

เอกสารอ้างอิง



1. กัญจนา บุญยเกียรติ , " ถ่านลิกไนต์พลังงานทดแทนที่อุกสิม," วารสารวิทยาศาสตร์ , 35(6),433-436,2524
2. ลันต์ รัชฎาวงค์ , " แนวทางการใช้ลิกไนต์," ข่าวสารการธรณี , ปีที่ 32 ฉบับที่ 1 มค. 2530 , หน้า 119-126
3. ฝ่ายวิเคราะห์วิจัย กองเชื้อเพลิงธรรมชาติ , " ถ่านหินกับการวิเคราะห์," ข่าวสารการธรณี ปีที่ 32 ฉบับที่ 1 มค. 2530 , หน้า 34-36
4. สมศักดิ์ ดำรงค์เลิศ , ฟลูอิดเซชัน ภาควิชาเคมีเทคนิค คณะวิทยาศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย , พฤศจิกายน 2524
5. Yate , J.G. in Fundamentals of Fluidized-Bed Chemical Processes. Thetford Press , Norfolk , (1983) , 160
6. Glicksman , L.," Design of Heat Transfer Surfaces in Fluidized Bed Combustion," Proceedings DOE/WVU Conference on Fluidized Bed Combustion System Design and Operation, 218-265, October 27-29,1980
7. Gill , D.W. , " The Potential of Fluidized-Bed Combustion for Emission Control." , Chem. Eng. J., 37,1981
8. Fitzgerald , T. " Fundamentals of Fluidized Bed Hydrodynamics," Proceedings DOE/WVU Conference on Fluidized Bed Combustion System Design and Operation, 8-57, October 27-29, 1980
9. Kunii , D , and Levenspiel , O. in " Fluidization Engineering " Robert E. Kricger Publishing Co., New York , 108, 1969
10. Sarofim , A.F.," Fluidized Bed Coal Combustion : Controlling Parameters," Chemical Reaction Engineering-Plenary Lectures based on the 7th International Symposium on Chemical reaction Engineering in Boston , Massachusetts, 65-100, October 4-6, 1982
11. Fane, A.G., and Wen, C.Y., Fluidized-Bed Reactor, Cited in Handbook of Multiphase Systems, Editor Grace, R.J., Gad Hetsoni, 8.109-8.113 ,1982

12. Renga , R.R. and Wen ,C.Y.," A Comprehensive Model for Fluidized Bed Coal Combustors," AIChE Journal , 26(4), 642-655, 1980
13. La Nauze , R.D.," Fundamentals of Coal Combustion in Fluidized Bed ," Chem. Eng. Res Des., vol63, 3-33, 1985
14. Gregory, D.R., and R.F. Littlejohn, A Survey of Numerical Data on the Thermal Decomposition of Coal cited in AIChE Journal, Renga, R.R. and Wen, C.Y., 644, 1980
15. Avedesian , M.M., and Davidson , J.F., " Combustion of Carbon Particle in a Fluidized Bed," Trans. Instn. Chem. Engrs, vol 51,121-123, 1973
16. Mulcahy, M.F.R.,Oxygen in the Metal and Gaseous Fuel Industries cited in Fundamentals of Coal Combustion in Fluidized Bed ," Chem. Eng. Res Des., vol63, 5, 1985
17. Smith, I.W., 19th Symp (Int) Combustion, pp.1045-1065, 1982 Combustion Institute, Pittsburgh, Pennsylvania cited in Chem. Eng. Res Des., La Nauze, R.D., 5,1985
18. Young, B.C., and Smith, I.W., 18th Symp (Int) Combustion, pp. 1245-1255,1981,Combustion Institute, Pittsburgh,Pennsylvania cited in Chem. Eng. Res Des., La Nauze, R.D., 5,1985
19. La Nauze, R.D., and Jung, K., 19th Symp (Int) Combustion, pp.1087 -1092, 1982, Combustion Institution, Pittsburgh, Pennsylvania cited in Chem. Eng. Res Des., La Nauze, R.D., 5, 1985
20. Waters, P.L., Inst Fuel Symp Ser1: Fluidized Combustion, vol1 pp. C6.1-C6.12 cited in Chem. Eng. Res Des., La Nauze, R.D., 11,1985
21. Caram, H.S., and Amundson, N.R., Ind. Eng. Chem. Fundam, 16, 171-181, 1977

22. Calleja, G., Sarofim, A.F., and Georgakis, G.C., Chem.Eng.Sci., 36, 912-929, 1981
23. Basu , P., Fuel , 56 , 390-392, 1977 cited in Chem. Eng. Res Des., La Nauze, R.D., 11, 1985
24. Kunii , D , and Levenspiel , O. in " Fluidization Engineering " Robert E. Kricger Publishing Co., New York , 195, 1969
25. Tamarin, A.I., J. Eng. Phys, 44 , 1346-1350 , 1981 cited in Chem. Eng. Res Des., La Nauze, R.D., 6,1985
26. Gordon , A.L.,and Amundson , N.R.," Modeling of Fluidized Bed Reactors-IV Combustion of Carbon Particles," Chem. Eng. Sci. vol 31, 1163-1178, 1976
27. Tung , S.E., James Hodges and Lovis , J.F.," Application of an Interim Fluidized Bed Combustor System Model and Interim Fluidized Bed Combustion Data Base Management System to Plant Design," AIChE Journal , 77(205), 127-147, 1981
28. Das, A.K., Fluidized Bed Combustion of Moist Brown Coal Particles, PhD Dissertation, University of Melbourne, Australia cited in Chem. Eng. Res Des., La Nauze, R.D., 12, 1985
29. Beer, J.M., Massimilla, L. and Sarofim, A.F., 1980, Inst Energy Symp Ser 4: Fluidized Combustion, Systems and Applications , pp.IV.5.1-IV.5.10 cited in Chem. Eng. Res Des., La Nauze, R.D., 13, 1985
30. Arena, U., D'Amare, M., and Massimilla, L., AIChE Journal, 29, 40-49 , 1983
31. Hiramama ,T.,Hosoda,H.,Nishizaki,H.,Chiba,T.,and Kobayashi,H., " Effect of the Size Distribution of Coal on Fluidized-Bed Combustion," Chem. Eng. , 24(3), 502-510, 1984
32. Kunii , D , and Levenspiel , O. in " Fluidization Engineering " Robert E. Kricger Publishing Co., New York 1969

33. วงพันธ์ ลิ้มปเสนีย์ , นิตยา มหาผล , วีระ เกรอต , " มลภาวะอากาศ " หน้า 22-26 , 277 สำนักพิมพ์จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย , 2525
34. Burdett , N.A.," The Inhibition of the Limestone Sulfation Process During Fluidized Bed a Theoretical Approach ," J.of the Institue of Energy, vol 429, 198-208, 1983
35. Schemai , D.," Improving the Action of Sulfur Sorbents in the Fluidized -Bed Combustion of Coal," Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev. 24(1), 72-77, 1985
36. Hartman , M.,and Coughlin , R.W., " Reaction of Sulfer Dioxide with Limestone and the Influence of Pore Structure,"Ind.Eng.Chem. Process Des. Dev., 13(3), 248-253, 1974
37. Borgwardt , R.H., " Kinetics of the Reaction of SO<sub>2</sub> with Calcined Limestone," Environmental Science & Technology ,4(1),59,1970
38. Chang , E.Y., andThodos , G.," Complex Nature of the Sulfation Reaction of Limestones and Dolomites," AIChE Journal , 30(3), 450-456, 1984
39. Newby , R.A., Vlerich , N.H., Keairns , D.L.," A Technique to Project the Sulfur Removal Performance of Fluidized Bed Combustors," The Proceedings of the sixth International Conference on Fluidized Bed Combustion, vol 3 ,803-807,1980
40. Zheng , J., Yates , J.G., and Rowe , P.N.," A Model for Desulphurization with Limestone in a Fluidized Coal Combustor," Chem. Eng. Sci., 37(2), 167-174, 1982
41. Hartman , M., and Coughlin , R.W.," Reaction of Sulfur Dioxide with Limestone and the Grain Model," AIChE Journal , 22(3), 490-497 , 1976
42. Borgwardt , R.H., and Harvey , R.D.," Properties of Carbonate Rocks Related to SO<sub>2</sub> Reactivity," Environmental Science & Technology, 6(4) , 350-360, 1972

43. Battell, M., cited in Kinetics of the Reaction of  $\text{SO}_2$  with Calcined Limestone," Environmental Science & Technology ,4(1),59,1970
44. Bertrand, Frost cited in Kinetics of the Reaction of  $\text{SO}_2$  with Calcined Limestone," Environmental Science & Technology , 4(1), 61, 1970
45. Fee , D.C., and Myles , K.M.," An Analytical model for Freeboard and In-Bed Limestone Sulfation in Fluidized-Bed Coal Combustion," Chem. Eng. Sci. 39(4), 731-737, 1984
46. Tatebayashi , J., Okada, Y., Yano K. and Ikeda, S., " Simultaneous  $\text{NO}_x$  and  $\text{SO}_2$  Emission Reduction with Fluidized Bed Combustion " The Proceedings of the sixth Internation Conference on Fluidized Bed Combustion, vol 3, April 9-11
47. Ancher , D.H.," Evaluation of the Fluidized Bed Combustion Process VII Technical Evaluation," Westinghouse Research , 72,1971
48. Beer , J.M., Sarofim , A.F., and Lee , Y.Y.,"  $\text{NO}$  Formation and Reduction of Coal ," The Proceedings of the Sixth International Conference on Fluidized Bed Combustion, vol.3, April ,9-11, 1980
49. Yaverbaum , L.," Fluidized Bed Combustion of Coal and Waste Materials," Noyes Data Corporation, 105, 1977
50. John Minnick, L. cited in Fluidized Bed Combustion of Coal and Waste Materials," Noyes Data Corporation, 150, 1977
51. กัญจนนา บุญยเกียรติ , " การกลับมาใหม่ของเชื้อเพลิงแข็ง," เอกสารประกอบการสัมมนาทางวิชาการ เรื่อง Fluidization Technology III and Energy Technology I , ภาควิชาเคมีเทคนิค คณะวิทยาศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย ร่วมกับ สถาบัน วิศวกรรมเคมี (I.G.C.) Toulouse ประเทศฝรั่งเศส , 22-24 กรกฎาคม , 2529
52. Abel, W.T., Rice, R.L. and Shang, J.Y., "Combustion of Western Coal in a Fluidized Bed," The Proceedings of the Sixth

- International Conference on Fluidized Bed Combustion, vol 3  
April 9-11, pp 840-848, 1980
53. Westinghouse, Eighth Monthly Progress Report to Office of Air  
Programs cited in Evaluation of the Fluidized Bed Combustion  
Process VII Technical Evaluation," Westinghouse Research ,  
18, 1971
  54. National Coal Board, Second Three-Monthly Report, September-  
November 1970 cited in Evaluation of the Fluidized Bed  
Combustion Process VII Technical Evaluation," Westinghouse  
Research , 19, 1971
  55. Pope, Evans, and Robbins, Interim Report Prepared for National  
Air Pollution Control Administration cited in Evaluation  
of the Fluidized Bed Combustion Process VII Technical  
Evaluation," Westinghouse Research , 19, 1971
  56. Ho , T.C., Lee, H.T., Hopper , J.R.," Simulation of Desulfurization  
in a Fluidized-Bed Limestone Reactor," AICHE Journal ,32(10),  
1754-1759, 1986
  57. Corella , J., and Bilbao , R.," Increase of the Gas Conversion in  
a Fluidized Bed by Enlarge the Cross Section of the Upper  
Zone of the Bed," Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev. , 22 ,  
329-334, 1983
  58. Kato, K., and Wen, C.Y., "Bubble Assemblage Model for Fluidized  
Bed Catalytic Reactors," Chem.Eng.Sci. , 24, 1351-1369,  
1969
  59. Levenspiel, O., Chemical Reaction Engineering, pp 357-375, Wiley,  
New York, 2nd ed, 1972
  60. Wen, C.Y., "Noncatalytic heterogeneous Solid-Fluid Reaction Models,"  
Ind.Eng.Chem.,60(9), 34-54, 1968

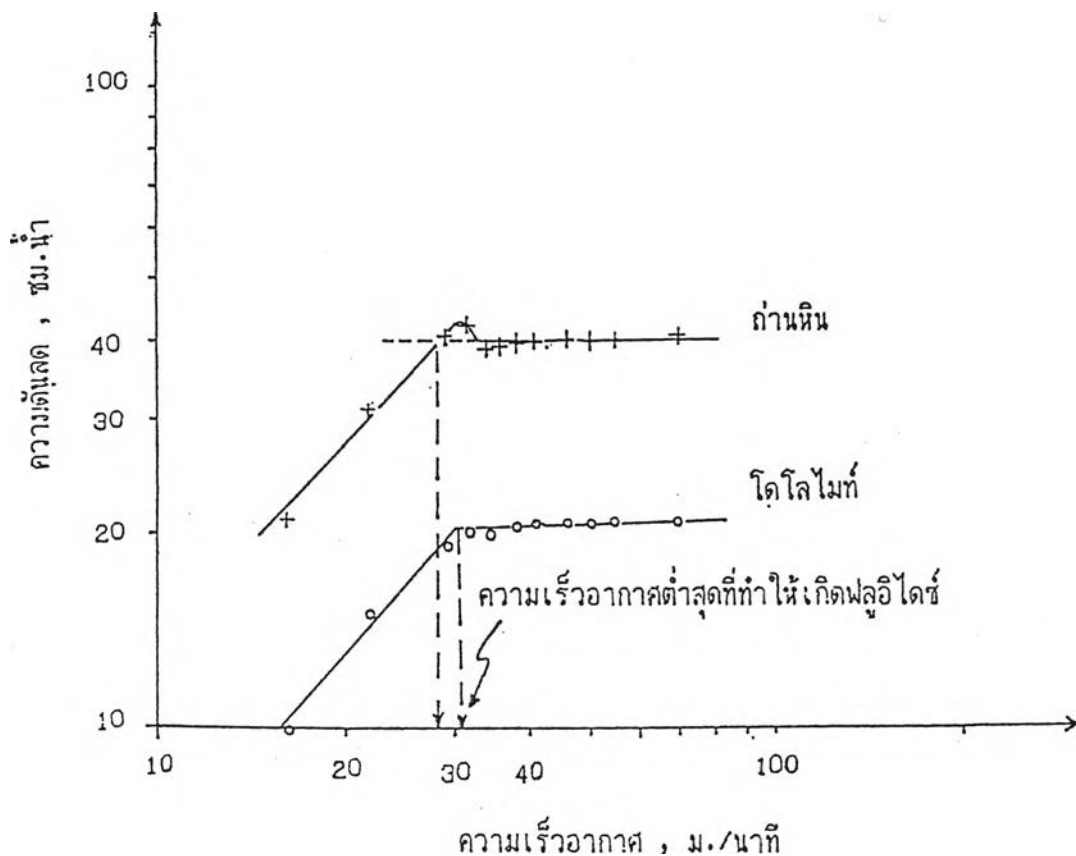


ภาคผนวก

## ภาคผนวก ก

## การหาความเร็วต่ำสุดที่ทำให้เกิดฟลูอิดไดซ์

ความเร็วต่ำสุดที่ทำให้เกิดฟลูอิดไดซ์เป็นความเร็วอากาศที่เริ่มต้นทำให้อนุภาคของแข็งภายในเขตประพจน์ตัวเสมือนของไหล ปกติการหาความเร็วอากาศนี้มักหาจากการทดลองโดยการเพิ่มความเร็วอากาศผ่านแผ่นกระจายอากาศเข้าสู่เบดนิ่งซึ่งมีอนุภาคของแข็งอยู่ ซึ่งทำให้ระบบเกิดความดันลด (pressure drop) ความสัมพันธ์ระหว่างความดันนี้กับความเร็วอากาศนำมาเขียนแสดงเป็นกราฟดังรูปที่ ก1 ณ จุดที่ความดันลดมีค่าคงที่จะเป็นจุดแสดงถึงความเร็วอากาศต่ำสุดที่ทำให้เกิดฟลูอิดไดซ์



รูปที่ ก1 แสดงความเร็วอากาศต่ำสุดที่ทำให้เกิดฟลูอิดไดซ์ของถ่านหินและโดโลไมท์



ตารางที่ ก1. แสดงข้อมูลการทดลองหาค่าความเร็วต่ำสุดที่ทำให้เกิดฟลูอิดซ์ของถ่านหินและ  
โดโลไมท์

ถ่านหิน		โดโลไมท์	
ความดันลด (ชม.น้ำ)	ความเร็วอากาศ (ม/นาท)	ความดันลด (ชม.น้ำ)	ความเร็วอากาศ (ม/นาท)
21.3	16.9	10.0	16.9
31.1	23.2	15.6	23.2
40.04	29.8	19.1	29.8
42.47	32.0	20.0	32.0
39.0	34.2	19.8	34.2
39.5	36.1	20.06	36.1
39.9	38.2	20.07	38.2
40.0	41.0	20.08	41.0
40.0	46.3	20.07	46.3
40.0	49.8	20.08	49.8
40.0	55.0	20.08	55.0
40.04	69.8	20.09	69.8

## ภาคผนวก ข

## คุณสมบัติทางกายภาพของถ่านหิน



## การวิเคราะห์แบบประมาณ

## 1. การหาปริมาณความชื้น (ASTM D3173)

หลักการ นำตัวอย่างถ่านหินที่จะวิเคราะห์ผ่านตะแกรงขนาด 250 ไมครอน แล้วนำมาให้ความร้อนคงที่ในตู้อบ (dry oven) ที่อุณหภูมิ 105-110 °ซ เพื่อให้ไอน้ำระเหยออกจากถ่านหิน และค่าความชื้นก็จะสามารถคำนวณได้จากน้ำหนักของถ่านหินที่ลดลง

## วิธีการทดลอง

1. อบถาดอลูมิเนียมที่อุณหภูมิ 110 °ซ ประมาณ 30 นาทีทิ้งให้เย็นใน dessicator แล้วชั่งน้ำหนัก
2. ชั่งถ่านหินตัวอย่างในถาดอลูมิเนียมอย่างละเอียดประมาณ 1 กรัม
3. นำถาดอลูมิเนียมอบที่อุณหภูมิ 110 °ซ จนน้ำหนักคงที่
4. นำถาดอลูมิเนียมออกจากตู้อบ ทำให้เย็นใน dessicator แล้วชั่งน้ำหนัก

## สูตรที่ใช้ในการคำนวณ

$$M = \frac{(W_2 - W_3)}{(W_2 - W_1)} \times 100$$

เมื่อ M = ร้อยละของปริมาณความชื้น (% moisture content)

$W_1$  = น้ำหนักของถาดอลูมิเนียม (กรัม)

$W_2$  = น้ำหนักของถาดอลูมิเนียมและน้ำหนักถ่านหินตัวอย่างก่อนเข้าตู้อบ (กรัม)

$W_3$  = น้ำหนักของถาดอลูมิเนียมและน้ำหนักถ่านหินตัวอย่างภายหลังจากนำออกจากตู้อบ (กรัม)

## 2. การหาปริมาณสารระเหย (ASTM D3175)

หลักการ นำตัวอย่างถ่านหินที่จะวิเคราะห์ผ่านตะแกรงขนาด 250 ไมครอน

แล้วนำมาเผาให้ความร้อนที่อุณหภูมิ 725 °ซ ในเตาเผา (muffle furnace) เป็นเวลา 7 นาที ปริมาณสารระเหยสามารถคำนวณได้โดยการสูญเสียน้ำหนักของตัวอย่างถ่านหิน

#### วิธีการทดลอง

1. เเผา crucible และฝาปิดที่อุณหภูมิ 925 °ซ ในเตาเผาประมาณ 30 นาทีแล้วนำออกจากเตาเผา ทำให้เย็นใน dessicator นำไปชั่งหาน้ำหนักของ crucible และปิดฝา
2. ชั่งถ่านหินใส่ใน crucible อย่างละเอียดประมาณ 1 กรัม
3. นำ crucible จากข้อ 2 เข้าเตาเผาโดยปิดฝาให้มีช่องว่างเล็กน้อย เเผาที่ 925 °ซ ประมาณ 7 นาทีแล้วนำออกจากเตาเผา ทำให้เย็นใน dessicator
4. ชั่งน้ำหนัก crucible และถ่านหินที่เหลือพร้อมฝาปิด

#### สูตรที่ใช้ในการคำนวณ

$$V = ((W_6 - W_5) / (W_5 - W_4)) 100 - M$$

เมื่อ V = ร้อยละของสารระเหย (% volatile matter)

M = ร้อยละของปริมาณความชื้น (% moisture content)

$W_4$  = น้ำหนักของ crucible พร้อมฝาปิด (กรัม)

$W_5$  = น้ำหนักของ crucible รวมกับน้ำหนักถ่านหินพร้อมฝาปิดก่อนเข้าเตาเผา (กรัม)

$W_6$  = น้ำหนักของ crucible รวมกับน้ำหนักถ่านหินพร้อมฝาปิดภายหลังจากนำออกจากเตาเผา (กรัม)

#### 3. การหาปริมาณเถ้าในถ่านหิน (ASTM D3174)

หลักการ นำตัวอย่างถ่านหินที่จะวิเคราะห์มาผ่านตะแกรงขนาด 250 ไมครอน แล้วนำไปเผาให้ความร้อนในเตาเผา (muffle furnace) ที่อุณหภูมิ 500 °ซ เป็นเวลานาน 30 นาที และเพิ่มความร้อนเป็น 825 °ซ จนกระทั่งได้น้ำหนัก crucible รวมกับน้ำหนักเถ้าที่เหลือพร้อมฝาปิดคงที่ จำนวนร้อยละของปริมาณเถ้าสามารถคำนวณได้จากน้ำหนักที่เหลืออยู่ภายหลังจากการเผาแล้ว

### วิธีการทดลอง

1. เเผา crucible พร้อมฝาปิดที่อุณหภูมิ 825 °ซ เป็นเวลาประมาณ 30 นาทีในเตา เเผา แล้วนำออกมาทำให้เย็นใน dessicator จึงชั่งน้ำหนักพร้อมฝาปิด
2. ชั่งตัวอย่างถ่านหินประมาณ 1 กรัมลงใน crucible
3. นำเข้าเตาเผาพร้อมปิดฝาให้มีช่องว่างเล็กน้อย เเผาที่อุณหภูมิ 500 °ซ ประมาณ 30 นาที แล้วเพิ่มอุณหภูมิเป็น 825 °ซ เเผาจนน้ำหนักคงที่จึงนำ crucible ออกจากเตาเผา ทำให้เย็นใน dessicator แล้วชั่งน้ำหนัก

### สูตรที่ใช้ในการคำนวณ

$$A = \frac{(W_7 - W_4)}{(W_5 - W_4)} 100$$

เมื่อ A = ร้อยละของปริมาณเถ้า (% ash)

$W_4$  = น้ำหนักของ crucible พร้อมฝาปิด (กรัม)

$W_5$  = น้ำหนักของ crucible พร้อมฝาปิดและตัวอย่างถ่านหินก่อนเข้าเตาเผา(กรัม)

$W_7$  = น้ำหนักของ crucible พร้อมฝาปิดและเถ้าหลังจากการเผา (กรัม)

### 4. การหาปริมาณคาร์บอนคงตัว (fixed carbon)

### สูตรที่ใช้ในการคำนวณ

$$\text{ร้อยละของคาร์บอนคงตัว} = 100 - \text{ร้อยละของปริมาณความชื้น} - \text{ร้อยละของปริมาณสารระเหย} - \text{ร้อยละของปริมาณเถ้า}$$

### 5. การหาปริมาณความร้อน (heating value) และปริมาณกำมะถัน

หลักการ เป็นการวัดค่าความร้อนโดยอาศัยอุณหภูมิโดยใช้ bomb calorimeter หาค่าความร้อนของการเผาไหม้ (heat of combustion) ของเชื้อเพลิงในภาวะที่มีความดันของออกซิเจนสูง พลังงานที่ถูกปล่อยออกมาในการเผาไหม้จะวัดในเทอมของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิ

ค่าความร้อนของการเผาไหม้คำนวณโดยการคูณด้วยอุณหภูมิที่เพิ่มขึ้นกับค่าความจุความร้อนของเครื่องมือ และมีค่าแก้เพื่อใช้เป็นค่าแก้เนื่องจากเกิดการถ่ายเทความร้อนใน calorimeter และการเกิดปฏิกิริยาข้างเคียง

### วิธีการทดลอง

#### การหาค่าความร้อน

1. วางแผ่นใยแก้ว (asbestos) ลงบน capsule แล้วนำไปชั่งน้ำหนัก
2. ชั่งตัวอย่างถ่านหินประมาณ 1 กรัมลงใน capsule
3. เติมน้ำลงในบอมบ์ 1 มล.
4. ผูกลวดที่ใช้ในการเผาไหม้ โดยให้ส่วนที่หย่อนของลวดสัมผัสตัวอย่างเล็กน้อยแล้วประกอบ bomb head เข้ากับเครื่องบอมบ์
5. นำบอมบ์ไปอัดก๊าซออกซิเจนอย่างช้าๆจนมีความดันประมาณ 24 บรรยากาศ
6. เสียบสายการจุดระเบิด แล้วเติมน้ำลงใน bucket (โดยให้น้ำมีอุณหภูมิต่ำกว่าอุณหภูมิห้องประมาณ 2-3 °F แต่ต้องไม่ต่ำกว่า 68 °F) 1000 มล. จากนั้นนำบอมบ์ที่อัดก๊าซเรียบร้อยแล้ววางลงใน bucket แล้วเติมน้ำลงไปอีก 1000 มล. ปิดฝาเครื่อง
7. เปิดสวิตช์มอเตอร์กวนน้ำ เดินเครื่องประมาณ 5 นาที (หรือจนกว่าอุณหภูมิของน้ำใน bucket คงที่) โดยทุกๆนาทีบันทึกค่าอุณหภูมิของน้ำ เมื่ออุณหภูมิคงที่กดปุ่มจุดระเบิด บันทึกค่าอุณหภูมิที่จุดระเบิด แล้วอ่านค่าอุณหภูมิของน้ำที่เพิ่มขึ้นทุกๆ 15 วินาทีในช่วงที่อุณหภูมิเพิ่มขึ้นอย่างรวดเร็ว และทุกๆ 30-60 วินาทีเมื่ออุณหภูมิเพิ่มช้าลงจนกระทั่งอุณหภูมิคงที่ และอ่านค่าต่อไปอีกประมาณ 2-3 นาที
8. ปิดสวิตช์ นำบอมบ์ออกจาก bucket ค่อยๆลดความดันภายในบอมบ์ ด้วยอัตราคงที่ภายในเวลาไม่ต่ำกว่า 1 นาที ล้างภายในของบอมบ์ด้วยน้ำกลั่นจนหมดกรด นำน้ำที่ล้างไปไตเตรทกับสารละลายมาตรฐานโซเดียมคาร์บอเนต (0.0725 N) แล้วบันทึกปริมาณของสารละลายโซเดียมคาร์บอเนตที่ใช้
9. วัดความยาวของลวดที่เหลืออยู่ บันทึกค่าความยาวลวดที่ใช้

#### การหาปริมาณซัลเฟอร์

1. จากสารละลายที่ไตเตรทแล้วในข้อ 8 นำมาปรับความเป็นกรดต่างด้วยสารละลายแอมโมเนียมไฮดรอกไซด์ ( $\text{NH}_4\text{OH}$ ) จนมีค่าความเป็นกรดต่างประมาณ 5.5-7.0

2. ต้มสารละลายที่ปรับความเป็นกรดต่างแล้วจนเดือด กรองขณะร้อนด้วยกระดาษกรองเบอร์ 1 ล้างตะกอนด้วยน้ำร้อนหลายๆครั้ง (ประมาณ 5-6 ครั้ง) นำสารละลายที่กรองได้(ควรมีประมาณ 250 มล.) เติมน้ำโบรมีน 1 มล. แล้วทำให้เป็นกรดด้วยสารละลายของ HCl (1:9) จำนวน 1 มล.

3. นำสารละลายมาต้มให้เดือดอีกครั้ง แล้วเติมสารละลายแบเรียมคลอไรด์ลงไป 10 มล. โดยใช้ปิเปตขณะต้มและกวนตลอดเวลาที่ต้ม ต้มต่อไปนาน 15 นาที ตั้งทิ้งไว้อย่างน้อย 2 ชั่วโมงหรือทิ้งค้างคืน

4. กรองสารละลายขณะร้อนด้วยกระดาษกรองเบอร์ 42 (ashless) และล้างตะกอนด้วยน้ำร้อนหลายๆครั้งจนหมดคลอไรด์ ซึ่งทดสอบด้วยสารละลายซิลเวอร์ไนเตรต ( $AgNO_3$ )

5. นำตะกอนแบเรียมซัลเฟต ( $BaSO_4$ ) ที่อยู่บนกระดาษกรอง พร้อมกระดาษกรองใส่ลงใน crucible (ที่ทราบน้ำหนักแล้ว) เวางกระดาษกรองจนไหม้และหมดควันด้วยตะเกียงเบนเสน จากนั้นนำเข้าเตาเผาที่อุณหภูมิประมาณ 925 °C จนได้ตะกอนแบเรียมซัลเฟตที่มีน้ำหนักคงที่ แล้วนำออกมาตั้งทิ้งไว้ที่อุณหภูมิห้อง ซึ่งน้ำหนักและบันทึกผล

สูตรที่ใช้ในการคำนวณ

$$\% \text{ ซัลเฟอร์ } = (\text{น้ำหนักของ } BaSO_4)(13.734) / (\text{น้ำหนักของตัวอย่าง})$$

ตารางที่ ค.1 แสดงข้อมูลการเผาไหม้ถ่านหินและการควบคุมมลพิษในฟลูอิดเบดเมื่อยังไม่ได้ทำการขยายความสูงและติดตั้งหม้อน้ำ

RUN NO.	T <sub>b</sub> °C	Coal:Dol. by Wt	V <sub>air</sub> m/min	H <sub>air</sub> mole H <sub>2</sub> O mole dry air	Bed Height cm.	F g/min	T flue gas °C	Composition of flue gas					Wt. of ash, g			F.C., %		V.M.in O.F., %
								O <sub>2</sub> , %	CO <sub>2</sub> , %	CO, ppm	SO <sub>2</sub> , ppm	NO, ppm	O.F.	C	B	O.F.	C	
1	750	60:40	40.73	.0072	25	214	513	11.4	7.6	3514	7.46	21.41	20.6	28.0	49.1	32.5	32.6	1.87
2	800	60:40	40.73	.0114	25	228	517	10.8	8.7	2153	7.46	18.42	21.7	24.8	48.8	20.1	35.1	2.18
3	850	60:40	40.73	.0168	25	302	587	10.1	9.6	3381	3.66	73.91	26.9	31.1	42.7	26.0	31.8	2.95
4	900	60:40	40.73	.0163	25	350	607	9.7	10.4	3908	9.41	98.70	20.0	39.0	48.9	28.6	30.1	3.16
5	800	60:40	37.34	.0172	25	145	489	9.4	10.2	5140	5.20	11.62	13.9	22.0	14.4	26.7	29.7	3.02
6	800	60:40	40.73	.0114	25	228	517	10.8	8.7	2235	7.46	18.42	21.7	24.8	48.8	32.5	32.6	2.91
7	800	60:40	44.13	.0204	25	249	563	12.1	6.5	3774	20.03	40.18	24.7	28.5	33.2	20.6	30.7	2.83
8	800	60:40	47.52	.0225	25	291	612	12.9	8.35	2360	58.12	58.94	27.8	47.2	31.1	26.5	28.5	2.33
9	850	70:30	44.13	.0150	25	189	556	11.6	8.2	6280	33.50	82.01	19.3	27.9	30.7	17.1	25.6	3.10
10	850	65:35	44.13	.0100	25	216	579	11.3	8.5	2787	24.52	72.48	19.8	33.5	36.4	18.0	27.2	2.60
11	850	60:40	44.13	.0185	25	282	625	10.8	9.0	520	10.45	73.55	27.8	33.6	32.9	18.7	32.6	1.31
12	850	55:45	44.13	.0190	25	302	605	9.9	9.8	1069	10.79	78.37	38.0	44.9	45.6	19.5	24.3	3.00
13	850	55:45	37.34	.0205	25	192	554	13.0	9.2	664	21.95	32.91	28.9	30.8	36.4	16.8	29.6	2.81
14	850	55:45	40.73	.0205	25	209	636	12.9	8.9	3774	12.42	58.39	29.5	27.5	44.9	15.9	28.7	1.90
15	850	55:45	44.13	.0206	25	241	676	13.1	10.8	1112	15.51	66.83	32.4	32.8	44.2	16.7	32.0	2.11
16	850	55:45	47.52	.0206	25	241	729	12.4	12.2	1112	12.76	119.46	39.5	54.5	48.2	18.3	30.1	2.81
17	850	55:45	40.73	.0203	45	209	530	10.6	9.5	7256	8.90	51.08	18.9	31.5	55.3	14.8	25.3	3.20
18	850	55:45	44.13	.0206	45	193	599	10.4	9.5	3774	12.08	67.30	19.9	41.5	63.7	15.8	28.1	2.62
19	850	55:45	47.52	.0206	45	205	667	12.1	6.4	6026	21.24	90.02	23.6	47.8	52.6	16.2	27.2	2.91

B = เบน C = ไซโตลน O.F. = ฟอร์ดัน T<sub>b</sub> = อุณหภูมิเบด

ข้อมูลการทดลอง

ภาคผนวก ค

ตารางที่ ค.2 แสดงข้อมูลการเผาไหม้ถ่านหินและการควบคุมมลพิษในปล่องไคซ์เบด เมื่อทำการขยายความสูงและติดตั้งหม้อน้ำ

RUN NO.	T <sub>b</sub> °C	Coal:Dol. by Wt	V <sub>air</sub> m/min	H <sub>air</sub> mole H <sub>2</sub> O mole dry air	Bed Height cm.	F g/min	T flue gas °C	Composition of flue gas					Wt. of ash, g			F.C., %		V.M.in O.F., %
								O <sub>2</sub> , %	CO <sub>2</sub> , %	CO, ppm	SO <sub>2</sub> , ppm	NO, ppm	O.F.	C	B	O.F.	C	
1	750	60:40	48.88	.0140	45	169.1	465	8.5	10.7	544	0	27.2	19.4	0	45.5	7.1	0.0	1.28
2	800	60:40	48.88	.0152	45	208.0	559	8.3	8.6	1042	0	54.9	30.7	0	45.5	22.1	0.0	4.67
3	850	60:40	48.88	.0152	45	196.0	606	8.5	9.5	1346	0	35.2	41.9	0	45.5	24.0	0.0	3.21
4	900	60:40	48.88	.0152	45	209.8	689	7.2	10.8	2082	0	54.9	44.7	0	45.5	7.2	0.0	1.31
5	750	70:30	48.88	.0116	45	164.4	503	11.0	9.6	721	3.7	29.3	24.4	6.2	27.3	10.4	11.1	3.45
6	800	70:30	48.88	.0116	45	219.3	595	7.7	12.0	1587	6.2	74.7	28.2	6.2	27.3	6.5	11.1	2.39
7	850	70:30	48.88	.0135	45	214.3	647	6.4	11.2	2903	18.3	82.9	28.3	6.2	27.3	6.3	11.1	1.60
8	900	70:30	48.88	.0135	45	207.2	694	10.2	6.5	3908	19.7	66.8	29.0	6.2	27.3	3.2	11.1	1.74
9	750	80:20	48.88	.0118	45	163.7	493	6.6	9.3	1855	2.4	24.0	10.6	7.1	15.6	25.7	9.9	6.58
10	800	80:20	48.88	.0118	45	160.7	560	8.1	9.0	1902	18.3	18.3	14.3	7.1	15.6	18.3	9.9	5.14
11	850	80:20	48.88	.0123	45	188.4	609	9.6	11.2	2406	19.7	19.7	18.2	7.1	15.6	11.0	9.9	3.86
12	900	80:20	48.88	.0123	45	219.3	671	8.4	11.1	3643	43.2	43.2	16.7	7.1	15.6	5.3	9.9	2.11
13	750	85:15	48.88	.0104	45	181.8	526	8.5	8.8	1856	21.2	31.6	14.4	12.1	13.2	19.6	6.5	3.00
14	800	85:15	48.88	.0113	45	207.2	611	8.5	11.0	9843	21.9	44.0	13.3	12.1	13.2	16.1	6.5	4.36
15	850	85:15	48.88	.0097	45	194.5	674	6.2	11.4	7170	36.6	52.1	12.1	12.1	13.2	17.8	6.5	3.19
16	900	85:15	48.88	.0105	45	244.9	723	5.3	11.3	11170	41.5	41.4	11.4	12.1	13.2	18.9	6.5	5.89
17	750	70:30	56.93	.0104	45	273.8	591	7.3	10.6	527	7.5	46.0	17.8	8.1	28.7	12.5	10.7	3.10
18	800	70:30	56.93	.0104	45	281.2	738	9.0	10.1	9005	14.1	55.0	19.5	8.1	28.7	16.1	10.7	2.81
19	850	70:30	56.93	.0115	45	248.6	818	7.5	8.7	3908	15.5	69.9	26.0	8.1	28.7	10.4	10.7	1.30
20	900	70:30	56.93	.0115	45	224.9	850	7.7	12.0	5321	25.0	69.2	18.3	8.1	28.7	7.2	10.7	3.00
21	750	80:20	56.93	.0110	45	188.0	635	7.2	11.8	9544	6.2	41.4	13.4	6.2	22.2	8.2	8.1	1.35
22	800	80:20	56.93	.0098	45	185.0	743	7.0	12.0	5943	24.1	73.1	15.0	6.2	22.2	10.9	8.1	0.98
23	850	80:20	56.93	.0115	45	205.9	812	6.2	15.1	5114	36.2	75.5	29.1	6.2	22.2	8.4	8.1	1.37
24	900	80:20	56.93	.0115	45	185.0	880	6.0	16.0	3321	30.3	89.1	15.6	6.2	22.2	5.6	8.1	1.20

B = เบน C = ไซโตเจน O.F. = ฟอร์ด T = อุณหภูมิเบต



ตารางที่ ค.2(ต่อ) แสดงข้อมูลการเผาไหม้ถ่านหินและการควบคุมมลพิษ ในคลูไคร์เบต เมื่อทำการขยายความสูงและติดตั้งหม้อน้ำ

RUN NO.	T <sub>a</sub> °C	Coal: Dol. by Wt	V <sub>air</sub> m/min	H <sub>air</sub> mole H <sub>2</sub> O mole dry air	Bed Height cm.	F g/min	T flue gas °C	Composition of flue gas					Wt. of ash, g			F.C., %		V.M.in O.F., %
								O <sub>2</sub> , %	CO <sub>2</sub> , %	CO, ppm	SO <sub>2</sub> , ppm	NO, ppm	O.F.	C	B	O.F.	C	
								25	750	85:15	56.93	.0144	45	188.0	621	8.7	10.3	
26	800	85:15	56.93	.0157	45	193.6	648	6.9	10.7	8035	31.9	67.1	18.1	7.8	26.7	10.2	12.1	3.26
27	850	85:15	56.93	.0163	45	216.0	668	7.4	9.2	9843	38.0	45.2	18.2	7.8	26.7	9.0	12.1	2.15
28	900	85:15	56.93	.0198	45	248.0	674	7.7	12.1	10539	47.7	90.7	22.8	7.8	26.7	12.0	12.1	2.81
29	750	80:20	60.40	.0177	45	204.1	674	5.1	9.6	2597	13.7	57.1	22.1	24.0	20.8	10.6	32.6	3.24
30	800	80:20	60.40	.0166	45	286.2	771	6.9	8.8	10496	16.9	96.9	14.7	24.0	20.8	17.7	32.6	2.91
31	850	80:20	60.40	.0157	45	286.2	830	6.2	10.2	6195	21.6	29.6	15.0	24.0	20.8	9.7	32.6	2.33
32	900	80:20	60.40	.0166	45	281.2	864	7.6	12.6	8300	44.4	85.8	23.0	24.0	20.8	6.5	32.6	1.98
33	750	70:30	45.72	.0163	45	194.5	498	7.3	7.7	8600	9.5	20.7	19.4	9.2	18.3	10.4	27.8	3.16
34	800	70:30	45.72	.0163	45	197.3	550	8.7	7.0	2456	6.8	34.3	15.7	9.2	18.3	9.3	27.8	2.95
35	850	70:30	45.72	.0161	45	236.8	632	9.9	10.5	2751	7.5	21.6	20.8	9.2	18.3	9.3	27.8	2.18
36	900	70:30	45.72	.0161	45	217.3	656	10.7	11.0	4467	18.4	53.1	33.3	9.2	18.3	8.5	27.8	1.87
37	750	80:20	45.72	.0116	45	167.7	465	9.2	8.3	188	7.8	18.4	21.3	24.0	20.8	25.4	27.5	3.72
38	800	80:20	45.72	.0110	45	217.1	535	8.9	8.0	1950	10.4	43.7	8.7	24.0	20.8	18.3	27.5	3.29
39	850	80:20	45.72	.0116	45	157.9	595	8.4	8.8	3262	11.9	37.6	13.3	24.0	20.8	12.7	27.5	2.39
40	900	80:20	45.72	.0115	45	152.8	634	7.4	11.2	6539	38.0	64.1	18.0	24.0	20.8	3.5	27.5	1.12
41	750	85:15	45.72	.0144	45	177.6	540	6.3	10.6	5695	12.8	27.8	16.7	8.6	24.2	28.3	26.7	4.05
42	800	85:15	45.72	.0144	45	222.0	603	7.7	9.3	11169	16.5	32.9	15.0	8.6	24.2	24.2	26.7	3.95
43	850	85:15	45.72	.0144	45	186.8	668	8.6	10.2	4674	18.7	38.9	17.6	8.6	24.2	19.8	26.7	2.05
44	900	85:15	45.72	.0144	45	204.3	683	8.3	11.3	10943	24.3	53.0	17.5	8.6	24.2	14.4	26.7	1.18
45	850	80:20	48.88	.0118	25	242.3	603	9.2	8.7	3201	49.5	109.8	17.2	8.0	100.8	29.8	25.7	4.05
46	850	80:20	48.88	.0198	35	222.0	591	6.6	8.5	3643	28.7	79.6	15.1	5.5	111.0	15.7	25.0	3.81
47	850	80:20	48.88	.0161	60	191.2	499	7.4	7.7	3387	18.4	69.9	14.4	17.2	124.0	16.8	22.4	4.31
ผล	850	80:20	48.88	.0174	45	253.7	562	6.6	11.5	842	367	123.4	18.7	9.1	90.3	8.4	8.1	0.52

B = เบต      C = ไซโตล      O.F. = ฟอร์ด      T = อุณหภูมิเบต



## ภาคผนวก ง

## การคำนวณสมดุลมวลสารและพลังงาน

การคำนวณหาประสิทธิภาพการเผาไหม้ และปริมาณความร้อนที่สูญหายโดยอาศัยหลักการทำสมดุลมวลสารและพลังงาน (Material and energy balance) แสดงตัวอย่างการคำนวณโดยใช้ข้อมูลการทดลองที่ 23

อัตราส่วนผสมของถ่านหินและโดโลไมท์	80/20	โดยน้ำหนัก
อุณหภูมิเบด	850 องศาเซลเซียส	
ความเร็วอากาศ	56.93 เมตร/นาท	
ความสูงของเบด	45 เซนติเมตร	

## ข้อสมมติในการคำนวณ

1. การปฏิบัติการเผาไหม้อยู่ที่สภาวะคงที่ไม่เปลี่ยนแปลงกับเวลา (Steady state)
2. ความดัน 1 บรรยากาศ

ฐานการคำนวณ การเผาไหม้นาน 1 นาท

## สมดุลมวลสาร

## ทางเข้า

1. น้ำหนักของถ่านหินที่ใช้ในการเผาไหม้	=	164.72	กรัม
2. น้ำหนักของโดโลไมท์ที่ใช้ในการเผาไหม้	=	41.18	กรัม
3. ความชื้นในถ่านหินที่ใช้ในการเผาไหม้	=	$(0.0734)(164.72)$	
	=	12.09	กรัม
	=	0.6717	กรัม-โมล
ความชื้นในโดโลไมท์	=	$(0.0012)(41.18)$	
	=	0.05	กรัม
	=	0.0027	กรัม-โมล
ปริมาณความชื้นทั้งหมดในเชื้อเพลิงที่ป้อนเข้า	=	12.14	กรัม
	=	0.6744	กรัม-โมล

$$\begin{aligned}
 4. \text{ อัตราการไหลของอากาศที่เข้าสู่คอลัมน์} &= 1001.97 \text{ ลิตร} \\
 \text{ปริมาณของอากาศที่สภาวะมาตรฐาน} &V_2 = (V_1 P_1 / P_2) (T_2 / T_1) \\
 &= (1001.97) (273) / 302.5 \\
 &= 904.26 \text{ ลิตร} \\
 \text{จำนวนกรัม-โมลของอากาศที่เข้าทั้งหมด} &= 904.26 / 22.4 \\
 &= 40.37 \text{ กรัม-โมล}
 \end{aligned}$$

ความชื้นของอากาศที่เข้าสู่คอลัมน์ (จาก humidity chart)

$$\begin{aligned}
 &= 0.0115 \text{ กรัมของน้ำ/กรัมของอากาศแห้ง} \\
 &= 0.0185 \text{ โมลของน้ำ/โมลของอากาศแห้ง}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{น้ำในอากาศที่บ้อนเข้า} &= (0.0185) (40.37) / (1.0185) \\
 &= 0.75 \text{ กรัม-โมล} \\
 &= 13.45 \text{ กรัม}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{จำนวนกรัม-โมลของอากาศแห้ง} &= 40.37 - 0.75 \text{ กรัม-โมล} \\
 &= 39.62 \text{ กรัม-โมล} \\
 &= (39.62) (28.84) = 1142.64 \text{ กรัม}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{ปริมาณออกซิเจนในอากาศที่บ้อนเข้า} &= (0.21) (39.62) \text{ กรัม-โมล} \\
 &= 8.32 \text{ กรัม-โมล} \\
 &= 266.26 \text{ กรัม}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{ปริมาณไนโตรเจนในอากาศที่บ้อนเข้า} &= (0.79) (39.62) \text{ กรัม-โมล} \\
 &= 31.30 \text{ กรัม-โมล} \\
 &= 876.42 \text{ กรัม}
 \end{aligned}$$

ทางออก

1. น้ำหนักของเถ้าจากท่อล้น = 29.10 กรัม
2. น้ำหนักเถ้าจากไซโคลน = 6.20 กรัม
3. น้ำหนักเถ้าในเบด = 22.20 กรัม
4. น้ำหนักของฟลูก๊าสที่ออกจากคอลัมน์

โดยสมมติว่าปริมาณไนโตรเจนที่มีอยู่ในถ่านหินมีอยู่น้อยมาก และการเปลี่ยนแปลงปริมาณของไนโตรเจนจากการเกิดปฏิกิริยามีน้อยมาก

ดังนั้นจำนวนกรัม-โมลของก๊าซไนโตรเจนที่เข้าและออกจากคอลัมน์จึงเท่ากัน ซึ่งจะ

เท่ากับ 31.30 กรัม-โมล

ก๊าซ	ร้อยละ โดยปริมาตร	จำนวนกรัม-โมล	น้ำหนัก(กรัม)
ไนโตรเจน	78.19	31.30	876.42
ออกซิเจน	6.20	2.48	79.42
คาร์บอนไดออกไซด์	15.10	6.04	265.98
คาร์บอนมอนอกไซด์	0.51	0.20	5.73
รวม	100.00	40.03	1227.56

## 5. ปริมาณน้ำในผลึกก๊าซ

จาก Humidity chart ความชื้นในผลึกก๊าซ

$$= 0.0740 \text{ กรัมของน้ำ/กรัมของผลึกก๊าซ}$$

$$= 0.1191 \text{ โมลของน้ำ/โมลของอากาศแห้ง}$$

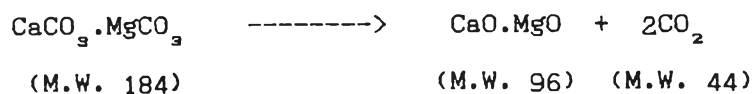
$$\text{ปริมาณน้ำในผลึกก๊าซ} = (0.1191)(40.03) = 4.77 \text{ กรัม-โมล}$$

$$= 85.82 \text{ กรัม}$$

## สมมูลคาร์บอน

Carbon in

$$\text{C จากถ่านหินที่ป้อน} = (0.5401)(164.72)/12 = 8.10 \text{ กรัม-โมล}$$

จากสมการเคมีของการสลายตัวของ  $\text{CaCO}_3 \cdot \text{MgCO}_3$  ให้  $\text{CO}_2$  ดังสมการ

ถ้าให้การเปลี่ยนแปลง (conversion) เป็น 100 % โดโลไมท์ซึ่งประกอบด้วย Ca 25.98 % และ Mg 13.70 % จากปฏิกิริยาการสลายตัวให้ C ดังนี้

$$\text{น้ำหนักของโดโลไมท์ที่ใช้ในการเผาไหม้} = 41.18 \text{ กรัม}$$

$$\text{ปริมาณ Ca และ Mg} \quad (25.98+13.70)(41.18)/100 = 16.34 \text{ กรัม}$$

$$\text{เกิดเป็น C} \quad = (16.34)(24)/184 = 2.13 \text{ กรัม}$$

$$= 0.18 \text{ กรัม-โมล}$$

$$\text{คิดเป็นปริมาณ carbon จากโดโลไมท์} = \frac{(0.18)(100)}{(8.10+0.18)} \%$$

$$= 2.17 \%$$

เพราะว่าโดโลไมท์ไม่สามารถเกิดการเปลี่ยนแปลงได้หมด 100%

$$\text{ดังนั้น carbon ที่บ้อนเข้ามาจากถ่านหินเพียงอย่างเดียว} = 8.10 \text{ กรัม-โมล}$$

$$\text{Carbon out} = \text{คาร์บอนในเถ้าจากท่อสันและไซโคลน} + \text{CO}_2 + \text{CO}$$

$$\text{คาร์บอนในเถ้าที่ออกจากท่อสัน} = (8.41)(29.10)/(100)(12)$$

$$= 0.21 \text{ กรัม-โมล}$$

$$\text{คาร์บอนในเถ้าจากไซโคลน} = (8.05)(6.20)/(100)(12)$$

$$= 0.05 \text{ กรัม-โมล}$$

$$\text{Carbon out} = \text{C ในฟลูก๊าซ} + \text{C ในเถ้าจากท่อสัน} + \text{C ในเถ้าจากไซโคลน}$$

$$= 6.04 + 0.20 + 0.21 + 0.05$$

$$= 6.50 \text{ กรัม-โมล}$$

$$\text{ความแตกต่างเนื่องจากการทดลอง} = 8.10 - 6.50 \text{ กรัม-โมล}$$

$$= 1.60 \text{ กรัม-โมล}$$

## สมดุลมวลสาร

ทางเข้า			ทางออก		
	นน.(กรัม)	%		นน.(กรัม)	%
น้ำหนักถ่านหิน	164.72	12.05	น้ำหนักเถ้าจากท่อสัน	29.10	2.13
น้ำหนักโดโลไมท์	41.18	3.01	น้ำหนักเถ้าจากไซโคลน	6.20	0.45
น้ำหนักอากาศแห้ง	1147.83	83.96	น้ำหนักเถ้าในเบด	12.20	0.89
ความชื้นในอากาศ	13.45	0.98	น้ำหนักฟลูก๊าสแห้ง	1227.56	89.79
			ความชื้นในฟลูก๊าส	85.82	6.28
			น้ำหนักสูญเสีย	6.30	0.46
รวม	1367.18	100.00	รวม	1367.18	100.00

ปริมาณร้อยละของอากาศมากเกินพอ

$$\begin{aligned} \text{ปริมาณออกซิเจนที่เข้าคอลัมน์ทั้งหมด} &= \text{ออกซิเจนจากอากาศ} + \text{ออกซิเจนในถ่านหิน} \\ &= (0.1462)(164.72)/32 + 8.32 \text{ กรัม-โมล} \\ &= 9.0725 \text{ กรัม-โมล} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{ปริมาณสารที่เผาไหม้ไม่หมด} &= \text{CO} + \text{C} \text{ จากเถ้าในไซโคลนและท่อสัน} \\ &= 0.20 + 0.26 \text{ กรัม-โมล} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{ออกซิเจนเพื่อการเผาไหม้ที่สมบูรณ์} &= 0.20/2 + 0.26 \text{ กรัม-โมล} \\ &= 0.36 \text{ กรัม-โมล} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{ปริมาณออกซิเจนมากเกินพอ} &= 2.48 - 0.36 \text{ กรัม-โมล} \\ &= 2.12 \text{ กรัม-โมล} \end{aligned}$$

$$\text{ออกซิเจนที่ใช้ในการเผาไหม้} = 6.9525 \text{ กรัม-โมล}$$

$$\begin{aligned} \text{ร้อยละของอากาศมากเกินพอ} &= (2.12)(100)/(6.9525) \\ &= 30.51 \end{aligned}$$

## สมดุลพลังงาน

อุณหภูมิอ้างอิง 25 องศาเซลเซียส (77 องศาฟาเรนไฮท์)

## ทางเข้า

1. ค่าความร้อนของถ่านหินที่เข้าคอลัมน์  $= (4956)(164.72) \times 10^{-3}$  Kcal  
 $= 816$  Kcal
2. เอนทาลปีของถ่านหิน & โดโลไมท์  $= 0$  Kcal
3. เอนทาลปีของอากาศที่ 29.5 °C  $= (39.62)(6.9720)(302.5-298)$   
 $= 1.24$  Kcal
4. เอนทาลปีของน้ำในอากาศที่ 29.5 °C  $= (1053)(252)(13.45)/(453.6)$   
 $= 5.85$  Kcal

## ทางออก

1. ค่าความร้อนของเถ้าจากท่อลั่น  $= (412.60 \times 10^{-3})(29.10)$   
 $= 12.01$  Kcal
2. ค่าความร้อนของเถ้าจากไซโคลน  $= (389.70 \times 10^{-3})(6.20)$   
 $= 2.41$  Kcal
3. ค่าความร้อนของการเผาไหม้ก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์  
 $= (67.636)(0.20)$   
 $= 13.85$  Kcal
4. เอนทาลปีของฟลูก๊าซที่ 812 °C

ก๊าซ	กรัม-โมล	$nC_{pm}$
CO <sub>2</sub>	6.04	69.88
CO	0.20	1.53
N <sub>2</sub>	31.30	231.00
O <sub>2</sub>	2.48	19.36
รวม	40.03	321.76

$$\begin{aligned} \text{เอนทาลปีของผลึกก๊าซ} &= (321.76)(812-25) \\ &= 253 \quad \text{Kcal} \end{aligned}$$

5. เอนทาลปีของไอน้ำในผลึกก๊าซอุณหภูมิ 812 °ซ

$$\text{ปริมาณความร้อนของการระเหยที่ } 25^{\circ}\text{ซ} = 10500 \quad \text{cal/g-mole}$$

$$\text{ความจุความร้อนเฉลี่ยของน้ำในช่วงอุณหภูมิ } 25^{\circ}\text{ซ}-812^{\circ}\text{ซ} = 8.9780 \quad \text{cal/g-mole}$$

$$\text{เอนทาลปีของไอน้ำ} = 4.77(10500+8.9780(812-25)) \times 10^{-3} \quad \text{Kcal}$$

$$= 83.75 \quad \text{Kcal}$$

6. ค่าความร้อนจากปฏิกิริยาซัลเฟชันของโตโลไมท์

$$\text{H} = 210 \quad \text{KJ/g-mole}$$

$$= 50.19 \quad \text{Kcal/g-mole}$$

ข้อสมมติ

1. กำมะถันที่ยังไม่ทำปฏิกิริยาอยู่ในสถานะก๊าซ

2. ปริมาณ SO<sub>3</sub> มีน้อยมากเมื่อเทียบกับ SO<sub>2</sub>

$$\begin{aligned} \text{ปริมาณกำมะถันที่เข้าทำปฏิกิริยา} &= \text{ปริมาณกำมะถันในถ่านหิน} - \text{ปริมาณกำมะถันใน} \\ &\quad \text{ผลึกก๊าซ} - \text{ปริมาณกำมะถันในถ้ำจากท่อลมและไซโคลน} \\ &= (0.0163)(164.72)/32 - 0.0031 - (0.0028) \\ &\quad (29.10)/32 \\ &= 0.0783 \quad \text{กรัม-โมล} \end{aligned}$$



ค่าความร้อนที่เกิดจากปฏิกิริยาซัลเฟชัน = 3.93 Kcal

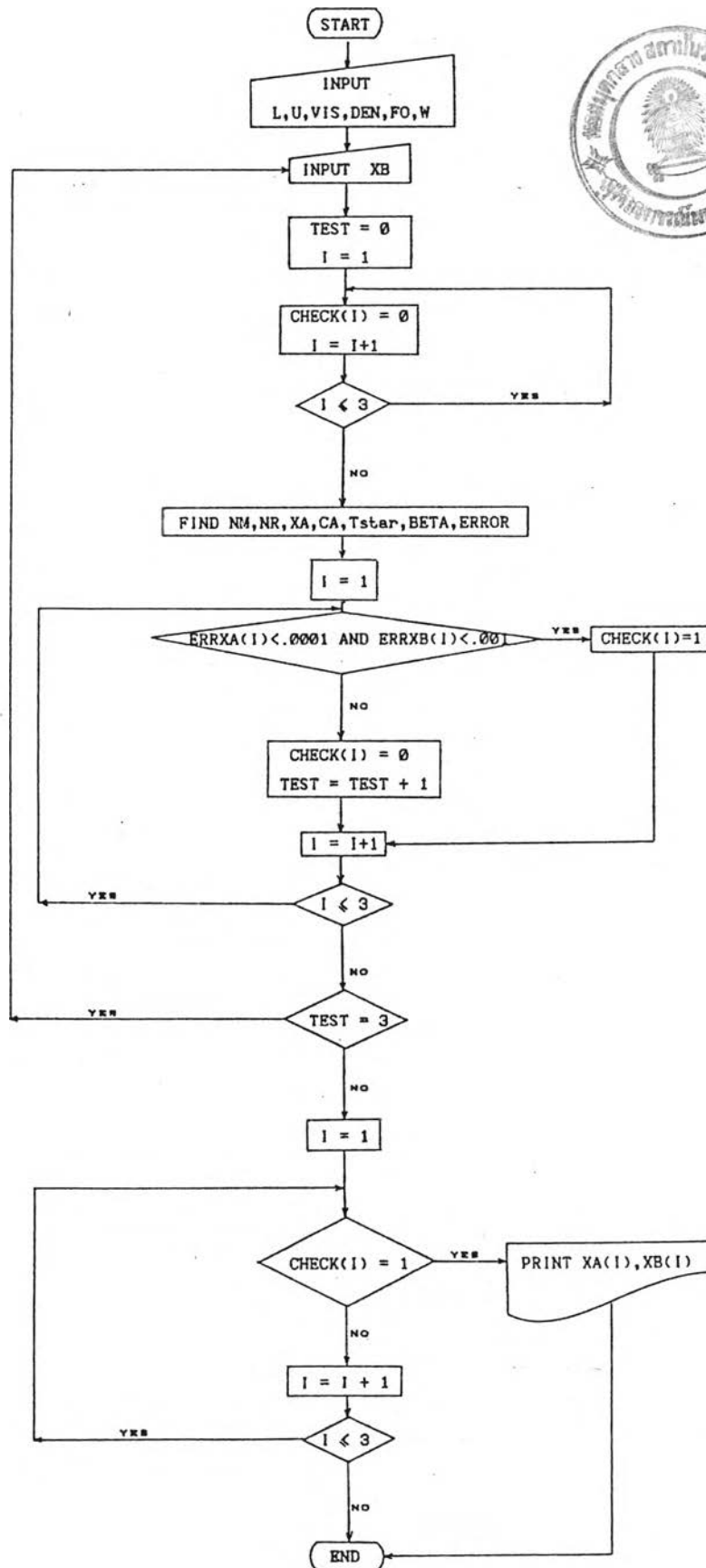
### สมดุลพลังงาน

ทางเข้า			ทางออก		
	Kcal	%		Kcal	%
ค่าความร้อนของถ่านหิน	816	99.14	ค่าความร้อนของเถ้าจากท่อลั่น	12.01	1.46
เอนทาลปีของถ่านหิน&โดโลไมท์ 0	0	0.00	ค่าความร้อนของเถ้าจากไซโคลน	2.41	0.29
เอนทาลปีของอากาศ	1.24	0.15	ค่าความร้อนของ CO	13.85	1.68
เอนทาลปีของน้ำในอากาศ	5.85	0.71	เอนทาลปีของฟลูก๊าส	253	30.74
			เอนทาลปีของน้ำในฟลูก๊าส	83.75	10.18
			ค่าความร้อนจากปฏิกิริยา	3.93	0.48
			ความร้อนสูญเสีย	454.14	55.17
รวม	823.09	100.00	รวม	823.09	100.00

### ประสิทธิภาพการเผาไหม้

$$\begin{aligned}
 \text{ประสิทธิภาพการเผาไหม้} &= 100 \left( 1 - \frac{\text{ความร้อนที่สูญเสียไปกับการปลิวหลุดและท่อลั่น}}{\text{ความร้อนของถ่านหินที่ป้อนเข้าเตาเผาทั้งหมด}} \right) \\
 &= 100 \left( 1 - \frac{(12.01 + 2.41 + 13.85)}{816} \right) \\
 &= 96.53 \%
 \end{aligned}$$

ภาคผนวก จ  
แบบจำลองทางคณิตศาสตร์



รูปที่ จ1 แสดงขั้นตอนการคำนวณประสิทธิภาพการเผาไหม้จากแบบจำลองทางคณิตศาสตร์

```

10 REM #####
20 REM :      PP-MODEL PROGRAM      :
30 REM :      (BASIC version)      :
40 REM :      BY                    :
50 REM :      BOMBAT NITITHANEERAT  :
60 REM :      This program is used for calculate :
70 REM :      conversion of reactant in coal combustion :
80 REM :      in Fluidized Bed      :
90 REM #####
100 REM
110 REM -----
120 REM :      DEFINITION OF VARIABLES
130 REM :      XA = CONVERSION IN THE GAS PHASE
140 REM :      XB = CONVERSION IN THE SOLID PHASE
150 REM :      U = SUPERFICIAL VELOCITY , cm/sec.
160 REM :      A = BED CROSS-SECTIONAL AREA , cm^2
170 REM :      b = STOICHIOMETRIC COEFFICIENT
180 REM :      CAIn = MOLAR CONCENTRATION OF GAS IN FEED STREAM , gm-mole/cm^3
190 REM :      CBBIn = MOLAR CONCENTRATION OF SOLID IN FEED STREAM , gm-mole/cm^3
200 REM :      WB = VOLUMETRIC FEED RATE OF SOLID
210 REM :      Fba = BUBBLE TO EMULSION GAS EXCHANGE COEFFICIENT , s^-1
220 REM :      Eb = RATIO OF THE VOLUME OF BUBBLE TO THE TOTAL BED VOLUME
230 REM :      L = EXPANDED BED HEIGHT , cm
240 REM :      Lmf = HEIGHT OF BED AT MINIMUM FLUIDIZATION , cm
250 REM :      k = FIRST ORDER REACTION RATE CONSTANT
260 REM :      kc = RATE CONSTANT BASED ON PARTICLE SURFACE , cm/sec
270 REM :      db = BUBBLE SIZE , cm
280 REM :      ds = SOLID PARTICLE SIZE , cm
290 REM :      CB = MEAN GAS CONCENTRATION IN THE BUBBLE PHASE , gm-mole/cm^3
300 REM :      Ca = MEAN GAS CONCENTRATION IN THE EMULSION PHASE , gm-mole/cm^3
310 REM :      t = MEAN RESIDENCE TIME FOR SOLID , sec
320 REM :      Tstar = TIME FOR COMPLETE REACTION OF SOLIDS IN A GAS OF COMPOSITION
325 REM :      CA , sec.
330 REM :      DELTA = DIFFUSION OF GAS IN ASH LAYER , cm^2/sec
340 REM :      Kf = FLUID PARTICLE MASS TRANSFER COEFFICIENT , cm/sec
350 REM :      DENsa = MOLAR DENSITY OF SOLID REACTANT , mol/cm^3
360 REM :      Beta = RATIO OF MEAN RESIDENCE TIME AND TIME FOR COMPLETE REACTION OF
365 REM :      SOLIDS
370 REM -----
380 DIM BETA(3),XB(3),TSTAR(3),XA(3),CB(3),ERRXA(3),ERRXB(3),CHECK(3),MODEL*(3)
390 REM
400 REM ##### MAIN PROGRAM #####
410 REM
415 GOSUB 1500
416 INPUT "Assume XB = ";XB
417 TEST = 0
418 FOR I=1 TO 3:CHECK(I)=0:NEXT :
420 GOSUB 1800
440 GOSUB 1700
450 GOSUB 2000
460 GOSUB 2100
490 GOSUB 2400
500 FOR I=1 TO 3
510 IF ((ERRXA(I)<.0001) AND (ERRXB(I)<.0001)) THEN CHECK(I)=1:GOTO 530
520 CHECK(I)=0:TEST=TEST+1
530 NEXT I
540 IF(TEST=3) THEN GOTO 416
550 FOR I=1 TO 3
560 IF CHECK(I)=1 THEN GOSUB 2470
570 NEXT I
580 END
1500 REM ##### SUBROUTINE INPUT #####
1510 REM
1520 REM -- INPUT L,XB,U,VIS,DEN,DC,DB,FO,N,DELTA,Ua,Uc,DENsa --
1530 REM
1540 CLS

```

```

1540 INPUT "L = ";L
1570 INPUT "U = ";U
1580 INPUT "VIS = ";VIS
1590 INPUT "DB = ";DB
1600 INPUT "DEN = ";DEN
1610 INPUT "FO = ";FO
1620 INPUT "M = ";M
1700 REM
1710 REM ----- CONSTANT VALUE -----
1720 DELFA =5.62
1730 DENSM = .0821
1740 ES = 1.1207
1745 KC = 1.2
1750 DB = .111
1760 UMF = 49.17
1765 CAIN = 9.375E10^(-3)
1770 EMF = .49
1775 B = 1
1780 DT = 15
1785 A = 171.6
1790 RETURN
1800 REM ***** SUBROUTINE FIND NM *****
1810 DBO = .00376*(U-UMF)^2
1820 LMF = L/1.2
1830 EB = (L-LMF)/L
1840 DB = 1.4*ES*DS*(U/UMF)*(LMF/2)+DBO
1850 FBE = 11/DB
1860 NM = FBE*EB*L/U
1870 PRINT "NM = ";NM
1880 RETURN
1890 REM
1900 REM ***** SUBROUTINE FIND NR AND XA *****
1910 REM
1930 K = 6*(1-XB)^(2/3)*(1-EMF)*KC/DS
1940 NR = K*LMF/U
1950 XA = 1-EXP(-1*NR*(NM/NR*(1/((NM/NR)+1))))
1960 PRINT "NR = ";NR
1970 PRINT "XA = ";XA
1980 RETURN
1990 REM
2000 REM ***** SUBROUTINE FIND CA *****
2005 REM
2010 CB = CAIN*XA/LOG((1-XA)^(-1))
2020 CE = CB/(1+(NR/NM))
2030 CA = CE
2040 PRINT "CA = ";CA
2050 RETURN
2060 REM
2100 REM ***** SUBROUTINE FIND Tstar AND BETA *****
2110 REM
2130 REM ----- Shrinking core; fluid film model -----
2140 RE = U*DS*DEN/VIS
2150 BC = VIS/(DEN*DS)
2160 KF = (2+.49*BC^(1/3))*RE*.5)*DS/DS
2170 TSTAR(1) = DS*DENSM/(6*BC*KF*CA)
2180 BETA(1) = FO*TSTAR(1)/M
2190 PRINT "BETA(1) = ";BETA(1)
2200 REM ----- Shrinking core; chemical reaction control -----
2210 TSTAR(2) = DS*DENSM/(2*BC*KC*CA)
2220 BETA(2) = FO*TSTAR(2)/M
2230 PRINT "BETA(2) = ";BETA(2)
2240 REM ----- Shrinking core; ash diffusion control -----
2250 TSTAR(3) = DS^2*DENSM/(24*BC*DELFA*CA)

```

```
2260 BETA(3) = F0*STAR(3)/W
2270 PRINT "BETA(3) = ";BETA(3)
2275 FOR I = 1 TO 3
2280 XB(I) = 1-.25*BETA(I)+.05*BETA(I)^2-.0083*BETA(I)^3
2290 PRINT "XB(";I;") = ";XB(I)
2300 NEXT I
2310 RETURN
2400 REM ***** SUBROUTINE BET ERROR *****
2410 REM ***** ERROR OF XB FROM THREE MODEL *****
2420 FOR I=1 TO 3
2440   ERRXB(I)=XB-XB(I)
2450 NEXT I
2460 RETURN
2470 REM ***** SUBROUTINE PRINT RESULT *****
2480 MODEL(1)="fluid file model"
2490 MODEL(2)="chemical reaction control"
2500 MODEL(3)="ash diffusion control"
2510 PRINT MODEL(I)
2530 PRINT "XB = ",XB(I)
2540 RETURN
```

ตารางที่ จ.1 แสดงผลการคำนวณหาประสิทธิภาพการเผาไหม้ถ่านหินจากการทดลองเปรียบเทียบกับแบบจำลอง P-P (P-P1 เป็น fluid film control และ P-P2 เป็น ash diffusion control)

การทดลอง ที่	$\eta_c, \%$ Exp.	$\eta_c, \%$ P-P1	$\eta_c, \%$ P-P2	การทดลอง ที่	$\eta_c, \%$ Exp.	$\eta_c, \%$ P-P1	$\eta_c, \%$ P-P2
1	97.53	99.85	99.78	25	94.70	98.81	97.86
2	96.40	99.81	99.67	26	95.48	98.97	97.69
3	97.90	99.85	99.70	27	95.57	98.89	96.93
4	97.50	99.94	99.66	28	95.31	98.74	95.63
5	96.43	99.60	99.40	29	91.15	95.94	92.58
6	97.60	99.40	98.83	30	91.69	92.45	84.10
7	97.25	99.52	98.90	31	93.23	95.29	84.10
8	97.79	99.62	98.98	32	92.55	95.20	84.67
9	96.06	98.63	97.76	33	92.22	98.98	98.41
10	96.38	98.95	97.86	34	94.61	99.14	98.36
11	97.27	98.74	96.82	35	94.95	98.92	97.45
12	98.01	98.52	95.37	36	93.78	99.27	97.93
13	95.78	97.33	95.60	37	92.45	98.42	97.52
14	96.24	97.05	93.94	38	96.29	97.65	95.34
15	95.98	97.91	94.81	39	94.39	99.08	97.85
16	95.97	97.05	91.00	40	94.06	99.29	98.02
17	98.05	97.40	95.32	41	92.54	99.54	99.32
18	95.25	97.80	95.00	42	93.62	99.40	98.87
19	96.52	98.69	96.34	43	94.17	99.64	99.24
20	96.68	99.18	97.17	44	94.04	99.64	99.07
21	95.45	98.09	96.55	45	94.43	99.95	99.92
22	96.37	99.64	96.69	46	96.60	99.96	99.93
23	96.53	98.64	96.16	47	94.50	99.97	99.94
24	97.77	99.04	96.69				

## ประวัติผู้เขียน

- ชื่อ นายสมบัติ นิธิจันฉัตรรัตน์
- การศึกษา ปริญญาตรี คณะวิทยาศาสตร์ สาขาเคมี  
มหาวิทยาลัยรามคำแหง ปีการศึกษา 2524
- ประสบการณ์ - เป็นผู้ช่วยวิจัยที่ภาควิชา เคมี คณะวิทยาศาสตร์ มหาวิทยาลัยรามคำแหง  
ในเรื่อง Isolation and characterisation of natural product  
เป็นเวลาประมาณ 1 ปี
- เป็นผู้ช่วยวิจัยที่ภาควิชา ฟิสิกส์เคมี คณะวิทยาศาสตร์ มหาวิทยาลัยมหิดล  
ในเรื่อง ยางธรรมชาติและโพลีเมอร์ เป็นเวลาประมาณ 1 ปี

