32732/M/08





RSK 665.772 Edw 5-1 2008

TUGAS AKHIR - RK 1583

SIMULASI GASIFIKASI BATUBARA KUALITAS RENDAH

EDWINA VIRDARISCA S NRP 2305 109 616

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

JURUSAN TEKNIK KIMIA Fakultas Teknologi Indu Institut Teknologi Sepul	stri PERPU uh Nopember 1	T S
Suradaya 2008	Tgl. Terims	30 - 7 - 2008
	Terime Deri	H
	No. Agoada Prp.	831047

TUGAS AXHIR - RK 1583

SIMULA II GASIFIKASI RATUBARA KUALITAS RENDAH

REPORTED A

2 ADSTACOL MINING

Dosen Pernivarbing Prof. Data: Sugery Winardi, ¹¹ Erro. Fantulo: Nurtono, 57, M.E.

JURUSAN TEXNIK KIMIA

AN. A FLAND PLAN



FINAL PROJECT - RK 1583

SIMULATION OF LOW RANK COAL GASIFICATION

EDWINA VIRDARISCA S NRP 2305 109 616

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

CHEMICAL ENGINEERING DEPARTMENT Faculty of Industrial Technology Sepuluh Nopember Institute of Technology Surabaya 2008

FINAL PROJECT - EK (581

SIMULATION OF LOW RANK COAL GASIFICATION

EDWINA VIPDARISEAS

Academic Advice; F. of. Dr. E. Sugrey, Whendr. A. Entr Transmiss Murderer ST. M. Free

CHEMICAL ENGINEERING DEPERING DEPERINGN Lacutty of Inductrial Technology Semilure Lopember (nour Relia) Technolog Surabaya 2008

SIMULASI GASIFIKASI 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 : EDWINA VIRDARISCA S. NRP. 2305 109 616

- Prof. Dr. Ir. Sugeng Winardi, M.Eng. (Pembimbing)
- Tantular Nurtono, ST., M.Eng. (Pembimbing)
- Dr. Ir. Gede Wibawa, M.Eng. (Penguji)
- Dr. Ir. Heru Setyawan, M.Eng. (Penguji)
- 5. Ir. Winarsih (Penguji)

magnette



SURABAYA JULI, 2008

SATING AND CONTRACTOR AND A DATE OF A DATE OF

SHILLS STOLEN IN

Database this is made with Sate Security

nors fadel and a first bring to be bring to and a solution to bring the bring to bring to be

> רחידי גרואת אוייר גי האת היה שי אויי או

SIMULASI GASIFIKASI BATUBARA KUALITAS RENDAH

Nama	mahasiswa
NRP	
Jurusa	n
Dosen	Pembimbing

: Edwina Virdarisca S

: 2305 109 616

: Teknik Kimia FTI-ITS

: Prof. Dr. Ir. Sugeng Winardi, M.Eng. Tantular Nurtono ST, M.Eng.

ABSTRAK

Penelitian ini bertujuan untuk mengkaji secara teoritis berbasis CFD proses gasifikasi batubara kualitas rendah di dalam gasifier 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 kedalam gasifier dalam bentuk slurry setelah ditambahkan air dengan konsentrasi 58% berat. Jenis batubara yang digunakan adalah batubara Senakin yang berasal dari Kalimantan yang termasuk ke dalam tipe batubara subbituminous (343 K) dan oksigen sebagai oksidiser (293K). Variabel yang digunakan adalah variasi rasio O_2 /coal.

Hasil yang diperoleh dalam simulasi tiga dimensi berupa distribusi tempertur, distribusi fraksi massa 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 O₂/coal

SIMULATION OF LOW RANK COAL GASIFICATION

- Name NRP Department Supervisor
- : Edwina Virdarisca S

: 2305 109 616

: Teknik Kimia FTI-ITS

: Prof. Dr. Ir. Sugeng Winardi, M.Eng. Tantular Nurtono ST, M.Eng.

ABSTRACT

Computational Fluid Dynamics can be used to analize 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 = 10.25where D = 0.95 m. Coal water mixture with 58% concentration injected into gasifier. Coal type which applied is Senakin coming from Kalimantan which included into type subbituminous coal (343 K) and oxygen as oksidiser (293 K). Variabel which applied is various 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 CO2 concentration in the product gas.

Keywords : gasification, coal, syngas, ratio O2/coal

KATA PENGANTAR

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

" SIMULASI GASIFIKASI 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, selaku Kepala Laboratorium Mekanika Fluida dan Pencampuran atas bimbingan, dukungan dan fasilitas yang diberikan sehingga kami dapat bekerja dan menyelesaikan skripsi ini tepat waktu.
- Prof. Dr. Ir. Sugeng Winardi, M.Eng; Tantular Nurtono, S.T, M.Eng, selaku dosen pembimbing skripsi di Laboratorium Mekanika Fluida dan Pencampuran yang telah membimbing dan banyak membantu kami dalam menyelesaikan skripsi.
- Prof. Dr. Ir. Ali Altway, MS. yang telah membantu kami menyelesaikan skripsi ini.
- 4. Dr. Ir. Tri Widjaja, M.Eng, selaku ketua Jurusan Teknik Kimia FTI – ITS Surabaya atas fasilitas yang diberikan.
- Dr. Ir. Kusno Budikarjono, MT selaku koordinator Skripsi dan Tugas Akhir Jurusan Teknik Kimia FTI – ITS.

