การออพติไมซ์การเผาไหม้ร่วมในฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียนของขยะพลาสติกและชีวมวล

นางสาวศิริวรรณ ศุภาดารัตนาวงศ์

ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

วิทยานิพนธ์นี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต

สาขาวิชาวิศวกรรมเคมี ภาควิชาวิศวกรรมเคมี

คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ปีการศึกษา 2552

ลิขสิทธิ์ของจุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

OPTIMIZATION OF CIRCULATING FLUIDIZED BED CO-COMBUSTION

OF PLASTIC WASTE AND BIOMASS

Miss Siriwan Supadarattanawong

ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

A Thesis Submitted in Partial Fulfillment of the Requirements

for the Degree of Master of Engineering Program in Chemical Engineering

Department of Chemical Engineering

Faculty of Engineering

Chulalongkorn University

Academic Year 2009

Copyright of Chulalongkorn University

หัวข้อวิทยานิพนธ์	การออพติไมซ์การเผาไหม้ร่วมในฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียนของขยะพลาสติกและชีวมวล
โดย	นางสาวศิริวรรณ ศุภาดารัตนาวงศ์
สาขาวิชา	วิศวกรรมเคมี
อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก	ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.สุรเทพ เขียวหอม
อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ร่วม	รองศาสตราจารย์ ดร.ชัยฤทธิ์ สัตยาประเสริฐ

คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย อนุมัติให้นับวิทยานิพนธ์ฉบับนี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญามหาบัณฑิต

.... คณบดีคณะวิศวกรรมศาสตร์

(รองศาสตราจารย์ ดร.บุญสม เลิศหิรัญวงศ์)

คณะกรรมการสอบวิทยานิพนธ์

.... ประธานกรรมการ

(ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.มนตรี วงศ์ศรี)

.... อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก

(ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.สุรเทพ เขียวหอม)

.... อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ร่วม

(รองศาสตราจารย์ ดร.ชัยฤทธิ์ สัตยาประเสริฐ)

.... กรรมการ

(รองศาสตราจารย์ ดร.บรรเจิด จงสมจิตร)

.... กรรมการภายนอกมหาวิทยาลัย

(อาจารย์ ดร.ประกร รามกุล)

ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ศิริวรรณ ศุภาดารัตนาวงศ์ : การออพติไมซ์การเผาไหม้ร่วมในฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียนของขยะพลาสติกและชีวมวล. (Optimization of circulating fluidized bed co-combustion of plastic waste and biomass) อ. ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก: ผศ. ดร.สุรเทพ เขียวหอม, อ. ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ร่วม: รศ.ดร.ชัยฤทธิ์ สัตยาประเสริฐ, 92 หน้า.

งานวิจัยนี้เป็นการศึกษาการเผาไหม้ของเชื้อเพลิงขยะพลาสติกและชีวมวลในเตาเผาฟลูอิไดซ์เบดแบบหมุนเวียนโดยใช้โปรแกรมสำเร็จรูปและแบบจำลองกระบวนการเผาไหม้ที่ปรับปรุงขึ้น โดยขั้นตอนการวิจัยเริ่มจากการศึกษาองค์ประกอบของเชื้อเพลิง เลือกแบบจำลองทางเทอร์โมไดนามิก กำหนดขนาดของหน่วยปฏิบัติการ ผลจากการศึกษาพบว่าสภาวะที่ทำให้ได้ประสิทธิภาพในการเผาไหม้ของคาร์บอนสูงที่สุด ซึ่งมีค่ามากกว่าร้อยละ 98 พร้อมทั้งลดปริมาณก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ ก๊าซซัลเฟอร์ไดออกไซด์ และสารประกอบไนโตรเจนออกไซด์ที่ปล่อยออกจากกระบวนการ คือ อุณหภูมิในการเผาไหม้ 900 องศาเซลเซียส อากาศส่วนเกินที่ร้อยละ 120 อัตราส่วนของปริมาณแคลเซียมต่อซัลเฟอร์เท่ากับ 1 และปริมาณความชื้นไม่เกินร้อยละ 10 ขององค์ประกอบของเชื้อเพลิงในสายป้อนเข้า นอกจากนี้ในงานวิจัยนี้ยังได้ออกแบบและสร้างห้องเผาไหม้จำลอง เพื่อศึกษารูปแบบลักษณะการหมุนวนและผลของวอร์เทคริง พบว่าการไหลแบบหมุนวน และวอร์เทคริงมีบทบาทสำคัญอย่างมากในการกักอนุภาคซึ่งยังไม่เผาไหม้ไม่ให้หลุดออกจากห้องเผาไหม้ ซึ่งลักษณะดังกล่าวจะช่วยเพิ่มประสิทธิภาพในการเผาไหม้ให้ดีขึ้น

ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ภาควิชา วิศวกรรมเคมี ลายมือชื่อนิสิต ศิริวรรณ ศุภาดารัตนาวงศ์
สาขาวิชา วิศวกรรมเคมี ลายมือชื่อ อ.ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก สุรเทพ
ปีการศึกษา 2552 ลายมือชื่อ อ.ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ร่วม

5070472421 : MAJOR CHEMICAL ENGINEERING

KEYWORDS : CO-COMBUSTION / CIRCULATING FLUIDIZED BED / BIOMASS / MULTI-OBJECTIVE OPTIMIZATION

SIRIWAN SUPADARATTANAWONG: OPTIMIZATION OF CIRCULATING FLUIDIZED BED CO-COMBUSTION OF PLASTIC WASTE AND BIOMASS. THESIS ADVISOR: ASST. PROF. SOORATHEP KHEAWHOM, Ph.D., THESIS CO-ADVISOR: ASSOC. PROF. CHAIRIT SATAYAPRASERT, Dr.Ing., 92 pp.

In this work, combustion of plastic waste and biomass in circulating fluidized bed combustor is investigated by using commercial software and improved combustion model. The research procedure includes characterization of fuel, selection of thermodynamic model and defining geometry of the chemical unit operation. The results showed that the conditions producing highest carbon combustion efficiency with greater than 98%, low CO, low SO_2 and NO_x released are the combustion temperature at 900 °C, the excess feed air 120%, the ratio of Ca/S at 1 and moisture content in fuel lower than 10%.

In addition, the relevant flow test unit for the combustor is devised to study the behavior of the swirl and the effect of the vortex ring. It was found that the swirled flow and the vortex ring play important roles to prevent the escape of unburned particle. Consequently, the swirled flow and the vortex ring can improve combustion efficiency.

ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

Department : Chemical Engineering — Student's Signature Siriwan Supadarattanawong

Field of Study : Chemical Engineering — Advisor's Signature Soorathep Kheawhom

Academic Year : 2009 — Co-Advisor's Signature ....

กิตติกรรมประกาศ

วิทยานิพนธ์นี้สำเร็จลุล่วงไปได้อย่างดีด้วยความช่วยเหลือของผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.สุรเทพ เขียวหอม อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ และรองศาสตราจารย์ ดร.ชัยฤทธิ์ สัตยาประเสริฐ อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ร่วม ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.มนตรี วงศ์ศรี ประธานกรรมการ รองศาสตราจารย์ ดร.บรรเจิด จงสมจิตร และอาจารย์ ดร.ประกร รามกุล ผู้ทรงคุณวุฒิภายนอกมหาวิทยาลัย ซึ่งได้สละเวลาให้คำแนะนำแนวทางและข้อคิดเห็นต่างๆ ในงานวิจัยด้วยดีเสมอมา ผู้วิจัยขอขอบพระคุณท่านอาจารย์เป็นอย่างสูงที่ได้ให้ความกรุณาจนงานวิจัยนี้สำเร็จลงได้

และเนื่องจากงานวิจัยนี้ได้รับทุนสนับสนุนจากสำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัย (สกว.) สาขาวิทยาศาสตร์และเทคโนโลยี ภายใต้โครงการทุนวิจัยมหาบัณฑิต สกว. ร่วมกับ บริษัทปูนซีเมนต์นครหลวง จำกัด(มหาชน) สัญญาเลขที่ RDG5250009 จึงขอขอบพระคุณมา ณ ที่นี้ด้วย

ขอขอบพระคุณบริษัทปูนซีเมนต์นครหลวง จำกัด(มหาชน) และพี่ๆ ของบริษัททุกท่านที่เอื้อเฟื้อข้อมูลและให้ความช่วยเหลือด้วยดีมาตลอด

ขอขอบพระคุณพี่ๆ เพื่อนๆ นิสิตปริญญาโท ทุกท่าน ที่ได้ให้คำปรึกษา ช่วยเหลือและให้กำลังใจด้วยดีมาตลอดระยะเวลาการศึกษา

ขอขอบพระคุณ ครูอาจารย์ทุกท่านที่มิอาจกล่าวถึงได้หมด ณ ที่นี้ ที่ได้ให้ความรู้ อบรมสั่งสอนจนสามารถสำเร็จการศึกษา

ท้ายสุดนี้ ผู้วิจัยขอกราบขอบพระคุณคุณพ่อและคุณแม่ ที่ได้สนับสนุนการศึกษาของผู้วิจัยรวมถึงความเข้าใจและกำลังใจที่มีให้เสมอมา จนสามารถสำเร็จการศึกษา ประโยชน์และคุณค่าอันใดที่ได้รับจากวิทยานิพนธ์นี้ ขอมอบเป็นกตัญญุตาบูชาแด่คุณพ่อและคุณแม่ ครูอาจารย์ตลอดจนผู้มีพระคุณทุกท่าน

ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

สารบัญ

หน้า

บทคัดย่อภาษาไทย... ง

บทคัดย่อภาษาอังกฤษ... จ

กิตติกรรมประกาศ... ฉ

สารบัญ... ช

สารบัญตาราง... ฌ

สารบัญภาพ... ญ

บทที่

1.บทนำ... 1

1.1 ความเป็นมาและความสำคัญของปัญหา... 1

1.2 วัตถุประสงค์ของการวิจัย... 2

1.3 ขอบเขตของการวิจัย... 2

1.4 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ... 2

2. งานวิจัยที่เกี่ยวข้อง... 3

3. ทฤษฎีที่เกี่ยวข้อง... 8

3.1 ระบบเตาเผา... 8

3.2 เตาเผาที่ทำการศึกษา... 10

3.3 การออกแบบเตาเผาไหม้ไซโคลน-ฟลูอิดไดซ์เบดโดยใช้เชื้อเพลิง LPG ในระดับปฏิบัติการ... 25

3.4 ขยะชุมชน (Municipal Wastes)... 26

3.5 การเผาไหม้ (Combustion)... 31

4. การคำนวณและการออกแบบเตาเผาทางทฤษฎี... 37

4.1 บทนำ... 37

4.2 คำนวณอัตราส่วนอากาศต่อเชื้อเพลิงของขยะพลาสติกทางทฤษฎี... 37

4.3 คำนวณความเร็วต่ำสุดที่เกิดฟลูอิดไดซ์เบด (Minimum Fluidizing Velocity)..... 39

4.4 คำนวณอัตราการป้อนขยะเชื้อเพลิง... 41

4.5 คำนวณปริมาตรเบด (V_{bed})... 41

4.6 คำนวณหาปริมาตรกรวยตัด... 42

ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

บทที่ หน้า

4.7 คำนวณหาความสูงของเตาเผาไหม้ทรงกระบอกด้านบน.......................... 43

4.8 คำนวณหาปริมาณอากาศที่ป้อนเข้าเครื่องปฏิกรณ์และขนาดท่อทางเข้า........... 44

4.9 สรุปข้อมูลของเตาเผาไหม้ไซโคลน-ฟลูอิดไดซ์เบด ระดับอุตสาหกรรม............... 47

5. การทดลองกระบวนการ.. 48

5.1 กล่าวนำ.. 48

5.2 การทดลองรูปแบบลักษณะการไหล.. 48

5.3 กระบวนการเผาไหม้ขยะ... 49

5.4 สมมติฐานทั่วไปในการทำแบบจำลองปฏิกิริยาภายในเตาเผาไหม้.................... 53

5.5 การจำลองปฏิกิริยาที่เกิดภายในเตาเผาไหม้ไซโคลน-ฟลูอิดไดซ์เบด (ψ -FBC)... 54

6. สรุปและวิจารณ์ผลการวิจัย.. 59

6.1 ผลการทดลองและวิจารณ์ผล... 59

6.2 สรุปผลการวิจัย... 72

6.3 ข้อเสนอแนะ.. 73

รายการอ้างอิง.. 73

ภาคผนวก... 78

ภาคผนวก ก ข้อมูลการจำลองกระบวนการ... 79

ภาคผนวก ข ผลของการจำลองกระบวนการ... 81

ภาคผนวก ค รายละเอียดอุปกรณ์.. 85

ประวัติผู้เขียนวิทยานิพนธ์.. 92

ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

สารบัญตาราง

ตารางที่		หน้า
3.1	เปรียบเทียบระบบเตาเผา...	8
3.2	ปัจจัยที่มีผลต่อประสิทธิภาพการทำงานของไซโคลน.....................................	12
3.3	การเปรียบเทียบข้อดีและข้อเสียของไซโคลน..	12
3.4	คุณลักษณะของวัสดุที่บรรจุในหอทดลอง..	21
3.5	การจำแนกประเภทขยะเชื้อเพลิงตาม ASTM………………………………....	30
3.6	ผลการทดสอบขยะเชื้อเพลิงเทียบกับขยะรวม..	31
4.1	องค์ประกอบทางเคมีแบบละเอียดของขยะชุมชนที่สามารถใช้เป็นเชื้อเพลิงได้...	37
4.2	องค์ประกอบทางเคมีแบบประมาณของขยะชุมชนที่สามารถใช้เป็นเชื้อเพลิงได้.	37
4.3	ผลการทดสอบขยะเชื้อเพลิงเทียบกับขยะรวม..	47
6.1	แสดงปริมาณที่ป้อนเข้าของ $CaCO_3$ ที่แต่ละอัตราส่วนของ Ca/S……………...	68
ก.1.1	ค่าพารามิเตอร์ของอุปกรณ์ในส่วนของ UPPER 1………………………………	79
ก.1.2	ค่าพารามิเตอร์ของอุปกรณ์ในส่วนของ UPPER 2………………………………	80
ก.1.3	ค่าพารามิเตอร์ของอุปกรณ์ในส่วนของ UPPER 3………………………………	80
ข.1.1	ผลกระทบของอุณหภูมิในการเผาไหม้..	81
ข.1.2	ผลกระทบของปริมาณของอากาศที่ป้อน...	82
ข.1.3	ผลกระทบของอัตราส่วนระหว่างแคลเซียมกับซัลเฟอร์ (Ca/S)…………………	82
ข.1.4	ผลกระทบของปริมาณความชื้นของเชื้อเพลิงที่ป้อนเข้า.................................	83
ข.2.1	ผลกระทบของอุณหภูมิในการเผาไหม้..	83
ข.2.2	ผลกระทบของปริมาณของอากาศที่ป้อน..	83
ข.2.3	ผลกระทบของอัตราส่วนระหว่างแคลเซียมกับซัลเฟอร์ (Ca/S)…………………	84
ข.2.4	ผลกระทบของปริมาณความชื้นของเชื้อเพลิงที่ป้อนเข้า.................................	84
ค.1.1	อุปกรณ์ที่ใช้ในการทดลอง……………………………………………………….	85

สารบัญภาพ

ภาพที่		หน้า
3.1	เตาเผาไหม้ไซโคลนแบบที่ 1…………………………………………………..	10
3.2	เตาเผาไหม้ไซโคลนแบบที่ 2…………………………………………………..	10
3.3	เตาเผาไหม้ไซโคลนแบบที่ 3…………………………………………………..	11
3.4	ลักษณะการไหลวนภายในเตาเผา……………………………………………	11
3.5	ลักษณะของเบดต่างๆ ของอนุภาคของแข็งที่มีก๊าซหรือของเหลวไหลผ่าน……..	14
3.6	แผนภาพแสดงเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียน……………………	18
3.7	คุณภาพของฟลูอิดไดเซชั่นเกิดจากแผ่นตัวกระจายต่างชนิดกัน………………..	22
3.8	ความสัมพันธ์ระหว่าง $C_d Re_s^2$ และ Re_s …………………………………	25
3.9	เตาเผาไซโคลน-ฟลูอิดไดซ์เบด……………………………………………..	26
5.1	โครงสร้างชุดทดลอง..	48
5.2	แผนภูมิการจำลองปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นภายในเครื่องปฏิกรณ์……………………..	55
5.3	การจำลองปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นภายในเครื่องปฏิกรณ์โดยใช้โปรแกรม Aspen HYSYS 2006………………………………………………………………	56
6.1	การไหลของอากาศและขยะเชื้อเพลิงในแบบจำลองเตาเผาไหม้แบบไซโคลน-ฟลูอิดไดซ์เบด (a),(b),(c)...	60
6.2	ความสัมพันธ์ระหว่างอุณหภูมิการเผาไหม้กับปริมาณ NO_x............................	61
6.3	ความสัมพันธ์ระหว่างอุณหภูมิการเผาไหม้กับปริมาณ CO……………………..	62
6.4	ความสัมพันธ์ระหว่างอุณหภูมิการเผาไหม้กับปริมาณ CO_2……………………	62
6.5	ความสัมพันธ์ระหว่างอุณหภูมิการเผาไหม้กับปริมาณ O_2……………………...	63
6.6	ความสัมพันธ์ระหว่างอุณหภูมิการเผาไหม้กับปริมาณ SO_2……………………	63
6.7	ความสัมพันธ์ระหว่างอุณหภูมิการเผาไหม้กับประสิทธิภาพการเผาไหม้คาร์บอน	64
6.8	ความสัมพันธ์ระหว่างอุณหภูมิการเผาไหม้กับความร้อนของกระแสลมร้อนที่ได้จากเครื่องปฏิกรณ์…………………………………………………………….	64
6.9	ความสัมพันธ์ระหว่างอากาศส่วนเกินที่ป้อนเข้าเครื่องปฏิกรณ์กับปริมาณ NO_x.	65
6.10	ความสัมพันธ์ระหว่างอากาศส่วนเกินที่ป้อนเข้าเครื่องปฏิกรณ์กับปริมาณ CO..	65
6.11	ความสัมพันธ์ระหว่างอากาศส่วนเกินที่ป้อนเข้าเครื่องปฏิกรณ์กับปริมาณ CO_2.	66
6.12	ความสัมพันธ์ระหว่างอากาศส่วนเกินที่ป้อนเข้าเครื่องปฏิกรณ์กับปริมาณ SO_2.	66

ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ภาพที่ หน้า

6.13 ความสัมพันธ์ระหว่างอากาศส่วนเกินที่ป้อนเข้าเครื่องปฏิกรณ์กับประสิทธิภาพการเผาไหม้คาร์บอน........ 67

6.14 ความสัมพันธ์ระหว่างอากาศส่วนเกินที่ป้อนเข้าเครื่องปฏิกรณ์กับความร้อนของกระแสลมร้อนที่ได้จากเครื่องปฏิกรณ์........ 67

6.15 ความสัมพันธ์ระหว่างอัตราส่วนของ Ca/S กับความสามารถในการดูดซับ SO_2. 68

6.16 ความสัมพันธ์ระหว่างอัตราส่วนของ Ca/S กับปริมาณ CO_2........ 69

6.17 ความสัมพันธ์ระหว่างอัตราส่วนของ Ca/S กับปริมาณ NO_x........ 69

6.18 ความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณความชื้นของเชื้อเพลิงกับปริมาณ CO........ 70

6.19 ความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณความชื้นของเชื้อเพลิงกับปริมาณ N_2........ 70

6.20 ความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณความชื้นของเชื้อเพลิงกับประสิทธิภาพการเผาไหม้คาร์บอน........ 71

6.21 ความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณความชื้นของเชื้อเพลิงกับความร้อนของกระแสลมร้อนที่ได้จากเครื่องปฏิกรณ์........ 71

ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

บทที่ 1

บทนำ

1.1 ความเป็นมาและความสำคัญของปัญหา

ปัจจุบันโลกมีการใช้พลังงานเชื้อเพลิงเพิ่มขึ้นอย่างต่อเนื่องเช่นเดียวกันกับภาคอุตสาหกรรมต่างๆ ภายในประเทศที่มีอัตราการเจริญเติบโตอย่างรวดเร็ว ในขณะที่แหล่งพลังงานมีอัตราการผลิตได้ไม่เพียงพอกับอัตราการใช้ พลังงานทดแทนจึงเป็นเสมือนอีกทางเลือกหนึ่ง ทั้งยังเป็นหลักประกันความมั่นคงทางด้านพลังงานในระยะยาวได้อย่างดี [1] เราจะพบว่าพลังงานจากชีวมวลยังคงประสบปัญหาอยู่ในเรื่องของการเก็บรักษาเชื้อเพลิง และในเรื่องความน่าเชื่อถือในการผลิตพลังงานความร้อนได้มีการศึกษาโดยการนำไปเผาไหม้ร่วมกับถ่านหิน [2] เนื่องจากเวลานี้ต้นทุนค่าเชื้อเพลิงประเภทแกลบได้ปรับตัวสูงขึ้นมา ทำให้ผู้ประกอบการต้องซื้อแกลบในอัตรา 1,000 บาทต่อตัน จากเดิมอยู่ที่ 350 บาทต่อตัน [3] ซึ่งอาจเป็นผลให้ต้นทุนที่ใช้ในการผลิตเพิ่มสูงขึ้น ขณะที่ขยะจากชุมชนนั้นสามารถนำมาใช้เป็นเชื้อเพลิงทดแทนได้เช่นกัน

ขยะจัดว่าเป็นปัญหาสำคัญในปัจจุบัน โดยเฉพาะขยะพลาสติกที่นับวันยิ่งเพิ่มมากขึ้นและยังเป็นขยะที่จัดอยู่ในประเภทย่อยสลายยาก [4] ในงานวิจัยนี้จึงมีแนวคิดที่จะทำการศึกษาโดยใช้ขยะจากชุมชนเป็นวัตถุดิบทำการทดลอง ซึ่งจะเป็นการช่วยลดมลภาวะที่เกิดจากขยะชุมชนแต่ทั้งนี้จะพบว่าขยะชุมชนที่ได้มา มีข้อเสียที่สำคัญคือจะมีปริมาณความชื้นสูง และมีลักษณะของขนาดวัตถุดิบแตกต่างกันไป

การเผาไหม้ไซโคลน-ฟลูอิดไดซ์เบดได้รับความสนใจในการวิจัยค้นคว้าอย่างแพร่หลายเนื่องจากเป็นระบบที่มีสมรรถนะทางด้านประสิทธิภาพการเผาไหม้ เศรษฐศาสตร์ และสิ่งแวดล้อมสูง เทคโนโลยีการเผาไหม้ฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียนสามารถใช้งานได้กับเชื้อเพลิงที่มีคุณภาพต่ำเช่น ขยะจากชุมชน ชีวมวล และขยะอินทรีย์ นอกจากนั้นเตาเผาไหม้ไซโคลน-ฟลูอิดไดซ์เบดเป็นเตาเผาที่ถูกพัฒนาขึ้นโดยจะรวมข้อดีของเตาแบบไซโคลนและเตาเผาแบบฟลูอิดไดซ์เบดเข้าด้วยกัน [5] สามารถเผาไหม้เชื้อเพลิงพร้อมกับหินปูนเพื่อดักจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์ขณะทำการเผาไหม้ได้ และอุณหภูมิที่ใช้ในการเผาไหม้ไม่สูงมากนัก ช่วยเพิ่มเวลาในการเผาไหม้ได้ดียิ่งขึ้น โดยเตาเผาไหม้ไซโคลน-ฟลูอิดไดซ์เบด จะใช้หลักการการไหลแบบหมุนวนด้วยความเร็ว สามารถกำจัดอนุภาคขนาดใหญ่ งานวิจัยนี้ศึกษาการเผาไหม้โดยใช้แก๊สเชื้อเพลิงเหลว LPG กับขยะจากชุมชน ในเตาเผาไซโคลน-ฟลูอิดไดซ์เบด โดยใช้โปรแกรมสำเร็จรูปและแบบจำลองทางจลนศาสตร์

ที่ปรับปรุงขึ้นใหม่ เพื่อเลียนแบบกระบวนการและศึกษาผลของสภาวะในการดำเนินการต่างๆ เช่น อุณหภูมิการเผาไหม้ ปริมาณของอากาศ และขนาดของวัตถุดิบที่ใช้ในการเผาไหม้ ที่มีต่อสมรรถนะของกระบวนการทางด้านสิ่งแวดล้อม และประสิทธิภาพในการเผาไหม้

1.2 วัตถุประสงค์ของการวิจัย

1.2.1 คำนวณและออกแบบขนาดของเตาเผาไหม้ไซโคลน-ฟลูอิดไดซ์เบด

1.2.2 จำลองขั้นตอนการเกิดปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นภายในเตาเผาไหม้ไซโคลน-ฟลูอิดไดซ์เบด

1.2.3 ศึกษาผลกระทบของตัวแปรสภาวะการดำเนินการเพื่อให้ทราบถึงสภาวะการทำงานของเตาเผาไหม้ ไซโคลน-ฟลูอิดไดซ์เบด

1.2.4 ประเมินประสิทธิภาพในการเผาไหม้ของคาร์บอนและสมรรถนะทางด้านสิ่งแวดล้อม

1.3 ขอบเขตของการวิจัย

1.3.1 คำนวณและออกแบบขนาดของเตาเผาทางทฤษฎีในระดับปฏิบัติการ

1.3.2 จำลองขั้นตอนการเกิดปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นภายในเตาเผาไหม้โดยใช้โปรแกรม Aspen HYSYS 2006

1.3.3 เลือกใช้สภาวะและค่าตัวแปรทางจลนพลศาสตร์ของปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นภายในเตาเผาไหม้ไซโคลน-ฟลูอิดไดซ์เบดได้มาจากงานวิจัยของ Yang และคณะ ในปี ค.ศ.2002

1.3.4 ศึกษาผลกระทบของตัวแปรสภาวะการดำเนินงานได้แก่ อุณหภูมิการเผาไหม้ ปริมาณของอากาศ ผลกระทบของอัตราส่วนระหว่างแคลเซียมกับซัลเฟอร์ และความชื้นของขยะที่ป้อนที่มีผลต่อสมรรถนะของกระบวนการทางด้านสิ่งแวดล้อมและประสิทธิภาพในการเผาไหม้ของคาร์บอน

1.4 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ

1.4.1 แบบของเตาเผาไหม้ไซโคลน-ฟลูอิดไดซ์เบดในระดับปฏิบัติการ

1.4.2 สภาวะการดำเนินการที่ทำให้ได้สมรรถนะของกระบวนการทางด้านสิ่งแวดล้อมที่เหมาะสมและประสิทธิภาพในการเผาไหม้ของคาร์บอนที่ดีที่สุดเพื่อนำไปใช้เป็นข้อมูลในการสร้างเตาเผาจริงต่อไป

ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

บทที่ 2

งานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

การุณ เลาะมาน และคณะ [6] ได้นำเสนอการศึกษาเชิงทดลองเตาเผาแบบหมุนวนหลายขั้นโดยใช้แกลบเป็นเชื้อเพลิง โดยเตาเผานี้เป็นการรวมเอาส่วนดีของเตาเผาไซโคลนและเตาเผาแบบวอร์เทคเข้าไว้ด้วยกัน ภายในห้องเผาไหม้จะแบ่งออกเป็น 2 ส่วนคือ ด้านบนจะเป็นห้องเผาไหม้แบบวอร์เทคและห้องเผาไหม้ด้านล่างจะเป็นห้องเผาไหม้แบบไซโคลนขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางภายในเตาเท่ากับ 0.3 เมตร สูง 1.856 เมตร โดยอากาศที่ใช้ในการเผาไหม้ประกอบด้วยอากาศปฐมภูมิและอากาศทุติยภูมิ ซึ่งจะเข้าไปภายในเตาตามแนวสัมผัส จากการทดลองได้ศึกษาผลกระทบของอัตราส่วนสมมูลและอัตราส่วนของอัตราการไหลเชิงปริมาตรของอากาศทุติยภูมิต่ออากาศทั้งหมดที่มีผลต่อการเผาไหม้พบว่าถ้าอากาศส่วนเกินมากจะมีผลให้เกิดการเผาไหม้ดีแต่ถ้ามากเกินไปก็จะทำให้เตาดับได้ และถ้ามีการใช้อากาศทุติยภูมิจะมีผลให้เกิดการเผาไหม้ดียิ่งขึ้น

ฐานิตย์ เมธิยานนท์ และคณะ [7] ได้ทำการศึกษาเตาเผาไหม้วอร์เทค-ฟลูอิไดซ์เบด (VFBC): สมรรถนะของเตาเผาไหม้และการกระจายตัวของก๊าซไอเสียภายในห้องเผาไหม้ ดูอิทธิพลของอากาศส่วนที่สอง ซึ่งเป็นอากาศที่ก่อให้เกิดฟลูอิไดซ์เซชั่นที่มีผลต่อสมรรถนะของเตาเผาไหม้ โดยศึกษาถึงประสิทธิภาพเชิงความร้อน (η_{th}) ประสิทธิภาพการเผาไหม้(η_c) ค่าภาระความร้อน($M_{th}m^{-3}$) รวมถึงการกระจายตัวของก๊าซไอเสียภายในเตาเผาไหม้ ซึ่งจะทำให้สามารถเข้าใจถึงกลไกการเผาไหม้ภายในเตาเผาไหม้ได้เป็นอย่างดี จากการทดลองพบว่าความเร็วของอากาศส่วนที่สองไม่ค่อยส่งผลต่อประสิทธิภาพการเผาไหม้ โดยในทุกเงื่อนไขการทดลอง η_c จะมีค่ามากกว่าร้อยละ 98 สอดคล้องกับค่าภาระทางความร้อนของเตาเผาไหม้ในช่วง 0.67 ถึง 0.87 $M_{th}m^{-3}$ ซึ่งขึ้นอยู่กับปริมาณอากาศส่วนเกินการเผาไหม้ใน VFBC ได้รวมกลไกการเผาไหม้แบบวอร์เทคและการเผาไหม้แบบฟลูอิไดซ์เบดเข้าไว้ด้วยกัน โดยพิจารณาได้จากปริมาณ O_2 ที่ลดน้อยลง การเผาไหม้ของ CO จนกลายเป็น CO_2 และสภาวะที่ใกล้เคียงไอโซเทอร์มอลภายในเบด คิดปริมาณก๊าซเผาไหม้ที่วัดได้ที่ท่อทางออกบนพื้นฐานปริมาณ O_2ที่ร้อยละ 6 โดย CO มีค่าอยู่ในช่วง 100 ถึง 400 ppm ในขณะที่ปริมาณ NO_X มีค่าอยู่ระหว่าง 350-420 ppm

ฐานิตย์ เมธิยานนท์ และคณะ [8] ได้ทำการศึกษาเตาเผาไหม้วอร์เทค-ฟลูอิไดซ์เบด : ผลกระทบของอากาศส่วนที่สองต่อสมรรถนะเตาเมื่อใช้เชื้อเพลิงผสม ดูอิทธิพลของอากาศส่วนที่

สอง ซึ่งเป็นอากาศที่ก่อให้เกิดฟลูอิไดซ์เซชั่นที่มีผลต่อสมรรถนะของเตาเผาไหม้วอร์เทค-ฟลูอิไดซ์เบด โดยศึกษาถึงประสิทธิภาพเชิงความร้อน (η_{th}) ประสิทธิภาพการเผาไหม้ (η_c) ค่าภาระความร้อน($M_{th}m^{-3}$) รวมถึงองค์ประกอบของก๊าซไอเสียภายในเตาเผาไหม้ ทำการติดตั้งอุปกรณ์การทดลองของเตาเผาไหม้วอร์เทค-ฟลูอิไดซ์เบดขนาด 100 kW_{th} โดยเตา VFBC ที่ใช้ในการทดลองมีขนาดของเส้นผ่านศูนย์กลางภายในเตาเผาเท่ากับ 40 เซนติเมตร สูง 110 เซนติเมตร จากการทดลองพบว่าความเร็วของอากาศส่วนที่สองไม่ค่อยส่งผลต่อประสิทธิภาพการเผาไหม้ โดยในทุกเงื่อนไขการทดลอง η_c จะมีค่ามากกว่าร้อยละ 99 ซึ่งสอดคล้องกับอุณหภูมิภายในเบดและค่าภาระความร้อน โดยมีค่าอยู่ในช่วง 1020 ถึง 1050 องศาเซลเซียส

ฐานิตย์ เมธิยานนท์ และคณะ [9] ศึกษาการเผาไหม้เชื้อเพลิงชีวมวลชนิดต่างๆ ที่มีศักยภาพเพียงพอที่จะนำมาเป็นแหล่งพลังงานทดแทน รวมถึงศึกษาการเผาไหม้ร่วมของเชื้อเพลิงชีวมวลที่ต่างชนิดกันและเชื้อเพลิงชีวมวลร่วมกับถ่านหินเพื่อแก้ปัญหาความไม่มีเสถียรภาพในการใช้ชีวมวลเพียงชนิดเดียวเป็นเชื้อเพลิงหลัก โดยใช้เตาเผาไหม้แบบฟลูอิไดซ์เบดซึ่งผู้วิจัยได้ทำการพัฒนาและวิจัยมาอย่างต่อเนื่อง ได้แก่ เตาเผาไหม้แบบไซโคลน-ฟลูอิไดซ์เบด (ψ -FBC) เตาเผาไหม้ฟลูอิไดซ์-เบดแบบห้องเผาไหม้สั้น (SFBC) และเตาเผาไหม้แบบฟลูอิไดซ์เบดแบบหมุนเวียน (CFBC) ทำการทดลองเตาเผาไหม้ไซโคลน-ฟลูอิไดซ์เบดขนาด 100 kW_{th} มีการติดตั้งวงแหวนวอร์เทค (Vortex ring) เพื่อช่วยดักอนุภาคเชื้อเพลิงที่ยังเผาไหม้ไม่หมดให้ตกกลับมายังเบดเพื่อเผาไหม้ใหม่ ภายในเบดยังมีการติดตั้งใบกวนเพื่อป้องกันปัญหาการเกาะตัวกันของเชื้อเพลิงขณะเผาไหม้ที่อาจเกิดขึ้น เช่นเดียวกับเตาเผา SFBC โดยจากการวิจัยที่ผ่านมาพบว่าเตาเผาไหม้ ψ-FBC มีประสิทธิภาพการเผาไหม้สูงกว่าร้อยละ 98 ส่วนเตาเผาไหม้ฟลูอิไดซ์เบดแบบห้องเผาไหม้สั้น (SFBC) มีขนาดพิกัดความร้อน 250 kW_{th} และไม่ใช้วัสดุเฉื่อยผสมลงในเบด มีการติดตั้งวงแหวนวอร์เทคที่ระดับความสูง 4.52R นอกจากนี้ยังติดตั้งใบกวนเช่นเดียวกับเตา ψ-FBC ในการป้อนเชื้อเพลิงเข้าสู่เตาเผาไหม้จะใช้ระบบสกรูป้อนซึ่งควบคุมอัตราการป้อนด้วยชุดอินเวอร์เตอร์ โดยจากการศึกษาที่ผ่านมาได้ผลลัพธ์ที่น่าพอใจคือ ประสิทธิภาพการเผาไหม้ที่ดี (สูงกว่าร้อยละ 97) และเตาเผาไหม้ฟลูอิไดซ์เบดแบบหมุนเวียน (CFBC)โดยมีพิกัดความร้อนประมาณ 50 kW_{th} ทำงานภายใต้อุณหภูมิเบดไม่เกิน 1,000 องศาเซลเซียส และมีประสิทธิภาพการเผาไหม้ไม่ต่ำกว่าร้อยละ 95

วิศิษฐ์ ลีลาผาติกุล [10] ได้ทำการศึกษาเชิงทดลองของห้องเผาไหม้วอร์เทคหลายขั้นต่อคุณลักษณะการเผาไหม้เชื้อเพลิงแกลบ กล่าวถึงลักษณะการเผาไหม้เชื้อเพลิงแกลบในเตาเผาวอร์เทคหลายขั้น เพื่อจะได้เข้าใจถึงคุณลักษณะของระบบวอร์เทคหลายขั้นสำหรับเผาแกลบและตัว

ศูนย์วิทยทรัพยากร จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

แปรที่มีผลต่อการเผาไหม้ ได้แก่ ค่า equivalence ratio (Φ) และ อัตราส่วนการไหลเชิงปริมาตรของอากาศทุติยภูมิต่อการกระจายอุณหภูมิภายในเตาเผา และก๊าซไอเสียที่เกิดขึ้น โดยห้องเผาไหม้ของเตาเผามีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางเท่ากับ 0.3 m(D) ความสูงเตาเผาโดยรวม เท่ากับ 1.2 m และมีแกนกลางท่อไอเสียภายในเตา ซึ่งมีการติดตั้งตำแหน่งท่อฉีดอากาศไว้ในแนวสัมผัสรอบ ๆ ผนังเตาเผาไหม้ เพื่อทำให้เกิดการไหลหมุนวนของอากาศภายในขนาดห้องเผาไหม้ของเตาเผาส่วนล่างและส่วนกลางถูกออกแบบให้สามารถปรับเปลี่ยนขนาดได้ 2 ขนาด คือ 0.75D และ 0.5D ตามต้องการ การเปลี่ยนขนาดห้องเผาไหม้จะก่อให้เกิดการหมุนวนหลายขั้นภายในเตาเผา ซึ่งส่งผลต่อการเกิดการหมุนวนย้อนกลับไปมาอย่างรุนแรงในห้องเผาไหม้ส่วนบน จากผลการทดลองพบว่าอัตราส่วนของปริมาณการไหลของอากาศทุติยภูมิต่อปริมาณอากาศทั้งหมด (λ) ที่มีความเหมาะสมต่อการเผาไหม้ของเตาเผาแกลบแบบวอร์เทค คือ λ เท่ากับ 0.25 ซึ่งจะช่วยทำให้เกิดการกระจายตัวของแกลบภายในเตาเผาวอร์เทคมากขึ้น แกลบจึงไม่สามารถจับตัวเป็นก้อนได้ทำให้เกิดการผสมหรือการสัมผัสกันอย่างทั่วถึงระหว่างเชื้อเพลิงแกลบกับอากาศ และการเคลื่อนที่แบบหมุนวนภายในเตาเผาวอร์เทคจะช่วยทำให้แกลบมีระยะเวลาในการเผาไหม้นานยิ่งขึ้น การกระจายอุณหภูมิภายในห้องเผาไหม้จึงสูง

C. Syred และคณะ [11] ได้ศึกษาเตาแก๊สซิฟายเออร์-ไซโคลนแบบหมุนเวียน และเครื่องเผาไหม้ไซโคลนแบบทุติยภูมิ ที่ถูกพัฒนาขึ้นเพื่อใช้ในเตาเผาไหม้ชีวมวลขนาดเล็ก โดยเตาแก๊สซิฟายเออร์ถูกออกแบบมาเพื่อให้ใช้กับส่วนดักจับวอร์เทค และส่วนดักจับกลาง เพื่อดักจับแยกอนุภาคขนาดใหญ่ ขี้เถ้า ออกจากกระแส แยกสารอัลคาไลน์ และวัตถุหนักอื่นๆ ที่เกาะติดมากับอนุภาคของขี้เถ้า เตาแก๊สซิฟายเออร์ได้ถูกออกแบบมาให้คงทนและพร้อมใช้งานสำหรับการเผาไหม้ที่มีการปรับสภาวะของส่วนที่ป้อนเข้า ก๊าซเสียที่มาจากเตาแก๊สซิฟายเออร์นั้นสามารถเผาทิ้งได้โดยตรงที่หน่วยเครื่องเผาไหม้ไซโคลนแบบทุติยภูมิโดยไม่ต้องใช้หน่วยกำจัดก๊าซร้อนที่มีความซับซ้อนอีกต่อไป เครื่องเผาไหม้ไซโคลนแบบทุติยภูมิสามารถหมุนวนกระแสได้อย่างรุนแรงเพื่อช่วยให้เกิดการผสมที่ดี และยังสร้างสภาวะการเผาไหม้ที่คงที่ การติดตั้งส่วนดักจับวอร์เทคเพิ่มขึ้นที่ขาออกของเครื่องเผาไหม้ทำให้ไม่จำเป็นต้องติดตั้งเครื่องแยกแบบไซโคลนเพิ่ม ก๊าซเสียที่หมุนวนอยู่ที่รอบนอกของเครื่องเผาไหม้สามารถช่วยลดความดันลดของระบบและให้ผลที่ใกล้เคียงกับรูปแบบของความเร็วของก๊าซเสีย เตาแก๊สซิฟายเออร์สามารถเผาไหม้ได้ถึงร้อยละ 98 ถึง ร้อยละ 99 ให้อัตราการแยก และอัตราการกักเก็บที่ดี สามารถกำจัดสารอัลคาไลน์ร้อยละ 50 (ประกอบด้วย โซเดียม และโพแทสเซียม) มีคุณภาพที่ดีในการผลิตก๊าซความร้อนต่ำ มีผลกระทบในด้านดีในเครื่องเผาไหม้ไซโคลน เครื่องเผาไหม้ไซโคลนมีการไหลคงที่ การผสม และอัตราการเผาไหม้ที่ดี มีสภาวะของสารขาออกอย่างมีรูปแบบและสามารถประหยัดค่าใช้จ่ายในการกำจัด

ออกไซด์ของไนโตรเจน และการติดตั้งเตาแก๊สซิฟายเออร์เพิ่มขึ้นสามารถกำจัดอนุภาคขนาดใหญ่กว่า 5 ไมโครเมตรได้ โดยการกำหนดสภาวะของกังหันขาเข้า โดยก๊าซสามารถเผาไหม้ได้โดยตรงในกังหันก๊าซและทำให้ระบบมีความดันลดน้อยลง

S.Y. No [12] ได้ทำการศึกษาลักษณะการเผาไหม้ของถ่านหินแอนทราไซต์ในเตาเผาไหม้ไซโคลนแบบแนวตั้ง โดยทำการทดสอบของก๊าซและถ่านหิน ใช้อนุภาคเฉื่อย (อะลูมินา ซีเมนต์) ในระหว่างทดสอบอันดับที่หนึ่งของทั้งสองชุด เพื่อดูลักษณะของอุณหภูมิในห้องเผาไหม้ ประสิทธิภาพในการดักจับสาร และขนาดของอนุภาค ที่อัตราส่วนผสมคือ 0.4 ถึง 0.6 โดยได้ทำการเพิ่มครั้งละ 0.2 ที่สภาวะอุณหภูมิไม่เปลี่ยนแปลง ภาวะที่ดีที่สุดของความยาวของวอร์เทคที่ใช้ในห้องเผาไหม้จะอยู่ที่ร้อยละ 10 โดยประมาณของความสูงของห้อง และอุณหภูมิที่สูงที่สุดได้มาจากส่วนที่ต่ำที่สุดของห้องเผาไหม้ของการเผาไหม้ก๊าซและถ่านหิน

นิวัติ พิริยะรุ่งโรจน์ และคณะ [13] ได้ทำการศึกษาเตาเผาไหม้วอร์เทค-ฟลูอิดไดซ์เบด โดยใช้เชื้อเพลิงแกลบในระดับปฏิบัติการ ซึ่งงานวิจัยนี้ทำการออกแบบเตาเผาไหม้โดยการรวมเอาลักษณะเด่นของการเผาไหม้แบบวอร์เทคและฟลูอิดไดซ์เบดเข้าด้วยกัน เพื่อให้ได้เตาเผาไหม้ที่มีค่าพิกัดความร้อน ($M_{th}m^{-3}$) และประสิทธิภาพเชิงความร้อนสูง ขนาดของเตาเผาไหม้ที่ได้จากการออกแบบมีเส้นผ่านศูนย์กลางภายในและความสูงเท่ากับ 0.4 และ 1.10 เมตรตามลำดับ ทั้งนี้ได้เริ่มทำการทดลองที่อุณหภูมิภายในห้องเผาไหม้ประมาณ 600 องศาเซลเซียส พบว่าในการทดลองนี้ใช้อัตราการป้อนแกลบ 240 $kgh^{-1}m^{-3}$ จะได้แก๊สร้อนขาออกมีอุณหภูมิประมาณ 1060 องศาเซลเซียส และมีประสิทธิภาพเชิงความร้อนร้อยละ 95

ฐานิตย์ เมธิยานนท์ และคณะ [14] ทำโครงการวิจัยในเรื่องเตาเผาไหม้วอร์เทค-ฟลูอิดไดซ์เบดโดยใช้เชื้อเพลิงแกลบในระดับอุตสาหกรรม ซึ่งในงานวิจัยนี้ได้นำข้อมูลพื้นฐานจากระดับห้องปฏิบัติการที่จำเป็นต่อการออกแบบมาเป็นส่วนหนึ่งในการสร้างเตาเผาไหม้ระดับอุตสาหกรรม โดยขนาดของเตาเผาไหม้มีเส้นผ่านศูนย์กลางภายในและความสูงเท่ากับ 1.8 และ 5.35 เมตรตามลำดับ พบว่าสมรรถนะของเตาเผาไหม้วอร์เทค-ฟลูอิดไดซ์เบด (VFBC) ระดับอุตสาหกรรมมีค่าใกล้เคียงกับเตาเผาไหม้ VFBC ระดับห้องปฏิบัติการ ในการทดลองนี้ได้เริ่มทำการทดลองเมื่ออุ่นเตาจนได้อุณหภูมิของห้องเผาไหม้ประมาณ 600 องศาเซลเซียส และประสิทธิภาพการเผาไหม้ที่ได้จากการทดลองระดับอุตสาหกรรมคือร้อยละ 94 ถึงร้อยละ 97

T. Madhiyanon **และคณะ** [15] ได้ทำการศึกษาเตาเผาไหม้ไซโคลน-ฟลูอิดไดซ์เบดที่พัฒนาขึ้นมา โดยทดสอบการเผาไหม้ของฟางข้าว ความตั้งใจในสิ่งประดิษฐ์ใหม่ที่มีการผสมผสานระหว่างการเผาไหม้แบบไซโคลน และฟลูอิดไดซ์เบดเข้าด้วยกันในเตาเผาไหม้ ช่วยให้กระบวนการเผาไหม้มีประสิทธิภาพดียิ่งขึ้น โดยมีค่าพิกัดความร้อน 100 kW_{th} และได้ทำการวิเคราะห์ในส่วนของประสิทธิภาพการเผาไหม้ ประสิทธิภาพเชิงความร้อน ค่าภาระความร้อน และการปลดปล่อยสารพิษ พบว่าประสิทธิภาพการเผาไหม้สูงกว่าร้อยละ 98 และค่าภาระความร้อนสูงสุดอยู่ที่ 0.95 ซึ่งสอดคล้องกับประสิทธิภาพการเผาไหม้

T. Madhiyanon **และคณะ** [16] กล่าวถึงประเทศไทยมีประสิทธิภาพการใช้ทรัพยากรหมุนเวียนที่ดี และแกลบเป็นวัตถุดิบที่ได้จากกระบวนการสีข้าว แกลบยังให้พลังงานได้ถึงปีละ 6.6×10^7 GJ ซึ่งถ้าใช้แกลบเพียงอย่างเดียวจะมีปัญหาในช่วงนอกฤดูปลูกข้าว ถ่านหินจัดเป็นพลังงานที่ใช้แล้วหมดไป ซึ่งในที่นี้ได้ใช้ถ่านหินเป็นเชื้อเพลิง โดยงานวิจัยนี้ได้ทำการศึกษาถึงลักษณะการเผาไหม้ร่วมระหว่างแกลบและถ่านหินบิทูมินัส พิกัดความร้อน 120 kW_{th} ในเตาเผาไหม้ไซโคลน-ฟลูอิดไดซ์เบด ศึกษาอัตราส่วนอากาศส่วนเกินและสัดส่วนผสมพบว่าไม่ได้มีผลต่อประสิทธิภาพการเผาไหม้ที่มีค่ามากกว่าร้อยละ 97

ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

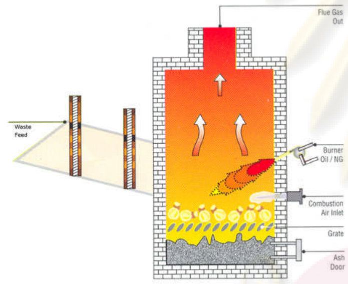
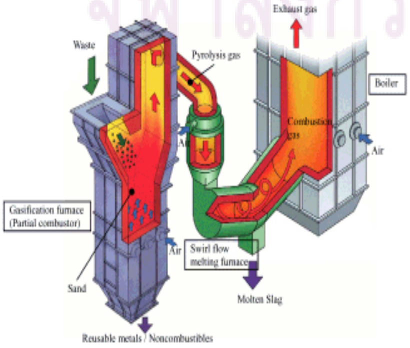
บทที่ 3

ทฤษฎีที่เกี่ยวข้อง

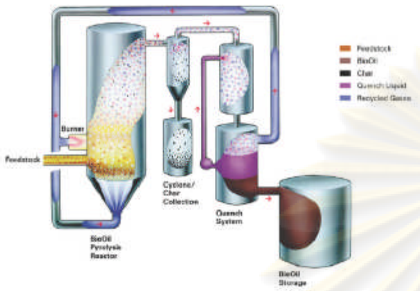
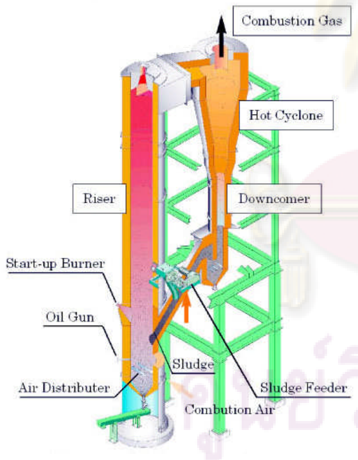
3.1 ระบบเตาเผา

ระบบเตาเผาขยะที่นิยมใช้ในปัจจุบันแบ่งได้เป็น 4 ประเภท ดังตารางที่ 3.1

ตารางที่ 3.1 เปรียบเทียบระบบเตาเผา

ระบบเตาเผาและหลักการทำงาน	ข้อดี	ข้อเสีย
1. เตาเผาแบบตะกรับ - ใช้หลักการการเผาไหม้ที่ให้อากาศเกินพอ 	- เป็นเทคโนโลยีที่มีใช้กันอย่างแพร่หลาย - สามารถกำจัดขยะมูลฝอยที่มีองค์ประกอบและค่าความร้อนที่เปลี่ยนแปลงตลอดเวลาได้ดี - ให้ค่าประสิทธิภาพเชิงความร้อนสูงถึงร้อยละ 85	- เงินลงทุนและการบำรุงรักษาค่อนข้างสูง - เหลือ ASH จากกระบวนการมาก
2. เตาเผาแบบแก๊สซิฟิเคชั่น - เป็นกระบวนการทำให้ขยะเป็นก๊าซ โดยทำปฏิกิริยาสันดาปแบบไม่สมบูรณ์ 	- เหมาะกับระบบการผลิตไฟฟ้าขนาดเล็ก - โอกาสเกิดก๊าซพิษน้อยกว่าการเผาไหม้โดยตรง - ใช้พื้นที่ในการติดตั้งน้อยและจำนวนอุปกรณ์น้อย - เกิดน้ำมันดิบ (Tar) ผสมในก๊าซเชื้อเพลิง	- คุณภาพของขยะมูลฝอยที่ไม่สม่ำเสมอจะส่งผลให้คุณภาพก๊าซเชื้อเพลิงไม่แน่นอน - มีการลงทุนค่อนข้างสูงทั้งต้นทุนและค่าใช้จ่ายในกระบวนการคัดแยกขยะมูลฝอย - การควบคุมระบบมีความยุ่งยาก

ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ระบบเตาเผาและหลักการทำงาน	ข้อดี	ข้อเสีย
3. เตาเผาแบบไพโรไลซิส - เป็นการเปลี่ยนของเสียประเภทพลาสติกให้เป็นน้ำมันด้วยการควบคุมอุณหภูมิและความดัน และใช้ตัวเร่งปฏิกิริยา 	- โอกาสเกิดก๊าซพิษน้อยกว่าการเผาไหม้โดยตรง - เกิดน้ำมันดิบ (Tar) ผสมในก๊าซเชื้อเพลิง	- คุณภาพของขยะมูลฝอยที่ไม่สม่ำเสมอจะส่งผลให้คุณภาพก๊าซเชื้อเพลิงไม่แน่นอน - มีการลงทุนค่อนข้างสูงทั้งต้นทุนและค่าใช้จ่ายในกระบวนการคัดแยกขยะมูลฝอย - การควบคุมระบบมีความยุ่งยาก
4. เตาเผาแบบใช้ตัวกลางนำความร้อน - อาศัยตัวกลางในการกระจายความร้อน เช่น ทราย 	- ไม่ต้องมีการบดตัดขยะมูลฝอยก่อนเข้าระบบ - เป็นเทคโนโลยีที่มีการใช้กันอย่างแพร่หลาย - สามารถกำจัดขยะมูลฝอยที่มีองค์ประกอบและค่าความร้อนที่เปลี่ยนแปลงตลอดเวลาได้ดี - ให้ค่าประสิทธิภาพเชิงความร้อนสูง	- เงินลงทุนและการบำรุงรักษาค่อนข้างสูง - ใช้เชื้อเพลิงในการเริ่มต้นเดินระบบสูง - ใช้พื้นที่ในการติดตั้งมาก

ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

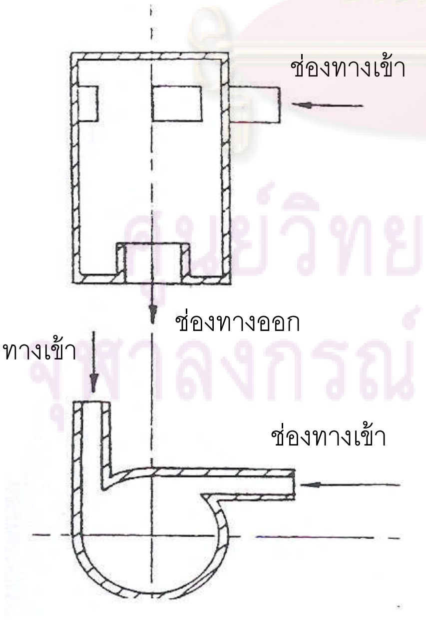
3.2 เตาเผาที่ทำการศึกษา

3.2.1 เตาเผาไซโคลน (Cyclone Combustor) [17], [18]

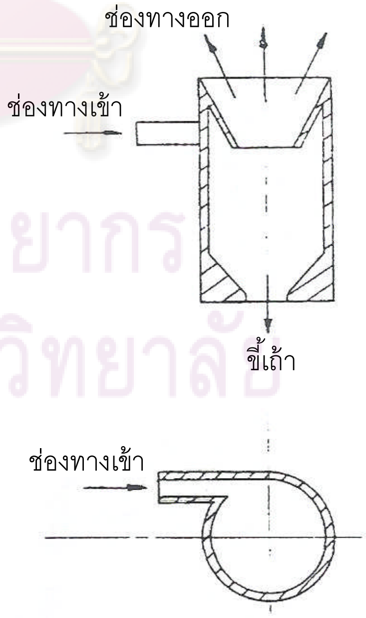
เตาเผาไหม้แบบไซโคลนมีรูปร่างลักษณะคล้ายกับไซโคลนดักฝุ่น (Cyclone Dust Separator) ที่มีใช้กันอยู่ทั่วไป แตกต่างกันที่ไซโคลนดักฝุ่น จะทำหน้าที่แยกฝุ่นผงออกจากอากาศ ทำให้อากาศที่ออกไปมีความสะอาดมากขึ้น ส่วนเตาเผาแบบไซโคลนจะทำให้เกิดการเผาไหม้วัสดุที่มีคุณสมบัติเป็นเชื้อเพลิงที่ส่งเข้ามาพร้อมกับอากาศ ทำให้เกิดความร้อนและเปลวไฟ สามารถนำไปใช้ประโยชน์ได้ดี โดยทั่วไปแล้วเตาเผาแบบไซโคลนจะใช้เผาวัสดุหรือเชื้อเพลิงที่มีค่าความร้อนต่ำ ปริมาณขี้เถ้าสูงหรือมีปริมาณกำมะถันสูง

เตาเผาไซโคลน มีหลายแบบเช่น

1. ใช้สำหรับการเผาไหม้ เชื้อเพลิงที่มีค่าความร้อนสูง หรือเชื้อเพลิงที่มีส่วนประกอบสารระเหยง่าย (Volatile matter) มาก ดังแสดงในรูป 3.1
2. ห้องเผาไหม้แบบนี้จะมีค่าตัวเลขการหมุนวน (Swirl Numbers) สูง เหมาะสำหรับเชื้อเพลิงที่มีปริมาณขี้เถ้ามากและมีลักษณะต่างๆ ใกล้เคียงกับไซโคลนดักฝุ่น ดังแสดงในรูป 3.2
3. ห้องเผาไหม้แบบอาเกรส (Agrest) ในประเทศอาเจนตินา พัฒนาโดยทำการเผาไหม้เศษฝ้ายเพื่อผลิตไอน้ำ และห้องเผาไหม้แบบนี้สามารถใช้ได้กับก๊าซที่มีความร้อนต่ำๆ ได้เป็นอย่างดี ดังแสดงในรูป 3.3

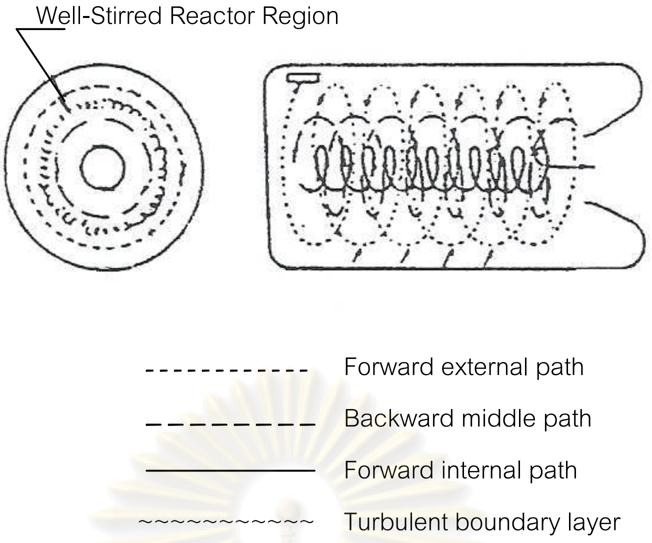


รูปที่ 3.1 เตาเผาไหม้ไซโคลนแบบที่ 1

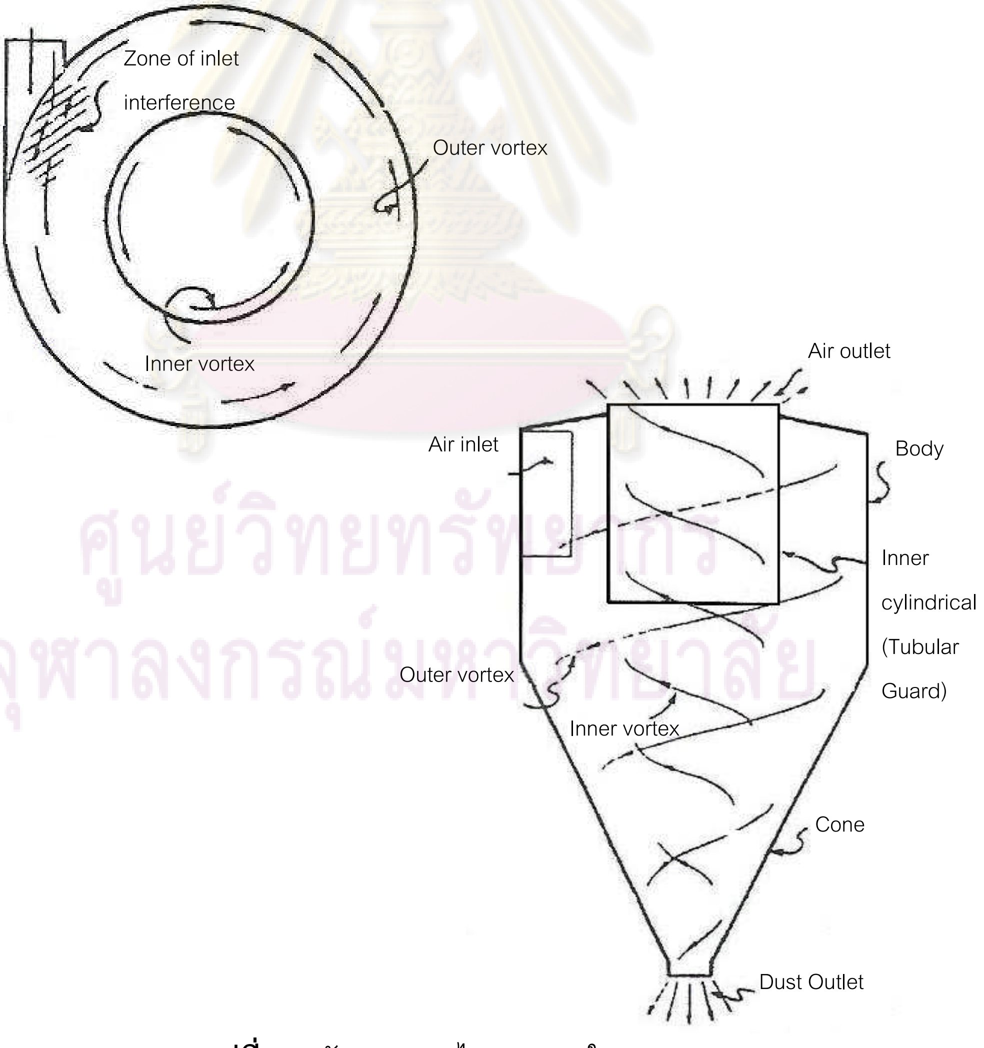


รูปที่ 3.2 เตาเผาไหม้ไซโคลนแบบที่ 2

ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย



รูปที่ 3.3 เตาเผาไหม้ไซโคลนแบบที่ 3



รูปที่ 3.4 ลักษณะการไหลวนภายในเตาเผา

ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ไซโคลน (Cyclone) **[19]** มีหลักการทำงานโดยอาศัยแรงเหวี่ยงหนีศูนย์กลาง (Centrifugal Force) เป็นกลไกหลักในการเก็บอนุภาคของเครื่องเก็บฝุ่นแบบแรงเหวี่ยงหนีศูนย์กลาง การหมุนของแก๊สทำให้อนุภาคเคลื่อนที่ด้วยแรงเฉื่อย (Inertia Force) และโมเมนตัม (Momentum) เข้าหาผนังของเครื่องแยกแล้วตกสู่ที่สำหรับรองรับอนุภาค (Hopper) แก๊สที่ถูกป้อนเข้าไซโคลนสามารถไหลเข้าได้ทั่วในแนวสัมผัส หรือไหลเข้าตามแนวแกนโดยที่ตัวเครื่องแยกจะมีลักษณะเป็นกรวยที่ตั้งเอายอดแหลมลง ที่บริเวณกลางของฝาบนมีท่อ เรียกว่าท่อขับ (Vortex Finder) ติดอยู่ แก๊สที่ไหลผ่านเข้าไปในช่วงแรกจะเคลื่อนที่ลงไปตามกรวยโดยอนุภาคจะตกลงไปในที่รองรับ (Hopper) ด้านล่าง ส่วนอากาศที่สะอาดจะถูกดูดกลับขึ้นไปตามท่อเพื่อออกสู่บรรยากาศ โดยประสิทธิภาพในการทำงานของไซโคลนจะเพิ่มขึ้นเมื่อปัจจัยดังต่อไปนี้เพิ่มขึ้น

ตารางที่ 3.2 ปัจจัยที่มีผลต่อประสิทธิภาพการทำงานของไซโคลน

ปัจจัยที่ทำให้ประสิทธิภาพเพิ่มขึ้น	ปัจจัยที่ทำให้ประสิทธิภาพลดลง
- ขนาดของอนุภาค - ความหนาแน่นของอนุภาค - ความเร็วของก๊าซที่เข้าระบบ - ความยาวของตัวไซโคลน - จำนวนรอบของการหมุน	- ความหนืดของก๊าซ - เส้นผ่านศูนย์กลางของไซโคลน - เส้นผ่านศูนย์กลางของทางออกของก๊าซ - พื้นที่ทางเข้าของก๊าซ

ตารางที่ 3.3 การเปรียบเทียบข้อดีและข้อเสียของไซโคลน

ข้อดี	ข้อเสีย
- เหมาะสำหรับอนุภาคที่หยาบ หรือก๊าซที่มีภาระของฝุ่นสูง - ช่วงอุณหภูมิในการใช้งานกว้างแต่ควรเลือกวัสดุให้เหมาะกับช่วงอุณหภูมิ - ความดันสูญเสียน้อย - โครงสร้างง่าย และใช้พื้นที่สำหรับติดตั้งน้อย - อุปกรณ์ประกอบน้อย - บำรุงรักษาง่าย	- ถ้าอนุภาคมีขนาดเล็ก ประสิทธิภาพในการทำงานจะต่ำลง - ไวต่อการเปลี่ยนแปลงความเร็วของก๊าซและปริมาณของอนุภาค

ศูนย์วิทยทรัพยากร จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

อนุภาคมวลสารในอากาศจะตกลงสู่พื้นโดยแรงโน้มถ่วงของโลก ความเร็วของอากาศที่หมุนวนลงไปส่วนล่างของเตาไม่ควรมีความเร็วพอที่จะทำให้ตะกอนหนักที่ตกลงส่วนล่างของเตาฟุ้งกลับขึ้นมาอีกครั้ง

ความหนาแน่นของอนุภาคที่มีอยู่ในก๊าซ อุณหภูมิของก๊าซและการกระจายขนาดของอนุภาคในก๊าซนั้นเป็นตัวแปรสำคัญที่ใช้ในการพิจารณาเลือกช่วงความเร็วที่เหมาะสม โดยในการปรับความเร็วของก๊าซสามารถทำได้โดยเปลี่ยนขนาดของท่อทางเข้า เช่นถ้าต้องการให้ความเร็วของก๊าซเพิ่มขึ้นสามารถทำได้โดยลดขนาดของท่อทางเข้าลงซึ่งจะหมายถึงพื้นที่หน้าตัดของท่อทางเข้าลดลงนั่นเอง เนื่องจากความเร็วแปรผกผันกับพื้นที่หน้าตัดของท่อทางเข้า

- การไหลวน [20]

เมื่อพิจารณาการเคลื่อนที่ของของไหลที่มีอนุภาคของแข็งเจือปนเข้าภายในไซโคลน จะพบว่ามีการไหลเวียน (Circulating Flow) รอบไซโคลน มีลักษณะเป็นเกลียวหรือขดสปริง 2 วง (จากรูป 3.4) คือวงแรกเรียกว่าการไหลวนรอบนอก (Outer Vortex) มีทิศทางไหลเวียนลงสู่ก้นไวโคลน วงที่สองเรียกว่าการไหลวนภายใน (Inner Vortex) มีทิศทางเวียนสวนกลับออกสู่ปากไซโคลน นอกจากนี้ตรงบริเวณด้านล่างของไซโคลนจะมีการไหลวนผสมกับการไหลเข้าสู่ศูนย์กลาง เรียกว่า ซิงค์ โฟล์ว (Sink Flow) ซึ่งจะทำหน้าที่กวาดอนุภาคที่มีน้ำหนักมากออก ในขณะเดียวกันกับบริเวณเหนือผนังของด้านล่างไซโคลนก็มีการไหลวนผสมกับการไหลออกจากศูนย์กลาง เรียกว่า ซอร์ซ โฟล์ว (Source flow) ซึ่งจะทำหน้าที่ยกอนุภาคให้ลอยขึ้น

- ตัวเลขการหมุนวน (Swirl number)

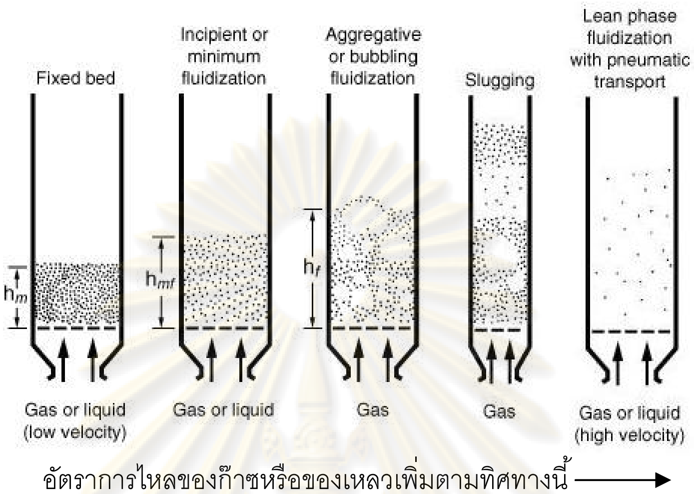
ตัวเลขการหมุนวน (S) ของเตาเผาไหม้ไซโคลน เป็นตัวแปรสำคัญที่แสดงถึงลักษณะของการไหล การหมุนวนของของไหลภายในเตาเผาไหม้ เราสามารถนิยามค่า S ให้อยู่ในรูปความสัมพันธ์ของขนาดพื้นที่หน้าตัดรวม (A_t) ของช่องทางเข้าในแนวสัมผัสเส้นรอบวงทั้งหมด ขนาดของช่องทางออก D_e และเส้นผ่านศูนย์กลางของเตาเผาไหม้ D_o ดังสมการ

$$S = \sum_{i=1}^{m} f_i^2 \frac{\pi D_e D_o}{4A_{t,i}} \qquad (3.1)$$

เมื่อ	m	คือ จำนวนท่อทางเข้าในแนวสัมผัส
	A_t	คือ พื้นที่หน้าตัดของท่อทางเข้าในแนวสัมผัส
	f_i	คือ สัดส่วนของปริมาณอากาศส่วนแรกต่อปริมาณอากาศทั้งหมด
	D_e, D_o	คือ เส้นผ่านศูนย์กลางภายในท่อทางออกและของเตาตามลำดับ

3.2.2 เตาเผาฟลูอิดไดซ์เบด (Fluidized bed Combustor)

การเผาไหม้ในระบบฟลูอิดไดซ์เบด เริ่มจากการที่เชื้อเพลิงถูกพยุงให้ลอยตัวด้วยก๊าซหรืออากาศเข้าสู่เตาเผาผ่านแผ่นกระจายลม ทำให้อยู่ในสภาพคล้ายของไหล เกิดการผสมผสานระหว่างเชื้อเพลิงกับออกซิเจนเข้ากันได้ดี ช่วยทำให้เถ้าที่เกาะอยู่กับเชื้อเพลิงนั้นหลุดลอยออกไปกับก๊าซ เป็นผลให้ผิวของเชื้อเพลิงสัมผัสกับออกซิเจนได้อย่างทั่วถึง ดังแสดงในรูป 3.5



รูปที่ 3.5 ลักษณะของเบดต่างๆ ของอนุภาคของแข็งที่มีก๊าซหรือของเหลวไหลผ่าน [21]

หลักการทำงานของเตาเผาแบบฟลูอิดไดซ์เบดแบบนิ่ง เป็นหลักการที่ใช้ในเตาเผาทั่วไป โดยยังมีเชื้อเพลิงวางไว้ที่ตะกรับ (Grate) ในห้องเผาไหม้ และป้อนอากาศเข้าสู่ห้องเผาไหม้โดยแบ่งออกเป็นสองส่วน ส่วนแรกป้อนจากด้านล่างของเตาเผาผ่านตะกรับ และแทรกตัวลอยไปสู่เชื้อเพลิงที่อยู่ด้านบน อากาศส่วนนี้จะทำปฏิกิริยาเผาไหม้และให้ความร้อนกับผลิตภัณฑ์ ได้แก่ ก๊าซต่างๆ ในขณะที่ก๊าซส่วนที่สองป้อนจากห้องเผาด้านบน และหากเพิ่มความเร็วของอากาศส่วนแรกให้สูงขึ้นจะทำให้อนุภาคของเชื้อเพลิงในเบด แยกตัวจากกันขณะลอยตัวขึ้นเหนือตะกรับ เกิดเป็นสภาวะฟลูอิดไดซ์เซชั่น (Fluidization)

ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

- ประเภทของฟลูอิดไดเซชั่น [22]

งานของฟลูอิดไดเซชันตั้งแต่เริ่มต้นจนถึงปัจจุบันพอที่จะสรุปประเภทของงานได้เป็น 2 ประเภทด้วยกัน คือ ฟลูอิดไดเซชันสองสถานะและฟลูอิดไดเซชันสามสถานะ

1. ฟลูอิดไดเซชันสองสถานะ (Two-phase Fluidization) หมายความว่าในหอทดลองหรือในเบดที่ใช้งานประกอบด้วยสองสถานะ คือ ของแข็งกับของไหล โดยที่ของไหลจะเป็นแก๊สหรือของเหลวอย่างใดอย่างหนึ่ง ดังนั้นฟลูอิดไดซ์เบด 2 สถานะจึงแบ่งย่อยได้เป็น แก๊สฟลูอิดไดเซชัน (Gas Fluidization) และฟลูอิดไดเซชันของเหลว (Liquid Fluidization)

2. ฟลูอิดไดเซชั่นสามสถานะ (Three-phase Fluidization) หมายความว่าภายในหอทดลองหรือจะประกอบไปด้วยของสามสถานะอยู่พร้อมกัน คือ ของแข็ง ของเหลว และก๊าซ สำหรับฟลูอิดไดเซชั่นสามสถานะนั้น เป็นกระบวนการที่พัฒนาไปจากฟลูอิดไดเซชั่นสองสถานะ

- ฟลูอิดไดซ์เบด (Fluidized Bed)

เบด (Bed) หมายถึง อาณาเขตในหอการทดลองที่มีปริมาณเม็ดของแข็งบรรจุอยู่ไม่ว่าของแข็งนั้นจะอยู่นิ่งหรือเคลื่อนไหวด้วยของไหลในหอทดลอง จะมีระดับตั้งแต่แผ่นโลหะที่ทำเป็นตะแกรงรองรับหรือเป็นตัวกระจายแก๊ส (gas distributor) จนถึงระดับสูงสุด คือ ผิวหน้าของเม็ดของแข็งที่อยู่ภายในหอทดลอง

เบดนิ่ง (Fixed Bed) เมื่อบรรจุเม็ดของแข็งในหอทดลองแล้วเริ่มปล่อยของไหลไม่ให้ไหลเข้าด้านล่างของหออย่างช้าๆ ขณะที่ของไหลมีความเร็วต่ำ ของไหลจะซึมผ่านช่องว่างระหว่างเม็ดของแข็ง เม็ดของแข็งจะไม่ขยับตัว

เบดขยายตัว (Expanded Bed) คือ เมื่อค่อยๆ เพิ่มความเร็วของไหลให้มากขึ้นทีละน้อยจนถึงระดับหนึ่ง เม็ดของแข็งจะเริ่มขยับตัวและบางส่วนจะมีการลอยและเคลื่อนที่ในบริเวณจำกัด

ฟลูอิดไดเซชั่นที่มีความเร็วต่ำสุด (Minimum fluidization bed หรือ Incipient) คือ ถ้าเพิ่มความเร็วของของไหลจากสภาวะเบดขยายตัวต่อไปจนถึงสภาวะที่น้ำหนักของเบดเท่ากับแรงเสียดทานที่ของไหลกระทำต่อเม็ดแข็ง ที่จุดนี้เม็ดของแข็งจะเริ่มลอยตัวอย่างเป็นอิสระในกระแสของไหล ความเร็วของไหลที่จุดนี้เรียกว่า ความเร็วต่ำสุดของการเกิดฟลูอิดไดเซชั่น (Minimum Fluidization Velocity, U_{mf})

ในระบบฟลูอิดไดเซชั่นของเหลว เมื่อเพิ่มความเร็วการไหลให้สูงกว่าความเร็วต่ำสุดของการเกิดฟลูอิดไดเซชั่น เบดจะมีการขยายตัวอย่างสม่ำเสมอ กล่าวคือระยะห่างระหว่างอนุภาคจะค่อนข้างคงที่ตลอดทั้งเบด คุณสมบัตินี้เรียกว่า Homogeneous fluidization สำหรับระบบฟลูอิดไดเซชั่นก๊าซลักษณะของฟลูอิดไดซ์เบดจะแตกต่างจากระบบฟลูอิดไดเซชั่นของเหลว กล่าวคือ เมื่อเพิ่มความเร็วของก๊าซให้มากกว่าความเร็วต่ำสุดของการเกิดฟลูอิดไดเซชั่น จะเกิดการแทรกตัวผ่านของก๊าซในรูปของฟอง (Gas bubbles) ที่มีความเร็วเพิ่มสูงขึ้น ความปั่นป่วนของเบดจะเพิ่มมากขึ้น เบดจะมีการขยายตัวน้อยเมื่อเทียบกับความสูงของเบดนิ่งจะเรียกเบดลักษณะนี้ว่า Bubbing fluidzed bed หรือ Heterogeneous fluidization

