



ภาควิชาเคมีเทคนิค คณะวิทยาศาสตร์

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

โครงการเรียนการสอนเพื่อเสริมประสบการณ์

เรื่อง การบูรณาการงานและความร้อนในโรงงานวนลูบของสารเคมี

โดย

นางสาวฉัฐดาภา มนต์วิเศษ 6032908923

นางสาวฉัตรสุดา กุศล 6032909523

อาจารย์ที่ปรึกษา

ศ.ดร.พรพจน์ เปี่ยมสมบูรณ์

รายงานนี้เป็นส่วนหนึ่งของรายวิชา 2306499 Senior Project

ปีการศึกษา 2563

ลงชื่อ

(ศ.ดร.พรพจน์ เปี่ยมสมบูรณ์)

อาจารย์ที่ปรึกษา

บทคัดย่อ

ชื่อโครงการ : การบูรณาการงานและความร้อนในโรงงานวนลูบของสารเคมี

(Work and heat integration in chemical looping power plant)

ชื่อนิสิตที่เข้าร่วมโครงการ นางสาวฉัฐตาภา มนต์วิเศษ รหัสประจำตัวนิสิต 6032908923

ชื่อนิสิตที่เข้าร่วมโครงการ นางสาวฉัตรสุดา กุศล รหัสประจำตัวนิสิต 6032909523

ชื่ออาจารย์ที่ปรึกษาโครงการ ศ.ดร.พรพจน์ เปี่ยมสมบุรณ์

ภาควิชาเคมีเทคนิค คณะวิทยาศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย ปีการศึกษา 2563

ในอุตสาหกรรมการผลิต ประสิทธิภาพการใช้พลังงานถือเป็นเรื่องสำคัญอย่างมากทั้งด้านเศรษฐกิจและสิ่งแวดล้อม โดยหนึ่งในตัวแปรที่เกี่ยวข้องกับประสิทธิภาพนี้ ได้แก่ งานที่เกิดจากการเปลี่ยนแปลงความดันโดยการบีบอัดหรือขยายตัวของกระแสในกระบวนการ ส่งผลให้อุณหภูมิของกระแสในกระบวนการเปลี่ยนแปลงไป ซึ่งจะส่งผลโดยตรงต่อการถ่ายโอนความร้อน ทั้งนี้เพื่อให้กระบวนการเกิดประสิทธิภาพสูงสุดในทุก ๆ ด้าน จึงเกิดแนวคิดการบูรณาการงานและความร้อนโดยการจัดวางเทอร์โบหรือเครื่องอัดอากาศในตำแหน่งที่เหมาะสมในเครือข่ายเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน หรือที่เรียกว่าการบูรณาการงานและความร้อนขึ้น งานวิจัยนี้ศึกษากระบวนการเผาไหม้แบบเคมีคอลลูบปิง ซึ่งเป็นกระบวนการเผาไหม้ที่สามารถแยกก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ออกจากก๊าซเผาไหม้ได้ง่าย การเผาไหม้เชื้อเพลิงในกระบวนการเคมีคอลลูบปิง ออกซิเจนจากอากาศจะถูกถ่ายโอนไปยังเชื้อเพลิงผ่านวัฏจักรออกซิเดชันและรีดักชันโดยมีโลหะทำปฏิกิริยากับออกซิเจนเกิดเป็นโลหะออกไซด์และเป็นตัวพาออกซิเจนไปมาระหว่างเครื่องปฏิกรณ์สองเครื่อง ในเครื่องปฏิกรณ์เชื้อเพลิงโลหะออกไซด์จะทำปฏิกิริยากับเชื้อเพลิงได้ผลิตภัณฑ์คือ ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์กับน้ำ ในขณะที่ในเครื่องปฏิกรณ์อากาศ โลหะออกไซด์ที่ลดลงจะถูกสร้างขึ้นใหม่โดยกระแสอากาศและความร้อนที่เกิดจากการสร้างโลหะออกไซด์สามารถนำไปผลิตไอน้ำและเปลี่ยนเป็นกระแสไฟฟ้าต่อไป งานวิจัยนี้นำเสนอแบบจำลองเคมีคอลลูบปิง กรณี (i) ไม่มีการบูรณาการงานและความร้อนในระบบ และกรณี (ii) มีการบูรณาการงานและความร้อนในระบบ พบว่า กระบวนการมีประสิทธิภาพ 39.93% และ 69.32% ตามลำดับ แสดงให้เห็นว่าการจัดการพลังงานสำหรับกระบวนการเคมีคอลลูบปิงด้วยการบูรณาการงานและความร้อนโดยการเพิ่มเครือข่ายเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนและวางตำแหน่งเทอร์โบและเครื่องอัดอากาศที่เหมาะสมเข้าไปในระบบจะช่วยเพิ่มประสิทธิภาพของกระบวนการ และลดการใช้พลังงานจากภายนอกและค่าดำเนินการในกระบวนการ

Abstract

Title: **Work and heat integration in chemical looping power plant**

By: **Chatdapa Monwiset 6032908923**

Chatsuda Kuson 6032909523

Advisor: **Prof. Pornpote Piumsomboon**

Department of Chemical Technology, Faculty of Science, Chulalongkorn University

Academic Year 2020

In manufacturing industries, energy efficiency is a very important issue in both the economy and environment. One of variables related to this efficiency is work resulting from pressure changes by compressing or expanding in process streams. As a result, temperatures of the process streams are also changed, which directly affects heat transfer processes. In order to achieve the highest efficiency of a process, the concept of integrating work and heat was proposed by proper placing turbines or compressors in the heat exchanger network. It is also known as the integration of work and heat in the process.

This research studies about a chemical looping combustion, which is a combustion process that could easily separate carbon dioxide from the combustion gas. In the chemical looping process, oxygen from air is transferred to fuel through oxidation-reduction cycle, with metal reacted with oxygen to form metal oxides and acted as oxygen carrier between the two reactors: fuel and air reactors. In the fuel reactor, metal oxide particles, known as oxygen carrier, react with the fuel, the product are carbon dioxide and water. In the air reactor, the reduced metal oxide particles are regenerated with an air stream. The heat generated by oxygen carriers can be used to produce steam and generate electricity. This research presents energy management for a chemical looping system, case (i) without work and heat integration, and case (ii) with work and heat integration. Their process efficiencies were 39.63% and 69.32% respectively. It was shown that the efficiency of chemical looping process could be improved by performing work and heat integration.

กิตติกรรมประกาศ

การที่ข้าพเจ้าได้มาศึกษาและจัดทำโครงการบูรณาการงานและความร้อนในโรงงานเคมีคอลลูบปีง ณ ภาควิชาเคมีเทคนิค จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย ตั้งแต่วันที่ 14 ธันวาคม พ.ศ.2563 ถึงวันที่ มีนาคม พ.ศ.2564 ส่งผลให้ข้าพเจ้าได้รับความรู้และประสบการณ์ต่างๆ ที่มีค่ามากมาย สำหรับรายงานการฝึกฉบับนี้สำเร็จลงได้ด้วยดีจากความร่วมมือและการสนับสนุนจาก หลายฝ่ายดังนี้

1. ศ.ดร.พรพจน์ เปี่ยมสมบูรณ์ อาจารย์ที่ปรึกษา ที่ให้ความรู้ ความเข้าใจ และ ประสบการณ์ในการทำโครงการที่มีคุณค่ายิ่งแก่ข้าพเจ้า
2. น.ส.วัชรา อุไรสกุล (พี่ป้อ) ผู้คอยให้คำแนะนำในการทำโครงการครั้งนี้
3. คุณพ่อ คุณแม่ ที่เป็นกำลังใจและแรงผลักดันในการฝึกงาน

และบุคคลท่านอื่น ๆ ที่ไม่ได้กล่าวนามทุกท่านที่ได้ให้คำแนะนำ ช่วยเหลือในการทำโครงการครั้งนี้ ข้าพเจ้าใคร่ขอขอบพระคุณผู้ที่มีส่วนเกี่ยวข้องทุกท่านที่มีส่วนร่วมในการให้ข้อมูล เป็นที่ปรึกษา ในการทำโครงการครั้งนี้จนเสร็จสมบูรณ์ ข้าพเจ้าขอขอบคุณ ไว้ ณ ที่นี้

ผู้จัดทำโครงการ

ฉัญดาภา มนต์วิเศษ

ฉัตรสุดา กุศล

สารบัญ

	หน้า
บทคัดย่อ (ภาษาไทย)	ก
บทคัดย่อ (ภาษาอังกฤษ)	ข
กิตติกรรมประกาศ	ค
สารบัญ	ง
สารบัญตาราง	ฉ
สารบัญรูป	ช
บทที่ 1 บทนำ	1
1.1 ความเป็นมาและมูลเหตุจูงใจในการเสนอโครงการ	1
1.2 วัตถุประสงค์ของโครงการ	1
1.3 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ	1
บทที่ 2 ทฤษฎีและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง	2
2.1 ทฤษฎีที่เกี่ยวข้อง	2
2.2 ผลงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง	5
บทที่ 3 วิธีการดำเนินงานโครงการ	7
3.1 เครื่องมือและอุปกรณ์ที่ใช้ในการทดลอง	7
3.2 วิธีดำเนินการทดลอง	7
บทที่ 4 ผลการทดลองและอภิปรายผลการทดลอง	17

	หน้า
บทที่ 5 สรุปผลการทดลองและข้อเสนอแนะ	21
5.1 สรุปผลการทดลอง	21
5.2 ข้อเสนอแนะ	22
เอกสารอ้างอิง	23
ภาคผนวก	24
ภาคผนวก ก ตัวอย่างการคำนวณหาอุณหภูมิที่ใช้ในกระบวนการ	25

สารบัญตาราง

ตารางประกอบที่	หน้า
ตารางที่ 3.1 สายร้อนและสายเย็นที่ต้องการแลกเปลี่ยนความร้อน	9
ตารางที่ 3.2 อุณหภูมิของสายร้อนและสายเย็น	9
ตาราง 3.3 อุณหภูมิและความดันของสายร้อนและสายเย็น โดยมีการแยกสายออกตามอัตราส่วนของอัตราการไหลคูณกับความจุความร้อนจำเพาะของสารแต่ละสาย	10
ตารางที่ 3.4 การคำนวณความร้อนในแต่ละช่วง	12
ตารางที่ 4.1 งานของคอมเพลสเซอร์และเทอร์ไบน์ในระบบกรณีไม่มีการบูรณาการงานและความร้อน	18
ตารางที่ 4.2 งานของคอมเพลสเซอร์และเทอร์ไบน์ในระบบกรณีมีการบูรณาการงานและความร้อน	19
ตารางที่ 4.3 สรุปประสิทธิภาพของกระบวนการ	20
ตารางที่ 5.1 เปรียบเทียบข้อมูลสาธารณูปโภคความร้อนและความเย็น	21
ตารางที่ ก.1 ข้อมูลอุณหภูมิสายร้อนและเย็น	23
ตารางที่ ก.2 ข้อมูลสายร้อน	24
ตารางที่ ก.3 ข้อมูลสายเย็น	25

สารบัญรูป

รูปประกอบที่	หน้า
รูปที่ 2.1 การกู้คืนความร้อนระหว่างกระแสร้อนและกระแสเย็น	2
รูปที่ 2.2 Heat Recovery Pinch	3
รูปที่ 2.3 Humid air turbine cycle	3
รูปที่ 2.4 chemical looping combustion	4
รูปที่ 3.1 Grand Composite Curve ของกระบวนการในกรณีที่ไม่มีการเปลี่ยนแปลงความดัน	7
รูปที่ 3.2 Double scales diagram โดยที่ไม่มีการปรับความดัน	8
รูปที่ 3.3 Double scales diagram โดยที่มีการปรับความดัน	11
รูปที่ 3.4 แผนภาพ Cascade Diagram	13
รูปที่ 3.5 ผังการถ่ายโอนความร้อนตามหลักการของ Heat integration	14
รูปที่ 3.6 ออกแบบ ออกแบบเคมีคอลลูปปิง	15
รูปที่ 3.7 ออกแบบ Heat exchanger	15
รูปที่ 3.8 การหา thermal efficiency	16
รูปที่ 4.1 แผนภาพการจำลองกระบวนการผลิตไฟฟ้าโดยการบูรณาการงานและความร้อนในโรงงานการวนลูปของสารเคมี	17

บทที่ 1 บทนำ

1.1 ความเป็นมาและมูลเหตุจูงใจในการเสนอโครงการ

ประสิทธิภาพของการทำงานในภาคอุตสาหกรรมเคมีเป็นสิ่งที่ผู้ประกอบการต้องการให้มีค่าสูงที่สุดเท่าที่จะเป็นไปได้ ในด้านของเศรษฐกิจหมายถึงการประหยัดทรัพยากร หรือการลดต้นทุนการผลิต และความคุ้มค่าในการลงทุน อีกแง่หนึ่งในด้านพลังงานหมายถึงได้ผลลัพธ์หรือพลังงานออกมามากกว่าที่บริโภคพลังงานเข้าไป ถ้ามองเป็นรูปธรรมประสิทธิภาพภาพที่กล่าวมานี้เกี่ยวกับงานและความร้อนโดยตรง จึงเกิดการบูรณาการงานและความร้อนเพื่อเพิ่มประสิทธิภาพให้กับกระบวนการ

การบูรณาการงานและความร้อน (Work and Heat Network, WHEN) จึงหมายถึงการรวมงานและความร้อนเข้าด้วยกัน เพื่อที่จะนำพลังงานและความร้อนส่วนที่เกินมาให้กับกระแสที่ต้องการพลังงานและความร้อนเพิ่มนั่นเอง ทำให้พลังงานและความร้อนหมุนเวียนในระบบ จะเกิดการสูญเสียน้อยมากและยังช่วยลดการบริโภคพลังงานจากแหล่งภายนอกระบบอีกด้วย เพื่อที่จะศึกษาและออกแบบงานวิจัยนี้จึงต้องมีกระบวนการทำงานเพื่อนำการบูรณาการงานและความร้อนนี้ไปประยุกต์เข้ากับระบบ ผู้ศึกษาจึงเลือกกระบวนการเคมีคอลลูบปีงมาสร้างแบบจำลอง เนื่องจากกระบวนการเคมีคอลลูบปีงเป็นเทคโนโลยีที่ดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ที่มีประสิทธิภาพสูงและน่าสนใจเป็นอย่างมาก จึงเกิดเป็นการบูรณาการงานและความร้อนในกระบวนการเคมีคอลลูบปีงเกิดขึ้น

1.2 วัตถุประสงค์ของโครงการ

เพื่อพัฒนาการใช้พลังงานในกระบวนการเคมีคอลลูบปีงให้เกิดประสิทธิภาพสูงสุด อันจะก่อให้เกิดผลดีต่อสิ่งแวดล้อมและต้นทุนของกระบวนการ ด้วยการออกแบบเครือข่ายเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนและการจัดวางเครื่องอัดแก๊สและเทอร์ไบน์ในตำแหน่งที่เหมาะสม เพื่อการใช้พลังงานอย่างมีประสิทธิภาพ

1.3 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ

มีความรู้ความเข้าใจในเรื่องการบูรณาการงานและความร้อนในกระบวนการเคมีคอลลูบปีง โดยการออกแบบเครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อนและงาน (WHEN) เข้ามาช่วยในการออกแบบ และจำลองกระบวนการผ่านโปรแกรม Aspen Plus V.11 เพื่อหาประสิทธิภาพที่ดีที่สุดของกระบวนการ

บทที่ 2 ทฤษฎีและผลงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

2.1 ทฤษฎีที่เกี่ยวข้อง

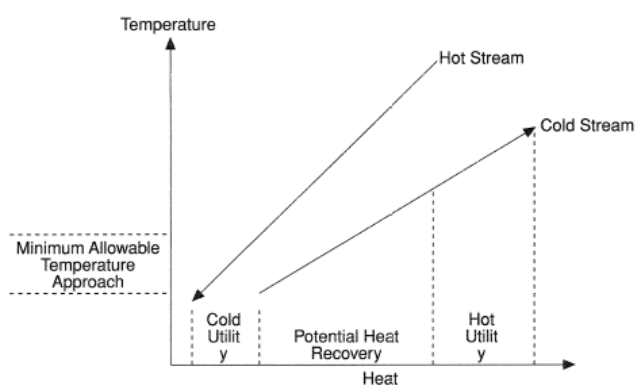
2.1.1 การบูรณาการงานและความร้อน (Work and Heat integration)

การบูรณาการงานและความร้อน คือ การกู้คืนความร้อนซึ่งจะระบายความร้อนออกจากกระแสหนึ่งไปให้ความร้อนที่ต้องการของอีกกระแสหนึ่งโดยทำได้ในตัวแลกเปลี่ยนความร้อนภายในตัวเดียว ซึ่งหมายถึงการใช้การกู้คืนความร้อนเพื่อลดต้นทุนในโรงงานในกระบวนการ ส่วนมากจะเกี่ยวข้องกับการออกแบบเครื่องถ่ายการกู้คืนความร้อน นอกจากนี้เมื่อนำเทคโนโลยีมาใช้ที่เหมาะสมอาจมีผลต่อการออกแบบเครื่องปฏิกรณ์ การออกแบบตัวแยก และการเพิ่มประสิทธิภาพกระบวนการโดยรวมในโรงงานต่างๆที่พลังงานเป็นปัจจัยสำคัญได้อีกด้วย

2.1.2 Composite curve

เป็นวิธีการที่ใช้ได้กับระบบที่เกี่ยวข้องกับกระแสน้ำร้อนและเย็นจำนวนมาก แทนที่จะจัดการกับกระแสแต่ละรายการจะใช้ความสัมพันธ์ของอุปสงค์และอุปทานโดยรวม ความสัมพันธ์เหล่านี้เรียกว่า "Composite Curves"

Hot Composite Curve แสดงถึงการจ่ายความร้อนโดยรวมภายในกระบวนการ การเปลี่ยนแปลงความชันแต่ละครั้งแสดงถึงการเปลี่ยนแปลงของอัตราการไหลของความร้อนของกระแสน้ำร้อนโดยรวม และโดยทั่วไปจะเกี่ยวข้องกับ "การมาถึง" หรือ "การออก" ของกระแสจากสนามอุณหภูมิ เมื่อกระแสมาถึงอัตราการไหลของความร้อนโดยรวมจะเพิ่มขึ้นและความชันของคอมโพสิตลดลง และ Cold Composite Curve แสดงถึงความต้องการความร้อนที่เกิดขึ้นภายในกระบวนการเป็นฟังก์ชันของอุณหภูมิ ^[1]

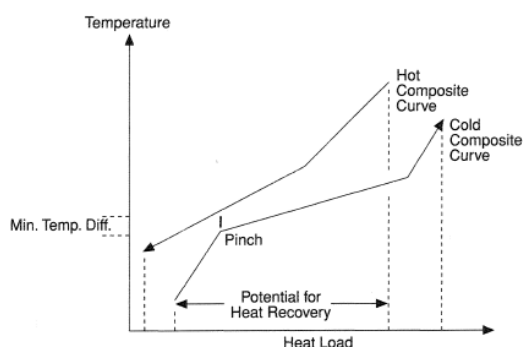


รูปที่ 2.1 การกู้คืนความร้อนระหว่างกระแสน้ำร้อนและกระแสน้ำเย็น ^[1]

2.1.3 เทคโนโลยีพินช์ (Pinch technology)

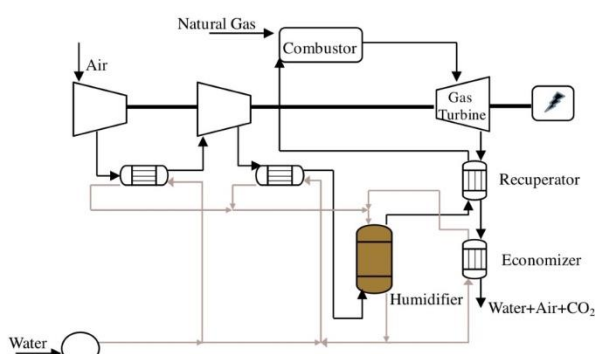
ระบบการแลกเปลี่ยนความร้อน (Heat integration) หรือเทคโนโลยีพินช์ (Pinch technology) เป็นหลักการที่นำมาประยุกต์ใช้ในการออกแบบ และปรับปรุงเครือข่ายการแลกเปลี่ยนความร้อน (Heat exchanger networks, HENs) เพื่อช่วยให้เกิดการใช้พลังงานในโรงงานอย่างคุ้มค่า กล่าวคือ การทำระบบแลกเปลี่ยนความร้อน (Heat integration) จะสามารถช่วยลดปริมาณการใช้ของสาธารณูปโภค ทำให้เกิดการใช้พลังงานได้อย่างคุ้มค่ามากที่สุด [2]

Pinch มีความสำคัญสำหรับทั้งการออกแบบเครือข่ายการกู้คืนความร้อนและสำหรับวิศวกรรมการปรับเปลี่ยนกระบวนการประหยัดพลังงาน เกิดจากกระแสสองกระแสการเข้าใกล้ระหว่างเส้นอุปสงค์และอุปทานจึงเกิดขึ้นที่ส่วนท้ายของเส้นใดเส้นหนึ่งที่ Composite Curves การเข้าใกล้ก็เกิดขึ้นที่จุดกึ่งกลาง จุดนี้ถูกตั้งชื่อว่า Pinch โดยจะพิจารณาปัญหาโดยรวมออกเป็นสองส่วน คือ ปัญหา Above Pinch และปัญหา Below Pinch [1]



รูปที่ 2.2 Heat Recovery Pinch [1]

2.1.4 Humid air turbine cycle (HAT)

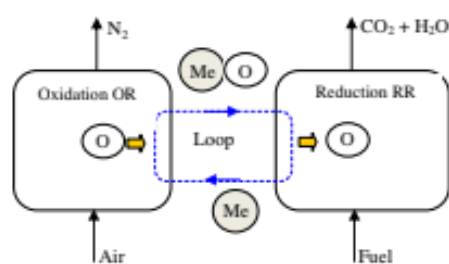


รูปที่ 2.3 Humid air turbine cycle [3]

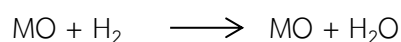
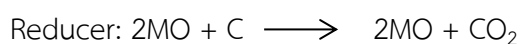
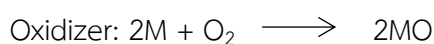
HAT cycle เป็นระบบของเหลวในการทำงาน "น้ำ - อากาศ" เป็นเทคโนโลยีขั้นสูงสำหรับการผลิตไฟฟ้า ช่วยให้ thermal efficiency ของระบบเพิ่มขึ้น โดย วงจร HAT เป็นวงจรที่สร้างขึ้นใหม่ด้วย saturator (humidifier) ที่เพิ่มความชื้นให้กับเครื่องอัดอากาศ โดยมี intercooler ช่วยลดการทำงาน (work consumption) ของเครื่องอัดอากาศ หลังจากการบีบอัดและอินเตอร์คูลิ่ง อากาศจะสัมผัสกับกระแสสายร้อนใน humidifier และจะกลายเป็นอากาศที่มีความชื้นสัมพัทธ์ 100% เป็นผลให้การไหลของของเหลวในการทำงานจะเพิ่มขึ้นและสร้างพลังงานที่ turbine เพิ่มขึ้น [4]

2.1.5 การเผาไหม้แบบการวนรูปของสารเคมี (Chemical looping)

เป็นรูปแบบหนึ่งของกระบวนการทางเคมีที่สามารถใช้ลดปริมาณก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ กระบวนการนี้เป็นกระบวนการที่เหมาะสมต่อการผลิตพลังงานด้วยเชื้อเพลิงฟอสซิล เป็นเทคโนโลยีใหม่ที่สามารถเปลี่ยนเชื้อเพลิงฟอสซิลให้เป็นพลังงานไฟฟ้าและให้ดักจับคาร์บอน อย่างมีประสิทธิภาพและมีค่าใช้จ่ายน้อย การเผาไหม้แบบวนรูปสารเคมีนั้นคล้ายกับการเผาไหม้แบบใช้ออกซิเจนเป็นเชื้อเพลิง โดยไม่มีการสัมผัสโดยตรงระหว่างอากาศกับเชื้อเพลิง ออกซิเจนถูกดึงออกมาจากอากาศแล้วออกซิเจนจะทำปฏิกิริยากับเชื้อเพลิงไฮโดรคาร์บอนทำให้เกิดก๊าซไอเสียที่ประกอบด้วยคาร์บอนไดออกไซด์และไอน้ำ ไอน้ำจะถูกควบแน่นออกจากก๊าซทำให้เกิดก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ใกล้ 100% ซึ่งสามารถแยกตัวในพื้นดินได้ การจะทำให้เทคโนโลยีนี้เกิดประสิทธิภาพสูงสุด จะต้องมีการนำมาบูรณาการกับการทำงานและความร้อน [5]



รูปที่ 2.4 chemical looping combustion □



การเผาไหม้เชื้อเพลิงโดยใช้โลหะออกไซด์(MO) เป็นตัวพาออกซิเจน การหมุนเวียนระหว่างเครื่องปฏิกรณ์หลักสองเครื่อง คือ Reducer หรือ Fuel reactor และOxidizer หรือ Air reactor ภายใน redox

loop ออกซิเจนจะถ่ายเทจากออกไซด์ของโลหะ(MO)ไปยังเชื้อเพลิงใน Reducer ส่วนไอน้ำหรืออากาศรวมถึงโลหะออกไซด์ที่ถูก reduce เป็นโลหะส่งไปใน Oxidizer กระบวนการนี้เป็นการหลีกเลี่ยงการสัมผัสโดยตรงระหว่างเชื้อเพลิงและสารออกซิแดนท์ ดังนั้นพลังงานสร้างกระแสผลิตภัณฑ์ CO₂ มีการใช้พลังงานน้อยที่สุด [4]

2.2 ผลงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

2.2.1 A comparative simulation study of power generation plants involving chemical looping combustion systems [4]

ศึกษาแบบจำลองทั้งด้านพลังงานและเศรษฐศาสตร์ของโรงไฟฟ้าที่มีการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์โดยอาศัยเทคโนโลยีการเผาไหม้การวนลูบทางเคมีของเครื่องปฏิกรณ์สามตัว สำหรับการผลิตไฮโดรเจน วงจรการผลิตไฟฟ้าประกอบด้วยวัฏจักรรวมกับเทอร์ไบน์ด้วย HAT cycle ตัวพาออกซิเจน ได้แก่ เหล็กและนิกเกิล มีการวิเคราะห์ถึงผลกระทบของปฏิกิริยาความดันและอุณหภูมิขาเข้าของเทอร์ไบน์ต่อประสิทธิภาพของโรงงาน

2.2.2 Biomass direct chemical looping process: Process simulation [5]

การศึกษานี้นำเสนอกระบวนการ biomass direct chemical looping (BDCL) ซึ่งเป็นกระบวนการทางเลือกที่มีศักยภาพในการเปลี่ยนชีวมวลด้วยความร้อนเป็นไฮโดรเจน หรือไฟฟ้าที่มีประสิทธิภาพสูง การจำลองและวิเคราะห์กระบวนการดำเนินการเพื่อแสดงให้เห็นถึงประสิทธิภาพของเครื่องปฏิกรณ์แต่ละตัว โดยใช้ ASPEN Plus เพื่ออธิบายถึงประสิทธิภาพของเครื่องปฏิกรณ์ นอกจากนี้ยังมีการกำหนดเงื่อนไขการทำงานที่เหมาะสมสำหรับเครื่องปฏิกรณ์ จากนั้นการจำลองกระบวนการโดยใช้ ASPEN Plus จะดำเนินการตามข้อมูลของเครื่องปฏิกรณ์ที่ได้รับจากแบบจำลองหลายขั้นตอน ผลการจำลองบ่งชี้ว่าก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ที่ผลิตจากกระบวนการ BDCL ถูกดักจับ ช่วยลดการปล่อยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์

2.2.3 Integrating Compressor into Heat Exchanger Networks Above Ambient Temperature [6]

ศึกษาความร้อนจากกระบวนการคอมเพล็กซ์ที่จะสูญเสียไปกับน้ำหล่อเย็น เนื่องจากอุณหภูมิลดต่ำลง ปริมาณความร้อนที่สามารถกู้คืนได้จากการเพิ่มอุณหภูมิในการทำงานของคอมเพรสเซอร์ ภายใต้เงื่อนไขการรวมคอมเพรสเซอร์เข้ากับเครือข่ายตัวแลกเปลี่ยนความร้อน (HEN) แต่จะมีความซับซ้อนเนื่องจากทั้งความร้อนและการทำงานมีส่วนเกี่ยวข้องและบทบาทของสตรีม (เป็นกระแสร้อนหรือเย็น) ความต้องการ

สาธารณูปโภคและตำแหน่งของจุดพินช์อาจเปลี่ยนแปลงได้ มีการนำเสนอขั้นตอนการออกแบบ HEN โดยมีวัตถุประสงค์เพื่อลดการสิ้นเปลืองพลังงานให้น้อยที่สุด และสร้างความสมดุลระหว่างการแลกเปลี่ยนความร้อนที่ จากการศึกษาผลพบว่าควรทำการคอมเพล็กซ์ที่อุณหภูมิพินช์หรืออุณหภูมิมิบรรยากาศเพื่อให้ได้ปริมาณการใช้พลังงานต่ำ

2.2.4 Work and Heat Integration—A New Field in Process Synthesis and Process Systems Engineering ^[67]

ศึกษาเกี่ยวกับการออกแบบการแลกเปลี่ยนความร้อน (HENs) ของสายร้อนและสายเย็น รวมถึงการเปลี่ยนแปลงพลังงานจากการเปลี่ยนความดันของอุปกรณ์ และศึกษาออกแบบเครือข่ายการบูรณาการงานและความร้อน (WHENs)

2.2.5 Integrating Expanders into Heat Exchanger Networks above Ambient Temperature ^[8]

ศึกษาการรวมเทอร์ไบน์เข้ากับเครือข่ายเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (HEN) มีความเกี่ยวข้องกับทั้งความร้อนและงาน ซึ่งจะส่งผลต่อสายร้อนหรือสายเย็น ความต้องการสาธารณูปโภค และตำแหน่งของจุดพินช์อาจเปลี่ยนไป มีการเสนอทฤษฎีที่ประยุกต์สำหรับการเทอร์ไบน์เข้ากับ HEN ที่อุณหภูมิสูงกว่าอุณหภูมิมิบรรยากาศ โดยมีวัตถุประสงค์เพื่อลดการใช้พลังงานที่มากเกินไป วิธีการออกแบบ HEN รวมเข้ากับเทอร์ไบน์ได้รับการพัฒนาบนพื้นฐานของ Grand Composite Curves (GCCs) ซึ่งสรุปได้ว่าเพื่อให้ได้การออกแบบที่มีการสิ้นเปลืองพลังงานน้อยที่สุดควรทำที่อุณหภูมิพินช์ หรืออุณหภูมิมิบรรยากาศ

