



เอกสารอ้างอิง

1. สมศักดิ์ ตำรงค์เลิศ, ฟลูอิดไอเซชัน ภาควิชาเคมีเทคนิค คณะวิทยาศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย , พฤศจิกายน -2524
2. La Nauze, R.D., " Fundamentals of Coal Combustion in Fluidized Bed," Chem. Eng. Res Des., vol63, 3-33, 1985
3. สมบัติ นิธิฉิมดิรัตน์, " การเผาไหม้ถ่านหินและการควบคุมมลพิษในฟลูอิดไธซ์เบด," วิทยานิพนธ์ปริญญาโทบริหารธุรกิจ , ภาควิชาเคมีเทคนิค คณะวิทยาศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย , 2531
4. 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
5. Kunii, D., and O. Levenspiel, in " Fluidization Engineering " Robert E. Kricger Publishing Co., New York , 108-195, 1969
6. 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
7. Fane, A.G., and C.Y. Wen, Fluidized-Bed Reactor, Cited in Handbook of Multiphase Systems, Editor Grace, R.J., Gad Hetroni, 8.109-8.113 ,1982
8. Renga, R.R. and C.Y. Wen, " A Comprehensive Model for Fluidized Bed Coal Combustors," AIChE Journal , 26(4), 642-655, 1980
9. 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
10. Avedesian, M.M., and J.F. Davidson, " Combustion of Carbon Particle in a Fluidized Bed," Trans. Instn. Chem. Engrs, vol 51,121-123, 1973

11. 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
12. 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
13. Caram, H.S., and N.R. Amundson, Ind. Eng. Chem. Fundam, 16, 171-181, 1977
14. Calleja, G., A.F. Sarofim, and G.C. Georgakis, Chem.Eng.Sci., 36, 912-929, 1981
15. Yates, J.G. in Fundamentals of Fluidized-Bed Chemical Processes Thetford Press , Norfolk , 160, 1983
16. Basu, P., Fuel , 56 , 390-392, 1977 cited in Chem. Eng. Res Des., La Nauze, R.D., 11, 1985
17. Hirama, 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
18. กัญจน บุษยเกียรติ, การคำนวณขั้นต้นในวิชาวิศวกรรมเคมี ภาควิชาเคมีเทคนิค คณะวิทยาศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย, 2531
พิมพ์จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย , 2531
19. 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
20. 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
21. Chang, E.Y., and G. Thodos, " Complex Nature of the Sulfation Reaction of Limestones and Dolomites," AIChE Jornal , 30(3), 450-456, 1984

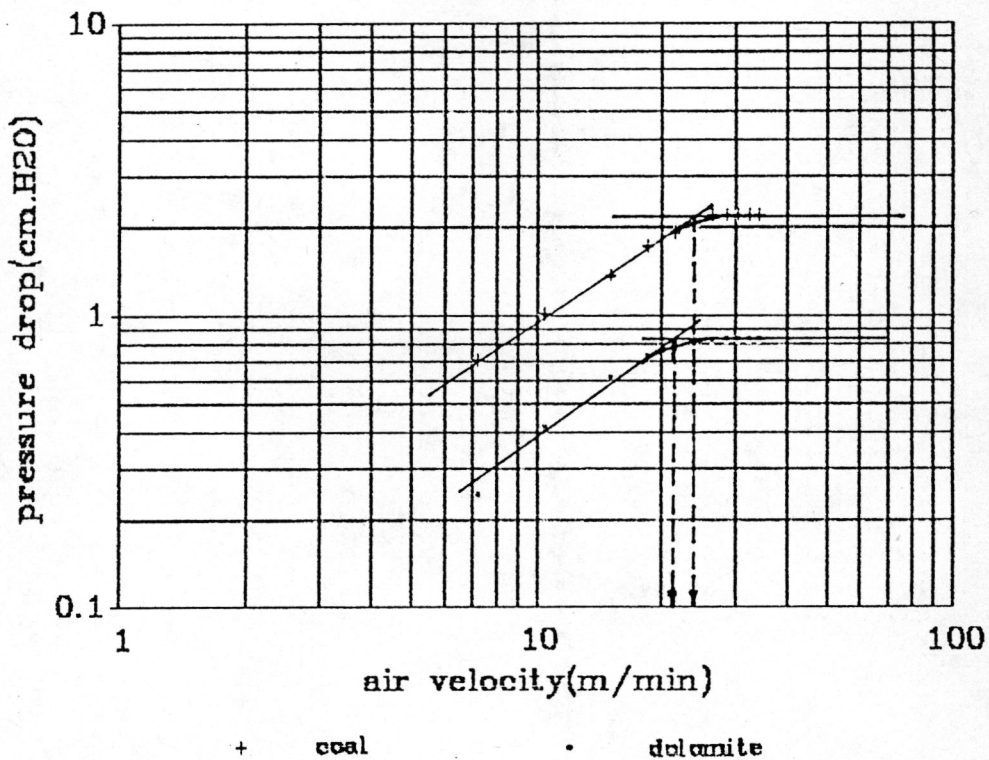
22. Borgwardt, R.H., " Kinetics of the Reaction of SO_2 with Calcined Limestone," Environmental Science & Technology ,4(1),59,1970
23. ว่างพันธ์ ลิ้มปเสนีย์, นิตยา มหาผล และ วีระ เกรอต, " มลภาวะอากาศ " หน้า 22-26 , 277 สำนักพิมพ์จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย , 2525
24. Ancher, D.H.," Evaluation of the Fluidized Bed Combustion Process VII Technical Evaluation," Westinghouse Research , 72,1971
25. Yaverbaum, L.," Fluidized Bed Combustion of Coal and Waste Materials," Noyes Data Corporation, 105, 1977
26. 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
27. Gill, D.W.," The Potential of Fluidized-Bed Combustion for Emission Control," Chem. Eng. J., 369, 278-280, 1981
28. Kestenbaun, A., R. Shinmar, and F.E. Than, " Design Concepts for Process Controls," Ind. Eng. Chem. Proc. Des. Dev., 15, 2 1976
29. Stephanopoulos, G.," Chemical Process Control : An Introduction to Theory and Practice," Prentice - Hall, Inc., New Jersey 1984
30. Bird, R.B., W.E. Stewart, and E.N. Lightfoot, " Transport Phenomena," John Wiley & Sons, Inc., New York 1960
31. Cohen, G.H., and G.A. Coon, Trans. ASME, 75, 827, 1953 cited in "Chemical Process Control : An Introduction to Theory and Practice," Stephanopoulos, G., 1984
32. Distefano III, J.J., A.R. Stubberud, and I.J. Williams, " Schaum's Outline of Theory and Problems of Feedback and Control System ," Schaum Publishing Co. New York, 97 - 120, 1967

33. Nixon, F.E., " Handbook of Laplace Transformation Tables and Examples," Prentice -Hall, Japan, Inc., 1963
34. Coughanowr, D.R., and L.B. Koppell, " Process Systems Analysis and Control," McGraw - Hill Book Company, New York, 1965
35. การอบรมทางวิชาการเรื่อง " Introduction to Computer Process Control," 31 ม.ค. - 4 ก.พ. 2526 เวลา 9.00 - 16.30 น. โดยสมาคมส่งเสริมเทคโนโลยี(ไทย - ญี่ปุ่น)
36. วัชรภรณ์ สุริยาภรณ์, คอมพิวเตอร์เบื้องต้นและเทคนิคการเขียนโปรแกรม ภาควิชาสถิติ คณะพาณิชยศาสตร์และการบัญชี จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย, 2531
37. Tou, J.T., " Digital and Sampled Data Control Systems," McGraw-hill Book Company, New York, 69 - 117, 1959
38. Houpis, C.H., and G.B. Lamout, " Digital Control Systems Theory, Hardware, Software," McGraw - Hill Book Company Singapore, 2 - 11, 79 - 105, 145 - 322, 1985
39. Raven, F.H., " Automatic Control Engineering," McGraw - Hill, Inc., New York, 410 - 424, 1968
40. Hsu, J.C., and A.U. Meyer, " Modern Control Principles and Applications," McGraw - Hill Book Company, New York, 707 - 720, 1968
41. Damronglerd, S., J.P. Couderc, and H. Angelino, Trans. Inst. Chem. Engrs., 53, 175, 1975

ภาคผนวก

ความเร็วต่ำสุดของการเกิดฟลูอิโดเซชัน

องค์ประกอบสำคัญในระบบฟลูอิโดเซชัน คือ ความเร็วของของไหลที่ไหลผ่านคอลัมน์เพื่อให้เบดเกิดการเคลื่อนที่ ในงานวิจัยนี้ศึกษาการเผาไหม้ด้วยเทคนิคฟลูอิโดเซชัน จึงจำเป็นต้องทราบความเร็วต่ำสุดที่ทำให้เกิดการฟลูอิโดเซชันเพื่อนำไปพิจารณาใช้ความเร็วในการศึกษาต่อไป การหาค่าความเร็วต่ำสุดนี้สามารถหาได้จากการทดลองโดยบ่อนอากาศเข้าสู่เบดจากค่าความเร็วต่ำๆ พร้อมทั้งวัดความดันลด (pressure drop) ของระบบจากนั้นเพิ่มค่าความเร็วอากาศต่อไปจนกว่าค่าความดันลดที่วัดได้มีค่าคงที่ ซึ่งข้อมูลที่ได้แสดงดังตารางที่ ก1 เมื่อนำค่าความเร็วอากาศกับค่าความดันลดมาเขียนกราฟความสัมพันธ์จะได้ค่าความเร็วต่ำสุดดังรูปที่ ก1



รูปที่ ก1 ความสัมพันธ์ระหว่างความเร็วอากาศกับความดันลดเพื่อหาค่าความเร็วต่ำสุดที่ทำให้เกิดการฟลูอิโดเซชันของถ่านหินและโดโลไมท์

ตารางที่ ก1 แสดงข้อมูลการทดลองหาค่าความเร็วต่ำสุดที่ทำให้เกิดผลลึใต้ของถ่านหิน
และโถโลไมท์

โถโลไมท์		ถ่านหิน	
ความเร็วอากาศ (เมตร/นาทีก)	ความดันลด (ชม. น้ำ)	ความเร็วอากาศ (เมตร/นาทีก)	ความดันลด (ชม. น้ำ)
7.21	0.24	7.21	0.70
10.41	0.41	10.41	1.00
14.94	0.60	14.94	1.35
18.41	0.71	18.41	1.70
21.34	0.75	21.34	1.90
23.92	0.79	23.92	2.05
26.25	0.81	26.25	2.18
28.40	0.82	28.40	2.19
30.39	0.82	30.39	2.19
32.27	0.82	32.27	2.19
34.04	0.82	34.04	2.19

ภาคผนวก ข

วิธีวิเคราะห์คุณสมบัติทางกายภาพของถ่านหิน

1 การวิเคราะห์ถ่านหินแบบประมาณ (Proximate Analysis) : ASTM D 3173

1.1 ปริมาณความชื้นในตัวอย่างถ่านหิน (moisture in the analysis sample of coal) : ASTM D 3173

หลักการ นำตัวอย่างถ่านหินที่ร่อนผ่านตะแกรงขนาด 250 ไมครอนแล้ว มาให้ความร้อนคงที่ในตู้อบ (drying oven) ที่อุณหภูมิประมาณ 105 - 110 °ซ เพื่อให้ไอน้ำระเหยออกไปจากถ่านหิน ค่าความชื้นคำนวณได้จากน้ำหนักของถ่านหินที่ลดลง

เครื่องมือ ตู้อบ (drying oven), ภาดอลูมิเนียมพร้อมฝาปิด, desiccator

วิธีการทดลอง

- อบภาดอลูมิเนียมพร้อมฝาในตู้อบ (drying oven) ที่อุณหภูมิ 110 °ซ ประมาณ 30 นาที จากนั้นนำเข้า desiccator ทิ้งให้เย็นประมาณ 15 นาที นำไปชั่งน้ำหนักและบันทึกผล
- ชั่งตัวอย่างถ่านหินประมาณ 1 กรัม ใส่ลงในภาดอลูมิเนียมที่ทราบน้ำหนักแล้วอย่างรวดเร็ว ปิดฝาทันที บันทึกน้ำหนักตัวอย่างถ่านหินไว้
- นำเข้าตู้อบที่อุณหภูมิประมาณ 105° - 110 °ซ เป็นเวลา 3 ชั่วโมง (น้ำหนักตัวอย่างถ่านหินคงที่)
- หลังจากนั้นนำไปใส่ desiccator ทิ้งให้เย็นประมาณ 15 นาที แล้วชั่งน้ำหนักของภาดอลูมิเนียมพร้อมฝาที่มีตัวอย่างถ่านหินที่อบแล้วอยู่ภายใน บันทึกผล

