

การออกแบบระบบจัดการพลังงานสำหรับโรงไฟฟ้าพลังไอน้ำ



นางสาวสรวรยา แยมสกุลณา

สถาบันวิทยบริการ

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

วิทยานิพนธ์นี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิทยาศาสตรมหาบัณฑิต

สาขาวิชาเคมีเทคนิค ภาควิชาเคมีเทคนิค


คณะวิทยาศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ปีการศึกษา 2543

ISBN 974-346-251-1

ลิขสิทธิ์ของจุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ENERGY MANAGEMENT SYSTEM DESIGN FOR STEAM POWER PLANT



Miss Sawanya Yamskulna

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

A Thesis Submitted in Partial Fulfillment of the Requirements
for the Degree of Master of Science in Chemical Technology

Department of Chemical Technology

Faculty of Science

Chulalongkorn University

Academic Year 2000

ISBN 974-346-251-1

สุวรรณยา แยมสกุลธนา : การออกแบบระบบจัดการพลังงานสำหรับโรงไฟฟ้าพลังไอน้ำ. (ENERGY MANAGEMENT SYSTEM DESIGN FOR STEAM POWER PLANT) อ. ที่ปรึกษา : ผศ.ดร พรพจน์ เปี่ยมสมบุญ, อ. ที่ปรึกษาร่วม : ดร. บุญรอด สัจจกุลนุกิจ, 117 หน้า. ISBN 974-346-251-1.

ชีวมวลเป็นแหล่งพลังงานซึ่งได้รับความสนใจเนื่องจากมีปริมาณมากมายและราคาถูก ชีวมวลถูกนำมาใช้ในการผลิตพลังงานในรูปแบบที่ต้องการเช่นนำมาใช้ในการผลิตไฟฟ้า โดยการเผาชีวมวลรวมกับถ่านหิน และส่งผ่านความร้อนไปให้กับน้ำเพื่อผลิตไอน้ำและพลังงานจากไอน้ำถูกใช้ไปในการขับเคลื่อนกังหันและเครื่องกำเนิดไฟฟ้า ซึ่งเป็นการใช้ชีวมวลรูปแบบหนึ่งให้เกิดประโยชน์ในการลดต้นทุนในการผลิตไอน้ำ วิทยานิพนธ์ฉบับนี้มุ่งประเด็นที่การจำลองภาวะการณของระบบผลิตไฟฟ้าและความร้อนรวม กระบวนการประกอบด้วยหม้อไอน้ำฟลูอิโดเบดแบบหมุนเวียน 2 เครื่อง, ท่อรวมไอน้ำ, กังหันและเครื่องผลิตไฟฟ้า 2 เครื่อง โดยศึกษาผลกระทบของชนิดเชื้อเพลิงชีวมวลต่อผลการผลิตไอน้ำและการกระจายภาระงานให้แก่หม้อไอน้ำและกังหันผลิตไฟฟ้าที่ภาวะภาระงานต่างๆ โดยใช้ข้อมูลจากโรงงานกระดาษสยามคราฟท์อุตสาหกรรมจำกัดในการกำหนดค่าพารามิเตอร์ต่างๆ ของหม้อไอน้ำและกังหันผลิตไฟฟ้า พร้อมทั้งศึกษาความไวต่อความคลาดเคลื่อนของข้อมูลที่ใช้ในการจำลองต่อผลการจำลองภาวะ

จากการศึกษาพบว่าทางเลือกใช้เชื้อเพลิงเพื่อผลิตไอน้ำขึ้นกับราคาและค่าความร้อน ในการศึกษาได้จำลองการใช้เชื้อเพลิงผสม 3 ชนิด และ 4 ชนิด สำหรับเชื้อเพลิงผสมสามชนิดที่ให้ต้นทุนการผลิตไอน้ำต่ำสุดคือลิกไนต์(ลานนา), กากตะกอนและขุยมั้ย ต้นทุนการผลิตคือ 379452 บาทต่อวันหรือ 71.87 บาทต่อตันไอน้ำ ในสัดส่วน ลิกไนต์(ลานนา) : กากตะกอน : ขุยมั้ย เท่ากับ 0.500 : 0.121 : 0.379 และสำหรับการเลือกใช้เชื้อเพลิงสี่ชนิดที่ให้ต้นทุนการผลิตไอน้ำต่ำสุดคือ ลิกไนต์(ลานนา), กากตะกอน, เปลือกไม้และขุยมั้ย ต้นทุนการผลิตคือ 378470 บาทต่อวัน หรือ 71.68 บาทต่อตันไอน้ำ ในสัดส่วน ลิกไนต์(สิรามณี): กากตะกอน: เปลือกไม้: ขุยมั้ย เท่ากับ 0.500: 0.122: 0.186: 0.192 การกระจายภาระงานให้แก่หม้อไอน้ำสองเครื่องพบว่าเครื่องที่มีประสิทธิภาพสูงกว่าจะได้รับมอบหมายงานที่เต็มกำลังการผลิต ส่วนการกระจายภาระงานให้แก่กังหันไอน้ำเครื่องที่สามารถผลิตไฟฟ้าได้ต่ำกว่าจะได้รับมอบภาระที่น้อยกว่า โดยยังสามารถผลิตไฟฟ้าได้ในปริมาณเท่าเดิม แต่มีพลังงานความร้อนเหลือใช้ในกระบวนการน้อยลง

ภาควิชา เคมีเทคนิค

ลายมือชื่อนิสิต.....

สาขาวิชา เคมีเทคนิค

ลายมือชื่ออาจารย์ที่ปรึกษา

ปีการศึกษา 2543

ลายมือชื่ออาจารย์ที่ปรึกษาร่วม

4172477823 :CHEMICAL TECHNOLOGY

KEY WORD: SIMULATION / CIRCULATING FULIDIZED BED / ASPEN PLUS / BIOMASS

SAWANYA YAMSKULNA: ENERGY MANAGEMENT SYSTEM DESIGN FOR STEAM POWER PLANT. THESIS ADVISOR : ASST. PROF. PORNPOTE PIUMSOMBOON, Ph.D. THESIS CO-ADVISOR : BOONROD SAJJAKULNUKIT, Ph.D. 117 PP. ISBN 974-346-251-1.

Biomass is an energy source that receives attention, since it is abundant and low cost. When used for generating electricity, biomass fuels are combined with coal for combustion and transformation water into steam, which is then used to drive turbines and generators for producing electricity. This paper aims on developing a model simulation for a cogeneration system which composes of two Circulating Fluidized Bed boilers (CFB), a steam header, two turbines, and two generators. The data and related information were provided by Siam Kraft Co., LTD. The sensitivity analysis was also investigated the impact of uncertainly information on the steam production and load allocation for the boilers and turbines.

The result shows that, the decisions on types of fuels are dependent on price and heating value of fuels. The study simulated the combustion of mixed fuels with three and four types of fuels. For the mixtures of three types of fuels, the minimum cost of steam production is 379452 Baht/day or 71.87 Baht/ton of steam. The fraction of the mixture composition is 50.0% lignite (lanna), 12.1% sludge, and 37.9% pith. For the mixtures of four types of fuels, the minimum cost of steam production is 378470 Baht/day or 71.68 Baht/ton of steam. The fraction of the mixture composition is 50% lignite (lanna), 12.2% sludge, 18.6% bark, and 19.2% pith. The more efficient boiler, the more load is allocated. Turbine producing less electricity, is less load allocation. While the same amount of electricity is produced, the thermal output becomes less.

Department.....Chemical Technology..... Student's signature.....

Filed of StudyChemical Technology..... Advisor's signature.....

Academic year.....2000..... Co-advisor's signature.....

กิตติกรรมประกาศ

วิทยานิพนธ์ฉบับนี้สำเร็จลุล่วงไปได้ด้วยความช่วยเหลือเป็นอย่างดียิ่งของผศ.ดร.พรพจน์ เปี่ยมสมบุรณ์ อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ และ ดร.บุญรอด สัจจกุลนิกิจ อาจารย์ที่ปรึกษาร่วม ซึ่งท่านทั้งสองได้ให้คำปรึกษา คำแนะนำ และข้อคิดเห็นต่างๆที่เป็นประโยชน์ในการค้นคว้าวิจัย ด้วยดีเสมอมา

ขอขอบพระคุณ ศ.ดร.ภัทรพรหม ประศาสน์สารกิจ รศ.ดร.ชูชาติ บารมี ผศ.ดร.เลอสรวง เมฆสุด และอาจารย์ทุกท่านในภาควิชาเคมีเทคนิค ที่ชี้แนะให้คำปรึกษาเพื่อให้งานวิจัยนี้เสนอ ผลงานได้เป็นอย่างดี

ขอขอบพระคุณเจ้าหน้าที่ และบุคลากรภาควิชาเคมีเทคนิคทุกท่านที่อำนวยความสะดวก ในการทำวิจัยครั้งนี้จนสามารถดำเนินการวิจัยได้ดีมาโดยตลอด

ขอขอบพระคุณ คุณคณิน เอกฉัตรรัตน์, คุณมานิต ศิริวรศิลป์, คุณสุชัย พาทพุทธิพงศ์, คุณदनัย บัณฑิตวินาศ, คุณณรงค์ เขาวรัตน์, คุณสมบัติ ศรีสวัสดิ์ และพนักงานทุกท่านของบริษัท สยามคราฟท์ จำกัด ที่เอื้อเฟื้อสถานที่พักในการเก็บข้อมูลและให้การต้อนรับอย่างอบอุ่นตลอดมา

ขอขอบคุณเพื่อน ๆ และพี่น้องชาวเคมีเทคนิครวมทั้งเพื่อนเก่าต่างสถาบันทุก ๆ คนที่เป็น กำลังใจและให้ความช่วยเหลือที่ดีเสมอมา

ท้ายนี้ผู้วิจัยใคร่ขอกราบขอบพระคุณบิดา - มารดา, พี่สาวและน้องชาย, คุณยายชั้น , ร.ต.ศรายุทธ คลังทองและญาติพี่น้องทุก ๆ คนซึ่งสนับสนุนในด้านกำลังใจแก่ผู้ทำงานวิจัยเสมอจน สำเร็จการศึกษา

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

สารบัญ

| | หน้า |
|--|------|
| บทคัดย่อภาษาไทย..... | ง |
| บทคัดย่อภาษาอังกฤษ..... | จ |
| กิตติกรรมประกาศ..... | ฉ |
| สารบัญ..... | ช |
| สารบัญตาราง..... | ฅ |
| สารบัญรูป..... | ฐ |
| บทที่ | |
| 1. บทนำ..... | 1 |
| 1.1 ความเป็นมาและความสำคัญของปัญหา..... | 2 |
| 1.2 วัตถุประสงค์ของการวิจัย..... | 2 |
| 1.3 ขอบเขตการวิจัย..... | 2 |
| 1.3 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ..... | 2 |
| 2. เอกสารและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง | 3 |
| 2.1 ระบบโรงไฟฟ้าพลังไอน้ำ | 3 |
| 2.2 ระบบหม้อไอน้ำ | 7 |
| 2.3 เชื้อเพลิงและการเผาไหม้ | 11 |
| 2.4 การเผาไหม้ | 15 |
| 2.5 การทำดุลพลังงานในหม้อไอน้ำ | 16 |
| 2.6 กังหันไอน้ำ | 17 |
| 2.7 งานวิจัยที่เกี่ยวข้อง | 18 |
| 3. วิธีดำเนินการวิจัย | 20 |
| 3.1 การจำลองภาวะการณ์สำหรับโรงไฟฟ้าพลังไอน้ำ | 20 |
| 3.2 พารามิเตอร์ในการสร้างแบบจำลอง | 44 |

สารบัญ (ต่อ)

| บทที่ | หน้า |
|---|------|
| 4. ผลการวิเคราะห์ข้อมูล | 45 |
| 4.1 ผลการจำลองและวิเคราะห์กระบวนการผลิตไอน้ำ | 45 |
| 4.1.1 ผลการหาความเหมาะสมของค่าใช้จ่ายด้านเชื้อเพลิงที่กำลังการผลิตไอน้ำ100% | 45 |
| 4.1.2 ผลกระทบต่อสิ่งแวดล้อม | 57 |
| 4.1.3 ผลการกระจายภาระงานให้แก่หม้อไอน้ำเมื่อกำลังการผลิตไอน้ำเปลี่ยนไป | 59 |
| 4.1.4 ผลการกระจายภาระงานให้แก่กังหันไอน้ำเมื่อกำลังการผลิตไอน้ำเปลี่ยนไป | 62 |
| 5. สรุปผลการวิจัยวิเคราะห์ผลและข้อเสนอแนะ | 65 |
| 5.1 สรุปผลการจำลองและวิเคราะห์กระบวนการผลิตไอน้ำ | 65 |
| 5.2 ข้อเสนอแนะ | 66 |
| รายการอ้างอิง..... | 67 |
| ภาคผนวก | 69 |
| ภาคผนวก ก..... | 70 |
| ประวัติผู้วิจัย | 117 |

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

สารบัญตาราง

| ตาราง | หน้า |
|---|------|
| 2.1 การรายผลระบบฐานของการวิเคราะห์แบบแสดงเฉพาะองค์ประกอบสำคัญ | 13 |
| 3.1 บล็อกปฏิบัติการที่ใช้การสร้างแบบจำลองห้องเผาไหม้ | 22 |
| 3.2 แสดงแฟกเตอร์ความถี่และพลังงานกระตุ้นสำหรับเชื้อเพลิงชีวมวล | 28 |
| 4.1 ผลการป้อนเชื้อเพลิงผสมระหว่างลิกไนต์(ลานนา)กากตะกอนและขุยมั้ย..... | 46 |
| 4.2 ผลการป้อนเชื้อเพลิงผสมระหว่างลิกไนต์(สิรามณี),กากตะกอนและขุยมั้ย..... | 46 |
| 4.3 ผลการป้อนเชื้อเพลิงผสมระหว่างลิกไนต์(ลานนา),กากตะกอนและขานอ้อย..... | 47 |
| 4.4 ผลการป้อนเชื้อเพลิงผสมระหว่างลิกไนต์(สิรามณี),กากตะกอนและขานอ้อย..... | 47 |
| 4.5 ผลการป้อนเชื้อเพลิงผสมระหว่างลิกไนต์(ลานนา),กากตะกอนและเปลือกไม้..... | 48 |
| 4.6 ผลการป้อนเชื้อเพลิงผสมระหว่างลิกไนต์(สิรามณี),กากตะกอนและเปลือกไม้..... | 48 |
| 4.7 ผลการป้อนเชื้อเพลิงผสมระหว่างลิกไนต์(ลานนา),กากตะกอนและเปลือกข้าว..... | 49 |
| 4.8 ผลการป้อนเชื้อเพลิงผสมระหว่างลิกไนต์(สิรามณี),กากตะกอนและเปลือกข้าว | 49 |
| 4.9 ผลการป้อนเชื้อเพลิงผสมระหว่างลิกไนต์(ลานนาและสิรามณี)และกากตะกอน..... | 50 |
| 4.10 ผลการป้อนเชื้อเพลิงผสมระหว่างลิกไนต์(ลานนาและสิรามณี),กากตะกอนและ ขานอ้อย | 51 |
| 4.11 ผลการป้อนเชื้อเพลิงผสมระหว่างลิกไนต์(ลานนาและสิรามณี),กากตะกอนและ เปลือกไม้ | 51 |
| 4.12 ผลการป้อนเชื้อเพลิงผสมระหว่างลิกไนต์(ลานนาและสิรามณี),กากตะกอนและ ขุยมั้ย | 52 |
| 4.13 ผลการป้อนเชื้อเพลิงผสมระหว่างลิกไนต์(ลานนาและสิรามณี),กากตะกอนและ เปลือกข้าว..... | 52 |
| 4.14 ผลการป้อนเชื้อเพลิงผสมระหว่างลิกไนต์(ลานนา),กากตะกอน, เปลือกไม้และ ขุยมั้ย | 53 |
| 4.15 ผลการป้อนเชื้อเพลิงผสมระหว่างลิกไนต์(ลานนาและสิรามณี) และกากตะกอน เมื่อคาร์บอนในเชื้อเพลิงลิกไนต์(สิรามณี)เพิ่มขึ้น 8% จากค่าเดิม..... | 54 |
| 4.16 ผลการป้อนเชื้อเพลิงผสมระหว่างลิกไนต์(ลานนาและสิรามณี) กากตะกอน และ เปลือกข้าวเมื่อคาร์บอนในเชื้อเพลิงลิกไนต์(สิรามณี)เพิ่มขึ้น 8% จากค่าเดิม..... | 55 |
| 4.17 ผลการป้อนเชื้อเพลิงผสมระหว่างลิกไนต์(ลานนา) กากตะกอน และขุยมั้ยเมื่อ คาร์บอนในกากตะกอนเพิ่มขึ้น 15% จากค่าเดิม..... | 56 |

สารบัญตาราง (ต่อ)

| ตาราง | หน้า |
|--|------|
| 4.18 ผลการป้อนเชื้อเพลิงผสมระหว่างลิกไนต์(สิรามณี) กากตะกอน และชุยอ้อยเมื่อคาร์บอนในกากตะกอนเพิ่มขึ้น 15% จากค่าเดิม..... | 56 |
| 4.19 ปริมาณฟลูก้าซและอนุภาคของแข็งที่ปล่อยออกมาจากหม้อไอน้ำPB.11 และ PB.12 เมื่อใช้เชื้อเพลิงผสมระหว่างลิกไนต์(สิรามณี) กากตะกอนและชุยอ้อย.... | 57 |
| 4.20 ปริมาณฟลูก้าซและอนุภาคของแข็งที่ปล่อยออกมาจากหม้อไอน้ำPB.11 และ PB.12 เมื่อใช้เชื้อเพลิงผสมระหว่างลิกไนต์(ลานนาและสิรามณี) | 58 |
| 4.21 ผลการกระจายภาระงานให้แก่หม้อไอน้ำเมื่อใช้เชื้อเพลิงผสมระหว่างลิกไนต์ (ลานนาและสิรามณี)และกากตะกอน..... | 60 |
| 4.22 ผลการกระจายภาระงานให้แก่หม้อไอน้ำเมื่อใช้เชื้อเพลิงผสมระหว่างลิกไนต์ (ลานนา),กากตะกอนและชุยอ้อย | 60 |
| 4.23 ผลการกระจายภาระงานให้แก่หม้อไอน้ำเมื่อใช้เชื้อเพลิงผสมระหว่างลิกไนต์ (สิรามณี),กากตะกอนและชุยอ้อย | 61 |
| 4.24 ผลการกระจายภาระงานให้แก่หม้อไอน้ำเมื่อใช้เชื้อเพลิงผสมระหว่างลิกไนต์ (ลานนาและสิรามณี)และกากตะกอน..... | 61 |
| 4.25 ผลการกระจายภาระงานให้แก่หม้อไอน้ำเมื่อใช้เชื้อเพลิงผสมระหว่างลิกไนต์ (ลานนา),กากตะกอนและชุยอ้อย | 62 |
| 4.26 ผลการกระจายภาระงานให้แก่หม้อไอน้ำเมื่อใช้เชื้อเพลิงผสมระหว่างลิกไนต์ (สิรามณี),กากตะกอนและชุยอ้อย | 62 |
| 4.27 กำลังการผลิตไอน้ำ 100 % (220 Ton/h) | 63 |
| 4.281กำลังการผลิตไอน้ำ 95 % (209 Ton/h) | 63 |
| 4.29 กำลังการผลิตไอน้ำ 90 % (198 Ton/h) | 64 |
| ก 5. ลิกไนต์ (สิรามณี) | 71 |
| ก 6. ลิกไนต์ (ลานนา) | 71 |
| ก 7. ชานอ้อย | 72 |
| ก 8. เปลือกไม้ | 72 |
| ก 9. ชุยอ้อย | 73 |
| ก 10. เปลือกข้าว | 73 |
| ก 11. กากตะกอน | 74 |

สารบัญตาราง (ต่อ)

| บทที่ | หน้า |
|---|------|
| ก 13. ข้อมูลด้านจุลพลศาสตร์สำหรับเชื้อเพลิง | 74 |
| ก 15. ลิกไนต์ (ลานนาและสิรามณี) | 75 |
| ก 16. ชีวมวล(ชานอ้อย,เปลือกไม้,ขุยอ้อย, เปลือกข้าว และ กากตะกอน) | 75 |
| ก 17. หินปูน | 75 |
| ก 19. ราคาและค่าความร้อนขั้นสูงสำหรับเชื้อเพลิงที่ฐานอ้างอิงปลดความชื้น | 76 |
| ก 22. การเพิ่มคาร์บอนในการวิเคราะห์ห้อย่างละเอียดของลิกไนต์(สิรามณี)ขึ้น 8% จากค่าเดิม | 77 |
| ก 24. การเพิ่มคาร์บอนในการวิเคราะห์ห้อย่างละเอียดของกากตะกอนขึ้น15%จากค่าเดิม | 78 |



สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

สารบัญภาพ

| ภาพประกอบ | หน้า |
|---|------|
| 2.1 ระบบโรงไฟฟ้าพลังไอน้ำ | 4 |
| 2.2 แผนภาพระหว่างอุณหภูมิ-เอนโทรปีของวัฏจักรแรงคินอย่างง่าย | 4 |
| 2.3 แผนภาพแสดงสาเหตุการเบี่ยงเบนของวัฏจักรจริงออกจากวัฏจักรแรงคิน | 6 |
| 2.4 หม้อไอน้ำหลอดไฟ | 8 |
| 2.5 หม้อไอน้ำท่อน้ำ | 9 |
| 2.6 แบบจำลองของระบบฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียน | 11 |
| 3.1 แผนภาพแสดงการแบ่งช่วงในการจำลอง | 23 |
| 3.2 แผนภาพบล็อกปฏิบัติการ RYIELD | 24 |
| 3.3 แผนภาพบล็อกปฏิบัติการ RSTOIC-1..... | 25 |
| 3.4 แผนภาพบล็อกปฏิบัติการ RCSTR-1..... | 26 |
| 3.5 แผนภาพบล็อกปฏิบัติการ REQUIL-1..... | 29 |
| 3.6 แผนภาพบล็อกปฏิบัติการ RSTOIC-2..... | 30 |
| 3.7 แผนภาพบล็อกปฏิบัติการ RSTOIC-3..... | 31 |
| 3.8 แผนภาพบล็อกปฏิบัติการ HEATX | 33 |
| 3.9 แผนภาพบล็อกปฏิบัติการ CYCLONE..... | 33 |
| 3.10แผนภาพบล็อกปฏิบัติการ SEP | 34 |
| 3.11แผนภาพบล็อกปฏิบัติการ FSPLIT..... | 34 |
| 3.12แผนภาพแสดงการนำบล็อกปฏิบัติการทั้งหมดมาต่อเพื่อแทนแบบจำลองของ หม้อไอน้ำฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียน | 35 |
| 3.13แผนภาพแสดงลักษณะการทำงานของกังหันไอน้ำ | 40 |
| 3.14แผนภาพแสดงการจำลองสภาวะการกัดสำหรับกังหันไอน้ำ | 41 |
| 4.1 ผลการป้อนเชื้อเพลิงผสมระหว่างลิกไนต์(ลานนา) กากตะกอน และขุยมั้อย ที่มีผลต่อต้นทุนการผลิตไอน้ำ | 45 |

บทที่ 1

บทนำ

1.1 ความเป็นมาและความสำคัญของปัญหา

ปัจจุบันทั่วโลกมีความต้องการพลังงานในรูปแบบต่าง ๆ มากขึ้น แต่พลังงานที่มีอยู่ในธรรมชาติไม่อยู่ในรูปแบบที่ตรงกับความต้องการในการใช้งาน จึงจำเป็นต้องมีการดัดแปลงพลังงาน เพื่อให้อยู่ในรูปแบบที่เหมาะสมกับการใช้งาน เช่น ในธรรมชาติมีแสงแดด ลม น้ำทะเล ถ่านหิน แต่ในขณะเดียวกันสิ่งที่ต้องการคืองานเพลลา (Shaft Work) สำหรับขับเคลื่อนเครื่องจักรกล หรือพลังงานไฟฟ้าที่ใช้สำหรับงานทั่วไป ระบบที่ใช้แปลงพลังงานความร้อนเป็นพลังงานกลมีด้วยกันหลายชนิด อาทิเช่นระบบที่ใช้ความร้อนจากใต้พิภพ (Geothermal power plant) เป็นต้น แต่แหล่งความร้อนที่ส่งเข้าสู่ระบบส่วนมากได้จากการเผาไหม้เชื้อ

สำหรับโรงไฟฟ้าพลังไอน้ำการผลิตค่าใช้จ่ายด้านไอน้ำและพลังงานเป็นส่วนหนึ่งในการลดต้นทุนการผลิต ในปัจจุบันการจัดการพลังงานในโรงงานจัดเป็นสิ่งจำเป็นโดยการจัดการพลังงานได้แก่การเลือกใช้เชื้อเพลิงที่เหมาะสมอันเช่นการใช้เชื้อเพลิงชีวมวล เนื่องจากราคาถูกกว่าถ่านหินและน้ำมันทั้งยังเป็นทรัพยากรที่มีอยู่ภายในประเทศ

การจำลองกระบวนการเป็นกระบวนการที่ถูกพัฒนาขึ้นเพื่อการคาดการณ์ภาวะหรือความเปลี่ยนแปลงที่คาดว่าจะเกิดขึ้นในกระบวนการอุตสาหกรรม โดยใช้แบบจำลองคณิตศาสตร์ซึ่งอธิบายความสัมพันธ์ทางกายภาพ, เคมีและชีวภาพ เป็นเครื่องมือในการหาคำตอบ

ในการศึกษาครั้งนี้สนใจกระบวนการเผาไหม้ในหม้อไอน้ำฟลูอิไดซ์เบดแบบหมุนเวียน (Circulating Fluidized Bed boiler: CFB) ซึ่งใช้ได้กับเชื้อเพลิงหลากหลายประเภทรวมถึงเชื้อเพลิงผสมระหว่างลิกไนต์กับเชื้อเพลิงชีวมวล (Biomass) ซึ่งในที่นี้ได้แก่ ชูย้อย (Pith), เปลือกไม้ (Bark), ชานอ้อย (Bagasse), เปลือกข้าว (Rice Husk), และกากตะกอน (Sludge) ที่ได้มาจากกระบวนการบำบัดน้ำเสีย มาออกแบบระบบจัดการพลังงาน (Energy Management System) ที่ใช้เชื้อเพลิงผสมในหม้อไอน้ำฟลูอิไดซ์เบดแบบหมุนเวียนโดยคำนึงถึงปริมาณและคุณภาพของไอน้ำ ทำการตรวจสอบความถูกต้องของการออกแบบโดยใช้โปรแกรม ASPEN (Advanced System for Process Engineering) Version 10 ช่วยในการกำหนดอุปกรณ์และเชื้อเพลิงที่ใช้ในการเผาไหม้ เพื่อนำไปสู่การตัดสินใจที่เหมาะสม

1.2 วัตถุประสงค์ของการวิจัย

พัฒนาแบบจำลองเพื่อใช้ในการหาส่วนผสมของเชื้อเพลิงที่เหมาะสมสำหรับหม้อไอน้ำฟลูอิโดซีเบดแบบหมุนเวียนเพื่อลดต้นทุนการผลิตไอน้ำ พร้อมทั้งหาการกระจายภาระงานให้แก่หม้อไอน้ำและกังหันไอน้ำเมื่อมีการเปลี่ยนกำลังการผลิตไอน้ำ

1.3 ขอบเขตของการวิจัย

ในงานวิจัยนี้ทำการจำลองหม้อไอน้ำฟลูอิโดซีเบดแบบหมุนเวียนสองเครื่อง โดยศึกษาการปรับเปลี่ยนตัวแปรปรับค่าได้ในที่นี้คือปริมาณและชนิดเชื้อเพลิงที่ใช้เพื่อให้ได้ค่าใช้จ่ายในการผลิตไอน้ำต่ำสุด ซึ่งมีข้อกำหนดในเรื่องปริมาณไอน้ำ, คุณภาพไอน้ำ, มาตรฐานฟลูเก๊าสและสัดส่วนของลิแกนด์ต่อชีวมวลที่ใช้ พร้อมทั้งศึกษาการกระจายภาระการทำงานของหม้อไอน้ำเมื่อเปลี่ยนกำลังการผลิตไอน้ำ โดยใช้โปรแกรม ASPEN PLUS version 10 เป็นเครื่องมือในการสร้างแบบจำลองและจำลองภาวะการณ์

1.4 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ

1. ได้ระบบจัดการพลังงานสำหรับหม้อไอน้ำฟลูอิโดซีเบดแบบหมุนเวียนที่สามารถใช้ได้กับโรงไฟฟ้าพลังไอน้ำ
2. เป็นแนวทางในการพัฒนาระบบจัดการพลังงานที่ใช้เชื้อเพลิงผสมระหว่างลิแกนด์และชีวมวลเพื่อลดต้นทุนในการผลิต

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

เอกสารและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

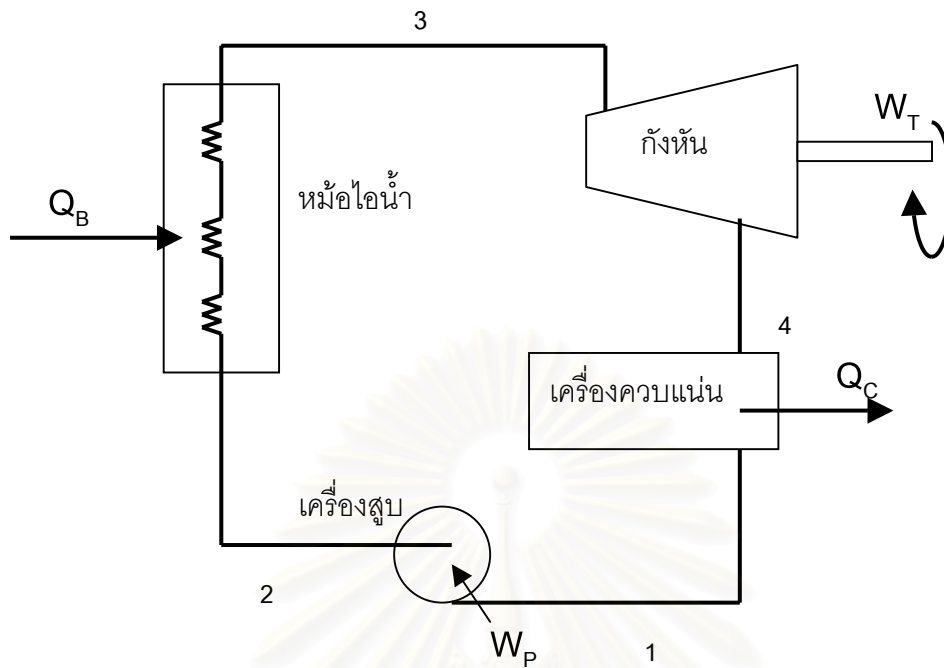
2.1 ระบบโรงไฟฟ้าพลังไอน้ำ

2.1.1 หลักการเบื้องต้น

โรงไฟฟ้าพลังความร้อนอาศัยการเผาไหม้เชื้อเพลิง อาทิเช่น น้ำมันเตา ก๊าซธรรมชาติ ถ่าน ลิกไนต์ เชื้อเพลิงชีวมวล โดยความร้อนที่ได้ถูกถ่ายเทให้สารตัวกลางอันได้แก่ น้ำ อากาศ และพลังงานถูกถ่ายเทต่อไปให้อุปกรณ์ผลิตงานเช่น กังหัน (Turbine) งานเพลลาที่ได้นำไปใช้ขับเคลื่อนเครื่องปั่นไฟ (Generator) เพื่อผลิตไฟฟ้า โดยปกติโรงไฟฟ้าประเภทนี้มี 2 ประเภท คือ โรงไฟฟ้าพลังไอน้ำ ซึ่งมีหม้อไอน้ำ(Boiler) กับกังหันไอน้ำเป็นอุปกรณ์สำคัญ และโรงไฟฟ้ากังหันก๊าซ ที่ใช้อากาศเป็นสารตัวกลาง และมีเครื่องอัดก๊าซ (Compressor) กับกังหันก๊าซ (Gas turbine) เป็นส่วนประกอบสำคัญ สำหรับงานวิจัยนี้จะมุ่งเน้นที่โรงไฟฟ้าประเภทแรก

โรงไฟฟ้าพลังไอน้ำ ใช้น้ำเป็นสารตัวกลางในการขนถ่ายพลังงาน ตามปกติ น้ำในธรรมชาติ จะมีความดันและอุณหภูมิที่สภาวะบรรยากาศ การขนส่งพลังงานทำได้โดยการเพิ่มพลังงานหรือ ศักย์ให้กับน้ำ กล่าวคือการเพิ่มความดันและอุณหภูมิเพื่อให้น้ำมีศักย์ หรือ Availability สูงขึ้น แล้วจึงนำไปผลิตกำลังงานออกมา การเพิ่มความดันอาศัยเครื่องสูบ การเพิ่มอุณหภูมิอาศัยความร้อนที่ได้รับจากการเผาไหม้เชื้อเพลิงในเตาหม้อไอน้ำ ส่วนการผลิตกำลังงาน อาศัยอุปกรณ์ประเภท กังหันไอน้ำ เป็นสำคัญ

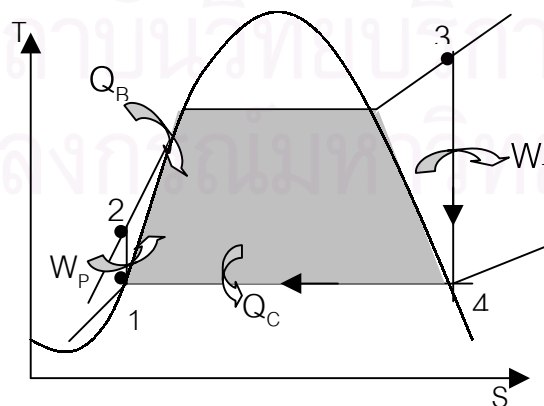
เพื่อเป็นการประหยัดน้ำส่วนที่เหลือจากการขยายตัวหลังผ่านกังหันแล้วน้ำจะถูกนำกลับมาใช้ใหม่แทนการปล่อยทิ้ง การระบายความร้อนออกจากไอน้ำทำโดยการควบแน่นไอน้ำกลับมาเป็นน้ำ โดยมีสภาวะเดียวกับสภาวะก่อนเข้ากระบวนการ อุปกรณ์ที่ใช้คือ เครื่องควบแน่น (Condenser) ดังนั้นระบบของโรงไฟฟ้าพลังไอน้ำที่ใช้กังหันไอน้ำควบแน่นจะประกอบด้วย กระบวนการสูบเพิ่มความดัน, การให้ความร้อนในหม้อไอน้ำ, การขยายตัวของไอน้ำในกังหัน, และการควบแน่นกลับเป็นน้ำในเครื่องควบแน่น ประกอบกันเป็นวงจรปิด หรือทำงานเป็น วงจร (Cycle) ดังที่แสดงในรูป 2.1



รูปที่ 2.1 ระบบโรงไฟฟ้าพลังไอน้ำ

2.1.2 วัฏจักรแรงคินอย่างง่าย (Rankine Cycle) [17]

วัฏจักรแรงคินเป็นเครื่องจักรความร้อนเชิงอุดมคติอย่างง่าย ประกอบด้วยอุปกรณ์หลัก 4 ชนิดคือ หม้อไอน้ำ, กังหันไอน้ำ, เครื่องควบแน่น, และเครื่องสูบ ดังนั้นโรงไฟฟ้าพลังงานไอน้ำจึงจัดเป็นเครื่องจักรความร้อนในประเภทนี้ รูปที่ 2.2 แสดงเส้นทางเดินของวัฏจักรบนแผนภาพระหว่างอุณหภูมิ และเอนโทรปี อันเป็นผลจากการดำเนินการของอุปกรณ์ แต่ละชนิดในกระบวนการ



รูปที่ 2.2 แผนภาพระหว่างอุณหภูมิ-เอนโทรปีของวัฏจักรแรงคินอย่างง่าย [22]

เมื่อเปรียบเทียบปริมาณความร้อนและงานในวัฏจักร
ที่เครื่องสูบ ($Q=0$);

$$W_P = V(P_2 - P_1) \quad 2.1$$

หรือ

$$W_P = H_2 - H_1 \quad 2.2$$

ที่หม้อไอน้ำ ($w=0$);

$$Q_B = H_3 - H_2 \quad 2.3$$

ที่กังหันไอน้ำ ($Q=0$);

$$-W_T = H_4 - H_3 \quad 2.4$$

ที่คอนเดนเซอร์ ($w=0$);

$$-Q_C = H_1 - H_4 \quad 2.5$$

Q_B คือ ความร้อนที่ให้กับน้ำในหม้อไอน้ำ

Q_C คือ ความร้อนที่ได้จากไอน้ำในเครื่องควบแน่น

W_T คือ งานที่กังหันไอน้ำผลิตได้

W_P คือ งานที่ใช้ขับเคลื่อนเครื่องสูบ

V คือ ปริมาณของเหลวเชิงปริมาตร

P_i คือ ความดันที่ตำแหน่ง i

H_i คือ เอนทาลปีที่ตำแหน่ง i

งานสุทธิของวัฏจักรคืองานที่ทำได้จากกังหันลบด้วยงานที่ใช้ในเครื่องสูบ ซึ่งต้องเท่ากับค่า
ความร้อนสุทธิที่ป้อนเข้าโดยไม่คิดการเปลี่ยนแปลงพลังงานศักย์และพลังงานจลน์

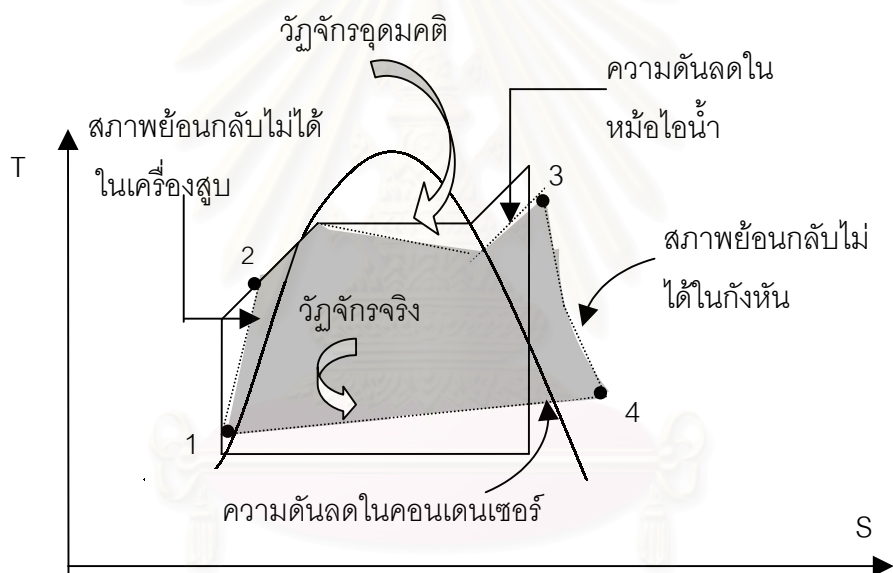
$$W_{\text{net}} = Q_B + Q_C \quad 2.6$$

ประสิทธิภาพที่ได้คือ

$$\begin{aligned}\eta_R &= \frac{W_{net}}{Q_B} = 1 + \frac{Q_c}{Q_B} \\ &= \frac{(H_3 - H_2) + (H_1 - H_4)}{H_3 - H_2}\end{aligned}\quad 2.7$$

W_{net} คือ งานชาฟต์สุทธิ

η_R คือ ประสิทธิภาพของวัฏจักรแรงดัน



รูปที่ 2.3 แสดงสาเหตุการเบี่ยงเบนของวัฏจักรจริงออกจากวัฏจักรแรงดัน [22]

รูปที่ 2.3 แสดงการเบี่ยงเบนของเส้นทางเดินกระบวนการจริงเทียบกับเส้นทางเดินอุดมคติ โดยมีสาเหตุเนื่องจากสภาพย้อนกลับไม่ได้ในการทำงานของเครื่องสูบลมและกังหัน และความดันที่ลดลงในหม้อไอน้ำและเครื่องควบแน่น

2.2 ระบบหม้อไอน้ำ (Boilers)

หม้อไอน้ำเป็นอุปกรณ์ที่ใช้ในการผลิตไอน้ำ เพื่อนำความร้อนไปใช้ในกระบวนการเพื่อผลิตกิจกรรมต่าง ๆ ในโรงงานอุตสาหกรรม หรือเพื่อใช้ในการขับเคลื่อนไอน้ำ (Steam turbine) หรือเครื่องจักรไอน้ำ (Steam engine) เพื่อผลิตงานกลหรือไฟฟ้า

หน้าที่หลักของหม้อไอน้ำคือ ทำการเปลี่ยนสถานะของสารทำงาน (Working substance) ในที่นี้คือน้ำจากของเหลวไปเป็นไออย่างปลอดภัย โดยสามารถผลิตไอน้ำตามปริมาณและสภาวะที่ต้องการ นั่นคือที่ความดัน อุณหภูมิ และอัตราการไหลที่กำหนด โดยมีการสูญเสียพลังงานน้อยที่สุด เพื่อให้ได้การทำงานโดยรวมเป็นไปอย่างมีประสิทธิภาพและมีค่าใช้จ่ายน้อยที่สุด

2.2.1 การเรียกชื่อ

เมื่อกล่าวถึงหม้อไอน้ำที่ใช้ในการทำงานโดยอาศัยความร้อนที่ได้จากการเผาเชื้อเพลิง (Fired Boilers) มักจะมีความหมายครอบคลุมถึงภาชนะที่รองรับน้ำหรือสารทำงานอื่น ที่กำลังเปลี่ยนสถานะเป็นไอ และพื้นที่ผิวต่างๆ ที่ได้รับและถ่ายเทความร้อน รวมทั้งเตาเผาไหม้ด้วย ต่อมาได้มีการพัฒนาให้มีขีดความสามารถและประสิทธิภาพสูงขึ้นโดยเพิ่มอุปกรณ์ผลิตไอน้ำยวดยิ่ง (Superheater) อุปกรณ์อุ่นน้ำป้อนโดยใช้ฟลูเก๊าส์ (Economizer) และอุปกรณ์อุ่นอากาศที่เข้าเตาเผาไหม้โดยใช้ฟลูเก๊าส์ (Air Preheater) จึงมีการใช้ชื่อใหม่เป็นเครื่องผลิตไอน้ำ (Steam Generator) เพื่อให้ครอบคลุมอุปกรณ์ที่เพิ่มขึ้น

2.2.1.1 ประเภทของหม้อไอน้ำ

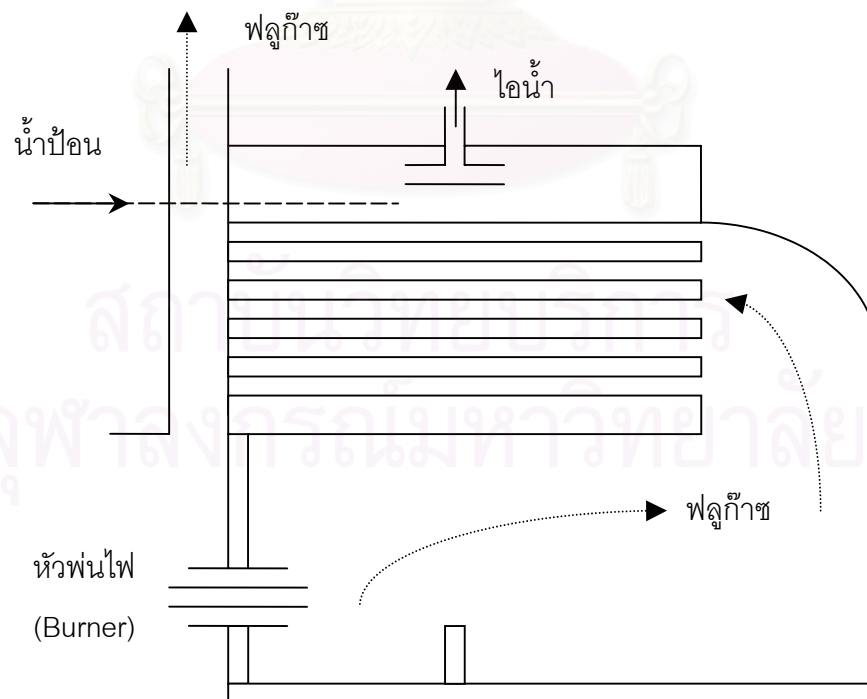
หม้อไอน้ำถูกจำแนกได้เป็นหลายประเภทโดยเกณฑ์ที่ใช้อาจใช้ตามลักษณะโครงสร้าง ตามการทำงาน และตามวัตถุประสงค์การใช้งาน ในที่นี้จะกล่าวถึงการจำแนกตามวัตถุประสงค์การทำงาน โดยแบ่งหม้อไอน้ำออกได้เป็น 2 ประเภท คือหม้อไอน้ำที่ใช้ในกระบวนการผลิต (Process Boilers) กับหม้อไอน้ำกำลัง (Power Boilers) ประเภทแรกจะผลิตไอน้ำที่ความดันต่ำ เพื่อใช้ในกระบวนการผลิตหรือเพื่อใช้ให้ความร้อนทั่ว ๆ ไป ไอน้ำที่ผลิตได้มักจะเป็นไอน้ำอิ่มตัว และมีค่าความดันต่ำกว่า 24 บาร์ สำหรับหม้อไอน้ำกำลัง จะใช้ในการผลิตงานเพลลา หรือไฟฟ้า หม้อไอน้ำพวกนี้จะมีขีดความสามารถในการผลิตไอน้ำที่ความดันและอุณหภูมิสูงพอที่จะใช้ขับเคลื่อนไอน้ำได้ ขนาดพิกัดต่ำสุดจะอยู่ประมาณ 26 บาร์ ไอน้ำอิ่มตัว แต่โดยทั่วไปจะเป็นหม้อไอน้ำยวดยิ่ง (Superheated

Boilers) ความดันประมาณ 40-100 บาร์ หรือเรียกว่าหม้อไอน้ำความดันสูง (High-pressure Boilers)

นอกจากนี้การจำแนกชนิดของหม้อไอน้ำที่นิยมใช้อีกลักษณะ คือ การจำแนกตามลักษณะโครงสร้างการทำงาน อันได้แก่หม้อไอน้ำ หลอดไฟ (Fried Tube Boilers) และหม้อไอน้ำ หลอดน้ำ(Water Tube Boilers)

2.2.1.2 หม้อไอน้ำหลอดไฟ

เป็นหม้อไอน้ำที่มีขีดความสามารถในการผลิตไอน้ำได้ไม่มากนัก ไอน้ำที่ได้มีความดันและอัตราการไหลจำกัด เนื่องจากลักษณะโครงสร้างเป็นถัง (Shell) ทรงกระบอกใหญ่ ดังแสดงในรูปที่ 2.4 ในแนวนอนหรือแนวตั้ง มีช่องเตารูปทรงกระบอกอยู่ภายในตัวถัง ส่วนของผนังเตาจะทำการเป็นลอนเพื่อรับการขยายตัวขณะที่ร้อน และเพื่อเพิ่มความแข็งแรงของโครงสร้างเมื่อรับความร้อนชั้นสูง ความร้อนที่ได้รับจากการเผาไหม้เชื้อเพลิง จะถ่ายเทให้กับท่อที่ล้อมรอบเตา โดยที่กลไกการถ่ายเทส่วนใหญ่จะเป็นแบบแผ่รังสี จากนั้นฟลูว์ก๊าซร้อนจะเคลื่อนที่กลับในท่อหลาย ๆ ท่อ ที่วางเรียงขนานกับช่องเตา ซึ่งช่วยเพิ่มอัตราการถ่ายเทความร้อนให้แก่ น้ำในหม้อ การที่มีไฟหรือฟลูว์ก๊าซร้อนเดินในท่อเป็นสาเหตุให้เรียกหม้อไอน้ำชนิดนี้ว่าหลอดไฟ

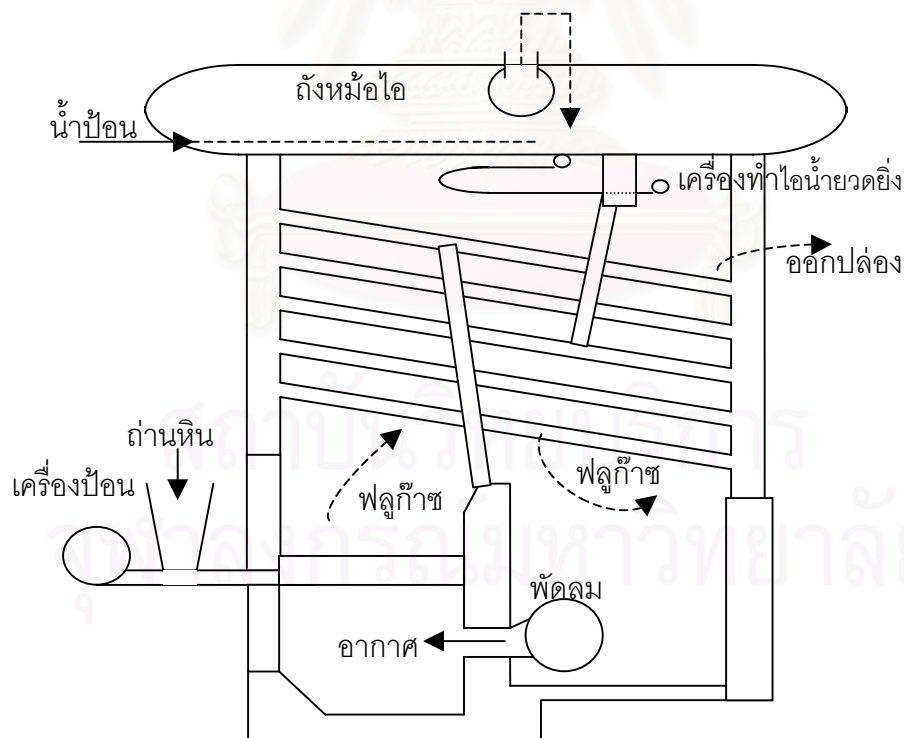


รูปที่ 2.4 หม้อไอน้ำหลอดไฟ [2]

2.2.1.3 หม้อไอน้ำท่อน้ำ

หม้อไอน้ำที่ใช้ในระบบผลิตกำลังมักจะเป็นแบบท่อน้ำโดยใช้ในการผลิตไอน้ำยวดยิ่ง ในหม้อน้ำประเภทนี้น้ำจะไหลอยู่ภายในท่อและปลุก๊าซร้อนไหลผ่านด้านนอกของท่อ โดยน้ำจะไหลวนเวียนอยู่ภายในท่อ ในขณะที่ปลุก๊าซร้อนจากการเผาไหม้จะไหลผ่านด้านนอกของท่อ ทำให้เกิดการถ่ายเทความร้อนจากปลุก๊าซมาให้น้ำในท่อ ก่อให้เกิดการไหลเวียนของน้ำอันเนื่องมาจากความแตกต่างของค่าความหนาแน่นของน้ำที่ตำแหน่งต่างกันภายในท่อ น้ำในท่อส่วนที่รับความร้อนมีความหนาแน่นลดลง จะถูกผลักดันทางด้านบน โดยการแทนที่ของน้ำที่เย็นกว่า ทำให้เกิดการไหลเวียนตามธรรมชาติ ในกรณีที่ต้องการไอน้ำที่มีความดันสูง อัตราการไหลสูง ลักษณะการไหลเวียนตามธรรมชาตินั้นอาจไม่เพียงพอ จำเป็นต้องใช้ปั๊มเข้ามาช่วย ดังแสดงในรูปที่ 2.5

ไอน้ำที่เกิดขึ้นจะถูกเก็บสะสมไว้ในถังไอน้ำ (Steam Drum) ด้านบนสำหรับนำออกไปใช้งาน ระบบท่อน้ำอาจออกแบบให้มีรูปร่างหลายลักษณะยกตัวอย่างเช่น ออกแบบให้มีรูปร่างตามตัวอักษร A, D และ O หรือออกแบบระบบท่อบางส่วนเป็นส่วนหนึ่งของผนังเตา จะได้ช่วยหล่อเย็นผนังทำให้เตาสามารถรับอุณหภูมิได้สูงขึ้น เป็นการเพิ่มประสิทธิภาพของระบบอย่างหนึ่ง



รูปที่ 2.5 หม้อไอน้ำท่อน้ำ [2]

2.2.2 ประเภทของระบบการเผาไหม้เชื้อเพลิง

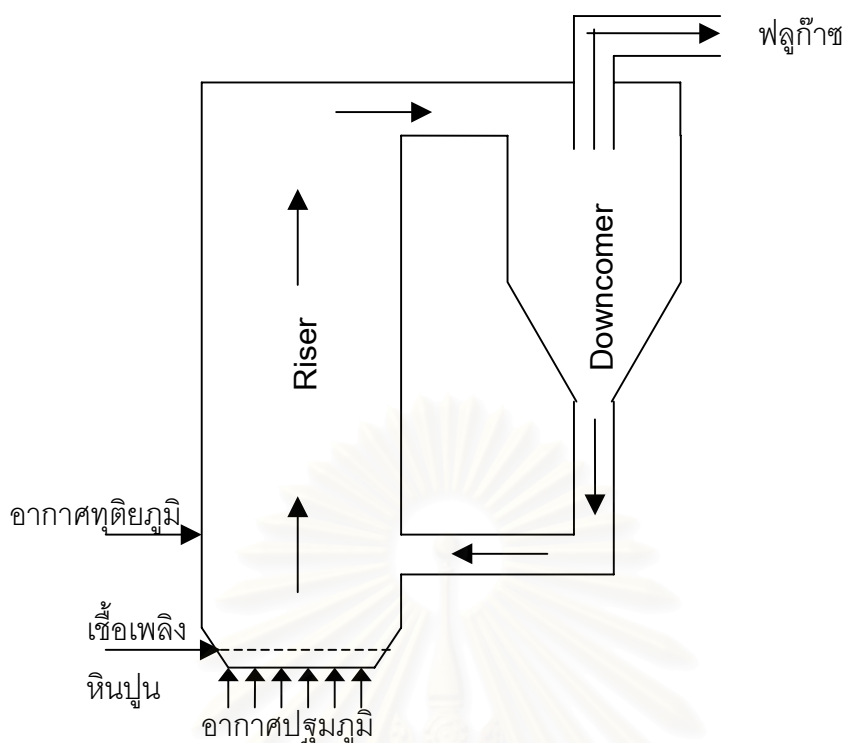
ระบบการเผาไหม้เชื้อเพลิง เป็นระบบย่อยระบบหนึ่งของหม้อไอน้ำ เครื่องกำเนิดความร้อนชนิดต่างๆ ที่ใช้เชื้อเพลิงแข็ง อาจจัดได้เป็นสามประเภทใหญ่ ๆ ตามตำแหน่งของเชื้อเพลิงที่กำลังลุกไหม้ดังนี้

2.2.2.1.ระบบการเผาไหม้เบดคงที่ (Fixed-bed Combustion) ระบบนี้แบ่งได้เป็นสองประเภทใหญ่ๆ ตามทิศทางการป้อนเชื้อเพลิงเทียบกับทิศทางการไหลของอากาศโดยเชื้อเพลิงที่ใช้จะเป็นเชื้อเพลิงแข็งได้แก่ระบบ Underfeed firing เชื้อเพลิงจะถูกป้อนขึ้นในทิศทางเดียวกับอากาศไหล ส่วนในระบบ Overfeed firing เชื้อเพลิงจะถูกป้อนสวนทางกับอากาศไหล

2.2.2.2.ระบบการเผาไหม้เบดเคลื่อนที่ (Transportation bed combustion) หรือ (Moving bed combustion) มักใช้เชื้อเพลิงเป็นลิกไนต์หรือถ่านหินป่น (Pulverized coal) ซึ่งจะถูกลบให้เป็นผงโดยเครื่องบด (Pulverizer mills) ผงเชื้อเพลิงที่ได้จะถูกพ่นเข้าห้องเผาไหม้พร้อมกับอากาศปฐมภูมิ เชื้อเพลิงจะเผาไหม้ในลักษณะฟุ้งกระจายคล้ายก๊าซ นอกจากนี้ยังมีอากาศทุติยภูมิเข้าช่วยการเผาไหม้ด้วยจึงช่วยให้เผาไหม้เชื้อเพลิงเกือบหมด

2.2.2.3.ระบบการเผาไหม้ฟลูอิไดซ์เบด (Fluidized bed combustion) ในระบบนี้เชื้อเพลิงที่ใช้จะเป็นเชื้อเพลิงแข็ง โดยเชื้อเพลิงมีขนาดเล็กถูกพองให้ลอยตัวอยู่ในก๊าซโดยกระแสลมที่มีความเร็ว เบดมีระดับคงที่และประกอบด้วยอนุภาคของเชื้อเพลิงลอยกระจายอย่างสม่ำเสมอ เชื้อเพลิงจะคลุกเคล้ากับอากาศในลักษณะคล้ายฟองในน้ำเดือด (Bubbling Fluidization) ทำให้การเผาไหม้เกิดขึ้นได้อย่างดียิ่งขึ้น

นอกจากนี้ได้มีการพัฒนาระบบโดยให้ความเร็วของกระแสลมมากกว่าช่วงของการเกิดฟองเพื่อให้มีการไหลอย่างปั่นป่วนและมีความเร็วสูง (Fast Fluidization) ซึ่งช่วยลดปัญหาในเรื่องของก๊าซที่ผ่านออกไปโดยไม่มีการสัมผัสกับเชื้อเพลิงเป็นผลให้อัตราการถ่ายโอนมวลและความร้อนดีขึ้นซึ่งการเกิดในลักษณะนี้เรียกว่าฟลูอิไดซ์เบดแบบหมุนเวียน (Circulating fluidized bed: CFB) ดังแสดงในรูปที่ 2.6



รูปที่ 2.6 แบบจำลองของระบบฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียน [13]

2.3 เชื้อเพลิงและการเผาไหม้

เชื้อเพลิงที่ใช้ในหม้อไอน้ำมี 3 ประเภทด้วยกัน คือ เชื้อเพลิงแข็ง เหลว และก๊าซ ในบรรดา 3 ประเภทนี้ เชื้อเพลิงแข็งติดไฟยากสุด และมีปัญหาการขนย้ายและควบคุม นอกจากนี้เวลาเผาไหม้ยังมีความยากลำบากมากที่สุด ในการที่จะทำการผสมคลุกเคล้ากับอากาศอย่างทั่วถึง สำหรับเชื้อเพลิงเหลวปัญหาต่าง ๆ เหล่านี้จะลดลงมาก เนื่องจากสามารถฉีดเป็นฝอยละอองเข้าผสมกับอากาศได้ทั่วถึงและสม่ำเสมอขึ้น ในกรณีของเชื้อเพลิงก๊าซยิ่งสะดวกมากขึ้นและไม่จำเป็นต้องมีการฉีดเป็นฝอยก็ได้ เพราะโดยธรรมชาติของก๊าซ จะพุ่งกระจายไปทั่วบริเวณอยู่แล้ว ซึ่งจะเข้าผสมคลุกเคล้ากับอากาศอย่างทั่วถึงพอจุดไฟก็จะเผาไหม้ ให้ความร้อนออกมาอย่างรวดเร็ว

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

2.3.1 ชนิดและสมบัติของเชื้อเพลิง

เชื้อเพลิงมีหลากหลายชนิด และลักษณะ ในที่นี้จะกล่าวเฉพาะส่วนที่เป็นเชื้อเพลิงแข็ง เนื่องจากเป็นเชื้อเพลิงที่เกี่ยวข้องกับงานวิจัยนี้

2.3.1.1 เชื้อเพลิงแข็ง

เชื้อเพลิงแข็งที่ใช้กันแพร่หลายได้แก่ ถ่านหิน หรือถ่านหินลิกไนต์ ถ่านหินเป็นสารประกอบที่มีคาร์บอนเป็นองค์ประกอบสำคัญ ตั้งแต่ 50% ขึ้นไปสำหรับถ่านหินเกรดต่ำ จนถึงประมาณ 94% สำหรับถ่านหินแอนทราไซต์ ส่วนประกอบอื่นๆ รองลงมาได้แก่ ไฮโดรเจน ออกซิเจน ไนโตรเจน และกำมะถัน

เชื้อเพลิงชีวมวล(Biomass) คือผลผลิตทางอินทรีย์สารของพืช โดยพลังงานที่สะสมอยู่นั้นได้มาจากกระบวนการสังเคราะห์แสง จึงมีปริมาณแตกต่างแตกต่างกับถ่านหิน, น้ำมัน และก๊าซธรรมชาติซึ่งเป็นเชื้อเพลิงที่ผ่านกระบวนการเปลี่ยนแปลงทางเคมี และกายภาพอย่างเข้ามาเป็นเวลายาวนาน อย่างไรก็ตามเชื้อเพลิงชีวมวลเป็นแหล่งพลังงานที่สามารถสร้างขึ้นทดแทนได้ ตัวอย่างเช่น ไม้ในรูปของถ่านฟืนท่อน เศษไม้ เปลือกไม้ ชานอ้อย เปลือกข้าว ผลผลิตเหลือใช้จากโรงงานอุตสาหกรรม และเกษตรกรรม ฯลฯ

2.3.1.2 ส่วนประกอบของเชื้อเพลิง

เชื้อเพลิงโดยทั่วไปจะมีคาร์บอน (C) เป็นองค์ประกอบหลักที่เหลืออาจเป็นไฮโดรเจน (H), ออกซิเจน (O), ไนโตรเจน (N), กำมะถัน (S), เถ้า(Ash) และความชื้น(Moisture)

กรรมวิธีการวิเคราะห์เชื้อเพลิงมีสองแนวทางคือ

1. วิธีการวิเคราะห์โดยประมาณ (Proximate analysis) จะตรวจสอบเฉพาะองค์ประกอบที่สำคัญ ๆ ต่อพฤติกรรมเผาไหม้ อันได้แก่คาร์บอนคงตัว (Fixed carbon) ของเถ้า (Ash) ของความชื้น(Moisture) และของสารระเหยง่าย (Volatile matter) ในกรณีที่มี

ความชื้นมากจะทำให้เชื้อเพลิงติดไฟยาก และจะสูญเสียความร้อนจากการเผาไหม้ส่วนหนึ่งไปในการระเหยความชื้นดังกล่าว

2. การวิเคราะห์อย่างละเอียด (Ultimate analysis) เป็นการหาสัดส่วนร้อยละขององค์ประกอบของธาตุต่าง ๆ อันได้แก่ คาร์บอน ไฮโดรเจน ออกซิเจน ไนโตรเจน กำมะถัน และแก็บที่มีอยู่ในเชื้อเพลิง โดยจะใช้เป็นข้อมูลในการคำนวณการเผาไหม้ ยกตัวอย่างเช่นการคำนวณหาปริมาณอากาศ ที่ต้องการเพื่อการเผาไหม้ เป็นต้น

การรายงานปริมาณธาตุอาจระบุเป็นเปอร์เซ็นต์โดยน้ำหนักของเชื้อเพลิง สำหรับการวิเคราะห์แบบประมาณ อาจรายงานผลบนฐานอ้างอิง (Basis) แบบต่างๆ ได้ดังนี้เช่น ฐานอ้างอิงตามตัวอย่างที่ได้รับ (as-received), ฐานอ้างอิงแบบปลอดความชื้น (moisture-free), ฐานอ้างอิงแบบปลอดแก็บและความชื้น (ash-and moisture-free) ดังตาราง 2.1

| การวิเคราะห์โดยประมาณ | ฐานอ้างอิงตามตัวอย่างที่ได้รับ (as-received) (*) | ฐานอ้างอิงแบบปลอดความชื้น (moisture-free) $(*) \times \frac{100}{100 - M}$ | ฐานอ้างอิงแบบปลอดแก็บและความชื้น (ash-and moisture-free) $(*) \times \frac{100}{100 - M - A}$ |
|-----------------------|---|---|--|
| ความชื้น(M) | 10 | | |
| แก็บ(A) | 10 | 11.1 | |
| คาร์บอนคงตัว | 44 | 48.9 | 55 |
| สารระเหยง่าย | 36 | 40 | 45 |
| รวม | 100 | 100 | 100 |

ตาราง 2.1 การรายงานระบบฐานของการวิเคราะห์แบบแสดงเฉพาะองค์ประกอบสำคัญ [1]

2.3.1.3 ค่าความร้อนของเชื้อเพลิง

ค่าความร้อนของเชื้อเพลิง (Heating value) คือปริมาณความร้อนที่ได้จากการเผาไหม้เชื้อเพลิง 1 กิโลกรัมสำหรับเชื้อเพลิงแข็งที่อุณหภูมิ 25 องศาเซลเซียสและความดัน 1 บรรยากาศ การแสดงค่าความร้อนมีได้ 2 วิธีขึ้นอยู่กับสถานะของน้ำหลังจากการเผาไหม้

ค่าความร้อนรวม (Total Heating value), THV ของเชื้อเพลิงชนิดหนึ่งหมายถึงค่าความร้อนที่เชื้อเพลิงให้ออกมาหลังการเผาไหม้อย่างสมบูรณ์ภายใต้ความดันหนึ่งบรรยากาศและที่อุณหภูมิ 25 องศาเซลเซียส โดยน้ำที่มีอยู่ในตอนแรกในเชื้อเพลิงและที่เกิดเป็นผลผลิตจากการเผาไหม้อยู่ในรูปของน้ำ (ของเหลว) บางครั้งอาจเรียกว่าค่าความร้อนขั้นสูง หรือค่าความร้อนทั้งหมด (Higher หรือ gross calorific value)

ค่าความร้อนสุทธิ (Net heating value), NHV ของเชื้อเพลิงชนิดหนึ่งให้คำจำกัดความเช่นเดียวกัน ยกเว้นน้ำที่เกิดเป็นผลผลิตจากการเผาไหม้อยู่ในรูปของไอน้ำที่อุณหภูมิ 25 องศาเซลเซียส บางครั้งอาจจะเรียกว่าเป็นค่าความร้อนขั้นต่ำ (Lower heating)

ตามปกติการหาค่าความร้อนขั้นสูงของเชื้อเพลิงแข็งและเชื้อเพลิงเหลวมักใช้เครื่องมือที่เรียกว่าบอมบ์แคลอริมิเตอร์ (Bomb calorimeter) วัดค่าความร้อนที่ความดันและอุณหภูมิมาตรฐาน คือ 760 มิลลิเมตรปรอท และ 25 องศาเซลเซียส ความแตกต่างระหว่างค่าความร้อนขั้นสูงกับค่าความร้อนขั้นต่ำของเชื้อเพลิงสามารถเขียนในรูปสมการได้ดังนี้

$$LHV = HHV - M_w h_{fg} \quad 2.8$$

$$LHV = HHV - 9M_{H_2} h_{fg} \quad 2.9$$

M_w = น้ำหนักของไอน้ำในผลผลิตของการเผาไหม้ต่อหนึ่งหน่วยของเชื้อเพลิง(การเผาไหม้ของไฮโดรเจนในเชื้อเพลิงไม่รวมความชื้นในเชื้อเพลิง)

M_{H_2} = น้ำหนักของไฮโดรเจนเริ่มต้นต่อหนึ่งหน่วยของเชื้อเพลิงหาได้จากการการวิเคราะห์อย่างละเอียด

h_{fg} = ค่าความร้อนแฝงของน้ำกลายเป็นไอน้ำที่สัดส่วนของความดันย่อย (partial pressure) ในผลผลิตของการเผาไหม้, Btu/lb_m H₂O หรือ J/kg H₂O

นอกจากการหาค่าความร้อนของเชื้อเพลิงโดยการเผาในบอมบ์แคลอรีนั้น ทางสถาบันเทคโนโลยีทางก๊าซ (Institute of Gas Technology: IGT) ได้ทำการเก็บถ่านหินมากกว่า 400 ตัวอย่างเพื่อสร้างความสัมพันธ์ระหว่างค่าความร้อนกับการวิเคราะห์อย่างละเอียดให้อยู่ในรูปความสัมพันธ์ทางคณิตศาสตร์ ยกตัวอย่างเช่น

ความสัมพันธ์ของโบ (Boie Correlation) [9]

$$\Delta c h_i^{dm} = \left[(151.2 W_{c,i}^{dm} + 499.77 W_{H,i}^{dm} + 45 W_{S,i}^{dm} - 47.7 W_{O,i}^{dm} + 27 W_{N,i}^{dm}) \times 100 - 189.0 \right] \quad 2.10$$

ความสัมพันธ์ของดูลอง (Dulong Correlation) [9]

$$\Delta_C h_i^{dm} = [(145.44 W_{C,i}^{dm} + 620.28 W_{H,i}^{dm} + 40.5 W_{S,i}^{dm} - 77.54 W_{O,i}^{dm} - 16 W_{N,i}^{dm})100 - 16] \quad 2.11$$

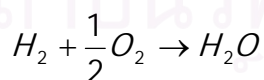
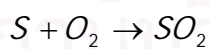
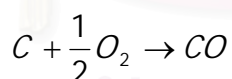
เมื่อ

$\Delta_C h_i^{dm}$ คือค่าความร้อนขั้นสูงของเชื้อเพลิงแห้งหน่วยเป็นบีทียูต่อปอนด์ (Btu/lb)
 $W_{C,i}^{dm}, W_{H,i}^{dm}, W_{S,i}^{dm}, W_{O,i}^{dm}, W_{N,i}^{dm}$ คือ สัดส่วนน้ำหนักแห้งของคาร์บอน, ไฮโดรเจน, กำมะถัน, ออกซิเจน, และไนโตรเจน ตามลำดับ

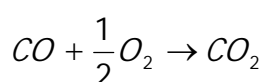
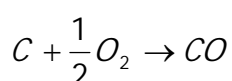
2.4 การเผาไหม้ (Combustion)

การเผาไหม้เป็นปฏิกิริยาทางเคมีระหว่างเชื้อเพลิงกับออกซิเจน ปฏิกิริยานี้ให้ความร้อนออกมา ความร้อนต่อหนึ่งหน่วยน้ำหนักเชื้อเพลิงคือค่าความร้อนนั่นเอง ปฏิกิริยาเคมีที่เกิดขึ้นกับเชื้อเพลิงทั้งถ่านหินและชีวมวลจะมีลักษณะที่เหมือนกัน โดยสิ่งที่แตกต่างกันคืออัตราเร็วในการเผาไหม้ของเชื้อเพลิงแต่ละชนิด ขั้นตอนของการเผาไหม้คือ

1. ขั้นตอนการสลายตัวและเผาไหม้สารระเหยง่าย (Decomposition and Volatile combustion) เชื้อเพลิงเมื่อได้รับความร้อนจะเปลี่ยนไปอยู่ในรูปขององค์ประกอบต่าง ๆ คือ คาร์บอน กำมะถัน ไฮโดรเจน ไนโตรเจน และเถ้า โดยจะมีการเผาไหม้ของสารระเหยง่ายขึ้นทันทีเมื่อเชื้อเพลิงถูกความร้อน ปฏิกิริยาการเผาไหม้ของสารระเหยง่ายคือ

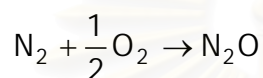
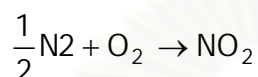
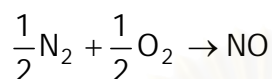


2. ขั้นตอนการเผาของถ่านชาร์ (Char Combustion) จะมีปฏิกิริยาเคมีที่เกิดขึ้นด้วยกัน 2 ขั้นตอนคือ



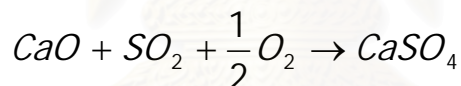
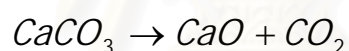
ในขั้นตอนการเผาไหม้ของคาร์บอนที่แสดงในปฏิกิริยาที่ 1 จะเป็นปฏิกิริยาวิวิธพันธ์ (Heterogeneous Reaction) ส่วนในปฏิกิริยาที่ 2 จะเป็นปฏิกิริยาเอกพันธ์ (Homogeneous Reaction) โดยรายละเอียดของจลพลศาสตร์ของปฏิกิริยาจะอธิบายไว้ในบทต่อไป

3. ขั้นตอนการเกิดปฏิกิริยาของไนโตรเจน



สามปฏิกิริยาหลักที่ส่วนใหญ่ใช้แทนการเกิดน็อก (NOx) โดยไนโตรเจนที่เกิดปฏิกิริยามาได้จากสองแหล่งคือ ไนโตรเจนจากอากาศ และไนโตรเจนจากเชื้อเพลิง

4. การจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์



หินปูนเมื่อได้รับความร้อนจะเกิดกระบวนการ Calcination แยกตัวเป็นปูนขาว ซึ่งปูนขาวจะไปทำปฏิกิริยากับซัลเฟอร์ไดออกไซด์ ที่เกิดจากการเผาไหม้สารระเหิด ผลสุดท้ายของปฏิกิริยาที่ได้คือแคลเซียมซัลเฟต

2.5 การทำดุลพลังงานในหม้อไอน้ำ (Energy Balance)

ในระบบอุตสาหกรรมจำเป็นต้องทำดุลพลังงานเพื่อวิเคราะห์การทำงานของอุปกรณ์และกระบวนการ ประสิทธิภาพความร้อนของหม้อไอน้ำ (Thermal Efficiency of a boiler) คืออัตราส่วนความร้อนที่ใช้เป็นประโยชน์ (ได้แก่ความร้อนที่เปลี่ยนเป็นไอน้ำ) ต่อความร้อนทั้งหมดที่ได้จากการเผาไหม้เชื้อเพลิง

$$\eta = \frac{(\text{useful heat})}{(\text{total heat input})} \times 100\% \quad 2.12$$

$$\eta = \frac{(H_{out} - H_{in}) \cdot M_s}{M_f \cdot HV} \times 100\% \quad 2.13$$

η = ประสิทธิภาพความร้อน

Useful heat = การเปลี่ยนค่าเอนทัลปีของระบบน้ำ

M_s = ปริมาณไอน้ำที่ผลิตได้

H_{out}, H_{in} = ค่าเอนทัลปีต่อหน่วยน้ำหนักของไอน้ำขาออกและค่าเอนทัลปีของน้ำขาเข้าตามลำดับ

Total heat input = ปริมาณความร้อนทั้งหมดจากการเผาไหม้อย่างสมบูรณ์

HV = ค่าความร้อนของถ่านหิน

M_f = ปริมาณถ่านหิน

วิธีการหาประสิทธิภาพความร้อนจากสมการ 2.13 เป็นวิธีคำนวณทางตรง (Direct calculation) ซึ่งต้องทราบค่าของตัวแปรต่าง ๆ ในสมการนั้น นอกจากนี้ยังสามารถคำนวณประสิทธิภาพความร้อนทางอ้อม (Indirect calculation) โดยคิดจากการหักเปอร์เซ็นต์การสูญเสียความร้อนทั้งหมดออกจาก 100% ซึ่งจะได้ค่าประสิทธิภาพความร้อน

2.6 กังหันไอน้ำ (Steam Turbines)

กังหันไอน้ำเป็นอุปกรณ์แปลงพลังงานจากพลังงานในไอน้ำที่มีความดันและอุณหภูมิสูง มาเป็นงานกล โดยอาศัยหลักการทางกลศาสตร์ ส่วนประกอบสำคัญของกังหัน มี 2 ส่วนด้วยกัน คือส่วนที่เป็นวงล้อใบพัดที่อยู่กับที่ (Fixed blades) หรือสเตเตอร์ (Stator) หรือหัวฉีด (Nozzle) กับวงล้อใบพัดหมุน (Moving blades) หรือโรเตอร์ (Rotor) ซึ่งประกอบด้วยใบพัดหลาย ๆ ใบยึดติดกับเพลลาไอน้ำที่มีความดันสูงเมื่อไหลเข้ากังหันความดันจะถูกเปลี่ยนเป็นพลังงานจลน์ (Kinetic energy) โดยหัวฉีดไอน้ำความเร็วสูง เข้าปะทะกับใบพัดที่ยึดติดกับเพลลา ทำให้โมเมนตัมของกระแสนั้นเปลี่ยนไป เป็นผลให้เกิดแรงกระทำต่อใบพัดในทิศทางที่มีองค์ประกอบค่าหนึ่งอยู่ในแนวเส้นวงรอบของวงใบพัดทำให้เกิดแรงบิด (Torque) กระทำต่อวงล้อ และเพลลาตามลำดับ ส่งผลให้เพลลาหมุนได้ และทำงานเพลลาที่สามารถนำไปใช้ประโยชน์ได้

กังหันโดยทั่วไปทั้งที่ขับเคลื่อนโดยไอน้ำและโดยก๊าซมีลักษณะการทำงานที่สำคัญ 2 แบบ คือแบบที่ทำงานโดยอาศัยแรงปะทะโดยตรงของกระแสของไหลความเร็วสูงกับใบพัดกังหันที่เคลื่อนที่ (Moving blades) กังหันประเภทนี้ชื่อเรียกว่า กังหันแบบอิมพัลส์ (Impulse turbines) กับแบบที่อาศัยทั้งแรงปะทะและแรงปฏิกิริยา ที่เรียกว่ากังหันแบบรีแอคชัน (Reaction turbines) สำหรับกังหันแบบแรกมักใช้กับกังหันขนาดเล็ก ส่วนในแบบหลังใช้กันแพร่หลายสำหรับกังหันขนาดใหญ่ โดยที่ในกังหันตัวหนึ่งอาจมีกังหันทั้ง 2 แบบ รวมอยู่ด้วยกันก็เป็นได้

2.7 งานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

Huilin L., Guangbo Z., Rushan B., Yongjin C., และ Gidaspow D. [14] พัฒนาแบบจำลองสำหรับระบบการเผาไหม้ถ่านหินของเตา CFB เพื่อทำนายอุณหภูมิของฟลูก๊าซและการกระจายของอนุภาคคาร์บอนในเตาทั้งในแนวแกนและในแนวรัศมีของห้องเผาไหม้

Jenkins B.M., Baxter L.L., Miles Jr. T.R., และ Miles T.R. [15] ศึกษาองค์ประกอบของชีวมวลแบบต่าง ๆ โดยทำการวิเคราะห์ทั้งแบบประมาณ (Proximate Analysis) และวิเคราะห์แบบแยกธาตุ (Ultimate Analysis) ซึ่งใช้มาตรฐานในการทดสอบของ American Society for Testing and Materials (ASTM)

Selcuk N., Degirmenci E. และ Oymak O. [20] พัฒนาแบบจำลองสำหรับระบบการเผาไหม้ถ่านหินแบบต่อเนื่องที่มีความหลากหลายของขนาดอนุภาคในเตาฟลูอิโดเบด เพื่อคำนวณหาดุลพลังงานสำหรับอนุภาคคาร์บอน และหาว่าขนาดอนุภาคที่หลากหลายมีผลอย่างไรกับอุณหภูมิ ซึ่งผลที่ได้เป็นที่น่าพอใจเมื่อเปรียบเทียบกับงานในอดีตที่เคยมีมา

Gharebaagh R.S.[12] ศึกษาการพัฒนาแบบจำลองแบบลงรายละเอียดสำหรับการเผาไหม้ถ่านหินในเตาฟลูอิโดเบดแบบหมุนเวียน: CFB โดยในแบบจำลองที่นำเสนอรวมรายละเอียดเกี่ยวกับไฮโดรไดนามิกส์พารามิเตอร์ (Hydrodynamic parameters), แบบจำลองการเกิดปฏิกิริยา (Reaction Model) และข้อมูลด้านจลนพลศาสตร์ที่จำเป็นในการจำลองสถานะการณ์การเผาไหม้ของถ่านหินภายในเตา ความถูกต้องของแบบจำลองถูกตรวจสอบโดยใช้ข้อมูลจากเตาดั้งแบบขนาด 0.8 เมกะวัตต์ ของ CANMET ผลที่ได้จากการทำแบบจำลองสอดคล้องกับผลที่ได้จากการทดลอง

Sengupta S. P. และ Basu P. [19] พัฒนาแบบจำลองทางคณิตศาสตร์สำหรับหม้อไอน้ำฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียน โดยคำนึงถึงความยืดหยุ่นในการใช้งานซึ่งในแบบจำลองได้พิจารณาเกี่ยวกับไฮโดรไดนามิกส์, การถ่ายโอนความร้อน, ปฏิกริยาเคมีสำหรับถ่านหิน และการจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์ ผลที่ได้พบว่าสัดส่วนช่องว่างจะเพิ่มขึ้นตามความสูงของเบด, การกระจายตัวของถ่านชาร์มีทั้งในแนวแกนและแนวรัศมี, ความเข้มข้นของซัลเฟอร์ไดออกไซด์ลดลงตามแนวรัศมี และสัมประสิทธิ์การถ่ายโอนความร้อนจะลดลงเมื่อความสูงเพิ่มขึ้น

Louis S., Adirer และ San J. [16] หาวิธีที่เหมาะสมสำหรับโรงไฟฟ้าที่ผลิตทั้งไฟฟ้าและไอน้ำ เพื่อทำนายการเพิ่มประสิทธิภาพของหม้อไอน้ำกำลังเมื่อปรับเปลี่ยนเชื้อเพลิงที่ใช้และหาตัวชี้วัดสมรรถนะ (Performance Index) โดยคำนึงถึงผลกระทบด้านราคาและหาวิธีกระจายภาระการทำงานที่ดีที่สุด



สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

บทที่ 3

วิธีดำเนินการวิจัย

จากงานวิจัยในอดีตมีผู้ให้ความสนใจศึกษาและพัฒนารูปแบบการทำงานของ CFB เป็นจำนวนมาก แต่ในงานวิจัยทางด้านการพัฒนาแบบจำลองทางคณิตศาสตร์เพื่ออธิบายปรากฏการณ์ที่เกิดขึ้นของ CFB ยังมีอยู่น้อย เนื่องจากระบบ CFB เป็นระบบที่มีปรากฏการณ์ที่ซับซ้อนเกี่ยวข้องกับ การเกิดปฏิกิริยาเคมี, การถ่ายโอนมวลสารและความร้อน, การลดลงของอนุภาคขณะเกิดการเผาไหม้, รูปแบบการไหลของก๊าซและของแข็งและกลไกต่าง ๆ ภายในอีกมากมาย

Richard C. S. และ Clive B.[18] ได้พัฒนาแบบจำลองเพื่ออธิบายการไหลและการกระจายตัวของอนุภาคของแข็งภายใน CFB, Sengupta S. P. และ Basu P. [19] พัฒนาแบบจำลองทางคณิตศาสตร์สำหรับหม้อไอน้ำ CFB เพื่อทำนายลักษณะการกระจายของอนุภาคคาร์และประสิทธิภาพของการถ่ายโอนความร้อนที่เกิดขึ้น, Gharebaagh R.S. [12] ซึ่งนำเสนอแบบจำลองแบบลงรายละเอียดสำหรับห้องเผาไหม้ถ่านหินในเตา CFB ด้วยโปรแกรม ASPEN PLUS เพื่อทำนายสมรรถนะของเตา CFB ในด้านประสิทธิภาพการเผาไหม้และระดับฟลูก้าซที่ออกมาและ Huilin L., Guangbo Z., Rushan B., Yongjin C., และ Gidaspow D. [14] พัฒนาแบบจำลองสำหรับระบบการเผาไหม้ถ่านหินของเตา CFB เพื่อทำนายอุณหภูมิของฟลูก้าซและการกระจายของอนุภาคคาร์ภายในเตาทั้งในแนวแกนและในแนวรัศมีของห้องเผาไหม้

3.1 การจำลองภาวะการณสำหรับโรงไฟฟ้าพลังไอน้ำ

การพัฒนาแบบจำลองการเผาไหม้ภายในหม้อไอน้ำฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียนและกักเก็บไอน้ำ ที่ภาวะคงตัว (Steady state) สมมุติฐานที่ใช้ในแบบจำลองคือ

1. เชื้อเพลิง, หินปูนและอากาศปฐมภูมิถูกป้อนเข้าทางด้านก้นเบด โดยให้อุณหภูมิภายในห้องเผาไหม้มีค่าคงที่
2. อากาศทุติยภูมิและอากาศตติยภูมิถูกป้อนทางด้านข้างของเตาเรียงขึ้นไปตามความสูงที่กำหนด
3. การเผาไหม้สารระเหยง่ายเกิดขึ้นทันทีทางด้านก้นเตา
4. การเผาไหม้ของถ่านชาร์เกิดขึ้นอย่างช้าๆ หลังการเผาไหม้ของสารระเหยง่าย
5. ถ่านชาร์ภายในเบดมีเส้นผ่านศูนย์กลางคงที่
6. สัดส่วนการกระจายตัวของถ่านชาร์เท่ากันทั้งเบด

3.1.1 ขั้นตอนการสร้างแบบจำลองหม้อไอน้ำฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียน (CFB)

ขั้นตอนการสร้างแบบจำลองโดยใช้โปรแกรม ASPEN PLUS สำหรับหม้อไอน้ำฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนและกังหันไอน้ำ

- 1.กำหนดหน่วยในการคำนวณ
- 2.กำหนดสมบัติขององค์ประกอบ อาทิเช่นชื่อสารที่ใช้
- 3.กำหนดสมบัติขององค์ประกอบเป็นแบบไม่พื้นฐาน (Nonconventional: NC) ตัวอย่างเช่น การกำหนดสมบัติของลิกไนต์ กำหนดโดยใช้ผลจากการวิเคราะห์โดยประมาณและค่าการวิเคราะห์อย่างละเอียดของลิกไนต์
- 4.เลือกวิธีคำนวณเอนทัลปีและความหนาแน่นสำหรับองค์ประกอบที่ไม่มีทั่วไป
- 5.เลือกวิธีคำนวณสำหรับสมบัติทางฟิสิกส์, อุณหพลศาสตร์ที่ภาวะอุดมคติ
- 6.กำหนดการกระจายขนาดของอนุภาค (PSD) สำหรับเชื้อเพลิงและหินปูน
- 7.กำหนดบล็อกสำหรับหน่วยปฏิบัติการแทนขั้นตอนการเกิดปฏิกิริยาภายในเบด
- 8.กำหนดภาวะของสารป้อนเช่นอุณหภูมิ, ความดันและอัตราการป้อน
- 9.กำหนดลักษณะของปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นภายในบล็อก
10. เขียนโปรแกรมย่อย (Subroutine) ในภาษาฟอร์แทรนเสริมในการคำนวณจลนพลศาสตร์ของถ่านชาร์
- 11.กำหนดการคำนวณหาค่าความเหมาะสม (Optimization) โดยการหาค่าต่ำสุด (Minimization) ของฟังก์ชันวัตถุประสงค์ (Objective function)
- 12.กำหนดข้อจำกัด (Constraint) ในการหาค่าความเหมาะสม
- 13.ทำการจำลองกระบวนการเพื่อหาปริมาณเชื้อเพลิงที่เหมาะสม, ความไวต่อการเปลี่ยนแปลง (Sensitivity), การกระจายภาระการทำงานให้แก่หม้อไอน้ำ และการกระจายภาระให้แก่กังหันไอน้ำ

3.1.2 การพัฒนาแผนภูมิกระบวนการสำหรับหม้อไอน้ำฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียน

การจำลองภาวะการณืกระบวนการภายในห้องเผาไหม้ที่ภาวะคงตัวด้วยโปรแกรม ASPEN PLUS เลือกใช้โมดูลการคำนวณสมบัติแบบอุดมคติ (SYSOP0) สำหรับสมบัติทางฟิสิกส์ บล็อกเครื่องปฏิกรณ์แทนกระบวนการเผาไหม้เชื้อเพลิงแข็งแสดงรายละเอียดในตารางที่ 3.1 [12]

ตารางที่ 3.1 บล็อกเครื่องปฏิกรณ์ที่ใช้การสร้างแบบจำลองห้องเผาไหม้

| ชื่อ | ตัวแปรป้อนค่า | กระบวนการที่เกิด |
|--------|--|-----------------------------|
| RYIELD | T,P,F(y) | ขั้นการสลายตัวของเชื้อเพลิง |
| RSTOIC | T,P,X _{C,d} ,X _{H₂,d} ,X _{S,d} สมการปฏิริยาเคมี | การเผาไหม้สารระเหย |
| RCSTR | T,P,r _{c,i} ,r _{co₂,i} สมการปฏิริยาเคมี | การเผาไหม้ถ่านชาร์ |
| REQUIL | T,P สมการปฏิริยาเคมี | การเกิดปฏิริยาของไนโตรเจน |
| RSTOIC | T,P,X _{CaCO₃} ,η _{SO₂,i} สมการปฏิริยาเคมี | การจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์ |

เมื่อ

T = อุณหภูมิในเบด, เคลวิน (K)

P = ความดันในเบด, บรรยากาศ (atm)

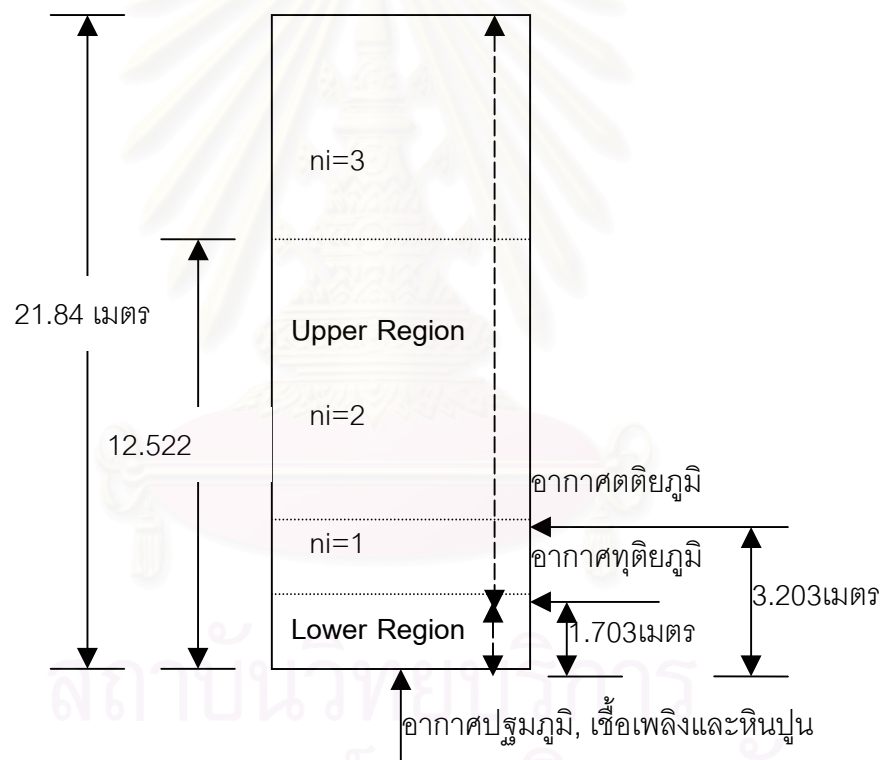
F(y) = การกระจายปริมาณของผลผลิต

X_{C,d} = สัดส่วนการเปลี่ยนแปลงของคาร์บอนในการเผาไหม้สารระเหยX_{H₂,d} = สัดส่วนการเปลี่ยนแปลงของไฮโดรเจนในการเผาไหม้สารระเหยX_{S,d} = สัดส่วนการเปลี่ยนแปลงของกำมะถันในการเผาไหม้สารระเหยR_{c,i} = อัตราการเผาไหม้ถ่านชาร์, mole/sR_{CO₂} = อัตราการเผาไหม้คาร์บอนมอนนอกไซด์, mole/sX_{CaCO₃} = สัดส่วนการเปลี่ยนแปลงของหินปูนไปเป็นปูนขาวη_{SO₂,i} = สัดส่วนการจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์ภายในเบด

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

3.1.2.1 รายละเอียดบล็อกปฏิบัติการ

เนื่องจากภายในห้องเผาไหม้ CFB มีความสูงค่อนข้างมากภาวะภายในแต่ละช่วงของเตามีลักษณะแตกต่างกัน จึงทำการแบ่งแบบจำลองห้องเผาไหม้เพื่อให้แบบจำลองที่พัฒนาขึ้นมีภาวะคล้ายภาวะตามธรรมชาติยิ่งขึ้น โดยแบ่งออกเป็นสองช่วงใหญ่ดังแสดงในรูปที่ 3.1 ซึ่งการแบ่งพิจารณาลักษณะการกระจายตัวของของแข็งภายในเบตจากความสูงของอากาศทุติยภูมิที่ป้อนโดยภายในห้องเผาไหม้ด้านล่างเรียกว่า (Lower Region) มีความสูงประมาณ 1.7 เมตรและในส่วนด้านบนเรียกว่า (Upper Region) มีความสูงประมาณ 20 เมตร โดยในส่วนบนนี้ถูกแบ่งออกเป็นสามช่วงย่อยเพื่อความละเอียดของแบบจำลอง ซึ่งช่วงแรกแบ่งตามอากาศทุติยภูมิที่ป้อนและในสองช่วงหลังแบ่งครึ่งจากส่วนที่เหลือ โดยในแต่ละช่วงปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นมีลักษณะเหมือนกัน



รูปที่ 3.1 แผนภาพแสดงการแบ่งช่วงในการจำลอง

Lower Region

ในหม้อไอน้ำ CFB ช่วงของ Lower Region เป็นช่วงที่อยู่ด้านล่างของห้องเผาไหม้ ซึ่งภายในมีการกระจายตัวของอนุภาคของแข็งอย่างความหนาแน่น โดยแบบจำลองที่พัฒนาขึ้นมาแทนการเกิดปฏิกิริยาของการสลายตัวของเชื้อเพลิง, การเผาไหม้สารระเหย, การเผาไหม้ของถ่านชาร์, การเกิดปฏิกิริยาของไนโตรเจนและการจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์ ซึ่งบล็อกปฏิบัติการที่ถูกเลือกเพื่อแทนปฏิกิริยาดังกล่าวคือ

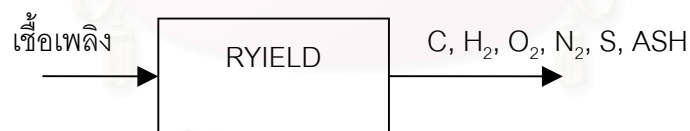
1. บล็อกปฏิบัติการ RYIELD

สมมติฐาน

ต้องการเปลี่ยนเชื้อเพลิงให้อยู่ในรูปองค์ประกอบพื้นฐาน (Conventional)

RYIELD (Yield Reactor) แทนการสลายตัวของเชื้อเพลิงออกเป็นธาตุต่างๆ โดยใช้ข้อมูลจากการวิเคราะห์อย่างละเอียด โดยรูปที่ 3.2 แสดงเชื้อเพลิง, ธาตุและสารประกอบที่เข้าและออกจากเครื่องปฏิกรณ์

$$F(y) = [\text{ASH}, \text{C}, \text{H}_2, \text{N}_2, \text{S}, \text{O}_2]$$



รูปที่ 3.2 แผนภาพบล็อกปฏิบัติการ RYIELD

2. บล็อกปฏิบัติการ RSTOIC-1

สมมุติฐาน

- กำมะถัน, ไฮโดรเจน และออกซิเจนในเชื้อเพลิงถูกใช้ในกระบวนการเผาไหม้สารระเหยเกือบทั้งหมด
- คาร์บอนในสารระเหยเมื่อเกิดปฏิกิริยาผลิตภัณฑ์ที่ได้คือคาร์บอนมอนอกไซด์
- น้ำในเชื้อเพลิงเมื่อถูกความร้อนจะเปลี่ยนเป็นไอน้ำ

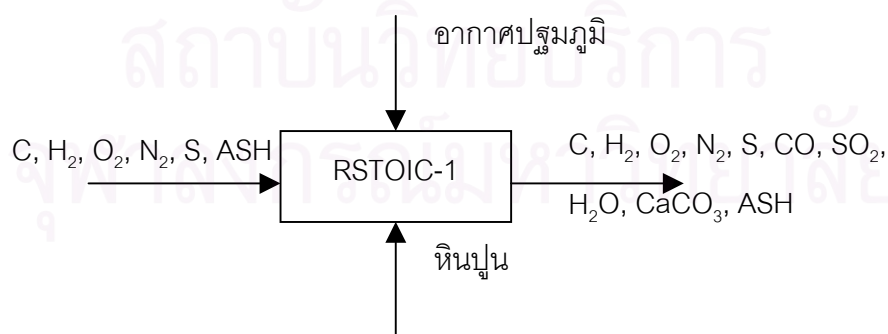
RSTOIC (Stoichiometric Reactor) ถูกเลือกเพื่อการจำลองการเกิดปฏิกิริยาเคมีขึ้นกับธาตุต่างๆ ที่สลายตัวในบล็อกปฏิบัติการ YIELD ซึ่งในที่นี้แทนการเผาไหม้สารระเหยในกระบวนการ โดยรูปที่ 3.3 แสดงธาตุและสารประกอบที่เข้าและออกจากบล็อกปฏิบัติการ RSTOIC-1 ซึ่งในบล็อกนี้มีการป้อนอากาศปฐมภูมิ, หินปูนและเชื้อเพลิงที่อยู่ในรูปขององค์ประกอบปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นในบล็อกได้แก่

| R(i) | j | $X_{j,d}$ | Ref. |
|---------------------------------|----------------|-----------|------|
| $C + 1/2O_2 \rightarrow CO$ | C | 0.3 | [12] |
| $S + O_2 \rightarrow SO_2$ | S | 0.8 | [5] |
| $H_2 + 1/2O_2 \rightarrow H_2O$ | H ₂ | 0.8 | [5] |

R(i) = การเผาไหม้สารระเหย

j = องค์ประกอบสำคัญ

$X_{j,d}$ = สัดส่วนการเปลี่ยนแปลงขององค์ประกอบสำคัญในกระบวนการเผาไหม้ของสารระเหย



รูปที่ 3.3 แผนภาพบล็อกปฏิบัติการ RSTOIC-1

3. บล็อกปฏิบัติการ RCSTR-1

RCSTR (CSTR Reactor) แทนเครื่องปฏิกรณ์แบบถังกวนใช้เมื่อต้องการนำจลพลศาสตร์ของปฏิกิริยาเข้ามาพิจารณาด้วย โดยการเผาไหม้ถ่านชาร์ถูกคำนวณในบล็อกนี้ รูปที่ 3.4 แสดงธาตุและสารประกอบเข้าและออกจากบล็อกปฏิบัติการ RCSTR-1



รูปที่ 3.4 แผนภาพบล็อกปฏิบัติการ RCSTR-1

แบบจำลองจลพลศาสตร์สำหรับ RCSTR

ปฏิกิริยาในการเผาไหม้ถ่านชาร์ที่เกิดเป็นปฏิกิริยาแรกคือ $C + 1/2 O_2 \rightarrow CO$ ซึ่งเป็นปฏิกิริยาระหว่างก๊าซและของแข็งการเปลี่ยนแปลงทางเคมีที่เกิดขึ้นภายในและภายนอกผิวของอนุภาคถ่านชาร์โดยเป็นปฏิกิริยาอันดับหนึ่ง [7] เมื่อเทียบกับออกซิเจน โดยอัตราการเผาไหม้ถ่านชาร์ต่อหนึ่งอนุภาค [20] สามารถอธิบายได้คือ

$$R_{char} = 4\pi r^2 k_r C_{O_2} \quad 3.1$$

เมื่อ

R_{char} = อัตราการเผาไหม้ถ่านชาร์ต่อหนึ่งอนุภาค, kmole/(s.particle)

r_c = รัศมีเฉลี่ยของถ่านชาร์, m

kr = ค่าคงที่อัตราเร็วของเชื้อเพลิง, m/s

เมื่อเปรียบเทียบอนุภาคถ่านชาร์ที่ตำแหน่งด้านล่างของการป้อนเชื้อเพลิงจะมีความแตกต่างกับด้านบนของเตา CFB ดังนั้นในการจำลองภาวะการณของเบดแต่ละช่วงจะทำการคำนวณเพื่อหารัศมีเฉลี่ยของอนุภาคโดยคำนึงถึงการกระจายขนาดอนุภาคของเชื้อเพลิงในระบบหมุนเวียน

$$r_c = \frac{1}{\sum \frac{P_k(r_c(k))}{r_c(k)}} \quad 3.2$$

เมื่อ

$r_c(k)$ = เวกเตอร์รัศมีของอนุภาคเชื้อเพลิง, m

$P_k(r_c(k))$ = เวกเตอร์สัดส่วนน้ำหนักของอนุภาคเชื้อเพลิง ซึ่งเป็นฟังก์ชันของรัศมีอนุภาค

k = จำนวนช่วงของขนาดอนุภาค

ในการจำลองด้วยโปรแกรม ASPEN PLUS ใช้สมมุติฐานว่าอนุภาคซารีในเบดที่เกิดการเผาไหม้ที่รัศมีคงที่ตลอดการเผาไหม้

เนื่องจากเชื้อเพลิงที่ใช้ในการเผาไหม้เป็นเชื้อผสมระหว่างลิแกไนต์กับชีวมวลดังนั้นอัตราเร็วในการเผาไหม้ถ่านซารีของเชื้อเพลิงแต่ละชนิดจึงแตกต่างกันขึ้นอยู่กับค่าคงที่อัตราเร็วสำหรับลิแกไนต์ค่าคงที่อัตราเร็วในการเผาไหม้สามารถแทนได้ด้วยสมการ [7]

$$k_r = k_{0L} T_p \exp\left[\frac{-E}{RT_p}\right] \quad 3.3$$

เมื่อ

k_{0L} = แฟกเตอร์ความถี่สำหรับลิแกไนต์, 59500 m/K.s

T_p = อุณหภูมิภายในห้องเผาไหม้, K

E = พลังงานกระตุ้น, 1.492x10⁸J/kmol

R = ค่าคงที่ก๊าซ, 8.314 kJ/kmole. K

สำหรับชีวมวลค่าคงที่อัตราเร็วในการเผาไหม้สามารถแทนได้ด้วยสมการ [11]

$$k_r = k_{0B} \exp\left[\frac{-E}{RT_p}\right] \quad 3.4$$

เมื่อ

k_{0B} = แฟกเตอร์ความถี่สำหรับชีวมวล, m/s

โดยแฟกเตอร์ความถี่และพลังงานกระตุ้นของชีวมวลแต่ละชนิดจะแตกต่างกันซึ่งแสดงในตาราง 3.2

ตาราง 3.2 แสดงแฟกเตอร์ความถี่และพลังงานกระตุ้นสำหรับเชื้อเพลิงชีวมวล [11]

| ชนิดเชื้อเพลิง | แฟกเตอร์ความถี่ (m/s) | พลังงานกระตุ้น(J/kmol) |
|----------------|-----------------------|------------------------|
| ชานอ้อย | 210,870 | 4.608×10^7 |
| เปลือกไม้ | 86,560 | 4.207×10^7 |
| ชูยอ้อย | 220,000 | 5.000×10^7 |
| เปลือกข้าว | 185,290 | 4.495×10^7 |
| กากตะกอน | 22,140 | 4.476×10^7 |

เมื่อด่านคาร์เกิดปฏิกิริยาที่หนึ่ง ผลิตภัณฑ์ที่ได้คือคาร์บอนมอนนอกไซด์และปฏิกิริยาจะดำเนินการต่อไปเป็น $\text{CO} + 1/2 \text{O}_2 \rightarrow \text{CO}_2$ โดยอัตราการใช้ก๊าซคาร์บอนมอนนอกไซด์เพื่อให้เกิดคาร์บอนไดออกไซด์ [12] สามารถคำนวณได้จาก

$$r_{\text{CO}} = 1.18 \times 10^{13} f_{\text{CO}} f_{\text{O}_2}^{0.5} f_{\text{H}_2\text{O}}^{0.5} \left(\frac{P}{R_1 T_p} \right) \cdot \exp\left(\frac{-2500}{RT_p} \right) V_M \quad 3.5$$

เมื่อ

r_{CO} = อัตราการเผาไหม้คาร์บอนมอนนอกไซด์, kmole/s

$f_{\text{CO}}, f_{\text{O}_2}, f_{\text{H}_2\text{O}}$ = สัดส่วนโมลของคาร์บอนน็อกไซด์, ออกซิเจนและน้ำตามลำดับ

R_1 = ค่าคงที่ก๊าซ, $0.082 \text{ atm} \cdot \text{m}^3 / \text{kmole} \cdot \text{K}$

R = ค่าคงที่ก๊าซ, $8.314 \text{ kJ} / \text{kmole} \cdot \text{K}$

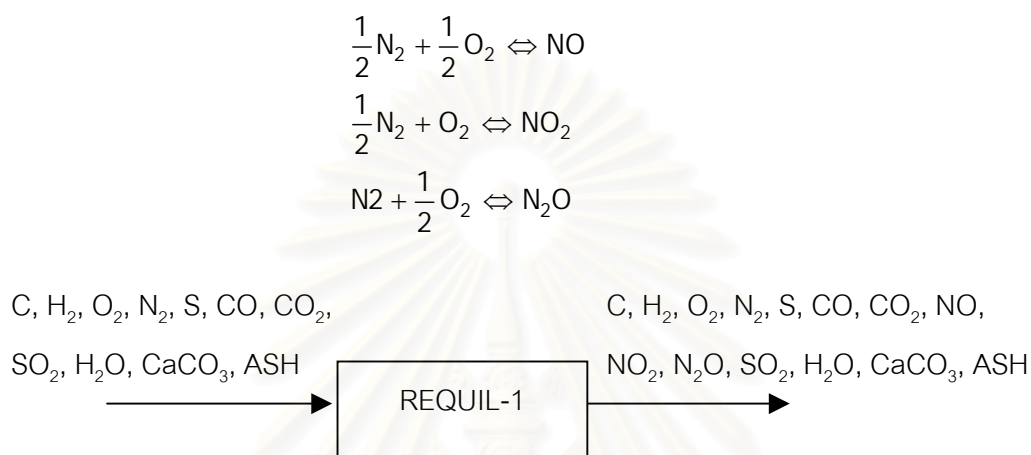
P = ความดัน, atm

V_M = อัตราการไหลเชิงปริมาตรของก๊าซ, m^3 / s

ในส่วนของการคำนวณอัตราการเกิดปฏิกิริยาทั้งสองจะทำการคำนวณโดยการเขียนโปรแกรมย่อยซึ่งเขียนด้วยภาษาฟอร์แทนดังแสดงรายละเอียดอีกครั้งในภาคผนวก ก.

4. บล็อกปฏิบัติการ REQUIL-1

REQUIL (Equilibrium Reactor) ใช้สำหรับกรณีที่เกิดปฏิกิริยาเคมีที่เกิดขึ้นเป็นปฏิกิริยาแบบผันกลับได้ รูปที่3.5แสดงธาตุและสารประกอบที่เข้าออกจากบล็อกปฏิบัติการ REQUIL-1 ปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นในขั้นตอนนี้ได้แก่



รูปที่3.5 แผนภาพบล็อกปฏิบัติการ REQUIL-1

5. บล็อกปฏิบัติการ RSTOIC-2

สมมุติฐาน

- ปฏิกิริยาแคลซิเนชันของหินปูนเกิดขึ้นที่บริเวณด้านล่างของเตาโดยมีส่วนร่วมการเปลี่ยนแปลงของหินปูนเป็นหนึ่ง [12]
- การดูดกลืนซัลเฟอร์ไดออกไซด์ลงบนพื้นผิวของปูนขาวเป็นปฏิกิริยาอันดับหนึ่งเมื่อเทียบกับซัลเฟอร์ไดออกไซด์ [4]
- กำมะถันที่มีอยู่ในเชื้อเพลิงจะเกิดเป็นซัลเฟอร์ไดออกไซด์จนหมดซึ่งเกิดที่บริเวณด้านบนของเตาและกระจายอยู่ทั่วทั้งเตา

บล็อกปฏิบัติการถูกเลือกเพื่อแทนการจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์ภายในเตา CFB โดยซัลเฟอร์ไดออกไซด์จะเกิดปฏิกิริยากับโดยหินปูนที่ป้อนเข้ามา ปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นในบล็อกคือ

| R(i) | j | $X_{j,d}$ | Ref. |
|---|-----------------|-----------|------|
| $\text{CaCO}_3 \rightarrow \text{CaO} + \text{CO}_2$ | CaCO_3 | 1 | [12] |
| $\text{CaO} + \text{SO}_2 + 1/2 \text{O}_2 \rightarrow \text{CaSO}_4$ | SO_2 | 0.4 | [4] |

เมื่อเกิดการดูดซับซัลเฟอร์ไดออกไซด์ขึ้นภายในเบด แบบจำลองเครื่องปฏิกรณ์ได้ถูกพิจารณาเป็นกระบวนการดูดซับโดยในเครื่องปฏิกรณ์แบ่งเครื่องปฏิกรณ์ออกเป็นช่วงๆ เพื่อแทนการเกิดปฏิกิริยาของซัลเฟอร์ไดออกไซด์ ซึ่งในเครื่องปฏิกรณ์แรกถูกวางไว้ที่ตำแหน่งก้นเตาส่วนเครื่องปฏิกรณ์อื่นๆ ถูกวางเรียงไว้เป็นช่วง ๆ จากด้านล่างขึ้นด้านบน รูปที่3.6 แสดงธาตุและสารประกอบที่เข้าและออกจากบล็อกปฏิบัติการ RSTOIC-2



รูปที่3.6 แผนภาพบล็อกปฏิบัติการ RSTOIC-2

6. บล็อกปฏิบัติการRSTOIC-3

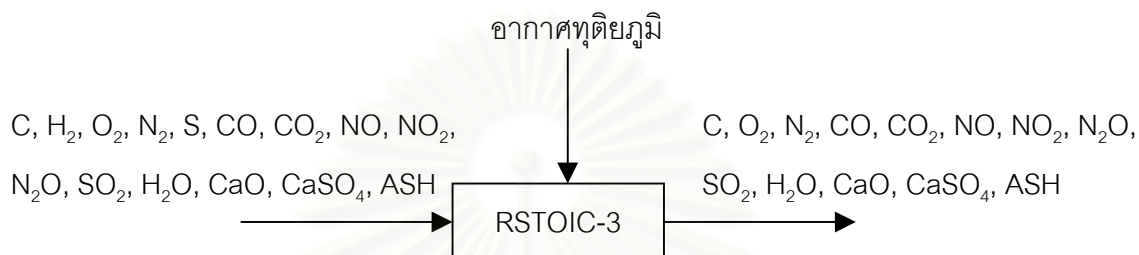
สมมติฐาน

เป็นการทำปฏิกิริยาของกำมะถัน, ไฮโดรเจน และออกซิเจนในเชื้อเพลิงที่ยังเกิดปฏิกิริยาไม่สมบูรณ์ในช่วงแรกของกระบวนการเผาไหม้สารระเหย

บล็อกปฏิบัติการ RSTOIC-3 จำลองการเกิดปฏิกิริยาของกำมะถันและไฮโดรเจนที่ยังไม่สมบูรณ์ในช่วงแรกและมีการป้อนอากาศหุติยภูมิเข้าที่บล็อกนี้โดยปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นคือ

| R(i) | j | $X_{j,d}$ | Ref. |
|---------------------------------|-------|-----------|------|
| $S + O_2 \rightarrow SO_2$ | S | 1 | [4] |
| $H_2 + 1/2O_2 \rightarrow H_2O$ | H_2 | 1 | [4] |

ธาตุและสารประกอบที่เข้าและออกจากบล็อกปฏิบัติการ RSTOIC-3 แสดงได้ในรูปที่ 3.7



รูปที่ 3.7 แผนภาพบล็อกปฏิบัติการ RSTOIC-3

Upper Region

ช่วงของ Upper Region เป็นช่วงที่อยู่ด้านบนของห้องเผาไหม้เริ่มจากอากาศหัตถิยภูมิที่ป้อนภายในมีการกระจายอนุภาคของแข็งอย่างความเบาบาง โดยแบบจำลองที่พัฒนาขึ้นมาแทนการเกิดปฏิกิริยาของการเผาไหม้ของถ่านชาร์, การเกิดปฏิกิริยาของไนโตรเจนและการจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์ซึ่งบล็อกปฏิบัติการที่ถูกเลือกเพื่อแทนปฏิกิริยาดังกล่าวคือ

7. บล็อกปฏิบัติการ RCSTR-2, RCSTR-3 และ RCSTR-4

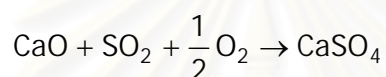
จำลองการเผาไหม้ถ่านชาร์ในช่วงด้านบน ($n_i=1,2,3$) โดยปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นมีลักษณะคล้ายบล็อกปฏิบัติการ RCSTR-1 ที่กล่าวมาข้างต้น

8. บล็อกปฏิบัติการ REQUIL-2, REQUIL-3 และ REQUIL-4

จุดประสงค์ในการสร้างบล็อกปฏิบัติการนี้คล้ายกับบล็อกปฏิบัติการ REQUIL-1 ในช่วงต้นที่กล่าวมาคือจำลองการเกิดปฏิกิริยาของไนโตรเจนในช่วงด้านบน ($n_i=1,2,3$) การป้อนค่าตัวแปรและปฏิกิริยาเคมีที่เกิดขึ้นเป็นลักษณะเดียวกัน

9. บล็อกปฏิบัติการ RSTOIC-4, RSTOIC-5 และ RSTOIC-6

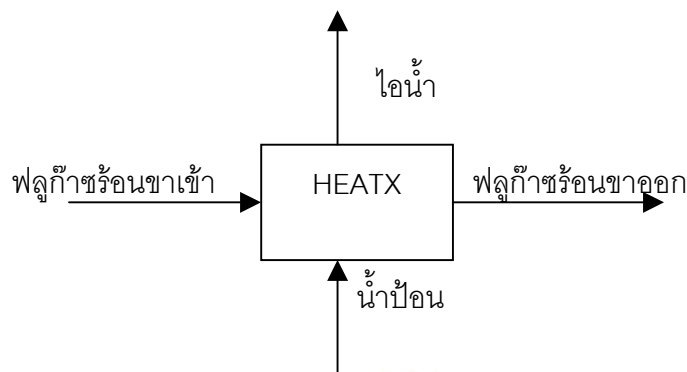
บล็อกปฏิบัติการนี้แทนการจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์โดยปูนขาวที่เกิดขึ้นในช่วงด้านล่าง โดยปฏิกิริยาเกิดทุกช่วง ($n_i=1,2,3$) ของส่วนด้านบนซึ่งปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นคือ



ในส่วนด้านบนนี้ไม่เกิดปฏิกิริยาแคลซิเนชันเนื่องจากสมมุติฐานที่ตั้งไว้ในตอนต้น

10. บล็อกปฏิบัติการ HEATX

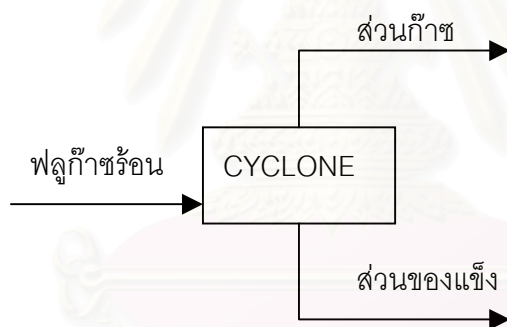
เนื่องจากในภาวะการณ์จริงหม้อไอน้ำประเภทนี้จะมีท่อน้ำอยู่ในผนังและบางส่วนอยู่นอกผนัง พลุก๊าซไหลผ่านผนังทางด้านนอกท่อทำให้เกิดการถ่ายเทความร้อนมาให้ น้ำในท่อ แต่ในการสร้างแบบจำลองไม่สามารถทำเช่นนั้นได้จึงใช้บล็อกปฏิบัติการ HEATX (Heat exchanger) เพื่อจำลองการถ่ายโอนความร้อนจากพลุก๊าซทั้งหมดให้กับน้ำป้อนโดยกำหนดขนาดและจำนวนท่อ, ลักษณะการไหลระหว่างน้ำและพลุก๊าซ, คุณหภูมิและความดันของน้ำขาเข้าและไอน้ำขาออก รูปที่ 3.8 แสดงกระแสเข้าและออกจากบล็อกปฏิบัติการ HEATX



รูปที่ 3.8 แผนภาพบล็อกปฏิบัติการHEATX

11. บล็อกปฏิบัติการ CYCLONE

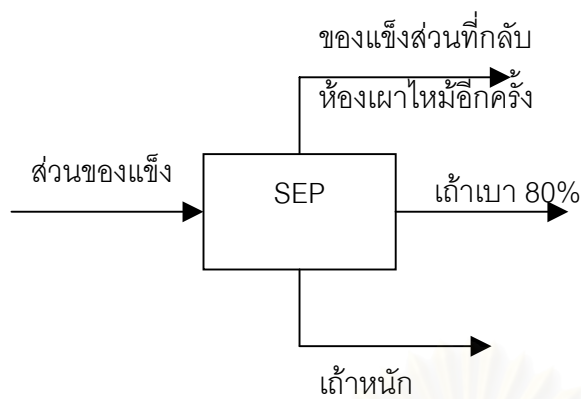
บล็อกปฏิบัติการไซโคลนเป็นหน่วยในการแยกระหว่างก๊าซกับของแข็งภายในเตาเพื่อนำของแข็งบางส่วนที่ยังมีขนาดใหญ่กลับมาทำปฏิกิริยาอีกครั้งโดยกำหนดรัศมีของไซโคลนและชนิดของไซโคลน รูปที่ 3.9 แสดงกระแสผ่านเข้าและออกจากบล็อกปฏิบัติการ CYCLONE



รูปที่3.9 แผนภาพบล็อกปฏิบัติการ CYCLONE

12. บล็อกปฏิบัติการ SEP

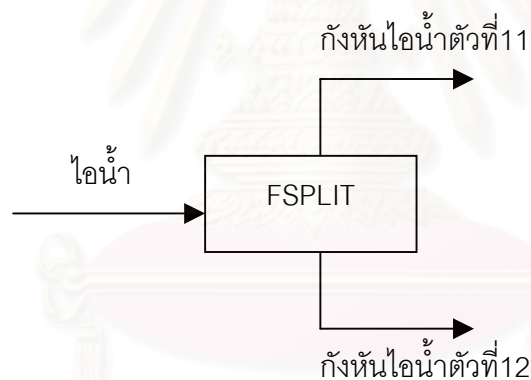
บล็อกปฏิบัติการ SEP คือบล็อกเครื่องแยก (Separator) ซึ่งจำลองการแยกระหว่างไถ่หนักกับไถ่เบาที่ออกมาจากบล็อกปฏิบัติการ CYCLONE โดยกำหนดให้ 80% ของไถ่ทั้งหมดเป็นส่วนของไถ่เบาและส่วนที่เหลือเป็นไถ่หนัก [6] นอกจากนี้ในส่วนไถ่หนักมีปูนขาวและแคลเซียมซัลเฟตบางส่วนผสมอยู่ด้วยคือประมาณ 0.4% ของทั้งหมด [6] ที่เหลืออยู่หลุดไปอยู่ในส่วนนี้ รูปที่ 3.10 แสดงกระแสผ่านเข้าออกจากเครื่องแยก



รูปที่3.10 แผนภาพแสดงบล็อกปฏิบัติการSEP

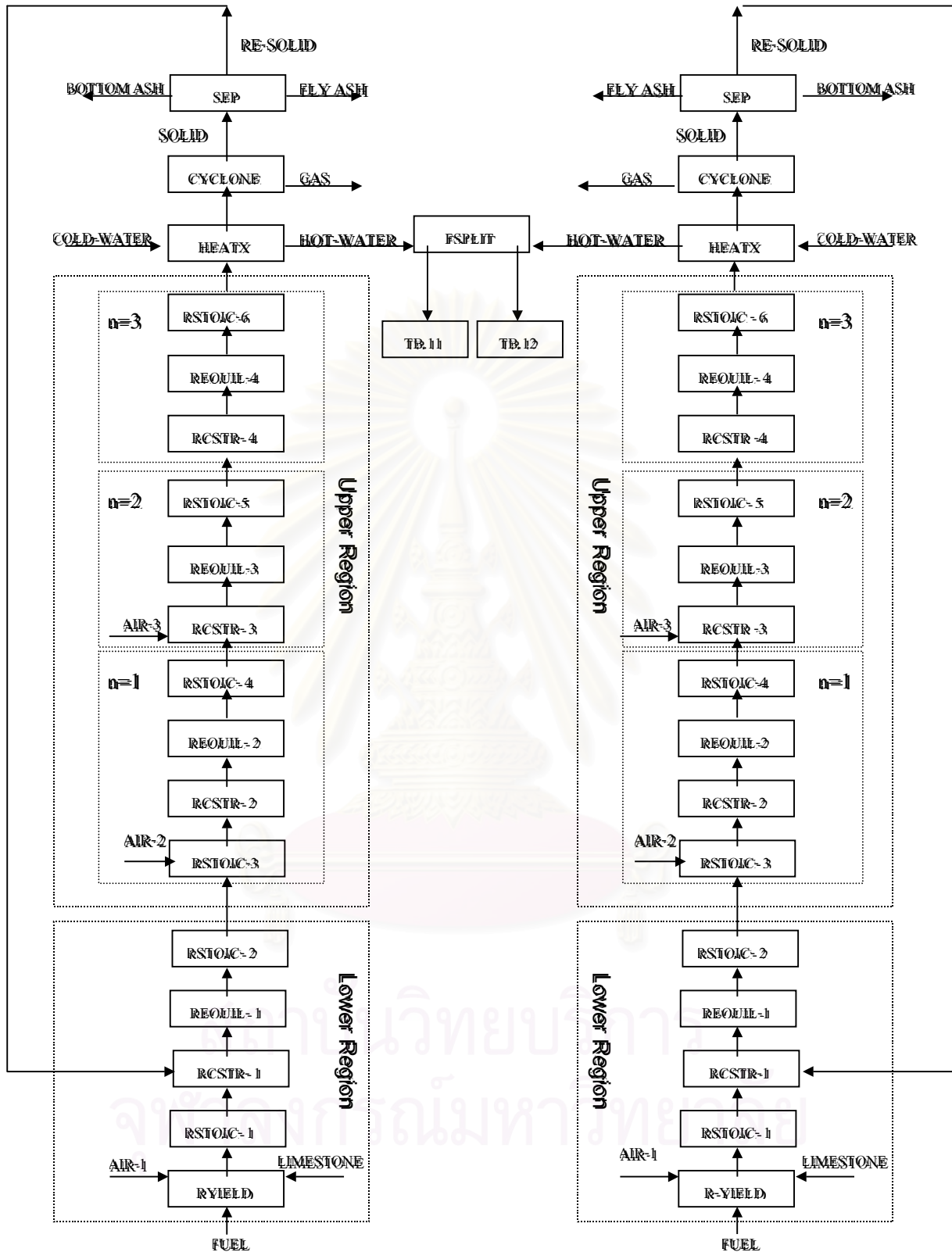
13. บล็อกปฏิบัติการFSPLIT

ในบล็อกปฏิบัติการ (Flow Split) จำลองการแยกไอน้ำที่ผลิตได้ออกเป็นสองสายเพื่อเตรียมส่งเข้าสู่กังหันไอน้ำ ดังแสดงในรูปที่ 3.11



รูปที่3.11 แผนภาพแสดงบล็อกปฏิบัติการFSPLIT

จากการเก็บข้อมูลเพื่อใช้ทำงานวิจัยที่บริษัทสยามคราฟท์อุตสาหกรรมจำกัดซึ่งนั้นทางโรงงานมีหม้อไอน้ำอยู่หลายชนิดด้วยกันแต่หม้อไอน้ำที่สนใจจะศึกษาคือหม้อไอน้ำฟลูอิดเบดแบบหมุนเวียนซึ่งเป็นหม้อไอน้ำตัวที่11 และตัวที่12 ของโรงงาน เพื่อให้ง่ายต่อไปนี้จะใช้สัญลักษณ์ PB.11 และ PB.12 สำหรับหม้อไอน้ำแต่ละเครื่องตามลำดับ โดยแต่ละเครื่องมีกำลังการผลิตไอน้ำ 110 ตันต่อชั่วโมงเท่ากันและมีปริมาตรภายในห้องเผาไหม้เท่ากันเช่นกัน สิ่งที่แตกต่างกันคือปีที่ติดตั้งและประสิทธิภาพในการผลิตไอน้ำของแต่ละเครื่อง



รูปที่ 3.12 แผนภาพแสดงการนำบล็อกปฏิบัติการทั้งหมดมาต่อเพื่อแทนแบบจำลองของหม้อไอน้ำฟลูอิดเบดแบบหมุนเวียน 2 เครื่อง

3.1.2.2 การหาค่าความเหมาะสม (Optimization)

ในการหาค่าความเหมาะสมปกติเริ่มด้วยการกำหนดฟังก์ชันวัตถุประสงค์ที่ต้องการหาค่า ซึ่งอาจเป็นการหาค่าต้นทุนที่ต่ำสุด, กำไรที่สูงสุดของการดำเนินกิจกรรมบางประเภท ในการหาค่าสภาวะดังกล่าวมักมีข้อจำกัดทางเทคนิคบางประการเป็นปัจจัยกำหนดขอบเขตของค่าตัวแปร เช่นปริมาณทรัพยากรที่มี, มวลและพลังงานต้องอนุรักษ์ เป็นต้น

ในงานวิจัยครั้งนี้ต้องการหาต้นทุนในการผลิตไอน้ำต่ำสุดโดยทำการปรับเปลี่ยนตัวแปรปรับค่าได้ในที่นี้คืออัตราการป้อนเชื้อเพลิง โดยมีข้อจำกัดในเรื่องปริมาณไอน้ำที่ต้องการผลิต, คุณภาพไอน้ำ, มาตรฐานฟลูเก๊าส, คุณมวลสารและพลังงานของกระบวนการและสัดส่วนการใช้เชื้อเพลิงระหว่างลิกไนต์และชีวมวล จากความต้องการดังกล่าวสามารถเขียนฟังก์ชันวัตถุประสงค์ได้ดังนี้

$$\text{Minimize : } C = \sum_{i=1}^n C_i (F_{i_{PB11}} + F_{i_{PB12}}) \quad 3.6$$

เมื่อ

C = ราคาเชื้อเพลิงทั้งหมด , Baht/s

C_i = ราคาของเชื้อเพลิงแต่ละชนิด, Baht/kg as received

F_i = อัตราการป้อนเชื้อเพลิงแต่ละชนิดเข้าหม้อไอน้ำ PB.11 และ PB.12, kg as received / s

โดยมีข้อจำกัดดังต่อไปนี้คือ

1. ข้อจำกัดในด้านไอน้ำที่ผลิตได้ของหม้อไอน้ำทั้งสองต้องน้อยกว่าหรือเท่ากับ 61.2 kg/s เนื่องจากกำลังการผลิตไอน้ำสูงสุดของหม้อไอน้ำทั้งสองเครื่องอยู่ที่ 30.6 kg/s [6]

$$\sum_{w=PB11}^{PB12} m_w \leq 61.2 \quad \text{kg/s} \quad 3.7$$

เมื่อ

m = ปริมาณไอน้ำที่ผลิตได้ , kg/s

W = หม้อไอน้ำตัวที่ W

2. ข้อจำกัดดุลพลังงานโดยการถ่ายเทความร้อนจากหม้อไอน้ำกับน้ำป้อน สำหรับหม้อไอน้ำ PB.11

$$m_{PB11} = \frac{\left(\eta \sum_{i=1}^n F_i (HHV)_i \right)_{PB11}}{(h_{out} - h_{in})_{PB11}} \quad 3.8$$

และหม้อไอน้ำ PB.12

$$m_{PB12} = \frac{\left(\eta \sum_{i=1}^n F_i (HHV)_i \right)_{PB12}}{(h_{out} - h_{in})_{PB12}} \quad 3.9$$

โดยมีสมการประสิทธิภาพของหม้อไอน้ำได้จากการทดสอบหม้อไอน้ำโดยบริษัทผู้ผลิตดังนี้

เมื่อ

η = ประสิทธิภาพของหม้อไอน้ำ

F = อัตราการป้อนเชื้อเพลิง, kg/s

HHV= ค่าความร้อนขั้นสูงของเชื้อเพลิง, J/kg

h = เอนทัลปี, J/kg

i = ชนิดเชื้อเพลิง

$$\eta_j = aS_w^2 + bS_w + c \quad 3.10$$

a, b, c = ค่าคงที่สำหรับหม้อไอน้ำแต่ละเครื่อง

S_w = ร้อยละกำลังการผลิตของไอน้ำ

j = หม้อไอน้ำแต่ละเครื่อง

3. ข้อจำกัดเรื่องสัดส่วนการป้อนลิแกนด์ต่อเชื้อเพลิงทั้งหมด

$$\frac{\sum_{j=1}^2 F_j}{\sum_{k=1}^5 F_k} = 0.5 \quad 3.11$$

เมื่อ

j = ชนิดของเชื้อเพลิงลิแกนด์

k = ชนิดของเชื้อเพลิง

4. ข้อจำกัดเรื่องมาตรฐานฟลูออรีนที่ปล่อยสู่บรรยากาศต้องได้ตามมาตรฐานอุตสาหกรรม [5]

$$(\text{SO}_2)_{\text{PB11}} \leq 500 \text{ PPM} \quad , \text{ มาตรฐานอุตสาหกรรมกำหนดไว้ที่ต่ำกว่า } 1250 \text{ PPM} \quad 3.12$$

$$(\text{SO}_2)_{\text{PB12}} \leq 500 \text{ PPM} \quad , \text{ มาตรฐานอุตสาหกรรมกำหนดไว้ที่ต่ำกว่า } 1250 \text{ PPM} \quad 3.13$$

$$(\text{CO})_{\text{PB11}} \leq 300 \text{ PPM} \quad , \text{ มาตรฐานอุตสาหกรรมกำหนดไว้ที่ต่ำกว่า } 870 \text{ PPM} \quad 3.14$$

$$(\text{CO})_{\text{PB12}} \leq 300 \text{ PPM} \quad , \text{ มาตรฐานอุตสาหกรรมกำหนดไว้ที่ต่ำกว่า } 870 \text{ PPM} \quad 3.15$$

$$(\text{NO}_x)_{\text{PB11}} \leq 9.4\text{E}10^{-4} \text{ kg/m}^3 \quad , \text{ มาตรฐานอุตสาหกรรมกำหนดไว้ที่ต่ำกว่า } 9.4\text{E}-4 \text{ kg/m}^3 \quad 3.16$$

$$(\text{NO}_x)_{\text{PB12}} \leq 9.4\text{E}10^{-4} \text{ kg/m}^3 \quad , \text{ มาตรฐานอุตสาหกรรมกำหนดไว้ที่ต่ำกว่า } 9.4\text{E}-4 \text{ kg/m}^3 \quad 3.17$$

การแก้สมการหาค่าความเหมาะสมด้วยโปรแกรม ASPEN PLUS สามารถทำได้โดยกำหนดฟังก์ชันวัตถุประสงค์และข้อจำกัดต่าง ๆ ลงในบล็อก Optimization โดยเลือกตัวแปรที่ต้องการปรับค่าและขั้นตอนวิธีที่ใช้ในการหาค่าตอบ โดยในงานวิจัยนี้ขั้นตอนวิธีที่ถูกเลือกใช้คือ Successive Quadratic Programming (SQP) เนื่องจากปัญหาที่สนใจเป็นแบบไม่เป็นเชิงเส้น (Nonlinear Programming) ในการคำนวณหาความเหมาะสมจึงต้องใช้วิธีแก้ปัญหแบบนี้ไม่เป็นเชิงเส้น

3.1.2.3 การหาความไวต่อการเปลี่ยนแปลง (Sensitivity)

การหาความไวต่อการเปลี่ยนแปลงเพื่อดูว่าเมื่อมีการเปลี่ยนแปลงค่าพารามิเตอร์บางตัวจะมีผลอย่างไรต่อการตัดสินใจในการเลือกใช้เชื้อเพลิง ในการทดสอบแบบจำลองเพื่อหาความไวต่อสิ่งกระตุ้น โดยใช้โปรแกรม ASPEN PLUS ทำได้โดยวิธีการเดียวกับการหาค่าความเหมาะสมแต่เปลี่ยนค่าที่ได้จากการวิเคราะห์อย่างละเอียดให้มีการเปลี่ยนแปลงเปอร์เซ็นต์คาร์บอนในเชื้อเพลิงเพื่อดูการตัดสินใจในการเลือกใช้เชื้อเพลิง

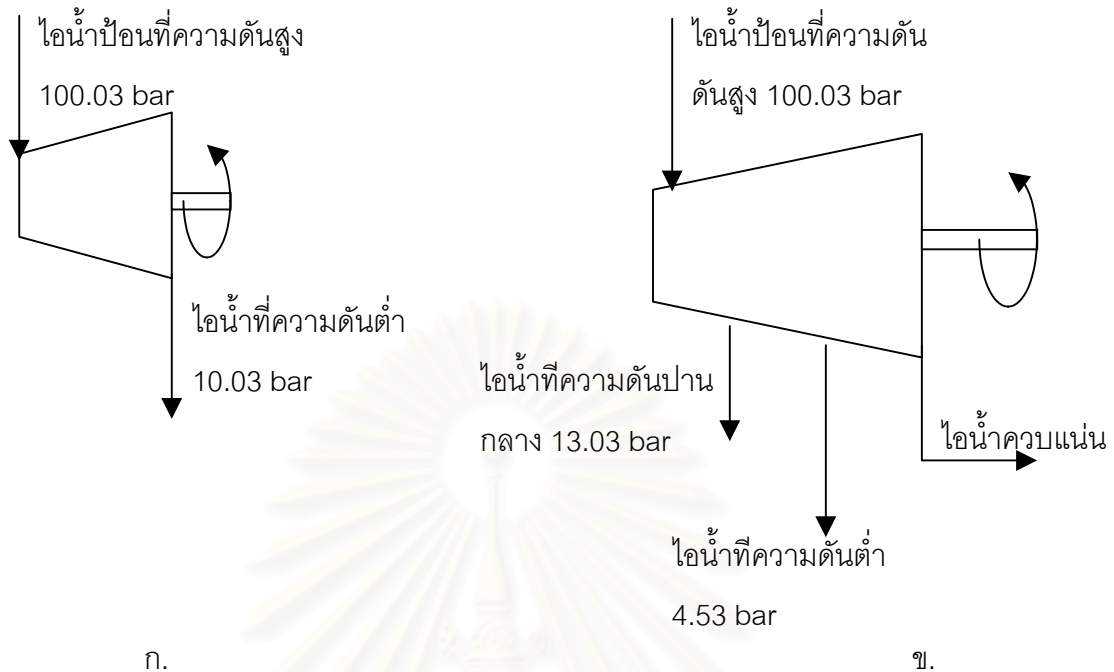
3.1.2.4 การกระจายภาระการทำงานให้แก่หม้อไอน้ำ

เมื่อความต้องการใช้ไอน้ำภายในโรงงานมีการเปลี่ยนแปลง การผลิตไอน้ำต้องเปลี่ยนตาม โดยต้องกระจายภาระการผลิตให้แก่หม้อไอน้ำแต่ละเครื่องในปริมาณที่เหมาะสมเพื่อลดต้นทุนในการผลิต ซึ่งการทำแบบจำลองเพื่อหาความเหมาะสมมีลักษณะคล้ายกับหัวข้อ 3.1.2.2 ทั้งฟังก์ชันจุดประสงค์และข้อกำหนดต่าง ๆ แต่สิ่งที่แตกต่างคือมีการเพิ่มตัวแปรปรับค่าได้อีกหนึ่งค่าได้แก่อัตราการป้อนน้ำ นอกนั้นวิธีการดำเนินการยังคงเหมือนเดิม

3.1.3 การพัฒนาแผนภูมิกระบวนการสำหรับกังหันไอน้ำ

3.1.3.1 รายละเอียดสำหรับบล็อกปฏิบัติการ

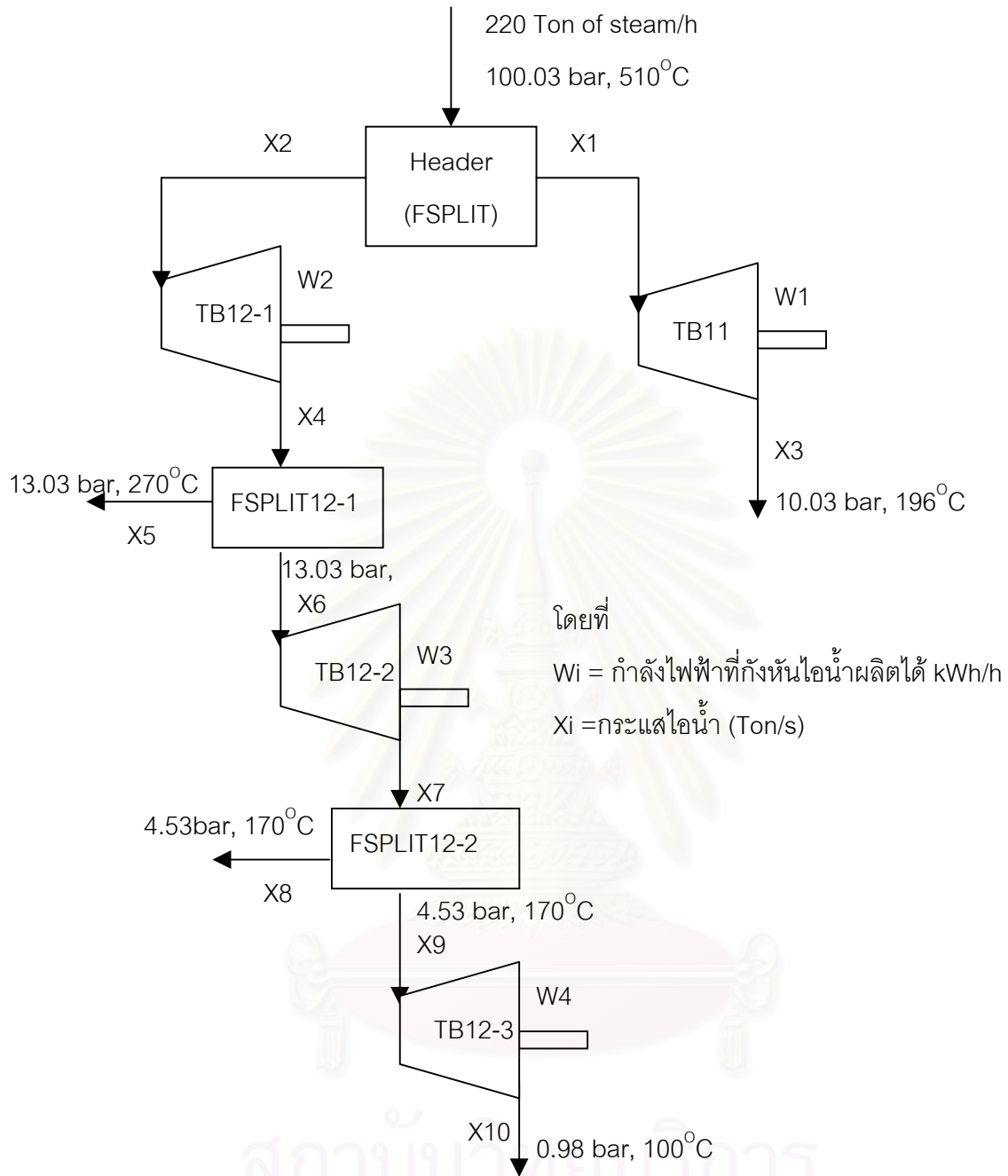
กังหันไอน้ำที่ใช้ในการศึกษามีสองชนิดด้วยกันซึ่งเรียกว่า TB.11 และ TB.12 โดยที่กังหันไอน้ำ TB.11 เป็นชนิดกังหันความดันต้าน (Back Pressure Turbine) สามารถกำหนดความดันขาออกจากกังหันได้ และกังหันไอน้ำ TB.12 (Extraction Condensing Turbine) ในกังหันชนิดนี้มีการปล่อยไอน้ำที่ความดันปานกลางและที่ความดันต่ำ นอกจากนั้นมีไอน้ำบางส่วนควบแน่นเป็นน้ำและถูกส่งกลับเข้าหม้อไอน้ำอีกครั้ง รูปที่ 3.13 แสดงผังจำลองกังหันไอน้ำทั้งสองแบบ ในการจำลองภาวะการณกำหนดให้ประสิทธิภาพของกังหันไอน้ำเท่ากับ 80 %



รูปที่ 3.13 แผนภาพแสดงลักษณะการทำงานของกังหันไอน้ำโดยที่ภาพ ก. เป็นกังหันไอน้ำ Back Pressure Turbine และภาพ ข. เป็นกังหันไอน้ำ Extraction Condensing Turbine

3.1.3.2 การหาความเหมาะสมสำหรับการกระจายภาระการทำงานให้แก่กังหันไอน้ำ

ในการจำลองหาความเหมาะสมสำหรับการกระจายภาระการทำงานให้แก่กังหันไอน้ำขั้นตอนแรกคือกำหนดฟังก์ชันวัตถุประสงค์ในที่นี่คือการผลิตไฟฟ้าจากกังหันให้ได้มากที่สุดเพื่อลดค่าใช้จ่ายในการซื้อไฟจากการไฟฟ้า โดยมีข้อจำกัดในเรื่องความสามารถในการผลิตไฟฟ้าของกังหันแต่ละเครื่อง, อุณหภูมิและความดันของไอน้ำที่ออกจากกังหันต้องเป็นตามภาวะที่กำหนด, อัตราการไหลของไอน้ำที่ผลิตได้ต้องเป็นตามที่กำหนด โดยในรูปที่ 3.14 เป็นผังกระบวนการในส่วนกังหันไอน้ำเพื่อการผลิตไฟฟ้าและส่วนความร้อนที่เหลือไอน้ำยังกระบวนการ



รูปที่ 3.14 แผนภาพการจำลองภาวะการณ์สำหรับกั้นไอน้ำ

ดังนั้นการหาค่าความเหมาะสมในการกระจายภาระงานให้แก่กังหันไอน้ำเพื่อให้ต้นทุนในการซื้อไฟฟ้าต่ำที่สุดสามารถอธิบายเป็นสมการของฟังก์ชันวัตถุประสงค์ดังนี้

$$\text{Minimize : } f = SC(FS) + EC(PP) \quad 3.18$$

เมื่อ

f = ค่าใช้จ่ายในการซื้อไฟฟ้าและผลิตไอน้ำ, Baht/h

SC = ราคาการผลิตไอน้ำ, Baht/Ton

FS = อัตราการไหลของไอน้ำเข้ากังหันไอน้ำ, Ton/h

EC = ราคาไฟฟ้า, Baht/kWh

PP = ความต้องการกำลังไฟฟ้าที่ต้องซื้อจากการไฟฟ้า, kWh/h

โดยความต้องการกำลังไฟฟ้าที่ต้องซื้อจากการไฟฟ้าคือความต้องการกำลังไฟฟ้าที่ใช้ทั้งหมดภายในโรงงานซึ่งประมาณ 45100 kWh/h หักออกด้วยไฟฟ้าที่กังหันไอน้ำผลิตได้

$$PP = 45100 - (W1 + W2 + W3 + W4) \quad 3.19$$

เมื่อ

Wi = กำลังไฟฟ้าที่กังหันไอน้ำผลิตได้ (kWh/h)

ซึ่งมีข้อกำหนดคือ

1. ข้อกำหนดเรื่องปริมาณไอน้ำที่ออกจาก FSPLIT12-1 ที่ความดัน 13.03 bar ที่กระแสไอน้ำ (X5)

$$X5 \leq 3.312 \text{Ton/h} \quad 3.20$$

2. ข้อกำหนดเรื่องปริมาณไอน้ำที่ออกจาก FSPLIT12-2 ที่ความดัน 4.53 bar ที่กระแสไอน้ำ (X8)

$$X8 \leq 38.5 \text{Ton/h} \quad 3.21$$

3. ข้อกำหนดเรื่องอุณหภูมิที่ออกจากกังหันไอน้ำ

$$\text{Temp}_{x_3} = 196^{\circ}\text{C} \quad 3.22$$

$$\text{Temp}_{x_6} = 270^{\circ}\text{C} \quad 3.23$$

$$\text{Temp}_{x_9} = 170^{\circ}\text{C} \quad 3.24$$

$$\text{Temp}_{x_{10}} = 100^{\circ}\text{C} \quad 3.25$$

4. ข้อกำหนดเรื่องกำลังไฟฟ้าจากผลิตได้ที่กังหันไอน้ำ TB.11

$$W1 \leq 12270 \text{ kWh/h} \quad 3.26$$

และไฟฟ้ารวมที่ผลิตได้จากกังหันไอน้ำ (TB.12-1, TB.12-2, TB.12-3)

$$(W2 + W3 + W4) \leq 24000 \text{ kWh/h} \quad 3.27$$

การหาค่าความเหมาะสมในการกระจายภาระการทำงานให้แก่กังหันไอน้ำ ด้วยโปรแกรม ASPEN PLUS สามารถทำได้โดยการเลือกบล็อก Optimization เพื่อกำหนดฟังก์ชันวัตถุประสงค์และข้อจำกัดต่าง ๆ ซึ่งตัวแปรปรับค่าได้คืออัตราการป้อนไอน้ำเข้าสู่กังหันไอน้ำ โดยพบว่าการแก้ปัญหาคั้งนี้ทั้งฟังก์ชันเป้าหมายและข้อกำหนดต่าง ๆ อยู่ในรูปของสมการเชิงเส้น ดังนั้นขั้นตอนวิธีในการคำนวณคือกำหนดการเชิงเส้น (Linear Programming)

3.2 พารามิเตอร์ในการสร้างแบบจำลอง

ข้อมูลในการสร้างแบบจำลองมาจากโรงงานสยามคราฟท์ โดยแบ่งเป็นส่วนหนึ่งของห้องเผาไหม้, ไฮโดรเจน, ท่อน้ำ, ประสิทธิภาพของหม้อไอน้ำทั้งสองเครื่อง, การวิเคราะห์อย่างละเอียดและโดยประมาณของเชื้อเพลิง รวมไปถึงข้อมูลในการจำลองภาวะการณ์สำหรับกังหันไอน้ำ โดยข้อมูลต่างๆ เหล่านี้ได้รวบรวมไว้ที่ภาคผนวก ก.



สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

บทที่ 4

ผลการวิเคราะห์ข้อมูล

4.1 ผลการจำลองและวิเคราะห์กระบวนการผลิตไอน้ำ

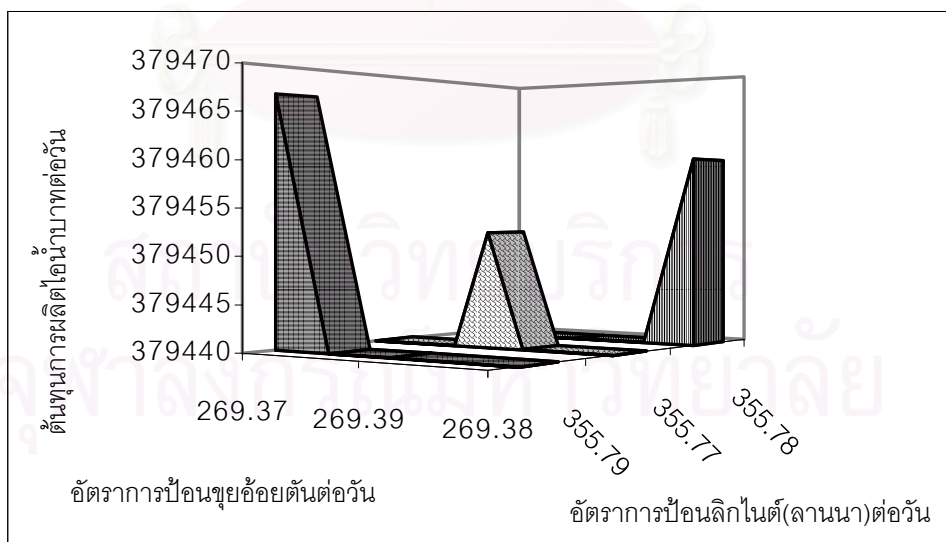
4.1.1 ผลการหาความเหมาะสมของค่าใช้จ่ายด้านเชื้อเพลิงที่กำลังการผลิตไอน้ำ 100%

การจำลองภาวะการณืกระบวนการผลิตไอน้ำด้วยหม้อไอน้ำฟลูอิโดเบดแบบหมุนเวียน 2 เครื่อง ที่ภาวะคงตัวด้วยโปรแกรม ASPEN PLUS โดยใช้เชื้อเพลิงผสมระหว่างลิกไนต์และชีวมวล โดยปรับเปลี่ยนชนิดเชื้อเพลิงที่ป้อนและลักษณะการป้อนเชื้อเพลิงเข้าหม้อไอน้ำทั้งสองเครื่องเป็นแบบการป้อนเชื้อเพลิง 3 ชนิดและการป้อนเชื้อเพลิง 4 ชนิด โดยในการจำลองสภาวะการณืแต่ละครั้งทำการทดลองกับชุดของค่าเริ่มต้นที่แตกต่างกัน เพื่อให้มั่นใจว่าคำตอบที่ได้เป็นค่าเหมาะสมที่แท้จริงของปัญหา (Global optimum)

4.1.1.1 จากผลการจำลองภาวะการณืในการผลิตไอน้ำด้วยเชื้อเพลิงผสมลิกไนต์และชีวมวลแบบสามชนิด

กรณีศึกษาที่ 1. เชื้อเพลิงประกอบด้วยลิกไนต์ (ลานนา) , กากตะกอน และขุ่ยอ้อยสรุปได้ดัง

รูปที่ 4.1



รูปที่ 4.1 ผลการป้อนเชื้อเพลิงผสมระหว่างลิกไนต์(ลานนา), กากตะกอน และขุ่ยอ้อยที่มีผลต่อต้นทุนการผลิตไอน้ำ โดยในกราฟกำหนดอัตรการป้อนกากตะกอนคงที่ = 86.4 ตันต่อวัน

ตารางที่ 4.1 ผลการป้อนเชื้อเพลิงผสมระหว่างลิกไนต์(ลานนา) กากตะกอน และขุยมั้ย

| ต้นทุนการผลิตไอน้ำต่ำสุด = 379452 บาทต่อวัน = 71.87 บาทต่อตันไอน้ำ | | | |
|--|--------|----------|---------|
| ชนิดเชื้อเพลิง | ลานนา | กากตะกอน | ขุยมั้ย |
| เตาที่11 (ตันต่อวัน) | 179.85 | 43.20 | 136.66 |
| เตาที่12 (ตันต่อวัน) | 175.92 | 43.20 | 132.72 |
| รวม (ตันต่อวัน) | 355.77 | 86.40 | 269.38 |
| สัดส่วน | 0.500 | 0.121 | 0.379 |

กรณีศึกษาที่ 2 เชื้อเพลิงประกอบด้วยลิกไนต์(สิรามณี), กากตะกอน และขุยมั้ยสรุปได้ดัง

ตารางที่ 4.2

ตารางที่ 4.2 ผลการป้อนเชื้อเพลิงผสมระหว่างลิกไนต์(สิรามณี),กากตะกอนและขุยมั้ย

| ต้นทุนการผลิตไอน้ำต่ำสุด 390903 บาทต่อวัน = 74.03 บาทต่อตันไอน้ำ | | | |
|--|---------|----------|---------|
| ชนิดเชื้อเพลิง | สิรามณี | กากตะกอน | ขุยมั้ย |
| เตาที่11 (ตันต่อวัน) | 185.32 | 43.20 | 142.12 |
| เตาที่12 (ตันต่อวัน) | 181.26 | 45.79 | 138.06 |
| รวม (ตันต่อวัน) | 366.58 | 88.99 | 280.17 |
| สัดส่วน | 0.498 | 0.121 | 0.381 |

กรณีศึกษาที่ 3. เชื้อเพลิงประกอบด้วยลิกไนต์(ลานนา), กากตะกอนและชานอ้อยสรุป
ได้ดังตารางที่4.3

ตารางที่ 4.3 ผลการป้อนเชื้อเพลิงผสมระหว่างลิกไนต์(ลานนา),กากตะกอนและชานอ้อย

| ต้นทุนการผลิตไอน้ำต่ำสุด 432430 บาทต่อวัน = 81.90 บาทต่อตันไอน้ำ | | | |
|--|--------|----------|---------|
| ชนิดเชื้อเพลิง | ลานนา | กากตะกอน | ชานอ้อย |
| เตาที่11 (ตันต่อวัน) | 183.25 | 96.87 | 86.40 |
| เตาที่12 (ตันต่อวัน) | 179.11 | 92.75 | 86.40 |
| รวม (ตันต่อวัน) | 362.36 | 189.62 | 172.80 |
| สัดส่วน | 0.500 | 0.262 | 0.238 |

กรณีศึกษาที่ 4. เชื้อเพลิงประกอบด้วยลิกไนต์(สิรามณี), กากตะกอนและชานอ้อยสรุป
ได้ดังตารางที่4.4

ตารางที่ 4.4ผลการป้อนเชื้อเพลิงผสมระหว่างลิกไนต์(ลานนา),กากตะกอนและชานอ้อย

| ต้นทุนการผลิตไอน้ำต่ำสุด 448838 บาทต่อวัน = 85.01 บาทต่อตันไอน้ำ | | | |
|--|---------|----------|---------|
| ชนิดเชื้อเพลิง | สิรามณี | กากตะกอน | ชานอ้อย |
| เตาที่11 (ตันต่อวัน) | 188.49 | 105.30 | 86.45 |
| เตาที่12 (ตันต่อวัน) | 188.29 | 107.05 | 86.40 |
| รวม (ตันต่อวัน) | 376.78 | 212.35 | 172.85 |
| สัดส่วน | 0.494 | 0.279 | 0.227 |

กรณีศึกษาที่ 5. เชื้อเพลิงประกอบด้วยลิกไนต์(ลานนา), กากตะกอนและเปลือกไม้
สรุปได้ดังตารางที่4.5

ตารางที่ 4.5 ผลการป้อนเชื้อเพลิงผสมระหว่างลิกไนต์(ลานนา),กากตะกอนและเปลือกไม้

| ต้นทุนการผลิตไอน้ำต่ำสุด 408447 บาทต่อวัน = 77.36 บาทต่อตันไอน้ำ | | | |
|--|--------|----------|-----------|
| ชนิดเชื้อเพลิง | ลานนา | กากตะกอน | เปลือกไม้ |
| เตาที่11 (ตันต่อวัน) | 180.73 | 94.85 | 86.40 |
| เตาที่12 (ตันต่อวัน) | 176.98 | 91.18 | 86.40 |
| รวม (ตันต่อวัน) | 357.70 | 186.03 | 172.80 |
| สัดส่วน | 0.499 | 0.260 | 0.241 |

กรณีศึกษาที่ 6. เชื้อเพลิงประกอบด้วยลิกไนต์(สิรามณี), กากตะกอนและเปลือกไม้
สรุปได้ดังตารางที่4.6

ตารางที่ 4.6 ผลการป้อนเชื้อเพลิงผสมระหว่างลิกไนต์(ลานนา),กากตะกอนและเปลือกไม้

| ต้นทุนการผลิตไอน้ำต่ำสุด 421426 บาทต่อวัน = 79.82 บาทต่อตันไอน้ำ | | | |
|--|---------|----------|-----------|
| ชนิดเชื้อเพลิง | สิรามณี | กากตะกอน | เปลือกไม้ |
| เตาที่11 (ตันต่อวัน) | 186.98 | 100.97 | 86.40 |
| เตาที่12 (ตันต่อวัน) | 182.69 | 96.74 | 86.40 |
| รวม (ตันต่อวัน) | 369.66 | 197.72 | 172.80 |
| สัดส่วน | 0.499 | 0.267 | 0.233 |

กรณีศึกษาที่ 7. เชื้อเพลิงประกอบด้วยลิกไนต์(ลานนา), กากตะกอนและเปลือกข้าว
สรุปได้ดังตารางที่4.7

ตารางที่ 4.7 ผลการป้อนเชื้อเพลิงผสมระหว่างลิกไนต์(ลานนา),กากตะกอนและเปลือกข้าว

| ต้นทุนการผลิตไอน้ำต่ำสุด 430344 บาทต่อวัน = 81.50 บาทต่อตันไอน้ำ | | | |
|--|--------|----------|------------|
| ชนิดเชื้อเพลิง | ลานนา | กากตะกอน | เปลือกข้าว |
| เตาที่11 (ตันต่อวัน) | 184.89 | 97.96 | 86.40 |
| เตาที่12 (ตันต่อวัน) | 181.01 | 94.55 | 86.40 |
| รวม (ตันต่อวัน) | 365.90 | 192.52 | 172.80 |
| สัดส่วน | 0.500 | 0.263 | 0.236 |

กรณีศึกษาที่ 8. เชื้อเพลิงประกอบด้วยลิกไนต์(สิรามณี), กากตะกอนและเปลือกข้าว
สรุปได้ดังตารางที่4.8

ตารางที่ 4.8 ผลการป้อนเชื้อเพลิงผสมระหว่างลิกไนต์(ลานนา),กากตะกอนและเปลือกข้าว

| ต้นทุนการผลิตไอน้ำต่ำสุด 444434 บาทต่อวัน = 84.17 บาทต่อตันไอน้ำ | | | |
|--|---------|----------|------------|
| ชนิดเชื้อเพลิง | สิรามณี | กากตะกอน | เปลือกข้าว |
| เตาที่11 (ตันต่อวัน) | 191.04 | 104.60 | 86.44 |
| เตาที่12 (ตันต่อวัน) | 186.64 | 93.68 | 92.96 |
| รวม (ตันต่อวัน) | 377.67 | 198.28 | 179.40 |
| สัดส่วน | 0.500 | 0.262 | 0.238 |

กรณีศึกษาที่ 9. เชื้อเพลิงประกอบด้วยลิกไนต์(ลานนาและสิรามณี) และกากตะกอนสรุปได้

ดังตารางที่ 4.9

ตารางที่ 4.9 ผลการป้อนเชื้อเพลิงผสมระหว่างลิกไนต์(ลานนาและสิรามณี) และกากตะกอน

| ต้นทุนการผลิตไอน้ำต่ำสุด = 40792 บาทต่อวัน = 7.73 บาทต่อตันไอน้ำ | | | |
|--|--------|---------|----------|
| ชนิดเชื้อเพลิง | ลานนา | สิรามณี | กากตะกอน |
| เตาที่11 (ตันต่อวัน) | 103.43 | 86.40 | 188.68 |
| เตาที่12 (ตันต่อวัน) | 99.22 | 86.40 | 184.62 |
| รวม (ตันต่อวัน) | 202.65 | 172.80 | 373.30 |
| สัดส่วน | 0.271 | 0.231 | 0.499 |

จากกรณีศึกษาทั้ง 9 กรณีสามารถแบ่งปัญหาเป็น 2 แบบ

1.การเลือกใช้เชื้อเพลิงชีวมวล

1.1 การเลือกใช้เชื้อเพลิงชีวมวลระหว่างกากตะกอนและขุยมั้ย ดังกรณีศึกษาที่ 1 และ 2 พบว่าขุยมั้ยถูกเลือกใช้มากกว่ากากตะกอน จากตารางภาคผนวก ก19. ขุยมั้ยมีราคาถูกกว่ากากตะกอนและเมื่อเปรียบเทียบในเชิงพลังงานต่อบาทพบว่าขุยมั้ยให้พลังงานสูงกว่ากากตะกอน

1.2 การเลือกใช้เชื้อเพลิงชีวมวลระหว่างกากตะกอนและชานขุยมั้ย ดังกรณีศึกษาที่ 3 และ 4 พบว่ากากตะกอนถูกเลือกใช้มากกว่าชานขุยมั้ย จากตารางภาคผนวก ก19. กากตะกอนมีราคาถูกกว่าชานขุยมั้ยและเมื่อเปรียบเทียบในเชิงพลังงานต่อบาทพบว่ากากตะกอนให้พลังงานสูงกว่าชานขุยมั้ย

1.3 การเลือกใช้เชื้อเพลิงชีวมวลระหว่างกากตะกอนและเปลือกไม้ ดังกรณีศึกษาที่ 5 และ 6 พบว่ากากตะกอนถูกเลือกใช้มากกว่าเปลือกไม้ จากตารางภาคผนวก ก19. กากตะกอนมีราคาถูกกว่าเปลือกไม้และเมื่อเปรียบเทียบในเชิงพลังงานต่อบาทพบว่ากากตะกอนให้พลังงานสูงกว่าเปลือกไม้

1.4 การเลือกใช้เชื้อเพลิงชีวมวลระหว่างกากตะกอนและเปลือกข้าว ดังกรณีศึกษาที่ 7 และ 8 พบว่ากากตะกอนถูกเลือกใช้มากกว่าเปลือกข้าว จากตารางภาคผนวก ก19. กากตะกอนมีราคาถูกกว่าเปลือกข้าวและเมื่อเปรียบเทียบในเชิงพลังงานต่อบาทพบว่ากากตะกอนให้พลังงานสูงกว่าเปลือกข้าว

2.การเลือกใช้เชื้อเพลิงระหว่างลิกไนต์(ลานนาและสิรามณี) ดังกรณีศึกษาที่ 9 พบว่าลิกไนต์(ลานนา) ถูกเลือกใช้มากกว่าลิกไนต์(สิรามณี) จากตารางภาคผนวก ก19. ลิกไนต์(ลานนา) มีราคาเท่ากับลิกไนต์(สิรามณี) แต่เมื่อเปรียบเทียบในเชิงพลังงานต่อบาทพบว่าลิกไนต์(ลานนา)ให้พลังงานสูงกว่าลิกไนต์(สิรามณี)

จากผลการศึกษาในกรณีที่ 9 ลิกไนต์(ลานนา) จะถูกเลือกใช้มากกว่าลิกไนต์(สิรามณี) ดังนั้นในการบ่อนเชื้อเพลิงผสม 4 ชนิด ได้ทำการจำลองสภาวะการณเป็น 2 แบบคือ บ่อนลิกไนต์ทั้งสองชนิด ผสมกับชีวมวล และ บ่อนลิกไนต์(ลานนา)กับชีวมวล

4.1.1.2 จากผลการจำลองสภาวะการณในการผลิตไอน้ำด้วยเชื้อเพลิงผสมลิกไนต์และชีวมวล แบบสี่ชนิด

กรณีศึกษาที่ 1 เชื้อเพลิงประกอบด้วยลิกไนต์(ลานนาและสิรามณี), กากตะกอน, และชานอ้อยสรุปได้ดังตารางที่ 4.10

ตารางที่ 4.10 ผลการบ่อนเชื้อเพลิงผสมระหว่างลิกไนต์(ลานนาและสิรามณี), กากตะกอน, และชานอ้อย

| ต้นทุนการผลิตไอน้ำต่ำสุด = 438080 บาทต่อวัน = 82.97 บาทต่อตันไอน้ำ | | | | |
|--|--------|---------|----------|---------|
| ชนิดเชื้อเพลิง | ลานนา | สิรามณี | กากตะกอน | ชานอ้อย |
| เตาที่ 11 (ตันต่อวัน) | 99.45 | 86.40 | 99.45 | 86.40 |
| เตาที่ 12 (ตันต่อวัน) | 95.32 | 86.40 | 89.21 | 86.40 |
| รวม (ตันต่อวัน) | 194.77 | 172.80 | 188.66 | 172.80 |
| สัดส่วน | 0.267 | 0.237 | 0.259 | 0.237 |

กรณีศึกษาที่ 2 เชื้อเพลิงประกอบด้วยลิกไนต์(ลานนาและสิรามณี), กากตะกอน, และเปลือกไม้สรุปได้ดังตารางที่ 4.11

ตารางที่ 4.11 ผลการบ่อนเชื้อเพลิงผสมระหว่างลิกไนต์(ลานนาและสิรามณี), กากตะกอน, และเปลือกไม้

| ต้นทุนการผลิตไอน้ำต่ำสุด = 415223 บาทต่อวัน = 78.64 บาทต่อตันไอน้ำ | | | | |
|--|--------|---------|----------|-----------|
| ชนิดเชื้อเพลิง | ลานนา | สิรามณี | กากตะกอน | เปลือกไม้ |
| เตาที่ 11 (ตันต่อวัน) | 97.77 | 86.40 | 97.38 | 86.40 |
| เตาที่ 12 (ตันต่อวัน) | 93.54 | 86.40 | 93.14 | 86.40 |
| รวม (ตันต่อวัน) | 191.31 | 172.80 | 190.52 | 172.80 |
| สัดส่วน | 0.263 | 0.238 | 0.262 | 0.238 |

กรณีศึกษาที่3. เชื้อเพลิงประกอบด้วยลิกไนต์(ลานนาและสิรามณี), กากตะกอน, และ ขุ่ยอ้อยสรุปได้ดังตารางที่ 4.12

ตารางที่4.12 ผลการป้อนเชื้อเพลิงผสมระหว่างลิกไนต์(ลานนาและสิรามณี), กากตะกอน, และขุ่ยอ้อย

| ต้นทุนการผลิตไอน้ำต่ำสุด = 391444 บาทต่อวัน = 74.14 บาทต่อตันไอน้ำ | | | | |
|--|--------|---------|----------|----------|
| ชนิดเชื้อเพลิง | ลานนา | สิรามณี | กากตะกอน | ขุ่ยอ้อย |
| เตาที่11 (ตันต่อวัน) | 98.01 | 86.40 | 86.40 | 98.01 |
| เตาที่12 (ตันต่อวัน) | 94.08 | 86.40 | 86.40 | 94.08 |
| รวม (ตันต่อวัน) | 192.09 | 172.80 | 172.80 | 192.09 |
| สัดส่วน | 0.263 | 0.237 | 0.237 | 0.263 |

กรณีศึกษาที่4. เชื้อเพลิงประกอบด้วยลิกไนต์(ลานนาและสิรามณี), กากตะกอน, และ เปลือกข้าวสรุปได้ดังตารางที่ 4.13

ตารางที่4.13 ผลการป้อนเชื้อเพลิงผสมระหว่างลิกไนต์(ลานนาและสิรามณี), กากตะกอน, และ เปลือกข้าว

| ต้นทุนการผลิตไอน้ำต่ำสุด = 385817 บาทต่อวัน = 73.07 บาทต่อตันไอน้ำ | | | | |
|--|--------|---------|----------|------------|
| ชนิดเชื้อเพลิง | ลานนา | สิรามณี | กากตะกอน | เปลือกข้าว |
| เตาที่11 (ตันต่อวัน) | 98.01 | 86.40 | 86.40 | 101.03 |
| เตาที่12 (ตันต่อวัน) | 94.08 | 86.40 | 86.40 | 96.98 |
| รวม (ตันต่อวัน) | 192.09 | 172.80 | 172.80 | 198.01 |
| สัดส่วน | 0.261 | 0.235 | 0.235 | 0.269 |

กรณีศึกษาที่ 5. เชื้อเพลิงประกอบด้วยลิกไนต์(ลานนา), กากตะกอน, เปลือกไม้และขุยมะพร้าว
 อ้อยสรุปได้ดังตารางที่ 4.14

ตารางที่ 4.14 ผลการป้อนเชื้อเพลิงผสมระหว่างลิกไนต์(ลานนา), กากตะกอน, ขุยมะพร้าวและเปลือกไม้

| ต้นทุนการผลิตไอน้ำต่ำสุด = 378470 บาทต่อวัน = 71.68 บาทต่อตันไอน้ำ | | | | |
|--|--------|----------|-----------|------------|
| ชนิดเชื้อเพลิง | ลานนา | กากตะกอน | เปลือกไม้ | ขุยมะพร้าว |
| เตาที่ 11 (ตันต่อวัน) | 179.36 | 43.20 | 43.20 | 92.72 |
| เตาที่ 12 (ตันต่อวัน) | 174.80 | 43.20 | 88.38 | 43.20 |
| รวม (ตันต่อวัน) | 354.16 | 86.40 | 131.58 | 135.92 |
| สัดส่วน | 0.500 | 0.122 | 0.186 | 0.192 |

จากกรณีศึกษาทั้ง 5 กรณีแบ่งปัญหาออกได้เป็น 2 แบบ

1. การเลือกใช้เชื้อเพลิงระหว่างลิกไนต์(ลานนา)และลิกไนต์(สิรามณี) ดังกรณีศึกษาที่ 1 ถึงกรณีศึกษาที่ 4 พบว่าลิกไนต์(ลานนา)ถูกเลือกใช้มากกว่าลิกไนต์(สิรามณี) จากตารางภาคผนวก ก19. ลิกไนต์(ลานนา)มีราคาถูกกว่าลิกไนต์(ลานนา) แต่เมื่อเปรียบเทียบในเชิงพลังงานต่อบาทพบว่าลิกไนต์(สิรามณี)ให้พลังงานต่ำกว่าลิกไนต์(ลานนา)

2. การเลือกใช้เชื้อเพลิงชีวมวล

2.1 การเลือกใช้เชื้อเพลิงชีวมวลผสมระหว่างกากตะกอน, เปลือกไม้และขุยมะพร้าว ดังกรณีศึกษาที่ 5 พบว่าขุยมะพร้าวและเปลือกไม้ถูกใช้ในปริมาณใกล้เคียงกัน และกากตะกอนถูกใช้ในปริมาณที่น้อยสุด จากตารางภาคผนวก ก19. กากตะกอนและขุยมะพร้าวมีราคาใกล้เคียงกันและเปลือกไม้มีราคาแพงที่สุดแต่เมื่อเปรียบเทียบค่าความร้อนชั้นสูงที่ได้รับพบว่าขุยมะพร้าวให้ความร้อนมากที่สุดรองลงมาคือเปลือกไม้และกากตะกอนให้ความร้อนที่ต่ำสุด

จากผลการจำลองภาวะการณ์ในการผลิตไอน้ำด้วยเชื้อเพลิงผสมระหว่างลิกไนต์และชีวมวลแบบการป้อนเชื้อเพลิง 3 ชนิดและการป้อนเชื้อเพลิง 4 ชนิด พบว่าในกรณีการเลือกใช้เชื้อเพลิงลิกไนต์(สิรามณี) และลิกไนต์(ลานนา) พบว่าลิกไนต์(ลานนา)ถูกเลือกใช้มากกว่า ดังนั้นจึงทำการจำลองเพื่อหาความไวต่อการเปลี่ยนแปลงที่มีผลต่อการตัดสินใจเลือกใช้เชื้อเพลิงลิกไนต์ทั้ง 2 ชนิด โดยเพิ่มคาร์บอนในการวิเคราะห์หาละเอียดของลิกไนต์(สิรามณี)ขึ้น เพื่อเป็นการเพิ่มค่าความร้อนชั้นสูงของลิกไนต์(สิรามณี)ขึ้น และกรณีการเลือกใช้เชื้อเพลิงชีวมวลพบว่าในกรณีของกากตะกอนกับชีวมวลที่เป็นขุยมะพร้าว, เปลือก

ไม้และเปลือกข้าว พบว่ากรณีเหล่านี้จะเลือกใช้กากตะกอนมากกว่า ส่วนในกรณีของกากตะกอนและขุ่ยอ้อยพบว่าขุ่ยอ้อยจะถูกเลือกใช้มากกว่ากากตะกอน ดังนั้นจึงทำการจำลองเพื่อหาความไวต่อการเปลี่ยนแปลงที่มีผลต่อการตัดสินใจเลือกใช้เชื้อเพลิงระหว่างกากตะกอนและขุ่ยอ้อย โดยเพิ่มคาร์บอนในการวิเคราะห์ห้อย่างละเอียดของกากตะกอนขึ้น เพื่อเป็นการเพิ่มค่าความร้อนขั้นสูงของกากตะกอนขึ้น ผลที่ได้ดัง 4.1.1.3

4.1.1.3 จากผลการจำลองหาความไวต่อการเปลี่ยนแปลง

1.ความไวต่อการเปลี่ยนแปลงที่มีผลต่อการตัดสินใจในการเลือกใช้ลิกไนต์(ลานนา)และลิกไนต์(สิรามณี)

1.1จากผลการเพิ่มคาร์บอนในการวิเคราะห์ห้อย่างละเอียดของลิกไนต์(สิรามณี)ขึ้น 8% ของค่าเดิม

กรณีศึกษาที่1เชื้อเพลิงประกอบด้วยลิกไนต์(ลานนาและสิรามณี),กากตะกอนสรุปได้ดังตารางที่4.15

ตารางที่4.15ผลการใช้เชื้อเพลิงผสมระหว่างลิกไนต์(ลานนาและสิรามณี),กากตะกอนเมื่อคาร์บอนในเชื้อเพลิงลิกไนต์(สิรามณี)เพิ่มขึ้น 8%จากค่าเดิม

| ต้นทุนการผลิตไอน้ำต่ำสุด : 401798 บาทต่อวัน = 76.10 บาทต่อตันไอน้ำ | | | |
|--|--------|---------|----------|
| ชนิดเชื้อเพลิง | ลานนา | สิรามณี | กากตะกอน |
| เตาที่11 (ตันต่อวัน) | 96.66 | 90.26 | 181.46 |
| เตาที่12 (ตันต่อวัน) | 94.57 | 88.18 | 182.57 |
| รวม (ตันต่อวัน) | 191.23 | 178.45 | 364.03 |
| สัดส่วน | 0.261 | 0.243 | 0.496 |

กรณีศึกษาที่ 2 เชื้อเพลิงประกอบด้วยลิกไนต์(ลานนาและสิรามณี), กากตะกอนและเปลือกข้าวสาลีได้ดังตารางที่ 4.16

ตารางที่ 4.16 ผลการใช้เชื้อเพลิงผสมระหว่างลิกไนต์(ลานนาและสิรามณี), กากตะกอนและเปลือกข้าวสาลีคาร์บอนในเชื้อเพลิงลิกไนต์(สิรามณี)เพิ่มขึ้น 8% จากค่าเดิม

| | | | | |
|----------------------------|--------|--------------------|----------|----------------|
| ต้นทุนการผลิตไอน้ำต่ำสุด = | | 381834 บาทต่อวัน = | 72.32 | บาทต่อตันไอน้ำ |
| ชนิดเชื้อเพลิง | ลานนา | สิรามณี | กากตะกอน | เปลือกไม้ |
| เตาที่ 11 (ตันต่อวัน) | 97.11 | 95.20 | 96.42 | 2.27 |
| เตาที่ 12 (ตันต่อวัน) | 93.78 | 87.06 | 86.40 | 94.44 |
| รวม (ตันต่อวัน) | 190.89 | 182.26 | 182.82 | 96.71 |
| สัดส่วน | 0.292 | 0.279 | 0.280 | 0.148 |

จากกรณีศึกษาทั้ง 2 กรณีพบว่า เมื่อทำการเพิ่มปริมาณคาร์บอนในการวิเคราะห์อย่างละเอียดขึ้น 8% ของค่าเดิม ดังแสดงในภาคผนวก ก 21. มีผลให้ค่าความร้อนชั้นสูงของลิกไนต์(สิรามณี)เพิ่มขึ้น ในกรณีที่เพิ่มปริมาณคาร์บอนในการวิเคราะห์อย่างละเอียดขึ้น 8% มีผลทำให้การเลือกใช้ลิกไนต์ (สิรามณี) เพิ่มขึ้นประมาณ 4% เนื่องจากค่าพลังงานต่อบาทของลิกไนต์(สิรามณี)เพิ่มขึ้น ซึ่งจะส่งผลให้ต้นทุนการผลิตไอน้ำลดลงประมาณ 1.5-1%

2.ความไวต่อการเปลี่ยนแปลงที่มีผลต่อการตัดสินใจในการเลือกใช้กากตะกอนและ
ขุยมั้ย

2.1 จากผลการเพิ่มคาร์บอนในการวิเคราะห์อย่างละเอียดของกากตะกอนขึ้น 15% ของ
ค่าเดิม

กรณีศึกษาที่1. เชื้อเพลิงประกอบด้วยลิกไนต์(ลานนา),กากตะกอนและขุยมั้ยสรุปได้ดัง
ตารางที่4.17

ตารางที่4.17ผลการใช้เชื้อเพลิงผสมระหว่างลิกไนต์(ลานนา)กากตะกอนและขุยมั้ยเมื่อคาร์บอนในกาก
ตะกอนเพิ่มขึ้น 15% จากค่าเดิม

| ต้นทุนการผลิตไอน้ำต่ำสุด = 375907 บาทต่อวัน : 71.19 บาทต่อตันไอน้ำ | | | |
|--|--------|----------|---------|
| ชนิดเชื้อเพลิง | ลานนา | กากตะกอน | ขุยมั้ย |
| เตาที่11 (ตันต่อวัน) | 178.18 | 43.20 | 134.98 |
| เตาที่12 (ตันต่อวัน) | 174.25 | 43.20 | 131.04 |
| รวม (ตันต่อวัน) | 352.43 | 86.40 | 266.03 |
| สัดส่วน | 0.500 | 0.123 | 0.377 |

กรณีศึกษาที่2.เชื้อเพลิงประกอบด้วยลิกไนต์(สิรามณี),กากตะกอน,ขานอ้อยและขุยมั้ยสรุป
ได้ดังตารางที่4.18

ตารางที่4.18ผลการใช้เชื้อเพลิงผสมระหว่างลิกไนต์(สิรามณี),กากตะกอน,ขานอ้อยและขุยมั้ยเมื่อ
คาร์บอนในกากตะกอนเพิ่มขึ้น 15%จากค่าเดิม

| ต้นทุนการผลิตไอน้ำต่ำสุด = 387240 บาทต่อวัน = 73.34 บาทต่อตันไอน้ำ | | | |
|--|---------|----------|---------|
| ชนิดเชื้อเพลิง | สิรามณี | กากตะกอน | ขุยมั้ย |
| เตาที่11 (ตันต่อวัน) | 183.59 | 43.20 | 140.39 |
| เตาที่12 (ตันต่อวัน) | 179.53 | 43.20 | 136.34 |
| รวม (ตันต่อวัน) | 363.12 | 86.40 | 276.72 |
| สัดส่วน | 0.500 | 0.119 | 0.381 |

จากกรณีศึกษาทั้ง 2 กรณีพบว่า เมื่อทำการเพิ่มปริมาณคาร์บอนในการวิเคราะห์อย่างละเอียดขึ้น 15% ของค่าเดิม ดังแสดงในภาคผนวก ก24. มีผลให้ค่าความร้อนชั้นสูงของเชื้อเพลิงกากตะกอนเพิ่มขึ้น ส่งผลให้ปริมาณการใช้เชื้อเพลิงชนิดอื่น ๆ ลดลง ซึ่งจะทำให้ต้นทุนการผลิตไอน้ำลดลงประมาณ 1-3 %

4.1.2 ผลกระทบต่อสิ่งแวดล้อม

ผลการจำลองภาวะการณด้วยเชื้อเพลิงผสมระหว่างลิกไนต์(ลานนา), กากตะกอนและขุขี้เถ้ามีปริมาณฟลูออไรด์ที่ออกมาจากหม้อไอน้ำ PB.11 และ PB.12 แสดงดังตารางที่ 4.19

ตารางที่ 4.19 ปริมาณฟลูออไรด์และอนุภาคของแข็งที่ปล่อยออกมาจากหม้อไอน้ำ PB.11 และ PB.12 เมื่อใช้เชื้อเพลิงผสมระหว่างลิกไนต์(ลานนา), กากตะกอนและขุขี้เถ้า

| Emission | PB.11 | PB.12 |
|--------------------------|--------|--------|
| O ₂ (PPM) | 7.95 | 109.07 |
| N ₂ (%) | 75.34 | 75.40 |
| SO ₂ (PPM) | 29.00 | 28.30 |
| CO (PPM) | 842.35 | 863.82 |
| CO ₂ (%) | 15.96 | 15.99 |
| H ₂ O (%) | 8.60 | 8.50 |
| NO _x (PPM) | 1.93 | 5.088 |
| CaO (kg/s) | 0.024 | 0.024 |
| CaSO ₄ (kg/s) | 6.8E4 | 6.8E4 |
| Ash (kg/s) | 0.0727 | 0.0727 |

ผลการจำลองภาวะการณ์ด้วยเชื้อเพลิงผสมระหว่างลิกไนต์(ลานนาและสิรามณี)มีปริมาณฟลู
ก๊าซที่ออกมาจากหม้อไอน้ำ PB.11 และ PB.12 แสดงดังตารางที่ 4.20

ตารางที่ 4.20 ปริมาณฟลูก๊าซและอนุภาคของแข็งที่ปล่อยออกมาจากหม้อไอน้ำ PB.11 และ PB.12 เมื่อ
ใช้เชื้อเพลิงผสมระหว่างลิกไนต์(ลานนาและสิรามณี)

| Emission | PB.11 | PB.12 |
|--------------------------|---------|--------|
| O ₂ (PPM) | 39.47 | 46.25 |
| N ₂ (%) | 78.41 | 78.44 |
| SO ₂ (PPM) | 38.84 | 37.86 |
| CO (PPM) | 254.35 | 333.69 |
| CO ₂ (%) | 14.46 | 14.47 |
| H ₂ O (%) | 7.09 | 7.04 |
| NO _x (PPM) | 3.4 | 3.6 |
| CaO (kg/s) | 0.38783 | 0.4035 |
| CaSO ₄ (kg/s) | 0.61216 | 0.4823 |
| Ash (kg/s) | 0.07761 | 0.3106 |

กระบวนการเผาไหม้เชื้อเพลิงเป็นตัวการสำคัญที่ก่อให้เกิดผลกระทบต่อคุณภาพอากาศใน
บรรยากาศและอาจส่งผลกระทบต่อสุขภาพ สารมลพิษทางอากาศที่เกิดจากการเผาไหม้เชื้อเพลิงชนิด
ต่าง ๆ ได้แก่ ก๊าซคาร์บอนมอนนอกไซด์ ซึ่งเกิดจากการเผาไหม้คาร์บอนในเชื้อเพลิงไม่สมบูรณ์, ฝุ่น
ละออง, ก๊าซซัลเฟอร์ไดออกไซด์เกิดจากการเผาไหม้ของกำมะถันที่มีอยู่ในเชื้อเพลิง นอกจากนี้ก๊าซ
คาร์บอนไดออกไซด์ที่เกิดขึ้นทำให้เกิดความร้อนสะสมในบรรยากาศของโลก ซึ่งเป็นตัวการสำคัญในการ
ทำให้เกิดภาวะเรือนกระจก สำหรับการจำลองภาวะการณ์ในงานวิจัยนี้พบว่าปริมาณของมลพิษต่าง ๆ
ต่ำกว่ามาตรฐานอุตสาหกรรมกำหนดไว้ ซึ่งเมื่อเปรียบเทียบระหว่างการใช้เชื้อเพลิงผสมระหว่างชีวมวล
กับลิกไนต์และการใช้ลิกไนต์เพียงอย่างเดียวพบว่า

1. เมื่อเปรียบเทียบการเกิดก๊าซซัลเฟอร์ไดออกไซด์ พบว่าการใช้เชื้อเพลิงผสมจะมีปริมาณที่ต่ำกว่าเนื่องจากปริมาณกำมะถันในชีวมวลต่ำกว่ากำมะถันในลิกไนต์
2. เมื่อเปรียบเทียบการเกิดก๊าซคาร์บอนมอนนอกไซด์และก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ พบว่าเชื้อเพลิงผสมสร้างคาร์บอนไดออกไซด์และคาร์บอนมอนนอกไซด์ปริมาณที่สูงกว่าการใช้เชื้อถ่านหินเพียงอย่างเดียว
3. เมื่อเปรียบเทียบการเกิดก๊าซไนโตรเจนออกไซด์ พบว่าการใช้เชื้อเพลิงผสมจะมีปริมาณที่ต่ำกว่าเนื่องจากปริมาณไนโตรเจนในชีวมวลต่ำกว่าไนโตรเจนในลิกไนต์
4. เมื่อเปรียบเทียบการเกิดอนุภาคของแข็ง พบว่าโดยส่วนใหญ่อยู่ในรูปของเถ้า, ฝุ่นขาว, และแคลเซียมซัลเฟต ซึ่งถ้าปริมาณของแคลเซียมซัลเฟตและฝุ่นขาวที่ปล่อยออกมามีปริมาณที่สูง เป็นผลให้ต้องเสียค่าใช้จ่ายในการกำจัดทิ้ง ดังนั้นจึงควรป้อนปริมาณหินปูนให้เหมาะสมกับปริมาณเชื้อเพลิงที่ใช้

จากผลการจำลองภาวะการณ์พบว่าปริมาณมลพิษที่เกิดจากใช้เชื้อเพลิงผสมระหว่างลิกไนต์กับชีวมวลจะมีปริมาณที่ต่ำกว่าการใช้ลิกไนต์ เนื่องมาจากองค์ประกอบที่แตกต่างระหว่างชีวมวลและลิกไนต์ ซึ่งลิกไนต์จะมีปริมาณของกำมะถันและไนโตรเจนที่สูงกว่าชีวมวล และในกรณีของการเผาไหม้คาร์บอนนั้นพืชจะใช้คาร์บอนไดออกไซด์ในการสังเคราะห์แสงเพื่อการเจริญเติบโตดังนั้นการเผาซากพืชจึงไม่เป็นการเพิ่มปริมาณคาร์บอนไดออกไซด์เข้าในวงจรคาร์บอนในบรรยากาศ ซึ่งจะแตกต่างกับในกรณีการเผาถ่านหินซึ่งเป็นการเพิ่มคาร์บอนไดออกไซด์เข้ามาในวงจรคาร์บอนที่มีอยู่ในบรรยากาศ

4.1.3 ผลการกระจายภาระงานให้แก่หม้อไอน้ำเมื่อกำลังการผลิตไอน้ำเปลี่ยนไป

การจำลองการกระจายภาระงานให้แก่หม้อไอน้ำฟลูอิโดซิสเบดแบบหมุนเวียน 2 เครื่องเมื่อกำลังการผลิตไอน้ำมีการเปลี่ยนแปลง โดยป้อนเชื้อเพลิง 3 ชนิดที่เหมือนกันทั้ง 2 เครื่องเพื่อหาต้นทุนการผลิตไอน้ำต่ำสุดที่มีกำลังการผลิตไอน้ำที่ 90 % (4759 ตันต่อวัน) และ 95% (5023 ตันต่อวัน) โดยในแต่ละครั้งในการจำลองจำเป็นต้องทำการปรับเปลี่ยนค่าเริ่มต้นในการป้อนเชื้อเพลิงเพื่อหาความเหมาะสมที่ต่ำสุดของปัญหาจริงๆ

4.1.3.1 ผลการจำลองภาวะการณ์ในการผลิตไอน้ำที่ 90% ด้วยเชื้อเพลิงผสมลิกไนต์และชีวมวล

จากการจำลองภาวะการณ์ในการผลิตไอน้ำที่ 90% ด้วยเชื้อเพลิงผสมลิกไนต์และชีวมวล พบว่าหม้อไอน้ำ PB.12 ต้องผลิตไอน้ำมากกว่าหม้อไอน้ำ PB.11 เนื่องจากประสิทธิภาพความร้อนของหม้อไอน้ำ PB.12 สูงกว่าหม้อไอน้ำ PB.11 จึงทำให้การผลิตส่วนใหญ่เป็นของหม้อไอน้ำ PB.12 ดังตารางที่ 4.21, 4.22 และ 4.23

1. การใช้เชื้อเพลิงผสมระหว่างลิกไนต์(ลานนาและสิรามณี)และกากตะกอนสรุปได้ดังตารางที่ 4.21

ตารางที่ 4.21 ผลการกระจายภาระงานให้แก่หม้อไอน้ำเมื่อใช้เชื้อเพลิงผสมระหว่างลิกไนต์(ลานนาและสิรามณี) และกากตะกอน

| | |
|--|------|
| กำลังผลิตไอน้ำที่เตา 11 (ตันต่อวัน) | 2115 |
| กำลังผลิตไอน้ำที่เตา 12 (ตันต่อวัน) | 2644 |

2. การใช้เชื้อเพลิงผสมระหว่างลิกไนต์(ลานนา), กากตะกอนและขุ่ยอ้อยสรุปได้ดังตารางที่ 4.22

ตารางที่ 4.22 ผลการกระจายภาระงานให้แก่หม้อไอน้ำเมื่อใช้เชื้อเพลิงผสมระหว่างลิกไนต์(ลานนา), กากตะกอนและขุ่ยอ้อย

| | |
|--|------|
| กำลังผลิตไอน้ำที่เตา 11 (ตันต่อวัน) | 2116 |
| กำลังผลิตไอน้ำที่เตา 12 (ตันต่อวัน) | 2643 |

3.การใช้เชื้อเพลิงผสมระหว่างลิกไนต์(สิรามณี),กากตะกอนและขุ่ยย่อยสรูปได้ดัง
ตารางที่ 4.23

ตารางที่4.23 ผลการกระจายภาระงานให้แก่หม้อไอน้ำเมื่อใช้เชื้อเพลิงผสมระหว่างลิกไนต์
(สิรามณี),กากตะกอนและขุ่ยย่อย

| | |
|---------------------------------------|------|
| กำลังผลิตไอน้ำที่เตา11 (ตันต่อวัน) | 2115 |
| กำลังผลิตไอน้ำที่เตา12 (ตันต่อวัน) | 2644 |

4.1.3.2 ผลการจำลองภาวะการณ์ในการผลิตไอน้ำที่ 95% ด้วยเชื้อเพลิงผสม
ลิกไนต์และชีวมวล

จากการจำลองภาวะการณ์ในการผลิตไอน้ำที่ 95% ด้วยเชื้อเพลิงผสมลิกไนต์และ
ชีวมวล มีลักษณะเหมือนกับการทดลองข้างต้นคือหม้อไอน้ำ PB.12 รับภาระการผลิตไอน้ำมากกว่า
หม้อไอน้ำ PB.11 เนื่องจากประสิทธิภาพความร้อนของหม้อไอน้ำ PB.12 ดีกว่าหม้อไอน้ำ PB.11 จึง
ทำให้การการผลิตส่วนใหญ่เป็นของหม้อไอน้ำ PB.12 ดังตารางที่4.24, 4.25 และ 4.26

1.การใช้เชื้อเพลิงผสมระหว่างลิกไนต์(ลานนาและสิรามณี)และกากตะกอนสรูปได้
ดังตารางที่ 4.24

ตารางที่4.24 ผลการกระจายภาระงานให้แก่หม้อไอน้ำเมื่อใช้เชื้อเพลิงผสมระหว่างลิกไนต์
(ลานนาและสิรามณี)และกากตะกอน

| | |
|---------------------------------------|------|
| กำลังผลิตไอน้ำที่เตา11 (ตันต่อวัน) | 2379 |
| กำลังผลิตไอน้ำที่เตา12 (ตันต่อวัน) | 2644 |

2. การใช้เชื้อเพลิงผสมระหว่างลิกไนต์(ลานนา), กากตะกอนและขุขี้สรูปได้ดัง ตารางที่ 4.25

ตารางที่ 4.25 ผลการกระจายภาระงานให้แก่หม้อไอน้ำเมื่อใช้เชื้อเพลิงผสมระหว่างลิกไนต์ (ลานนา), กากตะกอนและขุขี้ส

| | |
|--------------------------------------|------|
| กำลังผลิตไอน้ำที่เตา1 (ตันต่อวัน) | 2379 |
| กำลังผลิตไอน้ำที่เตา1 (ตันต่อวัน) | 2644 |

3. การใช้เชื้อเพลิงผสมระหว่างลิกไนต์(สิรามณี), กากตะกอนและขุขี้สรูปได้ดัง ตารางที่ 4.41

ตารางที่ 4.26 ผลการกระจายภาระงานให้แก่หม้อไอน้ำเมื่อใช้เชื้อเพลิงผสมระหว่างลิกไนต์ (สิรามณี), กากตะกอนและขุขี้ส

| | |
|---------------------------------------|------|
| กำลังผลิตไอน้ำที่เตา11 (ตันต่อวัน) | 2381 |
| กำลังผลิตไอน้ำที่เตา12 (ตันต่อวัน) | 2643 |

4.1.4 ผลการกระจายภาระงานให้แก่กังหันไอน้ำเมื่อกำลังการผลิตไอน้ำเปลี่ยนไป

การจำลองการกระจายภาระงานให้แก่กังหันไอน้ำ 2 เครื่อง โดยกังหันไอน้ำ TB.11 เป็นกังหันไอน้ำแบบ (Back Pressure Turbine) มีความดันขาออก 9.61 bar และกังหันไอน้ำ TB.12 เป็นกังหันไอน้ำแบบ (Extraction Condensing Turbine) มีความดันขาออกที่ 12.61 bar, 4.11 bar และน้ำควบแน่น ซึ่งแบบจำลองนี้เป็นการจำลองระบบผลิตไฟฟ้าและความร้อนร่วม หรือโคเจนเนเรชัน โดยเมื่อทำการเผาเชื้อเพลิงแล้วนำความร้อนที่ได้มาผลิตไอน้ำที่ความดันและอุณหภูมิสูง ๆ ต่อจากนั้นให้ขยายตัวผ่านกังหัน ซึ่งจะขับเคลื่อนกำเนิดไฟฟ้าผลิตไฟฟ้าออกมาใช้ประโยชน์ ซึ่งผลของการจำลองที่ได้พบว่าเมื่อมีการเปลี่ยนกำลังการผลิตไอน้ำแต่ปริมาณไฟฟ้าที่ผลิตได้ไม่แตกต่างจากเดิมมาก เนื่องจากไอน้ำที่ผลิตได้เกินพอต่อความต้องการในการใช้งานจริง จึงได้ส่งไอน้ำส่วนที่เหลือไปใช้ในการผลิตไฟฟ้า โดยผลที่ได้แสดงในตารางที่ 4.27 ถึงตารางที่ 4.29

ตารางที่ 4.27 กำลังการผลิตไอน้ำ 100 เปอร์เซ็นต์ (220 Ton/h)

| กำลังไฟฟ้าที่ซื้อจากการไฟฟ้า | | 8823 kWh/h |
|--|-------------------|-------------------|
| | กังหันไอน้ำ TB.11 | กังหันไอน้ำ TB.11 |
| ไฟฟ้าที่ผลิตได้ (kWh/h) | 12270 | 24007 |
| อัตราการป้อนไอน้ำ(Ton/h) | 110 | 110 |
| อัตราเอนทัลปี (Watt) ที่ 9.61 bar, 196 °C | -4.0292E+08 | |
| อัตราการไหลที่ 9.61 bar, Ton/h | 110 | |
| อัตราเอนทัลปี (Watt) ที่ 12.61 bar, 270 °C | | -1.1986E+07 |
| อัตราการไหลที่ 12.61 bar, Ton/h | | 3.3 |
| อัตราเอนทัลปี (Watt) ที่ 4.11 bar, 170 °C | | -1.4078E+08 |
| อัตราการไหลที่ 4.11 bar, Ton/h | | 38.44 |
| อัตราเอนทัลปี (Watt) ที่ 100 °C | | -2.5573E+08 |
| อัตราการไหลไอน้ำควบแน่น, Ton/h | | 68.4 |

ตารางที่ 4.28 กำลังการผลิตไอน้ำ 95 เปอร์เซ็นต์(209 Ton/h)

| กำลังไฟฟ้าที่ซื้อจากการไฟฟ้า | | 8823 kWh/h |
|--|-------------------|-------------------|
| | กังหันไอน้ำ TB.11 | กังหันไอน้ำ TB.11 |
| ไฟฟ้าที่ผลิตได้ (kWh/h) | 12270 | 24007 |
| อัตราการป้อนไอน้ำ(Ton/h) | 99 | 110 |
| อัตราเอนทัลปี (Watt) ที่ 9.61 bar, 196 °C | -3.6261E+08 | |
| อัตราการไหลที่ 9.61 bar, Ton/h | 99 | |
| อัตราเอนทัลปี (Watt) ที่ 12.61 bar, 270 °C | | -1.1986E+07 |
| อัตราการไหลที่ 13.61 bar, Ton/h | | 3.3 |
| อัตราเอนทัลปี (Watt) ที่ 4.11 bar, 170 °C | | -1.4078E+08 |
| อัตราการไหลที่ 4.11 bar, Ton/h | | 38.44 |
| อัตราเอนทัลปี (Watt) ที่ 100 °C | | -2.5573E+08 |
| อัตราการไหลไอน้ำควบแน่น, Ton/h | | 68.4 |

ตารางที่ 4.29 กำลังการผลิตไอน้ำ 90 เปอร์เซ็นต์ (198 Ton/h)

| กำลังไฟฟ้าที่ซื้อจากการไฟฟ้า | | 8823 kWh/h |
|--|-------------------|-------------------|
| | กังหันไอน้ำ TB.11 | กังหันไอน้ำ TB.11 |
| ไฟฟ้าที่ผลิตได้ (kWh/h) | 12270 | 24007 |
| อัตราการป้อนไอน้ำ (Ton/h) | 88 | 110 |
| อัตราเอนทัลปี (Watt) ที่ 9.61 bar, 196 °C | -3.2277E+08 | |
| อัตราการไหลที่ 9.61 bar, Ton/h | 88 | |
| อัตราเอนทัลปี (Watt) ที่ 12.61 bar, 270 °C | | -1.1986E+07 |
| อัตราการไหลที่ 12.61 bar, Ton/h | | 3.3 |
| อัตราเอนทัลปี (Watt) ที่ 4.11 bar, 170 °C | | -1.4078E+08 |
| อัตราการไหลที่ 4.11 bar, Ton/h | | 38.44 |
| อัตราเอนทัลปี (Watt) ที่ 100 °C | | -2.5573E+08 |
| อัตราการไหลไอน้ำควบแน่น, Ton/h | | 68.4 |

บทที่ 5

สรุปผลการวิจัย อภิปรายผลและข้อเสนอแนะ

5.1 สรุปผลการจำลองและวิเคราะห์กระบวนการผลิตไอน้ำ

5.1.1 สรุปผลการเลือกใช้เชื้อเพลิงในการลดต้นทุนการผลิตไอน้ำ

1. ประเภทและส่วนผสมของเชื้อเพลิง 3 ชนิดที่ให้ต้นทุนการผลิตไอน้ำต่ำสุดคือ ลิกไนต์ (ลานนา), กากตะกอนและขุยอ้อย ต้นทุนการผลิต 379452 บาทต่อวันหรือ 71.87 บาทต่อตันไอน้ำ ในสัดส่วนลิกไนต์(ลานนา): กากตะกอน: ขุยอ้อย = 0.500:0.121:0.379

2. ประเภทและส่วนผสมของเชื้อเพลิง 4 ชนิดที่ให้ต้นทุนการผลิตไอน้ำต่ำสุดคือ ลิกไนต์ (ลานนา), กากตะกอน, เปลือกไม้และขุยอ้อย ต้นทุนการผลิต 378470 บาทต่อวัน หรือ 71.68 บาทต่อตันไอน้ำ ในสัดส่วนลิกไนต์(ลานนา): กากตะกอน: เปลือกไม้:ขุยอ้อย = 0.500:0.122:0.186:0.192

5.1.2 สรุปผลความไวต่อการเปลี่ยนแปลงซึ่งเป็นผลกระทบต่อการตัดสินใจเลือกใช้เชื้อเพลิงในการลดต้นทุนการผลิตไอน้ำ

1.ความไวต่อการตัดสินใจเลือกใช้เชื้อเพลิงระหว่างลิกไนต์(ลานนา)และลิกไนต์(สิรามณี) กรณีค่าเปอร์เซ็นต์คาร์บอนของลิกไนต์(สิรามณี)จากการวิเคราะห์อย่างละเอียดเพิ่มขึ้น 8% ส่งผลให้พลังงานต่อบาทของลิกไนต์(สิรามณี)เพิ่มขึ้น ทำให้เลือกใช้ลิกไนต์(สิรามณี)เพิ่มขึ้นประมาณ 4% ดังนั้นต้นทุนการผลิตจะลดลงประมาณ 1.5-1 %

2.ความไวต่อการตัดสินใจเลือกใช้เชื้อเพลิงระหว่างกากตะกอนและขุยอ้อย กรณีค่าเปอร์เซ็นต์คาร์บอนของกากตะกอนจากการวิเคราะห์อย่างละเอียดเพิ่มขึ้น 15% ส่งผลให้การเลือกใช้กากตะกอนเพิ่มขึ้นและปริมาณการใช้เชื้อเพลิงชนิดอื่น ๆ ลดลง ดังนั้นต้นทุนการผลิตจะลดลงประมาณ 1-3 %

5.1.3สรุปผลการกระจายภาระงานให้แก่หม้อไอน้ำ 2 เครื่องที่มีประสิทธิภาพความร้อนต่างกัน

การกระจายภาระงานให้แก่หม้อไอน้ำสองเครื่อง พบว่า PB.12 จะถูกมอบหมายภาระงานให้เพิ่มกำลังการผลิตก่อนมอบภาระงานที่เหลือให้แก่ PB.11 เนื่องจากในช่วงดำเนินการดังกล่าว PB.12 มีประสิทธิภาพสูงกว่า PB.11

5.1.4สรุปผลการกระจายภาระงานให้แก่กังหันไอน้ำเมื่อกำลังการผลิตไอน้ำเปลี่ยนแปลง

การจำลองภาวะการณ์สำหรับระบบโคเจนเนเรชั่น พบว่าไอน้ำที่ผลิตได้มีปริมาณเกินพอต่อความต้องการใช้ในการผลิตไฟฟ้าทั้งในกรณีภาระการผลิตไอน้ำคือ 90% และ 95% ของกำลังการผลิตทั้งหมดอย่างไรก็ตาม เมื่อลดกำลังการผลิตไอน้ำ ปริมาณความร้อนที่ส่งเข้าใช้ในกระบวนการจะลดลง

5.2 ข้อเสนอแนะ

1. การจำลองภาวะการณ์ค่าวิเคราะห์โดยประมาณและค่าวิเคราะห์อย่างละเอียดของเชื้อเพลิงบางชนิดได้มาจากการวิจัยของผู้อื่น ดังนั้นควรมีการปรับปรุงแบบจำลองภาวะการณ์โดยใช้ค่าที่ได้จากการวัดจริงเพื่อให้แบบจำลองที่ได้ถูกต้องมากกว่านี้
2. เนื่องจากฟลูก้าชในระบบจริงไม่ได้ทำการวัดองค์ประกอบที่เกิดขึ้น จึงไม่สามารถเลือกใช้สมการของการเผาไหม้ที่เหมาะสมได้ ดังนั้นควรมีการทดสอบเพื่อวัดค่าเหล่านั้นเช่นทำการป้อนเชื้อเพลิงที่รู้องค์ประกอบและทำการวัดผลของฟลูก้าชที่ได้ว่ามีองค์ประกอบเป็นอย่างไรเพื่อที่จะเลือกใช้สมการของการเผาไหม้ได้สอดคล้องกับภาวะการณ์จริง
3. ในภาวะการณ์จริงขนาดของอนุภาคจะมีขนาดที่ลดลงเมื่อเกิดการเผาไหม้ ดังนั้นควรมีการปรับปรุงแบบจำลองภาวะการณ์เพื่อให้สอดคล้องกับภาวะการณ์จริงมากกว่านี้
4. เนื่องจากการจำลองภาวะการณ์ใช้เชื้อเพลิงปลอดความชื้น ซึ่งในระบบจริงเชื้อเพลิงจะมีความชื้นเสมอ ดังนั้นควรมีการพัฒนาแบบจำลองภาวะการณ์ให้สอดคล้องกับความเป็นจริง

รายการอ้างอิง

1. เกริกชัย สุภาบุญจันท์. ไอน้ำและพลังงานจากถ่านหิน. กรุงเทพมหานคร : โรงพิมพ์จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย, 2529.
2. จุลละพงษ์ จุลละโพธิ. วิศวกรรมพลังงานไอน้ำ. กรุงเทพมหานคร : งานเอกสารและการพิมพ์มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี, 2542.
3. บริษัทผลิตภัณฑ์กระดาษไทยจำกัด. Boiler Performance Guarantees. ราชบุรี : ส่วนพลังงานบริษัทสยามคราฟท์อุตสาหกรรมจำกัด, 15 มิถุนายน 2535. (อัดสำเนา)
4. บริษัทผลิตภัณฑ์กระดาษไทยจำกัด. Power Plant Design Basis. ราชบุรี : ส่วนพลังงานบริษัทสยามคราฟท์อุตสาหกรรมจำกัด, 15 มิถุนายน 2535. (อัดสำเนา)
5. บริษัทสยามคราฟท์อุตสาหกรรมจำกัด. Siam Kraft Power Plant Expansion Design Basis. ราชบุรี: ส่วนพลังงาน, 18 มีนาคม 2534. (อัดสำเนา)
6. บริษัทสยามคราฟท์อุตสาหกรรมจำกัด. Summary Of technical data of Pyroflow 30.6 kg/s. ราชบุรี : ส่วนพลังงาน, 20 มกราคม 2537. (อัดสำเนา)
7. Adanez J., and Abanades J.C. Modeling of lignite combustion in atmospheric fluidized bed combustion. Ind.Eng.Chem.Res.31 (1992): 2286-2292.
8. Ali H., Hannu P., and Peka M. Energy Management system for an integrated pulp and paper mill. ABB PULP AND PAPER (1995): 16-31.
9. ASPEN TECHNOLOGY Inc. ASPEN PLUS User Guide. U.S.A.: Cambridge, August 1988.
10. ASPEN TECHNOLOGY Inc. ASPEN PLUS Solid Manual. U.S.A: Cambridge, August 1988.
11. Gaur S. and Thomas B. R. Thermal data for natural and synthetic fuels. New York: Marcel Dekker, 1998.
12. Gharebaagh R.S. Simulation of a circulating fluidized bed combustion using ASPEN PLUS. Master's Thesis, University of Montreal , 1972
13. Grace J.R., Avidan AA.,and Knowlton T.M. Circulating fluidized bed. London : Blackie Academic and Professional, 1997.
14. Huilin L., Guangbo Z., Rushan B., Yongjin C.,and Gidaspow D. A coal combustion model for circulating fluidized bed boilers. Fuel 79 (2000): 165-172.
15. Jenkins B.M., Baxter L.L., Miles Jr. T.R. and Miles T.R. Combustion properties of biomass. Fuel Processing Technology. Vol.54 (1998): 17-46.

16. Louis S. Adirer and San J. Method of optimizing the performance of a multi-unit power. US. Patent Number 40695. (January 1978).
17. M.M.El-Wakil. Power Plant Technology. Singapore: Mc. Graw Hill, 1984.
18. Richard C. S. and Clive B. Modeling of circulating fluidised-bed solids flows and distribution. Chemical Engineering Science. Vol.47 No.2 (1991): 281-296.
19. Sengupta S. P. and Basu P. A generalized mathematical model for circulating fluidized bed boiler furnace. Proc. 11th Int. Conf. Fluidized Bed Combustion, ASME, pp. 1295-1301. Montreal, 1991.
20. Selcuk N., Degirmenci E. and Oymak O. Evaluation of an improved code for the performance of AFBCs. Journal of the Institute of Energy. Vol.70 (March 1997): 31-50.
21. Wong R., Pugsley T. and Berruti F. Modelling the axial voidage profile and flow structure in risers of circulating fluidized beds. Chemical Engineering Science. Vol.47 No.9-11 (1992): 2301-2306.
22. Yunus A. C. and Michael A. B. Thermodynamics, An Engineering Approach. New York: Mc Graw Hill, 1989.



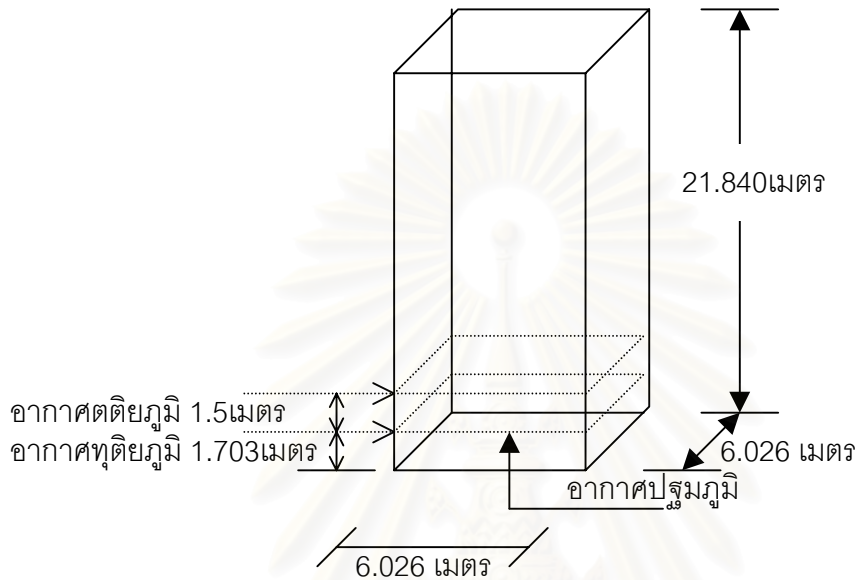
ภาคผนวก

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ภาคผนวก ก

ข้อมูลการจำลองภาวะการณ์ด้วยโปรแกรม ASPEN PLUS

ภาคผนวก ก1. ขนาดห้องเผาไหม้และตำแหน่งการป้อนเชื้อเพลิง [6]



ภาคผนวก ก2. ข้อมูลไซโคลน [6]

ไซโคลนมีเส้นผ่านศูนย์กลาง 5.645 เมตร แต่เนื่องจากข้อจำกัดในโปรแกรม ASPEN PLUS ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางสูงสุดที่ใส่ได้คือ 4.999 เมตร จึงต้องปรับเปลี่ยนให้เหมาะสมกับโปรแกรม

ภาคผนวก ก3. ข้อมูลท่อน้ำ [6]

1. เส้นผ่านศูนย์กลาง 63.5 มิลลิเมตร หนา 5.59 มิลลิเมตร
2. ระยะห่างระหว่างท่อที่จุดศูนย์กลางท่อที่หนึ่งถึงจุดศูนย์กลางท่อที่สอง 88 มิลลิเมตร ระหว่างท่อที่อยู่ติดกันเชื่อมด้วยแผ่นเหล็ก (Fin) หนา 5 มิลลิเมตร
3. ผนังทางด้านซ้ายและผนังทางด้านขวามี 68 ท่อ โดยความยาวของด้านนี้ 27 เมตร และมีพื้นที่รับความร้อนประมาณ 120 ตารางเมตร
4. ผนังทางด้านหน้ามี 68 ท่อวางตามแนวเฉียงความยาวประมาณ 26.53 เมตร พื้นที่รับความร้อนประมาณ 260 ตารางเมตร
5. ผนังทางด้านหลังมี 68 ท่อ ความยาวประมาณ 26.72 เมตร พื้นที่รับความร้อนประมาณ 166 ตารางเมตร

ภาคผนวก ก4. ข้อมูลการวิเคราะห์เชื้อเพลิง

ตารางภาคผนวก ก5. ลิกไนต์(สิรามณี) [4]

| การวิเคราะห์โดยประมาณ | Wt. % |
|--------------------------|------------|
| ความชื้น | 25.04 |
| คาร์บอนคงตัว | 32.47 |
| สารระเหยง่าย | 37.86 |
| เถ้า | 4.63 |
| การวิเคราะห์อย่างละเอียด | F(y),Wt. % |
| เถ้า | 6.18 |
| คาร์บอน | 68.16 |
| ไฮโดรเจน | 4.51 |
| ไนโตรเจน | 0.36 |
| กำมะถัน | 1.75 |
| ออกซิเจน | 19.04 |

ตารางภาคผนวก ก6. ลิกไนต์(ลานนา) [4]

| การวิเคราะห์โดยประมาณ | Wt. % |
|--------------------------|------------|
| ความชื้น | 19.86 |
| คาร์บอนคงตัว | 34.84 |
| สารระเหยง่าย | 34.84 |
| เถ้า | 10.45 |
| การวิเคราะห์อย่างละเอียด | F(y),Wt. % |
| เถ้า | 13.04 |
| คาร์บอน | 68.15 |
| ไฮโดรเจน | 5.09 |
| ไนโตรเจน | 1.24 |
| กำมะถัน | 0.59 |
| ออกซิเจน | 11.89 |

ตารางภาคผนวก ก7. ชานอ้อย [15]

| การวิเคราะห์โดยประมาณ | Wt.% |
|--------------------------|-----------|
| ความชื้น | 35.48 |
| คาร์บอนคงตัว | 7.71 |
| สารระเหยง่าย | 55.23 |
| เถ้า | 1.57 |
| การวิเคราะห์อย่างละเอียด | F(y),Wt.% |
| เถ้า | 2.44 |
| คาร์บอน | 48.64 |
| ไฮโดรเจน | 5.87 |
| ไนโตรเจน | 0.16 |
| กำมะถัน | 0.07 |
| ออกซิเจน | 42.82 |

ตารางภาคผนวก ก8. เปลือกไม้ [4]

| การวิเคราะห์โดยประมาณ | Wt.% |
|--------------------------|-----------|
| ความชื้น | 39.66 |
| คาร์บอนคงตัว | 9.09 |
| สารระเหยง่าย | 48.85 |
| เถ้า | 2.04 |
| การวิเคราะห์อย่างละเอียด | F(y),Wt.% |
| เถ้า | 2.82 |
| คาร์บอน | 48.40 |
| ไฮโดรเจน | 6.72 |
| ไนโตรเจน | 0.19 |
| กำมะถัน | 0.00 |
| ออกซิเจน | 41.87 |

ตารางภาคผนวก ก9. ขุ่ยอ้อย [4]

| การวิเคราะห์โดยประมาณ | Wt.% |
|--------------------------|-----------|
| ความชื้น | 34.14 |
| คาร์บอนคงตัว | 4.57 |
| สารระเหยง่าย | 59.25 |
| เถ้า | 2.04 |
| การวิเคราะห์อย่างละเอียด | F(y),Wt.% |
| เถ้า | 3.10 |
| คาร์บอน | 47.00 |
| ไฮโดรเจน | 6.72 |
| ไนโตรเจน | 0.22 |
| กำมะถัน | 0.23 |
| ออกซิเจน | 42.73 |

ตารางภาคผนวก ก10. เปลือกข้าว [15]

| การวิเคราะห์โดยประมาณ | Wt.% |
|--------------------------|-----------|
| ความชื้น | 9.50 |
| คาร์บอนคงตัว | 14.68 |
| สารระเหยง่าย | 57.48 |
| เถ้า | 18.34 |
| การวิเคราะห์อย่างละเอียด | F(y),Wt.% |
| เถ้า | 15.26 |
| คาร์บอน | 42.83 |
| ไฮโดรเจน | 6.05 |
| ไนโตรเจน | 0.54 |
| กำมะถัน | 0.05 |
| ออกซิเจน | 35.27 |

ตารางภาคผนวก ก11. กากตะกอน [4]

| การวิเคราะห์โดยประมาณ | Wt. % |
|--------------------------|-------------|
| ความชื้น | 65.42 |
| คาร์บอนคงตัว | 2.9 |
| สารระเหยง่าย | 13.19 |
| เถ้า | 18.5 |
| การวิเคราะห์อย่างละเอียด | F(y), Wt. % |
| เถ้า | 18.50 |
| คาร์บอน | 41.19 |
| ไฮโดรเจน | 5.40 |
| ไนโตรเจน | 1.7 |
| กำมะถัน | 0.72 |
| ออกซิเจน | 32.49 |

ภาคผนวก ก12. ข้อมูลจลพลศาสตร์สำหรับเชื้อเพลิง

ตารางภาคผนวก ก13. ข้อมูลด้านจลพลศาสตร์สำหรับเชื้อเพลิง

| ชนิดเชื้อเพลิง | แฟกเตอร์ความถี่ (k_0) | พลังงานกระตุ้น(E) (J/k.mole) | Ref. |
|------------------|------------------------------|---------------------------------|------|
| ลิกไนต์(สิรามณี) | 59600 | 1.492×10^8 | [7] |
| ลิกไนต์(ลานนา) | 59600 | 1.492×10^8 | [7] |
| ชานอ้อย | 210870 | 4.608×10^7 | [11] |
| เปลือกไม้ | 86560 | 4.207×10^7 | [11] |
| ชุยอ้อย | 220000 | 5.000×10^7 | [11] |
| เปลือกข้าว | 185290 | 4.495×10^7 | [11] |
| กากตะกอน | 22140 | 4.476×10^7 | [11] |

โดย

แฟกเตอร์ความถี่สำหรับลิกไนต์หน่วยคือ $m//K.s$ และสำหรับชีวมวลคือ m/s

ภาคผนวก ก14. การกระจายขนาดอนุภาค

ข้อมูลการกระจายขนาดอนุภาคที่นำมาใช้เป็นข้อมูลช่วงทดสอบเมื่อติดตั้งหม้อไอน้ำฟลูอิดไธซ์เบดแบบหมุนเวียน

ตารางภาคผนวก ก15. ลิกไนต์(ลานนาและสิรามณี) [4]

| k | ช่วงขนาด(มิลลิเมตร) | $R_c(k),mm$ | $r_c(k),m$ | $P_{k,o}(r_c(k))$ |
|---|---------------------|-------------|------------|-------------------|
| 1 | 0-1 | 0.5 | 0.0005 | 0.08 |
| 2 | 1-40 | 20.5 | 0.0205 | 0.52 |
| 3 | 40-75 | 57.5 | 0.0575 | 0.40 |

ตารางภาคผนวก ก16. ซีวมวล(ชานอ้อย, เปลือกไม้, ขุ่ยอ้อย, เปลือกข้าวและกากตะกอน)[4]

| k | ช่วงขนาด(มิลลิเมตร) | $R_c(k),mm$ | $r_c(k),m$ | $P_{k,o}(r_c(k))$ |
|---|---------------------|-------------|-------------------------|-------------------|
| 1 | 0-3.175 | 1.5875 | 1.5875×10^{-3} | 0.80 |
| 2 | 3.175-4.000 | 3.5875 | 3.5875×10^{-3} | 0.20 |

ตารางภาคผนวก ก17. หินปูน [4]

| k | ช่วงขนาด(มิลลิเมตร) | $R_c(k),mm$ | $r_c(k),m$ | $P_{k,o}(r_c(k))$ |
|---|--|----------------------|----------------------|-------------------|
| 1 | $20 \times 10^{-6} - 50 \times 10^{-6}$ | 35×10^{-6} | 35×10^{-3} | 0.02 |
| 2 | $50 \times 10^{-6} - 100 \times 10^{-6}$ | 75×10^{-6} | 75×10^{-3} | 0.07 |
| 3 | $100 \times 10^{-6} - 200 \times 10^{-6}$ | 150×10^{-6} | 150×10^{-3} | 0.45 |
| 4 | $200 \times 10^{-6} - 500 \times 10^{-6}$ | 350×10^{-6} | 350×10^{-3} | 0.405 |
| 5 | $500 \times 10^{-6} - 1000 \times 10^{-6}$ | 750×10^{-6} | 750×10^{-3} | 0.055 |

ภาคผนวก ก18. ค่าความร้อนขั้นสูง (HHV)

ค่าความร้อนขั้นสูงสำหรับเชื้อเพลิงคำนวณจากความสัมพันธ์ทางคณิตศาสตร์จากค่าการวิเคราะห์อย่างละเอียดโดยความสัมพันธ์ของโบ (Boie Correlation) [9]

$$\Delta_c h_i^{dm} = \left[\left(151.2 W_{C,i}^{dm} + 499.77 W_{H,i}^{dm} + 45 W_{S,i}^{dm} - 47.7 W_{O,i}^{dm} + 27 W_{N,i}^{dm} \right) \times 100 - 189.0 \right] \times 2325.84$$

เมื่อ

$\Delta_c h_i^{dm}$ = ค่าความร้อนขั้นสูงสำหรับเชื้อเพลิงแห้ง, J/Kg

$W_{C,i}^{dm}, W_{H,i}^{dm}, W_{S,i}^{dm}, W_{O,i}^{dm}, W_{N,i}^{dm}$ = สัดส่วนน้ำหนักแห้งของคาร์บอน, ไฮโดรเจน, กำมะถัน, ออกซิเจนและไนโตรเจนตามลำดับซึ่งได้มาจากการวิเคราะห์อย่างละเอียด

ตารางภาคผนวก ก19. ราคาและค่าความร้อนขั้นสูงสำหรับเชื้อเพลิงพื้นฐานปลอดภัย

| ชนิดเชื้อเพลิง | ราคาเชื้อเพลิง (บาท/ตัน) | ค่าความร้อนขั้นสูง (จูลต่อกิโลกรัม) | ค่าความร้อน (จูลต่อบาท) |
|------------------|-----------------------------|--|----------------------------|
| ลิกไนต์(สิรามณี) | 1000 | 2.687E+07 | 2.687E+07 |
| ลิกไนต์(ลานนา) | 1000 | 2.825 E+07 | 2.825 E+07 |
| ชานอ้อย | 310 | 1.876 E+07 | 6.052E+07 |
| เปลือกไม้ | 200 | 1.976E+07 | 9.880E+07 |
| ขุยอ้อย | 60 | 1.920E+07 | 3.200E+08 |
| เปลือกข้าว | 276 | 1.776E+07 | 6.4358E+07 |
| กากตะกอน | 87 | 1.690E+07 | 1.946E+08 |

ภาคผนวก ก20. การทดสอบประสิทธิภาพหม้อไอน้ำ

$$\eta_{PB.11} = (1.616 \times 10^{-3})S_W^2 - 0.2628S_W + 100.64$$

$$\eta_{PB.12} = (7.2 \times 10^{-3})S_W^2 - 1.2976S_W + 150.33$$

เมื่อ

η = ประสิทธิภาพสำหรับหม้อไอน้ำ

S_W = ร้อยละกำลังการผลิตของไอน้ำ

ภาคผนวก ก21. ข้อมูลการลดคาร์บอนในการวิเคราะห์อย่างละเอียดของลิกไนต์(สิรามณี)ลงจากค่าเดิม

ตารางภาคผนวก ก22. คาร์บอนในลิกไนต์(สิรามณี) เพิ่มขึ้น 8 % จากค่าเดิม

| การวิเคราะห์อย่างละเอียด | F(y), Wt. % |
|--------------------------|-------------|
| เถ้า | 5.12 |
| คาร์บอน | 73.61 |
| ไฮโดรเจน | 3.74 |
| ไนโตรเจน | 0.30 |
| กำมะถัน | 1.45 |
| ออกซิเจน | 15.78 |

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ภาคผนวก ก23. ข้อมูลการเพิ่มคาร์บอนในการวิเคราะห์อย่างละเอียดของกากตะกอนขึ้นจากค่าเดิม

ตารางภาคผนวก ก24. คาร์บอนในกากตะกอนเพิ่มขึ้น 15% จากค่าเดิม

| การวิเคราะห์อย่างละเอียด | F(y),Wt. % |
|--------------------------|------------|
| เถ้า | 16.56 |
| คาร์บอน | 47.37 |
| ไฮโดรเจน | 4.83 |
| ไนโตรเจน | 1.52 |
| กำมะถัน | 0.64 |
| ออกซิเจน | 29.08 |

ภาคผนวก ก25. รายละเอียดโปรแกรม ASPEN PLUS ตัวอย่างสำหรับเชื้อเพลิง 3 ชนิด โดยเชื้อเพลิงที่ใช้คือ ลานนา, สิริรามณี, กากตะกอน

RUN-CONTROL MAX-TIME=3600. MAX-ERRORS=500 MAX-FORT-ERR=500
 DATABANKS PURE10 / AQUEOUS / SOLIDS / INORGANIC / NOASPENPCD
 PROP-SOURCES PURE10 / AQUEOUS / SOLIDS / INORGANIC

COMPONENTS

C C C /

O2 O2 O2 /

N2 N2 N2 /

CO CO CO /

CO2 CO2 CO2 /

H2 H2 H2 /

H2O H2O H2O /

S S S /

SO2 O2S SO2 /

NO NO NO /

N2O N2O N2O /

NO2 NO2 NO2 /

CAC03-2 CAC03-2 CAC03-2 /

CAO CAO CAO /

CASO4 CASO4 CASO4 /

LANA * LANA /

SILA * SILA /

SLUDGE * SLUDGE /
ASH * ASH

FLWSHEET

BLOCK PB11-1 IN=LANA1 OUT=LANA1-IN
 BLOCK PB12-1 IN=LANA2 OUT=LANA2-IN
 BLOCK PB11-2 IN=SILA1 OUT=SILA1-IN
 BLOCK PB12-2 IN=SILA2 OUT=SILA2-IN
 BLOCK PB11-3 IN=LANA1-IN SILA1-IN AIR1-1 FL1 SLUD1-IN OUT=S1-1
 BLOCK PB12-3 IN=LANA2-IN SILA2-IN AIR2-1 FL2 SLUD2-IN OUT=S2-1
 BLOCK PB11-4 IN=S1-1 RESOLID1 OUT=S1-2
 BLOCK PB12-4 IN=S2-1 RESOLID2 OUT=S2-2
 BLOCK PB11-5 IN=S1-2 OUT=S1-3 S1-4
 BLOCK PB12-5 IN=S2-2 OUT=S2-3 S2-4
 BLOCK PB11-6 IN=S1-4 S1-3 OUT=S1-5
 BLOCK PB12-6 IN=S2-3 S2-4 OUT=S2-5
 BLOCK PB11-7 IN=S1-5 AIR1-2 OUT=S1-6
 BLOCK PB12-7 IN=S2-5 AIR2-2 OUT=S2-6
 BLOCK PB11-8 IN=S1-6 OUT=S1-7
 BLOCK PB12-8 IN=S2-6 OUT=S2-7
 BLOCK PB11-9 IN=S1-7 OUT=S1-8 S1-9
 BLOCK PB12-9 IN=S2-7 OUT=S2-8 S2-9
 BLOCK PB11-10 IN=S1-8 S1-9 OUT=S1-10
 BLOCK PB12-10 IN=S2-8 S2-9 OUT=S2-10
 BLOCK PB11-11 IN=S1-10 AIR1-3 OUT=S1-11
 BLOCK PB12-11 IN=S2-10 AIR2-3 OUT=S2-11
 BLOCK PB11-12 IN=S1-11 OUT=S1-12 S1-13
 BLOCK PB12-12 IN=S2-11 OUT=S2-12 S2-13
 BLOCK PB11-13 IN=S1-12 S1-13 OUT=S1-14
 BLOCK PB12-13 IN=S2-12 S2-13 OUT=S2-14
 BLOCK PB11-17 IN=S1-18 WATER1 OUT=S1-19 H2O1-IN
 BLOCK PB12-17 IN=S2-18 WATER2 OUT=S2-19 H2O2-IN
 BLOCK PB11-18 IN=S1-19 OUT=GAS1 SOLID1
 BLOCK PB12-18 IN=S2-19 OUT=GAS2 SOLID2
 BLOCK PB11-20 IN=GAS1 FLYASH1 OUT=FLUEGAS1
 BLOCK PB12-20 IN=GAS2 FLYASH2 OUT=FLUEGAS2
 BLOCK HEADER IN=H2O1-IN H2O2-IN OUT=STEAM1 STEAM2
 BLOCK PB12-19 IN=SOLID2 OUT=BOTTOM2 RESOLID2 FLYASH2
 BLOCK PB11-19 IN=SOLID1 OUT=FLYASH1 BOTTOM1 RESOLID1
 BLOCK PB11-14 IN=S1-14 OUT=S1-15
 BLOCK PB11-15 IN=S1-15 OUT=S1-16 S1-17
 BLOCK PB11-16 IN=S1-16 S1-17 OUT=S1-18

BLOCK PB12-14 IN=S2-14 OUT=S2-15
 BLOCK PB12-15 IN=S2-15 OUT=S2-16 S2-17
 BLOCK PB12-16 IN=S2-16 S2-17 OUT=S2-18
 BLOCK B1 IN=AIR1 OUT=AIR1-3 AIR1-2 AIR1-1
 BLOCK B2 IN=AIR2 OUT=AIR2-2 AIR2-3 AIR2-1
 BLOCK PB11-2-5 IN=SLUDGE1 OUT=SLUD1-IN
 BLOCK PB12-2-5 IN=SLUDGE2 OUT=SLUD2-IN

PROPERTIES SYSOP0

PROPERTIES BWR-LS / CHAO-SEA / LK-PLOCK / PSRK
 NC-COMPS LANA PROXANAL ULTANAL SULFANAL
 NC-PROPS LANA ENTHALPY HCOALGEN / DENSITY DCOALIGT
 NC-COMPS SILA ULTANAL SULFANAL PROXANAL
 NC-PROPS SILA ENTHALPY HCOALGEN / DENSITY DCOALIGT
 NC-COMPS SLUDGE PROXANAL ULTANAL SULFANAL
 NC-PROPS SLUDGE ENTHALPY HCOALGEN / DENSITY DCOALIGT
 NC-COMPS ASH PROXANAL ULTANAL SULFANAL
 NC-PROPS ASH ENTHALPY HCOALGEN / DENSITY DCOALIGT

NC-COMPS

PROP-DATA NC-1

IN-UNITS SI PRESSURE=atm PDROP=atm
 PROP-LIST BOIEC
 PVAL LANA 151.2 499.77 45. -47.7 27. -189.
 PVAL SILA 151.2 499.77 45. -47.7 27. -189.
 PVAL SLUDGE 151.2 499.77 45. -47.7 27. -189.

DEF-SUBS-ATTR PSD PSD

IN-UNITS ENG
 INTERVALS 5
 SIZE-LIMITS 2E-005 <mm> / 5E-005 <mm> / 0.0001 <mm> / &
 0.0002 <mm> / 0.0005 <mm> / 0.001 <mm>

DEF-SUBS-ATTR PSD1 PSD

INTERVALS 3
 SIZE-LIMITS 0. <mm> / 1. <mm> / 40. <mm> / 75. <mm>

DEF-SUBS-ATTR PSD2 PSD

INTERVALS 3
 SIZE-LIMITS 0. <mm> / 1. <mm> / 40. <mm> / 75. <mm>

DEF-SUBS-ATTR PSD3 PSD

INTERVALS 2

SIZE-LIMITS 0. <mm> / 3.175 <mm> / 4. <mm>
 DEF-SUBS CISOLID CISOLID
 DEF-SUBS-CLA CISOLID
 DEF TYPE=CISOLID ATTR=PSD
 DEF-SUBS CIPSD1 CIPSD1
 DEF-SUBS-CLA CIPSD1
 DEF TYPE=CISOLID ATTR=PSD1
 DEF-SUBS CIPSD2 CIPSD2
 DEF-SUBS-CLA CIPSD2
 DEF TYPE=CISOLID ATTR=PSD2
 DEF-SUBS CIPSD3 CIPSD3
 DEF-SUBS-CLA CIPSD3
 DEF TYPE=CISOLID ATTR=PSD3
 DEF-SUBS NCPSD1 NCPSD1
 DEF-SUBS-CLA NCPSD1
 DEF TYPE=NC ATTR=PSD1
 DEF-SUBS NCPSD2 NCPSD2
 DEF-SUBS-CLA NCPSD2
 DEF TYPE=NC ATTR=PSD2
 DEF-SUBS NCPSD3 NCPSD3
 DEF-SUBS-CLA NCPSD3
 DEF TYPE=NC ATTR=PSD3
 DEF-STREAM-C CONVEN MIXED CIPSD1 CIPSD2 CIPSD3 CISOLID NCPSD1 &
 NCPSD2 NCPSD3
 STREAM AIR1
 SUBSTREAM MIXED TEMP=306. PRES=1. MASS-FLOW=60.
 MOLE-FRAC O2 0.2 / N2 0.7525 / H2O 0.0475
 STREAM AIR2
 SUBSTREAM MIXED TEMP=306. PRES=1. MASS-FLOW=60.
 MOLE-FRAC O2 0.2 / N2 0.7525 / H2O 0.0475
 STREAM FL1
 SUBSTREAM CISOLID TEMP=306. PRES=1.
 MASS-FLOW CACO3-2 5.
 SUBS-ATTR PSD (0.02 0.07 0.45 0.405 0.055)
 STREAM FL2
 SUBSTREAM CISOLID TEMP=306. PRES=1.
 MASS-FLOW CACO3-2 5.
 SUBS-ATTR PSD (0.02 0.07 0.45 0.405 0.055)
 STREAM LANA1
 SUBSTREAM NCPSD1 TEMP=306. PRES=1.
 MASS-FLOW LANA 0.1
 COMP-ATTR LANA PROXANAL (19.86 34.84 34.84 10.45)

COMP-ATTR LANA ULTANAL (13.04 68.15 5.09 1.24 0. 0.59 11.89)

COMP-ATTR LANA SULFANAL (0. 0. 0.)

SUBS-ATTR PSD1 (0.08 0.52 0.4)

STREAM LANA2

SUBSTREAM MIXED TEMP=306. PRES=1.

SUBSTREAM NCPSD1 TEMP=306. PRES=1.

MASS-FLOW LANA 0.1

COMP-ATTR LANA PROXANAL (19.86 34.84 34.84 10.45)

COMP-ATTR LANA ULTANAL (13.04 68.15 5.09 1.24 0. 0.59 11.89)

COMP-ATTR LANA SULFANAL (0. 0. 0.)

SUBS-ATTR PSD1 (0.08 0.52 0.4)

STREAM SILA1

SUBSTREAM NCPSD2 TEMP=306. PRES=1.

MASS-FLOW SILA 5.

COMP-ATTR SILA ULTANAL (6.18 68.16 4.51 0.36 0. 1.75 19.04)

COMP-ATTR SILA SULFANAL (0. 0. 0.)

COMP-ATTR SILA PROXANAL (25.04 32.47 37.86 4.63)

SUBS-ATTR PSD2 (0.08 0.52 0.4)

STREAM SILA2

SUBSTREAM NCPSD2 TEMP=306. PRES=1.

MASS-FLOW SILA 5.

COMP-ATTR SILA ULTANAL (6.18 68.18 4.51 0.36 0. 1.75 19.04)

COMP-ATTR SILA SULFANAL (0. 0. 0.)

COMP-ATTR SILA PROXANAL (25.04 32.47 37.86 4.63)

SUBS-ATTR PSD2 (0.08 0.52 0.4)

STREAM SLUDGE1

SUBSTREAM NCPSD3 TEMP=30.6 PRES=1.

MASS-FLOW SLUDGE 0.1

COMP-ATTR SLUDGE PROXANAL (65.42 2.9 13.19 18.5)

COMP-ATTR SLUDGE ULTANAL (18.5 41.19 5.4 1.7 0. 0.72 32.49)

COMP-ATTR SLUDGE SULFANAL (0. 0. 0.)

SUBS-ATTR PSD3 (0.8 0.2)

STREAM SLUDGE2

SUBSTREAM NCPSD3 TEMP=306. PRES=1.

MASS-FLOW SLUDGE 0.1

COMP-ATTR SLUDGE PROXANAL (65.42 2.9 13.19 18.5)

COMP-ATTR SLUDGE ULTANAL (18.5 41.19 5.4 1.7 0. 0.72 32.49)

COMP-ATTR SLUDGE SULFANAL (0. 0. 0.)

SUBS-ATTR PSD3 (0.8 0.2)

STREAM WATER1

SUBSTREAM MIXED TEMP=403. PRES=106.61.

MASS-FLOW H2O 30.6
 STREAM WATER2
 SUBSTREAM MIXED TEMP=403. PRES=1.
 MASS-FLOW H2O 30.6

BLOCK PB11-20 MIXER

BLOCK PB12-20 MIXER

BLOCK B1 FSPLIT
 FRAC AIR1-3 0.25 / AIR1-2 0.25

BLOCK B2 FSPLIT
 FRAC AIR2-2 0.25 / AIR2-3 0.25

BLOCK HEADER SEP

PARAM

FRAC STREAM=STEAM1 SUBSTREAM=MIXED COMPS=C O2 N2 CO CO2 &
 H2 H2O S SO2 NO N2O NO2 CACO3-2 CAO CASO4 FRACS=0. &
 0. 0. 0. 0. 0. 0.5 0. 0. 0. 0. 0. 0. 0. 0. 0.

FRAC STREAM=STEAM1 SUBSTREAM=CIPSD1 COMPS=C S CACO3-2 &
 CAO CASO4 FRACS=0. 0. 0. 0. 0.

FRAC STREAM=STEAM1 SUBSTREAM=CIPSD2 COMPS=C S CACO3-2 &
 CAO CASO4 FRACS=0. 0. 0. 0. 0.

FRAC STREAM=STEAM1 SUBSTREAM=CIPSD3 COMPS=C S CACO3-2 &
 CAO CASO4 FRACS=0. 0. 0. 0. 0.

FRAC STREAM=STEAM1 SUBSTREAM=CISOLID COMPS=C S CACO3-2 &
 CAO CASO4 FRACS=0. 0. 0. 0. 0.

FRAC STREAM=STEAM1 SUBSTREAM=NCPSD1 COMPS=LANA SILA &
 SLUDGE ASH FRACS=0. 0. 0. 0.

FRAC STREAM=STEAM1 SUBSTREAM=NCPSD2 COMPS=LANA SILA &
 SLUDGE FRACS=0. 0. 0.

FRAC STREAM=STEAM1 SUBSTREAM=NCPSD3 COMPS=LANA SILA &
 SLUDGE ASH FRACS=0. 0. 0. 0.

BLOCK PB11-17 HEATX

PARAM T-COLD=510. <C> TYPE=COCURRENT PRES-HOT=1. &
 PRES-COLD=100. <bar> MAXIT=999 TEMP-TOL=0.1 AREA-TOL=0.1 &
 ALGORITHM=NEWTON U-OPTION=CONSTANT F-OPTION=CONSTANT
 FEEDS HOT=S1-18 COLD=WATER1
 PRODUCTS HOT=S1-19 COLD=H2O1-IN
 EQUIP-SPECS BAFFLE-TYPE=SEGMENTAL ORIENTATION=VERTICAL &
 SHELL-DIAM=6.8

TUBES TOTAL-NUMBER=272 TUBE-TYPE=FINNED PATTERN=SQUARE &
 LENGTH=15. INSIDE-DIAM=52.32 <mm> OUTSIDE-DIAM=63.5 <mm> &
 PITCH=88. <mm>
 FINS HEIGHT=5. <mm> THICKNESS=5. <mm>
 SEGB-SHELL NBAFFLE=268 TUBES-IN-WIN=YES BAFFLE-CUT=0.005
 HOT-SIDE SHELL-TUBE=SHELL DP-OPTION=CONSTANT
 COLD-SIDE SHELL-TUBE=TUBE DP-OPTION=CONSTANT

BLOCK PB12-17 HEATX

PARAM T-COLD=510. <C> TYPE=COCURRENT PRES-HOT=1. &
 PRES-COLD=100. <bar> MAXIT=999 TEMP-TOL=0.1 AREA-TOL=0.1 &
 ALGORITHM=NEWTON U-OPTION=CONSTANT F-OPTION=CONSTANT
 FEEDS HOT=S2-18 COLD=WATER2
 PRODUCTS HOT=S2-19 COLD=H2O2-IN
 EQUIP-SPECS ORIENTATION=VERTICAL SHELL-DIAM=6.8
 TUBES TOTAL-NUMBER=272 TUBE-TYPE=FINNED PATTERN=SQUARE &
 LENGTH=15. INSIDE-DIAM=52.32 <mm> OUTSIDE-DIAM=63.5 <mm> &
 PITCH=88. <mm>
 FINS HEIGHT=5. <mm> THICKNESS=5. <mm>
 SEGB-SHELL NBAFFLE=268 BAFFLE-CUT=0.005
 HOT-SIDE SHELL-TUBE=SHELL DP-OPTION=CONSTANT
 COLD-SIDE SHELL-TUBE=TUBE DP-OPTION=CONSTANT
 BLOCK-OPTION ENERGY-BAL=YES
 BLOCK PB11-3 RSTOIC
 PARAM TEMP=1200. PRES=1. TOL=1.
 STOIC 1 CIPSD1 C -1. / MIXED O2 -0.5 / CO 1.
 STOIC 2 CIPSD2 C -1. / MIXED O2 -0.5 / CO 1.
 STOIC 3 CIPSD1 S -1. / MIXED O2 -1. / SO2 1.
 STOIC 4 CIPSD2 S -1. / MIXED O2 -1. / SO2 1.
 STOIC 5 MIXED H2 -1. / O2 -0.5 / H2O 1.
 STOIC 6 CIPSD3 C -1. / MIXED O2 -0.5 / CO 1.
 STOIC 7 CIPSD3 S -1. / MIXED O2 -1. / SO2 1.
 CONV 1 CIPSD1 C 0.3
 CONV 2 CIPSD2 C 0.3
 CONV 3 CIPSD1 S 0.8
 CONV 4 CIPSD2 S 0.8
 CONV 5 MIXED H2 0.8
 CONV 6 CIPSD3 C 0.3
 CONV 7 CIPSD3 S 0.8
 BLOCK-OPTION ENERGY-BAL=YES
 COMP-ATTR NCPSD1 ASH PROXANAL (0. 0. 0. 100.)
 COMP-ATTR NCPSD1 ASH ULTANAL (100. 0. 0. 0. 0. 0.)

COMP-ATTR NCPD1 ASH SULFANAL (0. 0. 0.)
 COMP-ATTR NCPD2 ASH PROXANAL (0. 0. 0. 100.)
 COMP-ATTR NCPD2 ASH ULTANAL (100. 0. 0. 0. 0. 0. 0.)
 COMP-ATTR NCPD2 ASH SULFANAL (0. 0. 0.)
 COMP-ATTR NCPD3 ASH PROXANAL (0. 0. 0. 100.)
 COMP-ATTR NCPD3 ASH ULTANAL (100. 0. 0. 0. 0. 0. 0.)
 COMP-ATTR NCPD3 ASH SULFANAL (0. 0. 0.)
 SUBS-ATTR 1 CIPSD1 PSD1 (0.08 0.52 0.4)
 SUBS-ATTR 2 CIPSD2 PSD2 (0.08 0.52 0.4)

BLOCK PB11-6 RSTOIC

PARAM TEMP=1200. PRES=1. SERIES=YES
 STOIC 1 CISOLID CACO3-2 -1. / MIXED CO2 1. / CISOLID CAO 1.
 STOIC 2 CISOLID CAO -1. / MIXED SO2 -1. / O2 -0.5 CISOLID CASO4 1.
 CONV 1 CISOLID CACO3-2 1.
 CONV 2 MIXED SO2 0.4
 COMP-ATTR NCPD1 ASH PROXANAL (0. 0. 0. 100.)
 COMP-ATTR NCPD1 ASH ULTANAL (100. 0. 0. 0. 0. 0. 0.)
 COMP-ATTR NCPD1 ASH SULFANAL (0. 0. 0.)
 COMP-ATTR NCPD2 ASH PROXANAL (0. 0. 0. 100.)
 COMP-ATTR NCPD2 ASH ULTANAL (100. 0. 0. 0. 0. 0. 0.)
 COMP-ATTR NCPD2 ASH SULFANAL (0. 0. 0.)
 COMP-ATTR NCPD3 ASH PROXANAL (0. 0. 0. 100.)
 COMP-ATTR NCPD3 ASH ULTANAL (100. 0. 0. 0. 0. 0. 0.)
 COMP-ATTR NCPD3 ASH SULFANAL (0. 0. 0.)
 SUBS-ATTR 1 CIPSD1 PSD1 (0.08 0.52 0.4)
 SUBS-ATTR 2 CIPSD2 PSD2 (0.08 0.52 0.4)

BLOCK PB11-7 RSTOIC

PARAM TEMP=1200. PRES=1.
 STOIC 1 CIPSD1 S -1. / MIXED O2 -1. / SO2 1.
 STOIC 2 CIPSD2 S -1. / MIXED O2 -1. / SO2 1.
 STOIC 3 MIXED H2 -1. / O2 -0.5 / H2O 1.
 STOIC 4 CIPSD3 S -1. / MIXED O2 -1. / SO2 1.
 CONV 1 CIPSD1 S 1.
 CONV 2 CIPSD2 S 1.
 CONV 3 MIXED H2 1.
 CONV 4 CIPSD3 S 1.
 COMP-ATTR NCPD1 ASH PROXANAL (0. 0. 0. 100.)
 COMP-ATTR NCPD1 ASH ULTANAL (100. 0. 0. 0. 0. 0. 0.)
 COMP-ATTR NCPD1 ASH SULFANAL (0. 0. 0.)
 COMP-ATTR NCPD2 ASH PROXANAL (0. 0. 0. 100.)
 COMP-ATTR NCPD2 ASH ULTANAL (100. 0. 0. 0. 0. 0. 0.)

COMP-ATTR NCPSD2 ASH SULFANAL (0. 0. 0.)
 COMP-ATTR NCPSD3 ASH PROXANAL (0. 0. 0. 10.)
 COMP-ATTR NCPSD3 ASH ULTANAL (100. 0. 0. 0. 0. 0. 0.)
 COMP-ATTR NCPSD3 ASH SULFANAL (0. 0. 0.)
 SUBS-ATTR 1 CIPSD1 PSD1 (0.08 0.52 0.4)
 SUBS-ATTR 2 CIPSD2 PSD2 (0.08 0.52 0.4)

BLOCK PB11-10 RSTOIC

PARAM TEMP=1200. PRES=1.
 STOIC 1 CISOLID CAO -1. / MIXED O2 -0.5 / SO2 -1. / &
 CISOLID CASO4 1.
 CONV 1 MIXED SO2 0.4
 COMP-ATTR NCPSD1 ASH PROXANAL (0. 0. 0. 100.)
 COMP-ATTR NCPSD1 ASH ULTANAL (100. 0. 0. 0. 0. 0. 0.)
 COMP-ATTR NCPSD1 ASH SULFANAL (0. 0. 0.)
 COMP-ATTR NCPSD2 ASH PROXANAL (0. 0. 0. 100.)
 COMP-ATTR NCPSD2 ASH ULTANAL (100. 0. 0. 0. 0. 0. 0.)
 COMP-ATTR NCPSD2 ASH SULFANAL (0. 0. 0.)
 COMP-ATTR NCPSD3 ASH PROXANAL (0. 0. 0. 100.)
 COMP-ATTR NCPSD3 ASH ULTANAL (100. 0. 0. 0. 0. 0. 0.)
 COMP-ATTR NCPSD3 ASH SULFANAL (0. 0. 0.)
 SUBS-ATTR 1 CIPSD1 PSD1 (0.08 0.52 0.4)
 SUBS-ATTR 2 CIPSD2 PSD2 (0.08 0.52 0.4)

BLOCK PB11-13 RSTOIC

PARAM TEMP=1200. PRES=1.
 STOIC 1 CISOLID CAO -1. / MIXED O2 -0.5 / SO2 -1. / CISOLID CASO4 1.
 CONV 1 MIXED SO2 0.4
 COMP-ATTR NCPSD1 ASH PROXANAL (0. 0. 0. 100.)
 COMP-ATTR NCPSD1 ASH ULTANAL (100. 0. 0. 0. 0. 0. 0.)
 COMP-ATTR NCPSD1 ASH SULFANAL (0. 0. 0.)
 COMP-ATTR NCPSD2 ASH PROXANAL (0. 0. 0. 100.)
 COMP-ATTR NCPSD2 ASH ULTANAL (100. 0. 0. 0. 0. 0. 0.)
 COMP-ATTR NCPSD2 ASH SULFANAL (0. 0. 0.)
 COMP-ATTR NCPSD3 ASH PROXANAL (0. 0. 0. 100.)
 COMP-ATTR NCPSD3 ASH ULTANAL (100. 0. 0. 0. 0. 0. 0.)
 COMP-ATTR NCPSD3 ASH SULFANAL (0. 0. 0.)
 SUBS-ATTR 1 CIPSD1 PSD1 (0.08 0.52 0.4)
 SUBS-ATTR 2 CIPSD2 PSD2 (0.08 0.52 0.4)

BLOCK PB11-16 RSTOIC

PARAM TEMP=1200. PRES=1.

STOIC 1 CISOLID CAO -1. / MIXED O2 -0.5 / SO2 -1. / CISOLID CASO4 1.

CONV 1 MIXED SO2 0.4

COMP-ATTR NCPSD1 ASH PROXANAL (0. 0. 0. 100.)

COMP-ATTR NCPSD1 ASH ULTANAL (100. 0. 0. 0. 0. 0. 0.)

COMP-ATTR NCPSD1 ASH SULFANAL (0. 0. 0.)

COMP-ATTR NCPSD2 ASH PROXANAL (0. 0. 0. 100.)

COMP-ATTR NCPSD2 ASH ULTANAL (100. 0. 0. 0. 0. 0. 0.)

COMP-ATTR NCPSD2 ASH SULFANAL (0. 0. 0.)

COMP-ATTR NCPSD3 ASH PROXANAL (0. 0. 0. 100.)

COMP-ATTR NCPSD3 ASH ULTANAL (100. 0. 0. 0. 0. 0. 0.)

COMP-ATTR NCPSD3 ASH SULFANAL (0. 0. 0.)

SUBS-ATTR 1 CIPSD1 PSD1 (0.08 0.52 0.4)

SUBS-ATTR 2 CIPSD2 PSD2 (0.08 0.52 0.4)

BLOCK PB12-3 RSTOIC

PARAM TEMP=1200. PRES=1.

STOIC 1 CIPSD1 C -1. / MIXED O2 -0.5 / CO 1.

STOIC 2 CIPSD2 C -1. / MIXED O2 -0.5 / CO 1.

STOIC 3 CIPSD1 S -1. / MIXED O2 -1. / SO2 1.

STOIC 4 CIPSD2 S -1. / MIXED O2 -1. / SO2 1.

STOIC 5 MIXED H2 -1. / O2 -0.5 / H2O 1.

STOIC 6 CIPSD3 C -1. / MIXED O2 -0.5 / CO 1.

STOIC 7 CIPSD3 S -1. / MIXED O2 -1. / SO2 1.

CONV 1 CIPSD1 C 0.3

CONV 2 CIPSD2 C 0.3

CONV 3 CIPSD1 S 0.8

CONV 4 CIPSD2 S 0.8

CONV 5 MIXED H2 0.8

CONV 6 CIPSD3 C 0.3

CONV 7 CIPSD3 S 0.8

COMP-ATTR NCPSD1 ASH PROXANAL (0. 0. 0. 100.)

COMP-ATTR NCPSD1 ASH ULTANAL (100. 0. 0. 0. 0. 0. 0.)

COMP-ATTR NCPSD1 ASH SULFANAL (0. 0. 0.)

COMP-ATTR NCPSD2 ASH PROXANAL (0. 0. 0. 100.)

COMP-ATTR NCPSD2 ASH ULTANAL (100. 0. 0. 0. 0. 0. 0.)

COMP-ATTR NCPSD2 ASH SULFANAL (0. 0. 0.)

COMP-ATTR NCPSD3 ASH PROXANAL (0. 0. 0. 100.)

COMP-ATTR NCPSD3 ASH ULTANAL (100. 0. 0. 0. 0. 0. 0.)

COMP-ATTR NCPSD3 ASH SULFANAL (0. 0. 0.)

SUBS-ATTR 1 CIPSD1 PSD1 (0.08 0.52 0.4)

SUBS-ATTR 2 CIPSD2 PSD2 (0.08 0.52 0.4)

SUBS-ATTR 3 CIPSD3 PSD3 (0.8 0.2)

BLOCK PB12-6 RSTOIC

PARAM TEMP=1200. PRES=1. SERIES=YES

STOIC 1 CISOLID CACO3-2 -1. / MIXED CO2 1. / CISOLID CAO 1.

STOIC 2 CISOLID CAO -1. / MIXED O2 -0.5 / SO2 -1. / &

CISOLID CASO4 1.

CONV 1 CISOLID CACO3-2 1.

CONV 2 MIXED SO2 0.4

COMP-ATTR NCPSD1 ASH PROXANAL (0. 0. 0. 100.)

COMP-ATTR NCPSD1 ASH ULTANAL (100. 0. 0. 0. 0. 0.)

COMP-ATTR NCPSD1 ASH SULFANAL (0. 0. 0.)

COMP-ATTR NCPSD2 ASH PROXANAL (0. 0. 0. 0.)

COMP-ATTR NCPSD2 ASH ULTANAL (100. 0. 0. 0. 0. 0.)

COMP-ATTR NCPSD2 ASH SULFANAL (0. 0. 0.)

COMP-ATTR NCPSD3 ASH PROXANAL (0. 0. 0. 100.)

COMP-ATTR NCPSD3 ASH ULTANAL (100. 0. 0. 0. 0. 0.)

COMP-ATTR NCPSD3 ASH SULFANAL (0. 0. 0.)

SUBS-ATTR 1 CIPSD1 PSD1 (0.08 0.52 0.4)

SUBS-ATTR 2 CIPSD2 PSD2 (0.08 0.52 0.4)

BLOCK PB12-7 RSTOIC

PARAM TEMP=1200. PRES=1.

STOIC 1 CIPSD1 S -1. / MIXED O2 -1. / SO2 1.

STOIC 2 CIPSD2 S -1. / MIXED O2 -1. / SO2 1.

STOIC 3 MIXED H2 -1. / O2 -0.5 / H2O 1.

STOIC 4 CIPSD3 S -1. / MIXED O2 -1. / SO2 1.

CONV 1 CIPSD1 S 1.

CONV 2 CIPSD2 S 1.

CONV 3 MIXED H2 1.

CONV 4 CIPSD3 S 1.

COMP-ATTR NCPSD1 ASH PROXANAL (0. 0. 0. 100.)

COMP-ATTR NCPSD1 ASH ULTANAL (100. 0. 0. 0. 0. 0.)

COMP-ATTR NCPSD1 ASH SULFANAL (0. 0. 0.)

COMP-ATTR NCPSD2 ASH PROXANAL (0. 0. 0. 100.)

COMP-ATTR NCPSD2 ASH ULTANAL (100. 0. 0. 0. 0. 0.)

COMP-ATTR NCPSD2 ASH SULFANAL (0. 0. 0.)

COMP-ATTR NCPSD3 ASH ULTANAL (100. 0. 0. 0. 0. 0.)

COMP-ATTR NCPSD3 ASH PROXANAL (0. 0. 0. 100.)

COMP-ATTR NCPSD3 ASH SULFANAL (0. 0. 0.)

SUBS-ATTR 1 CIPSD1 PSD1 (0.08 0.52 0.4)

SUBS-ATTR 2 CIPSD2 PSD2 (0.08 0.52 0.4)

BLOCK PB12-10 RSTOIC

PARAM TEMP=1200. PRES=1.

STOIC 1 CISOLID CAO -1. / MIXED O2 -0.5 / SO2 -1. / &

CISOLID CASO4 1.

CONV 1 MIXED SO2 0.4

COMP-ATTR NCPD1 ASH PROXANAL (0. 0. 0. 100.)

COMP-ATTR NCPD1 ASH ULTANAL (100. 0. 0. 0. 0. 0. 0.)

COMP-ATTR NCPD1 ASH SULFANAL (0. 0. 0.)

COMP-ATTR NCPD2 ASH PROXANAL (0. 0. 0. 100.)

COMP-ATTR NCPD2 ASH ULTANAL (100. 0. 0. 0. 0. 0. 0.)

COMP-ATTR NCPD2 ASH SULFANAL (0. 0. 0.)

COMP-ATTR NCPD3 ASH PROXANAL (0. 0. 0. 100.)

COMP-ATTR NCPD3 ASH ULTANAL (100. 0. 0. 0. 0. 0. 0.)

COMP-ATTR NCPD3 ASH SULFANAL (0. 0. 0.)

SUBS-ATTR 1 CIPSD1 PSD1 (0.08 0.52 0.4)

SUBS-ATTR 2 CIPSD2 PSD2 (0.08 0.52 0.4)

BLOCK PB12-13 RSTOIC

PARAM TEMP=1200. PRES=1.

STOIC 1 CISOLID CAO -1. / MIXED O2 -0.5 / SO2 -1. / CISOLID CACO3-2 1.

CONV 1 MIXED SO2 0.4

COMP-ATTR NCPD1 ASH PROXANAL (0. 0. 0. 100.)

COMP-ATTR NCPD1 ASH ULTANAL (100. 0. 0. 0. 0. 0. 0.)

COMP-ATTR NCPD1 ASH SULFANAL (0. 0. 0.)

COMP-ATTR NCPD2 ASH PROXANAL (0. 0. 0. 100.)

COMP-ATTR NCPD2 ASH ULTANAL (100. 0. 0. 0. 0. 0. 0.)

COMP-ATTR NCPD2 ASH SULFANAL (0. 0. 0.)

COMP-ATTR NCPD3 ASH PROXANAL (0. 0. 0. 100.)

COMP-ATTR NCPD3 ASH ULTANAL (100. 0. 0. 0. 0. 0. 0.)

COMP-ATTR NCPD3 ASH SULFANAL (0. 0. 0.)

SUBS-ATTR 1 CIPSD1 PSD1 (0.08 0.52 0.4)

SUBS-ATTR 2 CIPSD2 PSD2 (0.08 0.52 0.4)

BLOCK PB12-16 RSTOIC

PARAM TEMP=1200. PRES=1.

STOIC 1 CISOLID CAO -1. / MIXED O2 -0.5 / SO2 -1. / CISOLID CASO4 1.

CONV 1 MIXED SO2 0.4

COMP-ATTR NCPD1 SILA ULTANAL (100. 0. 0. 0. 0. 0. 0.)

COMP-ATTR NCPD1 SILA SULFANAL (0. 0. 0.)

COMP-ATTR NCPD1 SILA PROXANAL (0. 0. 0. 100.)

COMP-ATTR NCPD2 ASH PROXANAL (0. 0. 0. 100.)

COMP-ATTR NCPD2 ASH ULTANAL (100. 0. 0. 0. 0. 0. 0.)
 COMP-ATTR NCPD2 ASH SULFANAL (0. 0. 0.)
 COMP-ATTR NCPD3 ASH PROXANAL (0. 0. 0. 100.)
 COMP-ATTR NCPD3 ASH ULTANAL (100. 0. 0. 0. 0. 0. 0.)
 COMP-ATTR NCPD3 ASH SULFANAL (0. 0. 0.)
 SUBS-ATTR 1 CIPSD1 PSD1 (0.08 0.52 0.4)
 SUBS-ATTR 2 CIPSD2 PSD2 (0.08 0.52 0.4)

BLOCK PB11-1 RYIELD

PARAM TEMP=1200. PRES=1. TOL=1.
 MASS-YIELD CIPSD1 C 0.6815 / MIXED H2 0.0509 / O2 &
 0.1189 / N2 0.0124 / CIPSD1 S 0.0059 / NCPD1 0.1304
 COMP-ATTR NCPD1 ASH PROXANAL (0. 0. 0. 100.)
 COMP-ATTR NCPD1 ASH ULTANAL (100. 0. 0. 0. 0. 0. 0.)
 COMP-ATTR NCPD1 ASH SULFANAL (0. 0. 0.)
 SUBS-ATTR 1 CIPSD1 PSD1 (0.08 0.52 0.4)

BLOCK PB11-2 RYIELD

PARAM TEMP=1200. PRES=1. TOL=1.
 MASS-YIELD CIPSD2 C 0.6816 / MIXED H2 0.0451 / O2 &
 0.1904 / N2 0.0036 / CIPSD2 S 0.0175 / NCPD2 ASH &
 0.0618
 COMP-ATTR NCPD2 ASH PROXANAL (0. 0. 0. 100.)
 COMP-ATTR NCPD2 ASH ULTANAL (100. 0. 0. 0. 0. 0. 0.)
 COMP-ATTR NCPD2 ASH SULFANAL (0. 0. 0.)
 SUBS-ATTR 1 CIPSD2 PSD2 (0.08 0.52 0.4)

BLOCK PB11-2-5 RYIELD

PARAM TEMP=1200. PRES=1.
 MASS-YIELD CIPSD3 C 0.4119 / MIXED H2 0.054 / O2 &
 0.3249 / N2 0.017 / CIPSD3 S 0.0072 / NCPD3 ASH &
 0.185
 COMP-ATTR NCPD3 ASH PROXANAL (0. 0. 0. 100.)
 COMP-ATTR NCPD3 ASH ULTANAL (100. 0. 0. 0. 0. 0. 0.)
 COMP-ATTR NCPD3 ASH SULFANAL (0. 0. 0.)
 SUBS-ATTR 1 NCPD3 PSD3 (0.8 0.2)
 SUBS-ATTR 2 CIPSD3 PSD3 (0.8 0.2)

BLOCK PB12-1 RYIELD

PARAM TEMP=1200. PRES=1.
 MASS-YIELD CIPSD1 C 0.6815 / MIXED H2 0.0509 / O2 &
 0.1189 / N2 0.0124 / CIPSD1 S 0.0059 / NCPD1 ASH 0.1304
 COMP-ATTR NCPD1 ASH PROXANAL (0. 0. 0. 100.)

COMP-ATTR NCPSD1 ASH ULTANAL (100. 0. 0. 0. 0. 0. 0.)

COMP-ATTR NCPSD1 ASH SULFANAL (0. 0. 0.)

SUBS-ATTR 1 CIPSD1 PSD1 (0.08 0.52 0.4)

BLOCK PB12-2 RYIELD

PARAM TEMP=1200. PRES=1.

MASS-YIELD CIPSD2 C 0.6816 / MIXED H2 0.0451 / O2 &

0.1904 / N2 0.0036 / CIPSD2 S 0.0175 / NCPSD2 ASH 0.0618

COMP-ATTR NCPSD2 ASH PROXANAL (0. 0. 0. 100.)

COMP-ATTR NCPSD2 ASH ULTANAL (100. 0. 0. 0. 0. 0. 0.)

COMP-ATTR NCPSD2 ASH SULFANAL (0. 0. 0.)

SUBS-ATTR 1 CIPSD2 PSD2 (0.08 0.52 0.4)

BLOCK PB12-2-5 RYIELD

PARAM TEMP=1200. PRES=1.

MASS-YIELD CIPSD3 C 0.4119 / MIXED H2 0.054 / O2 &

0.3249 / N2 0.017 / CIPSD3 S 0.0072 / NCPSD3 0.185

COMP-ATTR NCPSD3 ASH PROXANAL (0. 0. 0. 100.)

COMP-ATTR NCPSD3 ASH ULTANAL (100. 0. 0. 0. 0. 0. 0.)

COMP-ATTR NCPSD3 ASH SULFANAL (0. 0. 0.)

SUBS-ATTR 1 NCPSD3 PSD3 (0.8 0.2)

SUBS-ATTR 2 CIPSD3 PSD3 (0.8 0.2)

BLOCK PB11-5 REQUIL

PARAM NREAC=3 TEMP=1200. PRES=1. CHEM-MAXIT=100 &

CHEM-TOL=0.001

STOIC 1 N2 -0.5 * / O2 -0.5 * / NO 1. *

STOIC 2 N2 -1. * / O2 -0.5 * / N2O 1. *

STOIC 3 N2 -0.5 * / O2 -1. * / NO2 1. *

TAPP-SPEC 1 0.0 / 2 0.0 / 3 0.0

FRAC CIPSD1

FRAC CIPSD2

FRAC CIPSD3

FRAC CISOLID

FRAC NCPSD1

FRAC NCPSD2

FRAC NCPSD3

BLOCK PB11-9 REQUIL

PARAM NREAC=3 TEMP=1200. PRES=1. CHEM-MAXIT=100 &

CHEM-TOL=0.001

STOIC 1 N2 -0.5 * / O2 -0.5 * / NO 1. *

STOIC 2 N2 -1. * / O2 -0.5 * / N2O 1. *

STOIC 3 N2 -0.5 * / O2 -1. * / NO2 1. *

TAPP-SPEC 1 0.0 / 2 0.0 / 3 0.0

FRAC CIPSD1

FRAC CIPSD2

FRAC CIPSD3

FRAC CISOLID

FRAC NCPSD1

FRAC NCPSD2

FRAC NCPSD3

BLOCK PB11-12 REQUIL

PARAM NREAC=3 TEMP=1200. PRES=1. CHEM-MAXIT=100 &

CHEM-TOL=0.01

STOIC 1 N2 -0.5 * / O2 -0.5 * / NO 1. *

STOIC 2 N2 -1. * / O2 -0.5 * / N2O 1. *

STOIC 3 N2 -0.5 * / O2 -1. * / NO2 1. *

TAPP-SPEC 1 0.0 / 2 0.0 / 3 0.0

FRAC CIPSD1

FRAC CIPSD2

FRAC CIPSD3

FRAC CISOLID

FRAC NCPSD1

FRAC NCPSD2

FRAC NCPSD3

BLOCK PB11-15 REQUIL

PARAM NREAC=3 TEMP=1200. PRES=1. CHEM-MAXIT=100 &

CHEM-TOL=0.0001

STOIC 1 N2 -0.5 * / O2 -0.5 * / NO 1. *

STOIC 2 N2 -1. * / O2 -0.5 * / N2O 1. *

STOIC 3 N2 -0.5 * / O2 -1. * / NO2 1. *

TAPP-SPEC 1 0.0 / 2 0.0 / 3 0.0

FRAC CIPSD1

FRAC CIPSD2

FRAC CIPSD3

FRAC CISOLID

FRAC NCPSD1

FRAC NCPSD2

FRAC NCPSD3

BLOCK PB12-5 REQUIL

PARAM NREAC=3 TEMP=1200. PRES=1. CHEM-MAXIT=100 &

CHEM-TOL=0.001

STOIC 1 N2 -0.5 * / O2 -0.5 * / NO 1. *

STOIC 2 N2 -1. * / O2 -0.5 * / N2O 1. *

STOIC 3 N2 -0.5 * / O2 -1. * / NO2 1. *

TAPP-SPEC 1 0.0 / 2 0.0 / 3 0.0

FRAC CIPSD1

FRAC CIPSD2

FRAC CIPSD3

FRAC CISOLID

FRAC NCPSD1

FRAC NCPSD2

FRAC NCPSD3

BLOCK PB12-9 REQUIL

PARAM NREAC=3 TEMP=1200. PRES=1. CHEM-MAXIT=500 &

CHEM-TOL=0.001

STOIC 1 N2 -0.5 * / O2 -0.5 * / NO 1. *

STOIC 2 N2 -1. * / O2 -0.5 * / N2O 1. *

STOIC 3 N2 -0.5 * / O2 -1. * / NO2 1. *

TAPP-SPEC 1 0.0 / 2 0.0 / 3 0.0

FRAC CIPSD1

FRAC CIPSD2

FRAC CIPSD3

FRAC CISOLID

FRAC NCPSD1

FRAC NCPSD2

FRAC NCPSD3

BLOCK PB12-12 REQUIL

PARAM NREAC=3 TEMP=1200. PRES=1. CHEM-MAXIT=100 &

CHEM-TOL=0.001

STOIC 1 N2 -0.5 * / O2 -0.5 * / NO 1. *

STOIC 2 N2 -1. * / O2 -0.5 * / N2O 1. *

STOIC 3 N2 -0.5 * / O2 -1. * / NO2 1. *

TAPP-SPEC 1 0.0 / 2 0.0 / 3 0.0

FRAC CIPSD1

FRAC CIPSD2

FRAC CIPSD3

FRAC CISOLID

FRAC NCPSD1

FRAC NCPSD2

FRAC NCPSD3

BLOCK PB12-15 REQUIL

PARAM NREAC=3 TEMP=1200. PRES=1. CHEM-MAXIT=100 &

CHEM-TOL=0.001

STOIC 1 N2 -0.5 * / O2 -0.5 * / NO 1. *

STOIC 2 N2 -1. * / O2 -0.5 * / N2O 1. *

STOIC 3 N2 -0.5 * / O2 -1. * / NO2 1. *

TAPP-SPEC 1 0.0 / 2 0.0 / 3 0.0

FRAC CIPSD1

FRAC CIPSD2

FRAC CIPSD3

FRAC CISOLID

FRAC NCPSD1

FRAC NCPSD2

FRAC NCPSD3

BLOCK PB11-4 RCSTR

PARAM VOL=61.847 TEMP=1200. PRES=1. MB-MAXIT=1000 MB-TOL=1. &

FLASH-MAXIT=500 FLASH-TOL=1.

COMP-ATTR NCPSD1 ASH PROXANAL (0. 0. 0. 100.)

COMP-ATTR NCPSD1 ASH ULTANAL (100. 0. 0. 0. 0. 0.)

COMP-ATTR NCPSD1 ASH SULFANAL (0. 0. 0.)

COMP-ATTR NCPSD2 ASH PROXANAL (0. 0. 0. 100.)

COMP-ATTR NCPSD2 ASH ULTANAL (100. 0. 0. 0. 0. 0.)

COMP-ATTR NCPSD2 ASH SULFANAL (0. 0. 0.)

COMP-ATTR NCPSD3 ASH PROXANAL (0. 0. 0. 100.)

COMP-ATTR NCPSD3 ASH ULTANAL (100. 0. 0. 0. 0. 0.)

COMP-ATTR NCPSD3 ASH SULFANAL (0. 0. 0.)

SUBS-ATTR 1 CIPSD1 PSD1 (0.08 0.52 0.4)

SUBS-ATTR 2 CIPSD2 PSD2 (0.08 0.52 0.4)

CONVERGENCE SOLVER=NEWTON

REPORT USERVECS

REACTIONS RXN-IDS=R-1

BLOCK PB11-8 RCSTR

PARAM VOL=54.75 TEMP=1200. PRES=1. MB-MAXIT=1000 MB-TOL=1. &

FLASH-TOL=1.

COMP-ATTR NCPSD1 ASH PROXANAL (0. 0. 0. 100.)

COMP-ATTR NCPSD1 ASH ULTANAL (100. 0. 0. 0. 0. 0.)

COMP-ATTR NCPSD1 ASH SULFANAL (0. 0. 0.)

COMP-ATTR NCPSD2 ASH PROXANAL (0. 0. 0. 100.)

COMP-ATTR NCPSD2 ASH ULTANAL (100. 0. 0. 0. 0. 0.)

COMP-ATTR NCPSD2 ASH SULFANAL (0. 0. 0.)

COMP-ATTR NCPSD3 ASH ULTANAL (100. 0. 0. 0. 0. 0. 0.)
COMP-ATTR NCPSD3 ASH PROXANAL (0. 0. 0. 100.)
COMP-ATTR NCPSD3 ASH SULFANAL (0. 0. 0.)
CONVERGENCE SOLVER=NEWTON
REPORT USERVECS
REACTIONS RXN-IDS=R-2

BLOCK PB11-11 RCSTR

REAL VALUE-LIST=676.8
PARAM VOL=338.436 TEMP=1200. PRES=1. MB-MAXIT=1000 &
MB-TOL=1. FLASH-TOL=1.
COMP-ATTR NCPSD1 ASH PROXANAL (0. 0. 0. 100.)
COMP-ATTR NCPSD1 ASH ULTANAL (100. 0. 0. 0. 0. 0. 0.)
COMP-ATTR NCPSD1 ASH SULFANAL (0. 0. 0.)
COMP-ATTR NCPSD2 ASH PROXANAL (0. 0. 0. 100.)
COMP-ATTR NCPSD2 ASH ULTANAL (100. 0. 0. 0. 0. 0. 0.)
COMP-ATTR NCPSD2 ASH SULFANAL (0. 0. 0.)
COMP-ATTR NCPSD3 ASH PROXANAL (0. 0. 0. 100.)
COMP-ATTR NCPSD3 ASH ULTANAL (100. 0. 0. 0. 0. 0. 0.)
COMP-ATTR NCPSD3 ASH SULFANAL (0. 0. 0.)
SUBS-ATTR 1 CIPSD1 PSD1 (0.08 0.52 0.4)
SUBS-ATTR 2 CIPSD2 PSD2 (0.08 0.52 0.4)
CONVERGENCE SOLVER=NEWTON
REPORT USERVECS
REACTIONS RXN-IDS=R-3

BLOCK PB11-14 RCSTR

PARAM VOL=338.4 TEMP=1200. PRES=1. MB-MAXIT=1000 MB-TOL=1. &
FLASH-TOL=1.
COMP-ATTR NCPSD1 ASH PROXANAL (0. 0. 0. 100.)
COMP-ATTR NCPSD1 ASH ULTANAL (100. 0. 0. 0. 0. 0. 0.)
COMP-ATTR NCPSD1 ASH SULFANAL (0. 0. 0.)
COMP-ATTR NCPSD2 ASH PROXANAL (0. 0. 0. 100.)
COMP-ATTR NCPSD2 ASH ULTANAL (100. 0. 0. 0. 0. 0. 0.)
COMP-ATTR NCPSD2 ASH SULFANAL (0. 0. 0.)
COMP-ATTR NCPSD3 ASH PROXANAL (0. 0. 0. 100.)
COMP-ATTR NCPSD3 ASH ULTANAL (100. 0. 0. 0. 0. 0. 0.)
COMP-ATTR NCPSD3 ASH SULFANAL (0. 0. 0.)
SUBS-ATTR 1 CIPSD1 PSD1 (0.08 0.52 0.4)
SUBS-ATTR 2 CIPSD2 PSD2 (0.08 0.52 0.4)
CONVERGENCE SOLVER=NEWTON
REPORT USERVECS

REACTIONS RXN-IDS=R-3-5

BLOCK PB12-4 RCSTR

PARAM VOL=61.847 TEMP=1200. PRES=1. MB-MAXIT=1000 MB-TOL=1. &

FLASH-MAXIT=500 FLASH-TOL=1.

COMP-ATTR NCPSD1 ASH PROXANAL (0. 0. 0. 100.)

COMP-ATTR NCPSD1 ASH ULTANAL (100. 0. 0. 0. 0. 0.)

COMP-ATTR NCPSD1 ASH SULFANAL (0. 0. 0.)

COMP-ATTR NCPSD2 ASH PROXANAL (0. 0. 0. 100.)

COMP-ATTR NCPSD2 ASH ULTANAL (100. 0. 0. 0. 0. 0.)

COMP-ATTR NCPSD2 ASH SULFANAL (0. 0. 0.)

COMP-ATTR NCPSD3 ASH PROXANAL (0. 0. 0. 100.)

COMP-ATTR NCPSD3 ASH ULTANAL (100. 0. 0. 0. 0. 0.)

COMP-ATTR NCPSD3 ASH SULFANAL (0. 0. 0.)

SUBS-ATTR 1 CIPSD1 PSD1 (0.08 0.52 0.4)

SUBS-ATTR 2 CIPSD2 PSD2 (0.08 0.52 0.4)

CONVERGENCE SOLVER=NEWTON

REPORT USERVECS

REACTIONS RXN-IDS=R-4

BLOCK PB12-8 RCSTR

PARAM VOL=54.75 TEMP=1200. PRES=1. MB-MAXIT=1000 MB-TOL=1. &

FLASH-TOL=1.

COMP-ATTR NCPSD1 ASH PROXANAL (0. 0. 0. 100.)

COMP-ATTR NCPSD1 ASH ULTANAL (100. 0. 0. 0. 0. 0.)

COMP-ATTR NCPSD1 ASH SULFANAL (0. 0. 0.)

COMP-ATTR NCPSD2 ASH PROXANAL (0. 0. 0. 100.)

COMP-ATTR NCPSD2 ASH ULTANAL (100. 0. 0. 0. 0. 0.)

COMP-ATTR NCPSD2 ASH SULFANAL (0. 0. 0.)

COMP-ATTR NCPSD3 ASH PROXANAL (0. 0. 0. 100.)

COMP-ATTR NCPSD3 ASH ULTANAL (100. 0. 0. 0. 0. 0.)

COMP-ATTR NCPSD3 ASH SULFANAL (0. 0. 0.)

CONVERGENCE SOLVER=NEWTON

REPORT USERVECS

REACTIONS RXN-IDS=R-5

BLOCK PB12-11 RCSTR

REAL VALUE-LIST=676.8

PARAM VOL=338.436 TEMP=1200. PRES=1. MB-MAXIT=1000 &

MB-TOL=1. FLASH-MAXIT=500 FLASH-TOL=1.

COMP-ATTR NCPSD1 ASH PROXANAL (0. 0. 0. 100.)

COMP-ATTR NCPSD1 ASH ULTANAL (100. 0. 0. 0. 0. 0.)

COMP-ATTR NCPSD1 ASH SULFANAL (0. 0. 0.)

COMP-ATTR NCPSD2 ASH PROXANAL (0. 0. 0. 100.)

COMP-ATTR NCPSD2 ASH ULTANAL (100. 0. 0. 0. 0. 0. 0.)
 COMP-ATTR NCPSD2 ASH SULFANAL (0. 0. 0.)
 COMP-ATTR NCPSD3 ASH PROXANAL (0. 0. 0. 100.)
 COMP-ATTR NCPSD3 ASH ULTANAL (100. 0. 0. 0. 0. 0. 0.)
 COMP-ATTR NCPSD3 ASH SULFANAL (0. 0. 0.)
 SUBS-ATTR 1 CIPSD1 PSD1 (0.08 0.52 0.4)
 SUBS-ATTR 2 CIPSD2 PSD2 (0.08 0.52 0.4)
 CONVERGENCE SOLVER=NEWTON
 REPORT USERVECS
 REACTIONS RXN-IDS=R-6

BLOCK PB12-14 RCSTR

PARAM VOL=338.4 TEMP=1200. PRES=1. MB-MAXIT=1000 MB-TOL=1. &
 FLASH-TOL=1.
 COMP-ATTR NCPSD1 ASH PROXANAL (0. 0. 0. 100.)
 COMP-ATTR NCPSD1 ASH ULTANAL (100. 0. 0. 0. 0. 0. 0.)
 COMP-ATTR NCPSD1 ASH SULFANAL (0. 0. 0.)
 COMP-ATTR NCPSD2 ASH PROXANAL (0. 0. 0. 100.)
 COMP-ATTR NCPSD2 ASH ULTANAL (100. 0. 0. 0. 0. 0. 0.)
 COMP-ATTR NCPSD2 ASH SULFANAL (0. 0. 0.)
 COMP-ATTR NCPSD3 ASH PROXANAL (0. 0. 0. 100.)
 COMP-ATTR NCPSD3 ASH ULTANAL (100. 0. 0. 0. 0. 0. 0.)
 COMP-ATTR NCPSD3 ASH SULFANAL (0. 0. 0.)
 SUBS-ATTR 1 CIPSD1 PSD1 (0.08 0.52 0.4)
 SUBS-ATTR 2 CIPSD2 PSD2 (0.08 0.52 0.4)
 CONVERGENCE SOLVER=NEWTON
 REPORT USERVECS
 REACTIONS RXN-IDS=R-6-5

BLOCK PB11-19 SSPLIT

PARAM TOL=1.
 FRAC MIXED FLYASH1 1. / BOTTOM1 0.
 FRAC CIPSD1 FLYASH1 0. / BOTTOM1 0
 FRAC CIPSD2 FLYASH1 0. / BOTTOM1 0.
 FRAC CIPSD3 FLYASH1 0. / BOTTOM1 0.
 FRAC CISOLID FLYASH1 0. / BOTTOM1 1
 FRAC NCPSD1 FLYASH1 0.8 / BOTTOM1 0.2
 FRAC NCPSD2 FLYASH1 0.8 / BOTTOM1 0.2
 FRAC NCPSD3 FLYASH1 0.8 / BOTTOM1 0.2

BLOCK PB12-19 SSPLIT

PARAM TOL=1.
 FRAC MIXED BOTTOM2 0. / FLYASH2 1.
 FRAC CIPSD1 BOTTOM2 0.2 / FLYASH2 0.

FRAC CIPSD2 BOTTOM2 0.2 / FLYASH2 0.
 FRAC CIPSD3 BOTTOM2 0.2 / FLYASH2 0.
 FRAC CISOLID BOTTOM2 0. / FLYASH2 0.
 FRAC NCPSD1 BOTTOM2 0. / FLYASH2 0.8
 FRAC NCPSD2 BOTTOM2 0. / FLYASH2 0.8
 FRAC NCPSD3 BOTTOM2 0. / FLYASH2 0.8

BLOCK PB11-18 CYCLONE
 PARAM TYPE=MEDIUM
 SIMULATION DIAM=4.999
 BLOCK PB12-18 CYCLONE
 PARAM TYPE=MEDIUM
 SIMULATION DIAM=4.999

CONSTRAINT CO-11
 DEFINE CO MASS-FRAC STREAM=FLUEGAS1 SUBSTREAM=MIXED &
 COMPONENT=CO
 C MASS FRACTION OF CO IN FLUEGAS=CO11
 F COPPM=CO*1E6
 F
 F WRITE(NTERM,*)'CO_11=',COPPM,'PPM'
 SPEC "COPPM" LE "870"
 TOL-SPEC ".10"

CONSTRAINT CO-12
 DEFINE CO MASS-FRAC STREAM=FLUEGAS2 SUBSTREAM=MIXED &
 COMPONENT=CO
 C MASS FRACTION OF CO IN FLUEGAS=CO12
 F COPPM=CO*1E6
 F
 F WRITE(NTERM,*)'CO_12=',COPPM,'PPM'
 SPEC "COPPM" LE "870"
 TOL-SPEC ".10"

CONSTRAINT DM
 DEFINE S11 MASS-FLOW STREAM=H2O1-IN SUBSTREAM=MIXED &
 COMPONENT=H2O
 DEFINE S12 MASS-FLOW STREAM=H2O2-IN SUBSTREAM=MIXED &
 COMPONENT=H2O
 F DM=S11+S12
 F WRITE(NTERM,*)'STEAM DEMAND',DM
 SPEC "DM" EQ "55.08"

TOL-SPEC "1"

CONSTRAINT FS11

```

DEFINE S11 STREAM-VAR STREAM=H2O1-IN SUBSTREAM=MIXED &
    VARIABLE=MASS-FLOW
DEFINE FLAN11 MASS-FLOW STREAM=LANA1 SUBSTREAM=NCPSD1 &
    COMPONENT=LANA
DEFINE FSIL11 MASS-FLOW STREAM=SILA1 SUBSTREAM=NCPSD2 &
    COMPONENT=SILA
DEFINE HIN11 STREAM-VAR STREAM=WATER1 SUBSTREAM=MIXED &
    VARIABLE=MASS-ENTHALP
DEFINE HOUT11 STREAM-VAR STREAM=H2O1-IN SUBSTREAM=MIXED &
    VARIABLE=MASS-ENTHALP
DEFINE FSLU11 MASS-FLOW STREAM=SLUDGE1 SUBSTREAM=NCPSD3 &
    COMPONENT=SLUDGE
DEFINE A1 NC-PARAM VARIABLE=BOIEC ID1=LANA ID2=1 ELEMENT=1
DEFINE A2 NC-PARAM VARIABLE=BOIEC ID1=LANA ID2=1 ELEMENT=2
DEFINE A3 NC-PARAM VARIABLE=BOIEC ID1=LANA ID2=1 ELEMENT=3
DEFINE A4 NC-PARAM VARIABLE=BOIEC ID1=LANA ID2=1 ELEMENT=4
DEFINE A5 NC-PARAM VARIABLE=BOIEC ID1=LANA ID2=1 ELEMENT=5
DEFINE A6 NC-PARAM VARIABLE=BOIEC ID1=LANA ID2=1 ELEMENT=6
DEFINE LANC COMP-ATTR-VAR STREAM=LANA1 SUBSTREAM=NCPSD1 &
    COMPONENT=LANA ATTRIBUTE=ULTANAL ELEMENT=2
DEFINE LANH COMP-ATTR-VAR STREAM=LANA1 SUBSTREAM=NCPSD1 &
    COMPONENT=LANA ATTRIBUTE=ULTANAL ELEMENT=3
DEFINE LANN COMP-ATTR-VAR STREAM=LANA1 SUBSTREAM=NCPSD1 &
    COMPONENT=LANA ATTRIBUTE=ULTANAL ELEMENT=4
DEFINE LANS COMP-ATTR-VAR STREAM=LANA1 SUBSTREAM=NCPSD1 &
    COMPONENT=LANA ATTRIBUTE=ULTANAL ELEMENT=6
DEFINE LANO COMP-ATTR-VAR STREAM=LANA1 SUBSTREAM=NCPSD1 &
    COMPONENT=LANA ATTRIBUTE=ULTANAL ELEMENT=7
DEFINE SILC COMP-ATTR-VAR STREAM=SILA1 SUBSTREAM=NCPSD2 &
    COMPONENT=SILA ATTRIBUTE=ULTANAL ELEMENT=2
DEFINE SILH COMP-ATTR-VAR STREAM=SILA1 SUBSTREAM=NCPSD2 &
    COMPONENT=SILA ATTRIBUTE=ULTANAL ELEMENT=3
DEFINE SILN COMP-ATTR-VAR STREAM=SILA1 SUBSTREAM=NCPSD2 &
    COMPONENT=SILA ATTRIBUTE=ULTANAL ELEMENT=4
DEFINE SILS COMP-ATTR-VAR STREAM=SILA1 SUBSTREAM=NCPSD2 &
    COMPONENT=SILA ATTRIBUTE=ULTANAL ELEMENT=6
DEFINE SILO COMP-ATTR-VAR STREAM=SILA1 SUBSTREAM=NCPSD2 &
    COMPONENT=SILA ATTRIBUTE=ULTANAL ELEMENT=7
DEFINE SLUC COMP-ATTR-VAR STREAM=SLUDGE1 SUBSTREAM=NCPSD3 &

```

```

COMPONENT=SLUDGE ATTRIBUTE=ULTANAL ELEMENT=2
DEFINE SLUH COMP-ATTR-VAR STREAM=SLUDGE1 SUBSTREAM=NCPSD3 &
COMPONENT=SLUDGE ATTRIBUTE=ULTANAL ELEMENT=3
DEFINE SLUN COMP-ATTR-VAR STREAM=SLUDGE1 SUBSTREAM=NCPSD3 &
COMPONENT=SLUDGE ATTRIBUTE=ULTANAL ELEMENT=4
DEFINE SLUS COMP-ATTR-VAR STREAM=SLUDGE1 SUBSTREAM=NCPSD3 &
COMPONENT=SLUDGE ATTRIBUTE=ULTANAL ELEMENT=6
DEFINE SLUO COMP-ATTR-VAR STREAM=SLUDGE1 SUBSTREAM=NCPSD3 &
COMPONENT=SLUDGE ATTRIBUTE=ULTANAL ELEMENT=7

C %BOILER LOAD
F BL11=(S11)*100/30.6
F
C % EFFICIENCY
F EFF11=((0.001616*BL11**2-0.2628*BL11)+100.64)/100
F
F WRITE(NTERM,*)'%BOILER LOAD11=',BL11
F WRITE(NTERM,*)'EFFICIENCY11=',EFF11
F
C HHVLAN = HHV OF LANA (J/KG)
F HHVLAN = ((A1*LANC/100+A2*LANH/100+A3*LANS/100+A4*LANO/100
F 1 +A5*LANN/100)*100+A6)*2325.84
F WRITE(NTERM,*)'HHV OF LANA =',HHVLAN
F
C HHVSIL = HHV OF SILAMANEE (J/KG)
F HHVSIL = ((A1*SILC/100+A2*SILH/100+A3*SILS/100+A4*SILO/100
F 1 +A5*SILN/100)*100+A6)*2325.84
F WRITE(NTERM,*)'HHV OF SILAMANEE =',HHVSIL
F
C HHVSLU = HHV OF SLUDGE (J/KG)
F HHVSLU = ((A1*SLUC/100+A2*SLUH/100+A3*SLUS/100+A4*SLUO/100
F 1 +A5*SLUN/100)*100+A6)*2325.84
F WRITE(NTERM,*)'HHV OF SLUDGE =',HHVSLU
F
C CALCULATE MASS FLOW OF WATER
F FS11=(FLAN11*HHVLAN+FSIL11*HHVSIL+FSLU11*HHVSLU)
F 1 *EFF11/(HOUT11-HIN11)
F
F WRITE(NTERM,*)'CALCULATE STEAM FLOW 11=',FS11
F HIN=(FLAN11*HHVLAN+FSIL11*HHVSIL+FSLU11*HHVSLU)
F WRITE(NTERM,*)'HEAT INPUT IN PB11=',HIN
F HOUT=S11*(HOUT11-HIN11)

```

```

F  WRITE(NTERM,*)'HEAT OUTPUT IN PB11=',HOUT
F  THEFF=100*HOUT/HIN
F  WRITE(NTERM,*)'THERMAL EFFICIENCY IN PB11=',THEFF
  SPEC "FS11" EQ "S11"
  TOL-SPEC ".1"
CONSTRAINT FS12
  DEFINE S12 STREAM-VAR STREAM=H2O2-IN SUBSTREAM=MIXED &
    VARIABLE=MASS-FLOW
  DEFINE FLAN12 MASS-FLOW STREAM=LANA2 SUBSTREAM=NCPSD1 &
    COMPONENT=LANA
  DEFINE FSIL12 MASS-FLOW STREAM=SILA2 SUBSTREAM=NCPSD2 &
    COMPONENT=SILA
  DEFINE HIN12 STREAM-VAR STREAM=WATER2 SUBSTREAM=MIXED &
    VARIABLE=MASS-ENTHALP
  DEFINE HOUT12 STREAM-VAR STREAM=H2O2-IN SUBSTREAM=MIXED &
    VARIABLE=MASS-ENTHALP
  DEFINE FSLU12 MASS-FLOW STREAM=SLUDGE2 SUBSTREAM=NCPSD3 &
    COMPONENT=SLUDGE
  DEFINE A1 NC-PARAM VARIABLE=BOIEC ID1=SILA ID2=1 ELEMENT=1
  DEFINE A2 NC-PARAM VARIABLE=BOIEC ID1=SILA ID2=1 ELEMENT=2
  DEFINE A3 NC-PARAM VARIABLE=BOIEC ID1=SILA ID2=1 ELEMENT=3
  DEFINE A4 NC-PARAM VARIABLE=BOIEC ID1=SILA ID2=1 ELEMENT=4
  DEFINE A5 NC-PARAM VARIABLE=BOIEC ID1=SILA ID2=1 ELEMENT=5
  DEFINE A6 NC-PARAM VARIABLE=BOIEC ID1=SILA ID2=1 ELEMENT=6
  DEFINE LANC COMP-ATTR-VAR STREAM=LANA2 SUBSTREAM=NCPSD1 &
    COMPONENT=LANA ATTRIBUTE=ULTANAL ELEMENT=2
  DEFINE LANH COMP-ATTR-VAR STREAM=LANA2 SUBSTREAM=NCPSD1 &
    COMPONENT=LANA ATTRIBUTE=ULTANAL ELEMENT=3
  DEFINE LANN COMP-ATTR-VAR STREAM=LANA2 SUBSTREAM=NCPSD1 &
    COMPONENT=LANA ATTRIBUTE=ULTANAL ELEMENT=4
  DEFINE LANS COMP-ATTR-VAR STREAM=LANA2 SUBSTREAM=NCPSD1 &
    COMPONENT=LANA ATTRIBUTE=ULTANAL ELEMENT=6
  DEFINE LANO COMP-ATTR-VAR STREAM=LANA2 SUBSTREAM=NCPSD1 &
    COMPONENT=LANA ATTRIBUTE=ULTANAL ELEMENT=7
  DEFINE SILC COMP-ATTR-VAR STREAM=SILA2 SUBSTREAM=NCPSD2 &
    COMPONENT=SILA ATTRIBUTE=ULTANAL ELEMENT=2
  DEFINE SILH COMP-ATTR-VAR STREAM=SILA2 SUBSTREAM=NCPSD2 &
    COMPONENT=SILA ATTRIBUTE=ULTANAL ELEMENT=3
  DEFINE SILN COMP-ATTR-VAR STREAM=SILA2 SUBSTREAM=NCPSD2 &
    COMPONENT=SILA ATTRIBUTE=ULTANAL ELEMENT=4
  DEFINE SILS COMP-ATTR-VAR STREAM=SILA2 SUBSTREAM=NCPSD2 &
    COMPONENT=SILA ATTRIBUTE=ULTANAL ELEMENT=6

```

```

DEFINE SILO COMP-ATTR-VAR STREAM=SILA2 SUBSTREAM=NCPSD2 &
  COMPONENT=SILA ATTRIBUTE=ULTANAL ELEMENT=7
DEFINE SLUC COMP-ATTR-VAR STREAM=SLUDGE2 SUBSTREAM=NCPSD3 &
  COMPONENT=SLUDGE ATTRIBUTE=ULTANAL ELEMENT=2
DEFINE SLUH COMP-ATTR-VAR STREAM=SLUDGE2 SUBSTREAM=NCPSD3 &
  COMPONENT=SLUDGE ATTRIBUTE=ULTANAL ELEMENT=3
DEFINE SLUN COMP-ATTR-VAR STREAM=SLUDGE2 SUBSTREAM=NCPSD3 &
  COMPONENT=SLUDGE ATTRIBUTE=ULTANAL ELEMENT=4
DEFINE SLUS COMP-ATTR-VAR STREAM=SLUDGE2 SUBSTREAM=NCPSD3 &
  COMPONENT=SLUDGE ATTRIBUTE=ULTANAL ELEMENT=6
DEFINE SLUO COMP-ATTR-VAR STREAM=SLUDGE2 SUBSTREAM=NCPSD3 &
  COMPONENT=SLUDGE ATTRIBUTE=ULTANAL ELEMENT=7

C % BOILER LOAD
F BL12=(S12)*100/30.6
C % EFFICIENCY
F EFF12=((0.0072*BL12**2)-1.2976*BL12+150.33)/100
F
F WRITE(NTERM,*)'STEAM 12=',BL12
F WRITE(NTERM,*)'EFF 12=',EFF12
F
C HHVLAN = HHV OF LANA (J/KG)
F HHVLAN = ((A1*LANC/100+A2*LANH/100+A3*LANS/100+A4*LANO/100
F 1 +A5*LANN/100)*100+A6)*2325.84
F WRITE(NTERM,*)'HHV OF LANA =',HHVLAN
F
C HHVSIL = HHV OF SILAMANEE (J/KG)
F HHVSIL = ((A1*SILC/100+A2*SILH/100+A3*SILS/100+A4*SILO/100
F 1 +A5*SILN/100)*100+A6)*2325.84
F WRITE(NTERM,*)'HHV OF SILAMANEE =',HHVSIL
F
C HHVSLU = HHV OF SLUDGE (J/KG)
F HHVSLU = ((A1*SLUC/100+A2*SLUH/100+A3*SLUS/100+A4*SLUO/100
F 1 +A5*SLUN/100)*100+A6)*2325.84
F WRITE(NTERM,*)'HHV OF SLUDGE =',HHVSLU
F
C CALCULATE MASS FLOW OF WATER
F FS12=(FLAN12*HHVLAN+FSIL12*HHVSIL+FSLU12*HHVSLU)
F 1 *EFF12/(HOUT12-HIN12)
F
F WRITE(NTERM,*)'CALCULATE STEAM FLOW 12=',FS12
F HIN=(FLAN12*HHVLAN+FSIL12*HHVSIL+FSLU12*HHVSLU)

```

```

F  WRITE(NTERM,*)'HEAT INPUT IN PB12=',HIN
F  HOUT=S12*(HOUT12-HIN12)
F  WRITE(NTERM,*)'HEAT OUTPUT IN PB12=',HOUT
F  THEFF=100*HOUT/HIN
F  WRITE(NTERM,*)'THERMAL EFFICIENCY IN PB12=',THEFF
  SPEC "FS12" EQ "S12"
  TOL-SPEC "3"

```

CONSTRAINT NOX11

```

F  REAL*8 TNOX
  DEFINE DEN11 STREAM-VAR STREAM=FLUEGAS1 SUBSTREAM=MIXED &
    VARIABLE=MASS-DENSITY
  DEFINE FNO MASS-FRAC STREAM=FLUEGAS1 SUBSTREAM=MIXED &
    COMPONENT=NO
  DEFINE FNO2 MASS-FRAC STREAM=FLUEGAS1 SUBSTREAM=MIXED &
    COMPONENT=NO2
  DEFINE FN2O MASS-FRAC STREAM=FLUEGAS1 SUBSTREAM=MIXED &
    COMPONENT=N2O

```

C TOTAL NOX OUT

```

F  TNOX=(FNO+FNO2+FN2O)*DEN11
F  WRITE(NTERM,*)'TOTAL NOX PB11=',TNOX,' PPM'
  SPEC "TNOX" LE "9.4E-4"
  TOL-SPEC ".10"

```

CONSTRAINT NOX12

```

  DEFINE DEN12 STREAM-VAR STREAM=FLUEGAS2 SUBSTREAM=MIXED &
    VARIABLE=MASS-DENSITY
  DEFINE FNO MASS-FRAC STREAM=FLUEGAS2 SUBSTREAM=MIXED &
    COMPONENT=NO
  DEFINE FNO2 MASS-FRAC STREAM=FLUEGAS2 SUBSTREAM=MIXED &
    COMPONENT=NO2
  DEFINE FN2O MASS-FRAC STREAM=FLUEGAS2 SUBSTREAM=MIXED &
    COMPONENT=N2O

```

C TOTAL NOX OUT

```

F  TNOX=(FNO+FNO2+FN2O)*DEN12
F  WRITE(NTERM,*)'TOTAL NOX PB12=',TNOX,' PPM'
  SPEC "TNOX" LE "9.4E-4"
  TOL-SPEC ".10"

```

CONSTRAINT RATIO1

```

  DEFINE FLAN MASS-FLOW STREAM=LANA1 SUBSTREAM=NCPSD1 &

```

```

COMPONENT=LANA
DEFINE FSLU MASS-FLOW STREAM=SLUDGE1 SUBSTREAM=NCPSD3 &
COMPONENT=SLUDGE
DEFINE FSIL MASS-FLOW STREAM=SILA1 SUBSTREAM=NCPSD2 &
COMPONENT=SILA
C RATIO OF LIGNITE AND BIOMASSES
F
F RATIO = (FLAN+FSIL)*100/(FLAN+FSLU+FSIL)
F WRITE(NTerm,*)'RATIO1 = ', RATIO
SPEC "RATIO" EQ "50"
TOL-SPEC ".1"

```

CONSTRAINT RATIO2

```

DEFINE FLAN MASS-FLOW STREAM=LANA2 SUBSTREAM=NCPSD1 &
COMPONENT=LANA
DEFINE FSIL MASS-FLOW STREAM=SILA2 SUBSTREAM=NCPSD2 &
COMPONENT=SILA
DEFINE FSLU MASS-FLOW STREAM=SLUDGE2 SUBSTREAM=NCPSD3 &
COMPONENT=SLUDGE
C RATIO OF LIGNITE AND BIOMASSES
F
F RATIO = (FLAN+FSIL)*100/(FLAN+FSIL+FSLU)
F WRITE(NTerm,*)'RATIO2 = ',RATIO
SPEC "RATIO" EQ "50"
TOL-SPEC ".1"

```

CONSTRAINT SUL11

```

DEFINE SUL11 MASS-FRAC STREAM=FLUEGAS1 SUBSTREAM=MIXED &
COMPONENT=SO2
DEFINE TOT11 STREAM-VAR STREAM=FLUEGAS1 SUBSTREAM=MIXED &
VARIABLE=MASS-FLOW
C MASS FRACTION OF SO2 IN FLUEGAS=SUL11
F SO2PPM=SUL11*1E6
F
F WRITE(NTerm,*)'MASS FRACTION 11 =',SUL11
F WRITE(NTerm,*)'SO2_11=',SO2PPM , 'PPM'
SPEC "SO2PPM" LE "1250"
TOL-SPEC ".10"

```

CONSTRAINT SUL12

```

DEFINE SUL12 MASS-FRAC STREAM=FLUEGAS2 SUBSTREAM=MIXED &
COMPONENT=SO2

```

```

DEFINE TOT12 STREAM-VAR STREAM=FLUEGAS2 SUBSTREAM=MIXED &
  VARIABLE=MASS-FLOW
C  MASS FRACTION OF SO2 IN FLUEGAS=SUL12
F  SO2PPM=SUL12*1E6
F
F  WRITE(NTERM,*)'MASS FRACTION 12 =',SUL12
F  WRITE(NTERM,*)'SO2_12=',SO2PPM , 'PPM'
SPEC "SO2PPM" LE "1250"
TOL-SPEC ".1

```

OPTIMIZATION O-1

```

DEFINE FLAN11 MASS-FLOW STREAM=LANA1 SUBSTREAM=NCPSD1 &
  COMPONENT=LANA
DEFINE FLAN12 MASS-FLOW STREAM=LANA2 SUBSTREAM=NCPSD1 &
  COMPONENT=LANA
DEFINE FSIL11 MASS-FLOW STREAM=SILA1 SUBSTREAM=NCPSD2 &
  COMPONENT=SILA
DEFINE FSIL12 MASS-FLOW STREAM=SILA2 SUBSTREAM=NCPSD2 &
  COMPONENT=SILA
DEFINE AIR1 STREAM-VAR STREAM=AIR1 SUBSTREAM=MIXED &
  VARIABLE=STDVOL-FLOW
DEFINE AIR2 STREAM-VAR STREAM=AIR2 SUBSTREAM=MIXED &
  VARIABLE=STDVOL-FLOW
DEFINE FSLU11 MASS-FLOW STREAM=SLUDGE1 SUBSTREAM=NCPSD3 &
  COMPONENT=SLUDGE
DEFINE FSLU12 MASS-FLOW STREAM=SLUDGE2 SUBSTREAM=NCPSD3 &
  COMPONENT=SLUDGE
C  MINIMIZE TOTAL COST OF FUEL
F
C  CLAN = PRICE OF LANA(BAHT/KG)
F  CLAN = 1
C  CSIL = PRICE OF SILA(BAHT/KG)
F  CSIL = 1
C  CSLU = PRICE OF SLUDGE(BAHT/KG)
F  CSLU = 0.87
F
C  COST FUNCTION
F  CFUNC=CLAN*(FLAN11+FLAN12)+CSIL*(FSIL11+FSIL12)
F  1  +CSLU*(FSLU11+FSLU12)
F
F  WRITE(NTERM,*)'COST OF FUEL=',CFUNC,'BAHT/S'
F  WRITE(NTERM,*)'AIR INPUT IN PB11=',AIR1,' CUM/S'

```



```

F  WRITE(NTERM,*)'AIR INPUT IN PB12=' ,AIR2,' CUM/S'
MINIMIZE "CFUNC"
CONSTRAINTS DM / SUL11 / SUL12 / NOX11 / NOX12 / &
    CO-11 / CO-12 / FS11 / FS12 / RATIO1 / RATIO2
VARY MASS-FLOW STREAM=LANA1 SUBSTREAM=NCPSD1 COMPONENT=LANA
LIMITS ".1" "5" STEP-SIZE=0.5
VARY MASS-FLOW STREAM=LANA2 SUBSTREAM=NCPSD1 COMPONENT=LANA
LIMITS ".1" "5" STEP-SIZE=0.5
VARY MASS-FLOW STREAM=SILA1 SUBSTREAM=NCPSD2 COMPONENT=SILA
LIMITS "0.1" "5" STEP-SIZE=0.5
VARY MASS-FLOW STREAM=SILA2 SUBSTREAM=NCPSD2 COMPONENT=SILA
LIMITS "0.1" "5" STEP-SIZE=0.5
VARY MASS-FLOW STREAM=SLUDGE1 SUBSTREAM=NCPSD3 &
    COMPONENT=SLUDGE
LIMITS "0.1" "5"
VARY MASS-FLOW STREAM=SLUDGE2 SUBSTREAM=NCPSD3 &
    COMPONENT=SLUDGE
LIMITS "0.1" "5"
VARY STREAM-VAR STREAM=AIR1 SUBSTREAM=MIXED &
    VARIABLE=STDVOL-FLOW
LIMITS "10" "150"
VARY STREAM-VAR STREAM=AIR2 SUBSTREAM=MIXED &
    VARIABLE=STDVOL-FLOW
LIMITS "10" "150"
VARY MASS-FLOW STREAM=WATER1 SUBSTREAM=MIXED COMPONENT=H2O
LIMITS "20" "30.6"
VARY MASS-FLOW STREAM=WATER2 SUBSTREAM=MIXED COMPONENT=H2O
LIMITS "20" "30.6"

```

CONV-OPTIONS

```

PARAM TEAR-METHOD=NEWTON TOL=0.1 STATE=H TRACE=1. &
    SPEC-METHOD=NEWTON OPT-METHOD=COMPLEX COMB-METHOD=NEWTON &
    MSPEC-METHOD=NEWTON SPEC-LOOP=IN-SIMUL USER-LOOP=INSIDE &
    TEAR-VAR=YES TEAR-WEIGHT=1 LOOP-WEIGHT=1 VARITERHIST=YES
WEGSTEIN MAXIT=500 ACCELERATE=50 NACCELERATE=50
DIRECT MAXIT=500
SECANT MAXIT=300 STEP-SIZE=0.1
BROYDEN MAXIT=500 XTOL=0.01
NEWTON MAXIT=500 XTOL=0.1
SQP MAXIT=501 TOL=0.001 MAXLSPASS=450 NLIMIT=450 &
    CONST-ITER=100 STEP-PRES=0.001 STEP-ENTH=0.001 &
    STEP-FLOW=0.001 STEP-HEAT=0.001

```

TEAR

TEAR RESOLID1 1. / RESOLID2 1.

CONVERGENCE C-2 SQP

OPTIMIZE OPTID=O-1

PARAM MAXIT=600 WAIT=2 TOL=0.01 MAXLSPASS=550 NLIMIT=550 &

DERIVATIVE=CENTRAL EST-STEP=YES DERIV-SWITCH=YES &

STEP-PRES=0.01 STEP-ENTH=0.01 STEP-FLOW=0.01 &

STEP-HEAT=0.01 VAR-MIN=0.001

STREAM-REPOR MOLEFLOW MASSFLOW STDVOLFLOW

PROPERTY-REP PARAMS PCES

REACTIONS R-1 USER

PARAM SUBROUTINE=USRK11 ORIGIN=RCSTR

REAL VALUE-LIST=61.847

REAC-DATA 1

REAC-DATA 2

REAC-DATA 3

REAC-DATA 4

STOIC 1 CIPSD1 C -1. / MIXED O2 -0.5 / CO 1.

STOIC 2 CIPSD2 C -1. / MIXED O2 -0.5 / CO 1.

STOIC 3 CIPSD3 C -1. / MIXED O2 -0.5 / CO 1.

STOIC 4 MIXED CO -1. / O2 -0.5 / CO2 1.

REACTIONS R-2 USER

PARAM SUBROUTINE=USRK11 ORIGIN=RCSTR

REAL VALUE-LIST=54.75

REAC-DATA 1

REAC-DATA 2

REAC-DATA 3

REAC-DATA 4

STOIC 1 CIPSD1 C -1. / MIXED O2 -0.5 / CO 1.

STOIC 2 CIPSD2 C -1. / MIXED O2 -0.5 / CO 1.

STOIC 3 CIPSD3 C -1. / MIXED O2 -0.5 / CO 1.

STOIC 4 MIXED CO -1. / O2 -0.5 / CO2 1.

REACTIONS R-3 USER

PARAM SUBROUTINE=USRK11 ORIGIN=RCSTR

REAL VALUE-LIST=338.438

REAC-DATA 1 SBASIS=GLOBAL PH-BASIS=L=LS

REAC-DATA 2 SBASIS=GLOBAL PH-BASIS=L=L

REAC-DATA 3
REAC-DATA 4
STOIC 1 CIPSD1 C -1. / MIXED O2 -0.5 / CO 1.
STOIC 2 CIPSD2 C -1. / MIXED O2 -0.5 / CO 1.
STOIC 3 CIPSD3 C -1. / MIXED O2 -0.5 / CO 1.
STOIC 4 MIXED CO -1. / O2 -0.5 / CO2 1.

REACTIONS R-3-5 USER

PARAM SUBROUTINE=USRK11 ORIGIN=RCSTR
REAL VALUE-LIST=338.4
REAC-DATA 1 SBASIS=LOCAL PH-BASIS-L=LS PH-BASIS-S=S
REAC-DATA 2 SBASIS=LOCAL PH-BASIS-L=LS
REAC-DATA 3
REAC-DATA 4
STOIC 1 CIPSD1 C -1. / MIXED O2 -0.5 / CO 1.
STOIC 2 CIPSD2 C -1. / MIXED O2 -0.5 / CO 1.
STOIC 3 CIPSD3 C -1. / MIXED O2 -0.5 / CO 1.
STOIC 4 MIXED CO -1. / O2 -0.5 / CO2 1.

REACTIONS R-4 USER

PARAM SUBROUTINE=USRK14 ORIGIN=RCSTR
REAL VALUE-LIST=61.847
REAC-DATA 1
REAC-DATA 2
REAC-DATA 3
REAC-DATA 4
STOIC 1 CIPSD1 C -1. / MIXED O2 -0.5 / CO 1.
STOIC 2 CIPSD2 C -1. / MIXED O2 -0.5 / CO 1.
STOIC 3 CIPSD3 C -1. / MIXED O2 -0.5 / CO 1.
STOIC 4 MIXED CO -1. / O2 -0.5 / CO2 1.

REACTIONS R-5 USER

PARAM SUBROUTINE=USRK14 ORIGIN=RCSTR
REAL VALUE-LIST=54.75
REAC-DATA 1
REAC-DATA 2
REAC-DATA 3
REAC-DATA 4
STOIC 1 CIPSD1 C -1. / MIXED O2 -0.5 / CO 1.
STOIC 2 CIPSD2 C -1. / MIXED O2 -0.5 / CO 1.
STOIC 3 CIPSD3 C -1. / MIXED O2 -0.5 / CO2 1.
STOIC 4 MIXED CO -1. / O2 -0.5 / CO2 1.

REACTIONS R-6 USER

PARAM SUBROUTINE=USRK14 ORIGIN=RCSTR
 REAL VALUE-LIST=338.436
 REAC-DATA 1 SBASIS=GLOBAL PH-BASIS=L=L
 REAC-DATA 2 SBASIS=GLOBAL PH-BASIS=L=L
 REAC-DATA 3
 REAC-DATA 4
 STOIC 1 CIPSD1 C -1. / MIXED O2 -0.5 / CO 1.
 STOIC 2 CIPSD2 C -1. / MIXED O2 -0.5 / CO 1.
 STOIC 3 CIPSD3 C -1. / MIXED O2 -0.5 / CO 1.
 STOIC 4 MIXED CO -1. / O2 -0.5 / CO2 1.

REACTIONS R-6-5 USER

PARAM SUBROUTINE=USRK14 ORIGIN=RCSTR
 REAL VALUE-LIST=338.4
 REAC-DATA 1 SBASIS=GLOBAL PH-BASIS=L=L PH-BASIS-S=S
 REAC-DATA 2 SBASIS=GLOBAL PH-BASIS=L=L PH-BASIS-S=S
 REAC-DATA 3
 REAC-DATA 4
 STOIC 1 CIPSD1 C -1. / MIXED O2 -0.5 / CO 1.
 STOIC 2 CIPSD2 C -1. / MIXED O2 -0.5 / CO 1.
 STOIC 3 CIPSD3 C -1. / MIXED O2 -0.5 / CO 1.
 STOIC 4 MIXED CO -1. / O2 -0.5 / CO2 1.

ภาคผนวก ก28. ตัวอย่างสำหรับกังหันไอน้ำ

DYNAPLUS

DPLUS RESULTS=ON

TITLE 'DESIGN FOR TURBINE'

IN-UNITS SI ENERGY=kWhr POWER=kW PRESSURE=barg TEMPERATURE=C &

DELTA-T=C ELEC-POWER=kW WORK=kW-hr PDROP=bar

DEF-STREAMS CONVEN ALL

DATABANKS PURE10 / AQUEOUS / SOLIDS / INORGANIC / &

NOASPENPCD

PROP-SOURCES PURE10 / AQUEOUS / SOLIDS / INORGANIC

COMPONENTS

H2O H2O H2O

FLWSHEET

BLOCK HEADER IN=FEEDSTEA OUT=STEAM12 STEAM11

BLOCK TURBINE2 IN=STEAM12 OUT=STEAM-O1

BLOCK TURBINE3 IN=STEAM-IN OUT=STEAM-O2
 BLOCK TURBINE1 IN=STEAM11 OUT=10BAR
 BLOCK B5 IN=STEAM-O1 OUT=13BAR STEAM-IN
 BLOCK B6 IN=STEAM-O2 OUT=4-5BAR GO-COND
 BLOCK TURBINE4 IN=GO-COND OUT=CONDENSE
 PROPERTIES STEAM-TA

 STREAM FEEDSTEA
 IN-UNITS SI PRESSURE=bar TEMPERATURE=C DELTA-T=C PDROP=bar
 SUBSTREAM MIXED TEMP=510. PRES=100.
 MASS-FLOW H2O 61.2

 BLOCK B5 FSPLIT
 IN-UNITS SI PRESSURE=bar TEMPERATURE=C DELTA-T=C PDROP=bar
 MASS-FLOW 13BAR 0.92
 BLOCK B6 FSPLIT
 IN-UNITS SI PRESSURE=bar TEMPERATURE=C DELTA-T=C PDROP=bar
 MASS-FLOW 4-5BAR 10.68

 BLOCK HEADER FSPLIT
 IN-UNITS SI PRESSURE=bar TEMPERATURE=C DELTA-T=C PDROP=bar
 MASS-FLOW STEAM12 30.6

 BLOCK TURBINE1 COMPR
 IN-UNITS SI PRESSURE=bar TEMPERATURE=C DELTA-T=C PDROP=bar
 PARAM TYPE=ISENTROPIC PRES=10. <barg> SEFF=1. MEFF=0.67 &
 NPHASE=1 SB-MAXIT=500 SB-TOL=0.1 MAXIT=500 TOL=0.01
 BLOCK-OPTION FREE-WATER=NO

 BLOCK TURBINE2 COMPR
 IN-UNITS SI PRESSURE=bar TEMPERATURE=C DELTA-T=C PDROP=bar
 PARAM TYPE=ISENTROPIC PRES=13. <barg> SEFF=0.825 NPHASE=1 &
 MAXIT=500 TOL=0.1
 PERFOR-PARAM CALC-SPEED=NO
 BLOCK-OPTION FREE-WATER=NO

 BLOCK TURBINE3 COMPR
 IN-UNITS SI PRESSURE=bar TEMPERATURE=C DELTA-T=C PDROP=bar
 PARAM TYPE=ISENTROPIC PRES=4.5 <barg> SEFF=0.8 NPHASE=1 &
 SB-MAXIT=500 SB-TOL=0.1 MAXIT=500 TOL=0.1
 BLOCK-OPTION FREE-WATER=NO

BLOCK TURBINE4 COMPR

IN-UNITS SI ENERGY=kJ POWER=kW PRESSURE=bar TEMPERATURE=C &
 DELTA-T=C ELEC-POWER=kW PDROP=bar
 PARAM TYPE=ISENTROPIC PRES=0.95 <barg> SEFF=0.9 NPHASE=2 &
 SB-MAXIT=500 SB-TOL=1. MAXIT=500 TOL=1.
 PERFOR-PARAM CALC-SPEED=NO
 BLOCK-OPTION FREE-WATER=NO

CONSTRAINT F4-5

IN-UNITS SI ENERGY=kJ POWER=kW PRESSURE=bar TEMPERATURE=C &
 DELTA-T=C ELEC-POWER=kW PDROP=bar
 DEFINE F4 BLOCK-VAR BLOCK=B6 SENTENCE=MASS-FLOW &
 VARIABLE=FLOW ID1=4-5BAR
 SPEC "F4" LE "10.69"
 TOL-SPEC "4"

CONSTRAINT F13

IN-UNITS SI ENERGY=kJ POWER=kW PRESSURE=bar TEMPERATURE=C &
 DELTA-T=C ELEC-POWER=kW PDROP=bar
 DEFINE F13 BLOCK-VAR BLOCK=B5 SENTENCE=MASS-FLOW &
 VARIABLE=FLOW ID1=13BAR
 SPEC "F13" LE "0.92"
 TOL-SPEC "0.5"

CONSTRAINT TEMP-4-5

IN-UNITS SI ENERGY=kJ POWER=kW PRESSURE=bar TEMPERATURE=C &
 DELTA-T=C ELEC-POWER=kW PDROP=bar
 DEFINE TEMP3 STREAM-VAR STREAM=4-5BAR SUBSTREAM=MIXED &
 VARIABLE=TEMP
 SPEC "TEMP3" EQ "170"
 TOL-SPEC "5"

CONSTRAINT TEMP-10

IN-UNITS SI ENERGY=kJ POWER=kW PRESSURE=bar TEMPERATURE=C &
 DELTA-T=C ELEC-POWER=kW PDROP=bar
 DEFINE TEMP1 STREAM-VAR STREAM=10BAR SUBSTREAM=MIXED &
 VARIABLE=TEMP
 SPEC "TEMP1" EQ "196"
 TOL-SPEC "5"

CONSTRAINT TEMP-13

IN-UNITS SI ENERGY=kJ POWER=kW PRESSURE=bar TEMPERATURE=C &
 DELTA-T=C ELEC-POWER=kW PDROP=bar

```

DEFINE TEMP2 STREAM-VAR STREAM=13BAR SUBSTREAM=MIXED &
    VARIABLE=TEMP
SPEC "TEMP2" EQ "270"
TOL-SPEC "5"

```

CONSTRAINT TEMP-CON

```

IN-UNITS SI ENERGY=kJ POWER=kW PRESSURE=bar TEMPERATURE=C &
    DELTA-T=C ELEC-POWER=kW PDROP=bar
DEFINE TEMP4 STREAM-VAR STREAM=CONDENSE SUBSTREAM=MIXED &
    VARIABLE=TEMP
SPEC "TEMP4" EQ "100"
TOL-SPEC "10"

```

CONSTRAINT W1

```

IN-UNITS SI ENERGY=kJ POWER=kW PRESSURE=bar TEMPERATURE=C &
    DELTA-T=C ELEC-POWER=kW PDROP=bar
DEFINE W1 BLOCK-VAR BLOCK=TURBINE1 VARIABLE=NET-WORK &
    SENTENCE=RESULTS
SPEC "W1" LE "12270"
TOL-SPEC "100"

```

OPTIMIZATION O-1

```

IN-UNITS SI ENERGY=kJ POWER=kW PRESSURE=bar TEMPERATURE=C &
    DELTA-T=C ELEC-POWER=kW PDROP=bar
DEFINE FS MASS-FLOW STREAM=FEEDSTEA SUBSTREAM=MIXED &
    COMPONENT=H2O
DEFINE W1 BLOCK-VAR BLOCK=TURBINE1 VARIABLE=NET-WORK &
    SENTENCE=RESULTS
DEFINE W2 BLOCK-VAR BLOCK=TURBINE2 VARIABLE=NET-WORK &
    SENTENCE=RESULTS
DEFINE W3 BLOCK-VAR BLOCK=TURBINE3 VARIABLE=NET-WORK &
    SENTENCE=RESULTS
DEFINE W4 BLOCK-VAR BLOCK=TURBINE4 VARIABLE=NET-WORK &
    SENTENCE=RESULTS
C PP=PURCHASED ELETRIC POWER
C STEAM COST =SC (BAHT/KG)
F SC=0.016
C ELECTRIC COST =EC (BAHT/KWH)
F EC=2.3595
F PP=45100-(W1+W2+W3+W4)

```



```

F F=SC*FS+EC*PP
MINIMIZE "F"
CONSTRAINTS TEMP-10 / TEMP-13 / TEMP-CON / TEMP-4-5 / &
    W1 / F4-5 / F13
VARY BLOCK-VAR BLOCK=TURBINE1 VARIABLE=PRES SENTENCE=PARAM
LIMITS "8" "12"
VARY BLOCK-VAR BLOCK=TURBINE2 VARIABLE=PRES SENTENCE=PARAM
LIMITS "11" "15"
VARY BLOCK-VAR BLOCK=TURBINE3 VARIABLE=PRES SENTENCE=PARAM
LIMITS "3.5" "5.5"

VARY BLOCK-VAR BLOCK=TURBINE4 VARIABLE=PRES SENTENCE=PARAM
LIMITS "0.5" "1.5"
VARY BLOCK-VAR BLOCK=TURBINE1 VARIABLE=SEFF SENTENCE=PARAM
LIMITS ".5" "1"
VARY BLOCK-VAR BLOCK=TURBINE1 VARIABLE=MEFF SENTENCE=PARAM
LIMITS ".5" "1"
VARY BLOCK-VAR BLOCK=TURBINE2 VARIABLE=SEFF SENTENCE=PARAM
LIMITS ".5" "1"
VARY BLOCK-VAR BLOCK=TURBINE2 VARIABLE=MEFF SENTENCE=PARAM
LIMITS ".5" "1"
VARY BLOCK-VAR BLOCK=TURBINE3 VARIABLE=SEFF SENTENCE=PARAM
LIMITS ".5" "1"
VARY BLOCK-VAR BLOCK=TURBINE3 VARIABLE=MEFF SENTENCE=PARAM
LIMITS ".5" "1"
VARY BLOCK-VAR BLOCK=TURBINE4 VARIABLE=SEFF SENTENCE=PARAM
LIMITS ".5" "1"
VARY BLOCK-VAR BLOCK=TURBINE4 VARIABLE=MEFF SENTENCE=PARAM
LIMITS ".5" "1"
VARY BLOCK-VAR BLOCK=HEADER SENTENCE=MASS-FLOW VARIABLE=FLOW &
    ID1=STEAM12
LIMITS "20" "30.6"

CONVERGENCE C-1 SQP
OPTIMIZE OPTID=O-1

STREAM-REPOR MOLEFLOW

```

ภาคผนวก ก29. โปรแกรมย่อยฟอร์แทนตัวอย่างโปรแกรมย่อยสำหรับเชื้อเพลิง 3 ชนิด โดยเชื้อเพลิงที่ใช้คือ ลานนา, สิริรามณี, กากตะกอน

!User Subroutine

!Prepared by Y.Sawanya 19 Jun 2000

```

Subroutine USRK11 (SOUT, NSUBS, DXSUB, ITYPE, NINT,
+           INT, NREAL, REAL, IDS, NPO,
+           NBOPST, NIWORK, IWORK, NWORK, WORK,
+           NC, NR, STOIC, RATES, FLUXM,
+           FLUXS, XCURR, NTCAT, RATCAT, NTSSAT
+           RATSSA, KCALL, KFAIL, KFLASH, NCOMP,
+           IDX, Y, X, X1, X2,
+           NRALL, RATALL, NUSERV, USERV, NINTR,
+           INTR, NREALR, REALR, NIWR, IWR,
+           NWR, WR, NRL, RATEL, NRV,RATEV)

IMPLICIT REAL*8 (A-H,O-Z)
DIMENSION SOUT(100),DXSUB(NSUBS),ITYPE(NSUBS),INT(NINT),
*   REAL(NREAL),IDS(2,1),NBOPST(6,NPO),IWORK(NIWORK),
*   WORK(NWORK),STOIC(NSUBS,NC,NR),RATES(150)
EQUIVALENCE (RIMSS,USER_RUMISS)
EQUIVALENCE (IMISS,USER_IUMISS)
INTEGER NCOMP_NCC,  NCOMP_NNCC,  NCOMP_NC
COMMON /DMS_NCOMP /NCOMP_NCC , NCOMP_NNCC,  NCOMP_NC
INTEGER IDSCC_IDSCC(2,1)
COMMON /USR3_IDSCC /
+   IDSCC_IDSCC
DIMENSION CONC(20),F(20),Y(20)
OPEN (7,FILE='PALM1')
TOTF=SOUT(16)
TK=SOUT(17)
PPAS=SOUT(18)
DEN=SOUT(23)
WM=SOUT(24)
VMX=WM/DEN
VOL=REAL(1)
RT =VOL/(TOTF*VMX)

```

C#####TOTAL MOLE FLOW (KGMOLE/SEC)#####

WRITE(7,*)'TOTAL MOLE FLOW-',TOTF

C#####TEMPERTURE (K)#####

WRITE(7,*)'TEMPERATURE=',TK

C#####PRESSURE(N/M3)#####

```

WRITE(7,*)'PRESSURE=',PPAS
C#####MASS DENSITY (KG/M3)#####
WRITE(7,*)'MASS DENSITY=',DEN
C#####MOLECULAR WEIGHT (KG/KGMOLE)#####
WRITE(7,*)'MOLECULA WEIGNT=',WM
C#####VOLUME MOLE FLOW (M3/KMOL)#####
WRITE(7,*)'VOLUME MOLE FLOW =',VMX
C#####VOLUME OF REACTOR (M3)#####
WRITE(7,*)'VOLUME =',VOL
C#####RESIDENCE TIME (S )#####
WRITE(7,*)'RESIDENCE TIME =',RT
C#####
DO 200 I= 1,15
CONC(I)=SOUT(I)
F(I)=CONC(I)/TOTF
WRITE (7,*)'CONCENTRATION(I)=' ,CONC(I)
WRITE (7,*)'MOLE FRACTION(I)=' ,F(I)
200 CONTINUE
C   LANA
      RKCR1=59600*TK*DEXP(-17966.7841/TK)
      RC1=5.1996E-3
C   SILA
      RKCR2=59600*TK*DEXP(-17966.7841/TK)
      RC2=5.1996E-3
C   SLUDGE
      RKCR3=22140*DEXP(-5383.69/TK)
      RC3=1.786E-3

      PIE=3.141592654
      A1=4*PIE*RC1**2
      A2=4*PIE*RC2**2
      A3=4*PIE*RC3**2
      R1=A1*RKCR1*CONC(2)
      R2=A2*RKCR2*CONC(2)
      R3=A3*RKCR3*CONC(2)
      R4=1.18E13*DEXP(-12588.12/TK)*(0.013/TK)
1  * (F(4))*(F(2)**0.5)*(F(7)**0.5)/VMX
C!REACTION RATES IN MIXED-FLOW
      RATES(2)=-0.5*(R1+R2+R3+R4)
      RATES(3)=0
      RATES(4)=(R1+R2+R3-R4)
      RATES(5)=R4

```

```
RATES(6)=0
RATES(7)=0
DO 100 I=8,15
  RATES(I)=0.0
100 CONTINUE
  RATES(16)=-R1
  DO 50 I=17,30
    RATES(I)=0.0
50 CONTINUE
  RATES(31)=-R2
  DO 40 I=32,45
    RATES(I)=0.0
40 CONTINUE
  RATES(46)=-R3
  RETURN
END
```



สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ประวัติผู้เขียนวิทยานิพนธ์

นางสาวสวรรรยา แยมสกุลณา เกิดวันที่ 19 กันยายน พ.ศ.2519 ที่กรุงเทพมหานคร สำเร็จการศึกษาปริญญาตรี วิทยาศาสตร์บัณฑิต สาขาเคมีวิศวกรรม คณะวิทยาศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย ในปีการศึกษา 2540 และเข้าศึกษาต่อในหลักสูตรวิทยาศาสตรมหาบัณฑิต ที่จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย เมื่อ พ.ศ.2541 และสำเร็จการศึกษา หลักสูตรวิทยาศาสตรมหาบัณฑิต เมื่อเดือน ตุลาคม พ.ศ. 2543



สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย