รายงานสหกิจศึกษาฉบับสมบูรณ์

การพัฒนาแผนผังด้านพลังงานของโรงแยกก๊าซธรรมชาติ และการเพิ่มประสิทธิภาพระบบสาธารณูปโภคที่ทำความเย็น

Plant wide energy map development and optimization of cold utilities in the gas separation plant

นายศิริวิชญ์ ลิขฐาพรเกรษฐ์

ภาควิชาวิศวกรรมเคมี

คณะวิศวกรรมศาสตร์

สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง

ปีการศึกษา 2560

รายงานสหกิจศึกษาฉบับสมบูรณ์

การพัฒนาแผนผังด้านพลังงานของโรงแยกก๊าซธรรมชาติ และการเพิ่มประสิทธิภาพระบบสาธารณูปโภคที่ทำความเย็น

Plant wide energy map development and optimization of cold utilities in the gas separation plant

นายสิรวิชญ์ ดิษฐาพรเศรษฐ์

ภาควิชาวิศวกรรมเคมี

คณะวิศวกรรมศาสตร์

สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง

ปีการศึกษา 2560

ชื่อโครงงานสหกิจศึกษา การพัฒนาแผนผังด้านพลังงานของโรงแยกก๊าซธรรมชาติและการเพิ่มประสิทธิภาพระบบสาธารณูปโภคที่ทำความเย็น
ชื่อ-สกุล นักศึกษา นายสิรวิชญ์ ดิษฐาพรเศรษฐ์
คณะ วิศวกรรมศาสตร์ **ภาควิชา** วิศวกรรมเคมี
ชื่อ-สกุล อาจารย์นิเทศ ผศ. ดร. สุรัตน์ อารีรัตน์
ชื่อ-สกุล ผู้นิเทศงาน คุณธีรภัทร รัตนสุวรรณ วิศวกรกระบวนการผลิตอาวุโส
ชื่อสถานประกอบการ บริษัท ปตท. จำกัด (มหาชน)

บทคัดย่อ

โครงการนี้เป็นความร่วมมือกับบริษัท ปตท. จำกัด (มหาชน) ในการศึกษาการพัฒนาแผนผังด้านพลังงานของโรงแยกก๊าซธรรมชาติ ซึ่งเป็นการรวบรวมข้อมูลของแผนผังด้านพลังงานความร้อนทุกหน่วยมาคำนวณและแสดงผลทั้งการผลิตพลังงานความร้อน รวมไปถึงการใช้พลังงานความร้อนผ่านระบบเตาน้ำมันร้อน (Hot Oil System) โดยสามารถแสดงผลได้ทันทีเมื่อเปลี่ยนเวลาที่ต้องการดูข้อมูล และโครงการเพิ่มประสิทธิภาพระบบสาธารณูปโภคที่ทำความเย็นโดยการใช้โปรแกรมจำลองในการศึกษา ซึ่งตัวแปรที่ได้ทำการศึกษาได้แก่ ความดันขาออกของคอมเพรสเซอร์ชนิด 3 ใบพัดอยู่บนแกนเดียวกันโดยมีมอเตอร์ขนาด 19,000 กิโลวัตต์เป็นตัวขับเคลื่อน ซึ่งส่งผลต่อความเร็วรอบในการหมุนและการใช้พลังงานของคอมเพรสเซอร์ รวมไปถึงศึกษาอัตราส่วนอัตราการไหลเชิงมวลที่เหมาะสมของสายกระบวนการผลิตที่แยกเข้าสู่เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแต่ละเครื่อง โดยจุดมุ่งหมายเพื่อทำให้ลดพลังงานที่ใช้ในกระบวนการผลิต หรือได้ปริมาณอีเทนที่เป็นผลิตภัณฑ์ (Ethane Recovery) มากขึ้น และเป็นแนวทางในการลงทุนการปรับเปลี่ยนอุปกรณ์ในการผลิตเพื่อให้ได้ผลประกอบการที่สูงขึ้น จากการศึกษาพบว่าความดันขาออกของคอมเพรสเซอร์เดิมนั้นเป็นสภาวะที่มีการประหยัดพลังงานได้อย่างเหมาะสมโดยสามารถรับภาระความเย็นได้เพียงพอทั้งระบบ และศึกษาการปรับอัตราส่วนการไหลเชิงมวลที่เหมาะสมของสายกระบวนการผลิตที่แยกเข้าสู่เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแต่ละเครื่องนั้น พบว่าสามารถเพิ่มผลิตภัณฑ์อีเทนได้ 0.56 ตันต่อชั่วโมงหรือคิดเป็นเงิน 19.6 ล้านบาทต่อปี โดยที่ไม่ต้องลงทุน และสามารถเพิ่มผลิตภัณฑ์ได้สูงสุดที่ 2.35 ตันต่อชั่วโมง เมื่อเทียบกับสภาวะเดิมปัจจุบัน หรือคิดเป็นเงิน 82.3 ล้านบาทต่อปี ทั้งนี้อุปกรณ์ในปัจจุบันยังไม่รองรับจึงเสนอเป็นแนวทางการลงทุนต่อไป

คำสำคัญ : แผนผังด้านพลังงาน ระบบน้ำมันร้อน ระบบสาธารณูปโภคที่ทำความเย็น การนำกลับผลิตภัณฑ์อีเทน

Co-operative Title: Plant Wide energy map development and focus optimization for cold utilities of gas separation plant
Student Intern: Mr. Sirawich Ditthapornset
Faculty: Engineering **Department:** Chemical engineering
Advisor Name: Asst. Prof. Dr. Surat Areerat
Mentor Name: Mr. Teerapat Rattanasuwan **Position:** Senior Process Engineer
Company: PTT Public Company Limited

ABSTRACT

This project was cooperative with PTT Public Company Limited. The study has been divided as two parts; the first part studied plant wide energy map development of gas separation plant. The data of the total hot utilities section of energy map has been accumulated for calculations and exhibition of both the generation and using heat in the hot oil system with real time report. The second part studied the optimization of cold utilities by using process simulator. The various parameters of studies were the pressure discharge of compressor (multi – stage compressor drive with 19 MW of motor), the speed and energy used of compressor. The properly of mass flowrate ratio has been also studied to reduce used energy of process and obtain the increasing of ethane recovery product, that is a path of investing in equipment changing to achieve higher performance. The results indicated that the present operating point of compressor was the optimal system. The study of properly mass flowrate ratio of process can be increased the ethane recovery product 0.56 ton per hour (19.6 Million Bath per year) without invested) and enhance the 2.35 ton of product (82.3 Million Bath per year). The currently equipment was not supported. It was proposed as a path for further investment.

Keywords: plant wide energy map, hot oil system, cold utilities, ethane recovery product

กิตติกรรมประกาศ

ขอขอบพระคุณคณะผู้บริหารบริษัท ปตท. จำกัด (มหาชน) ที่ให้โอกาสข้าพเจ้าทำโครงการสหกิจศึกษาตั้งแต่วันที่ 7 สิงหาคม พ.ศ.2560 ถึงวันที่ 24 พฤศจิกายน พ.ศ.2560 ภายใต้การดูแลจากทีมงานของบริษัทและโอกาสในการเรียนรู้หลักเกณฑ์การออกแบบของบริษัท ซึ่งเป็นความรู้ที่ไม่สามารถหาได้จากที่อื่นและขอขอบพระคุณคุณธีรภัทร รัตนสุวรรณ วิศวกรกระบวนการผลิตอาวุโส ที่คอยให้คำแนะนำ ดูแลตลอดระยะเวลาที่ปฏิบัติงาน และพี่ๆ วิศวกรกระบวนการ หรือผู้มีส่วนเกี่ยวข้องทุกท่าน ที่มีส่วนร่วมในการให้ความรู้เกี่ยวกับงานออกแบบทางวิศวกรรม รวมไปถึงให้ปรึกษาในการทำรายงานฉบับนี้จนเสร็จสมบูรณ์ ตลอดจนให้การดูแลและให้แง่คิดในการทางานร่วมกับผู้อื่นในองค์กร

ขอขอบพระคุณ ผศ.ดร.สุรัตน์ อารีรัตน์ อาจารย์นิเทศที่ให้ความรู้ คำปรึกษาในการทำงานและคอยช่วยเหลือตลอดการทำงานที่ผ่านมา รวมถึงอบรมให้ข้าพเจ้ามีศักยภาพในการทำงานมากขึ้น

ขอขอบพระคุณบิดา มารดา ที่อบรมสั่งสอน ให้คำปรึกษาในการดำเนินชีวิตและกำลังใจในการทำงาน

สุดท้ายนี้ข้าพเจ้าหวังเป็นอย่างยิ่งว่ารายงานสหกิจศึกษานี้จะเป็นประโยชน์ต่อผู้สนใจและหากมี สิ่งใดผิดพลาด ข้าพเจ้าขอน้อมรับและขออภัยมา ณ ที่นี้

สิรวิชญ์ ดิษฐาพรเศรษฐ์

สารบัญ

หน้า

บทคัดย่อภาษาไทย I

บทคัดย่อภาษาอังกฤษ II

กิตติกรรมประกาศ III

สารบัญ IV

สารบัญตาราง IV

สารบัญรูป VIII

บทที่ 1 บทนำ 1

1.1 ความเป็นมาและความสำคัญ 1

1.2 วัตถุประสงค์ 2

1.3 ขอบเขตของโครงการ 2

1.4 ประโยชน์ที่ได้รับ 3

บทที่ 2 แนวคิด ทฤษฎีและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง 4

2.1 น้ำมันร้อน (Hot Oil) 4

2.2 หน่วยกู้คืนความร้อนเหลือทิ้ง (Waste Heat Recovery Unit, WHRU) 6

2.3 การดุลพลังงาน (Energy Balance) 7

2.4 สมบัติจำเพาะและเอนทาลปี (Specific Properties and Enthalpy) 8

2.5 ค่าความร้อน (Heating Value, HV) 9

2.6 ระบบทำความเย็น (Refrigeration) 10

2.7 ส่วนประกอบพื้นฐานของระบบทำความเย็น (Major Elements of Refrigeration) 10

2.7.1 เครื่องคอมเพรสเซอร์ (Compressor) 10

2.7.2 เครื่องควบแน่น (Condenser) 11

2.7.3 วาล์วขยายตัว (Expansion Valve) 11

2.7.4 เครื่องระเหย (Evaporator) 12

2.8 วัฏจักรของระบบทำความเย็นแบบอัดไอ (Compression Refrigeration Cycle) 12

2.8.1 กระบวนการ 1-2 13

2.8.2 กระบวนการ 2-3 13

2.8.3 กระบวนการ 3-4 13

2.8.4 กระบวนการ 4-1 13

สารบัญ(ต่อ)

หน้า

2.9 กระบวนการแยกก๊าซธรรมชาติ 14
2.9.1 หน่วยปรับปรุงคุณภาพก๊าซธรรมชาติ (Gas Treatment Section) 14
2.9.1.1 หน่วยกำจัดปรอท (Mercury Removal Unit) 14
2.9.1.2 หน่วยกำจัดก๊าซที่มีสภาพความเป็นกรด (Acid Gas Removal Unit) 14
2.9.1.3 หน่วยกำจัดความชื้น (Dehydration Unit) 15
2.9.2 ส่วนไครโอเจนิค (Cryogenic) 15
2.9.3 กระบวนการกลั่นลำดับส่วน (Fractionation Section) 16
2.10 หน่วยแยกก๊าซเหลวรวมหรือหน่วยอีอาร์ยู (Ethane Recovery Unit) 16

บทที่ 3 วิธีการดำเนินงาน 17
3.1 โครงการการพัฒนาแผนผังด้านพลังงานความร้อนโดยภาพรวม 17
3.1.1 ศึกษาหน่วยการผลิตที่ใช้และแหล่งที่มาของพลังงานความร้อน 17
3.1.2 คำนวณปริมาณความร้อน 17
3.1.3 ผูกตัวแปรต่างๆจากสมการการคำนวณในสูตรกับแหล่งข้อมูลกลางที่เก็บข้อมูลโดยโรงแยกก๊าซธรรมชาติระยองในฟังก์ชัน Exaquantum โปรแกรม Microsoft Excel เพื่อให้โปรแกรมแสดงค่าได้ตามเวลาที่ผู้ใช้กำหนด 17
3.1.4 สรุป รวบรวมข้อมูลการผลิตและการใช้ความร้อนของแต่ละหน่วยเพื่อดูพลังงานความร้อนโดยรวมของโรงแยกก๊าซธรรมชาติระยอง 17
3.2 โครงการเพิ่มประสิทธิภาพระบบสาธารณูปโภคที่ทำความเย็น 18
3.2.1 เพิ่มประสิทธิภาพและลดพลังงานจากคอมเพรสเซอร์ของระบบทำความเย็น 18
3.2.2 เพิ่มปริมาณอีเทนที่เป็นผลิตภัณฑ์ (Ethane Recovery) จากปรับอัตราส่วนการแยกไหลของอัตราการไหลเชิงมวลของก๊าซธรรมชาติ 21

บทที่ 4 ผลการดำเนินงาน 22
4.1 โครงการพัฒนาแผนผังด้านพลังงานความร้อนโดยภาพรวม 22
4.1.1 หน้ารวมการแสดงผลของทุกหน่วย (Overall Energy Map) 22
4.1.2 หน้ารวมการแสดงผลของแต่ละหน่วย 23
4.1.3 หน้าการคำนวณพลังงานความร้อนที่ถูกใช้ไปของแต่ละอุปกรณ์ 26

สารบัญ(ต่อ)

หน้า

4.2 โครงการเพิ่มประสิทธิภาพและลดการใช้พลังงานของระบบสาธารณูปโภคที่ทำความเย็นจากคอมเพรสเซอร์ 27

4.3 โครงการเพิ่มปริมาณอีเทนที่เป็นผลิตภัณฑ์ (Ethane Recovery) จากปรับอัตราส่วนการแยกไหลของอัตราการไหลเชิงมวลของก๊าซธรรมชาติ 28

4.3.1 ปรับอัตราส่วนการแยกไหลของอัตราการไหลเชิงมวลที่เป็นไปตามข้อจำกัดของอุปกรณ์ 28

4.3.2 ปรับอัตราส่วนการแยกไหลของอัตราการไหลเชิงมวลโดยไม่เป็นไปตามข้อจำกัดของอุปกรณ์ 29

บทที่ 5 สรุปผลการดำเนินงานและข้อเสนอแนะ 31

5.1 สรุปผลการดำเนินงาน 31

5.2 ข้อเสนอแนะ 31

เอกสารอ้างอิง 32

ภาคผนวก 34

ภาคผนวก ก 35

ภาคผนวก ข 36

สารบัญตาราง

ตารางที่ **หน้า**

3.1 ตารางแสดงการจัดการข้อมูล 20

3.2 ตารางแสดงการจัดการข้อมูลด้วยสีจากฟังก์ชัน Conditional Formatting 20

4.1 ตารางแสดงข้อมูลเชื้อเพลิงกำเนิดความร้อน 23

4.2 ตารางแสดงข้อมูลเชื้อเพลิงกำเนิดความร้อนความดันปานกลางของโรงแยกก๊าซหน่วยที่ 1 24

4.3 ตารางแสดงข้อมูลเชื้อเพลิงกำเนิดความร้อนความดันต่ำของโรงแยกก๊าซหน่วยที่ 1 24

4.4 ตารางค่าคงที่ที่ใช้ในการคำนวน 25

4.5 ตารางแสดงการใช้พลังงานของโรงแยกก๊าซหน่วยที่ 1 25

4.6 ตารางตัวอย่างแสดงการคำนวณการใช้พลังงานของแต่ละอุปกรณ์ในโรงแยกก๊าซหน่วยที่ 1 26

4.7 ผลของกรณีศึกษาการเปลี่ยนความดันขาออกของคอมเพรสเซอร์และความดันขาเข้าของเครื่องคอมเพรสเซอร์เครื่องแรก 27

ก-1 ตารางแสดงคุณสมบัติสารประกอบไฮโดรคาร์บอน 35

ข-1 ตารางแสดงการคำนวณ B_t 36

ข-2 ตารางแสดงการคำนวณ C_t 37

ข-3 ตารางแสดงการคำนวณ TAX 37

สารบัญรูป

รูปที่	หน้า
2.1 อุณหภูมิใช้งานของไอน้ำและของเหลวที่ใช้เป็นสื่อนำความร้อน	4
2.2 หม้อต้มที่ใช้ของเหลวเป็นสื่อนำความร้อนแบบตั้ง (Vertical Type)	5
2.3 หม้อต้มที่ใช้ของเหลวเป็นสื่อนำความร้อนแบบนอน (Horizontal Type)	5
2.4 ตัวอย่างหน่วยกู้คืนความร้อนเหลือทิ้ง	6
2.5 เครื่องคอมเพรสเซอร์	10
2.6 เครื่องควบแน่นแบบใช้ระบบระบายความร้อนด้วยอากาศ	11
2.7 วาล์วขยายตัว	11
2.8 เครื่องระเหย	12
2.9 วัฏจักรระบบทำความเย็นแบบอัดไอ	12
2.10 แผนภูมิความดัน-เอนทาลปี	13
2.11 กระบวนการแยกก๊าซธรรมชาติ	14
2.12 เมทิล ไดเอทาโนลามีน	15
3.1 ระบบทำความเย็นของโรงแยกก๊าซหน่วยที่ 6 จากโปรแกรมจำลอง	18
3.2 คอมเพรสเซอร์ของระบบทำความเย็น	18
3.3 หน้าต่างของ Case Study และช่วงการศึกษาความดันของคอมเพรสเซอร์	19
3.4 หน้าต่างของ Case Study ที่ใช้ในการปรับอัตราส่วนการแยกไหลของอัตราการไหลเชิงมวล	21
4.1 ช่องป้อนข้อมูลเวลา	22
4.2 ตัวอย่างแฟ้มข้อมูล	22
4.3 ตัวอย่างแผนผังสรุปการผลิตและใช้พลังงานของโรงแยกก๊าซหน่วยที่ 1	23
4.4 อุปกรณ์แยกไหล TEE-100 จากโปรแกรมจำลอง	28
4.5 กราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่างอีเทนที่เป็นผลิตภัณฑ์และอัตราส่วนการแยกไหล กรณีที่ 1	29
4.6 กราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่างอุณหภูมิแอปโพรชและอัตราส่วนการแยกไหล	30
4.7 กราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่างอุณหภูมิแอปโพรชและอัตราส่วนการแยกไหล กรณีที่ 2	30

บทที่ 1

บทนำ

1.1 ความเป็นมาและความสำคัญ

บริษัท ปตท. จำกัด (มหาชน) และบริษัทในกลุ่มธุรกิจปิโตรเลียมขั้นต้นและก๊าซธรรมชาติ เป็นผู้ประกอบธุรกิจก๊าซธรรมชาติอย่างครบวงจร โดยครอบคลุมตั้งแต่การสำรวจและผลิต การจัดหาก๊าซธรรมชาติ การขนส่งก๊าซธรรมชาติ การแยกก๊าซธรรมชาติ และการจัดจำหน่ายก๊าซธรรมชาติ รวมถึงการขยายการลงทุนในธุรกิจที่เกี่ยวเนื่องกับก๊าซธรรมชาติทั้งในและต่างประเทศ และการพัฒนาธุรกิจใหม่ ซึ่งเป็นผู้ประกอบธุรกิจโรงแยกก๊าซธรรมชาติรายใหญ่ในประเทศไทย มีโรงแยกก๊าซธรรมชาติทั้งสิ้น 6 หน่วย เพื่อแยกสารประกอบไฮโดคาร์บอนชนิดต่างๆ ออกจากก๊าซธรรมชาติ ซึ่งเป็นการเพิ่มมูลค่าให้กับก๊าซธรรมชาติที่ได้จากอ่าวไทย ให้เกิดประโยชน์สูงสุด

โครงการแรกเป็นการพัฒนาแผนผังด้านพลังงานเฉพาะในส่วนโดยภาพรวมของระบบน้ำมันร้อน (Hot Oil) และระบบไอน้ำ (Steam) ทุกหน่วยของโรงแยกก๊าซธรรมชาติระยอง ประกอบไปด้วยโรงแยกก๊าซหน่วยที่ 1, 2, 4, 5 และ 6 โรงแยกก๊าซอีเทน และหน่วยปฏิบัติการผลิตระบบท่อส่งก๊าซธรรมชาติ รวมทั้งสิ้น 7 หน่วย รวมถึงคำนวณปริมาณพลังงานที่ป้อนให้และถูกใช้ไปจากน้ำมันร้อนสำหรับหน่วยถ่ายเทความร้อนให้กับมันร้อน คือหน่วยกู้คืนความร้อนเหลือทิ้ง (Waste Heat Recovery Unit, WHRU) ซึ่งเป็นการนำก๊าซร้อนที่เป็นผลพลอยได้จากการผลิตไฟฟ้าที่ใช้ระบบกังหันก๊าซ (Gas Turbine Generator, GTG) มาเป็นแหล่งพลังงานความร้อน เพื่อที่จะสามารถแสดงผลได้ทันทีเมื่อเปลี่ยนเวลาที่ต้องการดูข้อมูล

ระบบเตาน้ำมันร้อน (Thermal Oil System หรือ Hot Oil System) ซึ่งเป็นการใช้เตาเชื้อเพลิงเพื่อให้ความร้อนแก่ของเหลวทำงานที่มีลักษณะคล้ายน้ำมัน ซึ่งมีเสถียรภาพทางความร้อนและมีคุณสมบัติการถ่ายเทความร้อนที่ดี ระบบจะทำงานโดยการไหลเวียนของของเหลวทำงาน (Thermal Oil) เพื่อถ่ายเทความร้อนให้กับกระบวนการหลังจากนั้นของเหลวทำงานจะไหลกลับไปยัง เตาเชื้อเพลิงเพื่อรับความร้อนก่อนไหลกลับไปยังกระบวนการอีกครั้งหนึ่ง [1]

โครงการที่สองเป็นโครงการเพิ่มประสิทธิภาพระบบสาธารณูปโภคที่ทำความเย็นของโรงแยกก๊าซหน่วยที่ 6 ซึ่งใช้โพรเพนเป็นสารตัวกลางทำความเย็น การหาอัตราส่วนอัตราการไหลเชิงมวลที่เหมาะสมของสายกระบวนการผลิตที่แยกเข้าสู่เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแต่ละเครื่อง เพื่อหาจุดทำงาน (Operation Point) ที่ได้ปริมาณอีเทน (Ethane Recovery) มากที่สุดโดยคาดว่าจะได้ปริมาอีเทนเพิ่มขึ้น 1 ตันต่อชั่วโมง

ระบบทำความเย็น (Refrigeration Unit) เป็นระบบที่มีหน้าที่ดึงความร้อนหรือลดอุณหภูมิในกระบวนการผลิต เช่น การทำให้น้ำบางส่วนให้กลั่นตัวก่อนเข้าหน่วยกำจัดน้ำ (Dehydration Unit) หรือกระบวนการไครโอเจนิค (Cryogenic Process) ในการแยกก๊าซอีเทนและมีเทน เป็นต้น [5] การสร้างระบบทำความเย็นได้นั้นต้องอาศัยหลักการ 2 อย่าง คือ การเดือดกลายเป็นไอของของเหลว และการถ่ายเทความร้อนออกจากไอของของเหลว ซึ่งของเหลวที่รับความร้อนแล้วเดือดกลายเป็นไอ และถ่ายเทความร้อนออกจากไอให้กลายเป็นของเหลว ของเหลวกลุ่มนี้เรียกว่าสารทำความเย็น (Refrigerant) โดยสารทำความเย็นที่ผ่านการใช้งานแล้วจะถูกอัดด้วยคอมเพรสเซอร์ทำให้มีอุณหภูมิและความดันสูง ก่อนถ่ายโอนความร้อนออกเพื่อให้เกิดการกลั่นตัวเป็นของเหลว และลดอุณหภูมิของสารทำความเย็นด้วยเครื่องทำของเหลวให้เย็นยิ่ง (Sub Cooler) แล้วนำสารทำความเย็นที่ได้ไปใช้งานต่อไป [2]

1.2 วัตถุประสงค์

1.2.1 พัฒนาแผนผังด้านพลังงานโดยรวมของโรงแยกก๊าซธรรมชาติระยอง

1.2.2 ลดพลังงานที่ใช้ในกระบวนการผลิต

1.2.3 เพิ่มปริมาณอีเทนที่เป็นผลิตภัณฑ์

1.3 ขอบเขตของโครงการ

1.3.1 ศึกษาข้อมูลเกี่ยวกับหลักการทำงานของระบบเตาน้ำมันร้อน

1.3.2 ศึกษาแผนผังพลังงานของโรงแยกก๊าซธรรมชาติระยองในแต่ละหน่วย

1.3.3 ศึกษาวิธีการคำนวณการสร้างและการใช้ความร้อนจากน้ำมันร้อน

1.3.4 ศึกษาขั้นตอนการพัฒนาโปรแกรมการคำนวณเพื่อใช้ในการพัฒนาแผนผังด้านพลังงานเฉพาะในส่วนของระบบเตาน้ำมันร้อน

1.3.5 ศึกษาข้อมูลเกี่ยวกับหน้าที่ หลักการทำงานและหลักการออกแบบของระบบทำความเย็นของโรงแยกก๊าซหน่วยที่ 6

1.3.6 ศึกษาขั้นตอนการพัฒนาโปรแกรมการจำลองของระบบทำความเย็นและกระบวนการผลิตของโรงแยกก๊าซหน่วยที่ 6

1.3.7 สรุปผลการลดพลังงานที่ใช้ในกระบวนการผลิต หรือได้ปริมาณอีเทนที่เป็นผลิตภัณฑ์มากขึ้นจากโปรแกรมจำลอง

1.3.8 คำนวณเงินลงทุนสูงสุดจากอัตราผลตอบแทนภายในเฉพาะโครงการที่มีการลงทุนเพิ่มโดยทางบริษัทกำหนดไว้ให้มีค่ามากกว่า 14 เปอร์เซนต์ และมีระยะเวลาในการดำเนินโครงการ 10 ปี

1.4 ประโยชน์ที่ได้รับ

1.4.1 เพิ่มผลผลิตของโรงงานทำให้มีผลประกอบการที่สูงขึ้น

1.4.2 วิเคราะห์การใช้พลังงานของระบบทำความเย็นเพื่อยืนยันว่าอยู่ในจุดทำงานที่เหมาะสม

1.4.3 เพื่อยืนยันว่าสามารถใช้การจำลองคอมเพรสเซอร์ชนิดอัดหลายชั้นที่อยู่บนแกนเดียวกันเป็นการจำลองคอมเพรสเซอร์หลายตัวต่ออนุกรมกันได้ เนื่องจากข้อจำกัดของโปรแกม คอมเพรสเซอร์ที่ใช้งานจริงเป็นแบบ 3 ใบพัดอยู่บนแกนเดียวกัน ซึ่งไม่สามารถจำลองคอมเพรสเซอร์ลักษณะนี้ได้

1.4.4 ได้รับความรู้ความเข้าใจการสร้างโปรแกรมจำลองและวิธีการคำนวณ

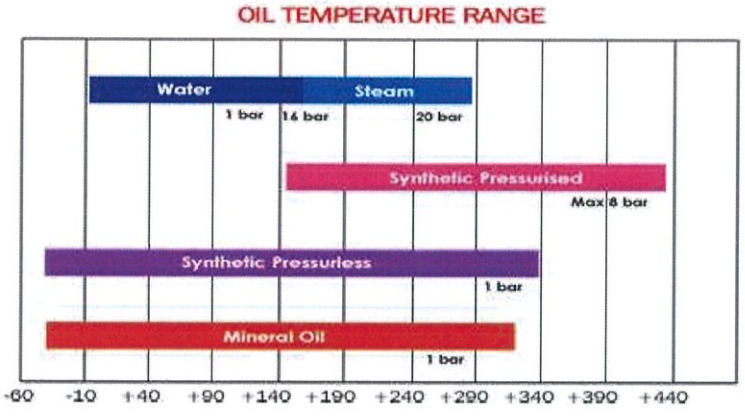
1.4.5 ได้รับความรู้ถึงหลักการทำงาน การออกแบบแผนผังพลังงานอย่างกว้างของกระบวนการผลิต และระบบทำความเย็น

บทที่ 2

แนวคิด ทฤษฎีและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

2.1 น้ำมันร้อน (Hot Oil) [4]

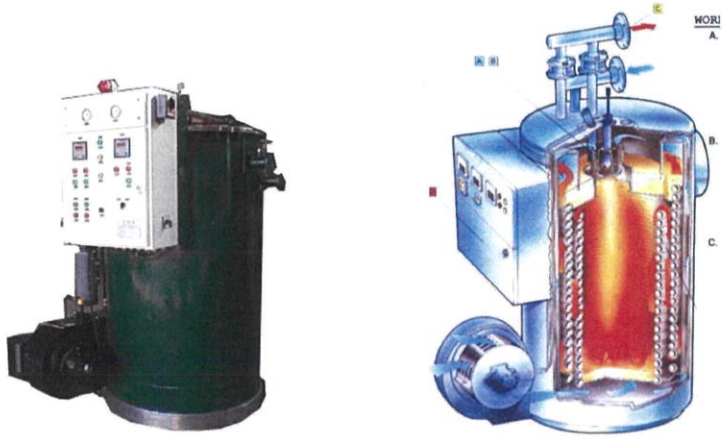
น้ำมันร้อน (Hot Oil) เป็นสื่อนำความร้อนจำพวกไฮโดรคาร์บอนที่มีมวลโมเลกุลสูง (Heavy Hydrocarbon) ซึ่งเหมาะกับการใช้ในอุตสาหกรรมที่ใช้อุณหภูมิสูง เนื่องจากการใช้ไอน้ำที่อุณหภูมิสูงจะมีความดันที่มากทำให้เสี่ยงต่อการเกิดอันตรายได้



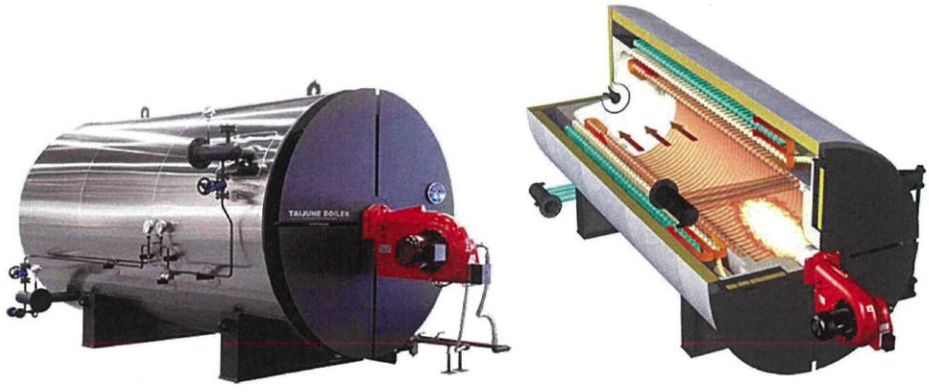
รูปที่ 2.1 อุณหภูมิใช้งานของไอน้ำและของเหลวที่ใช้เป็นสื่อนำความร้อน [4]

ความร้อนที่ทำให้น้ำมันร้อนขึ้นได้มาจากความร้อนเหลือทิ้ง (Waste Heat) จากหน่วยกู้คืนความร้อนสูญเสีย (Waste Heat Recovery Unit, WHRU) ไอเสียของกังหันก๊าซจากการผลิตไฟฟ้า (Gas Turbine Generator, GTG) หรือใช้การเผาโดยตรง (Direct Fire by Supplementary Burner) เสริมในกรณีที่ได้ความร้อนไม่เพียงพอกับระบบ ข้อดีของน้ำมันร้อน คือ อุณหภูมิคงที่สม่ำเสมอขณะใช้งาน ไม่มีปัญหาเรื่องการกัดกร่อนหรือการเกิดสนิม ข้อเสียของการใช้น้ำมันร้อน คือ ราคาน้ำมันในระบบแพง และต้องเปลี่ยนทุก 3-5 ปี และเมื่อน้ำมันได้รับความร้อนจะทำให้เกิดการแตกตัว (Crack) ของโมเลกุลเกิดเป็นไฮโดรคาร์บอนที่มีมวลโมเลกุลต่ำ (Light Hydrocarbon) ส่งผลให้จุดวาบไฟลดต่ำลง การที่ค่าจุดวาบไฟต่ำมากๆ จะเป็นอันตรายเนื่องจากหากเกิดการรั่วไหลสัมผัสกับออกซิเจนที่พอเหมาะ จะสามารถติดไฟได้เอง (Auto Ignition) จึงมีโอกาสเกิดเพลิงไหม้สูงหากมีการรั่วซึมของน้ำมันในระบบ ดังนั้นระบบน้ำมันร้อนจึงจำเป็นที่จะต้องมีการระบายไฮโดรคาร์บอนที่มีมวลโมเลกุลต่ำออกจากระบบเป็นประจำ [5]

ระบบหมุนเวียนของเหลวสามารถแบ่งเป็น 2 ระบบ ดังนี้ ระบบแรกคือระบบเปิด (Open Circuit System) เป็นระบบหมุนเวียนของเหลวที่น้ำมันในระบบมีโอกาสสัมผัสโดยตรงกับอากาศซึ่งจะมีผลทำให้น้ำมันมีอายุการใช้งานสั้น เนื่องจากออกซิเจนในอากาศจะละลายลงไปผสมในเนื้อน้ำมันทำให้น้ำมันเสื่อมสภาพ โดยทั่วไประบบหมุนเวียนของเหลวแบบระบบเปิด เหมาะจะใช้งานที่อุณหภูมิน้ำมันไม่เกิน 200 องศาเซลเซียส ระบบที่ 2 คือระบบปิด (Close Circuit System) เป็นระบบหมุนเวียนของเหลวที่น้ำมันร้อนในระบบไม่มีโอกาสสัมผัสโดยตรงกับอากาศเพราะจะถูกปกคลุมหรือซีลปิดด้วยก๊าซเฉื่อย เช่น ไนโตรเจน หรือน้ำมันเย็น จึงทำให้ออกซิเจนในอากาศไม่สามารถละลายลงไปผสมในเนื้อน้ำมันได้ และทำให้น้ำมันภายในระบบมีความดันสูงกว่าบรรยากาศปกติเล็กน้อย ซึ่งจะมีผลทำให้น้ำมันมีอายุการใช้งานยาวนานกว่าระบบเปิดนอกจากนี้ระบบหมุนเวียนของเหลวแบบระบบปิดยังสามารถใช้งานที่อุณหภูมิน้ำมันสูงถึง 300 องศาเซลเซียส แต่มีข้อเสียคือสร้างยากกว่าและมีราคาสูงกว่าระบบเปิด



รูปที่ 2.2 หม้อต้มที่ใช้ของเหลวเป็นสื่อนำความร้อนแบบตั้ง (Vertical Type) [4]

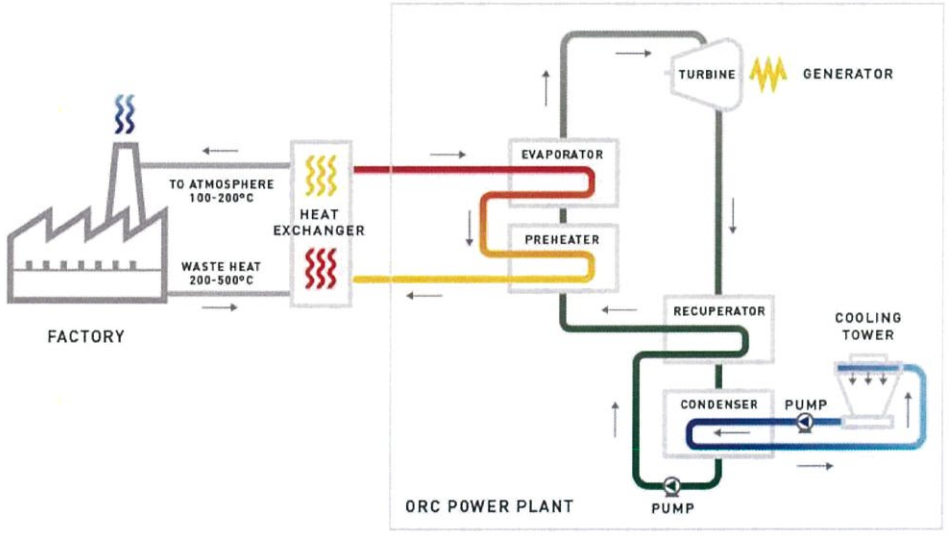


รูปที่ 2.3 หม้อต้มที่ใช้ของเหลวเป็นสื่อนำความร้อนแบบนอน (Horizontal Type) [4]

2.2 หน่วยกู้คืนความร้อนเหลือทิ้ง (Waste Heat Recovery Unit, WHRU) [5]

หน่วยกู้คืนความร้อนเหลือทิ้ง คือ หน่วยที่นำพลังงานความร้อนกลับมาใช้ใหม่โดยการแลกเปลี่ยนพลังงานความร้อนระหว่างสารที่ต้องการอุ่นและความร้อนเหลือใช้ที่มีอุณหภูมิสูงกว่า เช่น ไอร้อนจากเครื่องกำเนิดไฟฟ้า ความร้อนจากไอเสีย เป็นต้น ซึ่งหน่วยกู้คืนความร้อนสูญเสียเป็นหน่วยพื้นฐานของโรงงงานอุตสาหกรรมเพื่อใช้ในการประหยัดเชื้อเพลิงในการให้ความร้อน

การใช้งานความร้อนเหลือทิ้งมีทั้งหมด 3 ช่วง ได้แก่ ช่วงอุณหภูมิต่ำ (Low Temperature Range) มีอุณหภูมิระหว่าง 0 ถึง 120 องศาเซลเซียส เป็นช่วงที่ไม่ถูกใช้ในงานแม้จะมีความพยายามในการใช้งานแล้ว เนื่องจากมีประสิทธิภาพของวัฏจักรคาร์โนต์ (Carnot Efficiency) ที่ 5 ถึง 7 เปอร์เซนต์ในการผลิตไฟฟ้าซึ่งต่ำเกินไป ช่วงอุณหภูมิกลาง (Medium Temperature Range) มีอุณหภูมิระหว่าง 120 ถึง 650 องศาเซลเซียส และช่วงอุณหภูมิสูง (High Temperature Range) มีอุณหภูมิตั้งแต่ 650 องศาเซลเซียสขึ้นไป ทั้ง 2 ช่วงนี้สามารถใช้ในการผลิตกระแสไฟฟ้าหรือให้ความร้อนแก่เครื่องจักรทางกลได้



รูปที่ 2.4 ตัวอย่างหน่วยกู้คืนความร้อนเหลือทิ้ง [12]

2.3 การดุลพลังงาน (Energy Balance) [10]

พลังงาน (Energy) หมายถึง ความสามารถในการทำงานในช่วงเวลาหนึ่ง หรือระยะทางหนึ่ง มีหน่วยเป็น จูล (Joule) โดยพลังงานได้แบ่งออกเป็นพลังงาน 3 รูปแบบ ดังนี้

พลังงานจลน์ (Kinetic Energy) เป็นพลังงานที่เกิดจากการเคลื่อนที่ของวัตถุ พลังงานจลน์ของวัตถุจะมากหรือน้อยขึ้นอยู่กับมวลและความเร็วของวัตถุนั้น

พลังงานศักย์ (Potential Energy) เป็นพลังงานที่เกิดขึ้นตามตำแหน่งของวัตถุในสนามพลัง เช่น สนามแรงโน้มถ่วง สนามไฟฟ้าหรือสนามแม่เหล็ก เป็นต้น

พลังงานภายใน (Internal Energy) เป็นพลังงานที่สะสมภายในระบบที่นอกเหนือจากพลังงานจลน์และพลังงานศักย์ เช่น พลังงานระหว่างการเคลื่อนที่ของโมเลกุล การหมุน การสั่นตัวของโมเลกุล เป็นต้น

เมื่อพิจรณากระบวนการเป็นระบบปิดนั้นหมายความว่าไม่มีการถ่ายเทมวลระหว่างขอบเขตที่ที่ตั้งไว้ 2 สิ่งที่สามารถถ่ายเทระหว่างระบบกับสิ่งแวดล้อมได้ คือ ความร้อนและงาน ซึ่งเป็นพลังงานที่เกิดขึ้นจากความแตกต่างระหว่างอุณหภูมิและพลังงานที่เกิดจากแรงขับเคลื่อนใดๆ ตามลำดับ

สมการดุลทั่วไป (General balance Equation) สามารถใช้ได้กับทั้งการดุลพลังงาน มวล โมเมนตัม ฯลฯ รวมไปถึงใช้ได้ทั้งกระบวนการแบบต่อเนื่อง (Continuous Process) กระบวนการแบบกะ (Batch Process) และกระบวนการกึ่งต่อเนื่อง (Semi-Continuous Process) ดังนี้

$$\text{Input} - \text{Output} + \text{Generation} - \text{Consumption} = \text{Accumulation} \qquad (2.1)$$

โดยที่ Input คือ พลังงานที่เข้าสู่ระบบ

Output คือ พลังงานที่ออกจากระบบ

Generation คือ พลังงานที่เกิดขึ้นในระบบ

Consumption คือ พลังงานที่ถูกใช้ไปในระบบ

Accumulation คือ พลังงานที่ถูกสะสมในระบบ

ถ้าหากระบบไม่มีการเกิดปฏิกิริยา สมการที่ 2.1 สามารถลดรูปได้เป็น

$$\text{Accumulation} = \text{Input} - \text{Output} \qquad (2.2)$$

เมื่อเขียนสมการการถ่ายเทพลังงานจาดเวลาเริ่มต้น (Initial) จนกระทั่งเวลาสิ้นสุด (Final) สามารถเขียนสมการใหม่ได้ ดังนี้

$$\text{Final System Energy} - \text{Initial System Energy} = \text{Net energy transferred to the system (in} - \text{out)} \qquad (2.3)$$

จาก Initial System Energy = $U_i + E_{ki} + E_{pi}$

Final System Energy = $U_f + E_{kf} + E_{pf}$

Energy Transferred = $Q - W$

และเมื่อใช้เครื่องหมาย Δ แทนผลต่าง (Final - Initial) สามารถเขียนสมการได้เป็น

$$\Delta U - \Delta E_k - \Delta E_p = Q - W \tag{2.4}$$

2.4 สมบัติจำเพาะและเอนทาลปี (Specific Properties and Enthalpy) [10]

สมบัติที่ไม่ขึ้นอยู่กับมวลของระบบ (Intensive Properties) คือ สมบัติที่ไม่เปลี่ยนไปตามการเปลี่ยนแปลงของมวล เช่น ความหนาแน่น ความดัน และอุณหภูมิ เป็นต้น

สมบัติขึ้นอยู่กับมวลของระบบ (Extensive Properties) คือ สมบัติที่เปลี่ยนไปตามการเปลี่ยนแปลงของมวล เช่น น้ำหนัก ปริมาตร เอนทาลปี (Enthalpy) พลังงานภายใน (Internal Energy) เป็นต้น เมื่อนำสมบัติที่ขึ้นกับมวลของระบบ มาหารด้วยมวลของระบบนั้นๆจะทำให้ได้สมบัติจำเพาะ (Specific Properties) ซึ่งจัดเป็นสมบัติที่ไม่ขึ้นอยู่กับมวล โดยมีการใช้สัญลักษณ์ ^ เพื่อแสดงถึงสมบัติจำเพาะ เช่น ปริมาตรจำเพาะ (Specific Volume, $\hat{V}$) เอนทาลปีจำเพาะ (Specific Enthalpy, $\hat{H}$) เป็นต้น

วัตถุชิ้นหนึ่งที่ความดันและอุณหภูมิค่าหนึ่ง มีพลังงานภายในจำเพาะ ($\hat{U}$) มีหน่วยเป็นจูลต่อกิโลกรัม (J/kg) และมีมวล m หน่วยกิโลกรัม (kg) มีพลังงานภายในทั้งหมด

$$U\ (\text{J}) = m\ (\text{kg})\ \hat{U}(\text{J/kg}) \tag{2.5}$$

ในขณะเดียวกันหากเป็นสายป้อนต่อเนื่องที่มีอัตราการไหลเชิงมวล $\dot{m}$ กิโลกรัมต่อวินาที (kg/s) จะมีอัตราการถ่ายโอนพลังงานภายใน

$$\dot{U}\ (\text{J/s}) = \dot{m}\ (\text{kg/s})\ \hat{U}(\text{J/kg}) \tag{2.6}$$

สมการดุลเอนทาลปีจำเพาะสำหรับระบบเปิด

$$\hat{H} \equiv \hat{U} + P\hat{V} \tag{2.7}$$

เมื่อ P คือ ความดันรวมของระบบ

2.5 ค่าความร้อน (Heating Value, HV) [10]

ค่าความร้อน (Heating Value) ของการเผาไหม้วัสดุ คือ ค่าติดลบของค่าความร้อนมาตรฐาน (Standard Heat) ของการเผาไหม้ โดยทั่วไปน้ำที่เป็นผลิตภัณฑ์จากการเผาไหม้จะมีสถานะเป็นของเหลว ค่าความร้อนที่ได้จะเป็นเพียงค่าความร้อนจากการเผาไหม้ (Heat of combustion, $\widehat{H}_c^{\circ}$) หรือเรียกว่าค่าความร้อนต่ำกว่า (Lower Heating Value, LHV) ส่วนค่าความร้อนที่คิดน้ำซึ่งอยู่ในสภาวะไอ จะคิดจากค่าความร้อนจากการเผาไหม้ (Heat of combustion) รวมกับค่าความร้อนจากการระเหยของน้ำ (Heat of vaporization) ซึ่งเรียกค่าความร้อนนี้ว่าค่าความร้อนทั้งหมด (Net Heating Value) หรือค่าความร้อนสูง (Higher Heating Value, LHV) เมื่อแทน n ด้วยจำนวนโมลของเชื้อเพลิง

$$\mathrm{HHV} = \mathrm{LHV} + \mathrm{n}\Delta\widehat{H}_v^{\circ}\left(H_2O, 25^{\circ}C\right) \tag{2.8}$$

ค่าความร้อนจากการระเหยของน้ำ (Heat of vaporization) ของน้ำ $25^{\circ}C$

$$\Delta\widehat{H}_v^{\circ}\left(H_2O, 25^{\circ}C\right) = 44.013 \quad \text{kJ/mol} \tag{2.9}$$

หากเชื้อเพลิงนั้นเป็นสารผสมของสารที่ติดไฟได้หลายชนิด สามารถหาค่าความร้อน (ทั้งสูงและต่ำ) ได้จาก

$$HV = \sum x_i \, (HV)_i \tag{2.10}$$

เมื่อ $(HV)_i$ คือ ค่าความร้อนของสารที่ i

X_i คือ อัตราส่วนโดยมวลของสารเชื้อเพลิง i

2.6 ระบบทำความเย็น (Refrigeration) [2]

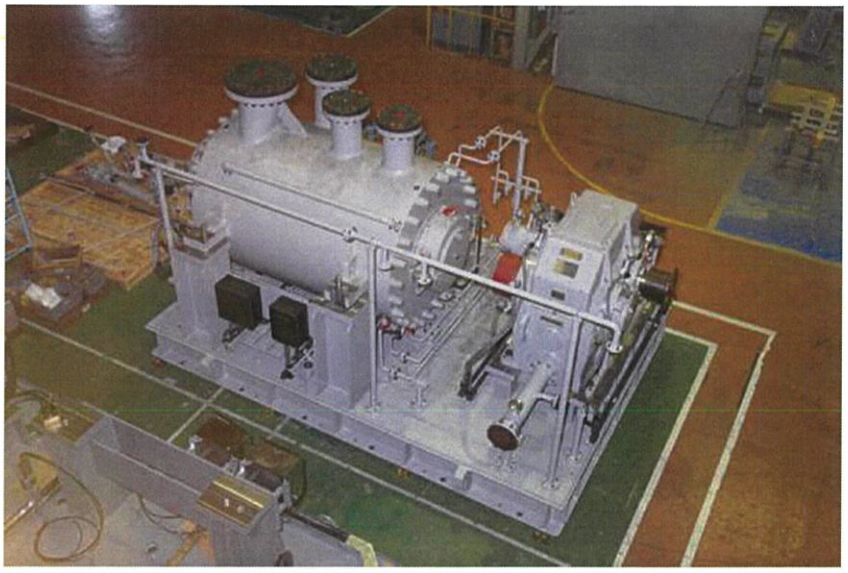
ระบบทำความเย็น (Refrigeration) มีหน้าที่ดึงความร้อนออกมาจากกระบวนการผลิต เพื่อรักษาระดับอุณหภูมิของระบบให้ต่ำกว่าสิ่งแวดล้อม โดยการดูดซับความร้อนจากระบบอย่างต่อเนื่อง ซึ่งระบบทำความเย็นจะทำงานเป็นแบบวัฏจักรโดยอาศัยของไหลทำงาน (Working Fluid) เป็นตัวกลางในการถ่ายโอนพลังงาน ซึ่งในที่นี้เรียกว่าสารหล่อเย็น (Refrigerant) ตัวอย่างของกระบวนการผลิตที่ใช้ระบบทำความเย็น เช่น กระบวนการกำจัดน้ำ (Dehydration) กระบวนการลดอุณหภูมิของสายป้อน และกระบวนการการกลั่นตัว (Condenser) เป็นต้น

2.7 ส่วนประกอบพื้นฐานของระบบทำความเย็น (Major Elements of Refrigeration) [2]

ส่วนประกอบพื้นฐานของเครื่องทำความเย็นมีดังนี้

2.7.1 เครื่องคอมเพรสเซอร์ (Compressor)

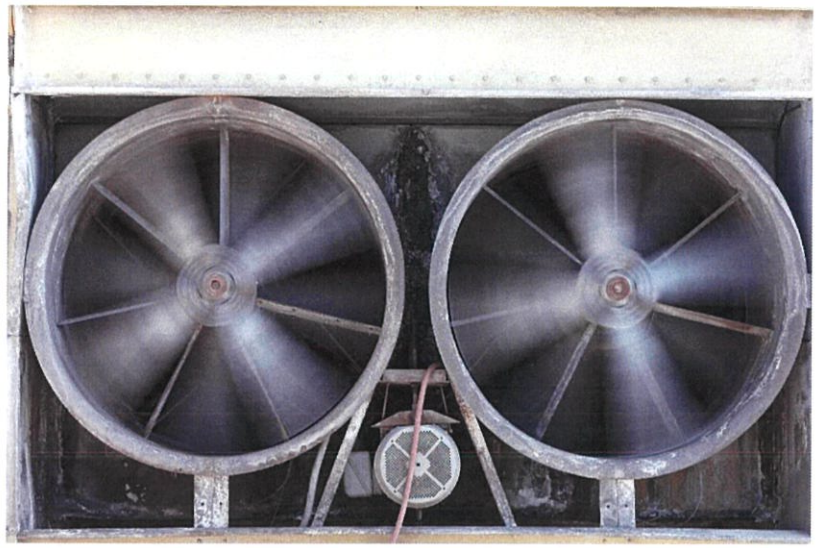
ไอของสารหล่อเย็น (Refrigerant) ที่ถูกแลกเปลี่ยนความร้อนแล้วจะถูกอัดตัวจนมีอุณหภูมิสูงก่อนส่งเข้าสู่เครื่องควบแน่น (Condenser)



รูปที่ 2.5 เครื่องคอมเพรสเซอร์ [9]

2.7.2 เครื่องควบแน่น (Condenser)

มีหน้าที่ทำให้ไอของสารหล่อเย็นมีอุณหภูมิลดลงจนกลั่นตัวกลายเป็นของเหลว เป็นการถ่ายโอนความร้อนออกจากระบบ



รูปที่ 2.6 เครื่องควบแน่นแบบใช้ระบบระบายความร้อนด้วยอากาศ [7]

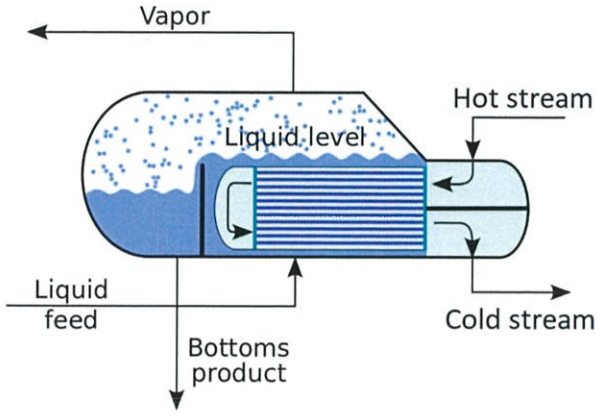
2.7.3 วาล์วขยายตัว (Expansion Valve)

เมื่อสารหล่อเย็นเคลื่อนที่ผ่านวาล์วขยายตัว จะส่งผลให้อุณหภูมิและความดันของสารทำความเย็นลดลงอย่างรวดเร็วเนื่องมาจากอิทธิพลจากการขยายตัว (Throttling Effect)

รูปที่ 2.7 วาล์วขยายตัว [8]

2.7.4 เครื่องระเหย (Evaporator)

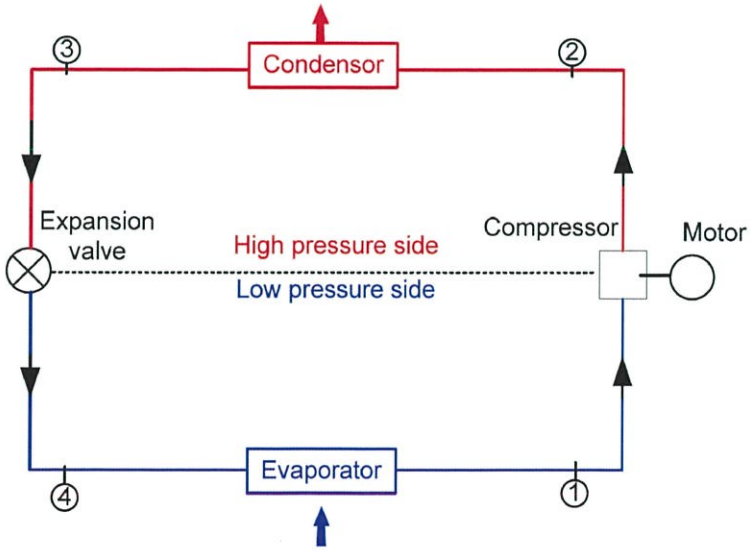
ทำหน้าที่แลกเปลี่ยนความร้อนระหว่างสารหล่อเย็นกับสารที่ต้องการความเย็น เมื่อสารหล่อเย็นได้รับความร้อนจะระเหยกลายเป็นไอ และวัฏจักรระบบทำความเย็นจะดำเนินต่อไปจนกระทั่งไอของสารหล่อเย็นไหลออกจากเครื่องระเหยเข้าสู่เครื่องคอมเพรสเซอร์อีกครั้งหนึ่ง



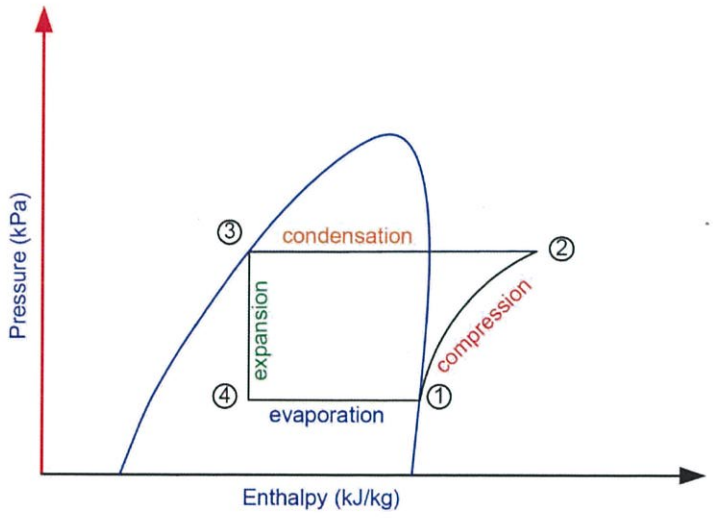
รูปที่ 2.8 เครื่องระเหย [6]

2.8 วัฏจักรของระบบทำความเย็นแบบอัดไอ (Compression Refrigeration Cycle) [3]

กระบวนการของเครื่องทำความเย็นแบบอัดไอ (Compression Refrigeration) มี 4 กระบวนการ ดังนี้



รูปที่ 2.9 วัฏจักรระบบทำความเย็นแบบอัดไอ [3]



รูปที่ 2.10 แผนภูมิความดัน-เอนทาลปี [3]

2.8.1 กระบวนการ 1-2

กระบวนการอัดตัวแบบไอเซนโทรปิก (Isentropic Compression) ซึ่งมีเอนโทรปีคงที่ ทำให้ได้ไอของสารทำความเย็นที่จุด 2 มีอุณหภูมิและความดันสูงขึ้นจากจุดที่ 1

2.8.2 กระบวนการ 2-3

การถ่ายเทความร้อนออกจากสารทำความเย็น โดยสารทำความเย็นที่เข้าเครื่องควบแน่น (Condenser) นั้นมีอุณหภูมิและความดันสูง ซึ่งอยู่ในสภาวะไอดง (Superheated Vapor) จะถูกทำให้เย็นลงจนอยู่ในสถานะไออิ่มตัว (Saturated Vapor) และกลั่นตัวจนเป็นของเหลวอิ่มตัว (Saturated Liquid)

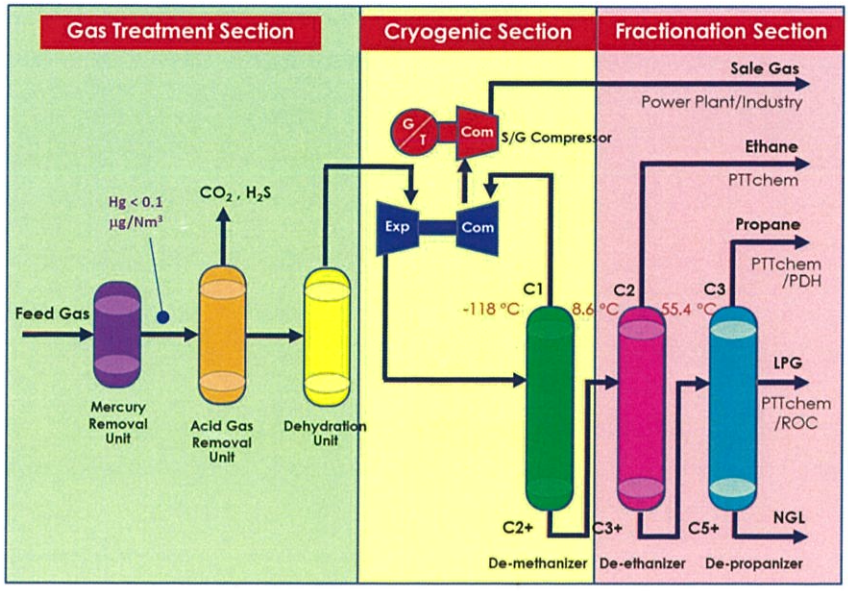
2.8.3 กระบวนการ 3-4

กระบวนการขยายตัวหรือลดความดันของสารทำความเย็นแบบอะเดียแบติก ซึ่งไม่มีการถ่ายเทความร้อนเข้าและออกจากระบบและเอนทาลปีไม่เปลี่ยนแปลง ส่งผลให้สารทำความเย็นเปลี่ยนจากสถานะของเหลวกลายเป็นของผสม และทำให้สารทำความเย็นมีอุณหภูมิลดลง

2.8.4 กระบวนการ 4-1

สารทำความเย็นที่เข้าเครื่องระเหย (Evaporator) มีอุณหภูมิต่ำ และเป็นของผสมระหว่างไอและของเหลวจะได้รับความร้อนจากเครื่องระเหยที่ความดันคงที่ ทำให้สารเดือดจนกลายเป็นไออิ่มตัว (Saturated Vapor)

2.9 กระบวนการแยกก๊าซธรรมชาติ [5]



รูปที่ 2.11 กระบวนการแยกก๊าซธรรมชาติ [5]

กระบวนการแยกก๊าซธรรมชาติประกอบไปด้วยหน่วยต่างๆดังนี้

2.9.1 หน่วยปรับปรุงคุณภาพก๊าซธรรมชาติ (Gas Treatment Section) มีหน้าที่แยกสิ่งเจือปนออกจากก๊าซธรรมชาติ ประกอบไปด้วย

2.9.1.1 หน่วยกำจัดปรอท (Mercury Removal Unit)

เนื่องจากอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนส่วนใหญ่เป็นโลหะที่มีอลูมิเนียมผสมอยู่ ทำให้ปรอททำปฏิกิริยากับอลูมิเนียมเกิดเป็นอะมอลกัม (Amalgam) ดังสมการที่ 2.1 ส่งผลให้อุปกรณ์เกิดความเสียหายได้ รวมทั้งปรอทยังเป็นพิษต่อสิ่งแวดล้อม การกำจัดปรอทสามารถทำได้โดยการใช้ซัลเฟอร์ทำปฏิกิริยากับปรอทได้เป็นเมอร์คิวริกซัลไฟด์ (HgS) ดังสมการที่ 2.2

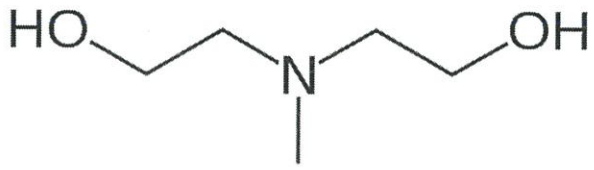
$$Hg + Al \longrightarrow Hg{\cdot}Al \qquad (2.1)$$

$$Hg + S \longrightarrow HgS \qquad (2.2)$$

2.9.1.2 หน่วยกำจัดก๊าซที่มีสภาพความเป็นกรด (Acid Gas Removal Unit)

เนื่องจากกรดมีความสามารถในการกัดกร่อนรวมถึงการแข็งตัว สะสม และอุดตันได้เมื่อกระบวนการมีอุณหภูมิต่ำกว่าจุดหลอมเหลวของกรดนั้น การกำจัดกรดทำได้โดยใช้โพรแทสเซียมคาร์บอเนต (K_2CO_3) เป็นตัวดูดซึม เรียกกระบวนการนี้ว่า กระบวนการเบนฟิลด์ (Benfield Process) หรือ

ใช้ aMDEA (Activated Methyl Diethanolamine) เป็นตัวดูดซึม เรียกกระบวนการนี้ว่ากระบวนเอมีน (Amine Process)



รูปที่ 2.12 เมทิล ไดเอทาโนลามีน [12]

และสามารถฟื้นฟูสภาพได้โดยการใช้ความร้อน เมื่อแทนตัวดูดซึมด้วย A และแทน B ด้วยตัวดูดซึมที่ทำปฏิกิริยากับกรดที่อยู่ในก๊าซธรรมชาติแล้ว สามารถแสดงตัวอย่างสมการการดูดซึมได้ดังสมการที่ 2.3

$$A + Acid \leftrightharpoons B + Heat \qquad (2.3)$$

2.9.1.3 หน่วยกำจัดความชื้น (Dehydration Unit)

ความชื้นในก๊าซธรรมชาติส่งผลทำให้เกิดการแข็งตัวด้วยตัวเองเมื่อมีอุณหภูมิต่ำกว่าจุดหลอมเหลว และมีโอกาสรวมตัวกับสารประกอบไฮโดรคาร์บอนเกิดเป็นสารประกอบไฮเดรต (Hydrate) ทำให้เกิดการสะสมและอุดตันในกระบวนการผลิต การกำจัดความชื้นสามารถกำจัดโดยการดูดซับทางกายภาพด้วยตัวดูดซับ (Molecular Sieves) และสามารถฟื้นฟูสภาพได้โดยการใช้ความร้อน จากนั้นมีการปรับเปลี่ยนความดันและอุณหภูมิของก๊าซธรรมชาติก่อนเข้าสู่หน่วยแยกอีเทนและหน่วยแยกผลิตภัณฑ์ต่างๆ เช่น ก๊าซเชื้อเพลิงหรือก๊าซธรรมชาติ (Sale Gas) ก๊าซปิโตรเลียมเหลวหรือก๊าซหุงต้ม (LPG) อีเทน (Ethane) โพรเพน (Propane) และบิวเทน (Butane) นอกจากนี้ยังมีหน่วยเพิ่มความดันก๊าซธรรมชาติก่อนส่งเข้าสู่ระบบส่งก๊าซธรรมชาติทางท่อ