สูตรที่ใช้ในการคำนวณ

$$M = (W_1 - W_2) / W \times 100$$

เมื่อ M = ร้อยละของปริมาณความชื้น

W_1 = น้ำหนักของภาดอลูมิเนียมพร้อมฝารวมกับน้ำหนักตัวอย่างถ่านหินเริ่มต้นก่อนอบ(กรัม)

W_2 = น้ำหนักของภาดอลูมิเนียมพร้อมฝารวมกับน้ำหนักของถ่านหินที่อบแล้ว(กรัม)

W = น้ำหนักของตัวอย่างถ่านหิน (กรัม)

1.2 ปริมาณเถ้าในตัวอย่างถ่านหิน (ash in the analysis sample of coal) :

ASTM D 3174

หลักการ นำตัวอย่างถ่านหินที่ร่อนผ่านตะแกรงขนาด 250 ไมครอนแล้ว ไปเผาให้ความร้อนในเตาเผา (Muffle Furnace) ที่อุณหภูมิ 500 °ซ เป็นเวลา 1 ชม. และเพิ่มความร้อนเป็น 750 °ซ จนกระทั่งได้น้ำหนักคงที่ของ crucible รวมกับน้ำหนักของเถ้าที่เหลือ จำนวนร้อยละของปริมาณเถ้าคำนวณได้จากน้ำหนักที่เหลืออยู่ภายหลังการเผา

เครื่องมือ เตาเผา (Muffle Furnace) , crucible แบบ porcelain พร้อมฝา desiccator

วิธีการทดลอง

- เตา crucible แบบ porcelain พร้อมฝาในเตาเผา (Muffle Furnace) ที่อุณหภูมิ 800 °ซ เป็นเวลาประมาณ 1 ชั่วโมง นำออกมาทำให้เย็นใน desiccator แล้วชั่งน้ำหนัก crucible พร้อมฝา
- ชั่งตัวอย่างถ่านหินใส่ crucible ประมาณ 1 กรัม
- นำไปเผาบนตะเกียงเบนเซน จนควันระเหยหมด
- นำไปเผาต่อในเตาเผาที่อุณหภูมิ 500 °ซ นานประมาณ 1 ชั่วโมง แล้วเพิ่มอุณหภูมิเป็น 750 °ซ เาจนน้ำหนักคงที่ นำ crucible ออกจากเตาเผาทำให้เย็นใน desiccator ชั่งน้ำหนักพร้อมทั้งบันทึกผล

สูตรที่ใช้ในการคำนวณ

$$A = (W_3 - W_4) / W \times 100$$

เมื่อ A = ร้อยละของเถ้า

W_3 = น้ำหนักของ crucible พร้อมฝาและเถ้า (กรัม)

W_4 = น้ำหนักของ crucible พร้อมฝา (กรัม)

W = น้ำหนักของตัวอย่างถ่านหิน (กรัม)

1.3 ปริมาณสารระเหยในตัวอย่างถ่านหิน (Volatile Matter in The Analysis Sample of Coal) : ASTM D 3175

หลักการ นำตัวอย่างถ่านหินที่ร่อนผ่านตะแกรงขนาด 250 ไมครอน แล้วมาเผาให้

ความร้อนในเตาเผาแบบท่อ (tubular furnace) ปริมาณสารระเหย
คำนวณได้จากน้ำหนักตัวอย่างถ่านหินที่หายไป

เครื่องมือ เตาเผา (tubular furnace), nickle crucible พร้อมฝา, desiccator
วิธีการทดลอง

- เตา nickle crucible พร้อมฝา ในเตาเผาอุณหภูมิ 950° ประมาณ 30 นาที
นำออกจากเตาเผาทำให้เย็นใน desiccator แล้วชั่งน้ำหนักของ crucible
พร้อมฝา พร้อมทั้งบันทึกผล
- ชั่งตัวอย่างถ่านหินใส่ใน nickle crucible ประมาณ 1 กรัม
- นำ nickle crucible พร้อมตัวอย่างถ่านหินที่ปิดฝาเรียบร้อยแล้วไปเผาใน
tubular furnace โดยให้ความร้อนเป็น 2 ช่วง ๆ ละ 6 นาที ช่วงแรกเป็น
การเริ่มต้นให้ความร้อนแก่ถ่านหินที่อุณหภูมิ 300°ซ 3 นาที และที่อุณหภูมิ 600°ซ
3 นาที ช่วงที่สองเป็นการให้ความร้อนที่กึ่งกลางเตาเผาอุณหภูมิ 950°ซ เป็น
เวลา 6 นาที
- นำ crucible ออกจากเตาเผา ทำให้เย็นใน desiccator แล้วชั่งน้ำหนัก
ของ crucible พร้อมฝาและถ่านหินที่เหลือ บันทึกผล

สูตรที่ใช้ในการคำนวณ

$$V = (W_5 - W_6) / W \times 100 - M$$

เมื่อ V = ร้อยละของสารระเหย

M = ร้อยละของความชื้น

W_5 = น้ำหนักของ crucible พร้อมฝา รวมกับน้ำหนักถ่านหินก่อนเผา(กรัม)

W_6 = น้ำหนักของ crucible พร้อมฝา รวมกับน้ำหนักถ่านหินหลังเผา(กรัม)

W = น้ำหนักตัวอย่างถ่านหิน (กรัม)

1.4 ปริมาณคาร์บอนคงตัวในตัวอย่างถ่านหิน (fixed carbon)

สูตรที่ใช้ในการคำนวณ

$$\text{ร้อยละของคาร์บอนคงตัว} = 100 - \text{ร้อยละของความชื้น} - \text{ร้อยละของเถ้า} - \text{ร้อยละของสารระเหย}$$

2 การหาค่าความร้อนของถ่านหิน (Gross Heating Value): ASTM D 3286

หลักการ การทำงานภายในเครื่องบอมบ์คาลอริมิเตอร์ คือ ปรับอุณหภูมิของน้ำในถังให้เท่ากับเครื่องแช่บอมบ์ เพื่อป้องกันการสูญเสียความร้อนและวัดอุณหภูมิของน้ำที่เพิ่มขึ้นเมื่อได้รับความร้อนจากตัวอย่างที่ถูกเผาไหม้ แล้วนำมาคำนวณหาค่าความร้อนของการเผาไหม้ตัวอย่างถ่านหิน และค่าน้ำหนักสมมูลของเครื่องบอมบ์คาลอริมิเตอร์คำนวณได้จากค่าความร้อนของการเผาไหม้กรดเบนโซอิก

2.1 การหาค่าน้ำหนักสมมูล (water equivalent) ของเครื่องบอมบ์คาลอริมิเตอร์ เครื่องมือ oxygen bomb calorimeter

สารเคมี

- กรดเบนโซอิก (benzoic acid)
- 0.072 N ของ Na_2CO_3
- methyl orange
- ก๊าซออกซิเจน
- น้ำกลั่น

วิธีการทดลอง

- ชั่งกรดเบนโซอิก (benzoic acid) หนัก 0.9 ถึง 1.0 กรัม อัดเป็นเม็ดโดยใช้เครื่องอัดแล้วนำกรดเบนโซอิกอัดก้อนนี้มาชั่งน้ำหนักอีกครั้ง บันทึกผลไว้
- ตัดลวด (fuse wire) ยาว 10 เซนติเมตร มาผูกกระหว่างปลายทั้งสองของหัวบอมบ์
- นำกรดเบนโซอิกอัดก้อนมาวางใน crucible นำ crucible ไปวางในตำแหน่งบนหัวบอมบ์จัดให้ลวดที่ผูกไว้โค้งจนแตะผิวหน้าของกรดเบนโซอิก
- เติมน้ำกลั่นลงในออกซิเจนบอมบ์ 1 มิลลิลิตร โดยใช้ปิเปต
- ประกอบหัวบอมบ์กับออกซิเจนบอมบ์เข้าด้วยกันขันเกลียวให้แน่น แล้วนำไปอัดก๊าซออกซิเจน จนมีความดัน 20-25 บรรยากาศ
- เติมน้ำลงในถังบอมบ์ 1 ลิตร โดยให้น้ำมีอุณหภูมิประมาณ 24-25 °C นำออกซิเจนบอมบ์ที่อัดก๊าซเรียบร้อยแล้ววางในถังบอมบ์ เติมน้ำลงไปอีก 1 ลิตร เสียบสายจุดระเบิด 2 เส้นต่อกับบอมบ์ปิดฝาของเครื่อง
- เปิดสวิตช์ให้เครื่องทำงาน ทุก ๆ นาที บันทึกค่าอุณหภูมิของน้ำ เมื่อเครื่อง

- เดินประมาณ 5 นาที กดปุ่มจุดระเบิด บันทึกค่าอุณหภูมิที่จุดระเบิดนี้ และอ่านอุณหภูมิของน้ำที่เพิ่มสูงขึ้นทุกครึ่งนาที จนกระทั่งถึงอุณหภูมิสูงสุด แล้วลดลงหรือคงที่ในที่สุด
- ปิดสวิทช์ของเครื่อง นำออกซิเจนบอมบ์ออกมาจากเครื่อง ปล่องก๊าซจากบอมบ์อย่างช้า ๆ ให้หมด
 - ล้างหัวบอมบ์และออกซิเจนบอมบ์ รวมทั้ง crucible ด้วยน้ำกลั่นที่เติม methyl orange จนหมดกรด (น้ำที่ล้างไม่เป็นสีชมพู)
 - นำน้ำล้างที่ได้ไปไตเตรทกับ 0.072 N ของ Na_2CO_3 บันทึกจำนวนมิลลิลิตรของ Na_2CO_3 ที่ใช้ไป
 - วัดความยาวของลวดที่เหลือจากการเผาไหม้
- สูตรที่ใช้ในการคำนวณ

$$W = (Hg + e_1) + e_9 / t$$

- เมื่อ W = ค่าน้ำหนักสมมูลของเครื่องบอมบ์คาลอรีมิเตอร์, คอลอรีต่อ ๑ ฟ
- H = ค่าความร้อนของการเผาไหม้กรดเบนโซอิก = 6318 คอลอรีต่อกรัม
- g = น้ำหนักของกรดเบนโซอิก (กรัม)
- e_1 = การแก้ค่าความร้อนของการเกิดกรดไนตริก, คอลอรี
= จำนวนมิลลิลิตรของ 0.072 N Na_2CO_3 ที่ใช้ไตเตรท
- e_9 = การแก้ค่าความร้อนของลวด, คอลอรี
= (2.3) x (ความยาวของลวดที่ใช้ไป, เซนติเมตร)
- t = อุณหภูมิที่เพิ่มสูงขึ้น, ๑ ฟ

2.2 การหาค่าความร้อนของถ่านหิน

วิธีการทดลอง

- วางใยแก้วลงใน crucible แล้วชั่งน้ำหนักตัวอย่างถ่านหินใส่ลงไปประมาณ 1 กรัม
- ทำการทดลองเช่นเดียวกับกรณีของกรดเบนโซอิก

สูตรที่ใช้ในการคำนวณ

$$H = (tw - e_1 - e_2 - e_9) / g$$

- เมื่อ H = ค่าความร้อนของการเผาไหม้ถ่านหิน (คาลอรีต่อกรัม)
 t = อุณหภูมิที่เพิ่มขึ้นซึ่งได้แก่ค่าเนื่องจากเทอร์โมมิเตอร์แล้ว ($^{\circ}\text{F}$)
 $= t_c - t_u$
 t_c = อุณหภูมิสูงสุดของการเผาไหม้ที่แก้ค่าเนื่องจากเทอร์โมมิเตอร์แล้ว, ($^{\circ}\text{F}$)
 t_u = อุณหภูมิเริ่มจุดระเบิดที่แก้ค่าเนื่องจากเทอร์โมมิเตอร์แล้ว, ($^{\circ}\text{F}$)
 W = ค่าน้ำหนักสมมูล (คาลอรีต่อ $^{\circ}\text{F}$)
 e_1 = การแก้ค่าความร้อนของการเกิดกรดไนตริก
 $=$ จำนวนมิลลิลิตรของ 0.072 N ของ Na_2CO_3 ที่ใช้ในการไตเตรท
 e_2 = การแก้ค่าความร้อนของการเกิดกรดซัลฟูริก
 $= 14 \times (\% \text{ กำมะถัน}), (\% \text{ กำมะถันหาได้จากวิธีตามหัวข้อ 5.3})$
 e_3 = การแก้ค่าความร้อนของการเผาไหม้ลวด
 $= (2.3) \times (\text{ความยาวของลวดที่ใช้ไป, เซนติเมตร})$
 g = น้ำหนักของตัวอย่างถ่านหิน (กรัม)

