



รายงานสหกิจศึกษาฉบับสมบูรณ์

การตรวจสอบความถูกต้องของอุณหภูมิที่ผิวท่อ

และประมาณความหนาของโค้กภายในท่อ

Accurate indicators of tube skin temperature and estimate coke thickness

(comparison between thermocouples and calculation)

นายชนวัฒน์ ภูษิตธนานันท์

เลขหมู่.....
เลขทะเบียน.....148531
วันเดือนปี.....30 ต.ค. 2560

b. 148531
i.

ภาควิชาวิศวกรรมเคมี คณะวิศวกรรมศาสตร์

สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง

ปีการศึกษา 2559

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหาและต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ชื่อโครงการ การตรวจสอบความถูกต้องของอุณหภูมิที่ผิวท่อและประมาณความหนาของโค้กภายในท่อ

ชื่อ-สกุล นักศึกษา นายธนวัฒน์ ภูษิตชนานันท์

คณะ วิศวกรรมศาสตร์ สาขาวิชา วิศวกรรมเคมี

ชื่อ-สกุล อาจารย์นิเทศ ดร.ฉัฐพล ฤกษ์เกษมสันต์

ชื่อ-สกุล ผู้นิเทศงาน คุณสันติวงศ์ บุญเรือง วิศวกรด้านการสันดาป

ชื่อ-สกุล อาจารย์นิเทศร่วม คุณยุทธพันธ์ จุมพล ผู้จัดการด้านการสันดาป

คุณธงชัย บุญกิตติวาทิน หัวหน้างานด้านการสันดาป

คุณวัชรวิทย์ ตั้งเจริญเกียรติ วิศวกรด้านการสันดาป

สถานประกอบการ บริษัท ไทยออยล์ จำกัด (มหาชน)

บทคัดย่อ

การป้องกันความเสียหายของอุปกรณ์เป็นเรื่องที่สำคัญในการลดความเสี่ยงที่อาจเกิดขึ้นในภาวะปฏิบัติงาน ซึ่งในเตาเพิ่มอุณหภูมิ อุณหภูมิที่ผิวท่อเป็นตัวแปรที่ช่วยป้องกันความเสียหายของท่อ โดยเป็นตัวกำหนดเวลาที่เตาเพิ่มอุณหภูมิควรหยุดทำงาน สามารถวัดอุณหภูมิที่ผิวท่อได้จากมาตรวัดอุณหภูมิที่ติดอยู่กับผิวท่อ ซึ่งมาตรวัดอุณหภูมิที่ผิวท่ออาจอ่านค่าอุณหภูมิไม่แม่นยำหรือมีความคลาดเคลื่อน เนื่องจากอุณหภูมิในเตาเพิ่มอุณหภูมิมีค่าสูงมาก ส่งผลทำให้ไม่สามารถประเมินความเสี่ยงของเตาเพิ่มอุณหภูมิในเวลานั้นได้ จึงได้ทำการหาอุณหภูมิที่ผิวท่อจากการคำนวณโดยใช้หลักการของทฤษฎีการถ่ายโอนความร้อน รวมถึงประมาณความหนาของโค้กภายในท่อ ที่ทำให้ท่อเกิดการอุดตัน และเกิดความเสียหายได้ โดยการคำนวณจะมีอุณหภูมิที่ผิวท่อจากมาตรวัดอุณหภูมิที่น่าเชื่อถือได้ และอุณหภูมิของสารป้อนขาออกจากเตาเพิ่มอุณหภูมิเป็นตัวอ้างอิง จากการคำนวณตรวจสอบความถูกต้องของอุณหภูมิที่ผิวท่อ พบว่ามีมาตรวัดอุณหภูมิ 8 ตัว จาก 16 ตัว ที่มีความคลาดเคลื่อนมากกว่า 10% เทียบกับการคำนวณ ความหนาของโค้กภายในท่อที่มากที่สุด คือ 14.02 มิลลิเมตร และระยะเวลาใน การปฏิบัติงานที่เหมาะสมของเตาเพิ่มอุณหภูมิ ตั้งแต่เตาเพิ่มอุณหภูมิเริ่มทำงานใหม่จนถึงเตาเพิ่มอุณหภูมิหยุดทำงาน คือ 483 วัน

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหาและต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

กิตติกรรมประกาศ

ขอขอบคุณผู้บริหารบริษัท ไทยออยล์ จำกัด(มหาชน) ที่รับนักศึกษาในโครงการสหกิจศึกษาของคณะวิศวกรรมศาสตร์ สาขาวิศวกรรมเคมี สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง คุณยุทธพันธ์ จุมพล ผู้จัดการด้านการสินค้าป คุณธงชัย บุญกิตติวสิน หัวหน้างานด้านการสินค้าป คุณสันติวงศ์ บุญเรือง และคุณวัชรา ตั้งเจริญเกียรติ วิศวกรด้านการสินค้าป และทีมงานแผนกการสินค้าปทุกท่านที่คอยดูแล ให้คำปรึกษาในเรื่องงาน และความรู้ในโรงกลั่น รวมถึงสอนประสบการณ์ในการทำงาน วิธีการปรับตัวให้เข้ากับสังคมการทำงาน การวางแผนการทำงาน กระบวนการคิดที่เป็นระบบ การนำเสนองาน และการกล้าแสดงออก จนข้าพเจ้ามีพัฒนาการการทำงานที่ดีขึ้น และขอขอบคุณพี่ๆ ทุกคนที่มีส่วนช่วยให้รายงานของข้าพเจ้าสำเร็จได้ด้วยดี

ขอขอบคุณ ดร.ณัฐพล ฤกษ์เกษมสันต์ อาจารย์ที่ปรึกษา และอาจารย์ท่านอื่นๆ ที่ให้คำปรึกษาและแนะนำวิธีการแก้ไขปัญหาให้แก่ข้าพเจ้า รวมถึงอบรมให้ข้าพเจ้ามีศักยภาพในการทำงานมากขึ้น

ธนวัฒน์ ภูษิตชนานันท์

สารบัญ

หน้า	
บทคัดย่อภาษาไทย	I
บทคัดย่อภาษาอังกฤษ	II
กิตติกรรมประกาศ	III
สารบัญ	IV
สารบัญตาราง	VII
สารบัญรูป	VIII
บทที่ 1 บทนำ	1
1.1 ความเป็นมา และความสำคัญของปัญหา	1
1.2 วัตถุประสงค์ของการวิจัย	2
1.3 ขอบเขตการวิจัย	2
1.4 วิธีดำเนินการวิจัย	2
1.5 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ	3
บทที่ 2 ทฤษฎี และงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง	4
2.1 กระบวนการเพิ่มอุณหภูมิของเตาเพิ่มอุณหภูมิ	4
2.1.1 เตาเพิ่มอุณหภูมิ	4
2.1.2 การเผาไหม้ในเตาเพิ่มอุณหภูมิ	11
2.2 การถ่ายโอนความร้อน	15
2.2.1 การถ่ายเทความร้อนแบบการนำความร้อน	15
2.2.2 การถ่ายเทความร้อนแบบการพาความร้อน	16
2.2.3 การถ่ายเทความร้อนแบบการแผ่รังสีความร้อน	23
2.2.4 การถ่ายเทพลังงานความร้อนภายในเตาเพิ่มอุณหภูมิ	27

สารบัญ (ต่อ)

	หน้า
2.3 มาตรการควบคุมอุณหภูมิ	27
2.3.1 หลักการทำงานของมาตรการควบคุมอุณหภูมิ	28
2.3.2 ชนิดของมาตรการควบคุมอุณหภูมิ	29
2.4 การเกิดไค้กและวิธีจำกัด ไค้ก	35
2.4.1 การเกิดไค้ก	35
2.4.2 วิธีจำกัดไค้ก	35
บทที่ 3 การดำเนินงาน	38
3.1 การดำเนินงานคำนวณอุณหภูมิที่ผิวท่อในเตาเพิ่มอุณหภูมิของหน่วยกลั่นน้ำมันดิบที่ 1	38
3.1.1 ศึกษาการทำงานและเก็บข้อมูลตัวแปรต่าง ๆ	38
3.1.2 เลือกข้อมูลตัวแปรในแต่ละวันเพื่อลดปัจจัยอื่น ๆ ที่ส่งผลต่อการคำนวณอุณหภูมิที่ผิวท่อ	
3.1.3 พิจารณาความถูกต้องของมาตรการควบคุมอุณหภูมิที่มีอยู่ในเตาเพิ่มอุณหภูมิและกำหนดค่าอ้างอิง	39
3.1.4 คำนวณหาอุณหภูมิที่ผิวท่อ ความหนาของไค้กภายในท่อ และพลังงานที่ขอไหลได้รับในแต่ละท่อ	40
บทที่ 4 ผลการดำเนินงาน	48
4.1 ผลการดำเนินงานและวิเคราะห์ผล	48
4.1.1 อุณหภูมิที่ผิวท่อในเตาเพิ่มอุณหภูมิของหน่วยกลั่นน้ำมันดิบที่ 1	48
4.1.2 ความหนาของ ไค้กภายในท่อของเตาเพิ่มอุณหภูมิของหน่วยกลั่นน้ำมันดิบที่ 1	52
4.2 วิจัยผลลัพธ์การดำเนินงาน	54
บทที่ 5 สรุปผลการดำเนินงาน และข้อเสนอแนะ	55
5.1 สรุปผลการดำเนินงาน	55
5.2 ข้อเสนอแนะ	55
เอกสารอ้างอิง	57

สารบัญ (ต่อ)

	หน้า
ภาคผนวก	58
ภาคผนวก ก ข้อมูลดิบและข้อมูลที่ใช้ในการคำนวณต่าง ๆ	59
ภาคผนวก ข ขั้นตอนและตัวอย่างการคำนวณ	68
ประวัติผู้เขียน	74



สารบัญตาราง

ตารางที่	หน้า
2.1 ชนิดของวัสดุที่ใช้ทำมาตรวัดอุณหภูมิ	29
4.1 ตำแหน่งของมาตรวัดอุณหภูมิในเตาเพิ่มอุณหภูมิน้ำมันดิบของหน่วยกลั่นน้ำมันดิบที่ 1	48
4.2 อุณหภูมิที่ผิวท่อในเตาเพิ่มอุณหภูมิน้ำมันดิบของหน่วยกลั่นน้ำมันดิบที่ 1 วันที่ 28 กันยายน พ.ศ. 2559	49
ก.1 ค่าความจุความร้อนจำเพาะสำหรับก๊าซอุดมคติต่าง ๆ	59
ก.2 ตัวอย่างข้อมูลดิบจากโปรแกรม PI ของเตาเพิ่มอุณหภูมิน้ำมันดิบของหน่วยกลั่นน้ำมันดิบที่ 1	61
ก.3 ตัวอย่างข้อมูลดิบของค่าประกอบของก๊าซเชื้อเพลิงที่ใช้ในเตาเพิ่มอุณหภูมิน้ำมันดิบของหน่วยกลั่นน้ำมันดิบที่ 1	62
ก.4 ข้อมูลดิบอัตราการไหลเชิงมวลของน้ำมันดิบในแต่ละกลุ่ม	63
ก.5 ข้อมูลดิบอุณหภูมิของน้ำมันดิบขาออกจากเตาเพิ่มอุณหภูมิน้ำมันดิบของหน่วยกลั่นน้ำมันดิบที่ 1	64
ก.6 ข้อมูลดิบอุณหภูมิที่ผิวท่อที่ได้จากมาตรวัดอุณหภูมิที่ผิวท่อในเตาเพิ่มอุณหภูมิน้ำมันดิบของหน่วยกลั่นน้ำมันดิบที่ 1	65
ก.7 ค่าตัวแปรต่าง ๆ ของลักษณะรูปทรงของท่อและเตาเพิ่มอุณหภูมิ	67

สารบัญรูป

รูปที่	หน้า
1.1 มาตรฐานวัดอุณหภูมิที่ผิวท่อ (Tube skin thermocouple)	2
2.1 ส่วนประกอบของเตาเพิ่มอุณหภูมิ	5
2.2 เตาเพิ่มอุณหภูมิแบบ vertical cylindrical	6
2.3 เตาเพิ่มอุณหภูมิแบบ cabin	6
2.4 เตาเพิ่มอุณหภูมิประเภท all radiant coil	7
2.5 เตาเพิ่มอุณหภูมิประเภท radiant coil with cross-flow convection section	7
2.6 เตาเพิ่มอุณหภูมิประเภท helical radiant coil with cross-flow convection section	8
2.7 เตาเพิ่มอุณหภูมิประเภท horizontal tube, double fired heater	9
2.8 เตาเพิ่มอุณหภูมิประเภท vertical tube, double fired heater	9
2.9 เตาเพิ่มอุณหภูมิประเภท horizontal tube, single fired heater	10
2.10 เตาเพิ่มอุณหภูมิประเภท wicket (arbour) heater	11
2.11 ความสัมพันธ์ขององค์ประกอบของการเผาไหม้	12
2.12 การถ่ายเทความร้อนแบบนำความร้อนผ่านท่อทรงกระบอก	16
2.13 การพัฒนาชั้นขอบเขตของของไหลในการถ่ายเทความร้อนแบบพาความร้อน	17
2.14 ลักษณะการไหลของของไหล 2 สถานะในท่อแนวตั้ง	20
2.15 อาณาเขตรูปแบบการไหลของ Hewitt and Roberts	21
2.16 อาณาเขตรูปแบบการไหลสำหรับอากาศกับน้ำของ Govier and Aziz	21
2.17 แบบจำลองแสดงของไหลที่มีการเดือดในท่อแนวตั้ง	22
2.18 ผลที่เกิดจากการแผ่รังสีความร้อนไปกระทบวัตถุ	23
2.19 ระบบการแผ่รังสีความร้อนผ่านตัวกลางที่มีสภาพการส่งผ่านและสภาพการดูดซับ	24
2.20 วงจรการแผ่รังสีความร้อนของสองวัตถุใด ๆ	25
2.21 กราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่าง view factor กับอัตราส่วนระหว่างระยะห่างของแต่ละท่อต่อเส้นผ่านศูนย์กลางท่อ	26
2.22 พลังงานที่เกิดขึ้นในส่วนการแผ่รังสีความร้อน	27
2.23 การต่อลวดโลหะ A และลวด โลหะ B ของมาตรฐานวัดอุณหภูมิ	28

สารบัญรูป (ต่อ)

รูปที่	หน้า
2.24 วงจรของมาตรวัดอุณหภูมิ (ก) ปราบกฎการณืซีเบ็ค (ข) ปราบกฎการณืเพลเทียร์	29
2.25 ขั้นตอนการเกิด ใค้กภายในท่อ	35
2.26 อุปกรณื “Pig”	37
3.1 อุณหภูมิที่ผิวท่อในแต่ละกลุ่มกับเวลาที่ใค้จากมาตรวัดอุณหภูมิ	39
3.2 แผนผังขั้นตอนการดำเนินงานประมาณค่าอุณหภูมิที่ผิวท่อของเตาเพิ่มอุณหภูมิของหน่วยกลั่นน้ำมันดิบที่ 1	41
3.3 ขั้นตอนการคำนวณหาอุณหภูมิที่ผิวท่อ ความหนาของ ใค้กภายในท่อและพลังงานที่ของไหล ใค้รับในแต่ละท่อ	42
3.4 กระบวนการการถ่ายเทความร้อนผ่านท่อ	43
3.5 มุมมองด้านบนของเตาเพิ่มอุณหภูมิของหน่วยกลั่นน้ำมันดิบที่ 1	45
3.6 จำนวนคอยล์ใหนึงกลุ่มของเตาเพิ่มอุณหภูมิของหน่วยกลั่นน้ำมันดิบที่ 1	45
4.1 ลำดับการนับจำนวนท่อใ 1 กลุ่มในเตาเพิ่มอุณหภูมิของหน่วยกลั่นน้ำมันดิบที่ 1	48
4.2 กราฟความสัมพันธ์ระหว่างอุณหภูมิที่ผิวท่อกับเวลาในแต่ละกลุ่ม	50
4.3 กราฟความสัมพันธ์ระหว่างอุณหภูมิที่ผิวท่อตัวแรกกับเวลา	51
4.4 กราฟความสัมพันธ์ความหนาของใค้กภายในท่อกับเวลาของแต่ละกลุ่ม	53
ก.1 ลักษณะรูปทรงของท่อและเตาเพิ่มอุณหภูมิของการเพิ่มอุณหภูมิของหน่วยกลั่นน้ำมันดิบที่ 1	66

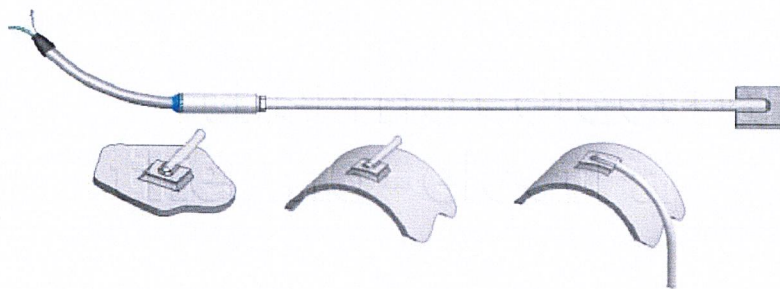
บทที่ 1

บทนำ

1.1 ความเป็นมา และความสำคัญของปัญหา

ในการออกแบบเตาเพิ่มอุณหภูมิ (Fire heater) ต้องคำนึงถึงความปลอดภัยและความเสี่ยงที่อาจเกิดขึ้นได้ในขณะเตาเพิ่มอุณหภูมิทำงานอยู่ จึงต้องมีตัวแปรหรือตัวบ่งชี้ที่สามารถบ่งบอกสมรรถนะของเตาเพิ่มอุณหภูมิในเวลานั้น ๆ ว่ามีความเสี่ยงที่จะเกิดอันตราย หรือเกิดความเสียหายขึ้นหรือไม่ หนึ่งในตัวแปรที่สำคัญคือ อุณหภูมิที่ผิวท่อ ซึ่งเป็นตัวกำหนดหรือคาดการณ์เวลาที่เตาเพิ่มอุณหภูมิหยุดทำงาน เพื่อป้องกันความเสียหายของท่อ โดยสามารถหาค่าอุณหภูมิที่ผิวท่อจากมาตรวัดอุณหภูมิ (Thermocouple) ที่ติดอยู่กับผิวท่อ^[1]

มาตรวัดอุณหภูมิที่ผิวท่อ (Tube skin thermocouple) อาจอ่านค่าอุณหภูมิที่ผิวท่อไม่แม่นยำหรือมีความคลาดเคลื่อน เนื่องจากอุณหภูมิภายในเตาเพิ่มอุณหภูมิมียุคสูงมาก ทำให้แผ่นโลหะของมาตรวัดอุณหภูมิที่ผิวท่อเกิดการขยายตัวและหลุดออกจากผิวท่อได้ ทำให้อุณหภูมิที่อ่านค่าได้เป็นอุณหภูมิที่วัดก๊าซไอเสียบริเวณนั้นแทนการวัดอุณหภูมิที่ผิวท่อ ส่งผลทำให้ไม่สามารถประเมินความเสี่ยงของเตาเพิ่มอุณหภูมิในเวลานั้นได้ ดังนั้นแผนกการจัดการ ด้านการสันดาป (Efficiency Operation Support Combustion: EOSC) จึงหาวิธีในการหาอุณหภูมิที่ผิวท่อที่ถูกต้อง แผนกการจัดการด้านการสันดาปจึงคิดวิธีหาอุณหภูมิที่ผิวท่ออีกวิธีหนึ่ง ซึ่งก็คือการคำนวณโดยใช้หลักการของทฤษฎีการถ่ายโอนความร้อน โดยคาดการณ์จากตัวแปรต่าง ๆ ที่ วัดค่าได้แน่นอน และมีโอกาสที่จะผิดพลาดได้น้อย โดยสามารถหาแนวโน้มการเพิ่มขึ้นของอุณหภูมิที่ผิวท่อเทียบกับเวลาได้ และสามารถคาดการณ์ระยะเวลาในการทำงานของเตาเพิ่มอุณหภูมิที่ปลอดภัย รวมถึงประมาณความหนาของโค้กที่เกิดขึ้นภายในท่อได้ ซึ่งโค้กนี้เกิดจากส่วนประกอบของคาร์บอนที่มีในน้ำมันดิบ เช่น แอสฟัลทีน (Asphaltene) กากคาร์บอน (Conradson carbon residue) เป็นต้น เกิดปฏิกิริยาไฮโดรจิเนชัน (Hydrogenation) และส่วนประกอบของโลหะ เช่น โซเดียม (Sodium) และวานาเดียม (Vanadium) ส่งผลให้ท่อเกิดการอุดตัน และเกิดความเสียหายได้



รูปที่ 1.1 มาตรฐานวัดอุณหภูมิที่ผิวท่อ (Tube skin thermocouple)

[Thermo-Electra]

1.2 วัตถุประสงค์ของการวิจัย

- 1.2.1 ตรวจสอบความแม่นยำของการอ่านค่าอุณหภูมิที่ผิวท่อจากมาตรฐานวัดอุณหภูมิใน ส่วนการแผ่รังสีความร้อนของเตาเพิ่มอุณหภูมิ
- 1.2.2 ประมาณความหนาของ โล้กที่เกิดขึ้นภายในท่อ
- 1.2.3 หาความสัมพันธ์ระหว่างอุณหภูมิที่ผิวท่อเทียบกับเวลา เพื่อหาระยะเวลาในการปฏิบัติการของเตาเพิ่มอุณหภูมิ

1.3 ขอบเขตการวิจัย

- 1.3.1 ศึกษาการทำงานของเตาเพิ่มอุณหภูมิน้ำมันดิบของหน่วยกลั่นน้ำมันดิบที่ 1 ในส่วนการแผ่รังสีความร้อน
- 1.3.2 เก็บค่าตัวแปรต่าง ๆ เพื่อใช้ในการคำนวณอุณหภูมิที่ผิวท่อ และความหนาของ โล้กที่เกิดขึ้นภายในท่อ ตั้งแต่เตาเพิ่มอุณหภูมิเริ่มทำงานใหม่ (วันที่ 1 เมษายน พ.ศ. 2559)
- 1.3.3 ประเมินผลตัวแปรที่ใช้ในการคำนวณ ได้แก่ อัตราการไหลเชิงมวลของสารป้อน เชื้อเพลิงที่ใช้ในการให้พลังงาน และอุณหภูมิของก๊าซไอเสียที่อยู่ระหว่างส่วนการแผ่รังสีความร้อนกับส่วนการพาความร้อน

1.4 วิธีดำเนินการวิจัย

- 1.4.1 ศึกษาระบบการทำงานและสภาวะการทำงานของเตาเพิ่มอุณหภูมิ
- 1.4.2 รวบรวมข้อมูลตัวแปรต่าง ๆ ที่สามารถดึงข้อมูลได้จากโปรแกรมเก็บรวบรวมข้อมูล ส่วนกลาง (Plant Information process book, PI) ข้อมูลจากเอกสารการออกแบบเตาเพิ่มอุณหภูมิ และข้อมูลที่คำนวณได้จากโปรแกรมจำลอง PRO II simulation ของเตา

เพิ่มอุณหภูมิของการเพิ่มอุณหภูมิน้ำมันดิบ ตั้งแต่วันที่ 1 มิถุนายน พ.ศ. 2559 จนถึงวันที่ 31 ตุลาคม พ.ศ. 2559

1.4.3 ศึกษาหาวิธีการคำนวณหาอุณหภูมิที่ผิวท่อ และความหนาของโค้กภายในท่อตามหลัก ทฤษฎีการถ่ายโอนความร้อน โดยพิจารณาจากตัวแปรที่สามารถเก็บรวบรวมได้

1.4.4 สร้างไฟล์การคำนวณหาอุณหภูมิที่ผิวท่อ และความหนาของโค้กภายในท่อด้วยโปรแกรม Excel

1.4.5 พิจารณาเลือกตัวแปรที่เหมาะสมในการคำนวณหาอุณหภูมิที่ผิวท่อ และความหนาของโค้ก ภายในท่อ

1.4.6 วิเคราะห์ความถูกต้องของอุณหภูมิที่ผิวท่อจากการคำนวณเปรียบเทียบกับมาตรวัดอุณหภูมิ ที่ผิวท่อ จากนั้นพิจารณาความสัมพันธ์ระหว่างอุณหภูมิที่ผิวท่อกับเวลา และความสัมพันธ์ ระหว่างความหนาของโค้กภายในท่อกับเวลา รวมถึงหาระยะเวลาในการทำงานของเตาเพิ่ม อุณหภูมิของการเพิ่มอุณหภูมิน้ำมันดิบ

1.4.7 สรุปผลการดำเนินงาน แนะนำข้อเสนอแนะ และเขียนรายงาน

1.5 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ

1.5.1 สามารถประมาณอุณหภูมิที่ผิวท่อและความหนาของโค้กได้อย่างถูกต้อง

1.5.2 สามารถคาดการณ์ระยะเวลาในการทำงานของเตาเพิ่มอุณหภูมิที่ปลอดภัยได้

1.5.3 สามารถนำผลการศึกษาไปพัฒนา และนำไปประยุกต์ใช้กับเตาเพิ่มอุณหภูมิของหน่วยผลิต อื่น ๆ ได้

บทที่ 2

ทฤษฎีและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

2.1 กระบวนการเพิ่มอุณหภูมิของเตาเพิ่มอุณหภูมิ (Fired process heaters)

2.1.1 เตาเพิ่มอุณหภูมิ (Fired heater)

เตาเพิ่มอุณหภูมิเป็นอุปกรณ์ที่ช่วยเพิ่มอุณหภูมิของสารป้อนที่ไหลในท่อที่อยู่ภายในเตาเพิ่มอุณหภูมิ โดยแลกเปลี่ยนความร้อนโดยตรงจากกระบวนการเผาไหม้เชื้อเพลิง โดยกระบวนการแลกเปลี่ยนความร้อนภายในเตาเพิ่มอุณหภูมิประกอบด้วยส่วนการพาความร้อน และส่วนการแผ่รังสีความร้อน ซึ่งส่วนมากสารป้อนจะแลกเปลี่ยนความร้อนแบบการพาความร้อนก่อนที่จะแลกเปลี่ยนความร้อนแบบการแผ่รังสี

2.1.1.1 ส่วนประกอบของเตาเพิ่มอุณหภูมิ

- ส่วนการแผ่รังสีความร้อน (Radiation section)^[1]

ส่วนการแผ่รังสีความร้อนอยู่ตำแหน่งล่างสุดของเตาเพิ่มอุณหภูมิ ซึ่งสารป้อนจะได้รับความร้อนเกือบทั้งหมดจากการแผ่รังสีความร้อนจากเปลวไฟไปสู่ผิวท่อของสารป้อน

- ส่วนการพาความร้อน (Convection section)^[1]

เนื่องจากการแลกเปลี่ยนความร้อนจากการแผ่รังสีความร้อนไม่สามารถนำความร้อนจากการเผาไหม้มาใช้ได้หมด จึงมีส่วนการพาความร้อน เพื่อนำความร้อนที่สูญเสียไปกับก๊าซไอเสียกลับมาใช้ใหม่ ส่วนนี้จะอยู่ด้านบนของส่วนการแผ่รังสีความร้อน โดยสารป้อนจะได้รับความร้อนทั้งหมดจากการพาความร้อนจากก๊าซไอเสียไปสู่ผิวท่อ ซึ่งสามารถลดอุณหภูมิของก๊าซไอเสียที่ปล่อยออกสู่บรรยากาศได้

