

การเผาไหม้ถ่านหินใน Fluidized Bed

ดร. ประสงค์ วงศ์วิชา

อาจารย์

ภาควิชาวิศวกรรมเคมี

คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยขอนแก่น

บทนำ

พลังงานเป็นสิ่งจำเป็นและสำคัญต่อการดำรงชีวิตของสังคมในปัจจุบัน ขณะนี้ทั้งโลกใช้น้ำมันและก๊าซธรรมชาติเป็นเชื้อเพลิงในการผลิตพลังงานไฟฟ้าและความร้อนมากกว่า 50% ของปริมาณพลังงานทั้งหมดที่กำลังใช้อยู่ เนื่องจากประชากรของโลกมีการขยายตัวและเพิ่มปริมาณอยู่ตลอดเวลา ในขณะที่น้ำมันและก๊าซธรรมชาติมีปริมาณค่อนข้างจำกัดที่ใช้สิ้นเปลืองไป ฉะนั้นในอนาคตนี้คาดว่า ถ่านหินซึ่งเป็น fossil fuel ที่มีอยู่ปริมาณมากในธรรมชาติ จะเป็นเชื้อเพลิงที่มีบทบาทสำคัญในการนำมาใช้เป็นเชื้อเพลิงเพื่อให้พลังงานความร้อนและไฟฟ้า แต่ในการนำมาใช้ประโยชน์จำต้องมีการเผาไหม้ fluidized bed จะเป็นเทคนิคหนึ่งที่สำคัญในการที่จะนำมาใช้เผาถ่านหินอย่างมีประสิทธิภาพทั้งในแง่เศรษฐศาสตร์และสิ่งแวดล้อม ข้อดีของการเผาไหม้เชื้อเพลิงแข็งใน fluidized bed ก็คือสามารถใช้กับเชื้อเพลิงที่มีคุณภาพต่างๆ ได้ดี สะดวกในการลดปริมาณมลพิษ SO_x ที่ปล่อยออกสู่บรรยากาศโดยใช้วัสดุดูดสาร (sorbent) ผสมในขณะเผาไหม้และช่วยลดปริมาณ NO_x ที่ปล่อยออกไปในปริมาณที่ต่ำกว่าเนื่องจากอุณหภูมิของการเผาไหม้ใน fluidized bed ค่อนข้างต่ำ ข้อดีในการปล่อยสารพิษต่ำนี้ ทำให้คาดว่าจะสามารถพัฒนาระบบการเผาไหม้แบบนี้ให้สามารถใช้ก๊าซจากการเผาไหม้ (product gas หรือ exhaust gas) มาหมุน turbine ได้เพื่อผลิตไฟฟ้า แทนที่จะใช้ไอน้ำไปหมุนได้เพียงอย่างเดียว ข้อดีอีกอย่างของนำถ่านหินมาเผาไหม้ใน fluidized bed ก็คือประสิทธิภาพในการปล่อยออกของพลังงานต่อปริมาตรของเตาเผาจะสูงทำให้ลดปริมาตรของเตาเผาลง

สำหรับในประเทศไทย โดยเฉพาะภาคอุตสาหกรรมเริ่มมีสนใจและเริ่มมองเห็นความสำคัญในประสิทธิภาพของการเผาไหม้เชื้อแข็งใน fluidized bed ได้มีการนำเทคนิคนี้มาใช้เผาไหม้วัสดุเหลือใช้จากการเกษตรและเศษไม้เพื่อผลิตไอน้ำและไฟฟ้าแล้ว

ตัวอย่างเช่น บริษัทในเครือเกษตรรุ่งเรืองพืชผล มีโรงไฟฟ้าขนาด 10.4 MW ที่ผลิตจากไอน้ำที่ได้จากการเผาไหม้เกลบผสมขึ้นเศษไม้ (wood chip) ใน fluidized bed ขนาดกำลังผลิตไอน้ำ 50 ตัน/ชั่วโมง ที่บริษัทสวนกิตติจำกัด อ. บางประกง จ. ชลบุรี และโรงไฟฟ้าขนาดกำลังผลิตเท่ากันที่บริษัทหะโกรไลน์ อ. พนมสารคาม จ. ฉะเชิงเทรา ที่ใช้ถ่านหินลิกไนท์ผสมขึ้นเศษไม้ในอัตรา 1:3 เป็นเชื้อเพลิง ขณะนี้บริษัทกำลังสร้างโรงไฟฟ้าโดยใช้เทคนิค fluidized bed ขนาดกำลังผลิตไอน้ำ 200 และ 50 ตัน/ชั่วโมง ที่บริษัท Avance Agro & Plup & Paper จ. ปราจีนบุรี และ Thai Power Supply จ. ฉะเชิงเทรา ตามลำดับ อย่างไรก็ตามการติดตั้งเครื่องมือเหล่านี้ยังต้องอาศัยเทคนิคจากต่างประเทศ เช่น ฟินแลนด์

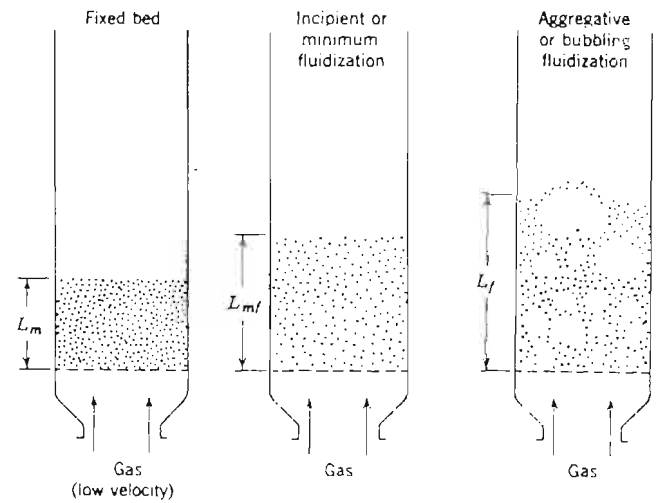
จุดมุ่งหมายของบทความนี้ก็เพื่อนำเสนอให้รู้จักเทคนิคการเผาไหม้ถ่านหินหรือเชื้อเพลิงแข็งใน fluidized bed ทั้งทางด้านกายภาพและเคมีที่เกิดขึ้นใน fluidized bed combustor

ลักษณะเฉพาะของ fluidization ในระบบของแข็ง-ก๊าซ

ใน fluidized bed อากาศหรือก๊าซจะป้อนเข้าทางส่วนล่างของคอลัมน์ผ่านตะแกรงหรือแผ่นกระจายอากาศ (distributor) ก่อนผ่านชั้นของอนุภาคแข็ง (solid bed) ที่จะทำให้เกิด fluidization เมื่อค่อยๆ เพิ่มอัตราการไหลของก๊าซขึ้นไป จะถึงจุดๆ หนึ่งซึ่งชั้นของอนุภาคแข็ง จะเริ่มขยายตัวและจัดเรียงตัวเพื่อลดความต้านทานต่อการไหลของอากาศ เมื่อเพิ่มอัตราการไหลของอากาศขึ้นอีกอนุภาคของของแข็งจะลอยตัวแยกจากกันแล้วเคลื่อนที่อย่างมีอิสระแบบแรนดอม (random) เราเรียกขั้นตอนนี้ว่าชั้นของของแข็งเกิด fluidization [1] ที่จุดนี้แรงเสียดทานแดรก (frictional drag) ของอนุภาคในชั้นหรือส่วนของปริมาตรของอนุภาคแข็งที่กำลังลอยตัว จะเท่ากับน้ำหนักของ bed หรือกล่าวอีกนัยหนึ่งก็คือความดันลด (pressure drop) ของชั้นอนุภาคแข็งจะเท่ากับน้ำหนักทั้งหมดของอนุภาคแข็งในชั้นต่อหน่วยพื้นที่ของแผ่นกระจายอากาศ

ในการฟลูอิด์อนุภาคแข็งด้วยก๊าซนี้ จะเกิดเฟส (phases) ขึ้น 2 เฟส คือ เฟสหนาแน่นซึ่งเรียกว่า dense หรือ continuous หรือ particulate phase กับเฟสที่เป็นฟองอากาศหรือก๊าซ ซึ่งเรียกว่า lean หรือ bubble phase ลักษณะของ fluidized bed

นี้จะเหมือนกับของเหลวที่กำลังเดือดดังแสดงในรูปที่ 1 และด้วยเหตุนี้ Davidson และ Harrison จึงได้ตั้งทฤษฎีสองเฟส (two phase theory) สำหรับ fluidization ขึ้น ซึ่งข้อสมมุติพื้นฐานของทฤษฎีนี้กล่าวว่า



รูปที่ 1 Fluidization ในระบบของแข็ง-ก๊าซ [1]

- ชั้นของอนุภาคแข็งในส่วนที่เป็น particulate phase นี้อัตราการไหลของอากาศหรือก๊าซผ่านเฟสนี้จะเท่ากับอัตราการไหลของก๊าซในขณะเริ่มเกิด fluidization นั่นคือสัดส่วนช่องว่าง (voidage fraction) ในเฟสนี้มีค่าคงที่
- ในส่วนของ bubble phase จะเป็นเฟสที่นำอากาศหรือก๊าซส่วนที่เกินจากอัตราการไหลของอากาศที่ทำให้เริ่มเกิด fluidization ขึ้นไป

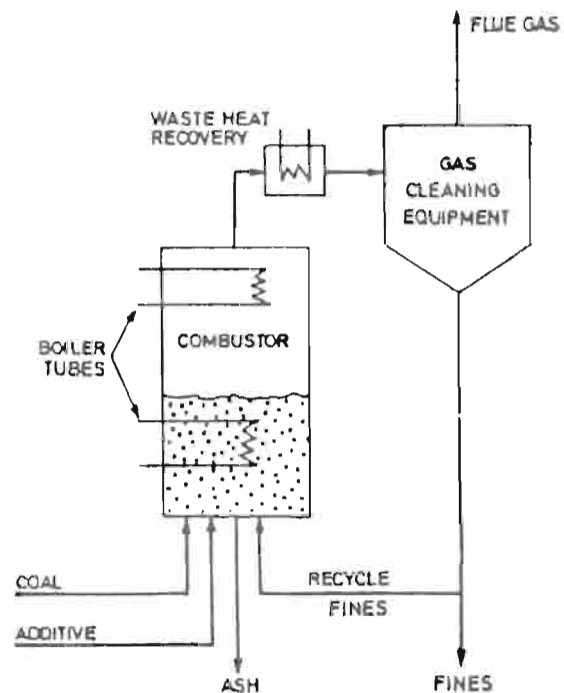
จากการทดสอบและทดลองของนักวิจัยจำนวนมาก ได้สนับสนุน two phase theory นี้และได้พัฒนาจนถึงขั้นที่สามารถคำนวณขนาดและความเร็วของการเคลื่อนที่ขึ้นของฟองได้ การไหลของ fluidizing gas รอบฟอง ตลอดจนการประมาณค่าสัมประสิทธิ์ของการถ่ายเทมวลระหว่างฟองกับ particulate phase ซึ่งรายละเอียดจะหาอ่านได้จากหนังสือที่แต่งโดย Kunii และ Levenspiel [1] ข้อมูลเหล่านี้จะเป็นส่วนหนึ่งที่สำคัญและจำเป็นในการทำแบบจำลองการเผาไหม้ (combustion model) ใน fluidized bed

กระบวนการเผาไหม้ถ่านหินใน Fluidized Bed

การเผาไหม้ถ่านหินใน fluidized bed จะเกี่ยวข้องกับการเผาไหม้ถ่านหินที่บดให้เล็กลงแล้ว (ขนาดในช่วงมิลลิเมตร) ในชั้นของอนุภาคเฉื่อย (inert bed material) ที่กำลังเกิด fluidization อนุภาคเฉื่อยอาจใช้ทรายหรือเถ้าถ่านหิน (ash) โดยอาจปนกับอนุภาคของสารที่ใช้กำจัด SO_2 เช่น หินปูน (limestone, CaCO_3) หรือ dolomite (MgCO_3) ก็ได้ อุณหภูมิของการเผาไหม้ใน bed ปกติจะอยู่ในช่วง 750°C - 950°C อุณหภูมิ 750°C จะเป็นอุณหภูมิจำกัดต่ำสุดที่ทำให้การเผาไหม้เกิดขึ้นคงตัวด้วยตัวของมันเอง (stability limit) ส่วนอุณหภูมิสูงสุด 950°C จะเป็นข้อจำกัดที่ป้องกันการเกิดเถ้าหลอมแล้วรวมกับอนุภาคเฉื่อยเกาะกันเป็นกลุ่มก้อนที่เรียกว่า clinker ความเข้มข้นของถ่านหินที่กำลังเผาไหม้ใน fluidized bed จะน้อยกว่า 2% โดยน้ำหนัก [2] แต่โดยปกติจะประมาณ 0.5% [3] ซึ่งขึ้นอยู่กับขบวนการเผาไหม้ว่าระบบขดท่อรับความร้อนใน bed จะรับความร้อนมากหรือน้อย ถ้าความเข้มข้นของถ่านหินสูงเกินไป (อาจโดยการเพิ่มอัตราการป้อนถ่านหิน) อุณหภูมิของ fluidized bed จะสูงทำให้เกิด clinker ซึ่งก่อให้เกิดปัญหาการเกิด fluidization ที่ดี ในการเผาไหม้ อนุภาคของถ่านหินจะเกิดการเผาไหม้ที่บริเวณ particulate phase ส่วนการเผาไหม้ใน bubble phase หรือในฟองอากาศนั้นจะเกิดขึ้นน้อยมากหรือไม่เกิดเลย โดยทั่วไปในการทำแบบจำลองการเผาไหม้จะสมมุติว่าไม่เกิดขึ้นและเนื่องจากเปอร์เซ็นต์ของถ่านหินใน bed มีน้อยมากเมื่อเทียบกับอนุภาคเฉื่อย ฉะนั้นอุทกพลศาสตร์ (hydrodynamics) หรือกลไกลักษณะของ fluidization จะถูกควบคุมโดยขนาดของอนุภาคเฉื่อย ไม่ใช่ควบคุมโดยขนาดของอนุภาคถ่านหิน

ขณะเผาไหม้ อนุภาคของถ่านหินขนาดเล็กบางส่วนจะถูกชักนำออกไปกับก๊าซ (elutriation) ฉะนั้นเพื่อเพิ่มประสิทธิภาพของการเผาไหม้ อนุภาคที่ถูกชักนำออกไปอาจจะนำย้อนกลับมาใช้ใหม่ได้โดยใช้ cyclones ระดับของชั้นอนุภาคแข็งใน fluidized bed อาจควบคุมโดยใช้ท้อลัน (overflow) แผนภาพในรูปที่ 2 เป็นกระบวนการโดยทั่วไปของการเผาไหม้ถ่านหินใน fluidized bed ซึ่งจะประกอบด้วยห้องเผาไหม้ (comlutor) ซึ่งอาจมีรูปร่างทรงกระบอกหรืออื่น ๆ ทุ้มด้วยฉนวนความร้อน ด้านล่างจะเป็นแผ่นกระจายอากาศเข้าใต้แผ่นกระจายอากาศส่วนใหญ่จะเป็นห้องอากาศ (air chamber) เพื่อปรับให้ความดันอากาศสม่ำเสมอก่อนผ่านแผ่นกระจายอากาศ แผ่นกระจายอากาศแบบง่าย ๆ

อาจเป็นตะแกรงทำด้วย stainless steel หรือ ceramic ก็ได้ โดยรูหรือช่องของตะแกรงควรเล็กกว่าขนาดของอนุภาคเนื้อ



รูปที่ 2 แผนภาพแสดงกระบวนการหม้อไอน้ำแบบ fluidized bed [4]

การเริ่มการเผาไหม้ทำโดยใส่ inert bed material เช่น ทราชหรือเถ้าถ่านหิน (ash) ลงไปในเตาเผาไหม้ ขนาดของทราชที่ใช้กันโดยทั่วไปจะประมาณ 0.2-1.2 มม. จากนั้นป้อนอากาศเข้าทางด้านล่าง ในการเริ่มการเผาไหม้นั้น inert bed material ต้องทำให้ร้อนจนถึงอุณหภูมิมากกว่า 400 °C ก่อนเพื่อให้ถ่านหินที่เริ่มป้อนเข้าไปติดไฟได้ การทำให้อนุภาคเนื้อร้อนอาจทำได้ผ่าน fluidizing air ที่ทำให้ร้อนโดยใช้ air preheaters หรือโดยเผาเชื้อเพลิงเหลวหรือก๊าซใน bed ก่อน ก่อนป้อนถ่านหินเข้า วิธีทำให้ร้อนโดย