2.3 การหาปริมาณกำมะถันในถ่านหิน

เครื่องมือ

- เตาเผา (muffle furnace), porcelain crucible, บีกเกอร์ ตะเกียง
 บุนเซน กรวยกรอง กระดาษกรอง

สารเคมี

- น้ำโบรมีนอิ่มตัว
- สารละลาย HCl (1:9)
- สารละลายแบเรียมคลอไรด์ 100 กรัม/ลิตร
- น้ำกลั่น

วิธีการทดลอง

- นำน้ำล้างบอมบ์ ภายหลังการไตเตรทกับ Na_2CO_3 แล้ว มาต้มจนเดือด กรองขณะ
 ร้อนด้วยกระดาษกรองเบอร์ 1 ล้างตะกอนด้วยน้ำร้อนหลาย ๆ ครั้ง
- นำสารละลายที่ได้มาเติมน้ำโบรมีนอิ่มตัว 1 มิลลิลิตร
- ทำให้เป็นกรดด้วยสารละลาย HCl (1:9) นำไปต้มจนเดือด
- ค่อย ๆ เติมสารละลายแบเรียมคลอไรด์ ลงไป 10 มิลลิลิตร ต้มต่อไปอีกประมาณ
 15 นาที จะเกิดตะกอนสีขาวของแบเรียมซัลเฟต ตั้งทิ้งไว้ค้างคืนที่อุณหภูมิห้อง

หรือ อย่างน้อย 2 ชั่วโมง

- กรองตะกอนด้วยกระดาษกรองเบอร์ 42 (ashless) ล้างตะกอนด้วยน้ำร้อนหลาย ๆ ครั้งจนหมดคลอไรด์ไอออน ทดสอบด้วยสารละลายซิลเวอร์ไนเตรท
 - นำกระดาษกรองพร้อมตะกอนแบเรียมซัลเฟตที่กรองได้มาใส่ใน crucible ที่ทราบน้ำหนักแล้ว นำไปเผาจนหมดควันบนตะเกียงเบนเซน แล้วนำเข้าเตาเผาอุณหภูมิ 925 °ซ เป็นเวลาประมาณ 3 ชั่วโมง หรือจนกระทั่งน้ำหนักตะกอนคงที่
 - ทำให้เย็นใน desiccator ซึ่งน้ำหนักตะกอนแบเรียมซัลเฟต บันทึกผล
- สูตรที่ใช้ในการคำนวณ

$$\text{ร้อยละของกำมะถัน} = 13.738 (A - B)/W$$

- เมื่อ
- A = น้ำหนักตะกอน BaSO_4 จากตัวอย่างถ่านหิน (กรัม)
 - B = น้ำหนักตะกอน BaSO_4 จากการทำ blank correction (กรัม)
 - W = น้ำหนักของตัวอย่างถ่านหิน (กรัม)

ภาคผนวก ค

ข้อมูลการทดลองและการคำนวณสมดุลมวลสารและพลังงาน

ตารางที่ ค1 ข้อมูลการทดลองการเผาไหม้ถ่านหินในฟลูอิโดซ์เบดด้วยไมโครคอมพิวเตอร์

RUN NO.	COAL:DOL. by Wt	BED HEIGHT cm	Tb C	T.fg(C) over bed	T.fg(C) to boiler	VEL.AIR. m/min	FEED C&D g/min	HUMIDITY of AIR IN (gmo1W/A)	HUMIDITY of FLUE GAS (gmo1W/A)	COMPOSITION OF FLUE GAS					WEIGHT OF ASH (g)			% FIX CARBON		H.V.cal/q	% excess air	% coab. eff.	
										% O2	% CO2	% CO	SO2 ppm	NO ppm	O.F./min	C/min	B	O.F.	C				O.F.
1	3:1	45	750	750	290	36.55	145.01	0.0198	0.0304	15.55	9.25	0.10	240	180	28.7	0.8	2310	6.35	5.98	353	223	209.42	96.69
2	3:1	45	800	800	340	36.55	158.99	0.0198	0.0391	12.77	11.93	0.40	300	300	43.0	1.0	2310	3.88	4.32	95	123	119.12	97.15
3	3:1	45	850	850	390	36.55	171.42	0.0198	0.0304	12.28	12.81	0.60	300	360	49.0	1.3	2310	3.46	4.88	266	196	106.53	94.53
4	3:1	45	900	900	430	36.55	185.02	0.0198	0.0347	11.49	13.35	0.80	360	420	55.7	1.7	2310	3.11	4.96	243	235	89.51	94.04
5	3:1	45	750	750	320	38.94	148.93	0.0186	0.0391	13.23	10.88	0.1	120	300	28.6	0.6	2280	6.63	4.04	223	102	150.37	97.79
6	3:1	45	800	800	380	38.94	159.35	0.0186	0.0428	13.28	9.82	0.2	180	120	44.0	1.0	2280	5.87	3.78	142	66	120.42	97.46
7	3:1	45	850	850	420	38.94	165.53	0.0186	0.0477	12.45	11.03	0.2	240	180	50.7	1.4	2280	5.96	4.92	105	78	101.60	97.95
8	3:1	45	900	900	450	38.94	171.36	0.0186	0.0490	13.04	11.44	0.4	240	600	43.3	1.5	2280	6.25	4.23	156	93	116.10	96.59
9	3:1	45	750	750	340	41.81	180.34	0.0198	0.0186	13.19	10.69	0.10	240	180	38.7	1.0	1880	5.67	6.72	264	360	123.76	97.28
10	3:1	45	800	800	400	41.81	190.63	0.0198	0.0326	12.87	9.01	0.20	240	240	42.7	1.2	1880	4.59	3.87	132	132	109.85	97.99
11	3:1	45	850	850	440	41.81	197.32	0.0198	0.0323	10.79	12.37	0.25	300	240	47.3	1.3	1880	6.09	4.89	196	214	74.94	97.18
12	3:1	45	900	900	490	41.81	211.66	0.0198	0.0546	11.56	13.00	0.25	660	600	54.0	2.0	1880	7.86	4.38	227	224	82.06	96.79
13	3:1	45	750	750	340	43.88	200.98	0.0180	0.0363	13.71	11.47	0.10	240	240	60.0	1.0	2030	6.88	6.54	174	309	130.48	97.52
14	3:1	45	800	800	390	43.88	221.92	0.0180	0.0533	13.13	11.42	0.70	360	360	58.0	2.0	2030	4.14	5.06	100	156	117.16	96.20
15	3:1	45	850	850	450	43.88	230.61	0.0180	0.0496	10.81	14.00	1.00	360	420	66.0	3.7	2030	4.26	5.62	154	349	70.60	94.30
16	3:1	45	900	900	510	43.88	251.70	0.0180	0.0527	9.87	14.82	1.10	360	420	70.3	4.0	2030	4.11	4.34	157	182	61.82	94.42
17	4:1	45	750	750	300	38.94	151.50	0.0198	0.0267	15.36	9.35	0.05	240	360	31.3	1.3	2180	4.49	5.12	218	97	202.42	98.00
18	4:1	45	800	800	340	38.94	160.78	0.0198	0.0279	13.66	10.97	0.3	240	420	41.3	1.2	2180	3.23	5.42	134	238	141.38	97.30
19	4:1	45	850	850	400	38.94	172.02	0.0198	0.0446	11.82	12.69	0.5	300	420	45.7	1.7	2180	4.15	4.35	178	244	93.99	96.18
20	4:1	45	900	900	430	38.94	197.78	0.0198	0.0481	9.10	14.92	0.5	300	480	61.5	4.3	2180	3.89	3.76	204	168	53.81	95.80