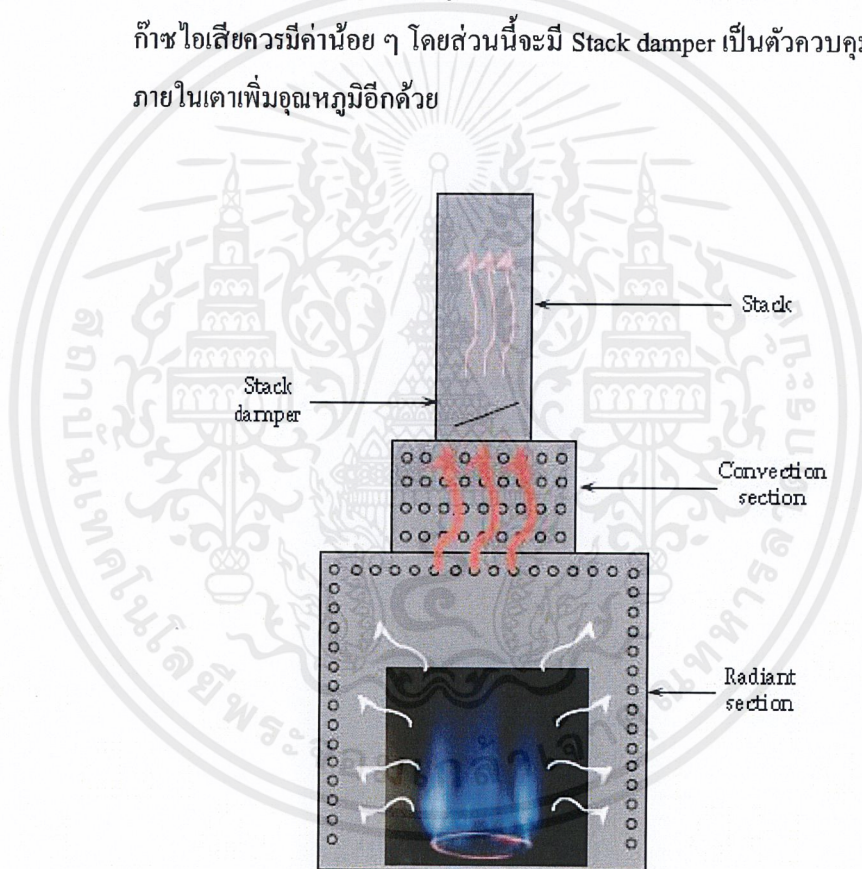
- ส่วนระหว่างการแผ่รังสีความร้อนกับการพาความร้อน (Shield section)^[1]

ส่วนนี้จะอยู่ระหว่างส่วนการพาความร้อนกับส่วนการแผ่รังสีความร้อน ประกอบด้วยกลุ่มท่อที่ป้องกันการสัมผัสกันของส่วนการแผ่รังสีความร้อนกับส่วนการพาความร้อน เนื่องจากก๊าซไอเสียที่ออกมาจากส่วนการแผ่รังสีความร้อนจะมีอุณหภูมิสูงมาก เมื่อสัมผัสกับท่อที่อยู่ในส่วนการพาความร้อนโดยตรง อาจทำให้เกิดอัตราการถ่ายเทความร้อนสูงจนทำให้ท่อเสียหายได้ ดังนั้น

การตรวจวัดอุณหภูมิที่จุดนี้จึงมีความสำคัญมาก เพื่อสามารถหาอัตราการถ่ายเทความร้อนในส่วนการพาความร้อนได้ โดยอุณหภูมิของก๊าซไอเสียที่ถูกวัดจากจุดนี้เรียกว่า Bridgewall temperature (BWT) เป็นอุณหภูมิของก๊าซไอเสียที่ออกจากส่วนการแผ่รังสีความร้อน ก่อนที่จะเข้าสู่ส่วนการพาความร้อน

– ส่วนปล่องปล่อยก๊าซไอเสีย (Stack)^[1]

เป็นส่วนที่นำก๊าซไอเสียที่ผ่านกระบวนการแลกเปลี่ยนความร้อนต่าง ๆ ปล่อยออกสู่บรรยากาศ โดยอุณหภูมิของก๊าซไอเสียที่ปล่อยออกจากปล่องปล่อยก๊าซไอเสียควรมีค่าน้อย ๆ โดยส่วนนี้จะมี Stack damper เป็นตัวควบคุมความดันภายในเตาเพิ่มอุณหภูมิอีกด้วย



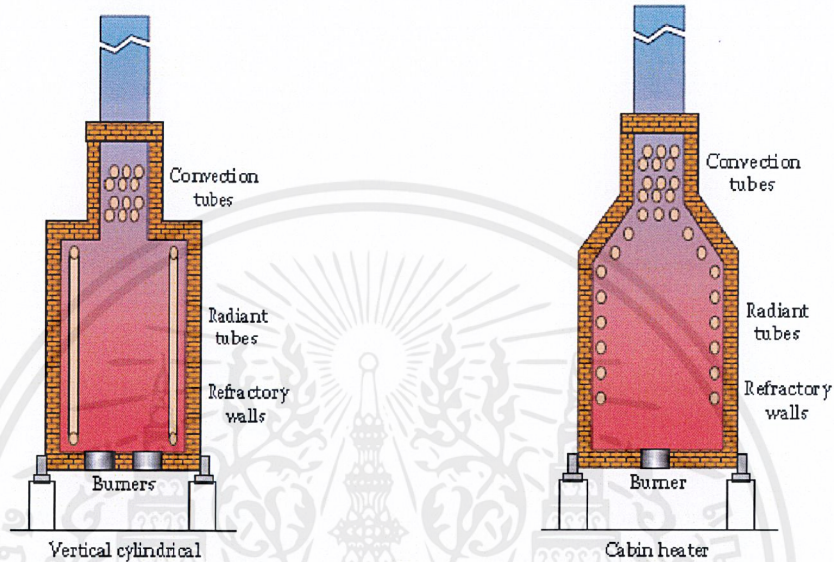
รูปที่ 2.1 ส่วนประกอบของเตาเพิ่มอุณหภูมิ

[Charles E. Baukal and JR., 2012]

2.1.1.2 ชนิดของเตาเพิ่มอุณหภูมิ

โดยทั่วไปสามารถแบ่งประเภทเตาเพิ่มอุณหภูมิออกได้เป็น 2 ประเภทใหญ่ ๆ

[Adapted from API Publication 535] คือ แบบ vertical cylindrical และแบบ cabin



รูปที่ 2.2 เตาเพิ่มอุณหภูมิแบบ vertical cylindrical

รูปที่ 2.3 เตาเพิ่มอุณหภูมิแบบ cabin

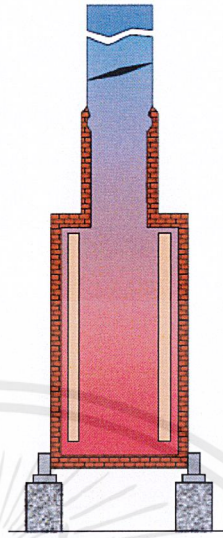
[Charles E. Baukal and JR., 2012]

[Charles E. Baukal and JR., 2012]

ความแตกต่างระหว่างเตาเพิ่มอุณหภูมิทั้งสองแบบนี้คือการวางท่อรับความร้อนในส่วนการแผ่รังสีความร้อน โดยเตาเพิ่มอุณหภูมิแบบ vertical cylindrical-style มีการวางท่อรับความร้อนแบบแนวตั้ง ส่วนแบบ cabin-style จะมีการวางท่อรับความร้อนแบบแนวนอนเป็นส่วนใหญ่และมีท่อวางตามแนวหลังคาลาดเอียงของเตาเพิ่มอุณหภูมิด้วย ซึ่งสามารถแบ่งประเภทของเตาเพิ่มอุณหภูมิในแต่ละแบบได้อีกจากความแตกต่างของคุณลักษณะเฉพาะของเตาเพิ่มอุณหภูมิ

– ประเภทของเตาเพิ่มอุณหภูมิแบบ vertical cylindrical^[1]

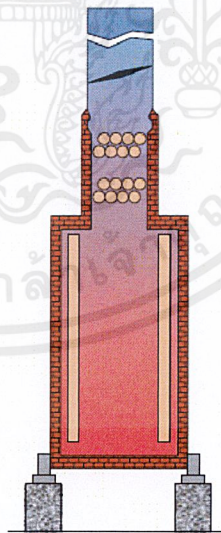
1. เตาเพิ่มอุณหภูมิประเภท all radiant coil โดยโครงสร้างของเตาชนิดนี้ มีการจัดวางท่ออยู่รอบ ๆ ผนังเตาเพิ่มอุณหภูมิในส่วนการแผ่รังสีความร้อนอย่างเดียวเท่านั้น ซึ่งการออกแบบเตาเพิ่มอุณหภูมินี้ส่งผลให้เตามีประสิทธิภาพทางความร้อนต่ำ เหมาะสำหรับการลงทุนที่มีต้นทุนต่ำ



รูปที่ 2.4 เตาเพิ่มอุณหภูมิประเภท all radiant coil

[Charles E. Baukal and JR., 2012]

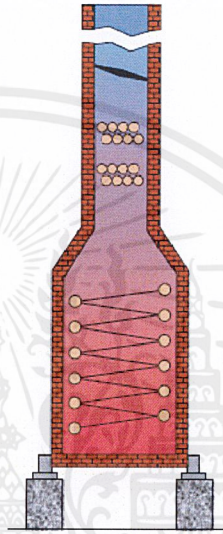
2. เตาเพิ่มอุณหภูมิประเภท radiant coil with cross-flow convection section คล้ายกับเตาเพิ่มอุณหภูมิแบบ all radiant coil แต่มีการเพิ่มส่วนรับความร้อนแบบการพาความร้อนจากก๊าซไอเสียสู่ผิวท่อเพิ่มเข้ามา ทำให้ประสิทธิภาพทางความร้อนสูงขึ้น และเป็นการลดอุณหภูมิของก๊าซไอเสียก่อนที่จะปล่อยสู่บรรยากาศ



รูปที่ 2.5 เตาเพิ่มอุณหภูมิประเภท radiant coil with cross-flow

convection section [Charles E. Baukal and JR., 2012]

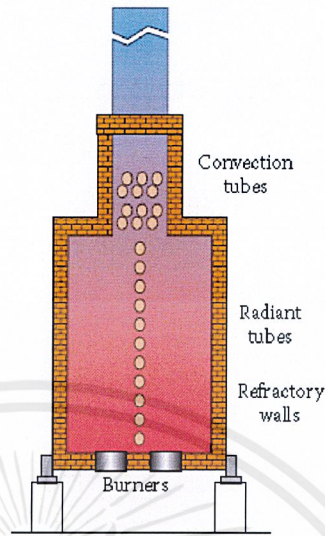
3. เตาเพิ่มอุณหภูมิประเภท helical radiant coil with cross-flow convection section โครงสร้างของเตาเพิ่มอุณหภูมิชนิดนี้ จะมีท่อขดจากล่างขึ้นข้างบนและมีหัวเตาจุดไฟอยู่ตรงกลาง มักใช้กับปริมาณความร้อนไม่เกิน 5.86 MW [Kister, Henry Z, 1992] เหมาะกับสารป้อนที่เป็นของเหลวหรือก๊าซ เนื่องจากลักษณะของท่อที่ขดและไม่งอเป็นรูปตัวยู จึงไม่ทำให้เกิดฟองอากาศ (Vapor lock) ภายในท่อ



รูปที่ 2.6 เตาเพิ่มอุณหภูมิประเภท helical radiant coil with cross-flow convection section [Charles E. Baukal and JR., 2012]

– ประเภทของเตาเพิ่มอุณหภูมิแบบ cabin

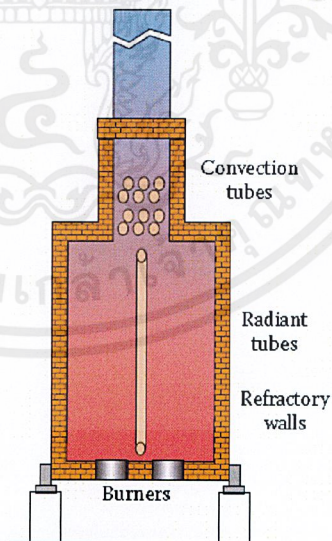
1. เตาเพิ่มอุณหภูมิประเภท horizontal tube, double fired heater เป็นเตาที่ใช้ในกรณีสารป้อนมีการเปลี่ยนแปลงสถานะ (phase) โดยการออกแบบให้มีระบบหัวเผาไหม้ 2 ด้าน ทำให้ท่อของสารป้อนถูกให้ความร้อนพร้อมกันทั้งสองด้าน ส่งผลให้อุณหภูมิของฟิล์มของสารป้อนในท่อและอุณหภูมิของท่อมีค่าต่ำลงด้วย ทำให้สามารถลดความหนาแน่นของท่อ ความยาวท่อ และลดอัตราการเกิดตะกรัน (Fouling) บนผิวท่อได้อีกด้วย



รูปที่ 2.7 เตาเพิ่มอุณหภูมิประเภท horizontal tube, double fired heater

[Charles E. Baukal and JR., 2012]

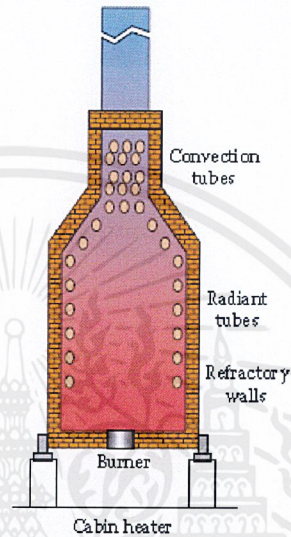
2. เตาเพิ่มอุณหภูมิประเภท vertical tube, double fired heater เตาเพิ่มอุณหภูมิประเภทนี้คล้ายกับเตาเพิ่มอุณหภูมิประเภท horizontal tube, double fired heater แตกต่างกันตรงการวางท่อในส่วนการแผ่รังสีความร้อน ที่จะเป็นแบบแนวตั้ง ซึ่งจะทำให้สามารถใช้ได้ทั้งสภาวะอุณหภูมิสูง ความดันสูงหรือความดันต่ำ



รูปที่ 2.8 เตาเพิ่มอุณหภูมิประเภท vertical tube, double fired heater

[Charles E. Baukal and JR., 2012]

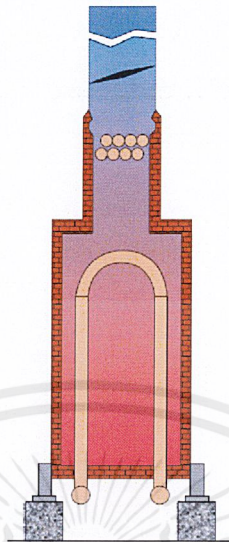
- เตาเพิ่มอุณหภูมิประเภท horizontal tube, single fired heater โครงสร้างของเตาเพิ่มอุณหภูมินี้มีการติดตั้งท่อที่ผนังเตาเป็นแนวนอนในส่วนการแผ่รังสีความร้อน มักนิยมใช้กับสารป้อนที่มีการเปลี่ยนแปลงสถานะ เช่น การเพิ่มอุณหภูมิให้กับน้ำมันดิบ หรือสารที่จะเกิดปฏิกิริยาภายในท่อ เป็นต้น



รูปที่ 2.9 เตาเพิ่มอุณหภูมิประเภท horizontal tube, single fired heater

[Charles E. Baukal and JR., 2012]

- เตาเพิ่มอุณหภูมิประเภท wicket (arbour) heater เป็นเตาเพิ่มอุณหภูมิที่มีจำนวนรอบของการไหลภายในเตามาก แต่เตาเพิ่มอุณหภูมิประเภทนี้สามารถใช้ได้กับกระบวนการที่สารป้อนเป็นวัฏภาคไอเท่านั้น



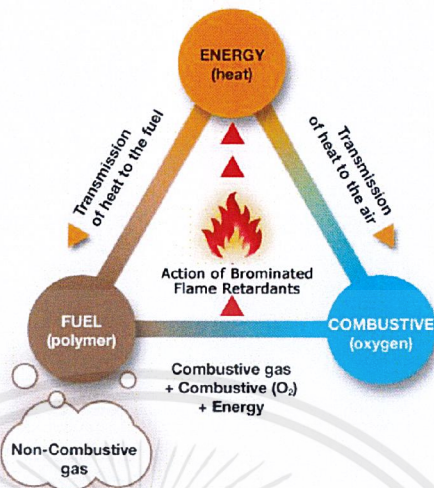
รูปที่ 2.10 เตาเพิ่มอุณหภูมิประเภท wicket (arbour) heater

[Charles E. Baukal and JR., 2012]

สำหรับเตาเพิ่มอุณหภูมิของหน่วยกลั่นน้ำมันดิบที่ 1 เป็นเตาเพิ่มอุณหภูมิแบบ vertical cylindrical heater ประเภท radiant coil with cross-flow convection section มีหน้าที่เพิ่มอุณหภูมิน้ำมันดิบก่อนเข้าหอกลั่น โดยสามารถใช้เชื้อเพลิงได้สองประเภท คือ เชื้อเพลิงชนิดก๊าซ และน้ำมันเตา

2.1.2 การเผาไหม้ในเตาเพิ่มอุณหภูมิ (Combustion in the fired heater)^[1]

การเผาไหม้เกิดจากกระบวนการคายความร้อนของปฏิกิริยาออกซิเดชัน ซึ่งเกิดขึ้นระหว่างสารประกอบอินทรีย์หรือเชื้อเพลิง (fuel) กับออกซิเจน โดยมีความร้อนเป็นตัวกระตุ้นให้เกิดปฏิกิริยา ผลจากการเผาไหม้ทำให้เกิดความร้อนและสารประกอบเคมีบางชนิด อีกทั้งยังส่งผลให้เกิดแสงสว่างในรูปของเปลวไฟ ดังนั้นองค์ประกอบที่ทำให้เกิดการเผาไหม้คือ เชื้อเพลิง ออกซิเจน และความร้อนในสัดส่วนที่เหมาะสม



รูปที่ 2.11 ความสัมพันธ์ขององค์ประกอบของการเผาไหม้

[Terry Penney, 2015]

2.1.2.1 เชื้อเพลิงและการเผาไหม้

เชื้อเพลิงคือ สารที่สามารถเผาไหม้ได้โดยง่ายเมื่อทำปฏิกิริยากับอากาศหรือออกซิเจน และความร้อนที่เกิดจากการเผาไหม้นั้นสามารถนำมาใช้งานอย่างได้คุ้มค่าทางเศรษฐกิจ นอกจากนี้สารที่เกิดจากการเผาไหม้ต้องไม่ทำให้เกิดมลพิษต่อสิ่งแวดล้อม

– เชื้อเพลิงชนิดของแข็ง

เชื้อเพลิงที่ใช้งานในสภาพที่เป็นของแข็ง เชื้อเพลิงแข็งหลักๆ ได้แก่ เชื้อเพลิงธรรมชาติ เช่น ถ่านหิน ลิกไนต์ ไม้ เป็นต้น และเชื้อเพลิงที่ได้จากการนำเชื้อเพลิงธรรมชาติมาเผา (Carbonization) เช่น ถ่านโค้ก (Coke) ถ่านเซมิโค้ก (Semi-coke) เป็นต้น

– เชื้อเพลิงชนิดของเหลว

เชื้อเพลิงที่ใช้งานในสภาพที่เป็นของเหลว เชื้อเพลิงเหลวที่ใช้ทั่วไปจะเป็นเชื้อเพลิงปิโตรเลียมเกือบทั้งหมด ได้แก่ น้ำมันเบนซิน น้ำมันก๊าด น้ำมันเตา เป็นต้น คุณสมบัติของเชื้อเพลิงเหลวที่สำคัญในการพิจารณาประกอบการใช้งาน เช่น ความหนาแน่น ความหนืด ความสามารถในการระเหย ค่าทางความร้อน เป็นต้น

- เชื้อเพลิงชนิดก๊าซ

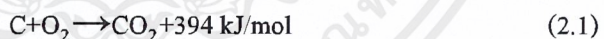
เชื้อเพลิงที่อยู่ในสภาวะก๊าซภายใต้ความดันและอุณหภูมิปกติ แบ่งออกเป็น ก๊าซธรรมชาติซึ่งเกิดขึ้นได้เองตามธรรมชาติ กับก๊าซที่ผลิตขึ้นจากการแยก เชื้อเพลิงแข็งหรือเชื้อเพลิงเหลว สามารถเกิดการเผาไหม้สมบูรณ์ได้ง่ายกว่า เชื้อเพลิงแข็งและเชื้อเพลิงเหลว ซึ่งจะทำให้การเผาไหม้เชื้อเพลิงนี้ไม่มีเขม่า เกิดขึ้นหรือเกิดขึ้นน้อยมาก

2.1.2.2 ปฏิริยาเคมีของการเผาไหม้

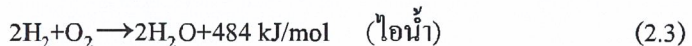
ปฏิริยาเคมีเกิดจากการทำลาย และ/ หรือสร้างแรงยึดเหนี่ยวของอะตอม ปฏิริยาเคมีที่เกิดจากการทำลายแรงยึดเหนี่ยวของอะตอมนั้น เกิดขึ้นเมื่อปฏิริยานั้น ได้รับพลังงาน เรียกว่า ปฏิริยาดูดความร้อน และปฏิริยาเคมีที่เกิดจากการ สร้างแรงยึดเหนี่ยวของอะตอม เกิดขึ้นเมื่อปฏิริยานั้นปลดปล่อยพลังงานสู่ สิ่งแวดล้อม เรียกว่า ปฏิริยาคายความร้อน

ปฏิริยาการเผาไหม้เป็นปฏิริยาคายความร้อนแบบหนึ่ง เกิดจากการทำ ปฏิริยาระหว่างเชื้อเพลิง ออกซิเจน และความร้อน โดยเชื้อเพลิงจะถูกออกซิไดซ์ เพื่อปลดปล่อยพลังงานความร้อนระหว่างการเผาไหม้ กระบวนการออกซิเดชันเป็น ปฏิริยาถูกใช้ที่มีความซับซ้อนมาก สามารถแสดงปฏิริยาอย่างง่ายได้ ดังนี้ [ธีร โชติ รัตนหัตถการ, 2555]

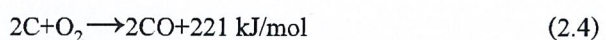
- ออกซิเดชันโดยสมบูรณ์ของคาร์บอน (The complete oxidation of carbon)



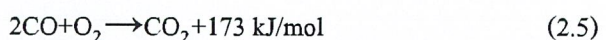
- ออกซิเดชันโดยสมบูรณ์ของไฮโดรเจน (The complete oxidation of hydrogen)



- ออกซิเดชันไม่สมบูรณ์ของคาร์บอน (The incomplete oxidation of carbon)



- ออกซิเดชันของคาร์บอนมอนอกไซด์ (The oxidation of carbon monoxide)

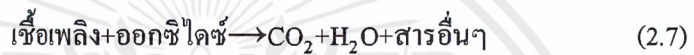


- ออกซิเดชันของซัลเฟอร์ไดออกไซด์ (The oxidation of sulfur dioxide)



2.1.2.3 การเผาไหม้เชื้อเพลิงในเตาเพิ่มอุณหภูมิ

เชื้อเพลิงที่ใช้เป็นเชื้อเพลิงประเภทที่มีสารประกอบอินทรีย์ที่มีองค์ประกอบหลักเป็นคาร์บอนและไฮโดรเจนในสถานะก๊าซและของเหลว ปริมาณความร้อนที่ได้จากการเผาไหม้เชื้อเพลิงสามารถควบคุมได้จากปริมาณเชื้อเพลิงที่ใช้กับออกซิโดซ์ แต่เปลวไฟหรือการระเบิดที่เกิดขึ้นนั้นไม่สามารถควบคุมได้ ปฏิกริยาการเผาไหม้ที่เกิดขึ้นภายในเตาเพิ่มอุณหภูมิ



จากปฏิกิริยาที่ 2.7 สามารถคำนวณปริมาณคาร์บอนไดออกไซด์ น้ำ และสารอื่น ๆ ได้ เมื่อรู้ปริมาณและส่วนประกอบของเชื้อเพลิงกับปริมาณตัวออกซิโดซ์ที่ใช้ “สารอื่น ๆ” ขึ้นอยู่กับองค์ประกอบของเชื้อเพลิงและตัวออกซิโดซ์ที่ใช้ โดยส่วนมากนิยมใช้ตัวออกซิโดซ์เป็นอากาศ ที่มีองค์ประกอบของก๊าซไนโตรเจนร้อยละ 79 ของปริมาณอากาศทั้งหมดกับก๊าซออกซิโดซ์ร้อยละ 21 ของอากาศทั้งหมด ถ้าสัดส่วนของเชื้อเพลิงต่อออกซิโดซ์น้อยเกินไป จะทำให้เกิดการเผาไหม้ไม่สมบูรณ์หรือไม่สามารถเผาไหม้เชื้อเพลิงหมดได้ ดังนั้นเชื้อเพลิงบางส่วนจะกลายเป็นไฮโดรคาร์บอนที่ไม่ถูกเผาไหม้หรือเขม่า และกลายเป็นผลิตภัณฑ์อื่นที่ได้จากการเผาไหม้ปะปนมากับก๊าซไอเสีย ปริมาณเขม่าในก๊าซไอเสียสามารถควบคุมได้ โดยการควบคุมปริมาณออกซิโดซ์ส่วนเกินในก๊าซไอเสีย ถ้าการเผาไหม้มีปริมาณออกซิโดซ์ส่วนเกินในก๊าซไอเสียมีค่ามากขึ้น จะทำให้สูญเสียพลังงาน ความร้อนบางส่วนไปกับออกซิโดซ์

เขม่าที่เกิดขึ้นในก๊าซไอเสียบ่งบอกว่าเชื้อเพลิงถูกเผาไหม้ไม่สมบูรณ์ และปริมาณความร้อนที่ได้จากการเผาไหม้เชื้อเพลิงจริงมีค่าน้อยลง นอกจากนี้เขม่าที่เกิดขึ้นสามารถเป็นตะกอนที่ผิวนอกท่อได้อีกด้วย ทำให้อุณหภูมิที่ผิวท่อสูงมากกว่าปกติ

2.2 การถ่ายโอนความร้อน (Heat transfer)^[3]

2.2.1 การถ่ายเทความร้อนแบบการนำความร้อน (Conduction)

เป็นการถ่ายเทความร้อนที่เกิดขึ้นกับวัตถุที่เป็นตัวกลางทึบแสงและไม่มี การเคลื่อนไหวยภายในวัตถุ เมื่อพื้นผิววัตถุมีอุณหภูมิแตกต่างกัน อัตราการถ่ายเทความร้อน ต่อพื้นที่หนึ่งหน่วยจะแปรผันตรงกับค่าความลาดชันของอุณหภูมิ (Temperature gradient) dT/dx ดังสมการของฟูรีเยร์ (Fourier)

$$\frac{q}{A} = -k \frac{dT}{dx} \quad (2.8)$$

ความสามารถในการนำความร้อนของวัตถุใด ๆ ดูได้จากค่าสัมประสิทธิ์การนำความร้อน (Thermal conductivity, k) เป็นคุณสมบัติทางกายภาพของตัวกลางที่มีความร้อนเคลื่อนที่ผ่าน อัตราการนำความร้อนจึงมีค่าเป็น

$$q = -kA \frac{dT}{dx} \quad (2.9)$$

เมื่อ q คือ อัตราการถ่ายเทความร้อน (W)

k คือ สัมประสิทธิ์การนำความร้อน ($W/(m^{\circ}C)$)

A คือ พื้นที่ตั้งฉากกับทิศทางการไหลของพลังงานความร้อน (m^2)

$\frac{dT}{dx}$ คือ ความลาดชันของอุณหภูมิ (Temperature gradient, $^{\circ}C/m$)

สมการที่ (2.2) คือ กฎการนำความร้อนของฟูรีเยร์ (Fourier's law of conduction) โดยที่เครื่องหมายลบในสมการเป็นผลเนื่องจากกฎข้อที่สองของเทอร์โมไดนามิกส์ ที่กำหนดว่า ความร้อนจะต้องไหลจากจุดที่มีอุณหภูมิสูงกว่า ไปยังจุดที่มีอุณหภูมิต่ำกว่า แต่เนื่องจากความลาดชันของอุณหภูมิจะมีค่าลดลงเมื่อระยะทาง x เพิ่มขึ้น

อัตราการถ่ายเทความร้อนที่เกิดขึ้น สามารถพิจารณาในรูปแบบของวงจรไฟฟ้าได้ โดยการรวมกันของสัมประสิทธิ์การนำความร้อน พื้นที่หน้าตัดในการนำความร้อน และระยะทางที่ความร้อนเคลื่อนที่ผ่านเป็นค่าความต้านทานการไหลของวงจรความร้อน และให้อุณหภูมิในแต่ละจุดของวงจรคือความต่างศักย์ ดังนั้นจึงสามารถเขียนสมการการถ่ายเทความร้อนได้ ดังนี้

$$q = \frac{\Delta T_{\text{overall}}}{\sum R_{th}} \quad (2.10)$$

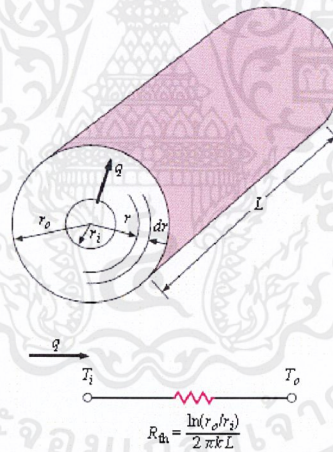
เมื่อ R_{th} คือ ตัวต้านทานความร้อน (Thermal resistances)

การถ่ายเทความร้อนแบบการนำความร้อนสามารถเกิดขึ้นได้ทุกทิศทาง ดังนั้นการนำความร้อนผ่านท่อทรงกระบอกจึงมีลักษณะการถ่ายเทความร้อนไปตามแนวรัศมีของท่อ โดยมีพื้นที่ที่ตัดฉากกับทิศทางการนำความร้อนเปลี่ยนแปลงตามรัศมีของท่อ ในกรณีที่มีท่อที่มีความยาวมากกว่าเส้นผ่านศูนย์กลางมากๆ สามารถสมมติให้เกิดการถ่ายเทความร้อนแบบการนำความร้อนในแนวรัศมีท่ออย่างเดียวได้

- การนำความร้อนผ่านท่อทรงกระบอก

พิจารณาท่อทรงกระบอกยาวเท่ากับ L มีรัศมีภายในเท่ากับ r_i และมีรัศมีภายนอกเท่ากับ r_o แสดงดังรูปที่ 2.12 จากกฎของฟูเรียร์ พบว่าค่า R_{th} หรือค่าตัวต้านทานความร้อนของท่อนี้มีค่าเท่ากับ

$$R_{th} = \frac{\ln(r_o/r_i)}{2\pi kL} \quad (2.11)$$



รูปที่ 2.12 การถ่ายเทความร้อนแบบนำความร้อนผ่านท่อทรงกระบอก [Holman, 2010]

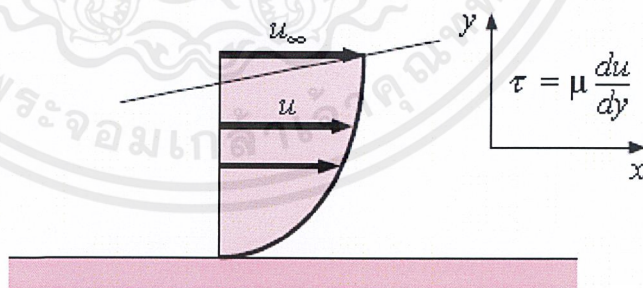
2.2.2 การถ่ายเทความร้อนแบบการพาความร้อน (Convection)

การถ่ายเทความร้อนโดยการพาความร้อนประกอบด้วยกลไก 2 อย่าง คือ พลังงานการถ่ายเทจากการเคลื่อนที่หรือการแพร่แบบสุ่มของโมเลกุล และพลังงานการถ่ายเทจากการเคลื่อนที่ของของไหล การถ่ายเทความร้อนแบบการพาความร้อนแบ่งออกได้เป็น 2 ประเภทคือ

ด้านกลศาสตร์ของไหล

- การพาความร้อนแบบอิสระ (Free convection) หรือการพาความร้อนแบบธรรมชาติ (Natural convection) คือ การเคลื่อนที่ของความร้อนระหว่างผิวของแข็งและของไหล โดยที่ไม่มีกลไกใด ๆ ที่ทำให้ของไหลเคลื่อนที่ แต่ของไหลที่เคลื่อนที่ได้ อาจเกิดจากความแตกต่างของความหนาแน่นของของไหลหรือความแตกต่างของความดันของของไหล
- การพาความร้อนแบบบังคับ (Force convection) คือ การเคลื่อนที่ของความร้อนระหว่างผิวของแข็งและของไหล โดยที่ของไหลถูกบังคับให้เคลื่อนที่ไปสัมผัสกับผิวของของแข็งโดยกลไกภายนอก เช่น พัดลม เครื่องสูบน้ำ ปัม เป็นต้น

พิจารณาการพาความร้อนที่เกิดขึ้นของของไหลที่เคลื่อนที่ผ่านพื้นผิวของของแข็งที่มีอุณหภูมิต่างกัน ดังรูป 2.13 ที่แสดงการถ่ายเทความร้อน โดยการพาความร้อนระหว่างพื้นผิวร้อนกับของไหลที่เคลื่อนที่ผ่านไปบนแผ่นวัตถุ ซึ่งแสดงให้เห็นการเปลี่ยนแปลงของความเร็วและอุณหภูมิ ซึ่งจะเห็นว่าความเร็วจะลดลงเมื่อของไหลอยู่ใกล้กับผิวของของแข็งด้วยผลของแรงเสียดทานเนื่องมาจากความหนืดของของไหล และเนื่องจากของไหลชั้นที่อยู่ติดกับผิวนั้นมีความเร็วเป็นศูนย์ ดังนั้นการถ่ายเทความร้อนของชั้นนี้เป็นการถ่ายเทความร้อนแบบการนำความร้อนอย่างเดียว ของไหลที่มีความเร็วสูงจะให้ค่าความลาดชันของอุณหภูมิสูงทำให้มีอัตราการนำความร้อนสูงตามไปด้วย



รูปที่ 2.13 การพัฒนาชั้นขอบเขตของของไหลในการถ่ายเทความร้อนแบบพาความร้อน [Holman, 2010]

การคำนวณอัตราการถ่ายเทความร้อนแบบพาความร้อนนั้นเป็นสิ่งที่ยุ่งยาก โดยมีสิ่งที่พิจารณาหลายสิ่งหลายอย่างที่มีผลต่อการเคลื่อน เช่น คุณสมบัติของของ

ไหล ความเร็วของของไหล ความแตกต่างของอุณหภูมิ เป็นต้น นิวตันได้ค้นพบหาความยุ่งยากเหล่านี้ โดยเสนอสมการสำหรับการคำนวณอัตราการถ่ายเทความร้อนแบบพาความร้อน ดังสมการของนิวตัน (Newton's law of cooling)

$$q = hA(T_h - T_c) \quad (2.12)$$

เมื่อ h คือ สัมประสิทธิ์การพาความร้อน (heat transfer coefficient, $W/(m^2K)$)

A คือ พื้นที่ผิวสัมผัส (m^2)

– การคำนวณสัมประสิทธิ์การพาความร้อน (Heat transfer coefficient)

การคำนวณการถ่ายเทความร้อนจำเป็นต้องใช้ตัวแปรไร้มิติเพื่อเป็นตัวบ่งชี้ลักษณะการไหลหรือบ่งชี้คุณสมบัติของของไหล

1) เลขเรย์โนลด์ส์ (Reynolds number: Re) เป็นอัตราส่วนของพลังงานภายในต่อพลังงานที่เกิดจากความหนืดของของไหล

$$Re = \frac{\rho v l}{\mu} \quad (2.13)$$

เมื่อ ρ คือ ความหนาแน่นของของไหล (density, kg/m^3)

μ คือ ความหนืดของของไหล (viscosity, $Pa.s$)

v คือ ความเร็วของของไหล (velocity, m/s)

l คือ ลักษณะเฉพาะของหน่วยความยาว เช่น เส้นผ่านศูนย์กลางของท่อในกรณีของไหลไหลในท่อ

เลขเรย์โนลด์ส์มีค่าน้อย ๆ แสดงลักษณะการไหลแบบราบเรียบ (Laminar flow) และเลขเรย์โนลด์ส์มีค่ามาก ๆ แสดงลักษณะการไหลแบบปั่นป่วน (Turbulent flow) สำหรับการไหลของของไหลในท่อช่วงของค่าเลขเรย์โนลด์ส์ แสดงดังนี้ [Holman, 2010]

$Re < 2,300$	ลักษณะการไหลเป็นแบบราบเรียบ
$2,300 < Re < 4,000$	ลักษณะการไหลเป็นแบบเปลี่ยนแปลง
$Re > 4,000$	ลักษณะการไหลเป็นแบบปั่นป่วน

- 2) เลขพรีนดท์เทิล (Prandtl number: Pr) เป็นอัตราส่วนของสภาพแพร่โมเมนตัม (Momentum diffusivity) หาได้จากสมการ

$$Pr = \frac{c_p \mu}{k} \quad (2.14)$$

เมื่อ c_p คือ ความจุความร้อนจำเพาะของของไหลที่ความดันคงที่ ($\text{kJ}/(\text{kg}^\circ\text{C})$)

k คือ สัมประสิทธิ์การนำความร้อน ($\text{W}/(\text{m}^\circ\text{C})$)

สำหรับของไหลที่เป็นก๊าซ โดยส่วนมากจะมีเลขพรีนดท์เทิลประมาณ 0.7

- 3) เลขนัสเซิลต์ (Nusselt number: Nu) เป็นอัตราส่วนระหว่างอัตราการนำความร้อนต่ออัตราการพาความร้อนในระบบการถ่ายเทความร้อน

ในการคำนวณลักษณะการพาความร้อนมักใช้เลขนัสเซิลต์ในการคำนวณหาสัมประสิทธิ์การพาความร้อน และใช้เลขนัสเซิลต์กับเลขเรย์โนลด์ส์ในการคำนวณหาเลขนัสเซิลต์

- ของไหลไหลภายในท่อ สำหรับของไหล 1 สถานะ

Gnielinski ได้นำเสนอสมการในการคำนวณสัมประสิทธิ์การพาความร้อน สำหรับของไหลที่มีลักษณะการไหลแบบปั่นป่วนและอยู่ในท่อที่เรียบ (smooth pipe)

$$Nu = 0.0214(Re^{0.8} - 100)Pr^{0.4} \quad (2.15)$$

สำหรับ $0.5 < Pr < 1.5$ และ $10^4 < Re < 5 \times 10^6$

$$Nu = 0.012(Re^{0.87} - 280)Pr^{0.4} \quad (2.16)$$

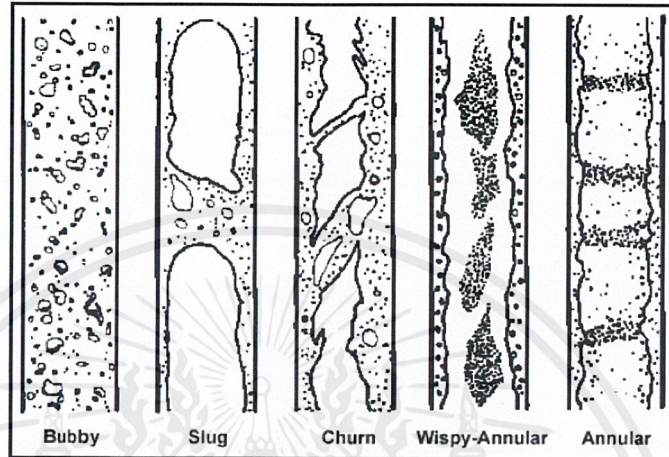
สำหรับ $1.5 < Pr < 500$ และ $3,000 < Re < 10^6$

- ของไหลไหลภายในท่อ สำหรับของไหลที่มีการเดือด^{[3][4]}

เมื่อพื้นผิวของท่อที่สัมผัสกับของไหลมีอุณหภูมิสูงกว่าอุณหภูมิอิ่มตัว (Saturation temperature) ของไหลนั้นจะเริ่มเดือด มีฟองอากาศเกิดขึ้นที่ผิวท่อ ซึ่งปกติถ้าอุณหภูมิเฉลี่ยของของไหลช่วงหนึ่งๆ (Bulk temperature) มีค่าน้อยกว่าอุณหภูมิอิ่มตัว การเดือดลักษณะนี้เรียกว่า Subcooled nucleate boiling ฟองอากาศที่เกิดขึ้นจะ

เคลื่อนที่ออกจากผิวท่อไปที่กลางท่อ จะเป็นการถ่ายเทความร้อนแบบพาความร้อน เรียกว่า nucleate boiling

ลักษณะการไหลของของไหล 2 สถานะในท่อแนวดิ่ง

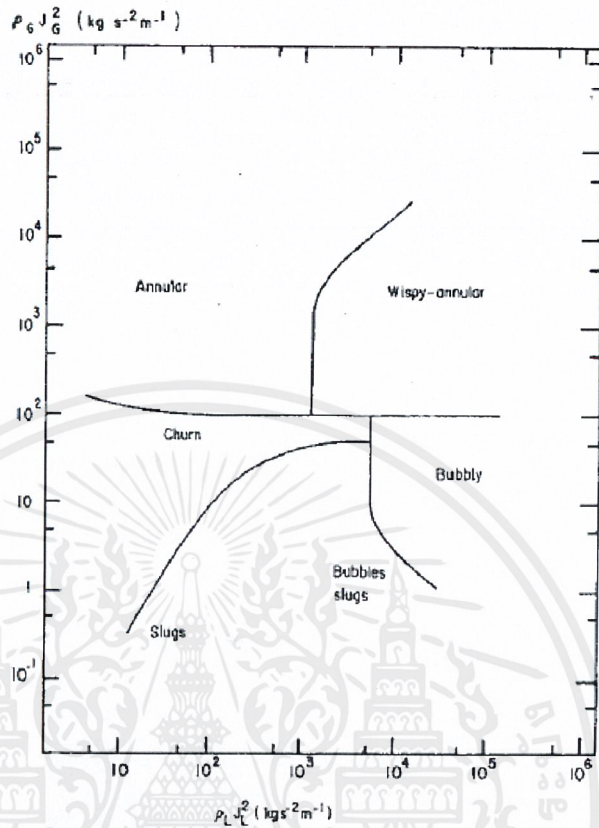


รูปที่ 2.14 ลักษณะการไหลของของไหล 2 สถานะในท่อแนวดิ่ง

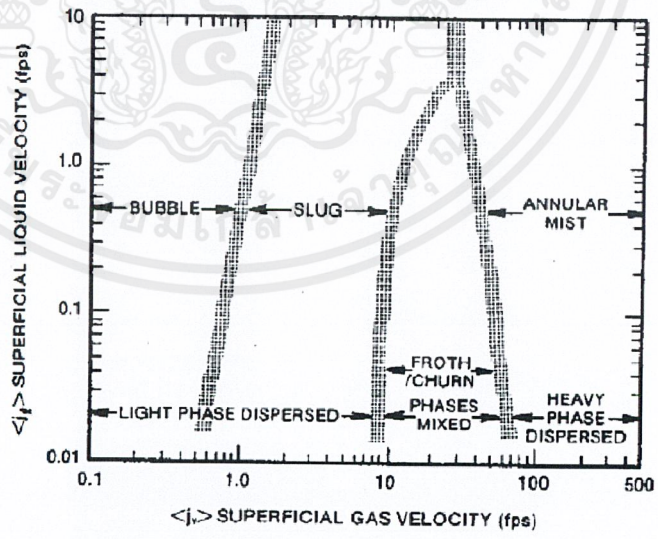
[Adriana Greco, 2009]

1. การไหลแบบ Bubbly ฟองอากาศจะกระจายแยกกันและไหลไปกับของเหลว ซึ่งฟองอากาศจะมีขนาดเล็กและมีรูปร่างใกล้เคียงกับทรงกลม
2. การไหลแบบ Slug สัดส่วนของไอจะเพิ่มมากขึ้น ฟองอากาศจะรวมตัวกันใหญ่ขึ้นของเหลวอยู่ที่ผิวท่อเท่านั้น และฟิล์มของของเหลวจะเคลื่อนที่ไปตามผิวท่อ
3. การไหลแบบ Churn สัดส่วนของไอจะเพิ่มมากขึ้น ของไหลจะเคลื่อนที่ขึ้นลงแกว่งไปมา ซึ่งการไหลแบบนี้จะเกิดขึ้นอย่างรวดเร็ว อยู่ระหว่างการไหลแบบ Slug ไปการไหลแบบ Annular
4. การไหลแบบ Wispy annular ในชั้นความหนาของฟิล์มอาจมีฟองอากาศขนาดเล็กเกิดขึ้น
5. การไหลแบบ Annular สัดส่วนของไอมักขึ้นจนเกือบเป็นไอทั้งหมด มีเพียงชั้นฟิล์มบาง ๆ ของของเหลวที่บริเวณผิวท่อ

สามารถคาดการณ์รูปแบบการไหลของของไหล 2 สถานะได้จากรูปที่ 2.15 และ 2.16



รูปที่ 2.15 อาณาเขตรูปแบบการไหลของ Hewitt and Roberts
[Delhay, Giot and Riethmuller]



รูปที่ 2.16 อาณาเขตรูปแบบการไหลสำหรับอากาศกับน้ำของ Govier and Aziz
[Lahey and Moody]

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหาและต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

สมการการคำนวณหาสัมประสิทธิ์การพาความร้อนของของไหล 2 สถานะ

$$h_{2p} = F_{\text{chen}} \times h_{\text{liquid}} \quad (2.17)$$

$$F_{\text{chen}} = \left(1 + \frac{3.4}{X_{\text{tt}}} \right)^{2/3} \quad (2.18)$$

$$X_{\text{tt}} = \left(\frac{1-Y}{Y} \right)^{0.9} \times \left(\frac{\rho_v}{\rho_l} \right)^{0.5} \times \left(\frac{\mu_l}{\mu_v} \right)^{0.1} \quad (2.19)$$

เมื่อ h_{liquid} คือ สัมประสิทธิ์การพาความร้อนของสถานะของเหลว ($\text{W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$)

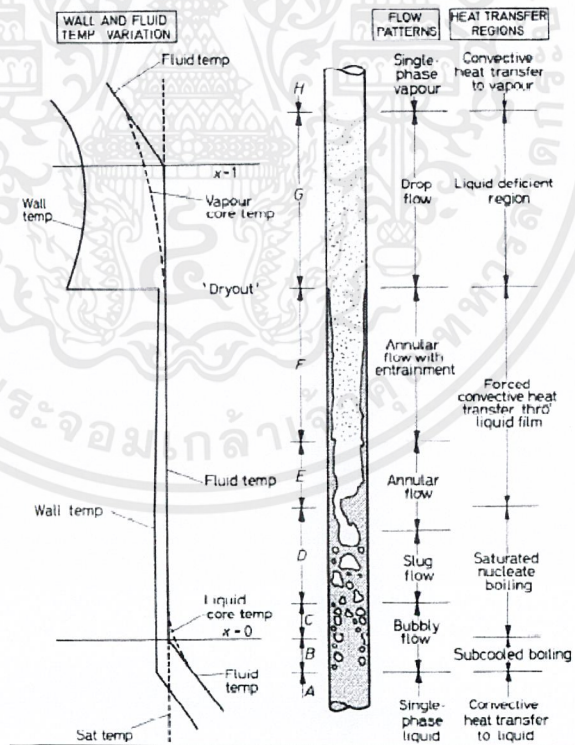
Y คือ สัดส่วนของก๊าซโดยน้ำหนัก

ρ_l คือ ความหนาแน่นของของเหลว (kg/m^3)

ρ_v คือ ความหนาแน่นของก๊าซ (kg/m^3)

μ_l คือ ความหนืดของของเหลว ($\text{Pa}\cdot\text{s}$)

μ_v คือ ความหนืดของของก๊าซ ($\text{Pa}\cdot\text{s}$)



รูปที่ 2.17 แบบจำลองแสดงของไหลที่มีการเดือดในท่อแนวตั้ง

[J.G. Collier and J.G. Thome, 1994]

2.2.3 การถ่ายเทความร้อนแบบการแผ่รังสีความร้อน (Radiation)^{[3][5]}

เป็นการถ่ายเทความร้อนโดยที่ไม่ต้องอาศัยตัวกลางในการถ่ายเทพลังงานความร้อน วัตถุที่มีอุณหภูมิสูงกว่า 0 K ย่อมมีการแผ่รังสีความร้อน โดยวัตถุนั้นจะเป็นของแข็ง ของเหลว หรือก๊าซก็ได้ พลังงานของสนามการแผ่รังสีมีการถ่ายเทโดยอาศัยคลื่นแม่เหล็กไฟฟ้าหรือเรียกว่า โฟตอน (Photons) เมื่อเกิดการแผ่รังสีความร้อนไปกระทบกับพื้นผิวของวัตถุ ส่วนหนึ่งเกิดการสะท้อน ส่วนหนึ่งถูกดูดซับไว้ และอีกส่วนถูกส่งผ่านวัตถุ



ดังนั้น จะได้
$$\rho + \alpha + \tau = 1 \tag{2.20}$$

- เมื่อ ρ แทนสภาพสัดส่วนการสะท้อนกลับ (Reflectivity)
- α แทนสภาพสัดส่วนการดูดซับ (Absorptivity)
- τ แทนสภาพสัดส่วนการส่งผ่าน (Transmissivity)

สำหรับวัสดุที่เป็นของแข็งจะมีสภาพการส่งผ่านน้อยมาก ยกเว้นกระจกกับพลาสติกในของเหลวที่มีความเข้มข้นมากหรือทึบแสง จะมีสภาพการส่งผ่านมากขึ้น และในก๊าซจะมีสภาพการส่งผ่านมากที่สุด แต่มีสภาพการสะท้อนกลับน้อย

คุณสมบัติการเปล่งรังสีความร้อนของวัตถุสามารถอธิบายได้โดยการเปรียบเทียบกับสภาพการเปล่งรังสีของวัตถุดำ ที่สภาวะสมดุล พลังงานที่วัตถุดูดซับมาจะเท่ากับพลังงานที่วัตถุปล่อยออกไปตามกฎของ Kirchhoff's หรือสภาพดูดซับของวัตถุเท่ากับสภาพการเปล่งรังสีของวัตถุ

ดังนั้น
$$\epsilon = \alpha \tag{2.21}$$

สมการคำนวณปริมาณพลังงานที่ถูกถ่ายเทผ่านการแผ่รังสีความร้อน สามารถคำนวณได้ง่ายได้โดยใช้สมการ

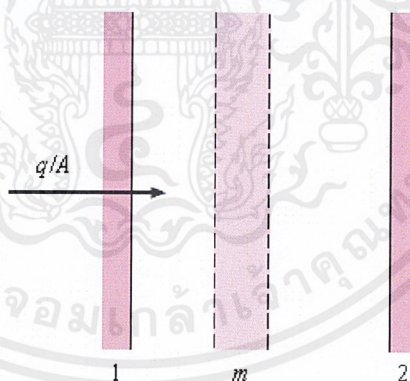
$$q = \sigma \epsilon_1 A_1 (T_1^4 - T_2^4) \quad (2.22)$$

สำหรับการคำนวณของสมการที่ (2.15) เป็นการแผ่รังสีความร้อนจากวัตถุที่มีพื้นที่ผิว A มีอุณหภูมิ T_1 และมีสภาพการเปล่งรังสีเท่ากับ ϵ_1 ไปยังวัตถุที่มีขนาดใหญ่และปิดล้อมวัตถุ A ไว้

ในระบบที่มีความซับซ้อนมากขึ้น สมการที่ใช้คำนวณปริมาณพลังงานที่ถูกถ่ายเทผ่านการแผ่รังสีก็จะซับซ้อนมากขึ้น เช่น ถ้าวัตถุที่ 2 ไม่ได้ปิดล้อมวัตถุที่ 1 ไว้ จะต้องมีค่า view factor เพิ่มเข้ามาในสมการด้วย เป็นต้น

ค่า view factor หรือ shape factor (F_{ij}) คือ ค่าความสามารถที่พลังงานการแผ่รังสีของวัตถุ i สามารถแผ่รังสีไปยังวัตถุ j ได้ โดยค่า view factor จะเปลี่ยนแปลงไปตามลักษณะการวางวัตถุ i และวัตถุ j

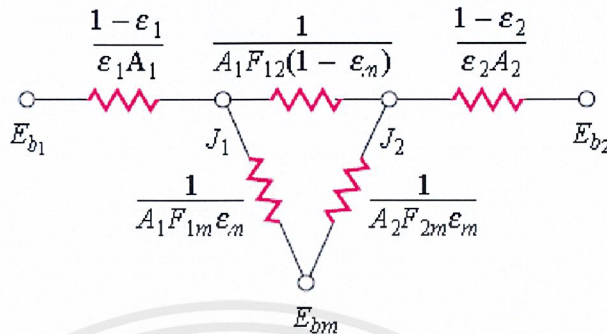
- การถ่ายเทความร้อนแบบการแผ่รังสีความร้อนผ่านตัวกลางที่มีสภาพการส่งผ่านและสภาพการดูดซับ (Radiation network for an absorbing and transmitting medium)



รูปที่ 2.19 ระบบการแผ่รังสีความร้อนผ่านตัวกลางที่มีสภาพการส่งผ่าน และสภาพการดูดซับ [Holman, 2010]

รูปที่ 2.19 อธิบายส่วนประกอบของระบบการแผ่รังสีความร้อนผ่านตัวกลางที่มีสภาพการส่งผ่านและสภาพการดูดซับ เนื่องจากในระบบการถ่ายเทความร้อนที่เกิดขึ้นในเตาเพิ่มอุณหภูมิมีก๊าซเป็นส่วนใหญ่ ซึ่งก๊าซนั้นจะมีสภาพการสะท้อนกลับน้อยมาก ดังนั้นคุณสมบัติของก๊าซในเตาเพิ่มอุณหภูมิจึงเป็น

$$\alpha + \tau = \varepsilon + \tau = 1 \quad (2.23)$$



รูปที่ 2.20 วงจรการแผ่รังสีความร้อนของสองวัตถุใด ๆ

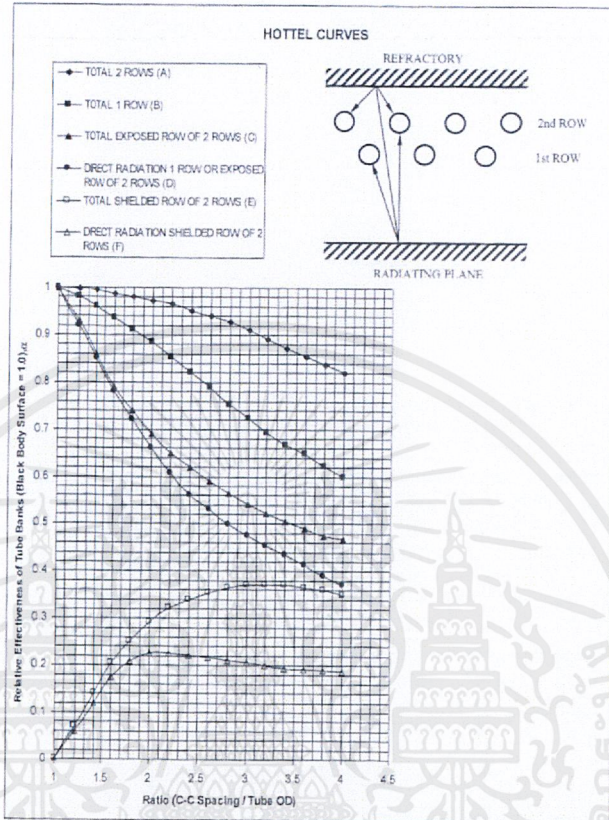
ผ่านตัวกลางที่มีสภาพการส่งผ่านและสภาพการดูดซับ [Holman, 2010]

