



บทที่ 1

บทนำ

1.1 ความเป็นมาและความสำคัญของปัญหา

เทคโนโลยีการเผาไหม้เชื้อเพลิงแข็งโดยเฉพาะอย่างยิ่ง ถ่านหิน ที่ใช้ในวงการอุตสาหกรรม และการผลิตไฟฟ้าได้พัฒนาไปมาก นับตั้งแต่การเผาไหม้ระบบสโตเกอร์ (Stoker Firing) การเผาไหม้ถ่านบดพัลเวอร์ไรซ์ (Pulverized Coal Combustion) จนกระทั่งถึงยุคของการเผาไหม้ด้วยเตาไซโคลน (Cyclone Furnace)⁽¹⁾ การเผาไหม้ทั้งสามแบบนี้มีปัญหามิการปล่อยสารที่ทำให้เกิดมลพิษ ซึ่งเกิดขึ้นระหว่างการเผาไหม้เชื้อเพลิงภายในเตาอยู่ในเกณฑ์ที่สูงกว่ามาตรฐาน ดังแสดงในตารางที่ 1.1 จึงจำเป็นต้องเพิ่มอุปกรณ์กำจัดและควบคุมสารมลพิษเพื่อลดปริมาณให้อยู่ในระดับมาตรฐาน ยิ่งถ้าองค์ประกอบของซัลเฟอร์ และกำมะถันในเชื้อเพลิงมีปริมาณสูง การเผาไหม้และการทำงานของระบบก็จะมีปัญหามากขึ้น อาจกล่าวได้ว่าระบบการเผาไหม้ทั้งสามแบบนี้ไม่เหมาะสมกับการเผาไหม้เชื้อเพลิงที่มีคุณภาพต่ำ

ในราว 30 ปีมานี้ ได้มีการพัฒนาเทคโนโลยีการเผาไหม้อีกลักษณะหนึ่งเรียกว่า การเผาไหม้ฟลูอิดเบด (Fluidized Bed Combustion) การเผาไหม้แบบนี้มีคุณสมบัติเด่นคือสามารถเผาไหม้เชื้อเพลิงคุณภาพต่ำได้อย่างมีประสิทธิภาพ ตารางที่ 1.2 แสดงคุณสมบัติของถ่านหินในระบบการเผาไหม้ต่าง ๆ จากการพัฒนาเทคโนโลยีการเผาไหม้นี้ขึ้นทำให้มีโอกาสนำเชื้อเพลิงคุณภาพต่ำชนิดต่าง ๆ มาใช้ประโยชน์ เพื่อแก้ปัญหาพลังงานที่เกือบทุกประเทศกำลังเผชิญอยู่ได้

ประเทศไทย เป็นประเทศหนึ่งที่พลังงานส่วนใหญ่ยังต้องพึ่งการนำเข้าจากต่างประเทศ เพื่อแก้ปัญหาที่จึงได้พยายามหาแหล่งพลังงานอื่น ๆ ภายในประเทศ ขึ้นมาใช้ทดแทนการนำเข้าบางส่วน ถ่านหินน้ำมันก็เป็นเชื้อเพลิงธรรมชาติชนิดหนึ่งที่ถูกค้นพบ และมีปริมาณมากพอสมควร แต่มีคุณภาพเฉลี่ยอยู่ในระดับค่อนข้างต่ำถึงปานกลาง⁽²⁾ ดังนั้นการนำถ่านหินน้ำมันมาใช้ประโยชน์จึงจำเป็นต้องใช้เทคโนโลยีที่เหมาะสม การเผาไหม้ฟลูอิดเบดเป็นเทคโนโลยีที่อาจนำมาใช้กับถ่านหินน้ำมันได้อย่างมีประสิทธิภาพ ดังนั้นการศึกษาเทคโนโลยีนี้จึงเป็นการเตรียมพร้อมสำหรับการแก้ปัญหาด้านพลังงานทั้งในปัจจุบันและอนาคต

ตารางที่ 1.1⁽¹⁾ แสดงปริมาณการปล่อยสารมลพิษของระบบการเผาไหม้ต่าง ๆ เปรียบเทียบกับค่ามาตรฐาน (E.P.A)

Type	Consumption 1974 (10 ¹⁵ KJ)	Emission (ng/J) : bituminous coal 25% sulfur , 15% ash		
		SO _x	Flyash	NO _x
Pulverized Coal				
Tangential	5.13	1,510	2,925	275
Wall-fired	2.94	1,510	2,790	320
Opposed	0.84	1,510	2,790	320
Cyclones	1.59	1,700	535	560
Stoker				
Spreaders	{2.15}	1,700	3,400	295
Other		1,700	1,300	165
U.S. E.P.A. Standard (1971)	-	516	43	300

ตารางที่ 1.2⁽¹⁴⁾ แสดงคุณสมบัติของถ่านหินในระบบการเผาไหม้ต่าง ๆ

Boiler Type	Stoker	Pulverized	Fluidized-Bed
Coal Properties			
Moisture	Ignition Delay Clogging	Ignition Delay Long flame	Can burn 50 % black liquor
Size distribution	Carry over double screened	Small & even Minus 200 mesh	Carry over
Volatile Matter	Min. 25 % VM	High VM ; Long flame	Not sensitive
Caking (free swelling index)	Sensitive FSI <5	Not Sensitive	Not sensitive
Ash Fusion temperature Ash content	Min. 2,250°F Low, catastrophic oxid. High, frequent removal	Clinker Less sensitive Less sensitive	Not sensitive Not sensitive Not sensitive
Sulfur components	Need SO ₂ removal Small ind. boilers	Need SO ₂ removal Utility	Do not need SO ₂ removal Modular application
Nitrogen oxides	Need NO _x removal	Need NO _x removal	Do not need NO _x removal

1.2 การสำรวจการวิจัยอื่น ๆ ที่เกี่ยวข้อง

การวิจัยและพัฒนาที่เกี่ยวข้องกับการเผาไหม้ฟลูอิดไคซ์เบดส่วนใหญ่เน้นหนักในด้านการเผาไหม้ถ่านหิน สำหรับเชื้อเพลิงอื่น ๆ เช่น กากวัสดุจากการเกษตร ขยะเทศบาล และหินน้ำมัน ก็มีทำวิจัยกันบ้างแต่ก็เป็นส่วนน้อย^(3, 4, 5) อย่างไรก็ตามข้อมูลของการเผาไหม้ระบบนี้ด้วยเชื้อเพลิงแข็งชนิดต่าง ๆ สามารถใช้เป็นบรรทัดฐานในการวิจัยนี้ได้ทั้งสิ้น เนื่องจากมีหลักการและลักษณะการเผาไหม้ในเตาเผาคล้ายคลึงกัน ลำดับการวิจัยและพัฒนาต่าง ๆ พอสรุปได้ดังนี้คือ .-

ในปี พ.ศ. 2471 (ค.ศ. 1928) ได้มีการเผาถ่านหินบด เป็นครั้งแรกในเตาเผาสเปาติงฟลูอิดไคซ์เบด (Spouting Fluidized Bed Boiler) ซึ่งติดตั้งที่ U.S. Gypsum Company Paper Mill เตาสามารถเผาถ่านหินได้ 5,000 ปอนด์/ชม. ในครั้งนั้นยังไม่มีท่อน้ำภายในเบด⁽⁶⁾

พ.ศ. 2493 (ค.ศ. 1950) ได้มีการเสนอขบวนการเผาไหม้ฟลูอิดไคซ์เบดต่าง ๆ ขึ้น โดยเน้นการติดตั้งท่อน้ำภายในฟลูอิดไคซ์เบด อย่างไรก็ตามขบวนการต่าง ๆ ไม่ได้พัฒนาขึ้นเนื่องจากในสมัยนั้นความสนใจส่วนใหญ่มุ่งไปที่น้ำมัน เชื้อเพลิงและพลังงานนิวเคลียร์⁽⁷⁾

การวิจัยและพัฒนาในเรื่องการเผาไหม้ฟลูอิดไคซ์เบดนี้เริ่มขึ้นอย่างจริงจังในประเทศไทย ตั้งแต่ปี พ.ศ. 2506 (ค.ศ. 1963)⁽⁸⁾ เป้าหมายในการทดลองและออกแบบ คือ พัฒนาระบบการเผาไหม้ฟลูอิดไคซ์เบด 4 ลักษณะ ซึ่งได้แก่ การเผาไหม้ฟลูอิดไคซ์เบดที่ความดันบรรยากาศ (Atmospheric Fluidized Bed Combustion) การเผาไหม้ฟลูอิดไคซ์เบดที่ความดันสูง (Pressurized Fluidized Bed Combustion) สำหรับอีกสองลักษณะเกี่ยวข้องกับหม้อผลิตไอน้ำ ความเร็วของก๊าซที่ออกแบบไว้สำหรับหม้อไอน้ำเพื่อการผลิตกระแสไฟฟ้านั้นมีความเร็ว 0.6 เมตร/วินาที และ 3 - 4.25 เมตร/วินาที สำหรับหม้อไอน้ำในทางอุตสาหกรรม จากข้อมูลการทดลองที่อุณหภูมิ 800°ซ. พบว่าประสิทธิภาพการเผาไหม้ของหม้อไอน้ำเพื่อการผลิตกระแสไฟฟ้ามีค่าประมาณ 99% และ 95% ของหม้อไอน้ำในทางอุตสาหกรรม และจากการศึกษาเศรษฐศาสตร์ในขั้นต้นพบว่าสามารถประหยัดเงินลงทุนสำหรับโรงผลิตไอน้ำฟลูอิดไคซ์เบดได้ 9% เมื่อเปรียบเทียบกับโรงผลิตไอน้ำแบบใช้ถ่านบดฟัลเวอร์ไรซ์

สำหรับในประเทศสหรัฐอเมริกาโครงการวิจัยการเผาไหม้ระบบฟลูอิดซ์เบด เริ่มขึ้นในราวปี พ.ศ.2505 (ค.ศ.1962)⁽⁷⁾ และหลังจากทำการแลกเปลี่ยนข้อมูลกับประเทศอังกฤษแล้ว ในปี พ.ศ.2511 (ค.ศ.1968) โดยการสนับสนุนของสำนักงานวิจัยถ่านหิน (Office of Coal Research) บริษัท Pope, Evan และ Robbins ได้สร้างเตาฟลูอิดซ์เบดเพื่อการทดลองขึ้นสามเตาด้วยกัน ขนาดใหญ่ที่สุดมีกำลังผลิต 0.5 MW. (ความร้อน) ที่เมืองอเล็กซานเดรีย, มลรัฐเวอร์จิเนีย^(7,9) U.S.Bureau of Minesได้ทำการวิจัยการเผาไหม้ถ่านหินชนิดต่าง ๆ ในเตาฟลูอิดซ์เบด ที่ความดันบรรยากาศ⁽¹⁰⁾ เพื่อศึกษาการเผาไหม้ถ่านหินต่าง ๆ ที่มีปริมาณเถ้าสูง ผลการศึกษานี้ชี้ให้เห็นว่าเถ้าสามารถใช้เป็นวัสดุของเบดได้ Consolidated Coal Company ได้ทำการศึกษาประสิทธิภาพการดูดจับซัลเฟอร์โดยใช้โคโลไมท์บ่อน เข้าสู่เตาเผาฟลูอิดซ์เบด พบว่ามีประสิทธิภาพการดูดจับสูงกว่า 90% และโคโลไมท์ซัลเฟตสามารถผ่านขบวนการนำกลับมาใช้ใหม่ได้⁽¹¹⁾

ในปี พ.ศ.2515 (ค.ศ.1972) โรงจักรไอน้ำระบบฟลูอิดซ์เบดความดันบรรยากาศที่มีกำลังผลิตไฟฟ้า 30MW_e ได้ถูกสร้างขึ้นโดย Office of Coal Research ที่สถานี Rivesville, มลรัฐเวอร์จิเนียได้

สหพันธ์สาธารณรัฐเยอรมัน, Bergbau-Forschung (องค์การวิจัยถ่านหินสำหรับอุตสาหกรรม) ได้ทำการพัฒนาการเผาฟลูอิดซ์เบดความดันบรรยากาศเช่นกัน และ Lurgi Gesellschaft fur Chemic and Hultenwesen GmbH เป็นบริษัทหนึ่งที่สนใจการวิจัยเตาเผาระบบนี้มาก⁽¹²⁾

พ.ศ.2522 (ค.ศ.1979) มหาวิทยาลัยยอร์กทาวน์ และกระทรวงพลังงาน (DOE) มีโครงการวิจัยร่วมกันในการออกแบบและสร้าง เครื่องผลิตไอน้ำระบบฟลูอิดซ์เบด โดยใช้ถ่านหินเป็นเชื้อเพลิง ซึ่งสามารถผลิตไอน้ำได้ 100,000 ปอนด์/ชม. เพื่อแสดงความสามารถของระบบการเผาไหม้ในการควบคุมระดับของซัลเฟอร์ไดออกไซด์ให้อยู่ในเกณฑ์ที่ยอมรับได้ เมื่อเผาไหม้ถ่านหินที่มีปริมาณซัลเฟอร์ประกอบอยู่สูงในเขตชุมชน โดยการเติมหินปูน เข้าไปในเตาเผา ระหว่างการเผาไหม้เชื้อเพลิง⁽¹³⁾

Bhattacharya⁽³⁾ ได้ทำการทดลองเผาแกลบในเตาฟลูอิดซ์เบดโดยใช้ทรายเป็นวัสดุเฉื่อย (Inert Material) ภายในเบด ผลการทดลองพบว่าความเข้มข้นของการเผาไหม้ (Combustion Intensity) ของเตาฟลูอิดซ์เบดสูงกว่าความเข้มข้นของการเผาไหม้ของ

เตาเผาแบบเกรท (Grate type) ประมาณ 7.5 เท่า ประสิทธิภาพการเผาไหม้มีค่าสูงขึ้น จาก 81% เป็น 98% เมื่อเพิ่มอัตราการไหลของอากาศสูงขึ้นจาก $24 \text{ m}^3/\text{hr}$ เป็น $29 \text{ m}^3/\text{hr}$

Pitrolo และ Shang (14) ได้ทำการทดลองเผาหินน้ำมันโคโลราโด , โมรอกกัน และ อิสราเอล โดยใช้เตาเผาฟลูอิด์เบด 2 ขนาด คือ 6 นิ้ว ดังรูปที่ 1.1 และ 18 นิ้ว ดังรูปที่ 1.2 และ 1.3 หินน้ำมันทั้งสามชนิดมีค่าความร้อนประมาณ 1639, 1503 และ 1063 กิโลแคลอรี/กิโลกรัม ตามลำดับ และค่า CaO/SO_3 อยู่ระหว่าง 6.25-8.33% โดยน้ำหนักรายละเอียดสารประกอบของหินน้ำมันทั้งสามชนิดดูได้จากตารางที่ 1.3 ส่วนลักษณะรายละเอียดของเตาทั้งสองเตาได้จากตารางที่ 1.4 และ 1.5 การเผาหินน้ำมันกระทำที่ อุณหภูมิระหว่าง 677-871 °ซ. ความเร็วของอากาศที่ทำให้เกิดปรากฏการณ์ฟลูอิด์เบดอยู่ระหว่าง 0.6-1.22 เมตร/วินาที ตารางที่ 1.6 แสดงผลการทดลองซึ่งพอสรุปได้ว่า ประสิทธิภาพของการเผาไหม้มีค่าอยู่ระหว่าง 98-99% ซัลเฟอร์ไดออกไซด์ที่ปล่อยออกมามีปริมาณ 100-300 ส่วนต่อล้าน

Yavuzkurt (15) ได้ทดลองเผาหินน้ำมันอิสราเอล ในเตาเผาขนาด 15.2 ซม. หินน้ำมันที่ใช้มีค่าความร้อน 1,240 กิโลแคลอรี/กิโลกรัม และมีปริมาณเถ้า 61% โดยน้ำหนัก วัตถุประสงค์ของการวิจัยนี้ก็เพื่อศึกษาผลของ ความเร็วที่ทำให้เกิดฟลูอิด์เบด การกระจายขนาดของหินน้ำมัน อัตราส่วน อากาศ/เชื้อเพลิง ความสูงของ เบดและระยะเวลาที่เชื้อเพลิงอยู่ในเตาเผา

Lurgi (16) ทำการเผาหินน้ำมันแม่สอดที่การพลังงานแห่งชาติส่งตัวอย่างหินน้ำมัน ไปเมื่อ 30 มีนาคม 2523 ผลการวิเคราะห์ตัวอย่างโดยวิธี Fischer แสดงในตารางที่ 1.7 หินน้ำมันตัวอย่างมีค่าความร้อนเฉลี่ย 2,270 กิโลแคลอรี/กิโลกรัม หินน้ำมันบดให้มีขนาดน้อยกว่า 1 มม. แล้วเผาในเตาระบบฟลูอิด์เบด ดังรูปที่ 1.4 ซึ่งมีขนาดเส้นผ่าศูนย์กลางภายใน 12.5 ซม. สูง 180 ซม. สภาวะการทดลองแสดงในตารางที่ 1.8 พบว่าในการเผาหินน้ำมันที่อุณหภูมิระหว่าง 800-850 °ซ. ปริมาณคาร์บอนที่เหลือในกากหินมีค่าอยู่ระหว่าง 0.1-0.17% โดยน้ำหนัก

1.3 วัตถุประสงค์และขอบเขตการวิจัย

วัตถุประสงค์หลักของการวิจัยมี 2 ประการ คือ

1.3.1 เพื่อศึกษาความเป็นไปได้ทางเทคนิคในการนำหินน้ำมันในประเทศมาใช้ประโยชน์ โดยการเผาไหม้โดยตรงในเตาฟลูอิดซ์เบดที่มีความดันบรรยากาศ

1.3.2 เพื่อศึกษาผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราการป้อนหินน้ำมัน และขนาดของหินน้ำมันที่มีต่อประสิทธิภาพการเผาไหม้

การวิจัยนี้จะดำเนินการทดลองโดยเผาหินน้ำมันสองขนาดคือ ขนาด 2.29 มม. และ 1.15 มม. ในเตาฟลูอิดซ์เบดขนาดเส้นผ่าศูนย์กลาง 15.0 ซม. การทดลองนี้ไม่ได้มุ่งในการพิจารณาสมดุลย์ของมวลและความร้อนที่เกิดขึ้นภายในเตาเผา และไม่คำนึงถึงปัญหาด้านเศรษฐศาสตร์

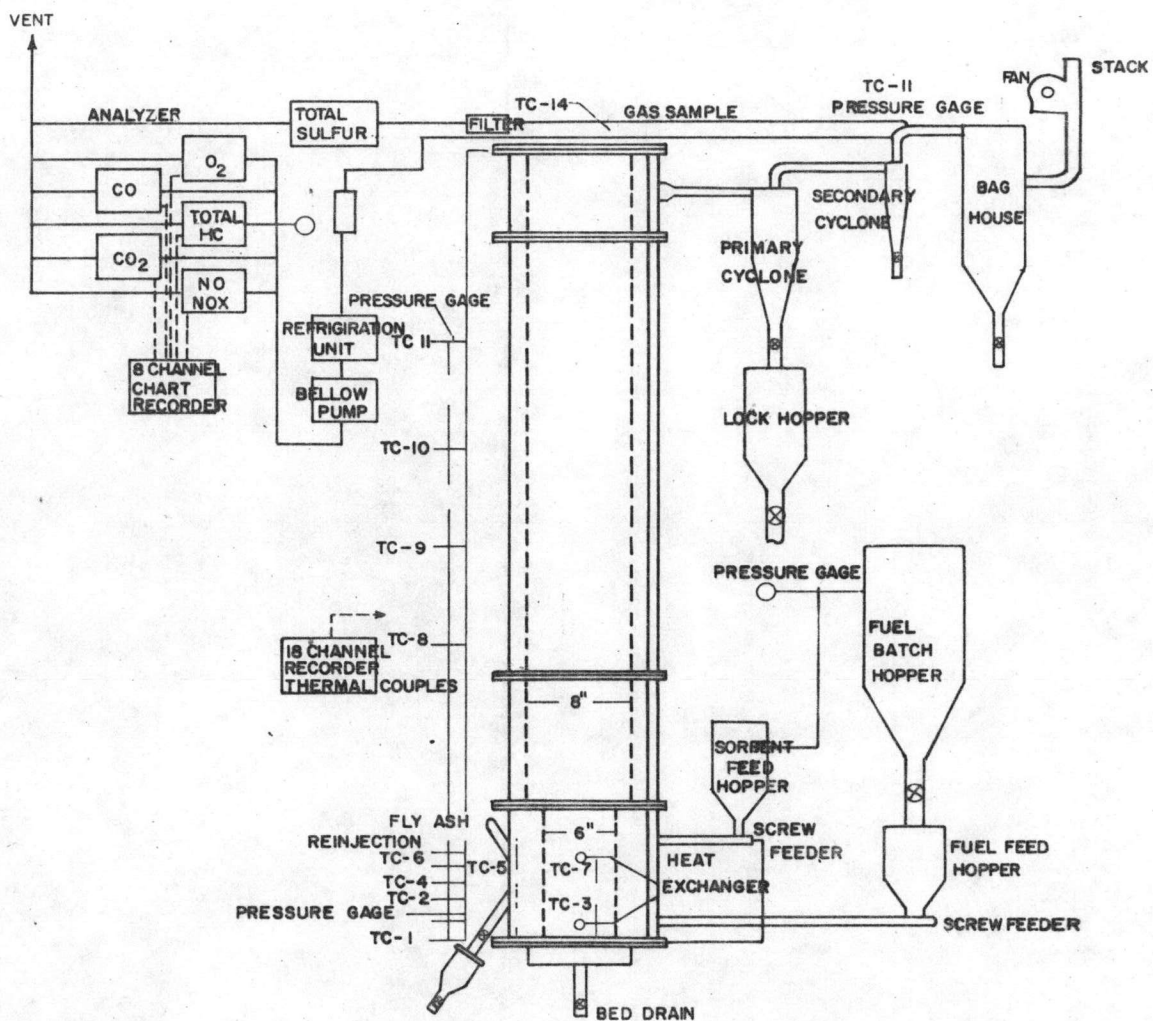
1.4 ประโยชน์ของการวิจัย

1.4.1 ทำให้ทราบถึงความเป็นไปได้ทางเทคนิคในการนำหินน้ำมันในประเทศมาใช้ในการเผาไหม้โดยตรงด้วยระบบดังกล่าว

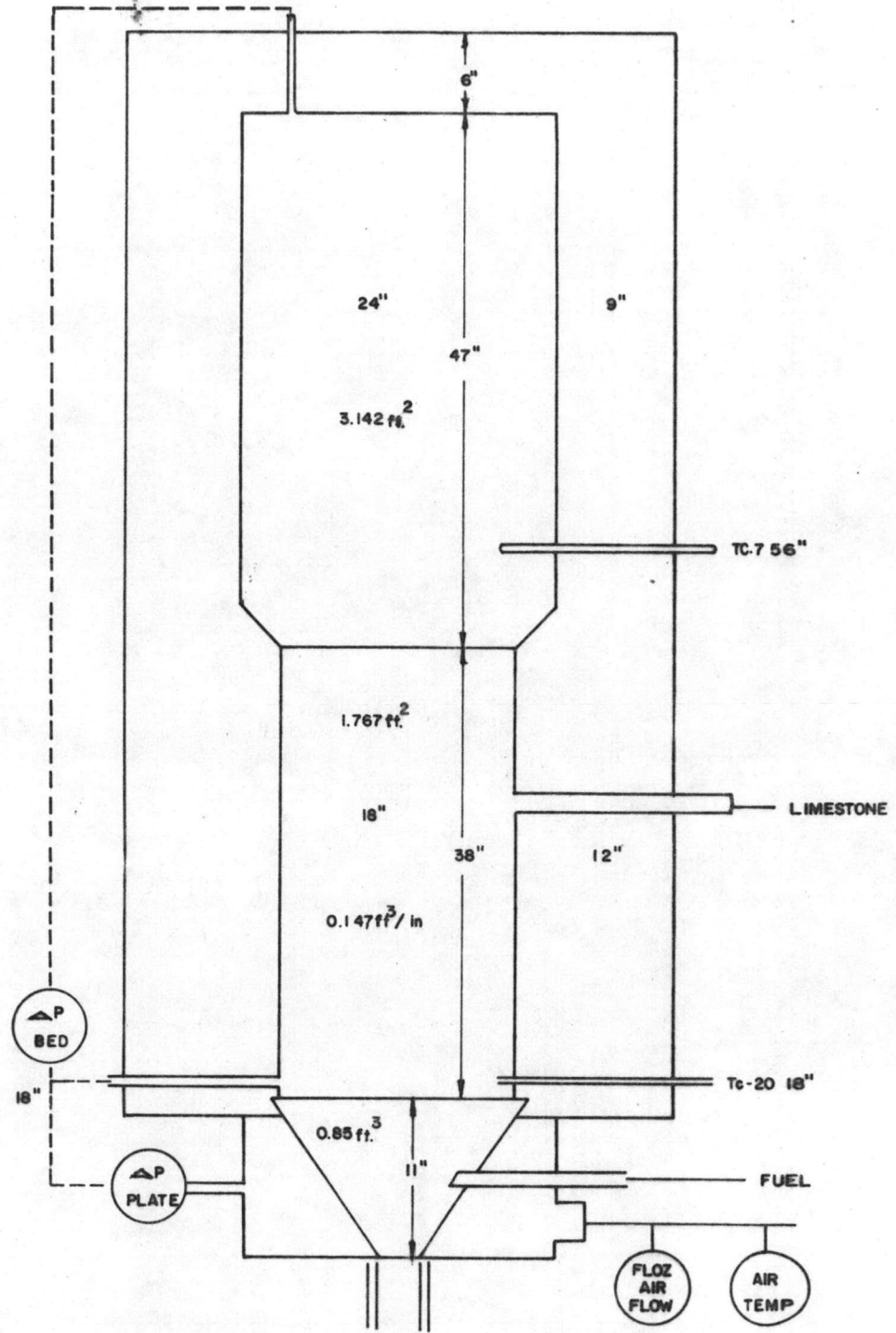
1.4.2 ทำให้ทราบถึงผลของขนาดและอัตราการป้อนหินน้ำมันที่มีต่อการเผาไหม้ในระบบนี้

1.4.3 งานวิจัยนี้ทำให้ทราบข้อมูลพื้นฐาน และเทคนิคบางอย่างที่จะนำไปใช้ออกแบบเตาเผาฟลูอิดซ์เบดขนาดใหญ่ต่อไป

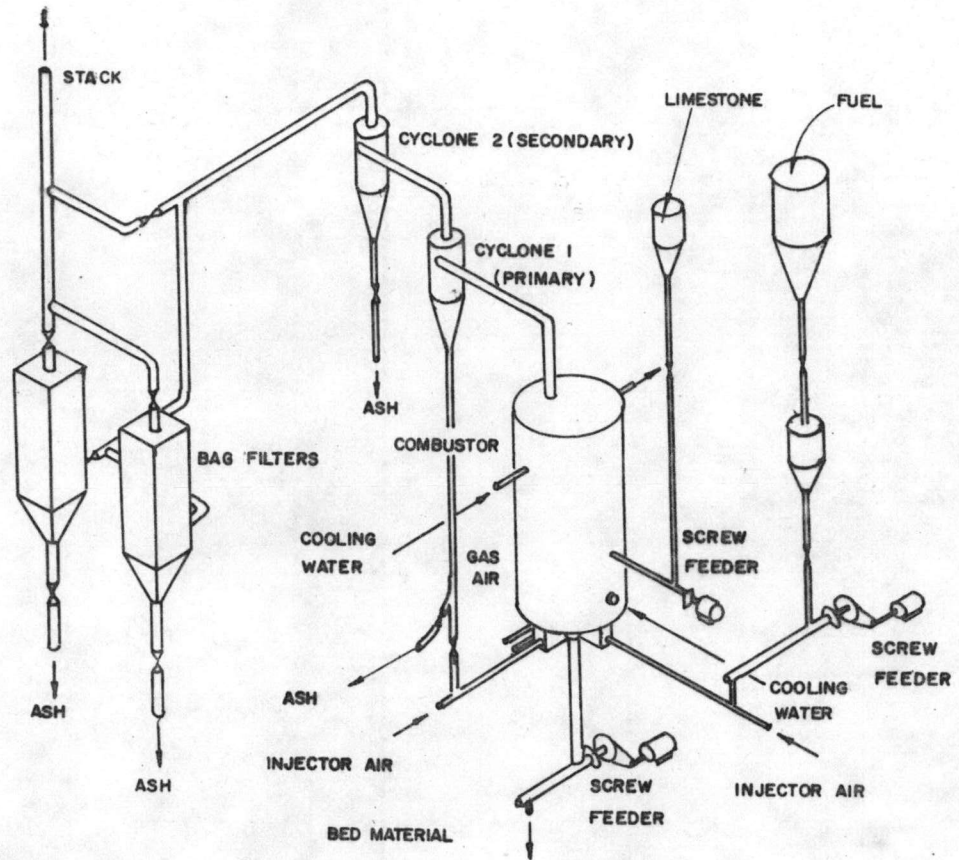
1.4.4 เป็นการเตรียมพร้อมทางด้านเทคนิควิธีหนึ่ง เมื่อถึงเวลาจะนำหินน้ำมันมาใช้ประโยชน์



รูปที่ 1.1 แสดงเตาเผาฟลูอิดเบดขนาดเส้นผ่าศูนย์กลาง 6 นิ้ว ของ METC



รูปที่ 1.2 แสดงรายละเอียดของเตาฟลูอิโดซ์เบดขนาดเส้นผ่าศูนย์กลาง 18 นิ้ว ของ METC



รูปที่ 1.3 แสดงส่วนประกอบต่าง ๆ ของเตาฟลูอิดไคซ์เบดขนาด 18 ตัน ของ METC

ตารางที่ 1.3 ผลการวิเคราะห์หินน้ำมันที่ใช้ในการสันดาบในฟลูอิดเบดของ Pitrolo และ Shang

Run No. Sample No.	AAP #1 CH 2486	AAP #2 CH 2483	AAP # CH 2492	AAP # CH 2501	AAP # CH 2505
Sample Description	Israeli Oil Shale	Moroccan Oil Shale	Moroccan Oil Shale	Colorado Oil Shale	Colorado Oil Shale
Carbonate as CO ₂ , Wt%	22.98	17.06	14.71	15.23	17.17
Ultimate Analysis , Wt%					
Moisture	5.14	4.38	7.17	0.58	0.71
Ash	56.61	62.49	61.82	68.06	67.94
Sulfur	2.15	2.14	2.42	0.70	0.60
Hydrogen	1.52	1.62	1.62	2.20	2.76
Nitrogen	0.42	0.40	0.33	0.74	0.73
Total Carbon	14.86	16.23	26.26	27.65	26.68
Oxygen (by difference)	19.30	12.74	10.48	10.07	10.56
Elemental Analysis , Wt%					
Silicon, SiO ₂	22.78	39.47	40.09	49.48	47.56
Aluminum , Al ₂ O ₃	10.30	10.83	11.72	11.56	11.69
Iron , Fe ₃ O ₃	3.91	4.82	5.53	5.07	5.12
Calcium , CaO	50.62	30.74	27.61	17.50	18.69
Magnesium , MgO	0.36	5.81	4.71	7.34	7.91
Sodium , Na ₂ O	1.19	0.10	1.08	4.40	2.58
Potassium , K ₂ O	0.72	1.48	1.62	2.46	3.00
Phosphorus , P ₂ O ₅	2.86	3.01	2.52	0.45	0.32
Titanium , TiO ₂	0.41	0.49	0.58	0.45	0.42
Sulfur , SO ₃	6.08	4.42	5.98	2.80	2.55
CaO/SO ₃	8.33	6.95	4.62	6.25	7.33
TOTAL	99.92	101.07	101.44	101.51	99.87
Heating Value , Kcal/Kg	1063.0	1320.0	1503.0	1639.0	1522.0
Size , Mesh	12 x 30	12 x 0 Old Batch #2	12 x 0 Old Batch #2	12 x 0 Batch #1	12 x 0 Batch #2

ตารางที่ 1.4 รายละเอียดของเตาเผาฟลูอิดไรส์เบดขนาด 6 นิ้ว ของ METC

Combustor

Diameter	=	6 inch.
Bed height	=	16 inch.
Freeboard diameter	=	8 inch.
Freeboard height	=	64 inch.

Distributor

Conical plate, open area 2.77 % , 64 x 1/8 inch. nozzles.

Feed system

Variable speed metering screw.

Control

3/4 inch. diameter pipe; overflow tube.

Ignition

Propane and air mixture to preheat to the desired temperature.

Particulate Handling Control

Cyclones followed by bag filter.

ตารางที่ 1.5 รายละเอียดของเตาเผาฟลูอิดซ์เบดขนาด 18 นิ้ว ของ METC

Combustor

Diameter	=	18 inch.
Bed height	=	45 inch.
Freeboard diameter	=	24 inch.
Freeboard height	=	27 inch.

Distributor

Conical distributor 95 x 3/16-inch. holes nozzles; 1/8-inch. stainless steel 90 elbows; open area 0.27 % of distributor plate area.

Feed System

Variable speed metering screw.

Boiler Design

Horizontals heat exchanger submerged in the bed, single-pass heat exchanger around the periphery of the freeboard space.

Control

Overflow tube and lockhopper arrangement, drain pipe.

Ignition

Natural gas and air mixture to preheat to 1,400^oF while adding the bed material; then oil shale is fed into the bed.

ตารางที่ 1.6 สภาวะการทดลองของ Pitrolo and Shang

Bed Temperature °F	1,250° to 1,600°F
Excess Air, % Vol	Stoic. to 85
Sup. Velocity, ft/sec	2.0 to 4.0
Bed Height (Static) in	4 to 6
Fuel Size, Mesh	-12 + 30 (No. 1), 12 x 0 (No. 2 - No. 6), 30 x 0 (No.7)

Run No. Fuel	Experimental Results						
	AAP1 Israeli	AAP2 Moroccan	AAP3 Moroccan	AAP4 Moroccan	AAP5 Colorado	AAP6 Colorado	AAP7 Israeli
Comb. Efficiency, %	99.86	99.24	98.79	97.91	99.54	99.56	98.74
CaCO ₃ Calcination, %	97.90	77.62	75.50	79.71	93.78	93.05	85.69
Heat Loss through Calcination, %	11.05	3.45	3.52	4.81	2.83	3.18	9.67
Flue Gas Analysis:							
CO ₂ , % Vol	14.00	12.50	14.50	14.00	17.60	14.00	9.60
CO, % Vol	0.02	0.05	0.93	0.14	0.07	0.61	0.98
O ₂ , % Vol	6.63	7.00	0.00	6.25	5.50	8.73	10.00
SO ₂ , ppm	100	100	100	100	100	300	300
NO/NO _x , ppm	772	800	900	700	200	300	1,200
NO _x , lb/10 ⁶ Btu	1.00	1.09	0.92	1.00	0.16	0.53	2.13
THC, ppm	20	100	4,000	100	4,000	4,000	4,000
Bed Temperature of Fluidization	1,300	1,400	1,400	1,450	1,550	1,580	1,250
Velocity, fps	2.68	2.84	1.97	3.96	3.68	3.11	2.09
Bed Depth (Static), inch	6	6	6	4	6	4	4
Excess Air, percent	44.20	47.73	0.0	40.00	33.46	65.85	87.09

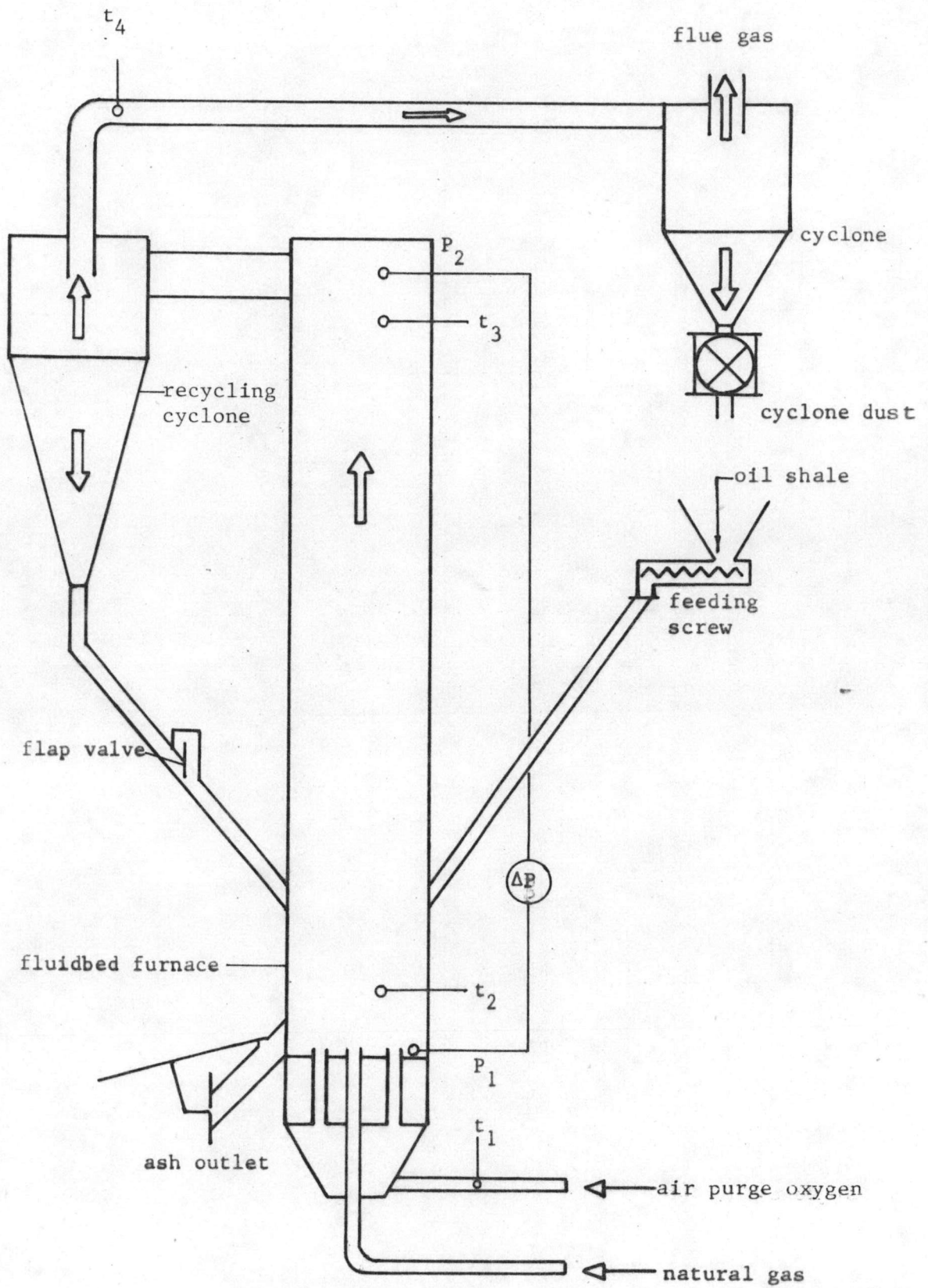
*Based on Solid analyses

ตารางที่ 1.7 คุณสมบัติของดินน้ำมันแม่สอดที่ Lurgi ใช้ในการทดสอบ

(Fischer analysis) :

Designation of Sample	1	2	3	4
Color of sample	gray-brown	olive-brown	light-brown	light-brown
Moisture % by wt.	1.0	1.3	1.3	2.8
Gas liquor	2.5	2.3	3.3	1.8
Oil (tar)	23.8	21.7	12.5	2.3
Residues	67.3	69.2	79.8	91.5
Gas and Loss	5.4	5.5	3.1	1.6
Bulk density of sample (gm/cm ³)	1.70	1.78	2.03	2.49

009846



รูปที่ 1.4 แสดงเตาระบบฟลูอิดไคซ์เบดของ Lurgi

ตารางที่ 1.8 สภาวะการทดลองที่ Lurgi ใช้ในการทดสอบหินน้ำมันแม่สอด

Test V 249/....		1	2
Date	1980	20./21. May	21. May
Time	from-to hours/ minutes	13.35-10.00 20	10.00-14.25 4
Duration	minutes	25	25
Fluidizing air from blower	Nm ³ /h	10	10
Fluidizing air as purge			
air into feeding pipe	Nm ³ /h	1	1
Fluidizing air observation hole	Nm ³ /h	1	1
O ₂ injection	Nm ³ /h	1.3-1.4	0.7
Furnace temperatur t 2	°C	815-830	790
Furnace temperatur t 3	°C	830-865	810-820
Cyclone temperatur t 4		760-825	745-770
Δ p furnace	mbar	14-17	17-18
Feed rate	∅ kg/h	6.8	6.1
Discharge : furnace	∅ kg/h	3.5	3.0
cyclone	∅ kg/h	0.3	0.25
Total discharge	∅ kg/h	3.8	3.25
Waste gas : O ₂	Vol. %	2.0	1.8
C-content : furnace discharge	%	0.10-0.16	0.17
cyclone discharge	%	0.23-0.37	0.54
Bulk density, losse/ compr. furnace dis- charge	kg/l	0.64/0.72	0.64-0.72
Bulk density, loose/ compr. cyclone dis- charge	kg/l	0.59/0.81	0.54/0.74