ตารางที่ ค1(ต่อ) ข้อมูลการทดลองการเผาไหม้ถ่านหินในฟลูอิโดซ์เบดด้วยไมโครคอมพิวเตอร์

RUN NO.	COAL:DOL. by Wt	BED HEIGHT cm	Tb C	T.fg(C) over bed	T.fg(C) to boiler	VEL.AIR. m/min	FEED C&D g/min	HUMIDITY of AIRIM (g/molW/A)	HUMIDITY of FLUE GAS (g/molW/A)	COMPOSITION OF FLUE GAS					WEIGHT OF ASH (g)			% FIX CARBON		H.V.cal/q		% excess air	% comb. eff.
										% O2	% CO2	% CO	SO2 ppm	HO ppm	O.F./min	C/min	B	O.F.	C	O.F.	C		
21	5:1	45	750	750	300	38.94	134.90	0.0229	0.0310	16.03	8.89	0	240	420	29.3	1.5	2220	6.92	6.17	397	281	231.02	96.87
22	5:1	45	800	800	350	38.94	153.08	0.0229	0.0378	14.50	10.29	0.2	300	480	38.0	1.3	2220	5.10	4.78	322	149	162.34	96.23
23	5:1	45	850	850	440	38.94	183.65	0.0229	0.0248	10.77	13.36	1.0	360	480	47.3	2.0	2220	4.43	3.54	193	133	79.96	94.47
24	5:1	45	900	900	500	38.94	196.55	0.0229	0.0477	10.28	13.29	1.1	420	480	50.2	4.0	2220	3.59	3.02	119	69	65.64	95.15
25	7:3	45	750	750	310	38.94	163.09	0.0198	0.0285	14.02	10.67	0.1	180	180	35.3	1.2	1920	7.03	5.87	175	232	148.21	97.83
26	7:3	45	800	800	360	38.94	171.28	0.0198	0.0484	13.41	11.94	0.4	180	240	39.3	1.3	1920	6.19	6.49	133	378	132.71	96.80
27	7:3	45	850	850	400	38.94	182.57	0.0198	0.0490	11.77	13.35	0.8	240	360	43.3	1.3	1920	4.75	4.36	80	205	95.65	95.59
28	7:3	45	900	900	460	38.94	204.52	0.0198	0.0546	10.35	14.10	1.0	240	360	53.3	2.0	1920	3.38	4.14	54	112	70.59	95.51
29	4:1	45	750	750	390	41.81	173.57	0.0186	0.0360	12.83	12.15	0.1	240	240	47.3	2.5	1880	3.81	6.43	261	203	121.31	96.87
30	4:1	45	800	800	430	41.81	181.14	0.0186	0.0360	11.46	12.73	0.3	300	300	48.7	2.2	1880	4.26	6.32	174	210	90.45	97.11
31	4:1	45	850	850	470	41.81	184.89	0.0186	0.0397	10.19	13.35	0.4	360	360	50.7	2.2	1880	3.05	4.75	212	248	70.15	96.03
32	4:1	45	900	900	510	41.81	188.60	0.0186	0.0446	10.39	15.00	0.4	360	360	45.0	2.7	1880	3.49	4.97	244	131	77.54	96.24
33	5:1	45	750	750	410	41.81	149.77	0.0205	0.0353	12.64	10.06	0	240	240	38.7	2.2	2680	3.17	4.68	164	193	116.61	98.42
34	5:1	45	800	800	440	41.81	162.30	0.0205	0.0397	12.65	10.86	0.1	300	240	47.0	4.0	2680	2.96	4.06	148	160	116.88	97.92
35	5:1	45	850	850	470	41.81	171.86	0.0205	0.0440	10.49	12.28	0.3	360	300	52.0	4.3	2680	2.49	3.40	119	162	75.78	97.20
36	5:1	45	900	900	520	41.81	174.62	0.0205	0.0552	11.07	11.48	0.4	420	360	41.3	2.8	2680	2.84	3.26	83	179	85.20	97.58
37	7:3	45	750	750	310	41.81	189.84	0.0167	0.0291	14.23	10.64	0.1	180	240	47.0	1.7	2140	7.17	5.89	256	233	147.81	96.82
38	7:3	45	800	800	390	41.81	196.96	0.0167	0.0279	14.39	10.80	0.3	180	300	44.0	3.7	2140	4.95	5.58	207	180	159.32	96.64
39	7:3	45	850	850	440	41.81	207.08	0.0167	0.0360	13.22	11.49	0.4	240	300	52.7	2.7	2140	4.77	5.98	228	210	122.01	95.83
40	7:3	45	900	900	460	41.81	214.48	0.0167	0.0422	12.06	12.17	0.4	300	360	56.0	2.7	2140	3.92	4.79	248	202	98.27	95.22

ตัวอย่างการคำนวณ

จากข้อมูล run 5 ที่อุณหภูมิเบด = 750 °C , ความเร็วลม = 38.94 เมตร/นาที
อัตราส่วนถ่านหินต่อโตโลไมท์ = 3:1

อ้างอิงที่ 1 นาทีของอัตราการป้อนถ่านหิน

สมดุลมวลสาร (material balance)มวลสารที่เข้า

1. น้ำหนักถ่านหินและ โตโลไมท์ที่ใช้	=	148.93	กรัม
2. อัตราการไหลของอากาศเข้า	=	$\pi r^2 V$	ลิตร
	=	$\pi (0.075)^2 (38.94)$	"
	=	688.13	"

เมื่อหาปริมาณอากาศเข้าที่สภาวะมาตรฐานจาก

$$\frac{V_1}{T_1} = \frac{V_2}{T_2} \quad \text{เมื่อความดันคงที่}$$

จะได้

ปริมาตรอากาศเข้าที่สภาวะมาตรฐาน	=	$(688.13)(273)/(303)$	ลิตร
	=	620.00	"
	=	$620.00/22.4 = 27.67$	"
ความชื้นของอากาศเข้า	=	$\frac{(27.67)(0.0300)}{(1.0300)}$	กรัม/โมล
	=	0.81	"
	=	14.58	กรัม
ปริมาณอากาศแห้ง	=	$27.67 - 0.81 = 26.86$	กรัม/โมล
	=	774.64	กรัม
รวมมวลสารที่เข้า	=	938.15	กรัม
จำนวนมวลของก๊าซไนโตรเจนในอากาศ	=	$(26.86)(0.79) = 21.22$	กรัม/โมล
จำนวนมวลของก๊าซออกซิเจนในอากาศ	=	$26.86 - 21.22 = 5.64$	"

มวลสารที่ออก

1. น้ำหนักเก้าจากท่อล้น = 28.6 กรัม
2. น้ำหนักเก้าจากไซโคลน = 0.6 "
3. น้ำหนักของฟลูเกียซแห้ง เมื่อคิดแยกตามองค์ประกอบของก๊าซ โดยสมมติให้ ปริมาตรก๊าซไนโตรเจนที่เข้าและออกมีปริมาตรเท่ากัน คือ

องค์ประกอบของฟลูเกียซแห้ง	% โดยปริมาตร	กรัมโมล	กรัม
O ₂	13.23	3.70	118.40
N ₂	75.79	21.22	594.16
CO	0.10	0.03	0.84
CO ₂	<u>10.88</u>	<u>3.05</u>	<u>134.20</u>
	<u>100.00</u>	<u>28.32</u>	<u>847.60</u>

$$4. \text{ น้ำหนักความชื้นในฟลูเกียซ} = (0.0391)(847.60) = 33.14 \text{ กรัม}$$

$$\text{รวมน้ำหนักมวลสารออก} = 909.94 \text{ กรัม}$$

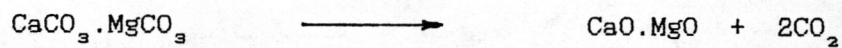
$$\text{ดังนั้น น้ำหนักสูญเสียน้ำ} = 938.15 - 909.94 = 28.21 \text{ กรัม}$$

แสดงสมดุลมวลสารโดยตาราง จะได้

มวลสารเข้า	มวลสารออก
น้ำหนักร้อนหินและโตโลไมท์ = 148.93 กรัม	น้ำหนักเก้าจากท่อล้น = 28.6 กรัม
น้ำหนักความชื้นในอากาศ = 14.58 "	น้ำหนักเก้าจากไซโคลน = 0.6 "
น้ำหนักอากาศแห้ง = <u>774.64</u> "	น้ำหนักฟลูเกียซแห้ง = 847.60 "
	น้ำหนักความชื้นในฟลูเกียซ = 33.14 "
	น้ำหนักสูญเสียน้ำ = <u>28.21</u> "
รวม = <u>938.15</u> "	รวม = <u>938.15</u> "

สมดุลคาร์บอนปริมาณคาร์บอนที่เข้า

1. ปริมาณคาร์บอนจากถ่านหินที่เข้า = $\frac{(0.3576)(148.93)(3)}{(4)(12)}$ กรัมโมล
= 3.33 "
2. คาร์บอนจากการสลายตัวของโดโลไมท์ตั้งสมการ



เมื่อสมมติให้การสลายตัวของโดโลไมท์เกิดขึ้น 100 %

$$\text{น้ำหนักโดโลไมท์ที่ใช้} = 148.93/4 = 37.23 \text{ กรัม}$$

$$\text{มีปริมาณแคลเซียมและแมกนีเซียม} = \frac{(32.03 + 11.16) \times 37.23}{(100)} "$$

$$= 16.08 "$$

$$\text{ดังนั้นจะได้ปริมาณคาร์บอนจากการสลายตัวของโดโลไมท์} = (16.08)(2)(12)/(64)$$

$$= 6.03 \text{ กรัม}$$

$$= 0.50 \text{ กรัมโมล}$$

$$\text{เมื่อคิดเป็นเปอร์เซ็นต์ของคาร์บอนที่ได้จากโดโลไมท์} = \frac{(0.50)(100)}{(3.33+0.50)} = 13.05 \%$$

แต่โดโลไมท์จะสลายตัวไม่ถึง 100 % ฉะนั้นก็ว่าคาร์บอนที่ได้จากการสลายตัวของโดโลไมท์น้อย
สามารถตัดทิ้งได้

$$\text{คาร์บอนที่เข้าได้จากถ่านหินอย่างเดียว} = 3.33 \text{ กรัมโมล}$$

คาร์บอนที่ออก

$$1. \text{ คาร์บอนจากท่อสิ้น} = (0.0663)(28.6)/(12) = 0.16 \text{ กรัมโมล}$$

$$2. \text{ คาร์บอนจากไซโคลน} = (0.0404)(0.6)/(12) \approx 0 "$$

$$3. \text{ คาร์บอนจากผลึกก๊าซ} = \text{CO}_2 + \text{CO} = 3.05 + 0.03 = 3.08 "$$

$$\text{คาร์บอนที่ออก} = 3.24 \text{ กรัมโมล}$$

$$\text{คาร์บอนสูญเสีย} = 0.09 \text{ กรัมโมล}$$

หาปริมาณร้อยละของอากาศมากเกินพอ

$$\begin{aligned}
 \text{ปริมาณออกซิเจนที่เข้าคอลัมน์ทั้งหมด} &= \text{ออกซิเจนจากอากาศ} + \text{ออกซิเจนในถ่านหิน} \\
 &= (26.86)(0.21) + \frac{(0.1672)(148.93)(3)}{(4)(32)} \\
 &= 5.64 + 0.58 \\
 &= 6.22 \quad \text{กรัมโมล} \\
 \text{ปริมาณสารที่เผาไหม้ไม่หมด} &= \text{CO} + \text{คาร์บอนจากท่อสันและไซโคลน} \\
 &= 0.03 + \frac{(0.0663)(28.6)}{(12)} + \frac{(0.0404)(0.6)}{(12)} \\
 &= 0.03 + 0.16 = 0.26 \quad \text{กรัมโมล} \\
 \text{ออกซิเจนที่ใช้เพื่อทำให้การเผาไหม้สมบูรณ์} &= 0.03/2 + 0.16 \\
 &= 0.18 \quad \text{กรัมโมล} \\
 \text{ปริมาณออกซิเจนที่มากเกินพอ} &= 3.70 - 0.18 = 3.52 \quad \text{กรัมโมล} \\
 \text{ออกซิเจนที่ใช้ในการเผาไหม้ถ่านหินให้สมบูรณ์} &= 6.22 - 3.52 = 2.70 \quad \text{กรัมโมล} \\
 \text{ร้อยละของอากาศมากเกินพอ} &= (3.52)(100)/(2.70) \\
 &= 130.37
 \end{aligned}$$

สมดุลพลังงาน

อ้างอิงที่ อุณหภูมิ 25 °ซ

พลังงานที่เข้า

1. ค่าความร้อนของถ่านหินที่เข้าคอลัมน์ = $(3.425)(148.93)(3)/(4)$
= 382.56 กิโลแคลอรี
2. เอนทาลปีของถ่านหินและโดโลไมท์ = 0 "
3. เอนทาลปีของอากาศที่ 30 °ซ = $(26.86)(6.9720 \times 10^{-3})(303-298)$
= 0.94 กิโลแคลอรี
4. เอนทาลปีของน้ำในอากาศที่ 30 °ซ = $(583.78 \times 10^{-3})(14.58)$
= 8.51 กิโลแคลอรี

รวมพลังงานที่เข้า = 392.01 กิโลแคลอรี

พลังงานที่ออก

1. ค่าความร้อนของแก๊สจากท่อสิ้น -- = (0.223)(28.6) กิโลแคลอรี
= 6.38 "
2. ค่าความร้อนของแก๊สจากไซโคลน = (0.102)(0.6) "
= 0.06 "
3. ค่าความร้อนของการเผาไหม้แก๊ส CO = (67.636)(0.03) "
= 2.03 "
4. เอนทาลปีของผลึกแก๊สที่ 750 °ซ

องค์ประกอบของผลึกแก๊สแห้ง	กรัมโมล	C_p	nC_p
O ₂	3.70	11.57	42.81
N ₂	21.22	7.65	162.33
CO	0.03	7.38	0.22
CO ₂	<u>3.05</u>	7.81	<u>23.82</u>
รวม	<u>28.00</u>		<u>229.18</u>

$$\begin{aligned} \text{เอนทาลปีของผลึกแก๊ส} &= (229.18 \times 10^{-3})(750 - 25) \\ &= 166.16 \quad \text{กิโลแคลอรี} \end{aligned}$$

5. เอนทาลปีของไอน้ำในผลึกแก๊สที่อุณหภูมิ 750 °ซ
 ปริมาณความร้อนของการระเหยที่ 25 °ซ = 10473.17 แคลอรี/กรัมโมล
 ความจุความร้อนเฉลี่ยของน้ำ = 8.9780 "
 เอนทาลปีของไอน้ำ = (33.14/18)(10473.17 + 8.9780(750-25)) × 10⁻³
 = 31.27 กิโลแคลอรี

6. ค่าความร้อนจากปฏิกิริยาซัลเฟชันของโคโลไมท์
 ค่าความร้อนของปฏิกิริยา = 50.19 กิโลแคลอรี/กรัมโมล

สมมติให้

1. กำมะถันในถ่านหินถูกเผาไหม้กลายเป็นแก๊ส SO₂ ทั้งหมด
 2. ปริมาณกำมะถันที่ยังไม่ทำปฏิกิริยาอยู่ในสถานะแก๊ส
- ปริมาณกำมะถันที่เข้าทำปฏิกิริยา = ปริมาณกำมะถันในถ่านหิน - ปริมาณกำมะถันในผลึกแก๊ส
 = (0.0167)(148.93)(3/4) - (120 × 10⁻⁶)(28)

$$\begin{aligned}
 &= 0.0582 && \text{กรัมโมล} \\
 \text{ค่าความร้อนที่เกิดจากปฏิกิริยาซัลเฟชัน} &= (50.19)(0.0582) \\
 &= 2.92 && \text{กิโลแคลอรี} \\
 \text{รวมพลังงานที่ออก} &= 208.82 && \text{กิโลแคลอรี}
 \end{aligned}$$

แสดงสมดุลพลังงานโดยตารางจะได้

พลังงานที่เข้า		พลังงานที่ออก	
	กิโลแคลอรี		กิโลแคลอรี
ค่าความร้อนของถ่านหิน	382.56	ค่าความร้อนของเถ้าจากท่อสิ้น	6.38
เอนทาลปีของถ่านหินและโดโลไมท์	0	ค่าความร้อนของเถ้าจากไซโคลน	0.06
เอนทาลปีของอากาศ	0.94	ค่าความร้อนของการเผาไหม้ก๊าซ CO	2.03
เอนทาลปีของน้ำในอากาศ	<u>8.51</u>	เอนทาลปีของฟลูก๊าซ	166.16
		เอนทาลปีของน้ำในฟลูก๊าซ	31.27
		ค่าความร้อนจากปฏิกิริยาซัลเฟชัน	2.92
		ค่าความร้อนสูญเสีย	<u>183.19</u>
รวม	<u>392.01</u>	รวม	<u>392.01</u>

ประสิทธิภาพการเผาไหม้

$$\begin{aligned}
 \text{ประสิทธิภาพการเผาไหม้} &= 100 \left(1 - \frac{\text{ความร้อนที่สูญเสียไปกับการปลิวหลุดและท่อสิ้น}}{\text{ความร้อนของถ่านหินที่ป้อนเข้าสู่เตาเผา}} \right) \\
 &= 100 \left(1 - \frac{(6.38 + 0.06 + 2.03)}{382.56} \right) \\
 &= 97.79 \quad \%
 \end{aligned}$$

ประวัติผู้เขียน



นางสาวเก็จวลี พฤษชาทร ได้รับปริญญาวิทยาศาสตรบัณฑิต สาขาเคมีวิศวกรรม
ภาควิชาเคมีเทคนิค คณะวิทยาศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย เมื่อปีการศึกษา 2529

✓