

34550/09



ITS
Institut
Teknologi
Sepuluh Nopember

RSK
665.772
Hid
S-1
2009

TUGAS AKHIR - RK 1583

SIMULASI ENTRAINED FLOW GASIFIER UNTUK BATUBARA KUALITAS RENDAH

ILMAN ALKAUTSAR HIDAYAT
NRP 2304 100 036

Dosen Pembimbing :
Prof. Dr.Ir. Sugeng Winardi, M.Eng.

JURUSAN TEKNIK KIMIA
Fakultas Teknologi Industri
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya 2009

PERPUSTAKAAN ITS	
Tgl. Terima	06-2-2009
Terima Dari	H
No. Agenda Prp.	102

112

THE UNIVERSITY OF CHICAGO

UNIVERSITY OF CHICAGO

112

	112
	112
	112
	112



FINAL PROJECT - RK 1583

ENTRAINED FLOW GASIFIER SIMULATION FOR LOW RANK COAL

ILMAN ALKAUTSAR HIDAYAT
NRP 2304 100 036

Academic Advisor :
Prof. Dr.Ir. Sugeng Winardi, M.Eng.

CHEMICAL ENGINEERING DEPARTMENT
Faculty of Industrial Technology
Sepuluh Nopember Institute of Technology
Surabaya 2009

1950
1951
1952
1953
1954
1955
1956
1957
1958
1959
1960

1961
1962
1963

1964
1965

1966
1967
1968
1969
1970

[Handwritten signature]



**SIMULASI ENTRAINED FLOW GASIFIER UNTUK
BATUBARA KUALITAS RENDAH**

TUGAS AKHIR

Diajukan Untuk Memenuhi Salah Satu Syarat
Memperoleh Gelar Sarjana Teknik
pada
Program Studi S-1 Jurusan Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Oleh :
ILMAN ALKAUTSAR HIDAYAT
NRP. 2304 100 036

1. Prof. Dr. Ir. Sugeng Winardi, M.Eng
(Pembimbing)
2. Prof. Dr. Ir. Danawati HP, MS
(Penguji)
3. Prof. Dr. Ir. Suprpto, Dipl. Ing
(Penguji)
4. Orchidea Rahmania, ST. MT.
(Penguji)



SURABAYA
FEBRUARI, 2009



STRENGTHENING OF THE GAZETTED OFFICER
REVENUE DEPARTMENT

MEMORANDUM

Subject: Strengthening of the Gazetted Officer

Reference: G.O. No. 1000/1999

1. The

2. The

3. The

4. The

5. The

6. The

7. The

8. The



9. The

10. The

11. The

12. The

13. The

14. The

15. The

16. The

17. The

18. The

19. The

20. The

21. The

22. The

23. The

24. The

SIMULASI ENTRAINED FLOW GASIFIER UNTUK BATUBARA KUALITAS RENDAH

Nama Mahasiswa : Ilman Alkautsar Hidayat
NRP : 2304 100 036
Jurusan : Teknik Kimia FTI – ITS
Dosen Pembimbing : Prof. Dr. Ir. Sugeng Winardi, M.Eng.

ABSTRAK

Penelitian ini bertujuan untuk mengkaji secara teoritis berbasis CFD proses gasifikasi batubara kualitas rendah di dalam gasifier bertekanan rendah mengenai pengaruh rasio $O_2/coal$ terhadap distribusi temperatur dan distribusi produk.

Geometri gasifier yang digunakan berbentuk silinder dengan ukuran gasifier $L/D=10,25$ dengan $D=0,2$ m. Batubara diinjeksikan ke dalam gasifier dalam bentuk campuran setelah dicampur air dengan konsentrasi 40% berat melalui lubang utama (Primary Inlet) dengan ukuran 0.003m pada temperatur 300 K. Oksigen diinjeksikan melalui secondary inlet dengan diameter 0,001328 m pada temperatur 300 K. Jenis batubara yang digunakan adalah batubara Senakin yang berasal dari Kalimantan yang termasuk ke dalam tipe batubara subbituminous dan oksigen sebagai oksidiser. Variabel yang digunakan adalah rasio massa $O_2/coal$ 0.79; 0.89; 1.01.

Hasil yang diperoleh dalam simulasi tiga dimensi berupa distribusi temperatur, distribusi fraksi massa produk untuk rasio $O_2/coal$ yang berbeda. Semakin tinggi rasio $O_2/coal$ temperatur juga semakin tinggi. Kenaikan rasio $O_2/coal$ menyebabkan jumlah produk H_2 dan CO menurun tetapi jumlah produk CO_2 meningkat.

Kata kunci : Gasifikasi, batubara, syngas, rasio $O_2/coal$

ENTRAINED FLOW GASIFIER SIMULATION FOR LOW-RANK COAL

Name : Ilman Alkautsar Hidayat
NRP : 2304 100 036
Department : Teknik Kimia FTI – ITS
Supervisor : Prof. Dr. Ir. Sugeng Winardi, M.Eng.

ABSTRACT

Computational Fluid Dynamics can be used to analyze the effect of massflow inlet oxygen - coal on fluid flow profile and product distribution on low rank coal gasification process in a gasifier.

Cylinder geometry is used for gasifier with $L/D = 10.25$ where $D = 0.2$ m. Coal water mixture with 40% concentration of water injected into gasifier through primary inlet which size 0.003 m at 300K. Pure Oxygen injected through secondary inlet which size 0.001328 m at 300K. Coal type which applied is Senakin coming from Kalimantan which included into type subbituminous coal and oxygen as oksidiser. Variabel which applied is various O_2 /coal ratio 0.79; 0.89; 1.01.

The results of this research are showed, temperature distribution, mass fraction of gasification product distribution for different ratio O_2 /coal. The results of this research are showed, temperature distribution, mass fraction of gasification product distribution for different ratio O_2 /coal. An increase in the O_2 /coal ratio decreases the H_2 and CO concentration but increases the CO_2 concentration in the product gas.

Keyword: Gasification, coal, syngas, O_2 /coal ratio

KATA PENGANTAR

Puji syukur kami ucapkan kehadirat Tuhan YME yang telah melimpahkan rahmat dan karunia-Nya sehingga kami dapat menyelesaikan skripsi yang berjudul:

“ SIMULASI ENTRAINED FLOW GASIFIER UNTUK BATUBARA KUALITAS RENDAH “.

Skripsi dibuat untuk memenuhi salah satu persyaratan dalam menyelesaikan Program Studi S-1 Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Institut Teknologi Sepuluh Nopember (ITS) Surabaya.

Pada kesempatan ini kami mengucapkan terima kasih atas segala sesuatu yang diberikan sehingga skripsi ini dapat kami selesaikan, yaitu kepada :

1. Prof. Dr. Ir. Sugeng Winardi, M.Eng; Tantular Nurtono, S.T, M.Eng; Dr. Widiyastuti, ST. MT. selaku dosen pembimbing di Laboratorium Mekanika Fluida dan Pencampuran atas bimbingan, dukungan dan fasilitas yang diberikan sehingga kami dapat bekerja dan menyelesaikan skripsi ini tepat waktu.
2. Dr. Ir. Tri Widjaja, M.Eng, selaku ketua Jurusan Teknik Kimia FTI – ITS Surabaya atas fasilitas yang diberikan.
3. Dr. Ir. Kusno Budikarjono, MT selaku koordinator Skripsi dan Tugas Akhir Jurusan Teknik Kimia FTI – ITS.
4. Dosen – dosen pengajar serta seluruh karyawan Jurusan Teknik Kimia, FTI – ITS.
5. Orang tua kami serta keluarga yang selalu memberikan doa, perhatian, kasih sayang, semangat, dan nasihat-nasihat yang sangat bermanfaat.
6. Bang Farid, selaku “sahabat karib” di Laboratorium Mekanika Fluida dan Pencampuran.
7. Adi, Warsito, Encik, Widya, Luki, Baitur, Farida, dan Mei, selaku rekan-rekan kerja di Laboratorium Mekanika Fluida dan Pencampuran pada khususnya, dan juga rekan-rekan Tekkim Angkatan 2004 dan 2005 pada umumnya atas kerja sama dan bantuannya selama proses penyelesaian skripsi ini.

8. Alm. Bustari, terima kasih telah menemani dalam pengerjaan Tugas Akhir walau hanya sementara.
9. Fatma Citra Dewanti, yang selalu setia mendukung selama ini
10. Pihak – pihak lain yang tidak dapat kami sebutkan satu per satu atas dukungan serta doa yang telah diberikan kepada kami.

Kami menyadari bahwa masih terdapat kekurangan dan kesalahan dalam pengerjaan skripsi ini. Kritik dan saran sangat kami harapkan demi peningkatan kualitas skripsi ini. Semoga skripsi ini dapat berguna di kemudian hari.

Surabaya, Februari 2009

Ilman Alkautsar Hidayat

DAFTAR ISI

ABSTRAK	i
KATA PENGANTAR	iii
DAFTAR ISI	v
DAFTAR GAMBAR	vii
DAFTAR TABEL	viii
DAFTAR NOTASI	ix
BAB I PENDAHULUAN	
I.1 Latar Belakang	1
I.2 Perumusan Masalah.....	3
I.3 Batasan Masalah.....	3
I.4 Tujuan Penelitian.....	3
I.5 Manfaat Penelitian.....	3
BAB II TINJAUAN PUSTAKA	
II.1 Batubara	5
II.2 Pengaruh Ratio Fuel-Air Terhadap Hasil Pembakaran ...	9
II.3 Proses Gasifikasi	10
II.3.1 Reaksi Kimia Pada Proses Gasifikasi	12
II.3.2 Keuntungan Teknologi Gasifikasi Pada Batubara.....	13
II.4 Computational Fluid Dynamic (CFD)	14
II.4.1 Jenis Pemodelan yang Disertai Reaksi Kimia ..	15
II.4.2 Persamaan Transport Senyawa	17
II.4.3 Persamaan Species Transport.....	18
II.4.4 Pemodelan Turbulensi	20
II.4.4.1 Persamaan untuk energi kinetik mean flow K	21
II.4.4.2 Persamaan untuk energi kinetik turbulen k	21
II.4.4.3 Persamaan untuk model k - ϵ	22
II.4.4.4 Persamaan Transport untuk model k - ϵ realizable	23
II.4.5 Persamaan Energi	24
II.4.6 Pengaruh Dinamika Fluida Terhadap Reaksi ...	25
II.5 Peneliti Terdahulu.....	26

BAB III METODOLOGI PENELITIAN	
III.1 Sistem yang dipelajari	30
III.2 Pemodelan	32
III.2.1 Permodelan Aliran	32
III.2.2 Permodelan Reaksi Turbulen	32
III.2.3 Permodelan Reaksi Heterogen Char-Gas	32
III.2.4 Permodelan Reaksi Homogen	33
III.2.5 Permodelan Reaksi Sulfur	34
III.2.6 Permodelan Batubara sebagai Primary Feed	34
III.3 Kondisi Batas	35
III.4 Prosedur Penelitian untuk Pemodelan	35
III.5 Variabel Penelitian	36
BAB IV HASIL DAN PEMBAHASAN	
IV.1 Pengaruh Rasio O_2 /Coal Terhadap Distribusi Temperatur	38
IV.2 Pengaruh Rasio O_2 /Coal Terhadap Distribusi Fraksi Massa CO	40
IV.3 Pengaruh Rasio O_2 /Coal Terhadap Distribusi Fraksi Massa H_2	43
IV.4 Pengaruh Rasio O_2 /Coal Terhadap Distribusi Fraksi Massa CO_2	46
IV.5 Pengaruh Rasio Rasio O_2 /Coal Terhadap Distribusi Fraksi Massa CH_4	49
IV.6 Pengaruh Reaksi Sulfur Terhadap Proses Gasifikasi	51
BAB V PENUTUP	
V.1 Kesimpulan	53
V.2 Saran	53
DAFTAR PUSTAKA	55
BIODATA PENULIS	57

DAFTAR GAMBAR

Gambar II.1 Pengaruh Ratio <i>Fuel-Air</i> Terhadap Hasil Pembakaran	9
Gambar II.2 Prinsip sederhana proses gasifikasi	11
Gambar III.1.a Dimensi Peralatan <i>Gasifier</i>	30
Gambar III.1.b Sistem inlet batubara-oksigen.....	31
Gambar III.1.c Burner	31
Gambar III.2 Grid untuk ruang pada <i>gasifier</i>	36
Gambar IV.1 Kontur Distribusi Temperatur <i>Gasifier</i>	38
Gambar IV.2 Kontur Distribusi Fraksi Massa CO.....	40
Gambar IV.3 Grafik Hubungan Antara Tinggi Gasifier [m] dengan Fraksi Massa CO [%]....	41
Gambar IV.4 Kontur Distribusi Fraksi Massa H ₂	43
Gambar IV.5 Grafik Hubungan Antara Tinggi Gasifier [m] dengan Fraksi Massa H ₂ [%]	44
Gambar IV.6 Kontur Distribusi Fraksi Massa CO ₂	46
Gambar IV.7 Grafik Hubungan Antara Tinggi Gasifier [m] dengan Fraksi Massa CO ₂ [%]....	47
Gambar IV.8 Kontur Distribusi Fraksi Massa CH ₄	49
Gambar IV.9 Grafik Hubungan Antara Tinggi Gasifier [m] dengan Fraksi Massa CH ₄ [%]....	50

DAFTAR TABEL

Tabel II.1	Klasifikasi batubara berdasarkan tingkatnya	6
Tabel II.2	Komposisi batubara menurut <i>Proximate Analysis</i>	7
Tabel II.3	Komposisi batubara menurut <i>Ultimate Analysis</i>	7
Tabel II.4	Komposisi Volatile Matter	8
Tabel II.5	Komposisi Ash	8
Tabel III.1	Dimensi Peralatan Gasifier (milimeter)	31
Tabel III.2	Komposisi Slurry Batubara	35
Tabel IV.1	Fraksi CO Pada Ketinggian 2m (Outflow) Berdasarkan ratio $O_2/Coal$	41
Tabel IV.2	Fraksi H_2 Pada Ketinggian 2m (Outflow) Berdasarkan Ratio $O_2/Coal$	44
Tabel IV.3	Fraksi CO_2 Pada Ketinggian 2m (Outflow) Berdasarkan Ratio $O_2/Coal$	47
Tabel IV.4	Fraksi COS Pada Ketinggian 2m (Outflow) Berdasarkan Ratio $O_2/Coal$	51

