



บทที่ 2

เอกสารและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

2.1 แนวคิดและทฤษฎี

ฟลูอิดเซชัน คือ กระบวนการหรือวิธีการที่ทำให้ของแข็งซึ่งมีรูปร่างลักษณะเป็นเม็ดหรือชิ้น สัมผัสกับของไหลแล้วทำให้พฤติกรรมของเม็ดของแข็งมีสมบัติคล้ายของไหล ดังนั้นเมื่อนำเม็ดของแข็งกลุ่มหนึ่งมาวางไว้บนตะแกรงในหอตดลองแล้วให้ของไหล (แก๊ส, ของเหลว) ไหลผ่านจากด้านล่างของตะแกรงที่รองรับเม็ดของแข็ง ของไหลก็จะผ่านชั้นของเม็ดของแข็ง และไหลออกทางส่วนบนของหอตดลอง เมื่อเพิ่มความเร็วของไหลขึ้นเรื่อย ๆ ในที่สุดจะเห็นเม็ดของแข็งขยับตัวและลอยตัวขึ้นเป็นอิสระไม่เกาะติดกัน ของแข็งที่อยู่ในลักษณะนี้จะมีสมบัติคล้ายของไหล เรียกของแข็งที่ประพฤติตัวในลักษณะนี้ว่า “ฟลูอิด์เบด” และเรียกปรากฏการณ์ดังกล่าวว่า “ฟลูอิดเซชัน” (สมศักดิ์ ดำรงเลิศ, 2528)

2.2 ประเภทของฟลูอิดเซชัน

จากรูปแบบการใช้งานของฟลูอิดเซชัน สามารถแบ่งฟลูอิดเซชันเป็น 2 แบบ คือ ฟลูอิดเซชันแบบสองสถานะ และฟลูอิดเซชันแบบสามสถานะ

2.1.1 ฟลูอิดเซชันแบบสองสถานะ (Two-phase fluidization)

เป็นกระบวนการฟลูอิดเซชันที่ภายในหอตดลองที่ใช้ในกระบวนการประกอบด้วยสองสถานะ คือ ของแข็งและของไหล โดยที่ของไหลนั้นจะเป็นแก๊สหรือเป็นของเหลวอย่างใดอย่างหนึ่ง ดังนั้นฟลูอิดเซชันแบบสองสถานะ จึงสามารถแบ่งย่อยลงไปได้อีกสองแบบคือ

- แก๊สฟลูอิดเซชัน (Gas fluidization)
- ฟลูอิดเซชันของเหลว (Liquid fluidization)

2.1.2 ฟลูอิดเซชันแบบสามสถานะ (Three-phase fluidization)

เป็นกระบวนการฟลูอิดเซชันที่ภายในหอตดลองที่ใช้ในกระบวนการประกอบด้วยสามสถานะ คือ ของแข็ง ของเหลว และแก๊ส กระบวนการฟลูอิดเซชันแบบสามสถานะนั้นเป็นกระบวนการที่พัฒนาขึ้นจากฟลูอิดเซชันแบบสองสถานะ ดังนั้นจึงมีกลไกที่ซับซ้อนมากกว่า และการคำนวณต้องอาศัยหลักคณิตศาสตร์ขั้นสูง

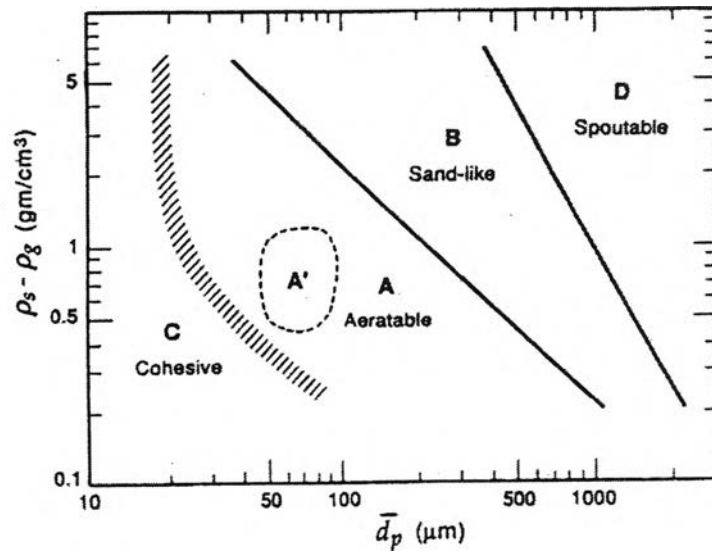
2.3 ลักษณะของฟลูอิดไชน์เบด

ฟลูอิดไชน์สามารถแบ่งได้เป็นหลายลักษณะตามรูปแบบการไหลที่เปลี่ยนแปลงตามความเร็วของของไหลที่ใช้ในการทำให้เกิดฟลูอิดไชน์ การไหลในแต่ละชนิดจะมีรูปแบบการสัมผัสกันของของแข็งและของไหลแตกต่างกัน ซึ่งรูปแบบการสัมผัสกันของของแข็งและของไหลเป็นปัจจัยสำคัญในการพิจารณาเลือกฟลูอิดไชน์ลักษณะต่าง ๆ ไปใช้งาน โดยที่เบด (Bed) หมายถึง ปริมาณเม็ดของแข็งที่บรรจุอยู่ภายในหอทดลอง ไม่ว่าของแข็งนั้นจะอยู่นิ่งหรือเคลื่อนไหวด้วยของไหลภายในหอทดลอง โดยมีระดับวัดจากแผ่นตะแกรงโลหะรองรับ หรือตัวกระจายแก๊ส (Gas distributor) จนถึงผิวหน้าของเม็ดเบด

2.4 การจำแนกประเภทของอนุภาคด้วยวิธีของ Geldart

งานวิจัยทั่วไปจะจำแนกขนาดของอนุภาคออกเป็นกลุ่ม ๆ ซึ่งวิธีที่นิยมใช้กันมากคือ Geldart powder classification ซึ่งเป็นการจำแนกขนาดของอนุภาคโดยอาศัยผลต่างของความหนาแน่นของของแข็งกับแก๊ส และขนาดอนุภาคเฉลี่ยดังแสดงในรูปที่ 2.1 ซึ่งสามารถอธิบายลักษณะของอนุภาคในแต่ละกลุ่มได้ดังนี้ (Grace, J. R. et al., 1997)

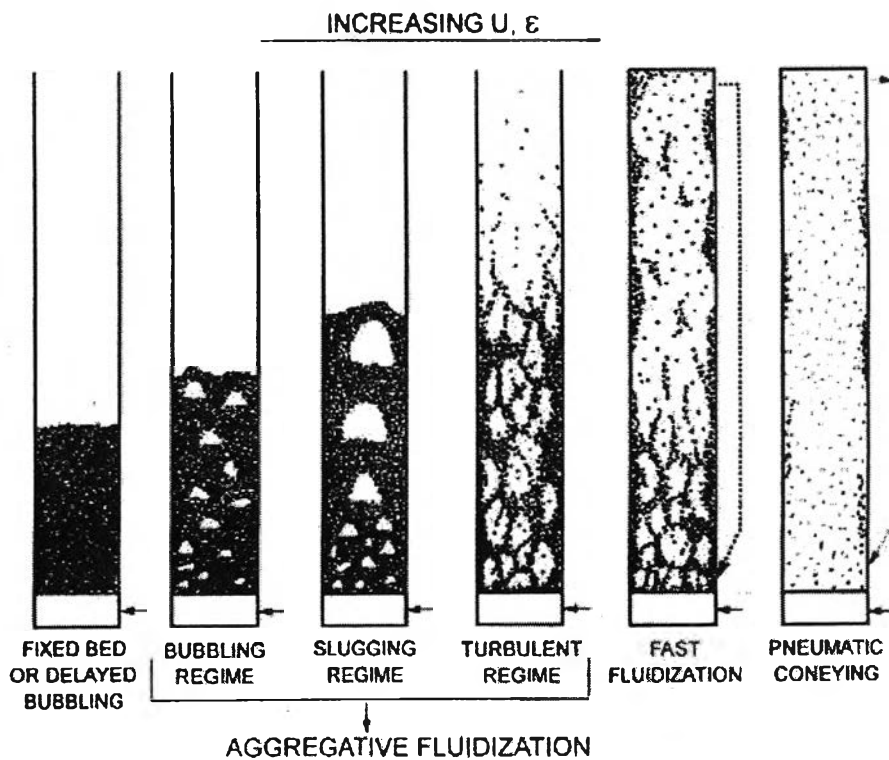
- 1) Group C คือ เป็นของแข็งที่มีขนาดเล็กมาก (Cohesive หรือ very fine powder) ของแข็งกลุ่มนี้จะเกิดฟลูอิดไชน์ได้ยาก เนื่องจากแรงดึงดูดระหว่างอนุภาคจะสูงมาก และมักจะจับตัวกันเป็นก้อน
- 2) Group A คือ Aeratable เป็นของแข็งที่มีขนาดเล็ก และความหนาแน่นต่ำสามารถทำให้เกิดฟลูอิดไชน์ได้ง่ายเป็นฟลูอิดไชน์แบบสม่ำเสมอ (smooth fluidization) ที่ความเร็วแก๊สต่ำ ๆ และที่ความเร็วแก๊สสูง ๆ ก็สามารถควบคุมการเกิดฟองได้
- 3) Group B คือ Sandlike เป็นของแข็งที่มีขนาด อยู่ในช่วง $40 < dp < 500$ ไมโครเมตร และความหนาแน่นในช่วง $1.4 < \rho_s < 4$ กรัมต่อลูกบาศก์เซนติเมตร สามารถการเกิดฟลูอิดไชน์ได้ง่าย แต่อิทธิพลของฟองจะสูงขึ้น และฟองจะมีการโต
- 4) Group D คือ Spoutable ของแข็งที่มีขนาดใหญ่และหรือความหนาแน่นสูง ดังนั้นจึงเกิดฟลูอิดไชน์ได้ยาก



รูปที่ 2.1 การจำแนกกลุ่มของของแข็งโดยวิธีของ Geldart (Grace, J. R. et al., 1997)

2.5 แก๊สฟลูอิดไอเซนซ์

แก๊สฟลูอิดไอเซนซ์ เป็นการเกิดฟลูอิดไอเซนซ์เบดสองสถานะระหว่างของไหลที่เป็นแก๊สกับของแข็ง โดยขอบเขตของฟลูอิดไอเซนซ์เบด (Regime of fluidization) จะสามารถแบ่งได้ดังรูปที่ 2.2



รูปที่ 2.2 รูปแบบการไหลสำหรับฟลูอิดไอเซนซ์เบดแก๊ส - ของแข็ง (Grace, J. R., 1997)

เมื่อเบตวางตัวบนตะแกรงหรือตัวกระจายแก๊ส และมีแก๊สเคลื่อนที่ผ่านขึ้นมาซึ่งความเร็วที่เพิ่มขึ้น ทำให้เกิดอุทกพลวัต (Hydrodynamic) ที่แตกต่างกัน สามารถอธิบายได้ดังนี้

2.5.1 เบตนิ่ง (Fixed bed) เมื่อแก๊สไหลผ่านเบตขึ้นมาด้วยความเร็วต่ำ ของแข็งหรือเบตที่วางอยู่บนตะแกรงโลหะจะวางนิ่งไม่เคลื่อนไหว แก๊สจะไหลคดเคี้ยวไปตามช่องว่างระหว่างเบตที่มีอยู่ในหอตดลอง เมื่อแก๊สเคลื่อนที่ผ่านเบตที่วางนิ่ง จะมีแรงเนื่องจากการไหลของของไหล กระทำต่ออนุภาคของแข็งในทิศทางการไหลของของไหล เรียกแรงนี้ว่า “แรงเสียดทานเนื่องจากการไหล” (Drag force) ซึ่งจะก่อให้เกิดความดันลด (Pressure drop) ตกคร่อมเบตไว้

ความดันตกคร่อมเบตตลอดความสูงของเบตนิ่งที่เกิดขึ้น จะเพิ่มตามความเร็วของแก๊สที่เพิ่มขึ้น ซึ่งสามารถคำนวณได้จาก Ergun Equation ดังสมการที่ 2.1

$$\frac{\Delta P}{L} = \frac{150\mu U}{(\phi d_p)^2} \frac{(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3} + \frac{1.75\rho_g U^2}{(\phi d_p)^2} \frac{(1-\varepsilon)}{\varepsilon^3} \quad \dots(2.1)$$

2.5.2 เบตแบบฟองแก๊ส (Bubbling fluidized bed) เมื่อความเร็วแก๊สที่เคลื่อนที่ผ่านเบตนิ่งเพิ่มขึ้นจนถึงความเร็วค่าหนึ่ง อนุภาคของแข็งจะเริ่มเกิดการเคลื่อนที่ขึ้น ความเร็วจุดนี้เรียกว่าความเร็วต่ำสุดในการเกิดฟลูอิไดเซชัน (Minimum fluidization velocity; U_{mf}) และเรียกเบต ณ จุดนี้ว่า Minimum fluidized bed ซึ่งเป็นจุดแรกที่อนุภาคของแข็งประพติดตัวคล้ายของไหล สำหรับค่าความดันตกคร่อมเบต ณ จุดนี้มีค่าเท่ากับน้ำหนักของเบต ดังนั้น แรงเสียดทานเนื่องจากการไหล (Drag force) ที่เกิดขึ้น ณ จุดนี้สามารถแสดงได้ดังสมการที่ 2.2

$$F_D = \Delta P \cdot A = AL(1-\varepsilon)(\rho_s - \rho_g)g \quad \dots(2.2)$$

โดยที่ A = พื้นที่หน้าตัดของหอตดลอง

L = ความสูงของหอตดลอง

เมื่อนำสมการที่ (2.2) มาจัดรูปใหม่จะได้เป็นสมการแสดงภาวะต่ำสุดของฟลูอิไดเซชัน (Minimum fluidization condition) ดังสมการที่ 2.3 โดยตัวย่อ mf แทนภาวะต่ำสุดที่เกิดฟลูอิไดเซชัน

$$\frac{\Delta P}{L_{mf}} = (1-\varepsilon_{mf})(\rho_s - \rho_g)g \quad \dots(2.3)$$

สำหรับความเร็วต่ำสุดในการเกิดฟลูอิดไอเซน สามารถคำนวณได้จากสมการดังนี้

- เมื่อ $Re_p < 20$

$$U_{mf} = \frac{(\phi d_p)^2 (\rho_s - \rho_g)}{150 \mu} g \left(\frac{\varepsilon_{mf}^3}{1 - \varepsilon_{mf}} \right) = \frac{d_p^2 (\rho_s - \rho_g) g}{1650 \mu} \quad \dots(2.4)$$

- เมื่อ $Re_p > 1,000$

$$U_{mf} = \frac{\phi d_p (\rho_s - \rho_g)}{1.75 \rho_g} g \varepsilon_{mf}^3 = \frac{d_p^2 (\rho_s - \rho_g) g}{24.5 \rho_g} \quad \dots(2.5)$$

ส่วนความเร็วของแก๊สที่ทำให้เริ่มมีฟองแก๊สเกิดขึ้นในหอตดลอง (Minimum bubbling fluidization velocity, U_{mb}) ในกรณีของอนุภาคของแข็งกลุ่ม Geldart A จะมีค่า U_{mb} มากกว่า U_{mf} ส่วนในกรณีของอนุภาคของแข็งกลุ่ม Geldart B และ D จะมีค่า U_{mb} จะเท่ากับ U_{mf} ดังนั้นรูปแบบของการเกิดฟลูอิดไอเซนแบบสม่ำเสมอ หรือแบบไม่มีฟองแก๊ส (Bubble-free fluidization) จึงเกิดเฉพาะในกรณีที่อนุภาคของแข็งกลุ่ม Geldart A เท่านั้น ซึ่งในปี ค.ศ. 1978 Geldart และ Abrahamsen ได้ประมาณค่า U_{mb} ไว้ในหน่วย SI ดังสมการที่ 2.6

$$U_{mb} = 33 d_p \left(\frac{\rho_g}{\mu_g} \right)^{0.1} \quad \dots(2.6)$$

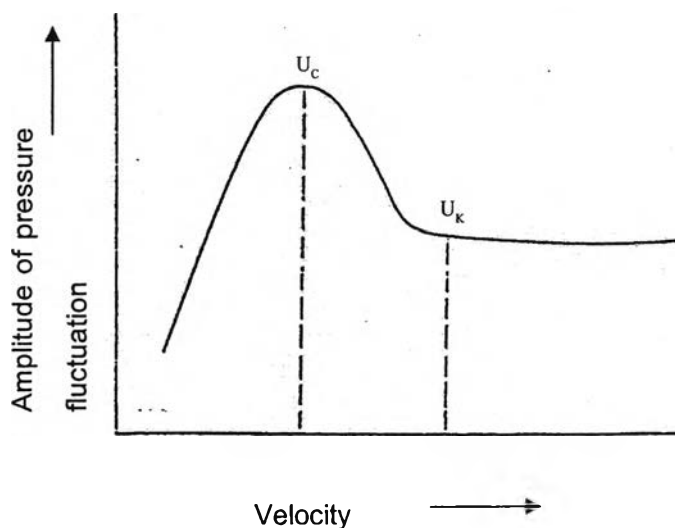
2.5.3 เบดแบบสลัก (Slugging bed) เมื่อความเร็วแก๊สที่เคลื่อนที่ผ่านเบดแบบฟองแก๊สเพิ่มขึ้นจนมากกว่า U_{mb} ขนาดของฟองแก๊สจะมีขนาดใหญ่ขึ้นตามความเร็วของแก๊สและความสูงของเบด ถ้าหอตดลองมีขนาดเล็ก หรือแคบและยาว ฟองแก๊สที่เกิดขึ้นอาจจะมีขนาดใหญ่เกือบเท่ากับเส้นผ่านศูนย์กลางของหอตดลอง ในกรณีนี้จะสังเกตเห็นฟองแก๊สเคลื่อนที่ผ่านเบดและแยกอนุภาคของแข็งออกเป็นชั้น ๆ เรียกว่าเกิดสลัก และที่ความเร็วของแก๊สที่ทำให้ฟองแก๊สเริ่มมีขนาดใหญ่เท่ากับเส้นผ่านศูนย์กลางของหอตดลอง ก็คือ ความเร็วต่ำสุดที่ทำให้เกิดการสลัก (Minimum slugging velocity : U_{ms}) ซึ่งในปี ค.ศ. 1967 Stewart และ Davidson ได้ประมาณไว้ดังสมการที่ 2.7

$$U_{ms} = U_{mf} + 0.07 \sqrt{gD} \quad \dots(2.7)$$

เมื่อ D = เส้นผ่านศูนย์กลางภายในของหอตดลอง

2.5.4 เบริดแบบปั่นป่วน (Turbulent bed) เมื่อความเร็วของแก๊สที่เคลื่อนที่ผ่าน เบริดแบบฟองแก๊สเพิ่มขึ้นจนมีค่ามากกว่า U_{ms} เบริดจะเกิดการขยายตัว และเมื่อเพิ่มความเร็วขึ้น เรื่อย ๆ จะสังเกตเห็นรูปแบบการสัมผัสของอนุภาคของแข็งกับแก๊ส ซึ่งมีการขยายตัวเปลี่ยนแปลง ไป ฟองแก๊สที่เกิดขึ้นมีการรวมตัวและแตกกระจายออกจากกันอย่างรวดเร็ว (จุดดูเหมือนไม่มีฟอง แก๊ส) การเคลื่อนไหวภายในเบริดเป็นแบบปั่นป่วน ลักษณะของเบริดภายในหอทดลองจะแบ่งได้เป็น 2 ส่วน คือ Dense phase ซึ่งเป็นส่วนที่มีอนุภาคของแข็งอยู่หนาแน่น และ Dilute phase ซึ่งเป็น ส่วนที่มีอนุภาคของแข็งอยู่เบาบาง

สำหรับช่วงในการเปลี่ยนแปลงจากเบริดแบบฟองแก๊สไปเป็นเบริดแบบปั่นป่วน ไม่ได้เกิดขึ้นแบบทันทีทันใดที่ความเร็วค่าหนึ่ง แต่จะมีช่วงของความเร็วในการเปลี่ยนภาวะทั้งสอง นี้ จากผลการวิจัยของนักวิจัยหลาย ๆ ท่านพบว่า การเปลี่ยนแปลงภาวะจากเบริดแบบฟองแก๊สไป เป็นเบริดแบบปั่นป่วนจะค่อย ๆ เกิดขึ้นเมื่อค่อย ๆ เพิ่มความเร็วขึ้นจากเบริดแบบฟองแก๊สซึ่งมีความ ปั่นป่วนของเบริดสูง (U_c) จนถึงค่า ๆ หนึ่ง (U_k) เบริดซึ่งเดิมอยู่ในสภาวะเบริดแบบฟองแก๊สนั้น ที่ บริเวณผิวหน้าของเบริดจะเริ่มเปลี่ยนไปเป็นเบริดแบบปั่นป่วน สามารถแสดงความสัมพันธ์ของ ความดันตกคร่อมเบริดที่เกิดขึ้นในช่วงการเปลี่ยนภาวะได้ดังนี้ รูปที่ 2.3



รูปที่ 2.3 ความสัมพันธ์ระหว่างความดันตกกับความเร็วจนถึงการเกิด เบริดแบบปั่นป่วน (Basu, P., 2006)

Terminal Velocity คือ ความเร็วตกอิสระของเม็ดของแข็งในของไหลอยู่นิ่ง ซึ่งความเร็วนี้จะมีค่าเท่ากับความเร็วของไหลที่ทำให้เม็ดของแข็งเคลื่อนตัวหลุดออกจากหอยทดลองไป โดย Haider และ Levenspiel ได้เสนอไว้ในปี ค.ศ. 1989 โดยแบ่งออกเป็น 2 กรณี ตามลักษณะของอนุภาคของแข็ง

- กรณีอนุภาคของแข็งมีรูปร่างเป็นทรงกลม

$$U_t^* = \left[\frac{18}{(d_p^*)^2} + \frac{0.591}{(d_p^*)^{1/2}} \right]^{-1} \quad \dots(2.8)$$

- เมื่อ $Re_p < 0.4$

$$U_{t,spherical} = \frac{g(\rho_s - \rho_g)d_p^2}{18\mu} \quad \dots(2.9)$$

- เมื่อ $0.4 < Re_p < 500$

$$U_{t,spherical} = \left[\frac{4}{225} \frac{(\rho_s - \rho_g)^2 g^2}{\rho_g \mu} \right]^{1/3} d_p \quad \dots(2.10)$$

- เมื่อ $500 < Re_p < 200,000$

$$U_{t,spherical} = \left[\frac{3.1g(\rho_s - \rho_g)d_p}{\rho_g} \right]^{1/2} \quad \dots(2.11)$$

- กรณีที่อนุภาคของแข็งไม่เป็นทรงกลม

$$U_t^* = \left[\frac{18}{(d_p^*)^2} + \frac{2.335 - 1.744\phi}{(d_p^*)^{1/2}} \right]^{-1} \quad \dots(2.12)$$

สมการที่ (2.8) และ (2.12) ตัวแปร U_t^* และ d_p^* เป็นพจน์ของตัวแปรไร้หน่วย โดยที่

$$d_p^* = d_p \left[\frac{\rho_g (\rho_s - \rho_g) g}{\mu^2} \right]^{1/3} \quad \dots(2.13)$$

และ

$$U_t^* = U_t \left[\frac{\rho_g^2}{\mu(\rho_s - \rho_g) g} \right]^{1/3} \quad \dots(2.14)$$

ดังนั้นจาก U_i^* ที่ได้จากสมการที่ (2.8) และ (2.12) นำมาหา U_i โดยอาศัยสมการที่ (2.14) ได้เป็น

$$U_i = U_i^* \left[\frac{\mu(\rho_s - \rho_g)g}{\rho_g^2} \right]^{1/3} \quad \dots(2.15)$$

2.5.5 เบดแบบฟาส (Fast fluidized bed) ไม่สามารถระบุพื้นผิวด้านบนของเบดได้ อนุภาคของแข็งจะเคลื่อนที่ออกทางด้านบนของเบด และต้องเติมอนุภาคของแข็งเข้ามาแทนที่โดยการป้อนอนุภาคเข้ามาใกล้ ๆ ส่วนล่างของเบด อนุภาคของแข็งจะรวมกลุ่มและเคลื่อนที่ลงบริเวณใกล้ ๆ ผนังของเบด ขณะที่แก๊สและอนุภาคของแข็งที่กระจายตัวอยู่ด้านบนจะเคลื่อนที่ขึ้น ในขณะที่อัตราการป้อนของแข็งคงที่ที่ความเร็วแก๊สเพิ่มขึ้นจะทำให้อนุภาคของแข็งในเบดลอยตัวขึ้น

จากรูปที่ 2.2 ในภาวะที่เป็น Fast fluidization ถ้านำเอาของแข็งที่หลุดออกจากเบดกลับเข้ามาในระบบใหม่บริเวณส่วนล่างของเบด ระบบแบบนี้จะเรียกว่า "ฟลูอิไดซ์เบดแบบหมุนเวียน" (Circulating Fluidized Bed, CFB)

เบดแบบฟาส หรือ Dilute phase refluxing เป็นลักษณะหนึ่งของการสัมผัสระหว่างแก๊สกับเม็ดของแข็ง (ซึ่งแก๊สจะเคลื่อนที่ผ่านกลุ่มของอนุภาคของแข็งที่อยู่เหนือตัวกระจายอากาศ โดยแก๊สจะมีความเร็วสูงกว่าความเร็วสุดท้าย (Terminal velocity) ของอนุภาค ทำให้อนุภาคของแข็งมีการเคลื่อนที่แบ่งออกเป็น 2 ส่วนด้วยกันคือ

- 1) Cluster phase อนุภาคของแข็งเกาะอยู่ด้วยกันเป็นกลุ่ม ๆ เคลื่อนที่ขึ้นลง (มีการสลายตัวและจัดตัวใหม่) ภายในท่อโรเซออร์
- 2) Disperse phase อนุภาคของแข็งมีเบาบางกระจายกันออกไป (อยู่ห่างกัน) และเคลื่อนที่ผ่านไปยังท่อป้อนกลับ

เม็ดของแข็งภายในเบดส่วนใหญ่จะอยู่ใน Cluster phase และมีการเคลื่อนที่ขึ้นไปตามแกนกลาง (ขณะที่เคลื่อนที่ขึ้นจะมีขนาดเพิ่มขึ้น) จนเมื่อถึงจุดๆ หนึ่งก็จะตกกลับลงมาตามผนังของท่อโรเซออร์ เมื่อเคลื่อนที่ตกกลับมาถึงจุดๆ หนึ่ง Cluster ก็แตกสลายตัวออกจากกัน และเกิดการเคลื่อนที่ขึ้นไปอีกครั้งการรวมตัวกันเป็น Cluster และสลายตัวออกจากกัน เกิดขึ้นอย่างต่อเนื่องตลอดเวลา และเมื่อพิจารณาลักษณะการเคลื่อนที่ของแก๊สและเม็ดของแข็ง และความหนาแน่นของเม็ดของแข็งตลอดความยาวท่อโรเซออร์ จะเห็นรูปแบบการกระจายตัวแบ่งออกเป็น 2 ส่วนคือ

- 1) บริเวณที่เม็ดของแข็งเกิดการรวมตัวเป็น Cluster และสลายตัวอยู่ตลอดเวลา จะเกิดบริเวณด้านล่างของท่อโรเซออร์ การกระจายตัวหรือความเข้มข้นของเม็ดของแข็งมีค่าสูงเรียกว่า Dense bed
- 2) บริเวณที่เม็ดของแข็งมีการกระจายตัวหรือมีความเข้มข้นน้อย ซึ่งเกิดบริเวณด้านบนของท่อโรเซออร์เรียกว่า Dilute bed

ฟลูอิดเซชันที่ผ่านมาทั้งหมด (ยกเว้น Fast fluidized bed) อาจจะเรียกรวมกันว่า Captive fluidized bed เพราะว่า อนุภาคของแข็งทั้งหมดซึ่งสัมผัสกับแก๊สจะถูกจำกัดบริเวณอยู่ภายในระยะความสูงหนึ่งจากตัวกระจายแก๊สเท่านั้น หรือในบางกรณีที่มีการพัดพาเกิดขึ้นก็มีอนุภาคของแข็งเพียงเล็กน้อยเท่านั้นที่ถูกพัดพาไป

2.5.6 Dilute-phase transport หรือ Pneumatic conveying เป็นการขนถ่ายอนุภาคของแข็งด้วยแก๊ส ไม่มีการเปลี่ยนแปลงความเข้มข้นของของแข็งในแนวแกนยกเว้นในส่วนล่างที่อนุภาคของแข็งมีความเร่งและอนุภาคของแข็งบางส่วนอาจหยุดนิ่งอยู่ใกล้ ๆ ผนังของหอทดลอง ความเร็วแก๊สที่ทำให้เบดในหอทดลองเปลี่ยนจากเบดแบบเจือจาง เป็นเบดแบบหนาแน่น เรียกว่า ความเร็วในการเกิดโซคกิง (Choking velocity, U_{ch}) ค่าความเร็วนี้หาได้จากการทำการทดลอง โดยการปรับลดความเร็วแก๊สในระบบที่เป็นเฟสเจือจางและมีปริมาณอนุภาคของแข็งในระบบคงที่ลงจนกระทั่งเบดเกิดการยุบตัวลงอย่างรวดเร็วและเปลี่ยนจากเฟสเจือจางเป็นเฟสหนาแน่น ซึ่งความเร็วแก๊สที่ทำให้เกิดการเปลี่ยนแปลงดังกล่าว คือ ความเร็วในการเกิดโซคกิงนั่นเอง ปริมาณของแข็งที่ไหลออกจากเบดในตอนนี Zenz ได้เสนอความสัมพันธ์ไว้ว่า

$$G_{s,ch} = \rho_s(1 - \epsilon_{ch})(U_{ch} - U_t) \quad \dots(2.16)$$

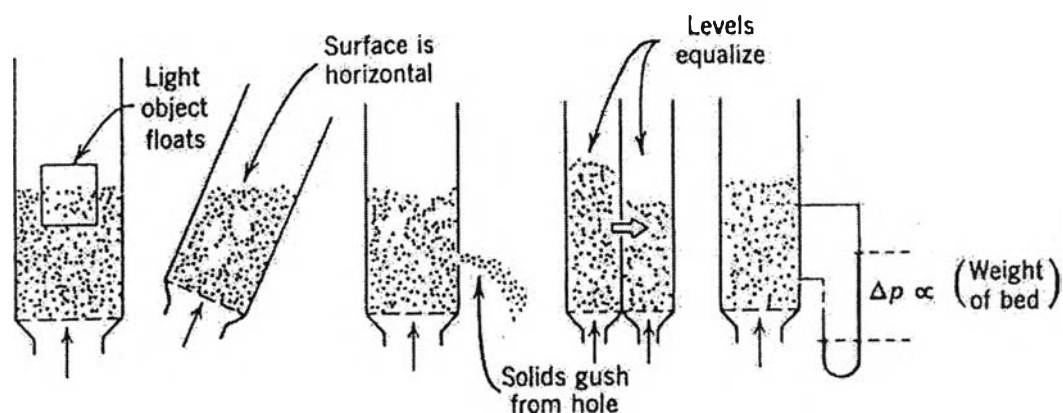
เมื่อ $G_{s,ch}$ คือ อัตราการไหลของของแข็งที่ออกจากเบดต่อพื้นที่หน้าตัดของหอทดลอง

ϵ_{ch} คือ อัตราส่วนของปริมาตรของช่องว่างต่อปริมาตรของเบดในภาวะ Choking พบว่าค่านี้มีค่าอยู่ระหว่าง 0.943 ถึง 0.987

2.6 ลักษณะคล้ายของไหลของฟลูอิดเซชันเบด

ในขณะที่เม็ดของแข็งลอยตัวอยู่ในลักษณะฟลูอิดเซชันแบบหนาแน่นนั้น ผิวหน้าของเบดจะเรียบสม่ำเสมอเหมือนผิวหน้าของของไหลที่ใสอยู่ในภาชนะ โดยเฉพาะถ้าเป็นฟลูอิดเซชันแบบเดียวกัน หรือว่าจัดหอทดลองเอนไปทางซ้ายหรือขวาก็ตาม ผิวหน้าก็ยังเรียบอยู่อย่างเดิม ดังรูปที่ 2.4 ถ้านำวัตถุของแข็งที่มีความถ่วงจำเพาะน้อยกว่าของเม็ดของแข็งที่อยู่ในเบด ใส่ลงไป

บนเบต วัตถุของแข็งนั้นจะลอยอยู่บนผิวหน้าของเบต นอกจากนี้ถ้าเจาะรูด้านข้างของเบต เม็ดของแข็งจะไหลออกทางรูนั้นได้เหมือนของเหลว หรือถ้านำเอาเบต 2 เบตมาต่อท่อถึงกัน เม็ดของแข็งจากเบตสูงกว่าจะไหลไปยังเบตที่มีเม็ดของแข็งต่ำกว่า



รูปที่ 2.4 ลักษณะคล้ายของไหลของฟลูอิดซ์เบต (Kunii and Levenspiel, 1991)

2.7 ข้อดีและข้อเสียของการใช้เทคนิคฟลูอิดเซชัน

เมื่อพิจารณาข้อเปรียบเทียบระหว่างข้อดีและข้อเสียของการใช้เทคนิคทางฟลูอิดเซชันกับเทคนิคอื่นๆ พอสรุปได้ดังนี้

ข้อดี

- เนื่องจากเม็ดของแข็งเคลื่อนที่อยู่ตลอดเวลาทำให้เกิดการผสมกันได้อย่างรวดเร็วและสม่ำเสมอ อุณหภูมิภายในเบตคงที่ตลอด
- มีการจัดเรียงตัวของเม็ดของแข็ง เม็ดที่มีน้ำหนักน้อยจะอยู่ส่วนบน เม็ดที่มีน้ำหนักมากจะอยู่ส่วนล่าง ซึ่งสามารถนำไปใช้ในการแยกขนาดของเม็ดของแข็งได้ นอกจากนี้แรงเสียดทานต่อการไหลของของไหลมีน้อยกว่ามาก
- จากคุณสมบัติที่คล้ายกับของไหล จึงสามารถทำงานแบบต่อเนื่องได้ คือปล่อยให้ของแข็งไหลออกจากเบตและไหลเติมเข้ามาในเบตได้
- การที่เม็ดของแข็งไหลหมุนเวียนอยู่ภายในเบต เม็ดของแข็งนี้สามารถที่จะเป็นตัวนำความร้อนจากผนัง ซึ่งเป็นแหล่งความร้อนให้กับของไหลได้มากกว่า เพราะมีสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนที่สูงกว่า เมื่อเปรียบเทียบ

- ที่ความเร็วของไหลค่าเดียวกัน ฟลูอิด์เบดจึงเหมาะสมกับกระบวนการที่มีปฏิกิริยาที่ให้ความร้อน หรือดูดความร้อนจำนวนมาก ๆ
- อัตราการถ่ายเทมวลสารและพลังงานสูง เนื่องจากพื้นที่สัมผัสระหว่างเม็ดของแข็งกับของไหลมีมากเมื่อเทียบกับเบดนิ่ง
 - ที่ความเร็วของของไหลสูง ๆ การทำงานของฟลูอิด์เบดจะเสียพลังงานน้อยกว่าเบดที่อยู่กับที่ เพราะแรงเสียดทานและความดันลดมีค่าน้อยกว่า
 - สามารถกำจัดขนาดของตัวเร่งปฏิกิริยาที่มีขนาดเล็กมาก ๆ ได้โดยไม่ต้องหยุดการทำงานของเครื่อง
 - สามารถใช้ในการขนส่งเม็ดของแข็งจากที่หนึ่งไปยังอีกที่หนึ่งได้

ข้อเสีย

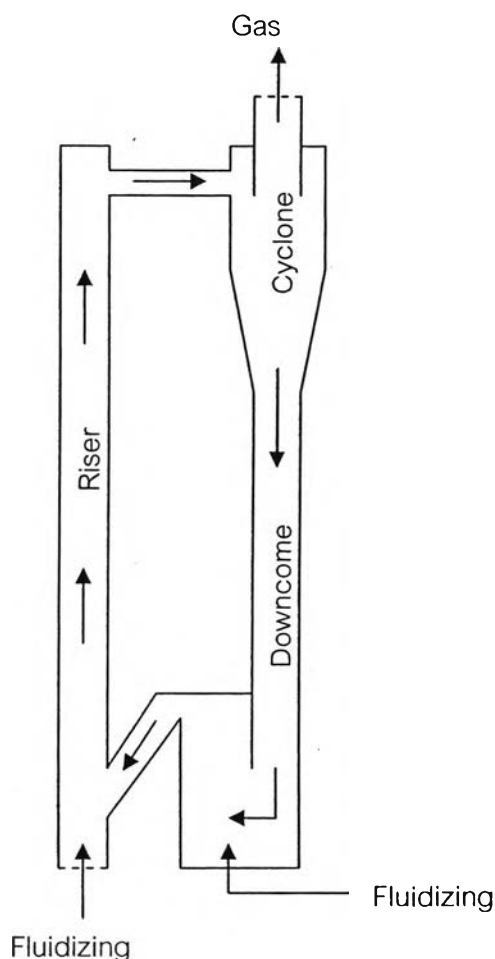
- เนื่องจากการผสมกันของเม็ดของแข็งอย่างรวดเร็ว อาจทำให้ระยะเวลาที่เม็ดของแข็งสัมผัสและผสมกับของไหลสั้นเกินไป เบดอาจจะไม่ผสมกันเป็นเนื้อเดียวโดยตลอด แต่อาจแก้ไขได้โดยใช้เบดหลายชั้น
- การขัดสีระหว่างของแข็งและภาชนะทำให้เกิดการสึกกร่อน และทำให้เม็ดของแข็งมีขนาดเล็กลง

2.8 ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียน (Circulating Fluidized Bed; CFB)

2.8.1 ลักษณะของฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียน

กระบวนการฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนเป็นกระบวนการหนึ่งซึ่งเป็นการสัมผัสกันระหว่างอากาศและของแข็ง ซึ่งถูกค้นพบครั้งแรกโดย Winkler และถูกนำมาใช้ในอุตสาหกรรมตั้งแต่ปี ค.ศ. 1930 โดยปัจจุบันได้มีการประยุกต์ใช้กันอย่างกว้างขวางในกระบวนการต่าง ๆ ในอุตสาหกรรม อย่างเช่น กระบวนการเผาไหม้ของถ่านหิน (Coal combustion), กระบวนการผลิตแก๊สจากชีวมวล (Biomass gasification), กระบวนการแตกตัวของไอน้ำมันหนักด้วยตัวเร่งปฏิกิริยา (Fluid catalytic cracking, FCC) และอื่น ๆ เนื่องจากเทคนิคฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนมีข้อดีหลายอย่าง คือสามารถใช้กับสารตั้งต้นได้หลายชนิด มีอัตราการถ่ายโอนของมวลและความร้อนระหว่างแก๊สกับของแข็งสูง มีการกระจายความร้อนได้อย่างสม่ำเสมอ และเป็นกระบวนการที่ทำได้อย่างต่อเนื่อง โดยอาศัยเทคนิคทางฟลูอิด์เบดเซชันมาประยุกต์เพื่อใช้งาน โดยระบบจะประกอบไปด้วยส่วนสำคัญ 3 ส่วนดังรูปที่ 2.5

- 1) ไรเซอร์ (Riser) เป็นส่วนประกอบที่เกิดปฏิกิริยาในแต่ละกระบวนการ เช่น เป็นส่วนที่เกิดปฏิกิริยาในกระบวนการเผาไหม้ของถ่านหิน (Coal combustion) หรือเป็นส่วนที่เกิดกระบวนการแตกตัวของไอน้ำมันหนักด้วยตัวเร่งปฏิกิริยาของ (Fluid catalytic cracking) หรือเป็นส่วนที่เกิดปฏิกิริยาแก๊สซิฟิเคชันในกระบวนการผลิตแก๊สจากถ่านหินหรือชีวมวล (Coal or Biomass gasification) และกระบวนการอื่น ๆ โดยไรเซอร์ทำงานภายใต้สภาวะฟลูอิดไอเซชันที่ความเร็วสูง มีลักษณะเป็นท่อยาว ในการสร้างส่วนของไรเซอร์สำหรับการเผาไหม้ โดยมากมักจะพบการกัดกร่อนจากอนุภาคที่มากระทบผนัง และความร้อนที่เกิดจากปฏิกิริยา จึงมักใช้โลหะทนความร้อน เช่น โลหะผสมจำพวกสแตนเลสสตีล (Stainless steel) แล้วหุ้มภายนอกด้วยฉนวน
- 2) ไซโคลน (Cyclone) หรือ Gas-solid separator ใช้ทำหน้าที่ในการแยกแก๊สและของแข็งออกจากกันโดยอาศัยแรงเหวี่ยง ทำให้อนุภาคของของแข็งกระทบกับผนังของไซโคลน แล้วจากนั้นอนุภาคจะเคลื่อนหมุนลงไปสู่ส่วนล่างของไซโคลน และผ่านท่อป้อนกลับต่อไป ส่วนแก๊สและอนุภาคขนาดเล็ก ๆ จะถูกแยกออกสู่ด้านบนของไซโคลน
- 3) ท่อป้อนกลับ (Downcomer) ทำหน้าที่ป้อนกลับของแข็งที่ถูกดักจับจากไซโคลนไปยังด้านล่างของท่อไรเซอร์ เพื่อให้เกิดการหมุนเวียนของของแข็งได้อย่างต่อเนื่อง



รูปที่ 2.5 ระบบฟลูอิดไคต์เบดแบบหมุนเวียน (Grace, J.R., 1997)

2.8.2 อุทกพลศาสตร์ภายในระบบฟลูอิดไคต์เบดแบบหมุนเวียน

ในระบบฟลูอิดไคต์เบดแบบแก๊ส-ของแข็งนั้น แก๊สหรืออากาศที่ป้อนเข้าสู่ระบบจะทำหน้าที่เป็นตัวพุงของแข็งภายในเบดให้เคลื่อนที่อย่างอิสระและมีสมบัติเหมือนของไหล ช่วยให้การผสมผสานและสัมผัสกันระหว่างของแข็งและแก๊สดีขึ้น เนื่องจากการเผาไหม้ถ่านหินในฟลูอิดไคต์เบดเป็นระบบฟลูอิดไคต์เบดโดยใช้แก๊ส ทำให้อุทกพลวัตในเตาเผามีความซับซ้อนขึ้นอยู่กับความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้าสู่เบด และขนาดของเม็ดของแข็งที่ใช้ในเบด ลักษณะการเคลื่อนที่ของฟองแก๊สจะเป็นอย่างไรขึ้นอยู่กับความเร็วมัธยสัมพันธ์ของฟองอากาศ และความเร็วของแก๊สในเบดหนาแน่นที่ภาวะเริ่มต้นของฟลูอิดไคต์เบด ($U_f = U_{mf}/e_{mf}$) เมื่อฟองแก๊สเคลื่อนที่ด้วยความเร็วมากกว่าความเร็วของแก๊สในเบดหนาแน่น ($U_{mf}/e_{mf} U_b < 1$) การไหลของแก๊สในเบดจะเสมือนว่าไหลสวนทางกับฟองแก๊ส โดยไหลวนกลับทางด้านล่างและออกทางด้านบนของฟองแก๊ส ทำให้เกิด

การปกคลุมของอนุภาครอบ ๆ ฟองแก๊สคล้ายหมอก (Cloud) ถ้าความเร็วของฟองแก๊สมีค่าน้อยกว่าความเร็วของแก๊สในเบดหนาแน่น ($U_{mf}/e_{mf}U_b > 1$) แก๊สในเบดหนาแน่นจะไหลผ่านฟองแก๊สจากทางด้านล่างออกทางด้านบน ทำให้ฟองแก๊สปราศจากหมอกปกคลุม ลักษณะการเคลื่อนที่ของฟองแก๊สดังกล่าวยังขึ้นอยู่กับขนาดของอนุภาคในเบด เนื่องจากความเร็วอากาศต่ำสุดที่ทำให้เกิดฟลูอิดเซชัน (U_{mf}) เป็นฟังก์ชันกับขนาด หรือมวลของแต่ละอนุภาค ในการเผาไหม้ถ่านหินขนาดของอนุภาคมีการเปลี่ยนแปลงโดยขนาดจะเล็กลง จึงทำให้ฟองแก๊สภายในเบดเคลื่อนที่จากความเร็วช้าไปสู่ความเร็วสูงขึ้น

ในระบบฟลูอิดเบดแบบหมุนเวียน ของแข็งจะเคลื่อนที่ผ่านส่วนต่างๆ ของเครื่อง ในตารางที่ 2.1 แสดงลักษณะการไหลที่แตกต่างกันในแต่ละส่วนของเตาเผาฟลูอิดเบดแบบหมุนเวียน ซึ่งจะเกิดขึ้นแตกต่างกัน

ตารางที่ 2.1 ลักษณะการไหลที่เกิดขึ้นในระบบฟลูอิดเบดแบบหมุนเวียน (Basu, P., 2006)

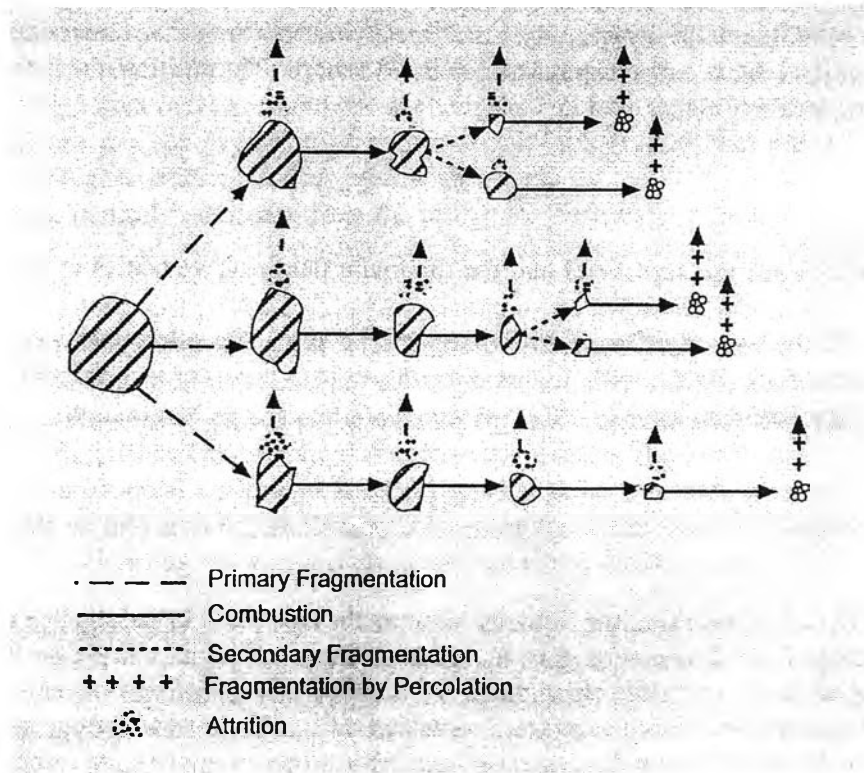
ตำแหน่ง	รูปแบบการไหล
ห้องเผาไหม้ บริเวณต่ำกว่าที่ป้อนอากาศหัตถิยภูมิ	เบดแบบฟองอากาศ หรือเบดแบบปั่นป่วน
ห้องเผาไหม้ บริเวณสูงกว่าที่ป้อนอากาศหัตถิยภูมิ	เบดแบบฟาส
ไซโคลน	การไหลแบบหมุน (Swirl flow)
ท่อป้อนกลับ (Return leg/Standpipe)	เบดบรรจุแบบเคลื่อนที่ (Moving packed bed)
ท่อป้อนกลับ (Loop seal)	เบดแบบฟองอากาศ

2.9 กลไกการเผาไหม้ถ่านหินในระบบฟลูอิดเบด

จุดเด่นของการนำฟลูอิดเบดแบบหมุนเวียนมาใช้เผาไหม้ถ่านหิน คือ การผลิตความร้อนปริมาณมากได้โดยใช้ขนาดห้องเผาไหม้ขนาดเล็ก อุณหภูมิการเผาไหม้ไม่สูงอยู่ระหว่าง 750 – 1000 องศาเซลเซียส ทำให้อัตราการปล่อยแก๊สกลุ่มไนโตรเจนออกไซด์ต่ำ และสามารถเติมสารดูดซับแก๊สซัลเฟอร์ไดออกไซด์ในเบด ทำให้อัตราการปลดปล่อยแก๊สพิษต่ำ อนุภาคของแข็งจะหมุนเวียนโดยมีกระแสแก๊สหมุนวนและพัดผ่านตลอดเวลา ทำให้เกิดการถ่ายโอนมวลและความร้อนที่พื้นผิวอย่างดียิ่ง มีผลให้อัตราการเกิดปฏิกิริยาสูงมาก และสม่ำเสมอตลอดทั้งช่วงความสูง

และพื้นที่หน้าตัดของเบด เป็นการเผาไหม้ที่อาจใช้เชื้อเพลิงที่มีคุณภาพแตกต่างกันมากได้ จึงมีการนำไปใช้เผาไหม้เชื้อเพลิงหลายชนิด รวมทั้งชีวมวล ของเสี้ยว ชยะชุมชน ตลอดจนเชื้อเพลิงผสมได้เป็นอย่างดี

ฟลูอิดเบดแบบหมุนเวียนที่ใช้ในการเผาไหม้ถ่านหินมักบรรจุวัสดุเฉื่อย เช่นทราย และถ่านหิน ตลอดจนปูนขาว เพื่อเป็นตัวเก็บความร้อนและให้ความร้อนแก่ถ่านหิน และจะมีเชื้อเพลิงอยู่ในเบดเพียงร้อยละ 1 - 5 ถ่านหินบางส่วนที่เกิดการเผาไหม้ไม่หมด และหลุดออกจากเตาเผาจะถูกดักจับโดยไซโคลนและจะถูกป้อนกลับผ่านเข้าสู่เตาเผาอีกครั้งผ่าน return leg ทำให้การเผาไหม้ได้สมบูรณ์ถึงร้อยละ 97 - 99



รูปที่ 2.6 กระบวนการลดขนาดระหว่างการเผาไหม้ของอนุภาคถ่านหิน (Basu, P., 2006)

2.9.1 พฤติกรรมการลดขนาดระหว่างการเผาไหม้ (Communiton phenomena during combustion)

ถ่านหินที่มีขนาดใหญ่จะถูกทำให้เล็กลงเมื่อผ่านกระบวนการเผาไหม้ และกระบวนการลดขนาดภายในเตาเผา ไม่ว่าจะเป็นการแตกของถ่านหิน หรือการสึกกร่อน ซึ่งกระบวนการเหล่านี้จะทำให้ถ่านหินมีขนาดเล็กลง และหลุดออกไปจากระบบที่ทางออกของ

ไซโคลน ซึ่งเป็นปัจจัยหลักที่ทำให้เกิดการสูญเสียการเผาไหม้ไปอย่างสูญเปล่า ซึ่งกระบวนการเหล่านี้จะเกิดขึ้นอย่างต่อเนื่อง และควบคู่ไปพร้อมกับกระบวนการเผาไหม้ รูป 2.6 แสดงถึงผลกระทบที่สำคัญที่ทำให้เกิดการลดขนาดในกระบวนการเผาไหม้ในฟลูอิดเบด ซึ่งสามารถสรุปพฤติกรรมต่าง ๆ ได้ดังนี้

- 1) การบวม (Swelling) เป็นระยะเริ่มต้นก่อนที่จะเกิดการระเหยออกมาของแก๊สที่อยู่ภายในอนุภาคถ่านหิน ซึ่งแก๊สที่อยู่ภายในจะทำให้เกิดการบวม ในบางกรณีจะทำให้อนุภาคมีรูปร่างคล้ายบอลลูก เนื่องจากมีการบวมเกิดขึ้นอย่างสม่ำเสมอ ซึ่งหลังจากกระบวนการนี้ จะทำให้อนุภาคเกิดการแตกเนื่องจากความเป็นไปได้ 3 อย่างคือ การแตกของอนุภาคชั้นปฐมภูมิ การแตกของอนุภาคชั้นทุติยภูมิ และการแตกของอนุภาคแบบเพอร์โคเลทีฟ
- 2) การแตกของอนุภาคชั้นปฐมภูมิ (Primary fragmentation) แก๊สระเหยที่อยู่ภายในอนุภาคถ่านหินซึ่งไม่มีรูพรุน จะทำให้เกิดความดันภายในที่สูงขึ้น ทำให้อนุภาคถ่านหินเกิดการแตกขึ้น พฤติกรรมนี้ถูกเรียกว่า การแตกของอนุภาคชั้นปฐมภูมิ (Primary fragmentation) ทำให้อนุภาคถ่านหินแตกออกเป็นชิ้นเล็ก ๆ หลายชิ้น แต่ขนาดจะไม่แตกต่างกับขนาดของอนุภาคก่อนแตก
- 3) การแตกของอนุภาคชั้นทุติยภูมิ (Secondary fragmentation) เมื่อรูพรุนที่อยู่ภายในอนุภาคถ่านหินมีขนาดใหญ่ขึ้น ทำให้โครงสร้างภายในของถ่านหินเปราะบางไม่ทนต่อแรงที่มากกระทำกับอนุภาคทำให้อนุภาคแตกออกระหว่างกระบวนการเผาไหม้ พฤติกรรมเช่นนี้ถูกเรียกว่า การแตกของอนุภาคชั้นทุติยภูมิ (Secondary fragmentation) อนุภาคถ่านหินแตกออกเป็นชิ้นเล็กกว่าขนาดของอนุภาคก่อนแตกมาก
- 4) การแตกของอนุภาคแบบเพอร์โคเลทีฟ (Percolative fragmentation) จะเกิดขึ้นระหว่างกระบวนการเผาไหม้อย่างสม่ำเสมอทั่วอนุภาค ทำให้เกิดการยุบตัวของโครงสร้างภายในอย่างรวดเร็ว ทำให้เกิดการแตกของอนุภาคชั้นทุติยภูมิแบบพิเศษ ซึ่งถูกเรียกว่า การแตกของอนุภาคแบบเพอร์โคเลทีฟ (Percolative fragmentation)

