การสร้างแบบจำลองทางคณิตศาสตร์และการจำลองแบบของการเผาไหม้ถ่านหินลิกไนต์ในเตาเผาฟลูอิไดซ์เบดที่ความดันบรรยากาศ

นายณัฐวุธ วัชรกุลดิลก

วิทยานิพนธ์นี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต

ภาควิชาวิศวกรรมเคมี

บัณฑิตวิทยาลัย จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

พ.ศ. 2528

ISBN 974-564-672-5

009005

I15561926

MATHEMATICAL MODELLING AND SIMULATION OF THE COMBUSTION OF LIGNITE IN ATMOSPHERIC FLUIDIZED BED COMBUSTOR

Mr.Nuttawut Wacharakuldiloke

A Thesis Submitted in Partial Fulfillment of the Requirements

for the Degree of Master of Engineering

Department of Chemical Engineering

Graduate School

Chulalongkorn University

1985

Thesis Title	Mathematical Modelling and Simulation of the Combustion of Lignite in Atmospheric Fluidized Bed Combustor
By	Mr.Nuttawut Wachurakuldiloke
Department	Chemical Engineering
Thesis Advisor	Associate Professor Sutham Vanichseni, Ph.D.
	Associate Professor Kulthorn Silapabunleng, Ph.D.

เอกสารกลาง สถาบันวิทยบริการ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

Accepted by the Gradute School, Chulalongkorn University in Partial Fulfillment of the Requirements for the Master's Degree.

S. Bunnag .....Dean of Graduate School

(Associate Professor Supradit Bunnag Ph.D.)

Thesis Committee

.....Chairman

(ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.วรพัฒน์ อรรถยุกติ)

.....Member

(ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.ฌอคุณ สิทธิพงศ์)

.....Member

(รองศาสตราจารย์ ดร.กุลธร ศิลปบรรเลง)

.....Member

(รองศาสตราจารย์ ดร.พล สาเกทอง)

.....Member

(ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.ปิยะสาร ประเสริฐธรรม)

.....Member

(รองศาสตราจารย์ ดร.สุธรรม วาณิชเสนี)

Copyright of the Graduate School, Chulalongkorn University

หัวข้อวิทยานิพนธ์ การสร้างแบบจำลองทางคณิตศาสตร์และการจำลองแบบของการเผาไหม้ถ่านหินลิกไนต์ในเตาเผาฟลูอิไดซ์เบดที่ความดันบรรยากาศ

ชื่อนิสิต นายณัฐวุธ วัชรกุลดิลก

อาจารย์ที่ปรึกษา รองศาสตราจารย์ ดร.สุธรรม วาณิชเสนี
รองศาสตราจารย์ ดร.กุลธร ศิลปบรรเลง

ภาควิชา วิศวกรรมเคมี

ปีการศึกษา 2527

สถาบันวิทยบริการ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

บทคัดย่อ

แบบจำลองระบบของการเผาไหม้ถ่านหินลิกไนต์ ภายใต้เงื่อนไขต่าง ๆ ของเตาเผาฟลูอิไดซ์เบดที่ความดันบรรยากาศ ได้รับการสร้างขึ้นโดยให้ความสนใจเฉพาะไปที่การคำนวณประสิทธิภาพของการเผาไหม้ ความสนใจนี้ยังได้จำกัดไปที่การเผาไหม้ของอนุภาคขนาดใหญ่แบบฟลูอิไดซ์เบด แบบจำลองระบบได้ตั้งอยู่บนพื้นฐานของความสมดุลย์เชิงมวลประชากรของอนุภาคในระบบของเตาเผาฟลูอิไดซ์เบด

ภายใต้ลักษณะเฉพาะและสมมุติฐาน แบบจำลองย่อยที่ประกอบอยู่ในแบบจำลองระบบจะถูกคัดเลือกและดัดแปลง อัตราการเผาไหม้ได้ดัดแปลงมาจากทฤษฎีการเผาไหม้ของอะเวดิ-เสียน และเดวิดสัน รวมทั้งประยุกต์รัศมีเขตปฏิกริยาของทานากะด้วย สหสัมพันธ์ของเมอร์ริกและไฮเลย์ จะถูกใช้เพื่อการประมาณอัตราการปลิวออกไปของฝุ่นถ่านหิน แบบจำลองทางกลศาสตร์ของไหลได้ใช้ทฤษฎีสองเฟส เส้นผ่านศูนย์กลางของฟองอากาศคาดคำนวณจากสหสัมพันธ์แครนฟิลด์ และเกลดาร์ด การขยายตัวของเบด สำหรับอนุภาคขนาดใหญ่ คำนวณจากสหสัมพันธ์ของมิลเลอร์ และคณะ

แบบจำลองระบบ ได้รับการทดสอบความใช้ได้ของแบบจำลอง โดยการเปรียบเทียบค่าประสิทธิภาพการเผาไหม้จากการคำนวณของแบบจำลองระบบ กับข้อมูลการทดลอง เตาเผาที่ใช้ในการทดลองเป็นเตาเผาขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 15 ซม. โดยที่ความสูงของเบดถูกจำกัดให้คงที่ ขนาดเฉลี่ยของอนุภาคถ่านหินที่ใช้มีขนาด 2.4 มม.และ 1 มม. โดยใช้ผสมกับอนุภาคหินปูนขนาด 1 มม. และ 0.6 มม. ตามลำดับ อนุภาคของถ่านหินและหินปูนที่ผสมกัน จะมีขนาด

ที่ความเร็วต่ำสุดที่ทำให้เกิดสภาพฟลูอิไดซ์ ใกล้กัน อัตราส่วนผสมของหินปูนและลิกไนต์ เป็น 1 : 1 โดยน้ำหนัก หรือ 12 : 1 โดยโมลของแคลเซี่ยม : ซัลเฟอร์ ผลการเปรียบเทียบดังกล่าวแสดงให้เห็นถึงความสอดคล้องกันอย่างดี

แบบจำลองระบบได้ถูกจำลองแบบเพื่อหาผลของอุณหภูมิของเบด ความเร็วของลม และอัตราการป้อนถ่านหิน ต่อความสูงเปล่าของคาร์บอนในเบด ผลการจำลองแบบได้ให้ความเชื่อมั่นพอควรต่อแนวโน้ม ของประสิทธิภาพการเผาไหม้ จากการเปลี่ยนแปลงตัวแปรดำเนินการ

นอกจากนั้น แบบจำลองที่สร้างขึ้นนี้ ได้ถูกลดทอนความซับซ้อนลงโดยการทดสอบความไวของแบบจำลองระบบต่อแบบจำลองย่อยบางแบบ ตัวแปรและพารามิเตอร์บางตัว ผลที่ได้ทำให้แบบจำลองระบบมีความง่ายขึ้นมาก แบบจำลองระบบที่ง่ายนี้พัฒนาขึ้นสำหรับความเร็วแก๊ซที่สูง (U_o/U_{mf} อยู่ระหว่าง 3 ถึง 5) อากาศที่มากเกินพอ (อยู่ระหว่าง 100% ถึง 300%) และฟลูอิไดซ์เบดของอนุภาคขนาดใหญ่ ซึ่งประกอบด้วยอนุภาคหินปูนในเบดประมาณ 99% โดยน้ำหนัก

Thesis Title	Mathematical Modelling and Simulation of the Combustion of Lignite in Atmospheric Fluidized Bed Combustor
Name	Mr. Nuttawut Wacharakuldiloke
Thesis Advisor	Associate Professor Sutham Vanichseni, Ph.D. Associate Professor Kulthorn Silapabunleng, Ph.D.
Department	Chemical Engineering
Academic Year	1984

ABSTRACT

A system model of the combustion of lignite under conditions pertinent to atmospheric fluidized bed combustor was constructed with particular attention to the calculation of carbon combustion efficiency. The attention was also restricted to large particles fluidized bed combustion. The system model was based on the population material balance on the particles of the system of fluidized bed combustor.

Under the specific features of the fluidized bed combustors and assumptions, the subsystem models incorporated in the system model were selected and modified. The rate of combustion was modified from combustion theory of Avedesian and Davidson and applied with the Tanaka radius of the reaction zone. The Merrick and Highley correlation was used to estimate the elutriation rate. The fluid mechanic model was based upon the two-phase theory Bubble diameter was predicted from the Cranfield and Geldard correlation. The bed expansion correlation of Miller, et. al for large particles bed was applied.

The validity of the system model was tested by comparing the predicted values of carbon combustion efficiencies from the system model with experimental data.. From a 15-cm diameter fluidized bed combustor. Two average sizes of lignite particles of 2.4 mm and 1 mm were used with corresponding limestone particles of 1 mm and 0.6 mm based on approximately the same minimum fluidizing velocity. The mixing ratio of limestone to lignite was 1:1 by weight or 12:1 by mole of Ca:S. The results showed good agreement.

The system model was simulated for the effects of bed temperature, superficial velocity and coal feed rate on carbon combustibles loss. These provide, with fair degree of confidence, the operating trends of carbon combustion efficiencies with various operating variables.

The system model was further simplified by testing the sensitivities of the system model to certain subsystem models, variables, and parameters. The results make the system model much simpler. This simplified system model was developed for high gas velocities (U_o/U_{mf} between 3 and 5), much-excess air (between 100% and 300%) and large particles fluidized bed which comprised about 99% by weight of limestone particles.

หอสมุดกลาง สถาบันวิทยบริการ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

Acknowledgement

The author is grateful to Dr. Sutham Vanichseni and Dr. Kulthorn Silapabanleng for their continued interest and many helpful discussions, and wish to acknowledge the financial support from the Graduate School Chulalongkorn University, the apparatus and materials for the experiments from the Electricity Generating Authority of Thailand (EGAT), and the Energy Laboratory of the Department of Chemical Engineering, Chulalongkorn University, for the material and ash analysis from the Scientific and Technological Research Equipment Centre of Chulalongkorn University. The computing service used in the research was provided by the Computer Center of Chulalongkorn University.

The author also wishes to thank the thesis committee. Gratitute is also extended to various people who assisted in making the experiments.

Their assistance are gratefully acknowledged.

Mr. Nuttawut Wacharakuldiloke

Department of Chemical Engineering

Faculty of Engineering

Chulalongkorn University

1985

Contents

	page
Abstract in Thai	IV
Abstract in English	VI
Acknowlegement	VIII
List of Tables	X
List of Figures	XII
Nomenclature	XIV
Chapter	
1 Introduction	1
2 Lignite	4
3 Theory of Fluidized Bed Combustion	10
4 Mathematical Modelling of AFBC	55
5 Apparatus and Experiments	68
6 Experimental Results and System Model Validification	88
7 Simulation	100
8 System Model Modification	109
9 Conclusion and Recommendation for Future Work	118
References	121
Appendices	125
Bibliography	183

List of Tables

Table No.	Description	Page
2.1	Analysis of Lignite.....	7
3.1	Summary of Correlations for Bubble diameters in Fluidized Beds.....	43
3.2	Equations Used to Predict the Minimum Fluidization Velocity.....	47
5.1	Composition of Lignite.....	76
5.2	Lignite Analysis.....	77
5.3	Lignite Analysis.....	77
5.4	Table of Experiments.....	87
6.1	Results of Series 1 Experiments.....	90
6.2	Results of Series 2 Experiments.....	91
6.3	Results of Series 3 Experiments.....	92
6.4	Comparison of Experimental and Predicted Carbon Combustion Efficiencies of Lignite for AFBC.....	94
6.5	Calculation Datas Based on Bed Particles (Limestone).....	98
7.1	Effect of Superficial Velocity on Combustible Loss	101
7.2	Effect of Bed Temperature on Carbon Combustibles Loss	103

Table No.		Page
7.3	Simulated Average Residene Time of Burning Char Particles in the Bed with Constant Bed Temperature, Superficial Velocity and Bed height.....	106
8.1	Comparisons of Experimental Carbon Combustion Efficiencies with the Prediction of Developed and Modified System Models.....	114
8.2	Sensitivity of the System Model to the Specific Variables.....	115
G.1	Fuel Mixture Feed Rate.....	164
G.2	Fuel Mixture Feed Rate.....	165
I.1	Lennard-Jones Potential Parameters.....	169
I.2	Values of the Collision Integral Based on the Lennard-Jones Potential.....	171
N.1	Effect of Superficial Velocity on Carbon Combustibles Loss.....	180
N.2	Effect of Bed Temperature on Carbon Combustibles Loss.....	181
N.3	Effect of Coal Feed Rate on Carbon Combustibles Loss.....	182

List of Figures

Figures	Description	Page
2.1	Coal Deposits in Thailand.....	5
3.1	An Elementary Fluidized Bed	11
3.2	Factors Affecting Combustion Efficiency.....	13
3.3	Mass Balance Simple Diagram.....	15
3.4	Relation Between Size Distribution of Feed and Outflow Streams, and Notation Used.....	23
3.5	Char Particle Burning in Particulate Phase of a Fluidized Bed.....	31
3.6	Heat and Mass Tranfer, Flow Past Single Sphere.....	38
3.7	Bubble Model: Concentrations and Flow.....	38
3.8	Four Groups of Particles Proposed by Geldard.....	53
5.1	The Photograph of Apparatus and Ancillaries.....	69
5.2	Schematic Diagram of the Experimental Fluidized Bed Combustor and Ancillaries.....	70
5.3	Schematic Diagram of the Experimental Fluidized Bed Combustor and Ancillaries.....	71
5.4	Detailed Drawings of Combustor and Air Peenum.....	73
5.5	Measuring Positions of Temperature, Pressure Drop and Gas Analysis.....	74
5.6	Size Distribution of Coal Feed.....	81
5.7	Size Distribution of Coal Feed.....	82

Figures	Description	Page
6.1	Experimental Results of Combustion Efficiency.....	89
6.2	Change of Bed Temperature with Air-to-fuel Ratio.....	95
6.3	Carbon Combustion Efficiency and Reynolds Number of Reactor Column.....	99
7.1	Effect of Superficial Velocity on the Carbon Combustibles Loss.....	102
7.2	Effect of Bed Temperature on the Carbon Combustibles Loss.....	104
7.3	Effect of Coal Feed Rate on the Carbon Combustible.....	107
7.4	Average Residense Time of Burning Char Farticles in the Bed and Carbon Combustion Efficiency.....	108
8.1	Options in Modification.....	110
C.1	Size Distributions of Coal Feed, Burning, and Elutriated Char.....	160
H.1	Viscosity of Gases.....	166
H.2	Viscosity of Air at Various Temperatures.....	167
I.1	Collision Integrals of Oxygen in Air at Various Temperatures.....	173
J.1	Temperature and Minimum Fluidization Velocity of Limestone Particles.....	174
K.1	Percentage of Carbon Calcined in Limestone.....	175

หอสมุดกลาง สถาบันวิทยบริการ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

Nomenclature

A_t = reactor cross section area, cm^2

A = constant in Merrick-Highley Correlation

C = molar concentration, $gmole/cm^3$

C_{Ao} = inlet oxygen concentration, $gmole/cm^3$

C_{Ab} = oxygen concentration in bubble, $gmole/cm^3$

C_{Ap} = oxygen concentration in particulate phase, $gmole/cm^3$

D_A = molecular diffusion coefficient, cm^3/s

D_t, d_t = bed diameter, cm

d_b = bubble diameter, cm

$\bar{d}_b$ = average bubble diameter, cm

d_{bo} = initial bubble diameter at the distributor, cm

d_{bM} = maximum bubble diameter due to the total coalescence of bubbles, cm

d_{ps} = diameter of smaller particle, cm

d_{pB} = diameter of big particle, cm

d_p = particle diameter, cm

$\bar{d}_p$ = average particle diameter, cm

d_{pt} = particle size with terminal velocity equal to fluidizing velocity, cm

E = gas dispersion coefficient in ash phase

F_o = carbon feed rate, gm/s

F_1 = carbon overflow rate, gm/s

F_2 = carbon elutriation rate, gm/s

G = mass velocity or mass flux

g = acceleration gravity, cm/s^2

h = height of rising bubble from distributor

H = height of bed

k = constant

k_{bp} = mass transfer coefficient, cm/s^2

$(K_{bp})_b$ = gas interchange coefficient based on bubble volume, s^{-1}

$\mathcal{K}$ = elutriation rate constant, s^{-1}

K^* = elutriation rate constant, g/cm^2s

L_f = expanded bed height, cm

L_{mf} = bed height at minimum fluidization

n = oxygen transfer rate to one particle

N_s = number of moles of carbon in a single particle

N = number of bubble / unit bed volume

N_{Ab} = moles of oxygen in bubble

n_d = number of orifice openings in the distributor

P = air pressure

p_o = differential feed size distribution, cm^{-1}

p_1 = differential overflow size distribution, cm^{-1}

p_2 = differential size distribution of elutriated particles, cm^{-1}

p_b = differential size distribution of particles in bed, cm^{-1}

P_b = bed pressure

Q, q_b = interphase gas-exchange rate of bubble, cm^3/s

R = particle radius, cm

$\mathcal{R}$ = shrinking rate, cm/s

R' = radius of reaction sphere, cm

R_i = feed particle radius of size R_i

R_M = maximum particle radius

Re_x = Reynolds number of excess gas velocity, $\rho_g (U_o - U_{mf}) d_p / \mu$

Re, Re_p = Reynolds number of particle

$\bar{R}$ = average particle radius in the interval R and $R + \Delta R$

r = radial distance from center of particle

S_{bp} = surface area perpendicular to mass flow from bubble to particulate phase, cm^2

Sh = Sherwood number of a single particle

Sc = Schmidt number

T = temperature

$\bar{t}$ = residene time of burning char in bed

U_o = Superficial velocity o fluidizing velocity

U_{mf} = minimum fluidizing velocity

U_b = velocity of a bubble rising through a bed, cm/s

U_{br} = velocity of a bubble with respect to the emulsion phase, cm/s

U_t = terminal velocity

U_{mfB} = minimum fluidization velocity of larger particles, cm/s

U_{mfs} = minimum fluidization velocity of smaller particles, cm/s

$\bar{U}_{mfc}$ = minimum fluidization velocity of the mixture, cm/s

V_b = bubble volume, cm^3

W = weight of coal in bed

W_B = weight of material in bed

X_b = the number of times that a bubble is flused out by through-flow and diffusion passing through bed

X_i = mass fraction of particle size d_{pi}

X_B = fraction of larger particle

Greek notation

φ = spericity

μ = viscosity of fludizing gas, gm/cm-s

η_c = carbon combustion efficiency

ρ_s = density of solid, gm/cm^3

ρ_g = density of gas , gm/cm

ϵ_{mf} = minimum fluidization bed voidage