DAFTAR NOTASI

NOTASI	KETERANGAN	SATUAN
$c_{\mu f}$	Koefisien konstanta	[-]
f	Mixture fraction	[-]
g	Gravitasi	[m/s ²]
k	Energi kinetik turbulen	[m ² /s ²]
P	Tekanan	[bar]
T	Temperature	[K]
D	Diameter gasifier	[m]
H	Tinggi Gasifier	[m]
x, y, z'	Komponen koordinat	[-]
u, v, w'	Komponen kecepatan	[-]
W_i	Berat komponen i	[gr]
ε	Energi Dissipasi	[W/kg]
ρ	Densitas Fluida	[kg/m ³]
μ_e	Viskositas efektif	[Pa.s]
τ_w	Shear stress di dinding	[Pascal]
v_x	Kecepatan fluida arah x	[m/s]
ν	Viscositas kinematik	[m ² /s]
σ	Konstanta pemodelan	[-]
U, V, W	Vektor Kecepatan	[-]
K	Energi kinetik rata-rata	[m ² /s ²]
k	Konstanta reaksi	[-]
A	Energi aktivasi	KJ/mol
E	Pre eksponensial faktor	[-]

(Halaman ini sengaja dikosongkan)

BAB I

PENDAHULUAN

I.1 Latar Belakang

Indonesia merupakan negara dengan cadangan minyak bumi, cadangan gas alam serta cadangan batubara yang melimpah dan mencukupi. Sumber daya energi batubara diperkirakan sebesar 36,5 milyar ton. Sumber daya ini tersebar di Kalimantan yaitu sebesar 61 %, di Sumatera sebesar 38 % dan sisanya tersebar di wilayah lain. Menurut jenisnya, batubara dapat dibagi menjadi *lignite* (58,6 %), *sub-bituminous* (26,6 %), *bituminous* (4,4 %) dan sisanya sebesar 0,4 % adalah *anthracite*. Produksi batubara pada tahun 2000 mencapai sebesar 44 juta ton. Sekitar 33 juta ton diekspor dan sisanya sebesar 11 juta ton untuk konsumsi dalam negeri. Dari jumlah 11 juta ton tersebut 60 % atau sekitar 6,5 juta ton digunakan untuk pembangkit listrik, 30 % untuk industri semen dan sisanya digunakan untuk rumah tangga dan industri kecil.

Cadangan batubara tersebut sebagian besar memiliki kualitas rendah dengan kadar air yang tinggi. Batubara jenis ini belum dimanfaatkan secara optimal. Sebagian besar batubara yang dieksploitasi adalah batubara berkualitas tinggi. Dimasa mendatang batubara kualitas tinggi akan semakin menipis dan harganya semakin naik. Batubara kualitas rendah dapat dikonversikan menjadi gas sintetis (*syngas*) dengan memakai teknologi yang tepat. *Syngas* dapat digunakan untuk bahan bakar, pembangkit tenaga listrik, produksi SNG (*Synthetic Natural Gas*), pembangkit listrik langsung dengan *fuell cell* dan bahan baku untuk industri kimia.

Untuk memanfaatkan batubara berkualitas rendah yang sangat banyak jumlahnya dan harga yang lebih murah, maka terbentuk pemikiran untuk memanfaatkan batubara melalui proses gasifikasi batubara berkualitas rendah yang produknya dapat dimanfaatkan sebagai bahan yang memiliki banyak kegunaan, antara lain sebagai sumber energi alternatif dan bahan baku untuk industri lain.

Gasifikasi adalah proses untuk merubah sumber-sumber alam seperti batubara, biomass, atau residu petroleum menjadi gas murni yang disebut *syngas*. Dalam proses gasifikasi, batubara mengalami tiga proses, yaitu : pembakaran, pirolisis dan gasifikasi *char*. Proses gasifikasi batubara merupakan pengolahan yang ramah lingkungan serta lebih ekonomis dan serbaguna.

Syngas adalah produk utama dari gasifikasi. *Syngas* merupakan campuran dari karbonmonoksida, hidrogen, dan karbondioksida serta methana dalam jumlah kecil. *Syngas* dapat digunakan sebagai pembangkit tenaga listrik dan dapat digunakan sebagai bahan dasar bagi berbagai industri.

Pemakaian berbagai tipe dari batubara dalam proses gasifikasi akan mempengaruhi karakteristik proses gasifikasi batubara. Park et. al. 2001 menyatakan bahwa penggunaan jenis batubara yang berbeda akan mempengaruhi karakteristik gasifikasi batubara dimana dengan menggunakan *cyprus coal* suhu reaksi pada *gasifier* akan naik secara polinomial seiring dengan kenaikan rasio oksigen terhadap batubara, sedangkan dengan menggunakan *Alaska coal* temperatur reaksi pada *gasifier* akan naik secara *linear* seiring dengan kenaikan rasio oksigen terhadap batubara, hal ini disebabkan komposisi batubara yang digunakan sehingga hasil yang didapatkan juga akan berbeda. Selain itu, sistem injeksi batubara akan mempengaruhi karakteristik dari proses gasifikasi batubara. Bockelie et. al. 2001, menyatakan bahwa pemakaian *wet feed* mempunyai pengaruh terhadap konversi karbon, temperatur gas keluar, serta komposisi produk pada gasifikasi batubara dibandingkan bila digunakan *dry feed*, disamping juga tekanan operasi pada sistem, perlakuan *pre-heat* pada *slurry*, serta rasio L/D pada *gasifier* yang akan mempengaruhi karakteristik proses gasifikasi batubara. Liu et. al. 2001, menambahkan bahwa rasio oksigen terhadap batubara juga akan mempengaruhi karakteristik proses gasifikasi batubara. Dimana dengan kondisi oksigen berlebih maka reaksi gasifikasi akan cenderung menghasilkan reaksi pembakaran sempurna atau pembentukan CO₂ akan lebih banyak daripada pembentukan CO.

Reaksi dalam gasifikasi dipengaruhi oleh adanya dinamika fluida yang meliputi aliran fluida, transfer massa, transfer panas, dan transfer momentum karena dalam reaksi diperlukan adanya kontak antara reaktan sehingga distribusi reaksi dapat merata pada seluruh bagian gasifier.

1.2 Perumusan Masalah

Dari uraian tersebut di atas dapat disimpulkan beberapa masalah :

1. Pada Gasifier terjadi fenomena yang kompleks, meliputi :
 - a. Aliran Fluida turbulen Multifase
 - b. Transfer Panas
 - c. Reaksi Kimia Heterogen & Homogen

1.3 Batasan Masalah

Batasan masalah dalam penelitian ini antara lain :

1. Bahan yang akan diuji adalah batubara dengan jenis *sub-bituminous*.
2. Suhu dan tekanan oksigen :
 $T = 300 \text{ K}$
 $P = 1 \text{ atm}$
3. Tekanan injeksi *slurry* = 1 atm
Temperatur Slurry = 300 K
4. Temperatur dinding gasifier = 1200 K

1.4 Tujuan Penelitian

Untuk memprediksi pengaruh dinamika fluida terhadap hasil proses gasifikasi, melalui pengamatan karakter kontur suhu, distribusi fraksi massa H_2 , CO , CO_2 , CH_4 , dan pengaruh Sulfur.

1.5 Manfaat Penelitian

Dengan mengetahui pengaruh dinamika fluida terhadap hasil proses gasifikasi maka akan didapat manfaat berupa mengetahui kondisi optimal gasifier, dimana dapat digunakan untuk memaksimalkan hasil produk gasifikasi.



(Halaman ini sengaja dikosongkan)

522-371

BAB II TINJAUAN PUSTAKA

II.1 Batubara

Batubara merupakan campuran senyawa hidrokarbon yang terbentuk dari fosil-fosil tumbuhan setelah tertimbun ribuan tahun bahkan jutaan tahun lalu. Komposisi Batubara bervariasi tergantung dari jenis batubara tersebut. Perbedaan tipe disebabkan oleh variasi jumlah tumbuhan yang terdapat pada tiap daerah. *Brown coal* dan *lignite*, *subbituminous coal*, *bituminous coal* dan *anthracite* terbentuk secara alami seiring dengan bertambahnya kandungan karbon.

Kualitas batubara adalah sifat fisika dan kimia dari batubara yang mempengaruhi potensi kegunaannya. Kualitas batubara ditentukan oleh *mineral matter* penyusunnya, serta oleh derajat *coalification (rank)*.

Umumnya, untuk menentukan kualitas batubara dilakukan analisa pada batubara yang diantaranya berupa analisis proksimat dan ultimat. Analisis proksimat dilakukan untuk menentukan jumlah air (*moisture*), zat terbang (*volatile matter*), karbon padat (*fixed carbon*), dan kadar abu (*ash*), sedangkan analisis ultimat dilakukan untuk menentukan kandungan unsur kimia pada batubara seperti : karbon, hidrogen, oksigen, nitrogen, sulfur, dan unsur tambahan lainnya.

Untuk menentukan jenis batubara, digunakan klasifikasi American Society for Testing and Material (ASTM, 1981, *op cit* Wood *et al.*, 1983) klasifikasi ini dibuat berdasarkan jumlah karbon padat dan nilai kalori dalam basis dry, mineral matter free (dmmf).

Tabel II.1 Klasifikasi Batubara

Class		Fixed Carbon	Heating Value	Agglomerating Character
		wt%	BTU/lb	
I. Anthracitic	1. Meta-anthracitic	≥98		Nonagglomerating
	2. Anthracite	92-98		
	3. Semianthracite	86-92		
II. Bituminous	1. Low-volatile bituminous coal	78-86		Commonly agglomerating
	2. Medium-volatile bituminous coal	69-78		
	3. High-volatile A bituminous coal	<69	≥14,000	
	4. High-volatile B bituminous coal		13,000-14,000	
	5. High-volatile C bituminous coal		11,500-13,000	
III. Sub-bituminous	1. Sub-bituminous A coal		9,500-10,500	Nonagglomerating
	2. Sub-bituminous B coal		8,300-9,500	
	3. Sub-bituminous C coal		8,300-9,500	
IV. Lignite	1. Lignite A		6,300-8,300	
	2. Lignite B		<6,300	

Source: ASTM D 388

Nilai kalori Q dari batubara merupakan panas yang dibebaskan pada proses pembakaran dengan oksigen. Secara aktual nilai Q dapat diperoleh dengan kalorimeter. Nilai Q dapat juga ditentukan dengan suatu formula yang dikembangkan oleh *Institut Gas of Technology* :

$$Q = 146.58 C + 568.78 H + 29.4 S - 6.58 A - 51.53 (O + N) \text{ Btu/lb}$$

Dimana C , H , S , A , O , dan N merupakan fraksi massa dari karbon, hidrogen, sulfur, ash, oksigen, dan nitrogen pada dry basis atau batubara kering.

Dalam penelitian ini digunakan batubara jenis Senakin yang berasal dari Kalimantan yang merupakan jenis batubara *subbituminous*. Batubara ini mempunyai komposisi menurut *proximate analysis* seperti pada Tabel II.2 sebagai berikut :

Tabel II.2 Komposisi Batubara menurut *proximate analysis*

Komponen	%Massa
Moisture	5,1
Ash	17,5
Volatile Matter	39,2
Fixed Carbon	38,2

Sumber : Buku Kontrak PLTU Paiton Unit 1-2

Sedangkan komposisi menurut *ultimate analysis* adalah seperti pada Tabel II.3 berikut ini :

Tabel II.3 Komposisi Batubara menurut *ultimate analysis*

Komponen	%Massa
Moisture	5,1
Karbon	60,7
Hidrogen	4,9
Nitrogen	1,1
Chlorine	0,01
Sulfur	0,67
Ash	17,5
Oksigen	10

Sumber : Buku Kontrak PLTU Paiton Unit 1-2

Kandungan sulfur dalam batubara biasanya berada dalam bentuk pyrite (FeS_2).

Sedangkan komposisi dari Volatile Matter adalah :

Tabel II.4 Komposisi Volatile Matter

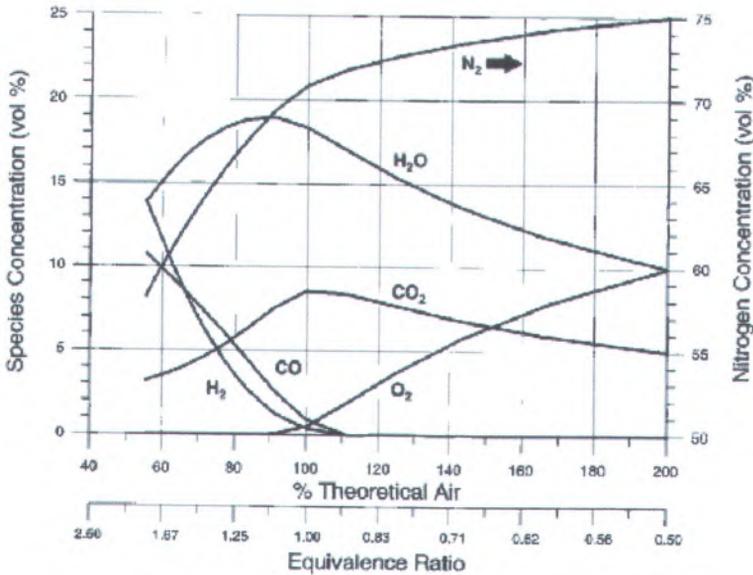
Komponen	% Massa
CO	0.25
CO ₂	0.49
H ₂	0.05
CH ₄	0.21

Sedangkan komposisi dari Ash adalah :

Tabel II.5 Komposisi Ash

Komponen	% wt
SiO ₂	40-60
Al ₂ O ₃	20-30
Fe ₂ O ₃	4-10
CaO	5-30
MgO	1-6
SO ₃	0-2
Na ₂ O ₃	0-2
K ₂ O	0-4
LOI	0-3

II.2 Pengaruh Ratio *Fuel-Air* Terhadap Hasil Pembakaran



Gambar II.1. Pengaruh Ratio *Fuel-Air* Terhadap Hasil Pembakaran

Pengaruh ratio *Fuel-Air* terhadap gas hasil pembakaran dapat dilihat pada Gambar II.1. Equivalence ratio didefinisikan sebagai perbandingan antara ratio fuel-air aktual dengan ratio *fuel-air* stoikiometri. Untuk nilai Equivalence ratio kurang dari 1.0 menunjukkan campuran sedikit bahan bakar, sedangkan untuk nilai yang lebih dari 1.0 menunjukkan campuran kaya bahan bakar. (Sumber : Perry)

Dari Gambar II.1. dapat diperkirakan ratio O₂/Coal yang optimal untuk digunakan dalam proses gasifikasi. Untuk menghasilkan gas hasil pembakaran yang kaya akan CO dan H₂ maka dibutuhkan kondisi kurang O₂ agar terjadi pembakaran tidak sempurna sehingga gas hasil pembakaran masih memiliki nilai energi.

berbagai CFD kode komersial seperti PHOENICS, FLUENT, FLOW3D, dan STAR-CD.

