



TESIS - TM 142501

**STUDI NUMERIK KARAKTERISTIK ALIRAN GAS-SOLID
DAN PEMBAKARAN *TANGENTIALLY FIRED*
PULVERIZED-COAL BOILER 315 MWe DENGAN
VARIASI SUDUT *TILTING* DAN NILAI KALOR
BATUBARA
(STUDI KASUS PLTU PACITAN UNIT 1)**

RAKHMAT HIDAYAT
NRP 2112 204 804

DOSEN PEMBIMBING
Dr. Ir. Atok Setiyawan, M.Eng, Sc.

PROGRAM MAGISTER
BIDANG KEAHLIAN REKAYASA ENERGI
JURUSAN TEKNIK MESIN
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
SURABAYA
2015



THESIS - TM 142501

**NUMERICAL STUDY OF GAS-SOLID FLOW AND
COMBUSTION CHARACTERISTICS IN 315 MWe
TANGENTIALLY FIRED PULVERIZED-COAL BOILER
WITH TILTING ANGLE VARIATION AND CALORIFIC
VALUE OF COAL
(CASE STUDY OF PLTU PACITAN UNIT 1)**

RAKHMAT HIDAYAT
NRP 2112 204 804

ADVISOR
Dr. Ir. Atok Setiyawan, M.Eng, Sc.

MASTER PROGRAM
ENERGY ENGINEERING
MECHANICAL ENGINEERING DEPARTMENT
FACULTY OF INDUSTRIAL TECHNOLOGY
SEPULUH NOPEMBER INSTITUTE OF TECHNOLOGY
SURABAYA
2015

Tesis disusun untuk memenuhi salah satu syarat memperoleh gelar
Magister Teknik (MT)

di

Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Oleh :

RAKHMAT HIDAYAT
NRP. 2112204804

Tanggal Ujian : 23 Januari 2015
Periode Wisuda : Maret 2015

Disetujui oleh:

1. Dr. Ir. Atok Setiyawan, M.Eng.Sc.
NIP: 19660402 1989031002

(Pembimbing)

2. Dr. Wawan Aries Widodo, ST., MT
NIP: 197104051997021001

(Penguji I)

3. Dr. Bambang Sudarmanta, S.T., M.T
NIP.197301161997021001

(Penguji II)

4. Dr. Bambang Arif D., S.T., M.Sc.Eng.
NIP.197804012002121001

(Penguji III)

Direktur Program Pascasarjana,

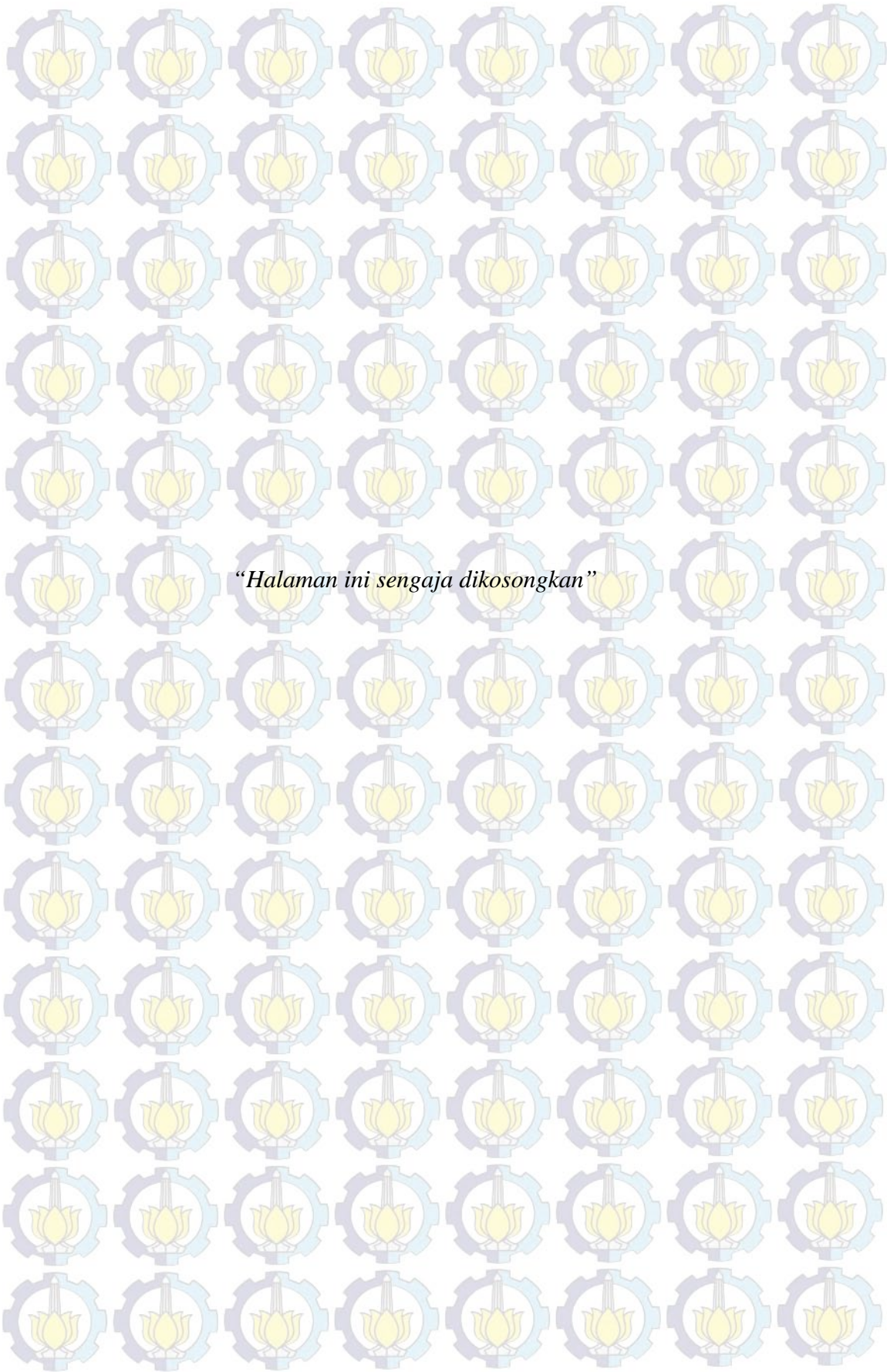
Prof.Dr.Ir. Adi Soeprijanto, M.T.
NIP. 196404051990021001

**STUDI NUMERIK KARAKTERISTIK ALIRAN GAS-SOLID
DAN PEMBAKARAN PADA *TANGENTIALLY FIRED*
PULVERIZED-COAL BOILER 315MWe
DENGAN VARIASI SUDUT *TILTING* DAN NILAI KALOR
BATUBARA
(STUDI KASUS PLTU PACITAN UNIT 1)**

Nama Mahasiswa : Rakhmat Hidayat
NRP : 2112204804
Jurusan : Teknik Mesin FTI-ITS
Pembimbing : Dr. Ir. Atok Setiyawan, M.Eng,Sc

ABSTRAK

Pada kebanyakan *tangentially fired pulverized-coal boiler* dilengkapi fasilitas *tilting burner*. Fasilitas ini memungkinkan *burner* untuk dapat diarahkan ke atas maupun ke bawah membentuk sudut tertentu terhadap garis horizontal. Perubahan arah *burner* ini mengakibatkan *fire-ball* bergerak ke atas maupun ke bawah mengikuti pergerakan arah *burner*. Pergerakan *fire-ball* akan memberikan pengaruh *heat transfer* pada area *waterwalltube*, *superheater* dan *reheater*. Penelitian ini dilakukan untuk mengetahui pengaruh pengaturan sudut *tilting* dengan menggunakan batubara *low rank coal* (LRC) dan *medium rank coal* (MRC) terhadap kecepatan aliran gas-solid, distribusi temperatur, distribusi fraksi massa O₂, distribusi fraksi massa CO₂ dan distribusi fraksi massa NO_x. Penelitian ini dilakukan pada *tangentially fired pulverized-coal boiler* dengan beban 100% MCR dengan menggunakan batubara LRC dan MRC dengan memvariasikan sudut *tilting*. Proses simulasi menggunakan *software Ansys Fluent 13.0*. Model turbulensi yang digunakan adalah k-standart dan *combusting* material yang digunakan adalah *lignite* untuk batubara kategori LRC dan *coal-hv* untuk batubara kategori MRC. Pada penelitian ini variasi sudut *tilting* yang dilakukan adalah -30°, -15°, 0°, +15° dan +30° terhadap garis horizontal. Perubahan *tilting* -15°, akan menurunkan temperatur *flue gas outlet furnace* 15°C dengan LRC dan 25,87°C dengan MRC, menurunkan temperatur *flue gas inlet reheater* 13,48°C dengan LRC dan 25,59°C dengan MRC. Perubahan *tilting* -30°, akan menurunkan temperatur *flue gas outlet furnace* 52,05°C dengan LRC dan 28,91°C dengan MRC, menurunkan temperatur *flue gas inlet reheater* 30,32°C dengan LRC dan 29,19°C dengan MRC. Perubahan *tilting* ke +15°, akan menaikkan temperatur *flue gas outlet furnace* 18,3°C dengan LRC dan 13,2°C dengan MRC, menaikkan temperatur *flue gas inlet reheater* 25°C dengan LRC dan 12,16°C dengan MRC. Perubahan *tilting* ke +30°, akan menaikkan temperatur *flue gas outlet furnace* 42,42°C dengan LRC dan 34,51°C dengan MRC, menaikkan temperatur *flue gas inlet reheater* 72,25°C dengan LRC dan 51,36°C dengan MRC.



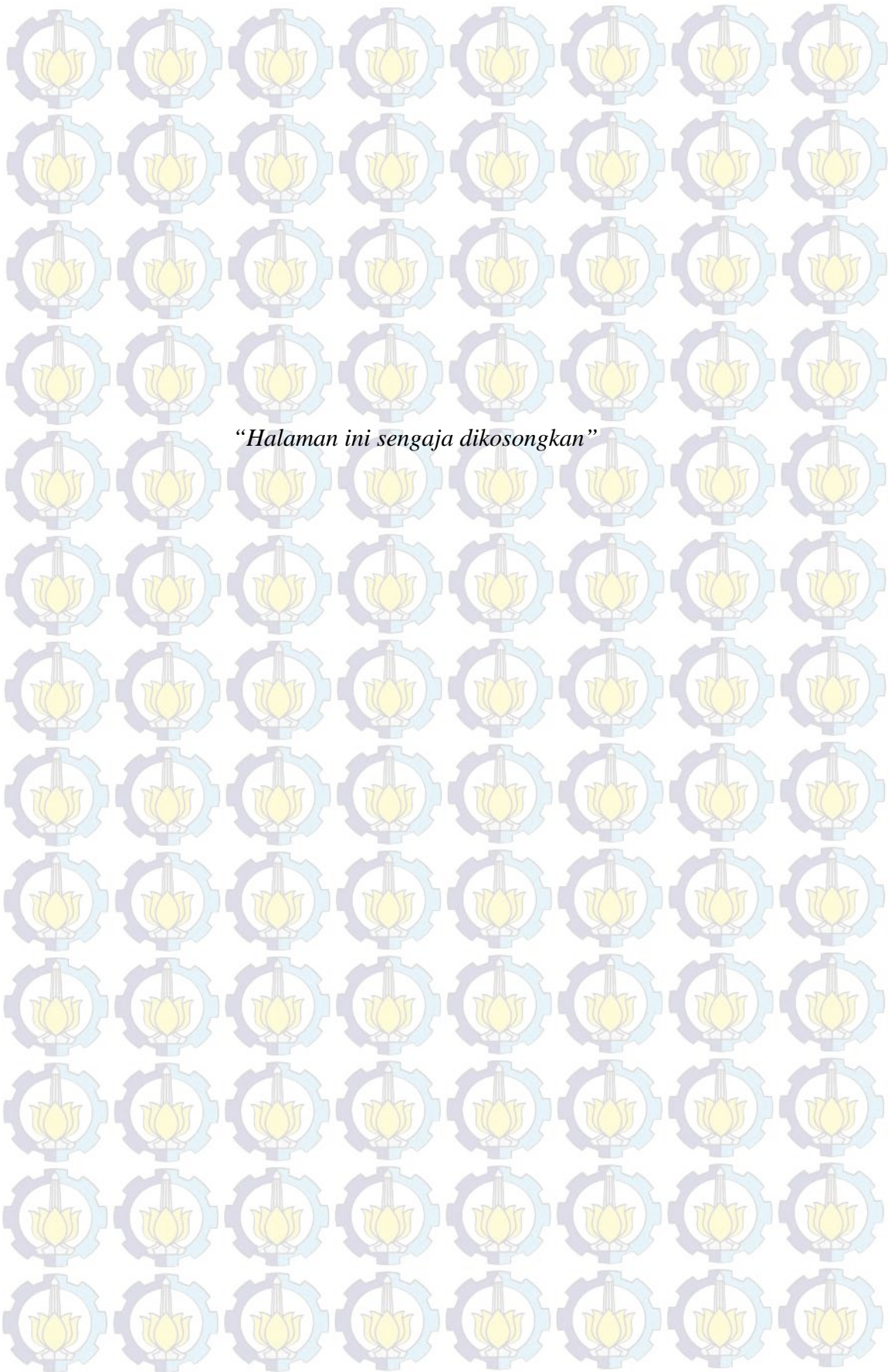
“Halaman ini sengaja dikosongkan”

**NUMERICAL STUDY OF GAS-SOLID FLOW AND
COMBUSTION CHARACTERISTICS IN 315
MWe TANGENTIALLY FIRED PULVERIZED-COAL BOILER
WITH TILTING ANGLE VARIATION AND CALORIFIC
VALUE OF COAL
(CASE STUDY OF PLTU PACITAN UNIT 1)**

Name : Rakhmat Hidayat
NRP : 2112204804
Major : Mechanical Engineering Department, ITS
Advisor : Dr. Ir. Atok Setiyawan, M.Eng,Sc

ABSTRACT

In most tangentially fired pulverized-coal boilers, it's equipped with tilting burners. This facility allows the burner to be directed upwards or downwards to form a certain angle to the horizontal. This resulted in a change of fire-ball moves up and down following the movement direction of the burner. Fire-ball movement will have an impact on the area of heat transfer waterwall tube, superheater and reheater. This study was conducted to determine the effect of tilting angle by using low rank coal (LRC) and medium rank coal (MRC) of the gas-solid flow, temperature distribution, the distribution of the mass fraction of O₂, CO₂ and NO_x. This study was conducted in a tangentially fired pulverized-coal boiler with a load of 100% MCR using LRC coal and MRC by varying the tilting angle. Process simulation using ANSYS FLUENT 13.0 software. Turbulence model used is the standard k- and combusting material used is lignite for LRC category and coal_hv for MRC category. In this study conducted tilting angle variation is -30°, -15°, 0°, +15° and +30° to the horizontal. Tilting changes to -15°, will decrease the flue gas temperature of furnace outlet 15°C at LRC and 25,87°C at MRC, decreasing the flue gas temperature of reheater inlet 13,48°C at LRC and 25,59°C at MRC. Tilting changes to -30°, decrease the flue gas temperature of furnace outlet 52,05°C at LRC and 28,91°C at MRC, decreasing the flue gas temperature of reheater inlet 30,32°C at LRC and 29,19°C at MRC. Tilting changes to +15°, will raise the flue gas temperature of furnace outlet 18,3°C at LRC and 13,2°C at MRC, raising the flue gas temperature of reheater inlet 25°C at LRC and 12,16°C at MRC. Tilting changes to +30°, will raise the flue gas temperature of furnace outlet 42,42°C at LRC and 34,51°C at MRC, raising the flue gas temperature of reheater inlet 72,25°C at LRC and 51,36°C at MRC.



“Halaman ini sengaja dikosongkan”

KATA PENGANTAR

Segala puji bagi Allah SWT yang telah memberikan petunjuk dan kekuatan sehingga kami dapat menyelesaikan tesis yang berjudul “Studi Numerik Karakteristik Aliran Gas-Solid dan Pembakaran pada *Tangentially Fired Pulverized-Coal Boiler* 315MWe Dengan Variasi Sudut *Tilting* dan Nilai Kalor Batubara (Studi Kasus PLTU Pacitan Unit 1)”.

Penyusunan tesis ini merupakan persyaratan kelulusan Program Studi S-2 Jurusan Teknik Mesin, Fakultas Teknik Industri, Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya. Penulis menyadari keberhasilan penulisan tesis ini mendapat dukungan dan bantuan dari berbagai pihak. Oleh karena itu, pada kesempatan ini penulis menyampaikan banyak terima kasih kepada pihak-pihak yang telah mendukung dan membantu dalam penulisan tesis ini, antara lain kepada :

1. Dr. Ir. Atok Setiyawan, M.Eng,Sc. selaku dosen pembimbing tesis.
2. Prof. Ir. Sutardi, M.Sc. PhD, selaku Koordinator S-2 Jurusan Teknik Mesin.
3. Dr. Wawan Aries Widodo, ST., MT., Dr. Bambang Sudarmanta, ST., MT., Dr. Bambang Arif D., ST., M.Sc.Eng, selaku dosen penguji tesis penulis.
4. PT PJBServices yang memberikan beasiswa dan kesempatan tugas belajar S2.
5. Siti Nailin, istri tercinta yang selalu memberi dukungan dan semangat untuk segera lulus.
6. Faiza dan Zhafira tersayang yang selalu menjadikan semangat untuk segera lulus.
7. Bapak dan Ibu yang selalu memanjatkan doa demi keberhasilan penulis dalam menjalani kehidupan.
8. Segenap Dosen dan Karyawan Jurusan Teknik Mesin.
9. Rekan-rekan S-2 Jurusan Teknik Mesin.
10. Rekan-rekan UBJOM Pacitan yang telah banyak direpotkan oleh penulis.

Penulis menyadari masih banyak kekurangan dalam penulisan tesis ini, segala saran dan kritik akan sangat berguna dalam perbaikan tesis ini. Semoga tesis ini bermanfaat bagi semua.

Surabaya, Januari 2015

Penulis

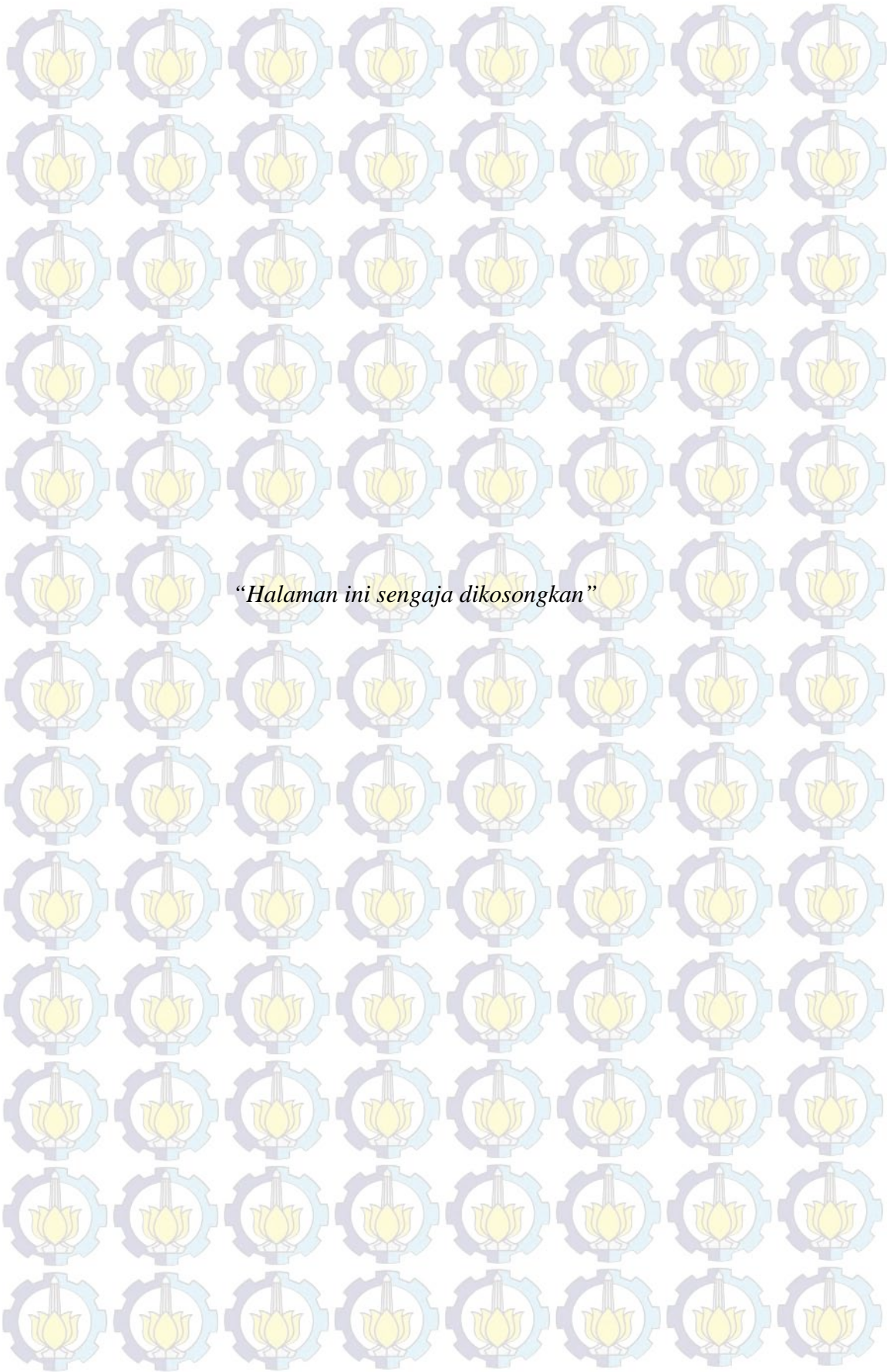
DAFTAR ISI

	Halaman
Halaman Judul	i
Kata Pengantar	ii
Abstrak	iv
Daftar Isi	viii
Daftar Tabel	x
Daftar Gambar	xi
BAB 1 PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Perumusan Masalah	2
1.3 Batasan Masalah	2
1.4 Tujuan Penelitian	3
1.5 Manfaat Penelitian	3
BAB 2 KAJIAN PUSTAKA	5
2.1 Boiler	5
2.1.1 <i>Furnace</i>	5
2.1.2. <i>Burner</i>	5
2.1.3. <i>Tilting Burner</i>	7
2.1.4. <i>Heat Exchanger</i>	8
2.2 Bahan Bakar dan Teori Pembakaran	9
2.2.1 Bahan Bakar	9
2.2.2 Teori Pembakaran	11
2.3 Studi Numerik CFD	14
2.3.1 Pemodelan dengan Menggunakan Metode Numerik	16
2.3.2 Penelitian Terdahulu	22
BAB 3 METODE PENELITIAN	31

3.1 Tahapan Penelitian	31
3.2 <i>Flowchart</i> Penelitian	32
3.3 Pemodelan dan Simulasi	34
3.4 Rancangan Simulasi	49
BAB 4 ANALISA DAN PEMBAHASAN	55
4.1 <i>Grid Independence Test</i>	55
4.2 Validasi Analisa Numerik	56
4.3 Analisa Aliran <i>Gas-Solid</i>	57
4.3.1. Analisa <i>Vector Velocity Magnitude</i>	57
4.3.2. Analisa Kontour <i>Velocity Magnitude</i>	60
4.3.3. Analisa <i>Particle Track</i>	64
4.4 Analisa Pembakaran	66
4.4.1. Analisa Kontour Temperatur	67
4.4.2. Analisa Kontour Fraksi Massa O ₂	74
4.4.3. Analisa Kontour Fraksi Massa CO ₂	77
4.4.4. Analisa Kontour Fraksi Massa NO _x	80
BAB 5 KESIMPULAN DAN SARAN	85
5.1 Kesimpulan	85
5.2 Saran	86
DAFTAR PUSTAKA	87
LAMPIRAN 1 : <i>Appendix of Boiler Performance Test Report for Unit 1</i>	89
LAMPIRAN 2 : <i>Result of Heat Transfer Performance Calculation</i> <i>Boiler</i>	92
LAMPIRAN 3 : <i>Report of Coal Analysis</i>	94
LAMPIRAN 4 : <i>Report of Coal Analysis</i>	95
LAMPIRAN 5 : <i>Report of Analysis</i>	96
LAMPIRAN 6 : <i>Coal Analys</i>	97
LAMPIRAN 7 : Perhitungan Beban Panas <i>Heat Exchanger</i>	98
LAMPIRAN 8 : Perhitungan Udara Pembakaran.....	103

DAFTAR TABEL

Tabel 2.1 Klasifikasi Batubara Berdasarkan Ranking	9
Tabel 2.2 Komposisi Udara Kering	13
Tabel 3.1 Model Numerik yang Digunakan.....	39
Tabel 3.2 <i>Setup Heat Exchanger</i>	40
Tabel 3.3 Reaksi-Reaksi Pembakaran Batubara pada Simulasi.....	41
Tabel 3.4 <i>Setup Point Properties</i> Injeksi Batubara.....	42
Tabel 3.5 <i>Properties Combusting Particle</i> Batubara LRC	43
Tabel 3.6 <i>Setup Porous Media Heat Exchanger Boiler</i>	44
Tabel 3.7 <i>Setup Mass Flow Inlet</i>	45
Tabel 3.8 <i>Heatflux</i> dan <i>Temperature</i> pada <i>Wall Boiler</i>	46
Tabel 3.9 Rancangan Data Hasil Simulasi	48
Tabel 3.10 <i>Coal Analysis</i> LRC dan MRC di PLTU Pacitan	49
Tabel 3.11 Temperatur <i>Flue Gas</i> Boiler	51
Tabel 3.12 Data <i>Performance Test</i> PLTU Pacitan Unit #1.....	52
Tabel 3.13 <i>Setup Point Properties</i> Injeksi Batubara untuk Variasi Sudut <i>Tilting</i>	53
Tabel 3.14 <i>Setup Mass Flow Inlet</i> pada <i>Y-Component</i>	53
Tabel 3.15 <i>Properties Combusting Particle</i>	54
Tabel 4.1 Pengaruh Sudut <i>Tilting</i> Terhadap Perubahan Temperatur.....	71



Halaman ini sengaja dikosongkan

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1 Ilustrasi Pembakaran pada Boiler.....	6
Gambar 2.2 Ilustrasi <i>Tilting Burner</i>	7
Gambar 2.3 Skema Proses Pembakaran Partikel Batubara	12
Gambar 2.4 <i>Velocity Magnitude</i> pada Boiler	23
Gambar 2.5 Distribusi Temperatur pada Boiler	24
Gambar 2.6 Distribusi Fraksi Massa O ₂ dan CO ₂	24
Gambar 2.7 Distribusi Fraksi Massa NO _x	25
Gambar 2.8 Prediksi Profil <i>Flow</i>	26
Gambar 2.9 Profil Prediksi dan Kondisi Nyata Temperatur pada Pusat <i>Furnace</i>	27
Gambar 2.10 <i>Contour</i> Prediksi Fraksi Oksigen pada <i>Vertical Central</i> <i>Cross-Section</i>	28
Gambar 2.11 <i>Vector</i> Kecepatan dan Distribusi Temperatur pada <i>Furnace</i>	29
Gambar 2.12 Lintasan Partikel Batubara	30
Gambar 3.1 <i>Flowchart</i> Rencana Penelitian	33
Gambar 3.2 Boiler PLTU Pacitan Tampak Samping.....	35
Gambar 3.3 Geometri <i>Burner</i> pada <i>Corner</i> PLTU Pacitan.....	35
Gambar 3.4 Geometri Sudut <i>Burner</i> Terhadap Dinding Boiler PLTU Pacitan.....	36
Gambar 3.5 Hasil Meshing Boiler	37
Gambar 3.6 Domain Simulasi Boiler	38
Gambar 3.7 Skema Surface Yang Akan Dianalisa	48
Gambar 3.8 Skema Posisi Alat Ukur Temperatur.....	50
Gambar 4.1 Grafik <i>Grid Independence Test</i>	56
Gambar 4.2 Grafik Validasi Hasil Simulasi dengan Data Operasional	56
Gambar 4.3 <i>Vector Velocity Magnitude</i> pada Penampang Vertikal pada Boiler dengan Batubara LRC.....	58
Gambar 4.4 Kontour Kecepatan pada Boiler dengan Batubara LRC	61
Gambar 4.5 Kontour <i>Velocity Magnitude</i> pada <i>Outlet Furnace</i>	63

Gambar 4.6 Lintasan Partikel Batubara pada Boiler dengan Penampang Vertical	64
Gambar 4.7 Kontour Temperatur pada Boiler	68
Gambar 4.8 Pengaruh Perubahan Sudut <i>Tilting</i> Terhadap Temperatur	70
Gambar 4.9 Kontour Temperatur pada Sudut <i>Tilting</i> 0°	72
Gambar 4.10 Pengaruh Perubahan Nilai Kalor Batubara Terhadap Temperatur	73
Gambar 4.11 Kontour Fraksi Massa O ₂	75
Gambar 4.12 Fraksi Massa O ₂ pada Boiler Dengan Batubara LRC dan MRC	76
Gambar 4.13 Kontour Fraksi Massa CO ₂	78
Gambar 4.14 Fraksi Massa CO ₂ pada Boiler Dengan Batubara LRC dan MRC	80
Gambar 4.15 Kontour Fraksi Massa NO _x	81
Gambar 4.16 Fraksi Massa NO _x pada Boiler Dengan Batubara LRC dan MRC	83

DAFTAR PUSTAKA

Ansys Fluent 13 Theory Guide. Ansys Inc., Southpointe, 275 Technology Drive, Canonburg, PA 15317, USA; 2010.

Ansys Fluent 13 User's Guide. Ansys Inc., Southpointe, 275 Technology Drive, Canonburg, PA 15317, USA; 2010.

Asotani, T., Yamashita, T., Tominaga, H., Uesugi, Y., Itaya, Y., dan Mori, S. (2008), "Prediction of Ignition Behavior in a Tangentially Fired Pulverized Coal Boiler Using CFD", *Fuel*, Vol. 87, Hal 482–490.

Belosevic S., Sijercic M., Oka S., dan Tucakovic D. (2006), "Three-Dimensional Modeling of Utility Boiler Pulverized Coal Tangentially Fired Furnace", *International Journal of Heat and Mass Transfer*, Vol. 49, Hal. 3371-3378.

Belosevic S., Sijercic M., Tucakovic D., dan Crnomarkovic N. (2008), "A Numerical Study of a Utility Boiler Tangentially-Fired Furnace Under Different Operation Conditions", *Fuel*, (2008)

Center of Coal Utilization Japan, (2003), *Technology Transfer Project on Clean Coal Technology*.

Choi, R.C., dan Kim, C.N. (2009), "Numerical Investigation on the Flow, Combustion, and NOx emission Characteristics in a 500MWe Tangentially Fired Pulverized Coal Boiler". *Fuel*, Vol. 88, Hal. 1720-1731.

Chui, H. Eddy, Gao, Haining, Majeski, Adrian, Lee, dan George K. "Reduction Of Emissions From Coal-Based Power Generation". Canmet Energy Technology Centre, Natural Resources Canada, Ottawa, Canada

Donfang Boiler Group, Co. Ltd. *Result of Heat Transfer Performance Calculation for Boiler*.

Fan J., Qian L., Ma Y., Sun P., dan Cen K. (2001) "Computational Modeling of Pulverized Coal Combustion Processes in Tangentially Fired Furnaces", *Chemical Engineering Journal*, Vol. 81, Hal. 261-269.

Kumar, R.P., Raju, R.V., dan Kumar, R. N. (2013) "Effect of Parameter in Once-Trough Boiler for Controlling Reheat Steam Temperature in Supercritical Power Plants", *Research Journal of Engineering Sciences*, Vol 2, Hal 27-34.

Moran, M.J., Shapiro, H.N., (2006), *Fundamentals of Engineering Thermodynamics 5th edition*. John Wiley & Sons, Inc.

PT PLN (Persero), *Basic Desain Stage PLTU 1 Jatim Pacitan (2X315 MW)*.

PT PLN (Persero), (2013), *PLTU 1 Jatim Pacitan (2X315 MW) Project Test Report*.

Speight, James G., (2005), *Handbook of Coal Analysis*, John Wiley & Sons, Inc. Hoboken, New Jersey.

Warnatz, J., Maas, U., Dibble, R.W., (2006), *Combustion 4th edition*, Springer, Berlin.

Surveyor Indonesia, (2012), *Certificate of Sampling and Analysis*.

Surveyor Indonesia, (2012), *Certificate of Weight*.



BIOGRAFI PENULIS



Rakhmata Hidayat dilahirkan di Purworejo, Jawa Tengah pada hari Selasa, 3 Maret 1981. Penulis merupakan putra kedua dari pasangan Salam Hadi Susanto dan Djariah. Penulis telah menikah dengan Siti Nailin Rochmah dan dikaruniai dua orang putri. Penulis menempuh pendidikan formal di SD N Sruwohrejo, SMP N 2 Butuh, SMU N 1 Purworejo dan melanjutkan S1 di Teknik Mesin Sebelas Maret Surakarta pada tahun 1999. Pada tahun 2005 penulis mulai bekerja di PT Tunggal Jaya Plastics Industry, Tasikmalaya. Pada tahun 2008 penulis mulai bekerja di PT PJBServices hingga sekarang.

Pada masa *On Job Training* (OJT) di PT PJBServices, penulis mendapatkan pengalaman di beberapa unit pembangkit, diantaranya PLTU 3-4 Gresik dan PLTGU Muara Tawar, Bekasi. Setelah masa OJT selesai, tahun 2009 penulis penempatan di UBJOM PLTU Rembang sebagai Operator Turbin Lokal. Pada tahun 2010-2012 penulis bertugas ke UBJOM PLTU Pacitan sebagai Staff *Predictive Maintenance*. Pada tahun 2012 penulis diberi tugas belajar menempuh pendidikan S2 Teknik Mesin di ITS dengan bidang keahlian rekayasa energi.

Email : myutt_9@yahoo.com



BAB 1 PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

PLTU Pacitan merupakan salah satu unit pembangkit listrik program 10000MW tahap I yang berlokasi di Jl Pacitan-Trenggalek Km 55 Pacitan. PLTU Pacitan ini merupakan aset dari PT PLN dibawah naungan Unit Pembangkit Jawa-Bali. Dalam pengoperasionalan PLTU Pacitan, PT PLN menunjuk salah satu anak perusahaannya yaitu PT PJB sebagai jasa Operasional dan Maintenance-nya.

Pengerjaan PLTU Pacitan dilakukan oleh konsorsium Dongfang Electric Corporation (DEC) dan PT Dalle Energy. Boiler PLTU Pacitan didesain dan dibuat oleh Dongfang Boiler Manufacturer. Boiler ini menggunakan pembakaran tangensial dengan empat sudut. Dimana *burner* pada boiler ini dapat diatur sudutnya ke atas dan bawah. Fasilitas ini lebih lazim disebut *tilting*. *Tilting* pada *burner* dapat diubah-ubah untuk mengatur temperatur *steam outlet reheater*. Pengaturan *tilting burner* dapat mempengaruhi proses pembakaran batubara di boiler.

Boiler PLTU Pacitan didesain menggunakan batubara dengan rentang nilai kalor 3900 kcal/kg - 4500 kcal/kg LHV (4112 kcal/kg - 4712 kcal/kg HHV). Batubara yang disediakan pihak PLN mempunyai nilai kalor HHV 4200kcal/kg, 4700kcal/kg, 4900kcal/kg dan 5200kcal/kg. Terdapat *supply* batubara dengan nilai kalor diluar *range* desain, oleh karena itu diperlukan analisa untuk mengoptimalkan proses pembakaran dan mencegah terjadinya kerusakan akibat penggunaan batubara diluar *range* desain. Salah satu opsi untuk mengoptimalkan proses pembakaran di boiler adalah dengan mengatur sudut *tilting burner*. Dari permasalahan tersebut, diperlukan analisa terlebih dahulu untuk mengetahui fenomena dan karakteristik pembakaran dengan batubara yang tersedia. Sebagai alternatif analisa tersebut, CFD merupakan solusi dengan biaya dan resiko yang paling kecil.

Terdapat beberapa studi CFD yang dilakukan pada boiler dengan menggunakan batubara sehingga penelitian tersebut dapat digunakan sebagai



acuan. T. Asotani, dkk (2008) melakukan simulasi pada boiler 40MWe dengan bahan bakar batubara *tangentailly fired* untuk memprediksi karakteristik pembakaran pada boiler. Zhou Hao, dkk (2002) melakukan simulasi untuk memprediksi terbentuknya *ash deposit* akibat penggunaan *tilting burner* pada boiler *pulverized coal*. Jianren Fan, dkk (2001) melakukan simulasi pada boiler tangensial dengan bahan bakar batubara dengan kapasitas 600MW dimana Jianren Fan, dkk (2001) membandingkan penggunaan *standard k- model* dengan *RNG k- model*. Ravindra, dkk (2013) melakukan penelitian pada *once-through boiler* untuk mengetahui parameter-parameter yang mempengaruhi pengontrolan *reheat steam*. Salah satu parameter tersebut adalah *tilting burner*.

1.2 Perumusan Masalah

Penelitian ini berisi mengenai studi CFD untuk simulasi pembakaran di boiler yang bertujuan untuk mengetahui fenomena dan karakteristik pembakaran dengan adanya perubahan sudut *tilting burner* pada boiler PLTU Pacitan unit #1 dengan menggunakan bahan bakar batubara LRC dengan nilai kalor 4700 kcal/kg HHV dan membandingkan dengan menggunakan bahan bakar batubara *medium rank coal* (MRC) dengan nilai kalor 5200 kcal/kg HHV.

1.3 Batasan Masalah

Untuk menganalisa permasalahan diatas, terdapat beberapa batasan masalah yang diambil dalam penelitian ini, diantaranya :

1. Simulasi pembakaran dilakukan pada boiler PLTU Pacitan #1 dengan kapasitas terpasang 315 MWe.
2. Data analisa batubara dan data operasional yang digunakan pada pembuatan model simulasi adalah data *performace test* PLTU Pacitan #1 pada tanggal 7 Maret 2013 dengan beban 100% MCR.
3. *Software* yang digunakan pada tahapan pembuatan geometri adalah *Gambit 2.4.6*, sedangkan untuk tahapan simulasi menggunakan *Ansys Fluent 13.0*.



4. Simulasi dilakukan berdasarkan kondisi *steady time based*, dengan menggunakan model turbulensi *k- standard*, model pembakaran *species transport*, dan model radiasi di nonaktifkan (*off*).
5. *Heat flux* yang terjadi pada *waterwall tube*, *superheater* dan *reheater* berdasarkan *heat flux* yang diterima air dan uap air dalam *walltube*, *superheater* dan *reheater*.
6. *Mass flow rate* batubara dan udara yang digunakan di simulasi berdasarkan data *performace test*.
7. Diameter batubara yang diinputkan pada simulasi sudah dalam kondisi sesuai persyaratan minimal operasi.
8. Unsur yang ada pada *fixed carbon* batubara diasumsikan hanya *carbon*.
9. Unsur *sulfur* pada batubara diabaikan.
10. Arah sudut *burner* terhadap pada arah horizontal sesuai data desain.

1.4 Tujuan Penelitian

Tujuan dilakukan penelitian ini adalah untuk mengetahui karakteristik pembakaran serta karakteristik aliran *gas-solid* hasil pembakaran pada *tangentially fired pulerized-coal boiler* dengan beban 315 MWe menggunakan batubara *Low Rank Coal* (LRC) dengan nilai kalor 4700 kcal/kg dan *Medium Rank Coal* (MRC) dengan nilai kalor 5200 kcal/kg dan variasi sudut *tilting* yang terdiri dari :

1. Mengetahui kecepatan aliran *gas-solid*, distribusi temperatur, distribusi fraksi massa O_2 , CO_2 dan NO_x pada berbagai sudut *tilting* dengan menggunakan batubara LRC dan MRC.
2. Mengetahui pengaruh sudut *tilting* terhadap penggunaan desuperheater superheater dan desuperheater reheater.
3. Mengetahui deviasi distribusi temperatur aliran *flue gas outlet furnace* dan masuk *reheater* pada berbagai sudut *tilting* dengan menggunakan batubara LRC dan MRC.
4. Mengetahui sudut *tilting* yang sesuai berdasarkan jenis batubara yang digunakan untuk mendapatkan pembakaran paling sempurna.



1.5 Manfaat Penelitian

Dengan adanya penelitian mengenai simulasi pembakaran pada boiler PLTU Pacitan #1, dapat diambil manfaatnya sebagai berikut :

1. Mengetahui fenomena dan karakteristik pembakaran dengan variasi *tilting burner* dengan batubara LRC dan MRC.
2. Dengan mengetahui aliran partikel batubara pada boiler dapat digunakan untuk memprediksi sudut *tilting* yang sesuai dengan jenis batubara yang digunakan dan memprediksi penggunaan *desuperheater* pada *superheater* dan *reheater*.
3. Dengan mengetahui distribusi temperatur dapat digunakan untuk mencegah kerugian akibat panas berlebih yang diterima oleh *tube*.



BAB 2 TINJAUAN PUSTAKA

2.1 Boiler

Boiler merupakan alat yang digunakan untuk memanaskan air dan merubahnya menjadi fase uap. Pada PLTU uap panas tersebut digunakan untuk memutar turbin dimana poros turbin dikopel dengan generator listrik. Pembakaran di boiler terjadi di *furnace*, dimana *burner* mensuplai bahan bakar dan udara pembakaran. Energi hasil pembakaran digunakan untuk memanaskan air dan uap air sebagai fluida kerja pada PLTU.

2.1.1. *Furnace*

Furnace atau ruang bakar merupakan bagian dari boiler yang dibatasi oleh *waterwall tube*. Pada *furnace* terjadi proses pembakaran dari bahan bakar. Disinilah terjadinya nyala api dari bahan bakar yang bercampur dengan udara. Perubahan energi kimia menjadi energi panas terjadi di *furnace*. Pada *furnace* ini terdapat lidah api yang keluar dari *burner*.

2.1.2. *Burner*

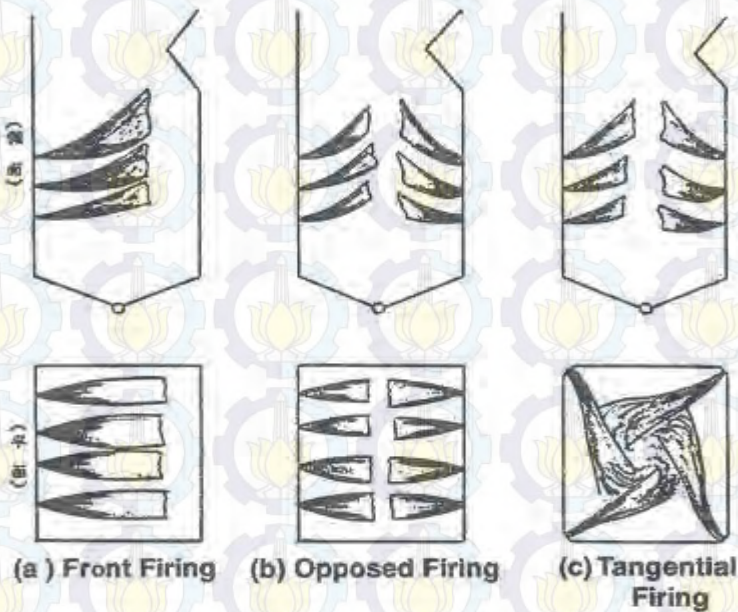
Burner merupakan pensuplai bahan bakar dan udara ke dalam boiler untuk dibakar di *furnace*. *Geometri burner* didesain sedemikian rupa untuk menghasilkan pembakaran yang paling optimal. Pada beberapa desain boiler, ada tipe *burner* yang dapat memberikan efek *swirl* pada fluida yang dialirkan. Bahan bakar dan udara yang keluar dari *burner* akan terbakar dan membentuk semburan lidah api.

Berdasarkan arah semburan lidah api (*flame*) dalam ruang bakar, boiler dapat dibedakan :

- Boiler dengan pembakaran arah dinding depan (*Front-fired*)
- Boiler dengan pembakaran arah depan belakang (*Opposed-fired*)
- Boiler pembakaran arah tangensial (*Tangentially-fired*)



Pada *tangentially-fired boiler* mempunyai empat, enam, delapan, atau lebih *corner*, dimana setiap *burner* membentuk sudut tertentu terhadap dinding boiler. Apabila dibuat garis memanjang ke pusat *furnace*, garis-garis dari *burner* dalam satu *layer* akan membentuk lingkaran imajiner. Lingkaran imajiner inilah yang nantinya menjadi *fire-ball* bila terjadi proses pembakaran, sehingga proses pembakaran terjadi di tengah *furnace*. Ilustrasi berbagai tipe boiler ditampilkan pada Gambar 2.1.



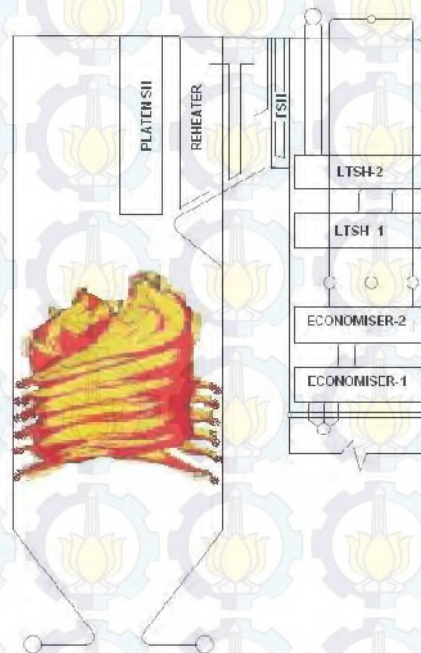
Gambar 2.1. Ilustrasi Pembakaran pada Boiler (CCUJ, 2003)

Lingkaran *fire-ball* pada *tangentially-fired boiler* akan membentuk *vortex motion* yang akan bergerak ke atas sebagai akibat turbulensi yang terjadi pada *fire-ball* tersebut. Hal ini akan mengurangi terjadinya erosi dan *overheating* pada dinding ruang pembakaran. Keuntungan lainnya dari metode ini adalah NO_x yang dihasilkan cenderung kecil dan *heat flux* akan lebih merata pada dinding ruang bakar sehingga akan mengurangi kegagalan akibat *thermal stress*. Dengan adanya efek *fire-ball*, waktu terbakar untuk bahan bakar menjadi lebih lama sehingga lebih sesuai untuk bahan bakar yang proses pembakarannya lama seperti batubara. Namun kekurangan dari metode ini adalah terdapatnya zona di boiler yang terjadi pembakaran miskin dan kaya. Bila terjadi gangguan pada *burner* yang akan mengakibatkan ketidakstabilan lingkaran *fire-ball*.



2.1.3. Tilting Burner

Pada *tangentially-fired boiler* dilengkapi fasilitas *tilting burner*, yaitu *burner* memungkinkan untuk digerakkan ke arah atas maupun bawah secara bersamaan pada satu grup aktuator. Perubahan arah *tilting burner* akan membuat pergerakan posisi *fire-ball* di dalam *furnace*, sehingga terjadi perubahan penyerapan jumlah panas di *waterwall tube*, *superheater* dan *reheater*. Oleh karena itu, *tilting burner* biasa digunakan untuk mengatur temperatur pada *reheater* dan *superheater* (Ravindra, 2013). Ketika temperatur *steam hot reheat* lebih rendah dari yang seharusnya, maka *tilting* dapat diarahkan keatas untuk menaikkan temperatur *steam hot reheat*, begitu juga sebaliknya jika temperatur *steam hot reheat* terlalu tinggi maka *tilting burner* dapat diarahkan ke bawah untuk mengurangi penyerapan panas pada *reheater*. Hal ini dapat mengurangi penggunaan *spray air desuperheater*, karena dengan melakukan perubahan sudut *tilting* maka penyerapan panas di area *superheater* dan *reheater* dapat dikondisikan. Pada saat boiler dalam kondisi *sliding pressure* atau *start-up*, penggunaan *tilting* lebih dominan untuk mendapatkan temperatur dan tekanan steam drum yang sesuai operasional. . Ilustrasi *tilting burner* ditampilkan pada Gambar 2.2.



Gambar 2.2 Ilustrasi *Tilting Burner* (Ravindra, 2013)



2.1.4. Heat Exchanger

Air dan uap air yang dipanaskan di boiler mengalir didalam banyak pipa, pipa-pipa tersebut disusun menjadi suatu *heat exchanger* dan diposisikan tertentu untuk mendapatkan panas yang dibutuhkan. Kelompok susunan pipa tersebut adalah *waterwall tube*, *roof superheater*, *steam cool*, *economizer*, *panel division superheater*, *platen superheater*, *medium reheater*, *final reheater*, *final superheater* dan *low temperatur superheater*. Setiap *heat exchanger* mempunyai beban panas yang berbeda-beda.

Pada *waterwalltube* yang berisi air mengalir dari *steam drum* dan kembali menuju ke *steam drum*, terjadi perubahan fase dari cair menjadi gas, oleh karena itu diasumsikan tidak terjadi perubahan temperatur air di *waterwalltube*. Sehingga beban panas yang terjadi dapat dihitung menggunakan persamaan 2.1.

$$Q = \dot{m} h_{fg} \quad (2.1)$$

dengan :

Q = energi panas yang diterima (Watt)

\dot{m} = *mass flow* air yang melewati *waterwall tube* (kg/s)

h_{fg} = beda enthalpi air-uap air pada tekanan *steam drum* (J/kg)

Dinding *waterwalltube* mempunyai tebal 6 mm, sehingga dapat diasumsikan temperatur diluar dinding *waterwalltube* samadengan temperatur fluida didalam *waterwalltube*.

Pada *heat exchanger* selain *waterwall tube* tidak terjadi perubahan fase fluida, sehingga beban panas yang terjadi dihitung menggunakan persamaan 2.2.

$$Q = \dot{m} C_p \Delta T \quad (2.2)$$

dengan :

Q = energi panas yang diterima (Watt)

\dot{m} = *mass flow* air/uap air yang melewati *heat exchanger* (kg/s)

C_p = panas spesifik air/uap air (J/kg-°K)

ΔT = beda temperatur air/uap air keluar-masuk *heat exchanger* (°K)



2.2 Bahan Bakar dan Teori Pembakaran

Pada *furnace* terjadi proses pembakaran, yaitu reaksi oksidasi bahan bakar. Ketika terjadi pembakaran, ikatan-ikatan dalam molekul-molekul reaktan (bahan bakar dan oksigen dalam udara) terputus dan atom-atom membentuk menjadi produk reaksi (*flue gas*).

2.2.1. Bahan Bakar

Pada bahan bakar terkandung energi kimia, energi ini tersimpan dalam ikatan kimia yang kompleks. Bahan bakar dapat dikelompokkan berdasarkan fasenya, yaitu bahan bakar padat, cair dan gas. Batubara merupakan salah satu contoh bahan bakar padat yang banyak paling digunakan pada boiler. Batubara mempunyai beberapa jenis menurut kandungan material dan nilai kalornya seperti ditampilkan pada Tabel 2.1.

Tabel 2.1 Klasifikasi Batubara Berdasarkan Ranking

Coal Rank		Fix Carbon Limit	Volatile Content	GCV Limits
		%	%	Kcal/kg
		dmmf	dmmf	moisture mmf
Anthracite	Meta-Anthracite	98	< 2	
	Anthracite	92 - 98	2 - 8	
	Semi-Anthracite	86 - 92	8 - 14	
Bituminous	Low Volatile Bituminous	78 - 86	14 - 22	
	Med. Volatile Bituminous	69 - 78	22 - 31	
	High Volatile A Bituminous	< 69	> 31	7781,31
	High Volatile B Bituminous	< 69	> 31	7225,62 – 7781,31
	High Volatile C Bituminous	< 69	> 31	6391,73 – 7225,62
Subbituminous	High Volatile C Bituminous		> 31	5836,04 – 6391,73
	Subbituminous A Coal			5836,04 – 6391,73
	Subbituminous B Coal			5279,64 – 5836,04
Lignite	Subbituminous C Coal			4612,81 – 5279,64
	Lignite A			3501,43 – 4612,81
	Lignite B			< 3501,43

Sumber : ASTM D388-12, 1998



Keempat kelas batubara diatas dapat dikelompokkan lagi menjadi tiga kategori yaitu *hi rank coal* (HRC), *medium rank coal* (MRC) dan *low rank coal* (LRC). *Anthracitie* masuk dalam kategori HRC, *bituminous* dan *sub-bituminous* masuk dalam kategori MRC sedangkan *lignite* yang berkalori paling rendah masuk ke kategori LRC.

Batubara yang akan digunakan perlu dilakukan analisa untuk mengetahui kadar apa saja yang terkandung didalamnya dan berapa nilainya. Analisa batubara dibagi menjadi dua jenis yaitu :

1. *Proximate analysis*

Proximate analysis coal adalah suatu pengujian dari *moisture*, *ash*, *volatile matter* dan *fixed carbon* yang ditentukan dengan suatu metode tertentu. *Moisture* didefinisikan sebagai air yang terkandung dalam batubara. *Ash* didefinisikan sebagai suatu zat sisa hasil dari pembakaran batubara. *Volatile matter* didefinisikan sebagai gas dan *vapor* yang terbawa selama proses *pyrolysis*. *Fixed carbon* didefinisikan sebagai fraksi *nonvaltile* pada batubara.

Terdapat beberapa bagian dari batubara yang mengandung air. Batubara yang terbentuk dari tumbuh-tumbuhan mempunyai kadar air yang relatif tinggi. Terdapat berbagai macam metode untuk mengetahui kandungan air dalam batubara, antara lain ASTM D-1412, ASTM D-2961 dan ASTM D-3173. Akan tetapi tidak ada metode yang benar-benar dapat menentukan besarnya kandungan air pada batubara karena terlalu kompleknya ikatan air pada batubara.

Ash mempunyai kandungan terbesar oksida dan sulfat. *Ash* terbentuk sebagai hasil perubahan kimia pada kandungan mineral selama proses *ashing*. Berbagai perubahan yang terjadi termasuk hilangnya air dari *silicate minerals*, hilangnya karbon dioksida dari *carbonate minerals*, oksidasi *iron pyrite* ke *iron oxide*, terbentuknya oksida sulfur sebagai dasar untuk *magnesium* dan *calcium* (Warnatz, 2006).

2. *Ultimate analysis*

Ultimate analysis didapat dengan menentukan persen berat *Carbon*, *Hydrogen*, *Oksigen* dan *Nitrogen* yang berada dalam batubara. *Carbon* disini termasuk *organic carbon* pada substansi batubara dan *carbon* yang muncul sebagai *mineral carbonat*. *Hydrogen* yang terkandung pada batubara termasuk

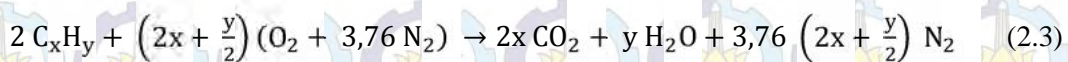


hydrogen sebagai *mineral organic* dan *hydrogen* yang berupa air dalam batubara. Nitrogen diasumsikan berada dalam bentuk *organic matrix* pada batubara. Sulfur dalam batubara terdapat dalam 3 bentuk, yaitu sebagai campuran *organic sulfur*, sebagai *inorganic sulfides* (FeS_2) dan sebagai *inorganic sulfates* (Na_2SO_4 , CaSO_4)

Nilai kalor (*calorific value*) batubara adalah panas yang dihasilkan dengan membakar sejumlah batubara pada bom kalorimeter dengan oksigen dengan kondisi tertentu. Nilai kalor batubara biasa disebutkan dalam *Gross Calorific Value* (GCV) atau HHV dan *Net Calorific Value* (NCV) atau LCV. Perbedaan dari GCV dan NCV adalah pada GCV diasumsikan bahwa semua uap air yang dihasilkan selama pembakaran semuanya terkondensasi, sedangkan pada NCV adalah diasumsikan air terpisah dengan produk pembakaran tanpa sepenuhnya terkondensasi.

2.2.2. Teori Pembakaran

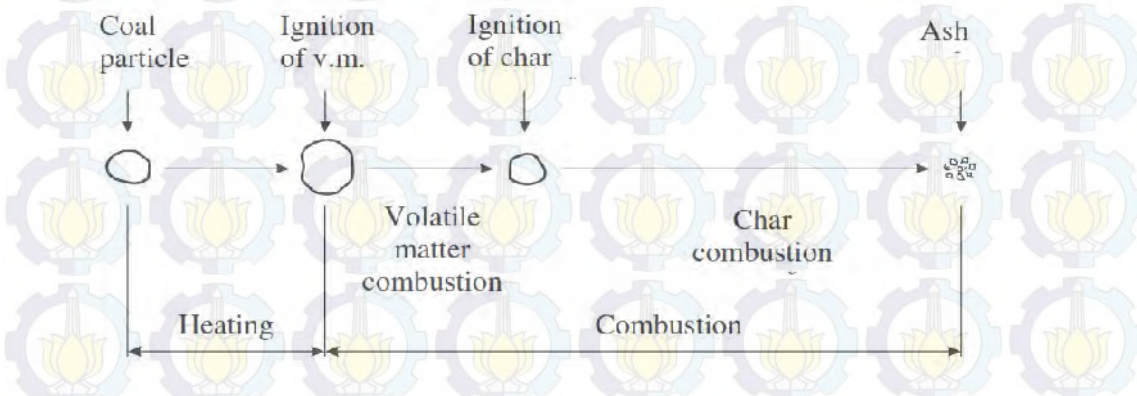
Pada proses pembakaran diperlukan adanya bahan bakar dan oksigen yang terkandung dalam udara pembakaran. Proses pembakaran akan menghasilkan panas bersamaan dengan terbentuknya hasil pembakaran. Elemen penting pada reaktan dalam proses pembakaran adalah *carbon* dan *hydrogen*. Pembakaran dikatakan sempurna bila semua *carbon* yang terkandung dalam bahan bakar habis terbakar menjadi karbon dioksida, semua *hydrogen* terbakar menjadi uap air seperti ditampilkan pada persamaan reaksi 2.3



Proses pembakaran batubara terbagi menjadi 3 tahap, yaitu : *pyrolysis* batubara, pembakaran *volatile* dan pembakaran *coke* (Warnatz, 2006). Pada tahap *pyrolysis*, batubara terpisah komposisi *volatile* dan komposisi bagian yang kaya karbon yang disebut *coke*. Tahap ini terjadi diatas temperatur 600 °K. Pada tahap pembakaran *volatile*, komposisi *volatile* akan terbakar dalam fase gas. *Volatile* tersusun dari senyawa CH_4 , H_2 , CO , HCN dan lain-lain. Senyawa-senyawa ini dapat bereaksi ulang membentuk *tar*. Proses kimia selanjutnya yaitu terdifusinya



volatile ke permukaan partikel batubara, kemudian menguap kemudian terbakar. Proses terakhir pembakaran batubara adalah pembakaran *coke*, *coke* mempunyai kandungan carbon yang tinggi, mempunyai tekanan penguapan yang rendah. Karbon dipermukaan partikel dioksidasi menjadi CO oleh gas CO₂ atau O₂. Pada proses pembakaran *coke* komposisi yang tidak dapat terbakar disebut *ash*. Skema proses pembakaran ditampilkan pada Gambar 2.3. Mekanisme reaksi kimia yang terjadi pada pembakaran *coke* ditampilkan pada persamaan reaksi 2.4 – 2.7.



Gambar 2.3 Skema Proses Pembakaran Partikel Batubara (J. Warnatz, 2006)

Dalam reaksi pembakaran di boiler, udara pembakaran disediakan oleh *Force Draft Fan* (FDF) dan *Primary Air Fan* (PAF). *Output* udara dari FDF digunakan sebagai *secondary air*, sedangkan output dari PAF digunakan sebagai *primary air*. Pada boiler dengan bahan bakar batubara, *primary air* digunakan sebagai media pembawa batubara dari *pulverizer* menuju ke *furnace*. Udara pembakaran yang disuplai ke boiler terkandung berbagai unsur selain oksigen, kandungan oksigen dalam udara kering ditampilkan pada Tabel 2.2.



Tabel 2.2 Komposisi Udara Kering

Komponen	Fraksi Mol (%)
Nitrogen	78,08
Oksigen	20,95
Argon	0,93
Karbon dioksida	0,03
Neon, Helium, Metana dll	0,01

Sumber : Moran, 2006

Nitrogen merupakan kandungan terbesar dalam udara, akan tetapi dalam proses pembakaran tidak mengalami proses kimia. Pada temperatur yang cukup tinggi nitrogen akan membentuk senyawa nitrit oksida (NO_x) dan nitrogen oksida (NO) yang menjadi sumber polusi.

NO_x merupakan emisi yang berasal dari molekul NO dan NO₂. Saat keluar dari *combustor*, kadar NO diatas 90% dan NO₂ dibawah 10% akan tetapi perlahan-lahan NO akan teroksidasi membentuk NO₂ (CCUJ, 2003). Mekanisme terbentuknya NO_x ada dua, yaitu secara *thermal* dan *fuel*. Mekanisme secara *thermal* terjadi bila molekul N₂ teroksidasi sehingga terbentuk molekul NO seperti ditampilkan pada persamaan reaksi 2.8.



Mekanisme *fuel*, terjadi bila dalam *fuel* terdapat kandungan unsur N, sehingga pada saat proses pembakaran akan terbentuk NO. Batubara merupakan bahan bakar yang mengandung unsur N didalamnya sehingga dalam proses pembakarannya akan menghasilkan NO. Kandungan unsur N pada batubara dominan dalam bentuk HCN dan NH₃ (Choi, 2009).

Pada proses pembakaran perlu diperhitungkan jumlah oksigen yang dibutuhkan untuk terbakar sempurna. Parameter yang sering digunakan dalam memberikan kuantifikasi jumlah udara dan bahan bakar dalam sebuah proses pembakaran adalah rasio udara-bahan bakar (*Air-Fuel Ratio*, AFR). Rasio ini dapat dituliskan dalam basis molar maupun basis massa.



$$AFR = \frac{\text{massa udara}}{\text{massa bahan bakar}} = \frac{\text{mol udara} \times BM_{\text{udara}}}{\text{mol udara} \times BM_{\text{udara}}} \quad (2.9)$$

Dalam pembakaran diperlukan jumlah minimum udara yang memberikan oksigen yang cukup untuk pembakaran sempurna terhadap semua karbon, hidrogen dan sulfur yang terdapat dalam bahan bakar. Kebutuhan udara ini disebut udara teoritis. Dalam kondisi ini, tidak terdapat oksigen bebas yang muncul dalam produk pembakaran. Dalam aplikasi industri, diperlukan lebih dari jumlah udara teoritis dalam proses pembakaran untuk menjamin pembakaran sempurna. Kelebihan udara ini disebut *excess air*. *Excess air* diperlukan karena pencampuran udara dan bahan bakar dalam *burner* biasanya tidak dapat 100% sempurna. Efek negatif dari *excess air* adalah terserapnya energi pembakaran yang terbawa oksigen bersama produk pembakaran.

2.3 Studi Numerik CFD

Computational Fluid Dynamics (CFD) merupakan ilmu yang memprediksi aliran fluida, perpindahan panas, perpindahan massa, dan fenomena yang berhubungan dengan pemecahan menggunakan persamaan matematik dimana pengendaliannya menggunakan proses numerik. Persamaan pengendali (*Governing equation*) dalam dinamika fluida *newtonian* dikenal sebagai persamaan *Navier-Stokes*. Dalam mereduksi bentuk persamaan tersebut, menjadi penelitian yang masih aktif dikembangkan, terutama pada problematika turbulensi dari persamaan *Reynold-Averaged Navier-Stokes* (RANS).

Simulasi numerik pada proses pembakaran di boiler PLTU membutuhkan persamaan-persaman fisik yang mengatur proses yang terjadi di *furnace*.

1. Persamaan konservasi massa

Bentuk umum persamaan konservasi massa untuk aliran *compressible* dan *incompressible* dapat dituliskan sebagai berikut :

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho \vec{v}) = S_m \quad (2.10)$$



dengan :

S_m = massa yang ditambahkan,

ρ = density,

t = waktu,

\vec{v} = vector kecepatan total,

2. Persamaan konservasi momentum

Persamaan umum kekekalan momentum dapat dituliskan sebagai berikut:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho\vec{v}) + \nabla \cdot (\rho\vec{v}\vec{v}) = -\nabla p + \nabla \cdot (\bar{\tau}) + \rho\vec{g} + \vec{F} \quad (2.11)$$

dengan :

ρ = density,

t = waktu,

\vec{v} = vector kecepatan total,

p = tekanan static,

$\bar{\tau}$ = tegangan tensor,

\vec{g} = percepatan gravitasi

\vec{F} = *external body force*,

3. Persamaan kekekalan energi

Persamaan umum kekekalan energi dapat dituliskan sebagai berikut:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho E) + \nabla [\vec{v}(\rho E + p)] = -\vec{v}(\sum_j h_j J_j) + S_h \quad (2.12)$$

dengan :

S_h = sumber energi yang berasal dari reaksi, radiasi, perpindahan panas

ρ = density,

t = waktu,

\vec{v} = vector kecepatan total,

E = energi potensial dan energi kinetik,

h_j = entalphi spesies,

J_j = difusi flux spesies



2.3.1. Pemodelan dengan Menggunakan Metode Numerik

1. Model Turbulensi

Model turbulensi yang digunakan dalam penyelesaian CFD antara lain :

- *Spalart-Allmaras* : Merupakan model turbulensi dengan satu model persamaan, yang memecahkan sebuah persamaan *transport* untuk viskositas turbulen. Model ini didesain secara khusus untuk *aerospace*.
- *Standart K-* : Model ini hanya valid untuk pemodelan dengan *fully turbulent flow*. Pemodelan ini didasarkan pada persamaan model *transport untuk turbulence kinetic energy (k)* dan *dissipation rate ()*.
- *RNG K-* : Pemodelan ini sering juga disebut *Renormalization Group K-* . Model ini mirip dengan *Standart K-* , dengan penambahan beberapa penyempurnaan. Penambahan persamaan untuk *rapidly strained flows*. Adanya efek *swirl* pada turbulen, sehingga aliran *swirling* lebih akurat.
- *Reliazable K-* : Pemodelan ini merupakan salah satu bentuk penyempurnaan model *Standart K-* . Pemodelan ini menyediakan alternatif formula untuk viskositas turbulen.
- *Standart K-* : Pemodelan yang menggunakan dua persamaan transport model untuk memecahkan *K-* . Pemodelan ini didasarkan pada persamaan model *transport untuk turbulence kinetic energy (k)* dan *specific dissipation rate ()*. Pemodelan ini juga dapat digunakan untuk aliran yang memiliki bilangan *Re* rendah. Pemodelan ini juga dapat menampilkan transisi aliran dari aliran laminar menuju aliran turbulen.
- *SST K-* : Pemodelan *Shear Stress Transport K-* (*SST K-*) merupakan penyempurnaan dari *Standart K-* . Pemodelan ini lebih akurat untuk kelas aliran yang lebih luas dari *Standart K-* .
- *RSM* : *Reynold Stress Model* merupakan pemodelan paling teliti di *fluent*, model *RSM* mendekati *RANS* dengan menyelesaikan persamaan transport untuk tegangan reynold bersama-sama dengan persamaan laju disipasi. Model ini menggunakan 5 persamaan *transport*, lebih banyak dibanding model turbulensi lainnya.



2. Model Spesies

Model spesies yang digunakan dalam penyelesaian CFD antara lain :

- *Spesies Transport* : *Species transport* memodelkan pencampuran dan *transport* spesies kimia dengan menggunakan penyelesaian persamaan konservasi yang mendeskripsikan konveksi, difusi dan reaksi kimia untuk masing-masing komponen. Reaksi kimia *multiple simultaneous* dapat dimodelkan dengan reaksi kimia yang berupa reaksi *volumetric*, *wall surface* ataupun *particle surface*.
- *Non-premixed Combustion* : Pada model *non-premixed combustion*, bahan bakar dan pengoksidasi memasuki zona reaksi dalam aliran yang berbeda. Pemodelan turbulensi dari nyala api untuk model ini menggunakan persamaan *transport* satu atau dua skalar (fraksi campuran). Persamaan untuk masing-masing spesies tidak digunakan namun persamaan konservasi masing-masing spesies didapat dari prediksi fraksi campuran.
- *Premixed Combustion* : Pada model *premixed combustion*, bahan bakar dan pengoksidasi dicampur terlebih dahulu sebelum masuk ke zona pembakaran. Reaksi terjadi pada zona pembakaran yang memisahkan reaktan tak terbakar dan produk hasil pembakaran. Model ini menghasilkan nyala api yang membentang dan berubah bentuk akibat turbulensi.
- *Partially Premixed Combustion* : Model ini merupakan penggabungan model *Non-premixed Combustion* dan *Premixed Combustion*. Sistem pembakaran *Partially Premixed Combustion* yaitu pencampuran api dengan pencampuran bahan bakar tak seragam.
- *Combustion PDF Transport* : Model ini digunakan untuk pemodelan efek kimia hingga tingkat dalam *turbulent flame*. Dengan mekanisme kimia yang tepat, spesies kinetik seperti CO dan NO_x dapat dikendalikan, serta habisnya nyala api dan pengapian dapat diprediksi.

3. Model Discrete Phase

Pemodelkan partikel bahan bakar dapat menggunakan *discrete phase model*. Dengan mengaktifkan *discrete phase model* dapat diatur parameter yang



berhubungan untuk mengetahui perhitungan fase diskrit dari suatu partikel. Untuk pemodelan *discrete phase* terdapat beberapa penyelesaian yaitu :

- Interaksi berisi parameter yang digunakan untuk melakukan perhitungan ditambah yang kontinyu dan diskrit aliran fase. *Interaction with continuous phase* memungkinkan perhitungan ditambah dari fase diskrit dan fase kontinyu. *Update DPM Sources Every Flow Interaction* memungkinkan perhitungan untuk segi sumber partikel untuk setiap iterasi *discrete phase model*, cocok digunakan untuk simulasi *unsteady*. *Number of Continuous Phase Interaction per DPM Iteration* memungkinkan untuk mengontrol frekwensi dimana partikel dilacak dan sumber *Discrete Phase Model* diperbaharui.
- *Particle Treatment* memberi opsi untuk memilih kondisi partikel apakah *steady* atau *unsteady*.
- *Drag Parameter* memungkinkan pengaturan *drag law* yang digunakan dalam menghitung keseimbangan gaya pada partikel bola mengasumsikan bahwa partikel bola halus.
 - a) *Spherical drag law*, partikel diasumsikan sebagai partikel bola halus (*smooth spheres*).
 - b) *Non spherical drag law*, partikel diasumsikan bukan bola, namun memiliki bentuk yang identik.
 - c) *Stokes-Cunningham drag law*, partikel diasumsikan sebagai sub-micron particles.
 - d) *High-Mach Number drag law*, mirip dengan *Spherical drag law*, dengan tambahan untuk memperhitungkan partikel bilangan Mach lebih besar dari 0,4 atau bilangan Reynold lebih besar dari 20.
 - e) *Dynamic drag law*, Menghitung pengaruh dari *droplet distortion*, *Dynamic law* hanya digunakan untuk *droplet brake up model* yang digunakan bersama *unsteady tracking*.
 - f) *Dense Discrete Phase Model drag law*, model ini dapat digunakan saat volume dari *discrete phase model* telah dihitung.



4. Model Injeksi

Model tipe injeksi yang digunakan dalam penyelesaian CFD antara lain :

- *Single Injection* : Digunakan apabila ingin memasukkan nilai tunggal untuk masing-masing kondisi awal.
- *Group Injection* : Digunakan apabila ingin memasukkan nilai untuk satu atau lebih dari kondisi awal.
- *Cone Injection* : Digunakan apabila ingin mendefinisikan *spray cone injection* (injeksi yang disemprotkan mengerucut). Untuk *cone injection* terdapat dua tipe yaitu *hollow cone injection* dan *solid cone injection*.
- *Surface Injection* : Digunakan apabila ingin mendefinisikan pelepasan partikel dari permukaan zona atau permukaan yang telah didefinisikan dengan menggunakan item dalam menu permukaan.
- *The Plain Orifice Atomizer Model* : Digunakan apabila partikel dipercepat melalui nozel, terbentuk sebuah pancaran kemudian memecah sehingga membentuk tetesan butiran (*droplet*).
- *The Pressure Swirl Atomizer Model* : Tipe injeksi ini mempercepat cairan melalui nozel yang dikenal sebagai *swirl port* ke dalam ruang pusat pusaran (*central swirl chamber*). Cairan berputar-putar mendorong dinding ruang *swirl* dan mengembangkan inti udara hampa (*hollow air core*). Kemudian muncul dari lubang sebagai lembaran tipis, yang tidak stabil, putus menjadi ligamen dan tetesan. *Pressure-swirl atomizer* sangat luas digunakan untuk pembakaran bahan bakar cair dalam turbin gas, *oil furnaces* dan *direct-injection spark-ignition automobil*. Transisi dari aliran injektor internal yang mengalir ke *fully developed spray* dapat dibagi menjadi tiga langkah : *film formation*, *sheet breakup* dan atomisasi.
- *The Flat Fan Atomizer Model* : Tipe ini mirip dengan *The Pressure Swirl Atomizer Model*, tetapi injeksi ini membuat *flat sheet* dan tidak menggunakan pusaran (*swirl*). Pada cairan muncul lubang tipis seperti lembaran cairan datar (*flat liquid sheet*) yang memecah menjadi tetesan (*droplet*).
- *The Air Blast Atomizer Model* : Tipe ini merupakan variasi dari *The Pressure Swirl Atomizer Model*, perbedaan antara kedua injeksi ini adalah pada *air*



blast atomizer model ketebalan lembar diatur secara langsung. Hal tersebut diperlukan karena berbagai mekanisme pembentukan lembaran yang digunakan dalam *air blast atomizer model*.

- *The Effervescent Atomizer Model* : Atomisasi *effervescent* adalah injeksi cairan diresapi dengan superpanas (sehubungan dengan kondisi hilir) cair atau propelan. Sebagai *volatile liquid* keluar dari *nozzle*, dengan cepat berubah fase. Perubahan fase yang cepat ini memecah aliran menjadi butiran kecil dengan sudut dispersi lebar. Model ini juga berlaku untuk kasus-kasus dimana cairan sangat panas dibuang.

Model *particle type* yang digunakan dalam injeksi di CFD antara lain :

- *Massless Particle* : Sebuah partikel tak bermassa adalah elemen diskrit yang mengikuti aliran dan suhu fasa kontinu. Karena tidak memiliki massa, partikel tersebut tidak memiliki sifat fisik yang terkait, dan tidak ada gaya yang diberikan di atasnya.
- *Inert Particle* : Sebuah partikel lembam adalah elemen fase diskrit (partikel, tetesan atau gelembung) yang mematuhi keseimbangan gaya dan tunduk pada pemanasan atau pendinginan.
- *Droplet Particle* : *Droplet particle* adalah butiran/tetesan cairan dalam aliran gas fase kontinu yang mematuhi keseimbangan gaya dan pemanasan maupun pendinginan diikuti dengan penguapan dan pendidihan. *Droplet type* tersedia apabila perpindahan panas sedang dimodelkan dan setidaknya dua spesies kimia aktif atau *non-premixed* atau *partially premixed combustion model* aktif.
- *Combusting Particle* : *Combusting particle* adalah partikel padat yang mempunyai keseimbangan gaya dan pemanasan/pendinginan diikuti oleh devolatilisasi dan reaksi permukaan heterogen. Akhirnya, bagian *non-volatile* dari *combusting particle* dikenakan pemanasan *inert*. Pada tipe partikel ini juga bisa memasukkan penguapan material dengan *combusting particle* dengan memilih opsi *wet combustion*. Hal ini memungkinkan untuk memasukkan bahan yang menguap dan mendidih sebelum devolatilisasi dari bahan partikel dimulai. *Combusting type* tersedia ketika perpindahan panas



sedang dimodelkan dan setidaknya tiga spesies kimia aktif atau model pembakaran *non-premixed* aktif.

- *Multicomponent Particle* : sebuah partikel multikomponen adalah campuran partikel tetesan. Partikel-partikel ini mengandung lebih dari satu komponen, yang karena kompleksitas menugaskan partikel keseluruhan untuk satu proses, harus dimodelkan yang mengintegrasikan semua proses yang relevan dalam satu persamaan. Digunakan *volume weighted mixing law* untuk menentukan densitas partikel campuran bila memilih *particle-mixture material type*.

5. Porous Media

Model *porous* media dapat digunakan pada berbagai permasalahan pada *single phase* maupun *multiphase*, termasuk pada aliran melalui *packed beds*, *filter*, plat berlubang, *distributor* dan *tube bank*. Hal ini memudahkan dalam pembuatan geometri karena susunan kerumitan desain dan adanya kesamaan bentuk komponen yang dimodelkan. *Porous* media didefinisikan sebagai sebuah volume yang berpori, dimana fluida yang melewati *porous* media berkurang tekanannya dan dapat juga merepresentasikan perpindahan panas.

Porous media dimodelkan dengan penambahan sumber momentum ke persamaan standar aliran fluida. Sumber momentum berasal dari 2 bagian, yaitu *viscous loss* dan *inertial loss*. Pada aliran dengan kecepatan tinggi, memberikan efek *inertial loss* pada *porous* media.. Untuk pemodelan plat berlubang dan *tube tank*, efek permeabilitas dapat diabaikan dan hanya menggunakan *inertial loss* saja. Persamaan pada *porous* media ditampilkan pada persamaan 2.13.

$$\nabla p = -\sum_{j=1}^3 C_{2ij} \left(\frac{1}{2} \rho v_j |v| \right) \quad (2.13)$$

dengan :

p = pressure,

C_2 = faktor *inertial resistant*,

v = kecepatan,



ρ = density,

ν_j = viskositas kinematik,

Nilai C_2 aliran pada *tube bank* yang dimodelkan dengan *porous media* didapat menggunakan persamaan :

$$C_2 = \frac{1}{c^2} \left(\frac{A_p}{A_f} \right)^2 - 1 \quad (2.14)$$

dengan :

A_p = Luas area *porous media* yang tegak lurus arah aliran

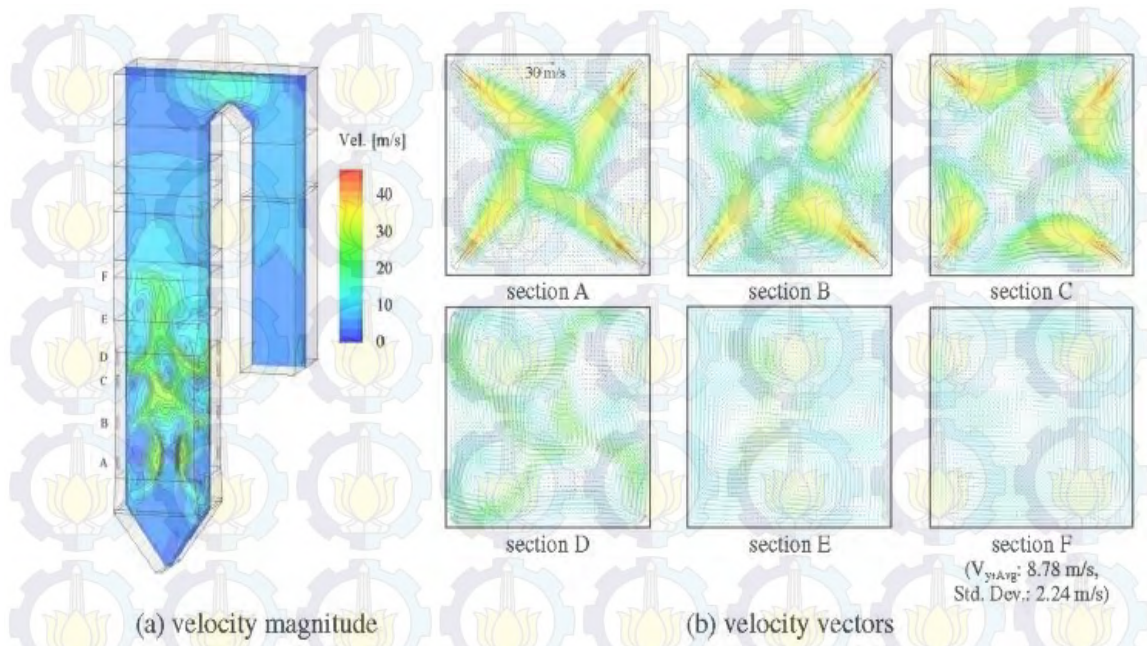
A_f = Total luas area berlubang tegak lurus arah aliran

C = 0,98, konstanta variasi bilangan Reynold dan rasio D/t

2.3.2. Penelitian Terdahulu

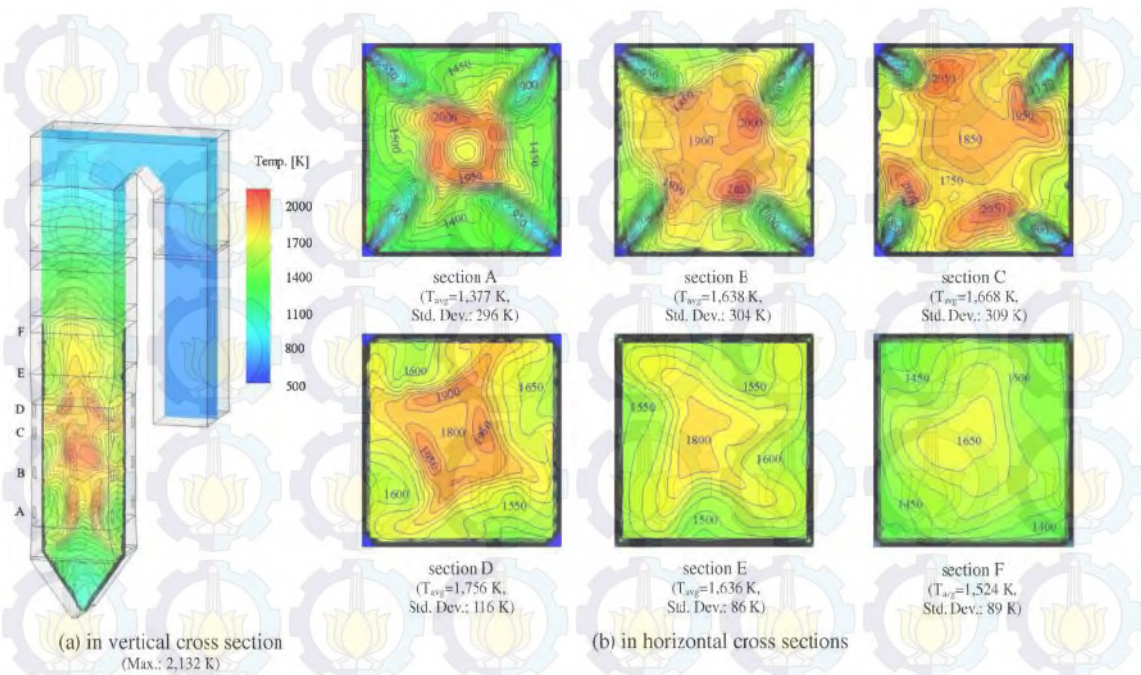
Choi, dkk (2009) melakukan penelitian pada boiler dengan beban 500Mwe. Boiler yang digunakan adalah boiler dengan tipe *tangentially pulverized-coal fired* dan mempunyai 6 elevasi burner (A, B, C, D, E, dan F). Model solver yang digunakan adalah SIMPLE dan model turbulensi yang digunakan adalah RNG K- ϵ .

Data aktual dari pembangkit kemudian disimulasikan, yang didapat dari simulasi adalah *velocity magnitude*, distribusi temperatur, distribusi spesies dan emisi NOx.



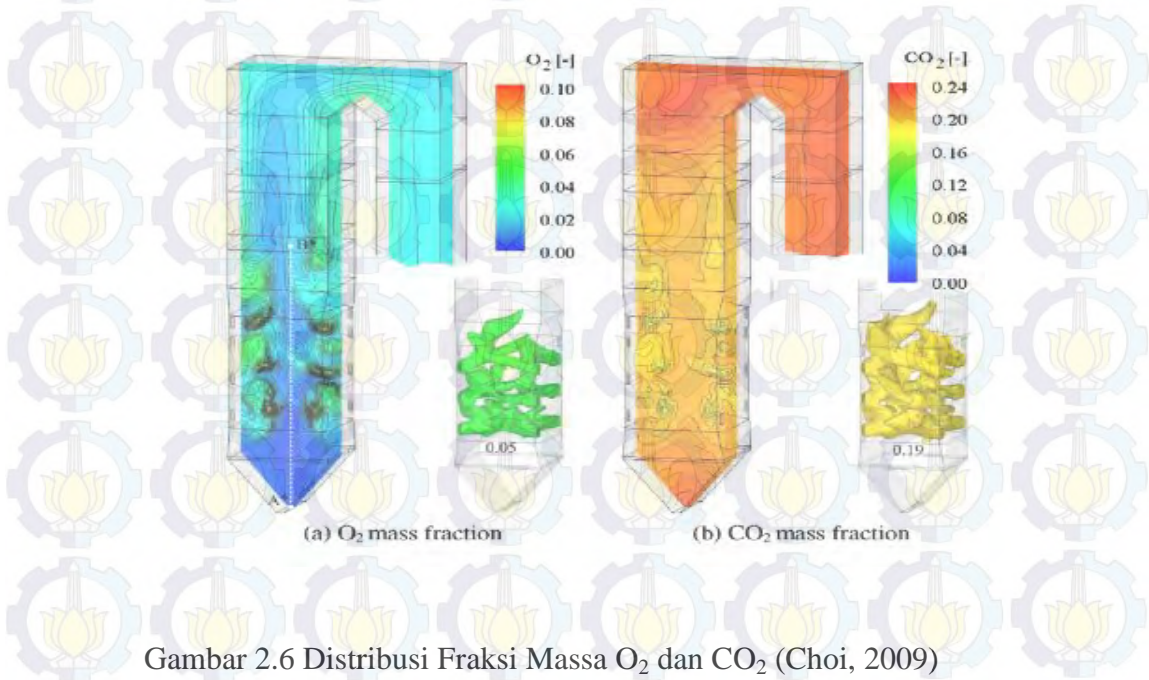
Gambar 2.4 *Velocity Magnitude* pada Boiler (Choi, 2009)

Pada Gambar 2.4, ditampilkan distribusi kecepatan dan vector kecepatan di area *furnace* boiler. Distribusi kecepatan yang berdekatan dengan burner terlihat lebih aktif daripada di daerah lainnya. Pada vector kecepatan terlihat terbentuknya *fire-ball*. Aliran membentuk tangensial dan kecepatan aliran tinggi pada saat aliran keluar dari *burner*. Pada *section A*, *B* dan *C* kecepatan aliran tinggi sehingga sampai ke pusat pembakaran, sedangkan pada *section D*, *E* dan *F* kecepatan aliran menurun sehingga tidak sampai ke pusat pembakaran.



Gambar 2.5 Distribusi Temperatur pada Boiler (Choi, 2009)

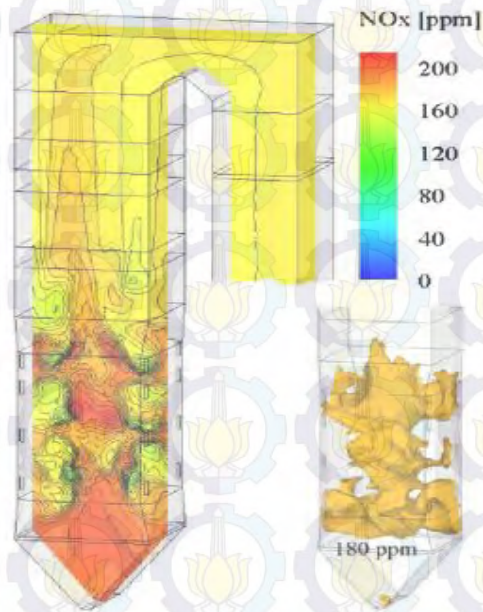
Pada Gambar 2.5, terlihat temperatur *flue gas* tinggi di daerah pusat *furnace*. *Flue gas* keluar menuju ke *oulet* boiler, temperatur *flue gas* semakin menurun karena terserap *waterwalltube*, *superheater*, *reheater* dan *economizer*. Temperatur tertinggi terlihat pada *section C*, disini diprediksikan terbentuk NO_x .



Gambar 2.6 Distribusi Fraksi Massa O_2 dan CO_2 (Choi, 2009)



Pada Gambar 2.6, terlihat distribusi fraksi massa O_2 dan CO_2 . Fraksi massa O_2 relatif lebih tinggi di bagian tepi *furnace*. Fraksi massa CO_2 berseberangan dengan O_2 , dimana fraksi massa CO_2 tinggi di daerah pusat *furnace* dan semakin tinggi di *outlet boiler*.



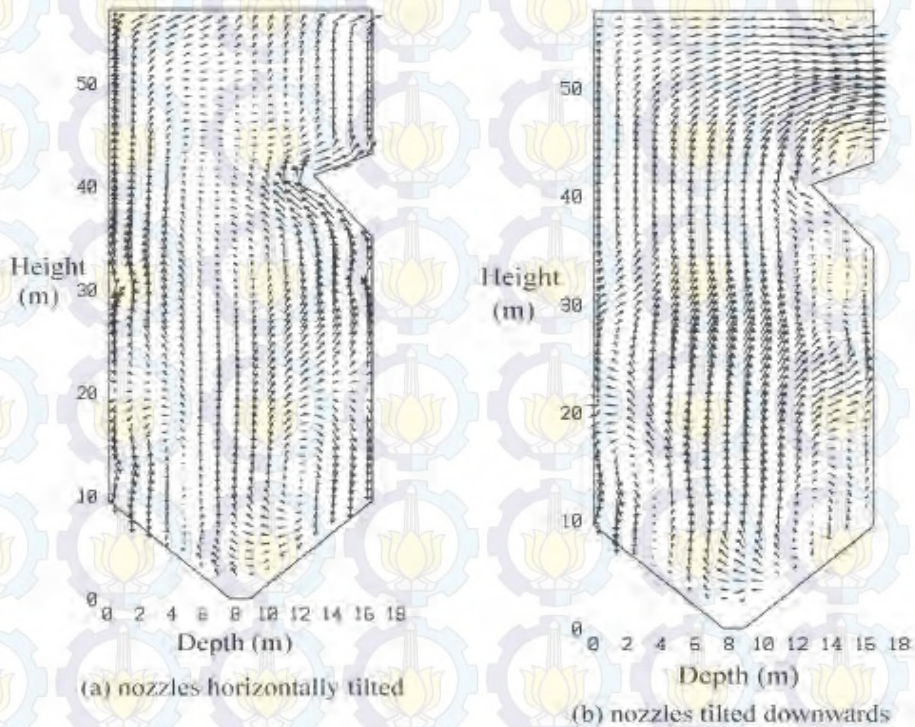
Gambar 2.7 Distribusi Fraksi Massa NOx (Choi, 2009)

Konsentrasi massa NOx ditampilkan pada Gambar 2.7, dimana konsentrasi tertinggi pada tengah boiler dimana didaerah tersebut temperatur lebih tinggi dan aktifitas pembakaran terjadi. Diprediksikan konsentrasi maksimum 225 ppm. Laju terbentuknya *fuel NOx* dan *thermal NOx* sangat tergantung pada temperatur dan *fuel-oxygen ratio* pembakaran, oleh karena itu terbentuknya NOx berada dalam *flame*.

Zhuo, dkk (2002) melakukan penelitian tentang prediksi terjadinya *deposit ash* pada *ash hopper* ketika menggunakan *tilting burner*. *Tilting burner* dapat digunakan untuk mengatur temperatur *reheat steam* pada boiler pembakaran tangensial. *Tilting* mengatur arah *burner* udara dan bahan bakar terhadap garis horizontal sehingga memungkinkan *fire ball* dapat bergerak naik dan turun.

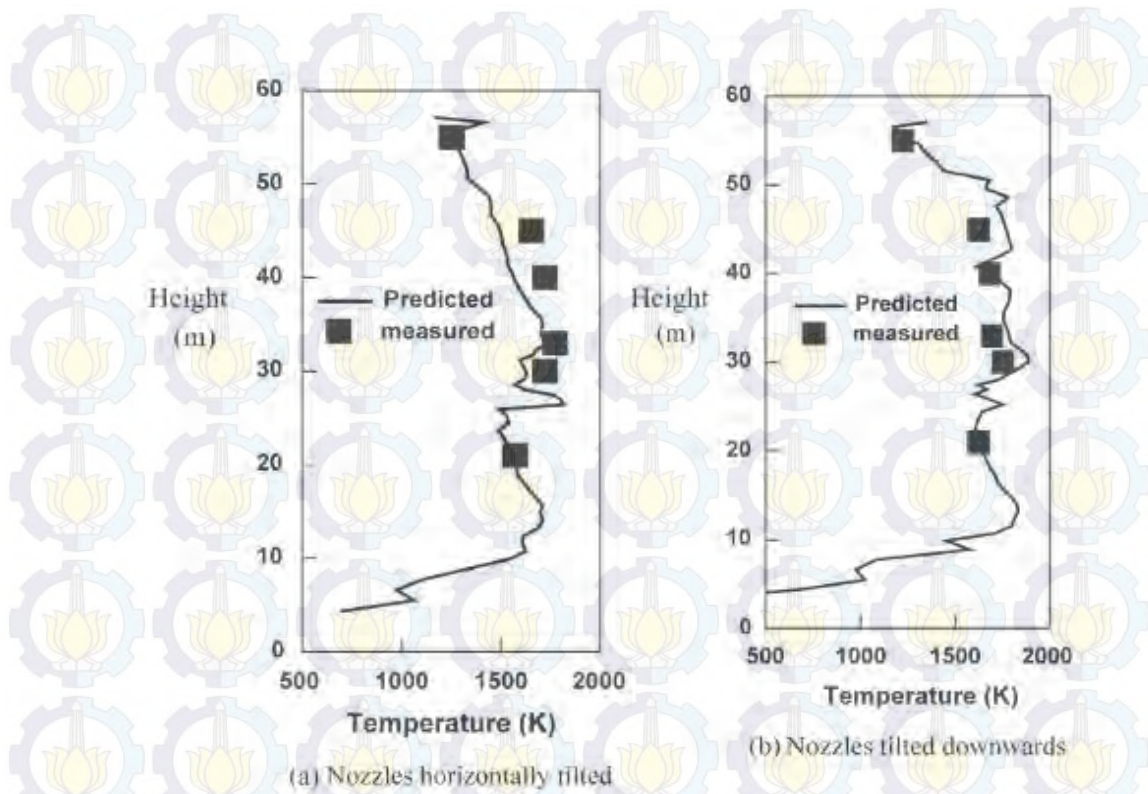


Model solver yang digunakan adalah SIMPLE dan model turbulensi yang digunakan adalah RNG K- ϵ .



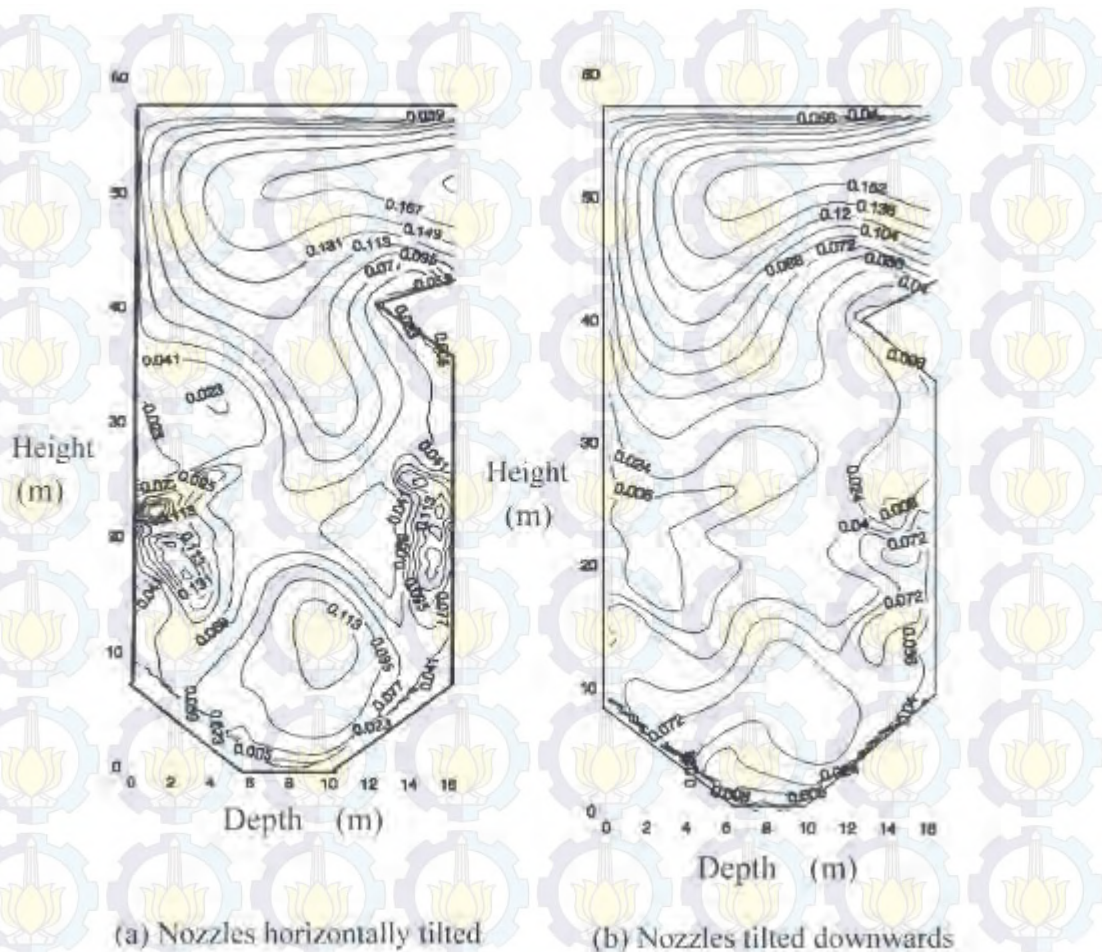
Gambar 2.8 Prediksi Profil *Flow* (Zhuo, 2002)

Pada Gambar 2.8 terlihat aliran pada *furnace*, pada gambar a, prediksi dengan kondisi *tilting* horizontal, pada gambar b kondisi *tilting* diarahkan ke bawah. Ketika *tilting* diarahkan ke bawah, terjadi pusaran di atas *bottom ash hopper*, aliran ini dapat membawa oksigen dan *solid* partikel ke *bottom ash hopper*. Ketika *tilting* diarahkan semakin ke bawah maka pusat pusaran semakin ke bawah.



Gambar 2.9 Profil Prediksi dan Kondisi Nyata Temperatur pada Pusat *Furnace* (Zhuo, 2002)

Pada Gambar 2.9, ditampilkan profil prediksi dan kondisi nyata temperatur pada pusat *furnace*. Ketika *tilting* diarahkan ke bawah, temperatur di zona *furnace* bagian bawah meningkat, hal ini merupakan implikasi dari pusat pembakaran bergerak ke bawah.



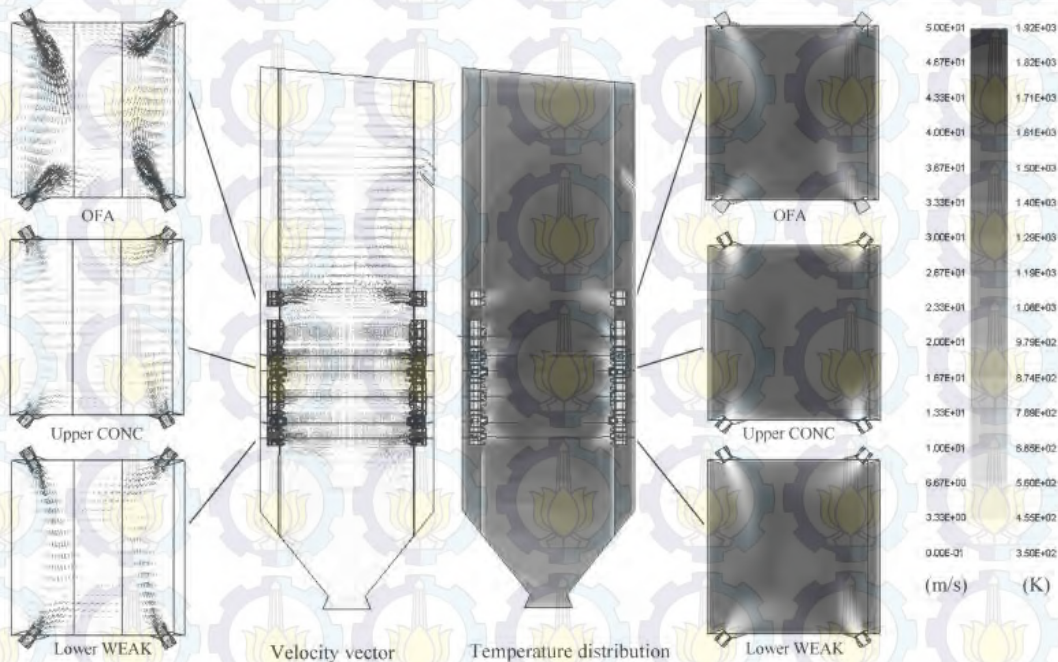
Gambar 2.10 *Contour* Prediksi Fraksi Oksigen pada *Vertical Central Cross-Section* (Zhuo, 2002)

Pada Gambar 2.10 menggambarkan prediksi distribusi oksigen pada potongan pusat boiler. Pada gambar (a) kondisi *tilting* horizontal, pada gambar (b) kondisi *tilting* mengarah ke bawah. Ketika *tilting* diarahkan ke bawah, konsentrasi oksigen di *furnace* bagian bawah turun.

Asotani, dkk (2002), melakukan penelitian tentang prediksi bentuk penyalan pada boiler *tangentially-fired pulverized coal*. Boiler yang digunakan berkapasitas 40MWe. Fenomena pembakaran batubara dapat dibagi menjadi 2 langkah yaitu devolatilisasi dan pembakaran *char*. Penyalan adalah faktor krusial dari kestabilan api. Karakteristik penyalan tergantung pada tipe batubara, desain boiler dan kondisi operasi. Simulasi yang digunakan adalah FLUENT, dengan

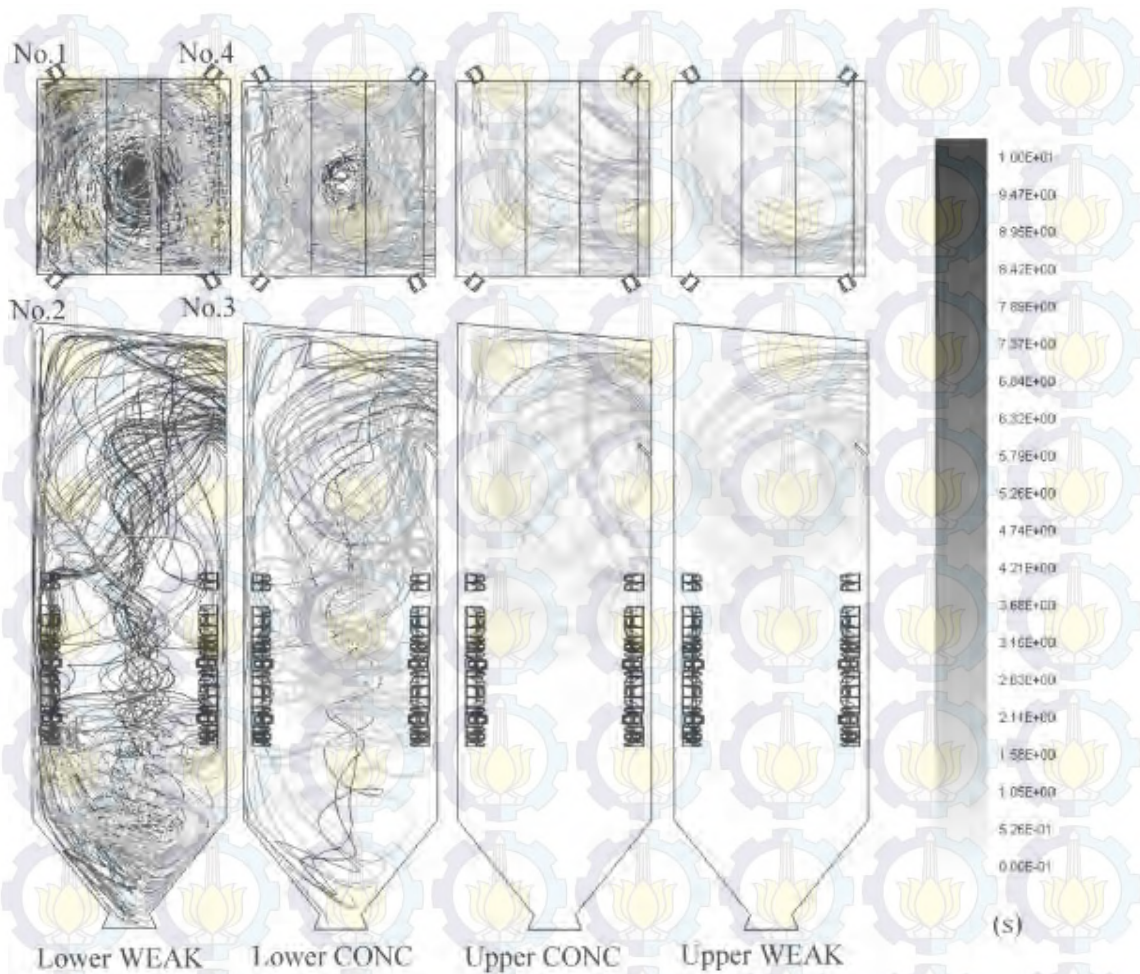
model turbulensi k- standar dan metode *lagrangian, particle tracking* dengan *random walk model*.

Asotani, dkk (2002), menggunakan distribusi rosin ramler untuk merepresentasikan perbedaan-perbedaan diameter partikel batubara. Pada umumnya sulit untuk mengamati kondisi penyalaan khususnya pada *tangentially fired boiler* karena keterbatasan konstruksi. Distribusi kecepatan gas dan temperatur ditunjukkan pada Gambar 2.11.



Gambar 2.11 Vector Kecepatan dan Distribusi Temperatur pada *Furnace* (Asotani, 2008)

Pada Gambar 2.11 terlihat bahwa aliran dari *burner* tangensial membentuk *fire-ball* di pusat *furnace*. Distribusi temperatur menunjukkan panas yang dilepas bervariasi terhadap tinggi *furnace*.



Gambar 2.12 Lintasan Partikel Batubara (Asotani, 2008)

Pada Gambar 2.12 ditunjukkan lintasan partikel batubara dari setiap *burner*. Terlihat jelas bahwa banyak partikel batubara dari *burner* paling bawah yang bergerak berputar-putar di bagian bawah boiler kemudian menuju ke bagian atas boiler melalui pusat *furnace*. Dengan kata lain, partikel batubara dari *burner* bagian atas tidak dapat mencapai pusat *furnace* dan hanya berputar dibagian luar *fire-ball*, akibatnya waktu partikel tersebut di dalam boiler menjadi lebih pendek dan menjadi tidak dapat terbakar sempurna.



BAB 3 METODE PENELITIAN

Metode yang digunakan dalam penelitian ini adalah metode simulasi pembakaran dengan menggunakan *software ANSYS FLUENT 13.0*.

3.1 Tahapan Penelitian

Dalam melakukan penelitian dan simulasi CFD pembakaran batubara pada PLTU Pacitan unit 1, terdapat beberapa tahapan yang perlu dilakukan :

1. Studi Kasus

Desain boiler PLTU Pacitan menggunakan batubara LRC dengan rentang kalori 3900 kcal/kg - 4500 kcal/kg LHV (4112 kcal/kg - 4712 kcal/kg HHV), akan tetapi batubara yang disediakan oleh pihak PLN ada yang bernilai lebih tinggi dari rentang desain tersebut. Pihak PLN menyediakan batubara dengan HHV 4200 kcal/kg, 4700 kcal/kg, 4900 kcal/kg dan 5200 kcal/kg dari berbagai *supplier*.

2. Studi Literatur

Untuk memperdalam pemahaman mengenai permasalahan yang dibahas, dilakukan studi literatur yang berkaitan dengan proses operasional maupun pembakaran didalam boiler, serta studi literatur mengenai simulasi pembakaran didalam boiler. Studi literatur diperoleh dari *journal*, *e-book*, dan penelitian terdahulu yang mengenai topik permasalahan.

3. Pengumpulan dan Pengolahan Data Aktual

Sebelum melakukan penelitian, diperlukan adanya data aktual untuk acuan pemodelan dan simulasi dari sistem yang akan ditinjau, sehingga dilakukan pengumpulan data aktual sebagai data primer yang kemudian diolah lebih lanjut sebagai data sekunder untuk digunakan dalam tahapan simulasi. Data aktual yang digunakan berupa data geometri boiler, data batubara yang digunakan dan data kondisi boiler saat beroperasi.

4. Pemodelan dan Simulasi

Tahapan ini diawali dengan *pre-processing* pembuatan *geometri* dan penentuan *domain* dari sistem pembakaran didalam boiler PLTU Pacitan unit 1



menggunakan *software* *GAMBIT 2.4.6*. Selanjutnya dilakukan *processing* berupa simulasi dari *domain* sistem yang telah dibuat. Pada akhir simulasi ditampilkan *post-processing* dengan menampilkan hasil simulasi berupa kontour distribusi kecepatan, distribusi temperatur, dan *particle track* batubara. Pada tahap *processing* dan *post-processing* dilakukan dengan menggunakan *software* *ANSYS FLUENT 13.0*.

5. Pengolahan dan Analisa Data Simulasi

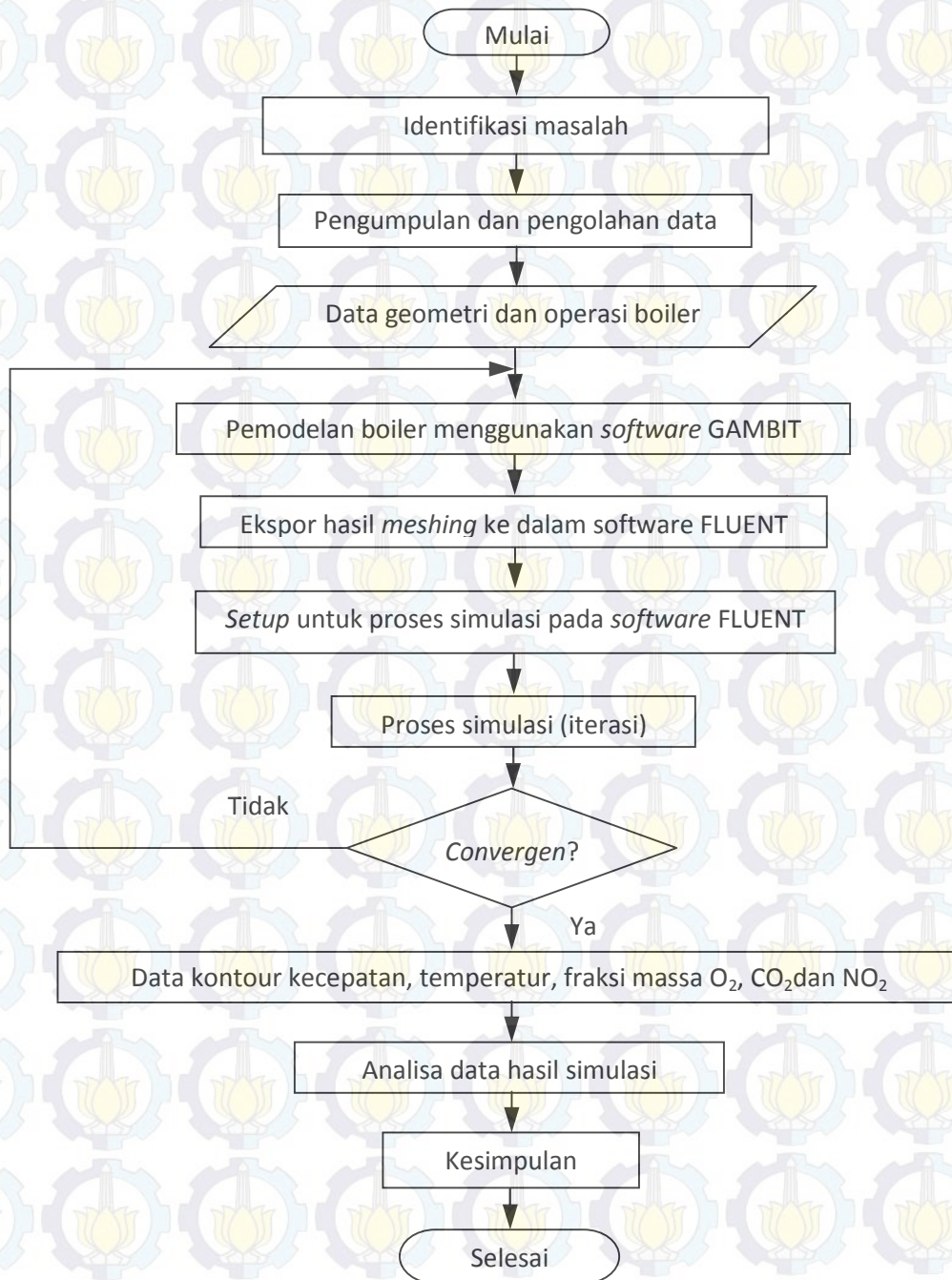
Setelah proses simulasi selesai, dilakukan pengambilan data dari hasil simulasi. Data tersebut ditampilkan dalam bentuk kontur untuk dianalisa secara kualitatif, dan juga diolah dalam bentuk grafik atau tabel sehingga dapat dianalisa secara kuantitatif. Dari kedua parameter tersebut, dapat dibahas fenomena dan karakteristik hasil perubahan sudut *tilting* dan perubahan nilai kalor batubara yang digunakan.

6. Penyusunan Laporan

Keseluruhan tahapan yang telah dilakukan dan hasil dari penelitian yang telah dibahas, disusun menjadi laporan yang sistematis.

3.2 Flowchart Penelitian

Diagram alir (*flowchart*) dari tahapan penelitian dapat mempermudah proses penelitian dan simulasi yang akan dilakukan. Gambar 3.1 menunjukkan *flowchart* dari tahapan penelitian mengenai simulasi pembakaran dengan variasi sudut *tilting* dengan menggunakan batubara LRC dan MRC di boiler PLTU Pacitan #1.



Gambar 3.1 Flowchart Rencana Penelitian



3.3 Pemodelan Dan Simulasi

Pada penelitian ini akan disimulasikan pembakaran pada boiler PLTU Pacitan dengan variasi perubahan *tilting burner* dengan menggunakan batubara LRC dan MRC. Hasil penelitian akan membandingkan kondisi pembakaran dan aliran *gas-solid* pada boiler pada berbagai perubahan sudut *tilting* dengan menggunakan batubara LRC dan MRC.

Pada proses pembuatan model simulasi diperlukan data dimensi boiler PLTU Pacitan. Pembuatan pemodelan dilakukan berdasarkan dimensi aktual dari boiler.

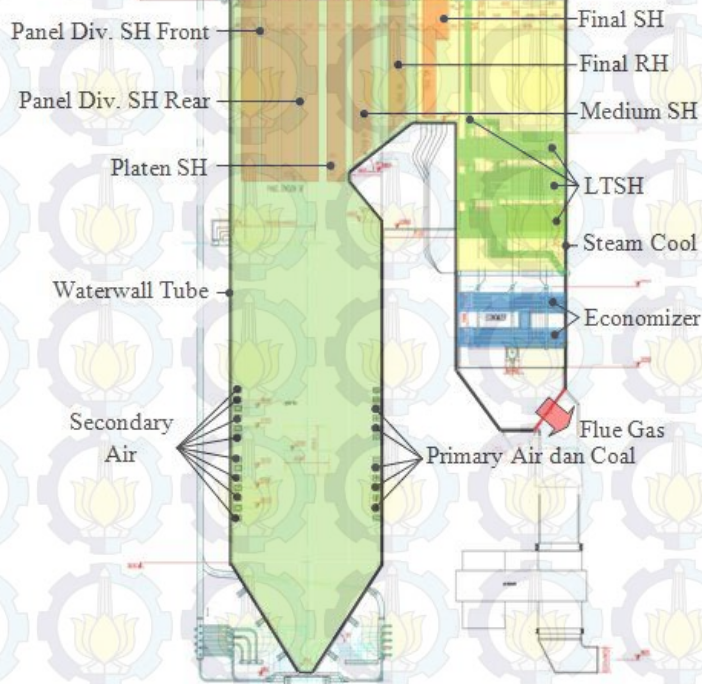
Pada proses simulasi, diperlukan adanya data operasional yang digunakan sebagai acuan dalam *setup* pada simulasi. Data yang digunakan dalam simulasi ini berdasarkan data *performance test* boiler yang dilaksanakan pada tanggal 7 Maret 2013 jam 15:30 – 19:30 WIB dengan sudut *tilting burner* 3° ke arah atas. Pada saat *performance test* berbagai variasi beban diberikan ke boiler, untuk simulasi ini mengambil pada beban 100% MCR (320MWe).

Pada pemodelan dan simulasi ada tiga tahap yang harus dilakukan yaitu : *pre-processing*, *processing* dan *post-processing*.

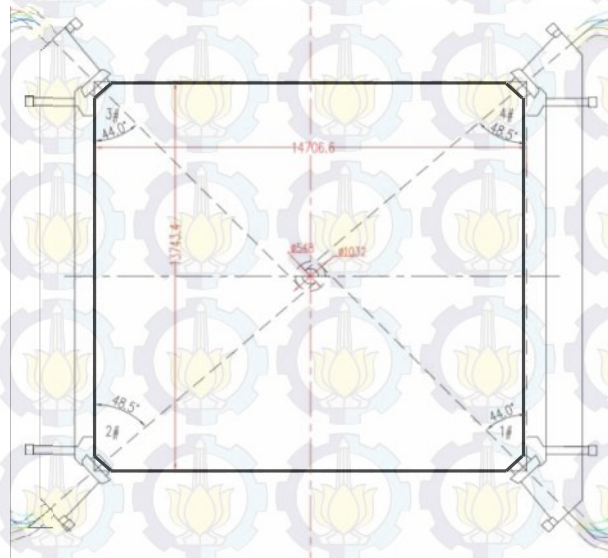
3.3.1 *Pre-processing*

Pre-processing merupakan proses pembuatan model geometri dan domain menggunakan *software GAMBIT 2.4.6*, pembuatan model dan geometri berdasarkan desain aktual dari boiler PLTU Pacitan #1, yang ditampilkan pada Gambar 3.2 – Gambar 3.4

Setelah geometri dan domain dibuat, dilakukan penentuan *boundary conditions*. *Burner primary air* dan *secondary air* didefinisikan sebagai *inlet* berupa udara pembakaran dipilih *boundary condition* jenis *mass-flow-inlet*. Pada *outlet* boiler dipilih *boundary condition* jenis *pressure outlet*. Pada *panel division superheater*, *platen superheater*, *medium reheater*, *final reheater*, *final superheater*, *low temperature superheater*, dan *economizer* akan dimodelkan dengan *heat exchanger* dan *porous medium*.



Gambar 3.2 Boiler PLTU Pacitan Tampak Samping (Dongfang Boiler Group Co, Ltd, 2007)



Gambar 3.3 Geometri Sudut *Burner* Terhadap Dinding Boiler PLTU Pacitan (Dongfang Boiler Group Co, Ltd, 2007)

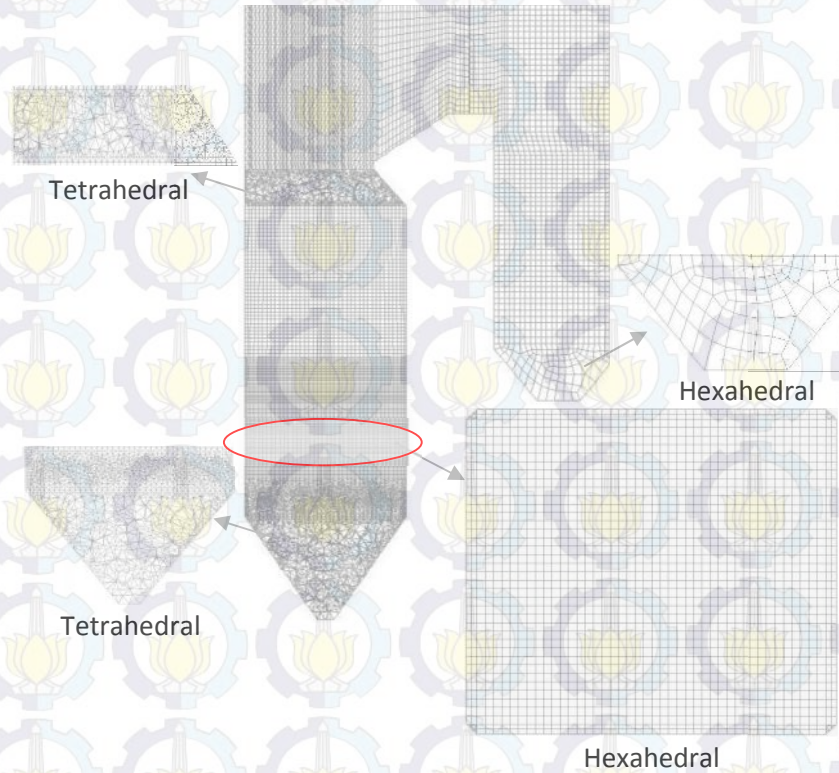


Gambar 3.4 Geometri *Burner* pada *Corner Boiler* PLTU Pacitan (Dongfang Boiler Group Co, Ltd, 2007)

Pada tahap selanjutnya dilakukan *meshing* pada geometri yang telah dibuat. Dari hasil *meshing* didapat 692252 *cell* dan 423815 *nodes*. Pembuatan *file meshing* dilakukan dengan meng-*export* model boiler ke *file* ber-*extention*



(dot)msh agar dapat dibaca *software ANSYS FLUENT 13.0*. Hasil *meshing* boiler dapat dilihat pada Gambar 3.5



Gambar 3.5 Hasil Meshing Boiler

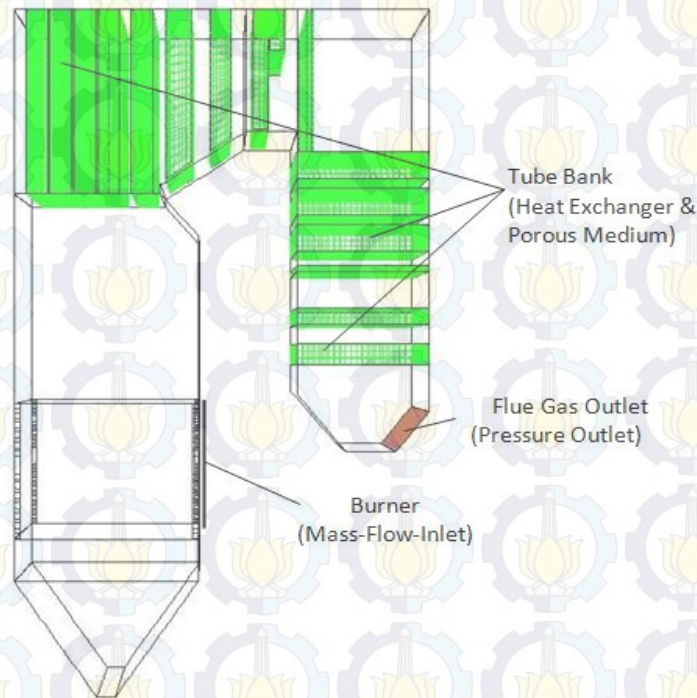
3.3.2 Processing

Processing merupakan proses kedua dari simulasi CFD, dimana hasil *meshing* pada *software GAMBIT 2.4.6* di-*import* ke *software ANSYS FLUENT 13.0*. Pada tahap awal dilakukan *setup* pada domain yang telah dibuat. Domain yang telah di-*import* ke *ANSYS FLUENT 13.0* ditampilkan pada Gambar 3.6.

- *General*

Solver type menggunakan *pressure-based*, karena fluida simulasi termasuk dalam fluida *incompressible*. *Solver time* menggunakan *time steady*.

Pada simulasi ini pengaruh gaya gravitasi diikut sertakan dalam proses perhitungan dengan percepatan gravitasi 9,81 m/s.



Gambar 3.6 Domain Simulasi Boiler

- *Model*

Model radiasi yang digunakan pada simulasi ini adalah *discrete ordinates* (DO) karena mengakomodasi radiasi pada proses pembakaran. *Absorption coefficient* menggunakan *the weighted-sum-of-gray-gases model* (wsggm) yang banyak digunakan pada radiasi aliran pembakaran.

Model numerik yang digunakan dalam menyelesaikan pemodelan ini ditampilkan pada Tabel 3.1.



Tabel 3.1 Model Numerik yang Digunakan

Model	Keterangan	Dasar Pemilihan
<i>Multiphase</i>	<i>Off</i>	Walaupun ada 2 fase, fraksi volume partikel batubara kecil sehingga nantinya dimodelkan dalam <i>discrete phase model</i>
<i>Energy Equation</i>	<i>On</i>	Simulasi memerlukan analisis tentang temperatur dan perpindahan panas
<i>Viscous</i>	<i>K- Standard</i>	Pemodelan dengan <i>fully turbulent flow</i>
<i>Radiation</i>	<i>On</i>	Perpindahan panas pada <i>waterwall tube</i> sebagian besar efek dari radiasi
<i>Heat Exchanger</i>	<i>On</i>	Susunan <i>tube bank</i> pada <i>economizer, superhetaer dan reheater</i> terjadi perpindahan panas yang besar
<i>Species</i>	<i>Species Transport, Reaction</i>	Pemodelan berupa pencampuran dan transport spesies kimia dengan menggunakan penyelesaian persamaan konservasi yang mendeskripsikan konveksi, difusi dan reaksi kimia pada setiap komponen
NOx	<i>On</i>	Perlu dianalisa emisi gas buang dari boiler
<i>Discrete Phase</i>	<i>On</i>	Fraksi volume partikel batubara dibawah 12%
<i>Solidification Melting</i>	<i>Off</i>	
<i>Acoustic</i>	<i>Off</i>	

Model *heat exchanger* yang digunakan adalah *macro model*, dengan memilih *the number of transient unit* (NTU) sebagai model perpindahan panasnya. Dasar perhitungan yang digunakan adalah *fixed heat rejection*. Fluida air atau uap air didefinisikan sebagai *primary fluid*, sedangkan fluida *flue gas* didefinisikan sebagai *auxiliary fluid*. Panas yang dilepas *flue gas* ke *heat exchanger* ditampilkan pada Tabel. 3.2.



Tabel 3.2 Setup Heat Exchanger

Heat Exchanger	Heat Transfer (W)	Primary Fluid		Auxiliary Fluid	
		Flow Rate (kg/s)	T_{in} ($^{\circ}$ K)	Flow Rate (kg/s)	T_{in} ($^{\circ}$ K)
Pan.Div SH Front1	6835640,6	276,96	684,15	374,88	1174
Pan.Div SH Front2	6835640,6	276,96	684,15	374,88	1174
Pan.Div SH Rear1	6835640,6	276,96	684,15	374,88	1174
Pan.Div SH Rear2	6835640,6	276,96	684,15	374,88	1174
Platen SH	38531476,8	276,96	723,4	374,88	1174
Medium RH	44410114,9	211,69	662	374,88	1056,8
Final RH	23528459,2	211,69	758	374,88	974,33
Final SH	11651396,3	276,96	789,1	374,88	912
LTSH Vertical	4179603,0	276,96	677	374,88	876
LTSH 1	7255843,5	276,96	636	374,88	800,64
LTSH 2	7255843,5	276,96	636	374,88	800,64
LTSH 3	7255843,5	276,96	636	374,88	800,64
Economizer 1	10733499,8	283,23	551,5	374,88	767,6
Economizer 2	13769582,3	283,23	551,5	374,88	767,6

Reaksi yang digunakan pada *species transport* adalah reaksi *volumetric* dan reaksi *particle surface*. *Mixture material* dipilih *lignite-volaties-air* untuk batubara LRC dan *coal-hv-volaties-air* untuk batubara MRC. Berdasarkan *coal analysis* yang digunakan pada saat *performace test*, LRC Lig_vol didefinisikan sebagai $C_{1,348} H_{3,47} O_{0,7}$ dengan berat molekul 30,86 kg/kgmol. Fraksi massa N pada *volatile matter* adalah 0,03833. Reaksi yang digunakan pada *species transport* untuk batubara LRC ditampilkan pada Tabel 3.3.



Tabel 3.3 Reaksi-Reaksi Pembakaran Batubara Pada Simulasi

No.	Reaction Name	Reaction Type	Reactants		Product	
			Species	Stoich.	Species	Stoich.
1	reaction-1	Volumetric	Lig_vol	1	CO ₂	1,348
			O ₂	1,866	H ₂ O	1,735
2	reaction-2	Particel surface	C<s>	1	CO	1
			O ₂	0,5		
3	reaction-3	Particel surface	C<s>	1	CO	2
			CO ₂	1		
4	reaction-4	Particel surface	C<s>	1	H ₂	1
			H ₂ O	1	CO	1
5	reaction-5	Volumetric	H ₂	1	H ₂ O	1
			O ₂	0,5		
6	reaction-6	Volumetric	CO	1	CO ₂	1
			O ₂	0,5		

Discrete phase diaktifkan dengan menggunakan memilih interaksi *interaction with continuous phase*. *Drag law* dimodelkan dalam *spherical* karena partikel batubara diasumsikan berbentuk bulat. *Injection type* dipilih *surface*, karena partikel batubara keluar dari seluruh permukaan *coal burner*, *particle type* adalah *combusting* sehingga partikel batubara dapat terbakar. Material yang diinjeksikan untuk LRC adalah *lignite* dan untuk MRC adalah *coal-hv*. Diameter distribusi batubara menggunakan *rosin ramler*, *devolating species* untuk LRC menggunakan *lig_vol* dan untuk MRC menggunakan *hv_vol*. Kecepatan batubara yang digunakan pada simulasi ini mengacu pada kecepatan udara rata-rata didalam *coal pipe* saat dilakukan *cold test commisioning*. *Setup point properties injection* pada masing-masing *coal burner* ditampilkan pada Tabel 3.4.

Tabel 3.4 *Setup Point Properties* Injeksi Batubara

Coal Burner	X-Velocity (m/s)	Y-Velocity (m/s)	Z-Velocity (m/s)	Temperature (°K)	Total Flow Rate (kg/s)
A1	14,9074	1,12313	15,4370	329,8	2,785417
A2	-16,0726	1,12313	14,2198	329,8	2,785417
A3	-14,9074	1,12313	-15,4370	329,8	2,785417
A4	16,0726	1,12313	-14,2198	329,8	2,785417
B1	14,9074	1,12313	15,4370	329,2	2,809028
B2	-16,0726	1,12313	14,2198	329,2	2,809028
B3	-14,9074	1,12313	-15,4370	329,2	2,809028
B4	16,0726	1,12313	-14,2198	329,2	2,809028
C1	14,9074	1,12313	15,4370	330	2,725694
C2	-16,0726	1,12313	14,2198	330	2,725694
C3	-14,9074	1,12313	-15,4370	330	2,725694
C4	16,0726	1,12313	-14,2198	330	2,725694
D1	14,9074	1,12313	15,4370	330,7	2,220833
D2	-16,0726	1,12313	14,2198	330,7	2,220833
D3	-14,9074	1,12313	-15,4370	330,7	2,220833
D4	16,0726	1,12313	-14,2198	330,7	2,220833

Pada *setup point properties* untuk variabel *minimal diameter* adalah 0,07 mm, *maximal diameter* adalah 0,2 mm, *mean diameter* adalah 0,134 mm, *spread parameter* adalah 4,52 dan *numbers of diameter* adalah 10.

- *Materials*

Pada *setup materials*, digunakan material *mixture*, *fluid*, *solid* dan *combusting particle*, dengan material *combusting particle* yaitu *lignite* untuk LRC dan *coal-hv* untuk MRC. Material *mixture* merupakan campuran dari *lignite-volatiles-air* yang merupakan campuran dari species *carbon-solid*, *carbon-monoxide*, *hydrogen*, *nitrogen*, *water-vapor*, *carbon-dioxide*, *oxygen*, *nitrogen oxide* dan *lignite-volatile*. Pada material *fluid* terdiri dari species *hydrogen*, *carbon-solid*, *carbon-monoxide* dan *air*. Pada material *solid* hanya terdiri dari *steel*. Properties yang digunakan pada species pada material *mixture*, *fluid* dan *solid* menggunakan properties *fluent data base*. Properties pada *combusting particle* menggunakan properties *fluent data base*, kecuali untuk properties



volatile component fraction dan *combustible fraction* disesuaikan dengan hasil *coal analysis* PLTU Pacitan pada saat *performance test* seperti ditampilkan pada Tabel 3.5.

Tabel 3.5 *Properties Combusting Particle* Batubara LRC

Properties	LRC
<i>Density</i> (kg/m ³)	1250
<i>Cp</i> (<i>specific heat</i>) (j/kg-k)	1680
<i>Thermal conductivity</i> (w/m-k)	0,33
<i>Latent heat</i> (j/kg)	0
<i>Thermophoretic coefficient</i> (kg-m ² /s ²)	<i>talbot-diffusion coefficient</i>
<i>Vaporition temperature</i> (k)	400
<i>Volatile component fraction</i> (%)	32,09
<i>Binary diffusivity</i> (m ² /s)	0,0005
<i>Swelling coefficient</i>	1
<i>Combustible fraction</i> (%)	32,75
<i>Reaction heat fraction absorbed by solid</i> (%)	30
<i>Devolatilization model</i> (1/s)	20
<i>Combustion model</i>	<i>multiphase-surface reaction</i>

- *Operating Condition*

Operating Condition digunakan untuk mengatur tekanan operasional didalam sistem yang disimulasikan. Pada kondisi ini dipakai tekanan *furnace* 116,75 Pa *pressure gauge* (101441,75 Pa ; tekanan absolut).

- *Cell Zone Condition*

Susunan *tube* pada boiler akan mengakibatkan adanya *pressure drop* terhadap fluida yang melewatinya. Oleh karena itu pada *panel division superheater*, *platen superheater*, *medium reheater*, *final reheater*, *final superheater*, *LTSH* dan *economizer* dimodelkan dalam *porous media* dengan *porous formulation* adalah *superficial velocity*. *Setup* pada *heat exchanger* ditampilkan pada Tabel 3.6

Tabel 3.6 *Setup Porous Media Heat Exchanger Boiler*

<i>Heat Exchanger</i>	<i>Inertial Resistant (1/m)</i>			<i>Porosity</i>
	Arah X	Arah Y	Arah Z	
Economizer	0	0,52	0	0,7445
LTSH Horizontal	0	0,35	0	0,8281
LTSH Vertical	0	0	0,23	0,8281
Pan. Div SH Front	0	0,10	0,28	0,7451
Pan. Div. SH Rear	0	0,10	0,28	0,7451
Platen SH	0	0,10	0,86	0,8013
Final SH	0	0,12	0,51	0,7272
Medium RH	0	0,10	0,62	0,8194
Final RH	0	0,11	0,75	0,9026

Material *solid* yang digunakan pada *porous media heat exchanger* adalah *steel*.

- *Boundary Condition*

Pada simulasi ini *boundary condition* terbagi menjadi 4 tipe, yaitu *wall*, *mass flow inlet*, *pressure outlet* dan *interior*. Pada *inlet* udara primer dan udara sekunder memakai *boundary condition mass-flow-inlet*, sedangkan pada *outlet* boiler menggunakan *pressure outlet*. *Primary air* masuk ke *furnace* melalui burner A, B, C, D dan E, tetapi pada simulasi ini *burner* E tidak dioperasikan sehingga *burner* E didefinisikan sebagai *wall*. *Secondary air* masuk ke *furnace* melalui burner AA, AB, BC, CC, DD, DE, EF, dan EFF. Pada *waterwall tube* digunakan *boundary condition* tipe *wall* dengan menginputkan nilai temperatur, temperatur pada *waterwall tube* diasumsikan sama dengan temperatur air yang mengalir didalam *tube*.

Pada *setup mass-flow-inlet*, *reference frame* menggunakan *absolut*, metode spesifikasi *mass flow* menggunakan *mass flow rate*, metode spesifikasi arah menggunakan *direction vector* dengan sistem koordinat X,Y,Z, metode spesifikasi turbulen menggunakan *intensity* and *hydraulic diameter*. Fraksi massa untuk semua *species* adalah nol kecuali untuk O₂ sebesar 0,23. *Setup mass-flow-inlet* ditampilkan pada Tabel 3.7.



Tabel 3.7 Setup Mass Flow Inlet

Burner	Mass Flow Rate (kg/s)	Flow Direct			Turb. Intst (%)	Hyd. Diam. (mm)	Temp. (°K)
		X-comp.	Y-comp.	Z-comp.			
AA1	5,27443	0,69446	0,05234	0,71934	5	450	596,6
AA2	5,27443	-0,74896	0,05234	0,66262	5	450	596,6
AA3	5,27443	-0,69446	0,05234	-0,71934	5	450	596,6
AA4	5,27443	0,74896	0,05234	-0,66262	5	450	596,6
A1	7,31661	0,69446	0,05234	0,71934	5	410	329,8
A2	7,31661	-0,74896	0,05234	0,66262	5	410	329,8
A3	7,31661	-0,69446	0,05234	-0,71934	5	410	329,8
A4	7,31661	0,74896	0,05234	-0,66262	5	410	329,8
AB1	6,82501	0,69446	0,05234	0,71934	5	470	596,6
AB2	6,82501	-0,74896	0,05234	0,66262	5	470	596,6
AB3	6,82501	-0,69446	0,05234	-0,71934	5	470	596,6
AB4	6,82501	0,74896	0,05234	-0,66262	5	470	596,6
B1	5,15289	0,69446	0,05234	0,71934	5	410	329,2
B2	5,15289	-0,74896	0,05234	0,66262	5	410	329,2
B3	5,15289	-0,69446	0,05234	-0,71934	5	410	329,2
B4	5,15289	0,74896	0,05234	-0,66262	5	410	329,2
BC1	6,82501	0,69446	0,05234	0,71934	5	470	596,6
BC2	6,82501	-0,74896	0,05234	0,66262	5	470	596,6
BC3	6,82501	-0,69446	0,05234	-0,71934	5	470	596,6
BC4	6,82501	0,74896	0,05234	-0,66262	5	470	596,6
C1	7,04106	0,69446	0,05234	0,71934	5	410	330
C2	7,04106	-0,74896	0,05234	0,66262	5	410	330
C3	7,04106	-0,69446	0,05234	-0,71934	5	410	330
C4	7,04106	0,74896	0,05234	-0,66262	5	410	330
CC1	6,28771	0,69446	0,05234	0,71934	5	450	596,6
CC2	6,28771	-0,74896	0,05234	0,66262	5	450	596,6
CC3	6,28771	-0,69446	0,05234	-0,71934	5	450	596,6
CC4	6,28771	0,74896	0,05234	-0,66262	5	450	596,6
DD1	6,28771	0,69446	0,05234	0,71934	5	450	596,6
DD2	6,28771	-0,74896	0,05234	0,66262	5	450	596,6
DD3	6,28771	-0,69446	0,05234	-0,71934	5	450	596,6
DD4	6,28771	0,74896	0,05234	-0,66262	5	450	596,6
D1	6,93648	0,69446	0,05234	0,71934	5	410	330,7
D2	6,93648	-0,74896	0,05234	0,66262	5	410	330,7
D3	6,93648	-0,69446	0,05234	-0,71934	5	410	330,7
D4	6,93648	0,74896	0,05234	-0,66262	5	410	330,7
DE1	6,82501	0,69446	0,05234	0,71934	5	470	596,6
DE2	6,82501	-0,74896	0,05234	0,66262	5	470	596,6
DE3	6,82501	-0,69446	0,05234	-0,71934	5	470	596,6



Burner	Mass Flow Rate (kg/s)	Flow Direct			Turb. Intst (%)	Hyd. Diam. (mm)	Temp. (°K)
		X-comp.	Y-comp.	Z-comp.			
DE4	6,82501	0,74896	0,05234	-0,66262	5	470	596,6
EF1	7,31661	0,69446	0,05234	0,71934	5	450	596,6
EF2	7,31661	-0,74896	0,05234	0,66262	5	450	596,6
EF3	7,31661	-0,69446	0,05234	-0,71934	5	450	596,6
EF4	7,31661	0,74896	0,05234	-0,66262	5	450	596,6
EFF1	11,0892	0,69446	0,05234	0,71934	5	440	596,6
EFF2	11,0892	-0,74896	0,05234	0,66262	5	440	596,6
EFF3	11,0892	-0,69446	0,05234	-0,71934	5	440	596,6
EFF4	11,0892	0,74896	0,05234	-0,66262	5	440	596,6

Pada *setup wall motion* digunakan *stationary wall* karena *wall* tidak bergerak, *thermal condition* yang digunakan adalah *heatflux* dan *temperature* dengan material *steel*. *Heatflux* dan *temperature* pada dinding boiler ditampilkan pada Tabel 3.8.

Tabel 3.8 *Heatflux* dan *Temperature* pada *Wall Boiler*

No	Wall	Heatflux (w/m ²)	Temperature (°K)
1	Waterwall tube	-	627
2	Roof SH	-	677
3	Steam Cool	-	677
4	Wall economizer	0	-

Pada *setup outlet*, tekanan *outlet* -453,4 pascal dengan *backflow direction* adalah *normal to boundary*. Temperatur *flue gas* keluar dari boiler 622,7 °K. Metode turbulensi *outlet* menggunakan *intensity* dan *hydraulic diameter*, nilai *intensity outlet* 5% dan nilai *hydraulic diameter* 1200 mm. Fraksi massa semua *species* pada *outlet* adalah nol, kecuali untuk O₂ bernilai 0,23.



- *Solution*

Pada simulasi ini menggunakan *solution method* : SIMPLE (*Semi Implicit Method for Pressure Linked Equation*).

- *Initialization Methods*

Initialize merupakan pemberian nilai awal untuk memudahkan perhitungan dalam mencapai konvergen. *Standard Initialization* dipakai dalam simulasi ini.

- *Monitor residual*

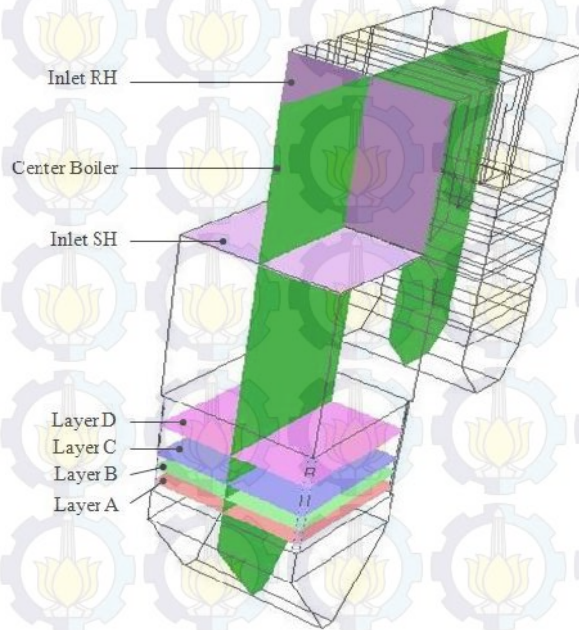
Akhir dari iterasi simulasi ini bila residual telah mencapai konvergen. Nilai residual yang digunakan sebagai perhitungan konvergen pada simulasi ini adalah *continuity*, *x-velocity*, *y-velocity*, *z-velocity*, dan *energy* dengan batasan konvergen untuk *continuity* = $3,4 \times 10^{-3}$, *x-velocity* = 10^{-3} , *y-velocity* = 10^{-3} , *z-velocity* = 10^{-3} , dan *energy* = 10^{-4} . Selain itu *net flux* yang melalui domain lebih kecil dari 0,1% antara *inlet* dan *outlet*, pada simulasi ini *net flux* yang digunakan adalah *mass flow rate*.

- *Iterations*

Setelah selesai melakukan *setup*, proses selanjutnya adalah dengan melakukan sejumlah iterasi yaitu sampai konvergen.

3.3.3 *Post-processing*

Dari hasil simulasi diperoleh data *contour velocity*, *contour temperature*, *vector velocity*, *particle track* dan fraksi massa O₂, NO_x, dan CO₂ didalam boiler. Dari data ini dapat dibuat grafik hubungan antara perubahan sudut *tilting* dan parameter yang diperoleh. Skema *surface* yang akan diamati pada simulasi ini ditampilkan pada Gambar 3.7. Data yang akan diambil dari simulasi ditampilkan pada Tabel 3.9.



Gambar 3.7 Skema *Surface* Yang Akan Dianalisa

Tabel 3.9 Rancangan Data Hasil Simulasi

Variasi <i>Tilting Burner</i>	Variasi Batubara	<i>Result</i>	<i>Surface</i>
$+30^{\circ}, +15^{\circ}, 0^{\circ}, -15^{\circ}, -30^{\circ}$	LRC dan MRC	<i>Contour Temperatur</i>	<i>Center boiler</i>
			<i>Layer coal burner</i>
		<i>Contour Kecepatan</i>	Inlet SH
			Inlet RH
			<i>Center boiler</i>
			<i>Center boiler</i>
			<i>Layer coal burner</i>
			<i>Center boiler</i>
<i>Particle Track</i>	<i>Center boiler</i>		

3.4 Rancangan Simulasi

Pada simulasi ini akan dilakukan variasi sudut *tilting burner* menggunakan batubara LRC dan MRC. Batubara LRC akan menggunakan batubara dengan nilai kalor 4700 kcal/kg, sedangkan batubara MRC menggunakan batubara dengan nilai kalor 5200 kcal/kg. Pergerakan *tilting burner*



dilakukan pada semua *burner* dan mempunyai arah yang sama untuk semua *burner*. Spesifikasi batubara yang digunakan pada simulasi berdasarkan *coal analysis* di PLTU Pacitan. *Coal analysis* batubara yang akan digunakan pada simulasi ditampilkan pada Tabel 3.10.

Tabel 3.10 *Coal Analysis* LRC dan MRC PLTU Pacitan

<i>Coal Analysis</i>	MRC	LRC
<i>Proximate Analysis (%) – as received</i>		
<i>Volatile Matter</i>	32,25	32,09
<i>Fixed Carbon</i>	37,91	32,75
<i>Ash</i>	5,31	5,57
<i>Moisture</i>	24,53	29,59
Total Sulphur (%)	0,36	0,60
<i>Ultimate Analysis (%) – as received</i>		
C	60,52	48,93
H	4,12	3,47
O	13,33	11,21
N	1,44	0,73
GCV (Kcal/kg)	5281	4682

Sumber : Surveyor Indonesia, 2012

Pada simulasi menggunakan batubara LRC akan dilakukan simulasi variasi *tilting burner* $+30^\circ$, $+15^\circ$, 0° , -15° , -30° terhadap sumbu horizontal. Begitu juga pada simulasi menggunakan batubara MRC akan dilakukan simulasi variasi *tilting burner* $+30^\circ$, $+15^\circ$, 0° , -15° , -30° . Tanda negatif menunjukkan *tilting burner* mengarah bawah, sedangkan tanda positif *tilting burner* mengarah atas. Sebelum dilakukan variasi perlu dilakukan uji validasi model simulasi yang dibuat, sehingga model yang disimulasikan benar-benar dapat merepresentasikan kondisi aktualnya.

3.4.1 Validasi Simulasi

Untuk mengetahui keakuratan proses simulasi, dilakukan validasi perbandingan data aktual operasi dengan data hasil simulasi. Pada penelitian ini dilakukan validasi pada temperatur *flue gas* antara data aktual dibandingkan



dengan data simulasi. Pada data aktual operasi terdapat 9 titik temperatur *flue gas* pada boiler, data inilah yang digunakan untuk uji validasi. Pada Gambar 3.8 ditunjukkan posisi dari alat ukur temperatur pada boiler PLTU Pacitan. Pengambilan data pada simulasi dengan membuat *iso-point* yang mengacu pada kondisi aktualnya. Derajat keakuratan simulasi dinilai dari *error value* antara data aktual dan data simulasi yang kurang dari 5%. Temperatur *flue gas* yang digunakan untuk validasi ditampilkan pada Tabel 3.11.



Gambar 3.8 Skema Posisi Alat Ukur Temperatur (Dongfang Boiler Group Co, Ltd, 2007)



Tabel 3.11 *Temperatur Flue Gas* pada Boiler

<i>Point</i>	Temperatur (°K)
1	1174,3
2	1056,8
3	974,3
4	913,0
5	876,0
6	800,6
7	790,3
8	767,6
9	618,9

Data operasional yang merupakan acuan merupakan data *performance test* boiler yang dilaksanakan pada tanggal 7 Maret 2013 jam 15:30 – 19:30 WIB dengan sudut *tilting burner* 3° kearah atas. Pada saat *performance test* berbagai variasi beban diberikan ke boiler, untuk simulasi ini mengambil pada beban 100% MCR (320MW) dengan batubara yang digunakan LRC yang mempunyai nilai kalor 4700 kcal/kg. Penggunaan rata-rata desuperheter pada superheter adalah 10,34 t/h – 2,87 kg/s sedangkan penggunaan rata-rata desuperheater pada reheater adalah 26,81 t/h – 7,45 kg/s. Data *performance test* PLTU Pacitan unit 1 ditampilkan pada Tabel 3.12.



Tabel 3.12 Data Performance Test PLTU Pacitan Unit #1

No	Item	Unit	Value
1.	<i>Load</i>	MW	319,55
2.	<i>Steam drum pressure</i>	Mpa	18,08
3.	<i>Steam drum temperature</i>	°C	354,90
4.	<i>Steam flow in high temp SH</i>	T/H	997,07
5.	<i>High temp. SH outlet steam pressure</i>	Mpa	16,78
6.	<i>High temp. SH outlet steam temperature</i>	°C	535,70
7.	<i>Feed water flow</i>	T/H	1019,64
8.	<i>Feed water pressure</i>	Mpa	18,75
9.	<i>Feed water temperature</i>	°C	278,50
10.	<i>Ceiling lowSH/LTSH outlet steam temp</i>	°C	411,30
11.	<i>Large platen/PDiv SH inlet steam temp</i>	°C	411,15
12.	<i>Large platen/PDiv SH outlet steam temp</i>	°C	458,50
13.	<i>Rear platen/platen SH inlet steam temp</i>	°C	450,40
14.	<i>Rear platen/platen SH outlet steam temp</i>	°C	516,10
15.	<i>High SH inlet steam temperature</i>	°C	516,10
16.	<i>RH inlet header temp</i>	°C	333,20
17.	<i>RH inlet header pressure</i>	Mpa	3,75
18.	<i>High RH steam pressure</i>	Mpa	3,56
19.	<i>High RH steam temp.</i>	°C	534,70
20.	<i>Total air flow</i>	T/H	1197,76
21.	<i>Total primary air flow</i>	T/H	351,43
22.	<i>Total secondary air flow</i>	T/H	846,33
23.	<i>Furnace chamber pressure</i>	Pa	116,75
24.	<i>Secondary air temp. exit APH</i>	°C	151,75
25.	<i>Gas temp entering APH</i>	°C	343,90
26.	<i>Gas pressure entering APH</i>	Pa	-409,82
27.	<i>Coal flow of mill A</i>	T/H	0
28.	<i>Coal flow of mill B</i>	T/H	31,98
29.	<i>Coal flow of mill C</i>	T/H	39,25
30.	<i>Coal flow of mill D</i>	T/H	40,45
31.	<i>Coal flow of mill E</i>	T/H	40,11
32.	<i>Temperature outlet in mill A</i>	°C	41,60
33.	<i>Temperature outlet in mill B</i>	°C	57,70
34.	<i>Temperature outlet in mill C</i>	°C	57,00
35.	<i>Temperature outlet in mill D</i>	°C	56,20
36.	<i>Temperature outlet in mill E</i>	°C	56,80

3.4.2 Variasi Tilting

Simulasi yang akan dilakukan adalah melakukan perubahan sudut *tilting burner*, sehingga perlu melakukan *setup* pada *point properties* injeksi batubara.



Setup *point properties* injeksi batubara identik dengan Tabel 3.4 dengan mengganti semua nilai *Y-velocity* untuk semua *coal burner*. Nilai *Y-velocity* yang akan diganti ditampilkan pada Tabel 3.13

Tabel 3.13 *Setup Point Properties* Injeksi Batubara untuk Variasi Sudut *Tilting*

No	<i>Tilting Burner</i>	<i>Y-Velocity Coal Burner (m/s)</i>			
		<i>Layer A</i>	<i>Layer B</i>	<i>Layer C</i>	<i>Layer D</i>
1	+30°	10,73	10,73	10,73	10,73
2	+15°	5,55426	5,55426	5,55426	5,55426
3	0°	0	0	0	0
4	-15°	-5,55426	-5,55426	-5,55426	-5,55426
5	-30°	-10,73	-10,73	-10,73	-10,73

Perubahan sudut *tilting burner* akan menggerakkan seluruh *burner*, sehingga *primary air* dan *burner secondary air* mengalami perubahan sudut.

Setup mass-flow-inlet identik dengan Tabel 3.7 dengan mengganti semua *flow direction* pada *Y-component* dengan nilai yang sesuai dengan sudut *tilting*. Nilai *flow direction* pada *y-component* yang akan divariasikan ditampilkan pada Tabel 3.14.

Tabel 3.14 *Setup Mass Flow Inlet* pada *Y-Component*

No	<i>Tilting Burner</i>	<i>Y-component</i>
1	+30°	0,5
2	+15°	0,2588
3	0°	0
4	-15°	-0,2588
5	-30°	-0,5

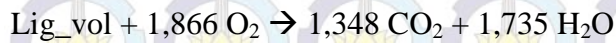
3.4.3 Variasi Nilai Kalor Batubara

Pada penggunaan batubara LRC dan MRC, terdapat perbedaan spesifikasi kedua jenis batubara tersebut. Perubahan jenis batubara berpengaruh terhadap *mixture material*. Pada *mixture material* MRC menggunakan *coal-hv-*

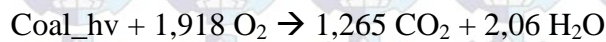


volatiles-air, sehingga perlu penyesuaian reaksi pada simulasi pada setup reaksi *species transport*.

Pada reaksi LRC di Tabel 3.3



Diganti reaksi MRC



Dengan *coal_hv* didefinisikan sebagai $\text{C}_{1,265}\text{H}_{4,12}\text{O}_{0,753}$ dengan berat molekul 31,35 kg/kgmol

Coal analysis pada PLTU Pacitan menjadi acuan pada *setup properties combusting particle*. Spesifikasi batubara yang di-inputkan pada *setup properties combusting particle* ditampilkan pada Tabel 3.15.

Tabel 3.15 *Properties Combusting Particle*

Properties	LRC	MRC
<i>Density</i> (kg/m ³)	1250	1400
<i>Cp</i> (<i>specific heat</i>) (j/kg-k)	1680	1680
<i>Thermal conductivity</i> (w/m-k)	0,33	0,0454
<i>Latent heat</i> (j/kg)	0	0
<i>Thermophoretic coeff.</i> (kg-m ² /s ²)	<i>talbot-diffusion coefficient</i>	
<i>Vaporition temperature</i> (k)	400	400
<i>Volatile component fraction</i> (%)	32,09	32,25
<i>Binary diffusivity</i> (m ² /s)	0,0005	0,00004
<i>Swelling coefficient</i>	1	2
<i>Combustible fraction</i> (%)	32,75	37,91
<i>Reac. heat fract. abs. by solid</i> (%)	30	30
<i>Devolatilization model</i> (1/s)	20	50
<i>Combustion model</i>	<i>multiphase-surface reaction</i>	



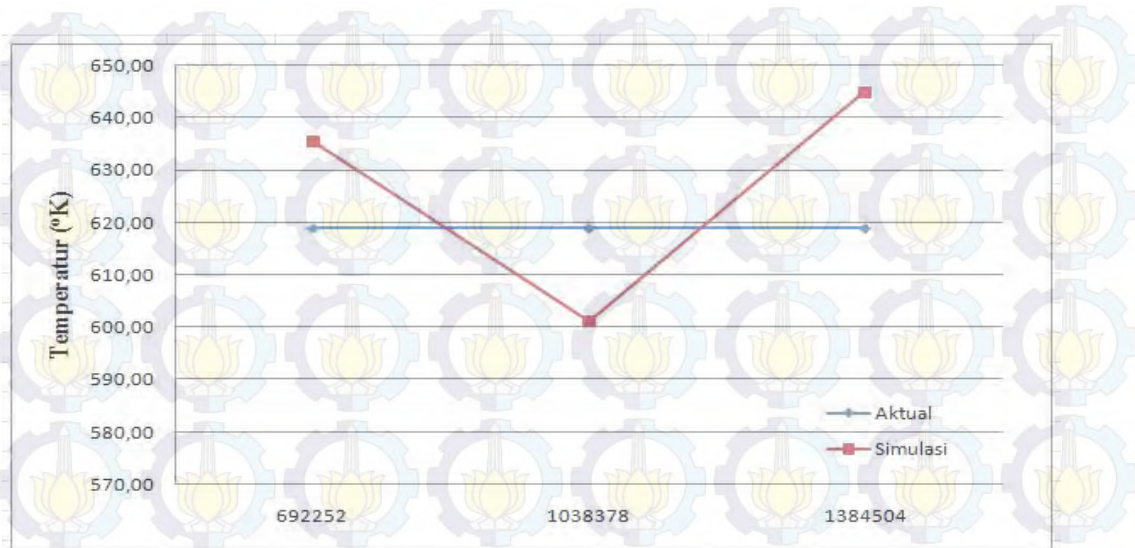
BAB 4 ANALISA DAN PEMBAHASAN

Sebelum melakukan variasi simulasi, diperlukan uji *grid* yang digunakan pada simulasi nantinya. Hal ini bertujuan agar *grid* domain yang digunakan mendekati kondisi aktual dan dalam proses iterasi tidak membutuhkan memori dan waktu yang lama.

4.1 *Grid Independence Test*

Grid yang digunakan pengujian adalah *grid* dengan jumlah *cell* 692252, 1038378 dan 1384504. *Properties* yang digunakan pada uji *grid* pada simulasi ini adalah temperatur *flue gas* sebelum *outlet* boiler.

Pada kondisi aktual, temperatur *flue gas* sebelum *outlet* boiler adalah 618,88 °K, temperatur yang didapat dari simulasi dengan jumlah *cell* 692252 adalah 635,49 °K, dari simulasi dengan jumlah *cell* 1038378 dan 1384504 berturut-turut didapat 601,87 °K dan 372 °K. Keakuratan temperatur *flue gas* sebelum *outlet* boiler pada simulasi dengan jumlah *cell* 692252 terhadap aktual adalah 2,7%, sedangkan simulasi dengan jumlah *cell* 1038378 adalah 2,9% dan simulasi dengan jumlah *cell* 1384504 adalah 4,2%. Dari perbedaan nilai keakuratan antar *grid* diatas, maka *grid* yang digunakan dalam simulasi ini menggunakan *grid* dengan jumlah *cell* 692252. Perbandingan nilai temperatur aktual terhadap nilai-nilai simulasi ditampilkan pada grafik Gambar 4.1.



Gambar 4.1 Grafik Grid Indepency Test

4.2 Validasi Analisa Numerik

Validasi dari simulasi ditampilkan dalam Gambar 4.1. Pengambilan data untuk validasi dengan membuat *iso-point* sesuai dengan titik-titik penempatan alat ukur di boiler aktual. Secara umum temperatur dari titik 1 sampai dengan titik 9 mengalami penurunan, Penurunan temperatur ini terjadi karena adanya penyerapan panas pada *superheater* sampai dengan *economizer*.



Gambar 4.2 Grafik Validasi Hasil Simulasi dengan Data Operasional



Dari Gambar 4.1 terlihat bahwa nilai *error* cukup kecil, lebih kecil dari 5%, pada titik 1,2 dan 8 mempunyai nilai *error* berturut-turut 12,72%, 10,38% dan 6,01% nilai ini mempunyai *error* yang lebih besar dari 5%, akan tetapi nilai *error* rata-rata untuk seluruh titik masih dibawah 5% yaitu 4,54%.

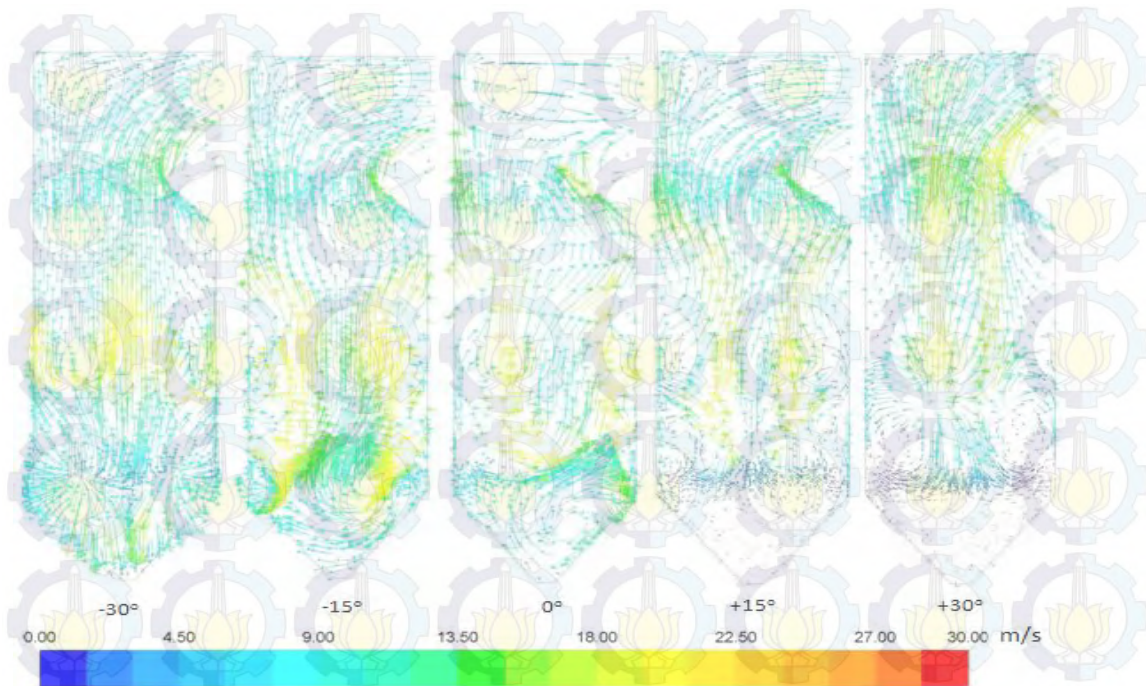
4.3 Analisa Aliran Gas-Solid

Aliran pada boiler dengan menggunakan batubara LRC dan MRC identik, oleh karena itu pada analisa aliran *vector velocity magnitude* dan *velocity magnitude* dilakukan pada boiler batubara LRC. Pada analisa *particle track* dilakukan pada boiler batubara LRC dan MRC karena berhubungan dengan *residence time* dari partikel batubara LRC dan MRC yang berbeda.

4.3.1. Analisa Vector Velocity Magnitude

Proses pembakaran partikel batubara akan menghasilkan *flue gas* temperatur tinggi dimana *flue gas* mengalir menuju ke *outlet* boiler. Pada *furnace* aliran udara dan partikel batubara yang keluar dari keempat sudut *burner* boiler akan membentuk *fireball*, efek adanya *fireball* adalah lintasan partikel batubara menjadi lebih panjang, sehingga rentang waktu partikel di area *furnace* akan menjadi lebih lama. Selain itu, dengan adanya *fireball* maka akan terjadi pemerataan distribusi temperatur di *waterwall tube*.

Vector kecepatan aliran fluida dalam boiler diperlukan untuk menganalisa pergerakan partikel batubara yang terbawa udara pembakaran. Pengambilan *vetor velocity magnitude* dilakukan dengan membuat *iso-surface* pada penampang vertikal boiler. Hasil *vector velocity magnitude* terlihat pada Gambar 4.3.



Gambar 4.3 *Vector Velocity Magnitude* pada Penampang *Vertical* pada Boiler dengan Batubara LRC

Gambar 4.3 merupakan *vector velocity magnitude* pada penampang vertikal boiler yang menggunakan batubara LRC, dengan *range colormap* 0-30 m/s. Secara umum terlihat terdapat perbedaan *vector* di sekitar *bottom ash hopper*, *vector* pada elevasi *burner* dan *vector* di *outlet furnace*. Pada saat *tilting* 0° , arah *vector* di *bottom ash hopper* membentuk pusaran dengan maksimal kecepatan 9 m/s dan arah *vector* ke *waterwall tube* depan. Pada saat aliran dari *bottom ash hopper* naik ke atas melewati *burner*, aliran ini akan terdorong ke arah horizontal sehingga kecepatan pada arah horizontal semakin cepat. Disini terlihat bahwa aliran akan sampai ke tepi *waterwall tube* dan aliran naik di bagian tepi *waterwall tube*, aliran di pusat boiler relatif sedikit. Pada *outlet furnace*, jumlah *vector* paling dominan di tepi boiler. Arah *vector* di *outlet furnace* dominan ke arah vertikal.

Pada *tilting* -15° , arah *vector* di *bottom ash hopper* membentuk pusaran dengan kecepatan 9-20 m/s dan jumlah *vector* juga bertambah dengan arah ke depan *waterwall tube*, dimana *vector* mencapai ujung bawah *bottom ash hopper*. Pada saat aliran dari *bottom ash hopper* naik ke atas melewati *burner*, aliran ini



bertumbukan dengan aliran yang keluar dari *burner*, sehingga arah *vector* akan berubah, sebagian akan mengarah ke tepi boiler dan sebagian akan mengarah ke pusat boiler. Disini terlihat bahwa aliran akan sampai ke tepi *waterwall tube* dan aliran naik di bagian tepi *waterwall tube*, sedangkan aliran di pusat boiler terlihat mengembang akan tetapi belum cukup mengembang saat di *outlet furnace*, sehingga pada saat di *outlet furnace* bagian tepi boiler tidak dominan jumlah vektornya. Pada *outlet furnace*, jumlah *vector* dominan di antara pusat boiler dan tepi boiler. Arah *vector* di *outlet furnace* dominan ke arah vertikal tetapi di atas nose *vector* mengarah ke belakang boiler.

Pada *tilting -30°*, arah *vector* membentuk pusaran di *bottom ash hopper* mempunyai kecepatan 9-20 m/s akan tetapi jumlah *vector* semakin banyak dan mengarah ke bawah dan sebagian arahnya menembus *surface* dinding boiler. Pada saat aliran dari *bottom ash hopper* naik ke atas melewati *burner*, aliran ini bertumbukan dengan aliran yang keluar dari *burner*, sehingga arah *vector* akan berubah, sebagian akan mengarah ke tepi boiler dan sebagian akan mengarah ke pusat boiler. Disini terlihat bahwa aliran ke *waterwall tube* bertumbukan dengan *waterwall tube* dan aliran naik dengan arah menyerong ke pusat boiler, sedangkan aliran di pusat boiler terlihat mengembang akan tetapi aliran ini terdorong ke pusat boiler oleh aliran dari tepi boiler yang menyerong ke dalam, sehingga belum cukup mengembang saat di *outlet furnace*. Pada *outlet furnace*, jumlah *vector* dominan di antara pusat boiler dan tepi boiler relatif sedikit. Arah *vector* di *outlet furnace* dominan ke arah vertikal tetapi di atas nose *vector* mengarah ke belakang boiler.

Pada *tilting +15°*, arah *vector* di *bottom ash hopper* mencapai kecepatan terendah di boiler dan sedikit *vector* kecepatan yang nampak di *bottom ash hopper*, sehingga dapat diprediksikan tidak ada aliran di *bottom ash hopper*. Aliran yang keluar dari *burner* langsung mengarah ke atas, sehingga aliran tersebut akan semakin terdorong aliran selanjutnya yang keluar dari *burner*. Aliran ini membentur bagian tepi boiler dengan kecepatan yang relatif tinggi, sehingga aliran tersebut berbalik arah ke pusat boiler. Aliran ini kemudian mengembang walaupun belum sepenuhnya saat keluar *furnace*, sehingga saat



keluar *furnace* aliran *vector* di pusat boiler masih banyak. Aliran diatas nose langsung mengarah ke bagian belakang boiler.

Pada *tilting* $+30^\circ$, arah *vector* di *bottom ash hopper* mencapai kecepatan terendah di boiler dan sedikit *vector* kecepatan yang nampak di *bottom ash hopper*, sehingga dapat diprediksikan tidak ada aliran di *bottom ash hopper*. Aliran yang keluar dari *burner* langsung mengarah ke atas, sehingga aliran tersebut akan semakin terdorong aliran selanjutnya yang keluar dari *burner*. Aliran sebagian besar di pusat boiler dengan kecepatan yang relatif tinggi, sehingga *vector* aliran mengarah lurus ke atas. Aliran ini tidak mengembang dikarenakan dorongan aliran yang keluar dari *burner* ke arah pusat boiler, sehingga saat keluar *furnace* aliran *vector* di pusat boiler dominan. Aliran diatas nose langsung mengarah ke bagian belakang boiler.

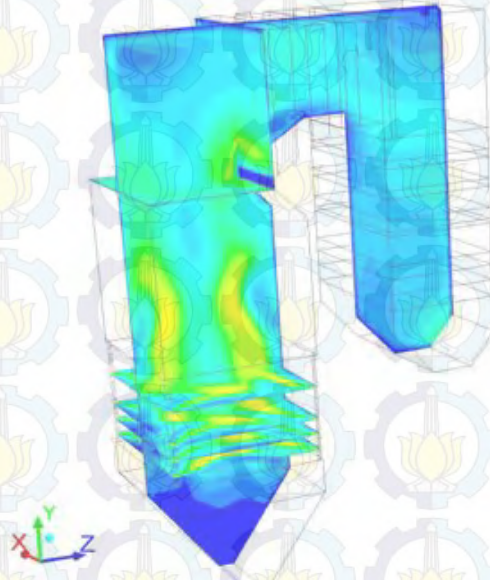
Perubahan sudut *tilting* mempengaruhi lokasi dan jumlah *vector* di *bottom ash hopper*. Semakin ke bawah *tilting* diarahkan maka aliran pusaran semakin besar dan menjangkau semakin ke bawah boiler. Pusaran ini membawa partikel batubara dan oksigen untuk mencapai titik terbawah di boiler. Sebagian dari partikel batubara yang terbawa aliran pusaran akan terbakar di *bottom ash hopper*, sehingga semakin *tilting* diarahkan ke bawah semakin banyak partikel yang terbakar di *bottom ash hopper*. Oleh karena itu saat *tilting* diarahkan semakin ke bawah panas di *bottom ash hopper* semakin meningkat. Hal ini berlaku sebaliknya, semakin ke atas *tilting* diarahkan maka aliran pusaran di *bottom ash hopper* akan hilang, pusaran tampak sudah berada diatas *bottom ash hopper*, sehingga aliran pusaran tidak dapat menjangkau bagian bawah *bottom ash hopper*. Sehingga partikel batubara yang terbawa ke *bottom ash hopper* tidak ada sehingga tidak ada partikel batubara yang terbakar di *bottom ash hopper*. Oleh karena itu saat *tilting* diarahkan semakin ke atas panas di *bottom ash hopper* semakin menurun.

4.3.2. Analisa Kontour Velocity Magnitude

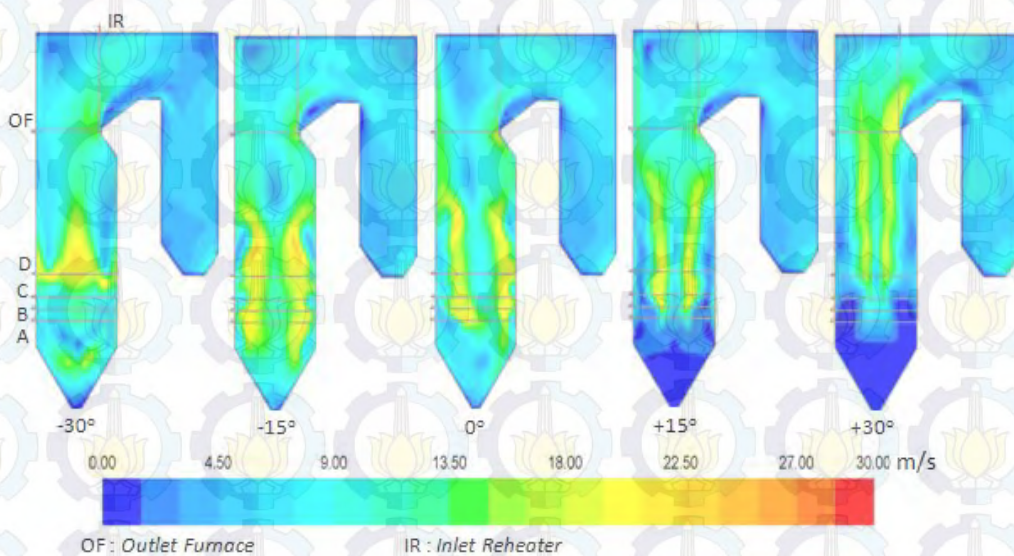
Selain menganalisa menggunakan *vector velocity magnitude* diperlukan juga untuk menganalisa kontour *velocity magnitude*. Pengambilan kontour kecepatan dengan membuat *plane* pada penampang vertikal boiler untuk



mengetahui distribusi pada aliran *flue gas*. Hasil pengambilan data kontour *velocity magnitude* terlihat pada Gambar 4.4.



(a) Pada Penampang *Isometric* Dengan *Tilting* 0°



(b) Pada Penampang *Vertical* Dengan Berbagai Sudut *Tilting*

Gambar 4.4 Kontour Kecepatan pada Boiler dengan Batubara LRC

Pada Gambar 4.4 (a) tampak bahwa kecepatan *flue gas* rendah pada ujung bawah boiler, pojok depan atas boiler dan pojok belakang atas boiler.



Kecepatan *flue gas* pada ujung bawah boiler rendah karena aliran udara dan partikel batubara tidak dapat mencapai ujung bawah boiler, aliran tersebut langsung menuju ke *outlet* boiler. Kecepatan *flue gas* pada pojok depan atas boiler rendah karena aliran udara dan partikel batubara berada dalam sudut sehingga terjebak antara dinding boiler dan *front panel division superheater*, pada area tersebut akan muncul olakan kecil. Kecepatan *flue gas* pada pojok belakang atas boiler rendah karena aliran udara dan partikel batubara berada pada sudut sehingga pada area tersebut akan muncul olakan kecil. Pada area dengan kecepatan aliran yang rendah, diprediksikan temperaturnya akan lebih rendah dibandingkan area dengan aliran kecepatan yang lebih tinggi.

Pada Gambar 4.4 (b) tampak kontour kecepatan aliran fluida pada berbagai kondisi *tilting* dengan bahan bakar batubara LRC. *Range colormap* yang digunakan adalah 0-30 m/s, saat posisi *burner* mengarah horizontal atau 0° , bentuk *fireball* memanjang dari *burner* paling bawah sampai mendekati *outlet furnace*, dan di ujung *fireball* atas mengarah keluar merata ke dinding tepi boiler, sehingga pada saat keluar *furnace* kecepatan aliran *flue gas* tampak homogen kecuali pada ujung *nose* tampak meningkat karena efek penyempitan. Kecepatan *flue gas* pusat *fireball* sekitar 9 m/s.

Pada Gambar 4.4 (b), saat *tilting* -15° , panjang *fireball* relatif sama dengan panjang *fireball* sudut *tilting* 0° , tetapi ujung *fireball* bawah berada diujung atas *bottom ash hopper*. Pada kondisi ini, *fireball* menjadi lebih besar dan hampir menyentuh dinding *waterwalltube*. Kecepatan *flue gas* ditengah *fireball* meningkat menjadi 14 m/s.

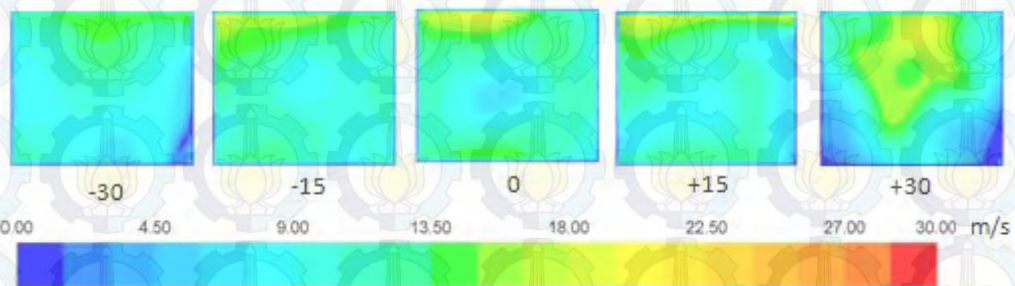
Pada saat *tilting* -30° , panjang *fireball* berkurang drastis, *fireball* hanya berada di tengah *furnace*. Pada kondisi ini, *fireball* menyentuh dinding *waterwalltube*. Kecepatan *flue gas* ditengah *fireball* meningkat menjadi 20 m/s.

Hal yang berbeda terjadi ketika sudut *tilting* $+15^\circ$, walaupun panjang *fireball* relatif sama dengan panjang *fireball* sudut *tilting* 0° , akan tetapi ujung *fireball* bawah berada jauh diatas *bottom ash hopper*, sehingga pada ujung *fireball* bawah berada diujung atas *bottom ash hopper* tidak ada pergerakan aliran. Kecepatan *flue gas* ditepi boiler menurun menjadi 3 m/s.



Pada saat *tilting* +30°, bentuk *fireball* memanjang sampai keluar di *panel division superheater* dan *platen superheater* dan bentuknya menjadi semakin kecil.

Partikel batubara yang terbawa pada aliran *flue gas* kecepatan tinggi akan menyebabkan partikel batubara tersebut semakin cepat keluar *furnace*, sehingga sebagian dari partikel batubara tersebut akan terbakar di luar *furnace*. Partikel batubara yang terbakar diluar *furnace* akan mengakibatkan temperatur area terbakarnya partikel batubara akan meningkat. Kontour Kecepatan *flue gas* saat melewati *outlet furnace* ditampilkan pada Gambar 4.5.



Gambar 4.5 Kontour *Velocity Magnitude* pada *Outlet Furnace* Pada Boiler dengan Batubara LRC

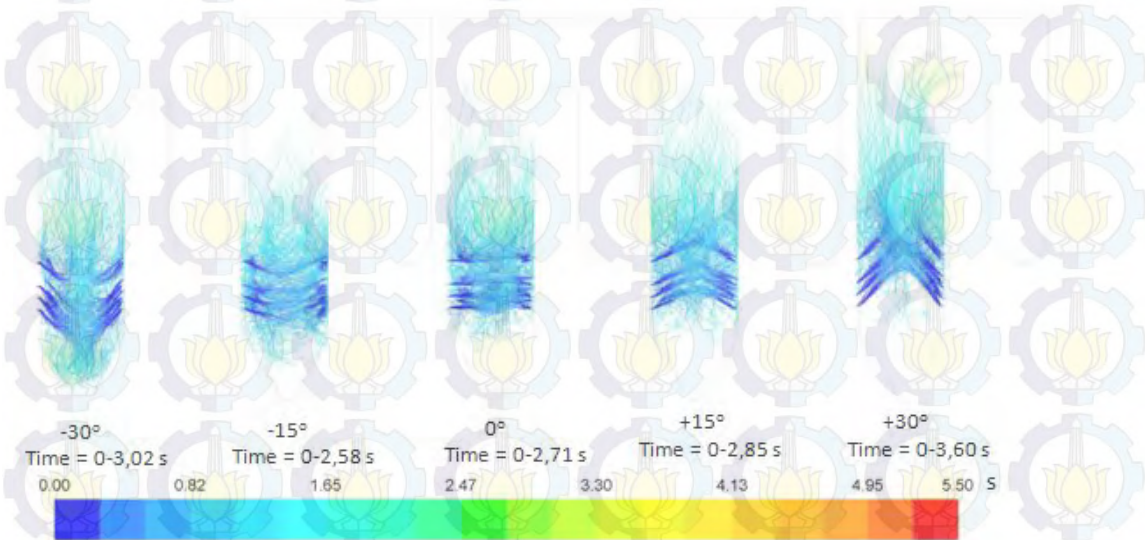
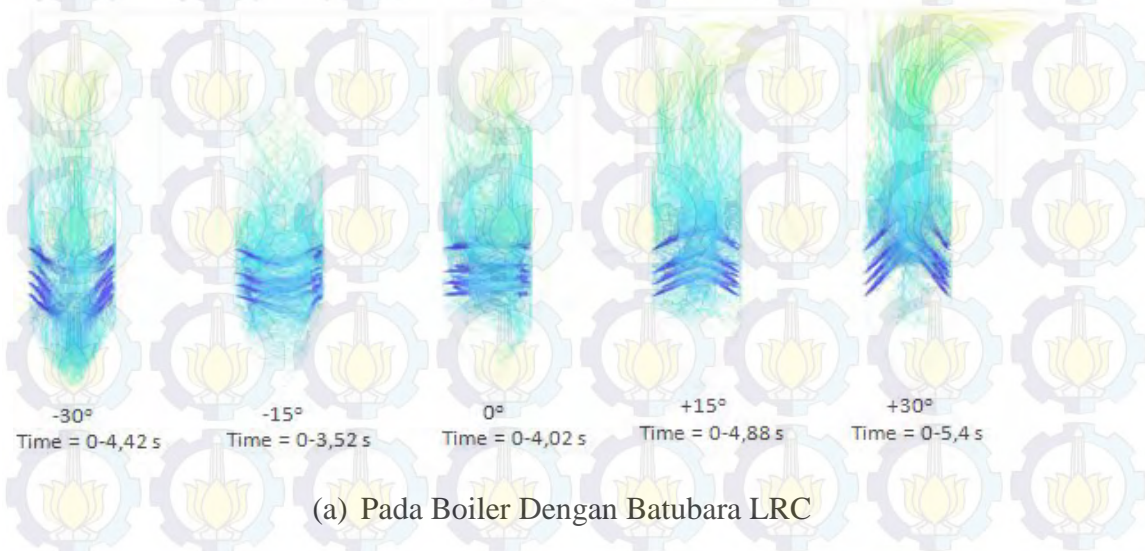
Pada Gambar 4.5 tampak bahwa kecepatan *flue gas* yang melewati *surface outlet furnace* tinggi di sisi ujung *nose*. Kecepatan diujung *nose* yang tinggi dikarenakan adanya penyempitan penampang boiler. Hal ini berbeda pada kontour kecepatan pada sudut tilting +30°, pada kontour ini kecepatan tinggi juga ada di tengah penampang boiler, pada kondisi ini diprediksikan sebagian partikel batubara akan terbawa keluar *furnace* dalam kondisi belum terbakar. Partikel batubara tersebut akan terbakar setelah keluar dari *furnace*. Oleh karena itu pada sudut tilting +30°, temperatur *area panel division superheater* dan *platen superheater* akan lebih tinggi.



4.3.3. Analisa Particle Tracks

1. Pengaruh Perubahan *Tilting* Terhadap Lintasan Partikel Batubara

Setiap jenis batubara mempunyai waktu yang berbeda-beda untuk sampai habis terbakar. Perbedaan laju pembakaran partikel batubara inilah yang dapat digunakan untuk memprediksikan dimana partikel batubara nantinya akan habis terbakar. Hal ini diperlukan agar hasil pembakaran dapat terserap seefisien mungkin dan tidak mengganggu operasi boiler. Analisa *particle track* digunakan untuk menganalisa aliran partikel batubara didalam boiler. Hasil pengambilan *particle track* terlihat pada Gambar 4.6.



Gambar 4.6 Lintasan Partikel Batubara pada Boiler dengan Penampang *Vertical*



Pada Gambar 4.6 terlihat adanya lintasan partikel pada boiler dengan batubara LRC maupun MRC. Perubahan *tilting burner* memberikan pengaruh terhadap karakteristik lintasan batubara didalam boiler. Pada boiler dengan batubara LRC, pada saat sudut *tilting* 0° , partikel keluar dari *burner* terbawa oleh aliran udara primer membentuk *fireball*. Pergerakan partikel relatif berada pada area *burner* dan sedikit yang habis terbakar di luar *furnace*, pergerakan partikel berada di sisi luar *fireball*, sehingga pada pusat boiler sedikit dilalui partikel batubara. Partikel batubara dari *burner* paling bawah sebagian akan terbawa aliran ke *bottom ash hopper* dan partikel tersebut terbakar di *bottom ash hopper*.

Pada saat sudut *tilting* $+15^\circ$, posisi *fireball* akan sedikit ke bawah, pergerakan sebagian partikel batubara terbawa aliran fluida dan habis terbakar di *bottom ash hopper*, sebagian partikel batubara yang keluar dari *burner* berada di tepi *fireball*, pada bagian pusat boiler sedikit dilalui partikel batubara.

Pada saat *tilting* -30° , sebagian besar partikel yang keluar dari *burner* mengarah ke *bottom ash hopper* sebagian besar partikel batubara mulai terbakar disini, akan tetapi partikel batubara tersebut sebagian besar menuju ke atas melewati pusat boiler dan habis terbakar di atas *burner*, saat menuju atas inilah aliran akan bertumbukan dengan aliran yang keluar dari *burner*. Aliran dari *burner* yang bertumbukan akan terpecah ke tepi boiler, sedangkan aliran dari bawah tetap berada di tengah boiler menuju ke atas. Aliran yang melewati pusat boiler akan melewati lintasan yang lebih pendek karena relatif lurus dari bawah ke atas sehingga sebagian partikel batubara belum habis terbakar di *furnace*. Selain itu aliran yang melewati tepi boiler akan lebih banyak tersedia oksigen sehingga proses pembakaran dapat lebih cepat, sedangkan aliran partikel batubara yang melewati pusat boiler berada dalam area miskin oksigen sehingga proses pembakaran berlangsung lambat, dengan kata lain partikel batubara sulit teroksidasi.

Pada saat *tilting* $+15^\circ$, hanya sedikit partikel batubara yang terbawa aliran fluida ke bawah, bahkan tidak ada partikel batubara yang terbakar pada *bottom ash hopper*. Sebagian besar partikel akan langsung terbawa aliran ke *outlet furnace* dan sebagian belum habis terbakar di *furnace* karena tidak adanya cukup waktu di dalam *furnace*.



Pada saat sudut *tilting* $+30^\circ$, hanya sebagian partikel batubara yang terbawa mengarah ke *bottom ash hopper*, akan tetapi tidak ada partikel batubara yang terbakar pada *bottom ash hopper*. Sebagian besar partikel akan langsung mengarah ke *outlet furnace* dan tidak habis terbakar didalam *furnace*.

Karakteristik aliran partikel batubara pada LRC identik dengan karakteristik aliran pada MRC, akan tetapi kecepatan proses pembakaran dari kedua jenis partikel batubara tersebut yang membedakan dimana partikel akan habis terbakar.

Partikel batubara yang belum habis terbakar dalam *furnace* disebabkan karena ketidakcukupan waktu partikel tersebut didalam *furnace*. Berdasarkan Gambar 4.6 partikel batubara yang belum terbakar keluar dari pusat boiler, pada pusat boiler inilah lintasan terpendek dari partikel batubara untuk keluar *furnace*. Partikel batubara yang melewati pusat boiler akan langsung menuju ke *outlet furnace*, hal ini berbeda dengan partikel yang mengikuti lintasan *fireball*, partikel batubara yang melewati lintasan *fireball* akan mempunyai lintasan yang lebih panjang sehingga mempunyai waktu yang lebih lama di dalam *furnace*. Partikel batubara dalam menuju *outlet furnace* akan bergerak mengelilingi tepi boiler.

2. Perubahan Nilai Kalor Batubara Terhadap Lintasan Partikel Batubara

Pada Gambar 4.6 juga dapat diamati perubahan nilai kalor batubara terhadap lintasan partikel batubara. Pada terlihat perbandingan lintasan partikel batubara LRC dan MRC pada berbagai sudut *tilting*. Pada semua sudut *tilting*, batubara MRC selalu mempunyai lintasan lebih pendek, hal ini disebabkan karena partikel batubara MRC mempunyai laju pembakaran yang lebih cepat dibandingkan partikel batubara LRC. Dengan laju pembakaran yang lebih cepat maka batubara MRC membutuhkan lebih sedikit waktu untuk proses pembakarannya sehingga sebagian besar batubara MRC terbakar di *furnace*.

4.4. Analisa Pembakaran

Pembakaran pada boiler akan menghasilkan *flue gas* temperatur tinggi, sehingga akan terjadi perpindahan panas dari *flue gas* dengan komponen-komponen boiler. Selain kenaikan temperatur yang merupakan komponen utama



yang diharapkan, terdapat produk sampingan dari proses pembakaran yaitu O_2 , CO_2 dan NO_x . Analisa produk pembakaran dapat digunakan untuk memprediksi proses pembakaran yang telah terjadi.

4.4.1. Analisa Kontour Temperatur

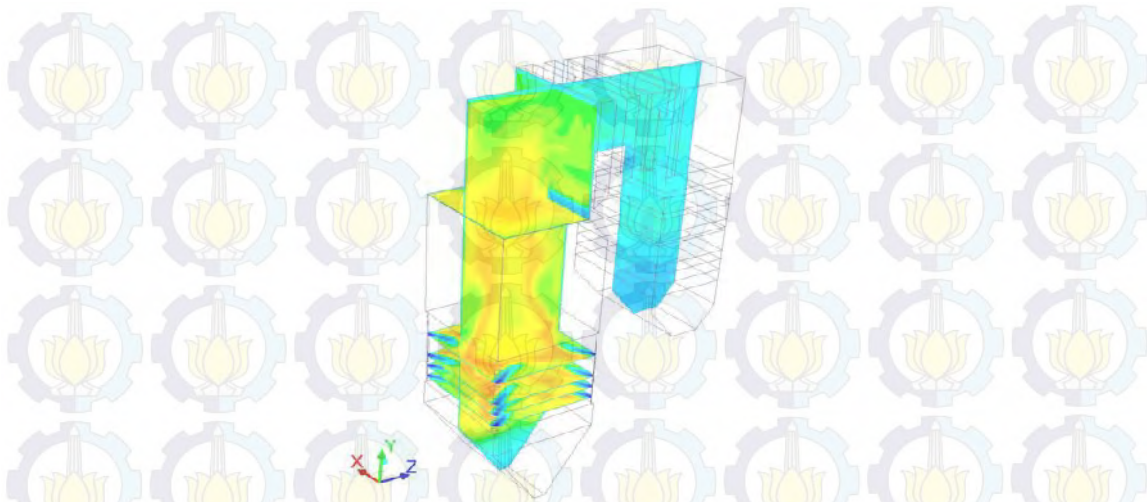
Pada subbab ini temperatur yang dianalisa adalah temperatur *flue gas* pada saat keluar dari *furnace* dan *flue gas* memasuki *reheater*. Analisa di kedua bidang ini dilakukan untuk memprediksi naik ataupun turunnya penggunaan *desuperheater* pada *superheater* dan *reheater*. Temperatur simulasi pada *outlet furnace* dan *inlet reheater* pada saat dioperasikan pada tilting $+3^\circ$ sesuai setup aktual unit berturut-turut $1287,66^\circ C$ dan $967,45^\circ C$. Kebutuhan *desuperheater* pada *superheater* $2,87\text{ kg/s}$ dan pada *reheater* $7,45\text{ kg/s}$.

1. Pengaruh Perubahan *Tilting* Terhadap Temperatur

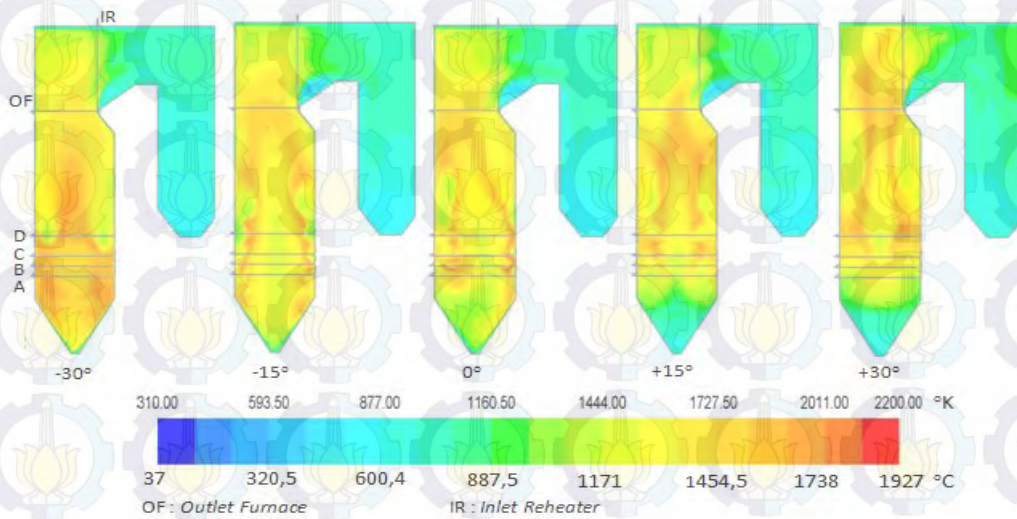
Perpindahan panas pertama-tama akan terjadi dari *flue gas* ke *waterwalltube*. Selanjutnya *flue gas* akan memanasi berbagai *heat exchanger* yaitu *superheater*, *reheater* dan *economizer*. Oleh karena itu temperatur *flue gas* akan semakin turun saat mengalir menuju ke *outlet* boiler.

Pengambilan data kontour temperatur dilakukan dengan membuat *plane* pada *center* boiler secara vertikal untuk mengetahui distribusi temperatur pada aliran *flue gas*. Kontour temperatur pada boiler tampak pada Gambar 4.6 dengan *range colormap* $37-1927^\circ C$.