การเผาก๊าซก่อน start นั้นจะป้อนก๊าซเชื้อเพลิงเข้าทางส่วนล่าง โดยใช้เฟลโลที่ผิวของ bed การป้อนถ่านหินบดเข้านั้นอาจทำได้โดยใช้ screw feeder หรือ bucket rotary drum feeder (ดูบทความของ Prosong [5]) หรือโดย pneumatic conveyor ถ่านหินอาจป้อนเข้าทางด้านล่างหรือเหนือ bed ก็ได้ กรณีที่ถ่านหินที่ป้อนมีอนุภาคเล็กๆ ปนมากนิยมป้อนทางด้านล่างดังรูปที่ 2 เพื่อหวังเหนี่ยวการถูกชักนำของอนุภาคออกไปกับ fluidizing air อนุภาคถ่านหินที่เริ่มป้อนจะติดไฟและเผาไหม้ทำให้ bed มีอุณหภูมิสูงขึ้น พอที่จะทำให้อุณหภูมิที่ป้อนเข้าต่อไปเกิดการเผาไหม้อย่างต่อเนื่องสม่ำเสมอด้วยตัวของมันเอง ทราายหรือ inert bed material จะทำหน้าที่กักความร้อน ช่วยหมุนเวียนอนุภาคของถ่านหินที่กำลังเผาไหม้และความร้อนให้สม่ำเสมอทั่ว bed และช่วยให้การถ่ายเทความร้อนไปยังขดท่อรับความร้อนมีประสิทธิภาพสูง ในขณะที่อุณหภูมิเพิ่มสูงขึ้นนั้น ความเร็วของอากาศวัดที่อุณหภูมิของ bed เมื่อสมมุติไม่มีอนุภาคใน combustor (superficial gas velocity) จะเพิ่มตามไปด้วยเนื่องจากก๊าซเกิดการขยายตัว ฉะนั้นในการ start จะต้องคอยหรืออัตราการไหลของอากาศลงด้วย ความร้อนจากการเผาไหม้ส่วนใหญ่จะนำมาใช้ประโยชน์ในรูปของไอน้ำโดยใช้ขดท่อจุ่มใน bed หรือเหนือ bed (freeboard) ส่วนของอนุภาคถ่านหินที่มีขนาดเล็กหรือเล็กลงเนื่องจากการแตกตัวหรือถูกเผาไหม้ จะมีขนาดที่ความเร็วตกอิสระสุดท้าย (terminal settling velocity) เท่ากับหรือน้อยกว่า superficial gas velocity ก็จะถูกชักนำออกไปจากคอลัมน์ที่เผาไหม้ ซึ่งอาจดักโดย cyclones เพื่อย้อนกลับมาเผาอีก ถ้าต้องการกำจัดหรือลดปริมาณมลพิษ SO_2 ที่จะปล่อยออกไป อาจทำโดยป้อนสารที่มีคุณสมบัติดูดซับ SO_2 เช่น ปูนขาวเข้าไปด้วย

ลักษณะเด่นของการเผาไหม้เชื้อเพลิงแข็งใน fluidized bed ที่สำคัญพอสรุปได้ดังนี้ คือ

- (1) อุณหภูมิของการเผาไหม้ต่ำ (เปรียบเทียบกับ pulverized bed combustion ที่มีอุณหภูมิการเผาไหม้ประมาณ $1500^{\circ}C$) ทำให้ลดการปล่อยออกของไนโตรเจนออกไซด์ (NO_x) ออกสู่บรรยากาศ
- (2) การถ่ายเทความร้อนมีประสิทธิภาพสูง สัมประสิทธิ์ของการถ่ายเทความร้อนจาก bed ไปยังผิวถ่ายเทความร้อนที่จุ่มใน bed จะสูงถึง $140-150 W/m^2K$ [3] ซึ่งสูงเป็นสิบเท่าเทียบกับการถ่ายเทความร้อนจากก๊าซไปยังผิวถ่ายเทความร้อน ข้อดีนี้สามารถลดขนาดของเครื่องเผาไหม้ได้เป็นอย่างมากเมื่อเปรียบเทียบกับระบบปกติทั่วไป อย่างไรก็ตามการออกแบบขดท่อ

แลกเปลี่ยนความร้อนใน fluidized bed มีความสำคัญมาก เพราะถ้าชุดท่อมีความหนาแน่นมากเกินไปจะท่วมน้ำเห็นว่าการเคลื่อนที่หมุนวนและความเร็วของอนุภาคใน bed ทำให้อุณหภูมิใน bed ตลอดความสูงไม่สม่ำเสมอ จากผลการทดสอบของนักวิจัยพบว่า การวางตำแหน่งของชุดท่อแลกเปลี่ยนความร้อนมีผลต่อค่าสัมประสิทธิ์ของการแลกเปลี่ยนความร้อนมาก ชุดท่อที่วางใกล้ตะแกรงกระจายอากาศ (distributor grid) ที่อยู่ด้านล่างสุดจะมีสัมประสิทธิ์ของการถ่ายเทความร้อนน้อยกว่าเมื่อวางที่ระยะสูงขึ้นไป [6]

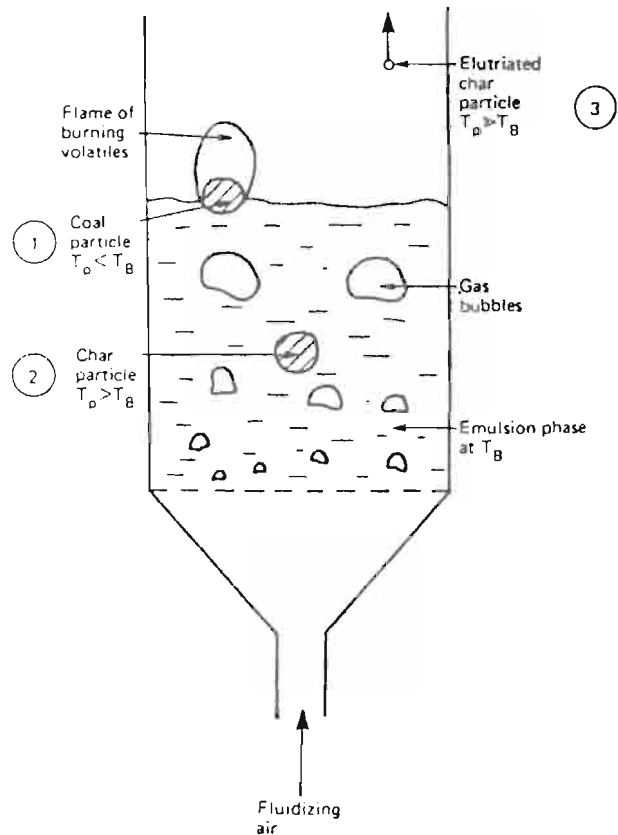
- (3) สามารถนำก๊าซจากการเผาไหม้ไปใช้หมุน gas turbine โดยตรงได้ ปกติ gas turbine ไม่สามารถใช้กับก๊าซเสีย จากการเผาถ่านหินบดในเตาเผาธรรมดาได้ เนื่องจากจะเกิดการกัดกร่อนและสึกกร่อนของใบพัดเพราะการเผาไหม้ปกตินี้จะมีอุณหภูมิสูงทำให้ก๊าซที่ได้ประกอบด้วยเถ้าหลอมที่เกาะเป็นก้อน (sintered ash) และไอของเกลือโลหะอัลคาไล (alkali) สารเหล่านี้จะไม่มีในก๊าซที่ได้จากการเผาไหม้ถ่านหินในเตาเผาแบบ fluidized bed ที่อุณหภูมิจากการเผาไหม้ต่ำกว่า ดังนั้นการเผาไหม้ใน fluidized bed ภายใต้อุณหภูมิความดันสูง (pressurized fluidized bed) ก๊าซเสียที่สะอาดนี้จะสามารถขยายผ่าน gas turbine ได้โดยตรงสำหรับผลิตไฟฟ้า นอกจากนี้ถ้าการเผาไหม้เป็นแบบที่ความดันสูงอัตราการเผาไหม้จะเพิ่มขึ้น เนื่องจากอัตราของอากาศที่ผ่าน bed สูงกว่า ทำให้ขนาดของเตาเผาเล็กลง แม้ว่าอาจต้องใช้ bed สูงๆ เพื่อเพิ่มผิวการถ่ายเทความร้อน
- (4) ลดหรือควบคุมการปล่อยออกของ SO_2 ได้สะดวก โดยการเติมหินปูนหรือ dolomite SO_2 ที่เกิดขึ้นระหว่างการเผาไหม้ถ่านหินจะเปลี่ยนไปเป็น calcium sulphate ซึ่งอยู่ในรูปของแข็ง ทำให้ fluidized bed เป็นวิธีเผาไหม้ที่มีประสิทธิภาพในการลดมลพิษจากถ่านหินที่มีซัลเฟอร์สูง
- (5) สามารถนำไปเผาเชื้อเพลิงเกรดต่ำได้ดี เชื้อเพลิงเช่นผงถ่านหินของ anthracite และ lignite oil shale และหางของถ่านหิน ซึ่งส่วนใหญ่ไม่เผาไหม้ในเตาเผาปกติ สามารถเผาได้ทันทีในระบบ fluidized bed (เนื่องจากมีทรายอมความร้อนทำให้เชื้อเพลิงที่เข้าไปติดไฟได้)

- (6) มีอัตราการเผาไหม้สูง จากการศึกษเปรียบเทียบโดย Locke และคณะ [7] แสดงให้เห็นว่า การเผาไหม้ถ่านหินแบบ chain-grate stoker สัมพันธ์ใหม่ มีอัตราการเผาไหม้ต่ำกว่าการเผาไหม้ถ่านหินใน fluidized bed (2.0 MW/m^2 เทียบกับ 3.0 MW/m^2)

กลไกการเผาไหม้ถ่านหินใน Fluidized bed

การเผาไหม้ถ่านหินใน fluidized bed เป็นขบวนการที่ซับซ้อนเกี่ยวข้องกับปฏิกิริยาเคมีที่ขึ้นกับการถ่ายเทมวลและความร้อน และลักษณะอุทกพลศาสตร์ ใน bed ใน particulate phase ซึ่งเป็นบริเวณที่อนุภาคของถ่านหินเกิดการแยกสลายสารระเหยจากถ่านหินออกด้วยความร้อน (pyrolysis) และเผาไหม้ จะมีอุณหภูมิเกือบจะคงที่เนื่องจากการถ่ายเทความร้อนระหว่างอนุภาคที่ทำปฏิกิริยากับอนุภาคเฉื่อย และการถ่ายเทความร้อนจากอนุภาคเฉื่อยไปยังชุดท่อแลกเปลี่ยนความร้อนมีประสิทธิภาพสูง เมื่อถ่านหินซึ่งขนาดจะอยู่ในช่วง 1-3 มม. (อาจมีฝุ่นที่เล็กกว่า 1 มม.) [2] ถูกป้อนเข้าไปใน bed ซึ่งส่วนมากจะใกล้กับแผ่นกระจายอากาศจะเกิดกระบวนการเผาไหม้ขึ้น 2 ขั้นตอน [8] คือ ขั้นตอนแรกจะเป็นการปล่อยและเผาไหม้สารระเหยในถ่านหิน (volatile matter) แล้วตามด้วยขั้นตอนการเผาไหม้ของคาร์บอนในถ่านหินที่เหลือหลังถูกขับ volatiles ออกไปแล้ว (char) ช่วงเวลาการเกิด ปล่อยและเผาไหม้ volatiles นั้นจะสั้น จะอยู่ในช่วงประมาณ 1 วินาที ในขณะที่ช่วงเวลากการเผาไหม้ char จะประมาณ 100-300 วินาที [2] อุณหภูมิของ bed ขนาดของอนุภาคถ่านหินที่เผาไหม้ และปริมาณ volatile matter ในถ่านหินจะเป็นแฟคเตอร์สำคัญต่อการปล่อยออกของ volatiles รูปที่ 3 เป็นภาพแสดงเหตุการณ์การเผาไหม้ของอนุภาคถ่านหินเมื่อทดลองใช้ถ่านหินขนาด 8 มม. เกลลงใน fluidized bed ที่มีอุณหภูมิประมาณ 800°C และมีทรายขนาด 0.4 มม. เป็น inert bed material พบว่าถ่านหินจะอยู่ที่ผิวของ bed ในช่วงเวลาสั้นๆ ซึ่งเป็นช่วงที่ส่วนประกอบของ volatiles ปล่อยออกมา แล้วเผาไหม้เป็นเปลวล้อมรอบอนุภาคถ่านหิน ช่วงนี้จะสังเกตเห็นถ่านหินมีสีดำอยู่ ซึ่งแสดงว่าถ่านหินมีอุณหภูมิต่ำกว่า bed เมื่อ volatiles ถูกปล่อยออกมาหมด อนุภาคของ char จะจมลงไปใน bed และเผาไหม้กับอากาศที่ไหลมาสัมผัสที่อุณหภูมิสูงกว่าอุณหภูมิของ bed การเผาไหม้ระหว่างนี้จะกินเวลามากกว่าช่วงการปล่อยและเผาของ volatiles ในระหว่างการเผาไหม้อนุภาคจะเคลื่อนที่เป็นอิสระและไหล

ออกมาจากผิวเป็นช่วงๆ และเมื่ออนุภาคของ char ถูกเผาไหม้หดตัวลงจนถึงขนาดวิกฤต อนุภาคจะถูกชักพาออกไปผ่านส่วนที่เรียกว่า ส่วนบนเหนือผิว bed (freeboard) โดย fluidizing air ก่อนที่จะออกจากคอลัมน์ของเตาเผาไหม้



รูปที่ 3 แสดงเหตุการณ์เมื่ออนุภาคของถ่านหิน bituminous coal เพลิงไปใน fluidized bed ของทรายร้อน [3]

การปล่อยออกและการเผาไหม้ volatiles

ที่อุณหภูมิ 650°C อัตราการเผาไหม้ของ volatiles จะเร็วมากเมื่อเทียบกับเวลาที่ต้องใช้ในการระเหยออกของ volatiles [2] ส่วนประกอบของ volatiles ในถ่านหินจะเป็นแฟคเตอร์สำคัญในการเผาไหม้ถ่านหิน ซึ่งบางครั้งจะเป็นสัดส่วนค่อนข้างสูงในเทอมของค่าความร้อน (heating value) ในเชื้อเพลิง แต่เป็นที่น่าประหลาดใจว่าความสนใจในการศึกษากลไกการปล่อยออกของ volatiles จากถ่านหินและปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นคือการ

เผาไหม้ใน fluidized bed กลับมีค่อนข้างน้อย ฉะนั้นรายละเอียดหรือสิ่งตีพิมพ์เกี่ยวกับการปล่อยออกและเผาไหม้ของ volatiles ในปัจจุบันจึงมีค่อนข้างน้อย

Borghi และคณะ [9] ได้สร้างทฤษฎีสำหรับการหาอัตราการปล่อยออกของ volatiles จาก bituminous coal และเปรียบเทียบกับอัตราการเผาไหม้ของ char โดยสมมุติว่าอัตราการเผาไหม้ของ volatiles เร็วมาก พบว่าเวลาในการปล่อยออกของ volatiles จะน้อยกว่าเวลาในการเผาไหม้หมด (burnout time) ของ char ประมาณ 100 เท่า นั่นคือ 10 วินาทีเทียบกับ 1000 วินาที สำหรับถ่านหินขนาด 1.5 มม. เผาไหม้ที่อุณหภูมิ 1023 °K.

จากการสังเกตโดยการทดลอง Beer [2] พบว่า volatiles ที่ออกจากถ่านหินจะไม่อยู่ในลักษณะเป็นฟิล์มล้อมรอบอนุภาคดังที่ส่วนใหญ่สมมุติกันในการทำ combustion model แต่จะพบว่าบางส่วนของ volatiles จะถูกขับออกมาเป็นสาย (jet like manner) รอบๆ ชั้นที่ล้อมอนุภาคอยู่ ความเข้มข้นของออกซิเจนใน particulate phase ซึ่งเป็นบริเวณที่ส่วนใหญ่ volatiles เผาไหม้ (ในกรณีป้อนถ่านหินเข้าด้านล่างของ bed) จะขึ้นกับการปล่อยออกและเผาไหม้ของ volatiles และอัตราการถ่ายเทก๊าซระหว่าง bubbles กับ particulate phase จากการสังเกตของ Pereira [10] ในการเผาไหม้ถ่านหินที่ fluidized bed ขนาดเส้นผ่าศูนย์กลาง 3 นิ้ว พบว่าเมื่ออัตราการถ่ายเทก๊าซสูงเนื่องจาก bubbles มีขนาดเล็ก volatiles จะเผาไหม้อย่างสมบูรณ์ใน bed แต่เมื่อ bubbles มีขนาดใหญ่ขึ้นและเกาะกลุ่มรวมกัน เช่นในกรณีที่ bed มีขนาดใหญ่และลึก จะสามารถคาดการณ์ได้ว่า บางส่วนของ volatiles จะเผาไหม้ตรงขอบเขตของ bubble หรือไม่ก็ใน freeboard

Yates และคณะ [11] ได้ศึกษากลไกของการปล่อยออกของ volatiles จากถ่านหิน โดยแขวนถ่านหิน bituminous ใน fluidized bed ที่มีอุณหภูมิ 850 °C แล้วสังเกตการเกิด volatiles ด้วยวิธี X-rays พบว่าจะเกิดฟองลอยขึ้นจากถ่านหินอย่างต่อเนื่องเป็นเวลา 1 นาที หลังจากที่ถูกจุ่มถ่านหินลงใน bed หลังจากนั้นจะไม่มีฟองเกิดขึ้นอีก ซึ่งหมายความว่า volatiles ปล่อยออกมาหมดแล้ว ในช่วงเวลาการปล่อยออกนี้จะปรากฏก๊าซเผาไหม้เป็นช่วง ๆ ที่ผิวของ bed การเผาไหม้ของ volatiles ในกรณีนี้จะเหมือนกับการเผาไหม้ก๊าซใน fluidized bed ที่ร้อนเมื่อป้อนก๊าซเข้าทางส่วนล่าง

การเผาไหม้ของ char

การศึกษาของ Avedesian และ Davidson [12] เป็นความพยายามแรกเริ่มในการ model การเผาไหม้ของอนุภาค char ใน fluidized bed ทฤษฎีที่พัฒนาขึ้นนี้ได้พิสูจน์กับข้อมูลการทดลองของการเผาไหม้แบบไม่ต่อเนื่อง (batch) ของอนุภาค char ที่มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 0.23 มม. ถึง 2.61 มม. ใน bed ของเถ้าถ่านหิน โดยวัดช่วงเวลา char เผาไหม้หมด (burnout time) ความเข้มข้นของออกซิเจนและคาร์บอนไดออกไซด์ที่ภาวะเงื่อนไขต่างๆ ข้อสมมุติพื้นฐานของ Avedesian และ Davidson ในการพัฒนาแบบจำลองการเผาไหม้ก็คือ อัตราการเผาไหม้จะถูกควบคุมโดยอัตราการแพร่ (diffusion rate) ของออกซิเจนไปสู่ผิวของอนุภาคที่กำลังเผาไหม้ ปฏิกิริยาเคมีจะสมมุติว่าเร็วมากที่อุณหภูมิที่ศึกษา ทำให้ปฏิกิริยาของการเผาไหม้ไม่มีอิทธิพลต่อพารามิเตอร์บอกความเร็วซ้ำของอัตราการเผาไหม้ (overall reaction kinetics) ฉะนั้นจึงได้เสนอ two-film mechanism สำหรับการเผาไหม้ char ใน fluidized bed combustor ซึ่งกล่าวว่า คาร์บอนมอนอกไซด์ (CO) จะเกิดขึ้นก่อนที่ผิวของอนุภาค โดยปฏิกิริยารีดักชัน (reduction) $C + CO_2 = 2CO$ (เรียกว่า Boudouard reaction) จากนั้นจะแพร่ออกจากผิว และเผาไหม้กับออกซิเจน (O_2) ในเปลวไฟที่ล้อมรอบอนุภาคไปเป็น CO_2 ครึ่งหนึ่งของ CO_2 ที่เกิดขึ้นจะแพร่ออกจากอนุภาค ส่วนอีกรครึ่งหนึ่งจะแพร่กลับไปที่ผิวของอนุภาค แล้วทำปฏิกิริยากับ C ใน char กลายเป็น CO model ของการเผาไหม้นี้และเส้นความเข้มข้นของก๊าซแสดงในรูปที่ 4 แม้ว่าแบบจำลองนี้ปัจจุบันจะคิดว่าไม่ค่อยถูกต้องนัก เพราะเชื่อว่าปฏิกิริยาเคมี (chemical reaction) อาจจะไม่เร็วเกินไปตามที่สมมุติ แต่อย่างไรก็ตามแบบจำลองนี้ก็ให้ประโยชน์ในการริเริ่มเพื่อดัดแปลงและพัฒนาในงานของนักวิจัยต่อๆ มา เพื่อให้ได้คำอธิบายหรือรูปแบบจำลองที่แท้จริง สมมุติว่าเป็นสถานะคงตัว (steady state) และอนุภาคเป็นทรงกลมและหดตัวลงเมื่อถูกเผาไหม้ จะได้สมการความเข้มข้น C ซึ่งมีระยะทางรัศมี r ในรูป Continuity equation คือ

$$\frac{d}{dr} \left(r^2 \frac{dC}{dr} \right) = 0 \quad (1)$$

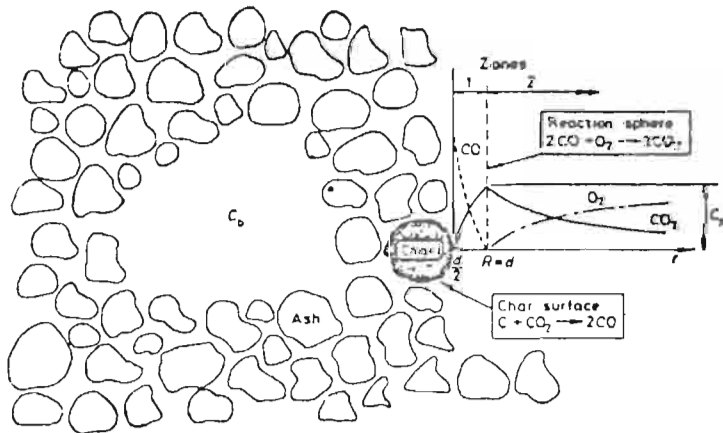
สำหรับ boundary conditions

$$\begin{aligned} r = d/2 & \quad C_{\text{CO}_2} = 0 \\ r = R & \quad C_{\text{CO}} = C_{\text{O}_2} = 0 \\ r = \infty & \quad C_{\text{CO}_2} = 0, \quad C_{\text{O}_2} = C_p \end{aligned}$$

ถ้าสมการจะได้ว่า $R = d_p$ เมื่อ d_p เป็นเส้นผ่าศูนย์กลางของอนุภาค และอัตราการแพร่ของออกซิเจนเข้าสู่อนุภาคจะได้

$$n = 4\pi d_p E C_p \quad (2)$$

เมื่อ C_p เป็นความเข้มข้นของออกซิเจนใน particulate phase และ E คือ effective diffusion coefficient สำหรับการถ่ายเทมวลของออกซิเจนใน particulate phase ซึ่งเป็นเฟสหนาแน่น ค่า E จะมีค่าต่ำกว่า molecular diffusion coefficient D_G เนื่องจากมีอนุภาคเฉื่อยล้อมรอบอนุภาค char อยู่ จึงนิยาม Sherwood number ขึ้นใช้คือ



รูปที่ 4 รูปแบบของมวลเผาไหม้ของ char ใน fluidized bed [12]

$$Sh = \frac{2E}{D_G} \quad (3)$$

ซึ่งจะสมมุติว่ามีค่าคงที่โดยประมาณ แม้ว่าโดยแท้จริงจะคาดว่าค่าจะเพิ่มจาก $Sh = 2\epsilon_{mf}$ (เมื่อ ϵ_{mf} = voidage fraction ใน particulate phase) สำหรับอนุภาค char ขนาดใหญ่ ไปเป็น $Sh = 2$ สำหรับอนุภาคของ char ขนาดเล็กกว่าอนุภาคเฉื่อยใน bed ฉะนั้นจากสมการข้างบนอัตราการไหลโดยโมล (molar flowrate) ของ O_2 ไปสู่ อนุภาค ซึ่งจะเท่ากับอัตราการเผาไหม้ของคาร์บอน C (โมล/วินาที) จะเป็น

$$n = C = 2\pi Sh D_G d_p C_p \quad (4)$$

และได้สมการสำหรับเวลาที่เผาไหม้หมดของกลุ่ม (batch) ของอนุภาค char ใน fluidized bed ที่มีพื้นที่หน้าตัดขวาง A คือ

$$t_b = \frac{m}{12C_o A [(U - U_{mf})(1 - e^{-X}) + U_{mf}]} + \frac{d_i^2 \rho_p}{96Sh D_G C_o} \quad (5)$$

เมื่อ

C_o = ความเข้มข้นของออกซิเจนในอากาศที่ป้อนเข้า

ρ_p = ความหนาแน่นของ char

d_i = เส้นผ่าศูนย์กลางกลางของ char เมื่อเริ่มเทลงไป

m = น้ำหนักทั้งหมดของ char ที่เทลงไป

X = interphase mass-transfer coefficient

ความหมายสำคัญของสองเทอมทางด้านขวามือของสมการ (5) คือ เทอมแรกจะให้ค่าของ t_b เมื่อเทถ่านหินลงไปมาก นั่นคือเมื่อ m มาก C_p จะมีค่าน้อย ดังนั้นอัตราการเผาไหม้จะถูกควบคุมโดย X ส่วนเทอมหลังจะให้ t_b สำหรับอนุภาคเดี่ยว และแสดงว่ากรณีการเผาไหม้ที่ถูกควบคุมโดยการแพร่กระจายของออกซิเจน (diffusion control) ค่า $t_b \propto d_i^2$

จากการศึกษาผลของปริมาณคาร์บอนที่เทลงไปใน การทดลองแบบไม่ต่อเนื่อง ผลของเส้นผ่าศูนย์กลางกลางของอนุภาค Char ที่เทลงไป และผลของความหนาแน่นของ char ต่อเวลาที่เผาไหม้หมด Avedesian และ Davidson พบว่าค่าจากการทดลองตรงกับค่าที่

คำนวณได้จาก model ที่พัฒนาขึ้น Campbell และ Davidson [13] ได้ขยายทฤษฎีข้างบนนี้ไปใช้กับการเผาไหม้ char ใน fluidized bed แบบต่อเนื่อง (continuously operated system) และพบว่าผลที่ได้จากการทดลองตรงกับค่าที่คำนวณได้จากทางทฤษฎีเป็นอย่างดี

การเผาไหม้ของอนุภาคถ่านหินโดยทั่วไปในปัจจุบันจะสมมุติว่าเป็นแบบ shrinking core model คือ อนุภาคจะหดตัวลงในระหว่างเผาไหม้ และสามารถแสดงให้เห็นว่า (ดู Levenspiel [14]) ภายใต้เงื่อนไขที่อัตราการเผาไหม้ควบคุมโดยปฏิกิริยาเคมี (chemical control) เวลาที่เผาไหม้หมดของอนุภาคเดียวที่เกิดปฏิกิริยา $bC + O_2 \rightarrow \text{products}$ คือ

$$t_b = \frac{\rho_B d_i}{2bk_c C_A} \quad (6)$$

เมื่อ

ρ_B = molar density ของของแข็ง

k_c = surface reaction rate constant

C_A = ความเข้มข้นของออกซิเจนในก๊าซ

จากสมการบนสามารถสรุปได้ว่า ในกรณีที่อัตราการเกิดปฏิกิริยาเคมีควบคุมโดยปฏิกิริยาเคมีค่า $t_b \propto d_i^2$

Tomeczek [15] ชี้ให้เห็นว่าผลการทดลองของ Avedesian และ Davidson ให้เส้นตรงทั้งเมื่อพล็อตระหว่าง t_b กับ d_i และ t_b กับ d_i^2 , จึงได้สรุปว่าวิธีการทดลอง Avedesian และ Davidson นี้ไม่เพียงพอที่จะจำแนกว่าอัตราการเผาไหม้ของ char ใน fluidized bed จะถูกควบคุมโดย diffusion control หรือ chemical control นอกจากนี้ผลการสรุปของ Avedesian และ Davidson ได้แสดงความสงสัยโดย Borghi และคณะ [9] และ Basu และคณะ [16] ถึงการสมมุติว่าปฏิกิริยาเคมีเกิดขึ้นเร็วมากสำหรับ Boudouard reaction ($C + CO_2 \rightarrow 2CO$) ที่อุณหภูมิการเผาไหม้ใน fluidized bed ยิ่งกว่านั้น Basu และคณะ ได้แสดงให้เห็นโดยการคำนวณสมดุลย์ความร้อนว่าความร้อนมีไม่เพียงพอที่จะก่อให้เกิด Boudouard reaction ซึ่งเป็นปฏิกิริยาดูดความร้อน

ร้อนที่ต้องใช้ความร้อนประมาณ 170 kJ/mole และได้แสดงโดยการทดลองว่าทั้ง CO และ CO₂ เกิดขึ้นที่ผิวของอนุภาคคาร์บอน ฉะนั้นจึงได้ให้ความเห็นว่าการเผาไหม้แบบ single-film mechanism น่าจะเป็นไปได้มากกว่าแบบ double-film mechanism ของ Avedesian และ Davidson และเสนอสมการดัดแปลงสำหรับอัตราการเผาไหม้ของอนุภาคคาร์บอนเดี่ยว (mol/s) ดังนี้คือ

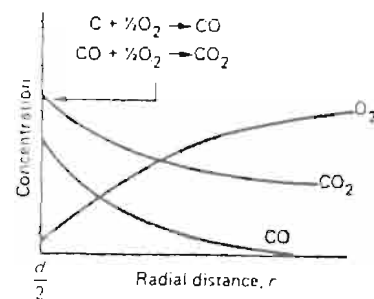
$$\dot{C} = 4\pi D_G \epsilon_m d_p C_p \left(1 + \frac{12C_p}{\rho_g} \right) \quad (7)$$

เมื่อ

ϵ_m = mean voidage fraction รอบ ๆ อนุภาคคาร์บอนที่กำลังเผาไหม้

ρ_g = ความหนาแน่นของก๊าซ (fluidizing gas)

สำหรับ single-film model นี้กล่าวว่า ออกซิเดชันหรือการเผาไหม้จะเกิดขึ้นโดยออกซิเจนจะแพร่เป็นฟิล์มล้อมรอบผิวของคาร์บอน และจะทำปฏิกิริยาที่ผิวเกิด CO และ CO₂ ดังรายละเอียดแสดงในรูปที่ 5



รูปที่ 5 กลไกการเผาไหม้ของ char ใน fluidized bed แบบ single film model

Chakraborty และ Howard [17] ได้วัดอัตราการเผาไหม้ของอนุภาคของ electrode carbon ใน fluidized bed ที่ไม่เล็ก พบว่าอัตราการเผาไหม้ (burning rate) Cad^n เมื่อ $1.8 < n < 1.97$ และเนื่องจากว่า n มีค่าเป็น 1 เมื่อการเผาไหม้เป็น

diffusion control และมีค่าเป็น 2 เมื่อเป็น kinetic control ฉะนั้นเราสรุปว่าอัตราการเผาไหม้ส่วนใหญ่ควบคุมโดย kinetic control

ต่อมา Ross และ Davidson [18] ได้พัฒนา model ที่ดัดแปลงจาก Avedesian-Davidson model โดยสมการอัตราการเผาไหม้ คิดทั้งถูกควบคุมโดย diffusion และ kinetic control ได้อัตราการเผาไหม้ในเทอมของคาร์บอนคือ

$$\dot{C} = 2\pi d_p^2 K C_p \quad (8)$$

โดย K เป็น Overall rate constant ที่รวมทั้งเทอมที่เป็น kinetic และ diffusion control ดังนี้คือ

$$\frac{1}{K} = \frac{\gamma}{k_c} + \frac{\alpha d_p}{Sh D_G} \quad (9)$$

เมื่อ

k_c = reaction rate coefficient จากนิยาม

(อัตราการเกิดปฏิกิริยาของ carbon ต่อพื้นที่ผิว) = k_c (ความเข้มข้นของ O_2 ที่ผิว)

α และ γ คือค่าคงที่ที่มีค่าขึ้นกับปฏิกิริยาเคมีที่จะสมมุติว่าเกิดที่ผิว ดังนี้

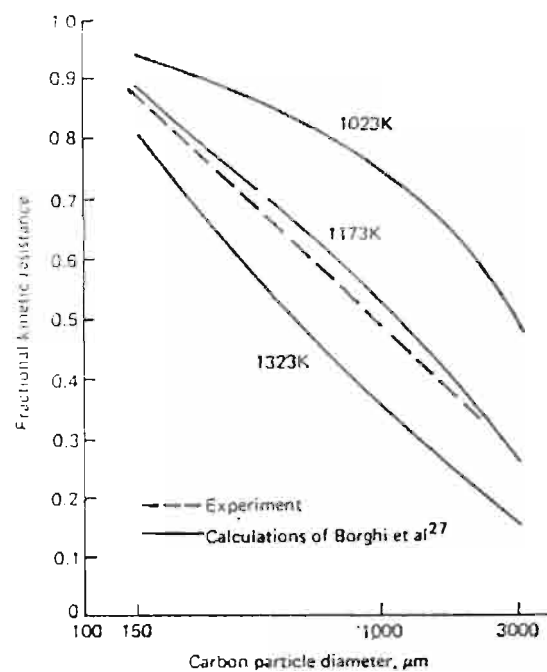
	α	γ
(i) $C + \frac{1}{2} O_2 \rightarrow CO$	1	2
(ii) $C + O_2 \rightarrow CO_2$	2	2
(iii) $C + CO_2 \rightarrow 2CO$	1	1

และได้สมการสำหรับเวลาที่เผาไหม้หมดที่เผาไหม้แบบ batch คือ

$$t_b = \frac{m}{12C_o A [U - (U - U_{mf}) - e^{-X} - X]} + \frac{\rho_c d_p^2 \alpha}{96 Sh D_G C_o} + \frac{\rho_c d_p \gamma}{48 k_c C_o} \quad (10)$$

ซึ่งเทอมสุดท้ายจะหมายถึงเงื่อนไขเนื่องจาก chemical control (เปรียบเทียบกับสมการที่ 5)

Ross และ Davidson ได้รายงานความสัมพันธ์ที่สำคัญของผลของ kinetic และ diffusion control ต่ออัตราการเผาไหม้ดังแสดงในรูปที่ 6 และได้เปรียบเทียบในกราฟกับการคำนวณทางทฤษฎีของ Borghi และคณะ [9] Ross และ Davidson ได้สรุปว่าอัตราการเผาไหม้ของอนุภาคใน fluidized bed จะถูกควบคุมโดย 2 อิทธิพล คือ สำหรับอนุภาคที่มีขนาดใหญ่ ($d_p > 3$ มม.) อัตราการเผาไหม้จะถูกควบคุมโดยอัตราการแพร่ (diffusion) ของออกซิเจนไปสู่ผิวของอนุภาค ในขณะที่อนุภาคขนาดเล็กการเผาไหม้ส่วนใหญ่จะถูกควบคุมโดยอัตราการเกิดปฏิกิริยาเคมี (kinetic of reaction) $C + \frac{1}{2} O_2 \rightarrow CO$ และ CO ที่เกิดขึ้นจะเผาไหม้ใน particulate phase รอบ ๆ อนุภาคเชื้อเพลิง ในกรณีหลังนี้ความร้อนจากการเผาไหม้ของ CO จะถ่ายเทไปยังอนุภาคเฉื่อยใน particulate phase ซึ่งจะมีผลให้อนุภาคของ char ขนาดเล็กมีอุณหภูมิใกล้เคียงกับอุณหภูมิของ bed ในขณะที่อนุภาคขนาดใหญ่โดยทั่วไปจะร้อนกว่า bed



รูปที่ 6 ผลของขนาดของอนุภาคต่อ kinetic control ของการเผาไหม้ char (จาก [18])

Carbon Elutriation

แม้ว่าระหว่างการเผาไหม้ คาร์บอนมอนอกไซด์ และ volatiles จากถ่านหินสามารถจะสูญเสียออกไปจาก bed โดยไม่มีการเผาไหม้ แต่สาเหตุส่วนใหญ่ที่ทำให้ประสิทธิภาพการเผาไหม้ในระบบ fluidized bed ลดลงก็คือ การสูญเสียในรูปของ char ขนาดเล็ก หรือฝุ่น carbon ที่ยังไม่ถูกเผาไหม้ถูกชักนำออกไปกับก๊าซ ซึ่งการถูกชักนำออกไปนี้ เรียกว่า elutriation การสูญเสียนี้อาจสูงถึง 10-15 % ของปริมาณคาร์บอนในถ่านหิน (fixed carbon) ที่ป้อนเข้าสู่ combustor [19] ขึ้นกับปริมาณของคาร์บอนใน bed (bed carbon loading) ตลอดจนภาวะในการเผาไหม้ Densi และคณะ [20] ได้ศึกษาผลของภาวะการเผาไหม้ต่างๆ ที่มีผลต่อการสูญเสียใน fluidized bed ที่มีขนาดเส้นผ่าศูนย์กลาง 16 ซม. พบว่าการสูญเสียของถ่านหินในรูปของปริมาณ carbon เนื่องจากอนุภาคขนาดเล็กที่เผาไหม้ได้ (combustible fines) ถูกชักนำออกไปกับก๊าซ เกิดมาจาก 2 แหล่งที่สำคัญคือ จากอนุภาคที่ลดขนาดลงเนื่องจากการเผาไหม้จนมีขนาดที่สามารถถูกชักนำออกไปได้ และจากฝุ่นหรืออนุภาคเล็กๆ ที่หลุดออกจากจากอนุภาคถ่านหินเนื่องจากการเสียดสีระหว่างการเผาไหม้ (เรียกว่าเกิด attrition) ซึ่งฝุ่นที่ได้จากการนี้หลังนี้จะเกิดขึ้นมากในกรณีอนุภาคถ่านหินที่ป้อนเข้ามีขนาดใหญ่ และได้พบความสัมพันธ์เป็นเส้นตรงระหว่างปริมาณในแอมคาร์บอนที่ถูกชักนำออกไป E_a (กรัม/นาทีก) กับปริมาณคาร์บอนใน bed M_c (กรัม) ดังนี้

$$E_a = E_c - E'_c = \frac{k(U - U_{mf})M_c}{\bar{d}} \quad (11)$$

เมื่อ

E_c = อัตราของปริมาณ carbon ที่ถูกชักนำออกไปทั้งหมด (กรัม/นาทีก)

E'_c = อัตราของปริมาณ carbon ที่ถูกชักนำออกไปเนื่องจากอนุภาคลดขนาดลงจากการเผาไหม้ (กรัม/นาทีก)

$\bar{d}$ = เส้นผ่าศูนย์กลางเฉลี่ยของอนุภาคทั้งหมดที่กำลังเผาไหม้ใน bed (ซม.)

k = ค่าคงที่ของสมการ

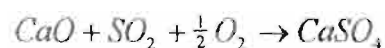
ในกระบวนการเผาไหม้จริงๆ ที่ใช้ในอุตสาหกรรม ผุนของคาร์บอนที่สูงสูญเสียไปกับการชักนำของก๊าซ นอกจากจะมาจาก 2 แหล่งดังที่กล่าวมาแล้วข้างต้น ยังมาจากผงบดที่ปนมากับถ่านหินที่ป้อนเข้าไปด้วย เนื่องจากก่อนนำถ่านหินมาเผาไหม้ จะถูกนำไปบดให้มีขนาดเล็กเสียก่อน

การควบคุมการปล่อยออกของมลพิษ

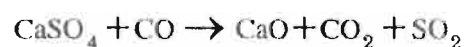
ก๊าซพิษที่ปล่อยออกมาจากการเผาไหม้ของถ่านหินคือ SO_2 และ NO_x ซึ่งเมื่อรวมกับละอองน้ำหรือฝนในอากาศจะกลายเป็นกรด H_2SO_4 และ HNO_3 ซึ่งจะก่อให้เกิดอันตรายและความเสียหายต่อสิ่งมีชีวิตและทรัพย์สิน

การกำจัดหรือลดปริมาณ SO_2

ซัลเฟอร์ไดออกไซด์ที่ปล่อยออกมา จะเกิดขึ้นจากซัลเฟอร์ในถ่านหินทำปฏิกิริยากับออกซิเจนในอากาศระหว่างการเผาไหม้ ปริมาณของ SO_2 ที่เกิดขึ้นจะมากหรือน้อยขึ้นกับปริมาณของซัลเฟอร์ในถ่านหิน การดักจับ S หรือ SO_2 ใน fluidized bed โดยทั่วไปจะกระทำโดยการผสม limestone (ปูนขาว) ในถ่านหินที่จะป้อน นอกจากนี้ยังอาจใช้ dolomite stone (ประกอบด้วย MgCO_3) ก็ได้แต่ไม่นิยม CaO ที่ได้จากการสลายตัวด้วยความร้อนของ limestone ดังปฏิกิริยา $\text{CaCO}_3 = \text{CaO} + \text{CO}_2$ จะทำปฏิกิริยากับ SO_2 เกิดเป็นแคลเซียมซัลเฟตในรูปของของแข็ง ทำให้ SO_2 แยกออกมาจากก๊าซดังปฏิกิริยา



อุณหภูมิที่เหมาะสมที่สุดสำหรับปฏิกิริยานี้จะอยู่ในช่วง $800\text{--}850^\circ\text{C}$ [21] ถ้าอุณหภูมิสูงกว่านี้อาจก่อให้เกิดการสลายตัวย้อนกลับ (reversible decomposition) ของแคลเซียมซัลเฟตได้ ทำให้ปริมาณ SO_2 ที่ปล่อยออกมาเพิ่มขึ้น จากการศึกษาของ Fieldes และคณะ [22] แสดงให้เห็นว่าการเพิ่มขึ้นของปริมาณ SO_2 นี้อาจเป็นไปได้ว่าที่อุณหภูมิสูง SO_2 อาจเกิดเพิ่มจากการทำปฏิกิริยาของ CO ดังสมการ



ปัญหาที่เกิดจากการใช้หินปูนในการกำจัดซัลเฟอร์ไดออกไซด์ก็คือ เนื่องจาก molar volume (ปริมาตรต่อโมล) ของ CaSO_4 มากกว่าของ CaCO_3 และเนื่องจากอนุภาคไม่มีการขยายตัวระหว่างเกิดปฏิกิริยา ฉะนั้นปริมาณสูงสุดที่หินปูนจะทำปฏิกิริยาจะประมาณ 50% เนื่องจากหินปูนขาวถูกอุดตันด้วย CaSO_4 ที่เกิดขึ้น ในทางปฏิบัติส่วนใหญ่จะใช้หินปูนเกินจากความต้องการที่จะให้ทำปฏิกิริยาพอดีทางทฤษฎีกับ SO_2 อัตราส่วนของ $\text{Ca/S} = 2$ ก็เพียงพอที่จะสามารถกำจัด SO_2 จนแทบจะหมดสิ้น [23]

การปล่อยออกของ NO_x

เมื่อเปรียบเทียบกับ SO_2 ข้อมูลหรือสิ่งตีพิมพ์ที่ศึกษาเกี่ยวกับการปล่อยออกของ NO_x ใน fluidized bed จะมีน้อยมาก โดยทั่วไปแล้วอุณหภูมิในการเผาไหม้ใน fluidized bed จะต่ำเพียงพอที่จะทำให้ปริมาณการปล่อยออกของ NO_x ยอมรับได้ การลดหรือกำจัดจะไม่ใช้วัสดุดูดซับ ดังกรณีของ SO_2 การศึกษาหรือวิจัยการลดปริมาณการปล่อยออกของ NO_x ส่วนใหญ่แล้วจะทำโดยควบคุมอุณหภูมิและภาวะของการเผาไหม้ เช่น ควบคุมอากาศส่วนเกินหรือความดัน เป็นต้น

การปล่อยออกของ NO_x ระหว่างการเผาไหม้จะมาจากสองแหล่งด้วยกัน คือได้จากการเปลี่ยนแปลงของไนโตรเจนในอากาศและของไนโตรเจนในถ่านหิน โดยทั่วไปแล้ว NO_x จะเกิดขึ้นจากการรวมตัวของอะตอม N กับ O ไม่ใช่จากการรวมตัวของโมเลกุล การรวมตัวจะเกิดขึ้นที่อุณหภูมิสูงเมื่อบนหรือแรงยึดเหนี่ยวระหว่าง N-N และ O-O แตกออกจากกัน โดย NO จะเกิดขึ้นก่อน [21] ฉะนั้นโดยทั่วไปแล้ว NO_x จะปล่อยออกมาเพิ่มขึ้นเมื่ออุณหภูมิสูงขึ้น จากผลการทดลองที่ BCURA ซึ่งรายงานโดย Roberts และคณะ [24] พบว่าการปล่อยออกของ NO_x วัดที่อุณหภูมิการเผาไหม้ในช่วงการทดลองจาก 800 ถึง 950 °C โดยใช้ 20% ของอากาศส่วนเกิน จะประกอบด้วย NO ประมาณ 90-95 เปอร์เซ็นต์ นอกนั้นส่วนใหญ่จะเป็น NO_2

จากการทดลองของนักวิจัยหลายคนที่ผ่านมา พอที่จะสรุปการปล่อยออกของ NO_x ได้ดังต่อไปนี้

- (1) การเผาไหม้ถ่านหินใน fluidized bed ที่มีอากาศส่วนเกินประมาณ 15% จะมี NO_x ปล่อยออกมาต่ำกว่ามาตรฐาน US EPA ที่ยอมรับได้

- (2) ภายใต้ภาวะในการเผาไหม้ใน fluidized bed มากกว่า 90% ของ NO_x ที่ปล่อยออกมาจะเป็น NO
- (3) NO จะเกิดขึ้นทั้งในช่วงการเผาไหม้ volatiles และ char
- (4) NO ส่วนใหญ่จะเกิดบริเวณใกล้ที่ถ่านหินป้อนเข้า ซึ่งจะเป็นบริเวณที่มีความเข้มข้นของออกซิเจนสูง ปริมาณการปล่อยออกของ NO ในช่วงอุณหภูมิ 660-850°C จะเพิ่มเป็นสัดส่วนเส้นตรงกับอุณหภูมิด้วยอัตราเพิ่มประมาณ 2.3 ppm/°C
- (5) การเผาไหม้โดยจัดให้อากาศเข้าเป็นชั้น เช่นเพิ่มจุดการปล่อยอากาศเสริมเข้า (secondary air) 10% อาจมีผลให้การปล่อยของ NO_x ลดลงถึง 20%

เอกสารอ้างอิง

- [1] Kunii, D. and Levenspiel, O. (1969). *Fluidization Engineering*, John Wiley and Sons, Inc
- [2] Bee'r, J. M. (1976). *The Fluidized Combustion of Coal*, Sixteenth Symposium (international) on Combustion, at Cambridge, Massachusetts, England
- [3] Yates, J. G. (1983). *Fundamentals of Fluidized Bed Chemical Processes*, The Thetford Press Ltd, London
- [4] LaNauze, R. D. (1985). *Fundamentals of Coal Combustion in Fluidized Beds (Review Paper)*, Chem Eng Res Des. 63, 3 - 33
- [5] Prasong Wongvicha (1993). *Spouted Bed Combustion and Combustion Efficiency of Thai Lignite Char*, Engineering KKU Journal, Vol.20, No.1 (17-30)
- [6] Hoke, R. C. and Bertrand, R. R. (1975). *Inst. Fuel Symp. Ser.*, No.1, D5
- [7] Locke, H. B., Lim, H. G. and Roberts, A. G. (1972). *Proc. 3rd Int. Conf. Fluidized Bed Combustion*, Papper 5, US-EPA

- [8] Essenhigh, R. H. (1981). ***Fundamental of Coal Combustion***, Chemistry of Coal Utilization, 2nd. Supplementary Volume, Edited by Elliott, M. A., John Wiley & Sons, New York
- [9] Borghi, G., Sarofim, A. F. and Bee'r, J. M. (1917). ***A.I.Ch.E. 70th Annual Meeting***, New York
- [10] Pereira, J. F. (1975). ***Ph.D. Thesis***, University of Sheffield, England
- [11] Yales, J. G., Macgillivray, H. J. and Cheesman, D. J. (1980). ***Chem.Engng. Sci.***, 35, 2361
- [12] Avedesian, M. M. and Davidson, J. F. (1973). ***Combustion of Carbon Particles in A Fluidized Bed***, Trans. Instn Chem. Engrs, 51, 121-131
- [13] Campbell, E. K. (1975). ***The Combustion of Coal in Fluidized Beds***, Ph.D. Dissertation, University of Cambridge, London
- [14] Levenspiel, O. (1972). ***Chemical Reaction Engineering***, 2nd Edn., Wiley, New York
- [15] Tomeczek, J. (1979). ***Trans. I. Chem. Engrs***, 57, 215
- [16] Basu, P., Broughton, J. and Elliott, D. E. (1975). ***Inst. Fuel Symp Ser.***, No.1, Vol.1, A3
- [17] Chakraborty, R. K. and Howard, J. R., (1978). ***J. Inst. Fuel***, 220
- [18] Ross, I. B. and Davidson, J. F. (1982). ***The Combustion of Carbon Particles in a Fluidized Bed***, Trans IChemE, 59, 108-114
- [19] Arena, U., D'Amore, M. and Massimilla, L. (1983). ***Carbon Attrition During The Fluidized Combustion of A Coal***, AIChE Journal, 29, No.1, 40-48

- [20] Donsi, G., Massimilla, L. and Micco, M. (1981). ***Carbon Fines Production and Elutriation from The Bed of a Fluidized Coal Combustor***, IRFF Chemical Panel, Pisa, April 1979; Combustion and Flame, 41, 57
- [21] Gaglia, E. N. and Hall, A. (1987). ***Comparison of Bubbling and Circulating Fluidized Bed Industrial Steam Generation***, Proc. of 1987 Int. Conf. on Fluidized Bed Combustion, Vol.1, Boston, Massachusetts, 18-25
- [22] Fieldes, R. B., Burdett, N. A. and Davidson, J. F. (1979). ***Trans IChemE***, 57, 276
- [23] Lecker, B and Amand, L. E. (1987). ***Emissions from A Circulating and A Stationary Fluidized Bed Boiler: A Comparison***, Vol.2, 891-897
- [24] Roberts, A. G., Stantan, J. E., Wilkins, D. M., Beacham, B. and Hoy, H. R. (1975). ***Inst. Fuel Symp. Ser.***, No.1, Vol.1, D4.