- Dr. Ir. Gede Wibawa, M.Eng, Dr. Ir. Heru Setyawan, M.Eng dan Ir. Winarsih selaku dosen penguji atas saran dan bimbingannya.
- Dosen dosen pengajar serta seluruh karyawan Jurusan Teknik Kimia, FTI – ITS.
- Orang tua kami serta keluarga yang selalu memberikan doa, perhatian, kasih sayang, semangat, dan nasihatnasihat yang sangat bermanfaat.
- Rekan-rekan kerja kami di Laboratorium Mekanika Fluida dan Pencampuran pada khususnya, dan juga rekanrekan Lintas Jalur Tekkim 2005 pada umumnya atas kerja sama dan bantuannya selama proses penyelesaian skripsi ini.
- 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, Juli 2008

Penyusun

DAFTAR ISI

ABSTRA	K	i
KATA PI	ENGANTAR	iii
DAFTAR	ISI	v
DAFTAR	GAMBAR	vii
DAFTAR	TABEL	viii
DAFTAR	NOTASI	ix
BABI P	ENDAHULUAN	
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 T	INJAUAN PUSTAKA	
II.1	Batubara	5
II.2	Proses Gasifikasi	7
	II.2.1 Reaksi Kimia Pada Proses Gasifikasi	10
	II.2.2 Keuntungan Teknologi Gasifikasi pada Batubara	10
II.3	Computational Fluid Dynamics (CFD)	11
	II.3.1 Jenis Pemodelan yang Disertai reaksi Kimia	12
	II.3.2 Discrat Phase Model	14
	II.3.3 Persamaan Transport Senyawa	14
	II.3.4 Persamaan Species Transport	16
	II.3.5 Pemodelan Turbulensi	17
BAB III I	METODOLOGI PENELITIAN	
III.1	Sistem yang dipelajari	26
III.2	Pemodelan	28
	III.2.1 Pemodelan Species	28
	III.2.2 Pemodelan Reaksi Turbulen	28

	III.2.3 Reaksi Heterogen-Char	28
	III.2.4 Pemodelan Reaksi Homogen	29
	III.2.5 Metode penyelasaian	30
III.3	Kondisi Batas	31
III.4	Prosedur penelitian untuk Pemodelan	31
III.5	Variabel Penelitian	35
BAB IV I	HASIL DAN PEMBAHASAN	
IV.1	Pengaruh Rasio Oksigen/Batubara Terhadap Distribusi Temperatur	37
IV.2	Pengaruh Rasio Oksigen/Batubara Terhadap Fraksi Massa CO	40
IV.3	Pengaruh Rasio Oksigen/Batubara Terhadap Fraksi Massa H ₂	43
IV.4	Pengaruh Rasio Oksigen/Batubara Terhadap Fraksi Massa CO ₂	46
IV.5	Pengaruh Rasio Oksigen/Batubara Terhadap Fraksi Massa CH ₄	48
BAB V K	ESIMPULAN DAN SARAN	
V.1	Kesimpulan	51
V.2	Saran	51
DAFTAR	PUSTAKA	53
BIODAT	A PENULIS	55

BIODATA PENULIS

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1	Prinsip Sederhana Proses Gasifikasi	8
Gambar 3.1a	Dimensi Peralatan Gasifier	26
Gambar 3.1b	Sistem inlet Batubara-Oksigen	27
Gambar 3.2	Grid Untuk Ruang Pada Gasifier	32
Gambar 4.1	Kontur distribusi temperatur di posisi x=o	37
	ntuk (a) rasio O ₂ /coal=0,79;(b) rasio	
	O_2 /coal=0,89 dan (c) rasio O_2 /coal=1,01	
Gambar 4.2	Grafik hubungan antara panjang gasifier(m)	38
	dengan temperature(k)	
Gambar 4.3	Kontur distribusi fraksi massa CO di posisi	40
	x=o untuk (a) rasio O2/coal=0,79;(b) rasio)
	O_2 /coal=0,89 dan (c) rasio O_2 /coal=1,01	
Gambar 4.4	Grafik hubungan antara panjang gasifier(m)	41
	dengan fraksi massa CO(%)	
Gambar 4.5	Kontur distribusi fraksi massa H2 di posisi x=0	43
	ntuk (a) rasio O2/coal=0,79;(b) rasio	
	O_2 /coal=0,89 dan (c) rasio O_2 /coal=1,01	
Gambar 4.6	Grafik hubungan antara panjang gasifier(m)	44
	dengan fraksi massa H2(%)	
Gambar 4.7	Kontur distribusi fraksi massa CO2 di posisi	46
	x=o untuk (a) rasio O ₂ /coal=0,79;(b) rasio	
	O_2 /coal=0,89 dan (c) rasio O_2 /coal=1,01	
Gambar 4.8	Grafik hubungan antara panjang gasifier(m)	47
	dengan fraksi massa CO ₂ (%)	
Gambar 4.9	Kontur distribusi fraksi massa CO2 di posisi	48
	x=o untuk (a) rasio O ₂ /coal=0,79;(b) rasio	
	O ₂ /coal=0,89 dan (c) rasio O ₂ /coal=1,01	
Gambar 4.10	Grafik hubungan antara panjang gasifier(m)	49
	dengan fraksi massa CH ₄ (%)	

DAFTAR TABEL

Tabel 2.1	Klasifikasi Batubara	6
Tabel 2.2	Komposisi batubara menurut proximate analysis	6
Tabel 2.3	Komposisi batubara menurut ultimate analysis	7
Tabel 3.1	Dimensi peralatan gasifier (milimeter)	27
Tabel 3.2	Properti Oksigan pada T = 298 K	27

DAFTAR NOTASI

NOTASI	KETERANGAN	SATUAN [-] [-] [m/s ²]		
$c_{\mu f}$	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]		
Н	Tinggi Gasifier	[m]		
x, y, z'	Komponen koordinat	[-]		
u, v, w'	Komponen kecepatan	[-]		
W_i	Berat komponen i	[gr]		
З	Energi Dissipasi	[W/kg]		
ρ	Densitas Fluida	[kg/m ³]		
μ_{ϵ}	Viskositas efektif	[Pa.s]		
$\tau_{\rm w}$	Shear stress di dinding	[Pascal]		
V _x	Kecepatan fluida arah x	[m/s]		
v	Viscositas kinematik	[m ² /s]		
σ	Konstanta pemodelan	[-]		
U, V, W	Vektor Kecepatan	[-]		
K	Energi kinetik rata-rata	$[m^2/s^2]$		
A	Energi aktifasi	KJ/mol		
E	Pre eksponensial faktor	[-]		

PL DOCTO 1

(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 dieksport 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. Di masa 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 bebeda. 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.

Mere an of

2

I.2 Perumusan Masalah

Dari uraian tersebut di atas dapat disimpulkan bahwa :

- 1. Pada umumnya, batubara yang digunakan adalah batubara berkualitas tinggi, sedangkan batubara berkualitas rendah belum dimanfaatkan secara optimal.
- 2. Pada berbagai penelitian yang telah dilakukan, digunakan udara sebagai oksidizernya, sedangkan pada proses gasifikasi batubara produk yang dikehendaki adalah berupa gas, adanya nitrogen pada udara yang digunakan akan memperberat proses pemisahan gas sehingga pada penelitian ini digunakan oksigen murni sebagai oksidizernya.

1.3 Batasan Masalah

Batasan masalah dalam penelitian ini antara lain :

- 1. Bahan yang akan diuji adalah batubara dengan jenis subbitouminous.
- 2. Suhu dan tekanan oksigen :
 - $T = 20 \ ^{\circ}C$

3. Tekanan injeksi *slurry* = 300 bar Temperatur Slurry = 70 °C

I.4 Tujuan Penelitian

Penelitian ini bertujuan untuk mengkaji karakteristik berupa distribusi temperatur dan distribusi produk pada proses gasifikasi batubara di dalam gasifier dengan kondisi oksigen kurang dan berlebih berbasis CFD (*Computational Fluid Dynamics*) menggunakan FLUENT 6.2.16, serta memprediksi kontur suhu dan distribusi fraksi massa produk H₂, CO, CO₂, CH₄

I.5 Manfaat Penelitian

Manfaat dari penelitian ini adalah mengendalikan kondisi gasifier, dimana dapat digunakan untuk mendapatkan distribusi produk seperti yang diharapkan.



P = 8 bar

La Person tooling Security

The second secon

4

tokan serangat kantaran sete utun uluh man diperatu tokan serangat kantaran setengan perangan perangan teruna setengan men terup diperat a skan mengadara perangken men terup diperat a skan mengadara perangken men terup diperati mengan mengadaran perangken mengan terup diperatur mengan mengan mengan perangken mengan terupakan peratur mengan mengan mengan perangken mengan terupakan peratur mengan mengan mengan perangken mengan terupakan peratur mengan mengan mengan perangken mengan setengan peratur mengan peratur mengan perangken mengan peratur p

stones incepted 1

and the month of the second of the second of the

(Halaman ini sengaja dikosongkan)

(An a sequence of the second secon

poularol wattoni C.

and a second second of a second secon

ETI

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 maseral dan *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 ultimatdilakukan untuk menentukan kandungan unsur kimia pada batubara seperti : karbon, hidrogen, oksigen, nitrogen, sulfur, unsur tambahan dan juga unsur jarang.

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 2.1 Klasifikasi Batubara

Class		Fixed Carbon	Heating Value	Agglomerating Character
		wt%	втиль	3 5 4 6 1
I. Anthracitic	1. Meta-anthracitie 2 Anthracite 3. Semianthracite	≥98 9298 8692		Nonagglomerating
II. Bituminous	Low-volatile bituminous ceal Medium-volatile bituminous ceal High-volatile A bituminous ceal High-volatile B bituminous ceal	78-86 69-78 <69	≥14,000 13,000–14,000	Commonly agglomerating
III. Sub-bituminous	5. High-volatile C bituminous coal 1. Sub-bituminous A coal 2. Sub-bituminous B coal 3. Sub-bituminous C coal		9,500-13,000 9,500-10,500 8,300-9,500 8,300-9,500	Aggiomerating
IV. Lignitic	1. Lignite A 2. Lignite B		6,300-8,300 <6,300	
Source: ASTM D 388			5. H 12 5	2 8 6 2 2

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.1 sebagai berikut :

Tabel 2.2 Komposisi Batubara menurut proximate analysis

Komponen	%berat
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.2 berikut ini :

Tabel 2.3 Komposisi Batubara menurut ultimate analysis

Komponen	%berat
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

II.2 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,

7

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.1 Prinsip sederhana proses gasifikasi

Sumber : NEDO_Commissioned project, Modelling and Simulation Technologies for Coal Gasification

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 O₂ 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 gaisfier* gaya grafitasi dari serbuk batubara akan seimbang dengan gaya dorong ke atas *steam* dan udara (O₂) 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 dengan aliran counter current. Umpan yang digunakan untuk batubara bisa berupa slurry feed maupun dry feed. Ukuran batubara yang masuk sangat kecil dan halus, berukuran dari 1µm 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.2.1 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.

R1	С	+	0.5	02		CO			
R2	С	+		CO ₂	2	CO			
R3	С	+		H ₂ O	>	CO	+		H_2
R4	С	+	2	H ₂		CH ₄			
R5	CO	+	0.5	O ₂		CO ₂			
R6	H ₂	+	0.5	O ₂		H ₂ O			
R7	CH ₄	+	2	O ₂		CO ₂	+	2	H ₂ O
R8	CO	+		H ₂ O		CO ₂	+		H_2
R9	CH ₄	+		H ₂ O	>	CO	+	3	H_2

Sumber : Perkins G, Saghafi A, Sahajwalla V, (2001), "Numerical Modelling of Underground Coal Gasification and Its Application Coal Seam Conditions"

II.2.2 Keuntungan Teknologi Gasifikasi pada Batubara

Beberapa hal yang membuat teknologi gasifikasi dapat diterima adalah

- 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.3 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 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.
- Manipulsi 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.3.1 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 laminer 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, nonpremixed, 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 framelet model. EDC Model atau Composition PDF Transport Combustion Model.

II.3.2 Discret phase model

Dalam pemodelan ini dilakukan dengan menggunakan discrete phase model. Sebagai tambahan dalam penyelesaian persamaan transport pada fase kontinyu (continues phase), Fluent dapat mensimulasikan suatu fase diskrit yang mengalir bersama fase kontinyu. Fase diskrit dalam hal ini bisa berupa partikel inert, bubble maupun droplet yang terdispersi dalam fase kontinyu. Fase diskritnya berupa batubara dalam bentuk combustion partikel. Dengan menggunakan model ini fluida dianggap sebagai partikel. Penggunaan model diskret dilakukan atas beberapa pertimbangan sebagai berikut:

- Dengan model ini *Fluent* dapat menghitung lintasan partikel yang meliputi gaya inersia partikel, hidrodinamik drag, gaya gravitasi, dalam kondisi *steady* maupun *unsteady*.
- Dapat memprediksi efek turbulensi pada penyebaran partikel didalam fase kontinyu sehingga diperoleh data-data yang meliputi diameter, kecepatan dan posisi partikel yang dihasilkan.

II.3.3 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 :

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

Atau dalam notasi vektor sebagai berikut :

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

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

$$div(u) = 0 \tag{II-3}$$

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

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

(II-4)

Persamaan momentum pada arah sumbu y

$$\frac{\partial (\rho v)}{\partial t} + div (\rho vU) = -\frac{\partial p}{\partial y} + div (\mu gradv) + Smy$$

(II-5)

• Persamaan momentum pada arah sumbu z $\frac{\partial (\rho w)}{\partial t} + div (\rho wU) = -\frac{\partial p}{\partial z} + div (\mu gradz) + Smz$

(II-6)

c. Persamaan Kekekalan Energi

$$\frac{\partial(\rho i)}{\partial t} + div (\rho i U) = -p div U + div (kgradT) + \Phi + Si$$

(II-7)

Φ merupakan fungsi dissipasi, dimana :

$$\Phi = \mu \left\{ 2 \left[\left(\frac{\partial u}{\partial x} \right)^2 + \left(\frac{\partial v}{\partial y} \right)^2 + \left(\frac{\partial w}{\partial z} \right)^2 \right] + \left(\frac{\partial u}{\partial y} + \frac{\partial v}{\partial x} \right)^2 + \left(\frac{\partial u}{\partial z} + \frac{\partial w}{\partial x} \right)^2 + \left(\frac{\partial v}{\partial z} + \frac{\partial w}{\partial y} \right)^2 \right\} + \lambda (div U)^2$$
(II-8)

II.3.4 Persamaan Species Transport

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho Y_i) + \nabla (\rho \vec{v} Y_i) = -\nabla \vec{J}_i + R_i + S_i$$
(II-9)

Yi = fraksi massa local masing – masing spesies Ri = net rate pembentukan I dengan reaksi kimia \vec{J}_i = fluks diffusi spesies i Si = laju pembentukan dengan penambahan fasa dispersi

Diffusi untuk aliran turbulen :

$$\vec{J}_{i} = -\left(\rho D_{i,m} + \frac{\mu_{t}}{S_{ct}}\right) \nabla Y_{i}$$
(II-10)
Sct = turbulent schmidt number = 0,7
D = diffusivitas

 $\mu_t = viskositas turbulen$

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

16

- 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 partiallypremixed flames.

Persamaan untuk Eddy-Dissipation Model :

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

$$R_{i,r} = v'_{i,r} M_{w,i} A B \rho \frac{\epsilon}{k} \frac{\sum_{p} Y_{p}}{\sum_{j}^{N} v''_{j,r} M_{w,j}}$$
(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.3.5 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 laminer. 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- ε .

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 $k - \varepsilon$ 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 :

$$K = \frac{1}{2} \left(U^2 + V^2 + W^2 \right) \tag{II-13}$$

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

$$k(t) = K + k$$

(II-15)

II.3.5.1 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 :

$$\frac{\partial(\rho \mathbf{k})}{\partial t} + di (\rho \mathbf{k} U) = di (-PU + 2\mu U E_{ij} - \rho U \overline{u_i' u_j'}) - 2\mu E_{ij} \cdot E_{ij} + \rho u_i' u_j' \cdot E_{ij}$$
(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.3.5.2 Persamaan untuk energi kinetik turbulen k

Persamaan untuk energi kinetik turbulen k adalah sebagai berikut :

$$\frac{\partial(\rho k)}{\partial t} + div(\rho kU) = div(-p'u' + 2\mu u'e'_{ij} - \frac{\rho}{2}u'_{i}u_{j}'u_{j}') - 2\mu e_{ij}e_{ij} + \rho u_{i}'u_{j}'e_{ij}$$
(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 :

$$\varepsilon = 2ve'_{ii}e'_{ii} \tag{II-18}$$

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 launder 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 :

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

dan persamaan transport untuk ε adalah :

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

II.3.5.3 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 :

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

Persamaan diatas digunakan untuk $v_t \equiv \mu_t$, didapatkan hasil bahwa

normal stress, 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 - ε *realizable* ini diajukan oleh Shih et al. untuk mengatasi masalah defisiensi yang terjadi pada model k - ε 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.3.5.4 Persamaan Transport untuk model k - ε realizable

Persamaan transport untuk k dan ϵ didalam model k - ϵ realizable adalah

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

dan

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho s) + \frac{\partial}{\partial x_j}(\rho s u_j) = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[(\mu + \frac{\mu}{\sigma_{\varepsilon}}) \frac{\partial \varepsilon}{\partial x_j} \right] + \rho C_1 S \varepsilon - \rho C_2 \frac{\varepsilon^2}{k + \sqrt{v\varepsilon}} + C_{\varepsilon} \frac{\varepsilon}{k} C_{3\varepsilon} G_{\varepsilon} + S_{\varepsilon}$$
(II-23)

dimana

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

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 menujnjukkan kontribusi dari dilatasi yang berfluktuasi dalam *compressible turbulence* terhadap rate dissipasi *overall*. C_2 dan $C_{1\epsilon}$ adalah kostanta, σ_k dan σ_ϵ sebagai bilangan Prandtl turbulen untuk k dan ϵ , sedangkan S_k da S_ϵ adalah user defined source term.



II.4 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 *Computional 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 menggnakan 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.

(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- ε two-equation. Untuk reaksi dua fase, Unreacted-Core shirnking model digunakan untuk mengestimasi reaksi batubara. Untuk reaksi turbulensi gas, ada dua perbedaan laju reaksi yang dihitung. Laju raksi yang pertama menggunakan Arrhenius reaction rate dan laju reaksi kedua ditentukan dengan Eddy Break-Up (EBU) model reaksi turbulensi gas.

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.b Sistem inlet batubara-oksigen

Tabel III. I Dimensi Feralatan Gasiner (initineter)							
Н	D1	D2	D3	D4	D5		
2050	200	60	13.28	12	3		

Tabel III.1 Dimensi Peralatan Gasifier (milimeter)

Fluida pada sistem yang digunakan pada penelitian ini berupa pulvurized batubara dengan ukuran partikel $4 - 5 \mu m$ sebagai bahan bakar dan oksigen murni sebagai oksidiser. Pulvurized batubara yang telah berbentuk slurry dengan penambahan air dengan konsentrasi slurry 58% berat diinjeksikan melalui primary inlet dengan suhu masuk 70 °C bersamaan dengan oksigen 20 °C, sedangkan sisa oksigen lain diinjeksikan melalui secondary inlet dengan suhu masuk 20 °C.

Tabel III.2 Properti Oksigen pada T = 298 K

Oksigen				
Densitas	1,4289 kg/m3			
Viskositas	0,00001919 kg/m.s			

Sumber : Perry J.H"Chemical Engineering Handbook"6th edition

III.2. Permodelan

III.2.1 Permodelan Spesies

Pemodelan spesies yang digunakan dalam penelitian ini adalah spesies transport. Persamaan spesies untuk fase gas adalah :

$$\frac{\partial}{\partial x}(\rho u f_i) + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r}(r \rho v f_i) = \frac{\partial}{\partial x} \left(\frac{\mu_e}{\sigma_f} \frac{\partial f_i}{\partial x}\right) + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left(r \frac{\mu_e}{\sigma_f} \frac{\sigma f_i}{\sigma r}\right) + S_{fi}$$
(III.1)

dimana

$$\begin{aligned} Sfi &= \xi H_2 O.R H_2 O + R dev. \eta_i + \sum_{n=1}^m Ri \\ \xi H_2 O &= 1 \\ \xi H_2 O &= 0 \\ fi &= f H_2 O \\ fi &\neq f H_2 O \end{aligned} \tag{III.2}$$

III.2.2 Permodelan Reaksi Turbulen

Simulasi proses gasifikasi di dalam entrained flow gasifier melibatkan aliran turbulen gas, aliran turbulen dua fase, perpindahan panas, pembakaran dan gasifikasi dua fase. Dalam penelitian ini persamaan fase gas dan partikel didasarkan pada persamaan massa, momentum, species dan energi. Model yang digunakan adalah k – ε realizable 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 ⁰C). Sangat mungkin untuk menginteraksikan partikel dengan pertikel. Unreacted-Core Shrinking model digunakan untuk mengestimasi laju reaksi solid-gas.

Rekasi 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 :

28

$$k = A \cdot \frac{E}{RT}$$
(III.3)

- dimana k = konstanta reaksi A = pre eksponensial faktor dan E = energi aktivasi• Char-O₂ reaction $C + 0.5 O_2 \longrightarrow CO$ $k = 8710 \exp(-17967/T_s)$ (III.4) • Char-steam reaction $C + H_2O \longrightarrow CO + H_2$ $k = 247 \exp(-17967/T_s)$ (III.5)
- Char-CO₂ reaction C + CO₂ \longrightarrow 2CO $k = 247 \exp(-17967/T_s)$ (III.6)
- Char-hydrogen reaction $C + 2 H_2 \longrightarrow CH_4$ $k = 0.12 \exp(-127921/T_s)$ (III.7)

Sumber : Liu et al (2001) "Modelling Coal Gasification in An Entrained Flow Gasifier"

III.2.4 Permodelan Reaksi Homogen

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

Karena temperatur yang tinggi, reaksi kimia gas terjadi sangat cepat dengan proses turbulent micromixing. EBU merupakan efek dari turbulensi laju reaksi kimia. Dalam model ini, reaksi turbulensi didasarkan pada fluktuasi konsentrasi spesies dan laju persamaan eddy break-up. Laju persamaan EBU (Liu *et al* 2001) adalah dapat di definisikan sebagai :

$$R_{,EBU} = C_R \rho \left(\bar{f}_i^2 \right)^{0.5} \varepsilon / k \tag{III.8}$$

Dimana C_R (=3.0) adalah konstanta model EBU, f_i adalah konsentrasi CO, CH₄ dan H₂ pada masing-masing reaksi.

Reaksi pembakaran bahan bakar gas

$H_2 + 0.5 O_2$		H_2O
$CO + 0.5 O_2$		CO ₂
$CH_4 + 2O_2$		$CO_2 + 2 H_2O$
	1 . 1.	111

Kinetika untuk ketiga reaksi di atas adalah :

$$k = -AP^{0.3}T_g M_{\nu} (C_{\nu})^{0.5} Co \quad \mathbf{x} \; \exp(-12200/T_g) \; (\text{III.9})$$

Reaksi air-gas

$$k = 0.2 \times (2.77 \times 10^5) \times (x_{co} - x^*_{co}) \exp\left(\frac{-27760}{1.987T_g}\right) \times Pi$$

$$\binom{0.5 - Pt/250}{2} \times \exp\left(-8.91 + (5553/T_g)\right) \qquad \text{(III 10)}$$

$$1 \left[P_{CO} P_h \right]$$
(III.10)

$$x_{co} = Pco/P; \ x^*_{co} = \frac{1}{P_t} \left[\frac{Pco_2Ph_2}{k_{eq}PH_2O} \right]$$
 (III.11)

$$k_{eq} = \exp(-36893 + 7234/(1.8T))$$
 (III.12)

• Reaksi methane-steam $CH_4 + H_2O \longrightarrow CO + 3 H_2$ $k = 312 \exp(-30000 / (1.987T_g))$ (III.13)

Sumber : Liu et al (2001) "Modelling Coal Gasification in An Entrained Flow Gasifier"

III.2.5 Metode Penyelesaian

Difusi dan konveksi diselesaikan dengan menggunakan upwind dan persamaan central-difference schemes (Patankar 1980). Persamaan finite-difference diselesaikan menggunakan iterasi Gauss-Siedel. Persamaan partikel diselesaikan menggunakan metode Gill.

Penyelesaian persamaan partikel dan fase gas harus berhubungan. Konvergensi total dua fase diselesaikan menggunakan prosedur iterasi. Initial prosedur untuk mengiterasi perhitungan gas dan solusi konvergensi digunakan untuk menghitung persamaan partikel momentum, massa dan energy. Untuk mendapatkan profil semprotan digunakan *Discret Phase Model* (DPM).

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 hexawedge.



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 merupakan suhu fluida di dalamnya.
 - 2) Primary inlet sebagai mass flow inlet, didefinisikan sebagai variabel simulasi.
 - 3) Secondary inlet sebagai mass flow inlet, didefinisikan sebagai variabel simulasi.
 - Outlet flue gas sebagai outflow, merupakan kondisi batas yang dipilih untuk mendefinisikan aliran fluida yang kondisinya tidak diketahui dengan jelas.
- c. Langkah penyelesaian simulasi FLUENT 6.2.16.
 - Setelah menentukan kondisi batas kemudian memasukkan komponen material yang ada. Kerena pada penelitian ini menggunakan batubara daklam bentuk slury

maka komponen yang di pilih dalam fluent adalah coalmv-volatiles-air.

- 2) Menentukan primary inlet dan secondary inlet yaitu pada primary inlet di injeksikan campuran batubara dan oksigen sedangkan sisa oksigen di injeksikan pada secondary inlet. Kemudian menginput data-data yang sudah diketahui antara lain berupa mass flow inlet, temperatur, tekanan inlet.
- Memilih pemodelan spesies, pemodelan turbulen dan pemodelan reaksi Dan menginput energi aktifasi dan pre eksponensial faktor dari masing-masing reaksi.
- Untuk menampilkan hasil simulasi digunakan display kontur untuk mengetahui distribusi temperatur dan distribusi fraksi massa produk gasifikasi.
- d. Flowchart Simulasi FLUENT 6.2.16.



III.5 Variabel Penelitian

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

a spen im bruisse and a set is a set in the set is a set in the set is a se

(Halaman ini sengaja dikosongkan)

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 dengan konsentrasi 58% berat batubara. Tekanan injeksi slurry batubara 300 bar. Temperatur oksigen masuk ditetapkan 293 K dan temperatur slurry batubara 343 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



Gambar IV.1 Kontur Distribusi Temperatur di posisi x = 0 m untuk (a) rasio O₂/Coal = 0,79; (b) rasio O₂/Coal = 0,89 dan (c) rasio O₂/coal = 1,01



Gambar IV.2 Grafik Hubungan Antara Tinggi Gasifier [m] dengan Temperatur [K]

38

Distribusi temperatur dipengaruhi oleh rasio inlet oksigen-batubara seperti ditunjukkan pada Gambar IV.1 dan Grafik IV.2. Semakin besar rasio O2/coal maka temperatur di dalam gasifier juga semakin tinggi sesuai dengan penelitian vang dilakukan oleh Park et. al. 2001 dengan rasio oksigenbatubara antara 0,6 - 1,2 menyatakan bahwa semakin tinggi rasio maka temperatur akan semakin naik. Hasil penelitian menunjukkan pada rasio 0,79 dan 0,89 temperatur pada gasifier berkisar antara 600 K - 1600 K. Hal ini telah sesuai dengan Gasification Handbook yang menyebutkan bahwa proses gasifikasi terjadi pada temperatur antara 800°C - 1800°C. Namun terjadi penyimpangan pada rasio 1,01 temperatur yang terjadi sangat tinggi mencapai 2658 K dan distribusi temperatur tidak seragam sepanjang gasifier. Pada rasio 1,01 temperatur semakin naik namun turun secara signifikan pada daerah outlet. Hal itu disebabkan karena kondisi oksigen berlebih bereaksi dengan partikel karbon secara sempurna sehingga proses pembakaran terjadi lebih lama.

Suhu tertinggi ditunjukkan pada bagian sekitar *inlet* sampai dengan sekitar 40% dari bagian atas *gasifier*. Hal ini menunjukkan bahwa proses pembakaran batubara terjadi pada bagian tersebut, kondisi tersebut telah sesuai dengan penelitian yang dilakukan oleh Bockelie, et. al. 2001. Proses pembakaran terjadi karena partikel karbon bereaksi dengan gas. Selama proses pembakaran, partikel karbon bereaksi dengan O_2 (pembakaran), CO_2 dan H_2O .

Habisnya oksigen menandakan bahwa berakhir pula proses pembakaran dan menandakan dimulainya proses gasifikasi. Pada proses gasifikasi partikel karbon bereaksi dengan CO_2 dan H_2O . Karena oksigen habis maka proses pembakaran digantikan dengan reaksi antara partikel karbon dengan H_2 . Semakin kearah *outlet*, temperatur akan turun secara bertahap karena panas dari pembakaran akan dipakai untuk terjadinya reaksi gasifikasi.

39



Gambar IV.3 Kontur Distribusi Fraksi Massa CO di posisi x = 0m untuk (a) rasio O₂/Coal = 0,79; (b) rasio O₂/Coal = 0,89 dan (c) rasio O₂/coal = 1,01





H₂ dapat terbentuk dari water-gas reaction, merupakan reaksi oksidasi parsial karbon oleh air yang dapat berasal dari bahan bakar padat itu sendiri (hasil pirolisis) maupun dari sumber yang berbeda, seperti uap air yang dicampur dengan udara dan uap yang diproduksi dari penguapan air. Reaksi yang terjadi pada water-gas reaction adalah:

 $C + H_2O \longrightarrow CO + H_2$

Hasil penelitian menunjukkan bahwa semakin besar rasio $O_2/Coal$ maka fraksi massa H_2 cenderung turun. Hal ini telah sesuai jika di tinjau dari reaksi berikut :

 $CO + H_2O \longrightarrow CO_2 + H_2$

Reaksi tersebut disebut shift conversion, merupakan reaksi reduksi karbonmonoksida oleh H₂O untuk memproduksi hidrogen. Reaksi ini dikenal sebagai water-gas shift yang menghasilkan peningkatan perbandingan hidrogen terhadap karbonmonoksida pada gas produser

 H_2 terbentuk dari reaksi antara CO dan H_2O , dimana konsentrasi CO semakin turun dengan bertambahnya rasio O_2 /coal. Semakin sedikit jumlah CO yang bereaksi dengan H_2O maka H_2 yang terbentuk juga semakin sedikit.

Pada rasio 1,01 distribusi produk H_2 pada gasifier tidak berbeda jauh dengan rasio 0,79 namun pada daerah outlet produk H_2 semakin menurun, karena CO yang terbentuk sangat sedikit sehingga tidak dapat bereaksi dengan H_2O membentuk H_2 . IV.4 Pengaruh Rasio Oksigen/Batubara Terhadap Distribusi Fraksi Massa CO₂



Gambar IV.7 Kontur Distribusi Fraksi Massa CO_2 di posisi x = 0m untuk (a) rasio $O_2/Coal = 0,79$; (b) rasio $O_2/Coal = 0,89$ dan (c) rasio $O_2/coal 1,01$

Boudouard reaction merupakan reaksi antara karbondioksida yang terdapat di dalam gasifier dengan arang untuk menghasilkan CO. Reaksi yang terjadi pada Boudouard reaction adalah:

2CO

C

Berdasarkan Grafik IV.3 Hubungan Antara Tinggi Gasifier [m] dengan Konsentrasi CO [%] dapat diketahui bahwa semakin besar rasio $O_2/Coal$ maka fraksi massa CO cenderung menurun. Karena dengan ratio O_2 yang lebih besar, maka O_2 yang bereaksi dengan carbon lebih cenderung membentuk CO_2 , bahkan CO yang telah terbentuk turut bereaksi dengan O_2 membentuk CO_2 , sehingga fraksi CO semakin menurun dengan kenaikan ratio O_2

C	+	0.5 O ₂	>	CO
С	+	O ₂		CO ₂
CO	+	0.5 O ₂	>	CO ₂

Berdasarkan Gambar IV.2 Kontur Distribusi Fraksi Massa CO untuk (a) rasio $O_2/Coal = 0.79$; (b) rasio $O_2/Coal =$ 0,89 dapat diketahui bahwa untuk ketinggian 0-0.2 m seiring terbentuknya, maka konsentrasi CO semakin meningkat, konsentrasi CO cenderung konstan pada ketinggian garifier antara 0.2 - 1.95 m. Pada rasio 0.79 terlihat konsentrasi CO pada bagian outlet semakin meningkat, hal ini dapat disebabkan karena O₂ yang masuk ke dalam gasifier semakin ke dalam semakin terkonsumsi oleh pembakaran coal, sehingga konsentrasi O2 semakin menurun dan konsentrasi O2 yang bereaksi dengan carbon untuk membentuk CO menjadi lebih besar, sedangkan pada rasio 1,01 jika dilihat dari gambar IV.2 produk CO tidak terbentuk sampai daerah outlet. Hal ini disebabkan karena partikel karbon bereaksi sempurna dengan O₂ membentuk CO₂ dan CO vang terbentuk pada proses pembakaran bereaksi lebih lanjut dengan O2 membentuk CO2

CO2

IV.3 Pengaruh Rasio Oksigen/Batubara Terhadap Distribusi Fraksi Massa H₂



Gambar IV.5 Kontur Distribusi Fraksi Massa H₂ di posisi x = 0 m untuk (a) rasio O₂/Coal = 0,79; (b) rasio O₂/Coal = 0,89 dan (c) rasio O₂/coal = 1,01



Gambar IV.6 Grafik Hubungan Antara Tinggi Gasifier [m] dengan Fraksi Massa H₂ [%]

4



Gambar IV.8 Grafik Hubungan Antara Tinggi Gasifier [m] dengan Fraksi Massa CO₂ [%]

47

Pengaruh rasio $O_2/Coal$ terhadap distribusi fraksi massa CO_2 ditunjukkan pada Gambar IV.7 dan Grafik IV.8 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 pembentukkan 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 .

IV.5 Pengaruh Rasio Oksigen/Batubara Terhadap Distribusi Fraksi Massa CH₄



Gambar IV.9 Kontur Distribusi Fraksi Massa CH₄ di posisi x = 0m untuk (a) rasio O₂/Coal = 0,79; (b) rasio O₂/Coal = 0,89 dan rasio O₂/coal = 1,01



Dari Grafik IV.10 menunjukkan bahwa semakin besar rasio O₂/coal maka fraksi massa CH₄ yang terbentuk 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. Methanation merupakan reaksi pembentukan gas metan. Reaksi yang terjadi pada methanation adalah:

Reaksi pembentukan CH_4 : $C + 2 H_2 \longrightarrow CH_4$

Pembentukan CH_4 seiring dengan pembentukan H_2 . Oleh karena itu dengan semakin sedikit terbentuknya H_2 maka H_2 yang berkontak dengan C juga akan semakin sedikit sehingga pembentukan CH_4 juga akan semakin turun.

BAB V KESIMPULAN DAN SARAN

V.1 Kesimpulan

Kesimpulan dari penelitian adalah sebagai berikut :

- Distribusi temperatur semakin menurun pada rasio 0,89. Sedangkan pada rasio 0,79 distribusi temperatur cenderung konstan. Temperatur produk keluar gasifier pada rasio 0,79 dan 0,89 adalah 987 K dan 1222 K. Pada rasio 1,01 distribusi temperatur mengalami kenaikan kemudian turun pada daerah outlet. Temperatur produk tertinggi terjadi pada rasio 1,01 yaitu sebesar 1623 K
- Kenaikan rasio O₂/coal menyebabkan produk CO dan H₂ semakin turun, sedangkan fraksi massa CO₂ semakin naik dengan penambahan rasio O₂/coal
- Rasio O₂/coal yang paling optimal untuk menghasilkan produk pada gasifikasi batubara adalah rasio 0,79 dimana produk H₂ mencapai 0,03 % dan produk CO mencapai 0,69 %

V.2 Saran

- 1. Menggunakan geometri dan tipe gasifier dengan ukuran yang berbeda.
- 2. Menggunakan variasi temperatur inlet dan *mass flow* yang berbeda untuk melihat distribusi produk.
- 3. Menggunakan model penyelesaian proses gasifikasi yang berbeda.



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).
- Liu X. J, Zhang W. R., Park T. J, (2001), "Modelling Coal Gasification in An Entrained Flow Gasifier", Institute Of Physics Publishing. <URL : <u>http://www.iop.org/EJ/article/1364-</u> 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 : <u>http://www.netl.doe.gov/publications/proceedings/99/99k</u> <u>orea/tjpark.pdf></u>
- 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
- 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 KombinasiGasifikasi Batubara Terintegrasi", BPP Teknologi. <URL : <u>http://www.geocities.com/Athens/Academy/1943/paper/p</u> 9604.pdf>

http://www.adityaenergi.com

http://www.dpmb.esdm.go.id.

http://www.majarikanayakan.com

http://www.nedo.go.jp/sekitan/cct/eng_pck/2_5a1.pdf

http://www.gasification.org/docs/knoxville%20Pres/the%20top% 2010%20things%20you%20should%20know%20about%20gasifi cation.pdf

http://www.wikipedia.org

HOGRAFT SULIS

A server and a server and a server along a server a server a server a server a server to Summon to server a server to Summon to server a server bornease dos Di Telanda server bornease dos Di Telanda server a server a server a server bornease dos Di Telanda server a server a server a server bornease dos Di Telanda server borneas

(Halaman ini sengaja dikosongkan)

480) Sharange C. Ito Marine 1944 All Sharange C. Ito Marine 1944

the other states

Phagas sugard famili Recept Deces