

การเผาไหม้ถ่านหินและการควบคุมมลภาวะในเตาแบบฟลูอิดไอเซชัน

บัญญัติ เรืองนพดล
เกตสุดา ชินเมธีพิทักษ์
สมศักดิ์ ดำรงค์เลิศ
วิรัช ศากรวิมล
สมบัติ นิธิฐิมนิรัตน์
ภาควิชาเคมีเทคนิค
คณะวิทยาศาสตร์
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

บทคัดย่อ

ปัญหาสำคัญของการเผาไหม้ถ่านหินนั้น คือการเกิดก๊าซ SO_2 เป็นก๊าซที่มีกลิ่นเหม็นทำให้เกิดมลภาวะเมื่อปล่อยสู่บรรยากาศ การกำจัดก๊าซนี้ในเตาเผาธรรมดาทำได้ลำบากมาก จึงได้หันมาพัฒนาเตาเผาแบบฟลูอิดไอเซชัน เพราะสามารถป้อนของผสมระหว่างถ่านหินและโดโลไมท์ได้พร้อมกันในปริมาณที่พอเหมาะของโดโลไมท์ จะสามารถลดปริมาณของ SO_2 ที่เกิดขึ้นได้

การทดลองได้ใช้ถ่านหินขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางเฉลี่ย 1.54 มม. ผสมกับโดโลไมท์ ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางเฉลี่ย 0.56 มม. โดยมีอัตราส่วนของ Ca/S ต่าง ๆ กันคือ 3.8, 5.9 และ 8.8 อัตราป้อนของผสม 9.75, 14.00 และ 16.50 กิโลกรัมต่อชั่วโมง ความเร็วของอากาศเป็น 1.3, 1.6, 2.2 และ 2.5 เท่าของความเร็วต่ำสุดของฟลูอิดไอเซชัน (หรือ 54.0 ถึง 85.8 ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมง) ผลการทดลองพบว่า

1) เมื่ออัตราการป้อนของผสมมากขึ้น ประสิทธิภาพการเผาดีขึ้น และปริมาณของ SO_2 ลดลง

2) ที่อัตราส่วนของ Ca/S น้อยกว่า 5.9 มักเกิด slag และที่อัตราส่วนตั้งแต่ 5.9 ขึ้นไปแล้ว แม้ว่าอุณหภูมิภายใน bed สูงกว่า 1000°C ก็ไม่เกิด slag

สภาวะที่เหมาะสมสำหรับเตาฟลูอิดไอเซชันนี้ คือ

อัตราการป้อนของผสม 1,400 กิโลกรัมต่อชั่วโมง

อัตราส่วน $\text{Ca/S} = 8.8$

ความเร็วอากาศ 2.5 เท่าความเร็วต่ำสุดของฟลูอิดไอเซชันมีปริมาณของ SO_2 ใน flue gas 70 ppm โดยปริมาตร

Coal Combustion and Pollution Control in Fluidized Bed.
Banyaad Reungnoppadol
Kesuda Chinmethepitak
Somsak Damronglerd
Wirat Sakornwimol
Sombat Nitithimaneerat

Abstract

A problem of using coal as solid fuel is the emission of SO_2 . This gas has a bad smell and causes air polluted. A method to control the quantity of SO_2 in stack gas is mixing a suitable amount of limestone or dolomite with coal and burn in a fluidized bed furnace.

In the experiment, coal had the average diameter of 1.54 mm. and dolomite of 0.56 mm. The mixing ratios of Ca/S were 3.8, 5.9 and 8.8. Feed rates of mixture were 9.75, 14.00 and 16.50 kg/hr. Air velocity was raised from 1.3 to 2.5 times of minimum velocity of fluidization (or 54.0 to 85.8 m^3/hr). The results were

1. The combustion of coal was more efficiently when the feed rate of mixture increased but the amount of SO_2 in the stack was deduced.
2. When the Ca/S ratio was less than 5.9, the slag always remained in the bed. This slag would disappear at the Ca/S ratio higher than 5.9 even though, the bed temperature was raised higher than 1000°C .

The optimum conditions of this furnace are

- feed rate of mixture	about 1,400 kg/hr
- Ca/S ratio	about 8.8
air velocity	at $2.5 V_{mf}$

at this condition, it will have the quantity of SO_2 in flue gas approximately 70 ppm by volume.

ถ่านหินในประเทศไทย

จากการสำรวจถ่านหินในประเทศไทย ปรากฏว่าพบมากที่สุดอยู่ในภาคเหนือที่จังหวัดลำปาง และแพร่ ที่รองลงมาอยู่ทางภาคใต้ที่จังหวัดกระบี่ ถ่านหินที่ขุดได้นำมาใช้เป็นพลังงานเพื่อผลิตกระแสไฟฟ้ามากกว่า 90% ส่วนที่เหลือใช้ในอุตสาหกรรมบ่มไบยาสูบคุณภาพของถ่านหินแต่ละแหล่งแตกต่างกันไม่มาก มีปริมาณของกำมะถันอยู่ตั้งแต่ 1 ถึง 2.5% การเผาถ่านหินยังเป็นแบบ conventional และมีแบบที่นิยมกัน คือแบบ pulverization ได้มีการศึกษาเตาเผาแบบฟลูอิดไอเซชันกันอยู่ในสเกลเล็กเท่านั้นเอง

การเผาไหม้ถ่านหินในฟลูอิดไอเซชัน

กระบวนการเผาไหม้ถ่านหินได้มีการพัฒนา กันอยู่ตลอดเวลา เพราะต้องการให้มีประสิทธิภาพ การเผาไหม้สูง ควบคุมอุณหภูมิภายในเตาให้ได้สูง ตามต้องการ พร้อมทั้งให้มีการกำจัดอากาศเสียด้วย เตาเผาแบบฟลูอิดไอเซชันเป็นแบบหนึ่งที่กำลังพัฒนากันมาก ถึงปัจจุบันนี้ได้มีเตาขนาดใหญ่ใช้ในโรงงานแล้ว ดังเช่นที่ประเทศสหรัฐอเมริกา เยอรมัน และจีน เป็นต้นแต่เทคโนโลยีของเตาเผาแบบนี้ไม่เป็นที่เปิดเผย ทั้งนี้เนื่องจากมีผลประโยชน์ทางการค้า

การทำงานในเตาเผาแบบฟลูอิดเซชันมีข้อจำกัดหลายอย่าง เริ่มตั้งแต่ขนาดของเม็ดถ่านหิน ซึ่งต้องไม่ใหญ่หรือเล็กเกินไป เพราะถ่านหินขนาดใหญ่มากเมื่อป้อนเข้าเตาเผา ก็จะตกสู่ส่วนล่างของเบด ทำให้เกิด channelling ภายในเบดได้ง่าย และถ่านหินขนาดเล็กเกินไป พอเข้าไปในเบดยังไม่ทันจะเกิดการสันดาปก็หลุดลอยออกไปแล้ว Tatebayashi และผู้ร่วมงาน (1) ได้ทดลองใช้ขนาดของเม็ดถ่านหินถึง 4 ช่วงขนาด คือ 0.00-0.25 มม., 0.25-0.50 มม. 0.50-1.00 มม. และ 1.00-2.00 มม. ทำการทดลองเผาในเตาที่เขาได้สร้างขึ้นพบว่า ถ่านหินขนาด 1.00-2.00 มม. ให้ประสิทธิภาพสูงถึง 99.5% ส่วนขนาดเล็กลงมา มีประสิทธิภาพต่ำ เขาได้ให้เหตุผลว่า เม็ดของถ่านหินขนาดเล็กมีโอกาสสูญเสียอนุภาคคาร์บอนที่ยังไม่เผาไหม้ และยังเกิดก๊าซ NO_x มากอีกด้วย

ปัจจัยต่อมามีส่วนที่จะทำให้เกิด slag ภายในเบดหรือไม่อยู่ที่ขนาดของอนุภาคของเบด Damronglerd และคณะ (2) ได้ทดลองกับเบดขนาดเส้นผ่าศูนย์กลางภายใน 150 มม. และขนาดของเม็ดถ่าน 1-2 มม. เขาพบว่าถ้าอนุภาคของเบดต่ำกว่า 800°C ปริมาณ slag จะน้อยลง

Peteson และผู้ร่วมงาน (3) ได้พัฒนาเทคนิคที่สามารถเพิ่มประสิทธิภาพของการเผาไหม้ถ่านหินได้ดีขึ้น ด้วยการทำให้เม็ดถ่านในเบดมีการหมุนเวียนอยู่ตลอดเวลา (Circulation fluidized bed) วิธีการนั้นนอกจากทำให้เพิ่มประสิทธิภาพการเผาไหม้แล้วยังสามารถลดปริมาณของก๊าซพิษ NO_x ให้มีปริมาณต่ำกว่า 200 ppm ได้ด้วย โดยไม่ต้องมี secondary air ช่วย Toshimasa และผู้ร่วมงาน (4) ก็ได้ออกแบบเตาเป็นลักษณะ 2 ชั้น เขาได้กล่าวว่าเครื่องมือที่เขาพัฒนาขึ้นมานี้มีประสิทธิภาพการเผาไหม้สูงถึง 98 เปอร์เซ็นต์

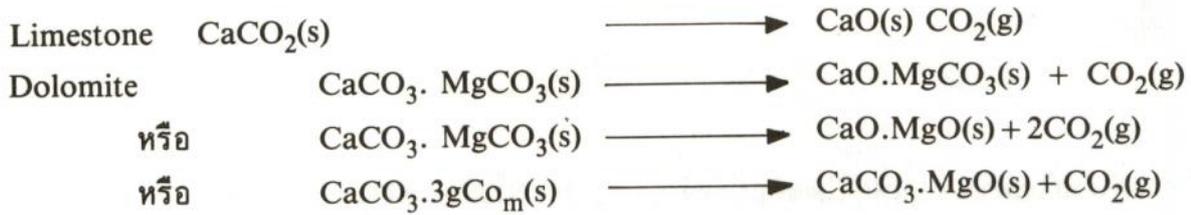
การกำจัด SO_2 และ slag

กำมะถันที่มีอยู่ในถ่านหินมักอยู่ในรูปของสารประกอบจำพวก Thiols, Thiophens และ Sulphides เป็นต้น เป็นตัวทำให้เกิดมลภาวะกลิ่นเหม็น และเป็นอันตรายต่อมนุษย์ สัตว์เลี้ยง และพืช ควรต้องหาวิธีกำจัดก๊าซนี้ก่อนปล่อยสู่บรรยากาศ นักวิทยาศาสตร์ได้ให้ความสนใจในเรื่องนี้มาก ดังเช่น Avedesian และ Davidson (5) ได้ใช้ limestone และ dolomite ผสมกับถ่านหินแล้วป้อนเข้าเตาเผา ถ่านหินที่ใช้มีขนาดเล็กกว่า 20 micron เขาพบว่าปริมาณของ SO_2 ลดลง แต่ต้องใช้ limestone และ dolomite เป็นจำนวนมาก เนื่องจากบางส่วนของ limestone และ dolomite ทำปฏิกิริยากับ SO_2 ดังนั้น Shearer และผู้ร่วมงาน (6) จึงได้แก้ปัญหาโดยนำ limestone ที่ใช้แล้วมาผ่านกระบวนการ Hydration แล้วป้อนย้อนกลับไปใช้ใหม่ เขาพบว่าสามารถลดปริมาณการใช้ limestone ลงได้ 20 ถึง 30 เปอร์เซ็นต์

ปฏิกิริยาการควบคุมมลภาวะ

การเผาไหม้ถ่านหินในสภาวะที่มีอากาศมากเกินไป องค์ประกอบของกำมะถันในถ่านหินจะถูกออกซิไดซ์เป็นก๊าซ SO_2 การกำจัดก๊าซนี้สำหรับในเตาแบบฟลูอิดเซชัน กระทำได้โดยการผสม limestone หรือ dolomite เป็นตัวดูดซับ (Absorbent) mechanism ของปฏิกิริยายังไม่เป็นที่เข้าใจอย่างแน่ชัด (Burditt) (7) ปฏิกิริยาหลักมีอยู่ 2 ปฏิกิริยา คือ

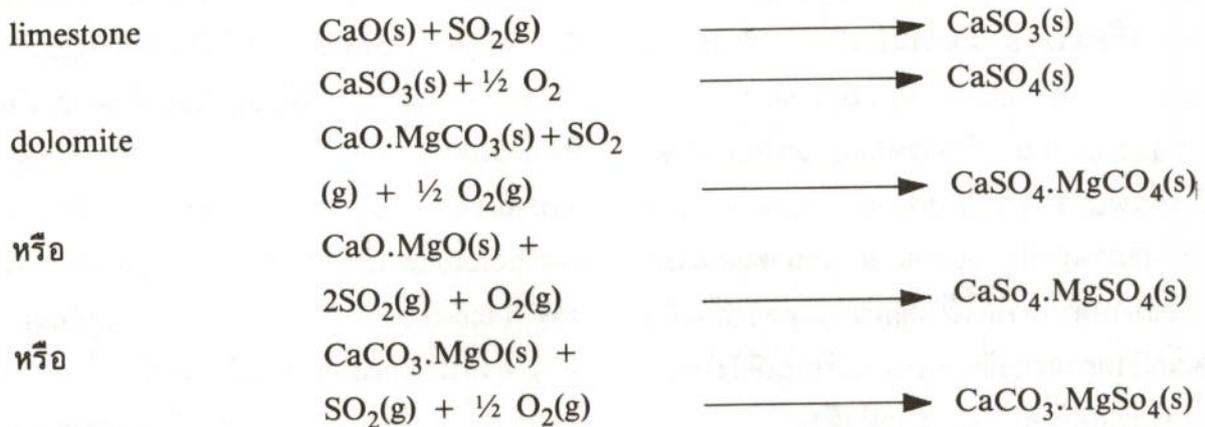
Calcination เป็นการแยกสลายตัวของ limestone หรือ dolomite เมื่อได้รับพลังงานความร้อน ซึ่งประกอบด้วยปฏิกิริยาดังนี้



สารประกอบออกไซด์นี้จะมีลักษณะเป็นรูปพรุน มีสภาพที่ว่องไวต่อการดูดซับก๊าซ SO_2

Sulphation เป็นปฏิกิริยาสำคัญระหว่าง SO_2

และสารประกอบออกไซด์ในบรรยากาศที่มี Oxygen เพราะจะเกิดเป็นสารประกอบซัลเฟตภายในรูปพรุน บริเวณผิวหน้าของอนุภาค



Chang และผู้ร่วมงาน (8) พบว่าปฏิกิริยาของ Calcium Oxide กับ SO_2 เกิดขึ้นได้ดีที่อุณหภูมิต่ำกว่า 980 c เมื่อให้เวลาในการเกิดปฏิกิริยานานพอ สำหรับแมกนีเซียม (MgO) นั้นทำงานได้ดีที่อุณหภูมิต่ำกว่า 650 c ซึ่งแตกต่างไปจากผลการทดลองของ Borgwardt (9) ที่พบว่า MgO จะเกิดปฏิกิริยากับ SO_4 ที่อุณหภูมิต่ำกว่า 840 c และเกิด CaSO_4 ที่อุณหภูมิสูงถึง 1230 c นอกจากนี้เขายังได้ให้ความเห็นต่อไปว่า ปฏิกิริยา sulphation นั้นจะลดลงแบบ exponential

จลศาสตร์ของการกำจัดกำมะถัน

จากการศึกษาทาง kinetic ของปฏิกิริยา Sulphation นั้น พบว่าเป็นปฏิกิริยา order ระดับที่หนึ่งเมื่อเทียบกับ SO_2 และเป็นศูนย์เมื่อเทียบกับ

O_2 ที่ใช้อากาศเกินพอ ปฏิกิริยาการกำจัดกำมะถันโดย calcined limestone เกิดได้ที่บริเวณผิวของ Calcined limestone (CaO) CaSO_4 ที่เกิดขึ้นจากปฏิกิริยานั้น ปรากฏว่ามีปริมาตรต่อโมเลกุลใหญ่กว่า CaO หรือ CaCO_3 ดังนั้น CaSO_4 นี้ จึงไปอุดรูพรุนของอนุภาค CaO หรือทำให้รูพรุนมีขนาดเล็กลง เป็นผลทำให้ปฏิกิริยาเกิดไม่สมบูรณ์ จึงทำให้การศึกษาทางจลศาสตร์ทำได้ลำบากเพราะมีความซับซ้อน บางครั้งอาจใช้อธิบายด้วย Shrinking core model หรือ grain model ของปฏิกิริยาระหว่างก๊าซกับเม็ดของแข็ง^(10, 11) ต่อมาได้มีนักวิทยาศาสตร์ศึกษาเพิ่มเติมอีกมาก และพยายามสร้างแบบจำลองของปฏิกิริยา แต่ก็ยังไม่สามารถอธิบาย hydrodynamic ของการเผาไหม้ในฟลูอิดเบดได้ เพราะแบบที่จำลองขึ้นนี้ต้องอาศัยเครื่องคำนวณที่มีความ

สามารถสูง⁽¹⁰⁾ ดังนั้น Lee และผู้ร่วมงาน⁽¹⁴⁾ fields และ Davidson⁽¹³⁾ กับ Zheng และผู้ร่วมงาน⁽¹¹⁾ ได้สร้างแบบจำลองใหม่ คือ Semi-empirical model ซึ่งเป็นแบบที่มีปรากฏการณ์คล้ายกับ Pseudo homogeneous stirred tank ผสมผสานกับ two-phase fluidized bed reactor model จะให้ความสัมพันธ์ของการกำจัดกำมะถัน (n) กับชนิดของตัวดูดซับ ภาวะการทดลอง (K) และ อัตราส่วนของโมลของ Ca/S (B) ดังนี้

$$n = 1 - \left(\frac{1}{1 + KB} \right)$$

ความสัมพันธ์นี้สามารถประยุกต์ใช้กับระบบการเผาไหม้แบบต่อเนื่องได้ นอกจากนี้ Fee และ Myles⁽¹⁴⁾ ได้ศึกษา Model ของการกำจัดกำมะถันใน free-board และในเบตว่า อนุภาคของแข็งใน emulsion phase จะเกิด back mixing อย่างสมบูรณ์ ส่วนใน gaseous bubble phase เม็ดของแข็งเคลื่อนที่แบบ plug flow แล้วเกิดการแลกเปลี่ยนเม็ดของแข็งกับ emulsion phase อัตราการเกิดปฏิกิริยา sulphation ใน emulsion phase นั้นเป็นฟังก์ชันกับความเข้มข้นของ SO₂ ปริมาณของ Cao และหินปูนในเบต และ หินปูนในเบต และ freeboard

การกำจัดกำมะถันในถ่านหินนั้นเป็นงานที่ยังต้องทำการศึกษาอีกมาก เพื่อให้ได้โมเดลที่พอจะใช้ได้กับถ่านหินหลาย ๆ แหล่งในโลกนี้ ถ่านหินในประเทศไทยนั้นมีทั้งแบบ low และ high sulfur content จึงเป็นสิ่งจำเป็นต้องกำจัดเสียก่อนที่ปล่อยออกไปให้เป็นมลภาวะต่อธรรมชาติและมนุษย์

เครื่องมือและวิธีการทดลอง

เตาเผา แบบฟลูอิดเซชัน ทำด้วยเหล็กรูปร่างทรงกระบอก ภายใน garnissage ด้วยซีเมนต์ทนไฟ (fire-coment) หนา 7 ซม. ตลอดความสูง 110 ซม. เตาแบ่งเป็น 3 Zones ส่วนล่างมีขนาดเส้นผ่าศูนย์กลาง

ภายใน 15 ซม. สูง 40 ซม. ส่วนบนมีขนาดเส้นผ่าศูนย์กลางภายใน 24 ซม. สูง 50 ซม. และ ส่วนกลางมีรูปร่างเป็นกรวย สูง 20 ซม. ที่ตำแหน่งเหนือแผ่นกระจายมีช่องสำหรับจุดไฟเพื่ออุ่นเตา ด้านบนสุดมีกระจกทนไฟ สำหรับดูลักษณะการเกิดการเผาไหม้ภายในเตาเผา

รูปที่ 1 แสดงรายละเอียดของเครื่องทั้งหมด

ทำการอุ่นเตาด้วยการ gaz LPG จนมีอุณหภูมิประมาณ 300 c จึงเริ่มป้อนถ่านหินผสมโดโลไมท์ประมาณ 200 กรัม ป้อนถ่านหินติดไฟได้แล้ว จึงทำการป้อนอากาศและถ่านหินผสมโดโลไมท์ (ด้วย screw feeder) อย่างต่อเนื่อง จนอุณหภูมิของเบตคงที่ จากนั้นก็ทำการเก็บตัวอย่างก๊าซหลังจากเกิดสันดาปแล้วด้วยขวดเก็บก๊าซขนาดใหญ่ ที่ภายในขวดมีถุงพลาสติกที่มีความพรุนต่ำมาก เพื่อป้องกันการซึมผ่านของก๊าซตัวอย่าง ก๊าซที่เก็บได้ถูกนำไปวิเคราะห์หาส่วนประกอบต่าง ๆ ด้วยเครื่อง Infrared และ Gas Chromatographie ภายในเตามีท่อถ่าน เพื่อรักษาระดับความสูงของเบตให้คงที่ ท่อถ่านนี้สามารถปรับความสูงได้ เถ้า(ash) ที่เกิดจากการเผาไหม้ และ fine particle of carbon ลอกออกจากเตาเผา และถูกรวบรวมไว้ด้วย cyclone

คุณสมบัติของถ่านหิน และ Dolomite

ถ่านหินที่ใช้ในการทดลองนี้ขุดได้จากเหมืองในจังหวัดลำปาง ประเทศไทย เป็นบริษัทของแพร์ ลิกไนต์ จำกัด ได้นำมาวิเคราะห์ตามวิธีของ ASTM ดังมีรายละเอียดแสดงไว้ในตารางที่ 1

แร่ Dolomite ขุดได้จากเหมืองของบริษัท เทพประทานการแร่ จำกัด ซึ่งอยู่ที่จังหวัด Nakhonpathom ประเทศไทย ผลของการวิเคราะห์ส่วนประกอบของแร่ได้แสดงไว้ในตารางที่ 2

ตารางที่ 1 ผลการวิเคราะห์ถ่านหิน

Dry Basis

Proximate Analysis (Wt%)	Ultimate Analysis (Wt%)
Moisture 16.60	Moisture 16.60
Ash 6.60	Ash 16.60
Volatile Matter 39.10	Carbon 50.94
Fixed Carbon 27.70	Hydrogen 3.53
	Sulfur 1.68
	Nitrogen 0.89
	Oxygen 9.76
Total 100.00	Total 100.00

Heating Value of Coal = 4,518 cal/gm.

ตารางที่ 2 ผลการวิเคราะห์แร่โดโลไมท์

Dry Basis

Ultimate Analysis (Wt%)
Moisture 0.56
Calcium 15.64
Magnesium 5.53
Carbon 7.46

Heating Value of Dolomite = 18 cal/gm.

ผลการทดลองและวิจารณ์

จุดประสงค์ของการทดลองครั้งนี้เพื่อศึกษาตัวแปรที่มีผลต่อการลดปริมาณก๊าซ SO₂ ที่เกิดจากการเผาไหม้ของถ่านหิน และเพื่อหาสภาวะที่เหมาะสมสำหรับเตาเผาที่สร้างขึ้นเอง โดยพิจารณาด้วยหลัก 3 ประการ คือ

- ตัวไม่มีการหลอมตัวของสารแล้วเกิดเป็นก้อนแข็งก้อนใหญ่ (slag)
- ประสิทธิภาพความร้อนของเตาเผา
- การลดปริมาณของก๊าซ SO₂

เราได้ทดลองกับตัวแปร 3 อย่าง ดังนี้

- 1) อัตราส่วนผสมของ Dolomite กับถ่านหิน
- 2) ความเร็วของอากาศ
- 3) อัตราการเป็นก้อนถ่านหินผสม Dolomite

ขนาดของเม็ดถ่านหินและของ dolomite ได้แสดงไว้ในตารางที่ 3

ตารางที่ 3 การกระจายของขนาดถ่านหิน และ dolomite

Type	Size Distrigution		%
	Mesh No.	Size (um.)	
COAL	+ 10	+ 2,000	0.69
	- 10 - + 12	- 2,000 - + 1,700	1.68
	- 12 - + 14	- 1,000 - + 1,190	61.23
	- 14 - + 16	- 1,190 - + 1,000	31.02
	- 16	- 1,000	5.38
DOLOMITE	+ 16	+ 1,000	6.82
	- 16 - + 20	+ 1,000 - + 850	10.51
	- 20 - + 30	- 850 - + 600	22.51
	- 30 - + 35	- 600 - + 500	16.34
	- 35 - + 40	- 500 - + 425	16.79
	- 40 - + 50	- 425 - + 300	13.22
	- 50 - + 70	- 300 - + 212	7.25
	- 70	- 212	6.94

Note : Standard Sieve ASTM E-11

ถ่านหินมีเส้นผ่านศูนย์กลางโดยเฉลี่ย, d_p^* 1.5830 มม.

ความหนาแน่นโดยเฉลี่ย, P_c 0.0348 กรัม/ซม.³

โดโลไมท์มีเส้นผ่านศูนย์กลางโดยเฉลี่ย, d_p^* 0.5571 มม.

ความหนาแน่นโดยเฉลี่ย, P_d 0.0669 กรัม/ซม.³

ความเร็วต่ำสุดของฟลูอิดเซชันของถ่านหินผสมกับโดโลไมท์

ที่ dolomite 30% = 47 เมตร/นาทึ

ที่ dolomite 40% = 36 เมตร/นาทึ

ที่ dolomite 50% = 30 เมตร/นาทึ

อัตราส่วนผสมของ Dolomite กับถ่านหิน

ถ่านหินจากเหมืองเมื่อถูกนำมาบดให้ได้ขนาดตามต้องการแล้ว ก็ถูกป้อนเข้าเตาเผาด้วยอัตราคงที่ 14.0 กิโลกรัมต่อชั่วโมง ครั้งแรกนี้ก็ได้ผสม dolomite เลย ถ่านหินถูกเผาไหม้ในเตาโดยมีอากาศเป็นตัวช่วย ความเร็ว ของอากาศมีขนาด 2.2 เท่าของความเร็วต่ำสุดของฟลูอิดเซชันขณะที่เกิดการเผาไหม้ อุณหภูมิภายในเบตสูงขึ้นเรื่อย ๆ จนถึงประมาณ 900 c การดำเนินงานเป็นไปอย่างยากลำบากเพราะมี slag เกิดขึ้นภายในเบต แล้วไปกั้นทางเดินของอากาศ เกิดเป็น channelling ขึ้นภายในเบต ดังจะเห็นได้จากปริมาณของถ่านที่ยังไม่ถูกเผาไหม้หลุดลอยออกจากเบต ซึ่งแสดงไว้ในตารางที่ 5 อุณหภูมิของเบตวัดได้ไม่แน่นอน จากนั้นได้ทดลองผสม dolomite กับถ่าน เริ่มตั้งแต่ 10% จนถึง 30% ก็ยังปรากฏว่ามี slag เกิดขึ้นทุกครั้งจึงไม่เพิ่มปริมาณ dolomite เป็น 40 และ 50% โดยน้ำหนักคราวนี้ไม่มี slag เกิดขึ้น การทดลองจึงกระทำได้อย่างต่อเนื่อง อุณหภูมิในเบตคงที่เมื่อเวลาผ่านไป 1 ชั่วโมง ปริมาณของ SO₂ และ NO₂ น้อยลงเมื่อใช้ dolomite ผสมมากขึ้น คือ สามารถลดลงถึง 80% เมื่อผสม dolomite 50% และการเผาไหม้สมบูรณ์มากขึ้น เห็นได้จากฝุ่นที่หลุดออกจากเบตมีปริมาณของคาร์บอนน้อยลงแสดงให้เห็นว่า dolomite ที่เติมลงไปมากก็สามารถจับก๊าซ SO₂ ได้มาก

อิทธิพลของความเร็วของอากาศ

หลังจากที่ได้แก้ไขจนไม่เกิด slag ในเบตแล้ว จึงได้ศึกษาที่จะลดปริมาณการเกิด SO₂ และ NO₂ ระหว่างการเผาไหม้ของถ่านหิน โดยพยายามปรับอัตราการไหลของอากาศที่ผ่านเบต เพื่อให้มีปริมาณออกซิเจนที่พอเหมาะ ที่ความเร็วของอากาศที่ 1.6 และ 2.5 เท่าของความเร็วต่ำสุดมี SO₂ เกิดขึ้นน้อยกว่าที่ความเร็วของอากาศเป็น 2.2 เท่า ทั้งนี้เพราะอุณหภูมิในเบตสูงมาก ปฏิกิริยาซัลเฟชันเกิดเป็นปฏิกิริยาผกผันกลับ ซึ่งสังเกตได้ปริมาณของ NO₂

ที่เกิดขึ้นมีจำนวนไม่แตกต่างกันมาก ดังแสดงไว้ในตารางที่ 6 อุณหภูมิที่เกิดขึ้นในเบตได้แสดงไว้ในรูปที่ 3

อิทธิพลของอัตราการป้อนของถ่านหินผสมโดโลไมท์

ข้อดีจากการทดลองที่แล้วได้ถูกนำมาศึกษาต่อถึงอัตราการป้อนที่เหมาะสมโดยได้ใช้อัตราส่วนผสม Cals เท่ากับ 8.8 (หรือที่ 50% โดยน้ำหนัก) และความเร็วของอากาศใช้ขนาด 2.5 เท่าของความเร็วต่ำสุด (หรือเท่ากับ 81 ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมง) ได้ปรับอัตราการป้อนจาก 9.75 ถึง 16.50 กิโลกรัมต่อชั่วโมง อุณหภูมิของเบตในแต่ละช่วงได้ถูกบันทึกและแสดงไว้ในรูปที่ 4 ที่อัตราการป้อน 9.75 กิโลกรัมต่อชั่วโมง การสันดาปของถ่านหินในเบตเป็นไปอย่างสมบูรณ์เพราะ ถ่านที่ป้อนมีปริมาณน้อย สังเกตได้จากเถ้าที่หลุดลอยจากเบตมีปริมาณมากแต่มีคาร์บอนหรือถ่านที่ไม่ถูกสันดาปน้อยมาก อุณหภูมิภายในเตาต่ำกว่าอัตราการป้อนที่ 14.00 และ 16.50 กิโลกรัมต่อชั่วโมง ทั้งที่การสันดาปเกิดขึ้นอย่างสมบูรณ์แล้วยังมีออกซิเจนเหลืออยู่อีกมาก แต่ความร้อนได้ถูกอากาศพาออกไป นอกจากนี้ SO₃ ที่เกิดขึ้นมีเวลาสัมผัสกับ dolomite สั้นมากด้วย จึงทำให้ปริมาณ SO₂ ที่ปล่อยออกมาสูงกว่า ความแตกต่างเกือบไม่มีเลย ทั้งอุณหภูมิของเบตและปริมาณการ SO₂ กับ NO₂ ที่อัตราการป้อนระหว่าง 14.00 กับ 16.50 กิโลกรัมต่อชั่วโมง

สรุป

การควบคุมมลภาวะสามารถกระทำได้อย่างมีประสิทธิภาพเมื่อได้ผสม dolomite ที่มีปริมาณมากพอ ทั้งยังไม่ทำให้เกิด slag ภายในเบตอีกด้วย ถึงแม้จะมีอุณหภูมิสูงถึง 100 ซ เตาเผาที่สร้างขึ้นมีขนาดเล็กแต่การสันดาปเป็นไปอย่างมีประสิทธิภาพ ปริมาณของก๊าซเสียก็มีน้อยไม่เกินข้อกำหนดของกระทรวงอุตสาหกรรม เราคงจะขยายขนาดให้โตขึ้น และจะมีการศึกษาจนครบวงจรด้วย

ตารางที่ 4

Feed Rate (kg/hr)	% Dolomite (Wt%)	Velocity of Air	Flue Gas (Vol.%)					
			CO ₂	CO	O ₂	NO _x	SO ₂	N ₂
14.00	0	2.2V _{mf}	10.569	0.355	9.795	0.125	0.114	79.042
14.00	30	1.3V _{mf}	11.070	2.270	12.100	0.820	0.050	73.690
14.00	30	1.5V _{mf}	10.950	1.200	13.000	0.170	0.020	74.660
14.00	40	2.2V _{mf}	6.946	5.206	10.273	0.604	0.032	76.939
14.00	50	2.2V _{mf}	10.990	1.411	6.461	0.375	0.023	80.740

Feed Rate (kg/hr)	% dolomite (Wt%)	Velocity of Air	Used Coal (gm.)	Used Dolomite	Overflow & Refuse		Elutriated & FlyAsh	
					gm.	%	gm.	%
14.00	0	2.2V _{mf}	20,500	-	1,000	4.9	2,200	10.7
14.00	30	1.3V _{mf}	14,047	6,020	2,950	14.7	2,660	13.2
14.00	30	1.5V _{mf}	14,370	6,160	2,280	11.1	2,770	13.5
14.00	40	2.2V _{mf}	20,300	13,500	4,080	12.1	5,050	14.9
14.00	50	2.2V _{mf}	19,660	19660	6,250	15.9	8,900	22.6

Feed Rate (kg/hr)	% Dolomite (Wt%)	Velocity of Air	Carbon Content (Wt%)		
			Overflow & Refuse	Elutriated & Fly Ash	Bed Temp °C
14.00	0	2.2V _{mf}	35.65	58.15	1106
14.00	30	1.3V _{mf}	17.20	24.84	970
14.00	30	1.5V _{mf}	21.26	26.83	1060
14.00	40	2.2V _{mf}	5.51	17.27	1054
14.00	50	2.2V _{mf}	7.87	11.35	1020

ตารางที่ 5

Feed Rate (kg/hr)	% Dolomite (Wt%)	Velocity of Air	Flue Gas (Vol.%)					
			CO ₂	CO	O ₂	NO _x	SO ₂	N ₂
14.00	50	1.6V _{mf}	12.870	1.800	6.300	0.440	0.006	78.584
14.00	50	2.2V _{mf}	10.990	1.411	6.461	0.375	0.023	80.740
14.00	50	2.5V _{mf}	8.210	0.950	13.526	0.412	0.007	76.895

Feed Rate (kg/hr)	% dolomite (Wt%)	Velocity of Air	Used Coal (gm.)	Used Dolomite	Overflow & Refuse		Elutriated & FlyAsh	
					gm.	%	gm.	%
14.00	50	1.6V _{mf}	13,180	13,180	5,175	19.6	4,475	17.0
14.00	50	2.2V _{mf}	19,660	19,660	6,250	15.9	8,900	22.6
14.00	50	2.5V _{mf}	14,280	15,280	4,750	15.5	7,400	24.2

Feed Rate (kg/hr)	% Dolomite (Wt%)	Velocity of Air	Carbon Content (Wt%)		
			Overflow & Refuse	Elutriated & Fly Ash	Bed Temp °C
14.00	50	1.6V _{mf}	9.14	11.71	890
14.00	50	2.2V _{mf}	7.87	11.35	1020
14.00	50	2.5V _{mf}	8.53	10.39	947

ตารางที่ 6

Feed Rate (kg/hr)	% Dolomite (Wt%)	Velocity of Air	Flue Gas (Vol.%)					
			CO ₂	CO	O ₂	NO _x	SO ₂	N ₂
9.75	50	2.5V _{mf}	5.712	0.108	15.794	0.446	0.029	79.911
14.00	50	2.5V _{mf}	8.210	0.950	13.526	0.412	0.007	76.895
16.50	50	2.5V _{mf}	8.985	1.996	13.266	0.626	0.007	75.120

Feed Rate (kg/hr)	% dolomite (Wt%)	Velocity of Air	Used Coal	Used Dolomite	Overflow & Refuse		Elutriated & FlyAsh	
			(gm.)		gm.	%	gm.	%
9.75	50	2.5V _{mf}	17,230	17,230	5,540	16.1	8,150	23.6
14.00	50	2.5V _{mf}	15,280	15,280	4,750	15.5	7,400	24.2
16.50	50	2.5V _{mf}	19,250	19,250	4,980	12.9	9,280	24.1

Feed Rate (kg/hr)	% Dolomite (Wt%)	Velocity of Air	Carbon Content (Wt%)		
			Overflow & Refuse	Elutriated & Fly Ash	Overbed Temp °C
9.75	50	2.5V _{mf}	7.08	8.37	894
14.00	50	2.5V _{mf}	8.53	10.39	947
16.50	50	2.5V _{mf}	5.51	10.52	996

เอกสารอ้างอิง

- 1) Tatebayashi, J., Okada, Y., Yano, K. and Ikeda, S., The Proceeding of the 6th International Conference on Fluidized Bed Combustion, Atlanta Hilton, Vol 3, April 9-11, (1980) 986.
- 2) Damronglerd, S., Sribuangam, D., Hongsapitoon, S. and Sakornwimol W., Proceeding of Fluidization Technology II Seminar, Chulalongkorn University, July 31-August 3, (1984), 115.
- 3) Peterson, V., Daradimos, G., Serbent, H. and Schmidt, H.W., The Proceeding of the 6th International Conference on Fluidized Bed Combustion, Atlanta Hilton, Vol 2, April 9-11, (1980), 212.
- 4) Toshimasa, H., Tomita, M., Adachi, T. and Yamaguchi, H., Environ. Sci Tech., 14, 8, (1980), 955.
- 5) Avedesian, M.M. and Davidson, J.F., Trans. Instn. Chem. Engrs., 51, (1973) 121.
- 6) Shearer, J.A., Smith, G.W., Moulton, D.S., Smyk, E.B., Myles, K.M., Swift, W.M. and Johnson, I., The Proceeding of the 6th International Conference on Fluidized Bed Combustion, Atlanta Hilton, Vol 3, April 9-11, (1980), 1015.
- 7) Burditt, N.A., J. of the Institute of Energy, V 429, (1983), 198.
- 8) Chang, E.Y. and Thodos, J., A.I. Ch. E. Journal, 30, 3. (1984), 450.
- 9) Borgwardt, R.H., Environ. Sci. Tech., 4, 1, (1970), 59.
- 10) Yates, J.G., "Fundamentals of Fluidized -Bed Chemical Processes" Thetford Press, Norfolk, (1983), 160.
- 11) Zheng, J., Yates, J.G. and Rowe, P.N., Chem. Eng. Sci., 37(2), (1982), 167.
- 12) Lee, D.C., Nodges, J.L. and Georgakis, C., Chem. Eng. Sci., 35, (1980), 302.
- 13) Fieldes, R.B. and Davidson, J.F., A.I. Ch. E. National Meeting (NOV. 1978).
- 14) Fee, D.C. and Myles, K.M., Chem. Eng. Sci., 39(4), (1984), 731.

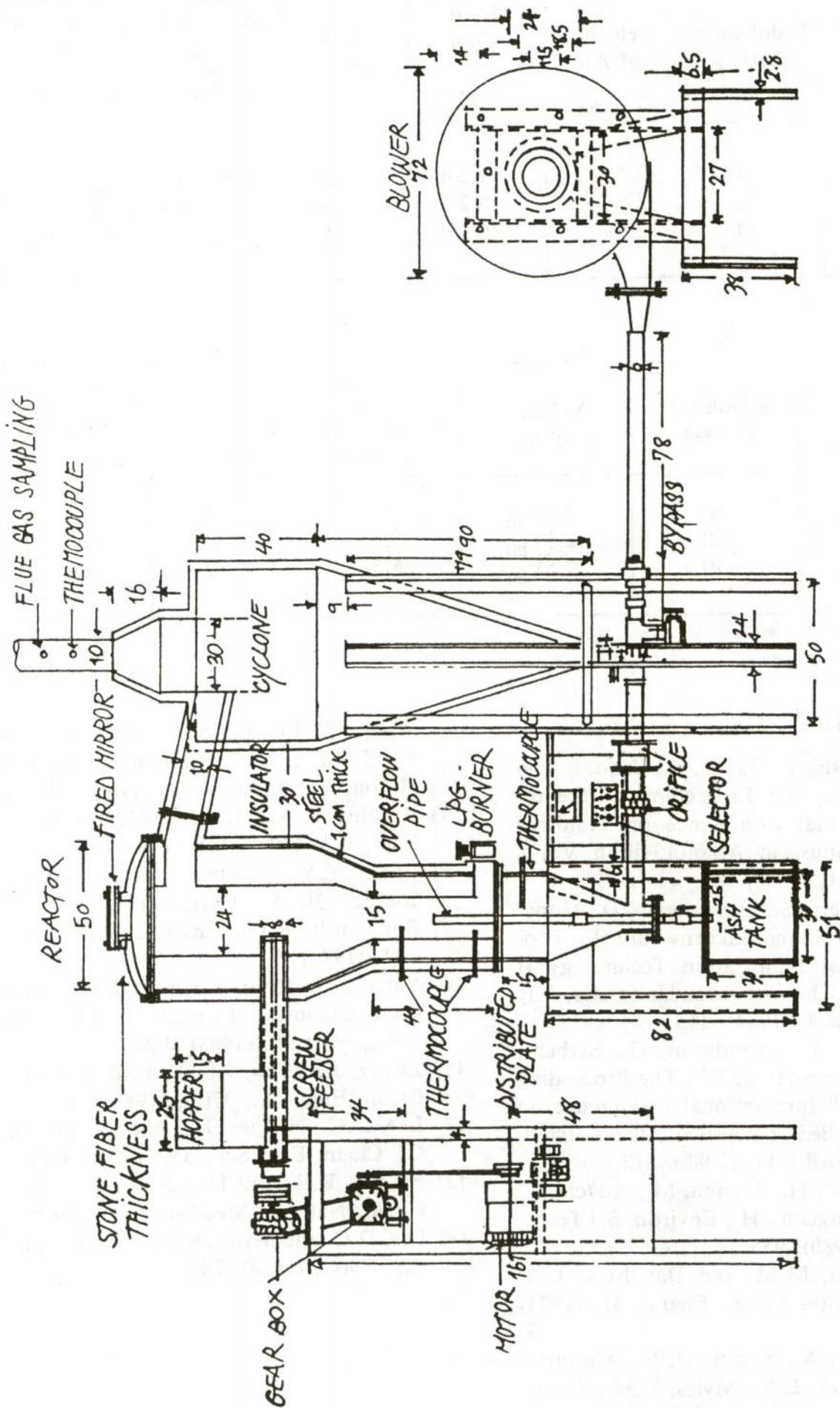


Fig.1 Details of apparatus

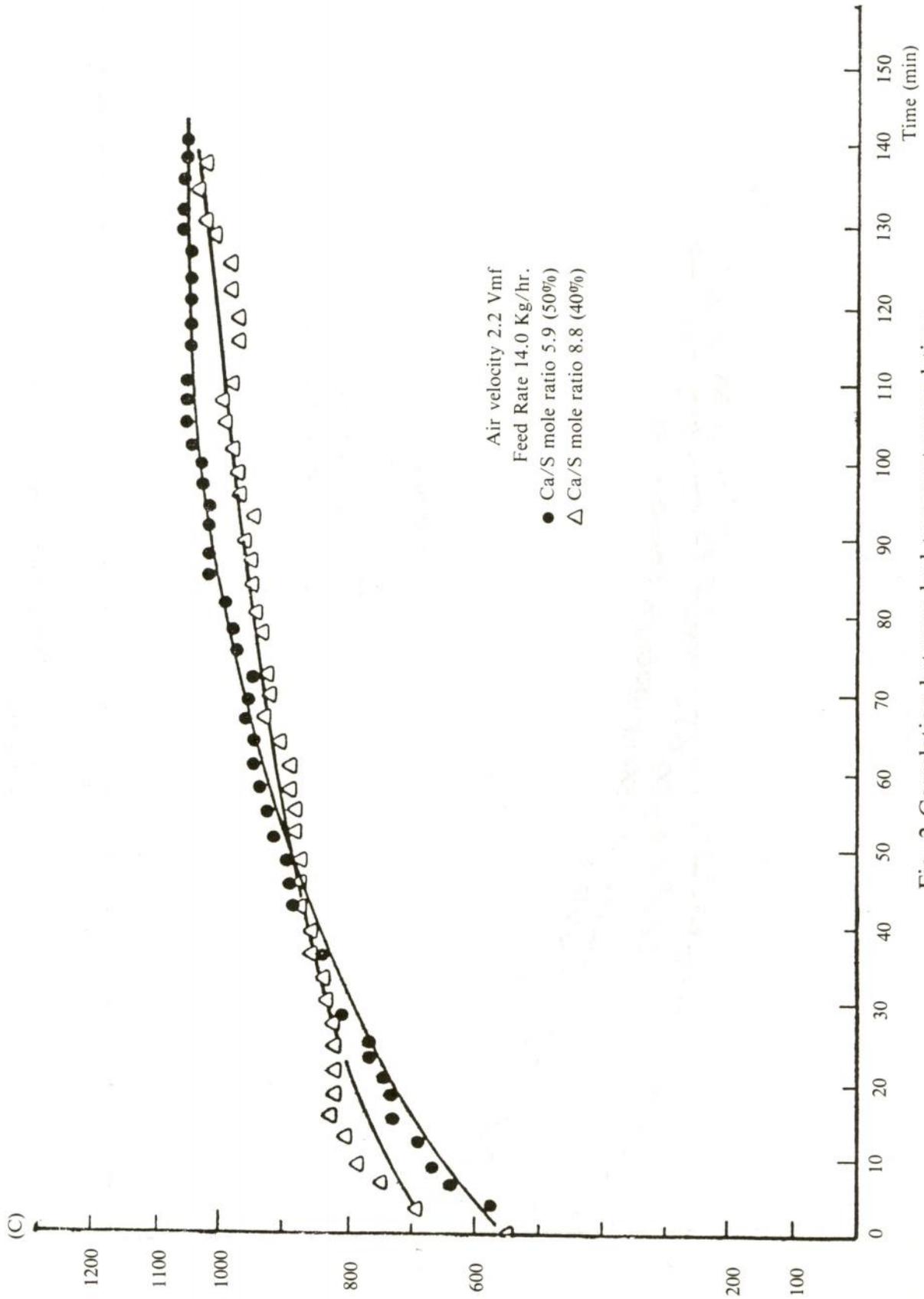


Fig. 2 Correlation between bed temperature and time at different mole ratio of Ca/S

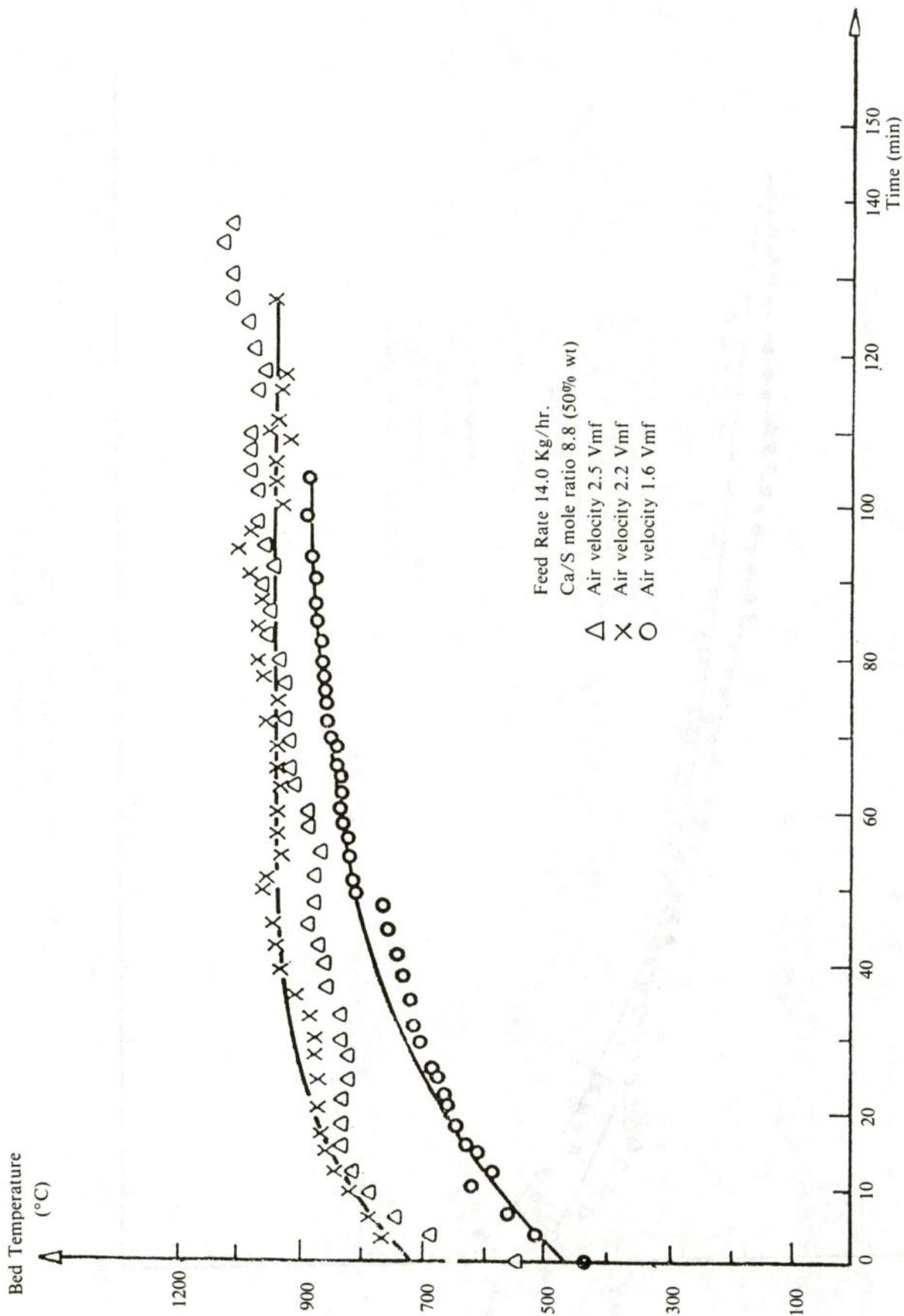


Fig. 3 Correlation between bed temperature and time at different air velocity

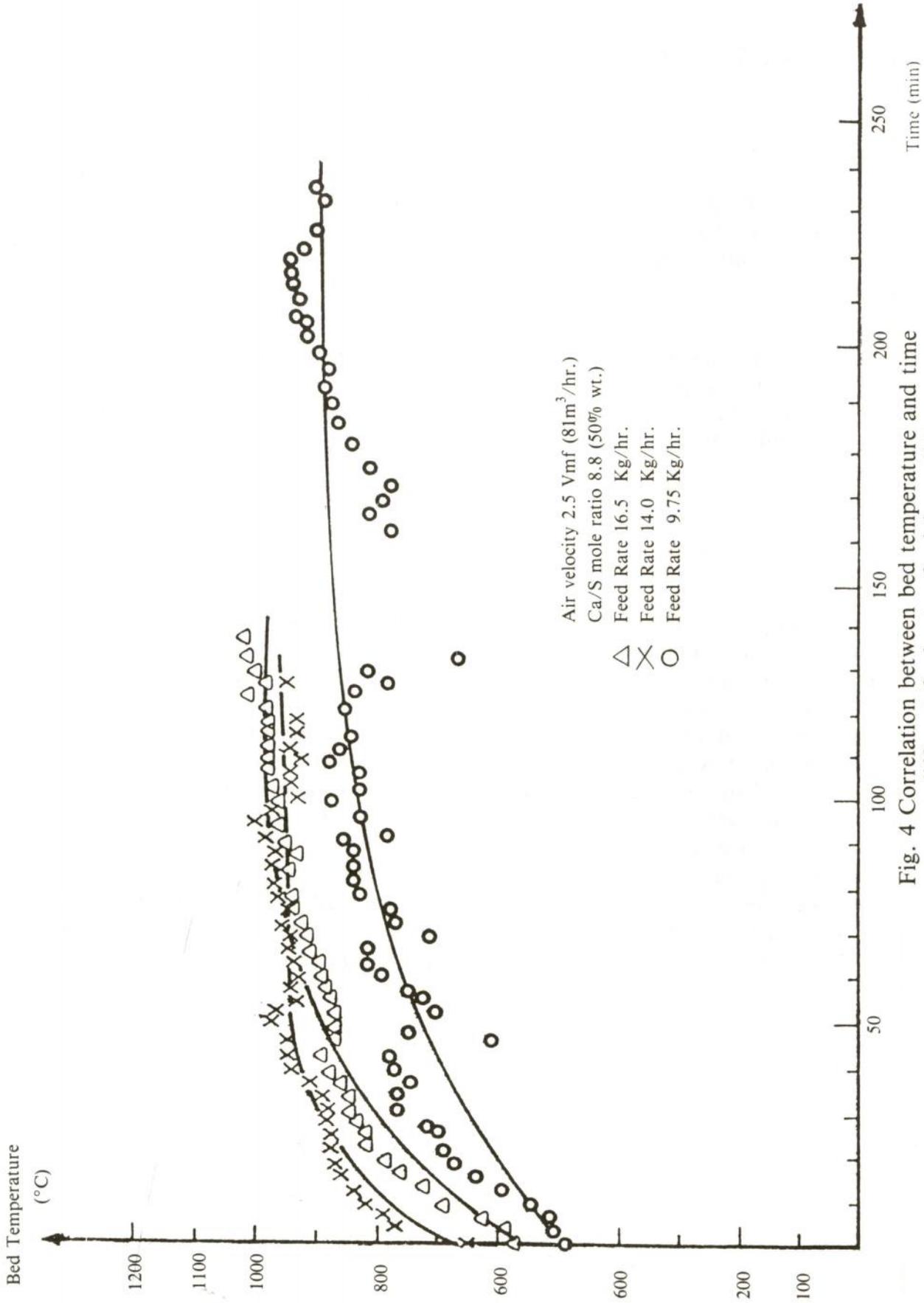


Fig. 4 Correlation between bed temperature and time at different feed rate of mixing solid