Algoritma numerik metode ini terdiri dari :

- Integrasi persamaan aliran fluida yang digunakan pada semua kontrol volume domain.
- Diskretisasi persamaan integral menjadi sistem persamaan aljabar.
- Penyelesaian persamaan aljabar dengan metode iterasi.

Post-processing merupakan tahap visualisasi dari hasil tahapan sebelumnya. *Post-processor* semakin berkembang dengan majunya *engineering workstation* yang mempunyai kemampuan grafik dan visualisasi cukup besar. Alat visualisasi tersebut antara lain :

- Domain geometri dan *display*.
- Plot vektor.
- Plot kontur.
- Plot 2D dan 3D *surface*.
- Manipulasi tampilan (translasi, rotasi, skala, dan sebagainya).
- Animasi *display* hasil dinamik.

Di dalam simulasi, model-model yang digunakan didiskretisasi dengan metode formulasi dan diselesaikan dengan menggunakan algoritma-algoritma numerik yang disesuaikan dengan permasalahan dan sistem yang akan dimodelkan.

II.4.1 Jenis Pemodelan yang Disertai Reaksi Kimia

- Generalized Finite Rate Model.

Pendekatan ini didasarkan pada penyelesaian persamaan transport senyawa untuk konsentrasi reaktan dan produk dengan mekanisme reaksi kimia yang didefinisikan sendiri. Laju reaksi yang muncul sebagai *source term* dalam persamaan transport senyawa dihitung berdasarkan ekspresi laju Arrhenius atau menggunakan konsep eddy dissipation dari Magnussen dan Hjertager. Pemodelan dari tipe ini sesuai untuk aplikasi luas yang meliputi sistem reaksi laminar atau turbulen dan sistem pembakaran.

- Non-Premixed Combustion Model.

Dalam pendekatan ini, persamaan transport senyawa individu tidak diselesaikan. Sebagai gantinya, persamaan transport untuk satu atau dua besaran yang dikonservasi (fraksi campuran) diselesaikan dan konsentrasi komponen individu diturunkan dari perkiraan distribusi fraksi campuran. Pendekatan ini secara khusus dikembangkan untuk simulasi dari difusi flame yang turbulen. Efek turbulensi dihitung dengan bantuan *probability density function* atau PDF.

- Premixed Combustion Model

Permodelan ini mengembangkan sistem pembakaran atau sistem disertai reaksi lainnya yang merupakan tipe premixed murni. Dalam hal ini reaktan yang tercampur sempurna dan produk-produk pembakaran dipisahkan oleh *flame front*. *Reaction progress variable* diselesaikan untuk memperkirakan *front* ini. Pengaruh turbulensi dihitung dari kecepatan turbulensi *flame*.

- Partially Premixed Combustion Model

Permodelan ini dikembangkan untuk system yang mempunyai kombinasi antara pembakaran *non-premixed* dan *perfectly premixed*. Persamaan *mixture fraction* dan *reaction progress variable* diselesaikan untuk menentukan konsentrasi senyawa dan letak dari *flame front*.

- Composition PDF Transport Combustion Model

Composition PDF Transport Model mensimulasikan reaksi kimia dalam flame/penyalaan turbulen. Mekanisme kimia yang berubah-ubah dan pengaruh dari kinetika seperti ketidaksetimbangan kimia pembakaran/pemadaman dapat diamati. Model ini bisa diterapkan dalam premixed, non-premixed, dan partially premixed flames. Namun, model ini proses dan perhitungannya membutuhkan kondisi khusus yang rumit. Untuk turbulen flame dimana finite rate chemistry adalah penting, maka menggunakan laminar flamelet model. EDC Model atau Composition PDF Transport Combustion Model.

II.4.2 Persamaan Transport Senyawa

Model – model menyelesaikan persamaan-persamaan kekekalan massa, momentum, energi, fraksi massa spesies gas, dan fraksi massa. Dalam koordinat geometri silinder (r, z) persamaan - persamaan yang digunakan adalah sebagai berikut :

a. Persamaan Kontinuitas (Hukum Kekekalan Massa)

Persamaan kontinuitas untuk suatu fluida *incompressible* pada aliran *steady* dapat ditulis sebagai berikut :

$$\frac{1}{r} \frac{\partial(rV)}{\partial r} + \frac{1}{r} \frac{\partial W}{\partial \theta} + \frac{\partial U}{\partial z} = 0 \quad (\text{II.1})$$

Atau dalam notasi vektor sebagai berikut :

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + \text{div}(\rho \mathbf{u}) = 0 \quad (\text{II-2})$$

Untuk aliran inkompresibel, nilai densitas (ρ) adalah konstan dan persamaan (II-2) menjadi :

$$\text{div}(\mathbf{u}) = 0 \quad (\text{II-3})$$

b. Persamaan Momentum (Hukum Kekekalan Momentum)

Hukum kedua Newton menyatakan bahwa laju perubahan momentum pada partikel sama dengan jumlah gaya-gaya yang bekerja pada partikel. Gaya-gaya tersebut dapat dibedakan menjadi dua jenis yaitu *surface force* dan *body force*. *Surface force* meliputi *pressure force* dan *viscous force*, sedangkan *body force* meliputi *gravity force*, *centrifugal force*, *coriolis force* serta *electromagnetic force*. *Body force* biasanya dinyatakan sebagai *source term* dalam suatu persamaan momentum.

Dalam koordinat kartesius, persamaan momentum yang terjadi pada arah sumbu x, y dan z adalah sebagai berikut :

- Persamaan momentum pada arah sumbu x

$$\frac{\partial(\rho U)}{\partial t} + \text{div}(\rho uU) = -\frac{\partial p}{\partial x} + \text{div}(\mu \text{gradu}) + S_{mx}$$

.....(II-4)

- Persamaan momentum pada arah sumbu y

$$\frac{\partial (\rho v)}{\partial t} + \text{div} (\rho vU) = - \frac{\partial p}{\partial y} + \text{div} (\mu \text{grad} v) + S_{my}$$

.....(II-5)

- Persamaan momentum pada arah sumbu z

$$\frac{\partial (\rho w)}{\partial t} + \text{div} (\rho wU) = - \frac{\partial p}{\partial z} + \text{div} (\mu \text{grad} z) + S_{mz}$$

.....(II-6)

c. Persamaan Kekekalan Energi

$$\frac{\partial (\rho i)}{\partial t} + \text{div} (\rho iU) = - p \text{div} U + \text{div} (k \text{grad} T) + \Phi + S_i$$

.....(II-7)

Φ merupakan fungsi dissipasi,

Dimana

$$\Phi = \mu \left\{ 2 \left[\left(\frac{\partial u}{\partial x} \right)^2 + \left(\frac{\partial v}{\partial y} \right)^2 + \left(\frac{\partial w}{\partial z} \right)^2 \right] + \left(\frac{\partial u}{\partial y} + \frac{\partial v}{\partial x} \right)^2 + \left(\frac{\partial u}{\partial z} + \frac{\partial w}{\partial x} \right)^2 + \left(\frac{\partial v}{\partial z} + \frac{\partial w}{\partial y} \right)^2 \right\} + \lambda (\text{div} U)^2$$

.....(II-8)

II.4.3 Persamaan Species Transport

$$\frac{\partial}{\partial t} (\rho Y_i) + \nabla \cdot (\rho \vec{v} Y_i) = - \nabla \cdot \vec{J}_i + R_i + S_i$$

.....(II-9)

Y_i = fraksi massa local masing – masing spesies

R_i = net rate pembentukan I dengan reaksi kimia

\vec{J}_i = fluks diffusi spesies i

S_i = laju pembentukan dengan penambahan fasa dispersi

II.3 Proses Gasifikasi

Gasifikasi adalah proses yang menggunakan panas, tekanan, dan *steam* untuk mengubah material karbon, seperti batubara, petroleum, *petroleum coke* atau biomas secara langsung menjadi komponen-komponen gas, utamanya karbonmonoksida dan hidrogen.

Dalam *gasifier* material karbon mengalami proses :

1. Proses Pembakaran

Proses pembakaran terjadi karena *char* bereaksi dengan oksigen membentuk karbondioksida dan karbonmonoksida, yang menyediakan panas untuk reaksi gasifikasi selanjutnya. Pirolisis dan pembakaran adalah proses yang sangat cepat.

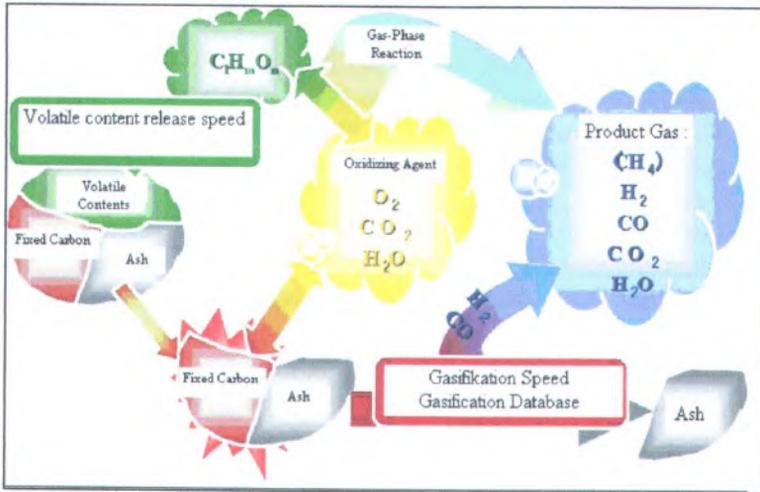
2. Pirolisis *fuel* karbon

Proses pirolisis terjadi karena partikel karbon memanas. Terjadi penguapan dan terbentuk *char*, hasilnya lebih dari 70 % berat batubara hilang. Proses pirolisis dipengaruhi oleh properti dari material karbon yang juga menentukan struktur dan komposisi *char* yang akan digunakan untuk reaksi gasifikasi.

3. Gasifikasi *Char*

Proses Gasifikasi terjadi karena *Char* bereaksi dengan karbondioksida dan *steam* untuk menghasilkan karbonmonoksida dan hidrogen. Gas yang dihasilkan dinamakan *producer gas* atau *syngas* dan dengan menggunakan teknologi IGCC akan lebih efisien jika dirubah menjadi energi listrik daripada dibakar langsung, karena *syngas* pertama kali dibakar dalam turbin uap dan panas digunakan untuk menghasilkan *steam* untuk menggerakkan turbin *steam*.

Prinsip sederhana dari model proses gasifikasi batubara digambarkan pada Gambar II.1 berikut :



Gambar II.2 Prinsip sederhana proses gasifikasi

Sumber : NEDO_Commissioned project

Terdapat empat jenis *gasifier* yang umum digunakan, yaitu :

1. *Counter-current fixed bed gasifier*

Menggunakan reaktor *fixed bed* dengan bahan bakar karbon (batubara atau biomas) dimana agen gasifikasi (*steam*, oksigen, atau udara) mengalir secara *counter-current*. *Gasifier* ini membutuhkan rasio *steam* dan O_2 terhadap karbon yang lebih tinggi untuk mendapatkan suhu lebih tinggi daripada suhu peleburan abu. Pada *gasifier* ini, bahan bakar harus memiliki kekuatan mekanik yang tinggi.

2. *Co-current fixed bed gasifier*

Sama dengan tipe *counter-current*, tetapi agen gasifikasi mengalir secara *co-current* dengan bahan bakar. Perlu ditambahkan panas pada bagian atas *bed*, baik melalui pembakaran bahan bakar atau dari sumber panas eksternal. Gas yang dihasilkan meninggalkan *gasifier* pada temperatur yang tinggi ditransfer ke agen gasifikasi yang kemudian ditambahkan ke bagian atas *bed*. Efisiensi energi yang dihasilkan sama dengan tipe *counter-current*.

3. Dalam *Fluidized Bed Gasifier*

Ukuran batubara yang digunakan lebih halus mulai 1-5 mm. Pada *fluidized bed gasifier* gaya grafitasi dari serbuk batubara akan seimbang dengan gaya dorong ke atas *steam* dan udara (O_2) sehingga partikel batubara ada dalam kondisi mengambang saat gasifikasi terjadi.

4. *Entrained flow*

Dalam *entrained flow gasifier*, kontak antara serbuk batu bara dengan *steam* dan udara atau O_2 dibuat sangat cepat sekali. Umpan yang digunakan untuk batubara bisa berupa *slurry feed* maupun *dry feed*. Ukuran batubara yang masuk sangat kecil dan halus, berukuran dari $1\mu m$ sampai 0,1 mm. Tipe *gasifier* ini merupakan *gasifier* yang paling umum digunakan untuk proses gasifikasi batubara, karena dapat digunakan untuk berbagai tipe batubara baik yang berkualitas tinggi maupun yang berkualitas rendah.

II.3.1 Reaksi kimia pada proses gasifikasi

Reaksi kimia pada proses gasifikasi batubara ini terjadi pada fase gas secara homogen dan secara heterogen pada permukaan dinding batubara (Perkins, et al. 2001). Reaksi – reaksi dibawah ini merupakan reaksi yang akan dipakai dalam permodelan. Reaksi R1-R4 merupakan reaksi heterogen dari *char* dengan oksigen, *steam*, karbondioksida, dan hidrogen. Sedangkan R5-R9 merupakan reaksi homogen yang terjadi pada fase gas.

Reaksi Heterogen

Reaksi				
C	+	$0.5 O_2$	---->	CO
C	+	H_2O	---->	CO + H_2
C	+	CO_2	---->	2CO
C	+	H_2	---->	CH_4

Reaksi Homogen

Reaksi				
H ₂	+	0.5 O ₂	---->	H ₂ O
CO	+	0.5 O ₂	---->	CO ₂
CH ₄	+	2 O ₂	---->	CO ₂ + 2 H ₂ O
CO	+	H ₂ O	---->	CO ₂ + H ₂
CH ₄	+	H ₂ O	---->	CO + H ₂

Sumber : Perkins et. al. (2001)

Adapula reaksi komponen sulfur dalam batubara adalah sebagai berikut :

- a) $\text{FeS}_2 + \text{H}_2 \rightarrow \text{FeS} + \text{H}_2\text{S}$
- b) $\text{FeS} + \text{H}_2 \rightarrow \text{Fe} + \text{H}_2\text{S}$
- c) $\text{FeS}_2 + \text{CO} \rightarrow \text{FeS} + \text{COS}$

Reaksi (a) terjadi pada suhu diatas 500°C, tetapi reaksi (b) berjalan sangat lambat walaupun pada suhu 800°C. Reaksi (c) akan sangat lambat pada suhu dibawah 800°C. Pada proses yang menggunakan temperatur tinggi seperti gasifikasi ini, semua komponen sulfur akan terkonversi menjadi H₂S dan COS. Kandungan sulfur ini dapat mempengaruhi berkurangnya H₂ dan CO dalam produk.

II.3.2 Keuntungan Teknologi Gasifikasi pada Batubara

Beberapa hal yang membuat teknologi gasifikasi dapat diterima adalah

1. Gasifikasi dapat merubah batubara dan bahan-bahan lain menjadi gas yang sangat berguna.
2. Gasifikasi merupakan teknologi pengolahan batubara yang paling ramah lingkungan.
3. Gasifikasi dapat menghilangkan *volatile-mercury*.
4. Biaya penerapan teknologi gasifikasi bisa bersaing dengan teknologi yang lain.
5. Dengan teknologi gasifikasi, biaya proses untuk merecover karbondioksida menjadi lebih murah.
6. Gasifikasi merupakan teknologi yang fleksibel dan serbaguna.
7. Teknologi gasifikasi merupakan teknologi yang paling efisien secara ekonomi dalam hal pengolahan batubara.

II.4 Computational Fluid Dynamics (CFD)

Computational Fluid Dynamics (CFD) merupakan analisis sistem yang melibatkan aliran fluida, perpindahan panas, dan fenomena yang terkait lainnya seperti reaksi kimia dengan menggunakan simulasi komputer. Kode CFD tersusun atas algoritma-algoritma numerik yang dapat menyelesaikan permasalahan aliran fluida. Suatu kode CFD terdiri dari tiga elemen utama yaitu pre-processor, solver, dan post-processor.

Pre-processing meliputi masukan dari permasalahan aliran ke suatu program CFD dan transformasi dari masukan tersebut ke bentuk yang cocok digunakan oleh solver. Langkah-langkah dalam tahap ini:

- Pendefinisian geometri yang dianalisa.
- *Grid generation*, yaitu pembagian daerah domain menjadi bagian-bagian lebih kecil yang tidak tumpang tindih.
- Seleksi fenomena fisik dan kimia yang perlu dimodelkan.
- Pendefinisian properti fluida.
- Pemilihan *boundary condition* (kondisi batas) pada kontrol volume atau sel yang berimpit dengan batas domain.
- Penyelesaian permasalahan aliran (kecepatan, tekanan, temperatur, dan sebagainya) yang didefinisikan pada titik nodal dalam tiap sel. Keakuratan penyelesaian CFD ditentukan oleh jumlah sel dalam grid.

Solver dapat dibedakan menjadi tiga jenis yaitu : *finite difference*, *finite element*, *finite volume* dan metode spektral. Secara umum metode numerik solver tersebut terdiri dari langkah-langkah sebagai berikut :

- Prediksi variabel aliran yang tidak diketahui dengan menggunakan fungsi sederhana.
- Diskretisasi dengan substitusi prediksi-prediksi tersebut menjadi persamaan-persamaan aliran utama yang berlaku dan kemudian melakukan manipulasi matematis.
- Penyelesaian persamaan aljabar.

Metode *finite volume* adalah pengembangan khusus dari formulasi *finite difference*. *Finite volume* digunakan pada

Diffusi untuk aliran turbulen :

$$\bar{J}_i = - \left(\rho D_{i,m} + \frac{\mu_t}{S_{ct}} \right) \nabla Y_i \quad \dots\dots\dots(\text{II-10})$$

S_{ct} = turbulent schmidt number = 0,7

D = diffusivitas

μ_t = viskositas turbulen

Ri pada persamaan (II-9) diatas dapat diestimasi dengan beberapa pendekatan yaitu :

- Laminar Finite Rate Model : efek fluktuasi turbulensi diabaikan, laju reaksi ditentukan dengan pers. Arrhenius
- Eddy-Dissipation Model : laju reaksi diasumsikan dikontrol oleh turbulensi, secara komputational model ini murah
- Eddy-Dissipation Concept : secara komputational sangat mahal karena memperhitungkan persamaan Arrhenius secara detail.

Generalized finite-rate formulation cocok untuk aplikasi yang luas. Termasuk laminar atau sistem reaksi turbulen, dan sistem pembakaran dengan premixed, non-premixed, atau partially-premixed flames.

Persamaan untuk Eddy-Dissipation Model :

$$R_{i,r} = v'_{i,r} M_{w,i} A \rho \frac{\epsilon}{k} \min \left(\frac{Y_R}{v'_{R,r} M_{w,R}} \right) \quad \dots\dots\dots(\text{II-11})$$

$$R_{i,r} = v'_{i,r} M_{w,i} A B \rho \frac{\epsilon}{k} \frac{\sum_P Y_P}{\sum_j^N v''_{j,r} M_{w,j}} \quad \dots\dots\dots(\text{II-12})$$

Dimana :

Y_P adalah fraksi massa produk, P

Y_R adalah fraksi massa reaktan, R

A konstanta empiris = 4,0

B konstanta empiris = 0,5

II.4.4. Pemodelan Turbulensi

Turbulensi merupakan suatu fenomena yang tidak linier, tiga dimensi, dan berubah terhadap waktu. Pada aliran turbulen, secara kontinu terbentuk pusaran-pusaran besar yang kemudian terpecah menjadi pusaran-pusaran yang lebih kecil dan akhirnya menghilang (Versteeg and Malalasekera, 1995).

Partikel-partikel fluida yang semula berjauhan dapat dibawa saling mendekati dengan adanya pusaran pada aliran turbulen ini. Sebagai konsekuensinya, pertukaran panas, massa dan momentum menjadi sangat efektif. Pencampuran yang efektif ini akan menyebabkan koefisien difusi yang besar untuk perpindahan massa, momentum, dan panas. Tetapi kehilangan energi yang terjadi pada aliran turbulen juga lebih besar dibandingkan pada aliran laminar. Hal ini terjadi karena pusaran-pusaran yang terjadi melakukan kerja melawan *viscous stress* sehingga energi yang terkandung dalam pusaran akan terdisipasi menjadi panas.

Untuk aliran turbulen persamaan konservasi massa dan momentum dirata-rata terhadap waktu. Dengan perhitungan tambahan terhadap waktu dari persamaan tersebut diatas akan muncul suku baru yang disebut *Reynolds Stress*. Ada beberapa model untuk menyatakan *Reynolds Stress* antara lain model $k-\epsilon$.

Model ini juga berdasarkan pada asumsi bahwa terdapat analogi antara aksi *viscous stress* dan *Reynolds stress* pada *mean flow*. Pada model ini terdapat dua persamaan transport yang berupa persamaan *parsial differensial* yaitu persamaan untuk energi kinetik turbulen k . Asumsi isotropik digunakan di mana perbandingan *Reynolds stress* dan laju deformasi rata-rata sama untuk segala arah.

Pada *layer* tipis dua dimensi perubahan arah aliran selalu lambat sehingga turbulensi dapat menyesuaikan pada kondisi lokal. Jika konveksi dan difusi dari properti turbulen dapat diabaikan, maka pengaruh turbulensi pada *mean flow* dapat dinyatakan dengan *mixing length*. Jika konveksi dan difusi tidak dapat digunakan lagi untuk menyatakan dinamika turbulensi. Model $k-\epsilon$ memfokuskan pada mekanisme yang mempengaruhi energi kinetik turbulen.

Didefinisikan energi kinetik instan $k(t)$ dari aliran turbulen sebagai jumlah dari energi kinetik rata – rata.

K dan energi kinetik turbulen k , di mana :

$$K = \frac{1}{2}(U^2 + V^2 + W^2) \quad \dots\dots\dots(\text{II-13})$$

$$k = \frac{1}{2}(\overline{u'^2} + \overline{v'^2} + \overline{w'^2}) \quad \dots\dots\dots(\text{II-14})$$

$$k(t) = K + k \quad \dots\dots\dots(\text{II-15})$$

II.4.4.1 Persamaan untuk energi kinetik mean flow K

Persamaan untuk rata-rata energi kinetik dapat diperoleh dengan mengalikan komponen persamaan *Reynolds* pada arah x dengan U , komponen pada arah y dengan V dan komponen pada arah z dengan W . Setelah diatur dan digabungkan diperoleh persamaan *time average* yang menunjukkan energi kinetik rata-rata dari aliran, yaitu :

$$\frac{\partial(\rho K)}{\partial t} + \text{div}(\rho K U) = \text{div}(-P U + 2\mu U E_{ij} - \rho U \overline{u'_i u'_j}) - 2\mu E_{ij} \cdot E_{ij} + \rho u'_i u'_j \cdot E_{ij} \quad \dots\dots\dots(\text{II-16})$$

Persamaan ini dapat dinyatakan sebagai :

laju perubahan K + transport K karena konveksi = transport K karena tekanan + transport K melalui viscous stress + transport K melalui Reynolds stress – laju disipasi K + produksi turbulensi

II.4.4.2 Persamaan untuk energi kinetik turbulen k

Persamaan untuk energi kinetik turbulen k adalah sebagai berikut :

$$\frac{\partial(\rho k)}{\partial t} + \text{div}(\rho k U) = \text{div}(-p' u' + 2\mu u' e'_{ij} - \frac{\rho}{2} \overline{u'_i u'_i u'_j}) - 2\mu e'_{ij} \cdot e'_{ij} + \rho u'_i u'_j \cdot e'_{ij} \quad \dots\dots\dots(\text{II-17})$$

Persamaan ini dapat dinyatakan sebagai :

laju perubahan k + transport k karena konveksi = transport k karena tekanan + transport k melalui viscous stress + transport k melalui Reynolds stress – laju disipasi k + produksi turbulensi

Dissipasi energi kinetik turbulen disebabkan oleh kerja pada *eddy* terkecil melawan *viscous stress*. Laju per unit massa dinyatakan sebagai :

$$\varepsilon = 2\nu e'_{ij} e'_{ij} \dots\dots\dots(\text{II-18})$$

Suku dissipasi ini merupakan suku destruksi dalam persamaan energi turbulen dan mempunyai tingkat besar yang sama dengan suku produksi dan tak dapat diabaikan. Sebaliknya bila bilangan reynold tinggi, suku *viscous transport* dalam persamaan energi kinetik turbulen ini dapat diabaikan bila dibandingkan dengan suku turbulen transport.

Dimungkinkan untuk mengembangkan persamaan transport untuk besaran-besaran turbulen yang lain termasuk laju *viscous dissipation* ε . Standart k- ε model yang dikembangkan oleh lauder dan spalding (1974) terdiri dari dua persamaan transport yaitu persamaan untuk k dan persamaan untuk ε yang bentuknya : *Laju perubahan k atau ε + Transport k atau ε oleh konveksi = Transport k atau ε oleh diffusi + Laju produksi k atau ε - Laju destruksi k atau ε*

Persamaan transport untuk k adalah :

$$\frac{\partial(\rho k)}{\partial t} + \text{div}(\rho k \underline{U}) = \text{div} \left[\frac{\mu_t}{\sigma_E} \text{grad} k \right] + 2\mu_t E_{ij} E_{ij} - \rho \varepsilon \quad (\text{II-19})$$

dan persamaan transport untuk ε adalah :

$$\frac{\partial(\rho \varepsilon)}{\partial t} + \text{div}[\rho \varepsilon \underline{U}] = \text{div} \left[\frac{\mu_t}{\sigma_E} \text{grad} \varepsilon \right] + C_{1\varepsilon} \frac{\varepsilon}{k} 2\mu_t E_{ij} E_{ij} - \rho \varepsilon - C_{2\varepsilon} \rho \frac{\varepsilon^2}{k} \quad (\text{II-20})$$

II.4.4.3 Persamaan untuk model k - ε

Selain model k - ε standard dan RNG, dalam FLUENT juga terdapat model k - ε *realizable*. *Realizable* menunjukkan bahwa model ini lebih fleksibel untuk *constarin mathematic* pada normal *stress*, dan konsisten terhadap aliran turbulen secara *physic*. Hal ini didasarkan pada kombinasi Boussinesq relationship dan definisi viskositas *eddy* untuk mengekspresikan normal *Reynolds stress* didalam *incompressible strained mean flow* :

$$\overline{u^2} = \frac{2}{3}k - 2\nu_t \frac{\partial U}{\partial x} \dots\dots\dots(\text{II-21})$$

Persamaan diatas digunakan untuk $\nu_t \equiv \mu_t$, didapatkan hasil bahwa normal stress, $\overline{u^2}$, yang didefinisikan sebagai quantitas positif, dan jika bernilai negatif disebut "non-realizable", yaitu strain terlalu besar untuk memenuhi

$$\frac{k\partial U}{\varepsilon\partial x} > \frac{1}{3C\mu} \approx 3,7$$

Model $k - \varepsilon$ *realizable* ini diajukan oleh Shih et al. untuk mengatasi masalah defisiensi yang terjadi pada model $k - \varepsilon$ tradisional yang didasarkan pada :

- Formula viscositas *eddy* yang baru meliputi variabel C_μ yang diajukan oleh *Reynolds*
- Model persamaan yang baru untuk energi dissipasi (ε) didasarkan pada persamaan *dynamic* dari *mean square vorticity fluctuation*.

II.4.4.4 Persamaan Transport untuk model $k - \varepsilon$ *realizable*

Persamaan transport untuk k dan ε didalam model $k - \varepsilon$ *realizable* adalah

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho k) + \frac{\partial}{\partial x_j}(\rho k u_j) = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[\left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_k} \right) \frac{\partial k}{\partial x_j} \right] + G_k + G_b - \rho \varepsilon - Y_M + S_k \dots\dots\dots(\text{II-22})$$

dan

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho \varepsilon) + \frac{\partial}{\partial x_j}(\rho \varepsilon u_j) = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[\left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_\varepsilon} \right) \frac{\partial \varepsilon}{\partial x_j} \right] + \rho C_1 S \varepsilon - \rho C_2 \frac{\varepsilon^2}{k + \sqrt{\nu \varepsilon}} + C_{1\varepsilon} \frac{\varepsilon}{k} C_{3\varepsilon} G_b + S_\varepsilon \dots\dots\dots(\text{II-23})$$

dimana

$$C_1 = \max \left[0, 43 \frac{\eta}{\eta + 5} \right], \quad \eta = S \frac{k}{\varepsilon}, \quad S = \sqrt{2S_{ij}^2}$$

Dalam persamaan ini, G_k menunjukkan generasi energi kinetik turbulen yang disebabkan *mean velocity gradient*. G_b menunjukkan generasi dari energi kinetik turbulen karena buoyancy. Y_M menunjukkan kontribusi dari dilatasi yang berfluktuasi dalam *compressible turbulence* terhadap rate dissipasi *overall*. C_2 dan C_{1e} adalah kostanta, σ_k dan σ_ϵ sebagai bilangan Prandtl turbulen untuk k dan ϵ , sedangkan S_k dan S_ϵ adalah user defined source term.

II.4.5. Persamaan Energi

FLUENT menyelesaikan persamaan Energi dengan menggunakan bentuk sebagai berikut:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho E) + \frac{\partial}{\partial x_i}(u_i(\rho E + p)) = \frac{\partial}{\partial x_i} \left(k_{eff} \frac{\partial T}{\partial x_i} - \sum_j h_j J_{j'} + u_j (\tau_{ij})_{eff} \right) + S_h \dots\dots\dots(II-24)$$

Dimana k_{eff} merupakan efektivitas konduktivitas, dan $J_{j'}$ merupakan fluk difusi dari spesies j' . Pada sisi sebelah kanan persamaan (II-24) mewakili persamaan energi dari konduksi, spesies difusi, dan viscous dissipasi. S_h merupakan panas yang berasal dari reaksi kimia dan sumber panas lainnya.

Dimana,

$$E = h - \frac{p}{\rho} + \frac{u_i^2}{2} \dots\dots\dots(II-25)$$

Nilai sensibel entalpi h untuk gas ideal didefinisikan sebagai,

$$h = \sum_j m_j h_{j'} \dots\dots\dots(II-26)$$

Sedangkan untuk aliran incompressible,

$$h = \sum_j m_j h_{j'} + \frac{p}{\rho} \dots\dots\dots(II-27)$$

Pada persamaan (II-26) dan (II-27), m_j adalah fraksi massa dari spesies j' dan

$$h_{j'} = \int_{T_{ref}}^T c_{p,j'} dT \dots\dots\dots(II-28)$$

Pada simulasi ini terdapat reaksi sehingga terdapat sumber energy yang berasal dari reaksi tersebut. Sumber energi S_h pada persamaan (II-24) juga termasuk sumber energi yang berasal dari reaksi kimia, yaitu :

$$S_{h, reaction} = \sum_{j'} \left[\frac{h_{j'}^o}{M_{j'}} + \int_{T_{ref, j'}}^{T_{ref}} c_{p, j'} dT \right] R_{j'} \dots \dots \dots (II-29)$$

Dimana $h_{j'}^o$ adalah entalpi pembentukan spesies j' dan $R_{j'}$ adalah rate volumetrik dari pembentukan spesies j' .

II.4.6. Pengaruh Dinamika Fluida Terhadap Reaksi

Dalam percobaan ini digunakan CFD yang memperhitungkan dinamika fluida dalam metode penyelesaiannya. Pengaruh dinamika fluida terhadap reaksi dapat dilihat pada persamaan rate reaksi berikut :

$$\widehat{R}_{i',k} = (v_{i',k}^n - v_{i',k}^i) \left(k_{f,k} \prod_{j'=1}^N [C_{j'}]^{n'_{j'k}} - k_{b,k} \prod_{j'=1}^N [C_{j'}]^{n''_{j'k}} \right) \quad (I)$$

Dimana,

$v_{i',k}^i$ = koefisien stoikiometri untuk reaktan i'

$v_{i',k}^n$ = koefisien stoikiometri untuk produk i'

$C_{j'}$ = konsentrasi molar dari tiap reaktan atau produk j'

$n'_{j'k}$ = rate eksponen untuk reaktan j'

$n''_{j'k}$ = rate eksponen untuk produk j'

$k_{f,k}$ = konstanta rate untuk reaksi maju

$k_{b,k}$ = konstanta rate untuk reaksi mundur

Untuk reaksi non-reversibel, $k_{b,k}$ dapat diabaikan, sedangkan untuk rate reaksi maju dihitung dengan persamaan Arrhenius :

$$k_{f,k} = A_k T^{\beta_k} \exp(-E_k / RT) \quad (II)$$

Dimana,

A_k = Faktor pre-exponensial

β_k = Temperature exponen

E_k = Energi aktivasi reaksi

R = Konstanta gas universal

Dari persamaan (I) dan (II) dapat dilihat bahwa rate reaksi merupakan fungsi dari temperatur dan konsentrasi. Untuk dapat menghitung rate reaksi, FLUENT memantau konsentrasi dari komponen pada masing-masing grid geometri gasifier. Untuk menghasilkan suatu konsentrasi yang dibutuhkan agar suatu reaksi berjalan maka dibutuhkan suatu pencampuran antara aliran dari *secondary inlet* yang berupa oksigen dengan aliran dari *primary inlet* yang berupa batubara. Pencampuran ini tentu melibatkan dinamika fluida dimana kedua aliran tersebut dapat bertemu sehingga proses pencampuran dapat terjadi.

II.5 Peneliti Terdahulu

Beberapa penelitian, baik secara eksperimen maupun simulasi mempelajari tentang fenomena yang terjadi pada proses gasifikasi batubara.

Liu. et.al. (2001) melakukan penelitian secara simulasi dan permodelan numerik. Simulasi menggunakan program *Computational Fluid Dynamic* (CFD) dengan menggunakan kode komersial FLUENT (FLUENT Inc, 1999). Penelitian ini dilakukan untuk mengetahui pengaruh dari rasio oksigen terhadap batubara dimana semakin tinggi rasio oksigen maka proses difusi oksigen akan semakin meningkat. Selain itu dengan semakin besarnya rasio oksigen maka akan berpengaruh pada distribusi produk gas yang dihasilkan.

Park. et. al. (2001) melakukan penelitian secara eksperimental untuk mengetahui karakteristik proses gasifikasi batubara untuk *entrained flow gasifier*. Eksperimen dilakukan dengan menggunakan jenis batubara yang berbeda yaitu *Cyprus coal* dan *Alaska coal*. Untuk *Cyprus coal* temperatur reaksi pada *gasifier* akan meningkat secara polynomial seiring dengan kenaikan rasio

oksigen terhadap batubara, sedangkan untuk *Alaska coal* kenaikan temperatur reaksi pada *gasifier* meningkat secara linear seiring dengan kenaikan rasio oksigen terhadap batubara.

Bockelie. et.al. (2001) melakukan penelitian secara simulasi untuk *entrained flow gasifier* dengan menggunakan permodelan PDF. Penelitian ini dilakukan pada dua sistem gasifikasi yaitu *single stage* dan *two stage*. Pada penelitian ini disebutkan bahwa banyak faktor yang akan mempengaruhi karakteristik gasifikasi, yaitu ukuran partikel, perlakuan *slurry pre-heat*, penggunaan *dry* dan *wet feed*, tekanan operasi pada sistem, penggunaan model reaksi kimia yang digunakan, perbedaan jenis batubara yang digunakan, serta ukuran *gasifier* akan mempengaruhi karakteristik proses gasifikasi serta distribusi produk gas yang dihasilkan.

Zakaria dan Nurul Islami, (2007) melakukan penelitian secara simulasi untuk *entrained flow gasifier*. Penelitian ini dilakukan pada satu sistem gasifikasi yaitu *single stage*. Penelitian ini bertujuan untuk mengkaji secara teoritis berbasis CFD proses gasifikasi batubara kualitas rendah di dalam *gasifier* mengenai pengaruh rasio mass flow oksigen-batubara terhadap aliran fluida dan distribusi produk.

Wili Arumasari dan Edwina Virdarisca, (2008) melakukan penelitian secara simulasi untuk *entrained flow gasifier*. Penelitian ini dilakukan pada satu sistem gasifikasi yaitu *single stage* dan bertujuan mengkaji karakteristik proses gasifikasi batubara di dalam *gasifier* dengan kondisi oksigen kurang berbasis CFD serta memprediksi kontur suhu, distribusi fraksi massa produk H_2 , CO , dan lainnya.

(Halaman ini sengaja dikosongkan)

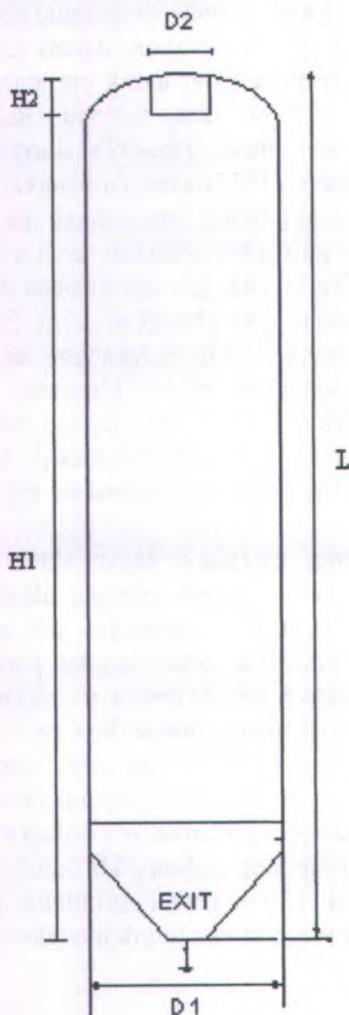
BAB III METODOLOGI PENELITIAN

Metode penelitian adalah dengan menggunakan model simulasi numerik, yang mana memungkinkan kita untuk mendapatkan kondisi operasi optimum dalam gasifier. Beberapa model matematika dikembangkan untuk entrained flow gasifier. Wen & Chaung (1979) dan Govind & Shah (1984) mengembangkan model untuk Texaco's slurry feed entrained gasifier. Ni & Williams (1955) mengembangkan multi variable model untuk shell's coal gasifier. Belakangan ini, Liu dkk (2000) mempelajari proses gasifikasi numeric dalam entrained flow gasifier bertekanan. Turbulensi gas dan dispersi partikel batubara dan model pembakaran dikembangkan oleh Smoot & Smith (1985) dan Hill & Smoot (1993). Belakangan ini, Chen & Horio (2000) juga mengembangkan model 3 dimensi entrained flow gasifikasi batubara. Model CFD gasifikasi batubara memodelkan fase gas dengan Eularian dan menyelesaikan persamaan konversi energi, momentum, dan massa menggunakan algoritma SIMPLE (patankar 1980).

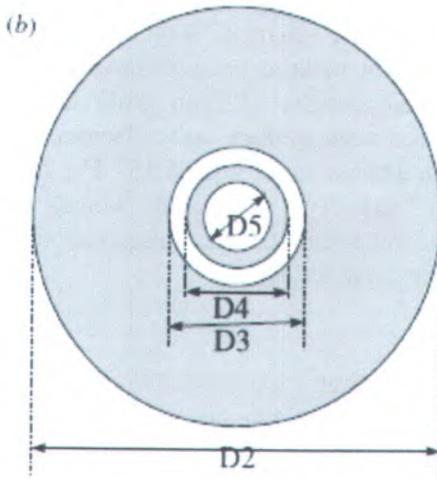
Simulasi proses gasifikasi dalam slurry feed entrained flow gasifier sangat rumit karena terdapat aliran turbulen gas, aliran turbulen dua fase, transfer panas dua fase, pembakaran dua fase dan gasifikasi. Persamaan untuk gas dan partikel didasarkan pada rata-rata persamaan konversi massa, momentum, spesies dan energi. Model turbulensi menggunakan $k-\epsilon$ two-equation. Untuk reaksi dua fase, Unreacted-Core shrinking model digunakan untuk mengestimasi reaksi batubara. Dalam penelitian simulasi ini batubara dan oksidiser (oksigen) diasumsikan berada pada fase yang sama, kecuali komponen karbon pada batubara didefinisikan sebagai partikel solid. Untuk reaksi turbulensi gas, digunakan Persamaan Arrhenius reaction rate untuk menghitung laju reaksi.

III.1 Sistem yang dipelajari

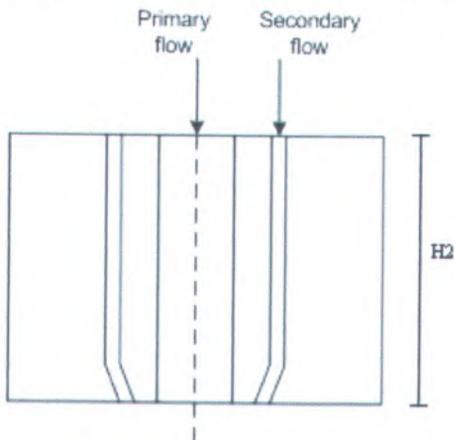
Pada Gambar III.1 menunjukkan gambar daripada *gasifier*. *Gasifier* berbentuk sebuah silinder. Dimensi yang digunakan sebagai kondisi batas adalah sebagai berikut :



Gambar III. 1.a Dimensi Peralatan *Gasifier*



Gambar III.1.b Sistem inlet batubara-oksigen



Gambar III.1.c Burner

Tabel III.1 Dimensi Peralatan Gasifier (milimeter)

L	H1	H2	D1	D2	D3	D4	D5
2050	2000	50	200	60	13,28	12	3

Fluida pada sistem yang digunakan pada penelitian ini berupa fluida batubara sebagai bahan bakar dan oksigen murni sebagai

oksidiser. batubara yang digunakan telah berbentuk *slurry* dengan penambahan air sebanyak 40% berat total *slurry*. *Slurry* batubara diinjeksikan melalui *primary inlet* dengan suhu masuk 300 K bersamaan dengan oksigen pada suhu 300 K yang diinjeksikan melalui *secondary inlet*. Bentuk burner didesain sedemikian rupa dengan sudut injeksi 15°. Hal ini bertujuan agar *slurry* batubara lebih cepat mengalami kontak dengan oksigen dari *secondary inlet* sehingga diharapkan reaksi antara batubara dan oksigen lebih cepat terjadi.

III.2. Permodelan

III.2.1 Permodelan Aliran

Untuk perhitungan digunakan algoritma SIMPLE sebagai metode fungsi vorticity dan fungsi stream (Gosman et al 1969) yang dapat di definisikan sebagai:

$$\text{vorticity} : \omega = \frac{\partial u_r}{\partial x} - \frac{\partial u_x}{\partial r}$$

stream function :

$$u_x = \frac{1}{\rho r} \frac{\partial \psi}{\partial r}$$

$$u_r = - \frac{1}{\rho r} \frac{\partial \psi}{\partial x}$$

III.2.2 Permodelan Reaksi Turbulen

Simulasi proses gasifikasi di dalam entrained flow gasifier melibatkan aliran turbulen gas, perpindahan panas, pembakaran dan gasifikasi. Dalam penelitian ini persamaan fase gas dan partikel didasarkan pada persamaan massa, momentum, species dan energi. Model yang digunakan adalah $k - \epsilon$ realizable. Persamaan transport untuk model $k - \epsilon$ realizable ditunjukkan pada persamaan II.22 dan II.23

III.2.3 Reaksi Heterogen Char-Gas

Dalam entrained bed gasifier, reaksi char-gas didefinisikan sebagai reaksi permukaan karena temperatur operasi yang sangat

tinggi (di atas 1000 °C). Sangat mungkin untuk menginteraksikan partikel dengan partikel. Unreacted-Core Shrinking model digunakan untuk mengestimasi laju reaksi solid-gas.

Reaksi heterogen char-gas meliputi reaksi char-O₂, reaksi char-steam, reaksi char-CO₂ dan reaksi char-hydrogen. Hasil dari reaksi char-O₂ adalah CO dan CO₂. Diinginkan kandungan CO₂ sekecil mungkin dan hanya menghasilkan CO. Kinetika reaksi di hitung berdasarkan persamaan Arrhenius :

$$k = A \exp^{-\frac{E}{RT}}$$

- Char-O₂ reaction (Wen and Chaung 1979)
 $C + 0.5 O_2 \longrightarrow CO$
- Char-steam reaction (Dobner 1967)
 $C + H_2O \longrightarrow CO + H_2$
- Char-CO₂ reaction (Dutta *at al* 1977)
 $C + CO_2 \longrightarrow 2CO$
- Char-hydrogen reaction (Wen 1968)
 $C + 2 H_2 \longrightarrow CH_4$

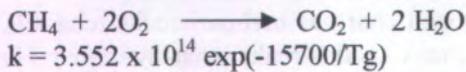
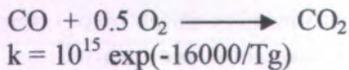


III.2.4 Permodelan Reaksi Homogen

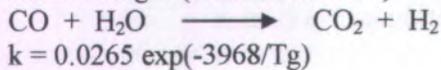
Terjadi reaksi homogen dalam gasifier, yang meliputi pembakaran bahan bakar gas, reaksi air-gas dan reaksi methane-steam. Untuk masing-masing reaksi, pencampuran secara turbulen dan laju reaksi kimia diperhitungkan.

Karena temperatur yang tinggi, reaksi kimia gas terjadi sangat cepat dengan proses turbulents micromixing. Kinetika reaksi di hitung berdasarkan persamaan Arrhenius :

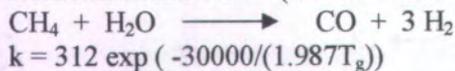
- Reaksi pembakaran bahan bakar gas (Hernandez 2001)
 $H_2 + 0.5 O_2 \longrightarrow H_2O$
 $k = 5.159 \times 10^{15} \exp(-3430/Tg)$



- Reaksi air-gas (Hernandez 2001)

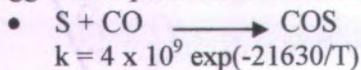


- Reaksi methane-steam (Hernandez 2001)



III.2.5 Permodelan Reaksi Sulfur

Adapun reaksi komponen sulfur yang turut berpengaruh dalam proses gasifikasi batubara. Dalam simulasi ini hanya disertakan satu reaksi saja. Kinetika reaksi dihitung dengan menggunakan persamaan Arrhenius :



Reaksi ini akan sangat lambat pada suhu dibawah 800°C.

III.2.6 Permodelan Batubara sebagai Primary Feed

Dalam penelitian ini batubara dianggap sebagai campuran dari berbagai macam komponen dengan fraksi tertentu yang dicampur dengan H₂O yang dianggap sebagai steam sehingga terbentuk *slurry* batubara. Berikut adalah komponen penyusun *slurry* batubara yang diinputkan ke dalam FLUENT:

Tabel III.2 Komposisi Slurry Batubara

Komponen	%Massa
C	30.7
H ₂	1.6
CO ₂	10.5
CO	7.9
CH ₄	0.3
H ₂ O	44
S	5

III.3. Kondisi Batas

Kondisi batas yang digunakan adalah sebagai berikut :

1. Dinding didalam *gasifier* sebagai *wall*.
2. Sistem yang dipelajari adalah *radiant section*.
3. Saluran inlet batubara - oksigen sebagai *mass flow inlet*.
4. Saluran outlet gas sebagai *outflow*.

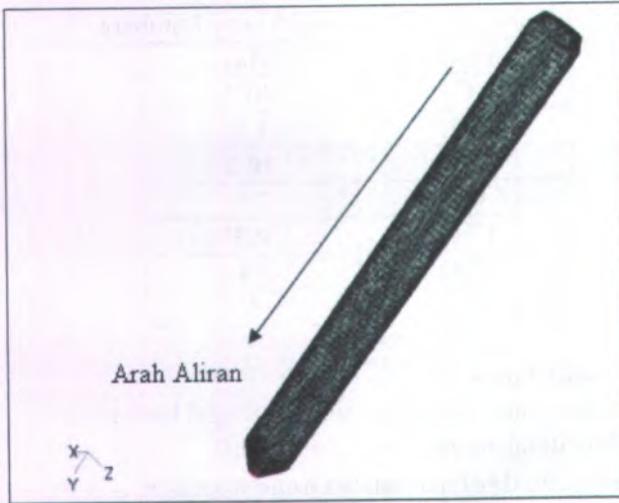
III.4. Prosedur Penelitian untuk Pemodelan

Untuk mempelajari karakteristik aliran, distribusi kecepatan, distribusi temperatur, dan distribusi tekanan dalam *gasifier* tiga dimensi dilakukan penelitian secara simulasi dengan menggunakan software *Computational Fluid Dynamics* (CFD) FLUENT 6.2.16. Langkah – langkah yang digunakan meliputi :

- a. Membuat model geometri dan grid-nya dengan menggunakan GAMBIT 2.1.6 sebagai sistem yang akan digunakan dalam simulasi. *Gasifier* yang digunakan memiliki 1 ruang yang dimensinya ditunjukkan pada gambar 3.2. Grid yang digunakan adalah *Non-Uniform Structural Grid*.

Pembuatan Grid :

Pembuatan model geometri dan grid dilakukan dengan menggunakan *software* GAMBIT 2.1.6. Grid yang digunakan adalah non uniform structural grid bertipe hexahedral dan hex/wedge.



Gambar III.2 Grid untuk ruang pada *gasifier*

- b. Langkah penyelesaian aliran fluida dalam proses gasifikasi batubara selanjutnya menggunakan software FLUENT 6.2.16. dengan kondisi batas sebagai berikut :
- 1) Dinding ruang bakar sebagai *Wall*, suhu dinding diatur pada temperatur 1200 K
 - 2) *Primary inlet* sebagai *mass flow inlet*, didefinisikan sebagai variabel simulasi.
 - 3) *Secondary inlet* sebagai *mass flow inlet*, didefinisikan sebagai variabel simulasi.
 - 4) *Outlet flue gas* sebagai *outflow*, merupakan kondisi batas yang dipilih untuk mendefinisikan aliran fluida yang kondisinya tidak diketahui dengan jelas.

III.5 Variabel Penelitian

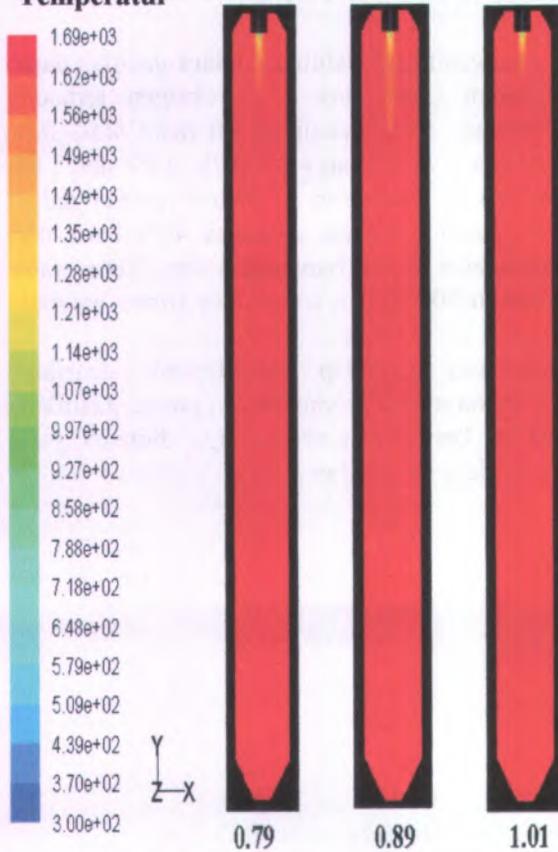
Variabel penelitian ini adalah variasi rasio (massa) antara oksigen dan batubara yaitu : 0.79, 0.89, 1.01

BAB IV HASIL DAN PEMBAHASAN

Karakteristik proses gasifikasi batubara dalam *gasifier* dapat diketahui dari perubahan rasio *mass flow* oksigen terhadap batubara yang diinjeksikan. Pada penelitian ini rasio *mass flow* oksigen terhadap batubara divariasikan yaitu 0,79; 0,89; dan 1,01. *Mass flow inlet* batubara di injeksikan ke dalam *gasifier* dalam bentuk *slurry* dengan penambahan air sebanyak 40% berat dari total *slurry*. Tekanan injeksi *slurry* batubara 1 atm. Temperatur oksigen masuk ditetapkan 300 K dan temperatur *slurry* batubara 300 K.

Pengamatan dilakukan terhadap karakteristik distribusi temperatur, distribusi fraksi massa produk dalam proses gasifikasi batubara dalam *gasifier* bertekanan secara tiga dimensi yang diamati pada bidang z-y dengan $x = 0$ m.

IV.1. Pengaruh Rasio Oksigen/Batubara Terhadap Distribusi Temperatur



Contours of Static Temperature (k)

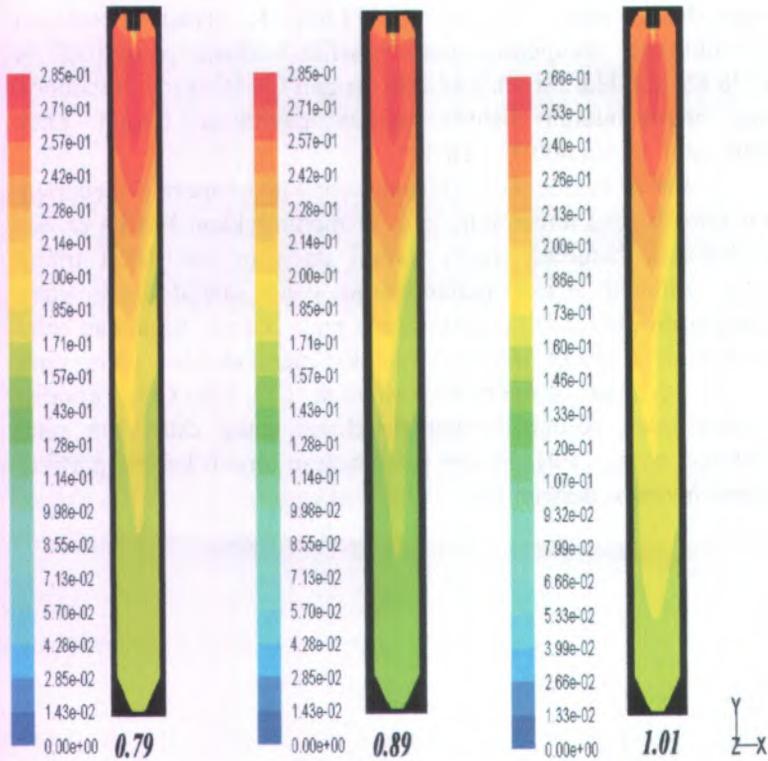
Dec 10, 2008
FLUENT 6.2 (3d, segregated, spe, ske)

Gambar IV.1 Kontur Distribusi Temperatur Gasifier

Distribusi temperatur dipengaruhi oleh rasio *inlet* oksigen-batubara seperti ditunjukkan pada Gambar IV.1. Dari Gambar IV.1 dapat dilihat bahwa distribusi temperatur merata di sepanjang gasifier. Hal ini disebabkan pemerataan suhu gasifier yang diatur pada Temperature 1200 K. Hasil penelitian menunjukkan temperatur pada gasifier berkisar pada 1600 K (1326.85 °C). Hal ini telah sesuai dengan Gasification Handbook yang menyebutkan bahwa proses gasifikasi terjadi pada temperatur antara 800°C - 1800°C.

Gambar menunjukkan terjadi kenaikan temperatur beberapa saat setelah feed tercampur. Hal ini menunjukkan bahwa proses pembakaran batubara mulai terjadi pada bagian dekat ujung burner dimana terjadi pencampuran yang sangat cepat yang dipengaruhi oleh sudut pencampuran pada burner. Kenaikan suhu tersebut disebabkan terjadinya reaksi pembakaran, yaitu char bereaksi dengan oksigen membentuk CO dan CO₂, kondisi tersebut telah sesuai dengan penelitian yang dilakukan oleh Bockelie, et. al. 2001. Proses pembakaran terjadi karena partikel karbon bereaksi dengan gas.

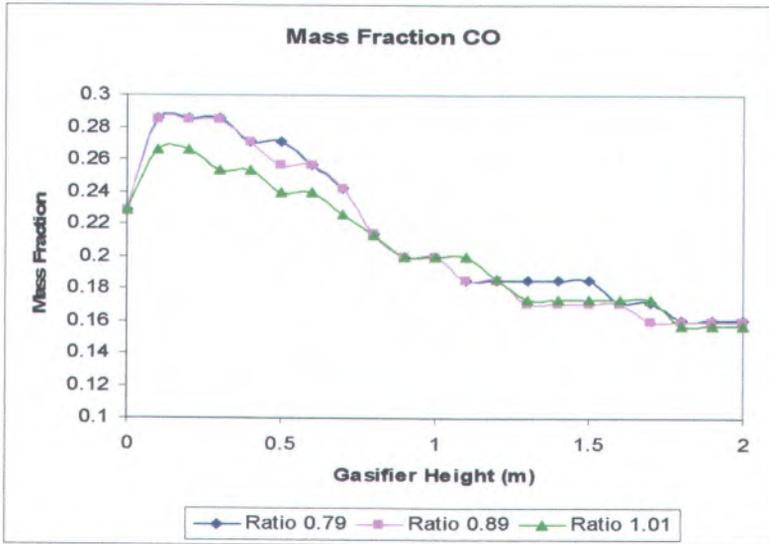
IV.2. Pengaruh Rasio Oksigen/Batubara Terhadap Distribusi Fraksi Massa CO



Contours of Mass fraction of co

Dec 10, 2008
FLUENT 6.2 (3d, segregated, spe, ske)

Gambar IV.2 Kontur Distribusi Fraksi Massa CO

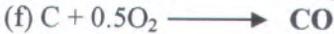


Gambar IV.3 Grafik Hubungan Antara Tinggi Gasifier [m] dengan Fraksi Massa CO [%]

Tabel IV.1 Komposisi CO Pada Ketinggian 2 m (Outflow) Berdasarkan ratio $O_2/Coal$

Component	Ratio $O_2/Coal$		
	0.79	0.89	1.01
CO	0.160142	0.159751	0.156132

Reaksi yang berhubungan dengan konsentrasi CO adalah :

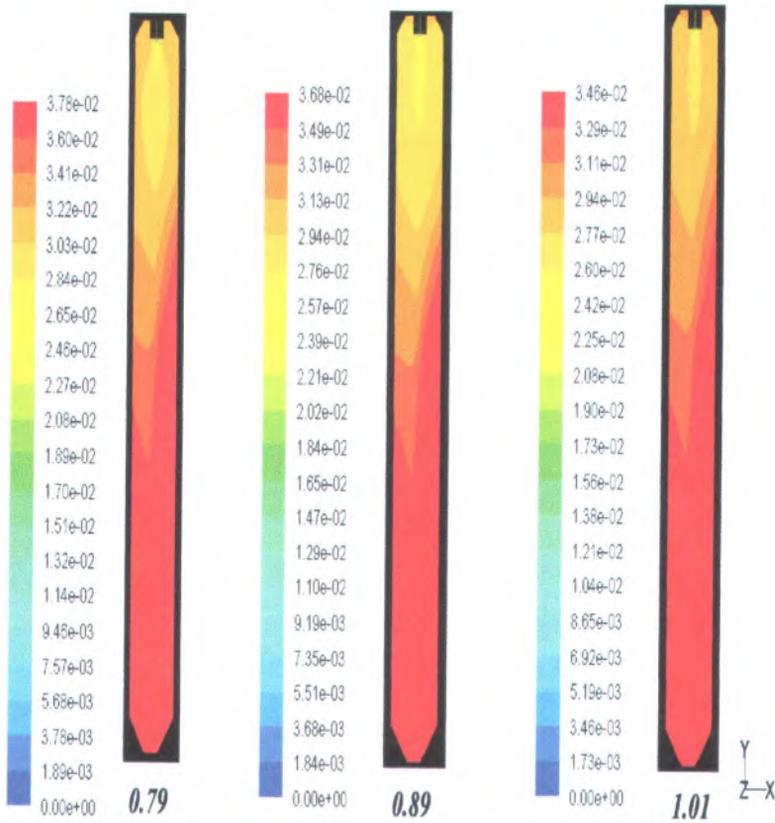


Reaksi (a), (b), (c), (f) merupakan reaksi yang dapat membentuk CO dan reaksi (d) dan (e) merupakan reaksi yang dapat mengurangi konsentrasi CO dalam gasifier.

Berdasarkan Gambar IV.2 Kontur Distribusi Fraksi Massa CO dan Grafik IV.3 Hubungan Antara Tinggi Gasifier [m] dengan Konsentrasi CO [%] dapat diketahui bahwa untuk ketinggian 0-0.1 m terjadi peningkatan konsentrasi CO. Hal ini disebabkan oleh reaksi (a), (b), (c), (f) dimana partikel karbon masih ada dalam jumlah yang cukup banyak. Seiring terbentuknya CO, maka konsentrasi partikel carbon semakin menurun. Menurunnya konsentrasi karbon ini mengakibatkan CO yang terbentuk bereaksi lebih lanjut lagi dengan H₂O dan O₂, berdasarkan reaksi (d) dan (e), sehingga konsentrasi CO menurun pada ketinggian gasifier antara 0.1 – 1.8 m. Reaksi (g) yang merupakan reaksi sulfur dengan CO juga turut mempengaruhi konsentrasi CO sehingga terjadi penurunan pada ketinggian setelah 0.1 m. Reaksi sulfur ini terjadi pada suhu diatas 800 °C yaitu pada sekitar ketinggian gasifier 0.1 m. Pada ketinggian 1.8 – 2.0 m konsentrasi CO cenderung konstan hal ini disebabkan O₂ dan H₂O yang telah habis sehingga reaksi pembentukan maupun pengurangan CO telah berakhir.

Pada Tabel IV.1, terlihat konsentrasi CO yang paling besar ada pada ratio O₂/Coal = 0.79, yaitu 0.160142. Sedangkan konsentrasi CO yang paling kecil ada pada ratio O₂/Coal = 1.01, yaitu 0.156132. Hal ini dapat disebabkan karena dengan ratio O₂ yang lebih besar, maka O₂ yang bereaksi dengan carbon lebih cenderung membentuk CO₂, bahkan CO yang telah terbentuk turut bereaksi dengan O₂ membentuk CO₂, sehingga fraksi CO yang dihasilkan semakin menurun dengan kenaikan ratio O₂

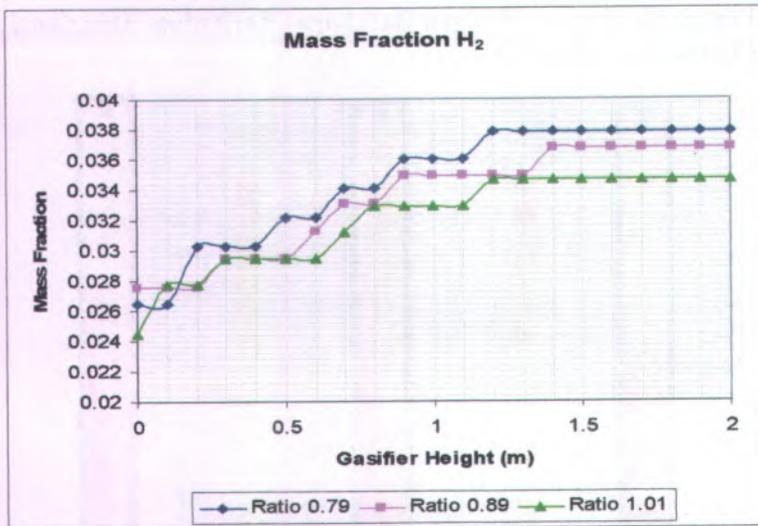
IV.3. Pengaruh Rasio Oksigen/Batubara Terhadap Distribusi Fraksi Massa H_2



Contours of Mass fraction of h2

Dec 10, 2008
FLUENT 6.2 (3d, segregated, spe, ske)

Gambar IV.4 Kontur Distribusi Fraksi Massa H_2

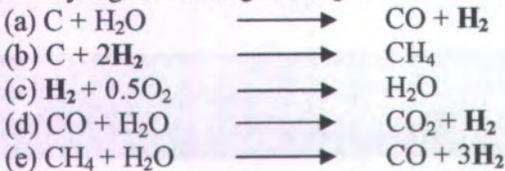


Gambar IV.5 Grafik Hubungan Antara Tinggi Gasifier [m] dengan Fraksi Massa H_2 [%]

Tabel IV.2 Fraksi H_2 Pada Ketinggian 2 m (Outflow) Berdasarkan Ratio $O_2/Coal$

Component	Ratio $O_2/Coal$		
	0.79	0.89	1.01
H_2	0.037795	0.036707	0.03457

Reaksi yang berhubungan dengan konsentrasi H_2 adalah :



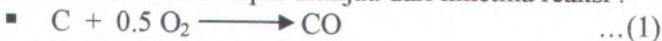
Reaksi (a), (d), dan (e) merupakan reaksi pembentukan H_2 , kemudian reaksi (b), dan (c) merupakan reaksi yang dapat mengurangi konsentrasi H_2 dalam gasifier.

Gambar IV.4 dan Grafik IV.5 menunjukkan pembentukan H_2 yang bermula pada ujung burner. H_2 dapat terbentuk dari

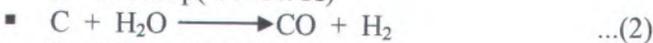
water-gas reaction sebagaimana yang ditunjukkan pada reaksi (a), merupakan reaksi oksidasi parsial karbon oleh air yang dapat berasal dari hasil pirolisis, maupun dari injeksi steam yang dicampurkan dengan coal pada *Primary Inlet*. Pada ketinggian gasifier 1.2 m fraksi H_2 sudah konstan yang menandakan H_2 sudah tidak terbentuk lagi akibat partikel karbon yang sudah habis bereaksi. Fraksi H_2 juga tidak berkurang akibat reaksi (c) yang menandakan oksigen sebagai zat pembakar sudah habis bereaksi. Gambar IV.4 juga menunjukkan pembentukan H_2 terjadi pada ketinggian gasifier 0-1.2 m.

Tabel IV.2 menunjukkan bahwa semakin besar rasio $O_2/Coal$ maka fraksi massa H_2 cenderung turun. Hal ini telah sesuai jika di tinjau dari reaksi (c), dimana kehadiran O_2 justru dapat menurangi H_2 yang dihasilkan.

Konsentrasi H_2 yang dihasilkan sangat kecil bila dilihat pada Tabel IV.2. Hal ini dapat ditinjau dari kinetika reaksi :



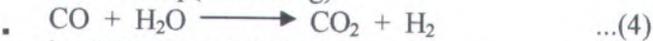
$$k = 8710 \exp(-17967/T_s)$$



$$k = 247 \exp(-21060/T_s)$$



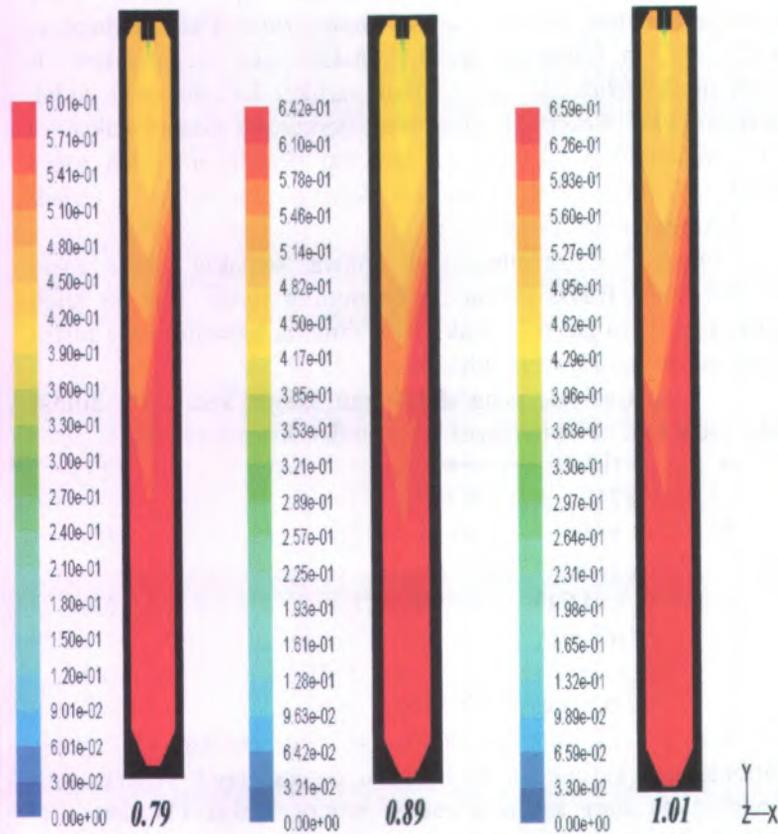
$$k = 10^{15} \exp(-16000/T_g)$$



$$k = 0.0265 \exp(-3968/T_g)$$

Reaksi (2) merupakan reaksi pembentukan H_2 yang membutuhkan karbon untuk bereaksi dengan H_2O . Namun bila dibandingkan dari kinetika reaksi antara reaksi (1) dan (2), partikel karbon akan lebih mudah bereaksi dengan O_2 dikarenakan nilai aktivasi energi untuk reaksi (2) yang lebih besar jika dibandingkan dengan nilai aktivasi energi untuk reaksi (1). Hal ini menyebabkan sedikitnya H_2 yang terbentuk. Begitu pula dengan reaksi (4) dimana untuk menghasilkan H_2 dibutuhkan CO yang bereaksi dengan H_2O . Bila dibandingkan kinetika reaksi antara reaksi (3) dan (4), CO akan lebih mudah bereaksi dengan O_2 daripada dengan H_2O , sehingga H_2 yang terbentuk sangat sedikit.

IV.4. Pengaruh Rasio Oksigen/Batubara Terhadap Distribusi Fraksi Massa CO₂

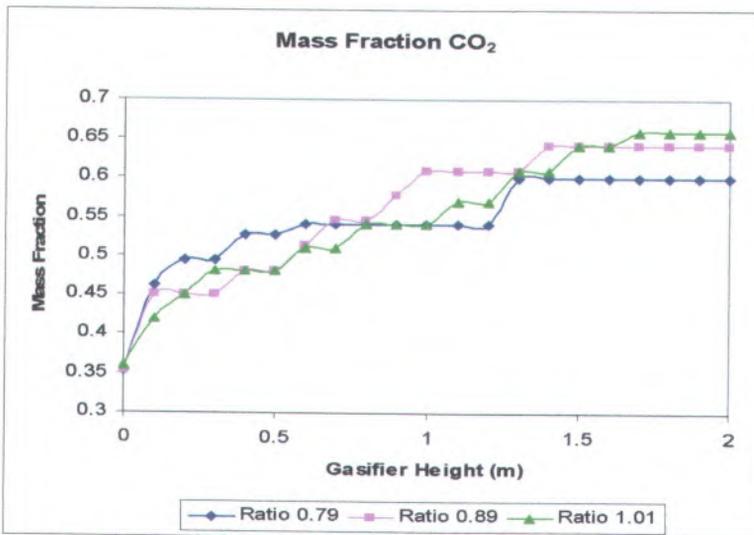


Contours of Mass fraction of co2

Dec 10, 2008

FLUENT 6.2 (3d, segregated, spe, ske)

Gambar IV.6 Kontur Distribusi Fraksi Massa CO₂

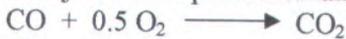


Gambar IV.7 Grafik Hubungan Antara Tinggi Gasifier [m] dengan Fraksi Massa CO₂ [%]

Tabel IV.3 Fraksi CO₂ Pada Ketinggian 2 m (Outflow) Berdasarkan Ratio O₂/Coal

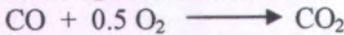
Component	Ratio O ₂ /Coal		
	0.79	0.89	1.01
CO ₂	0.599732	0.641024	0.658216

Gambar IV.6 Kontur Distribusi Fraksi Massa CO₂ dan Gambar IV.7 Grafik Hubungan Antara Tinggi Gasifier [m] dengan Fraksi Massa CO₂ [%] menunjukkan pembentukan CO₂ terjadi pada ketinggian gasifier 0-1.3 m. Pada ketinggian tersebut terjadi reaksi pembentukan CO₂ sebagai berikut :

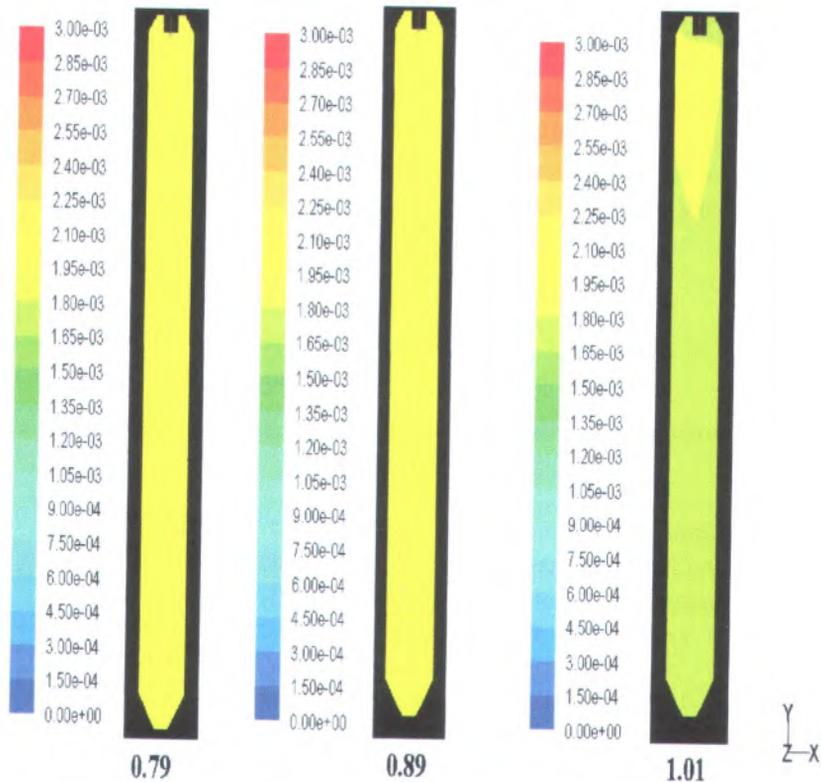


Pada ketinggian gasifier 1.3-2 m konsentrasi CO₂ cenderung konstan yang menandakan reaksi pembentukan CO₂ telah berakhir akibat telah habisnya reaktan pembentuk CO₂.

Pengaruh rasio $O_2/Coal$ terhadap distribusi fraksi massa CO_2 ditunjukkan pada Tabel IV.3 dimana fraksi massa CO_2 merupakan kebalikan dari pengaruh rasio $O_2/Coal$ terhadap distribusi fraksi massa CO . Hasil penelitian menunjukkan bahwa semakin besar rasio $O_2/Coal$ maka fraksi massa CO_2 cenderung naik. Dengan kenaikan rasio $O_2/Coal$ maka reaksi pembakaran berlangsung semakin efektif sehingga pembentukan CO_2 menjadi lebih banyak. Berbeda pada rasio 1,01, CO_2 yang terbentuk sangat besar di karenakan kondisi oksigen berlebih menyebabkan reaksi sempurna antara partikel karbon dan O_2 membentuk CO_2 berdasarkan reaksi :



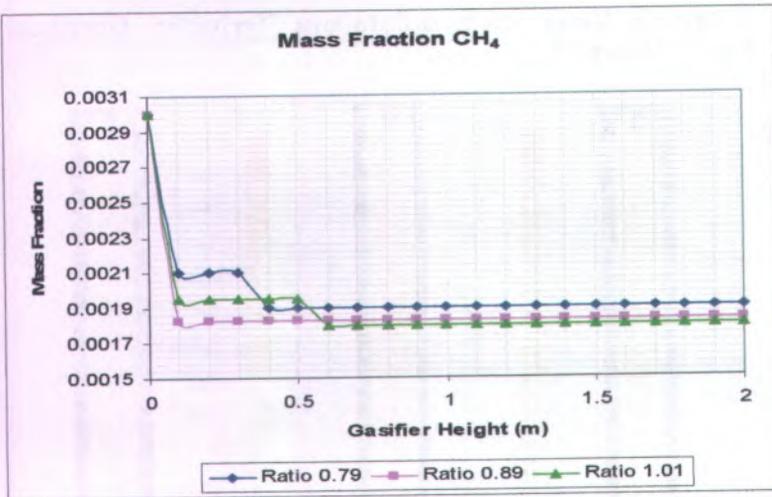
IV.5. Pengaruh Rasio Oksigen/Batubara Terhadap Distribusi Fraksi Massa CH_4



Contours of Mass fraction of ch4

Dec 10, 2008
FLUENT 6.2 (3d, segregated, spe, ske)

Gambar IV.8 Kontur Distribusi Fraksi Massa CH_4



Gambar IV.9 Grafik Hubungan Antara Tinggi Gasifier [m] dengan Fraksi Massa CH₄ [%]

Gambar IV.8 menunjukkan reaksi pembentukan maupun pengurangan CH₄ terjadi pada ketinggian gasifier 0-0.1 m yang menandakan terjadinya reaksi pengurangan CH₄. Pada ketinggian 0.1-2 m konsentrasi CH₄ cenderung konstan, pada ketinggian tersebut konsentrasi CH₄ sudah sangat sedikit, misal pada ratio O₂/Coal 0.89 dimana konsentrasi CH₄ yaitu 0.0018, sehingga mengakibatkan reaksi yang melibatkan CH₄ semakin sulit terjadi.

Grafik IV.9 menunjukkan bahwa semakin besar rasio O₂/coal maka fraksi massa CH₄ cenderung turun. Bila dilihat dari reaksi yang terjadi didalam *gasifier*, dapat diketahui bahwa hanya terdapat satu reaksi yang bisa menghasilkan CH₄ yaitu reaksi antara C dengan H₂. Oleh karena itu dengan semakin sedikit jumlah H₂ maka H₂ yang berkontak dengan C juga akan semakin sedikit sehingga pembentukan CH₄ juga akan semakin turun. Methanation merupakan reaksi pembentukan gas metan. Reaksi yang terjadi pada methanation adalah:

Reaksi pembentukan CH₄ :



Sedangkan reaksi yang dapat mengurangi CH_4 adalah reaksi antara CH_4 dengan O_2 menghasilkan CO_2 dan H_2O . H_2O yang terbentuk juga dapat mengurangi konsentrasi CH_4 . Karena jumlah O_2 lebih banyak dari pada H_2 maka reaksi pengurangan CH_4 ini akan lebih banyak dibandingkan dengan reaksi pembentukan CH_4 . Oleh karena itu pula semakin besar rasio O_2/coal maka fraksi massa CH_4 cenderung turun.

Reaksi pengurangan CH_4 :



IV.6. Pengaruh Reaksi Sulfur Terhadap Proses Gasifikasi

Tabel IV.4. Fraksi COS Pada Ketinggian 2 m (Outflow)
Berdasarkan Ratio O_2/Coal

Component	Ratio O_2/Coal		
	0.79	0.89	1.01
COS	0.004669	0.004214	0.004435

Reaksi sulfur yang digunakan dalam simulasi gasifikasi ini adalah :



Reaksi ini berjalan dengan cepat pada temperature diatas 800°C . Bila ditinjau pada temperature gasifikasi ($800 - 1600^\circ\text{C}$) maka semua sulfur dalam batubara telah terkonversi menjadi COS. Hal ini mempengaruhi CO yang dihasilkan dalam proses gasifikasi dimana CO yang dihasilkan berkurang akibat bereaksi dengan S menjadi COS.

(Halaman ini sengaja dikosongkan)

BAB V PENUTUP

V.1 Kesimpulan

Kesimpulan dari penelitian adalah sebagai berikut :

1. Distribusi temperatur cenderung merata pada sepanjang dinding gasifier yaitu sekitar 1600 K (1326.85 °C). Hal ini telah sesuai dengan Gasification Handbook yang menyebutkan bahwa proses gasifikasi terjadi pada temperatur antara 800°C - 1800°C.
2. Kenaikan rasio O₂/coal menyebabkan produk CO dan H₂ semakin turun, sedangkan fraksi massa CO₂ semakin naik dengan penambahan rasio O₂/coal.
3. Rasio O₂/coal yang terbaik untuk menghasilkan produk pada gasifikasi batubara adalah rasio 0,79 dimana fraksi produk H₂ mencapai 0,037795(3,78%) dan produk CO mencapai 0,160142 (16,01%).

V.2 Saran

1. Menggunakan geometri dan tipe gasifier dengan ukuran yang berbeda.
2. Menggunakan variasi pada komposisi batubara yang berbeda karena komposisi batubara seperti karbon mempengaruhi distribusi produk dan ratio O₂/Coal yang digunakan.
3. Menggunakan Ratio O₂/Coal yang lebih kecil untuk meningkatkan produk (H₂ dan CO).



(Halaman ini sengaja dikosongkan)



DAFTAR PUSTAKA

- Bockelie M. J, Denison M. K, Chen Z, Linjewile T, Senior C. L, Sarofim A. F, (2001) . "CFD Modelling For Entrained Flow Gasifier In Vision 21 System", Reaction Engineering International, Salt Lake City. <URL : http://www.reaction-eng.com/downloads/REI_bockelie_pcc_2002_p>
"Buku Kontrak PLTU Paiton Unit 1-2", (1984).
- Burhanuddin, (1995), "Optimalisasi Pemakaian Udara Pembakaran PT. PLN (PERSERO) Sektor Bukit Asam", PT. PLN (PERSERO) Wilayah IV, Tanjung Enim.
- Christopher Higman, Maarten van der Burgt, (2003) "Gasification", Elsevier Science (USA).
- Hernandez, JP., F. Chejne (2001), "Modelling and Simulation of Coal Gasification Process in Fluidized Bed", Energy and Thermodynamic Institute, Universidad Pontificia Bolivariana, Columbia.
- Liu X. J, Zhang W. R., Park T. J, (2001), "Modelling Coal Gasification in An Entrained Flow Gasifier", Institute Of Physics Publishing. <URL : <http://www.iop.org/EJ/article/1364-7830/5/4/305/ct1405.pdf>>
- Park T. J, Kim J. H, Lee J. G, Hong J. C, Kim Y. K, Choi Y. C, (2001), "Experimental Studies on The Characteristic of Entrained Flow Coal Gasifier", Energy Conversion Research Department, Korea Institute of Energy Research, Taejon-Korea.<URL : <http://www.netl.doe.gov/publications/proceedings/99/99korea/tipark.pdf>>
- Perkins G, Saghafi A, Sahajwalla V, (2001), "Numerical Modelling of Underground Coal Gasification and Its Application Coal Seam Conditions", School of Material Science and Engineering, University of New South Wales, Sydney-Australia. <URL : <http://www.ac3.edu.au/edu/papers/perkinsg01.pdf>>

Perry, Robert H., Don W. Green, (1999) "Perry's Chemical Engineers' Handbook", Mc. Graw Hill

Sergio Uson, Antonio Valero, Luis Correas and Angel Martinez (2004), " Co-Gasification of Coal and Biomasa in an IGCC Power Plant: gasifier Modeling", Centre for Research of Energy Resources and Consumtions (CIRCE), University of Zaragoza, Maria de Luna 3, 50018 Zaragoza Spain.

Sugiyono A, (1996) "Teknologi Daur Kombinasi Gasifikasi Batubara Terintegrasi", BPP Teknologi. <URL : <http://www.geocities.com/Athens/Academy/1943/paper/p9604.pdf>>

<http://cat.inist.fr/?aModele=afficheN&cpsid=1604869>

(Halaman ini sengaja dikosongkan)