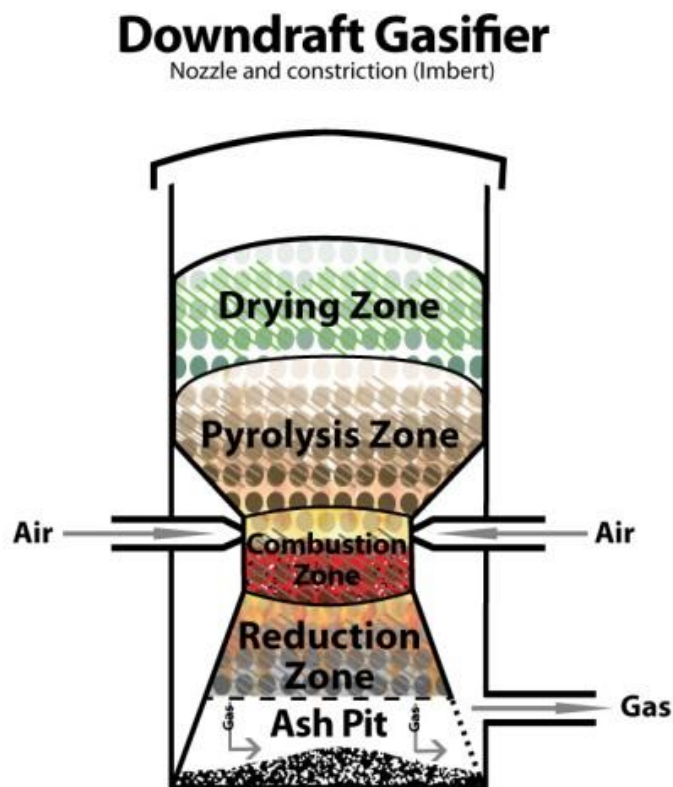


บทที่ 2

แนวคิด ทฤษฎีและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง/การทบทวนวรรณกรรม

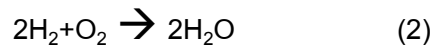
2.1 ทฤษฎีการเกิดแก๊สซิฟิเคชัน

กระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน (Biomass Gasification) เป็นกระบวนการที่ทำให้องค์ประกอบไฮโดรคาร์บอนที่มีอยู่ในเชื้อเพลิงชีวมวล เปลี่ยนรูปไปเป็นแก๊สเชื้อเพลิงที่จุดไฟติดและมีค่าความร้อนสูง โดยอาศัยปฏิกิริยาอุณหภูมิเคมี (Thermo-chemical Reaction) เชื้อเพลิงแก๊สดังกล่าวนี้นี้ประกอบด้วยแก๊สคาร์บอนมอนนอกไซด์ (CO) แก๊สไฮโดรเจน (H_2) และแก๊สมีเทน (CH_4) ซึ่งสภาวะทำให้เกิดแก๊สดังกล่าวก็คือ สภาวะการเผาไหม้ที่ไม่สมบูรณ์ กล่าวคือเป็นสภาวะที่มีการจำกัดอากาศหรือออกซิเจนเพื่อการเผาไหม้ เพราะถ้าหากมีปริมาณออกซิเจนที่เพียงพอแล้วจะกลายเป็นกระบวนการเผาไหม้ที่สมบูรณ์ (Combustion) และจะทำให้กระบวนการเผาไหม้มีการปล่อยแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ ไอน้ำ ซึ่งไม่ติดไฟออกมา ในกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน สามารถแบ่งโซนการเกิดปฏิกิริยาออกเป็น 4 โซนดังแสดงในรูปที่ 2.1 โดยโซนของปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นอธิบายได้ดังต่อไปนี้ [7]



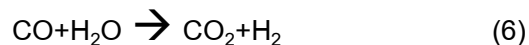
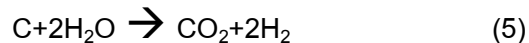
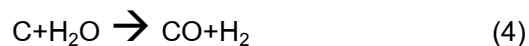
รูปที่ 2.1 โซนของกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันภายในเตาแก๊สซิฟิเคชัน [8]

Combustion Zone (โซนเผาไหม้) เป็นบริเวณที่ป้อนอากาศ เมื่อเชื้อเพลิงชีวมวลถูกความร้อนจะลุกไหม้ เกิดปฏิกิริยาออกซิเดชันระหว่างออกซิเจนในอากาศกับคาร์บอนและไฮโดรเจน ซึ่งอยู่ในเชื้อเพลิงชีวมวล ผลของปฏิกิริยาดังกล่าวก่อให้เกิดแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์และน้ำดังสมการที่ (1) ถึง (2)



ปฏิกิริยาในสมการที่ (1) และ (2) เป็นปฏิกิริยาคายความร้อนและความร้อนที่เกิดขึ้นนี้จะถูกนำไปใช้ในปฏิกิริยาดูดความร้อนในโซน Reduction และ โซน Pyrolysis อุณหภูมิในโซนเผาไหม้จะมีค่าระหว่าง 1,100-1,500 °C

Reduction Zone (โซนปฏิกิริยาหรือโซนผลิตแก๊ส) แก๊สร้อนที่ผ่านมาจากโซนเผาไหม้จะทำให้เกิดปฏิกิริยาผลิตแก๊สในโซนนี้จะมีอุณหภูมิ 500-900 °C ทำให้แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์และน้ำจะไหลผ่านถ่านคาร์บอนที่กำลังลุกไหม้อยู่ ก่อให้เกิดแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ ไฮโดรเจน และมีเทน ดังสมการที่ (3) ถึง (7)



ปฏิกิริยาในสมการที่ (3) เรียกว่า Boundouard Reduction และปฏิกิริยาในสมการที่ (4) เรียกว่า Water Gas Reduction เป็นปฏิกิริยาดูดความร้อนเกิดขึ้นที่อุณหภูมิ 900 °C แก๊สที่ได้จากสมการทั้งสองเป็นแก๊สที่เผาไหม้ได้และแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์เป็นแก๊สหลักที่ต้องการ ปริมาณของแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ในแก๊สชีวมวลนี้จะขึ้นอยู่กับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ว่าจะทำปฏิกิริยากับคาร์บอนที่ร้อนได้มากน้อยเพียงใด

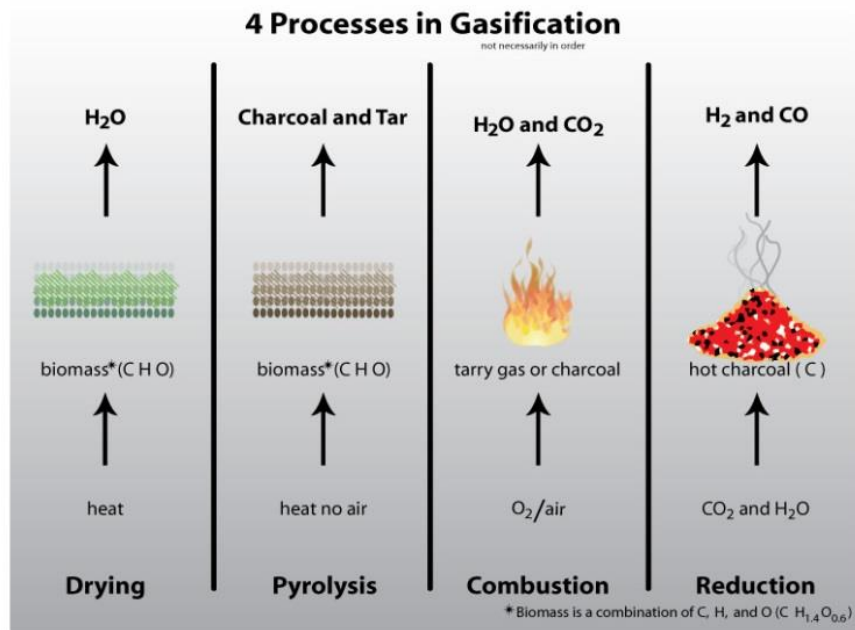
ในโซนของ Reduction นี้ปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นจะดีเพียงใดขึ้นกับอุณหภูมิ ความเร็วของแก๊สที่สัมผัสกับเชื้อเพลิงชีวมวล และพื้นที่ผิวสัมผัสของเชื้อเพลิงชีวมวล ดังนั้นขนาดและปริมาณมากของเชื้อเพลิงชีวมวลที่ใช้จะมีผลต่อการผลิตแก๊สเชื้อเพลิง ซึ่งเชื้อเพลิงชีวมวลที่มีขนาดใหญ่จะมีอัตราส่วนของพื้นที่ผิวต่อปริมาตรต่ำ ทำให้ยากต่อการจุตัวภายในเตาและจะทำให้เกิดปริมาณของช่องว่างระหว่างเชื้อเพลิงด้วยกันมาก เป็นผลทำให้ออกซิเจนไหลผ่านเข้าไปในระบบมาก ปฏิกิริยาทางเคมีที่เกิดขึ้นก็จะน้อยตามไปด้วย ทำให้ประสิทธิภาพในการผลิตแก๊สชีวมวลมีค่าต่ำ แต่ถ้าขนาดของเชื้อเพลิงมีขนาดเล็กก็

จะทำให้เกิดการสูญเสียความดันภายในเตามาก จึงต้องใช้พัดลมขนาดใหญ่ทำให้สิ้นเปลืองพลังงานมากยิ่งขึ้นและแก๊สที่ผลิตได้ก็จะมีฝุ่นมากยิ่งขึ้น จากปฏิกิริยาถ้าวุณหภูมิในโซน Reduction สูงกว่า 900 °C แล้ว แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ (CO₂) ประมาณ 90% จะถูกเปลี่ยนเป็นแก๊สคาร์บอนมอนนอกไซด์ (CO) และถ้าวุณหภูมิสูงมากกว่า 1,100 °C จะทำให้แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ (CO₂) ทั้งหมดเปลี่ยนเป็นแก๊สคาร์บอนมอนนอกไซด์ (CO) นั่นคือประสิทธิภาพของเตาเผาจะเพิ่มขึ้นตามอุณหภูมิของโซน Reduction ในขณะที่แก๊สร้อนจากโซน Combustion ไหลเคลื่อนเข้าสู่โซน Reduction จะทำให้อุณหภูมิของแก๊สลดลง เนื่องจากเป็นปฏิกิริยาดูดความร้อน ดังนั้นไอน้ำกับคาร์บอนจะทำปฏิกิริยากันเพื่อก่อให้เกิด แก๊สไฮโดรเจนและแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ ดังสมการที่ (5) ซึ่งจะเกิดขึ้นที่อุณหภูมิประมาณ 500-600 °C ปฏิกิริยานี้มีความสำคัญเพราะจะทำให้ส่วนผสมของแก๊สไฮโดรเจนในแก๊สชีวมวลมีค่ามากขึ้นซึ่งมีผลทำให้แก๊สมีค่าพลังงานความร้อนสูงขึ้น (แก๊สไฮโดรเจนมีผลต่อการจุดระเบิดของเครื่องยนต์สันดาปภายใน) แต่ ถ้าในกระบวนการที่มีไอน้ำมากเกินไปไอน้ำอาจทำปฏิกิริยากับแก๊สคาร์บอนมอนนอกไซด์ จะทำให้เกิด คาร์บอนไดออกไซด์และไฮโดรเจนดังสมการที่ (6) (ปฏิกิริยานี้เรียกว่า Water Shift Reduction) ทำให้ค่าความร้อนของแก๊สชีวมวลที่ได้มีค่าลดลง ดังนั้นเชื้อเพลิงชีวมวลที่ใช้จะต้องมีความชื้นไม่มากเกินไป นอกจากนี้ในกระบวนการ Reduction แก๊สไฮโดรเจนบางส่วนจะทำปฏิกิริยากับคาร์บอนทำให้เกิดแก๊สมีเทนขึ้นได้ ดังสมการที่ (7) ปฏิกิริยานี้เรียกว่า Methane Production

Pyrolysis หรือ Distillation Zone รับความร้อนจากโซน Reduction ทำให้ Volatile Matter ที่อยู่ในเชื้อเพลิงชีวมวลเกิดการสลายตัว เกิดเป็นเมทานอล กรดน้ำส้ม และทาร์ อุณหภูมิในโซนนี้จะมีค่าประมาณ 200-500 °C ของแข็งที่เหลืออยู่ภายหลังจากการผ่านกระบวนการนี้ก็คือ คาร์บอนในรูปถ่าน ซึ่งจะท ำปฏิกิริยาต่อในโซน Reduction และ Combustion ปฏิกิริยาที่ได้ในโซนนี้แสดงไว้ในสมการที่ (8)

Dry Biomass + Heat → Charcoal + CO + CO₂ + H₂O + CH₄ + C₂H₆ + Pyroligneous Acid + Tars (8)

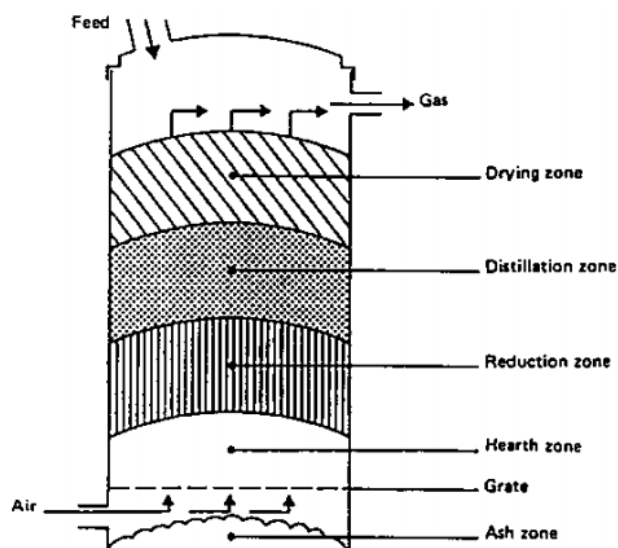
Drying Zone ในโซนนี้ความร้อนจะลดลงมากทำให้อุณหภูมิไม่สูงพอที่จะทำให้เกิดการสลายตัวของ Volatile Matter แต่ความชื้นในเชื้อเพลิงจะระเหยออกมาได้ โซนนี้จะมีอุณหภูมิประมาณ 100-200 °C [7] ซึ่งกระบวนการทั้ง 4 ขั้นตอนสามารถแสดงในรูปที่ 2.2



รูปที่ 2.2 กระบวนการทั้ง 4 ขั้นตอนของกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน [8]

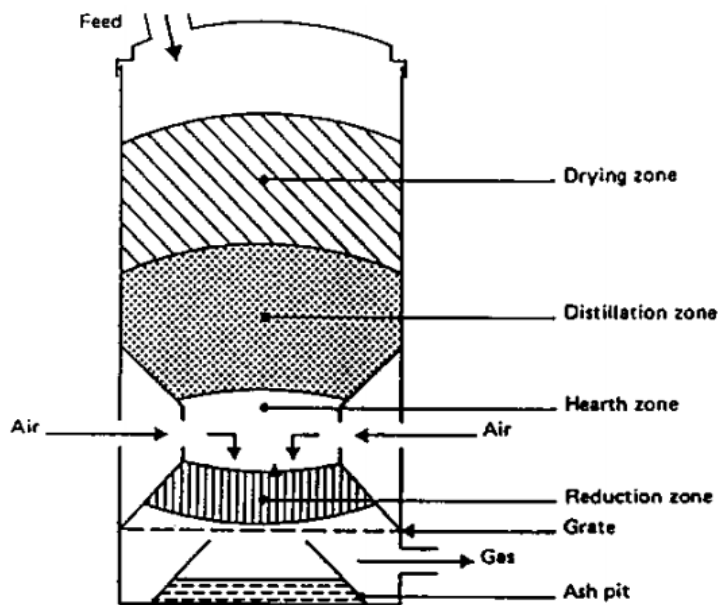
2.2 ชนิดของเตาผลิตแก๊สเชื้อเพลิงชีวมวล

เตาแก๊สซิไฟเออร์ เป็นเตาที่ให้ความร้อนสูงโดยใช้พลังงานจากชีวมวล นำมาเผาด้วยการจำกัดอากาศเพื่อให้เกิดกระบวนการเผาไหม้ไม่สมบูรณ์ ซึ่งจะก่อให้เกิดแก๊สชีวมวล (Producer Gas) ซึ่งเตาแก๊สซิไฟเออร์มีด้วยกัน 4 ชนิดตามลักษณะกลไกการเผาไหม้ [9] ประกอบด้วยเตาแก๊สซิไฟเออร์แบบไหลขึ้นตามรูปที่ 2.3



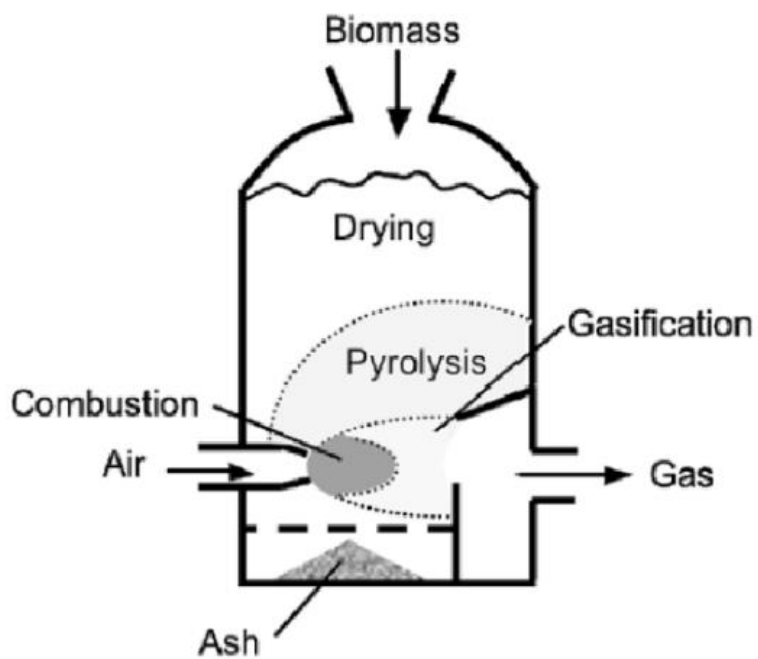
รูปที่ 2.3 เตาแก๊สซิไฟเออร์แบบไหลขึ้น [9]

เตาแก๊สชีฟเอร์แบบไหลลงตามรูปที่ 2.4



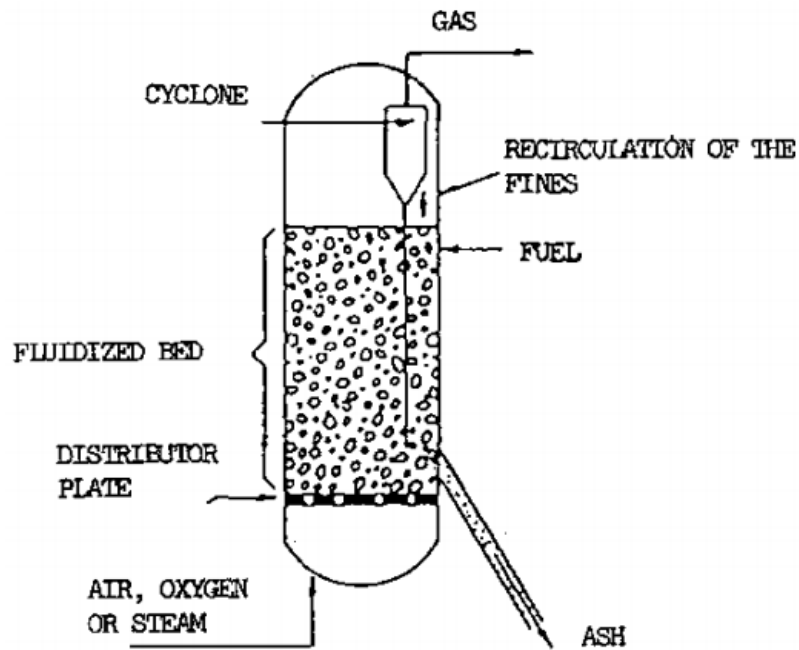
รูปที่ 2.4 เตาแก๊สชีฟเอร์แบบไหลลง [9]

เตาแก๊สชีฟเอร์แบบตัดขวางตามรูปที่ 2.5



รูปที่ 2.5 เตาแก๊สชีฟเอร์แบบตัดขวาง [10]

และเตาแก๊สซีไฟเออร์แบบฟลูอิดไดเบตตามรูปที่ 2.6



รูปที่ 2.6 เตาแก๊สซีไฟเออร์แบบฟลูอิดไดเบต [9]

เตาแบบไหลขึ้นนั้นจะมีปริมาณน้ำมันทาร์ (Tar) มาก เตาแบบไหลลงจะมีปริมาณน้ำมันทาร์น้อยกว่า เตาแบบไหลตัดขวางจะเหมาะกับเชื้อเพลิงที่มีความชื้นต่ำ เตาแบบฟลูอิดไดเบตเหมาะกับเชื้อเพลิงที่มีขนาดเล็ก [11] เตาแก๊สซีไฟเออร์ ได้เป็นส่วนหนึ่งของการผลิตพลังงานทดแทน โดยการใช้ชีวมวลเป็นเชื้อเพลิงทำให้เกิดงานวิจัยในหลาย ๆ สถาบัน เกี่ยวกับการพัฒนาและออกแบบสร้างเตาผลิตแก๊สชีวมวล รูปแบบการใช้งาน ลักษณะเตาผลิตชีวมวล และวัสดุที่นำมาเป็นเชื้อเพลิง เป็นต้น [12] จากงานวิจัยที่ผ่านมาพบว่าเตาแบบไหลลงจะทำให้ได้ปริมาณน้ำมันทาร์น้อย [13] ทั้งนี้ถ้ากระบวนการเผาไหม้มีปริมาณน้ำมันทาร์มากจะทำให้เกิดการเกาะติดตามผนังของเตาและเข้าไปอุดตันรังผึ้งที่บริเวณโซนเผาไหม้ทำให้ปิดกั้นการไหลของถ่านและแก๊สเชื้อเพลิงทำให้เกิดแก๊สน้อย อีกทั้งการเกาะติดของน้ำมันทาร์ก็เป็นสิ่งที่ยากในการกำจัดด้วย

2.3 เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (Heat Exchanger)

เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน คือ เครื่องมือที่ใช้สำหรับถ่ายเทความร้อนจากของไหลชนิดหนึ่งไปยังของไหลอีกชนิดหนึ่งโดยที่ของไหลไม่จำเป็นต้องผสมกัน เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนเป็นเครื่องมือที่มีความสำคัญมากอย่างหนึ่ง เพราะเป็นเครื่องมือที่ใช้ในระบบต่าง ๆ ทางวิศวกรรมศาสตร์อย่างกว้างขวาง วิศวกรควรมีความรู้ที่จะคำนวณการออกแบบเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนได้ ในการออกแบบ

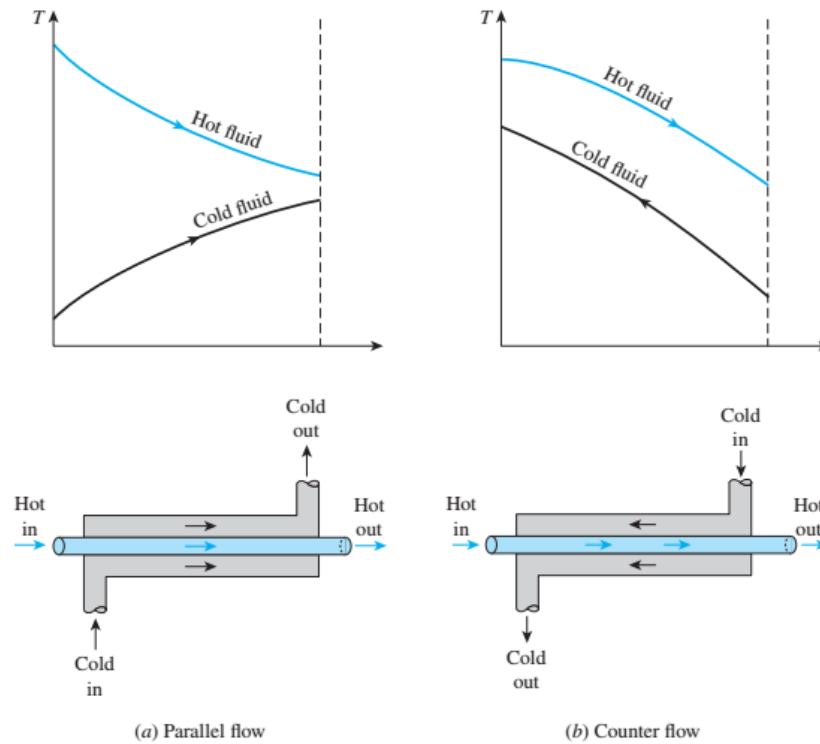
เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน วิศวกรต้องมีความรู้ในการคำนวณหาสัมประสิทธิ์การพาความร้อน การส่งผ่านของความร้อน และความรู้ทางกลศาสตร์ของไหล

ในปัจจุบัน กระบวนการอุตสาหกรรมที่เกี่ยวข้องกับพลังงานความร้อน ส่วนใหญ่จะมีเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนเป็นองค์ประกอบ เช่น อุตสาหกรรมน้ำมัน เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนจะถูกใช้สำหรับการเพิ่มอุณหภูมิของน้ำมันดิบ สำหรับเปลี่ยนสถานะของไอที่ออกมาจากหอกลั่นให้เป็นของเหลว และสำหรับการลดอุณหภูมิของน้ำมันหรือก๊าซ ในทำนองเดียวกันกับในอุตสาหกรรมปิโตรเคมี อุตสาหกรรมเส้นใยสังเคราะห์ และอุตสาหกรรมอื่น ๆ ก็ใช้เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนสำหรับเพิ่มอุณหภูมิ ลดอุณหภูมิ หรือหมุนเวียนความร้อนจากของไหลกลับมาใช้ใหม่ หน้าที่หลักของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนก็คือ การนำเอาพลังงานความร้อนมาใช้อย่างถูกหลักการ และมีประสิทธิภาพ ดังนั้น วิธีใช้และเลือกเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน ซึ่งสัมพันธ์กับต้นทุนของกระบวนการ และอาจมีผลต่อราคาของผลิตภัณฑ์ การเลือกเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนจะต้องทำอย่างระมัดระวัง เงื่อนไขที่สำคัญอย่างหนึ่งในการเลือกอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนที่ใช้ในอุตสาหกรรมก็คือ ความมีประสิทธิภาพในการทำงานที่สูงและราคาถูก

2.4 ชนิดของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (Types of Heat Exchangers)

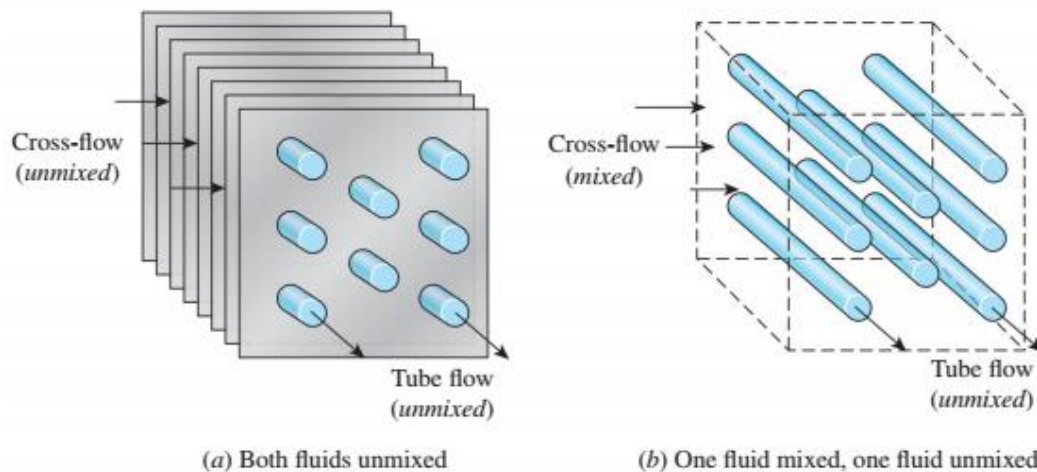
เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนมีหลายแบบการจำแนกเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนอาจทำได้โดยอาศัยทิศทางการเคลื่อนที่ของของไหลในเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน และลักษณะของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนเป็นหลักโดยทั่วไปแล้วจำแนกเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนออกได้เป็น 3 แบบ คือ

1. เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบท่อสองชั้น (Concentric tube or Double pipe) เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนชนิดนี้อาจอยู่ในลักษณะที่ท่อสองท่อสวมเข้าด้วยกัน ส่วนการไหลของของไหล อาจไหลสวนทางกัน เรียกว่า counter flow หรือไหลขนานกัน เรียกว่า parallel flow ดังรูปที่ 2.7



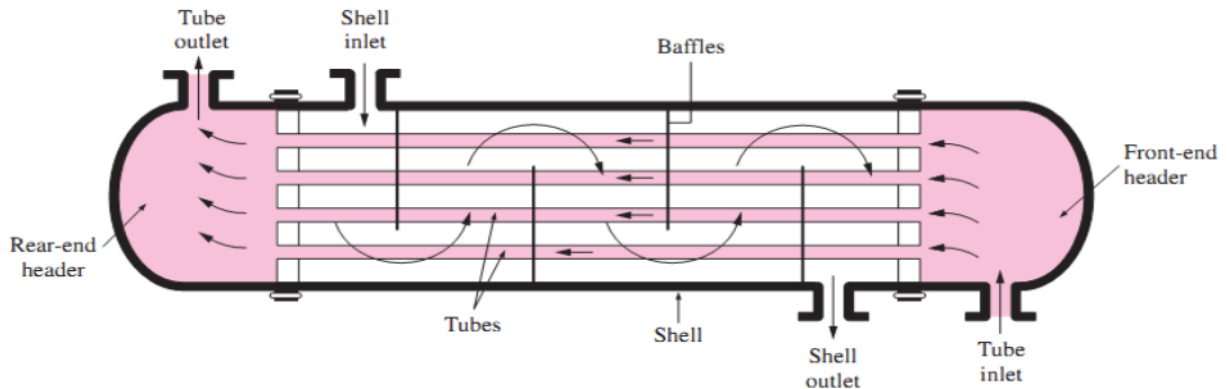
รูปที่ 2.7 ลักษณะการไหลที่ต่างกัน และการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิในเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบท่อ 2 ชั้น (Double-Pipe heat exchanger) [14]

2. เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบที่ของไหลมีทิศทางตั้งฉากกัน (Cross flow) ในเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบนี้ ของไหลจะไหลในทิศทางตั้งฉากกัน ดังแสดงในรูปที่ 2.8 การสร้างนั้นอาจให้อยู่ในลักษณะของไหลเดี่ยวเดียว (single pass) หรือ ไหลสองเที่ยว (double pass) หรือมากกว่าก็ได้

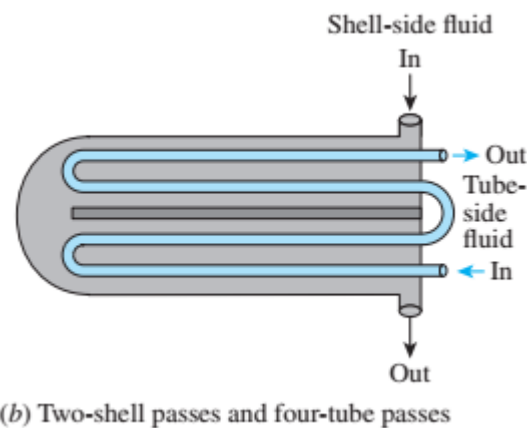
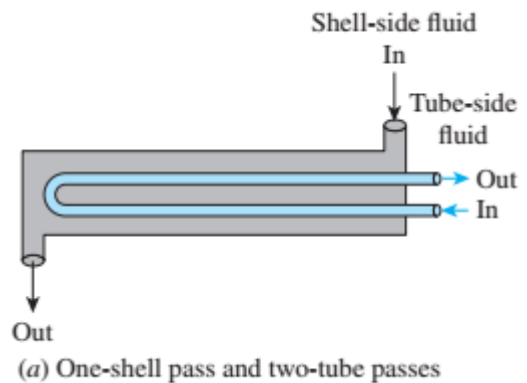


รูปที่ 2.8 การไหลที่แตกต่างกันใน Cross flow heat exchangers [14]

3. เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบเชลล์และท่อ (Shell and tube) เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนชนิดนี้ของไหลอย่างหนึ่งจะอยู่ในเชลล์ และอีกอย่างหนึ่งจะอยู่ในท่อ สำหรับการไหลนั้นจะอยู่ในลักษณะไหลสวนทาง หรือไหลขนานก็ได้ หรือทั้งสองอย่างในเครื่องเดียวกันก็ได้ดังรูปที่ 2.9 นอกจากนี้ อาจออกแบบให้ของไหลมีทิศทางการตั้งฉากกับท่อก็ได้



รูปที่ 2.9 shell-and-tube heat exchanger (one-shell pass and one-tube pass) [14]



รูปที่ 2.10 Multi-pass flow arrangements in Shell-and-tube heat exchangers [14]

นอกจากนี้ยังสามารถการแบ่งประเภทของอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนที่ใช้ในงานอุตสาหกรรม สามารถกระทำได้ 2 วิธี คือ แบ่งตามสภาวะของของไหลที่ใช้ และแบ่งตามลักษณะการใช้งานดังนี้คือ

1. เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนระหว่างของเหลว-ของเหลว เป็นเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนประเภทที่ไม่มีการเปลี่ยนแปลงสภาวะของของไหลทั้ง 2 ชนิด เช่น น้ำมันกันหอกลิ้นและน้ำมันดิบที่ป้อนเข้าหอกลิ้น เป็นต้น
2. เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนระหว่างของเหลว-ของเหลว ชนิดที่มีการเปลี่ยนแปลงสภาวะของของไหลทั้ง 2 ชนิด โดยของเหลวชนิดหนึ่งจะเปลี่ยนสภาวะเป็นก๊าซหรือระเหยเป็นไอในระหว่างแลกเปลี่ยนความร้อน เช่น เครื่องต้มซ้ำ (Re-boiler) ของหอกลิ้นน้ำมัน ซึ่งใช้น้ำมันอุณหภูมิสูงเป็นแหล่งความร้อน
3. เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนระหว่างก๊าซ-ก๊าซ ชนิดไม่มีการเปลี่ยนแปลงสภาวะ ไม่เกิดการควบแน่นเป็นของเหลว เช่น เครื่องอุ่นอากาศที่ใช้ก๊าซทั้งเป็นแหล่งความร้อน
4. เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนระหว่างก๊าซ-ก๊าซ ชนิดที่มีการเปลี่ยนแปลงสภาวะ โดยชนิดหนึ่งจะมีการควบแน่นเป็นของเหลว เช่น เครื่องกระจายความร้อน (Radiator) สำหรับทำความอบอุ่นในห้อง โดยทำอากาศให้อุ่นด้วยไอน้ำ
5. เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนระหว่างก๊าซ-ของเหลว ชนิดไม่มีการเปลี่ยนแปลงสภาวะ โดยชนิดหนึ่งเป็นก๊าซและอีกชนิดหนึ่งเป็นของเหลว เช่น เครื่องอุ่นน้ำป้อน ที่ใช้ก๊าซทั้งจากหม้อไอน้ำเป็นแหล่งความร้อน
6. เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนระหว่างก๊าซ-ของเหลว ชนิดที่มีการเปลี่ยนแปลงสภาวะ เช่น หม้อไอน้ำแบบท่อซึ่งระเหยน้ำให้เป็นไอน้ำด้วยก๊าซสันดาป และเครื่องควบแน่น ซึ่งควบแน่นไอให้เป็นของเหลวด้วยน้ำระบายความร้อน

การแบ่งประเภทตามจุดประสงค์การใช้งาน

อุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนสามารถแบ่งตามประเภทจุดประสงค์การใช้งานหรือลักษณะการใช้งานนั้น ได้แก่

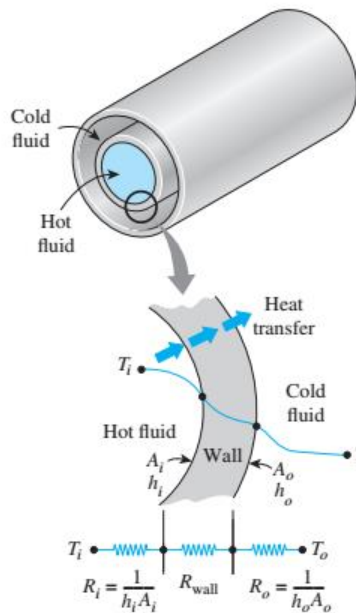
1. เครื่องระเหย (Evaporator) หรือหม้อเคี่ยว (Concentrator) การใช้งานคือการระเหยของเหลวให้เป็นไอเพื่อใช้ไอที่เกิดขึ้นให้เป็นประโยชน์ หรือเพื่อให้ได้ของเหลวที่เข้มข้นขึ้น
2. เครื่องอุ่น หรือเครื่องทำให้ร้อนล่วงหน้า (Preheater) จุดประสงค์ก็เพื่อทำให้ของไหลร้อนล่วงหน้า ซึ่งเป็นการเพิ่มประสิทธิภาพเชิงความร้อนของกระบวนการ โดยทั่วไปมักจะเรียกชื่อตามตำแหน่งข้างหน้าของการใช้งานหรือตามประเภทของของไหลที่ถูกอุ่นให้ร้อน เช่น เครื่องอุ่นน้ำป้อนหม้อไอน้ำ (Boiler Feed Water Preheater) เป็นต้น
3. เครื่องทำให้ร้อน (Heater) จุดประสงค์ก็เพื่อเพิ่มอุณหภูมิให้กับของไหลให้มีอุณหภูมิสูงขึ้น

4. เครื่องทำให้ร้อนยิ่งยวด (Superheat-heater) เครื่องนี้จะทำหน้าที่เพิ่มความร้อนให้กับของไหลที่ถูกทำให้ร้อนมาแล้ว เพื่อที่จะให้อยู่ในสภาวะร้อนยิ่งยวด
5. เครื่องต้มซ้ำ (Re-boiler) เครื่องนี้ทำหน้าที่ให้ความร้อนให้กับของเหลวเพื่อที่จะระเหยให้เป็นไออีกครั้ง
6. เครื่องควบแน่น (Condenser) จุดประสงค์ที่สำคัญก็เพื่อควบไอให้กลายเป็นของเหลว เช่น เครื่องควบแน่นไอน้ำ
7. เครื่องควบแน่นหมด (Total Condenser) เครื่องนี้เป็นเครื่องควบแน่นชนิดหนึ่ง ที่ใช้กับหอกลั่นได้รับการออกแบบให้สามารถควบแน่นไอที่ออกมาจากยอดหอกลั่นได้ทั้งหมด
8. เครื่องควบแน่นบางส่วน (Partial Condenser) เครื่องควบแน่นประเภทผลิตขึ้นใช้กับหอกลั่น มีจุดประสงค์เพื่อควบแน่นบางส่วนให้กลายเป็นของเหลว
9. เครื่องระบายความร้อน (Cooler) เครื่องนี้ทำหน้าที่ระบายความร้อนให้กับของไหลเพื่อลดอุณหภูมิของของไหล
10. เครื่องทำให้เย็นจัด (Chillier) ทำหน้าที่ลดอุณหภูมิของของไหลให้ต่ำลงมาก โดยใช้สารทำความเย็น (Refrigeration) เช่น ฟรียอน แอมโมเนีย เป็นต้น

2.5 สัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนรวม (The overall heat transfer coefficient)

เรื่องที่สำคัญเป็นอันดับแรกในการวิเคราะห์อุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนแบบท่อกับ เซลล์ในเชิงความร้อนก็คือการหาสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนรวมระหว่างของไหลสองชนิด นั้นได้นิยามความหมายของสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนรวมระหว่างของไหลที่มีอุณหภูมิเป็น T_h กับของไหลเย็นที่มีอุณหภูมิเป็น T_c ที่กันโดยผนังที่บดด้วยสมการ

เรื่องที่สำคัญเป็นอันดับแรกในการวิเคราะห์อุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนแบบท่อกับ เซลล์ในเชิงความร้อนก็คือการหาสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนรวมระหว่างของไหลสองชนิด นั้นได้นิยามความหมายของสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนรวมระหว่างของไหลที่มีอุณหภูมิเป็น T_h กับของไหลเย็นที่มีอุณหภูมิเป็น T_c ที่กันโดยผนังที่บดด้วยสมการ (2.1)



รูปที่ 2.11 Thermal resistance network associated with heat transfer in a double-pipe heat exchanger [14]

$$\dot{Q} = \frac{\Delta T}{R} = UA\Delta T = U_i A_i \Delta T = U_o A_o \Delta T \quad (2.1)$$

$$R = R_{\text{total}} = R_i + R_{\text{wall}} + R_o \quad (2.2)$$

เมื่อ U คือสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนรวม (The overall heat transfer coefficient, $\text{W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$)

ถ้าจัด ΔT ออกไป สมการ (2.1) ก็จะลดรูปลงดังสมการ (2.2)

$$\frac{1}{UA_s} = \frac{1}{U_i A_i} = \frac{1}{U_o A_o} = R = \frac{1}{h_i A_i} + R_{\text{wall}} + \frac{1}{h_o A_o} \quad (2.3)$$

$$\frac{1}{U} \approx \frac{1}{h_i} + \frac{1}{h_o} \quad (2.4)$$

$$A_s = A_{\text{total}} = A_{\text{fin}} + A_{\text{unfinned}} \quad (2.5)$$

$$A_s = A_{\text{unfinned}} + \eta_{\text{fin}} A_{\text{fin}} \quad (2.6)$$

อย่างไรก็ตามได้มีการทดสอบหาค่าสัมประสิทธิ์, U ตามตารางที่ 2.1 ซึ่งมีค่าตั้งแต่ $10 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$ สำหรับเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนระหว่าง gas-to-gas ไปจนถึง $10,000 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$ สำหรับเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่มีการเปลี่ยนสถานะซึ่งเป็นไปตามกฎธรรมชาติที่มีการส่งถ่ายความร้อนได้ต่ำในกรณีของแก๊ส และมีการส่งถ่ายความร้อนได้มากในกรณีกระบวนการเปลี่ยนสถานะตามตารางที่ 2.1

ตารางที่ 2.1 Representative values of the overall heat transfer coefficients in heat Exchangers [14]

Type of heat exchanger	U, W/m ² .K*
Water-to-water	850–1700
Water-to-oil	100–350
Water-to-gasoline or kerosene	300–1000
Water-to-brine	600–1200
Feed water heaters	1000–8500
Steam-to-light fuel oil	200–400
Steam-to-heavy fuel oil	50–200
Steam condenser	1000–6000
Freon condenser (water cooled)	300–1000
Ammonia condenser (water cooled)	800–1400
Alcohol condensers (water cooled)	250–700
Gas-to-gas	10–40
Gas-to-brine	10–250
Oil-to-oil	50–400
Organic vapors-to-water	700–1000
Organic solvents-to-organic solvents	100–300
Water-to-air in finned tubes (water in tubes)	30–60† 400–850†
Steam-to-air in finned tubes (steam in tubes)	30–300† 400–4000‡

*Multiply the listed values by 0.176 to convert them to Btu/h·ft²·°F.

†Based on air-side surface area.

‡Based on water- or steam-side surface area.

2.6 Fouling Factor

เมื่อใช้เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนไประยะหนึ่ง สิ่งสกปรกจากของไหลจะเริ่มจับติดกับผิวของโลหะ ทำให้อัตราการถ่ายเทความร้อนจากผิวของโลหะต่ำลง ดังนั้น หากทำการคำนวณออกแบบเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนโดยไม่ได้นำถึงค่าของความต้านทานอันเนื่องมาจากสิ่งสกปรกเหล่านี้ที่ผนังของ

โลหะ เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนจะไม่สามารถถ่ายเทความร้อนตามที่ได้ทำนายไว้ ด้วยเหตุนี้ การคำนึงถึงผลเสียของสิ่งสกปรกที่เกาะติดผิวของโลหะไว้ล่วงหน้าจึงเป็นสิ่งสำคัญอย่างยิ่ง ปริมาณที่บ่งบอกถึงสิ่งสกปรกเหล่านี้ เรียกว่า Fouling Factor (R_f) หมายถึง ค่าความต้านทานอันเกิดจากสิ่งสกปรกที่ผนัง (m^2K/W)

$$\frac{1}{UA_s} = \frac{1}{U_i A_i} = \frac{1}{U_o A_o} = R = \frac{1}{h_i A_i} + \frac{R_{f,i}}{A_i} + \frac{\ln\left(\frac{D_o}{D_i}\right)}{2\pi k} + \frac{R_{f,o}}{A_o} + \frac{1}{h_o A_o} \quad (2.7)$$

$$U_i = \frac{1}{1/h_i + 1/h_{di} + (r_o - r_i)A_i/k_A A_{Alm} + A_i/A_o h_o + A_i/A_o h_{do}} \quad (2.8)$$

อย่างไรก็ตามได้มีการทดสอบหาค่าแฟคเตอร์ของการปนเปื้อน, R_f ตามตารางที่ 2.2

ตารางที่ 2.2 Representative fouling factors (thermal resistance due to fouling for a unit surface area) [14]

Fluid	$R_f, m^2.K/W$
Distilled water, sea-water, river water, boiler feed water:	
Below 50°C	0.0001
Above 50°C	0.0002
Fuel oil	0.0009
Transformer, lubricating or hydraulic oil	0.0002
Quenching oil	0.0007
Vegetable oil	0.0005
Steam (oil-free)	0.0001
Steam (with oil traces)	0.0002
Organic solvent vapors, natural gas	0.0002
Engine exhaust and fuel gases	0.0018
Refrigerants (liquid)	0.0002
Refrigerants (vapor)	0.0004
Ethylene and methylene glycol (antifreeze) and amine solutions	0.00035
Alcohol vapors	0.0001

โดยที่โอกาสในการเกิดการปนเปื้อนและสัมประสิทธิ์ในการเกิดความปนเปื้อนแสดงได้ดังตารางที่ 2.3

ตารางที่ 2.3 Typical fouling coefficients

	h_d (W/m ² K)	h_d (btu/h ft ² °F)
Distilled and seawater	11350	2000
City water	5680	1000
Muddy water	1990-2840	350-500
Gases	2840	500
Vaporizing liquids	2840	500
Vegetable and gas oils	1990	350

2.7 การวิเคราะห์อุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อน (Analysis of heat exchangers)

ในการออกแบบหรือเลือกอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนมาใช้ในงานทางวิศวกรรม จำต้องมี ความสามารถในการคาดคะเนอุณหภูมิตรงทางออกของของไหลร้อนและเย็นและ สามารถหาอัตราการ ถ่ายเทความร้อนทั้งหมดระหว่างของของไหลร้อนและเย็นได้เมื่อทราบอัตราการไหลของมวลของของ ไหล ในที่นี้จะกล่าวถึงการหาความแตกต่างอุณหภูมิเฉลี่ยแบบล็อก (Log Mean Temperature Difference, or LMTD) และวิธีประสิทธิภาพ NTU (Effectiveness-NTU) อุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อน โดยปกติมักใช้เป็นเวลานานโดยไม่เปลี่ยนแปลงเงื่อนไขในการทำงาน ดังนั้นอาจสมมุติว่าอุปกรณ์มีการ ไหลแบบสภาวะคงที่ คุณสมบัติของไหล เช่น อุณหภูมิ ความเร็วที่ทางออก หรือทางเข้ามีค่าคงที่ ไม่มี การเปลี่ยนแปลงพลังงานจลน์ และ พลังงานศักย์ ความร้อนจำเพาะ ของของไหลจะใช้ค่าเฉลี่ยเป็น ค่าคงที่ การนำความร้อนตามแนวแกนของท่อไม่มีความสำคัญและจะไม่นำมาคิดก็ได้ สุดท้าย สมมุติให้ผิวนอกสุดของอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนหุ้มด้วยฉนวนเป็นอย่างดีจนไม่มีการสูญเสียความ ร้อนให้แก่สิ่งแวดล้อม มีการถ่ายเทความร้อนระหว่างของไหลทั้ง 2 ชนิดเท่านั้น ดังนั้นจากกฎการอนุรักษ์ พลังงานจะได้ว่า อัตราการถ่ายโอนความร้อนจากของไหลที่ร้อน เท่ากับ อัตราการถ่ายโอนความร้อนของ ไหลเย็น ดังสมการ

$$\dot{Q} = \dot{m}_c c_{pc} (T_{c,out} - T_{c,in}) \quad (2.9)$$

และ

$$\dot{Q} = \dot{m}_h c_{ph} (T_{h,out} - T_{h,in}) \quad (2.10)$$

เมื่อ ตัวห้อย h และ c สำหรับของไหลร้อนและของไหลเย็น ตามลำดับ และ

$\dot{m}_c, \dot{m}_h$ = อัตราการไหลของมวล (mass flow rates)

C_{pc}, C_{ph} = ความร้อนจำเพาะ (specific heats)

$T_{c,out}, T_{h,out}$ = อุณหภูมิเฉลี่ยที่ทางออกจากท่อ (outlet temperature)

$T_{c,in}, T_{h,in}$ = อุณหภูมิเฉลี่ยที่ทางเข้าท่อ (inlet temperature)

ในการวิเคราะห์อุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อน เพื่อความสะดวกมักรวมอัตราการไหลของมวลและความร้อนจำเพาะของของไหลเข้าด้วยกันเป็นจำนวนหนึ่งที่เรียกว่า “ อัตราความจุความร้อน (Heat Capacity Rate), C” ดังนี้

$$C = \dot{m} C_p \quad (2.11)$$

สำหรับของไหลร้อน $C_h = \dot{m}_h C_{ph}$ และสำหรับของไหลเย็น $C_c = \dot{m}_c C_{pc}$ (2.12)

เขียนสมการ (7.11) และ (7.12) ในรูปของอัตราความจุความร้อนคือ

$$\dot{Q} = C_c (T_{c,out} - T_{c,in}) \quad (2.13)$$

$$\dot{Q} = C_h (T_{c,in} - T_{h,out}) \quad (2.14)$$

ดังนั้นอัตราการถ่ายเทความร้อนในอุปกรณ์ถ่ายเทความร้อนจะมีค่าเท่ากับอัตราความจุความร้อนของของไหลคูณกับการเปลี่ยนแปลงของอุณหภูมิของของไหล อัตราการถ่ายเทความร้อนสามารถเขียนได้ในรูปของความแตกต่างของอุณหภูมิ ΔT ระหว่างของไหลที่ร้อนและเย็นโดยที่

$$\Delta T = T_h - T_c \quad (2.15)$$

อัตราการถ่ายเทความร้อนนี้หาได้จากกฎการเย็นตัวของนิวตันโดยใช้ค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนรวม U แทนสัมประสิทธิ์การพาความร้อน h แต่เนื่องจาก ΔT อาจเปลี่ยนแปลงได้ตามตำแหน่งต่าง ๆ ในอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อน จึงมีรูปสมการเป็น

$$\dot{Q} = UA_s \Delta T_m \quad (2.16)$$

เมื่อ

A_s = พื้นที่ของการถ่ายเทความร้อน และ คือความแตกต่างอุณหภูมิเฉลี่ยที่เหมาะสมระหว่างของไหล 2 ชนิด

Multi-pass and Cross-Flow Heat Exchangers: Use of a Correction Factor

ค่า LMTD มีประโยชน์เพียงแค่ว่าใช้ในการคำนวณหาอัตราการถ่ายเทความร้อนอย่างหยาบ ๆ ทั้งนี้ เพราะโดยปกติแล้วค่าของ U นี้จะไม่คงที่ อย่างไรก็ตามในการออกแบบนั้นมักจะนำเอาค่า U ของหน้าตัด ที่อยู่กึ่งกลางปลายทั้งสอง ของอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนมาใช้ในการคำนวณโดยถือว่ามีค่าคงที่ แต่ ถ้าหากค่า U นี้แปรค่ามากก็ต้องคำนวณหาที่ละขั้นตอนโดยการนำค่า U นั้นไปแทนค่าลงในสมการ แล้วอินทิเกรตหาอัตราการถ่ายเทความร้อนอีกทีหนึ่ง สำหรับอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนที่ซับซ้อน เช่น แบบท่อกับเชลล์ที่ของไหลในท่อและในเชลล์ไหลผ่านเครื่องหลายเที่ยวหรือ หลายกลับ หรืออุปกรณ์ แลกเปลี่ยนความร้อนแบบไหลตั้งฉากที่ของไหลมีการคลุกเคล้าปนกัน และไม่คลุกเคล้า จะหาความ แตกต่างของอุณหภูมิเฉลี่ยโดยวิธีคณิตศาสตร์ได้ยากมาก วิธีที่นิยมใช้กันก็คือ ให้ดัดแปลงค่า LMTD ที่ จะนำไปใช้งานโดยการคูณด้วยแก้ F ที่อยู่ในรูปเส้นกราฟ ในการหาความแตกต่างของอุณหภูมิเฉลี่ยที่ แท้จริงของอุปกรณ์และเปลี่ยนความร้อนที่ไหลซับซ้อนนั้น ให้คูณค่า LMTD ของอุปกรณ์และเปลี่ยนความ ร้อนแบบไหลสวนทางกันที่ใช้ข้อมูลอุณหภูมิของอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนที่ไหลซับซ้อนนั้นด้วย แฟกเตอร์แก้ (F) ของอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนแต่ละระบบดังนี้

$$\Delta T_{lm} = F \Delta T_{lm,CF} \quad (2.17)$$

เมื่อ F is the correction factor $\Delta T_{lm,CF}$ is the log mean temperature difference for a counter flow heat exchanger และ ΔT_{lm} , is the actual log mean temperature difference

2.8 วิธีการของค่าประสิทธิภาพ-เอ็นทียู (The effectiveness-NTU method)

วิธีการของ LMTD ที่ใช้วิเคราะห์เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนนำมาใช้ประโยชน์เมื่อเราทราบค่า อุณหภูมิที่ทางเข้าและทางออกจากเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนและทำให้สามารถหาค่าได้ง่ายขึ้น LMTD เป็นวิธีที่ง่ายกับการคำนวณและการไหลของความร้อน พื้นที่ผิวหรือค่าสัมประสิทธิ์ของการถ่ายเทความร้อนอาจหาได้ เมื่ออุณหภูมิที่เข้าหรือออกเป็นค่าที่นำมาประเมินเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน นั้น การ วิเคราะห์มักรวมลำดับขั้นตอนการอินทิเกรตเพราะว่าค่าของล็อกอยู่ในเทอมของ LMTD ใน กรณีเหล่านี้ การวิเคราะห์ถูกจัดให้อยู่ในรูปที่ง่ายมากขึ้นโดยการใช้วิธีการ พื้นฐานที่เป็นค่าประสิทธิภาพของเครื่อง แลกเปลี่ยนความร้อน ในการถ่ายเทความร้อนที่ให้ด้วยปริมาณของความร้อน ดังวิธีการของค่า ประสิทธิภาพมักมีข้อได้เปรียบมากกว่าปัญหาที่ทำการวิเคราะห์ ด้วยการเปรียบเทียบระหว่างประเภทของ เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนต่าง ๆ ซึ่งส่วนใหญ่มักใช้เป็นเหตุผลของการเลือกประเภทที่เหมาะสมที่สุดให้ เป็นไปตาม วัตถุประสงค์ของการถ่ายเทความร้อนนั้น

เรากำหนดประสิทธิภาพของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนได้ดังนี้

$$\text{ประสิทธิภาพ } (\varepsilon) = \frac{q}{q_{\max}} = \frac{\text{Actual heat transfer rate}}{\text{Maximum possible heat transfer rate}} \quad (2.18)$$

การถ่ายเทความร้อนที่ได้จริงอาจคำนวณได้ทั้งการคำนวณพลังงานที่สูญเสียโดยออกจากของไหลร้อนหรือค่าของพลังงานโดยของไหลเย็นที่รับความร้อนเพิ่ม พิจารณาเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบไหลขนานกันและแบบไหลตัดกัน สำหรับเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่ไหลขนานกันได้สมการดังนี้

การถ่ายเทความร้อนที่ได้จริงอาจคำนวณได้ทั้งการคำนวณพลังงานที่สูญเสียโดยออกจากของไหลร้อนหรือค่าของพลังงานโดยของไหลเย็นที่รับความร้อนเพิ่ม พิจารณาเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบไหลขนานกันและแบบไหลตัดกัน สำหรับเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่ไหลขนานกัน จากกฎการอนุรักษ์พลังงานจะได้ว่า อัตราการถ่ายโอนความร้อนจากของไหลที่ร้อน เท่ากับ อัตราการถ่ายโอนความร้อนของไหลเย็น ได้สมการ (2.19)

$$q = C_c (T_{c,out} - T_{c,in}) = C_h (T_{h,in} - T_{h,out}) \quad (2.19)$$

$$q_{\max} = C_{\min} (T_{h,in} - T_{c,in}) \quad (2.20)$$

นิยาม NTU ;
$$NTU = \frac{UA_s}{C_{\min}} = \frac{UA_s}{\left(\dot{m} C_p\right)_{\min}} \quad (2.21)$$

$$\varepsilon = \text{function} (UA_s / C_{\min}, C_{\min} / C_{\max}) = \text{function} (NTU, c) \quad (2.22)$$

กลุ่มของเทอม $UA_s / C_{\min}$ เรียกว่าจำนวนของหน่วยการถ่ายเทซึ่งบ่งชี้ถึงขนาดของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน [15] ได้แสดงอัตราส่วนของค่าประสิทธิผลสำหรับ เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนประเภทต่าง ๆ และผลลัพธ์บางส่วนนั้นทำการวิเคราะห์โดยการใช้ชาร์ท ขณะที่ชาร์ทค่าประสิทธิผล เ็นที่ยุ่สามารถใช้ได้ดีกับปัญหาที่ต้องการออกแบบที่มีการประยุกต์ใช้ได้ เพียงตรงมากกว่าที่ได้จากการอ่านจากกราฟ ในขณะที่ลำดับขั้นตอนการออกแบบยุ่งยากนั้นอาจจะใช้คอมพิวเตอร์ช่วยซึ่งเป็นการนำมาใช้เพื่อวิเคราะห์ และใช้สมการตามตารางที่ 2.4 (สำหรับ Effectiveness relation) ตารางที่ 2.5 (สำหรับ NTU relation)

ตารางที่ 2.4 Effectiveness relations for heat exchangers (Kays and London): $NTU = UA_s / C_{\min}$

and $c = C_{\min} / C_{\max} = (\dot{m} \cdot C_p)_{\min} / (\dot{m} \cdot C_p)_{\max}$ [14]

Heat exchanger type	Effectiveness relation
1. Double pipe:	
Parallel-flow	$\varepsilon = \frac{1 - \exp[-NTU(1+c)]}{1+c}$
Counter-flow	$\varepsilon = \frac{1 - \exp[-NTU(1-c)]}{1 - c \exp[-NTU(1-c)]}$

2. Shell and tube: One shell pass 2, 4, ...tube passes	$\varepsilon = 2 \left\{ 1 + c + \sqrt{1 + c^2} \frac{1 + \exp \left[-\frac{NTU \sqrt{1 + c^2}}{c} \right]}{1 - \exp \left[-\frac{NTU \sqrt{1 + c^2}}{c} \right]} \right\}^{-1}$
3. Cross flow (Single-pass) Both fluids unmixed	$\varepsilon = 1 - \exp \left\{ \frac{NTU^{0.22}}{c} \left[\exp(-c NTU^{0.78}) - 1 \right] \right\}$
$C_{\max}$ mixed, $C_{\min}$ unmixed	$\varepsilon = \frac{1}{c} (1 - \exp \{ 1 - c [1 - \exp(-NTU)] \})$
$C_{\min}$ mixed, $C_{\max}$ unmixed	$\varepsilon = 1 - \exp \left\{ -\frac{1}{c} [1 - \exp(-c NTU)] \right\}$
4. All heat exchangers with $c=0$	$\varepsilon = 1 - \exp(-NTU)$

ตารางที่ 2.5 NTU relations for heat exchangers: $NTU = UA_s / C_{\min}$ and

$$c = C_{\min} / C_{\max} = (m \cdot C_p)_{\min} / (m \cdot C_p)_{\max} \quad [14]$$

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

2.9 การทำยางรีดแผ่น

ขั้นตอนที่ 1 การเก็บรวบรวมน้ำยาง

1. ควรเช็ดถ้วยยางให้สะอาดก่อนรองรับน้ำยาง

2. ทำความสะอาดถังเก็บน้ำยางก่อนใช้ทุกครั้ง
3. กวาดน้ำยางในถ้วยรับยางลงไปในถังเก็บน้ำยางดังรูปที่ 2.12
4. อย่าใส่ขี้ยางหรือใบไม้ลงในถังเก็บน้ำยาง จะทำให้น้ำยางสกปรกจับตัวเป็นก้อนเร็วกรองน้ำยางได้ยาก
5. ถังเก็บน้ำยางควรมีฝาปิด เพื่อป้องกันมิให้น้ำยางกระฉอกในระหว่างนำไปยังโรงทำยางแผ่น



รูปที่ 2.12 การเก็บน้ำยางจากต้นในสวนยาง [16]

ขั้นตอนที่ 2 การทำความสะอาดอุปกรณ์

ความสะอาดเป็นสิ่งสำคัญที่สุดในการทำยางแผ่นชั้นดี ต้องทำความสะอาดอุปกรณ์ทำยางแผ่นทุกชนิด ก่อนและหลังจากใช้งานเครื่องมือการทำยางแผ่นควรให้เปียกน้ำก่อนใช้ทุกครั้ง เพื่อความสะดวกในการทำความสะอาดหลังใช้เสร็จ

อุปกรณ์ที่จำเป็นในการทำยางแผ่น

1. เครื่องกรองลวดเบอร์ 40 และ 60
2. ตะก
3. ถังสำหรับใส่น้ำยางและน้ำ
4. โต๊ะนวดยาง
5. เครื่องรีดชนิดสั้นและชนิดดอก
6. โรงเรือนหรือเพิงอย่างง่าย ๆ
7. กระป๋องตวงน้ำยางและน้ำ
8. ใบพายสำหรับกวนน้ำยาง
9. ภาชนะผสมน้ำกรด

ขั้นตอนที่ 3 การกรองน้ำยาง

กรองน้ำยางด้วยเครื่องกรองลวด เบอร์ 40 และ 60 เพื่อเอาสิ่งสกปรกออก โดยเครื่องกรองซ้อนกัน 2 ชั้น เบอร์ 40 ไว้ข้างบน และเบอร์ 60 ไว้ข้างล่าง ดังรูปที่ 2.13



รูปที่ 2.13 กรองน้ำยางขณะรวบรวมน้ำยาง [16]

ขั้นตอนที่ 4 การตวงน้ำยางใส่ตะก

ตวงน้ำยางที่กรองแล้ว ใส่ในตะกที่สะอาดตะกละ 3 ลิตร ดังรูปที่ 2.14



รูปที่ 2.14 เติมน้ำใส่ตะก [16]

ขั้นตอนที่ 5 การผสมน้ำกับน้ำยาง

เติมน้ำสะอาดลงในตะกั่วที่ใส่น้ำยางไว้แล้วตะกั่วละ 2 ลิตรจะได้อัตราส่วนผสม ระหว่างยางกับน้ำในอัตรา 3 ต่อ 2 (อัตราส่วนผสมอาจเปลี่ยนแปลงได้ ถ้าหากน้ำยางเจือจางบ้างแล้ว เช่น กรณีที่ฝนตกขณะเก็บน้ำยางหรือจากเหตุอื่น) ดังรูปที่ 2.15



รูปที่ 2.15 เติมน้ำยางใส่ตะกั่วลงไปผสม [16]

ขั้นตอนที่ 6 การเลือกใช้น้ำกรดและการผสมน้ำกรด

เพื่อให้ยางแข็งตัวและได้ยางแผ่นที่คุณภาพดี ตรงตามความต้องการของผู้ซื้อหรือโรงงานอุตสาหกรรมควรเลือกใช้กรด ฟอสฟอริก ชนิดความเข้มข้น 90 % ซึ่งมีคุณสมบัติแตกต่างจากกรดชนิดอื่น คือ ไม่มีสี มีกลิ่นฉุนจัด หากสูดดมจะแสบจมูกอย่างรุนแรงและละลายน้ำได้ดีมาก

ข้อดีของกรดฟอสฟอริก คือ

1. ยางแผ่นแข็งตัวสม่ำเสมอ
2. สามารถระเหยได้ดี
3. ไม่ทำให้แผ่นยางเหนียวเหนอะ
4. คุณสมบัติและความยืดหยุ่นของแผ่นยางคงเดิม
5. ไม่ทำให้โรงเรือนและแผ่นยางมีกลิ่นเหม็น
6. ไม่ทำให้อุปกรณ์การทำยางแผ่นเสียหายมากนัก จะทำให้อายุการใช้งานยาวนาน

การผสมกรดฟอสฟอริก เพื่อให้ยางแผ่นแข็งตัวในเวลา 30 – 45 นาที ควรผสมกรดฟอสฟอริกในอัตราส่วนดังต่อไปนี้ คือ ใช้กรดฟอสฟอริก 2 ช้อนแกงผสมน้ำสะอาด 3 กระป๋องนม แล้วกวนให้เข้ากัน โดยใช้กรดเทใส่ น้ำ และควรใช้ภาชนะที่เป็นกระเบื้องเคลือบหรือแกลลอนพลาสติกในการผสม

ขั้นตอนที่ 7 การใช้น้ำกรดผสมน้ำยาง

ใช้ใบพายกวนน้ำยางในตะกวดสัก 1-2 เทียว แล้วตวงน้ำกรดที่ผสมแล้ว 1 กระป๋องนม เทลงในน้ำยางให้ทั่วตะกวด ขณะที่เทน้ำกรดที่ผสมแล้วใช้ใบพายกวนน้ำยางไปมาประมาณ 6 เทียว (น้ำกรดฟอร์มิค 1 ขวด ทำแผ่นยางได้ประมาณ 90-100 แผ่น

ขั้นตอนที่ 8 การกวาดฟองน้ำยาง

ขณะกวนน้ำยางจะมีฟองเกิดขึ้น ใช้ใบพายกวาดฟองออกจากตะกวดให้หมด เก็บรวบรวมใส่ภาชนะไว้ขายเป็นเศษยางชั้นดีฟองน้ำยางถ้าไม่กวาดออก เมื่อนำยางไปรมควันจะทำให้เห็นรอยจุดอากาศในแผ่นยาง ทำให้มาตรฐานคุณภาพยางต่ำลงกว่าที่ควรจะเป็นดังรูปที่ 2.16



รูปที่ 2.16 การกวาดฟองบริเวณผิวหน้าของน้ำยาง [16]

ขั้นตอนที่ 9 ปิดตะกวดป้องกันสิ่งสกปรก

ควรใช้แผ่นสังกะสี หรือวัสดุอื่นใดก็ได้ปิดตะกวดเพื่อป้องกันมิให้ฝุ่นละออง หรือสิ่งสกปรกตกลงไปในน้ำยางที่กำลังจับตัว ทั้งไว้ประมาณ 30 – 45 นาที

ขั้นตอนที่ 10 การนวดแผ่นยาง

เมื่อน้ำยางจับตัวแล้วก็นำไปนวด ควรรินน้ำสะอาดหล่อไว้ทุกตะกวด เพื่อสะดวกในการเทยางออกจากตะกวด การนวดยางควรนวดแผ่นยางบนโต๊ะที่สะอาด ซึ่งปูด้วยอะลูมิเนียมหรือแผ่นสังกะสี นวดด้วยมือหรือไม้กลมแล้วแต่ถนัด หรือปัจจุบันมีเครื่องสำหรับนวดยางควรทำความสะอาดก่อนนวดทุกครั้ง ยางที่นวดแล้วให้มีความหนาประมาณ 1 เซนติเมตร ดังรูปที่ 2.17



รูปที่ 2.17 การนวดแผ่นยางให้แผ่บางลง [16]

ขั้นตอนที่ 11 การรีดแผ่นยางด้วยเครื่องรีดเส้น

นำยางแผ่นที่นวดแล้ว เข้าเครื่องรีดเส้น 3 – 4 ครั้ง ให้บางประมาณ 3 – 4 มิลลิเมตร

ขั้นตอนที่ 12 การรีดแผ่นยางด้วยเครื่องรีดดอก

หลังจากนำแผ่นยางเข้าเครื่องรีดเส้นแล้วก็นำแผ่นยางเข้าเครื่องรีดดอกอีก 1 ครั้ง การรีดดอกจะช่วยให้แผ่นยางเมื่อวางซ้อนกันไม่ติดและแห้งเร็วขึ้นเมื่อนำไปรมควัน

ขั้นตอนที่ 13 การล้างแผ่นยาง

แผ่นยางที่รีดดอกแล้ว ควรล้างด้วยน้ำสะอาดเพื่อล้างน้ำกรด และสิ่งสกปรกที่ติดอยู่ตามผิวของแผ่นยางออกให้หมด

ขั้นตอนที่ 14 การผึ่งแผ่นยาง

แผ่นยางที่ล้างด้วยน้ำสะอาดแล้ว ควรนำมาผึ่งไว้ในที่ร่มไม่ควรนำออกไปผึ่งหรือตากไว้กลางแจ้ง เพราะจะทำให้ยางแผ่นเสื่อมคุณภาพได้ง่าย อย่าวางแผ่นยางบนพื้น หรือพาดแผ่นยางในที่ที่มีฝุ่นหรือถูกสิ่งสกปรกได้ง่าย ดังรูปที่ 2.18



รูปที่ 2.18 การตากยางรีดแผ่นหลังการรีดเสร็จแล้ว [16]

ขั้นตอนที่ 15 การเก็บยางแผ่นเพื่อรอจำหน่าย

หลังจากผึ่งยางแผ่นไว้ประมาณ 6 ชั่วโมง ก็เก็บรวบรวมยางแผ่น โดยพาดไว้บนราวในโรงเรือนเพื่อรอจำหน่าย (ถ้ามีโรงรมก็นำเข้ารมควันหรืออาจจะอบยางในโรงอบพลังงานแสงอาทิตย์ เพื่อให้ยางแผ่นแห้งป้องกันเห็ดรา และสามารถเก็บไว้ได้นาน) ดังรูปที่ 2.19



รูปที่ 2.19 การตากยางผึ่งแห้งในโรงเก็บ โดยพาดไว้กับราว [16]

2.10 หลักการอบแห้ง

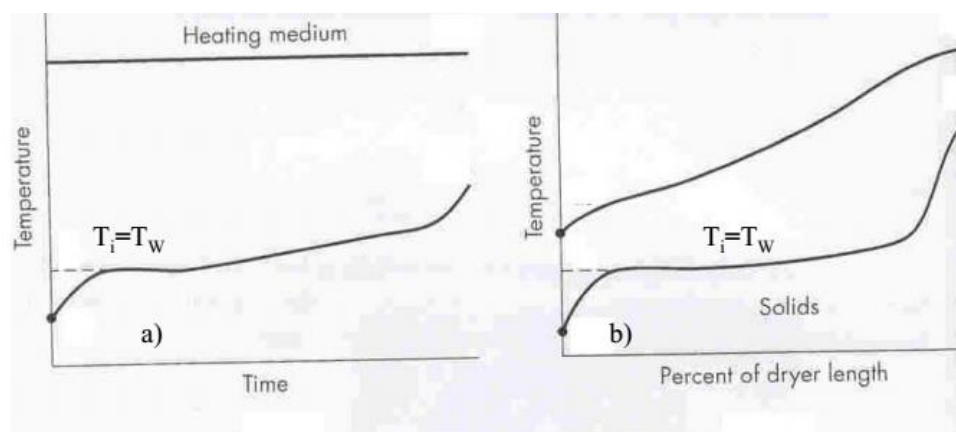
การอบแห้งคือการกำจัดความชื้นจำนวนน้อยที่ค้างอยู่ในผลิตภัณฑ์ การอบแห้งมักเป็นกระบวนการสุดท้ายก่อนการบรรจุ เพื่อป้องกันความเสียหายของผลิตภัณฑ์จากการมีความชื้นเกินค่า

ปลอดภัยในวัสดุอาหารการมีความชื้นอาจทำให้เกิดเชื้อรา หรือการเกาะติดเป็นก้อนของผลิตภัณฑ์ที่เป็นเม็ดหรืออาจมีผลเสียต่อการนำไปใช้ในกระบวนการผลิตขั้นต่อไป

การอบแห้งเป็นการกำจัดความชื้นออกด้วยวิธีทางความร้อน โดยการให้ความร้อนเพื่อการระเหยความชื้นออกสู่ตัวกลางซึ่งส่วนใหญ่เป็นอากาศร้อนและแห้ง โดยอากาศดังกล่าวนอกจากจะเป็นแหล่งความร้อนเพื่อการระเหยแล้วยังทำหน้าที่พาความชื้นจากการระเหยออกจากห้องอบ ด้วยความชื้นสุดท้ายในผลิตภัณฑ์ต่าง ๆ นั้นมาน้อยแตกต่างกันออกไป ของแข็งบางชนิดสามารถอบจนแห้งปราศจากน้ำ เรียก bone dry solid แต่ส่วนใหญ่แล้วยังมีความชื้นเหลืออยู่บ้าง ตัวอย่างเช่นเกลือแกงที่ถ้าแห้งจะมีความชื้นประมาณ 0.5 % ถ่านหินแห้งมีความชื้นประมาณ 4% เป็นต้น การอบแห้งโดยแท้จริงแล้วหมายถึงการทำความชื้นให้ลดลงด้วยวิธีทางความร้อนให้ได้ความชื้นในระดับที่รับได้ มิได้หมายความว่าอบจนมีความชื้นเป็นศูนย์ เนื่องจากของแข็งมีอยู่หลายรูปแบบ เช่น เป็นเกล็ด (flakes) เป็นเม็ด เป็นผลึก เป็นผง เป็นแผ่น ความชื้นที่จะถูกอบให้แห้งก็อาจอยู่ในของแข็งในหลายรูปแบบ เช่น อาจเคลือบอยู่บนผิวผลึกอย่างในการอบเกลือ เป็นน้ำที่อยู่ในเนื้อวัสดุ เช่น แผ่นยาง หรือไม้กระดาน หรืออาจจะเป็นแบบผสม คือบางส่วนเป็นความชื้นที่อยู่ข้างนอกบางส่วนอยู่ข้างในเนื้อวัสดุอบ อาจะอยู่ในสภาพของแข็งของเหลวหรือเป็น slurry สภาพของวัสดุเหล่านี้เป็นตัวกำหนดรูปแบบของอุปกรณ์ที่ใช้ในการอบ ซึ่งก็มีอยู่หลากหลายชนิด เช่น เครื่องอบแบบถาด แบบอุโมงค์ แบบถังหมุน แบบพ่นฝอย แบบ rotary ดังนั้นการอบแห้งจึงเป็นเทคโนโลยีที่มีขอบข่ายกว้างมาก ในการเรียนในเบื้องต้น จึงจำกัตวงให้แคบไว้เฉพาะเรื่องหลักการทั่วไปของการคำนวณเวลาอบแห้งในอุปกรณ์แบบถาดอบ และแบบอุโมงค์เท่านั้น

รูปแบบการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิของวัสดุในเครื่องอบ

พฤติกรรมของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิในเครื่องอบขึ้นอยู่กับธรรมชาติของ วัสดุ แข็ง และปริมาณความชื้นที่มีอยู่ ตลอดจนขึ้นกับอุณหภูมิของอากาศที่ใช้อบ แต่รูปแบบของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิก็มีความคล้ายคลึงกัน แม้จะใช้เครื่องอบต่างชนิด ดังรูป 2.20



รูปที่ 2.20 รูปแบบการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิในเครื่องอบ a) แบบ Batch b) แบบ อุโมงค์ [17]

ในเครื่องอบแบบแบช (Batch dryer) ซึ่งอบด้วยอากาศแห้งอุณหภูมิคงที่ T_v อุณหภูมิของวัสดุอบจะเพิ่มจากค่าตั้งต้น T_{sa} ถึงค่าอุณหภูมิอบ T_i ในเครื่องอบที่เป็น non adiabatic ที่ไม่มีอากาศพัดผ่าน ค่า T_i นี้จะเท่ากับจุดเดือดของ ๆ เหลวภายใต้ความดันในเครื่องอบ แต่เมื่ออากาศอบที่อยู่ในสภาวะ adiabatic T_i จะมีค่าเท่ากับหรือใกล้เคียงกับค่า $T_{wet bulb}, T_w$ (ซึ่งเท่ากับอุณหภูมิ Adiabatic saturation temperature ในกรณีของเหลวคือน้ำ และก๊าซคืออากาศ) การอบแห้งอาจดำเนินอยู่ด้วยค่าอุณหภูมิ T_w ระยะเวลาหนึ่ง แต่ถ้าผิวของวัสดุเริ่มแห้ง ไม่นานค่าอุณหภูมินี้จะค่อย ๆ เพิ่มขึ้น อุณหภูมิ ณ จุดที่ระเหยนี้จะขึ้นอยู่กับค่าความต้านทานของบริเวณที่ผิวแห้ง และสิ่งแวดล้อม ในช่วงสุดท้ายอุณหภูมิอาจสูงขึ้นตามรูป ค่าเวลาอบตาม รูป 2.20 จะแตกต่างกันตั้งแต่สองสามวินาทีถึงหลาย ๆ ชั่วโมง ของแข็งอาจจะมีค่าอุณหภูมิ T_w เกือบตลอดเวลาที่ใช้อบหรืออาจใช้เวลาที่อุณหภูมินี้น้อยเพียงประเดี๋ยวเดียว อุณหภูมิของอากาศมักคงที่ หรืออาจถูกทำโปรแกรมให้เปลี่ยนไปตามเวลาที่ใช้อบ

ในเครื่องอบต่อเนื่องสมบูรณ์แบบ วัสดุอบผ่านเข้าระบบคล้ายกับ รูป 2.20 (a) อากาศและวัสดุผ่านเข้าออกคนละด้าน ในระบบที่มีการอบแบบ steady state สภาวะที่จุดต่าง ๆ ในเครื่องอบจะมีค่าคงที่ไม่ขึ้นกับเวลา รูป 2.20 (b) แสดงพฤติกรรมของการอบแบบต่อเนื่อง ในสภาวะคงที่ ก๊าซและของแข็งวิ่งสวนทางกัน ของแข็งเข้าทางซ้ายออกทางขวา ขณะที่ก๊าซเข้าขวาออกซ้าย ตามรูป 2.20 จะเห็นการปรับอุณหภูมิผิวของแข็งจาก T_i สู่สภาวะการอบแบบอัตราคงที่ ซึ่งค่า $T_i = T_w$ เนื่องจากความร้อนที่ใช้เพื่อการทำ Initial warm up หรือ Final heating จะมีปริมาณน้อยมาก เมื่อเทียบกับปริมาณความร้อนที่ใช้เพื่อการระเหย สำหรับการอบวัสดุที่ไวต่อการสูญเสียคุณภาพจะออกแบบให้อุณหภูมิขาออกของของแข็งอยู่ใกล้เคียงกับ ค่า T_w มากที่สุด อากาศร้อนที่เข้าอบมักเข้าที่อุณหภูมิสูงและค่าความชื้นต่ำ

การถ่ายเทความร้อนในเครื่องอบ

ความร้อนที่ถ่ายเทจากลมร้อนสู่วัสดุอบถูกควบคุมด้วยกลไกการถ่ายเทความร้อนหลายรูปแบบดังสมการ

$$q_T = h_v A(T_v - T_i) = h_c A(T_v - T_i) + h_r A(T_v - T_i) + u_k A(T_v - T_i) \quad (2.23)$$

เมื่อ h_c = สัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อน โดยการพาจากก๊าซสู่ผิวของแข็ง

h_r = สัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อน โดยการแผ่รังสี ระหว่างวัสดุกับผนังของห้องอบ

u_k = สัมประสิทธิ์รวมของการถ่ายเทความร้อนสู่ผิวหน้าของการอบโดยการพาและการนำความร้อนผ่านชั้นวัสดุสู่ผิวหน้าซึ่งมีการระเหย

T_v, T_i คือค่าอุณหภูมิอากาศที่เข้าอบแห้งและอุณหภูมิผิวต่อระหว่างอากาศและของแข็ง

การกำหนดค่าความชื้นของวัสดุอบ

การระบุค่าความชื้นอาจแบ่งออกเป็น wet basis กับ dry basis คือการใช้ฐานในการเปรียบเทียบแตกต่างกัน wet basis หมายถึงการเทียบปริมาณความชื้นกับน้ำหนักรวมของของแข็งและความชื้น dry basis เป็นการเทียบปริมาณความชื้นกับของแข็งเท่านั้น เช่น ถ้าบอกว่าวัสดุมีความชื้น 20% wet basis หมายความว่า มีน้ำ 20 กรัมต่อของแข็ง 80 กรัม แต่ถ้าเป็น 20% dry basis หมายความว่า มีน้ำ 20 กรัมต่อของแข็ง 100 กรัม โดยปกติการบอกค่าความชื้นโดยใช้ dry basis จะทำให้คำนวณง่ายกว่า เพราะสามารถระบุเป็นค่าความชื้นต่อหนึ่งหน่วยน้ำหนักของของแข็ง เช่น 20% dry basis จะเท่ากับน้ำ 0.2 กรัมต่อของแข็งหนึ่งกรัม เมื่อทำให้แห้งเหลือ 10% dry basis ก็หมายความว่าเหลือความชื้นเพียง น้ำ 0.1 กรัมต่อของแข็งหนึ่งกรัม ค่าความชื้นที่ลดลงเท่ากับ $0.2 - 0.1 = 0.1$ กรัมต่อกรัมของแข็งได้เลย ในทางตรงข้ามถ้าเริ่มจาก 20% เหลือ 10% wet basis จะไม่สามารถจับค่าความชื้นมาลบกันโดยตรงได้ เพราะฐานที่ใช้เทียบเปลี่ยนไป 20% wet basis มีน้ำ 20 กรัมต่อของแข็ง 80 กรัม เมื่อแห้งมี 10% solid หมายความว่า มีน้ำ 10 กรัมต่อของแข็ง 90 กรัม การจะเอาความชื้นมาลบจะต้องเป็นค่าความชื้นในสถานะใหม่ที่เกี่ยวเนื่องกับของแข็งจำนวนเดิมคือ 80 กรัม ซึ่งจะคำนวณได้โดยการเทียบบัญญัติ

ไตรยางค์ดังนี้

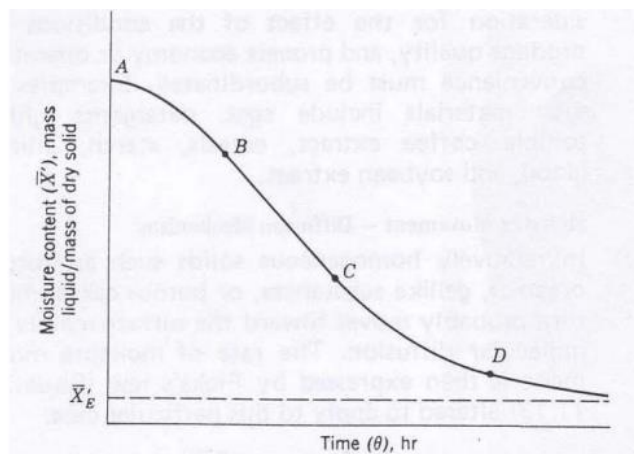
ก่อนอบแห้ง 20% wet solid	วัสดุขึ้น 100 กรัม มีน้ำ 20 กรัม	ของแข็ง 80 กรัม
หลังอบแห้ง	ของแข็ง 90 กรัม	มีความชื้น 10 กรัม
ของแข็ง 80 กรัม มีความชื้นได้ = $(10/90) \times 80 = 8.88$ กรัม		

ดังนั้น ปริมาณน้ำที่จะเหวออกคือ $20 - 8.88 = 11.11$ กรัม

หรือ ของแข็ง 80 กรัมต้อง น้ำระเหยออก 11.11 กรัม

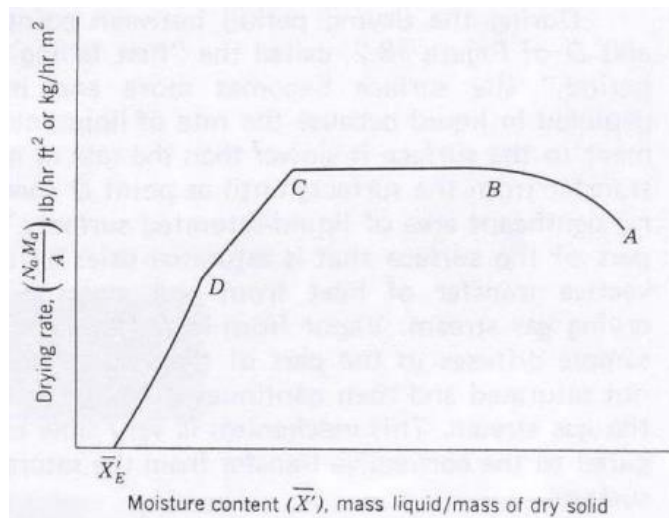
ของแข็ง 1 กรัม ต้องน้ำระเหยออก $(11.11/80) = 0.139$ กรัม

เมื่อเทียบกับข้อมูลข้างต้นที่อบจาก 20 → 10% dry basis ซึ่งระเหยน้ำออก 0.1 กรัมต่อกรัมของแข็ง แล้วจะพบว่าผลลัพธ์ต่างกัน และการคำนวณยุ่งยากไม่เท่ากัน



รูปที่ 2.21 ค่าความชื้นวิกฤตที่มีอยู่ในวัสดุ [17]

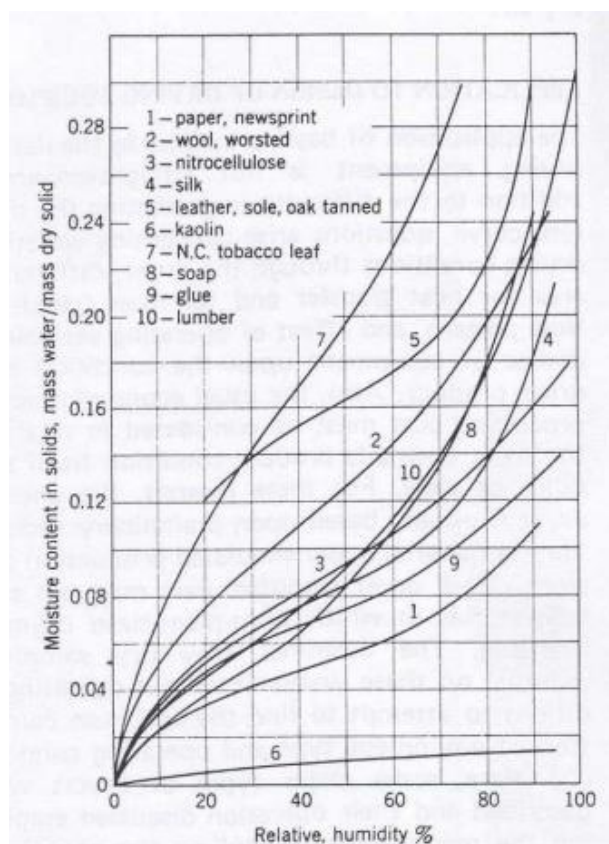
Critical moisture content, $\bar{X}'_c$ ค่าความชื้นวิกฤต คือค่าความชื้นที่มีอยู่ในวัสดุ ณ เวลาที่อัตราเร็วในการอบแห้งเริ่มลด นับเป็นจุดสุดท้ายของ constant rate drying period การอบแห้งต่อจากนี้ไป จะมีอัตราการระเหยต่ำลงเรื่อยๆ



รูปที่ 2.22 ค่าความชื้นและอัตราการอบแห้ง [17]

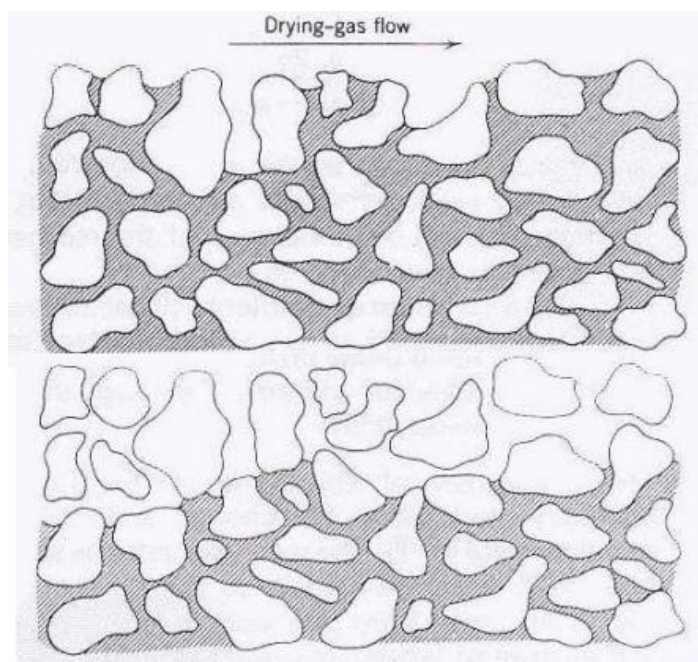
ค่า free moisture หมายถึงค่าความชื้นที่สามารถกำจัดออกได้ที่สภาวะอากาศอบหนึ่ง ๆ ค่า

$\bar{X}'_F = \bar{X}'_0 - \bar{X}'_E$ ค่า bound moisture และ unbound moisture, bound moisture คือค่าความชื้นที่มีอยู่ในวัสดุขณะที่ความชื้นนี้ทำให้เกิดความดันของไอต่ำกว่าค่าความดันไอที่อุณหภูมินั้น ค่า bound moisture มีอยู่ได้หลายสภาพ อาจอยู่ในช่วง Capillary ระหว่างอนุภาควัสดุ เช่น ในแผ่นไม้ เมื่อดูเทียบกับกราฟระหว่างความชื้นสมดุล และความชื้นสัมพัทธ์ ค่าความชื้นในวัสดุที่สอดคล้องกับจุดตัดเส้น 100% ความชื้นสัมพัทธ์ คือค่าความชื้นสูงสุดในข่ายของ bound moisture ถ้าความชื้นมากกว่านี้ เรียก unbound moisture หรือคิดอีกนัยหนึ่งเนื่องจากปริมาณนอกเหนือจากค่า bound moisture มิได้ถูกยึดอย่างแน่นเหนียวด้วยโครงสร้างของวัสดุ จึงระเหยง่าย unbound moisture จะให้ค่าความชื้นในก๊าซเฟสเท่ากับค่าความดันไอของอากาศ ณ อุณหภูมิ T_w และแม้จะมีความชื้นมากกว่านี้ ก็ไม่มีผลให้ความดันไอสูงขึ้นอีก ทั้งนี้เพราะค่าความดันไอขึ้นกับอุณหภูมิ และเป็นค่าความดันที่สมดุล ณ อุณหภูมินั้น ค่าความชื้นสมดุล $\bar{X}'_E$ คือความชื้นที่จะยังคงเหลืออยู่ในเนื้อวัสดุในสมดุลกับอากาศที่ใช้ออบความชื้นจะไม่ลดต่ำกว่านี้อีกแม้ว่าจะใช้เวลานานเท่าใดก็ตาม ถ้าต้องการได้วัสดุที่มีค่าความชื้นต่ำกว่าค่านี้ จะต้องเปลี่ยนสภาวะของอากาศอบให้ มีค่าความชื้นต่ำลง ดังรูปที่ 2.23



รูปที่ 2.23 Constant Rate Drying (R_c) และ Falling Rate Drying (R_f) [17]

อัตราการอบ (R) หมายถึง ค่าความชื้นที่ระเหยออกไปได้ต่อหน่วยพื้นที่ต่อหน่วยเวลาหน่วย อาจเป็นปอนด์น้ำต่อตารางฟุตชั่วโมง หรือกิโลกรัมน้ำต่อตารางเมตรชั่วโมง Constant Rate Drying (R_c) คือการอบแห้งในช่วงการอบที่มีค่าอัตราการระเหยต่อพื้นที่และเวลาคงที่เป็นการอบที่มีความชื้นในวัสดุเหลือเพื่อ จงเดินทางมาสู่ผิวหน้าได้ทันเวลากับความร้อนที่จ่ายจากลมร้อนมาที่ผิวเป็นปริมาณความร้อนที่อยู่ในประเภท unbound moisture ที่สำคัญคือ การอบในช่วงนี้เกิดโดยที่อุณหภูมิวัสดุคงที่ Twet bulb ของอากาศแห้งที่ใช้อบ



รูปที่ 2.24 ลักษณะการระเหยของความชื้นในเนื้อวัสดุ [17]

Falling Rate Drying คือ การอบในช่วงที่ปริมาณน้ำที่ผิววัสดุแห้งลง เมื่อน้ำระเหยมาที่ผิวไม่ทันอัตราการระเหยต่อหน่วยพื้นที่และเวลาที่จะลด ในช่วงนี้อุณหภูมิที่ผิวอาจค่อย ๆ เพิ่มขึ้น และค่า R_f อาจจะแปรผันตรงกับค่าความชื้นที่เหลืออยู่ (กราฟ falling rate เป็นเส้นตรง) หรือไม่ขึ้นโดยตรงกับค่า $\bar{X}$ (กราฟของ falling rate เป็นเส้นโค้ง) ก็ได้ วัสดุอบบางประเภทอาจมีแต่ falling rate ตลอดการอบเลยก็ได้

การคำนวณที่เกี่ยวกับการอบ (Drying Calculation)

การคำนวณที่เกี่ยวกับการอบแห้งมักเป็นการคำนวณหาเวลาที่ใช้ในการอบ (Drying time) สมการทั่วไปสำหรับคำนวณหาเวลาที่ใช้อบหาได้จากการอินทิเกรตสมการของค่าจำกัดความของ Drying Rate

$$R = -\frac{W_s}{A} \frac{d\bar{X}}{d\theta} = \frac{M_a M_b}{A}$$

เมื่อ R คือ ค่า drying rate, lb H₂O./hr.ft², kg H₂O/m².hr.

$\bar{W}_s$ คือ น้ำหนักของของแข็งแห้ง, lb, kg

$\bar{X}$ คือ ค่าความชื้นในของแข็ง

ซึ่งเมื่อจัดรูปใหม่ และอินทิเกรต

$$\int_0^\theta d\theta = -\frac{W_s}{A} \int_{\bar{X}_1}^{\bar{X}_2} \frac{d\bar{X}}{R}$$

การอบในช่วง Constant rate

$$R = R_c, \bar{X}_2 = \bar{X}_c$$

$\theta = \theta_c$ สมการของ θ_c จะเท่ากับ

$$\theta_c = -\frac{W_s}{AR_c} (\bar{X}_c - \bar{X}_1)$$

R_c อาจหาจากผลการทดลองอบวัสดุในเครื่องอบภายใต้สภาวะอากาศ ที่เหมือนกับการอบในเครื่องอบ แล้วพลอตค่า Rate กับ $\bar{X}$ หรืออาจคำนวณจากสมการดุลมวล หรือความร้อนของระบบแล้วแต่ข้อมูลที่มีดังต่อไปนี้

$$R_c = k_y (Y_i - Y_v) Ma = \frac{h_v}{\lambda} (T_v - T_i)$$

เมื่อการถ่ายเทเกิดจากผิวสัมผัสสู่อากาศอบ

T_i คือ อุณหภูมิที่ผิวของวัสดุเท่ากับ T_w

λ คือ ค่าความร้อนแฝงวัดที่อุณหภูมิ T_w ของอากาศอบ

h_v คือ ค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อน มีสมการสำหรับหาค่า h_v ในระบบหน่วยต่าง ๆ ดังนี้

For Flow parallel to solid surface

$$h_v = 0.0128 G_v^{0.8} \quad h_v \text{ มีหน่วยเป็น } \frac{\text{Btu}}{\text{ft}^2 \text{hr}^\circ \text{F}}, G_v \text{ มีหน่วยเป็น lb/ft}^2 \text{hr}$$

$$h_v = \frac{8.8 G^{0.8}}{D_e^{0.2}}, \quad h_v \text{ มีหน่วยเป็น w/m}^2 \text{ } ^\circ \text{C}, G \text{ มีหน่วยเป็น kg/m}^2 \text{s}$$

D_e คือ equivalent diameter ของ air flow channel, ft, m

For flow perpendicular to solid surface

$$h_v = 24.2 G^{0.37} \quad h_v \text{ มีหน่วยเป็น w/m}^2 \text{ } ^\circ \text{C}, G \text{ มีหน่วยเป็น kg/m}^2 \text{s}$$

และความเร็วของอากาศอยู่ในช่วง 0.9-4.5 m/s

การคำนวณเวลาอบในช่วง Falling Rate period

สำหรับการอบเมื่อ

$$R_f \propto \bar{X} \Rightarrow \frac{R}{\bar{X}} = \frac{R_c}{\bar{X}_c}$$

ดังนั้นสมการหาค่า θ ทั่วไป จะเขียนได้เป็น

$$\int_{\theta_c}^{\theta} d\theta = -\frac{W_s}{A} \int_{\bar{X}_c}^{\bar{X}} \frac{d\bar{X}}{\frac{R_c}{\bar{X}} \bullet \bar{X}}$$

ซึ่งเมื่ออินทิเกรตจะได้

$$(\theta - \theta_c) = \theta_f = -\frac{W_s}{A} \frac{\bar{X}_c}{R_c} \ln \frac{\bar{X}}{\bar{X}_c}$$

สมการนี้จะเป็นการคำนวณเวลาอบสำหรับของแข็งที่มีค่า $\bar{X}'_E = 0$ หรือมี drying curve ที่ตัดจุด Origin หรือวัสดุที่สามารถอบจนถึง bone dry solid หรือ zero moisture content ได้แต่ในกรณีที่วัสดุมีคุณสมบัติที่จะเกิด equilibrium moisture สมการเวลาอบใน falling rate period จะเป็น

$$\theta_f = \frac{-W_s \left(\bar{X}'_c - \bar{X}'_E \right)}{AR_c} \ln \left(\frac{\bar{X}'_f - \bar{X}'_E}{\bar{X}'_c - \bar{X}'_E} \right)$$

2.11 งานวิจัยที่เกี่ยวข้อง/การทบทวนวรรณกรรม

เตาแก๊สซิไฟเออร์เป็นอุปกรณ์ในการเปลี่ยนแปลงเชื้อเพลิงชีวมวลให้เป็นเชื้อเพลิงชนิดแก๊ส (Producer gas) โดยกระบวนการทางอุณหภูมิ ซึ่งเชื้อเพลิงที่เป็นแก๊สเชื้อเพลิงดังกล่าวจะมีความสะดวกในการใช้งานมากกว่าและมีค่าความร้อนของเชื้อเพลิงสูงกว่าการเผาชีวมวลโดยตรง โดยงานวิจัยนี้มีจุดประสงค์เพื่อต้องการใช้เตาแก๊สซิไฟเออร์มาผลิตแก๊สเชื้อเพลิงเพื่อนำไปเผาให้กับท่อแลกเปลี่ยนความร้อนน้ำร้อนที่อยู่ภายในท่อไปอบยางพาราแผ่นต่อไป ทั้งนี้ยังมีข้อกำหนดไว้ว่าเตาและอุปกรณ์ประกอบของชุดอบยางนี้สามารถสร้างได้ง่าย ไม่ซับซ้อน และต้องการการบำรุงรักษาน้อยมากหรือไม่ต้องซ่อมบำรุงเลย และใช้เศษไม้ยางพาราเป็นเชื้อเพลิงซึ่งเหมาะสมกับเกษตรกรสวนยางรายย่อย โดยปกติสามารถแบ่งเตาแก๊สซิไฟเออร์ได้เป็น 4 แบบคือ แบบ Fixed batch gasifier แบบ Fluidized bed gasifier แบบ Entrained flow gasifier และแบบ Molten media gasifier ซึ่งแบบ fixed batch จะมีโครงสร้างของเตาและส่วนประกอบอื่นๆ เรียบง่ายมีกลไกไม่ซับซ้อนและต้องการซ่อมบำรุงน้อยมากหรือไม่ต้องการเลย ซึ่งการซ่อมบำรุงจะทำให้เป็นเรื่องยากกับเกษตรกรรายย่อย ดังนั้นในงานวิจัยนี้จึงเลือกออกแบบเตาแก๊สซิไฟเออร์แบบ Fixed batch gasifier เนื่องจากมีระบบกลไกการทำงานที่ไม่ซับซ้อน อุปกรณ์น้อย ซ่อมบำรุงต่ำมาก โดยเตาแก๊สซิไฟเออร์แบบ Fixed batch มีด้วยกัน 3 แบบคือ แบบแก๊สไหลขึ้น (Updraft)

แบบแก๊สไหลลง (Downdraft) และแบบกึ่งกลาง (Cross draft) โดยเตาแก๊สชีฟเฟอร์ทั้ง 3 แบบมีรูปแบบที่แตกต่างกันทางเทคนิคในการเกิดแก๊สดังตารางที่ 2.6 นี้

ตารางที่ 2.6 เปรียบเทียบคุณสมบัติทางเทคนิคระหว่างเตาแก๊สชีฟเฟอร์แบบ Fixed batch ทั้ง 3 แบบ

Updraft gasifier	Downdraft gasifier	Cross draft gasifier
- อากาศจะไหลเข้ามาทางด้านล่างและแก๊สที่ผลิตได้จะไหลออกมาทางด้านบน	- อากาศจะไหลเข้ามาทางด้านบนและแก๊สที่ผลิตได้จะไหลออกมาทางด้านล่าง	- การออกแบบจะง่ายและมีขนาดเล็ก อากาศจะเข้ามาทางด้านหนึ่งและแก๊สที่ผลิตได้จะออกไปในด้านตรงกันข้าม อากาศที่เข้ามาในตอนแรกนั้นจะผ่าน combustion zone และ Reduction zone ตามลำดับเพื่อผลิตแก๊ส
- ไม่เป็นที่นิยมนัก เพราะว่ามีปัญหาทางเรื่อง Clinker, Tar และต้องมีการเติมไอน้ำเข้าไปช่วยในการทำปฏิกิริยาที่ Reduction Zone	- บริเวณ Combustion Zone จะไม่ติดกับบริเวณส่วนที่เป็นซีเมนต์ ดังนั้นในกรณีที่คุณหมุมของ Combustion zone สูงๆ จะไม่ทำให้เกิดการละลายและรวมตัวเป็นก้อนของซีเมนต์ (Clinker) และนอกจากนี้ Gasifier ชนิดนี้ยังสามารถนำความชื้นที่ได้จากการอบเชื้อเพลิงที่บริเวณ Distillation zone มาใช้ในการทำปฏิกิริยาที่ Reduction zone ได้ด้วย	- ความชื้นของไม้เชื้อเพลิงต้องต่ำมาก

ด้วยจุดประสงค์การซ่อมบำรุงต่ำ งานวิจัยนี้จึงศึกษางานวิจัยที่เกี่ยวข้องเฉพาะเตาแก๊สชีฟเฟอร์ชนิดไหลลงเท่านั้นโดยมีการศึกษาที่เกี่ยวข้องดังนี้ มีการศึกษาถึงผลของขนาดชิ้นไม้เชื้อเพลิงต่อประสิทธิภาพเชิงความร้อนของเตาแก๊สชีฟเฟอร์แบบไหลลง [18] โดยพบว่าชิ้นไม้ที่เหมาะสมในการใช้งานกับเตาแก๊สชีฟเฟอร์แบบไหลลงจะมีขนาดอยู่ในระหว่าง 45-65 มม. โดยจะทำให้เตาแก๊สชีฟเฟอร์แบบไหลลงมีประสิทธิภาพเชิงความร้อนสูงกว่าขนาดยาวกว่านี้และมีความเหมาะสมในการใช้งานได้ดีกว่าขนาดที่สั้นกว่านี้ สอดคล้องกับ [19-21] ซึ่งก็ได้สนับสนุนหลักเกณฑ์นี้เช่นกันทั้งนี้อันเนื่องมาจาก

ขนาดของเชื้อเพลิงชีวมวลที่ใช้ จะมีผลต่อการผลิตแก๊สเชื้อเพลิงซึ่งเชื้อเพลิงชีวมวลขนาดใหญ่จะมีอัตราส่วนของพื้นที่ผิวต่อปริมาตรต่ำทำให้ยากต่อการจุดเผาภายในเตาและจะทำให้เกิดปริมาณของช่องว่างระหว่างเชื้อเพลิงด้วยกันมาก เป็นผลทำให้มีออกซิเจนไหลผ่านเข้าไปในระบบมาก ปฏิกริยาทางเคมีที่เกิดขึ้นก็จะน้อยตามไปด้วย ทำให้ประสิทธิภาพในการผลิตแก๊สชีวมวลมีค่าต่ำ

การศึกษาด้านอื่นพบว่า การกระจายขนาดของเชื้อเพลิงที่พบว่าถ้าขนาดของเชื้อเพลิงในถังบรรจุมีขนาดไล่เลี่ยกันกล่าวคือมีความแตกต่างกันเรื่องขนาดและรูปร่างน้อยมากจะทำให้มีความสม่ำเสมอในการเผาไหม้ ซึ่งถ้าเชื้อเพลิงมีขนาดแตกต่างกันมาก อากาศและแก๊สจะไหลผ่านตามช่องว่างที่เกิดจากเชื้อเพลิงขนาดโตและเล็กเกยกัน ทำให้บางบริเวณมีการเผาไหม้รุนแรง บางบริเวณเย็นตัวลงและอาจสลับกันในเวลาต่อมา ทำให้เกิดการหลอมกันเป็นก้อน (Clinker) ดังที่ [22] ได้กล่าวไว้ในการทดสอบการกระจายของเชื้อเพลิงก้อนถ่านหิน และยังมีงานวิจัยที่เกี่ยวข้องกับประสิทธิภาพของเตาแก๊สซิไฟเออร์แบบไหลลงในด้านเชื้อเพลิงอีกคือ ปริมาณการบรรจุสูงสุดของไม้เชื้อเพลิงในถังบรรจุจะสามารถบรรจุไม้เชื้อเพลิงได้โดยประมาณ 20-70% [23] และมีการศึกษาถึงผลกระทบของความชื้นของไม้เชื้อเพลิงที่มีผลต่อประสิทธิภาพเชิงความร้อนของเตาแก๊สซิไฟเคชั่นแบบไหลลง โดย [24] ได้ศึกษาพบว่า ขณะที่แก๊สร้อนจากโซน Combustion ไหลเคลื่อนเข้าสู่โซน Reduction จะทำให้อุณหภูมิของแก๊สลดลงเนื่องจากเป็นปฏิกิริยาดูดความร้อน ดังนั้นไอน้ำกับคาร์บอนจะทำปฏิกิริยากันเพื่อก่อให้เกิดแก๊สไฮโดรเจนและแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ ดังสมการ $C + 2H_2O \rightarrow CO_2 + 2H_2$ ซึ่งจะเกิดขึ้นที่อุณหภูมิต่ำประมาณ 500-600°C ปฏิกิริยานี้มีความสำคัญเพราะจะทำให้ส่วนผสมของแก๊สไฮโดรเจนในแก๊สชีวมวลมีค่ามากขึ้นซึ่งมีผลทำให้แก๊สมีค่าพลังงานความร้อนสูงขึ้น แต่ถ้าในกระบวนการที่มีไอน้ำมากเกินไปไอน้ำอาจทำปฏิกิริยากับแก๊สคาร์บอนมอนนอกไซด์ จะทำให้เกิดคาร์บอนไดออกไซด์และไฮโดรเจนดังสมการ $CO + H_2O \rightarrow CO_2 + H_2$ (ปฏิกิริยานี้เรียกว่า Water Shift Reduction) ทำให้ค่าความร้อนของแก๊สชีวมวลที่ได้มีค่าลดลง ดังนั้นเชื้อเพลิงชีวมวลที่ใช้จะต้องมีความชื้นไม่มากเกินไป [25] ความชื้นของไม้เชื้อเพลิงสำหรับเตาแก๊สซิไฟเออร์แบบไหลลงที่มีค่าระหว่าง 12-25 % ถ้าความชื้นน้อยกว่าหรือมากกว่าจะส่งผลให้ประสิทธิภาพเชิงความร้อนของเตาลดลง การใช้เตาแก๊สซิไฟเออร์ในการอบยางพาราจากการสืบค้นเอกสารพบว่าการใช้เตาแก๊สซิไฟเออร์ที่เป็นแบบ Updraft หรือกึ่ง Updraft กึ่งเผาตรง [6, 26-28] เกือบทั้งสิ้นดังรูปที่ 2.25 ทั้งนี้เนื่องจากนักวิจัยอาจจะคำนึงถึงความสะดวกในการใส่เชื้อเพลิงเพราะเตาแบบ Updraft สามารถใช้เชื้อเพลิงที่มีขนาดใหญ่ได้ สามารถใช้เชื้อเพลิงที่มีความชื้นสูงกว่าแบบ Down draft ได้ มีค่าความร้อนของแก๊สเชื้อเพลิงสูงกว่าเล็กน้อย แต่เนื่องจากเตาแก๊สซิไฟเออร์แบบ Updraft ในการอบยางทุกแบบจะมีเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนอยู่เหนือเตา ทำให้มีน้ำมันทาร์ลอยเข้าไปเกาะกับท่อแลกเปลี่ยนความร้อนที่อยู่ด้านบน ซึ่งน้ำมันทาร์เป็นสิ่งที่กำจัดยากและจะลดประสิทธิภาพในการแลกเปลี่ยนความร้อนลงไปเรื่อยๆ การซ่อมบำรุงทำได้ยากและอาจจะต้องทิ้งเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนไป

การศึกษาเกี่ยวกับการอบยางแผ่นและการตากยางผึ่งแห้ง พบว่าอุณหภูมิที่ใช้ในการอบยางแผ่นธรรมชาติได้ดีอยู่ที่ 40-60 เซลเซียส โดยมีความเร็วลมร้อนที่ 0.7-2 m/s [29-30] การตากยางให้สะเด็ดน้ำก่อนเข้าเตาอบที่ 6 ชั่วโมงจะช่วยให้ความชื้นภายในแผ่นยางไม่เกิน 40% อย่างไรก็ตามในการทำในระดับโรงรมมีการวางตากยางแค่ไม่เกิน 2 ชั่วโมงเท่านั้น