2.9.2 ส่วนไครโอเจนิค (Cryogenic)

ก๊าซธรรมชาติที่ผ่านหน่วยปรับปรุงคุณภาพแล้วจะถูกทำให้เย็นลงโดยการลดความดันด้วยวาล์วขยายตัว (Joule–Thomson valve) และเทอร์โบเอกซ์เพนเดอร์ (Turbo Expander) ซึ่งงานที่ได้จากเทอร์โบเอกซ์เพนเดอร์จะนำไปขับเคลื่อนคอมเพรสเซอร์เพื่อเพิ่มความดันให้กับมีเทนที่แยกได้จากหอกลั่น เมื่อก๊าซธรรมชาติถูกลดความดันและอุณหภูมิแล้ว ก๊าซธรรมชาติที่เป็นสารไฮโดรคาร์บอนที่มีมวลโมเลกุลตั้งแต่อีเทนเป็นต้นไปจะเปลี่ยนสภาพเป็นของเหลว ส่วนมีเทนยังคงอยู่ในสภาพเป็นก๊าซอยู่และถูกส่งไปยังหอกลั่นมีเทน (De-methanizer) ซึ่งก๊าซมีเทนจะมีการแยกตัวออกไปทางด้านบนของหอกลั่นเรียกผลิตภัณฑ์ส่วนนี้ว่า Sale Gas จากนั้นก๊าซธรรมชาติ (Sale Gas) จะเข้าหน่วยเพิ่มความดัน (Sales Gas Compressor Unit) ขับเคลื่อนด้วยกังหันก๊าซซึ่งได้งานจากเทอร์โบเอกซ์เพนเดอร์ ส่วนก๊าซเหลวจะถูกดึง

ออกทางด้านล่างของหอกลั่น ดังแสดงในภาพที่ 2.11 ก๊าซเหลวนี้จะถูกนำไปเข้าสู่กระบวนการกลั่นลำดับส่วนต่อไป

2.9.3 กระบวนการกลั่นลำดับส่วน (Fractionation Section)

การกลั่นลำดับส่วนจะอาศัยหลักการแยกโดยการใช้จุดเดือดของสาร โดยสารไฮโดรคาร์บอนที่มีมวลโมเลกุลน้อยจะมีจุดเดือดต่ำกว่าสารไฮโดรคาร์บอนที่มีมวลโมเลกุลมากกว่า ดังนั้น หลังจากที่ทำให้ก๊าซเป็นของเหลวแล้วจะมีการให้ความร้อนแก่ก๊าซเหลวเพื่อทำให้ก๊าซเหลวนั้นระเหยกลายเป็นก๊าซอีกครั้งหนึ่ง เมื่อให้ความร้อนเพิ่มเข้าไปเรื่อยๆ สารไฮโดรคาร์บอนที่มีมวลโมเลกุลน้อยจะถึงจุดเดือดก่อนและจะกลายเป็นก๊าซแยกตัวออกจากก๊าซเหลวนั้นได้ก่อน

ก๊าซเหลวจะถูกดึงออกทางด้านล่างของหอกลั่นมีเทน จะถูกเพิ่มอุณหภูมิที่หอกลั่นอีเทน (De-ethanizer) ก๊าซอีเทนจะอยู่ในสภาพก๊าซและแยกตัวออกทางด้านบนของหอกลั่น ก๊าซเหลวที่เหลือจะถูกแยกออกทางด้านล่างของหอกลั่นอีเทน และถูกเพิ่มอุณหภูมิอีกครั้งหนึ่งที่หอกลั่นโพรเพน (De-propanizer) ก๊าซโพรเพนจะถูกแยกออกทางด้านบนสุดของหอ ในขณะที่กลางหอสามารถแยกก๊าซที่มีส่วนผสมของโพรเพนและบิวเทน ในส่วนล่างของหอจะได้ก๊าซโซลีนธรรมชาติ (Natural Gasoline, NGL)

2.10 หน่วยแยกก๊าซเหลวรวมหรือหน่วยอีอาร์ยู (Ethane Recovery Unit)

หน่วยอีอาร์ยูประกอบไปด้วย หน่วยทำความเย็น (Inlet Cooling and Subcooling Exchangers) หน่วยลด/เพิ่มแรงดัน (Expander/Compressor) หอกลั่นมีเทน (De-methanizer) และหอกลั่นอีเทน (De-ethanizer)

บทที่ 3

วิธีการดำเนินงาน

หลังจากการศึกษากระบวนการผลิตและระบบสาธารณูปโภคโดยละเอียดของโรงแยกก๊าซธรรมชาติระยองแล้วจึงได้เริ่มดำเนินการตามโครงการ ดังนี้

3.1 โครงการการพัฒนาแผนผังด้านพลังงานความร้อนโดยภาพรวม

3.1.1 ศึกษาหน่วยการผลิตที่ใช้และแหล่งที่มาของพลังงานความร้อน

3.1.2 คำนวณปริมาณความร้อน

3.1.2.1 ความร้อนที่ผลิตได้

$$\dot{Q}_{in} = \sum_{strems}^{input} \widehat{H}_c^{\circ} \cdot \dot{m} \tag{3.1}$$

3.1.2.2 ความร้อนที่ใช้

$$\dot{Q}_{out} = \sum_{strems}^{output} \widehat{H} \cdot \dot{m} \tag{3.2}$$

3.1.2.3 ดุลสมการพลังงานความร้อน

$$\text{Input} - \text{Output} = \text{Consumption} \tag{3.3}$$

$$\dot{m}\Delta\widehat{H} = \text{Consumption} \tag{3.4}$$

เมื่อ $\dot{Q}_{in}$ คือ อัตราการถ่ายเทความร้อนขาเข้า

$\dot{Q}_{out}$ คือ อัตราการถ่ายเทความร้อนขาออก

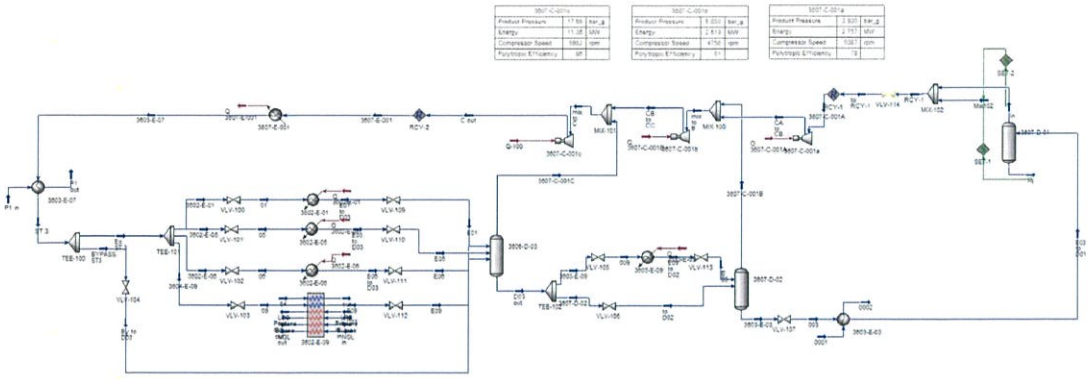
$\sum_{strems}^{input} \dot{m}$ คือ อัตราการไหลเชิงมวลขาเข้า

$\sum_{strems}^{output} \dot{m}$ คือ อัตราการไหลเชิงมวลขาออก

3.1.3 ผูกตัวแปรต่างๆจากสมการการคำนวณในสูตรกับแหล่งข้อมูลกลางที่เก็บข้อมูลโดยโรงแยกก๊าซธรรมชาติระยองในฟังก์ชัน Exaquantum โปรแกรม Microsoft Excel เพื่อให้โปรแกรมแสดงค่าได้ตามเวลาที่ผู้ใช้กำหนด

3.1.4 สรุป รวบรวมข้อมูลการผลิตและการใช้ความร้อนของแต่ละหน่วยเพื่อดูพลังงานความร้อนโดยรวมของโรงแยกก๊าซธรรมชาติระยอง

3.2 โครงการเพิ่มประสิทธิภาพระบบสาธารณูปโภคที่ทำความเย็น

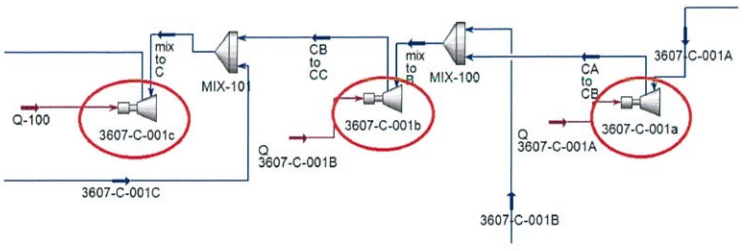


รูปที่ 3.1 ระบบทำความเย็นของโรงแยกก๊าซหน่วยที่ 6 จากโปรแกรมจำลอง

หลังจากที่ศึกษาวิธีการใช้งานโปรแกรมจำลอง Aspen HYSYS และได้จำลองระบบทำความเย็นด้วยโปรแกรม Aspen HYSYS จากผังกระบวนการ (Process Flow Diagram) แล้ว ได้ดำเนินการโครงการเพิ่มประสิทธิภาพระบบสาธารณูปโภคที่ทำความเย็น ดังนี้

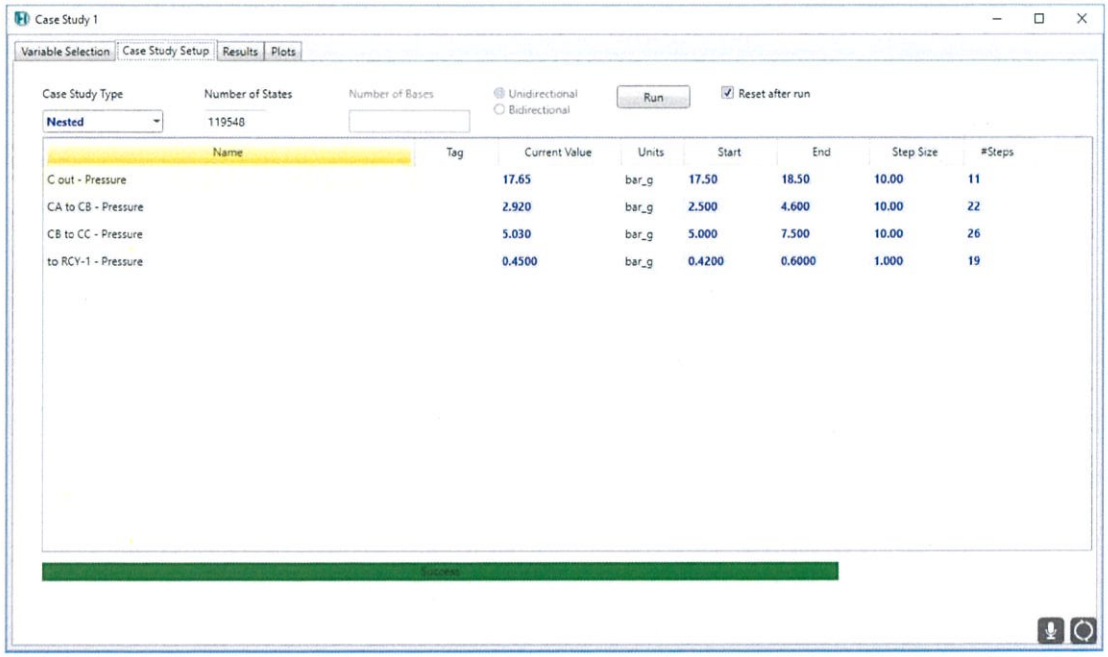
3.2.1 เพิ่มประสิทธิภาพและลดพลังงานจากคอมเพรสเซอร์ของระบบทำความเย็น

3.2.1.1 กำหนดขอบเขตการศึกษาความดันขาออกของคอมเพรสเซอร์จากเอกสารรวบรวมข้อมูลและคุณสมบัติต่างๆของคอมเพรสเซอร์ (Datasheet)



รูปที่ 3.2 คอมเพรสเซอร์ของระบบทำความเย็น

3.2.1.2 ทดลองปรับรอบของคอมเพรสเซอร์จากความดันขาออกของแต่ละเครื่อง รวมไปถึงปรับความดันขาเข้าเครื่องคอมเพรสเซอร์ตัวแรกหลายๆค่า จากฟังก์ชั่น Case Study เพื่อศึกษาการใช้พลังงานและประสิทธิภาพของคอมเพรสเซอร์ รวมไปถึงความเย็นที่ระบบได้รับ



รูปที่ 3.3 หน้าต่างของ Case Study และช่วงการศึกษาความดันของคอมเพรสเซอร์

3.2.1.3 นำผลที่ได้มาส่งออกมายังโปรแกรม Microsoft Excel เนื่องจากผลที่ได้อาจมีกรณีที่มีความต่างกันของความเร็วรอบมากเกินไปจึงมีความจำเป็นต้องคัดกรองข้อมูลก่อนนำมาวิเคราะห์ โดยความเร็วรอบของคอมเพรสเซอร์ต้องไม่เกินที่เอกสารรวบรวมข้อมูลและคุณสมบัติต่างๆของคอมเพรสเซอร์ (Datasheet) ได้กำหนดไว้และเนื่องจากในความเป็นจริงคอมเพรสเซอร์ที่ใช้เป็นคอมเพรสเซอร์หลายสเตจที่มีแกนร่วมกัน ดังนั้นรอบที่ยอมรับได้ของคอมเพรสเซอร์แต่ละเครื่องจึงห่างกันไม่เกิน 100 รอบต่อนาที

ตารางที่ 3.1 ตารางแสดงการจัดการข้อมูล

>5352=1 <3714=2 3714-5352=3				diff rpm>100 = 0 diff rpm<100 = 1			
St.1	St.2	St.3	Sum score	1 vs 2	2 vs 3	1 vs 3	Sum score
3	3	3	9	1	1	1	3
3	3	3	9	1	1	1	3
3	3	3	9	1	1	1	3
3	3	3	9	1	1	1	3
3	3	3	9	1	1	1	3
3	3	3	9	1	1	1	3

3.2.1.4 วิเคราะห์ผลโดยการใช้สีในฟังก์ชัน Conditional Formatting

1) พลังงานที่ให้กับคอมเพรสเซอร์จะใช้สีแดง โดยไล่สีจากสีแดงเข้มไปจนถึงไม่มีสี หมายความว่าคอมเพรสเซอร์ใช้พลังงานมากที่สุดจนไปถึงคอมเพรสเซอร์ใช้พลังงานน้อยที่สุด ตามลำดับ

2) ความเย็นในระบบจะใช้สีเขียว โดยไล่สีจากสีเขียวเข้มไปจนถึงไม่มีสี หมายความว่าระบบได้รับความเย็นมากที่สุดจนไปถึงระบบได้รับความเย็นน้อยที่สุด ตามลำดับ

ตารางที่ 3.2 ตารางแสดงการจัดการข้อมูลด้วยสีจากฟังก์ชัน Conditional Formatting

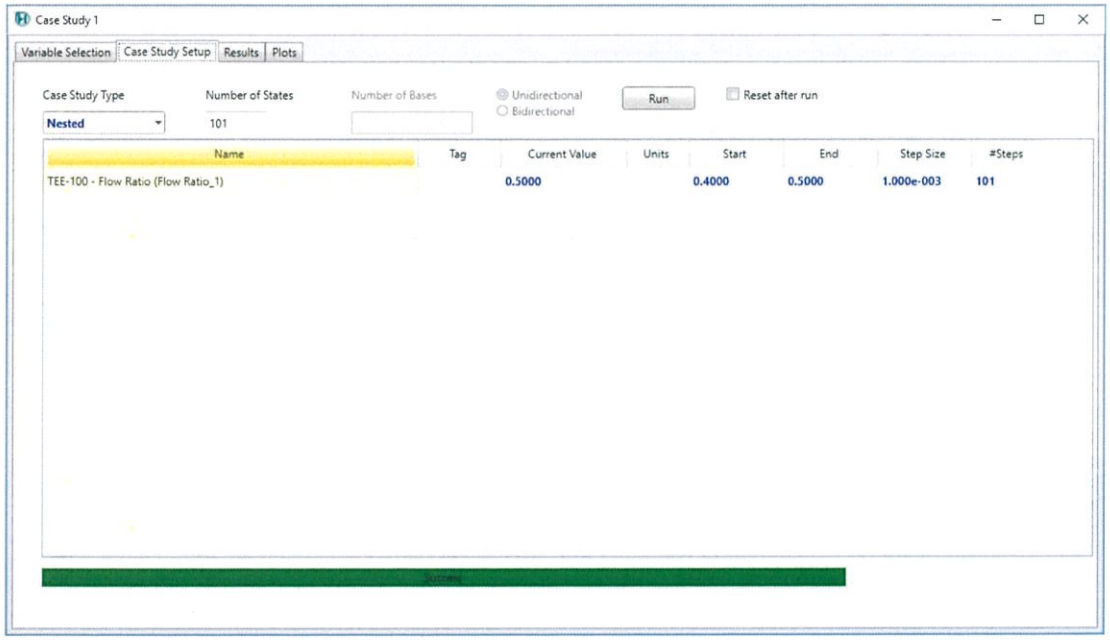
Compressor Duty	User Duty
MW	MW
15.991	52.469
15.949	52.472
15.907	52.477
16.015	52.489
16.047	52.489
15.865	52.480
15.908	52.489
15.940	52.489
15.802	52.489
15.834	52.489
15.884	52.489
15.915	52.489
16.437	52.469

3.2.1.5 สรุปผลข้อมูลที่ระบบให้พลังงานกับคอมเพรสเซอร์น้อยแต่ระบบได้รับความเย็นมากหรือได้รับความเย็นเพียงพอต่อความเย็นที่ระบบต้องการ

3.2.2 เพิ่มปริมาณอีเทนที่เป็นผลิตภัณฑ์ (Ethane Recovery) โดยปรับอัตราส่วนการแยกไหลของอัตราการไหลเชิงมวลของก๊าซธรรมชาติ

3.2.2.1 ศึกษาทิศทางของกระบวนการผลิตต่อการปรับอัตราส่วนอัตราการไหลเชิงมวลจากคู่มือการดำเนินงานหน่วยแยกก๊าซเหลวรวม (Operating Manual of Ethane Recovery Unit)

3.2.2.2 ศึกษาข้อจำกัดของอัตราการไหลเชิงมวลของอุปกรณ์และท่อจากเอกสารรวบรวมข้อมูล (Datasheet) เป็นขอบเขตการศึกษา



รูปที่ 3.4 หน้าต่างของ Case Study ที่ใช้ในการปรับอัตราส่วนการแยกไหลของอัตราการไหลเชิงมวล

3.2.2.3 ทดลองปรับอัตราส่วนการแยกไหลของอัตราการไหลเชิงมวลที่ไหลไปยังเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแต่ละสายหลายๆค่า จากฟังก์ชั่น Case Study เพื่อศึกษาปริมาณอีเทนที่เป็นผลิตภัณฑ์

3.2.2.4 ทดลองปรับอัตราส่วนการแยกไหลของอัตราการไหลเชิงมวลดังเดิม แต่ไม่สนใจข้อจำกัดการไหลเพื่อหาอัตราส่วนการไหลที่ทำให้ปริมาณอีเทนที่เป็นผลิตภัณฑ์มากที่สุด โดยที่ไม่ให้อุณหภูมิแอปโพรชหรืออุณหภูมิของสายร้อนขาออกลบด้วยอุณหภูมิของสายเย็นที่ขาเข้าต่ำไปกว่าการออกแบบของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน

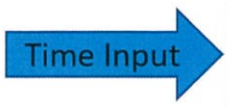
3.2.2.5 สรุปผลปริมาณอีเทนที่เป็นผลิตภัณฑ์และอัตราส่วนที่ได้

บทที่ 4

ผลการดำเนินงาน

4.1 โครงการพัฒนาแผนผังด้านพลังงานความร้อนโดยภาพรวม

โปรแกรมในส่วนของโครงการการพัฒนาแผนผังด้านพลังงานความร้อนโดยภาพรวมเป็นการรวบรวมข้อมูลการใช้พลังงานความร้อน ซึ่งผู้ใช้โปรแกรมมีหน้าที่ป้อนช่วงเวลาที่ต้องการดูข้อมูลและช่วงย่อยระยะเวลาหรือความละเอียดของช่วงเวลานั้นจากหน้าแสดงผลรวม



StartTime:	2017/6/7 0:00:00
EndTime:	2017/7/4 0:00:00
Interval:	120 **min**

รูปที่ 4.1 ช่องป้อนข้อมูลเวลา

โรงแยกก๊าซแต่ละหน่วยจะมีรูปแบบการคำนวณและรายละเอียดย่อยคล้ายกัน

รูปที่ 4.2 ตัวอย่างแฟ้มข้อมูล

โปรแกรมการคำนวณนี้สามารถแบ่งออกได้เป็นทั้งหมด 3 ส่วนหลัก ดังนี้

4.1.1 หน้ารวมการแสดงผลของทุกหน่วย (Overall Energy Map) ประกอบไปด้วย

4.1.1.1 ช่องป้อนข้อมูลเวลา

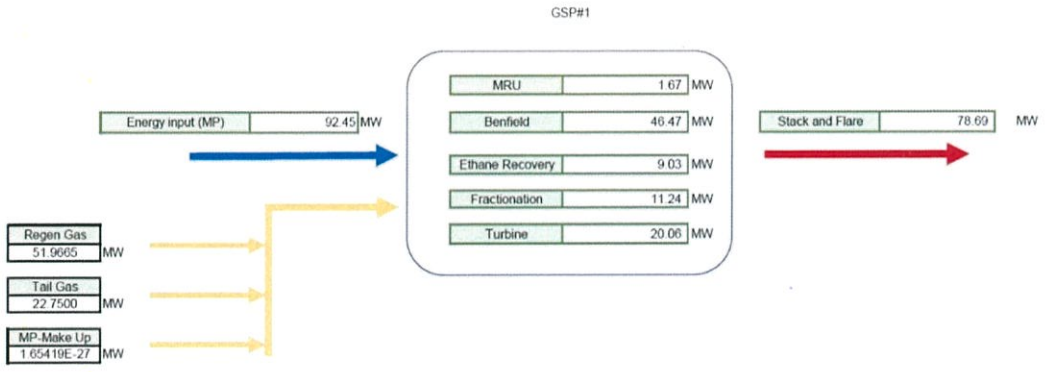
4.1.1.2 ตารางแสดงข้อมูลเชื้อเพลิงกำเนิดความร้อน

ตารางที่ 4.1 ตารางแสดงข้อมูลเชื้อเพลิงกำเนิดความร้อน

LP DATA

Plant-Name \ Properties	LP	Flow (KG/h)	Total flow KG/h	Split fraction	LP total energy (MW)
GSP#1	regen gas	5460.55	7851.08	0.696	74.72
	Tail gas	2390.53		0.304	
	mp make up	1.74E-25		0.000	
GSP#2	regen gas	-	0.82	N/A	0.01
	hp flash gas	-		N/A	
	mp letdown	-		N/A	
GSP#3	regen gas	-	2.11E-17	N/A	2.97E-19
	hp flash gas	-		N/A	
	mp letdown	-		N/A	
GSP#5	regen gas	2457.77	24030.86	0.102	193.55
	OVHD gas	3615.83		0.150	
	mp-make up	17957.27		0.747	
GSP#6	regen gas	448.75	38204.48	0.012	182.59
	OVHD & flash gas	2512.94		0.066	
	mp-make up	35242.79		0.922	
ESP	regen gas	15835.27	48852.12	0.324	64.87
	flash gas	7525.41		0.154	
	mp-make up	25491.44		0.522	
GSPP	regen gas	N/A	#VALUE!	N/A	#VALUE!
	hp flash gas	N/A		N/A	
	mp letdown	N/A		N/A	
	SUM	-	#VALUE!	-	-

4.1.1.3 ส่วนสรุปการผลิตและใช้พลังงานของโรงแยกก๊าซแต่ละหน่วย



รูปที่ 4.3 ตัวอย่างแผนผังสรุปการผลิตและใช้พลังงานของโรงแยกก๊าซหน่วยที่ 1

4.1.2 หน้ารวมการแสดงผลของแต่ละหน่วย ประกอบไปด้วย

4.1.2.1 ตารางแสดงข้อมูลเชื้อเพลิงกำเนิดความร้อนที่เข้าสู่ระบบที่มีความดันปานกลาง (Medium Pressure Fuel)

ตารางที่ 4.2 ตารางแสดงข้อมูลเชื้อเพลิงกำเนิดความร้อนความดันปานกลางของโรงแยกก๊าซหน่วยที่ 1

Feed Inlet = 10435.65 Nm3/h

Energy from feed MP						
Composition	(Nm3/h)	fraction	(kmol/h)	(kg/h)	Energy (MJ/h)	Energy (MW)
CO2	70.432	0.00675	2.995	131.807	-	-
C1	9990.469	0.95734	423.349	6790.522	320828.172	89.119
C2	140.930	0.01350	6.009	180.701	8106.103	2.252
C3	5.152	0.00049	0.222	9.783	428.932	0.119
iC4	0.293	2.81E-05	0.013	0.742	31.912	0.009
nC4	0.177	1.70E-05	0.008	0.451	19.480	0.005
iC5	0.039	3.78E-06	0.334	24.125	1030.715	0.286
nC5	0.025	2.42E-06	0.214	15.412	659.879	0.183
C6	0.066	6.33E-06	0.470	40.475	1723.770	0.479
C7	0.000	0	0.000	0.000	0.000	0.000
C8+	0.000	0	0.000	0.000	0.000	0.000
N2	228.019	0.02185	9.642	270.157	-	-
SUM	10435.604	1.00	443.256	7464.176	332828.962	92.452

4.1.2.2 ตารางแสดงข้อมูลเชื้อเพลิงกำเนิดความร้อนที่เข้าสู่ระบบที่มีความดันต่ำ (Low Pressure Fuel)

ตารางที่ 4.3 ตารางแสดงข้อมูลเชื้อเพลิงกำเนิดความร้อนความดันต่ำของโรงแยกก๊าซหน่วยที่ 1

Feed Inlet = 6783.57 Nm3/h

Energy from feed LP						
Composition	(Nm3/h)	fraction	(kmol/h)	(kg/h)	Energy (MJ/h)	Energy (MW)
CO2	1753.010	0.258	74.542	3280.584	-	-
C1	4770.492	0.703	202.151	3242.503	153196.832	42.5547
C2	108.808	0.016	4.640	139.514	6258.499	1.7385
C3	23.810	0.004	1.028	45.211	1.982	0.0006
iC4	10.640	0.002	0.464	26.947	1159.263	0.3220
nC4	5.161	8E-04	0.226	13.127	566.699	0.1574
iC5	2.405	4E-04	20.401	1471.906	62884.949	17.4680
nC5	1.720	3E-04	14.538	1048.892	44908.053	12.4745
C6	0.000	0	0.000	0.000	0.000	0.0000
C7	0.000	0	0.000	0.000	0.000	0.0000
C8+	0.000	0	0.000	0.000	0.000	0.0000
N2	107.520	0.016	4.546	127.389	-	-
SUM	6783.567	1.00	322.534	9396.074	268976.278	74.7156

4.1.2.3 ตารางค่าคงที่ที่ใช้ในการคำนวนค่าความร้อนของเชื้อเพลิง

ตารางที่ 4.4 ตารางค่าคงที่ที่ใช้ในการคำนวน

Properties of feed				
Proper-ties / com-position	Density (kg/m3)	LHV (kJ/mol)	M.W.	LHV (BTU/SCF)
CO2	1.87	0.00	44.01	0.00
C1	0.68	757.83	16.04	909.40
C2	1.28	1348.92	30.07	1618.70
C3	1.90	1929.08	44.00	2314.90
iC4	2.53	2500.33	58.12	3000.40
nC4	2.54	2509.00	58.12	3010.80
iC5	612.08	3082.50	72.15	3699.00
nC5	609.71	3089.08	72.15	3706.90
C6	613.02	3669.83	86.17	4403.80
C7	614.22	4250.00	100.20	5100.00
C8+ (Octane)	703.00	3827.92	114.22	4593.50
N2	1.18	1348.92	28.02	1618.70
O_2	1.33	0.00	32.00	0.00
Air	1.20	0.00	28.82	0.00

4.1.1.4 ตารางแสดงการใช้พลังงานของแต่ละอุปกรณ์และพลังงานความร้อนที่ใช้โดยรวมของหน่วยของโรงแยกก๊าซ

ตารางที่ 4.5 ตารางแสดงการใช้พลังงานของโรงแยกก๊าซหน่วยที่ 1

Energy use				
GSP # 1				
Equipment	Energy (MW)			
E-70901	Natural gas preheater	1.67	MRU 1.67	GSP # 1 88.48
1-E-70104	Reboiler	8.41	Benfield 46.47	
1-E-70111	MP stean generator	5.99		
1-E-70112	LP stean generator	8.84		
2-E-70104	Reboiler	8.41		
2-E-70111	MP stean generator	5.99		
2-E-70112	LP stean generator	8.84		
E-70303	Demethanizer trim reboiler	1.59	Recovery 9.03	
E-70401	Deehanizer reboiler	7.44	Fractionation 11.24	
E-70402	Depropanizer reboiler	3.80		
X- 70701	ref. turbine	10.00	Turbine 20.06	
3325-X-001C	gen turbine	10.06		

4.1.3 หน้าการคำนวณพลังงานความร้อนที่ถูกใช้ไปของแต่ละอุปกรณ์

เนื่องจากโครงการการพัฒนาแผนผังด้านพลังงานความร้อนโดยภาพรวมเป็นโครงการรวบรวมการใช้พลังงาน ดังนั้นทางบริษัทได้จัดทำการตารางการคำนวณของโรงแยกก๊าซแต่ละหน่วยและแต่ละอุปกรณ์ไว้เรียบร้อยแล้ว

ตารางที่ 4.6 ตารางตัวอย่างแสดงการคำนวณการใช้พลังงานของแต่ละอุปกรณ์ในโรงแยกก๊าซหน่วยที่ 1

Insert Date
2/3/2017 0:00

Calculation for flow of E-70106

Line								
acid gas (CO_2 + H_2O)	tag	value KNm3/h	value Kg/hr	Tag %CO_2	value %CO_2		flow CO2	Flow acid gas
CO_2 in feed gas	1701FT501	229.8743805	470,118.71	700QR-1CO2	17.18807966	0.171880797	80,804.38	112,805.43
	tag	value (Kg/H)	tag	value (Kg/H)	sum			
H_2O from flow inlet E-70111+E-70112	1701PV011	7295.341887	1701PV012	24705.70709	32,001.05			

Calculation for flow of E-70111 and E-70112

unit	tag	tag	value barg	value bara	tag %LV (MV)	% valve Open	A	y	flow (Kg/H)
1.E70111	1-701PICA011	724PIC010	40.33823371	41.3523371	1701PV011	42.00504741	92.54848036	0.178112216	7295.342
2.E70111	2-701PICA011	724PIC011	3.797472055	4.812472055	2701PV011	34.30127768	68.99563176	0.522112794	1788.901
1.E70112	1-701PICA012	724PICA007	16.4928518	17.5078518	1701PV012	65.82630909	600.5325171	0.30587723	24705.71
2.E70112	2-701PICA012	724PICA008	16.4928543	17.5078543	2701PV012	62.81819291	569.0044271	0.305877206	23408.65

Calculation for flow of E-70901

Line						
Feed gas	tag train1	value KNm3/h	tag train2	value KNm3/h	sum	value Kg/hr
	1701FT501	229.8743805	2701FT501	229.4863154	456.3606959	529,563.86

Calculation for flow of E-70201

Line											
treated gas (Feed gas - CO_2)	tag train1	value	tag train2	value	sum	value Kg/hr	Tag %CO_2	value %CO_2	value %CO_2	flow CO_2	flow treated
Feed gas - CO_2	1701FT501	229.8743805	2701FT501	229.4863154	456.36	529,563.86	700QR-1CO2	17.18807966	0.171880797	78.44	#########

C3 Ref.	Heat duty	temperture in		temperture out		ΔT	Cp	flow
Caculation from E-70202		tag	value	tag	value			
	1	707TIA007	37.13731078	702TI005	13.08352021	24.05379055	1	0.041573486

Calcualtion flow of LV

unit			tag	value	A	flow,m3/h	den, kg/m3	flow, kg/h
E-70401	LP steam	704LV002(%)	704LIC002	50.18640066	38.07628745	13.58867409	925	12578.774
E-70403	C3 ref	704LV003	704LICA003	50.00610525	229.1763568	243.7041257	507.7	123728.58
E-70303	C3 ref	703LV014	703LICA014	50.03003383	101.7570213	77.44065548	507.7	39316.621
E-70304	C3 ref	703LV014	703LICA014	50.03003383	101.7570213	77.44065548	507.7	39316.621

Calcualtion of flow of E-70405

Tag	value (M3/H)	value (Kg/H)	Tag	value (KNM3/H)	value (Kg/H)	sum (Kg/H)
704FRC008	29.58995	13564.8532	704FIC004	0.055218655	114.603603	123,229.09

Calcualtion of flow of E-70201

Tag	value	Tag	value	temperture
17011005	26.0266217	27311005	26.94006983	26.48379424

4.2 โครงการเพิ่มประสิทธิภาพและลดการใช้พลังงานของระบบสาธารณูปโภคที่ทำความเย็นจากคอมเพรสเซอร์

หลังจากการจัดการข้อมูลไปดังที่กล่าวไว้ในบทที่ 3 แล้ว สามารถลดกรณีที่ต้องวิเคราะห์จาก 119,548 กรณีเหลือเพียง 461 กรณี จากกรณีศึกษาพบว่า มีเพียงความดันขาออกของคอมเพรสเซอร์เครื่องที่ 3 เท่านั้นที่มีผลต่อความเย็นของระบบ โดยยิ่งความดันขาออกของคอมเพรสเซอร์เครื่องที่ 3 มากความเย็นที่ได้ในระบบจะมากตามด้วย ซึ่งความดันขาออกของคอมเพรสเซอร์เครื่องอื่นและความดันขาเข้าของเครื่องคอมเพรสเซอร์เครื่องแรกนั้นมีผลแต่การใช้พลังของคอมเพรสเซอร์เท่านั้น ดังนั้นจึงเลือกศึกษาที่ความดันสูงสุดที่คอมเพรสเซอร์เครื่องที่ 3 สามรถทำงานได้ โดยทางบริษัทได้กำหนดมาว่าความดันสูงสุดที่คอมเพรสเซอร์เครื่องที่ 3 สามารถทำได้นั้นจะไม่เกินที่ 18 บาร์เกจ

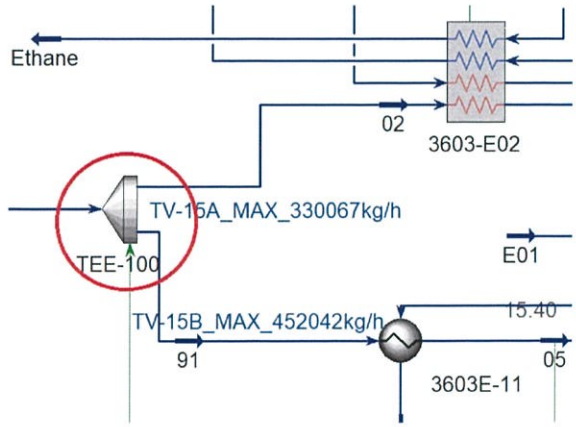
ตารางที่ 4.7 ผลของกรณีศึกษาการเปลี่ยนความดันขาออกของคอมเพรสเซอร์ และความดันขาเข้าของเครื่องคอมเพรสเซอร์เครื่องแรก

State	to RCY-1 - Pressure	CA to CB - Pressure	C out - Pressure	CB to CC - Pressure	3607-C-001a - Compressor Speed	3607-C-001a - Duty	3607-C-001a - Polytropic Efficiency	3607-C-001b - Compressor Speed	3607-C-001b - Duty	3607-C-001b - Polytropic Efficiency	3607-C-001c - Compressor Speed	3607-C-001c - Duty	3607-C-001c - Polytropic Efficiency	Compressor Duty	User Duty	AVG rpm
	bar_g	bar_g	bar_g	bar_g	rpm	MW		rpm	MW		rpm	MW		MW	MW	
Case 785	0.43	3.4	6.8	18	5278	3.097	78.63	5273	3.560	83.01	5182	9.377	85.17	16.034	52.489	5244
Case 786	0.44	3.4	6.8	18	5257	3.072	78.71	5270	3.557	83.02	5180	9.372	85.17	16.001	52.489	5236
Case 208	0.45	3.1	6.4	18	5140	2.858	78.35	5166	3.336	83.98	5204	9.466	85.10	15.660	52.489	5170
Case 227	0.45	3.1	6.5	18	5140	2.858	78.35	5215	3.428	83.64	5165	9.306	85.26	15.592	52.489	5173
Case 367	0.45	3.2	6.5	18	5173	2.923	78.51	5111	3.275	83.94	5160	9.288	85.29	15.486	52.489	5148
Case 386	0.45	3.2	6.6	18	5173	2.923	78.51	5158	3.364	83.65	5165	9.306	85.26	15.592	52.489	5165
Case 405	0.45	3.2	6.7	18	5173	2.923	78.51	5206	3.452	83.36	5169	9.323	85.24	15.698	52.489	5183
Case 424	0.45	3.2	6.8	18	5173	2.923	78.51	5256	3.540	83.05	5173	9.340	85.21	15.803	52.489	5201
Case 551	0.45	3.3	6.5	18	5205	2.986	78.65	5116	3.281	83.95	5164	9.302	85.27	15.569	52.489	5161
Case 570	0.45	3.3	6.6	18	5205	2.986	78.65	5163	3.370	83.65	5168	9.319	85.24	15.675	52.489	5179
Case 589	0.45	3.3	6.7	18	5205	2.986	78.65	5212	3.459	83.35	5172	9.337	85.22	15.781	52.489	5196
Case 608	0.45	3.3	6.8	18	5205	2.986	78.65	5262	3.547	83.04	5176	9.354	85.20	15.887	52.489	5214
Case 749	0.45	3.4	6.6	18	5235	3.047	78.79	5168	3.376	83.65	5171	9.333	85.22	15.756	52.489	5191
Case 768	0.45	3.4	6.7	18	5235	3.047	78.79	5217	3.465	83.35	5175	9.350	85.20	15.862	52.489	5209
Case 787	0.45	3.4	6.8	18	5235	3.047	78.79	5268	3.554	83.03	5179	9.366	85.18	15.968	52.489	5227
Case 924	0.45	3.5	6.6	18	5265	3.107	78.94	5173	3.382	83.65	5174	9.345	85.21	15.834	52.489	5204
Case 943	0.45	3.5	6.7	18	5265	3.107	78.94	5222	3.471	83.34	5178	9.362	85.19	15.940	52.489	5222
Case 962	0.45	3.5	6.8	18	5265	3.107	78.94	5273	3.561	83.01	5182	9.379	85.17	16.047	52.489	5240
Case 209	0.46	3.1	6.4	18	5120	2.836	78.39	5164	3.333	83.99	5202	9.461	85.10	15.631	52.489	5162
Case 228	0.46	3.1	6.5	18	5120	2.836	78.39	5214	3.425	83.64	5163	9.301	85.27	15.562	52.489	5166
Case 368	0.46	3.2	6.5	18	5152	2.899	78.58	5109	3.273	83.94	5159	9.283	85.30	15.455	52.489	5140
Case 387	0.46	3.2	6.6	18	5152	2.899	78.58	5156	3.361	83.65	5163	9.301	85.27	15.561	52.489	5157
Case 406	0.46	3.2	6.7	18	5152	2.899	78.58	5204	3.449	83.36	5168	9.318	85.24	15.666	52.489	5175
Case 552	0.46	3.3	6.5	18	5184	2.962	78.72	5114	3.279	83.95	5162	9.297	85.28	15.537	52.489	5153
Case 571	0.46	3.3	6.6	18	5184	2.962	78.72	5161	3.367	83.65	5167	9.314	85.25	15.644	52.489	5171
Case 590	0.46	3.3	6.7	18	5184	2.962	78.72	5210	3.456	83.35	5171	9.332	85.22	15.750	52.489	5188

จากตาราง ช่องข้อมูลสีชมพูคือสภาวะเดิมที่ทำงานอยู่ปัจจุบันและสีฟ้าคือสภาวะที่ระบบได้รับความเย็นเท่ากันแต่มีการให้พลังงานของคอมเพรสเซอร์ที่ต่ำที่สุด พบว่าความดันและความเร็วรอบการหมุนของคอมเพรสเซอร์ไม่แตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญในแง่ของการปรับรอบการทำงานจริง จึงสรุปได้ว่าจุดทำงานที่สภาวะเดิม ณ ปัจจุบันถือว่าเป็นจุดทำงานที่มีความเหมาะสมอยู่แล้ว

4.3 โครงการเพิ่มปริมาณอีเทนที่เป็นผลิตภัณฑ์ (Ethane Recovery) จากปรับอัตราส่วนการแยกไหลของอัตราการไหลเชิงมวลของก๊าซธรรมชาติ

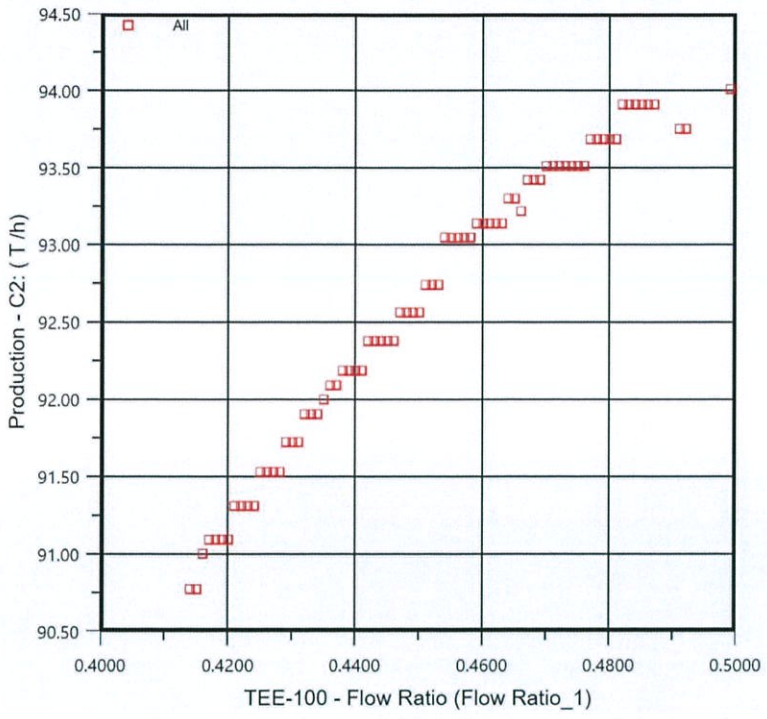
หน่วยแยกก๊าซเหลวรวมหรือหน่วย ERU นั้นเป็นหน่วยที่ต้องการความเย็นเพื่อลดอุณหภูมิของสายป้อน หลังจากที่ได้หาจุดทำงานของระบบทำความเย็นแล้วจึงจัดทำโครงการเพิ่มปริมาณอีเทนที่เป็นผลิตภัณฑ์ (Ethane Recovery) จากปรับอัตราส่วนการแยกไหลของอัตราการไหลเชิงมวลของก๊าซธรรมชาติเป็นลำดับถัดมา โดยใช้ผลการศึกษาจากฟังก์ชัน Case Study ในการปรับอัตราส่วนของอุปกรณ์ TEE-100 และจากการศึกษาพบว่าหากก๊าซธรรมชาติที่เข้าหน่วย ERU ยิ่งมีอุณหภูมิต่ำจะทำให้ได้อีเทนที่เป็นผลิตภัณฑ์มากขึ้น เนื่องจากอีเทนออกไปจากหอกลั่นมีเทน (De-methanizer) น้อยลง และพบว่าหากปรับอัตราส่วนการไหลไปทางสาย 02 มากขึ้นจะทำให้ก๊าซธรรมชาติที่เข้าหน่วย ERU มีอุณหภูมิต่ำลง ดังนั้นอัตราส่วนที่จะกล่าวต่อไปนี้จะเป็นอัตราส่วนของอัตราการไหลเชิงมวลสาย 02 เทียบกับอัตราการไหลเชิงมวลของก๊าซธรรมชาติทั้งหมดที่เข้ามายังอุปกรณ์ TEE-100 โดยแบ่งการศึกษาได้ 2 กรณี ดังนี้



รูปที่ 4.4 อุปกรณ์แยกไหล TEE-100 จากโปรแกรมจำลอง

4.3.1 ปรับอัตราส่วนการแยกไหลของอัตราการไหลเชิงมวลที่เป็นไปตามข้อจำกัดของอุปกรณ์

จากรูปที่ 4.4 พบว่ามีข้อจำกัดของอัตราการไหลเชิงมวลของแต่ละสาย จึงใช้ค่านี้เป็นขอบเขตการศึกษา และพบว่าอัตราส่วนที่ทำให้สาย 02 มีค่าอัตราการไหลเชิงมวลสูงสุดคือ 0.474

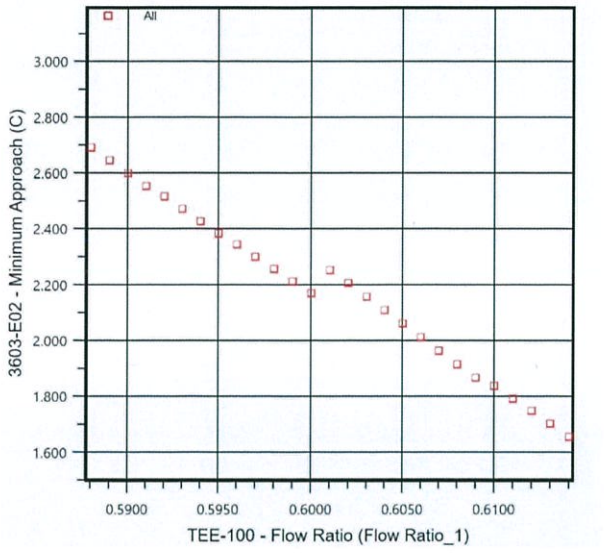


รูปที่ 4.5 กราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่างอีเทนที่เป็นผลิตภัณฑ์และอัตราส่วนการแยกไหล กรณีที่ 1

จากกราฟแสดงให้เห็นว่าเมื่อปรับอัตราการไหลเชิงมวลให้ไปที่สาย 02 เพิ่มขึ้น จะได้ปริมาณอีเทนที่เป็นผลิตภัณฑ์เพิ่มขึ้น ทั้งนี้เนื่องจากอัตราการไหลเชิงมวลดังกล่าวยังไม่เกินค่าที่ได้ออกแบบไว้โดยอยู่ในช่วง 0.470 ถึง 0.474 จึงทำให้โรงแยกก๊าซหน่วยที่ 6 ได้ปริมาณอีเทนที่เป็นผลิตภัณฑ์เป็น 93.51 ตันต่อชั่วโมง เมื่อเทียบกับสภาวะปกติที่ 92.95 ตันต่อชั่วโมง หรือได้อีเทนที่เป็นผลิตภัณฑ์เพิ่มขึ้น 0.56 ตันต่อชั่วโมง โดยไม่ต้องมีการลงทุนเพิ่มแต่อย่างใด

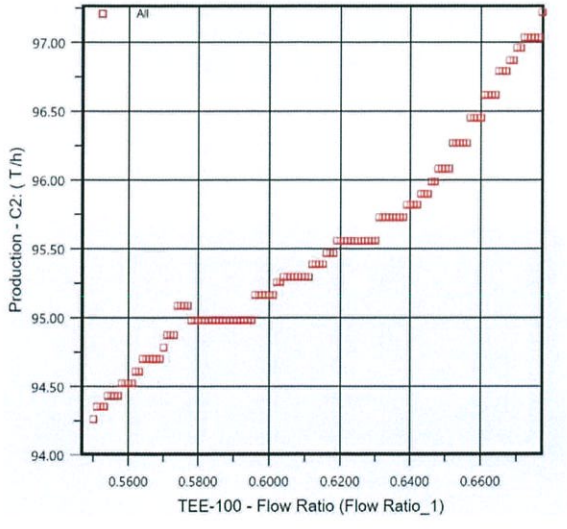
4.3.2 ปรับอัตราส่วนการแยกไหลของอัตราการไหลเชิงมวลโดยไม่เป็นไปตามข้อจำกัดของอุปกรณ์

จากกรณีที่ได้ศึกษาไปแล้วพบว่าหากปรับอัตราส่วนการไหลไปทางสาย 02 มากขึ้นจะทำให้ได้อีเทนที่เป็นผลิตภัณฑ์สูงขึ้นด้วยแต่ถ้าหากเพิ่มอัตราส่วนการไหลมากจนเกินไปจะทำให้อุณหภูมิแอปโพรชต่ำไปกว่าการออกแบบของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนจึงมีการกำหนดให้การศึกษากรณีที่ไม่เป็นไปตามข้อจำกัดของอุปกรณ์จะให้อุณหภูมิแอปโพรชไม่ต่ำไปกว่า 2 องศาเซลเซียส



รูปที่ 4.6 กราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่างอุณหภูมิแอปโพรชและอัตราส่วนการแยกไหล

จากกราฟพบว่าที่อัตราส่วน 0.606 จะให้อุณหภูมิแอปโพรชที่ประมาณ 2 องศาเซลเซียส นั้นหมายความว่าอัตราส่วนที่สนใจจะต้องไม่เกิน 0.606



รูปที่ 4.7 กราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่างอุณหภูมิแอปโพรชและอัตราส่วนการแยกไหล กรณีที่ 2

จากกราฟแสดงให้เห็นว่าเมื่อปรับอัตราการไหลเชิงมวลให้ไปที่สาย 02 อยู่ในช่วง 0.604 ถึง 0.606 จึงทำให้ได้ปริมาณอีเทนที่เป็นผลิตภัณฑ์เป็น 95.30 ตันต่อชั่วโมง หรือได้อีเทนที่เป็นผลิตภัณฑ์เพิ่มขึ้น 2.35 ตันต่อชั่วโมง โดยคิดงบประมาณในการลงทุนไว้ที่ภาคผนวก ข

บทที่ 5

สรุปผลการดำเนินงานและข้อเสนอแนะ

5.1 สรุปผลการดำเนินงาน

โครงการพัฒนาแผนผังด้านพลังงานความร้อนโดยภาพรวมสามารถลดระยะเวลาในการเข้าถึงข้อมูลเพื่อดูพลังงานความร้อนที่ผลิตขึ้นและถูกใช้ไปกับอุปกรณ์ต่างๆ หรือสามารถใช้ในการศึกษาข้อมูลในภาพรวมว่าโรงแยกก๊าซหน่วยใดให้ผลิตพลังงานได้มากกว่าความต้องการหรือโรงแยกก๊าซหน่วยไหนมีความต้องการพลังงานที่สูงเพื่อใช้ในโครงการเพิ่มประสิทธิภาพของระบบสาธารณูปโภคที่ทำความร้อนต่อไป

โครงการเพิ่มประสิทธิภาพของระบบสาธารณูปโภคที่ทำความเย็นได้แบ่งออกเป็น 2 ส่วน ในส่วนแรกเป็นการศึกษาจำนวนรอบของคอมเพรสเซอร์ ผลคือจุดทำงานสภาพปกติเป็นจุดที่เหมาะสมแล้ว ซึ่งถือเป็นยืนยันว่ารอบของคอมเพรสเซอร์ว่ามีประสิทธิภาพการทำงานที่สูงที่สุด เมื่อมั่นใจแล้วว่าระบบทำความเย็นมีประสิทธิภาพการทำงานที่สูงที่สุด จึงได้มีการปรับเปลี่ยนอัตราส่วนการแยกไหลของอัตราการไหลเชิงมวลของก๊าซธรรมชาติในสายขาเข้าก่อนเข้าไปยังหอกลั่นมีเทน (De-methanizer) ทำให้ได้การนำกลับอีเทนที่เป็นผลิตภัณฑ์สูงขึ้น 0.56 ตันต่อชั่วโมง โดยไม่ต้องมีการลงทุนเพิ่มแต่อย่างใด และมีความเป็นไปได้ที่จะสามารถเพิ่มขึ้นเป็น 2.35 ตันต่อชั่วโมงหากมีการลงทุนปรับเปลี่ยนอุปกรณ์

5.2 ข้อเสนอแนะ

5.2.1 วิเคราะห์และปรับปรุงประสิทธิภาพโพลีโทรปิก (Polytropic Efficiency) ของเครื่องคอมเพรสเซอร์เพื่อการเพิ่มประสิทธิภาพของระบบทำความเย็น

5.2.2 ศึกษาถึงผลขององค์ประกอบรวมไปถึงการเปลี่ยนชนิดของตัวกลางทำความเย็น

5.2.3 ปรับอัตราส่วนการแยกไหลของอัตราการไหลเชิงมวลในสายขาเข้าสายอื่น

5.2.4 วิเคราะห์ระบบสาธารณูปโภคที่ทำความร้อนเพื่อเพิ่มประสิทธิภาพ

เอกสารอ้างอิง

[1] กระทรวงพลังงาน. **เตาให้ความร้อนของเหลวโดยใช้เชื้อเพลิง.** [Online].

Available : http://bhrd.dede.go.th/displaycenter/industry.php?sub=10

[2] กระทรวงพลังงาน. **รู้ 'รักษ์พลังงาน ระบบทำความเย็น**

[3] กรมพัฒนาพลังงานทดแทนและอนุรักษ์พลังงาน. **ตำราฝึกอบรมผู้รับผิดชอบด้านพลังงาน (ผชพ) ด้านความร้อน**

[4] กรมโรงงานอุตสาหกรรม กระทรวงอุตสาหกรรม. 2553. **คู่มือการใช้งานและการดูแลรักษาหม้อต้มที่ใช้ของเหลวเป็นสื่อนำความร้อน**

[5] บริษัท ปตท. จำกัด (มหาชน). 2549. **ส่วนปฏิบัติการผลิตโรงแยกก๊าซธรรมชาติระยอง**

[6] Chemical Engineering Site. 2016. **Heat Exchangers Application in Chemical Industry.** [Online].

Available : http://chemicalengineeringsite.in/heat-exchangers-chemical-industry/

[7] ECO Metal Recycling Inc. 2011. **Heating ventilation and air conditioning.** [Online].

Available : http://www.ecometalrecycling.ca/HVAC-Removals-Dismantling.aspx

[8] Hawco. **DANFOSS EXPANSION VALVE WITH FLARE.** [Online].

Available : https://www.hawco.co.uk/en/danfoss-expansion-valve-with-flare

[9] HITACHI. 2017. **Propane compressor.** [Online].

Available : http://www.hitachi.com/businesses/infrastructure/product_site/compressor/casestudy/popup_pch802_1.html

[10] M. Felder and W. Rousseau, 2005. **Elementary Principles of Chemical Process.** 3rd ed. Georgia : John Wiley & Sons, Inc.

[11] SECI ENERGIA. 2012. **WASTE HEAT RECOVERY CYCLE.** [Online].

Available : http://exergy-orc.com/applications/heat-recovery-from-industrial-process

[12] SIGMA ALDRICH. 2017. **Methyldiethanolamine.** [Online].

Available : https://www.sigmaaldrich.com/catalog/product/aldrich/471828?lang=en&region=TH

ภาคผนวก

ภาคผนวก ก

ตารางแสดงคุณสมบัติสารประกอบไฮโดรคาร์บอน

ตารางที่ ก-1 ตารางแสดงคุณสมบัติสารประกอบไฮโดรคาร์บอน

ชื่อเต็ม	ตัวย่อที่ใช้ในการคำนวณ	ความหนาแน่น (kg/m^3)	มวลโมเลกุล (g/mol)	ค่าความร้อน (kJ/mol)	ค่าความร้อน (BTU/SCF)
มีเทน	C1	0.68	16.04	757.83	909.40
อีเทน	C2	1.28	30.07	1,348.92	1,618.70
โพรเพน	C3	1.90	44.00	1,929.08	2,314.90
ไอโซบิวเทน	iC4	2.53	58.12	2,500.33	3,000.40
นอร์มัลบิวเทน	nC4	2.54	58.12	2,509.00	3,010.80
ไอโซเพนเทน	iC5	612.08	72.15	3,082.50	3,699.00
นอร์มัลเพนเทน	nC5	609.71	72.15	3,098.08	3,704.90
เฮกเซน	C6	613.02	86.17	3,669.83	4,403.80
เฮปเทน	C7	614.22	100.20	4,250.00	5,100.00
ออกเทน	C8	703.00	114.22	3,827.92	4,593.50
คาร์บอนไดออกไซด์	CO_2	1.87	44.01	0.00	0.00
ไนโตรเจน	N_2	1.18	28.02	1,348.92	1,618.70
ออกซิเจน	O_2	1.33	32.00	0.00	0.00
อากาศ	Air	1.20	28.82	0.00	0.00

ภาคผนวก ข

การประเมินทางเศรษฐศาสตร์

1. **การคำนวณมูลค่าปัจจุบันของผลประโยชน์สุทธิ (Net Present Value, NPV)**

$$NPV = \sum_{t=1}^{n} \frac{B_t - C_t - TAX}{(1+i)^t}$$

เมื่อ B_t คือ กระแสรายรับที่เพิ่มขึ้นในปีที่ 1, 2, ... , n

C_t คือ กระแสรายจ่ายที่เพิ่มขึ้นในปีที่ 1, 2, ... , n

TAX คือ ภาษี

i คือ อัตราดอกเบี้ยหรือต้นทุนค่าเสียโอกาส

t คือ ปีที่คำนวณ

n คือ ระยะเวลาดำเนินโครงการ

1.1 การคำนวณ B_t

B_t(THB) = (ปริมาณอีเทนที่เพิ่มขึ้น X ราคาผลิตภัณฑ์) - ค่าใช้จ่ายในการดำเนินงาน

= [(T/h) X (8,760 h/year) X (4,000 THB/T)] – THB

ตาราง ข-1 ตารางแสดงการคำนวณ B_t

กรณีที่	อัตราส่วน TEE-100	ปริมาณอีเทนที่เพิ่มขึ้น X ราคาผลิตภัณฑ์	ค่าใช้จ่ายในการดำเนินงาน	B_t(THB)
1	0.474	19,622,400	153,330	19,469,070
2	0.606	82,344,000	1,835,494	80,508,506

1.2 การคำนวณ C_t

C_t(THB) = ค่าใช้จ่ายในการลงทุน (Capital Expenditures Budget, CAPEX)

÷ ระยะเวลาดำเนินโครงการ

= CAPEX ÷ 10 Year

ตาราง ข-2 ตารางแสดงการคำนวณ C_t

กรณีที่	อัตราส่วน TEE-100	CAPEX	ระยะเวลาดำเนินโครงการ	C_t(THB)
1	0.474	0	10	0
2	0.606	A	10	10A

1.3 การคำนวณ TAX

TAX(THB) = $(B_t - C_t) \times$ ค่าธรรมเนียม

= $(B_t - C_t) \times 10\%$

ตาราง ข-3 ตารางแสดงการคำนวณ TAX

กรณีที่	อัตราส่วน TEE-100	B_t	C_t	TAX(THB)
1	0.474	19,469,070	0	1,946,907
2	0.606	80,508,506	10A	8,050,850.6 - A

จากกรณีที่ 1 ทางบริษัท ปตท. จำกัด (มหาชน) ได้กำหนดต้นทุนทางการเงินเฉลี่ยของกิจการ (Weighted Average Cost of Capital, WACC) ซึ่งนำมาคิดเป็นค่า i สามารถคิด NVP ได้ดังนี้

$$NPV = \sum_{t=1}^{n} \frac{B_t - C_t - TAX}{(1+i)^t}$$

$$NPV = \sum_{t=1}^{10} \frac{19{,}469{,}070 - 0 - 1{,}946{,}907}{(1+10.02\%)^t}$$

$$NPV = 107{,}573{,}664.5 \text{ THB}$$

$$NPV \approx 107.57 \text{ ล้านบาท}$$

2. การคำนวณอัตราผลตอบแทน (Rate of Return, ROR)

$$P = A(P/A,i,n)$$

เมื่อ P คือ เงินที่ใช้ในการลงทุน

A คือ กระแสเงินสดสุทธิแต่ละปี

i คือ อัตราผลตอบแทน

n คือ ระยะเวลาดำเนินโครงการ

เนื่องจากทางบริษัท ปตท. จำกัด (มหาชน) ได้มีการกำหนดอัตราผลตอบแทนไว้ที่ 14 เปอร์เซนต์เพื่อใช้ในการตัดสินใจเพื่ออนุมัติในการลงทุน จึงนำค่าอัตราผลตอบแทนนี้มาคำนวณย้อนกลับเพื่อหาเงินลงทุนจากกรณีที่ 2 ได้ดังนี้

$$P = A(P/A,i,n)$$

$$P = 80,508,506 \times 5.1261$$

$$P = 419,940,418.1466$$

$$P \approx 420 \text{ ล้านบาท}$$

ประวัติผู้เขียน

ชื่อ-นามสกุล นายสิรวิชญ์ ดิษฐาพรเศรษฐ์

วัน เดือน ปีเกิด 5 ตุลาคม 2538

ที่อยู่ 11/52 หมู่ 1 ต.บึงคำพร้อย อ.ลำลูกกา จ.ปทุมธานี 12150

Email mai_d_sirawich@hotmail.com

โทรศัพท์ 092-362-8561

ประวัติการศึกษา

- พ.ศ. 2551 - 2553 ระดับมัธยมศึกษาตอนต้น โรงเรียนสวนกุหลาบวิทยาลัย รังสิต
- พ.ศ. 2554 - 2556 ระดับประกาศนียบัตรวิชาชีพ (ปวช.)
  โรงเรียนเตรียมวิศวกรรมศาสตร์ ไทย-เยอรมัน วิทยาลัยเทคโนโลยีอุตสาหกรรม
  มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าพระนครเหนือ
- พ.ศ. 2557 - ปัจจุบัน ระดับปริญญาตรี (วศ.บ.) สาขาวิชาวิศวกรรมเคมี
  คณะวิศวกรรมศาสตร์ สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง

ประสบการณ์

- ทีมงานฝ่ายสันทนาการ ค่ายโครงการแนะแนววิชาชีพทางวิศวกรรมเคมี สถาบันเทคโนโลยี
  พระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง ครั้งที่ 4 ปี 2557
- ทีมงานฝ่ายโสตทัศนูปกรณ์ ค่ายโครงการแนะแนววิชาชีพทางวิศวกรรมเคมี สถาบัน
  เทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง ครั้งที่ 5 ปี 2558
- หัวหน้าทีมงานฝ่ายโสตทัศนูปกรณ์ ค่ายโครงการแนะแนววิชาชีพทางวิศวกรรมเคมี สถาบัน
  เทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง ครั้งที่ 6 ปี 2559
- นักศึกษาฝึกงานฝ่าย Technical Innovation and Planning Unit ส่วน AN
  Technical Unit (TA) บริษัท พีทีที อาซาฮี เคมิคอล จำกัด
- นักศึกษาโครงการสหกิจศึกษาฝ่ายบริหารเทคนิคและวางแผนการผลิต ส่วนวิศวกรรม
  กระบวนการผลิต บริษัท ปตท. จำกัด (มหาชน)