

การพัฒนาโปรแกรมคอมพิวเตอร์สำหรับออกแบบรีคูเพอเรเตอร์ที่เหมาะสม



นายสันติ อยู่ยืนยง

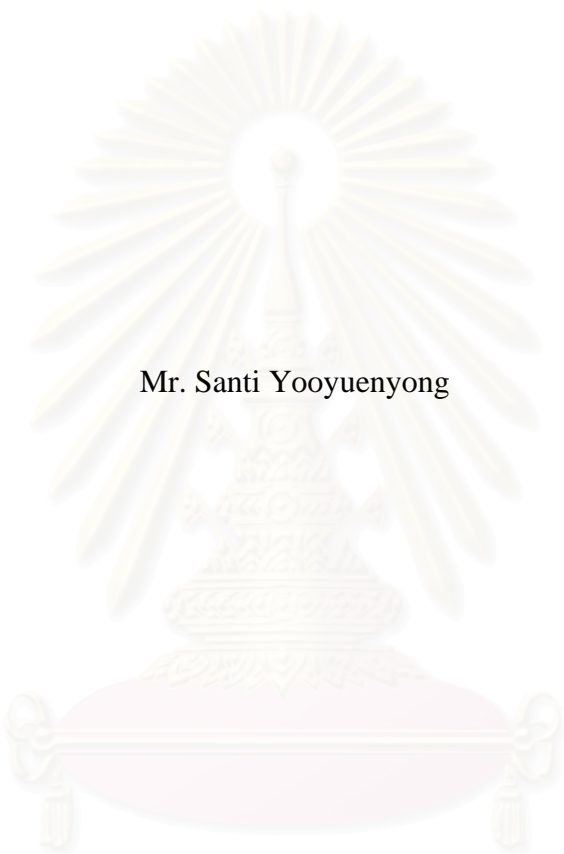
สถาบันวิทยบริการ  
วิทยานิพนธ์นี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต  
สาขาวิชาวิศวกรรมเครื่องกล ภาควิชาวิศวกรรมเครื่องกล  
คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ปีการศึกษา 2546

ISBN 974-17-4524-9

ลิขสิทธิ์ของจุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

DEVELOPMENT OF A COMPUTER PROGRAM FOR OPTIMUM RECUPERATOR DESIGN



Mr. Santi Yooyuenyong

สถาบันวิทยบริการ  
A Thesis Submitted in Partial Fulfillment of the Requirements  
for the Degree of Master of Engineering in Mechanical Engineering  
Department of Mechanical Engineering  
Faculty of Engineering  
Chulalongkorn University  
Academic Year 2003  
ISBN 974-17-4524-9

หัวข้อวิทยานิพนธ์                      การพัฒนาโปรแกรมคอมพิวเตอร์สำหรับออกแบบปริศนาเพอเรเตอร์ที่เหมาะสม  
โดย    นายสันติ อยู่ยืนยง  
สาขาวิชา                                      วิศวกรรมเครื่องกล  
อาจารย์ที่ปรึกษา                              รองศาสตราจารย์ ดร.มานิจ ทองประเสริฐ

---

คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย อนุมัติให้หัวข้อวิทยานิพนธ์ฉบับนี้เป็นส่วน  
หนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิทยาศาสตรบัณฑิต

..... คณบดี คณะวิศวกรรมศาสตร์  
(ศาสตราจารย์ ดร.ดิเรก ลาวัณย์ศิริ)

คณะกรรมการสอบวิทยานิพนธ์

..... ประธานกรรมการ  
(รองศาสตราจารย์ ดร.พงษ์ธร จรรย์ญาณ)

..... อาจารย์ที่ปรึกษา  
(รองศาสตราจารย์ ดร.มานิจ ทองประเสริฐ)

..... กรรมการ  
(ผู้ช่วยศาสตราจารย์ มิ่งศักดิ์ ตั้งตระกูล)

..... กรรมการ  
(อาจารย์ ดร.สมพงษ์ พุทธิวิสุทธิศักดิ์)

สถาบันวิทยบริการ  
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

นายสันติ อยู่ยืนยง: การพัฒนาโปรแกรมคอมพิวเตอร์สำหรับออกแบบรีคูเพอเรเตอร์ที่เหมาะสม. (DEVELOPMENT OF A COMPUTER PROGRAM FOR OPTIMUM RECUPERATOR DESIGN) อ. ที่ปรึกษา : รองศาสตราจารย์ ดร.มานิจ ทองประเสริฐ, 169 หน้า. ISBN 974-17-4524-9.

วิทยานิพนธ์ฉบับนี้เป็นการศึกษาและพัฒนาโปรแกรมคอมพิวเตอร์ที่ใช้ในการออกแบบรีคูเพอเรเตอร์ ซึ่งเป็นอุปกรณ์ที่ติดตั้งที่ปล่องของก๊าซเสียโดยนำอากาศที่อุณหภูมิห้องมาแลกเปลี่ยนความร้อนเพื่อนำความร้อนกลับมาใช้ใหม่อีกครั้ง โดยผู้ออกแบบต้องการออกแบบอุปกรณ์นี้ให้มีต้นทุนที่ต่ำแต่ให้ค่าพลังงานความร้อนในการแลกเปลี่ยนสูงที่สุด

ปัญหาหลักในการออกแบบคือมีพารามิเตอร์หลายตัวที่ไม่สามารถกำหนดได้ เช่น ความยาวท่อ เส้นผ่าศูนย์กลางท่อ ระยะห่างระหว่างท่อและจำนวนเที่ยวของการไหลภายในเซลล์ ซึ่งการออกแบบนี้ใช้วิธีความแตกต่างของอุณหภูมิแบบล็อกมิท (Logarithmic Mean Temperature Difference, LMTD) โดยจะคำนึงถึงค่าความร้อนในการเก็บกลับคืนจากก๊าซเสีย ความดันสูญเสียในระบบและความเหมาะสมในการลงทุน โปรแกรมคอมพิวเตอร์ซึ่งได้ประดิษฐ์ขึ้นนี้จะทำการปรับเปลี่ยนพารามิเตอร์ทุกตัวโดยจะหาจุดที่เหมาะสมที่สุดในการออกแบบโดยจะมีต้นทุนในการผลิตอุปกรณ์ที่ต่ำแต่ได้พลังงานความร้อนซึ่งช่วยนำกลับคืนมาใช้ให้สูงที่สุด

จากผลการศึกษาพบว่า โปรแกรมคอมพิวเตอร์ที่ประดิษฐ์ขึ้นนี้สามารถคำนวณการออกแบบรีคูเพอเรเตอร์ได้อย่างรวดเร็วและแม่นยำ โดยลดระยะเวลาในการออกแบบที่มีทั้งขั้นตอนการลองผิดลองถูก การใช้ตาราง และการใช้แผนภาพต่างๆในการออกแบบ และการเลือกใช้พารามิเตอร์ต่างๆที่จะทำให้ผู้ออกแบบรีคูเพอเรเตอร์ได้โดยเหมาะสม ที่สุด

ภาควิชา .....วิศวกรรมเครื่องกล.....  
สาขาวิชา .....วิศวกรรมเครื่องกล.....  
ปีการศึกษา .....2546.....

ลายมือชื่อนิสิต .....  
ลายมือชื่ออาจารย์ที่ปรึกษา.....  
ลายมือชื่ออาจารย์ที่ปรึกษาร่วม.....

# # 4370551321 : MAJOR MECHANICAL ENGINEERING

KEY WORD: RECUPERATOR / COMPUTER PROGRAM / OPTIMUM DESIGN

SANTI YOOYUENYONG : DEVELOPMENT OF A COMPUTER PROGRAM  
FOR OPTIMUM RECUPERATOR DESIGN. THESIS ADVISOR : ASSOC.  
PROF.MANIT THONGPRASERT, Ph.D. 169 pp. ISBN 974-17-4524-9.

In this thesis, the study and development of computer program for designing recuperator is presented. The recuperator is heat exchanger installed at an exhaust pipe. To preheat the ambient-temperature air and recovery the heat. Designing engineer has to design for the optimum heat exchange.

The main problem of designing by using LMTD (Logarithmic Mean Temperature Difference) is the large number of major parameters (i.e., the tube length, diameter, pitch diameter and number of cross flow), which cannot be set. The computer program will adjust every parameters, even the minor parameter such as reheat energy and pressure drop, to find the optimum unit. At the optimum point, the unit cost per recovered energy is minimized.

The study shows that this computer program can solve for high accurate solutions. Help the designer in choosing parameters, so it takes less time when compared with design process using table, chart or trial and error method.



Department Mechanical Engineering..... Student's signature .....

Field of study Mechanical Engineering..... Advisor's signature .....

Academic Year 2003..... Co-advisor's signature .....

## กิตติกรรมประกาศ

ผู้วิจัยขอกราบขอบพระคุณ รองศาสตราจารย์ ดร.มานิจ ทองประเสริฐอาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ ที่ท่านได้ให้ความรู้ คำแนะนำ ตลอดจนข้อคิดที่มีคุณค่าอย่างยิ่งในการทำวิจัยรวมทั้งการดำเนินชีวิตของผู้วิจัย

ขอกราบขอบพระคุณ รองศาสตราจารย์ ดร.พงษ์ธร จรรย์ญากรณ์ ประธานกรรมการ ผู้ช่วยศาสตราจารย์ มิ่งศักดิ์ ตั้งตระกูล และอาจารย์ ดร.สมพงษ์ พุทธิวิสุทธิศักดิ์ กรรมการ ที่ได้ให้คำแนะนำและถ่ายทอดความรู้ตลอดระยะเวลาในการทำงานวิจัยนี้ ซึ่งทำให้วิทยานิพนธ์ฉบับนี้มีความสมบูรณ์มากยิ่งขึ้น

ขอขอบพระคุณ อาจารย์นิพนธ์ วรรณโสภากย์ และเพื่อนๆสมาชิกในห้องปฏิบัติการวิจัยกลศาสตร์การคำนวณทุกท่านนับตั้งแต่ คุณสุธี ไตรวิวัฒนา คุณชนาวุฒิ เลิศสุรยุทธ คุณสุธี โอฬารฤทธินันท์ คุณคมกฤษณ์ ชัยโย คุณอริพงษ์ มาลาธิป คุณปริญญา บุญมาเลิศ คุณกิตติศักดิ์ คู่วรรษคุณ คุณมโนสิทธิ์ แจ้จอบและคุณพัชรี ธีระเอก สำหรับคำแนะนำและกำลังใจตลอดเวลาการทำงานวิจัย นอกจากนี้ขอขอบคุณคุณอรณี บัณฑิตย์ดำรงกุล ที่เป็นที่ปรึกษาและให้กำลังใจในการวิจัยในครั้งนี้

ท้ายสุดนี้ผู้วิจัยขอกราบขอบพระคุณบิดามารดา พี่ชาย และญาติๆที่ให้คำปรึกษา เป็นกำลังใจและสนับสนุนการศึกษาของผู้วิจัยมาโดยตลอด อนึ่งประโยชน์และคุณค่าอันใดที่ได้รับจากวิทยานิพนธ์นี้ขอมอบเป็นกตัญญูตราบูชาแด่บิดามารดา ครูอาจารย์ ตลอดจนผู้มีพระคุณทุกท่านที่มีอภีระนามได้หมดในที่นี่

สถาบันวิทยบริการ  
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

## สารบัญ

	หน้า
บทคัดย่อภาษาไทย.....	ง
บทคัดย่อภาษาอังกฤษ.....	จ
กิตติกรรมประกาศ.....	ฉ
สารบัญ.....	ช
สารบัญตาราง.....	ญ
สารบัญภาพ.....	ฉ
คำอธิบายสัญลักษณ์.....	ณ
<b>บทที่ 1 บทนำ</b>	<b>1</b>
1.1 ความสำคัญและที่มาของวิทยานิพนธ์.....	1
1.2 การศึกษางานวิจัยที่ผ่านมา.....	2
1.3 วัตถุประสงค์ของวิทยานิพนธ์.....	4
1.4 ขอบเขตวิทยานิพนธ์.....	5
1.5 ขั้นตอนการดำเนินงานของวิทยานิพนธ์.....	5
1.6 ประโยชน์ที่ได้รับจากวิทยานิพนธ์.....	5
<b>บทที่ 2 ทฤษฎีการนำความร้อนที่กลับมาใช้ประโยชน์</b>	<b>6</b>
2.1 การนำความร้อนที่กลับมาใช้ประโยชน์.....	6
2.2 ประเภทเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน.....	9
<b>บทที่ 3 การออกแบบอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อน</b>	<b>25</b>
3.1 การถ่ายเทความร้อนของอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อน.....	25
3.2 ค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อน.....	29
3.3 ค่าผลต่างอุณหภูมิเฉลี่ย (The Mean Temperature Difference).....	33
3.4 ค่าเฟวว์ลิงแฟคเตอร์ (Fouling Factor).....	35
3.5 ค่าความดันสูญเสีย.....	38
3.5.1.1 Kern Method.....	38

## สารบัญ (ต่อ)

	หน้า
3.5.1.2 Bell-Delaware Method .....	40
3.5.2 ความดันสูญเสียภายในท่อ .....	47
3.6 ขั้นตอนการออกแบบและการคำนวณ .....	49
3.6.1 การคำนวณอัตราแลกเปลี่ยนความร้อน .....	49
3.6.2 การคำนวณค่าผลต่างอุณหภูมิเฉลี่ยเชิงล็อกการิทึม .....	52
3.6.3 การหาตัวคูณปรับแก้ .....	53
3.6.4 การกำหนดพื้นที่ถ่ายเทความร้อน .....	56
3.6.5 การคำนวณค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อน .....	57
3.6.5 การคำนวณค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนผ่านฟิล์มในท่อ .....	58
3.6.5 การคำนวณค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนผ่านฟิล์มนอกท่อ .....	59
3.6.6 การจัดวางท่อ .....	61
3.6.7 การนำความร้อนกลับมาใช้ใหม่ .....	65
3.6.8 การคำนวณค่าใช้จ่ายตลอดอายุการใช้งาน .....	65
3.7 วิเคราะห์ทางเศรษฐศาสตร์ .....	67
<b>บทที่ 4 โปรแกรมคอมพิวเตอร์สำหรับออกแบบอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อน .....</b>	<b>69</b>
4.1 ขั้นตอนการคำนวณ .....	69
4.2 รายละเอียดของโปรแกรมคอมพิวเตอร์ .....	71
4.3 รายละเอียดของไฟล์ข้อมูลนำเข้า .....	71
4.4 ลักษณะของไฟล์ผลลัพธ์ .....	74
<b>บทที่ 5 การวิเคราะห์และตรวจสอบความถูกต้องของโปรแกรม .....</b>	<b>76</b>
5.1 การวิเคราะห์ผลสำหรับไฟล์ข้อมูลนำเข้าที่แตกต่างกัน .....	76
5.1.1 การเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิของก๊าซเสียเข้ารีคูเพอเรเตอร์ .....	76
5.1.2 การเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิของอากาศเข้ารีคูเพอเรเตอร์ .....	79
5.1.3 การเปลี่ยนแปลงอัตราการสิ้นเปลืองน้ำมันเชื้อเพลิงก่อนติดตั้ง .....	80
5.1.4 การเปลี่ยนแปลงปริมาณก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ในก๊าซเสีย .....	80



## สารบัญ (ต่อ)

	หน้า
5.1.5 การเปลี่ยนแปลงปริมาณก๊าซออกซิเจนในก๊าซเสีย.....	81
5.2 การวิเคราะห์ผลเมื่อเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิของก๊าซเสียเข้ารีคูเพอเรเตอร์.....	97
<b>บทที่ 6 บทสรุป ปัญหาที่พบและข้อเสนอแนะ.....</b>	<b>107</b>
รายการอ้างอิง.....	109
ภาคผนวก.....	111
ภาคผนวก ก แสดงรายละเอียดของการจัดทำ.....	112
ภาคผนวก ข รายละเอียดของคุณสมบัติของก๊าซเสียที่อุณหภูมิต่างๆ.....	114
ภาคผนวก ค รายละเอียดของโปรแกรมคอมพิวเตอร์.....	145
ภาคผนวก ง วิธีการปรับปรุงข้อมูลนำเข้า.....	168
ประวัติผู้เขียนวิทยานิพนธ์.....	169

## สารบัญตาราง

		หน้า
ตารางที่ 2.1	ตารางความสัมพันธ์ระหว่างของเหลวใช้งานกับอุณหภูมิ.....	22
ตารางที่ 2.2	การเปรียบเทียบเชิงสมรรถนะของอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนแบบต่างๆสำหรับ กรณีของก๊าซร้อนและก๊าซเย็น.....	24
ตารางที่ 3.1	ค่าเฟวว์ลิ่งแฟกเตอร์ของน้ำ ( $m^2K/W$ ).....	35
ตารางที่ 3.2	ค่าเฟวว์ลิ่งแฟกเตอร์ของน้ำมันและของไหลอื่นๆ ( $m^2K/W$ ).....	36
ตารางที่ 3.3	ค่าเฟวว์ลิ่งแฟกเตอร์ของน้ำมันดิบ ( $m^2K/W$ ).....	37
ตารางที่ 3.4	ค่าสัมประสิทธิ์ a และ b สำหรับหาค่าสัมประสิทธิ์ความเสียหายภายในเซลล์, $f_i$ .....	43
ตารางที่ 3.5	แสดงระยะพิศัยตามทิศทางของการไหลแบบต่างๆ.....	47
ตารางที่ 3.6	แสดงรายละเอียดของท่อสแตนเลสที่ใช้งาน.....	57
ตารางที่ 3.7	แสดงค่าคงที่สำหรับหาค่าสัมประสิทธิ์ถ่ายเทความร้อนเมื่อจัดเรียงท่อแบบแถว ตรง.....	60
ตารางที่ 3.8	แสดงค่าคงที่สำหรับหาค่าสัมประสิทธิ์ถ่ายเทความร้อนเมื่อจัดเรียงท่อแบบทะแยง แถว.....	60
ตารางที่ 3.9	(a) สมบัติต่างๆของการจัดท่อเมื่อระยะห่างระหว่างท่อมีค่า 1.....	63
	(b) สมบัติต่างๆของการจัดท่อเมื่อระยะห่างระหว่างท่อมีค่า 1.....	64
ตารางที่ 5.1	แสดงการเปรียบเทียบค่า TOTAL COST เมื่อข้อมูลนำเข้า $T_{g,i}=1000$ K, $T_{a,i}=300$ K, $FUEL\ USE_{before}=20$ L/h, $CO=300$ ppm, $O_2=4\%$ .....	82
ตารางที่ 5.2	แสดงการเปรียบเทียบค่า TOTAL COST เมื่อข้อมูลนำเข้า $T_{g,i}=1200$ K, $T_{a,i}=300$ K, $FUEL\ USE_{before}=20$ L/h, $CO=300$ ppm, $O_2=4\%$ .....	83
ตารางที่ 5.3	แสดงการเปรียบเทียบค่า TOTAL COST เมื่อข้อมูลนำเข้า $T_{g,i}=1300$ K, $T_{a,i}=300$ K, $FUEL\ USE_{before}=20$ L/h, $CO=300$ ppm, $O_2=4\%$ .....	84
ตารางที่ 5.4	แสดงการเปรียบเทียบค่า TOTAL COST เมื่อข้อมูลนำเข้า $T_{g,i}=1300$ K, $T_{a,i}=250$ K, $FUEL\ USE_{before}=20$ L/h, $CO=300$ ppm, $O_2=4\%$ .....	85
ตารางที่ 5.5	แสดงการเปรียบเทียบค่า TOTAL COST เมื่อข้อมูลนำเข้า $T_{g,i}=1300$ K, $T_{a,i}=300$ K, $FUEL\ USE_{before}=20$ L/h, $CO=300$ ppm, $O_2=4\%$ .....	86

## สารบัญตาราง (ต่อ)

	หน้า
ตารางที่ 5.6 แสดงการเปรียบเทียบค่า TOTAL COST เมื่อข้อมูลนำเข้า $T_{g,i}=1300$ K, $T_{a,i}=350$ K, $FUEL\ USE_{before}=20$ L/h, $CO=300$ ppm, $O_2=4\%$ .....	87
ตารางที่ 5.7 แสดงการเปรียบเทียบค่า TOTAL COST เมื่อข้อมูลนำเข้า $T_{g,i}=1000$ K, $T_{a,i}=300$ K, $FUEL\ USE_{before}=20$ L/h, $CO=300$ ppm, $O_2=2\%$ .....	88
ตารางที่ 5.8 แสดงการเปรียบเทียบค่า TOTAL COST เมื่อข้อมูลนำเข้า $T_{g,i}=1000$ K, $T_{a,i}=300$ K, $FUEL\ USE_{before}=25$ L/h, $CO=300$ ppm, $O_2=2\%$ .....	89
ตารางที่ 5.9 แสดงการเปรียบเทียบค่า TOTAL COST เมื่อข้อมูลนำเข้า $T_{g,i}=1000$ K, $T_{a,i}=300$ K, $FUEL\ USE_{before}=30$ L/h, $CO=300$ ppm, $O_2=2\%$ .....	90
ตารางที่ 5.10 แสดงการเปรียบเทียบค่า TOTAL COST เมื่อข้อมูลนำเข้า $T_{g,i}=1300$ K, $T_{a,i}=300$ K, $FUEL\ USE_{before}=20$ L/h, $CO=300$ ppm, $O_2=4\%$ .....	91
ตารางที่ 5.11 แสดงการเปรียบเทียบค่า TOTAL COST เมื่อข้อมูลนำเข้า $T_{g,i}=1300$ K, $T_{a,i}=300$ K, $FUEL\ USE_{before}=20$ L/h, $CO=400$ ppm, $O_2=4\%$ .....	92
ตารางที่ 5.12 แสดงการเปรียบเทียบค่า TOTAL COST เมื่อข้อมูลนำเข้า $T_{g,i}=1300$ K, $T_{a,i}=300$ K, $FUEL\ USE_{before}=20$ L/h, $CO=1000$ ppm, $O_2=4\%$ .....	93
ตารางที่ 5.13 แสดงการเปรียบเทียบค่า TOTAL COST เมื่อข้อมูลนำเข้า $T_{g,i}=1300$ K, $T_{a,i}=300$ K, $FUEL\ USE_{before}=20$ L/h, $CO=300$ ppm, $O_2=2\%$ .....	94
ตารางที่ 5.14 แสดงการเปรียบเทียบค่า TOTAL COST เมื่อข้อมูลนำเข้า $T_{g,i}=1300$ K, $T_{a,i}=300$ K, $FUEL\ USE_{before}=20$ L/h, $CO=300$ ppm, $O_2=3\%$ .....	95
ตารางที่ 5.15 แสดงการเปรียบเทียบค่า TOTAL COST เมื่อข้อมูลนำเข้า $T_{g,i}=1300$ K, $T_{a,i}=300$ K, $FUEL\ USE_{before}=20$ L/h, $CO=300$ ppm, $O_2=4\%$ .....	96
ตารางที่ 5.16 แสดงค่าใช้จ่ายรวมทั้งหมดเมื่อ $T_{g,i}=1000$ K $T_{a,i}=300$ K, $FUEL\ USE_{before}=20$ L/h, $CO=300$ ppm, $O_2=7\%$ และคำนวณ $T_{g,o}$ ทุกๆ 10 K.....	101
ตารางที่ 5.17 แสดงค่าใช้จ่ายรวมทั้งหมดเมื่อ $T_{g,i}=900$ K $T_{a,i}=300$ K, $FUEL\ USE_{before}=20$ L/h, $CO=300$ ppm, $O_2=7\%$ และคำนวณ $T_{g,o}$ ทุกๆ 10 K.....	102
ตารางที่ 5.18 แสดงค่าใช้จ่ายรวมทั้งหมดเมื่อ $T_{g,i}=800$ K $T_{a,i}=300$ K, $FUEL\ USE_{before}=20$ L/h, $CO=300$ ppm, $O_2=7\%$ และคำนวณ $T_{g,o}$ ทุกๆ 10 K.....	103

## สารบัญญภาพ

หน้า

รูปที่ 2.1	(a) แสดงภาพเตาเผาที่ยังไม่ได้ติดตั้งระบบการนำความร้อนทิ้งกลับมาใช้ประโยชน์.....	6
	(b) แสดงภาพเตาเผาที่ได้ติดตั้งระบบการนำความร้อนทิ้งกลับมาใช้ประโยชน์ โดยติดตั้ง Recuperator แล้ว.....	7
	(c) แสดงภาพเตาเผาที่ติดตั้ง Heat Exchanger เพื่อเก็บความร้อนจากไอเสียไปใช้ในกระบวนการอื่นๆ.....	7
	(d) แสดงภาพเตาเผาที่ติดตั้ง Recuperator และ Heat Exchanger.....	8
	(e) แสดงภาพการติดตั้ง Recuperator และ Heat Exchanger และผ่านระบบกำจัดฝุ่น.....	8
รูปที่ 2.2	เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบไส้ไก่.....	9
รูปที่ 2.3	เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบเปิด.....	10
รูปที่ 2.4	เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบท่อสองชั้น.....	11
รูปที่ 2.5	เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบเซลล์และท่อ.....	12
รูปที่ 2.6	เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบคาบปลายปืน.....	13
รูปที่ 2.7	เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบท่อขดกันหอย.....	14
รูปที่ 2.8	เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบระบายความร้อนด้วยอากาศ.....	15
รูปที่ 2.9	เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบปลอกหุ้ม.....	16
รูปที่ 2.10	เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบแผ่น.....	17
รูปที่ 2.11	(a) เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบหอยโข่งชนิดไหลสวนทาง.....	18
	(b) เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบหอยโข่งชนิดไหลตั้งฉาก.....	18
รูปที่ 2.12	เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบบล็อก (Block).....	19
รูปที่ 2.13	เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบกะทัดรัด.....	20
รูปที่ 2.14	ลักษณะการทำงานของฮีทไปป์.....	21
รูปที่ 2.15	โครงสร้างของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบฮีทไปป์.....	21
รูปที่ 3.1	การไหลของของไหลในอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนแบบไหลขนาน (Cocurrent Flow).....	25

## สารบัญภาพ (ต่อ)

	หน้า
รูปที่ 3.2 การเปลี่ยนแปลงของอุณหภูมิในอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนแบบไหลขนาน (Cocurrent Flow).....	26
รูปที่ 3.3 แสดงการไหลของของไหลในอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนแบบไหลสวนทาง (Countercurrent Flow).....	27
รูปที่ 3.4 การเปลี่ยนแปลงของอุณหภูมิในอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนแบบไหลสวนทาง (Countercurrent Flow).....	27
รูปที่ 3.5 แสดงการไหลของของไหลในอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนแบบไหลตั้งฉาก (Cross Flow).....	28
รูปที่ 3.6 แสดงภาพตัดของการถ่ายเทความร้อนระหว่างของไหลไปยังของไหล	29
รูปที่ 3.7 การอินทิเกรตหาพื้นที่ผิวสัมผัส $A^*$ .....	32
รูปที่ 3.8 ตัวอย่างของกราฟแสดงค่าตัวคูณปรับแก้ (Correction Factor).....	34
รูปที่ 3.9 ภาพแสดงการจัดท่อแบบ	
(a) Square.....	39
(b) Triangular.....	39
รูปที่ 3.10 (a) แสดงช่องทางการรั่วไหลของของไหลผ่านบาฟเฟิลสายต่างๆ.....	40
(b) แสดงการรั่วไหลของสาย F ในเซลล์.....	40
รูปที่ 3.11 ขอบเขตของการไหลภายในระหว่างปลายแผ่นกัน (Internal).....	41
รูปที่ 3.12 ขอบเขตของการไหลในหน้าต่างการไหล (Window).....	42
รูปที่ 3.13 ขอบเขตของการไหลที่ทางเข้าและทางออก (Entrance).....	42
รูปที่ 3.14 แสดงค่าสัมประสิทธิ์ความเสียดทานภายในเซลล์, $f_i$ สำหรับการจัดท่อแบบ Staggered 30°.....	44
รูปที่ 3.15 แสดงค่าสัมประสิทธิ์ความเสียดทานภายในเซลล์, $f_i$ สำหรับการจัดท่อแบบ Staggered 45°.....	44
รูปที่ 3.16 แสดงค่าสัมประสิทธิ์ความเสียดทานภายในเซลล์, $f_i$ สำหรับการจัดท่อแบบ in-line 90°.....	45
รูปที่ 3.17 แสดงระยะพิตช์โดยภาพตัดตามขวางของท่อ (รูปที่แสดงเป็นการจัดท่อแบบ Triangular).....	46

## สารบัญญภาพ (ต่อ)

		หน้า
รูปที่ 3.18	ความสัมพันธ์ของค่าผลต่างอุณหภูมิเฉลี่ยชนิดการไหลแบบ 2 เที้ยว.....	55
รูปที่ 3.19	ความสัมพันธ์ของค่าผลต่างอุณหภูมิเฉลี่ยชนิดการไหลแบบ 3 เที้ยว.....	55
รูปที่ 3.20	ความสัมพันธ์ของค่าผลต่างอุณหภูมิเฉลี่ยชนิดการไหลแบบ 4 เที้ยว.....	56
รูปที่ 3.21	(a) แสดงระยะพิคคของท่อที่ตำแหน่งต่างๆตามค่าพารามิเตอร์.....	61
	(b) แสดงรูปแบบการจัดท่อที่ตำแหน่งจุดศูนย์กลางเซลล์แบบต่างๆ.....	61
รูปที่ 3.22	(a), (b) การจัดท่อแบบ Triangular Pitch สำหรับ Header Sheets.....	63
รูปที่ 4.1	แผนภูมิการทำงานของโปรแกรมคอมพิวเตอร์ HEATEX.....	73
รูปที่ 5.1	ความสัมพันธ์ระหว่างการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิขาออกของแก๊สเสีย (Gas Out Temperature, $T_{g,o}$ ) กับค่าใช้จ่ายตลอดอายุการใช้งาน (Life Cycle Cost, LCC), ค่าใช้จ่ายส่วนเชื้อเพลิง (Fuel Cost) และค่าใช้จ่ายรวมทั้งหมด (Total Cost) เมื่อข้อมูลนำเข้า $T_{g,i}=1000$ K, $T_{a,i}=300$ K, $FUEL\ USE_{before}=30$ L/h, $CO=300$ ppm และ $O_2=7\%$ .....	104
รูปที่ 5.2	ความสัมพันธ์ระหว่างการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิขาออกของแก๊สเสีย (Gas Out Temperature, $T_{g,o}$ ) ทุกๆ 10 K กับค่าใช้จ่ายรวมทั้งหมด (Total Cost) เมื่อข้อมูลนำเข้า $T_{g,i}=900$ K, $T_{a,i}=300$ K, $FUEL\ USE_{before}=30$ L/h, $CO=300$ ppm และ $O_2=7\%$ .....	104
รูปที่ 5.3	ความสัมพันธ์ระหว่างการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิขาออกของแก๊สเสีย (Gas Out Temperature, $T_{g,o}$ ) กับค่าใช้จ่ายตลอดอายุการใช้งาน (Life Cycle Cost, LCC), ค่าใช้จ่ายส่วนเชื้อเพลิง (Fuel Cost) และค่าใช้จ่ายรวมทั้งหมด (Total Cost) เมื่อข้อมูลนำเข้า $T_{g,i}=900$ K, $T_{a,i}=300$ K, $FUEL\ USE_{before}=30$ L/h, $CO=300$ ppm และ $O_2=7\%$ .....	105
รูปที่ 5.4	ความสัมพันธ์ระหว่างการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิขาออกของแก๊สเสีย (Gas Out Temperature, $T_{g,o}$ ) ทุกๆ 10 K กับค่าใช้จ่ายรวมทั้งหมด (Total Cost) เมื่อข้อมูลนำเข้า $T_{g,i}=900$ K, $T_{a,i}=300$ K, $FUEL\ USE_{before}=30$ L/h, $CO=300$ ppm และ $O_2=7\%$ .....	105

สารบัญภาพ (ต่อ)

หน้า

รูปที่ 5.5 ความสัมพันธ์ระหว่างการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิขาออกของแก๊สเสีย (Gas Out Temperature,  $T_{g,o}$ ) กับค่าใช้จ่ายตลอดอายุการใช้งาน (Life Cycle Cost, LCC), ค่าใช้จ่ายส่วนเชื้อเพลิง (Fuel Cost) และค่าใช้จ่ายรวมทั้งหมด (Total Cost) เมื่อข้อมูลนำเข้า  $T_{g,i}=800$  K,  $T_{a,i}=300$  K, FUEL USE<sub>before</sub>=30 L/h, CO=300 ppm และ O<sub>2</sub>=7%..... 106

รูปที่ 5.6 ความสัมพันธ์ระหว่างการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิขาออกของแก๊สเสีย (Gas Out Temperature,  $T_{g,o}$ ) ทุกๆ 10 K กับค่าใช้จ่ายรวมทั้งหมด (Total Cost) เมื่อข้อมูลนำเข้า  $T_{g,i}=800$  K,  $T_{a,i}=300$  K, FUEL USE<sub>before</sub>=30 L/h, CO=300 ppm และ O<sub>2</sub>=7%..... 106

## คำอธิบายสัญลักษณ์

$A_a$	ปริมาณอากาศเข้าเผาไหม้ ( $Nm^3 / kg$ )
$A_i$	พื้นที่ถ่ายเทความร้อนภายในท่อ ( $m^2$ )
$A_o$	พื้นที่ถ่ายเทความร้อนภายนอกท่อ ( $m^2$ )
$A_{a,o}$	ปริมาณอากาศเชิงทฤษฎี ( $Nm^3 / kg$ )
$A_s$	Bundle Crossflow Area
$B$	ระยะห่างระหว่างแผ่น Baffle
$B_i$	ระยะห่างของ Baffle ที่ทางเข้า
$B_o$	ระยะห่างของ Baffle ที่ทางออก
$C$	ระยะ Clearance ระหว่างท่อ (m)
$C_{p,a}$	ค่าความจุความร้อนจำเพาะของอากาศเมื่อความดันคงที่ (kJ/kg-K)
$C_{p,co}$	ค่าความจุความร้อนจำเพาะของก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ (kJ/kg-K)
$C_{p,co_2}$	ค่าความจุความร้อนจำเพาะของก๊าซคาร์บอน ไดออกไซด์ (kJ/kg-K)
$C_{p,g}$	ค่าความจุความร้อนจำเพาะของแก๊สเสียเมื่อความดันคงที่ (kJ/kg-K)
$C_{p,h_2o}$	ค่าความจุความร้อนจำเพาะของน้ำ (kJ/kg-K)
$C_{p,n_2}$	ค่าความจุความร้อนจำเพาะของก๊าซไนโตรเจน (kJ/kg-K)
$C_{p,o_2}$	ค่าความจุความร้อนจำเพาะของก๊าซออกซิเจน (kJ/kg-K)
$D_e$	Equivalent diameter
$D_i$	เส้นผ่าศูนย์กลางภายในของท่อ (m)
$D_o$	เส้นผ่าศูนย์กลางภายนอกของท่อ (m)
$D_s$	เส้นผ่าศูนย์กลางของเซลล์ (m)
$F$	ตัวคูณปรับแก้ (Correction Factor)
$f_s$	สัมประสิทธิ์ความเสียดทานภายในเซลล์
$f_t$	สัมประสิทธิ์ความเสียดทานภายในท่อ
$Fuel Use_{before}$	อัตราการใช้น้ำมันเชื้อเพลิงก่อนทำการติดตั้งอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อน
$G$	ปริมาณอากาศของก๊าซเสีย ( $Nm^3 / kg$ )
$G_o$	ปริมาณอากาศเสียเชิงทฤษฎี ( $Nm^3 / kg$ )
$G_s$	ความเร็วเชิงมวลภายในเซลล์



## คำอธิบายสัญลักษณ์ (ต่อ)

$h_f$	ค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนของชั้นสิ่งสกปรก
$HHV$	ค่าความร้อนสูง (High Heating Value) ของน้ำมันเชื้อเพลิง (MJ/l)
$h_i$	ค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนภายในท่อ
$h_o$	ค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนภายในเซลล์
$K_w$	ค่าการนำความร้อนที่ผนัง (W/m-K)
$K_{co}$	ค่าการนำความร้อนของก๊าซคาร์บอนมอนนอกไซด์ (W/m-K)
$K_{co_2}$	ค่าการนำความร้อนของก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ (W/m-K)
$K_{h_2o}$	ค่าการนำความร้อนของน้ำ (W/m-K)
$K_{n_2}$	ค่าการนำความร้อนของก๊าซไนโตรเจน (W/m-K)
$K_{o_2}$	ค่าการนำความร้อนของก๊าซออกซิเจน (W/m-K)
$L$	ความยาวของท่อ (m)
$L_c$	ระยะช่วงตัดของ Baffle ซึ่งวัดจากปลายด้านตัดของ Baffle จนถึงผิวของเซลล์ (m)
$LMTD$	ผลต่างอุณหภูมิเฉลี่ยเชิงล็อกการริธึม (Mean Temperature Difference)
$\dot{m}$	อัตราการไหลของมวล (kg/h)
$\dot{m}_{sf}$	มวลของน้ำมันเชื้อเพลิงที่ประหยัดได้ (L/hr.)
$\dot{m}_a$	อัตราการไหลของมวลของอากาศขาเข้าอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อน (kg/h)
$\dot{m}$	อัตราส่วนของอากาศ
$\dot{m}_g$	อัตราการไหลของมวลของแก๊สเสียขาเข้าอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อน (kg/h)
$\dot{m}_{co_2}$	มวลของก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ (Kg/h)
$\dot{m}_{co}$	มวลของก๊าซคาร์บอนมอนนอกไซด์ (Kg/h)
$\dot{m}_{o_2}$	มวลของก๊าซออกซิเจน (Kg/h)
$\dot{m}_{n_2}$	มวลของก๊าซไนโตรเจน (Kg/h)
$\dot{m}_{h_2o}$	มวลของน้ำ (Kg/h)
$MTD$	ผลต่างอุณหภูมิเฉลี่ย (Mean Temperature Difference)
$NHV$	ค่าความร้อนต่ำของเชื้อเพลิง (MJ/l)
$N_b$	จำนวน Baffle
$N_c$	จำนวนแถวของท่อที่ของไหลได้ไหลผ่านแบบ Cross Flow ใน 1 ครั้ง

## คำอธิบายสัญลักษณ์ (ต่อ)

$N_{cv}$	จำนวนแถวของท่อที่ไหลอยู่ใน Baffle Window
$P$	Thermal Effectiveness
$P$	ค่าความดันสูญเสีย (Pa)
$Pr_{co}$	ค่า Prandtl Number ของก๊าซคาร์บอนมอนนอกไซด์
$Pr_{co_2}$	ค่า Prandtl Number ของก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์
$Pr_{h_2o}$	ค่า Prandtl Number ของน้ำ
$Pr_{n_2}$	ค่า Prandtl Number ของก๊าซไนโตรเจน
$Pr_{o_2}$	ค่า Prandtl Number ของก๊าซออกซิเจน
$P_T$	ระยะพิทช์ของท่อ (m)
$Q$	ค่าพลังงานความร้อน (kJ/hr.)
$Q_h$	ค่าพลังงานความร้อนที่เกิดจากการอุ่นอากาศ (kJ/hr.)
$R$	Ratio of Heat Stream Capacity
$R_b$	ตัวคูณปรับแก้สำหรับการรั่วไหลในแบบบายพาส (C, F Stream)
$Re_s$	เลขเรย์โนลด์ของการไหลภายในเซลล์
$Re_t$	เลขเรย์โนลด์ของการไหลภายในท่อ
$R_f$	ความต้านทานการถ่ายเทความร้อนของชั้นสิ่งสกปรก
$R_{fi}$	ความต้านทานการถ่ายเทความร้อนของชั้นสิ่งสกปรกภายในท่อ
$R_{fo}$	ความต้านทานการถ่ายเทความร้อนของชั้นสิ่งสกปรกภายนอกท่อ
$R_l$	ตัวคูณปรับแก้สำหรับการรั่วไหลในบัพเฟิล (A, E Stream)
$T_{a,i}$	อุณหภูมิของอากาศขาเข้าอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อน (K)
$T_{a,o}$	อุณหภูมิของอากาศออกเข้าอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อน (K)
$T_f$	อุณหภูมิของของไหลที่ฟิล์มผิวท่อ (K)
$T_{g,i}$	อุณหภูมิของก๊าซเสียขาเข้าอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อน (K)
$T_{g,o}$	อุณหภูมิของก๊าซเสียออกอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อน (K)
$T_i$	อุณหภูมิของของไหลร้อนที่ไหลเข้าอุปกรณ์ (K)
$t_i$	อุณหภูมิของของไหลเย็นที่ไหลเข้าอุปกรณ์ (K)

### คำอธิบายสัญลักษณ์ (ต่อ)

$T_o$	อุณหภูมิของของไหลร้อนที่ไหลออกอุปกรณ์ (K)
$t_o$	อุณหภูมิของของไหลเย็นที่ไหลออกอุปกรณ์ (K)
$T_s$	อุณหภูมิของชั้นฟิล์มบนพื้นผิวท่อ (K)
$U_m$	ความเร็วเฉลี่ยของการไหลในท่อ [m/s]
$U_o$	ค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนรวม
$\Delta P_s$	ค่าความดันสูญเสียรวมในเซลล์ (Pa)
$\Delta P_c$	ความดันสูญเสียในส่วนที่มีการไหลผ่านกลุ่มท่อแบบ Cross Flow (Pa)
$\Delta P_{bi}$	ค่าความดันสูญเสียใน Equivalent Ideal Tube Bank ในระหว่าง Baffle (Pa)
$\Delta P_w$	ค่าความดันสูญเสียในส่วนของ Window (Pa)
$\Delta P_{wi}$	ค่าความดันสูญเสียใน Equivalent Ideal Tube Bank ในส่วนของ Window (Pa)
$\Delta P_e$	ความดันสูญเสียที่ทางเข้าและทางออกในเซลล์ (Pa)
$\Delta P_t$	ค่าความดันสูญเสียที่เกิดจากการไหลในท่อ [Pa]
$\Delta P_r$	ค่าความดันสูญเสียที่เกิดจากการเปลี่ยนแปลงทิศทางของการไหล [Pa]
$\Delta P_T$	ค่าความดันสูญเสียรวมของของไหลในท่อ [Pa]
$\Delta T_1$	ผลต่างระหว่างอุณหภูมิของของไหลที่ปลายทั้งสองที่ปลายอุณหภูมิสูง
$\Delta T_2$	ผลต่างระหว่างอุณหภูมิของของไหลที่ปลายทั้งสองที่ปลายอุณหภูมิต่ำ
$\Delta T_f$	ผลต่างของอุณหภูมิผ่านชั้นของสิ่งสกปรก (K)
$\rho$	ค่าความหนาแน่น ( $\text{kg/m}^3$ )
$\rho_f$	ค่าความหนาแน่นของเชื้อเพลิง ( $\text{kg/l}$ )
$\rho_r$	ความหนาแน่นของของไหลภายในท่อ [ $\text{kg/m}^3$ ]
$\rho_{co}$	ความหนาแน่นของก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ ( $\text{kg/m}^3$ )
$\rho_{co_2}$	ความหนาแน่นของก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ ( $\text{kg/m}^3$ )
$\rho_{h_2o}$	ความหนาแน่นของน้ำ ( $\text{kg/m}^3$ )
$\rho_{n_2}$	ความหนาแน่นของก๊าซไนโตรเจน ( $\text{kg/m}^3$ )
$\rho_{o_2}$	ความหนาแน่นของก๊าซออกซิเจน ( $\text{kg/m}^3$ )

## คำอธิบายสัญลักษณ์ (ต่อ)

$\mu_{co}$	ความหนืดของก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ (kg/m-s)
$\mu_{co_2}$	ความหนืดของก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ (kg/m-s)
$\mu_{h_2o}$	ความหนืดของน้ำ (kg/m-s)
$\mu_{n_2}$	ความหนืดของก๊าซไนโตรเจน (kg/m-s)
$\mu_{o_2}$	ความหนืดของก๊าซออกซิเจน (kg/m-s)



สถาบันวิทยบริการ  
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

# บทที่ 1

## บทนำ

### 1.1 ความสำคัญและที่มาของวิทยานิพนธ์

อุตสาหกรรมขนาดกลางและขนาดย่อม (SME) เป็นตัวหลักในการส่งเสริมการขยายตัวทางเศรษฐกิจของประเทศไทยในปัจจุบัน โดยเฉพาะอุตสาหกรรมที่มีการใช้พลังงานเชื้อเพลิงในกระบวนการผลิตซึ่งทำรายได้อย่างมากให้กับประเทศไทยดังนั้นทางภาครัฐจึงมีวัตถุประสงค์ในการส่งเสริมสนับสนุนให้มีการประหยัดพลังงานในสถานประกอบการอุตสาหกรรมต่างๆเหล่านี้เนื่องจากเป็นอุตสาหกรรมที่ต้องใช้เชื้อเพลิงเป็นจำนวนมากโดยได้ให้ความรู้ทางวิชาการที่เกี่ยวกับการประหยัดพลังงาน และช่วยเหลือทางด้านเทคนิคต่างๆเท่าที่จะทำได้ เพื่อเป็นการส่งเสริมการขยายตัวของอุตสาหกรรมต่างๆดังกล่าวให้เพิ่มมากขึ้นและทำให้ลดการขาดดุลทางการค้ากับต่างประเทศลง

การใช้เชื้อเพลิงในอุตสาหกรรมต่างๆมีอยู่หลายชนิดแล้วแต่ความเหมาะสมของงาน เช่น น้ำมันเตา, ก๊าซ L.P.G, ถ่านโค้ก เป็นต้น อุตสาหกรรมหลายประเภทเป็นอุตสาหกรรมที่ต้องใช้ความร้อนสูงจากเชื้อเพลิงโดยตรงและใช้เวลานาน ซึ่งทำให้สิ้นเปลืองพลังงานมาก แต่ถ้าสามารถช่วยให้ผู้ประกอบการในอุตสาหกรรมนี้ประหยัดพลังงานลงได้ โดยไม่มีผลเสียใดๆ ต่อการผลิตและยังได้ผลดีกว่าเดิมนอกจากจะเป็นการลดต้นทุนแล้ว พลังงานที่ประหยัดได้จากอุตสาหกรรมนี้ย่อมเป็นแหล่งพลังงานสำคัญอีกแห่งสำหรับการใช้ในอนาคต

ในปัจจุบันการประหยัดพลังงานรูปแบบหนึ่งคือการติดตั้งอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนเพื่อนำความร้อนทิ้ง (Waste Heat) ที่เสียเปล่า มาใช้อุ่นอากาศเพื่อนำไปใช้ในการผลิตอีกครั้ง ซึ่งอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนในปัจจุบันมีอยู่มากมายหลายชนิด ลักษณะการเลือกใช้นั้นจะขึ้นกับความเหมาะสมของลักษณะของความร้อนทิ้ง (Waste Heat) สำหรับวิทยานิพนธ์นี้จะเลือกรีคูเพอเรเตอร์ซึ่งเป็นอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนแบบท่อและปล่อง (Shell and Tube Heat Exchanger) มาเป็นรูปแบบการศึกษาที่สนใจ

ในปัจจุบันการออกแบบอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนแบบท่อและปล่อง (Shell and Tube Heat Exchanger) มีการออกแบบใช้งานอย่างแพร่หลายในต่างประเทศ แต่ในประเทศไทยยังมีการใช้งานไม่มากนัก เนื่องจากปัญหาของการลงทุน ซึ่งมีค่าใช้จ่ายในการผลิตค่อนข้างสูง สาเหตุมาจากปัญหา

ในการออกแบบเนื่องจากมีตัวแปรที่ไม่ทราบค่าอยู่หลายตัวทำให้ต้องใช้วิธี สมมุติเข้าไปใช้ในการคำนวณด้วยทำให้ไม่สามารถทราบได้ว่าค่าที่ออกแบบนั้นเป็นค่าที่เหมาะสมที่สุดหรือไม่

จากปัญหาดังกล่าวนี้ จึงเกิดคำถามขึ้นมาว่ามีวิธีการออกแบบอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนแบบท่อและปล่อง (Shell and Tube Heat Exchanger) อย่างไร จึงจะเป็นการออกแบบที่เหมาะสมที่สุด (Optimization) ที่จะทำให้ค่าใช้จ่ายทั้งหมดตลอดอายุการใช้งาน (Life Cycle Cost) มีค่าต่ำที่สุด

ดังนั้นเพื่อเป็นการตอบคำถามข้างต้นจึงควรที่จะมีการศึกษาเกี่ยวกับการออกแบบอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนแบบท่อและปล่อง (Shell and Tube Heat Exchanger) โดยละเอียด เพื่อจะได้ค่าที่เหมาะสมที่สุด ทั้งนี้เพื่อที่จะได้นำการออกแบบดังกล่าวมากำหนดเป็นแนวทางใหม่สำหรับวิศวกรผู้ออกแบบต่อไป

และท้ายที่สุดสำหรับการค้นคว้า ตลอดทั้งการตรวจสอบและประเมินผลเพื่อ ที่จะให้ได้มาซึ่งค่าที่เหมาะสมที่สุดดังกล่าวนี้ สิ่งที่จะต้องทำคือการศึกษาโปรแกรมคอมพิวเตอร์ เพื่อนำมาใช้เป็นเครื่องมือสำหรับช่วยในการคำนวณ ทั้งนี้เนื่องจากงานวิจัยนี้เป็นเรื่องที่ต้องมีการคำนวณเป็นจำนวนมากและมีการนำค่ามาคำนวณกลับไปมา ซึ่งเป็นเรื่องที่ยากและไม่สะดวกที่จะนำมาคำนวณบนหน้ากระดาษ

## 1.2 การศึกษางานวิจัยที่ผ่านมา

**Prida Wibulswas และ M. Ng-Charoen** ได้ทำการศึกษาการนำพลังงานความร้อนที่ปล่อยทิ้งกลับมาใช้ใหม่ โดยพิจารณาและวิเคราะห์จากเตาที่ใช้หลอมเหล็ก โดยวัดค่าจากการผลิตจริงๆ โดยพิจารณาจากกฎข้อที่หนึ่ง และข้อที่สอง ทางเทอร์โมไดนามิกส์ พบว่าจะได้ประสิทธิภาพต่ำมาก ประมาณ 2.5% และ 1.5% ตามลำดับ พลังงานที่ปล่อยทิ้งของก๊าซเสีย มี 68% และอุณหภูมิของก๊าซเสีย  $1,100^{\circ}\text{C}$  ดังนั้นจึงควรมีการนำพลังงานที่สูญเสียนี้กลับมาใช้จากการออกแบบอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนที่จะใช้ติดตั้ง โดยพิจารณาถึงอากาศและเชื้อเพลิง ซึ่งได้ก๊าซร้อนที่ปล่อยทิ้งเป็นแหล่งความร้อนจากสมการสมดุลพลังงานสามารถคาดเดาประสิทธิภาพของเตาเผาได้ โดยใช้คอมพิวเตอร์ในการคำนวณ ซึ่งพบว่า ถ้าใช้เชื้อเพลิงเพียง 34% จากที่เคยใช้ จะทำให้พลังงานที่ปล่อยทิ้งออกมาลดลงอย่างมากเมื่อเทียบกับใช้เชื้อเพลิงปกติ

**สมเกียรติ บุญณะ** ได้ศึกษาพารามิเตอร์และทำการทดลองระบบการนำความร้อนที่สูญเสียออกจากเตาหลอมซิลิกาไปกับก๊าซที่กลับมาใช้ โดยใช้เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนชนิดท่อสองชั้นโดยพารามิเตอร์ที่มีผลต่อการแลกเปลี่ยนความร้อน คือ อัตราการไหล (Q), อุณหภูมิ (T) และพื้นที่ผิวของการแลกเปลี่ยนความร้อน (A) มาทำการจำลองแบบทางคณิตศาสตร์ แล้วนำไปทำการคำนวณ พบว่าก๊าซร้อนที่ออกจากเตาหลอมซิลิกา มีอุณหภูมิประมาณ 1400 K ซึ่งจากการทดลองสรุปว่า ประสิทธิภาพของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนจะแปรผกผันกับอัตราการไหลของอากาศที่ไหลเข้าสู่เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน และแปรผันตรงกับอัตราการไหลของก๊าซร้อนที่เข้าสู่เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน

**สมศักดิ์ จรีเวรุไวโรจน์** ได้ศึกษาวิจัยการนำความร้อนทิ้งจากเตาแก้วโบล่ากลับมาใช้ใหม่โดยผ่านอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนแบบอุ่นอากาศ (รีคูเพอเรเตอร์) และทำการศึกษาถึง กระบวนการหลอมเหล็กโดยใช้ถ่านโค้กเป็นเชื้อเพลิงและดำเนินการตรวจสอบการใช้พลังงานในอดีตโดยพิจารณาจากข้อมูลตั้งแต่เดือนมกราคมถึง ธันวาคม พบว่ามีพลังงานความร้อนที่สูญเสียทางปล่องเตา 28.46% และมีอุณหภูมิของไอเสียที่ปล่อยทิ้งอยู่ในช่วง 700-900°C หลังจากทำการออกแบบและสร้างรีคูเพอเรเตอร์ชนิด Multitube type จำนวนท่อถ่ายเทความร้อน 364 ท่อ 2 กลับ พบว่าใน 2 วันสามารถประหยัดการใช้ถ่านโค้กได้ 86 กิโลกรัมต่อการหลอม 3 ชั่วโมง คิดเป็นเงินที่ประหยัดได้ 714 บาท ต่อการหลอม 3 ชั่วโมง คิดเป็นระยะเวลาคืนทุน 1.35 ปี

**แมคพาวเวอร์** ได้กล่าวถึงตัวแปรที่สำคัญในการออกแบบและผลกระทบในการสร้างอีโคโนมิเซอร์ และเครื่องอุ่นอากาศ ซึ่งสิ่งที่สำคัญที่ทำให้การออกแบบได้เปรียบนั้น พอจะสรุปได้ดังนี้

1. ต้องพิจารณาผิวรับความร้อนที่จะสามารถรับเอาการถ่ายเทอัตราความร้อนได้สูงสุด
2. การสีกกร่อนที่ผิวของท่อที่ใช้แลกเปลี่ยนความร้อนที่เกิดจากการไหลในท่อต้องมีค่าต่ำสุด
3. ใช้วัสดุที่เป็นโลหะจะเกิดความประหยัดกว่า
4. ต้องมีตะแกรงและอัตราการกักกร่อนเกิดขึ้นต่ำสุด

นอกจากนั้นแล้ว แมคพาวเวอร์ ยังสรุปถึงการป้องกันการกักกร่อน ที่พื้นผิวกรณีของทั้งอุณหภูมิสูงและอุณหภูมิต่ำ ในบริเวณที่ผิวความร้อนดังนี้

1. เปลี่ยนข้อต่อที่ใช้วัสดุที่ถูกกัดกร่อนได้ง่าย เช่น เหล็ก ไปใช้วัสดุอื่นแทนเช่นแก้ว และให้ความหนาอย่างน้อย 3.5- 4.0 mm
2. เคลือบผิวท่อด้วยสารป้องกันการกัดกร่อนได้ อีนาเมล (Enamel) เป็นต้น
3. ฉีดสารเติมแต่ง เช่น  $MgCl_2$  ให้กับน้ำมันเตาที่มีเปอร์เซ็นต์ของกำมะถันสูง ทำให้ไอกรดที่เกิดจากการเผาไหม้เป็นกลาง ซึ่งพอสรุปได้ว่าการเอาใจใส่ในอันที่จะปรับปรุงระบบ และสนใจในตัวแปรที่มีผลกระทบต่อ อีโคโนมัยเซอร์ และเครื่องอุ่นอากาศ จะทำให้ลดการสูญเสียพลังงานที่ใช้ในการผลิตได้ดียิ่งขึ้น

**McDonald** ได้ศึกษาการสร้างเครื่องอุ่นอากาศ (รีกูเพอเรเตอร์) ที่ใช้กับเครื่อง Gas Turbine โดยทำได้โดยไม่ซับซ้อน และมีราคาถูก ซึ่งรีกูเพอเรเตอร์จะสามารถนำความร้อนที่กลับมาใช้ใหม่ได้ถึง 30% ขึ้นไป ซึ่งข้อสังเกตในการออกแบบและการสร้างรีกูเพอเรเตอร์ของ McDonald นั้นต้องเป็นแบบง่ายๆ มีราคาที่เหมาะสม มีประสิทธิภาพเป็นที่ต้องการ ตัวของโครงสร้างต้องมีน้ำหนักเบา และแข็งแรงทนทานสามารถผลิตได้ง่าย โดยไม่ต้องใช้กระบวนการผลิตที่ยุ่งยากซับซ้อน จำนวนชิ้นส่วนต้องไม่มากเกินไปนัก นอกจากนั้นการบำรุงรักษาควรกระทำได้ง่ายๆ ไม่ลำบากต่อผู้ปฏิบัติงาน

**Sahin** ได้ทำการศึกษาออกแบบขนาดรีกูเพอเรเตอร์ที่เหมาะสม และได้ศึกษาผลกระทบของความหนืดบนรีกูเพอเรเตอร์ ซึ่งได้ข้อสรุปว่า การวิเคราะห์ผลทางความร้อนของรีกูเพอเรเตอร์ เป็นผลมาจากความหนืดของความร้อน จากการศึกษาพบว่าขนาดที่เหมาะสมของรีกูเพอเรเตอร์ ขึ้นอยู่กับความหนืดของของไหลแต่ละชนิดที่ผ่านรีกูเพอเรเตอร์ซึ่ง Sahin ได้นำการศึกษาผลกระทบของการกระจายความหนืดบนรีกูเพอเรเตอร์แบบ Crossflow โดยทำการทดลองกับของเหลว 4 ชนิด คือ น้ำ, น้ำมัน, น้ำมันเครื่อง และ Glycerol ซึ่งการทำงานของเครื่องจะลดลงอย่างมาก เมื่อความหนืดของความร้อนเพิ่มขึ้น

### 1.3 วัตถุประสงค์ของวิทยานิพนธ์

ประดิษฐ์โปรแกรมคอมพิวเตอร์เพื่อใช้เป็นเครื่องมือในการออกแบบหาขนาดที่เหมาะสมของรีกูเพอเรเตอร์ ภายใต้เงื่อนไขของอุณหภูมิเข้าเหมาะสมของรีกูเพอเรเตอร์ที่ไม่เกิน 1000 เคลวิน



## 1.4 ขอบเขตของวิทยานิพนธ์

ศึกษาและวิเคราะห์ขนาดที่เหมาะสมที่สุดของรีคูเพอเรเตอร์ชนิดท่อและเปลือก (Shell and Tube Heat Exchanger) ที่นำความร้อนที่สูญเสีย (Waste Heat) จากก๊าซเสีย (Flue Gas) ที่มีอุณหภูมิไม่เกิน 1000 เคลวิน กลับมาใช้ให้เกิดประโยชน์ โดยการใส่โปรแกรมคอมพิวเตอร์ในการออกแบบ

## 1.5 ขั้นตอนการดำเนินงานของวิทยานิพนธ์

1.4.1 หาข้อมูลสมรรถนะ (Data Performance) ของอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนทั้งหมด

1.4.2 ศึกษาทฤษฎีและข้อมูลที่เกี่ยวข้องเพื่อนำมาใช้เป็นหลักเกณฑ์ในการสร้างฟังก์ชันวัตถุประสงค์ (Objective Function) และการกำหนดเงื่อนไขบังคับ (Constrain)

1.4.3 สร้างสมการแทนคุณลักษณะของสมรรถนะ (Performance Characteristic Equation) อุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนเพื่อสร้างแบบจำลองอุปกรณ์ภายในทั้งหมด ซึ่งประกอบไปด้วยเชลล์ (Shell), ท่อ (Tube) และ แผ่นกั้น (Baffle) เป็นต้น

1.4.4 ประดิษฐ์โปรแกรมคอมพิวเตอร์เพื่อใช้เป็นเครื่องมือสำหรับวิเคราะห์ขนาดและประสิทธิภาพที่เหมาะสมที่สุดของอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อน ภายใต้เงื่อนไขข้อบังคับที่กำหนดขึ้น

1.4.5 ทดสอบผลการใช้งานของโปรแกรมคอมพิวเตอร์ที่ได้ประดิษฐ์ขึ้น

1.4.6 สรุปและวิเคราะห์ผล

## 1.6 ประโยชน์ที่ได้รับจากวิทยานิพนธ์

1.5.1 โปรแกรมคอมพิวเตอร์ที่ประดิษฐ์ขึ้นนี้สามารถที่จะนำมาใช้เป็นเครื่องมือสำหรับช่วยในการหาขนาดที่เหมาะสมที่สุดของรีคูเพอเรเตอร์ได้อย่างสะดวก รวดเร็วและมีความแม่นยำสูง

1.5.2 เพื่อเป็นการประหยัดพลังงานเชื้อเพลิงต่างๆที่ใช้ในโรงงานอุตสาหกรรม โดยนำความร้อนที่ปล่อยทิ้งจากก๊าซเสีย (Waste Heat) นำกลับมาใช้ให้เกิดประโยชน์

1.5.3 ขนาดที่เหมาะสมที่สุดของรีคูเพอเรเตอร์ ที่ทำให้ค่าใช้จ่ายทั้งหมดตลอดอายุการใช้งานของระบบและค่า Pay-Back Period มีค่าต่ำที่สุด

1.5.4 เพื่อใช้เป็นข้อมูลในการตัดสินใจของผู้ประกอบการในการปรับปรุงประสิทธิภาพการใช้พลังงานของเตาเผา

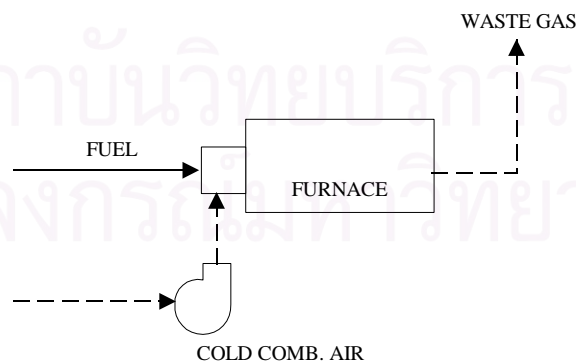
1.5.5 กำหนดแนวทางใหม่สำหรับวิศวกรออกแบบอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อน

## บทที่ 2

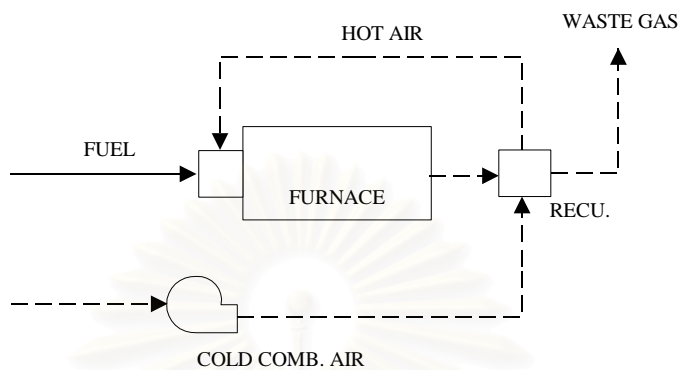
### ทฤษฎีการนำความร้อนทิ้งกลับมาใช้ประโยชน์

#### 2.1 การนำความร้อนทิ้งกลับมาใช้ประโยชน์

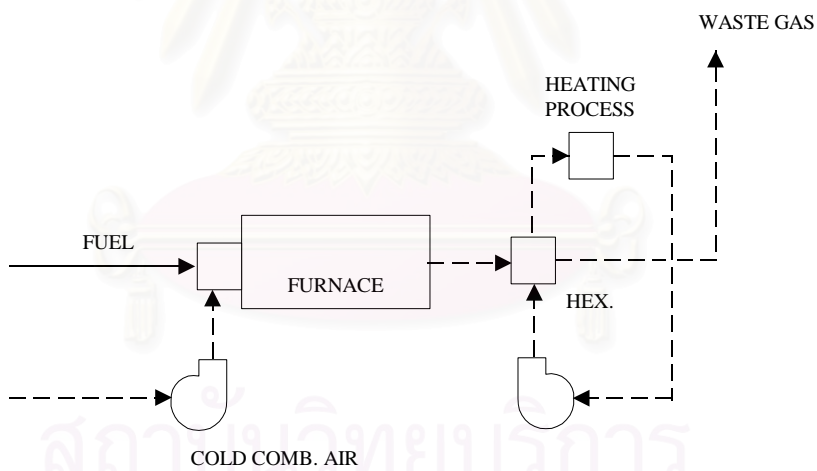
จากรูปที่ 2.1 แสดงให้เห็นถึงรูปแบบของระบบการนำความร้อนจากไอเสียกลับมาใช้ใหม่และการนำไปใช้ประโยชน์ โดยจากรูป 2.1(a) คือเตาเผาที่ยังไม่ได้ติดตั้งระบบการนำความร้อนทิ้งกลับมาใช้ประโยชน์ รูป 2.1(b) คือเตาเผาที่ได้ติดตั้งระบบการนำความร้อนทิ้งกลับมาใช้ประโยชน์โดยติดตั้ง Recuperator เพื่ออุ่นอากาศที่ใช้ในการสันดาป Combustion air ให้ร้อนขึ้นก่อนส่งเข้าเผาไหม้รูป 2.1(c) คือเตาเผาที่ติดตั้ง heat exchanger เพื่อเก็บความร้อนจากไอเสียไปใช้ในกระบวนการอื่นๆ เช่น การอบผลิตภัณฑ์ให้แห้ง การผลิตน้ำร้อน หรือ ไอน้ำ เพื่อใช้ในกระบวนการอื่น เป็นต้น รูป 2.1(d) คือเตาเผาที่ติดตั้ง Recuperator เพื่อเก็บความร้อนจากไอเสียไปใช้อุ่นอากาศที่ใช้ในการสันดาปให้ร้อนขึ้นก่อนส่งเข้าห้องเผาไหม้ สำหรับไอเสียที่ผ่าน Recuperator ที่ยังมีอุณหภูมิสูงอยู่ยังนำไปใช้ประโยชน์ในกระบวนการความร้อนอื่นๆ ได้อีกโดยการติดตั้ง heat exchanger ในกรณีที่ต้องมีการกำจัดฝุ่นออกจากไอเสียก่อนปล่อยสู่บรรยากาศ รูปแบบของระบบอาจเป็นรูปที่ 2.1(e) โดยการติดตั้ง Recuperator เพื่อนำความร้อนจากไอเสียไปใช้อุ่นอากาศ ส่วนไอเสียที่ออกจาก Recuperator อาจยังมีอุณหภูมิอยู่จำเป็นต้องลดอุณหภูมิลงโดยให้ไอเสียผ่าน heat exchanger เพื่อลดอุณหภูมิไอเสียผ่านระบบกำจัดฝุ่นต่อไป



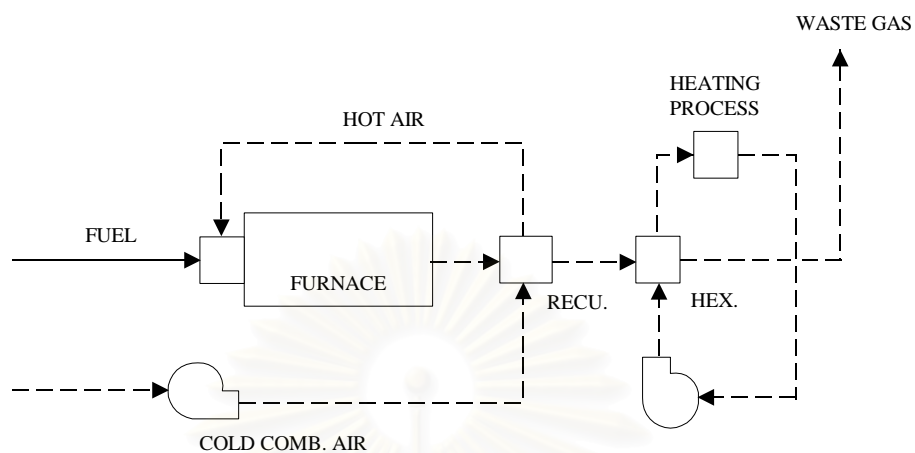
รูปที่ 2.1 (a) ภาพเตาเผาที่ยังไม่ได้ติดตั้งระบบการนำความร้อนทิ้งกลับมาใช้ประโยชน์



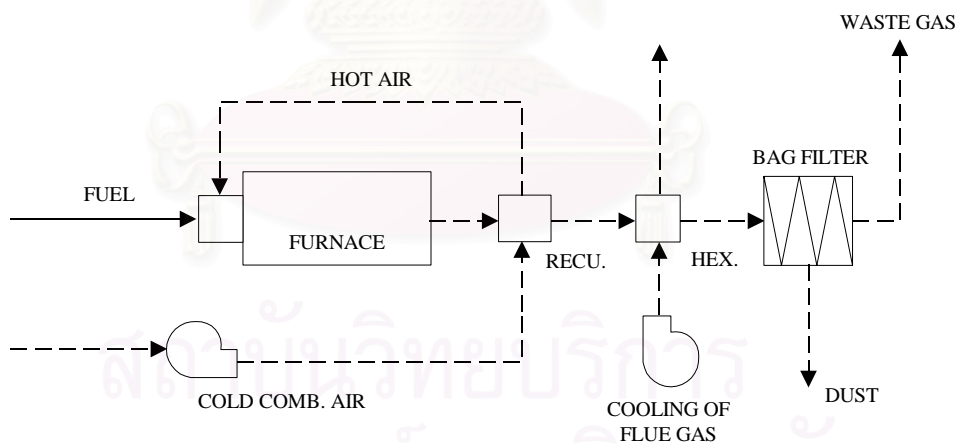
รูป 2.1(b) ภาพเตาเผาที่ได้ติดตั้งระบบการนำความร้อนทิ้งกลับมาใช้ประโยชน์โดยติดตั้ง  
Recuperator แล้ว



รูป 2.1(c) ภาพเตาเผาที่ติดตั้ง Heat Exchanger เพื่อเก็บความร้อนจากไอเสียไปใช้ในกระบวนการ  
อื่นๆ



รูป 2.1(d) ภาพเตาเผาที่ติดตั้ง Recuperator และ Heat Exchanger



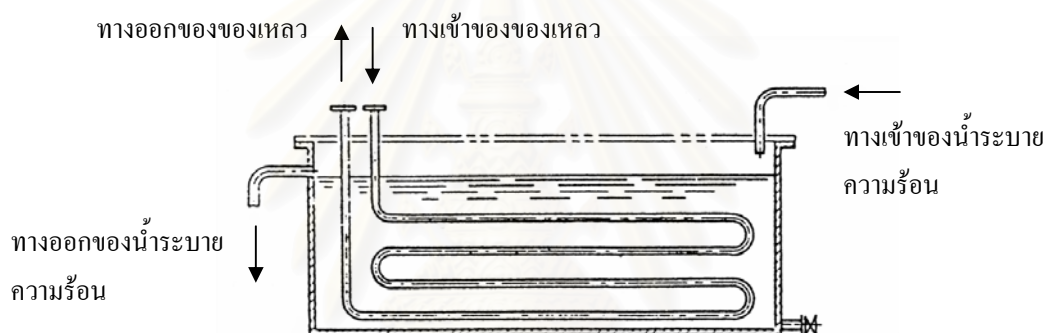
รูป 2.1(e) ภาพการติดตั้ง Recuperator และ Heat Exchanger และผ่านระบบกำจัดฝุ่น

## 2.2 ประเภทเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน

เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนมีมากมายหลายประเภท แต่เมื่อแยกตามโครงสร้างของเครื่องแล้วมีดังต่อไปนี้

### 2.2.1 เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบใ้ใ้ใ้ (Submerged Coil Heat Exchanger)

เนื่องจากโครงสร้างของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนนี้เป็นแบบง่ายๆ และราคาก็ย่อมเยาจึงมีการใช้กันมานานในปัจจุบันจึงพบเห็นกันบ่อยๆ ในรูปของเครื่องระบายความร้อนแบบกล่อง (Box cooler) ในระบบการกลั่นน้ำมัน (รูปที่ 2.2)

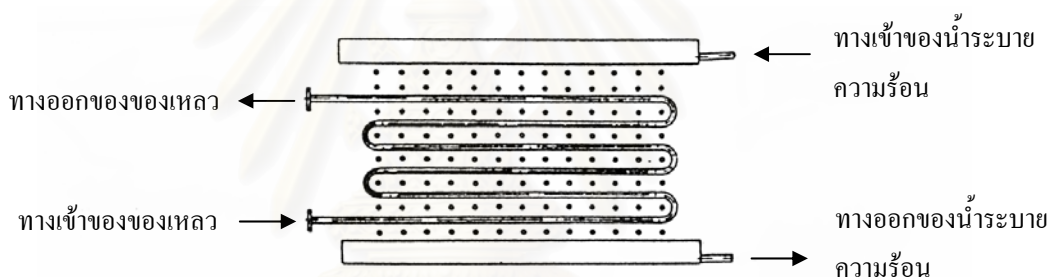


รูปที่ 2.2 เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบใ้ใ้ใ้

ดังที่เห็นได้จากรูปที่ 2.2 โครงสร้างของเครื่องประเภทนี้ไม่ต้องการกรรมวิธีที่ละเอียดละออ วัสดุที่ใช้ทำท่อ Coil มีตั้งแต่ท่อทองแดง ท่อเหล็กจนถึงวัสดุที่แปรรูปได้ยาก เช่น กระจก, ดินเผา เซรามิค, แก้ว, เหล็กหล่อซิลิคอนสูง (High Silicon), Cast Iron, กราไฟต์ (Graphite), ยางสังเคราะห์ (Synthetic Resin) เป็นต้น เนื่องจากเป็นขดท่อ จึงมีความแข็งแรงสูง แม้ว่าของไหลในท่อจะมีความดันสูง ดังนั้น ข้อดีคือ ปัญหาของการรั่วไหลมีน้อย แต่มีข้อเสียคือมีพื้นที่ในการถ่ายเทความร้อนค่อนข้างน้อยทำให้ประสิทธิภาพการถ่ายเทความร้อนต่ำ เมื่อเทียบกับสัดส่วนภายนอกของเครื่อง ด้วยเหตุนี้อัตราการถ่ายเทความร้อนต่อหนึ่งหน่วยปริมาตรของเครื่องจึงมีค่าน้อย เครื่องแบบนี้ มักใช้สำหรับการควบคุมอุณหภูมิของของเหลวในถังเก็บให้มีค่าอยู่ในช่วงที่ต้องการ

### 2.2.2 เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบเปิด (Open Heat Exchanger)

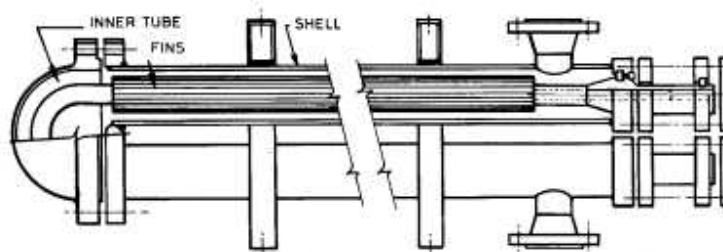
ดังรูปที่แสดงไว้ในรูปที่ 2.3 เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบนี้ ใช้ระบายความร้อน โดยการปล่อยให้ให้น้ำไหลตกลงบนท่อที่ติดตั้งในแนวระดับเพื่อลดอุณหภูมิของของเหลวที่ไหลอยู่ภายในท่อ ชื่อเรียกอื่นๆ ของเครื่องประเภทนี้ก็มีเช่น เครื่องระบายความร้อนแบบทริกเกิล (Trickle Cooler) แบบทรอมโบน (Trombone Cooler) แบบคาสเคด (Cascade Cooler) หรือแบบตัว S (S-type Cooler) เป็นต้น โครงสร้างทั่วไปประกอบด้วย ท่อตรงและส่วนโค้ง (Bend) และสามารถวางซ้อนกันได้หลายๆ ชั้นเพื่อเพิ่มความสามารถในการทำงานของเครื่อง เครื่องแบบนี้เหมาะที่จะใช้กับของไหลความดันสูงที่มีฤทธิ์กัดกร่อนสูงเพราะ โอกาสที่จะเกิดการรั่วไหลมีน้อย และถ้าเกิดการรั่วไหลขึ้นก็รู้ได้ทันที วัสดุที่ใช้ทำท่อมีตั้งแต่ท่อเหล็ก จนกระทั่งถึงวัสดุประเภทต่างๆ ที่ทนต่อการกัดกร่อน ดังเช่นในกรณีของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบขดท่อ



รูปที่ 2.3 เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบเปิด

### 2.2.3 เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบท่อสองชั้น (Double-pipe Heat Exchanger)

โครงสร้างของเครื่องประเภทนี้ ประกอบด้วยท่อ 2 ขนาดที่วางซ้อนกันอยู่ โดยมีแกนกลางของท่อร่วมกันของเหลวชนิดหนึ่งจะไหลอยู่ในท่อใน และของไหลอีกชนิดหนึ่งจะไหลอยู่ในช่องว่างรูปวงแหวนระหว่างท่อในและท่อใน โดยทั่วไปปลายข้างหนึ่งจะถูกเชื่อมด้วยท่อโค้งรูปตัว U (U Bend) ดังในรูปที่ 2.4 บางทีก็เรียกชื่อตามรูปร่างของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบแฮร์พิน เครื่องแบบนี้เหมาะสำหรับการเพิ่มหรือลดอุณหภูมิของของไหลภายในท่อที่มีความดันสูงความหนืดสูง หรือฤทธิ์กัดกร่อนสูงในบางครั้งจะใช้ท่อที่มีครีป เป็นท่อชั้นในเพื่อเพิ่มพื้นที่ถ่ายเทความร้อนและความสามารถในการถ่ายเทความร้อนของเครื่อง

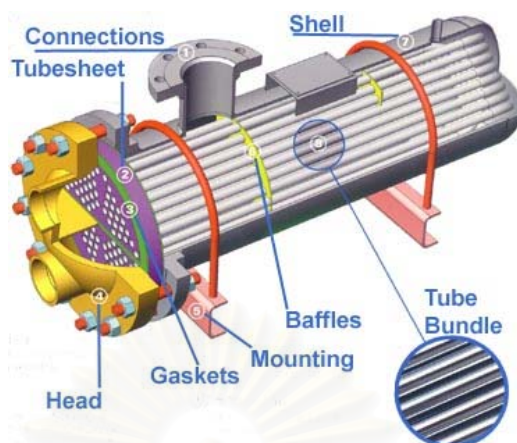


รูปที่ 2.4 เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบท่อสองชั้น

ลักษณะเด่นของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบท่อสองชั้น คือ โครงสร้างค่อนข้างง่าย ราคาของเครื่องต่อหนึ่งหน่วยพื้นที่ถ่ายเทความร้อนมีราคาถูก และเมื่อมีความจำเป็น สามารถเพิ่มความสามารถทำงานได้ง่าย โดยการเอาเครื่องที่มีสัดส่วนเหมือนกันหลายๆ ชุดมาต่ออนุกรม (Series) หรือแบบขนาน (Parallel) เมื่อของไหลไหลสวนทางกันด้วยความเร็วที่เหมาะสมประสิทธิภาพการถ่ายเทความร้อนที่ได้มีค่าสูง ในขณะที่ความดันสูญเสียมีค่าต่ำแต่ถ้าเมื่อขนาดของเครื่องเพิ่มมากขึ้นเรื่อยๆ ปริมาตรของเครื่องต่อหนึ่งหน่วยพื้นที่ถ่ายเทความร้อนจะเพิ่มตามขึ้น ทำให้ราคาของเครื่องค่อนข้างแพงเมื่อเปรียบเทียบกับเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบอื่น ดังนั้นเครื่องแบบนี้จึงควรเลือกใช้ในกรณีที่มีปริมาตรการถ่ายเทความร้อนมีค่อนข้างน้อย หรือในกรณีที่ต้องการพื้นที่ถ่ายเทความร้อนน้อยกว่า  $20 \text{ m}^2$

#### 2.2.4 เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบเชลล์และท่อ (Shell And Tube Heat Exchanger)

เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบเชลล์และท่อเป็นเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่ใช้กันกว้างขวางที่สุดในกระบวนการอุตสาหกรรมเพราะไม่ถูกจำกัดโดยอุณหภูมิและความดันที่จำเป็นต้องใช้ในอุตสาหกรรม และสามารถใช้กับงานทุกชนิดตั้งแต่การระเหย (Evaporation) การเพิ่มความร้อนการระบายความร้อนจนกระทั่งการควบแน่น (condensation) ยิ่งกว่านั้นยังมีคุณสมบัติโดยเฉลี่ยดีเยี่ยมในแง่ของการผลิตและการบำรุงรักษา ลักษณะของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบนี้แสดงดังรูปที่ 2.5



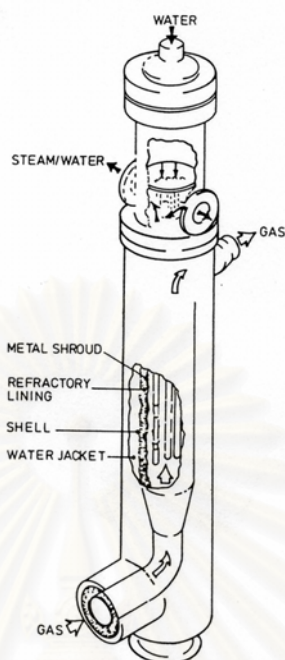
รูปที่ 2.5 เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบเชลล์และท่อ

เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบเชลล์และท่อแบ่งออกได้เป็น 2 จำพวกใหญ่ ๆ คือ จำพวกท่อในแนวระดับ และจำพวกท่อในแนวตั้ง เครื่องจำพวกท่อในแนวระดับเป็นแบบธรรมดาที่สุด ในกรณีที่มีบริเวณติดตั้งมีจำกัด หรือในกรณีที่ระบบท่อหรือมาตรการติดตั้งบีบบังคับให้ท่อถ่ายเทความร้อนตั้งอยู่ในแนวตั้งเท่านั้น จึงจะใช้เครื่องจำพวกท่อในแนวตั้ง เนื่องจากค่าความดันสูญเสียของเครื่องจำพวกท่อในแนวตั้งที่ของไหลผ่านเพียงเที่ยวเดียว (single pass) มีน้อย เครื่องจำพวกนี้จึงเหมาะสำหรับใช้เป็นเครื่องระเหย (Evaporator) เครื่องควบแน่น (condenser) และเครื่องต้มน้ำแบบกาลักน้ำเชิงความร้อน (Thermosiphon Type Reboiler)

### 2.2.5 เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบดาบปลายปืน (Bayonet Heat Exchanger)

ดังแสดงไว้ในรูป 2.6 เส้นทางการไหลภายในท่อประกอบด้วยท่อนอกซึ่งปลายข้างหนึ่งมีฝาปิดอยู่และท่อในซึ่งสอดอยู่ในท่อนอก ของไหลภายในท่อจะแลกเปลี่ยนความร้อนกับของไหลภายในเชลล์ ในระหว่างที่ไหลอยู่ในช่องว่างระหว่างท่อในและท่อนอก เนื่องจากมัดท่อของเครื่องแบบนี้สามารถติดตั้งหรือถอดออกได้โดยไม่เกี่ยวข้องกับของไหลภายใน เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบดาบปลายปืนมีราคาสูงเมื่อเทียบกับเครื่องชนิดอื่นๆ ดังนั้นจึงไม่เหมาะสมสำหรับงานที่มีอัตราการแลกเปลี่ยนความร้อนสูงแต่เหมาะสำหรับใช้กับอุปกรณ์ที่มีอยู่แล้วเพื่อเสริมอัตราการถ่ายเทความร้อนที่มีอยู่แล้วให้เพียงพอ

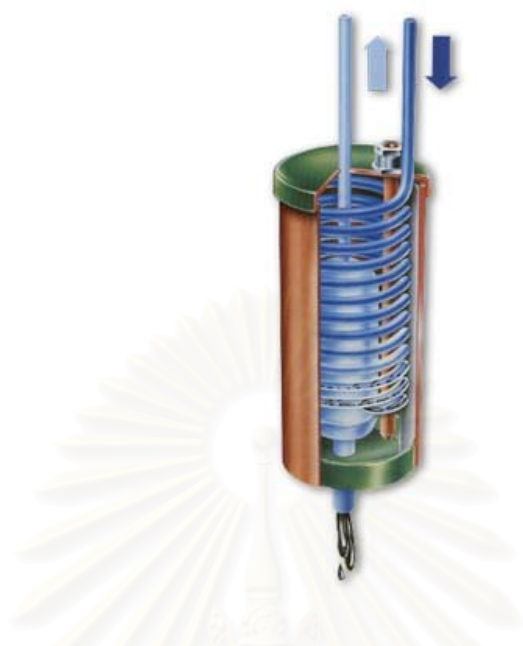




รูปที่ 2.6 เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบดาบปลายปืน

### 2.2.6 เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบท่อขดแบบกันหอย (Spiral-Wound Heat Exchanger)

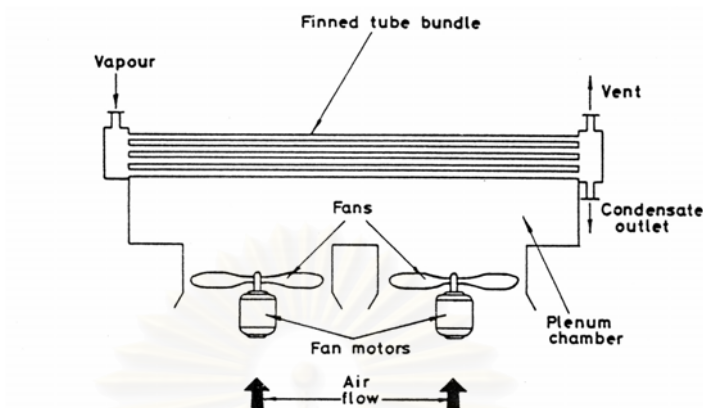
ดังที่แสดงไว้ในรูป 2.7 โครงสร้างของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบนี้ประกอบด้วยท่อทองแดง ท่ออลูมิเนียมหรือท่อวัสดุอ่อนอื่นๆ ซึ่งเล็กและยาวหมุนวนเป็นเกลียวหลายๆ ชั้นแล้วบรรจุในภาชนะรูปทรงกระบอกผลที่ได้คือ เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่มีพื้นที่ถ่ายเทความร้อนมาก แต่มีการสูญเสียความร้อนน้อยมาก เพราะพื้นที่ผิวที่ความร้อนหนีออกจากเครื่องมีน้อย โดยโครงสร้างนอกจากการผลิต การซ่อมแซมทำได้ยากและราคาสูงแล้ว ข้อเสียอย่างอื่นคือของไหลในท่อและในเชลล์จะต้องสะอาดและมีฤทธิ์กัดกร่อนน้อยจึงจะใช้ได้ ในปัจจุบันนี้เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบท่อขดแบบกันหอยส่วนใหญ่จะใช้กับอุปกรณ์แยกก๊าซซึ่งทำให้อากาศหรือก๊าซอื่นๆ กลายเป็นของเหลวที่อุณหภูมิต่ำมากๆ เพื่อทำการแบ่งแยกก๊าซของค์ประกอบต่อไป



รูปที่ 2.7 เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบท่อขดกันหอย

### 2.2.7 เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบระบายความร้อนด้วยอากาศ (Air-Cooled Heat Exchanger)

เนื่องจากเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบนี้ใช้อากาศเป็นตัวระบายความร้อนแทนน้ำเย็น จึงเป็นที่นิยมใช้กันเพิ่มขึ้นอย่างรวดเร็วในสถานที่ขาดแคลนน้ำระบายความร้อน ดังเห็นได้จากรูป 2.8 โครงสร้างของเครื่องมี 3 องค์ประกอบ คือ มัดท่อซึ่งประกอบด้วยท่อถ่ายเทความร้อนที่มีครีป (Fin) โค้งเหล็ก ซึ่งใช้สำหรับยึดมัดท่อ และเครื่องเป่าลมพร้อมมอเตอร์สำหรับเป่าอากาศผ่านมัดท่อ (Forced-Draft) และระบบที่ชักนำอากาศเข้าท่อ (Induced-Draft) คุณลักษณะพิเศษของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนประเภทนี้คือ ไม่ต้องอาศัยน้ำเป็นตัวระบายความร้อน (ผลคือไม่ต้องกังวลเรื่องแสวงหาแหล่งน้ำหรือการแก้ไขคุณภาพของน้ำที่ใช้) และอากาศที่ใช้สำหรับระบายความร้อนก็มีอยู่ไม่จำกัดปริมาณยิ่งกว่านั้นเหตุขัดข้องที่เกิดจากสนิมหรือความสกปรกของกรณีที่ใช้น้ำระบายความร้อนก็ไม่มีข้อดีอื่นคือ ค่าบำรุงรักษาสูงกว่ากรณีที่ใช้ น้ำ และเวลาเกิดการรั่วไหลของท่อขึ้น เรื่องที่น้ำจะเข้าไปปนกับของเหลวภายในท่อที่ไม่มี อย่างไรก็ตามก็มีข้อเสียหลายอย่างเช่น เสียงดัง ต้องใช้พื้นที่ติดตั้งมาก ค่าก่อสร้างสูง และต้องเลือกสถานที่ติดตั้งให้ดี



รูปที่ 2.8 เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบระบายความร้อนด้วยอากาศ

### 2.2.8 เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบปลอกหุ้ม (Jacketed Type Heat Exchanger)

เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบปลอกหุ้มนี้ใช้ในกระบวนการของอุตสาหกรรมเคมีมาเป็นเวลานานดังแสดงไว้ในรูป 2.9 โครงสร้างของเครื่องประเภทนี้ประกอบด้วยปลอกหุ้มถึงเก็บหรือถังปฏิกรณ์ (Reactor) เพื่อแลกเปลี่ยนความร้อน ข้อเสียคือสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนรวมมีค่าต่ำเมื่อเทียบกับเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบเซลล์และท่อหรือแบบอื่นๆ อีกทั้งพื้นที่ถ่ายเทความร้อนก็จะถูกจำกัดโดยขนาดของตัวถัง ดังนั้นจึงไม่เหมาะสมสำหรับงานที่มีจุดประสงค์ใหญ่เพื่อแลกเปลี่ยนความร้อน ส่วนข้อดีคือ โครงสร้างเป็นแบบง่ายๆ ราคาถูก และความจุของภาชนะสูง ดังนั้นจึงเหมาะสำหรับการให้ความร้อนหรือทำความเย็นแก่ของเหลวโดยเฉพาะอย่างยิ่งสะดวกสำหรับการรักษาอุณหภูมิของของไหลในถัง หรือเพิ่มพื้นที่การถ่ายเทความร้อนโดยใช้ชุดถ่ายเทความร้อนด้วย โดยปกติแล้วการทำความสะดวกภายในปลอกหุ้มทำไม่ได้ ดังนั้นของไหลที่ใช้ในปลอกหุ้มควรเป็นไอน้ำ น้ำเย็น, ฟรีออน (Freon) หรือแอมโมเนีย (Ammonia) ที่มีความสกปรกน้อย

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

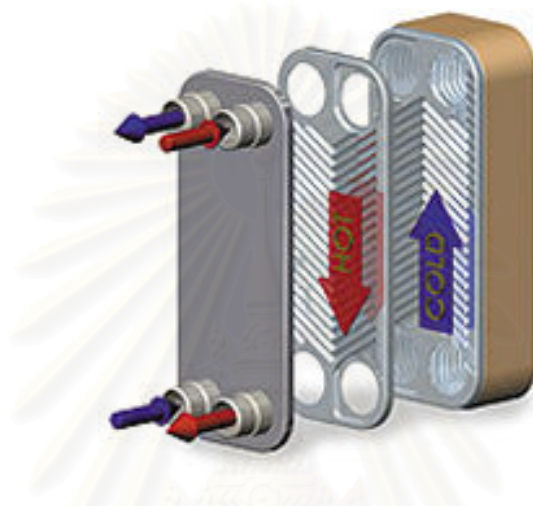


รูปที่ 2.9 เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบปลอกหุ้ม

### 2.2.9 เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบแผ่น (Plate and Fin Heat Exchanger)

คุณลักษณะพิเศษของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบแผ่น คือการเอาแผ่นถ่ายเทความร้อนหลายๆ แผ่นมาวางเรียงกันในระยะที่ห่างคงที่ แล้วให้ของเหลวแต่ละชนิดไหลผ่านช่องว่างระหว่างแผ่น ในลักษณะสลับกันช่องเว้นช่อง เครื่องแบบนี้มักใช้กับการเพิ่มอุณหภูมิของอากาศก่อนเข้าหม้อไอน้ำ (Boiler) ในกรณีนี้ค่าความดันสูญเสียจะมีค่าน้อย แต่ประสิทธิภาพก็ไม่สู้ดีนัก จึงได้มีการพัฒนาปรับปรุงให้ดีขึ้นดังแบบที่แสดงอยู่ในรูป 2.10 ซึ่งเป็นแบบที่จำหน่ายแพร่หลายในท้องตลาด เครื่องที่ปรับปรุงแล้วนี้ทำด้วยแผ่นเหล็กสแตนเลส (Stainless Steel) บางๆ หรือแผ่นไทเทเนียม (Titanium) ซึ่งทนต่อสนิมได้อย่างดีเอามาอัดให้เกิดส่วนนูนส่วนเว้า และวางประกบกันหลายๆ แผ่น ของไหลแต่ละชนิดจะไหลสลับกันไปตามช่องว่างที่เกิดจากการประกบเพื่อแลกเปลี่ยนความร้อนเพื่อเพิ่มความแข็งแกร่งป้องกันการรั่วและให้มีช่องว่างสำหรับการไหล ผิวของแผ่นนำความร้อนจะมีทั้งส่วนที่นูนและส่วนที่เว้า ปะเก็น (Gasket) จะถูกติดตั้งไว้ในตำแหน่งที่เหมาะสมเพื่อป้องกันไม่ให้อุณหภูมิรั่ว และรักษาระยะห่างระหว่างแผ่นที่ต้องการ สัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนรวมของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบปรับปรุงใหม่นี้มีค่าสูงส่วนคุณลักษณะที่ดีเด่นอย่างอื่นคือ สามารถถอดออกเป็นแผ่นๆ ออกมาทำความสะอาดได้ทั่วถึง การบำรุงรักษาที่ง่าย และสามารถปรับปริมาณการถ่ายเทความร้อนได้ โดยการเพิ่มหรือ

ลดจำนวนแผ่นการถ่ายเทความร้อน เนื่องจากปะเก็นที่ใช้โดยปกติทำจากยางหรือยางสังเคราะห์ จึงไม่เหมาะที่จะใช้กับอุณหภูมิหรือความดันสูง เครื่องแบบนี้นิยมใช้กันมากในอุตสาหกรรมเวชภัณฑ์ และอุตสาหกรรมอาหาร ค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนรวม สูงประมาณ  $1300-3500 \text{ kcal/m}^2 \text{ hr}^\circ \text{C}$  ส่วนความดันและอุณหภูมิสูงสุดที่ใช้ได้ประมาณ  $5 \text{ kg/cm}^2$  และ  $150^\circ\text{C}$  ตามลำดับ



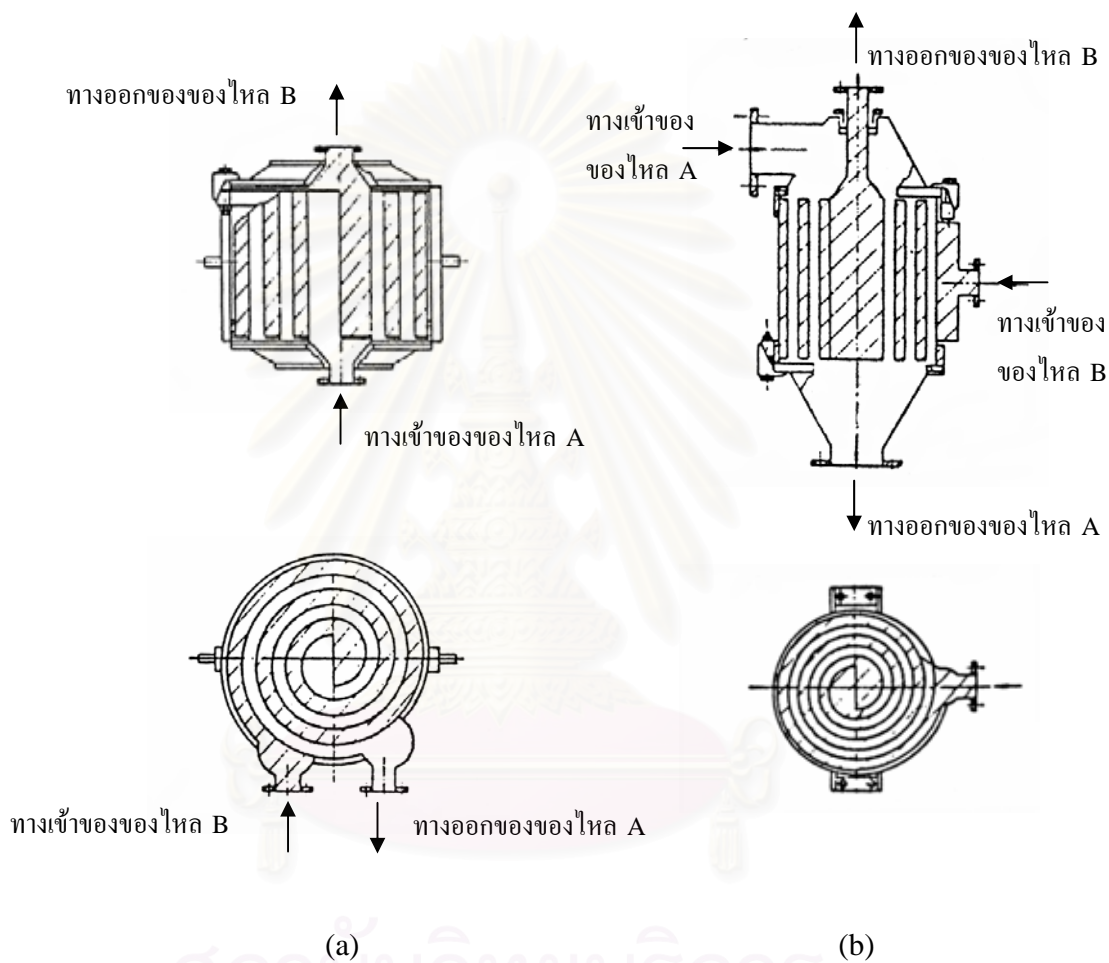
รูปที่ 2.10 เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบแผ่น

รูป 2.10 แสดงลักษณะของชุดท่อที่ผลิตจากเครื่องถ่ายเทความร้อน (Plate Coil) โดยการเอาแผ่นถ่ายเทความร้อน 2 แผ่น มาประกบกันให้เกิดช่องทางไหลเหมือนกับชุดท่อ ลักษณะการใช้มีตั้งแต่การเอาวางประกบกันหลายๆ แผ่น ให้เป็นเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนชนิดแผ่นการวางใช้ในภาชนะบรรจุแทนชุดท่อถ่ายเทความร้อน (Coil) ตลอดจนการวางติดกับผนังถังแทนปลอกหุ้ม (Jacket)

### 2.2.10 เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบหอยโข่ง (Volute type Heat Exchanger)

เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบนี้สร้างขึ้นจากแผ่นราบ 2 แผ่นที่เอามาตัดขนานกันให้เหมือนลายก้นหอยโข่ง รูป 2.11 (a) แสดงเครื่องชนิดไหลสวนทาง (Counter Flow) ส่วนรูป 2.11 (b) แสดงเครื่องชนิดไหลตั้งฉาก (Cross Flow) คุณลักษณะที่ดีคือ โครงสร้างไม่จำเป็นต้องคำนึงถึงการยึดหดตัวเชิงความร้อน สัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนรวมสูง เมื่อเปรียบเทียบกับค่าความดันสูญเสียที่น้อย และการไหลที่สม่ำเสมอด้วยดังนั้นจึงสามารถออกแบบเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนได้ขนาดเล็กเมื่อเปรียบเทียบกับพื้นที่ถ่ายเทความร้อนข้อเสียคือ ทำความสะอาดและซ่อมแซมได้ยากเพราะปกติสร้างขึ้นโดยการเชื่อมโลหะ (Welding) ดังนั้นจึงไม่เหมาะสมกับของไหลที่สกปรกมากของไหลที่มีฤทธิ์กัด

กร่อนแตกต่างกันหรือของไหลที่มีความดันสูง ในปัจจุบันเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนชนิดนี้มิใช้ในอุตสาหกรรมกระดาษ อุตสาหกรรมอาหาร เป็นต้น แต่การใช้ที่เหมาะสมคือใช้ทำเป็นเครื่องทำความเย็นในกระบวนการอุตสาหกรรมเคมี โดยเฉพาะอย่างยิ่งใช้เป็นเครื่องควบแน่นที่ความดันใกล้เคียงสุญญากาศ

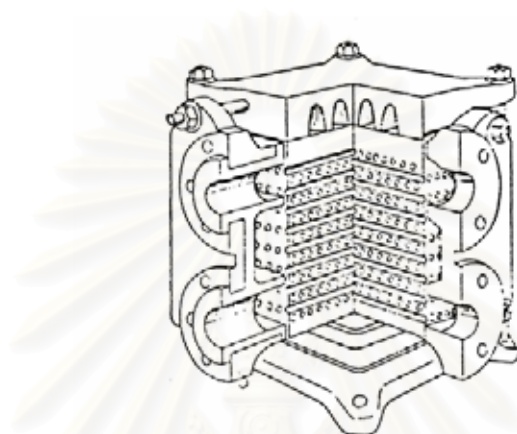


รูปที่ 2.11 (a), (b) เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบหอยโข่ง

### 2.2.11 เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบบล็อก (Block Type Heat Exchanger)

ส่วนใหญ่แล้วการเลือกใช้วัสดุประเภทโลหะที่เหมาะสมกับการแลกเปลี่ยนความร้อนระหว่างสารเคมีสองชนิดที่มีฤทธิ์กัดกร่อนผกผันกันนี้ทำได้ลำบาก ในกรณีเช่นนี้สมควรที่จะใช้เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบบล็อกซึ่งทำจากกราฟไฟท์ หรือวัสดุทนการกัดกร่อนอื่นๆ ดังแสดงไว้ในรูปที่ 2.12 โครง

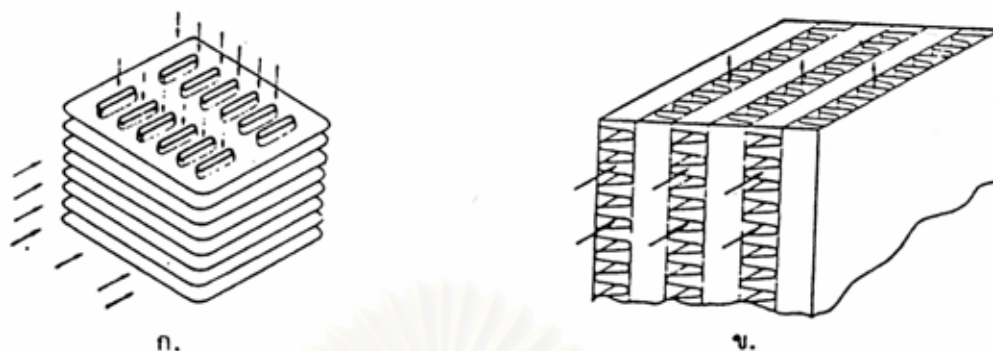
สร้างของเครื่องประกอบด้วยวัสดุทนการกัดกร่อนซึ่งจะรื้อยาวจำนวนมากให้ตั้งฉากกันระหว่างชั้นของรูปของไหลแต่ละชนิดไหลสลับชั้นกันไปตามรูปที่เจาะไว้เครื่องแบบนี้มีใช้ในอุตสาหกรรมเคมีภัณฑ์ เช่น กรดเกลือ กรดกำมะถันและเคมีภัณฑ์อื่นๆ แต่โครงสร้างของเครื่องจำกัดการใช้ในเฉพาะกรณีปริมาณการแลกเปลี่ยนความร้อนน้อยที่ความดันต่ำและอุณหภูมิต่ำ



รูปที่ 2.12 เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบเปลือก

### 2.2.12 เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบกะทัดรัด (Compact Heat Exchanger)

เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบนี้ได้จากความคิดริเริ่มที่ต้องการลดขนาดของเครื่องให้เล็กที่สุดแต่มีพื้นที่ถ่ายเทความร้อนสูง เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบกะทัดรัดจะเรียกชื่อได้ก็ต่อเมื่ออัตราส่วนระหว่างพื้นที่ถ่ายเทความร้อน (ในหน่วย  $m^2$ ) กับปริมาตร (ในหน่วย  $m^3$ ) ของเครื่องมีค่ามากกว่า 660 ขึ้นไป เพื่อให้พื้นที่ถ่ายเทความร้อนต่อปริมาตรหนึ่งหน่วยมีค่าสูง ในกรณีที่ใช้ท่อกลมปกติจะใช้ท่อที่มีเส้นศูนย์กลางเล็กกว่า  $\frac{1}{4}$  นิ้วที่ติดครีบ (Fin) รูป 2.13 แสดงตัวอย่างทั่วไปของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบกะทัดรัด เนื่องจากโครงสร้างแบบนี้ซ่อมแซมทำความสะอาดได้ยากและอุณหภูมิหรือความดันที่ใช้ก็มีค่าจำกัด จึงไม่ค่อยใช้ในกระบวนการอุตสาหกรรมต่างๆ ไป แต่เป็นเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่ดีเลิศระหว่างก๊าซ 2 ชนิดที่มีค่าสกรปรกน้อย



รูปที่ 2.13 เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบกะทัดรัด

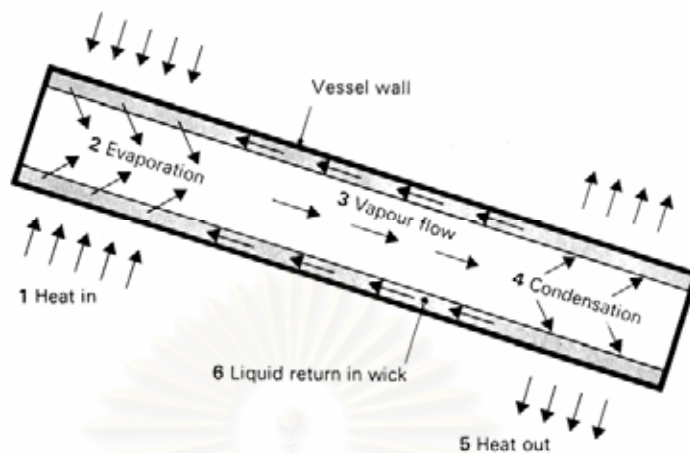
### 2.2.13 เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบฮีทไปป์ (Heat Pipe Heat Exchanger)

เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแนวใหม่ที่มีอัตราการถ่ายเทความร้อนสูงและมีสมรรถนะสูงแม้ว่าผลต่างของอุณหภูมิระหว่างแหล่งให้ความร้อน (Heat Source) และแหล่งรับความร้อน (Heat Sink) มีค่าค่อนข้างน้อยก็คือ เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบฮีทไปป์

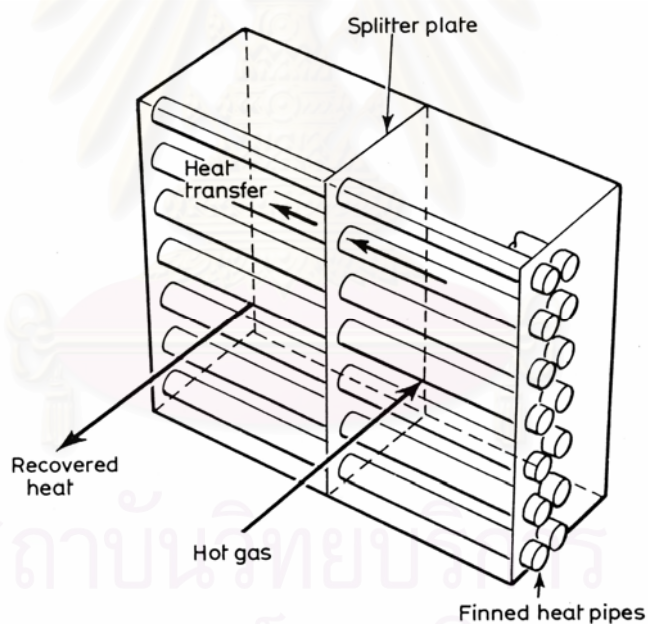
เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบฮีทไปป์ประกอบด้วยฮีทไปป์ ซึ่งเป็นท่อปิดผนังภายในบรรจุวิกส์ (Wick) และของเหลวใช้งาน (Working Fluid) ที่ความดันสูญญากาศ (ไม่มีก๊าซไม่ควบแน่นเหลืออยู่)

ลักษณะการทำงานของฮีทไปป์มีแสดงในรูป 2.14 กล่าวคือเมื่อฮีทไปป์รับความร้อนจากแหล่งให้ความร้อนผ่านผนังท่อของช่วงการระเหย (Evaporation Section) ไปยังวิกส์ ของเหลวใช้งานที่อยู่ในวิกส์จะระเหยกลายเป็นไอ ไอที่เกิดขึ้นจะเคลื่อนที่ตามท่อไปยังช่วงการควบแน่น (Condensation Section) ซึ่งมีความดันไอต่ำกว่า ณ ที่นี้ความร้อนแฝงที่เกิดจากการควบแน่นจะถ่ายเทจากผนังท่อไปสู่แหล่งรับความร้อนส่วนของเหลวจากการควบแน่นจะไหลซึมกลับไปยังช่วงการระเหยโดยแรงคาพิลลารี (Capillary Action) ของวิกส์





รูปที่ 2.14 ลักษณะการทำงานของฮีทไปป์



รูปที่ 2.15 โครงสร้างของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบฮีทไปป์

รูปที่ 2.15 แสดงตัวอย่างของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่ใช้ฮีทไปป์เป็นตัวถ่ายเทความร้อน จุดเด่นของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่ใช้ฮีทไปป์มีดังต่อไปนี้

1. ไม่ต้องการใช้พลังงานเสริมในการใช้งาน ยกเว้นเครื่องเป่าลมหรือเครื่องสูบลมของเหลว

2. อุณหภูมิที่ใช้งานมีช่วงกว้างและสามารถทำงานได้แม้อุณหภูมิระหว่างแหล่งให้ความร้อนและแหล่งรับความร้อนต่างกันไม่มากถ่ายเลือกของเหลวที่ใช้งานให้เหมาะสมกับช่วงอุณหภูมิแสดงในตารางที่ 2.1

ตารางที่ 2.1 ตารางความสัมพันธ์ระหว่างของเหลวใช้งานกับอุณหภูมิ

ช่วงอุณหภูมิ (องศาเซนติเมตร)	ของเหลวใช้งาน
20-40	แอมโมเนีย
50-200	น้ำ
250-650	ปรอท
400-800	โปแตสเซียม
500-1000	โซเดียม
1000-1800	ลิเทียม

3. อัตราการถ่ายเทความร้อนต่อพื้นที่หนึ่งหน่วยมีค่าสูงกว่าอัตราการนำความร้อนของโลหะมาก
4. ปัญหาการใช้งานและการดูแลรักษามีน้อย เพราะไม่มีส่วนเคลื่อนไหว (Moving Parts)

เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบฮีทไปป์สามารถนำไปประยุกต์ใช้งานในลักษณะต่างๆ เช่น ในการรักษาอุณหภูมิในยานอวกาศให้มีค่าสม่ำเสมอทุกจุด ในการจำกัดความร้อนออกจากชิ้นส่วนอิเล็กทรอนิกส์ประเภททรานซิสเตอร์อุปกรณ์สารกึ่งตัวนำและวงจรรวมไอซี ในการถ่ายเทความร้อนระหว่างก๊าซร้อนและก๊าซเย็นเพื่อประหยัดพลังงาน ในการควบคุมอุณหภูมิภายในถังปฏิกรณ์เคมี ในการอบแห้งเส้นใยและกระดาษในการเก็บความร้อนทิ้งจากหม้อไอน้ำ ในการระบายความร้อนจากระบบเบรกของเครื่องบิน เตาเผาขยะและกระบวนการผลิต เป็นต้น

เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่ใช้สำหรับการถ่ายเทความร้อนระหว่างก๊าซร้อนและก๊าซเย็นในอดีตมีหลายประเภท การเปรียบเทียบเชิงปริมาณระหว่างสมรรถนะของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบฮีทไปป์กับเครื่องประเภทอื่นๆ ทำได้ค่อนข้างลำบากก็จริงแต่ Basilius ก็เคยลองทำการเปรียบเทียบโดยวิธีให้คะแนนหัวข้อเปรียบเทียบต่างๆ ดังแสดงไว้ในตารางที่ 2.2

อย่างไรก็ตาม ถ้าการเลือกวัสดุและการออกแบบฮีทไปป์กระทำอย่างไรถูกต้อง ก็อาจเกิดปัญหาในการใช้งานได้ เช่น การผุทะลุของผนังท่อจะทำให้ฮีทไปป์หมดประสิทธิภาพในการทำงานโดยสิ้นเชิง การผุกร่อนของผนังด้านในอาจก่อให้เกิดการอุดตันหรือเสื่อมคุณภาพของวิกส์ได้บางครั้งวิกส์อาจเกิดการแห้งตัวได้ (Dry out) ถ้าแรงคาพิลลารีมีไม่เพียงพอที่จะถ่ายเทของเหลวควบแน่นกลับไปยังช่วงการระเหยได้ทันของเหลวที่ใช้งานยังอาจเสื่อมคุณภาพได้ที่อุณหภูมิสูงเกินไป



สถาบันวิทยบริการ  
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ตารางที่ 2.2 การเปรียบเทียบเชิงสมรรถนะของอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนแบบต่างๆ สำหรับกรณีของก๊าซร้อนและก๊าซเย็น

ประเภทของอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อน	ความดันที่สูญเสีย	สัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อน	การบำรุงรักษา	ราคา	พลังงานเสริม	การรั่วผสม	พื้นที่ถ่ายเทความร้อน	คะแนนรวม
Regeneration	ปานกลาง 3	สูง 3	ยาก 2	สูง 2	ไม่จำเป็น	มี 0	มาก 4	15
Shell and tube	สูง 2	สูง 2	ธรรมดา 3	ปานกลาง 3	ไม่จำเป็น	ไม่มี 5	น้อย 2	19
Plate fin	ต่ำ 4	ปานกลาง 4	ธรรมดา 3	สูง 2	ไม่จำเป็น	ไม่มี 5	มากพิเศษ 5	22
Recalculating	ต่ำ 4	ต่ำ 4	ยาก 2	สูง 2	จำเป็น	ไม่มี 5	ปานกลาง 3	18
Heat-pipe	ต่ำ 4	สูง 4	ง่าย 5	ปานกลาง 3	ไม่จำเป็น	ไม่มี 5	มาก 4	25

### บทที่ 3

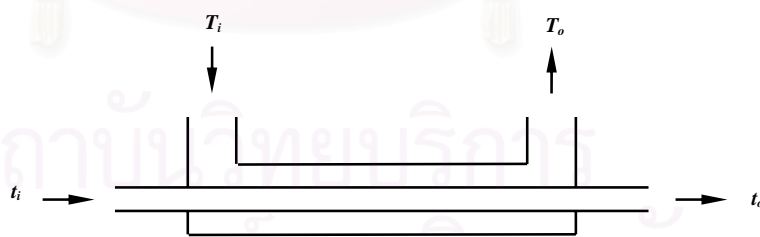
## การออกแบบอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อน

### 3.1 การถ่ายเทความร้อนของอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อน

อุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนแบ่งได้ออกเป็น 2 จำพวกใหญ่ๆ คือแบบไหลผ่าน (Flow-Through Type) และแบบสะสมความร้อน (Heat Accumulation Type) ในอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนแบบไหลผ่านนั้น การถ่ายเทความร้อนจากของไหลชนิดหนึ่งไปยังของไหลอีกชนิดหนึ่งจะเกิดผ่านผนังกันโดยตรง ด้วยเหตุนี้เองของไหลทั้งสองชนิดจึงต้องไหลอยู่ผ่านอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนในเวลาเดียวกัน ส่วนอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนแบบสะสมความร้อนนั้นของไหลที่มีหน้าที่ให้และรับความร้อนจะสลับกันไหลผ่านเครื่อง ในการไหลสลับกันนี้ ของไหลที่ได้รับความร้อนจะรับความร้อนที่ได้เก็บสะสมไว้ในเครื่องหลังจากที่ของไหลที่ให้ความร้อนได้ไหลผ่านเครื่อง

ลักษณะการถ่ายเทความร้อนในอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนแบบไหลผ่านอาจแบ่งได้ตามทิศทางการไหลของของไหลเป็น 3 ประเภทด้วยกันคือ

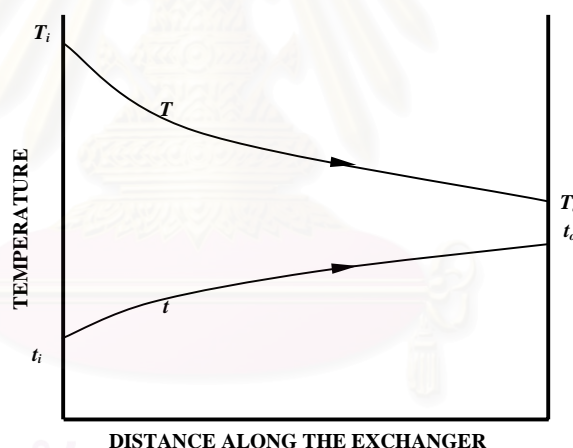
1. การไหลแบบขนาน (Cocurrent Flow)
2. การไหลแบบสวนทาง (Countercurrent Flow)
3. การไหลแบบตั้งฉาก (Cross Flow)



รูปที่ 3.1 แสดงการไหลของของไหลในอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนแบบไหลขนาน (Cocurrent Flow)

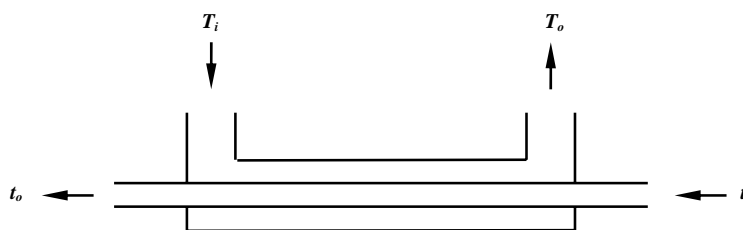
ในเครื่องแบบไหลขนานนั้นของไหลร้อนและของไหลเย็นจะไหลในทิศทางเดียวกันในขณะที่เกิดการถ่ายเทความร้อนผ่านผนังกัน อุณหภูมิของของไหลร้อนจะค่อยๆลดต่ำลง ในขณะที่เดียวกับที่อุณหภูมิของของไหลเย็นจะเพิ่มขึ้นตามลำดับ ส่วนในอุปกรณ์แบบไหลสวนทางนั้นของไหลร้อนและของไหลเย็นมีทิศทางการไหลตรงกันข้าม อุณหภูมิของของไหลร้อนจะค่อยๆลดต่ำลง ในทิศทางหนึ่ง ในขณะที่อุณหภูมิของของไหลเย็นจะเพิ่มขึ้นในทิศทางตรงกันข้ามดังรูปที่ 3.1 และรูปที่ 3.3

พิจารณารูปที่ 3.2 การเปลี่ยนแปลงของอุณหภูมิตามระยะทางของการไหลสำหรับอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนแบบไหลขนาน ของไหลที่ให้ความร้อนไหลเข้าอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนที่อุณหภูมิ  $T_i$  และออกจากเครื่องที่อุณหภูมิ  $T_o$  หลังจากได้ถ่ายเทความร้อนให้กับของเย็น ในขณะที่เดียวกัน ของไหลที่ได้รับความร้อนเข้าเครื่องที่อุณหภูมิ  $t_i$  และไหลออกจากเครื่องที่อุณหภูมิ  $t_o$  ในกรณีนี้ผลต่างระหว่างอุณหภูมิของของไหล ( $T_i - t_i$ ) ที่ทางเข้าจะมากกว่าผลต่างระหว่างอุณหภูมิ ( $T_o - t_o$ ) ที่ไหลออกมาก

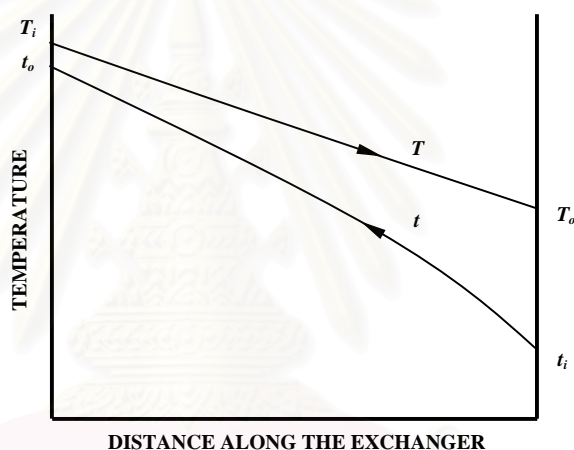


รูปที่ 3.2 การเปลี่ยนแปลงของอุณหภูมิในอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนแบบไหลขนาน (Cocurrent Flow)

สำหรับรูปที่ 3.4 เป็นการเปลี่ยนแปลงของอุณหภูมิตามระยะทางของการไหลในอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนแบบไหลสวนทาง ซึ่งกรณีนี้ผลต่างระหว่างอุณหภูมิของของไหลที่ปลายด้านที่อุณหภูมิสูงคือ ( $T_i - t_o$ ) และผลต่างทางด้านที่อุณหภูมิต่ำคือ ( $T_o - t_i$ )

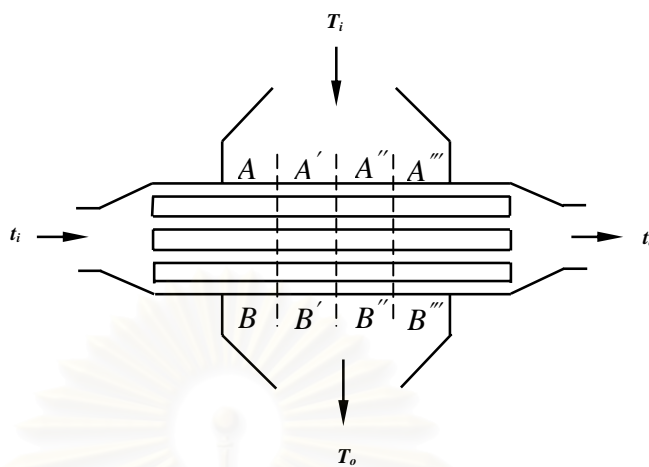


รูปที่ 3.3 แสดงการไหลของของไหลในอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนแบบไหลสวนทาง  
(Countercurrent Flow)



รูปที่ 3.4 การเปลี่ยนแปลงของอุณหภูมิในอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนแบบไหลสวนทาง  
(Countercurrent Flow)

ในกรณีของอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนแบบตั้งฉาก (Cross Flow) ตามรูปที่ 3.5 นั้น การถ่ายเทความร้อนที่จุด  $A$  จะเกิดขึ้นระหว่างของไหลร้อนที่อุณหภูมิทางเข้า  $T_i$  และของไหลเย็นที่อุณหภูมิทางเข้า  $t_i$  เนื่องจากการถ่ายเทความร้อนที่จุด  $A$  ของไหลเย็นที่จุด  $A'$  จะสูงกว่าที่จุด  $A$  ด้วยปริมาณ  $dT$  แม้ว่าอุณหภูมิของของไหลเย็นที่จุด  $B$  จะมีค่าเท่ากับ  $t_i$  เท่ากับที่จุด  $A$  แต่อุณหภูมิของของไหลร้อนที่จุด  $B$  จะต่ำกว่าที่จุด  $A$  ด้วยปริมาณ  $dT$  สรุปแล้วของไหลเย็นที่จุด  $A$  และที่จุด  $B$  ย่อมมีค่าไม่เท่ากัน ด้วยเหตุนี้การคำนวณการถ่ายเทความร้อนอย่างละเอียดของอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนแบบไหลตั้งฉาก จึงสลับซับซ้อนกว่าแบบไหลสวนทางและแบบขนาน



รูปที่ 3.5 แสดงการไหลของของไหลในอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนแบบไหลตั้งฉาก (Cross Flow)

สถาบันวิทยบริการ  
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย



### 3.2 ค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนรวม

พิจารณาสถานะในรูปที่ 3.6 สำหรับท่อทรงกระบอก โดยความร้อนจากของไหลภายใน ณ อุณหภูมิ  $T_i$  ผ่านฝุ่นหรือคราบสกปรก ผ่านผนังท่อไปสู่ของไหลภายนอก  $T_o$  โดยที่  $A_i$  และ  $A_o$  คือพื้นที่ผิวการถ่ายเทความร้อนภายในและภายนอกตามลำดับ

$$\frac{A_o}{A_i} = \frac{2\pi r_o L}{2\pi r_i L} = \frac{r_o}{r_i} \quad (3.1)$$

อัตราการถ่ายเทความร้อนระหว่างของไหลที่อยู่ภายในท่อ กับพื้นที่ผิวของฟิล์มภายในท่อนั้นมีความสัมพันธ์กันตามสมการ  $Q/A = h (T_f - T_s)$  โดยที่พื้นที่คือ  $A_i$  เช่นเดียวกับกระบวนการพาความร้อนภายนอกท่อ ซึ่งพื้นที่ถ่ายเทความร้อนคือ  $A_o$  สำหรับค่า  $h_i$  และค่า  $h_o$  นั้นเราสามารถคำนวณได้จากความสัมพันธ์ที่เหมาะสมตามสมการ



รูปที่ 3.6 แสดงภาพตัดของการถ่ายเทความร้อนระหว่างของไหลไปยังของไหล

ในความเป็นจริงนั้น พื้นที่ผิวถ่ายเทความร้อนของรีจิวเพอเรเตอร์ต่าง ๆ นั้น มีการสะสมของชั้นตะกอนที่สกปรก, คราบหินปูน, การสะสมของสารอินทรีย์ เป็นต้น ซึ่งจะเกิดขึ้นเร็วหรือช้าขึ้นขึ้นอยู่กับประเภทของของไหลที่ใช้งาน แต่มีของไหลบางชนิดเช่น อากาศหรือก๊าซธรรมชาติเหลว ที่มีคราบสกปรกสะสมน้อยมาก จนแทบจะไม่พบเลย ซึ่งของไหลประเภทดังกล่าวนี้จะถือว่าไม่มีค่าเฟว์ลิ่งเลยก็ได้ การถ่ายเทความร้อนผ่านผิวฟิล์มนั้นเป็นการนำความร้อน แต่ผู้ออกแบบแทบจะไม่สามารถทราบได้เลยว่า ทั้งความหนาของฟิล์มและค่าการนำความร้อนของฟิล์มที่เป็นปัญหาในการดำเนินการถ่ายเทความร้อน

ร้อนนั้นมีความเป็นเท่าใด ดังนั้นผู้ออกแบบจึงใช้ตารางค่ามาตรฐานหรือข้อมูลจากการทดลองในการคำนวณค่าเฟว์ลิ่งแฟกเตอร์  $R_f$  โดยที่ค่า  $R_f$  นี้จะอยู่ในเทอมของฟลักซ์ความร้อน  $Q/A$  และผลต่างของอุณหภูมิผ่านชั้นของสิ่งสกปรก  $\Delta T_f$  ดังสมการที่ 3.2

$$R_f = \frac{\Delta T_f}{Q/A} \quad (3.2)$$

จากสมการที่ 3.3 เป็นที่เข้าใจกันว่า ค่า  $R_f$  คือค่าการต้านทานการถ่ายเทความร้อนซึ่งเป็นส่วนกลับของค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนของชั้นสิ่งสกปรก  $h_f$  ดังนี้

$$h_f = \frac{1}{R_f} = \frac{Q/A}{\Delta T_f} \quad (3.3)$$

ในหนังสือหลายๆเล่มกล่าวว่า คราบสกปรกเหล่านี้ เป็นสาเหตุให้ต้องมีการคำนวณค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนของชั้นสิ่งสกปรก ผลจากการเพิ่มค่าคำนวณดังกล่าวทำให้ขนาดขอรีคูเพอเรเตอร์ใดๆขนาดที่ใหญ่ขึ้นกว่าเมื่อปราศจากคราบสกปรก ดังนั้นรีคูเพอเรเตอร์ที่มีการสะสมของคราบต่างๆนั้นจะต้องมีการบำรุงรักษาโดยการทำมาสะอาดเมื่อมีการใช้งานของของไหล อัตราการถ่ายเทความร้อนต่อหน่วยความยาวของท่อจะต้องมีค่าเท่ากับความร้อนที่ผ่านฟิล์มของของไหลภายในท่อ, ฟิล์มของคราบสิ่งสกปรกภายในท่อ, ฟิล์มของคราบสิ่งสกปรกภายนอกท่อและฟิล์มของของไหลภายนอกท่อ ถ้าต้องการให้ผลต่างของอุณหภูมิที่ผ่านความต้านทานความร้อนต่างๆเหล่านี้เพิ่มเข้าไปในผลต่างอุณหภูมิตั้ง (  $T_i - T_o$  ) เราจะได้สมการของกรณีรูปที่ 3.6 ดังนี้

$$Q = \frac{T_i - T_o}{\frac{1}{h_i A_i} + \frac{R_{fi}}{A_i} + \frac{\ln(r_o/r_i)}{2\pi L k_w} + \frac{R_{fo}}{A_o} + \frac{1}{h_o A_o}} \quad (3.4)$$

พิจารณาสมการที่ 3.4 จะถือว่าไม่มีความหนาของคราบสิ่งสกปรก ดังนั้นค่าของ  $R_{fi}$ ,  $R_{fo}$ ,  $A_i$  และ  $A_o$  ดังกล่าวจึงเป็นค่าขณะที่ไม่มีการสะสมของคราบสกปรกเกิดขึ้น ไม่ใช่ว่าเป็นการสะดวกในการคำนวณแต่เนื่องจากเราไม่ทราบข้อมูลใดๆเกี่ยวกับคราบดังกล่าวจึงสามารถละข้อมูลดังกล่าวได้

ดังนั้นเราจะอธิบายค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนรวม  $U^*$  ซึ่งขึ้นอยู่กับพื้นที่ผิวสัมผัสอ้างอิง  $A^*$  ใดๆดังต่อไปนี้

$$Q \equiv U^* A^* (T_i - T_o) \quad (3.5)$$

เปรียบเทียบสมการที่ 3.4 และ 3.5 ด้านบนจะได้

$$U^* = \frac{1}{\frac{A^*}{h_i A_i} + \frac{R_{fi} A^*}{A_i} + \frac{A^* \ln(r_o/r_i)}{2\pi L k_w} + \frac{R_{fo} A^*}{A_o} + \frac{1}{h_o}} \quad (3.6)$$

ซึ่งโดยทั่วไปแล้ว (ไม่ใช่ทุกกรณี) ค่า  $A^*$  จะมีค่าเท่ากับ  $A_o$  ในกรณีที่  $U^* = U_o$  สมการที่ 3.6 จึงกลายเป็น

$$U_o = \frac{1}{\frac{A_o}{h_i A_i} + \frac{R_{fi} A_o}{A_i} + \frac{A_o \ln(r_o/r_i)}{2\pi L k_w} + R_{fo} + \frac{1}{h_o}} \quad (3.7)$$

แต่ถ้าพื้นที่ผิวอ้างอิง  $A^*$  มีค่าเท่ากับ  $A_i$  ทำให้ค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนรวม  $U_i$  จะมีค่าดังสมการด้านล่าง

$$U_i = \frac{1}{\frac{1}{h_i} + R_{fi} + \frac{A_i \ln(r_o/r_i)}{2\pi L k_w} + \frac{R_{fo} A_i}{A_o} + h_o \frac{A_o}{A_i}} \quad (3.8)$$

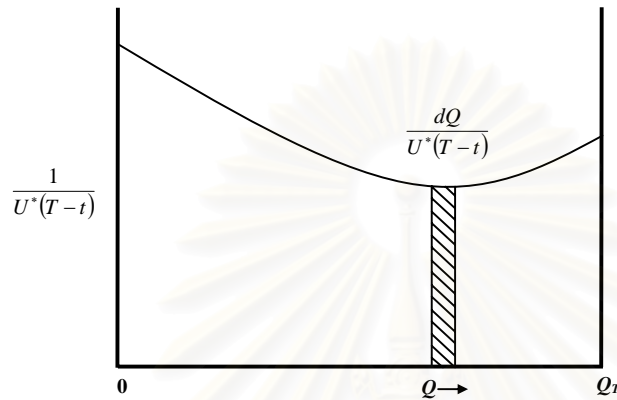
เมื่อเราได้ความสัมพันธ์ของสมการแสดงอัตราการถ่ายเทความร้อนผ่านพื้นที่ผิว  $A$  ที่ผลต่างของอุณหภูมิ  $T-t$  โดยการประยุกต์ใช้ค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนรวม  $U$  ในการทำงานของรีกูเพอเรเตอร์นั้น การเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิในของไหลแต่ละสายจะคำนวณมาจากการสมดุลค่าพลังงานความร้อน เราจึงต้องทำการประยุกต์วิธีการใช้สมการให้เหมาะสมเมื่อเกิดกรณีที่ผลต่างของอุณหภูมิระหว่างของไหลทั้งสองไม่คงที่ ดังนั้นจะปรับสมการที่ 3.8 ให้อยู่ในรูปแบบสมการอนุพันธ์ดังเช่นสมการที่ 3.9 ด้านล่าง

$$dA^* = \frac{dQ}{U^*(T-t)} \quad (3.9)$$

และทำการอินทิเกรตสมการดังกล่าวตั้งแต่เริ่มจนถึงค่าความร้อน  $Q$ ,

$$A^* = \int_0^{Q_T} \frac{dQ}{U^*(T-t)} \quad (3.10)$$

ในการคำนวณถ้า  $1/U^*(T-t)$  เป็นฟังก์ชันของ  $Q$  ดังนั้นเราจะหาพื้นที่ผิวสัมผัสที่ต้องการด้วยการคำนวณเชิงตัวเลขโดยพิจารณาจากรูปที่ 3.7 ใช้สมการที่ 3.10 ภายในสมมุติฐานที่ตั้งไว้และทำการอินทิเกรตสมการซึ่งจะได้สมการดังสมการที่ 3.11



รูปที่ 3.7 การอินทิเกรตหาพื้นที่ผิวสัมผัส  $A^*$

$$A^* = \frac{Q_r}{U^*(MTD)} \quad (3.11)$$

โดยที่  $U^*$  คือ ค่า(สมมุติว่าคงที่)สัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนรวม และ  $MTD$  คือค่าผลต่างอุณหภูมิเฉลี่ยที่จะกล่าวในส่วนต่อไป

สถาบันวิทยบริการ  
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

### 3.3 ค่าผลต่างอุณหภูมิเฉลี่ย (The Mean Temperature Difference)

โดยทั่วไปแล้ว ผลต่างระหว่างอุณหภูมิของของไหลร้อนกับอุณหภูมิของของไหลเย็นที่ปากทางเข้าและที่ปากทางออกของอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนแบบไหลขนาน (Cocurrent Flow), แบบไหลสวนทาง (Countercurrent Flow) และแบบไหลตั้งฉาก (Cross Flow) ย่อมมีค่าที่แตกต่างกัน ดังนั้นในการคำนวณอัตราการแลกเปลี่ยนความร้อน จึงจำเป็นที่จะต้องรู้ค่าเฉลี่ยของผลต่างระหว่างอุณหภูมิของของไหลร้อนและของไหลเย็นที่จุดทุกจุด จากสมมุติฐานที่ว่า

1. ความจุความร้อนจำเพาะของของไหลมีค่าคงที่ตลอดระยะทางการไหลในอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อน
2. ไม่มีการเปลี่ยนแปลงสถานะของของไหลในอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อน
3. สัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนรวมมีค่าคงที่ตลอดระยะทางของการไหล
4. ไม่มีการสูญเสียความร้อนออกนอกอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อน

โดยทั่วไปแล้วเพื่อเพิ่มประสิทธิภาพการถ่ายเทความร้อนของรีกูเพอเรเตอร์ต้องเลือกจำนวนเที่ยวการไหลของของไหลที่อยู่ในเซลล์และจำนวนเที่ยวของการไหลที่อยู่ในท่อให้เหมาะสมกับประเภทความเร็วของของไหลที่ใช้ ผลก็คือ การไหลแบบสวนทางอย่างสมบูรณ์แทบจะไม่เกิดขึ้นเลย ด้วยเหตุนี้จึงมีความจำเป็นต้องค้นค่าผลต่างอุณหภูมิเฉลี่ยเชิงล็อกการิทึมที่คำนวณได้ด้วยตัวคูณชดเชยค่าที่เหมาะสม เพื่อให้ได้ผลต่างของอุณหภูมิเฉลี่ยที่ถูกต้องสำหรับใช้คำนวณอัตราการแลกเปลี่ยนความร้อนของรีกูเพอเรเตอร์ตัวคูณชดเชยนี้เรียกชื่อเต็มว่า ตัวคูณปรับแก้สำหรับหาผลต่างอุณหภูมิเฉลี่ย ( $F$ ) และมีค่าขึ้นกับจำนวนเที่ยวของการไหลในเซลล์และจำนวนเที่ยวของการไหลในท่อ ตัวคูณชดเชยสำหรับหาผลต่างอุณหภูมิเฉลี่ยนี้สามารถเขียนเป็นฟังก์ชันของอัตราส่วนระหว่างผลต่างของอุณหภูมิของของไหลในท่อที่ทางออกและทางเข้ากับผลต่างของอุณหภูมิของของไหลทั้งสองที่ปากทางเข้า

$$F = \frac{MTD}{LMTD} = \frac{\Delta T_m}{\Delta T_{lm}} \quad (3.12)$$

โดยที่

$MTD$  คือ ผลต่างอุณหภูมิเฉลี่ย (Mean Temperature Difference)

$LMTD$  คือ ผลต่างอุณหภูมิเฉลี่ยเชิงล็อกการิทึม (Logarithmic Mean Temperature Difference)

$$\begin{aligned}
 P = \text{Thermal Effectiveness} &= \frac{\text{Range of tube fluid}}{\text{Maximum temperature difference}} \\
 &= \frac{(T_2)_o - (T_2)_i}{(T_1)_i - (T_2)_i} = \frac{T_{g,o} - T_{g,i}}{T_{a,i} - T_{g,i}}
 \end{aligned} \tag{3.13}$$

$$\begin{aligned}
 R = \text{Ratio of Stream Heat Capacity} &= \frac{\text{Range of shell fluid}}{\text{Range of tube fluid}} \\
 &= \frac{(T_1)_i - (T_1)_o}{(T_2)_o - (T_2)_i} = \frac{T_{a,i} - T_{a,o}}{T_{g,o} - T_{g,i}}
 \end{aligned} \tag{3.14}$$

เมื่อ

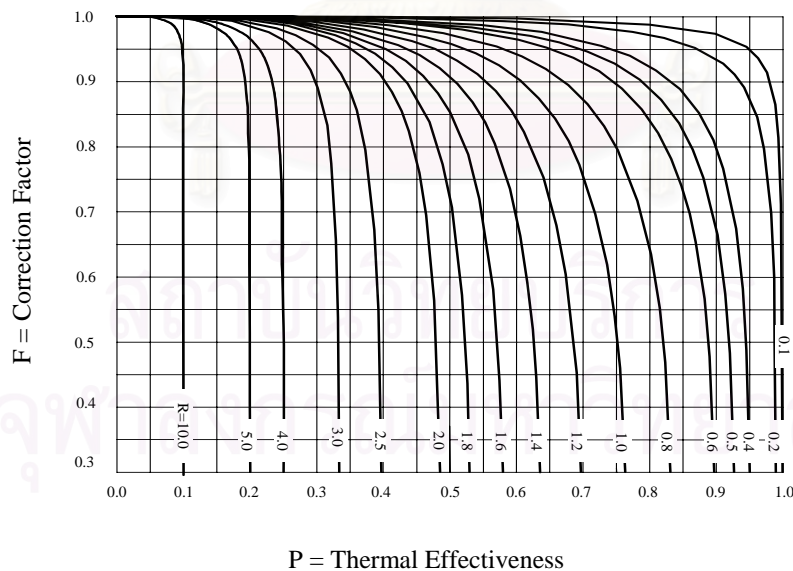
$T_{g,i}$  คือ อุณหภูมิของก๊าซเสียขาเข้ารีคูเพอเรเตอร์

$T_{g,o}$  คือ อุณหภูมิของก๊าซเสียออกกรีคูเพอเรเตอร์

$T_{a,i}$  คือ อุณหภูมิของอากาศขาเข้ารีคูเพอเรเตอร์

$T_{a,o}$  คือ อุณหภูมิของอากาศออกกรีคูเพอเรเตอร์

สมการที่ 3.13 และ 3.14 แสดงค่า  $P$  และค่า  $R$  ที่ใช้ในการคำนวณหาค่าตัวคูณปรับแก้ดังตัวอย่างในรูปที่ 3.8 ด้านล่าง



รูปที่ 3.8 ตัวอย่างของกราฟแสดงค่าตัวคูณปรับแก้ (Correction Factor)

### 3.4 ค่าเฟวล์ลิงแฟคเตอร์ (Fouling Factor)

เมื่อแรกเริ่มใช้รีคูเพอเรเตอร์ ผิวที่แลกเปลี่ยนความร้อนจะยังสะอาดและใหม่อยู่ แต่หลังจากใช้งานไปได้ระยะหนึ่ง สิ่งสกปรกจะเริ่มเกาะติดที่ผิวแลกเปลี่ยนความร้อนทำให้ประสิทธิภาพของการถ่ายเทความร้อนลดลงเรื่อยๆ ในกรณีที่ค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนรวมที่ใช้ออกรีคูเพอเรเตอร์ได้มาจากการคำนวณ โดยที่ไม่ได้คำนึงถึงค่าความสกปรกที่เกิดขึ้น การทำงานของเครื่องในระยะแรกๆจะเป็นไปตามสิ่งที่ต้องการ แต่ในไม่ช้าอัตราการแลกเปลี่ยนความร้อนจะเริ่มลดลงทำให้ต้องลดอัตราการผลิตที่เกี่ยวข้องหรือต้องหยุดการทำงานของรีคูเพอเรเตอร์ชั่วคราว เพื่อทำความสะอาดพื้นผิวแลกเปลี่ยนความร้อน ดังนั้นในการคำนวณออกแบบรีคูเพอเรเตอร์ใดๆ ควรคำนึงถึงสิ่งสกปรกที่จะเกิดขึ้นที่จะมีผลต่อการแลกเปลี่ยนความร้อน โดยตัวแปรดังกล่าวนี้เรียกว่า เฟวล์ลิงแฟคเตอร์ (Fouling Factor)

ตารางที่ 3.1 ค่าเฟวล์ลิงแฟคเตอร์ของน้ำ ( $m^2K/W$ )

อุณหภูมิของของไหลร้อน	จนถึง 390 K		390 – 480 K	
	ต่ำกว่า 325 K		สูงกว่า 325 K	
ประเภทของน้ำระบายความร้อน	ความเร็วของน้ำ			
	น้อยกว่า 0.9 m/s	มากกว่า 0.9 m/s	น้อยกว่า 0.9 m/s	มากกว่า 0.9 m/s
น้ำทะเล	$8.8 \times 10^{-5}$	$8.8 \times 10^{-5}$	$8.8 \times 10^{-5}$	$8.8 \times 10^{-5}$
น้ำเสีย	$3.5 \times 10^{-4}$	$1.8 \times 10^{-4}$	$5.3 \times 10^{-4}$	$3.5 \times 10^{-4}$
น้ำประปาและน้ำบ่อ	$1.8 \times 10^{-4}$	$1.8 \times 10^{-4}$	$3.5 \times 10^{-4}$	$3.5 \times 10^{-4}$
น้ำทะเลสาบ	$1.8 \times 10^{-4}$	$1.8 \times 10^{-4}$	$3.5 \times 10^{-4}$	$3.5 \times 10^{-4}$
น้ำแม่น้ำ	$3.5 \times 10^{-4}$	$1.8 \times 10^{-4}$	$5.3 \times 10^{-4}$	$3.5 \times 10^{-4}$
น้ำโคลน	$5.3 \times 10^{-4}$	$3.5 \times 10^{-4}$	$7.0 \times 10^{-4}$	$5.3 \times 10^{-4}$
น้ำกระด้าง	$5.3 \times 10^{-4}$	$5.3 \times 10^{-4}$	$8.8 \times 10^{-4}$	$1.8 \times 10^{-4}$
น้ำจากปลอกหุ้มเครื่องยนต์ (Engine Jacket)	$1.8 \times 10^{-4}$	$1.8 \times 10^{-4}$	$1.8 \times 10^{-4}$	$1.8 \times 10^{-4}$
น้ำกลั่น	$8.8 \times 10^{-4}$	$8.8 \times 10^{-4}$	$8.8 \times 10^{-4}$	$8.8 \times 10^{-4}$
น้ำเติมหม้อน้ำ (Boiler)	$1.8 \times 10^{-4}$	$8.8 \times 10^{-4}$	$1.8 \times 10^{-4}$	$1.8 \times 10^{-4}$

ลักษณะของสิ่งสกปรกที่เกาะติดบนผิวแลกเปลี่ยนความร้อนมีหลายแบบขึ้นอยู่กับประเภทของของไหลที่ใช้และลักษณะของการใช้งาน เช่นสิ่งสกปรกคล้ายหินปูนที่เกาะอยู่ผิวแลกเปลี่ยนความร้อนของหม้อไอน้ำ (Boiler) หรือสิ่งสกปรกคล้ายฟิล์มเหนียวหนืดเป็นต้น

ตารางที่ 3.1 แสดงค่าของเฟวล์ลิงแฟลคเตอร์ที่ดัดแปลงมาจากตารางที่ TEMA (Tubular Exchanger Manufacturer Association) ของสหรัฐอเมริกาได้ระบุไว้ ซึ่งค่าต่างๆเหล่านี้ต้องขึ้นอยู่กับปริมาณของสิ่งสกปรกที่มีอยู่ในของไหลที่ใช้ด้วย โดยทั่วไปแล้วของไหลที่เป็นของเหลวจะมีค่าเฟวล์ลิงแฟลคเตอร์ค่อนข้างสูง และมีค่าเท่ากับศูนย์สำหรับกรณีที่เป็นก๊าซที่สะอาดก็ได้

ตารางที่ 3.2 ค่าเฟวล์ลิงแฟลคเตอร์ของน้ำมันและของไหลอื่นๆ ( $m^2K/W$ )

#### น้ำมันที่ใช้ในอุตสาหกรรม

น้ำมันเชื้อเพลิง	$8.8 \times 10^{-4}$
น้ำมันหมุนเวียน (สะอาด)	$1.8 \times 10^{-4}$
น้ำมันเครื่องและน้ำมันหม้อแปลงไฟ	$1.8 \times 10^{-4}$
น้ำมันพืช	$5.3 \times 10^{-4}$

#### ก๊าซและไอ

ก๊าซเตาไค้ก	$1.8 \times 10^{-4}$
ก๊าซเสียจากเครื่องยนต์ดีเซล	$1.8 \times 10^{-4}$
ไอของสารอินทรีย์	$8.8 \times 10^{-4}$
ไอน้ำ (ปราศจากน้ำมัน)	$8.8 \times 10^{-4}$
ไอของแอลกอฮอล์	$8.8 \times 10^{-4}$
ไอเสีย (มีน้ำมันของ Reciprocating Engine ปน)	$1.8 \times 10^{-4}$
ไอน้ำที่ใช้ในเครื่องแช่แข็ง (ควบแน่นในเครื่องแช่แข็ง)	$3.5 \times 10^{-4}$
อากาศ	$3.5 \times 10^{-4}$

#### ของเหลวที่ใช้ในอุตสาหกรรม

สารอินทรีย์	$1.8 \times 10^{-4}$
ของเหลวที่ใช้ในเครื่องแช่แข็ง	$1.8 \times 10^{-4}$
น้ำเค็ม (Brine)	$1.8 \times 10^{-4}$



ตารางที่ 3.3 ค่าแฟร็กต์แฟคเตอร์ของน้ำมันดิบ ( $m^2 K/W$ )

อุณหภูมิ	255 – 366 K			367 – 421 K		
ความเร็ว	ต่ำกว่า 0.61 m/s	ต่ำกว่า 0.61 m/s	ต่ำกว่า 0.61 m/s	ต่ำกว่า 0.61 m/s	ต่ำกว่า 0.61 m/s	ต่ำกว่า 0.61m/s
ประเภท						
น้ำมันดิบที่ไล่น้ำออกแล้ว	$5.3 \times 10^{-4}$	$3.5 \times 10^{-4}$	$3.5 \times 10^{-4}$	$5.3 \times 10^{-4}$	$3.5 \times 10^{-4}$	$3.5 \times 10^{-4}$
น้ำมันดิบที่ไม่ได้ไล่น้ำออก	$5.3 \times 10^{-4}$	$3.5 \times 10^{-4}$	$3.5 \times 10^{-4}$	$8.8 \times 10^{-4}$	$7.0 \times 10^{-4}$	$7.0 \times 10^{-4}$
อุณหภูมิ	422 – 532 K			532 K ขึ้นไป		
ความเร็ว	ต่ำกว่า 0.61 m/s	ต่ำกว่า 0.61 m/s	ต่ำกว่า 0.61 m/s	ต่ำกว่า 0.61 m/s	ต่ำกว่า 0.61 m/s	ต่ำกว่า 0.61m/s
ประเภท						
น้ำมันดิบที่ไล่น้ำออกแล้ว	$7.0 \times 10^{-4}$	$5.3 \times 10^{-4}$	$3.5 \times 10^{-4}$	$8.8 \times 10^{-4}$	$7.0 \times 10^{-4}$	$5.3 \times 10^{-4}$
น้ำมันดิบที่ไม่ได้ไล่น้ำออก	$1.06 \times 10^{-4}$	$8.8 \times 10^{-4}$	$7.0 \times 10^{-4}$	$1.23 \times 10^{-4}$	$1.06 \times 10^{-4}$	$8.8 \times 10^{-4}$

### 3.5 ค่าความดันสูญเสีย

ดังที่ได้กล่าวมาแล้วว่า ถ้าความเร็วในการไหลของของไหลในเซลล์และท่อมีค่าเพิ่มขึ้นมากเท่าไร ค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนผ่านฟิล์มในท่อและนอกท่อก็ยิ่งเพิ่มมากขึ้นเท่านั้น ซึ่งก็คือสมรรถนะการถ่ายเทความร้อนจะสูงตามขึ้นด้วย แต่ในทางเดียวกันค่าความดันสูญเสียที่เกิดขึ้นทั้งในท่อละในเซลล์ก็จะเพิ่มตามขึ้นด้วย ผลที่ตามมาคือเครื่องสูบ (Pump) หรือเครื่องอัด (Compressor) ที่ใช้กับของไหลของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนต้องมีขนาดใหญ่ขึ้น และความดันที่เกิดขึ้นในท่อก็มีขนาดสูงขึ้นด้วย ผลที่ได้นี้จึงเป็นสิ่งที่ไม่พึงปรารถนา ไม่ว่าจะมองในแง่ของค่าใช้จ่ายในการเดินเครื่องหรือในแง่ความปลอดภัยของระบบ สรุปแล้วในการออกแบบรีจิวเพอเรเตอร์จึงต้องมีการคำนวณค่าความดันสูญเสียไว้ล่วงหน้าเพื่อความเหมาะสมทั้งด้านการลงทุนและความปลอดภัยที่เกิดขึ้น

#### 3.5.1 ความดันสูญเสียภายในเซลล์ (Shell-Side Pressure Drop)

การคำนวณค่าความดันสูญเสียในเซลล์ โดยอาศัยทฤษฎีอย่างเดียวนั้นทำได้ลำบากมากเพราะมีตัวแปรที่แตกต่างกันอยู่หลายตัว ซึ่งมีวิธีคำนวณค่าความดันสูญเสียในเซลล์อยู่ 2 วิธี ดังนี้

##### 3.5.1.1 Kern Method

พิจารณารูปที่ 3.9 ซึ่งเป็นรูปตัดขวางของท่อ เมื่อ  $P_T$  คือ ระยะพิทช์ของท่อที่มีขนาดเส้นผ่าศูนย์กลาง  $d_o$  นั้นค่า Equivalent diameter  $D_e$  ของเซลล์จะมีเท่ากับ 4 เท่าของ Flow Area ที่แรเงาดังรูปที่ 3.9 ทารด้วย Wetted Perimeter

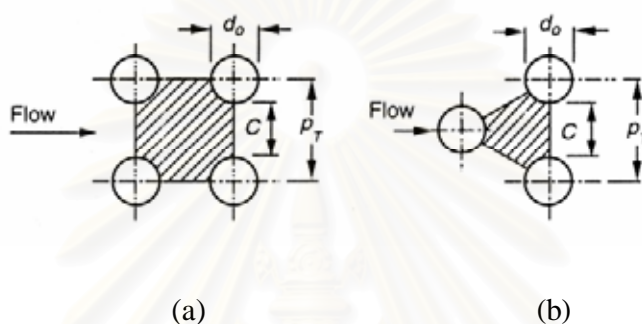
$$D_e = \frac{4 \times \text{Flow Area}}{\text{Wetted Perimeter}} \quad (3.15)$$

ในรูปที่ 3.9 แสดงภาพการจัดท่อแบบแบบ Square Pitch และแบบ Triangular Pitch ซึ่งเราจะประยุกต์การจัดท่อแบบ Square Pitch ให้เข้ากับสมการที่ 3.15 โดยที่ Flow Area เกิดจากพื้นที่สี่เหลี่ยมจัตุรัสของระยะพิทช์  $P_T^2$  ลบด้วยพื้นที่ของวงกลม ดังสมการ 3.16 ด้านล่างดังนี้

$$D_e = \frac{4 \left( P_T^2 - \frac{\pi d_o^2}{4} \right)}{\pi d_o} \quad (3.16)$$

และสำหรับกรณีการจัดท่อแบบ Triangular Pitch จะได้สมการของค่า Equivalent diameter,  $D_e$  ดังนี้

$$D_e = \frac{4 \left( \frac{\sqrt{3}P_T^2}{4} - \frac{\pi d_o^2}{8} \right)}{\frac{\pi d_o}{2}} \quad (3.17)$$



รูปที่ 3.9 ภาพแสดงการจัดท่อแบบ Square (a) และแบบ Triangular (b)

นอกจากนี้ bundle crossflow area,  $A_s$  แสดงดังสมการที่ 3.18 ด้านล่าง

$$A_s = \frac{D_s C B}{P_T} \quad (3.18)$$

เมื่อ  $D_s$  คือเส้นผ่าศูนย์กลางกลางภายในของเซลล์และความเร็วเชิงมวลภายในเซลล์,  $G_s$  นั้นหาได้ดังสมการที่ 3.19 ดังต่อไปนี้

$$G_s = \frac{m_a}{A_s} \quad (3.19)$$

ดังนั้นค่าความดันสูญเสียภายในเซลล์สามารถคำนวณได้จากสมการดังต่อไปนี้

$$\Delta P_s = \frac{f_s G_s^2 (N_b + 1) \cdot D_s}{2\rho D_e} \quad (3.20)$$

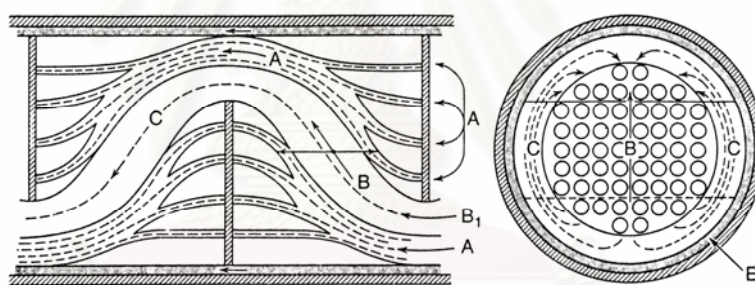
เมื่อค่าสัมประสิทธิ์ความเสียดทานภายในเซลล์,  $f_s$  แสดงดังสมการที่ 3.21

$$f_s = \exp(0.576 - 0.19 \ln(Re_s)) \quad (3.21)$$

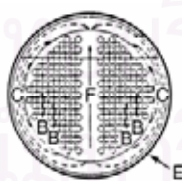
### 3.5.1.2 Bell-Delaware Method

วิธีการคำนวณค่าแรงดันสูญเสียในวิธี Kern Method นั้นเป็นวิธีการวิเคราะห์แรงดันสูญเสียแบบพื้นฐาน ซึ่งความเป็นจริงแล้วความดันสูญเสียในเซลล์จะไม่แปรผันโดยตรงเช่นเดียวกับความดันสูญเสียในท่อ เนื่องจากการไหลของของไหลในเซลล์นั้นมีความซับซ้อน โดยจะมีการไหลผ่านรอยต่อหรือช่องว่างต่างๆซึ่งค่าความดันสูญเสียนั้นจะคลาดเคลื่อนไม่ตรงกับความเป็นจริง

พิจารณารูปที่ 3.10 ซึ่งแสดงการไหลของของไหล 5 สาย โดยที่สาย A ไหลผ่านช่องว่างระหว่างท่อและแผ่นกั้น (Baffle) สาย B นั้นเป็นสายหลักที่ไหลผ่านกลุ่มมัดท่อซึ่งเราออกแบบให้ไหลผ่านทางนี้ สาย C เป็นสายบายพาสที่ไหลอยู่รอบๆกลุ่มมัดท่อโดยไหลระหว่างท่อนอกสุดและผนังเซลล์ด้านใน ส่วนสาย E นั้นเป็นสายที่ไหลผ่านช่องว่างเซลล์และแผ่นกั้น (Baffle) สุดท้าย สาย F คือการไหลผ่านช่องว่างใดๆในกลุ่มมัดท่อ ที่เกิดจากการจัดท่อในรูปแบบของการไหลหลายครั้งดังแสดงในรูปที่ 3.10 (a) และ (b) ด้านล่าง



(a)



(b)

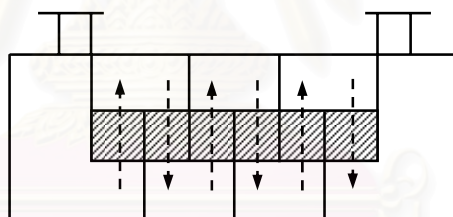
รูปที่ 3.10 (a) แสดงช่องทางการรั่วไหลของของไหลผ่านบายพาสสายต่างๆ, (b) แสดงการรั่วไหลของสาย F ในเซลล์

วิธีการคำนวณค่าแรงดันสูญเสียโดยวิธี Bell-Delaware Method นั้นจะพิจารณาถึงผลของการรั่วไหลของของไหลผ่านช่องว่างหรือรอยรั่วต่างๆซึ่งจะมีผลทั้งความดันและการถ่ายเทความร้อนด้วย ในปัจจุบันวิธี Bell-Delaware Method เป็นที่นิยมใช้และเชื่อถือได้ในการวิเคราะห์ด้านเซลล์ ซึ่งวิธีนี้ ของไหลที่ไหลในสาย B นั้นเป็นสายหลักที่จำเป็น ส่วนสายอื่นๆจะเป็นสายที่ลดการไหลของสาย B โดยจะเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิที่ได้จากการคำนวณให้เปลี่ยนแปลง ซึ่งจะลดอัตราการการถ่ายเทความร้อนและทำให้ค่าความดันสูญเสียมีค่าลดลงด้วย

สำหรับอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนชนิดเซลล์และท่อ (Shell and Tube Heat Exchanger) หรือในที่นี้เรียกว่ารีคูลเพอเรเตอร์ที่มีช่องบายพาสและช่องว่างของการไหลนั้น การคำนวณค่าความดันสูญเสียรวมในเซลล์เกิดจากผลรวมของค่าความดันสูญเสียในส่วนต่างๆ 3 ส่วนดังนี้

1. ความดันสูญเสียในส่วนที่มีการไหลผ่านกลุ่มท่อแบบ Cross Flow (จากปลายถึงปลายของ Baffle) ดังแสดงในรูปที่ 3.11 และมีค่าดังสมการ (3.22)

$$\Delta p_c = \Delta p_{bi} (N_b - 1) R_l R_b \quad (3.22)$$

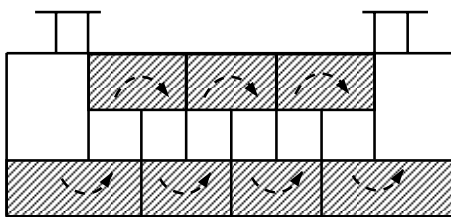


รูปที่ 3.11 ขอบเขตของการไหลภายในระหว่างปลายแผ่นกั้น (Internal)

เมื่อ  $\Delta p_{bi}$  คือค่าความดันสูญเสียใน Equivalent Ideal Tube Bank ในระหว่าง Baffle และ  $N_b$  คือจำนวน Baffle ที่ใช้ในรีคูลเพอเรเตอร์

2. ความดันสูญเสียใน Window ดังรูปที่ 3.12 นั้นเกิดจากการรั่วของของไหลโดยไม่รวมการไหลผ่านช่องบายพาส แสดงดังสมการ (3.23) ดังนี้

$$\Delta p_w = \Delta p_{wi} N_b R_l \quad (3.23)$$



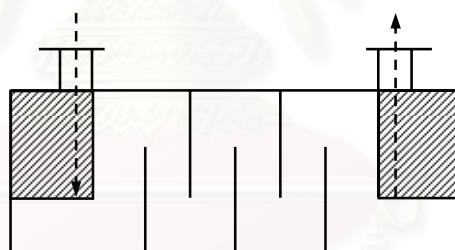
รูปที่ 3.12 ขอบเขตของการไหลในหน้าต่างการไหล (Window)

โดย  $\Delta p_{wi}$  คือค่าความดันสูญเสียใน Equivalent Ideal Tube Bank ในส่วนของ Window

### 3. ความดันสูญเสียที่ทางเข้าและทางออก

$$\Delta p_e = 2\Delta p_{bi} \frac{N_c + N_{cw}}{N_c} R_b R_s \quad (3.24)$$

เมื่อ  $N_c$  คือ จำนวนแถวของท่อที่ของไหลได้ไหลผ่านแบบ Cross Flow ใน 1 ครั้ง และ  $N_{cw}$  คือ จำนวนแถวของท่อที่ไหลอยู่ใน Baffle Window



รูปที่ 3.13 ขอบเขตของการไหลที่ทางเข้าและทางออก (Entrance)

ดังนั้นค่าความดันสูญเสียรวมในเซลล์คือ

$$\Delta p_s = \Delta p_c + \Delta p_w + \Delta p_e \quad (3.25)$$

$$\Delta p_s = [(N_b - 1)\Delta p_{bi} R_b + N_b \Delta p_{wi}] R_t + \left(1 + \frac{N_{cw}}{N_c}\right) R_b R_s \quad (3.26)$$

ส่วนความดันสูญเสียที่ปลายท่อนั้นจะต้องคำนวณแยกและนำมารวมกับความดันสูญเสียรวม  $\Delta p_s$  ต่างหาก สำหรับสมการที่ (3.26) เราจะคำนวณค่า  $\Delta p_{bi}$  จาก

$$\Delta p_{bi} = 4f_i \frac{G_s^2}{2\rho_s} \left( \frac{\mu_{s,w}}{\mu_s} \right)^{0.14} \quad (3.27)$$

โดยการหาค่าสัมประสิทธิ์ความเสียดทานภายในเซลล์,  $f_i$  นั้นจะพิจารณาสมการที่ 3.28-3.29 และตารางที่ 3.4 ดังต่อไปนี้

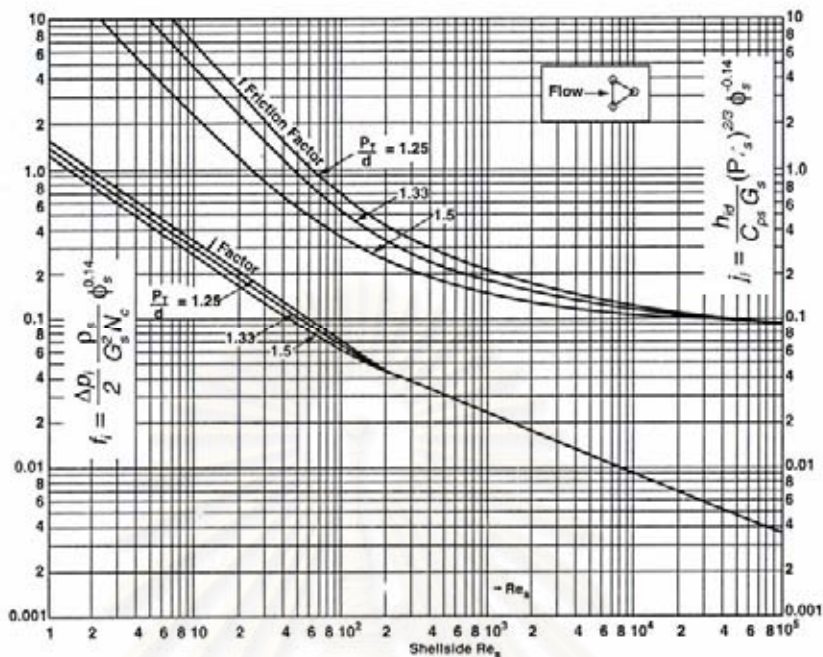
$$f_i = b_1 \left( \frac{1.33}{P_T / d_o} \right)^b (Re_s)^{b_2} \quad (3.28)$$

$$b = \frac{b_3}{1 + 0.14(Re_s)^{b_4}} \quad (3.29)$$

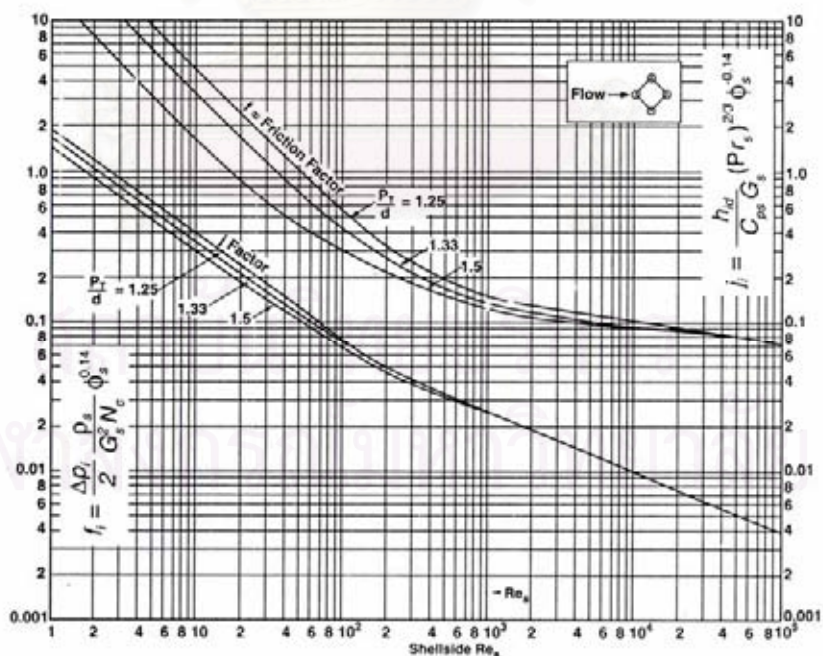
ซึ่งตามในการออกแบบทั่วไปและเพื่อความสะดวกสายนั้นนิยมนำค่า  $f_i$  จากรูปที่ 3.14-3.16 โดยจะแสดงรูปแบบการจัดท่อทั้ง Staggered 30°, Staggered 45° และ in-line 90° ด้วย

ตารางที่ 3.4 ค่าสัมประสิทธิ์  $a$  และ  $b$  สำหรับหาค่าสัมประสิทธิ์ความเสียดทานภายในเซลล์,  $f_i$

Layout Angle	Reynolds Number	$a_1$	$a_2$	$a_3$	$a_4$	$b_1$	$b_2$	$b_3$	$b_4$
30°	$10^5-10^4$	0.321	-3.880	1.450	0.519	0.372	-0.123	7.000	0.500
	$10^4-10^3$	0.321	-0.388			0.486	-0.152		
	$10^3-10^2$	0.593	-0.477			4.570	-0.476		
	$10^2-10$	1.360	-0.657			45.100	-0.973		
	<10	1.400	-0.667			48.000	-1.000		
45°	$10^5-10^4$	0.370	-0.396	1.930	0.500	0.303	-0.126	6.590	0.520
	$10^4-10^3$	0.370	-0.396			0.333	-0.136		
	$10^3-10^2$	0.730	-0.500			3.500	-0.476		
	$10^2-10$	0.498	-0.656			26.200	-0.913		
	<10	1.550	-0.667			32.000	-1.000		
90°	$10^5-10^4$	0.370	-0.395	1.187	0.370	0.391	-0.148	6.300	0.378
	$10^4-10^3$	0.107	-0.266			0.082	0.220		
	$10^3-10^2$	0.408	-0.460			6.090	-0.600		
	$10^2-10$	0.900	-0.631			32.100	-0.963		
	<10	0.970	-0.667			35.000	-1.000		

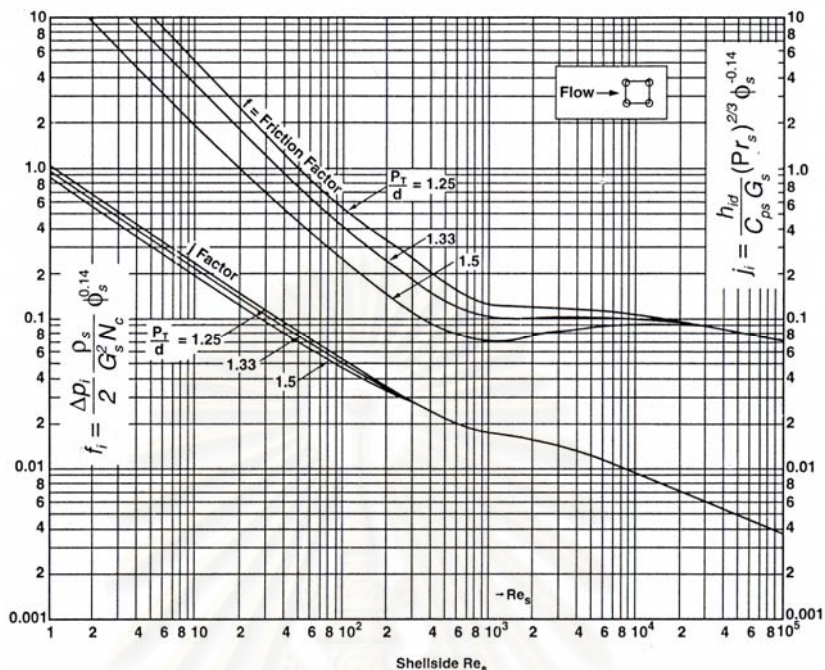


รูปที่ 3.14 แสดงค่าสัมประสิทธิ์ความเสียดทานภายในเชลล์,  $f_i$  สำหรับการจัดท่อแบบ Staggered 30°



รูปที่ 3.15 แสดงค่าสัมประสิทธิ์ความเสียดทานภายในเชลล์,  $f_i$  สำหรับการจัดท่อแบบ Staggered 45°





รูปที่ 3.16 แสดงค่าสัมประสิทธิ์ความเสียดทานภายในเชลล์,  $f_i$  สำหรับการจัดท่อแบบ in-line  $90^\circ$

และสามารถคำนวณค่า Ideal Baffle Window Section,  $\Delta p_{wi}$  ได้ดังนี้

$$\Delta p_{wi} = \frac{\dot{m}_a^2 (2 + 0.6N_{cw})}{2\rho_a A_s A_w} \tag{3.30}$$

จำนวนแถวของท่อที่ของไหลได้ไหลผ่านแบบ Cross Flow ใน 1 ครั้ง,  $N_c$  นั้นสามารถคำนวณได้จาก

$$N_c = \frac{d_i \left(1 - 2 \frac{L_c}{D_s}\right)}{P_p} \tag{3.31}$$

เมื่อค่า  $P_p$  นั้นพิจารณาได้จากรูปที่ 3.17 และตารางที่ 3.5 และค่า  $L_c$  คือระยะช่วงตัดของ Baffle ซึ่งวัดจากปลายด้านตัดของ Baffle จนถึงผิวของเชลล์

จำนวนแถวของ Effective Cross Flow ที่อยู่ใน Window,  $N_{cw}$  สามารถคำนวณได้จากสมการ 3.32 ดังต่อไปนี้

$$N_{cw} = \frac{0.8L_c}{P_p} \quad (3.32)$$

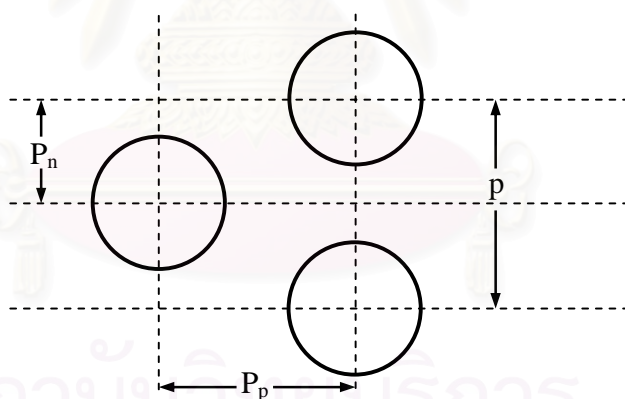
และเราจะหาจำนวน Baffle,  $N_b$  จาก

$$N_b = \frac{L - B_i - B_o}{B} + 1 \quad (3.33)$$

ซึ่งถ้าระยะห่างของ Baffle ที่ทางเข้าและทางออก  $B_i, B_o$  มีค่าเท่ากับ  $B$  ดังนั้นสมการ (3.33) จะลดรูปลงมาเหลือ

$$N_b = \frac{L}{B} - 1 \quad (3.34)$$

ความดันสูญเสียรวมที่ตกในเซลล์ของรีคูลเพอเรเตอร์โดยวิธีนี้จะมีค่าประมาณ 20-30% ของการคำนวณค่าความดันสูญเสียตามปกติแต่ไม่รวมผลที่เกิดจากการรั่วไหลหรือการไหลผ่านช่องบายพาส



รูปที่ 3.17 แสดงระยะพิตซ์โดยภาพตัดตามขวางของท่อ (รูปที่แสดงเป็นการจัดท่อแบบ Triangular)

ตารางที่ 3.5 แสดงระยะพิตช์ตามทิศทางของการไหลแบบต่างๆ

Tube OD (d <sub>o</sub> , in)	Tube Pitch (p, in)	Layout	P <sub>p</sub> (in.)	P <sub>n</sub> (in.)
5/8 = 0.625	13/16 = 0.812	→ ◁	0.704	0.406
3/4 = 0.750	15/16 = 0.938	→ ◁	0.814	0.469
3/4 = 0.750	1.000	→ □	1.000	1.000
3/4 = 0.750	1.000	→ ◇	0.707	0.707
3/4 = 0.750	1.000	→ ◁	0.866	0.500
1	1 1/4 = 1.250	→ □	1.250	1.250
1	1 1/4 = 1.250	→ ◇	0.884	0.884
1	1 1/4 = 1.250	→ ◁	1.082	0.625

### 3.5.2 ความดันสูญเสียภายในท่อ (Tube-Side Pressure Drop)

ค่าความสูญเสียในท่อแบ่งออกได้เป็นค่าความดันสูญเสียที่เกิดขึ้นที่ทางเข้าและทางออก ค่าความดันสูญเสียที่เกิดขึ้นระหว่างของไหลที่ไหลไปในท่อ และค่าความดันสูญเสียที่เกิดขึ้นจากการเปลี่ยนทิศทางของการไหลในร่องก้น (Channel) และในหัวลอย (Floating Head) ซึ่งทั้งหมดนี้ค่าความดันสูญเสียที่เกิดขึ้นมากที่สุดคือค่าที่เกิดจากการไหลผ่านท่อ โดยปกติแล้วความดันสูญเสียที่ทางเข้าและทางออกไม่จำเป็นต้องคำนึงถึงก็ได้

ในการคำนวณค่าความดันสูญเสียภายในท่อนั้นจะต้องทราบจำนวนเที่ยวการไหลของของไหลภายในท่อ  $N_p$  ความยาว  $L$  ของรีคูเพอเรเตอร์ โดยสมการของค่าความดันสูญเสียภายในท่อแสดงดังสมการ (3.35) ดังนี้

$$\Delta P_t = 4f_t \frac{LN_p}{d_i} \rho_t \frac{U_m^2}{2} \quad (3.35)$$

หรือ

$$\Delta P_t = 4f_t \frac{LN_p}{d_i} \times \frac{G_t^2}{2\rho_t} \quad (3.36)$$

สำหรับการเปลี่ยนทิศทางของการไหลนั้นย่อมทำให้เกิดค่าความดันเพิ่มขึ้นดังที่ได้กล่าวมาแล้วโดยพิจารณาการหดและขยายตัวของของไหลที่เกิดขึ้นขณะเปลี่ยนทิศทางการไหลซึ่งจะคำนวณค่าความดันสูญเสียที่เกิดจากการเปลี่ยนแปลงทิศทางของการไหล  $\Delta p_r$  ได้ตามสมการ 3.38

ซึ่งค่าสัมประสิทธิ์ความเสียดทานภายในท่อนั้นมีค่า

$$f_t = (1.58 \ln Re_t - 3.28)^{-2} \quad (3.37)$$

$$\Delta P_r = 4N_p \frac{\rho U_m^2}{2} \quad (3.38)$$

โดยที่

$\Delta P_t$  คือ ค่าความดันสูญเสียที่เกิดจากการไหลในท่อ [Pa]

$\Delta P_r$  คือ ค่าความดันสูญเสียที่เกิดจากการเปลี่ยนแปลงทิศทางของการไหล [Pa]

$N_p$  คือ จำนวนเที่ยวการไหลของของไหลภายในท่อ

$L$  คือ ความยาวของท่อ [m]

$U_m$  คือ ความเร็วเฉลี่ยของการไหลในท่อ [m/s]

$D_i$  คือ เส้นผ่าศูนย์กลางภายในของท่อ [m]

$\rho$  คือ ความหนาแน่นของของไหลภายในท่อ [ $\text{kg/m}^3$ ]

ค่าความดันสูญเสียรวมของของไหลในท่อคือผลรวมของ  $\Delta P_t$  และ  $\Delta P_r$  ที่ได้จากสมการ (3.36) และ (3.37)

$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r$$

$$\Delta P_T = \left( 4f_t \frac{LN_p}{d_i} + 4N_p \right) \frac{\rho U_m^2}{2} \quad (3.39)$$

สถาบันวิทยบริการ  
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

### 3.6 ขั้นตอนการออกแบบและการคำนวณ

ในการออกแบบปฏิกรณ์เพอเรเตอร์โดยทั่วไปนั้นจะมีข้อมูลที่เราทราบจากโรงงานเป็นข้อมูลพื้นฐานในการออกแบบสิ่งหนึ่งคืออุณหภูมิของก๊าซเสียที่วัดได้ ซึ่งเราจะใช้อุณหภูมินี้เป็นอุณหภูมิขาเข้าของก๊าซเสียในปฏิกรณ์เพอเรเตอร์ ( $T_{g,i}$ ) และทราบค่าอุณหภูมิสิ่งแวดล้อมซึ่งจะใช้เป็นอุณหภูมิอากาศขาเข้าในปฏิกรณ์เพอเรเตอร์ ( $T_{a,i}$ ) นอกจากนี้จะต้องทราบอัตราการใช้น้ำมันเชื้อเพลิงปกติที่ใช้ในกระบวนการผลิตก่อนทำการติดตั้งปฏิกรณ์เพอเรเตอร์ ( $Fuel\ Use_{before}$ ) และสองสิ่งสุดท้ายคือ ปริมาณก๊าซคาร์บอนมอนออกไซด์และก๊าซออกซิเจนที่วัดได้ในก๊าซเสีย

ในการคำนวณขนาดของปฏิกรณ์เพอเรเตอร์ตามปกตินั้นมีขั้นตอนการคำนวณที่ค่อนข้างซับซ้อนเนื่องจากมีตัวแปรที่ไม่ทราบค่าอยู่หลายตัว ทำให้เกิดความยุ่งยากในการออกแบบเพราะจะไม่ทราบจุดที่เหมาะสมที่สุดในการออกแบบ ในส่วนนี้จะแสดงสมการและขั้นตอนการคำนวณที่ใช้ในการออกแบบทั้งพื้นฐานและการประยุกต์ใช้ดังต่อไปนี้

#### 3.6.1 การคำนวณอัตราแลกเปลี่ยนความร้อน

ข้อมูลนำเข้าที่ได้จากโรงงานประกอบด้วยอัตราการใช้น้ำมันเชื้อเพลิง ( $Fuel\ Use_{before}$ ) ปริมาณ CO และ  $O_2$  ที่วัดได้ซึ่งเป็นข้อมูลที่น่ามาใช้ในการดุลสมการเคมีเพื่อหาอัตราการไหลของมวลของก๊าซต่างๆที่ประกอบอยู่ในก๊าซเสีย โดยประกอบไปด้วย  $CO_2$ ,  $CO$ ,  $O_2$ ,  $N_2$  และ  $H_2O$

จากสมมุติฐานข้อที่ 4 ในหัวข้อ 3.3 กล่าวไว้ว่าไม่มีการสูญเสียความร้อนออกจากรีปฏิกรณ์เพอเรเตอร์ ดังนั้นพลังงานความร้อนจากก๊าซเสียจะเสมือนว่าส่งผ่านไปยังอากาศที่รับความร้อนทั้งหมดดังสมการต่อไปนี้

$$\begin{aligned} Q &= m_g C_{p,g} (T_{g,i} - T_{g,o}) \\ &= m_a C_{p,a} (T_{a,o} - T_{a,i}) \end{aligned} \quad (3.40)$$

เมื่อ

$m_g$  = อัตราการไหลของมวลของแก๊สเสียขาเข้ารีปฏิกรณ์เพอเรเตอร์ (kg/h)

$m_a$  = อัตราการไหลของมวลของอากาศขาเข้ารีปฏิกรณ์เพอเรเตอร์ (kg/h)

$C_{p,g}$  = ค่าความจุความร้อนจำเพาะของแก๊สเสียเมื่อความดันคงที่ (kJ/kg-K)

$C_{p,a}$  = ค่าความจุความร้อนจำเพาะของอากาศเมื่อความดันคงที่ (kJ/kg-K)

จากสมการที่ 3.40 ตัวแปรที่ทราบค่าซึ่งได้มาจากค่าไฟล้ข้อมูลนำเข้าคือ  $T_{g,i}$  และ  $T_{a,i}$  และสำหรับค่า  $C_{p,a}$  โดยในการออกแบบทั่วไปนั้นจะนิยมใช้การเปิดตารางสมบัติของก๊าซที่อุณหภูมิต่างๆ แต่ในการคำนวณโปรแกรมจะคำนวณค่า  $C_{p,a}$  มาจากความสัมพันธ์ระหว่าง  $T_{a,i}$  กับ  $C_{p,a}$  ในภาคผนวก ก แต่กรณีของ  $C_{p,g}$  นั้นเราจะต้องพิจารณาสมบัติของก๊าซเสียเนื่องจาก ในแต่ละปัญหาจะมีปริมาณก๊าซต่างๆที่รวมอยู่ในก๊าซเสียในปริมาณที่แตกต่างกัน

ดังนั้นพิจารณาเรื่องการสมมูลมวลจะสามารถคำนวณค่าความจุความร้อนจำเพาะของแก๊สเสียเมื่อความดันคงที่ ( $C_{p,g}$ ) ได้ตามสมการที่ 3.41 ดังนี้

$$m_g C_{p,g} = m_{co_2} C_{p,co_2} + m_{co} C_{p,co} + m_{o_2} C_{p,o_2} + m_{n_2} C_{p,n_2} + m_{h_2o} C_{p,h_2o} \quad (3.41)$$

เมื่อ

$$m_{co_2} = \text{มวลของก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ (kg/h)}$$

$$m_{co} = \text{มวลของก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ (kg/h)}$$

$$m_{o_2} = \text{มวลของก๊าซออกซิเจน (kg/h)}$$

$$m_{n_2} = \text{มวลของก๊าซไนโตรเจน (kg/h)}$$

$$m_{h_2o} = \text{มวลของน้ำ (kg/h)}$$

เช่นเดียวกับสมการ 3.41 ด้านบน เราจะทำการหาค่าสมบัติต่างๆของก๊าซเสียต่างๆซึ่งจะใช้ใน ส่วนการคำนวณอื่นๆต่อไป ดังต่อไปนี้

ค่าความหนาแน่น (Density) ของก๊าซเสีย ( $\text{kg/m}^3$ ) ตามสมการที่ 3.42

$$m_g \rho_g = m_{co_2} \rho_{co_2} + m_{co} \rho_{co} + m_{o_2} \rho_{o_2} + m_{n_2} \rho_{n_2} + m_{h_2o} \rho_{h_2o} \quad (3.42)$$

ค่าความหนืด (Viscosity) ของก๊าซเสีย ( $\text{kg/m-s}$ ) ตามสมการที่ 3.43

$$m_g \mu_g = m_{co_2} \mu_{co_2} + m_{co} \mu_{co} + m_{o_2} \mu_{o_2} + m_{n_2} \mu_{n_2} + m_{h_2o} \mu_{h_2o} \quad (3.43)$$

ค่าการนำความร้อน (Conductivity) ของก๊าซเสีย ( $\text{W/m-K}$ ) ตามสมการที่ 3.44

$$m_g K_g = m_{co_2} K_{co_2} + m_{n_2} K_{n_2} \quad (3.44)$$

ค่า Prandtl Number ของก๊าซเสีย ตามสมการที่ 3.45

$$m_g Pr_g = m_{CO_2} \frac{\mu_{CO_2}}{\rho_{CO_2} C_{p,CO_2}} + m_{n_2} \frac{\mu_{n_2}}{\rho_{n_2} C_{p,n_2}} \quad (3.45)$$

และสำหรับการหาค่า  $m_g$  และ  $m_a$  นั้นจะมีการคำนวณตามสมการ 3.46-3.50 ซึ่งเป็นการคำนวณการหาปริมาณอากาศและก๊าซเสียดังนี้

$$A_{a,o} = 2 + \left[ \frac{0.85 \times NHV \times 10^3}{1000 \times 4.187 \times \rho_f} \right] \quad (3.46)$$

$$G_o = 1.11 \times \left[ \frac{NHV \times 10^3}{1000 \times 4.187 \times \rho_f} \right] \quad (3.47)$$

เมื่อ

$A_{a,o}$  คือ ปริมาณอากาศเชิงทฤษฎี ( $\frac{Nm^3}{kg}$ )

$G_o$  คือ ปริมาณอากาศเสียเชิงทฤษฎี ( $\frac{Nm^3}{kg}$ )

$NHV$  คือ ค่าความร้อนต่ำของเชื้อเพลิง ( $\frac{MJ}{l}$ )

$\rho_f$  คือ ค่าความหนาแน่นของเชื้อเพลิง ( $\frac{kg}{l}$ )

โดยปกติแล้วน้ำมันเตา C ซึ่งเป็นเชื้อเพลิงใช้ในการออกแบบโปรแกรมนี้มีค่าความร้อนต่ำของเชื้อเพลิง ( $NHV$ ) 39.0 ( $\frac{MJ}{l}$ ) ซึ่งทำให้ค่า  $A_o$  มีค่า 10.513 ( $\frac{Nm^3}{kg}$ ) และ  $G_o$  มีค่า 11.117 ( $\frac{Nm^3}{kg}$ ) และอัตราส่วนของอากาศ  $m$  มีค่าตามสมการที่ 3.44 ดังนี้

$$m = \frac{21}{21 - O_2} \quad (3.48)$$

$$A_a = A_{a,o} m \quad (3.49)$$

$$G = G_o + A_o(m - 1) \quad (3.50)$$

เมื่อ

$A_a$  คือ ปริมาณอากาศเข้าเผาไหม้ ( $\frac{Nm^3}{kg}$ )

$G$  คือ ปริมาณอากาศของก๊าซเสีย ( $\frac{Nm^3}{kg}$ )

### 3.6.2 การคำนวณค่าผลต่างอุณหภูมิเฉลี่ยเชิงล็อกการิทึม (Logarithmic Mean Temperature Difference, $LMTD$ )

ดังที่ได้กล่าวมาแล้วในหัวข้อที่ 3.3 ในที่มาของค่าผลต่างอุณหภูมิเฉลี่ย แต่สำหรับส่วนนี้จะกล่าวถึงการพิจารณาตัวแปรที่ใช้คำนวณในโปรแกรมซึ่งมีรายละเอียดดังนี้

$$\Delta T_1 = T_{g,i} - T_{a,o} \quad (3.51)$$

$$\Delta T_2 = T_{g,o} - T_{a,i} \quad (3.52)$$

เมื่อ

$\Delta T_1$  คือ ผลต่างระหว่างอุณหภูมิของของไหลที่ปลายทั้งสองที่ปลายอุณหภูมิสูง

$\Delta T_2$  คือ ผลต่างระหว่างอุณหภูมิของของไหลที่ปลายทั้งสองที่ปลายอุณหภูมิต่ำ

ค่าผลต่างอุณหภูมิเฉลี่ยเชิงล็อกการิทึม ( $LMTD$ ) จะมีความสัมพันธ์กันตามสมการ 3.53 โดยแสดงที่ด้านล่างดังนี้

$$LMTD = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln\left(\frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}\right)} \quad (3.53)$$

อัตราการถ่ายเทความร้อนที่เกิดขึ้นนั้นจะมีความสัมพันธ์กันกับพื้นที่ผิวในการถ่ายเทความร้อน ( $A$ ), ค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนรวม ( $U$ ) และค่าผลต่างอุณหภูมิเฉลี่ยเชิงล็อกการิทึม ( $LMTD$ ) ตามสมการ 3.54 ดังนี้

$$Q = UA(LMTD) \quad (3.54)$$

แต่สำหรับรีคูเพอเรเตอร์ที่ซับซ้อนมากขึ้น ได้แก่ อุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนแบบเชลล์และท่อ (Shell and Tube Heat Exchanger) หรืออุปกรณ์ถ่ายเทความร้อนที่มีการไหลแบบตั้งฉาก (Cross Flow) นั้นการคำนวณอัตราการถ่ายเทความร้อนจะคำนวณโดย

$$Q = UAF(LMTD) \quad (3.55)$$



### 3.6.3 การหาตัวคูณปรับแก้ (Correction Factor, $F$ ) สำหรับคำนวณผลต่างอุณหภูมิเฉลี่ย

ตัวคูณปรับแก้ ( $F$ ) นั้นเป็นค่าคงที่ที่อยู่ในช่วงระหว่าง 0 ถึง 1 ซึ่งจะปรับเปลี่ยนค่าไปตามลักษณะและรูปแบบของอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนที่ใช้ในการคำนวณ สำหรับอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนที่เราสนใจคือชนิดเชลล์และท่อนี้จะมีการปรับเปลี่ยนรูปแบบของการไหลโดยมีการไหลแบบ 2-6 เที้ยว ซึ่งทำให้มีอัตราการถ่ายเทความร้อนที่แตกต่างกันเมื่ออุณหภูมิของของไหลเริ่มต้นทั้งสองสายมีค่าเท่ากัน โดยถ้าจำนวนการไหลในเชลล์น้อยๆ อัตราการแลกเปลี่ยนความร้อน ก็จะเกิดขึ้นน้อยกว่าของไหลที่มีจำนวนการไหลไปรับความร้อนหลายๆเที้ยว

ในการคำนวณหาตัวคูณปรับแก้ ( $F$ ) ที่นิยมในการออกแบบและมีความสะดวกอย่างมากในการใช้งานทั่วไปคือการใช้ Chart ที่แสดงความสัมพันธ์ระหว่างค่า  $P$  และ  $R$  ดังสมการที่ 3.13-3.14 และรูปที่ 3.8 แต่สำหรับงานวิจัยนี้การนำข้อมูลแบบ Chart เข้าไปคำนวณในโปรแกรมนั้นทำได้ค่อนข้างลำบาก วิธีการคำนวณหาตัวคูณปรับแก้ ( $F$ ) อีกวิธีหนึ่งคือการใช้ความสัมพันธ์ของค่า  $P$  และ  $R$  ในการพิจารณาค่า  $F$  จากสมการพื้นฐาน โดยมีความสัมพันธ์กันดังนี้

$$P = \frac{1}{R} \left( 1 - \frac{1}{A} \right) \quad (3.56)$$

หรือ

$$A = \frac{1}{1 - PR} \quad (3.57)$$

เมื่อค่าคงที่  $A$  มีค่าแตกต่างกันตามจำนวนของการไหลของของไหล ซึ่งเราจะหาค่าคงที่  $K$  ได้ตามความสัมพันธ์ ดังสมการที่ 3.58 ถึง 3.62

1. การไหลแบบ 2 เที้ยวในเชลล์

$$A = \frac{K}{2} + \left( 1 - \frac{K}{2} \right) e^{2KR} \quad (3.58)$$

2. การไหลแบบ 3 เที้ยวในเชลล์

$$A = K \left[ 1 - \frac{K}{4} - RK \left( 1 - \frac{K}{2} \right) \right] e^{KR} + \left( 1 - \frac{K}{2} \right)^2 e^{3KR} \quad (3.59)$$

3. การไหลแบบ 4 เที้ยวในเซลล์

$$A = \frac{K}{2} \left( 1 - \frac{K}{1} + \frac{K^2}{4} \right) + K \left( 1 - \frac{K}{2} \right) \left[ 1 - \frac{R}{8} K \left( 1 - \frac{K}{2} \right) e^{2KR} \right] + \left( 1 - \frac{K}{2} \right)^3 e^{4KR} \quad (3.60)$$

4. การไหลแบบ 5 เที้ยวในเซลล์

$$A = \left\{ K \left( 1 - \frac{3}{4} K + \frac{K^2}{2} - \frac{K^3}{8} \right) - RK^2 \left[ 1 - K + \frac{3}{4} K^2 - \frac{1}{4} K^3 - \frac{R}{2} K^2 \left( 1 - \frac{K}{2} \right) \right]^2 \right\} e^{KR} \\ + \left[ K \left( 1 - \frac{3}{4} K + \frac{1}{16} K^3 \right) - 3RK^2 \left( 1 - \frac{K}{2} \right)^3 \right] e^{3KR} + \left( 1 - \frac{K}{2} \right)^4 e^{5KR} \quad (3.61)$$

5. การไหลแบบ 6 เที้ยวในเซลล์

$$A = \frac{K}{2} \left( 1 - K + K^2 - \frac{1}{2} K^3 + \frac{1}{8} K^4 \right) + K \left( 1 - K + \frac{3}{4} K^2 - \frac{5}{16} K^3 + \frac{1}{32} K^4 \right) e^{2KR} \\ - RK^2 \left[ 2 - 3K + 3K^2 - \frac{7}{4} K^3 + \frac{3}{8} K^4 - RK^2 \left( 2 - 3K + \frac{3}{2} K^2 - \frac{1}{4} K^3 \right) \right] e^{2KR} \\ + \left[ \frac{K}{2} \left( 2 - 2K + \frac{1}{2} K^3 - \frac{1}{8} K^4 \right) - 4RK^2 \left( 1 - \frac{K}{2} \right)^4 \right] e^{4KR} + \left( 1 - \frac{K}{2} \right)^5 e^{6KR} \quad (3.62)$$

เมื่อหาค่า  $K$  ได้จะพิจารณาค่าตัวคูณปรับแก้ ( $F$ ) จากสมการที่ (3.63)

$$K = 1 - \exp \left( - \frac{1}{N_p F \delta} \right) \quad (3.63)$$

หรือ

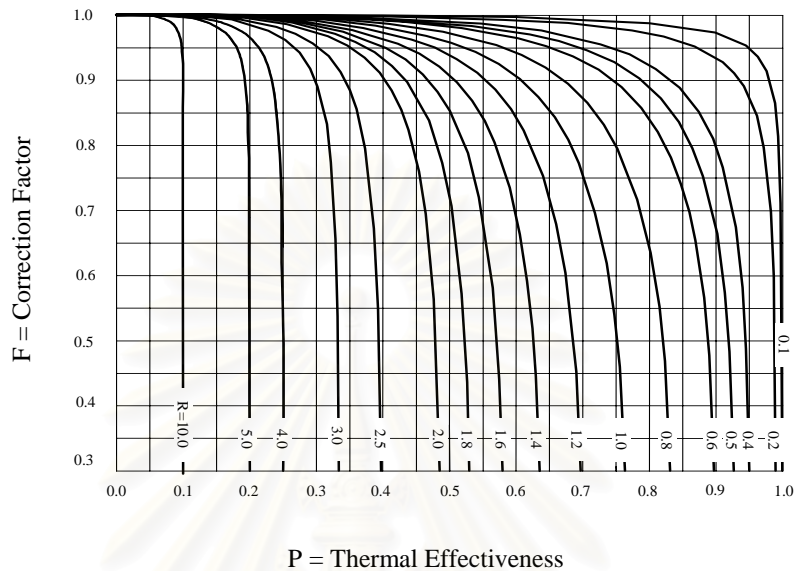
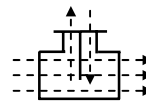
$$F = \frac{-1}{N_p \times \delta \times \ln(1-K)} \quad (3.64)$$

โดยที่  $\delta$  สัมพันธ์กับค่า  $P$  และ  $R$  ดังสมการ (3.65) ต่อไปนี้

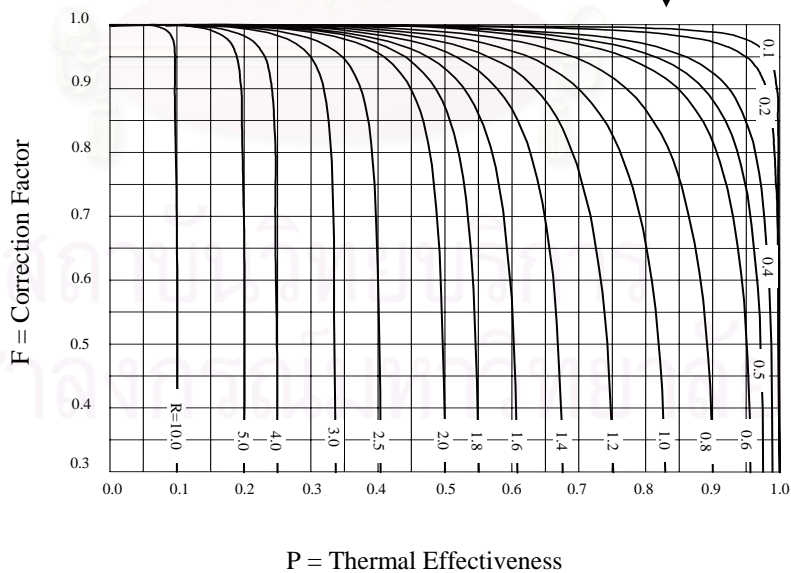
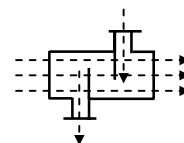
$$\delta = \frac{(R-1)}{\ln(1-P) \times (1-PR)} \quad (3.65)$$

เมื่อ

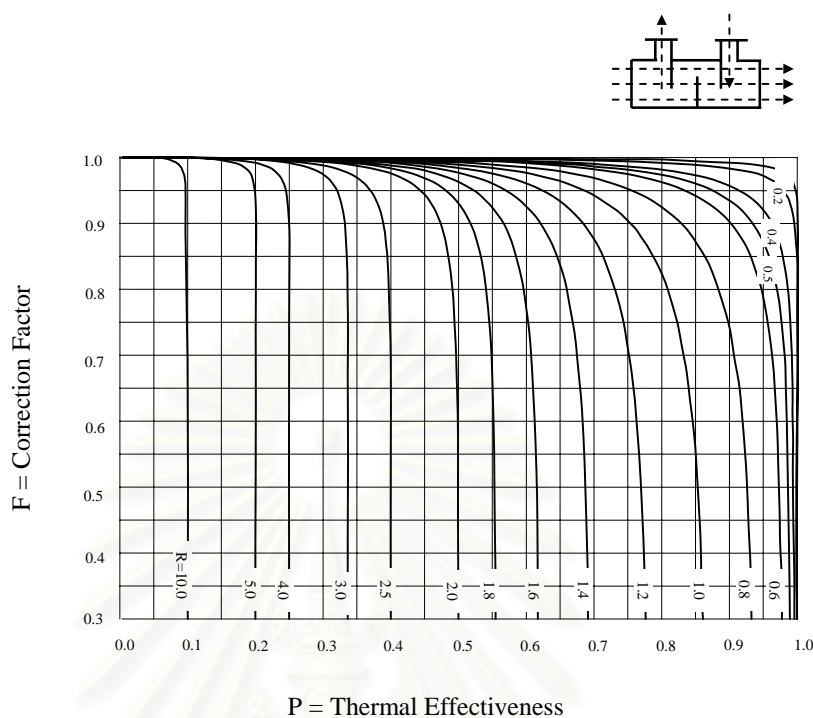
$N_p$  คือ จำนวนเที้ยวการไหลของของไหลภายในท่อ



รูปที่ 3.18 ความสัมพันธ์ของค่าผลต่างอุณหภูมิเฉลี่ยชนิดการไหลแบบ 2 เที้ยว



รูปที่ 3.19 ความสัมพันธ์ของค่าผลต่างอุณหภูมิเฉลี่ยชนิดการไหลแบบ 3 เที้ยว



รูปที่ 3.20 ความสัมพันธ์ของค่าผลต่างอุณหภูมิเฉลี่ยชนิดการไหลแบบ 4 เที้ยว

### 3.6.4 การกำหนดพื้นที่ถ่ายเทความร้อน

หลังจากคำนวณตัวแปรจากสมการที่ 3.55 คือ ผลต่างอุณหภูมิเฉลี่ย (*LMTD*) อัตราการถ่ายเทความร้อน (*Q*) และค่าตัวคูณปรับแก้ (*F*) แล้วจะพบว่าตัวแปรที่ยังไม่ทราบค่า นั้นจะเหลือเพียง 2 ค่า คือ ค่าพื้นที่ถ่ายเทความร้อน (*A*) และสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนรวม ดังนั้นในการคำนวณโดยทั่วไป จะต้องสมมุติค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนรวมที่เหมาะสมขึ้น โดยการสมมุติค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนรวมนี้เป็นสิ่งที่สำคัญมาก อาจจะทำให้ได้โดยการอาศัยประสบการณ์หรืออ้างอิงค่าที่ได้จากการทดลองก็ได้

หลังจากนั้นเราจะสามารถคำนวณพื้นที่ถ่ายเทความร้อนและเลือกขนาดของท่อ โดยในโปรแกรมคำนวณนั้นจะทำการคำนวณทุกขนาดของท่อที่มีขายทั่วไป โดยขนาดและราคาของท่ออ้างอิงวันที่ 14 สิงหาคม 2546 มีรายละเอียดตามตารางที่ 3.6 ดังนี้

ตารางที่ 3.6 แสดงรายละเอียดของท่อสแตนเลสที่ใช้งาน (อ้างอิงวันที่ 14 สิงหาคม 2546)

ขนาดเส้นผ่าศูนย์กลางภายนอก ( $D_o$ ) นิ้ว	ราคาท่อสแตนเลส (ต่อ 6 เมตร)		ความหนา (มิลลิเมตร)
	304	316 L	
1/2	663	1350	2.11
3/4	858	1710	2.11
1	1053	2712	2.77
1 1/4	1373	3180	2.77
1 1/2	1599	3834	2.77
2	1989	4890	2.77
2 1/2	2535	5520	3.05
3	2964	7440	3.05
4	3900	9420	3.05

### 3.6.5 การคำนวณค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อน

หลังจากโปรแกรมได้สมมุติขนาดของท่อสแตนเลสขนาดแรกและสมมุติตัวแปรที่ใช้ในการออกแบบอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนที่เหลือซึ่งก็คือ ความยาวของท่อ อัตราส่วนระยะห่างระหว่างท่อ และจำนวนเที่ยวในการไหลผ่านในเซลล์ ซึ่งจะกล่าวถึงโดยละเอียดในบทที่ 5 โปรแกรมจะทราบขนาดของรีคูเพอเรเตอร์ในรอบแรกและทำการคำนวณค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนภายในท่อและภายในเซลล์ ซึ่งจะนำมาคำนวณค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนรวมทางทฤษฎีใหม่อีกครั้งและกลับไปตรวจสอบกับค่าที่สมมุติในครั้งแรก ถ้ามีความแตกต่างระหว่างค่าที่สมมุติครั้งแรกกับค่าที่คำนวณใหม่มากเกินไป โปรแกรมจะทำการคำนวณขนาดของรีคูเพอเรเตอร์ใหม่ โดยจะสมมุติค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนรวมใหม่อีกครั้ง และจะทำซ้ำจนกว่าค่าที่ได้ใกล้เคียงกับที่ต้องการ จึงจะหยุดการทำงาน

### 3.6.5.1 สัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนผ่านฟิล์มในท่อ

ค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนผ่านฟิล์มของของไหลที่อยู่ในท่อจะขึ้นกับเส้นผ่าศูนย์กลางภายในของท่อ ความหนืดและความหนาแน่น ความจุความร้อนจำเพาะ และคุณสมบัติอื่นๆของของไหล ดังที่กล่าวรายละเอียดไว้ในหัวข้อ 3.6.1 โดยจะมีสมการสำหรับหาค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนผ่านฟิล์มในท่อดังสมการที่ 3.66- 3.69 ดังต่อไปนี้

$$Re_t = \frac{\rho_g V_g d_i}{\mu_g} \quad (3.66)$$

สมการพื้นฐานของค่าเรย์โนลด์ส์สำหรับการไหลภายในท่อเป็นดังสมการ 3.66 โดยที่

$Re_t$  = เลขเรย์โนลด์ส์ของการไหลภายในท่อ

$d_i$  = เส้นผ่าศูนย์กลางภายในท่อ (เมตร)

สำหรับกรณีที่  $Re_t < 2000$

ลักษณะการไหลของของไหลภายในท่อจะมีลักษณะเป็น Laminar โดยมีค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนผ่านฟิล์มในท่อมีค่าตามสมการที่ 3.67

$$h_i = 0.17 Re_t^{0.3} \times Pr_t^{0.4} \times \frac{K_g}{d_i} \quad (3.67)$$

และกรณีที่  $Re_t > 10000$

การไหลของของไหลภายในท่อจะมีลักษณะเป็น Turbulent และมีค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนผ่านฟิล์มในท่อมีค่าตามสมการที่ 3.68

$$h_i = 0.023 Re_t^{0.8} \times Pr_t^{0.4} \times \frac{K_g}{d_i} \quad (3.68)$$

สำหรับกรณีที่  $2000 < Re_t < 10000$

เป็นช่วงการไหลภายในท่อที่อยู่ในช่วง Transient โดยจะมีค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนผ่านฟิล์มในท่อมีค่าตามสมการที่ 3.69 ต่อไปนี้

$$h_i = C \times Pr_i^{0.4} \times \frac{K_g}{d_i} \quad (3.69)$$

เมื่อ

$$C = 8.2917 + 0.0052875(Re_i) - 4.5833 \times 10^{-8} (Re_i)^2 \quad (3.70)$$

### 3.6.5.2 สัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนผ่านฟิล์มนอกท่อ

ค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนผ่านฟิล์มนอกท่อ จะขึ้นกับโครงสร้าง ระยะห่างระหว่างแผ่นกั้น (Baffle) พื้นที่ และลักษณะของการไหล ตลอดจนเส้นผ่าศูนย์กลางภายนอกของท่อและวิธีจัดเรียงท่อถ่ายเทความร้อน ดังนั้นการคำนวณสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนผ่านฟิล์มนอกท่อโดยอาศัยทฤษฎีเพียงอย่างเดียวจึงอาจจะมีข้อผิดพลาดได้เนื่องจากรายละเอียดของรีคูเพอเรเตอร์ในแบบต่างๆที่ได้กล่าวมาแล้วข้างต้น

$$Nu_D = \frac{h_o D_o}{K_a} = c Re_s^n Pr_{air}^{\frac{1}{3}} \quad (3.71)$$

ซึ่งเราสามารถจัดรูปของสมการ 3.71 เพื่อหาค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนผ่านฟิล์มนอกท่อเพื่อให้ใช้งานได้ง่ายขึ้นดังสมการที่ 3.72 ดังต่อไปนี้

$$h_o = c Re_s^n Pr_{air}^{\frac{1}{3}} \times \frac{K_a}{D_o} \quad (3.72)$$

เมื่อค่าเรย์โนลด์ส์สำหรับการไหลภายนอกท่อหรือภายในเซลล์นั้นมีสมการดังสมการที่ 3.73 ดังนี้

$$Re_s = \frac{G_s D_e}{\mu_a} \quad (3.73)$$

โดยที่ค่า Equivalent diameter ( $D_e$ ) ดังแสดงในสมการ 3.16 มีสมการดังนี้

$$D_e = \frac{4 \left( \frac{\sqrt{3} P_T^2}{4} - \frac{\pi d_o^2}{8} \right)}{\frac{\pi d_o}{2}}$$

และค่า  $G_s$  แสดงไว้ในหัวข้อ 3.6.1.1 ในสมการที่ 3.19 มีค่าดังนี้

$$G_s = \frac{m_a}{A_s}$$

นอกจากนั้นค่าคงที่  $n$  และ  $c$  ที่แสดงในสมการที่ 3.62 จะมีค่าตามการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนระยะระหว่างท่อดังต่อไปนี้

ตารางที่ 3.7 แสดงค่าคงที่สำหรับหาค่าสัมประสิทธิ์ถ่ายเทความร้อนเมื่อจัดเรียงท่อแบบแถวตรง

Sp/Do	Sn/Do							
	1.25		1.5		2		3	
	C	n	C	n	C	n	C	n
1.25	0.386	0.592	0.305	0.608	0.111	0.704	0.703	0.752
1.5	0.407	0.586	0.278	0.620	0.112	0.702	0.753	0.744
2	4.464	0.570	0.332	0.602	0.254	0.632	0.220	0.648
3	0.322	0.601	0.396	0.584	0.415	0.581	0.317	0.608

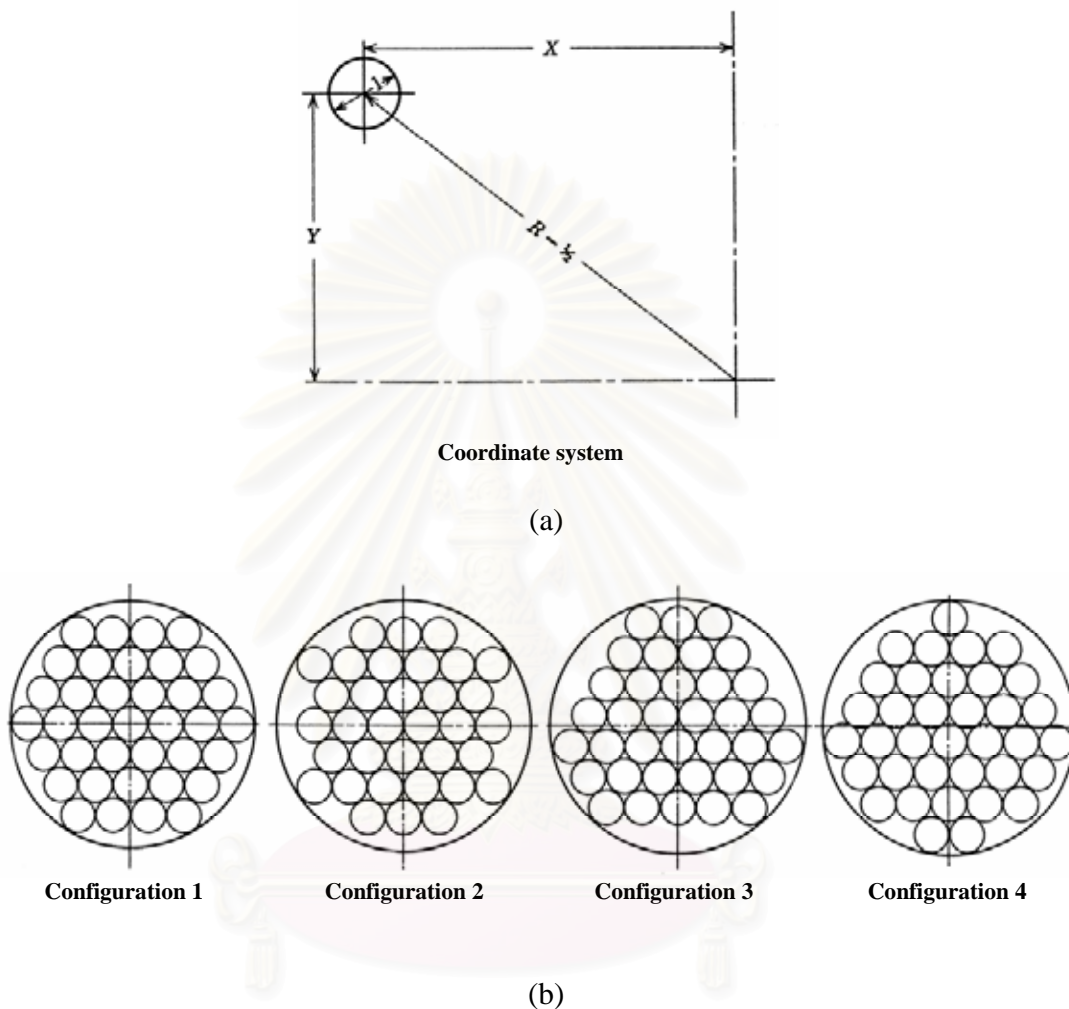
ตารางที่ 3.8 แสดงค่าคงที่สำหรับหาค่าสัมประสิทธิ์ถ่ายเทความร้อนเมื่อจัดเรียงท่อแบบทะแยงแถว

Sp/Do	Sn/Do							
	1.25		1.5		2		3	
	C	n	C	n	C	n	C	n
0.60	-	-	-	-	-	-	0.236	0.0636
0.90	-	-	-	-	0.495	0.571	0.445	0.581
1.00	-	-	0.552	0.558	-	-	-	-
1.125	-	-	-	-	0.531	0.565	0.575	0.560
1.25	0.575	0.556	0.561	0.554	0.576	0.556	0.579	0.562
1.50	0.501	0.568	0.5	0.562	0.502	0.568	0.542	0.568
2.00	0.448	0.572	0.462	0.568	0.535	0.556	0.498	0.570
3.00	0.344	0.592	0.395	0.580	0.488	0.562	0.467	0.574

สำหรับการเลือกใช้ระยะห่างระหว่างท่อในตารางที่ 3.7-3.8 นั้นจะกล่าวถึงต่อไปในหัวข้อที่ 3.6.6 เรื่องการจัดวางท่อต่อไป



### 3.6.6 การจัดวางท่อ



รูปที่ 3.21 (a) แสดงระยะพิกัดของท่อที่ตำแหน่งต่างๆตามค่าพารามิเตอร์ (b) แสดงรูปแบบการจัดท่อที่ตำแหน่งจุดศูนย์กลางเซลล์แบบต่างๆ

$X$	$\frac{1}{2}(P-1)$	$\frac{1}{2}(P-1)$	$\frac{1}{2}(P-1)$	$\frac{1}{2}(P-1)$
$Y_U$	$\frac{\sqrt{3}}{2}(Q-1)$	$\frac{\sqrt{3}}{2}(Q-1)$	$\frac{\sqrt{3}}{6}(3Q-2)$	$\frac{\sqrt{3}}{4}(2Q-1)$
$Y_L$	$\frac{\sqrt{3}}{2}(Q-1)$	$\frac{\sqrt{3}}{2}(Q-1)$	$\frac{\sqrt{3}}{6}(3Q-1)$	$\frac{\sqrt{3}}{4}(2Q-1)$

ในการออกแบบรีคูเพอเรเตอร์โดยทั่วไปนั้น เมื่อคำนวณพื้นที่ถ่ายเทความร้อนและหาจำนวนท่อที่ใช้ได้แล้ว จะต้องจัดวางท่อที่คำนวณได้ลงในเซลล์เพื่อหาขนาดของเซลล์ที่จะใช้ในการออกแบบต่อไป แต่การจัดท่อที่คำนวณได้นั้นเป็นสิ่งที่ทำได้ค่อนข้างลำบากและใช้ระยะเวลามากในการออกแบบให้ท่อทั้งหมดอยู่ในเซลล์ที่มีลักษณะเป็นทรงกระบอก (Cylinder) ดังนั้นในการออกแบบที่นิยมใช้โดยการหลีกเลี่ยงการใช้เซลล์รูปทรงกระบอกก็คือ การใช้เซลล์ที่มีลักษณะเป็นปริซึมสี่เหลี่ยม เนื่องจากออกแบบการวางท่อยากกว่าและมีการสร้างที่ค่อนข้างง่าย

แต่ความเป็นจริงในการคำนวณค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนที่ผ่านฟิล์มนอกท่อและค่าความดันสูญเสียในเซลล์นั้นจะมีค่าคลาดเคลื่อนไปจากทฤษฎีไปอย่างมาก ดังนั้นในส่วนนี้จะเป็นการจัดวางท่อแบบทรงกระบอก (Cylinder) ตามมาตรฐานของ TEMA ซึ่งมีรายละเอียดแสดงดังต่อไปนี้

$$\left(R - \frac{1}{2}\right)^2 = X^2 + Y^2 \quad (3.67)$$

โดยที่

$X$  = ฟังก์ชันของ  $P$

$Y$  = ฟังก์ชันของ  $Q$

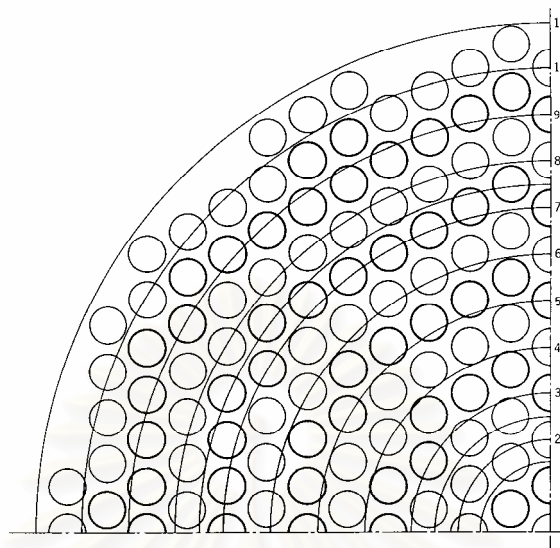
$P$  = จำนวนท่อ/แถว

$Q$  = จำนวนแถว (โดยแถวที่หนึ่งคือแถวที่ยาวที่สุดที่ติดกับเส้นผ่าศูนย์กลางเซลล์)

$Y_U = Y$  ในส่วนบนของครึ่งวงกลม

$Y_L = Y$  ในส่วนล่างของครึ่งวงกลม

สถาบันวิทยบริการ  
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย



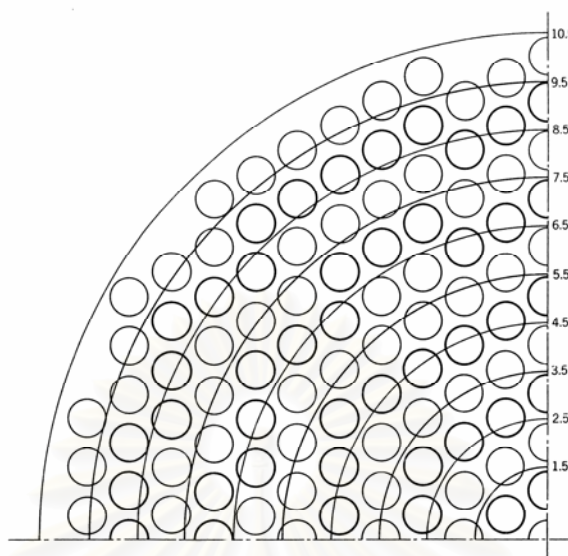
(a)

รูปที่ 3.22 การจัดท่อแบบ Triangular Pitch สำหรับ Header Sheets

ตารางที่ 3.9 (a) สมบัติต่างๆของการจัดท่อเมื่อระยะห่างระหว่างท่อมีค่า 1

รัศมี	พื้นที่วงกลม	จำนวนท่อที่อยู่ภายใน	จำนวนท่อ	พื้นที่สูญเสีย (%)
4	50.2	55	62.7	12.3
5	78.6	85	90.7	4.5
6	113.1	121	130.8	7.5
7	154	161	177.8	9.4
8	201	211	232.3	9.2
9	254	265	294.3	12
10	314	337	363	7.2
11	381	415	440	5.7

รูปที่ 3.9 (a) และ (b) แสดงการจัดท่อแบบ Triangular Pitch สำหรับ Header Sheets โดยมีรายละเอียดตามตารางที่ 3.9 (a) และ (b) ดังนี้



(b)

รูปที่ 3.22 (ต่อ) การจัดท่อแบบ Triangular Pitch สำหรับ Header Sheets

ตารางที่ 3.9 (b) สมบัติต่างๆของการจัดท่อเมื่อระยะห่างระหว่างท่อมีค่า 1

รัศมี	พื้นที่วงกลม	จำนวนท่อที่อยู่ภายใน	จำนวนท่อ	พื้นที่สูญเสีย (%)
1.5	7.1	7	8.18	14.40
2.5	19.6	19	22.70	16.30
3.5	38.5	37	44.50	16.90
4.5	63.7	61	73.70	17.20
5.5	92.5	91	110.00	17.30
6.5	132.6	139	153.20	9.30
7.5	177.0	187	204.30	8.50
8.5	227.0	241	262.00	8.00
9.5	284.0	301	323.60	7.00
10.5	346.0	367	400.00	8.30

### 3.6.7 การนำความร้อนกลับมาใช้ใหม่ (Heat Recovery)

หลังจากที่คำนวณขนาดที่เหมาะสมที่สุดของรีคูเพอเรเตอร์แบบเซลล์และท่อและทำการติดตั้งอุปกรณ์เข้ากับระบบแล้ว อากาศที่ได้รับความร้อนจากรีคูเพอเรเตอร์จะเข้าไปใช้ในการเผาไหม้ใหม่อีกครั้ง เราจะพิจารณาปริมาณความร้อนที่ไ้ลดลงหลังจากการติดตั้งรีคูเพอเรเตอร์นี้ โดยพลังงานที่เข้าไปก็คือพลังงานความร้อนที่ได้จากการอุ่นอากาศนั่นเอง

$$Q_h = m_a C_{p,a} (T_{a,o} - T_{a,i}) \quad (3.74)$$

จากสมการที่ 3.74 แสดงค่าพลังงานความร้อนที่เกิดขึ้นหลังจากการอุ่นอากาศแล้วโดยที่  $Q_h$  คือ ค่าพลังงานความร้อนที่เกิดจากการอุ่นอากาศ (kJ/hr.)

สำหรับสมการที่ 3.75 ใช้เพื่อหาค่าปริมาณเชื้อเพลิงที่ประหยัดขึ้นหลังจากการติดตั้งรีคูเพอเรเตอร์แล้ว

$$\dot{m}_{sf} = \frac{Q_h \times 10^3}{HHV} \quad (3.75)$$

เมื่อ

$\dot{m}_{sf}$  = อัตราน้ำมันเชื้อเพลิงที่ประหยัดได้ (L/hr.)

$HHV$  = ค่าความร้อนสูง (High Heating Value) ของน้ำมันเชื้อเพลิง (MJ/l)

### 3.6.8 การคำนวณค่าใช้จ่ายตลอดอายุการใช้งานของอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อน (Life Cycle Cost of Heat Exchanger)

การออกแบบหรือการสร้างถือว่าเป็นส่วนหนึ่งของงานวิศวกรรม แต่เศรษฐศาสตร์ถือว่าเป็นกฎเกณฑ์สำคัญที่จะนำมาใช้ในการตัดสินใจด้านวิศวกรรม ดังนั้นในการดำเนินการใดๆ จึงจำเป็นต้องพิจารณาถึงด้านเศรษฐศาสตร์เข้าไปด้วยเสมอ ทั้งนี้เพื่อให้การลงทุนได้รับผลตอบแทนอย่างเพียงพอซึ่งโดยทั่วไปแล้วสภาพการทำงานที่เหมาะสมของอุปกรณ์ใดจะหมายถึง สภาพการทำงานของอุปกรณ์ที่ใช้ต้นทุนที่ต่ำที่สุดแล้วได้รับผลตอบแทนกลับมามากที่สุด นั่นคือ การพิจารณาออกแบบให้ค่าใช้จ่ายทั้งหมดตลอดอายุการใช้งาน ( Life Cycle Cost ) ของอุปกรณ์มีค่าต่ำที่สุดนั่นเอง

ค่าใช้จ่ายตลอดอายุการใช้งานของอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อน ( Life Cycle Cost of Heat Exchanger) ประกอบไปด้วย

$$LCC = CC + EC + MC \quad (3.76)$$

- เมื่อ  $LCC$  = ค่าใช้จ่ายตลอดอายุการใช้งานของอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อน
- $CC$  = ค่าใช้จ่ายเบื้องต้น (Capital Cost)
- $EC$  = ค่าใช้จ่ายด้านพลังงาน (Energy Cost)
- $MC$  = ค่าใช้จ่ายในการซ่อมบำรุงรักษา (Maintenance Cost)
- โดยที่  $CC$  = ค่าท่อ Stainless Steel + ค่าเหล็กแผ่น Carbon Steel + ค่าพัดลม (Blower) + ค่าแรง
- $MC$  = 5 % ของ  $CC$
- $EC$  = กำลังงานในการขับพัดลม (kW) × ชั่วโมงทำงาน (h) × ราคาไฟฟ้า (บาท/kW-h)
- กำลังงานในการขับพัดลม มีค่า  $\frac{V\Delta P}{\eta}$  (kW)
- $V$  = อัตราการไหลเชิงปริมาตร ( $\frac{m^3}{s}$ )
- $\Delta P$  = ความดันสูญเสียรวม (Pa)
- $\eta$  = ประสิทธิภาพของรีคูเพอเรเตอร์

พิจารณาค่าใช้จ่ายที่ประหยัดได้จากการติดตั้งรีคูเพอเรเตอร์ ตามสมการที่ 3.75 จากการหามวลของน้ำมันเชื้อเพลิง ดังนั้นค่าใช้จ่ายทั้งหมดเกี่ยวกับรีคูเพอเรเตอร์คือค่าใช้จ่ายเกี่ยวกับอุปกรณ์และค่าใช้จ่ายด้านเชื้อเพลิงหลังจากติดตั้งอุปกรณ์แล้ว

สถาบันวิทยบริการ  
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

### 3.7 วิธีวิเคราะห์ทางเศรษฐศาสตร์

การประเมินศักยภาพในการปรับปรุงระบบ จะใช้วิธีวิเคราะห์ทางเศรษฐศาสตร์เป็นตัวประเมินว่ามีศักยภาพมากน้อยเพียงใด ซึ่งวิธีวิเคราะห์ได้แก่ ระยะเวลาคืนทุน (*Pay-back period*) และผลตอบแทนการลงทุน (*Internal rate of return*)

#### 3.7.1 ระยะเวลาคืนทุน (*Pay-back period, n*)

คือเวลาที่ต้องการเพื่อให้การลงทุนเริ่มต้นได้รับการคืนทุนสามารถคำนวณได้จากสมการทั้งสองสมการที่จะกล่าวคือสมการที่ 3.77 และ 3.88 ดังต่อไปนี้

$$CRF = \frac{i(1+i)^n}{(1+i)^n - 1} \quad (3.77)$$

เมื่อ  $CRF$  คือ *Capital recovery factor* (ค่าเงินที่ประหยัดได้/ราคาอุปกรณ์)

$i$  คือ *Annual rate of interest*

$n$  คือ *Pay-back period*

โดยที่ ค่าเงินที่ประหยัดได้ คือ ราคาที่ประหยัดได้เมื่อติดตั้งอุปกรณ์-ค่าใช้จ่ายในการเดินอุปกรณ์-ค่าบำรุงรักษา

หรืออาจหาค่า *Pay - Back period* ได้โดยตรงจากสมการ

$$Pay - Back Period = \frac{First Cost}{Yearly Benefit - Yearly Cost} \quad (3.78)$$

#### 2.6.1 อัตราผลตอบแทนการลงทุน (*Internal rate of return, IRR*)

หมายถึงการคำนวณหาอัตราคิดลด (*Discount rate*) ที่มีผลทำให้มูลค่าปัจจุบันของเงินสดที่ได้รับในอนาคต เท่ากับเงินลงทุนที่จ่ายในปัจจุบัน นั่นคือมูลค่าปัจจุบันของเงินสดรับเท่ากับมูลค่าปัจจุบันของเงินสดจ่าย โดยมีสูตรการคำนวณตามสมการที่ 3.79 ดังนี้

$$TIC = A_s \left[ \frac{1}{(1+IRR)} + \frac{1}{(1+IRR)^2} + \dots + \frac{1}{(1+IRR)^m} \right] \quad (3.79)$$

$$A_s = TIC \times CRF \quad (3.80)$$

เมื่อ	<i>TIC</i>	คือ ราคาค่าใช้จ่ายในการติดตั้งอุปกรณ์
	<i>A<sub>s</sub></i>	คือ ค่าเงินที่ประหยัดได้
	<i>m</i>	= อายุเตา
	<i>IRR</i>	= อัตราผลตอบแทนการลงทุน



สถาบันวิทยบริการ  
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย



## บทที่ 4

### โปรแกรมคอมพิวเตอร์สำหรับออกแบบรีคูเพอเรเตอร์

ข้อมูลของรีคูเพอเรเตอร์และสมการทางด้านการถ่ายเทความร้อนที่กล่าวถึงในบทที่ 3 ถูกนำมาประดิษฐ์ขึ้นเป็นโปรแกรมคอมพิวเตอร์เพื่อโปรแกรมดังกล่าวถูกประดิษฐ์ขึ้น โดยใช้ภาษาปาสคาล (Pascal) โดยโปรแกรมที่ประดิษฐ์ขึ้นนี้มีชื่อว่า HEATEX ซึ่งโปรแกรมคอมพิวเตอร์ดังกล่าวสามารถทำงานบนเครื่องคอมพิวเตอร์ส่วนบุคคลได้ รายละเอียดของโปรแกรมดังกล่าวได้ถูกอธิบายโดยละเอียดในหัวข้อต่าง ๆ ดังต่อไปนี้

#### 4.1 ขั้นตอนการคำนวณ

โปรแกรมคอมพิวเตอร์ HEATEX มีขั้นตอนการคำนวณภายในโปรแกรมคอมพิวเตอร์นี้ ได้สรุปด้วยแผนภูมิ (Flow Chart) ของการทำงานในรูปที่ 4.1 ซึ่งมีรายละเอียดและขั้นตอนการคำนวณดังต่อไปนี้

**ขั้นตอนที่ 1** เริ่มจากการอ่านไฟล์ข้อมูลจากโรงงาน (Input File) ซึ่งประกอบไปด้วยอุณหภูมิของก๊าซเสีย อุณหภูมิของอากาศในโรงงาน อัตราการสิ้นเปลืองน้ำมันเชื้อเพลิง ปริมาณก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์และเปอร์เซ็นต์ออกซิเจนที่วัดได้จากก๊าซเสียของโรงงาน

**ขั้นตอนที่ 2** ข้อมูลของปริมาณก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์และเปอร์เซ็นต์ออกซิเจนที่อ่านได้ จะนำมาใช้คุณสมบัติเพื่อหาค่า Specific Heat Capacity at Constant Pressure ( $C_p$ ) และอัตราการไหลเชิงมวลของก๊าซเสีย

**ขั้นตอนที่ 3** สมมุติค่าอุณหภูมิของก๊าซเสียออกจากรีคูเพอเรเตอร์ ( $T_{g,o}$ ) เริ่มต้นโดยสูงกว่าอุณหภูมิของอากาศเข้ารีคูเพอเรเตอร์ 10 K

**ขั้นตอนที่ 4** คำนวณค่าผลต่างอุณหภูมิเฉลี่ยเชิงล็อกการิทึม (LMTD) เมื่อทราบอุณหภูมิทั้ง 4 ค่า คือ อุณหภูมิของก๊าซเสียเข้าและออกจากรีคูเพอเรเตอร์ และอุณหภูมิของอากาศทั้งเข้าและออกจากรีคูเพอเรเตอร์

**ขั้นตอนที่ 5** สมมุติค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนรวม ( $U_0$ ) เริ่มต้นโดยใช้ค่าประมาณตามการทดลองโดยเฉลี่ย

**ขั้นตอนที่ 6** สมมุติตัวแปรต่างๆภายในเซลล์ทั้งหมดโดยมีรายละเอียดดังนี้

- จำนวนเที่ยวของการไหล ( $N_p$ ) ในเซลล์เริ่มตั้งแต่ 2 ถึง 6 เที่ยวการไหล
- ความยาวของท่อ ( $L_0$ ) เริ่มตั้งแต่ 1 ถึง 6 เมตร
- ขนาดของท่อภายในเซลล์ ( $D_o$ )
- ระยะห่างระหว่างท่อแต่ละท่อ ( $S_n$ )

**ขั้นตอนที่ 7** คำนวณพื้นที่ถ่ายเทความร้อนและคำนวณจำนวนท่อภายในเซลล์

**ขั้นตอนที่ 8** จัดท่อที่คำนวณให้พอดีตามมาตรฐาน ถ้าจำนวนท่อมีการเปลี่ยนแปลงให้กลับไปขั้นตอนที่ 5 เพื่อไปคำนวณค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนรวม ( $U_0$ ) ใหม่โดยตัวแปรในขั้นตอนที่ 6 ยังคงเดิม

**ขั้นตอนที่ 9** เมื่อได้ขนาดทั้งเซลล์และท่อแล้วทำการคำนวณค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนภายในท่อ ( $h_i$ ) และภายในเซลล์ ( $h_o$ )

**ขั้นตอนที่ 10** ตรวจสอบค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนรวม ( $U_0$ ) เมื่อทราบค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนภายในท่อ ( $h_i$ ) และภายในเซลล์ ( $h_o$ ) ว่าผิดพลาดเกินที่กำหนดหรือไม่ ถ้าผิดพลาดเกินให้กลับไปแทนค่ากลับในขั้นตอนที่ 5 ใหม่อีกครั้ง จะเข้าสู่กระบวนการทำซ้ำในขั้นตอนที่ 5 ถึงขั้นตอนนี้จนกว่า ค่าความผิดพลาดไม่เกินจากที่กำหนดไว้

**ขั้นตอนที่ 10** คำนวณค่าความดันสูญเสียทั้งภายในท่อและภายในเซลล์ทั้งหมดแล้วนำไปพิจารณาขนาดของพัดลม จากนั้นคำนวณค่าใช้จ่ายทั้งหมดในการออกแบบ (LCC)

**ขั้นตอนที่ 11** คำนวณการประหยัดน้ำมันเชื้อเพลิงที่ได้เพื่อนำไปรวมกับค่าใช้จ่ายทั้งหมด (LCC) เพื่อใช้ในการคำนวณ TOTAL COST

**ขั้นตอนที่ 12** พิจารณา TOTAL COST ที่คำนวณได้น้อยกว่าที่กำหนดไว้หรือไม่ ถ้ามากกว่าให้กลับไปเปลี่ยนตัวแปรทุกตัวในขั้นตอนที่ 6 แล้วเปรียบเทียบทุกขั้นตอนจนได้ TOTAL COST ที่น้อยที่สุด

**ขั้นตอนที่ 13** เมื่อคำนวณ *TOTAL COST* ที่น้อยที่สุด ณ อุณหภูมิของก๊าซเสียออกจากรีคูเพอเรเตอร์ ( $T_{g,o}$ ) เริ่มต้นสูงกว่าอุณหภูมิของอากาศขาเข้ารีคูเพอเรเตอร์ 10 K ตามที่กำหนดในขั้นตอนที่ 3 ให้กลับไปทำการเปลี่ยนอุณหภูมิ ( $T_{g,o}$ ) ให้เพิ่มขึ้นจนกระทั่งต่ำกว่าอุณหภูมิ ( $T_{g,i}$ ) 10 K ซึ่งจะเปรียบเทียบค่า *TOTAL COST* เมื่อปรับเปลี่ยนอุณหภูมิ ( $T_{g,o}$ ) ทุกครั้งจนได้ค่า *TOTAL COST* ที่ต่ำที่สุด

**ขั้นตอนที่ 14** แสดงผลลัพธ์ในไฟล์ส่งออกเพื่อนำไปออกแบบสร้างรีคูเพอเรเตอร์ต่อไป

#### 4.2 รายละเอียดของโปรแกรมคอมพิวเตอร์

รายละเอียดต่างๆของโปรแกรม HEATEX ได้แสดงไว้ในภาคผนวก ค

#### 4.3 รายละเอียดของไฟล์ข้อมูลนำเข้า

รายละเอียดของไฟล์ข้อมูลนำเข้าที่ใช้กับโปรแกรม HEATEX ประกอบไปด้วยข้อมูลนำเข้าจำนวน 5 ส่วนย่อยดังต่อไปนี้

**ส่วนที่ 1** อุณหภูมิของก๊าซเสียที่วัดได้จากโรงงานโดยใช้อุปกรณ์วัด Flue Gas Analysis ทำการวัดในหน่วยเคลวิน (K)

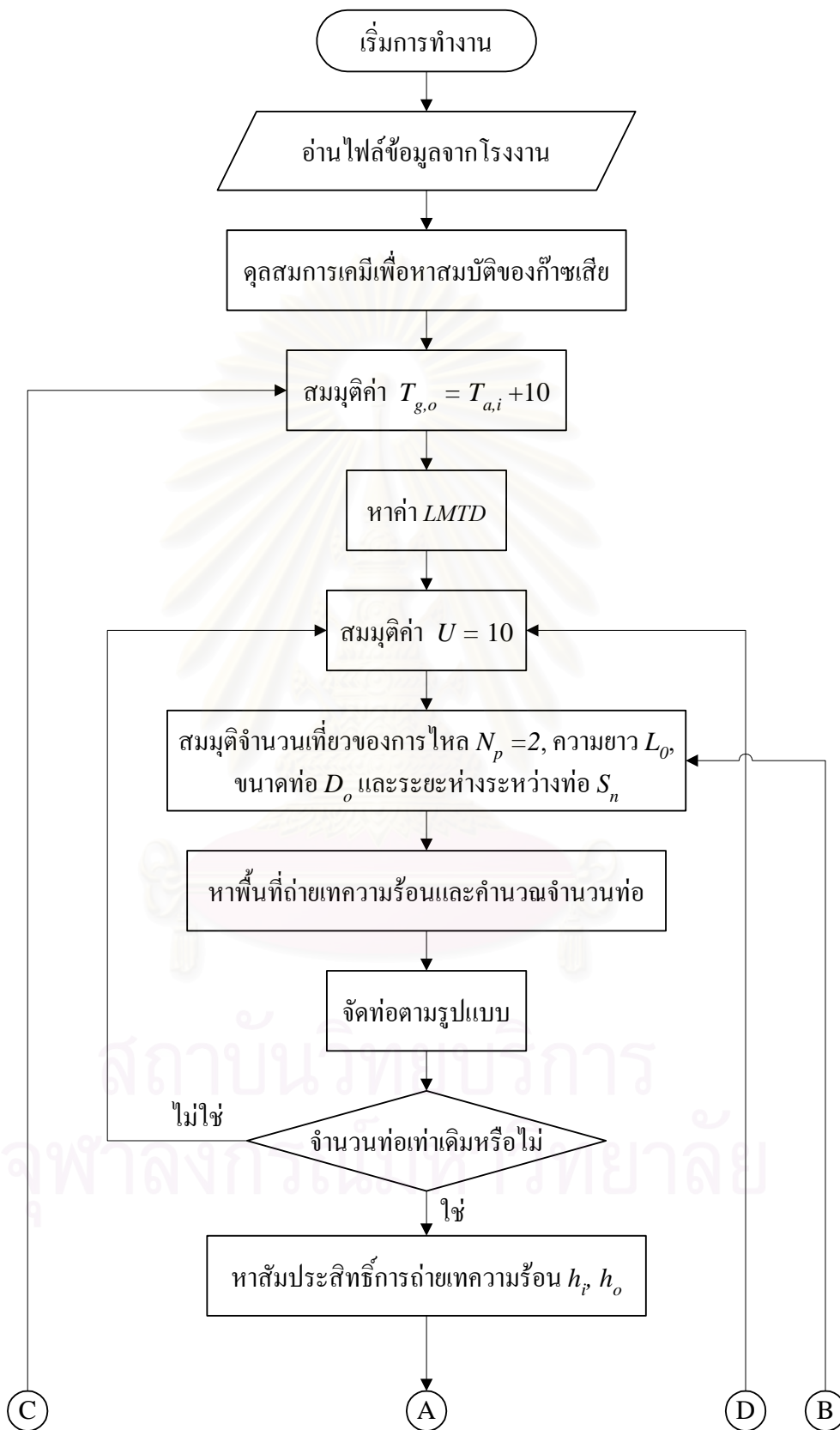
ตัวอย่างเช่น: ' ENTER FLUE GAS TEMPERATURE (K) '  
' 1000 '

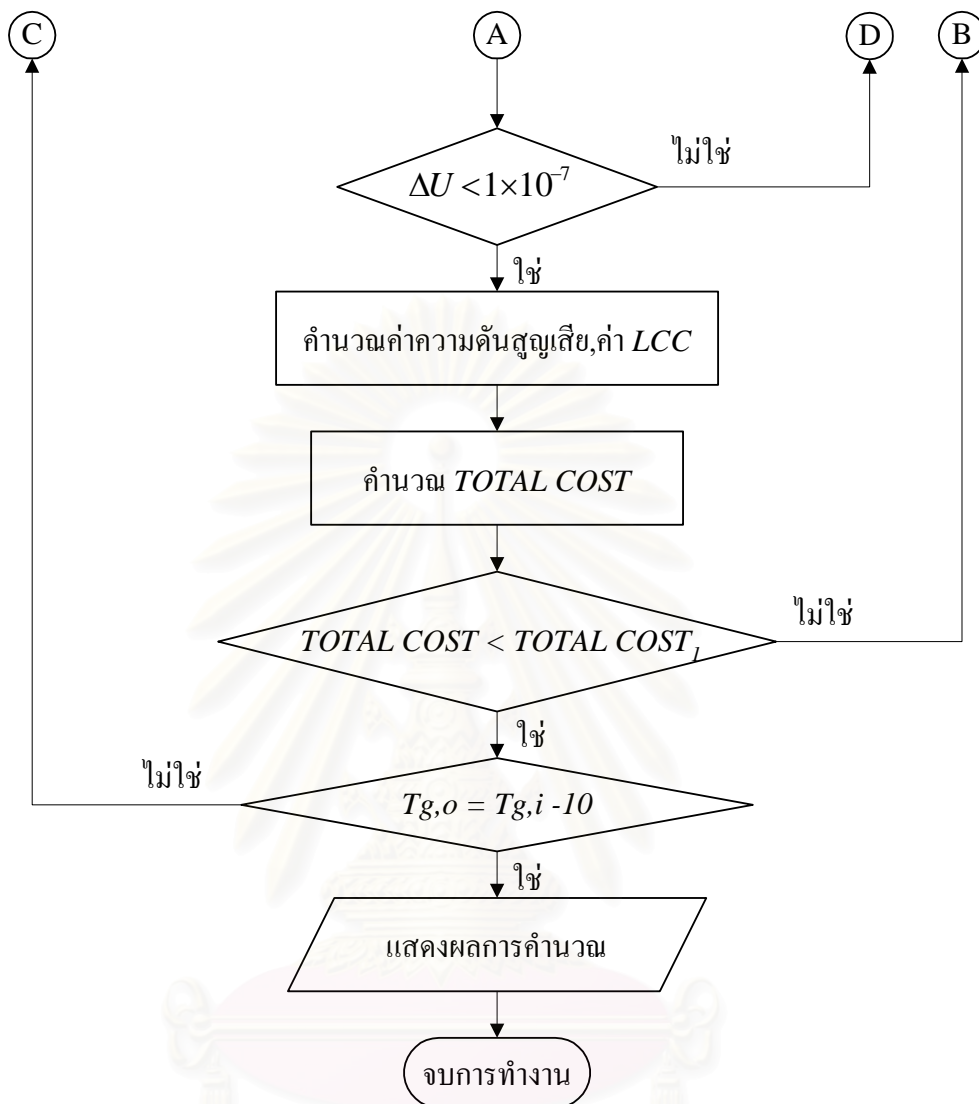
**ส่วนที่ 2** อุณหภูมิของอากาศในโรงงานเป็นค่าที่ใช้เริ่มต้นคำนวณอุณหภูมิขาเข้ารีคูเพอเรเตอร์ในหน่วยเคลวิน (K)

ตัวอย่างเช่น: ' ENTER AIR INPUT TEMPERATURE (K) '  
' 300 '

**ส่วนที่ 3** อัตราการสิ้นเปลืองน้ำมันเชื้อเพลิงที่ใช้ก่อนทำการรีคูเพอเรเตอร์หน่วย Liters/Hr.

ตัวอย่างเช่น: ' ENTER FLOW RATE FUEL (LITERS/HOUR) '  
' 20 '





รูปที่ 4.1 แผนภูมิการทำงานของโปรแกรมคอมพิวเตอร์ HEATEX

ส่วนที่4 ปริมาณก๊าซคาร์บอนมอนนอกไซด์ที่วัดได้จากก๊าซเสียของโรงงานโดยใช้อุปกรณ์วัด

Flue Gas Analysis ทำการวัดในหน่วย Part Per Million (PPM)

ตัวอย่างเช่น: ' ENTER QUANTITY OF CO (PPM) '  
' 300 '

ส่วนที่5 เปอร์เซนต์ออกซิเจนที่วัดได้จากก๊าซเสียของโรงงานโดยใช้อุปกรณ์วัด Flue Gas Analysis ในหน่วยเปอร์เซนต์ (%) ของปริมาณก๊าซเสียทั้งหมด

ตัวอย่างเช่น: ' ENTER QUANTITY OF LEAK O2 (PERCENTAGE) '  
' 3 '

#### 4.4 ลักษณะของไฟล์ผลลัพธ์

ไฟล์ผลลัพธ์ที่ได้จากโปรแกรมคอมพิวเตอร์ HEATEX ประกอบไปด้วยผลมีลักษณะดังต่อไปนี้

ส่วนที่1 แสดงจำนวนเที่ยวการไหลของอากาศ ( $N_p$ ) ภายในเซลล์

ตัวอย่างเช่น: ' NP IS 4 '

ส่วนที่3 แสดงจำนวนท่อ ( $N$ ) ที่ใช้ทั้งหมดภายในเซลล์

ตัวอย่างเช่น: ' N IS 367 '

ส่วนที่3 แสดงความยาวของท่อ ( $L$ ) ที่ใช้ในหน่วยเมตร (m.)

ตัวอย่างเช่น: ' LENGTH IS 6 '

ส่วนที่4 แสดงอัตราส่วนระยะห่างระหว่างท่อ

ตัวอย่างเช่น: ' SNRATIO IS 1.25 '

ส่วนที่5 แสดงขนาดเส้นผ่าศูนย์กลางภายนอกของท่อ ( $D_o$ ) ที่ใช้ในหน่วยเมตร (m.)

ตัวอย่างเช่น: ' OUTTUBESIZE IS 1.9050000000E-02 '

ส่วนที่6 แสดงขนาดเส้นผ่าศูนย์กลางภายในของท่อ ( $D_i$ ) ที่ใช้ในหน่วยเมตร (m.)

ตัวอย่างเช่น: ' INTUBESIZE IS 1.4830000000E-02 '

ส่วนที่7 แสดงรูปแบบการจัดท่อที่ตำแหน่งจุดศูนย์กลางเซลล์แบบต่างๆตามรูปที่ 3.21 (b)

ตัวอย่างเช่น: ' CONFIG IS CONFIG 2'

ส่วนที่8 แสดงขนาดของทางออกและทางเข้าเซลล์ในหน่วยเมตร (m.)

ตัวอย่างเช่น: ' CHANNEL IS 4.2914887500E-01'

ส่วนที่9 แสดงค่าใช้จ่ายทั้งหมดในการออกแบบ (Life Cycle Cost,  $LCC$ ) ตามสมการที่ 3.76 ในหน่วยบาท (Baht)

ตัวอย่างเช่น: ' LCC IS 2.4569385535E+04 '

ส่วนที่10 แสดงอุณหภูมิของก๊าซเสียออกจากรีคูเพอเรเตอร์ ( $T_{g,o}$ ) ในหน่วยเคลวิน (K)

ตัวอย่างเช่น: ' FLUEOUTTEMPGUESS IS 4.6000000000E+02 '

ส่วนที่11 แสดงค่าใช้จ่ายในส่วนน้ำมันเชื้อเพลิงที่ประหยัดได้ในหน่วยบาท (Baht) ตามสมการที่ 3.75

ตัวอย่างเช่น: 'SAVEOILCOST IS 1.0047175514E+05 '

ส่วนที่12 แสดงค่าใช้จ่ายในส่วนน้ำมันเชื้อเพลิงหลังจากหักจากค่าน้ำมันเชื้อเพลิงที่ใช้อยู่ในหน่วยบาท (Baht)

ตัวอย่างเช่น: 'RESTOILCOST IS 1.6515282449E+06 '

ส่วนที่13 แสดงค่าใช้จ่ายรวมทั้งหมดเมื่อรวมค่าใช้จ่ายส่วนน้ำมันเชื้อเพลิงหลังจากติดตั้งอุปกรณ์แล้ว ในหน่วยบาท (Baht)

ตัวอย่างเช่น: 'TOTALCOST IS 1.6760976304E+06 '

ส่วนที่14 แสดงค่าเรย์โนลภายในท่อ ( $Re_{tube}$ )

ตัวอย่างเช่น: 'RENALDTUBE IS 2.9863185963E+02 '

ส่วนที่15 แสดงค่าเรย์โนลภายในเชลล์ ( $Re_{shell}$ )

ตัวอย่างเช่น: 'RENALDSHELL IS 6.6983733899E+02 '

ส่วนที่16 แสดงค่าความดันสูญเสียภายในท่อ ( $P_{tube}$ ) ในหน่วยปาสกาล ( $Pa$ )

ตัวอย่างเช่น: 'PINTUBE IS 2.6138719696E+01 '

ส่วนที่17 แสดงค่าความดันสูญเสียภายในเชลล์ ( $P_{shell}$ ) ในหน่วยปาสกาล ( $Pa$ )

ตัวอย่างเช่น: 'PINSHELL IS 2.1366850258E+01 '

ส่วนที่18 แสดงขนาดเส้นผ่าศูนย์กลางของเชลล์ ( $D_s$ ) ในหน่วยเมตร (m)

ตัวอย่างเช่น: 'SHELLSIZE IS 0.51357361058E-01 '

ส่วนที่19 แสดงค่า Pay-Back Period ของอุปกรณ์ ในหน่วยปี (Year)

ตัวอย่างเช่น: 'PAYBACK IS 0.3401686454-01 '

## บทที่ 5

### การวิเคราะห์และตรวจสอบความถูกต้องของโปรแกรม

ในบทนี้เราจะนำโปรแกรมคอมพิวเตอร์ที่พัฒนาขึ้นมาวิเคราะห์ผลการทำงานและทำการตรวจสอบความถูกต้อง โดยนำโปรแกรมคอมพิวเตอร์ไปคำนวณขนาดที่เหมาะสมที่สุดของรีจิวเพอเรเตอร์ แล้วนำผลลัพธ์ที่ได้มาเปรียบเทียบโดยจะแบ่งการเปรียบเทียบเป็นสองส่วนคือ การเปรียบเทียบผลลัพธ์สำหรับไฟล์ข้อมูลนำเข้าที่แตกต่างกัน และการเปรียบเทียบผลลัพธ์เมื่อเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิของก๊าซเสียเข้ารีจิวเพอเรเตอร์

#### 5.1 การวิเคราะห์ผลสำหรับไฟล์ข้อมูลนำเข้าที่แตกต่างกัน

การตรวจสอบการทำงานของโปรแกรมคอมพิวเตอร์ที่ได้ออกแบบโดยวิเคราะห์ค่าใช้จ่ายรวมทั้งหมด (Total Cost) เมื่อทำการเปลี่ยนแปลงไฟล์ข้อมูลนำเข้าที่สามารถวัดได้จากโรงงานในกรณีต่างๆ โดยค่าข้อมูลที่ต้องการทราบจากโรงงานนั้นจะมี 5 ส่วนคือ

- 1) การเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิของก๊าซเสียเข้ารีจิวเพอเรเตอร์ ( $T_{g,i}$ )
- 2) การเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิของอากาศเข้ารีจิวเพอเรเตอร์ ( $T_{a,i}$ )
- 3) การเปลี่ยนแปลงอัตราการสิ้นเปลืองน้ำมันเชื้อเพลิงก่อนติดตั้ง ( $FUEL\ USE_{before}$ )
- 4) การเปลี่ยนแปลงปริมาณก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ในก๊าซเสีย ( $CO$ )
- 5) การเปลี่ยนแปลงปริมาณก๊าซออกซิเจนในก๊าซเสีย ( $O_2$ )

##### 5.1.1 การเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิของก๊าซเสียเข้ารีจิวเพอเรเตอร์

ข้อมูลที่ใช้ในการออกแบบรีจิวเพอเรเตอร์นั้นมีหลายข้อมูล ซึ่งข้อมูลที่สำคัญมากส่วนหนึ่งที่แต่ละโรงงานจะมีค่าที่แตกต่างกันก็คือ อุณหภูมิของก๊าซเสียที่ออกจากปล่องไอเสียซึ่งใช้เป็นอุณหภูมิเข้ารีจิวเพอเรเตอร์ ( $T_{g,i}$ ) ดังนั้นในส่วนนี้จะแสดงการคำนวณค่าใช้จ่ายรวมทั้งหมด (Total Cost) ที่โปรแกรมคำนวณได้ โดยทำการเปลี่ยนอุณหภูมิในส่วนนี้ 3 ค่า คือ 1000 K, 1200 K, 1300 K เมื่อค่าข้อมูลนำเข้าทั้ง 4 ส่วนที่เหลือเป็นค่าคงที่ ดังนี้

- อุณหภูมิของอากาศเข้ารีจิวเพอเรเตอร์ ( $T_{a,i}$ ) = 300 K
- อัตราการสิ้นเปลืองน้ำมันเชื้อเพลิงก่อนติดตั้ง ( $Fuel\ Use_{before}$ ) = 20 L/h



- ปริมาณก๊าซคาร์บอนมอนนอกไซด์ในก๊าซเสีย ( $CO$ ) = 300 ppm
- ปริมาณก๊าซออกซิเจนในก๊าซเสีย ( $O_2$ ) = 4 %

พิจารณาดารงที่ 5.1-5.3 ในส่วนที่ 1 นั้นเป็นการปรับเปลี่ยนขนาดของเส้นผ่าศูนย์กลางภายนอก ( $D_o$ ) ที่ดังนี้

- เส้นผ่าศูนย์กลางภายนอก =  $\frac{3}{4}$  นิ้ว (0.01905 เมตร)
- เส้นผ่าศูนย์กลางภายนอก = 1 นิ้ว (0.02540 เมตร)
- เส้นผ่าศูนย์กลางภายนอก =  $1\frac{1}{4}$  นิ้ว (0.03175 เมตร)
- เส้นผ่าศูนย์กลางภายนอก =  $1\frac{1}{2}$  นิ้ว (0.03810 เมตร)
- เส้นผ่าศูนย์กลางภายนอก = 2 นิ้ว (0.05080 เมตร)
- เส้นผ่าศูนย์กลางภายนอก =  $2\frac{1}{2}$  นิ้ว (0.06350 เมตร)
- เส้นผ่าศูนย์กลางภายนอก = 3 นิ้ว (0.07620 เมตร)
- เส้นผ่าศูนย์กลางภายนอก = 4 นิ้ว (0.10160 เมตร)

ขณะที่ตัวแปรต่างๆทั้งหมดเป็นค่าคงที่ดังนี้

- ความยาวท่อ (Length) = 3 เมตร
- จำนวนเที่ยวของการไหล ( $N_p$ ) = 6 เที่ยว
- อัตราส่วนระยะห่างระหว่างท่อ ( $S_n$ ) = 1.25

เมื่อพิจารณาดารงที่ 5.1-5.3 ในส่วนที่ 1 นั้นจะพบว่าโปรแกรมจะคำนวณค่าใช้จ่ายรวมทั้งหมด (Total Cost) ในแนวทางเดียวกันคือ จะเลือกขนาดเส้นผ่าศูนย์กลางภายนอกท่อที่มีขนาดเล็กกว่า เนื่องจากราคาท่อจะเพิ่มขึ้นอย่างเห็นได้ชัดเมื่อเพิ่มขนาดของท่อที่ใช้

สำหรับในส่วนที่ 2 ในดารงที่ 5.1-5.3 นั้น เป็นการปรับเปลี่ยนอัตราส่วนระยะห่างระหว่างท่อ ( $S_n$ ) ซึ่งถ้าอัตราส่วนระหว่างท่อมีค่ามากจะทำให้การจัดวางท่อในเซลล์นั้นมีระยะห่างมากตามไปด้วย ซึ่งถ้าระยะห่างที่มากทำให้การถ่ายเทความร้อนมีค่าสูง แต่การเพิ่มระยะห่างระหว่างท่อนี้จะทำให้เซลล์มีขนาดใหญ่ตามขึ้นด้วยซึ่งจะมีผลต่อค่าใช้จ่ายของ Carbon Steel ที่ใช้ในการสร้างรีจิวเพอเรเตอร์ที่สูงตามมาซึ่งการปรับเปลี่ยนอัตราส่วนระยะห่างระหว่างท่อ ( $S_n$ ) มีดังนี้

- อัตราส่วนระยะห่างระหว่างท่อ = 1.25
- อัตราส่วนระยะห่างระหว่างท่อ = 1.5
- อัตราส่วนระยะห่างระหว่างท่อ = 2.0
- อัตราส่วนระยะห่างระหว่างท่อ = 3.0

ขณะที่ตัวแปรต่างๆทั้งหมดเป็นค่าคงที่ดังนี้

- ความยาวท่อ ( $Length, L$ ) = 3 เมตร
- จำนวนเที่ยวของการไหล ( $N_p$ ) = 6 เที่ยว
- เส้นผ่าศูนย์กลางภายนอก ( $D_o$ ) =  $\frac{3}{4}$  นิ้ว (0.01905 เมตร)

โปรแกรมจะคำนวณค่าใช้จ่ายรวมทั้งหมด (Total Cost) โดยเลือกใช้อัตราส่วนระยะห่างระหว่างท่อที่น้อยมากกว่าเนื่องจากการเพิ่มขึ้นของการถ่ายเทความร้อนมีผลน้อยกว่าราคาของ Carbon Steel ที่เพิ่มขึ้น

ในส่วนที่ 3 ของตารางที่ 5.1-5.3 เปรียบเทียบจำนวนเที่ยวของการไหล ( $N_p$ ) โดยมีการไหลในเซลล์ ตั้งแต่ 2 เที่ยว จนถึง 6 เที่ยว ซึ่งถ้าจำนวนการไหลในเซลล์ยิ่งมากก็จะยิ่งรับความร้อนที่ได้จากท่อมากขึ้นเท่านั้น โดยที่ตัวแปรต่างๆทั้งหมดเป็นค่าคงที่ดังนี้

- ความยาวท่อ ( $Length, L$ ) = 3 เมตร
- จำนวนเที่ยวของการไหล ( $N_p$ ) = 6 เที่ยว
- อัตราส่วนระยะห่างระหว่างท่อ ( $S_n$ ) = 1.25

จากตารางจะเห็นได้ชัดเจนว่าโปรแกรมมีการคำนวณการไหลชนิด 6 เที่ยว เนื่องจากผลต่อการเพิ่มขึ้นของความร้อนมีค่ามากกว่าราคาที่เพิ่มขึ้นจากการเพิ่มจำนวนของแผ่นกั้น (Baffle) เมื่อจำนวนเที่ยวของการไหลมีค่ามากขึ้น

สำหรับส่วนสุดท้ายในส่วนที่ 4 นั้นจะทำการเปลี่ยนแปลงค่าความยาว ( $Length, L$ ) เป็น 1, 1.2, 1.5, 2.0, 3.0 เมตร ตามลำดับ เนื่องจากท่อสแตนเลสที่ขายตามท้องตลาดมีความยาวสูงสุดคือ 6 เมตร และเพื่อเป็นการแบ่งท่อโดยที่ไม่ให้มีเศษเหลือคือ ต้องแบ่งท่อ 6 เมตรให้เป็น 2 ท่อน, 3 ท่อนเรียงไปตามลำดับ ซึ่งจะทำให้ความยาวเป็นไปตามที่กล่าวไว้ด้านบนตามลำดับ โปรแกรมจะคำนวณเมื่อค่าคงที่อื่นๆเป็นดังนี้

- จำนวนเที่ยวของการไหล ( $N_p$ ) = 6 เที่ยว
- อัตราส่วนระยะห่างระหว่างท่อ ( $S_n$ ) = 1.25
- เส้นผ่าศูนย์กลางภายนอก ( $D_o$ ) =  $\frac{3}{4}$  นิ้ว (0.01905 เมตร)

เมื่อเปรียบเทียบพื้นที่ถ่ายเทความร้อนของรีคูเพอเรเตอร์แล้ว ท่อที่ยาวนั้นจะใช้จำนวนท่อในเซลล์ในการถ่ายเทความร้อนน้อยกว่า ท่อที่สั้นแต่ใช้จำนวนท่อมากขึ้น ดังนั้นเมื่อ พิจารณาตารางในส่วนนี้จะพบว่าค่าที่เหมาะสมที่สุดจะเลือกท่อที่มีความยาวที่ยาวที่สุดคือ 3 เมตร

เมื่อพิจารณาถึงการเปลี่ยนอุณหภูมิของก๊าซเสียเข้ารีคูเพอเรเตอร์ ( $T_{g,i}$ ) ทั้ง 3 ตาราง คือ ตารางที่ 5.1-5.3 จะพบว่าถ้าปรับอุณหภูมิให้สูงขึ้นจะทำให้การใช้จำนวนท่อถ่ายเทความร้อน ( $N_{tube}$ ) มีจำนวนมากขึ้นด้วยซึ่งจะทำให้ค่าใช้จ่ายรวมทั้งหมดยิ่งมีค่ามากขึ้นตามลำดับ

### 5.1.2 การเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิของอากาศขาเข้ารีคูเพอเรเตอร์ ( $T_{a,i}$ )

สำหรับตารางที่ 5.4-5.6 เป็นการใส่โปรแกรมในการคำนวณเมื่อทำการเปลี่ยนไฟล์ข้อมูลนำเข้าของอุณหภูมิอากาศขาเข้ารีคูเพอเรเตอร์ ( $T_{a,i}$ ) โดยที่อุณหภูมินี้เป็นอุณหภูมิที่วัดได้ในอากาศทั่วไปใน ส่วนที่จะทำการติดตั้งรีคูเพอเรเตอร์ของโรงงาน ดังนั้นในส่วนนี้จะทำการเปรียบเทียบค่า  $T_{a,i}$  ทั้งหมด 3 ค่า คือ 250 K, 300 K และ 350 K โดยมีไฟล์ข้อมูลนำเข้าอื่นๆที่วัดได้จากโรงงานที่ใช้สมมติเป็นค่าคงที่ ดังนี้

- อุณหภูมิของก๊าซเสียเข้ารีคูเพอเรเตอร์ ( $T_{g,i}$ ) = 1300 K
- อัตราการสิ้นเปลืองน้ำมันเชื้อเพลิงก่อนติดตั้ง ( $Fuel\ Use_{before}$ ) = 20 L/h
- ปริมาณก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ในก๊าซเสีย ( $CO$ ) = 300 ppm
- ปริมาณก๊าซออกซิเจนในก๊าซเสีย ( $O_2$ ) = 4%

ข้อมูลที่ได้จากการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิของอากาศขาเข้ารีคูเพอเรเตอร์ ( $T_{a,i}$ ) ให้มีค่าสูงขึ้นตาม ตารางที่ 5.4-5.6 นั้นจะเห็นได้ว่าค่าใช้จ่ายรวมทั้งหมดยิ่งไม่ได้มีลักษณะที่ลดลงตามที่ควรจะได้ สาเหตุ จากค่าอุณหภูมิของก๊าซเสียออกรีคูเพอเรเตอร์นั้นมีค่าไม่เท่ากัน ซึ่งจะอธิบายละเอียดในหัวข้อที่ 5.2 ต่อไป

### 5.1.3 การเปลี่ยนแปลงอัตราการสิ้นเปลืองน้ำมันเชื้อเพลิงก่อนติดตั้ง ( $FUEL USE_{before}$ )

ในการใช้งานทั่วไปนั้นโรงงานแต่ละโรงงานจะมีอัตราการใช้พลังงานเชื้อเพลิงที่แตกต่างกัน ดังนั้นในส่วนนี้จะพิจารณาการเปลี่ยนแปลงอัตราการใช้น้ำมันเชื้อเพลิง (น้ำมันเตา C) ในแบบต่างๆ 3 แบบคืออัตราการใช้ 20 ลิตร/ชั่วโมง, 25 ลิตร/ชั่วโมงและ 30 ลิตร/ชั่วโมง ดังแสดงในตารางที่ 5.7-5.9 โดยที่ข้อมูลนำเข้าสมมุติให้เป็นค่าคงที่เพื่อทำการเปรียบเทียบดังนี้

- อุณหภูมิของก๊าซเสียเข้ารีคูเพอเรเตอร์ ( $T_{g,i}$ ) = 1300 K
- อุณหภูมิของอากาศเข้ารีคูเพอเรเตอร์ ( $T_{a,i}$ ) = 300 K
- ปริมาณก๊าซคาร์บอนมอนนอกไซด์ในก๊าซเสีย ( $CO$ ) = 300 ppm
- ปริมาณก๊าซออกซิเจนในก๊าซเสีย ( $O_2$ ) = 4%

สำหรับการเปลี่ยนอัตราการใช้น้ำมันเชื้อเพลิงให้สูงขึ้นนั้นแนวโน้มการเพิ่มจำนวนท่อเป็นไปตามทฤษฎีคือเมื่อ มีการใช้ปริมาณน้ำมันเชื้อเพลิงมากทำให้มีค่าพลังงานความร้อนที่สูง ทำให้ขนาดของรีคูเพอเรเตอร์มีขนาดใหญ่ตามขึ้นไปด้วย

### 5.1.4 การเปลี่ยนแปลงปริมาณก๊าซคาร์บอนมอนนอกไซด์ในก๊าซเสีย ( $CO$ )

ไฟล์ข้อมูลนำเข้าที่จะทำการเปรียบเทียบอีกตัวอย่างหนึ่งก็ปริมาณก๊าซคาร์บอนมอนนอกไซด์ ในที่วัดได้ในก๊าซเสีย ( $CO$ ) เมื่อตรวจวัดที่ปล่องก๊าซเสียในโรงงานโดยใช้ Flue Gas Analysis เป็นอุปกรณ์ในการตรวจวัด สำหรับส่วนนี้ปริมาณ  $CO$  ที่ทำการเปรียบเทียบในหน่วย Part per million (PPM.) มี 3 ค่าคือ 300 ppm, 400 ppm และ 1000 ppm ดังแสดงในตารางที่ 5.10-5.12 และมีค่าคงที่ของข้อมูลนำเข้าดังต่อไปนี้

- อุณหภูมิของก๊าซเสียเข้ารีคูเพอเรเตอร์ ( $T_{g,i}$ ) = 1300 K
- อุณหภูมิของอากาศเข้ารีคูเพอเรเตอร์ ( $T_{a,i}$ ) = 300 K
- อัตราการสิ้นเปลืองน้ำมันเชื้อเพลิงก่อนติดตั้ง ( $Fuel Use_{before}$ ) = 20 L/h
- ปริมาณก๊าซออกซิเจนในก๊าซเสีย ( $O_2$ ) = 4%

### 5.1.5 การเปลี่ยนแปลงปริมาณก๊าซออกซิเจนในก๊าซเสีย ( $O_2$ )

ในส่วนสุดท้ายที่จะทำการเปรียบเทียบข้อมูลนำเข้านี้คือปริมาณก๊าซออกซิเจน ( $O_2$ ) ที่รั่ว (Leak) เข้ามาหลังจากผ่านห้องเผาไหม้ (Combustion Chamber) แล้ว โดยวัดได้จาก Flue Gas Analysis เช่นเดียวกับก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ ( $CO$ ) โดยมีหน่วยเป็นเปอร์เซ็นต์โดยปริมาตรเมื่อเทียบกับปริมาณก๊าซเสียที่ออกมาทั้งหมด โดยพิจารณาตารางที่ 5.13-5.15 จะเปรียบเทียบปริมาณก๊าซออกซิเจน ( $O_2$ ) ที่วัดได้ 3 ค่าคือ 2%, 3% และ 4% ตามลำดับและมีค่าคงที่ของข้อมูลนำเข้านี้

- อุณหภูมิของก๊าซเสียเข้ารีคูเพอเรเตอร์ ( $T_{g,i}$ ) = 1300 K
- อุณหภูมิของอากาศเข้ารีคูเพอเรเตอร์ ( $T_{a,i}$ ) = 300 K
- อัตราการสิ้นเปลืองน้ำมันเชื้อเพลิงก่อนติดตั้ง ( $Fuel Use_{before}$ ) = 20 L/h
- ปริมาณก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ในก๊าซเสีย ( $CO$ ) = 300 ppm

จากการเปรียบเทียบค่าใช้จ่ายรวมทั้งหมดโดยการปรับเปลี่ยนไฟล์ข้อมูลนำเข้าที่วัดได้จากโรงงานคือ  $T_{g,i}$ ,  $T_{a,i}$ ,  $Fuel Use_{before}$ ,  $CO$  และ  $O_2$  และปรับเปลี่ยนตัวแปรในการสร้างรีคูเพอเรเตอร์ ซึ่งได้แก่ ความยาวของท่อ, จำนวนเที่ยวการไหล, อัตราส่วนระยะห่างระหว่างท่อและขนาดเส้นผ่าศูนย์กลางภายนอกท่อ นั้นแนวโน้มของโปรแกรมในการเลือกใช้ค่าตัวแปรเป็นไปในทิศทางเดียวกันไม่ว่าจะทำการเปลี่ยนข้อมูลนำเข้าต่างๆคือ ความยาวของท่อจะเลือกท่อที่ยาวที่สุดเพื่อเพิ่มพื้นที่ถ่ายเทความร้อน และมีจำนวนเที่ยวของการไหลที่มากที่สุดเพราะจะเกิดการถ่ายเทความร้อนที่สูงที่สุด สำหรับอัตราส่วนระหว่างท่อนั้นจะเลือกท่อที่ค่อนข้างชิดเพื่อเป็นการประหยัด Carbon Steel ที่ใช้สร้างเซลล์และมีการถ่ายเทความร้อนที่ดีกว่าการวางท่อห่างกันถึงแม้ว่าจะเกิดความดันสูญเสียภายในเซลล์สูงขึ้นก็ตาม

ตารางที่ 5.1 แสดงการเปรียบเทียบค่า TOTAL COST เมื่อข้อมูลนำเข้า  $T_{g,i}=1000$  K,  $T_{a,i}=300$  K,  $FUEL\ USE_{before}=20$  L/h,  $CO=300$  ppm,  $O_2=4\%$

LENGTH (m)	N	NTUBE	SNRATIO	OUTTUBESIZE (m)	TOTALCOST (Baht)
3.00	6.00	7.00	1.25	0.01905	1121548.10
3.00	6.00	19.00	1.25	0.02540	1125576.98
3.00	6.00	12.00	1.25	0.03175	1130318.44
3.00	6.00	8.00	1.25	0.03810	1134878.78
3.00	6.00	4.00	1.25	0.05080	1142641.54
3.00	6.00	3.00	1.25	0.06350	1143748.27
3.00	6.00	2.00	1.25	0.07620	1145844.55
3.00	6.00	1.00	1.25	0.10160	1150043.41

LENGTH (m)	N	NTUBE	SNRATIO	OUTTUBESIZE (m)	TOTALCOST (Baht)
3.00	6.00	7.00	1.25	0.01905	1121548.10
3.00	6.00	7.00	1.50	0.01905	1121550.44
3.00	6.00	7.00	2.00	0.01905	1121556.65
3.00	6.00	7.00	3.00	0.01905	1121575.20

LENGTH (m)	N	NTUBE	SNRATIO	OUTTUBESIZE (m)	TOTALCOST (Baht)
3.00	2.00	27.00	1.25	0.01905	1123267.57
3.00	3.00	7.00	1.25	0.01905	1122858.96
3.00	4.00	7.00	1.25	0.01905	1121547.04
3.00	5.00	7.00	1.25	0.01905	1121547.57
3.00	6.00	7.00	1.25	0.01905	1121548.10

LENGTH (m)	N	NTUBE	SNRATIO	OUTTUBESIZE (m)	TOTALCOST (Baht)
1.00	6.00	547.00	1.25	0.01905	1135524.22
1.20	6.00	550.00	1.25	0.01905	1133344.81
1.50	6.00	426.00	1.25	0.01905	1131301.57
2.00	6.00	324.00	1.25	0.01905	1128702.57
3.00	6.00	7.00	1.25	0.01905	1121548.10

ตารางที่ 5.2 แสดงการเปรียบเทียบค่า TOTAL COST เมื่อข้อมูลนำเข้า  $T_{g,i}=1200$  K,  $T_{a,i}=300$  K,  $FUEL\ USE_{before}=20$  L/h,  $CO=300$  ppm,  $O_2=4\%$

LENGTH (m)	N	NTUBE	SNRATIO	OUTTUBESIZE (m)	TOTALCOST (Baht)
3.00	6.00	219.00	1.25	0.01905	1110980.39
3.00	6.00	211.00	1.25	0.02540	1118528.31
3.00	6.00	12.00	1.25	0.03175	1123519.55
3.00	6.00	8.00	1.25	0.03810	1126516.81
3.00	6.00	4.00	1.25	0.05080	1135729.60
3.00	6.00	3.00	1.25	0.06350	1135694.68
3.00	6.00	2.00	1.25	0.07620	1139670.50
3.00	6.00	1.00	1.25	0.10160	1144489.88

LENGTH (m)	N	NTUBE	SNRATIO	OUTTUBESIZE (m)	TOTALCOST (Baht)
3.00	6.00	219.00	1.25	0.01905	1110980.39
3.00	6.00	235.00	1.50	0.01905	1111045.84
3.00	6.00	219.00	2.00	0.01905	1111160.20
3.00	6.00	219.00	3.00	0.01905	1111533.48

LENGTH (m)	N	NTUBE	SNRATIO	OUTTUBESIZE (m)	TOTALCOST (Baht)
3.00	2.00		1.50	0.01905	
3.00	3.00	230.00	1.25	0.01905	1111885.36
3.00	4.00	225.00	1.25	0.01905	1111469.45
3.00	5.00	235.00	1.25	0.01905	1110976.62
3.00	6.00	219.00	1.25	0.01905	1110980.39

LENGTH (m)	N	NTUBE	SNRATIO	OUTTUBESIZE (m)	TOTALCOST (Baht)
1.00	6.00	547.00	1.25	0.01905	1123563.35
1.20	6.00	522.00	1.25	0.01905	1120799.59
1.50	6.00	534.00	1.25	0.01905	1117950.29
2.00	6.00	372.00	1.25	0.01905	1114898.67
3.00	6.00	219.00	1.25	0.01905	1110980.39

ตารางที่ 5.3 แสดงการเปรียบเทียบค่า TOTAL COST เมื่อข้อมูลนำเข้า  $T_{g,i}=1300$  K,  $T_{a,i}=300$  K,  $FUEL\ USE_{before}=20$  L/h,  $CO=300$  ppm,  $O_2=4\%$

LENGTH (m)	N	NTUBE	SNRATIO	OUTTUBESIZE (m)	TOTALCOST (Baht)
3.00	6.00	241.00	1.25	0.01905	1104043.22
3.00	6.00	219.00	1.25	0.02540	1111771.48
3.00	6.00	10.00	1.25	0.03175	1120597.40
3.00	6.00	8.00	1.25	0.03810	1123716.14
3.00	6.00	4.00	1.25	0.05080	1131516.52
3.00	6.00	3.00	1.25	0.06350	1133494.68
3.00	6.00	2.00	1.25	0.07620	1136312.67
3.00	6.00	1.00	1.25	0.10160	1141916.76
LENGTH (m)	N	NTUBE	SNRATIO	OUTTUBESIZE (m)	TOTALCOST (Baht)
3.00	6.00	241.00	1.25	0.01905	1104043.22
3.00	6.00	258.00	1.50	0.01905	1104226.44
3.00	6.00	258.00	2.00	0.01905	1104378.52
3.00	6.00	241.00	3.00	0.01905	1104644.33
LENGTH (m)	N	NTUBE	SNRATIO	OUTTUBESIZE (m)	TOTALCOST (Baht)
3.00	2.00	241.00	1.50	0.01905	1106664.32
3.00	3.00	225.00	1.25	0.01905	1105276.77
3.00	4.00	264.00	1.25	0.01905	1104651.74
3.00	5.00	230.00	1.25	0.01905	1104414.24
3.00	6.00	241.00	1.25	0.01905	1104043.22
LENGTH (m)	N	NTUBE	SNRATIO	OUTTUBESIZE (m)	TOTALCOST (Baht)
1.00	6.00	540.00	1.25	0.01905	1117897.00
1.20	6.00	559.00	1.25	0.01905	1114326.32
1.50	6.00	528.00	1.25	0.01905	1111423.05
2.00	6.00	367.00	1.25	0.01905	1108387.77
3.00	6.00	241.00	1.25	0.01905	1104043.22



ตารางที่ 5.4 แสดงการเปรียบเทียบค่า TOTAL COST เมื่อข้อมูลนำเข้า  $T_{g,i}=1300$  K,  $T_{a,i}=250$  K,  $FUEL\ USE_{before}=20$  L/h,  $CO=300$  ppm,  $O_2=4\%$

LENGTH (m)	N	NTUBE	SNRATIO	OUTTUBESIZE (m)	TOTALCOST (Baht)
3.00	6.00	262.00	1.25	0.01905	1099021.03
3.00	6.00	225.00	1.25	0.02540	1107138.83
3.00	6.00	188.00	1.25	0.03175	1117171.77
3.00	6.00	8.00	1.25	0.03810	1120507.69
3.00	6.00	4.00	1.25	0.05080	1129481.10
3.00	6.00	3.00	1.25	0.06350	1131481.60
3.00	6.00	2.00	1.25	0.07620	1135324.83
3.00	6.00	1.00	1.25	0.10160	1139995.80
LENGTH (m)	N	NTUBE	SNRATIO	OUTTUBESIZE (m)	TOTALCOST (Baht)
3.00	6.00	262.00	1.25	0.01905	1099021.03
3.00	6.00	264.00	1.50	0.01905	1099256.41
3.00	6.00	246.00	2.00	0.01905	1099232.65
3.00	6.00	246.00	3.00	0.01905	1099651.59
LENGTH (m)	N	NTUBE	SNRATIO	OUTTUBESIZE (m)	TOTALCOST (Baht)
3.00	2.00	230.00	1.25	0.01905	1101691.34
3.00	3.00	230.00	1.25	0.01905	1100350.60
3.00	4.00	253.00	1.25	0.01905	1099600.26
3.00	5.00	264.00	1.25	0.01905	1099177.96
3.00	6.00	262.00	1.25	0.01905	1099021.03
LENGTH (m)	N	NTUBE	SNRATIO	OUTTUBESIZE (m)	TOTALCOST (Baht)
1.00	6.00	540.00	1.25	0.01905	1114277.84
1.20	6.00	559.00	1.25	0.01905	1110540.85
1.50	6.00	514.00	1.25	0.01905	1106877.80
2.00	6.00	397.00	1.25	0.01905	1103450.08
3.00	6.00	262.00	1.25	0.01905	1099021.03

ตารางที่ 5.5 แสดงการเปรียบเทียบค่า TOTAL COST เมื่อข้อมูลนำเข้า  $T_{g,i}=1300$  K,  $T_{a,i}=300$  K,  $FUEL\ USE_{before}=20$  L/h,  $CO=300$  ppm,  $O_2=4\%$

LENGTH (m)	N	NTUBE	SNRATIO	OUTTUBESIZE (m)	TOTALCOST (Baht)
3.00	6.00	246.00	1.25	0.01905	1693348.46
3.00	6.00	225.00	1.25	0.02540	1701554.97
3.00	6.00	13.00	1.25	0.03175	1708104.47
3.00	6.00	10.00	1.25	0.03810	1712539.82
3.00	6.00	7.00	1.25	0.05080	1721228.14
3.00	6.00	4.00	1.25	0.06350	1722299.59
3.00	6.00	3.00	1.25	0.07620	1726426.23
3.00	6.00	2.00	1.25	0.10160	1730493.33
LENGTH (m)	N	NTUBE	SNRATIO	OUTTUBESIZE (m)	TOTALCOST (Baht)
3.00	6.00	246.00	1.25	0.01905	1693348.46
3.00	6.00	270.00	1.50	0.01905	1693594.90
3.00	6.00	246.00	2.00	0.01905	1693550.41
3.00	6.00	246.00	3.00	0.01905	1693969.35
LENGTH (m)	N	NTUBE	SNRATIO	OUTTUBESIZE (m)	TOTALCOST (Baht)
3.00	2.00	230.00	1.25	0.01905	1695621.96
3.00	3.00	258.00	1.25	0.01905	1694333.83
3.00	4.00	274.00	1.25	0.01905	1693844.32
3.00	5.00	270.00	1.25	0.01905	1693516.36
3.00	6.00	246.00	1.25	0.01905	1693348.46
LENGTH (m)	N	NTUBE	SNRATIO	OUTTUBESIZE (m)	TOTALCOST (Baht)
1.00	6.00	550.00	1.25	0.01905	1707688.52
1.20	6.00	559.00	1.25	0.01905	1704260.76
1.50	6.00	540.00	1.25	0.01905	1701086.78
2.00	6.00	382.00	1.25	0.01905	1697869.79
3.00	6.00	246.00	1.25	0.01905	1693348.46

ตารางที่ 5.6 แสดงการเปรียบเทียบค่า TOTAL COST เมื่อข้อมูลนำเข้า  $T_{g,i}=1300$  K,  $T_{a,i}=350$  K,  $FUEL\ USE_{before}=20$  L/h,  $CO=300$  ppm,  $O_2=4\%$

LENGTH (m)	N	NTUBE	SNRATIO	OUTTUBESIZE (m)	TOTALCOST (Baht)
3.00	6.00	253.00	1.25	0.01905	1109046.70
3.00	6.00	213.00	1.25	0.02540	1116316.61
3.00	6.00	10.00	1.25	0.03175	1122742.87
3.00	6.00	8.00	1.25	0.03810	1125823.10
3.00	6.00	4.00	1.25	0.05080	1133529.61
3.00	6.00	3.00	1.25	0.06350	1135486.15
3.00	6.00	2.00	1.25	0.07620	1138272.96
3.00	6.00	1.00	1.25	0.10160	1142870.16
LENGTH (m)	N	NTUBE	SNRATIO	OUTTUBESIZE (m)	TOTALCOST (Baht)
3.00	6.00	253.00	1.25	0.01905	1109046.70
3.00	6.00	225.00	1.50	0.01905	1109278.18
3.00	6.00	254.00	2.00	0.01905	1109346.36
3.00	6.00	253.00	3.00	0.01905	1109673.10
LENGTH (m)	N	NTUBE	SNRATIO	OUTTUBESIZE (m)	TOTALCOST (Baht)
3.00	2.00	217.00	1.25	0.01905	1111032.72
3.00	3.00	219.00	1.25	0.01905	1109947.03
3.00	4.00	230.00	1.25	0.01905	1109627.86
3.00	5.00	225.00	1.25	0.01905	1109211.64
3.00	6.00	253.00	1.25	0.01905	1109046.70
LENGTH (m)	N	NTUBE	SNRATIO	OUTTUBESIZE (m)	TOTALCOST (Baht)
1.00	6.00	540.00	1.25	0.01905	1121438.93
1.20	6.00	540.00	1.25	0.01905	1118581.92
1.50	6.00	514.00	1.25	0.01905	1115921.14
2.00	6.00	379.00	1.25	0.01905	1112954.16
3.00	6.00	253.00	1.25	0.01905	1109046.70

ตารางที่ 5.7 แสดงการเปรียบเทียบค่า TOTAL COST เมื่อข้อมูลนำเข้า  $T_{g,i}=1000\text{ K}$ ,  $T_{a,i}=300\text{ K}$ ,  $FUEL\ USE_{before}=20\text{ L/h}$ ,  
 $CO=300\text{ ppm}$ ,  $O_2=2\%$

LENGTH (m)	N	NTUBE	SNRATIO	OUTTUBESIZE (m)	TOTALCOST (Baht)
3.00	6.00	211.00	1.25	0.01905	1129820.36
3.00	6.00	139.00	1.25	0.02540	1135084.46
3.00	6.00	7.00	1.25	0.03175	1140207.57
3.00	6.00	7.00	1.25	0.03810	1142414.12
3.00	6.00	4.00	1.25	0.05080	1146083.81
3.00	6.00	3.00	1.25	0.06350	1148953.44
3.00	6.00	2.00	1.25	0.07620	1150690.27
3.00	6.00	1.00	1.25	0.10160	1151410.78
LENGTH (m)	N	NTUBE	SNRATIO	OUTTUBESIZE (m)	TOTALCOST (Baht)
3.00	6.00	211.00	1.25	0.01905	1129820.36
3.00	6.00	168.00	1.50	0.01905	1129954.42
3.00	6.00	168.00	2.00	0.01905	1130055.74
3.00	6.00	178.00	3.00	0.01905	1129990.65
LENGTH (m)	N	NTUBE	SNRATIO	OUTTUBESIZE (m)	TOTALCOST (Baht)
3.00	2.00	168.00	1.25	0.01905	1131115.07
3.00	3.00	188.00	1.25	0.01905	1130349.42
3.00	4.00	168.00	1.25	0.01905	1129893.05
3.00	5.00	168.00	1.25	0.01905	1129904.03
3.00	6.00	211.00	1.25	0.01905	1129820.36
LENGTH (m)	N	NTUBE	SNRATIO	OUTTUBESIZE (m)	TOTALCOST (Baht)
1.00	6.00	526.00	1.25	0.01905	1138000.36
1.00	6.00	526.00	1.25	0.01905	1138000.36
1.50	6.00	361.00	1.25	0.01905	1134773.57
2.00	6.00	276.00	1.25	0.01905	1132583.41
3.00	6.00	211.00	1.25	0.01905	1129820.36

ตารางที่ 5.8 แสดงการเปรียบเทียบค่า TOTAL COST เมื่อข้อมูลนำเข้า  $T_{g,i}=1000$  K,  $T_{a,i}=300$  K,  $FUEL\ USE_{before}=25$  L/h,  $CO=300$  ppm,  $O_2=2\%$

LENGTH (m)	N	NTUBE	SNRATIO	OUTTUBESIZE (m)	TOTALCOST (Baht)
3.00	6.00	206.00	1.25	0.01905	1411546.74
3.00	6.00	187.00	1.25	0.02540	1418243.26
3.00	6.00	12.00	1.25	0.03175	1425209.10
3.00	6.00	8.00	1.25	0.03810	1426126.75
3.00	6.00	4.00	1.25	0.05080	1434327.35
3.00	6.00	3.00	1.25	0.06350	1435492.94
3.00	6.00	2.00	1.25	0.07620	1437704.31
3.00	6.00	1.00	1.25	0.10160	1442123.15
LENGTH (m)	N	NTUBE	SNRATIO	OUTTUBESIZE (m)	TOTALCOST (Baht)
3.00	6.00	206.00	1.25	0.01905	1411546.74
3.00	6.00	225.00	1.50	0.01905	1411666.53
3.00	6.00	206.00	2.00	0.01905	1411719.41
3.00	6.00	241.00	3.00	0.01905	1412009.03
LENGTH (m)	N	NTUBE	SNRATIO	OUTTUBESIZE (m)	TOTALCOST (Baht)
3.00	2.00	211.00	1.25	0.01905	1413477.50
3.00	3.00	235.00	1.25	0.01905	1412431.61
3.00	4.00	211.00	1.25	0.01905	1411950.21
3.00	5.00	225.00	1.25	0.01905	1411599.98
3.00	6.00	206.00	1.25	0.01905	1411546.74
LENGTH (m)	N	NTUBE	SNRATIO	OUTTUBESIZE (m)	TOTALCOST (Baht)
1.00	6.00	528.00	1.25	0.01905	1422593.42
1.20	6.00	540.00	1.25	0.01905	1420184.49
1.50	6.00	450.00	1.25	0.01905	1417909.82
2.00	6.00	372.00	1.25	0.01905	1415227.06
3.00	6.00	206.00	1.25	0.01905	1411546.74

ตารางที่ 5.9 แสดงการเปรียบเทียบค่า TOTAL COST เมื่อข้อมูลนำเข้า  $T_{g,i}=1000$  K,  $T_{a,i}=300$  K,  $FUEL\ USE_{before}=30$  L/h,  $CO=300$  ppm,  $O_2=2\%$

LENGTH (m)	N	NTUBE	SNRATIO	OUTTUBESIZE (m)	TOTALCOST (Baht)
3.00	6.00	246.00	1.25	0.01905	1693348.46
3.00	6.00	225.00	1.25	0.02540	1701554.97
3.00	6.00	13.00	1.25	0.03175	1708104.47
3.00	6.00	10.00	1.25	0.03810	1712539.82
3.00	6.00	7.00	1.25	0.05080	1721228.14
3.00	6.00	4.00	1.25	0.06350	1722299.59
3.00	6.00	3.00	1.25	0.07620	1726426.23
3.00	6.00	2.00	1.25	0.10160	1730493.33
LENGTH (m)	N	NTUBE	SNRATIO	OUTTUBESIZE (m)	TOTALCOST (Baht)
3.00	6.00	246.00	1.25	0.01905	1693348.46
3.00	6.00	270.00	1.50	0.01905	1693594.90
3.00	6.00	246.00	2.00	0.01905	1693550.41
3.00	6.00	246.00	3.00	0.01905	1693969.35
LENGTH (m)	N	NTUBE	SNRATIO	OUTTUBESIZE (m)	TOTALCOST (Baht)
3.00	2.00	230.00	1.25	0.01905	1695621.96
3.00	3.00	258.00	1.25	0.01905	1694333.83
3.00	4.00	274.00	1.25	0.01905	1693844.32
3.00	5.00	270.00	1.25	0.01905	1693516.36
3.00	6.00	246.00	1.25	0.01905	1693348.46
LENGTH (m)	N	NTUBE	SNRATIO	OUTTUBESIZE (m)	TOTALCOST (Baht)
1.00	6.00	550.00	1.25	0.01905	1707688.52
1.20	6.00	559.00	1.25	0.01905	1704260.76
1.50	6.00	540.00	1.25	0.01905	1701086.78
2.00	6.00	382.00	1.25	0.01905	1697869.79
3.00	6.00	246.00	1.25	0.01905	1693348.46

ตารางที่ 5.10 แสดงการเปรียบเทียบค่า TOTAL COST เมื่อข้อมูลนำเข้า  $T_{g,i}=1300$  K,  $T_{a,i}=300$  K,  $FUEL\ USE_{before}=20$  L/h,  $CO=300$  ppm,  $O_2=4\%$

LENGTH (m)	N	NTUBE	SNRATIO	OUTTUBESIZE (m)	TOTALCOST (Baht)
3.00	6.00	241.00	1.25	0.01905	1104043.22
3.00	6.00	219.00	1.25	0.02540	1111771.48
3.00	6.00	10.00	1.25	0.03175	1120597.40
3.00	6.00	8.00	1.25	0.03810	1123716.14
3.00	6.00	4.00	1.25	0.05080	1131516.52
3.00	6.00	3.00	1.25	0.06350	1133494.68
3.00	6.00	2.00	1.25	0.07620	1136312.67
3.00	6.00	1.00	1.25	0.10160	1141916.76
LENGTH (m)	N	NTUBE	SNRATIO	OUTTUBESIZE (m)	TOTALCOST (Baht)
3.00	6.00	241.00	1.25	0.01905	1104043.22
3.00	6.00	258.00	1.50	0.01905	1104226.44
3.00	6.00	258.00	2.00	0.01905	1104378.52
3.00	6.00	241.00	3.00	0.01905	1104644.33
LENGTH (m)	N	NTUBE	SNRATIO	OUTTUBESIZE (m)	TOTALCOST (Baht)
3.00	2.00	241.00	1.50	0.01905	1106664.32
3.00	3.00	225.00	1.25	0.01905	1105276.77
3.00	4.00	264.00	1.25	0.01905	1104651.74
3.00	5.00	230.00	1.25	0.01905	1104414.24
3.00	6.00	241.00	1.25	0.01905	1104043.22
LENGTH (m)	N	NTUBE	SNRATIO	OUTTUBESIZE (m)	TOTALCOST (Baht)
1.00	6.00	540.00	1.25	0.01905	1117897.00
1.20	6.00	559.00	1.25	0.01905	1114326.32
1.50	6.00	528.00	1.25	0.01905	1111423.05
2.00	6.00	367.00	1.25	0.01905	1108387.77
3.00	6.00	241.00	1.25	0.01905	1104043.22

ตารางที่ 5.11 แสดงการเปรียบเทียบค่า TOTAL COST เมื่อข้อมูลนำเข้า  $T_{g,i}=1300$  K,  $T_{a,i}=300$  K,  $FUEL\ USE_{before}=20$  L/h,  $CO=400$  ppm,  $O_2=4\%$

LENGTH (m)	N	NTUBE	SNRATIO	OUTTUBESIZE (m)	TOTALCOST (Baht)
3.00	6.00	241.00	1.25	0.01905	1104054.85
3.00	6.00	219.00	1.25	0.02540	1111782.55
3.00	6.00	10.00	1.25	0.03175	1120604.83
3.00	6.00	8.00	1.25	0.03810	1123723.15
3.00	6.00	4.00	1.25	0.05080	1131522.43
3.00	6.00	3.00	1.25	0.06350	1133500.31
3.00	6.00	2.00	1.25	0.07620	1136317.88
3.00	6.00	1.00	1.25	0.10160	1141921.15
LENGTH (m)	N	NTUBE	SNRATIO	OUTTUBESIZE (m)	TOTALCOST (Baht)
3.00	6.00	241.00	1.25	0.01905	1104054.85
3.00	6.00	258.00	1.50	0.01905	1104238.22
3.00	6.00	258.00	2.00	0.01905	1104390.30
3.00	6.00	241.00	3.00	0.01905	1104655.97
LENGTH (m)	N	NTUBE	SNRATIO	OUTTUBESIZE (m)	TOTALCOST (Baht)
3.00	2.00	254.00	1.25	0.01905	1106446.41
3.00	3.00	225.00	1.25	0.01905	1105288.13
3.00	4.00	264.00	1.25	0.01905	1104663.52
3.00	5.00	230.00	1.25	0.01905	1104425.74
3.00	6.00	241.00	1.25	0.01905	1104054.85
LENGTH (m)	N	NTUBE	SNRATIO	OUTTUBESIZE (m)	TOTALCOST (Baht)
1.00	6.00	540.00	1.25	0.01905	1117906.52
1.20	6.00	559.00	1.25	0.01905	1114336.69
1.50	6.00	528.00	1.25	0.01905	1111434.12
2.00	6.00	367.00	1.25	0.01905	1108398.98
3.00	6.00	241.00	1.25	0.01905	1104054.85



ตารางที่ 5.12 แสดงการเปรียบเทียบค่า TOTAL COST เมื่อข้อมูลนำเข้า  $T_{g,i}=1300$  K,  $T_{a,i}=300$  K,  $FUEL\ USE_{before}=20$  L/h,  $CO=1000$  ppm,  $O_2=4\%$

LENGTH (m)	N	NTUBE	SNRATIO	OUTTUBESIZE (m)	TOTALCOST (Baht)
3.00	6.00	241.00	1.25	0.01905	1104124.74
3.00	6.00	219.00	1.25	0.02540	1111849.04
3.00	6.00	10.00	1.25	0.03175	1120649.45
3.00	6.00	8.00	1.25	0.03810	1123765.27
3.00	6.00	4.00	1.25	0.05080	1131557.89
3.00	6.00	3.00	1.25	0.06350	1133534.12
3.00	6.00	2.00	1.25	0.07620	1136349.19
3.00	6.00	1.00	1.25	0.10160	1141947.49
LENGTH (m)	N	NTUBE	SNRATIO	OUTTUBESIZE (m)	TOTALCOST (Baht)
3.00	6.00	241.00	1.25	0.01905	1104124.74
3.00	6.00	258.00	1.50	0.01905	1104308.96
3.00	6.00	241.00	2.00	0.01905	1104320.23
3.00	6.00	241.00	3.00	0.01905	1104725.85
LENGTH (m)	N	NTUBE	SNRATIO	OUTTUBESIZE (m)	TOTALCOST (Baht)
3.00	2.00	254.00	1.25	0.01905	1106515.44
3.00	3.00	254.00	1.25	0.01905	1105199.41
3.00	4.00	264.00	1.25	0.01905	1104734.25
3.00	5.00	276.00	1.25	0.01905	1104429.57
3.00	6.00	241.00	1.25	0.01905	1104124.74
LENGTH (m)	N	NTUBE	SNRATIO	OUTTUBESIZE (m)	TOTALCOST (Baht)
1.00	6.00	540.00	1.25	0.01905	1117963.72
1.20	6.00	559.00	1.25	0.01905	1114398.94
1.50	6.00	526.00	1.25	0.01905	1111414.56
2.00	6.00	367.00	1.25	0.01905	1108466.32
3.00	6.00	241.00	1.25	0.01905	1104124.74

ตารางที่ 5.13 แสดงการเปรียบเทียบค่า TOTAL COST เมื่อข้อมูลนำเข้า  $T_{g,i}=1300$  K,  $T_{a,i}=300$  K,  $FUEL\ USE_{before}=20$  L/h,  $CO=300$  ppm,  $O_2=2\%$

LENGTH (m)	N	NTUBE	SNRATIO	OUTTUBESIZE (m)	TOTALCOST (Baht)
3.00	6.00	208.00	1.25	0.01905	1111367.94
3.00	6.00	174.00	1.25	0.02540	1117648.87
3.00	6.00	141.00	1.25	0.03175	1125323.73
3.00	6.00	114.00	1.25	0.03810	1130515.04
3.00	6.00	104.00	1.25	0.05080	1138144.78
3.00	6.00	2.00	1.25	0.06350	1141917.92
3.00	6.00	2.00	1.25	0.07620	1146095.08
3.00	6.00	1.00	1.25	0.10160	1145877.60
LENGTH (m)	N	NTUBE	SNRATIO	OUTTUBESIZE (m)	TOTALCOST (Baht)
3.00	6.00	208.00	1.25	0.01905	1111367.94
3.00	6.00	211.00	1.50	0.01905	1111676.00
3.00	6.00	208.00	2.00	0.01905	1111541.97
3.00	6.00	208.00	3.00	0.01905	1111903.33
LENGTH (m)	N	NTUBE	SNRATIO	OUTTUBESIZE (m)	TOTALCOST (Baht)
3.00	2.00	168.00	1.25	0.01905	1113625.24
3.00	3.00	206.00	1.25	0.01905	1112325.44
3.00	4.00	199.00	1.25	0.01905	1111733.57
3.00	5.00	211.00	1.25	0.01905	1111612.79
3.00	6.00	208.00	1.25	0.01905	1111367.94
LENGTH (m)	N	NTUBE	SNRATIO	OUTTUBESIZE (m)	TOTALCOST (Baht)
1.00	6.00	540.00	1.25	0.01905	1121465.57
1.20	6.00	547.00	1.25	0.01905	1119325.62
1.50	6.00	472.00	1.25	0.01905	1117374.39
2.00	6.00	329.00	1.25	0.01905	1114729.49
3.00	6.00	208.00	1.25	0.01905	1111367.94

ตารางที่ 5.14 แสดงการเปรียบเทียบค่า TOTAL COST เมื่อข้อมูลนำเข้า  $T_{g,i}=1300$  K,  $T_{a,i}=300$  K,  $FUEL\ USE_{before}=20$  L/h,  $CO=300$  ppm,  $O_2=3\%$

LENGTH (m)	N	NTUBE	SNRATIO	OUTTUBESIZE (m)	TOTALCOST (Baht)
3.00	6.00	230.00	1.25	0.01905	1108089.07
3.00	6.00	206.00	1.25	0.02540	1115057.62
3.00	6.00	151.00	1.25	0.03175	1123529.32
3.00	6.00	136.00	1.25	0.03810	1129106.59
3.00	6.00	4.00	1.25	0.05080	1135109.68
3.00	6.00	3.00	1.25	0.06350	1139631.08
3.00	6.00	2.00	1.25	0.07620	1141257.30
3.00	6.00	1.00	1.25	0.10160	1141926.39
LENGTH (m)	N	NTUBE	SNRATIO	OUTTUBESIZE (m)	TOTALCOST (Baht)
3.00	6.00	230.00	1.25	0.01905	1108089.07
3.00	6.00	217.00	1.50	0.01905	1108268.42
3.00	6.00	230.00	2.00	0.01905	1108278.35
3.00	6.00	230.00	3.00	0.01905	1108671.14
LENGTH (m)	N	NTUBE	SNRATIO	OUTTUBESIZE (m)	TOTALCOST (Baht)
3.00	2.00	213.00	1.25	0.01905	1110287.61
3.00	3.00	213.00	1.25	0.01905	1109071.79
3.00	4.00	208.00	1.25	0.01905	1108655.32
2.00	6.00	324.00	1.25	0.01905	1111872.15
3.00	6.00	230.00	1.25	0.01905	1108089.07
LENGTH (m)	N	NTUBE	SNRATIO	OUTTUBESIZE (m)	TOTALCOST (Baht)
1.00	6.00	550.00	1.25	0.01905	1119718.14
1.20	6.00	547.00	1.25	0.01905	1116993.29
1.50	6.00	468.00	1.25	0.01905	1114693.62
3.00	6.00	230.00	1.25	0.01905	1108089.07
3.00	6.00	230.00	1.25	0.01905	1108089.07

ตารางที่ 5.15 แสดงการเปรียบเทียบค่า TOTAL COST เมื่อข้อมูลนำเข้า  $T_{g,i}=1300$  K,  $T_{a,i}=300$  K,  $FUEL\ USE_{before}=20$  L/h,  $CO=300$  ppm,  $O_2=4\%$

LENGTH (m)	N	NTUBE	SNRATIO	OUTTUBESIZE (m)	TOTALCOST (Baht)
3.00	6.00	241.00	1.25	0.01905	1104043.22
3.00	6.00	219.00	1.25	0.02540	1111771.48
3.00	6.00	10.00	1.25	0.03175	1120597.40
3.00	6.00	8.00	1.25	0.03810	1123716.14
3.00	6.00	4.00	1.25	0.05080	1131516.52
3.00	6.00	3.00	1.25	0.06350	1133494.68
3.00	6.00	2.00	1.25	0.07620	1136312.67
3.00	6.00	1.00	1.25	0.10160	1141916.76
LENGTH (m)	N	NTUBE	SNRATIO	OUTTUBESIZE (m)	TOTALCOST (Baht)
3.00	6.00	241.00	1.25	0.01905	1104043.22
3.00	6.00	258.00	1.50	0.01905	1104226.44
3.00	6.00	258.00	2.00	0.01905	1104378.52
3.00	6.00	241.00	3.00	0.01905	1104644.33
LENGTH (m)	N	NTUBE	SNRATIO	OUTTUBESIZE (m)	TOTALCOST (Baht)
3.00	2.00	241.00	1.50	0.01905	1106664.32
3.00	3.00	225.00	1.25	0.01905	1105276.77
3.00	4.00	264.00	1.25	0.01905	1104651.74
3.00	5.00	230.00	1.25	0.01905	1104414.24
3.00	6.00	241.00	1.25	0.01905	1104043.22
LENGTH (m)	N	NTUBE	SNRATIO	OUTTUBESIZE (m)	TOTALCOST (Baht)
1.00	6.00	540.00	1.25	0.01905	1117897.00
1.20	6.00	559.00	1.25	0.01905	1114326.32
1.50	6.00	528.00	1.25	0.01905	1111423.05
2.00	6.00	367.00	1.25	0.01905	1108387.77
3.00	6.00	241.00	1.25	0.01905	1104043.22

## 5.2 การวิเคราะห์ผลเมื่อเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิของก๊าซเสียเข้ารีคูเพอเรเตอร์

ตัวแปรตัวสุดท้ายที่เป็นตัวแปรสำคัญในการเปลี่ยนแปลงค่าใช้จ่ายรวมทั้งหมดคือ อุณหภูมิของก๊าซเสียออกกรีคูเพอเรเตอร์ ( $T_{g,o}$ ) ซึ่งเป็นตัวแปรแรกที่เราไม่ทราบค่า ซึ่งตัวแปรนี้ใช้ในการหาค่าอุณหภูมิของอากาศขาออกกรีคูเพอเรเตอร์ ( $T_{a,o}$ ) โดยวิธีสมมูลค่าพลังงานหลังจากนั้นจะใช้ในการหาค่า *LMTD* ต่อไป

ดังนั้นในส่วนที่จะกล่าวถึงต่อไปนี้จะทำการเปรียบเทียบอุณหภูมิของก๊าซเสียออกกรีคูเพอเรเตอร์ ( $T_{g,o}$ ) โดยการปรับเปลี่ยนค่าโดยจะมีอุณหภูมิระหว่างอุณหภูมิของอากาศเข้ารีคูเพอเรเตอร์ ( $T_{a,i}$ ) และอุณหภูมิของก๊าซเสียเข้ารีคูเพอเรเตอร์ ( $T_{g,i}$ ) โดยจะแสดงผลการปรับเปลี่ยนอุณหภูมิเข้ารีคูเพอเรเตอร์ 3 แบบคือ 1000K, 900K และ 800K และมีค่าไฟล์ข้อมูลนำเข้าที่กำหนดให้เป็นค่าคงที่ดังนี้

- อัตราการใช้น้ำมันเชื้อเพลิงก่อนติดตั้งรีคูเพอเรเตอร์ (*Fuel use<sub>before</sub>*) = 1000 K
- อุณหภูมิของอากาศเข้ารีคูเพอเรเตอร์ ( $T_{a,i}$ ) = 300 K
- ปริมาณก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ในก๊าซเสีย (*CO*) = 300 ppm
- ปริมาณก๊าซออกซิเจนในก๊าซเสีย ( $O_2$ ) = 7%

และมีรายละเอียดการทำงานของโปรแกรมดังนี้

### ส่วนที่ 1 อุณหภูมิเข้ารีคูเพอเรเตอร์ 1000K

จากตารางที่ 5.16 กำหนดให้โปรแกรมเปลี่ยนอุณหภูมิของก๊าซเสียออกกรีคูเพอเรเตอร์ ( $T_{g,o}$ ) 350 K ถึง 630 K ทุกๆ 10 K โดยตารางจะแสดง ความยาวของท่อ (*Length, L*), จำนวนเที่ยวของการไหล (*N*), จำนวนท่อ (*N<sub>tube</sub>*), ค่าใช้จ่ายตลอดอายุการใช้งาน (*Life Cycle Cost, LCC*) อัตราการใช้น้ำมันเชื้อเพลิงหลังจากติดตั้งรีคูเพอเรเตอร์แล้ว (*Fuel Use<sub>after</sub>*) และค่าใช้จ่ายรวมทั้งหมด (*Total Cost*) โดยตัวแปรที่ไม่ทราบค่าทั้งหมดของรีคูเพอเรเตอร์ทั้งหมดคือ ความยาวท่อ (*Length, L*), จำนวนเที่ยวของการไหล (*N<sub>p</sub>*), อัตราส่วนระยะห่างระหว่างท่อ (*S<sub>n</sub>*) และขนาดเส้นผ่าศูนย์กลางภายนอก (*D<sub>o</sub>*) มีการคำนวณการเปลี่ยนแปลงตัวแปรของทุกตัวเพื่อหาขนาดที่เหมาะสมที่สุดเมื่อกำหนดอุณหภูมิของก๊าซเสียออกกรีคูเพอเรเตอร์ ( $T_{g,o}$ ) ในแต่ละอุณหภูมิ

ค่า *Total Cost* นั้นมีค่าเท่ากับผลรวมของ *LCC* กับและค่า *Fuel Use<sub>after</sub>* ซึ่งเมื่อพิจารณารูปที่ 5.1 ซึ่งแสดงค่าข้อมูลของตารางที่ 5.16 นั้นจะพบว่า เส้นที่แสดงค่า *LCC* นั้นมีลักษณะเป็นรูปโค้งแต่อาจจะสังเกตไม่ชัดเจนเนื่องจากความแตกต่างของค่าอัตราการใช้น้ำมันเชื้อเพลิง (*Fuel Use<sub>after</sub>*) มีค่าค่อนข้างสูง ดังนั้นรูปที่ 5.2 จะแสดงเฉพาะความสัมพันธ์ของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิของก๊าซเสียขาออกรีคูเพอเรเตอร์ ( $T_{g,o}$ ) และค่า *Total Cost* โดยเปลี่ยนอุณหภูมิทุกๆ 10 K จะพิจารณาช่วงอุณหภูมิตั้งแต่ 500-680K ซึ่งกราฟมีลักษณะโค้งเป็นกราฟหงาย โดยที่จุดต่ำสุดมีค่า 560K และเป็นจุดที่แสดงค่า *Total Cost* ที่ต่ำที่สุดด้วย ดังนั้นจุดดังกล่าวนี้จึงเป็นจุดที่เหมาะสมที่สุดในการออกแบบบริคูเพอเรเตอร์ โดยที่มีรายละเอียดของรีคูเพอเรเตอร์ที่เหมาะสมที่สุดดังนี้คือ

- 'NP IS 5'
- 'N IS 126'
- 'LENGTH IS 3'
- 'SNRATIO IS 1.25'
- 'OUTTUBESIZE IS 2.5400000000E-02'
- 'INTUBESIZE IS 1.9860000000E-02'
- 'CONFIG IS CONFIG 2'
- 'CHANNEL IS 4.0957500000E-1'
- 'LCC IS 1.1619853451E+05'
- 'FLUEOUTTEMPGUESS IS 7.1000000000E+02'
- 'SAVEOILCOST IS 4.5740848768+05'
- 'RESTOILCOST IS 1.2945915123E+06'
- 'TOTALCOST IS 1.360789151E+06'
- 'RENALDTUBE IS 3.7347798349E+03'
- 'RENALDSHELL IS 2.2003564627E+03'
- 'PINTUBE IS 5.8773683563E+02'
- 'PINSHELL IS 4.17714240880E+02'
- 'SHELLSIZE IS 0.42367361058E-01'
- 'OUTAIRTEMP IS 5.7000000000E+02'
- 'PAYBACK IS 3.5368433672E-01'

## ส่วนที่ 2 อุณหภูมิขาเข้ารีคูเพอเรเตอร์ 900K

จะพิจารณาเช่นเดียวกับส่วนที่ 1 คือตารางที่ 5.18 จะแสดงการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิของก๊าซเสียขาออกรีคูเพอเรเตอร์ ( $T_{g,o}$ ) ทุกๆ 10 K โดยที่ไฟล์ข้อมูลนำเข้ามีค่า เช่นเดียวกับส่วนที่ 1 โดยจะ

สังเกตได้ว่าลักษณะข้อมูลที่คำนวณได้ตามรูปที่ 5.3 นั้นมีลักษณะเช่นเดียวกับรูปที่ 5.1 และถ้าพิจารณาเฉพาะค่าใช้จ่ยรวมทั้งหมดดังรูปที่ 5.3 นั้น ลักษณะของกราฟแสดงแนวโน้มเช่นเดียวกับรูปที่ 5.2 โดยจะวิเคราะห์ในช่วงอุณหภูมิของก๊าซเสียออกกรีคูเพอเรเตอร์ ( $T_{g,o}$ ) ตั้งแต่ 450-630 K จะพบว่าจุดที่ต่ำที่สุดของกราฟเมื่อคำนวณที่ละ 10 K ก็คือจุดที่อุณหภูมิของก๊าซเสียออกกรีคูเพอเรเตอร์ ( $T_{g,o}$ ) มีค่า 460 K โดยที่มีรายละเอียดของกรีคูเพอเรเตอร์ที่เหมาะสมที่สุดดังนี้คือ

- 'NP IS 5'
- 'N IS 114'
- 'LENGTH IS 3'
- 'SNRATIO IS 1.25'
- 'OUTTUBESIZE IS 2.5400000000E-02'
- 'INTUBESIZE IS 1.9860000000E-02'
- 'CONFIG IS CONFIG 3'
- 'CHANNEL IS 5.00000000E-1'
- 'LCC IS 6.7843351645E+04'
- 'FLUEOUTTEMPGUESS IS 6.3000000000E+02'
- 'SAVEOILCOST IS 4.0342887846E+05'
- 'RESTOILCOST IS 1.3485711215E+06'
- 'TOTALCOST IS 1.414248E+06'
- 'RENALDTUBE IS 4.3938765256E+03'
- 'RENALDSHELL IS 5.8357473676E+03'
- 'PINTUBE IS 7.042766318E+02'
- 'PINSHELL IS 9.7881154974E+02'
- 'SHELLSIZE IS 0.51357361058E-01'
- 'OUTAIRTEMP IS 5.5000000000E+02'
- 'PAYBACK IS 3.8860273829E-01'

### ส่วนที่ 3 อุณหภูมิขาเข้ากรีคูเพอเรเตอร์ 900K

ในส่วนสุดท้ายนี้ทำการเปรียบเทียบเช่นเดียวกับส่วนที่ 1 และ 2 คือไฟล์นำเข้ามีข้อมูลเดียวกัน แต่จะพิจารณาอุณหภูมิขาเข้ากรีคูเพอเรเตอร์ 800K โดยโปรแกรมจะคำนวณข้อมูลของกรีคูเพอเรเตอร์ที่อุณหภูมิของก๊าซเสียออกกรีคูเพอเรเตอร์ ( $T_{g,o}$ ) ในช่วง 450-630 K และมีค่าอุณหภูมิที่เหมาะสมนี้ที่ 490 K ตามตารางที่ 5.18 และรูปที่ 5.5 และ 5.6 พร้อมรายละเอียดดังต่อไปนี้

- 'NP IS 6'
- 'N IS 110'
- 'LENGTH IS 3'
- 'SNRATIO IS 1.25'
- 'OUTTUBESIZE IS 2.5400000000E-02'
- 'INTUBESIZE IS 1.9860000000E-02'
- 'CONFIG IS CONFIG 2'
- 'CHANNEL IS 5.000000000E-1'
- 'LCC IS 6.656676824+04'
- 'FLUEOUTTEMPGUESS IS 5.500000000E+02'
- 'SAVEOILCOST IS 3.5791730972E+05'
- 'RESTOILCOST IS 1.3940822E+06'
- 'TOTALCOST IS 2.2058269110E+06'
- 'RENALDTUBE IS 2.8577695535E+02'
- 'RENALDSHELL IS 1.4051210509E+03'
- 'PINTUBE IS 4.184942292E+02'
- 'PINSHELL IS 2.7512454741E+02'
- 'SHELLSIZE IS 0.51357361058E-01'
- 'OUTAIRTEMP IS 5.3000000000E+02'
- 'PAYBACK IS 4.985176427E-01'

สถาบันวิทยบริการ  
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย



ตารางที่ 5.16 แสดงค่าใช้จ่ายรวมทั้งหมดเมื่ออัตราการใช้น้ำมันเชื้อเพลิงก่อนติดตั้งรีคูเพอเรเตอร์มีค่า 30 ลิตรต่อชั่วโมงและจำนวน  $T_{g,o}$  ทุกๆ 10 K

FLUETEMP (K)	INAIRTEMP (K)	GASOUTTEMPGUESS (K)	OUTAIRTEMP	LCC (BAHT)	FUEL SAFE (BAHT/YEAR)	FUEL USE (BAHT/YEAR)	SUMCOST (BAHT)
1000	300	650.00	462	250,328.00	531,055.00	1,220,994.00	1,421,322.00
		660.00	459	226,288.00	518,496.00	1,233,503.00	1,409,791.00
		670.00	455	204,615.00	506,086.00	1,245,913.00	1,400,528.00
		680.00	451	174,317.00	493,773.00	1,258,226.00	1,382,543.00
		690.00	447	152,212.00	481,557.00	1,270,442.00	1,372,654.00
		700.00	444	135,938.00	469,436.00	1,282,563.00	1,368,501.00
		710.00	440	116,198.00	457,408.00	1,294,591.00	1,360,789.00
		720.00	436	116,178.00	445,472.00	1,306,528.00	1,372,706.00
		730.00	433	108,531.00	433,625.00	1,318,374.00	1,376,905.00
		740.00	429	107,996.00	421,867.00	1,330,132.00	1,388,128.00
		750.00	425	107,699.00	410,196.00	1,341,803.00	1,399,502.00
		760.00	418	107,693.00	398,611.00	1,353,388.00	1,411,081.00
		770.00	418	106,896.00	387,110.00	1,364,889.00	1,421,785.00
		780.00	415	106,892.00	375,692.00	1,376,307.00	1,433,199.00
		790.00	411	106,889.00	364,355.00	1,387,644.00	1,444,533.00
		800.00	408	106,885.00	353,098.00	1,398,901.00	1,455,786.00
		810.00	404	106,885.00	341,919.00	1,410,080.00	1,466,965.00
		820.00	401	106,828.00	330,818.00	1,421,181.00	1,478,009.00

ตารางที่ 5.17 แสดงค่าใช้จ่ายรวมทั้งหมดเมื่ออัตราการใช้น้ำมันเชื้อเพลิงก่อนติดตั้งรีคูเพอเรเตอร์มีค่า 30 ลิตรต่อชั่วโมงและจำนวน  $T_{g,o}$  ทุกๆ 10 K

FLUETEMP (K)	INAIRTEMP (K)	GASOUTTEMPGUESS (K)	OUTAIRTEMP	LCC (BAHT)	FUEL SAFE (BAHT/YEAR)	FUEL USE (BAHT/YEAR)	SUMCOST (BAHT)
900	300	560.00	451	218,748	493,309	1,258,694	1,477,442
		570.00	447	183,094	480,134	1,271,865	1,454,959
		580.00	443	162,702	467,077	1,284,922	1,447,624
		590.00	439	144,785	454,131	1,297,868	1,442,653
		600.00	435	124,806	441,295	1,310,704	1,435,510
		610.00	431	100,993	428,567	1,323,432	1,424,425
		620.00	427	79,770	415,945	1,336,054	1,415,824
		630.00	423	65,677	403,428	1,348,571	1,414,248
		640.00	420	60,101	391,015	1,360,984	1,421,085
		650.00	416	58,233	378,702	1,373,297	1,431,530
		660.00	412	57,705	366,489	1,385,510	1,443,215
		670.00	408	57,700	354,375	1,397,624	1,455,324
		680.00	404	56,896	342,357	1,409,642	1,466,538
		690.00	401	56,892	330,433	1,421,566	1,478,458
		700.00	397	56,888	318,603	1,433,396	1,490,284
		710.00	394	56,885	306,865	1,445,134	1,502,019
		720.00	390	56,885	295,216	1,456,783	1,513,668

ตารางที่ 5.18 แสดงค่าใช้จ่ายรวมทั้งหมดเมื่ออัตราการใช้น้ำมันเชื้อเพลิงก่อนติดตั้งรีคูเพอเรเตอร์มีค่า 30 ลิตรต่อชั่วโมงและจำนวน  $T_{g,o}$  ทุกๆ 10 K

FLUETEMP (K)	INAIRTEMP (K)	GASOUTTEMPGUESS (K)	OUTAIRTEMP	LCC (BAHT)	FUEL SAFE (BAHT/YEAR)	FUEL USE (BAHT/YEAR)	SUMCOST (BAHT)
800	300	500.00	430	198,916	424,850	1,327,149	1,526,065
		510.00	426	178,740	411,219	1,340,781	1,519,521
		520.00	421	136,229	397,711	1,354,288	1,490,517
		530.00	417	109,007	384,326	1,367,673	1,476,680
		540.00	413	81,651	371,062	1,380,937	1,462,588
		550.00	409	67,843	357,917	1,394,082	1,461,925
		560.00	405	60,526	344,889	1,407,110	1,467,636
		570.00	401	58,531	331,976	1,420,023	1,478,554
		580.00	397	57,996	319,176	1,432,823	1,490,819
		590.00	393	57,699	306,488	1,445,511	1,503,210
		600.00	390	48,409	293,910	1,458,089	1,506,498
		610.00	386	56,892	281,439	1,470,560	1,527,452
		620.00	382	56,888	269,075	1,482,924	1,539,812
		630.00	378	56,885	256,816	1,495,183	1,552,068
		640.00	375	56,822	244,659	1,507,340	1,564,162
		650.00	371	56,281	232,603	1,519,396	1,575,677
		660.00	367	55,830	220,647	1,531,352	1,587,182

ตารางที่ 5.16 แสดงค่าใช้จ่ายรวมทั้งหมดเมื่ออัตราการใช้น้ำมันเชื้อเพลิงก่อนติดตั้งรีคูเพอเรเตอร์มีค่า 30 ลิตรต่อชั่วโมงและจำนวน  $T_{g,o}$  ทุกๆ 10 K

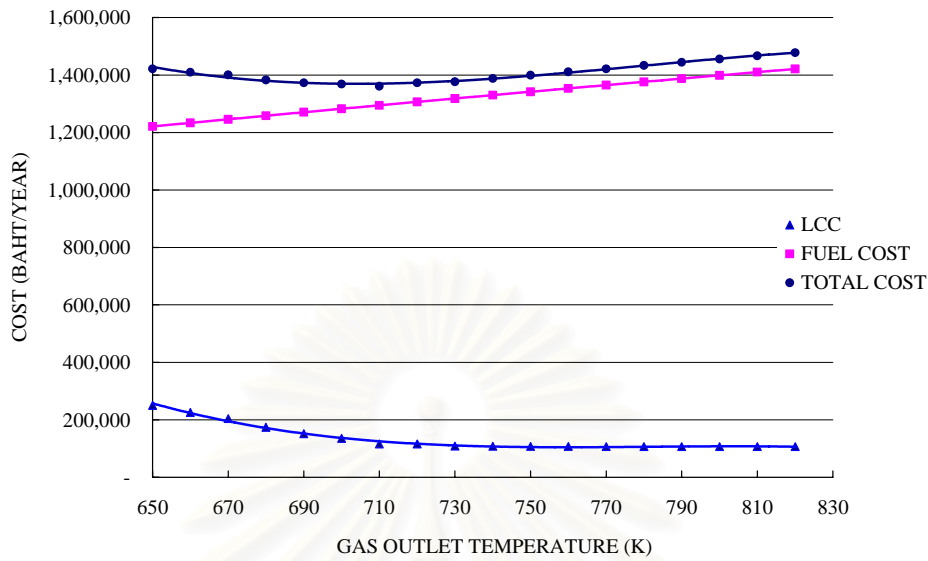
FLUETEMP (K)	INAIRTEMP (K)	GASOUTTEMPGUESS (K)	OUTAIRTEMP	LCC (BAHT)	FUEL SAFE (BAHT/YEAR)	FUEL USE (BAHT/YEAR)	SUMCOST (BAHT)
1000	300	500.00	462	250,328.00	531,055.00	1,220,994.00	1,421,322.00
		510.00	459	226,288.00	518,496.00	1,233,503.00	1,409,791.00
		520.00	455	204,615.00	506,086.00	1,245,913.00	1,400,528.00
		530.00	451	174,317.00	493,773.00	1,258,226.00	1,382,543.00
		540.00	447	152,212.00	481,557.00	1,270,442.00	1,372,654.00
		550.00	444	135,938.00	469,436.00	1,282,563.00	1,368,501.00
		560.00	440	116,198.00	457,408.00	1,294,591.00	1,360,789.00
		570.00	436	116,178.00	445,472.00	1,306,528.00	1,372,706.00
		580.00	433	108,531.00	433,625.00	1,318,374.00	1,376,905.00
		590.00	429	107,996.00	421,867.00	1,330,132.00	1,388,128.00
		600.00	425	107,699.00	410,196.00	1,341,803.00	1,399,502.00
		610.00	418	107,693.00	398,611.00	1,353,388.00	1,411,081.00
		620.00	418	106,896.00	387,110.00	1,364,889.00	1,421,785.00
		630.00	415	106,892.00	375,692.00	1,376,307.00	1,433,199.00
		640.00	411	106,889.00	364,355.00	1,387,644.00	1,444,533.00
		650.00	408	106,885.00	353,098.00	1,398,901.00	1,455,786.00
		660.00	404	106,885.00	341,919.00	1,410,080.00	1,466,965.00
		670.00	401	106,828.00	330,818.00	1,421,181.00	1,478,009.00

ตารางที่ 5.17 แสดงค่าใช้จ่ายรวมทั้งหมดเมื่ออัตราการใช้น้ำมันเชื้อเพลิงก่อนติดตั้งรีคูเพอเรเตอร์มีค่า 30 ลิตรต่อชั่วโมงและจำนวน  $T_{g,o}$  ทุกๆ 10 K

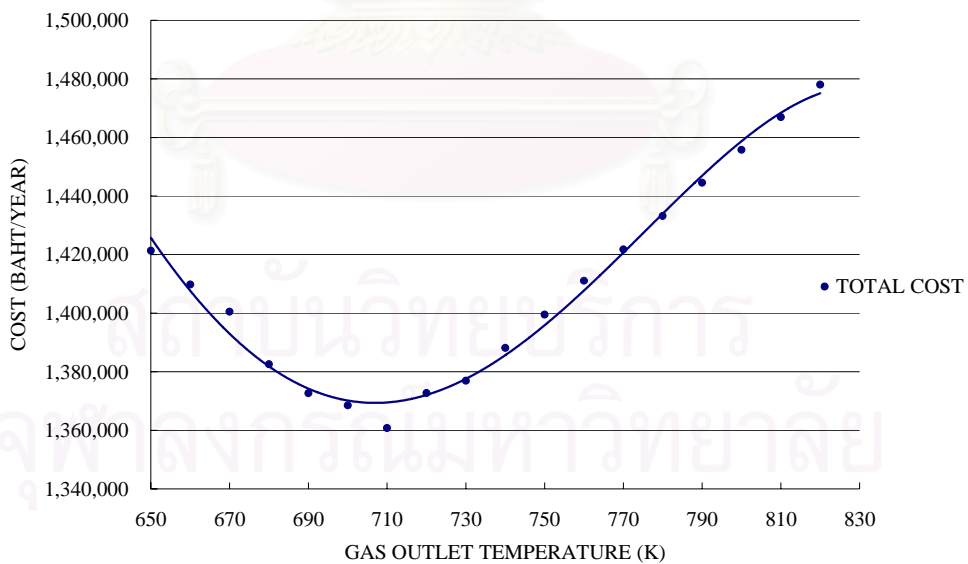
FLUETEMP (K)	INAIRTEMP (K)	GASOUTTEMPGUESS (K)	OUTAIRTEMP	LCC (BAHT)	FUEL SAFE (BAHT/YEAR)	FUEL USE (BAHT/YEAR)	SUMCOST (BAHT)
900	300	460.00	451	218,748	493,309	1,258,694	1,477,442
		470.00	447	183,094	480,134	1,271,865	1,454,959
		480.00	443	162,702	467,077	1,284,922	1,447,624
		490.00	439	144,785	454,131	1,297,868	1,442,653
		500.00	435	124,806	441,295	1,310,704	1,435,510
		510.00	431	100,993	428,567	1,323,432	1,424,425
		520.00	427	79,770	415,945	1,336,054	1,415,824
		530.00	423	65,677	403,428	1,348,571	1,414,248
		540.00	420	60,101	391,015	1,360,984	1,421,085
		550.00	416	58,233	378,702	1,373,297	1,431,530
		560.00	412	57,705	366,489	1,385,510	1,443,215
		570.00	408	57,700	354,375	1,397,624	1,455,324
		580.00	404	56,896	342,357	1,409,642	1,466,538
		590.00	401	56,892	330,433	1,421,566	1,478,458
		600.00	397	56,888	318,603	1,433,396	1,490,284
		610.00	394	56,885	306,865	1,445,134	1,502,019
		620.00	390	56,885	295,216	1,456,783	1,513,668

ตารางที่ 5.18 แสดงค่าใช้จ่ายรวมทั้งหมดเมื่ออัตราการใช้น้ำมันเชื้อเพลิงก่อนติดตั้งรีคูเพอเรเตอร์มีค่า 30 ลิตรต่อชั่วโมงและจำนวน  $T_{g,o}$  ทุกๆ 10 K

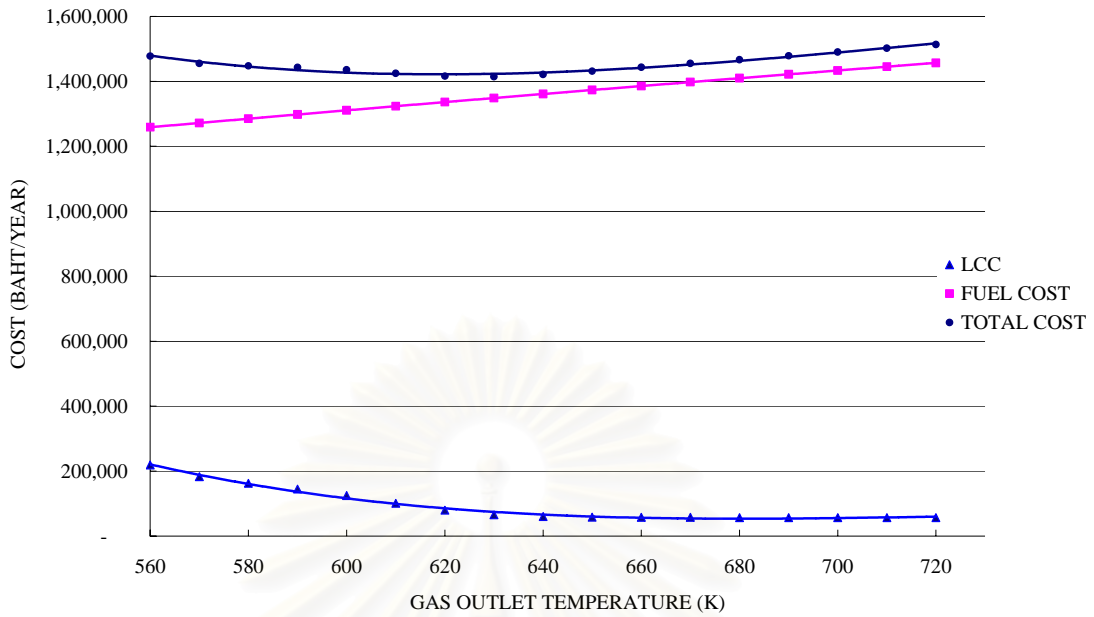
FLUETEMP (K)	INAIRTEMP (K)	GASOUTTEMPGUESS (K)	OUTAIRTEMP	LCC (BAHT)	FUEL SAFE (BAHT/YEAR)	FUEL USE (BAHT/YEAR)	SUMCOST (BAHT)
800	300	440.00	430	198,916	424,850	1,327,149	1,526,065
		450.00	426	178,740	411,219	1,340,781	1,519,521
		460.00	421	136,229	397,711	1,354,288	1,490,517
		470.00	417	109,007	384,326	1,367,673	1,476,680
		480.00	413	81,651	371,062	1,380,937	1,462,588
		490.00	409	67,843	357,917	1,394,082	1,461,925
		500.00	405	60,526	344,889	1,407,110	1,467,636
		510.00	401	58,531	331,976	1,420,023	1,478,554
		520.00	397	57,996	319,176	1,432,823	1,490,819
		530.00	393	57,699	306,488	1,445,511	1,503,210
		540.00	390	48,409	293,910	1,458,089	1,506,498
		550.00	386	56,892	281,439	1,470,560	1,527,452
		560.00	382	56,888	269,075	1,482,924	1,539,812
		570.00	378	56,885	256,816	1,495,183	1,552,068
		580.00	375	56,822	244,659	1,507,340	1,564,162
		590.00	371	56,281	232,603	1,519,396	1,575,677
		600.00	367	55,830	220,647	1,531,352	1,587,182



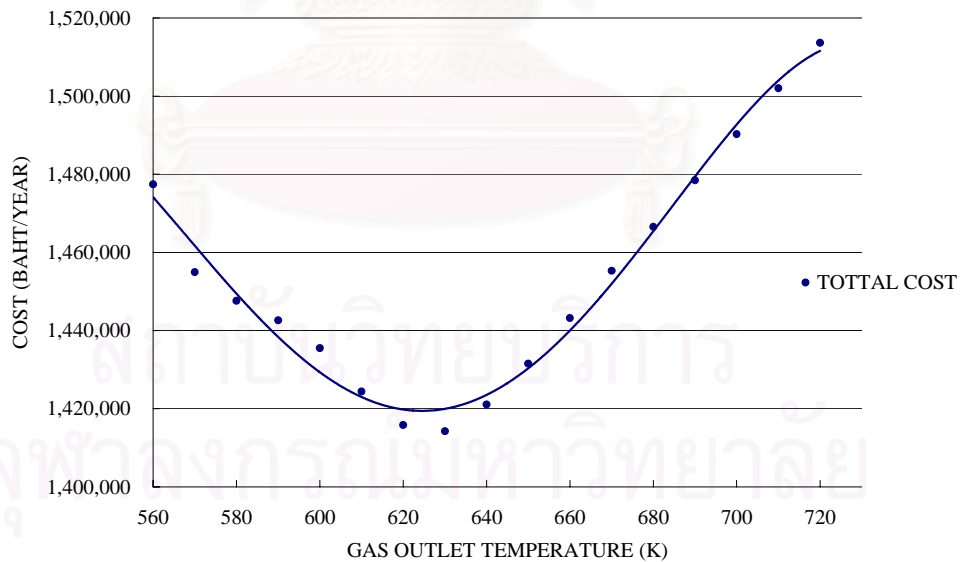
รูปที่ 5.1 แสดงความสัมพันธ์ระหว่างการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิขาออกของแก๊สเสีย (*Gas Out Temperature,  $T_{g,o}$* ) กับค่าใช้จ่ายตลอดอายุการใช้งาน (*Life Cycle Cost, LCC*), ค่าใช้จ่ายส่วนเชื้อเพลิง (*Fuel Cost*) และค่าใช้จ่ายรวมทั้งหมด (*Total Cost*) เมื่อข้อมูลนำเข้า  $T_{g,i}=1000$  K,  $T_{a,i}=300$  K,  $FUEL USE_{before}=30$  L/h,  $CO=300$  ppm และ  $O_2=7\%$



รูปที่ 5.2 แสดงความสัมพันธ์ระหว่างการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิขาออกของแก๊สเสีย (*Gas Out Temperature,  $T_{g,o}$* ) ทุกๆ 10 K กับค่าใช้จ่ายรวมทั้งหมด (*Total Cost*) เมื่อข้อมูลนำเข้า  $T_{g,i}=1000$  K,  $T_{a,i}=300$  K,  $FUEL USE_{before}=30$  L/h,  $CO=300$  ppm และ  $O_2=7\%$

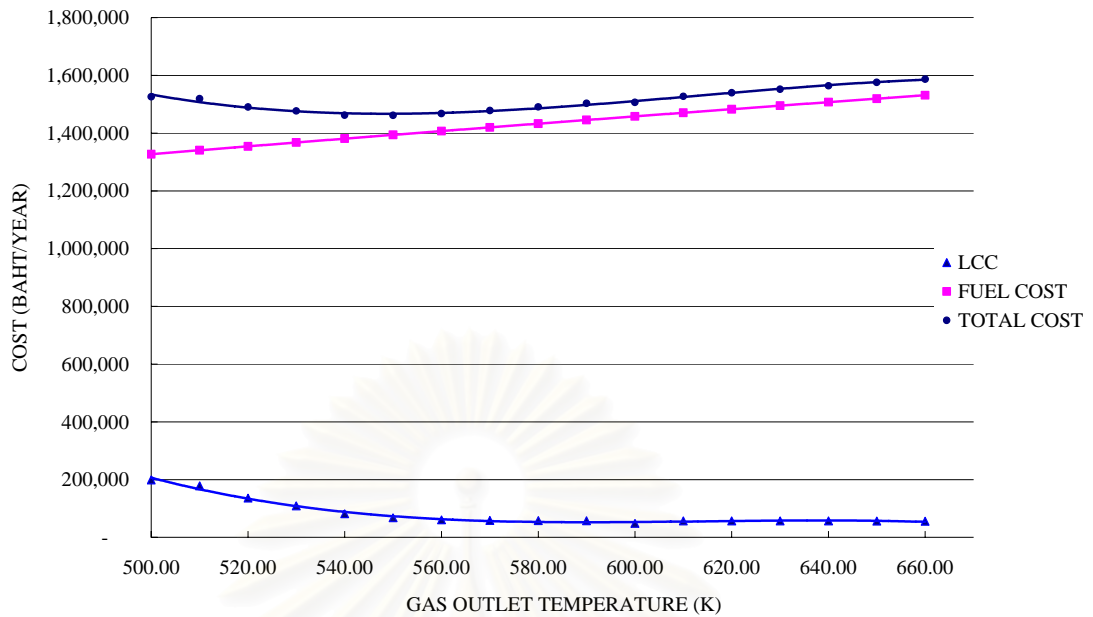


รูปที่ 5.3 แสดงความสัมพันธ์ระหว่างการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิขาออกของแก๊สเสีย (Gas Out Temperature,  $T_{g,o}$ ) กับค่าใช้จ่ายตลอดอายุการใช้งาน (Life Cycle Cost, LCC), ค่าใช้จ่ายส่วนเชื้อเพลิง (Fuel Cost) และค่าใช้จ่ายรวมทั้งหมด (Total Cost) เมื่อข้อมูลนำเข้า  $T_{g,i}=900$  K,  $T_{a,i}=300$  K,  $FUEL\ USE_{before}=30$  L/h,  $CO=300$  ppm และ  $O_2=7\%$

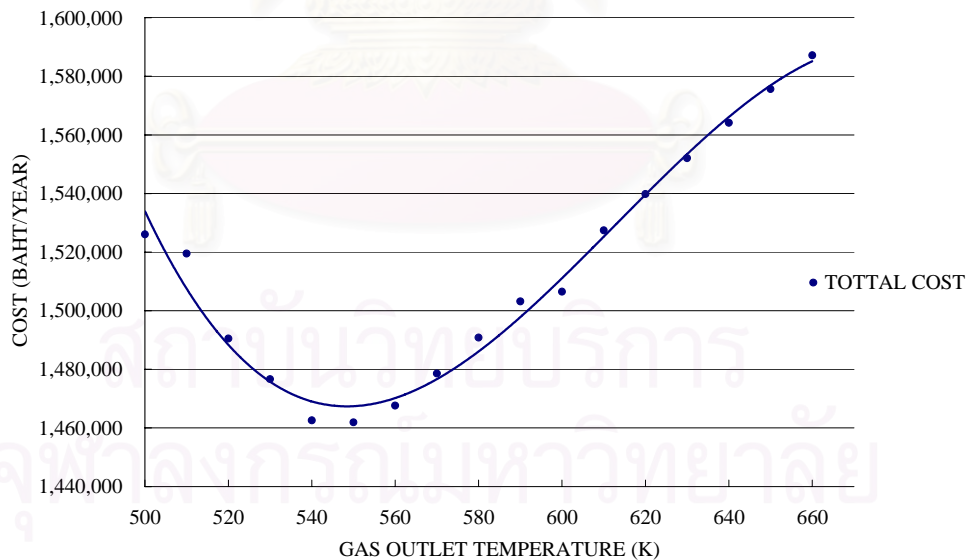


รูปที่ 5.4 แสดงความสัมพันธ์ระหว่างการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิขาออกของแก๊สเสีย (Gas Out Temperature,  $T_{g,o}$ ) ทุกๆ 10 K กับค่าใช้จ่ายรวมทั้งหมด (Total Cost) เมื่อข้อมูลนำเข้า  $T_{g,i}=1300$  K,  $T_{a,i}=300$  K,  $FUEL\ USE=30$  L/h,  $CO=300$  ppm และ  $O_2=4\%$





รูปที่ 5.5 แสดงความสัมพันธ์ระหว่างการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิขาออกของแก๊สเสีย (Gas Out Temperature,  $T_{g,o}$ ) กับค่าใช้จ่ายตลอดอายุการใช้งาน (Life Cycle Cost,  $LCC$ ), ค่าใช้จ่ายส่วนเชื้อเพลิง (Fuel Cost) และค่าใช้จ่ายรวมทั้งหมด (Total Cost) เมื่อข้อมูลนำเข้า  $T_{g,i}=800$  K,  $T_{a,i}=300$  K,  $FUEL\ USE=30$  L/h,  $CO=300$  ppm และ  $O_2=7\%$



รูปที่ 5.6 แสดงความสัมพันธ์ระหว่างการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิขาออกของแก๊สเสีย (Gas Out Temperature,  $T_{g,o}$ ) ทุกๆ 10 K กับค่าใช้จ่ายรวมทั้งหมด (Total Cost) เมื่อข้อมูลนำเข้า  $T_{g,i}=1000$  K,  $T_{a,i}=300$  K,  $FUEL\ USE_{before}=30$  L/h,  $CO=300$  ppm และ  $O_2=7\%$

## บทที่ 6

### บทสรุป ปัญหาที่พบและข้อเสนอแนะ

#### 6.1 บทสรุป

วิทยานิพนธ์นี้ได้แสดงการคำนวณการออกแบบรีกิวเพอเรเตอร์ชนิดเซลล์และท่อเพื่อหาจุดที่เหมาะสมที่สุดในการออกแบบโดยใช้โปรแกรมเทอร์โบปาสคาลในการคำนวณ ซึ่งผลการคำนวณจะสามารถหาขนาดทั้งหมดที่ใช้ในการออกแบบรีกิวเพอเรเตอร์โดยจะแสดงข้อมูลที่จำเป็นต้องใช้การผลิต เช่น จำนวนท่อ, ความยาวท่อ, จำนวนบaffle, ขนาดของเซลล์, ขนาดของปล่องทางเข้าและออกของอากาศที่เข้ามารับความร้อน เป็นต้น

ในการออกแบบรีกิวเพอเรเตอร์ชนิดเซลล์และท่อนั้นควรที่จะต้องทราบความแตกต่างของการประยุกต์ในการใช้งานอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนแบบต่างๆ ดังที่ได้แสดงไว้ในบทที่ 2 ซึ่งจะแสดงรายละเอียดพร้อมภาพประกอบการทำงาน สำหรับบทที่ 3 นั้นจะกล่าวถึงทฤษฎีและสมการต่างๆที่ใช้ในการออกแบบรีกิวเพอเรเตอร์พร้อมทั้งบอกขั้นตอนและรายละเอียดในการออกแบบทั้งหมดรวมถึงสมการ เหตุผลในการกำหนดขอบเขตการทำงานของโปรแกรมสำหรับพารามิเตอร์ต่างๆ

บทที่ 4 จะอธิบายการขั้นตอนการทำงานของโปรแกรมคอมพิวเตอร์ที่ได้ออกแบบ การใช้งานของโปรแกรมเมื่อมีข้อมูลนำเข้า รายละเอียดการแสดงผลการทำงานของโปรแกรมคอมพิวเตอร์ และแสดงวิธีการปรับเปลี่ยนไฟล์ข้อมูลนำเข้าที่มีการปรับเปลี่ยนตามสถานะเศรษฐกิจ ตัวอย่างเช่น ราคาของท่อสแตนเลส, ราคาของแผ่นคาร์บอนสตีล, ราคาน้ำมันเชื้อเพลิง และการปรับเปลี่ยนชั่วโมงการทำงานที่ใช้ใน เป็นต้น สำหรับบทที่ 5 จะแสดงผลการทดสอบการใช้งานของโปรแกรมคอมพิวเตอร์ที่ได้ประดิษฐ์ขึ้น

กล่าวโดยสรุปคือโปรแกรมคอมพิวเตอร์ที่ได้ประดิษฐ์ขึ้นนี้สามารถหาจุดที่เหมาะสมที่สุดในการออกแบบรีกิวเพอเรเตอร์ และลดระยะเวลาการออกแบบที่ต้องมีการใช้วิธีการลองผิดลองถูกในการคำนวณ

#### 6.2 ปัญหาที่พบในการทำวิทยานิพนธ์

ปัญหาที่พบในการทำวิทยานิพนธ์ได้แก่ การศึกษาและทำความเข้าใจในทฤษฎีการออกแบบและการทำงานของรีกิวเพอเรเตอร์ หลักการเขียน โปรแกรม รวมถึงขั้นตอนในการหารากของสมการด้วย

วิธีลองผิดลองถูกใน โปรแกรม เนื่องจากขั้นตอนดังกล่าวมีความซับซ้อนและเป็นส่วนสำคัญในการประดิษฐ์โปรแกรมคอมพิวเตอร์ที่ใช้ในวิทยานิพนธ์ฉบับนี้

ปัญหาที่สำคัญอีกประการหนึ่ง คือความไม่ต่อเนื่องของจำนวนท่อเนื่องจากการจัดวางท่อตามรูปแบบต่างๆ โดยมาจากการปรับเปลี่ยนจำนวนท่อเพื่อให้เข้ากับรูปแบบมาตรฐาน ซึ่งส่งผลให้ค่าใช้จ่ายของรีคูเพอเรเตอร์ (LCC) มีค่าไม่สม่ำเสมอ ทำให้การกำหนดช่วงกว้างในการเลือกอุณหภูมิขาออก (Gas out Temperature) ลำดับถัดไปที่จะนำไปคำนวณหาค่าวิกฤตินั้นแคบลงเพื่อความแม่นยำของผลลัพธ์ที่ได้ การกระทำดังกล่าวจำเป็นต้องใช้หน่วยความจำที่ใช้เก็บข้อมูลจำนวนมาก รวมทั้งเวลาในการแก้ปัญหาด้วยเช่นกัน

## 6.2 ข้อเสนอแนะสำหรับการวิจัยในอนาคต

- ศึกษาอุณหภูมิของก๊าซเสียที่ใช้ในการคำนวณในจุดต่างๆภายในเซลล์ให้ละเอียดขึ้น
- ศึกษาความเหมาะสมของเครื่องอุ่นอากาศชนิดอื่น
- ศึกษาการเพิ่มประสิทธิภาพของอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อน โดยการหุ้มฉนวน
- ศึกษาการกักความร้อนที่เกิดกับอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อน
- ศึกษาการเพิ่มประสิทธิภาพของการถ่ายเทความร้อน โดยการติดครีปที่ท่อ

## รายการอ้างอิง

1. Sadik Kahac, and Hongtan Liu. Heat Exchanger Selection, Rating and Thermal Design. 2nd ed. Boca Raton : CRC Press, 2002.
2. Arthur P. Frass. Heat exchanger design. 2nd ed. New York : John Wiley & Sons, Inc., 1989.
3. D.A. Reay. Heat recovery systems : a directory of equipment and techniques. London : E. & F.N.Spon.,1979
4. รองศาสตราจารย์ ดร.วิวัฒน์ ตันตะพานิชกุล. อุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนในอุตสาหกรรม. กรุงเทพฯ : ส.เอเชียเพรส (1989) จำกัด, 2536.
5. S. Kakac, and A.E. Bergles, and F. Mayinger. Heat exchanger : Thermal-Hydraulic Fundamentals and Design. New York : McGraw-Hill, 1981.
6. J.W. Palen. Heat exchanger sourcebook. Washington : Hemisphere, 1986.
7. G.F. Hewitt. Hemisphere handbook of heat exchanger design. New York : Hemisphere, 1990.
8. Warren M. Rohsenow, and James P. Hartnett. Handbook of heat transfer. New York : McGraw-Hill, 1973.
9. สมศักดิ์ จริเวรุไวโรจน์. การนำความร้อนทิ้งของเตาควิบอล่ากลับมาใช้ใหม่. วิทยานิพนธ์ปริญญาโทบริหารศึกษิต ภาควิชาเทคโนโลยีการจัดการพลังงาน คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี, 2537.
10. McDonald C.F. Low Cost Compact Primary Surface Receptor Concept for Microturbines, Applied Thermal Engineering 20, 5(2000): 471-497
11. Sahin, A.Z. Thermodynamic Design Optimization of a Heat Recuperator. International Communication in Heat and Mass transfer 24, 7(Nov1997): 1029-1038.
12. Incropera, F.P. and David, P.D., 1981, Fundamentals of Heat Transfer, New York : John Wiley & Sons, 814 pp.

13. E.D. Grimson Correlation and Utilization of New Data on Flow Resistance and Heat Transfer for Cross Flow of Gases over Tube Banks. Trans ASME, vol,59 (1937): 583-594.
14. Won, B. and Kim, Y. Study on the design of recuperator burner. International Journal of Energy Research, 23(1999): 637-647.
15. วิวัฒน์ ตัณฑะพานิชกุล. อุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนในอุตสาหกรรม. กรุงเทพมหานคร: โรงพิมพ์จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย, 2536. 175 หน้า.
16. Prida wibulswas and M.Ng – Charoen. 1992. Waste Energy Recovery from a Heat Treatment Furnace. KMUTT reseach report.
17. สมเกียรติ บุญธนะ 2543. การประหยัดพลังงานที่หม้อไอน้ำ. เทคนิค เครื่องกลไฟฟ้าอุตสาหกรรม, 17, 188: 92-104.
18. แมคพายเวอร์. 2542. เครื่องอุ่นอากาศและอีโคโนมัยเซอร์. Technology Journal, 25, 143, (กุมภาพันธ์-มีนาคม 2542): 135-138.



**ภาคผนวก**

สถาบันวิทยบริการ  
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ภาคผนวก ก.1 แสดงการจัดจำนวนท่อนที่คำนวณได้ให้เหมาะกับการใช้งานตามมาตรฐาน TEMA

จำนวนท่อ	
ที่คำนวณได้	ที่จัดแล้ว
0-1	1
4-7	7
8-10	10
10-12	12
14-19	19
19-22	22
24-27	27
27-31	31
31-37	37
38-42	42
42-44	44
44-48	48
48-55	55
57-60	60
61-63	63
64-69	69
70-73	73
74-76	76
76-85	85
85-88	88
88-92	92
92-96	96
96-102	102
102-104	104
104-109	109
110-114	114
114-121	121
121-126	126
126-129	129
131-133	133
133-135	135
136-139	139
139-141	141
141-151	151
151-154	154
154-156	156
156-158	158
158-163	163
163-168	168
168-170	170
170-174	174
174-176	176
176-178	178
178-187	187

จำนวนท่อ	
ที่คำนวณได้	ที่จัดแล้ว
188-190	190
190-199	199
199-202	202
202-206	206
206-208	208
208-211	211
213-217	217
217-219	219
220-225	225
225-230	230
230-235	235
235-241	241
241-246	246
246-253	253
254-258	258
258-262	262
262-264	264
264-270	270
270-274	274
274-276	276
276-283	283
284-288	288
288-295	295
295-301	301
301-306	306
306-313	313
313-316	316
316-321	321
321-324	324
325-327	327
327-329	329
330-333	333
333-337	337
337-339	339
339-349	349
349-351	351
352-361	361
362-364	364
364-367	367
367-372	372
372-376	376
376-378	378
380-382	382
382-384	384

จำนวนท่อ	
ที่คำนวณได้	ที่จัดแล้ว
384-390	390
390-392	392
392-394	394
394-396	396
397-400	400
400-406	406
406-409	409
409-421	421
421-426	426
426-433	433
434-437	437
437-442	442
442-447	447
447-450	450
450-453	453
453-455	455
455-459	459
459-461	461
461-463	463
463-465	465
465-468	468
468-472	472
472-475	475
476-480	480
480-482	482
483-499	499
499-504	504
504-506	506
506-511	511
511-514	514
514-518	518
518-520	520
520-522	522
522-524	524
524-526	526
526-528	528
528-530	530
530-534	534
534-540	540
540-547	547
547-550	550
550-559	559
559-562	562
562-564	564

ภาคผนวก ก.2 แสดงอัตราส่วนของเส้นผ่าศูนย์กลางเซลล์ ( $D_s$ ) ต่อระยะพิชช์ของท่อ และแสดง

Configurationของรูปแบบการจัดท่อเมื่อทราบจำนวนท่อ

จำนวนท่อ	$D_s/P_T$	CONFIG
1	1.000	1
2	2.000	2
3	2.154	3
4	2.732	4
7	3.000	1
8	3.646	2
10	4.000	2
12	4.056	3
13	4.464	1
14	4.606	2
19	5.000	1
22	5.582	2
23	5.770	4
24	6.000	2
27	6.034	3
31	6.292	1
37	7.000	1
38	7.244	2
42	7.430	3
44	7.764	4
48	8.000	2
55	8.212	1
56	8.810	2
57	8.858	4
60	8.938	2
61	9.000	1
63	8.082	3
64	9.186	2
69	9.326	3
70	9.660	2
73	9.718	1
74	9.888	2
76	10.000	2
85	10.166	1
88	10.644	2
92	10.848	2
96	11.038	4
102	11.264	3
104	11.536	2
109	11.584	1
110	12.000	2
114	12.016	3
121	12.136	1
126	12.532	2
129	12.718	3
130	12.790	2
131	12.906	4
133	12.948	4
135	13.032	4
136	13.124	2
139	13.166	1
141	13.220	3
151	13.490	1
154	14.000	2
156	14.012	3
158	14.067	2

จำนวนท่อ	$D_s/P_T$	CONFIG
163	14.114	1
168	14.316	3
170	14.528	2
174	14.614	3
176	14.812	4
178	14.892	2
187	15.000	1
188	15.344	4
190	15.414	4
199	15.422	1
202	15.798	2
206	15.934	2
208	16.000	2
211	16.100	1
212	16.132	2
213	16.144	3
217	16.256	4
219	16.275	3
220	16.524	2
225	16.534	3
230	16.716	2
235	16.874	1
241	17.000	1
246	17.290	3
253	17.370	1
254	17.644	2
258	17.704	2
262	17.822	2
264	18.000	2
270	18.010	3
274	18.198	4
276	18.244	3
283	18.436	1
284	18.578	2
288	18.692	2
295	18.776	1
301	19.000	1
306	19.148	3
313	19.330	1
316	19.520	2
321	19.584	3
324	19.736	2
325	19.862	4
327	19.904	3
329	19.994	4
330	20.000	2
333	20.008	3
337	20.078	1
339	20.218	3
349	20.288	1
351	20.640	4
352	20.672	2
361	20.698	1
362	20.944	4
364	20.974	2
367	21.000	1

จำนวนท่อ	$D_s/P_T$	CONFIG
372	21.074	2
376	21.224	2
378	21.232	3
379	21.298	1
380	21.366	4
382	21.390	4
384	21.428	3
390	21.526	3
392	21.664	2
394	21.802	4
396	21.808	2
397	21.880	1
400	21.952	2
406	22.000	2
409	22.072	1
421	22.166	1
426	22.572	3
433	22.634	1
434	22.794	2
437	22.858	4
442	22.932	2
447	23.030	3
450	23.114	2
453	23.120	3
455	23.288	4
459	23.300	3
461	23.422	4
463	23.466	4
465	23.480	3
468	23.606	2
472	23.650	2
475	23.716	1
476	23.870	2
480	23.914	2
482	24.000	2
483	24.060	4
499	24.066	1
504	24.438	3
506	24.516	2
511	24.580	1
514	24.644	2
518	24.812	2
520	24.848	4
522	24.860	3
524	24.974	4
526	25.016	4
528	25.028	3
530	25.062	2
534	25.110	3
540	25.194	3
547	25.332	1
550	25.556	2
559	25.576	1
562	25.880	2
564	25.934	4





## ภาคผนวก ข.

- ภาคผนวก ข.1-ข.6      แสดงค่า CONDUCTIVITY ของก๊าซต่างๆ
- ภาคผนวก ข.7-ข.12    แสดงค่า SPECIFIC HEAT CAPACITY AT CONSTANT PRESSURE ของก๊าซต่างๆ
- ภาคผนวก ข.13-ข.18    แสดงค่า DENSITY ของก๊าซต่างๆ
- ภาคผนวก ข.19-ข.24    แสดงค่า PRANDTL NUMBER ของก๊าซต่างๆ
- ภาคผนวก ข.25-ข.30    แสดงค่า VISCOSITY ของก๊าซต่างๆ

สถาบันวิทยบริการ  
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

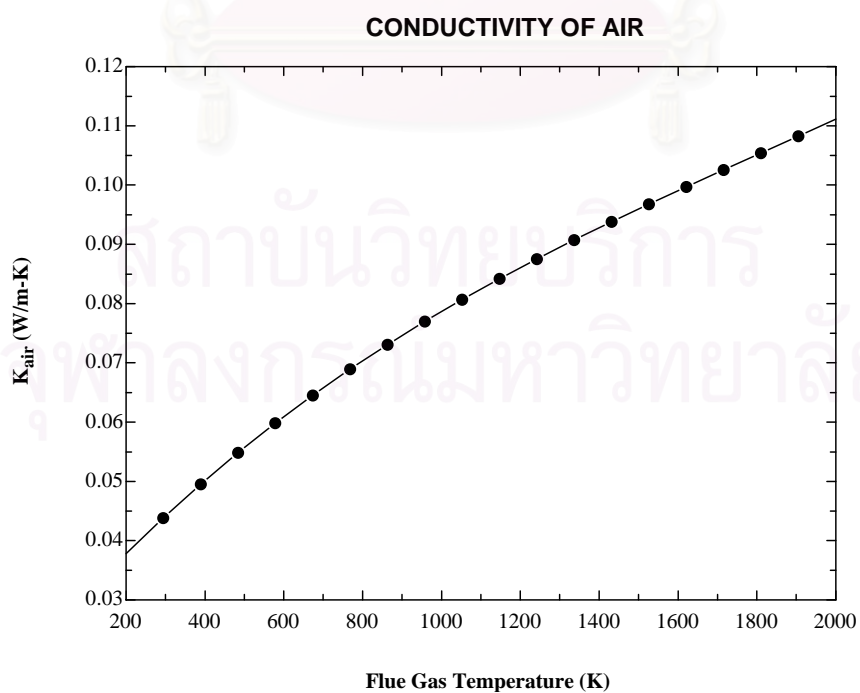
### ภาคผนวก ข.1 ค่า CONDUCTIVITY OF AIR

A=CONDUCTIVITY (Air,T=T1)

$$A=0.023635+0.000075624*T1-2.5219E-08*T1^2+4.6400E-12*T1^3+4.9215E-26*T1^4$$

#### Parametric Table:

	K	T1
	(W/m-k)	
Run 1	0.03779	200.0
Run 2	0.04385	294.7
Run 3	0.04954	389.5
Run 4	0.05487	484.2
Run 5	0.05986	578.9
Run 6	0.06455	673.7
Run 7	0.06896	768.4
Run 8	0.07311	863.2
Run 9	0.07701	957.9
Run 10	0.08071	1053.0
Run 11	0.08421	1147.0
Run 12	0.08755	1242.0
Run 13	0.09075	1337.0
Run 14	0.09383	1432.0
Run 15	0.09681	1526.0
Run 16	0.09972	1621.0
Run 17	0.10260	1716.0
Run 18	0.10540	1811.0
Run 19	0.10830	1905.0
Run 20	0.11110	2000.0



## ภาคผนวก ข.2 ค่า CONDUCTIVITY OF CARBONMONOXIDE

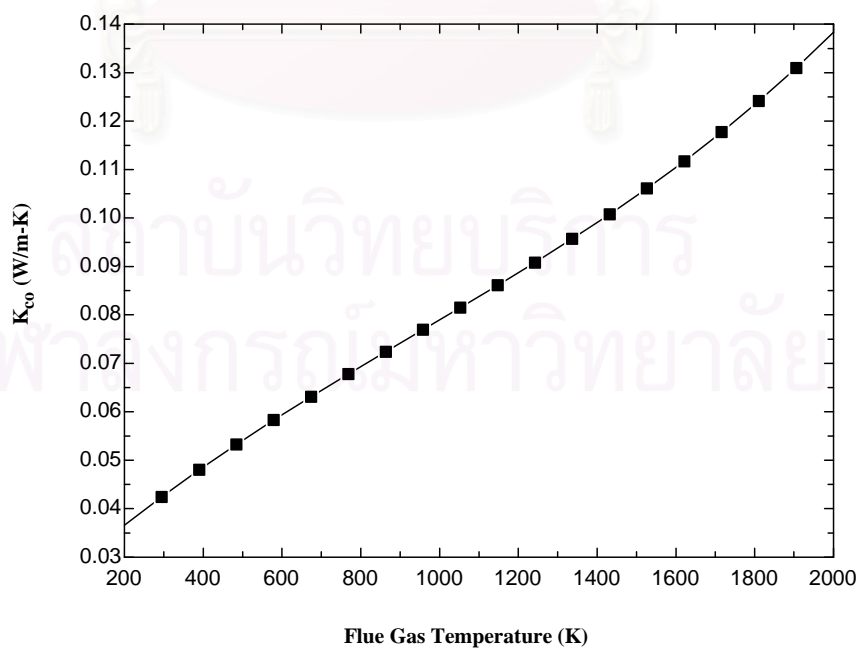
A=CONDUCTIVITY (CO,T=T1)

$$A=0.022778+0.000074055*T1-2.7637E-08*T1^2+9.7481E-12*T1^3+1.7014E-26*T1^4$$

Parametric Table:

	K	T1
	(W/m-k)	
Run 1	0.03656	200.0
Run 2	0.04245	294.7
Run 3	0.04800	389.5
Run 4	0.05326	484.2
Run 5	0.05828	578.9
Run 6	0.06311	673.7
Run 7	0.06779	768.4
Run 8	0.07238	863.2
Run 9	0.07692	957.9
Run 10	0.08148	1053.0
Run 11	0.08609	1147.0
Run 12	0.09080	1242.0
Run 13	0.09568	1337.0
Run 14	0.10080	1432.0
Run 15	0.10610	1526.0
Run 16	0.11170	1621.0
Run 17	0.11770	1716.0
Run 18	0.12410	1811.0
Run 19	0.13100	1905.0
Run 20	0.13830	2000.0

CONDUCTIVITY OF CARBONMONOXIDE



### ภาคผนวก ข.3 ค่า CONDUCTIVITY OF CARBONDIOXIDE

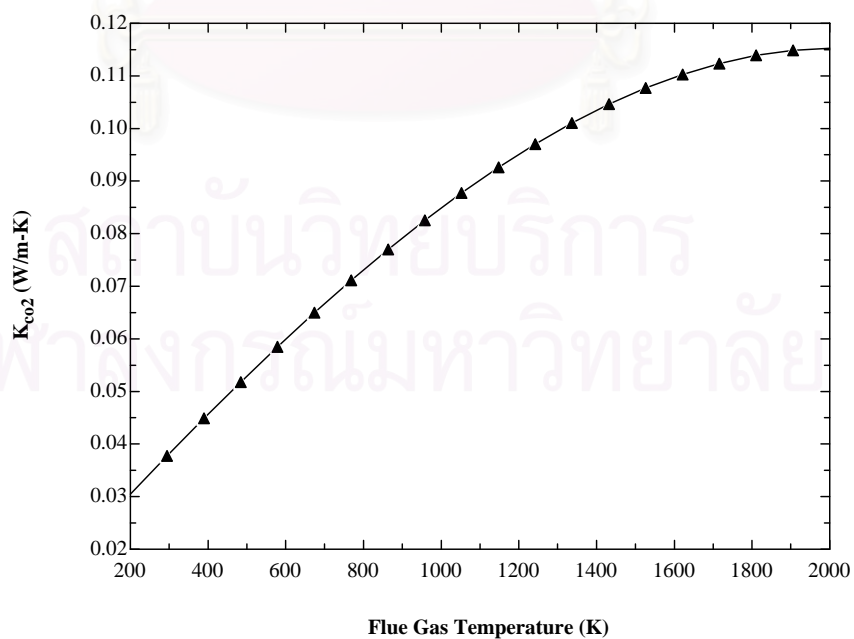
A=CONDUCTIVITY (CO<sub>2</sub>,T=T1)

$$A=0.014557+0.000080721*T1-5.5472E-09*T1^2-4.8234E-12*T1^3-1.4546E-27*T1^4$$

Parametric Table:

	K (W/m-k)	T1
Run 1	0.03044	200.0
Run 2	0.03774	294.7
Run 3	0.04487	389.5
Run 4	0.05179	484.2
Run 5	0.05849	578.9
Run 6	0.06495	673.7
Run 7	0.07112	768.4
Run 8	0.07700	863.2
Run 9	0.08255	957.9
Run 10	0.08775	1053.0
Run 11	0.09259	1147.0
Run 12	0.09702	1242.0
Run 13	0.10100	1337.0
Run 14	0.10460	1432.0
Run 15	0.10770	1526.0
Run 16	0.11030	1621.0
Run 17	0.11240	1716.0
Run 18	0.11390	1811.0
Run 19	0.11490	1905.0
Run 20	0.11520	2000.0

CONDUCTIVITY OF CARBONDIOXIDE



#### ภาคผนวก ข.4 ค่า CONDUCTIVITY OF NITROGEN

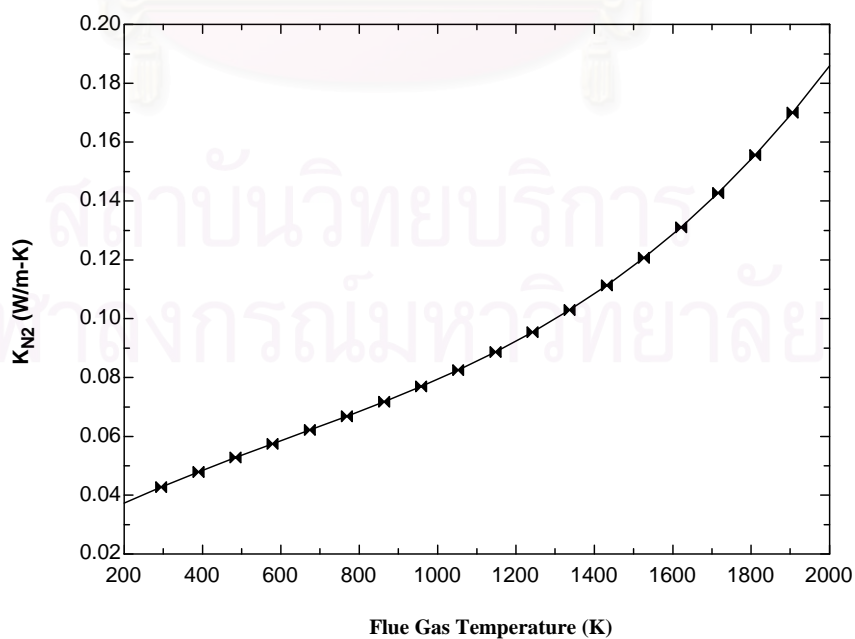
A=CONDUCTIVITY (N<sub>2</sub>,T=T1)

$$A=0.023838+0.00007452*T1-4.1201E-08*T1^2+2.2228E-11*T1^3+1.5114E-27*T1^4$$

#### Parametric Table:

	K (W/m-k)	T1
Run 1	0.03727	200.0
Run 2	0.04279	294.7
Run 3	0.04793	389.5
Run 4	0.05279	484.2
Run 5	0.05748	578.9
Run 6	0.06214	673.7
Run 7	0.06686	768.4
Run 8	0.07176	863.2
Run 9	0.07695	957.9
Run 10	0.08255	1053.0
Run 11	0.08867	1147.0
Run 12	0.09543	1242.0
Run 13	0.10290	1337.0
Run 14	0.11130	1432.0
Run 15	0.12060	1526.0
Run 16	0.13110	1621.0
Run 17	0.14270	1716.0
Run 18	0.15560	1811.0
Run 19	0.17000	1905.0
Run 20	0.18590	2000.0

#### CONDUCTIVITY OF NITROGEN



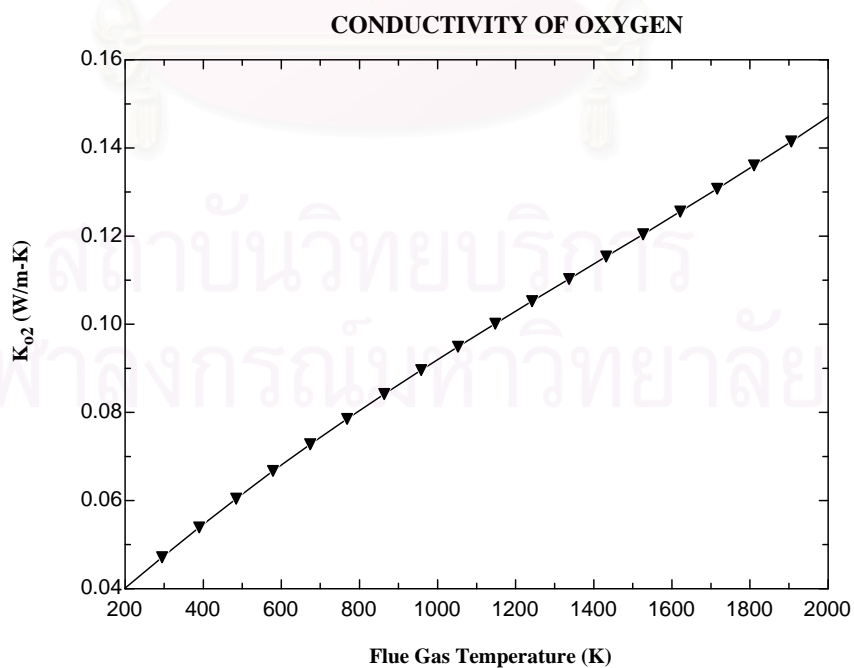
### ภาคผนวก ข.5 ค่า CONDUCTIVITY OF OXYGEN

A=CONDUCTIVITY (O<sub>2</sub>,T=T1)

$$A=0.024175+0.000083218*T1-1.8568E-08*T1^2+2.4515E-12*T1^3+6.9567E-16*T1^4$$

Parametric Table:

	K	T1
	(W/m-k)	
Run 1	0.04014	200.0
Run 2	0.04713	294.7
Run 3	0.05389	389.5
Run 4	0.06041	484.2
Run 5	0.06669	578.9
Run 6	0.07272	673.7
Run 7	0.07854	768.4
Run 8	0.08416	863.2
Run 9	0.08961	957.9
Run 10	0.09491	1053.0
Run 11	0.10010	1147.0
Run 12	0.10520	1242.0
Run 13	0.11030	1337.0
Run 14	0.11540	1432.0
Run 15	0.12040	1526.0
Run 16	0.12550	1621.0
Run 17	0.13070	1716.0
Run 18	0.13600	1811.0
Run 19	0.14150	1905.0
Run 20	0.14710	2000.0



### ภาคผนวก ข.6 ค่า CONDUCTIVITY OF WATER

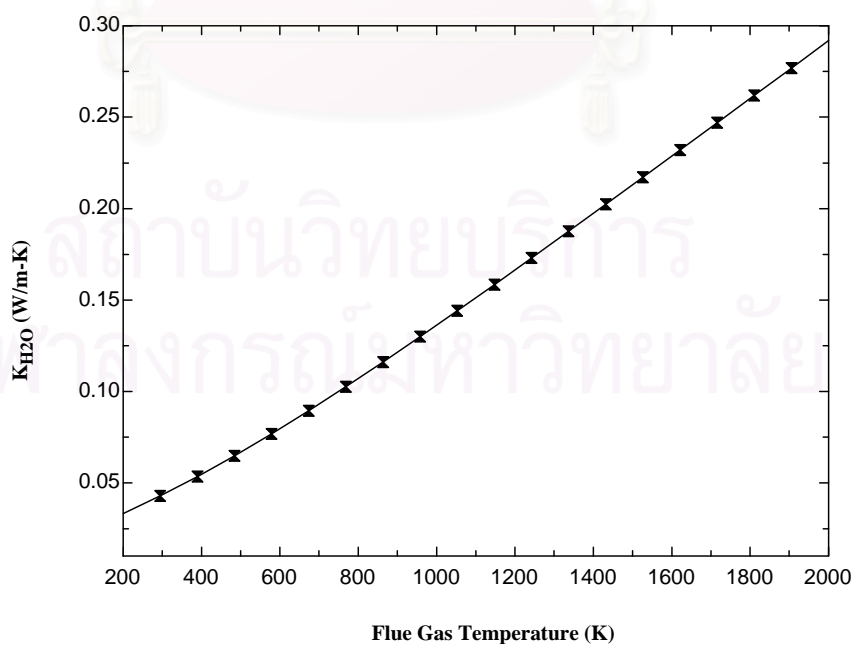
A=CONDUCTIVITY (H<sub>2</sub>O,T=T1)

$$A=0.016297+0.000071264*T1+7.2307E-08*T1^2-2.7774E-11*T1^3+4.1252E-15*T1^4$$

#### Parametric Table:

	K (W/m-k)	T1
Run 1	0.03326	200.0
Run 2	0.04288	294.7
Run 3	0.05344	389.5
Run 4	0.06481	484.2
Run 5	0.07686	578.9
Run 6	0.08949	673.7
Run 7	0.10260	768.4
Run 8	0.11610	863.2
Run 9	0.13000	957.9
Run 10	0.14410	1053.0
Run 11	0.15840	1147.0
Run 12	0.17290	1242.0
Run 13	0.18760	1337.0
Run 14	0.20230	1432.0
Run 15	0.21710	1526.0
Run 16	0.23200	1621.0
Run 17	0.24690	1716.0
Run 18	0.26190	1811.0
Run 19	0.27680	1905.0
Run 20	0.29180	2000.0

#### CONDUCTIVITY OF WATER



ภาคผนวก ข. 7 ค่า SPECIFIC HEAT CAPACITY AT CONSTANT PRESSURE OF AIR

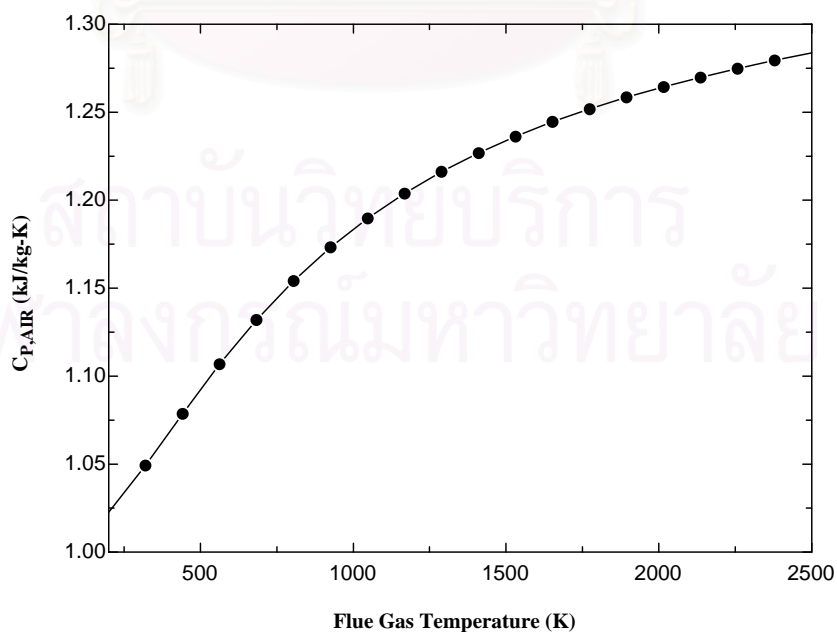
$A=CP$  (Air,T=T1)

$A=0.9577+0.0003314*T1-1.2433E-07*T1^2+1.7585E-11*T1^3$

Parametric Table:

	K	T1
	(W/m-k)	
Run 1	1.02300	200.0
Run 2	1.04900	321.1
Run 3	1.07900	442.1
Run 4	1.10700	563.2
Run 5	1.13200	684.2
Run 6	1.15400	805.3
Run 7	1.17300	926.3
Run 8	1.19000	1047.0
Run 9	1.20400	1168.0
Run 10	1.21600	1289.0
Run 11	1.22700	1411.0
Run 12	1.23600	1532.0
Run 13	1.24500	1653.0
Run 14	1.25200	1774.0
Run 15	1.25900	1895.0
Run 16	1.26400	2016.0
Run 17	1.27000	2137.0
Run 18	1.27500	2258.0
Run 19	1.27900	2379.0
Run 20	1.28400	2500.0

**SPECIFIC HEAT CAPACITY AT CONSTANT PRESSURE OF AIR**





ภาคผนวก ข.8 ค่า SPECIFIC HEAT CAPACITY AT CONSTANT PRESSURE OF CARBONMONOXIDE

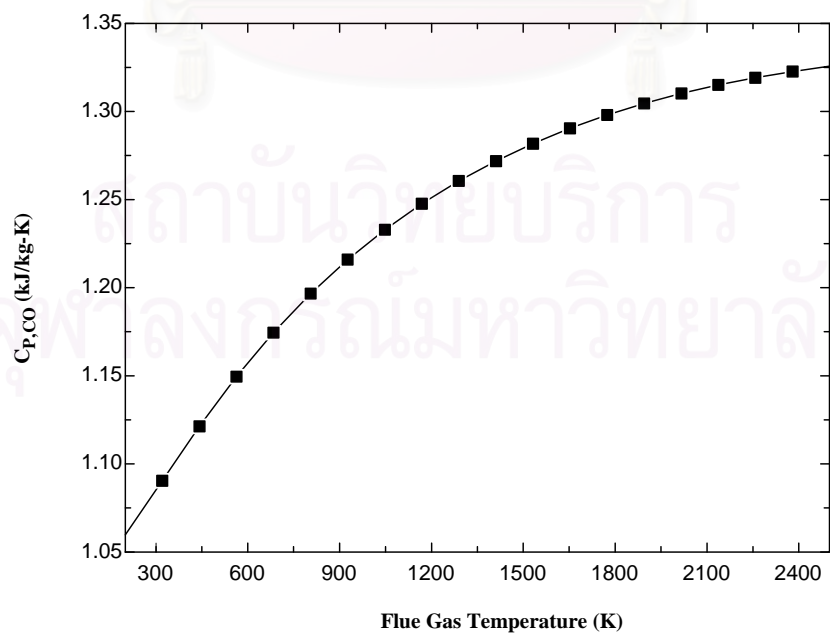
$$A=CP(CO,T=T1)$$

$$A1=0.99616+0.00033594*T1-1.2235E-07*T1^2+1.6319E-11*T1^3$$

Parametric Table:

	K	T1
	(W/m-k)	
Run 1	1.06000	200.0
Run 2	1.09000	321.1
Run 3	1.12100	442.1
Run 4	1.14900	563.2
Run 5	1.17500	684.2
Run 6	1.19700	805.3
Run 7	1.21600	926.3
Run 8	1.23300	1047.0
Run 9	1.24800	1168.0
Run 10	1.26100	1289.0
Run 11	1.27200	1411.0
Run 12	1.28200	1532.0
Run 13	1.29000	1653.0
Run 14	1.29800	1774.0
Run 15	1.30500	1895.0
Run 16	1.31000	2016.0
Run 17	1.31500	2137.0
Run 18	1.31900	2258.0
Run 19	1.32300	2379.0
Run 20	1.32600	2500.0

SPECIFIC HEAT CAPACITY AT CONSTANT PRESSURE OF CARBONMONOXIDE



ภาคผนวก ข.9 ค่า SPECIFIC HEAT CAPACITY AT CONSTANT PRESSURE OF CARBONDIOXIDE

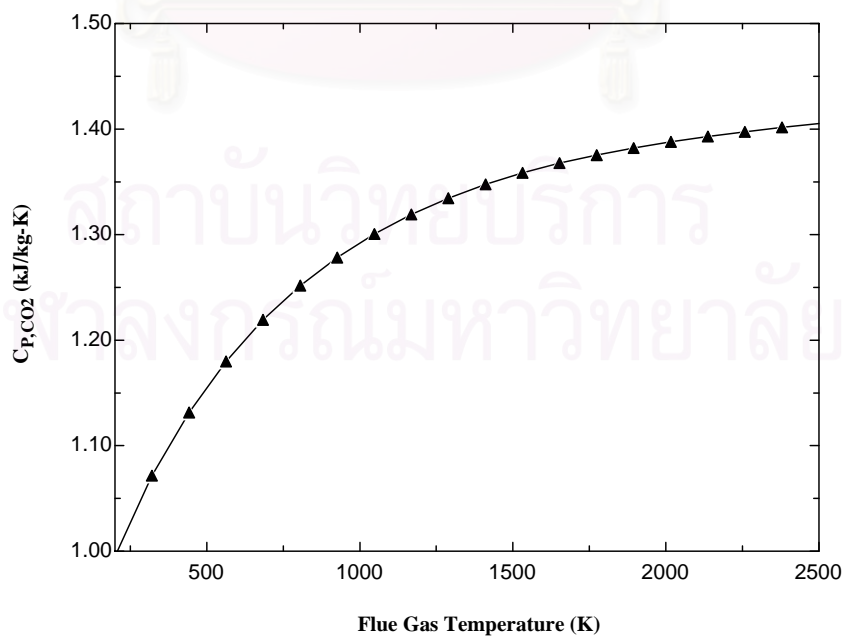
A=CP (CO<sub>2</sub>,T=T1)

A=0.87924+0.00069286\*T1-3.3410E-07\*T1^2+5.6824E-11\*T1^3

Parametric Table:

	K	T1
	(W/m-k)	
Run 1	0.99520	200.0
Run 2	1.07100	321.1
Run 3	1.13200	442.1
Run 4	1.18000	563.2
Run 5	1.21900	684.2
Run 6	1.25200	805.3
Run 7	1.27800	926.3
Run 8	1.30100	1047.0
Run 9	1.31900	1168.0
Run 10	1.33500	1289.0
Run 11	1.34800	1411.0
Run 12	1.35800	1532.0
Run 13	1.36800	1653.0
Run 14	1.37500	1774.0
Run 15	1.38200	1895.0
Run 16	1.38800	2016.0
Run 17	1.39300	2137.0
Run 18	1.39700	2258.0
Run 19	1.40100	2379.0
Run 20	1.40500	2500.0

SPECIFIC HEAT CAPACITY AT CONSTANT PRESSURE OF CARBONDIOXIDE



ภาคผนวก ข.10 ค่า SPECIFIC HEAT CAPACITY AT CONSTANT PRESSURE OF NITROGEN

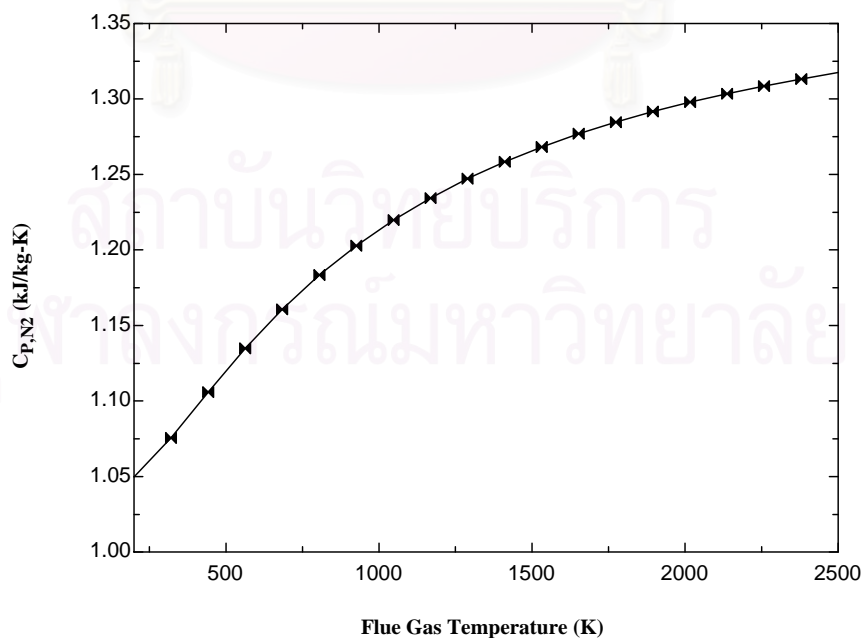
$$A=CP(N_2,T=T1)$$

$$A=0.98359+0.00033422*T1-1.2258E-07*T1^2+1.6932E-11*T1^3$$

Parametric Table:

	K	T1
	(W/m-k)	
Run 1	1.0500	200.00
Run 2	1.0760	321.10
Run 3	1.1060	442.10
Run 4	1.1350	563.20
Run 5	1.1610	684.20
Run 6	1.1830	805.30
Run 7	1.2030	926.30
Run 8	1.2200	1047.00
Run 9	1.2340	1168.00
Run 10	1.2470	1289.00
Run 11	1.2580	1411.00
Run 12	1.2680	1532.00
Run 13	1.2770	1653.00
Run 14	1.2850	1774.00
Run 15	1.2920	1895.00
Run 16	1.2980	2016.00
Run 17	1.3030	2137.00
Run 18	1.3090	2258.00
Run 19	1.3130	2379.00
Run 20	1.3170	2500.00

**SPECIFIC HEAT CAPACITY AT CONSTANT PRESSURE OF NITROGEN**



ภาคผนวก ข.11 ค่า SPECIFIC HEAT CAPACITY AT CONSTANT PRESSURE OF OXYGEN

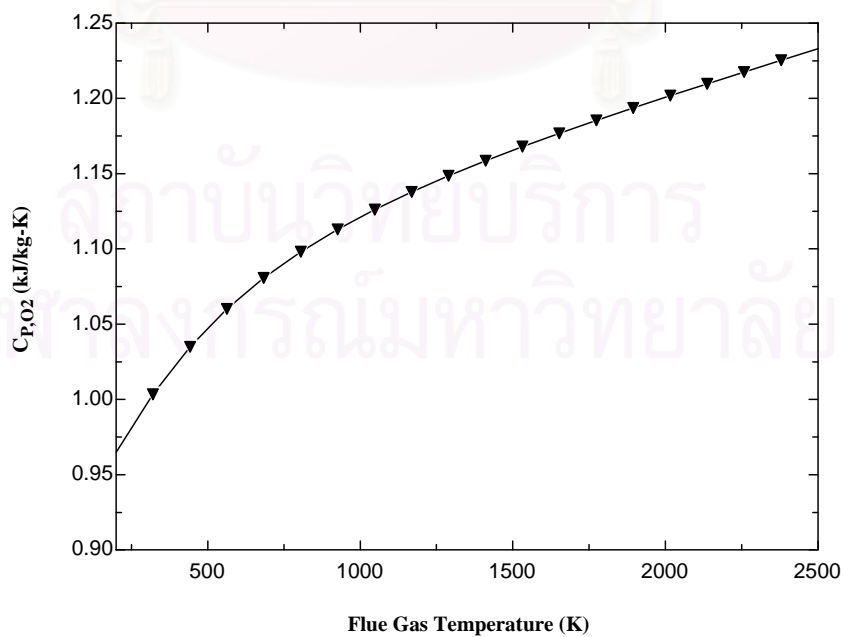
A=CP (O<sub>2</sub>,T=T<sub>1</sub>)

A=0.90819+0.00034026\*T<sub>1</sub>-1.5385E-07\*T<sub>1</sub><sup>2</sup>+2.8114E-11\*T<sub>1</sub><sup>3</sup>

Parametric Table:

	K	T1
	(W/m-k)	
Run 1	0.9647	200.00
Run 2	1.0030	321.10
Run 3	1.0350	442.10
Run 4	1.0600	563.20
Run 5	1.0810	684.20
Run 6	1.0980	805.30
Run 7	1.1130	926.30
Run 8	1.1260	1047.00
Run 9	1.1380	1168.00
Run 10	1.1490	1289.00
Run 11	1.1590	1411.00
Run 12	1.1680	1532.00
Run 13	1.1770	1653.00
Run 14	1.1850	1774.00
Run 15	1.1940	1895.00
Run 16	1.2020	2016.00
Run 17	1.2100	2137.00
Run 18	1.2180	2258.00
Run 19	1.2250	2379.00
Run 20	1.2330	2500.00

SPECIFIC HEAT CAPACITY AT CONSTANT PRESSURE OF OXYGEN



ภาคผนวก ข.12 ค่า SPECIFIC HEAT CAPACITY AT CONSTANT PRESSURE OF WATER

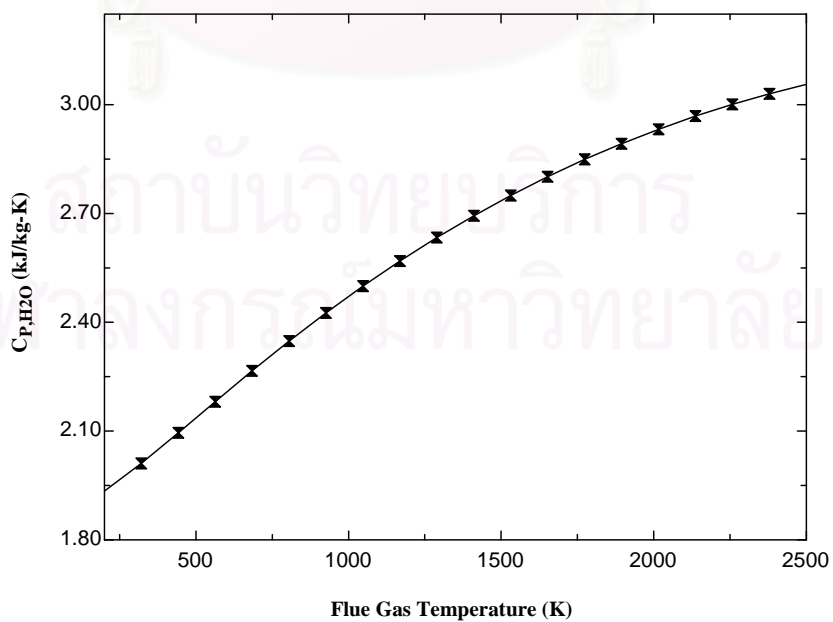
A=CP (H<sub>2</sub>O,T=T<sub>1</sub>)

A=1.7681+0.00079635\*T<sub>1</sub>-8.4602E-08\*T<sub>1</sub><sup>2</sup>-1.1434E-11\*T<sub>1</sub><sup>3</sup>

Parametric Table:

	K (W/m-k)	T1
Run 1	1.9350	200.00
Run 2	2.0110	321.10
Run 3	2.0950	442.10
Run 4	2.1820	563.20
Run 5	2.2660	684.20
Run 6	2.3480	805.30
Run 7	2.4260	926.30
Run 8	2.5000	1047.00
Run 9	2.5690	1168.00
Run 10	2.6340	1289.00
Run 11	2.6940	1411.00
Run 12	2.7500	1532.00
Run 13	2.8010	1653.00
Run 14	2.8490	1774.00
Run 15	2.8930	1895.00
Run 16	2.9320	2016.00
Run 17	2.9690	2137.00
Run 18	3.0010	2258.00
Run 19	3.0300	2379.00
Run 20	3.0560	2500.00

SPECIFIC HEAT CAPACITY AT CONSTANT PRESSURE OF WATER



### ภาคผนวก ข.13 ค่า DENSITY OF AIR

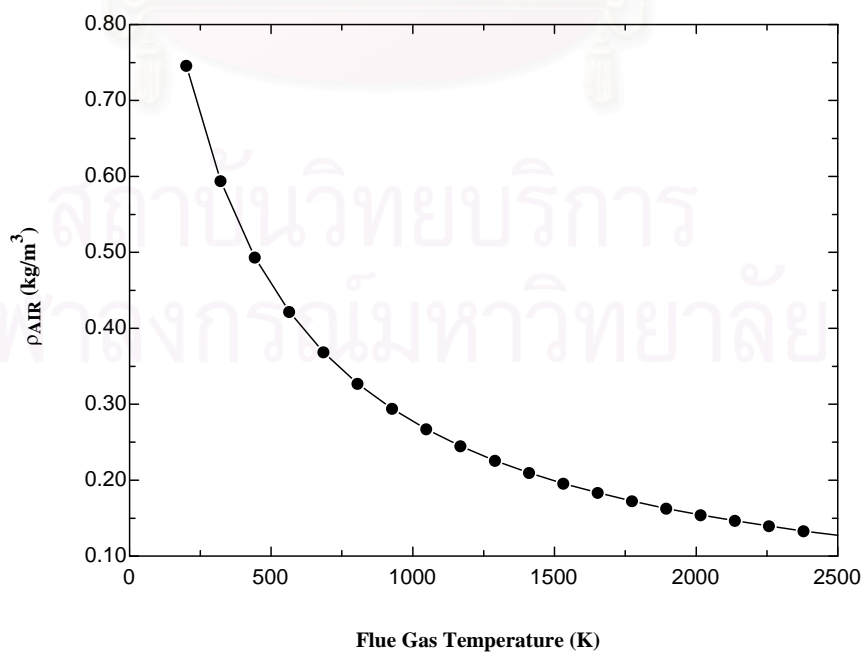
A=DENSITY (Air,T=T1,P=101.3)

$$A=1.0185-0.0016882*T1+0.0000014189*T1^2-5.6128E-10*T1^3+8.2881E-14*T1^4$$

#### Parametric Table:

	K (W/m-k)	T1
Run 1	0.7459	200.00
Run 2	0.5939	321.10
Run 3	0.4934	442.10
Run 4	0.4220	563.20
Run 5	0.3686	684.20
Run 6	0.3273	805.30
Run 7	0.2942	926.30
Run 8	0.2673	1047.00
Run 9	0.2448	1168.00
Run 10	0.2259	1289.00
Run 11	0.2096	1411.00
Run 12	0.1956	1532.00
Run 13	0.1833	1653.00
Run 14	0.1724	1774.00
Run 15	0.1628	1895.00
Run 16	0.1542	2016.00
Run 17	0.1464	2137.00
Run 18	0.1394	2258.00
Run 19	0.1331	2379.00
Run 20	0.1273	2500.00

#### DENSITY OF AIR



ภาคผนวก ข.14 ค่า DENSITY OF CARBONMONOXIDE

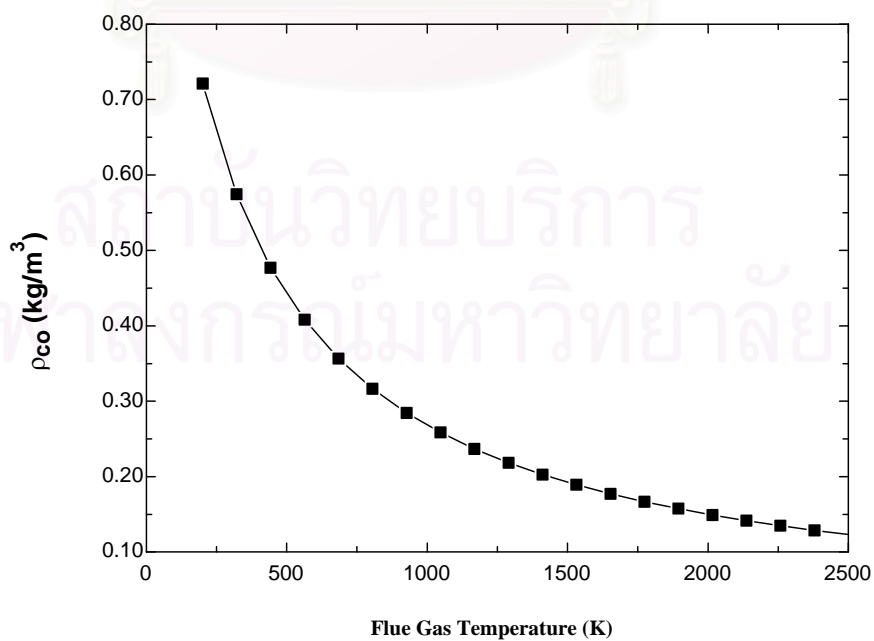
A=DENSITY (CO,T=T1,P=101.3)

$$A=0.98483-0.0016324*T1+0.000001372*T1^2-5.4274E-10*T1^3+8.0143E-14*T1^4$$

Parametric Table:

	K (W/m-k)	T1
Run 1	0.7213	200.00
Run 2	0.5743	321.10
Run 3	0.4771	442.10
Run 4	0.4081	563.20
Run 5	0.3565	684.20
Run 6	0.3165	805.30
Run 7	0.2845	926.30
Run 8	0.2584	1047.00
Run 9	0.2367	1168.00
Run 10	0.2184	1289.00
Run 11	0.2027	1411.00
Run 12	0.1891	1532.00
Run 13	0.1772	1653.00
Run 14	0.1667	1774.00
Run 15	0.1574	1895.00
Run 16	0.1491	2016.00
Run 17	0.1416	2137.00
Run 18	0.1348	2258.00
Run 19	0.1287	2379.00
Run 20	0.1231	2500.00

DENSITY OF CARBONMONOXIDE



ภาคผนวก ข.15 ค่า DENSITY OF CARBONDIOXIDE

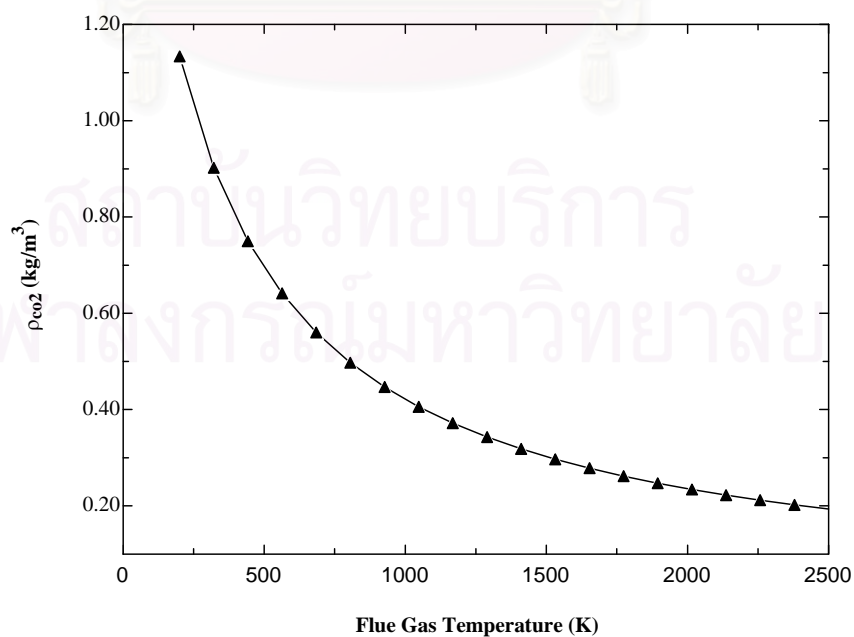
A=DENSITY (CO<sub>2</sub>,T=T1,P=101.3)

$$A=1.5474-0.0025648*T1+0.0000021558*T1^2-8.5277E-10*T1^3+1.2592E-13*T1^4$$

Parametric Table:

	K (W/m-k)	T1
Run 1	1.1330	200.00
Run 2	0.9024	321.10
Run 3	0.7497	442.10
Run 4	0.6412	563.20
Run 5	0.5601	684.20
Run 6	0.4972	805.30
Run 7	0.4470	926.30
Run 8	0.4061	1047.00
Run 9	0.3720	1168.00
Run 10	0.3431	1289.00
Run 11	0.3185	1411.00
Run 12	0.2971	1532.00
Run 13	0.2784	1653.00
Run 14	0.2620	1774.00
Run 15	0.2473	1895.00
Run 16	0.2343	2016.00
Run 17	0.2225	2137.00
Run 18	0.2119	2258.00
Run 19	0.2022	2379.00
Run 20	0.1934	2500.00

DENSITY OF CARBONDIOXIDE





ภาคผนวก ข.16 ค่า DENSITY OF NITROGEN

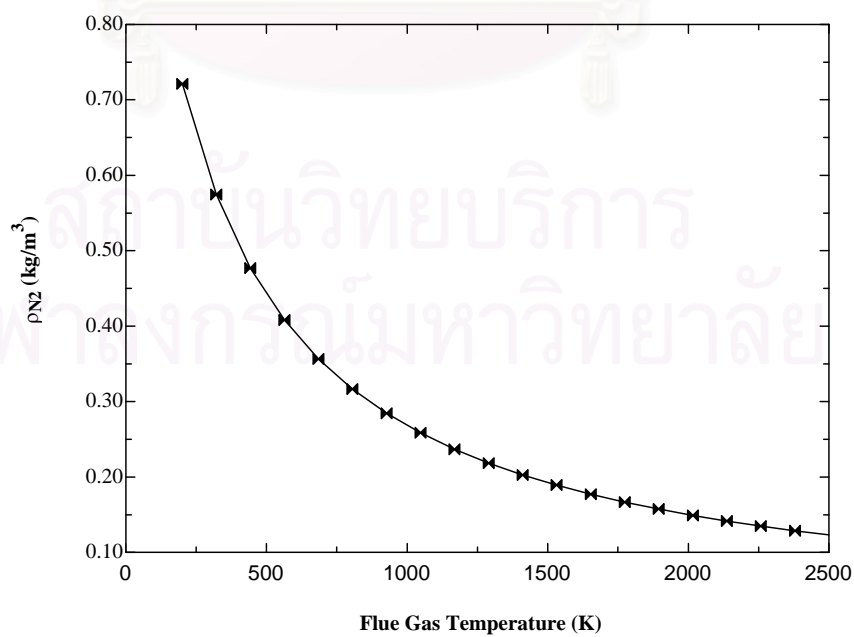
$A = \text{DENSITY}(N_2, T=T1, P=101.3)$

$A = 0.98493 - 0.0016326 * T1 + 0.0000013722 * T1^2 - 5.4280E-10 * T1^3 + 8.0151E-14 * T1^4$

Parametric Table:

	K (W/m-k)	T1
Run 1	0.7213	200.00
Run 2	0.5744	321.10
Run 3	0.4772	442.10
Run 4	0.4081	563.20
Run 5	0.3565	684.20
Run 6	0.3165	805.30
Run 7	0.2845	926.30
Run 8	0.2585	1047.00
Run 9	0.2368	1168.00
Run 10	0.2184	1289.00
Run 11	0.2027	1411.00
Run 12	0.1891	1532.00
Run 13	0.1772	1653.00
Run 14	0.1667	1774.00
Run 15	0.1574	1895.00
Run 16	0.1491	2016.00
Run 17	0.1416	2137.00
Run 18	0.1348	2258.00
Run 19	0.1287	2379.00
Run 20	0.1231	2500.00

DENSITY OF NITROGEN



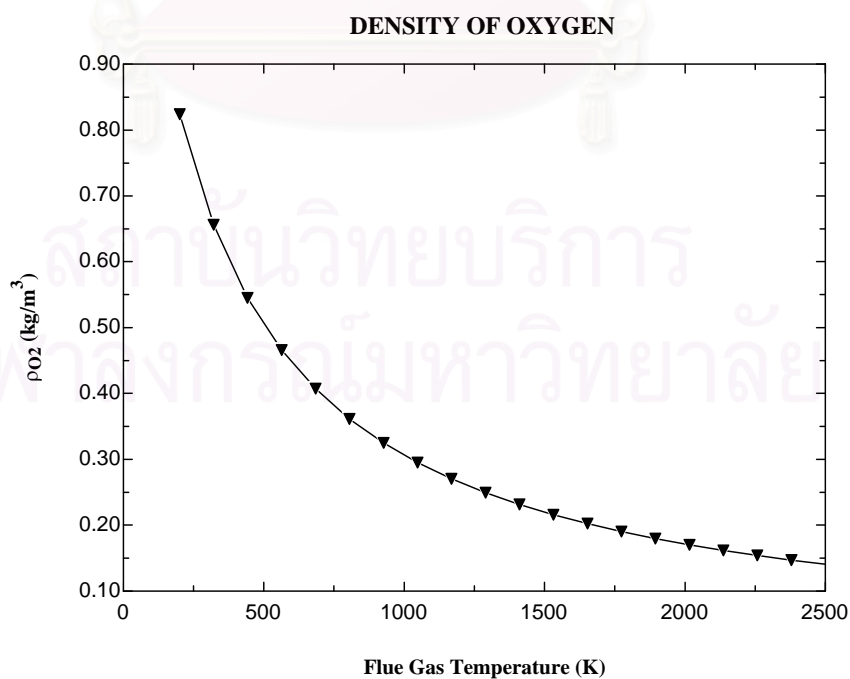
ภาคผนวก ข.17 ค่า DENSITY OF OXYGEN

A=DENSITY (O<sub>2</sub>,T=T1,P=101.3)

$$A=1.1251-0.0018649*T1+0.0000015674*T1^2-6.2003E-10*T1^3+9.1556E-14*T1^4$$

Parametric Table:

	K (W/m-k)	T1
Run 1	0.8240	200.00
Run 2	0.6561	321.10
Run 3	0.5451	442.10
Run 4	0.4662	563.20
Run 5	0.4072	684.20
Run 6	0.3615	805.30
Run 7	0.3250	926.30
Run 8	0.2952	1047.00
Run 9	0.2704	1168.00
Run 10	0.2495	1289.00
Run 11	0.2316	1411.00
Run 12	0.2160	1532.00
Run 13	0.2024	1653.00
Run 14	0.1905	1774.00
Run 15	0.1798	1895.00
Run 16	0.1703	2016.00
Run 17	0.1618	2137.00
Run 18	0.1540	2258.00
Run 19	0.1470	2379.00
Run 20	0.1406	2500.00



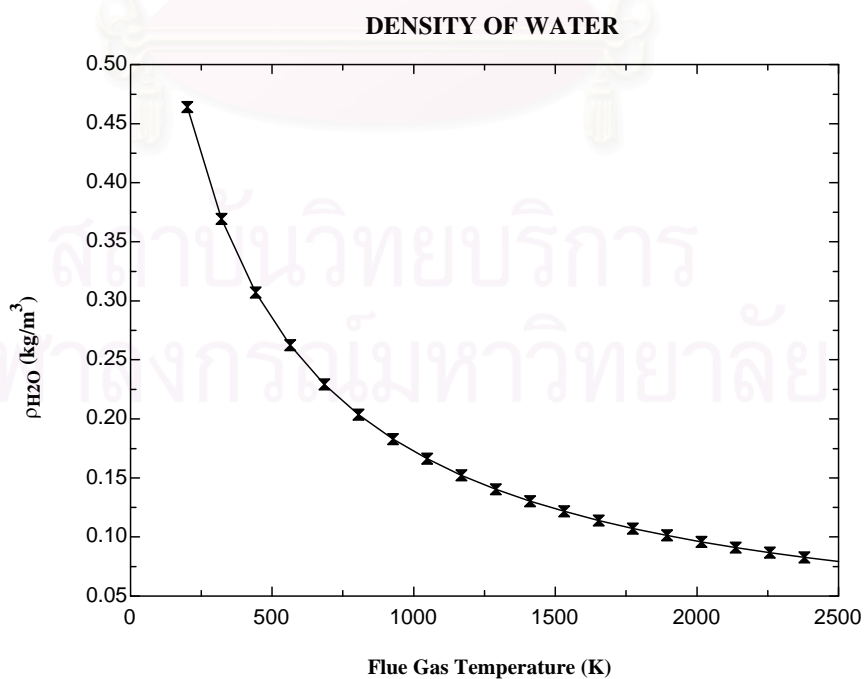
ภาคผนวก ข.18 ค่า DENSITY OF WATER

A=DENSITY (H2O,T=T1,P=101.3)

$$A=0.63344-0.00105*T1+8.8249E-07*T1^2-3.4909E-10*T1^3+5.1548E-14*T1^4$$

Parametric Table:

	K	T1
	(W/m-k)	
Run 1	0.46390	200.00
Run 2	0.36940	321.10
Run 3	0.30690	442.10
Run 4	0.26250	563.20
Run 5	0.22930	684.20
Run 6	0.20350	805.30
Run 7	0.18300	926.30
Run 8	0.16620	1047.00
Run 9	0.15230	1168.00
Run 10	0.14050	1289.00
Run 11	0.13040	1411.00
Run 12	0.12160	1532.00
Run 13	0.11400	1653.00
Run 14	0.10720	1774.00
Run 15	0.10130	1895.00
Run 16	0.09590	2016.00
Run 17	0.09108	2137.00
Run 18	0.08672	2258.00
Run 19	0.08277	2379.00
Run 20	0.07915	2500.00



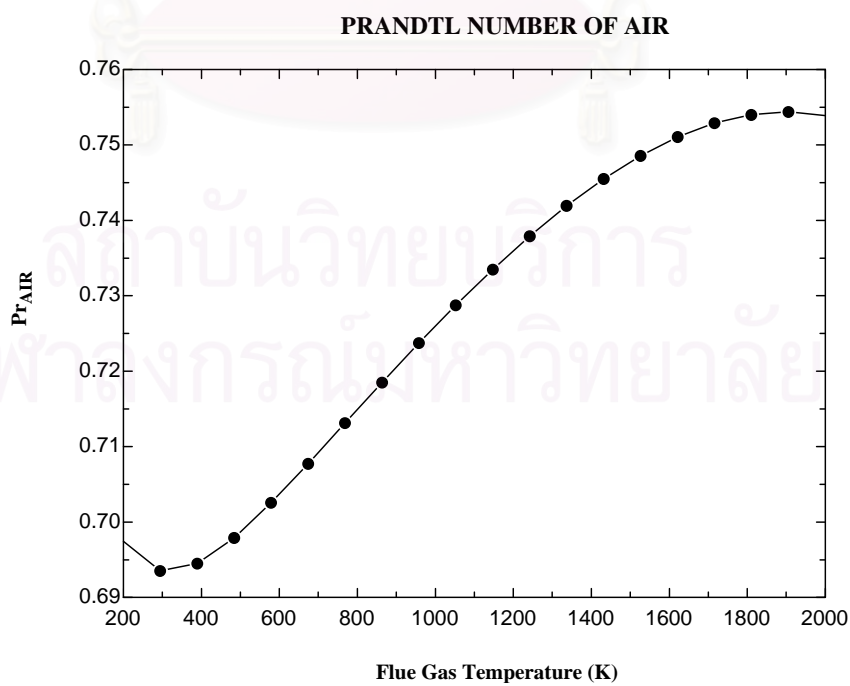
ภาคผนวก ข.19 ค่า PRANDTL NUMBER OF AIR

$A = \text{PRANDTL}(\text{Air}, T = T_1)$

$$A = 0.70738 - 0.000093843 * T_1 + 2.0546E-07 * T_1^2 - 1.1283E-10 * T_1^3 + 1.9734E-14 * T_1^4$$

Parametric Table:

	K (W/m-k)	T1
Run 1	0.69740	200.00
Run 2	0.69350	294.70
Run 3	0.69450	389.50
Run 4	0.69790	484.20
Run 5	0.70260	578.90
Run 6	0.70780	673.70
Run 7	0.71310	768.40
Run 8	0.71850	863.20
Run 9	0.72370	957.90
Run 10	0.72880	1053.00
Run 11	0.73350	1147.00
Run 12	0.73790	1242.00
Run 13	0.74190	1337.00
Run 14	0.74550	1432.00
Run 15	0.74860	1526.00
Run 16	0.75110	1621.00
Run 17	0.75290	1716.00
Run 18	0.75400	1811.00
Run 19	0.75440	1905.00
Run 20	0.75390	2000.00



ภาคผนวก ข.20 ค่า PRANDTL NUMBER OF CARBONMONOXIDE

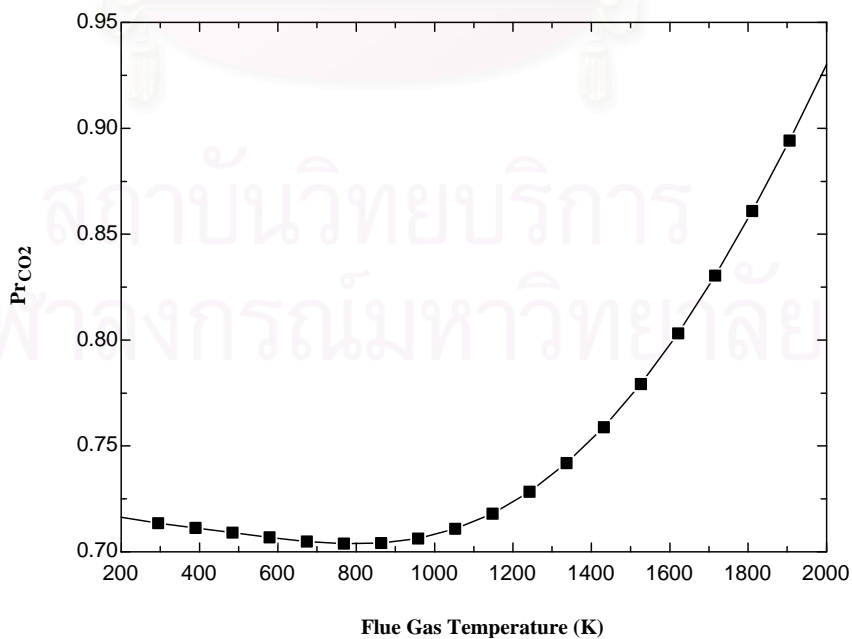
A=PRANDTL (CO,T=T1)

A1=0.70928+0.000066021\*T1-2.1314E-07\*T1^2+1.7383E-10\*T1^3-2.8042E-14\*T1^4

Parametric Table:

	K (W/m-k)	T1
Run 1	0.71640	200.00
Run 2	0.71350	294.70
Run 3	0.71140	389.50
Run 4	0.70910	484.20
Run 5	0.70690	578.90
Run 6	0.70490	673.70
Run 7	0.70390	768.40
Run 8	0.70420	863.20
Run 9	0.70630	957.90
Run 10	0.71080	1053.00
Run 11	0.71810	1147.00
Run 12	0.72830	1242.00
Run 13	0.74190	1337.00
Run 14	0.75890	1432.00
Run 15	0.77930	1526.00
Run 16	0.80320	1621.00
Run 17	0.83050	1716.00
Run 18	0.86090	1811.00
Run 19	0.89420	1905.00
Run 20	0.93020	2000.00

**PRANDTL NUMBER OF CARBONMONOXIDE**



ภาคผนวก ข.21 ค่า PRANDTL NUMBER OF CARBONDIOXIDE

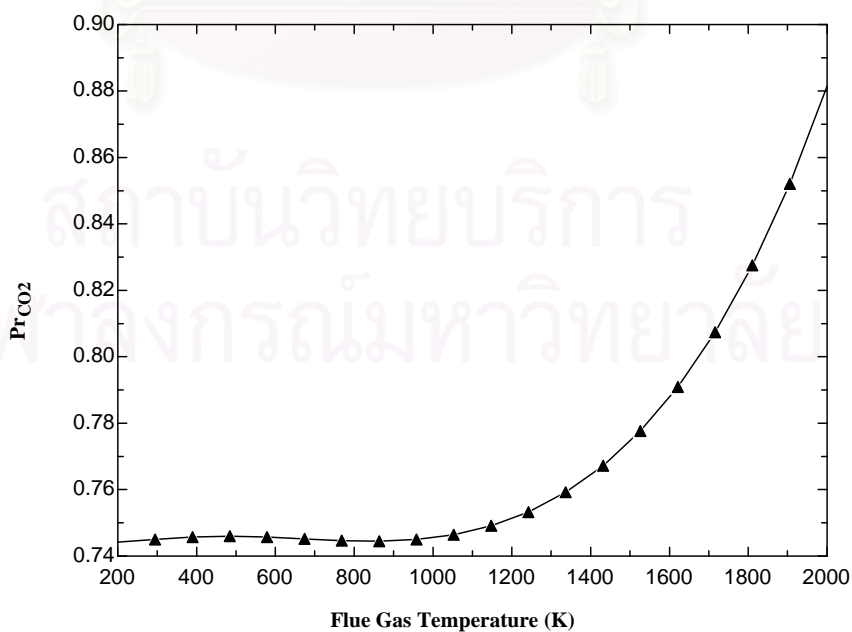
A=PRANDTL (CO<sub>2</sub>,T=T1)

$$A1=0.73856+0.000039037*T1-6.1961E-08*T1^2+2.1055E-11*T1^3+8.9990E-15*T1^4$$

Parametric Table:

	K (W/m-k)	T1
Run 1	0.74420	200.00
Run 2	0.74500	294.70
Run 3	0.74580	389.50
Run 4	0.74600	484.20
Run 5	0.74570	578.90
Run 6	0.74520	673.70
Run 7	0.74470	768.40
Run 8	0.74450	863.20
Run 9	0.74500	957.90
Run 10	0.74640	1053.00
Run 11	0.74910	1147.00
Run 12	0.75330	1242.00
Run 13	0.75920	1337.00
Run 14	0.76720	1432.00
Run 15	0.77770	1526.00
Run 16	0.79090	1621.00
Run 17	0.80740	1716.00
Run 18	0.82750	1811.00
Run 19	0.85200	1905.00
Run 20	0.88150	2000.00

PRANDTL NUMBER OF CARBONDIOXIDE



ภาคผนวก ข.22 ค่า PRANDTL NUMBER OF NITROGEN

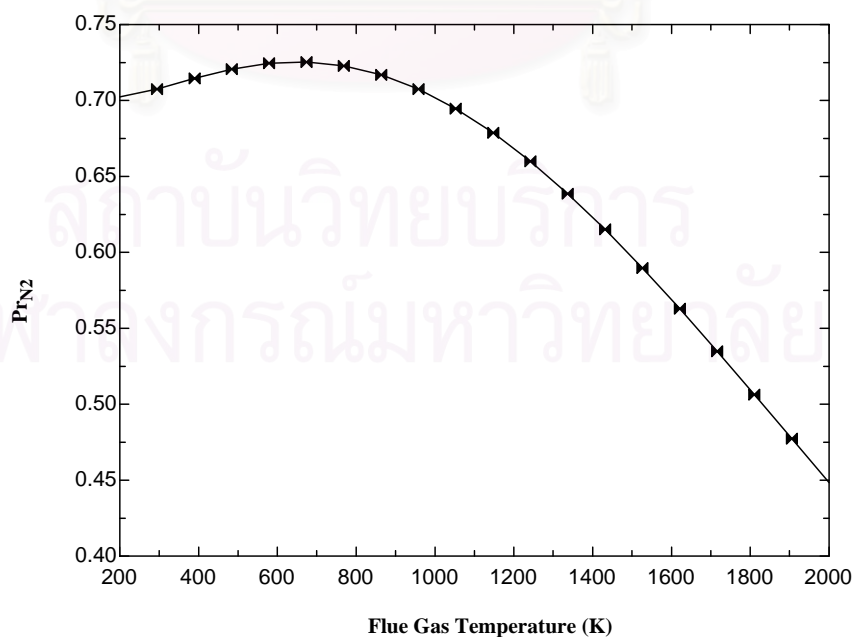
$A = \text{PRANDTL}(N_2, T = T_1)$

$A_1 = 0.68117 + 0.000094516 * T_1 + 4.3746E-08 * T_1^2 - 1.6061E-10 * T_1^3 + 4.3076E-14 * T_1^4$

Parametric Table:

	K (W/m-k)	T1
Run 1	0.70250	200.00
Run 2	0.70740	294.70
Run 3	0.71450	389.50
Run 4	0.72070	484.20
Run 5	0.72450	578.90
Run 6	0.72530	673.70
Run 7	0.72280	768.40
Run 8	0.71680	863.20
Run 9	0.70740	957.90
Run 10	0.69470	1053.00
Run 11	0.67880	1147.00
Run 12	0.66000	1242.00
Run 13	0.63870	1337.00
Run 14	0.61510	1432.00
Run 15	0.58970	1526.00
Run 16	0.56280	1621.00
Run 17	0.53500	1716.00
Run 18	0.50640	1811.00
Run 19	0.47740	1905.00
Run 20	0.44830	2000.00

**PRANDTL NUMBER OF NITROGEN**



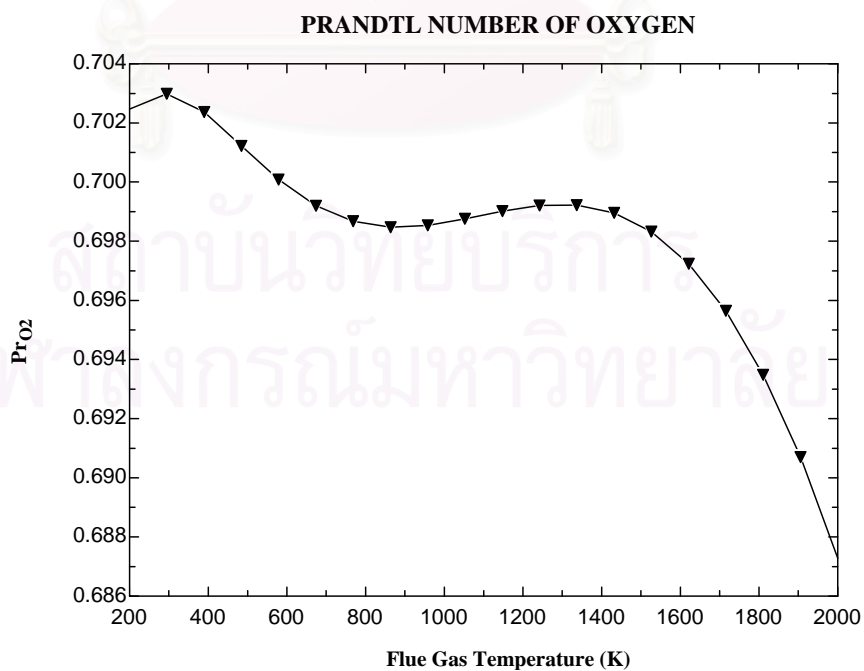
ภาคผนวก ข.23 ค่า PRANDTL NUMBER OF OXYGEN

A=PRANDTL (O<sub>2</sub>,T=T1)

$$A1=0.70421-0.0000016333*T1-2.1625E-08*T1^2+2.6519E-11*T1^3-8.7353E-15*T1^4$$

Parametric Table:

	K (W/m-k)	T1
Run 1	0.70250	200.00
Run 2	0.70300	294.70
Run 3	0.70240	389.50
Run 4	0.70120	484.20
Run 5	0.70010	578.90
Run 6	0.69920	673.70
Run 7	0.69870	768.40
Run 8	0.69850	863.20
Run 9	0.69850	957.90
Run 10	0.69880	1053.00
Run 11	0.69900	1147.00
Run 12	0.69920	1242.00
Run 13	0.69920	1337.00
Run 14	0.69900	1432.00
Run 15	0.69830	1526.00
Run 16	0.69720	1621.00
Run 17	0.69560	1716.00
Run 18	0.69350	1811.00
Run 19	0.69070	1905.00
Run 20	0.68730	2000.00





ภาคผนวก ข.24 ค่า PRANDTL NUMBER OF WATER

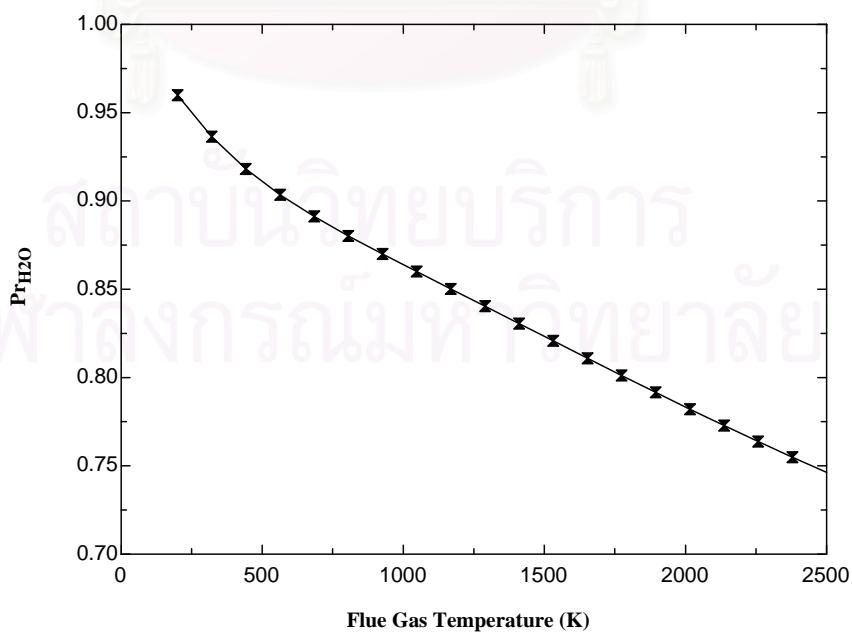
A=PRANDTL (H2O,T=T1)

A1=1.0023-0.00025233\*T1+1.8002E-07\*T1^2-7.9805E-11\*T1^3+1.2739E-14\*T1^4

Parametric Table:

	K (W/m-k)	T1
Run 1	0.95990	200.00
Run 2	0.93640	321.10
Run 3	0.91820	442.10
Run 4	0.90360	563.20
Run 5	0.89130	684.20
Run 6	0.88030	805.30
Run 7	0.87000	926.30
Run 8	0.86010	1047.00
Run 9	0.85020	1168.00
Run 10	0.84040	1289.00
Run 11	0.83060	1411.00
Run 12	0.82080	1532.00
Run 13	0.81090	1653.00
Run 14	0.80120	1774.00
Run 15	0.79150	1895.00
Run 16	0.78210	2016.00
Run 17	0.77280	2137.00
Run 18	0.76370	2258.00
Run 19	0.75490	2379.00
Run 20	0.74620	2500.00

PRANDTL NUMBER OF WATER



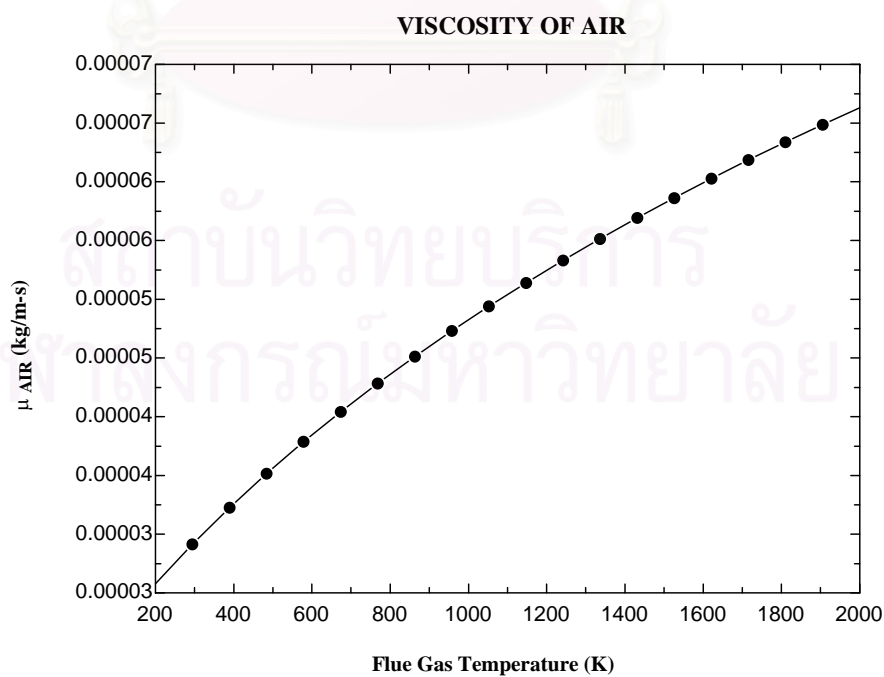
### ภาคผนวก ข.25 ค่า VISCOSITY OF AIR

A=VISCOSITY (Air,T=T1)

$$A1=0.000017887+4.2813E-08*T1-1.7386E-11*T1^2+5.8694E-15*T1^3-9.1524E-19*T1^4$$

#### Parametric Table:

	K	T1
	(W/m-k)	
Run 1	0.00002577	200.00
Run 2	0.00002916	294.70
Run 3	0.00003227	389.50
Run 4	0.00003517	484.20
Run 5	0.00003788	578.90
Run 6	0.00004043	673.70
Run 7	0.00004284	768.40
Run 8	0.00004514	863.20
Run 9	0.00004732	957.90
Run 10	0.00004941	1053.00
Run 11	0.00005141	1147.00
Run 12	0.00005332	1242.00
Run 13	0.00005516	1337.00
Run 14	0.00005693	1432.00
Run 15	0.00005864	1526.00
Run 16	0.00006028	1621.00
Run 17	0.00006186	1716.00
Run 18	0.00006339	1811.00
Run 19	0.00006487	1905.00
Run 20	0.00006630	2000.00



## ภาคผนวก ข.26 ค่า VISCOSITY OF CARBONMONOXIDE

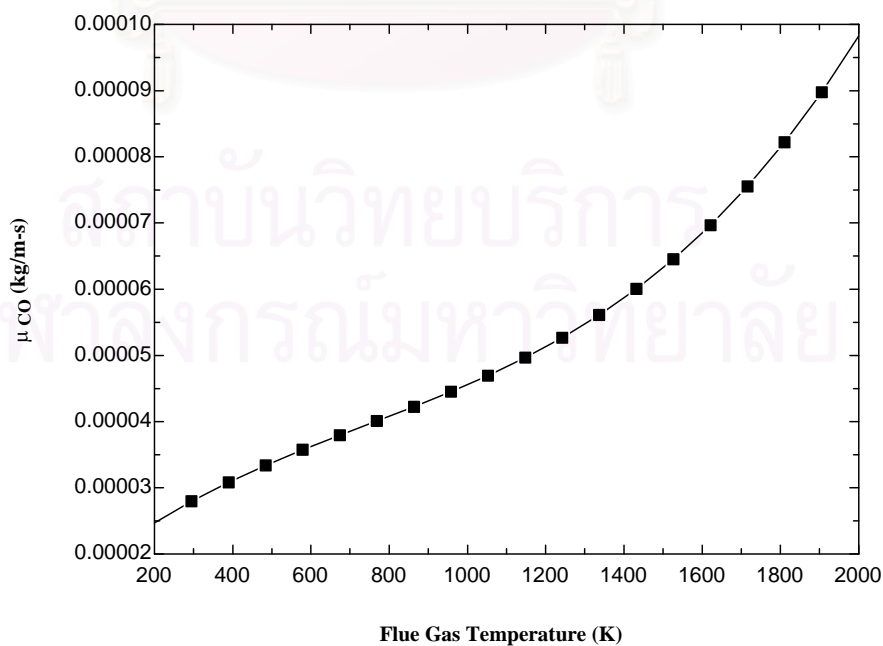
A=VISCOSITY (CO,T=T1)

$$A=0.000016294+4.8396E-08*T1-3.4526E-11*T1^2+1.5409E-14*T1^3-3.3379E-29*T1^4$$

### Parametric Table:

	K	T1
	(W/m-k)	
Run 1	0.00002472	200.00
Run 2	0.00002795	294.70
Run 3	0.00003082	389.50
Run 4	0.00003338	484.20
Run 5	0.00003573	578.90
Run 6	0.00003794	673.70
Run 7	0.00004009	768.40
Run 8	0.00004225	863.20
Run 9	0.00004452	957.90
Run 10	0.00004695	1053.00
Run 11	0.00004965	1147.00
Run 12	0.00005267	1242.00
Run 13	0.00005610	1337.00
Run 14	0.00006003	1432.00
Run 15	0.00006452	1526.00
Run 16	0.00006966	1621.00
Run 17	0.00007552	1716.00
Run 18	0.00008219	1811.00
Run 19	0.00008974	1905.00
Run 20	0.00009826	2000.00

### VISCOSITY OF CARBONMONOXIDE



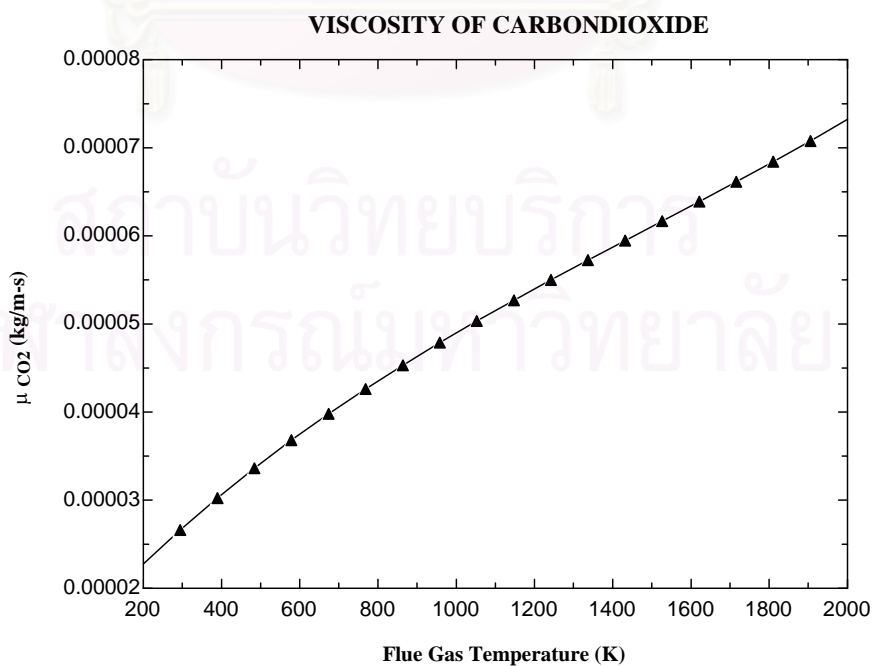
ภาคผนวก ข.27 ค่า VISCOSITY OF CARBONDIOXIDE

A=VISCOSITY (CO<sub>2</sub>,T=T1)

$$A=0.000013751+4.8282E-08*T1-1.6831E-11*T1^2+3.7788E-15*T1^3+1.1608E-29*T1^4$$

Parametric Table:

	K	T1
	(W/m-k)	
Run 1	0.00002276	200.00
Run 2	0.00002662	294.70
Run 3	0.00003023	389.50
Run 4	0.00003361	484.20
Run 5	0.00003680	578.90
Run 6	0.00003979	673.70
Run 7	0.00004263	768.40
Run 8	0.00004532	863.20
Run 9	0.00004788	957.90
Run 10	0.00005033	1053.00
Run 11	0.00005270	1147.00
Run 12	0.00005500	1242.00
Run 13	0.00005724	1337.00
Run 14	0.00005946	1432.00
Run 15	0.00006167	1526.00
Run 16	0.00006389	1621.00
Run 17	0.00006613	1716.00
Run 18	0.00006842	1811.00
Run 19	0.00007078	1905.00
Run 20	0.00007322	2000.00



ภาคผนวก ข.28 ค่า VISCOSITY OF NITROGEN

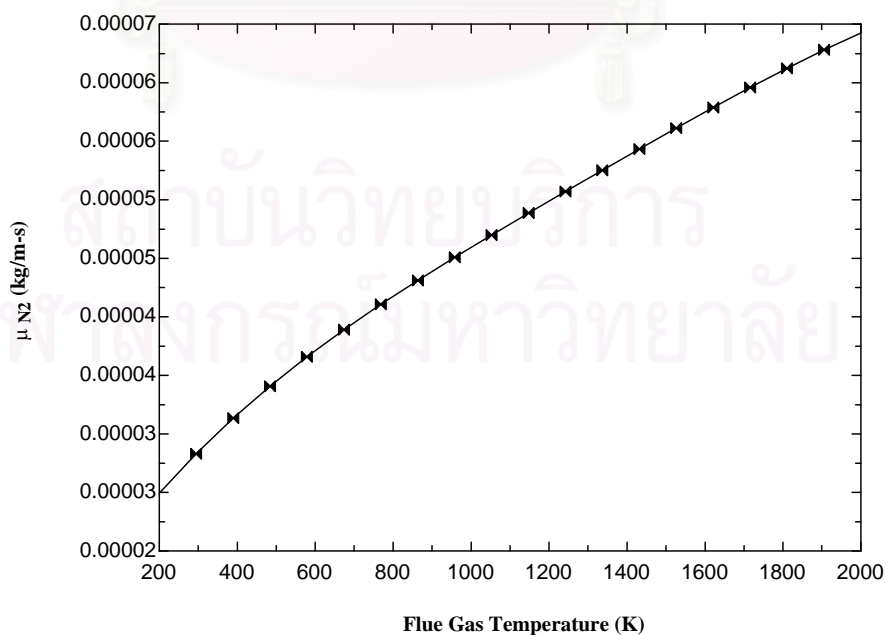
A=VISCOSITY (N2,T=T1)

$$A1=0.000016404+4.8319E-08*T1-3.1028E-11*T1^2+1.5068E-14*T1^3-2.8264E-18*T1^4$$

Parametric Table:

	K	T1
	(W/m-k)	
Run 1	0.00002494	200.00
Run 2	0.00002831	294.70
Run 3	0.00003134	389.50
Run 4	0.00003408	484.20
Run 5	0.00003658	578.90
Run 6	0.00003890	673.70
Run 7	0.00004106	768.40
Run 8	0.00004311	863.20
Run 9	0.00004508	957.90
Run 10	0.00004699	1053.00
Run 11	0.00004886	1147.00
Run 12	0.00005070	1242.00
Run 13	0.00005252	1337.00
Run 14	0.00005432	1432.00
Run 15	0.00005611	1526.00
Run 16	0.00005787	1621.00
Run 17	0.00005958	1716.00
Run 18	0.00006124	1811.00
Run 19	0.00006280	1905.00
Run 20	0.00006426	2000.00

VISCOSITY OF NITROGEN



### ภาคผนวก ข.29 ค่า VISCOSITY OF OXYGEN

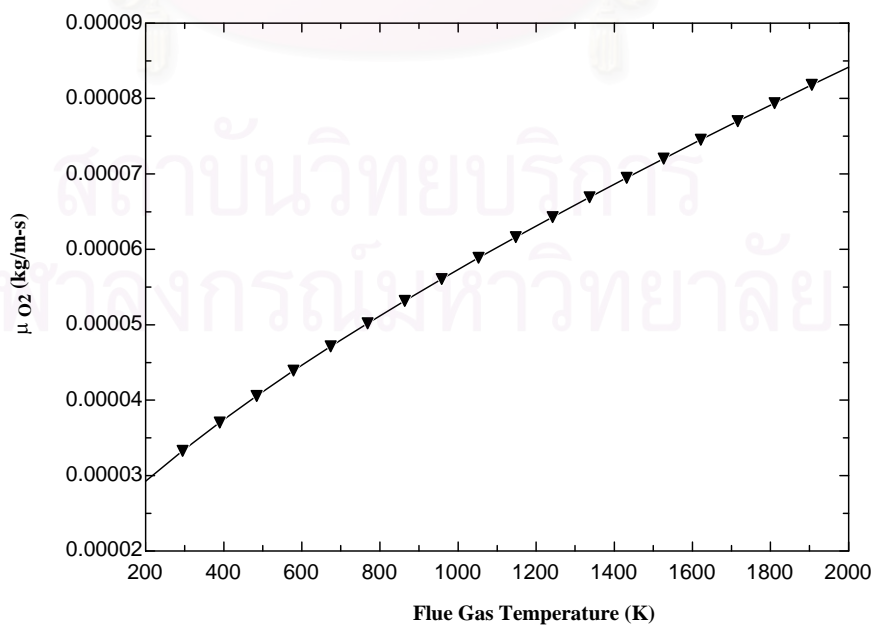
A=VISCOSITY (O<sub>2</sub>,T=T<sub>1</sub>)

$$A=0.00001994+5.0105E-08*T1-1.8790E-11*T1^2+7.2395E-15*T1^3-1.1722E-18*T1^4$$

#### Parametric Table:

	K (W/m-k)	T1
Run 1	0.00002494	200.00
Run 2	0.00002831	294.70
Run 3	0.00003134	389.50
Run 4	0.00003408	484.20
Run 5	0.00003658	578.90
Run 6	0.00003890	673.70
Run 7	0.00004106	768.40
Run 8	0.00004311	863.20
Run 9	0.00004508	957.90
Run 10	0.00004699	1053.00
Run 11	0.00004886	1147.00
Run 12	0.00005070	1242.00
Run 13	0.00005252	1337.00
Run 14	0.00005432	1432.00
Run 15	0.00005611	1526.00
Run 16	0.00005787	1621.00
Run 17	0.00005958	1716.00
Run 18	0.00006124	1811.00
Run 19	0.00006280	1905.00
Run 20	0.00006426	2000.00

#### VISCOSITY OF OXYGEN



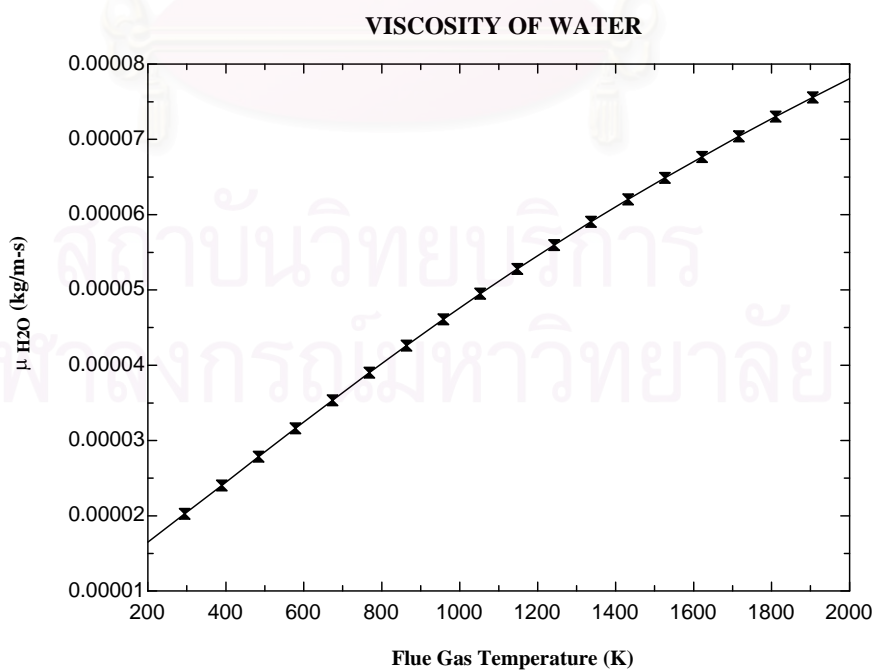
ภาคผนวก ข.30 ค่า VISCOSITY OF WATER

A=VISCOSITY (H2O,T=T1)

$$A=0.0000087423+3.7613E-08*T1+6.8691E-12*T1^2-7.0505E-15*T1^3+1.4412E-18*T1^4$$

Parametric Table:

	K	T1
	(W/m-k)	
Run 1	0.00001650	200.00
Run 2	0.00002025	294.70
Run 3	0.00002403	389.50
Run 4	0.00002783	484.20
Run 5	0.00003161	578.90
Run 6	0.00003535	673.70
Run 7	0.00003902	768.40
Run 8	0.00004261	863.20
Run 9	0.00004610	957.90
Run 10	0.00004950	1053.00
Run 11	0.00005279	1147.00
Run 12	0.00005597	1242.00
Run 13	0.00005905	1337.00
Run 14	0.00006202	1432.00
Run 15	0.00006490	1526.00
Run 16	0.00006769	1621.00
Run 17	0.00007039	1716.00
Run 18	0.00007302	1811.00
Run 19	0.00007558	1905.00
Run 20	0.00007808	2000.00



## ภาคผนวก ก

### รายละเอียดของโปรแกรม HEATEX

โปรแกรมคอมพิวเตอร์ HEATEX ที่ประดิษฐ์ขึ้นดังที่ได้กล่าวไว้ในบทที่ 4 มีรายละเอียดดังนี้

```
PROGRAM HEATEX;
USES WINCRT;

VAR TEST:TEXT;
I, J, K, L, M, N, P: INTEGER;
AA, BB, CC, DD, EE, FF, GG: REAL;
DENCO2, DENCO, DENWATER, DENO2, DENN2, DENFLUE: REAL;
FLOWOIL, FLOWAIR, FLOWFLUE, VCO, VOX: REAL;
MAIR, MAIRCP, MFLUE, MFLUECP, MCO2, MCO, MWATER, MO2, MN2: REAL;
FLUETEMP, INAIRTEMP, FLUEOUTTEMPGUESS, OUTAIRTEMP, MEANFLUETEMP, MEANAIRTEMP
: REAL;
LMTD: REAL;
DENFLUENEW: REAL;
PPP, RRR, AAA, DEL, RIGHT, LEFT, MIDDLE, DUMMY, F: REAL;
Q, U, UNEW, AREA, LENGTH, OUTRADIUS, INRADIUS, AREAINTUBE: REAL;
NTUBE: INTEGER;
CPAIR: REAL;
MINRATIO: REAL;
CONFIG, CONFIG1, CONFIG2, CONFIG3, CONFIG4: STRING;
OUTTUBESIZE, SHELLSIZE, TUBESPACE, REALSHELLSIZE, INTUBESIZE: REAL;
VISCOSCO2, VISCOSCO, VISCOSO2, VISCOSN2, VISCOSWATER, VISCOSAIR: REAL;
CONDUCTCO2, CONDUCTCO, CONDUCTO2, CONDUCTN2, CONDUCTWATER, CONDUCTAIR: REAL;
PRANDCO2, PRANDCO, PRANDO2, PRANDN2, PRANDWATER, PRANDAIR: REAL;
VISCOSFLUE, CONDUCTFLUE, PRANDFLUE: REAL;
RENALDTUBE, COEFTUBE, TRANRATIO: REAL;
SN, SNRATIO, CCC, NNN: REAL;
FLOWAIRMAX, RENALDSHELL, COEFSHELL: REAL;
CHANNELLENGTH, CHANNELWIDTH, CHANNEL, AREACHANNEL: REAL;
FINTUBE, PINTUBE: REAL;
TUBECOST, SUMTUBECOST, SUMSHELLCOST, NBAFFLE, BAFFLECOST: REAL;
QHX, SAVEOIL, SAVEOILCOST, RESTOILCOST, CAPCOST, OPTCOST, MAINCOST, LCC, TOTALC
OST: REAL;
DLCC, DSNRATIO, DOUTTUBESIZE, DINTUBESIZE, DLENGTH, DSUMTUBECOST, DSUMSHELLCO
ST, DBAFFLECOST, DCAPECOST: REAL;
DN, DNTUBE: INTEGER;
DCHANNELLENGTH, DCHANNELWIDTH, DCHANNEL: REAL;
BILEFT, BIMIDDLE, BIRIGHT: REAL;
DFLUEOUTTEMPGUESS, DSAVEOILCOST, DRESTOILCOST, DTOTALCOST: REAL;
ASSHELL, DESHELL, GSSHELL, FINSHHELL, PINSHHELL, VELO, DVELO: REAL;
DRENALDTUBE, DPINTUBE, DPINSHHELL, DRENALDSHELL, DREALSHELLSIZE: REAL;
DASSHELL, DGSSHELL, DDESHELL: REAL;
BFORF, AFORF, FFF, F2, F3, F4, PAYBACK: REAL;
```



```
LABEL 20,50,222,333,444,555,666,2222,3333,22,33,2,3;
```

```
CONST DENOIL=0.93; MATOMOIL=492.961; DENAIR=1.1; MATOMAIR=28.8;
A0=10.513; G0=11.117; CONDUCTSTEEL=14; HHV= 44.1935;
```

```
{*****}
{      STAINLESS STEEL 304 COST(BAHT/6 METERS)      }
{*****}
```

```
  {1/2  INCHES} TUBE_COST_01=663;
  {3/4  INCHES} TUBE_COST_02=858;
  {1    INCHES} TUBE_COST_03=1053;
  {1 1/4 INCHES} TUBE_COST_04=1373;
  {1 1/2 INCHES} TUBE_COST_05=1599;
  {2    INCHES} TUBE_COST_06=1989;
  {2 1/2 INCHES} TUBE_COST_07=2535;
  {3    INCHES} TUBE_COST_08=2964;
  {4    INCHES} TUBE_COST_09=3900;
```

```
{*****}
{      CARBON STEEL COST(BAHT)      }
{*****}
```

```
  {4' X 8' X 3 MM} CARBON_COST=1180;
```

```
{*****}
{      FUEL OIL C COST(BAHT/LITRE)      }
{*****}
```

```
FUEL_COST=8;
```

```
{*****}
{      WORKING PERIOD      }
{*****}
```

```
  {WORKING DAY/YEAR} DAY_PER_YEAR=365;
  {WORKING HOUR/DAY} HOUR_PER_DAY=20;
```

```
{*****}
{      ELECTRIC COST(BAHT/kW-h)      }
{*****}
```

```
ELECTRIC_COST=2.16;
```

```
FUNCTION TWOPASS(K:REAL; AA:REAL; RR:REAL):REAL;
  BEGIN
    TWOPASS:=AA-0.5*K-(1-0.5*K)*EXP(2*K*RR);
  END;
```

```

FUNCTION THREEPASS(K:REAL; AA:REAL; RR:REAL):REAL;
BEGIN
  THREEPASS:=AA-(K*(1-(0.25*K)-RR*K*(1-(0.5*K)))*EXP(K*RR))
    -(1-(0.5*K))*(1-0.5*K)*EXP(3*K*RR);
END;

FUNCTION FOURPASS(K:REAL; AA:REAL; RR:REAL):REAL;
BEGIN
  FOURPASS:=AA-(K/2)*(1-K+((K)*(K))/4)-K*(1-0.5*K)
    *(1-(RR*K/8)*(1-0.5*K)*EXP(2*K*RR))-(EXP(3*LN(1-0.5*K)))
    *EXP(4*K*RR);
END;

FUNCTION FIVEPASS(K:REAL; AA:REAL; RR:REAL):REAL;
BEGIN
  FIVEPASS:=AA-(K*(1-(3*K/4)+(0.5*K*K)-(K*K*K/8))
    -RR*K*K*SQR(1-K+(3*K*K/4)-(0.25*K*K*K))
    -(0.5*RR*K*K)*(1-0.5*K))*EXP(K*RR)
    -(K*(1-(3*K/4)+(K*K*K/16))-3*RR*K*K*(EXP(3*
    LN(1-0.5*K))))*EXP(3*K*RR)
    -(EXP(4*LN(1-0.5*K)))*EXP(5*K*RR);
END;

FUNCTION SIXPASS(K:REAL; AA:REAL; RR:REAL):REAL;
BEGIN
  SIXPASS:=AA-(0.5*K*(1-K+K*K-(0.5*K*K*K)+(K*K*K*K/8))
    -K*(1-K+(3*K/4)-(5*K*K*K/16)+(K*K*K*K/32))*EXP(2*K*RR)
    +RR*K*K*(2-(3*K)+(3*K*K)-(7*K*K*K/4)+(3*K*K*K*K/8)
    -RR*K*K*(2-3*K+(3*K*K/2)-(0.25*K*K*K*K)))*EXP(2*K*RR)
    -(0.5*K*(2-(2*K)+(0.5*K*K*K)-(K*K*K*K/4))
    -4*RR*K*K*(EXP(4*LN(1-0.5*K))))*EXP(4*K*RR)
    -(EXP(5*LN(1-0.5*K)))*EXP(6*K*RR);
END;

FUNCTION NNTUBE(NTUBE:INTEGER):INTEGER;
BEGIN
  NNTUBE:=NTUBE;
  IF (NTUBE>= 0) AND (NTUBE<= 1) THEN NNTUBE:= 1;
  IF (NTUBE> 4) AND (NTUBE<= 7) THEN NNTUBE:= 7;
  IF (NTUBE> 8) AND (NTUBE<= 10) THEN NNTUBE:= 10;
  IF (NTUBE> 10) AND (NTUBE<= 12) THEN NNTUBE:= 12;
  IF (NTUBE> 14) AND (NTUBE<= 19) THEN NNTUBE:= 19;
  IF (NTUBE> 19) AND (NTUBE<= 22) THEN NNTUBE:= 22;
  IF (NTUBE> 24) AND (NTUBE<= 27) THEN NNTUBE:= 27;
  IF (NTUBE> 27) AND (NTUBE<= 31) THEN NNTUBE:= 31;
  IF (NTUBE> 31) AND (NTUBE<= 37) THEN NNTUBE:= 37;
  IF (NTUBE> 38) AND (NTUBE<= 42) THEN NNTUBE:= 42;
  IF (NTUBE> 42) AND (NTUBE<= 44) THEN NNTUBE:= 44;
  IF (NTUBE> 44) AND (NTUBE<= 48) THEN NNTUBE:= 48;
  IF (NTUBE> 48) AND (NTUBE<= 55) THEN NNTUBE:= 55;
  IF (NTUBE> 57) AND (NTUBE<= 60) THEN NNTUBE:= 60;
  IF (NTUBE> 61) AND (NTUBE<= 63) THEN NNTUBE:= 63;
  IF (NTUBE> 64) AND (NTUBE<= 69) THEN NNTUBE:= 69;

```

```
IF (NTUBE> 70) AND (NTUBE<= 73) THEN NNTUBE:= 73 ;
IF (NTUBE> 74) AND (NTUBE<= 76) THEN NNTUBE:= 76 ;
IF (NTUBE> 76) AND (NTUBE<= 85) THEN NNTUBE:= 85 ;
IF (NTUBE> 85) AND (NTUBE<= 88) THEN NNTUBE:= 88 ;
IF (NTUBE> 88) AND (NTUBE<= 92) THEN NNTUBE:= 92 ;
IF (NTUBE> 92) AND (NTUBE<= 96) THEN NNTUBE:= 96 ;
IF (NTUBE> 96) AND (NTUBE<=102) THEN NNTUBE:=102 ;
IF (NTUBE>102) AND (NTUBE<=104) THEN NNTUBE:=104 ;
IF (NTUBE>104) AND (NTUBE<=109) THEN NNTUBE:=109 ;
IF (NTUBE>110) AND (NTUBE<=114) THEN NNTUBE:=114 ;
IF (NTUBE>114) AND (NTUBE<=121) THEN NNTUBE:=121 ;
IF (NTUBE>121) AND (NTUBE<=126) THEN NNTUBE:=126 ;
IF (NTUBE>126) AND (NTUBE<=129) THEN NNTUBE:=129 ;
IF (NTUBE>131) AND (NTUBE<=133) THEN NNTUBE:=133 ;
IF (NTUBE>133) AND (NTUBE<=135) THEN NNTUBE:=135 ;
IF (NTUBE>136) AND (NTUBE<=139) THEN NNTUBE:=139 ;
IF (NTUBE>139) AND (NTUBE<=141) THEN NNTUBE:=141 ;
IF (NTUBE>141) AND (NTUBE<=151) THEN NNTUBE:=151 ;
IF (NTUBE>151) AND (NTUBE<=154) THEN NNTUBE:=154 ;
IF (NTUBE>154) AND (NTUBE<=156) THEN NNTUBE:=156 ;
IF (NTUBE>156) AND (NTUBE<=158) THEN NNTUBE:=158 ;
IF (NTUBE>158) AND (NTUBE<=163) THEN NNTUBE:=163 ;
IF (NTUBE>163) AND (NTUBE<=168) THEN NNTUBE:=168 ;
IF (NTUBE>168) AND (NTUBE<=170) THEN NNTUBE:=170 ;
IF (NTUBE>170) AND (NTUBE<=174) THEN NNTUBE:=174 ;
IF (NTUBE>174) AND (NTUBE<=176) THEN NNTUBE:=176 ;
IF (NTUBE>176) AND (NTUBE<=178) THEN NNTUBE:=178 ;
IF (NTUBE>178) AND (NTUBE<=187) THEN NNTUBE:=187 ;
IF (NTUBE>188) AND (NTUBE<=190) THEN NNTUBE:=190 ;
IF (NTUBE>190) AND (NTUBE<=199) THEN NNTUBE:=199 ;
IF (NTUBE>199) AND (NTUBE<=202) THEN NNTUBE:=202 ;
IF (NTUBE>202) AND (NTUBE<=206) THEN NNTUBE:=206 ;
IF (NTUBE>206) AND (NTUBE<=208) THEN NNTUBE:=208 ;
IF (NTUBE>208) AND (NTUBE<=211) THEN NNTUBE:=211 ;
IF (NTUBE>213) AND (NTUBE<=217) THEN NNTUBE:=217 ;
IF (NTUBE>217) AND (NTUBE<=219) THEN NNTUBE:=219 ;
IF (NTUBE>220) AND (NTUBE<=225) THEN NNTUBE:=225 ;
IF (NTUBE>225) AND (NTUBE<=230) THEN NNTUBE:=230 ;
IF (NTUBE>230) AND (NTUBE<=235) THEN NNTUBE:=235 ;
IF (NTUBE>235) AND (NTUBE<=241) THEN NNTUBE:=241 ;
IF (NTUBE>241) AND (NTUBE<=246) THEN NNTUBE:=246 ;
IF (NTUBE>246) AND (NTUBE<=253) THEN NNTUBE:=253 ;
IF (NTUBE>254) AND (NTUBE<=258) THEN NNTUBE:=258 ;
IF (NTUBE>258) AND (NTUBE<=262) THEN NNTUBE:=262 ;
IF (NTUBE>262) AND (NTUBE<=264) THEN NNTUBE:=264 ;
IF (NTUBE>264) AND (NTUBE<=270) THEN NNTUBE:=270 ;
IF (NTUBE>270) AND (NTUBE<=274) THEN NNTUBE:=274 ;
IF (NTUBE>274) AND (NTUBE<=276) THEN NNTUBE:=276 ;
IF (NTUBE>276) AND (NTUBE<=283) THEN NNTUBE:=283 ;
IF (NTUBE>284) AND (NTUBE<=288) THEN NNTUBE:=288 ;
IF (NTUBE>288) AND (NTUBE<=295) THEN NNTUBE:=295 ;
IF (NTUBE>295) AND (NTUBE<=301) THEN NNTUBE:=301 ;
IF (NTUBE>301) AND (NTUBE<=306) THEN NNTUBE:=306 ;
IF (NTUBE>306) AND (NTUBE<=313) THEN NNTUBE:=313 ;
```

```
IF (NTUBE>313) AND (NTUBE<=316) THEN NNTUBE:=316;
IF (NTUBE>316) AND (NTUBE<=321) THEN NNTUBE:=321;
IF (NTUBE>321) AND (NTUBE<=324) THEN NNTUBE:=324;
IF (NTUBE>325) AND (NTUBE<=327) THEN NNTUBE:=327;
IF (NTUBE>327) AND (NTUBE<=329) THEN NNTUBE:=329;
IF (NTUBE>330) AND (NTUBE<=333) THEN NNTUBE:=333;
IF (NTUBE>333) AND (NTUBE<=337) THEN NNTUBE:=337;
IF (NTUBE>337) AND (NTUBE<=339) THEN NNTUBE:=339;
IF (NTUBE>339) AND (NTUBE<=349) THEN NNTUBE:=349;
IF (NTUBE>349) AND (NTUBE<=351) THEN NNTUBE:=351;
IF (NTUBE>352) AND (NTUBE<=361) THEN NNTUBE:=361;
IF (NTUBE>362) AND (NTUBE<=364) THEN NNTUBE:=364;
IF (NTUBE>364) AND (NTUBE<=367) THEN NNTUBE:=367;
IF (NTUBE>367) AND (NTUBE<=372) THEN NNTUBE:=372;
IF (NTUBE>372) AND (NTUBE<=376) THEN NNTUBE:=376;
IF (NTUBE>376) AND (NTUBE<=378) THEN NNTUBE:=378;
IF (NTUBE>380) AND (NTUBE<=382) THEN NNTUBE:=382;
IF (NTUBE>382) AND (NTUBE<=384) THEN NNTUBE:=384;
IF (NTUBE>384) AND (NTUBE<=390) THEN NNTUBE:=390;
IF (NTUBE>390) AND (NTUBE<=392) THEN NNTUBE:=392;
IF (NTUBE>392) AND (NTUBE<=394) THEN NNTUBE:=394;
IF (NTUBE>394) AND (NTUBE<=396) THEN NNTUBE:=396;
IF (NTUBE>397) AND (NTUBE<=400) THEN NNTUBE:=400;
IF (NTUBE>400) AND (NTUBE<=406) THEN NNTUBE:=406;
IF (NTUBE>406) AND (NTUBE<=409) THEN NNTUBE:=409;
IF (NTUBE>409) AND (NTUBE<=421) THEN NNTUBE:=421;
IF (NTUBE>421) AND (NTUBE<=426) THEN NNTUBE:=426;
IF (NTUBE>426) AND (NTUBE<=433) THEN NNTUBE:=433;
IF (NTUBE>434) AND (NTUBE<=437) THEN NNTUBE:=437;
IF (NTUBE>437) AND (NTUBE<=442) THEN NNTUBE:=442;
IF (NTUBE>442) AND (NTUBE<=447) THEN NNTUBE:=447;
IF (NTUBE>447) AND (NTUBE<=450) THEN NNTUBE:=450;
IF (NTUBE>450) AND (NTUBE<=453) THEN NNTUBE:=453;
IF (NTUBE>453) AND (NTUBE<=455) THEN NNTUBE:=455;
IF (NTUBE>455) AND (NTUBE<=459) THEN NNTUBE:=459;
IF (NTUBE>459) AND (NTUBE<=461) THEN NNTUBE:=461;
IF (NTUBE>461) AND (NTUBE<=463) THEN NNTUBE:=463;
IF (NTUBE>463) AND (NTUBE<=465) THEN NNTUBE:=465;
IF (NTUBE>465) AND (NTUBE<=468) THEN NNTUBE:=468;
IF (NTUBE>468) AND (NTUBE<=472) THEN NNTUBE:=472;
IF (NTUBE>472) AND (NTUBE<=475) THEN NNTUBE:=475;
IF (NTUBE>476) AND (NTUBE<=480) THEN NNTUBE:=480;
IF (NTUBE>480) AND (NTUBE<=482) THEN NNTUBE:=482;
IF (NTUBE>483) AND (NTUBE<=499) THEN NNTUBE:=499;
IF (NTUBE>499) AND (NTUBE<=504) THEN NNTUBE:=504;
IF (NTUBE>504) AND (NTUBE<=506) THEN NNTUBE:=506;
IF (NTUBE>506) AND (NTUBE<=511) THEN NNTUBE:=511;
IF (NTUBE>511) AND (NTUBE<=514) THEN NNTUBE:=514;
IF (NTUBE>514) AND (NTUBE<=518) THEN NNTUBE:=518;
IF (NTUBE>518) AND (NTUBE<=520) THEN NNTUBE:=520;
IF (NTUBE>520) AND (NTUBE<=522) THEN NNTUBE:=522;
IF (NTUBE>522) AND (NTUBE<=524) THEN NNTUBE:=524;
IF (NTUBE>524) AND (NTUBE<=526) THEN NNTUBE:=526;
IF (NTUBE>526) AND (NTUBE<=528) THEN NNTUBE:=528;
```

```

IF (NTUBE>528) AND (NTUBE<=530) THEN NNTUBE:=530;
IF (NTUBE>530) AND (NTUBE<=534) THEN NNTUBE:=534;
IF (NTUBE>534) AND (NTUBE<=540) THEN NNTUBE:=540;
IF (NTUBE>540) AND (NTUBE<=547) THEN NNTUBE:=547;
IF (NTUBE>547) AND (NTUBE<=550) THEN NNTUBE:=550;
IF (NTUBE>550) AND (NTUBE<=559) THEN NNTUBE:=559;
IF (NTUBE>559) AND (NTUBE<=562) THEN NNTUBE:=562;
IF (NTUBE>562) AND (NTUBE<=564) THEN NNTUBE:=564;
END;

```

```

FUNCTION NMINRATIO (NTUBE:INTEGER) :REAL;

```

```

BEGIN

```

```

CASE NTUBE OF

```

```

    1:NMINRATIO:= 1.000;      2:NMINRATIO:= 2.000;      3:NMINRATIO:= 2.154;
    4:NMINRATIO:= 2.732;      7:NMINRATIO:= 3.000;      8:NMINRATIO:= 3.646;
   10:NMINRATIO:= 4.000;     12:NMINRATIO:= 4.056;     13:NMINRATIO:= 4.464;
   14:NMINRATIO:= 4.606;     19:NMINRATIO:= 5.000;     22:NMINRATIO:= 5.582;
   23:NMINRATIO:= 5.770;     24:NMINRATIO:= 6.000;     27:NMINRATIO:= 6.034;
   31:NMINRATIO:= 6.292;     37:NMINRATIO:= 7.000;     38:NMINRATIO:= 7.244;
   42:NMINRATIO:= 7.430;     44:NMINRATIO:= 7.764;     48:NMINRATIO:= 8.000;
   55:NMINRATIO:= 8.212;     56:NMINRATIO:= 8.810;     57:NMINRATIO:= 8.858;
   60:NMINRATIO:= 8.938;     61:NMINRATIO:= 9.000;     63:NMINRATIO:= 8.082;
   64:NMINRATIO:= 9.186;     69:NMINRATIO:= 9.326;     70:NMINRATIO:= 9.660;
   73:NMINRATIO:= 9.718;     74:NMINRATIO:= 9.888;     76:NMINRATIO:=10.000;
   85:NMINRATIO:=10.166;     88:NMINRATIO:=10.644;     92:NMINRATIO:=10.848;
   96:NMINRATIO:=11.038;    102:NMINRATIO:=11.264;    104:NMINRATIO:=11.536;
  109:NMINRATIO:=11.584;    110:NMINRATIO:=12.000;    114:NMINRATIO:=12.016;
  121:NMINRATIO:=12.136;    126:NMINRATIO:=12.532;    129:NMINRATIO:=12.718;
  130:NMINRATIO:=12.790;    131:NMINRATIO:=12.906;    133:NMINRATIO:=12.948;
  135:NMINRATIO:=13.032;    136:NMINRATIO:=13.124;    139:NMINRATIO:=13.166;
  141:NMINRATIO:=13.220;    151:NMINRATIO:=13.490;    154:NMINRATIO:=14.000;
  156:NMINRATIO:=14.012;    158:NMINRATIO:=14.067;    163:NMINRATIO:=14.114;
  168:NMINRATIO:=14.316;    170:NMINRATIO:=14.528;    174:NMINRATIO:=14.614;
  176:NMINRATIO:=14.812;    178:NMINRATIO:=14.892;    187:NMINRATIO:=15.000;
  188:NMINRATIO:=15.344;    190:NMINRATIO:=15.414;    199:NMINRATIO:=15.422;
  202:NMINRATIO:=15.798;    206:NMINRATIO:=15.934;    208:NMINRATIO:=16.000;
  211:NMINRATIO:=16.100;    212:NMINRATIO:=16.132;    213:NMINRATIO:=16.144;
  217:NMINRATIO:=16.256;    219:NMINRATIO:=16.275;    220:NMINRATIO:=16.524;
  225:NMINRATIO:=16.534;    230:NMINRATIO:=16.716;    235:NMINRATIO:=16.874;
  241:NMINRATIO:=17.000;    246:NMINRATIO:=17.290;    253:NMINRATIO:=17.370;
  254:NMINRATIO:=17.644;    258:NMINRATIO:=17.704;    262:NMINRATIO:=17.822;
  264:NMINRATIO:=18.000;    270:NMINRATIO:=18.010;    274:NMINRATIO:=18.198;
  276:NMINRATIO:=18.244;    283:NMINRATIO:=18.436;    284:NMINRATIO:=18.578;
  288:NMINRATIO:=18.692;    295:NMINRATIO:=18.776;    301:NMINRATIO:=19.000;
  306:NMINRATIO:=19.148;    313:NMINRATIO:=19.330;    316:NMINRATIO:=19.520;
  321:NMINRATIO:=19.584;    324:NMINRATIO:=19.736;    325:NMINRATIO:=19.862;
  327:NMINRATIO:=19.904;    329:NMINRATIO:=19.994;    330:NMINRATIO:=20.000;
  333:NMINRATIO:=20.008;    337:NMINRATIO:=20.078;    339:NMINRATIO:=20.218;
  349:NMINRATIO:=20.288;    351:NMINRATIO:=20.640;    352:NMINRATIO:=20.672;
  361:NMINRATIO:=20.698;    362:NMINRATIO:=20.944;    364:NMINRATIO:=20.974;
  367:NMINRATIO:=21.000;    372:NMINRATIO:=21.074;    376:NMINRATIO:=21.224;
  378:NMINRATIO:=21.232;    379:NMINRATIO:=21.298;    380:NMINRATIO:=21.366;
  382:NMINRATIO:=21.390;    384:NMINRATIO:=21.428;    390:NMINRATIO:=21.526;
  392:NMINRATIO:=21.664;    394:NMINRATIO:=21.802;    396:NMINRATIO:=21.808;

```

```

397:NMINRATIO:=21.880;    400:NMINRATIO:=21.952;    406:NMINRATIO:=22.000;
409:NMINRATIO:=22.072;    421:NMINRATIO:=22.166;    426:NMINRATIO:=22.572;
433:NMINRATIO:=22.634;    434:NMINRATIO:=22.794;    437:NMINRATIO:=22.858;
442:NMINRATIO:=22.932;    447:NMINRATIO:=23.030;    450:NMINRATIO:=23.114;
453:NMINRATIO:=23.120;    455:NMINRATIO:=23.288;    459:NMINRATIO:=23.300;
461:NMINRATIO:=23.422;    463:NMINRATIO:=23.466;    465:NMINRATIO:=23.480;
468:NMINRATIO:=23.606;    472:NMINRATIO:=23.650;    475:NMINRATIO:=23.716;
476:NMINRATIO:=23.870;    480:NMINRATIO:=23.914;    482:NMINRATIO:=24.000;
483:NMINRATIO:=24.060;    499:NMINRATIO:=24.066;    504:NMINRATIO:=24.438;
506:NMINRATIO:=24.516;    511:NMINRATIO:=24.580;    514:NMINRATIO:=24.644;
518:NMINRATIO:=24.812;    520:NMINRATIO:=24.848;    522:NMINRATIO:=24.860;
524:NMINRATIO:=24.974;    526:NMINRATIO:=25.016;    528:NMINRATIO:=25.028;
530:NMINRATIO:=25.062;    534:NMINRATIO:=25.110;    540:NMINRATIO:=25.194;
547:NMINRATIO:=25.332;    550:NMINRATIO:=25.556;    559:NMINRATIO:=25.576;
562:NMINRATIO:=25.880;    564:NMINRATIO:=25.934;

```

```

ELSE WRITELN(' ERROR CANNOT ARRANGE TUBE' );
END;
END;

```

```

FUNCTION NCONFIG(NTUBE:INTEGER):STRING;

```

```

BEGIN

```

```

CASE NTUBE OF

```

```

    1:NCONFIG:=CONFIG1;    2:NCONFIG:=CONFIG2;    3:NCONFIG:=CONFIG3;
    4:NCONFIG:=CONFIG4;    7:NCONFIG:=CONFIG1;    8:NCONFIG:=CONFIG2;
    10:NCONFIG:=CONFIG2;   12:NCONFIG:=CONFIG3;   13:NCONFIG:=CONFIG1;
    14:NCONFIG:=CONFIG2;   19:NCONFIG:=CONFIG1;   22:NCONFIG:=CONFIG2;
    23:NCONFIG:=CONFIG4;   24:NCONFIG:=CONFIG2;   27:NCONFIG:=CONFIG3;
    31:NCONFIG:=CONFIG1;   37:NCONFIG:=CONFIG1;   38:NCONFIG:=CONFIG2;
    42:NCONFIG:=CONFIG3;   44:NCONFIG:=CONFIG4;   48:NCONFIG:=CONFIG2;
    55:NCONFIG:=CONFIG1;   56:NCONFIG:=CONFIG2;   57:NCONFIG:=CONFIG4;
    60:NCONFIG:=CONFIG2;   61:NCONFIG:=CONFIG1;   63:NCONFIG:=CONFIG3;
    64:NCONFIG:=CONFIG2;   69:NCONFIG:=CONFIG3;   70:NCONFIG:=CONFIG2;
    73:NCONFIG:=CONFIG1;   74:NCONFIG:=CONFIG2;   76:NCONFIG:=CONFIG2;
    85:NCONFIG:=CONFIG1;   88:NCONFIG:=CONFIG2;   92:NCONFIG:=CONFIG2;
    96:NCONFIG:=CONFIG4;   102:NCONFIG:=CONFIG3;  104:NCONFIG:=CONFIG2;
    109:NCONFIG:=CONFIG1;  110:NCONFIG:=CONFIG2;  114:NCONFIG:=CONFIG3;
    121:NCONFIG:=CONFIG1;  126:NCONFIG:=CONFIG2;  129:NCONFIG:=CONFIG3;
    130:NCONFIG:=CONFIG2;  131:NCONFIG:=CONFIG4;  133:NCONFIG:=CONFIG4;
    135:NCONFIG:=CONFIG4;  136:NCONFIG:=CONFIG2;  139:NCONFIG:=CONFIG1;
    141:NCONFIG:=CONFIG3;  151:NCONFIG:=CONFIG1;  154:NCONFIG:=CONFIG2;
    156:NCONFIG:=CONFIG3;  158:NCONFIG:=CONFIG2;  163:NCONFIG:=CONFIG1;
    168:NCONFIG:=CONFIG3;  170:NCONFIG:=CONFIG2;  174:NCONFIG:=CONFIG3;
    176:NCONFIG:=CONFIG4;  178:NCONFIG:=CONFIG2;  187:NCONFIG:=CONFIG1;
    188:NCONFIG:=CONFIG4;  190:NCONFIG:=CONFIG4;  199:NCONFIG:=CONFIG1;
    202:NCONFIG:=CONFIG2;  206:NCONFIG:=CONFIG2;  208:NCONFIG:=CONFIG2;
    211:NCONFIG:=CONFIG1;  212:NCONFIG:=CONFIG2;  213:NCONFIG:=CONFIG3;
    217:NCONFIG:=CONFIG4;  219:NCONFIG:=CONFIG3;  220:NCONFIG:=CONFIG2;
    225:NCONFIG:=CONFIG3;  230:NCONFIG:=CONFIG2;  235:NCONFIG:=CONFIG1;
    241:NCONFIG:=CONFIG1;  246:NCONFIG:=CONFIG3;  253:NCONFIG:=CONFIG1;
    254:NCONFIG:=CONFIG2;  258:NCONFIG:=CONFIG2;  262:NCONFIG:=CONFIG2;
    264:NCONFIG:=CONFIG2;  270:NCONFIG:=CONFIG3;  274:NCONFIG:=CONFIG4;
    276:NCONFIG:=CONFIG3;  283:NCONFIG:=CONFIG1;  284:NCONFIG:=CONFIG2;
    288:NCONFIG:=CONFIG2;  295:NCONFIG:=CONFIG1;  301:NCONFIG:=CONFIG1;

```

```

306:NCONFIG:=CONFIG3;    313:NCONFIG:=CONFIG1;    316:NCONFIG:=CONFIG2;
321:NCONFIG:=CONFIG3;    324:NCONFIG:=CONFIG2;    325:NCONFIG:=CONFIG4;
327:NCONFIG:=CONFIG3;    329:NCONFIG:=CONFIG4;    330:NCONFIG:=CONFIG2;
333:NCONFIG:=CONFIG3;    337:NCONFIG:=CONFIG1;    339:NCONFIG:=CONFIG3;
349:NCONFIG:=CONFIG1;    351:NCONFIG:=CONFIG4;    352:NCONFIG:=CONFIG2;
361:NCONFIG:=CONFIG1;    362:NCONFIG:=CONFIG4;    364:NCONFIG:=CONFIG2;
367:NCONFIG:=CONFIG1;    372:NCONFIG:=CONFIG2;    376:NCONFIG:=CONFIG2;
378:NCONFIG:=CONFIG3;    379:NCONFIG:=CONFIG1;    380:NCONFIG:=CONFIG4;
382:NCONFIG:=CONFIG4;    384:NCONFIG:=CONFIG3;    390:NCONFIG:=CONFIG3;
392:NCONFIG:=CONFIG2;    394:NCONFIG:=CONFIG4;    396:NCONFIG:=CONFIG2;
397:NCONFIG:=CONFIG1;    400:NCONFIG:=CONFIG2;    406:NCONFIG:=CONFIG2;
409:NCONFIG:=CONFIG1;    421:NCONFIG:=CONFIG1;    426:NCONFIG:=CONFIG3;
433:NCONFIG:=CONFIG1;    434:NCONFIG:=CONFIG2;    437:NCONFIG:=CONFIG4;
442:NCONFIG:=CONFIG2;    447:NCONFIG:=CONFIG3;    450:NCONFIG:=CONFIG2;
453:NCONFIG:=CONFIG3;    455:NCONFIG:=CONFIG4;    459:NCONFIG:=CONFIG3;
461:NCONFIG:=CONFIG4;    463:NCONFIG:=CONFIG4;    465:NCONFIG:=CONFIG3;
468:NCONFIG:=CONFIG2;    472:NCONFIG:=CONFIG2;    475:NCONFIG:=CONFIG1;
476:NCONFIG:=CONFIG2;    480:NCONFIG:=CONFIG2;    482:NCONFIG:=CONFIG2;
483:NCONFIG:=CONFIG4;    499:NCONFIG:=CONFIG1;    504:NCONFIG:=CONFIG3;
506:NCONFIG:=CONFIG2;    511:NCONFIG:=CONFIG1;    514:NCONFIG:=CONFIG2;
518:NCONFIG:=CONFIG2;    520:NCONFIG:=CONFIG4;    522:NCONFIG:=CONFIG3;
524:NCONFIG:=CONFIG4;    526:NCONFIG:=CONFIG4;    528:NCONFIG:=CONFIG3;
530:NCONFIG:=CONFIG2;    534:NCONFIG:=CONFIG3;    540:NCONFIG:=CONFIG3;
547:NCONFIG:=CONFIG1;    550:NCONFIG:=CONFIG2;    559:NCONFIG:=CONFIG1;
562:NCONFIG:=CONFIG2;    564:NCONFIG:=CONFIG4;

```

```

ELSE WRITELN(' ERROR CANNOT ARRANGE TUBE' );
END;
END;

```

```

PROCEDURE HEATCOEF;
LABEL 30,100;

```

```

BEGIN

```

```

U:=10;

```

```

FOR j:=1 TO 5000 do
BEGIN
AREA:=Q/(U*F*LMTD);

```

```

OUTRADIUS:=OUTTUBESIZE/2;
NTUBE:=ROUND(AREA/(PI*OUTRADIUS*LENGTH));

```

```

WRITELN(' P IS ',PPP);
WRITELN(' R IS ',RRR);
WRITELN(' A IS ',AAA);
WRITELN(' Q IS ',Q);
WRITELN(' AREA IS ',AREA);
WRITELN(' MAIR IS ',MAIR);
WRITELN(' CP IS ',CPAIR);
WRITELN(' MAIRCP IS ',MAIRCP);

```

```

IF NTUBE>564 THEN

```

```

GOTO 100;

NTUBE:=NNTUBE(NTUBE);

WRITELN(' NTUBENEW IS ',NTUBE);

MINRATIO:=NMINRATIO(NTUBE);

WRITELN(' MINRATIO IS ',MINRATIO);

CONFIG1:='CONFIG1';
CONFIG2:='CONFIG2';
CONFIG3:='CONFIG3';
CONFIG4:='CONFIG4';

CONFIG:=NCONFIG(NTUBE);

WRITELN(' CONFIG IS ',CONFIG);

SHELLSIZE:=OUTTUBESIZE*MINRATIO;

{ TUBE SPACE }
SN:=OUTTUBESIZE*SNRATIO;
TUBESPACE:=SN-OUTTUBESIZE;

WRITELN(' TUBESPACE IS ', TUBESPACE);

REALSHELLSIZE:=((OUTTUBESIZE+TUBESPACE)*MINRATIO)+TUBESPACE;

WRITELN(' SHELLSIZE IS ',SHELLSIZE);
WRITELN(' REALSHELLSIZE IS ',REALSHELLSIZE);
WRITELN(' OUTTUBESIZE IS ',OUTTUBESIZE);

{Hi}
INRADIUS:=INTUBESIZE/2;
AREAINRTUBE:=PI*INRADIUS*INRADIUS;

RENALDTUBE:=DENFLUE*(FLOWFLUE/(3600*denflue*AREAINRTUBE*NTUBE))
            *INTUBESIZE/VISCOSFLUE;

WRITELN(' RENALDTUBE IS ', RENALDTUBE);
WRITELN(' PRANDFLUE IS ', PRANDFLUE);
WRITELN(' CONDUCTFLUE IS ', CONDUCTFLUE);

IF (RENALDTUBE<2000)
  THEN
    COEFTUBE:=0.17*(EXP(0.33*LN(RENALDTUBE)))*(EXP(0.4*LN(PRANDFLUE)))
            *CONDUCTFLUE/INTUBESIZE;

IF (RENALDTUBE>10000)
  THEN
    COEFTUBE:=0.023*(EXP(0.8*LN(RENALDTUBE)))*(EXP(0.4*LN(PRANDFLUE)))

```



```

*CONDUCTFLUE/INTUBESIZE;

IF (RENALDTUBE>=2000) AND (RENALDTUBE<=10000)
  THEN
    BEGIN
      TRANRATIO:=-8.2917+0.0052875*RENALDTUBE-4.5833e
        -8*RENALDTUBE*RENALDTUBE;
      COEFTUBE:=TRANRATIO*(EXP(0.4*LN(PRANDFLUE)))
        *CONDUCTFLUE/INTUBESIZE;
    END;

WRITELN(' COEFTUBE IS ', COEFTUBE);

{Ho}
CHANNELLENGTH:=LENGTH/N;
CHANNELWIDTH:=REALSHELLSIZE;

IF CHANNELLENGTH>=CHANNELWIDTH
  THEN CHANNEL:=CHANNELWIDTH;

IF CHANNELWIDTH>=CHANNELLENGTH
  THEN CHANNEL:=CHANNELLENGTH;

WRITELN(' CHANNELLENGTH IS', CHANNELLENGTH);
WRITELN(' CHANNELWIDTH IS', CHANNELWIDTH);
WRITELN(' CHANNEL IS', CHANNEL);

AREACHANNEL:=PI*(CHANNEL/2)*(CHANNEL/2);
FLOWAIRMAX:=FLOWAIR/(3600*DENAIR*AREACHANNEL)*SN/(SN-OUTTUBESIZE);
{RENALDSHELL:=DENAIR*FLOWAIRMAX*CHANNEL/VISCOSAIR;}

ASSHELL:=REALSHELLSIZE*(SN-OUTTUBESIZE)*(LENGTH/N)/SN;
GSSHELL:=FLOWAIR/(3600*ASSHELL);
DESHELL:=4*(SN*SN-(0.25*PI*OUTTUBESIZE*OUTTUBESIZE))/(PI*OUTTUBESIZE);
RENALDSHELL:=GSSHELL*DESHELL/VISCOSAIR;

COEFSHELL:=CCC*(EXP(NNN*LN(RENALDSHELL)))*(EXP(0.33*LN(PRANDAIR)))
  *CONDUCTAIR/OUTTUBESIZE;

WRITELN(' COEFSHELL IS ', COEFSHELL);

{U}
UNEW:=1/((1/COEFSHELL)+(0.5*OUTTUBESIZE*LN(OUTTUBESIZE/INTUBESIZE)
  /CONDUCTSTEEL)+(OUTTUBESIZE/(COEFTUBE*INTUBESIZE)));

WRITELN(' UNEW IS ', UNEW);

IF ABS(UNEW-U)>=0.0000001 THEN
  U:=UNEW
ELSE GOTO 30;

END;

30:

```

```

U:=UNEW;
WRITELN('U',U, ' J is ' , J);

{PRESSURE DROP}
{PRESSURE DROP IN TUBE}
FINTUBE:=1/((1.58*LN(RENALDTUBE)-3.28)*(1.58*LN(RENALDTUBE)-3.28));
PINTUBE:=(4*FINTUBE*LENGTH/INTUBESIZE)+4)*0.5*DENFLUE*
(FLOWFLUE/(3600*DENFLUE*AREAINTUBE*NTUBE))
*(FLOWFLUE/(3600*DENFLUE*AREAINTUBE*NTUBE));

WRITELN(' PINTUBE IS ',PINTUBE);

{PRESSURE DROP IN SHELL}
FINSHELL:=EXP(0.576-(0.19*LN(RENALDSHELL)));
PINSHELL:=FINSHELL*GSSHELL*GSSHELL*N*REALSHELLSIZE/(2*DENAIR*DESHELL);

VELO:=(FLOWFLUE/(3600*DENFLUE*AREAINTUBE*NTUBE));

{CAPITAL COST}
SUMTUBECOST:=NTUBE*TUBECOST*LENGTH/6;
SUMSHELLCOST:=(2*PI*(REALSHELLSIZE/2)*LENGTH)+(2*PI*(REALSHELLSIZE/2)
*(REALSHELLSIZE/2))*780;
NBAFFLE:=N-1;
BAFFLECOST:=NBAFFLE*0.75*PI*(REALSHELLSIZE/2)*(REALSHELLSIZE/2)*780;
LABOURCOST:=NTUBE*(N+1)*200+(2*PI*OUTTUBESIZE*NTUBE+2*PI*SHELLSIZE*2)
*200
CAPCOST:= SUMTUBECOST+SUMSHELLCOST+BAFFLECOST+ LABOURCOST;

{OPERATION COST}
OPTCOST:= ELECTRIC_COST*2.76* DAY_PER_YEAR*HOUR_PER_DAY;

{MAINTAINNANCE COST}
MAINCOST:=150*52*3;

{LIFE CYCLE COST}
LCC:=(CAPCOST+OPTCOST+MAINCOST)/3;

{HEAT RECOVERY}
QHX:=MAIRCP*(OUTAIRTEMP-INAIRTEMP);
SAVEOIL:=QHX/HHV;
SAVEOILCOST:=FUEL_COST*DAY_PER_YEAR*HOUR_PER_DAY*SAVEOIL;
RESTOILCOST:=(FLOWOIL*FUEL_COST*DAY_PER_YEAR*HOUR_PER_DAY)-SAVEOILCOST;
TOTALCOST:=LCC+RESTOILCOST;

WRITELN(' QHX IS ',QHX);
WRITELN(' SAVEOIL IS ',SAVEOIL);
WRITELN(' SAVEOILCOST IS ',SAVEOILCOST);
WRITELN(' RESTOILCOST IS ',RESTOILCOST);

IF TOTALCOST<DTOTALCOST THEN
  BEGIN

```

```

DLCC:=LCC;
DSNRATIO:=SNRATIO;
DOUTTUBESIZE:=OUTTUBESIZE;
DINTUBESIZE:=INTUBESIZE;
DLENGTH:=LENGTH;
DN:=N;
DNTUBE:=NTUBE;
DSUMTUBECOST:=SUMTUBECOST;
DSUMSHELLCOST:=SUMSHELLCOST;
DBAFFLECOST:=BAFFLECOST;
DCAPCOST:=CAPCOST;
DCHANNELLENGTH:=CHANNELLENGTH;
DCHANNELWIDTH:=CHANNELWIDTH;
DCHANNEL:=CHANNEL;
DSAVEOILCOST:=SAVEOILCOST;
DRESTOILCOST:=RESTOILCOST;
DTOTALCOST:=TOTALCOST;
DFLUEOUTTEMPGUESS:=FLUEOUTTEMPGUESS;
DRENALDTUBE:=RENALDTUBE;
DPINTUBE:=PINTUBE;
DVELO:=VELO;
DRENALDSHELL:=RENALDSHELL;
DREALSHELLSIZE:=REALSHELLSIZE;
DPINSHELL:=PINSHELL;
DASSHELL:=ASSHELL;
DGSSHELL:=GSSHELL;
DDESHELL:=DESHELL;
END;

WRITELN(' SUMTUBECOST IS ',DSUMTUBECOST);
WRITELN(' SUMSHELLCOST IS ',DSUMSHELLCOST);
WRITELN(' BAFFLECOST IS ',DBAFFLECOST);

100:

END;
BEGIN {main}
WRITELN('ENTER FLUE GAS TEMPERATURE(K)');
READLN(FLUETEMP);
WRITELN('ENTER AIR INPUT TEMPERATURE(K)');
READLN(INAIRTEMP);
WRITELN('ENTER FLOW RATE FUEL (LITRE/HOUR)');
READLN(FLOWOIL);
WRITELN('ENTER QUANTITY OF CO (PPM)');
READLN(VCO);
WRITELN('ENTER QUANTITY OF LEAK O2 (PERCENTAGE)');
READLN(VOX);
ASSIGN(test,'D:AON.OUT');
REWRITE(test);

DTOTALCOST:=1.0E9;

BILEFT := INAIRTEMP+50;
BIRIGHT:= FLUETEMP-100;

```

```

FOR P:=1 TO 101 DO
BEGIN
  BIMIDDLE:= BILEFT+(P-1)*10;
  FLUEOUTTEMPGUESS:= BIMIDDLE;

  MEANFLUETEMP:=0.5*(FLUETEMP+FLUEOUTTEMPGUESS);
  MEANAIRTEMP:=0.5*(INAIRTEMP+OUTAIRTEMP);

  DENCO2:=1.5474-0.0025648*MEANFLUETEMP
    +0.0000021558*MEANFLUETEMP*MEANFLUETEMP
    -8.5277E-10*MEANFLUETEMP*MEANFLUETEMP*MEANFLUETEMP
    +1.2592E-1
    *MEANFLUETEMP*MEANFLUETEMP*MEANFLUETEMP*MEANFLUETEMP;

  DENCO:=0.98483-0.0016324*MEANFLUETEMP
    +0.000001372*MEANFLUETEMP*MEANFLUETEMP
    -5.4274E-10*MEANFLUETEMP*MEANFLUETEMP*MEANFLUETEMP
    +8.0143E-14*MEANFLUETEMP*MEANFLUETEMP*MEANFLUETEMP*MEANFLUETEMP;

  DENO2:=1.1251-0.0018649*MEANFLUETEMP
    +0.0000015674*MEANFLUETEMP*MEANFLUETEMP
    -6.2003E-10*MEANFLUETEMP*MEANFLUETEMP*MEANFLUETEMP
    +9.1556E-14*MEANFLUETEMP*MEANFLUETEMP*MEANFLUETEMP*MEANFLUETEMP;

  DENN2:=0.98493-0.0016326*MEANFLUETEMP
    +0.0000013722*MEANFLUETEMP*MEANFLUETEMP
    -5.4280E-10*MEANFLUETEMP*MEANFLUETEMP*MEANFLUETEMP
    +8.0151E-14*MEANFLUETEMP*MEANFLUETEMP*MEANFLUETEMP*MEANFLUETEMP;

  DENWATER:=0.63344-0.00105*MEANFLUETEMP
    +8.8249E-07*MEANFLUETEMP*MEANFLUETEMP
    -3.4909E-10*MEANFLUETEMP*MEANFLUETEMP*MEANFLUETEMP
    +5.1548E-14
    *MEANFLUETEMP*MEANFLUETEMP*MEANFLUETEMP*MEANFLUETEMP;

  VISCOSCO2:=0.000013751+4.8282E-08*MEANFLUETEMP
    -1.6831E-11*MEANFLUETEMP*MEANFLUETEMP
    +3.7788E-15*MEANFLUETEMP*MEANFLUETEMP*MEANFLUETEMP
    +1.1608E-29
    *MEANFLUETEMP*MEANFLUETEMP*MEANFLUETEMP*MEANFLUETEMP;

  VISCOSCO:=0.000016294+4.8396E-08*MEANFLUETEMP
    -3.4526E-11*MEANFLUETEMP*MEANFLUETEMP
    +1.5409E-14*MEANFLUETEMP*MEANFLUETEMP*MEANFLUETEMP
    -3.3379E-29
    *MEANFLUETEMP*MEANFLUETEMP*MEANFLUETEMP*MEANFLUETEMP;

  VISCOSO2:=0.00001994+5.0105E-08*MEANFLUETEMP
    -1.8790E-11*MEANFLUETEMP*MEANFLUETEMP

```

+7.2395E-15\*MEANFLUETEMP\*MEANFLUETEMP\*MEANFLUETEMP  
 -1.1722E-18  
 \*MEANFLUETEMP\*MEANFLUETEMP\*MEANFLUETEMP\*MEANFLUETEMP;

VISCOSN2:=0.000016404+4.8319E-08\*MEANFLUETEMP  
 -3.1028E-11\*MEANFLUETEMP\*MEANFLUETEMP  
 +1.5068E-14\*MEANFLUETEMP\*MEANFLUETEMP\*MEANFLUETEMP  
 -2.8264E-18  
 \*MEANFLUETEMP\*MEANFLUETEMP\*MEANFLUETEMP\*MEANFLUETEMP;

VISCOSWATER:=0.0000087423+3.7613E-08\*MEANFLUETEMP  
 +6.8691E-12\*MEANFLUETEMP\*MEANFLUETEMP  
 -7.0505E-15\*MEANFLUETEMP\*MEANFLUETEMP\*MEANFLUETEMP  
 +1.4412E-18  
 \*MEANFLUETEMP\*MEANFLUETEMP\*MEANFLUETEMP\*MEANFLUETEMP;

VISCOSAIR:=0.000017887+4.2813E-08\*MEANAIRTEMP  
 -1.7386E-11\*MEANAIRTEMP\*MEANAIRTEMP  
 +5.8694E-15\*MEANAIRTEMP\*MEANAIRTEMP\*MEANAIRTEMP  
 -9.1524E-19\*MEANAIRTEMP\*MEANAIRTEMP\*MEANAIRTEMP\*MEANAIRTEMP;

CONDUCTCO2:=0.014557+0.000080721\*MEANFLUETEMP  
 -5.5472E-09\*MEANFLUETEMP\*MEANFLUETEMP  
 -4.8234E-12\*MEANFLUETEMP\*MEANFLUETEMP\*MEANFLUETEMP  
 -1.4546E-27  
 \*MEANFLUETEMP\*MEANFLUETEMP\*MEANFLUETEMP\*MEANFLUETEMP;

CONDUCTCO:=0.022778+0.000074055\*MEANFLUETEMP  
 -2.7637E-08\*MEANFLUETEMP\*MEANFLUETEMP  
 +9.7481E-12\*MEANFLUETEMP\*MEANFLUETEMP\*MEANFLUETEMP  
 +1.7014E-26  
 \*MEANFLUETEMP\*MEANFLUETEMP\*MEANFLUETEMP\*MEANFLUETEMP;

CONDUCTO2:=0.024175+0.000083218\*MEANFLUETEMP  
 -1.8568E-08\*MEANFLUETEMP\*MEANFLUETEMP  
 +2.4515E-12\*MEANFLUETEMP\*MEANFLUETEMP\*MEANFLUETEMP  
 +6.9567E-16  
 \*MEANFLUETEMP\*MEANFLUETEMP\*MEANFLUETEMP\*MEANFLUETEMP;

CONDUCTN2:=0.023838+0.00007452\*MEANFLUETEMP  
 -4.1201E-08\*MEANFLUETEMP\*MEANFLUETEMP  
 +2.2228E-11\*MEANFLUETEMP\*MEANFLUETEMP\*MEANFLUETEMP  
 +1.5114E-27  
 \*MEANFLUETEMP\*MEANFLUETEMP\*MEANFLUETEMP\*MEANFLUETEMP;

CONDUCTWATER:=0.016297+0.000071264\*MEANFLUETEMP  
 +7.2307E-08\*MEANFLUETEMP\*MEANFLUETEMP  
 -2.7774E-11\*MEANFLUETEMP\*MEANFLUETEMP\*MEANFLUETEMP  
 +4.1252E-15  
 \*MEANFLUETEMP\*MEANFLUETEMP\*MEANFLUETEMP\*MEANFLUETEMP;

CONDUCTAIR:=0.023635+0.000075624\*MEANAIRTEMP  
 -2.5219E-08\*MEANAIRTEMP\*MEANAIRTEMP

```

+4.6400E-12*MEANAIRTEMP*MEANAIRTEMP*MEANAIRTEMP
+4.9215E-26
*MEANAIRTEMP*MEANAIRTEMP*MEANAIRTEMP*MEANAIRTEMP ;

PRANDCO2:=0.73856+0.000039037*MEANFLUETEMP
-6.1961E-08*MEANFLUETEMP*MEANFLUETEMP
+2.1055E-11*MEANFLUETEMP*MEANFLUETEMP*MEANFLUETEMP
+8.9990E-15
*MEANFLUETEMP*MEANFLUETEMP*MEANFLUETEMP*MEANFLUETEMP ;

PRANDCO:=0.70928+0.000066021*MEANFLUETEMP
-2.1314E-07*MEANFLUETEMP*MEANFLUETEMP
+1.7383E-10*MEANFLUETEMP*MEANFLUETEMP*MEANFLUETEMP
-2.8042E-14
*MEANFLUETEMP*MEANFLUETEMP*MEANFLUETEMP*MEANFLUETEMP ;

PRANDO2:=0.70421-0.0000016333*MEANFLUETEMP
-2.1625E-08*MEANFLUETEMP*MEANFLUETEMP
+2.6519E-11*MEANFLUETEMP*MEANFLUETEMP*MEANFLUETEMP
-8.7353E-15
*MEANFLUETEMP*MEANFLUETEMP*MEANFLUETEMP*MEANFLUETEMP ;

PRANDN2:=0.68117+0.000094516*MEANFLUETEMP
+4.3746E-08*MEANFLUETEMP*MEANFLUETEMP
-1.6061E-10*MEANFLUETEMP*MEANFLUETEMP*MEANFLUETEMP
+4.3076E-14
*MEANFLUETEMP*MEANFLUETEMP*MEANFLUETEMP*MEANFLUETEMP ;

PRANDWATER:=1.0023-0.00025233*MEANFLUETEMP
+1.8002E-07*MEANFLUETEMP*MEANFLUETEMP
-7.9805E-11*MEANFLUETEMP*MEANFLUETEMP*MEANFLUETEMP
+1.2739E-14
*MEANFLUETEMP*MEANFLUETEMP*MEANFLUETEMP*MEANFLUETEMP ;

PRANDAIR:=0.70738-0.000093843*MEANAIRTEMP
+2.0546E-07*MEANAIRTEMP*MEANAIRTEMP
-1.1283E-10*MEANAIRTEMP*MEANAIRTEMP*MEANAIRTEMP
+1.9734E-14*MEANAIRTEMP*MEANAIRTEMP*MEANAIRTEMP*MEANAIRTEMP ;

FLOWAIR:=(A0*FLOWOIL*DENOIL*DENAIR)*(21/(21-VOX));
MAIR:=FLOWAIR*1000;

AA:=FLOWOIL*DENOIL/MATOMOIL;
BB:=(21/100)*FLOWAIR*DENO2*(1/DENAIR)*1000/32;
CC:=3.76*BB;
FF:=35*AA;
MN2:=CC*28;
MWATER:=FF*18;

WRITELN('FLOWAIR is ',FLOWAIR);

DENFLUE:=1.0;

```

```

FOR I:=1 TO 5000 DO
BEGIN
FLOWFLUE:=(G0*FLOWOIL*DENOIL*DENFLUE)+(A0*FLOWOIL*DENOIL*DENAIR)
          *((21/(21-VOX))-1);
MFLUE:=FLOWFLUE*1000;

DD:=(VOX/100)*(FLOWFLUE/DENFLUE)*DENO2*1000/32;
EE:=VCO*1E-6*(FLOWFLUE/DENFLUE)*DENCO*1000/28;

GG:=(35*AA)-EE;
MO2:=DD*32;
MCO:=EE*28;
MCO2:=GG*44;

DENFLUENEW:=(MCO2*DENCO2+MCO*DENCO+MO2*DENO2+MN2*DENN2+MWATER*DENWATER)
            /MFLUE;

IF ABS(DENFLUENEW-DENFLUE)>=0.0000001
THEN
  DENFLUE:=DENFLUENEW
ELSE GOTO 20;
END;

20:
DENFLUE:=DENFLUENEW;
FLOWFLUE:=(G0*FLOWOIL*DENOIL*DENFLUE)
          +(A0*FLOWOIL*DENOIL*DENAIR)*((21/(21-VOX))-1);
MFLUE:=FLOWFLUE*1000;

WRITELN('DENFLUE',DENFLUE, ' I is ' , I);

CPAIR:=(0.99224+0.0000768*MEANAIRTEMP
        +4.3351e-07*MEANAIRTEMP*MEANAIRTEMP
        -3.7210e-10*MEANAIRTEMP*MEANAIRTEMP*MEANAIRTEMP);

MAIRCP:=MAIR*(0.99224+0.0000768*INAIIRTEMP
             +4.3351e-07*INAIIRTEMP*INAIIRTEMP
             -3.7210e-10*INAIIRTEMP*INAIIRTEMP*INAIIRTEMP);

MFLUECP:=MCO2*(0.87924+0.00069286*MEANFLUETEMP
              -3.3410E-07*MEANFLUETEMP*MEANFLUETEMP
              +5.6824E-11*MEANFLUETEMP*MEANFLUETEMP*MEANFLUETEMP)
        +MCO*(0.99616+0.00033594*MEANFLUETEMP
              -1.2235E-07*MEANFLUETEMP*MEANFLUETEMP
              +1.6319E-11*MEANFLUETEMP*MEANFLUETEMP*MEANFLUETEMP)

        +MO2*(0.90819+0.00034026*MEANFLUETEMP
              -1.5385E-07*MEANFLUETEMP*MEANFLUETEMP
              +2.8114E-11*MEANFLUETEMP*MEANFLUETEMP*MEANFLUETEMP)

```

```

+1.6932E-11*MEANFLUETEMP*MEANFLUETEMP*MEANFLUETEMP)

+MWATER*(1.7681+0.00079635*MEANFLUETEMP
-8.4602E-08*MEANFLUETEMP*MEANFLUETEMP
-1.1434E-11*MEANFLUETEMP*MEANFLUETEMP*MEANFLUETEMP);

VISCOSFLUE:=( (MCO2*VISCOSO2) + (MCO*VISCOSCO2) + (MO2*VISCOSCO)
+ (MN2*VISCOSN2) + (MWATER*VISCOSWATER) ) /MFLUE;

CONDUCTFLUE:=( (MCO2*CONDUCTO2) + (MCO*CONDUCTCO2) + (MO2*CONDUCTCO)
+ (MN2*CONDUCTN2) + (MWATER*CONDUCTWATER) ) /MFLUE;

PRANDFLUE:=( (MCO2*PRANDO2) + (MCO*PRANDCO2) + (MCO*PRANDCO) + (MN2*PRANDN2)
+ (MWATER*PRANDWATER) ) /MFLUE;

OUTAIRTEMP:=( INAIRTEMP) + (MFLUECP*(FLUETEMP-FLUEOUTTEMPGUESS) /MAIRCP);

LMTD:=( (FLUEOUTTEMPGUESS- INAIRTEMP) - (FLUETEMP-OUTAIRTEMP) )
/LN( (FLUEOUTTEMPGUESS- INAIRTEMP) / (FLUETEMP-OUTAIRTEMP) );

WRITELN(' AIR OUTPUT TEMPERATURE IS ',OUTAIRTEMP);
WRITELN(' LMTD IS ',LMTD);

PPP:=(FLUEOUTTEMPGUESS-FLUETEMP) / (INAIRTEMP-FLUETEMP);
RRR:=( INAIRTEMP-OUTAIRTEMP) / (FLUEOUTTEMPGUESS-FLUETEMP);
AAA:=1/(1-PPP*RRR);
DEL:=(RRR-1)/LN((1-PPP)/(1-PPP*RRR));

FOR N:=3 TO 3 DO {LOOP5}
BEGIN

CASE N OF

2: BEGIN
RIGHT:=1;
LEFT:=0;
222: BEGIN
MIDDLE:=(RIGHT+LEFT)/2;
DUMMY:=TWOPASS(MIDDLE,AAA,RRR);

IF DUMMY*TWOPASS(RIGHT,AAA,RRR)<0 THEN
LEFT:=MIDDLE
ELSE
RIGHT:=MIDDLE;
IF ABS(TWOPASS(MIDDLE,AAA,RRR))>0.000001 THEN GOTO 222
ELSE
BEGIN {1}
F:=-1/(N*DEL*LN(1-MIDDLE));
WRITELN(' CORRECTION FACTOR IS ',F);
END;
END;

END;

END;

```



```

3: BEGIN
RIGHT:=1;
LEFT:=0;
333: BEGIN
    MIDDLE:=(RIGHT+LEFT)/2;
    DUMMY:=THREEPASS(MIDDLE,AAA,RRR);

    IF DUMMY*THREEPASS(RIGHT,AAA,RRR)<0 THEN
        LEFT:=MIDDLE
    ELSE
        RIGHT:=MIDDLE;
    IF ABS(THREEPASS(MIDDLE,AAA,RRR))>0.000001 THEN GOTO 333
    ELSE
        BEGIN
            F:=-1/(N*DEL*LN(1-MIDDLE));
            WRITELN(' CORRECTION FACTOR IS ',F);
        END;
    END;

END;

4: BEGIN
RIGHT:=1;
LEFT:=0;
2222: BEGIN
    MIDDLE:=(RIGHT+LEFT)/2;
    DUMMY:=TWOPASS(MIDDLE,AAA,RRR);

    IF DUMMY*TWOPASS(RIGHT,AAA,RRR)<0 THEN
        LEFT:=MIDDLE
    ELSE
        RIGHT:=MIDDLE;
    IF ABS(TWOPASS(MIDDLE,AAA,RRR))>0.000001 THEN GOTO 2222
    ELSE
        BEGIN
            F2:=-1/(2*DEL*LN(1-MIDDLE));
            WRITELN(' CORRECTION FACTOR IS ',F2);
        END;
    END;

RIGHT:=1;
LEFT:=0;
3333: BEGIN
    MIDDLE:=(RIGHT+LEFT)/2;
    DUMMY:=THREEPASS(MIDDLE,AAA,RRR);

    IF DUMMY*THREEPASS(RIGHT,AAA,RRR)<0 THEN
        LEFT:=MIDDLE
    ELSE
        RIGHT:=MIDDLE;
    IF ABS(THREEPASS(MIDDLE,AAA,RRR))>0.000001 THEN GOTO 3333
    ELSE

```

```

        BEGIN
            F3:=-1/(3*DEL*LN(1-MIDDLE));
            WRITELN(' CORRECTION FACTOR IS ',F3);
        END;
    END;

BFORF:=(1-F3)*EXP(3)-(1-F2)*EXP(2);
AFORF:=(1-F2)*EXP(2)-2*BFORF;
F:=1-(AFORF+BFORF*N)*EXP(-N);
WRITELN(' CORRECTION FACTOR IS ',F);

END;

5:BEGIN
RIGHT:=1;
LEFT:=0;
22: BEGIN
    MIDDLE:=(RIGHT+LEFT)/2;
    DUMMY:=TWOPASS(MIDDLE,AAA,RRR);

    IF DUMMY*TWOPASS(RIGHT,AAA,RRR)<0 THEN
        LEFT:=MIDDLE
    ELSE
        RIGHT:=MIDDLE;
    IF ABS(TWOPASS(MIDDLE,AAA,RRR))>0.000001 THEN GOTO 22
    ELSE
        BEGIN
            F2:=-1/(2*DEL*LN(1-MIDDLE));
            WRITELN(' CORRECTION FACTOR IS ',F2);
        END;
    END;
RIGHT:=1;
LEFT:=0;
33: BEGIN
    MIDDLE:=(RIGHT+LEFT)/2;
    DUMMY:=THREEPASS(MIDDLE,AAA,RRR);

    IF DUMMY*THREEPASS(RIGHT,AAA,RRR)<0 THEN
        LEFT:=MIDDLE
    ELSE
        RIGHT:=MIDDLE;
    IF ABS(THREEPASS(MIDDLE,AAA,RRR))>0.000001 THEN GOTO 33
    ELSE
        BEGIN
            F3:=-1/(3*DEL*LN(1-MIDDLE));
            WRITELN(' CORRECTION FACTOR IS ',F3);
        END;
    END;

BFORF:=(1-F3)*EXP(3)-(1-F2)*EXP(2);
AFORF:=(1-F2)*EXP(2)-2*BFORF;
F:=1-(AFORF+BFORF*N)*EXP(-N);

```

```

WRITELN(' CORRECTION FACTOR IS ',F);

END;

6:BEGIN
RIGHT:=1;
LEFT:=0;
2: BEGIN
MIDDLE:=(RIGHT+LEFT)/2;
DUMMY:=TWOPASS(MIDDLE,AAA,RRR);

IF DUMMY*TWOPASS(RIGHT,AAA,RRR)<0 THEN
LEFT:=MIDDLE
ELSE
RIGHT:=MIDDLE;
IF ABS(TWOPASS(MIDDLE,AAA,RRR))>0.000001 THEN GOTO 2
ELSE
BEGIN
F2:=-1/(2*DEL*LN(1-MIDDLE));
WRITELN(' CORRECTION FACTOR IS ',F2);
END;
END;

RIGHT:=1;
LEFT:=0;

3: BEGIN
MIDDLE:=(RIGHT+LEFT)/2;
DUMMY:=THREEPASS(MIDDLE,AAA,RRR);

IF DUMMY*THREEPASS(RIGHT,AAA,RRR)<0 THEN
LEFT:=MIDDLE
ELSE
RIGHT:=MIDDLE;
IF ABS(THREEPASS(MIDDLE,AAA,RRR))>0.000001 THEN GOTO 3
ELSE
BEGIN
F3:=-1/(3*DEL*LN(1-MIDDLE));
WRITELN(' CORRECTION FACTOR IS ',F3);
END;
END;

BFORF:=(1-F3)*EXP(3)-(1-F2)*EXP(2);
AFORF:=(1-F2)*EXP(2)-2*BFORF;
F:=1-(AFORF+BFORF*N)*EXP(-N);
WRITELN(' CORRECTION FACTOR IS ',F);

END;

END;

```

```
Q:=-MAIRCP*(OUTAIRTEMP-INAIRTEMP)/3600;
```

```
FOR K:=1 TO 5 DO
```

```
BEGIN
```

```
CASE K OF
```

```
1:LENGTH:=1;  
2:LENGTH:=1.2;  
3:LENGTH:=1.5;  
4:LENGTH:=2;  
5:LENGTH:=3;
```

```
END;
```

```
FOR L:=2 TO 9 DO
```

```
BEGIN
```

```
CASE L OF
```

```
1:BEGIN  
OUTTUBESIZE:=0.5*2.54/100 ;  
INTUBESIZE:=0.848/100;  
TUBECOST:=663;  
END;
```

```
2:BEGIN  
OUTTUBESIZE:=0.75*2.54/100;  
INTUBESIZE:=1.483/100;  
TUBECOST:=858;  
END;
```

```
3:BEGIN  
OUTTUBESIZE:=1*2.54/100;  
INTUBESIZE:=1.986/100;  
TUBECOST:=1053;  
END;
```

```
4:BEGIN  
OUTTUBESIZE:=1.25*2.54/100;  
INTUBESIZE:=2.621/100;  
TUBECOST:=1373;  
END;
```

```
5:BEGIN  
OUTTUBESIZE:=1.5*2.54/100;  
INTUBESIZE:=3.256/100;  
TUBECOST:=1599;  
END;
```

```
6:BEGIN  
OUTTUBESIZE:=2*2.54/100;  
INTUBESIZE:=4.526/100;  
TUBECOST:=1989;  
END;
```

```
7:BEGIN
```

```

OUTTUBESIZE:=2.5*2.54/100;
INTUBESIZE:=5.74/100;
TUBECOST:=2535;
END;

8:BEGIN
OUTTUBESIZE:=3*2.54/100;
INTUBESIZE:=7.01/100;
TUBECOST:=2964;
END;

9:BEGIN
OUTTUBESIZE:=4*2.54/100;
INTUBESIZE:=9.55/100;
TUBECOST:=3900;
END;
END;

FOR M:=1 TO 4 DO
BEGIN
CASE M OF
1:BEGIN
SNRATIO:=1.25;
CCC:=0.575;
NNN:=0.556;
END;

2:BEGIN
SNRATIO:=1.5;
CCC:=0.511;
NNN:=0.562;
END;

3:BEGIN
SNRATIO:=2.0;
CCC:=0.502;
NNN:=0.568;
END;

4:BEGIN
SNRATIO:=3.0;
CCC:=0.467;
NNN:=0.574;
END;
END;
END;

HEATCOEF;

END;
END;
END;
END;

IF (BIMIDDLE=BIRIGHT) THEN GOTO 50;

```

```

END;

50:

WRITELN(' CHANNELLENGTH IS', DCHANNELLENGTH);
WRITELN(' CHANNELWIDTH IS', DCHANNELWIDTH);
WRITELN(' CHANNEL IS', DCHANNEL);
WRITELN(' SNRATIO IS ', DSNRATIO);
WRITELN(' OUTTUBESIZE IS ', DOUTTUBESIZE);
WRITELN(' INTUBESIZE IS ', DINTUBESIZE);
WRITELN(' LENGTH IS ', DLENGTH);
WRITELN(' N IS ', DN);
WRITELN(' NTUBE IS ', DNTUBE);
WRITELN(' LCC IS ', DLCC);
WRITELN(' FLUEOUTTEMPGUESS IS ', DFLUEOUTTEMPGUESS);
WRITELN(' SAVEOILCOST IS ', DSAVEOILCOST);
WRITELN(' RESTOILCOST IS ', DRESTOILCOST);
WRITELN(' TOTALCOST IS ', DTOTALCOST);
WRITELN(' RENALDTUBE IS ', DRENALDTUBE);
WRITELN(' RENALDSHELL IS ', DRENALDSHELL);
WRITELN(' PINTUBE IS ', DPINTUBE);
WRITELN(' PINSHELL IS ', DPINSHELL);
WRITELN(' PINSHELL IS ', DPINSHELL);
WRITELN(' OUTAIRTEMP IS ', DOUTAIRTEMP);
WRITELN(' PAYBACK PERIOD IS ', PAYBACK);

WRITELN(TEST, DCHANNELLENGTH);
WRITELN(TEST, DCHANNELWIDTH);
WRITELN(TEST, DCHANNEL);
WRITELN(TEST, DSNRATIO);
WRITELN(TEST, DOUTTUBESIZE);
WRITELN(TEST, DINTUBESIZE);
WRITELN(TEST, DCONFIG);
WRITELN(TEST, DLENGTH);
WRITELN(TEST, DN);
WRITELN(TEST, DNTUBE);
writeln(TEST, DSNRATIO);
writeln(TEST, DOUTTUBESIZE);
writeln(TEST, DTOTALCOST);
WRITELN(TEST, DRENALDTUBE);
WRITELN(TEST, DRENALDSHELL);
WRITELN(TEST, DPINTUBE);
WRITELN(TEST, DPINSHELL);
WRITELN(' TEST, DSHELLSIZE);
WRITELN(' TEST, DOUTAIRTEMP);
WRITELN(' TEST, PAYBACK);

CLOSE(TEST);

END.

```

## ภาคผนวก ง

### วิธีการปรับปรุงข้อมูลนำเข้า

เมื่อต้องการแก้ไขราคาท่อสแตนเลสสตีล 304 สามารถเข้าไปแก้ไขได้ที่โปรแกรมเทอร์โบปาสคาล  
บรรทัดที่ 46 โดยราคาจะแสดงในหน่วยบาทต่อความยาวท่อ 6 เมตร

```
{*****}  
{          STAINLESS STEEL 304 COST (BAHT/6 METERS)          }  
{*****}  
      { 1/2    INCHES } TUBE_COST_01=663;  
      { 3/4    INCHES } TUBE_COST_02=858;  
      { 1      INCHES } TUBE_COST_03=1053;  
      { 1 1/4  INCHES } TUBE_COST_04=1373;  
      { 1 1/2  INCHES } TUBE_COST_05=1599;  
      { 2      INCHES } TUBE_COST_06=1989;  
      { 2 1/2  INCHES } TUBE_COST_07=2535;  
      { 3      INCHES } TUBE_COST_08=2964;  
      { 4      INCHES } TUBE_COST_09=3900;
```

สำหรับแผ่นคาร์บอนสตีลนั้นแก้บรรทัดที่ 60

```
{*****}  
{          CARBON STEEL COST (BAHT)          }  
{*****}  
      {4FEET X 8FEET X 3 MM} CARBON_COST=1180;
```

ราคาน้ำมันแก้บรรทัดที่ 66

```
{*****}  
{          FUEL OIL C COST (BAHT/LITRE)          }  
{*****}  
      FUEL_COST=8;
```

ชั่วโมงการทำงานแก้บรรทัดที่ 72

```
{*****}  
{          WORKING PERIOD          }  
{*****}  
      {WORKING DAY/YEAR} DAY_PER_YEAR=365;  
      {WORKING HOUR/DAY} HOUR_PER_DAY=20;
```

ค่าไฟฟ้าแก้บรรทัดที่ 79

```
{*****}  
{          ELECTRIC COST (BAHT/kW-h)          }  
{*****}  
      ELECTRIC_COST=2.16;
```

## ประวัติผู้เขียนวิทยานิพนธ์

นายสันติ อยู่ยืนยง เกิดเมื่อวันที่ 8 เดือนธันวาคม พุทธศักราช 2521 จังหวัด  
ฉะเชิงเทราสำเร็จการศึกษาปริญญาวิศวกรรมศาสตรบัณฑิตจากภาควิชาวิศวกรรมเครื่องกลคณะ  
วิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย เมื่อปีการศึกษา 2542 เข้าศึกษาต่อในหลักสูตรวิศวกรรม  
ศาสตรมหาบัณฑิต ภาควิชาวิศวกรรมเครื่องกล คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย เมื่อ  
ปีการศึกษา 2543



สถาบันวิทยบริการ  
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย