



รายงานสหกิจศึกษาฉบับสมบูรณ์

การออกแบบระบบการลดอุณหภูมิของเคโรซีนก่อนส่งไปหน่วยปรับปรุง
คุณภาพเคโรซีนและการคำนวณความหนาของฉนวนสำหรับท่อส่งไอน้ำ
ความดันสูงเพื่อการประหยัดพลังงาน

**Design the Systems to Decrease Kerosene Temperature before Sending to
Kerosene Treating Unit and Calculation of Insulation Thickness for High
Pressure Steam Line for Energy Saving**

นายกษิติเดช ยิ้มละม้าย

ภาควิชาวิศวกรรมเคมี

คณะวิศวกรรมศาสตร์

สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง

ปีการศึกษา 2559



T148528

รายงานสหกิจศึกษาฉบับสมบูรณ์

การออกแบบระบบการลดอุณหภูมิของเคโรซีนก่อนส่งไปหน่วยปรับปรุง
คุณภาพเคโรซีนและการคำนวณความหนาของฉนวนสำหรับท่อส่งไอน้ำ

ความดันสูงเพื่อการประหยัดพลังงาน

**Design the Systems to Decrease Kerosene Temperature before Sending to
Kerosene Treating Unit and Calculation of Insulation Thickness for High
Pressure Steam Line for Energy Saving**

นายกษิติเดช ยิ้มละม้าย

เลขหมู่.....
เลขทะเบียน..... **148528**
วันเดือนปี **30 มี.ค. 2560**

ภาควิชาวิศวกรรมเคมี

คณะวิศวกรรมศาสตร์

.b. 12871709
.l.

สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง

ปีการศึกษา 2559

ปริญญานิพนธ์เรื่อง	การออกแบบระบบการลดอุณหภูมิของเคโรซีนก่อนส่งไป หน่วยปรับปรุงคุณภาพเคโรซีนและการคำนวณความหนาของฉนวน สำหรับท่อส่งไอน้ำความดันสูงเพื่อการประหยัดพลังงาน
โดย	นายกษิติเดช ยิ้มละม้าย
ปริญญา	วิศวกรรมศาสตรบัณฑิต
ภาควิชา	วิศวกรรมเคมี
ปีการศึกษา	2559
อาจารย์ที่ปรึกษา	รศ.ดร.อัญชลีพร วาริตสวัสดิ์ หล่อทองคำ
ผู้นิเทศงาน	คุณรัฐกิจ กิจสงวน วิศวกรอาวุโสส่วนเทคนิคโรงกลั่น คุณพีรพจน์ เพทายพนากิจ วิศวกรส่วนเทคนิคโรงกลั่น บริษัท บางจากปิโตรเลียม จำกัด (มหาชน)

บทคัดย่อ

บริษัท บางจากปิโตรเลียม จำกัด (มหาชน) ให้ความสำคัญต่อคุณภาพน้ำมันที่จำหน่ายแก่ผู้บริโภค และการประหยัดพลังงาน จึงพัฒนากระบวนการผลิตและการจัดการพลังงานอย่างต่อเนื่องตามระบบ การจัดการพลังงานมาตรฐานสังคมเศรษฐกิจอาเซียนที่มุ่งเน้นการประหยัดพลังงานอย่างยั่งยืน โครงการนี้ได้รับมอบหมายให้ออกแบบระบบการลดอุณหภูมิของเคโรซีนที่ได้จากหน่วยกลั่น น้ำมันดิบก่อนส่งไปหน่วยปรับปรุงคุณภาพเคโรซีน เพราะพบว่าอุณหภูมิของเคโรซีนก่อนส่งเข้า หน่วยปรับปรุงคุณภาพมีค่าสูงกว่าอุณหภูมิจากค่าการออกแบบ ทำให้ตัวเร่งปฏิกิริยาในหน่วย ปรับปรุงคุณภาพเคโรซีนเสื่อมสภาพเร็วขึ้น และยังทำให้สีของเคโรซีนเข้มกว่าค่ามาตรฐาน ไม่เป็นที่ ยอมรับของผู้บริโภค จึงพิจารณาคิดตั้งเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบแผ่นเพิ่ม และนำเคโรซีนมา ให้ความร้อนกับน้ำ (Desalter injection water) เพื่อใช้เพิ่มอุณหภูมิให้กับน้ำมันดิบก่อนส่งเข้าเตาต้ม น้ำมัน อุณหภูมิของเคโรซีนจึงลดลง และยังคงลดปริมาณแก๊สธรรมชาติที่ใช้ให้ความร้อนกับน้ำมันดิบ มูลค่า ของแก๊สธรรมชาติที่ลดลงประมาณ 3,270,000 บาท ภายในระยะเวลาปฏิบัติการ 340 วัน ทั้งนี้ยังไม่รวม ราคาเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบแผ่นและค่าติดตั้ง นอกจากนี้ยังศึกษาความหนาของฉนวนของ ท่อไอน้ำความดันสูงที่เหมาะสมเพื่อการประหยัดพลังงาน จากการศึกษาพบว่ามีความร้อนสูญเสียจาก ท่อไอน้ำความดันสูงที่หุ้มด้วยฉนวนความร้อนชนิดแร่ใยหินหนา 100 มิลลิเมตร สำหรับส่ง ไอน้ำความดันสูงจากหน่วยผลิตไอน้ำไปยังหน่วยกลั่นที่ 2 และ 3 ซึ่งพบว่าอุณหภูมิของไอน้ำความดัน สูงที่หน่วยผลิตไอน้ำที่ตรวจวัดได้มีค่าเท่ากับ 345 องศาเซลเซียส และอุณหภูมิของไอน้ำความดันสูง

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้คัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ก่อนเข้าหน่วยกัณฑ์ที่ 2 และ 3 เท่ากับ 289.1 และ 315.6 องศาเซลเซียส ดังนั้นหากเพิ่มความหนาของฉนวนความร้อนจาก 100 เป็น 200 มิลลิเมตร อุณหภูมิของไอน้ำความดันสูงก่อนเข้าหน่วยกัณฑ์ที่ 2 และ 3 ที่คำนวณได้จะมีค่า 290.1 และ 319.7 องศาเซลเซียส ตามลำดับ สามารถลดความร้อนสูญเสียได้ประมาณ 46 และ 33 กิโลวัตต์ต่อชั่วโมง ตามลำดับ (อัตราการไหลของไอน้ำความดันสูงก่อนเข้าหน่วยกัณฑ์ที่ 2 มีค่าสูงกว่าก่อนเข้าหน่วยกัณฑ์ที่ 3) คิดเป็นมูลค่ารวมประมาณ 570,000 บาท ภายในระยะเวลาปฏิบัติการ 340 วัน ทั้งนี้ยังไม่รวมราคาฉนวนความร้อนและค่าติดตั้ง

คำสำคัญ : เโครซีน หน่วยปรับปรุงคุณภาพ ฉนวนความร้อน ท่อส่งไอน้ำ การประหยัดพลังงาน



เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

Report Title	Design the Systems to Decrease Kerosene Temperature before Sending to Kerosene Treating Unit and Calculation of Insulation Thickness for High Pressure Steam Line for Energy Saving	
By	Mr. Kasidet Yimlamai	
Degree	Bachelor of Engineering	
Program	Chemical Engineering	
Year	2016	
Advisor	Assoc. Prof. Dr. Anchaleeporn Waritswat Lothongkum	
Co-advisor	Mr. Rattakit Kitsa-nguan	Senior Technical Engineer
	Mr. Peerapot Pataypanakit	Technical Engineer
	Bangchak Petroleum Public Company Limited	

ABSTRACT

Bangchak Petroleum Public Company Limited gives priority to the quality of oil products and energy saving. The company continuously develops the processes and carries out energy management in accordance with the energy management system of the ASEAN Economic Community, which focuses on sustainable energy saving. This project therefore designed the systems to decrease the temperature of kerosene from crude distillation unit before sending the kerosene to kerosene treating unit (KTU). It was found that the temperature of kerosene before sending to the KTU was higher than the design temperature. High temperature of kerosene results in catalyst deactivation at the KTU and darker color of kerosene than its specification. This project considered the installation of the plate-type heat exchanger. The temperature of kerosene was finally decreased by heat exchange with the desalter injection water, which was used to increase crude temperature before sending it to the furnace. This heat exchange led to less consumption of natural gas that was used to heat crude. The amount of the decreased natural gas was about 3,270,000 Baht/340 operating days excluding the cost of the plate-type heat exchanger and its installation cost. This project, additionally, calculated the optimum insulation thickness of the high pressure steam line for energy saving since there was heat loss from a 100-mm rockwool insulated high pressure steam line from the power plant to distillation plants 2 and 3. It was found that the temperature of high pressure steam at the power plant was 345 °C and before entering the distillation plants 2 and 3

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้คัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

were 289.1 and 315.6 °C, respectively. By increasing the insulation thickness from 100 to 200 mm, the temperature of high pressure steam before entering the distillation plants 2 and 3 were 290.1 and 319.7 °C, respectively. The respective energy saving were 46 and 33 kW/h because the flow rate of high pressure steam at the distillation plant 2 was higher than at the distillation plant 3. The expected total cost of energy saving was about 570,000 Baht/340 operating days excluding the insulation cost and its installation cost.

Keywords : Kerosene, Kerosene Treating Unit, Thermal Insulation, Steam Line, Energy Saving



เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

กิตติกรรมประกาศ

ขอขอบพระคุณคณะผู้บริหารบริษัท บางจากปิโตรเลียม จำกัด (มหาชน) ที่ให้โอกาสข้าพเจ้าทำโครงการสหกิจศึกษาภายใต้การดูแลจากทีมงานของบริษัท คุณนฤพรณ สุธรรมเกษม ผู้จัดการส่วนเทคนิคโรงกลั่น และคุณกิตติ บุญเจริญ ผู้ช่วยผู้จัดการส่วนเทคนิคโรงกลั่น ที่ให้คำแนะนำและแนวทางในการแก้ปัญหาที่เกิดขึ้นในกระบวนการผลิต คุณรัฐกิจ กิจสงวน วิศวกรอาวุโสส่วนเทคนิคโรงกลั่น คุณพีรพจน์ เพทายพนากิจ วิศวกรส่วนเทคนิคโรงกลั่น คุณลวิตร นามวงษ์ วิศวกรส่วนเทคนิคโรงกลั่น และพี่ๆ วิศวกรส่วนเทคนิคโรงกลั่นทุกท่านที่ดูแล ให้คำแนะนำต่างๆ และสอนความรู้เกี่ยวกับกระบวนการกลั่นน้ำมันดิบและกระบวนการปลิกย่อยต่างๆ ทำให้ข้าพเจ้าได้รับความรู้และประสบการณ์ที่ดีตลอดระยะเวลาการดำเนินงานสหกิจศึกษา

ขอขอบพระคุณ รศ.ดร.อัญชลีพร วาริตสวัสดิ์ หล่อทองคำ อาจารย์นิเทศที่ให้คำปรึกษาในการทำงานและคอยช่วยเหลือตลอดการทำงานที่ผ่านมา

สุดท้ายนี้ข้าพเจ้าหวังเป็นอย่างยิ่งว่ารายงานสหกิจศึกษานี้จะเป็นประโยชน์ต่อผู้สนใจและหากมีสิ่งใดผิดพลาด ข้าพเจ้าขออ้อมรับและขออภัยมา ณ ที่นี้

กษิติเดช ยิ้มละม้าย

สารบัญ

	หน้า
บทคัดย่อภาษาไทย.....	I
บทคัดย่อภาษาอังกฤษ.....	III
กิตติกรรมประกาศ.....	V
สารบัญ.....	VI
สารบัญตาราง.....	VIII
สารบัญรูปภาพ.....	X
บทที่ 1 บทนำ.....	1
1.1 ความเป็นมาและความสำคัญ.....	1
1.2 วัตถุประสงค์.....	2
1.3 ขอบเขตของโครงการ.....	2
1.4 ประโยชน์ที่ได้รับ.....	3
บทที่ 2 ทฤษฎีและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง.....	4
2.1 การกลั่นน้ำมันดิบ.....	4
2.2 สิ่งสกปรกในน้ำมันดิบ.....	18
2.3 เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน.....	19
2.4 สัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนรวม.....	24
2.5 แฟกเตอร์ความสกปรกของผิว.....	26
2.6 การวิเคราะห์อุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อน.....	27
2.7 น้ำสำหรับเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน.....	37
2.8 การกัดกร่อน.....	39
2.9 การเขียนและการอ่านแบบระบบท่อเบื้องต้น.....	42
2.10 ฉนวนกันความร้อน.....	44
2.11 การออกแบบระบบท่อเบื้องต้น.....	50
บทที่ 3 การดำเนินงาน.....	64
ส่วนที่ 1 การออกแบบระบบการลดอุณหภูมิของเคโรซีน.....	64
3.1 ศึกษาแนวทางการลดอุณหภูมิของเคโรซีนก่อนส่งไปยังหน่วยบำบัดเคโรซีน.....	64
3.2 การคำนวณอัตราการถ่ายเทความร้อนจากการแลกเปลี่ยนความร้อน.....	64

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

สารบัญ (ต่อ)

หน้า

3.3 ประเมินแนวทางในการปรับปรุงที่เหมาะสมและความคุ้มค่าเชิงเศรษฐศาสตร์เบื้องต้น ..66	66
ส่วนที่ 2 การคำนวณความหนาของฉนวนสำหรับท่อส่งไอน้ำความดันสูง.....	67
3.1 คำนวณความร้อนสูญเสียของไอน้ำความดันสูงในระบบท่อ	67
3.2 ประเมินความเหมาะสมและความคุ้มค่าเชิงเศรษฐศาสตร์เบื้องต้น	69
บทที่ 4 ผลการดำเนินงาน	70
ส่วนที่ 1 การออกแบบระบบการลดอุณหภูมิของเคโรซีน.....	70
4.1 ผลการศึกษาแนวทางการลดอุณหภูมิของเคโรซีน	70
4.2 ผลการคำนวณอัตราการถ่ายเทความร้อนและอุณหภูมิสุดท้ายของเคโรซีน	73
4.3 การประเมินความเหมาะสมของแนวทางการศึกษาแต่ละแนวทาง.....	75
ส่วนที่ 2 การคำนวณความหนาของฉนวนสำหรับท่อส่งไอน้ำความดันสูง.....	78
4.1 ผลการคำนวณการสูญเสียพลังงานของไอน้ำความดันสูงในระบบท่อหลังการปรับปรุง... 78	78
4.2 ประเมินความเหมาะสมและความคุ้มค่าเชิงเศรษฐศาสตร์เบื้องต้น	79
บทที่ 5 สรุปผลการดำเนินงานและข้อเสนอแนะ.....	80
ส่วนที่ 1 การออกแบบระบบการลดอุณหภูมิของเคโรซีน.....	80
ส่วนที่ 2 การคำนวณความหนาของฉนวนสำหรับท่อส่งไอน้ำความดันสูง.....	81
บรรณานุกรม.....	82
ภาคผนวก	83
ภาคผนวก ก ข้อมูลการคำนวณ	84
ภาคผนวก ข ตัวอย่างการคำนวณแนวทางการศึกษาวิธีที่ 1	90
ภาคผนวก ค ตัวอย่างการคำนวณแนวทางการศึกษาวิธีที่ 2	98
ภาคผนวก ง ตัวอย่างการคำนวณแนวทางการศึกษาวิธีที่ 3	100
ภาคผนวก จ ตัวอย่างการคำนวณความร้อนสูญเสียผ่านท่อหุ้มฉนวน	107
ประวัติผู้เขียน.....	113

สารบัญตาราง

ตารางที่	หน้า
2.1 การกำหนดชนิดของของไหลในท่อและในเปลือก.....	22
2.2 ค่าสัมประสิทธิ์ความสกปรก.....	27
2.3 ความสัมพันธ์ค่าประสิทธิผลสำหรับเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน.....	35
2.4 ความสัมพันธ์เอ็นทียูสำหรับเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน.....	37
2.5 ผลกระทบของสารเจือปนที่มีต่อเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน.....	38
2.6 คุณภาพน้ำสำหรับเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนตามมาตรฐาน ASME.....	39
2.7 สาเหตุและกลไกของการกัดกร่อนโลหะ.....	40
2.8 ความสัมพันธ์ระหว่างชนิดและรูปร่างของฉนวน.....	46
2.9 ความหยาบของท่อสำหรับใช้ทำนายความดันตก.....	61
4.1 อุณหภูมิสารป้อนที่อยู่ในสถานะปกติ.....	74
4.2 ข้อดี และข้อเสียของแนวทางการศึกษาที่ 1.....	75
4.3 ข้อดี และข้อเสียของแนวทางการศึกษาที่ 2.....	75
4.4 ข้อดี และข้อเสียของแนวทางการศึกษาที่ 3.....	76
4.5 เปรียบเทียบข้อดี – ข้อเสียของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบเปลือกและท่อ กับ เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบแผ่น.....	77
4.6 ความร้อนสูญเสียเมื่อหุ้มฉนวนหนา 100 150 และ 200 มิลลิเมตร.....	78
ก.1 ข้อมูลรายละเอียดของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่ใช้ เคโรซีนแลกเปลี่ยนความร้อนกับน้ำหล่อเย็น (3E-121A/B).....	84
ก.2 ข้อมูลรายละเอียดของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่ใช้ เคโรซีนแลกเปลี่ยนความร้อนกับน้ำมันดิบ (3E-102).....	85
ก.3 ข้อมูลรายละเอียดของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่ใช้ น้ำ Desalter Injection แลกเปลี่ยนความร้อนกับน้ำ Desalter Effluent.....	85
ก.4 ข้อมูลรายละเอียดของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่ใช้เคโรซีนแลกเปลี่ยนความร้อนกับ น้ำหล่อเย็น 3E-1701A/B.....	86
ก.5 ข้อมูลรายละเอียดของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่ใช้ อากาศระบายความร้อนให้กับของไหลที่ไหลในท่อมิกซ์ริป (3A-104A/B).....	86

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้คัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

สารบัญตาราง

ตารางที่	หน้า
ก.6 ราคาของเชื้อเพลิง	87
ก.7 มาตรฐานความหนาของฉนวนความร้อน.....	88
ก.8 การหุ้มฉนวนแบบ double layers.....	89
ก.9 ขนาดท่อตามมาตรฐาน ASTM (schedule 40).....	89



สารบัญรูปร่างภาพ

รูปที่	หน้า
2.1 กระบวนการกลั่นน้ำมันดิบ	4
2.2 หน่วยกลั่นแยกน้ำมันดิบ	5
2.3 หน่วยแยกแก๊ส	6
2.4 หน่วยกลั่นสุญญากาศ	6
2.5 หน่วยแยกน้ำมันรีฟอร์มเมท	7
2.6 หน่วยปรับปรุงคุณภาพแก๊สเชื้อเพลิง	8
2.7 หน่วยปรับปรุงคุณภาพแก๊สหุงต้ม	9
2.8 หน่วยปรับปรุงคุณภาพน้ำมันเบนซิน	9
2.9 หน่วยปรับปรุงคุณภาพเคโรซีน	10
2.10 หน่วยปรับปรุงคุณภาพแก๊สออยล์	11
2.11 หน่วยกำจัดเบนซีน	11
2.12 หน่วยปรับปรุงคุณภาพน้ำ	12
2.13 หน่วยปรับปรุงคุณภาพโซเดียมไฮดรอกไซด์ที่ใช้แล้ว	13
2.14 หน่วยไอโซเมอไรเซชัน	13
2.15 หน่วยรีฟอร์มเมอร์	14
2.16 หน่วยแตกโมเลกุล	15
2.17 หน่วยผลิตแก๊สไฮโดรเจน	16
2.18 หน่วยผลิตกำมะถัน	17
2.19 ลักษณะการไหลที่แตกต่างกันในเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบท่อสองชั้น	20
2.20 การไหลในเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบที่ของไหลมีทิศทางตั้งฉากกัน	20
2.21 รูปแบบการไหลของ ของไหลในเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบเปลือกและท่อ	21
.....	
2.22 ส่วนประกอบหลักของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบเปลือกและท่อ	21
2.23 เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบระบายความร้อนด้วยอากาศ	23
2.24 เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบแผ่น	24
2.25 เครื่องถ่ายความต้านทานความร้อนในเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบท่อสองชั้น	26

สารบัญรูปภาพ (ต่อ)

รูปที่	หน้า
2.26 การเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิภายในอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อน ที่ของไหลไหลสวนทางกัน	29
2.27 ค่า ΔT_1 และ ΔT_2 ในอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนแบบไหลทิศทางเดียว และไหลสวนทาง.....	30
2.28 อุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนแบบไหลซับซ้อนที่ของไหลในเปลือก ไหลผ่านเครื่องท่ียวเดียวส่วนในท่อไหลผ่านเครื่อง 2,4,6,8,10,12 ท่ียว.....	31
2.29 อุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนแบบไหลซับซ้อนที่ของไหลในเปลือก ไหลผ่านเครื่อง 2 ท่ียวส่วนในท่อไหลผ่านเครื่อง 4,8,12,16,18,20,24 ท่ียว	31
2.30 ค่าประสิทธิผลของอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนแบบท่อสองชั้น	36
2.31 ค่าประสิทธิผลของอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนแบบเปลือกและท่อ	36
2.32 กระบวนการกัดกร่อนแบบเป็นหลุมที่เกิดจากแก๊สออกซิเจนที่ละลายอยู่ในน้ำ	41
2.33 อัตราการกัดกร่อนเหล็กกับความเป็นกรด - ด่างของน้ำ.....	42
2.34 สัญลักษณ์ที่นิยมใช้ในการเขียนแบบระบบท่อแบบเส้นเดี่ยว.....	43
2.35 การเขียนตัวเลขระบบท่อ.....	44
2.36 ความสัมพันธ์ระหว่างอัตราการถ่ายเทความร้อนกับความหนาของฉนวน	45
2.37 รูปร่างของฉนวนแบบ Rigid boards, blocks, sheets.....	47
2.38 รูปร่างของฉนวนแบบ Flexible sheets, tubes	47
2.39 รูปร่างของฉนวนแบบ Cements.....	47
2.40 รูปร่างของฉนวนแบบ Flexible blankets	48
2.41 องค์ประกอบของปัญหาการออกแบบระบบท่อ	50
2.42 การเดินทางของข้อมูลในการออกแบบระบบท่อ	51
2.43 การไหลแบบไม่มีความหนืด.....	54
2.44 การไหลแบบราบเรียบ.....	54
2.45 การไหลแบบปั่นป่วน.....	55
2.46 การไหลในท่อเปลี่ยนขนาด.....	56
2.47 โหมดเริ่มต้นในของไหล.....	57

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้ไปใช้ประโยชน์ในการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

สารบัญรูปภาพ (ต่อ)

รูปที่	หน้า
2.48 การสูญเสียความดันในท่อตรง	58
2.49 ความสัมพันธ์ระหว่างความดันสูญเสียและอัตราการไหลในท่อ	59
2.50 กราฟของมูดี้	60
2.51 ค่า K ในข้อต่อ	62
2.52 ค่า K ในวาล์วขณะเปิดเต็มที่	62
3.1 เส้นทางของระบบท่อที่ส่งไอน้ำไปหน่วยกลั่นที่ 2 และหน่วยกลั่นที่ 3	67
4.1 ระบบปัจจุบันก่อนปรับปรุงของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน 3E-121A/B	70
4.2 การปรับปรุงตามแนวทางการศึกษาที่ 1	71
4.3 การปรับปรุงตามแนวทางการศึกษาที่ 2	71
4.4 การปรับปรุงตามแนวทางการศึกษาที่ 3	72

บทที่ 1

บทนำ

1.1 ความเป็นมาและความสำคัญ

การถ่ายเทความร้อนของของไหล โดยการเพิ่มหรือลดอุณหภูมิด้วยอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนอย่างมีประสิทธิภาพ และการใช้พลังงานเชิงอนุรักษ์โดยการป้องกันและลดการสูญเสียพลังงานนั้นมีความสำคัญอย่างมากสำหรับกระบวนการผลิตที่ใช้พลังงานสูง เช่น ธุรกิจโรงกลั่น โครงการสหกิจนี้ศึกษาที่บริษัท บางจากปิโตรเลียม จำกัด (มหาชน) เพื่อปรับปรุงกระบวนการผลิต และใช้พลังงานอย่างมีประสิทธิภาพ ก่อนการดำเนินงานพบว่าเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบเปลือกและท่อที่บริษัทใช้อยู่ในปัจจุบันไม่สามารถลดอุณหภูมิของเคโรซีนจากหน่วยกลั่นน้ำมันดิบ ก่อนที่จะส่งไปยังหน่วยปรับปรุงคุณภาพเคโรซีนให้ได้ตามค่าอุณหภูมิจากการออกแบบ ทำให้สีของเคโรซีนหลังผ่านการปรับปรุงคุณภาพเข้มกว่าค่ามาตรฐาน และยังทำให้ตัวเร่งปฏิกิริยาในหน่วยปรับปรุงคุณภาพเคโรซีนเสื่อมสภาพเร็วขึ้น นอกจากนี้พบว่าอุณหภูมิของไอน้ำความดันสูงที่หน่วยผลิตไอน้ำที่ตรวจวัดได้มีค่าเท่ากับ 345 องศาเซลเซียส ในขณะที่อุณหภูมิก่อนเข้าหน่วยกลั่นที่ 2 และ 3 ลดลงเป็น 289.1 และ 315.6 องศาเซลเซียส แสดงว่ามีการสูญเสียพลังงานจากท่อส่งไอน้ำความดันสูงซึ่งใช้ฉนวนชนิดแร่ใยหินหนา 100 มิลลิเมตร ดังนั้นเพื่อเพิ่มประสิทธิภาพในการใช้พลังงานและลดค่าใช้จ่ายของสถานประกอบการจะต้องหาแนวทางและมาตรการที่เหมาะสม

1.2 วัตถุประสงค์

1.2.1 เพื่อออกแบบระบบการลดอุณหภูมิของเคโรซีนที่ได้จากหน่วยกลั่นน้ำมันดิบ ก่อนส่งไปหน่วยปรับปรุงคุณภาพเคโรซีน

1.2.2 เพื่อลดการสูญเสียพลังงานของท่อส่งไอน้ำความดันสูงจากหน่วยผลิตไอน้ำ ไปยังหน่วยกลั่นที่ 2 และ 3

1.3 ขอบเขตของโครงการ

1.3.1 ศึกษาและวิเคราะห์หลักการทำงานของระบบการถ่ายเทความร้อนในปัจจุบัน และหาแนวทางการแก้ไขปัญหา

1.3.2 ศึกษาทฤษฎีการถ่ายเทความร้อนเกี่ยวกับเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบ เปลือก และท่อ และคำนวณกันความร้อน รวมถึงข้อมูลเกี่ยวกับส่วนประกอบ หน้าที่ หลักการทำงาน หลักการออกแบบเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน ชนิดของฉนวน และหลักการป้องกันการสูญเสีย ความร้อน

1.3.3 กำหนดการถ่ายเทความร้อน อุณหภูมิทางขาออกของของไหลหลังการปรับปรุง ความร้อนที่สูญเสียหลังการหุ้มฉนวน

1.3.4 วิเคราะห์วิธีที่เหมาะสมที่สุดในการปรับปรุงกระบวนการ

1.3.5 สรุปการออกแบบขั้นพื้นฐาน และจัดทำรายละเอียดการออกแบบ

1.4 ประโยชน์ที่ได้รับ

มีความเข้าใจเกี่ยวกับกระบวนการถ่ายเทความร้อนของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบเปลือกและท่อ และคำนวณกันความร้อน รวมไปถึงการจัดทำรายละเอียดการออกแบบ



เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

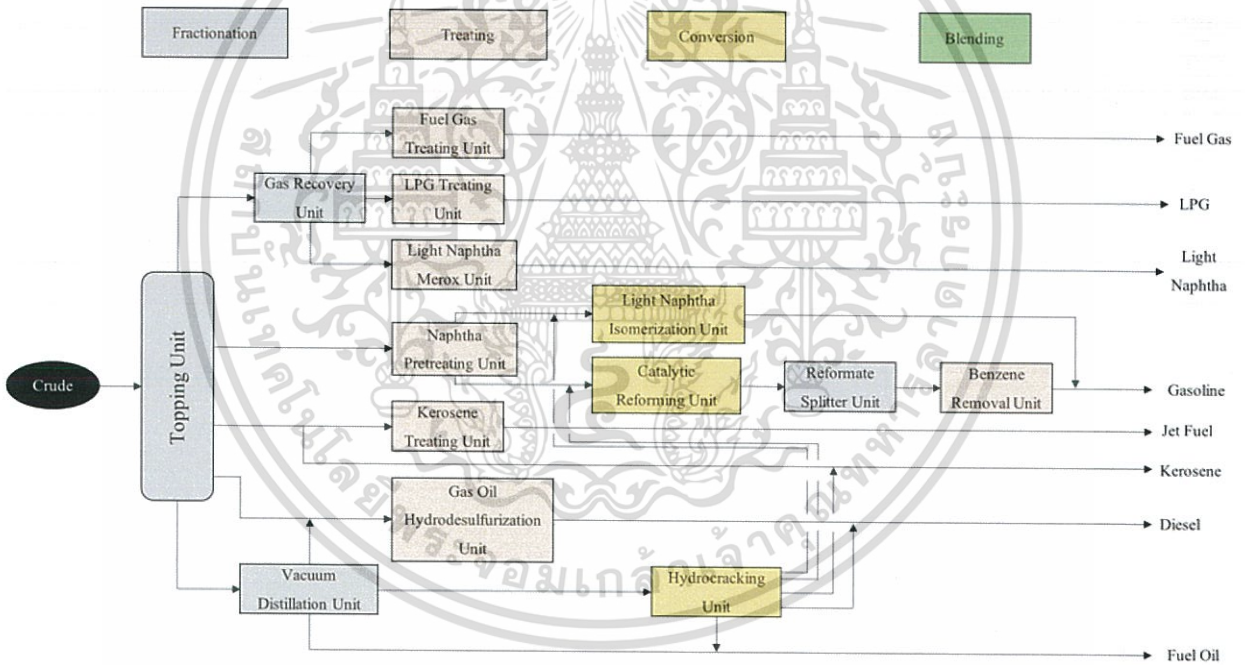
บทที่ 2

ทฤษฎีและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

2.1 การกลั่นน้ำมันดิบ [บริษัท บางจากปิโตรเลียม จำกัด (มหาชน)]

โรงกลั่นน้ำมันบางจาก เป็นโรงกลั่นแบบ Complex refinery ประกอบด้วยขั้นตอนในการผลิตหลัก 4 ขั้นตอน ดังนี้

- การกลั่นลำดับส่วน (Fractionation or distillation)
- การปรับปรุงคุณภาพ (Treating)
- การเปลี่ยนแปลงโครงสร้าง (Conversion)
- การผสมผลิตภัณฑ์ (Blending)

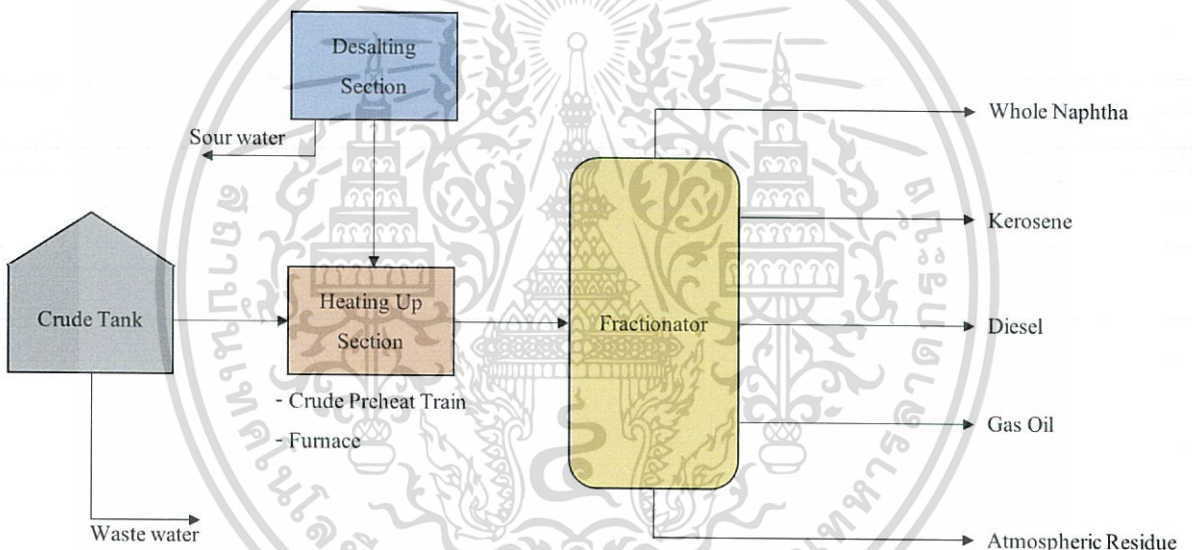


รูปที่ 2.1 กระบวนการกลั่นน้ำมันดิบ

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

2.1.1 การกลั่นลำดับส่วน (Fractionation or distillation) เป็นการแยกน้ำมันดิบออกเป็นผลิตภัณฑ์โดยอาศัยคุณสมบัติของจุดเดือดที่ต่างกันของส่วนผสมต่างๆ ในน้ำมันดิบ

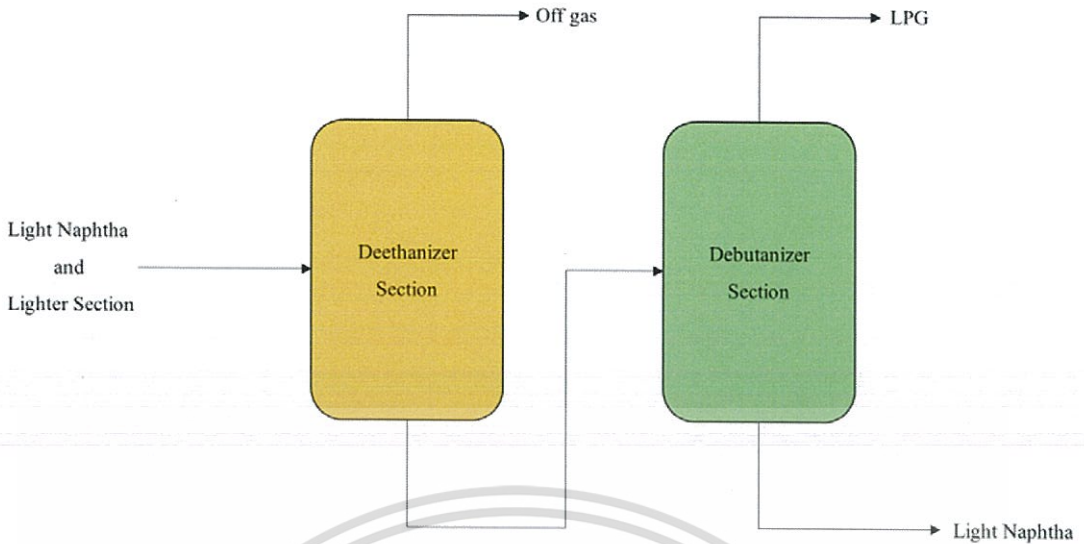
2.1.1.1 หน่วยกลั่นแยกน้ำมันดิบ (Topping Unit or Crude Distillation Unit) เป็นหน่วยที่ทำหน้าที่เปลี่ยนน้ำมันดิบให้เป็นน้ำมันกึ่งสำเร็จรูป โดยอาศัยคุณสมบัติของจุดเดือดของน้ำมันแต่ละชนิด น้ำมันดิบจากถังเก็บจะถูกส่งผ่านเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (Heat exchanger) และเตาต้มน้ำมัน (Furnace) เพื่อเพิ่มอุณหภูมิให้เหมาะสมก่อนส่งเข้าสู่หอกลั่นแยก (Fractionator) หอกลั่นดังกล่าวจะแยกน้ำมันดิบตามคุณสมบัติของจุดเดือด โดยน้ำมันที่มีจุดเดือดต่ำสุดจะออกจากหน่วยกลั่นทางด้านบนสุด ส่วนน้ำมันที่มีจุดเดือดสูงกว่าจะไหลออกจากหอกลั่นในระดับที่ต่ำลงมาจนกระทั่งน้ำมันที่มีจุดเดือดสูงสุดจะออกมาทางด้านล่าง ผลิตภัณฑ์ที่ได้จากหน่วยนี้ ได้แก่ ไอ น้ำมัน น้ำมันเนฟทา เควโรซีน น้ำมันดีเซล น้ำมันแก๊สออยล์ และน้ำมันเตา น้ำมันเหล่านี้จะถูกส่งไป



ยังกระบวนการกลั่นลำดับต่อไป

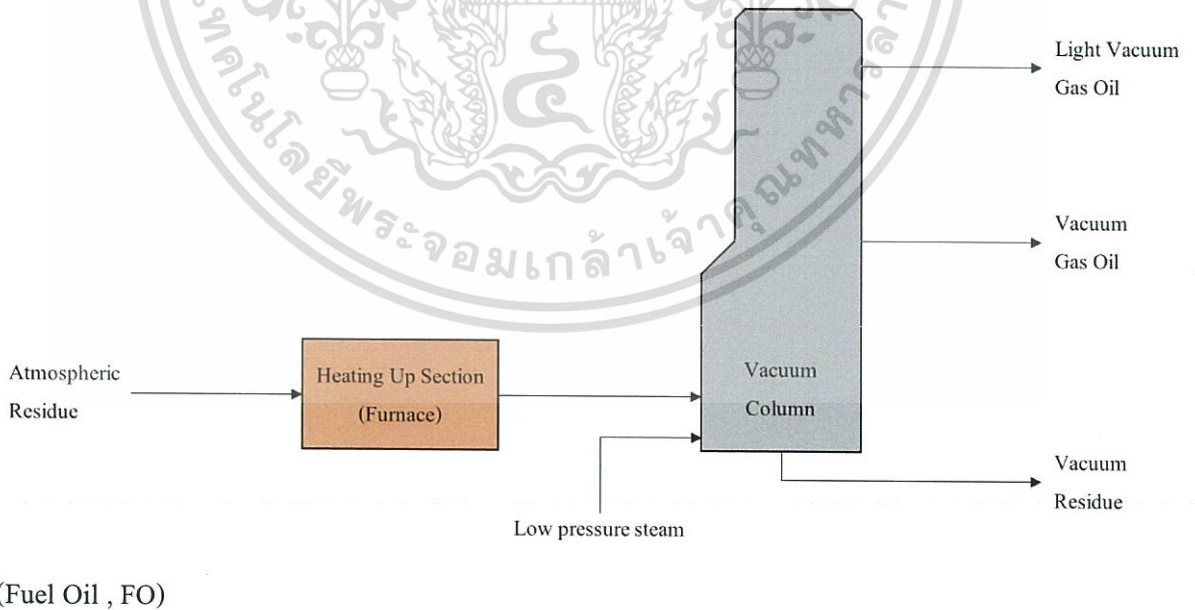
รูปที่ 2.2 หน่วยกลั่นแยกน้ำมันดิบ

2.1.1.2 หน่วยแยกแก๊ส (Gas Recovery Unit) เป็นหน่วยที่ทำหน้าที่รวบรวมแก๊สที่เกิดจากกระบวนการกลั่น รวมทั้งน้ำมันเนฟทาชนิดเบา จากหน่วยกลั่นแยกน้ำมันดิบ และแยกออกเป็น แก๊สเชื้อเพลิงที่ใช้ในกระบวนการกลั่น แก๊สหุงต้ม และน้ำมันเนฟทาชนิดเบา ซึ่งจะถูกส่งไปยังกระบวนการกลั่นลำดับต่อไปเพื่อปรับปรุงคุณภาพ



รูปที่ 2.3 หน่วยแยกแก๊ส

2.1.1.3 หน่วยกลั่นสุญญากาศ (Vacuum Distillation Unit) เป็นหน่วยที่นำน้ำมันหนัก (Reduced crude or atmospheric residue) ที่ได้จากใต้หอกลั่นน้ำมันดิบมาผ่านเตาต้มน้ำมันเพื่อเพิ่มอุณหภูมิ ก่อนส่งเข้าหอกลั่นสุญญากาศเพื่อแยกน้ำมันหนักตามคุณสมบัติของจุดเดือด ผลิตภัณฑ์ที่ได้แยกออกเป็น แก๊สออยล์สุญญากาศชนิดเบาซึ่งจะส่งไปหน่วยกำจัดกำมะถัน แก๊สออยล์สุญญากาศจะถูกส่งไปยังหน่วยแตกโมเลกุลน้ำมัน และกากน้ำมันจะส่งไปเป็นน้ำมันเตา

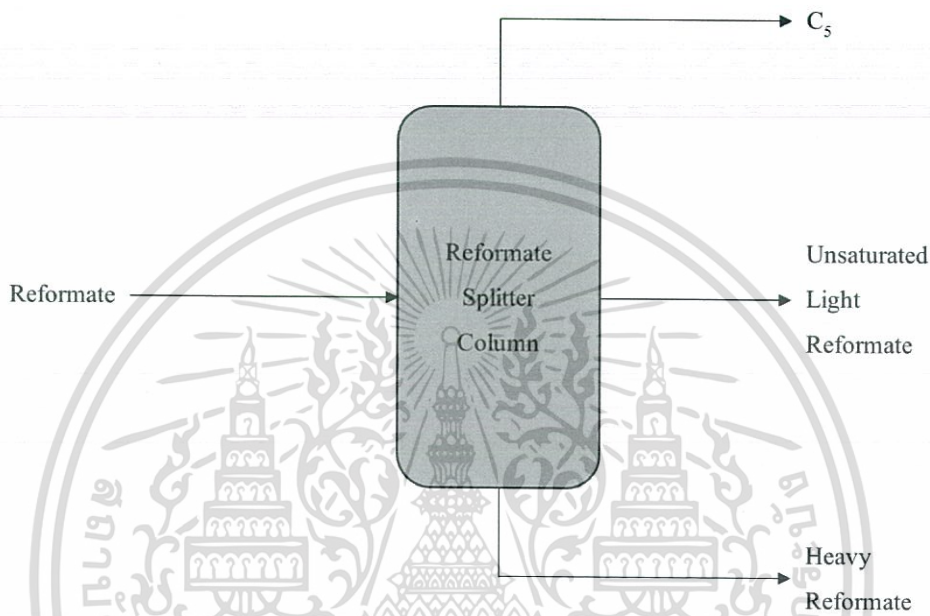


(Fuel Oil , FO)

รูปที่ 2.4 หน่วยกลั่นสุญญากาศ

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

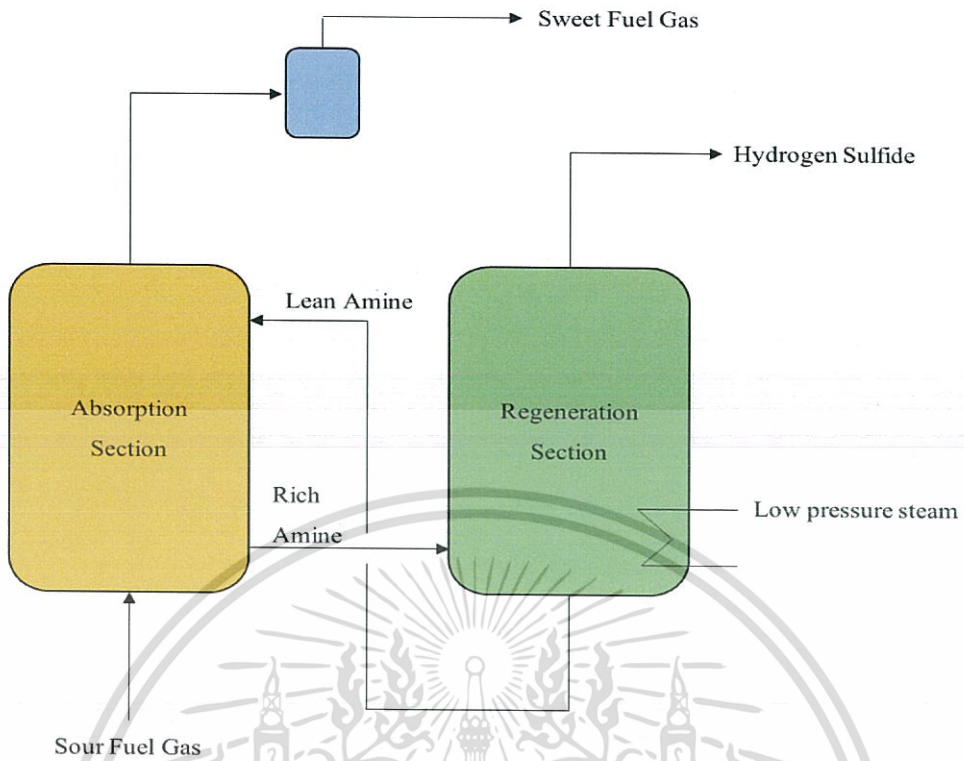
2.1.1.4 หน่วยแยกน้ำมันรีฟอร์มเมท (Reformat Splitter Unit) เป็นหน่วยที่ทำหน้าที่กลั่นแยกน้ำมันรีฟอร์มเมท ที่ได้จากหน่วยรีฟอร์มเมอร์ (Catalytic Reforming Unit) โดยผลิตภัณฑ์ที่ได้แยกออกเป็น สารที่โมเลกุลมีจำนวนคาร์บอน 5 อะตอม ซึ่งจะส่งเข้าหน่วยผลิตแก๊สไฮโดรเจน และถูกใช้ในการผสมเป็นน้ำมันแก๊สโซลีน น้ำมันรีฟอร์มเมทชนิดเบาที่ไม่อิ่มตัว จะถูกส่งไปหน่วยกำจัดเบนซีน และน้ำมันรีฟอร์มเมทชนิดหนักจะถูกใช้ในการผสมเป็นน้ำมันแก๊สโซลีน



รูปที่ 2.5 หน่วยแยกน้ำมันรีฟอร์มเมท

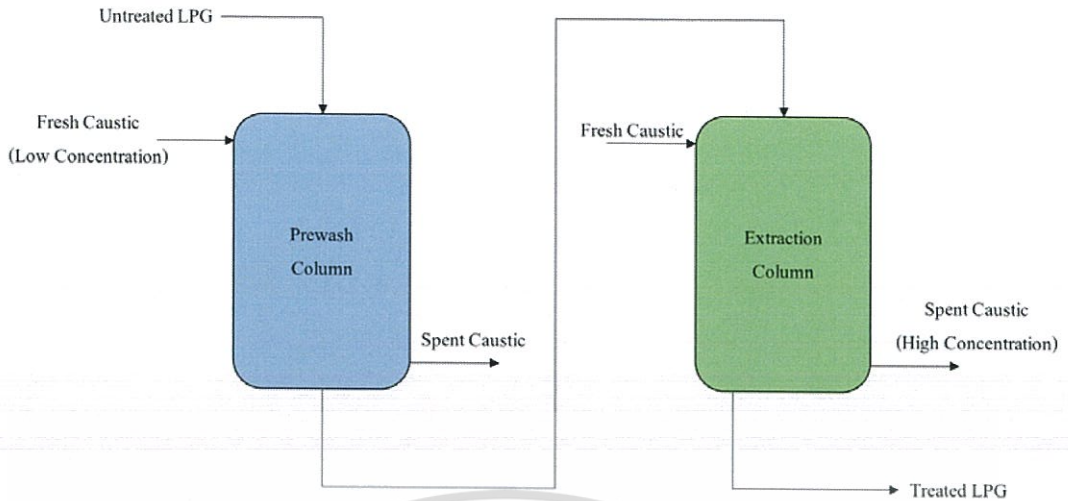
2.1.2 การปรับปรุงคุณภาพ (Treating) การปรับปรุงคุณภาพของผลิตภัณฑ์ โดยการกำจัดสิ่งเจือปนต่างๆ ที่ปนมากับน้ำมันดิบและติดมาในผลิตภัณฑ์ เช่น กำมะถัน เป็นต้น

2.1.2.1 หน่วยปรับปรุงคุณภาพแก๊สเชื้อเพลิง (Fuel Gas Treating Unit) เป็นหน่วยที่ทำหน้าที่กำจัดกำมะถันในแก๊สเชื้อเพลิง โดยใช้สารละลายต่างเอมีนเป็นตัวดูดซึม แก๊สเชื้อเพลิงที่มีกำมะถันเจือปนที่เกิดขึ้นจากกระบวนการกลั่นทั้งหมดจะถูกส่งผ่านอุปกรณ์ที่ทำหน้าที่จับกำมะถันออก ทำให้แก๊สเชื้อเพลิงที่จะใช้เผาให้ความร้อนในเตาต้มน้ำมันมีปริมาณกำมะถันน้อยมากหรือแทบไม่มี แก๊สเชื้อเพลิงเหล่านี้จะถูกใช้ในกระบวนการกลั่นทั้งหมด ส่วนกำมะถันที่แยกได้จะส่งไปยังหน่วยผลิตกำมะถัน



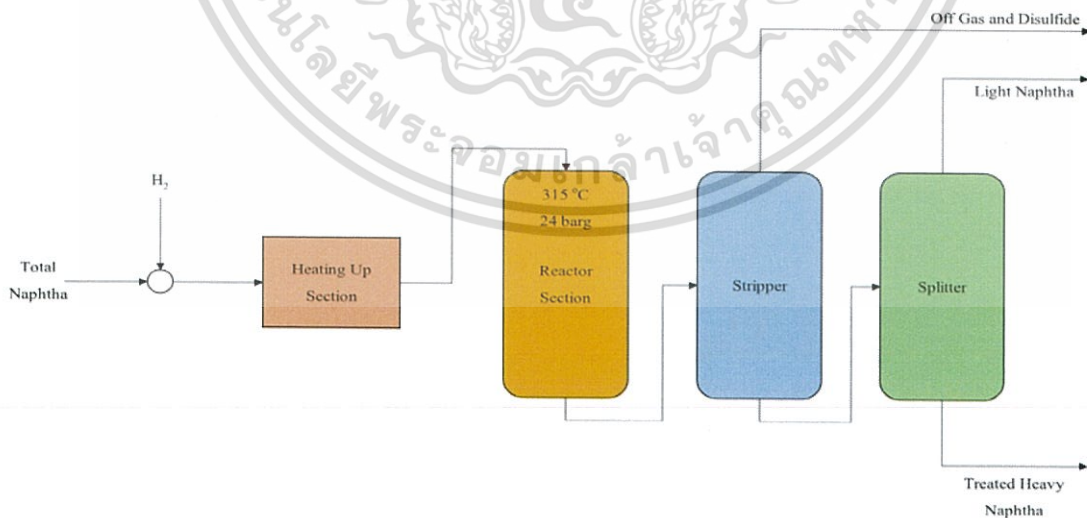
รูปที่ 2.6 หน่วยปรับปรุงคุณภาพแก๊สเชื้อเพลิง

2.1.2.2 หน่วยปรับปรุงคุณภาพแก๊สหุงต้ม (LPG Treating Unit) เป็นหน่วยที่ทำหน้าที่เปลี่ยนกำมะถันเมอร์แคปแทนในแก๊สหุงต้มให้กลายเป็นไคซัลไฟด์พร้อมทั้งแยกสารกำมะถันเหล่านี้ออกโดยใช้ตัวเร่งปฏิกิริยา สภาพความเป็นด่าง และอากาศ แก๊สหุงต้มจากหน่วยแยกแก๊สจะถูกส่งเข้าอุปกรณ์ที่ใช้กำจัดกำมะถันในรูปแบบแก๊สไฮโดรเจนซัลไฟด์ ก่อนที่จะผ่านไปยังอุปกรณ์ที่ใช้เปลี่ยนกำมะถันเมอร์แคปแทนเป็นไคซัลไฟด์และแยกไคซัลไฟด์ออก แก๊สหุงต้มกำมะถันต่ำที่ได้จากกระบวนการนี้จะถูกส่งเข้าสู่ถังเก็บเพื่อรอการจำหน่าย



รูปที่ 2.7 หน่วยปรับปรุงคุณภาพแก๊สหุงต้ม

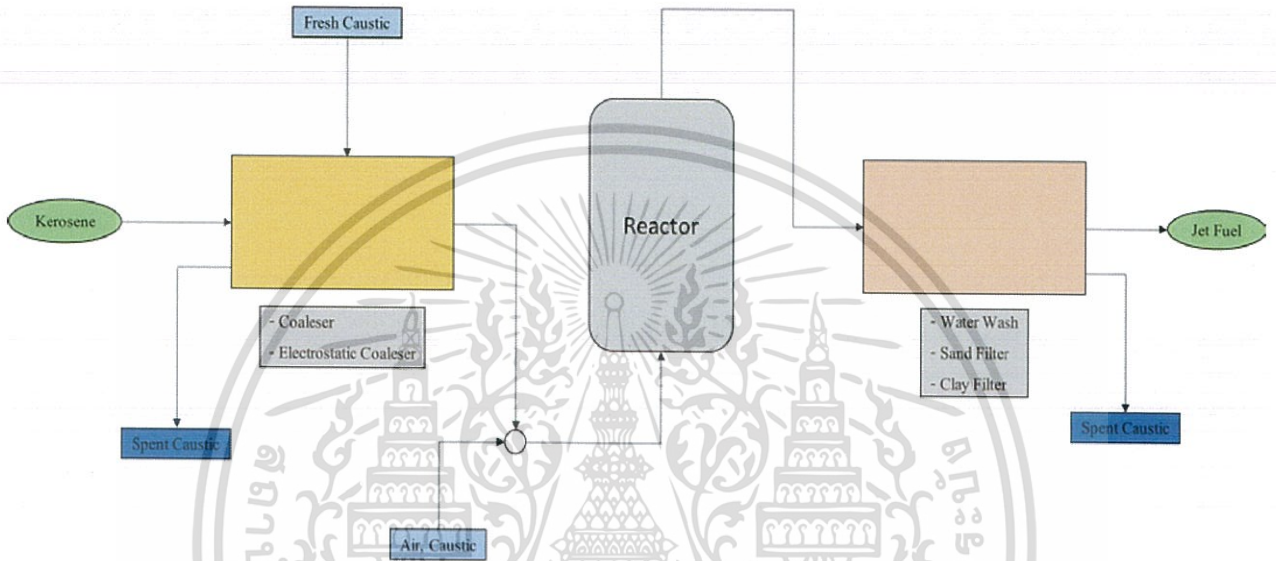
2.1.2.3 หน่วยปรับปรุงคุณภาพน้ำมันเนฟทา (Naphtha Pretreating Unit) เป็นหน่วยที่ทำหน้าที่กำจัดกำมะถันในน้ำมันเนฟทา โดยใช้ความร้อนและตัวเร่งปฏิกิริยา น้ำมันเนฟทาจากหน่วยกลั่นแยกน้ำมันดิบจะถูกส่งผ่านเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนและเตาต้มน้ำมัน เพื่อเพิ่มอุณหภูมิให้เหมาะสม ก่อนส่งเข้าเครื่องปฏิกรณ์ ซึ่งจะเกิดปฏิกิริยาเปลี่ยนสารกำมะถันเป็นไดซัลไฟด์ แก๊สนี้จะถูกแยกออกจากน้ำมัน และส่งไปรวมกับแก๊สเชื้อเพลิงที่มีกำมะถันเจือปน ส่วนน้ำมันจะถูกแยกเป็นน้ำมันเนฟทาทาชนิดเบาและน้ำมันเนฟทาทาชนิดหนัก น้ำมันเหล่านี้จะถูกส่งไปยังกระบวนการกลั่นลำดับต่อไปเพื่อเปลี่ยนแปลงโครงสร้างของน้ำมัน



รูปที่ 2.8 หน่วยปรับปรุงคุณภาพน้ำมันเนฟทา

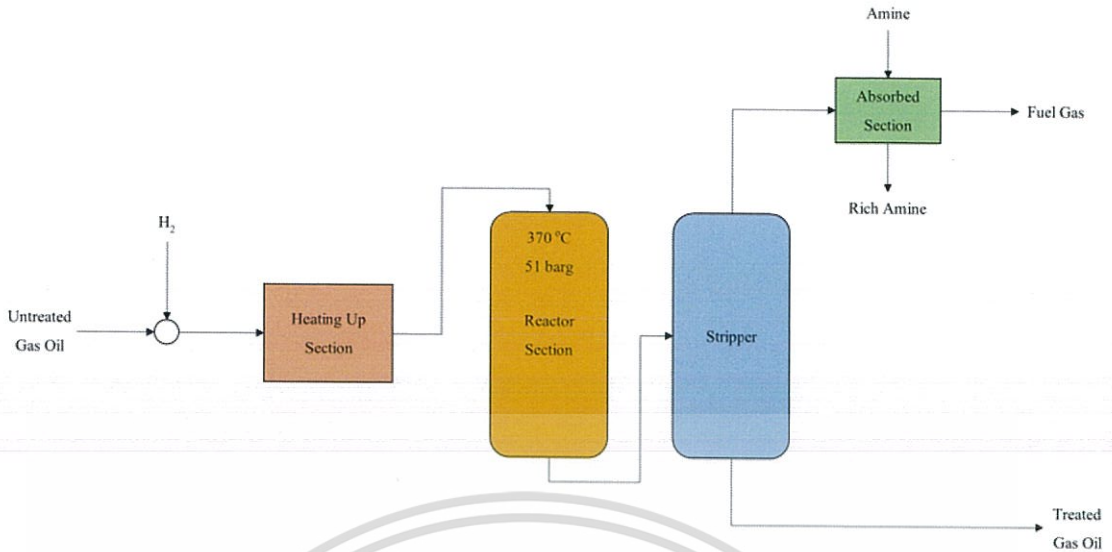
เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

2.1.2.4 หน่วยปรับปรุงคุณภาพเคโรซีน (Kerosene Treating Unit) เป็นหน่วยที่ทำหน้าที่เปลี่ยนกำมะถันเมอร์แคปแทนในเคโรซีนให้ กลายเป็น ไคซัลไฟด์ โดยใช้ตัวเร่งปฏิกิริยา สภาพความเป็นด่าง และอากาศ รวมทั้งปรับสภาพให้เหมาะสมก่อนจะผลิตเป็นน้ำมันเครื่องบิน เคโรซีนจากหอกลิ้นจะถูกส่งผ่านอุปกรณ์เพื่อปรับสภาพให้เหมาะสมก่อนเข้าเครื่องปฏิกรณ์ ซึ่งจะเกิดปฏิกิริยาเปลี่ยนกำมะถันเมอร์แคปแทนเป็น ไคซัลไฟด์ หลังจากนั้นเคโรซีนจะถูกส่งไปยัง อุปกรณ์กำจัดสิ่งเจือปนอื่นๆ ก่อนจะส่งเข้าถังเก็บเพื่อรอการจำหน่าย



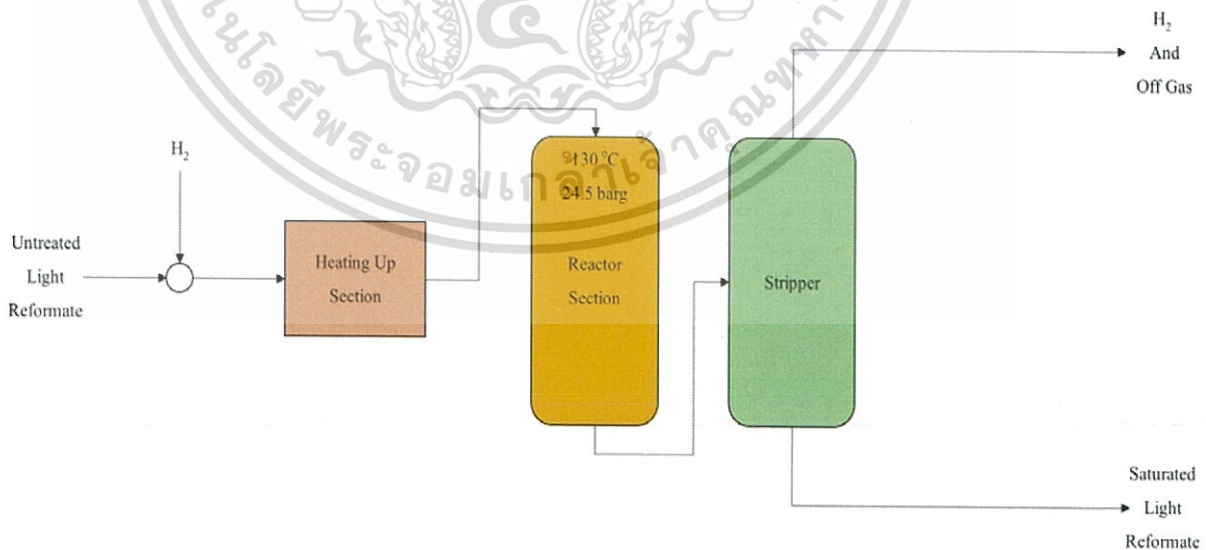
รูปที่ 2.9 หน่วยปรับปรุงคุณภาพเคโรซีน

2.1.2.5 หน่วยปรับปรุงคุณภาพแก๊สออยล์ (Gas Oil Hydrodesulfurization Unit) เป็นหน่วยที่ทำหน้าที่กำจัดกำมะถันออกจากน้ำมันดีเซลหมุนเร็ว โดยใช้แก๊สไฮโดรเจนที่อุณหภูมิสูงและตัวเร่งปฏิกิริยาเป็นตัวช่วย น้ำมันดีเซลและน้ำมันแก๊สออยล์จากหน่วยกลั่นแยกน้ำมันดิบจะถูกส่งผ่านเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนและเตาต้มน้ำมัน เพื่อเพิ่มอุณหภูมิให้เหมาะสมก่อนส่งเข้าเครื่องปฏิกรณ์ ซึ่งจะเกิดปฏิกิริยาเปลี่ยนกำมะถันให้เป็นแก๊สไฮโดรเจนซัลไฟด์ แก๊สนี้จะถูกแยกออกจากน้ำมัน และส่งไปรวมกับแก๊สเชื้อเพลิงที่มีกำมะถันเจือปนเพื่อกำจัดกำมะถันต่อไป ส่วนน้ำมันดีเซลหมุนเร็วที่มีปริมาณกำมะถันต่ำจะส่งไปเก็บที่ถังเพื่อรอการจำหน่าย



รูปที่ 2.10 หน่วยปรับปรุงคุณภาพแก๊สออยล์

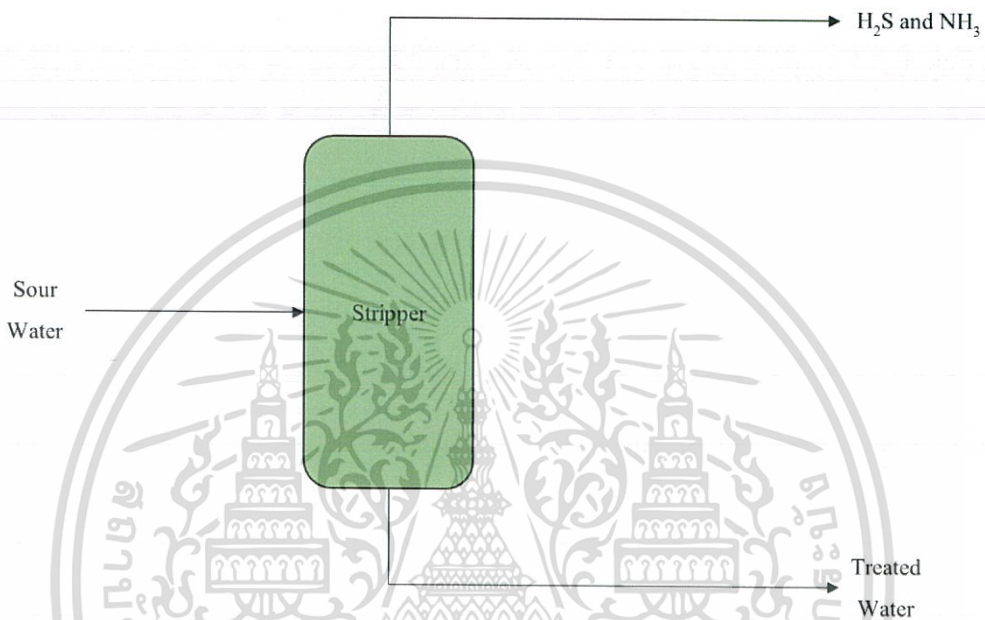
2.1.2.6 หน่วยกำจัดเบนซีน (Benzene Removal Unit) เป็นหน่วยที่ทำหน้าที่กำจัดเบนซีนออกจากน้ำมันรีฟอร์มเมทชนิดเบาที่ไม่อิ่มตัว โดยใช้แก๊สไฮโดรเจนที่อุณหภูมิสูงและตัวเร่งปฏิกิริยาเป็นตัวช่วย น้ำมันรีฟอร์มเมทชนิดเบาที่ไม่อิ่มตัวจะถูกส่งผ่านเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนเพื่อเพิ่มอุณหภูมิให้เหมาะสมก่อนส่งเข้าเครื่องปฏิกรณ์ ปฏิกิริยาที่เกิดขึ้น คือ ปฏิกิริยาเปลี่ยนเบนซีนเป็นไซโคลเฮกเซนที่อิ่มตัว จากนั้นแก๊สไฮโดรเจนจะถูกแยกออกจากน้ำมัน ส่วนน้ำมันรีฟอร์มเมทชนิดเบาที่อิ่มตัว จะถูกนำไปใช้ในการผสมเป็นน้ำมันแก๊สโซลีน



รูปที่ 2.11 หน่วยกำจัดเบนซีน

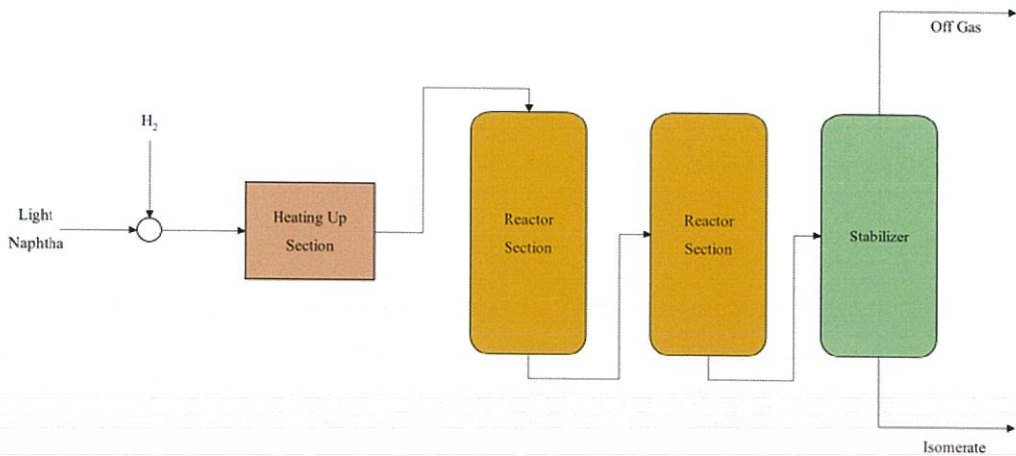
เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

2.1.2.7 หน่วยปรับปรุงคุณภาพน้ำ (Sour Water Stripper Unit) เป็นหน่วยที่ทำหน้าที่กำจัดแก๊สไฮโดรเจนซัลไฟด์ และแก๊สแอมโมเนียออกจากน้ำที่ใช้ในกระบวนการผลิต โดยแก๊สที่ถูกกำจัดออกจะถูกนำไปเผาพร้อมกับเชื้อเพลิงที่เตาในหน่วยกลั่นแยกน้ำมันดิบ หรือส่งไปหน่วยผลิตกำมะถัน ส่วนน้ำกำมะถันต่ำที่ได้ จะถูกนำกลับมาใช้ใหม่บางส่วน และส่วนที่เหลือจะส่งไปยังหน่วยบำบัดน้ำทิ้ง



รูปที่ 2.12 หน่วยปรับปรุงคุณภาพน้ำ

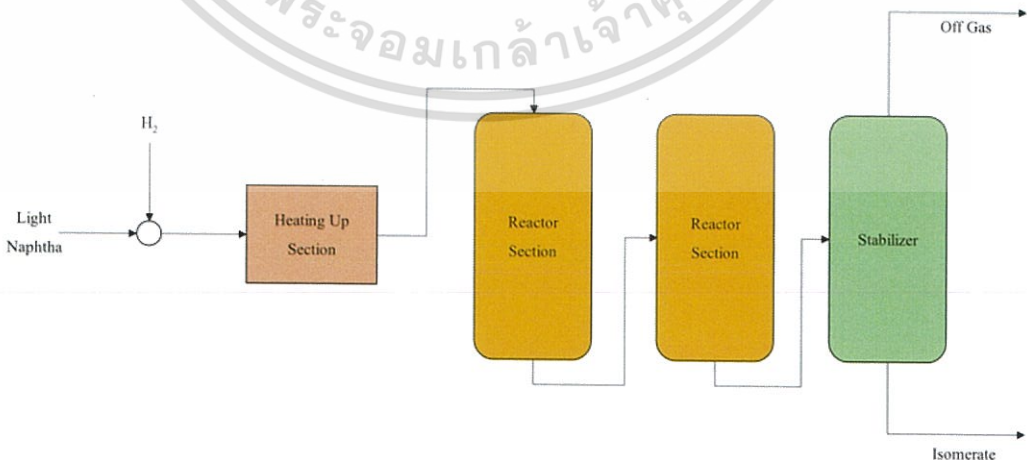
2.1.2.8 หน่วยปรับปรุงคุณภาพโซเดียมไฮดรอกไซด์ที่ใช้แล้ว (Spent Caustic Treating Unit) เป็นหน่วยที่ทำหน้าที่กำจัดแก๊สไฮโดรเจนซัลไฟด์ออกจากโซเดียมไฮดรอกไซด์ที่ใช้แล้ว ที่ได้จากหน่วยปรับปรุงคุณภาพแก๊สหุงต้ม และเคโรซีน โซเดียมไฮดรอกไซด์ที่ใช้แล้ว จะถูกปรับสภาพให้เป็นกรดและส่งเข้าอุปกรณ์ที่ใช้กำจัดแก๊สไฮโดรเจนซัลไฟด์ แก๊สไฮโดรเจนซัลไฟด์ จะถูกนำไปเผาพร้อมกับเชื้อเพลิงที่เตาในหน่วยกลั่นแยกน้ำมันดิบ ส่วนโซเดียมไฮดรอกไซด์ที่ผ่านการปรับปรุงคุณภาพแล้วจะถูกปรับสภาพค่าความเป็นกรด - ด่าง ก่อนส่งไปยังหน่วยบำบัดน้ำทิ้ง



รูปที่ 2.13 หน่วยปรับปรุงคุณภาพโซเดียมไฮดรอกไซด์ที่ใช้แล้ว

2.1.3 การเปลี่ยนแปลงโครงสร้าง (Conversion) เป็นการทำให้โครงสร้างในระดับโมเลกุลของน้ำมันเปลี่ยนแปลง เพื่อให้ได้ผลิตภัณฑ์ที่มีคุณภาพและราคาสูงขึ้น

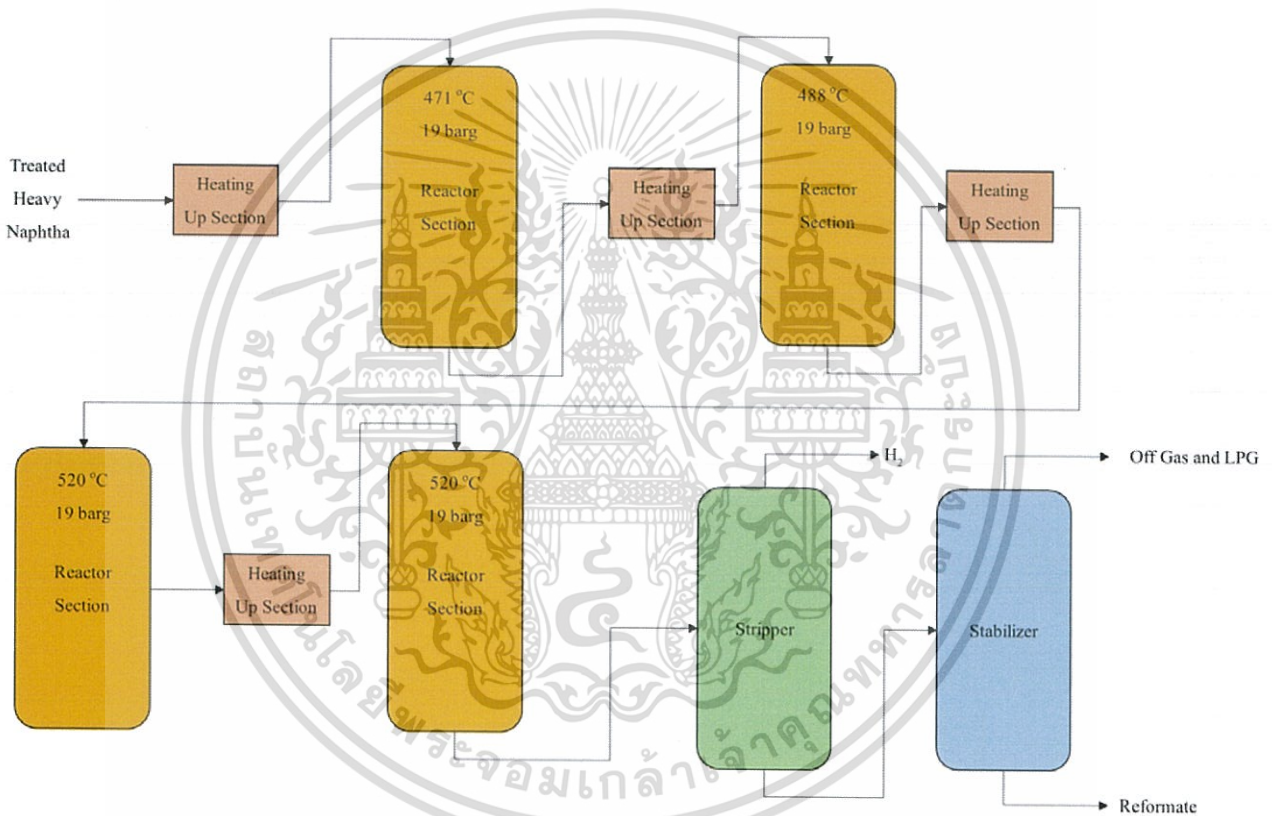
2.1.3.1 หน่วยไอโซเมอไรเซชัน (Light Naphtha Isomerization Unit) เป็นหน่วยที่ทำหน้าที่เปลี่ยนโครงสร้างโมเลกุลของน้ำมันแนฟทาชนิดเบาให้เป็นโครงสร้างที่มีค่าออกเทนสูงขึ้น ซึ่งเรียกว่า น้ำมันไอโซเมอร์เรท โดยใช้แก๊สไฮโดรเจนที่มีอุณหภูมิสูงและตัวเร่งปฏิกิริยาเป็นตัวช่วย น้ำมันแนฟทาชนิดเบาจากหน่วยปรับปรุงคุณภาพน้ำมันแนฟทา จะถูกส่งผ่านเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนเพื่อเพิ่มอุณหภูมิให้เหมาะสม ก่อนส่งเข้าเครื่องปฏิกรณ์ ซึ่งจะเกิดปฏิกิริยาการเปลี่ยนโครงสร้างโมเลกุลแบบที่เป็นเส้นตรงให้เป็น โมเลกุลแบบที่เป็นกิ่ง เรียกกระบวนการนี้ว่า ไอโซเมอไรเซชัน ทำให้ผลิตภัณฑ์มีค่าออกเทนสูงขึ้น น้ำมันไอโซเมอร์เรทที่ได้จะถูกส่งไปถังเก็บเพื่อรอการผสมเป็นน้ำมันแก๊สโซลีน



รูปที่ 2.14 หน่วยไอโซเมอไรเซชัน

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

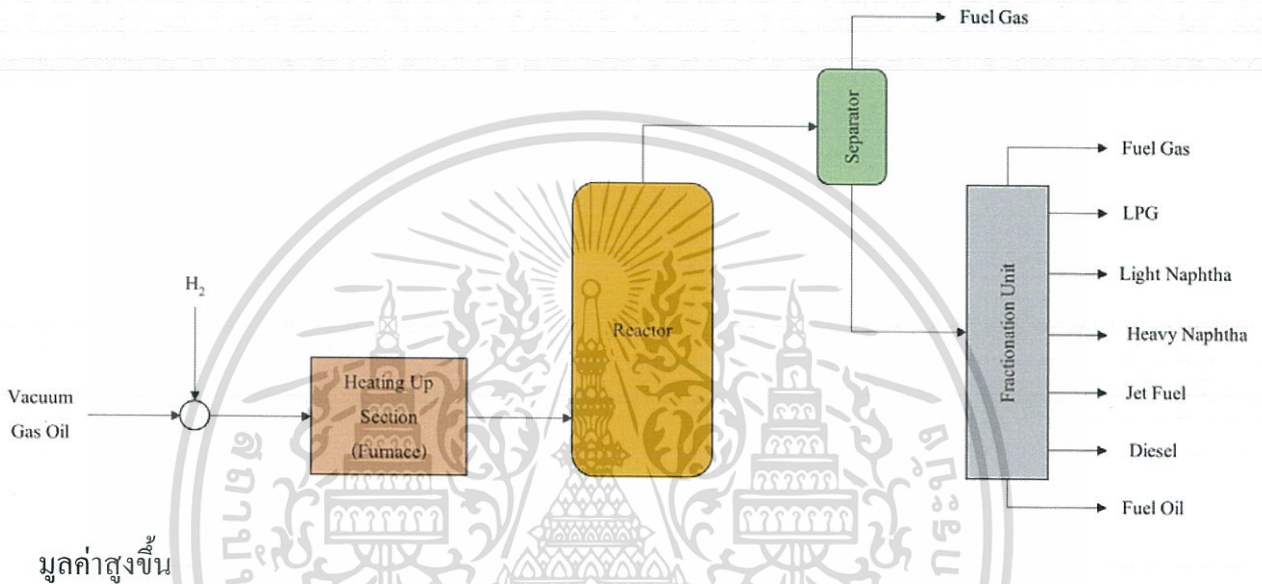
2.1.3.2 หน่วยรีฟอร์มเมอร์ (Catalytic Reforming Unit) เป็นหน่วยที่ทำหน้าที่เปลี่ยนโครงสร้างโมเลกุลของน้ำมันเนฟทาชนิดหนักให้เป็นโครงสร้างที่มีค่าออกเทนสูงขึ้น ซึ่งเรียกว่า น้ำมันรีฟอร์มเมท โดยใช้แก๊สไฮโดรเจนที่มีอุณหภูมิสูงและตัวเร่งปฏิกิริยาเป็นตัวช่วย น้ำมันเนฟทาชนิดหนักจากหน่วยปรับปรุงคุณภาพน้ำมันเนฟทา จะถูกส่งผ่านเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนและเตาต้มน้ำมันเพื่อเพิ่มอุณหภูมิให้เหมาะสม ก่อนส่งเข้าเครื่องปฏิกรณ์ ซึ่งจะเกิดปฏิกิริยาการเปลี่ยนโครงสร้างโมเลกุลแบบต่างๆ ให้เป็นโมเลกุลแบบที่เป็นวงแหวน โดยเรียกกระบวนการแบบนี้ว่า รีฟอร์มมิง ทำให้ได้ผลิตภัณฑ์ที่มีค่าออกเทนสูงขึ้น น้ำมันรีฟอร์มเมทที่ได้จะถูกส่งไปถังเก็บเพื่อรอการผสมเป็นน้ำมันแก๊สโซลีนชนิดต่างๆ



รูปที่ 2.15 หน่วยรีฟอร์มเมอร์

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

2.1.3.3 หน่วยแตกโมเลกุล (Hydrocracking Unit) เป็นหน่วยที่ทำหน้าที่แตกตัวน้ำมันหนักออกเป็นน้ำมันเบา โดยการเติม โมเลกุลของไฮโดรเจนลงในน้ำมันหนัก และกำจัดสารประกอบกำมะถัน สารประกอบไนโตรเจน และโลหะหนักออกจากน้ำมัน โดยเป็นปฏิกิริยาที่ใช้แก๊สไฮโดรเจน ผลิตภัณฑ์ที่ได้จากหน่วยแตกโมเลกุล ได้แก่ แก๊สเชื้อเพลิง แก๊สหุงต้ม น้ำมันเนฟทาซีนิดเบา น้ำมันเนฟทาซีนิดหนัก เคโรซีน น้ำมันดีเซล และน้ำมันเตา น้ำมันบางชนิดจะส่งเข้าถึงผลิตภัณฑ์ และบางชนิดจะถูกส่งไปยังหน่วยกลั่นเดิมเพื่อเปลี่ยนแปลงโครงสร้างให้มี



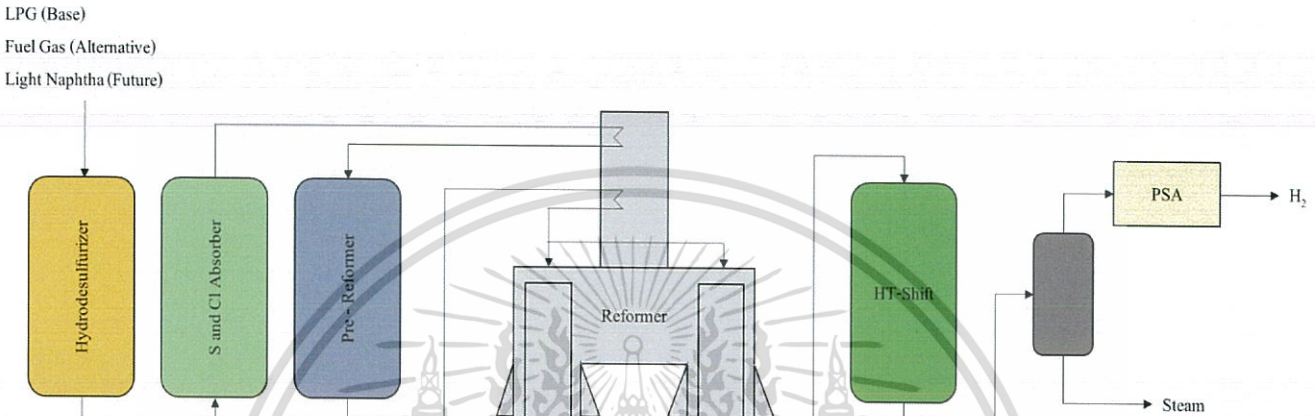
รูปที่ 2.16 หน่วยแตกโมเลกุล

2.1.4 การผสมผลิตภัณฑ์ (Blending) เป็นการผสมน้ำมันหรือผลิตภัณฑ์ตั้งแต่ 2 ชนิดขึ้นไป ซึ่งอาจจะมีการเติมสารปรุงแต่งคุณภาพ (Additive) เพื่อให้ผลิตภัณฑ์มีคุณภาพตรงตามมาตรฐานที่กำหนดทั้งของกระทรวงพลังงานและลูกค้า

การผสมผลิตภัณฑ์จะเกิดขึ้นเป็นขั้นตอนสุดท้ายในกระบวนการกลั่นน้ำมัน ผลิตภัณฑ์ที่สำเร็จรูปตั้งแต่ 2 ชนิดขึ้นไป จะนำมาผสมกัน โดยอาจมีการเติมสารปรุงแต่งคุณภาพ เพื่อให้ได้ผลิตภัณฑ์สำเร็จรูปที่มีคุณภาพตามมาตรฐานกำหนด

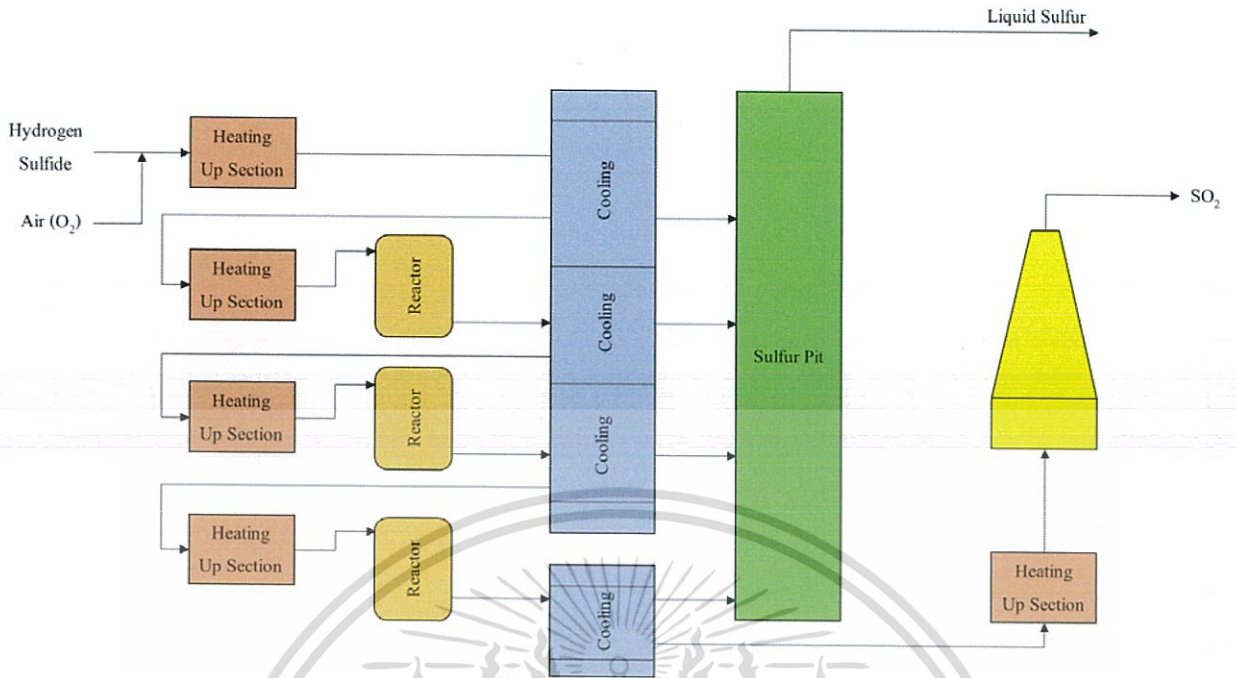
2.1.5 หน่วยสนับสนุน หรือ หน่วยควบคุมมลพิษต่อสิ่งแวดล้อม เป็นหน่วยการผลิตพิเศษที่มีหน้าที่ในการสนับสนุนกระบวนการผลิต และควบคุมมลพิษของของเสียจากกระบวนการผลิต

2.1.5.1 หน่วยผลิตแก๊สไฮโดรเจน (Hydrogen Production Unit) เป็นหน่วยที่ทำหน้าที่สนับสนุนหน่วยปรับปรุงคุณภาพน้ำมัน ทำหน้าที่ผลิตแก๊สไฮโดรเจน เพื่อส่งไปใช้ในหน่วยแตกโมเลกุล สารตั้งต้นอาจเป็นแก๊สหุงต้ม แก๊สเชื้อเพลิง หรือน้ำมันเนฟทาชนิดเบา โดยสารตั้งต้นจะถูกกำจัดกำมะถัน คลอรีน และโลหะหนักก่อนส่งเข้าทำปฏิกิริยา เพื่อแยกแก๊สไฮโดรเจนออก และทำให้บริสุทธิ์ก่อนส่งไปใช้



รูปที่ 2.17 หน่วยผลิตแก๊สไฮโดรเจน

2.1.5.2 หน่วยผลิตกำมะถัน (Sulfur Recovery Unit) เป็นหน่วยที่ทำหน้าที่เปลี่ยนรูปกำมะถันที่แยกออกจากแก๊สเชื้อเพลิงที่มีกำมะถันเจือปนอยู่ให้เป็นกำมะถันเหลว โดยใช้ความร้อน อากาศ และตัวเร่งปฏิกิริยา กำมะถันที่ได้จากกระบวนการจะถูกส่งเข้าถังเก็บเพื่อรอการจำหน่าย



รูปที่ 2.18 หน่วยผลิตกำมะถัน

2.1.5.3 หน่วยบำบัดน้ำทิ้ง (Wastewater Treatment Unit) เป็นหน่วยที่ทำหน้าที่บำบัดน้ำทิ้งจากระบบต่างๆ ของโรงงาน โดยน้ำทิ้งที่ไม่มีกรปนเปื้อนจะถูกปรับสภาพให้เป็นกลางและระบายลงสู่บ่อพักน้ำ ส่วนน้ำทิ้งที่ได้จากระบวนการผลิต จะต้องนำมาผ่านขั้นตอนการบำบัดทางกายภาพซึ่งเป็นการแยกน้ำมันที่ลอยอยู่บนผิวหน้าออกจากน้ำโดยใช้ WIER อุปกรณ์ดักเก็บน้ำมัน อุปกรณ์แยกน้ำมัน และการใช้ฟองอากาศจากระบบ DAF (Dissolved Air Flootation) ประกอบก่อนผ่านเข้าสู่ระบบบำบัดทางชีวภาพแบบตะกอนเร่ง (Activated sludge) ซึ่งประกอบด้วยบ่อเติมอากาศ บ่อตกตะกอน และถังกรองตะกอน เพื่อลดค่าความสกปรก BOD และค่าสารแขวนลอยให้น้อยลงจนมีคุณภาพได้มาตรฐานน้ำทิ้งของกระทรวงอุตสาหกรรม ก่อนส่งไปบ่อพักน้ำและระบายลงคลองสาธารณะ

2.2 สิ่งสกปรกในน้ำมันดิบ (Impurities) [บริษัท บางจากปิโตรเลียม จำกัด (มหาชน)]

โดยปกติแล้วน้ำมันดิบที่นำมากลั่น ทั้งจากแหล่งน้ำมันดิบในประเทศหรือแหล่งน้ำมันดิบต่างประเทศจะมีสารปนเปื้อนหรือสิ่งสกปรกผสมอยู่ และสิ่งสกปรกเหล่านี้จะทำให้คุณภาพของน้ำมันที่กลั่นออกมาไม่ตรงตามมาตรฐาน โดยสิ่งสกปรกที่อยู่ในน้ำมันดิบ ที่ควรกำจัดออกมีดังนี้

2.2.1 กำมะถันในรูปของธาตุ (Elemental Sulfur, S) กำมะถันในลักษณะของธาตุเกิดขึ้นในส่วนของน้ำมันที่กลั่นออกมาจากหอกถันน้ำมันดิบ เช่น เคโรซีน ดีเซล เป็นต้น กำมะถันเกิดจากปฏิกิริยาออกซิเดชันของไฮโดรเจนซัลไฟด์ที่ผสมอยู่ในน้ำมันชนิดนั้นๆ โดยน้ำมันที่มีธาตุกำมะถันปนอยู่ จะทำให้เกิดปัญหาการกัดกร่อน และยังกลายเป็นสารเกาะติดจนเป็นปัญหาเรื่องการอุดตัน

2.2.2 ไฮโดรเจนซัลไฟด์ (Hydrogen Sulfide, H₂S) ไฮโดรเจนซัลไฟด์จะพบมากในแก๊สเกิดขึ้นระหว่างการเปลี่ยนแปลงในกระบวนการผลิต การระเหยตัวของไฮโดรเจนซัลไฟด์จะเกิดขึ้นในช่วงกลางระหว่างอีเทนและโพรเพน เพราะน้ำหนักโมเลกุลอยู่ระหว่างอีเทน และโพรเพน จึงมีความเป็นไปได้สูงที่ไฮโดรเจนซัลไฟด์จะปนอยู่ในกระบวนการผลิตบิวเทน ไฮโดรเจนซัลไฟด์เป็นสารพิษรุนแรง มีกลิ่นเหม็น ทำลายเยื่อโพรงจมูก และอาจทำให้เสียชีวิตได้หากสูดดมในปริมาณที่มาก

2.2.3 เมอร์แคปแทน (Mercaptan Sulfur) กำมะถันเมอร์แคปแทนเป็นสารที่มีกลิ่นเหม็นรุนแรง ความเข้มข้นขึ้นอยู่กับความดันไอ กำมะถันเมอร์แคปแทนที่จุดเดือดต่ำ มีน้ำหนักโมเลกุลน้อยจะระเหยง่าย จึงมีความดันไอสูง กลิ่นเป็นหนึ่งในคุณสมบัติของผลิตภัณฑ์ ซึ่งกำมะถันเมอร์แคปแทนที่มีจุดเดือดต่ำจะส่งกลิ่นเหม็น กำมะถันเมอร์แคปแทนที่ปนเปื้อนอยู่ในน้ำมันดิบ เกิดจากการรวมตัวของไฮโดรเจนซัลไฟด์กับสาร โอเลฟิน และไดโอเลฟิน กำมะถันเมอร์แคปแทนที่เกิดขึ้น จะอยู่ในทุกส่วนของน้ำมันที่โมเลกุลมีจำนวนคาร์บอน 3 อะตอมขึ้นไป กำมะถันเมอร์แคปแทนจะไม่สามารถแยกออกจากน้ำมัน ได้โดยการกลั่น จำเป็นที่จะต้องใช้วิธีทางเคมีเพื่อที่จะแยกออกจากน้ำมัน

2.2.4 อนุพันธ์ของไนโตรเจน น้ำมันที่มาจากกระบวนการแตกโมเลกุล จะมีความเข้มข้นของไนโตรเจนสูงมากกว่าน้ำมันที่กลั่นมาจากน้ำมันดิบโดยตรง เมื่อเปรียบเทียบช่วงการกลั่นที่จุดเดือดเดียวกัน อนุพันธ์ของไนโตรเจนจะทำให้เกิดสี หรือเปลี่ยนสีน้ำมันระหว่างที่เก็บในถังเก็บน้ำมัน โดยเกิดจากการเกิดปฏิกิริยาออกซิเดชันของสารอนุพันธ์ของไนโตรเจน

2.3 เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน [Heat and Mass Transfer Fundamentals &

Applications Yunus A. Cengel and Afshin J. Ghajar, 2015]

เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน คือ เครื่องมือที่ใช้สำหรับถ่ายเทความร้อนจากของไหลชนิดหนึ่งไปยังของไหลอีกชนิดหนึ่ง โดยที่ของไหลไม่จำเป็นต้องผสมกัน เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนเป็นเครื่องมือที่สำคัญมากอย่างหนึ่ง เพราะเป็นเครื่องมือที่ใช้ในระบบต่างๆ ทางวิศวกรรมศาสตร์อย่างกว้างขวาง ในการออกแบบเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน ต้องมีความรู้ในการคำนวณหาสัมประสิทธิ์การพาความร้อน การส่งผ่านของความร้อน และความรู้ทางกลศาสตร์ของไหล

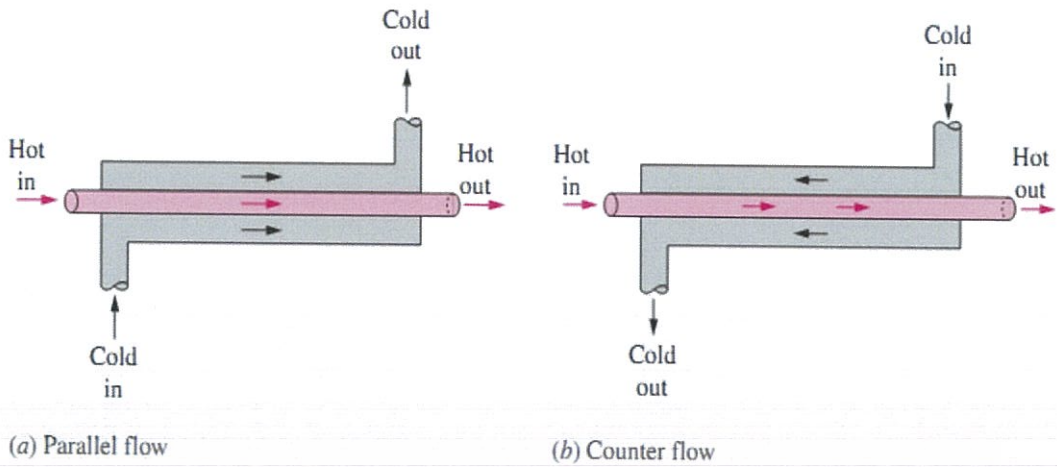
ในปัจจุบัน กระบวนการอุตสาหกรรมที่เกี่ยวข้องกับพลังงานความร้อนส่วนใหญ่มีเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนเป็นองค์ประกอบ เช่น อุตสาหกรรมน้ำมัน เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนจะถูกใช้สำหรับการเพิ่มอุณหภูมิของน้ำมันดิบ สำหรับเปลี่ยนสถานะของไอที่ออกมาจากหอกลั่นให้เป็นของเหลว และสำหรับการลดอุณหภูมิของน้ำมันหรือแก๊ส ในทำนองเดียวกันกับในอุตสาหกรรมปิ๋ย อุตสาหกรรมเส้นใยสังเคราะห์ และอุตสาหกรรมอื่นๆ ก็ใช้เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนสำหรับเพิ่มอุณหภูมิ ลดอุณหภูมิ หรือหมุนเวียนความร้อนจากของไหลกลับมาใช้ใหม่

หน้าที่หลักของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนคือ การนำเอาพลังงานความร้อนมาใช้อย่างมีประสิทธิภาพสูงสุด ดังนั้น วิธีใช้และการเลือกใช้เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแต่ละชนิด จะสัมพันธ์กับต้นทุนของกระบวนการ และอาจมีผลต่อราคาของผลิตภัณฑ์ เงื่อนไขที่สำคัญในการพิจารณาเลือกคือ มีประสิทธิภาพในการทำงานสูงและราคาถูก

เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนมีหลายชนิด การจำแนกเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนอาจทำได้โดยอาศัยทิศทางการเคลื่อนที่ของของไหลในเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน และลักษณะของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนเป็นหลัก เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่พบเห็นทั่วไปมีดังนี้

2.3.1 เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบท่อสองชั้น (Concentric tube or double pipe)

เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนชนิดนี้มีลักษณะเป็นท่อสองท่อสวมเข้าด้วยกัน ดังรูปที่ 2.19 ส่วนการไหลของของไหล อาจไหลสวนทางกัน เรียกว่า Counter flow หรือ ไหลขนานกัน เรียกว่า Parallel flow

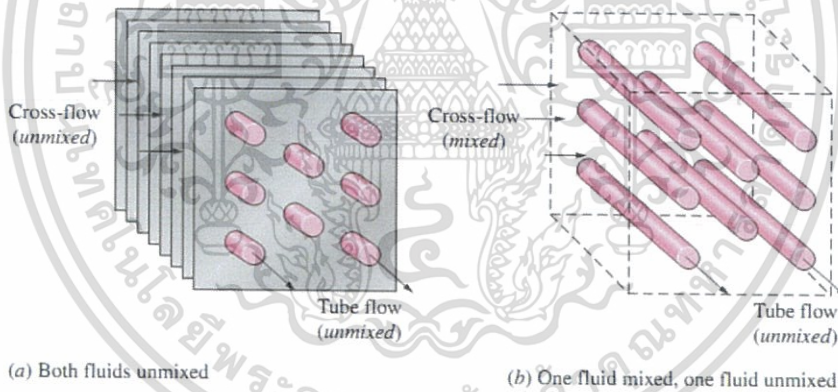


รูปที่ 2.19 ลักษณะการไหลของของไหลในเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบท่อสองชั้น

ที่มา : Heat and Mass Transfer Fundamentals & Applications, Yunus A. Cengel and Afshin J. Ghajar, 2015

2.3.2 เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบที่ของไหลมีทิศทางตั้งฉาก (Cross flow)

เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนชนิดนี้ของไหลจะไหลในทิศตั้งฉากกัน ดังรูปที่ 2.20 การสร้างอาจให้อยู่ในลักษณะของไหลเดี่ยวเดียว (Single pass) ไหลสองเที่ยว (Double pass) หรือมากกว่าก็ได้

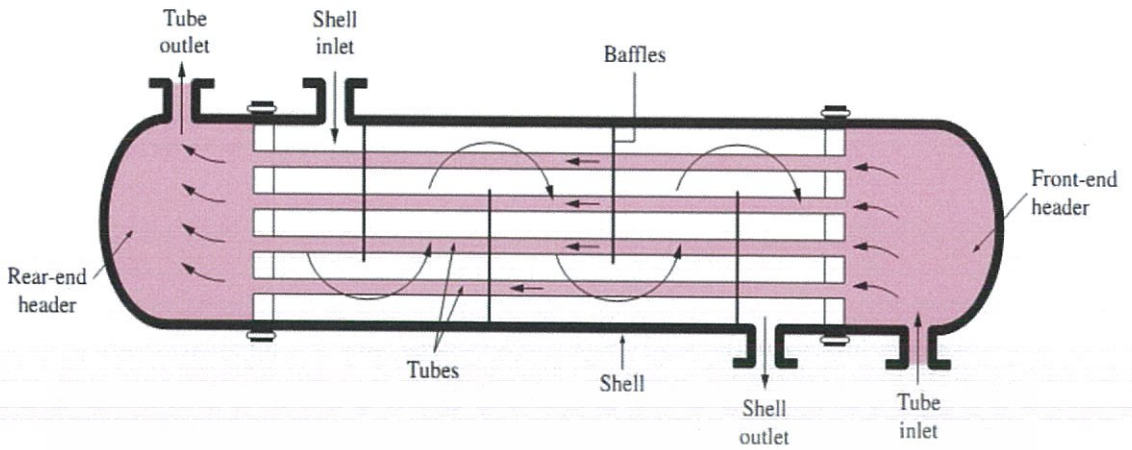


รูปที่ 2.20 ลักษณะการไหลของของไหลในเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบที่ของไหลมีทิศทางตั้งฉาก

ที่มา : Heat and Mass Transfer Fundamentals & Applications, Yunus A. Cengel and Afshin J. Ghajar, 2015

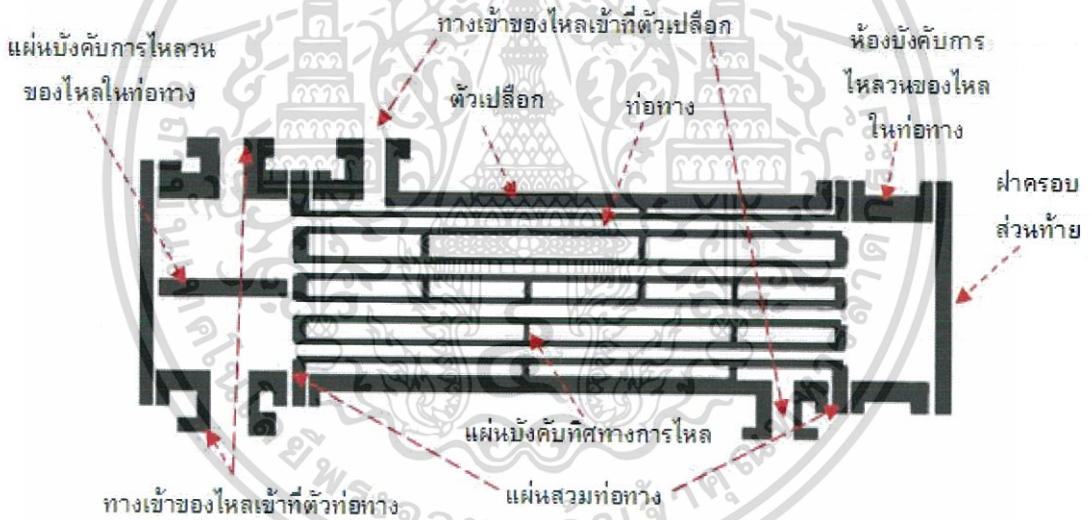
2.3.3 เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบเปลือกและท่อ (Shell and tube)

เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนชนิดนี้ของไหลชนิดหนึ่งจะอยู่ในเปลือก และอีกชนิดหนึ่งจะอยู่ในท่อ การไหลจะอยู่ในลักษณะไหลสวนทาง ไหลขนาน หรือทั้งสองอย่างในเครื่องเดียวกัน นอกจากนี้ อาจออกแบบให้ของไหลมีทิศทางตั้งฉากกับท่อ



รูปที่ 2.21 ลักษณะการไหลของของไหลในเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบเปลือกและท่อ
ที่มา : Heat and Mass Transfer Fundamentals & Applications, Yunus A. Cengel and Afshin J. Ghajar, 2015

โดยเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบเปลือกและท่อจะมีส่วนประกอบหลัก ดังรูปที่ 2.22



รูปที่ 2.22 ส่วนประกอบหลักของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบเปลือกและท่อ
ที่มา : โครงสร้างพื้นฐานเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนชนิดเปลือกและท่อ, ชีรศักดิ์ ศรีมิตรรุ่งโรจน์, 2558

2.3.3.1 ท่อ (Tubes) เป็นส่วนประกอบพื้นฐานของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน โดยจะอาศัยพื้นผิวท่อเป็นวัสดุตัวกลางในการถ่ายเทความร้อนระหว่างของไหลทั้ง 2 ชนิด

2.3.3.2 แผ่นสวมท่อ (Tube sheets) ทำหน้าที่เป็นหน้าแปลนสำหรับการติดตั้งตัวท่อตามลักษณะของการจัดวางท่อตามที่ได้รับการออกแบบ เข้ากับส่วนหัวหรือฝาครอบ

2.3.3.3 ตัวเปลือกและส่วนของทางเข้า – ออกของของไหลที่ตัวเปลือก (Shell and shell side nozzle) ทำหน้าที่เป็นท่อลำเลียงของไหลชนิดที่หนึ่ง (Primary fluid) ให้ไหลผ่านเข้าและออกที่ตัวเปลือกเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน

2.3.3.4 ท่อและส่วนของทางเข้า - ออกของไหลที่ตัวท่อ (Tube – side channel & nozzle) ทำหน้าที่ควบคุมการไหลเข้าและออกของของไหลชนิดที่สอง (Secondary fluid) ภายในตัวท่อของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน

2.3.3.5 ฝาครอบส่วนท้าย (Channel cover) ทำหน้าที่เป็นแผ่นปิดสำหรับบังคับให้ของไหลที่ไหลอยู่ภายในท่อเกิดการไหลวนกลับ

2.3.3.6 แผ่นบังคับการไหลวนของไหลในท่อ (Pass driven) ทำหน้าที่เป็นชั้นของการแบ่งของไหลที่ไหลในท่อ ให้เกิดการไหลวนไปตามการออกแบบ

2.3.3.7 แผ่นบังคับทิศทางการไหลในตัวเปลือก (Baffles) ทำหน้าที่บังคับให้ของไหลในตัวเปลือกเกิดการไหลวนเพื่อหวังผลต่อประสิทธิภาพที่ดีในการถ่ายเทความร้อน

การกำหนดชนิดของของไหลที่จะอยู่ในส่วนของท่อหรืออยู่ในส่วนของเปลือก จะพิจารณาจากคุณสมบัติของของไหลดำเนินการดังตารางที่ 2.1

ตารางที่ 2.1 การกำหนดชนิดของของไหลในท่อและในเปลือก [Coulson, 1999][สุธรรม สุขมณี, 2558]

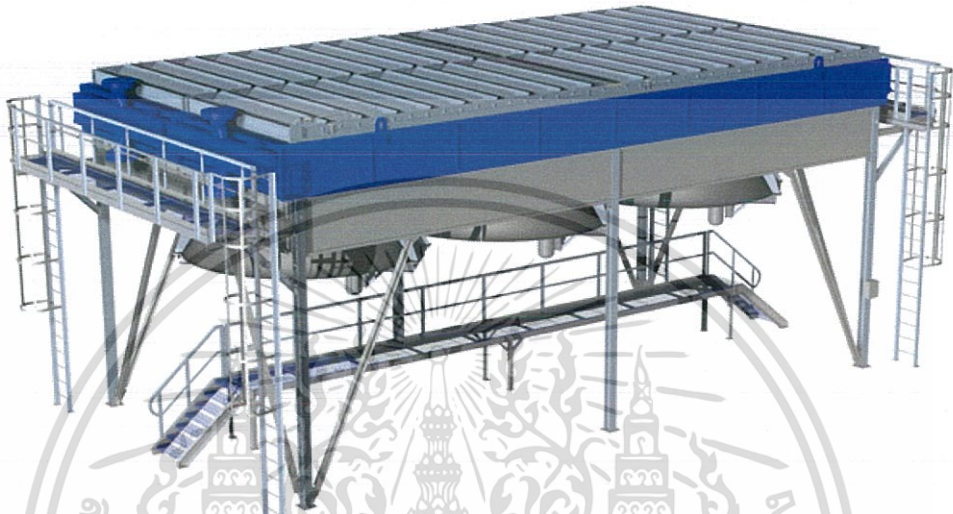
ของไหลในท่อ	ของไหลในเปลือก
เกิดตะกอนและการกัดกร่อน	มีข้อจำกัดของความดันลด
ความดันสูง	อัตราการไหลสูง
อุณหภูมิสูง	มีการควบแน่นหรือการกลั่นตัว
ความหนืดต่ำ	ไม่มีสิ่งแขวนลอย

2.3.4 เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบระบายความร้อนด้วยอากาศ (Air cooled heat exchanger)

เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนชนิดนี้ใช้อากาศเป็นตัวระบายความร้อนแทนน้ำเย็น จึงเป็นที่นิยมใช้กันเพิ่มขึ้นอย่างรวดเร็ว โดยโครงสร้างของเครื่องมี 3 องค์ประกอบคือ มัดท่อ ซึ่งประกอบด้วย ท่อถ่ายเทความร้อนที่มีครีป (Fin) โครงสร้างหลักสำหรับมัดท่อ และเครื่องเป่าลมพร้อมมอเตอร์สำหรับเป่าอากาศ เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนชนิดนี้มีหลักการทำงานคือ เป่าพัดอากาศผ่านมัดท่อ (Induced draft) โดยคุณลักษณะพิเศษของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนประเภทนี้คือ ไม่ต้องอาศัยน้ำเป็นตัวระบายความร้อน แต่ใช้อากาศที่มีอยู่อย่างไม่จำกัดในการระบายความร้อนแทน และจัด

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้คัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ปัญหาเกี่ยวกับสนิมหรือ ความสกปรกที่อาจจะเกิดขึ้นจากการใช้น้ำในการระบายความร้อน รวมถึง ข้อดีอีกอย่างคือ ค่าใช้จ่ายใน การซ่อมบำรุงรักษาถูกกว่ากรณีใช้น้ำในการระบายความร้อน แต่มี ข้อเสียคือ มีเสียงดัง ต้องใช้พื้นที่ในการติดตั้งมาก ค่าลงทุนก่อสร้างสูงและต้องเลือกสถานที่ในการ ติดตั้งให้เหมาะสม



รูปที่ 2.23 เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบระบายความร้อนด้วยอากาศ

ที่มา : (<http://www.geha-holland.nl/productsandservices.html>)

2.3.5 เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบแผ่น (Plate type)

เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนชนิดนี้จะมีลักษณะพิเศษ คือ การเอาแผ่นการถ่ายเทความร้อนหลายๆ แผ่นมาวางเรียงกัน ในระยะความห่างคงที่ แล้วให้ของเหลวแต่ละชนิดไหลผ่านช่องว่างระหว่างแผ่น ในลักษณะที่สลับกันช่องเว้นช่อง เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนชนิดนี้มักใช้กับการเพิ่มอุณหภูมิของ สารที่มีสถานะเป็นของเหลว โดยตัวเครื่องมักทำด้วยแผ่นเหล็กสแตนเลสบางๆ หรือแผ่นไทเทเนียม ซึ่งทนต่อการเกิดสนิมได้ดี โดยของไหลแต่ละชนิดจะไหลสลับกันไปตามช่องว่างที่เกิดจากการประกอบแผ่นเพื่อแลกเปลี่ยนความร้อน ในการเพิ่มความแข็งแรงของการป้องกันการรั่วซึม และให้มีช่องว่างสำหรับการไหล ผิวของแผ่นถ่ายเทความร้อนนั้นจะมีทั้งส่วนนูนและส่วนเว้า ซึ่งปะเก็น (Gasket) จะถูกติดตั้งไว้ในตำแหน่งที่เหมาะสม เพื่อป้องกันไม่ให้อ่างไหลรั่ว และรักษา ระยะห่างระหว่างแผ่นตามที่ต้องการ สัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนรวมของเครื่องแลกเปลี่ยน ความร้อนแบบแผ่นจะมีค่าที่สูง ส่วนคุณลักษณะคืออย่างอื่นคือ สามารถถอดออกเป็นแผ่นๆ ออกมา ทำความสะอาดได้ทั่วถึง บำรุงรักษาง่าย และสามารถปรับปริมาณการถ่ายเทความร้อนได้

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้คัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

โดยการเพิ่มหรือลดจำนวนแผ่นการถ่ายเทความร้อน และข้อเสียคือ ไม่เหมาะกับการนำไปใช้งานที่ อุณหภูมิและความดันสูง เนื่องจากปะเก็นที่ใช้ส่วนใหญ่จะทำจากยางหรือยางสังเคราะห์



รูปที่ 2.24 เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบแผ่น

ที่มา : (<http://www.brandirectory.com/package-premium/products-preview.php.com>)

2.4 สัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนรวม (Overall heat transfer coefficient) [Heat and Mass Transfer Fundamentals & Applications Yunus A. Cengel and Afshin J. Ghajar, 2015]

เรื่องที่สำคัญอย่างยิ่งในการวิเคราะห์เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน ในเชิงความร้อนก็คือ การหาสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนรวมระหว่างของไหลสองชนิด โดยได้นิยามความหมายของ สัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนรวมระหว่างของไหลร้อนที่มีอุณหภูมิเป็น T_h กับของไหลเย็น ที่มีอุณหภูมิเป็น T_c ที่กัน โดยผนังทึบในระบบท่อด้วยสมการ

$$\dot{Q} = \frac{\Delta T}{R} = UA\Delta T = U_i A_i \Delta T = U_o A_o \Delta T \quad (2-1)$$

$$R = R_{total} = R_i + R_{wall} + R_o \quad (2-2)$$

เมื่อ

$$R_i = \frac{1}{h_i A_i} \quad (2-3)$$

$$R_o = \frac{1}{h_o A_o} \quad (2-4)$$

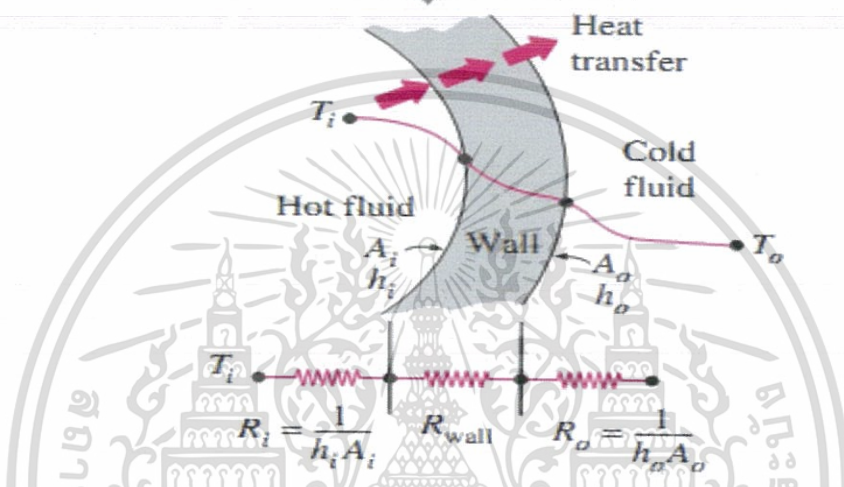
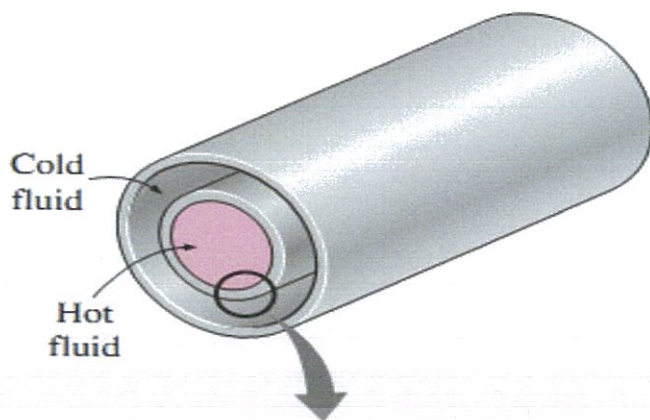
เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

และ

$$R_{wall} = \frac{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)}{2\pi kL} \quad (2-5)$$

เมื่อ	A	=	พื้นที่ในการแลกเปลี่ยนความร้อน (m^2)
	A_i และ A_o	=	พื้นที่ในการแลกเปลี่ยนความร้อนภายในท่อ และภายนอกท่อตามลำดับ (m^2)
	h	=	ค่าสัมประสิทธิ์การพาความร้อน ($W/m^2 \text{ } ^\circ C$)
	k	=	ค่าการนำความร้อน ($W/m \text{ } ^\circ C$)
	L	=	ความยาวของท่อ (m)
	Q	=	อัตราการถ่ายเทความร้อน (W)
	R	=	ความต้านทานความร้อน ($^\circ C/W$)
	R_i, R_o และ R_{wall}	=	ความต้านทานความร้อนของของไหลในท่อ ของไหลนอกท่อ และของตัวท่อ ($^\circ C/W$)
ตามลำดับ (m)	r_i และ r_o	=	รัศมีภายในท่อ และภายนอกท่อ
	ΔT	=	ผลต่างของอุณหภูมิ ($^\circ C$)
	U	=	สัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนรวม ($W/m^2 \text{ } ^\circ C$)
ของของไหล	และ U_i และ U_o	=	สัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนรวม ที่อยู่ภายในและภายนอกท่อ ($W/m^2 \text{ } ^\circ C$)

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้



รูปที่ 2.25 เครือข่ายความต้านทานความร้อนในเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบท่อสองชั้น
ที่มา : Heat and Mass Transfer Fundamentals & Applications, Yunus A. Cengel and Afshin J. Ghajar, 2015

2.5 แฟกเตอร์ความสกปรกของผิว [Heat and Mass Transfer Fundamentals & Applications Yunus A. Cengel and Afshin J. Ghajar, 2015]

เมื่อใช้เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน ไประยะหนึ่ง สิ่งสกปรกจากของไหลจะเริ่มจับติดกับผิวของโลหะ ทำให้อัตราการถ่ายเทความร้อนที่ผิวของโลหะต่ำลง ดังนั้นหากคำนวณออกแบบเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน โดยไม่ได้คำนึงถึงค่าของความต้านทานอันเนื่องมาจากสิ่งสกปรกเหล่านี้ที่ผนังของโลหะ เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนจะไม่สามารถถ่ายเทความร้อนได้ตามที่ทำนายไว้ ด้วยเหตุนี้ การคำนึงถึงผลเสียของสิ่งสกปรกที่เกาะติดผิวของโลหะไว้ล่วงหน้าจึงเป็นสิ่งสำคัญอย่างยิ่ง

ปริมาณที่บ่งบอกถึงสิ่งสกปรกเหล่านี้ เรียกว่า Fouling factor (R_f) หมายถึง ค่าความต้านทานอันเกิดจากสิ่งสกปรกที่ผนัง ($m^2 K/W$) หาได้จากส่วนกลับของค่าสัมประสิทธิ์ความสกปรก (h_d)

ตารางที่ 2.2 ค่าสัมประสิทธิ์ความสกปรก [Heat and Mass Transfer Fundamentals & Applications, Yunus A. Cengel and Afshin J. Ghajar, 2015]

	h_d (W/m ² K)	h_d (btu/h ft ² °F)
Distilled and seawater	11,350	2,000
City water	5,680	1,000
Muddy water	1,990 - 2,840	350 - 500
Gases	2,840	500
Vaporizing liquids	2,840	500
Vegetable and gas oils	1,990	350

2.6 การวิเคราะห์เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (Analysis of heat exchangers) [Heat and Mass Transfer Fundamentals & Applications Yunus A. Cengel and Afshin J. Ghajar, 2015]

ในการออกแบบหรือเลือกเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนมาใช้งาน ต้องมีความสามารถในการคาดคะเนอุณหภูมิตรงทางออกของของไหลร้อนและเย็น อีกทั้งยังต้องสามารถหาอัตราการถ่ายเทความร้อนทั้งหมดระหว่างของไหลร้อนและเย็นได้ เมื่อทราบอัตราการไหลเชิงมวลของของไหล การหาอัตราการถ่ายเทความร้อนสามารถหาได้จาก 2 วิธี คือ การหาความแตกต่างอุณหภูมิเฉลี่ยแบบลอกล็อก (Log Mean Temperature Difference, LMTD) และวิธีประสิทธิภาพ NTU (Effectiveness NTU)

เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนโดยปกติมักใช้เป็นเวลาานาน โดยไม่เปลี่ยนแปลงภาวะดำเนินงาน ดังนั้นจึงสมมติว่าอุปกรณ์มีการไหลคงที่ คุณสมบัติของไหล เช่น อุณหภูมิ ความเร็วที่ทางออก หรือทางเข้ามีค่าคงที่ ไม่มีการเปลี่ยนแปลงพลังงานจลน์ และ พลังงานศักย์ ความร้อนจำเพาะ ของของไหลจะใช้ค่าเฉลี่ยเป็นค่าคงที่ การนำความร้อนตามแนวแกนของท่อไม่ค่อยมีความสำคัญและจะไม่นำมาคิด สุดท้ายสมมติให้ผิวนอกสุดของอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนหุ้มด้วยฉนวนเป็นอย่างดีจนไม่มีการสูญเสียความร้อนให้แก่สิ่งแวดล้อม มีการถ่ายเทความร้อนระหว่างของไหลทั้ง 2 ชนิดเท่านั้น ดังนั้นจากกฎการอนุรักษ์พลังงานจะได้ว่า อัตราการถ่ายเทความร้อนจากของไหลที่ร้อน เท่ากับ อัตราการถ่ายเทความร้อนจากของไหลที่เย็น ดังสมการที่ (2-6)

$$\dot{Q} = m_c C_{p_c} (T_{c,out} - T_{c,in}) = m_h C_{p_h} (T_{h,in} - T_{h,out}) \quad (2-6)$$

เมื่อ C_{p_c} = ความจุความร้อนจำเพาะของของไหลเย็น (kJ/kg °C)

C_{p_h} = ความจุความร้อนจำเพาะของของไหลร้อน (kJ/kg °C)

m_c = อัตราการไหลเชิงมวลของของไหลเย็น (kg/h)

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

m_h	=	อัตราการไหลเชิงมวลของของไหลร้อน (kg/h)
Q	=	อัตราการถ่ายเทความร้อน (W)
$T_{c,in}$	=	อุณหภูมิขาเข้าของของไหลเย็น ($^{\circ}\text{C}$)
$T_{h,in}$	=	อุณหภูมิขาเข้าของของไหลร้อน ($^{\circ}\text{C}$)
$T_{c,out}$	=	อุณหภูมิขาออกของของไหลเย็น ($^{\circ}\text{C}$)
และ $T_{h,out}$	=	อุณหภูมิขาออกของของไหลร้อน ($^{\circ}\text{C}$)

อัตราการถ่ายเทความร้อนนี้หาจากกฎการเย็นตัวของนิวตัน โดยใช้ค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนรวมแทนสัมประสิทธิ์การพาความร้อน แต่เนื่องจากผลต่างของอุณหภูมิอาจเปลี่ยนแปลงได้ตามตำแหน่งต่างๆ ในเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน จึงควรใช้เป็นค่าเฉลี่ย ดังสมการที่ (2-7)

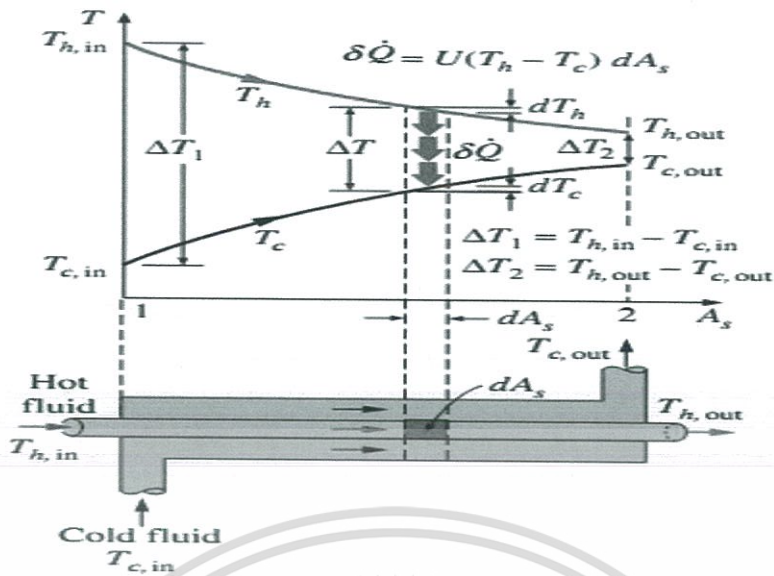
$$\dot{Q} = UA_s \Delta T_m \quad (2-7)$$

เมื่อ A_s	=	พื้นที่ของการถ่ายเทความร้อน (m^2)
ΔT_m	=	ผลต่างอุณหภูมิเฉลี่ยระหว่างขาเข้าและออก ($^{\circ}\text{C}$)
และ U	=	สัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนรวม ($\text{W}/\text{m}^2 \text{ } ^{\circ}\text{C}$)

2.6.1 ความแตกต่างอุณหภูมิเฉลี่ยแบบล็อก (Log Mean Temperature Difference,

LMTD)

อุณหภูมิของของไหลต่างๆ ในเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนนั้นปกติจะมีค่าไม่คงที่ แต่จะเปลี่ยนแปลงจากจุดหนึ่งไปจุดหนึ่งเมื่อมีความร้อนถ่ายเทจากของไหลที่ร้อนไปของไหลที่เย็นกว่า ดังนั้นถึงแม้ว่าความต้านทานความร้อนมีค่าคงที่ แต่อัตราการถ่ายเทความร้อนจะแปรผันตามเส้นทางการไหลในเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน ทั้งนี้เพราะอัตราการถ่ายเทความร้อนจะแปรผันตามความแตกต่างของอุณหภูมิของไหลร้อนและของไหลเย็นที่แต่ละหน้าตัด ดังรูปที่ 2.26 ระยะห่างระหว่างเส้นกราฟทั้งสองจะเป็นความแตกต่างของอุณหภูมิระหว่างของไหลทั้งสอง



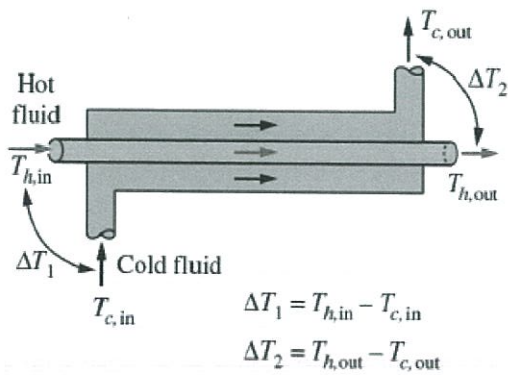
รูปที่ 2.26 การเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิภายในเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่ของไหลไหลสวนทางกัน
ที่มา : Heat and Mass Transfer Fundamentals & Applications, Yunus A. Cengel and Afshin J. Ghajar, 2015

รูปที่ 2.26 แสดงการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิภายในเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่ของไหลไหลสวนทางกัน เมื่อความแตกต่างของอุณหภูมิระหว่างของไหลร้อนกับของไหลเย็นมีค่าสูงที่ทางเข้า แต่จะลดลงแบบเอ็กซ์โพเนนเชียลกับทางออก และอุณหภูมิของของไหลร้อนลดลงขณะที่อุณหภูมิของของไหลเย็นเพิ่มขึ้น แต่อุณหภูมิของของไหลเย็นไม่สามารถเพิ่มสูงเกินอุณหภูมิของของไหลที่ร้อนได้ไม่ว่าจะอยู่ในเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนนานเพียงใด

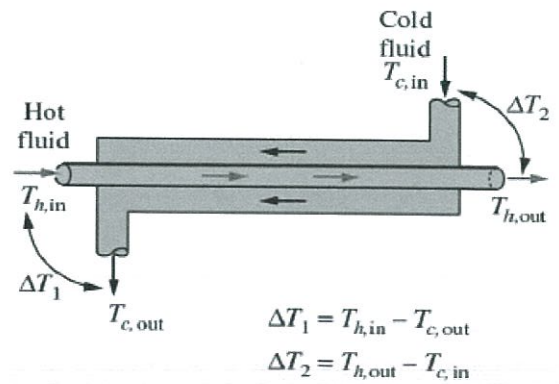
ในการหาอัตราการถ่ายเทความร้อนของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบต่างๆ ที่กล่าวมา ล้วนแต่ต้องหาโดยการอินทิเกรตจากอัตราการถ่ายเทความร้อน ที่ไหลผ่านพื้นที่ dA ซึ่งเป็นพื้นที่เล็กๆ ให้ทั่วพื้นที่ A ที่ใช้ในการถ่ายเทความร้อนตลอดความยาวของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน จากสมการที่ (2-7) ΔT_m จึงถูกเปลี่ยนเป็น ΔT_{lm} ดังสมการที่ (2-8)

$$\Delta T_{lm} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln\left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}\right)} \quad (2-8)$$

เมื่อ ΔT_{lm} = ผลต่างอุณหภูมิเฉลี่ยแบบล็อก ($^{\circ}\text{C}$)
และ ΔT = ผลต่างอุณหภูมิระหว่างของไหลร้อนและเย็น ($^{\circ}\text{C}$)



(a) Parallel Flow Heat Exchanger



(b) Counter Flow Heat Exchanger

รูปที่ 2.27 ค่า ΔT_1 และ ΔT_2 ในเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบไหลทิศทางเดียวและไหลสวนทาง
ที่มา : Heat and Mass Transfer Fundamentals & Applications, Yunus A. Cengel and Afshin J. Ghajar, 2015

ค่า LMTD มีประโยชน์แค่ใช้ในการคำนวณหาอัตราการถ่ายเทความร้อนอย่าง
หยาบๆ ทั้งนี้เพราะค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนรวมจะมีค่าไม่คงที่ อย่างไรก็ตามในการ
ออกแบบมักจะนำเอาค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนรวมของหน้าตัดที่อยู่กึ่งกลางปลายทั้งสอง
ของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนมาใช้ในการคำนวณ โดยถือว่ามีความคงที่ แต่ถ้าหากค่าสัมประสิทธิ์
การถ่ายเทความร้อนรวมเปลี่ยนแปลงมากจะต้องคำนวณหาที่ละขั้นตอน โดยการนำค่าสัมประสิทธิ์
การถ่ายเทความร้อนรวมไปแทนค่าลงในสมการแล้วอินทิเกรตหาอัตราการถ่ายเทความร้อนอีกที
หนึ่ง

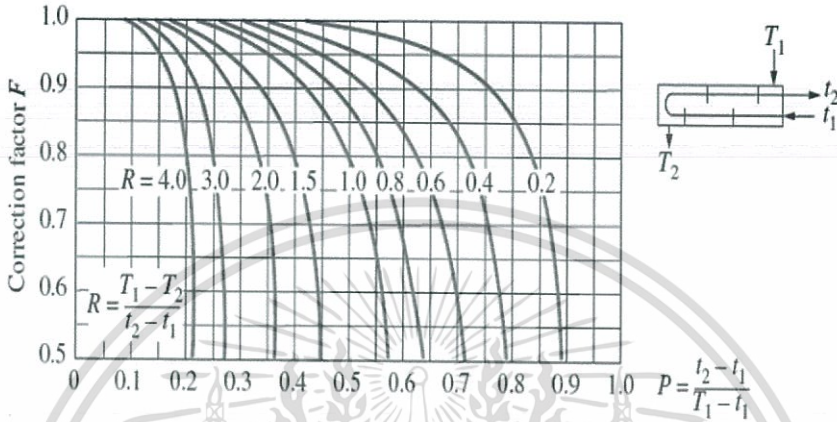
สำหรับเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่ซับซ้อน เช่น แบบเปลือกและท่อที่ของไหล
ในท่อและในเปลือกไหลผ่านเครื่องหลายเที่ยวหรือหลายกลับ หรือเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบ
ไหลตั้งฉากที่ของไหลเป็นเนื้อเดียวกัน และไม่เป็นเนื้อเดียวกัน จะหาความแตกต่างของอุณหภูมิ
เฉลี่ยโดยวิธีคณิตศาสตร์ได้ยากมาก วิธีที่นิยมใช้คือ ให้ตัดแปลงค่า LMTD ที่จะนำไปใช้งานโดย
การคูณด้วยแฟกเตอร์แก้ไข ในการหาความแตกต่างของอุณหภูมิเฉลี่ยที่แท้จริงของเครื่องแลกเปลี่ยน
ความร้อนที่ไหลซับซ้อนนั้น ให้นำค่า LMTD ของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบไหลสวนทาง
กันที่ใช้ข้อมูลอุณหภูมิของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่ไหลซับซ้อนนั้นคูณด้วยแฟกเตอร์แก้ไข (F)
ของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแต่ละระบบดังสมการที่ (2-9)

$$\Delta T_{lm,CF} = F \Delta T_{lm} \quad (2-9)$$

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

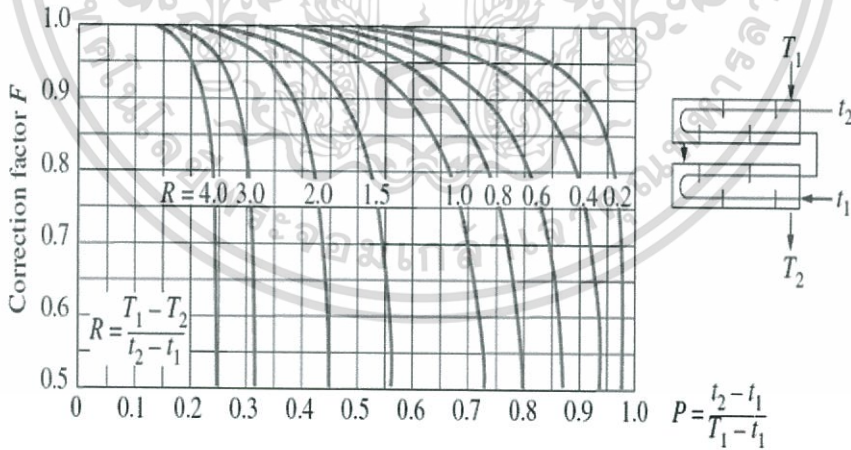
เมื่อ F = แฟกเตอร์แก้ไข
 $\Delta T_{lm,CF}$ = ผลต่างของอุณหภูมิเฉลี่ยแบบล็อก ($^{\circ}C$)
 และ ΔT_{lm} = ผลต่างของอุณหภูมิเฉลี่ยแบบล็อก ($^{\circ}C$)

โดยที่แฟกเตอร์แก้ไข (F) สามารถหาได้จาก



รูปที่ 2.28 เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบไหลซับซ้อนที่ของไหลในเปลือกไหลผ่านเครื่องเดียว ส่วนในท่อไหลผ่านเครื่อง 2,4,6,8,10,12 เที้ยว

ที่มา : Heat and Mass Transfer Fundamentals & Applications, Yunus A. Cengel and Afshin J. Ghajar, 2015



รูปที่ 2.29 เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบไหลซับซ้อนที่ของไหลในเปลือกไหลผ่านเครื่อง 2 เที้ยว ส่วนในท่อไหลผ่านเครื่อง 4,8,12,16,18,20,24 เที้ยว

ที่มา : Heat and Mass Transfer Fundamentals & Applications, Yunus A. Cengel and Afshin J. Ghajar, 2015

ค่าที่อยู่ในแกนนอนของกราฟคืออัตราส่วนของความแตกต่างของอุณหภูมิตั้งสมการที่ (2-10)

$$P = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \quad (2-10)$$

เมื่อ	T_1	=	อุณหภูมิของของไหลขาเข้าทางเปลือก ($^{\circ}\text{C}$)
	t_1	=	อุณหภูมิของของไหลขาเข้าทางท่อ ($^{\circ}\text{C}$)
และ	t_2	=	อุณหภูมิของของไหลขาออกทางท่อ ($^{\circ}\text{C}$)

อัตราส่วน P จะชี้ให้ทราบว่าของไหลนั้นร้อนขึ้นหรือเย็นตัวลง และ P จะมีค่าระหว่าง 0 ถึง 1 ในกรณีที่อุณหภูมิที่ไหลเข้าของของไหลร้อนเท่ากับอุณหภูมิที่ไหลออกของของไหลเย็น P จะมีค่าเป็น 1 สำหรับอัตราส่วน R ของเส้นกราฟแต่ละเส้นนั้นเป็นอัตราส่วนระหว่างผลคูณของอัตราการไหลโดยมวลกับความร้อนจำเพาะของของไหลทั้งสอง อัตราส่วนนี้ยังมีอัตราส่วนเท่ากับค่าการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิของของไหลในเปลือกหารด้วยค่าการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิของของไหลในท่อด้วยตั้งสมการที่ (2-11)

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{(m c_p)_{\text{tube side}}}{(m c_p)_{\text{shell side}}} \quad (2-11)$$

เมื่อ	T_1	=	อุณหภูมิของของไหลขาเข้าทางเปลือก ($^{\circ}\text{C}$)
	T_2	=	อุณหภูมิของของไหลขาออกทางเปลือก ($^{\circ}\text{C}$)
	t_1	=	อุณหภูมิของของไหลขาเข้าทางท่อ ($^{\circ}\text{C}$)
และ	t_2	=	อุณหภูมิของของไหลขาออกทางท่อ ($^{\circ}\text{C}$)

สำหรับการนำค่า R มาใช้งานนั้น ไม่ต้องคำนึงว่าของไหลร้อนจะไหลในเปลือกหรือไหลในท่อ และถ้าหากของไหลชนิดหนึ่งมีอุณหภูมิกิ่งที่แล้ว ก็ไม่คำนึงถึงทิศทางการไหลของของไหลที่มีอุณหภูมิกิ่งที่นั้น ทั้งนี้เพราะ F จะมีค่าเท่ากับ 1 และสามารถนำเอาค่า LMTD ไปใช้งานได้เลย

2.6.2 วิธีการค่าประสิทธิผล เอ็นทียู (Effectiveness NTU)

วิธีการ LMTD ที่ใช้วิเคราะห์เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนจะนำมาใช้ประโยชน์เมื่อทราบค่าอุณหภูมิที่ทางเข้าและทางออกจากเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน และทำให้สามารถหาค่าได้ง่ายขึ้น LMTD เป็นวิธีที่ง่ายกับการคำนวณการไหลของความร้อน พื้นที่ผิวหรือค่าสัมประสิทธิ์ของการถ่ายเทความร้อนอาจหาได้ เมื่ออุณหภูมิที่เข้าหรือออกเป็นค่าที่นำมาประเมินเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนการวิเคราะห์มักใช้วิธีการทำซ้ำ (Iteration) เพราะค่าของล๊อคอยู่ในเทอมของ LMTD ในกรณีเหล่านี้การวิเคราะห์ถูกจัดให้อยู่ในรูปที่ง่ายโดยการใช้วิธีการพื้นฐานที่เป็นค่าประสิทธิผลของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน วิธีการของค่าประสิทธิผลมักมีข้อได้เปรียบมากกว่าในด้านการวิเคราะห์ปัญหา และการเปรียบเทียบระหว่างประเภทของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนต่างๆ ซึ่งส่วนใหญ่มักใช้เป็นเหตุผลของการเลือกประเภทที่เหมาะสมที่สุดให้เป็นไปตามวัตถุประสงค์ของการถ่ายเทความร้อนนั้น จึงกำหนดประสิทธิผลของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนดังสมการที่ (2-12)

$$\text{ประสิทธิผล } (\eta) = \frac{q}{q_{max}} = \frac{\text{Actual heat transfer rate}}{\text{Maximum possible heat transfer rate}} \quad (2-12)$$

เมื่อ q = อัตราการถ่ายเทความร้อนที่เกิดขึ้นจริง (kJ/h)
 q_{max} = อัตราการถ่ายเทความร้อนมากที่สุดที่เป็นไปได้ (kJ/h)
 และ η = ประสิทธิภาพ

การถ่ายเทความร้อนที่ทำได้จริงอาจคำนวณได้ทั้งการคำนวณพลังงานที่สูญเสียโดยออกจากของไหลร้อน หรือค่าของพลังงานโดยของไหลเย็นที่รับความร้อนเพิ่ม พิจารณาเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบไหลขนานกันและแบบไหลสวนทางกัน สำหรับเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่ไหลขนานกัน จากกฎการอนุรักษ์พลังงานจะได้ว่า อัตราการถ่ายเทความร้อนจากของไหลที่ร้อน เท่ากับ อัตราการถ่ายเทความร้อนของไหลเย็น ดังสมการที่ (2-6)

$$q = m_c C_{p_c} (T_{c,out} - T_{c,in}) = m_h C_{p_h} (T_{h,in} - T_{h,out}) \quad (2-6)$$

วิธีประสิทธิผล-เอ็นทียู จำเป็นต้องใช้อัตราการถ่ายเทความร้อนมากที่สุดที่เป็นไปได้มาคำนวณ จากความสัมพันธ์พบว่าอัตราการถ่ายเทความร้อนจะแปรผันตรงกับผลต่างของอุณหภูมิ ดังนั้นผลต่างของอุณหภูมิที่มากที่สุดจะทำให้อัตราการถ่ายเทความร้อนมีค่ามากที่สุด นิยามได้ดังสมการที่ (2-13)

$$q_{max} = (\dot{m}Cp)_{min}(T_{h,in} - T_{c,in}) \quad (2-13)$$

เมื่อ	Cp	=	ความจุความร้อนจำเพาะ (kJ/kg °C)
	m	=	อัตราการไหลเชิงมวลของของไหล (kg/h)
	$T_{c,in}$	=	อุณหภูมิขาเข้าของของไหลเย็น (°C)
	$T_{h,in}$	=	อุณหภูมิขาเข้าของของไหลร้อน (°C)
และ	q_{max}	=	อัตราการถ่ายเทความร้อนมากที่สุดที่เป็นไปได้ (kJ/h)

นิยาม NTU

$$NTU = \frac{UA_s}{c_{min}} = \frac{UA_s}{(\dot{m}Cp)_{min}} \quad (2-14)$$

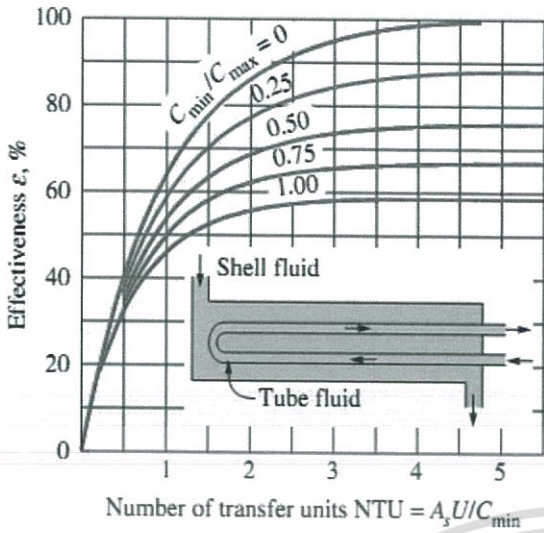
เมื่อ	As	=	พื้นที่ในการแลกเปลี่ยนความร้อน (m ²)
	Cp	=	ความจุความร้อนจำเพาะ (kJ/kg °C)
	m	=	อัตราการไหลเชิงมวลของของไหล (kg/h)
	NTU	=	Number of transfer units
และ	U	=	สัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนรวม (W/m ² °C)

กลุ่มของเทอม UA_s/c_{min} เรียกว่า จำนวนของหน่วยการถ่ายเทซึ่งบ่งชี้ถึงขนาดของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน Kays และ London ได้แสดงอัตราส่วนของค่าประสิทธิผลสำหรับเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนประเภทต่างๆ และผลลัพธ์บางส่วนนั้นทำการวิเคราะห์โดยการใช้อย่างตาราง ขณะที่ตารางค่าประสิทธิผลอื่นที่ดูสามารถใช้ได้ดีกับปัญหาที่ต้องการออกแบบที่มีการประยุกต์ใช้ ได้เที่ยงตรงมากกว่าที่ได้จากการอ่านจากกราฟ หากลำดับขั้นตอนการออกแบบยุ่งยากอาจใช้คอมพิวเตอร์ช่วยซึ่งเป็นการนำมาใช้เพื่อวิเคราะห์ และใช้สมการตามตารางที่ 2.3 (สำหรับ Effectiveness relation) ตารางที่ 2.4 (สำหรับ NTU relation) และรูปที่ 2.30 - 2.31

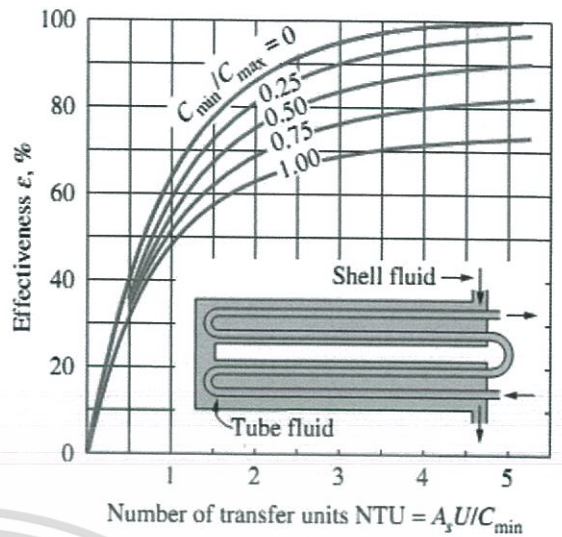
ตารางที่ 2.3 ความสัมพันธ์ค่าประสิทธิภาพสำหรับเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (Kays and London)
 [Heat and Mass Transfer Fundamentals & Applications Yunus A. Cengel and Afshin
 J. Ghajar, 2015]

Heat exchanger type	Effectiveness relation
Double pipe Parallel-flow Counter-flow	$\eta = \frac{1 - \exp[-NTU(1 + c)]}{1 + c}$ $\eta = \frac{1 - \exp[-NTU(1 - c)]}{1 - (c)\exp[-NTU(1 - c)]}$
Shell-and-tube One shell pass 2, 4, . . . tube passes	$\eta = 2[1 + c + \sqrt{1 + c^2} \frac{1 + \exp(-NTU\sqrt{1 + c^2})}{1 - \exp(-NTU\sqrt{1 + c^2})}]^{-1}$
Cross-flow (single pass) Both fluids unmixed	$\eta = 1 - \exp\left\{\frac{NTU^{0.22}}{c} [\exp(-cNTU^{0.78}) - 1]\right\}$
C_{\max} mixed, C_{\min} unmixed	$\eta = \frac{1}{c} (1 - \exp[1 - c[\exp(-NTU)]])$
C_{\min} mixed, C_{\max} unmixed	$\eta = 1 - \exp\left\{-\frac{1}{c} [1 - \exp(-cNTU)]\right\}$
All heat exchangers with $c = 0$	$\eta = 1 - \exp(-NTU)$

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
 ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้



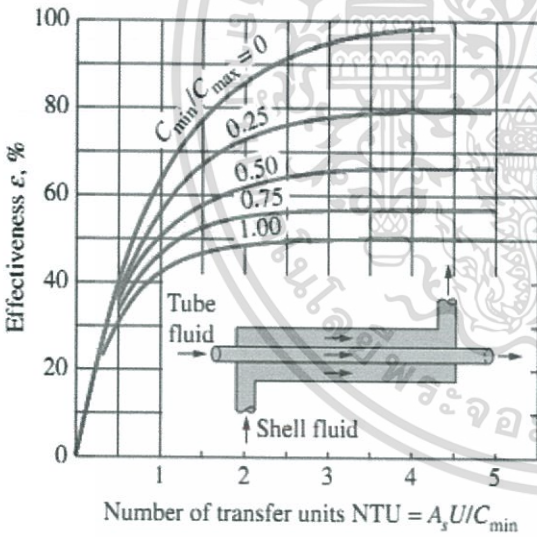
(c) One-shell pass and 2, 4, 6, ... tube passes



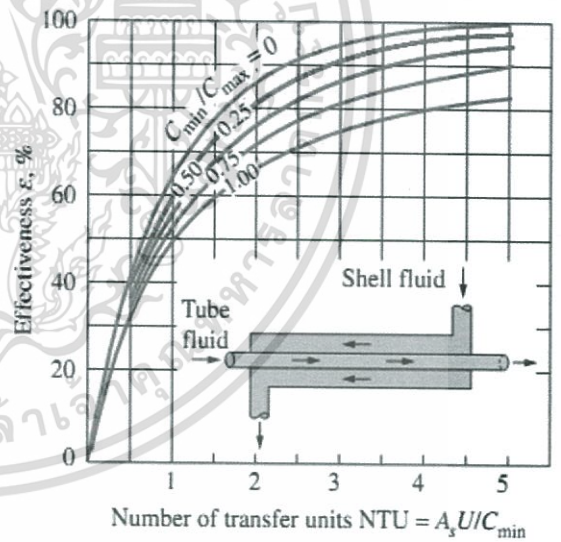
(d) Two-shell passes and 4, 8, 12, ... tube passes

รูปที่ 2.30 ค่าประสิทธิภาพผลของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบท่อสองชั้น

ที่มา : Heat and Mass Transfer Fundamentals & Applications, Yunus A. Cengel and Afshin J. Ghajar, 2015



(a) Parallel-flow



(b) Counter-flow

รูปที่ 2.31 ค่าประสิทธิภาพผลของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบเปลือกและท่อ

ที่มา : Heat and Mass Transfer Fundamentals & Applications, Yunus A. Cengel and Afshin J. Ghajar, 2015

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ตารางที่ 2.4 ความสัมพันธ์เอ็นทียูสำหรับเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (Kays and London) [Heat and Mass Transfer Fundamentals & Applications Yunus A. Cengel and Afshin J. Ghajar, 2015]

Heat exchanger type	Effectiveness relation
Double pipe Parallel-flow Counter-flow	$NTU = -\frac{\ln[1 - \eta(1 + c)]}{1 + c}$ $NTU = \frac{1}{c - 1} \ln\left(\frac{\eta - 1}{\eta c - 1}\right)$
Shell-and-tube One shell pass 2, 4, . . . tube passes	$NTU = -\frac{1}{\sqrt{1 + c^2}} \ln\left(\frac{\frac{2}{\eta} - 1 - c - \sqrt{1 + c^2}}{\frac{2}{\eta} - 1 - c + \sqrt{1 + c^2}}\right)$
Cross-flow (single pass) C_{\max} mixed, C_{\min} unmixed C_{\min} mixed, C_{\max} unmixed	$NTU = -\ln\left(1 + \frac{\ln(1 - \eta c)}{c}\right)$ $NTU = -\frac{\ln[c \ln(1 - \eta) + 1]}{c}$
All heat exchangers with $c = 0$	$NTU = -\ln(1 - \eta)$

2.7 น้ำสำหรับเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน [จรัส จิรวินิตย์, 2553]

การนำน้ำมาใช้กับเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนต้องคำนึงถึงคุณสมบัติของน้ำที่เหมาะสม เพื่อป้องกันการเกิดปัญหาการกัดกร่อนหรือปัญหาอื่นอันเนื่องมาจากคุณภาพของน้ำ หากน้ำที่ป้อนเข้าเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนมีคุณสมบัติไม่เหมาะสม มีสิ่งเจือปนต่างๆ อยู่ในน้ำจะทำให้เกิดปัญหาการกัดกร่อน หรือเกิดปัญหาการจับเกาะของตะกรันแข็งซึ่งทำให้ความสามารถในการถ่ายเทความร้อนลดลง และอาจเป็นสาเหตุทำให้เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนระเบิดได้ ซึ่งปัญหาต่างๆ ที่เกิดจากสารเจือปนในน้ำแสดงดังตารางที่ 2.5

ตารางที่ 2.5 ผลกระทบของสารเจือปนที่มีต่อเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน [จรัล จิรวินุลย์, 2553]

ค่าความเป็นกรด – ด่าง (pH)	ค่า pH ของน้ำป้อนควรอยู่ระหว่าง 8 - 10 ถ้ามีค่า pH ต่ำกว่า 8 จะทำให้เกิดการกัดกร่อน ถ้ามีค่า pH สูงกว่า 10 จะทำให้เหล็กเปราะแตก
ความกระด้าง	เกิดตะกอน สูญเสียความร้อน เกิดความเสียหาย และระเบิดได้
ออกซิเจน	เกิดการกัดกร่อนแบบเป็นหลุม
สารละลายรวม	เกิดฟอง เดือด
ด่างของโซเดียม	เกิดการแตกร้าว กัดกร่อน เกิดความเสียหายกับอุปกรณ์ที่เกี่ยวข้อง
ซิลิกา	เกิดตะกอนทรายที่ล้างไม่ออก เกิดความเสียหายกับอุปกรณ์ต่างๆ
ธาตุเหล็ก	เรซินกรองน้ำอ่อนจะเสียเร็ว เกิดการกัดกร่อนภายในเครื่อง แลกเปลี่ยนความร้อน
คาร์บอนไดออกไซด์	เกิดการกัดกร่อนแบบกรดภายในเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน
น้ำมัน	กัดกร่อน เกิดฟอง เดือด
เกลือคลอไรด์	เรซินกรองน้ำอ่อนไม่ทำงาน เกิดการกัดกร่อน

ดังนั้นจึงต้องควบคุมคุณภาพน้ำในเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนให้มีสภาพที่เหมาะสมอยู่ตลอดเวลา และกำจัดสิ่งสกปรกออก โดยวิธีปรุงแต่งคุณภาพน้ำที่เหมาะสมอย่างต่อเนื่องทั้งโดยวิธีทางกลและทางเคมี เพื่อความปลอดภัยในการใช้เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนและเพื่อยืดอายุการใช้งานของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน

สำหรับข้อกำหนดเรื่องน้ำที่นำมาใช้กับเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนมีหลากหลายมาตรฐานที่ใช้ในการอ้างอิง เช่น คุณภาพน้ำตามมาตรฐาน American Society of Mechanical Engineers (ASME) ดังตารางที่ 2.6

ตารางที่ 2.6 คุณภาพน้ำสำหรับเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนตามมาตรฐาน ASME [ASME, 1994]

Operating pressure	Psig (barg)	0-300	301-450	451-600	601-750	751-900	901-1000	1001-1500	1501-2000
		(0-20.7)	(20.8-31.0)	(31.1-41.1)	(41.5-51.7)	(51.8-62.1)	(62.2-68.9)	(69.0-103.4)	(103.5-137.0)
Dissolved oxygen (ppm) O ₂		<0.007	<0.007	<0.007	<0.007	<0.007	<0.007	<0.007	<0.007
Total iron (ppm) Fe		≤0.1	≤0.05	≤0.03	≤0.025	≤0.02	≤0.02	≤0.01	≤0.01
Total copper (ppm)		≤0.05	≤0.025	≤0.02	≤0.02	≤0.015	≤0.01	≤0.01	≤0.01
Total hardness (ppm) CaCO ₃		≤0.3	≤0.3	≤0.2	≤0.2	≤0.1	≤0.05	ND	ND
pH range@25 °C		8.3-10	8.3-10	8.3-10	8.3-10	8.3-10	8.8-9.6	8.8-9.6	8.8-9.6
TOC (ppm)		<1	<1	<0.5	<0.5	<0.5	<0.1	<0.1	<0.1
Oily matter (ppm)		<1	<1	<0.5	<0.5	<0.5	<0.1	<0.1	<0.1

ND = Not Detectable

2.8 การกัดกร่อน [กรมโรงงานอุตสาหกรรม, 2553]

น้ำที่มีคุณภาพไม่เหมาะสมทำให้เกิดปัญหาการกัดกร่อนของโลหะที่เป็นอุปกรณ์ของระบบไอน้ำและหม้อน้ำ คูลลิ่งทาวเวอร์ และเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนได้ ทำให้อุปกรณ์เสียหาย มีประสิทธิภาพการทำงานลดต่ำลง และอาจทำให้ต้องสิ้นเปลืองพลังงานมากขึ้น สาเหตุของการกัดกร่อนนั้นเกิดจากหลายปัจจัยและมีลักษณะของการกัดกร่อนโลหะแตกต่างกันดังตารางที่ 2.7

ตารางที่ 2.7 สาเหตุและกลไกของการกัดกร่อนโลหะ [กรมโรงงานอุตสาหกรรม, 2553]

สาเหตุการกัดกร่อน	กลไกการกัดกร่อน
น้ำมีค่า pH ต่ำหรือเป็นกรด	การกัดกร่อนที่เกิดจากแก๊สไฮโดรเจนหนีออกจากน้ำหรือความต่างศักย์ของขั้วบวกและไฮโดรเจนสูงกว่า Hydrogen overvoltage ขั้วบวก $X^0 \rightarrow X^{+a} + ae^-$ ขั้วลบ $2H^+ + 2e^- \rightarrow H_2$
น้ำมีออกซิเจนละลายอยู่ (ค่า pH >7)	เกิดเซลล์ไฟฟ้าแบบกัดกร่อน
โลหะต่างชนิดต่อกันเป็น วงจรเซลล์ไฟฟ้า	เกิดเซลล์ไฟฟ้าแบบกัดกร่อน
โลหะไม่เป็นเนื้อเดียวกัน (เนื้อโลหะไม่สม่ำเสมอ)	ทำให้ศักย์ไฟฟ้ามีค่าไม่เท่ากัน ทุกจุดจึงเกิดขั้วบวกและขั้วลบ และทำให้เกิดเซลล์ไฟฟ้า
ผิวโลหะสัมผัสกับสารละลายที่มีออกซิเจนละลายอยู่ เช่น โลหะสองชิ้นที่ยึดติดกันด้วยหมุดบริเวณผิวสัมผัสจะมีออกซิเจนละลายอยู่ต่ำกว่าบริเวณอื่น เป็นต้น	โลหะบริเวณที่สัมผัสกับออกซิเจนที่ละลายอยู่ปริมาณมากจะเป็นขั้วลบ และบริเวณที่ออกซิเจนละลายอยู่ต่ำจะเป็นขั้วบวกที่สึกกร่อน
ผิวโลหะสัมผัสกับสารละลายที่มีไอออนเข้มข้นไม่สม่ำเสมอ	โลหะบริเวณที่สัมผัสกับออกซิเจนที่ละลายอยู่ปริมาณมากจะเป็นขั้วลบ และบริเวณที่ออกซิเจนละลายอยู่ต่ำจะเป็นขั้วบวกที่สึกกร่อน
ผิวโลหะที่มีรอยร้าวหรือชำรุดเฉพาะแห่ง	รอยร้าวหรือชำรุดมักเป็นจุดที่การป้องกันเข้าไปไม่ถึง หรือมีศักย์ไฟฟ้าต่ำกว่า บริเวณส่วนใหญ่จึงมักผุกร่อน
โลหะได้รับความเค้น เช่น ถูกทำให้ยึด เป็นต้น	บริเวณที่ได้รับแรงกดดันสูงกว่า จะเป็นขั้วบวกที่เกิดการผุกร่อน

ประเภทของการกัดกร่อนที่เกิดขึ้นกับอุปกรณ์ต่างๆ สามารถแยกออกได้เป็น 4 ประเภท ได้แก่

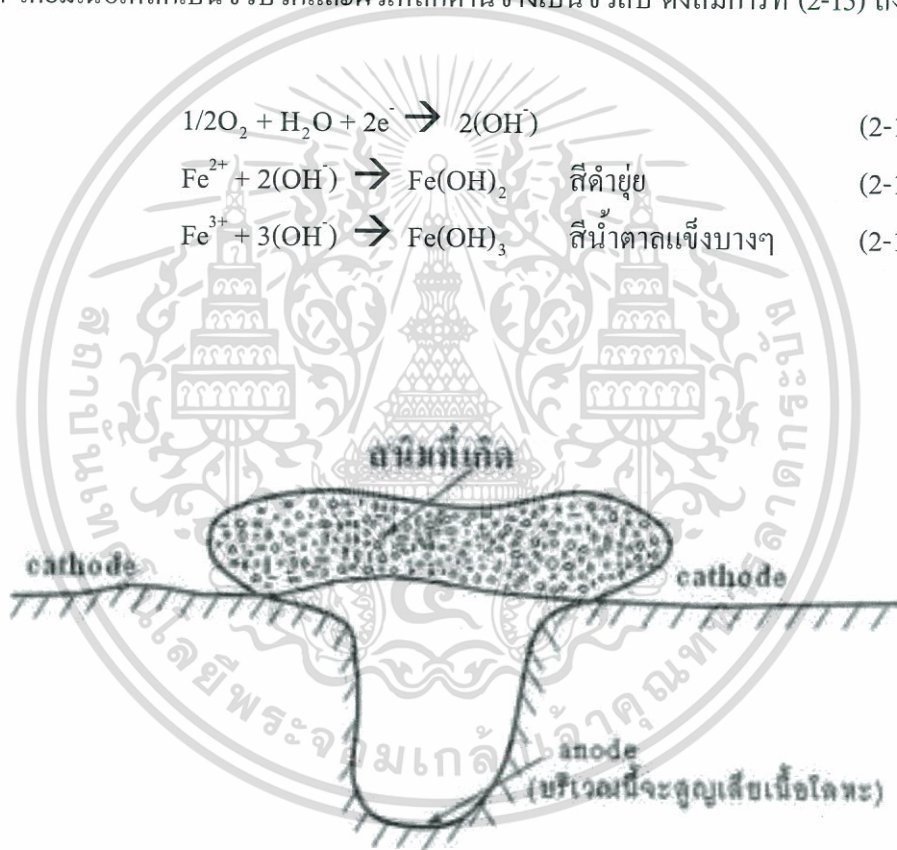
2.8.1 การกัดกร่อนทั่วไป (General corrosion)

การกัดกร่อนโดยทั่วไปเกิดจากการทำปฏิกิริยาของกลุ่มไฮดรอกไซด์ (OH⁻) ซึ่งเกิดจากการแยกตัวของน้ำโดย Electrolytic dissociation และไอออนของเหล็ก (Fe²⁺) ที่แยกตัวจากเหล็กละลายอยู่ในน้ำเกิดเป็นตะกอนของ Fe(OH)₂ และถ้าในน้ำมีอุณหภูมิสูงจนน้ำระเหยเป็นไอน้ำ เหล็กจะถูกกัดกร่อนโดยไอน้ำทำให้ Fe(OH)₂ สลายตัวเป็น Fe₂O₄ ได้ นอกจากนี้ถ้าในน้ำมีออกซิเจนปนอยู่จะทำให้เกิด Fe(OH)₃ และหากมีกรดคาร์บอนิกอิสระปนอยู่ในน้ำจะทำให้เกิด Fe(HCO)₃ ได้

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้คัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

2.8.2 การกัดกร่อนแบบเป็นหลุมหรือจุด (Pitting corrosion)

การกัดกร่อนแบบเป็นหลุมหรือจุดเป็นการกัดกร่อนโครงสร้างเหล็กที่มีลักษณะเป็นหลุมหรือจุดเล็กๆ กระจายไปทั่วอย่างรุนแรงและรวดเร็วตามผิวที่สัมผัสกับน้ำในเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน สาเหตุของการกัดกร่อนแบบเป็นหลุมเกิดจากแก๊สออกซิเจนที่ละลายเจือปนอยู่ในน้ำออกซิเจนจะทำปฏิกิริยากับเนื้อเหล็ก ซึ่งกระบวนการของปฏิกิริยาเคมีจะเกิดขึ้นเป็นจุดๆ ไม่ได้เกิดทั่วทั้งพื้นผิวเหล็กเหมือนการเกิดสนิมเหล็กทั่วไป การกัดกร่อนจะเกิดเมื่อมีแก๊สออกซิเจนละลายอยู่ในน้ำที่มีความเข้มข้นสูงเกินกว่า 7 ppm โดยมีอุณหภูมิของน้ำเป็นตัวเร่งให้เกิดปฏิกิริยาได้เร็วขึ้น เมื่อออกซิเจนรวมกับน้ำและประจุอิเล็กตรอนที่สูญเสียออกมาจากเหล็กจะทำให้เกิดความต่างศักย์ไฟฟ้า โดยมีเนื้อเหล็กเป็นขั้วบวกและผิวเหล็กด้านข้างเป็นขั้วลบ ดังสมการที่ (2-15) ถึง (2-17)



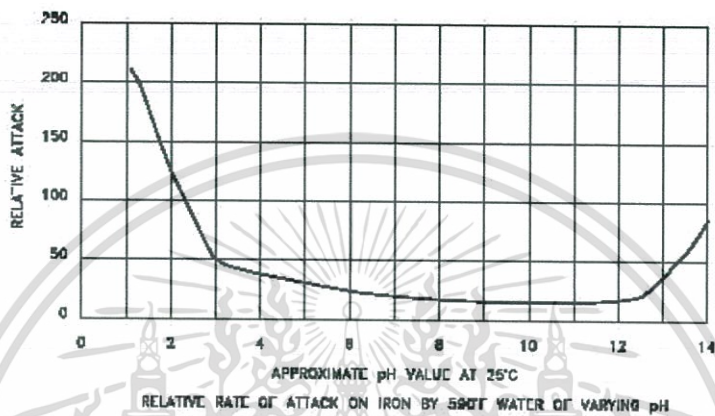
การกัดกร่อนแบบเป็นรูลึก

รูปที่ 2.32 กระบวนการกัดกร่อนแบบเป็นหลุมที่เกิดจากแก๊สออกซิเจนที่ละลายอยู่ในน้ำ

ที่มา : เอกสารประกอบการสอนรายวิชาเคมีประยุกต์, วรวิทย์ จันทร์สุวรรณ, 2554

2.8.3 การกัดกร่อนจากความเป็นกรด – ด่าง (pH) ของน้ำ

โครงสร้างเหล็กของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนและอุปกรณ์ต่างๆ สามารถถูกกัดกร่อนได้ถ้ามีค่าความเป็นกรด (pH = 7) หรือเป็นกรด (pH < 7) ซึ่งการกัดกร่อนของโครงสร้างเหล็กจะเกิดขึ้นน้อยมากเมื่อน้ำมีค่าความเป็นกรด – ด่างอยู่ระหว่าง 8.5 – 12.7 ดังกราฟแสดงการกัดกร่อนของโครงสร้างเหล็กกับค่า pH ต่างๆ ของน้ำ ที่อุณหภูมิสูง จากการทดลองของ Partridge และ Hall ดังรูปที่ 2.33



รูปที่ 2.33 อัตราการกัดกร่อนเหล็กกับความเป็นกรด - ด่างของน้ำ

ที่มา : Heat Exchanger Fouling: Mitigation and Cleaning Techniques, Hans Müller - Steinhagen, 2000

2.9 การเขียนและอ่านแบบระบบท่อเบื้องต้น [ดุลยโชติ ชลศึกษ์, 2555][สุธรรม สุขมณี, 2558]

ผลสำเร็จของงานออกแบบจะอยู่ในรูปของตัวแบบ และข้อกำหนดรายละเอียดทางเทคนิคซึ่งสามารถนำไปสร้างได้จริง ผู้ออกแบบเป็นผู้รับผิดชอบในการเขียนแบบชุดแรก จากนั้นผู้ติดตั้งที่ทำงานจริงจะเขียนแบบรายละเอียดเฉพาะจุดสำหรับการติดตั้ง และเมื่อติดตั้งเสร็จผู้ติดตั้งจะต้องเขียนแบบชุดสุดท้ายที่มีรายละเอียดตรงกับงานจริงอีกครั้ง ซึ่งถ้าผู้ออกแบบมีประสบการณ์สูงและมีความเอาใจใส่กับรายละเอียดมากเท่าใด แบบชุดสุดท้ายก็จะมี ความใกล้เคียงกับแบบชุดแรกเท่านั้น

ในการเขียนแบบแปลนนิยมใช้สัญลักษณ์ที่ดูง่ายแทนส่วนประกอบต่างๆ ในระบบท่อ บริษัทออกแบบต่างๆ อาจใช้สัญลักษณ์ต่างกันซึ่งจะมีการเขียนคำอธิบายไว้ในหน้าแรกของชุดแบบ อย่างไรก็ตามสัญลักษณ์ที่นิยมใช้ในการเขียนแบบระบบท่อทางวิศวกรรมแบบเส้นเดียวมีดังรูปที่ 2.34

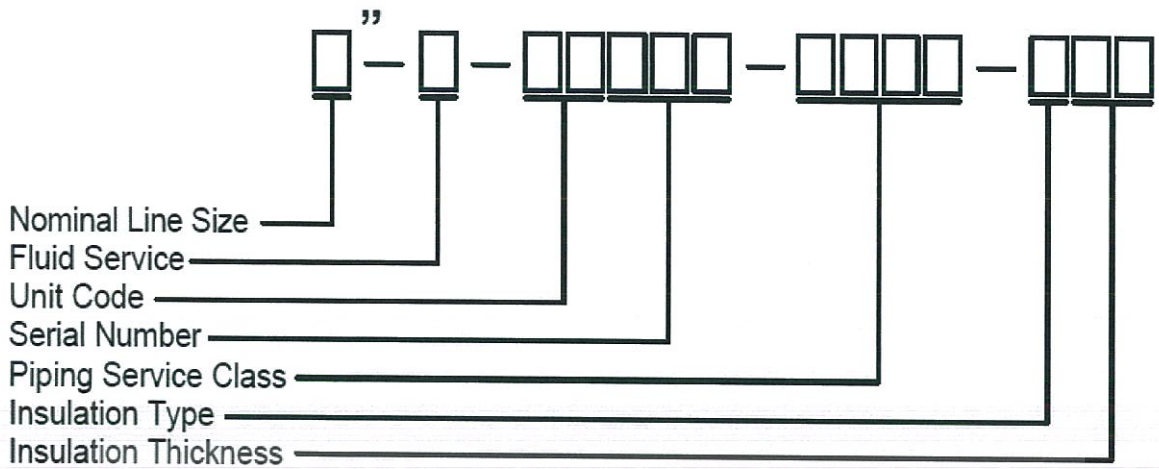
SYMBOLS	DESCRIPTION
	BLIND FLANGED END
	CAP END
	ELBOW 45 DEGREE
	ELBOW 90 DEGREE
	LATERAL
	ELBOW TURNED DOWN
	ELBOW TURNED UP
	FLANGED PIPE CONNECTION
	TEE
	TEE, OUTLET DOWN
	TEE, OUTLET UP
	TEE, BOTTOM CONNECTION
	TEE, TOP CONNECTION
	FLOW IN DIRECTION OF ARROW
	PRESSURE GAUGE
	FLEXIBLE CONNECTION
	STRAINER
	CLEANOUT
	FLOOR CLEANOUT
	FLOOR DRAIN
	ROOF DRAIN
	WATER METER
	FLOW REGULATOR
	VALVE (UNSPECIFIED)
	GLOBE VALVE

SYMBOLS	DESCRIPTION
	CHECK VALVE
	BALL VALVE
	BUTTERFLY VALVE
	PRESSURE REGULATING VALVE
	MOTORIZING VALVE
	MULTIPURPOSE BALANCING VALVE
	SOLENOID VALVE
	AUTOMATIC AIR VENT WITH VALVE
	SAFETY OR RELIEF VALVE
	MODULATING FLOAT VALVE
	FLOAT VALVE
	FOOT VALVE
	CONDUCTIVE LEVEL SWITCH
	PUMP
	DS & Y GATE VALVE
	ANGLE VALVE
	SIGHT FLOW INDICATOR
	EQUIPMENT DRAIN
	OPEN WASTE CONE
	CLOSED WASTE CONE
	UNION
	REDUCER
	REDUCER CONCENTRIC
	REDUCER ECCENTRIC STRAIGHT INVERT
	REDUCER ECCENTRIC STRAIGHT CROWN

รูปที่ 2.34 สัญลักษณ์ที่นิยมใช้ในการเขียนแบบระบบท่อแบบเส้นเดี่ยว

ที่มา : คู่มือฯ ชาติ ชลศึกษ์, 2555

เมื่อรู้ถึงสัญลักษณ์ของระบบท่อ สิ่งสำคัญต่อไปคือชื่อเรียกของระบบท่อสายนั้นๆ โดยจะแบ่งเป็นตัวเลข 14 ตัว โดยที่ตัวเลขตัวแรกคือ ขนาดของท่อ ตัวต่อมาคือชนิดของของไหลที่ไหลอยู่ในท่อ ตัวเลขตัวที่สามและสี่คือ รหัสของหน่วยการผลิตใด ตัวเลขตัวที่ห้าถึงเจ็ดคือ ชนิดของวัสดุที่ใช้ทำท่อ ส่วนอีกสามตัวสุดท้ายนั้นจะบ่งบอกเกี่ยวกับชนิดและความหนาของฉนวนดังแสดงในรูปที่ 2.35



รูปที่ 2.35 การเขียนตัวเลขระบบท่อ

ที่มา : คู่มือฯ ไซติ ซลคีย์, 2555

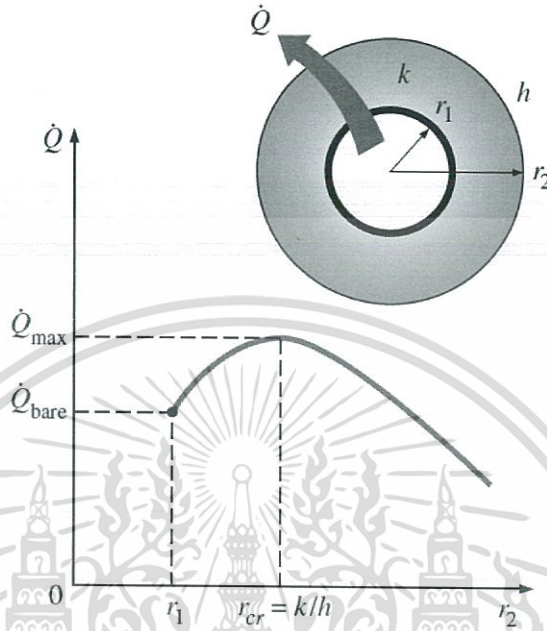
2.10 ฉนวนกันความร้อน (Insulation) [Michael Kelly, 2014][Heat and Mass Transfer Fundamentals & Applications Yunus A. Cengel and Afshin J. Ghajar, 2015]

ฉนวนกันความร้อนหมายถึง วัสดุที่มีความสามารถในการป้องกันความร้อนไม่ให้ส่งผ่านจากด้านหนึ่งไปยังอีกด้านหนึ่ง การส่งผ่านความร้อนจากด้านหนึ่งไปยังอีกด้านหนึ่งของวัสดุใดๆ หรือการถ่ายเทความร้อน (Heat transfer) สามารถเกิดขึ้นได้ก็ต่อเมื่ออุณหภูมิของวัตถุทั้งสองมีความแตกต่างกัน ทั้งทางกายภาพและฟิสิกส์ ซึ่งลักษณะการถ่ายเทความร้อนดังกล่าวนี้มี 3 วิธี โดยอาจเกิดขึ้นจากวิธีใดวิธีหนึ่งหรือหลายๆ วิธีพร้อมกันหรือผสมผสานกันได้แก่ การนำความร้อน การพาความร้อน และการแผ่รังสีความร้อน

2.10.1 ความหนาวิกฤตของฉนวน การเพิ่มความหนาของฉนวนจะเพิ่มความต้านทานการนำความร้อนในชั้นของฉนวนแต่จะลดความต้านทานการพาความร้อนของพื้นผิวเพราะการเพิ่มความหนาของฉนวนจะเป็นการเพิ่มพื้นที่ผิวในการถ่ายเทความร้อน จะพบว่าหากกำหนดความหนาของฉนวนจะแปรผันตามการนำความร้อนและการพาความร้อน โดยนิยามความหนาวิกฤตของฉนวนหุ้มท่อทรงกระบอกดังสมการที่ (2-18)

$$r_{cr,cylinder} = \frac{k}{h} \quad (2-18)$$

เมื่อ h = ค่าสัมประสิทธิ์การพาความร้อน ($\text{W/m}^2\text{ }^\circ\text{C}$)
 k = ค่าการนำความร้อน ($\text{W/m }^\circ\text{C}$)
 และ $r_{\text{cr,cylinder}}$ = ความหนาวิกฤตของฉนวน (m)



รูปที่ 2.36 ความสัมพันธ์ระหว่างอัตราการถ่ายเทความร้อนกับความหนาของฉนวน

ที่มา : Heat and Mass Transfer Fundamentals & Applications, Yunus A. Cengel and Afshin J. Ghajar, 2015

จากรูปที่ 2.36 อัตราการถ่ายเทความร้อนจะเพิ่มขึ้นเมื่อความหนาของฉนวน (r_2) มีค่าน้อยกว่าความหนาวิกฤต (r_{cr}) อัตราการถ่ายเทความร้อนจะสูงที่สุดเมื่อความหนาของฉนวนเท่ากับความหนาวิกฤต และอัตราการถ่ายเทความร้อนจะเริ่มลดลงเมื่อความหนาของฉนวนมากกว่าความหนาวิกฤต

2.10.2 พารามิเตอร์ที่สำคัญของวัสดุที่จะนำมาทำฉนวน

2.10.2.1 ค่าการนำความร้อน (Thermal conductivity, k) วัสดุที่จะเลือกมาใช้ทำฉนวนควรมีค่าการนำความร้อนต่ำ

2.10.2.2 ค่าการต้านทานความร้อน (Thermal resistance, R) วัสดุที่จะเลือกมาใช้ทำฉนวนควรมีค่าการต้านทานความร้อนสูง

2.10.3 คุณสมบัติของฉนวนกันความร้อนที่ดี

2.10.3.1 น้ำหนักเบา และมีค่าความหนาแน่นน้อย

2.10.3.2 มีค่าการนำความร้อนต่ำ คือการให้ความร้อนไหลผ่านฉนวนได้ยาก

2.10.3.3 มีความคงทนต่อแรงอัดและแรงดึง ได้เป็นอย่างดี

2.10.3.4 มีอัตราการดูดซับความชื้นต่ำ

2.10.3.5 มีความสามารถต้านทานการกัดกร่อนได้ดี

2.10.3.6 เปลี่ยนรูปได้ยากและมีความคงตัวสูง

2.10.3.7 มีความทนต่อการติดไฟได้ดี

2.10.3.8 สามารถใช้ได้กับช่วงอุณหภูมิที่กว้าง

2.10.3.9 ติดตั้งง่าย

2.10.4 ชนิดของฉนวนกันความร้อน

2.10.4.1 ฉนวนแบบเส้นใย เส้นใยมีเส้นผ่านศูนย์กลางที่เล็ก ทำให้ช่องว่างมีความละเอียดมาก และเส้นใยอาจเรียงตัวกันแบบตั้งฉากหรือขนานกับพื้นที่ผิว

2.10.4.2 ฉนวนแบบรูพรุน เซลล์แต่ละเซลล์จะมีขนาดเล็กและแยกห่างออกจากกัน

2.10.4.3 ฉนวนแบบเม็ด มีเม็ดเล็กๆ รวมกันทำให้มีช่องว่างมาก

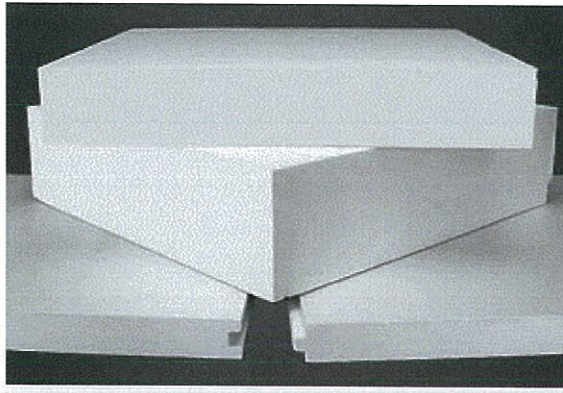
2.10.5 รูปร่างของฉนวนกันความร้อน

รูปร่างของฉนวนนั้นจะสัมพันธ์กับชนิดของฉนวนที่นำมาซึ่งรูป ว่าฉนวนแต่ละชนิดสามารถขึ้นรูป เป็นรูปร่างแบบไหนได้ ดังตารางที่ 2.8

ตารางที่ 2.8 ความสัมพันธ์ระหว่างชนิดและรูปร่างของฉนวน [Michael Kelly. 2014]

	Rigid boards, blocks, sheets	Flexible sheets	Cements	Flexible blankets
Fibrous insulation	✓	✓	✓	✓
Cellular insulation	✓	✓	-	-
Granular insulation	✓	-	✓	-

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้คัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้



รูปที่ 2.37 รูปร่างของฉนวนแบบ Rigid boards, blocks, sheets

ที่มา : (<http://www.rf-foam.com/>)



รูปที่ 2.38 รูปร่างของฉนวนแบบ Flexible sheets, tubes

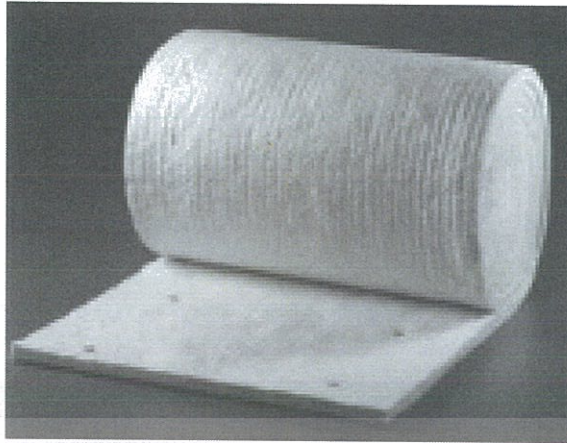
ที่มา : (<http://www.rf-foam.com/>)



รูปที่ 2.39 รูปร่างของฉนวนแบบ Cements

ที่มา : (<http://www.rf-foam.com/>)

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้



รูปที่ 2.40 รูปร่างของฉนวนแบบ Flexible blankets

ที่มา : (<http://www.rf-foam.com/>)

2.10.5 ประเภทของฉนวนกันความร้อนที่นิยมใช้ ในระบบท่อของโรงงานอุตสาหกรรม

2.10.5.1 ฉนวนกันความร้อนโฟมโพลีสไตรีน คือ โฟมกันความร้อนที่มีการใช้อยู่ทั่วไปเป็นวัสดุที่ได้รับความนิยมมากขึ้นเรื่อยๆ เนื่องจากเป็นวัสดุน้ำหนักเบาเคลื่อนย้ายง่ายและนำมาใช้ได้อย่างกว้างขวาง มีการผลิตขึ้นมาใช้งาน 2 รูปแบบ คือ แบบรีด (Extrude) และ แบบหล่อ (Mold) แต่เนื่องจากโพลีสไตรีนเป็นวัสดุประเภทเซลล์ธรรมชาติซึ่งสามารถติดไฟ และลุกไหม้ได้ ดังนั้นในการนำมาใช้งานจึงต้องมีเปลือกที่ต้านทานเปลวไฟได้หุ้มอยู่ เช่น ยิปซัมบอร์ด และนอกจากนี้ยังต้องป้องกันไม่ให้โฟมโพลีสไตรีน กระทบกับแสงอาทิตย์โดยตรง เพราะจะทำให้เปลี่ยนเป็นสีเหลืองและเสื่อมสภาพได้ อุณหภูมิใช้งานสูงสุดประมาณ 80 องศาเซลเซียส ถ้ามีการใช้งานในอุณหภูมิสูงกว่านี้ อาจเป็นสาเหตุให้อ่อนตัวได้ โฟมโพลีสไตรีนเป็นฉนวนประเภทที่เอาเม็ดโฟมขนาดเล็กๆ มาอัดเข้าด้วยกัน (Inter connecting cell in) ทำให้มีช่องว่างระหว่างเม็ดโฟมแทรกอยู่บ้างดังนั้น โฟมโพลีสไตรีนจะไม่สามารถป้องกันความชื้นได้ 100% จึงไม่ค่อยนิยมไปทำเป็นฉนวนป้องกันความร้อนเท่าใดนัก

2.10.8.2 ฉนวนกันความร้อนแร่ใยหิน ผลิตมาจากหินธรรมชาติผ่านกระบวนการผลิตที่อุณหภูมิสูงถึง 1,300 องศาเซลเซียส แล้วหลอมเหลวเป็นเส้นใยและเคลือบด้วยสารฟีนิกเทอร์โมเซตติ้ง มีค่าการนำความร้อนต่ำ สามารถกันความร้อนได้ดี จึงช่วยประหยัดพลังงานได้ มีลักษณะเด่นคือ ไม่ติดไฟ น้ำหนักเบา ไม่ดูดซับความชื้น ไม่ทำปฏิกิริยากับโลหะ ดูดซับเสียงได้ดี และมีคุณสมบัติเป็นฉนวนที่ดีในช่วงอุณหภูมิ 1 ถึง 820 องศาเซลเซียส โดยฉนวนแร่ใยหินมีทั้งชนิดแผ่น (Slab) ชนิดม้วน (Blanket) และชนิดท่อขึ้นรูป (Sectional pipe insulation)

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้คัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

2.10.6 การเลือกใช้ฉนวนกันความร้อน

การเลือกใช้ฉนวนกันความร้อนให้ถูกต้องจำเป็นต้องเข้าใจถึงกลไกที่เกิดขึ้นภายในฉนวนกันความร้อน ประเภทต่างๆ ฉนวนกันความร้อนโดยทั่วไปเป็นวัสดุที่ประกอบด้วยช่องโพรงเล็กๆ (Close cell) และช่องอากาศภายในวัสดุที่มีลักษณะเป็นแบบปิดทึบ (Totally enclosed) เรียกว่า ฉนวนมวลสาร (Mass insulation) โดยช่องเล็กๆ เหล่านี้อาจเกิดขึ้นจากเกล็ด (Flakes) เส้นใย (Fibers) ปมแข็ง (Nodules of solids) หรือเซลล์ของตัววัสดุนั้น ยกเว้นฉนวนสะท้อนความร้อน (Reflective insulation) ดังนั้นการเลือกใช้ฉนวนกันความร้อนนั้น ต้องปรึกษาผู้รู้หรือมืออาชีพในงานที่เกี่ยวข้องกับฉนวนกันความร้อนก่อน เพื่อวิเคราะห์ถึงภาพโดยรวม ซึ่งทำให้การออกแบบฉนวนกันความร้อนเป็นไปอย่างมีประสิทธิภาพและถูกต้องตามหลักวิชาการ ในการเลือกใช้ฉนวนความร้อนหรือฉนวนกันความร้อนมีหลักการพิจารณาดังนี้

2.10.6.1 ช่วงอุณหภูมิใช้งานที่ฉนวนใช้ได้โดยไม่เสียหายหรือเสื่อมคุณภาพ

2.10.6.2 ค่าการนำความร้อน (Thermal conductivity) ค่าที่ต่ำจะลดการสูญเสียความร้อนได้ดี

2.10.6.3 กำลังการอัดบีบ (Compressive strength) ควรเลือกฉนวนที่ไม่เสียรูปทรงมากโดยเทียบจากปริมาณการเสียรูปทรงของฉนวนต่างๆ ที่ค่าเดียวกันว่ารับกำลังการอัดบีบได้เท่าไร

2.10.6.4 ความทนต่อการติดไฟ

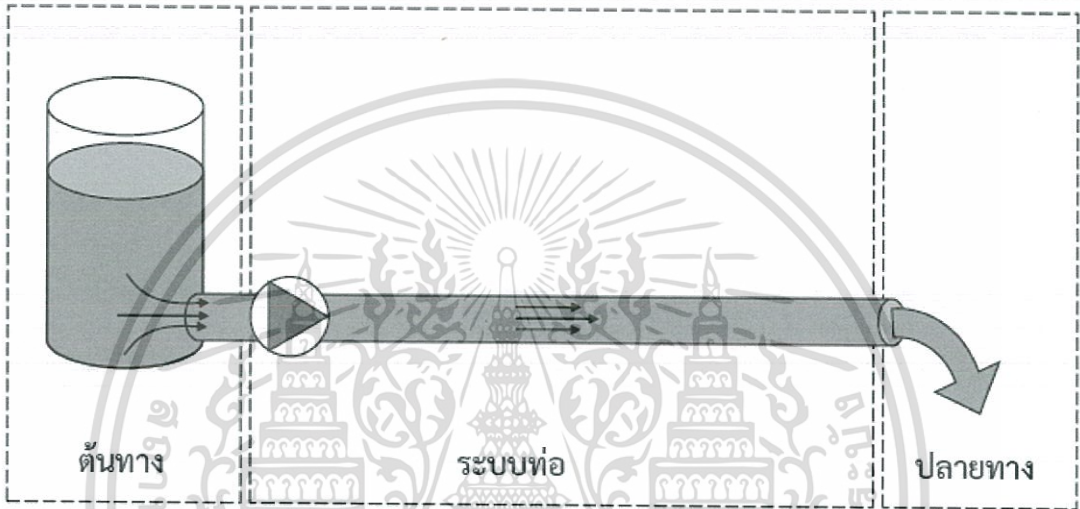
2.10.6.5 โครงสร้างเซลล์ซึ่งจะเป็นสิ่งกำหนดว่าฉนวนจะดูดซับความชื้นยากหรือง่าย

2.10.6.6 รูปแบบของฉนวน กล่าวคือ ความหนาและรูปทรง ซึ่งจะเป็นสิ่งกำหนดว่าฉนวนมีความเหมาะสมกับการนำมาใช้เพียงไร

2.11 การออกแบบระบบท่อเบื้องต้น [คุลยโชติ ชลสิทธิ์, 2555][สุธรรม สุขมณี, 2558]

2.11.1 แนวคิดในการออกแบบระบบท่อ

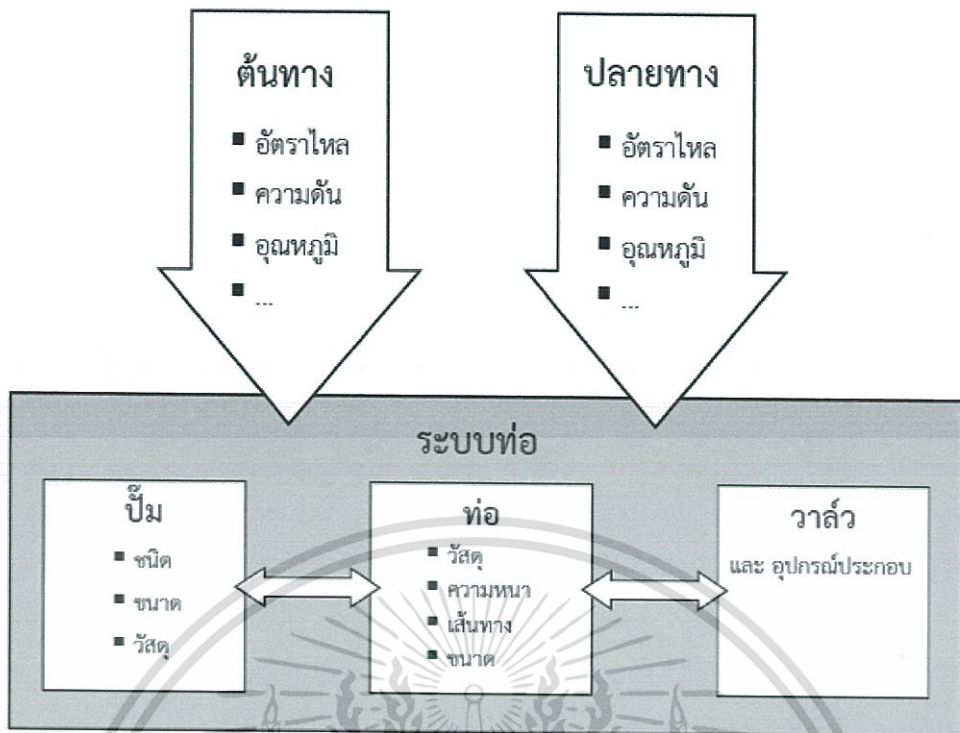
การออกแบบระบบท่อไม่ใช่แค่กำหนดขนาดท่อให้เหมาะสม แต่ยังประกอบด้วย การเลือกชนิดของท่อและอุปกรณ์ประกอบ กำหนดเส้นทางการเดินท่อ และวิธีการติดตั้งที่เหมาะสม ดังนั้นแนวคิดโดยรวมในการออกแบบระบบท่อจะเริ่มจากมองการออกแบบระบบท่อ เหมือนกับการออกแบบระบบทางกลทั่วไปซึ่งสามารถมององค์ประกอบของปัญหาเป็นสามส่วนคือ ต้นทาง ระบบ และผู้ใช้งานที่ปลายทาง ดังรูปที่ 2.41



รูปที่ 2.41 องค์ประกอบของปัญหาการออกแบบระบบท่อ

ที่มา : คุลยโชติ ชลสิทธิ์, 2555

การออกแบบระบบท่อจะต้องทราบว่าปลายทางต้องการสถานะอย่างไร แล้วจึงพิจารณาว่าสามารถจัดหาตามเงื่อนไขได้อย่างไร จากนั้นจึงออกแบบระบบท่อและอุปกรณ์ประกอบ เพื่อให้เชื่อมโยงจากต้นทางเพื่อไปที่ปลายทางดังแผนภูมิการเดินทางของข้อมูลดังรูปที่ 2.42 ซึ่งอาจต้องมีการติดตั้งอุปกรณ์เพิ่มเติม เพื่อให้ได้สถานะตามที่ต้องการที่ปลายทาง ทั้งนี้ในการขนถ่ายปริมาณทางกลทุกชนิด ย่อมมีการสูญเสียพลังงานเกิดขึ้น สำหรับการสูญเสียในการส่งของไหลนี้จะอยู่ในรูปของการสูญเสียความดันไปกับแรงเสียดทานระหว่างของไหลกับผิวท่อ และสูญเสียความดันจากการเปลี่ยนแปลงโมเมนตัมในการไหล



รูปที่ 2.42 การเดินทางของข้อมูลในการออกแบบระบบท่อ
ที่มา : คลยโชติ ชลศึกษ์, 2555

2.11.2 มาตรฐานเกี่ยวกับการออกแบบท่อ

ในการออกแบบระบบท่อจำเป็นต้องรับรู้อะไรและดำเนินการให้สอดคล้องกับมาตรฐานสากลที่เกี่ยวข้อง เพราะจะมีผลต่อการรับรองโดยหน่วยงานตรวจสอบต่างๆ สำหรับประเทศไทยมีมาตรฐานของวิศวกรรมสถานแห่งประเทศไทย (วสท.) เป็นแนวทางในการออกแบบระบบท่อ มาตรฐานที่เกี่ยวข้องกับการออกแบบระบบท่อที่นิยมใช้มีดังนี้

2.11.2.1 American National Standard Institute (ANSI) เป็นองค์กรเอกชนที่ทำงานด้านการกำหนด พัฒนา และอนุมัติมาตรฐานต่างๆ ทั่วไป ของประเทศสหรัฐอเมริกา

2.11.2.2 American Petroleum Institute (API) องค์กรนี้มีบทบาทเกี่ยวข้องกับในกิจการด้านปิโตรเลียมของประเทศสหรัฐอเมริกา บทบาทของ API อาทิเช่น การวิจัยพัฒนา การเก็บข้อมูลสถิติ การออกมาตรฐานและการรองรับมาตรฐาน ซึ่งมาตรฐานส่วนหนึ่งที่ออกโดย API จะเป็นมาตรฐานเกี่ยวกับงานท่อในอุตสาหกรรมปิโตรเลียม

2.11.2.3 American Society of Heating, Refrigerating and Air-Conditioning Engineers (ASHRAE) มีวัตถุประสงค์เพื่อพัฒนาศาสตร์และศิลป์ของการออกแบบระบบทำความร้อน ระบบทำความเย็นและระบบปรับอากาศ เนื่องจากระบบเหล่านี้มีท่อเป็นส่วนประกอบหลัก มาตรฐาน ASHRAE จึงมีบางส่วนที่เกี่ยวข้องกับการออกแบบระบบท่อด้วย

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้คัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

2.11.2.4 American Society of Mechanical Engineers (ASME) มีบทบาทในการพัฒนาศาสตร์ทางด้านวิศวกรรมเครื่องกล โดยมีมาตรฐานเกี่ยวข้องกับกรอกแบบท่อที่สำคัญคือมาตรฐานเกี่ยวกับหม้อไอน้ำและถังความดัน และมาตรฐานสำหรับกรอกแบบท่อความดัน

2.11.2.5 American Society of Testing and Materials (ASTM) ทำหน้าที่กำหนดมาตรฐานเกี่ยวกับวัสดุเป็นหลัก

2.11.2.6 American Water Works Association (AWWA) เป็นองค์กรไม่แสวงผลกำไรในรูปแบบของสมาคมวิชาชีพด้านการจัดการน้ำ

2.11.2.7 Factory Mutual Research Corporation (FM) เป็นหน่วยงานมุ่งรักษาทรัพย์สินสาธารณะ ด้วยการกำหนดมาตรฐานของอุปกรณ์ต่างๆ และให้การรับรองในด้านความปลอดภัยต่อการเกิดเพลิงไหม้ของอุปกรณ์ไฟฟ้า

2.11.2.8 International Organization for Standardization (ISO) เป็นเครือข่ายขององค์กรที่รับผิดชอบด้านการกำหนดมาตรฐาน 157 ประเทศ โดยมีศูนย์กลางอยู่ที่ประเทศสวิตเซอร์แลนด์ ISO ทำหน้าที่ประสานระหว่างภาครัฐและภาคเอกชนเพื่อกำหนดมาตรฐานในการดำเนินกิจกรรมต่างๆ ทั้งมาตรฐานด้านการจัดการ และมาตรฐานของงานทางเทคนิคในสาขาต่างๆ เช่น วิศวกรรม วิทยาศาสตร์ เป็นต้น ในด้านระบบท่อ ISO ก็มีมาตรฐานที่เกี่ยวข้องมากมาย

2.11.2.9 National Fire Protection Association (NFPA) เป็นองค์กรทางวิชาการเกี่ยวกับการป้องกัน และควบคุมเพลิงไหม้ ซึ่งมาตรฐานที่ออกโดย NFPA เป็นที่ยอมรับยึดถือเป็นแนวทางในการกรอกแบบท่อน้ำดับเพลิง

2.11.2.10 National Sanitation Foundation (NSF) เป็นองค์กรที่ดูแลและกำหนดมาตรฐานเกี่ยวกับระบบสาธารณสุขโลก

2.11.2.11 Underwriters Laboratories (UL) เป็นองค์กรอิสระที่ทำงานด้านความปลอดภัยเป็นหลัก องค์กรนี้ทำการทดสอบ ออกข้อกำหนด มาตรฐาน และให้การรับรอง วัสดุ อุปกรณ์ และผลิตภัณฑ์ต่างๆ ที่มีผลต่อความปลอดภัยของสาธารณะชน

2.11.3 การเลือกวัสดุทำท่อ

2.11.3.1 อุณหภูมิและความดันใช้งาน

2.11.3.2 ชนิดของของไหล เช่นของไหลบางชนิดอาจมีปฏิกิริยากับท่อ

2.11.3.3 สภาพแวดล้อม

2.11.3.4 แรงต่างๆ ที่กระทำกับท่อ ซึ่งมีผลต่อการเลือกชนิดและความหนาของท่อ

2.11.3.5 ราคา

2.11.3.6 ปริมาณที่มีในตลาด

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้คัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

2.11.4 ทฤษฎีของการไหลในท่อ

ในการออกแบบระบบท่อต้องรู้เกี่ยวกับกลศาสตร์ของไหลในท่อเพื่อนำสู่การคำนวณความดันสูญเสียในท่อ และการคำนวณความต้องการเพิ่มความดันในระบบท่อส่งของไหลทั่วไป

2.11.4.1 คุณสมบัติของของไหลและลักษณะการไหล โดยคุณสมบัติสำคัญที่ควรรู้เกี่ยวกับของไหลคือ ความหนาแน่น และ ความหนืด ซึ่งเป็นค่าที่เปลี่ยนแปลงตามอุณหภูมิ และมีผลโดยตรงต่อการไหลในท่อ โดยจะยกคุณสมบัติของน้ำที่อุณหภูมิ 20 องศาเซลเซียส มาพอสังเขปคือ

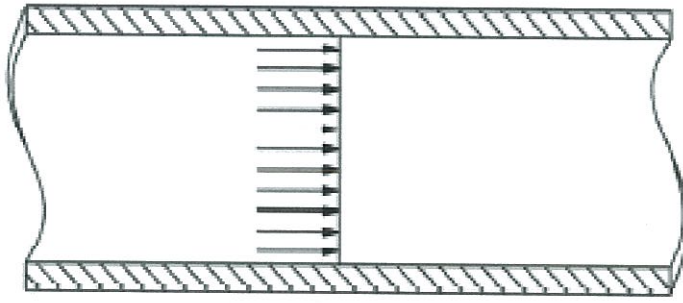
ความหนาแน่น (ρ) ของน้ำ	มีค่าเท่ากับ	998.2	kg/m^3
ความหนืดสัมบูรณ์ (μ) ของน้ำ	มีค่าเท่ากับ	1.002×10^{-3}	N.s/m^2
ค่าความหนืดเชิงจลนศาสตร์ของน้ำ (ν)	มีค่าเท่ากับ	1.004×10^{-6}	m^2/s

ปริมาณไร้นิติที่ใช้อธิบายลักษณะของการไหล คือตัวเลขเรย์โนลด์ (Reynolds number) โดยตัวเลขเรย์โนลด์ สำหรับการไหลในท่อสามารถหาได้จากสมการที่ (2-19)

$$Re = \frac{\rho v D}{\mu} \quad (2-19)$$

เมื่อ	D	=	เส้นผ่านศูนย์กลางภายในท่อ (m)
	v	=	ความเร็ว (m/s)
	ρ	=	ความหนาแน่นของของไหล (kg/m^3)
และ	μ	=	ความหนืดสัมบูรณ์ (kg/m.s)

ตัวเลขเรย์โนลด์บอกถึงสัดส่วนระหว่างอิทธิพลของโมเมนตัมของการไหลต่ออิทธิพลของความหนืด หากของไหลไม่มีความหนืด การไหลในท่อจะมีลักษณะโปรไฟล์ของความเร็วเป็นเส้นตรงดังรูปที่ 2.43



รูปที่ 2.43 การไหลแบบไม่มีความหนืด (Plug flow)

ที่มา : คู่มือโซติ ชลศึกษ์, 2555

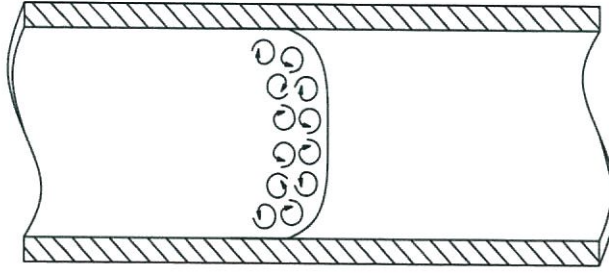
ของไหลในความเป็นจริง ซึ่งมีความหนืด เมื่อค่าตัวเลขเรย์โนลด์ต่ำกว่า 2,300 การไหลจะเป็นการไหลแบบราบเรียบ (Laminar flow) ซึ่งมีอิทธิพลของความหนืดอยู่มาก แรงเสียดทานระหว่างของไหลและผิวท่อจะทำให้ความเร็วของของไหลบริเวณที่ติดกับผิวท่อมีค่าเป็นศูนย์ และความเร็วสูงสุดเกิดขึ้นที่แนวศูนย์กลางของท่อ โปรไฟล์ของความเร็วเป็นรูปพาราโบลา ดังรูปที่ 2.44



รูปที่ 2.44 การไหลแบบราบเรียบ (Laminar flow)

ที่มา : คู่มือโซติ ชลศึกษ์, 2555

เมื่อตัวเลขเรย์โนลด์สูงเกิน 2,300 อิทธิพลของโมเมนตัมจะเริ่มสูงขึ้นทำให้การไหลเริ่มมีความปั่นป่วนเพิ่มขึ้น จนกระทั่งเมื่อตัวเลขเรย์โนลด์สูงกว่า 10,000 การไหลจะเป็นการไหลแบบปั่นป่วน (Turbulent flow) อย่างสมบูรณ์ซึ่งจะมีอิทธิพลของโมเมนตัมเป็นหลัก และจะมีการหมุนวนเล็กๆ (Eddy) อยู่ในการไหล โปรไฟล์ของความเร็วจะราบเรียบขึ้นดังรูปที่ 2.45



รูปที่ 2.45 การไหลแบบปั่นป่วน (Turbulent flow)

ที่มา : คู่มือโชติ ชลศึกษ์, 2555

2.11.4.2 สมการพื้นฐานของการไหลในท่อเป็นไปตามกฎพื้นฐานทั้งสามคือ กฎการคงมวล การคงพลังงาน และการคงโมเมนตัม โดยมีรายละเอียดดังนี้

1) การคงมวล การไหลในท่อจากจุดที่ 1 ไปยังจุดที่ 2 จะต้องมีความคงที่

$$\rho_1 Q_1 = \rho_2 Q_2 = \text{ค่าคงที่} \quad (2-20)$$

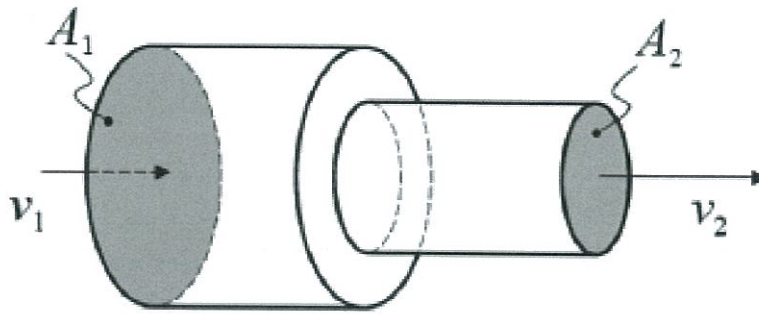
เมื่อ Q = อัตราการไหล (m^3/s)
และ ρ = ความหนาแน่นของของไหล (kg/m^3)

ในกรณีที่เป็นกรไหลของของเหลวเช่นน้ำ ความหนาแน่นจะคงที่ อัตราไหลในท่อจึงคงที่ ณ จุดใดๆ ในท่อ ซึ่งหากมีการเปลี่ยนแปลงพื้นที่หน้าตัดของท่อในระหว่างการไหล ดังรูปที่ 2.46 จะได้ว่า

$$A_1 v_1 = A_2 v_2 = Q \quad (2 -$$

21)

เมื่อ A = พื้นที่หน้าตัดของช่องทางการไหลภายในท่อ (m^2)
และ v = ความเร็วในการไหล (m/s)



รูปที่ 2.46 การไหลในท่อเปลี่ยนขนาด

ที่มา : คู่มือโชติ ชลศึกษ์, 2555

2) การคูณพลังงาน พลังงานในการไหลของของไหลในท่อสามารถแทนได้ในหน่วย J/kg หรือ Pa แต่เพื่อสะดวกในการใช้งาน จะแทนพลังงานด้วยหน่วยของความยาว (m) โดยการหารด้วยค่าแรงโน้มถ่วงของโลก บางครั้งเรียกปริมาณนี้ว่า เสดของการไหล โดยเสดของพลังงานรวม (ถ้าใช้ระบบสมรรถนะของปั๊มจะนิยมเรียกว่า Total Dynamic Head) ณ จุดใดๆ ในการไหลสามารถเขียนได้ดังสมการที่ (2-22)

$$E = z + \frac{P}{\rho g} + \frac{v^2}{2g} \quad (2-22)$$

เมื่อ z = เสดจากพลังงานศักย์ในรูปของความสูง (m)
 $\frac{P}{\rho g}$ = เสดจากพลังงานศักย์ในรูปของความดันสถิต (m)
 และ $\frac{v^2}{2g}$ = เสดพลังงานจลนในรูปของความเร็ว (m)

ในการไหลจากจุดที่ 1 ไปยังจุดที่ 2 พลังงานสามารถเปลี่ยนแปลงรูปแบบไปมาได้เช่นในการไหลจากที่สูงไปยังที่ต่ำความดันสถิตจะเพิ่มขึ้น หรือในการไหลจากท่อขนาดเล็กไปยังท่อขนาดใหญ่ความเร็วจะลดลงทำให้ความดันเพิ่มขึ้น เป็นต้น โดยหากไม่มีการสูญเสียเกิดขึ้น พลังงานรวมจะคงที่ หรือ $E_1 = E_2$ อย่างไรก็ตามในความเป็นจริงจะมีการสูญเสียพลังงานเกิดขึ้น เนื่องจากแรงเสียดทานระหว่างของเหลวและผิวท่อ และจากการเปลี่ยนแปลงความเร็วในการไหล ดังนั้นสมการคูณพลังงานจึงสามารถเขียนได้ดังสมการที่ (2-23)

$$z_1 + \frac{P_1}{\rho g} + \frac{v_1^2}{2g} = z_2 + \frac{P_2}{\rho g} + \frac{v_2^2}{2g} + h_L \quad (2-23)$$

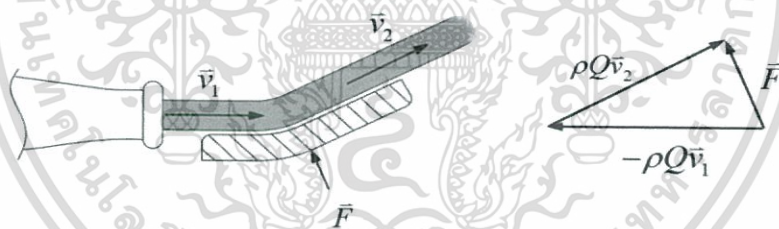
เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

เมื่อ $h_L =$ การสูญเสียซึ่งจะไปหักล้างออกจากพลังงานศักย์
ในรูปของความดันสถิตในของไหล (m)

3) การคูณโมเมนต์ตามกฎของนิวตันแรงที่กระทำต่อมวลสารทำให้เกิด
ความเร่ง ในกรณีของของไหลสามารถเขียนสมการในรูปของการคูณโมเมนต์ได้ดังสมการที่ (2-24)

$$\vec{F} = m \frac{d\vec{v}}{dt} = \rho Q \Delta \vec{v} = \rho Q (\vec{v}_2 - \vec{v}_1) \quad (2-24)$$

สมการที่ (2-21) เป็นสมการเวกเตอร์ที่ต้องคิดทิศทางด้วย ตัวอย่างการใช้
งานของสมการนี้แสดงดังรูปที่ 2.47 ซึ่งเป็นการฉีดน้ำไปยังใบพัดที่ทำมุมเอียงทำให้ลำน้ำเปลี่ยน
ทิศทาง ทำให้เกิดแรงปฏิกิริยาที่ใบพัด ในงานระบบท่อเมื่อของไหลวิ่งผ่านข้องอหรือสิ่งกีดขวาง
ต่างๆ ก็จะมีแรงกระทำต่อชิ้นส่วนเหล่านั้น จึงสามารถใช้สมการโมเมนต์นี้ในการคำนวณแรง
กระทำ เพื่อออกแบบจุดยึดท่อได้ ทั้งนี้ตามหลักพลศาสตร์ พบว่าการเปลี่ยนแปลงโมเมนต์ของ
อนุภาคและของไหล จะทำให้เกิดการสูญเสียพลังงานเสมอ



รูปที่ 2.47 โมเมนต์ในของไหล

ที่มา : คลุยโชติ ชลสิทธิ์, 2555

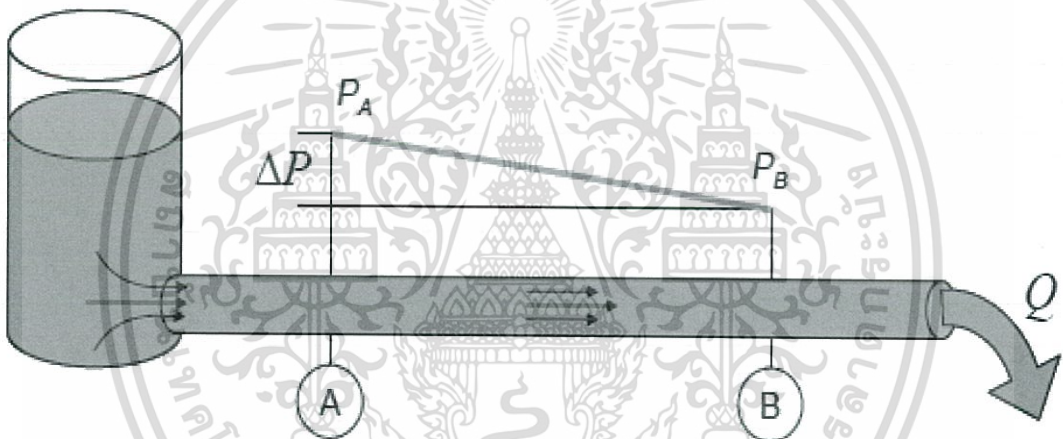
2.11.4.3 ความดันสูญเสียในระบบท่อ การสูญเสียพลังงานจากการไหลในท่อเกิดจาก
สองสาเหตุหลักคือ การสูญเสียหลักซึ่งเป็นการสูญเสียพลังงานเนื่องจากแรงเสียดทานระหว่างผิวท่อ
กับของไหล และการสูญเสียรองซึ่งเป็นการสูญเสียพลังงานเนื่องจากการเปลี่ยนแปลงโมเมนต์ของ
การไหล (การเปลี่ยนแปลงขนาดและทิศทางของความเร็ว) การสูญเสียทั้งสองส่วนนี้ทำให้พลังงานใน
ของไหลลดลง โดยจะไปหักล้างส่วนของพลังงานศักย์ในรูปของความดันสถิตในของไหล ความดัน
สถิตที่ลดลง เขียนในรูปของเฮด (ในหน่วยความสูงของของไหล) ได้ดังสมการที่ (2-25)

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้คัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

$$\frac{\Delta P}{\rho g} = h_L = h_f + h_m \quad (2-25)$$

เมื่อ h_f = การสูญเสียหลักจากแรงเสียดทาน (m)
 และ h_m = การสูญเสียรองจากการเปลี่ยนแปลงโมเมนตัม (m)

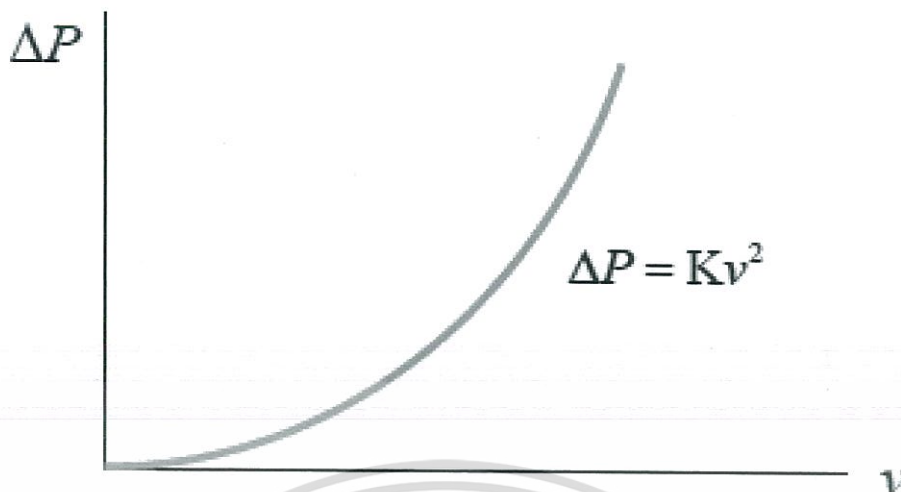
1) การสูญเสียหลัก (Major loss) เกิดจากแรงเสียดทานระหว่างผิวท่อกับของไหล ซึ่งแรงเสียดทานนี้สัมพันธ์กับความหนืดของของไหล ความเร็วในการไหล และความขรุขระของผิวท่อ โดยความสัมพันธ์มีอัตราคงที่ต่อความยาวท่อ ดังนั้นในการไหลในท่อตรงจากจุด A ไปยังจุด B ความดันสถิตินของไหลจะลดลงอย่างสม่ำเสมอ ดังรูปที่ 2.48



รูปที่ 2.48 การสูญเสียความดันในท่อตรง

ที่มา : คู่มือโซติ ชลศึกษ์, 2555

ของไหลใดๆ ที่ไหลในท่อขนาดคงที่ จะเกิดการสูญเสียหลักซึ่งทำให้ความดันสถิตลดลงโดยความดันลดจะแปรผันกับความเร็วในการไหลยกกำลังสองดังรูปที่ 2.49 โดย K เป็นค่าคงที่ ที่ขึ้นกับความหนืดของของไหล ความหนาแน่นของของไหล และความขรุขระของผิวท่อ



รูปที่ 2.49 ความสัมพันธ์ระหว่างความดันสูญเสียและอัตราการไหลในท่อ

ที่มา : คู่มือโชติ ชลศึกษ์, 2555

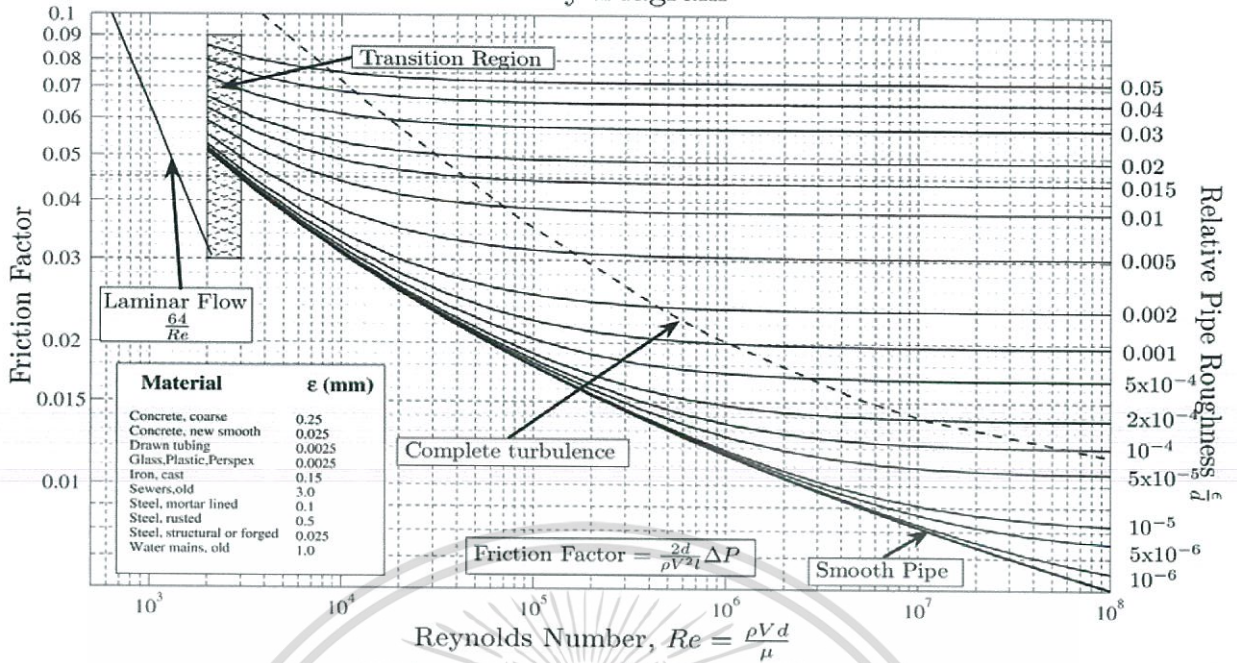
สมการที่ใช้ทำนายการสูญเสียหลักได้แม่นยำที่สุดคือ สมการของคาร์ซีและไวซบัค (Darcy-Weisbach equation) ซึ่งเขียนในรูปของเสถดังสมการที่ (2-26)

$$h_f = f \frac{L}{D} \frac{v^2}{2g} \quad (2-26)$$

เมื่อ	D	=	เส้นผ่านศูนย์กลางภายในท่อ (m)
	f	=	ค่าตัวประกอบความเสียดทานของท่อซึ่งสามารถหาได้จาก Moody diagram
	g	=	ความเร่งเนื่องจากแรงโน้มถ่วงของโลก (m/s ²)
	h _f	=	ความดันสูญเสียวัดเป็นความสูงของของเหลว (m)
	L	=	ความยาวของท่อ (m)
และ	v	=	ความเร็วในการไหล (m/s)

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

Moody Diagram



รูปที่ 2.50 กราฟของมูดี้ (Moody diagram)

ที่มา : คู่มือโซติ ชลศึกษ์, 2555

ค่าตัวประกอบความเสียดทานของท่อถ้าการไหลอยู่ในช่วงราบเรียบ สามารถหาได้จากสมการที่ (2-27)

$$f = \frac{64}{Re} ; \quad Re < 2300 \quad (2-27)$$

แต่หากการไหลอยู่ในช่วงปั่นป่วนจำเป็นต้องหาค่า f จากกราฟของมูดี้ โดยต้องทราบค่าความขรุขระของผิวท่อ ซึ่งค่าความขรุขระของผิวท่อบางชนิดเป็นดังตารางที่ 2.9 (คอลัมน์แรก) ทั้งนี้ความขรุขระของท่อจะเพิ่มขึ้นตามอายุการใช้งาน การหาค่า f จากกราฟของมูดี้อาจไม่สะดวกในการคำนวณ Swamee (1976) ได้เสนอสมการเพื่อประมาณค่าจากกราฟของมูดี้ได้อย่างใกล้เคียง ดังสมการที่ (2-28)

$$f = \frac{0.25}{[\log_{10}(\frac{\epsilon/D}{3.7} + \frac{5.74}{Re^{0.9}})]^2} \quad (2-28)$$

เมื่อ D = เส้นผ่านศูนย์กลางภายในของท่อ (m)

และ ϵ = ความขรุขระของท่อ (m)

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้คัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ตารางที่ 2.9 ความขรุขระของท่อสำหรับใช้ทำนายความดันลด [คู่มือโชนิต ชลศึกษ์, 2555]

ชนิดท่อ	ความขรุขระ (mm)	สัมประสิทธิ์ความขรุขระ
ท่อทองแดง ทองเหลือง อลูมิเนียม	0.001 - 0.002	130 – 150
ท่อพีวีซี พลาสติก	0.0015 - 0.007	140 – 150
ท่อสแตนเลส	0.015	150
ท่อเหล็กทั่วไป	0.045 - 0.09	120
ท่อเหล็กหล่อ	0.25 - 0.8	100

นอกจากสมการของคาร์ซีและไวชบัค ที่ใช้ทำนายความดันสูญเสียในท่อตรงแล้ว ยังมีสมการที่อยู่ในรูปแบบที่ง่ายต่อการคำนวณ คือสมการของฮาเซนและวิลเลียม (Hazen-William equation) ซึ่งเป็นสมการเชิงปริมาตรที่ได้มาจากการประมาณจึงใช้ได้เฉพาะกับที่น้ำที่อุณหภูมิห้องเท่านั้น ดังสมการที่ (2-29)

$$h_f = \left(\frac{L}{1000}\right) \left(\frac{151Q}{CD^{2.63}}\right)^{1.85} \quad (2-29)$$







เมื่อ C = ค่าสัมประสิทธิ์ของตีวท่อ
 D = เส้นผ่านศูนย์กลางภายในของท่อ (m)
 h_f = ความดันสูญเสียในท่อ (m)
 L = ความยาวท่อในหน่วย (m)
 และ Q = อัตราการไหล (m³/s)

2) การสูญเสียรอง (Minor loss) เกิดจากการเปลี่ยนแปลงโมเมนตัมของการไหลเมื่อของไหล ไหลผ่านข้อต่อ ข้องอ และวาล์ว ซึ่งสามารถเขียนได้ดังสมการที่ (2-30)

$$h_m = K \frac{v^2}{2g} \quad (2-30)$$

โดยค่า K ในข้อต่อและวาล์วแบบต่างๆ ขณะเปิดเต็มที่จะแสดงดังรูปที่ 2.51 – 2.52

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้คัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ข้อต่อ		K
ข้องอนาก		0.25
ข้องอนากรัศมีใหญ่		0.18
ข้องอ 45 องศา		0.18
ข้อต่อสามทาง (ไหลตรง)		0.30
ข้อต่อสามทาง (ท่อยิ่ง)		0.75
ข้อต่อตัววาย		0.50
ทางเข้า		

-ปากแตร		0.05
-ขอบมน		0.25
-ขอบเหลี่ยม		0.50
-ท่อยื่น		0.80
ทางออก		1.00

หมายเหตุ

- ให้เพิ่มค่า K สำหรับท่อที่เล็กกว่า 300 มม. โดย 5% ทุกๆ 25 มม. ที่ขนาดลดลง
- ค่าในตารางเป็นค่าประมาณ อาจคลาดเคลื่อนได้มากกว่า -20% ถึง 30%

รูปที่ 2.51 ค่า K ในข้อต่อ

ที่มา : คุณชโยติ ชลศึกษ์, 2555

วาล์ว	K
บอสวาล์ว	0.04
วาล์วปีกผีเสื้อ	0.16 – 0.35
โกล์บวาล์ว	4.0 – 6.0
โกล์บวาล์วหักมุม (Angle valve)	1.8-2.9
เกทวาล์ว	0.1 – 0.3
เช็ควาล์วแบบสวิง	0.6 – 2.2

หมายเหตุ

- สำหรับวาล์วขนาด 300 มม. ที่ความเร็วของไหลประมาณ 2 m/s วาล์วขนาดเล็กจะมีค่า K สูงขึ้น
- ค่าในตารางเป็นค่าประมาณ อาจคลาดเคลื่อนได้มากกว่า -20% ถึง 50%

รูปที่ 2.52 ค่า K ในวาล์วขณะเปิดเต็มที่

ที่มา : คุณชโยติ ชลศึกษ์, 2555

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

2.11.4.4 ขั้นตอนการออกแบบ ในการออกแบบระบบส่งของเหลวจะต้องดูความต้องการที่ปลายทางเป็นสำคัญว่าต้องการสถานะอย่างไร และดูว่าต้นทางมีสถานะทำไค จากนั้นจึงออกแบบระบบท่อให้ได้ตามความต้องการนั้นๆ ทั้งนี้การออกแบบระบบท่อทางวิศวกรรมส่วนใหญ่จะต้องทำแบบสถาปัตยกรรมของอาคารซึ่งกระบวนการออกแบบพอจะแจกแจงเป็นขั้นตอนได้ดังนี้

- ขั้นที่ 1 ศึกษาข้อกำหนดของระบบท่อ ชนิดและสถานะของของไหลที่ต้องการส่ง อุณหภูมิและความดันของของไหล (ศึกษามาตรฐานที่เกี่ยวข้องถ้าจำเป็น)
- ขั้นที่ 2 กำหนดวัสดุ กำหนดพิคัดความดัน อุณหภูมิที่เหมาะสมสำหรับอุปกรณ์ประกอบ
- ขั้นที่ 3 ระบุตำแหน่งและความต้องการที่ปลายทางว่าต้องการสถานะอย่างไร
- ขั้นที่ 4 พิจารณาอัตราไหลและความดันที่ต้นทางว่าเพียงพอหรือไม่ จำเป็นต้องมีการเพิ่มความดันหรือไม่
- ขั้นที่ 5 ศึกษาแบบสถาปัตยกรรม และออกแบบแนวท่อเบื้องต้น วางตำแหน่งของวาล์วและอุปกรณ์ประกอบ
- ขั้นที่ 6 เลือกขนาดท่อที่เหมาะสมสำหรับส่วนต่างๆ ในระบบท่อและคำนวณความดันสูญเสีย
- ขั้นที่ 7 หากเป็นระบบที่ใช้ความดันสูง หรือมีภาระอื่นๆ ต้องตรวจสอบความเค้นเพื่อกำหนดความหนาของท่อ
- ขั้นที่ 8 เลือกปั๊มหากต้องมีการเพิ่มความดัน
- ขั้นที่ 9 เขียนแบบระบบท่อ และแผนผังอย่างง่ายของระบบ
- ขั้นที่ 10 ปรับแก้ไขแบบให้เข้ากับงานระบบอื่นๆ และประเมินราคาค่าก่อสร้าง

บทที่ 3

วิธีการดำเนินงาน

ส่วนที่ 1 การออกแบบระบบการลดอุณหภูมิของเครื่องจักรที่มีวิธีการดำเนินงานดังนี้

3.1 ศึกษาแนวทางการลดอุณหภูมิของเครื่องจักรที่ได้จากหน่วยกลั่นน้ำมันดิบก่อนส่งไปยังหน่วยปรับปรุงคุณภาพเครื่องจักร

ศึกษาวิธีการลดอุณหภูมิเครื่องจักรว่าสามารถดำเนินการลดอุณหภูมิของเครื่องจักรได้โดยวิธีใดบ้าง โดยเงื่อนไขในการดำเนินการแก้ไข จะอ้างอิงจากอุปกรณ์ที่มีอยู่แล้วเป็นหลัก

3.2 คำนวณอัตราการถ่ายเทความร้อนของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนก่อนและหลังการดำเนินงาน

3.2.1 คำนวณสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนรวม โดยสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนรวม เป็นเรื่องที่สำคัญเป็นอันดับแรกในการวิเคราะห์อุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนในเชิงความร้อน

3.2.1.1 คำนวณสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนรวม

$$U = \frac{Q}{A\Delta T} \quad (3-1)$$

3.2.1.2 คำนวณสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนรวมโดยประสิทธิภาพ NTU

$$U = \frac{(NTU)(mCp)_{min}}{A} \quad (3-2)$$

$$NTU = -\frac{1}{\sqrt{1+c^2}} \ln\left(\frac{\frac{2}{\eta}-1-c-\sqrt{1+c^2}}{\frac{2}{\eta}-1-c+\sqrt{1+c^2}}\right) \quad (3-3)$$

$$\text{ประสิทธิภาพ } (\eta) = \frac{Q}{Q_{max}} = \frac{\text{Actual heat transfer rate}}{\text{Maximum possible heat transfer rate}} \quad (3-4)$$

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

$$\eta = 2\{1 + c + \sqrt{1 + c^2} \left(\frac{1 + \exp[-NTU\sqrt{1+c^2}]}{1 - \exp[-NTU\sqrt{1+c^2}]} \right)\}^{-1} \quad (3-5)$$

$$Q_{max} = (\dot{m}Cp)_{min} (T_{h,in} - T_{c,in}) \quad (3-6)$$

เมื่อ	A	=	พื้นที่ในการแลกเปลี่ยนความร้อน (m ²)
	Cp	=	ความจุความร้อนจำเพาะ (kJ/kg °C)
	m	=	อัตราการไหลเชิงมวลของของไหล (kg/h)
	NTU	=	Number of transfer units
	Q	=	อัตราการถ่ายเทความร้อน (W)
	Q _{max}	=	อัตราการถ่ายเทความร้อนมากที่สุดที่เป็นไปได้ (W)
	T _{c,in}	=	อุณหภูมิขาเข้าของของไหลเย็น (°C)
	T _{h,in}	=	อุณหภูมิขาเข้าของของไหลร้อน (°C)
	ΔT	=	ผลต่างของอุณหภูมิตั้งหว่างของไหลทั้งสอง (°C)
	U	=	สัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนรวม (W/m ² °C)
	และ η	=	ประสิทธิภาพ

3.2.2 จำนวนอัตราการถ่ายเทความร้อน จะสมมติให้ผิวนอกสุดของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนหุ้มด้วยฉนวนเป็นอย่างดีจนไม่มีการสูญเสียความร้อนให้แก่สิ่งแวดล้อม มีการถ่ายเทความร้อนระหว่างของไหลทั้ง 2 ชนิดเท่านั้น ดังนั้นจากกฎการอนุรักษ์พลังงานจะได้ว่า อัตราการถ่ายเทความร้อนจากของไหลที่ร้อน เท่ากับ อัตราการถ่ายเทความร้อนจากของไหลที่เย็น

$$\dot{Q} = \dot{m}_c C_{p_c} (T_{c,out} - T_{c,in}) = \dot{m}_h C_{p_h} (T_{h,in} - T_{h,out}) \quad (3-7)$$

เมื่อ	Cp _c	=	ความจุความร้อนจำเพาะของของไหลเย็น (kJ/kg °C)
	Cp _h	=	ความจุความร้อนจำเพาะของของไหลร้อน (kJ/kg °C)
	m _c	=	อัตราการไหลเชิงมวลของของไหลเย็น (kg/h)
	m _h	=	อัตราการไหลเชิงมวลของของไหลร้อน (kg/h)
	Q	=	อัตราการถ่ายเทความร้อน (W)

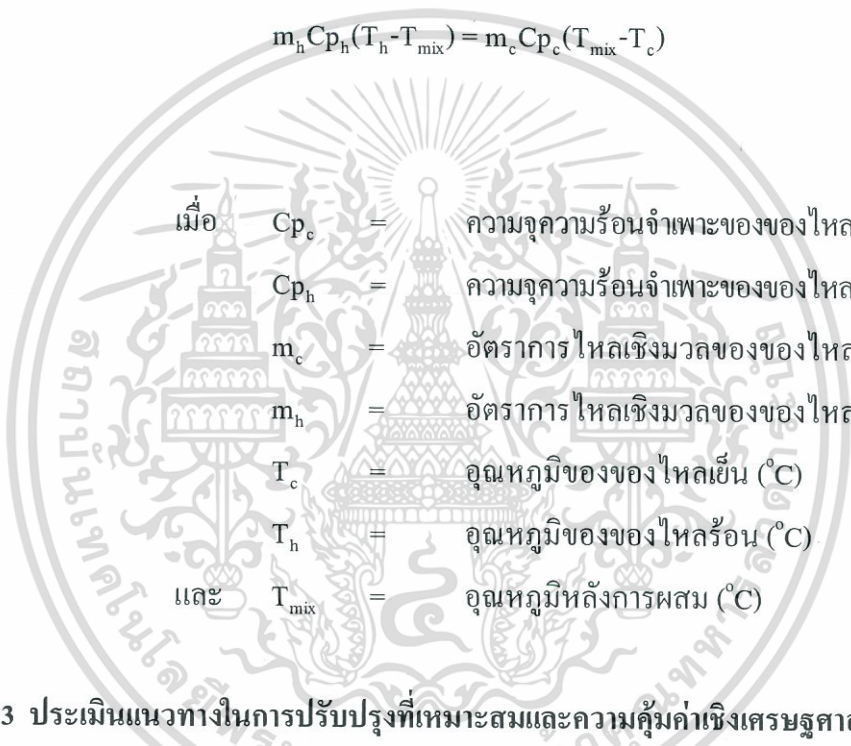
เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

$$\begin{aligned}
 T_{c,in} &= \text{อุณหภูมิขาเข้าของของไหลเย็น (}^{\circ}\text{C)} \\
 T_{h,in} &= \text{อุณหภูมิขาเข้าของของไหลร้อน (}^{\circ}\text{C)} \\
 T_{c,out} &= \text{อุณหภูมิขาออกของของไหลเย็น (}^{\circ}\text{C)} \\
 \text{และ } T_{h,out} &= \text{อุณหภูมิขาออกของของไหลร้อน (}^{\circ}\text{C)}
 \end{aligned}$$

3.2.3 คำนวณอุณหภูมิสุดท้ายของหลังการผสม

$$m_h C_{p_h} (T_h - T_{mix}) = m_c C_{p_c} (T_{mix} - T_c) \quad (3-8)$$

8)



$$\begin{aligned}
 \text{เมื่อ } C_{p_c} &= \text{ความจุความร้อนจำเพาะของของไหลเย็น (kJ/kg}^{\circ}\text{C)} \\
 C_{p_h} &= \text{ความจุความร้อนจำเพาะของของไหลร้อน (kJ/kg}^{\circ}\text{C)} \\
 m_c &= \text{อัตราการไหลเชิงมวลของของไหลเย็น (kg/h)} \\
 m_h &= \text{อัตราการไหลเชิงมวลของของไหลร้อน (kg/h)} \\
 T_c &= \text{อุณหภูมิของของไหลเย็น (}^{\circ}\text{C)} \\
 T_h &= \text{อุณหภูมิของของไหลร้อน (}^{\circ}\text{C)} \\
 \text{และ } T_{mix} &= \text{อุณหภูมิหลังการผสม (}^{\circ}\text{C)}
 \end{aligned}$$

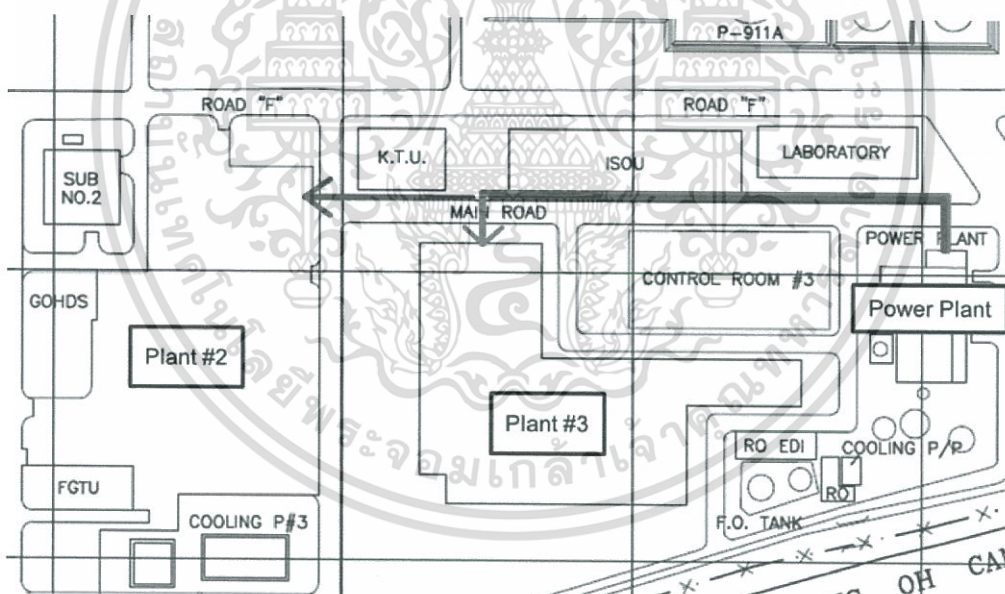
3.3 ประเมินแนวทางในการปรับปรุงที่เหมาะสมและความคุ้มค่าเชิงเศรษฐศาสตร์เบื้องต้น

ประเมินค่าใช้จ่ายต่างๆ ในการดำเนินงานแต่ละแนวทาง เช่น ค่าอุปกรณ์ในการติดตั้ง ค่าคนงาน ค่าฉนวนกันความร้อน เป็นต้น แล้วจึงประเมินผลกำไรที่ได้จากการดำเนินงานในแต่ละแนวทาง เพื่อคำนวณหาระยะเวลาคืนทุน จากนั้นจึงวิเคราะห์แนวทางที่เหมาะสมที่สุดในการดำเนินงาน

ส่วนที่ 2 การคำนวณความหนาของฉนวนสำหรับท่อส่งไอน้ำความดันสูงเพื่อประหยัดพลังงานวิธีการดำเนินงานดังนี้

3.1 การคำนวณความร้อนสูญเสียของไอน้ำความดันสูงในระบบท่อก่อนการดำเนินงาน

ไอน้ำจากหน่วยผลิตไอน้ำที่ส่งไปหน่วยกลั่นที่ 2 และหน่วยกลั่นที่ 3 มีอุณหภูมิเริ่มต้นเท่ากับ 345 องศาเซลเซียส มีระยะทางจากหน่วยผลิตไอน้ำถึงหน่วยกลั่นที่ 2 และหน่วยกลั่นที่ 3 เป็นระยะทาง 300 และ 250 เมตร ตามลำดับ และมีอุณหภูมิปลายท่อก่อนเข้าหน่วยกลั่นที่ 2 และหน่วยกลั่นที่ 3 เท่ากับ 289.1 และ 315.6 องศาเซลเซียส ตามลำดับ โดยไอน้ำที่ส่งไปยังหน่วยกลั่นที่ 2 ถูกส่งผ่านท่อเหล็กกล้าคาร์บอน (Carbon Steel) ขนาด 12 นิ้ว ที่หุ้มด้วยฉนวนแร่ใยหิน (Rockwool fibermesh-650) หนา 100 มิลลิเมตร และไอน้ำที่ส่งไปยังหน่วยกลั่นที่ 3 ถูกส่งผ่านท่อเหล็กกล้าคาร์บอน (Carbon Steel) ขนาด 10 นิ้ว ที่หุ้มด้วยฉนวนแร่ใยหิน (Rockwool fibermesh-650) หนา 100 มิลลิเมตร ตรงตามมาตรฐานการหุ้มฉนวนความร้อนของบริษัท บางจากปิโตรเลียม จำกัด (มหาชน)



รูปที่ 3.1 เส้นทางของระบบท่อที่ส่งไอน้ำไปหน่วยกลั่นที่ 2 และหน่วยกลั่นที่ 3
ที่มา : บริษัท บางจากปิโตรเลียม จำกัด (มหาชน)

3.1.1 การคำนวณความร้อนสูญเสียของระบบปัจจุบัน

$$Q = \frac{\Delta T}{R_{total}} = \frac{T_i - T_o}{R_{pipe} + R_{insulation}} \quad (3-9)$$

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้คัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

โดยที่

$$R_{pipe} = \frac{\ln\left(\frac{r_o}{r_i}\right)}{2\pi L k_{pipe}} \quad (3-10)$$

และ

$$R_{pipe} = \frac{\ln\left(\frac{r_{insulation}}{r_o}\right)}{2\pi L k_{insulation}} \quad (3-11)$$

เมื่อ	$k_{insulation}$	=	ค่าการนำความร้อนของฉนวนชนิด Rockwool fibermesh-650 ($W/m^{\circ}C$)
	k_{pipe}	=	ค่าการนำความร้อนของเหล็กกล้าคาร์บอน ($W/m^{\circ}C$)
	L	=	ระยะทางจากหน่วยผลิตไอน้ำถึงหน่วยกลั่น (m)
	$R_{insulation}$	=	ค่าความต้านทานความร้อนของฉนวนชนิด Rockwool fibermesh-650 ($^{\circ}C/W$)
	R_{pipe}	=	ค่าความต้านทานความร้อนของท่อเหล็กกล้า คาร์บอน ($^{\circ}C/W$)
	r_o	=	รัศมีภายนอกของท่อ (m)
	r_i	=	รัศมีภายในของท่อ (m)
	r_{insu}	=	รัศมีตั้งแต่กึ่งกลางท่อถึงผิวด้านนอกฉนวน (m)
	T_i	=	อุณหภูมิของไอน้ำภายในท่อ ($^{\circ}C$)
และ	T_o	=	อุณหภูมิที่ผิววนอกของฉนวน ($^{\circ}C$)

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

3.1.2 จำนวนค่าใช้จ่ายของความร้อนที่สูญเสีย

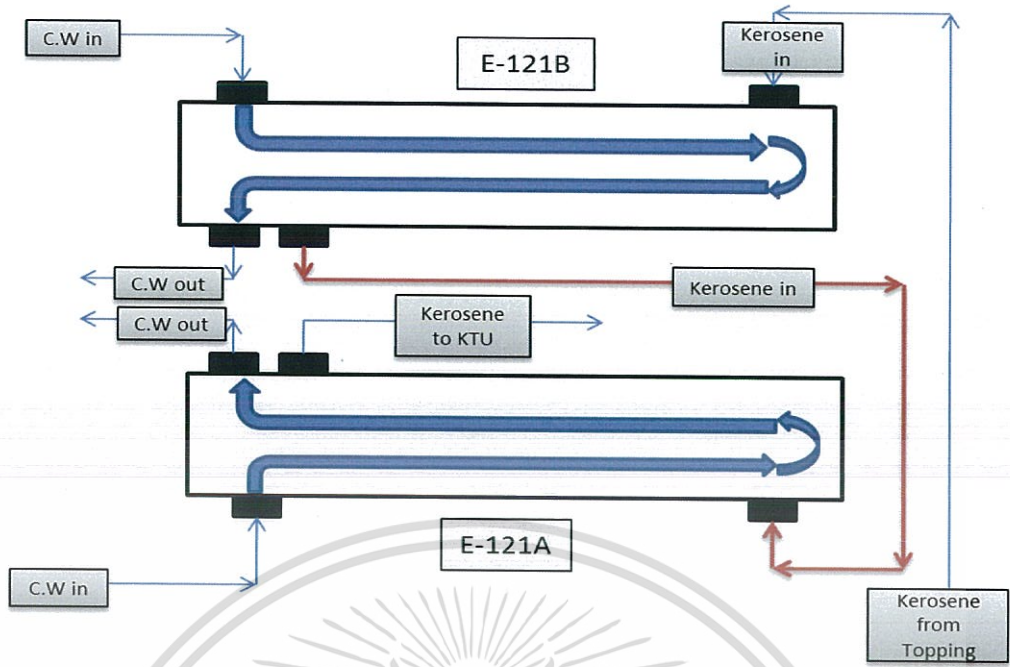
$$Q_{\text{recovery}} = Q_{\text{loss,actual}} - Q_{\text{loss,modified}} \quad (3-12)$$

โดยเชื้อเพลิงที่ใช้ในการเพิ่มอุณหภูมิไอน้ำที่หน่วยผลิตไอน้ำใช้เชื้อเพลิง 2 ชนิดคือแก๊สธรรมชาติ และแก๊สเชื้อเพลิงในอัตราส่วน 20 : 80 %vol

3.2 ประเมินความเหมาะสมและความคุ้มค่าเชิงเศรษฐศาสตร์เบื้องต้น

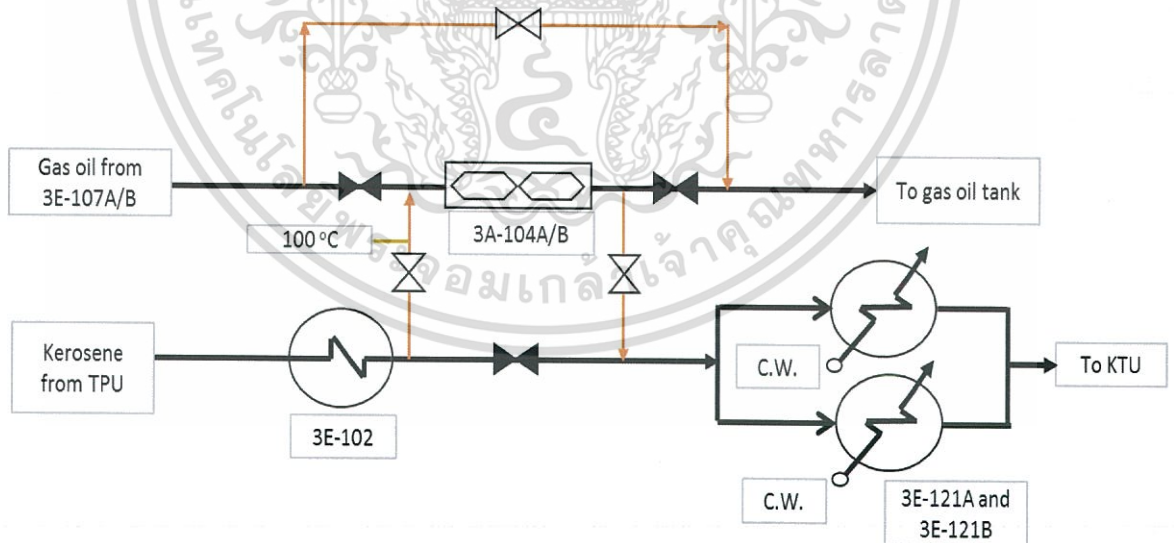
ประเมินค่าใช้จ่ายต่างๆ ในการดำเนินงาน เช่น ค่าอุปกรณ์ในการติดตั้ง ค่าคนงาน เป็นต้น แล้วจึงประเมินผลกำไรที่ได้จากการติดตั้งจนวนเพิ่มเติมที่ความหนาแตกต่างกัน เพื่อหาระยะเวลาคืนทุน จากนั้นจึงวิเคราะห์ความหนาของจนวนที่เหมาะสมที่สุดในการดำเนินงาน





รูปที่ 4.2 การปรับปรุงตามแนวทางการศึกษาที่ 1

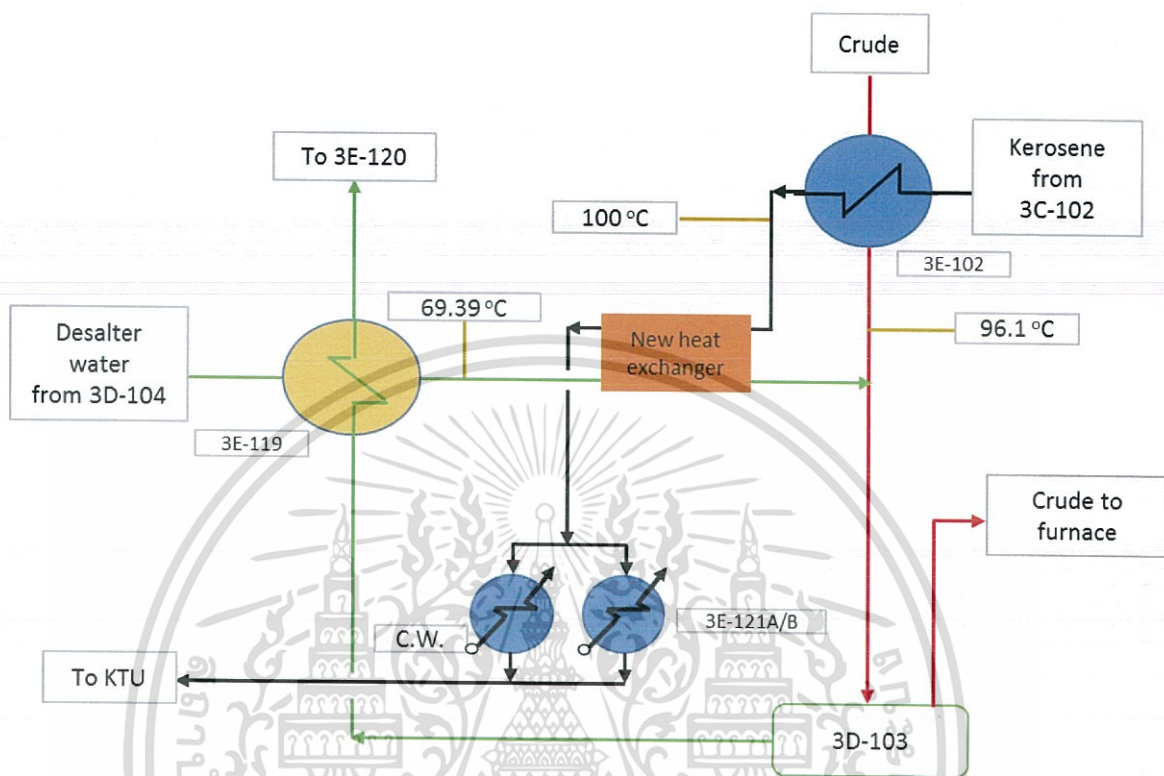
4.1.2 ปรับปรุงสายเคโรซีนที่ออกจากเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบเปลือกและท่อ (3E-102) ที่ใช้น้ำมันดิบมาแลกเปลี่ยนความร้อน ไปเข้าเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบระบายความร้อนด้วยอากาศ (3A-104A/B) ซึ่งปกติไม่ได้ใช้งาน มาเป็นระบบลวดอุณหภูมิจของเคโรซีนแทน



รูปที่ 4.3 การปรับปรุงตามแนวทางการศึกษาที่ 2

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

4.1.3 ติดตั้งเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนเพิ่ม เพื่อนำความร้อนจากเคโรซีนขาออกของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (3E-102) ที่มีอุณหภูมิประมาณ 100 องศาเซลเซียส มาแลกเปลี่ยนความร้อนกับน้ำขาเข้าดรัม (3D-103) เพื่อเพิ่มอุณหภูมิน้ำและลดอุณหภูมิของเคโรซีน



รูปที่ 4.4 การปรับปรุงตามแนวทางการศึกษาที่ 3

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

4.2 ผลการคำนวณอัตราการถ่ายเทความร้อนและอุณหภูมิสุดท้ายของเคโรซีน

4.2.1 ผลการคำนวณแนวทางการศึกษาที่ 1 เมื่อทำการปรับปรุงสายเคโรซีนที่เข้าด้านเปลือกของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (3E-121A/B) ที่ปัจจุบันเป็นแบบขนาน ไปเป็นแบบอนุกรมจะได้

$$\text{อุณหภูมิของเคโรซีนที่ออกจากเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (3E-121B)} = 68.26 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{อุณหภูมิของเคโรซีนที่ออกจากเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (3E-121A)} = 50.70 \text{ } ^\circ\text{C}$$

เมื่อ	อัตราการไหลของเคโรซีน	57,150 kg/h
	ค่าความจุความร้อนจำเพาะของเคโรซีน	2.08 kJ/kg °C
	อุณหภูมิจำของเคโรซีน	100 °C
และ	อุณหภูมิจำของน้ำหล่อเย็น	29 °C

4.2.2 ผลการคำนวณแนวทางการศึกษาที่ 2 เมื่อปรับปรุงสายเคโรซีนที่ออกจากเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบเปลือกและท่อ (3E-102) ที่ใช้น้ำมันดิบมาแลกเปลี่ยนความร้อน ไปเข้าเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบระบายความร้อนด้วยอากาศ (3A-104A/B) ซึ่งปกติไม่ได้ใช้งาน มาเป็นระบบลดอุณหภูมิของเคโรซีนพบว่า การลดอุณหภูมิของเคโรซีนให้ลดลงเหลือ 49 องศาเซลเซียสจะต้องใช้พลังงานการถ่ายเทความร้อน 1,684 กิโลวัตต์ แต่จากการออกแบบเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบระบายความร้อนด้วยอากาศ (3A-104A/B) ค่าพลังงานความร้อนที่สามารถถ่ายเทได้มากที่สุดมีค่า 5,116 k จะได้ว่า การถ่ายเทความร้อนที่ต้องการมีค่าน้อยกว่าความสามารถในการถ่ายเทความร้อนของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบระบายความร้อนด้วยอากาศ (3A-104A/B)

4.2.3 ผลการคำนวณแนวทางการศึกษาที่ 3 เมื่อติดตั้งเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนเพิ่มเพื่อนำความร้อนจากเคโรซีนขาออกของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (3E-102) ที่มีอุณหภูมิประมาณ 100 องศาเซลเซียส มาแลกเปลี่ยนความร้อนกับน้ำขาเข้าคริม (3D-103) เพื่อเพิ่มอุณหภูมิน้ำและลดอุณหภูมิของเคโรซีนจะได้

$$\text{อุณหภูมิของเคโรซีนขาออกจากเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนตัวใหม่} = 80 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{อุณหภูมิของน้ำขาออกจากเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนตัวใหม่} = 99.65 \text{ } ^\circ\text{C}$$

อุณหภูมิของเคโรซีนขาออกจากเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (3E-121A/B) =	44.36 °C
อุณหภูมิของน้ำมันดิบที่ผสมกับน้ำที่ผ่านการเพิ่มอุณหภูมิ	= 96.39 °C
ขนาดของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน	= 367 m ²

เมื่อ อัตราการไหลของเคโรซีนขาเข้า	
เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนตัวใหม่	57,150 kg/h
อัตราการไหลของเคโรซีนขาเข้า	
เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน 3E-121A/B	28,575 kg/h
ความจุความร้อนจำเพาะของเคโรซีน	2.08 kJ/kg °C
อุณหภูมิเริ่มต้นของเคโรซีน	100 °C
อัตราการไหลของน้ำ	18,793 kg/h
ความจุความร้อนจำเพาะของน้ำ	4.18 kJ/kg °C
อุณหภูมิเริ่มต้นของน้ำ	69.39 °C
อัตราการไหลของน้ำมันดิบ	380,116 kg/h
ความจุความร้อนจำเพาะของน้ำมันดิบ	2.31 kJ/kg °C
และ อุณหภูมิเริ่มต้นของน้ำมันดิบ	96.10 °C

ตารางที่ 4.1 อุณหภูมิสารป้อนที่อยู่ในสภาวะปกติ (ข้อมูลเฉลี่ยตั้งแต่ 1/4/2559 ถึง 31/8/2559)

	3D-103 (BM)	3D-103 (AM)	3F-101 (BM)	3F-101 (AM)
Inlet temperature (°C)	93.74	96.39	258.81	261.47
Outlet temperature (°C)	94.21	96.86	337.77	337.77

BM = ก่อนปรับปรุงตามแนวทางการศึกษา

AM = หลังปรับปรุงตามแนวทางการศึกษา

การปรับปรุงตามแนวทางการศึกษาที่ 3 จะสามารถเพิ่มอุณหภูมิของน้ำมันดิบก่อนเข้าเตาต้มน้ำมันได้ 1.78 องศาเซลเซียส โดยเตาต้มน้ำมันจะใช้เชื้อเพลิงในการให้ความร้อนคือแก๊สธรรมชาติ การเพิ่มอุณหภูมิของน้ำมันดิบจะช่วยลดการใช้เชื้อเพลิงเป็นจำนวน 36.46 MMBtu/day (คิดจาก 70% ของพลังงานความร้อนที่สามารถรักษาได้) หรือคิดเป็นมูลค่า 3,268,332 บาทต่อปี (ดำเนินการ 340 วัน/ปี) และการปรับปรุงตามแนวทางการศึกษานี้ยังสามารถลดอุณหภูมิของเคโรซีนให้ต่ำกว่าค่าที่ออกแบบไว้ได้

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้คัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

4.3 การประเมินความเหมาะสมของแนวทางการศึกษาแต่ละแนวทาง

4.3.1 การประเมินความเหมาะสมของแนวทางการศึกษาที่ 1 จะประเมินจากข้อดีและข้อเสีย ของการดำเนินงาน

ตารางที่ 4.2 ข้อดีและข้อเสียของแนวทางการศึกษาที่ 1

แนวทางการศึกษาที่ 1	
การปรับปรุง	ปรับปรุงสายเค โรซินที่เข้าด้านเปลือกของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (3E-121A/B) ที่ปัจจุบันเป็นแบบขนาน ไปเป็นแบบอนุกรม
ข้อดี	ใช้เงินลงทุนต่ำ
ข้อเสีย	เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนจะต้องรับภาระจากการเพิ่มขึ้นของอัตราการไหล เค โรซินเป็น 2 เท่าจึงต้องควรเผื่อะวังการรับภาระเกินของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน และแนวทางนี้ยังช่วยลดอุณหภูมิได้น้อย
หมายเหตุ	-

4.3.2 การประเมินความเหมาะสมของแนวทางการศึกษาที่ 2 จะประเมินจากข้อดีและข้อเสีย ของการดำเนินงาน

ตารางที่ 4.3 ข้อดี และข้อเสียของแนวทางการศึกษาที่ 2

แนวทางการศึกษาที่ 2	
การปรับปรุง	ปรับปรุงสายเค โรซินที่ออกจากเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (3E-102) โดยการติดตั้งระบบท่อเพิ่มเติม ไปเข้าเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบระบายความร้อนด้วยอากาศ (3A-104) เพื่อลดอุณหภูมิของเค โรซินก่อนที่ส่งไปยังเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (3E-121A/B)
ข้อดี	ใช้เงินลงทุนต่ำ และช่วยลดอุณหภูมิได้ดี
ข้อเสีย	ขึ้นอยู่กับสภาพอากาศในแต่ละวัน และควรคำนึงถึงความดันลด
หมายเหตุ	ไม่สามารถทำได้เนื่องจากหากเกิดเหตุขัดข้องขึ้นเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบระบายความร้อนด้วยอากาศ (3A-104A/B) จะถูกใช้งานในหน่วยการผลิตอื่นไม่สามารถนำมาใช้ลดอุณหภูมิของเค โรซินได้

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้คัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

4.3.2 การประเมินความเหมาะสมของแนวทางการศึกษาที่ 3 จะประเมินจากข้อดีและข้อเสียของการดำเนินงาน

ตารางที่ 4.4 ข้อดี และข้อเสียของแนวทางการศึกษาที่ 3

		แนวทางการศึกษาที่ 3 (ติดตั้งเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนเพิ่มเติม)	
		Shell & tube	Plate type
การปรับปรุง	ติดตั้งเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบเปลือกและท่อเพื่อให้เคโรซีนที่ออกจากเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน 3E-102 มาแลกเปลี่ยนกับน้ำ Desalter Injection ก่อนจะเข้าถัง 3D-103	ติดตั้งเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบแผ่นเพื่อให้เคโรซีนที่ออกจากเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน 3E-102 มาแลกเปลี่ยนกับน้ำ Desalter Injection ก่อนจะเข้าถัง 3D-103	
ข้อดี	สามารถลดการใช้เชื้อเพลิงที่เผาเผาในการให้ความร้อนน้ำมันดิบและทำงานได้แม้อุณหภูมิและความดันสูง นอกจากนั้นยังไม่ต้องทำความสะอาดบ่อยๆ	สามารถลดการใช้เชื้อเพลิงที่เผาเผาในการให้ความร้อนน้ำมันดิบ ไม่ต้องการพื้นที่ติดตั้งเยอะ และมีสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนรวมที่สูง	
ข้อเสีย	ใช้เงินลงทุนที่สูง และต้องการพื้นที่ในการติดตั้งมาก	มีความดันลวดที่สูงอาจจำเป็นต้องติดปั๊มเพิ่ม และต้องทำความสะอาดบ่อยครั้ง นอกจากนั้นยังทำงานที่อุณหภูมิและความดันสูงๆ ไม่ได้	
หมายเหตุ	-	-	

เนื่องจากแนวทางการศึกษาที่ 3 เป็นการติดตั้งเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนเพิ่มเติมโดยชนิดเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่จะนำมาพิจารณาคือเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบเปลือกและท่อและเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบแผ่น การพิจารณานั้นจะเปรียบเทียบจากข้อดี – ข้อเสียของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแต่ละชนิด ดังตารางที่ 4.5

ตารางที่ 4.5 เปรียบเทียบข้อดี – ข้อเสียของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบเปลือกและท่อกับ
เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบแผ่น

	ข้อดี	ข้อเสีย
แบบแผ่น	<ol style="list-style-type: none"> 1. การสูญเสียความร้อนเกิดขึ้นได้น้อยมาก 2. น้ำหนักเบา และต้องการพื้นที่ในการติดตั้งที่น้อย 3. การซ่อมบำรุงมีราคาค่อนข้างถูก 4. มีสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนรวมมาก 5. ติดตั้งง่าย 	<ol style="list-style-type: none"> 1. ไม่เหมาะสมกับกระบวนการที่มีอุณหภูมิมากกว่า 200 องศาเซลเซียส หรือความดันมากกว่า 20 บาร์ 2. ต้องมีการซ่อมบำรุงค่อนข้างบ่อย อันเนื่องมาจากตะกรัน 3. มีความดันลดมาก
แบบเปลือกและท่อ	<ol style="list-style-type: none"> 1. รองรับกระบวนการที่มีอุณหภูมิสูงและความดันสูงได้ดี 2. ควบคุมและเดินเครื่องง่าย 3. ไม่ต้องซ่อมบำรุงบ่อยๆ 	<ol style="list-style-type: none"> 1. ต้องการพื้นที่ในการติดตั้งที่มาก 2. การซ่อมบำรุงทำได้ยาก และมีราคาที่สูง

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ส่วนที่ 2 การคำนวณความหนาของฉนวนสำหรับท่อส่งไอน้ำความดันสูงเพื่อประหยัดพลังงานวิธีการ คำนวณงานดังนี้

4.1 ผลการคำนวณความร้อนสูญเสียของไอน้ำความดันสูงในระบบท่อเมื่อเพิ่มความหนาฉนวน การลดการสูญเสียความร้อนของไอน้ำสู่สิ่งแวดล้อมของไอน้ำจากหน่วยผลิตไอน้ำที่ส่งไป หน่วยกิโลกรัมที่ 2 และหน่วยกิโลกรัมที่ 3 โดยการเพิ่มความหนาของฉนวนจากเดิมที่ฉนวนมีความหนา 100 มิลลิเมตร ให้มีความหนาเพิ่มขึ้น 50 มิลลิเมตรและ 100 มิลลิเมตร เพื่อลดการใช้เชื้อเพลิงในการผลิตไอน้ำที่หน่วยผลิตไอน้ำโดยเชื้อเพลิงที่ใช้ได้แก่ แก๊สธรรมชาติ และน้ำมันเตา

ตารางที่ 4.6 ความร้อนสูญเสียเมื่อหุ้มฉนวนหนา 100 150 และ 200 มิลลิเมตร (ข้อมูลเฉลี่ยตั้งแต่ 1/4/2559 ถึง 31/8/2559)

หน่วย กิโลกรัมที่	ความหนา ฉนวน (mm)	ความ ร้อน สูญเสีย (Wh)	อุณหภูมิ ปลายทางที่ คำนวณ (°C)	อุณหภูมิ ปลายทาง ระบบจริง (°C)	ความ ประหยัด (Baht/340 days)	ลงทุน (Baht)	ระยะเวลาดูแล ทุน (Years)
2	100	135,582	318.16	289.1	-	-	-
	150	99,460	318.77	289.75	187,095	570,500	3 yr 1 m
	200	81,078	319.08	290.06	331,629	1,141,000	3 yr 6 m
3	100	101,799	334.56	315.6	-	-	-
	150	75,470	337.26	318.34	134,251	429,000	3 yr 3 m
	200	62,017	338.64	319.72	240,031	858,000	3 yr 7 m

4.1.1 ความร้อนสูญเสียของการหุ้มฉนวนหนา 150 มิลลิเมตร (รวมทั้ง 2 หน่วยกิโลกรัม)
ค่าความร้อนที่สามารถรักษาไว้ได้เท่ากับ 44,956 วัตต์
โดยคิดเป็นมูลค่า 321,346 บาทต่อปี

4.1.2 ความร้อนสูญเสียของการหุ้มฉนวนหนา 200 มิลลิเมตร (รวมทั้ง 2 หน่วยกิโลกรัม)
ค่าความร้อนที่สามารถรักษาไว้ได้เท่ากับ 79,974 วัตต์
โดยคิดเป็นมูลค่า 571,660 บาทต่อปี

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

4.2 ประเมินความเหมาะสมและความคุ้มค่าเชิงเศรษฐศาสตร์เบื้องต้น

จากการคำนวณความร้อนสูญเสียของการเพิ่มความหนาแน่นขึ้น 50 และ 100 มิลลิเมตร จะประหยัดพลังงานคิดเป็นมูลค่า 321,346 บาทต่อปี และ 571,660 บาทต่อปี ตามลำดับ และเมื่อพิจารณาถึงค่าใช้จ่ายในการดำเนินงานพบว่าการหุ้มฉนวนเพิ่มขึ้น 50 มิลลิเมตร สามารถคืนทุนได้ไวกว่า แต่การหุ้มฉนวนเพิ่มขึ้น 100 มิลลิเมตร จะให้ผลกำไรมากกว่าในระยะยาว



เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

บทที่ 5

สรุปผลการดำเนินงานและข้อเสนอแนะ

ส่วนที่ 1 การออกแบบระบบการลดอุณหภูมิของเคโรซีน

5.1 สรุปผลการดำเนินงาน

การศึกษากการลดอุณหภูมิของเคโรซีนที่ได้จากหน่วยกลั่นน้ำมันดิบก่อนส่งไปหน่วยปรับปรุงคุณภาพเคโรซีน 3 แนวทาง เลือกแนวทางการติดตั้งเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบแผ่น 1 เครื่อง เพิ่มเข้าไปทำงานร่วมกับเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบเปลือกและท่อที่มีอยู่เดิม และนำเคโรซีนมาให้ความร้อนกับน้ำ (Desalter injection water) เพื่อเพิ่มอุณหภูมิให้กับน้ำมันดิบก่อนส่งเข้าเตาต้ม น้ำมัน (Crude inlet temperature : CIT) ทำให้อุณหภูมิของเคโรซีนลดลงต่ำกว่าอุณหภูมิค่าออกแบบ และยังสามารถลดปริมาณแก๊สธรรมชาติที่ใช้ให้ความร้อนแก่น้ำมันดิบ มูลค่าของแก๊สธรรมชาติที่ลดลงประมาณ 3,270,000 บาท ภายในระยะเวลาปฏิบัติการ 340 วัน (ทั้งนี้ยังไม่รวมราคาเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบแผ่นและค่าติดตั้ง)

5.2 ข้อเสนอแนะ

5.2.1 ปัจจุบันอุณหภูมิของเคโรซีนที่ส่งไปหน่วยปรับปรุงคุณภาพเคโรซีนมีอุณหภูมิไม่สูงมากและอยู่ในช่วงที่สามารถยอมรับได้ของกระบวนการผลิต จึงยังไม่จำเป็นต้องทำการปรับปรุง

5.2.2 ควรติดตามและบันทึกค่าอุณหภูมิของเคโรซีนก่อนส่งไปหน่วยปรับปรุงคุณภาพเคโรซีนอย่างสม่ำเสมอ เพื่อให้แน่ใจว่าอุณหภูมิของเคโรซีนจะไม่สูงเกินค่าที่กำหนด

5.2.3 อาจปรับปรุงเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบเปลือกและท่อ 3E-121A และ 3E-121B ปัจจุบันของไหลในเปลือกคือเคโรซีนและของไหลในท่อคือน้ำหล่อเย็น โดยปรับปรุงให้น้ำหล่อเย็นไหลในส่วนเปลือกและเคโรซีนไหลในส่วนท่อ โดยอ้างอิงจากตารางที่ 2.1 การกำหนดชนิดของของไหลในท่อและในเปลือก จะพบว่าของไหลที่มีค่าการกัดกร่อนและมีตะกอนมากกว่าควรอยู่ในส่วนท่อ

ส่วนที่ 2 การคำนวณความหนาของฉนวนสำหรับท่อส่งไอน้ำความดันสูง

5.1 สรุปผลการดำเนินงาน

การศึกษาความหนาของฉนวนกันความร้อนของท่อไอน้ำความดันสูงที่เหมาะสมเพื่อการประหยัดพลังงานในการส่งไอน้ำความดันสูงจากหน่วยผลิตไอน้ำ (Power plant) ไปยังหน่วยกลั่นที่ 2 และ 3 ผลคำนวณเปรียบเทียบการเพิ่มความหนาของฉนวนจากเดิม 100 เป็น 150 และ 200 มิลลิเมตร พบว่าหากเพิ่มความหนาของฉนวนเป็น 200 มิลลิเมตร อุณหภูมิของไอน้ำความดันสูงก่อนเข้าหน่วยกลั่นที่ 2 และ 3 ที่คำนวณได้จะมีค่า 290.1 และ 319.7 องศาเซลเซียส ตามลำดับ สามารถลดการสูญเสียพลังงานได้ประมาณ 46,000 และ 33,000 วัตต์ต่อชั่วโมง คิดเป็นมูลค่าประมาณ 570,000 บาท ภายในระยะเวลาปฏิบัติการ 340 วัน (ทั้งนี้ยังไม่รวมราคฉนวนและค่าติดตั้ง)

5.2 ข้อเสนอแนะ

5.2.1 ในการคำนวณค่าของตัวแปรต่างๆ ทั้งก่อนและหลังเพิ่มความหนาฉนวนอาจมีความคลาดเคลื่อนจากข้อมูล เพราะเป็นการใช้ค่าเฉลี่ยมาใช้ในการคำนวณ

5.2.2 ในการคำนวณค่าของตัวแปรต่างๆ ทั้งก่อนและหลังเพิ่มความหนาฉนวนอาจมีความคลาดเคลื่อนจากสมมติฐานที่ใช้ เพื่อให้เหมาะสมกับสมการที่นำมาใช้ในการคำนวณ เช่น สมมติฐานให้อุณหภูมิที่พื้นผิวด้านในท่อมีอุณหภูมิเท่ากับอุณหภูมิของไหลภายในท่อ โดยละเว้นการคำนวณความร้อนสูญเสียในส่วนของท่อความร้อน เป็นต้น ดังนั้นการคำนวณเพื่อลดข้อผิดพลาดนี้จึงจำเป็นต้องใช้โปรแกรมการคำนวณ เช่น โปรแกรม Computational fluid dynamics (CFD) เป็นต้น

5.2.3 อาจเปลี่ยนชนิดของฉนวนจากเดิมที่ใช้ฉนวนชนิดแร่ใยหินซึ่งมีความเป็นอันตรายต่อผู้ปฏิบัติงาน ไปเป็นฉนวนชนิดที่มีความอันตรายน้อยกว่าแต่ยังมีประสิทธิภาพและราคาใกล้เคียงกับฉนวนแร่ใยหินที่ใช้ในปัจจุบัน

บรรณานุกรม

บริษัท บางจากปิโตรเลียม จำกัด (มหาชน)

สุธรรม สุขมณี. 2558. การออกแบบอุปกรณ์ทางวิศวกรรมเคมี. สงขลา : คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์

จรัล จิรวินิจฉัย. 2553. หม้อไอน้ำ ฉบับใช้งานในโรงงาน. กรุงเทพฯ : สมาคมส่งเสริมเทคโนโลยี (ไทย-ญี่ปุ่น).

วรวิทย์ จันทร์สุวรรณ. 2554. โลหะและการกัดกร่อนของโลหะ. กรุงเทพฯ : คณะวิทยาศาสตร์และเทคโนโลยี มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีราชมงคลพระนคร

กรมโรงงานอุตสาหกรรม กระทรวงอุตสาหกรรม. 2553. คู่มือการใช้งานและการดูแลรักษาหม้อไอน้ำ.

กรมพัฒนาพลังงานทดแทนและอนุรักษ์พลังงาน กระทรวงพลังงาน. 2550. คู่มือการบริหารจัดการพลังงานความร้อน

ธีรศักดิ์ ศรีมิตรรุ่งโรจน์. 2558. โครงสร้างพื้นฐานเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนชนิดเปลือกและท่อ. กรุงเทพฯ

คุณไชติ ชลศึกษ์. 2555. การออกแบบระบบท่อทางวิศวกรรม. กรุงเทพฯ : ภาควิชาวิศวกรรมเครื่องกล คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยธรรมศาสตร์

Yunus A. Cengel and Afshin J. Ghajar. 2015. **Heat and Mass Transfer Fundamentals and Applications**. 5th ed. : pp.151 - 155 and pp. 667 - 699.

Perry, H.R. and Green D.W. 2008. **Perry's Chemical Engineer's Handbook**. 8th ed. New York : McGraw - Hill.

Sadik Kakac Hongtan Liu. 2002. **Heat Exchangers Selection, Rating and Thermal Design**. 2nd ed. Florida : Department of Mechanical Engineering. University of Miami

Mohinder L. Nayyar. 2000. **Piping Handbook**. 7th ed. New York : McGraw - Hill.

Michael Kelly. 2014. **Pipe Insulation (Hot & Cold) Material Selection & Application**. : Further Education and Training Authority.



เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ภาคผนวก ก

ข้อมูลการคำนวณและการวิเคราะห์

ภาคผนวก ก แสดงข้อมูลที่ใช้เป็นพื้นฐานหรือ ใช้ในการอ้างอิงของการคำนวณและการวิเคราะห์ ที่ได้ทำการศึกษา

ตารางที่ ก.1 ข้อมูลรายละเอียดของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่ใช้เคโรซีนแลกเปลี่ยนความร้อนกับน้ำหล่อเย็น 3E-121A/B [บริษัท บางจากปิโตรเลียม จำกัด (มหาชน)]

3E-121A/B		Design Condition			
		Shell Side		Tube Side	
		Inlet	Outlet	Inlet	Outlet
Fluid Name		Kerosene		Cooling Water	
Flow Rate, Total	m ³ /h	101.3		140	
Liquid	m ³ /h	101.3		140	
Temperature	°C	125	49	35	38
Density	kg/m ³	738	756	993	992
Viscosity	cP	0.77	0.77	0.709	0.681
Specific Heat	kJ/kg °C	2.15	2.08	4.18	4.18
Inlet Pressure	barg	7.9		4.1	
Pressure Drop (Calc.)	bar	0.29		0.42	

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้าไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ตารางที่ ก.2 ข้อมูลรายละเอียดของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่ใช้เคโรซีนแลกเปลี่ยนความร้อนกับน้ำมันดิบ 3E-102 [บริษัท บางจากปิโตรเลียม จำกัด (มหาชน)]

3E-102		Design Condition			
		Shell Side		Tube Side	
		Inlet	Outlet	Inlet	Outlet
Fluid Name		Crude		Kerosene	
Flow Rate, Total	m ³ /h	498.6		113.5	
Liquid	m ³ /h	498.6		113.5	
Temperature	°C	115	126	172	125
Density	kg/m ³	752	742	660	700
Viscosity	cP	0.98	0.9	0.3	0.41
Specific Heat	kJ/kg °C	2.29	2.34	2.59	2.4
Inlet Pressure	barg	23.1		9.7	
Pressure Drop (Calc.)	bar	0.86		0.58	

ตารางที่ ก.3 ข้อมูลรายละเอียดของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่ใช้น้ำ Desalter Injection แลกเปลี่ยนความร้อนกับน้ำ Desalter Effluent [บริษัท บางจากปิโตรเลียม จำกัด (มหาชน)]

3E-119		Design Condition			
		Shell Side		Tube Side	
		Inlet	Outlet	Inlet	Outlet
Fluid Name		Desalter Injection Water		Desalter Effluent Water	
Flow Rate, Total	m ³ /h	22.5		22.5	
Liquid	m ³ /h	22.5		22.5	
Temperature	°C	74	85	120	109
Density	kg/m ³	975	968	943	951
Viscosity	cP	0.38	0.35	0.24	0.26
Specific Heat	kJ/kg °C	4.19	4.2	4.23	4.22
Inlet Pressure	barg	26.7		19.2	
Pressure Drop (Allow.)	bar	0.7		0.7	

ตารางที่ ก.4 ข้อมูลรายละเอียดของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่ใช้เคโรซีนแลกเปลี่ยนความร้อน
กับน้ำหล่อเย็น 3E-1701A/B [บริษัท บางจากปิโตรเลียม จำกัด (มหาชน)]

3E-1701A/B		Design Condition			
		Shell Side		Tube Side	
		Inlet	Outlet	Inlet	Outlet
Fluid Name		Kerosene		Cooling water	
Flow Rate, Total	m ³ /h	67.92		41.39	
Liquid	m ³ /h	67.92		41.39	
Temperature	°C	49	38	35	42
Density	kg/m ³	756	763	993	992
Viscosity	cP	0.77	0.85	0.709	0.681
Specific Heat	kJ/kg °C	2.08	2.03	4.23	4.22
Inlet Pressure	barg	15.2		6.2	
Pressure Drop (Allow.)	bar	0.41		1.6	

ตารางที่ ก.5 ข้อมูลรายละเอียดของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่ใช้อากาศระบายความร้อนให้กับ
ของไหลที่ไหลในท่อมีกรีป 3A-104A/B [บริษัท บางจากปิโตรเลียม จำกัด (มหาชน)]

3A-104A/B		Design Condition			
		Hot Side		Cold Side	
		Inlet	Outlet	Inlet	Outlet
Fluid Name		Gas Oil		Air	
Flow Rate, Total	m ³ /h	84.64		4788	
Gas	m ³ /h	-		4788	
Liquid	m ³ /h	84.64		-	
Temperature	°C	166	49	37	65
Density	kg/m ³	768	832	1.1348	1.1348
Viscosity	cP	1.07	4.1		
Specific Heat	kJ/kg °C	2.44	1.97	1.005	1.005
Inlet Pressure	barg	10.3		atm	
Pressure Drop (Allow.)	bar	0.7		-	

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้คัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ตาราง ก.6 ราคาของเชื้อเพลิง [บริษัท บางจากปิโตรเลียม จำกัด (มหาชน)]

ชนิดเชื้อเพลิง	ราคา (Baht/MMBtu)
Natural gas	263.63
Fuel gas	263.63
Fuel oil	255

สภาวะการดำเนินการที่ออกแบบของหน่วยปรับปรุงคุณภาพแก๊ส (KTU)

<u>Pressure</u>	barg
Feed to prewash	6.9
Feed to reactor	3.9
Feed to clay filter	3.2
Product to product pump	2.6
Product back pressure	6.6
Product to storage	4.8
<u>Temperature</u>	°C
Feed to feed cooler	49
Feed to reactor	38
Product to storage	38
<u>Flow Rates</u>	m ³ /h
Feed to prewash	66
Air to reactor	18
Caustic to reactor	13

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ตาราง ก.7 มาตรฐานความหนาของฉนวนความร้อน [บริษัท บางจากปิโตรเลียม จำกัด (มหาชน)]

Normal pipe size		Normal operating temperature (°C) and thickness (mm)									
		Up to 95	96 to 149	150 to 204	205 to 260	261 to 316	317 to 371	372 to 427	428 to 482	483 to 538	539 and over
mm	in	Thickness									
15	1/2	40	40	40	40	50	70	70	70	80	Special consideration
20	3/4	40	40	40	40	70	70	70	70	80	
25	1	40	40	40	40	70	70	70	80	80	
40	3/2	40	40	50	50	70	70	80	80	80	
50	2	40	40	70	70	70	80	80	80	90	
65	5/2	40	40	70	70	70	80	80	100	100	
80	3	40	50	70	80	80	80	100	100	100	
100	4	40	50	70	80	80	100	100	100	100	
150	6	40	50	80	80	100	100	100	120	120	
200	8	40	70	80	100	100	100	100	150	150	
250	10	40	80	80	100	100	100	100	150	150	
300	12	50	80	80	100	100	100	100	150	150	
350	14	50	80	80	100	100	120	150	150	150	
400	16	50	80	80	100	100	120	150	150	150	
450	18	50	80	80	100	100	120	150	150	150	
500	20	50	80	80	100	100	120	150	150	150	
Over 500 & flat	Over 20 & flat	70	80	80	120	120	150	150	180	180	
Single layer					Double layers						

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้คัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ตาราง ก.8 การหุ้มฉนวนแบบ double layers [บริษัท บางจากปิโตรเลียม จำกัด (มหาชน)]

Thickness (mm)	1 st Layer	2 nd Layer
50	25	25
70	30	40
80	40	40
90	40	50
100	50	50
120	50	70
150	70	80

ตาราง ก.9 ขนาดท่อตามมาตรฐาน ASTM (schedule 40)

Normal pipe size	Outside diameter		Wall thickness
	in	mm	
1	1.315	33.40	0.13
2	2.375	60.32	0.15
3	3.500	88.90	0.22
4	4.500	114.30	0.24
5	5.563	141.30	0.26
6	6.625	168.32	0.28
8	8.625	219.10	0.32
10	10.750	273.00	0.37
12	12.750	323.80	0.41
14	14.000	355.60	0.44
16	16.000	406.40	0.50
18	18.000	457.00	0.56
20	20.000	508.00	0.59
24	24.000	610.00	0.69

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ภาคผนวก ข

ตัวอย่างการคำนวณแนวทางการศึกษาวิธีที่ 1

ภาคผนวก ค แสดงตัวอย่างการคำนวณแนวทางการศึกษาวิธีที่ 1 คือการปรับปรุงสายเคโรซีนที่เข้าด้านเปลือกของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (3E-121A/B) จากที่เข้าแบบขนาน ไปเข้าแบบอนุกรม

1 ข้อมูลการคำนวณ [บริษัท บางจากปิโตรเลียม จำกัด (มหาชน)]

อัตราการไหลของเคโรซีนขาออกจาก 3E-102	=	57,150 kg/h
ความจุความร้อนจำเพาะของเคโรซีน	=	2.08 kJ/kg °C
อุณหภูมิขาเข้าของเคโรซีน (Actual)	=	100 °C
อุณหภูมิขาออกของเคโรซีน (Actual)	=	50 °C
อัตราการไหลของน้ำหล่อเย็น	=	139,000 kg/h
ความจุความร้อนจำเพาะของน้ำหล่อเย็น	=	4.18 kJ/kg °C
อุณหภูมิขาเข้าของน้ำหล่อเย็น (Actual)	=	29 °C
พื้นที่ในการแลกเปลี่ยนความร้อน	=	274 m ²

2 การคำนวณค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนรวมของระบบในปัจจุบัน

2.1 การคำนวณอัตราการถ่ายเทความร้อนสูงสุดที่สามารถทำได้

$$Q_{max} = (\dot{m}c_p)_{min} (T_{h,in} - T_{c,in}) \quad (3-6)$$

เมื่อ	อัตราการไหลของเคโรซีน	57,150	kg/h
-------	-----------------------	--------	------

แต่เนื่องจากต้องแบ่งไปเข้าเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน 2 ตัว

ดังนั้น	อัตราการไหลของเคโรซีน	28,575	kg/h
	ค่าความจุความร้อนจำเพาะของเคโรซีน	2.08	kJ/kg °C
	อุณหภูมิของเคโรซีนขาเข้า	100	°C
และ	อุณหภูมิขาเข้าของน้ำหล่อเย็น	29	°C

จะได้อัตราการถ่ายเทความร้อนสูงสุดที่สามารถทำได้

$$\begin{aligned}
 &= (28,575)(2.08)(100 - 29) && \text{kJ/h} \\
 &= 4,219,956 && \text{kJ/h} \\
 \text{หรือ} &= 1,172 && \text{kW}
 \end{aligned}$$

2.2 จำนวนอัตราการถ่ายเทความร้อนที่เกิดขึ้นจริง

$$\dot{Q} = m_h c_{ph} (T_{h,in} - T_{h,out}) \quad (3-7)$$

เมื่อ	อัตราการไหลของ ของไหลร้อน	28,575 kg/h
	ความจุความร้อนจำเพาะของ ของไหลร้อน	2.08 kJ/kg °C
	อุณหภูมิเข้าของ ของไหลร้อน	100 °C
และ	อุณหภูมิออกของ ของไหลร้อน	50 °C

จะได้อัตราการถ่ายเทความร้อนของ ของไหลร้อน

$$\begin{aligned}
 &= (28,575)(2.08)(100 - 50) && \text{kJ/h} \\
 &= 2,971,800 && \text{kJ/h} \\
 \text{หรือ} &= 825.50 && \text{kW}
 \end{aligned}$$

2.3 จำนวนประสิทธิภาพ (η)

$$\text{ประสิทธิภาพ } (\eta) = \frac{Q}{Q_{max}} = \frac{\text{Actual heat transfer rate}}{\text{Maximum possible heat transfer rate}} \quad (3-4)$$

เมื่อ	อัตราการถ่ายเทความร้อนที่เกิดขึ้นจริง	825.50 kW
และ	อัตราการถ่ายเทความร้อนสูงสุดที่สามารถทำได้	1,172 kW

จะได้ประสิทธิภาพ

$$= \frac{825.50}{1,172}$$

$$= 0.70$$

2.4 หาค่า Number of Transfer Unit (NTU) จากสมการที่ (3-3)

$$NTU = -\frac{1}{\sqrt{1+c^2}} \ln\left(\frac{\frac{z}{\eta} - 1 - c - \sqrt{1+c^2}}{\frac{z}{\eta} - 1 - c + \sqrt{1+c^2}}\right) \quad (3-3)$$

เมื่อ	ประสิทธิภาพ	0.70
	อัตราการไหลของเคโรซีนขาออกจาก 3E-102	28,575 kg/h
	ความจุความร้อนจำเพาะของเคโรซีน	2.08 kJ/kg °C
	อัตราการไหลของน้ำหล่อเย็น	139,000 kg/h
และ	ความจุความร้อนจำเพาะของน้ำหล่อเย็น	4.18 kJ/kg °C
ดังนั้น	$\frac{c_{min}}{c_{max}} = \frac{(28,575)(2.08)}{(139,000)(4.18)} = 0.1$	

นำค่า c_{min}/c_{max} และ NTU แทนในสมการที่ (3-3) จะได้ Number of Transfer Unit เท่ากับ

$$= -\frac{1}{\sqrt{1+0.1^2}} \ln\left(\frac{\frac{z}{\eta} - 1 - 0.1 - \sqrt{1+0.1^2}}{\frac{z}{\eta} - 1 - 0.1 + \sqrt{1+0.1^2}}\right)$$

$$= 1.37$$

2.5 คำนวณสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนรวม

$$U = \frac{(NTU)(\dot{m}c_p)_{min}}{A} \quad (3-2)$$

เมื่อ	Number of Transfer Unit	1.37
	อัตราการไหลของเคโรซีนขาออกจาก 3E-102	28,575 kg/h
	ความจุความร้อนจำเพาะของเคโรซีน	2.08 kJ/kg °C

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้คัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

และ พื้นที่การแลกเปลี่ยนความร้อน 274 m^2
 จะได้สัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนรวม

$$\begin{aligned}
 &= \frac{(1.37)(28,575)(2.08)}{274} && \text{kJ/h } ^\circ\text{C m}^2 \\
 &= \frac{(1.37)(28,575)(2.08)}{(274)(3600)} && \text{kW/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C} \\
 &= 0.08 && \text{kW/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}
 \end{aligned}$$

3 การคำนวณอุณหภูมิขาออกของเคโรซีนที่ออกจากเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนตัวแรก 3E-121B หลังปรับปรุงตามแนวทางการศึกษาที่ 2

3.1 การคำนวณอัตราการถ่ายเทความร้อนสูงสุดที่สามารถทำได้

$$Q_{max} = (\dot{m}c_p)_{min} (T_{h,in} - T_{c,in}) \quad (3-6)$$

เมื่อ	อัตราการไหลของเคโรซีน	57,150	kg/h
	ค่าความจุความร้อนจำเพาะของเคโรซีน	2.08	kJ/kg $^\circ\text{C}$
	อุณหภูมิของเคโรซีนขาเข้า	100	$^\circ\text{C}$
และ	อุณหภูมิขาเข้าของน้ำหล่อเย็น	29	$^\circ\text{C}$

จะได้อัตราการถ่ายเทความร้อนสูงสุดที่สามารถทำได้

$$\begin{aligned}
 &= (57,150)(2.08)(100 - 29) && \text{kJ/h} \\
 &= 8,439,912 && \text{kJ/h} \\
 \text{หรือ} &= 2,344 && \text{kW}
 \end{aligned}$$

3.2 จำนวน Number of Transfer Unit (NTU)

$$NTU = \frac{UA}{(\dot{m}c_p)_{min}} \quad (3-2)$$

เมื่อ	สัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนรวม	0.08	$\text{kW/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$
	พื้นที่การแลกเปลี่ยนความร้อน	274	m^2
	อัตราการไหลของเคโรซีน	57,150	kg/h
และ	ค่าความจุความร้อนจำเพาะของเคโรซีน	2.08	$\text{kJ/kg } ^\circ\text{C}$

จะได้ Number of Transfer Unit

$$= \frac{(0.08)(274)(3600)}{(57,150)(2.08)} = 0.68$$

3.3 หาค่าประสิทธิผลจากสมการที่ (3-5)

$$\eta = 2\{1 + c + \sqrt{1 + c^2} \left(\frac{1 + \exp[-NTU\sqrt{1+c^2}]}{1 - \exp[-NTU\sqrt{1+c^2}]} \right)\}^{-1} \quad (3-5)$$

เมื่อ	Number of Transfer Unit	0.68	
	อัตราการไหลของเคโรซีนขาออกจาก 3E-102	57,150	kg/h
	ความจุความร้อนจำเพาะของเคโรซีน	2.08	$\text{kJ/kg } ^\circ\text{C}$
	อัตราการไหลของน้ำหล่อเย็น	139,000	kg/h
และ	ความจุความร้อนจำเพาะของน้ำหล่อเย็น	4.18	$\text{kJ/kg } ^\circ\text{C}$

$$\text{ดังนั้น } \frac{C_{min}}{C_{max}} = \frac{(57,150)(2.08)}{(139,000)(4.18)} = 0.2$$

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

นำค่า c_{\min}/c_{\max} และ NTU แทนในสมการที่ (3-5) จะได้ประสิทธิภาพเท่ากับ

$$= 2[1 + 0.2 + \sqrt{1 + 0.2^2} \left(\frac{1 + \exp[-0.68\sqrt{1 + 0.2^2}]}{1 - \exp[-0.68\sqrt{1 + 0.2^2}]} \right)]^{-1}$$

$$= 0.45$$

3.4 จำนวนอัตราการถ่ายเทความร้อนที่เกิดขึ้นจริง

$$\text{ประสิทธิภาพ } (\eta) = \frac{Q}{Q_{\max}} = \frac{\text{Actual heat transfer rate}}{\text{Maximum possible heat transfer rate}} \quad (3-3)$$

เมื่อ ประสิทธิภาพ 0.45

และ อัตราการถ่ายเทความร้อนสูงสุดที่สามารถเป็นไปได้ 2,344 kW

จะได้อัตราการถ่ายเทความร้อนที่เกิดขึ้นจริง

$$= (0.45)(2,344) \text{ kW}$$

$$= 1,048 \text{ kW}$$

3.5 จำนวนอุณหภูมิทางขาออกของเคโรซีน

$$\dot{Q} = \dot{m}_h c_{ph} (T_{h,in} - T_{h,out}) \quad (3-7)$$

เมื่อ อัตราการถ่ายเทความร้อนที่เกิดขึ้นจริง 1,048 kW

อัตราการไหลของเคโรซีนขาออกจาก 3E-102 57,150 kg/h

ความจุความร้อนจำเพาะของเคโรซีน 2.08 kJ/kg °C

และ อุณหภูมิขาเข้าของเคโรซีน 100 °C

จะได้อุณหภูมิของเคโรซีนขาออก

$$= 100 - \frac{(1,048)(3,600)}{(57,150)(2.08)} \text{ °C}$$

$$= 68.26 \text{ °C}$$

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

4 การคำนวณอุณหภูมิขาออกของโครซีนที่ออกจากเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนตัวที่สอง 3E-121A หลังปรับปรุงตามแนวทางการศึกษาที่ 2

4.1 การคำนวณอัตราการถ่ายเทความร้อนสูงสุดที่สามารถทำได้

$$Q_{max} = (\dot{m}c_p)_{min} (T_{h,in} - T_{c,in}) \quad (3-6)$$

เมื่อ	อัตราการไหลของโครซีน	57,150	kg/h
	ค่าความจุความร้อนจำเพาะของโครซีน	2.08	kJ/kg °C
	อุณหภูมิของโครซีนขาเข้า	68.26	°C
และ	อุณหภูมิขาเข้าของน้ำหล่อเย็น	29	°C

จะได้อัตราการถ่ายเทความร้อนสูงสุดที่สามารถทำได้

$$\begin{aligned}
 &= (57,150)(2.08)(68.26 - 29) \quad \text{kJ/h} \\
 &= 4,666,915 \quad \text{kJ/h} \\
 \text{หรือ} &= 1,296 \quad \text{kW}
 \end{aligned}$$

4.2 จำนวนอัตราการถ่ายเทความร้อนที่เกิดขึ้นจริง

$$\text{ประสิทธิภาพ } (\eta) = \frac{Q}{Q_{max}} = \frac{\text{Actual heat transfer rate}}{\text{Maximum possible heat transfer rate}} \quad (3-4)$$

เมื่อ	ประสิทธิภาพ	0.45
และ	อัตราการถ่ายเทความร้อนสูงสุดที่สามารถเป็นไปได้	1,219 kW

จะได้อัตราการถ่ายเทความร้อนที่เกิดขึ้นจริง

$$\begin{aligned}
 &= (0.45)(1,296) \quad \text{kW} \\
 &= 580 \quad \text{kW}
 \end{aligned}$$

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้คัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

4.3 คำนวณอุณหภูมิทางขาออกของเคโรซีน

$$\dot{Q} = m_h c_{ph} (T_{h,in} - T_{h,out}) \quad (3-7)$$

เมื่อ	อัตราการถ่ายเทความร้อนที่เกิดขึ้นจริง	580	kW
	อัตราการไหลของเคโรซีนขาออกจาก 3E-102	57,150	kg/h
	ความจุความร้อนจำเพาะของเคโรซีน	2.08	kJ/kg °C
และ	อุณหภูมิขาเข้าของเคโรซีน	68.26	°C

จะได้อุณหภูมิของเคโรซีนขาออก

$$= 68.26 - \frac{(580)(3,600)}{(57,150)(2.08)} \text{ °C}$$

$$= 50.70 \text{ °C}$$



ภาคผนวก ก

ตัวอย่างการคำนวณแนวทางการศึกษาวิธีที่ 2

ภาคผนวก ข แสดงตัวอย่างการคำนวณแนวทางการศึกษาวิธีที่ 2 คือการนำเคโรซีนไหลผ่านท่อที่มีครีปแล้วระบายความร้อนด้วยลมที่เป่าด้วยพัดลม (3A-104A/B)

1 ข้อมูลการคำนวณ [บริษัท บางจากปิโตรเลียม จำกัด (มหาชน)]

อุณหภูมิเริ่มต้นของอากาศ (T_{Design})	=	38	$^{\circ}\text{C}$
ความหนาแน่นของอากาศ	=	1.1348	kg/m^3
ความจุความร้อนจำเพาะของอากาศ	=	1.005	$\text{kJ/kg}^{\circ}\text{C}$
อัตราการไหลของอากาศที่ถูกพัดลมเป่า	=	79.8	m^3/s
อัตราการถ่ายเทความร้อน (Q_{design})	=	5,116	kW
อุณหภูมิขาเข้าของเคโรซีน	=	100	$^{\circ}\text{C}$
อุณหภูมิขาออกของเคโรซีน (T_{Require})	=	49	$^{\circ}\text{C}$
ความจุความร้อนจำเพาะของเคโรซีน	=	2.08	$\text{kJ/kg}^{\circ}\text{C}$
อัตราการไหลของเคโรซีน	=	57,150	kg/h

2 การคำนวณอัตราการถ่ายเทความร้อน

$$\dot{Q} = m_h c_{ph} (T_{h,in} - T_{h,out}) \quad (3-7)$$

เมื่อ	อัตราการไหลของ ของไหลร้อน	57,150	kg/h
	ความจุความร้อนจำเพาะของ ของไหลร้อน	2.08	$\text{kJ/kg}^{\circ}\text{C}$
	อุณหภูมิขาเข้าของ ของไหลร้อน	100	$^{\circ}\text{C}$
และ	อุณหภูมิขาออกของ ของไหลร้อน (Require)	49	$^{\circ}\text{C}$

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้คัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

จะได้อัตราการถ่ายเทความร้อนของ ของไหลร้อน

$$\begin{aligned}
 &= (57,150)(2.08)(100 - 49) && \text{kJ/h} \\
 &= 6,062,472 && \text{kJ/h} \\
 \text{หรือ} &= 1,684 && \text{kW}
 \end{aligned}$$

3 การคำนวณเสดของความดัน

เมื่อ	ความดันทางออกของ 3E-102	2,229,150	N/m ²
	ความหนาแน่นของเคโรซีน	762	kg/m ³
และ	ค่าแรงโน้มถ่วงของโลก	9.81	m/s ²

จะได้เสดของเคโรซีนที่ออกจาก 3E-102

$$\begin{aligned}
 &= \frac{2,229,150}{(762)(9.81)} \text{ m} \\
 &= 298 \text{ m}
 \end{aligned}$$

4 การคำนวณค่าใช้จ่ายในการดำเนินการ

เมื่อ	ค่าไฟฟ้า	3.3	Baht/kWh
	กำลังของพัดลม	17.2	kW/fan
เนื่องจากมีพัดลม 2 ตัว ดังนั้นกำลังของการดำเนินการ		34.4	kW
และ	วันทำงาน	340	days/year

จะได้ค่าใช้จ่ายของการดำเนินงาน

$$\begin{aligned}
 &= (34.4)(24) && \text{kWh/day} \\
 &= (34.4)(24)(340) && \text{kWh/year} \\
 &= (34.4)(24)(340)(3.3) && \text{Baht/year} \\
 &= 926,323 && \text{Baht/year}
 \end{aligned}$$

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้คัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ภาคผนวก ง

ตัวอย่างการคำนวณแนวทางการศึกษาวิธีที่ 3

ภาคผนวก ง แสดงตัวอย่างการคำนวณแนวทางการศึกษาวิธีที่ 3 คือการติดตั้งเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนเพิ่มเติม โดยนำเคโรซีนมาแลกเปลี่ยนความร้อนกับน้ำ Desalter Injection เพื่อลดอุณหภูมิของเคโรซีนและเพิ่มอุณหภูมิของน้ำ

1 ข้อมูลการคำนวณ [บริษัท บางจากปิโตรเลียม จำกัด (มหาชน)]

อัตราการไหลของเคโรซีนขาออกจาก 3E-102	=	57,150 kg/h
ความจุความร้อนจำเพาะของเคโรซีน	=	2.08 kJ/kg °C
อุณหภูมิเริ่มต้นของเคโรซีน (Actual)	=	100 °C
อุณหภูมิสุดท้ายของเคโรซีน (Require)	=	80 °C
อัตราการไหลของน้ำ Desalter Injection	=	19,628 kg/h
ความจุความร้อนจำเพาะของน้ำ Desalter Injection	=	4.18 kJ/kg °C
อุณหภูมิเริ่มต้นของน้ำ Desalter Injection (Actual)	=	69.39 °C
อุณหภูมิเริ่มต้นของน้ำมันดิบ (Actual)	=	96.10 °C
ความจุความร้อนจำเพาะของน้ำมันดิบ	=	2.31 kJ/kg °C

2 การคำนวณอุณหภูมิสุดท้ายของน้ำ Desalter Injection

2.1 จำนวนอัตราการถ่ายเทความร้อนของเคโรซีน

$$\dot{Q} = m_{h,cph}(T_{h,in} - T_{h,out}) \quad (3-7)$$

เมื่อ	อัตราการไหลของเคโรซีน	57,150 kg/h
	ความจุความร้อนจำเพาะของเคโรซีน	2.08 kJ/kg °C
	อุณหภูมิเริ่มต้นของเคโรซีน	100 °C
และ	อุณหภูมิสุดท้ายของเคโรซีน	80 °C

จะได้อัตราการถ่ายเทความร้อนของเคโรซีน

$$\begin{aligned}
 &= (57,150)(2.08)(100 - 80) && \text{kJ/h} \\
 &= 2,377,440 && \text{kJ/h} \\
 \text{หรือ} &= 660 && \text{kW}
 \end{aligned}$$

2.2 การคำนวณอุณหภูมิสุดท้ายของน้ำ Desalter Injection

$$\dot{Q} = \dot{m}_c c_{pc} (T_{c,in} - T_{c,out}) \quad (3-7)$$

เมื่อ	อัตราการถ่ายเทความร้อน	660	kW
	อัตราการไหลของน้ำ Desalter Injection	18,793	kg/h
	ความจุความร้อนจำเพาะของน้ำ Desalter Injection	4.18	kJ/kg °C
และ	อุณหภูมิเริ่มต้นของน้ำ Desalter Injection	69.39	°C
จะได้	อุณหภูมิสุดท้ายของน้ำ Desalter Injection	$ \begin{aligned} &= 69.39 + \frac{(660)(3,600)}{(18,793)(4.2)} \text{ °C} \\ &= 99.65 \text{ °C} \end{aligned} $	

2.3 การคำนวณอุณหภูมิผสมระหว่างน้ำ Desalter Injection กับน้ำมันดิบ

$$\dot{m}_h c_{ph} (T_h - T_{mix}) = \dot{m}_c c_{pc} (T_{mix} - T_c) \quad (3-8)$$

เมื่อ	อัตราการไหลของน้ำ Desalter Injection	18,793	kg/h
	อัตราการไหลของน้ำมันดิบ	380,116	kg/h
	ความจุความร้อนจำเพาะของน้ำ Desalter Injection	4.18	kJ/kg °C
	ความจุความร้อนจำเพาะของน้ำมันดิบ	2.31	kJ/kg °C
	อุณหภูมิของน้ำ Desalter Injection	99.65	°C
และ	อุณหภูมิของน้ำมันดิบ	96.10	°C

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

จะได้อุณหภูมิผสมระหว่างน้ำ Desalter Injection กับน้ำมันดิบ

$$(18,793)(4.2)(99.65 - T_{\text{mix}}) = (380,116)(2.31)(T_{\text{mix}} - 96.10)$$

$$T_{\text{mix}} = 96.39 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

2.3 การคำนวณการประหยัดการใช้เชื้อเพลิงที่เตาต้มน้ำมัน

การปรับปรุงตามแนวทางการศึกษาที่ 3 จะสามารถเพิ่มอุณหภูมิของน้ำมันดิบก่อนเข้าเตาต้มน้ำมันได้ 1.78 องศาเซลเซียส (คิดจาก 70% ของพลังงานความร้อนที่สามารถรักษาได้) โดยเตาต้มน้ำมันจะใช้เชื้อเพลิงในการให้ความร้อนคือแก๊สธรรมชาติ

การคำนวณจะอ้างอิงจากระบบในปัจจุบัน โดยอุณหภูมิของน้ำมันดิบก่อนเข้าเตาต้มน้ำมันมีค่า 258.81 องศาเซลเซียสและอุณหภูมิของน้ำมันดิบหลังออกจากเตาต้มน้ำมันมีค่า 337.77 องศาเซลเซียส

หลังการปรับปรุงจะเพิ่มอุณหภูมิของน้ำมันดิบก่อนเข้าเตาต้มน้ำมันเป็น 261.47 องศาเซลเซียส โดยอุณหภูมิของน้ำมันดิบที่ทางออกของเตาต้มน้ำมันยังคงควบคุมเท่าเดิมและอัตราการไหลของน้ำมันดิบเท่ากับ 373,801.76 kg/h

ดังนั้นจะลดการใช้เชื้อเพลิงที่เตาต้มน้ำมันได้

$$= [(373,801.76)(2.31)(337.77-258.81)] - [(373,801.76)(2.31)(337.77-261.47)]$$

$$= 2,289,911 \text{ kJ/h}$$

เมื่อคิดจาก 70% ของพลังงานความร้อนที่สามารถรักษาได้

$$= (2,289,911)(0.7) \text{ kJ/h}$$

$$= 1,602,938 \text{ kJ/h หรือ } 36.46 \text{ MMBtu/day}$$

คิดเป็นมูลค่า (เตาต้มน้ำมัน ใช้เชื้อเพลิงคือ แก๊สธรรมชาติ)

$$= (36.46)(263.63) \text{ Baht/day}$$

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้คัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

เมื่อวันทำงานเท่ากับ 340 วันจะได้

$$= (36.46)(263.63)(340) \quad \text{Baht/340 operating days}$$

$$= 3,268,332 \quad \text{Baht/340 operating days}$$

2.4 การคำนวณอุณหภูมิขาออกของเคโรซีนที่ออกจากเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (3E-121A/B) หลังปรับปรุงตามแนวทางการศึกษาที่ 3

2.4.1 การคำนวณอัตราการถ่ายเทความร้อนสูงสุดที่สามารถทำได้

$$Q_{max} = (\dot{m}c_p)_{min} (T_{h,in} - T_{c,in}) \quad (3-6)$$

เมื่อ	อัตราการไหลของเคโรซีน	28,575	kg/h
	ค่าความจุความร้อนจำเพาะของเคโรซีน	2.08	kJ/kg °C
	อุณหภูมิของเคโรซีนขาเข้า	80	°C
และ	อุณหภูมิขาเข้าของน้ำหล่อเย็น	29	°C
จะได้อัตราการถ่ายเทความร้อนสูงสุดที่สามารถทำได้			
	=	(28,575)(2.08)(80 - 29)	kJ/h
	=	3,031,236	kJ/h
หรือ	=	842.01	kW

2.4.2 คำนวณ Number of Transfer Unit (NTU)

$$NTU = \frac{UA}{(\dot{m}c_p)_{min}} \quad (3-2)$$

เมื่อ	สัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนรวม	0.08	kW/m ² °C
	พื้นที่การแลกเปลี่ยนความร้อน	274	m ²
	อัตราการไหลของเคโรซีน	28,575	kg/h
และ	ค่าความจุความร้อนจำเพาะของเคโรซีน	2.08	kJ/kg °C

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้คัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

จะได้ Number of Transfer Unit

$$= \frac{(0.08)(274)(3600)}{(28,575)(2.08)}$$

$$= 1.37$$

2.4.3 หาค่าประสิทธิผลจากสมการที่ (3-5)

$$\eta = 2\left\{1 + c + \sqrt{1 + c^2} \left(\frac{1 + \exp[-NTU\sqrt{1+c^2}]}{1 - \exp[-NTU\sqrt{1+c^2}]}\right)\right\}^{-1} \quad (3-5)$$

เมื่อ	Number of Transfer Unit	1.37
	อัตราการไหลของเคโรซีนขาออกจาก 3E-102	28,575 kg/h
	ความจุความร้อนจำเพาะของเคโรซีน	2.08 kJ/kg °C
	อัตราการไหลของน้ำหล่อเย็น	139,000 kg/h
และ	ความจุความร้อนจำเพาะของน้ำหล่อเย็น	4.18 kJ/kg °C

$$\text{ดังนั้น } \frac{c_{min}}{c_{max}} = \frac{(28,575)(2.08)}{(139,000)(4.18)} = 0.1$$

นำค่า c_{min}/c_{max} และ NTU แทนในสมการที่ (3-5) จะได้ประสิทธิผลเท่ากับ

$$= 2\left\{1 + 0.1 + \sqrt{1 + 0.1^2} \left(\frac{1 + \exp[-1.37\sqrt{1+0.1^2}]}{1 - \exp[-1.37\sqrt{1+0.1^2}]}\right)\right\}^{-1}$$

$$= 0.70$$

2.4.4 คำนวณอัตราการถ่ายเทความร้อนที่เกิดขึ้นจริง

$$\text{ประสิทธิผล } (\eta) = \frac{Q}{Q_{max}} = \frac{\text{Actual heat transfer rate}}{\text{Maximum possible heat transfer rate}} \quad (3-3)$$

เมื่อ	ประสิทธิผล	0.70
และ	อัตราการถ่ายเทความร้อนสูงสุดที่สามารถเป็นไปได้	842.01 kW

จะได้อัตราการถ่ายเทความร้อนที่เกิดขึ้นจริง

$$= (0.70)(842.01) \quad \text{kW}$$

$$= 588.46 \quad \text{kW}$$

2.4.5 จำนวนอุณหภูมิทางขาออกของเคโรซีน

$$\dot{Q} = m_{h,c_{ph}}(T_{h,in} - T_{h,out}) \quad (3-7)$$

เมื่อ	อัตราการถ่ายเทความร้อนที่เกิดขึ้นจริง	588.46 kW
	อัตราการไหลของเคโรซีน	28,575 kg/h
	ความจุความร้อนจำเพาะของเคโรซีน	2.08 kJ/kg °C
และ	อุณหภูมิขาเข้าของเคโรซีน	80 °C
จะได้	อุณหภูมิของเคโรซีนขาออก	
	$= 80 - \frac{(588.46)(3,600)}{(28,575)(2.08)} \text{ °C}$	
	$= 44.36 \text{ °C}$	

3 การคำนวณขนาดของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนตัวใหม่

$$A = \frac{Q}{U\Delta T_{lm}}$$

$$\Delta T_{lm} = (\Delta T_1 - \Delta T_2) / (\ln (\Delta T_1 / \Delta T_2))$$

เมื่อ	อัตราการถ่ายเทความร้อนที่เกิดขึ้นจริง	660 kW
	สัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนรวม (กำหนด)	0.6 kW/m ² °C
	ΔT_1	0.35 °C
และ	ΔT_2	10.61 °C

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

จะได้ ΔT_{lm}

$$= (0.35 - 10.61) / (\ln (0.35/10.61)) \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$= 3 \text{ } ^\circ\text{C}$$

จะได้ขนาดของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนขนาดเล็กสุดที่ต้องการ

$$= 660 / [(3)(0.6)] \text{ } \text{m}^2$$

$$= 367 \text{ } \text{m}^2$$



ภาคผนวก จ

ตัวอย่างการคำนวณความร้อนสูญเสียผ่านท่อหุ้มฉนวน

ภาคผนวก จ แสดงตัวอย่างการคำนวณความร้อนที่สูญเสียของไอน้ำจากหน่วยผลิตไอน้ำที่ส่งไปหน่วยกลั่นที่ 2 และหน่วยกลั่นที่ 3

1 ข้อมูลการคำนวณ [บริษัท บางจากปิโตรเลียม จำกัด (มหาชน)]

อัตราการไหลของไอน้ำที่ส่งไปหน่วยกลั่นที่ 2	=	9,223	g/s
อัตราการไหลของไอน้ำที่ส่งไปหน่วยกลั่นที่ 2	=	7,947	g/s
อัตราการไหลของไอน้ำที่ส่งไปหน่วยกลั่นที่ 3	=	4,261	g/s
ความจุความร้อนจำเพาะของไอน้ำ	=	2.2893	J/g°C
อุณหภูมิเริ่มต้นของไอน้ำ	=	345	°C
อุณหภูมิที่ผิวของฉนวน	=	60	°C
อุณหภูมิสุดท้ายของไอน้ำก่อนเข้าหน่วยกลั่นที่ 2	=	289.1	°C
อุณหภูมิสุดท้ายของไอน้ำก่อนเข้าหน่วยกลั่นที่ 3	=	315.6	°C
ระยะทางจากหน่วยผลิตไอน้ำถึงหน่วยกลั่นที่ 2	=	300	m
ระยะทางจากหน่วยผลิตไอน้ำถึงหน่วยกลั่นที่ 3	=	250	m
รัศมีภายนอกของท่อ 12" Schedule 40 (P#2)	=	161.925	mm
รัศมีภายในของท่อ 12" Schedule 40 (P#2)	=	152.405	mm
รัศมีภายนอกของท่อ 10" Schedule 40 (P#3)	=	136.525	mm
รัศมีภายในของท่อ 10" Schedule 40 (P#3)	=	127.255	mm
ค่าการนำความร้อนของเหล็กกล้าคาร์บอน	=	54	W/m °C
ค่าการนำความร้อนของฉนวนแร่ใยหิน	=	0.125	W/m °C

(P#2 = หน่วยกลั่นที่ 2 และ P#3 = หน่วยกลั่นที่ 3)

2 คำนวณค่าความร้อนสูญเสียของไอน้ำที่ส่งไปหน่วยกลั่นที่ 2 เมื่อท่อหุ้มฉนวนหนา 100

มิลลิเมตร

$$\text{Conduction Heat} = \frac{T_i - T_o}{\frac{\ln \frac{r_o}{r_i}}{2\pi L k_1} + \frac{\ln \frac{r_{insu}}{r_o}}{2\pi L k_2}} \quad (3-9)$$

เมื่อ	อุณหภูมิเริ่มต้นของไอน้ำ	=	345	°C
	อุณหภูมิที่ผิวของฉนวน	=	60	°C
	รัศมีภายนอกของท่อ 12" Schedule 40	=	161.925	mm
	รัศมีภายในของท่อ 12" Schedule 40	=	152.405	mm
	ความหนาของฉนวน	=	100	mm
	ค่าการนำความร้อนของเหล็กกล้าคาร์บอน	=	54	W/m °C
	ค่าการนำความร้อนของฉนวนแร่ใยหิน	=	0.125	W/m °C
และ	ระยะทางจากหน่วยผลิตไอน้ำถึงหน่วยกลั่นที่ 2 (ช่วงที่ 1 มีระยะ 200 m และช่วงที่ 2 มีระยะ 100 m)	=	300	m

จะได้ค่าความร้อนสูญเสียของไอน้ำที่ส่งไปหน่วยกลั่นที่ 2 (ช่วงที่ 1)

$$= \frac{345 - 60}{\frac{\ln \frac{161.925}{152.405}}{2\pi(200)(54)} + \frac{\ln \frac{(161.925 + 100)}{161.925}}{2\pi(200)(0.125)}} \text{ W}$$

$$= 93,060 \text{ W}$$

จะได้ค่าความร้อนสูญเสียของไอน้ำที่ส่งไปหน่วยกลั่นที่ 2 (ช่วงที่ 2)

$$= \frac{345 - 60}{\frac{\ln \frac{161.925}{152.405}}{2\pi(100)(54)} + \frac{\ln \frac{(161.925 + 100)}{161.925}}{2\pi(100)(0.125)}} \text{ W}$$

$$= 42,522 \text{ W}$$

ความร้อนสูญเสียในกรณีหุ้มฉนวนหนา 100 มิลลิเมตรมีค่า 135,582 วัตต์
 ดังนั้น ในกรณีเพิ่มความหนาของฉนวนเป็น 150 และ 200 มิลลิเมตร พบว่ามีค่าความร้อนสูญเสีย
 เท่ากับ 99,460 และ 81,078 วัตต์ ตามลำดับ

3 คำนวณค่าความร้อนสูญเสียของไอน้ำที่ส่งไปหน่วยกลั่นที่ 3 เมื่อท่อหุ้มฉนวนหนา 100 มิลลิเมตร

$$ConductionHeat = \frac{T_i - T_o}{\frac{\ln \frac{r_o}{r_i}}{2\pi Lk_1} + \frac{\ln \frac{r_{insu}}{r_o}}{2\pi Lk_2}} \quad (3-9)$$

เมื่อ	อุณหภูมิเริ่มต้นของไอน้ำ	=	345	°C
	อุณหภูมิที่ผิวของฉนวน	=	60	°C
	รัศมีภายนอกของท่อ 10" Schedule 40	=	136.525	mm
	รัศมีภายในของท่อ 10" Schedule 40	=	127.255	mm
	ความหนาของฉนวน	=	10	mm
	ค่าการนำความร้อนของเหล็กกล้าคาร์บอน	=	54	W/m °C
	ค่าการนำความร้อนของฉนวนแร่ใยหิน	=	0.125	W/m °C
และ	ระยะทางจากหน่วยผลิตไอน้ำถึงหน่วยกลั่นที่ 2	=	250	m

จะได้ค่าความร้อนสูญเสียของไอน้ำที่ส่งไปหน่วยกลั่นที่ 3

$$= \frac{345 - 60}{\frac{\ln \frac{161.925}{152.405}}{2\pi(250)(54)} + \frac{\ln \frac{(161.925 + 100)}{161.925}}{2\pi(250)(0.125)}} \text{ W}$$

$$= 101,799 \text{ W}$$

ในกรณีเพิ่มความหนาของฉนวนเป็น 150 และ 200 มิลลิเมตร พบว่ามีค่าความร้อนสูญเสียเท่ากับ
 75,470 และ 62,017 วัตต์ ตามลำดับ

4 การคำนวณอุณหภูมิปลายทางของไอน้ำก่อนเข้าหน่วยกลั่นที่ 2

การคำนวณอุณหภูมิปลายทางของไอน้ำ จะใช้หลักการว่าค่าความร้อนสูญเสียของการส่งไอน้ำจากต้นทางไปยังปลายทางเท่ากับค่าความร้อนที่ถ่ายเทจากไอน้ำภายในท่อไปยังผิวของฉนวน

$$\text{Net changed heat} = \text{Heat of conduction}$$

$$mc_p (\Delta T) = \frac{T_i - T_o}{\frac{\ln \frac{r_o}{r_i}}{2\pi L k_1} + \frac{\ln \frac{r_{insu}}{r_o}}{2\pi L k_2}} \quad (3-9)$$

เมื่อ	อัตราการไหลของไอน้ำที่ส่งไปหน่วยกลั่นที่ 2	=	9,223	g/s
	อัตราการไหลของไอน้ำที่ส่งไปหน่วยกลั่นที่ 2	=	7,947	g/s
	ความจุความร้อนจำเพาะของไอน้ำ	=	2.2682	J/g °C
	ความจุความร้อนจำเพาะของไอน้ำ	=	2.3332	J/g °C
	อุณหภูมิเริ่มต้นของไอน้ำ	=	345	°C
	อุณหภูมิที่ผิวของฉนวน	=	60	°C
	รัศมีภายนอกของท่อ 12" Schedule 40	=	161.925	mm
	รัศมีภายในของท่อ 12" Schedule 40	=	152.405	mm
	ความหนาของฉนวน	=	100	mm
	ค่าการนำความร้อนของเหล็กกล้าคาร์บอน	=	54	W/m °C
	ค่าการนำความร้อนของฉนวนแร่ใยหิน	=	0.125	W/m °C
และ	ระยะทางจากหน่วยผลิตไอน้ำถึงหน่วยกลั่นที่ 2	=	300	m
	(ช่วงที่ 1 มีระยะ 200 m และช่วงที่ 2 มีระยะ 100 m)			

จะได้อุณหภูมิของไอน้ำก่อนเข้าหน่วยกลั่นที่ 2 (ช่วงที่ 1)

$$9,223(2.2682)(\Delta T) = \frac{345 - 60}{\frac{\ln \frac{161.925}{152.405}}{2\pi(200)(54)} + \frac{\ln \frac{(161.925 + 100)}{161.925}}{2\pi(200)(0.125)}} \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$(\Delta T) = 4.45 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\begin{aligned} T_{\text{final,theory}} &= 345 - 4.45 \text{ } ^\circ\text{C} \\ &= 340.55 \text{ } ^\circ\text{C} \end{aligned}$$

จากการหุ้มฉนวนความหนา 100 mm พบว่าค่าอุณหภูมิปลายทางตามทฤษฎีเท่ากับ 340.55 องศาเซลเซียส ขณะที่ค่าอุณหภูมิปลายทางในระบบจริงเท่ากับ 320.5 องศาเซลเซียส ดังนั้นจึงสมมติฐานว่ามีผลต่างระหว่างค่าอุณหภูมิในระบบจริงและค่าอุณหภูมิทางทฤษฎีเท่ากับ 20.10 องศาเซลเซียส

ดังนั้น ในส่วนที่ 2 จะได้ว่าค่าอุณหภูมิปลายทางตามทฤษฎีเท่ากับ 318.16 องศาเซลเซียส ขณะที่ค่าอุณหภูมิปลายทางในระบบจริงเท่ากับ 289.1 องศาเซลเซียส ดังนั้นจึงสมมติฐานว่ามีผลต่างระหว่างค่าอุณหภูมิในระบบจริงและค่าอุณหภูมิทางทฤษฎีเท่ากับ 29.02 องศาเซลเซียส

4.1 จำนวนอุณหภูมิปลายทางที่ความหนาของฉนวน 150 และ 200 มิลลิเมตร

เมื่อเพิ่มความหนาของฉนวนจาก 100 มิลลิเมตร เป็น 150 และ 200 มิลลิเมตร และคำนวณโดยใช้สมการที่ (3-7) จะได้ค่าอุณหภูมิปลายทางของไอน้ำเท่ากับ 318.77 และ 319.08 องศาเซลเซียส

ดังนั้น อุณหภูมิปลายทางในระบบจริง = อุณหภูมิทางทฤษฎี - ผลต่างระหว่างอุณหภูมิในระบบจริงและอุณหภูมิทางทฤษฎี

$$T_{\text{final,actual}} = T_{\text{final,theory}} - \text{Difference Temperature Between Actual \& Theory}$$

จะได้อุณหภูมิปลายทางของไอน้ำในท่อที่หุ้มฉนวนหนา 150 มิลลิเมตร ก่อนเข้าหน่วยกลั่นที่ 2

$$= 318.77 - 29.02 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$= 289.75 \text{ } ^\circ\text{C}$$

ดังนั้นเมื่อหุ้มฉนวนหนา 150 และ 200 มิลลิเมตร ค่าอุณหภูมิปลายทางของไอน้ำก่อนเข้าหน่วยกลั่นที่ 2 ในระบบจริงเป็น 289.75 และ 290.06 องศาเซลเซียส ตามลำดับ

5 การคำนวณอุณหภูมิปลายทางของไอน้ำก่อนเข้าหน่วยกลั่นที่ 3

การคำนวณจะใช้หลักการเช่นเดียวกับการคำนวณในข้อที่ 4 จึงสรุปได้ว่าเมื่อหุ้มฉนวนหนา 150 และ 200 มิลลิเมตร ค่าอุณหภูมิปลายทางของไอน้ำก่อนเข้าหน่วยกลั่นที่ 3 ในระบบจริงเป็น 318.34 และ 319.72 องศาเซลเซียส ตามลำดับ

6 การคำนวณค่าความร้อนที่สามารถรักษาได้เมื่อเพิ่มความหนาฉนวนเป็น 200 มิลลิเมตร

จะพิจารณาประสิทธิภาพการลดค่าความร้อนสูญเสียเท่ากับ 90% ของกรณีหุ้มฉนวนตลอดทั้งสายที่ความหนา 200 มิลลิเมตร จะได้ความร้อนที่สามารถรักษาไว้ได้ของไอน้ำที่ส่งไปหน่วยกลั่นที่ 2 และหน่วยกลั่นที่ 3

$$Q_{\text{recovery}} = Q_{\text{loss100mm}} - Q_{\text{loss200mm}}$$

$$= (135,582 - 81,078) + (101,799 - 62,017) = 79,974 \text{ W}$$

7 การคำนวณมูลค่าพลังงานความร้อนสูญเสียที่ลดลงหลังหุ้มฉนวนหนา 150 mm

อ้างอิงจาก Budget 2559 กำหนดให้

สัดส่วนการใช้เชื้อเพลิง NG : FO เท่ากับ 20 : 80 by Vol %

ดังนั้น

$$\text{มูลค่าพลังงานเฉลี่ยระหว่าง NG กับ FO} = (0.2 \times 263.63 \text{ B/MMBtu}) + (0.8 \times 255 \text{ B/MMBtu})$$

$$= 256.73 \text{ B/MMBtu}$$

ในกรณีหุ้มฉนวนหนา 200 mm ค่าพลังงานความร้อนสูญเสียที่ลดลง (รวมทั้ง 2 หน่วยกลั่น) เท่ากับ 1.08 FOEB/Day หรือ 6.55 MMBtu/Day คิดเป็นมูลค่าพลังงาน

$$(6.55 \text{ MMBtu/Day}) \times (256.73 \text{ B/MMBtu}) \times (340 \text{ operating days/year}) = 572,000 \text{ Baht/340 operating days}$$

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้คัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ประวัติผู้เขียน

ชื่อ-นามสกุล นายกษิธิ์เดช ยิ้มละม้าย

วัน เดือน ปีเกิด 3 มิถุนายน 2537

ที่อยู่ 72/757 หมู่ที่ 1 ถนนสุขประยูร ตำบล นาป่า อำเภอ เมือง จังหวัด ชลบุรี 20000

E-mail shippuden_oath_@hotmail.com

โทรศัพท์ 086-1551298

ประวัติการศึกษา

- พ.ศ. 2550 - 2555 ระดับมัธยมศึกษา โรงเรียนชลบุรี “สุขบท”
- พ.ศ. 2556 - ปัจจุบัน วิศวกรรมศาสตรบัณฑิต (วศ.บ.) สาขาวิชาวิศวกรรมเคมี คณะวิศวกรรมศาสตร์ สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง

ประสบการณ์

- นักศึกษาฝึกงาน แผนกวิศวกรกระบวนการ บริษัท พีทีทีโกลบอลเคมีคอล จำกัด (มหาชน) ตั้งแต่วันที่ 1 มิถุนายน 2559 ถึงวันที่ 29 กรกฎาคม 2559
- นักศึกษาโครงการสหกิจศึกษา แผนกวิศวกรส่วนเทคนิค โรงกลั่น บริษัท บางจากปิโตรเลียม จำกัด (มหาชน) ตั้งแต่วันที่ 8 สิงหาคม 2559 ถึงวันที่ 25 พฤศจิกายน 2559

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้