0	
Mass Vapor Fraction		1	1	1	1	1	1	0.0534233	0.0530563	0	
Mass Liquid Fraction		0	0	0	0	0	0	0.946577	0.946944	1	
Mass Solid Fraction		0	0	0	0	0	0	0	0	0	

Units		8	PRO1	PRO2	PRO3	PRO5	PRO6	SOLID1	SOLID2	SOLID3
Description										
From			CARBONA	HEATER2	S1	CALCINER	B4		P2	HEATER3
To			HEATER2	S1	CALCINER	B4		P2	HEATER3	CARBONA
Stream Class		CONVEN	CONVEN	CONVEN	CONVEN	CONVEN	CONVEN	CONVEN	CONVEN	CONVEN
Maximum Relative Error										
Cost Flow	\$/hr									
- MIXED Substream										
Phase		Vapor	Mixed	Mixed	Liquid	Mixed	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid
Temperature	C	400	850	300	300	650	400	25	25.8321	650
Pressure	bar	0.01	3.2	1.5	15	2	0.01	1	3	3
Molar Vapor Fraction		1	0.109272	0.108521	0	0.451309	0	0	0	0
Molar Liquid Fraction		0	0.890728	0.891479	1	0.548691	1	1	1	1
Molar Solid Fraction		0	0	0	0	0	0	0	0	0
Mass Vapor Fraction		1	0.0534233	0.0530563	0	0.376171	0	0	0	0
Mass Liquid Fraction		0	0.946577	0.946944	1	0.623829	1	1	1	1
Mass Solid Fraction		0	0	0	0	0	0	0	0	0

Units		CO1	CO3	CO4	CO5	CO7	CO8	PRO1	PRO2	PRO3
Mass Enthalpy	cal/gm	-2135.62	-2079.36	-1976.99	-2072.14	-2155.45	-2046.27	-3257.78	-3407.3	-3474.37
Molar Entropy	cal/mol-K	0.71508	2.13542	12.9496	1.89838	-2.31227	18.2513	-488.328	-564.32	-626.25
Mass Entropy	cal/gm-K	0.0162482	0.0485214	0.294244	0.0431355	-0.0525398	0.414709	-5.42483	-6.26902	-6.59168
Molar Density	mol/cc	4.03402e-05	0.000220936	1.30287e-05	0.000314772	4.70449e-05	1.78674e-07	0.000280588	0.000264465	0.00270438
Mass Density	gm/cc	0.00177536	0.00972337	0.00057339	0.013853	0.00207044	7.8634e-06	0.0252578	0.0238065	0.256933
Enthalpy Flow	cal/sec	-5.3241e+07	-5.18384e+07	-4.92862e+07	-5.54743e+06	-5.77046e+06	-4.10481e+07	-1.82354e+08	-1.90724e+08	-1.85177e+08
Average MW		44.0098	44.0098	44.0098	44.0098	44.0098	44.0098	90.0173	90.0173	95.006
- Mole Flows										
	kmol/hr	2039.27	2039.27	2039.27	218.99	218.99	1640.9	2238.57	2238.57	2019.58
CO2	kmol/hr	2039.27	2039.27	2039.27	218.99	218.99	1640.9	245.573	245.573	26.5827
CAO	kmol/hr	0	0	0	2.13059e-79	2.13059e-79	2.20831e-74	199.3	199.3	199.3
CACO3	kmol/hr	0	0	0	1.91753e-78	1.91753e-78	2.18404e-75	1793.7	1793.7	1793.7
H2O	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0	0	0
+ Mole Fractions										
+ Mass Flows										
	kg/hr	89748	89748	89748	9637.72	9637.72	72215.8	201510	201510	191873
+ Mass Fractions										
Volume Flow	l/min	842532	153836	2.6087e+06	11595.2	77582	1.53063e+08	132969	141075	12446.4

	Units	CO8	PRO1	PRO2	PRO3	PRO5	PRO6	SOLID1	SOLID2	SOLID3
Molar Entropy	cal/mol-K	18.2513	-488.328	-564.32	-626.25	-220.878	-698.303	-2155.82	-2148.61	-395.323
Mass Entropy	cal/gm-K	0.414709	-5.42483	-6.26902	-6.59168	-4.18325	-11.631	-38.4437	-38.315	-7.04959
Molar Density	mol/cc	1.78674e-07	0.000280588	0.000264465	0.00270438	5.62199e-05	0.0011941	0.00115284	0.00115278	0.00110823
Mass Density	gm/cc	7.8634e-06	0.0252578	0.0238065	0.256933	0.00296844	0.0716919	0.0646482	0.064645	0.0621465
Enthalpy Flow	cal/sec	-4.10481e+07	-1.82354e+08	-1.90724e+08	-1.85177e+08	-4.10036e+08	-3.78443e+08	-4.12511e+08	-4.12484e+08	-3.91586e+08
Average MW		44.0098	90.0173	90.0173	95.006	52.8005	60.0382	56.0774	56.0774	56.0774
- Mole Flows	kmol/hr	1640.9	2238.57	2238.57	2019.58	3633.91	1993.01	1993	1993	1993
CO2	kmol/hr	1640.9	245.573	245.573	26.5827	1640.91	0.0102891	0	0	0
CAO	kmol/hr	2.20831e-74	199.3	199.3	199.3	1813.63	1813.63	1993	1993	1993
CACO3	kmol/hr	2.18404e-75	1793.7	1793.7	1793.7	179.37	179.37	0	0	0
H2O	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0	0	0
+ Mole Fractions										
+ Mass Flows	kg/hr	72215.8	201510	201510	191873	191873	119657	111762	111762	111762
+ Mass Fractions										
Volume Flow	l/min	1.53063e+08	132969	141075	12446.4	1.07729e+06	27817.4	28812.9	28814.4	29972.8
+ Vapor Phase										

4.3 ผลลัพธ์จากการจำลอง

4.3.1 ผลลัพธ์จากการจำลองรูปแบบที่ 1

ตารางแสดงกระแสค่าปริมาณทางความร้อน

R1 (kmol/s)	IN			OUT	QIN (kWth)			QOUT
	MIX2	W3	MIX2(CIPSD)	PROD1	MIX2	W3	MIX2(CIPSD)	PROD1
CaO	3.88534		0	2.22655	274843.4	0	0	168513.7
Ca(OH) ₂	0.114318		0	1.77307	3698.5522	0	0	61229.11
H2O		8.5		6.84138	0	50976.722	0	179164.4
T (K)	906.956	471.539	906.956	945	Heat of reaction=		-423424.871	kWth

R2 (kmol/s)	IN		OUT	QIN		QOUT
	PROD3	W8	PROD4	PROD3	W8	PROD4
CaO	2.22655		3.92042	158381.07		327798.4638
Ca(OH) ₂	1.77307		0.0792065	57672.295		3015.87721
H2O	0	1.84138	3.53525	0	45104.987	103274.6234
T (K)	909.994	909.994	1006.01	Heat of reaction= 193227.1292 kWth		

ตารางแสดงกระแสค่าปริมาณทางไฟฟ้า

Turbine	Watt	Pump	Watt
T1	5251699	P1	215450
T2	78092989	P2	13691
T3	27944599	P4	14577
T4	71827037	P5	7239
T5	2798713		

ตารางที่ 4 ผลลัพธ์จากการจำลองรูปแบบที่ 1

Electrical Eff.	Thermal Eff.
31.13%	80.28%

4.3.1.1 ค่าอุปกรณ์ที่ใช้ในโรงงาน (Equipment cost)

การคำนวณงบประมาณที่ใช้ในการสร้างโรงงานโดยคำนวณจากขนาดของอุปกรณ์ ซึ่งค่าใช้จ่ายของอุปกรณ์ในโรงงาน สามารถหาได้จากโปรแกรม CAPCOST

ตารางที่ 5 แสดงค่า Bare Module Cost ของ Turbine

Drives	Drive Type	Power (kilowatts)	# Spares	Purchased Equipment Cost	Bare Module Cost
D-101	Steam Turbine	4945	0	\$ 332,000	\$ 1,160,000
D-102	Steam Turbine	25600	0	\$ 1,370,000	\$ 4,780,000
D-102	Steam Turbine	70863	0	\$ 3,440,000	\$ 12,000,000
D-103	Steam Turbine	78002	0	\$ 3,790,000	\$ 13,200,000
D-104	Steam Turbine	2709	0	\$ 299,000	\$ 1,050,000

ตารางที่ 6 แสดงค่า Bare Module Cost ของ Flash drum

Dryers	Type	Area (square meters)	Purchased Equipment Cost	Bare Module Cost
Dy-101	Drum	45	\$ 232,000	\$ 371,000
Dy-102	Drum	44	\$ 228,000	\$ 365,000

ตารางที่ 7 แสดงค่า Bare Module Cost ของ Heat exchanger และ Air Cooler

Exchangers	Exchanger Type	Shell Pressure (barg)	Tube Pressure (barg)	MOC	Area (square meters)	Purchased Equipment Cost	Bare Module Cost
E-101	Floating Head	20	10	Carbon Steel / Carbon Steel	60	\$ 21,100	\$ 72,100
E-102	Floating Head	24	0	Stainless Steel / Carbon Steel	35	\$ 18,900	\$ 93,000
E-103	Fixed, Sheet, or U-Tube	15	0	Stainless Steel / Stainless Steel	350	\$ 40,900	\$ 260,000
E-104	Air Cooler		10	Carbon Steel	0	\$ 20,800	\$ 45,100

ตารางที่ 8 แสดงค่า Bare Module Cost ของ Heater

Fired Heaters	Type	Heat Duty (MJ/h)	Steam Superheat (°C)	MOC	Pressure (barg)	Purchased Equipment Cost	Bare Module Cost
H-101	Process Heater	155000		Carbon Steel	10	\$ 1,980,000	\$ 4,230,000

ตารางที่ 9 แสดงค่า Bare Module Cost ของ Mixer

Mixers	Type	Power (kilowatts)	# Spares	Purchased Equipment Cost	Bare Module Cost
M-101	Impeller	100	0	\$ 179,000	\$ 246,000
M-102	Propeller	100	0	\$ 85,300	\$ 118,000

ตารางที่ 10 แสดงค่า Bare Module Cost ของ Pump

Pumps (with drives)	Pump Type	Power (kilowatts)	# Spares	MOC	Discharge Pressure (barg)	Purchased Equipment Cost	Bare Module Cost
P-101	Centrifugal	214	0	Carbon Steel	10	\$ 22,400	\$ 89,000
P-102	Centrifugal	14	0	Carbon Steel	10	\$ 4,490	\$ 17,900
P-103	Centrifugal	6	0	Carbon Steel	24.5	\$ 3,340	\$ 16,200
P-104	Centrifugal	12	0	Carbon Steel	20	\$ 4,230	\$ 19,600

ตารางที่ 11 แสดงค่า Bare Module Cost ของ Reactor

Reactors	Type	Volume (cubic meters)	Purchased Equipment Cost	Bare Module Cost
R-101	Jacketed Non-Agitated	50	\$ 46,400	\$ 186,000
R-102	Jacketed Non-Agitated	50	\$ 46,400	\$ 186,000

ตารางที่ 12 แสดงค่า Bare Module Cost ของ Storage Tank

Storage Tanks	Tank Type	Volume (cubic meters)	Purchased Equipment Cost	Bare Module Cost
Tk-101	Fixed Roof	1000	\$ 91,100	\$ 100,000
Tk-102	Fixed Roof	3000	\$ 165,000	\$ 181,000

รวมค่าอุปกรณ์ที่ใช้ เท่ากับ \$38,785,900.00 ดอลลาร์สหรัฐ

4.3.1.2 เงินลงทุนเริ่มต้น (Fixed capital investment, FCI)

เงินลงทุนแรกเริ่ม (Total capital investment, TCI) สามารถแบ่งออกเป็นเงินลงทุนได้อีก 2 ประเภท คือ เงินลงทุนเริ่มต้น (Fixed capital investment, FCI) ซึ่งเป็นเงินลงทุนในขั้นตอนการผลิต และการติดตั้งอุปกรณ์ที่จำเป็นต่อการดำเนินการผลิต ส่วนอีกประเภท คือเงินลงทุนหมุนเวียน (Working capital, WC) ซึ่งเป็นเงินทุนหมุนเวียนของกระบวนการ โดยเงินลงทุนแรกเริ่มสามารถอธิบายได้ดังสมการ

$$TCI = FCI + WC$$

เงินลงทุนเริ่มต้น (Fixed capital investment, FCI)

เงินลงทุนเริ่มต้นเป็นเงินลงทุนที่คงที่ ไม่มีการเปลี่ยนแปลงไปตามเวลาที่ใช้ลงทุน โดยขึ้นอยู่กับแต่ละโรงงาน เช่น ราคาเครื่องมือและอุปกรณ์ ค่าใช้จ่ายการติดตั้งระบบควบคุม และค่าเช่าที่ดินในการตั้งโรงงาน เป็นต้น ซึ่งยังแบ่งออกเป็นอีก 2 ประเภท ได้แก่ ค่าใช้จ่ายทางตรง และค่าใช้จ่ายทางอ้อม

ในการคำนวณเงินลงทุนเริ่มต้น (FCI) จะเริ่มจากการกำหนดสัดส่วนของค่าต่าง ๆ ของ FCI ก่อน แล้วทำการเทียบให้มีค่าเต็มร้อยละ (Normalization) จากนั้นจึงนำมูลค่าอุปกรณ์ทั้งหมดภายในโรงงาน ซึ่งมีมูลค่า เท่ากับ 29,725,500.00 ดอลลาร์สหรัฐ

Component	Range of FCI (%)	Selected FCI (%)	Normalized (%)	Cost (\$)
Purchased equipment	15-40	40.00	28.99	\$38,785,900.00
Purchased-equipment installation	6-14	10.00	7.25	\$9,696,475.00
Instrumentation and controls (installed)	2-12	7.00	5.07	\$6,787,532.50
Piping (installed)	4-17	9.00	6.52	\$8,726,827.50
Electrical system (installed)	2-10	6.00	4.35	\$5,817,885.00
Buildings (including services)	2-18	10.00	7.25	\$9,696,475.00

Yard improvements	2-5	2.00	1.45	\$1,939,295.00
Service facilities (installed)	8-30	15.00	10.87	\$14,544,712.50
Land	1-2	1.00	0.72	\$969,647.50
Direct cost				\$96,964,750.00

Component	Range of FCI (%)	Selected FCI (%)	Normalized (%)	Cost (\$)
Engineering and supervision	4-20	12.00	8.70	\$11,635,770.00
Construction expense	4-17	10.00	7.25	\$9,696,475.00
Legal expenses	1-3	2.00	1.45	\$1,939,295.00
Contractor's fee	2-6	4.00	2.90	\$3,878,590.00
Contingency	5-15	10.00	7.25	\$9,696,475.00
Indirect cost				\$36,846,605.00
Fixed capital cost = Direct cost + Indirect cost				\$133,811,355.00

4.3.1.3 ค่าใช้จ่ายในการผลิต (Cost of Manufacturing)

เป็นค่าใช้จ่ายหลักที่ต้องนำมาพิจารณา เพื่อหาว่าโรงงานจะต้องเสียค่าใช้จ่ายในการผลิตต่อปีคิด เป็นมูลค่าเท่าใด โดยจะมีส่วนประกอบทั้งหมด 3 ส่วนที่เกี่ยวข้องกับค่าใช้จ่ายในการผลิต ดังนี้

- Direct manufacturing costs (DMC)

คือ ราคาในการดำเนินการผลิตโดยตรงซึ่งจะแปรผันตามอัตราการผลิต (Production rate) ได้แก่ ราคาของวัตถุดิบ ค่าแรงงานในการดำเนินงาน ค่าดูแลระหว่างการดำเนินงาน ค่าพลังงานต่าง ๆ ที่เกี่ยวข้องกับการใช้เครื่องมือ เช่น น้ำ ไฟฟ้า เชื้อเพลิง ค่าซ่อมบำรุง ค่าอุปกรณ์เสริม รวมไปถึงค่าบำบัดของเสีย

- Fixed manufacturing costs (FMC)

เป็นค่าใช้จ่ายที่คงตัว ไม่แปรผันตามกำลังการผลิต โดยเป็นค่าใช้จ่ายที่เกิดขึ้นจากภาษี ค่าประกัน และค่าเสื่อมราคา (Depreciation) ที่จะคิดในราคาที่ยึดราคาที่ตั้งไว้ แม้ว่าโรงงานจะไม่ได้ดำเนินการอยู่

- General Expenses (GE)

เป็นค่าใช้จ่ายทั่วไปที่จำเป็นต่อการดำเนินการทางธุรกิจ จะประกอบไปด้วยค่าต่าง ๆ ได้แก่ ค่าใช้จ่าย ในการบริหาร การกระจายการตลาด และค่าใช้จ่ายในการวิจัยและพัฒนา โดยค่า General expense จะไม่แปรผัน ตามกำลังการผลิต แต่ค่าค่าใช้จ่ายในการวิจัยและพัฒนา หรือราคาขายอาจลดลงถ้าช่วงที่กำลังการผลิตมีค่าลดลง เมื่อพิจารณาถึงส่วนประกอบหลักทั้ง 3 ส่วน จะได้ว่าค่าใช้จ่ายในการผลิต เป็นไปตามสมการที่

$$\text{COM} = \text{DMC} + \text{FMC} + \text{GE}$$

โดยการคำนวณค่าใช้จ่ายในการผลิต (COM) จำเป็นต้องทราบค่าต่อไปนี้ก่อนจึงจะสามารถคำนวณได้

- เงินลงทุนเริ่มต้น (Fixed capital investment, FCI)
- ค่าวัตถุดิบที่ใช้ในกระบวนการ (Cost of raw materials, CRM)
- ค่าปฏิบัติการ (Cost of operating labor, COL)
- ค่าสาธารณูปโภคที่ใช้ในกระบวนการ (Cost of utilities, CUT)

ค่าวัตถุดิบที่ใช้ในกระบวนการ (CRM)

ค่าวัตถุดิบที่ใช้ในกระบวนการสามารถคำนวณได้จากปริมาณสารตั้งต้นที่ใช้คูณกับราคาของสารตั้งต้น และเวลาที่ใช้ในการผลิตต่อปี (8,000 ชั่วโมงต่อปี) ได้แก่ น้ำและแคลเซียมออกไซด์

Material Name	Classification	Ton/yr	Cost (\$/year)
Water	Raw Material	1120,864,865 (gal/yr)	1,681,297.297
Calcium oxide	Raw Material	648,809	6,488,090.00
Total			8,169,387.3

4.2.1.4 ค่าปฏิบัติงานของคนงาน (C_{OL})

ค่าปฏิบัติงาน หรือค่าแรงงานสามารถคำนวณได้จากสมการ

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

โดย N_{OL} คือ จำนวนของคนงาน

P คือ จำนวนขั้นตอนที่เกี่ยวข้องกับกระบวนการที่เป็นของแข็ง

N_{np} คือ จำนวนอุปกรณ์ทั้งหมดที่เป็นเครื่องอัดอากาศ หอ เครื่องปฏิกรณ์ เครื่องให้ความร้อน และเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน

ตารางแสดงค่า N_{np}

Equipment type	Number of equip	N _{np}
Pumps	4	-
Reactors	2	2
Turbine	5	5
Heat ex	3	3
Heater	2	2
Vessel	2	-
Total	18	12

คำนวณ $N_{OL} = [6.29 + 31.7(2)^2 + 0.23*(12)]^{0.5} = 11.66$

จำนวนแรงงานที่ต้องการต่อผลัด คือ 11.66

Operating labor = (4.5) (11.66) = 52.45 โดยที่ปัดขึ้นเป็นจำนวนเต็ม คือ 53 คน

สมมติให้ ค่าจ้างของคนงาน 1 คน เท่ากับ \$ 57793.25 /yr

ดังนั้น ค่าแรงงานในการดำเนินการ (C_{OL}) เท่ากับ (53)(\$ 57793.25 /yr) = \$ 3,531,957.32/yr

4.3.1.5 ค่าสาธารณูปโภค (Utilities cost)

ตาราง แสดงค่าไฟฟ้าที่ใช้ในกระบวนการผลิต

Equipment type	Rate (kW)	Rate (kWh)	Cost (\$/year)
cooling	3,620	28,960,000	\$1,737,600.00
Pump(รวม)	246	1,968,000	\$118,080.00
Heater	153000	1,224,000,000	\$73,440,000.00

ดังนั้น จะต้องจ่ายค่าไฟเป็นจำนวนเงินทั้งหมด \$ \$75,295,680.00 /yr

ในขณะที่ในปีค.ศ.2018 มีค่า CEPCI เป็น 603.1 ดังนั้นเพื่อคำนวณหาค่าสาธารณูปโภคทั้งหมดในปัจจุบัน จำเป็นต้องเทียบสัดส่วนของ CEPCI ดังสมการ

$$\frac{CEPCI_{new}}{CEPCI_{old}} = \frac{COL, new}{COL, old}$$

$$\frac{603.1}{397} = \frac{C_{wt, new}}{\$75,295,680.00}$$

$$C_{WT, new} = \$115,168,208.49$$

4.3.1.6 Summary cost of manufacturing (COM)

$$COM_d = 0.180FCI + 2.735C_{OL} + 1.235(C_{UT} + C_{WT} + C_{RM})$$

โดย	COM_d	=	Cost of manufacturing without depreciation	(\$/yr)
	FCI	=	Fixed Capital Investment	(\$/yr)
	C_{OL}	=	Operating Labor Cost	(\$/yr)
	C_{WT}	=	Waste Treatment Cost	(\$/yr)
	C_{UT}	=	Utilities cost	(\$/yr)
	C_{RM}	=	Raw Material Cost	(\$/yr)

แก้สมการจะได้ $COM_d = \$178,862,347.912/yr$

การวิเคราะห์ค่ากระแสเงิน (Cash flow analysis)

การวิเคราะห์กระแสเงินของโรงงานกำหนดตัวแปร ดังนี้

อัตราภาษี (Tax rate) คิดเป็นร้อยละ 35 ต่อปี

จำนวนปีในการผลิต (N) เท่ากับ 10 ปี

อัตราผลตอบแทนน้อยที่สุดที่ยอมรับได้ (MARR, i) เท่ากับร้อยละ 9 ต่อปี

Cash Flow before Tax (CFBT) คือ กระแสเงินสดก่อนคิดภาษี

Gross Income (GI) คือ รายรับทั้งหมดซึ่งได้จากการจำหน่ายผลิตภัณฑ์

Operating Expense (E) คือ ค่าใช้จ่ายทั้งหมดที่ใช้ในกระบวนการผลิต (COM)

Actual Salvage Value (S_a) คือ ค่าซาก ($S_a = 0.2 \times FCI_L$)

Present Investment (P) คือ เงินลงทุนเริ่มต้นของโรงงาน (TCI)

Gain or Loss (G/L) คือ ผลกำไร/ขาดทุน

Depreciation (D) คือ ค่าเสื่อมราคา

Taxable Income (TI) คือ มูลค่าของเงินที่จะนำไปคิดภาษี ($TI = GI - E - S_a - D + G/L$)

Income Tax (IT) คือ เงินภาษีที่ต้องจ่าย ($IT = TI \times \text{Tax rate}$)

Cash Flow after Tax (CFAT) คือ กระแสเงินสดหลังคิดภาษี ($CAFT = GI - E + P + S_a - IT$)

Present worth (PW) คือ ค่ากระแสเงินหลังคิดภาษีโดยเทียบเป็นปีในปัจจุบัน

4.3.1.7 ระยะเวลาในการคืนทุน (Payback Period)

ระยะเวลาในการคืนทุน (Payback Period) เป็นการคำนวณหาเวลาว่าต้องใช้เวลานานเท่าใดจึงจะคืนทุน ซึ่งสามารถทำได้โดยการหาค่า Present Worth ของแต่ละปีแล้วจึงทำการคำนวณค่า Present worth สะสม (Accumulated Present Worth) เพื่อดูว่าเมื่อใดที่จะมีการเปลี่ยนเครื่องหมายจากลบกลายเป็นบวก ซึ่งปีที่มีการเปลี่ยนเครื่องหมายจะเป็นปีที่ได้ทุนคืน

End of the year	Present Worth (\$)	Accumulated Present Worth (\$)
0	-167,264,194	-167,264,193.750000
1	34,779,828.87	-132,484,364.878939
2	34,764,565.04	-97,719,799.842783
3	30,714,821.76	-67,004,978.084385
4	27,313,212.91	-39,691,765.172128
5	24,422,747.52	-15,269,017.653291
6	21,939,954.80	6,670,937.150304
7	20,372,821.23	27,043,758.375442
8	18,905,932.71	45,949,691.086437
9	17,959,325.53	63,909,016.613708
10	16,927,405.53	80,836,422.148351

4.3.2 ผลลัพธ์จากการจำลองรูปแบบที่ 2

ตารางแสดงกระแสค่าปริมาณทางความร้อน

R1 (kmol/s)	IN			OUT	Q _{IN} (kWth)			Q _{OUT}
	CO4	SOLID3	CO4(CPISD)	PROD1	CO4	SOLID3	CO4 (CPISD)	PROD1
CaO	0	0.5536	0.9613	0.0554	0	0	-	5458.506
CaCO ₃	0	0	0.028	0.4983	0	0	-	22367.95
CO ₂	0.5665	0	-	0.0682	0	0	-	3136.213
T (K)	923	923	923	1123	Heat of reaction=		-171098.10	kWth

R2 (kmol/s)	IN		OUT	Q _{IN}		Q _{OUT}
	PROD3		PROD5	PROD3	0	PROD5
CaO	0.0554	-	0.0498	1624.3034		3626.564126
CaCO ₃	0.49825	-	0.4538	6869.4194		15098.34111
CO ₂	0.0074	0.877033	0.4558	0	12825.648	15235.77528
T (K)	573	604	923	Heat of reaction=		88682.43686

ตารางแสดงกระแสค่าปริมาณทางไฟฟ้า

Turbine	Watt	Pump	Watt
T1	93400000	P2	112000
SUM T	93400000	SUM P	112000
Wnet=	93288000	-	-
Q _{in,solar} =	200	MWt	

ตารางที่ 13 ผลลัพธ์จากการจำลองรูปแบบที่ 2

Electrical Eff.	Thermal Eff.
22.25%	62.41%

4.3.2.1 ค่าอุปกรณ์ที่ใช้ในโรงงาน (Equipment cost)

การคำนวณงบประมาณที่ใช้ในการสร้างโรงงานโดยคำนวณจากขนาดของอุปกรณ์ ซึ่งค่าใช้จ่ายของอุปกรณ์ในโรงงาน สามารถหาได้จากโปรแกรม CAPCOST

ตารางที่ 14 แสดงค่า Bare Module Cost ของ compressor ในโรงงาน

Compressors	Compressor Type	Power (kilowatts)	# Spares	MOC	Purchased Equipment Cost	Bare Module Cost
C-101	Centrifugal	4640	1	Carbon Steel	\$ 2,020,000	\$ 5,550,000

ตารางที่ 15 แสดงค่า Bare Module Cost ของ Turbine ในโรงงาน

Drives	Drive Type	Power (kilowatts)	# Spares	Purchased Equipment Cost	Bare Module Cost
D-101	Steam Turbine	933	1	\$ 433,000	\$ 1,520,000

ตารางที่ 16 แสดงค่า Bare Module Cost ของ Flash Drum ในโรงงาน

Dryers	Type	Area (square meters)	Purchased Equipment Cost	Bare Module Cost
Dy-101	Drum	2140	\$ 10,700,000	\$ 17,100,000
Dy-102	Drum	50	\$ 250,000	\$ 400,000

ตารางที่ 17 แสดงค่า Bare Module Cost ของ Air Cooler ในโรงงาน

Exchangers	Exchanger Type	Shell Pressure (barg)	Tube Pressure (barg)	MOC	Area (square meters)	Purchased Equipment Cost	Bare Module Cost
E-101	Air Cooler		1.5	Carbon Steel	0	\$ 20,800	\$ 45,100

ตารางที่ 18 แสดงค่า Bare Module Cost ของ Heater ในโรงงาน

Fired Heaters	Type	Heat Duty (MJ/h)	Steam Superheat (°C)	MOC	Pressure (barg)	Purchased Equipment Cost	Bare Module Cost
H-101	Water Heater	38500				\$ 221,000	\$ 479,000
	Water Heater	315000				\$ 1,860,000	\$ 4,030,000

ตารางที่ 19 แสดงค่า Bare Module Cost ของ Reactor ในโรงงาน

Reactors	Type	Volume (cubic meters)	Purchased Equipment Cost	Bare Module Cost
R-101	Jacketed Non-Agitated	30	\$ 26,500	\$ 106,000
R-102	Jacketed Non-Agitated	30	\$ 26,500	\$ 106,000

ตารางที่ 20 แสดงค่า Bare Module Cost ของ Pump ในโรงงาน

Pumps (with drives)	Pump Type	Power (kilowatts)	# Spares	MOC	Discharge Pressure (barg)	Purchased Equipment Cost	Bare Module Cost
P-101	Positive Displacement	111	1	Carbon Steel	3	\$ 28,300	\$ 107,000

ตารางที่ 21 แสดงค่า Bare Module Cost ของ Storage Tanks ในโรงงาน

Storage Tanks	Tank Type	Volume (cubic meters)	Purchased Equipment Cost	Bare Module Cost
Tk-101	Fixed Roof	642	\$ 74,900	\$ 82,400
Tk-102	Fixed Roof	1000	\$ 91,100	\$ 100,000
Tk-103	Fixed Roof	1000	\$ 91,100	\$ 100,000

รวมค่าอุปกรณ์ที่ใช้ เท่ากับ 29,725,500.00 ดอลลาร์สหรัฐ

4.3.2.2 เงินลงทุนเริ่มต้น (Total Capital Investment)

ตาราง แสดงค่าเงินลงทุนเริ่มต้น (FCI)

Component	Range of FCI (%)	Selected FCI (%)	Normalized (%)	Cost (\$)
Purchased equipment	15-40	40.00	28.99	\$29,725,500.00
Purchased-equipment installation	6-14	10.00	7.25	\$7,431,375.00
Instrumentation and controls (installed)	2-12	7.00	5.07	\$5,201,962.50
Piping (installed)	4-17	9.00	6.52	\$6,688,237.50
Electrical system (installed)	2-10	6.00	4.35	\$4,458,825.00
Buildings (including services)	2-18	10.00	7.25	\$7,431,375.00
Yard improvements	2-5	2.00	1.45	\$1,486,275.00
Service facilities (installed)	8-30	15.00	10.87	\$11,147,062.50
Land	1-2	1.00	0.72	\$743,137.50
Direct cost				\$74,313,750.00

Component	Range of FCI (%)	Selected FCI (%)	Normalized (%)	Cost (\$)
Engineering and supervision	4-20	12.00	8.70	\$8,917,650.00
Construction expense	4-17	10.00	7.25	\$7,431,375.00
Legal expenses	1-3	2.00	1.45	\$1,486,275.00
Contractor's fee	2-6	4.00	2.90	\$2,972,550.00
Contingency	5-15	10.00	7.25	\$7,431,375.00

Indirect cost	\$28,239,225.00
Fixed capital cost = Direct cost + Indirect cost	\$102,552,975.00

4.3.2.3 ค่าใช้จ่ายในการผลิต (Cost of Manufacturing)

ค่าวัตถุดิบที่ใช้ในกระบวนการ (CRM)

ค่าวัตถุดิบที่ใช้ในกระบวนการสามารถคำนวณได้จากปริมาณสารตั้งต้นที่ใช้คูณกับราคาของสารตั้งต้น และเวลาที่ใช้ในการผลิตต่อปี (8,000 ชั่วโมงต่อปี) ได้แก่ คาร์บอนไดออกไซด์และแคลเซียมออกไซด์ ตารางที่ 22 ราคาของวัตถุดิบที่ใช้ (CRM)

Material Name	Classification	Ton/yr	Cost (\$/year)
Carbon dioxide	Raw Material	842,532(l/min)	\$1,158,750.00
Calcium oxide	Raw Material	11,762	\$1,176,200.00
Total			2,334,950.00

ดังนั้นจะมีค่าใช้จ่ายในส่วนของวัตถุดิบที่ใช้ทั้งสิ้นเป็นมูลค่า \$2,334,950.00

4.3.2.4 ค่าปฏิบัติงานของคนงาน (C_{OL})

ค่าปฏิบัติงาน หรือค่าแรงงานสามารถคำนวณได้จากสมการ

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

โดย N_{OL} คือ จำนวนของคนงาน

P คือ จำนวนชั้นตอนที่เกี่ยวข้องกับกระบวนการที่เป็นของแข็ง

N_{np} คือ จำนวนอุปกรณ์ทั้งหมดที่เป็นเครื่องอัดอากาศ หอ เครื่องปฏิกรณ์ เครื่องให้ความร้อน และเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน

ตารางแสดงค่า N_{np} ของโรงงาน

Equipment	Number of equipment	N_{np}
Pumps	1	0
Compressor and turbine	2	2
Reactors	2	2
Heater	3	3
Drums	2	0
Storage Tank	3	0
Total	11	7

$$\text{คำนวณ } N_{OL} = [6.29 + 31.7(2)^2 + 0.23*(7)]^{0.5} = 11.16$$

จำนวนแรงงานที่ต้องการต่อผลัด คือ 11.16

Operating labor = (4.5) (11.16) = 52.23 โดยที่ปัดขึ้นเป็นจำนวนเต็ม คือ 53 คน

สมมติให้ ค่าจ้างของคนงาน 1 คน เท่ากับ \$ 67,340 /yr

ดังนั้น ค่าแรงงานในการดำเนินการ (C_{OL}) เท่ากับ (53)(\$ 67,340 /yr) = \$ 3,516,976.154 /yr

4.3.2.5 ค่าสาธารณูปโภค (Utilities cost)

ตาราง แสดงค่าไฟฟ้าที่ใช้ในกระบวนการผลิต

Equipment type	Rate (kW)	Rate (kWh)	Cost (\$/year)
compressor	5,820	46,560,000	\$2,793,600.00
pump	111.7	893,600	\$53,616.00
Heater	616	4,928,000	\$295,680.00
	4500	85,480,000	\$5,128,800.00
	87496	699,968,000	\$41,998,080.00
cooling	35,041	280,328,000	\$16,819,680.00

ดังนั้น จะต้องจ่ายค่าไฟเป็นจำนวนเงินทั้งหมด \$67,089,456.00 /yr.

ในขณะที่ในปีค.ศ.2018 มีค่า CEPCI เป็น 603.1 ดังนั้นเพื่อคำนวณหาค่าสาธารณูปโภคทั้งหมดในปัจจุบัน จำเป็นต้องเทียบสัดส่วนของ CEPCI ดังสมการ

$$\frac{\text{CEPCI}_{\text{new}}}{\text{CEPCI}_{\text{old}}} = \frac{C_{\text{wt, new}}}{C_{\text{OL, old}}}$$

$$\frac{603.1}{397} = \frac{C_{\text{wt, new}}}{\$67,089,456.00}$$

$$C_{\text{wt, new}} = \$102,616,411.14$$

4.3.2.6 Summary cost of manufacturing

$$\text{COM}_d = 0.180\text{FCI} + 2.735C_{\text{OL}} + 1.235(C_{\text{UT}} + C_{\text{WT}} + C_{\text{RM}})$$

โดย	COM_d	=	Cost of manufacturing without depreciation	(\$/yr)
	FCI	=	Fixed Capital Investment	(\$/yr)
	C_{UT}	=	Utilities cost	(\$/yr)
	C_{OL}	=	Operating Labor Cost	(\$/yr)
	C_{WT}	=	Waste Treatment Cost	(\$/yr)
	C_{RM}	=	Raw Material Cost	(\$/yr)

แก้สมการจะได้ จะได้ $\text{COM}_d = \$157,693,396.29$ /yr.

อัตราผลตอบแทนของโรงงาน (Interest rate of return, IRR)

ในการคำนวณหาอัตราผลตอบแทน (IRR) ของโรงงานสามารถทำได้โดย การคำนวณด้วยฟังก์ชัน IRR ในโปรแกรม Microsoft Office Excel ใช้ฟังก์ชัน IRR(values, [guess]) จะให้ค่าอัตราผลตอบแทน (IRR) ของโรงงานตลอดช่วงการดำเนินกิจการคิดเป็นร้อยละ 18.06 ซึ่งเมื่อทำการเปรียบเทียบกับอัตราผลตอบแทนน้อยที่สุดที่ยอมรับได้ (MARR) โดยมีค่าเท่ากับร้อยละ 9 จะเห็นว่าค่า IRR ที่คำนวณได้มีค่ามากกว่า MARR ที่กำหนดไว้ ดังนั้นโครงการนี้จึงคุ้มค่าแค่การลงทุน

ตารางการวิเคราะห์กระแสเงินการจำลองแบบที่ 2

End of the year	CFBT				G/L on Sa	D	TI	IT	CFAT	PW
	GI	E	P	Sa						
0			-128,191,219		0	-	-	-128,191,219	(128,191,218.75)	
1	195,687,845	157,693,396			9,289,218.75	28,705,229.96	10,046,830.49	27,947,618	25,640,016.72	
2	195,687,845	157,693,396			16,720,593.75	21,273,854.96	7,445,849.24	30,548,599	25,712,145.00	
3	195,687,845	157,693,396			13,376,475.00	24,617,973.71	8,616,290.80	29,378,158	22,685,328.21	
4	195,687,845	157,693,396			10,701,180.00	27,293,268.71	9,552,644.05	28,441,805	20,148,891.47	
5	195,687,845	157,693,396			8,560,944.00	29,433,504.71	10,301,726.65	27,692,722	17,998,369.24	
6	195,687,845	157,693,396			6,848,755.20	31,145,693.51	10,900,992.73	27,093,456	16,154,942.57	
7	195,687,845	157,693,396			7,827,148.80	30,167,299.91	10,558,554.97	27,435,894	15,008,373.41	
8	195,687,845	157,693,396			8,766,406.66	29,228,042.05	10,229,814.72	27,764,634	13,934,133.57	
9	195,687,845	157,693,396			11,688,542.21	26,305,906.50	9,207,067.27	28,787,381	13,254,510.11	
10	195,687,845	157,693,396		0	14,026,250.65	23,968,198.06	8,388,869.32	29,605,579	12,505,716.68	
Total									54,851,208.23	

4.3.2.7 ระยะเวลาในการคืนทุน (Payback Period)

ระยะเวลาในการคืนทุน (Payback Period) เป็นการคำนวณหาเวลาที่ต้องใช้เวลานานเท่าใดจึงจะคืนทุน ซึ่งสามารถทำได้โดยการหาค่า Present Worth ของแต่ละปีแล้วจึงทำการคำนวณค่า Present worth สะสม (Accumulated Present Worth) เพื่อดูว่าเมื่อใดที่จะมีการเปลี่ยนเครื่องหมายจากลบกลายเป็นบวก ซึ่งปีที่มีการเปลี่ยนเครื่องหมายจะเป็นปีที่ได้ทุนคืน

End of the year	Present Worth (\$)	Accumulated Present Worth (\$)
0	-128,191,218.75	-128191218.75
1	25,640,016.72	-102,551,202.03
2	25,712,145.00	-76,839,057.03
3	22,685,328.21	-54,153,728.82
4	20,148,891.47	-34,004,837.35
5	17,998,369.24	-16,006,468.11
6	16,154,942.57	148,474.46
7	15,008,373.41	15,156,847.87
8	13,934,133.57	29,090,981.44
9	13,254,510.11	42,345,491.55
10	12,505,716.68	54,851,208.23

4.4 สรุปผลการวิเคราะห์ทางเศรษฐศาสตร์

การเปรียบเทียบวิเคราะห์ทางเศรษฐศาสตร์ของการสร้างโรงงานทั้ง 2 รูปแบบ พบว่ารูปแบบที่ 1 และรูปแบบที่ 2 มีระยะเวลาในการคืนทุนเท่ากันเป็นเวลาหลังดำเนินงานไป 5 ปี แต่ประสิทธิภาพทางความร้อนและประสิทธิภาพทางไฟฟ้าของการจำลองในแบบที่ 2 น้อยกว่าอย่างมีนัยสำคัญ และโรงงานในรูปแบบที่ 1 มีประสิทธิภาพทางความร้อนและประสิทธิภาพทางไฟฟ้าและมีปริมาณไอน้ำมาก ส่งผลให้มีรายได้จากการขายไฟฟ้าและไอน้ำมากกว่า โดยรายได้ของการจำลองในรูปแบบที่ 1 คือ 230.66 ล้านดอลลาร์สหรัฐต่อปี ส่วนรายได้ของการจำลองในรูปแบบที่ 2 คือ 196.69 ล้านดอลลาร์สหรัฐต่อปี และเมื่อพิจารณากำไรหลังจากครบ 10 ปีพบว่า การจำลองโรงงานในรูปแบบที่ 1 มีกำไรที่มากกว่าอย่างมีนัยสำคัญ ดังนั้นการจำลองในรูปแบบที่ 1 จึงเหมาะต่อการลงทุนในระยะยาวมากกว่าถึงแม้ว่าจะใช้เงินลงทุนเริ่มต้นที่มากกว่า ส่วนการจำลองโรงงานในรูปแบบที่ 2 จะเหมาะสมกับการสร้างเป็นโรงงานขนาดเล็กที่ใช้เงินลงทุนไม่มาก เนื่องจากได้กำไรไม่มากในช่วงระยะเวลา 10

	Layout 1	Layout 2
Thermal efficiency	80.28%	62.41%
Electrical efficiency	31.13%	22.25%
Payback period (years)	After 5 years	After 5 years
Accumulate Present worth @ 10 th year (Million USD)	80.83	54.85
Cost (MUSD) per MW	2.18	3.54

บทที่ 5

สรุปผลการทดลองและข้อเสนอแนะ

5.1 สรุปผลการทดลอง

งานวิจัยนี้ได้ทำการจำลองกระบวนการกักเก็บพลังงานความร้อนในรูปพันธะเคมีด้วยปฏิกิริยาเคมีของ $\text{CaO}/\text{Ca}(\text{OH})_2$ (การจำลองรูปแบบที่ 1) และการจำลองกระบวนการกักเก็บพลังงานความร้อนในรูปพันธะเคมีด้วยปฏิกิริยาเคมีของ CaO/CaCO_3 (การจำลองรูปแบบที่ 2) ด้วยโปรแกรม Aspen Plus V 9 ซึ่งเลือก UNIQUAC เป็น Thermodynamic method โดยงานวิจัยนี้ได้พัฒนาแบบจำลองการจำลองกระบวนการกักเก็บพลังงานความร้อนในรูปพันธะเคมีด้วยปฏิกิริยาเคมีของ $\text{CaO}/\text{Ca}(\text{OH})_2$ (รูปแบบที่ 1) จากงานวิจัยก่อนหน้าเพื่อเพิ่มประสิทธิภาพทางความร้อนและประสิทธิภาพทางกระแสไฟฟ้า โดยศึกษาการปรับตัวแปรที่มีผลต่อระบบเพื่อหาค่าที่เหมาะสมสำหรับการเพิ่มประสิทธิภาพ ส่วนการจำลองกระบวนการกักเก็บพลังงานความร้อนในรูปพันธะเคมีด้วยปฏิกิริยาเคมีของ CaO/CaCO_3 (การจำลองรูปแบบที่ 2) เป็นการจำลองเบื้องต้นจากงานวิจัยที่ศึกษา พบว่ารูปแบบที่ 1 มีสายป้อนเข้าได้แก่ แคลเซียมออกไซด์ และ น้ำ เป็นปริมาณ 226.35 กิโลกรัมต่อวินาที และ 153.13 กิโลกรัมต่อวินาทีตามลำดับและเงินลงทุนเป็น 2.18 ล้านดอลลาร์สหรัฐต่อเมกะวัตต์ โดยการจำลองในรูปแบบที่ 1 ให้ประสิทธิภาพทางไฟฟ้าและประสิทธิภาพทางความร้อนดีกว่ารูปแบบที่ 2 ซึ่งมีสายป้อนเข้าได้แก่ แคลเซียมออกไซด์ และ แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ เป็นปริมาณ 31.05 กิโลกรัมต่อวินาที และ 24.93 กิโลกรัมต่อวินาที ตามลำดับ และเงินลงทุนเป็น 3.54 ล้านดอลลาร์สหรัฐต่อเมกะวัตต์ ซึ่งประสิทธิภาพทางไฟฟ้าและประสิทธิภาพทางความร้อนของการจำลองรูปแบบที่ 1 มีค่าเท่ากับ 31.13% และ 80.28% ตามลำดับ และจากการวิเคราะห์ทางเศรษฐศาสตร์พบว่าระยะคืนทุนคือหลังจาก 5 ปี และผลกำไรที่ระยะเวลา 10 ปี มีค่าเท่ากับ 80.83 ล้านดอลลาร์สหรัฐ และมีรายได้ต่อปีมากกว่าการจำลองในรูปแบบที่ 2 อยู่ที่ 230.66 ล้านดอลลาร์สหรัฐต่อปี ส่วนการจำลองกระบวนการกักเก็บพลังงานความร้อนในรูปพันธะเคมีด้วยปฏิกิริยาเคมีของ CaO/CaCO_3 (การจำลองรูปแบบที่ 2) ให้ประสิทธิภาพทางความร้อนและประสิทธิภาพทางไฟฟ้าน้อยกว่าการจำลองในรูปแบบที่ 1 โดยประสิทธิภาพทางไฟฟ้าและประสิทธิภาพทางความร้อนมีค่าเท่ากับ 22.25% และ 62.41% ตามลำดับ มีระยะเวลาคืนทุนหลังจาก 5 ปี ซึ่งเท่ากันกับการจำลองในรูปแบบที่ 1 ปี แต่ผลกำไรที่ระยะเวลา 10 ปี มีค่าเท่ากับ 54.83 ล้านดอลลาร์สหรัฐซึ่งน้อยกว่าการจำลองในรูปแบบที่ 1 อาจจะมีผลมาจากไฟฟ้าที่ผลิตได้ต่อปีมีปริมาณน้อยกว่าการจำลองในรูปแบบที่ 1 อีกทั้งในกระบวนการไม่สามารถขายไอน้ำเป็นรายได้เพิ่มเติมเหมือนการจำลองในรูปแบบที่ 1 ได้ จึงส่งผลให้ได้กำไรน้อยกว่าในช่วงเวลา 10 ปี หากต้องการพัฒนาในอนาคตอาจจะจำลองรูปแบบโรงงานในรูปแบบที่ 2 ให้มีขนาดใหญ่กว่างานวิจัยนี้ แต่ในแง่ของการรักษาสิ่งแวดล้อม การจำลองในรูปแบบที่ 2 จะนำคาร์บอนไดออกไซด์มาใช้ใน

กระบวนการผลิตกระแสไฟฟ้า ซึ่งหากอนาคตสามารถพัฒนารูปแบบจำลองได้อย่างมีประสิทธิภาพโดยมีเทคโนโลยีที่มีประสิทธิภาพที่สามารถดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ในอากาศได้ เพื่อนำมาใช้ในกระบวนการผลิตกระแสไฟฟ้าจะเป็นผลดีอย่างยิ่งต่อการลดแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ในอากาศในอนาคต

5.2 ข้อเสนอแนะ

- งานวิจัยนี้เป็นงานวิจัยเริ่มต้นในการจำลองกระบวนการกักเก็บพลังงานความร้อนในรูปพันธะเคมีด้วยปฏิกิริยาเคมีของ $\text{CaO}/\text{Ca}(\text{OH})_2$ และการจำลองกระบวนการกักเก็บพลังงานความร้อนในรูปพันธะเคมีด้วยปฏิกิริยาเคมีของ CaO/CaCO_3 ด้วยโปรแกรม Aspen Plus V 9 ซึ่งสามารถพัฒนาต่อไปได้อีกหลายรูปแบบเพื่อเพิ่มประสิทธิภาพทางไฟฟ้าและประสิทธิภาพทางความร้อน
- การจำลองด้วยสาร CaO/CaCO_3 การหางานวิจัยอ้างอิงในส่วนของการทำงานข้อกำหนด/เงื่อนไข ค่อนข้างยากทำให้ได้ผลการทดลองในการจำลองไม่เต็มที่เท่าที่ควรในงานวิจัยต่อยอดอาจจะศึกษางานวิจัยก่อนหน้าหรืองานวิจัยอื่นที่เกี่ยวข้องประกอบเพิ่มมากขึ้น

บรรณานุกรม

- [1] The 1994 Report of the Scientific Assessment Working Group of IPCC. Radiative Forcing of Climate Change. [ONLINE] Available at: <https://www.ipcc.ch/site/assets/uploads/2018/03/TAR-06.pdf> [Accessed 20 March 2020].
- [2] เทคโนโลยีผลิตไฟฟ้าด้วยระบบนวมแสงอาทิตย์ (Concentrating Solar Power) [ONLINE] Available at: <http://nongcom-energy.blogspot.com/2014/10/concentrating-solar-power.html> [Accessed 20 March 2020].
- [3] C. Ortiza, J.M. Valverdea, R. Chacarteguib, L.A. Perez-Maquedac, P. Giménezb. The Calcium-Looping (CaCO₃/CaO) process for thermochemical energy. Renewable and Sustainable Energy Reviews 113 (2019). p.2-3.
- [4] Patrick Schmidt. On the Design of a Reactor for High Temperature Heat Storage by Means of Reversible Chemical Reactions. KTH School of Industrial Engineering and Management.
- [5] C. Ortiza, J.M. Valverdea, R. Chacarteguib, L.A. Perez-Maquedac, P. Giménezb. The Calcium-Looping (CaCO₃/CaO) process for thermochemical energy. Renewable and Sustainable Energy Reviews 113 (2019). p.4.
- [6] Nuclear Power. 2018. Theory of Rankine Cycle. [ONLINE] Available at: <https://www.nuclear-power.net/nuclear-engineering/thermodynamics/thermodynamic-cycles/rankine-cycle-steam-turbine-cycle/theory-of-rankine-cycle-equations-and-calculation/>. [Accessed 21 March 2020].
- [7] 2003. Brayton Cycle. [ONLINE] Available at: https://www.me.psu.ac.th/Power_Plant_Engineering/P0h.htm [Accessed 21 March 2020].
- [8] การประยุกต์การหาช่วงเวลาเพื่อทำความสะอาดเครื่องอัดอากาศกังหันอากาศ. 2001. หลักการทำงานของเครื่องกังหันก๊าซเทอร์ไบน์ [ONLINE] Available at: <https://www.nuclear-power.net/nuclear-engineering/thermodynamics/thermodynamic-cycles/rankine-cycle-steam-turbine-cycle/theory-of-rankine-cycle-equations-and-calculation/>. [Accessed 21 March 2020].

- [9] การประยุกต์การหาช่วงเวลาเพื่อทำความสะอาดเครื่องอัดอากาศกังหันอากาศ. 2001. หลักการทำงานของเครื่องกังหันก๊าซเทอร์ไบน์ [ONLINE] Available at: <https://www.nuclear-power.net/nuclear-engineering/thermodynamics/thermodynamic-cycles/rankine-cycle-steam-turbine-cycle/theory-of-rankine-cycle-equations-and-calculation/>. [Accessed 21 March 2020].
- [10] STEEL & TOOLS CO.,LTD. HEAT-RESISTANT STEELSเหล็กทนความร้อนสูง. [ONLINE] Available at: <http://www.steelandtools.co.th/product/heat-resistant-steels/>. [Accessed 16 April 2020].
- [11] M. Schmidt, M. Linder, Power generation based on the $\text{Ca}(\text{OH})_2/\text{CaO}$ thermochemical storage system – Experimental investigation of discharge operation modes in lab scale and corresponding conceptual process design, *Applied Energy* 203 (2017) 594–607.
- [12] L.F. Cabeza, A. Solé, X. Fontanet, C. Barreneche, A. Jové, M. Gallas, C. Prieto, A. Fernández, Thermochemical energy storage by consecutive reactions for higher efficient concentrated solar power plants (CSP): Proof of concept, *Applied Energy* 185 (2017) 836–845.
- [13] R. Chacartegui, A. Alovio, C. Ortiz, J.M. Valverde, V. Verda, J.A. Becerra, Thermochemical energy storage of concentrated solar power by integration of the calcium looping process and a CO_2 power cycle, *Applied Energy* 173 (2016) 589–605.
- [14] L.F. Cabeza, A. Solé, X. Fontanet, C. Barreneche, A. Jové, M. Gallas, C. Prieto, A. Fernández, Thermochemical energy storage by consecutive reactions for higher efficient concentrated solar power plants (CSP): Proof of concept, *Applied Energy* 185 (2017) 836–845.
- [15] Smith, R. *Chemical Process Design and Integration*, John Wiley & Sons, UK, 2005
- [16] Y.A. Criado, A. Huille, S. Rouge, J.C. Abanades, Experimental investigation and model validation of a $\text{CaO}/\text{Ca}(\text{OH})_2$ fluidized bed reactor for thermochemical energy storage application, *Chemical Engineering Journal* 313 (2017) 1194-1205.

[17] C. Ortiza, J.M. Valverde, R. Chacarteguib, L.A. Perez-Maquedac, P. Giménezb. The Calcium-Looping (CaCO₃/CaO) process for thermochemical energy. *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 113 (2019). p.9-11.

ภาคผนวก

ตัวอย่างการคำนวณ Thermal efficiency และ Electrical efficiency

ยกตัวอย่างการคำนวณ Thermal efficiency และ Electrical efficiency ของการจำลองในรูปแบบที่ 1 การพัฒนาแบบจำลองกระบวนการกักเก็บพลังงานความร้อนในรูปแบบพันธะเคมีด้วยปฏิกิริยาเคมีของ CaO/Ca(OH)₂

1.Properties ของสารแต่ละชนิด

	Δa	Δb	Δc	Δd	Δe
R1	50.77927	-94.41259	116.3276	-47.9038	-1.77019
R2	-50.77927	94.41259	-116.328	47.90381	1.770188

คำนวณค่า Δa Δb Δc Δd และ Δe ดังนี้

From NIST	temp range (K)	a	b	c	d	e	f	g	h
Ca(OH) ₂	298-1000	130.8253	-82.69216	122.769	-50.3921	-2.513146	-1030.841	247.1857	-986.085
CaO	298-3200	49.95403	4.887916	-0.35206	0.046187	-0.825097	-652.9718	92.56096	-635.089
H ₂ O	500-1700	30.092	6.832514	6.793435	-2.53448	0.082139	0	0	0

$$\Delta a(R1) = a(\text{Ca(OH)}_2) - a(\text{CaO}) - a(\text{H}_2\text{O})$$

$$\Delta a(R2) = a(\text{CaO}) + a(\text{H}_2\text{O}) - a(\text{Ca(OH)}_2)$$

$$\Delta b(R1) = b(\text{Ca(OH)}_2) - b(\text{CaO}) - b(\text{H}_2\text{O})$$

$$\Delta b(R2) = b(\text{Ca(OH)}_2) + b(\text{CaO}) - b(\text{H}_2\text{O})$$

$$\Delta c(R1) = c(\text{Ca(OH)}_2) - c(\text{CaO}) - c(\text{H}_2\text{O})$$

$$\Delta c(R2) = c(\text{Ca(OH)}_2) + c(\text{CaO}) - c(\text{H}_2\text{O})$$

$$\Delta d(R1) = d(\text{Ca(OH)}_2) - d(\text{CaO}) - d(\text{H}_2\text{O})$$

$$\Delta d(R2) = d(\text{Ca(OH)}_2) + d(\text{CaO}) - d(\text{H}_2\text{O})$$

$$\Delta e(R1) = e(\text{Ca(OH)}_2) - e(\text{CaO}) - e(\text{H}_2\text{O})$$

$$\Delta e(R2) = e(\text{Ca(OH)}_2) + e(\text{CaO}) - e(\text{H}_2\text{O})$$

2. การหาค่า Cp (Specific heat capacity) ของสารที่อุณหภูมิต่างๆโดยใช้โปรแกรม excel ช่วยในการคำนวณ

ยกตัวอย่างการคำนวณค่า Cp ของ CaO ที่อุณหภูมิ 906.956 K โดยใช้ค่า a b c d และ e ของ CaO จากตาราง properties ของสารดังแสดงไว้ในข้อ 1

ใช้สูตรคำนวณดังนี้

$$Cp = (a + b)t + ct^2 + dt^3 + \frac{e}{t^2}$$

ใช้วิธีการคำนวณแบบเดียวกันนี้ในการคำนวณค่า Cp ของสารอื่นที่อุณหภูมิต่างๆ โดยใช้ properties ของสารนั้นๆในการคำนวณ

3. Energy balance

T ref = 298 K

T (K)	t=T/1000	Cp (kJ/kmol.K)		
		CaO	Ca(OH) ₂	H ₂ O
906.956	0.906956	116.1637	53.12894833	39.98605
471.539	0.471539	102.5442	48.47461724	34.55858
945	0.945	116.9765	53.37375848	40.47656
909.994	0.909994	116.2315	53.14888823	40.02524
909.994	0.909994	116.2315	53.14888823	40.02524
1006.01	1.00601	118.0959	53.77908895	41.26046
906.956	0.906956	116.1637	53.12894833	39.98605

	IN			OUT	QIN (kWth)			QOUT
	MIX2	W3	MIX2(CIPSD)	PROD1	MIX2	W3	MIX2(CIPSD)	PROD1
CaO	3.88534		0	2.22655	274843.4	0	0	168513.7
Ca(OH) ₂	0.114318		0	1.77307	3698.5522	0	0	61229.11
H ₂ O		8.5		6.84138	0	50976.722	0	179164.4
T (K)	906.956	471.539	906.956	945	Heat of reaction=		-423424.871	kWth

R2 (kmol/s)	IN		OUT	QIN		QOUT
	PROD3	W8	PROD4	PROD3	W8	PROD4
CaO	2.22655		3.92042	158381.07		327798.4638
Ca(OH) ₂	1.77307		0.0792065	57672.295		3015.87721
H ₂ O	0	1.84138	3.53525	0	45104.987	103274.6234
T (K)	909.994	909.994	1006.01	Heat of reaction= 193227.1292 kWth		

Result

	R1	R2
Qin total	329518.677	261158.35
Qout total	832332.059	240861.84

จากสูตร

$$Q = mC_p\Delta T$$

ตัวอย่างเช่น Qin ของ MIX2 หาได้จาก

$$Q_{in} = mC_p\Delta T$$

$$= (3.88534)(116.164)(906.956-298)$$

$$= 274843.4 \text{ kWth}$$

ตัวอย่างการหา $Q_{in,total}$ และ $Q_{out,total}$ ของ R1

$$\begin{aligned} Q_{in,total} &= Q_{in,MIX2} + Q_{in,W3} + Q_{in,MIX2(CIPSD)} \\ &= 274843.4 + 3698.552 + 50976.72 + 0 \\ &= 9329518.68 \text{ kWth} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{out,total} &= Q_{out,PROD1} + \text{Heat of reaction(R1)} \\ &= 198514 + 61229.1 + 179164 - 423424.81 \\ &= 832332.06 \text{ kWth} \end{aligned}$$

4.การคำนวณ Heat of reaction

$$\Delta H_r(T_2) = \Delta H_r(298 \text{ K}) + \int_{298}^{T_2} \Delta C_p dT$$

$$\Delta H_{T_2 K} = \Delta H_{298 K} + \Delta a(T_2 - T_1) + \frac{\Delta b(T_2^2 - T_1^2)}{2} + \frac{\Delta c(T_2^3 - T_1^3)}{3} + \frac{\Delta d(T_2^4 - T_1^4)}{4} - \frac{\Delta e}{T_2 - T_1}; T_1 = 298 \text{ K}$$

R1

$$T_{ref} = 0.298 \quad \text{K}$$

$$T_2 = 0.945 \quad \text{K}$$

$$a = 32.85418769$$

$$b = -37.96429377$$

$$c = 31.69714533$$

$$d = -9.46$$

$$e = -2.735993818$$

$$19.87$$

$$\Delta H_{743K} = -108980.1333 \quad \text{kJ/kmol}$$

$$F = 3.88534 \quad \text{kmol/s}$$

$$\Delta H_{743K F} = -423424.871 \quad \text{kWth}$$

สูตรที่ใช้ในการคำนวณ

$$a = \Delta a \times (T2 - Tref)$$

$$b = \Delta b \times \frac{(T2^2 - Tref^2)}{2}$$

$$c = \Delta c \times \frac{(T2^3 - Tref^3)}{3}$$

$$d = \Delta d \times \frac{(T2^4 - Tref^4)}{4}$$

$$e = \Delta e \times (T2 - Tref)$$

จาก $\Delta H_{298 K} = -109 \text{ kJ/mol}$

$$\Delta H_{743 K} = \Delta H_{298 K} + a + b + c + d + e$$

หา Heat of reaction จาก

$$\Delta H_{743 K} F = \Delta H_{298 K} \times F$$

ยกตัวอย่างการคำนวณ Heat of reaction R1

$$\begin{aligned} \Delta H_{743 K} F &= \Delta H_{298 K} \times F \\ &= -108980.1333 \times 3.88543 \\ &= -423424.871 \text{ kWth} \end{aligned}$$

5.การคำนวณค่า Electrical efficiency

Turbine	Watt	Pump	Watt
T1	5251699	P1	215450
T2	78092989	P2	13691
T3	27944599	P4	14577
T4	71827037	P5	7239
T5	2798713		

Heater = -193989000 Watts

ผลรวม Watt ทั้งหมดของ Turbines มีค่าเท่ากับ 185915037 Watts

ผลรวม Watt ทั้งหมดของ Pumps มีค่าเท่ากับ 250957 Watts

Assume ให้พลังงานแสงอาทิตย์ ($Q_{in,solar}$) เท่ากับ 200 MW

สูตรการคำนวณ Electrical efficiency

$$\begin{aligned} \text{Electrical efficiency} &= \frac{W_{net}}{Q_{in,solar} + Q_{heater}} \\ &= \frac{185915037 + 250957}{200 \times 10^6 - 193989000} \end{aligned}$$

ดังนั้นจะได้ Electrical efficiency ประมาณ 31.13 %

6.การคำนวณค่า thermal efficiency

จากตาราง energy balance

Result

	R1	R2
Qin total	329518.677	261158.35
Qout total	832332.059	240861.84
Qout	502813.382	-20296.518

$Q_{out} = Q_{out\ total} - Q_{in\ total}$

เช่น Q_{out} ของ R1 คำนวณดังนี้

$Q_{out} = 832332.059 - 329518.677 = 502813.382\ kW$

$Q_{solar} = 200000\ kW$

$$\begin{aligned} \text{Thermal efficiency} &= \left| \frac{Q_{out(R1)} + Q_{out(R2)}}{Q_{solar} + Q_{heater}} \right| \\ &= \left| \frac{502813.37 + (-20296.52)}{200000 + (-193989000)} \right| \end{aligned}$$

ดังนั้นจะได้ thermal efficiency ประมาณ 80.28 %

ตาราง ข้อมูลการพัฒนาแบบจำลองกระบวนการกักเก็บพลังงานความร้อนในรูปพันธะเคมีด้วยปฏิกิริยาเคมีของ

CaO/Ca(OH)₂

Stream		LAYOUT1
SOLAR	MW	200
CW1	Kg/s	6.00
	K	305.34
	kPa	1500.00
CW2	kg/s	6.00
	K	872.37
	kPa	1500.00
CW3	kg/s	6.00
	K	471.10
	kPa	101.34
CW4	kg/s	0.00
	K	6.00
	kPa	101.33
CW5	kg/s	3.00
	K	298.10
	kPa	500.00
CW6	kg/s	3.00
	K	894.50
	kPa	500.00
CW7	kg/s	3.00
	K	630.63
	kPa	101.33
CW8	kg/s	3.00
	K	298.00
	kPa	101.33
CW9	kg/s	-

	K	-
	kPa	-
PROD1	kg/s	379.48
	K	944.00
	kPa	1500.00

Stream	LAYOUT1	
	kg/s	379.48
PROD2	K	909.00
	kPa	1500.00
	kg/s	256.23
PROD3	K	909.00
	kPa	500.00
	kg/s	289.40
PROD4	K	1001.81
	kPa	101.33
	kg/s	289.40
PROD5	K	971.81
	kPa	101.33
	kg/s	225.72
PROD6	K	971.81
	kPa	300.00
	kg/s	-
PROD7	K	-
	kPa	-
	kg/s	203.14
SCYCLE	K	971.81
	kPa	200.00
	kg/s	23.21
SOLID1	K	298.00
	kPa	101.33
	kg/s	226.35
SOLID2	K	903.21
	kPa	101.33
SOLID3	kg/s	226.35

	K	903.23
	kPa	150.00
	kg/s	22.57
SOLID4	K	971.81
	kPa	200.00
<hr/>		
	Stream	LAYOUT1
W1	kg/s	153.13
	K	298.00
	kPa	101.33
W2	kg/s	153.13
	K	298.34
	kPa	1500.00
W3	kg/s	153.13
	K	323.23
	kPa	1500.00
W4	kg/s	153.13
	K	471.54
	kPa	1500.00
W5	kg/s	123.25
	K	909.00
	kPa	500.00
W6	kg/s	33.17
	K	909.00
	kPa	500.00
W7	kg/s	90.08
	K	909.00
	kPa	500.00
W8	kg/s	90.08
	K	641.77
	kPa	101.33
W9	kg/s	63.69
	K	971.81
	kPa	200.00
W10	kg/s	63.69
	K	943.82
	kPa	101.33

Stream		LAYOUT1
W11	kg/s	153.77
	K	727.05
	kPa	800.00
W12	kg/s	153.77
	K	449.94
	kPa	101.33

ตาราง ข้อมูลการพัฒนาแบบจำลองกระบวนการกักเก็บพลังงานความร้อนในรูปพันธะเคมีด้วยปฏิกิริยาเคมีของ CaO/CaCO₃

Stream		LAYOUT1
SOLAR	MW	200
CO1	Kg/s	24.93
	K	298.00
	kPa	100.00
CO3	kg/s	24.93
	K	544.23
	kPa	1000.00
CO4	kg/s	24.93
	K	923.00
	kPa	101.34
CO5	kg/s	2.68
	K	573.00
	kPa	1500.00
CO7	kg/s	2.68
	K	191.59
	kPa	75.00
CO8	kg/s	20.06
	K	673.00
	kPa	1.00
PRO1	kg/s	55.98
	K	1123.00
	kPa	320.33
PRO2	kg/s	55.98
	K	573.00
	kPa	150.00
PRO3	kg/s	53.30

	K	573.00
	kPa	1500.00

Stream		LAYOUT1
PRO5	Kg/s	53.30
	K	923.00
	kPa	200.00
PRO6	kg/s	33.24
	K	673.00
	kPa	1.00
SOLID1	kg/s	31.05
	K	297.00
	kPa	100.00
SOLID2	kg/s	31.05
	K	298.83
	kPa	300.00
SOLID3	kg/s	31.05
	K	923.00
	kPa	300.00