ในระบบฟลูอิดไดเซชั่นก๊าซ เมื่อเพิ่มความเร็วก๊าซสูงขึ้นเรื่อยๆ การสูญเสียอนุภาคจากหอจะมีมากขึ้น ผิวหน้าของเบดจะสังเกตได้ไม่ชัดเจน เนื่องจากของแข็งจะถูกพาให้เคลื่อนที่ตลอด

ความสูงของหอ โดยจะพบของแข็งอยู่เป็นกลุ่ม และจะพบช่องว่างก๊าซที่มีขนาดและรูปร่างต่างๆ เรียกเบดในลักษณะนี้ว่า เบดปั่นป่วน (Turbulent bed)

ถ้าเพิ่มความเร็วต่อไปถึงจุดหนึ่ง ซึ่งมีค่าเท่ากับความเร็วสุดท้ายของอนุภาคที่มีขนาดใหญ่ที่สุด ของแข็งทั้งหมดจะหลุดลอยออกจากหอ เราเรียกสภาวะนี้ว่า เบดเบาบาง (Lean-phase fluidized bed)

- ข้อดีและข้อเสียของเทคนิคฟลูอิดไดเซชัน [23]

ข้อดีและข้อเสียเมื่อพิจารณาเปรียบเทียบคุณสมบัติเทคนิคฟลูอิดไดเซชันกับเทคนิคอื่นๆ แล้วเราสามารถสรุปได้ดังนี้

ข้อดีของเทคนิคฟลูอิดไดเซชั่น

1. ในสภาพฟลูอิดไดซ์เบด เม็ดของแข็งจะเกิดการเคลื่อนที่หมุนเวียนอยู่ตลอดเวลาทำให้เกิดการสัมผัสกันได้อย่างรวดเร็วและสม่ำเสมอ อุณหภูมิภายในเบดคงที่ตลอดเวลา ซึ่งต่างจากเบดนิ่งหรือเบดแบบบรรจุที่อุณหภูมิจะไม่เท่ากันตลอดทั้งเบด

2. เม็ดของแข็งมีการจัดเรียงตัว โดยเม็ดของแข็งที่มีน้ำหนักเบาจะอยู่ส่วนบนและเม็ดที่มีน้ำหนักมากจะอยู่ส่วนล่าง ซึ่งสามารถนำหลักการนี้ไปใช้ในการแยกขนาดของเม็ดของแข็งได้ นอกจากนี้แรงเสียดทานต่อการไหลของของไหลมีค่าน้อยกว่าเบดนิ่งมาก

3. จากคุณสมบัติที่คล้ายกับของไหล ฟลูอิดไดซ์เบดจึงสามารถทำงานแบบต่อเนื่องได้ คือ ปล่อยให้ของแข็งไหลออกจากเบดและเติมเข้าไปในเบดได้ การควบคุมก็จะทำได้ง่าย

4. การที่เม็ดของแข็งไหลหมุนเวียนภายในเบด เม็ดของแข็งนี้สามารถจะเป็นตัวนำความร้อนจากผนังแหล่งความร้อนให้กับของไหลได้มากกว่า เพราะมีสัมประสิทธิ์การถ่ายโอนความร้อนสูงกว่า จากการเปรียบเทียบที่ความเร็วของไหลเท่ากัน ฟลูอิดไดซ์เบดจึงเหมาะสมกับกระบวนการที่มีปฏิกิริยาคายความร้อนหรือดูดความร้อนจำนวนมาก

5. พื้นที่สัมผัสระหว่างเม็ดของแข็งกับของไหลจะมีมากกว่าเมื่อเปรียบเทียบกับเบดนิ่งที่ใช้เม็ดของแข็งจำนวนเท่ากัน ฟลูอิดไดซ์เบดจึงมีประโยชน์ต่องานที่มีทั้งการถ่ายเทความร้อนและการถ่ายเทมวลสาร

6. การทำงานด้วยฟลูอิดไดซ์เบดจะเสียพลังงานน้อยกว่า เนื่องจากแรงเสียดทานและความดันลดภายในเบดน้อยกว่าในเบดบรรจุมาก

7. ในปฏิกิริยาแยกสลายสารประกอบโดยใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาเช่นการเผายางแร่(Roast) ตัวเร่งปฏิกิริยาซึ่งถูกใช้งานแล้วเสื่อมคุณภาพลง สารที่ได้จากการทำปฏิกิริยาและเหลืออยู่ภายในจะถูกนำออกมาจากฟลูอิดไดซ์เบดได้อย่างต่อเนื่อง โดยไม่ต้องหยุดการทำงานของเครื่อง

8. การส่งหรือการเคลื่อนย้ายเม็ดของแข็งระหว่างอุปกรณ์ฟลูอิดไดเซชั่นกับถังเก็บเม็ดของแข็งสามารถทำได้โดยง่าย

ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

9. กรณีเม็ดของแข็งเป็นอนุภาคเล็กหรือเป็นผง เมื่อนำมาใช้กับฟลูอิดไดซ์เบดไม่จำเป็นต้องนำมาขึ้นรูปหรืออัดเม็ดอย่างในกรณีของเม็ดตัวเร่งปฏิกิริยา สามารถใช้งานได้ทันที

ข้อเสียของเทคนิคฟลูอิดไดเซชั่น

1. ในเครื่องปฏิกรณ์แบบฟลูอิดไดซ์เบด เวลาที่ของไหลสัมผัสกับเม็ดของแข็งสั้นมาก จึงต้องใช้เบดสูงหรือเบดหลายชั้น ทำให้เสียค่าใช้จ่ายมาก

2. เนื่องจากเกิดการสัมผัสกันอย่างรวดเร็ว ทำให้เวลาที่เม็ดของแข็งอยู่ภายในเบดสั้นเกินไปเมื่อทำงานแบบต่อเนื่องทำให้ได้ผลลัพธ์ที่แย่ลง

3. การทำงานมีข้อจำกัด เพราะหากให้ความเร็วของของไหลสูงเกินไป ส่งผลให้เม็ดของแข็งไหลตามของไหลออกจากเบดไป

4. เนื่องจากเม็ดของแข็งที่บรรจุอยู่มีการเคลื่อนที่เสียดสีกันอยู่ตลอดเวลา เครื่องมือและท่อบางส่วนจึงเกิดการสึกหรอได้ง่าย ดังนั้นต้องระมัดระวังในการออกแบบตลอดจนการใช้งาน

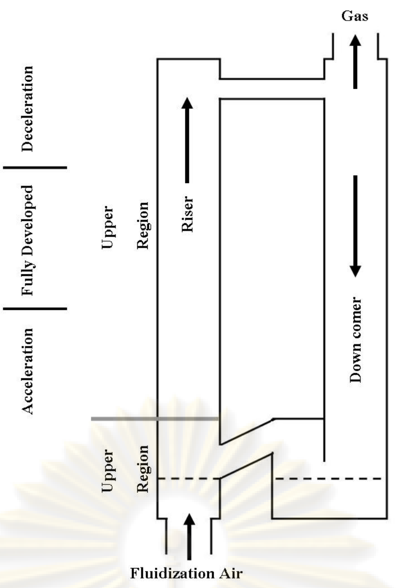
- แบบจำลองอุทกพลศาสตร์ (Hydrodynamic Model) [24]

คุณลักษณะของไฮโดรไดนามิกของฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียน (CFB) โดย CFB เป็นหน่วยที่ใช้แบ่งแยกบริเวณที่ร่วมกันอย่างชัดเจน โดยบริเวณที่มีความหนาแน่นต่ำจะมีค่าความหนาแน่นแขวนลอยคงที่ ส่วนบริเวณที่อยู่เหนือตัวจ่าย และที่อยู่เหนือบริเวณที่เจือจางจะมีค่าความหนาแน่นแขวนลอยลดลงเรื่อยๆ ซึ่งมีตำแหน่งอยู่ระหว่างพื้นผิวด้านบนของเบดที่หนาแน่นและทางออกของท่อไรเซอร์ โดยความสูงของแต่ละบริเวณจะขึ้นอยู่กับความเร็วของ superficial gas, solids mass flux และคุณสมบัติของของแข็งและของไหล ส่วนบริเวณที่อยู่ด้านบนของไรเซอร์นั้นได้ถูกตั้งสมมติฐานไว้ให้อยู่ในแนวแกนที่โซนทั้งสามเรียงตัวกันดังแสดงในรูปที่ 3.6 ซึ่งสามารถอธิบายได้ดังนี้

1. The acceleration zone อยู่ที่ส่วนล่างของบริเวณด้านบนที่ของแข็งถูกเร่งด้วยความเร็วคงที่เคลื่อนที่ขึ้นด้านบน

2. The fully developed zone อยู่ที่ตำแหน่งเหนือ the acceleration zone ขึ้นไปที่ซึ่งคุณลักษณะของการไหลไม่เปลี่ยนแปลงตามความสูง

3. The deceleration อยู่ที่ตำแหน่งเหนือ the fully developed zone ขึ้นไป โดยในตำแหน่งนี้เป็นบริเวณที่ของแข็งไม่มีความเร่ง ลักษณะการไหลในบริเวณนี้ขึ้นอยู่กับลักษณะทางเรขาคณิตของการออกแบบ ท่อไรเซอร์



รูปที่ 3.6 แผนภาพแสดงเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียน

ข้อมูลความสัมพันธ์ของโครงสร้างของระบบก๊าซ-ของแข็ง สามารถแสดงได้โดยบริเวณทั้ง 2 ของ ท่อไรเซอร์ดังนี้

- Lower region of the CFBC เป็นบริเวณชั้นล่างที่ถูกทำให้ฟลูอิดไดซ์โดยการป้อนอากาศปฐมภูมิ ซึ่งช่องว่างโดยเฉลี่ยของบริเวณที่หนาแน่นจะตั้งสมมติฐานไว้ให้คงที่

- Upper region of the CFBC เป็นบริเวณชั้นบนจะแขวนลอยอยู่ด้วยก๊าซที่เกิดจากการสันดาปจาก region ชั้นล่าง และอากาศที่ป้อนเข้าในขั้นทุติยภูมิซึ่งใช้เป็นตัวพิจารณาขอบเขตระหว่างบริเวณทั้ง 2 โดยแบบจำลองไฮโดรไดนามิกได้มีการอธิบายไว้มากมายในสิ่งตีพิมพ์ที่เกี่ยวกับ CFBC ในส่วนของบริเวณชั้นบน โดยสามารถแบ่งออกได้เป็น 3 กลุ่มคือ

กลุ่มที่ 1 สามารถประมาณข้อมูลของแกน (axial) ความหนาแน่นแขวนลอยของของแข็งได้ แต่จะเกิดความผิดพลาดในการประมาณค่าการเปลี่ยนแปลงของการแผ่รัศมี

กลุ่มที่ 2 ได้ตั้งสมมติฐานว่าการพิจารณาบริเวณจำนวน 2 หรือมากกว่า ต้องพิจารณาในแต่ละ core annulus หรือแบบจำลองทั้งกลุ่มเพื่อประมาณการเปลี่ยนแปลงการแผ่รัศมี

กลุ่มที่ 3 ได้ทำการประยุกต์สมการกลศาสตร์ของไหลเพื่อใช้ในแบบจำลองโครงสร้างการไหลของ gas-solid

- สัดส่วนช่องว่างอากาศ [22]

ความหนาแน่นเป็นตัวแปรสำคัญตัวหนึ่งในการวิเคราะห์กระบวนการเผาไหม้สามารถแบ่งออกได้ 2 ชนิดคือ

1. ความหนาแน่นจริง (True Density, ρ_t) หมายถึง อัตราส่วนมวลต่อปริมาตรของวัสดุ

2. ความหนาแน่นปรากฏ (Bulk Density, ρ_b) หมายถึง อัตราของมวลต่อปริมาตรทั้งหมด ซึ่งรวมปริมาตรของเม็ดวัสดุและอากาศที่แทรกตัวอยู่ตามช่องว่าง มักใช้กับวัสดุซึ่งกองรวมกันอยู่เป็นจำนวนมาก เช่น แกลบ ขี้เลื่อย

สัดส่วนช่องว่าง ความหนาแน่นจริง และความหนาแน่นปรากฏ มีความสัมพันธ์กันดังสมการ

$$\varepsilon = 1 - \frac{\rho_b}{\rho_t} \tag{3.2}$$

เมื่อ ε คือ สัดส่วนช่องว่างอากาศ

ρ_t คือ ความหนาแน่นจริง (True Density), kg/m^3

ρ_b คือ ความหนาแน่นปรากฏ (Bulk Density), kg/m^3

- แฟกเตอร์รูปร่าง (Shape Factor)

พบเห็นในการใช้ศึกษาทางทฤษฎีบางประเภท ยกตัวอย่างเช่น การศึกษาการถ่ายเทมวลสาร การถ่ายเทความร้อนจากภายนอกไปสู่เม็ดของแข็งหรือจากเม็ดของแข็งไปสู่ภายนอก ซึ่งรูปร่างลักษณะของเม็ดของแข็งจัดเป็นตัวแปรที่สำคัญอย่างหนึ่งเช่นกัน

คำจำกัดความของแฟกเตอร์รูปร่างคือ อัตราส่วนของพื้นที่ผิวของทรงกลมที่มีปริมาตรเท่าเม็ดของแข็งต่อพื้นที่ผิวของเม็ดของแข็งใดๆ นั้นเป็นตัวบ่งบอกถึงรูปร่างว่าเบี่ยงเบนไปจากทรงกลมมากน้อยเพียงใด

$$\phi_s = \frac{\text{พื้นที่ผิวของทรงกลมปริมาตรเท่า}}{\text{พื้นที่ผิวของเม็ดของแข็ง}}$$

เมื่อ πd^2 คือ พื้นที่ผิวทรงกลม

- ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของทรงกลมปริมาตรเท่า คำนวณได้จากสมการ

$$d_e = \sqrt[3]{\frac{6V_p}{\pi}} = 1.241V_p^{1/3} \tag{3.3}$$

$$\therefore \text{ พื้นที่ผิวทรงกลม } = \pi \times \left(1.41V_p^{1/3}\right)^2$$

ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

$$= 4.87V_p^{1/3}$$

$$\phi_s = \frac{4.87V_p^{1/3}}{A_p} \quad (3.4)$$

เมื่อ V_p คือ ปริมาณของแกลบเม็ดเดียว, m^3

A_p คือ พื้นที่ผิวของแกลบเม็ดเดียว, m_2

โดยที่ $\phi_s = 1$ ถ้าชิ้นของแข็งเป็นทรงกลม

$\phi_s < 1$ ถ้าชิ้นของแข็งมีรูปร่างต่างไป เสมอ

- การหาความสูงของการเกิดฟลูอิดไดเซชั่น (L_{mf}) คำนวณได้จากสมการ

$$\frac{L_{mf}}{L_0} = \frac{(1-\varepsilon)}{(1-\varepsilon_{mf})} \quad (3.5)$$

เมื่อ L_{mf} คือ ความสูงของเบดของการเกิดฟลูอิดไดเซชั่น, m

L_0 คือ ความสูงของเบดเริ่มต้น, m

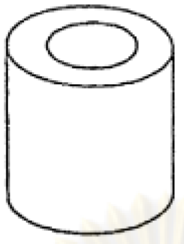
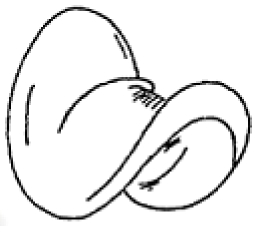
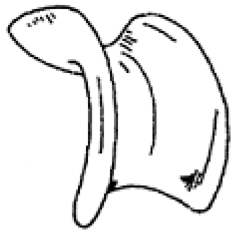
ε_{mf} คือ ค่าสัดส่วนช่องว่างอากาศของการเกิดฟลูอิดไดเซชั่น

ε คือ ค่าสัดส่วนช่องว่างอากาศเริ่มต้น

สำหรับวัสดุที่ไม่ใช่รูปร่างทรงกลม [25] อาจเป็นวัสดุที่มีรูปร่างไม่แน่นอน หรือรูปร่างต่างกันไป การหาสัดส่วนของช่องว่างที่เกิดขึ้นในเบดจะเปลี่ยนไปตามรูปร่าง และขนาดของวัสดุที่ใช้บรรจุลงในหอทดลองรวมถึงลักษณะการบรรจุที่เป็นระเบียบกับแบบที่ไม่เป็นระเบียบจะเป็นผลให้เกิดช่องว่างไม่เท่ากัน

ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ตารางที่ 3.4 คุณลักษณะของวัสดุที่บรรจุในหอทดลอง

รูปร่าง / คุณลักษณะ	Raschig ring	Berl Saddles	Intalox Saddles
ภาพประกอบ			
ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง (มิลลิเมตร)	1.2 < d < 3.7	1.39 < d < 3.81	2.54 < d < 3.81
ค่าสัดส่วนช่องว่าง (ε)	$0.508<\varepsilon<0.713$	$0.71<\varepsilon<0.76$	$0.74<\varepsilon<0.80$

วัสดุที่มีรูอยู่ในเม็ดของแข็ง มีค่าช่องว่างน้อยมาก การศึกษาการไหลของของไหลพบว่าช่องว่างในรูพรุนไม่มีอิทธิพลอะไรเลย แต่เมื่อศึกษาการถ่ายเทมวลสารแล้ว ช่องว่างในรูพรุนเป็นตัวแปรที่สำคัญไม่น้อย เนื่องจากเป็นตัวควบคุมที่ทำให้เกิดการดูดซับและดูดซึม

- การคำนวณหาความดันลดในฟลูอิดไดซ์เบด (ΔP_b)

ในขณะที่เม็ดของแข็งเริ่มลอยตัวเป็นอิสระอยู่นั้นอาจกล่าวอีกอย่างหนึ่งได้ว่า เม็ดของแข็งอยู่ในสภาวะสมดุลของแรงที่เกิดขึ้นบนเม็ดของแข็ง คือแรงที่เกิดจากน้ำหนักของตัวเม็ดของเม็ดของแข็งเองกับแรงพยุงจากของไหลหรือเกิดจากแรงเสียดทานกับแรงต้านทานของของไหล เมื่อแรงพยุง (แรงเสียดทาน+แรงต้าน)=น้ำหนักของเม็ดของแข็ง กล่าวคือ

(ความดันตกในพื้นที่ตัดขวางของเบด)(พื้นที่ภาคตัดขวางของหอทดลอง) = (ปริมาตรของเบด)(ส่วนของของแข็งในเบด)(ความถ่วงจำเพาะของของแข็ง)

ซึ่งสามารถเขียนเป็นสมการทางคณิตศาสตร์ได้ดังนี้

$$\Delta P_b A = \left(AL_{mf}\right)\left(1-\varepsilon_{mf}\right)\left(\rho_t - \rho_g\right)\left(\frac{g}{g_c}\right) \tag{3.6}$$

เมื่อ A คือ พื้นที่หน้าตัดของเบด, m^2

ΔP_b คือ ความดันลดของเบด, $kg/m.s^2$

ρ_t คือ ความหนาแน่นของอนุภาค, kg/m^3

ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ρ_g คือ ความหนาแน่นของของไหล, kg/m^3

g คือ ค่าความเร่งเนื่องจากแรงดึงดูดของโลก, m/s^2

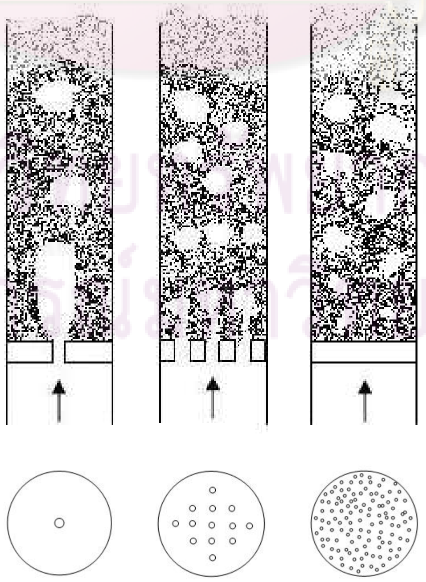
g_c คือ ค่าคงที่ขึ้นกันระบบหน่วยที่ใช้เช่น $g_c = 32.2$ ในระบบหน่วย lb,lbm, ft, sec (แฟคเตอร์เปลี่ยนหน่วยของแรงและน้ำหนัก, $kg.m/N.s^2$)

จัดสมการที่ 3.5 เพื่อให้ได้สภาวะเริ่มเกิดฟลูอิดไดเซชั่น

$$\frac{\Delta P_b}{L_{mf}} = \left(1-\varepsilon_{mf}\right)\left(\rho_t - \rho_g\right)\left(\frac{g}{g_c}\right) \tag{3.7}$$

- อิทธิพลของตัวกระจายลม

ในขณะที่เกิดฟลูอิดไดเซชั่นด้วยความเร็วลมต่ำสุด ลักษณะของเบดยังเป็นเนื้อเดียวกันอย่างสม่ำเสมอตลอดทั้งเบด คราวนี้เพิ่มความเร็วลมให้มากขึ้น ความเร็วที่เพิ่มขึ้นนี้จะก่อตัวเป็นฟองก๊าซเกิดขึ้นนั้นขึ้นอยู่กับคุณสมบัติของตัวกระจาย (Distributor) ที่รองรับเบดอยู่ว่าเป็นชนิดใด อย่างเช่นตัวกระจายทำด้วยแผ่นโลหะเจาะรู (Perforated) ฟองก๊าซที่เกิดขึ้นจะมีขนาดใหญ่กว่าตัวกระจายที่เป็นรูพรุนซึ่งเกิดจากใช้เม็ดโลหะเล็กๆ มาอัดด้วยความดันสูงๆ จนติดกับตัวแผ่นกระจายก๊าซ (Sintered plated) ตัวกระจายแบบหลังนี้ก๊าซผ่านได้อย่างสม่ำเสมอ ฟองก๊าซเกิดได้เป็นจำนวนมาก ตัวกระจายที่เป็นแผ่นเจาะรูก๊าซจะผ่านออกไปเหมือนกับเจ็ต (Jet) การเกิดจำนวนฟองก็ขึ้นอยู่กับจำนวนรูที่เจาะบนแผ่นตัวกระจายดังรูปที่ 3.7



รูปที่ 3.7 คุณภาพของฟลูอิดไดเซชั่นเกิดจากแผ่นตัวกระจายต่างชนิดกัน

ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

- การคำนวณหาความเร็วต่ำสุดของการเกิดฟลูอิดไดเซชั่น

จากสมการความดันลดที่ผ่านเบดนิ่ง (Fixed bed) Ergun **[22]** ได้นิยามความสัมพันธ์ดังสมการต่อไปนี้

$$\frac{d_e^3\rho_g\left(\rho_t-\rho_g\right)g}{\mu_g^2}=\frac{1.75}{\phi_s\varepsilon_{mf}^3}\left[\frac{d_eU_{mf}\rho_g}{\mu_g}\right]^2+\frac{150\left(1-\varepsilon_{mf}\right)}{\phi_s^2\varepsilon_{mf}^3}\left[\frac{d_eU_{mf}\rho_g}{\mu_g}\right] \qquad (3.8)$$

หรือจัดสมการในรูป

$$\text{Ar}=\frac{1.75}{\phi_s\varepsilon_{mf}^3}\text{Re}_{p,mf}^2+\frac{150\left(1-\varepsilon_{mf}\right)}{\phi_s^2\varepsilon_{mf}^3}\text{Re}_{p,mf} \qquad (3.9)$$

เมื่อ Ar คือ เลขอาร์คิมิดิส, $\frac{d_e^3\rho_g\left(\rho_t-\rho_g\right)g}{\mu_g^2}$

$\text{Re}_{p,mf}$ คือ เลขเรโนลด์, $\frac{d_eU_{mf}\rho_g}{\mu_g}$

กรณีที่ไม่ทราบค่า ε_{mf} และ ϕ_s เราสามารถประมาณค่า U_{mf} ได้โดยพิจารณาสมการ (3.9) ซึ่งเขียนใหม่ได้เป็น

$$\text{Ar}=K_1\text{Re}_{p,mf}^2+K_2\text{Re}_{p,mf} \qquad (3.10)$$

เมื่อ K_1 คือ $\frac{1.75}{\phi_s\varepsilon_{mf}^3}$ และ K_2 คือ $\frac{150\left(1-\varepsilon_{mf}\right)}{\phi_s^2\varepsilon_{mf}^3}$ (3.11)

กรณีที่อนุภาคมีขนาดเล็กหรือค่าของเรโนลด์ต่ำๆ พบว่าความดันลดที่เกิดการสูญเสียของความหนืดจะสูงกว่าความดันลดที่เกิดจากการสูญเสียพลังงานจลน์

$$U_{mf}=\left(\frac{d_s^2\left(\rho_t-\rho_g\right)g}{150\mu_g}\right)\left(\frac{\phi_s^2\varepsilon_{mf}^3}{1-\varepsilon_{mf}}\right) \qquad \text{Re}_s<20 \qquad (3.12)$$

กรณีที่อนุภาคมีขนาดใหญ่หรือค่าของเรโนลด์สูงๆ พบว่าความดันลดที่เกิดการสูญเสียพลังงานจลน์จะสูงกว่าความดันลดที่เกิดจากการสูญเสียของความหนืด

ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

$$U_{mf}^{2} = \left(\frac{d_e \left(\rho_t - \rho_g \right) g}{1.75 \rho_g} \right) \left(\phi_s \varepsilon_{mf}^{3} \right) \qquad \mathrm{Re}_s < 1000 \quad (3.13)$$

จากการศึกษาพบว่าค่า K_1 และค่า K_2 ค่อนข้างคงที่สำหรับอนุภาคชนิดต่างๆ ในช่วง $\mathrm{Re}_{p,mf}$ ตั้งแต่ 0.001 ถึง 4000

โดย สำหรับอนุภาคขนาดใหญ่ $\mathrm{Re}_{p,mf} = \sqrt{\left(28.7^2 + 0.0494\mathrm{Ar} \right)} - 28.7$

สำหรับอนุภาคขนาดเล็ก $\mathrm{Re}_{p,mf} = \sqrt{\left(33.7^2 + 0.0408\mathrm{Ar} \right)} - 33.7$

- ความเร็วสูงสุดของของไหลที่ไม่ทำให้เม็ดของแข็งไหลออกจากหอทดลอง (U_t)

สำหรับความเร็วของการไหลที่ปรากฏในระบบฟลูอิดไดเซชั่นมีอยู่ 2 ขอบเขต คือ

1. ความเร็วต่ำสุดของการเกิดฟลูอิดไดเซชั่น
2. ความเร็วสูงสุดของของไหลที่ไม่ทำให้เม็ดของแข็งไหลออกจากหอทดลอง ซึ่งมีค่าเท่ากับความเร็วตกอิสระของเม็ดของแข็ง

จากการศึกษาเกี่ยวกับการไหลของของไหลพบว่า ความเร็วสูงสุดของของไหลที่ไม่ทำให้เม็ดของแข็งไหลออกจากหอทดลอง (U_t) คำนวณได้จากสมการดังนี้

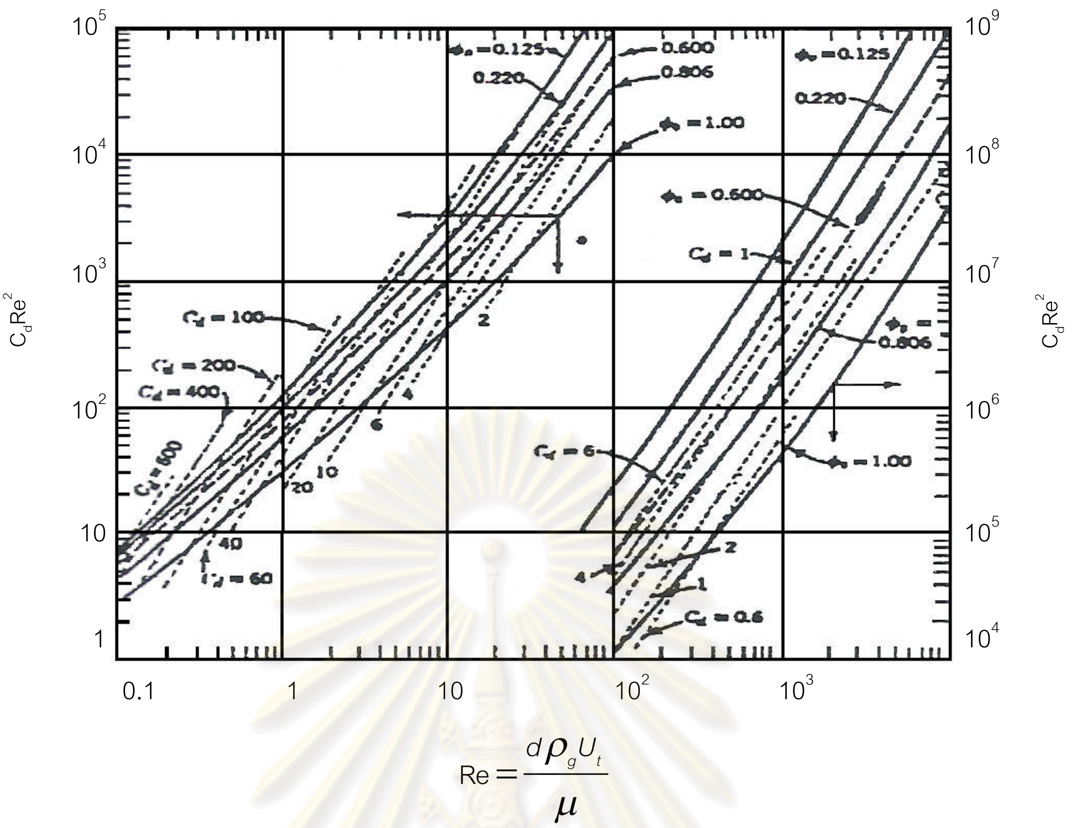
$$U_t = \left(\frac{4gd_e \left(\rho_t - \rho_g \right)}{3 \rho_g C_d} \right)^{\frac{1}{2}} \qquad (3.14)$$

เมื่อ C_d คือ สัมประสิทธิ์ความเสียดทานซึ่งขึ้นกับค่า Re และความกลมของอนุภาค

$$C_d \mathrm{Re}_s^2 = \frac{4gd_e^3 \rho_g \left(\rho_t - \rho_g \right)}{3 \mu_g^3} \qquad (3.15)$$

Brown [22] ได้ทำการศึกษาหาความสัมพันธ์ระหว่าง $C_d \mathrm{Re}_s^2$ และ Re_s ซึ่งสามารถแสดงความสัมพันธ์ได้ดังรูปที่ 3.8

ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย



รูปที่ 3.8 ความสัมพันธ์ระหว่าง C_d Re_s^2 และ Re_s

- การคำนวณหาปริมาตรเตาทั้งหมดจากสมการ

$$V = \frac{BQ_{wt}}{q_{fr}} \tag{3.16}$$

เมื่อ q_{fr} คือ Thermal load of furnace (ค่าภาระทางความร้อนของเตา)

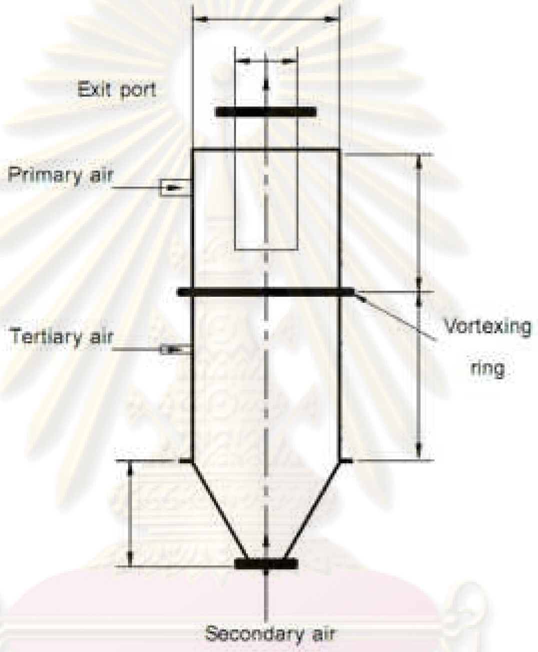
Q_{wt} คือ Heating value of fuel

B คือ Mass flow rate of fuel

3.3 การออกแบบเตาเผาไหม้ไซโคลน-ฟลูอิดไดซ์เบดโดยใช้เชื้อเพลิง LPG ในระดับปฏิบัติการ [13]

เตาเผาแบ่งออกเป็น 2 ส่วนดังแสดงในรูปที่ 3.9 ส่วนที่หนึ่งรูปร่างของเตาเผาแบบทรงกระบอกและส่วนที่สองรูปร่างของเตาเผาแบบทรงกรวย โดยบริเวณปลายกรวยถูกตัดเพื่อติดตั้งแผ่นกระจายอากาศ (Air distributor) สำหรับอากาศส่วนที่สอง ซึ่งอากาศที่ถูกใช้ในการเผาไหม้ขยะชุมชนภายในเตาเผา ψ -FBC สามารถแบ่งออกได้เป็น 3 ส่วน โดยอากาศส่วนที่หนึ่ง (Primary air) คืออากาศที่นำขยะชุมชนเข้าสู่เตาเผา โดยจะถูกป้อนในแนวสัมผัสทางด้านบนของห้องเผาไหม้แบบทรงกระบอก เพื่อให้เกิดการหมุนวนของอากาศและขยะชุมชนแบบวอร์เทค

อากาศส่วนที่สอง (Secondary air) จะถูกจ่ายผ่านแผ่นกระจายลมเข้าสู่เตาเผา ψ -FBC ที่บริเวณด้านล่างของห้องเผาไหม้ที่มีลักษณะเป็นทรงกรวยหงายทำให้เกิดพฤติกรรมแบบฟลูอิดไดซ์เบดทั่วในบริเวณของห้องเผาไหม้ที่อยู่ถัดจากวงแหวนวอร์เทคลงมา โดยรูปร่างของเตาเผาแบบทรงกรวยจะช่วยทำให้ขยะชุมชนลอยตัวได้ง่ายและอนุภาคในเบดมีการหมุนเวียนทั่วถึง และอากาศส่วนที่สาม (Tertiary air) จะเป็นอากาศที่ถูกจ่ายในแนวสัมผัสที่ตำแหน่งด้านข้างเตาเผาแบบทรงกระบอก โดยในช่วงอุ่นเตาจะเป็นตัวช่วยป้อนเชื้อเพลิง LPG เข้าสู่ระบบและเมื่อได้อุณหภูมิที่ต้องการแล้วจะทำการหยุดป้อน และทำการป้อนอากาศต่อไปเพื่อใช้ในการควบคุมอุณหภูมิในห้องเตาเผา



รูปที่ 3.9 เตาเผาไซโคลน-ฟลูอิดไดซ์เบด

3.4 **ขยะชุมชน** (Municipal Wastes)

3.4.1 **ขยะชุมชนสามารถแบ่งได้เป็น 3 กลุ่ม ได้แก่** [26]

- ขยะจากบ้านพักอาศัย (Residential Waste)

หมายถึง ขยะที่เกิดจากกิจกรรมการดำรงชีพของคนที่อยู่อาศัยในบ้านพักอาศัยหรืออาคารชุดหรืออพาร์ทเมนต์ ได้แก่ เศษอาหารจากการเตรียมอาหารหรือจากการเหลือใช้ เศษกระดาษ เศษพืชผัก ถุงพลาสติก ขวดพลาสติก ใบไม้ ภาชนะหรือ อุปกรณ์ที่ชำรุดหรือเสื่อมสภาพ เศษแก้ว เป็นต้น

- ขยะจากธุรกิจการค้า (Commercial Waste)

หมายถึง ขยะที่เกิดจากสถานที่ที่มีการปรกกอบกิจการค้าขาย ขนส่ง หรือบริการทางการค้าซึ่งขึ้นอยู่กับว่าเป็นสินค้าประเภทใด ได้แก่ อาคารสำนักงาน ตลาดร้านอาหาร ร้านของ

ชำ โรงแรม ซึ่งมักจะมีภาชนะเก็บขยะเป็นของตนเอง ขยะที่เกิดอาจมีเศษอาหาร เศษแก้ว พลาสติก เศษวัสดุก่อสร้าง หรืออาจมีของเสียอันตรายปนอยู่ด้วย

- ขยะจากสถานที่พักผ่อนหย่อนใจ (Recreational Waste)

หมายถึง ขยะที่เกิดจากสถานที่พักผ่อนหย่อนใจ สถานที่ท่องเที่ยว ได้แก่ เขื่อน อ่างเก็บน้ำ ชายหาด ทะเลสาบ สระว่ายน้ำ หรืออาจเป็นแหล่งท่องเที่ยวที่เป็นแหล่งศิลปกรรม ได้แก่ โบราณสถานต่างๆ วัดวาอาราม กิจกรรมในการพักผ่อนมักต้องมีการรับประทานอาหาร เครื่องดื่มต่างๆ ทำให้เกิดขยะ ในอเมริกา พบว่า ขยะที่เกิดจากการตั้งแคมป์จะเกิดประมาณ 1 ปอนด์ต่อคนต่อวัน และชนิดของขยะนั้นจะขึ้นอยู่กับผู้ที่พักผ่อนหย่อนใจ ส่วนใหญ่ขยะที่เกิดขึ้นจากแหล่งกำเนิดประเภทนี้จะเป็นเศษอาหาร เศษวัสดุบรรจุภัณฑ์ทั้งหลาย

3.4.2 **องค์ประกอบของขยะชุมชนในกทม** [27]

ขยะชุมชนในแต่ละพื้นที่ย่อมมีความแตกต่างกันไปตามสภาพสังคมและความเป็นอยู่ของชุมชนในแต่ละพื้นที่ เช่น ตามชนบทที่พื้นที่ส่วนใหญ่ทำเกษตรกรรม องค์ประกอบของขยะชุมชนส่วนใหญ่จะประกอบด้วยผลิตผลที่เหลือใช้จากการเกษตรเป็นส่วนใหญ่ สำหรับเมืองใหญ่อย่าง กทม.นั้น ขยะชุมชนประกอบด้วยเศษอาหารเป็นปริมาณเกือบร้อยละ 50 นอกนั้นจะเป็นองค์ประกอบอื่นๆ

องค์ประกอบขยะดังกล่าวแยกเป็นขยะที่เผาไหม้ได้ประมาณร้อยละ 98.7 และขยะประเภทเผาไหม้ไม่ได้ร้อยละ 1.3 โดยมีค่าความร้อนเฉลี่ยประมาณ 5,500 กิโลแคลอรี่ต่อกิโลกรัม ซึ่งค่าความร้อนนี้จะมีประโยชน์ในกรณีที่ใช้วิธีการกำจัดขยะโดยการเผาทำลายด้วยความร้อน

3.4.3 **การเผาไหม้ขยะ**

จากข้อมูลของ Calvin R. Brunner; Medical Waste Disposal **[28]** ได้กล่าวถึงกระบวนการเผาไหม้ขยะมูลฝอยไว้ดังนี้ คือ กระบวนการเผาไหม้ขยะมูลฝอยสามารถแตกออกไปตามลำดับของกระบวนการ คือ การให้ความร้อนหรือการอบแห้ง (Heating or Drying) การระเหยตัวของสารระเหยและกระบวนการจุดระเบิด

- Heating เมื่อขยะได้รับความร้อนจะทำให้อุณหภูมิของขยะสูงขึ้น ความชื้นที่อยู่ภายในจะระเหยตัวออกมา

- Volatilization ขยะที่เป็นของแข็งและของเหลวจะแปรสภาพเป็นแก๊สที่นำไปเปลี่ยนเป็นความร้อน

- Release of volatiles เมื่อสารระเหยระเหยออกมาหมดจะเหลือเพียงองค์ประกอบของขยะที่ไม่สามรถเผาไหม้ได้และถ่าน (char) ซึ่งมีคาร์บอนเป็นองค์ประกอบอยู่มากจะถูกเผาเปลี่ยนเป็นเถ้าถ่าน

- Ignition การจุดระเบิดจะเริ่มเมื่ออุณหภูมิเพิ่มขึ้นถึง 230 องศาเซลเซียส จากการเกิดการติดไฟของกระดาษที่ 350 องศาเซลเซียส จากแก๊สของถ่าน (charcoal) ที่ 480 องศาเซลเซียส จากแก๊สของถ่าน (coal) ที่ 650 องศาเซลเซียส จากคาร์บอนมอนอกไซด์ และ 630 ถึง 750 องศาเซลเซียส จากมีเทน

- Heat Release การคายความร้อนเกิดขึ้นตลอดกระบวนการเผาไหม้ และจะเพิ่มอุณหภูมิให้กับขยะที่เข้ามาใหม่ ก็จะทำให้เป็นการเผาไหม้แบบต่อเนื่อง

3.4.4 ลักษณะการเผาไหม้ขยะ

- การเผาไหม้ขยะมวลรวม (Mass-Fired Combustion System) เป็นการเผาไหม้ขยะโดยรวมทั้งหมด ขยะจะไม่ผ่านการแปรรูปและคัดแยกก่อนเข้าเตาเผา ลักษณะขยะจะเปลี่ยนไปตามแหล่งกำเนิด ฤดู ภูมิอากาศ และปัจจัยอื่นๆ

- การเผาไหม้ขยะเพื่อเป็นเชื้อเพลิง (Refuse-Derived Fuel-Fired Combustion System) มีการแปรรูปและคัดแยกมาก่อน เพื่อให้ได้พลังงานจากการเผาไหม้มีค่าสูงโดยสม่ำเสมอ การควบคุมการเผาไหม้ทำได้ง่าย ตลอดจนสามารถควบคุมมลพิษทางอากาศที่เกิดขึ้นด้วย

3.4.5 ปฏิกิริยาเคมี

สามารถอธิบายส่วนประกอบหลักๆ ของขยะซึ่งจะประกอบไปด้วยธาตุคาร์บอน (C) ไฮโดรเจน (H) ออกซิเจน (O) ธาตุเหล่านี้เป็นตัวทำปฏิกิริยาที่ทำให้เกิดพลังงานและก๊าซที่เกิดขึ้นจากการเผาไหม้ซึ่งปลดปล่อยออกมาในระหว่างการเผาไหม้ ธาตุอื่นๆ ที่พบว่ามีอิทธิพลน้อยกว่าธาตุเหล่านี้ ได้แก่ โลหะ (Metal) ซัลเฟอร์ (s) ไนโตรเจน (N) และคลอไรด์ (Cl) แม้ว่าธาตุเหล่านี้จะมีความสำคัญน้อยกว่าในแง่ของปฏิกิริยาการเผาไหม้ แต่จะมีอิทธิพลต่อการเกิดมลพิษทางอากาศ

ปฏิกิริยาเคมีที่เกิดขึ้นในเขตการเผาไหม้ (Combustion zone) มีความซับซ้อนและเกี่ยวข้องกับสารอินทรีย์จำนวนมากมาย อย่างไรก็ตามสามารถพิจารณาการเผาไหม้อย่างง่ายๆ ได้โดยพิจารณาให้เป็นปฏิกิริยาอย่างง่ายของการรวมตัวกันระหว่างคาร์บอนกับไฮโดรเจนที่อยู่ในขยะกับออกซิเจนที่อยู่ในขยะกับออกซิเจนที่อยู่ในอากาศที่ใช้เผาไหม้ในตัวขยะเอง ปฏิกิริยาอย่างง่ายนี้สามารถแสดงได้โดย สมการเคมีดังนี้

Carbon $C + O_2 \rightarrow CO_2 + heat$ (3.17)

Hydrogen $2H_2 + O_2 \rightarrow 2H_2O + heat$ (3.18)

หากการเผาไหม้เป็นไปอย่างสมบูรณ์ คาร์บอนและไฮโดรเจนจะรวมตัวกับออกซิเจนในอากาศที่ใช้ในการเผาไหม้แล้วกลายเป็นคาร์บอนไดออกไซด์ (CO_2) และไอน้ำ (H_2O) ตามลำดับ ในทางตรงกันข้ามกันหากการเผาไหม้ไม่สมบูรณ์ก็จะทำให้เกิดคาร์บอนมอนอกไซด์ (CO)

การเผาไหม้เซลลูโลส (ซึ่งมีคาร์บอนและไฮโดรเจนเป็นองค์ประกอบ) สามารถอธิบายได้ตามสมการดังต่อไปนี้

Cellulose $$C_6H_{10}O_5 \rightarrow 6CO_2 + 5H_2O \tag{3.19}$$

สมการข้างต้นได้อธิบายการเผาไหม้คาร์บอน ไฮโดรเจน และเซลลูโลส กับอากาศ ซึ่งในห้องเผาไหม้นั้นจะกำหนดให้มี ออกซิเจนอยู่ร้อยละ 21 และไนโตรเจนร้อยละ 79 ตามปริมาตรของอากาศ เมื่อทำการเผาไหม้ ไนโตรเจนจะไม่ทำปฏิกิริยาใดๆ ตลอดกระบวนการ ทำให้เมื่อทำการดุลสมการใหม่จะมีไนโตรเจนอยู่ 3.76 โมล ต่อ 1 โมล ของออกซิเจน เมื่อมีการเผาไหม้ทำให้สมการเปลี่ยนไป ในที่นี้จะมีการพัฒนาสมการในการเผาไหม้พลาสติกด้วย ดังนี้

Carbon $$C + O_2 + 3.76N_2 \rightarrow CO_2 + 3.76N_2 \tag{3.20}$$

Hydrogen $$2H_2 + O_2 + 3.76N_2 \rightarrow 2H_2O + 3.76N_2 \tag{3.21}$$

Cellulose $$C_6H_{10}O_5 + 6O_2 + 22.56N_2 \rightarrow 6CO_2 + 5H_2O + 22.56N_2 \tag{3.22}$$

Polyethylene $$C_2H_4 + 3O_2 + 11.28N_2 \rightarrow 2CO_2 + 2H_2O + 11.28N_2 \tag{3.23}$$

Polyvinyl chloride (PVC)

$$C_2H_3Cl + 2.5O_2 + 9.4N_2 \rightarrow 2CO_2 + 2H_2O + HCl + 9.4N_2 \tag{3.24}$$

ไนโตรเจนเข้ามาในห้องเผาไหม้ในสองลักษณะ คือ จากไนโตรเจนที่มีอยู่ในขยะมูลฝอย และที่มีอยู่ในอากาศที่ป้อนเข้าห้องเผาไหม้ และจะทำปฏิกิริยาภายในห้องเผาไหม้แล้วเปลี่ยนรูปเป็นออกไซด์ของไนโตรเจน (NO_x) ออกไซด์ของไนโตรเจนเกิดขึ้นได้โดยกลไกสองแบบ คือ แบบความร้อน (Thermal) ออกไซด์ของไนโตรเจนซึ่งเป็นผลมาจากปฏิกิริยาระหว่างโมเลกุลของไนโตรเจน และโมเลกุลของออกซิเจนที่มีอยู่ในอากาศที่ใช้ในการเผาไหม้ อีกแบบ คือ แบบเชื้อเพลิง (Fuel) ออกไซด์ของไนโตรเจนที่เกิดขึ้นจากโมเลกุลของไนโตรเจนที่มีอยู่ในขยะเอง โดยอัตราเกิดออกไซด์ของไนโตรเจนแบบแรกจะเป็นปัจจัยมาจากอุณหภูมิ ในขณะที่กลไกการเกิดออกไซด์ของไนโตรเจนแบบที่สองนั้น ยังมีข้อมูลที่ใช้อธิบายไม่กระจ่างชัดนัก อย่างไรก็ตามเป็นที่แน่ชัดว่าการเกิดออกไซด์ของไนโตรเจนแบบที่สองไม่ได้ขึ้นอยู่กับอุณหภูมิ

3.4.6 ขยะเชื้อเพลิง [29]

เนื่องจากปฏิกิริยาเคมีที่เกิดจากการเผาไหม้ขยะมวลรวม มีความซับซ้อนและเกี่ยวข้องกับสารอินทรีย์จำนวนมากมายดังที่เห็นได้จากสมการที่ 3.17 ถึง 3.24 ดังนั้นจึงต้องมีการแปรรูปและคัดแยกขยะเพื่อให้ได้พลังงานจากการเผาไหม้ที่สูงกว่า โดยมีระบบการคัดแยกขยะหรือเรียกอีกอย่างว่า ระบบผลิตขยะเชื้อเพลิง (RDF) ดังแสดงในตารางที่ 3.5

ตารางที่ 3.5 การจำแนกประเภทขยะเชื้อเพลิงตาม ASTM

ประเภท	กระบวนการผลิตขยะเชื้อเพลิง	ระบบการเผาไหม้
RDF 1: MSW	คัดแยกส่วนที่เผาไหม้ได้ออกมาด้วยมือรวมทั้งขยะที่มีขนาดใหญ่	- Stoker
RDF 2: Coarse RDF	บดหรือตัดขยะมูลฝอยอย่างหยาบๆ	- Fluidized Bed Combustion - Microwave Fluidized Combustion
RDF 3: Fluff RDF	คัดแยกส่วนที่เผาไหม้ไม่ได้ออก เช่น โลหะแก้วและอื่นๆ มีการบดหรือตัดจนทำให้ร้อยละ 95 ของขยะมูลฝอยที่คัดแยกแล้วมีขนาดเล็กกว่า 2 นิ้ว	- Stoker
RDF 4: Dust RDF	คัดแยกขยะมูลฝอยส่วนที่เผาไหม้ได้มาผ่านกระบวนการทำให้อยู่ในรูปของผงฝุ่น	- Fluidized Bed Combustion - Pulverized Fuel
RDF 5: Densified RDF	คัดขยะมูลฝอยส่วนที่เผาไหม้ได้มาผ่านกระบวนการอัดแท่ง	- Fluidized Bed Combustion - Microwave Fluidized Combustion
RDF 6: RDF Slurry	คัดแยกขยะมูลฝอยส่วนที่เผาไหม้ได้มาผ่านกระบวนการให้อยู่ในรูปของ Slurry	- Swirl burner
RDF 7: RDF Syngas	คัดแยกขยะมูลฝอยส่วนที่เผาไหม้ได้มาผ่านกระบวนการผลิตก๊าซเชื้อเพลิง (Gasification) เพื่อผลิต Syngas ที่สามารถใช้เป็นเชื้อเพลิงก๊าซได้	- Burner - Integrated Gasification Combined cycle

ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ซึ่งในการศึกษานี้เลือกขยะที่ผ่านการแปรรูปและคัดแยกแล้ว มาใช้เป็นเชื้อเพลิงในการเผาไหม้ และจากการวิเคราะห์องค์ประกอบขยะเชื้อเพลิง (โดย บริษัท ปัญญา คอนซัลแตนท์ จำกัด, 2551) ได้ดังตารางที่ 3.6

ตารางที่ 3.6 ผลการทดสอบขยะเชื้อเพลิงเทียบกับขยะรวม

คุณสมบัติ	ขยะชุมชน(ขยะรวม)					ขยะเชื้อเพลิง (RDF)	
	ปริมณฑลของกทม.	กลางตอ. และตต.	เหนือ	ใต้	ตะวันออกเฉียงเหนือ	อินทรีย์	พลาสติก
1. ความชื้น%	56.39	53.12	61.15	54.17	47.78	49.62	0.35
2. เถ้า %	12.73	21.98	9.99	13.26	10.74	2.96	6.12
3. ไนโตรเจน %	1.17	1.51	1.32	1.14	0.91	0.53	0.12
4. คาร์บอน %	54.62	48.87	57.37	53.4	54.33	18.98	74.78
5. ไฮโดรเจน %	7.22	6.77	7.60	7.10	6.37	8.86	10.97
6. ค่าความร้อน(kcal/kg)	1,717	1,586	1,515	1728	2,490	1,703	8,288

3.5 การเผาไหม้ (Combustion)

การเผาไหม้เป็นปฏิกิริยาออกซิเดชัน ซึ่งจะให้ความร้อนออกมาระหว่างกระบวนการเผาไหม้ ปฏิกิริยาออกซิเดชันเป็นปฏิกิริยาที่ต้องใช้ออกซิเจนในการเผาไหม้

3.5.1 ปัจจัยที่มีผลต่อการเผาไหม้

ปัจจัยที่มีผลต่อการเผาไหม้ที่สำคัญมี 4 ประการ คือ Turbulent (การปั่นป่วนหรือการผสมคลุกเคล้า), Temperature (อุณหภูมิ), Theoretical Air (ปริมาณอากาศที่ต้องการ) และ Time (เวลาที่เพียงพอในการเผาไหม้)

1. การปั่นป่วนหรือการผสมคลุกเคล้าระหว่างเชื้อเพลิงกับอากาศ

การผสมหรือการสัมผัสกันอย่างทั่วถึงระหว่างเชื้อเพลิงกับออกซิเจน คือ การที่อนุภาคของเชื้อเพลิงสัมผัสกับโมเลกุลของออกซิเจนได้อย่างทั่วถึง ในกรณีที่เชื้อเพลิงเป็นก๊าซในการผสมจะเป็นไปได้ง่าย แต่ถ้าเป็นเชื้อเพลิงแข็งหรือของเหลวการผสมจะยุ่งยากขึ้น ในกรณีที่เชื้อเพลิงส่วนใหญ่เป็นของเหลวจะมีการทำให้เป็นอนุภาคเล็ก โดยใช้หัวพ่นแล้วจึงทำการเผาไหม้ ซึ่งจะทำให้รวมตัวกับอากาศได้ง่ายขึ้น

ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ส่วนเชื้อเพลิงที่เป็นของแข็งนั้น แต่ละโมเลกุลของออกซิเจนจะสัมผัสกับผิวของเชื้อเพลิงเกิดปฏิกิริยาการเผาไหม้ให้ก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ จากนั้นออกซิเจนจะเข้าผสมกับก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ทำให้เกิดปฏิกิริยาสมบูรณ์ คือ ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ในที่สุด

ดังนั้นจะกล่าวได้ว่า จุดประสงค์ของการทำให้เกิดการปั่นป่วนขึ้นก็เพื่อที่จะทำให้เกิดการสัมผัสกันระหว่างอากาศกับเชื้อเพลิง ทำให้เกิดปฏิกิริยาอย่างรวดเร็วและทำให้เกิดบริเวณของพื้นผิวที่จะเกิดปฏิกิริยาขึ้นใหม่

2. อุณหภูมิ [30]

การลุกไหม้ของเชื้อเพลิงหรืออัตรารวมตัวกันทางเคมีของเชื้อเพลิงกับอากาศนั้นขึ้นโดยตรงกับอุณหภูมิ การเผาไหม้จะเกิดช้าในตอนแรกๆ และเกิดต่อไปเรื่อยๆ ความร้อนที่ได้จากการเผาไหม้ก็จะเพิ่มอุณหภูมิของเชื้อเพลิงและอากาศให้มากขึ้น ทำให้อัตราการเผาไหม้มากขึ้นด้วย ฉะนั้นสิ่งที่ต้องการสำหรับการเผาไหม้แบบเกิดขึ้นเอง (Spontaneous Combustion) จะประกอบด้วย

- บริเวณที่จำกัดสำหรับสะสมความร้อน
- ชนิดของเชื้อเพลิง
- อากาศ

การลุกไหม้นั้นไม่ได้เป็นขบวนการที่เกิดขึ้นได้เอง โดยส่วนใหญ่จะใช้ปริมาณความร้อนจากภายนอกช่วยเร่งปฏิกิริยาการเผาไหม้ และให้ปริมาณความร้อนออกมามากขึ้น นอกจากนั้นสิ่งที่สำคัญที่สุดสำหรับการเผาไหม้แบบต่อเนื่องก็คือ อุณหภูมิ ซึ่งถ้าอุณหภูมิต่ำเกินไปก็ทำให้เชื้อเพลิงไม่สามารถลุกไหม้แบบต่อเนื่องได้ แต่ถ้าอุณหภูมิการเผาไหม้สูงพอเพียงการลุกไหม้ก็จะเกิดต่อไปได้เรื่อยๆ โดยปกติแล้วการเผาไหม้นั้นต้องการให้มีอุณหภูมิสูงเท่าที่จะเป็นไปได้เพื่อให้เกิดการถ่ายเทความร้อนได้เร็ว แต่การที่จะให้อุณหภูมิสูงได้มากน้อยขึ้นอยู่กับชนิดของเชื้อเพลิงที่ใช้ ซึ่งสามารถให้อุณหภูมิที่แตกต่างกัน ในกรณีอุณหภูมิสูงเกินไปอาจทำให้เกิดการรวมตัวกันเป็นสารที่ไม่ต้องการได้ เช่น สารประกอบออกไซด์ของไนโตรเจน หรือเกิดเถ้าหลอมตัวเป็นขี้โลหะ (Slag) ก็จะเกาะติดอยู่บนผนังเหล็ก ที่ใช้ในการถ่ายเทความร้อนทำให้เกิดการกัดกร่อนได้

3. อัตราส่วนที่เหมาะสมระหว่างเชื้อเพลิงกับปริมาณอากาศ

อัตราส่วนที่เหมาะสมระหว่างเชื้อเพลิงกับปริมาณอากาศที่ใช้ในกระบวนการเผาไหม้ เพื่อให้ได้ผลอย่างสมบูรณ์นั้นจะต้องมีสัดส่วนที่พอดีกันระหว่างปริมาณเชื้อเพลิงกับปริมาณออกซิเจน ตามสมการการเผาไหม้ ปริมาณของอากาศตามทฤษฎี (Theoretical air) คือ ปริมาณน้อยที่สุดของอากาศที่ใช้ในการเผาไหม้เชื้อเพลิงอย่างสมบูรณ์จนคาร์บอน ไฮโดรเจน และ

กำมะถันเปลี่ยนเป็นก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ น้ำ และก๊าซซัลเฟอร์ไดออกไซด์ ตามลำดับ ในทางปฏิบัติจริงของอากาศที่ต้องการตามทฤษฎีไม่พอที่จะทำให้เกิดการเผาไหม้อย่างสมบูรณ์ การสันดาปที่ไม่สมบูรณ์ คือการเกิดก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ และคาร์บอนในก๊าซไอเสีย

4. เวลาที่เพียงพอในการเผาไหม้ให้สมบูรณ์ของเชื้อเพลิง

เวลาที่เพียงพอในการเผาไหม้ให้สมบูรณ์ของเชื้อเพลิงคือเวลาที่ใช้อยู่ในเตาเผาควรนานพอที่จะทำให้เกิดการเผาไหม้มากที่สุด แต่การเผาไหม้เชื้อเพลิงอย่างสมบูรณ์เป็นไปได้ยากเพราะต้องใช้เวลานาน ดังนั้นจึงนำเทคนิคการหมุนวนความเร็วสูงของเตาเผาไซโคลนมาช่วยให้เกิดการหมุนวน (Recirculating Flow) ของเชื้อเพลิงกับอากาศขณะเกิดการเผาไหม้ภายในทำให้เวลาในการเผาไหม้นานขึ้น

3.5.2 **ปฏิกิริยาการเผาไหม้** (Combustion reaction) [25]

เป็นปฏิกิริยาออกซิเดชันระหว่างองค์ประกอบต่างๆ ในเชื้อเพลิงกับออกซิเจนในอากาศได้ผลิตภัณฑ์ที่เกิดจากการเผาไหม้ในรูปของก๊าซเผาไหม้ และความร้อนดังแสดงในสมการ

เชื้อเพลิง + อากาศ ⟶ ผลิตภัณฑ์ + ความร้อน

(Reactant) (Product + Heat)

ในกระบวนการเผาไหม้ สารที่เข้าทำปฏิกิริยาเผาไหม้หรือเรียกอีกอย่างว่าตัวทำปฏิกิริยา ได้แก่ เชื้อเพลิงและอากาศ สารประกอบที่ได้หลังการเผาไหม้ได้แก่ก๊าซเผาไหม้ โดยปฏิกิริยาเผาไหม้พื้นฐานมีดังต่อไปนี้

1. คาร์บอนเผาไหม้อย่างสมบูรณ์ได้ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์

C	+	O_2	$\rightarrow$	CO_2 + 393520 (kJ/kmol)
12 kg		32 kg		44 kg
1 kg		2.67 kg		3.67 kg
C kg		2.67C kg		3.67C kg

2. คาร์บอนเผาไหม้ไม่สมบูรณ์ได้ก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์

$$C + \frac{1}{2}O_2 \rightarrow CO + 110530 \text{ (kJ/kmol)}$$

12 kg	16 kg	28 kg
1 kg	1.33 kg	2.33 kg
C kg	1.33C kg	2.33C kg

3. ก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์เผาไหม้อย่างสมบูรณ์ได้ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์

$$2CO + O_2 \rightarrow 2CO_2 + 282990 \text{ (kJ/kmol)}$$

56 kg	32 kg	88 kg
1 kg	0.57 kg	1.57 kg
CO kg	0.57CO kg	1.57CO kg

4. การเผาไหม้อย่างสมบูรณ์ของไฮโดรเจนได้น้ำ

$$2H_2 + O_2 \rightarrow 2H_2O + 241820 \text{ (kJ/kmol)}$$

4 kg	32 kg	36 kg
1 kg	8 kg	9 kg
H kg	8H kg	9H kg

5. การเผาไหม้อย่างสมบูรณ์ของกำมะถันได้ก๊าซกำมะถัน

$$S + O_2 \rightarrow SO_2 + 336000 \text{ (kJ/kmol)}$$

32 kg	32 kg	64 kg
1 kg	1 kg	2 kg
S kg	S kg	2S kg

3.5.3 องค์ประกอบของอากาศ [31]

ปฏิกิริยาเคมีซึ่งเชื้อเพลิงทำปฏิกิริยากับออกซิเจน (เรียกว่า Oxidized) และให้พลังออกมาจำนวนมากเรียกว่า การสันดาป หรือการเผาไหม้ (Combustion) อากาศเป็นตัว Oxidized ที่ใช้บ่อยที่สุดในกระบวนการเผาไหม้ ทั้งนี้เพราะมันสามรถหาได้ง่ายและไม่เสียค่าใช้จ่าย ส่วนออกซิเจนบริสุทธิ์ (Pure oxygen, O_2) นั้นถูกใช้เป็นตัว Oxidized เฉพาะกรณีพิเศษซึ่งไม่สามารถ

ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ใช้อากาศได้ ดังนั้นเราจึงพิจารณาองค์ประกอบอากาศก่อนที่จะพิจารณาด้านอื่นๆ เช่น พลังงานจากการเผาไหม้

ตามจำนวนโมลหรือปริมาตร นั้นเราพบว่าอากาศแห้งประกอบด้วยออกซิเจนร้อยละ 20.9 ไนโตรเจนร้อยละ 78.1 อาร์กอนร้อยละ 0.9 และสารอื่นๆ จำนวนเล็กน้อย ในการวิเคราะห์การเผาไหม้อาร์กอนพิจารณาว่าเป็นไนโตรเจน และสารอื่นๆ ที่มีจำนวนเล็กน้อยไม่นำมาพิจารณา ดังนั้นจึงพิจารณาว่าอากาศแห้งประกอบด้วยออกซิเจนร้อยละ 21 และไนโตรเจนร้อยละ 79 (ตามจำนวนโมล) แต่ละโมลของออกซิเจนจะมีไนโตรเจนจำนวน 3.76 โมลผสมอยู่ด้วยในอากาศนั่นคือ

$$kmol_{O_2} + 3.76kmol_{N_2} = 4.76kmol_{air}$$

ที่อุณหภูมิการเผาไหม้ปกติ ไนโตรเจนมีพฤติกรรมเป็นก๊าซเฉื่อย ซึ่งไม่ทำปฏิกิริยากับสารอื่น อย่างไรก็ตามแม้ไนโตรเจนจะไม่ทำปฏิกิริยาแต่ก็มีผลต่อกระบวนการเผาไหม้อย่างมาก ทั้งนี้เพราะไนโตรเจนจะเข้าสู่ห้องเผาไหม้ในปริมาณมากที่อุณหภูมิต่ำ และออกจากห้องเผาไหม้ที่อุณหภูมิสูงซึ่งเป็นการดูดซับพลังงานเคมีส่วนหนึ่งที่ถูกปล่อยออกมาระหว่างกระบวนการการเผาไหม้ ซึ่งจะสมมติว่าไนโตรเจนเป็นก๊าซเฉื่อยโดยสมบูรณ์ ที่อุณหภูมิสูงไนโตรเจนจำนวนหนึ่งซึ่งอาจไม่มากนัก จะทำปฏิกิริยากับออกซิเจนให้สารพิษ เช่น ไนตริกออกไซด์

อากาศที่เข้าสู่ห้องเผาไหม้มักจะมีละอองน้ำปนอยู่ ละอองน้ำนี้จะต้องนำมาพิจารณาเพราะแม้ว่าในกระบวนการการเผาไหม้ส่วนใหญ่จะคิดให้เป็นก๊าซเฉื่อยเช่นเดียวกับไนโตรเจน อย่างไรก็ดีที่อุณหภูมิสูงละอองน้ำอาจแยกตัว (Dissociate) เป็น H_2 และ O_2 รวมทั้งอาจแยกเป็น $H-O-OH$ และเมื่อก๊าซจากการเผาไหม้ทำให้เย็นลงต่ำกว่าอุณหภูมิจุดน้ำค้าง (dew point temperature) ของละอองน้ำ จะทำให้ละอองน้ำส่วนหนึ่งกลั่นตัวออกมาเป็นหยดน้ำ และจำเป็นที่จะต้องรู้อุณหภูมิจุดน้ำค้างนี้เพราะหยดน้ำมันมักจะรวมตัวกับซัลเฟอร์ไดออกไซด์ซึ่งอาจมากับก๊าซที่ได้จากการเผาไหม้ กลายเป็นกรดกำมะถัน (Sulfuric acid) ซึ่งทำให้เกิดการผุกร่อนอย่างมาก

ปริมาณที่ใช้ในการวิเคราะห์การเผาไหม้ ได้แก่ สัดส่วนอากาศต่อเชื้อเพลิง (Air fuel ratio:AF) ปกติแล้วจะเขียนอยู่ในรูปสัดส่วนเชิงมวลและมีคำจำกัดความเป็น มวลของอากาศต่อมวลเชื้อเพลิง ในระหว่างกระบวนการเผาไหม้ นั่นคือ

$$AF = \frac{m_{air}}{m_{fuel}}$$

มวลสาร (m) ของสารนั้นสัมพันธ์กับจำนวนโมล (N) โดยเขียนเป็นสมการได้ว่า $m=NM_w$ โดยที่ M_w คือมวลโมเลกุล (molar mass) ของสาร

สัดส่วนของอากาศต่อเชื้อเพลิงนี้สามารถเขียนอยู่ในรูปของจำนวนโมลได้เป็นจำนวนโมล ของอากาศต่อจำนวนโมลของเชื้อเพลิง ดังนั้นจะได้ว่า ส่วนกลับของ AF จึงเรียกว่าสัดส่วนเชื้อเพลิงต่ออากาศ (Air fuel ratio)

3.5.4 การหาปริมาณอากาศทางทฤษฎี

ปริมาณอากาศทางทฤษฎีนั้นสามารถหาได้จากการทำสมดุลสมการการเผาไหม้หรือการคำนวณปริมาณออกซิเจนที่เข้าทำปฏิกิริยาสำหรับเชื้อเพลิงแข็งและเชื้อเพลิงเหลว

ผลจากการวิเคราะห์โดยละเอียดได้ว่าน้ำหนักเปียกโดยรวมของ คาร์บอน ไฮโดรเจน ออกซิเจน ไนโตรเจน ซัลเฟอร์ และ ความชื้น มีค่าเท่ากับ 1

ปริมาณออกซิเจนที่เข้าทำปฏิกิริยากับธาตุ คาร์บอน ไฮโดรเจน และซัลเฟอร์ สามารถหาได้จากสมการการเผาไหม้พื้นฐานตามสมการข้างต้น ดังนั้นปริมาณออกซิเจนที่เข้าทำปฏิกิริยาเผาไหม้สมบูรณ์เท่ากับ 2.67C+8H+S-O โดยปกติอากาศจะประกอบด้วยออกซิเจนร้อยละ 23.2 โดยน้ำหนัก ดังนั้นปริมาณอากาศทางทฤษฎีต่อ 1 กิโลกรัมเชื้อเพลิงจะเป็นดังสมการ 3.25

$$AF_{th} = \frac{2.67}{0.232}C + \frac{8}{0.232}\left(H - \frac{O}{8}\right) + \frac{1}{0.232}S \tag{3.25}$$

ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

บทที่ 4

การคำนวณและการออกแบบเตาเผาทางทฤษฎี

4.1 บทนำ

ในการศึกษานี้จำเป็นต้องทำการจำลองการไหลวนของอนุภาคภายในเตาเผาไหม้ไซโคลน-ฟลูอิดไดซ์เบด (ψ -FBC) โดยใช้โปรแกรม Aspen ซึ่งจำเป็นต้องมีการออกแบบขนาดของเตาเผาไหม้เพื่อนำไปใช้ในการสร้างชุดทดลองจริงต่อไป ดังนั้นในบทนี้จึงเป็นการนำเสนอขั้นตอนการออกแบบเตาเผาไหม้ไซโคลน-ฟลูอิดไดซ์เบด (ψ -FBC) โดยมีขั้นตอนต่อไปนี้

4.2 คำนวณอัตราส่วนอากาศต่อเชื้อเพลิงของขยะพลาสติกทางทฤษฎี

ตารางที่ 4.1 องค์ประกอบทางเคมีแบบละเอียดของขยะชุมชนที่สามารถใช้เป็นเชื้อเพลิงได้ [29]

องค์ประกอบ	น้ำหนัก (ร้อยละ)
Carbon	74.78
Hydrogen	10.97
Oxygen	7.60
Sulphur	0.06
Nitrogen	0.12
Ash	6.12
Moisture	0.35
Total	100.0

ศูนย์วิทยทรัพยากร

ตารางที่ 4.2 องค์ประกอบทางเคมีแบบประมาณของขยะชุมชนที่สามารถใช้เป็นเชื้อเพลิงได้ [32]

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

องค์ประกอบ	น้ำหนัก (ร้อยละ)
Fixed Carbon	0
Moisture	0.02
Volatile matter	99.85
Ash	0.15
Total	100.0

ค่าความร้อน (Heating value) 8,288 kcal/kg

ค่าความหนาแน่น (Density) 570.5 kg/m^3

4.2.1 คำนวณหาปริมาณอากาศทางทฤษฎี

คำนวณหาปริมาณอากาศทางทฤษฎีที่ต้องการใช้ในการเผาไหม้ 1 $kg_{ขยะพลาสติก}$ เขียนสมการการเผาไหม้อย่างสมบูรณ์เพื่อหาปริมาณ O_2 ทางทฤษฎี ดังนี้

C	+	O_2	$\rightarrow$	CO_2
12 kg		32 kg		44 kg
1 kg		2.67 kg		3.67 kg

ดังนั้น ในปฏิกิริยานี้ใช้ O_2 = 0.7478x2.67 = 1.9966 kg

$2H_2$	+	O_2	$\rightarrow$	$2H_2O$
4 kg		32 kg		36 kg
1 kg		8 kg		9 kg

ดังนั้น ในปฏิกิริยานี้ใช้ O_2 = 0.1097x8 = 0.8776 kg

S	+	O_2	$\rightarrow$	SO_2
32 kg		32 kg		64 kg
1 kg		1 kg		2 kg

ดังนั้น ในปฏิกิริยานี้ใช้ O_2 = 0.0006x8 = 0.0048 kg

ดังนั้นปริมาณO_2 ที่ใช้ในการเผาไหม้อย่างสมบูรณ์=1.9966+0.8776+0.0048=2.879 kg_{O_2} / kg_f

และในอากาศแห้งประกอบด้วยร้อยละ O_2 23.2 โดยน้ำหนัก

ดังนั้นปริมาณอากาศทางทฤษฎี (A/F_{th}) ที่ต้องการคือ A/F ratio $= \dfrac{2.879}{0.232} = 12.409\, kg_{dry\ air} / kg_f$

จากงานวิจัย เตาเผาไหม้วอร์เทค-ฟลูอิดไดซ์เบดโดยใช้เชื้อเพลิงแกลบในระดับอุตสาหกรรม [14] พบว่าทำการป้อนอากาศส่วนเกินร้อยละ 120 จะให้ประสิทธิภาพการเผาไหม้ที่ดีที่สุด

ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

120% Excess air x (A/F ratio) = 12.409x120%

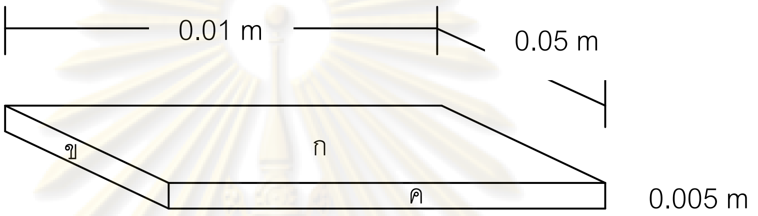
= 14.89 $kg_{dry\ air} / kg_f$

4.3 คำนวณความเร็วต่ำสุดที่เกิดฟลูอิดไดซ์เบด (Minimum Fluidizing Velocity)

การออกแบบเตาเผาไหม้ต้องทราบความเร็วต่ำสุดที่เกิดฟลูอิดไดซ์เบดก่อนเพื่อใช้เป็นค่าอ้างอิงในการใช้งานจริง โดยสมมุติฐานในการคำนวณดังนี้

1. ให้ขยะเชื้อเพลิงประเภทพลาสติกมีลักษณะเป็นแผ่นบาง

2. ขยะพลาสติกมีขนาด กว้าง 0.01 เมตร ยาว 0.05 เมตร สูง 0.005 เมตร อย่างเฉลี่ย โดยสมมติให้หน้าตัดมีขนาดเล็กมาก



คำนวณพื้นที่ผิวของแผ่นขยะพลาสติก (A_p) = 2(ก+ข+ค)

= 2((0.01x0.05) + (0.005x0.05) + (0.01x0.005))

= 1.6×10^{-3} ตารางเมตร

ปริมาตรต่อขยะพลาสติก 1 ชิ้น (V_p) = 0.01x0.05x0.005

= 2.5×10^{-6} ลูกบาศก์เมตร

เทียบปริมาตรของอนุภาคขยะพลาสติกเป็นทรงกลมเพื่อนำไปคำนวณในสมการความเร็วต่ำสุดที่เกิดฟลูอิดไดซ์เบด จากสมการที่ 2.3 จะได้ว่า

ปริมาตรทรงกลม = $\frac{4}{3}\pi r^3$ ดังนั้น $r = \sqrt[3]{\frac{3V_p}{4\pi}}$ (4.1)

แทนค่าปริมาตรขยะพลาสติกต่อ 1 ชิ้น (V_p) ลงในสมการเพื่อหารัศมีเทียบเท่าวงกลม

$$r = \sqrt[3]{\frac{2.5\times10^{-6}\times3}{4\pi}} = 0.00842 \text{ เมตร}$$

ดังนั้นจากการเปรียบเทียบอนุภาคขยะพลาสติกเป็นทรงกลม

d_p = 2x0.00842 = 0.01684 เมตร

ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

4.3.1 คำนวณความกลมของอนุภาค

เมื่อ ϕ_s คือ (พื้นที่ผิววงกลม/พื้นที่ผิวของขยะพลาสติก) ที่ปริมาตรเท่ากัน

ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของทรงกลม (d) ซึ่งคำนวณมาจากปริมาตรเทียบเท่ากับปริมาตรขยะพลาสติก (V_p)

จากสมการ

$$d = \sqrt[3]{\frac{6V_p}{\pi}} \qquad (3.3)$$

พื้นที่ผิวทรงกลม = $\pi d^2 = \pi\left(1.41V_p^{1/3}\right)^2 = 4.87V_p^{2/3}$

$$\phi_s = \frac{4.87V_p^{2/3}}{A_p} \qquad (3.4)$$

ถ้าชิ้นของแข็งเป็นทรงกลม $\phi_s = 1$

และถ้าชิ้นของแข็งมีรูปต่างๆไป $\phi_s < 1$ เสมอ

ดังนั้น $$\phi_s = \frac{4.87\left(2.5\times10^{-6}\right)^{2/3}}{1.6\times10^{-3}} = 0.56066$$

4.3.2 คำนวณสัดส่วนช่องว่างเมื่อเกิดฟลูอิดไดซ์เบด

จากสมการ

$$K_1 = \frac{1.75}{\varepsilon_{mf}^3\phi_s} \qquad (3.11)$$

เมื่อ K_1 คือ 24.509

$$\varepsilon_{mf} = \sqrt[3]{\frac{1.75}{K_1\phi_s}} = \sqrt[3]{\frac{1.75}{24.509\times0.56066}} = 0.5031$$

ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

4.3.3 คำนวณความเร็วต่ำสุดที่เกิดฟลูอิดไดซ์เบด

จากสมการ

$$\frac{1.75}{\varepsilon_{mf}^{3}\phi_{s}}\left(\frac{d_{p}U_{mf}\rho_{g}}{\mu}\right)^{2}+\frac{150\left(1-\varepsilon_{mf}\right)}{\varepsilon_{mf}^{3}\phi_{s}^{2}}\left(\frac{d_{p}U_{mf}\rho_{g}}{\mu}\right)=\frac{d_{p}^{3}\rho_{g}\left(\rho_{s}-\rho_{g}\right)g}{\mu^{2}} \qquad (3.8)$$

โดยใช้สมบัติอากาศที่ 800 องศาเซลเซียส ซึ่งมีความหนืด (μ) และความหนาแน่น (ρ_g) ดังต่อไปนี้

เมื่อ μ คือ 449x10^{-7} N.s/m^2

ρ_g คือ 0.3166 kg/m^3

แทนในสมการ

$$\frac{1.75}{0.5031^{3}\times0.56066}\left(\frac{0.01684\times U_{mf}\times0.3166}{449\times10^{-7}}\right)^{2}+\frac{150\left(1-0.5031\right)}{0.5031^{3}\times0.56066^{2}}\left(\frac{0.01684\times U_{mf}\times0.3166}{449\times10^{-7}}\right)$$

$$=\frac{0.01684^{3}\times0.3166\left(570.5-0.3166\right)\times9.81}{\left(449\times10^{-7}\right)^{2}}$$

$$279821.0798U_{mf}^{2}+198953.0542U_{mf}-3396406.454=0$$

ได้ค่าความเร็วต่ำสุดของการเกิดฟลูอิดไดซ์เบด U_{mf} = 3.1465 เมตรต่อวินาที

4.4 คำนวณอัตราการป้อนขยะเชื้อเพลิง

จากข้อมูลอัตราการป้อนขยะเชื้อเพลิงของโรงงานปูนซีเมนต์นครหลวง 12 ตันต่อวัน

ดังนั้น อัตราการป้อนขยะเชื้อเพลิง = $\frac{12t}{day}\times\frac{1000kg}{t}\times\frac{day}{24h}\times\frac{h}{60\min}=8.33kg/\min$

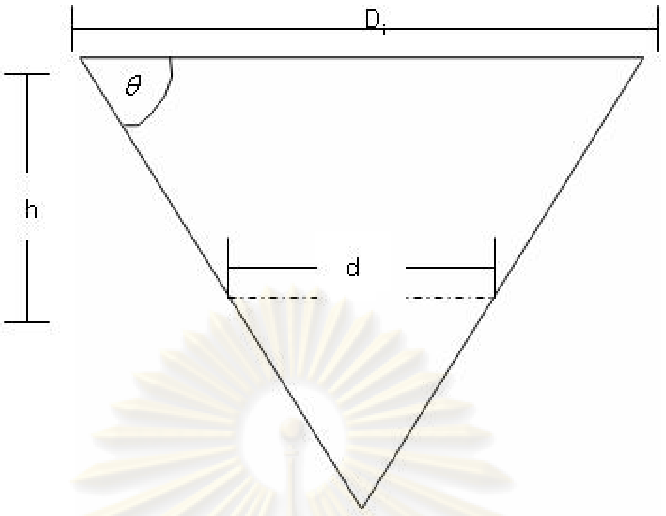
4.5 คำนวณปริมาตรเบด (V_{bed})

จากงานวิจัย [33] พบว่าเมื่อเผาไหม้เชื้อเพลิงพลาสติกไปเป็นเวลา 30 นาที เชื้อเพลิงพลาสติกเหลือเพียงร้อยละ 50 จากเดิมร้อยละ 100 ดังนั้นสามารถคำนวณหาปริมาตรเบดได้ดังนี้

$$V_{bed}=8.33\frac{kg}{\min}\times0.5\times30\min\times\frac{1}{570.5}\frac{m^{3}}{kg}=0.22m^{3}$$

ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

4.6 คำนวณหาปริมาตรกรวยตัด



ในการศึกษานี้เลือกขนาดเครื่องปฏิกรณ์ที่ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 1 เมตร ทำการประมาณมุม θ โดยคิดเป็นปริมาตรกรวยเต็มที่มุม θ ต่างกันดังสมการ

$$V_{bed} = \frac{1}{3}\pi r^2 h = \frac{1}{3}\pi r^2 r \tan\theta \qquad (4.2)$$

มุม θ	50°	55°	60°	65°
ปริมาตารกรวยเต็ม (m^3)	0.156	0.187	0.227	0.280

มุมกรวยที่ 50°, 55° ไม่สามารถรับกับปริมาตรเบดได้ทั้งหมด แต่ที่มุม 60° จะเหลือปริมาตรทรงกรวยเต็มที่น้อยเกินไป ดังนั้นจึงเลือกใช้มุม 65°

จะเหลือปริมาตรกรวยเต็ม 0.28 - 0.22 = 0.06 m^3

หาเส้นผ่านศูนย์กลางกรวยตัดจากสมการที่ 3.2

$$V_{bed} = \frac{1}{3}\pi r^3 \tan 65$$

$$0.06 = \frac{1}{3}\pi r^3 \tan 65$$

จะได้ $r \approx 0.3$ m

$d = 0.6$ m

จากเส้นผ่านศูนย์กลางกรวยตัด (d) $= D_i - \frac{2h}{\tan\theta}$

ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

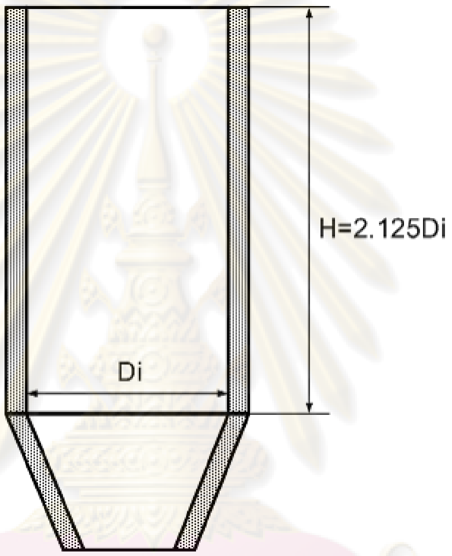
$$h = \frac{\left(D_i - d\right)\tan\theta}{2}$$

$$h = 0.43 \text{ m}$$

จะได้ความสูงของกรวยตัด (h) เท่ากับ 0.43 เมตร

4.7 คำนวณหาความสูงของเตาเผาไหม้ทรงกระบอกด้านบน

กำหนดสัดส่วนความสูงต่อเส้นผ่านศูนย์กลางเท่ากับ 2.125 (จากข้อมูลการออกแบบ VFBC ระดับห้องปฏิบัติการ) **[14]**



$H = 2.125D_i$

$D_i = 1m$

$H = 2.125m$

ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ปริมาตรเตารูปทรงกระบอก (V) $= \dfrac{\pi D_i^{2} H}{4}$ (4.3)

$= \dfrac{\pi D_i^{2}\left(2.125\right)}{4}$

= 1.669 ลูกบาศก์เมตร

ดังนั้น ปริมาตรรวมของเตาเผา ψ -FBC = 1.669+0.22 = 1.889 ลูกบาศก์เมตร

4.8 คำนวณหาปริมาณอากาศที่ป้อนเข้าเครื่องปฏิกรณ์และขนาดท่อทางเข้า

4.8.1 การหาปริมาณอากาศส่วนที่ 2

อัตราการไหลเชิงมวลของอากาศส่วนที่ 2

$$= 1.2\left(kg/m^3\right)\times 3.15\left(m/s\right)\times\left(\pi/4\right)\left(0.6\right)^2\left(m^2\right)$$

$$= 1.069\ kg/s$$

$$= 3847.57\ kg/h$$

ที่อัตราการป้อนขยะเชื้อเพลิง 500 kg/h จะได้อัตราส่วนอากาศต่อเชื้อเพลิงในส่วนที่ 2 ดังนี้

$$\left(A/F\right)_{sec,air} = \frac{3847.57}{500} = 7.695\ kg_{air}/kg_{RDF}$$

ยังเหลือ A/F ที่ต้องป้อนในส่วนที่ 1 และ 3 $= 14.89 - 7.695\ kg_{air}/kg_{RDF}$

$$= 7.195\ kg_{air}/kg_{RDF}$$

ต้องการให้อากาศส่วนที่ 1 มีปริมาณอากาศไหลเข้ามากกว่าส่วนที่ 3 เนื่องจากมีการป้อนขยะเชื้อเพลิงเข้าสู่เครื่องปฏิกรณ์พร้อมกากาศส่วนที่ 1 จึงทำการประมาณให้

$\left(A/F\right)_{pri} = 70\%\,(A/F$, ที่เหลือ$)$ $= 70\%\left(7.195\right) = 5.036\ kg_{air}/kg_{RDF}$

$\left(A/F\right)_{ter} = 7.195 - 5.036$ $= 2.159\ kg_{air}/kg_{RDF}$

4.8.2 การหาปริมาณอากาศส่วนที่ 1 และการออกแบบท่ออากาศส่วนที่ 1

จาก $\left(A/F\right)_{pri,air} = 5.036\ kg_{air}/kg_{RDF}$

ดังนั้น อัตราการไหลเชิงมวลของอากาศส่วนที่หนึ่ง $= 5.036\left(\frac{kg_{air}}{kg_{RDF}}\right)\times 500\left(\frac{kg_{fuel}}{h}\right)$

$$= 2518\ \frac{kg}{h}$$

อัตราการไหลเชิงปริมาตร

$$= 2518\left(\frac{kg}{h}\right)\times\frac{1}{1.2}\left(\frac{m^3}{kg}\right)\times\frac{1}{3600}\left(\frac{h}{s}\right)$$

$$= 0.583\ m^3/s$$

การออกแบบท่ออากาศส่วนที่ 1 จะทำการจ่ายอากาศออกเป็นสองท่อเท่าๆกัน ซึ่งแต่ละท่อจะมีอัตราการไหลเชิงปริมาตรเท่ากับ 0.291 m^3/s และความเร็วที่ใช้ในการจ่ายอากาศเท่ากับ 22 m/s โดยการป้อนขยะเชื้อเพลิงเข้าสู่เตาเผาไหม้จะใช้เพียงท่อเดียวเพื่อลำเลียงขยะ

ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

เชื้อเพลิง อีกท่อจะมีไว้เพื่อรักษาม่านอากาศที่เกิดขึ้นให้มีค่าใกล้เคียงกับ VFBC ในระดับห้องปฏิบัติการ [14]

จากสมการ Q= AV (4.4)

เมื่อ $$A = \frac{\pi}{4} d^2$$

$$Q = \left(\frac{\pi}{4} d^2 \right) V$$

จะได้ว่า $$d = \sqrt{\left(\frac{4}{\pi} \right) \left(\frac{Q}{V} \right)}$$

ดังนั้น ขนาดของท่อสามารถคำนวณได้จาก D_{pri} $$= \sqrt{\frac{4}{\pi} \times \frac{0.291 \left(m^3/s \right)}{22 \left(m/s \right)}}$$

$$= 0.1298 \text{ m} \approx 5"$$

คำนวณหาค่า Swirl number ของอากาศส่วนที่ 1 ได้ดังนี้

จากสมการ $$S = \sum_{i=1}^{m} f_i^2 \frac{\pi D_e D_o}{4 A_{t,i}}$$ (3.1)

เมื่อ $$m = 2$$

$A = \frac{\pi}{4} \times d^2$ (เส้นผ่านศูนย์กลางของท่อจ่ายอากาศส่วนที่ 1, d =0.1357 m โดยอ้างอิงมาจากขนาดท่อตามมาตรฐาน ASTM-A312)

$$A = \frac{\pi}{4} \left(0.1357 \right)^2 = 0.0145 \ m^2$$

$$f_i = \frac{5.036}{14.89} = 0.338$$

$$D_e = 0.6m$$

$$D_o = 1m$$

ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ดังนั้น $S_1 = 2\left[0.338^2\left(\frac{\pi \times 1 \times 0.6}{4 \times 0.0145}\right)\right] = 7.426$

4.8.3 การหาปริมาณอากาศส่วนที่ 3 และการออกแบบท่ออากาศส่วนที่ 3

จาก $(A/F)_{ter,air} \quad = 2.159\ kg_{air}/kg_{RDF}$

ดังนั้น อัตราการไหลเชิงมวลของอากาศส่วนที่สาม $= 2.159\left(\frac{kg_{air}}{kg_{RDF}}\right) \times 500\left(\frac{kg_{fuel}}{h}\right)$

$$= 1079.5\ \frac{kg}{h}$$

อัตราการไหลเชิงปริมาตร $= 1079.5\left(\frac{kg}{h}\right) \times \frac{1}{1.2}\left(\frac{m^3}{kg}\right) \times \frac{1}{3600}\left(\frac{h}{s}\right)$

$$= 0.25\ m^3/s$$

การออกแบบท่ออากาศส่วนที่ 3 จะทำการจ่ายอากาศออกเป็นสองท่อเท่าๆกัน เช่นเดียวกันกับท่ออากาศส่วนที่ 1 ซึ่งแต่ละท่อจะมีอัตราการไหลเชิงปริมาตรเท่ากับ 0.125 m^3/s และความเร็วที่ใช้ในการจ่ายอากาศเท่ากับ 25 m/s

ดังนั้น ขนาดของท่อสามารถคำนวณได้จาก $D_{ter} = \sqrt{\frac{4}{\pi} \times \frac{0.125\left(m^3/s\right)}{25\left(m/s\right)}}$

$$= 0.8\ m \approx 3"1/2$$

คำนวณหาค่า Swirl number ของอากาศส่วนที่ 3 ได้ดังนี้

จากสมการ $S = \sum_{i=1}^{m} f_i^2 \frac{\pi D_e D_o}{4A_{t,i}}$ (3.1)

เมื่อ $m = 2$

$A = \frac{\pi}{4} \times d^2$ (เส้นผ่านศูนย์กลางของท่อจ่ายอากาศส่วนที่ 3, d =0.098 m)

$$= \frac{\pi}{4}(0.098)^2 = 0.0075\ \text{m}^2$$

$$f_i = \frac{2.159}{14.89} = 0.145$$

$$D_e = 0.6m$$

$$D_o = 1m$$

ดังนั้น $$S_3 = 2\left[0.145^2\left(\frac{\pi \times 1 \times 0.6}{4 \times 0.0075}\right)\right] = 2.642$$

4.9 สรุปข้อมูลของเตาเผาไหม้ไซโคลน-ฟลูอิดไดซ์เบด ระดับอุตสาหกรรม

ตารางที่ 4.3 ผลการทดสอบขยะเชื้อเพลิงเทียบกับขยะรวม

ข้อมูล	ψ -FBC ระดับอุตสาหกรรม (จากการออกแบบ)
1. รายละเอียดของเตาเผาไหม้	
1.1 เส้นผ่านศูนย์กลางของเตา (มิลลิเมตร)	1000
1.2 ความสูงของเตา (มิลลิเมตร)	2550
1.3 ขนาดของท่อจ่ายอากาศเข้าเตาเผาไหม้	
- อากาศส่วนที่ 1 (นิ้ว)	2x5”
- อากาศส่วนที่ 2 (เมตร)	0.6
- อากาศส่วนที่ 3 (นิ้ว)	2x(3”1/2)
2. ความเร็วของอากาศที่จ่ายเข้าเตาเผาไหม้ (เมตรต่อวินาที)	
- อากาศส่วนที่ 1	22
- อากาศส่วนที่ 2	3.15
- อากาศส่วนที่ 3	25
3. ตัวเลขการหมุนวน (Swirl number)	
- อากาศส่วนที่ 1	7.462
- อากาศส่วนที่ 3	2.642

ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

บทที่ 5

การทดลองกระบวนการ

5.1 กล่าวนำ

การทดลองแบ่งออกเป็น 2 ขั้นตอน คือ

1) การทดลองรูปแบบลักษณะการไหล เป็นการทดลองเพื่อทำการศึกษาลักษณะรูปแบบของการไหลของอนุภาคขยะเชื้อเพลิงที่อยู่ภายในแบบจำลองห้องเผาไหม้ที่สร้างจากแก้วใส

2) การจำลองปฏิกิริยาภายในเตาเผาไหม้ เพื่อทำการศึกษาผลกระทบของสภาวะในการดำเนินการต่างๆ ที่มีผลต่อสมรรถนะทางด้านสิ่งแวดล้อม และประสิทธิภาพการเผาไหม้

5.2 การทดลองรูปแบบลักษณะการไหล

เนื่องจากข้อจำกัดในการเป่าแก้วเพื่อสร้างแบบจำลองนั้นมีข้อจำกัด คือไม่สามารถเป่าให้ได้ตามขนาดที่ได้ออกแบบไว้ตามที่กล่าวไว้ในบทที่แล้วจึงได้ทำการออกแบบใหม่ โดยรายละเอียดของขนาดแบบจำลองห้องเผาไหม้รวมทั้งอุปกรณ์การทดลองได้แทรกไว้ที่ภาคผนวก ค. ในส่วนของรายละเอียดการติดตั้งอุปกรณ์ต่างๆแสดงไว้ตามรูปที่ 5.1

ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

รูปที่ 5.1 โครงสร้างชุดทดลอง

5.3 กระบวนการเผาไหม้ขยะ [34], [35]

ขั้นตอนในกระบวนการเผาไหม้ขยะที่สถานะของแข็งนั้นโดยทั่วไปแล้วสามารถแบ่งได้ 4 ขั้นตอนคือ ในขั้นแรกความชื้นของขยะเกิดการระเหยออกไปซึ่งจะเกิดในช่วงอุณหภูมิต่ำกว่า 100 องศาเซลเซียส เมื่ออุณหภูมิเพิ่มขึ้นจะเกิดการระเหยเป็นสถานะก๊าซของสารประกอบหมู่ไฮโดรคาร์บอน คาร์บอนไดออกไซด์ คาร์บอนมอนอกไซด์ ไฮโดรเจน ออกซิเจน และอื่นๆ ซึ่งส่งผลให้เกิดขั้นตอนต่อมาคือ การเผาไหม้ของก๊าซระเหยจากขั้นตอนที่แล้ว และในขั้นตอนสุดท้ายคือ ถ่านที่เหลือจากสามขั้นตอนข้างต้นเริ่มเกิดปฏิกิริยาแก๊ซซิฟิเคชั่น (Gasification) ได้คาร์บอนมอนอกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์

5.3.1 ความชื้นในขยะระเหยออก (Moisture evaporation)

ความชื้นในขยะจะเริ่มระเหยออกมาเนื่องจากการแลกเปลี่ยนมวลระหว่างขยะที่มีความชื้นกับอากาศร้อนในเตาเผาไหม้ ดังนั้นอัตราการระเหยจะได้มากจากหลักการแลกเปลี่ยนความร้อนดังสมการ

$$R_{evp} = S_a h_s \left(C_{w,s} - C_{w,g} \right) \text{ เมื่อ } T_s < 100^{\circ}C \quad (5.1)$$

เมื่อ R_{evp} คือ moisture evaporation rate, kg/s

S_a คือ particle surface area, m^2

h_s คือ convective mass transfer coefficient between solid and gas, m/s

$C_{w,s}$ คือ moisture concentration at the solid surface, kg/m^3

$C_{w,g}$ คือ moisture concentration at the gas surface, kg/m^3

T_s คือ solid temperature, K

หรือ
$$R_{evp} = Q_{cr} / H_{evp} \text{ เมื่อ } T_s < 100^{\circ}C \quad (5.2)$$

เมื่อ Q_{cr} คือ heat absorbed by the solids, W

H_{evp} คือ evaporation heat of the solid material, J/kg

ซึ่ง Q_{cr} เป็นตัวแปรที่รวมทั้งการพาและการแผ่รังสีความร้อนดังที่แสดงในสมการ

$$Q_{cr} = S_a \left(h_s^{'} \left(T_g - T_s \right) + \varepsilon_s \sigma_b \left(T_{env}^4 - T_s^4 \right) \right) \quad (5.3)$$

เมื่อ $h_s^{'}$ คือ convective heat transfer coefficient between solid and gas, W/m^2s

T_g คือ gas temperature, K

ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ε_s คือ system emissivity

σ_b คือ Boltzmann radiation constant, W/m^{2}K^2

T_{env} คือ environmental temperature, K

โดย Nusselt number สำหรับการถ่ายเทความร้อน และ Sherwood number สำหรับถ่ายเทมวลสารระหว่างวัฏภาคของแข็งและก๊าซสามารถคำนวณได้จากสมการ

$$Nu = 2 + 1.1 Pr^{1/3} Re^{0.6} \tag{5.4}$$

$$Sh = 2 + 1.1 Sc^{1/3} Re^{0.6} \tag{5.5}$$

เมื่อ Nu คือ Nusselt number

Sh คือ Sherwood number

Re คือ Renolds number

Pr คือ Prandtl number

Sc คือ Schmidt number

5.3.2 การระเหยออกของสารประกอบในขยะ

จากงานวิจัย [35] ที่ผ่านมาพบว่าสารประกอบที่ระเหยได้ในขยะมีปริมาณมากกว่าถ่าน โดยในขยะมีปริมาณสารประกอบที่ระเหยได้มากกว่าร้อยละ 85 (รวมทั้ง Volatile matter และ fixed carbon) และถ่านที่ใช้เผาไหม้ในกระบวนการอุตสาหกรรมมีเพียงร้อยละ 37 โดยในสารประกอบที่ระเหยได้จะประกอบไปด้วย (C_mH_n, CO, H_2, CO_2,O_2 และสารประกอบอื่นๆ โดยสารประกอบจะเริ่มระเหยออกจากขยะที่อุณหภูมิประมาณ 250 องศาเซลเซียส

$$Waste \rightarrow Volatile\Big(\big(C_mH_n\big), CO, H_2, CO_2, O_2 etc\Big) + char$$

ศูนย์วิทยทรัพยากร

โดยแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ของปฏิกิริยาดังกล่าวได้มาจากงานวิจัยของ Smoot and Pratt, 1979

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

$$\left(v_\infty - v\right) v_\infty = \left[\sigma\left(2\pi\right)^{1/2}\right]^{-1} \left\{ \int_0^\infty \exp\left[\left(-\int_0^t k dt\right) f\left(E\right) dE\right] \right\} \tag{5.6}$$

เมื่อ v คือ the remaining volatile amount at time t

v_∞ คือ the ultimate yield of volatile

σ คือ deviate of activation energy in Gaussian distribution, kJ/mol

E คือ activation energy, kJ/mol

โดย
$$f(E)=\left[\sigma(2\pi)^{1/2}\right]^{-1}\exp\left[-\left(E-E_0\right)/2\sigma^2\right] \quad (5.7)$$

เมื่อ E_0 คือ the central value of activation energy in a Gaussian distribution, kJ/mol

และ
$$k_v=A_v\exp\left(-E_v/RT_s\right) \quad (5.8)$$

เมื่อ A_v คือ pre-exponent factor in devolatilization rate
E_v คือ activation energy in devolatilization rate
k_v คือ rate constant of devolatilization
T_s คือ solid temperature

สำหรับขยะชุมชน $A=50s^{-1}$ และ $E_v/R=5000K$ จากข้อมูลข้างต้นจะเห็นว่าค่า A น้อยมาก จึงจัดได้ว่าเป็นปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นอย่างรวดเร็วแทบในทันทีนั่นเอง

5.3.3 **การเผาไหม้ของสารองค์ประกอบระเหย** (Combustion of volatiles)

จากขั้นตอนที่แล้วสารที่ระเหยออกมาจากผิวของอนุภาคจะเข้าทำปฏิกิริยาการเผาไหม้กับออกซิเจนที่อยู่ในอากาศที่ไหลผ่านอนุภาค โดยการเผาไหม้ของก๊าซไฮโดรคาร์บอนในสารองค์ประกอบนั้นได้ถูกจำกัดไว้โดยไคเนติกของปฏิกิยา (หรือขึ้นกับอุณหภูมิ) และอีกตัวแปรหนึ่งคืออัตราการรวมตัวกันระหว่างก๊าซเชื้อเพลิงและอากาศซึ่งได้มาจากงานวิจัยของ Yang และคณะ ดังสมการ

$$R_{mix}=C_{mix}\rho_g\left\{150\frac{D_g\left(1-\phi\right)^{2/3}}{l_p^2\phi}+1.75\frac{V\left(1-\phi\right)^{1/3}}{l_p^2\phi}\right\}\min\left\{\frac{C_{fuel}}{S_{fuel}},\frac{C_{O_2}}{S_{O_2}}\right\} \quad (5.9)$$

เมื่อ C_{mix} คือ mixing-rate constant
R_{mix} คือ overall mixing-rate of gaseous phase in the bed, kg/m^{3}s
D_g คือ molecular diffusion coefficient of volatile hydrocarbons in air, m^2/s
l_p คือ turbulence length scale in the bed, m
V คือ superficial gas velocity, m/s
ρ_g คือ gas density, kg/m^3
ϕ คือ parameter to be solved

ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

และ $$R_{mix} = R'_{mixo}\left(2.8e^{-0.2y^{++}} - 18e^{-2y^{++}}\right)\min\left\{\frac{C_{fuel}}{S_{fuel}}, \frac{C_{O_2}}{S_{O_2}}\right\} \tag{5.10}$$

เมื่อ $y^{++} = y^{+}/d_{ch}$

y^{+} คือ distance above the bed-top surface, m

ในส่วนของไคเนติกของปฏิกิริยานั้นก๊าซเชื้อเพลิงที่ได้จากขั้นที่สองนั้นมีหลายสารองค์ประกอบในการพิจารณาทุกสารนั้นค่อนข้างซับซ้อน ดังนั้นในการศึกษานี้จึงเลือกพิจารณาสารองค์ประกอบที่มีแนวโน้มจะเกิดขึ้นได้มากที่สุดนั้นคือไฮโดรคาร์บอน และคาร์บอนมอนอกไซด์ โดยปฏิกิริยาที่สถานะก๊าซเป็นดังสมการ

$$CO + \frac{1}{2}O_2 \rightarrow CO_2 \text{ และ } H_2 + \frac{1}{2}O_2 \rightarrow H_2O \tag{5.11}$$

$$C_mH_n + \left(m/2 + n/4\right)O_2 \rightarrow mCO + n/2H_2O \tag{5.12}$$

โดยสมการไคเนติกของอัตราการเผาไหม้ในส่วนของ CO ได้มาจากงานวิจัยของ Howard และคณะ (1973) C_mH_n ได้มาจากงานวิจัยของ Siminski และคณะ (1972) และ H_2 ได้มาจากงานวิจัยของ Hautman และคณะ (1981)

$$R_{CO} = 1.3\times10^{11} C_{CO}C_{H_2O}^{0.5}C_{O_2}^{0.5} \tag{5.13}$$

$$R_{H_2} = 1.63\times10^{9} T^{1.5} \exp\left(\frac{-3420}{T}\right)\times C_{H_2}^{1.5}C_{O_2} \tag{5.14}$$

และ $$R_{C_mH_n} = 59.8T_gP^{0.3}C_{C_mH_n}^{0.5}C_{O_2}\exp\left(-12200/T_g\right) \tag{5.15}$$

ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

5.3.4 การระเหิดของอนุภาคถ่าน

อนุภาคถ่านที่เหลือจากขั้นตอนที่ 3 จะเริ่มเกิดการระเหิดโดยอนุภาคของคาร์บอนเข้าทำปฏิกิริยากับออกซิเจนที่อยู่ในอากาศได้ CO และ CO_2

$$C(s) + \alpha O_2 \rightarrow 2(1-\alpha)CO + (2\alpha-1)CO_2 \tag{5.16}$$

จากงานวิจัยของ Arthur (1951) อัตราส่วนระหว่าง CO กับ CO_2 เป็นไปตามสมการ

$$\frac{CO}{CO_2} = 2500\exp\left(\frac{-6420}{T}\right) \qquad (5.17)$$

สมการดังกล่าวใช้ได้ที่ช่วงอุณหภูมิระหว่าง 730 ถึง 1170 เคลวิน โดยอัตราการเผาไหม้ของอนุภาคถ่านสามารถแสดงได้ดังสมการ (Smoot and pratt, 1979)

$$R_{C(s)} = C_{O_2} / \left(1/k_r + 1/k_d\right) \qquad (5.18)$$

เมื่อ k_d คือ ค่าคงที่อัตราการแพร่ทางกายภาพ

k_r คือ ค่าคงที่อัตราการเกิดปฏิกิริยาโดยมีสมการ

$$k_r = A_c \exp\left(E_c / R\right) \qquad (5.19)$$

เมื่อ $A_c = 3\,kg / \left(m^2.s.kPa\right)$ และ $E_c / R = 10300K$

5.4 สมมติฐานทั่วไปในการทำแบบจำลองปฏิกิริยาภายในเตาเผาไหม้

5.4.1 ขยะเชื้อเพลิงและอากาศปฐมภูมิจะถูกป้อนเข้าส่วนบนของหอที่อุณหภูมิและความดันคงที่ ก๊าซ LPG ที่ใช้ในการให้ความร้อนในช่วงแรกแคลเซียมคาร์บอเนตและอากาศตติยภูมิจะถูกป้อนเข้าที่ส่วนกลางของเตาเผาไหม้ ในส่วนของอากาศทุติยภูมิจะถูกป้อนเข้าด้านล่างของเตาเผาไหม้

5.4.2 เวลาในการเกิดปฏิกิริยาของขั้นตอนที่สอง ใช้เวลาน้อยมาก และในส่วนของขั้นตอนที่สามจัดว่าเกิดขึ้นในทันที โดยทั้งสองปฏิกิริยาสามารถเกิดขึ้นได้ทุกบริเวณของเตาเผาไหม้

5.4.3 ปฏิกิริยาการระเหิดของอนุภาคถ่านเกิดช้าที่สุด โดยตั้งสมมุติฐานไว้ว่าเกิดหลังจากที่สารองค์ประกอบระเหยออกหมดแล้วในขั้นตอนที่สองและสาม และจะเกิดที่บริเวณส่วนล่างสุดของเตาเผาไหม้

5.4.4 กำหนดให้ค่าคอนเวอร์ชันของปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นอย่างรวดเร็วเท่ากับ 100 โดยสารองค์ประกอบระเหยที่หลุดออกมาเข้าทำปฏิกิริยากับออกซิเจนจนหมด [35]

5.4.5 อุณหภูมิในการเผาไหม้ของขยะเชื้อเพลิงและก๊าซ LPG จะเท่ากับอุณหภูมิดำเนินการของเครื่องปฏิกรณ์

5.4.6 กำหนดให้ความดันเท่ากันสม่ำเสมอทั้งเตาเผาไหม้ที่ความดันบรรยากาศ

5.5 การจำลองปฏิกิริยาที่เกิดภายในเตาเผาไหม้ไซโคลน-ฟลูอิดไดซ์เบด (ψ -FBC)

ในการศึกษาปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นภายในเตาเผาไหม้โดยทำการจำลองปฏิกิริยาด้วยโปรแกรม Aspen Hysys 2006 โดยใช้เครื่องปฏิกรณ์ 2 รูปแบบในการจำลองปฏิกิริยาเพื่อสังเกตการเปลี่ยนแปลงมวลสารของระบบ

ข้อมูลในการเชื่อมต่อของแต่ละปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นภายในเครื่องปฏิกรณ์ สามารถสรุปเป็นแผนภูมิได้ดังรูปที่ 5.2

ขั้นตอนในการจำลองแบบจำลอง

1. ทำการกำหนดองค์ประกอบทางเคมีของขยะเชื้อเพลิงโดยเลือกใช้ข้อมูลองค์ประกอบทางเคมีแบบละเอียดของขยะชุมชนที่สามารถใช้เป็นเชื้อเพลิงได้จากตารางที่ 3.1

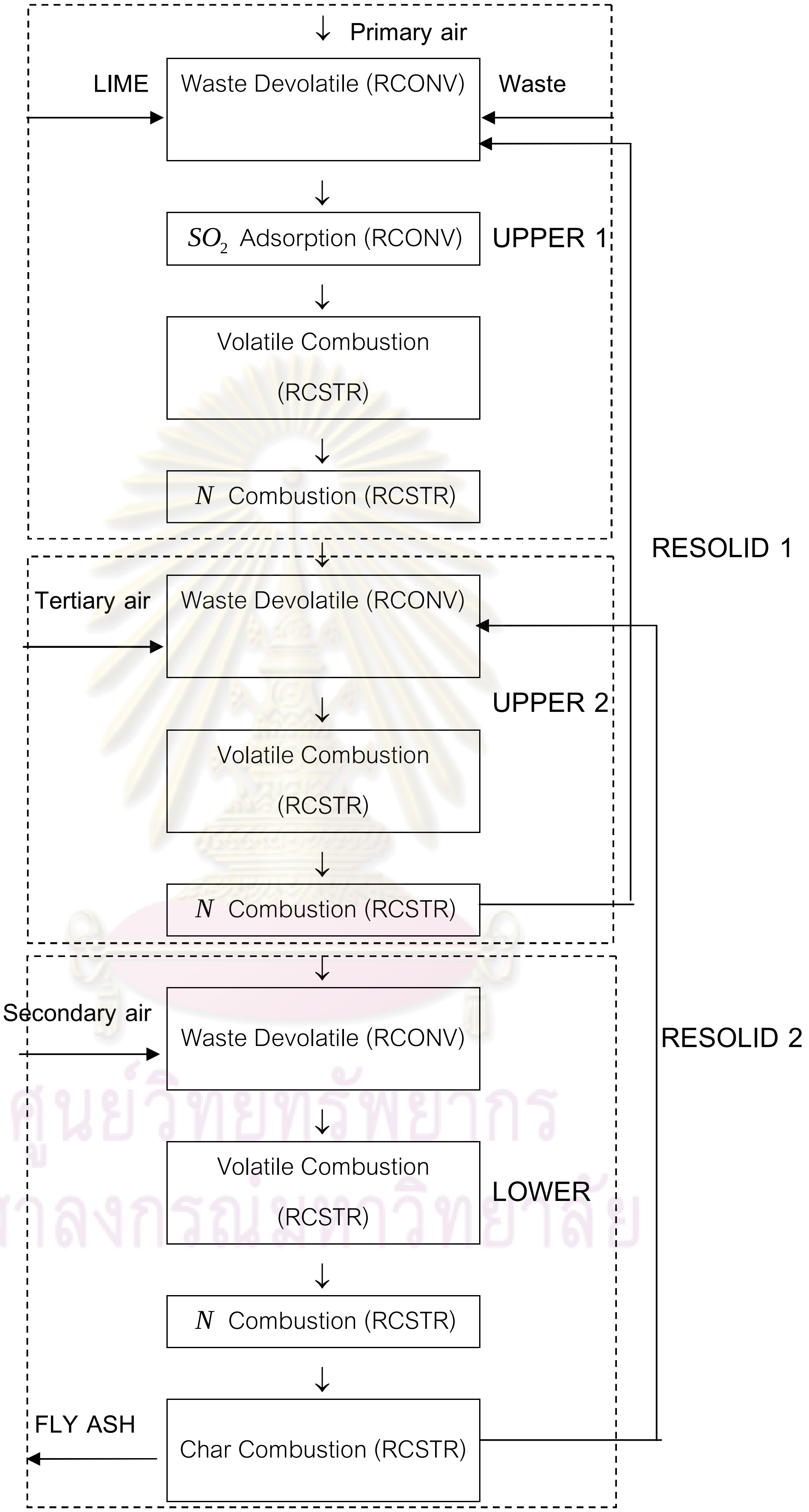
2. เนื่องจากระบบเผาไหม้ในการศึกษานี้เรากำหนดให้เกิดขึ้นในสถานะก๊าซและมีองค์ประกอบทางเคมีเป็นอนินทรีย์สารเช่น คาร์บอน ไนโตรเจน ซัลเฟอร์ ดังนั้นจึงเลือกใช้แบบจำลองทางเทอร์โมไดนามิกเป็น Peng-Robinson

3. การเลือกใช้หน่วยปฏิบัติการในการศึกษานี้เป็นการจำลองปฏิกิริยาการเผาไหม้ดังนั้นจึงเลือกใช้เฉพาะเตาเผาไหม้จำลองโดยใช้

- Conversion reactor ในการจำลองปฏิกิริยาที่ไม่ทราบสมการทางไคเนติกหรือปฏิกิริยาเกิดขึ้นอย่างรวดเร็วและรู้ค่าปริมาณสัมพันธ์ (Stoichiometry) ของสมการนี้เพื่อประเมินสารกำหนดในปฏิกิริยาและขอบเขตในการเกิดปฏิกิริยา
- CSTR reactor ใช้ในการจำลองปฏิกิริยาที่รู้สมการไคเนติก

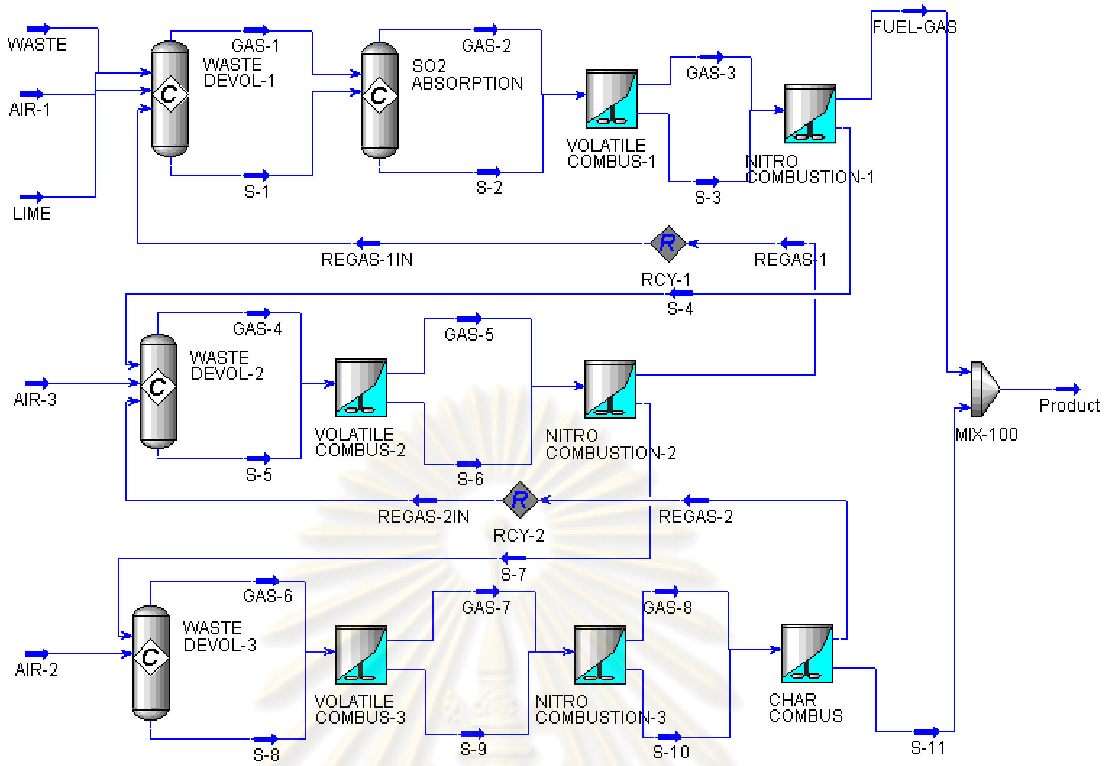
ขั้นตอนในการเผาไหม้เป็นดังที่กล่าวไปข้างต้น โดยแต่ละขั้นตอนจะเกิดขึ้นในแต่ละช่วงของเตาเผาไหม้ ในการจำลองเครื่องปฏิกรณ์จะใช้การกำหนดแต่ละส่วนเพื่อการวางตำแหน่งของเตาเผาไหม้แบบ Conversion และ CSTR ตามตำแหน่งในแผนภูมิรูปที่ 5.1 ด้วยโปรแกรม Aspen Hysys จะได้ดังรูปที่ 5.3

ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย



รูปที่ 5.2 แผนภูมิการจำลองปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นภายในเครื่องปฏิกรณ์

ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย



รูปที่ 5.3 การจำลองปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นภายในเครื่องปฏิกรณ์โดยใช้โปรแกรม Aspen HYSYS 2006

- การระเหยของสารประกอบ

ในส่วนของการระเหยออกของสารได้ตั้งสมมติฐานให้เกิดขึ้นอย่างรวดเร็ว อนุภาคขยะจึงแตกตัวให้สารประกอบต่างๆ ในสาย WASTE และคาร์บอนจะเข้าทำปฏิกิริยากับ O_2 ในอากาศให้ CO ออกมา ดังสมการ

$$C + \frac{1}{2}O_2 \rightarrow CO \tag{5.20}$$

$$S + O_2 \rightarrow SO_2 \tag{5.21}$$

ซึ่งจะจำลองในเตาเผาไหม้แบบคอนเวอร์ชั่น Devolatilization

- ปฏิกิริยาการเผาไหม้

สารประกอบที่ได้จากขั้นแรกจะทำปฏิกิริยาการเผาไหม้กับออกซิเจนดังสมการ

$$CO + \frac{1}{2}O_2 \rightarrow CO_2 \tag{5.11}$$

ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

โดยมีสมการทางไคเนติกดังนี้ $$k_1 = 1.3 \times 10^{11} \exp\left(-62700/RT\right) \quad (5.22)$$

และ $$H_2 + \frac{1}{2}O_2 \rightarrow H_2O \quad (5.11)$$

โดยมีสมการทางไคเนติกดังนี้ $$k = 3.9 \times 10^{17} \exp\left(-20500/RT\right) \quad (5.23)$$

ซึ่งจะจำลองในเตาเผาไหม้แบบ CSTR ชื่อ VOLATILE COMBUS
โดยปฏิกิริยาทั้ง 2 ขั้นตอนข้างต้นถูกตั้งสมมติฐานให้เกิดขึ้นทั่วทั้งเตาเผาไหม้

- การทำปฏิกิริยาเผาไหม้ของก๊าซไนโตรเจนและอนุภาคซัลเฟอร์
การเผาไหม้ของก๊าซไนโตรเจนและอนุภาคซัลเฟอร์จะเป็นดังสมการ

$$\frac{1}{2}N_2 + \frac{1}{2}O_2 \rightarrow NO \quad (5.24)$$

$$\frac{1}{2}N_2 + O_2 \rightarrow NO_2 \quad (5.25)$$

$$N_2 + \frac{1}{2}O_2 \rightarrow N_2O \quad (5.26)$$

โดยมีสมการทางไคเนติกดังนี้ $$k = 1 \times 10^{14} \exp\left(-28000/RT\right) \quad (5.27)$$

โดยขั้นตอนนี้จะใช้เตาเผาไหม้แบบคอนเวอร์ชั่นเพื่อหาปริมาณ CO และ H_2O ที่แตกตัวออกมาหลังการเผาไหม้เพื่อประมาณปริมาณของ NO_x และ SO_2 ที่เกิดขึ้นซึ่งสารเคมีดังกล่าวจะติดไปกับอากาศร้อนที่เป็นผลิตภัณฑ์ของเตาเผาไหม้นี้

- การระเหิดของอนุภาคถ่าน
ในขั้นตอนนี้อนุภาคจะถูกเผาและให้ก๊าซ CO และ CO_2 ดังสมการ

$$C + \frac{1}{2}O_2 \rightarrow CO \quad (5.20)$$

$$CO + \frac{1}{2}O_2 \rightarrow CO_2 \quad (5.11)$$

ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ซึ่งอนุภาคของถ่านจะถูกระบบไซโคลนผลักให้ตกลงสู่ด้านล่างของหอ จึงตั้งสมมติฐานให้ปฏิกิริยานี้เกิดขึ้นบริเวณด้านล่างของหอเท่านั้น โดยปฏิกิริยาแรกนั้นเป็นปฏิกิริยาแบบต่างวัฏภาคกัน (ปฏิกิริยาระหว่างก๊าซกับของแข็ง) ทั้งนี้อัตราการเกิดปฏิกิริยาสามารถคำนวณได้จากแบบจำลอง Shrinking particle และไฮโดรไดนามิก ดังสมการ

$$r_{char} = 4\pi r^2 k_r C_{O_2} \tag{5.28}$$

และ

$$k_r = k_0 \exp\left(\frac{-E_a}{RT_b}\right) \tag{5.29}$$

จากงานวิจัยของ BEWS และคณะ (2001) ได้มีการศึกษาการทำปฏิกิริยาเผาไหม้ระหว่างคาร์บอนในสถานะของแข็ง เพื่อศึกษาสมการทางไคเนติกของปฏิกิริยาดังนี้

$$C_{(s)} + \frac{1}{2}O_2 \rightarrow CO \tag{5.20}$$

$$k = 1.1\times10^4 \exp\left(-17200/RT\right) \tag{5.30}$$

- ปฏิกิริยาการดูดซับ SO_2

เนื่องจากในระบบการเผาไหม้ย่อมมีสารระเหยที่เป็นพิษเกิดขึ้น ซึ่งสารเคมีที่จัดว่าเป็นพิษและสร้างมลภาวะให้กับสิ่งแวดล้อมมากที่สุดคือซัลเฟอร์ไดออกไซด์ โดยในการศึกษานี้จะใช้แคลเซียมคาร์บอเนตเป็นตัวดูดซับก๊าซซัลเฟอร์ไดออกไซด์ดังสมการ

$$CaCO_3 \rightarrow CaO + CO_2 \tag{5.31}$$

ศูนย์วิทยทรัพยากร

$$CaO + SO_2 + \frac{1}{2}O_2 \rightarrow CaSO_4 \tag{5.32}$$

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

จากงานวิจัยของ Estelle และคณะ แคลเซียมคาร์บอเนตแตกตัวเป็นแคลเซียมออกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์ได้อย่างรวดเร็ว จึงเกิดขึ้นในช่วงกลางและส่วนล่างของเตาเผาไหม้ และปฏิกิริยาการดูดซับซัลเฟอร์ออกไซด์จะเกิดขึ้นในช่วงกลางและส่วนล่างของหอเช่นกัน โดยมีสมการทางไคเนติกดังนี้

$$k = 6.79\times10^2 \exp\left(-20000/T\right) \tag{5.33}$$

บทที่ 6

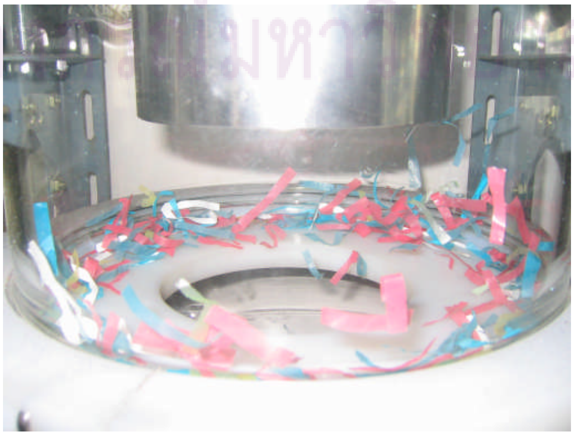
สรุปและวิจารณ์ผลการวิจัย

6.1 ผลการทดลองและวิจารณ์ผล

ในการศึกษานี้ต้องการศึกษาถึงรูปแบบลักษณะการไหลภายในห้องเผาไหม้ และผลกระทบของสภาวะในการดำเนินการต่างๆ ที่มีผลต่อปริมาณพลังงานที่ได้ สมรรถนะทางด้านสิ่งแวดล้อมและประสิทธิภาพในการเผาไหม้ของคาร์บอนของเครื่องปฏิกรณ์ โดยจะทำการศึกษาอุณหภูมิในการเผาไหม้ ปริมาณของอากาศ อัตราส่วนโดยโมลระหว่างปริมาณแคลเซียมต่อซัลเฟอร์ ที่มีต่อประสิทธิภาพการดักจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์

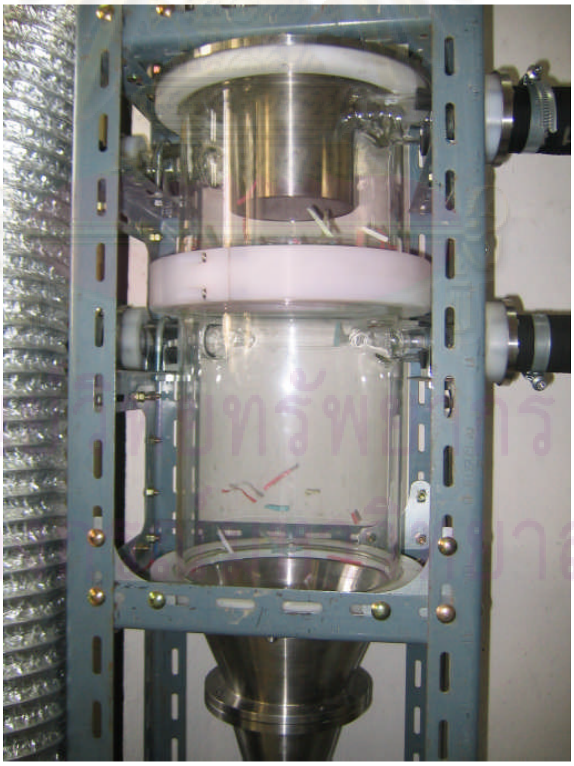
6.1.1 รูปแบบลักษณะการไหลภายในห้องเผาไหม้

เมื่อทำการป้อนขยะเชื้อเพลิงซึ่งมีลักษณะเป็นแผ่นเข้าไปทางส่วนบนของหอทดลอง เชื้อเพลิงจะถูกเหวี่ยงติดกับผนังหอทดลอง และไหลหมุนวนจากด้านบนลงสู่ด้านล่าง ซึ่งลักษณะเช่นนี้เป็นผลมาจากลักษณะการไหลแบบไซโคลน และเมื่อเพิ่มความเร็วลมของอากาศทุติยภูมิจนถึงค่าหนึ่งทำให้เบดหลุดลอยตัวเป็นอิสระ เรียกช่วงนี้ว่า ฟลูอิดไดซ์เบด (Fluidized bed) ซึ่งจากผลของฟลูอิดไดซ์เบดนั้น จะทำให้เชื้อเพลิงแกลบเกิดการฟุ้งกระจายและไหลหมุนวนร่วมกับไซโคลน ซึ่งเป็นการไหลแบบปั่นป่วน และหากพิจารณาถึงหลักการของการเผาไหม้พฤติกรรมดังกล่าวสามารถช่วยเพิ่มประสิทธิภาพในการเผาไหม้ได้เป็นอย่างดี นอกจากนั้นการหมุนวนของอากาศบริเวณเหนือวอร์เท็กซ์ริง และตัวของวอร์เท็กซ์ริงเองมีบทบาทสำคัญอย่างมากในการช่วยหมุนวนอนุภาคไม่ให้หลุดออกจากห้องเผาไหม้ หรือช่วยให้หลุดออกไปน้อยลงทำให้ประสิทธิภาพในการเผาไหม้ดีขึ้นนั่นเอง ดังที่แสดงในรูปที่ 6.1 (a)



(a)

(b)

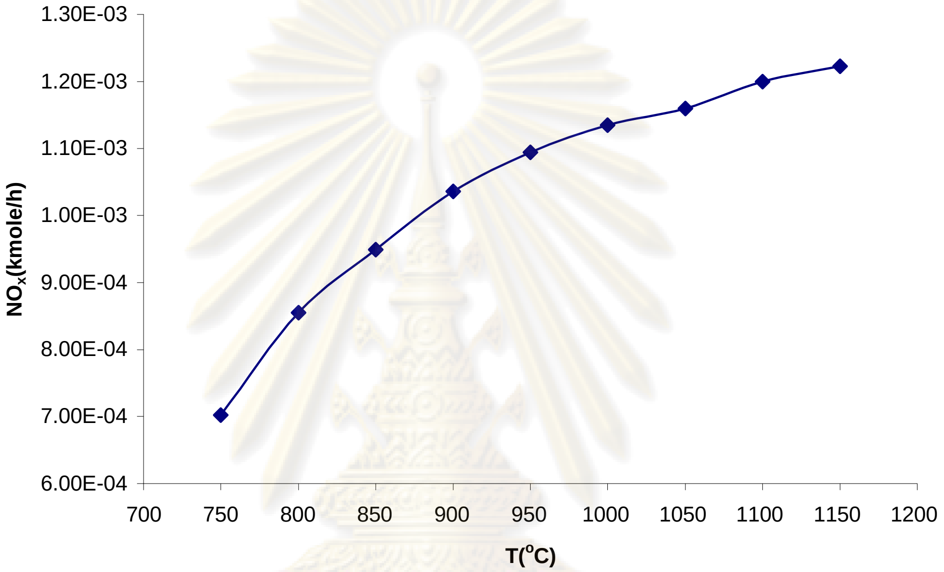


(c)

รูปที่ 6.1 การไหลของอากาศและขยะเชื้อเพลิงในแบบจำลองเตาเผาไหม้แบบไซโคลน-ฟลูอิดไดซ์เบด (a),(b),(c)

6.1.2 ผลกระทบของอุณหภูมิในการเผาไหม้

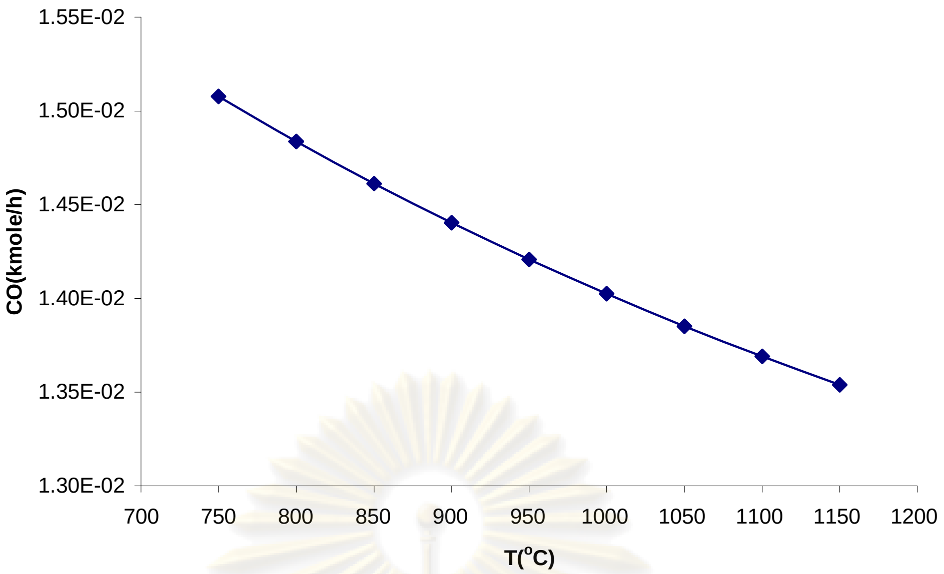
ในการศึกษาผลกระทบของอุณหภูมิในการเผาไหม้ จะทำการป้อนเชื้อเพลิงขยะพร้อมกับ $CaCO_3$ โดยให้มีอัตราส่วนระหว่างแคลเซียมและซัลเฟตเท่ากับ 1 และอัตราป้อนอากาศส่วนเกินที่ร้อยละ 120 โดยจะทำการทดลองที่ช่วงอุณหภูมิ 750 ถึง 1150 องศาเซลเซียส เนื่องจากในงานวิจัยของฐานิตย์ [13], [14] ได้เริ่มให้อุณหภูมิของเตาที่ 600 องศาเซลเซียส และต้องควบคุมอุณหภูมิของเตาไม่ให้เกิน 1300 องศาเซลเซียส ซึ่งถ้าเกินจากนั้นไปจะส่งผลให้เครื่องปฏิกรณ์เกิดความเสียหาย



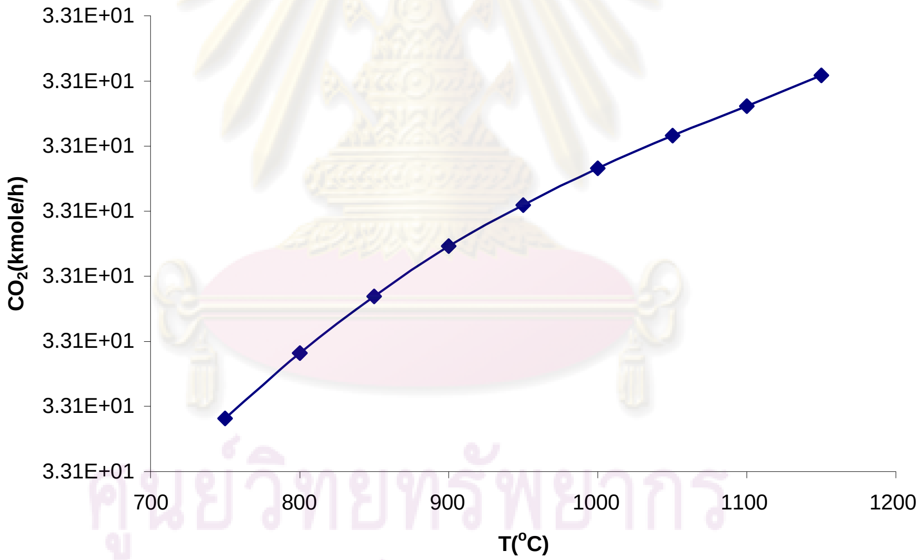
รูปที่ 6.2 ความสัมพันธ์ระหว่างอุณหภูมิการเผาไหม้กับปริมาณ NO_x

จากผลการทดลองในรูปที่ 6.2 จะเห็นว่าเมื่ออุณหภูมิเพิ่มขึ้นทำให้ NO_x เพิ่มมากขึ้นเนื่องจากยิ่งอุณหภูมิมากขึ้นการแตกตัวเข้าทำปฏิกิริยาระหว่าง N และ O จะเพิ่มมากขึ้น

ปฏิกิริยาการเผาไหม้เป็นปฏิกิริยาคายความร้อนที่เกิดขึ้นที่อุณหภูมิสูง ดังนั้นเมื่อทำการเพิ่มอุณหภูมิในการเผาไหม้ อัตราการเผาไหม้ (Char Combustion) ของถ่านจากคาร์บอนไปเป็นคาร์บอนมอนอกไซด์ และอัตราการเผาไหม้ของ CO เป็น CO_2 มีค่ามากขึ้น ดังนั้นในรูปที่ 6.3 และ 6.4 จะเห็นว่าเมื่ออุณหภูมิเพิ่มขึ้น CO จะลดลง แต่ CO_2 จะเพิ่มขึ้น



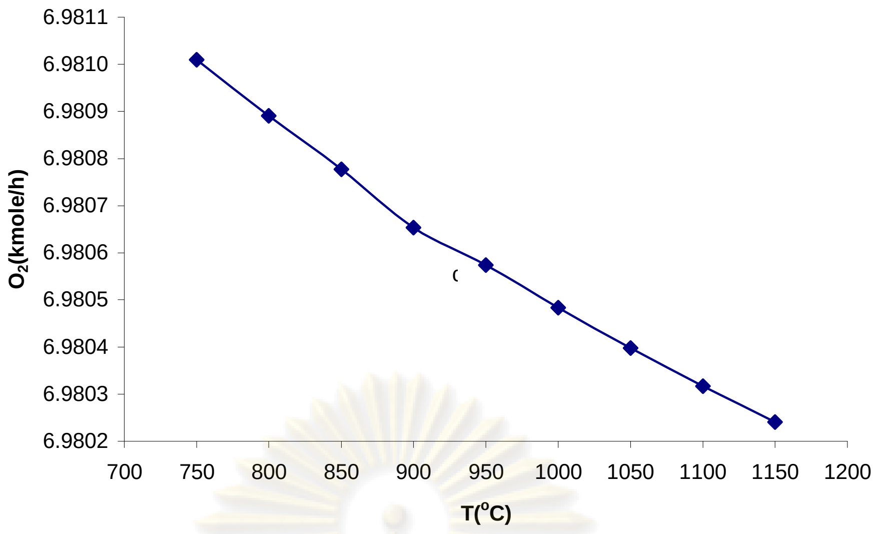
รูปที่ 6.3 ความสัมพันธ์ระหว่างอุณหภูมิการเผาไหม้กับปริมาณ CO



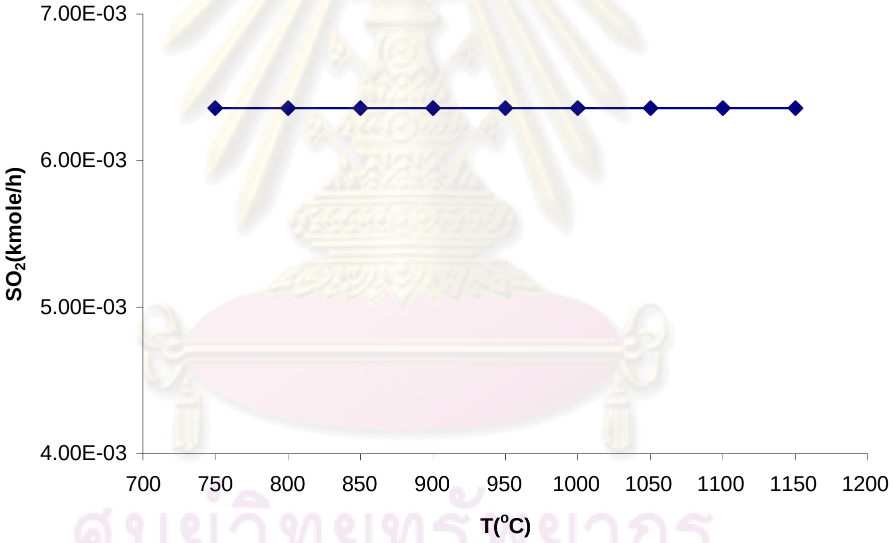
รูปที่ 6.4 ความสัมพันธ์ระหว่างอุณหภูมิการเผาไหม้กับปริมาณ CO_2

และตลอดเวลาที่ถ่านเกิดการเผาไหม้ก็จะดึง O_2 ที่อยู่ในกระแสลมร้อนไปทำปฏิกิริยาที่ผิวของถ่าน เมื่ออุณหภูมิสูงขึ้นจะส่งผลให้อัตราการเกิดปฏิกิริยามากขึ้นเพื่อเปลี่ยนคาร์บอนเป็น CO และ CO_2 จึงส่งผลให้ O_2 ลดลงดังรูปที่ 6.5

ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย



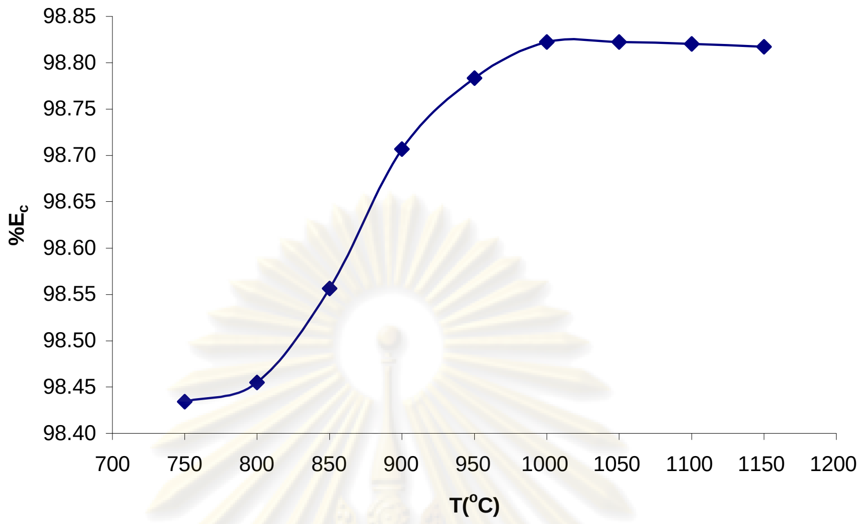
รูปที่ 6.5 ความสัมพันธ์ระหว่างอุณหภูมิการเผาไหม้กับปริมาณ O_2



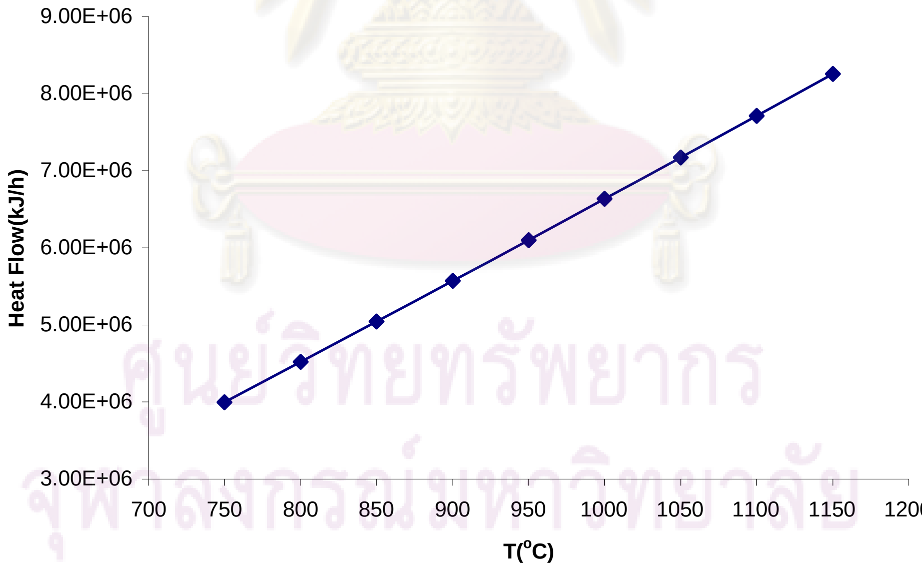
รูปที่ 6.6 ความสัมพันธ์ระหว่างอุณหภูมิการเผาไหม้กับปริมาณ SO_2

จากรูปที่ 6.6 จะเห็นว่าอุณหภูมิการเผาไหม้ไม่มีผลต่อปริมาณ SO_2 ที่เกิดขึ้น เนื่องจากปริมาณของซัลเฟอร์มีปริมาณเท่าเดิม และจากรูปที่ 6.7 แสดงความสัมพันธ์ระหว่างอุณหภูมิการเผาไหม้กับประสิทธิภาพการเผาไหม้คาร์บอน จะเห็นได้ว่าเมื่อเพิ่มอุณหภูมิจาก 750 ถึง 1150 จะเห็นว่าประสิทธิภาพการเผาไหม้คาร์บอน (Carbon combustion efficiency) มีแนวโน้มสูงขึ้น จุดที่ให้ประสิทธิภาพการเผาไหม้ดีที่สุดคือ 1000 องศาเซลเซียส ร้อยละ 98.823 และช่วงอุณหภูมิ 800 ถึง 900 องศาเซลเซียส เป็นช่วงที่ค่าร้อยละประสิทธิภาพการเผาไหม้เพิ่มขึ้น

อย่างรวดเร็ว และจะเห็นว่าที่ช่วงอุณหภูมิตั้งแต่ 950 ถึง 1000 องศาเซลเซียส ค่าร้อยละประสิทธิภาพการเผาไหม้จะเพิ่มเพียงเล็กน้อย และเมื่ออุณหภูมิมากกว่า 1000 องศาเซลเซียสขึ้นไปเริ่มมีแนวโน้มลดลง ทั้งนี้เนื่องจากการสูญเสียความร้อนให้กับสิ่งแวดล้อมมากขึ้นนั่นเอง



รูปที่ 6.7 ความสัมพันธ์ระหว่างอุณหภูมิการเผาไหม้กับประสิทธิภาพการเผาไหม้คาร์บอน



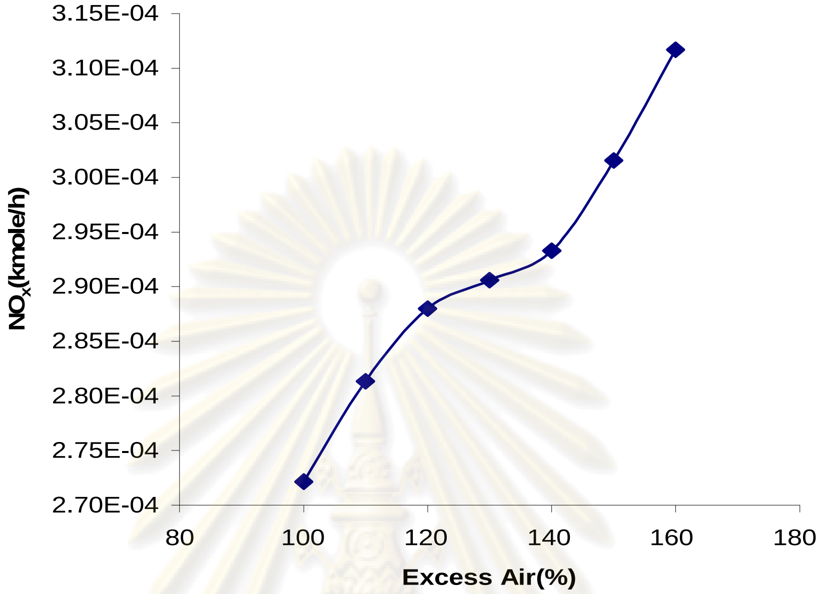
รูปที่ 6.8 ความสัมพันธ์ระหว่างอุณหภูมิการเผาไหม้กับความร้อนของกระแสลมร้อนที่ได้จากเครื่องปฏิกรณ์

จากรูปที่ 6.8 จะเห็นได้ว่าเมื่อเพิ่มอุณหภูมิการเผาไหม้ปริมาณความร้อนที่ได้ย่อมเพิ่มมากขึ้นเนื่องจากอุณหภูมิขณะดำเนินการสูงขึ้นจึงส่งผลให้ระบบมีความร้อนเพิ่มขึ้น

ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

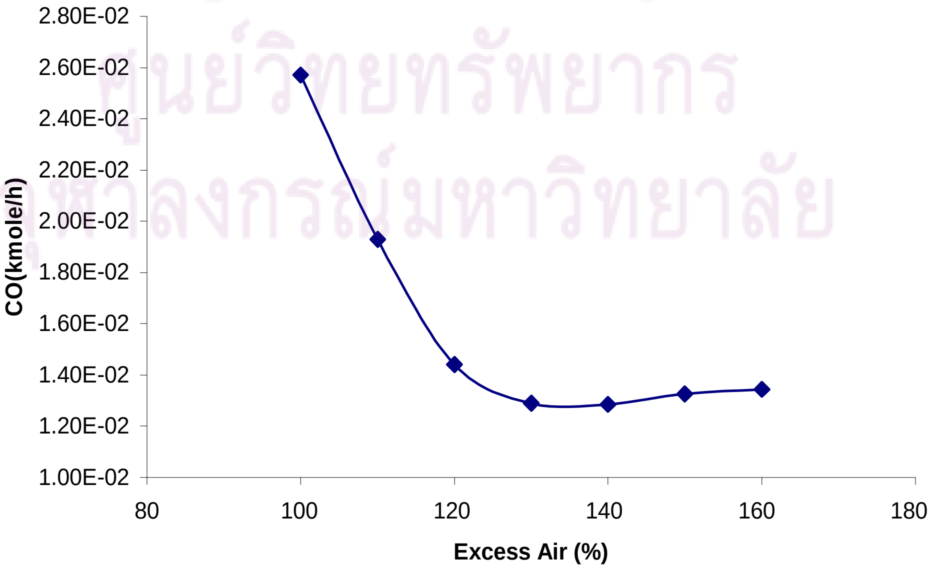
6.1.3 ผลกระทบของปริมาณของอากาศที่ป้อน

ในการศึกษานี้จะทำการศึกษาผลกระทบของปริมาณของอากาศที่ป้อนในการเผาไหม้ โดยทำการศึกษาที่อุณหภูมิ 900 องศาเซลเซียส อัตราส่วน Ca/S เท่ากับ 1 โดยทำการทดลองปริมาณอากาศส่วนเกินที่ช่วงร้อยละ 100 ถึง 160

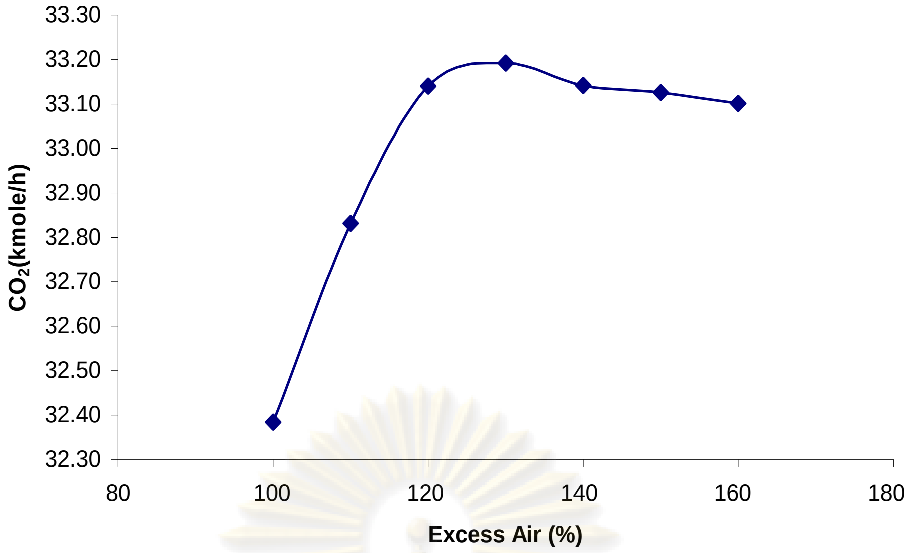


รูปที่ 6.9 ความสัมพันธ์ระหว่างอากาศส่วนเกินที่ป้อนเข้าเครื่องปฏิกรณ์กับปริมาณ NO_x

จากรูปที่ 6.9 จะเห็นว่าเมื่อป้อนอากาศมากขึ้นจะส่งผลให้ปริมาณ NO_x มีมากขึ้น เนื่องจากในอากาศมีไนโตรเจนอยู่ประมาณร้อยละ 79 โดยโมล ดังนั้นเมื่อป้อนอากาศมากขึ้นย่อมส่งผลให้มี N ที่เข้าไปทำปฏิกิริยาการเผาไหม้ ทำให้ปริมาณ NO_x มากขึ้น

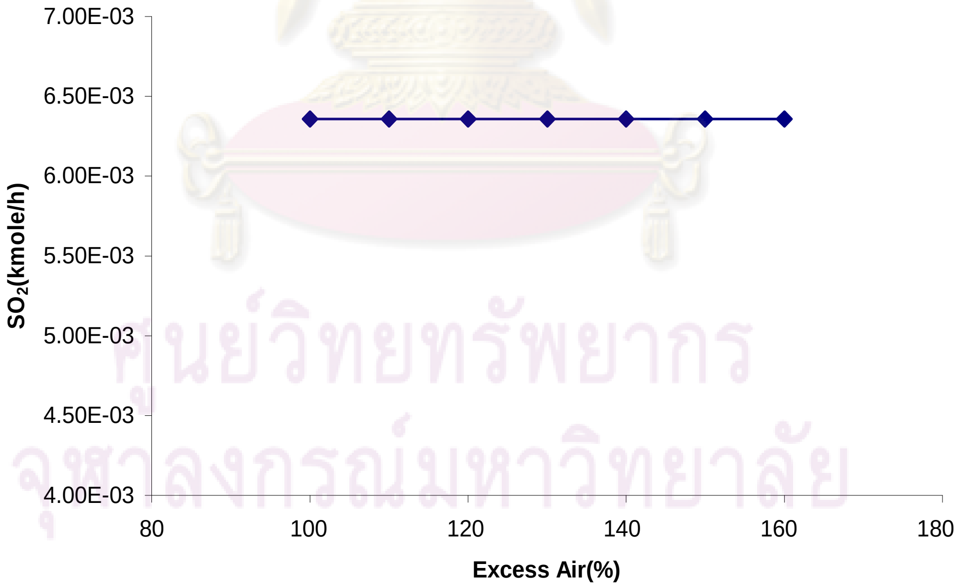


รูปที่ 6.10 ความสัมพันธ์ระหว่างอากาศส่วนเกินที่ป้อนเข้าเครื่องปฏิกรณ์กับปริมาณ CO



รูปที่ 6.11 ความสัมพันธ์ระหว่างอากาศส่วนเกินที่ป้อนเข้าเครื่องปฏิกรณ์กับปริมาณ CO_2

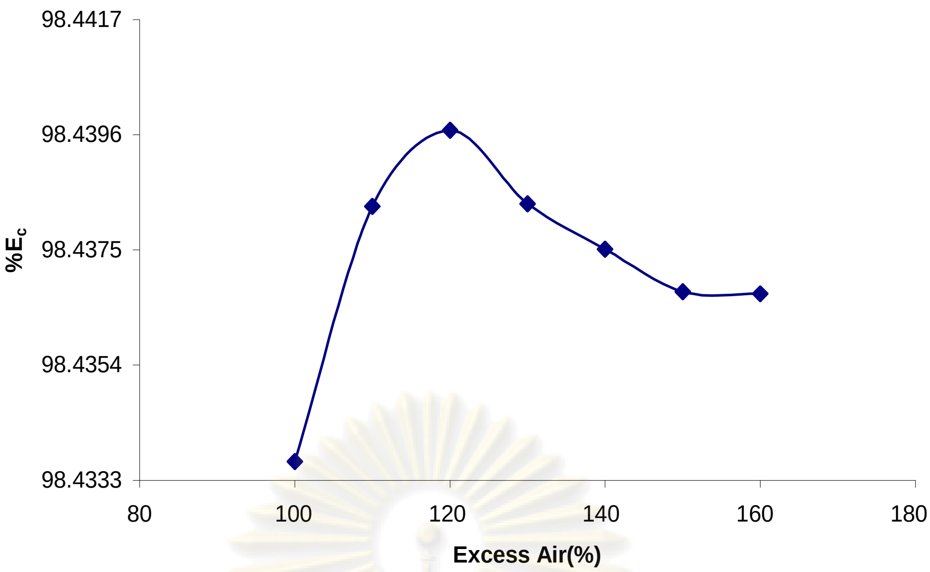
จากรูปที่ 6.10 และ 6.11 จะเห็นว่า CO ลดลงและ CO_2 เพิ่มขึ้น แต่เมื่อป้อนอากาศมากกว่าร้อยละ 120 ขึ้นไปจะเห็นว่าแนวโน้มของ CO เพิ่มขึ้น แต่ CO_2 ลดลง ซึ่งนั่นบ่งบอกถึงการเผาไหม้ที่เริ่มไม่สมบูรณ์นั่นเอง เนื่องจากเมื่อปริมาณอากาศมากขึ้น ความเร็วของอากาศย่อมมากขึ้น ส่งผลให้เวลาในการทำปฏิกิริยาระหว่างอนุภาคถ่านกับ O_2 มีน้อยลง



รูปที่ 6.12 ความสัมพันธ์ระหว่างอากาศส่วนเกินที่ป้อนเข้าเครื่องปฏิกรณ์กับปริมาณ SO_2

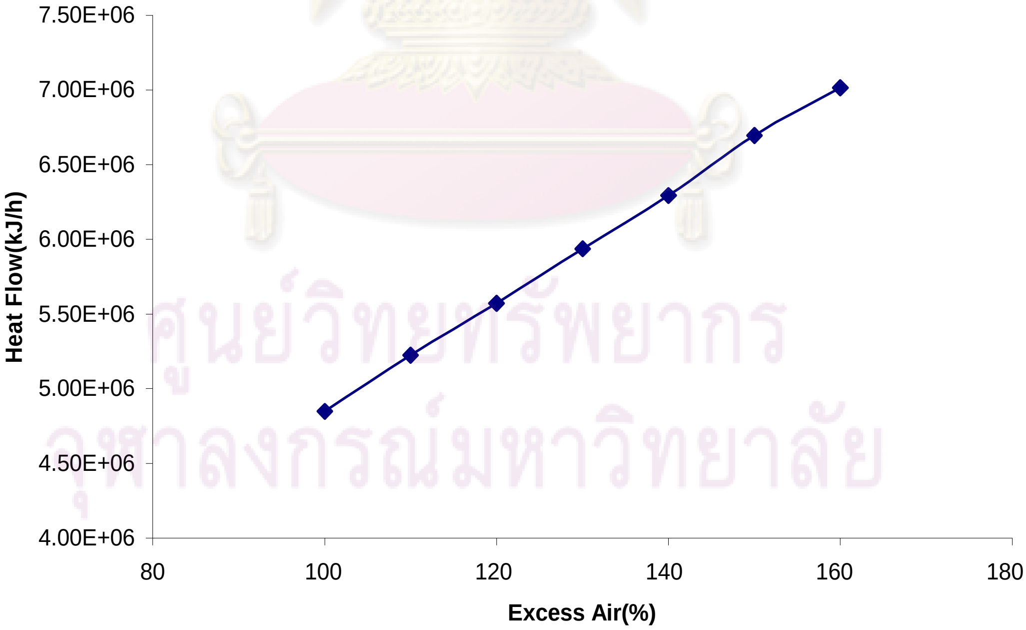
จากรูปที่ 6.12 จะเห็นว่าปริมาณของ SO_2 มีการเปลี่ยนแปลงน้อยมากเนื่องจากปริมาณซัลเฟอร์ในกระบวนการนี้คงที่ จึงส่งผลให้การทำปฏิกิริยาการเผาไหม้รวมถึงปฏิกิริยาการดูดซับ SO_2 ค่อนข้างคงที่

ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย



รูปที่ 6.13 ความสัมพันธ์ระหว่างอากาศส่วนเกินที่ป้อนเข้าเครื่องปฏิกรณ์กับประสิทธิภาพการเผาไหม้คาร์บอน

จากรูปที่ 6.13 จะเห็นได้ว่าที่อากาศส่วนเกินที่ร้อยละ120 ให้ประสิทธิภาพการเผาไหม้คาร์บอนที่ดีที่สุดเนื่องจากปริมาณอากาศมากขึ้น ความเร็วของอากาศย่อมมากขึ้น ส่งผลให้เวลาในการทำปฏิกิริยาระหว่างอนุภาคถ่านกับ O_2 มีน้อยลง



รูปที่ 6.14 ความสัมพันธ์ระหว่างอากาศส่วนเกินที่ป้อนเข้าเครื่องปฏิกรณ์กับความร้อนของกระแสลมร้อนที่ได้จากเครื่องปฏิกรณ์

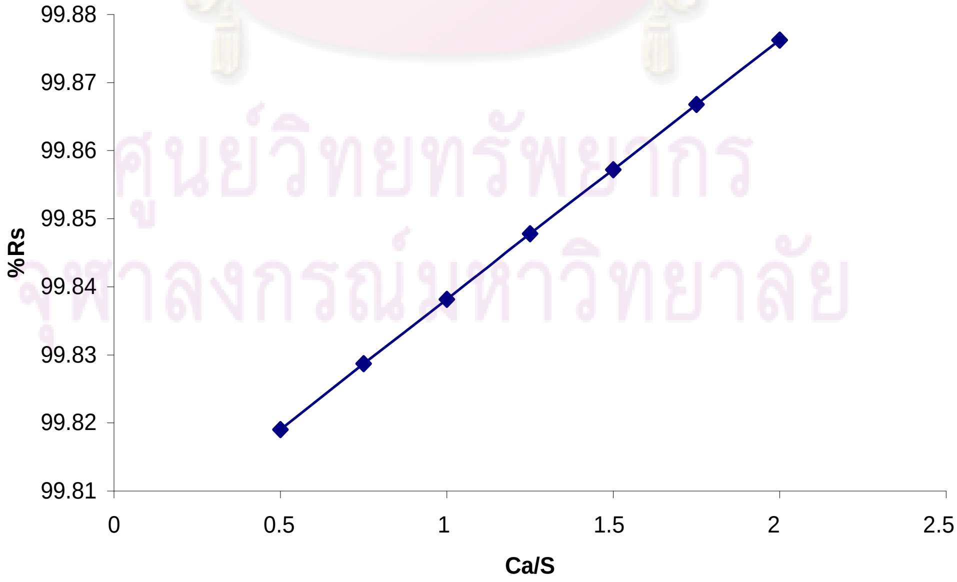
จากรูปที่ 6.14 จะเห็นได้ว่าเมื่อเพิ่มอากาศส่วนเกินปริมาณความร้อนที่ได้มีแนวโน้มเพิ่มขึ้นเนื่องจากปฏิกิริยาการเผาไหม้เป็นปฏิกิริยาแบบคายความร้อนดังนั้นเมื่ออากาศที่ป้อนเข้าเพิ่มมากขึ้นปริมาณของ O_2 ที่ทำปฏิกิริยาได้มากขึ้นส่งผลให้ความร้อนที่ได้จากการทำปฏิกิริยาเพิ่มมากขึ้น

6.1.4 ผลกระทบของอัตราส่วนระหว่างแคลเซียมกับซัลเฟอร์ (Ca/S)

ในส่วนนี้จะทำการศึกษาที่อุณหภูมิ 900 องศาเซลเซียส โดยทำการทดลองอัตราส่วน Ca/S ที่ช่วง 0.5 ถึง 2 โดยมีอัตราการป้อนดังตารางที่ 6.1

ตารางที่ 6.1 แสดงปริมาณที่ป้อนเข้าของ $CaCO_3$ ที่แต่ละอัตราส่วนของ Ca/S

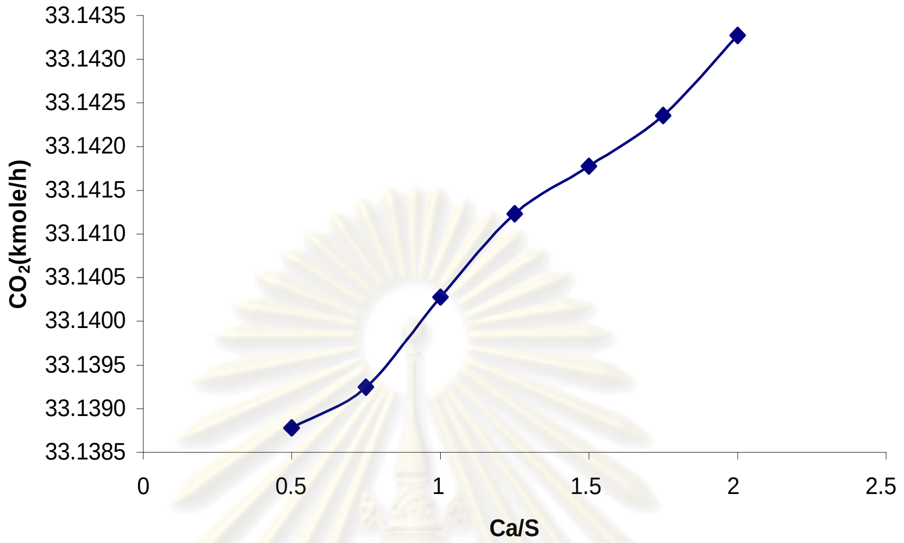
Ca/S	Flow rate of $CaCO_3$ (kg/s)
0.5	0.15
0.75	0.225
1.0	0.30
1.25	0.375
1.5	0.45
1.75	0.525
2.0	0.60



รูปที่ 6.15 ความสัมพันธ์ระหว่างอัตราส่วนของ Ca/S กับความสามารถในการดูดซับ SO_2

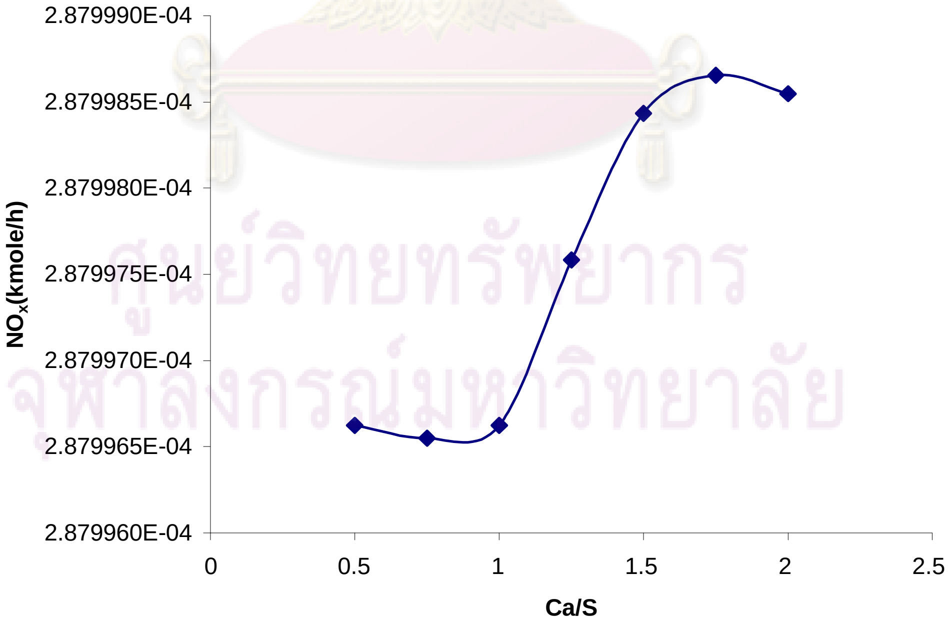
ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

จากรูปที่ 6.15 แสดงให้เห็นถึงผลกระทบของ Ca/S กับ ความสามารถในการดูดซับ SO_2 ที่อุณหภูมิ 900 องศาเซลเซียส จะเห็นได้ว่าสามารถดูดซับ SO_2 ได้ถึงร้อยละ 99.88 โดยที่ Ca/S เท่ากับ 2 ให้ประสิทธิภาพในการดูดซับมากที่สุด



รูปที่ 6.16 ความสัมพันธ์ระหว่างอัตราส่วนของ Ca/S กับปริมาณ CO_2

จากรูปที่ 6.16 จะเห็นว่าเมื่อเพิ่มอัตราส่วน Ca/S ทำให้ปริมาณของ CO_2 เพิ่มขึ้น เนื่องจากปฏิกิริยาการแตกตัวของ $CaCO_3$ ทำให้ได้ปริมาณ CO_2 ที่เพิ่มขึ้น



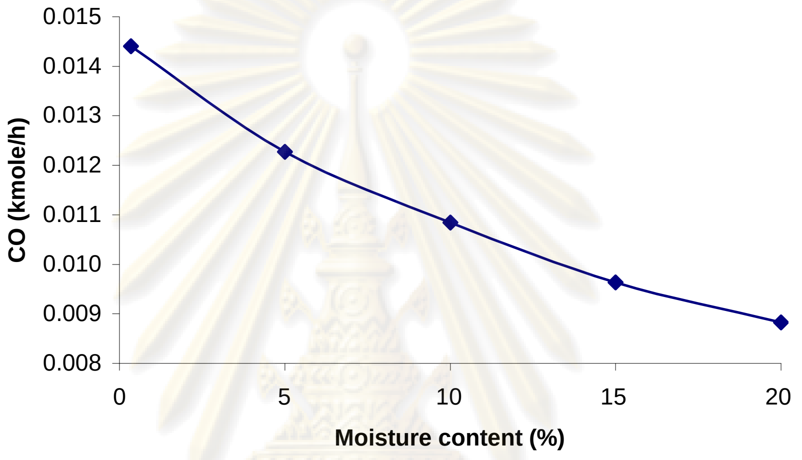
รูปที่ 6.17 ความสัมพันธ์ระหว่างอัตราส่วนของ Ca/S กับปริมาณ NO_x

ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

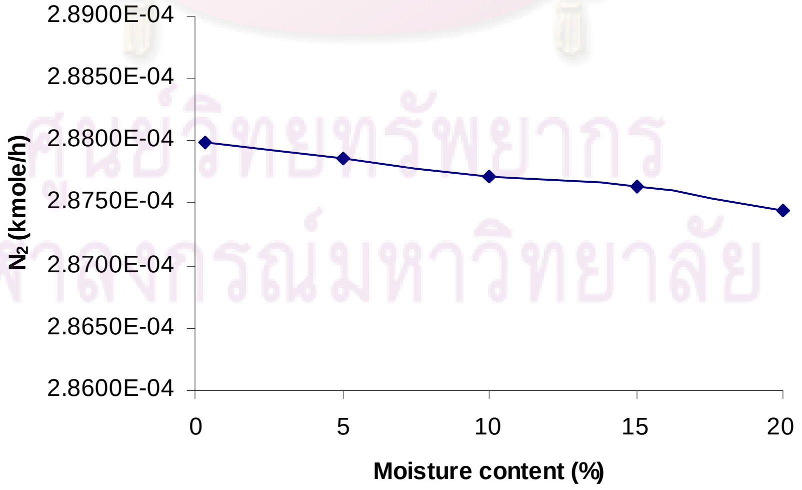
จากรูปที่ 6.17 จะเห็นว่า NO_x เพิ่มขึ้นเพียงเล็กน้อยเท่านั้นดังนั้นการเพิ่มอัตราส่วนของ Ca/S ไม่ส่งผลกระทบต่อการทำปฏิกิริยาการเผาไหม้ของ NO_x

6.1.5 ผลกระทบของปริมาณความชื้นของเชื้อเพลิงที่ป้อนเข้า

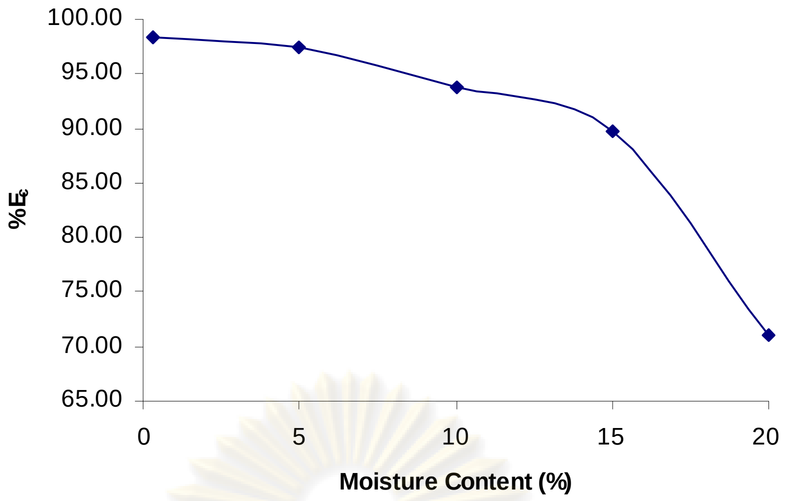
ในการศึกษานี้จะทำการศึกษาผลกระทบของปริมาณความชื้นของเชื้อเพลิงที่ป้อนเข้า โดยทำการศึกษาที่อุณหภูมิ 900 องศาเซลเซียส อัตราส่วน Ca/S เท่ากับ 1 โดยทำการทดลองปริมาณอากาศส่วนเกินที่ช่วงร้อยละ 120 ทำการทดลองโดยเพิ่มปริมาณความชื้นของเชื้อเพลิงที่ป้อนเข้าตั้งแต่ร้อยละโดยมวล 5 ถึง 20



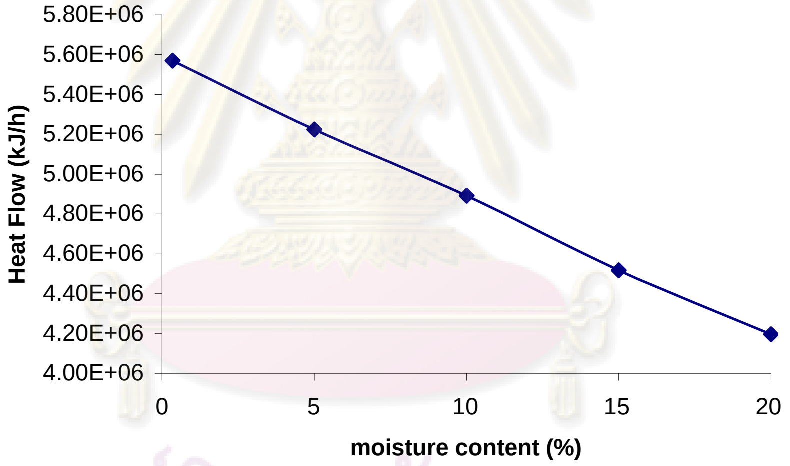
รูปที่ 6.18 ความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณความชื้นของเชื้อเพลิงกับปริมาณ CO



รูปที่ 6.19 ความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณความชื้นของเชื้อเพลิงกับปริมาณ N_2



รูปที่ 6.20 ความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณความชื้นของเชื้อเพลิงกับประสิทธิภาพการเผาไหม้คาร์บอน



รูปที่ 6.21 ความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณความชื้นของเชื้อเพลิงกับความร้อนของกระแสลมร้อนที่ได้จากเครื่องปฏิกรณ์

ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

จากรูปที่ 6.18 และ 6.19 จะเห็นได้ว่าเมื่อปริมาณความชื้นเพิ่มขึ้นปริมาณของก๊าซเสียที่ออกมามีแนวโน้มลดลง เนื่องจากขั้นตอนการระเหยออกของสารประกอบเกิดขึ้นพร้อมกับขั้นตอนการระเหยของน้ำทำให้ปฏิกิริยาการเผาไหม้ไม่สมบูรณ์จึงส่งผลให้ประสิทธิภาพการเผาไหม้คาร์บอน และความร้อนที่ได้จากกระแสลมร้อนลดลงอย่างมากดังรูปที่ 6.20 และ 6.21

6.2 สรุปผลการวิจัย

ในการศึกษาครั้งนี้ต้องการจำลองเตาเผาไหม้แบบไซโคลน-ฟลูอิดไดซ์เบดโดยมีขยะชุมชนเป็นเชื้อเพลิง และใช้โปรแกรม Aspen Hysys 2006 เพื่อจำลองขั้นตอนการเกิดปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นในแต่ละส่วนของเครื่องปฏิกรณ์ โดยแบ่งเครื่องปฏิกรณ์ออกเป็น 3 ส่วน โดยส่วนบนสุด (UPPER 1) เป็นส่วนที่ป้อนขยะ $CaCO_3$ และอากาศส่วนที่หนึ่ง ส่วนที่สองคือส่วนที่อยู่ต่ำกว่าวงแหวนวอร์เทค เป็นส่วนที่ป้อนอากาศส่วนที่สาม และส่วนล่างสุด (Bottom) เป็นส่วนที่เกิดฟลูอิดไดเซชั่นและป้อนอากาศส่วนที่สอง โดยในเบื้องต้นได้ทำการออกแบบเครื่องปฏิกรณ์เพื่อนำขนาดมาใช้ในแบบจำลองโดยทำการทดลองศึกษาถึงผลกระทบของสภาวะในการดำเนินการเช่น อุณหภูมิในการเผาไหม้ ปริมาณของอากาศที่ป้อน และอัตราส่วนระหว่างแคลเซียมกับซัลเฟอร์ (Ca/S) ที่มีต่อประสิทธิภาพในการเผาไหม้ ปละปริมาณของก๊าซพิษ CO, CO_2, SO_2 และ NO_x ที่เกิดขึ้น

- การทดลองรูปแบบลักษณะการไหลของอนุภาคขยะเชื้อเพลิงที่อยู่ภายในแบบจำลองห้องเผาไหม้ที่สร้างจากแก้วใสพบว่าขยะพลาสติกเกิดลอยตัวเป็นอิสระแบบฟลูอิดไดซ์เบด ทำให้ขยะเชื้อเพลิงเกิดการฟุ้งกระจายและไหลหมุนวนร่วมกับไซโคลน ซึ่งเป็นการไหลแบบปั่นป่วน นอกจากนั้นการหมุนวนของอากาศบริเวณเหนือวอร์เทคริง และตัวของวอร์เทคริงเองมีบทบาทสำคัญอย่างมากในการช่วยหมุนวนอนุภาคไม่ให้หลุดออกจากห้องเผาไหม้ หรือช่วยให้หลุดออกไปน้อยลง ซึ่งลักษณะทั้งสองอย่างมีผลช่วยเพิ่มประสิทธิภาพในการเผาไหม้ดีขึ้นนั่นเอง

- การเพิ่มอุณหภูมิในการเผาไหม้ทำให้ประสิทธิภาพในการเผาไหม้ดีขึ้น เนื่องจากอัตราการเกิดปฏิกิริยาได้ CO และ CO_2 ดีขึ้น แต่เมื่อเพิ่มจนอุณหภูมิมากกว่า 950 องศาเซลเซียสขึ้นไปจะพบว่าร้อยละประสิทธิภาพการเผาไหม้เพิ่มขึ้นเพียงเล็กน้อยเท่านั้น เนื่องจากที่อุณหภูมิสูงอนุภาคคาร์บอนจะทำปฏิกิริยาอย่างรวดเร็วจนมีขนาดเล็กลงอย่างรวดเร็วจนคาร์บอนที่ไม่ทำปฏิกิริยาจะหลุดออกจากเตาก่อนที่จะทำปฏิกิริยาได้หมด ที่อุณหภูมิ 1000 องศาเซลเซียสให้ร้อยละประสิทธิภาพการเผาไหม้สูงที่สุดคือร้อยละ 98.823 แต่ก็มีปริมาณของ NO_x ที่สูงเช่นกันเนื่องจากเมื่ออุณหภูมิมากขึ้นปริมาณของ NO_x จะเพิ่มมากขึ้น

- การเพิ่มปริมาณการป้อนอากาศ ปริมาณอากาศส่วนเกินให้ร้อยละประสิทธิภาพการเผาไหม้มากที่สุดที่อุณหภูมิ 900 องศาเซลเซียส คือที่ร้อยละ120 จะได้ประสิทธิภาพการเผาไหม้ร้อยละ 98.44 โดยที่อากาศส่วนที่สองกำหนดให้อัตราการป้อนคงที่ที่ 3848 m^3/s อากาศส่วนที่หนึ่งที่ 2518.53 m^3/s และอากาศส่วนที่สามที่ 1079.37 m^3/s

- ผลกระทบของอัตราการป้อน $CaCO_3$ คือยิ่งป้อนมากประสิทธิภาพในการดูดซับ SO_2 จะดีขึ้น แต่โดยเฉลี่ยแล้วอยู่ที่ร้อยละ 99.8 โดยประสิทธิภาพในการดูดซับจะเพิ่มขึ้นเพียงเล็กน้อยเท่านั้น ได้ค่าสูงสุดอยู่ที่ร้อยละ 99.876 ที่ Ca/S เท่ากับ 2 และส่งผลให้ปริมาณ CO_2 มากขึ้นเนื่องจากปฏิกิริยาการแตกตัวของ $CaCO_3$ ให้ CaO และ CO_2

- ผลกระทบของปริมาณความชื้นของเชื้อเพลิง คือเมื่อปริมาณความชื้นเพิ่มขึ้นจะสามารถช่วยลดปริมาณก๊าซเสียที่เกิดขึ้นได้แต่ในทางกลับกันประสิทธิภาพการเผาไหม้คาร์บอนที่ได้จะน้อยลงและระบบยังต้องสูญเสียความร้อนที่ได้ไปกับขั้นตอนการระเหยของน้ำมากขึ้นอีกด้วย โดยความชื้นของเชื้อเพลิงขยะที่อยู่ในเกณฑ์ยอมรับได้คือไม่เกินร้อยละ 10 โดยมวลของเชื้อเพลิงขยะ

- เมื่อเปรียบเทียบกับเตาเผาไหม้ฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียนจากงานวิจัยของ Chutima **[24]** จะเห็นได้ว่าจุดได้เปรียบของเตาเผาไหม้แบบไซโคลน-ฟลูอิดไดซ์เบด คือมีสัดส่วนความสูงต่อเส้นศูนย์กลางต่ำเท่ากับ 2.75 ซึ่งน้อยกว่าเตาเผาไหม้ฟลูอิไดซ์เบดที่มีสัดส่วนความสูงต่อเส้นศูนย์กลางเท่ากับ 13 ทำให้เตาเผาไหม้แบบไซโคลน-ฟลูอิดไดซ์เบด เกิดความสะดวกในการเคลื่อนย้ายและติดตั้ง และจากพฤติกรรมการเผาไหม้แบบวอร์เทคและฟลูอิไดซ์เบดขณะที่เกิดการเผาไหม้จะทำให้เกิดการเผาไหม้ตลอดทั่วทั้งพื้นที่หน้าตัดของเตาทำให้เตาเผาไหม้แบบไซโคลน-ฟลูอิดไดซ์เบดสามารถผลิตพิกัดความร้อนจำเพาะได้สูง และช่วยให้เกิดการเผาไหม้อย่างสมบูรณ์มากขึ้นซึ่งสามารถช่วยลดปริมาณ CO, SO_2 และ NO_x ที่ปล่อยออกจากกระบวนการเมื่อเปรียบเทียบกับเตาเผาไหม้ฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียน

6.3 ข้อเสนอแนะ

1. เนื่องจากกระบวนการจริงพบว่าอุณหภูมิไม่สม่ำเสมอทั้งเตาเผาไหม้ ดังนั้นจึงควรมีการศึกษาการกระจายของการเผาไหม้ภายในเตาเผา

2. ปริมาณก๊าซที่ปล่อยออกจากเตาเผาที่ได้จากการจำลองกระบวนการด้วยโปรแกรม Aspen HYSYS 2006 โดยใช้เครื่องปฏิกรณ์แทนปฏิกิริยาการเผาไหม้ที่เกิดขึ้นในแต่ละขั้นตอนเรียงตามลำดับความเร็วในการเกิดปฏิกิริยา ซึ่งในกระบวนการจริงปฏิกิริยาจะเกิดกระจายทั่วทุกพื้นที่ในเตาเผาไหม้ดังนั้นจึงต้องมีการพัฒนาแบบจำลองที่ซับซ้อนขึ้นเพื่อให้ได้ผลที่ถูกต้องมากขึ้น

3. การออกแบบขนาดเตาเผาไหม้ในงานวิจัยนี้เป็นการออกแบบทางทฤษฎีเท่านั้น โดยยังมิได้ศึกษาในส่วนของวัสดุที่ใช้ และยังมิได้คิดค่าคงที่ความปลอดภัย ซึ่งอาจยังไม่เพียงพอที่จะนำไปสร้างเตาเผาในระดับปฏิบัติการได้

ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

รายการอ้างอิง

[1] วรรณภา ศรีวิไลสกุลวงศ์ และคณะ. อนุรักษ์พลังงาน ด้วยชีวิตพอเพียง [ออนไลน์]. แหล่งที่มา: http://www.sema.go.th/files/Content/Non_formal/0063/ST%20ENERGY/page5.htm [2551, พฤศจิกายน 17].

[2] ฐานิตย์ เมธิยานนท์, อาวุธ ลภิรัตนากูล และสมชาติ โสภณรณฤทธิ์. เตาเผาไหม้วอร์เทค-ฟลูอิไดซ์เบด: ผลกระทบของอากาศส่วนที่สองต่อสมรรถนะเตาเมื่อใช้เชื้อเพลิงผสม. การประชุมวิชาการเครือข่ายวิศวกรรมเครื่องกลแห่งประเทศไทยครั้งที่ 20. นครราชสีมา, 2549.

[3] ฐานเศรษฐกิจ [ออนไลน์]. http://www.thannews.th.com/detialNews.php?id=T0421401&Issue=2329 [2551, พฤศจิกายน 17].

[4] สมศักดิ์ วรมงคลชัย. การนำ“ขยะพลาสติก” กลับมาใช้ใหม่ (Recycle of Waste Plastic Materials. วารสารโลกพลังงาน (Energy World Journal), ปีที่ 5, ฉบับที่ 19, 2546.

[5] ฐานิตย์ เมธิยานนท์, อาวุธ ลภิรัตนากูล และสมชาติ โสภณรณฤทธิ์. เตาเผาไหม้วอร์เทค-ฟลูอิไดซ์เบด: ผลกระทบของอากาศส่วนที่สองต่อสมรรถนะเตาเมื่อใช้เชื้อเพลิงผสม. การประชุมวิชาการเครือข่ายวิศวกรรมเครื่องกลแห่งประเทศไทยครั้งที่ 20. นครราชสีมา, 2549.

[6] การุณ เลาะมาน, ยุทธพงษ์ มีสาคร และพงษ์เจต พรหมวงศ์. การศึกษาเชิงทดลองเตาเผาแกลบแบบหมุนวนหลายขั้น. การประชุมวิชาการเครือข่ายวิศวกรรมเครื่องกลแห่งประเทศไทยครั้งที่ 17. ปราจีนบุรี, 2546.

[7] ฐานิตย์ เมธิยานนท์, อาวุธ ลภิรัตนากูล, ประสาน สถิตเรืองศักดิ์ และสมชาติ โสภณรณฤทธิ์. เตาเผาไหม้วอร์เทค-ฟลูอิไดซ์เบด (VFBC): สมรรถนะของเตาเผาไหม้และการกระจายตัวของก๊าซไอเสียภายในห้องเผาไหม้. การประชุมวิชาการเครือข่ายวิศวกรรมเครื่องกลแห่งประเทศไทยครั้งที่ 19. ภูเก็ต, 2548.

[8] ฐานิตย์ เมธิยานนท์, อาวุธ ลภิรัตนากูล และสมชาติ โสภณรณฤทธิ์. เตาเผาไหม้วอร์เทค-ฟลูอิไดซ์เบด: ผลกระทบของอากาศส่วนที่สองต่อสมรรถนะเตาเมื่อใช้เชื้อเพลิงผสม. การประชุมวิชาการเครือข่ายวิศวกรรมเครื่องกลแห่งประเทศไทยครั้งที่ 20. นครราชสีมา, 2549.

[9] ฐานิตย์ เมธิยานนท์, ประสาน สถิตเรืองศักดิ์, และสราวุฒิ สังวรกาญจน์. การเผาไหม้เชื้อเพลิงชีวมวล และการเผาไหม้เชื้อเพลิงชีวมวลร่วมด้วยเทคนิคการเผาไหม้แบบฟลูอิ

ไดซ์เบด. วิศวกรรมเครื่องกล คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีมหานคร, 2550.

[10] วิศิษฐ์ ลีลาผาติกุล. การศึกษาเชิงทดลองของห้องเผาไหม้วอร์เทคหลายขั้นต่อคุณลักษณะการเผาไหม้เชื้อเพลิงแกลบ. การประชุมเชิงวิชาการเครือข่ายพลังงานแห่งประเทศไทยครั้งที่ 1. ชลบุรี.

[11] Syred, C., Fick, W., Griffiths, A.J. and Syred N. Cyclone gasifier and cyclone combustor for the use of biomass derived gas in the operation of a small gas turbine in cogeneration plants. Fuel 83 (2004): 2381–2392.

[12] Soo, Y.N. Combustion characteristics of anthracite in vertical cyclone combustor. Journal of KSME, 7, 4 (1993): 295-302.

[13] นิวัติ พิริยะรุ่งโรจน์, ฐานิต เมธิยานนท์ และสมชาติ โสภนรณฤทธิ์. รายงานวิจัยฉบับสมบูรณ์ เตาเผาไหม้วอร์เทค-ฟลูอิดไดซ์เบดโดยใช้เชื้อเพลิงแกลบในระดับปฏิบัติการ. ชุดโครงการสนับสนุนผู้ปฏิบัติการวิจัยในภาคอุตสาหกรรม. สำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัย (สกว.), 2547.

[14] ฐานิต เมธิยานนท์, อดิศักดิ์ นาถกรณกุล และสมชาติ โสภณรณฤทธิ์. รายงานวิจัยฉบับสมบูรณ์ เตาเผาไหม้วอร์เทค-ฟลูอิดไดซ์เบดใช้เชื้อเพลิงแกลบในระดับอุตสาหกรรม. ชุดโครงการสนับสนุนผู้ปฏิบัติการวิจัยในภาคอุตสาหกรรม. สำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัย (สกว.), 2548.

[15] Madhiyanon, T., Lapirattanakun, A., Sathitruangsak, P. and Soponronnarit, S. A novel cyclonic fluidized-bed combustor (ψ-FBC): combustion and thermal efficiency, temperature distribution, combustion intensity, and emission of pollutants. Combust Flame 146 (2006):232–245.

[16] Madhiyanon, T., Sathitruangsak, P. and Soponronnarit, S. Co-combustion of rice husk with coal in a cyclonic fluidized-bed combustor (ψ-FBC). Fuel 88 (2009): 132–138.

[17] Sahati, M.A. Combustion of Poor Quality Fuel using a Multi-Inlet Cyclone Combustor. Energy and power & Propulsion and fuels (1982): 10-21.

[18] Agrest, J. The Combustion of Vegetable Materials: Cotton Husk Combustion Problem. Journal of Institute of fuel 48 (1965): 344-348.

[19] ปณตสรรค์ สูจยานนท์. โปรแกรมคอมพิวเตอร์สำหรับการออกแบบไซโคลน. วิทยานิพนธ์ปริญญามหาบัณฑิต สาขาวิชาวิศวกรรมเครื่องกล ภาควิชาวิศวกรรมเครื่องกล คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย, 2541.

[20] Cheromisnoff, N.A. Encyclopedia of fluid Mechanic. Solid and Gas Solid Flow, Vol. 4. Houston: Guff Publishing, 1986.

[21] Kunii, D, and Levenspiel, O. Fluidization Engineering. New York: Wiley, 1991.

[22] สมศักดิ์ ดำรงเลิศ. ฟลูอิดไดเซชั่น. กรุงเทพมหานคร: จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย, 2528.

[23] Kunii, D, and Levenspiel, O. Fluidization Engineering. New York: Wiley and Suns, 1969.

[24] Montatip, C., Kheawhom, S. Optimization of co-combustion in circulating fluidized bed combustor. Department of chemical Engineering Faculty of Engineering. Chulalongkorn University, 2007.

[25] อำนาจ มากกลาง และสิงห์ชัย ทรัพย์อุดมมาด. การผลิตลมร้อนจากเชื้อเพลิงแกลบโดยใช้เตาเผาไซโคลนร่วมกับเทคนิคการเผาไหม้แบบฟลูอิดไดซ์เบด. ปริญญานิพนธ์ สาขาวิชาวิศวกรรมเครื่องกล ภาควิชาวิศวกรรมเครื่องกล คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีมหานคร, 2545.

[26] กรมส่งเสริมคุณภาพสิ่งแวดล้อม กระทรวงทรัพยากรธรรมชาติและสิ่งแวดล้อม. รายงานฉบับสมบูรณ์ โครงการนำร่องเพื่อสนับสนุนการจัดตั้งศูนย์สาธิตเทคโนโลยีด้านสิ่งแวดล้อม.

[27] วิชชา ชาครพิพัฒน์. พลังงานไฟฟ้าจากขยะมูลฝอย [ออนไลน์]. แหล่งที่มา: http://www.mea.or.th/internet/hdd/vitcha.pdf [2552, มีนาคม 25].

[28] ธนา นาถไตรภพ. เรื่องน่ารู้คู่พลังงาน [ออนไลน์]. http://fenergy.multiply.com/journal/item/11/11 [2552, มีนาคม 25].

[29] บริษัท ปัญญา คอนซัลแตนท์ จำกัด. สัมมนาเผยแพร่ผลการศึกษาโครงการศึกษาวิจัยและพัฒนาการผลิตขยะเชื้อเพลิง (RDF). กรมพัฒนาพลังงานทดแทนและอนุรักษ์พลังงาน กระทรวงพลังงาน, 2551.

[30] American Society of Testing and materials. ASTMD 2015: Standard Test Method After Gross Calorific Value of coal and Coke. In Annual book of ASTM (1992): 335-338.

[31] Eugene, A.A. and Thoedore, B. Meak's standart Handbook for mechanical engineering. 9th. Newyork: McGraw-Hill, 1987.

ศูนย์วิทยทรัพยากร จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

[32] Maoyun, H., Bo, X., Zhiquan, H., Shiming, L., Xianjun, G. and Siyi, L. Syngas Production from catalytic gasification of waste polyethylene: Influence of temperature on gas yield and composition. Journal of hydrogen energy 34 (2009): I342-I348.

[33] Baron, J., Bulewicz, E.M., Kandefer, S., Pilawska, M., zukowski, W. and Hayhurst, A.N. The combustion of polymer pellets in a bubbling fluidised bed. Fuel 85 (2006): 2494-2508.

[34] Yang, Y.B. et al. Simulation of channel growth in a burning bed of solids. Institution of Chemical Engineers Trans IChemE 81, 2003.

[35] Yang, Y.B. et al. Mathematical modeling of MSW incineration on a travelling bed. Waste management 22 (2002): 369-380.

ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ภาคผนวก

ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ภาคผนวก ก

ข้อมูลการจำลองกระบวนการ

ก.1 ค่าพารามิเตอร์

ตาราง ก.1.1 ค่าพารามิเตอร์ของอุปกรณ์ในส่วนของ UPPER 1

Waste Devol-1	เส้นผ่านศูนย์กลาง (เมตร)	1.000
	ความยาว (เมตร)	0.875
	ขนาด (ลูกบาศก์เมตร)	0.687
SO_2 Adsorption	เส้นผ่านศูนย์กลาง (เมตร)	1.000
	ความยาว (เมตร)	0.875
	ขนาด (ลูกบาศก์เมตร)	0.687
Volatile Combus-1	เส้นผ่านศูนย์กลาง (เมตร)	1.000
	ความยาว (เมตร)	0.875
	ขนาด (ลูกบาศก์เมตร)	0.687
N Combustion-1	เส้นผ่านศูนย์กลาง (เมตร)	1.000
	ความยาว (เมตร)	0.875
	ขนาด (ลูกบาศก์เมตร)	0.687

ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ตาราง ก.1.2 ค่าพารามิเตอร์ของอุปกรณ์ในส่วนของ UPPER 2

Waste Devol-2	เส้นผ่านศูนย์กลาง (เมตร)	0.785
	ความยาว (เมตร)	1.000
	ขนาด (ลูกบาศก์เมตร)	1.000
Volatile Combus-2	เส้นผ่านศูนย์กลาง (เมตร)	0.785
	ความยาว (เมตร)	1.000
	ขนาด (ลูกบาศก์เมตร)	1.000
N Combustion-2	เส้นผ่านศูนย์กลาง (เมตร)	0.785
	ความยาว (เมตร)	1.000
	ขนาด (ลูกบาศก์เมตร)	1.000

ตาราง ก.1.3 ค่าพารามิเตอร์ของอุปกรณ์ในส่วนของ UPPER 3

Waste Devol-3	เส้นผ่านศูนย์กลาง (เมตร)	0.534
	ความยาว (เมตร)	1.000
	ขนาด (ลูกบาศก์เมตร)	0.680
Volatile Combus-3	เส้นผ่านศูนย์กลาง (เมตร)	0.534
	ความยาว (เมตร)	1.000
	ขนาด (ลูกบาศก์เมตร)	0.680
N Combustion-3	เส้นผ่านศูนย์กลาง (เมตร)	0.534
	ความยาว (เมตร)	1.000
	ขนาด (ลูกบาศก์เมตร)	0.680
Char Combustion	เส้นผ่านศูนย์กลาง (เมตร)	0.534
	ความยาว (เมตร)	1.000
	ขนาด (ลูกบาศก์เมตร)	0.680

ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ภาคผนวก ข

ผลของการจำลองกระบวนการ

ข.1 ปริมาณก๊าซเสียที่ได้มาจากกระบวนการ

ตาราง ข.1.1 ผลกระทบของอุณหภูมิในการเผาไหม้

Emission load	Temperature °C				
	750	800	850	900	950
C (kmole/h)	0.527319	0.520422	0.486213	0.435488	0.409645
O_2 (kmole/h)	6.981011	6.980891	6.980777	6.980653	6.980574
N_2 (kmole/h)	197.749231	197.749231	197.749231	197.749231	197.749231
CO (kmole/h)	0.015120	0.014832	0.014613	0.014404	0.014208
CO_2 (kmole/h)	30.314393	30.314259	33.10346	33.13962	33.14047
SO_2 (kmole/h)	0.006362	0.006363	0.006358	0.006358	0.006357
NO_x (kmole/h)	0.000702	0.000855	0.000949	0.001036	0.001095
CaO (kmole/h)	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
$CaSO_4$ (kmole/h)	0.003002	0.003001	0.002997	0.002997	0.002996

Emission load	Temperature °C			
	1000	1050	1100	1150
C (kmole/h)	0.396555	0.396619	0.397251	0.398322
O_2 (kmole/h)	6.980483	6.980397	6.980317	6.980241
N_2 (kmole/h)	197.749231	197.749231	197.749231	197.749231
CO (kmole/h)	0.014024	0.013852	0.013691	0.013543
CO_2 (kmole/h)	33.140660	33.140830	33.140990	33.141143
SO_2 (kmole/h)	0.006353	0.006351	0.006349	0.006348
NO_x (kmole/h)	0.001135	0.001164	0.001248	0.001223
CaO (kmole/h)	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
$CaSO_4$ (kmole/h)	0.002993	0.002990	0.002987	0.002997

ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ตาราง ข.1.2 ผลกระทบของปริมาณของอากาศที่ป้อน

Emission load	Excess air %			
	100%	120%	140%	160%
C (kmole/h)	0.527519	0.525485	0.526213	0.526488
O_2 (kmole/h)	0.004811	6.980673	15.738525	24.497441
N_2 (kmole/h)	164.794957	197.749231	230.703534	263.657997
CO (kmole/h)	0.025704	0.014404	0.012851	0.013441
CO_2 (kmole/h)	32.384283	33.140284	33.141835	33.10124
SO_2 (kmole/h)	0.006358	0.006365	0.006393	0.006358
NO_x (kmole/h)	0.000272	0.000288	0.000293	0.000312
CaO (kmole/h)	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
$CaSO_4$ (kmole/h)	0.002997	0.002997	0.002997	0.002997

ตาราง ข.1.3 ผลกระทบของอัตราส่วนระหว่างแคลเซียมกับซัลเฟอร์ (Ca/S)

Emission load	Ca/S mole ratio			
	0.5	1.0	1.5	2.0
C (kmole/h)	0.527519	0.525485	0.526213	0.526488
O_2 (kmole/h)	6.981422	6.980673	6.979924	6.979175
N_2 (kmole/h)	197.749231	197.749232	197.749230	197.749231
CO (kmole/h)	0.014403	0.014404	0.014415	0.014406
CO_2 (kmole/h)	33.138785	33.140283	33.141787	33.143270
SO_2 (kmole/h)	0.007857	0.006358	0.004863	0.003361
NO_x (kmole/h)	0.000288	0.000288	0.000288	0.000288
CaO (kmole/h)	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
$CaSO_4$ (kmole/h)	0.001499	0.002997	0.004496	0.005995

ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ตาราง ข.1.4 ผลกระทบของปริมาณความชื้นของเชื้อเพลิงที่ป้อนเข้า

Emission load	Moisture Content (%)				
	0.35%	5%	10%	15%	20%
C (kmole/h)	0.526219	0.800208	1.875356	2.947275	7.823176
O_2 (kmole/h)	6.980673	9.232476	11.38428	13.81584	15.90275
N_2 (kmole/h)	197.7492	197.7482	197.7472	197.746	197.745
CO (kmole/h)	0.014404	0.012271	0.010841	0.009636	0.008827
CO_2 (kmole/h)	33.14028	31.50374	29.93948	28.17158	26.65415
SO_2 (kmole/h)	0.006358	0.005896	0.005454	0.004955	0.004526
NO_x (kmole/h)	0.000288	0.000288	0.000288	0.000288	0.000287
CaO (kmole/h)	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
$CaSO_4$ (kmole/h)	0.002997	0.002997	0.002997	0.002997	0.002997

ข.2 พลังงานที่ได้และประสิทธิภาพในการเผาไหม้ของคาร์บอน

ตาราง ข.2.1 ผลกระทบของอุณหภูมิในการเผาไหม้

Temperature °C	750	800	850	900	950
Heat Flow (kJ/h)	4.00E+06	4.52E+06	5.04E+06	5.57E+06	6.10E+06
$\%E_c$	98.43424	98.45471	98.55629	98.70691	98.78364

Temperature °C	1000	1050	1100	1150
Heat Flow (kJ/h)	6.64E+06	7.17E+06	7.71E+06	8.25E+06
$\%E_c$	98.82251	98.82232	98.82044	98.81726

ตาราง ข.2.2 ผลกระทบของปริมาณของอากาศที่ป้อน

Excess air %	100%	120%	140%	160%
Heat Flow (kJ/h)	4.85E+06	5.57E+06	6.29E+06	7.01E+06
$\%E_c$	98.43364	98.43968	98.43752	98.43673

ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ตาราง ข.2.3 ผลกระทบของอัตราส่วนระหว่างแคลเซียมกับซัลเฟอร์ (Ca/S)

Ca/S mole ratio	0.5	1.0	1.5	2.0
Heat Flow (kJ/h)	5.5714E+06	5.5711E+06	5.5714E+06	5.5710E+06
$\%E_c$	99.81906	99.83813	99.85719	99.87626

ตาราง ข.2.4 ผลกระทบของปริมาณความชื้นของเชื้อเพลิงที่ป้อนเข้า

Moisture Content (%)	0.35%	5%	10%	15%	20%
Heat Flow (kJ/h)	5.57E+06	5.22E+06	4.89E+06	4.52E+06	4.20E+06
$\%E_c$	98.43750	97.50039	93.83569	89.70406	71.11434

ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ภาคผนวก ค

รายละเอียดอุปกรณ์

ค.1 อุปกรณ์ที่ใช้ในการทดลอง

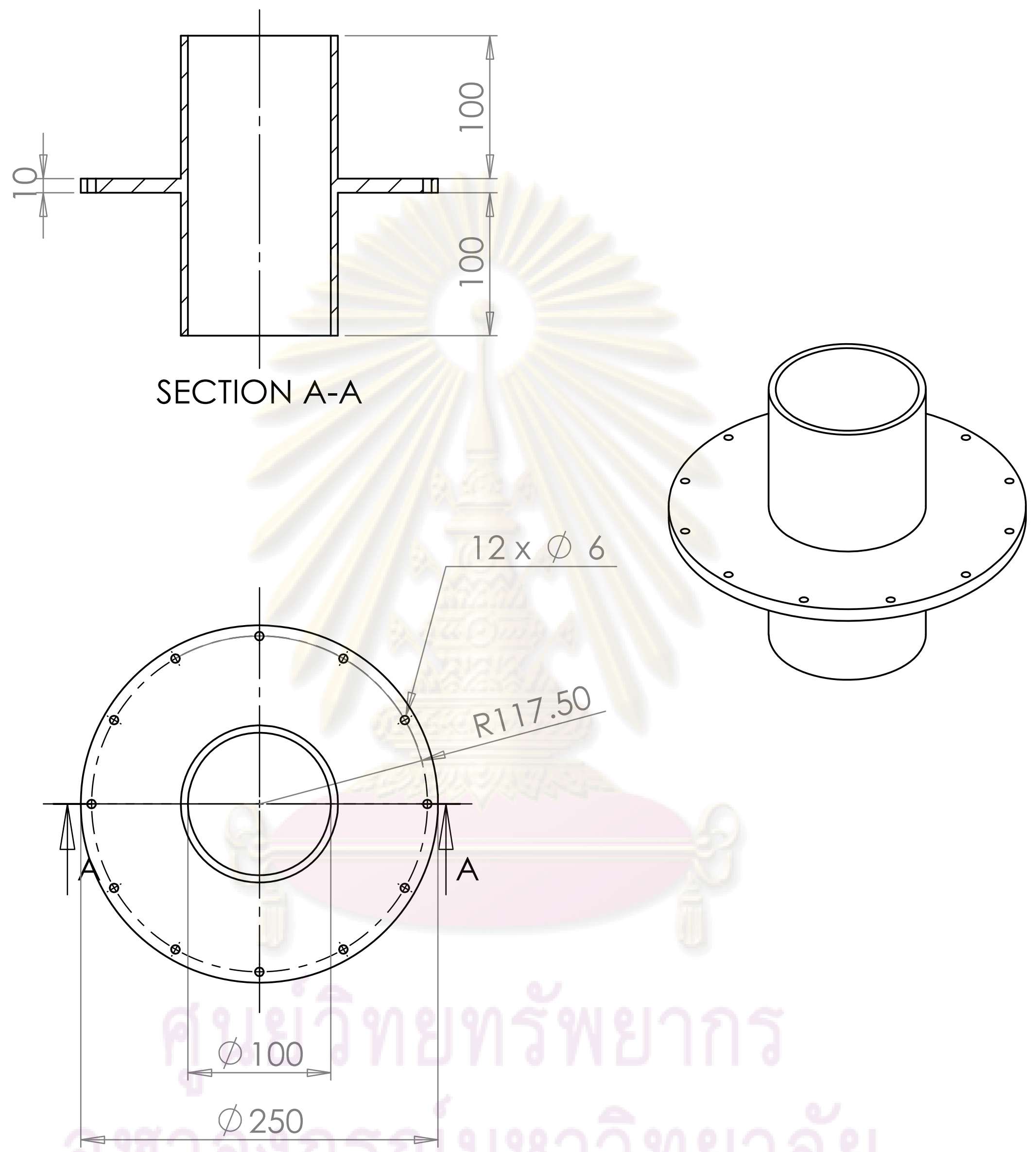
ตาราง ค.1.1 อุปกรณ์ที่ใช้ในการทดลอง

Description	Quantity.	Unit	Drawing No.	Material
Screw-M5x10	56	piece	-	SS 304
Screw-M6x10	8	piece	-	SS 304
Nut-B M5	4	piece	-	SS 304
Nut-B M6	8	piece	-	SS 304
Gatevalve $2\frac{1}{2}''$	1	piece	-	BRASS
Gatevalve $1\frac{1}{2}''$	1	piece	-	BRASS
Gatevalve $1\frac{1}{4}''$	1	piece	-	BRASS
Blower-2Pole,1Hp	1	piece	-	-
Elbow 45° $2\frac{1}{2}''$	2	piece	-	PVC
Elbow 45° $1\frac{1}{2}''$	1	piece	-	PVC
Elbow 45° $1\frac{1}{4}''$	3	piece	-	PVC
Reduce $2\frac{1}{2}'' \rightarrow 1\frac{1}{2}''$	1	piece	-	PVC
Reduce $2\frac{1}{2}'' \rightarrow 1\frac{1}{4}''$	1	piece	-	PVC
Reduce $1\frac{1}{4}'' \rightarrow 1''$	2	piece	-	PVC
Male adaptor $2\frac{1}{2}''$	2	piece	-	PVC
Male adaptor $1\frac{1}{2}''$	1	piece	-	PVC
Male adaptor $1\frac{1}{4}''$	2	piece	-	PVC
Treeway $2\frac{1}{2}''$	2	piece	-	PVC
Treeway $1\frac{1}{4}''$	3	piece	-	PVC
Flexible Pipe $2\frac{1}{2}''$	2	piece	-	RUBBER
Flexible Pipe $1\frac{1}{2}''$	2	piece	-	RUBBER

ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

Description	Quantity.	Unit	Drawing No.	Material
Flexible Pipe $1\frac{1}{4}$"	2	piece	-	RUBBER
Flexible Pipe 5”	1	piece	-	ALUMINIUM
Pipe $2\frac{1}{2}$" x1.65M	1	piece	-	PVC
Pipe $1\frac{1}{2}$" x0.34M	1	piece	-	PVC
Pipe $1\frac{1}{4}$" x3.25M	1	piece	-	PVC
Air cone part 1	1	piece	-	SS 304
Air cone part 2	1	piece	-	SS 304
Fluidized pipe 2”	1	piece	-	SS 304
Feed system $1\frac{1}{2}$"	2	piece	-	SS 304
Feed system 1”	2	piece	-	SS 304
Combustion 1	1	piece	-	SS 304
Combustion 2	1	piece	-	SS 304
Combustion 3	1	piece	-	SS 304
Combustion 4	1	piece	-	SS 304

ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย



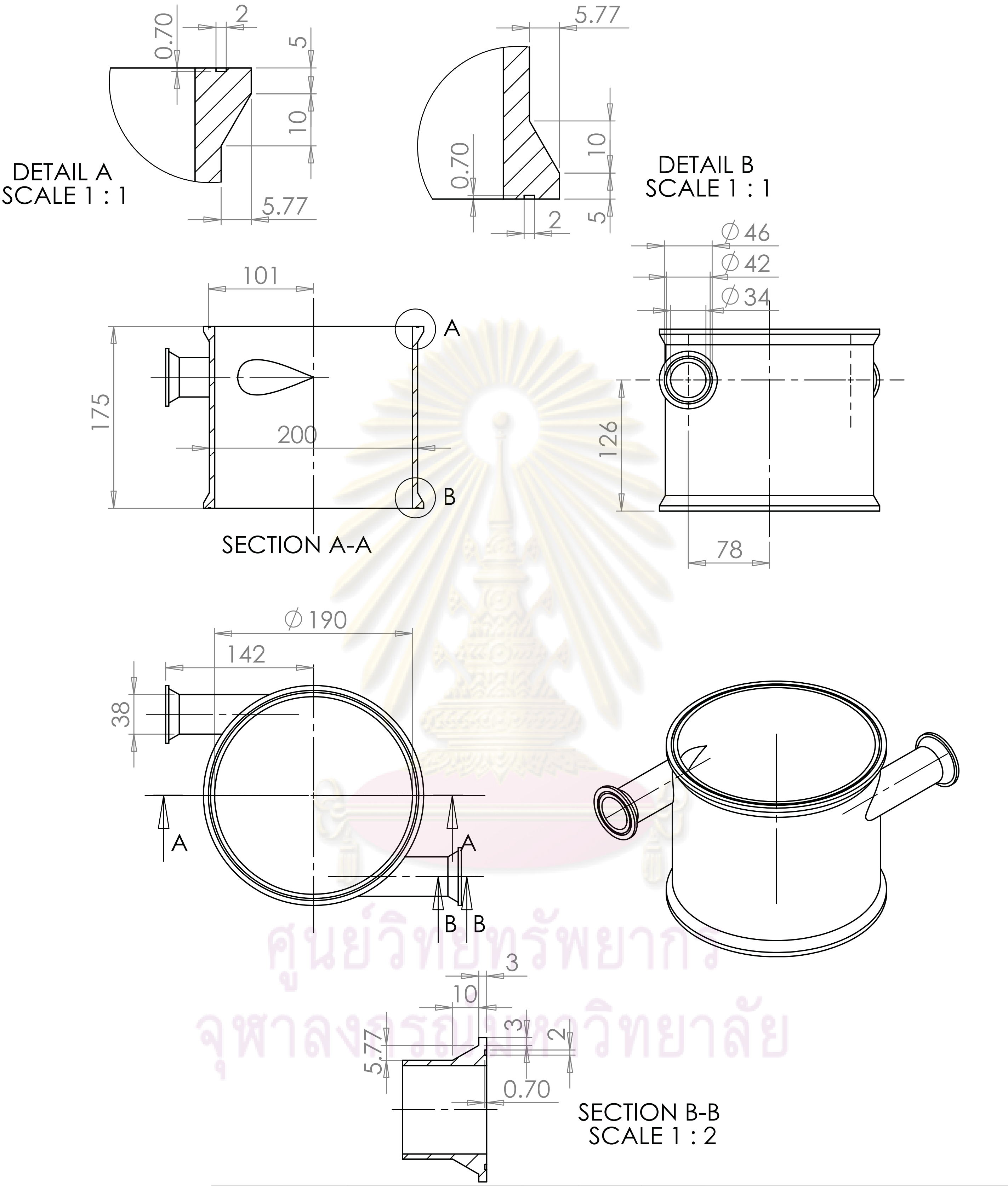
ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

DIMENSIONS ARE IN mm		NAME	DATE
	DRAWN		
	CHECKED		
	ENG APPR.		
	MFG APPR.		
MATERIAL STAINLESS STEEL 304	Q.A.		
FINISH	COMMENTS:		
DO NOT SCALE DRAWING			

NEXT ASSY	USED ON
APPLICATION	

PROPRIETARY AND CONFIDENTIAL
THE INFORMATION CONTAINED IN THIS DRAWING IS THE SOLE PROPERTY OF CHULALONGKORN UNIVERSITY. ANY REPRODUCTION IN PART OR AS A WHOLE WITHOUT THE WRITTEN PERMISSION OF CHULALONGKORN UNIVERSITY IS PROHIBITED.

SIZE	DWG. NO.	REV.
A	CFBC Part1	
SCALE:1:5	WEIGHT:	SHEET 1 OF 1



ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

PROPRIETARY AND CONFIDENTIAL

THE INFORMATION CONTAINED IN THIS DRAWING IS THE SOLE PROPERTY OF <INSERT COMPANY NAME HERE>. ANY REPRODUCTION IN PART OR AS A WHOLE WITHOUT THE WRITTEN PERMISSION OF <INSERT COMPANY NAME HERE> IS PROHIBITED.

NEXT ASSY | USED ON

APPLICATION

DIMENSIONS ARE IN INCHES
TOLERANCES:
FRACTIONAL ±
ANGULAR: MACH ± BEND ±
TWO PLACE DECIMAL ±
THREE PLACE DECIMAL ±

MATERIAL

FINISH

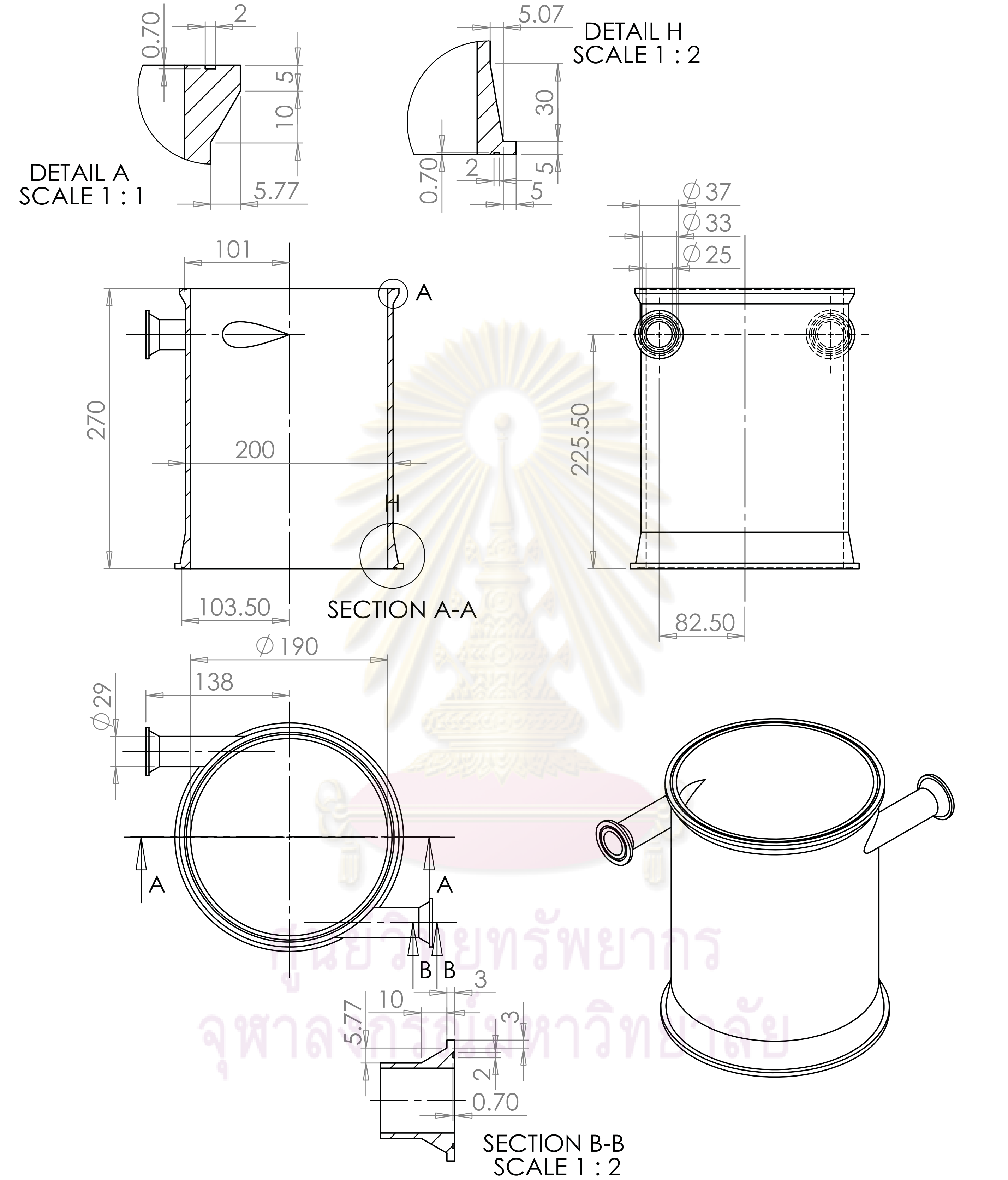
DO NOT SCALE DRAWING

	NAME	DATE
DRAWN		
CHECKED		
ENG APPR.		
MFG APPR.		
Q.A.		

COMMENTS:

SIZE	DWG. NO.	REV.
A	CFBC Part2	

SCALE:1:5 | WEIGHT: | SHEET 1 OF 1



ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

DIMENSIONS ARE IN INCHES
TOLERANCES:
FRACTIONAL ±
ANGULAR: MACH ± BEND ±
TWO PLACE DECIMAL ±
THREE PLACE DECIMAL ±

	NAME	DATE
DRAWN		
CHECKED		
ENG APPR.		
MFG APPR.		
Q.A.		

COMMENTS:

MATERIAL

FINISH

NEXT ASSY | USED ON

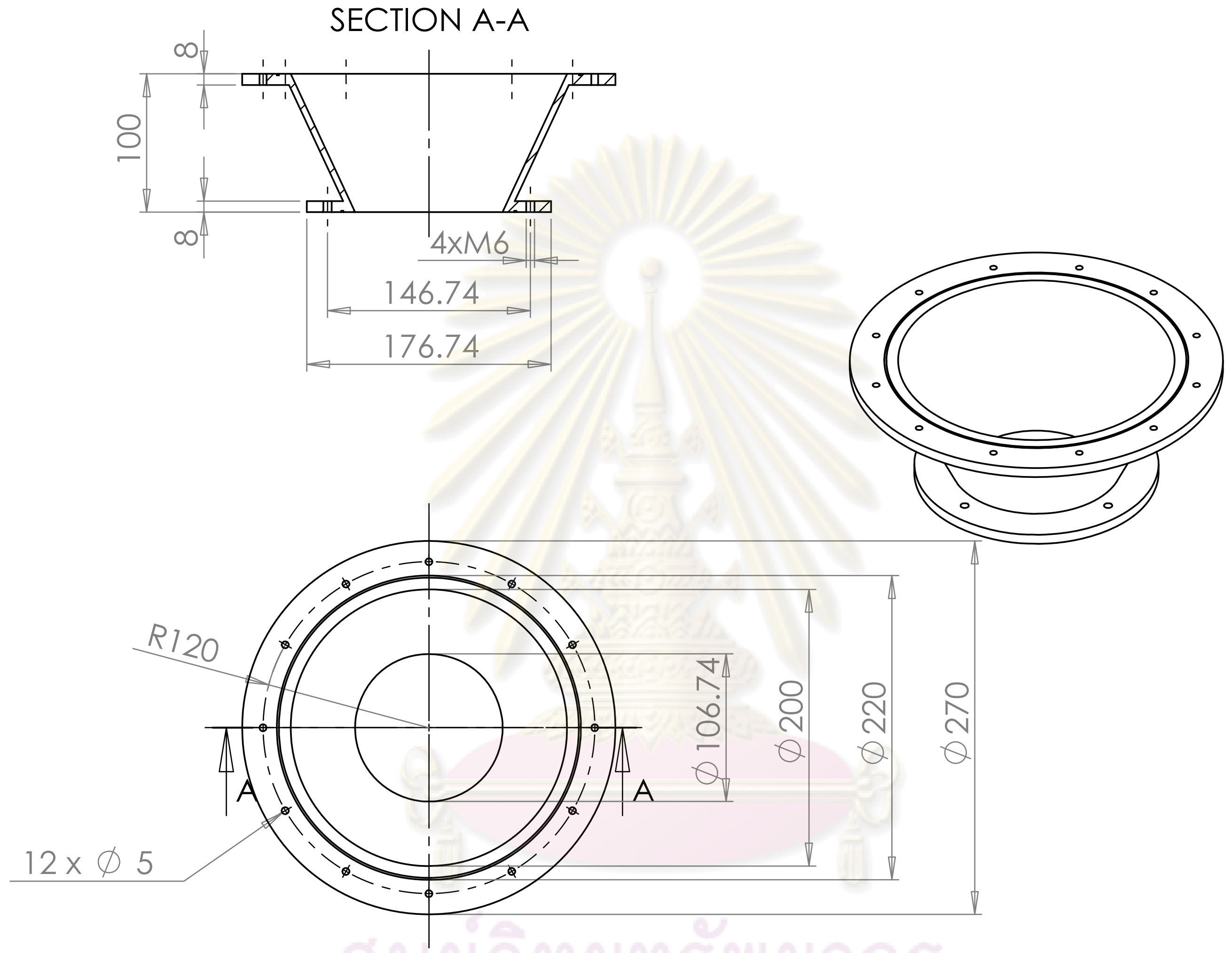
APPLICATION

DO NOT SCALE DRAWING

PROPRIETARY AND CONFIDENTIAL
THE INFORMATION CONTAINED IN THIS DRAWING IS THE SOLE PROPERTY OF <INSERT COMPANY NAME HERE>. ANY REPRODUCTION IN PART OR AS A WHOLE WITHOUT THE WRITTEN PERMISSION OF <INSERT COMPANY NAME HERE> IS PROHIBITED.

SIZE	DWG. NO.	REV.
A	CFBC Part3	

SCALE:1:5 WEIGHT: SHEET 1 OF 1



ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

PROPRIETARY AND CONFIDENTIAL
THE INFORMATION CONTAINED IN THIS DRAWING IS THE SOLE PROPERTY OF <INSERT COMPANY NAME HERE>. ANY REPRODUCTION IN PART OR AS A WHOLE WITHOUT THE WRITTEN PERMISSION OF <INSERT COMPANY NAME HERE> IS PROHIBITED.

NEXT ASSY | USED ON
APPLICATION

DIMENSIONS ARE IN INCHES
TOLERANCES:
FRACTIONAL ±
ANGULAR: MACH ± BEND ±
TWO PLACE DECIMAL ±
THREE PLACE DECIMAL ±

MATERIAL

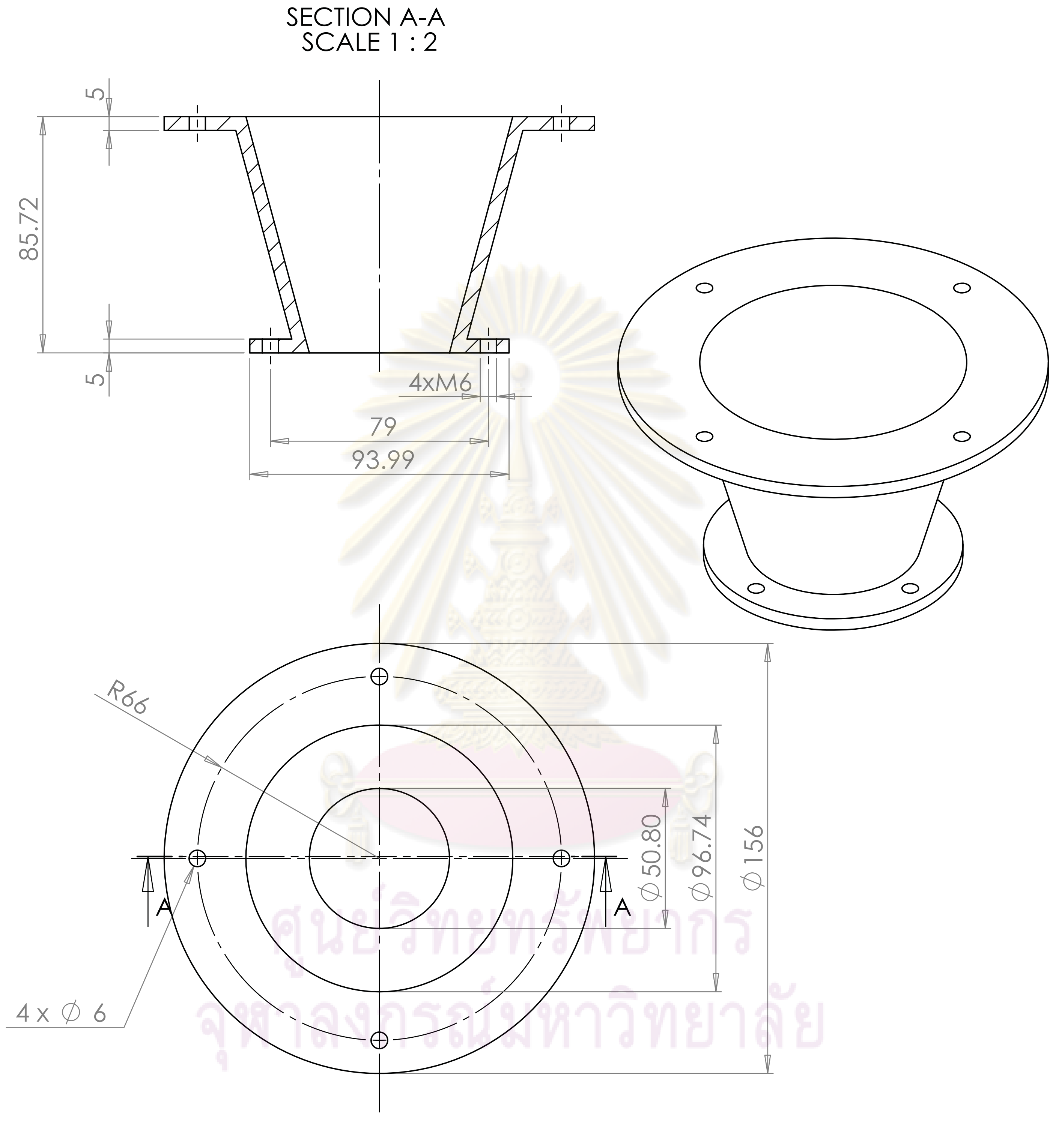
FINISH

DO NOT SCALE DRAWING

	NAME	DATE
DRAWN		
CHECKED		
ENG APPR.		
MFG APPR.		
Q.A.		

COMMENTS:

SIZE	DWG. NO.		REV.
A	Part5		
SCALE:1:5	WEIGHT:		SHEET 1 OF 1



ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

		DIMENSIONS ARE IN INCHES TOLERANCES: FRACTIONAL ± ANGULAR: MACH ± BEND ± TWO PLACE DECIMAL ± THREE PLACE DECIMAL ±		NAME / DATE
			DRAWN	
			CHECKED	
			ENG APPR.	
			MFG APPR.	
		MATERIAL	Q.A.	
		FINISH	COMMENTS:	
NEXT ASSY	USED ON			
APPLICATION		DO NOT SCALE DRAWING		

PROPRIETARY AND CONFIDENTIAL
THE INFORMATION CONTAINED IN THIS DRAWING IS THE SOLE PROPERTY OF <INSERT COMPANY NAME HERE>. ANY REPRODUCTION IN PART OR AS A WHOLE WITHOUT THE WRITTEN PERMISSION OF <INSERT COMPANY NAME HERE> IS PROHIBITED.

SIZE	DWG. NO.	REV.
A	Air Cone Part2	
SCALE:1:5	WEIGHT:	SHEET 1 OF 1

ประวัติผู้เขียนวิทยานิพนธ์

ชื่อ-สกุล นางสาวศิริวรรณ ศุภาดารัตนาวงศ์

วัน เดือน ปีเกิด 26 กุมภาพันธ์ พ.ศ.2528

สถานที่เกิด ราชบุรี

สถานที่อยู่ปัจจุบัน 46/6-7 ถนนบ้านดอนตูม ตำบลบ้านโป่ง อำเภอบ้านโป่ง จังหวัดราชบุรี 70110

โทรศัพท์ 089 099 5538 0 3221 1535

ประวัติการศึกษา

พ.ศ. 2549 สำเร็จการศึกษาระดับปริญญา วิศวกรรมศาสตรบัณฑิต สาขาวิชาวิศวกรรมเคมี คณะวิศวกรรมศาสตร์ จากมหาวิทยาลัยศรีนครินทรวิโรฒ

พ.ศ. 2550 เข้ารับการศึกษาต่อในหลักสูตรวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต สาขาวิชาวิศวกรรมเคมี คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย