

## บทที่ 2

### วารสารปริทัศน์

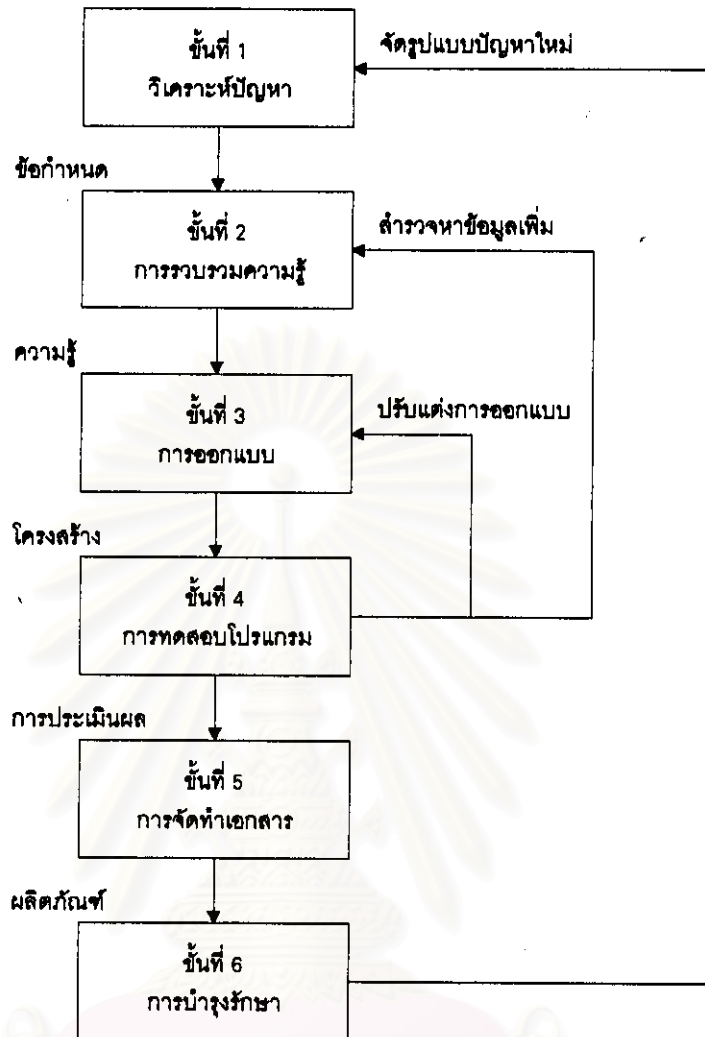
#### ระบบผู้เชี่ยวชาญ

ระบบผู้เชี่ยวชาญ (Expert system) คือ โปรแกรมคอมพิวเตอร์ที่ใช้ฐานความรู้ (Knowledge-based) เฉพาะเรื่อง เพื่อหาคำตอบของปัญหาเหล่านั้น คำตอบที่ได้จากระบบผู้เชี่ยวชาญจะเหมือนกับคำตอบที่ได้จากผู้เชี่ยวชาญในเรื่องนั้น [3] ดังนั้นระบบผู้เชี่ยวชาญจึงเปรียบเสมือนการมีผู้เชี่ยวชาญเฉพาะเรื่องมาช่วยตอบคำถามต่างๆ ผู้เชี่ยวชาญ (Expert) หมายถึงผู้ที่มีความชำนาญในการแก้ไขปัญหาหนึ่งได้อย่างมีประสิทธิภาพและประสิทธิผล [4] เช่น หมอวินิจฉัยโรค นักวิเคราะห์ระบบ เป็นต้น การแก้ปัญหของระบบผู้เชี่ยวชาญใช้วิธี Heuristic ซึ่งหมายถึงการใช้ความสามารถที่ได้จากประสบการณ์เพื่อแก้ปัญหาหรือพัฒนาประสิทธิภาพเฉพาะเรื่องหนึ่งๆ (Specific domain)

ความแตกต่างของการพัฒนาโปรแกรมระบบผู้เชี่ยวชาญต่างกับการพัฒนาโปรแกรมแบบดั้งเดิม (Conventional algorithmic program) [3] คือ

- การแยกฐานความรู้ออกจากกระบวนการประมวลผล
- ฐานความรู้ต้องมีความเฉพาะ
- ใช้วิธีเชิงเหตุผล โดยอาศัยกระบวนการเชิงสัญลักษณ์มากกว่าอาศัยกระบวนการเชิงตัวเลข

ลักษณะของการพัฒนาโปรแกรมแบบดั้งเดิม (Conventional programming) คือกระบวนการที่เป็นลำดับขั้น [4] นักพัฒนาโปรแกรมต้องทำกระบวนการ 3 ขั้นตอน คือ ออกแบบ (design), เขียนโค้ด (code) และแก้ไขจุดบกพร่อง (debug) การพัฒนาโปรแกรมแบบนี้ให้ความสนใจข้อมูลมาก โดยมุ่งไปที่ข้อมูลของปัญหา (problem's data) แล้วจึงหากระบวนการแก้ปัญหาเพื่อให้ได้คำตอบ แต่การพัฒนาโปรแกรมระบบผู้เชี่ยวชาญ ความสนใจของนักออกแบบมุ่งไปที่ความรู้ของปัญหา (problem's knowledge) กระบวนการสร้างระบบผู้เชี่ยวชาญมีขั้นตอนดังรูปที่ 2.1



รูปที่ 2.1 ขั้นตอนการพัฒนากระบวนการผู้เชี่ยวชาญ [4]

### ลักษณะของระบบผู้เชี่ยวชาญ [6]

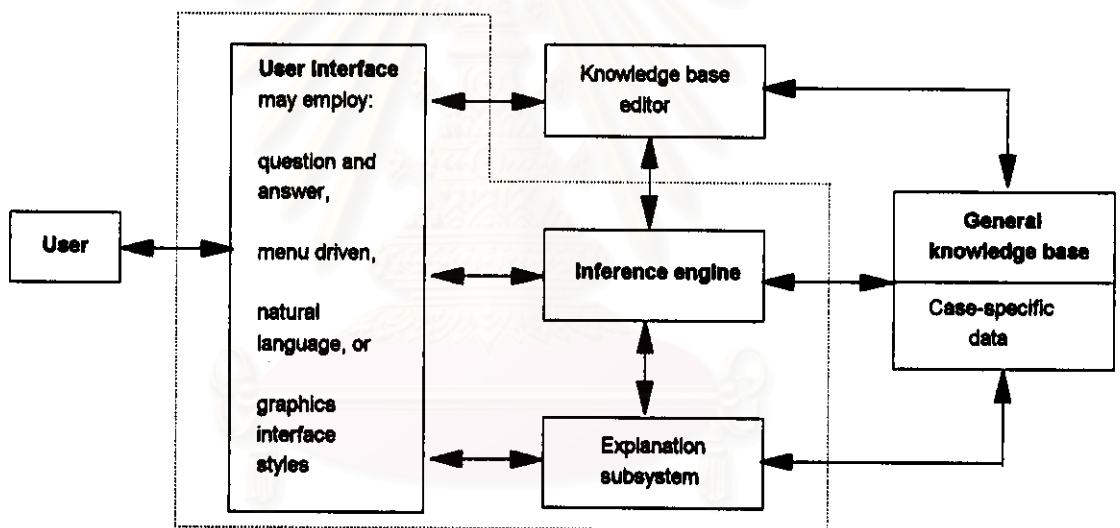
เนื่องจากการใช้วิธี Heuristic จึงทำให้ระบบผู้เชี่ยวชาญมีลักษณะทั่วไปดังนี้

1. เปิดให้มีการตรวจสอบ (Open to inspect) : โปรแกรมต้องสามารถตรวจสอบได้ทุกขั้นตอนของการทำงาน รวมทั้งคำตอบของปัญหาและต้องสามารถให้เหตุผลเกี่ยวกับคำตอบได้
2. ปรับเปลี่ยนได้ง่าย (Easy to modify) : การแก้ไขเพิ่มเติมเป็นปัจจัยหลักอันหนึ่งของระบบผู้เชี่ยวชาญ เพราะกฎหรือข้อกำหนดบางอย่างสามารถเปลี่ยนแปลงได้ตามเวลาและความเหมาะสม นอกจากนั้นต้องสามารถเพิ่มเติมข้อมูลใหม่ได้

3. แก้ปัญหาโดยใช้ประสบการณ์ (Heuristic) : เป็นการใช้ความรู้ความสามารถแก้ปัญหา ที่บางครั้งอาจไม่สมบูรณ์หรือไม่ีเหตุผลเพียงพอและบางครั้งอาจไม่สามารถแก้ปัญหาได้ แต่ในแง่ปฏิบัติแล้ว เป็นสิ่งที่จำเป็น ซึ่งอาจได้ผลสรุปไม่สมบูรณ์ 100% แต่ความเชื่อถือในคำตอบนั้นๆ มีอยู่ในระดับหนึ่ง

### โครงสร้างของระบบผู้เชี่ยวชาญ

ระบบผู้เชี่ยวชาญประกอบด้วย 3 ส่วนหลัก คือ ส่วนเชื่อมโยงระหว่างระบบกับผู้ใช้ (User interface) ฐานความรู้ (Knowledge base) และส่วนประมวลผลข้อมูล (Inference engine) ดังรูปที่ 2.2



รูปที่ 2.2 โครงสร้างของระบบผู้เชี่ยวชาญ [6]

#### 1. ส่วนเชื่อมโยงระหว่างระบบกับผู้ใช้ (User interface) [3, 4, 5]

การติดต่อระหว่างระบบผู้เชี่ยวชาญกับผู้ใช้ทั้งหมดจะต้องผ่านส่วนนี้ ส่วนเชื่อมโยงใช้ภาษาที่ผู้ใช้สามารถเข้าใจได้ง่าย หรือภาษาธรรมชาติ (Natural language) นอกจากนั้น ส่วนเชื่อมโยงยังใช้เพื่อจุดประสงค์ดังนี้

- แสดงผลลัพธ์
- อธิบายถึงขั้นตอนการสรุปผลลัพธ์
- ให้ผู้ใช้พิมพ์หรือเก็บข้อมูลของผลลัพธ์

## 2. ฐานความรู้ (Knowledge base) [3, 5, 6]

ฐานความรู้ประกอบด้วย ความรู้พื้นฐาน (knowledge base) ข้อมูลต่างๆ ที่เกี่ยวข้องกับ การแก้ไขปัญหาและข้อสรุปของความรู้เฉพาะ (Domain knowledge) ส่วนนี้จัดเป็น หัวใจของระบบผู้เชี่ยวชาญ ความรู้ (Knowledge) ประกอบด้วย ความจริง (Facts), กฎเกณฑ์ (Rules) และ ประสบการณ์ (Heuristics) ดังนี้

$$\text{Knowledge} = \text{Facts} + \text{Rules} + \text{Heuristics}$$

ฐานความรู้สามารถแยกได้เป็นสองส่วน คือ

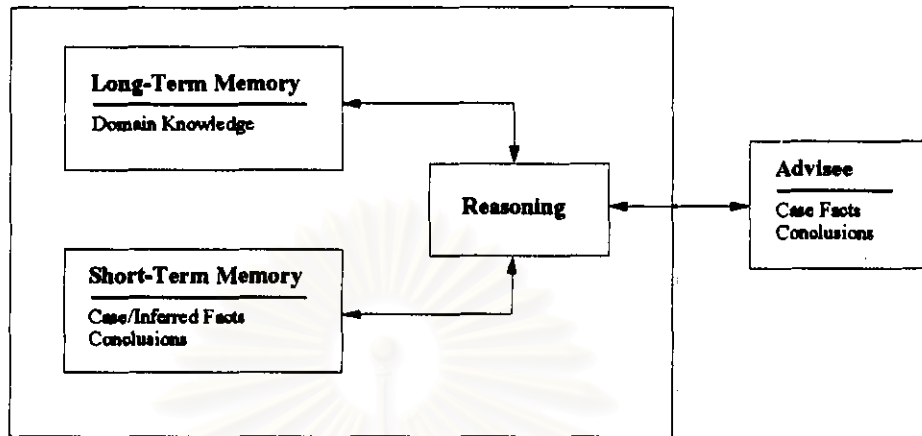
- ฐานความรู้ทั่วไป (General knowledge base)
- ข้อมูลสำหรับกรณีเฉพาะ (Case-specific data)

## 3. ส่วนประมวลผลข้อมูล (Inference engine) [3, 4]

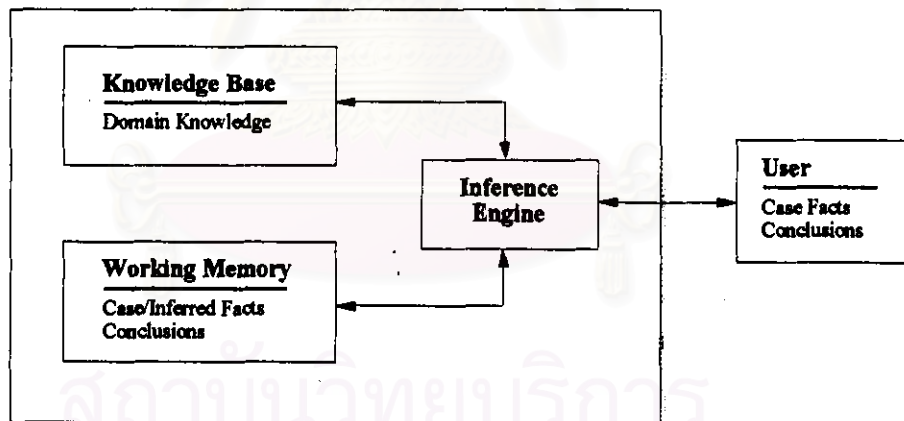
ส่วนนี้เป็นกระบวนการสรุปผลลัพธ์ของปัญหาจากความรู้เฉพาะ (Domain knowledge) ระบบผู้เชี่ยวชาญจะจำลองวิธีการใช้เหตุผลของมนุษย์ด้วยส่วนประมวลผลนี้ การสรุปผลลัพธ์ใช้วิธีการค้นหาข้อสรุป (Searching) จากกฎเกณฑ์ที่มีความสัมพันธ์กับปัญหา

## วิธีแก้ปัญหาของระบบผู้เชี่ยวชาญ (Expert system problem solving) [4]

ผู้เชี่ยวชาญ (Human expert) ในสาขาหนึ่งๆ มีความรู้อย่างลึกซึ้ง (Domain knowledge) ของปัญหาเฉพาะ (Specific problem) เก็บไว้ในส่วนของความจำระยะยาว (Long-term memory) เมื่อพบกับปัญหาๆ หนึ่ง ผู้เชี่ยวชาญจะได้รับข้อมูลเชิงความจริงเกี่ยวกับปัญหานั้น (Case facts) และเก็บไว้ในส่วนความจำระยะสั้น (Short-term memory) จากนั้นผู้เชี่ยวชาญจึงทำการประมวลผลข้อมูลในส่วนความจำระยะสั้นเข้ากับความรู้ในส่วนความจำระยะยาวเพื่อแก้ปัญหา วิธีแก้ปัญหาของผู้เชี่ยวชาญแสดงดังรูปที่ 2.3 และการแก้ปัญหาของระบบผู้เชี่ยวชาญใช้วิธีการที่คล้ายกันดังรูปที่ 2.4



รูปที่ 2.3 วิธีแก้ปัญหามนุษย์ผู้เชี่ยวชาญ (Human expert) [4]



รูปที่ 2.4 วิธีแก้ปัญหามนุษย์ผู้เชี่ยวชาญ (Expert system) [4]

### กลไกการถ่ายโอนความร้อน

การถ่ายโอนความร้อนเกิดขึ้น เมื่อสองส่วนของระบบมีความแตกต่างของอุณหภูมิ ความร้อนถ่ายโอนจากแหล่งอุณหภูมิสูง (source) ไปสู่แหล่งอุณหภูมิต่ำ (sink) ตามกฎข้อที่สองของอุณหพลศาสตร์ (Second law of thermodynamics) การถ่ายโอนความร้อนจึงนิยามได้ว่า เป็นการไหลของพลังงานในรูปของความร้อน เนื่องจากความแตกต่างของอุณหภูมิระหว่างแหล่งให้ (source) กับแหล่งรับ (sink) [7, 8]

กลไกการถ่ายโอนความร้อนเกิดได้ 3 ลักษณะ คือ การนำความร้อน (Conduction) การพาความร้อน (Convection) และการแผ่รังสีความร้อน (Radiation) การถ่ายโอนความร้อนที่เกิดขึ้นในแต่ละกระบวนการ อาจอาศัยกลไกใดกลไกหนึ่งหรือกลไกทุกกลไก ความสัมพันธ์ของกลไกการถ่ายโอนความร้อนทั้ง 3 ลักษณะ สรุปได้ดังตารางที่ 2.1

ตารางที่ 2.1 กระบวนการถ่ายโอนความร้อนแบบต่างๆ [7, 9]

การนำ	การพา	การแผ่รังสี
มีตัวกลาง	มีตัวกลาง	เป็นได้ทั้งแบบมีตัวกลางและไม่มี (เช่น สุญญากาศ)
ไม่จำเป็นต้องมีการเคลื่อนที่	ขึ้นอยู่กับการเคลื่อนที่ของของไหล	ไม่จำเป็นต้องมีการเคลื่อนที่
เกิดในของแข็ง, ของเหลว และแก๊ส	เกิดในของเหลว, แก๊ส และของผสมหลายสถานะ	เกิดในตัวกลางโปร่งใส ส่วนใหญ่ในแก๊ส

### การคำนวณสำหรับเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน

การคำนวณสำหรับเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน มักเกี่ยวข้องกับการหาค่าสัมประสิทธิ์รวมการถ่ายโอนความร้อน (Overall heat transfer coefficient) และการหาค่าพื้นที่ในการแลกเปลี่ยนความร้อน (Heat exchange area)

### สัมประสิทธิ์การถ่ายโอนความร้อนรวม [7]

ค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายโอนความร้อนรวม (Overall heat transfer coefficient) หาได้จากค่าสัมประสิทธิ์ฟิล์มการถ่ายโอนความร้อนแบบการพา (Convective film heat transfer coefficient) ความต้านทานจากชั้นสเกล (Fouling layer) และสภาพนำความร้อน (Thermal conductivity) ของท่อ ดังสมการ 2.1

$$\frac{1}{U} = R_A + R_B + \frac{x_w}{k_w} + \frac{1}{h_A} + \frac{1}{h_B} \quad \dots (2.1)$$

เมื่อ  $U$  = ค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายโอนความร้อนรวม,  $W/(m^2 \cdot K)$

$x_w$  = ความหนาของผนังท่อ,  $m$

$k_w$  = สภาพนำความร้อนของผนังท่อ,  $W/(m \cdot K)$

$h_A, h_B$  = ค่าสัมประสิทธิ์ฟิล์มการถ่ายโอนความร้อนแบบการพา (Convective film heat transfer coefficient),  $W/(m^2 \cdot K)$

$R_A, R_B$  = ความต้านทานจากชั้นสเกล (Fouling layer),  $m^2 \cdot K/W$

### พื้นที่ในการแลกเปลี่ยนความร้อน [7, 10, 11]

เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนทุกชนิดสามารถคำนวณพื้นที่ในการแลกเปลี่ยนความร้อนได้ดังสมการ 2.2

$$Q = U \times A \times LMTD_c \quad \dots (2.2)$$

เมื่อ  $Q$  = อัตราการถ่ายโอนความร้อน (Heat transfer rate),  $kJ/hr$

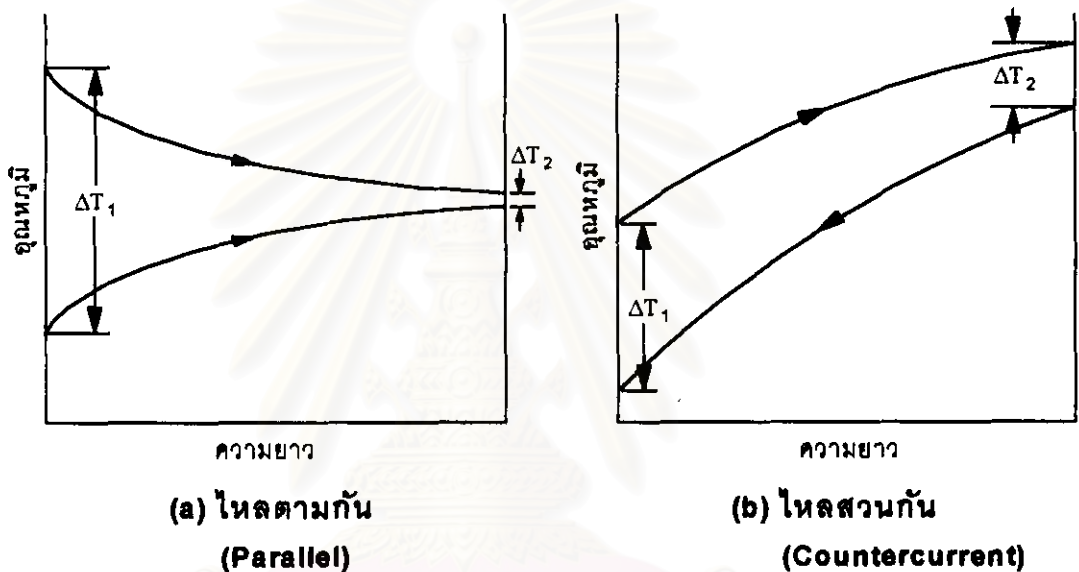
$A$  = พื้นที่ในการแลกเปลี่ยนความร้อน,  $m^2$

$LMTD_c$  = ความแตกต่างอุณหภูมิแบบเฉลี่ยลอการิทึมที่แก้ไขแล้ว (Corrected Log mean temperature difference),  $^{\circ}C$

ค่า  $LMTD$  สามารถนิยามได้ดังสมการ 2.3

$$LMTD = \frac{(\Delta T_1 - \Delta T_2)}{\ln\left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}\right)} \quad \dots (2.3)$$

เมื่อ  $\Delta T_1, \Delta T_2 =$  ความแตกต่างที่ส่วนท้าย (terminal) ของ  
เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน ดังรูปที่ 2.5



รูปที่ 2.5 อุณหภูมิของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบไหลตามกันและแบบไหลสวนกัน [11]

**ค่าแฟกเตอร์แก้ไข (Correction factor) [7, 10]**

ในกรณีที่มีการไหลของของไหลไม่เป็นทั้งแบบไหลตามกัน (Cocurrent) หรือแบบไหลสวนกัน (Countercurrent) ทิศทางการไหลเป็นแบบผสมทั้งการไหลแบบตามกัน การไหลแบบสวนกัน และการไหลแบบตัดกัน (Crossflow) เช่น การไหลในเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบเชลล์และท่อ ทำให้ค่าแฟกเตอร์แก้ไข (Correction factor) สำหรับ LMTD เมื่อเทียบกับ fully countercurrent มีค่าน้อยกว่าหนึ่ง

สำหรับเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบเชลล์และท่อ ที่มีจำนวน Tube-side pass เป็นเลขคู่ สามารถคำนวณค่าแฟกเตอร์แก้ไขได้จากสมการ 2.6



$$R = \frac{(T_{h, in} - T_{h, out})}{(T_{c, out} - T_{c, in})} \quad \dots (2.4)$$

$$P = \frac{(T_{c, out} - T_{c, in})}{(T_{h, in} - T_{c, in})} \quad \dots (2.5)$$

$$F_T = \frac{\sqrt{R^2 + 1} \ln \left[ \frac{1 - P}{1 - PR} \right]}{(R - 1) \ln \left[ \frac{2 - P(R + 1 - \sqrt{R^2 + 1})}{2 - P(R + 1 + \sqrt{R^2 + 1})} \right]} \quad \dots (2.6)$$

เมื่อ  $F_T$  = ค่าแฟกเตอร์แก้ไข (Correction factor)

$T_{h, in}$  = อุณหภูมิของของไหลร้อนขาเข้า

$T_{h, out}$  = อุณหภูมิของของไหลร้อนขาออก

$T_{c, in}$  = อุณหภูมิของของไหลเย็นขาเข้า

$T_{c, out}$  = อุณหภูมิของของไหลเย็นขาออก

การคำนวณค่า  $F_T$  ในการออกแบบเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบเชลล์และท่อ มักต้องการมีค่ามากกว่า 0.8 โดยใช้หลายเชลล์ต่อในแบบอนุกรม (Multiple shells in series) และแทนค่า  $P$  ในสมการ 2.6 ด้วย  $P^*$  ดังสมการ 2.7 เมื่อ  $n$  = จำนวนเชลล์ที่ต่อในแบบอนุกรม

$$P^* = \frac{1 - (X)^{1/n}}{R - (X)^{1/n}} \Bigg|_{R \neq 1} = \frac{P}{n - P(n - 1)} \Bigg|_{R=1} \quad \dots (2.7)$$

$$X = \frac{PR - 1}{P - 1} \quad \dots (2.8)$$

สำหรับการไหลแบบตัดกัน (Cross flow) แบบ one tube pass, one/multitube pass เช่น เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบใช้อากาศ (Air-cooled heat exchanger) สามารถหาค่าแฟกเตอร์แก้ไขได้จากสมการดังนี้

$$K = 1 - \exp\left(-\frac{1}{n F \delta}\right) \quad \dots (2.9)$$

$$\delta = \frac{R-1}{\ln[(1-P)/(1-PR)]} \Bigg|_{R=1} = \frac{1-P}{P} \Bigg|_{R \rightarrow 1} \quad \dots (2.10)$$

- แถวท่อ 1 ชั้น (One tube row)

$$P = \frac{1}{R} (1 - e^{-KR}) \quad \dots (2.11)$$

- แถวท่อ 2 ชั้น (Two tube rows)

$$P = \frac{1}{R} [1 - e^{-2KR} (1 + RK^2)] \quad \dots (2.12)$$

- แถวท่อ 3 ชั้น (Three tube rows)

$$P = \frac{1}{R} \left\{ 1 - \left[ \frac{e^{3KR}}{1 + RK^2(3-K) + (3/2)R^2K^4} \right]^{-1} \right\} \quad \dots (2.13)$$

เมื่อ  $F$  = ค่าแฟกเตอร์แก้ไข (Correction factor)

$n$  = จำนวนแถวของท่อ (Number of tube row(s))

การหาค่า  $F$  เริ่มจาก หาค่า  $R$  และ  $P$  มาจากสมการ 2.4 และ 2.5 และหาค่า  $\delta$  จากสมการ 2.10 จากนั้นหาค่า  $K$  โดยเลือกจากจำนวนแถวของท่อ (Tube row(s)) นำค่าที่ได้ทั้งหมดแทนในสมการ 2.9 จะได้ค่า  $F$  สำหรับการไหลแบบตัดกัน

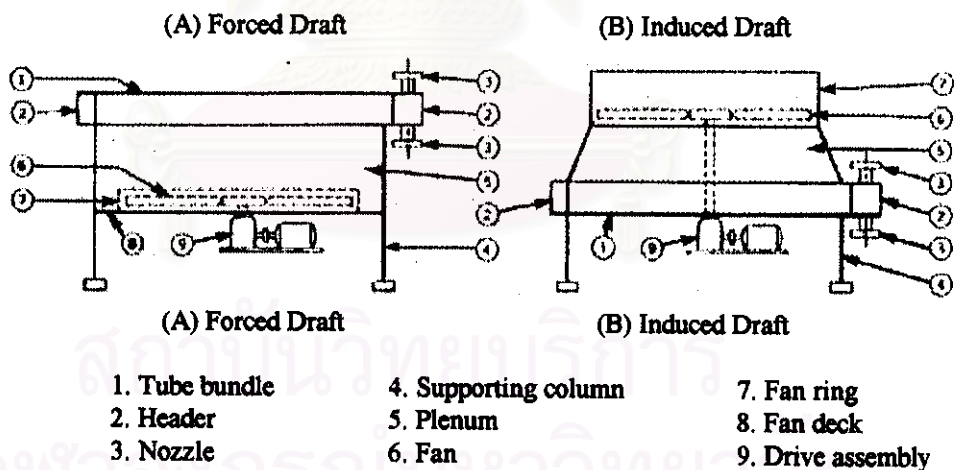
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

## ชนิดของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน

### 1. เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบใช้อากาศ (Air-Cooled Heat Exchanger) [7,8,12]

กระบวนการหล่อเย็นด้วยอากาศ มักจะมีความคุ้มค่าทางเศรษฐศาสตร์มากกว่าการหล่อเย็นด้วยน้ำ เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบใช้อากาศ (ACHE) เป็นอุปกรณ์สำหรับลดอุณหภูมิของของไหลด้วยอากาศ ประกอบด้วยกลุ่มท่อ (Tube bundle) ที่มีเกลียวครีป (Spiral-wound fin) ติดอยู่บนท่อ และใช้พัดลมเป่าอากาศผ่านไปรอบท่อ ภายในท่อมีของไหลที่ต้องการลดอุณหภูมิไหลผ่าน การควบคุมอุณหภูมิของ ACHE ขึ้นอยู่กับอุณหภูมิของอากาศ การแลกเปลี่ยนความร้อนเป็นแบบการไหลตัดกัน (Cross flow) ซึ่งมีประสิทธิภาพต่ำกว่าการไหลแบบสวนทางกัน (Countercurrent)

ACHE สามารถแยกได้เป็น 2 แบบ คือ Forced draft และ Induced draft ดังรูป 2.6 แบบ Induced draft มีรูปแบบการไหลของอากาศที่ดีและป้องกันการเกิดลูกเห็บได้ สำหรับแบบ Forced draft ใช้พลังงานน้อยและดูแลรักษาง่าย



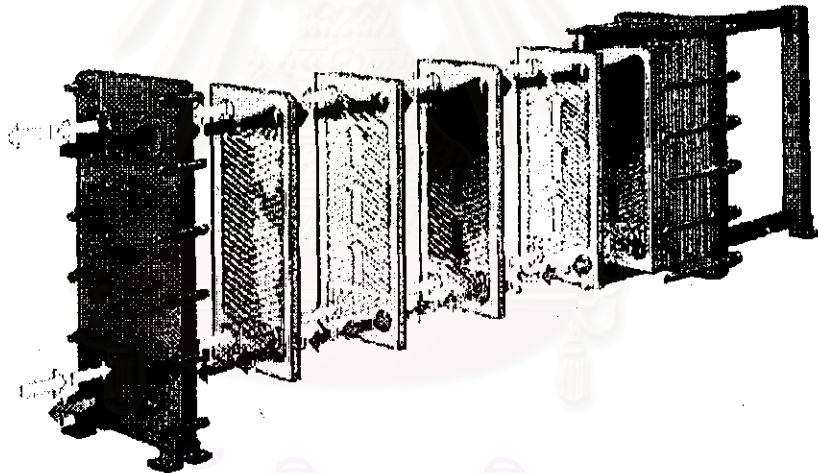
รูปที่ 2.6 เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบใช้อากาศ [19]

ข้อดีของ ACHE คือ ไม่ต้องกังวลเกี่ยวกับแหล่งน้ำหรือคุณภาพของน้ำที่ใช้ในการหล่อเย็นเพราะใช้อากาศเป็นตัวหล่อเย็น ลดปัญหาการเกิดสนิมหรือความสกปรก ค่าบำรุงรักษาถูกกว่ากรณีใช้น้ำ และไม่เกิดปัญหาการปะปนของสารหล่อเย็นกับของไหลในท่อเวลาเกิดการรั่วไหล

ของท่อขึ้น แต่ข้อเสียคือ มีเสียงดังเนื่องจากการทำงานของพัดลม ต้องการบริเวณที่มีอากาศหมุนเวียนและต้องการพื้นที่ในการติดตั้งค่อนข้างมาก

## 2. เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบเพลท (Plate Heat Exchanger) [12, 13, 16]

เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบนี้สามารถเรียกได้ว่า Plate Heat Exchanger (PHE) หรือ Plate-and-Frame หรือ Gasketed Plate เนื่องจากประกอบด้วยชุดแผ่นโลหะหรือเพลท (plate) มีลักษณะเป็นลอน (corrugate) ซึ่งจะมีช่อง (port) ให้ของเหลวไหลผ่านเพื่อแลกเปลี่ยนความร้อนซึ่งกันและกัน ตัวเพลทจะมีปะเก็น (gasket) หุ้มอยู่โดยรอบเพื่อป้องกันการรั่วและกำหนดทิศทางการไหล ชุดของแผ่นโลหะ มีเฟรม (frame) ประกอบอยู่ทั้งสองด้าน โดยที่เฟรมอันหนึ่งจะอยู่กับที่ และเฟรมอีกอันหนึ่งจะสามารถเลื่อนไปมาได้ (Movable frame) ชุดของเพลทถูกขันให้แน่นติดกับเฟรมโดยใช้โบลท์ (bolt) เป็นตัวยึด ดังรูปที่ 2.7



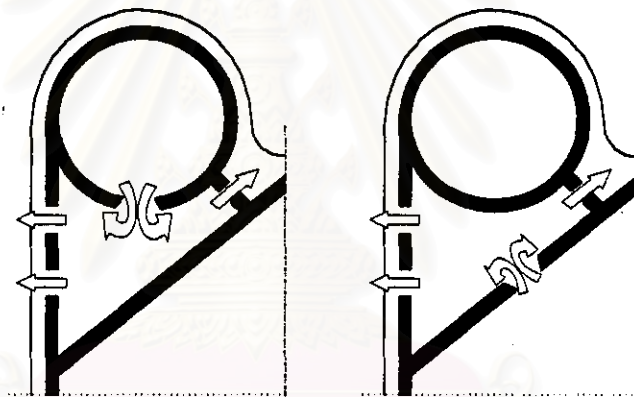
รูปที่ 2.7 เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบเพลท [20]



รูปที่ 2.8 ลักษณะของ Corrugated plate [10]

ลอนของเพลทมีลักษณะเป็นแบบก้างปลา (Herring bone หรือ Chevron) ดังรูปที่ 2.8 มุมของลอนจะสวนทิศทางการไหลของของไหล เพลทถัดไปจะมีมุมของลอนตรงกันข้ามกัน การไหลจึงเป็นแบบสวนทางกัน (Countercurrent) เนื่องจากการไหลของของไหลผ่านลอนของเพลทที่มีลักษณะเหมือนลูกคลื่น ทำให้เกิดการไหลแบบปั่นป่วนได้ง่าย ค่า Reynold number ของการไหลแบบปั่นป่วนจึงมีค่าน้อย ผลคือทำให้มีอัตราการถ่ายโอนความร้อนสูง

ปะเก็นมีหน้าที่กำหนดทิศทางการไหลและป้องกันการรั่วซึม นอกจากนั้นยังสามารถตรวจสอบการรั่วได้จากการใช้ปะเก็นสองชั้นดังรูปที่ 2.9 ดังนั้นจึงสังเกตและตรวจสอบการรั่วซึมได้ง่าย วัสดุที่ใช้ทำปะเก็นคือ Butyl rubber หรือ Nitrile rubber, Ethylene-propylene-diene monomer (EPDM), Neoprene, Viton และ Compressed asbestos



รูปที่ 2.9 การรั่วไหลของปะเก็น [16]

ข้อดีของ PHE คือ

- มีอัตราการถ่ายโอนความร้อนสูง เมื่อเทียบกับเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบอื่นๆ เพราะเกิดการไหลเป็นแบบปั่นป่วนได้ง่าย
- ขนาดกะทัดรัด (Compactness) เนื่องจากมีการถ่ายโอนความร้อนสูง ทำให้ใช้พื้นที่ในการแลกเปลี่ยนความร้อนน้อย ขนาดของเครื่องจึงลดลงด้วย
- ลดการเกิดตะกอน (fouling) เพราะการไหลแบบปั่นป่วนระหว่างเพลท ทำให้เกิดแรงเฉือนเฉือน (shear) จึงลดการตกตะกอนหรือตะกอนสะสม
- ทำความสะอาดได้ง่าย เพียงแต่ถอดโบลท์ออกและเลื่อนแผ่นเฟรมออกมาเท่านั้น สามารถทำความสะอาดได้ทั้งวิธีทางเครื่องกล (mechanical) และวิธีทางเคมี (chemical)

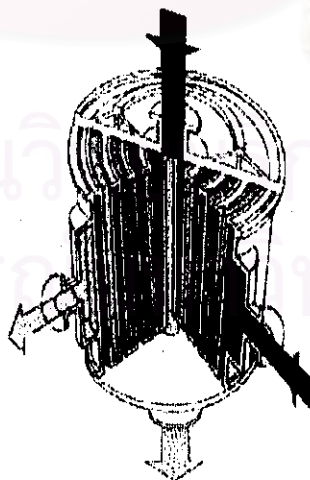
- ปรับปรุงเปลี่ยนแปลงได้ง่าย โดยการเพิ่มลดหรือจัดรูปแบบของเพลทใหม่
- ปริมาตรความจุน้อย เมื่อเทียบกับ Shell-and-tube ทำให้การปรับตัวของ PHE ไวต่อสภาพการใช้งาน และตอบสนองเร็ว (Heat sensitive)

ข้อเสียของ PHE คือ

- ใช้ในสภาวะที่อุณหภูมิและความดันไม่สูงมาก เพราะข้อจำกัดของปะเก็น
- มักมีปัญหาการรั่วไหล เพราะปะเก็นเสื่อมอายุหรือฉีกขาด
- ไม่เหมาะที่จะใช้กับของไหลที่เป็นแก๊ส เพราะพื้นที่ช่องระหว่างเพลทมีน้อย และมีผลทำให้ขนาดอนุภาคของแข็งในของไหลต้องไม่เกิน 2 มม.

### 3. เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบแผ่นขด (Spiral Heat Exchanger) [12, 15, 17]

เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบแผ่นขด (SHE) สร้างจากโลหะเรียบ 2 แผ่น นำม้วนให้มีลักษณะคล้ายหอยโข่งและเชื่อมติดกัน ปิดส่วนหัวและท้ายด้วยการเชื่อม ดังรูป 2.10 ของไหลร้อนไหลจากส่วนหัวท่อ (nozzle) ตรงกลางด้านบนและไหลผ่านส่วนขด (spiral) ออกทางส่วนหัวท่อด้านข้าง ส่วนของไหลเย็นไหลจากส่วนหัวท่อด้านข้าง ไหลแบบสวนกันกับของไหลร้อนสู่ส่วนหัวท่อตรงกลางด้านล่าง



รูปที่ 2.10 เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบหอยโข่ง [19]

SHE ให้ประสิทธิภาพการถ่ายโอนความร้อนที่ดีมาก สัมประสิทธิ์การถ่ายโอนความร้อนรวม (U) มีค่ามากกว่าเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบเชลล์และท่อประมาณ 120-150% ที่ความดันลดเดียวกัน สำหรับการถ่ายโอนความร้อนระหว่างน้ำกับน้ำ SHE มีค่า U ประมาณ 400 Btu/(h.°F.ft<sup>2</sup>) การที่ U มีค่าสูง เนื่องจากการไหลแบบปั่นป่วนและค่าสัมประสิทธิ์ฟิล์มการถ่ายโอนความร้อนแบบการพา ทั้งของไหลร้อนและของไหลเย็นมีค่าสูง

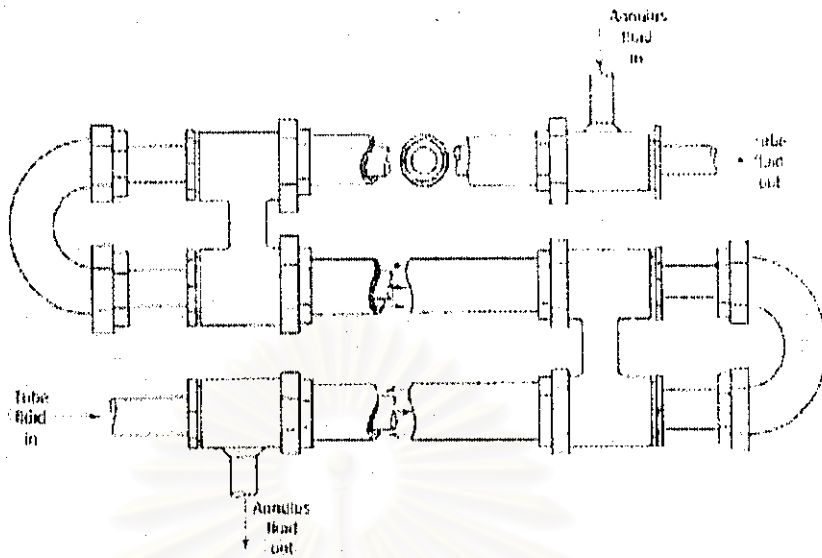
SHE เหมาะกับกรณีอุณหภูมิติดกัน (Temperature cross) และกรณีต้องการ temperature approach ต่ำมาก (<2°C) ยิ่งกว่านั้นยังเหมาะอย่างยิ่งกับของไหลชนิด Slurry และของเหลวที่มีเยื่อแขวนลอย (Suspended fibre) รวมทั้งของไหลประเภทเยื่อและกระดาษ (Pulp and Paper) ซึ่ง SHE สามารถใช้กับของไหลที่มีความเข้มข้นของของแข็งสูงถึง 50% โดยน้ำหนัก

การออกแบบ SHE มักใช้อัตราเร็วในการไหลสูง เพื่อป้องกันการเกิดตะกรัน (fouling) แทนการออกแบบพื้นที่ในการแลกเปลี่ยนความร้อนเมื่อสำหรับค่าการเกิดตะกรัน การไหลเป็นแบบปั่นป่วนที่ความเร็วต่ำ ทำให้สามารถใช้กับของไหลที่มีความหนืดสูงมาก เช่นในกรณีการหล่อเย็น ที่มักเกิดการจับตัวเป็นก้อน (Partial blocking) จากการเย็นยิ่งยวด SHE สามารถใช้กับของไหลที่มีความหนืดสูงถึง 500,000 cP

#### 4. เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบท่อสองชั้น (Double-Pipe Heat Exchanger)

โครงสร้างประกอบด้วยท่อ 2 ขนาดซ้อนกันอยู่ โดยมีแกนกลางร่วมกัน ของไหลชนิดหนึ่งจะไหลอยู่ในท่อใน และของไหลอีกชนิดหนึ่งจะไหลอยู่ในช่องว่างรูวงแหวนระหว่างท่อในและท่อใน (annulus) ปลายข้างหนึ่งมักเชื่อมด้วยท่อโค้งรูปตัว U (U-Bend) [14] ดังรูปที่ 2.11

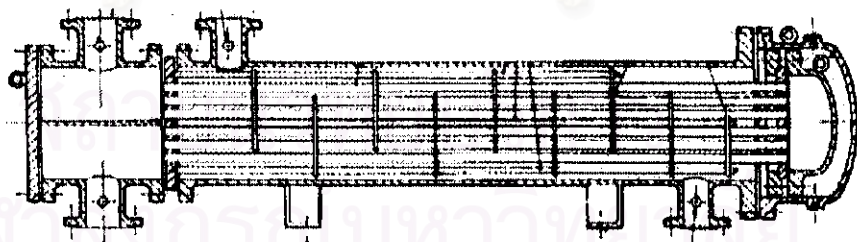
เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนนี้เหมาะกับสภาวะความดันและอุณหภูมิสูง และความต้องการพื้นที่ในการแลกเปลี่ยนความร้อนน้อย หรือน้อยกว่า 28 ตร.ม. (300 ft<sup>2</sup>) ถ้าความต้องการพื้นที่มากกว่านี้ เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบเชลล์และท่อจะมีราคาถูกกว่า [12] กรณีของไหลมีค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายโอนความร้อนต่ำ เช่น น้ำมัน อากาศ และหล่อเย็นด้วยน้ำ สามารถเพิ่มอัตราการถ่ายโอนความร้อนโดยใช้ท่อแบบมีครีป (Finned tube) และการออกแบบเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบท่อสองชั้นเหมือนกับการออกแบบเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบเชลล์และท่อ



รูปที่ 2.11 เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบท่อสองชั้น [21]

6. เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบเชลล์และท่อ (Shell-and-Tube Heat Exchanger) [14]

เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบเชลล์และท่อ (S&T) เป็นเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่นิยมมากที่สุด เนื่องจากสามารถใช้งานได้ในช่วงอุณหภูมิและความดันกว้างมาก สามารถสร้างจากวัสดุได้หลายชนิด และมีมาตรฐานสนับสนุนการออกแบบ เช่น Standards of Tubular Exchanger Manufacturer Association (TEMA) เป็นต้น [7]



รูปที่ 2.12 เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบเชลล์และท่อ [22]

เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบนี้ ประกอบด้วยท่อจำนวนมาก มัดรวมกันเป็นกลุ่ม (Tube bundle) ท่อเหล่านี้จะถูกเชื่อมกับแผ่นโลหะที่เจาะรู (Tube sheet) กลุ่มท่อนี้บรรจุอยู่ในทรงกระบอกเรียกว่าเชลล์ (Shell) บริเวณปลายทั้งสองของเชลล์ถูกปิดด้วย ส่วนหัว (Front end head)



และส่วนท้าย (Rear end head) แบบต่างๆ ขึ้นกับการใช้งาน ของไหลหนึ่งจะไหลในส่วนเชลล์ และของไหลอีกชนิดหนึ่งจะไหลในส่วนท่อ [11] ดังรูปที่ 2.12

จำนวนเที่ยวการไหลในท่อ (Tube pass) มักใช้เป็นเลขคู่ เช่น 2, 4, 6 ฯลฯ ส่วนด้านเชลล์มีแผ่นกั้นหรือแบฟเฟิล (Baffle) เพื่อเปลี่ยนทิศทางการไหลในเชลล์ให้ไหลขวางกลุ่มท่อ ทำให้เกิดการไหลแบบปั่นป่วน ผลคือเพิ่มอัตราการถ่ายโอนความร้อน [12] การจัดทางเดินหรือจำนวนเที่ยวการไหลในเชลล์ (Shell pass) ค่อนข้างยุ่งยากและทำให้เกิดความดันตกในเชลล์มาก จึงมักใช้ทางเดินของเชลล์แบบเที่ยวเดียว (One shell pass) และปรับจำนวนเที่ยวการไหลในท่อแทน

เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบนี้ สามารถแยกย่อยได้อีกหลายชนิด แต่ที่นิยมใช้มีอยู่ 3 ชนิด [7] ดังนี้

5.1 Fixed Tube : กลุ่มท่อจะเชื่อมกับส่วนเชลล์ จึงไม่มีปัญหาของไหลเกิดการปะปนกัน เป็นแบบที่สร้างง่ายและราคาถูก แต่การทำความสะดวกต้องใช้สารเคมีเท่านั้น กรณีความแตกต่างของอุณหภูมิระหว่างเชลล์และท่อมีมาก ต้องมีส่วนข้อขยายที่เชลล์ (Expansion joint) เพื่อลดความเค้นที่เกิดจากการขยายตัวเนื่องจากความร้อน

5.2 U-Tube : ปลายท่อด้านหนึ่งมีลักษณะโค้งเป็นตัวยู สามารถขยายตัวได้ จึงไม่มีปัญหาเรื่องความเค้นเนื่องจากการขยายตัวทางความร้อน ข้อเสียของแบบนี้คือการไหลไม่เป็นแบบ pure countercurrent และการทำความสะอาดท่อทั้งหมดด้วยวิธีเชิงเครื่องกล ทำได้ยากเนื่องจากมีท่อบางส่วนโค้งเป็นรูปตัวยู

5.3 Floating Head : เหมาะกับงานที่ต้องการอัตราการถ่ายโอนความร้อนสูง ร่วมกับความดันและอุณหภูมิสูง เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบนี้ ปลายท่อด้านหนึ่งสามารถเคลื่อนที่ได้เพื่อลดแรงเค้น มัดท่อสามารถดึงออกมาตรวจสอบและทำความสะอาดได้ ค่าใช้จ่ายในการสร้างเครื่องแบบนี้สูงกว่าแบบ Fixed Tube ประมาณ 25%

### การเลือกชนิดของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน

การเลือกชนิดของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนให้เหมาะสมกับการถ่ายโอนความร้อนของของไหลทั้งสองชนิด ต้องพิจารณาจาก 3 ปัจจัยหลักเบื้องต้น คือ อุณหภูมิ ความดัน และความต้องการพื้นที่ในการแลกเปลี่ยนความร้อน ซึ่งจาก 3 ปัจจัยนี้ทำให้สามารถเลือกชนิดของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนได้อย่างกว้างๆ จากนั้นต้องพิจารณาสมบัติของของไหลทั้งสองชนิด ประกอบกับลักษณะของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนว่าเหมาะสมกับความต้องการหรือไม่ เช่น ความกะทัดรัด (Compactness) ของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน เป็นต้น มีผู้เชี่ยวชาญหลายท่านเสนอแนะวิธีการเลือกไว้หลายวิธี ซึ่งจะนำเสนอต่อไป ชนิดของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่น่ามาพิจารณาเป็นชนิดที่นิยมใช้ในภาคอุตสาหกรรม มี 5 ชนิด คือ

- เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบใช้อากาศ (ACHE)
- เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบเพลท (PHE)
- เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบแผ่นขด (SHE)
- เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบท่อสองชั้น (DP)
- เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบเชลล์และท่อ (S&T)

ข้อมูลของข้อกำหนดสำหรับการเลือกเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน มีผู้เชี่ยวชาญหลายท่านเสนอไว้ดังนี้

#### Heat Exchanger Design Handbook [10]

1. AHCE : สัมประสิทธิ์การถ่ายโอนความร้อนด้านอากาศมีค่าต่ำ การกักความร้อนของอากาศน้อย ลักษณะของเครื่องต้องใช้พัดลมช่วยในการดูดอากาศผ่านกลุ่มท่อ ACHE แบบ Forced draft จะดูยุ่งง่าย แต่ต้องใช้ความเร็วของอากาศต่ำ และอากาศร้อนอาจวกกลับมาผ่านกลุ่มท่อได้อีก (Recirculation) มีผลทำให้สัมประสิทธิ์การถ่ายโอนความร้อนมีค่าลดลง อีกแบบคือ Induced draft จะไม่มีปัญหาการวกกลับของอากาศร้อนและสามารถใช้ความเร็วของอากาศสูงกว่า ทำให้สัมประสิทธิ์การถ่ายโอนความร้อนมีค่าสูงขึ้น แต่การดูแลและบำรุงรักษา โดยเฉพาะพัดลมทำได้ยากกว่า

2. PHE : การไหลแบบปั่นป่วนในช่องว่างระหว่างเพลท ทำให้มีการถ่ายโอนความร้อนสูงมากและความดันตกมีค่าสูงด้วย แรงเค้นเฉือนที่เกิดขึ้นบริเวณผิวของเพลทช่วยลดการเกิดตะกอนได้อย่างดี

Larowski และ Taylor [12]

Larowski และ Taylor ได้เสนอแนะข้อจำกัดและคุณสมบัติต่างๆ ของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบทั้ง 5 ชนิด ไว้เป็นจำนวนมาก แสดงดังตารางที่ 2.2

ตารางที่ 2.2 ข้อแนะนำในการเลือกเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนของ Larowski และ Taylor [12]

ข้อกำหนด (Criteria)	เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน				
	ACHE	PHE	SHE	DP	S&T
1. Pressure, kPa	41,370	2,070	1,725	4,140	55,160
2. Temperature, °C	ξ	260	400	540	540
3. Max m <sup>2</sup> /unit	none	1500	280	28	2790
4. Compactness	5	2	2	5	5
5. Cleanability	4	1	2	3	3
6. Maintenance ease	4	1	2	3	4
7. Corrosion risk	3	2	2	2	4
8. Fouling tendency	4	1	2	3	5
9. Fouling effect	5	2	2	3	4
10. Leakage risk	4	5	5	3	4
11. Temperature cross	5	2	2	3	4
12. Viscous flow	5	2	2	4	3
13. Heat sensitive	4	2	2	4	5
14. Solid flowing	5	4	2	3	5
15. Gases	2	5	3	2	2
16. Multi fluid exchange	3	3	5	5	4

**หมายเหตุ** § ข้อจำกัดทางอุณหภูมิของ ACHE คือ ความแตกต่างของอุณหภูมิจากสภาพแวดล้อม ไม่เกิน 160°C (300°F)

- 1 = เหมาะสมอย่างยิ่ง (Excellent)
- 2 = เหมาะสมดี (Good)
- 3 = พอใช้ได้ (Fair)
- 4 = ไม่ค่อยเหมาะสม (Poor)
- 5 = ไม่เหมาะสมอย่างยิ่ง (Very poor)

Carlson [13]

PHE สามารถใช้งานที่ความดัน 350 psi (2,410 kPa) พื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อนทั้งหมด ประมาณ 20,000 ft<sup>2</sup> (1,858 m<sup>2</sup>) สำหรับอุณหภูมิใช้งานขึ้นกับวัสดุที่ใช้ทำปะเก็น เช่น ปะเก็น Nitrile ใช้ที่อุณหภูมิ 275°F (135°C) หรือ Fluorocarbon rubber base ทนอุณหภูมิถึง 350°F (177°C)

**ข้อดีของ PHE คือ**

- มีความกระชับ (Compactness) เนื่องจากมีค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายโอนความร้อนรวม (U<sub>o</sub>) สูง ขนาดของเครื่องจึงไม่ใหญ่มาก ทำให้ใช้พื้นที่ในการติดตั้งน้อย
- สามารถถอดทำความสะอาดในสถานที่ติดตั้งได้ (Cleaning in place)
- สามารถตรวจสอบ บำรุงรักษา พื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อนได้ทั้งสองด้าน และถอดเปลี่ยนปะเก็นได้ง่าย

**การประยุกต์ใช้งาน**

- Corrosion resistance : การผลิตปุ๋ยแอมโมเนีย-ยูเรีย ใช้ระบบหล่อเย็นจากน้ำทะเล โดย PHE ที่ทำจากไททาเนียม
- High viscosity : การผลิต urethane foam จาก toluene diisocyanate และ polyester resin ซึ่งมีความหนืดถึง 30,000 cP

Burley [15]

1. PHE : PHE เหมาะสมกว่า S&T ในกรณีดังนี้

- ของไหลมีค่า Fouling resistance สูง : การไหลของของไหลระหว่างเพลทเป็นแบบปั่นป่วน และเกิดแรงเค้นเฉือน (shear) จึงลดการตกตะกอนและตะกอนสะสม
- อุณหภูมิตัดกัน (Temperature cross) : เมื่ออุณหภูมิขาออกของด้านร้อนต่ำกว่าอุณหภูมิขาออกของด้านเย็น ( $T_{ho} < T_{co}$ )
- มีข้อจำกัดด้านพื้นที่และน้ำหนักของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน

2. SHE : เมื่อเกิดตะกอน พื้นที่หน้าตัดจะลดลง ทำให้ความเร็วในการไหลของของไหลเพิ่มขึ้น ซึ่งเป็นการเพิ่มความปั่นป่วนและแรงเค้นเฉือน จึงมีผลตรงข้ามกับการเกิดตะกอน ส่วน S&T เมื่อท่อเริ่มเกิดตะกอน ปริมาณของไหลจะไหลผ่านท่ออื่นๆ มากขึ้น ความเร็วของของไหลในท่อที่เกิดตะกอนจะลดลง ความปั่นป่วนและแรงเค้นเฉือนจะลดลง ทำให้ตะกอนสะสมมากขึ้นและจับตัวเป็นคราบ (plugging) นอกจากนี้ SHE เหมาะสมอย่างยิ่งกับกรณีของอุณหภูมิตัดกัน (Temperature cross) ข้อแนะนำการเลือกเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนของ Burley สรุปดังตารางที่ 2.3

ตารางที่ 2.3 ข้อแนะนำในการเลือกเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนของ Burley [15]

ข้อกำหนด	S&T	PHE	SHE
Max. design temperature, °C	สูง	150 - 175	815
Max. design pressure, bar	สูง	25	21
DUTY : - Liquid-Liquid	2	1	2
- Gas-Liquid	2	1-3*	1
- Gas-Gas	1	1-3*	1-3*
Mechanical cleaning : - One side	2	1	2
- Both side	3	1	2
Clogging, fouling	3-4	2	1
Low holdup volume	4	1	3

**หมายเหตุ** \* ขึ้นกับความดันใช้งาน ความหนาแน่นของแก๊ส ฯลฯ

หมายเลข : 1 ทางเลือกที่ดีที่สุด ในเชิงเศรษฐศาสตร์หรือเชิงเทคนิค

2 ทางเลือกที่ดี

3 ทางเลือกที่ดีพอใช้

4 ทางเลือกที่ไม่ดีนัก

Bailey [17]

SHE มีคุณสมบัติเด่นด้านอัตราการถ่ายโอนความร้อนสูง และแนวโน้มการเกิดตะกรัน (Fouling tendency) ต่ำ ในแง่ลักษณะของเครื่อง การเข้าถึงพื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อนทั้งสองด้าน

ตารางที่ 2.4 การเปรียบเทียบเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนของ Bailey [17]

	Spiral	Shell-and-Tube
<b>Operational Requirements</b>		
Design temperature limits, °C	-35 to 815	-73 to 1093
Design pressure limits, kPa	0 to 2410	0 to 20,670
Heat-transfer area, m <sup>2</sup>	370	1,860+
<b>Heat-Transfer Requirements</b>		
Liquid-to-Liquid	Good	Good
Gas-to-Liquid	Good	Good
Gas-to-Gas	Fair	Excellent
Temperature cross	Excellent	Fair
Slurries, Fibrous, Viscous fluids	Excellent	Fair
Highly fouling services	Excellent	Fair
<b>Mechanical Requirements</b>		
Cleanability on one side	Excellent	Excellent
Cleanability on both side	Excellent	Fair
Chemical cleaning	Excellent	Fair
Repairability	Fair	Good

เพื่อตรวจสอบ ดูแลบำรุงรักษา และทำความสะอาดทำได้ง่าย โดยทั่วไปสัมประสิทธิ์การถ่ายโอนความร้อนรวม ( $U_o$ ) ของ SHE มีค่าสูงกว่า S&T ประมาณ 120 ถึง 150% การใช้งานเพื่อดึงพลังงานกลับมาใช้อีกครั้ง (Energy recovery) SHE สามารถทำได้เป็นอย่างดี และเหมาะสำหรับกรณีอุณหภูมิขาออกของด้านร้อนต่ำกว่าอุณหภูมิขาออกด้านเย็น ( $T_{ho} < T_{co}$ ) หรือกรณีอุณหภูมิด้านปลายมีค่าใกล้เคียงกัน ( $T_{ho} \cong T_{ci}$  หรือ  $T_{co} \cong T_{hi}$ ) ข้อเปรียบเทียบของเลือกเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบ SHE กับแบบ S&T ของ Bailey สรุปดังตารางที่ 2.4

ข้อกำหนดที่นำพิจารณาเลือกเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน อ้างอิงจาก Larowski และ Taylor [12] เป็นหลัก ข้อกำหนดทั้งหมด 16 ข้อ มีรายละเอียดดังต่อไปนี้

#### ข้อกำหนด (Criteria) ของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบต่างๆ

1. Pressure คือ ข้อจำกัดของความดันใช้งาน หน่วยกิโลปาสกาล (kPa)
2. Temperature คือ ข้อจำกัดของอุณหภูมิใช้งาน หน่วยองศาเซลเซียส ( $^{\circ}\text{C}$ )
3. Max  $\text{m}^2/\text{unit}$  คือ พื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อนสูงสุดต่อเครื่อง หน่วยตารางเมตร ( $\text{m}^2$ )
4. Compactness คือ ความกระชับรัดตัวของอุปกรณ์
5. Cleanability คือ ความสามารถในการทำความสะอาดวิธีเชิงเครื่องกลและวิธีทางเคมี
6. Maintenance ease คือ ระดับความง่ายของการดูแลบำรุงรักษา
7. Corrosion risk คือ ระดับความเสี่ยงต่อการเกิดการกัดกร่อน
8. Fouling tendency คือ แนวโน้มการเกิดตะกอน
9. Fouling effect คือ ผลกระทบของการเกิดตะกอนต่อการถ่ายโอนความร้อน
10. Leakage risk คือ ระดับความเสี่ยงต่อการรั่วไหลของของไหล
11. Temperature cross คือ ความสามารถในการใช้งาน กรณีที่อุณหภูมิขาออกของด้านเย็นสูงกว่าอุณหภูมิขาออกของด้านร้อน ( $T_{co} > T_{ho}$ )
12. Viscous flow คือ การใช้งานกับของไหลที่มีความหนืดสูงกว่า 100 เซนติพอยน์
13. Heat sensitive คือ สภาพไวต่อการถ่ายโอนความร้อนของของไหล
14. Solid flowing คือ การใช้งานกับของไหลที่มีของแข็งหรือเยื่อ (Fiber/Pulp) ปน
15. Gases คือ ความเหมาะสมของการใช้งานกับของไหลสถานะแก๊ส
16. Multi fluid exchange คือ การแลกเปลี่ยนความร้อนของของไหลมากกว่าสองชนิด

### การวิเคราะห์การตัดสินใจโดยวิธี SMART [18]

กระบวนการวิเคราะห์การตัดสินใจ (Decision analysis process) เป็นกระบวนการที่เกี่ยวข้องกับวิธีการหาค่าเชิงปริมาณ คือ การให้คะแนน (Rating) การจัดอันดับ (Ranking) และการให้น้ำหนักความสำคัญ (Weighting) วิธีวิเคราะห์การตัดสินใจที่นิยมใช้ คือ เทคนิคการหาค่าแบบหลายคุณสมบัติอย่างง่าย (Simple Multi Attribute Rating Technique) หรือ SMART มีขั้นตอนคือ

1. ระบุการตัดสินใจที่เกี่ยวข้อง
2. ระบุบุคคลหรือองค์กรที่เกี่ยวข้องกับกระบวนการตัดสินใจ
3. ระบุตัวเลือกหรือคุณสมบัติสำหรับการหาค่า ดังตารางที่ 2.2
4. กำหนดระดับคะแนน (Rating) ของแต่ละคุณสมบัติ ( $U_{ij}$ ) ในช่วง 0 ถึง 100 ตัวอย่างเช่น กำหนด 3 สมบัติคือ Compactness, Cleanability และ Fouling effect ดังตารางที่ 2.5

ตารางที่ 2.5 การให้คะแนน (Rating) คุณสมบัติต่างๆ ( $U_{ij}$ ) [18]

แบบที่	Compactness ( $U_{ij}$ )	Cleanability ( $U_{ij}$ )	Fouling effect ( $U_{ij}$ )
A	70	60	90
B	85	90	85
C	75	100	80

5. กำหนดอันดับความสำคัญ (Ranking) ของแต่ละคุณสมบัติ และคำนวณค่าน้ำหนักความสำคัญที่ปรับแล้ว (Normalized rank weight,  $W_j$ ) วิธีนี้เป็นการกำหนดความแตกต่างระหว่างคุณสมบัติ เช่นในตารางที่ 2.6 ให้ความสำคัญอันดับที่ 1 คือ คุณสมบัติ Fouling effect อันดับที่ 2 คือ Compactness และ อันดับที่ 3 คือ Cleanability

6. คำนวณค่าใช้งาน (Utility value) ของแต่ละคุณสมบัติ จากสมการ

$$U_{i_0} = \sum_j W_j U_{ij} \quad \dots (2.14)$$



เมื่อ  $U_{i.}$  = ผลรวมของค่าใช้งานของสิ่งที  $i$

$W_j$  = ค่าน้ำหนักความสำคัญที่ปรับแล้วที่คุณสมบัติ  $j$

$U_{ij}$  = ระดับคะแนนของสิ่งที  $i$  ที่คุณสมบัติ  $j$

ตารางที่ 2.6 น้ำหนักความสำคัญ (Rank weighting) ของคุณสมบัติจากตารางที่ 2.5 [18]

อันดับความสำคัญ (Ranking)	น้ำหนักความสำคัญ (Rank weight)	ค่าน้ำหนักความสำคัญที่ปรับแล้ว (Normalized rank weight, $W_j$ )
อันดับที่ 1 = Fouling effect	1/1 = 1.0	0.55
อันดับที่ 2 = Compactness	1/2 = 0.5	0.27
อันดับที่ 3 = Cleanability	1/3 = 0.333	0.18
	ผลรวม = 1.833	

ตารางที่ 2.7 การคำนวณผลรวมของค่าใช้งาน (Total utility value,  $U_{i.}$ ) [18]

แบบที่	Fouling effect		+	Compactness		+	Cleanability		=	ค่าใช้งานรวม $U_{i.}$
	$(W_j)$	$(U_{ij})$		$(W_j)$	$(U_{ij})$		$(W_j)$	$(U_{ij})$		
A	(0.55)	(90)	+	(0.27)	(70)	+	(0.18)	(60)	=	79.2
B	(0.55)	(85)	+	(0.27)	(85)	+	(0.18)	(90)	=	85.9
C	(0.55)	(80)	+	(0.27)	(75)	+	(0.18)	(100)	=	82.2

7. เลือกสิ่งทีดีทีสุดจากค่า  $U_{i.}$  ทีมากที่สุด เช่น จากตารางที่ 2.7 แบบ B เป็นตัวเลือกทีดีทีสุด

สำหรับคะแนนของสิ่งที  $i$  ทีคุณสมบัติ  $j$  หรือ  $U_{ij}$  สามารถเทียบกับตารางที่ 2.2 โดยสิ่งที  $i$  คือ ประเภทของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน และคุณสมบัติ  $j$  คือ ข้อกำหนด (Criteria) ตั้งแต่ข้อที่ 4 ถึง 16

### การออกแบบเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบเชลล์และท่อ

การออกแบบเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน นอกจากการคำนวณพื้นที่สำหรับการแลกเปลี่ยนความร้อนให้เพียงพอแล้ว จะต้องคำนึงถึงค่าความดันตกที่เกิดขึ้นทั้งในเชลล์และในท่อ ต้องมีค่าอยู่ในขอบเขตของค่าที่กำหนด สำหรับการคำนวณพื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อน คำนวณได้จากสมการที่ 2.2 ค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายโอนความร้อนรวม (U) คำนวณได้จากสมการที่ 2.1 จะแปรผันกับค่าสัมประสิทธิ์ฟิล์มการถ่ายโอนความร้อนแบบการพาของของไหลในเชลล์และในท่อ ( $h_i$  และ  $h_o$ ) เป็นหลัก ค่า  $h_i$  และ  $h_o$  จะขึ้นอยู่กับความเร็วของของไหลหรือค่า Reynold Number การเพิ่มความเร็วของของไหลจะทำให้สัมประสิทธิ์การถ่ายโอนความร้อนเพิ่มขึ้น มีผลให้ลดพื้นที่การแลกเปลี่ยนความร้อนและราคาของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน ในทางกลับกันเมื่อความเร็วของของไหลเพิ่มขึ้น เป็นเหตุให้ความดันตกเพิ่มขึ้น ซึ่งเป็นการเพิ่มค่าใช้จ่ายด้านการสูบของไหล (Pumping cost) ดังนั้นการออกแบบที่เหมาะสมทางเศรษฐศาสตร์ คือค่าใช้จ่ายรวมของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนและการเดินเครื่องมีค่าต่ำที่สุด ภายใต้ข้อจำกัดของดุลพลังงาน

ฟังก์ชันจุดมุ่งหมาย (Objective function) [23]

ฟังก์ชันจุดมุ่งหมายสำหรับการออกแบบที่เหมาะสมทางเศรษฐศาสตร์ คือ ผลรวมของค่าใช้จ่ายต่อปี ( $C_T$ ) มีค่าต่ำที่สุด ประกอบด้วย ค่าอุปกรณ์รวมค่าบำรุงรักษาต่อปี ค่าสาธารณูปโภค ค่าดำเนินการสำหรับการถ่ายโอนของไหลในท่อและในเชลล์ ดังสมการ

$$C_T = A_o K_F C_{A_o} + w_u H_y C_u + A_o E_i H_y C_i + A_o E_o H_y C_o \quad \dots (2.15)$$

เมื่อ  $C_T$  = ผลรวมค่าใช้จ่ายต่อปี, \$/year

$C_{A_o}$  = ค่าใช้จ่ายในการติดตั้งต่อพื้นที่, \$/ft<sup>2</sup>

$K_F$  = ค่าใช้จ่ายแน่นอนต่อปีรวมทั้งค่าบำรุงรักษา, % ของ  $C_{A_o}$

$H_y$  = จำนวนชั่วโมงการเดินเครื่องต่อปี, hr/year

$C_u$  = ค่าใช้จ่ายของสารหล่อเย็น (Utility), \$/lb

$C_i, C_o$  = ค่าใช้จ่ายของพลังงานในการสูบของไหลในท่อและในเชลล์, \$/ft-lb,

$E_i, E_o$  = พลังงานสูญเสียในท่อและในเชลล์ต่อพื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อน, ft-lb/hr.ft<sup>2</sup>

**ดุลสมการความร้อน**

$$Q = w_c C_{p_c} (t_{c2} - t_{c1}) = w_h C_{p_h} (t_{h1} - t_{h2}) \quad \dots (2.16)$$

$$Q = U_o A_o \text{LMTD}_c \quad \dots (2.17)$$

เมื่อ  $w_c, w_h$  = อัตราการไหลของสารหล่อเย็นและของไหลร้อน, kg/hr

$C_{p_c}, C_{p_h}$  = ค่าความจุความร้อนจำเพาะของสารหล่อเย็นและของไหลร้อน  
(Specific heat capacity), kJ/kg.°C

$t_{c1}, t_{c2}$  = อุณหภูมิของสารหล่อเย็นขาเข้าและขาออก, °C

$t_{h1}, t_{h2}$  = อุณหภูมิของของไหลร้อนขาเข้าและขาออก, °C

$Q$  = อัตราการถ่ายโอนความร้อน, kJ/hr

$U_o$  = ค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายโอนความร้อนรวม, W/(m<sup>2</sup>.°C)

$A_o$  = พื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อน, m<sup>2</sup>

$\text{LMTD}_c$  = อุณหภูมิเฉลี่ยแบบลอการิทึมที่แก้ไขแล้ว, °C

กำหนดให้  $\Delta t_1 = t_{h2} - t_{c1}$  และ  $\Delta t_2 = t_{h1} - t_{c2}$

จากสมการที่ 2.16 และ 2.17

$$\frac{\text{LMTD}_c}{Q} = \frac{1}{U_o A_o} = \frac{1}{A_o} \left( \frac{D_o}{D_i h_i} + \frac{1}{h_o} + \text{Rd}_w \right) \quad \dots (2.18)$$

หรือ

$$\frac{F_T (\Delta t_2 - \Delta t_1)}{Q \ln \left( \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1} \right)} = \frac{1}{U_o A_o} = \frac{1}{A_o} \left( \frac{D_o}{D_i h_i} + \frac{1}{h_o} + \text{Rd}_w \right) \quad \dots (2.19)$$

$$\text{Rd}_w = \left( \frac{D_o x_w}{k_w D_{w \log \text{ mean}}} + \frac{D_o}{D_i h_{d_i}} + \frac{1}{h_{d_o}} \right) \quad \dots (2.20)$$

- เมื่อ  $h_i, h_o$  = สัมประสิทธิ์ฟิล์มการถ่ายโอนความร้อนแบบการพาของของไหล  
ในท่อและในเชลล์,  $W/(m^2 \cdot ^\circ C)$
- $R_{d_w}$  = ความต้านทานของผนังท่อและตะกัน,  $(m^2 \cdot ^\circ C)/W$
- $h_{d_i}, h_{d_o}$  = สัมประสิทธิ์การถ่ายโอนความร้อนของตะกัน (foul) ของ  
ของไหลในท่อและในเชลล์,  $W/(m^2 \cdot ^\circ C)$
- $F_T$  = ค่าแฟกเตอร์แก้ไข
- $k_w$  = ค่าการนำความร้อนของผนังท่อ,  $W/(m \cdot ^\circ C)$
- $x_w$  = ความหนาของผนังท่อ, m

สมการค่าพลังงานสูญเสีย (Power loss) [23]

สมการค่าพลังงานสูญเสีย จะอยู่ในรูปของสัมประสิทธิ์ฟิล์มการถ่ายโอนความร้อนแบบการพาของของไหลในท่อและในเชลล์ ดังสมการ

$$E_i = \phi_i h_i^{3.447} \quad \dots (2.21)$$

$$E_o = \phi_o h_o^{4.75} \quad \dots (2.22)$$

$$\text{เมื่อ } \phi_i = B_i \left( \frac{703.9 \mu_i^3 D_i^{1.4475}}{g_c D_o \rho_i^2 k_i^{3.447} (\mu_{w_i} / \mu_i)^{0.14}} \frac{Pr^{-1.706}}{\left[ \exp(-0.0225(\ln Pr)^2) \right]^{3.447}} \right) \quad \dots (2.21a)$$

$$\phi_o = \frac{B_o N_r N_c}{n_b N_t} \left( \frac{2 b_o D_o D_o^{0.75} F_b^{4.75} \mu_{fo}^{1.42}}{\pi a_o^{4.75} g_c \rho_o^2 k_{fo}^{3.17} Cp_{fo}^{1.58}} \right) \quad \dots (2.22a)$$

$B_i, B_o$  = ค่าแก้ไขของสมการ 2.21a และ 2.22a

$$Pr = Cp_i \mu_i / k_i$$

$n_b$  = จำนวนช่องว่างของแผ่นกั้น (baffle) เท่ากับจำนวนแผ่นกั้นบวกหนึ่ง

$N_r$  = จำนวนแถวของท่อขวางการไหลของของไหลในเชลล์

$N_c$  = จำนวนช่องว่างระหว่างท่อในการไหลแนวแกนของของไหลในเชลล์

$N_t$  = จำนวนของท่อ

$F_b$  = ค่าความปลอดภัยสำหรับการไหลในทางเฉียง (bypass) ในเชลล์

- $a_o$  = ค่าคงที่สำหรับหาสัมประสิทธิ์ฟิล์มการถ่ายโอนความร้อนนอกท่อ  
 $D_i, D_o$  = เส้นผ่านศูนย์กลางภายในท่อและภายนอกท่อ, m  
 $D_c$  = ระยะห่างระหว่างท่อสำหรับการไหลของของไหลในเซลล์, m  
 $g_c$  = แฟกเตอร์เปลี่ยนหน่วยในกฎการเคลื่อนที่ของนิวตัน  
 (Newton's law of motion),  $32.17 \text{ ft}\cdot\text{lb}_m/(\text{sec}^2\cdot\text{lb}_f)$   
 $\mu_i, \mu_w$  = ความหนืดของของไหลในท่อที่อุณหภูมิเฉลี่ยและที่อุณหภูมิภายใน  
 ผนังท่อ ตามลำดับ, centipoise (cP)  
 $\mu_{fo}$  = ความหนืดของของไหลในเซลล์ที่อุณหภูมิภายนอกผนังท่อ, cP  
 $b_o$  = ค่าคงที่สำหรับหาค่าแรงเสียดทานในเซลล์

ในการออกแบบทั่วไป [23] อัตราส่วนของ  $B_o/n_b$  มักกำหนดให้มีค่าประมาณ 1.0 อัตราส่วนของ  $N_r N_o / N_i$  มีค่าระหว่าง 0.6 ถึง 1.2 ส่วนค่า  $B_i$  มีค่าประมาณ 1.0 สำหรับค่า  $F_r$  กำหนดให้มีค่าประมาณ 1.6 และค่า  $a_o$  ประมาณ 0.33 สำหรับการจัดท่อแบบ  $30^\circ$  และประมาณ 0.26 สำหรับการจัดท่อแบบ  $90^\circ$

สมการสำหรับหาค่าแรงเสียดทานในเซลล์ ( $b_o$ ) หาได้ดังนี้

$$\text{For staggered tube : } b_o = 0.23 + \frac{0.11}{(x_T - 1)^{1.08}} \quad \dots (2.23)$$

$$\text{For tube in line : } b_o = 0.044 + \frac{0.08 x_L}{(x_T - 1)^{0.43 + 1.13/x_L}} \quad \dots (2.24)$$

เมื่อ  $x_T$  = อัตราส่วนของ tube pitch

$x_L$  = อัตราส่วนของ pitch ที่ขนานการไหลกับเส้นผ่านศูนย์กลางของท่อ

เมื่อแทนสมการ 2.21 และ 2.22 ในสมการ 2.16 จะได้สมการฟังก์ชันจุดมุ่งหมายดังนี้

$$C_T = A_o K_F C_{Ao} + w_u H_y C_u + A_o \phi_i h_i^{3.447} H_y C_i + A_o \phi_o h_o^{4.75} H_y C_o \quad \dots (2.25)$$

### สมการข้อจำกัด (Constraint equations)

วิธีการหาค่าสมการความเหมาะสมทางเศรษฐศาสตร์ [24] ใช้วิธีการคูณด้วยตัวแปร Lagrange ( $\lambda$ ) (Lagrange multiplier method) โดยเพิ่มส่วนของตัวแปร  $\lambda$  ที่คูณกับสมการข้อจำกัด (Constraints) ในสมการฟังก์ชันจุดมุ่งหมาย สมการข้อจำกัดสำหรับการออกแบบเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนคือ

$$\frac{F_T(\Delta t_2 - \Delta t_1)}{Q \ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)} = \frac{1}{A_o} \left( \frac{D_o}{D_i h_i} + \frac{1}{h_o} + R d_w \right) \quad \dots (2.19)$$

$$\frac{\phi_i}{\alpha_i} h_i^{2.25} \leq (-\Delta p)_i \quad \dots (2.26)$$

$$\frac{\phi_o}{\alpha_o} h_o^{3.08} \leq (-\Delta p)_o \quad \dots (2.27)$$

เมื่อ 
$$\alpha_i = \frac{1}{(\text{Sp. Gr.})_i} \left\{ \frac{D_i^{0.2} \mu^{0.8} \left( \frac{k_i}{0.023 k_i (C_{p_i} \mu_i)} \right)^{1/3} \left( \frac{\mu_{wi}}{\mu_i} \right)^{0.14} \right\}^{1.25} \quad \dots (2.28)$$

$$\alpha_o = \frac{1}{(\text{Sp. Gr.})_o} \left\{ \frac{D_o^{0.4} \mu_{fo}^{0.6} F_s \left( \frac{k_{fo}}{C_{p_{fo}} \mu_{fo}} \right)^{1/3} \right\}^{1.67} \quad \dots (2.29)$$

$(-\Delta p)_i, (-\Delta p)_o$  = ความดันลดในท่อและในเชลล์, kPa

$(\text{Sp. Gr.})_i, (\text{Sp. Gr.})_o$  = ความถ่วงจำเพาะของของไหลในท่อและในเชลล์

วิธีการหาค่าที่เหมาะสมสำหรับสมการฟังก์ชันจุดมุ่งหมาย กรณีข้อจำกัดเป็นแบบอสมการ (Inequality constraints) มีขั้นตอนดังนี้ [25] เมื่อกำหนดให้  $y(x)$  เป็นฟังก์ชันจุดมุ่งหมาย

1. แก่สมการ  $y(x)$  โดยไม่พิจารณา Inequality constraints ได้ผลลัพธ์คือ  $x_o$  ถ้าแทนค่า  $x_o$  ในสมการ Inequality constraints แล้วได้ผลลัพธ์ที่สอดคล้องกับข้อจำกัด แสดงว่า  $x_o$  คือคำตอบของการหาค่าที่เหมาะสม

2. ถ้าผลลัพธ์  $x_0$  ไม่สอดคล้องกับอสมการข้อจำกัด เลือกอสมการมาหนึ่งอสมการ เปลี่ยนให้เป็นสมการ แล้วแก้สมการหาค่าที่เหมาะสมของสมการฟังก์ชันจุดมุ่งหมายพร้อมอสมการข้อจำกัดใหม่นี้ด้วย ผลลัพธ์ของ  $y(x)$  คือ  $x_1$  นำค่า  $x_1$  แทนในอสมการข้อจำกัดทั้งหมด ถ้าผลลัพธ์ที่ได้สอดคล้องกับสมการและอสมการทั้งหมด ค่า  $x_1$  คือค่าที่เหมาะสม
3. ถ้าผลลัพธ์  $x_1$  ไม่สอดคล้องกับอสมการที่เลือกอยู่บางอสมการหรือทั้งหมด ให้กลับไปทำขั้นตอนที่ 2 อีกครั้ง จนกว่าจะได้ผลลัพธ์ที่สอดคล้องกับทุกๆ อสมการข้อจำกัด
4. ถ้าขั้นตอนที่ 3 ยังไม่ให้คำตอบของค่าที่เหมาะสม เลือกอสมการข้อจำกัดพร้อมกัน 2 อสมการ เปลี่ยนกลับมาเป็นสมการ จากนั้นแก้สมการ  $y(x)$  ถ้าผลลัพธ์ที่ได้สอดคล้องกับอสมการทั้งหมด แสดงว่าได้ผลลัพธ์ที่เหมาะสมแล้ว
5. ถ้าขั้นตอนที่ 4 ยังไม่ได้คำตอบ เลือกอสมการข้อจำกัด มาครั้งละ 3 อสมการ เปลี่ยนกลับมาเป็นสมการ จากนั้นแก้สมการ  $y(x)$  เช่นเดิม แทนค่า  $x$  ที่ได้ในทุกๆ อสมการข้อจำกัด ถ้าได้ผลสอดคล้องกับทุกอสมการ แสดงว่าได้ค่าผลลัพธ์ที่เหมาะสมแล้ว ถ้าคำตอบในอสมการข้อจำกัดยังไม่ถูกต้องทั้งหมด เลือกอสมการข้อจำกัดมาครั้งละ 4 อสมการ เปลี่ยนกลับมาเป็นสมการ จากนั้นทำขั้นตอนหาค่าต่อไป

แทนสมการข้อจำกัด 2.19 เพียงสมการเดียว จะได้สมการฟังก์ชันจุดมุ่งหมายดังนี้

$$C_T = A_o K_F C_{A_o} + w_u H_y C_u + A_o \phi_i h_i^{3.447} H_y C_i + A_o \phi_o h_o^{4.75} H_y C_o + \lambda \left[ \frac{F_T (\Delta t_2 - \Delta t_1)}{Q \ln(\Delta t_2 / \Delta t_1)} - \frac{1}{A_o} \left( \frac{D_o}{D_i h_i} + \frac{1}{h_o} + R_{d_w} \right) \right] \quad \dots (2.30)$$

สัมประสิทธิ์ฟิล์มการถ่ายโอนความร้อนแบบการพาของของไหลในเชลล์ที่เหมาะสม  
(Optimum convective heat transfer coefficient in shell,  $h_{o,opt}$ ) [23]

ค่า  $h_{o,opt}$  หาได้จากสมการอนุพันธ์ของ  $C_T$  หรือสมการ 2.30 เทียบกับ  $h_i$  และ  $h_o$  กำหนดสมการอนุพันธ์มีค่าเท่ากับศูนย์ จัดรูปสมการให้อยู่ในรูปของ  $h_{i,opt}$  และ  $h_{o,opt}$

$$\frac{\partial C_T}{\partial h_i} = 3.447 A_{o,opt} \phi_i h_{i,opt}^{2.447} H_y C_i + \frac{\lambda D_o}{A_{o,opt} D_i h_{i,opt}^2} = 0 \quad \dots (2.31)$$

$$\frac{\partial C_T}{\partial h_o} = 4.75 A_{o,opt} \phi_o h_{o,opt}^{3.75} H_y C_o + \frac{\lambda}{A_{o,opt} h_{o,opt}^2} = 0 \quad \dots (2.32)$$

$$h_{o,opt} = \left( \frac{0.7257 \phi_i C_i D_i}{\phi_o C_o D_o} \right)^{0.174} h_{i,opt}^{0.7734} \quad \dots (2.33)$$

เมื่อ  $A_{o,opt}$  = พื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อนที่เหมาะสม  
(Optimum heat transfer area), m

สัมประสิทธิ์ฟิล์มการถ่ายโอนความร้อนแบบการพาของของไหลในท่อที่เหมาะสม

(Optimum convective heat transfer coefficient in tube,  $h_{i,opt}$ ) [23]

ค่า  $h_{i,opt}$  หาได้จากสมการอนุพันธ์ของสมการ 2.30 เทียบกับ  $A_o$  และเทียบกับ  $h_i$  และกำหนดให้มีค่าเท่ากับศูนย์ ได้สมการอนุพันธ์เทียบกับ  $A_o$  ดังนี้

$$\begin{aligned} \frac{\partial C_T}{\partial A_o} &= K_F C_{A_o} + \phi_i h_{i,opt}^{3.447} H_y C_i + \phi_o h_{o,opt}^{4.75} H_y C_o \\ &+ \frac{\lambda}{A_{o,opt}^2} \left( \frac{D_o}{D_i h_{i,opt}} + \frac{1}{h_{o,opt}} + Rd_w \right) = 0 \quad \dots (2.34) \end{aligned}$$

จัดรูปสมการ 2.34 โดยแทน  $h_{o,opt}$  ด้วยสมการ 2.33 และกำจัดตัวแปร  $A_{o,opt}$  และ  $\lambda$  จะได้ดังสมการสำหรับหา  $h_{i,opt}$  ดังนี้

$$\begin{aligned} K_F C_{A_o} &= h_{i,opt}^{3.447} H_y \left\{ 2.447 \phi_i C_i + \frac{3.447 \phi_i C_i D_i Rd_w}{D_o} h_{i,opt} \right. \\ &\left. + 2.878 \left( \frac{\phi_i C_i D_i}{D_o} \right)^{0.826} (\phi_o C_o)^{0.174} h_{i,opt}^{0.227} \right\} \quad \dots (2.35) \end{aligned}$$



พื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อนที่เหมาะสม (Optimum heat transfer surface area)

พื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อนที่เหมาะสม ( $A_{o,opt}$ ) สามารถหาได้จากสมการที่ 2.2 เมื่อค่ารู้ค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายโอนความร้อนรวมที่เหมาะสม ( $U_{o,opt}$ ) ซึ่งหาได้จากสมการ

$$U_{o,opt} = \left( \frac{D_o}{D_i h_{i,opt}} + \frac{1}{h_{o,opt}} + R_{d_w} \right)^{-1} \quad \dots (2.36)$$

$$A_{o,opt} = \frac{Q}{U_{o,opt} F_T (LMTD)} \quad \dots (2.37)$$

จำนวนท่อ ความยาวท่อและจำนวนช่องว่างของแผ่นกั้นที่เหมาะสม [23]

(Optimum Number of tube, Tube Length and Number of baffle spaces)

มวลฟลักซ์ที่เหมาะสม (Optimum mass flux)

เมื่อทราบค่า  $h_{i,opt}$  และ  $h_{o,opt}$  สามารถหามวลฟลักซ์ที่ไหลผ่านท่อ ( $G_{i,opt}$ ) และไหลผ่านเซลล์ ( $G_{o,opt}$ ) ได้จากสมการ 2.38 และ 2.39

$$G_{i,opt} = \left\{ \frac{1}{0.0225} \frac{h_{i,opt} D_i^{0.205} \mu_i^{0.795}}{k_i} \frac{Pr^{-0.495}}{\exp[-0.0225 (\ln Pr)^2]} \right\}^{1/0.795} \quad \dots (2.38)$$

$$G_{o,opt} = \left\{ \frac{h_{o,opt} D_o^{0.4} \mu_{fo}^{0.6} F_s}{k_{fo} a_o} \left( \frac{k_o}{Cp_o \mu_o} \right)_f \right\}^{1/3} \right\}^{1.67} \quad \dots (2.39)$$

เมื่อ  $G_{i,opt}$ ,  $G_{o,opt}$  = มวลฟลักซ์ของของไหลในท่อและในเซลล์, kg/hr.m<sup>2</sup>

พื้นที่การไหลตัดขวางของของไหลที่เหมาะสม (Optimum free flow area)

จากค่ามวลฟลักซ์สามารถหาพื้นที่การไหลตัดขวางของของไหลในท่อต่อเที่ยวการไหล ( $S_{i,opt}$ ) และของไหลในเซลล์ต่อเที่ยวการไหล ( $S_{o,opt}$ ) ได้ดังสมการ 2.40 และ 2.41

$$S_{i,opt} = \frac{w_i}{G_{i,opt}} \quad \dots (2.40)$$

$$S_{o,opt} = \frac{w_o}{G_{o,opt}} \quad \dots (2.41)$$

เมื่อ  $S_{i,opt}$ ,  $S_{o,opt}$  = พื้นที่การไหลตัดขวางของของไหลในท่อและในเซลล์  
ต่อเที่ยวการไหล,  $m^2$

$w_i$ ,  $w_o$  = อัตราการไหลโดยมวลของของไหลในท่อและในเซลล์, kg/hr

จำนวนท่อที่เหมาะสม (Optimum number of tubes)

จากค่า  $S_{i,opt}$  สามารถหาจำนวนท่อที่เหมาะสม โดยคำนวณจากพื้นที่การ  
ไหลตัดขวางของของไหลในท่อหารด้วยพื้นที่ตัดขวางของท่อ ดังสมการ

$$N_{t,opt} = \frac{4n_p S_{i,opt}}{\pi D_i^2} \quad \dots (2.42)$$

เมื่อ  $N_{t,opt}$  = จำนวนท่อที่เหมาะสม

$n_p$  = จำนวนเที่ยวการไหลของของไหลในท่อ

ความยาวท่อที่เหมาะสม (Optimum tube length)

ความยาวท่อหาได้จากพื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อน ที่ขนาดท่อที่กำหนด ดัง

สมการ

$$L_{t,opt} = \frac{A_{o,opt}}{\pi D_o N_{t,opt}} \quad \dots (2.43)$$

เมื่อ  $L_{t,opt}$  = ความยาวท่อที่เหมาะสม, m

จำนวนช่องว่างของแผ่นกั้นที่เหมาะสม (Optimum number of baffle spaces)  
 จำนวนของแผ่นกั้น (Baffle) ที่เหมาะสมอยู่ในรูปฟังก์ชันของจำนวนท่อ  
 ความยาวท่อ และพื้นที่การไหลตัดขวางของของไหลในเซลล์ ดังสมการ

$$n_{b,opt} = \frac{1.37 (N_{t,opt})^{0.475} D_c L_{t,opt}}{S_{o,opt}} \quad \dots (2.44)$$

เมื่อ  $n_{b,opt}$  = จำนวนช่องว่างของแผ่นกั้นที่เหมาะสม

**ความดันลด (Pressure Drop) [26]**

**ความดันลดในเซลล์ (Shell-Side Pressure Drop)**

ความดันลดในการไหลผ่านเซลล์ เป็นสัดส่วนโดยตรงกับจำนวนการไหลผ่านมัดท่อ (Tube bundle) ที่อยู่ระหว่างแผ่นกั้น (Baffle) และระยะทางการไหลผ่านมัดท่อแต่ละครั้ง ซึ่งก็คือขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของเซลล์ สมการ 2.45 เป็นการหาค่าความดันลดโดยรวมความดันที่สูญเสียจากทางเข้าและทางออกแล้ว

$$\Delta P_s = \frac{f_s G_s^2 D_c (N+1)}{2 g \rho D_c \phi_s} = \frac{f_s G_s^2 D_c (N+1)}{5.22 \times 10^{10} D_c s \phi_s} \quad \dots (2.45)$$

เมื่อ  $\Delta P_s$  = ความดันลดในเซลล์, psi

$f_s$  = แฟกเตอร์ความเสียดทานในเซลล์,  $\text{ft}^2/\text{in}^2$

$G_s$  = ความเร็วโดยมวลของของไหลในเซลล์,  $\text{lb}/\text{hr} \cdot \text{ft}^2$

$D_c$  = เส้นผ่านศูนย์กลางภายในของเซลล์, ft

$N$  = จำนวนของแผ่นกั้น (Baffle)

$(N+1)$  = จำนวนการไหลผ่านมัดท่อ (Bundle) ที่อยู่ระหว่างแผ่นกั้น

$D_c$  = เส้นผ่านศูนย์กลางสมมูล (Equivalent diameter), ft

$\phi_s$  = อัตราส่วนของความหนืดที่อุณหภูมิเฉลี่ยในเซลล์และที่อุณหภูมิผนังท่อภายนอก หรือ  $(\mu/\mu_w)^{0.14}$

$s$  = ความถ่วงจำเพาะ (Specific gravity)

$\rho$  = ความหนาแน่นที่อุณหภูมิเฉลี่ย, lb/ft<sup>3</sup>

$g$  = ความเร่งเนื่องจากแรงโน้มถ่วงของโลก,  $4.17 \times 10^8$  ft/hr<sup>2</sup>

### ความดันตกในท่อ (Tube-Side Pressure Drop)

ความดันตกในการไหลผ่านท่อ คือ พลังงานสูญเสียเนื่องจากการเสียดทานของของไหลกับผนังท่อ คำนวณได้จากสมการ 2.46 และพลังงานสูญเสียจากการเปลี่ยนทิศทางการไหลของของไหล 180° (Return loss) ที่ส่วนหัว (Head cover) และที่ช่องการไหลเข้าและออก (Channel) คำนวณได้จากสมการ 2.47

$$\Delta P_t = \frac{f_t G_t^2 L n}{5.22 \times 10^{10} D_t s \phi_t} \quad \dots (2.46)$$

เมื่อ  $\Delta P_t$  = ความดันตกในท่อเนื่องจากแรงเสียดทาน, psi

$f_t$  = แฟกเตอร์ความเสียดทานในท่อ, ft<sup>2</sup>/in<sup>2</sup>

$G_t$  = ความเร็วโดยมวลของของไหลในท่อ, lb/hr.ft<sup>2</sup>

$L$  = ความยาวท่อ, ft

$n$  = จำนวนเที่ยวการไหลในท่อ (Tube pass)

$D_t$  = เส้นผ่านศูนย์กลางภายในของท่อ, ft

$\phi_t$  = อัตราส่วนของความหนืดที่อุณหภูมิเฉลี่ยในท่อและที่อุณหภูมิผนังท่อภายใน หรือ  $(\mu/\mu_w)^{0.14}$

$s$  = ความถ่วงจำเพาะ (Specific gravity)

$$\Delta P_r = \frac{4 n V^2}{s 2g'} \quad \dots (2.47)$$

เมื่อ  $\Delta P_r$  = ความดันตกในท่อเนื่องจากการเปลี่ยนทิศทางการไหล, psi

$V$  = ความเร็วของของไหลในท่อ, ft/s

$g'$  = ความเร่งเนื่องจากแรงโน้มถ่วงของโลก, ft/sec<sup>2</sup>

### การออกแบบเชิงเครื่องกล [27]

การออกแบบเชิงเครื่องกล (Mechanical Design) ของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบ เซลล์และท่อ จะคำนวณเกี่ยวกับความหนาของวัสดุที่ใช้สร้างเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนในส่วน ต่างๆ จากข้อมูลความดันของการออกแบบ (Design Pressure) และอุณหภูมิของการออกแบบ (Design temperature) ค่าอุณหภูมินี้จะนำไปหาค่าความเครียดของวัสดุ (Stress)

การตรวจสอบจุดเชื่อมต่อ (Joint efficiency, E) จะขึ้นกับวิธีการตรวจสอบดังนี้

- E = 1.0, ตรวจสอบแบบ Fully radiographed
- E = 0.85, ตรวจสอบแบบ Spot Examined
- E = 0.70, ไม่ตรวจสอบ หรือ Not Examined

#### เซลล์ทรงกระบอก (Cylindrical shell)

ส่วนที่เป็นเซลล์และช่องทางการไหลที่ส่วนหัว (Channel) มักเป็นรูปทรงกระบอก สามารถคำนวณความหนาได้จากสมการ

$$t = \frac{PR}{SE - 0.6P} \quad \dots (2.48)$$

เมื่อ t = ความหนาของผนัง, in.

P = ความดันของการออกแบบ (Design pressure), psi.

R = รัศมีภายในของทรงกระบอก, in.

S = ความเครียดของวัสดุ (Stress), psi.

E = ค่าการตรวจสอบจุดเชื่อมต่อ (Joint efficiency)

#### ส่วนหัวแบบรูปไข่ (Ellipsoidal head)

ส่วนหัวประกอบด้วยส่วนหัวด้านหน้า (Front End Head) และส่วนหัวด้านหลัง (Rear End Head) ซึ่งมักเป็นรูปทรงรีแบบไข่ (Ellipse) สามารถคำนวณความหนาได้ดังสมการ

$$t = \frac{PD}{2SE - 0.2P} \quad \dots (2.49)$$

เมื่อ  $D =$  เส้นผ่านศูนย์กลางกลางภายในของทรงกระบอก, in.

### การตรวจสอบสถานะของของไหล

วิธีตรวจสอบสถานะของของไหลมี 2 วิธี คือ

#### 1. เทียบกับอุณหภูมิวิกฤต

ถ้าอุณหภูมิของของไหลมีค่าสูงกว่าอุณหภูมิวิกฤต ของไหลจะต้องเป็นแก๊ส  
เท่านั้น

#### 2. เทียบกับอุณหภูมิบับเบิลหรืออุณหภูมิกันต์ตัว

อุณหภูมิบับเบิล (Bubble point temperature) และอุณหภูมิกันต์ตัว (Dew point temperature) หาได้จากค่าคงที่สมดุล (Equilibrium constant) ซึ่งนิยามดังสมการ 2.50

$$K_i = \frac{y_i}{x_i} \quad \dots (2.50)$$

เมื่อ  $K_i =$  ค่าคงที่สมดุล

$y_i =$  สัดส่วนโดยโมลของส่วนที่เป็นแก๊ส

$x_i =$  สัดส่วนโดยโมลของส่วนที่เป็นของเหลว

$i =$  สารที่  $i$

ค่าคงที่สมดุลสามารถหาได้จากสมการ 2.51 เมื่ออัตราส่วนของอุณหภูมิวิกฤต ( $T_c$ ) ต่ออุณหภูมิของของไหล ( $T$ ) มีค่ามากกว่า 1.2 [29]

$$K_i = \frac{P_{c,i}^{[7.224 - 7.534/T_{r,i} - 2.598 \ln T_{r,i}]}}{P_{tot}} \quad \dots (2.51)$$

เมื่อ  $K_i =$  ค่าคงที่สมดุลของของไหล  $i$

$P_{c,i} =$  ความดันวิกฤตของของไหล  $i$ , bar

$P_{tot}$  = ความดันรวมของของไหล, bar

$T_{r,i}$  = อัตราส่วนของอุณหภูมิของของไหลต่ออุณหภูมิวิกฤต

กรณีของไหลมีเพียงชนิดเดียว ( $I=1$ ) อุณหภูมิแบบเบิลและอุณหภูมิก่อนตัว หาได้จากสมการ 2.51 ที่  $K_i = 1$  เพราะเมื่อของไหลเริ่มเปลี่ยนสถานะ สัดส่วนโดยโมลของอีกสถานะ จะมีค่าเท่ากับ 1 จากสมการ 2.50 ค่า  $K_i$  จึงเท่ากับ 1 เช่น ของเหลว ( $x_i = 1$ ) เริ่มเปลี่ยนสถานะเป็นแก๊ส ทำให้  $y_i$  มีค่าเท่ากับ 1 เป็นต้น จากนั้นแทนค่า  $K_i$  ในสมการ 2.51 และหาอุณหภูมิ  $T$  โดยวิธี Newton-Raphson อุณหภูมิ  $T$  นี้ คือ อุณหภูมิแบบเบิล หรืออุณหภูมิก่อนตัว

เปรียบเทียบอุณหภูมิต่างกันหรืออุณหภูมิก่อนตัวที่คำนวณได้ กับอุณหภูมิ  $T$  ของของไหล แยกเป็น 2 กรณี คือ

- กรณีป้อนข้อมูลของไหลมีสถานะเป็นของเหลว ถ้าอุณหภูมิของของไหลสูงกว่าอุณหภูมิต่างกัน แสดงว่าต้องมีของไหลบางส่วนหรือทั้งหมดเป็นแก๊ส
- กรณีป้อนข้อมูลของไหลมีสถานะเป็นแก๊ส ถ้าอุณหภูมิของของไหลต่ำกว่าอุณหภูมิก่อนตัว แสดงว่าต้องมีของไหลบางส่วนหรือทั้งหมดเป็นของเหลว