

โครงการแข่งขันวิศวกรรมเคมี
สมาคมวิศวกรรมเคมีและเคมีประยุกต์แห่งประเทศไทย

เรื่อง

การใช้ประโยชน์ของพลังงานความเย็น
จากก๊าซธรรมชาติเหลว
Cold Energy Utilization from LNG

โดย



รหัสโครงการ HS-5297

พ.ศ. 2564

กิตติกรรมประกาศ

โครงการฉบับนี้สำเร็จลุล่วงไปด้วยดี ทางผู้จัดทำขอขอบพระคุณสมาคมวิศวกรรมเคมีและเคมีประยุกต์แห่งประเทศไทยเป็นอย่างสูงที่ให้ความอนุเคราะห์ในการจัดทำโครงการฉบับนี้ และให้ความช่วยเหลือในการดำเนินงานต่างๆ

ขอขอบพระคุณอาจารย์ที่ปรึกษาโครงการเป็นอย่างสูงที่ให้ความรู้ คำแนะนำ ข้อเสนอแนะ ติดตามความก้าวหน้าในการดำเนินการวิจัย และให้ความอนุเคราะห์ในด้านอื่นๆ

ขอขอบคุณสมาชิกในกลุ่มที่ให้ความร่วมมือในการทำงาน ให้คำปรึกษา และช่วยเหลือกันในการแก้ปัญหาต่างๆ จนทำให้งานวิจัยนี้เสร็จสมบูรณ์

ขอขอบพระคุณครอบครัวที่เป็นกำลังใจและให้การสนับสนุนในการทำงานวิจัยจนสำเร็จลุล่วง รวมทั้งขอขอบคุณเพื่อนๆ ทุกท่านที่ให้ความช่วยเหลือและให้กำลังใจเสมอมา

นางสาวกนกวรรณ คู่ยจาด

นางสาวฐิตาพร บุปผากลิ่น

ผู้จัดทำ

สารบัญ

	หน้า
กิตติกรรมประกาศ	i
สารบัญ	ii
สารบัญภาพ	v
สารบัญตาราง	vii
คำอธิบายสัญลักษณ์และคำย่อ	xi
1. บทนำ	1
1.1 วัตถุประสงค์ของโครงการ	3
1.2 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ	3
2. การออกแบบกระบวนการผลิต	4
2.1 วัตถุประสงค์ของการออกแบบกระบวนการผลิต	4
2.2 การเลือกเทคโนโลยีเพื่อนำมาประยุกต์ใช้ในการออกแบบกระบวนการ	4
2.3 ปรัชญาในการออกแบบ	10
2.2.1 ปัจจัยทางเทคนิค	10
2.2.2 ปัจจัยทางเศรษฐศาสตร์	10
2.2.3 ปัจจัยทางสิ่งแวดล้อม	11
2.4 การออกแบบแผนผังกระบวนการผลิต	11
2.5 พื้นฐานและสมมติฐานในการออกแบบกระบวนการผลิต	11
2.5.1 พื้นฐานในการออกแบบกระบวนการผลิต (Design Basis)	11
2.5.2 สมมติฐานในการออกแบบกระบวนการผลิต (Assumptions)	13
2.6 ขั้นตอนการออกแบบกระบวนการ	13
2.7 รายละเอียดของกระบวนการผลิตที่ได้ทำการออกแบบ	15
2.7.1 Three-stage Organic Rankine Cycle (Three-stage ORC)	15
2.7.2 Two-stage Organic Rankine Cycle (4 cycles)	18
2.7.3 Two-stage Organic Rankine Cycle (3 cycles)	21
2.7.4 Three-stage Organic Rankine Cycle (ปรับเปลี่ยนรูปแบบกระบวนการ)	24
3. การเลือกรูปแบบและหาสภาวะที่เหมาะสมสำหรับกระบวนการ	27
3.1 การเลือกรูปแบบกระบวนการที่เหมาะสม	27
3.2 การหาสภาวะที่เหมาะสมสำหรับกระบวนการ (Optimization)	28
3.2.1 การออกแบบแบบจำลองอย่างง่าย (Simplified Model)	28

3.2.2 การศึกษาอิทธิพลของตัวแปรด้วย Case Study จากโปรแกรม Aspen HYSYS	31
3.2.3 การหาค่าที่เหมาะสมกับกระบวนการด้วยโปรแกรม Aspen HYSYS	35
4. รายละเอียดของกระบวนการผลิตในเชิงเทคนิค	37
4.1 ผลสรุปการออกแบบกระบวนการผลิต	37
4.2 สมดุลมวลสาร (Material Balance)	40
4.3 สมดุลพลังงาน (Energy Balance)	44
4.4 รายการอุปกรณ์ที่ใช้ในกระบวนการ (Equipment List)	47
4.5 รายละเอียดเชิงเทคนิคของอุปกรณ์ภายในกระบวนการ (Equipment Specification Sheets)	50
4.6 แผนผังโรงงานเบื้องต้น (Preliminary Plot Plan)	68
4.7 Hydraulic Calculation	71
4.8 รายการสาธารณูปโภคที่ใช้ภายในกระบวนการ (Utility Requirements List)	72
4.9 รายการปริมาณการใช้พลังงานไฟฟ้าภายในกระบวนการ (Power consumption and electrical load list)	72
5. รายละเอียดการออกแบบการควบคุมของกระบวนการผลิต	74
5.1 ปรัชญาในการควบคุม	74
5.1.1 การควบคุมกระบวนการผลิต	74
5.1.2 การควบคุมกระบวนการในกรณีที่มีการเปลี่ยนแปลงองค์ประกอบของก๊าซธรรมชาติเหลว	76
5.2 ระบบ Process Control System (PCS) และ Safety Instrumented System (SIS)	78
5.3 แผนผังรายละเอียดท่อและอุปกรณ์วัดเบื้องต้นภายในกระบวนการ (Preliminary Piping and Instrument Diagram)	79
5.4 การพิจารณาความปลอดภัย สุขภาพ และสิ่งแวดล้อม (Safety, Health, and Environmental Considerations)	85
5.5 การวิเคราะห์ความผิดพลาดของกระบวนการ	87
6. รายละเอียดการออกแบบของกระบวนการผลิตในเชิงเศรษฐศาสตร์	90
6.1 สรุปต้นทุนของอุปกรณ์ภายในกระบวนการ (Equipment Cost Summary)	91
6.2 การวิเคราะห์ทางเศรษฐศาสตร์ (Economic Analysis)	94
6.2.1 การคำนวณต้นทุนค่าก่อสร้างโรงงาน (Total Capital Investment Cost; TCI)	94
6.2.2 การคำนวณต้นทุนการผลิตสินค้ารวม (Total Product Cost; TPC)	95
6.2.3 สรุปผลการวิเคราะห์ทางเศรษฐศาสตร์ของกระบวนการ	96
7. สรุปและข้อเสนอแนะ	98
7.1 บทสรุปในการเลือกเทคโนโลยีและกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้าที่เหมาะสม	98
7.2 บทสรุปเชิงเทคนิคในการออกแบบกระบวนการ	98
7.3 บทสรุปเชิงเศรษฐศาสตร์ในการออกแบบกระบวนการ	99

7.4 ข้อเสนอแนะ	99
8. เอกสารอ้างอิง	100
9. ภาคผนวก	103

สารบัญรูป

		หน้า
รูปที่ 2.1	แผนภาพการประยุกต์ใช้เทคโนโลยีกับการใช้ประโยชน์จากพลังงานความเย็นของก๊าซธรรมชาติเหลว	4
รูปที่ 2.2	แผนผังกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้าอย่างง่าย	11
รูปที่ 2.3	ขั้นตอนการออกแบบกระบวนการ	14
รูปที่ 2.4	แผนผังการไหลอย่างง่ายของกระบวนการผลิตรูปแบบ Three-stage ORC	16
รูปที่ 2.5	แผนผังการไหลอย่างง่ายของกระบวนการผลิตรูปแบบ Two-stage ORC (4 cycles)	19
รูปที่ 2.6	แผนผังการไหลอย่างง่ายของกระบวนการผลิตรูปแบบ Two-stage ORC (3 cycles)	22
รูปที่ 2.7	แผนผังการไหลอย่างง่ายของกระบวนการผลิตรูปแบบ Three-stage ORC ที่มีการปรับเปลี่ยนรูปแบบกระบวนการ	25
รูปที่ 3.1	แบบจำลองอย่างง่ายของกระบวนการผลิต	29
รูปที่ 3.2	กราฟแนวโน้มการเปลี่ยนแปลงของพลังงานรวมของ Stage1 Bottom ต่ออิทธิพลของความดันของสารทำงานใน Bottom Stage	32
รูปที่ 3.3	กราฟแนวโน้มการเปลี่ยนแปลงของพลังงานรวมของ Stage1 Top ต่ออิทธิพลของความดันของสารทำงานใน Top Stage	33
รูปที่ 3.4	กราฟแนวโน้มของพลังงานสุทธิที่ผลิตได้ต่อการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิสายสาร ETHENE-4	34
รูปที่ 4.1	แผนผังโรงงานเบื้องต้นของกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้าด้วยความเย็นจากก๊าซธรรมชาติเหลว	68
รูปที่ 4.2	ภาพถ่ายทางอากาศของพื้นที่ตั้งกระบวนการผลิต	69
รูปที่ 4.3	แผนภูมิเปรียบเทียบการใช้พลังงานไฟฟ้าของอุปกรณ์ในกระบวนการ	73
รูปที่ 5.1	ภาพรวมขั้นตอนการทำงานของระบบควบคุมภายในกระบวนการ	79
รูปที่ 5.2	แผนภาพ Piping and Instrumentation Diagram (P&ID) ของกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้าด้วยความเย็นจากก๊าซธรรมชาติเหลว	80
รูปที่ 5.3	แผนภาพการบ่งชี้อันตรายจากการติดไฟและการระเบิด โดยใช้การวิเคราะห์ด้วยวิธีแผนผังต้นไม้ (Fault Tree Analysis; FTA)	87

รูปที่ 5.4	แผนภาพการบ่งชี้อันตรายจากการปล่อยมลพิษโดยใช้การวิเคราะห์ด้วยวิธีแผนผังต้นไม้ (Fault Tree Analysis; FTA)	88
รูปที่ 6.1	แผนภูมิการเปรียบเทียบต้นทุนของอุปกรณ์แต่ละชนิดในกระบวนการ	93
รูปผนวกที่ 1	ราคาของอุปกรณ์ LNG HEAT EXCHANGER	104

สารบัญตาราง

		หน้า
ตารางที่ 2.1	เกณฑ์สำหรับการเลือกเทคโนโลยีการนำพลังงานความเย็นมาใช้ประโยชน์	5
ตารางที่ 2.2	เปรียบเทียบข้อมูลในด้านต่างๆ ของเทคโนโลยีการใช้ประโยชน์จากพลังงานความเย็น	6
ตารางที่ 2.3	เปรียบเทียบลักษณะของกระบวนการผลิตกระแสไฟฟ้าโดยใช้พลังงานความเย็น	9
ตารางที่ 2.4	ราคาของระบบสาธารณูปโภคชนิดต่างๆ	12
ตารางที่ 2.5	องค์ประกอบของก๊าซธรรมชาติเหลวชนิดต่างๆ	13
ตารางที่ 2.6	สารทำงานที่ใช้สำหรับกระบวนการผลิตรูปแบบ Three-stage ORC	17
ตารางที่ 2.7	สารทำงานที่ใช้สำหรับกระบวนการผลิตรูปแบบ Two-stage ORC (4 cycles)	20
ตารางที่ 2.8	สารทำงานที่ใช้สำหรับกระบวนการผลิตรูปแบบ Two-stage ORC (3 cycles)	23
ตารางที่ 3.1	ข้อมูลทางเทคนิคแต่ละรูปแบบกระบวนการผลิตกระแสไฟฟ้าแบบ ORC	27
ตารางที่ 3.2	ข้อมูลทางเศรษฐศาสตร์แต่ละรูปแบบกระบวนการผลิตกระแสไฟฟ้าแบบ ORC	28
ตารางที่ 3.3	สมมติฐานของแต่ละอุปกรณ์ในการสร้างแบบจำลองอย่างง่าย	29
ตารางที่ 3.4	ผลการออกแบบแบบจำลองอย่างง่ายของกระบวนการผลิต	30
ตารางที่ 3.5	ผลการคำนวณของตัวแปรต่างๆ จากการสร้างแบบจำลองอย่างง่ายด้วยโปรแกรม Aspen HYSYS	31
ตารางที่ 3.6	ผลการวิเคราะห์หาค่าตัวแปรตัดสินใจที่เหมาะสมด้วยฟังก์ชัน Optimizer	35
ตารางที่ 3.7	ผลการคำนวณของตัวแปรต่างๆ จากแบบจำลองสถานะที่เหมาะสมด้วยโปรแกรม Aspen HYSYS	36
ตารางที่ 4.1	ผลการออกแบบกระบวนการผลิตจากการสร้างแบบจำลองด้วยโปรแกรม Aspen HYSYS V12	37
ตารางที่ 4.2	ผลการคำนวณของตัวแปรต่างๆ จากการสร้างแบบจำลองกระบวนการด้วยโปรแกรม Aspen HYSYS	39

ตารางที่ 4.3	สรุปผลลัพธ์จากการคำนวณที่ได้จากการออกแบบแบบจำลองของ กระบวนการผลิต	40
ตารางที่ 4.4	สมดุลมวลสารในกระบวนการ	41
ตารางที่ 4.5	สมดุลพลังงานในกระบวนการ	44
ตารางที่ 4.6	ข้อมูลและรายละเอียดเบื้องต้นของอุปกรณ์ที่ใช้ภายในกระบวนการ	47
ตารางที่ 4.7	Data Sheet for Specification of LNG HEAT EXCHANGER 1 (H-101)	51
ตารางที่ 4.8	Data Sheet for Specification of ETHENE PUMP 1 (P-102)	52
ตารางที่ 4.9	Data Sheet for Specification of ETHENE HEAT EXCHANGER (H-103)	53
ตารางที่ 4.10	Data Sheet for Specification of SEAWATER HEAT EXCHANGER 1-1 (H-104)	54
ตารางที่ 4.11	Data Sheet for Specification of ETHENE TURBINE 1 (TB-105)	55
ตารางที่ 4.12	Data Sheet for Specification of ETHENE TURBINE 2 (TB-106)	56
ตารางที่ 4.13	Data Sheet for Specification of ETHENE PUMP 2 (P-107)	57
ตารางที่ 4.14	Data Sheet for Specification of SEAWATER HEAT EXCHANGER 1-2 (H-108)	58
ตารางที่ 4.15	Data Sheet for Specification of ETHENE TURBINE 3 (TB-109)	59
ตารางที่ 4.16	Data Sheet for Specification of ETHENE TURBINE 4 (TB-110)	60
ตารางที่ 4.17	Data Sheet for Specification of SEAWATER PUMP 1-1 (P-111)	61
ตารางที่ 4.18	Data Sheet for Specification of SEAWATER PUMP 1-2 (P-112)	62
ตารางที่ 4.19	Data Sheet for Specification of LNG HEAT EXCHANGER 2 (H-201)	63
ตารางที่ 4.20	Data Sheet for Specification of ETHANE PUMP 1 (P-202)	64
ตารางที่ 4.21	Data Sheet for Specification of SEAWATER HEAT EXCHANGER 2-1 (H-203)	65
ตารางที่ 4.22	Data Sheet for Specification of ETHANE TURBINE 1 (TB-204)	66
ตารางที่ 4.23	Data Sheet for Specification of SEAWATER PUMP 2-1 (P-205)	67
ตารางที่ 4.24	ขนาดของอุปกรณ์ที่จัดวางในพื้นที่โรงงาน	69
ตารางที่ 4.25	ค่าความดันสูญเสียทั้งหมดในสายของก๊าซธรรมชาติเหลว ในสัดส่วนต่างๆ	71
ตารางที่ 4.26	สรุปสาธารณูปโภคที่ใช้ในกระบวนการทั้งหมด	72

ตารางที่ 4.27	สรุปปริมาณการใช้พลังงานไฟฟ้าของอุปกรณ์ในกระบวนการ	72
ตารางที่ 5.1	การพิจารณากำหนดตัวแปรควบคุมในการดำเนินการของอุปกรณ์ในกระบวนการ	74
ตารางที่ 5.2	ผลกระทบและวิธีการรองรับจากการปรับใช้ก๊าซธรรมชาติเหลวกรณีต่างๆ ที่มีต่อกระบวนการ	77
ตารางที่ 5.3	รหัสของสาร (Fluid Code) ในแผนภาพ Piping and Instrumentation Diagram ของกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้าด้วยความเย็นจากก๊าซธรรมชาติเหลว	81
ตารางที่ 5.4	สัญลักษณ์แสดงชนิดและหน้าที่ของวาล์ว	82
ตารางที่ 5.5	สัญลักษณ์แสดงชนิดและหน้าที่ของอุปกรณ์ควบคุม	82
ตารางที่ 5.6	สัญลักษณ์แสดงชนิดและหน้าที่ของสายในแผนภาพ Piping and Instrumentation Diagram	84
ตารางที่ 5.7	ผลกระทบต่อสุขภาพที่คาดว่าจะเกิดขึ้นจากการเปลี่ยนแปลงปัจจัยกำหนดสุขภาพ และข้อเสนอแนะในการเฝ้าระวังผลกระทบ	85
ตารางที่ 5.8	การจำแนกมลพิษที่เกิดจากกระบวนการ	89
ตารางที่ 6.1	สรุปต้นทุนของอุปกรณ์ทั้งหมดในกระบวนการ	91
ตารางที่ 6.2	ราคาโดยประมาณของอุปกรณ์ชนิดต่างๆ ในกระบวนการ	94
ตารางที่ 6.3	การคำนวณต้นทุนค่าก่อสร้างโรงงาน	94
ตารางที่ 6.4	การคำนวณต้นทุนการผลิตสินค้ารวม	95
ตารางที่ 6.5	ผลการวิเคราะห์ทางเศรษฐศาสตร์	97
ตารางที่ 6.6	ผลการวิเคราะห์ความสามารถในการทำไร	97
ตารางผนวกที่ 1	ราคาของสารทำงานชนิดต่างๆ	103
ตารางผนวกที่ 2	Line Sizing and Hydraulic Review Summary	105
ตารางผนวกที่ 3	การคำนวณขนาดของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน	107

คำอธิบายสัญลักษณ์และคำย่อ

สัญลักษณ์

$e_{\text{LNG in, LNG HX}}$	Specific Exergy ของก๊าซธรรมชาติเหลวขาเข้า LNG Exchanger
$e_{\text{LNG out, LNG HX}}$	Specific Exergy ของก๊าซธรรมชาติเหลวขาออกจาก LNG Exchanger
\dot{E}_x	Exergy Input
FOM	ประสิทธิภาพของวัสดุเทอร์โมอิเล็กทริกส์
\dot{m}_{LNG}	อัตราการไหลเชิงมวลรวมของ LNG
\dot{m}_{sw}	อัตราการไหลเชิงมวลรวมของน้ำทะเล
\dot{Q}_C	ความเย็นที่สกัดได้จาก LNG
\dot{Q}_h	ความร้อนทั้งหมดที่ได้จากน้ำทะเล
ΔT_{app}	Minimum Temperature Approach
\dot{W}_{Carnot}	พลังงานคาร์โนต์
\dot{W}_{net}	พลังงานสุทธิที่ผลิตได้
\dot{W}_{SW}	พลังงานรวมที่ปั๊มของน้ำทะเลต้องการ
\dot{W}_T	พลังงานที่ผลิตได้จาก Turbine
\dot{W}_{WFP}	พลังงานรวมที่ปั๊มของสารทำงานต้องการ
ε	Exergy Efficiency
η	ประสิทธิภาพเชิงความร้อน

คำย่อ

FOM	Figure of Merit
LNG	Liquefied Natural Gas
NGV	Natural Gas Vehicles
ORC	Organic Rankine Cycle

1. บทนำ

ในปัจจุบันประเทศไทยมีการใช้พลังงานในปริมาณที่สูงขึ้น เนื่องมาจากการเติบโตในด้านเศรษฐกิจและจำนวนประชากร ส่งผลให้การปล่อยมลพิษสู่สิ่งแวดล้อมจากการผลิตพลังงานเหล่านั้นอาจมีแนวโน้มสูงขึ้นในอนาคต ดังนั้นพลังงานที่ได้จากก๊าซธรรมชาติเหลวจึงเป็นทางเลือกใหม่ที่มีความน่าสนใจ เนื่องจากเป็นพลังงานสะอาดและไม่มีการเผาไหม้เชื้อเพลิงในกระบวนการผลิต รวมถึงเป็นก๊าซที่ไม่มีกลิ่น ไม่มีสี ไม่เป็นพิษ และไม่มีฤทธิ์กัดกร่อน โดยก๊าซธรรมชาติเหลวมักถูกนำไปใช้ประโยชน์เป็นเชื้อเพลิงสำหรับการผลิตกระแสไฟฟ้า เชื้อเพลิงสำหรับยานยนต์ (NGV) รวมถึงเป็นเชื้อเพลิงในอุตสาหกรรมต่างๆ เป็นส่วนใหญ่

ก๊าซธรรมชาติเหลว (Liquefied Natural Gas หรือ LNG) มีองค์ประกอบของสารมีเทน (CH_4) เป็นหลัก รวมถึงสารอื่นๆ ซึ่งมีสัดส่วนขององค์ประกอบแตกต่างกันไปตามแหล่งกำเนิด ได้แก่ สารอีเทน (C_2H_6) สารโพรเพน (C_3H_8) สารบิวเทน (C_4H_{10}) และสารไนโตรเจน (N_2) โดยที่มาของก๊าซธรรมชาติเหลวนั้น เกิดจากก๊าซธรรมชาติ (Natural Gas) ถูกแปรสถานะจากก๊าซเป็นของเหลวโดยผ่านกระบวนการบีบอัดและลดอุณหภูมิลงมาที่ -160 องศาเซลเซียส ทำให้มีปริมาตรลดลง 600 เท่าของสถานะก๊าซ เพื่อให้มีความสะดวกต่อการขนส่งและการเก็บรักษา หลังจากก๊าซธรรมชาติเหลวถูกขนส่งไปยังปลายทาง จะถูกนำเข้าสู่กระบวนการเพื่อแปรสถานะจากของเหลวกลับไปเป็นก๊าซเช่นเดิม (Regasification Process) โดยทำการเพิ่มอุณหภูมิขึ้นไปที $10-25$ องศาเซลเซียส เพื่อส่งไปยังท่อและถูกใช้ประโยชน์ต่อไป

ในกระบวนการแปรสถานะจากของเหลวกลับไปเป็นก๊าซเช่นเดิม (Regasification Process) ของก๊าซธรรมชาติเหลว โดยทั่วไปน้ำทะเลจะถูกนำมาใช้เป็นตัวกลางในกระบวนการแลกเปลี่ยนพลังงานความร้อน โดยผ่านอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อน ได้แก่ Open Rack Vaporizer (ORV) หรือ Intermediate Fluid Vaporizer (IFV) เพื่อแปรสถานะจากของเหลวกลับไปเป็นก๊าซเช่นเดิม ซึ่งสาเหตุในการเลือกนำน้ำทะเลมาใช้เป็นตัวกลางในการแลกเปลี่ยนพลังงานความร้อนนั้น เนื่องจากมีการใช้ต้นทุนในการดำเนินการต่ำ อีกทั้งการเลือกก่อตั้งโรงงานบริเวณใกล้เคียงชายฝั่งทะเล ส่งผลให้มีความสะดวกต่อการนำน้ำทะเลมาใช้และมีความสะดวกต่อการขนส่งทางเรือด้วย แต่ในกระบวนการดังกล่าว พลังงานความร้อนจากก๊าซธรรมชาติเหลวจะถูกทิ้งและปล่อยลงสู่ทะเล ซึ่งพลังงานเหล่านั้นไม่ได้ถูกนำมาใช้อย่างเกิดประโยชน์และส่งผลกระทบต่อสิ่งแวดล้อม

จากผลกระทบดังกล่าว ส่งผลให้ในปัจจุบันมีการนำพลังงานความร้อนจากก๊าซธรรมชาติเหลวมาประยุกต์ใช้ในเทคโนโลยีต่างๆ โดยการนำพลังงานความร้อนมาใช้นั้นแบ่งออกได้เป็น 4 ระดับตามช่วงอุณหภูมิของตัวกลางที่นำมาแลกเปลี่ยนพลังงานกับก๊าซธรรมชาติเหลว ได้แก่ ระดับ Deep Cold (อุณหภูมิ -160°C ถึง -70°C) , ระดับ Medium Cold (อุณหภูมิ -70°C ถึง -10°C) , ระดับ Low Cold (อุณหภูมิ -10°C ถึง 5°C) และระดับ Low Low Cold (อุณหภูมิ 5°C ถึง 25°C) โดยตัวอย่างเทคโนโลยีที่ถูกนำไปประยุกต์ใช้ ได้แก่ การแยกก๊าซ (Cooling for Gas Separation) การแช่แข็งอาหาร (Frozen Food) การผลิตพลังงานไฟฟ้าจากพลังงานความร้อน (Cold Power Generation) และระบบปรับอากาศภายในอาคาร (Cooling Building หรือ HVAC) ตามลำดับของระดับความเย็นข้างต้น

ดังนั้นจากประโยชน์ของพลังงานความเย็นที่ได้จากก๊าซธรรมชาติเหลวดังกล่าว จึงถูกนำมาศึกษาในการจัดทำโครงการฉบับนี้เพื่อนำพลังงานเหล่านั้นไปประยุกต์ใช้ให้เกิดประโยชน์อย่างสูงสุด อีกทั้งยังช่วยลดผลกระทบและมีความเป็นมิตรต่อสิ่งแวดล้อมมากขึ้น

จากข้อมูลดังกล่าว ทางผู้จัดทำจึงได้ทำการศึกษาเทคโนโลยีในการนำพลังงานความเย็นจากก๊าซธรรมชาติเหลวมาประยุกต์ใช้ และแนวโน้มการใช้งานของก๊าซธรรมชาติเหลวในประเทศไทย ซึ่งพบว่าก๊าซธรรมชาติเหลวถูกนำมาใช้เป็นเชื้อเพลิงในการผลิตพลังงานไฟฟ้าสูงถึง 60 เปอร์เซ็นต์ของก๊าซธรรมชาติเหลวทั้งหมด ดังนั้นผู้จัดทำจึงได้เล็งเห็นว่าการนำพลังงานความเย็นเหล่านั้นมาใช้ในการผลิตพลังงานไฟฟ้าจึงมีความน่าสนใจ เนื่องจากเป็นการเพิ่มแนวทางในการผลิตพลังงานไฟฟ้าซึ่งมีความจำเป็นอย่างมากในด้านอุตสาหกรรม คริวเรือน และคมนาคม อีกทั้งยังไม่ก่อให้เกิดผลกระทบต่อสิ่งแวดล้อมเนื่องจากการไม่มีการเผาไหม้ของเชื้อเพลิงในกระบวนการผลิตและไม่มีความเป็นพิษ

โดยการนำพลังงานความเย็นมาใช้ในการผลิตพลังงานไฟฟ้านั้นเป็นระดับความเย็นในช่วง Medium Cold (อุณหภูมิ -70°C ถึง -10°C) ถึงระดับ Low Cold (อุณหภูมิ -10°C ถึง 5°C) ซึ่งมีลักษณะการใช้ประโยชน์ของก๊าซธรรมชาติเหลวในกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้าจากการแลกเปลี่ยนพลังงานระหว่างก๊าซธรรมชาติเหลวและสารตัวกลางที่เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (Heat Exchanger) ซึ่งก๊าซธรรมชาติเหลวทำหน้าที่เป็นแหล่งรับความร้อน (Heat Sink) และสารตัวกลางทำหน้าที่เป็นแหล่งให้ความร้อน (Heat Source) โดยพลังงานจากสารตัวกลางจะถูกนำไปแปรรูปเป็นพลังงานไฟฟ้า จากนั้นจะถูกส่งไปยังอุตสาหกรรมและคริวเรือนเพื่อใช้ประโยชน์ต่อไป

ดังนั้น จากที่ทางสมาคมวิศวกรรมเคมีและเคมีประยุกต์แห่งประเทศไทยได้จัดให้มีการประกวด Design Project สำหรับปีการศึกษา 2564 นี้ในหัวข้อ “การใช้ประโยชน์ของพลังงานความเย็นจากก๊าซธรรมชาติเหลว” โครงการฉบับนี้จึงได้จัดทำขึ้นโดยมีจุดประสงค์เพื่อศึกษาและประเมินความเป็นไปได้ทางเทคนิคและทางเศรษฐศาสตร์ในการนำพลังงานความเย็นเหลือทิ้งจากก๊าซธรรมชาติเหลวมาใช้ประโยชน์ โดยครอบคลุมในด้านต่างๆ ได้แก่ การออกแบบกระบวนการผลิตกระแสไฟฟ้า การประเมินหาสภาวะที่เหมาะสมและคุ้มค่าที่สุดสำหรับกระบวนการผลิตกระแสไฟฟ้า (Optimization) การประเมินต้นทุนและค่าใช้จ่าย การประเมินผลตอบแทนในการลงทุน รวมถึงการประเมินความปลอดภัยของกระบวนการ

1.1 วัตถุประสงค์ของโครงการ

- เพื่อศึกษาแนวทางการใช้ประโยชน์จากความเย็นเหลือทิ้งจากกระบวนการผลิตก๊าซธรรมชาติเหลว (LNG)
- เพื่อออกแบบกระบวนการใช้ประโยชน์จากก๊าซธรรมชาติเหลว (LNG) เหลือทิ้งในการผลิตกระแสไฟฟ้าและหาสถานะที่เหมาะสมในการผลิตกระแสไฟฟ้าได้สูงสุด
- เพื่อศึกษาความเป็นไปได้เชิงเทคนิคและเศรษฐศาสตร์สำหรับการใช้ประโยชน์จากก๊าซธรรมชาติเหลว (LNG) เพื่อผลิตกระแสไฟฟ้า

1.2 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ

ผลการศึกษาจากโครงการนี้สามารถนำไปใช้ในการพิจารณาความเป็นไปได้ในการนำพลังงานความเย็นที่ได้จากก๊าซธรรมชาติเหลวมาใช้เพื่อให้เกิดประโยชน์อย่างสูงสุด โดยการก่อตั้งโรงงานผลิตพลังงานไฟฟ้า บริเวณนิคมอุตสาหกรรมมาบตาพุด จังหวัดระยอง

2. การออกแบบกระบวนการผลิต

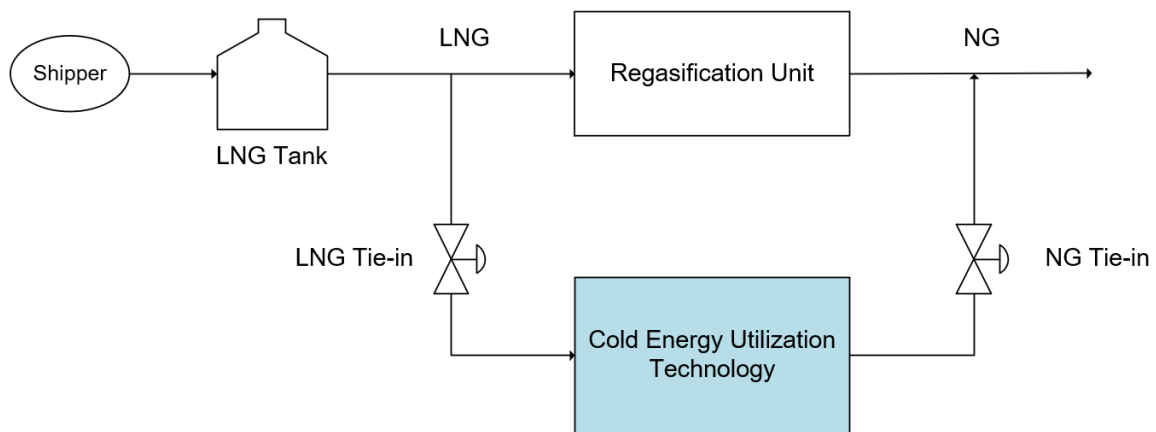
2.1 วัตถุประสงค์ของการออกแบบกระบวนการผลิต

ในการออกแบบกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้าสำหรับโครงการฉบับนี้ มีวัตถุประสงค์เพื่อแปรสถานะก๊าซธรรมชาติเหลวที่อัตราการไหล 100 ตันต่อชั่วโมงกลับไปเป็นก๊าซเช่นเดิม โดยทำการออกแบบกระบวนการผลิตกระแสไฟฟ้าโดยใช้พลังงานความเย็นเหลือทิ้งจากก๊าซธรรมชาติเหลว (Power Generation from LNG cold energy utilization) ให้มีประสิทธิภาพของกระบวนการสูงสุดทั้งทางเทคนิคและเศรษฐศาสตร์ โดยมีตัวชี้วัด ได้แก่ ปริมาณพลังงานไฟฟ้าที่สามารถผลิตได้ (Power Generation) อัตราผลตอบแทนจากการลงทุน (Internal Rate of Return; IRR) และระยะเวลาคืนทุน (Payback Period; PB) ของกระบวนการ

โดยก๊าซธรรมชาติเหลวที่เข้าสู่กระบวนการมีช่วงอุณหภูมิและความดันที่ -129.3° ถึง -154.5°C และ 90.5 barg ถึง 105.5 barg ตามลำดับ และจะถูกเปลี่ยนสถานะกลับไปเป็นก๊าซเช่นเดิมที่อุณหภูมิในช่วง 15.6°C ถึง 48.9°C โดยความดันลดลงมีค่าไม่ต่ำกว่า 10 bar

2.2 การเลือกเทคโนโลยีเพื่อนำมาประยุกต์ใช้ในการออกแบบกระบวนการ

เนื่องจากเทคโนโลยีในการใช้ประโยชน์จากพลังงานความเย็นมีความหลากหลายในปัจจุบัน ทั้งเทคโนโลยีที่มีการใช้งานจริง และเทคโนโลยีที่กำลังพัฒนาในปัจจุบัน ดังนั้นการเลือกเทคโนโลยีที่เหมาะสมกับเงื่อนไขของโครงการจึงมีความสำคัญ ซึ่งเทคโนโลยีดังกล่าวนั้นจะถูกนำไปประยุกต์ใช้กับพลังงานความเย็นของก๊าซธรรมชาติเหลวได้ดังแผนภาพในรูปที่ 2.1



รูปที่ 2.1 แผนภาพการประยุกต์ใช้เทคโนโลยีกับการใช้ประโยชน์จากพลังงานความเย็นของก๊าซธรรมชาติเหลว
ที่มา: ดัดแปลงจากโจทย์ TICHe 2564

ในการเลือกเทคโนโลยีสำหรับโครงการนี้จะมีการพิจารณาเทคโนโลยีในทั้งในมุมมองด้านเทคนิค ด้านเศรษฐศาสตร์ และด้านสิ่งแวดล้อม ซึ่งเกณฑ์ในการพิจารณาในแต่ละด้านสามารถแสดงได้ตารางที่ 2.1 ดังนี้

ตารางที่ 2.1 เกณฑ์สำหรับการเลือกเทคโนโลยีการนำพลังงานความเย็นมาใช้ประโยชน์

มุมมอง	เกณฑ์การพิจารณา	คำจำกัดความ
ด้านเทคนิค	การนำพลังงานความเย็นกลับมาใช้	ปริมาณพลังงานความเย็นที่เทคโนโลยีสามารถสกัดมาใช้ประโยชน์ได้ ทั้งในรูปความร้อนแฝง (Latent Heat) และความร้อนสัมผัส (Sensible Heat) โดยพิจารณาจากความแตกต่างของความดันและอุณหภูมิของสาย LNG
	ความน่าเชื่อถือของกระบวนการ	เทคโนโลยีที่นำมาใช้จะต้องทำงานเป็นหน่วยการระเหยของ LNG ที่เชื่อถือได้ โดยสามารถให้ก๊าซธรรมชาติที่ตรงต่อความต้องการได้
ด้านเศรษฐศาสตร์	ความต้องการของผลิตภัณฑ์	ผลิตภัณฑ์ที่ผลิตได้จากกระบวนการนั้น ต้องมีความต้องการทางตลาดหรือสามารถนำไปใช้ในสถานีรับก๊าซได้
	การนำผลิตภัณฑ์ไปใช้	ความยืดหยุ่นของการใช้ผลิตภัณฑ์ในตลาด ซึ่งควรที่จะสามารถใช้ภายในสถานีก๊าซและสามารถนำไปขายได้
ด้านสิ่งแวดล้อม	การเกิดมลพิษ	มีการปล่อยก๊าซ CO ₂ และ VOCs ต่ำ และรวมถึงมลพิษอื่นๆ ที่เกิดจากกระบวนการ

ดัดแปลงจาก: (Punyasukhananda and Bangviwat, 2012)

จากเกณฑ์การพิจารณาดังตารางที่ 2.1 เมื่อนำมาพิจารณาเทคโนโลยีที่มีการประยุกต์ใช้พลังงานความเย็นสามารถสรุปข้อมูลแต่ละด้านได้ดังแสดงในตารางที่ 2.2

จากตารางที่ 2.2 แสดงให้เห็นว่า เทคโนโลยีสำหรับการใช้ประโยชน์ของพลังงานความเย็นส่วนใหญ่ยังไม่ก่อให้เกิดผลกระทบต่อด้านสิ่งแวดล้อม แต่เมื่อพิจารณาข้อมูลด้านเทคนิค จะเห็นถึงความแตกต่างกันในแต่ละเทคโนโลยี เนื่องจากในแต่ละเทคโนโลยีมีความต้องการของระดับพลังงานความเย็นแตกต่างกัน เช่น กระบวนการผลิตน้ำหล่อเย็นซึ่งส่วนใหญ่มีอุณหภูมิที่ -10°C ถึง 0°C การแลกเปลี่ยนความเย็นกับก๊าซธรรมชาติเหลวที่มีอุณหภูมิต่ำมาก จึงมีประสิทธิภาพในการนำพลังงานเย็นกลับมาใช้เพียงแค่ 10% ในขณะที่กระบวนการแยกอากาศ หรือการผลิตก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์เหลวจะมีประสิทธิภาพในการนำพลังงานความเย็นกลับมาใช้ประมาณ 40% เนื่องจากต้องการระดับพลังงานความเย็นที่ต่ำกว่ามาใช้ในกระบวนการ

เมื่อพิจารณาที่เทคโนโลยีการผลิตกระแสไฟฟ้าจากพลังงานความเย็น ซึ่งมีความนิยมและมีการพัฒนา รูปแบบจนมีความหลากหลายอย่างมากในปัจจุบัน จากข้อมูลพบว่าเทคโนโลยีนี้มีประสิทธิภาพในการนำ พลังงานเย็นกลับมาใช้สูงถึง 89.9% สำหรับรูปแบบกระบวนการ Close Cycle Gas Turbine ซึ่งใช้ก๊าซ ไนโตรเจนเป็นสารทำงาน ในด้านเทคนิคพบว่าการผลิตกระแสไฟฟ้าจากพลังงานความเย็นสามารถนำมาใช้งาน ได้จริง และให้ประสิทธิภาพสูงในการนำพลังงานความเย็นมาใช้ประโยชน์ รวมถึงเมื่อพิจารณาในด้าน เศรษฐศาสตร์ พลังงานไฟฟ้ายังเป็นผลิตภัณฑ์ที่มีความต้องการสูงและยังสามารถนำมาใช้ทดแทนใน กระบวนการที่มีอยู่ได้ แต่อย่างไรก็ตามในด้านของสิ่งแวดล้อมยังมีผลกระทบเนื่องจากชนิดของสารทำงานที่ เป็นตัวกลางแลกเปลี่ยนความร้อนในบางกระบวนการ ส่งผลให้การเลือกสารทำงานที่เหมาะสมจึงเป็น ปัจจัย หนึ่งที่สำคัญต่อกระบวนการ

ตารางที่ 2.2 เปรียบเทียบข้อมูลในด้านต่างๆ ของเทคโนโลยีการใช้ประโยชน์จากพลังงานความเย็น

เทคโนโลยี	ด้านเทคนิค	ด้านเศรษฐศาสตร์	ด้านสิ่งแวดล้อม
Chilled Water Production	มีประสิทธิภาพในการ นำพลังงานเย็นกลับมา ใช้ประมาณ 10% เหมาะสำหรับเป็น หน่วยย่อยที่ช่วยเพิ่ม ประสิทธิภาพการ ทำงาน หรือลด ปริมาณพลังงานที่ต้อง ใช้ในกระบวนการ	มีความต้องการใน โรงงานส่วนใหญ่ที่ จำเป็นต้องใช้น้ำหล่อ เย็นในกระบวนการ	ไม่มีการปล่อยมลพิษ
Freeze Desalination	สำหรับการผลิตน้ำดื่ม แบบ Reverse Osmosis มี ประสิทธิภาพในการ นำพลังงานเย็นกลับมา ใช้ประมาณ 4.9% ต่อ วัน	ได้ผลิตภัณฑ์ที่มีความ ต้องการในด้านการ บริโภคในครัวเรือน	ไม่มีการปล่อยมลพิษ
Gas Separation	สามารถใช้ใน หลากหลายช่วงของ อุณหภูมิก๊าซธรรมชาติ เหลว	ผลิตภัณฑ์ที่ได้สามารถ ใช้เป็นสารตั้งต้นใน กระบวนการผลิตอื่นๆ	ไม่มีการปล่อยมลพิษ

ตารางที่ 2.2 เปรียบเทียบข้อมูลในด้านต่างๆ ของเทคโนโลยีการใช้ประโยชน์จากพลังงานความเย็น (ต่อ)

เทคโนโลยี	ด้านเทคนิค	ด้านเศรษฐศาสตร์	ด้านสิ่งแวดล้อม
CO ₂ Liquefaction and Dry Ice Production	มีประสิทธิภาพในการนำพลังงานเย็นกลับมาใช้ประมาณ 40%	ผลิตภัณฑ์ที่ได้เหมาะสำหรับใช้ในการควบคุมอุณหภูมิให้อยู่ในระดับต่ำ	ไม่มีการปล่อยมลพิษ
Cold Storage Systems	ไม่ปรากฏข้อมูลตัวเลขที่แน่นอนเกี่ยวกับประสิทธิภาพในการนำพลังงานเย็นกลับมาใช้	มีระยะเวลาคืนทุนต่ำ โดยส่วนใหญ่เหมาะกับอุตสาหกรรมอาหาร	ไม่มีการปล่อยมลพิษ
Cold Energy for Data Center	ไม่ปรากฏข้อมูลตัวเลขที่แน่นอนเกี่ยวกับประสิทธิภาพในการนำพลังงานเย็นกลับมาใช้	เนื่องจากใช้เป็นการควบคุมอุณหภูมิในอาคารสำหรับศูนย์ข้อมูลจึงมีความยืดหยุ่นต่ำ	ไม่มีการปล่อยมลพิษ
Central Air Conditioning, HVAC	ไม่ปรากฏข้อมูลตัวเลขที่แน่นอนเกี่ยวกับประสิทธิภาพในการนำพลังงานเย็นกลับมาใช้	มีความต้องการสำหรับอาคารพาณิชย์เพื่อช่วยลดปริมาณไฟฟ้าที่ใช้	ไม่มีการปล่อยมลพิษ
LNG Cryogenic Energy Cascade Process	ไม่ปรากฏข้อมูลตัวเลขที่แน่นอนเกี่ยวกับประสิทธิภาพในการนำพลังงานเย็นกลับมาใช้เนื่องจากความหลากหลายของรูปแบบกระบวนการ	ความยืดหยุ่นทางเศรษฐกิจขึ้นอยู่กับเทคโนโลยีที่นำมาปรับใช้กับกระบวนการ	ไม่มีการปล่อยมลพิษ

ตารางที่ 2.2 เปรียบเทียบข้อมูลในด้านต่างๆ ของเทคโนโลยีการใช้ประโยชน์จากพลังงานความเย็น (ต่อ)

เทคโนโลยี	ด้านเทคนิค	ด้านเศรษฐศาสตร์	ด้านสิ่งแวดล้อม
Air Separation	มีประสิทธิภาพในการนำพลังงานเย็นกลับมาใช้ประมาณ 42.5% และ 39.1% สำหรับ Exergy Recovery และ Energy Recovery ตามลำดับ	ผลิตภัณฑ์ที่ได้มีความต้องการและสามารถใช้ได้ในการบวนการผลิตอื่นๆ	ไม่มีการปล่อยมลพิษ
Cold Energy for Power Plant	มีประสิทธิภาพในการนำพลังงานเย็นกลับมาใช้ประมาณ 10-90% ขึ้นอยู่กับรูปแบบกระบวนการที่เลือกมาใช้ (Kanbur <i>et al.</i> , 2017)	ผลิตภัณฑ์ที่ได้มีความต้องการอย่างมากและสามารถใช้ในสถานีรับก๊าซได้	ผลกระทบจะขึ้นอยู่กับชนิดสารทำงานที่ใช้ในการบวนการ

ตารางที่ 2.3 เป็นการเปรียบเทียบข้อดีและข้อเสียของลักษณะของกระบวนการผลิตกระแสไฟฟ้าในรูปแบบต่างๆ แสดงให้เห็นว่าวัฏจักรแรงดันอินทรีย์ หรือ Organic Rankine Cycle (ORC) เป็นกระบวนการที่เหมาะสมสำหรับการเลือกมาใช้ในการผลิตกระแสไฟฟ้า เนื่องจากสามารถผลิตพลังงานไฟฟ้าได้ค่อนข้างสูง และมีความเป็นมิตรต่อสิ่งแวดล้อม เนื่องจากสารทำงานที่เป็นตัวกลางแลกเปลี่ยนความร้อนเป็นสารอินทรีย์ทั้งหมด ดังนั้นทางผู้จัดทำจึงได้เลือกเทคโนโลยีการผลิตกระแสไฟฟ้าจากพลังงานความเย็นโดยใช้ว่าวัฏจักรแรงดันอินทรีย์มาทำการศึกษาในโครงการนี้

ตารางที่ 2.3 เปรียบเทียบลักษณะของกระบวนการผลิตกระแสไฟฟ้าโดยใช้พลังงานความร้อน

กระบวนการผลิตกระแสไฟฟ้า	ลักษณะการทำงาน	ข้อดี	ข้อเสีย
Organic Rankine Cycle	ใช้สารอินทรีย์เป็นสารทำงานเพื่อแลกเปลี่ยนพลังงานความร้อนกับก๊าซธรรมชาติเหลว	<ul style="list-style-type: none"> - ให้พลังงานรวมทั้งหมดจากกระบวนการค่อนข้างสูง - เนื่องจากมีการใช้พลังงานในส่วนที่น้อย - สารทำงานเป็นสารอินทรีย์ที่ไม่เป็นพิษต่อสิ่งแวดล้อม 	มีความซับซ้อนในการเลือกสารทำงานที่เหมาะสม
Kalina Cycle	ใช้สารละลายแอมโมเนียในน้ำเป็นสารทำงานเพื่อแลกเปลี่ยนพลังงานความร้อนกับก๊าซธรรมชาติเหลว	มีประสิทธิภาพสูงในการนำพลังงานความร้อนมาใช้ประโยชน์เมื่อเทียบกับกระบวนการผลิตอื่นๆ	<ul style="list-style-type: none"> - มีความซับซ้อนในการเลือกสารทำงานที่เหมาะสม - สารทำงานมีความเป็นพิษและไม่เป็นมิตรต่อสิ่งแวดล้อม
Brayton Cycle	ใช้พลังงานความร้อนในการลดอุณหภูมิขาเข้าของก๊าซที่เข้าเครื่องบีบอัด (Compressor)	<ul style="list-style-type: none"> - ลดปริมาณพลังงานที่ต้องการใช้ในกระบวนการและเพิ่มประสิทธิภาพของวัฏจักร - มีรูปแบบกระบวนการที่ง่ายและปลอดภัยในการดำเนินการเมื่อเปรียบเทียบกับ ORC 	ให้พลังงานรวมทั้งหมดจากกระบวนการน้อยกว่าเมื่อเทียบกับ ORC เนื่องจากมีการใช้พลังงานมากในส่วน of เครื่องบีบอัด (Compressor)
Direct Expansion Cycle	ใช้ก๊าซธรรมชาติเป็นสารทำงานโดยตรงเข้าเครื่องขยาย (Expander) เพื่อทำการผลิตกระแสไฟฟ้า	มีรูปแบบกระบวนการที่ง่ายและปลอดภัยในการดำเนินการ	พลังงานความร้อนถูกทิ้งไปกับน้ำทะเลและไม่มีให้นำไปใช้ประโยชน์
Stirling Engine	ใช้ก๊าซธรรมชาติเหลวเป็นด้านเย็นของเครื่องยนต์สเตอร์ลิง	มีความเป็นไปได้ทางเศรษฐศาสตร์และมีการใช้งานจริง	พลังงานความร้อนส่วนใหญ่ถูกทิ้งไปกับน้ำทะเลและไม่มีให้นำไปใช้ประโยชน์

ดังนั้นจากการวิเคราะห์และเลือกเทคโนโลยีที่มีความเหมาะสมสำหรับการใช้ประโยชน์จากพลังงานความเย็นของก๊าซธรรมชาติเหลวสำหรับโครงการฉบับนี้ ผู้จัดทำจึงได้ทำการเลือกกระบวนการผลิตกระแสไฟฟ้าในรูปแบบของวัฏจักรแรงดันอินทรีย์ เนื่องจากมีประสิทธิภาพในการนำพลังงานความเย็นกลับมาใช้ได้สูงและมีความคุ้มค่าในเชิงเศรษฐศาสตร์ นอกจากนี้รูปแบบของวัฏจักรดังกล่าวยังสามารถผลิตพลังงานไฟฟ้าได้ค่อนข้างสูง อีกทั้งยังมีความเป็นมิตรต่อสิ่งแวดล้อมด้วย

2.3 ปรัชญาในการออกแบบ

เนื่องจากการก่อสร้างโรงงานอุตสาหกรรมมีปัจจัยสำคัญต่างๆ ที่ควรคำนึงถึงสำหรับการใช้งานในอนาคตระยะยาวทั้งทางเทคนิค เศรษฐศาสตร์และสิ่งแวดล้อม ดังนั้นในการออกแบบกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้าจากพลังงานความเย็นของก๊าซธรรมชาติเหลวสำหรับโครงการฉบับนี้ ผู้จัดทำจึงได้คำนึงถึงปัจจัยต่างๆ เพื่อใช้พิจารณาในการออกแบบกระบวนการ ดังนี้

2.2.1 ปัจจัยทางเทคนิค

ในการออกแบบกระบวนการทางอุตสาหกรรม ปัจจัยทางเทคนิคเป็นปัจจัยที่มีความสำคัญเป็นอย่างยิ่ง เนื่องจากการบ่งบอกถึงประสิทธิภาพของกระบวนการผลิต ดังนั้นจากวัตถุประสงค์ของการออกแบบกระบวนการ ทางผู้จัดทำจึงได้ทำการพิจารณาปัจจัยต่างๆ ที่มีผลต่อประสิทธิภาพในการผลิตพลังงานไฟฟ้าของกระบวนการ ได้แก่ รูปแบบของกระบวนการ (Process Configuration), จำนวนของวัฏจักรภายในกระบวนการ, ชนิดของสารทำงานที่ใช้ภายในกระบวนการ, สภาวะดำเนินการ (Operating Conditions) ของสารทำงาน โดยปัจจัยต่างๆ เหล่านี้ถูกนำมาศึกษาและพิจารณาเพื่อปรับใช้และพัฒนาให้มีความเหมาะสมต่อกระบวนการมากที่สุด รวมถึงสามารถนำประโยชน์จากพลังงานความเย็นของก๊าซธรรมชาติเหลวมาใช้ในกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้าได้อย่างคุ้มค่าและมีประสิทธิภาพสูงสุด ซึ่งตัวชี้วัดในด้านเทคนิค คือ ปริมาณพลังงานไฟฟ้าที่สามารถผลิตได้จากกระบวนการ

2.2.2 ปัจจัยทางเศรษฐศาสตร์

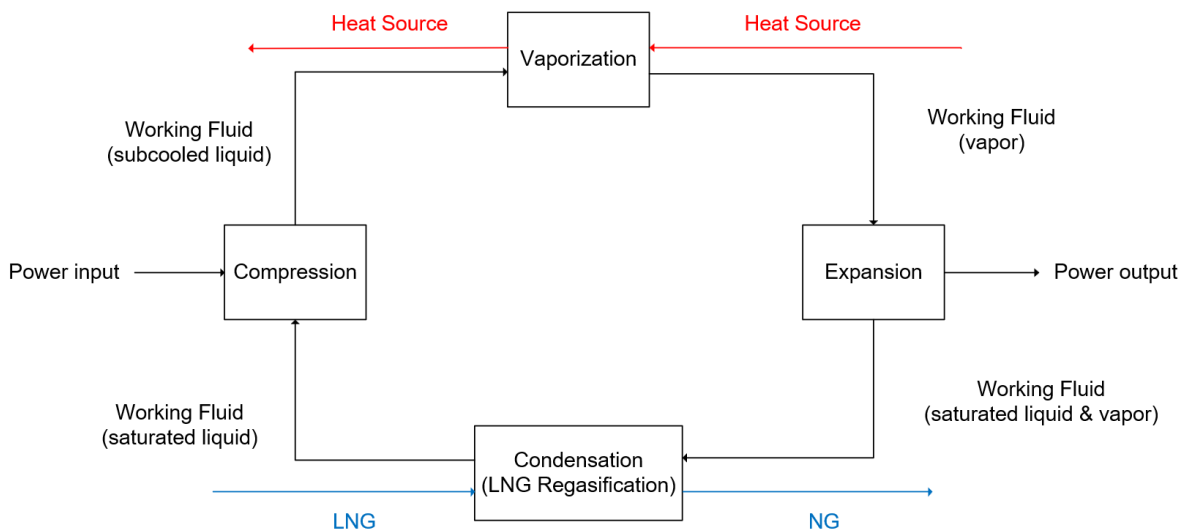
เนื่องจากปัจจัยทางเศรษฐศาสตร์เป็นสิ่งสำคัญอย่างยิ่งในการก่อตั้งและดำเนินโรงงาน ดังนั้นผู้จัดทำจึงได้ทำการพิจารณาเลือกเทคโนโลยีที่มีการใช้งานอยู่จริง มีการรองรับ และมีความแพร่หลายในปัจจุบันเพื่อลดความเสี่ยงในการลงทุน รวมถึงผลิตภัณฑ์ที่สามารถผลิตได้จากกระบวนการนั้น เป็นผลิตภัณฑ์ที่มีความต้องการทางตลาดสูงทั้งในปัจจุบันและมีแนวโน้มสูงขึ้นในอนาคต และยังสามารถนำไปใช้ทดแทนภายในกระบวนการที่มีอยู่เพื่อลดต้นทุนในการดำเนินโรงงานได้ โดยตัวชี้วัดในทางเศรษฐศาสตร์ ได้แก่ อัตราผลตอบแทนจากการลงทุน และระยะเวลาคืนทุนของกระบวนการ

2.2.3 ปัจจัยทางสิ่งแวดล้อม

เนื่องจากความปลอดภัยต่อสิ่งมีชีวิตที่อาศัยในบริเวณใกล้เคียงเป็นสิ่งสำคัญ ดังนั้นผู้จัดทำจึงได้นำปัจจัยทางด้านสิ่งแวดล้อมมาใช้ในพิจารณาการออกแบบรูปแบบของกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้าในรูปแบบต่างๆ โดยผู้จัดทำได้ทำการพิจารณาและเลือกรูปแบบกระบวนการที่มีความเป็นมิตรต่อสิ่งแวดล้อม ซึ่งเป็นเทคโนโลยีการผลิตกระแสไฟฟ้าที่ไม่มีการเผาไหม้เชื้อเพลิงภายในกระบวนการ จึงทำให้ไม่มีการปลดปล่อยก๊าซเรือนกระจก (Greenhouse Gas, GHG) รวมถึงไม่มีการปล่อยมลพิษอื่นๆ จากกระบวนการสู่สิ่งแวดล้อม

2.4 การออกแบบแผนผังกระบวนการผลิต

หลังจากเลือกเทคโนโลยีที่มีความเหมาะสมแล้ว ทางผู้จัดทำจึงได้ทำการศึกษางานวิจัยต่างๆ ที่มีความเกี่ยวข้อง รวมถึงทำการออกแบบแผนผังกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้าที่สามารถประยุกต์ใช้สำหรับการประโยชน์จากพลังงานความเย็นของก๊าซธรรมชาติเหลว โดยทางผู้จัดทำได้ทำการออกแบบแผนผังกระบวนการผลิตอย่างง่ายหรือ Block Flow Diagram (BFD) ซึ่งสามารถแสดงได้ดังรูปที่ 2.2 ดังนี้



รูปที่ 2.2 แผนผังกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้าอย่างง่าย

2.5 พื้นฐานและสมมติฐานในการออกแบบกระบวนการผลิต

2.5.1 พื้นฐานในการออกแบบกระบวนการผลิต (Design Basis)

พื้นฐานในการออกแบบกระบวนการผลิตดังแสดงในหัวข้อด้านล่างนี้ มีการอ้างอิงจากโจทย์ TICHe 2564 ทั้งหมด

- 1) โรงงานมีการทำงาน 24 ชั่วโมงต่อวัน และ 365 วันต่อปี โดยมีอายุในการทำงาน 25 ปี
- 2) พลังงานความเย็นที่นำมาใช้อยู่ในช่วงระดับ Medium Cold (อุณหภูมิ -70°C ถึง -10°C) และ Low Cold (อุณหภูมิ -10°C ถึง 5°C)
- 3) ก๊าซธรรมชาติเหลวที่เข้าสู่โรงงานมีความดัน 90.5 barg ถึง 105.5 barg และมีอุณหภูมิ -129.3° ถึง -154.5°C
- 4) ก๊าซธรรมชาติเหลวที่เข้าสู่โรงงานมีอัตราการไหล 100 ตันต่อชั่วโมง โดยราคาต้นทุนของพลังงานความเย็นมีค่า 10 บาทต่อตันของก๊าซธรรมชาติเหลว
- 5) กำหนดให้ความดันลดลง (Pressure Drop) จาก HP LNG Header ถึง HP NG Header มีค่าไม่เกิน 10 bar
- 6) กำหนดให้ก๊าซธรรมชาติที่ออกจากโรงงานมีอุณหภูมิอยู่ในช่วง 15.6°C ถึง 48.9°C
- 7) จุดเชื่อมต่อ (Tie in Point) ที่ตำแหน่ง HP LNG Header และ HP NG Header มีค่าเท่ากับ 12 inches และ 16 inches ตามลำดับ
- 8) กำหนดให้ต้นทุนในการเช่าพื้นที่สำหรับการก่อสร้างโรงงานมีค่า 100,000 บาทต่อไร่ต่อปี
- 9) พื้นที่สำหรับการก่อสร้างโรงงาน ได้แก่ บริเวณนิคมอุตสาหกรรมมาบตาพุด จังหวัดระยอง
- 10) กำหนดให้ราคาของระบบสาธารณูปโภคชนิดต่างๆ มีดังนี้

ตารางที่ 2.4 ราคาของระบบสาธารณูปโภคชนิดต่างๆ

ชนิดสาธารณูปโภค	ราคา	หน่วย
พลังงานไฟฟ้า	3.5	บาทต่อกิโลวัตต์ต่อชั่วโมง
น้ำดิบและน้ำดื่ม	20	บาทต่อลูกบาศก์เมตร
น้ำปราศจากแร่ธาตุ	60	บาทต่อลูกบาศก์เมตร
สารไนโตรเจน	4	บาทต่อลูกบาศก์เมตรมาตรฐาน
สารโพรเพนที่ใช้ในการให้ความเย็น	25	บาทต่อกิโลกรัม

ที่มา: โจทย์การแข่งขัน TIChE 2564

11) กำหนดให้องค์ประกอบของก๊าซธรรมชาติเหลวแบ่งเป็น 3 กรณี ดังตารางที่ 2.5

ตารางที่ 2.5 องค์ประกอบของก๊าซธรรมชาติเหลวกรณีต่างๆ

Composition (mol%)	Lean Case	Rich Case	High N ₂ Case
CH ₄	99.84	87.24	93.40
C ₂ H ₆	0.01	8.45	3.90
C ₃ H ₈	0.00	3.15	1.12
i- C ₄ H ₁₀	0.00	1.11	0.58
n- C ₄ H ₁₀	0.00	0.00	0.00
i- C ₅ H ₁₂	0.00	0.05	0.00
n- C ₅ H ₁₂	0.00	0.00	0.00
CO ₂	0.00	0.00	0.00
N ₂	0.15	0.00	1.00
Total	100.0	100.0	100.0
Molecular Weight	16.06	18.61	17.27
Density (kg/m ³) @ b.p. at 1 atm	424.7	469.5	451.9

ที่มา: โจทย์การแข่งขัน TIChE 2564

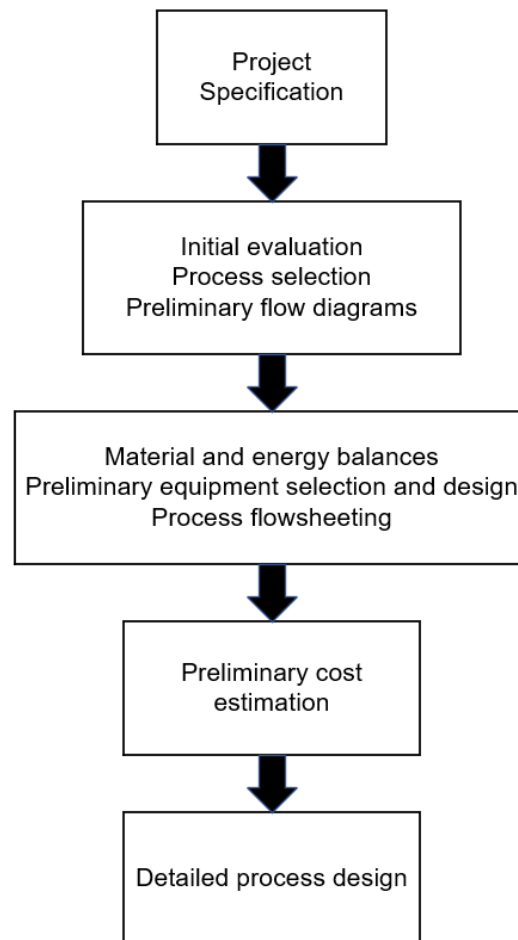
2.5.2 สมมติฐานในการออกแบบกระบวนการผลิต (Assumptions)

- 1) น้ำทะเลซึ่งทำหน้าที่เป็นแหล่งความร้อนจะถูกนำเข้าสู่กระบวนการที่อุณหภูมิ 30°C และถูกส่งออกที่อุณหภูมิ 27°C กลับไปยังทะเล
- 2) กำหนดให้ไม่มีความดันสูญเสียที่เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน

2.6 ขั้นตอนการออกแบบกระบวนการ

ในการออกแบบกระบวนการมีการดำเนินการตามขั้นตอนต่างๆ ตามลำดับซึ่งสามารถแสดงได้ดังรูปที่ 2.3 โดยในขั้นตอนแรกจะทำการระบุข้อมูลในการออกแบบกระบวนการ จากนั้นจะนำข้อมูลดังกล่าวไปทำการประเมินเบื้องต้นเพื่อเลือกเทคโนโลยีและกระบวนการที่มีความเหมาะสม เมื่อได้กระบวนการที่เหมาะสมแล้วจึงทำการออกแบบแผนผังการไหลเบื้องต้น จากนั้นจึงทำการคำนวณสมดุลมวลและพลังงานของกระบวนการ รวมถึงเลือกอุปกรณ์ที่มีความเหมาะสมต่อกระบวนการ เมื่อการออกแบบและการวิเคราะห์ในทางเทคนิคเป็นไปตามที่ต้องการแล้ว จึงนำกระบวนการดังกล่าวมาทำการวิเคราะห์ทางเศรษฐศาสตร์เบื้องต้น ซึ่งเมื่อ

กระบวนการมีความเหมาะสมในทางเศรษฐศาสตร์แล้วจะถูกนำไปทำการออกแบบรายละเอียดของกระบวนการต่อไป



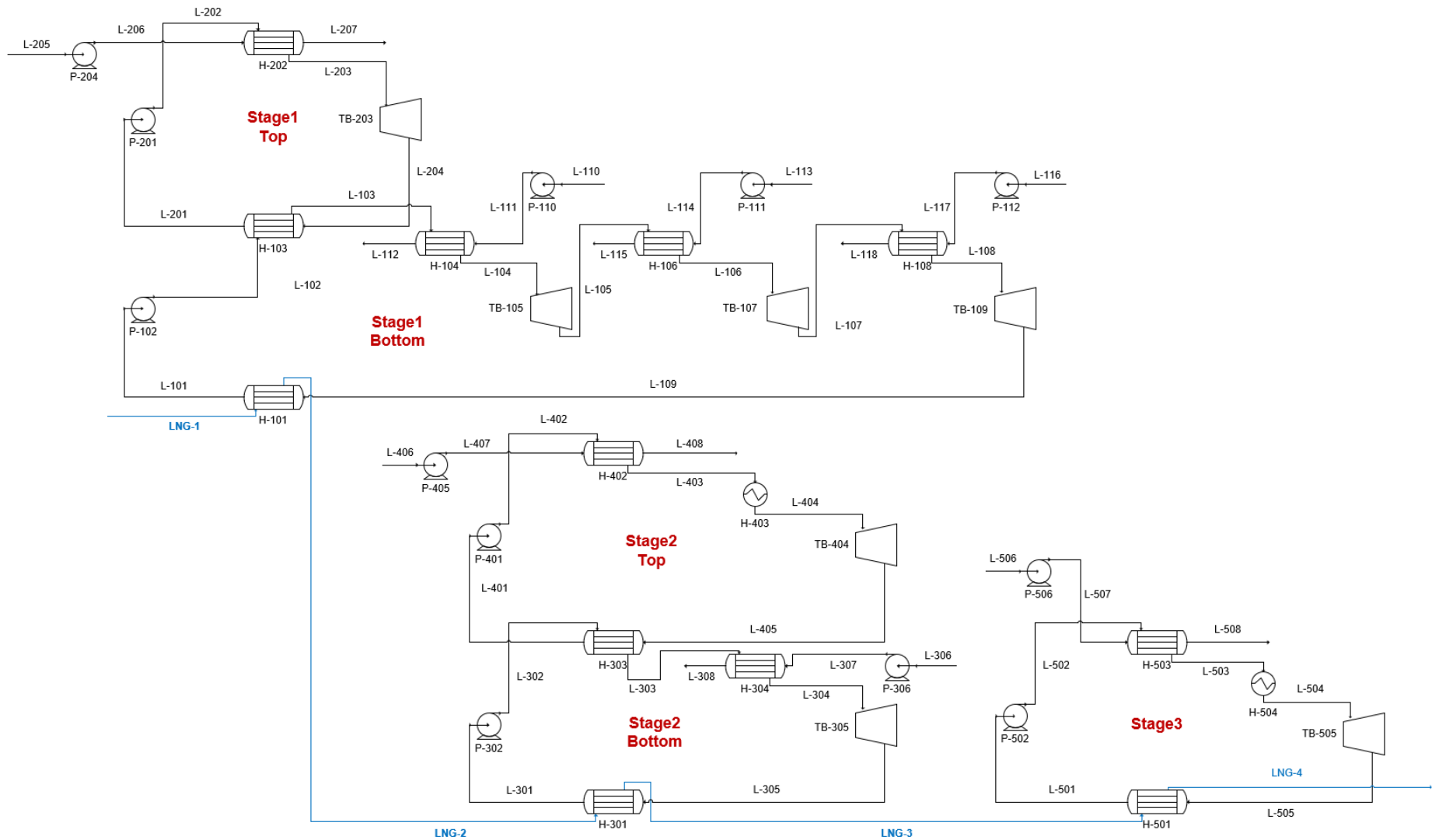
รูปที่ 2.3 ขั้นตอนการออกแบบกระบวนการ

2.7 รายละเอียดของกระบวนการผลิตที่ได้ทำการออกแบบ

จากขั้นตอนการพิจารณาการออกแบบกระบวนการผลิตซึ่งได้กล่าวถึงปัจจัยสำคัญต่างๆ ที่ควรนำมาพิจารณาในการออกแบบ ได้แก่ ด้านเทคนิค ด้านเศรษฐศาสตร์ และด้านสิ่งแวดล้อม ดังนั้นปัจจัยดังกล่าวจึงนำมาสู่การพิจารณาเพื่อทำการออกแบบกระบวนการผลิตพลังงานโดยใช้ประโยชน์จากพลังงานความเย็นของก๊าซธรรมชาติเหลวในโครงการฉบับนี้ โดยผู้จัดทำได้ทำการออกแบบกระบวนการผลิตทั้งหมด 4 รูปแบบ ซึ่งแต่ละรูปแบบนั้นเป็นที่นิยมและมีประสิทธิภาพสูงในการนำพลังงานความเย็นมาใช้ให้เกิดประโยชน์ โดยรูปแบบต่างๆ สามารถแสดงรายละเอียดเบื้องต้นได้ดังหัวข้อต่อไปนี้

2.7.1 Three-stage Organic Rankine Cycle (Three-stage ORC)

จากการศึกษาข้อมูลเกี่ยวกับกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้าในรูปแบบวัฏจักรแรงดันอินทรีย์พบว่ารูปแบบ Three-stage ORC ที่มีลักษณะต่ออนุกรมกันของวงจร เป็นที่นิยมใช้ในการผลิตกระแสไฟฟ้า เนื่องจากมีความซับซ้อนไม่มากนัก และสามารถผลิตพลังงานไฟฟ้าได้สูง (Joy and Chowdhury, 2021) ดังนั้นผู้จัดทำจึงได้นำรูปแบบของวงจรดังกล่าวมาประยุกต์และปรับใช้ให้มีความเหมาะสมกับสถานะสำหรับโครงการฉบับนี้ โดยแผนผังการไหลของกระบวนการผลิตรูปแบบ Three-stage ORC จะสามารถแสดงได้ดังรูปที่ 2.4



รูปที่ 2.4 แผนผังการไหลอย่างง่ายของกระบวนการผลิตรูปแบบ Three-stage ORC

กระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้าดังแสดงในรูปที่ 2.4 ประกอบไปด้วยวัฏจักรแรงดันคินสารอินทรีย์ทั้งหมด 5 วัฏจักร โดยแบ่งออกเป็น 3 stage ซึ่งใน stage ที่ 1 และ 2 จะประกอบด้วย 2 วัฏจักรที่ต่อกันแบบขนาน โดยวัฏจักรที่อยู่ด้านล่างซึ่งมีการแลกเปลี่ยนพลังงานกับธรรมชาติเหนือนั้นจะเรียกว่า Bottom stage และวัฏจักรที่อยู่ด้านบนซึ่งมีการแลกเปลี่ยนพลังงานกับสารทำงานด้วยกันนั้นจะเรียกว่า Top stage และสุดท้าย stage 3 จะเป็นวัฏจักรแบบเดี่ยว ซึ่ง stage 1, 2 และ 3 จะถูกนำมาต่อกันในลักษณะแบบอนุกรม (Joy and Chowdhury, 2021) ซึ่งสารทำงานภายในแต่ละวัฏจักรของกระบวนการผลิตรูปแบบ Three-stage ORC นั้นจะประกอบด้วยสารอินทรีย์ทั้งหมด โดยสามารถแสดงได้ดังตารางที่ 2.6 ดังนี้

ตารางที่ 2.6 สารทำงานที่ใช้สำหรับกระบวนการผลิตรูปแบบ Three-stage ORC

Stage	Bottom	Top
1	Ethylene	Ethane
2	Ethane	Propane
3	Propane	-

โดยใน Bottom stage ของแต่ละวัฏจักร และ stage 3 นั้นจะประกอบด้วยอุปกรณ์หลัก 5 ชนิด ได้แก่ LNG-Heat exchanger, Pump, Working Fluid-Heat exchanger, Sea water-Heat exchanger และ Turbine สำหรับ Top stage ของแต่ละวัฏจักรนั้นจะประกอบด้วยอุปกรณ์หลัก 5 ชนิด ได้แก่ Pump, Working fluid-Heat exchanger, Sea water-Heat exchanger, Heater และ Turbine ซึ่งหลักการทำงานของอุปกรณ์แต่ละชนิดในกระบวนการผลิตมีขั้นตอนเป็นวัฏจักรดังนี้

ส่วนของ Bottom stage 1, 2 และ Stage 3

1) ก๊าซธรรมชาติเหลวจะถูกรับและป้อนเข้าสู่กระบวนการ จากนั้นจะถูกนำไปแลกเปลี่ยนพลังงานกับสารทำงานที่ LNG-Heat Exchanger ในวงจร Bottom stage ซึ่งสารทำงานในวัฏจักรจะทำหน้าที่ถ่ายโอนพลังงานความร้อนไปยังก๊าซธรรมชาติเหลวซึ่งทำหน้าที่เป็นแหล่งรับความร้อน (Heat sink) จากนั้นสารทำงานจะเกิดการเปลี่ยนสถานะจากก๊าซเป็นของเหลว

2) สารทำงานที่เปลี่ยนสถานะเป็นของเหลวแล้ว จะถูกส่งไปยัง Pump เพื่อเพิ่มความดัน จากนั้นจะถูกนำเข้าสู่ Working Fluid-Heat exchanger เพื่อทำการเพิ่มอุณหภูมิ และถูกส่งไปยัง Sea water-Heat exchanger สำหรับ stage 1, 2 และ Heater สำหรับ stage 3 เพื่อแปรสถานะของสารทำงานจากของเหลวเป็นไอ

3.1) สำหรับ stage 2, 3 เมื่อสารทำงานถูกเพิ่มความดันและอุณหภูมิแล้ว จะถูกส่งไปยังอุปกรณ์เอ็กซ์แพนเดอร์ (Expander) หรือกังหัน (Turbine) เพื่อผลิตกระแสไฟฟ้าโดยการเปลี่ยนพลังงานภายใน (Internal Energy) ของสารทำงานไปเป็นงานจากการหมุนเพลลา (Shaft Work) ซึ่งเกิดจากการขยายตัวของก๊าซ

3.2) สำหรับ stage 1 สารทำงานที่ออกจากเอ็กซ์แพนเดอร์เครื่องแรกจะถูกนำเข้าสู่ Sea water-Heat exchanger อีกครั้ง เพื่อเพิ่มอุณหภูมิของสารทำงานและส่งไปยังเอ็กซ์แพนเดอร์เครื่องถัดไปเพื่อให้สามารถผลิตพลังงานไฟฟ้าได้ในปริมาณที่สูงขึ้น

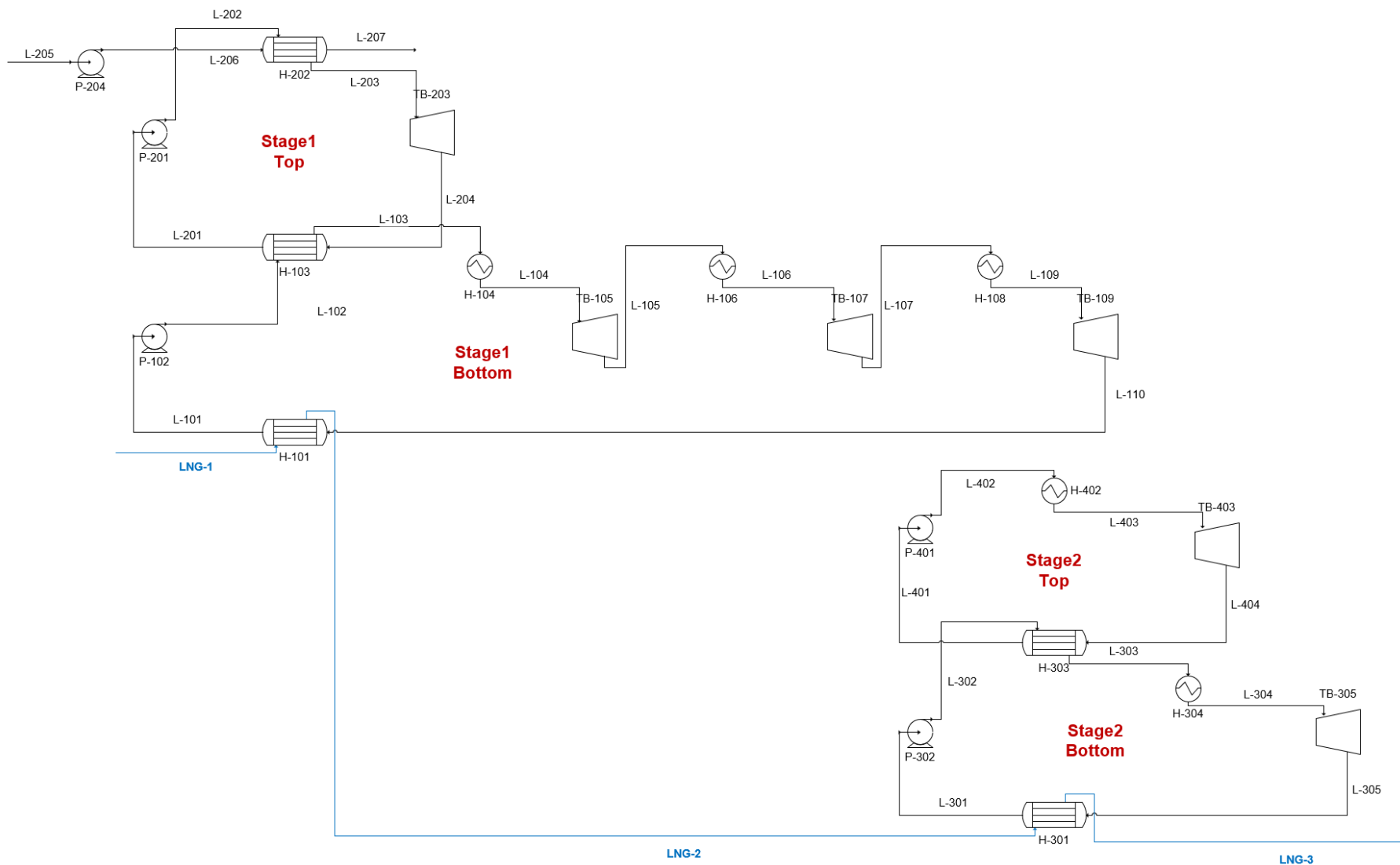
4) หลังจากทีสารทำงานเกิดการขยายตัวและมีความดันต่ำลงแล้ว จะถูกส่งไปยัง LNG-Heat exchanger เพื่อถ่ายโอนพลังงานความร้อนไปยังก๊าซธรรมชาติเหลวและเกิดการเปลี่ยนสถานะจากก๊าซเป็นของเหลวอีกครั้ง จากนั้นจะดำเนินเป็นวัฏจักรเช่นนี้ต่อไป

ส่วนของ Top stage 1 และ 2

ในส่วนของ Top stage นั้นมีความแตกต่างจากส่วนของ Bottom stage 1, 2 และ Stage 3 คือสารทำงานในวัฏจักร Top stage จะถูกนำไปแลกเปลี่ยนพลังงานกับสารทำงานในวัฏจักร Bottom stage ที่ Working fluid-Heat exchanger เพื่อเปลี่ยนสถานะจากก๊าซเป็นของเหลวแทนการแลกเปลี่ยนที่ LNG-Heat exchanger ใน Bottom stage ซึ่งหลังจากนั้นจะถูกส่งไปยัง Pump และ Sea Water-Heat exchanger เพื่อเพิ่มความดันและอุณหภูมิ ก่อนถูกนำเข้าสู่เอ็กซ์แพนเดอร์ (Expander) หรือกังหัน (Turbine) เพื่อผลิตกระแสไฟฟ้าเช่นเดียวกับส่วนของ Bottom stage 1, 2 และ Stage 3

2.7.2 Two-stage Organic Rankine Cycle (4 cycles)

เนื่องจากกระบวนการผลิตรูปแบบ Three-stage ORC ที่ได้ทำการออกแบบดังกล่าวก่อนหน้านี้ ผู้จัดทำได้สังเกตเห็นว่ากระบวนการดังกล่าวค่อนข้างมีความซับซ้อนและมีปริมาณของอุปกรณ์ที่ใช้ในกระบวนการสูงซึ่งส่งอาจผลให้มีความไม่คุ้มค่าในทางเศรษฐศาสตร์ ดังนั้นจากปัญหาดังกล่าวจึงนำมาสู่การออกแบบกระบวนการผลิตในรูปแบบ Two-stage ORC ซึ่งเป็นกระบวนการที่มีการปรับปรุงและพัฒนาขึ้น โดยทำการปรับจำนวนวัฏจักรจาก 3 stage เหลือเพียง 2 stage และมีการปรับเปลี่ยนชนิดของสารทำงานในบางวัฏจักรให้มีความเหมาะสมมากขึ้น นอกจากนี้ยังทำการปรับสถานะของสารทำงาน ณ ตำแหน่งก่อนเข้าเอ็กซ์แพนเดอร์ให้อยู่ในสถานะ Superheated Vapor ซึ่งจากเดิมใน Three-stage ORC เป็นเพียง Saturated Vapor เพื่อให้สามารถผลิตพลังงานไฟฟ้าได้สูงขึ้นและมีประสิทธิภาพในการใช้พลังงานความเย็นจากก๊าซธรรมชาติเหลวได้อย่างมีประสิทธิภาพมากขึ้น โดยแผนผังการไหลของกระบวนการผลิตรูปแบบ Two-stage ORC (4 cycles) จะสามารถแสดงได้ดังรูปที่ 2.5



รูปที่ 2.5 แผนผังการไหลอย่างง่ายของกระบวนการผลิตรูปแบบ Two-stage ORC (4 cycles)

กระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้าดังแสดงในรูปที่ 2.5 ประกอบไปด้วยวัฏจักรแรงดันคินสารอินทรีย์ทั้งหมด 4 วัฏจักร โดยแบ่งออกเป็น 2 stage ซึ่งใน stage ที่ 1 และ 2 จะประกอบด้วย 2 วัฏจักรที่ต่อกันแบบขนาน โดยวัฏจักรที่อยู่ด้านล่างซึ่งมีการแลกเปลี่ยนพลังงานกับธรรมชาติเหนือนั้นจะเรียกว่า Bottom stage และวัฏจักรที่อยู่ด้านบนซึ่งมีการแลกเปลี่ยนพลังงานกับสารทำงานด้วยกันนั้นจะเรียกว่า Top stage ซึ่ง stage 1 และ 2 จะถูกนำมาต่อกันในลักษณะแบบอนุกรม โดยสารทำงานภายในแต่ละวัฏจักรของกระบวนการผลิตรูปแบบ Two-stage ORC นั้นจะประกอบด้วยสารอินทรีย์ทั้งหมด โดยสามารถแสดงได้ดังตารางที่ 2.7 ดังนี้

ตารางที่ 2.7 สารทำงานที่ใช้สำหรับกระบวนการผลิตรูปแบบ Two-stage ORC (4 cycles)

Stage	Bottom	Top
1	Ethylene	Ethane
2	Propylene	Butane

โดยใน Bottom stage ของแต่ละวัฏจักรนั้นจะประกอบด้วยอุปกรณ์หลัก 5 ชนิด ได้แก่ LNG-Heat exchanger, Pump, Working Fluid-Heat exchanger, Heater และ Turbine ในส่วนของ Top stage แต่ละวัฏจักรนั้นจะประกอบด้วยอุปกรณ์หลัก 4 ชนิด ได้แก่ Pump, Working fluid-Heat exchanger, Heater และ Turbine ซึ่งหลักการทำงานของอุปกรณ์แต่ละชนิดในกระบวนการผลิตมีขั้นตอนเป็นวัฏจักรดังนี้

ส่วนของ Bottom stage 1 และ 2

1) ก๊าซธรรมชาติเหลวจะถูกรับและป้อนเข้าสู่กระบวนการ จากนั้นจะถูกนำไปแลกเปลี่ยนพลังงานกับสารทำงานที่ LNG-Heat Exchanger ในวงจร Bottom stage ซึ่งสารทำงานในวัฏจักรจะทำหน้าที่ถ่ายโอนพลังงานความร้อนไปยังก๊าซธรรมชาติเหลวซึ่งทำหน้าที่เป็นแหล่งรับความร้อน (Heat sink) จากนั้นสารทำงานจะเกิดการเปลี่ยนสถานะจากก๊าซเป็นของเหลว

2) สารทำงานที่เปลี่ยนสถานะเป็นของเหลวแล้ว จะถูกส่งไปยัง Pump เพื่อเพิ่มความดัน จากนั้นจะถูกนำเข้าสู่ Working Fluid-Heat exchanger เพื่อทำการเพิ่มอุณหภูมิ และถูกส่งไปยัง Heater เพื่อแปรสถานะของสารทำงานให้อยู่ในสถานะ Superheated Vapor

3.1) สำหรับ stage 2 เมื่อสารทำงานถูกเพิ่มความดันและอุณหภูมิซึ่งมีสถานะเป็น Superheated Vapor แล้ว จะถูกส่งไปยังอุปกรณ์เอ็กซ์แพนเดอร์ (Expander) หรือกังหัน (Turbine) เพื่อผลิตกระแสไฟฟ้า โดยการเปลี่ยนพลังงานภายใน (Internal Energy) ของสารทำงานไปเป็นงานจากการหมุนเพลลา (Shaft Work) ซึ่งเกิดจากการขยายตัวของก๊าซ

3.2) สำหรับ stage 1 สารทำงานที่ออกจากเอ็กซ์แพนเดอร์เครื่องแรกจะถูกนำเข้าสู่ Heater อีกครั้ง เพื่อเพิ่มอุณหภูมิของสารทำงานและส่งไปยังเอ็กซ์แพนเดอร์เครื่องถัดไปเพื่อให้สามารถผลิตพลังงานไฟฟ้าได้ในปริมาณที่สูงขึ้น

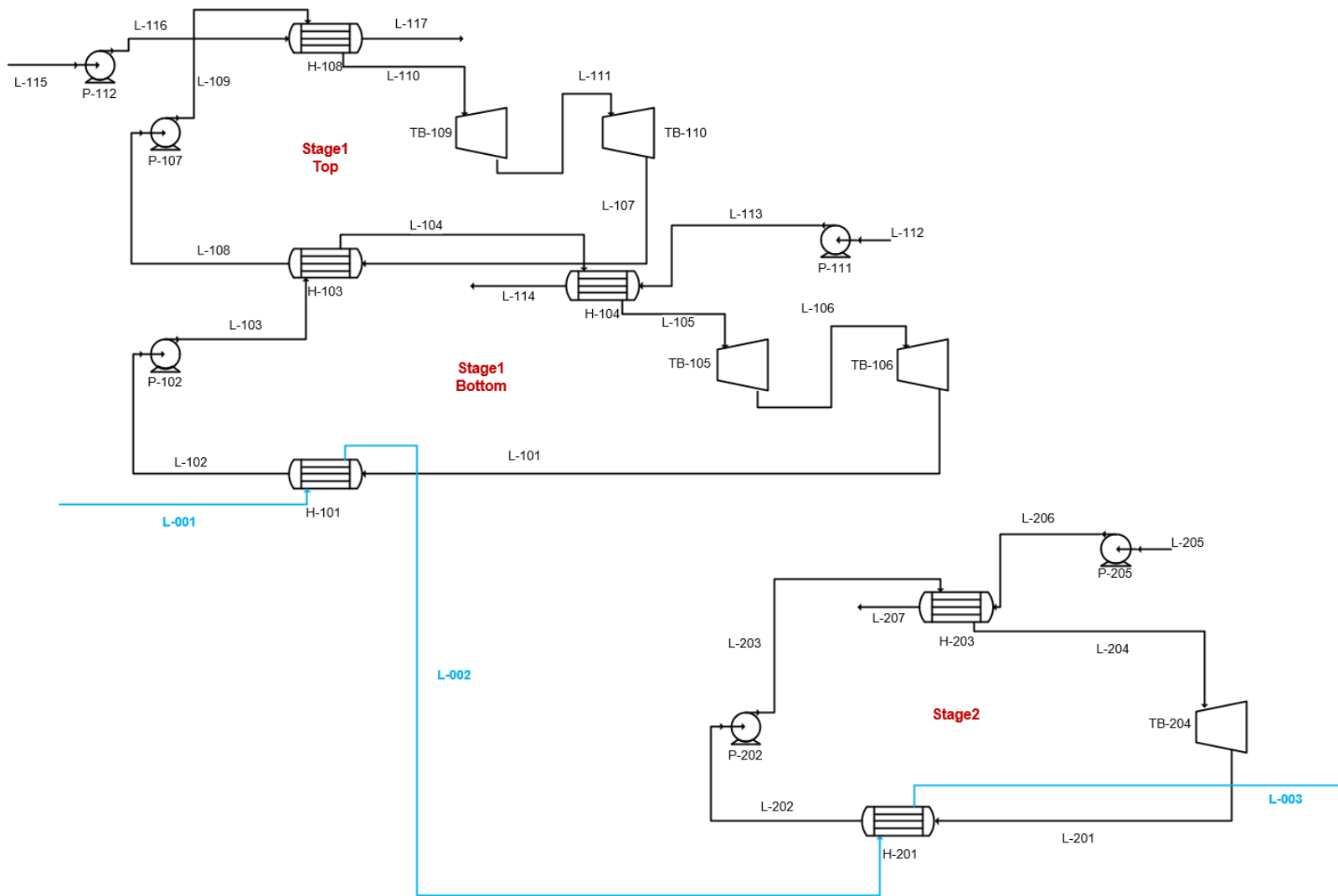
4) หลังจากที่สารทำงานเกิดการขยายตัวและมีความดันต่ำลงแล้ว จะถูกส่งไปยัง LNG-Heat exchanger เพื่อถ่ายโอนพลังงานความร้อนไปยังก๊าซธรรมชาติเหลวและเกิดการเปลี่ยนสถานะจากก๊าซเป็นของเหลวอีกครั้ง จากนั้นจะดำเนินเป็นวัฏจักรเช่นนี้ต่อไป

ส่วนของ Top stage 1 และ 2

ในส่วนของ Top stage นี้มีความแตกต่างจากส่วนของ Bottom stage 1, 2 และ Stage 3 คือสารทำงานในวัฏจักร Top stage จะถูกนำไปแลกเปลี่ยนพลังงานกับสารทำงานในวัฏจักร Bottom stage ที่ Working fluid-Heat exchanger เพื่อเปลี่ยนสถานะจากก๊าซเป็นของเหลวแทนการแลกเปลี่ยนที่ LNG-Heat exchanger ใน Bottom stage ซึ่งหลังจากนั้นจะถูกส่งไปยัง Pump เพื่อเพิ่มความดัน และถูกส่งต่อไปยัง Sea Water-Heat exchanger สำหรับ stage 1 และ Heater สำหรับ stage 2 เพื่อเพิ่มอุณหภูมิ ก่อนถูกนำเข้าสู่เอ็กซ์แพนเดอร์ (Expander) หรือกังหัน (Turbine) เพื่อผลิตกระแสไฟฟ้า

2.7.3 Two-stage Organic Rankine Cycle (3 cycles)

จากกระบวนการผลิตรูปแบบ Two-stage ORC (4 cycles) นั้น ผู้จัดทำได้สังเกตเห็นว่ากระบวนการดังกล่าวยังคงมีความซับซ้อนและมีปริมาณของอุปกรณ์ที่ใช้ในกระบวนการสูง รวมถึงมีการใช้น้ำเป็นแหล่งความร้อนจึงทำให้ต้องมีการติดตั้งกระบวนการผลิตไอน้ำ ซึ่งจากเหตุผลดังกล่าวส่งผลให้มีความไม่คุ้มค่าในทางเศรษฐศาสตร์ ดังนั้นจึงนำมาสู่การออกแบบกระบวนการผลิตในรูปแบบ Two-stage ORC (3 cycles) ซึ่งเป็นกระบวนการที่มีการปรับปรุงและพัฒนาขึ้น โดยทำการปรับจำนวนวงจรจาก 4 วงจร เหลือเพียง 3 วงจร และมีการปรับเปลี่ยนชนิดของสารทำงานในบางวัฏจักรให้มีความเหมาะสมมากขึ้น รวมถึงปรับเปลี่ยนไปใช้แหล่งความร้อนจากน้ำทะเลเพียงเท่านั้น ซึ่งแผนผังการไหลของกระบวนการผลิตรูปแบบ Two-stage ORC (3 cycles) จะสามารถแสดงได้ดังรูปที่ 2.6



รูปที่ 2.6 แผนผังการไหลอย่างง่ายของกระบวนการผลิตรูปแบบ Two-stage ORC (3 cycles)

กระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้าดังแสดงในรูปที่ 2.6 ประกอบไปด้วยวัฏจักรแรงดันคินสารอินทรีย์ทั้งหมด 3 วัฏจักร โดยแบ่งออกเป็น 2 stage ซึ่งใน stage ที่ 1 จะประกอบด้วย 2 วัฏจักรที่ต่อกันแบบขนาน โดยวัฏจักรที่อยู่ด้านล่างซึ่งมีการแลกเปลี่ยนพลังงานกับธรรมชาติเหลวนั้นจะเรียกว่า Bottom stage และวัฏจักรที่อยู่ด้านบนซึ่งมีการแลกเปลี่ยนพลังงานกับสารทำงานด้วยกันนั้นจะเรียกว่า Top stage ซึ่ง stage 1 และ 2 จะถูกนำมาต่อกันในลักษณะแบบอนุกรม โดยสารทำงานภายในแต่ละวัฏจักรของกระบวนการผลิตรูปแบบ Two-stage ORC นั้นจะประกอบด้วยสารอินทรีย์ทั้งหมด โดยสามารถแสดงได้ดังตารางที่ 2.8 ดังนี้

ตารางที่ 2.8 สารทำงานที่ใช้สำหรับกระบวนการผลิตรูปแบบ Two-stage ORC (3 cycles)

Stage	Bottom	Top
1	Ethylene	Ethylene
2	Ethane	

โดยในกระบวนการนั้นจะประกอบด้วยอุปกรณ์หลัก 5 ชนิด ได้แก่ LNG-Heat exchanger, Pump, Working Fluid-Heat exchanger, Seawater-Heat exchanger และ Turbine ซึ่งหลักการทำงานของอุปกรณ์แต่ละชนิดในกระบวนการผลิตมีขั้นตอนเป็นวัฏจักรดังนี้

ส่วนของ Bottom stage 1 และ stage 2

1) ก๊าซธรรมชาติเหลวจะถูกสูบและป้อนเข้าสู่กระบวนการ จากนั้นจะถูกนำไปแลกเปลี่ยนพลังงานกับสารทำงานที่ LNG-Heat Exchanger ในวงจร Bottom stage ซึ่งสารทำงานในวัฏจักรจะทำหน้าที่ถ่ายโอนพลังงานความร้อนไปยังก๊าซธรรมชาติเหลวซึ่งทำหน้าที่เป็นแหล่งรับความร้อน (Heat sink) จากนั้นสารทำงานจะเกิดการเปลี่ยนสถานะจากก๊าซเป็นของเหลว

2) สารทำงานที่เปลี่ยนสถานะเป็นของเหลวแล้ว จะถูกส่งไปยัง Pump เพื่อเพิ่มความดัน จากนั้นจะถูกนำเข้าสู่ Working Fluid-Heat exchanger เพื่อทำการเพิ่มอุณหภูมิ และถูกส่งไปยัง Seawater-Heat exchanger เพื่อแปรสถานะของสารทำงานให้อยู่ในสถานะ Superheated Vapor

3.1) เมื่อสารทำงานถูกเพิ่มความดันและอุณหภูมิซึ่งมีสถานะเป็น Superheated Vapor แล้ว จะถูกส่งไปยังอุปกรณ์เอ็กซ์แพนเดอร์ (Expander) หรือกังหัน (Turbine) เพื่อผลิตกระแสไฟฟ้าโดยการเปลี่ยนพลังงานภายใน (Internal Energy) ของสารทำงานไปเป็นงานจากการหมุนเพลลา (Shaft Work) ซึ่งเกิดจากการขยายตัวของก๊าซ

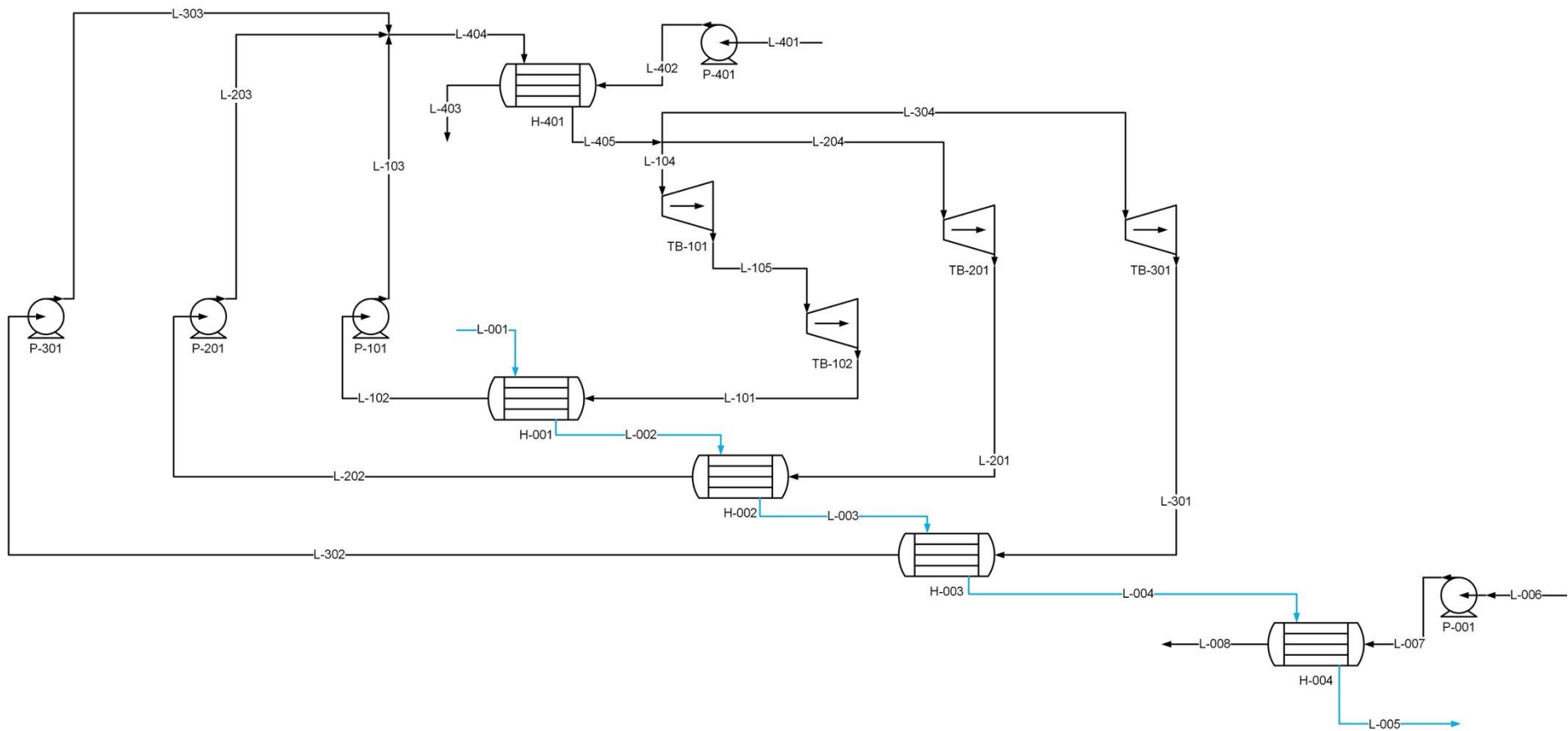
4) หลังจากทีสารทำงานเกิดการขยายตัวและมีความดันต่ำลงแล้ว จะถูกส่งไปยัง LNG-Heat exchanger เพื่อถ่ายโอนพลังงานความร้อนไปยังก๊าซธรรมชาติเหลวและเกิดการเปลี่ยนสถานะจากก๊าซเป็นของเหลวอีกครั้ง จากนั้นจะดำเนินเป็นวัฏจักรเช่นนี้ต่อไป

ส่วนของ Top stage 1

ในส่วนของ Top stage นั้นมีความแตกต่างจากส่วนของ Bottom stage 1, 2 และ Stage 3 คือสารทำงานในวัฏจักร Top stage จะถูกนำไปแลกเปลี่ยนพลังงานกับสารทำงานในวัฏจักร Bottom stage ที่ Working fluid-Heat exchanger เพื่อเปลี่ยนสถานะจากก๊าซเป็นของเหลวแทนการแลกเปลี่ยนที่ LNG-Heat exchanger ใน Bottom stage ซึ่งหลังจากนั้นจะถูกส่งไปยัง Pump เพื่อเพิ่มความดัน และถูกส่งต่อไปยัง Sea Water-Heat exchanger เพื่อเพิ่มอุณหภูมิ ก่อนถูกนำเข้าสู่เอ็กซ์แพนเดอร์ (Expander) หรือกังหัน (Turbine) เพื่อผลิตกระแสไฟฟ้าเช่นเดียวกัน

2.7.4 Three-stage Organic Rankine Cycle (ปรับเปลี่ยนรูปแบบกระบวนการ)

เนื่องจากกระบวนการผลิตกระแสไฟฟ้าในรูปแบบวัฏจักรแรงดันอินทรีย์นั้นมีความซับซ้อนในการเลือกสารทำงานและมีปริมาณอุปกรณ์ในกระบวนการค่อนข้างเยอะ ซึ่งจะส่งผลต่อการวิเคราะห์ทางเศรษฐศาสตร์ จึงได้มีการศึกษาปรับเปลี่ยนรูปแบบการผลิตเพิ่มเติมเพื่อนำมาเปรียบเทียบและเป็นทางเลือกหนึ่งในการผลิตกระแสไฟฟ้าให้มีความคุ้มค่า มีรูปแบบที่ง่ายไม่ซับซ้อน และลดจำนวนอุปกรณ์ลง โดยรูปที่ 2.7 จะแสดงรูปแบบกระบวนการผลิตกระแสไฟฟ้าแบบ Three-stage Organic Rankine Cycle ที่ปรับเปลี่ยนรูปแบบกระบวนการและถูกนำมาศึกษา



รูปที่ 2.7 แผนผังการไหลอย่างง่ายของกระบวนการผลิตรูปแบบ Three-stage ORC ที่มีการปรับเปลี่ยนรูปแบบกระบวนการ

โดยในกระบวนการนี้จะใช้สารทำงานเพียงชนิดเดียวคือ โพรเพน ใน stage ที่ 1 สารโพรเพนที่มีความดันต่ำจะถูกทำให้เป็นของเหลวโดยการรับความเย็นจากก๊าซธรรมชาติเหลวที่อุณหภูมิต่ำประมาณ -160°C เมื่อสารทำงานกลายเป็นของเหลวจะถูกส่งไปที่ปั๊มเพื่อทำการเพิ่มความดัน โดยก๊าซธรรมชาติเหลวที่ออกจากเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนใน stage ที่ 1 จะมีอุณหภูมิลดลงและถูกส่งไปที่เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนใน stage ที่ 2 เพื่อให้สารโพรเพนใน stage ที่ 2 กลายเป็นของเหลว ซึ่งสารโพรเพนใน stage ที่ 2 นี้จะมีความดันมากกว่าใน stage ที่ 1 เพื่อเพิ่มจุดเดือดของสาร ทำให้สารโพรเพนใน stage ที่ 2 สามารถเปลี่ยนสถานะเป็นของเหลวที่สภาวะสอดคล้องกับอุณหภูมิของก๊าซธรรมชาติเหลวที่เหลือ ซึ่งจะเป็นเช่นเดียวกันใน stage ที่ 3 หลังจากนั้นสารโพรเพนที่มีสถานะเป็นของเหลวจากทั้ง 3 stage จะถูกส่งเข้าไปที่ปั๊มของแต่ละ stage เพื่อเพิ่มความดันไปที่ค่าเดียวกันที่ประมาณ 10 bar หลังจากนั้นสารทำงานทั้งหมดจะถูกนำมาผสมกันและส่งเข้าเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนเพื่อรับความร้อนจากน้ำทะเลจนกลายเป็นแก๊สทั้งหมด โดยอุณหภูมิของแก๊สโพรเพนจะต้องไม่สูงกว่าน้ำทะเลเพื่อป้องกันการเกิด Temperature cross ในเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน หลังจากนั้นแก๊สจะถูกแยกอีกครั้งเพื่อเข้าเครื่องเอ็กซ์แพนเดอร์ (Expander) หรือกังหัน (Turbine) เพื่อผลิตกระแสไฟฟ้า โดยใน stage ที่ 1 เนื่องจากมีสัดส่วนของความดันมากเข้าออกจากเครื่องเอ็กซ์แพนเดอร์ นอกช่วงที่โปรแกรมสามารถคำนวณได้ จึงได้มีการต่อเครื่องเอ็กซ์แพนเดอร์แบบขนานเพื่อทำการผลิตกระแสไฟฟ้าที่มีความเป็นไปได้และใกล้สภาวะความเป็นจริงยิ่งขึ้น เมื่อสารทำงานออกจากเครื่องเอ็กซ์แพนเดอร์จะถูกส่งเข้าเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนเพื่อรับพลังงานความเย็นจากก๊าซธรรมชาติเหลวให้กลายเป็นของเหลวอีกครั้ง

3. การเลือกรูปแบบและหาสภาวะที่เหมาะสมสำหรับกระบวนการ

3.1 การเลือกรูปแบบกระบวนการที่เหมาะสม

จากการพิจารณาเลือกเทคโนโลยีการผลิตไฟฟ้าโดยใช้พลังงานความเย็นของก๊าซธรรมชาติเหลว ซึ่งได้ทำการพิจารณาเลือกกระบวนการรูปแบบวัฏจักรแรงดันอินทรีย์เนื่องจากเป็นมิตรต่อสิ่งแวดล้อม และมีประสิทธิภาพสูง หลังจากนั้นจึงได้ทำการศึกษารูปแบบกระบวนการ เพื่อศึกษาความเป็นไปได้ในทางเทคนิคของแต่ละรูปแบบกระบวนการ ซึ่งมีตัวชี้วัดในทางเทคนิค คือ ปริมาณพลังงานไฟฟ้าที่ผลิตได้จากกระบวนการ อีกทั้งยังต้องมีความเหมาะสมและสอดคล้องกับเงื่อนไขที่กำหนดในการออกแบบ โดยในตารางที่ 3.1 นั้น จะเป็นการแสดงข้อมูลทางเทคนิคของกระบวนการในแต่ละรูปแบบที่ได้ทำการ ซึ่งทั้ง 4 รูปแบบสามารถทำการ Regasification และทำให้อุณหภูมิของก๊าซธรรมชาติออกมาอยู่ในช่วงที่กำหนดได้ ($15.6^{\circ}\text{C} - 48.9^{\circ}\text{C}$)

ตารางที่ 3.1 ข้อมูลทางเทคนิคแต่ละรูปแบบกระบวนการผลิตกระแสไฟฟ้าแบบ ORC

รูปแบบกระบวนการ	Three-stage ORC	Two-stage ORC (4 cycles)	Two-stage ORC (3 cycles)	Three-stage ORC (ปรับเปลี่ยนรูปแบบ)
Power Output, (kW)	3,221	6,029	4,229	2,990
อุณหภูมิขาเข้าของ ก๊าซธรรมชาติเหลว ($^{\circ}\text{C}$)	-150	-150	-150	-150
อุณหภูมิขาออกของ ก๊าซธรรมชาติเหลว ($^{\circ}\text{C}$)	20	15.82	15.67	25
สารทำงาน	อีเทน เอทิลีน โพรเพน	อีเทน เอทิลีน โพรพิลีน บิวเทน	อีเทน เอทิลีน	โพรเพน
แหล่งความร้อน	น้ำทะเลและไอน้ำ	น้ำทะเลและไอน้ำ	น้ำทะเล	น้ำทะเล

หลังจากทำการพิจารณาความเป็นไปได้ทางเทคนิคของแต่ละรูปแบบกระบวนการแล้ว จึงได้นำกระบวนการรูปแบบต่างๆ มาทำการพิจารณาความไปได้ทางเศรษฐศาสตร์ โดยทำการคำนวณค่าตัวชี้วัดทางเศรษฐศาสตร์ ได้แก่ อัตราผลตอบแทนจากการลงทุน (IRR) และระยะเวลาคืนทุน (Payback Period) ซึ่งสามารถแสดงข้อสรุปได้ดังตารางที่ 3.2

ตารางที่ 3.2 ข้อมูลทางเศรษฐศาสตร์แต่ละรูปแบบกระบวนการผลิตกระแสไฟฟ้าแบบ ORC

รูปแบบกระบวนการ	Three-stage ORC	Two-stage ORC (4 cycles)	Two-stage ORC (3 cycles)	Three-stage ORC (ปรับเปลี่ยนรูปแบบ)
NPV (บาท)	-432,422,083	1,148,934,275	728,261,697	230,520,152
IRR	5%	5%	7%	3%
Payback Period (ปี)	-	13.56	13.25	17.69

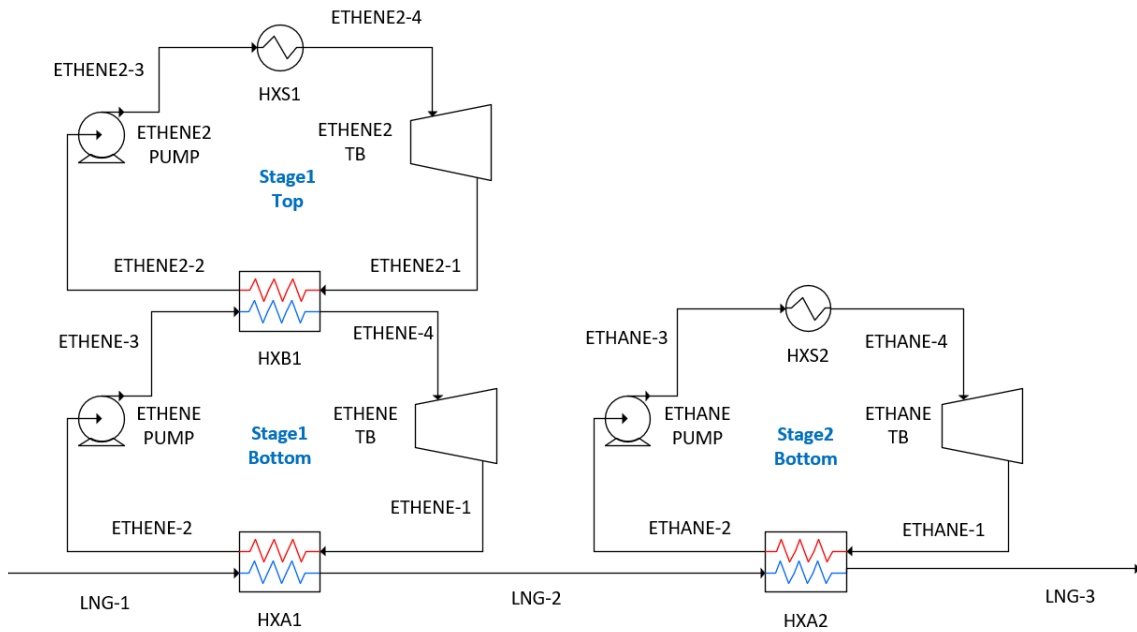
จากการพิจารณาความไปได้ทางเทคนิคและเศรษฐศาสตร์แสดงให้เห็นว่า กระบวนการผลิตไฟฟ้าแบบ Two-stage ORC (3 cycles) มีความเหมาะสมในการพิจารณาเลือกในการก่อสร้างและลงทุนมากที่สุด เนื่องจากในทางเทคนิคนี้ กระบวนการดังกล่าวสามารถผลิตพลังงานไฟฟ้าได้ค่อนข้างสูงเมื่อเทียบกับกระบวนการรูปแบบอื่นๆ และเมื่อพิจารณาในทางเศรษฐศาสตร์จะพบว่า กระบวนการดังกล่าวมีค่าอัตราผลตอบแทนจากการลงทุนสูงที่สุด และมีระยะเวลาคืนทุนที่ต่ำที่สุด

3.2 การหาสภาวะที่เหมาะสมสำหรับกระบวนการ (Optimization)

ในการหาสภาวะที่เหมาะสมสำหรับกระบวนการโดยมีตัวชี้วัด คือ ปริมาณพลังงานไฟฟ้าที่ผลิตได้จากกระบวนการ ผู้จัดทำได้ทำการดำเนินการตามขั้นตอนเป็นลำดับดังต่อไปนี้

3.2.1 การออกแบบแบบจำลองอย่างง่าย (Simplified Model)

การสร้างแบบจำลองอย่างง่ายเป็นการสร้างแบบจำลองโดยการปรับเปลี่ยนอุปกรณ์บางตัวในแบบจำลองให้มีความง่ายต่อการคำนวณและวิเคราะห์มากขึ้น โดยทำการเปลี่ยนเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนเป็นเครื่องทำความร้อน (Heater) เพื่อคำนวณหาค่า Heat Duty ก่อนการนำเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนมาใช้จริง และทำการเปลี่ยนจากการต่ออนุกรมของ Turbine หลายตัว เป็นการใช้ Turbine เพียงตัวเดียวเพื่อหาค่าความดันที่เหมาะสม นอกจากนี้แบบจำลองอย่างง่ายยังถูกนำไปใช้เป็นแบบจำลองต้นแบบในการหาค่าตัวแปรที่เหมาะสมเพื่อทำการคำนวณและวิเคราะห์อิทธิพลต่อประสิทธิภาพของกระบวนการด้วย ซึ่งแบบจำลองอย่างง่ายที่ผู้จัดทำได้ทำการออกแบบสามารถแสดงได้ดังรูปที่ 3.1



รูปที่ 3.1 แบบจำลองอย่างง่ายของกระบวนการผลิต

จากการสร้างแบบจำลองอย่างง่ายของกระบวนการผลิตจะสามารถสรุปการกำหนดสมมติฐานของแต่ละอุปกรณ์ในการสร้างแบบจำลองและผลการออกแบบของกระบวนการได้ดังตารางที่ 3.3 และ 3.4 ตามลำดับ

ตารางที่ 3.3 สมมติฐานของแต่ละอุปกรณ์ในการสร้างแบบจำลองอย่างง่าย

อุปกรณ์	สมมติฐาน
HEAT EXCHANGER (HXA1, HXA2, HXB1)	- ไม่มีความดันสูญเสียในอุปกรณ์ - Minimum Temperature Approach เท่ากับ 5 °C
PUMP (ETHENE PUMP, ETHENE2 PUMP, ETHANE PUMP)	- ค่า Adiabatic Efficiency เท่ากับ 80%
HEATER (HXS1, HXS2)	- ไม่มีความดันสูญเสียในอุปกรณ์
TURBINE (ETHENE TB, ETHENE2 TB, ETHANE TB)	- ค่า Isentropic Efficiency เท่ากับ 80%

ตารางที่ 3.4 ผลการออกแบบแบบจำลองอย่างง่ายของกระบวนการผลิต

ชื่อ Stage	ตัวแปร	ค่าที่กำหนด	หน่วย
Stage1 Bottom	อัตราการไหลเชิงมวลของสายสารทำงาน ETHENE	12.23	kg/s
	ความดันของสายสารทำงาน ETHENE-1 และ ETHENE-2	1.4	bar
	ความดันของสายสารทำงาน ETHENE-3 และ ETHENE-4	9.33	bar
	อุณหภูมิของสายสารทำงาน ETHENE-4	-53.85	°C
Stage1 Top	อัตราการไหลเชิงมวลของสายสารทำงาน ETHANE2	13.56	kg/s
	ความดันของสายสารทำงาน ETHANE2-1 และ ETHANE2-2	4.8	bar
	ความดันของสายสารทำงาน ETHANE2-3 และ ETHANE2-4	22.0	bar
	อุณหภูมิของสายสารทำงาน ETHANE2-4	23.13	°C
Stage2	อัตราการไหลเชิงมวลของสายสารทำงาน ETHANE	17.96	kg/s
	ความดันของสายสารทำงาน ETHANE-1 และ ETHANE-2	5.684	bar
	ความดันของสายสารทำงาน ETHANE-3 และ ETHANE-4	22.0	bar
	อุณหภูมิของสายสารทำงาน ETHANE-4	24.95	°C

เมื่อทำการสร้างแบบจำลองอย่างง่ายแล้วจะได้ค่าผลลัพธ์ของตัวแปรต่างๆ ในกระบวนการผลิตด้วยการคำนวณจากโปรแกรม โดยตัวแปรสำคัญที่ได้จากการสร้างแบบจำลองอย่างง่ายนั้น สามารถแสดงได้ดังตารางที่ 3.5

ตารางที่ 3.5 ผลการคำนวณของตัวแปรต่างๆ จากการสร้างแบบจำลองอย่างง่ายด้วยโปรแกรม Aspen HYSYS

ตัวแปร	ผลการคำนวณ			หน่วย
	Stage1	Stage2	Total	
พลังงานรวมที่ผลิตได้จาก Turbine (\dot{W}_T)	1,903.99	1,188.75	3092.74	kW
พลังงานรวมที่ Pump ต้องการ (\dot{W}_p)	80.16	74.48	154.64	kW
พลังงานสุทธิที่ผลิตได้ (\dot{W}_{net})	1,823.83	1,114.27	2938.1	kW

3.2.2 การศึกษาอิทธิพลของตัวแปรด้วย Case Study จากโปรแกรม Aspen HYSYS

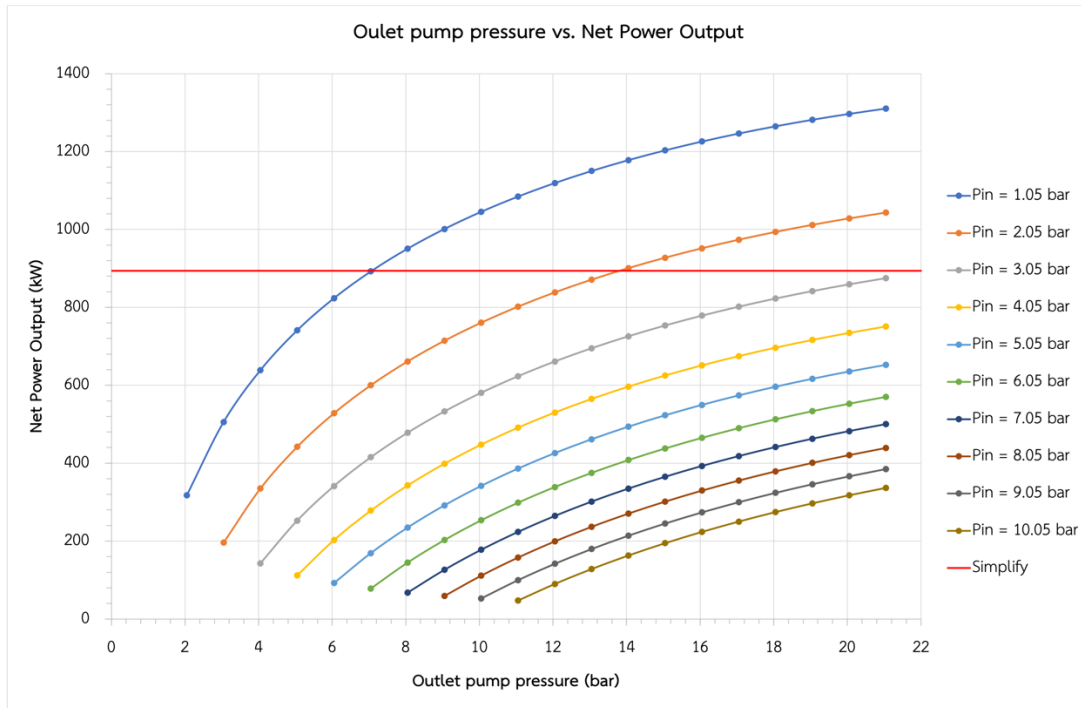
จากการศึกษาค้นคว้าข้อมูลพบว่า อุณหภูมิและความดันของสารทำงานเป็นปัจจัยที่มีความสำคัญต่อประสิทธิภาพของกระบวนการผลิต เนื่องจากตัวแปรทั้งสองมีอิทธิพลต่อคุณสมบัติของสารซึ่งมีความสัมพันธ์โดยตรงในทางเทอร์โมไดนามิกส์ของกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้า ดังนั้นตัวแปรค่าอุณหภูมิและความดันจึงถูกเลือกนำมาพิจารณาในการศึกษาอิทธิพลของตัวแปรด้วย Case Study โดยใช้โปรแกรม Aspen HYSYS ซึ่งมีแบบจำลองอย่างง่ายเป็นต้นแบบในการศึกษา โดยผลการศึกษาจะแสดงดังหัวข้อต่อไปนี้

1) ผลจากอิทธิพลของความดันต่อกระบวนการ

เนื่องจากความดันของสารทำงานเป็นตัวแปรสำคัญที่ส่งผลต่อกระบวนการเป็นอย่างมาก โดยในแบบจำลองอย่างง่ายที่มีการปรับสถานะแล้ว การศึกษาความดันสายขาเข้าและสายขาออกของปั๊มจะเป็นการศึกษาความดันสายขาเข้าและสายขาออกของเทอร์ไบน์ไปพร้อมกัน เนื่องจากสมมติฐานที่ไม่มีการสูญเสียความดันของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน โดยทางผู้จัดทำได้ทำการศึกษาความดันของสารทำงานที่อยู่ใน Bottom Stage และ Top Stage ของ Stage ที่ 1 เนื่องจากการจัดวางของรูปแบบกระบวนการ Stage ที่ 1 และ Stage ที่ 2 นั้นเหมือนกัน จึงสามารถให้พฤติกรรมที่เหมือนกัน

1.1) ผลจากอิทธิพลของความดันของสารทำงานใน Bottom Stage

ผลการศึกษาอิทธิพลของความดันใน Bottom Stage ดังแสดงในรูปที่ 3.2 ทางผู้จัดทำได้ทำการกำหนดความดันสายขาเข้าของปั๊มโดยเริ่มจาก 1.05 bar และทำการเปลี่ยนแปลงค่าความดันสายขาออกจากปั๊ม หลังจากนั้นทำซ้ำกันกับความดันสายขาเข้าที่เพิ่มขึ้นทีละ 1 bar โดยมีกราฟเส้นสีแดงที่แสดงผลจากแบบจำลองอย่างง่ายสำหรับพลังงานรวมของ Stage1 Bottom



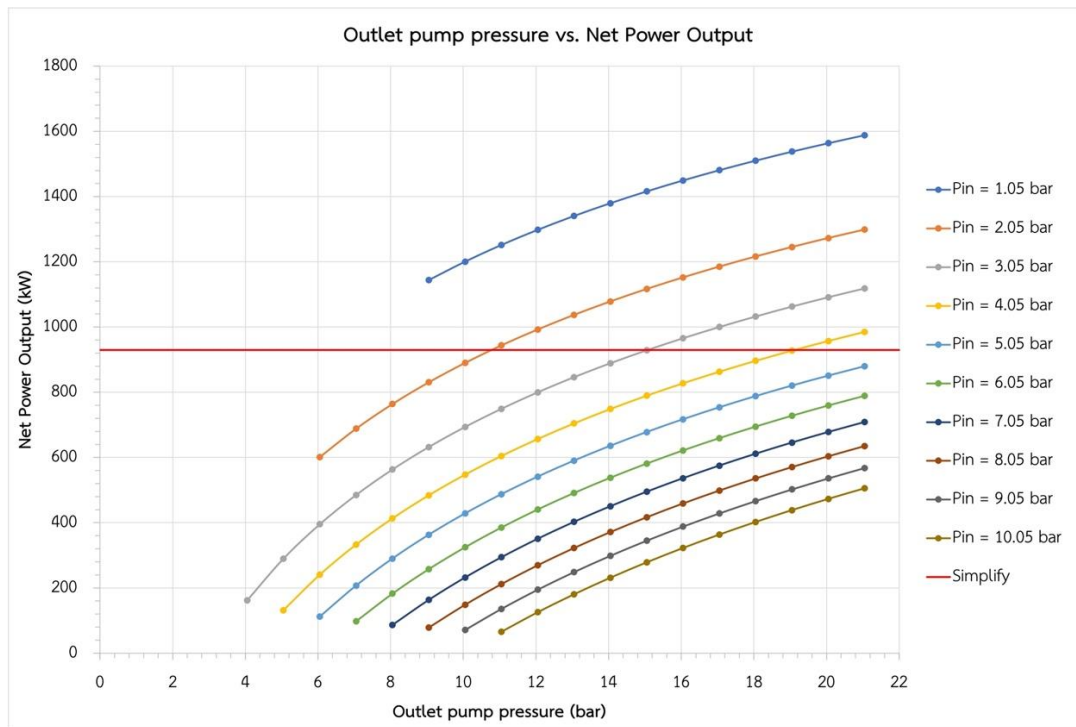
รูปที่ 3.2 กราฟแนวโน้มการเปลี่ยนแปลงของพลังงานรวมของ Stage1 Bottom ต่ออิทธิพลของความดันของสารทำงานใน Bottom Stage

สำหรับค่าความดันที่กำหนดในการศึกษาโดย Case Study นั้น สภาวะที่เหมาะสมในการทำงานจะอยู่ระหว่าง 1.05 ถึง 22.0 bar เนื่องจากความดันขาออกที่สูงมากเกินไปของสารทำงานจะมีการใช้พลังงานที่ป้อนสูงส่งผลให้ค่าพลังงานรวมที่ได้เพิ่มขึ้นจากเดิมไม่มากเมื่อเทียบกับความดันสายขาออกที่ต่ำลงมาโดยมีความดันสายขาเข้าเท่ากัน และจากการศึกษาข้อมูลงานวิจัยยังแสดงให้เห็นว่ากระบวนการส่วนใหญ่มักใช้ความดันของสารทำงานอยู่ในช่วงนี้เพื่อความคุ้มค่าในการลงทุน

ผลการศึกษาแสดงให้เห็นว่าเมื่อความดันของสายขาเข้าป้อนต่ำจะให้พลังงานที่สูงกว่าความดันของสายขาเข้าที่สูงๆ โดยจากการศึกษาพบว่าที่ความดันสายขาเข้าต่ำกว่า 3.05 bar เท่านั้น ที่มีแนวโน้มที่จะให้พลังงานรวมของ Stage1 Bottom มากกว่าผลของแบบจำลองอย่างง่าย

สำหรับผลของความดันสายขาออกที่เหมาะสมนั้นจากรูปที่ 3.2 แสดงให้เห็นว่าเมื่อความดันสายขาออกสูงขึ้น จะส่งผลให้พลังงานรวมสูงขึ้นตามไปด้วย แต่ทั้งนี้ยังมีข้อจำกัดสำหรับการเลือกความดันของสายขาออก เช่น แหล่งความร้อนที่นำมาใช้ และอุณหภูมิที่ใช้ทำให้สารกลายเป็นก๊าซเพื่อเข้าเทอร์ไบน์

1.2) ผลจากอิทธิพลของความดันของสารทำงานใน Top Stage



รูปที่ 3.3 กราฟแนวโน้มการเปลี่ยนแปลงของพลังงานรวมของ Stage1 Top ต่ออิทธิพลของความดันของสารทำงานใน Top Stage

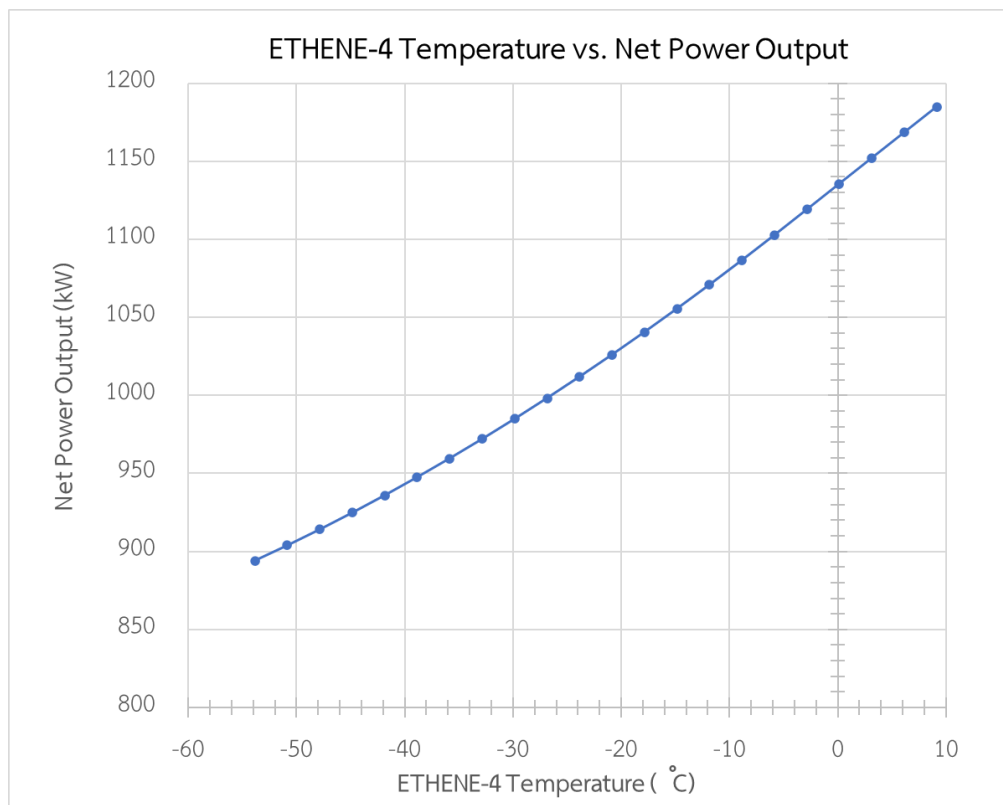
สำหรับการพิจารณาอิทธิพลของความดันของสารทำงานใน Top Stage ดังแสดงในรูปที่ 3.3 ให้ผลใกล้เคียงกับอิทธิพลของความดันของสารทำงานใน Bottom Stage โดยผลการศึกษาดังกล่าวแสดงให้เห็นว่าเมื่อความดันของสายขาเข้าป้อนต่ำจะให้พลังงานที่สูงกว่าความดันของสายขาเข้าที่สูงๆ โดยจากการศึกษาพบว่าที่ความดันสายขาเข้าต่ำกว่า 5.05 bar เท่านั้น ที่มีแนวโน้มที่จะให้พลังงานรวมของ Stage1 Top มากกว่าผลของแบบจำลองอย่างง่าย สำหรับผลของความดันสายขาออกที่เหมาะสมนั้นจากรูปที่ 3.3 แสดงให้เห็นว่าเมื่อความดันสายขาออกสูงขึ้น จะส่งผลให้พลังงานรวมสูงขึ้นตามไปด้วยเช่นเดียวกับ Case Study ของ Bottom Stage ทั้งนี้สำหรับค่าความดันสายขาเข้าและสายขาออกที่เหมาะสมยังมีข้อจำกัดจากสถานะของ Bottom Stage ที่ใช้ และแหล่งความร้อนที่นำมาใช้เพื่อทำให้สารกลายเป็นก๊าซเพื่อเข้าเทอร์ไบน์ ซึ่งจะถูกศึกษาในหัวข้อต่อไป

2) ผลจากอิทธิพลของอุณหภูมิต่อกระบวนการ

จากข้อมูลทางทฤษฎีพบว่า เมื่อสายสารขาเข้าอุปกรณ์ Turbine มีอุณหภูมิสูงหรือมีสถานะเป็น Superheated Vapor จะส่งผลให้สารที่สถานะดังกล่าวมีพลังงานสูงขึ้น ซึ่งเมื่อถูกส่งเข้าไปยังอุปกรณ์ Turbine จะส่งผลให้พลังงานเหล่านั้นมีการแปรรูปไปเป็นพลังงานในการผลิตไฟฟ้าได้มากขึ้น ดังนั้นในการศึกษาผลจากอิทธิพลของอุณหภูมิที่มีต่อกระบวนการ ผู้จัดทำจึงได้สังเกตเห็นว่าอุณหภูมิของสายสารขาเข้าอุปกรณ์ Turbine เป็นหนึ่งในตัวแปรสำคัญในการเลือกพิจารณาเพื่อศึกษาอิทธิพลของตัวแปรดังกล่าว

จากการศึกษาด้วย Case Study ทางผู้จัดทำได้ทำการเลือกพิจารณาสายสาร ETHENE-4 จากแบบจำลองอย่างง่ายซึ่งเป็นแบบจำลองต้นแบบ และทำการศึกษาแนวโน้มของพลังงานสุทธิที่ผลิตได้จากวงจรของสารทำงานนั้นๆ ในกระบวนการ ที่มีผลจากการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิของแต่สายสารดังกล่าว โดยจะสามารถแสดงผลการศึกษาในรูปแบบของกราฟได้ดังรูปที่ 3.4

รูปที่ 3.4 แสดงให้เห็นว่าเมื่ออุณหภูมิของสายสาร ETHENE-4 สูงขึ้น จะส่งผลให้พลังงานสุทธิที่ผลิตได้จากกระบวนการมีแนวโน้มสูงขึ้นเป็นลักษณะกราฟเส้นตรง ซึ่งจากการคำนวณเปรียบเทียบอัตราการเพิ่มขึ้นของอุณหภูมิต่อการเพิ่มขึ้นของปริมาณพลังงานสุทธิที่ผลิตได้ จะพบว่าเมื่ออุณหภูมิของสายสาร ETHENE-4 สูงขึ้น 50.14% จะส่งผลให้ปริมาณพลังงานไฟฟ้าสุทธิที่ผลิตได้จาก Stage1 Bottom มีค่าสูงขึ้น 11.65% เมื่อเทียบกับแบบจำลองต้นแบบ



รูปที่ 3.4 กราฟแนวโน้มของพลังงานสุทธิที่ผลิตได้ต่อการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิสายสาร ETHENE-4

จากการศึกษาแนวโน้มของพลังงานสุทธิที่ผลิตได้ต่อการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิของทั้งสายสาร ETHENE-4 และ ETHANE1-4 สามารถสรุปได้ว่าเมื่ออุณหภูมิของสายสารเข้าของอุปกรณ์ Turbine มีค่าสูงขึ้นจะส่งผลให้พลังงานไฟฟ้าสุทธิที่ผลิตได้จากกระบวนการมีแนวโน้มสูงขึ้นด้วย โดยเมื่ออุณหภูมิมีค่าสูงขึ้นโดยประมาณ 50% จะส่งผลให้พลังงานที่ผลิตได้มีค่าสูงขึ้นประมาณ 12% เทียบกับแบบจำลองต้นแบบ

จากการศึกษา Case Study ของตัวแปรความดันและอุณหภูมิแสดงให้เห็นว่ามีอิทธิพลต่อกระบวนการค่อนข้างมาก ทางผู้จัดทำจึงได้ทำการเลือกตัวแปรทั้งสองนี้มาเป็นตัวแปรหลักในการหาค่าที่เหมาะสมกับกระบวนการในลำดับต่อไป

3.2.3 การหาค่าที่เหมาะสมกับกระบวนการด้วยโปรแกรม Aspen HYSYS

จากผลการศึกษาอิทธิพลของตัวแปรด้วย Case Study พบว่าตัวแปรที่มีความสำคัญในการส่งผลต่อปริมาณพลังงานไฟฟ้าที่ผลิตได้จากกระบวนการหรือประสิทธิภาพของกระบวนการผลิต ได้แก่

1. ความดันของสารทำงานขาเข้าสู่ Pump ซึ่งมีค่าเท่ากับความดันขาออกจาก Turbine
2. ความดันของสารทำงานขาออกจาก Pump ซึ่งมีค่าเท่ากับความดันขาเข้าสู่ Turbine
3. อุณหภูมิของสารทำงานขาเข้าสู่ Turbine

ดังนั้นจากผลการศึกษาดังกล่าว ผู้จัดทำจึงทำการกำหนดตัวแปรทั้ง 3 ตัว ให้เป็นตัวแปรตัดสินใจและวิเคราะห์หาค่าของตัวแปรเหล่านั้นให้มีความเหมาะสมกับกระบวนการด้วยฟังก์ชัน Optimizer เพื่อพัฒนาประสิทธิภาพของกระบวนการให้ดียิ่งขึ้น โดยในการวิเคราะห์จะใช้แบบจำลองอย่างง่ายเป็นต้นแบบของแบบจำลอง ซึ่งผลการหาค่าของตัวแปรจากการวิเคราะห์ จะสามารถแสดงได้ดังตารางที่ 3.6

ตารางที่ 3.6 ผลการวิเคราะห์หาค่าตัวแปรตัดสินใจที่เหมาะสมด้วยฟังก์ชัน Optimizer

ความดันขาเข้าสู่ Pump หรือความดันขาออกจาก Turbine	ความดันที่สายสาร ETHENE-1 และ ETHENE-2	2.1	bar
	ความดันที่สายสาร ETHENE2-1 และ ETHENE2-2	6.0	bar
	ความดันที่สายสาร ETHANE-1 และ ETHANE-2	18.0	bar
ความดันขาออกจาก Pump หรือความดันขาเข้าสู่ Turbine	ความดันที่สายสาร ETHENE-3 และ ETHENE-4	9.33	bar
	ความดันที่สายสาร ETHENE2-3 และ ETHENE2-4	22.0	bar
	ความดันที่สายสาร ETHANE-3 และ ETHANE-4	20.0	bar

ตารางที่ 3.6 ผลการวิเคราะห์หาค่าตัวแปรตัดสินใจที่เหมาะสมด้วยฟังก์ชัน Optimizer (ต่อ)

ตัวแปรตัดสินใจ	ตัวแปรในแบบจำลอง	ค่าที่เหมาะสม	หน่วย
อุณหภูมิของสายสารขาเข้าสู่ Turbine	อุณหภูมิของสายสาร ETHENE-4	17.00	°C
	อุณหภูมิของสายสาร ETHENE2-4	17.00	°C
	อุณหภูมิของสายสาร ETHANE-4	22.50	°C

เมื่อทำการวิเคราะห์หาค่าที่เหมาะสมของตัวแปรที่เป็นปัจจัยสำคัญต่อประสิทธิภาพหรือปริมาณการผลิตไฟฟ้าจากระบวนการผลิตแล้ว จะสามารถคำนวณตัวแปรตามอื่นๆ ได้ซึ่งแสดงผลดังตารางที่ 3.7

ตารางที่ 3.7 ผลการคำนวณของตัวแปรต่างๆ จากแบบจำลองสถานะที่เหมาะสมด้วยโปรแกรม Aspen HYSYS

ตัวแปร	ผลการคำนวณ			หน่วย
	Stage1	Stage2	Total	
พลังงานรวมที่ผลิตได้จาก Turbine (\dot{W}_T)	4128.70	99.98	4228.68	kW
พลังงานรวมที่ Pump ต้องการ (\dot{W}_P)	429.89	10.54	440.43	kW
พลังงานสุทธิที่ผลิตได้ (\dot{W}_{net})	3698.81	89.44	3788.25	kW

ในการออกแบบกระบวนการผลิตสำหรับโครงการวิจัยฉบับนี้ มีวัตถุประสงค์เพื่อออกแบบกระบวนการผลิตกระแสไฟฟ้าโดยใช้พลังงานความเย็นจากก๊าซธรรมชาติเหลวให้มีประสิทธิภาพของกระบวนการสูงสุด โดยมีตัวชี้วัด คือ พลังงานไฟฟ้าสุทธิที่สามารถผลิตได้จากกระบวนการ ดังนั้นตัวแปรดังกล่าวจึงเป็นวัตถุประสงค์หลักที่คำนึงถึงในการออกแบบ

เมื่อทำการเปรียบเทียบปริมาณพลังงานไฟฟ้าที่ผลิตได้จากแบบจำลองอย่างง่ายและแบบจำลองสถานะที่เหมาะสม แสดงให้เห็นว่าเมื่อแบบจำลองถูกพัฒนาและปรับค่าให้มีความเหมาะสมต่อกระบวนการมากขึ้นนั้น จะส่งผลให้พลังงานไฟฟ้าที่ผลิตได้มีค่าสูงขึ้นซึ่งอัตราการเพิ่มขึ้นของพลังงานที่ผลิตได้เมื่อเทียบกับแบบจำลองอย่างง่ายมีค่าเท่ากับ 36.73% ดังนั้นแบบจำลองสถานะที่เหมาะสมนี้จึงถูกนำไปใช้ในการออกแบบกระบวนการอย่างละเอียดในขั้นตอนถัดไป

4. รายละเอียดของกระบวนการผลิตในเชิงเทคนิค

4.1 ผลสรุปการออกแบบกระบวนการผลิต

หลังจากทำการออกแบบกระบวนการผลิตในรูปแบบต่างๆ และพิจารณาเลือกรูปแบบที่มีความเหมาะสมทั้งในด้านเทคนิคและเศรษฐศาสตร์แล้ว ซึ่งคือ รูปแบบกระบวนการผลิต Two-stage ORC (3 cycles) จะสามารถแสดงผลการออกแบบของกระบวนการจากการสร้างแบบจำลองด้วยโปรแกรม Aspen HYSYS V12 ได้ดังตารางที่ 4.1

ตารางที่ 4.1 ผลการออกแบบกระบวนการผลิตจากการสร้างแบบจำลองด้วยโปรแกรม Aspen HYSYS V12

ชื่อ Stage	ตัวแปร	สาย	ค่าของตัวแปร
Stage1 Bottom	อัตราการไหลเชิงมวล (kg/s)	L-101 ถึง L-106	25.00
		L-112 ถึง L-114	196.94
	อุณหภูมิ (°C)	L-101	-48.87
		L-102	-90.47
		L-103	-90.01
		L-104	-53.88
		L-105	17.00
		L-106	-9.52
		L-112	30.00
		L-113	30.00
		L-114	27.00
		ความดัน (bar)	L-101
	L-102		2.1
	L-103		9.33
	L-104		9.33
	L-105		9.33
	L-106		5.33
	L-112		1.0
L-113	3.0		
L-114	3.0		

ตารางที่ 4.1 ผลการออกแบบกระบวนการผลิตจากการสร้างแบบจำลองด้วยโปรแกรม Aspen HYSYS V12
(ต่อ)

ชื่อ Stage	ตัวแปร	สาย	ค่าของตัวแปร
Stage1 Top	อัตราการไหลเชิงมวล (kg/s)	L-107 ถึง L-111	27.50
		L-115 ถึง L-117	974.12
	อุณหภูมิ (°C)	L-107	-51.22
		L-108	-66.19
		L-109	-64.86
		L-110	17.00
		L-111	-15.44
		L-115	30.00
		L-116	30.00
		L-117	27.00
	ความดัน (bar)	L-107	6.0
		L-108	6.0
		L-109	22.0
		L-110	22.0
		L-111	12.0
		L-115	1.0
		L-116	3.0
	L-117	3.0	
Stage2 Bottom	อัตราการไหลเชิงมวล (kg/s)	L-201 ถึง L-204	18.00
		L-205 ถึง L-207	504.60
	อุณหภูมิ (°C)	L-201	17.15
		L-202	-11.42
		L-203	-11.13
		L-204	22.5
		L-205	30.00
		L-206	30.00
L-207	27.00		

ตารางที่ 4.1 ผลการออกแบบกระบวนการผลิตจากการสร้างแบบจำลองด้วยโปรแกรม Aspen HYSYS V12 (ต่อ)

ชื่อ Stage	ตัวแปร	สาย	ค่าของตัวแปร
Stage2 Bottom	ความดัน (bar)	L-201	18.0
		L-202	18.0
		L-203	20.0
		L-204	20.0
		L-205	1.0
		L-206	3.0
		L-207	3.0

เมื่อทำการสร้างแบบจำลองของกระบวนการแล้วจะได้ค่าผลลัพธ์ของตัวแปรต่างๆ ในกระบวนการผลิตด้วยการคำนวณจากโปรแกรม โดยตัวแปรสำคัญที่ได้จากการสร้างแบบจำลองซึ่งจะถูกนำไปใช้ในการวิเคราะห์ต่อไปนั้น จะแสดงได้ดังตารางที่ 4.2

ตารางที่ 4.2 ผลการคำนวณของตัวแปรต่างๆ จากการสร้างแบบจำลองกระบวนการด้วยโปรแกรม Aspen HYSYS

ตัวแปร	ผลการคำนวณ	หน่วย
พลังงานรวมที่ผลิตได้จาก Turbine (\dot{W}_T)	4,229	kW
พลังงานรวมที่ Pump ต้องการ (\dot{W}_P)	555	kW
พลังงานสุทธิที่ผลิตได้ (\dot{W}_{net})	3,674	kW
พลังงานความเย็นจากก๊าซธรรมชาติเหลวที่ถูกดึงมาใช้ (\dot{Q}_C)	20,075	kW
พลังงานความร้อนที่ให้กระบวนการ (\dot{Q}_H)	24,144	kW
Specific Exergy ของก๊าซธรรมชาติเหลวขาเข้า LNG Exchanger ($ex_{LNG\ in, LNG\ HX}$)	1,774	kJ/kg
Specific Exergy ของก๊าซธรรมชาติเหลวขาออกจาก LNG Exchanger ($ex_{LNG\ out, LNG\ HX}$)	1,397	kJ/kg

จากผลการคำนวณของตัวแปรต่างๆ จากการสร้างแบบจำลองกระบวนการด้วยโปรแกรม Aspen HYSYS ในตารางที่ 4.2 จะสามารถแสดงค่าพลังงานทั้งหมดที่ผลิตได้จากกระบวนการ ซึ่งเป็นตัวชี้วัดด้าน

เทคนิคในการออกแบบกระบวนการ และสามารถทำการคำนวณประสิทธิภาพของกระบวนการได้ ซึ่งจะแสดงผลการคำนวณของตัวแปรดังกล่าว ดังตารางที่ 4.3

ตารางที่ 4.3 สรุปผลลัพธ์จากการคำนวณที่ได้จากการออกแบบแบบจำลองของกระบวนการผลิต

ตัวแปร	ผลการคำนวณ
พลังงานที่ผลิตได้จากกระบวนการทั้งหมด (W)	4,229 kW
Thermal Efficiency (η)	15.22%
Exergy Efficiency (ϵ)	35.07%

4.2 สมดุลมวลสาร (Material Balance)

หลังจากการเลือกกระบวนการที่เหมาะสมและทำการสร้างแบบจำลองของกระบวนการด้วยโปรแกรม Aspen HYSYS แล้ว ผู้จัดทำจึงได้ทำการคำนวณสมดุลมวลสารของกระบวนการด้วยโปรแกรม ซึ่งสามารถแสดงได้ดังตารางที่ 4.4 โดยมีการเรียงชื่อของสายสารตามแผนผังการไหลของกระบวนการดังรูปที่ 2.6

ตารางที่ 4.4 สมดุลมวลสารในกระบวนการ

Parameter	L-001	L-002	L-003	L-101	L-102	L-103	L-104	L-105	L-106
Mass Flow (kg/s)	27.78	27.78	27.78	25.00	25.00	25.00	25.00	25.00	25.00
Molar Flow (kgmol/h)	6226	6226	6226	3208	3208	3208	3208	3208	3208
T (°C)	-150.0	-49.86	15.67	-48.87	-90.47	-90.01	-53.88	17.00	-9.52
P (bar)	96.51	96.51	96.51	2.10	2.10	9.33	9.33	9.33	5.33
Density (kg/m ³)	416.67	165.92	79.41	3.26	547.62	547.8	17.03	11.63	7.181
Viscosity (cP)	9.09x10 ⁻²	1.71x10 ⁻²	1.39x10 ⁻²	7.73x10 ⁻³	0.1382	0.1374	7.87x10 ⁻³	1.02x10 ⁻²	9.15x10 ⁻²
Cp/Cv	1.652	3.373	1.725	1.301	1.924	1.915	1.473	1.294	1.299
Z factor	0.3634	0.5033	0.8129	0.9698	-	3.138x10 ⁻²	-	0.9329	0.9500
Molecular weight (kg/kmol)	16.06	16.06	16.06	28.05	28.05	28.05	28.05	28.05	28.05
Mole Fraction									
CH ₄	0.9984	0.9984	0.9984	0	0	0	0	0	0
C ₂ H ₄	0	0	0	1	1	1	1	1	1
C ₂ H ₆	0.0001	0.0001	0.0001	0	0	0	0	0	0
C ₃ H ₈	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C ₄ H ₁₀	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C ₅ H ₁₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0
N ₂	0.0015	0.0015	0.0015	0	0	0	0	0	0
H ₂ O	0	0	0	0	0	0	0	0	0
NaCl	0	0	0	0	0	0	0	0	0
O ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0

ตารางที่ 4.4 สมดุลมวลสารในกระบวนการ (ต่อ)

Parameter	L-107	L-108	L-109	L-110	L-111	L-112	L-113	L-114	L-115
Mass Flow (kg/s)	27.50	27.50	27.50	27.50	27.50	196.94	196.94	196.94	974.12
Molar Flow (kgmol/h)	3529	3529	3529	3529	3529	29826	29826	29826	147531
T (°C)	-51.22	-66.19	-64.86	17.00	-15.44	30.00	30.00	27.00	30.00
P (bar)	6.00	6.00	22.00	22.00	12.00	1.00	3.00	3.00	1.00
Density (kg/m ³)	10.06	509.67	510.31	30.69	17.97	1100.62	1100.62	1102.82	1100.62
Viscosity (cP)	7.80×10 ⁻³	0.1012	9.97×10 ⁻²	1.07×10 ⁻²	9.22×10 ⁻³	1.901	1.901	2.029	1.901
Cp/Cv	1.373	1.128	1.941	1.449	1.399	1.073	1.073	1.071	1.073
Z factor	0.9072	-	6.984×10 ⁻²	0.8335	0.8741	8.569×10 ⁻⁴	2.570×10 ⁻³	2.591×10 ⁻³	8.569×10 ⁻⁴
Molecular weight (kg/kmol)	28.05	28.05	28.05	28.05	28.05	23.77	23.77	23.77	23.77
Mole Fraction									
CH ₄	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C ₂ H ₄	1	1	1	1	1	0	0	0	0
C ₂ H ₆	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C ₃ H ₈	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C ₄ H ₁₀	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C ₅ H ₁₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0
N ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0
H ₂ O	0	0	0	0	0	0.8576	0.8576	0.8576	0.8576
NaCl	0	0	0	0	0	0.1424	0.1424	0.1424	0.1424
O ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0

ตารางที่ 4.4 สมดุลมวลสารในกระบวนการ (ต่อ)

Parameter	L-116	L-117	L-201	L-202	L-203	L-204	L-205	L-206	L-207
Mass Flow (kg/s)	974.12	974.12	18.00	18.00	18.00	18.00	504.60	504.60	504.60
Molar Flow (kgmol/h)	147531	147531	2154.98	2154.98	2154.98	2154.98	76423	76423	76423
T (°C)	30.00	27.00	17.15	-11.42	-11.13	22.50	30.00	30.00	27.00
P (bar)	3.00	3.00	18.00	18.00	20.00	20.00	1.00	3.00	3.00
Density (kg/m ³)	1100.62	1102.82	27.33	426.91	427.15	30.21	1100.62	1100.62	1102.82
Viscosity (cP)	1.901	2.029	9.866x10 ⁻³	7.115x10 ⁻²	7.102x10 ⁻²	1.013x10 ⁻²	1.901	1.901	2.029
Cp/Cv	1.073	1.071	1.376	1.860	1.850	1.390	1.073	1.073	1.071
Z factor	2.570x10 ⁻³	2.591x10 ⁻³	0.8205	-	6.463x10 ⁻²	0.8099	8.569x10 ⁻⁴	2.570x10 ⁻³	2.591x10 ⁻³
Molecular weight (kg/kmol)	23.77	23.77	30.07	30.07	30.07	30.07	23.77	23.77	23.77
Mole Fraction									
CH ₄	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C ₂ H ₄	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C ₂ H ₆	0	0	1	1	1	1	0	0	0
C ₃ H ₈	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C ₄ H ₁₀	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C ₅ H ₁₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0
N ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0
H ₂ O	0.8576	0.8576	0	0	0	0	0.8576	0.8576	0.8576
NaCl	0.1424	0.1424	0	0	0	0	0.1424	0.1424	0.1424
O ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0

4.3 สมดุลพลังงาน (Energy Balance)

ตารางที่ 4.5 เป็นการแสดงผลการคำนวณสมดุลพลังงานด้วยโปรแกรม Aspen HYSYS ของแต่ละอุปกรณ์ในกระบวนการ รวมถึงแสดงชนิดของสาร อุณหภูมิ และความดันของสายสารขาเข้าและออกของอุปกรณ์นั้นๆ โดยมีการแสดงผลเรียงตามลำดับของ Stage และชื่อของอุปกรณ์ในแผนผังการไหลของกระบวนการดังรูปที่ 2.6

ตารางที่ 4.5 สมดุลพลังงานในกระบวนการ

Unit name	Unit code	Inlet Stream				Outlet Stream				Heat Flow (kW)
		Code	Component	Temperature (°C)	Pressure (bar)	Code	Component	Temperature (°C)	Pressure (bar)	
Stage 1										
Heat Exchanger	H-101	L-001	CH ₄ (l) C ₂ H ₆ (l) N ₂ (l)	-150	96.51	L-002	CH ₄ (l) C ₂ H ₆ (l) N ₂ (l)	-49.86	96.51	12,898.35
		L-101	C ₂ H ₄ (g)	-48.87	2.10	L-102	C ₂ H ₄ (l)	-90.47	2.10	
Pump	P-102	L-102	C ₂ H ₄ (l)	-90.47	2.10	L-103	C ₂ H ₄ (l)	-90.01	9.33	41.26
Heat Exchanger	H-103	L-103	C ₂ H ₄ (l)	-90.01	9.33	L-104	C ₂ H ₄ (g)	-53.88	9.33	12,139.65
		L-107	C ₂ H ₄ (g)	-51.22	6.00	L-108	C ₂ H ₄ (g)	-66.19	6.00	
Heat Exchanger	H-104	L-104	C ₂ H ₄ (g)	-53.88	9.33	L-105	C ₂ H ₄ (g)	17.00	9.33	2,835.85
		L-113	H ₂ O (aq) NaCl (aq)	30.00	3.00	L-114	H ₂ O (aq) NaCl (aq)	27.00	3.00	
Turbine	TB-105	L-105	C ₂ H ₄ (g)	17.00	9.33	L-106	C ₂ H ₄ (g)	-9.52	5.33	-854.37
Turbine	TB-106	L-106	C ₂ H ₄ (g)	-9.52	5.33	L-107	C ₂ H ₄ (g)	-48.87	2.10	-1,264.03

ตารางที่ 4.5 สมดุลพลังงานในกระบวนการ

Unit name	Unit code	Inlet Stream				Outlet Stream				Heat Flow (kW)
		Code	Component	Temperature (°C)	Pressure (bar)	Code	Component	Temperature (°C)	Pressure (bar)	
Pump	P-107	L-108	C ₂ H ₄ (l)	-66.19	6.00	L-109	C ₂ H ₄ (l)	-64.86	22.00	107.91
Heat Exchanger	H-108	L-109	C ₂ H ₄ (l)	-64.86	22.00	L-110	C ₂ H ₄ (g)	17.00	22.00	14,041.95
		L-116	H ₂ O (aq) NaCl (aq)	30.00	3.00	L-117	H ₂ O (aq) NaCl (aq)	27.00	3.00	
Turbine	TB-109	L-110	C ₂ H ₄ (g)	17.00	22.00	L-111	C ₂ H ₄ (g)	-15.44	12.00	-910.29
Turbine	TB-110	L-111	C ₂ H ₄ (g)	-15.44	12.00	L-107	C ₂ H ₄ (g)	-48.87	2.10	-1,099.93
Pump	P-111	L-112	H ₂ O (aq) NaCl (aq)	30.00	1.00	L-113	H ₂ O (aq) NaCl (aq)	30.00	3.00	44.73
Pump	P-112	L-115	H ₂ O (aq) NaCl (aq)	30.00	1.00	L-116	H ₂ O (aq) NaCl (aq)	30.00	3.00	236.02
Stage 2										
Heat Exchanger	H-201	L-002	CH ₄ (l) C ₂ H ₆ (l) N ₂ (l)	-49.86	96.51	L-003	CH ₄ (g) C ₂ H ₆ (g) N ₂ (g)	-15.67	96.51	7,176.82
		L-201	C ₂ H ₆ (g)	-17.15	18.00	L-202	C ₂ H ₆ (l)	-11.42	18.00	
Pump	P-202	L-202	C ₂ H ₆ (l)	-11.42	18.00	L-203	C ₂ H ₆ (l)	-11.13	20.00	10.54

ตารางที่ 4.5 สมดุลพลังงานในกระบวนการ

Unit name	Unit code	Inlet Stream				Outlet Stream				Heat Flow (kW)
		Code	Component	Temperature (°C)	Pressure (bar)	Code	Component	Temperature (°C)	Pressure (bar)	
Heat Exchanger	H-203	L-203	C ₂ H ₆ (l)	-11.13	20.00	L-204	C ₂ H ₆ (g)	22.50	20.00	7,266.26
		L-206	H ₂ O (aq) NaCl (aq)	30.00	3.00	L-207	H ₂ O (aq) NaCl (aq)	27.00	3.00	
Turbine	TB-204	L-204	C ₂ H ₆ (g)	22.50	20.00	L-201	C ₂ H ₆ (g)	17.15	18.00	-99.98
Pump	P-205	L-205	H ₂ O (aq) NaCl (aq)	30.00	1.00	L-206	H ₂ O (aq) NaCl (aq)	30.00	3.00	114.62

4.4 รายการอุปกรณ์ที่ใช้ในกระบวนการ (Equipment List)

จากการออกแบบกระบวนการผลิตจะสามารถระบุข้อมูลและรายละเอียดเบื้องต้นของอุปกรณ์ทั้งหมดที่ใช้ภายในกระบวนการได้ดังตารางที่ 4.6 โดยมีการแสดงผลเรียงตามลำดับของ Stage และชื่อของอุปกรณ์ในแผนผังการไหลของกระบวนการดังรูปที่ 2.6

ตารางที่ 4.6 ข้อมูลและรายละเอียดเบื้องต้นของอุปกรณ์ที่ใช้ภายในกระบวนการ

No.	Item No.	Name	Type	Unit Capacity	Pressure (barg)		Temperature (°C)	
					Operating	Design	Operating	Design
Stage 1								
1	H-101	LNG HEAT EXCHANGER 1	Shell and Tube Heat Exchanger	1,587.88 m ²	95.50 (Shell) 1.09 (Tube)	100.33 (Shell) 66.55 (Tube)	-49.86 (Shell) -48.87 (Tube)	-77.64 (Shell) -48.67 (Tube)
2	P-102	ETHENE PUMP 1	Centrifugal Pump	180.65 m ³ /h	8.32	10.04	-90.01	0
3	H-103	ETHENE HEAT EXCHANGER	Shell and Tube Heat Exchanger	2,528.11 m ²	8.32 (Shell) 4.99 (Tube)	10.04 (Shell) 6.71 (Tube)	-53.88 (Shell) -51.22 (Tube)	-81.65 (Shell) -80.00 (Tube)
4	H-104	SEAWATER HEAT EXCHANGER 1-1	Shell and Tube Heat Exchanger	149.59 m ²	8.32 (Shell) 1.99 (Tube)	10.04 (Shell) 6.36 (Tube)	17.00 (Shell) 30.00 (Tube)	21.11 (Shell) 121.11 (Tube)

ตารางที่ 4.6 ข้อมูลและรายละเอียดเบื้องต้นของอุปกรณ์ที่ใช้ภายในกระบวนการ (ต่อ)

No.	Item No.	Name	Type	Unit Capacity	Pressure (barg)		Temperature (°C)	
					Operating	Design	Operating	Design
5	TB-105	ETHENE TURBINE 1	Expander	8,505.50 m ³ /h	8.32 (Inlet) 4.32 (Outlet)	8.32 (Inlet) 4.32 (Outlet)	17.00	17.00
6	TB-106	ETHENE TURBINE 2	Expander	13,776.48 m ³ /h	4.32 (Inlet) 1.09 (Outlet)	4.32 (Inlet) 1.09 (Outlet)	-9.52	-9.12
7	P-107	ETHENE PUMP 2	Centrifugal Pump	213.51 m ³ /h	20.99	24.43	-64.86	0
8	H-108	SEAWATER HEAT EXCHANGER 1-2	Shell and Tube Heat Exchanger	499.25 m ²	20.99 (Shell) 1.99 (Tube)	24.43 (Shell) 15.95 (Tube)	17.00 (Shell) 30.00 (Tube)	21.11 (Shell) 121.11 (Tube)
9	TB-109	ETHENE TURBINE 3	Expander	3,545.32 m ³ /h	20.99 (Inlet) 10.99 (Outlet)	20.99 (Inlet) 10.99 (Outlet)	17.00	17.00
10	TB-110	ETHENE TURBINE 4	Expander	6,054.38 m ³ /h	10.99 (Inlet) 4.99 (Outlet)	10.99 (Inlet) 4.99 (Outlet)	-15.44	-15.44
11	P-111	SEAWATER PUMP 1-1	Centrifugal Pump	708.04 m ³ /h	1.99	2.43	30.00	121.11
12	P-112	SEAWATER PUMP 1-2	Centrifugal Pump	3,502.21 m ³ /h	1.99	2.43	30.00	121.11

ตารางที่ 4.6 ข้อมูลและรายละเอียดเบื้องต้นของอุปกรณ์ที่ใช้ภายในกระบวนการ (ต่อ)

No.	Item No.	Name	Type	Unit Capacity	Pressure (barg)		Temperature (°C)	
					Operating	Design	Operating	Design
Stage 2								
13	H-201	LNG HEAT EXCHANGER 2	Shell and Tube Heat Exchanger	1,589.70 m ²	95.5 (Shell) 16.99 (Tube)	100.33 (Shell) 66.55 (Tube)	15.67 (Shell) 17.15 (Tube)	21.11 (Shell) 21.11 (Tube)
14	P-202	ETHANE PUMP 1	Centrifugal Pump	166.84 m ³ /h	18.99	22.43	-11.13	0
15	H-203	SEAWATER HEAT EXCHANGER 2-1	Shell and Tube Heat Exchanger	568.47 m ²	18.99 (Shell) 1.99 (Tube)	22.43 (Shell) 14.62 (Tube)	22.50 (Shell) 30.00 (Tube)	121.11 (Shell) 121.11 (Tube)
16	TB-204	ETHANE TURBINE 1	Expander	2,357.98 m ³ /h	18.99 (Inlet) 16.99 (Outlet)	18.99 (Inlet) 16.99 (Outlet)	22.50	22.50
17	P-205	SEAWATER PUMP 2-1	Centrifugal Pump	1,814.19 m ³ /h	1.99	2.43	30.00	121.11

4.5 รายละเอียดเชิงเทคนิคของอุปกรณ์ภายในกระบวนการ (Equipment Specification Sheets)

ข้อมูลและรายละเอียดของอุปกรณ์ รวมถึงสถานะในการดำเนินการของอุปกรณ์แต่ละเครื่องภายในกระบวนการ สามารถแสดงได้ดังตารางที่ 4.7 ถึง 4.23

ตารางที่ 4.7 Data Sheet for Specification of LNG HEAT EXCHANGER 1 (H-101)

Data Sheet for LNG HEAT EXCHANGER						Project				
						Location				
Operating Conditions						Type:				
Capacity	1587.88 m ²					Service:				
Design Pressure (barg)	Tube side:	66.55	Shell side:	100.33		NO. Required:				
Oper. Pressure (barg)	Tube side:	1.09	Shell side:	95.50		Manufacturer:				
Design Temp (°C)	Tube side:	-48.67	Shell side:	-77.64		Weights				
Oper. Temp (°C)	Tube side:	-48.87	Shell side:	-49.86		Total (kg):				
Fluid Nature/Phase	Tube side:	2 phases	Shell side:	2 phases						
Properties										
Cold side						Hot side				
Characteristics	Lean		Rich		High N ₂		Remarks	Characteristics	Ethylene	
	Inlet	Outlet	Inlet	Outlet	Inlet	Outlet			Inlet	Outlet
Pressure (bar)	95.5	95.5	95.5	95.5	95.5	95.5		Pressure (bar)	2.1	2.1
Temperature (°C)	-150	-49.86	-150	-33.37	-150	-42.33		Temperature (°C)	-48.87	-90.47
Flowrate (kg/s)	27.78		27.78		27.78			Flowrate (kg/s)	25.00	
Density (kg/m ³)	416.7	165.9	416.7	199.3	416.7	177.8		Density (kg/m ³)	3.258	547.6
Heat Load (MW)								Heat Load (MW)		
Thermal Cond. (W/m.K)	0.179	0.055	0.179	0.059	0.179	0.055		Thermal Cond. (W/m.K)	0.015	0.172
Viscosity (cP)	0.091	0.017	0.091	0.020	0.091	0.018		Viscosity (cP)	0.008	0.138
Mol. Weight	16.06		18.61		17.27			Mol. Weight	28.05	
CH ₄ (mol%)	99.84		87.24		93.40					
C ₂ H ₆ (mol%)	0.01		8.45		3.90					
C ₃ H ₈ (mol%)	0.00		3.15		1.12					
i-C ₄ H ₁₀ (mol%)	0.00		1.11		0.58					
n-C ₄ H ₁₀ (mol%)	0.00		0.00		0.00					
i-C ₅ H ₁₂ (mol%)	0.00		0.05		0.00					
n-C ₅ H ₁₂ (mol%)	0.00		0.00		0.00					
N ₂ (mol%)	0.15		0.00		1.00					
CO ₂ (mol%)	0.00		0.00		0.00					

ตารางที่ 4.8 Data Sheet for Specification of ETHENE PUMP 1 (P-102)

Facility Name	ETHENE PUMP 1 (P-102)	Address	
Installed Location		Area	
Operating Conditions		Liquid Data	
Capacity (m ³ /h)	180.65 m ³ /h	Liquid Description	Ethylene
Suction Pressure (bar)	2.1	Temperature (°C)	-90.47
Discharge Pressure (bar)	9.33	Density (kg/m ³)	547.62
Pressure Head (m)	134.628	Viscosity (cP)	0.1382
Speed (rpm)		pH	
Ambient Temperature (°C)	30.00	Solid Size & Content	-
Pump Data		Sealing Data	
Manufacturer		Packing or Mechanical Seal	
Model		Mechanical Seal Information	
Serial Number		- Single Seal or Double Seal	
Pump Size		- Component or Cartridge	
- Discharge Diameter (m)		- Seal Manufacturer	
- Inlet Diameter (m)		- Face Materials	
- Case Size		- O Ring Compound	
Impeller Diameter		- Flush	
Material of Construction		Shaft Size	
- Case Material			
- Impeller Material			
Motor Data		Drive Data	
NPSHa (m)	27.56	Coupling Drive or Belt Drive	
Power (kW)	41.26	Coupling Information	
3 Phase or 1 Phase		- Coupling Brand	
Speed (rpm)		- Coupling Model	
Voltage		- Coupling Size	
Frame		- Insert Material	
Enclosure		Motor Shaft Size	
Service Factor		Pump Shaft Size	
Full Load Amps			
Amp Reading (Under Load)			
Amp Reading (No Load)			

ตารางที่ 4.9 Data Sheet for Specification of ETHENE HEAT EXCHANGER (H-103)

PLANT	LOCATION		ITEM No.	H-103
Service of unit	Item No.			
Size	Type	Shell & Tube		
Horiz.-Vert.				
Surface per unit	2528.11m ²	Shells per Unit	: Series : Parallel	: Surface/Shell m ²
PERFORMANCE OF ONE UNIT				
Fluid Circulated		Shell Side		Tube Side
Total Fluid Entering	25.00	kg/s	27.50	kg/s
Fluid Vaporized or Condensed	25.00	kg/s	27.50	kg/s
Steam Condensed		kg/s		kg/s
Gravity – Liquid				
Density @ Avg. Cond.	383.23	kg/m ³	383.23	kg/m ³
Viscosity	0.0078	cP at -51.22 °C	0.1374	cP at -90.01 °C
Viscosity	0.1012	cP at -66.19 °C	0.0079	cP at -53.88 °C
Molecular Wt.	28.05		28.05	
Conductivity				
Specific Heat		kJ/kg K		kJ/kg K
Latent Heat – Vapors		kJ/kg		kJ/kg
Temperature In	-66.19	°C	-53.88	°C
Temperature Out	-51.22	°C	-90.01	°C
Operating Pressure	9.33	bar	6.00	bar
Number of Passes per Shell	2		2	
Velocity	Allow	Calc.	m/s	Allow. Calc. m/s
Pressure Drop	Allow	Calc.	bar	Allow. Calc. bar
Heat Exchanger – kW	LMTD (Corrected)		9.6666 °C	
Transfer Rate - Service	Clean	Fouling Resistance: Shell		Tubes
CONSTRUCTION				
Design Pressure		10.04 barg		6.71 barg
Test Pressure		barg		barg
Design. Temp. (Max. Metal Temp.)		-81.65 °C		-80.00 °C
Tubes	No.	O.D.	BWG	Length
Shell	I.D.; Mat'l	Tube Fins		
Shell Cover	Floating Head Cover			
Channel	Channel Cover			
Tube Sheet-Stationary	Floating			
Baffles-Cross	Type	Spacing	Thickness	Hole Dia.
Baffles-Long	Type	Thickness		Impact Baffle
Tube Supports	No.	Thickness		
Gaskets	Gland Packing			
Connections- Shell - in		Out	Series	Dome
Channel - in		Out	Series	
Corrosion Allowance-Shell Side	Tube Side			
Weight	Code	Customer's Specifications D2-1G	Tema Class	
Tube to Tube Sheet Joint				
S.R. IX-Ray:				

ตารางที่ 4.10 Data Sheet for Specification of SEAWATER HEAT EXCHANGER 1-1 (H-104)

PLANT	LOCATION		ITEM No.	H-104	
Service of unit	Item No.				
Size	Type	Shell & Tube			
Horiz.-Vert.					
Surface per unit	149.59 m ²	Shells per Unit	: Series	: Parallel	: Surface/Shell m ²
PERFORMANCE OF ONE UNIT					
Shell Side			Tube Side		
Fluid Circulated					
Total Fluid Entering	25.00		kg/s	196.9	kg/s
Fluid Vaporized or Condensed	0		kg/s	0	kg/s
Steam Condensed			kg/s		kg/s
Gravity – Liquid					
Density @ Avg. Cond.	383.23		kg/m ³	1189.88	kg/m ³
Viscosity	0.0079	cP at -53.88	°C	1.901	cP at 30.00 °C
Viscosity	0.010	cP at 17.00	°C	2.019	cP at 27.00 °C
Molecular Wt.	28.05			23.77	
Conductivity					
Specific Heat			kJ/kg K	kJ/kg K	
Latent Heat – Vapors			kJ/kg	kJ/kg	
Temperature In	-53.88		°C	30.00	°C
Temperature Out	17.00		°C	27.00	°C
Operating Pressure	9.33		bar	3.00	bar
Number of Passes per Shell	2			2	
Velocity	Allow	Calc.	m/s	Allow.	Calc. m/s
Pressure Drop	Allow	Calc.	bar	Allow.	Calc. bar
Heat Exchanger – kW	LMTD (Corrected)		35.9996 °C		
Transfer Rate - Service	Clean	Fouling Resistance: Shell		Tubes	
CONSTRUCTION					
Design Pressure			10.04 barg	6.36 barg	
Test Pressure			barg	barg	
Design. Temp. (Max. Metal Temp.)			21.11 °C	121.11 °C	
Tubes	No.	O.D.	BWG	Length	Pitch
Shell	I.D.; Mat'l		Tube Fins		
Shell Cover	Floating Head Cover				
Channel	Channel Cover				
Tube Sheet-Stationary	Floating				
Baffles-Cross	Type	Spacing	Thickness	Hole Dia.	
Baffles-Long	Type	Thickness		Impact Baffle	
Tube Supports	No.	Thickness			
Gaskets	Gland Packing				
Connections- Shell - in		Out	Series	Dome	
Channel - in		Out	Series		
Corrosion Allowance-Shell Side	Tube Side				
Weight	Code	Customer's Specifications D2-1G		Tema Class	
Tube to Tube Sheet Joint					
S.R. IX-Ray:					

ตารางที่ 4.11 Data Sheet for Specification of ETHENE TURBINE 1 (TB-105)

Facility Name	ETHENE TURBINE 1 (TB-105)	Address	
Installed Location		Area	
Operating Conditions		Performance	
Capacity (m ³ /h)	8505.50	Power Output (kW)	854.37
Inlet Pressure (bar)	9.33	Adiabatic Efficiency (%)	80.00
Outlet Pressure (bar)	5.33	Polytropic Efficiency (%)	79.03
Inlet Temperature (°C)	17.00	Specific Heat Ratio	1.22
Outlet Pressure (°C)	-9.52	Compressibility Factor Inlet	0.93
Speed (rpm)			
Structure			
Type	Expander		
Dimensions			
Weight			
Compressor			
Turbine			

ตารางที่ 4.12 Data Sheet for Specification of ETHENE TURBINE 2 (TB-106)

Facility Name	ETHENE TURBINE 2 (TB-106)	Address	
Installed Location		Area	
Operating Conditions		Performance	
Capacity (m ³ /h)	13776.48	Power Output (kW)	1264.03
Inlet Pressure (bar)	5.33	Adiabatic Efficiency (%)	80.00
Outlet Pressure (bar)	2.10	Polytropic Efficiency (%)	78.28
Inlet Temperature (°C)	-9.52	Specific Heat Ratio	1.24
Outlet Pressure (°C)	-48.87	Compressibility Factor Inlet	0.95
Speed (rpm)			
Structure			
Type	Expander		
Dimensions			
Weight			
Compressor			
Turbine			

ตารางที่ 4.13 Data Sheet for Specification of ETHENE PUMP 2 (P-107)

Facility Name	ETHENE PUMP 2 (P-107)	Address	
Installed Location		Area	
Operating Conditions		Liquid Data	
Capacity (m ³ /h)	213.51 m ³ /h	Liquid Description	Ethylene
Suction Pressure (bar)	6.00	Temperature (°C)	-66.19
Discharge Pressure (bar)	22.00	Density (kg/m ³)	509.67
Pressure Head (m)	320.12	Viscosity (cP)	0.1012
Speed (rpm)		pH	
Ambient Temperature (°C)	30.00	Solid Size & Content	-
Pump Data		Sealing Data	
Manufacturer		Packing or Mechanical Seal	
Model		Mechanical Seal Information	
Serial Number		- Single Seal or Double Seal	
Pump Size		- Component or Cartridge	
- Discharge Diameter (m)		- Seal Manufacturer	
- Inlet Diameter (m)		- Face Materials	
- Case Size		- O Ring Compound	
Impeller Diameter		- Flush	
Material of Construction		Shaft Size	
- Case Material			
- Impeller Material			
Motor Data		Drive Data	
NPSHa (m)	38.50	Coupling Drive or Belt Drive	
Power (kW)	107.91	Coupling Information	
3 Phase or 1 Phase		- Coupling Brand	
Speed (rpm)		- Coupling Model	
Voltage		- Coupling Size	
Frame		- Insert Material	
Enclosure		Motor Shaft Size	
Service Factor		Pump Shaft Size	
Full Load Amps			
Amp Reading (Under Load)			
Amp Reading (No Load)			

ตารางที่ 4.14 Data Sheet for Specification of SEAWATER HEAT EXCHANGER 1-2 (H-108)

PLANT	LOCATION		ITEM No.	H-108	
Service of unit	Item No.				
Size	Type	Shell & Tube			
Horiz.-Vert.					
Surface per unit	499.25 m ²	Shells per Unit	: Series	: Parallel	: Surface/Shell m ²
PERFORMANCE OF ONE UNIT					
Shell Side			Tube Side		
Fluid Circulated					
Total Fluid Entering	27.50		kg/s	974.1	kg/s
Fluid Vaporized or Condensed	27.50		kg/s	0	kg/s
Steam Condensed			kg/s		kg/s
Gravity – Liquid					
Density @ Avg. Cond.	383.23		kg/m ³	1189.88	kg/m ³
Viscosity	0.10	cP at -64.86 °C		1.901	cP at 30.00 °C
Viscosity	0.011	cP at 17.00 °C		2.019	cP at 27.00 °C
Molecular Wt.	28.05			23.77	
Conductivity					
Specific Heat			kJ/kg K	kJ/kg K	
Latent Heat – Vapors			kJ/kg	kJ/kg	
Temperature In	-64.86		°C	30.00	°C
Temperature Out	17.00		°C	27.00	°C
Operating Pressure	22.00		bar	3.00	bar
Number of Passes per Shell	2			2	
Velocity	Allow	Calc.	m/s	Allow.	Calc.
Pressure Drop	Allow	Calc.	bar	Allow.	Calc.
Heat Exchanger – kW			LMTD (Corrected)	39.1094 °C	
Transfer Rate - Service	Clean	Fouling Resistance: Shell		Tubes	
CONSTRUCTION					
Design Pressure			24.43 barg	15.95 barg	
Test Pressure			barg	barg	
Design. Temp. (Max. Metal Temp.)			21.11 °C	121.11 °C	
Tubes	No.	O.D.	BWG	Length	Pitch
Shell	I.D.; Mat'l		Tube Fins		
Shell Cover	Floating Head Cover				
Channel	Channel Cover				
Tube Sheet-Stationary	Floating				
Baffles-Cross	Type	Spacing	Thickness	Hole Dia.	
Baffles-Long	Type	Thickness		Impact Baffle	
Tube Supports	No.	Thickness			
Gaskets	Gland Packing				
Connections- Shell - in		Out	Series	Dome	
Channel - in		Out	Series		
Corrosion Allowance-Shell Side	Tube Side				
Weight	Code	Customer's Specifications D2-1G		Tema Class	
Tube to Tube Sheet Joint					
S.R. IX-Ray:					

ตารางที่ 4.15 Data Sheet for Specification of ETHENE TURBINE 3 (TB-109)

Facility Name	ETHENE TURBINE 3 (TB-109)	Address	
Installed Location		Area	
Operating Conditions		Performance	
Capacity (m ³ /h)	3545.32	Power Output (kW)	910.29
Inlet Pressure (bar)	22.00	Adiabatic Efficiency (%)	80.00
Outlet Pressure (bar)	12.00	Polytropic Efficiency (%)	-78.87
Inlet Temperature (°C)	17.00	Specific Heat Ratio	1.19
Outlet Pressure (°C)	-15.44	Compressibility Factor Inlet	0.83
Speed (rpm)			
Structure			
Type	Expander		
Dimensions			
Weight			
Compressor			
Turbine			

ตารางที่ 4.16 Data Sheet for Specification of ETHENE TURBINE 4 (TB-110)

Facility Name	ETHENE TURBINE 4 (TB-110)	Address	
Installed Location		Area	
Operating Conditions		Performance	
Capacity (m ³ /h)	6054.38	Power Output (kW)	1100.31
Inlet Pressure (bar)	12.00	Adiabatic Efficiency (%)	91.89
Outlet Pressure (bar)	6.00	Polytropic Efficiency (%)	91.27
Inlet Temperature (°C)	-15.44	Specific Heat Ratio	1.22
Outlet Pressure (°C)	-51.22	Compressibility Factor Inlet	0.87
Speed (rpm)			
Structure			
Type	Expander		
Dimensions			
Weight			
Compressor			
Turbine			

ตารางที่ 4.17 Data Sheet for Specification of SEAWATER PUMP 1-1 (P-111)

Facility Name	SEAWATER PUMP 1-1 (P-111)	Address	
Installed Location		Area	
Operating Conditions		Liquid Data	
Capacity (m ³ /h)	708.04 m ³ /h	Liquid Description	Sea water
Suction Pressure (bar)	1	Temperature (°C)	30.00
Discharge Pressure (bar)	3	Density (kg/m ³)	1100.62
Pressure Head (m)	18.53	Viscosity (cP)	1.901
Speed (rpm)		pH	
Ambient Temperature (°C)	30.00	Solid Size & Content	-
Pump Data		Sealing Data	
Manufacturer		Packing or Mechanical Seal	
Model		Mechanical Seal Information	
Serial Number		- Single Seal or Double Seal	
Pump Size		- Component or Cartridge	
- Discharge Diameter (m)		- Seal Manufacturer	
- Inlet Diameter (m)		- Face Materials	
- Case Size		- O Ring Compound	
Impeller Diameter		- Flush	
Material of Construction		Shaft Size	
- Case Material			
- Impeller Material			
Motor Data		Drive Data	
NPSHa (m)	432.34	Coupling Drive or Belt Drive	
Power (kW)	44.73	Coupling Information	
3 Phase or 1 Phase		- Coupling Brand	
Speed (rpm)		- Coupling Model	
Voltage		- Coupling Size	
Frame		- Insert Material	
Enclosure		Motor Shaft Size	
Service Factor		Pump Shaft Size	
Full Load Amps			
Amp Reading (Under Load)			
Amp Reading (No Load)			

ตารางที่ 4.18 Data Sheet for Specification of SEAWATER PUMP 1-2 (P-112)

Facility Name	SEAWATER PUMP 1-2 (P-112)	Address	
Installed Location		Area	
Operating Conditions		Liquid Data	
Capacity (m ³ /h)	3502.21 m ³ /h	Liquid Description	Sea water
Suction Pressure (bar)	1	Temperature (°C)	30.00
Discharge Pressure (bar)	3	Density (kg/m ³)	1100.62
Pressure Head (m)	18.53	Viscosity (cP)	1.901
Speed (rpm)		pH	
Ambient Temperature (°C)	30.00	Solid Size & Content	-
Pump Data		Sealing Data	
Manufacturer		Packing or Mechanical Seal	
Model		Mechanical Seal Information	
Serial Number		- Single Seal or Double Seal	
Pump Size		- Component or Cartridge	
- Discharge Diameter (m)		- Seal Manufacturer	
- Inlet Diameter (m)		- Face Materials	
- Case Size		- O Ring Compound	
Impeller Diameter		- Flush	
Material of Construction		Shaft Size	
- Case Material			
- Impeller Material			
Motor Data		Drive Data	
NPSHa (m)	10368.38	Coupling Drive or Belt Drive	
Power (kW)	236.02	Coupling Information	
3 Phase or 1 Phase		- Coupling Brand	
Speed (rpm)		- Coupling Model	
Voltage		- Coupling Size	
Frame		- Insert Material	
Enclosure		Motor Shaft Size	
Service Factor		Pump Shaft Size	
Full Load Amps			
Amp Reading (Under Load)			
Amp Reading (No Load)			

ตารางที่ 4.19 Data Sheet for Specification of LNG HEAT EXCHANGER 2 (H-201)

Data Sheet for LNG HEAT EXCHANGER						Project				
						Location				
Operating Conditions						Type:				
Capacity	1589.70 m ²					Service:				
Design Pressure (barg)	Tube side:	66.55	Shell side:	100.33		NO. Required:				
Oper. Pressure (barg)	Tube side:	16.99	Shell side:	95.50		Manufacturer:				
Design Temp (°C)	Tube side:	21.11	Shell side:	21.11		Weights				
Oper. Temp (°C)	Tube side:	17.15	Shell side:	15.67		Total (kg):				
Fluid Nature/Phase	Tube side:	2 phases	Shell side:	Vapor						
Properties										
Cold side						Hot side				
Characteristics	Lean		Rich		High N ₂		Remarks	Characteristics	Ethane	
	Inlet	Outlet	Inlet	Outlet	Inlet	Outlet			Inlet	Outlet
Pressure (bar)	95.50	95.50	95.50	95.50	95.50	95.50		Pressure (bar)	18	18
Temperature (°C)	-49.86	15.67	-33.37	15.80	-42.33	16.91		Temperature (°C)	17.15	-11.42
Flowrate (kg/s)	27.78		27.78		27.78			Flowrate (kg/s)	18.00	
Density (kg/m ³)	165.9	79.41	199.31	102.22	177.7	87.91		Density (kg/m ³)	27.33	426.91
Heat Load (MW)								Heat Load (MW)		
Thermal Cond. (W/m ² .K)	0.055	0.043	0.059	0.044	0.055	0.043		Thermal Cond. (W/m ² .K)	0.023	0.097
Viscosity (cP)	0.017	0.014	0.020	0.015	0.018	0.014		Viscosity (cP)	0.009	0.071
Mol. Weight	16.06		18.61		17.27			Mol. Weight	30.07	
CH ₄ (mol%)	99.84		87.24		93.40					
C ₂ H ₆ (mol%)	0.01		8.45		3.90					
C ₃ H ₈ (mol%)	0.00		3.15		1.12					
i-C ₄ H ₁₀ (mol%)	0.00		1.11		0.58					
n-C ₄ H ₁₀ (mol%)	0.00		0.00		0.00					
i-C ₅ H ₁₂ (mol%)	0.00		0.05		0.00					
n-C ₅ H ₁₂ (mol%)	0.00		0.00		0.00					
N ₂ (mol%)	0.15		0.00		1.00					
CO ₂ (mol%)	0.00		0.00		0.00					

ตารางที่ 4.20 Data Sheet for Specification of ETHANE PUMP 1 (P-202)

Facility Name	ETHANE PUMP 1 (P-202)	Address	
Installed Location		Area	
Operating Conditions		Liquid Data	
Capacity (m ³ /h)	166.84 m ³ /h	Liquid Description	Ethane
Suction Pressure (bar)	18	Temperature (°C)	-11.42
Discharge Pressure (bar)	20	Density (kg/m ³)	426.91
Pressure Head (m)	47.77	Viscosity (cP)	0.071
Speed (rpm)		pH	
Ambient Temperature (°C)	30.00	Solid Size & Content	-
Pump Data		Sealing Data	
Manufacturer		Packing or Mechanical Seal	
Model		Mechanical Seal Information	
Serial Number		- Single Seal or Double Seal	
Pump Size		- Component or Cartridge	
- Discharge Diameter (m)		- Seal Manufacturer	
- Inlet Diameter (m)		- Face Materials	
- Case Size		- O Ring Compound	
Impeller Diameter		- Flush	
Material of Construction		Shaft Size	
- Case Material			
- Impeller Material			
Motor Data		Drive Data	
NPSHa (m)	23.52	Coupling Drive or Belt Drive	
Power (kW)	10.54	Coupling Information	
3 Phase or 1 Phase		- Coupling Brand	
Speed (rpm)		- Coupling Model	
Voltage		- Coupling Size	
Frame		- Insert Material	
Enclosure		Motor Shaft Size	
Service Factor		Pump Shaft Size	
Full Load Amps			
Amp Reading (Under Load)			
Amp Reading (No Load)			

ตารางที่ 4.21 Data Sheet for Specification of SEAWATER HEAT EXCHANGER 2-1 (H-203)

PLANT	LOCATION		ITEM No.	H-203	
Service of unit	Item No.				
Size	Type	Shell & Tube			
Horiz.-Vert.					
Surface per unit	568.47 m ²	Shells per Unit	: Series	: Parallel	: Surface/Shell
PERFORMANCE OF ONE UNIT					
Shell Side			Tube Side		
Fluid Circulated					
Total Fluid Entering	18.00		kg/s	504.6	kg/s
Fluid Vaporized or Condensed	18.00		kg/s	0	kg/s
Steam Condensed			kg/s		kg/s
Gravity – Liquid					
Density @ Avg. Cond.	355.7		kg/m ³	1189.88	kg/m ³
Viscosity	0.071	cP at -11.13	°C	1.901	cP at 30.00
Viscosity	0.010	cP at 22.5	°C	2.019	cP at 27.00
Molecular Wt.	30.07			23.77	
Conductivity					
Specific Heat			kJ/kg K	kJ/kg K	
Latent Heat – Vapors			kJ/kg	kJ/kg	
Temperature In	-11.13		°C	30.00	°C
Temperature Out	22.5		°C	27.00	°C
Operating Pressure	20.00		bar	3.00	bar
Number of Passes per Shell	2			2	
Velocity	Allow	Calc.	m/s	Allow.	Calc.
Pressure Drop	Allow	Calc.	bar	Allow.	Calc.
Heat Exchanger – kW	LMTD (Corrected)		17.7736 °C		
Transfer Rate - Service	Clean	Fouling Resistance: Shell		Tubes	
CONSTRUCTION					
Design Pressure			22.43 barg	14.62 barg	
Test Pressure			barg	barg	
Design. Temp. (Max. Metal Temp.)			21.11 °C	121.11 °C	
Tubes	No.	O.D.	BWG	Length	Pitch
Shell	I.D.; Mat'l		Tube Fins		
Shell Cover	Floating Head Cover				
Channel	Channel Cover				
Tube Sheet-Stationary	Floating				
Baffles-Cross	Type	Spacing	Thickness	Hole Dia.	
Baffles-Long	Type	Thickness		Impact Baffle	
Tube Supports	No.	Thickness			
Gaskets	Gland Packing				
Connections- Shell - in		Out	Series	Dome	
Channel - in		Out	Series		
Corrosion Allowance-Shell Side	Tube Side				
Weight	Code	Customer's Specifications D2-1G		Tema Class	
Tube to Tube Sheet Joint					
S.R. IX-Ray:					

ตารางที่ 4.22 Data Sheet for Specification of ETHANE TURBINE 1 (TB-204)

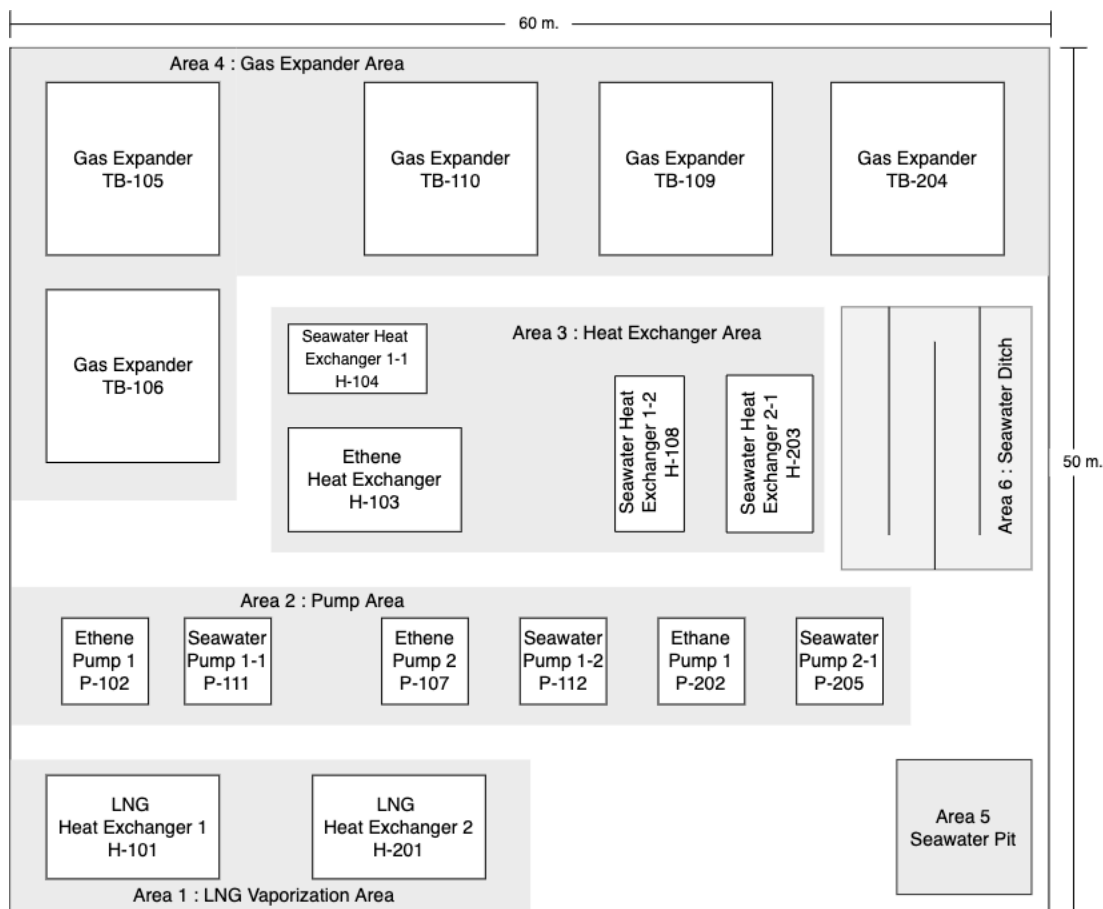
Facility Name	ETHANE TURBINE 1 (TB-204)	Address	
Installed Location		Area	
Operating Conditions		Performance	
Capacity (m ³ /h)	2357.98	Power Output (kW)	99.98
Inlet Pressure (bar)	20.00	Adiabatic Efficiency (%)	80.00
Outlet Pressure (bar)	18.00	Polytropic Efficiency (%)	79.84
Inlet Temperature (°C)	22.50	Specific Heat Ratio	1.15
Outlet Pressure (°C)	17.15	Compressibility Factor Inlet	0.81
Speed (rpm)			
Structure			
Type	Expander		
Dimensions			
Weight			
Compressor			
Turbine			

ตารางที่ 4.23 Data Sheet for Specification of SEAWATER PUMP 2-1 (P-205)

Facility Name	SEAWATER PUMP 2-1 (P-205)	Address	
Installed Location		Area	
Operating Conditions		Liquid Data	
Capacity (m ³ /h)	1814.19 m ³ /h	Liquid Description	Sea water
Suction Pressure (bar)	1	Temperature (°C)	30.00
Discharge Pressure (bar)	3	Density (kg/m ³)	1100.62
Pressure Head (m)	18.53	Viscosity (cP)	1.901
Speed (rpm)		pH	
Ambient Temperature (°C)	30.00	Solid Size & Content	-
Pump Data		Sealing Data	
Manufacturer		Packing or Mechanical Seal	
Model		Mechanical Seal Information	
Serial Number		- Single Seal or Double Seal	
Pump Size		- Component or Cartridge	
- Discharge Diameter (m)		- Seal Manufacturer	
- Inlet Diameter (m)		- Face Materials	
- Case Size		- O Ring Compound	
Impeller Diameter		- Flush	
Material of Construction		Shaft Size	
- Case Material			
- Impeller Material			
Motor Data		Drive Data	
NPSHa (m)	2788.75	Coupling Drive or Belt Drive	
Power (kW)	114.62	Coupling Information	
3 Phase or 1 Phase		- Coupling Brand	
Speed (rpm)		- Coupling Model	
Voltage		- Coupling Size	
Frame		- Insert Material	
Enclosure		Motor Shaft Size	
Service Factor		Pump Shaft Size	
Full Load Amps			
Amp Reading (Under Load)			
Amp Reading (No Load)			

4.6 แผนผังโรงงานเบื้องต้น (Preliminary Plot Plan)

จากรูปที่ 4.1 แสดงแผนผังโรงงานเบื้องต้นโดยมีการประมาณขนาดของอุปกรณ์ให้ใกล้เคียงกับขนาดของอุปกรณ์ที่คำนวณได้จากโปรแกรม Aspen HYSYS โดยใช้พื้นที่ภายในสถานีรับแก๊สธรรมชาติเหลวซึ่งแสดงในรูปที่ 4.2 โดยในพื้นที่โรงงานจะมีการแบ่งเป็น 6 พื้นที่ โคนในพื้นที่ 1 จะเป็นพื้นที่ของ LNG Vaporization ซึ่งจะประกอบไปด้วยเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนระหว่างแก๊สธรรมชาติเหลวกับสารทำงาน 2 เครื่อง ซึ่งจะอยู่ใกล้กับแนวท่อที่ต่อมาจากจุด tie in มากที่สุด เพื่อให้มีความดันสูญเสียเนื่องจากการไหลของแก๊สธรรมชาติเหลวน้อยที่สุด โดยมีความกว้างและความยาวเท่ากับ 9 เมตร และ 30 เมตร ตามลำดับ พื้นที่ 2 จะเป็นบริเวณของปั๊มสารทำงานและปั๊มน้ำทะเล โดยจะวางเรียงต่อกัน เพื่อให้ง่ายต่อการตรวจสอบและดูแล มีความกว้างและความยาวเท่ากับ 8 เมตร และ 52 เมตร ตามลำดับ พื้นที่ 3 จะเป็นพื้นที่ติดตั้งเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่เหลือ ซึ่งจะมีความกว้างและความยาวประมาณ 14 เมตร และ 32 เมตร ตามลำดับ พื้นที่ 4 จะเป็นพื้นที่ติดตั้ง Gas Turbine โดยเครื่องที่ทำงานต่อกันในกระบวนการจะถูกวางให้ใกล้ชิดกันเพื่อป้องกันความดันสูญเสียของแก๊สที่นำไปผลิตกระแสไฟฟ้า พื้นที่ 5 เป็นบ่อน้ำทะเลที่จะใช้ในเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนในกระบวนการ และพื้นที่ 6 จะเป็นคูรับน้ำทะเลที่ออกจากเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน โดยจะให้น้ำทะเลไหลตามแนวที่ทำไว้เพื่อปรับอุณหภูมิก่อนปล่อยสู่ทะเลต่อไป



รูปที่ 4.1 แผนผังโรงงานเบื้องต้นของกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้าด้วยความเย็นจากแก๊สธรรมชาติเหลว



รูปที่ 4.2 ภาพถ่ายทางอากาศของพื้นที่ตั้งกระบวนการผลิต

ตารางที่ 4.24 แสดงขนาดของอุปกรณ์ที่จัดวางในพื้นที่โรงงานซึ่งแสดงในรูป A โดยจะมีการคำนวณขนาดของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนคร่าวๆ จากพื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อนที่คำนวณจากโปรแกรม Aspen HYSYS และเว้นพื้นที่เพิ่มเติมสำหรับวางท่อส่งและติดตั้งอุปกรณ์ต่างๆ เช่น วาล์วและอุปกรณ์ควบคุม เป็นต้น ส่วนขนาดของปั๊มและ Gas Turbine จะทำการประมาณให้ใกล้เคียงกับความเป็นจริงมากที่สุด เนื่องจากไม่สามารถหาข้อมูลอ้างอิงในการคำนวณได้

ตารางที่ 4.24 ขนาดของอุปกรณ์ที่จัดวางในพื้นที่โรงงาน

ชื่ออุปกรณ์	รหัสอุปกรณ์	ขนาด	
		ความกว้าง (m.)	ความยาว (m.)
Heat Exchanger			
LNG Heat Exchanger 1	H-101	6	10
Ethene Heat Exchanger	H-103	6	10
Seawater Heat Exchanger 1-1	H-104	4	8
Seawater Heat Exchanger 1-2	H-108	4	9

ตารางที่ 4.24 ขนาดของอุปกรณ์ที่จัดวางในพื้นที่โรงงาน (ต่อ)

ชื่ออุปกรณ์	รหัสอุปกรณ์	ขนาด	
		ความกว้าง (m.)	ความยาว (m.)
Heat Exchanger			
LNG Heat Exchanger 2	H-201	6	10
Seawater Heat Exchanger 2-1	H-203	5	9
Pump			
Ethene Pump 1	P-102	5	5
Ethene Pump 2	P-107	5	5
Seawater Pump 1-1	P-111	5	5
Seawater Pump 1-2	P-112	5	5
Ethane Pump 1	P-202	5	5
Seawater Pump 2-1	P-205	5	5
Gas Turbine			
Ethene Turbine 1	TB-105	10	10
Ethene Turbine 2	TB-106	10	10
Ethene Turbine 3	TB-109	10	10
Ethene Turbine 4	TB-110	10	10
Ethane Turbine 1	TB-204	10	10

4.7 Hydraulic Calculation

ในการทำ Hydraulic Calculation จะทำการคำนวณโดยอ้างอิงความยาวของท่อจากแผนผังโรงงานเบื้องต้นในรูปที่ 4.1 โดยในการคำนวณจะใช้สมมติฐาน ดังนี้

1. ท่อทั้งหมดอยู่ในแนวระนาบ ดังนั้นจึงไม่มีความดันลดเนื่องจากการเปลี่ยนแปลงความสูง
2. ไม่มีความดันสูญเสียในเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน

จากการคำนวณ ตารางที่ 4.25 แสดงให้เห็นค่าความดันสูญเสียทั้งหมดในสายของก๊าซธรรมชาติเหลวในสัดส่วนต่างๆ จากจุดที่ต่อรับเข้ามาที่ในกระบวนการจนถึงจุดที่ส่งกลับเข้าไปที่สถานีรับก๊าซธรรมชาติเหลว โดยความดันสูญเสียที่มากที่สุดจะมีได้เมื่อรับก๊าซธรรมชาติเหลวในสัดส่วนที่เป็น Lean Case ซึ่งแสดงให้เห็นว่าต้องออกแบบเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนของกาซธรรมชาติเหลวทั้งสองตัวมีความดันสูญเสียรวมกันไม่เกิน 2.8 bar เพื่อให้กระบวนการดำเนินไปได้โดยไม่ขัดกับเงื่อนไขที่กำหนดให้ความดันลดของสายก๊าซธรรมชาติเหลวได้ไม่เกิน 10 bar นอกจากนี้ สำหรับความเร็วของก๊าซธรรมชาติเหลวที่รับมา และของก๊าซธรรมชาติที่ส่งคืนสถานี ก็ยังอยู่ในช่วงที่โจทย์แนะนำ คือเป็นของเหลวที่มีความเร็วระหว่าง 3-6 m/s และ เป็นก๊าซที่มีความเร็วระหว่าง 15-20 m/s

ตารางที่ 4.25 ค่าความดันสูญเสียทั้งหมดในสายของก๊าซธรรมชาติเหลว ในสัดส่วนต่างๆ

Case	Lean Case	Rich Case	High N ₂ Case
ความเร็วของก๊าซธรรมชาติเหลวที่รับจากสถานี	3.58 m/s	3.24 m/s	3.37 m/s
ความเร็วของก๊าซธรรมชาติที่ส่งคืนสถานี	19.18 m/s	14.90 m/s	17.32 m/s
ความดันสูญเสีย	7.16 barg	5.74 barg	6.52 barg

4.8 รายการสาธารณูปโภคที่ใช้ภายในกระบวนการ (Utility Requirements List)

ในกระบวนการมีการใช้สาธารณูปโภคเพียงชนิดเดียว คือ พลังงานไฟฟ้า โดยพลังงานไฟฟ้าเหล่านี้ถูกนำไปใช้ในการให้พลังงานกับปั๊มเพื่อเพิ่มความดันให้กับสารทำงานและน้ำทะเลในกระบวนการ ซึ่งปริมาณของพลังงานไฟฟ้าที่ใช้ทั้งหมดสามารถแสดงได้ดังตารางที่ 4.26 โดยรายละเอียดของปริมาณการใช้พลังงานไฟฟ้าของปั๊มแต่ละเครื่องในกระบวนการจะสามารถแสดงได้ดังตารางที่ 4.27 ในหัวข้อถัดไป

ตารางที่ 4.26 สรุปสาธารณูปโภคที่ใช้ในกระบวนการทั้งหมด

ประเภทสาธารณูปโภค	ปริมาณที่ใช้ต่อชั่วโมง	ปริมาณที่ใช้ต่อปี
Electricity	555.08 กิโลวัตต์	4,862,501 กิโลวัตต์

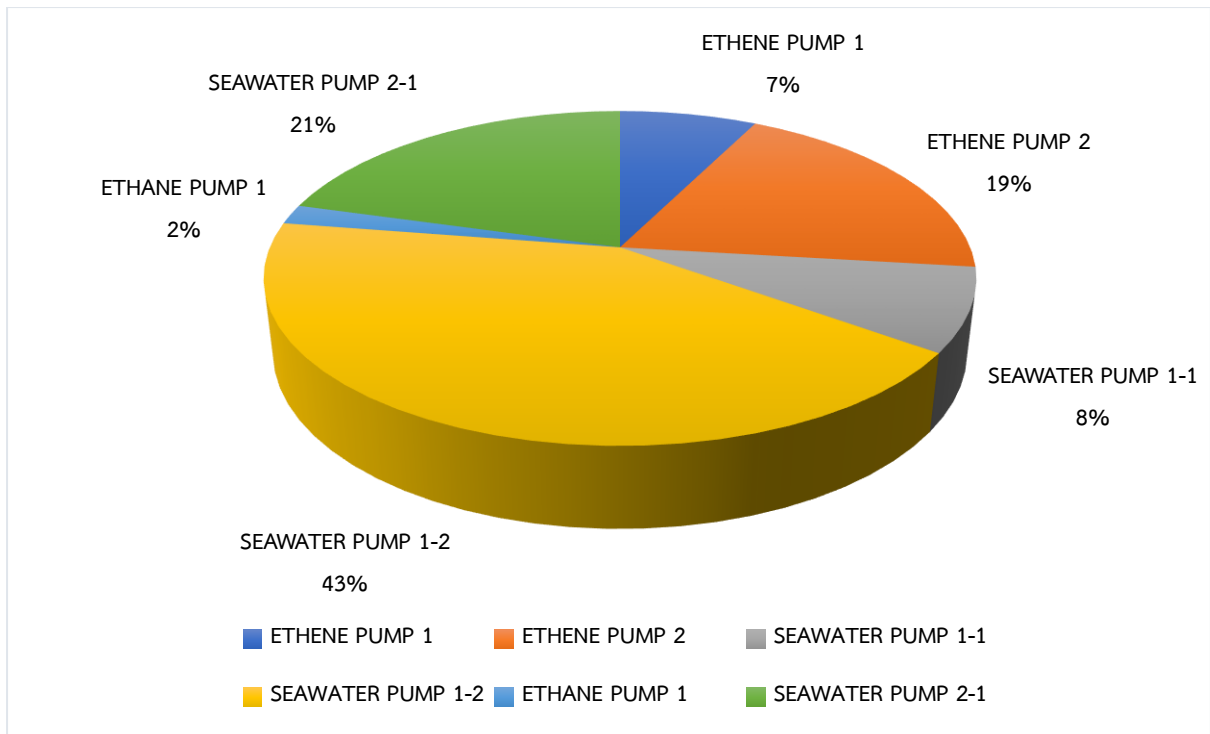
4.9 รายการปริมาณการใช้พลังงานไฟฟ้าภายในกระบวนการ (Power consumption and electrical load list)

รายละเอียดปริมาณการใช้พลังงานไฟฟ้าของปั๊มแต่ละเครื่องในกระบวนการจะสามารถแสดงได้ดังตารางที่ 4.27

ตารางที่ 4.27 สรุปปริมาณการใช้พลังงานไฟฟ้าของอุปกรณ์ในกระบวนการ

No.	Item No.	Name	Electrical load (kW)
1	P-102	ETHENE PUMP 1	41.26
2	P-107	ETHENE PUMP 2	107.91
3	P-111	SEAWATER PUMP 1-1	44.73
4	P-112	SEAWATER PUMP 1-2	236.02
5	P-202	ETHANE PUMP 1	10.54
6	P-205	SEAWATER PUMP 2-1	114.62
Total			555.08

จากตารางที่ 4.27 จะสามารถนำข้อมูลการใช้พลังงานไฟฟ้าของอุปกรณ์ต่างๆ ไปทำการสร้างแผนภูมิได้ดังรูปที่ 4.3 โดยจากแผนภูมิจะพบว่า SEAWATER PUMP 1-2 มีการใช้พลังงานไฟฟ้าสูงสุดถึง 43 เปอร์เซ็นต์ของการใช้พลังงานไฟฟ้าทั้งหมดภายในกระบวนการเนื่องจากมีอัตราการไหลของสารที่ต้องการเพิ่มความดันในปริมาณค่อนข้างสูง



รูปที่ 4.3 แผนภูมิเปรียบเทียบการใช้พลังงานไฟฟ้าของอุปกรณ์ในกระบวนการ

5. รายละเอียดการออกแบบการควบคุมของกระบวนการผลิต

5.1 ปรัชญาในการควบคุม

5.1.1 การควบคุมกระบวนการผลิต

การพิจารณาควบคุมอุปกรณ์และพารามิเตอร์ต่างๆ ที่มีความสำคัญต่อกระบวนการเป็นสิ่งจำเป็นที่ควรตระหนักในการดำเนินการโรงงาน เพื่อให้การผลิตพลังงานไฟฟ้าของกระบวนการมีประสิทธิภาพสูงและอยู่ในขอบเขตที่เหมาะสมตามที่ได้ออกแบบมา โดยผู้จัดทำได้ทำการพิจารณาอุปกรณ์และพารามิเตอร์ที่มีความสำคัญในการดำเนินการอุปกรณ์ต่างๆ ซึ่งทำการกำหนดให้พารามิเตอร์ดังกล่าวเป็นตัวแปรที่ถูกควบคุมให้มีความสำคัญในการดำเนินอุปกรณ์ โดยการพิจารณากำหนดอุปกรณ์และพารามิเตอร์ต่างๆนั้น สามารถแสดงได้ดังตารางที่ 5.1

ตารางที่ 5.1 การพิจารณากำหนดตัวแปรควบคุมในการดำเนินการของอุปกรณ์ในกระบวนการ

รหัสอุปกรณ์	ชื่ออุปกรณ์	ตัวแปรควบคุม	เหตุผลในการเลือกตัวแปรควบคุม
H-101	LNG HEAT EXCHANGER 1	อุณหภูมิของ L-002	เนื่องจากอุณหภูมิของก๊าซธรรมชาติที่ถูกส่งออกจากกระบวนการได้ถูกกำหนดให้อยู่ในช่วงตามกำหนด ดังนั้นอุณหภูมิของ L-002 จึงเป็นตัวแปรควบคุมของอุปกรณ์นี้ ซึ่งตัวแปรอื่นๆ จะถูกปรับสถานะและเงื่อนไขในการดำเนินการไปตามก๊าซธรรมชาติเหลว
H-103	ETHENE HEAT EXCHANGER	อุณหภูมิของ L-108	เนื่องจากสารทำงานในสาย L-108 จะต้องเปลี่ยนสถานะไปเป็นของเหลวอิมิต์ที่ความดันนั้นๆ เพื่อควบคุมและป้องกันไม่ให้เกิดก๊าซเข้าสู่ P-104
H-104	SEAWATER HEAT EXCHANGER 1-1	อุณหภูมิของ L-105	เนื่องจากอุณหภูมิและสถานะของสารทำงานในสาย L-105 มีผลต่อประสิทธิภาพการผลิตพลังงานไฟฟ้าที่ TB-105

ตารางที่ 5.1 การพิจารณากำหนดตัวแปรควบคุมในการดำเนินการของอุปกรณ์ในกระบวนการ (ต่อ)

รหัสอุปกรณ์	ชื่ออุปกรณ์	ตัวแปรควบคุม	เหตุผลในการเลือกตัวแปรควบคุม
TB-105	ETHENE TURBINE 1	ความดันของ L-106	เนื่องจากความดันของสาย L-106 เป็นการกำหนด Pressure Ratio ของอุปกรณ์ซึ่งส่งผลต่อ ประสิทธิภาพการผลิตพลังงานไฟฟ้า
TB-106	ETHENE TURBINE 2	ความดันของ L-101	เนื่องจากความดันของสาย L-101 เป็นการกำหนด Pressure Ratio ของอุปกรณ์ซึ่งส่งผลต่อ ประสิทธิภาพการผลิตพลังงานไฟฟ้า
H-108	SEAWATER HEAT EXCHANGER 1-2	อุณหภูมิของ L-110	เนื่องจากอุณหภูมิและสถานะของ สารทำงานในสาย L-110 มีผลต่อ ประสิทธิภาพการผลิตพลังงานไฟฟ้า ที่ TB-109
TB-109	ETHENE TURBINE 3	ความดันของ L-111	เนื่องจากความดันของสาย L-111 เป็นการกำหนด Pressure Ratio ของอุปกรณ์ซึ่งส่งผลต่อ ประสิทธิภาพการผลิตพลังงานไฟฟ้า
TB-110	ETHENE TURBINE 4	ความดันของ L-107	เนื่องจากความดันของสาย L-107 เป็นการกำหนด Pressure Ratio ของอุปกรณ์ซึ่งส่งผลต่อ ประสิทธิภาพการผลิตพลังงานไฟฟ้า
H-201	LNG HEAT EXCHANGER 2	อุณหภูมิของ L-003	เนื่องจากอุณหภูมิของสาย L-003 หรือก๊าซธรรมชาติที่ถูก Regasification และส่งออกจาก กระบวนการถูกกำหนดให้อยู่ในช่วง ที่ต้องการ
H-203	SEAWATER HEAT EXCHANGER 2-1	อุณหภูมิของ L-204	เนื่องจากอุณหภูมิและสถานะของ สารทำงานในสาย L-204 มีผลต่อ ประสิทธิภาพการผลิตพลังงานไฟฟ้า ที่ TB-204

ตารางที่ 5.1 การพิจารณากำหนดตัวแปรควบคุมในการดำเนินการของอุปกรณ์ในกระบวนการ (ต่อ)

TB-204	ETHANE TURBINE 1	ความดันของ L-201	เนื่องจากความดันของสาย L-201 เป็นการกำหนด Pressure Ratio ของอุปกรณ์ซึ่งส่งผลต่อ ประสิทธิภาพการผลิตพลังงานไฟฟ้า
--------	------------------	------------------	--

5.1.2 การควบคุมกระบวนการในกรณีที่มีการเปลี่ยนแปลงองค์ประกอบของก๊าซธรรมชาติเหลว

เนื่องจากก๊าซธรรมชาติเหลวที่ถูกป้อนเข้าสู่กระบวนการนี้อาจมีองค์ประกอบทางกายภาพที่หลากหลาย ดังนั้นการดำเนินการโรงงานเพื่อให้มีความยืดหยุ่นต่อการรองรับก๊าซธรรมชาติเหลว รวมถึงมีความปลอดภัยและสามารถผลิตพลังงานไฟฟ้าได้ตามที่กำหนดนั้นจึงถูกนำมาพิจารณาเพื่อทำการควบคุมเงื่อนไขในการดำเนินการของอุปกรณ์ต่างๆ ภายในกระบวนการให้สามารถดำเนินการได้อย่างปลอดภัยและมีประสิทธิภาพ

โดยก๊าซธรรมชาติเหลวที่ถูกป้อนเข้าสู่โรงงานนั้นจะถูกแบ่งออกเป็น 3 กรณี ได้แก่ Lean Case, Rich Case, และ High N₂ Case ดังตารางที่ 2.5 ซึ่งก๊าซธรรมชาติทั้ง 3 กรณีนี้มีความแตกต่างกันที่องค์ประกอบของก๊าซธรรมชาติเหลว โดย Lean Case คือก๊าซธรรมชาติเหลวที่ประกอบไปด้วยสารมีเทนเป็นส่วนใหญ่ ในขณะที่ในกรณี Rich Case มีองค์ประกอบของสารอีเทน โพรเพน และบิวเทนร่วมด้วย และ High N₂ Case มีองค์ประกอบของสารไนโตรเจนในสัดส่วนที่มากกว่ากรณีอื่นๆ ซึ่งเมื่อนำก๊าซธรรมชาติเหลวในกรณีต่างๆ ดังกล่าวมาปรับใช้กับกระบวนการนั้น มีการส่งผลต่อกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้าในบางกรณี ซึ่งจะสามารถแสดงผลในกรณีต่างๆ และวิธีการรองรับเพื่อควบคุมกระบวนการให้มีประสิทธิภาพในการผลิตพลังงานไฟฟ้าได้เช่นเดิม ดังแสดงในตารางที่ 5.2

ตารางที่ 5.2 ผลกระทบและวิธีการรองรับจากการปรับใช้ก๊าซธรรมชาติเหลวกรณีต่างๆ ที่มีต่อกระบวนการ

LNG Case	Power Output (kW)	ผลกระทบต่อกระบวนการ	วิธีการรองรับเพื่อควบคุมปริมาณการผลิตพลังงานไฟฟ้า
Lean Case (Base Case)	4,229	-	-
Rich Case	3,694	1. พลังงานไฟฟ้าที่ผลิตได้มีค่าลดลง 12.65% 2. เกิด Temperature Cross ที่ H-101 และ H-201 เนื่องจากค่า C_p ของ LNG มีค่าลดลงจาก Base case	1. เพิ่ม Pressure Ratio โดยการปรับความดันของสายสารก่อนที่ออกจากปัม 2. ปรับความดันของสายสารที่แลกเปลี่ยนกับก๊าซธรรมชาติเหลวให้มีค่าสูงขึ้น เพื่อป้องกันการเกิด Temperature Cross
High N ₂ Case	4,091	1. พลังงานไฟฟ้าที่ผลิตได้มีค่าลดลง 3.26% 2. เกิด Temperature cross ที่ H-101 และ H-201 เนื่องจากค่า C_p ของ LNG มีค่าลดลงจาก Base case	1. ปรับความดันของสายสารที่แลกเปลี่ยนกับก๊าซธรรมชาติเหลวให้มีค่าสูงขึ้น เพื่อป้องกันการเกิด Temperature Cross

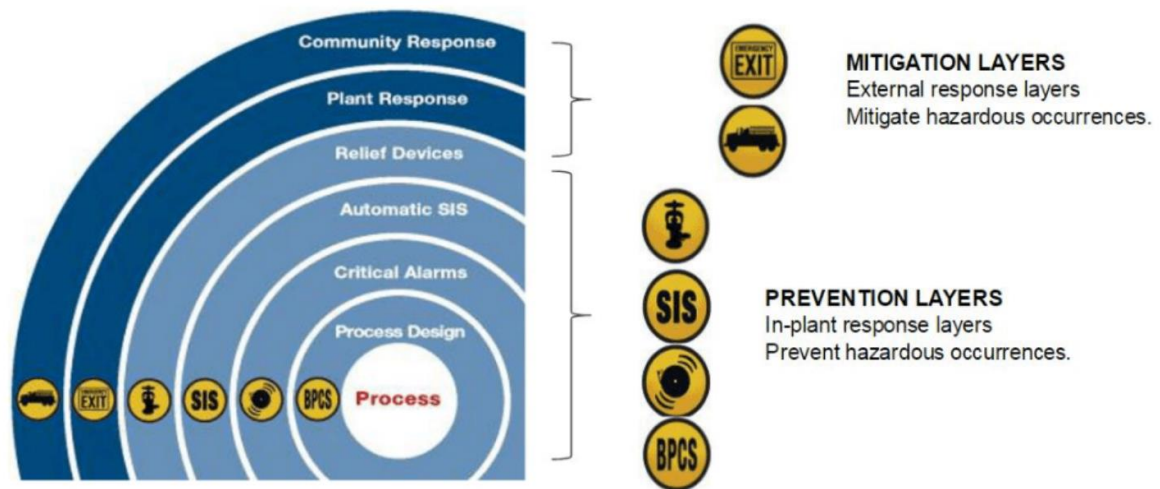
ดังนั้นในการดำเนินการของอุปกรณ์ภายในกระบวนการเพื่อให้มีความยืดหยุ่นต่อการรองรับก๊าซธรรมชาติเหลวที่มีความหลากหลาย และเพื่อให้สามารถผลิตพลังงานไฟฟ้าได้อย่างมีประสิทธิภาพจึงต้องอาศัยการควบคุมของอุปกรณ์และตัวแปรต่างๆ ในการดำเนินการของกระบวนการเป็นอย่างยิ่ง

5.2 ระบบ Process Control System (PCS) และ Safety Instrumented System (SIS)

ในกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้าด้วยความเย็นจากก๊าซธรรมชาติเหลวสำหรับโครงการฉบับนี้ ได้ทำการออกแบบระบบควบคุมและระบบเครื่องมีวัดของอุปกรณ์ในกระบวนการเป็นระบบแบบอัตโนมัติ ซึ่งจะมีผู้ปฏิบัติการ (Operators) เป็นผู้ดูแลการควบคุมของอุปกรณ์ โดยระบบควบคุมที่ใช้สำหรับกระบวนการ ได้แก่ Process Control System (PCS) และ Safety Instrumented System (SIS) ซึ่งหลักการทำงานของระบบมีดังนี้

1. เมื่อกระบวนการมีการดำเนินการอยู่ในสภาวะปกติ ระบบ PCS จะทำหน้าที่ในการควบคุมและรักษาพารามิเตอร์ต่างๆ ให้อยู่ในช่วงขอบเขตที่กำหนด (Setpoint) โดยมีเครื่องมือวัด ตัวรับสัญญาณ (Sensor) ตัวส่งสัญญาณ (Transmitter) และอุปกรณ์ควบคุม (Controller) ในการทำงาน
2. ถ้าหากเมื่อกระบวนการมีการดำเนินการผิดปกติหรือพารามิเตอร์ควบคุมมีค่าสูงหรือต่ำกว่าขอบเขตที่กำหนด ในขั้นตอนแรกระบบจะทำการแจ้งเตือน (Alarm) เพื่อให้ผู้ปฏิบัติการทราบและทำการควบคุมให้กลับสู่สภาวะปกติเช่นเดิม
3. ถ้าหากกระบวนการมีการดำเนินการผิดปกติจนกระทั่งไม่สามารถควบคุมให้กลับมาอยู่ในสภาวะปกติได้ ระบบ SIS จะเริ่มมีการทำงานโดยระบบจะทำการรับสัญญาณจากตัวรับสัญญาณ จากนั้นจะส่งไปประมวลผล ซึ่งถ้าหากพบความผิดปกติที่อาจทำก่อให้เกิดความอันตรายต่อกระบวนการ ระบบจะส่งสัญญาณเพื่อสั่งให้อุปกรณ์หยุดการทำงาน เพื่อป้องกันการเกิดอันตรายภายในกระบวนการและทำให้ระบบกลับเข้าสู่สภาวะปกติเช่นเดิม
4. เมื่อระบบ SIS มีการทำงานแล้ว แต่ยังไม่สามารถควบคุมกระบวนการให้กลับสู่สภาวะปกติได้ ระบบจะทำการสั่งให้มีการระบาย (Relief) ออกจากกระบวนการ เช่น การระบายความดันด้วยวาล์วนิรภัย (Safety valve)

ซึ่งหลักการทำงานดังกล่าวสามารถแสดงเป็นลำดับขั้นตอนอย่างง่ายได้ดังรูปที่ 5.1



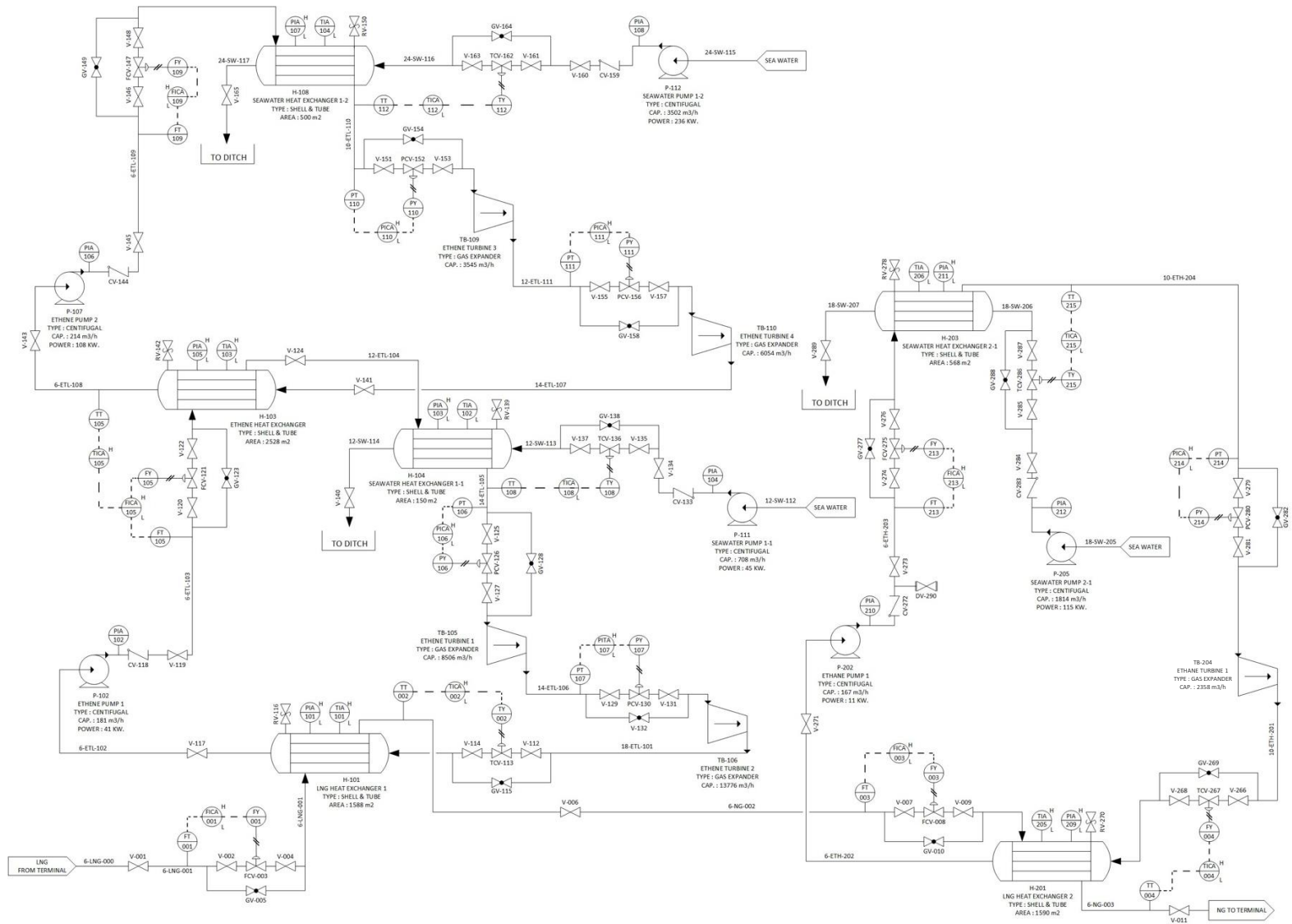
รูปที่ 5.1 ภาพรวมขั้นตอนการทำงานของระบบควบคุมภายในกระบวนการ

ที่มา: Cross Company. *Safety Instrumented Systems Vs Process Control Systems*.

สืบค้นจาก <https://www.crossco.com/blog/safety-instrumented-systems-vs-process-control-systems>

5.3 แผนผังรายละเอียดท่อและอุปกรณ์วัดเบื้องต้นภายในกระบวนการ (Preliminary Piping and Instrument Diagram)

จากหลักการทำงานของระบบควบคุม PCS และ SIS นั้น สามารถนำมาปรับใช้ในกระบวนการซึ่งสามารถแสดงได้ด้วยแผนภาพ Piping and Instrumentation Diagram (P&ID) ของกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้าด้วยความเย็นจากก๊าซธรรมชาติเหลว ดังรูปที่ 5.2

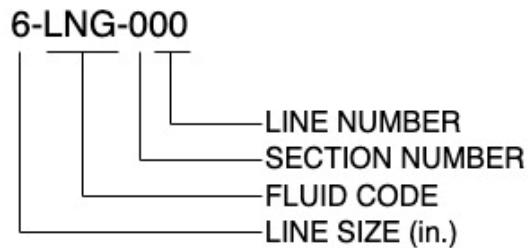


รูปที่ 5.2 แผนภาพ Piping and Instrumentation Diagram (P&ID) ของกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้าด้วยความเย็นจากก๊าซธรรมชาติเหลว

จากรูปที่ 5.2 แสดงแผนภาพ Piping and Instrumentation Diagram ของกระบวนการโดยจะมีรายละเอียดในแผนภาพดังนี้

1) การตั้งชื่อท่อในแผนภาพ

ตัวอย่างการตั้งชื่อท่อ



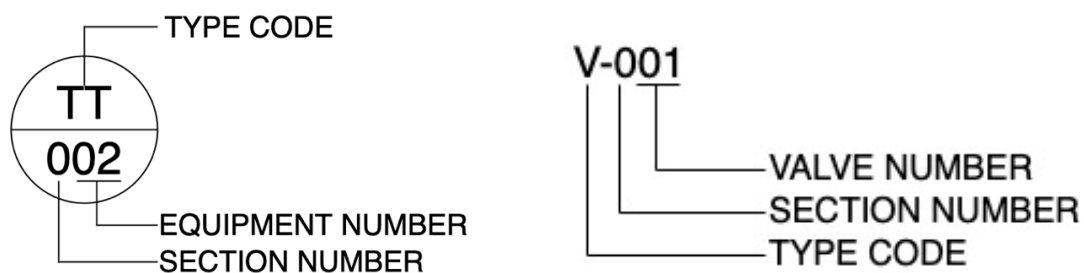
โดยรหัสของสาร (Fluid Code) แสดงในตารางที่ 5.3 ดังนี้

ตารางที่ 5.3 รหัสของสาร (Fluid Code) ในแผนภาพ Piping and Instrumentation Diagram ของกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้าด้วยความเย็นจากก๊าซธรรมชาติเหลว

สาร	รหัส
Ethane	ETH
Ethene/Ethylene	ETL
Liquid Natural Gas	LNG
Natural Gas	NG
Seawater	SW


2) รายชื่อและรายละเอียดของวาล์วและอุปกรณ์ควบคุมในกระบวนการ

ตัวอย่างการตั้งชื่อวาล์วและอุปกรณ์ควบคุม

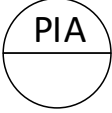
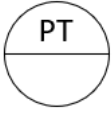
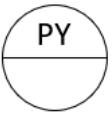
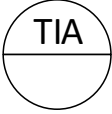
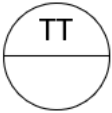


สำหรับรายละเอียดของชนิดวาล์วและอุปกรณ์ควบคุม สัญลักษณ์ของสายในแผนภาพ จะแสดงในตารางที่ 5.4 , ตารางที่ 5.5 และ ตารางที่ 5.6 ตามลำดับ

ตารางที่ 5.4 สัญลักษณ์แสดงชนิดและหน้าที่ของวาล์ว

ประเภทของวาล์ว	สัญลักษณ์	หน้าที่
Gate Valve		ใช้สำหรับเปิดหรือปิดวาล์วเต็มที่ เพื่อให้มีการไหลหรือหยุดการไหล
Control Valve		ใช้สำหรับควบคุมอัตราการไหลโดยทำงานเป็นระบบแบบอัตโนมัติ
Relief Valve		ใช้สำหรับควบคุมความดัน เมื่อมีความดันภายในอุปกรณ์มากเกินไป จะไปดันให้วาล์วค่อยๆเปิด เพื่อป้องกันไม่ให้อุปกรณ์มีความดันมากเกินไปจนเกิดความเสียหายต่ออุปกรณ์
Check Valve		ใช้ควบคุมให้สารไหลไปในทิศทางเดียว ป้องกันไม่ให้อาหารไหลย้อนกลับเมื่อระบบหยุดทำงาน
Globe Valve		ควบคุมการไหลของสาร


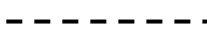

ตารางที่ 5.5 สัญลักษณ์แสดงชนิดและหน้าที่ของอุปกรณ์ควบคุม

ประเภทของอุปกรณ์ควบคุม	สัญลักษณ์	หน้าที่
PIA		วัดค่าความดันของสารภายในท่อหรือในอุปกรณ์ต่าง ๆ และส่งสัญญาณเตือนเมื่อความดันไม่อยู่ในค่าที่กำหนด
PT		วัดและแปลงความดันให้เป็นสัญญาณไฟฟ้า
PY		แปลงสัญญาณไฟฟ้าเป็นสัญญาณลมในสายความดัน
TIA		วัดค่าอุณหภูมิของสารภายในท่อหรือในอุปกรณ์ต่างๆ และส่งสัญญาณเตือนเมื่ออุณหภูมิของสารไม่อยู่ในค่าที่กำหนด
TT		แปลงกระแสอุณหภูมิให้เป็นสัญญาณไฟฟ้า

ตารางที่ 5.5 สัญลักษณ์แสดงชนิดและหน้าที่ของอุปกรณ์ควบคุม (ต่อ)

ประเภทของอุปกรณ์ ควบคุม	สัญลักษณ์	หน้าที่
TICA		วัดค่าอุณหภูมิของสารภายในท่อ แล้วส่งสัญญาณไฟฟ้าไปที่วาล์วเพื่อควบคุมวาล์ว และส่งสัญญาณเตือนเมื่ออุณหภูมิของสารไม่อยู่ในค่าที่กำหนด
TY		แปลงสัญญาณไฟฟ้าเป็นสัญญาณลมในสายอุณหภูมิ
LIA		วัดระดับความสูงของสารภายในท่อหรือในอุปกรณ์ต่างๆ และส่งสัญญาณเตือนเมื่อระดับความสูงของสารไม่อยู่ในค่าที่กำหนด
LT		แปลงให้ระดับความสูงของสารภายในท่อหรือในอุปกรณ์ต่างๆเป็นสัญญาณไฟฟ้า
LC		ควบคุมระดับความสูงของสารภายในท่อหรือในอุปกรณ์ต่างๆ โดยส่งสัญญาณไฟฟ้าไปปรับวาล์วให้อยู่ในค่าที่ต้องการ
FT		แปลงอัตราการไหลให้เป็นสัญญาณไฟฟ้า
FICA		วัดค่าอัตราการไหลของสารภายในท่อ แล้วส่งสัญญาณไฟฟ้าไปที่วาล์วเพื่อควบคุมวาล์ว และส่งสัญญาณเตือนเมื่อการไหลของสารไม่อยู่ในค่าที่กำหนด
FC		ควบคุมอัตราการไหลสารภายในท่อ โดยส่งสัญญาณไฟฟ้าไปปรับวาล์วให้อยู่ในค่าที่ต้องการ
FY		แปลงสัญญาณไฟฟ้าเป็นสัญญาณลมในสายอัตราการไหล

ตารางที่ 5.6 สัญลักษณ์แสดงชนิดและหน้าที่ของสายในแผนภาพ Piping and Instrumentation Diagram

ประเภทของสาย	สัญลักษณ์	หน้าที่
Connection to process line		สายของสาร
Electric signal		สายของสัญญาณไฟฟ้า
Pneumatic signal		สายของสัญญาณลม

5.4 การพิจารณาความปลอดภัย สุขภาพ และสิ่งแวดล้อม (Safety, Health, and Environmental Considerations)

ในการก่อสร้างโรงงานผลิตพลังงานไฟฟ้าในโครงการฉบับนี้ ผู้จัดทำได้เล็งเห็นถึงความสำคัญต่อความปลอดภัยและสุขภาพของผู้ปฏิบัติงาน รวมถึงผู้ที่อาศัยบริเวณใกล้เคียงโรงงาน ดังนั้นเพื่อให้ทราบถึงผลกระทบจากการก่อสร้างโรงงานและแนวทางเฝ้าระวังต่างๆ จะสามารถแสดงข้อมูลได้ดังตารางที่ 5.3

ตารางที่ 5.7 ผลกระทบต่อสุขภาพที่คาดว่าจะเกิดขึ้นจากการเปลี่ยนแปลงปัจจัยกำหนดสุขภาพ และข้อเสนอแนะในการเฝ้าระวังผลกระทบ

การเปลี่ยนแปลงของปัจจัยกำหนดสุขภาพ	ผลกระทบต่อสุขภาพที่คาดว่าจะเกิดขึ้น		ข้อเสนอแนะมาตรการ/แนวทางการป้องกันหรือลดผลกระทบต่อสุขภาพ	ข้อเสนอแนะมาตรการ/แนวทางการเฝ้าระวังผลกระทบต่อสุขภาพ
	ทางบวก	ทางลบ		
1. มีการตั้งโรงงานอุตสาหกรรมในพื้นที่นิคมอุตสาหกรรมมาบตาพุด	1. เพิ่มอัตราการจ้างงานในบริเวณใกล้เคียง โดยมี การเปิดรับตำแหน่งงานมากขึ้น อัตราการว่างงานน้อยลง	1. โรงงานอุตสาหกรรมอาจก่อให้เกิดปัญหามลพิษทางสิ่งแวดล้อมต่อชุมชน	1. อบรมและให้ความรู้แก่คนในชุมชนเกี่ยวกับการรับมือเมื่อเกิดเหตุฉุกเฉิน เช่น การรั่วไหลของสารไฮโดรคาร์บอน การเตรียมตัวและป้องกันเมื่อเกิดเพลิง	1. องค์กรบริหารส่วนจังหวัดร่วมกับโรงงานมีการรวบรวมสถิติของการเกิดอุบัติเหตุจากความผิดพลาดของโรงงาน
2. ที่ดินบริเวณโรงงานมีมูลค่าสูงขึ้น รายได้และความเป็นอยู่ของผู้ที่อาศัยอยู่ในบริเวณดังกล่าวดีขึ้น	1. เศรษฐกิจดีขึ้น 2. ผู้อยู่อาศัยมีความเป็นอยู่ดีขึ้น	1. การจราจรภายในชุมชนมีความหนาแน่นขึ้น โอกาสเกิดอุบัติเหตุสูงขึ้น	1. องค์กรบริหารส่วนจังหวัดร่วมกับโรงงานมีการรณรงค์ร่วมกันเกี่ยวกับการขับขี่ยานพาหนะอย่างปลอดภัยสำหรับชุมชน	1. องค์กรบริหารส่วนจังหวัดร่วมกับโรงงานมีการรวบรวมสถิติของการเกิดอุบัติเหตุการจราจรของพนักงานและผู้อาศัยในชุมชนใกล้เคียง

ตารางที่ 5.7 ผลกระทบต่อสุขรูปที่คาดว่าจะเกิดขึ้นจากการเปลี่ยนแปลงปัจจัยกำหนดสุขภาพ และข้อเสนอแนะในการเฝ้าระวังผลกระทบ (ต่อ)

การเปลี่ยนแปลงของปัจจัยกำหนดสุขภาพ	ผลกระทบต่อสุขรูปที่คาดว่าจะเกิดขึ้น		ข้อเสนอแนะมาตรการ/แนวทางการป้องกันหรือลดผลกระทบต่อสุขภาพ	ข้อเสนอแนะมาตรการ/แนวทางการเฝ้าระวังผลกระทบต่อสุขภาพ
	ทางบวก	ทางลบ		
3. ปัญหาการร้องเรียนเหตุรำคาญจากการเกิดมลพิษทางสิ่งแวดล้อมจากโรงงาน - กลิ่นเหม็นจากการรั่วไหลของสารเคมี		<ol style="list-style-type: none"> 1. ประชาชนได้รับสารพิษจากการปนเปื้อนของสารเคมีสู่สิ่งแวดล้อม 2. ผลต่อเนื่องทำให้ประชาชนเกิดความเสี่ยงต่อการเป็นโรคระบบทางเดินหายใจ 	<ol style="list-style-type: none"> 1. โรงงานควรจัดให้ผู้อาศัยในชุมชนใกล้เคียงได้เข้าเยี่ยมชมเกี่ยวกับระบบการจัดการมลพิษในโรงงาน 2. หน่วยงานที่เกี่ยวข้องควรติดตามเพื่อควบคุมกำกับจัดการมลพิษทางสิ่งแวดล้อม 	<ol style="list-style-type: none"> 1. โรงงานมีการเก็บตัวอย่างเพื่อวิเคราะห์การปนเปื้อนของสารเคมีสู่สิ่งแวดล้อมทั้งภายในโรงงานและภายในชุมชนบริเวณใกล้เคียง เพื่อเฝ้าระวังผลกระทบต่อสิ่งแวดล้อม
4. การเกิดอบายมุขต่างๆ ระหว่างการจัดการเทศบาลต่างๆ ในชุมชน เช่น การพนัน การดื่มสุรา	<ol style="list-style-type: none"> 1. การจัดงานเทศกาลก่อให้เกิดมิตรภาพและความสามัคคีในชุมชน 	<ol style="list-style-type: none"> 1. การพนันมีความผิดทางกฎหมายและอาจก่อให้เกิดหนี้สิน 2. การดื่มสุราอาจก่อให้เกิดการทะเลาะวิวาทและอุบัติเหตุ 	<ol style="list-style-type: none"> 1. ชุมชนมีการณรงค์ลด ละ เลิก อบายมุข 	<ol style="list-style-type: none"> 1. มีการตรวจสอบการก่ออบายมุขอย่างเข้มงวด

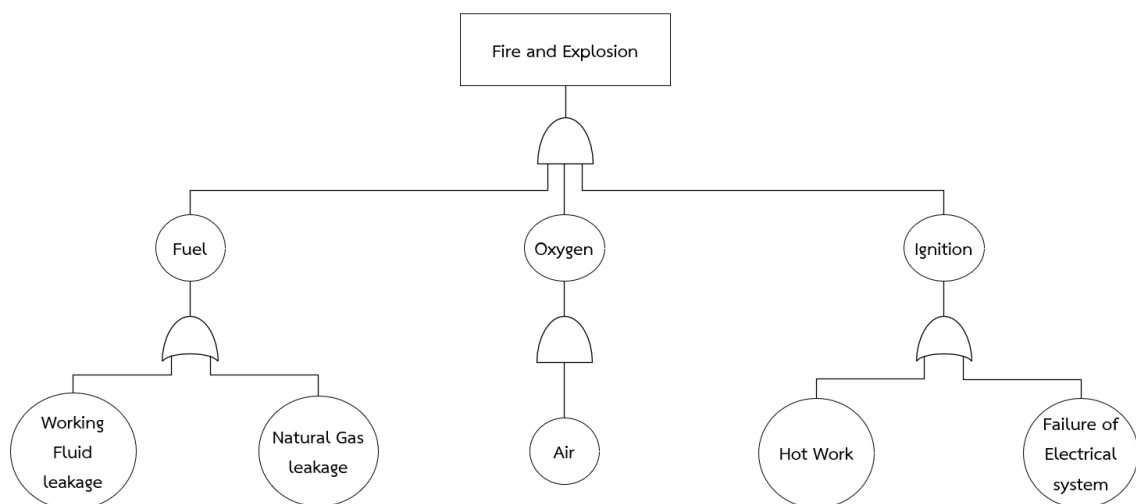
5.5 การวิเคราะห์ความผิดพลาดของกระบวนการ

การบ่งชี้อันตรายโดยการวิเคราะห์ความผิดพลาดของกระบวนการด้วยวิธีแผนผังต้นไม้ (Fault Tree Analysis; FTA) เป็นเครื่องมือที่มีความสำคัญในการป้องกันหรืออาจช่วยให้ความร้ายแรงของอุบัติเหตุที่อาจเกิดขึ้นได้ในอนาคตมีความร้ายแรงน้อยลง

โดยแผนภาพการบ่งชี้อันตรายจากการติดไฟและการระเบิดสามารถแสดงได้ดังรูปที่ 5.3 จะพบได้ว่าโอกาสในการติดไฟเกิดจากปัจจัยทั้ง 3 ประกอบกัน โดยสาเหตุของปัจจัยต่างๆ มีดังนี้

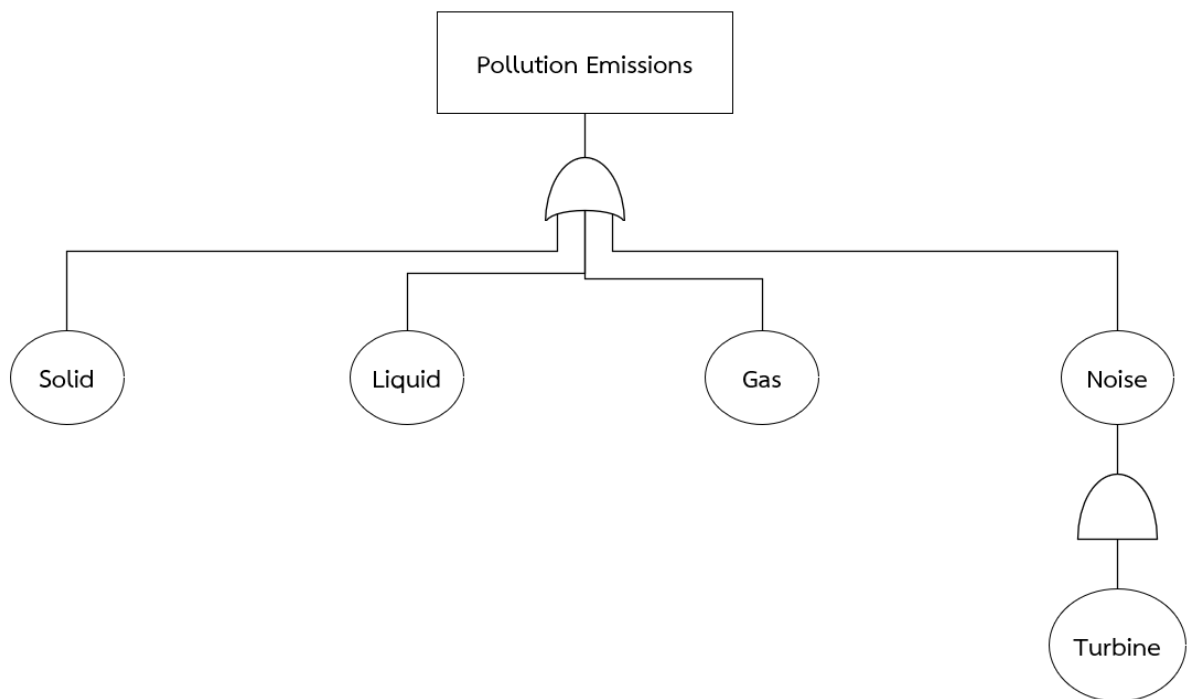
1. สาเหตุจากปัจจัยเชื้อเพลิง
 - 1.1 การกักต้อนของอุปกรณ์ในระบบ เป็นผลทำให้อุปกรณ์มีการรั่วของสารเคมีเกิดขึ้น
2. สาเหตุจากปัจจัยออกซิเจน
 - 2.1 ออกซิเจนที่มีอยู่โดยทั่วไปในอากาศ
3. สาเหตุจากปัจจัยประกายไฟ
 - 3.1 งานที่ก่อให้เกิดประกายไฟ เช่น การเชื่อม ตัด เจียรและรังสี
 - 3.2 กิจกรรมที่ก่อให้เกิดประกายไฟ เช่น การสูบบุหรี่ การใช้โทรศัพท์หรือเครื่องมือสื่อสารอิเล็กทรอนิกส์
 - 3.3 การเกิดระบบไฟฟ้าขัดข้องภายในกระบวนการ

จากปัจจัยข้างต้นเป็นสาเหตุที่สามารถก่อให้เกิดการติดไฟและระเบิดได้ในกรณีที่มีการรั่วไหลของสารเคมีภายในกระบวนการ ประกอบกับมีองค์ประกอบของออกซิเจนรวมถึงประกายไฟจากงานหรือกิจกรรมในบริเวณดังกล่าว ซึ่งวิธีการป้องกัน ได้แก่ ห้ามไม่ให้มีการเชื่อม ตัด เจียรและรังสีบริเวณนั้นๆ รวมถึงห้ามนำอุปกรณ์ที่อาจก่อให้เกิดประกายไฟ เช่น ไฟแชค บุหรี่ และเครื่องมือสื่อสารอิเล็กทรอนิกส์ เข้าไปภายในบริเวณกระบวนการผลิต (Battery Limited)



รูปที่ 5.3 แผนภาพการบ่งชี้อันตรายจากการติดไฟและการระเบิด โดยใช้การวิเคราะห์ด้วยวิธีแผนผังต้นไม้ (Fault Tree Analysis; FTA)

จากรูปที่ 5.4 และตารางที่ 5.4 แสดงการประเมินผลกระทบที่เกิดขึ้นต่อสิ่งแวดล้อมและสุขภาพ โดยจะเห็นได้ว่าในกระบวนการผลิตนั้น ไม่มีการเผาไหม้ที่ก่อให้เกิดก๊าซเรือนกระจกซึ่งเป็นมลพิษทางอากาศ ไม่มีการปล่อยของเสียในรูปแบบของเหลวออกสู่สิ่งแวดล้อมซึ่งก่อให้เกิดมลพิษทางน้ำ และไม่มีการผลิตขยะมูลฝอยจากกระบวนการผลิตด้วย แต่อาจมีการสร้างมลพิษทางเสียงจากการทำงานของเทอร์ไบน์หรือเอกแพนเตอร์ ซึ่งมีระดับความดังสูงสุดอยู่ในช่วง 70-90 เดซิเบล ดังนั้นเพื่อความปลอดภัยของพนักงานปฏิบัติการ บริเวณกระบวนการผลิต พนักงานจึงจำเป็นต้องใส่ปลั๊กอุดหูเพื่อป้องกันปัญหาทางสุขภาพจากมลพิษทางเสียง



รูปที่ 5.4 แผนภาพการบ่งชี้อันตรายจากการปล่อยมลพิษโดยใช้การวิเคราะห์ด้วยวิธีแผนผังต้นไม้ (Fault Tree Analysis; FTA)

ตารางที่ 5.8 การจำแนกมลพิษที่เกิดจากกระบวนการ

ประเภทของมลพิษ	การปล่อยมลพิษจากกระบวนการ	แหล่งการปล่อยมลพิษ	ผลกระทบจากการปล่อยมลพิษ	วิธีแก้ปัญหา
น้ำ	X			
เสียง	√	<p>ในส่วนของการทำงานของ Turbine ในระดับความดังสูงสุด 70-90 dB</p>	<ul style="list-style-type: none"> - ก่อให้เกิดความรำคาญและเกิดความเครียดทางประสาท - รบกวนการสื่อสารระหว่างบุคคล - ทำให้ขาดสมาธิและมีประสิทธิภาพในการทำงานลดลง 	<ul style="list-style-type: none"> - สามารถควบคุมการรับเสียงที่ผู้ฟังโดยทำการสวมปลั๊กอุดหูที่ทำด้วยยางหรือพลาสติก - ใช้วัสดุดูดกลืนเสียงหรือสร้างกำแพงกันเสียง
อากาศ	X			
ขยะมูลฝอย	X			

6. รายละเอียดการออกแบบของกระบวนการผลิตในเชิงเศรษฐศาสตร์

หลังจากได้ทำการออกแบบกระบวนการและมีพิจารณาในเชิงเทคนิคที่มีความเป็นไปได้ในการก่อตั้งโรงงานแล้ว จึงได้ทำการพิจารณาความเป็นไปได้ของกระบวนการผลิตในเชิงเศรษฐศาสตร์ ซึ่งในส่วนนี้จะเป็นการแสดงต้นทุนของอุปกรณ์ทั้งหมด รวมถึงการวิเคราะห์ทางเศรษฐศาสตร์โดยละเอียดของกระบวนการ ซึ่งสามารถแสดงได้ในหัวข้อที่ 6.1 และ 6.2 ตามลำดับ

6.1 สรุปต้นทุนของอุปกรณ์ภายในกระบวนการ (Equipment Cost Summary)

ตารางที่ 6.1 แสดงต้นทุนของอุปกรณ์ทั้งหมดภายในกระบวนการโดยผู้จัดทำได้ทำการหาข้อมูลราคาอุปกรณ์สำหรับกระบวนการผลิตดังกล่าวจากฐานข้อมูล Aspen HYSYS V12 และอ้างอิงราคาเพิ่มเติมจาก www.alibaba.com ซึ่งราคาของ LNG HEATEXCHANGER ได้ทำการอ้างอิงมาจากโจทย์การแข่งขัน TICHe 2564 โดยการแสดงผลสรุปในตารางเป็นการแบ่งตามชนิดของอุปกรณ์ซึ่งมีแผนผังการไหลของกระบวนการดังรูปที่ 2.6

ตารางที่ 6.1 สรุปต้นทุนของอุปกรณ์ทั้งหมดในกระบวนการ

Equipment			Equipment Cost (USD)
Type	Item No.	Name	
HEAT EXCHANGER	H-101	LNG HEAT EXCHANGER 1	350,000
	H-201	LNG HEAT EXCHANGER 2	
	H-103	ETHENE HEAT EXCHANGER	40,400
	H-104	SEAWATER HEAT EXCHANGER 1-1	40,100
	H-108	SEAWATER HEAT EXCHANGER 1-2	125,000
	H-203	SEAWATER HEAT EXCHANGER 2-1	137,600
	Total Heat Exchanger Cost		
PUMP	P-102	ETHENE PUMP 1	38,800
	P-107	ETHENE PUMP 2	103,500
	P-111	SEAWATER PUMP 1-1	25,200
	P-112	SEAWATER PUMP 1-2	143,200

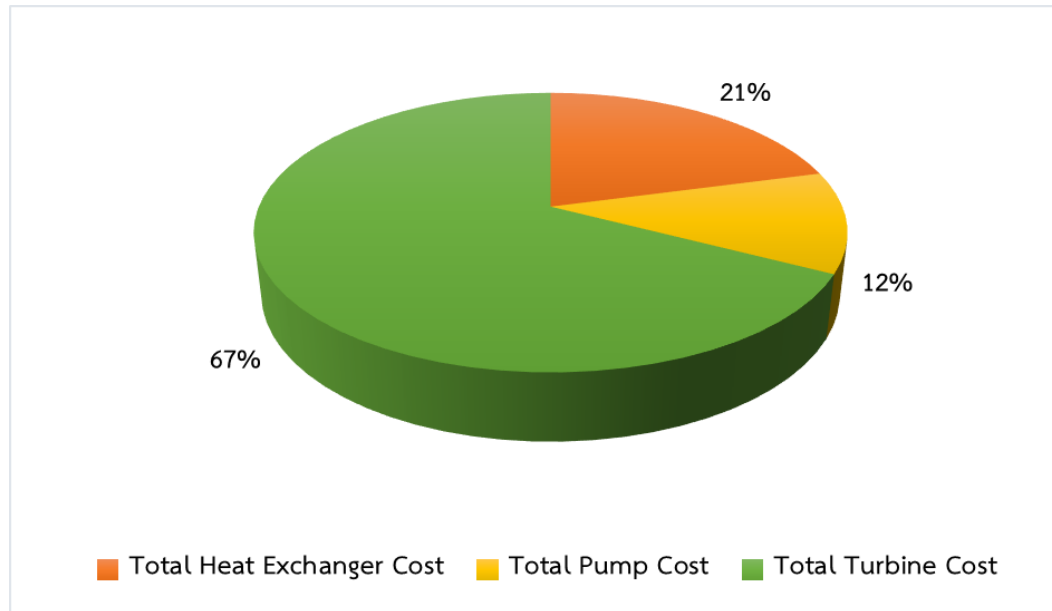
** 1 USD = 33.62 THB ณ วันที่ 9 มกราคม พ.ศ. 2565

ตารางที่ 6.1 สรุปต้นทุนของอุปกรณ์ทั้งหมดในกระบวนการ (ต่อ)

Equipment			Equipment Cost (USD)
Type	Item No.	Name	
PUMP	P-202	ETHANE PUMP 1	11,700
	P-205	SEAWATER PUMP 2-1	66,700
	Total Pump Cost		389,100
TURBINE	TB-105	ETHENE TURBINE 1	451,500
	TB-106	ETHENE TURBINE 2	625,000
	TB-109	ETHENE TURBINE 3	475,200
	TB-110	ETHENE TURBINE 4	555,500
	TB-204	ETHANE TURBINE 1	132,000
	Total Turbine Cost		2,239,200
Total Equipment Cost			3,321,400 USD
			111,665,468 THB

** 1 USD = 33.62 THB ณ วันที่ 9 มกราคม พ.ศ. 2565

จากตารางที่ 6.1 จะสามารถนำไปสร้างแผนภูมิการเปรียบเทียบต้นทุนของอุปกรณ์แต่ละชนิดในกระบวนการได้ดังรูปที่ 6.1 ซึ่งจากแผนภูมิดังกล่าวจะพบว่า เทอร์ไบน์เป็นอุปกรณ์ที่มีต้นทุนรวมสูงที่สุดโดยคิดเป็น 67 เปอร์เซ็นต์ของต้นทุนอุปกรณ์ทั้งหมดในกระบวนการ



รูปที่ 6.1 แผนภูมิการเปรียบเทียบต้นทุนของอุปกรณ์แต่ละชนิดในกระบวนการ

6.2 การวิเคราะห์ทางเศรษฐศาสตร์ (Economic Analysis)

เมื่อทำการเลือกรูปแบบกระบวนการผลิตกระแสไฟฟ้าแล้ว จึงได้ทำการวิเคราะห์ทางเศรษฐศาสตร์ เพื่อศึกษาความเป็นไปได้ในการลงทุนก่อสร้าง โดยมีการดำเนินการดังนี้

6.2.1 การคำนวณต้นทุนค่าก่อสร้างโรงงาน (Total Capital Investment Cost; TCI)

ในการประมาณค่าต้นทุนค่าก่อสร้างโรงงานนั้น จะคิดค่าของปัจจัยต่างๆ เป็นสัดส่วนกับค่าอุปกรณ์ โดยในตารางที่ 6.2 จะแสดงราคาโดยประมาณของอุปกรณ์ทั้งหมดในกระบวนการ

ตารางที่ 6.2 ราคาโดยประมาณของอุปกรณ์ชนิดต่างๆ ในกระบวนการ

อุปกรณ์	ราคา (บาท)
Heat Exchanger	23,302,022
Pump	13,081,542
Turbine	75,281,904
Total	111,665,468

เมื่อได้ค่าอุปกรณ์โดยประมาณของทั้งกระบวนการแล้ว จะนำไปคิดเป็นสัดส่วนกับปัจจัยอื่นๆ ในการก่อสร้างโรงงานซึ่งประกอบไปด้วย Direct cost และ Indirect cost ซึ่งสัดส่วนและการคำนวณจะแสดงในตารางที่ 6.3 ดังนี้

ตารางที่ 6.3 การคำนวณต้นทุนค่าก่อสร้างโรงงาน

	สัดส่วนของ ราคาอุปกรณ์	ราคา (บาท)
Direct Cost		
ค่าอุปกรณ์	1.00	111,665,468
ค่าติดตั้งอุปกรณ์	0.47	52,482,770
เครื่องมือและระบบควบคุม	0.36	40,199,568
ระบบท่อ	0.68	75,932,518
ระบบไฟฟ้า	0.11	12,283,201
อาคารและสถานที่	0.18	20,099,784
การปรับปรุงที่ดิน	0.10	11,166,547
สิ่งอำนวยความสะดวก	0.70	78,165,828
ที่ดิน	-	0

ตารางที่ 6.3 การคำนวณต้นทุนค่าก่อสร้างโรงงาน (ต่อ)

	สัดส่วนของ ราคาอุปกรณ์	ราคา (บาท)
Direct Cost		
สารทำงาน	-	39,359,606
Total Direct Cost		441,355,291
Indirect Cost		
วิศวกร	0.33	36,849,604
ค่าใช้จ่ายในการก่อสร้าง	0.41	45,782,842
ค่าใช้จ่ายทางกฎหมาย	0.04	4,466,619
ค่าธรรมเนียมผู้รับเหมา	0.22	24,566,403
ค่าเพื่อเหลือเผื่อขาด	0.44	49,132,806
Total Indirect Cost		160,798,274
Fixed Capital Investment		602,153,565
Working Capital (15% ของ TCI)		106,262,394
Total Capital Investment Cost		708,415,959

6.2.2 การคำนวณต้นทุนการผลิตสินค้ารวม (Total Product Cost; TPC)

ในการประมาณค่าต้นทุนการผลิตสินค้ารวมได้แสดงในตารางที่ 6.4 ดังนี้

ตารางที่ 6.4 การคำนวณต้นทุนการผลิตสินค้ารวม

Operating time, h/yr:	8760			
Capacity, kW:	422.68			
FCI (Baht):	602,153,565			
Item	Factor	Rate	Cost per rate	Value (Baht/yr)
Cold energy from LNG		100 ton/hr	10 Baht/ton	8,760,000.00
Operating labor		1095 person/yr	330 Baht/person	361,350
Operating supervision	0.1	of Operating labor		36,135
Utilities				
Electricity		4,862,501 kW/yr	3.5 Baht/kW-h	17,018,753
Maintenance and repairs	0.03	Of FCI		18,064,607

ตารางที่ 6.4 การคำนวณต้นทุนการผลิตสินค้ารวม (ต่อ)

Item	Factor	Rate	Cost per rate	Value (Baht/yr)
Operating Supplies	0.15	of Maintenance and repairs		2,709,691
Laboratory Charges	0	of Operating labour		0
Royalties	0	of TPC without depreciation		0
Total Variable production costs				46,950,536
Financing	0	of FCI		0
Insurance	0.01	of FCI		6,021,536
Rent (Baht/Rai/year)				0
Depreciation		For plant lifetime 25 years		28,336,638
Fixed Charges				34,358,174
Plant overhead costs	0.6	of labor, supervision, and		11,077,255
Administrative costs	0.15	maintenance		2,769,314
Distribution & selling	0	of TPC		0
Research & Development	0	of TPC		0
General Expenses				13,846,569
Total Product Cost				99,770,802
Total Product Cost without Depreciation				71,434,163

6.2.3 สรุปผลการวิเคราะห์ทางเศรษฐศาสตร์ของกระบวนการ

จากการคำนวณต้นทุนต่างๆ ของโรงงานจะสามารถสรุปผลคำนวณและการวิเคราะห์ทางเศรษฐศาสตร์ของกระบวนการได้ดังตารางที่ 6.5 และสามารถแสดงผลการวิเคราะห์ความสามารถในการทำรายได้ดังตารางที่ 6.6

ตารางที่ 6.5 ผลการวิเคราะห์ทางเศรษฐศาสตร์

รายการ	ราคา (บาทต่อปี)	หมายเหตุ
ยอดขายรวม, S_j	129,651,329	ราคาขายพลังงานไฟฟ้า 3.5 บาท/กิโลวัตต์ชั่วโมง
กำไรเบื้องต้นก่อนหักค่าเสื่อมราคา, g_j	58,217,165	
กำไรสุทธิก่อนหักภาษีและหลังหักค่าเสื่อมราคา, G_j	29,880,527	ค่าเสื่อมราคา 28,336,638 บาทต่อปี
กำไรสุทธิหลังหักภาษีและค่าเสื่อมราคา, N_{pj}	23,904,422	เสียภาษี 20% ต่อปี
กระแสเงินสด, A_j	52,241,060	

ตารางที่ 6.6 ผลการวิเคราะห์ความสามารถในการทำกำไร

ความสามารถในการทำกำไร (Profitability)		หน่วย
IRR	7	%
NPV	728,261,697	บาท
Payback Period	8.25 หรือ 8 ปี 4 เดือน	ปี

7. สรุปและข้อเสนอแนะ

7.1 บทสรุปในการเลือกเทคโนโลยีและกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้าที่เหมาะสม

จากการศึกษาเทคโนโลยีที่สามารถนำประโยชน์จากพลังงานความเย็นของก๊าซธรรมชาติเหลวมาประยุกต์ใช้พบว่า การผลิตกระแสไฟฟ้าจากพลังงานความเย็นในรูปแบบของวัฏจักรแรงดันอินทรีย์นั้นสามารถนำมาใช้งานได้จริง มีประสิทธิภาพสูงในการนำพลังงานความเย็นกลับมาใช้ประโยชน์ และมีความเป็นมิตรต่อสิ่งแวดล้อม รวมถึงเมื่อพิจารณาในด้านเศรษฐศาสตร์ พลังงานไฟฟ้ายังเป็นผลิตภัณฑ์ที่มีความต้องการสูงและสามารถนำมาใช้ทดแทนในกระบวนการเดิมที่มีอยู่ได้

กระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้าจากพลังงานความเย็นของก๊าซธรรมชาติเหลวในโครงการนี้ สามารถทำการออกแบบแบบจำลองได้ด้วยการใช้โปรแกรม Aspen HYSYS V12 และ Aspen Plus V12 โดยผู้จัดทำได้ทำการออกแบบกระบวนการทั้งหมด 4 กระบวนการ ได้แก่ Three-stage ORC, Two-stage ORC (4 cycles), Two-stage ORC (3 cycles) และ Three-stage ORC (ปรับเปลี่ยนรูปแบบกระบวนการ) ซึ่งจากกระบวนการทั้งหมด ผู้จัดทำได้ทำการพิจารณาคัดเลือกเพียงหนึ่งกระบวนการที่มีความน่าสนใจในการนำมาลงทุนและก่อสร้างจริง โดยมีตัวชี้วัดทางด้านเทคนิคและเศรษฐศาสตร์ คือ ปริมาณพลังงานไฟฟ้าที่สามารถผลิตได้ อัตราผลตอบแทนจากการลงทุน (Internal Rate of Return; IRR) และระยะเวลาคืนทุน (Payback Period; PB) ของกระบวนการ ซึ่งกระบวนการที่ถูกพิจารณาคัดเลือก คือ Two-stage ORC (3 cycles) เนื่องจากมีความคุ้มค่าในทางเทคนิคและทางเศรษฐศาสตร์สูงเมื่อเทียบกับกระบวนการอื่นๆ

7.2 บทสรุปเชิงเทคนิคในการออกแบบกระบวนการ

จากการออกแบบกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้าจากพลังงานความเย็นของก๊าซธรรมชาติเหลวในรูปแบบของวัฏจักรแรงดันอินทรีย์พบว่า กระบวนการนี้สามารถผลิตพลังงานไฟฟ้าได้ทั้งสิ้น 4,229 กิโลวัตต์ โดยทำการรับก๊าซธรรมชาติเหลวเข้าสู่กระบวนการด้วยอัตราการไหล 100 ตันต่อชั่วโมง (27.78 กิโลกรัมต่อวินาที) ที่อุณหภูมิและความดันเท่ากับ -150°C และ 95.5 bar ตามลำดับ โดยมีสารทำงานที่ใช้ในกระบวนการทั้งหมด 2 ชนิด ได้แก่ สารเอทิลีน 52.5 กิโลกรัมต่อวินาที และสารอีเทน 18 กิโลกรัมต่อวินาที โดยในกระบวนการมีน้ำทะเลทำหน้าที่เป็นแหล่งความร้อนในการให้พลังงานความร้อนกับสารทำงานในกระบวนการด้วยอัตราการไหลทั้งหมด 1675.66 kg/s โดยเมื่อก๊าซธรรมชาติเหลวถูกนำพลังงานความเย็นไปใช้ประโยชน์ในกระบวนการแล้ว จะเปลี่ยนสถานะกลับไปเป็นก๊าซธรรมชาติเช่นเดิมและถูกส่งออกจากกระบวนการด้วยอุณหภูมิ 15.67°C และความดัน 88.34 bar

7.3 บทสรุปเชิงเศรษฐศาสตร์ในการออกแบบกระบวนการ

จากการออกแบบกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้าจากพลังงานความเย็นของก๊าซธรรมชาติเหลวในรูปแบบของวัฏจักรแรงดันอินทรีย์นั้น ผู้จัดทำได้หาข้อมูลราคาอุปกรณ์สำหรับกระบวนการผลิตดังกล่าวจากฐานข้อมูล Aspen HYSYS V12 และอ้างอิงราคาเพิ่มเติมจาก www.alibaba.com เพื่อความสมจริงและการประเมินราคาที่ถูกต้องแม่นยำ ซึ่งจากการประเมินราคาอุปกรณ์ สามารถประเมินจำนวนเงินลงทุนเริ่มต้นและเงินลงทุนรวมได้จากการเปรียบเทียบสัดส่วนร้อยละของค่าอุปกรณ์สำหรับโรงงานที่มีกระบวนการผลิตในรูปแบบของไหล รวมถึงประเมินต้นทุนผลิตภัณฑ์รวมค่าใช้จ่ายแปรผันสำหรับกระบวนการผลิต ทั้งนี้จากการประเมินดังกล่าวพบว่า กระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้าจากพลังงานความเย็นมีกำไรสุทธิหลังจากหักภาษีและค่าเสื่อมราคา 23,904,422 บาทต่อปี โดยมีอัตราผลตอบแทนจากการลงทุน 7 เปอร์เซ็นต์ และระยะเวลาคืนทุน 13 ปี 4 เดือน

7.4 ข้อเสนอแนะ

จากข้อสรุปทั้งในเชิงเทคนิคและเชิงเศรษฐศาสตร์สำหรับการศึกษาการสร้างโรงงานผลิตพลังงานไฟฟ้าจากพลังงานความเย็นของก๊าซธรรมชาติเหลวในรูปแบบของวัฏจักรแรงดันอินทรีย์ซึ่งสามารถผลิตพลังงานไฟฟ้าได้ทั้งสิ้น 4,229 กิโลวัตต์ พบว่ากระบวนการนี้เป็นกระบวนการที่สามารถนำไปประยุกต์ใช้เพื่อสร้างโรงงานขึ้นได้จริง อีกทั้งยังมีความสามารถในการทำกำไรและระยะคืนทุนที่เหมาะสม รวมถึงเป็นกระบวนการที่ไม่มีการปล่อยมลพิษแม้แต่เล็กน้อยจึงมีความเป็นมิตรต่อสิ่งแวดล้อมเป็นอย่างยิ่ง

8. เอกสารอ้างอิง

- Bahadori, A. (2014). Liquefied Natural Gas (LNG). In *Natural Gas Processing*.
<https://doi.org/10.1016/b978-0-08-099971-5.00013-1>
- Esen, V., & Oral, B. (2016). Natural gas reserve/production ratio in Russia, Iran, Qatar and Turkmenistan: A political and economic perspective. *Energy Policy*, *93*, 101–109.
<https://doi.org/10.1016/j.enpol.2016.02.037>
- Frey, H. C., & Zhu, Y. (2012). Techno-economic analysis of combined cycle systems. In *Combined Cycle Systems for Near-Zero Emission Power Generation* (Issue c). Elsevier Masson SAS. <https://doi.org/10.1533/9780857096180.306>
- He, T., Chong, Z. R., Zheng, J., Ju, Y., & Linga, P. (2019). LNG cold energy utilization: Prospects and challenges. *Energy*, *170*, 557–568. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2018.12.170>
- Herath, H. M. D. P., Wijewardane, M. A., Ranasinghe, R. A. C. P., & Jayasekera, J. G. A. S. (2020). Working fluid selection of Organic Rankine Cycles. *Energy Reports*, *6*, 680–686.
<https://doi.org/10.1016/j.egy.2020.11.150>
- Joy, J., & Chowdhury, K. (2021). Enhancing generation of green power from the cold of vaporizing LNG at 30 bar by optimising heat exchanger surface area in a multi-staged organic Rankine cycle. *Sustainable Energy Technologies and Assessments*, *43*(August 2020), 100930. <https://doi.org/10.1016/j.seta.2020.100930>
- Kanbur, B. B., Xiang, L., Dubey, S., Choo, F. H., & Duan, F. (2017). Cold utilization systems of LNG: A review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, *79*(August 2016), 1171–1188. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2017.05.161>
- Kusagawa, M., Hamatani, E., Sakamoto, Y., Takubo, M., Ogawa, E., Ikeda, K., & Emi, H. (2004). A fully optimized cascaded LNG cold energy utilization system. *14th International Conference and Exhibition on Liquefied Natural Gas*, 1017–1025.
- Lee, S. (2017). Multi-parameter optimization of cold energy recovery in cascade Rankine cycle for LNG regasification using genetic algorithm. *Energy*, *118*, 776–782.
<https://doi.org/10.1016/j.energy.2016.10.118>

Ma, G., Lu, H., Cui, G., & Huang, K. (2018). Multi-stage Rankine cycle (MSRC) model for LNG cold-energy power generation system. *Energy*, 165, 673–688.
<https://doi.org/10.1016/j.energy.2018.09.203>

Punyasukhananda, P., & Bangviwat, A. (2012). *Utilisation of LNG Cold Energy at Maptaput LNG Receiving Terminal*. 435–442.

Qi, M., Park, J., Kim, J., Lee, I., & Moon, I. (2020). Advanced integration of LNG regasification power plant with liquid air energy storage: Enhancements in flexibility, safety, and power generation. *Applied Energy*, 269(January).
<https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2020.115049>

Sun, H., Zhu, H., Liu, F., & Ding, H. (2014). Simulation and optimization of a novel Rankine power cycle for recovering cold energy from liquefied natural gas using a mixed working fluid. *Energy*, 70, 317–324. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2014.03.128>

Thurairaja, K., Wijewardane, A., Jayasekara, S., & Ranasinghe, C. (2019). Working fluid selection and performance evaluation of ORC. *Energy Procedia*, 156(September 2018), 244–248.
<https://doi.org/10.1016/j.egypro.2018.11.136>

Tisdale, P. (1996). *A Case Study of Natural Gas in Thailand.pdf*.

Cross Company. *Safety Instrumented Systems Vs Process Control Systems*.

สืบค้นจาก <https://www.crossco.com/blog/safety-instrumented-systems-vs-process-control-systems>

Alibaba. *Ethylene Price*

สืบค้นจาก https://www.alibaba.com/product-detail/Ethylene-High-Purity-C2H4-Ethylene-99_1600334947147.html?spm=a2700.galleryofferlist.topad_classic.d_title.41bf3c6fwMel8M

Alibaba. *Ethane Price*

สืบค้นจาก <https://www.alibaba.com/product-detail/Ethane-Refrigerant-Grade-Purified-Gas->

Plant_1600277922402.html?spm=a2700.galleryofferlist.normal_offer.d_image.48b7169
cOzP27b&s=p

Alibaba. *Propylene Price*

สืบค้นจาก https://www.alibaba.com/product-detail/Industrial-Low-Price-C3H6-gas-supplier_1600180277632.html?spm=a2700.themePage.1022680216922.3.e864233drz6foq

Alibaba. *N-Butane Price*

สืบค้นจาก https://www.alibaba.com/product-detail/N-butane-Butane-Industrial-Grade-N_1600376677783.html?spm=a2700.galleryofferlist.normal_offer.d_title.72042f3duphjuhu&s=p

9. ภาคผนวก

ตารางผนวกที่ 1 ราคาของสารทำงานชนิดต่างๆ

ชนิดสารทำงาน	ราคา	หน่วย
สารเอทิลีน	4	ดอลลาร์สหรัฐต่อกิโลกรัม
สารอีเทน	6.4	ดอลลาร์สหรัฐต่อกิโลกรัม
สารโพรพิลีน	1.75	ดอลลาร์สหรัฐต่อกิโลกรัม
สารบิวเทน	2.2	ดอลลาร์สหรัฐต่อกิโลกรัม

ที่มา: Alibaba. *Ethylene Price*

สืบค้นจาก https://www.alibaba.com/product-detail/Ethylene-High-Purity-C2H4-Ethylene-99_1600334947147.html?spm=a2700.galleryofferlist.topad_classic.d_title.41bf3c6fwMel8M

Alibaba. *Ethane Price*

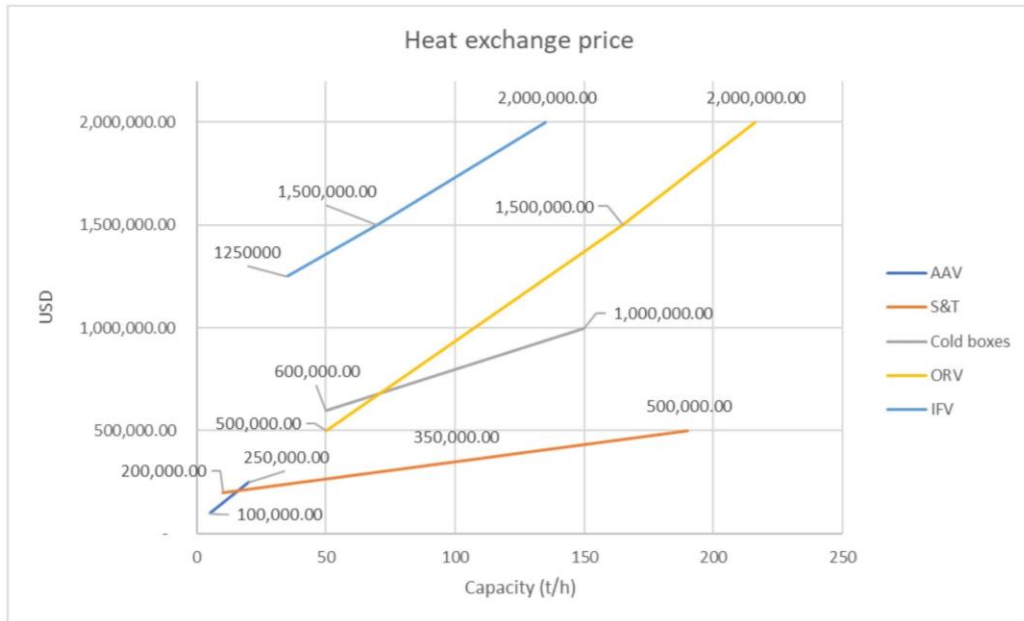
สืบค้นจาก https://www.alibaba.com/product-detail/Ethane-Refrigerant-Grade-Purified-Gas-Plant_1600277922402.html?spm=a2700.galleryofferlist.normal_offer.d_image.48b7169cOzP27b&s=p

Alibaba. *Propylene Price*

สืบค้นจาก https://www.alibaba.com/product-detail/Industrial-Low-Price-C3H6-gas-supplier_1600180277632.html?spm=a2700.themePage.1022680216922.3.e864233drz6foq

Alibaba. *N-Butane Price*

สืบค้นจาก https://www.alibaba.com/product-detail/N-butane-Butane-Industrial-Grade-N_1600376677783.html?spm=a2700.galleryofferlist.normal_offer.d_title.72042f3duphjhhu&s=p



รูปผนวกที่ 1 ราคาของอุปกรณ์ LNG HEAT EXCHANGER
 ที่มา โจทย์การแข่งขัน TICe 2564

ตารางผนวกที่ 2 Line Sizing and Hydraulic Review Summary

Stream No.	Case	Phase	Mass flow (kg/h)	Temp. (°C)	Inlet Pressure (bar)	Density (kg/m ³)	Viscosity (cP)	MW	Compr. Factor	Roughness (mm)	Line Length (m)	Fitting						Equivalent Line Length (m)	Dia. (in.)	Velocity (m/s)	ΔP_line (bar)	ΔP_static (bar)	ΔP_equivalent & instrument (bar)	ΔP_CV (bar)	ΔP_total (bar)	Design High Limit		Check Result		
												Elbow 90°	Gate Valve	Check Valve	Control Valve	Expander	Reducer									ΔP_bar (Start pressure - Destination)	Max Velocity Out (m/s)	ΔP_allow	Max Velocity Out	
LNG line																														
L-000	Lean	liquid	100000			425	0.091	16.06	0.0155	0.05	330	1				1	5.49	6	3.59	0.917	0	0.015				7.157	10	6		OK
L-001		liquid	100000			425	0.091		0.0155	0.05	3		3		1			64.62	6	3.59	0.008	0	0.180					6		OK
L-002		vapor	100000			166	0.017		0.0153	0.05	6		3		1			64.62	6	9.18	0.042	0	0.253					20		OK
L-003		vapor	100000			79	0.014		0.0153	0.05	363	3	1		1			15.85	6	19.18	5.310	0	0.232					20		OK
Ethene line stage 1 (Bottom Stage)																														
L-101	Lean	vapor	90000			3	0.008	28.05	0.0124	0.05	27	2	2				195.07	18	46.71	0.026	0	0.188				0.214	55		OK	
L-102		liquid	90000			548	0.138		0.0157	0.05	16	3	1					11.28	6	2.50	0.028	0	0.020				0.048	4		OK
L-103		liquid	90000			548	0.137		0.0157	0.05	19	3	3	1	1			135.64	6	2.50	0.034	0	0.239				0.273	4		OK
L-104		vapor	90000			17	0.008		0.0133	0.05	18	3	1					22.86	12	20.12	0.027	0	0.034				0.061	24		OK
L-105		liquid	90000			12	0.010		0.0130	0.05	15	3	2		1			167.03	14	21.64	0.015	0	0.166				0.181	29		OK
L-106		liquid	90000			7	0.002		0.0140	0.05	3		2		1			143.26	14	35.05	0.005	0	0.249				0.254	37		OK
Ethene line stage 1 (Top Stage)																														
L-107	Lean	vapor	99000			10	0.008	28.05	0.0129	0.05	15	1	1				6.10	14	27.52	0.021	0	0.008				0.029	32		OK	
L-108		liquid	99000			510	0.101		0.0155	0.05	19	3	1					11.28	6	2.96	0.043	0	0.026				0.069	4		OK
L-109		liquid	99000			510	0.100		0.0155	0.05	18	3	3	1	1			135.64	6	2.95	0.041	0	0.308				0.349	4		OK
L-110		vapor	99000			31	0.011		0.0138	0.05	9	2	2		1			115.83	10	17.88	0.023	0	0.301				0.325	18		OK
L-111		liquid	99000			18	0.009		0.0133	0.05	4		2		1			127.41	12	20.97	0.007	0	0.220				0.227	24		OK
Seawater line stage 1 (Bottom Stage)																														
L-112	Lean	liquid	708984			1101	1.901	23.77	0.0153	0.05	43	4					26.82	12	2.45	0.072	0	0.045				0.116	3		OK	
L-113		liquid	708984			1101	1.901		0.0153	0.05	17	1	3	1	1			258.78	12	2.45	0.028	0	0.430				0.459	3		OK
L-114		liquid	708984			1103	2.029		0.0154	0.05	17	2	1					16.15	12	2.45	0.028	0	0.027				0.055	3		OK
Seawater line stage 1 (Top Stage)																														
L-115	Lean	liquid	3506832			1101	1.901	23.77	0.0131	0.05	22	1					13.41	24	3.03	0.034	0	0.015				0.038	3		OK	
L-116		liquid	3506832			1101	1.901		0.0131	0.05	10	1	3	1	1			485.25	24	3.03	0.011	0	0.528				0.538	3		OK
L-117		liquid	3506832			1103	2.029		0.0132	0.05	26	2	1					31.70	24	3.03	0.028	0	0.035				0.063	3		OK
Ethane line stage 2																														
L-201	Lean	vapor	64800			27	0.010	30.07	0.0138	0.05	58	1	2				110.34	10	13.00	0.073	0	0.138				0.211	19		OK	
L-202		liquid	64800			427	0.071		0.0156	0.05	32	3	1					11.28	6	2.31	0.037	0	0.013				0.050	5		OK
L-203		liquid	64800			427	0.071		0.0156	0.05	9	2	3	1	1			132.28	6	2.31	0.010	0	0.154				0.164	5		OK
L-204		vapor	64800			30	0.010		0.0138	0.05	17	3	2		1			121.31	10	11.76	0.019	0	0.138				0.157	18		OK
Seawater line stage 2																														
L-205	Lean	liquid	1816560			1101	1.901	23.77	0.0139	0.05	9	1					10.06	18	2.79	0.012	0	0.013				0.025	3		OK	
L-206		liquid	1816560			1101	1.901		0.0139	0.05	10	1	3	1	1			356.32	18	2.79	0.013	0	0.466				0.480	3		OK
L-207		liquid	1816560			1103	2.029		0.0140	0.05	5		1					3.66	18	2.79	0.007	0	0.005				0.011	3		OK
LNG line																														
L-000	Rich	liquid	100000			470	0.132	18.61	0.0156	0.05	330	1				1	5.49	6	3.24	0.836	0	0.014				5.739	10	6		OK
L-001		liquid	100000			470	0.132		0.0156	0.05	3		3		1			64.62	6	3.24	0.008	0	0.184				6		OK	
L-002		vapor	100000			199	0.020		0.0153	0.05	6		3		1			64.62	6	7.64	0.035	0	0.377				20		OK	
L-003		vapor	100000			102	0.015		0.0153	0.05	363	3	1		1			15.85	6	14.90	4.126	0	0.180				20		OK	
Ethene line stage 1 (Bottom Stage)																														
L-101	Rich	vapor	90000			5	0.008	28.05	0.0124	0.05	27	2	2				195.07	18	32.73	0.018	0	0.132				0.150	46		OK	
L-102		liquid	90000			534	0.123		0.0156	0.05	16	3	1					11.28	6	2.57	0.029	0	0.020				0.049	4		OK
L-103		liquid	90000			534	0.122		0.0156	0.05	19	3	3	1	1			135.64	6	2.57	0.034	0	0.245				0.279	4		OK
L-104		vapor	90000			17	0.008		0.0133	0.05	18	3	1					22.86	12	20.12	0.027	0	0.034				0.061	24		OK
L-105		liquid	90000			12	0.010		0.0130	0.05	15	3	2		1			167.03	14	21.64	0.015	0	0.166				0.181	29		OK
L-106		liquid	90000			7	0.009		0.0129	0.05	3		2		1			143.26	14	35.05	0.005	0	0.230				0.235	37		OK
Ethene line stage 1 (Top Stage)																														
L-107	Rich	vapor	99000			13	0.008	28.05	0.0129	0.05	15	1	1				6.10	14	21.94	0.017	0	0.007				0.023	28		OK	
L-108		liquid	99000			501	0.095		0.0155	0.05	19	3	1					11.28	6	3.01	0.044	0	0.026				0.070	4		OK
L-109		liquid	99000			501	0.094		0.0155	0.05	18	3	3	1	1			135.64	6	3.01	0.042	0	0.313				0.355	4		OK
L-110		vapor	99000			34	0.011		0.0138	0.05	9	2	2		1			115.83	10	15.88	0.021	0	0.271				0.292	17		OK
L-111		liquid	99000			30	0.010		0.0133	0.05	4		2		1			127.41	12	12.42	0.004	0	0.130				0.134	18		OK
Seawater line stage 1 (Bottom Stage)																														
L-112	Rich	liquid	708840			1101	1.901	23.77	0.0153	0.05	43	4					26.82	12	2.45	0.071	0	0.045				0.116	3		OK	
L-113		liquid	708840			1101	1.901		0.0153	0.05	17	1	3	1	1			258.78	12	2.45	0.028	0	0.430				0.458	3		OK
L-114		liquid	708840			1103	2.029		0.0154	0.05	17	2	1					16.15	12	2.45	0.028	0	0.027				0.055	3		OK
Seawater line stage 1 (Top Stage)																														
L-115	Rich	liquid	3377520			1101	1.901	23.77	0.0131	0.05	22	1					13.41	24	2.92	0.022	0	0.014				0.036	3		OK	
L-116		liquid	3377520			1101	1.901		0.0131	0.05	10	1	3	1	1			485.25	24	2.92	0.010	0	0.491				0.501	3		OK
L-117		liquid	3377520			1103	2.029		0.0132	0.05	26	2	1					31.70	24											

ตารางผนวกที่ 2 Line Sizing and Hydraulic Review Summary (ต่อ)

Stream No.	Case	Phase	Mass flow (kg/h)	Temp. (°C)	Inlet Pressure (barg)	Density (kg/m ³)	Viscosity (cP)	MW	Compr. Factor	Roughness (mm)	Line Length (m)	Fitting						Equivalent Line Length (m)	Dia. (in.)	Velocity (m/s)	ΔP_line (bar)	ΔP_static (bar)	ΔP_equivalent & instrument (bar)	ΔP_CV (bar)	ΔP_total (bar)	Design High Limit		Check Result				
												Elbow 90°	Gate Valve	Check Valve	Control Valve	Expander	Reducer									ΔP (bar) (Start pressure - Destination pressure)	Max Velocity Out (m/s)	ΔP_allow	Max Velocity Out			
LNG line																																
L-000	High N2	liquid	100000			452	0.107	17.27	0.0156	0.05	330	1				1	5.49	6	3.37	0.864	0	0.014				6.524	10	6		OK		
L-001		liquid	100000			452	0.107		0.0156	0.05	3			3				64.62	6	3.37	0.008	0	0.169						6		OK	
L-002		vapor	100000			178	0.018		0.0153	0.05	6			3				15.85	6	8.57	0.039	0	0.423						20		OK	
L-003		vapor	100000			88	0.014		0.0153	0.05	363			3	1			1	15.85	6	17.32	4.797	0	0.209						20		OK
Ethene line stage 1 (Bottom Stage)																																
L-101	High N2	vapor	90000			4	0.008	28.05	0.0124	0.05	27	2	2			1	195.07	18	40.34	0.022	0	0.162				0.185		51		OK		
L-102		liquid	90000			542	0.132		0.0157	0.05	16	3	1					11.28	6	2.53	0.028	0	0.020						4		OK	
L-103		liquid	90000			542	0.131		0.0157	0.05	19	3	3	1	1			135.64	6	2.53	0.034	0	0.241						4		OK	
L-104		vapor	90000			17	0.008		0.0133	0.05	18	3	1						22.86	12	20.12	0.027	0	0.034						24		OK
L-105		vapor	90000			12	0.010		0.0130	0.05	15	3	2						167.03	14	21.64	0.015	0	0.166						29		OK
L-106		vapor	90000			7	0.092		0.0140	0.05	3		2						143.26	14	35.05	0.005	0	0.249						37		OK
Ethene line stage 1 (Top Stage)																																
L-107	High N2	vapor	99000			11	0.008	28.05	0.0129	0.05	15	1	1				6.10	14	26.41	0.019	0	0.008				0.027		30		OK		
L-108		liquid	99000			507	0.099		0.0155	0.05	19	3	1					11.28	6	2.97	0.043	0	0.026						4		OK	
L-109		liquid	99000			507	0.098		0.0155	0.05	18	3	3	1	1			135.64	6	2.97	0.041	0	0.310						4		OK	
L-110		vapor	99000			31	0.011		0.0138	0.05	9	2	2						115.83	10	17.68	0.023	0	0.301						18		OK
L-111		vapor	99000			24	0.010		0.0133	0.05	4		2						127.41	12	15.84	0.005	0	0.166						21		OK
Seawater line stage 1 (Bottom Stage)																																
L-112	High N2	liquid	708984			1101	1.901	23.77	0.0153	0.05	43	4					26.82	12	2.45	0.072	0	0.045				0.116		3		OK		
L-113		liquid	708984			1101	1.901		0.0153	0.05	17	1	3	1	1				258.78	12	2.45	0.028	0	0.430						3		OK
L-114		liquid	708984			1103	2.029		0.0154	0.05	17	2	1						16.15	12	2.45	0.028	0	0.027						3		OK
Seawater line stage 1 (Top Stage)																																
L-115	High N2	liquid	3476520			1101	1.901	23.77	0.0131	0.05	22	1					13.41	24	3.01	0.024	0	0.014				0.038		3		OK		
L-116		liquid	3476520			1101	1.901		0.0131	0.05	10	1	3	1	1				485.25	24	3.01	0.011	0	0.519						3		OK
L-117		liquid	3476520			1103	2.029		0.0132	0.05	26	2	1						31.70	24	3.00	0.028	0	0.034						3		OK
Ethane line stage 2																																
L-201	High N2	vapor	59040			27	0.010	30.07	0.0138	0.05	58	1	2				110.34	10	11.84	0.080	0	0.115				0.175		19		OK		
L-202		liquid	59040			427	0.071		0.0156	0.05	32	3	1						11.28	6	2.11	0.031	0	0.011						5		OK
L-203		liquid	59040			427	0.071		0.0156	0.05	9	2	3	1	1				132.28	6	2.10	0.009	0	0.128						5		OK
L-204		vapor	59040			30	0.010		0.0138	0.05	17	3	2						121.31	10	10.71	0.016	0	0.114						18		OK
Seawater line stage 2																																
L-205	High N2	liquid	1655280			1101	1.901	23.77	0.0141	0.05	9	1					10.06	18	2.54	0.010	0	0.011				0.021		3		OK		
L-206		liquid	1655280			1101	1.901		0.0141	0.05	10	1	3	1	1				356.32	18	2.54	0.011	0	0.391						3		OK
L-207		liquid	1655280			1103	2.029		0.0142	0.05	5		1						3.66	18	2.54	0.006	0	0.004						3		OK

ตารางผนวกที่ 3 การคำนวณขนาดของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน

Heat Exchanger Code		H-101	H-103	H-104	H-108	H-201	H-203
Input Variable							
heat transfer area (A)	[m ²]	1587.88	2528.11	149.59	499.25	1589.7	568.47
Tube length	[m]	6	6	4	5	6	5
Tube OD	[mm]	19	19	19	19	19	19
Pitch ratio		1.33	1.33	1.33	1.33	1.33	1.33
Tube layout		Triangular (30°)	Triangular (30°)	Triangular (30°)	Triangular (30°)	Triangular (30°)	Triangular (30°)
Calculation							
Tube pitch	[mm]	25.27	25.27	25.27	25.27	25.27	25.27
Tube-tube clearance	[mm]	6.27	6.27	6.27	6.27	6.27	6.27
Tube Outside surface area	[m ²]	0.3581	0.3581	0.2388	0.2985	0.3581	0.2985
Tube count		4434	7059	627	1673	4439	1905
Occupied area	[m ²]	0.0003	0.0003	0.0003	0.0003	0.0003	0.0003
Cross-sectional area of tube bundle	[m ²]	1.4156	2.2538	0.2000	0.5341	1.4172	0.6082
Bundle diameter	[m]	1.3425	1.6940	0.5047	0.8246	1.3433	0.8800
Shell diameter	[m]	1.3805	1.7320	0.5427	0.8626	1.3813	0.9180