- 5) การสึกกร่อนของอนุภาค (Attrition) กระบวนการนี้จะทำให้เกิดอนุภาคที่มีขนาดเล็ก (ต่ำกว่า 100 ไมโครเมตร) จากอนุภาคขนาดหยาบ ๆ เนื่องจากการสึกกร่อน เกิดจากการชนกันระหว่างอนุภาคถ่านหิน และการชนกันระหว่างอนุภาคกับผนังของเตาเผา การสึกกร่อนจะเกิดขึ้นได้อย่างมากเมื่อผ่านกระบวนการเผาไหม้ เนื่องจากการออกซิเดชัน หรือการเผาไหม้ที่ไม่สม่ำเสมอ บนผิวหน้าของอนุภาค และแตกออกเมื่อมีแรงจากการเคลื่อนที่ของอนุภาคอื่น

2.9.2 ตัวแปรที่ส่งผลต่อประสิทธิภาพการเผาไหม้

ประสิทธิภาพในการเผาไหม้ของระบบฟลูอิด์แบบพองอากาศโดยทั่วไปจะสูงกว่า 90 เปอร์เซ็นต์ โดยปราศจากซีเถ้าลอยกลับเข้าสู่ระบบอีกครั้ง และสามารถทำให้ประสิทธิภาพสูงขึ้นถึง 98 - 99 เปอร์เซ็นต์ ถ้าหากนำซีเถ้าที่ลอยกลับเข้าสู่ระบบได้ (Oka, 2004) ขณะที่ประสิทธิภาพการเผาไหม้ของระบบฟลูอิด์แบบหมุนเวียนทั่วไปจะสูงกว่าเนื่องจากระบบฟลูอิด์เบดจะมีเตาปฏิกรณ์ที่มีขนาดใหญ่ และมีปริมาณของแข็งที่ย้อนกลับเข้าสู่ระบบมาก หัวข้อที่จะกล่าวต่อไปจะอธิบายตัวแปรที่แตกต่างกันที่ส่งผลต่อประสิทธิภาพการเผาไหม้ ตัวแปรที่ส่งผลต่อการเผาไหม้สามารถแบ่งออกได้เป็น 3 ประเภทคือ

- 1) ลักษณะของเชื้อเพลิง (Fuel characteristics)
 - สัดส่วนเชื้อเพลิง
 - การสึกกร่อนของอนุภาค
 - การระเหยของสารระเหย
 - ขนาดของเชื้อเพลิง
 - การบวม
 - การแตก
 - การจุดติดไฟ และการรวมตัว
- 2) ตัวแปรดำเนินการ (Operational parameters)
 - ความเร็วแก๊ส
 - อากาศที่เกินพอ
 - อุณหภูมิการเผาไหม้
- 3) ตัวแปรออกแบบ (Design parameters)

2.9.3 การเผาไหม้ในเตาเผาระบบฟลูอิดไคด์แบบหมุนเวียน

กระบวนการเผาไหม้ภายในเตาฟลูอิดไคด์แบบหมุนเวียนสามารถแยกออกได้เป็น 3 โซนที่แตกต่างกัน คือ

- 1) Lower zone คือ ช่วงที่เกิดการฟลูอิดไคด์ขึ้นเนื่องจากอากาศที่ป้อนเข้ามาช่วงแรก จะประกอบไปด้วย 40 – 80 เปอร์เซ็นต์ของปริมาณอากาศที่ต้องการใช้จริง ส่วนนี้จะรับด้านหินจากตัวป้อนเชื้อเพลิงและด้านซาร์ที่ยังไม่ถูกเผาไหม้ซึ่งถูกดักจับจากไซโคลนและป้อนกลับเข้าสู่ระบบผ่านลูปีลหรือแอลวาล์ว การระเหยของสารระเหยจะเกิดขึ้นที่บริเวณนี้ และมีการเผาไหม้บางส่วนเกิดขึ้น ดังนั้นเพื่อป้องกันเครื่องปฏิกรณ์จากการกัดกร่อนจึงต้องใช้วัสดุที่ทนความร้อนสูงในส่วนนี้
- 2) Upper zone บริเวณที่อากาศทุติยภูมิถูกป้อนเข้าสู่ระบบระหว่าง Lower zone และ Upper zone ของเครื่องปฏิกรณ์ ทำให้ในช่วงนี้ส่วนมากจะเกิดการเผาไหม้ ซึ่ง Upper zone จะอยู่สูงกว่า Lower zone มาก อุณหภูมิซาร์มักจะเคลื่อนที่ขึ้น และลงตามผนังของเครื่องปฏิกรณ์ หรือเคลื่อนที่ผ่าน core ก่อนที่จะผ่านออกไปทางส่วนบนของเครื่องปฏิกรณ์
- 3) Cyclone zone อุณหภูมิซาร์ที่หลุดออกจากเครื่องปฏิกรณ์ที่ยังเผาไหม้ไม่หมด จะเคลื่อนที่ผ่านไซโคลน โดยเวลาที่อุณหภูมิซาร์เคลื่อนที่อยู่ภายในไซโคลนจะมีน้อยมาก และด้วยปริมาณออกซิเจนที่มีน้อย ทำให้บริเวณไซโคลนมีการเผาไหม้เกิดขึ้นได้น้อยเมื่อเปรียบเทียบกับส่วนอื่น

2.10 เอกสารและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

Donsl, G. และคณะ (1981) ศึกษาผลของการหายไปของถ่านหินในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิโดซ์เบด ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 0.16 เมตร พบว่าอัตราการหายไปของถ่านหินอธิบายได้โดยกลไก 2 กลไก คือ การหลุดหายไปของถ่านหินที่ไม่สามารถเผาไหม้ได้แล้ว และการหลุดหายไปของถ่านหินที่เกิดจากแอตทริชันขณะเผาไหม้

Dakic, D. และคณะ (1988) ศึกษาการเผาไหม้ถ่านหินภายในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิโดซ์เบด ที่มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของเครื่องปฏิกรณ์ 0.01 เมตร และสูง 0.8 เมตร เพื่อหาความสัมพันธ์ระหว่างสมบัติการบวมของถ่านหิน การแฟรกเมนเทชันชั้นปฐมภูมิ และ pore resistance number พบว่า มีความเป็นไปได้ที่ค่า pore resistance number จะทำให้เกิดความเข้าใจในการเกิดการแฟรกเมนเทชัน และการบวมของอนุภาค

Chirone, R. และคณะ (1991) ศึกษาการเกิดแฟรกเมนเทชันของถ่านหิน 2 ชนิด โดยจากการทดลองพบว่า แฟรกเมนเทชันขึ้นกับปริมาณของถ่านหิน ขนาดของถ่านหิน และปริมาณของแร่ธาตุที่อยู่ในถ่านหินจะส่งผลต่อรูปร่างของถ่านหินหลังการเกิดแฟรกเมนเทชัน

Mastellone, M. L. และคณะ (1999) ศึกษาการเผา Packaging-Derive Fuel โดยใช้เครื่องฟลูอิโดซ์เบดแบบหมุนเวียน ที่มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของเครื่องปฏิกรณ์ 0.041 เมตร และสูง 4.0 เมตร พบว่าหลังจากที่เกิดการระเหยของสารระเหยของอนุภาคแล้วสามารถแบ่งการแตกตัวออกได้เป็น 3 เฟสคือ 1) เฟสเอ จะเกิดการรวมตัวกันระหว่างทรายและชาร์ 2) เฟสเอส คาร์บอนจะถูกปกคลุมไปด้วยทราย และ 3) เฟสเอฟ คาร์บอนจะเกิดการแตกตัว เนื่องจากการเสียดสีของผิวของเฟสเอ และเฟสเอส

Zhang, H. และคณะ (2002) ศึกษาปัจจัยที่ส่งผลต่อการเกิดแฟรกเมนเทชันระหว่างการเผาไหม้ของถ่านหินในประเทศจีน 10 ชนิด ภายในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิโดซ์เบด ที่มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของเครื่องปฏิกรณ์ 0.03 เมตร และสูง 0.28 เมตร พบว่าปัจจัยที่ส่งผลต่อการเกิด แฟรกเมนเทชันมากที่สุดคือ ปริมาณสารระเหยที่อยู่ในถ่านหิน และยังมีปัจจัยอื่น ๆ อีก เช่น เวลาที่ใช้ทำปฏิกิริยา ขนาดของถ่านหินตอนเริ่มต้น ชนิดของถ่านหินที่ใช้ อุณหภูมิของเบด แก๊สที่ใช้ในการทดลอง

Lee, S.H. และคณะ (2002) ศึกษาผลของอุณหภูมิ ขนาดของถ่านหิน และสมบัติของถ่านหิน ซึ่งประกอบไปด้วย ปริมาณคาร์บอน ปริมาณรุกรุน และค่า HGI ของถ่านหินแอนทราไซต์ต่อการเฟรกเมนเทชันชั้นปฐมภูมิ และการลดขนาดระหว่างกระบวนการระเหยของสารระเหยภายในเครื่องปฏิกรณ์ที่มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 0.055 เมตร และสูง 1 เมตร โดยใช้แก๊สไนโตรเจนเป็นแก๊สพาภายในเครื่องปฏิกรณ์ พบว่าสมบัติต่าง ๆ ของถ่านหิน ขนาดของถ่านหิน และอุณหภูมิที่ใช้ จะส่งผลต่อการแตกของถ่านหินแอนทราไซต์ โดยค่า Fragmentation Index จะมีค่าลดลงเมื่อถ่านหินมี HGI และปริมาณรุกรุนสูงขึ้น แต่จะมีค่าสูงขึ้นเมื่อปริมาณคาร์บอน ขนาดของถ่านหิน และอุณหภูมิมีค่าสูงขึ้น แต่อย่างไรก็ตามผลของขนาดถ่านหินจะส่งผลต่อการเฟรกเมนเทชันชั้นปฐมภูมิได้มากกว่าเมื่อเปรียบเทียบกับผลของคุณสมบัติถ่านหิน

Lee, J.M. และคณะ (2003) ศึกษาผลของการลดขนาดของถ่านหินแอนทราไซต์จากประเทศเกาหลีภายในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไต์แบบหมุนเวียน ที่มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของท่อโรเตอร์ 0.035 เมตร และสูง 2.3 เมตร พบว่าถ่านหินแอนทราไซต์จะมีการลดขนาดมากระหว่างกระบวนการระเหยสารระเหยภายในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไต์แบบหมุนเวียน ถึงแม้ว่าจะมีปริมาณสารระเหยและความชื้นที่ต่ำ โดยการลดขนาดของถ่านหินจะเพิ่มขึ้น เมื่อเพิ่มอุณหภูมิ และขนาดของถ่านหินที่ใช้ในการทดลอง โดยที่ค่า HGI ของถ่านหินจะส่งผลกระทบต่อระดับการแตกและการสึกกร่อนของถ่านหิน คือ ถ่านหินที่มีค่า HGI สูงจะส่งผลให้มีการลดขนาดที่มากกว่า

Ngampradit, N. (2004) ศึกษาการลดขนาดของเชื้อเพลิงในฟลูอิดไต์แบบหมุนเวียนที่มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของท่อโรเตอร์ 0.025 เมตร และสูง 0.16 เมตร โดยใช้ถ่านหินและขานอ้อยเป็นเชื้อเพลิง พบว่าแอสทริชันไม่ส่งผลต่อการลดขนาดของถ่านหิน แต่การเฟรกเมนเทชันส่งผลต่อการลดขนาดของถ่านหินมาก เนื่องมาจากการปล่อยสารระเหยง่ายและการเผาไหม้ ในขณะที่ขานอ้อยมีลักษณะเปราะบางมากจึงสังเกตได้ยากว่าเกิดการลดขนาดที่ชั้นตอนใด

Basu, P. และคณะ (2005) ศึกษาพฤติกรรมของถ่านหินในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไต์แบบที่มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 0.041 เมตร ในระบบแบบปั่นป่วน ที่อุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียส โดยใช้ถ่านหิน 3 ชนิด ที่มีดรรชนีการบวมที่แตกต่างกัน ทั้งในบรรยากาศที่ปราศจากออกซิเจน และมีออกซิเจน พบว่าเฟรกเมนเทชันชั้นปฐมภูมิจะส่งผลต่อการลดขนาดมากกว่าผลการลดขนาดจากเนื่องจากเฟรกเมนเทชันชั้นทุติยภูมิ โดยดรรชนีการบวมจะมีผลอย่างมากต่อการลดขนาดในกระบวนการเฟรกเมนเทชันชั้นปฐมภูมิ ในขณะที่ดรรชนีการบวมจะไม่ส่งผลต่อการเกิดเฟรกเมนเทชันชั้นทุติยภูมিরหว่างการเผาไหม้

Gungor, A. (2009) ได้ศึกษาแบบจำลองแบบ 1 มิติ ซึ่งรวมผลของการระเหยสารระเหย การชน และการเผาไหม้ของอนุภาคคาร์บอนในเครื่องฟลูอิดไธด์แบบหมุนเวียน โดยแบ่งการวิเคราะห์เป็น 2 ส่วน ส่วนแรกคือบริเวณด้านล่าง (Bottom zone) ให้เป็นเขตแบบฟองแก๊ส ส่วนที่สองคือบริเวณด้านบน (Upper zone) ให้เป็นการไหลแบบคอร์แอนนูลลาส์ โดยความหนาของแอนนูลลาส์จะขึ้นอยู่กับความสูงของเตาเผา โดยทำการศึกษาผลของขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางอนุภาค ความเร็วอากาศ สัดส่วนโมลของออกซิเจนและคาร์บอนไดออกไซด์ตามความสูงของเตาเผา และอุณหภูมิของเบดที่ส่วนบนของไรเซอร์ เปรียบเทียบกับผลการทดลองจากเครื่องฟลูอิดไธด์ขนาด 50 กิโลวัตต์ ของ Gazi University

Liu, J. และคณะ (2009) ศึกษาการลดขนาดของอนุภาคควอทซ์ในเตาเผาฟลูอิดไธด์แบบ โดยศึกษาผลการลดขนาดของ ขนาดอนุภาค (2.5 - 6 mm) และอุณหภูมิ (650 - 950 °C) ผลการทดลองอธิบายให้เห็นว่าทั้งค่าสัดส่วนแฟรกเมนเทชัน (N_p) และดรรชนีแฟรกเมนเทชัน (S_p) แสดงให้เห็นการเพิ่มขึ้นเกือบจะเป็นเส้นตรงกับค่าขนาดอนุภาคจาก 2.5 ถึง 6 มิลลิเมตร และอุณหภูมิจาก 650 ถึง 950 องศาเซลเซียส ขอบเขตของการลดขนาดจะเริ่มคงที่เมื่ออุณหภูมิต่ำกว่า 750 องศาเซลเซียส และขนาดอนุภาคเล็กกว่า 3 มิลลิเมตร และการเปลี่ยนแปลงสัดส่วนของขนาดอนุภาค (F_d) แสดงให้เห็นว่าขนาดอนุภาคจะส่งผลต่อการลดขนาดได้มากกว่าผลของอุณหภูมิ จากการวิเคราะห์การกระจายขนาดของอนุภาคควอทซ์หลังจากเกิดการแฟรกเมนเทชันแสดงให้เห็นว่าแรงอัดที่เกิดขึ้นภายในอนุภาคเป็นสาเหตุให้เกิดการแตกออกเป็นอนุภาคขนาดเล็ก ๆ และแบบจำลองของเกรย์ (Grey forecasting model) ได้ถูกนำมาพัฒนาเพื่อทำนายการเกิดแฟรกเมนเทชันของอนุภาคควอทซ์ จากการเปรียบเทียบอธิบายได้ว่า ผลการทำนายเทียบกับผลการทดลองมีเปอร์เซ็นต์ความผิดพลาดอยู่ที่ 7.13%

Redemann, K. และคณะ (2009) ศึกษาแบบจำลองของอนุภาคภายในเครื่องฟลูอิดไธด์แบบหมุนเวียนที่มีตัวแลกเปลี่ยนความร้อนภายนอก ทำการพิจารณากระบวนการเคลื่อนที่ของของไหลที่ส่วนต่าง ๆ ของระบบ แบบจำลองสามารถคำนวณการไหลของของแข็งได้เหมือนกับการกระจายขนาดอนุภาคที่ตำแหน่งต่าง ๆ ภายในระบบ แบบจำลองได้ถูกปรับปรุงสำหรับการเผาไหม้ในโรงงาน Stadtwerke Neumünster ประเทศเยอรมัน ซึ่งใช้เชื้อเพลิงจากขยะแบบจำลองทำให้เข้าใจถึงพฤติกรรมของระบบมากขึ้น โดยเฉพาะการคำนวณหาเวลาที่ใช้ทำปฏิกิริยาของอนุภาคหลายชนิดในระบบแสดงให้เห็นว่าการกระจายขนาดจะขึ้นกับเวลาที่ใช้ทำปฏิกิริยาเฉลี่ย และสามารถใช้ควบคุมการกระจายขนาดของอนุภาคเบดในห้องเผาไหม้ได้