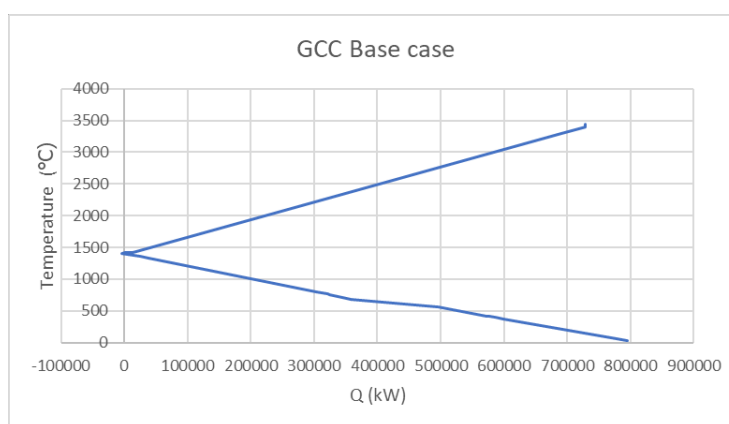
บทที่ 3 วิธีการดำเนินงานโครงการ

3.1 เครื่องมือและอุปกรณ์ที่ใช้ในการทดลอง

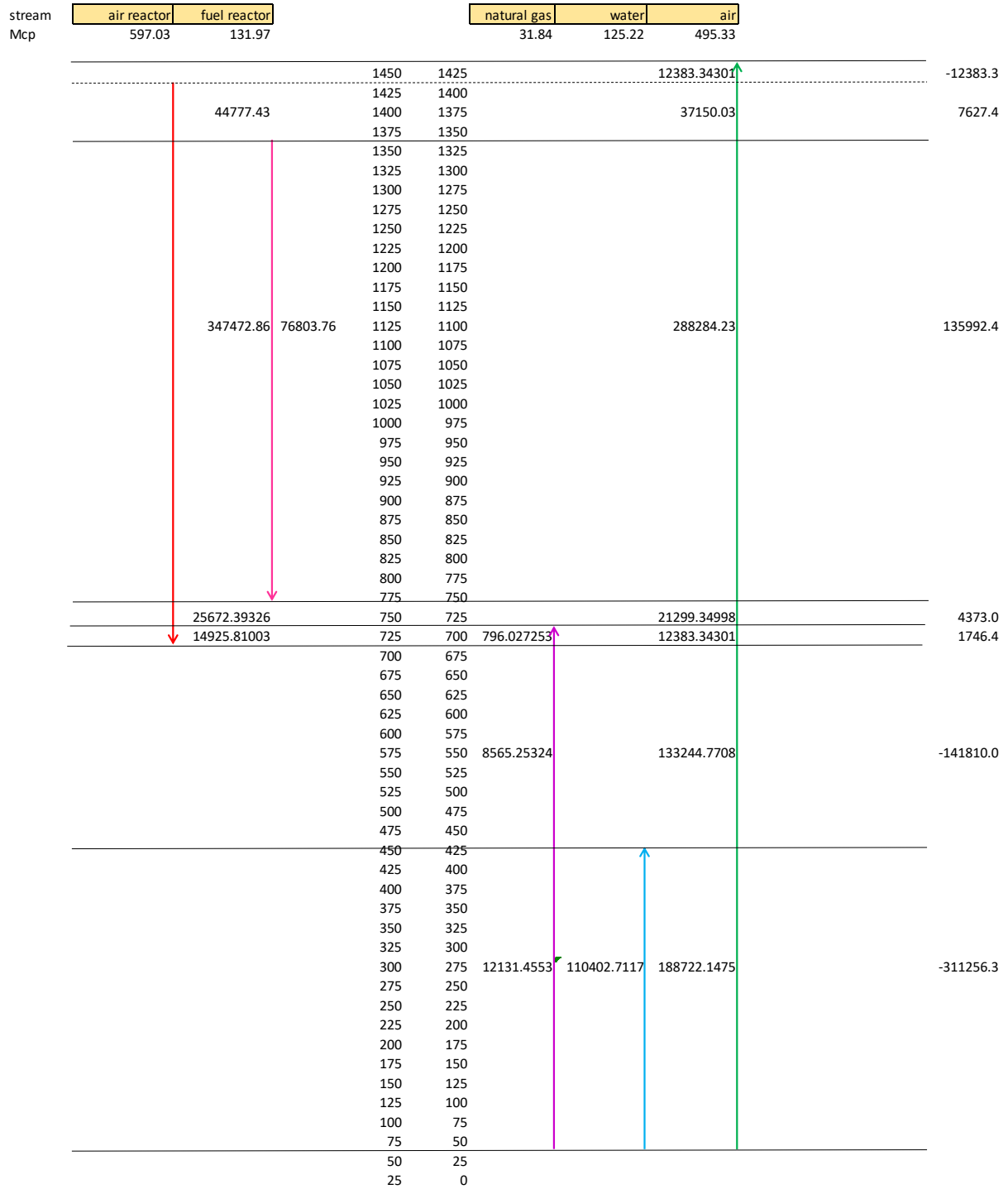
สำหรับงานวิจัยนี้ใช้โปรแกรม ASPEN PLUS Version 11 เป็นโปรแกรมที่ใช้สำหรับการจำลองกระบวนการทางวิศวกรรมเคมี

3.2 วิธีดำเนินการทดลอง

1. สืบค้นงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง
2. ศึกษาโปรแกรม ASPEN PLUS Version 11
3. ระบุอุณหภูมิขาเข้าและขาออกของแต่ละสายกระบวนการ พร้อมทั้งระบุความดันที่ต้องการเพิ่มและลด รวมถึงระบุค่าความจุความร้อนจำเพาะของแต่ละสายจากโปรแกรม ASPEN PLUS Version 11 ดังตารางที่ 3.1
4. นำข้อมูลที่ได้มาสร้าง Double scales diagram โดยที่ไม่มีการเปลี่ยนแปลงของความดันได้ดังรูปที่ 3.1 จะได้อุณหภูมิ Pinch เฉลี่ยระหว่างสายร้อยและสายเย็นเท่ากับ 1412.5 องศาเซลเซียส คำนวณพลังงานความร้อนของแต่ละช่วงออกมาเทียบกับอุณหภูมิในแต่ละช่วงจะได้ กราฟ Grand Composite Curve ดังกราฟที่ 3.1



รูปที่ 3.1 Grand Composite Curve ของกระบวนการในกรณีที่ไม่มีการเปลี่ยนแปลงความดัน



รูปที่ 3.2 Double scales diagram โดยที่ไม่มีการปรับความดัน

ตารางที่ 3.1 สายร้อนและสายเย็นที่ต้องการแลกเปลี่ยนความร้อน

	Stream	Ts (°C)	Tt (°C)	mole		Cp KJ/Kmol.K	Mcp KJ/K.hr	Mcp KW/K	delta H KW	Ps atm	Pt atm	Pinch temp (°C)	Cp/Cv (k)
				flowrate kmol/hr									
HOT	air reactor	1425	700	58934.23		36.47	2149316.64	597.03	432848.5	15	1		1.30
	fuel reactor	1350	768	9144.14		51.95	475074.78	131.97	76803.76	20	1	1425	1.19
COLD	natural gas	25	700	2789.30		41.10	114627.92	31.84	21492.74	1	20		1.36
	water	25	406	5550.84		81.21	450793.87	125.22	47709.02	1	15	1400	1.38
	air	25	1425	61000.00		29.23	1783201.39	495.33	693467.2	1	15		1.40

ตารางที่ 3.2 อุณหภูมิของสายร้อนและสายเย็น

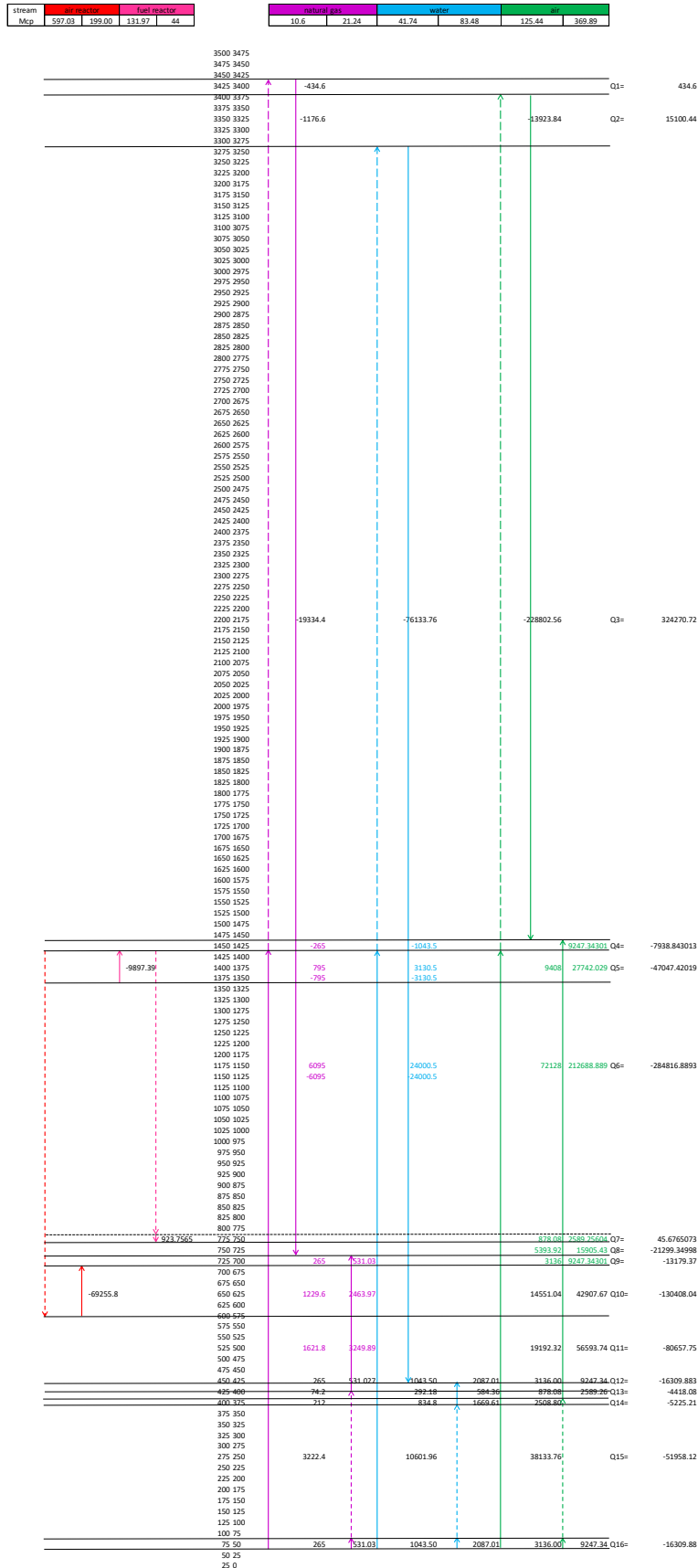
Stream	compression Efficiency	Cp/Cv (k)	(k-1)/(k*η)	Texp,HU		Texpand,PI		Tambient (°C) (T0+deltaTmin)
				(K)	(°C)	(K)	(°C)	
air reactor	1	1.30	0.23	915	642	915	642	1450
fuel reactor	1	1.19	0.16	1002	729	1048	775	1375
Stream	compression Efficiency	Cp/Cv (k)	(k-1)/(k*η)	Tcomp,0		Tcomp,PI		Tambient (°C) (T0+deltaTmin)
				(K)	(°C)	(K)	(°C)	
natural gas	1	1.36	0.26	654	381	3674	3401	50
water	1	1.38	0.27	627	354	3522	3249	50
air	1	1.40	0.29	647	374	3633	3360	50

5. คำนวณหาอุณหภูมิเข้าและขาออกของสารแต่ละสาย เมื่อมีการนำการเปลี่ยนความดันมาเกี่ยวข้องได้ ดัง ตารางที่ 3.2 เนื่องจากสายเย็นต้องการเพิ่มความดันจึงมีการคอมเพลสสายเย็นโดยจะแบ่งสายเย็นออกเป็น 2 สายตามอัตราส่วนของอัตราการไหลคูณกับความจุความร้อนจำเพาะของสารแต่ละสาย และสายร้อนมีการลดความดันแต่ไม่มีการแยกสายออก จะได้สรุปข้อมูลของแต่ละสายดังตารางที่ 3.3

ตาราง 3.3 อุณหภูมิและความดันของสายร้อนและสายเย็น โดยมีการแยกสายออกตามอัตราส่วนของอัตราการไหลคูณกับความจุความร้อนจำเพาะของสารแต่ละสาย

Split stream	Ts (°C)	Tt (°C)	Mcp KJ/K.hr	Ratio Mcp	delta H KW	Ps atm	Pt atm
air reactor_1.1	1425	1425	398		0	20	20
air reactor_1.2	642	700	398	0	22999	1	1
fuel reactor_1.1	1350	1425	88		6597	15	15
fuel reactor_1.2	729	768	88	0	3459	1	1
NG_1.1	25	1400	11		14631	1	1
NG_1.2	3401	700	11	0	28740	20	20
NG_2.1	25	50	21		530	1	1
NG_2.2	381	700	21		6754	20	20
water_1.1	25	1400	42		57393	1	1
water_1.2	3249	406	42	0	118666	15	15
water_2.1	25	50	83		2087	1	1
water_2.2	354	406	83		4312	15	15
air_1.1	25	1400	165		227026	1	1
air_1.2	3360	1425	165	0	319507	15	15
air_2.1	25	50	330		8256	1	1
air_2.2	374	1425	330		347017	15	15

6. นำข้อมูลที่ได้นำมาสร้าง Double scales diagram อีกครั้งเนื่องจากมีการเปลี่ยนแปลงของความดันเข้ามาเกี่ยวข้องจะได้ดังรูปที่ 3.2



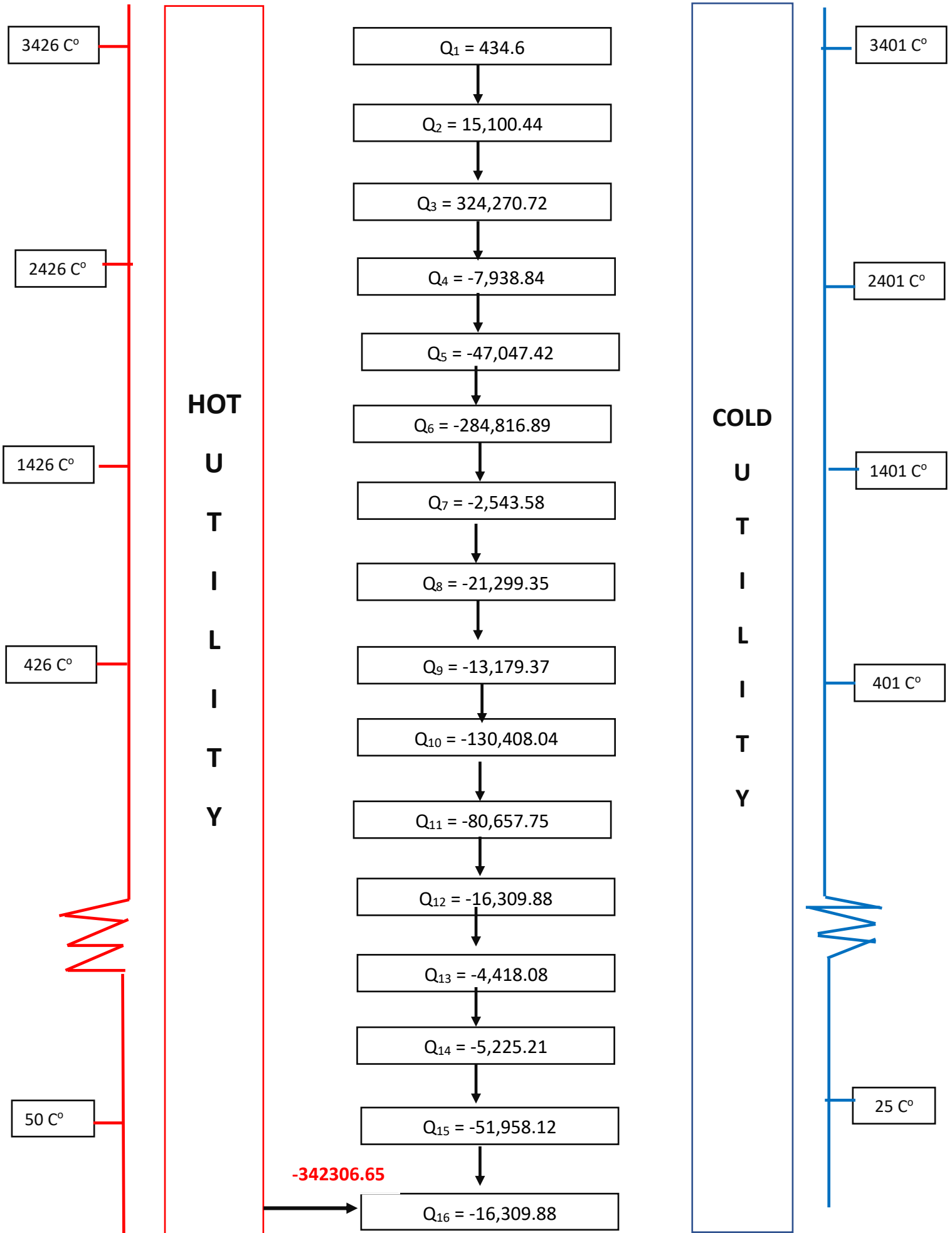
รูปที่ 3.3 Double scales diagram โดยที่มีการปรับความดัน

7. จากนั้นนำอุณหภูมิมาคำนวณค่าความร้อนในแต่ละช่วงดังตารางที่ 3.4

ตารางที่ 3.4 การคำนวณความร้อนในแต่ละช่วง

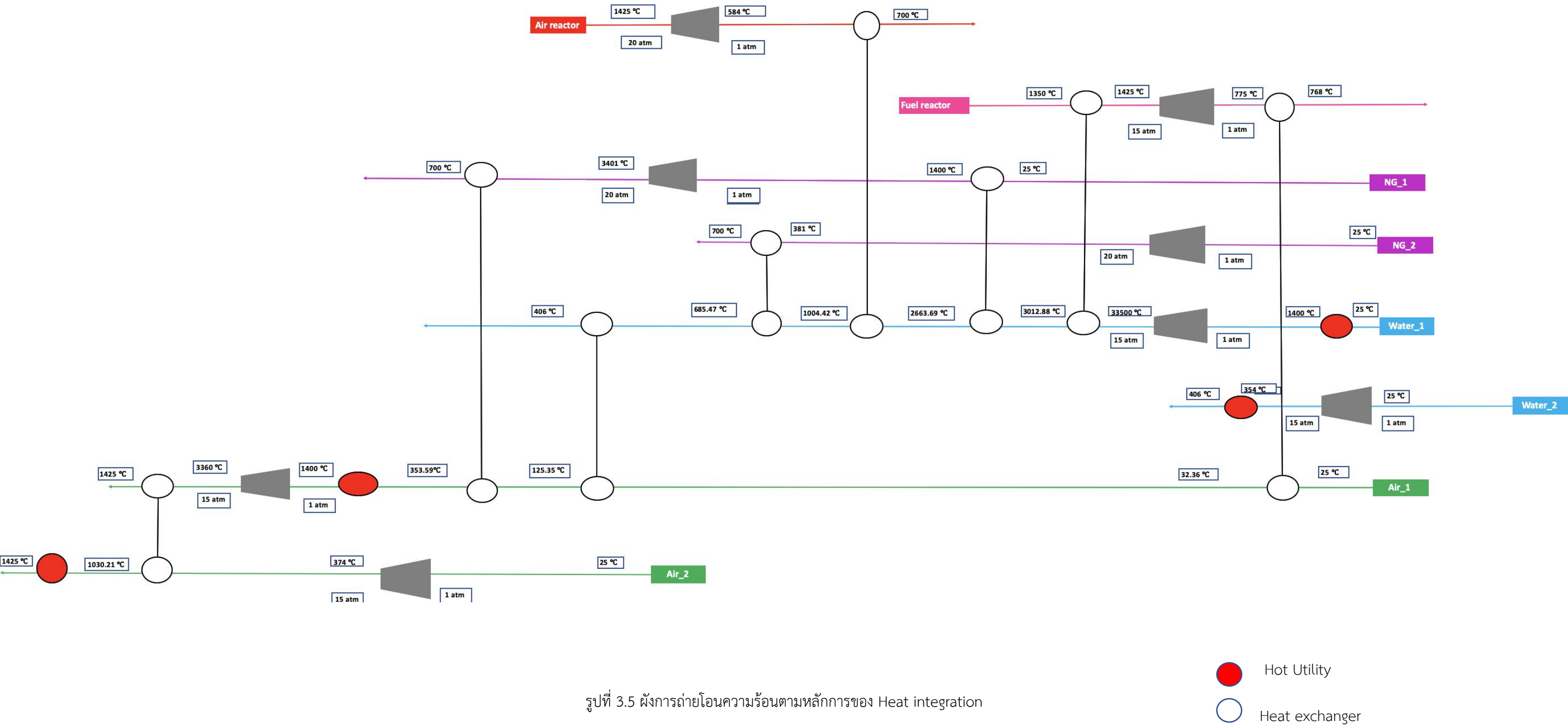
No.	air reactor	fuel reactor	NG_1	NG_2	water_1	water_2	air_1	air_2	Total
Q ₁	0	0	434.6	0	0	0	0	0	434.6
Q ₂	0	0	1,176.6	0	0	0	13,923.84	0	15100.44
Q ₃	0	0	19,334.4	0	76,133.76	0	228,802.56	0	324270.72
Q ₄	0	0	265	0	1,043.5	0	0	-9,247.34	-7938.843
Q ₅	0	-9,897.39115	-795	795	-3,130.5	3,130.5	-9,408	-27,742.023	-47047.42
Q ₆	0		-6,095	6,095	-24,000.5	24,000.5	-72,128	-21,688.89	-284816.89
Q ₇	0	923.76	0	0	0	0	-878.08	-2,589.26	-2543.58
Q ₈	0	0	0	0	0	0	-5,393.92	-15,905.43	-21299.35
Q ₉	0	0	-265	-531.03	0	0	-3,136	-9,247.34	-13179.37
Q ₁₀	-69,255.8	0	-1,299.6	-2,463.97	0	0	-14,551.04	-42,907.67	-130408.04
Q ₁₁	0	0	-1,621.8	-3,249.89	0	0	-19,192.32	-56,593.74	-80657.75
Q ₁₂	0	0	-265	-531.03	-1,043.50	-2,087.01	-3,136.00	-9,247.34	-16309.88
Q ₁₃	0	0	-74.2	0	-292.18	-584.36	-878.08	-2,589.26	-4418.08
Q ₁₄	0	0	-212	0	834.8	-1,669.61	-2,508.80	0	-5225.21
Q ₁₅	0	0	-3,222.4	0	0	0	0	0	-51958.12
Q ₁₆	0	0	-265	531.03	-1,043.50	-2,087.01	-3,136.004	-9,247.3	-16309.88
Total									-342,306.65 = HU

จากนั้นนำผลต่างของค่าความร้อนในแต่ละช่วงมาเขียนแผนภาพ Cascade Diagram เพื่อหา Pinch point และหาปริมาณสาธารณูปโภค (Utility) ที่ต้องป้อนเข้าหรือนำออก แต่สำหรับกระบวนการนี้พบว่าไม่มีจุด Pinch



รูปที่ 3.4 แผนภาพ Cascade Diagram

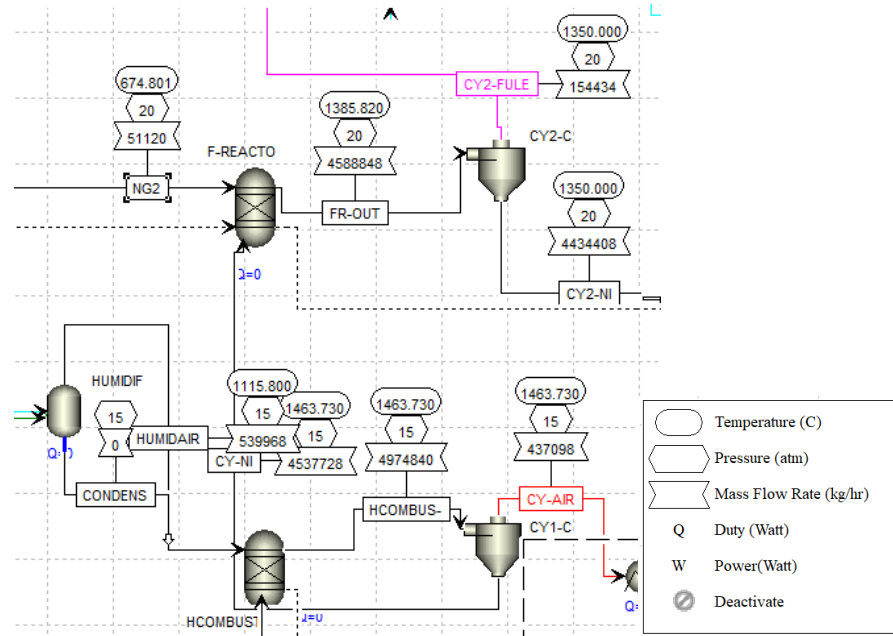
8. สร้างเครือข่ายการถ่ายโอนความร้อน (Work and Heat Exchanger Networks, WHEN)



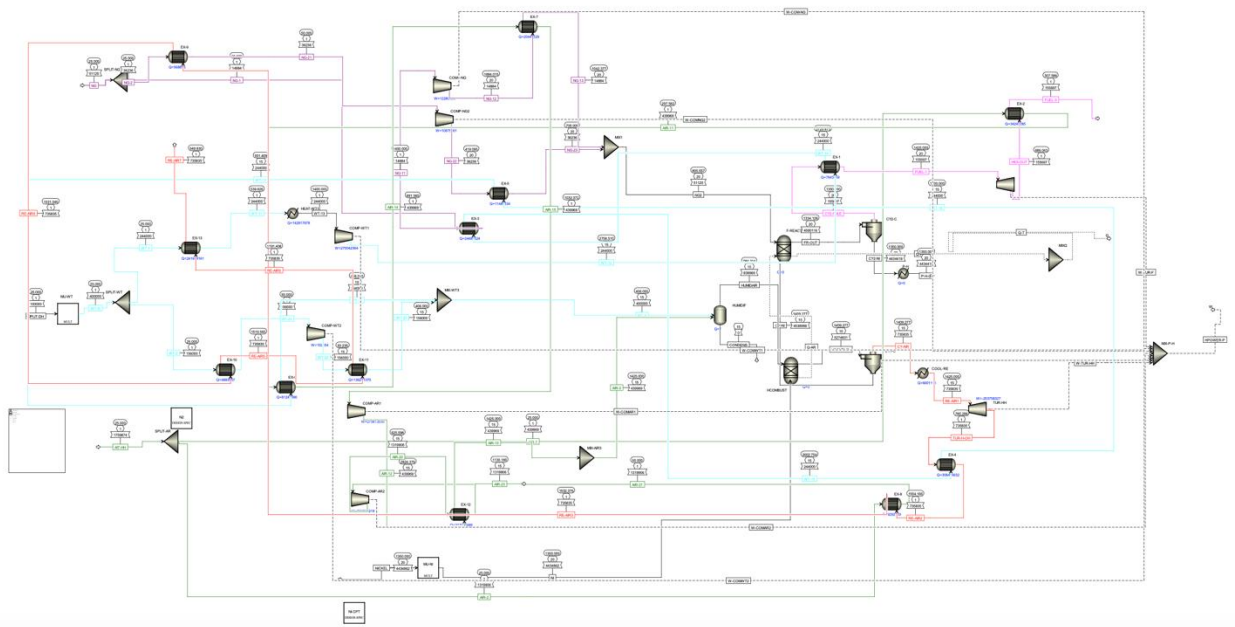
รูปที่ 3.5 ผังการถ่ายโอนความร้อนตามหลักการของ Heat integration

จากการสร้างผังการถ่ายโอนความร้อนพบว่าได้จำนวนเครื่อง Heat exchanger เท่ากับ 12 เครื่อง

9. นำข้อมูลที่ได้ทำการออกแบบกระบวนการเคมีคอลูปปิ้งโดยมีการบูรณาการงานและความร้อน โดยใช้คอมเพลกซ์เซอร์และเทอร์ไบน์ในการเปลี่ยนแปลงความดันและใช้เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนและความร้อนระหว่างสายร้อนและเย็น

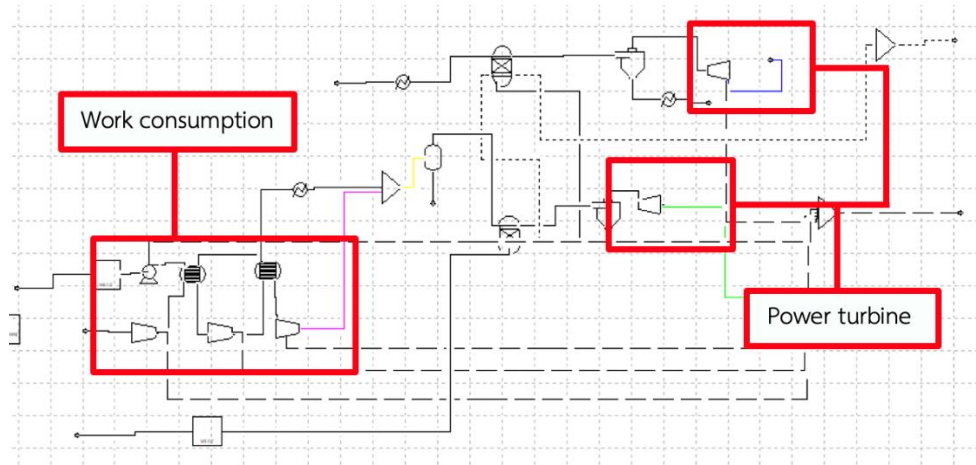


รูปที่ 3.6 การออกแบบเคมีคอลูปปิ้ง



รูปที่ 3.7 การออกแบบเครือข่าย Heat exchanger

10. คำนวณหาประสิทธิภาพของกระบวนการ (thermal efficiency) และนำมาเปรียบเทียบระหว่างกรณีที่มีการบูรณาการงานและความร้อนในระบบ และแบบดั้งเดิมที่ไม่มีการบูรณาการ