จากวงจรการแผ่รังสีความร้อนที่แสดงในรูปที่ 2.20 วัตถุภายในเตาเพิ่มอุณหภูมิใน ส่วนการแผ่รังสีความร้อนประกอบด้วย ผงเตาเพิ่มอุณหภูมิและท่อขนส่งสาร ซึ่งแต่ละวัตถุจะมีสภาพการเปล่งรังสีแตกต่างกันออกไป จากสมการข้างต้นค่า view factor ต่าง ๆ นั้นมีความซับซ้อนในการคำนวณมาก และตัวกลางภายในเตาเพิ่มอุณหภูมิ คือ ก๊าซไอเสียที่เกิดจากการเผาไหม้ ซึ่งการคำนวณสภาพการเปล่งรังสีของก๊าซก็มีความซับซ้อนมาก ดังนั้นจึงได้มีการประยุกต์ปรับปรุงการคำนวณหาพลังงานการแผ่รังสีความร้อนจากเปลวไฟไปที่ท่อตามสมการของ Stefan-Boltzmann สำหรับเตาเพิ่มอุณหภูมิใน ส่วนการแผ่รังสีความร้อน

$$q_R = \sigma \varepsilon_T A_{PT} F_{FT} (T_R^4 - T_{skin}^4) + h_o A_T (T_R - T_{skin}) \quad (2.29)$$

เมื่อ σ	คือ	ค่าคงที่ของ Stefan-Boltzmann, $5.72 \times 10^{-8} \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$
ε_T	คือ	สภาพการเปล่งรังสีของท่อ
A_{PT}	คือ	พื้นที่ผิวของท่อที่ได้รับความร้อนจากการแผ่รังสี (m^2)
A_T	คือ	พื้นที่ผิวของท่อที่สัมผัสกับก๊าซไอเสีย (m^2)
F_{FT}	คือ	view factor จากก๊าซไอเสียไปที่ท่อ
T_R	คือ	อุณหภูมิของก๊าซไอเสียใน ส่วนการแผ่รังสีความร้อน (K)
T_{skin}	คือ	อุณหภูมิที่ผิวท่อ (K)
h_o	คือ	สัมประสิทธิ์การสูญเสียความร้อนด้านนอกท่อ, $11.36 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$

ค่า View factor จากก๊าซไอเสียไปยังท่อ (F_{PT}) หาได้จากกราฟในรูปที่ 2.21



รูปที่ 2.21 กราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่าง view factor กับ

อัตราส่วนระหว่างระยะห่างของแต่ละท่อต่อเส้นผ่านศูนย์กลางท่อ [PFR, 2016]

ค่าอุณหภูมิของก๊าซไอเสียในส่วนของแผ่รังสีความร้อน (T_R) เตาเพิ่มอุณหภูมิในส่วนของแผ่รังสีความร้อน มีอุณหภูมิของก๊าซไอเสียในแต่ละจุดไม่เท่ากัน ดังนั้นอุณหภูมิที่ใช้ในสมการของ Stefan-Boltzmann จะประมาณค่าจากอุณหภูมิที่ Bridgwall รวมกับคุณลักษณะของเตานั้น ๆ

$$T_R = T_{BW} + 22.2 \times \frac{H}{W} \quad (2.30)$$

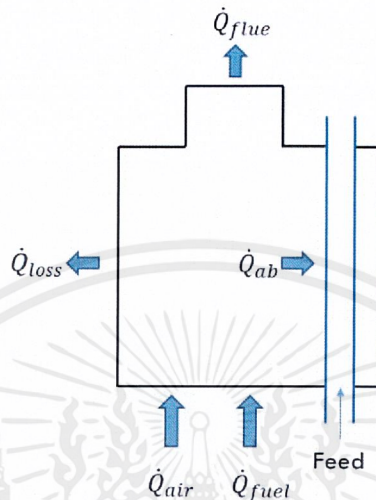
เมื่อ T_{BW} คือ อุณหภูมิของก๊าซไอเสียที่ออกจากส่วนของแผ่รังสีความร้อน ก่อนเข้าสู่การพาความร้อน (K)

H คือ ความสูงของเตาเพิ่มอุณหภูมิ (m)

W คือ ความกว้างสำหรับเตาทรงสี่เหลี่ยม หรือเส้นผ่านศูนย์กลางสำหรับเตาทรงกระบอก (m)

2.2.4 การถ่ายเทพลังงานความร้อนภายในเตาเพิ่มอุณหภูมิ

- พลังงานความร้อนที่ท่อคู่ชั้นในส่วนการแผ่รังสีความร้อน



รูปที่ 2.22 พลังงานที่เกิดขึ้นในส่วนการแผ่รังสีความร้อน

จากรูปที่ 2.22 สามารถหาพลังงานที่ท่อคู่ชั้นจากกฎการอนุรักษ์พลังงาน

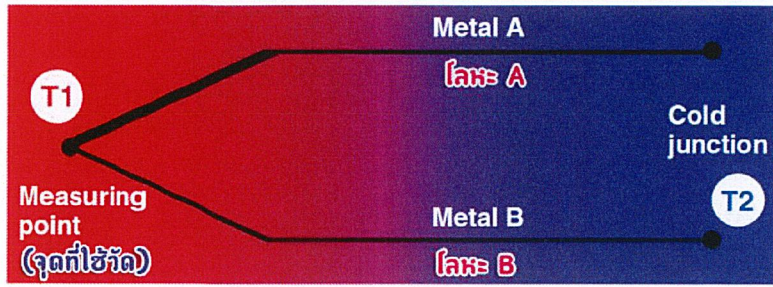
$$\dot{Q}_{in} = \dot{Q}_{out} \quad (2.31)$$

$$\dot{Q}_{fuel} + \dot{Q}_{air} = \dot{Q}_{ab} + \dot{Q}_{flue} + \dot{Q}_{loss} \quad (2.32)$$

$$\dot{m}_{fuel} \cdot LHV + \dot{m}_{air} \left(\int_{T_{ref}}^{T_{air}} c_{p,air} dT \right) = \dot{Q}_{ab} + \dot{m}_{flue} \left(\int_{T_{ref}}^{T_{flue}^{BW}} c_{p,flue} dT \right) + \dot{Q}_{loss} \quad (2.33)$$

2.3 มาตรฐานวัดอุณหภูมิ (Thermocouple)^[6]

มาตรฐานวัดอุณหภูมิ คือ อุปกรณ์วัดอุณหภูมิ หรือเซนเซอร์สำหรับวัดอุณหภูมิ โดยใช้หลักการเปลี่ยนแปลงความร้อน หรืออุณหภูมิให้เป็นแรงเคลื่อนไฟฟ้า (Emf) มาตรฐานวัดอุณหภูมิ ประกอบด้วย ลวดโลหะตัวนำ 2 ชนิดที่แตกต่างกันทางโครงสร้างของอะตอม นำมาเชื่อมปลายทั้ง 2 เข้าด้วยกัน โดยเรียกปลายนี้ว่า Measuring point หรือ Hot junction (T1) (จุดวัดอุณหภูมิ) ซึ่งเป็นจุดที่ใช้วัดอุณหภูมิ และจะมีปลายอีกข้างหนึ่งของลวดโลหะปลอยว่าง ซึ่งเรียกว่า Cold junction (T2) (จุดอ้างอิง) ดังรูปที่ 2.23 ซึ่งถ้าหากจุดวัดอุณหภูมิ และจุดอ้างอิง มีอุณหภูมิแตกต่างกันก็จะทำให้มีการนำกระแสในวงจรทั้งสองข้าง



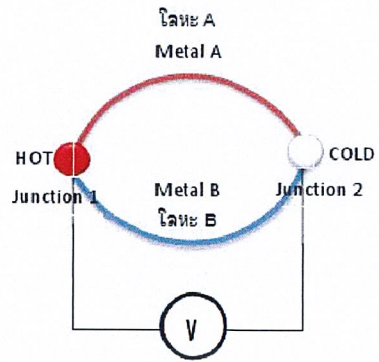
รูปที่ 2.23 การต่อลวดโลหะ A และลวดโลหะ B ของมาตรวัดอุณหภูมิ

[Spremelines Co.,Ltd]

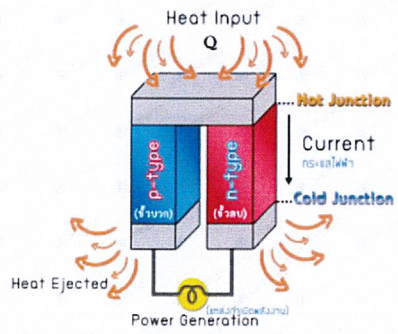
2.3.1 หลักการทำงานของมาตรวัดอุณหภูมิ

มาตรวัดอุณหภูมิทำงานโดยอาศัยคุณสมบัติทางไฟฟ้าของโลหะ 2 ชนิดที่ว่า เมื่อปลายลวดโลหะหรือโลหะผสม 2 ชนิดที่ไม่เหมือนกันเชื่อมติดกัน ถ้าอุณหภูมิที่ปลายลวดด้านที่เชื่อมกัน แตกต่างกับปลายลวดด้านที่เหลือ จะเกิดความต่างศักย์ มีหน่วยเป็น ไมโคร โวลต์ (μV) หรือมิลลิโวลต์ (mV) เรียกปรากฏการณ์นี้ว่าซีแบ็ค (Seebeck Effect) โดยลวดโลหะที่กล่าวถึงก็คือ มาตรวัดอุณหภูมิ หรือเซนเซอร์วัดอุณหภูมินั่นเอง

นอกจากนี้ยังมีปรากฏการณ์ของเพลเทียร์ (Peltier Effects) คือการคิดย้อนกลับจากผลของซีแบ็ค นั่นคือใช้โลหะที่แตกต่างกันสองชนิดมาเชื่อมต่อทั้งสองเข้าด้วยกันแล้วจ่ายพลังงานจากภายนอกเข้าไป ก็จะเป็นเหตุให้เกิดกระแสไหลในวงจร เพราะจากคุณสมบัติในการส่งไฟฟ้าและความร้อนของโลหะ พบว่าขั้วหนึ่งจะเกิดความร้อน (T_2) และอีกขั้วหนึ่งจะเกิดความเย็น (T_1) ขึ้น โดยผลดังกล่าวเรียกว่า “ผลของเพลเทียร์” (Peltier effect) และถูกนำไปใช้งานพิเศษสำหรับการทำความเย็นกับส่วนของระบบอิเล็กทรอนิกส์หรือแม้กระทั่งเครื่องทำความเย็นขนาดเล็ก



(ก)



(ข)

รูปที่ 2.24 วงจรของมาตรวัดอุณหภูมิ (ก) ปรากฏการณ์ซีแบ็ค (ข) ปรากฏการณ์เพลเทียร์
[Spremelines Co.,Ltd]

ผลของแรงเคลื่อนไฟฟ้าจากความร้อน (Termoelectric Effect)

ทฤษฎีพื้นฐานของผลจากเทอร์โมอิเล็กทริก เกิดจากการส่งผ่านทางไฟฟ้าและทางความร้อนของโลหะที่ต่างกันจึงทำให้เกิดความต่างศักย์ทางไฟฟ้าตกคร่อมที่โลหะนั้น ความต่างศักย์นี้จะสัมพันธ์กับความจริงที่ว่า อิเล็กตรอนในปลายด้านร้อนของโลหะจะมีพลังงานความร้อนมากกว่าปลายทางด้านเย็น จึงทำให้อิเล็กตรอนมีความเร็วไปหาปลายด้านเย็น ที่อุณหภูมิเดียวกันนี้การเคลื่อนที่ของอิเล็กตรอนจะแปรเปลี่ยนไปตามโลหะที่ต่างชนิดกันด้วย ที่เป็นเช่นนี้ก็เพราะว่า โลหะที่ต่างกันจะมีการนำความร้อนที่ต่างกันนั่นเอง

2.3.2 ชนิดของมาตรวัดอุณหภูมิ

ในปัจจุบัน พบว่ามีมาตรวัดอุณหภูมิตามมาตรฐานจำนวน 7 ชนิด ตามมาตรฐานของ ANSI และ ASTM โดยการจำแนกตามประเภทของวัสดุที่ใช้ทำ ได้แก่

ตารางที่ 2.1 ชนิดของวัสดุที่ใช้ทำมาตรวัดอุณหภูมิ [นวกัทรุ และ ทวีพล , 2555]

ชนิดของมาตรวัดอุณหภูมิ	ชนิดของวัสดุตัวนำ
Type S	Platinum 10% กับ Rhodium
Type R	Platinum 13% กับ Rhodium
Type B	Platinum 30% กับ Rhodium
Type J	Iron กับ Constantan
Type K	Nickel Chromium กับ Nickel Aluminium
Type T	Copper กับ Constantan
Type E	Nickel Chromium กับ Constantan

1. มาตรฐานวัดอุณหภูมิแบบ S

ข้อดีของแบบ S

- เหมาะกับการใช้งานในสภาวะที่เกิดปฏิกิริยาเคมีแบบออกซิไดซิง (Oxidizing)
- เหมาะกับการใช้งานในสภาวะงานเฉื่อย (Inert) คืองานที่ไม่เปลี่ยนแปลงปฏิกิริยาใดๆ
- นิยมใช้กับงานวัดตัวแปรที่มีอุณหภูมิสูง เช่น เตาหลอมเหล็ก
- วัดอุณหภูมิต่อเนื่องได้จากช่วง 0°C ถึง $1,550^{\circ}\text{C}$ และอุณหภูมิช่วงสั้นได้จากช่วงประมาณ -50°C ถึงประมาณ $1,700^{\circ}\text{C}$
- หากอยู่ภายใต้สภาวะที่เหมาะสมจะให้ความถูกต้องสูงที่สุด
- ใช้ในการสอบเทียบ ตั้งแต่จุดแข็งตัวของแอนติโมนี (631°C) จนถึงจุดแข็งตัวของทองแดง ($1,064^{\circ}\text{C}$) ตามมาตรฐาน IPTS 68

ข้อเสียของแบบ S

- ต้องใช้ท่อป้องกันในทุกสภาวะบรรยากาศ
- ไม่เหมาะกับงานที่มีปฏิกิริยาแบบรีดิวซิง (Reducing)
- ไม่เหมาะกับงานที่เป็นสุญญากาศ (Vacuum)
- ไม่เหมาะกับงานที่มีไอโลหะ เช่น สังกะสี ตะกั่ว
- ไม่เหมาะกับงานที่มีไอของอโลหะ เช่น จำพวกฮาโลเจน ซัลเฟอร์ ฟอสฟอรัส เพราะจะมีอายุการใช้งานสั้นลง

2. มาตรฐานวัดอุณหภูมิแบบ R

ข้อดีของแบบ R

- ให้แรงเคลื่อนทางต้านเอาต์พุตสูงกว่าแบบ S
 - วัดอุณหภูมิต่อเนื่องได้จากช่วง 0°C ถึง $1,600^{\circ}\text{C}$
 - วัดอุณหภูมิช่วงสั้นได้จากช่วง -50°C ถึงประมาณ $1,700^{\circ}\text{C}$
 - เหมาะกับการวัดอุณหภูมิสูงๆ เช่น ในเตาหลอมเหล็ก อุตสาหกรรมแก้ว
 - ทนทานต่อการกัดกร่อน และให้เสถียรภาพของอุณหภูมิที่ดี
- ส่วนลักษณะข้อเสียเช่นเดียวกับแบบ S แต่ส่วนที่เพิ่มเติมคือ ให้ความเป็นเชิงเส้นต่ำ อุณหภูมิต่ำกว่า 540°C

3. มาตรฐานวัดอุณหภูมิแบบ B

ข้อดีของแบบ B

- วัดอุณหภูมิต่อเนื่องได้จากช่วงประมาณ 100 °C ถึงประมาณ 1,600 °C
- วัดอุณหภูมิช่วงสั้นได้จากช่วงประมาณ 50 °C ถึงประมาณ 1,750 °C
- แข็งแรงกว่าแบบ S และแบบ R
- เหมาะกับการใช้งานในสถานะที่มีปฏิกิริยาแบบออกซิไดซิงและสถานะเฉื่อย ให้ความเป็นเชิงเส้นของสัญญาณ (Linearity) ดี

ข้อเสียของแบบ B

- ให้แรงเคลื่อนของไฟฟ้าน้อยกว่าแบบอื่น ๆ เมื่อวัดอุณหภูมิที่เงื่อนไขเดียวกัน
 - ไม่เหมาะกับสถานะที่ก่อให้เกิดปฏิกิริยาแบบรีดิวซิง
 - ไม่เหมาะกับสถานะที่เป็นสุญญากาศ
 - ไม่เหมาะกับสภาพงานที่มีไอของโลหะและอโลหะเช่นเดียวกับแบบ R และ S
 - ให้ค่าแรงเคลื่อนไฟฟ้าสองค่า (Double value region) จากอุณหภูมิในช่วง 0-42 °C (ดังรูปตัวอย่างด้านล่าง) ทำให้ไม่สามารถทราบได้ว่าที่แรงเคลื่อนไฟฟ้านั้นมีอุณหภูมิเป็นเท่าใด เช่นที่อุณหภูมิ 0 °C จะแรงเคลื่อนไฟฟ้าเท่ากับ 42 °C
 - มีความชัน (การเปลี่ยนแปลงแรงเคลื่อนต่ออุณหภูมิ) ของสัญญาณต่ำกว่าแบบอื่นๆ
4. มาตรฐานวัดอุณหภูมิแบบ J พบว่าหากใช้แพลทินัมมาทำเป็นมาตรฐานวัดอุณหภูมิความคุ้มทุนจะลดลง ดังนั้นเพื่อที่จะทำให้มาตรฐานวัดอุณหภูมิราคาถูกลง จึงใช้วัสดุธาตุอื่นที่มีราคาถูกกว่ามาทดแทนแพลทินัม ใช้รหัสสีตามมาตรฐาน BS ถ้าขั้วบวกจะเป็นสีแดง ขั้วลบจะเป็นสีขาว และทั้งตัวจะเป็นสีดำ

ข้อดีของแบบ J

- ให้อัตราการเปลี่ยนแปลงแรงเคลื่อนไฟฟ้าต่ออุณหภูมิได้ดี
- มีราคาถูกกว่าแบบที่ทำจากธาตุบริสุทธิ์
- ตามมาตรฐาน BS 7937 Part 30 สามารถวัดอุณหภูมิได้ต่อเนื่องจากช่วงประมาณ - 210 °C ถึง 1,200 °C
- เหมาะกับสภาพงานที่เป็นสุญญากาศ งานที่ก่อให้เกิดปฏิกิริยาออกซิไดซิง และงานที่อยู่ในสภาพเฉื่อย เมื่ออุณหภูมิไม่เกิน 760 °C

- นิยมใช้ในอุตสาหกรรมพลาสติก
- เป็นแบบที่นิยมใช้ ราคาไม่แพง

ข้อเสียของแบบ J

- วัสดุอุณหภูมิได้ต่ำกว่าแบบ T
- ไม่เหมาะสมมากนักกับงานที่มีอุณหภูมิต่ำกว่า 0°C
- หากวัสดุอุณหภูมิสูงกว่า 538°C จะเกิดปฏิกิริยาออกซิไดซิงที่สายที่ทำจากเหล็กด้วยอัตราสูง
- หากใช้งานนานเกินช่วง 20 ปี ส่วนผสมทางเคมี คือ แมงกานีสในเหล็กจะเพิ่มขึ้น 0.5% ทำให้คุณสมบัติของแรงเคลื่อนไฟฟ้าเปลี่ยนแปลงตามไปด้วย

5. มาตรฐานอุณหภูมิแบบ K

ธาตุหนึ่งที่เป็นฐานสำหรับการสร้างคือ นิกเกิล โดยพื้นฐานการผลิต ขั้วหนึ่งจะเป็นนิกเกิลที่เจือปนด้วยอะลูมิเนียมส่วนอีกด้านที่เจือปนด้วยโครเมียม เพราะว่าในปี ค.ศ. 1916 ยังไม่สามารถสร้างนิกเกิลอบบริสุทธิ์ได้ จึงได้เติมสาร ไมบริสุทธิ์ต่างๆ ในส่วนผสมของวัสดุชนิด K แต่ในปัจจุบันได้มีการระมัดระวังส่วนผสมที่จะทำให้เกิดความไม่บริสุทธิ์ดังกล่าว เพื่อเหตุผลในการบำรุงรักษาและการทดสอบตามมาตรฐาน

ด้วยเหตุนี้มาตรฐานอุณหภูมิชนิด K ที่กำหนดเป็นค่ามาตรฐานจะไม่ใช้โลหะผสมแต่โดยทั่วไปจะผสมธาตุพิเศษเข้าไปเพื่อปรับปรุงคุณภาพของแรงเคลื่อนและอุณหภูมิของจุดหลอมละลายที่กำหนดไว้

ข้อควรระวังในการใช้งานของชนิด K มีดังนี้

- ขั้วลบของมาตรฐานอุณหภูมิจะเป็นวัสดุเฟอร์โรแมกเนติก (เหล็กที่เป็นสารแม่เหล็ก) ที่อุณหภูมิห้อง แต่ที่จุดคิวรีของมัน (Curie point คืออุณหภูมิที่มันเปลี่ยนจากคุณสมบัติเหล็กไปเป็นแม่เหล็ก) อยู่ในช่วงที่ใช้งานพอดี ทำให้เกิดการเปลี่ยนแปลงแรงเคลื่อนทางเอาต์พุตอย่างทันทีทันใด ยิ่งไปกว่านั้นพบว่าจุดคิวรีดังกล่าวจะขึ้นอยู่กับความเข้มข้นของโลหะผสม จุดคิวรีนี้จะเปลี่ยนคุณสมบัติจากมาตรฐานอุณหภูมิตัวหนึ่งให้เป็นมาตรฐานอุณหภูมิอีกตัวหนึ่ง ดังนั้นจึงต้องทดลองหาการเปลี่ยนแปลงแรงเคลื่อนที่ไม่ทราบค่า ณ อุณหภูมิที่เราไม่ทราบค่านี้

- ที่อุณหภูมิสูงๆ (ช่วง 200°C ถึง 600°C) มาตรฐานวัดอุณหภูมิชนิด K จะมีผลของ สเตอริริซีสเกิดขึ้นขณะที่มันอ่านค่าเมื่ออุณหภูมิเพิ่มขึ้นและในช่วงที่อุณหภูมิลดลง ซึ่งเป็นช่วงที่ไม่สามารถจะคาดเดาการเปลี่ยนแปลงแรงเคลื่อนได้
- ที่อุณหภูมิ $1,000^{\circ}\text{C}$ ขั้วของมาตรฐานวัดอุณหภูมิชนิด K จะเกิดออกไซด์ เป็นเหตุให้มีการเปลี่ยนแปลงแรงเคลื่อน
- การใช้โพลต์เป็นโลหะผสมสำหรับมาตรฐานวัดอุณหภูมิชนิด K จะทำให้เกิดปัญหาในอุตสาหกรรมนิวเคลียร์ หรือในพื้นที่อื่น ๆ ที่มีฟลักซ์นิวตรอนสูงๆ ธาตุบางตัวจะรับเอาการปลดปล่อยนิวเคลียร์ จึงทำให้เปลี่ยนแปลงแรงเคลื่อนทางด้านเอาต์พุต

ช่วงการทำงานและความแน่นอนของมาตรฐานวัดอุณหภูมิในงานอุตสาหกรรม ที่กำหนดโดยมาตรฐาน IEC 584 (รหัสสำหรับการวัดอุณหภูมิโดยใช้มาตรฐานวัดอุณหภูมิ) ช่วงในการวัดอุณหภูมิต่อเนื่องของมาตรฐานวัดอุณหภูมิแบบนี้จะเป็น -270°C ถึง $1,370^{\circ}\text{C}$ และรหัสสำหรับสายมาตรฐานวัดอุณหภูมิกำหนดโดยมาตรฐาน BS 4937 part 30 (รหัสติดตามมาตรฐานอังกฤษสำหรับสายชดเชยแบบคู่ของมาตรฐานวัดอุณหภูมิ) สำหรับชนิด K ขั้วบวกจะเป็นสีเขียว ขั้วลบจะเป็นสีขาว ถ้าตลอดทั้งตัวจะเป็นสีเขียว ส่วนสายชดเชยสัญญาณ (ชนิด VX) ก็เหมือนกับสีด้านบนที่กล่าวมา

ข้อดีของแบบ K

- เป็นแบบที่นิยมใช้แพร่หลายมากที่สุด
- สำหรับการวัดอุณหภูมิช่วงสั้น ๆ จะวัดได้จาก -180°C ถึงประมาณ $1,350^{\circ}\text{C}$
- สามารถใช้วัดในงานที่มีปฏิกิริยาออกซิไดซิง หรือสภาวะแบบเฉื่อย (inert) ได้ดีกว่าแบบอื่น ๆ
- สามารถใช้กับสภาพงานที่มีการแผ่รังสีความร้อนได้ดี
- ให้อัตราการเปลี่ยนแปลงแรงเคลื่อนไฟฟ้าต่ออุณหภูมิดีกว่าแบบอื่น ๆ และมีความเป็นเชิงเส้นมากที่สุดในบรรดามาตรฐานวัดอุณหภูมิด้วยกัน

ข้อเสียของแบบ K

- ไม่เหมาะกับการวัดที่ต้องสัมผัสกับปฏิกิริยารีดิวซิงและออกซิไดซิงโดยตรง
- ไม่เหมาะกับการงานที่มีไอของซัลเฟอร์
- ไม่เหมาะกับการสภาพงานที่เป็นสุญญากาศ (ยกเว้นจะใช้ในช่วงเวลาสั้นๆ)

- หลังการใช้งานไป 30 ปี ทำให้ส่วนผสมทางเคมีเปลี่ยนไป เป็นผลทำให้คุณสมบัติของแรงเคลื่อนไฟฟ้าเปลี่ยนไป

6. มาตรฐานวัดอุณหภูมิแบบ T

- ดีกว่าแบบ K ตรงที่สามารถวัดอุณหภูมิได้ต่ำกว่า นั่นคือเหมาะกับการวัดอุณหภูมิต่ำกว่าจุดเยือกแข็งของน้ำ เช่น ในห้องเย็น ตู้แช่แข็ง
- ให้ความแม่นยำในการวัดดีกว่าแบบ K (ช่วงที่ต่ำกว่า 100°C ความแม่นยำจะเป็น 1%)
- มีเสถียรภาพในการวัดอุณหภูมิ
- การวัดสภาพงานที่เป็นสุญญากาศงานที่มีปฏิกิริยาแบบออกซิไดซิงรีดิวซิงและงานที่มีปฏิกิริยาแบบเฉื่อยจะทำได้ดี
- วัดอุณหภูมิอย่างต่อเนื่องได้จากช่วง -185°C ถึง 300°C และวัดอุณหภูมิแบบช่วงสั้นๆ ได้จากช่วง -250°C ถึง 400°C
- ทนต่อบรรยากาศที่มีการกัดกร่อนได้ดี

ข้อเสียของแบบ T

- เป็นแบบที่วัดอุณหภูมิช่วงบวกได้น้อยกว่าแบบอื่นๆ
- หากใช้วัดอุณหภูมิที่สูงกว่า 370°C จะทำให้เกิดออกไซด์มาก
- ไม่เหมาะกับการวัดอุณหภูมิที่สัมผัสกับการแผ่รังสีความร้อนโดยตรง (ทำให้ส่วนผสมของวัสดุที่ใช้ทำเปลี่ยนไป คุณสมบัติทางไฟฟ้าเปลี่ยนไปด้วย)
- เมื่อใช้งานไปนาน ๆ ในช่วง 20 ปี ส่วนผสมของนิเกิลและสังกะสี จะเพิ่มประมาณ 10% ทำให้คุณสมบัติทางไฟฟ้าเปลี่ยนแปลงไปเช่นกัน
- คุณสมบัติของแรงเคลื่อนต่ออุณหภูมิไม่เป็นเชิงเส้น (แต่ก็ปรับปรุงได้จากวงจรปรับสภาพสัญญาณ)

7. มาตรฐานวัดอุณหภูมิแบบ E

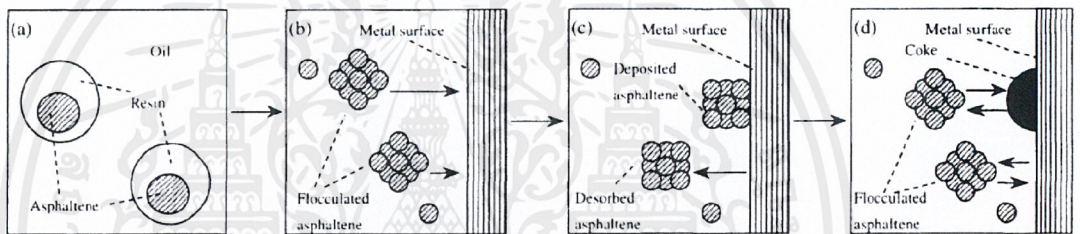
ข้อดีของแบบ E

- ให้แรงเคลื่อนไฟฟ้าสูงสุดเมื่อวัดอุณหภูมิเทียบกับแบบอื่น ๆ ในสภาวะเดียวกัน
- วัดอุณหภูมิต่อเนื่องได้จากช่วง 0°C ถึง 800°C
- คุณสมบัติอื่น ๆ คล้ายกับแบบ K

2.4 การเกิดโค้กและวิธีกำจัดโค้ก (Coke formation and decoking)

2.4.1 การเกิดโค้ก^[7]

โค้กที่เกิดขึ้นภายในท่อ เกิดจากของไหลที่มีส่วนประกอบเป็นไฮโดรคาร์บอน เช่น Asphaltenes, Conradson Carbon Residue (CCR) เป็นต้น มีอุณหภูมิของชั้นฟิล์มสูง (ชั้นฟิล์ม คือ ชั้นที่อยู่ใกล้กับผิวท่อด้านใน ไม่มีการเคลื่อนที่ หรือเคลื่อนที่น้อยมาก อยู่ระหว่างของไหลกับผิวท่อด้านใน) เมื่ออุณหภูมิชั้นฟิล์มสูงถึงค่าๆ หนึ่ง จะทำให้พันธะของไฮโดรคาร์บอนแตกออก และสร้างรูปใหม่กลายเป็นโค้กเกิดขึ้นมา โดยอัตราการเกิดโค้กขึ้นอยู่กับหลายปัจจัย เช่น ชนิดของของไหล อัตราการไหลเชิงมวล ความหนืด อุณหภูมิของชั้นฟิล์ม เป็นต้น



รูปที่ 2.25 ขั้นตอนการเกิดโค้กภายในท่อ [Osamu Suzuki and etc., 2002]

จากรูปที่ 2.26 Asphaltenes ที่อยู่ในของไหลจะรวมตัวกลายเป็นสารตั้งต้นที่ทำให้เกิด ซึ่งสารตั้งต้นนี้จะอยู่ในสมดุลการถูกดูดซับไปที่ท่อ และการคายออกจากท่อ โดยสารตั้งต้นที่ถูกดูดซับไปที่ท่อนั้นจะกลายเป็นโค้กด้วยปฏิกิริยาดีไฮโดรจิเนชัน (Dehydrogenation) ซึ่งเป็นปฏิกิริยาที่ดึงไฮโดรเจนออกจากสารอินทรีย์ ซึ่งจะทำให้เกิดการสะสมของโค้กที่ผิวท่อหนาขึ้นเรื่อยๆ

2.4.2 วิธีกำจัดโค้ก^{[8][9][10]}

2.4.2.1 วิธีกำจัดโค้กโดยใช้ไอน้ำหรืออากาศ (Steam-air decoking)

เป็นกระบวนการกำจัดโค้กโดยใช้ไอน้ำ หรืออากาศ หรือใช้ทั้ง 2 อย่าง ไหลผ่านท่อให้เกิดปฏิกิริยาก๊าซซิฟิเคชัน (Gasification reaction) สำหรับไอน้ำ และเกิดปฏิกิริยาออกซิเดชัน (Oxidation reaction) สำหรับอากาศ ซึ่งปฏิกิริยาทั้ง 2 นี้เป็นปฏิกิริยาคายความร้อน ดังนั้นต้องมีการควบคุมอุณหภูมิที่ผิวท่อไม่ให้สูงเกินไป เพื่อป้องกันความเสียหายของท่อ

เกิดปฏิกิริยาก๊าซซิฟิเคชัน (Gasification reaction)



เกิดปฏิกิริยาออกซิเดชัน (Oxidation reaction)



- ขั้นตอนการกำจัดไค้ก

1. เอาของไหลออกจากเตาเพิ่มอุณหภูมิ
2. ลดอุณหภูมิของเตาเพิ่มอุณหภูมิ
3. ป้อนไอน้ำกับอากาศในอัตราส่วนที่เหมาะสม
4. ตรวจสอบวัดคาร์บอนไดออกไซด์ คาร์บอนมอนอกไซด์ และควบคุมตัวแปรที่สำคัญ เช่น อุณหภูมิที่ผิวท่อ ความเร็วของไอน้ำกับอากาศ เป็นต้น
5. เมื่อกำจัดไค้กเสร็จแล้ว ลดอุณหภูมิของเตาเพิ่มอุณหภูมิอีกครั้ง
6. เริ่มการทำงานของเตาเพิ่มอุณหภูมิใหม่

- ตัวแปรที่ต้องควบคุมเพื่อป้องกันอันตราย

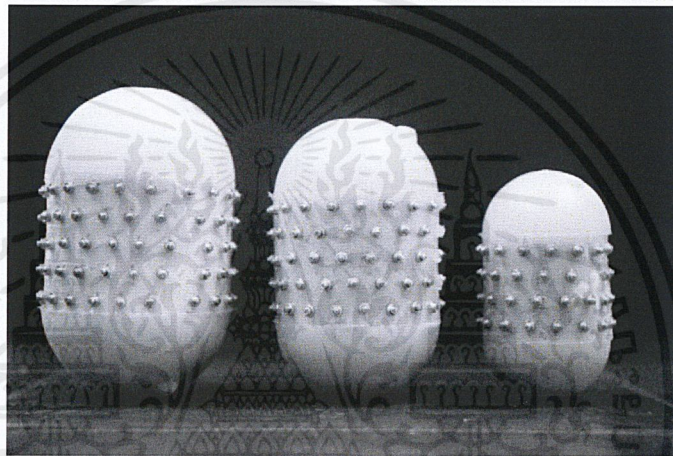
1. ควบคุมอุณหภูมิที่ผิวท่อไม่ให้สูงเกินไป
2. ควบคุมความแตกต่างของอุณหภูมิที่ผิวท่อ เพื่อป้องกันการเกิด Thermal shock
3. ควบคุมความเร็วของไอน้ำหรืออากาศ เพื่อป้องกันการกัดกร่อนท่อที่เกิดจากตะกรันของไค้ก

2.4.2.2 วิธีการกำจัดไค้กแบบ On-line spalling

เป็นวิธีที่ใช้ไอน้ำผสมกับของไหลไหลผ่านท่อ โดยที่เตาเพิ่มอุณหภูมิกำลังทำงานอยู่ ซึ่งอัตราการไหลรวมยังคงเท่าเดิม อุณหภูมิของไอน้ำที่ใส่เข้ามาจะเพิ่มสูงขึ้นจนทำให้เกิด Thermal shock ซึ่งจะทำให้ไค้กหลุดออกมา ไค้กที่หลุดออกมาผสมกับของไหลจะถูกกรองผ่านตัวกรอง เพื่อให้ของไหลที่ออกมามีคุณสมบัติเหมือนเดิม

2.4.2.3 วิธีกำจัดโค้กแบบ Pigging

เป็นวิธีที่สร้างขึ้นมาเพื่อกำจัดปัญหาที่เกิดขึ้น เช่น ท่อไม่ได้รับความร้อนสูง และท่อไม่เกิดการกัดกร่อน เป็นต้น จากการกำจัดโค้กแบบ Steam-air decoking และแบบ On-line spalling ซึ่งจะเป็นการนำอุปกรณ์ที่ชื่อว่า “Pig” ดังรูปที่ 2.27 ผ่านเข้าไปในท่อ เป็นการกำจัดโค้กด้วยวิธีเชิงกล แต่วิธีนี้ไม่สามารถกำจัดโค้กภายในท่อได้ทั้งหมด ต้องใช้การกำจัดโค้กแบบ 2 วิธีข้างต้นช่วยด้วย



รูปที่ 2.26 อุปกรณ์ “Pig” [Cokebusters Ltd.]

บทที่ 3

การดำเนินงาน

3.1 การดำเนินงานคำนวณอุณหภูมิที่ผิวท่อในเตาเพิ่มอุณหภูมิของหน่วยกลั่นน้ำมันดิบที่ 1

3.1.1 ศึกษาการทำงานและเก็บข้อมูลตัวแปรต่าง ๆ

3.1.1.1 ศึกษาการทำงานในเตาเพิ่มอุณหภูมิน้ำมันดิบของหน่วยกลั่นน้ำมันดิบที่ 1 จากแผนภาพการไหลทางวิศวกรรม (Engineering flow diagram)

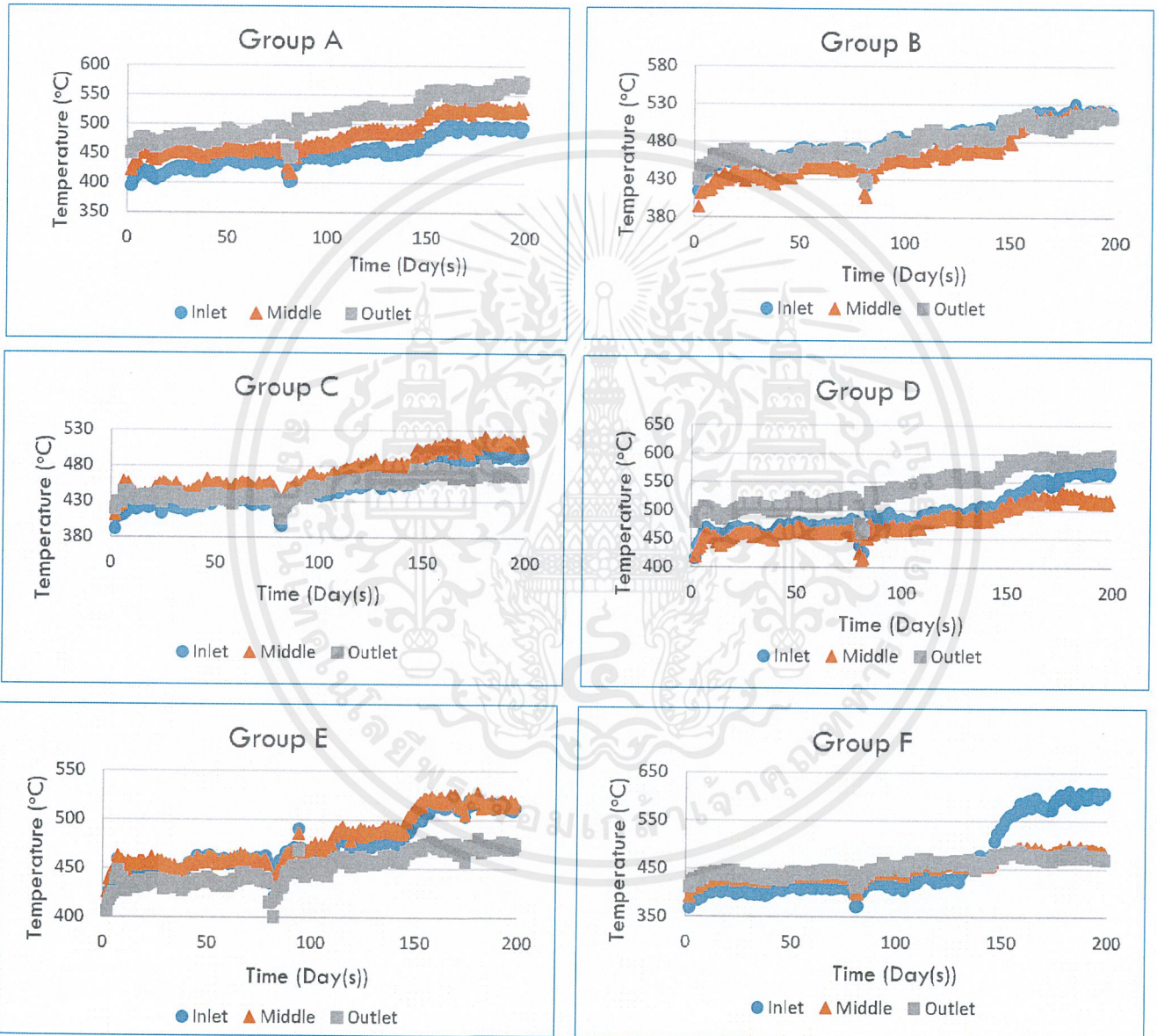
3.1.1.2 กำหนดตัวแปรที่เกี่ยวข้องและค้นหาหมายเลขหัต (Tag number) ของตัวแปร

- อัตราการไหลเชิงมวลของก๊าซเชื้อเพลิงขาเข้าเตาเพิ่มอุณหภูมิ
- ส่วนประกอบไฮโดรคาร์บอนของก๊าซเชื้อเพลิง
- อัตราการไหลเชิงมวลของอากาศขาเข้าเตาเพิ่มอุณหภูมิ
- อุณหภูมิขาเข้าของก๊าซเชื้อ
- อุณหภูมิของอากาศขาเข้า
- ค่าความร้อนต่ำของเชื้อเพลิงมาตรฐาน (Lower heating value: LHV)
- ค่าคงที่สำหรับแปลงปริมาณเชื้อเพลิงที่ใช้ในแต่ละวัน เป็นปริมาณเชื้อเพลิงมาตรฐาน (Standard refinery fuel)
- ร้อยละของปริมาณออกซิเจนส่วนเกินในก๊าซไอเสีย
- อัตราการไหลเชิงมวลของน้ำมันดิบขาเข้า
- อัตราส่วนการกลายเป็นไอของน้ำมันดิบ
- อุณหภูมิของน้ำมันดิบขาเข้า
- อุณหภูมิของน้ำมันดิบขาออก
- คุณสมบัติต่าง ๆ ของน้ำมันดิบที่อยู่ในสถานะของเหลวและสถานะไอ
- อุณหภูมิของก๊าซไอเสียขาออกจากระเบียงสี่เหลี่ยมความร้อน (Bridgwall temperature)
- คุณลักษณะและรูปร่างของเตาเพิ่มอุณหภูมิกับท่อ

3.1.1.3 เก็บข้อมูลตั้งแต่วันที่เตาเพิ่มอุณหภูมิเริ่มปฏิบัติงาน คือวันที่ 1 เมษายน 2559 จนถึงวันที่ 31 ตุลาคม 2559 โดยหาจากโปรแกรมเก็บรวบรวมข้อมูลส่วนกลาง (Plant information process book)

3.1.2 เลือกข้อมูลตัวแปรในแต่ละวันเพื่อลดปัจจัยอื่น ๆ ที่ส่งผลต่อการคำนวณอุณหภูมิที่ผิวท่อ
 กรองข้อมูลของตัวแปรในช่วงเวลาที่มีการทำงานของเตาเพิ่มอุณหภูมิในสภาวะ
 ใกล้เคียงกัน และตัดช่วงข้อมูลที่เกิดจากความผิดปกติของระบบ PI

3.1.3 พิจารณาความถูกต้องของมาตรวัดอุณหภูมิที่มีอยู่ในเตาเพิ่มอุณหภูมิ และกำหนดค่าอ้างอิง



รูปที่ 3.1 อุณหภูมิที่ผิวท่อในแต่ละกลุ่มกับเวลาที่ได้จากมาตรวัดอุณหภูมิ

[Thai oil]

จากรูปที่ 3.1 จะเห็นว่าอุณหภูมิที่ผิวท่อที่ตำแหน่งต่าง ๆ ในแต่ละกลุ่มจะเรียงตัวไม่เหมือนกัน ยกตัวอย่างเช่น กลุ่ม A อุณหภูมิที่ผิวท่อตัวกลางสูงกว่าอุณหภูมิที่ผิวท่อตัวแรกและน้อยกว่าอุณหภูมิที่ผิวท่อตัวสุดท้าย ($T_{inlet} < T_{middle} < T_{outlet}$) แต่กลุ่ม B อุณหภูมิที่ผิวท่อตัวแรกสูงกว่าอุณหภูมิที่ผิวท่อตัวกลางและน้อยกว่าอุณหภูมิที่ผิวท่อตัวสุดท้าย ($T_{middle} < T_{inlet} < T_{outlet}$) ซึ่งปรากฏการณ์นี้เกิดขึ้นเนื่องจากตำแหน่งการติดตั้งมาตรวัดอุณหภูมิตัวกลางในแต่ละกลุ่มไม่ได้อยู่ในตำแหน่งเดียวกัน หรือในบางกลุ่มที่อุณหภูมิที่ผิวท่อตัวแรกสูงกว่าอุณหภูมิที่ผิวท่อตัวสุดท้าย เนื่องจากสารป้อนที่ตำแหน่งสุดท้ายเกิดการเปลี่ยนสภาวะกลายเป็นไอ ทำให้สารป้อนนั้นดูดพลังงานไปมากขึ้นเพื่อเปลี่ยนสภาวะ ซึ่งส่งผลทำให้ให้อุณหภูมิที่ผิวท่อตัวสุดท้ายมีค่าน้อยลง

3.1.3.1 ในเตาเพิ่มอุณหภูมิของการเพิ่มอุณหภูมิน้ำมันดิบในหน่วยกลั่นน้ำมันดิบที่ 1 จะมีมาตรวัดอุณหภูมิทั้งหมด 16 ตัว สามารถคาดการณ์ความถูกต้องของมาตรวัดอุณหภูมิได้จากกราฟความสัมพันธ์ระหว่างอุณหภูมิที่ผิวท่อกับเวลา ซึ่งจะดูแนวโน้มการเพิ่มขึ้นของอุณหภูมิ เมื่อเวลาผ่านไป ถ้ามีการเพิ่มขึ้นอย่างฉับพลันในช่วงเวลาหนึ่ง มีความเป็นไปได้ว่ามาตรวัดอุณหภูมินั้นจะเกิดความเสียหาย จากรูปที่ 3.1 จะเห็นว่ามาตรวัดอุณหภูมิที่น่าเกิดความเสียหายคือ มาตรวัดอุณหภูมิตัวแรกของกลุ่ม F

3.1.3.2 กำหนดค่าอ้างอิงที่ใช้เป็นพื้นฐานในการคำนวณหาอุณหภูมิที่ผิวท่อกับความหนาของโถ้ภายในท่อ

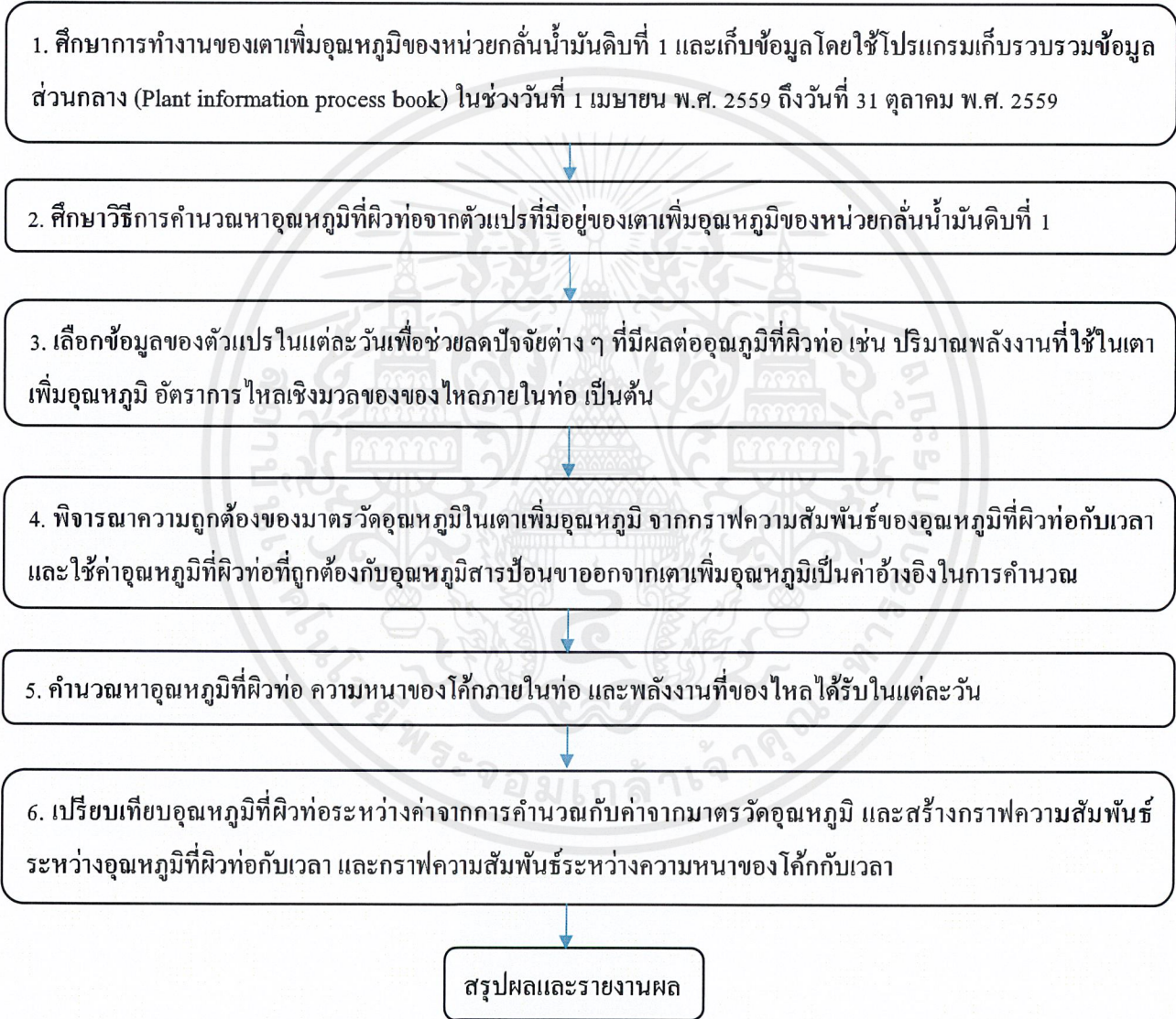
- อุณหภูมิที่ผิวท่อตำแหน่งแรก (Inlet tube skin temperature) หรืออุณหภูมิที่ผิวท่อตำแหน่งสุดท้าย (Outlet tube skin temperature)
- อุณหภูมิขาออกของน้ำมันดิบในแต่ละกลุ่ม

3.1.4 กำหนดหาอุณหภูมิที่ผิวท่อ ความหนาของโถ้ภายในท่อ และพลังงานที่ของไหลได้รับ

3.1.4.1 ตั้งสมมติฐาน ในการคำนวณหาอุณหภูมิที่ผิวท่อ ความหนาของโถ้ภายในท่อ และพลังงานที่ของไหลได้รับในแต่ละท่อ

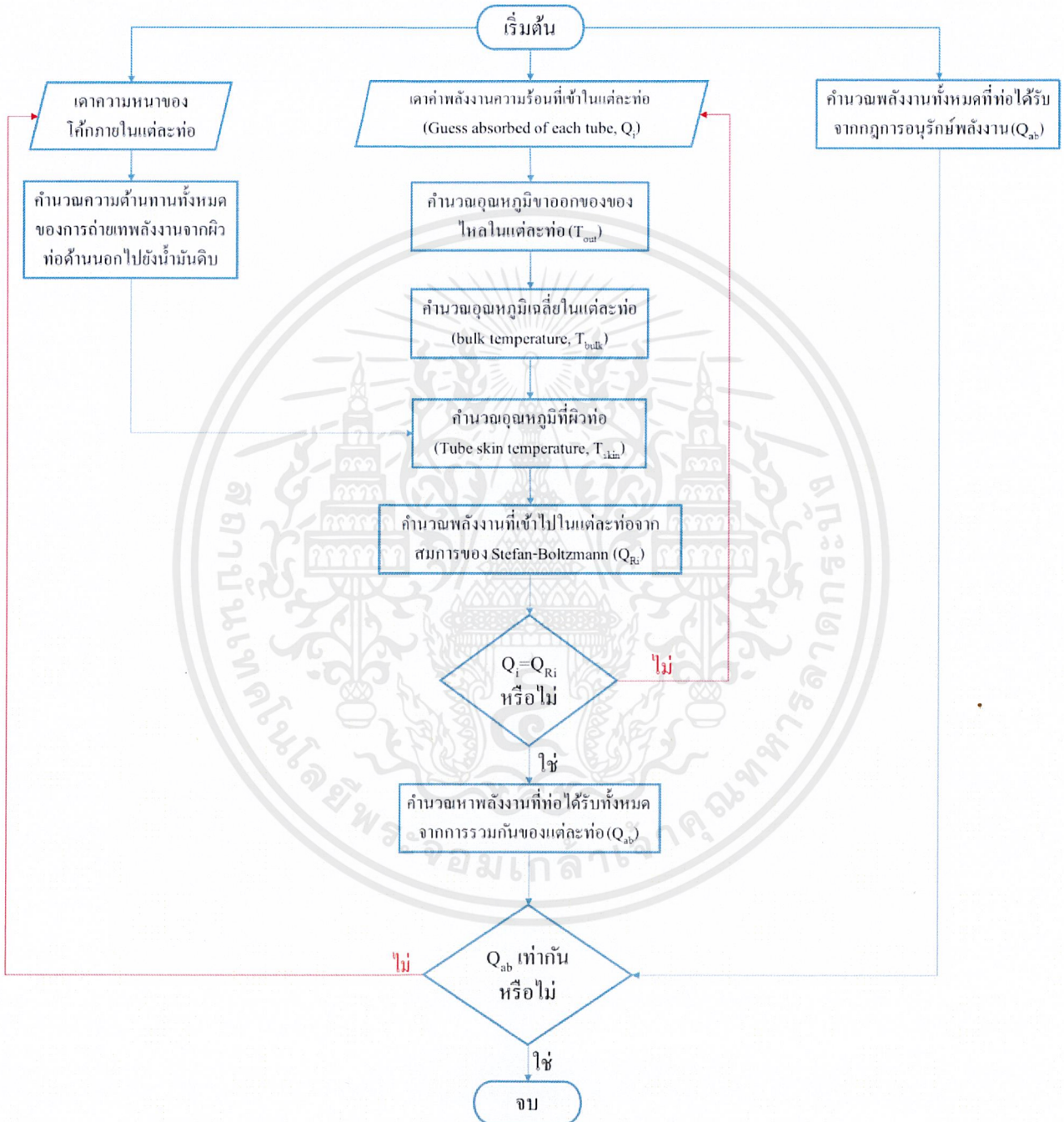
- ระบบอยู่ในภาวะคงตัว (Steady state)
- ใช้ก๊าซเชื้อเพลิงสำหรับการเผาไหม้เท่านั้น ทำให้ไม่เกิดตะกรันที่ผิวท่อด้านนอก
- เกิดการเผาไหม้สมบูรณ์เท่านั้นภายในเตาเพิ่มอุณหภูมิ
- มีการสูญเสียความร้อนทางผนังเตาเท่ากับ 3% ของพลังงานที่ถูกป้อน
- สัมประสิทธิ์การพาความร้อนด้านนอกท่อมีค่าเท่ากับ $11.36 \text{ W}/(\text{m}^2\text{K})$ []

- สัมประสิทธิ์การนำความร้อนของโค้กมีค่าคงที่ เท่ากับ $1.2 \text{ W/(m}^\circ\text{C)}$ []
- ความหนาของโค้กภายในท่อของกลุ่มเดียวกัน จะมีค่าเท่ากัน
- คุณสมบัติทางกายภาพของน้ำมันดิบในแต่ละวันมีค่าเท่ากัน
- ก๊าซไอเสียในเตาเพิ่มอุณหภูมิเป็นก๊าซอุดมคติ (Ideal gas)
- คุณสมบัติทางกายภาพของท่อในแต่ละท่อมี่ค่าเท่ากัน



รูปที่ 3.2 แผนผังขั้นตอนการดำเนินงานประมาณค่าอุณหภูมิที่ผิวท่อของเตาเพิ่มอุณหภูมิของหน่วยกลั่นน้ำมันดิบที่ 1

จากรูปที่ 3.2 ข้อที่ 5 สามารถแสดงขั้นตอนการคำนวณหาอุณหภูมิที่ผิวท่อ ความหนาของโค้กภายในท่อ และพลังงานที่ของไหลได้รับในรูปที่ 3.3

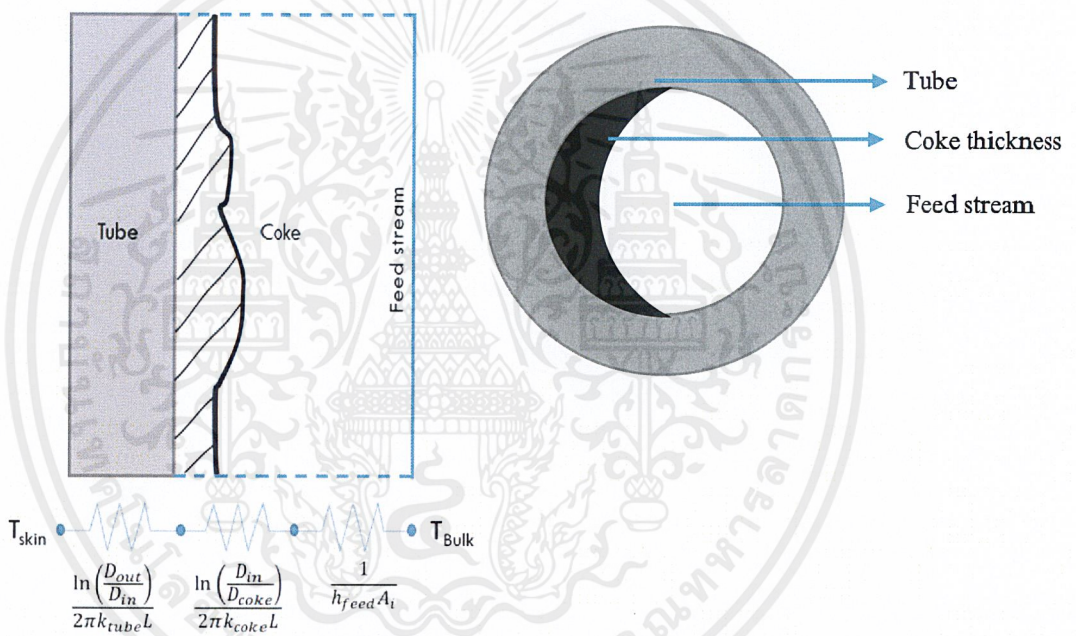


รูปที่ 3.3 ขั้นตอนการคำนวณหาอุณหภูมิที่ผิวท่อ ความหนาของโค้กภายในท่อ และพลังงานที่ของไหลได้รับในแต่ละท่อ

- กำหนดหาความต้านทานทั้งหมดที่เกิดจากการถ่ายเทพลังงานจากผิวท่อด้านนอกไปยังน้ำมันดิบ (R_T)

จากรูปที่ 3.3 ทางที่ 1 ค่าความหนาของโค้กที่เกิดภายในท่อในแต่ละกลุ่มและคำนวณสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนภายในท่อของแต่ละท่อ จากสมการที่ 2.9 และ 2.10 จากนั้นนำไปคำนวณความต้านทานทางความร้อนจากสมการ ดังนี้

$$R_T = \frac{D_{out} \ln\left(\frac{D_{out}}{D_{in}}\right)}{2k_{tube}} + \frac{D_{out} \ln\left(\frac{D_{in}}{D_{coke}}\right)}{2k_{coke}} + \frac{1}{h_{feed}} \left(\frac{D_{out}}{D_{coke}}\right) \quad (3.1)$$



รูปที่ 3.4 กระบวนการการถ่ายเทความร้อนผ่านท่อ

- กำหนดปริมาณพลังงานความร้อนที่น้ำมันดิบได้รับในส่วนการแผ่รังสีความร้อน

จากรูปที่ 3.3 ทางที่ 3 กำหนดพลังงานความร้อนที่ท่อได้รับในส่วนการแผ่รังสีความร้อนได้จากกฎการอนุรักษ์พลังงาน ดังนี้

$$\dot{Q}_{in} = \dot{Q}_{out} \quad (3.2)$$

$$\dot{Q}_{fuel} + \dot{Q}_{air} = \dot{Q}_{ab} + \dot{Q}_{flue} + \dot{Q}_{loss} \quad (3.3)$$

$$\dot{Q}_{ab} = (\dot{Q}_{fuel} + \dot{Q}_{air}) - (\dot{Q}_{flue} + \dot{Q}_{loss}) \quad (3.4)$$

โดยที่ \dot{Q}_{ab} คือ พลังงานที่ของไหลได้รับ (W)

\dot{Q}_{fuel} คือ พลังงานที่ได้จากการเผาไหม้เชื้อเพลิง (W)

สามารถคำนวณได้จากสมการ ดังนี้

$$\dot{Q}_{fuel} = \dot{m}_{fuel} \cdot LHV_{srf} \quad (3.5)$$

\dot{Q}_{air} คือ เอนโทรปีของอากาศขาเข้า ที่มีอุณหภูมิเชื้อเพลิงก๊าซเป็นจุดอ้างอิง (W)

สามารถคำนวณได้จากสมการ ดังนี้

$$\dot{Q}_{air} = \dot{m}_{air} \int_{T_{ref}}^{T_{air}} c_p dT \quad (3.5)$$

\dot{Q}_{flue} คือ พลังงานที่เสียไปกับก๊าซไอเสียที่ออกจากส่วนการแผ่รังสีความร้อนของเตาเพิ่มอุณหภูมิ (W)

สามารถคำนวณได้จากสมการ ดังนี้

$$\dot{Q}_{flue} = \dot{m}_{CO_2} \int_{T_{ref}}^{T_{BW}} c_p dT + \dot{m}_{H_2O} \int_{T_{ref}}^{T_{BW}} c_p dT + \dot{m}_{O_2} \int_{T_{ref}}^{T_{BW}} c_p dT + \dot{m}_{N_2} \int_{T_{ref}}^{T_{BW}} c_p dT \quad (3.6)$$

\dot{Q}_{loss} คือ พลังงานที่สูญเสียออกจากเตาเพิ่มอุณหภูมิ (W)

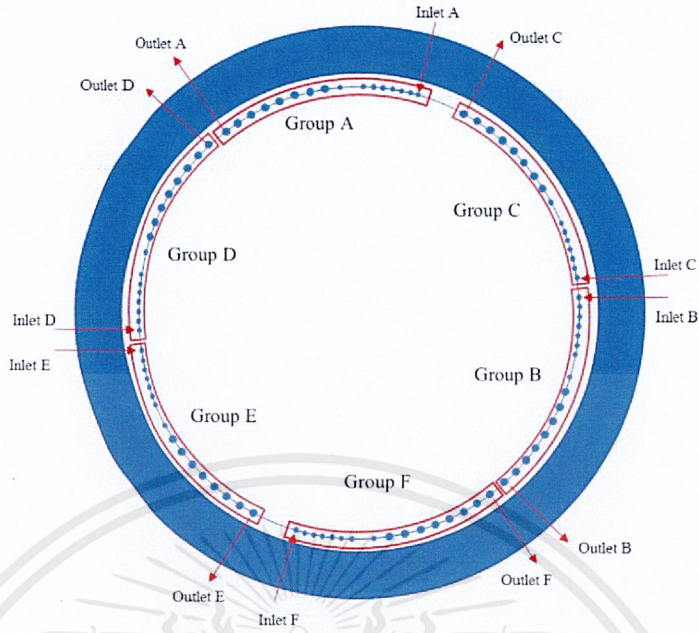
สามารถประมาณค่าได้จากสมการ ดังนี้

$$\dot{Q}_{loss} = 3\% \cdot \dot{Q}_{in} \quad (3.7)$$

- จำนวนอุณหภูมิที่ผิวท่อและพลังงานที่น้ำมันดิบได้รับในแต่ละท่อในส่วนการแผ่รังสีความร้อน

จากรูปที่ 3.3 ทางที่ 2 ขั้นตอนการคำนวณหาอุณหภูมิที่ผิวท่อและพลังงานที่น้ำมันดิบได้รับในแต่ละท่อ ดังนี้

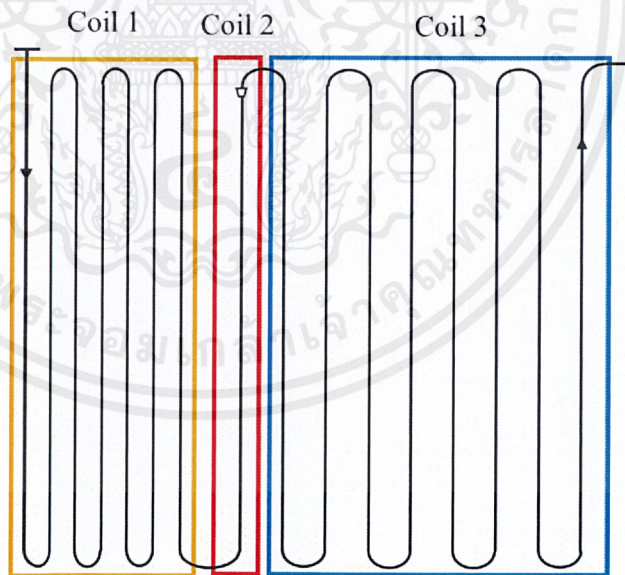
- 1) ในเตาเพิ่มอุณหภูมิแบ่งท่อออกเป็นกลุ่มๆ สำหรับเตาเพิ่มอุณหภูมิของการเพิ่มอุณหภูมิน้ำมันดิบในหน่วยกลั่นที่ 1 แบ่งได้ออกเป็น 6 กลุ่ม ตามรูปที่ 3.5



รูปที่ 3.5 มุมมองด้านบนของเตาเพิ่มอุณหภูมิของหน่วยกลั่นน้ำมันดิบที่ 1

[อ้างอิงแบบวาดของ Thairoil Group]

- 2) ในแต่ละกลุ่มต้องแบ่งออกเป็นแต่ละชุดท่อ (Coil) สำหรับเตาเพิ่มอุณหภูมิเตานี้สามารถแบ่งออกเป็น 3 ชุดท่อ ดังรูปที่ 3.6



1 Group

รูปที่ 3.6 จำนวนคอยล์ในหนึ่งกลุ่มของเตาเพิ่มอุณหภูมิของหน่วยกลั่นน้ำมันดิบที่ 1

[อ้างอิงแบบวาดของ Thairoil Group]

- 3) ค่าพลังงานความร้อนที่เข้าในแต่ละท่อ (\dot{Q}_i)
- 4) คำนวณอุณหภูมิขาออกของของไหลในแต่ละท่อ (T_{out}) จากสมการ ดังนี้ สำหรับของไหล 1 สถานะ

$$T_{out} = T_{in} + \frac{\dot{Q}_i}{\dot{m}_{fluid} c_{pf}} \quad (3.8)$$

สำหรับของไหล 2 สถานะ

$$T_{out} = T_{in} + \frac{\dot{Q}_i \cdot m_{v1} L}{\dot{m}_1 c_{pl} + \dot{m}_{v2} c_{pv}} \quad (3.9)$$

- โดยที่ T_{in} คือ อุณหภูมิขาเข้าในแต่ละกลุ่มของน้ำมันดิบ ($^{\circ}\text{C}$)
 \dot{m}_{fluid} คือ อัตราการไหลเชิงมวลของของไหลในแต่ละกลุ่ม (kg/s)
 \dot{m}_1 คือ อัตราการไหลเชิงมวลของของเหลวที่มีอยู่ในท่อ (kg/s)
 \dot{m}_{v1} คือ อัตราการไหลเชิงมวลของของไหลที่กลายเป็นไอ (kg/s)
 \dot{m}_{v2} คือ อัตราการไหลเชิงมวลของไอที่มีอยู่ในท่อ (kg/s)
 c_{pf} คือ ความจุความร้อนจำเพาะของของไหล (J/(kgK))
 c_{pl} คือ ความจุความร้อนจำเพาะของของเหลว (J/(kgK))
 c_{pv} คือ ความจุความร้อนจำเพาะของไอ (J/(kgK))
 L คือ ความร้อนแฝงจำเพาะของการกลายเป็นไอ (J/kg)

- 5) คำนวณอุณหภูมิเฉลี่ย (Bulk Temperature) ในแต่ละท่อจากสมการ ดังนี้

$$T_{bulk} = \frac{T_{out} + T_{in}}{2} \quad (3.10)$$

- 6) คำนวณอุณหภูมิที่ผิวท่อ (T_{skin}) ของแต่ละท่อจากสมการ ดังนี้

$$T_{skin} = T_{bulk} + \frac{\dot{Q}_i R_T}{A_o} \quad (3.11)$$

- 7) คำนวณค่าพลังงานความร้อนที่เข้าในแต่ละท่อจากสมการของ Stefan-Boltzmann

$$\dot{Q}_{Ri} = \sigma \epsilon_T A_{PT} (F_{FT} T_R^4 - T_{skin}^4) + h_o A_T (T_R - T_{skin}) \quad (3.12)$$

- 8) เปรียบเทียบพลังงานความร้อนที่ได้รับในแต่ละท่อระหว่างค่าจากการเดา กับค่าจากสมการของ Stefan-Boltzmann
- 9) ถ้าค่าพลังงานความร้อนที่ได้รับในแต่ละท่อของ 2 วิธี คือค่าที่ได้จากการเดาในข้อที่ 3 กับค่าที่ได้จากการคำนวณในสมการที่ 3.12 มีค่าไม่เท่ากัน ให้กลับไปทำข้อที่ 3 ค่าพลังงานความร้อนที่เข้าในแต่ละท่อใหม่

- 10) ถ้าค่าพลังงานความร้อนที่ได้รับในแต่ละท่อของ 2 วิธีมีค่าเท่ากัน คำนวณหาพลังงานทั้งหมดที่ของไหลได้รับในสถานการณ์แผ่รังสีความร้อนของเตาเผาเพิ่มอุณหภูมิ จากสมการ

$$\dot{Q}_{ab} = \sum \dot{Q}_i = \sum \dot{Q}_{Ri} \quad (3.13)$$

- 11) เปรียบเทียบพลังงานความร้อนทั้งหมดที่ของไหลได้รับระหว่างค่าที่คำนวณจากกฎการอนุรักษ์พลังงาน (รูปที่ 3.2 ทางที่ 3) กับค่าจากผลรวมของพลังงานความร้อนในแต่ละท่อที่ได้รับ
- 12) ถ้าพลังงานความร้อนทั้งหมดที่ของไหลได้รับของสองวิธีมีค่าเท่ากัน จบการคำนวณ แต่ถ้าไม่เท่ากัน ให้กลับไปเดาค่าความหนาของโค้กใหม่ (ทางที่ 1 ของรูปที่ 3.2) ที่ทำให้อุณหภูมิที่ผิวท่อที่คำนวณได้กับค่าที่ได้จากมาตรวัดอุณหภูมิที่ใช้ อ้างอิงมีค่าใกล้เคียงกัน และทำให้อุณหภูมิของของไหลขาออกจากเตาเพิ่มอุณหภูมิมิค่าเท่ากับค่าที่ได้จากโปรแกรม PI

3.1.5 เปรียบเทียบอุณหภูมิที่ผิวท่อระหว่างค่าจากการคำนวณกับค่าจากมาตรวัดอุณหภูมิ

นำอุณหภูมิที่คำนวณได้ในแต่ละท่อไปเปรียบเทียบกับมาตรวัดอุณหภูมิอีก 12 ตัวที่เหลือ สร้างกราฟความสัมพันธ์ระหว่างอุณหภูมิที่ผิวท่อกับเวลา และสร้างกราฟความสัมพันธ์ระหว่างความหนาของโค้กกับเวลา โดยกราฟที่ได้นั้นต้องสามารถแสดงความสัมพันธ์ทางคณิตศาสตร์ได้อย่างชัดเจน

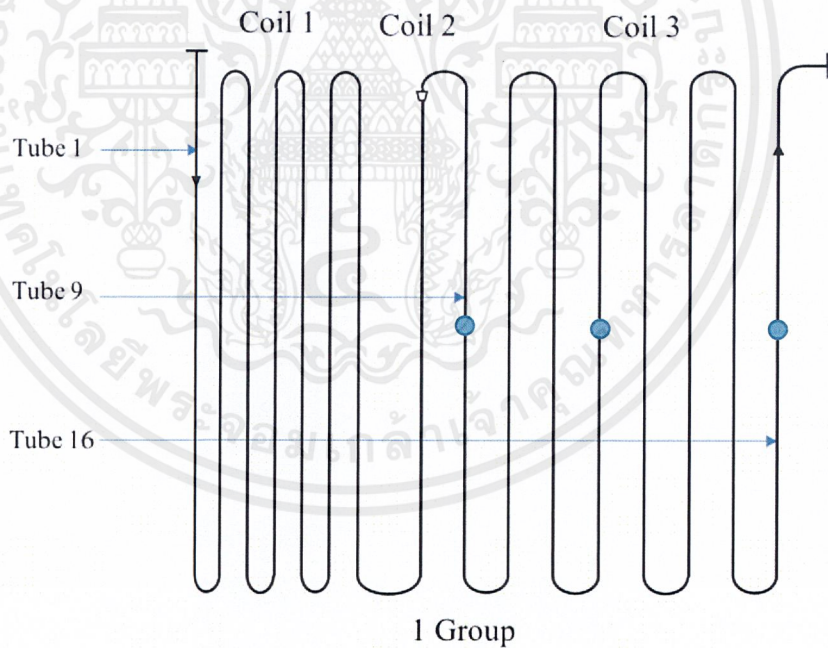
บทที่ 4

ผลการดำเนินงาน

4.1 ผลการดำเนินงานและวิเคราะห์ผล

4.1.1 อุณหภูมิที่ผิวท่อในเตาเพิ่มอุณหภูมิของหน่วยกลั่นน้ำมันดิบที่ 1

จากวิธีการดำเนินงานในบทที่ 3 เลือกข้อมูลที่เหมาะสมจำนวน 10 วัน โดยพิจารณาจากพลังงานที่ป้อนเข้าระบบอยู่ระหว่าง 38-42 MW อุณหภูมิของก๊าซไอเสียที่ Bridgewall อยู่ระหว่าง 840-850°C และอัตราการไหลเชิงมวลของสารป้อนมีค่าใกล้เคียงกัน มาคำนวณหาอุณหภูมิที่ผิวท่อ โดยให้ข้อมูลเฉลี่ยของสามวันแรกที่เตาเพิ่มอุณหภูมิเริ่มปฏิบัติการเป็นค่าอ้างอิงในการสร้างกราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่างระหว่างอุณหภูมิที่ผิวท่อกับเวลา และนำอุณหภูมิที่ผิวท่อที่คำนวณได้ไปเปรียบเทียบกับมาตรวัดอุณหภูมิที่ติดตั้งในตำแหน่งที่สำคัญ โดยตำแหน่งมาตรวัดอุณหภูมิแสดงในตารางที่ 4.1



รูปที่ 4.1 ลำดับการนับจำนวนท่อใน 1 กลุ่ม

ในเตาเพิ่มอุณหภูมิของหน่วยกลั่นน้ำมันดิบที่ 1 [Thaioil Group]

ตารางที่ 4.1 ตำแหน่งของมาตรวัดอุณหภูมิในเตาเพิ่มอุณหภูมิน้ำมันดิบของหน่วยกลั่นน้ำมันดิบที่ 1

กลุ่ม	มาตรวัดอุณหภูมิตัวแรก (Inlet tube skin thermocouple)	มาตรวัดอุณหภูมิตัวกลาง (Middle tube skin thermocouple)	มาตรวัดอุณหภูมิตัวสุดท้าย (Outlet tube skin thermocouple)
A	ท่อที่ 9	ท่อที่ 14	ท่อที่ 16
B	ท่อที่ 9	ท่อที่ 10	ท่อที่ 16
C	ท่อที่ 9	ท่อที่ 13	ท่อที่ 16
D	ท่อที่ 9	ท่อที่ 12	ท่อที่ 16
E	ท่อที่ 9	ท่อที่ 13	ท่อที่ 16
F	ท่อที่ 9	ท่อที่ 11	ท่อที่ 16

จากตารางที่ 4.1 จะเห็นว่ามาตรวัดอุณหภูมิที่ผิวท่อตัวกลางของแต่ละกลุ่มไม่ได้อยู่ในตำแหน่งเดียวกัน ทำให้อุณหภูมิที่ผิวท่อในแต่ละกลุ่มที่แสดงในรูปที่ 3.1 มีแนวโน้มที่ไม่เหมือนกัน

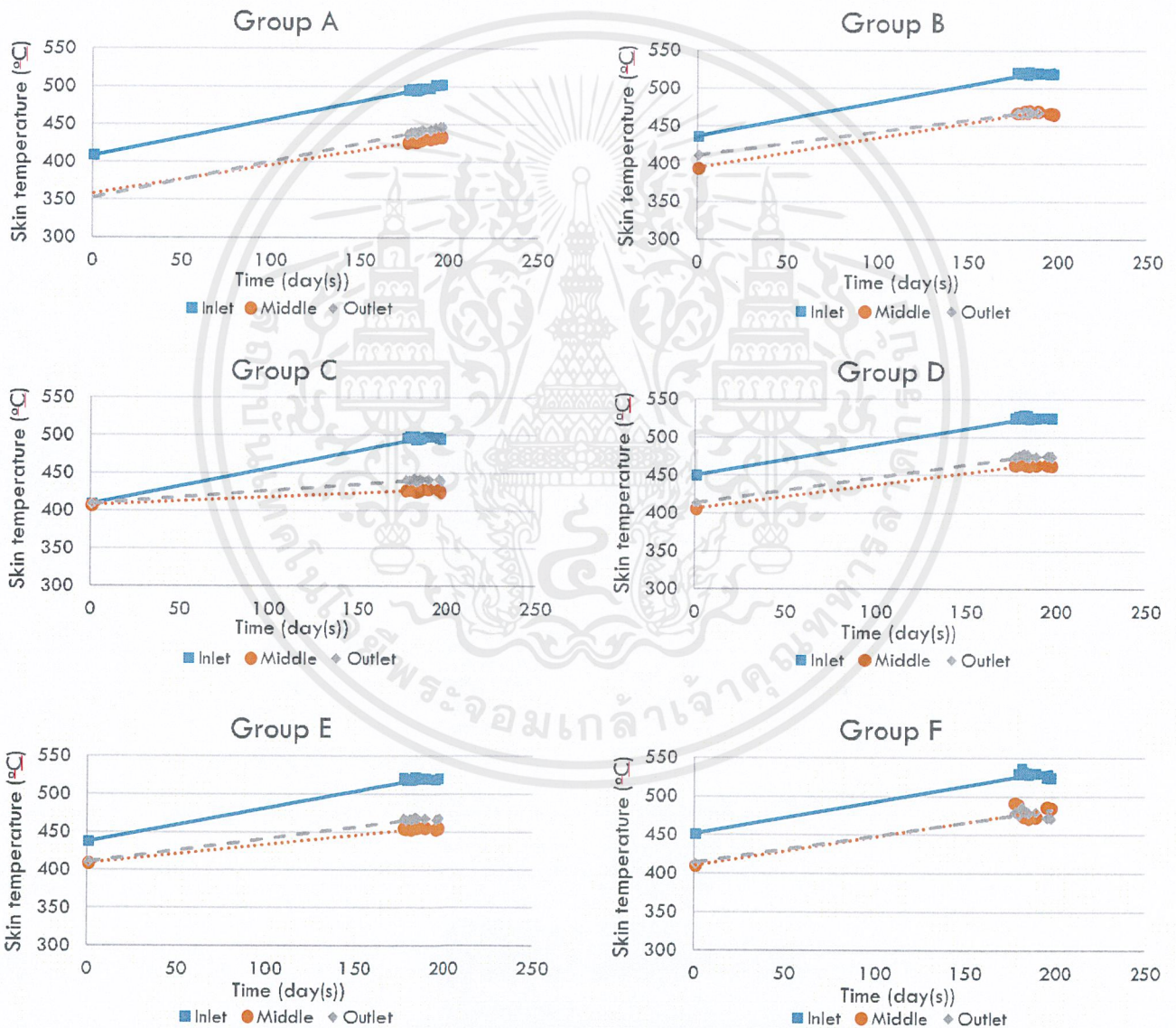
ตารางที่ 4.2 อุณหภูมิที่ผิวท่อในเตาเพิ่มอุณหภูมิน้ำมันดิบของหน่วยกลั่นน้ำมันดิบที่ 1 วันที่ 1 ตุลาคม พ.ศ. 2559

		A	B	C	D	E	F
มาตรวัดอุณหภูมิ	อุณหภูมิที่ผิวท่อตัวแรก (°C)	496	515	494	569	513	587
	อุณหภูมิที่ผิวท่อตัวกลาง (°C)	525	510	512	524	514	486
	อุณหภูมิที่ผิวท่อตัวสุดท้าย (°C)	553	506	468	586	469	473
การคำนวณ	อุณหภูมิที่ผิวท่อตัวแรก (°C)	496	519	495	509	519	530
	อุณหภูมิที่ผิวท่อตัวกลาง (°C)	428	467	426	443	453	474
	อุณหภูมิที่ผิวท่อตัวสุดท้าย (°C)	440	466	439	455	466	480
ความคลาดเคลื่อน	อุณหภูมิที่ผิวท่อตัวแรก (%)	0.006	0.752	0.130	11.728	1.021	10.617
	อุณหภูมิที่ผิวท่อตัวกลาง (%)	22.667	9.082	20.365	18.227	13.521	2.491
	อุณหภูมิที่ผิวท่อตัวสุดท้าย (%)	25.706	8.467	6.596	28.755	0.719	1.397

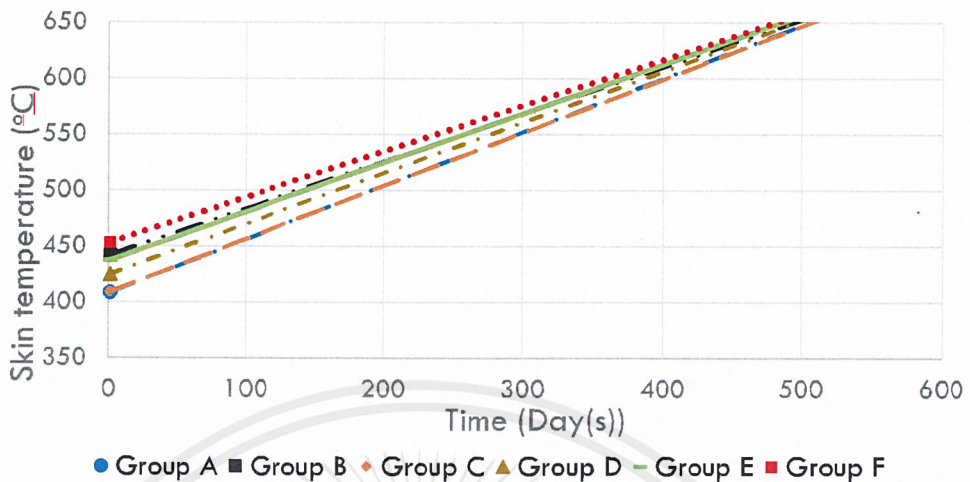
จากตารางจะเห็นว่าอุณหภูมิที่ผิวท่อของมาตรวัดอุณหภูมิตัวแรกในกลุ่ม D กับ F
มาตรวัดอุณหภูมิตัวกลางในกลุ่ม A C D กับ E และมาตรวัดอุณหภูมิตัวสุดท้ายในกลุ่ม A กับ

D มีค่าความคลาดเคลื่อนมากกว่า 10 % ดังนั้นมาตรวัดอุณหภูมิเหล่านี้เกิดความเสียหายต้องทำการเปลี่ยนมาตรวัดอุณหภูมิใหม่

จากนั้นทำการเปรียบเทียบอัตราการเพิ่มขึ้นของอุณหภูมิที่ผิวต่อจากการคำนวณในแต่ละกลุ่ม แล้วเลือกอัตราการเพิ่มขึ้นสูงสุดของอุณหภูมิที่ผิวต่อในแต่ละกลุ่ม นำมาเปรียบเทียบกันเพื่อหาระยะเวลาในการปฏิบัติงานของเตาเพิ่มอุณหภูมิที่เหมาะสม โดยดูจากกราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่างอุณหภูมิที่ผิวต่อกับเวลา ดังรูปที่ 4.2 และ 4.3



รูปที่ 4.2 กราฟความสัมพันธ์ระหว่างอุณหภูมิที่ผิวต่อกับเวลาในแต่ละกลุ่ม



รูปที่ 4.3 กราฟความสัมพันธ์ระหว่างอุณหภูมิที่ผิวหนังที่ผิวต่อตัวแรกกับเวลา

จากรูปที่ 4.2 จะเห็นว่าอุณหภูมิที่ผิวต่อแปรผันตรงกับเวลาที่เปลี่ยนไป (ให้วันที่ 1 เมษายน พ.ศ. 2559 มีค่าเท่ากับ 1) และจะเห็นว่าอัตราการเพิ่มอุณหภูมิที่ผิวต่อตัวแรกของแต่ละกลุ่มมีค่ามากที่สุด เนื่องจากสถานะของน้ำมันดิบในตำแหน่งนั้นยังคงเป็นของเหลวอยู่ แต่ตำแหน่งของอุณหภูมิที่ผิวต่อตัวกลางกับตัวสุดท้าย สถานะของน้ำมันดิบจะเป็นของผสมระหว่างของเหลวกับไอ ทำให้อัตราการถ่ายเทความร้อนในตำแหน่งของอุณหภูมิที่ผิวต่อตัวกลางกับตัวสุดท้ายดีกว่าตำแหน่งของอุณหภูมิที่ผิวต่อตัวแรก เพราะของไหล 2 สถานะ จะช่วยเพิ่มสัมประสิทธิ์การพาความร้อนตามทฤษฎีในบทที่ 2 หัวข้อที่ 2.2.2

สมการแสดงความสัมพันธ์ระหว่างอุณหภูมิที่ผิวต่อกับเวลาในเตาเพิ่มอุณหภูมิของหน่วยกลั่นน้ำมันดิบที่ 1 ตั้งแต่วันที่ 1 เมษายน พ.ศ. 2559 ถึงวันที่ 14 ตุลาคม พ.ศ. 2559

$$\text{กลุ่ม A} \quad T_i = 0.4797t + 408 \quad (4.1)$$

$$T_m = 0.3830t + 358 \quad (4.2)$$

$$T_o = 0.4907t + 350 \quad (4.3)$$

$$\text{กลุ่ม B} \quad T_i = 0.4229t + 441 \quad (4.4)$$

$$T_m = 0.3245t + 407 \quad (4.5)$$

$$T_o = 0.1396t + 440 \quad (4.6)$$

$$\text{กลุ่ม C} \quad T_i = 0.4763t + 408 \quad (4.7)$$

$$T_m = 0.0906t + 410 \quad (4.8)$$

$$T_o = 0.1055t + 421 \quad (4.9)$$

$$\text{กลุ่ม D} \quad T_i = 0.4555t + 424 \quad (4.10)$$

$$T_m = 0.1162t + 421 \quad (4.11)$$

$$T_o = 0.1996t + 418 \quad (4.12)$$

$$\text{กลุ่ม E} \quad T_i = 0.4396t + 437 \quad (4.13)$$

$$T_m = 0.1126t + 432 \quad (4.14)$$

$$T_o = 0.2590t + 418 \quad (4.15)$$

$$\text{กลุ่ม F} \quad T_i = 0.4104t + 452 \quad (4.16)$$

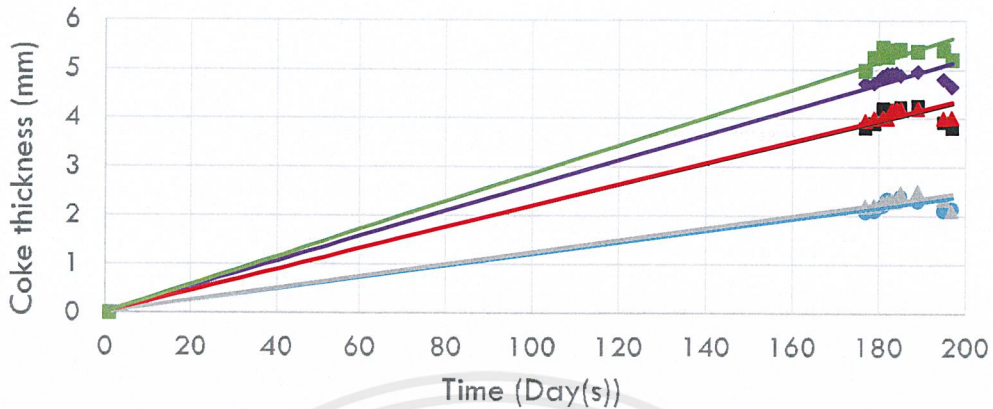
$$T_m = 0.4087t + 402 \quad (4.17)$$

$$T_o = 0.3283t + 418 \quad (4.18)$$

เมื่อทำการเปรียบเทียบอุณหภูมิที่ผิวท่อตัวแรกของทุกกลุ่ม จะเห็นว่าอุณหภูมิที่ผิวท่อตัวแรกของกลุ่ม F มีค่าอุณหภูมิไปถึงค่าอุณหภูมิจำกัด (650°C) ก่อนกลุ่มอื่น เนื่องจากความหนาของโค้กภายในท่อมีค่ามากกว่ากลุ่มอื่น ๆ

4.1.2 ความหนาของโค้กภายในท่อของเตาเพิ่มอุณหภูมิของหน่วยกลั่นน้ำมันดิบที่ 1

จากวิธีการดำเนินงานในบทที่ 3 เลือกข้อมูลที่เหมาะสมจำนวน 10 วัน มาคำนวณหาอุณหภูมิที่ผิวท่อ จะได้ค่าความหนาของโค้กภายในท่อด้วย ซึ่งความหนาของโค้กนี้อาจส่งผลให้ท่อเกิดความเสียหายได้ กล่าวคือตัวโค้กจะหนาจนอุดตันท่อ ทำให้ของไหลภายในท่อไม่สามารถไหลออกจากท่อได้ จนทำให้ท่อแตก และความหนาของโค้กยังเป็นค่าที่สามารถทำการคำนวณพลังงานความร้อนที่คายออกมาจากปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นจากกระบวนการกำจัดโค้กด้วยไอน้ำกับอากาศ (Steam-air decoking) เพื่อหาอัตราส่วนของไอน้ำกับอากาศที่เหมาะสมจะช่วยป้องกันไม่ให้ท่อเสียหายได้ ดังนั้นจะมีการคาดการณ์ความหนาของโค้กภายในท่อจากกราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่างความหนาของโค้กภายในท่อกับเวลา ดังรูปที่ 4.4



● Group A ■ Group B ▲ Group C ◆ Group D ▲ Group E ■ Group F

รูปที่ 4.4 กราฟความสัมพันธ์ความหนาของโค้กภายในท่อแปรผันตรงกับเวลาที่เปลี่ยนไป

จากกราฟจะเห็นว่าความหนาของโค้กภายในท่อแปรผันตรงกับเวลาที่เปลี่ยนไป (ให้วันที่ 1 เมษายน พ.ศ. 2559 มีค่าเท่ากับ 1) และอัตราการเกิดโค้กของกลุ่ม F มีค่ามากที่สุด เนื่องจากอุณหภูมิที่ผิวท่อของกลุ่ม F มีค่ามากที่สุด

สมการแสดงความสัมพันธ์ระหว่างความหนาของโค้กภายในท่อกับเวลาของแต่ละกลุ่มในเตาเพิ่มอุณหภูมิของการเพิ่มอุณหภูมิน้ำมันดิบในหน่วยกัณน้ำมันดิบที่ 1 ตั้งแต่วันที่ 1 เมษายน พ.ศ. 2559 ถึงวันที่ 14 ตุลาคม พ.ศ. 2559

$$\text{กลุ่ม A} \quad \text{coke}=0.0121t-0.0102 \quad (4.19)$$

$$\text{กลุ่ม B} \quad \text{coke}=0.0214t-0.0018 \quad (4.20)$$

$$\text{กลุ่ม C} \quad \text{coke}=0.0125t-0.0261 \quad (4.21)$$

$$\text{กลุ่ม D} \quad \text{coke}=0.0180t-0.0246 \quad (4.22)$$

$$\text{กลุ่ม E} \quad \text{coke}=0.0213t+0.018 \quad (4.23)$$

$$\text{กลุ่ม F} \quad \text{Coke}=0.0290t+0.0041 \quad (4.24)$$

4.2 วิเคราะห์ผลการดำเนินงาน

จากรูปที่ 4.2 กราฟความสัมพันธ์ระหว่างอุณหภูมิที่ผิวท่อกับเวลาในแต่ละกลุ่มที่ได้จากการคำนวณ ซึ่งได้กราฟเป็นเส้นตรง แต่แนวโน้มของกราฟนั้นยังคงมีความคลาดเคลื่อนหรือมีความผิดพลาดจากความเป็นจริง เนื่องจากได้กำหนดอุณหภูมิที่ผิวท่อของวันที่เตาเพิ่มอุณหภูมิเริ่มทำงาน (จุดตัดแกน y) และกลุ่มของข้อมูลที่คำนวณได้มีค่าการเปลี่ยนแปลงน้อยและค่าแกว่ง จึงได้ทำการสร้างกราฟแบบนี้ขึ้นมาเพื่อช่วยดูความสัมพันธ์จากข้อมูลที่มีระยะเวลาห่างกันมากและค่าของข้อมูลมีความน่าเชื่อถือ ซึ่งผลกระทบสำหรับการสร้างกราฟแบบนี้คือ การประมาณระยะเวลาในการปฏิบัติงานของเตาเพิ่มอุณหภูมิจะมีความคลาดเคลื่อนไปหรือไม่สามารถประมาณระยะเวลาในอนาคตได้ นั่นคือสมการที่ได้รูปที่ 4.2 สมการที่ 4.1 ถึง 4.18 จะไม่สามารถใช้ทำนายอุณหภูมิที่ผิวท่อในอนาคตได้ ดังนั้นขั้นตอนการคำนวณที่แสดงนี้ ทำได้เพียงคำนวณหาอุณหภูมิที่ผิวท่อในเวลา นั้น ๆ ได้เท่านั้น

บทที่ 5

สรุปผลการดำเนินงานและข้อเสนอแนะ

5.1 สรุปผลการดำเนินงาน

จากการเปรียบเทียบอุณหภูมิที่ผิวที่หาค่าได้จากมาตรวัดอุณหภูมิที่ผิวต่อการคำนวณในเตาเพิ่มอุณหภูมิของการเพิ่มอุณหภูมิน้ำมันดิบของหน่วยกลั่นที่ 1 พบว่าอุณหภูมิที่ผิวของมาตรวัดอุณหภูมิตัวแรกในกลุ่ม D กับ F มาตรวัดอุณหภูมิตัวกลางในกลุ่ม A C D กับ E และมาตรวัดอุณหภูมิตัวสุดท้ายในกลุ่ม A กับ D มีค่าความคลาดเคลื่อนมากกว่า 10% ดังนั้นมาตรวัดอุณหภูมิเหล่านี้เกิดความเสียหาย

จากกราฟความสัมพันธ์ระหว่างอุณหภูมิที่ผิวที่หาค่าได้กับเวลา สามารถคาดการณ์ระยะเวลาที่เหมาะสม หรือปลอดภัยในการปฏิบัติงานของเตาเพิ่มอุณหภูมินี้ โดยมีข้อกำหนดความเสี่ยงสำหรับเตาเพิ่มอุณหภูมิของหน่วยกลั่นน้ำมันดิบที่ 1 ให้อุณหภูมิที่ผิวที่มีค่าไม่เกิน 650°C จากการศึกษาข้อมูลตั้งแต่วันที่ 1 เมษายน 2559 ถึง 31 ตุลาคม 2559 จะได้ระยะเวลาในการปฏิบัติงานของเตาเพิ่มอุณหภูมินี้เท่ากับ 483 วัน ซึ่งกราฟที่สร้างขึ้นนี้อาจมีความผิดพลาดได้ เนื่องจากการกำหนดอุณหภูมิที่ผิวของวันที่เตาเพิ่มอุณหภูมิเริ่มทำงาน ทำให้ชุดข้อมูลที่ใช้ในการพิจารณาความสัมพันธ์ระหว่างอุณหภูมิที่ผิวที่หาค่าได้กับเวลามีค่าห่างกันมากไป

สมการความหนาของโค้กภายในท่อที่หาค่าได้ สามารถช่วยลดขั้นตอนในการเตาความหนาของโค้กได้ ถ้าต้องการหาอุณหภูมิที่ผิวของวันอื่น ๆ และค่าความหนาของโค้กภายในท่อยังมีความสำคัญในการช่วยป้องกันความเสี่ยง หรืออันตรายที่อาจเกิดขึ้นได้ในขั้นตอนการกำจัดโค้กด้วยวิธี Steam-air decoking อีกด้วย

5.2 ข้อเสนอแนะ

- 1) กราฟความสัมพันธ์ระหว่างอุณหภูมิที่ผิวที่หาค่าได้กับเวลา และกราฟความสัมพันธ์ระหว่างความหนาของโค้กภายในท่อที่หาค่าได้กับเวลาของเตาเพิ่มอุณหภูมิ ต้องสร้างกราฟความสัมพันธ์ใหม่ทุกครั้ง เมื่อเตาเพิ่มอุณหภูมิหยุดเพื่อทำการกำจัดโค้กภายในท่อ และเริ่มปฏิบัติงานใหม่อีกครั้ง
- 2) ในการใช้ค่าตัวแปรบางตัวยังไม่สามารถหาค่าที่ถูกต้อง หรือเกิดขึ้นจริงได้ เช่น จำนวนของน้ำมันดิบที่ระเหยกลายเป็นไอในแต่ละท่อ หรืออัตราการเปลี่ยนแปลงอัตราการไหล

เชิงมวลของไอเทียบกับระยะทางที่เคลื่อนที่ไป อุณหภูมิขาเข้าเตาเพิ่มอุณหภูมิในส่วน การแผ่รังสีความร้อน เป็นต้น เนื่องจากมีหลายปัจจัยที่ส่งผล และมีความซับซ้อน ดังนั้น ในการศึกษาขั้นละเอียดจึงควรหาค่าตัวแปรเหล่านี้ให้ถูกต้อง

- 3) มาตรการวัดอุณหภูมิตัวกลางในเตาเพิ่มอุณหภูมิของการเพิ่มอุณหภูมิน้ำมันดิบของ หน่วยกลั่นที่ 1 มีตำแหน่งการติดตั้งไม่เหมือนกัน ทำให้ไม่สามารถประเมิน ค่าความถูกต้องระหว่างกันได้เหมือนมาตรการวัดอุณหภูมิตัวแรกกับตัวสุดท้าย ควรปรับ ตำแหน่งให้อยู่ที่ลำดับเดียวกัน
- 4) มาตรการวัดอุณหภูมิตักกลางในกลุ่ม A C D กับ E และมาตรการวัดอุณหภูมิตัวสุดท้ายในกลุ่ม A กับ D เกิดความเสียหาย ดังนั้นควรเปลี่ยนใหม่ในการหยุดปฏิบัติงานของเตาเพิ่มอุณหภูมิ ครั้งต่อไป
- 5) ควรเปลี่ยนมาตรการวัดอุณหภูมิตัวกลางในแต่ละกลุ่มให้อยู่ที่ตำแหน่งเดียวกัน เพื่อช่วยใน การพิจารณาหรือเปรียบเทียบความถูกต้องของมาตรการวัดอุณหภูมิที่ตำแหน่งนั้น ได้ และ ช่วยให้การกราฟความสัมพันธ์ระหว่างอุณหภูมิที่ผิวท่อในแต่ละกลุ่มกับเวลามีแนวโน้มการ เรียงตัวเป็นแบบเดียวกัน
- 6) การดำเนินการกำจัดไค้ภายในท่อด้วยไอน้ำและอากาศ ควรเฝ้าระวังและกำหนด อัตราส่วนโดยมวลหรือปริมาตรของไอน้ำกับอากาศ ความเร็วของไอน้ำกับอากาศ และ อุณหภูมิที่ผิวท่อ ไม่ให้สูงเกินไป สำหรับท่อที่มีความหนาของไค้มาก เพื่อป้องกัน ความเสียหายของท่อที่เกิดขึ้นได้จากการกัดกร่อนจากไค้ที่มีความเร็วสูง หรือเกิดขึ้นจาก อุณหภูมิที่ผิวท่อแตกต่างกันมากเกินไป (Thermal shock)

เอกสารอ้างอิง

1. Charles E. Baukal, JR. The John Zink Hamworthy combustion handbook fundamentals vol.1, 2nd ed.; Taylor & francis group: Florida, Southeastern United States, 2012.
2. Charles E. Baukal, JR. The John Zink Hamworthy combustion handbook fundamentals vol.2, 2nd ed.; Taylor & francis group: Florida, Southeastern United States, 2013.
3. J.P. Holman. Heat transfer, 10th ed.; McGraw-Hill companies: New York, Northeastern United States, 2010.
4. L.S. Tong and Y.S. Tang. Boiling heat transfer and two-phase flow: Specialized Information Services. <http://www4.ncsu.edu/~doster/NE402/Text/BoilingHeatTransfer/BoilingHeatTransfer.pdf> (accessed Dec 13, 2016).
5. FRNC-5PC. California: PFR Engineering Systems, Inc, 2016.
6. Spremelines Co.,Ltd. เทอร์โมคัปเปิลคืออะไร?: Specialized Information Services. <http://www.เทอร์โมคัปเปิล.com/สาระความรู้-เทอร์โมคัปเปิล.html> (accessed Dec 13, 2016).
7. Osamu Suzuk and etc. Coke deposition on furnace tubes of the vacuum distillation unit estimated by stability of atmospheric residue oil. Journal of the Japan Petroleum Institute. 2002, 45, 207-13.
8. Rupali Sauhu and etc. A modified pigging operation aims to greatly reduce the time required for coke removal from furnace coils. A novel approach to cleaning furnace coils: Specialized Information Services. <http://www.digitalrefining.com/articles.html> (accessed Dec 13, 2016).
9. Infrared Thermal Imagihg Inc.. Steam air decoking with infrared thermography: Specialized Information Services. <http://www.itimaging.com/infrared-thermography.html> (accessed Dec 13, 2016).
10. Unipecc co. Ltd. Furnace tube decoking by pig: Specialized Information Services. <http://www.unipecc.co.jp/en/service-pig-decoking.php> (accessed Dec 13, 2016).



ภาคผนวก ก

ข้อมูลดิบและข้อมูลที่ใช้ในการคำนวณต่าง ๆ

ก.1 ค่าความจุความร้อนจำเพาะของสารต่าง ๆ ที่ใช้ในการคำนวณ

ตารางที่ ก.1 ค่าความจุความร้อนจำเพาะสำหรับก๊าซอุดมคติต่าง ๆ

Constants in equation $C_p/R = A + BT + CT^2 + DT^3$ T (Kelvins) from 298.15 to T_{max}

Chemical species	T_{max}	A	$10^3 B$	$10^6 C$	$10^{-5} D$
Methane (CH ₄)	1500	1.702	9.081	-2.164	
Ethane (C ₂ H ₆)	1500	1.131	19.225	-5.561	
Ethylene (C ₂ H ₄)	1500	1.424	14.394	-4.392	
Propane (C ₃ H ₈)	1500	1.213	28.785	-8.824	
Propylene (C ₃ H ₆)	1500	1.637	22.706	-6.915	
Butane (C ₄ H ₁₀)	1500	1.935	36.915	-11.402	
Iso-Butane (C ₄ H ₁₀)	1500	1.677	37.853	-11.945	
Butene (C ₄ H ₈)	1500	1.967	31.63	-9.873	
Pentane (C ₅ H ₁₂)	1500	2.464	45.351	-14.111	
Iso-Pentane (C ₅ H ₁₂)	1500	1.493	47.727	-12.033	
Pentene (C ₅ H ₁₀)	1500	2.691	39.753	-12.447	
C ₆ ⁺	1500	3.025	53.722	-16.791	
Hydrogen (H ₂)	3000	3.249	0.422		0.083
Carbon Monoxide (CO)	2500	3.376	0.557		-0.031
Hydrogen Sulfide (H ₂ S)	2300	3.931	1.49		-0.232
Nitrogen (N ₂)	2000	3.28	0.593		0.04
Excess Oxygen (O ₂)	2000	3.693	0.506		-0.227
Carbon Dioxide (CO ₂)	2000	5.457	1.045		-1.157
Water Vapor (H ₂ O)	2000	3.47	1.45		0.121
Sulfur Dioxide (SO ₂)	2000	5.699	0.801		-1.015
Sulfur Trioxide (SO ₃)	2000	8.06	1.056		-2.028



เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหาและต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ก.2 ข้อมูลดิบและข้อมูลที่ใช้สำหรับการคำนวณปริมาณพลังงานที่เตาเพิ่มอุณหภูมิ ได้รับ
 ตารางที่ ก.2 ตัวอย่างข้อมูลดิบจากโปรแกรม PI ของเตาเพิ่มอุณหภูมิน้ำมันดิบในหน่วยกลั่นน้ำมันดิบที่ 1

Date	Fuel gas flow rate (T/D)	Air flow rate (T/D)	Conversion of fuel gas to srf	Fuel gas temperature (°C)	Air temperature (°C)	Excess oxygen (%V)	Bridgwall temperature (°C)
24/09/2016	74.39	1412.32	1.17	32.19	282.43	2.20	837.75
26/09/2016	72.79	1412.70	1.17	33.94	282.31	2.17	832.07
28/09/2016	75.32	1427.54	1.16	27.55	271.81	1.78	833.59
29/09/2016	71.38	1393.67	1.17	34.28	279.41	2.21	825.48
30/09/2016	70.22	1359.82	1.18	33.87	279.70	2.32	826.16
01/10/2016	71.48	1354.15	1.18	33.32	281.17	2.17	825.40
02/10/2016	69.625	1318.18	1.18	34.79	281.58	2.11	828.24
06/10/2016	71.64	1368.80	1.17	33.40	279.20	2.27	825.88
12/10/2016	69.77	1364.09	1.15	33.98	279.05	2.35	824.99
14/10/2016	71.04	1393.04	1.16	33.69	273.69	2.16	833.39

หมายเหตุ *srf คือ ค่าพลังงานมาตรฐานที่ได้จากเชื้อเพลิง 1 หน่วย (Standard refinery fuel)

ก.3 ข้อมูลดิบและข้อมูลที่ใช้สำหรับการคำนวณอุณหภูมิที่ผิวท่อ

ตารางที่ ก.3 ตัวอย่างข้อมูลของก๊าซเชื้อเพลิงที่ใช้ในเตาเผาอุณหภูมิน้ำมันดิบของหน่วยกลั่นน้ำมันดิบที่ 1

Composition (%V)	2016											
	24/09	26/09	28/09	29/09	30/09	01/10	02/10	06/10	12/10	14/10		
Methane (CH ₄)	14.05	12.25	23.32	11.86	10.27	13.54	11.65	16.15	24.09	27.78		
Ethane (C ₂ H ₆)	11.73	117.73	10.36	11.83	11.92	11.83	11.94	11.25	10.71	10.21		
Ethylene (C ₂ H ₄)	0.575	0.602	0.549	0.653	0.662	0.616	0.616	0.584	0.524	0.558		
Propane (C ₃ H ₈)	13.97	14.33	11.15	14.44	14.35	13.66	14.43	13.44	12.03	11.05		
Propylene (C ₃ H ₆)	2.81	2.94	2.42	2.99	3.00	2.78	2.89	2.82	2.61	2.72		
Butane (C ₄ H ₁₀)	11.13	11.05	8.88	10.85	10.15	9.34	9.73	10.37	8.25	7.15		
Iso-Butane (i-C ₄ H ₁₀)	6.85	7.02	5.01	6.83	6.74	6.42	6.87	6.59	5.57	5.14		
Butene (C ₄ H ₈)	0.710	0.826	0.536	0.773	0.799	0.675	0.764	0.718	0.711	0.747		
Pentane (C ₅ H ₁₂)	0.493	0.524	0.320	0.521	0.556	0.511	0.560	0.466	0.416	0.429		
Iso-Pentane (i-C ₅ H ₁₂)	1.09	1.14	0.66	1.13	1.26	1.06	1.18	1.12	0.945	0.935		
Pentene (C ₅ H ₁₀)	0.354	0.419	0.172	0.405	0.446	0.347	0.440	0.353	0.309	0.323		
C6+	1.44	1.53	0.85	1.55	1.61	1.44	1.65	1.42	1.17	1.17		
Hydrogen (H ₂)	33.14	33.98	33.44	34.62	36.83	36.25	35.87	33.03	29.95	29.06		
Carbon dioxide (CO ₂)	0.286	0.218	0.950	0.190	0.075	0.224	0.168	0.428	1.32	1.24		

ตารางที่ ก.3 (ต่อ) ตัวอย่างข้อมูลดิบของก๊าซเชื้อเพลิงที่ใช้ในเตาเพิ่มอุณหภูมิที่มีชนิดของหน่วยถลุงน้ำมันดิบที่ 1

Carbon Monoxide (CO)	0.229	0.254	0.190	0.231	0.233	0.226	0.219	0.200	0.187	0.179
Hydrogen Sulfide (H ₂ S) (ppm)	21.18	104.79	36.05	85.73	24.10	24.76	32.04	33.80	16.40	808.7
Nitrogen (N ₂)	1.12	1.15	1.20	1.10	1.05	1.08	1.02	1.04	1.18	1.23

ตารางที่ ก.4 ข้อมูลดิบอัตราการไหลเชิงมวลของน้ำมันดิบในแต่ละกลุ่ม

Date	Feed flow rate group A (T/D)	Feed flow rate group B (T/D)	Feed flow rate group C (T/D)	Feed flow rate group D (T/D)	Feed flow rate group E (T/D)	Feed flow rate group F (T/D)
24/09/2016	1010.52	1017.60	1044.80	1040.59	1037.63	1016.26
26/09/2016	1022.70	1029.52	1039.02	1048.32	1046.55	1068.81
28/09/2016	1007.62	1013.67	1010.21	1015.38	1007.03	1005.82
29/09/2016	1035.05	1029.09	1027.49	1028.29	1028.52	1036.99
30/09/2016	1019.36	1019.78	1047.52	1049.59	1017.89	1049.16
01/10/2016	1030.34	1025.39	1054.86	1045.87	1025.76	1061.07
02/10/2016	1013.97	1012.49	1042.03	1040.04	1012.96	1045.38
06/10/2016	1024.67	1027.90	1057.84	1054.70	1026.34	1055.47
12/10/2016	981	996.80	1033.31	1037.5	1010.12	1096.95
14/10/2016	974.20	971.36	1005.25	1002.45	988.75	1083.82

ตารางที่ ก.5 ข้อมูลอุณหภูมิน้ำมันดิบขาออกจากเตาเพิ่มอุณหภูมิน้ำมันดิบของหน่วยกลั่นน้ำมันดิบที่ 1

Date	Outlet temperature group A (°C)	Outlet temperature group B (°C)	Outlet temperature group C (°C)	Outlet temperature group D (°C)	Outlet temperature group E (°C)	Outlet temperature group F (°C)
24/09/2016	341.01	343.70	342.98	341.91	342.25	339.09
26/09/2016	342.60	343.86	346.09	342.50	341.91	334.99
28/09/2016	343.15	345.65	348.60	346.06	345.05	342.70
29/09/2016	342.12	344.10	347.57	344.66	342.71	339.93
30/09/2016	345.32	345.36	346.10	343.79	345.96	341.23
01/10/2016	342.62	344.81	344.88	342.39	343.24	338.01
02/10/2016	343.63	345.13	345.75	342.46	344.88	337.84
06/10/2016	344.94	346.01	346.12	343.16	344.41	339.02
12/10/2016	348.84	348.42	347.08	343.44	344.99	331.69
14/10/2016	346.62	347.43	346.31	343.51	343.75	329.86

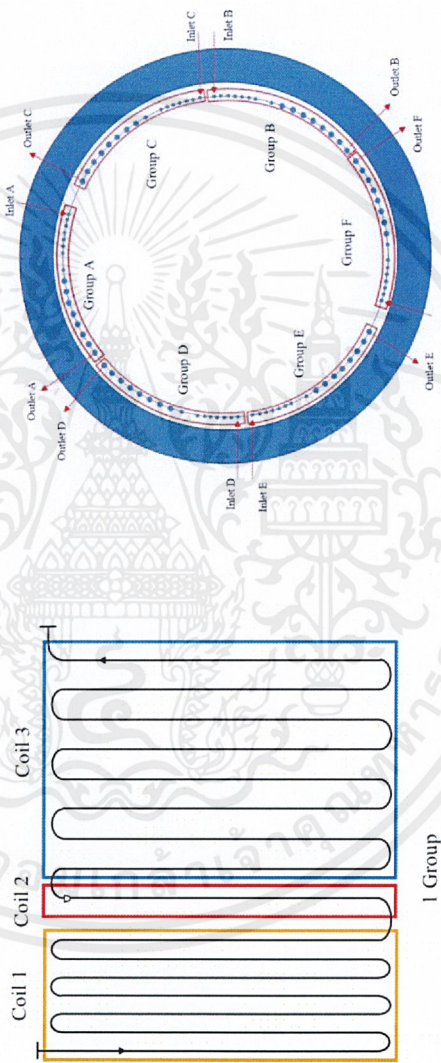
ตารางที่ ก.6 ข้อมูลอุณหภูมิที่ผิวท่อที่ได้จากมาตรวัดอุณหภูมิที่ติดตั้งในเตาเพิ่มอุณหภูมิที่มีนํ้ามันดิบของหน่วยกลั่นนํ้ามันดิบที่ 1

		2016											
Tube skin temperature (°C)		24/09	26/09	28/09	29/09	30/09	01/10	02/10	06/10	12/10	14/10		
Group A	Inlet tube skin temperature	495.31	495.69	495.41	493.07	494.64	495.95	496.85	495.83	494.49	488.46		
	Middle tube skin temperature	530.48	528.82	530.56	526.19	527.42	525.42	526.59	526.73	523.55	521.37		
	Outlet tube skin temperature	528.82	556.20	557.90	553.24	555.95	553.15	555.12	569.84	567.80	564.40		
Group B	Inlet tube skin temperature	520.45	520.38	521.03	515.30	513.07	515.00	517.51	515.97	517.04	515.78		
	Middle tube skin temperature	518.06	515.43	519.46	509.96	509.65	509.78	513.17	514.80	514.93	514.35		
	Outlet tube skin temperature	507.54	507.38	514.86	506.21	506.78	505.91	507.70	509.89	512.30	511		
Group C	Inlet tube skin temperature	496.67	498.33	498.03	496.53	492.47	494.13	495.89	496.56	494.91	491.85		
	Middle tube skin temperature	513.69	515.45	518.24	512.36	510.88	512.35	514.17	518.26	512.68	509.00		
	Outlet tube skin temperature	468.68	470.51	475.36	470.66	468.43	468.21	469.77	472.02	469.31	466.35		
Group D	Inlet tube skin temperature	568.79	570.27	572.57	569	568.38	568.67	570.14	568.59	565.13	562.88		
	Middle tube skin temperature	530.16	528.30	529.64	525.93	522.55	523.57	525.45	521.66	514.51	511.57		
	Outlet tube skin temperature	589.55	587.62	591.75	586.23	586.05	586.20	587.28	594.29	591.66	588.51		
Group E	Inlet tube skin temperature	520.45	518.14	517.19	511.68	516.15	513.27	515.83	514.65	510.98	508.82		
	Middle tube skin temperature	521.06	519.75	519.20	512.04	517.06	514.37	517.37	513.71	513.07	512.99		
	Outlet tube skin temperature	473.06	472.36	472.95	467.09	472.37	469.27	474.36	470.79	469.99	470.82		

ตารางที่ ก.6 (ต่อ) ข้อมูลดิบอุณหภูมิที่ผิวท่อที่ได้จากมาตรวัดอุณหภูมิที่ผิวท่อในเตาเพิ่มอุณหภูมิน้ำมันดิบของหน่วยกลั่นน้ำมันดิบที่ 1

		2016											
Tube skin temperature (°C)		24/09	26/09	28/09	29/09	30/09	01/10	02/10	06/10	12/10	14/10		
Group F	Inlet tube skin temperature	603.76	603.71	611.74	593.71	596.29	586.60	593.54	595.81	597.37	605.54		
	Middle tube skin temperature	492.24	488.97	498.11	490.03	487.62	485.63	487.83	488.79	483.64	484.93		
	Outlet tube skin temperature	478.61	475.02	486.15	476.85	476.68	473.32	475.44	475.99	470.89	470.46		

ก.4 ข้อมูลลักษณะรูปทรงของท่อและเตาเพิ่มอุณหภูมิของน้ำมันดิบในหน่วยกลั่นน้ำมันดิบที่ 1



รูปที่ ก.1 ลักษณะรูปทรงของท่อและเตาเพิ่มอุณหภูมิของน้ำมันดิบที่ 1

[อ้างอิงแบบวาดของ Thaioil Group]

ตารางที่ ก.1 (ต่อ) ค่าความจุความร้อนจำเพาะสำหรับก๊าซอุดมคติต่าง ๆ

Constants in equation $C_p/R = A + BT + CT^2 + DT^2$ T (kelvins) from 298.15 to T_{max}

Chemical species	T_{max}	A	$10^3 B$	$10^6 C$	$10^5 D$
Air	2000	3.355	0.575		-0.016
Flue gas	2000	29.66	5.451		-4.266

สมการตัวแปรต่าง ๆ ของน้ำมันดิบที่มีความสัมพันธ์กับอุณหภูมิ

ค่าความจุความร้อนจำเพาะ $c_p = 0.0039(T \text{ } ^\circ\text{C}) + 1.91$ (ก.1)

ค่าความหนืด $\mu = -2.8 \times 10^{-5}(T \text{ } ^\circ\text{C}) + 0.0121$ (ก.2)

โดยที่ c_p คือ ค่าความจุความร้อนจำเพาะของน้ำมันดิบ ($\text{kJ/kg}^\circ\text{C}$)

μ คือ ค่าความหนืดของน้ำมันดิบ (Pa.s)

$T \text{ } ^\circ\text{C}$ คือ อุณหภูมิของน้ำมันดิบ ($^\circ\text{C}$)

สมการค่าสัดส่วนการกลายเป็นไอของน้ำมันดิบ สำหรับช่วงอุณหภูมิ 309°C ถึง 360°C

$$y = 0.8872 \ln(T_{out}) - 4.4106 \quad (\text{ก.3})$$

โดยที่ y คือ สัดส่วนไอของน้ำมันดิบขาออกจากเตาเพิ่มอุณหภูมิ

T_{out} คือ อุณหภูมิของน้ำมันดิบขาออกจากเตาเพิ่มอุณหภูมิ ($^\circ\text{C}$)

สมการค่าสัมประสิทธิ์การนำความร้อนของเหล็กคาร์บอน 5% Cr

$$k = 2.03 \times 10^{-10} T^4 - 2.82 \times 10^{-7} T^3 + 1.2 \times 10^{-4} T^2 - 3.27 \times 10^{-2} T + 40.266 \quad (\text{ก.4})$$

โดยที่ k คือ สัมประสิทธิ์การนำความร้อนของเหล็กคาร์บอน 5% Cr ($\text{W/m}^\circ\text{C}$)

T คือ อุณหภูมิที่ผิวท่อของเหล็กคาร์บอน 5% Cr ($^\circ\text{C}$)

ตารางที่ ก.7 ค่าตัวแปรต่าง ๆ ของลักษณะรูปทรงของท่อและเตาเพิ่มอุณหภูมิ

Variables		H-101
Furnace height	(m)	17.88
Inside furnace diameter	(m)	8.88
Outside furnace diameter	(m)	10
Number of tube Coil 1 of 1 group		7
Number of tube Coil 1 of 2 group		1
Number of tube Coil 1 of 3 group		8
Tube diameter coil 1	(m)	0.114
Tube diameter coil 2	(m)	0.114
Tube diameter coil 3	(m)	0.168
Tube length coil 1	(m)	17
Tube length coil 2	(m)	17
Tube length coil 3	(m)	17
Tube spacing coil 1	(m)	0.1524
Tube spacing coil 2	(m)	0.3048
Tube spacing coil 3	(m)	0.3048
Tube emissivity		0.8

ภาคผนวก ข

ขั้นตอนและตัวอย่างการคำนวณ

ตัวอย่างการคำนวณอุณหภูมิที่ผิวท่อและความหนาของโค้กภายในท่อของวันที่ 1 ตุลาคม 2559 สำหรับท่อที่ 1 ของกลุ่ม A

สมมติฐานในการคำนวณ

- ระบบอยู่ในภาวะคงตัว (Steady state)
- ใช้ก๊าซเชื้อเพลิงสำหรับการเผาไหม้เท่านั้น
- ไม่เกิดตะกรัน (Fouling) ที่ผิวท่อด้านนอก
- เกิดการเผาไหม้สมบูรณ์ภายในเตาเพิ่มอุณหภูมิ
- มีการสูญเสียความร้อนทางผนังเตาประมาณ 3-5% ของพลังงานที่ถูกป้อน
- สัมประสิทธิ์การพาความร้อนด้านนอกท่อกับค่าเท่ากับ $11.36 \text{ W}/(\text{m}^2\text{K})$
- สัมประสิทธิ์การนำความร้อนของโค้กมีค่าคงที่ เท่ากับ $1.2 \text{ W}/(\text{m}^2\text{C})$
- ความหนาของโค้กภายในท่อของกลุ่มนี้ จะมีค่าเท่ากัน
- คุณสมบัติทางฟิสิกส์ของน้ำมันดิบในแต่ละวันมีค่าเท่ากัน
- ก๊าซไอเสียในเตาเพิ่มอุณหภูมิเป็นไอเดียวก๊าซ (Ideal gas)

คุณสมบัติของวัสดุที่เป็นท่อ

- คำนวณหาความต้านทานทั้งหมดที่เกิดจากการถ่ายเทพลังงานจากผิวท่อด้านนอกไปยังน้ำมันดิบ (R_T)

- เตาความหนาของโค้กภายในท่อ

ให้

$$\text{coke}=2 \text{ mm}$$

- Reynolds number ของของไหลไหลภายในท่อ

จาก

$$\text{Re} = \frac{\rho v l}{\mu} = \frac{\dot{m} D}{A \mu} \quad (\text{ข.1})$$
$$\text{Re} = \frac{1030.34 \times \frac{1000 \text{ kg} \cdot \text{D}}{24 \times 60 \times 60 \text{ T} \cdot \text{s}} \times (0.1023 - 0.002) \text{ m}}{\pi \left(\frac{0.1023 - 0.002}{2} \right)^2 \text{ m}^2 \times 0.00453 \text{ Pa} \cdot \text{s}}$$
$$\text{Re} = 33,417.8$$

- Prandtl number ของของไหลไหลภายในท่อ

จาก
$$Pr = \frac{c_p \mu}{k} \quad (ข.2)$$

$$Pr = \frac{2,868 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}} \times 0.00453 \text{ Pa}\cdot\text{s}}{0.07 \frac{\text{W}}{\text{m} \cdot ^\circ\text{C}}}$$

$$Pr = 185.6$$

- คำนวณสัมประสิทธิ์การพาความร้อนของของไหล สำหรับท่อที่ 1 กลุ่ม A ของไหลเป็นของเหลวเพียงอย่างเดียว

จาก
$$Nu = 0.012(Re^{0.87} - 280)Pr^{0.4} \quad (ข.3)$$

$$Nu = 0.012(33,417.8^{0.87} - 280) \times 185.6^{0.4}$$

$$Nu = 809.364$$

จาก
$$h = Nu \frac{k}{D} \quad (ข.4)$$

$$h = 809.364 \times \frac{0.07}{(0.1023 - 0.002)}$$

$$h = 564.86 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}}$$

- ตัวอย่างการคำนวณสัมประสิทธิ์การพาความร้อนของของไหล สำหรับท่อที่มีของไหลไหล 2 สถานะ

จาก
$$y = 0.8872 \ln(T_{\text{out}}) - 4.4106 \quad (ข.5)$$

$$y = 0.8872 \times \ln(342.62) - 4.4106$$

$$y = 0.7676$$

จาก
$$X_{tt} = \left(\frac{1-y}{y}\right)^{0.9} \times \left(\frac{\rho_v}{\rho_l}\right)^{0.5} \times \left(\frac{\mu_l}{\mu_v}\right)^{0.1} \quad (ข.6)$$

$$X_{tt} = \left(\frac{1-0.7676/7}{0.7676/7}\right)^{0.9} \left(\frac{12.544}{677.035}\right)^{0.5} \left(\frac{0.00453}{0.000012}\right)^{0.1}$$

$$X_{tt} = 1.622$$

จาก
$$F_{\text{chen}} = \left(1 + \frac{3.4}{X_{tt}}\right)^{2/3} \quad (ข.7)$$

$$F_{\text{chen}} = \left(1 + \frac{3.4}{1.622}\right)^{2/3}$$

$$F_{\text{chen}} = 2.1243$$

จาก
$$h_{2p} = F_{\text{chen}} \times h_{\text{liquid}} \quad (ข.8)$$

$$h_{2p} = 2.1243 \times 564.86$$

$$h_{2p} = 1199.93 \frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C}$$

- คำนวณความต้านทานทั้งหมดที่เกิดจากการถ่ายเทพลังงานจากผิวท่อด้านนอกไปยังน้ำมันดิบ

จาก
$$R_T = \frac{D_{out} \ln\left(\frac{D_{out}}{D_{in}}\right)}{2k_{tube}} + \frac{D_{out} \ln\left(\frac{D_{in}}{D_{coke}}\right)}{2k_{coke}} + \frac{1}{h_{feed}} \left(\frac{D_{out}}{D_{coke}}\right) \quad (ข.9)$$

$$R_T = \frac{0.1143 \ln\left(\frac{0.1143}{0.1023}\right)}{2 \times 31} + \frac{0.1143 \ln\left(\frac{0.1023}{0.1023-0.002}\right)}{2 \times 1.2} + \frac{1}{564.86} \left(\frac{0.1143}{0.1023-0.002}\right)$$

$$R_T = 0.00316 \text{ m}^2 \text{ } ^\circ C/W$$

- คำนวณปริมาณพลังงานความร้อนที่ของไหลได้รับในส่วนการแผ่รังสีความร้อน จากกฎการอนุรักษ์พลังงาน

จาก
$$\dot{Q}_{ab} = (\dot{Q}_{fuel} + \dot{Q}_{air}) - (\dot{Q}_{fluc} + \dot{Q}_{loss}) \quad (ข.10)$$

- พลังงานที่ได้จากการเผาไหม้เชื้อเพลิง

จาก
$$\dot{Q}_{fuel} = \dot{m}_{fuel} f LHV_{srf} \quad (ข.11)$$

$$\dot{Q}_{fuel} = 71.48 \frac{T}{D} \times 1.18 \frac{T_{srf}}{T} \times 40,500 \frac{MJ}{T_{srf}} \times \frac{1}{24 \times 3600} \frac{D}{s}$$

$$\dot{Q}_{fuel} = 39.54 \text{ MW}$$

- พลังงานเอนโทรปีของอากาศเข้า ที่มีอุณหภูมิเชื้อเพลิงก๊าซเป็นจุดอ้างอิง

จาก
$$\dot{Q}_{air} = \dot{m}_{air} \int_{T_{ref}}^{T_{air}} c_p dT \quad (ข.12)$$

$$\dot{Q}_{air} = 1355.06 \frac{T}{D} \times \frac{1000 \text{ kg} \cdot D}{24 \times 3600 \text{ T} \cdot s} \times \frac{1 \text{ kmol}}{29 \text{ kg}} \times 8.314 \frac{J}{\text{mol} \cdot K}$$

$$\times \int_{306.47}^{554.32} 3.355 + 0.575 \times 10^{-3} T - \frac{0.016 \times 10^5}{T^2} dT$$

$$\dot{Q}_{air} = 4.0042 \text{ MW}$$

- พลังงานที่เสียไปกับก๊าซไอเสียที่ออกจากส่วนการแผ่รังสีความร้อนของเตาเพิ่มอุณหภูมิ

จาก
$$\dot{Q}_{fluc} = \dot{m}_{CO_2} \int_{T_{ref}}^{T_{BW}} c_p dT + \dot{m}_{H_2O} \int_{T_{ref}}^{T_{BW}} c_p dT + \dot{m}_{O_2} \int_{T_{ref}}^{T_{BW}} c_p dT + \dot{m}_{N_2} \int_{T_{ref}}^{T_{BW}} c_p dT \quad (ข.13)$$

คำนวณอัตราไหลเชิงมวลของก๊าซต่าง ๆ จากปฏิกิริยาการเผาไหม้

โดย $\dot{m}_{\text{CO}_2} = 53.99 \text{ mol/s}$ $\dot{m}_{\text{H}_2\text{O}} = 83.34 \text{ mol/s}$
 $\dot{m}_{\text{O}_2} = 12.53 \text{ mol/s}$ $\dot{m}_{\text{N}_2} = 427.58 \text{ mol/s}$
 ค่าความจุความร้อนจำเพาะของก๊าซต่าง ๆ ดูได้จากตารางที่ ก.1

$$\dot{Q}_{\text{fluc}} = 15.73 \text{ MW}$$

- พลังงานที่สูญเสียออกจากเตาเพิ่มอุณหภูมิ

จาก
$$\dot{Q}_{\text{loss}} = (3\% \text{ or } 5\%) \cdot \dot{Q}_{\text{in}} \quad (\text{ข.14})$$

$$\dot{Q}_{\text{loss}} = 3\% \times (39.54 + 4.0042)$$

$$\dot{Q}_{\text{loss}} = 1.31 \text{ MW}$$

ดังนั้น

$$\dot{Q}_{\text{ab}} = (39.54 + 4.0042) - (15.73 + 1.31)$$

$$\dot{Q}_{\text{ab}} = 26.504 \text{ MW}$$

- จำนวนอุณหภูมิที่ผิวท่อและพลังงานที่น้ำมันดิบได้รับในแต่ละท่อในส่วนการแผ่รังสีความร้อน

13) ค่าค่าพลังงานความร้อนที่เข้าในแต่ละท่อ (\dot{Q}_i)

ได้
$$\dot{Q}_i = 250 \text{ kW}$$

14) จำนวนอุณหภูมิขาออกของของไหลในแต่ละท่อ (T_{out})

จาก
$$T_{\text{out}} = T_{\text{in}} + \frac{\dot{Q}_i}{m_{\text{fluid}} c_{pf}} \quad (\text{ข.15})$$

$$T_{\text{out}} = 240 + \frac{250}{11.925 \times (0.0039(240) + 1.91)}$$

$$T_{\text{out}} = 247.37 \text{ }^\circ\text{C}$$

15) จำนวนอุณหภูมิเฉลี่ย (Bulk Temperature)

จาก
$$T_{\text{bulk}} = \frac{T_{\text{out}} + T_{\text{in}}}{2} \quad (\text{ข.16})$$

$$T_{\text{bulk}} = \frac{247.37 + 240}{2} = 243.685 \text{ }^\circ\text{C}$$

16) จำนวนอุณหภูมิที่ผิวท่อ (T_{skin}) ของแต่ละท่อ

จาก
$$T_{\text{skin}} = T_{\text{bulk}} + \frac{\dot{Q}_i \cdot R_T}{A_o} \quad (\text{ข.17})$$

$$T_{\text{skin}} = 243.685 + \frac{250 \times 1000 \times 0.00316}{\pi \times 17 \times 0.1143}$$

$$T_{\text{skin}} = 373.1$$

17) จำนวนค่าพลังงานความร้อนที่เข้าในแต่ละท่อจากสมการของ Stefan-Boltzmann

จาก
$$\dot{Q}_{\text{Ri}} = \sigma \epsilon_T A_{\text{PT}} F_{\text{FT}} (T_{\text{R}}^4 - T_{\text{skin}}^4) + h_o A_T (T_{\text{R}} - T_{\text{skin}}) \quad (\text{ข.18})$$

- อุณหภูมิเฉลี่ยของก๊าซไอเสียที่อยู่ในส่วนการแผ่รังสีความร้อนของเตาเพิ่มอุณหภูมิ

จาก $T_R = T_{BW} + 22.2 \times \frac{H}{W}$ (ข.19)

$$T_R = 1117.29 + 22.2 \times \frac{17.88}{8.88}$$

$$T_R = 1162 \text{ K}$$

- ค่าการมองเห็นจากก๊าซไอเสียไปที่ท่อ

จากรูปที่ 2.21 spacing center to center = 0.1524

ท่อวางใกล้ผนังเตา และมี 1 แถว

$$F_{FT} = 0.95$$

ดังนั้น $\dot{Q}_{Ri} = 5.72 \times 10^{-8} \times 0.8 \times (\pi \times 17 \times 0.1143 / 2) \times 0.95 \times (1162^4 - 646.1^4)$
 $+ 11.36 \times (\pi \times 17 \times 0.1143) \times (1162 - 646.1)$

$$\dot{Q}_{Ri} = 254.56 \text{ kW}$$

18) เปรียบเทียบพลังงานความร้อนที่ได้รับในแต่ละท่อระหว่างค่าจากการเดา กับค่าที่คำนวณได้จากสมการของ Stefan-Boltmann

ค่าจากการเดา $\dot{Q}_i = 250 \text{ kW}$

ค่าจากสมการของ Stefan-Boltmann $\dot{Q}_{Ri} = 254.56 \text{ kW}$

ค่าจากทั้ง 2 วิธี มีค่าไม่เท่ากัน ดังนั้นทำการเดาค่าใหม่ จะได้ค่าของพลังงานที่ทั้ง 2 วิธี มีค่าเท่ากัน คือ

$$\dot{Q}_i = \dot{Q}_{Ri} = 254.064 \text{ kW}$$

19) คำนวณหาพลังงานทั้งหมดที่ของไหลได้รับในส่วนของแผ่รังสีความร้อนของเตาเผาเพิ่มอุณหภูมิ

คำนวณค่าพลังงานความร้อนที่แต่ละท่อได้รับ สำหรับเตาเพิ่มอุณหภูมิของการเพิ่มอุณหภูมิน้ำมันดิบในหน่วยกลั่นน้ำมันดิบที่ 1 จะมีทั้งหมด 96 ท่อ จากนั้นใช้สมการที่ (ข.20) หาพลังงานทั้งหมดที่ของไหลได้รับในส่วนของแผ่รังสีความร้อนของเตาเผาเพิ่มอุณหภูมิ

$$\dot{Q}_{ab} = \sum \dot{Q}_i = \sum \dot{Q}_{Ri} \quad (\text{ข.20})$$

20) เปรียบเทียบพลังงานความร้อนทั้งหมดที่ของไหลได้รับระหว่างค่าที่คำนวณจากกฎการอนุรักษ์พลังงานกับค่าจากผลรวมของพลังงานความร้อนที่แต่ละท่อได้รับ

- ถ้าพลังงานความร้อนทั้งหมดที่ของไหลได้รับของสองวิธีมีค่าไม่เท่ากัน ให้กลับไปเดาค่าความหนาของโค้กใหม่ ที่ทำให้อุณหภูมิต่อท่อที่คำนวณได้กับค่าที่ได้จากมาตรวัด

อุณหภูมิที่ใช้อ้างอิงมี ค่าใกล้เคียงกัน และทำให้อุณหภูมิของของไหลขาออกจากเตา
เพิ่มอุณหภูมิมียค่าเท่ากับค่าที่ได้จากโปรแกรม PI

- ถ้าพลังงานความร้อนทั้งหมดที่ของไหลได้รับของสองวิธีมีค่าเท่ากัน จบการคำนวณ
ดังนั้น ความหนาของ โฉกของกลุ่ ม A มีค่าเท่ากับ 2.43 mm

อุณหภูมิที่ผิวท่อตัวแรก (ท่อที่ 9) = 495.92°C

อุณหภูมิที่ผิวท่อตัวกลาง (ท่อที่ 14) = 428.33 °C

อุณหภูมิที่ผิวท่อตัวสุดท้าย (ท่อที่ 16) = 440.03 °C

เปรียบเทียบอุณหภูมิที่ผิวท่อที่ได้จากมาตรวัดอุณหภูมิ

อุณหภูมิที่ผิวท่อตัวแรก (ท่อที่ 9) = 495.95°C

อุณหภูมิที่ผิวท่อตัวกลาง (ท่อที่ 14) = 525.42 °C

อุณหภูมิที่ผิวท่อตัวสุดท้าย (ท่อที่ 16) = 553.15 °C

ประวัติผู้เขียน

ชื่อ-นามสกุล นายธนวัฒน์ ภูษิตธนานันท์

วัน/เดือน/ปีเกิด 20 ธันวาคม พ.ศ.2537

ที่อยู่ 114 หมู่ 5 ต.สองคลอง อ.บางปะกง จ.ฉะเชิงเทรา 24130

E-mail tanawatphusittananan@gmail.com

โทรศัพท์ 089-1189167

ประวัติการศึกษา -ระดับมัธยมศึกษาตอนต้นและตอนปลาย จากโรงเรียนชลราษฎร อำรุง
-ระดับปริญญาตรี คณะวิศวกรรมศาสตร์ สาขาวิศวกรรมเคมี
สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง พ.ศ. 2557-2560

ประสบการณ์

- ทีมงานฝ่ายสนับสนุนการ ค่ายแนะแนววิชาชีพทางวิศวกรรมเคมี ครั้งที่ 3 (CEL Camp #3) ปี 2556
- ทีมงานฝ่ายสวัสดิการ ค่ายแนะแนววิชาชีพทางวิศวกรรมเคมี ครั้งที่ 5 (CEL Camp #5) ปี 2558
- นักศึกษาฝึกงานแผนกวิศวกรรมกระบวนการการผลิต บริษัท โตโย-ไทย คอร์ปอเรชั่น จำกัด (มหาชน) ระหว่างวันที่ 1 มิถุนายน – 29 กรกฎาคม 2559
- นักศึกษาโครงการสหกิจศึกษาแผนกการตัดดาป บริษัท ไทยออยล์ จำกัด (มหาชน) ระหว่างวันที่ 8 สิงหาคม – 25 พฤศจิกายน 2559