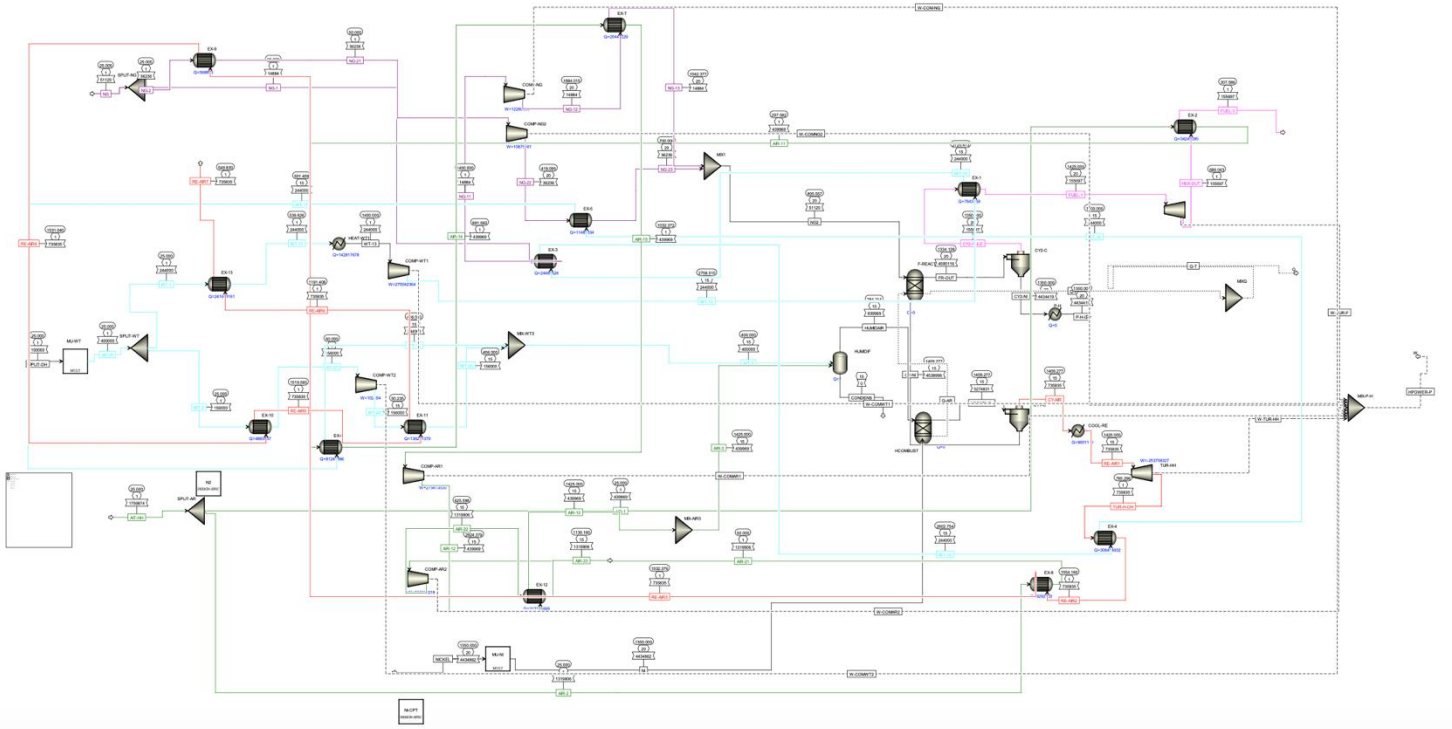
รูปที่ 3.8 การหา thermal efficiency

คำนวณหาประสิทธิภาพของกระบวนการได้ดังสมการ (3-1)

$$\text{Thermal efficiency} = \frac{\text{Net Power}}{\text{Lower heating value}} \times 100\% \quad (3-1)$$

$$= \frac{\text{Power turbine} - \text{Work consumption}}{\text{Lower heating value}} \times 100\%$$

บทที่ 4 ผลการทดลองและอภิปรายผลการทดลอง



รูปที่ 4.1 แผนภาพการจำลองกระบวนการผลิตไฟฟ้าโดยการบูรณาการงานและความร้อนในโรงงานการวนลูบของสารเคมี

แผนภาพการจำลองกระบวนการผลิตไฟฟ้าโดยการบูรณาการงานและความร้อนในโรงงานการวนลูบของสารเคมี โดยการบูรณาการงานและความร้อนมีเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนระหว่างสายร้อนและสายเย็นจำนวน 12 เครื่อง โดยมีการวางเทอร์ไบน์เพื่อลดความดันและอุณหภูมิให้กับกระแสร้อน และวางคอมเพลสเซอร์เพื่อเพิ่มความดันและอุณหภูมิให้กับกระแสเย็น ส่วนกระบวนการเคมีคอลลูบปิงมีเครื่องปฏิกรณ์ 2 เครื่องคือ เครื่องปฏิกรณ์อากาศ และเครื่องปฏิกรณ์เชื้อเพลิง โดยมีหน้าที่ พาออกซิเจนออกจากโลหะออกไซด์ (निकเกิลออกไซด์) ไปยังเครื่องปฏิกรณ์เชื้อเพลิง ส่วนไอน้ำหรืออากาศจะถูกส่งไปยังเครื่องปฏิกรณ์อากาศ และมีไซโคนทำหน้าที่แยกของแข็งและแก๊สในกระบวนการ จากกระบวนการผลิตไฟฟ้าให้ผลดังตารางที่ 4.2

กรณี 1 ไม่มีการบูรณาการงานและความร้อนในระบบ

ตารางที่ 4.1 แสดงงานของคอมเพลสเซอร์และเทอร์ไบน์ในระบบกรณีไม่มีการบูรณาการงานและความร้อน

ประเภท	ชื่ออุปกรณ์	งานที่ใช้ (Watt)
Compressor	W-COM1	5,461,549
Compressor	W-COM2	17,269,727
Compressor	W-P2	38,533
Compressor	A-COM3-W	180,069,112
Turbine	W-TUR-F	-75,764,899
Turbine	W-TUR-HH	-410,724,952

จากผลการดำเนินงานพบว่ากระบวนการเคมีคอลลูปิงที่ไม่มีการบูรณาการงานและความร้อนนั้น มีการใช้พลังงานไฟฟ้าจากเครื่องคอมเพลสเซอร์ทั้ง 4 เครื่อง เท่ากับ 202,839 กิโลวัตต์ และสามารถผลิตกระแสไฟฟ้าจากเทอร์ไบน์ 2 เครื่อง เท่ากับ 486,490 กิโลวัตต์

$$\begin{aligned}
 \text{จากสมการ (3-1) Thermal efficiency} &= \frac{\text{Net Power}}{\text{Lower heating value}} \times 100\% \\
 &= \frac{\text{Power turbine} - \text{Work consumption}}{\text{Mass Net Heating Value} \times \text{Mass Flow Rate}} \times 100\% \\
 &= \frac{486,490 - 202,839 \text{ kW}}{50,030 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \times 51,120 \frac{\text{kg}}{\text{hr}}} \times 100 \\
 &= \frac{283,651 \text{ kW}}{710,426 \text{ kW}} \times 100 \\
 &= 39.93 \%
 \end{aligned}$$

เมื่อนำมาคำนวณหาประสิทธิภาพความร้อนแล้วมีค่าเท่ากับร้อยละ 39.93

กรณี 2 มีการบูรณาการงานและความร้อนในระบบ (WHEN)

ตารางที่ 4.2 แสดงงานของคอมเพรสเซอร์และเทอร์ไบน์ในระบบกรณีที่มีการบูรณาการงานและความร้อน

ประเภท	ชื่ออุปกรณ์	งานที่ใช้ (Watt)
Compressor	W-COM-NG	12,289,838
Compressor	W-COMNG2	10,875,901
Compressor	W-COMAR1	139,883,132
Compressor	W-COMAR2	163,332,862
Compressor	W-COMWT1	52,485,268
Compressor	W-COMWT2	21,673
Turbine	W-TUR-F	744,289,668
Turbine	W-TUR-HH	127,109,866

จากผลการดำเนินงานพบว่ากระบวนการเคมีคอลลูบปีงที่มีการบูรณาการงานและความร้อนนั้น มีการใช้พลังงานไฟฟ้าจากเครื่องคอมเพรสเซอร์ทั้ง 6 เครื่อง เท่ากับ 378,889 กิโลวัตต์ และสามารถผลิตกระแสไฟฟ้าจากเทอร์ไบน์ 2 เครื่อง เท่ากับ 871,400 กิโลวัตต์

$$\begin{aligned}
 \text{จากสมการ (3-1) Thermal efficiency} &= \frac{\text{Net Power}}{\text{Lower heating value}} \times 100\% \\
 &= \frac{\text{Power turbine} - \text{Work consumption}}{\text{Mass Net Heating Value} \times \text{Mass Flow Rate}} \times 100\% \\
 &= \frac{871,400 - 378,889 \text{ kW}}{50,030 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \times 51,120 \frac{\text{kg}}{\text{hr}}} \times 100 \\
 &= \frac{492,511 \text{ kW}}{710,426 \text{ kW}} \times 100 \\
 &= 69.32 \%
 \end{aligned}$$

เมื่อนำมาคำนวณหาประสิทธิภาพความร้อนแล้วมีค่าเท่ากับร้อยละ 69.32

ตารางที่ 4.3 สรุปประสิทธิภาพของกระบวนการ

กรณี	1	2
ประสิทธิภาพกระบวนการ (%)	39.93	69.32

จากตาราง 4.3 พบว่าพบว่ากระบวนการเคมีคอลลูบปิงกรณีที่ 1 ไม่มีการบูรณาการงานและความร้อนมีประสิทธิภาพของกระบวนการน้อยกว่า กรณีที่ 2 มีการบูรณาการงานและความร้อน เนื่องมาจากกรณีที่ 2 มีการใช้พลังงานไฟฟ้าจากเครื่องคอมเพลสเซอร์ และสามารถผลิตกระแสไฟฟ้าจากเทอร์ไบน์ ได้มากกว่า กรณีที่ 1

บทที่ 5 สรุปผลการทดลอง และข้อเสนอแนะ

5.1 สรุปผลการทดลอง

ในงานวิจัยนี้เป็นการศึกษาการบูรณาการงานและความร้อนในกระบวนการเคมีคอลลูบึง โดยใช้โปรแกรม ASPEN PLUS Version 11 (Aspen Plus V11) เป็นโปรแกรมที่ใช้สำหรับการจำลองกระบวนการทางวิศวกรรมเคมีจำลองกระบวนการเคมีคอลลูบึง เพื่อหาประสิทธิภาพพลังงานความร้อนของกระบวนการ โดยกระบวนการเคมีคอลลูบึงนี้เป็นการผลิตพลังงานไฟฟ้าจากการเผาไหม้เชื้อเพลิง ในที่นี้ใช้แก๊สธรรมชาติเป็นเชื้อเพลิงในการเผาไหม้ในเครื่องปฏิกรณ์เชื้อเพลิง และมีน้ำกับอากาศเข้าไปยังเครื่องปฏิกรณ์อากาศ โดยมีนิกเกิลเป็นตัวจับออกซิเจน เพื่อนำออกซิเจนไปเกิดปฏิกิริยาการเผาไหม้กับเชื้อเพลิง เพื่อเกิดเป็นคาร์บอนไดออกไซด์ แต่ปัจจัยที่สำคัญของกระบวนการนั้น คือการผลิตพลังงานจากการเผาไหม้เพื่อนำไปเป็นพลังงานไฟฟ้าต่อไปในการขับเคลื่อนกระบวนการอื่นๆ

การวิจัยนี้จะเป็นการศึกษาว่าเมื่อมีการบูรณาการงานที่เกิดจากการเปลี่ยนความดันและความร้อนที่เกิดจากการผลต่างของอุณหภูมิแล้วจะมีผลต่อประสิทธิภาพของพลังงานความร้อนในกระบวนการอย่างไรบ้าง เมื่อทำการทดลองตามวิธีการดำเนินงานแล้วจะได้ว่า กระบวนการเคมีคอลลูบึงที่มีการบูรณาการงานและความร้อนมีประสิทธิภาพของพลังงานความร้อนเพิ่มมากขึ้นกว่าร้อยละ 30 ของกระบวนการเคมีคอลลูบึงที่ไม่ได้มีการบูรณาการงานและความร้อน นอกเหนือจากนั้น เมื่อเปรียบเทียบสาธารณูปโภคความร้อนของกรณี 2 นั้นลดลง เนื่องจากได้นำความร้อนที่เหลืออยู่ไปแลกเปลี่ยนหมุนเวียนในระบบ ซึ่งต่างจากกรณีที่ 1 ที่ไม่ได้มีการนำความร้อนส่วนเกินมาแลกเปลี่ยนกับกระแสการไหลอื่นๆ และประสิทธิภาพของกระบวนการพบว่า กรณี 1 ไม่มีการบูรณาการงานและความร้อนมีประสิทธิภาพ เท่ากับ 39.93% และกรณี 2 มีการบูรณาการงานและความร้อนมีประสิทธิภาพ เท่ากับ 69.32%

ดังนั้นงานวิจัยนี้จึงสรุปได้ว่ากรณีการบูรณาการงานและความร้อนทำให้เกิดการใช้พลังงานส่วนเกินในระบบได้อย่างมีประโยชน์และมีประสิทธิภาพ สามารถเปรียบเทียบได้จากตารางเปรียบเทียบข้อมูลสาธารณูปโภคความร้อนและความเย็น ดังตารางที่ 5.1

ตารางที่ 5.1 เปรียบเทียบข้อมูลสาธารณูปโภคความร้อนและความเย็น

กรณี	1	2
Hot Utility (kW)	728,606	342,306
Cold Utility (kW)	794,815	0
Pinch Temperature (°C)	1,412.5	762.5
Thermal efficiency (%)	39.93	69.32

5.2 ข้อเสนอแนะ

เมื่อพูดถึงการนำแบบจำลอง WHEN มาแก้ไขปัญหาในอุตสาหกรรม ยังพบว่ายังไม่สามารถแก้ปัญหาได้จริง หรือมีความเหมือนจริงกับกระบวนการค่อนข้างต่ำ ดังนั้นในการพัฒนาในอนาคตควรจัดการกับปัญหาดังต่อไปนี้ให้ได้มากที่สุด ได้แก่

1. อุณหภูมิที่แตกต่างของสารในขณะเปลี่ยนแปลงสถานะ ในอุตสาหกรรมแก๊สสูงต้ม อุตสาหกรรมน้ำมัน เป็นต้น
2. การบีบอัดหรือขยายของสายสตรีมมีหลายชั้น
3. อัตราส่วนความดันที่แปรผันตามกระบวนการหลายชั้นตอน
4. การเปลี่ยนแปลงสถานะของสาร
5. ประสิทธิภาพจริงของคอมเพลสเซอร์และเทอร์ไบน์ เพื่อให้แบบจำลองสามารถนำไปแก้ปัญหาในกระบวนการจริงได้อย่างมีประสิทธิภาพ

ในด้านของวิธีการแก้ปัญหาในงานวิจัยนี้เสนอวิธีการตามพื้นฐานของอุณหพลศาสตร์ เพื่อจำกัดขอบเขตของปัญหาให้แคบลง กล่าวคือ อุณหพลศาสตร์เกี่ยวข้องกับการทำงานของ การทำความร้อน การทำความเย็น สาธารณูปโภคความร้อน และสาธารณูปโภคความเย็น ดังนั้นในงานวิจัยภายภาคหน้าควรนำเสนอวิธีการที่เหมาะสมสำหรับกรณีที่มีความซับซ้อนมากขึ้น นั่นคือสายสตรีมที่ไม่สามารถระบุได้ว่าเป็นสายร้อนหรือเย็น

สุดท้าย WHEN ควรปรับให้เหมาะกับกระบวนการหลัก เช่น เครื่องปฏิกรณ์ เครื่องแยกสาร เนื่องจากมีความเกี่ยวข้องที่สำคัญกับระบบการกู้คืนงานและความร้อน ระบบสาธารณูปโภคความร้อน ความเย็น และพลังงาน

เอกสารอ้างอิง

- [1] **Polley G.T.** Process integration. [Online]. Available from: <http://www.thermopedia.com/content/1061/>. [Accessed on 21 December 2020].
- [2] **กิติพัฒน์ สีมานนท์.** เทคโนโลยีพินช์ (Pinch Technology). [Online]. Available from: <http://programming.cpe.ku.ac.th/AgrilInformatics/viewProject.php?itemID=5464> [Accessed on 15 april 2021].
- [3] **Moises A.P., Vicente R., Guillermo G., Fernando I.G., Urmila M.D.** “A comparative simulation study of power generation plants involving chemical looping combustion systems,” *Computers and Chemical Engineering*, **84**, pp.434-445 (2016).
- [4] **Chiesa P., Lozza G., Macchi E., Consonni s.** “An assessment of the thermodynamic performance of mixed gas-steam cycles: part B –water injected and HAT cycles,” *Journal of Engineering for Gas Turbines and Power*, 117, pp. 499–508 (1995).
- [5] **Fanxing L., Liang Z., Liang-Shin F.** “Biomass direct chemical looping process: Process simulation,” *Fuel*, pp.3773-3784 (2010).
- [6] **Chao F., Truls G.** “Integrating Compressor into Heat Exchanger Networks Above Ambient Temperature,” *Energy and Process Engineering*, pp.3770-3785 (2015).
- [7] **Haoshui Yu., Chao Fu.** “Work and Heat Integration—A New Field in Process Synthesis and Process Systems Engineering,” *Energy and Process Engineering*, **65**, pp.1-16 (2019).
- [8] **Chao F., Truls G.** “Integrating Expanders into Heat Exchanger Networks above Ambient Temperature,” *Energy and Process Engineering*, **61**, pp.3404-3422 (2015).

ภาคผนวก

ภาคผนวก ก ตัวอย่างการคำนวณหาอุณหภูมิที่ใช้ในกระบวนการ

ตารางที่ ก.1 ข้อมูลอุณหภูมิสายร้อนและสายเย็น

Stream	compression	Cp/Cv (k)	(k-1)/(k* η)	Texp,HU		Texpand,PI		Tambient (°C) (T0+deltaTmin)
	Efficiency			(K)	(°C)	(K)	(°C)	
air reactor	1	1.30	0.23	915	642	915	642	1450
fuel reactor	1	1.19	0.16	1002	729	1048	775	1375

Stream	compression	Cp/Cv (k)	(k-1)/(k* η)	Tcomp,0		Tcomp,PI		Tambient (°C) (T0+deltaTmin)
	Efficiency			(K)	(°C)	(K)	(°C)	
natural gas	1	1.36	0.26	654	381	3674	3401	50
water	1	1.38	0.27	627	354	3522	3249	50

ตารางที่ ก.2 ข้อมูลสายร้อน

	Stream	Ts (°C)	Tt (°C)	mole flowrate kmol/hr	Cp KJ/Kmol.K	Mcp KJ/K.hr	Mcp KW/K	delta H KW	Ps atm	Pt atm	Pinch (°C)	Cp/Cv (k)
HOT	air reactor	1425	700	58934.23	36.47	2149316.64	597.03	432848.5	15	1	1425	1.30
	fuel reactor	1350	768	9144.14	51.95	475074.78	131.97	76803.76	20	1	1425	1.19

ตัวอย่างคำนวณหาอุณหภูมิของสายร้อน air reactor

กำหนด compression efficiency (η) = 1

$$\frac{k-1}{k*\eta} = \frac{1.30-1}{1.30*1} = 0.23$$

$$T_{\text{exp,Hu}} = (273+T_s) * \left(\frac{P_t}{P_s}\right)^{\frac{k-1}{k*\eta}} = (273+1425) * (1/15)^{0.23} = 915 \text{ K} = 915 - 273 = 642 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$T_{\text{expan,PI}} = (273+T_{\text{PI}}) * \left(\frac{P_t}{P_s}\right)^{\frac{k-1}{k*\eta}} = (273+1425) * (1/15)^{0.23} = 915 \text{ K} = 915 - 273 = 642 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$T_{\text{ambient}} = T_s + \text{delta}T_{\text{min}} = 1425 + 25 = 1450 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

ตาราง ก.3 ข้อมูลสายเย็น

	Stream	Ts (°C)	Tt (°C)	mole flowrate kmol/hr	Cp KJ/Kmol.K	Mcp KJ/K.hr	Mcp KW/K	delta H KW	Ps atm	Pt atm	Pinch (°C)	Cp/Cv (k)
COLD	natural gas	25	700	2789.30	41.10	114627.92	31.84	21492.74	1	20	1412.5	1.36
	water	25	406	5550.84	81.21	450793.87	125.22	47709.02	1	15	1425	1.38
	air	25	1425	61000.00	29.23	1783201.39	495.33	693467.2	1	15	1400	1.40

ตัวอย่างคำนวณหาอุณหภูมิของสายเย็น natural gas

กำหนด compression efficiency (η) = 1

$$\frac{k-1}{k*\eta} = \frac{1.36-1}{1.36*1} = 0.26$$

$$T_{\text{comp},0} = (273+T_s) * \left(\frac{P_t}{P_s}\right)^{\frac{(k-1)/(k*\eta)}{k}} = (273+25) * (20/1)^{0.26} = 654 \text{ K} = 654 - 273 = 381 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_{\text{expan,PI}} = (273+T_{PI}) * \left(\frac{P_t}{P_s}\right)^{\frac{(k-1)/(k*\eta)}{k}} = (273+1400) * (20/1)^{0.26} = 3674 \text{ K} = 3674 - 273 = 3401 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_{\text{ambient}} = T_s + \text{delta}T_{\text{min}} = 25 + 25 = 50 \text{ } ^\circ\text{C}$$

การคำนวณ latent heat

Latent heat of vaporization = 40.66 kJ/mol

mole flowrate of water steam = 5550.84 kmol/hr

สูตร $Q_{\text{water}} = mL$

$$Q_{\text{water}} = (5550.84)(40.66) = 225697297 \text{ kJ/hr} = 62693.69 \text{ kW}$$

สูตร $Q = mC_p\Delta T$

$$\text{So, } 25 \text{ to } 50 \text{ } ^\circ\text{C} = (50-25)(41.74) = 1043.5 \text{ KW}$$

$$50 \text{ to } 100 \text{ } ^\circ\text{C} = (100-50)(41.74) = 2087 \text{ KW}$$

$$100 \text{ to } 100 \text{ } ^\circ\text{C} = Q_{\text{water}} = 62693.6936 \text{ KW}$$

$$100 \text{ to } 354 \text{ } ^\circ\text{C} = (354-100)(41.74) = 10601.96 \text{ KW}$$