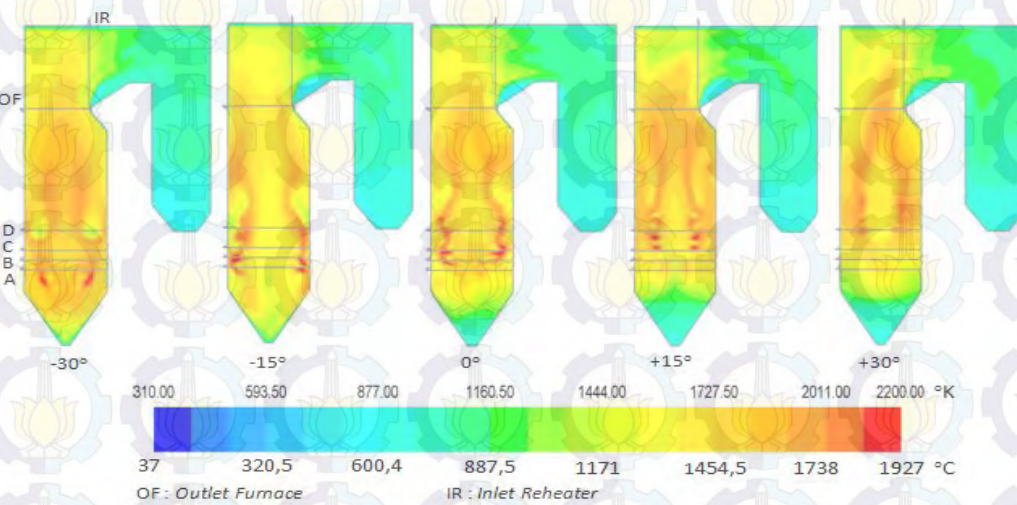
Pada Gambar 4.7 (a) merupakan gambaran *isometric* kontour temperatur pada boiler. Temperatur paling tinggi berada di *furnace*, karena disinilah terjadi proses pembakaran partikel batubara, semakin ke *outlet* boiler temperatur *flue gas* akan semakin turun karena terjadi perpindahan panas dari *flue gas* ke *waterwalltube*, *superheater*, *reheater* dan *economizer*. *Fireball* yang terbentuk merupakan area paling panas karena di area inilah diprediksikan pembakaran sempurna terjadi.



(a) Pada Penampang *Isometric* dengan *Tilting* 0°



(b) Penampang *Vertical* Pada Boiler Dengan Batubara LRC



(c) Penampang *Vertical* Pada Boiler Dengan Batubara MRC

Gambar 4.7 Kontour Temperatur



Pada Gambar 4.7 (b) terlihat adanya pergerakan *fire-ball* akibat perubahan *tilting burner* pada boiler dengan batubara LRC. Pada saat *tilting* 0° , panas maksimal yang didapat dari pembakaran berada di *furnace*. *Bottom ash hopper* sisi belakang terkena efek temperatur *fireball*, sedangkan sisi depan tidak terkena efek temperatur *fireball*.

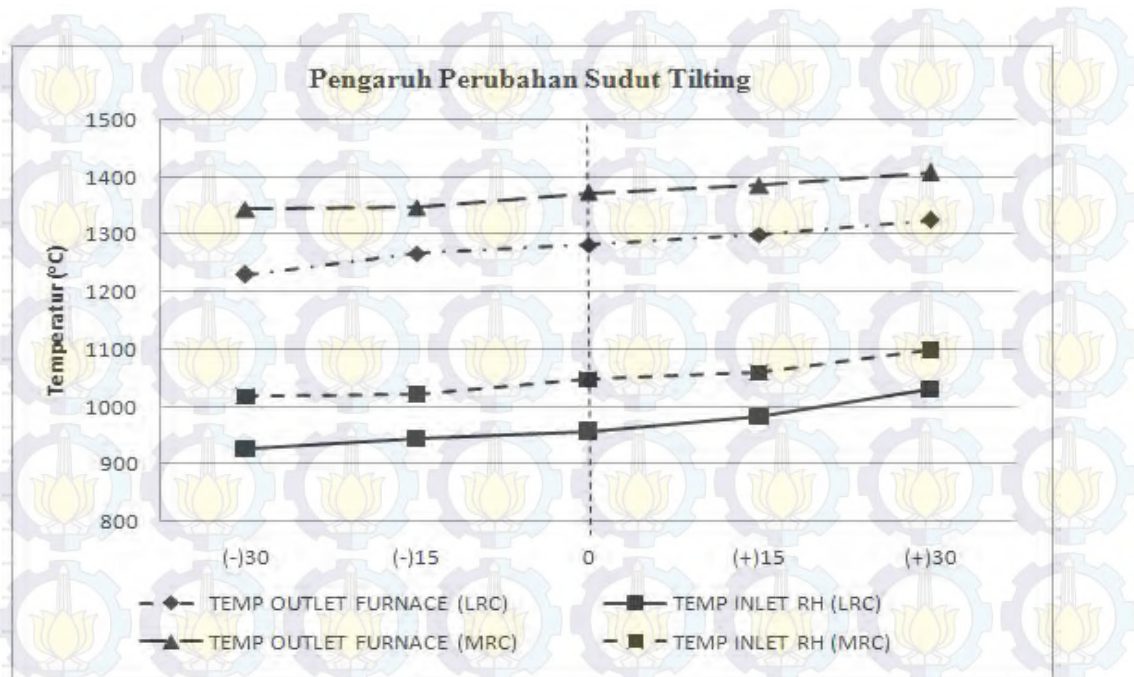
Pada saat *tilting* -15° , posisi *fireball* tampak sedikit ke bawah sehingga terjadi peningkatan temperatur di *bottom ash hopper*, walaupun temperatur ujung bawah *bottom ash hopper* masih belum meningkat.

Pada saat *tilting* -30° , posisi *fireball* tampak sampai di *bottom ash hopper*, sehingga temperatur ujung bawah *bottom ash hopper* sedikit dibawah temperatur maksimal pembakaran.

Pada saat *tilting* $+15^\circ$, posisi *fireball* bagian atas sedikit melewati *outlet furnace*, sehingga terjadi peningkatan temperatur di *outlet furnace*, sedangkan temperatur *bottom ash hopper* menurun.

Pada saat *tilting* $+30^\circ$, posisi *fireball* bagian atas tampak jauh diatas *outlet furnace*, sehingga terjadi peningkatan temperatur di *outlet furnace* dan *superheater*, sedangkan temperatur *bottom ash hopper* menurun.

Pengambilan kontour temperatur pada penampang vertikal juga dilakukan pada batubara MRC. Analisa ini digunakan untuk memprediksi temperatur yang terjadi jika menggunakan batubara MRC. Dari Gambar 4.7 (c) terlihat adanya pergerakan *fire-ball* akibat perubahan *tilting burner*. Perubahan *tilting burner* terhadap kontour temperatur pada boiler dengan batubara MRC identik dengan boiler yang menggunakan LRC, hal ini terlihat pada grafik Gambar 4.8. Pengambilan data temperatur dilakukan pada *surface outlet furnace* dan *surface inlet RH*. *Surface* dibuat dengan *iso-surface* dan pengambilan data dengan menggunakan *mass-weighted average*. Hasil pengambilan data ditampilkan berupa grafik pada Gambar 4.8.



Gambar 4.8 Pengaruh Perubahan Sudut *Tilting* Terhadap Temperatur

Pada Gambar 4.8 terlihat bahwa dengan *tilting* diarahkan ke bawah, maka temperatur pada *surface outlet furnace* dan *surface inlet reheater* mengalami penurunan. Begitu juga sebaliknya bila sudut *tilting* yang mengarah ke atas akan berdampak pada semakin tingginya temperatur pada *surface outlet furnace* dan temperatur pada *surface inlet reheater* hal ini diprediksikan terjadi pada boiler dengan bahan bakar batubara LRC maupun MRC. Perubahan temperatur *flue gas* ini akan mempengaruhi temperatur pada steam juga sehingga akan mempengaruhi *flowrate desuperheater*. Pada boiler dengan batubara LRC perubahan temperatur terhadap *tilting* 0° , saat *tilting* -15° akan menurunkan temperatur pada *surface outlet furnace* 15°C dan menurunkan temperatur *surface inlet reheater* $13,48^\circ\text{C}$, sedangkan saat *tilting* -30° akan menurunkan temperatur pada *surface outlet furnace* $52,05^\circ\text{C}$ dan menurunkan temperatur *surface inlet reheater* $30,32^\circ\text{C}$. Perbedaan penurunan pada *outlet furnace* dan *inlet reheater* dimungkinkan karena adanya partikel batubara yang masih belum terbakar saat melewati *outlet furnace* dan kemudian terbakar sebelum masuk *inlet reheater*. Sehingga *flue gas* saat masuk *inlet reheater* sedikit bertambah karena pembakaran partikel tersebut.



Pada boiler dengan batubara MRC perubahan temperatur terhadap *tilting* 0°, saat *tilting* -15° akan menurunkan temperatur pada *surface outlet furnace* 28,81°C dan menurunkan temperatur *surface inlet reheater* 29,19°C, sedangkan saat *tilting* -30° akan menurunkan temperatur pada *surface outlet furnace* 25,87°C dan menurunkan temperatur *surface inlet reheater* 25,59°C. Nilai perubahan temperatur akibat perubahan *tilting* yang dibandingkan terhadap *tilting* 0° ditampilkan pada Tabel 4.1.

Tabel 4.1 Pengaruh Sudut *Tilting* Terhadap Perubahan Temperatur

<i>Tilting</i>	Perubahan Temperatur (°C)			
	LRC		MRC	
	<i>Outlet Furnace</i>	<i>Inlet RH</i>	<i>Outlet Furnace</i>	<i>Inlet RH</i>
-30°	-52,05	-30,32	-29,81	-29,19
-15°	-15	-13,48	-25,87	-25,59
0°	0	0	0	0
+15°	18,3	25	13,2	12,16
+30°	39,8	70,74	34,51	51,36

Penurunan temperatur *flue gas* pada *outlet furnace* dan *inlet reheater* akibat perubahan sudut *tilting* di sebabkan saat *tilting* diarahkan ke bawah posisi *fireball* juga akan turun ke bawah sehingga penyerapan panas di area *waterwalltube* bagian bawah boiler dan *bottom ash hopper* akan meningkat. Sedangkan ketika *tilting* diarahkan keatas, *fireball* juga akan berpindah posisi ke atas sehingga penyerapan bagian bawah boiler dan *bottom ash hopper* akan menurun sehingga temperatur *flue gas* pada *outlet furnace* dan *inlet reheater* akan meningkat.

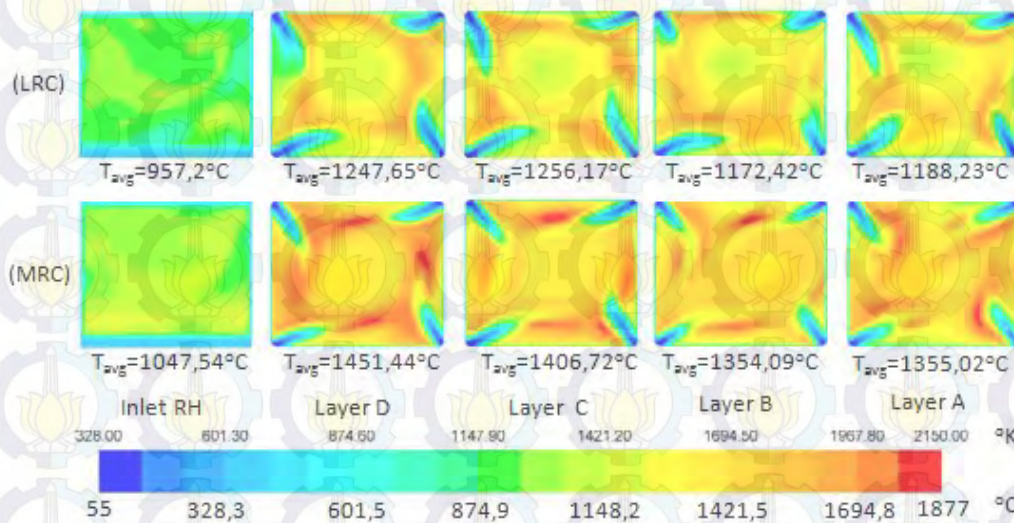
Bila dibandingkan pada saat *tilting* +3°, maka kebutuhan *desuperheater* pada saat *tilting* 0° akan menurun karena temperatur pada *outlet furnace* dan *inlet reheater* turun sebesar 5,46 °C dan 10,25 °C. Demikian juga bila *tilting* semakin diarahkan ke bawah, kebutuhan *desuperheater* akan semakin turun, tetapi bila *tilting* diarahkan keatas kebutuhan *desuperheater* akan naik karena temperatur *flue*

gas yang keluar dari *furnace* naik dan temperatur *flue gas* yang masuk *reheater* juga naik.

2. Pengaruh Perubahan Nilai Kalor Batubara Terhadap Temperatur

Temperatur yang dibawa oleh *flue gas* berasal dari proses pembakaran batubara. Pada batubara ini terkandung energi yang dinyatakan dalam nilai kalor. Besarnya nilai kalor akan mempengaruhi tingginya temperatur yang dapat dihasilkan dari proses pembakaran batubara.

Pengambilan data temperatur dilakukan dengan membuat *iso-surface* pada elevasi dimana batubara diinjeksikan untuk mengetahui distribusi temperatur penampang horizontal pada elevasi tertentu. Sudut *tilting* yang digunakan adalah 0° . Hasil pengambilan data terlihat pada Gambar 4.9.

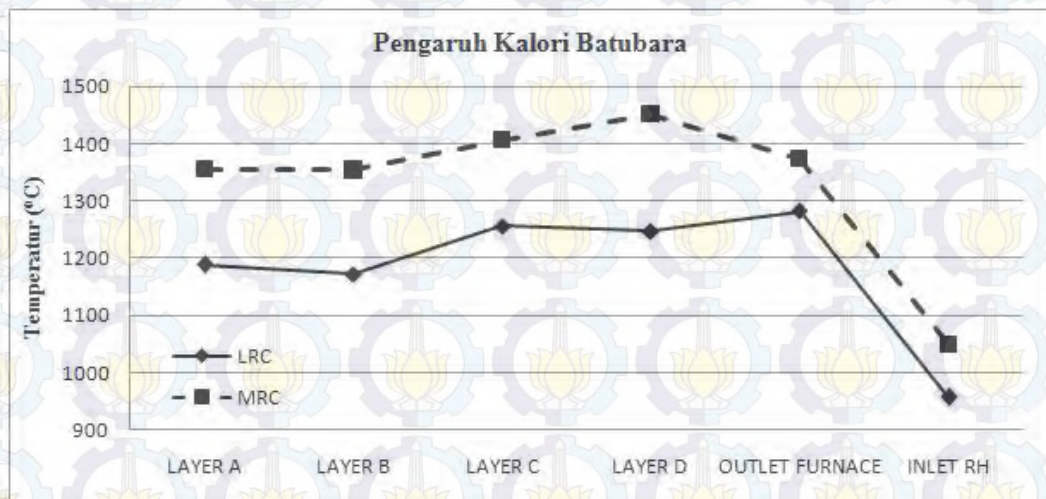


Gambar 4.9 Kontour Temperatur Pada Sudut *Tilting* 0°

Pada Gambar 4.9 terlihat dengan menggunakan batubara dengan nilai kalor yang lebih tinggi maka kontour temperaturnya juga akan lebih tinggi. Pada *outlet furnace* dengan menggunakan batubara LRC temperatur mencapai $1282,2^\circ\text{C}$, sedangkan menggunakan batubara MRC temperatur rata-ratanya mencapai $1372,99^\circ\text{C}$. Pada *inlet reheater* dengan menggunakan batubara LRC temperatur mencapai $957,2^\circ\text{C}$, sedangkan menggunakan batubara MRC temperatur mencapai



1047,54 °C. Begitu juga pada layer A, B, C dan D, dengan batubara LRC temperaturnya berturut-turut 1188,23 °C, 1172,42 °C, 1256,17 °C dan 1247,65 °C, sedangkan menggunakan batubara MRC berturut-turut 1355,02 °C, 1354,09 °C, 1406,72 °C dan 1451,44 °C. Perbandingan nilai kalor batubara terhadap temperatur pembakaran ditampilkan berupa grafik pada Gambar 4.10. Pengambilan data temperatur juga dilakukan pada *surface layer A*, *layer B*, *layer C*, dan *layer D*. Pengambilan data dengan menggunakan *mass-weighted average* pada masing-masing *surface*.



Gambar 4.10 Pengaruh Perubahan Nilai Kalor Batubara Terhadap Temperatur

Pada Gambar 4.10 terlihat bahwa, perubahan kalori batubara yang lebih tinggi diprediksikan mempunyai kecenderungan membuat temperatur *furnace* menjadi lebih tinggi. Semakin tinggi kalori batubara yang terbakar di *furnace* akan menghasilkan energi yang semakin tinggi pula sehingga panas yang ada pada *furnace* menjadi meningkat. Perbedaan temperatur karena pengaruh perubahan nilai kalor batubara yang digunakan disebabkan karena dengan menggunakan nilai kalor yang lebih tinggi maka energi yang akan dihasilkan juga lebih tinggi sehingga temperatur hasil proses pembakaran juga akan lebih tinggi. Akan tetapi dalam pengoperasian perlu diperhatikan juga batasan maksimal temperatur yang dapat diterima oleh *tube boiler* sehingga penggunaan kalori yang lebih tinggi tidak mengakibatkan kegagalan operasi dari boiler.



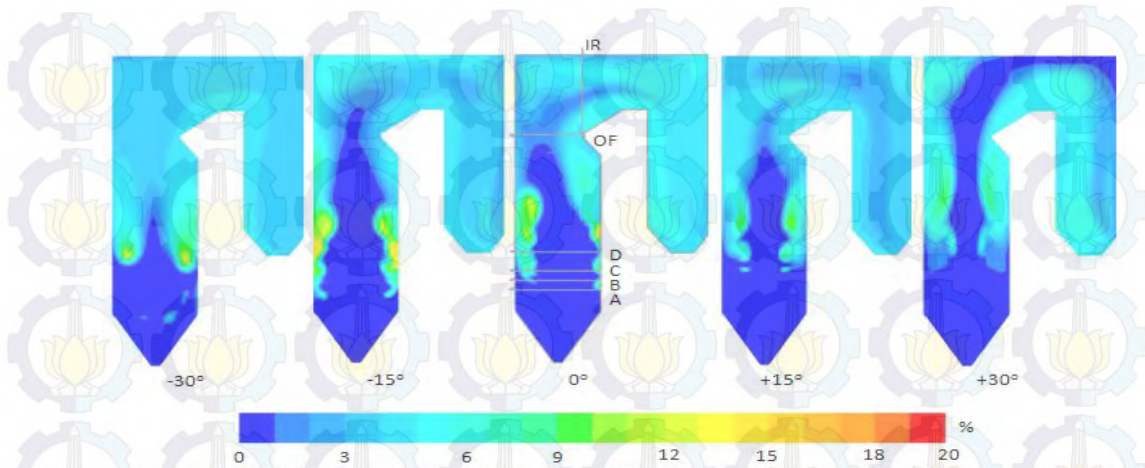
4.4.2. Analisa Kontour Fraksi Massa O₂

Salah satu metode untuk menganalisa pembakaran adalah dengan menganalisa fraksi massa O₂. Pengambilan kontour fraksi massa O₂ dilakukan dengan membuat *iso-surface* pada penampang vertikal boiler dan pada penampang horizontal *coal burner*. Secara umum, kontour O₂ paling tinggi di area depan *burner* baik itu *coal burner* maupun *secondary air burner*. Pada pusat boiler kontour fraksi O₂ juga rendah hal ini sesuai dengan teori bahwa pada pusat boiler terjadi pembakaran miskin oksigen.

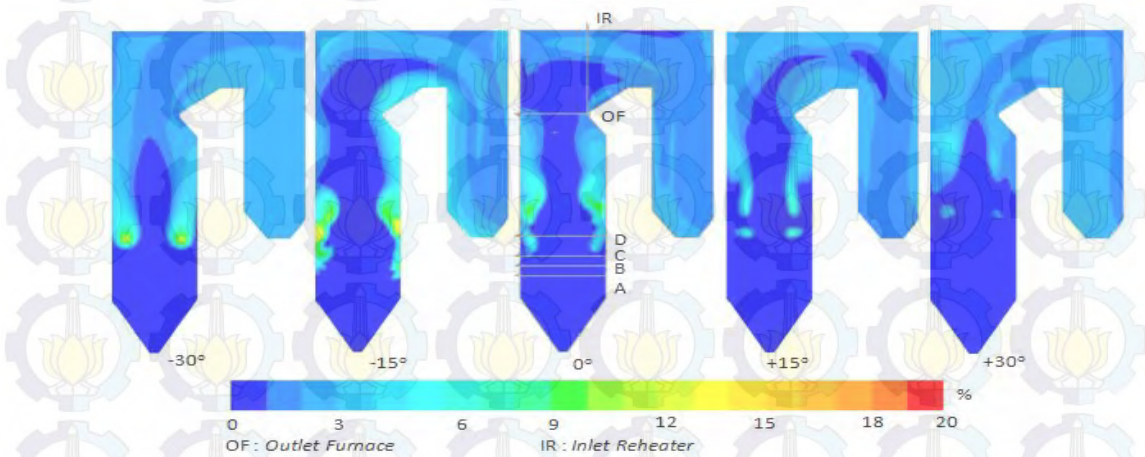
Kontour fraksi massa O₂ ditampilkan pada Gambar 4.11. Pada Gambar 4.11 (a) merupakan kontour fraksi massa pada boiler yang menggunakan batubara LRC, sedangkan gambar (b) merupakan kontour fraksi massa pada boiler yang menggunakan batubara MRC dan gambar (c) merupakan kontour fraksi massa pada boiler dengan batubara LRC dan MRC di *surface* layer dan inlet RH.

Pada Gambar 4.11 (a) dengan boiler menggunakan batubara LRC tampak bahwa pada semua kondisi variasi *tilting*, tidak ada fraksi massa oksigen di *bottom ash hopper*, hal ini terjadi karena udara pembakaran yang mengalir ke *bottom ash hopper* sedikit sehingga oksigen yang terbawapun juga sedikit dan oksigen tersebut akan habis untuk mengoksidasi partikel batubara yang berada di *bottom ash hopper*. Disini dapat dikatakan bahwa pada *bottom ash hopeer* telah terjadi pembakaran tidak sempurna karena miskin oksigen. Dari gambar juga terlihat bahwa fraksi massa oksigen tinggi di tepi boiler sedangkan pada *furnace* di pusat boiler sangat rendah. Oleh karena itu pada pusat *fireball* terjadi pembakaran tidak sempurna miskin oksigen.

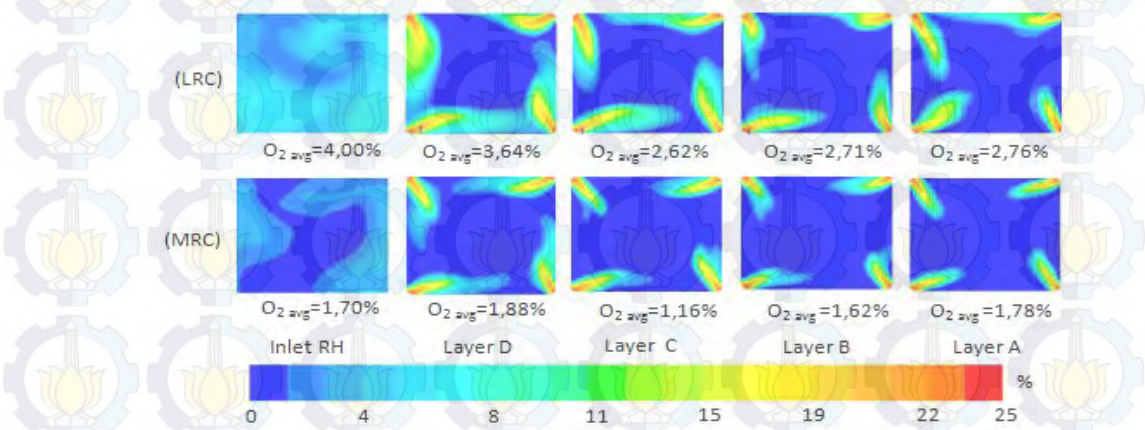
Begitu pula pada Gambar 4.11 (b) dengan boiler menggunakan batubara MRC fenomena yang terjadi identik dengan boiler menggunakan batubara LRC. Pada Gambar 4.11 (a) dan (b) dapat dibandingkan bahwa, fraksi massa O₂ pada boiler dengan batubara MRC lebih sedikit dibandingkan boiler dengan batubara LRC, hal ini terjadi karena pada pembakaran sempurna partikel batubara MRC membutuhkan oksigen lebih banyak dibandingkan partikel batubara LRC. Kebutuhan oksigen yang lebih banyak dikarenakan kadar C pada partikel batubara MRC yang lebih tinggi daripada batubara LRC.



(a) Pada Penampang *Vertical Boiler* Dengan Batubara LRC



(b) Pada Penampang *Vertical Boiler* Dengan Batubara MRC



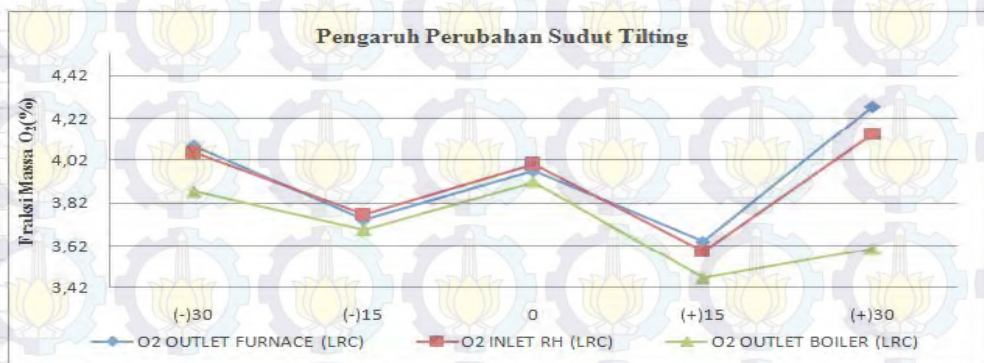
(c) Pada Penampang *Layer* dan *Inlet Reheater* Dengan *Tilting* 0°

Gambar 4.11 Kontour Fraksi Massa O_2

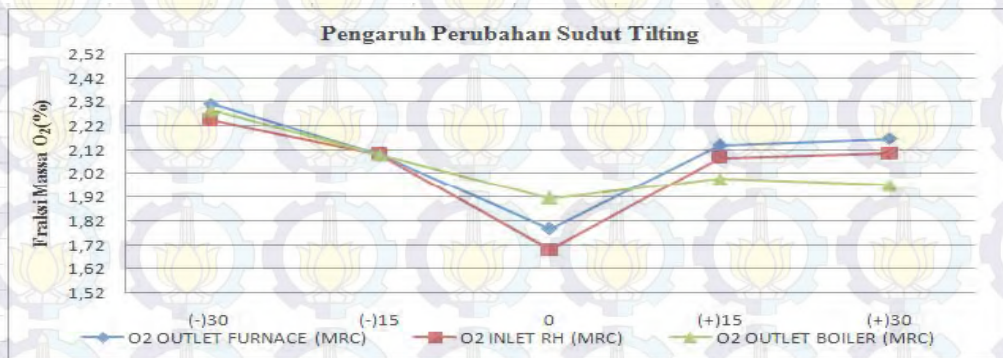
Pada Gambar 4.11 (c) tampak bahwa fraksi massa O_2 di tengah *fire-ball* paling kecil. Hal ini mengindikasikan bahwa oksigen pada tengah *fireball* habis



untuk mengoksidasi partikel batubara dan dimungkinkan ada partikel batubara yang belum teroksidasi. Kekurangan oksigen di tengah *fire-ball* dapat menyebabkan terjadinya pembakaran tidak sempurna sehingga akan terbentuk CO dan panas yang dihasilkan tidak maksimal. Pada boiler dengan batubara MRC tampak bahwa fraksi massa O_2 yang masuk ke area *reheater* lebih sedikit dibandingkan menggunakan LRC. Kandungan O_2 pada *outlet furnace*, *inlet reheater* dan *outlet boiler* ditampilkan pada Gambar 4.12.



(a) Pada Boiler Dengan Batubara LRC



(b) Pada Boiler Dengan Batubara MRC

Gambar 4.12 Pengaruh Perubahan Sudut *Tilting* Terhadap Fraksi Massa O_2

Pada Gambar 4.12 tampak bahwa fraksi massa O_2 terendah untuk boiler dengan batubara LRC semua *surface* yang dianalisa terjadi pada saat sudut *tilting* $+15^\circ$, sedangkan untuk boiler dengan batubara MRC pada saat sudut *tilting* 0° . Dengan melihat fraksi O_2 yang masih ada di *outlet boiler*, maka dapat disimpulkan bahwa pembakaran paling sempurna untuk batubara LRC terjadi



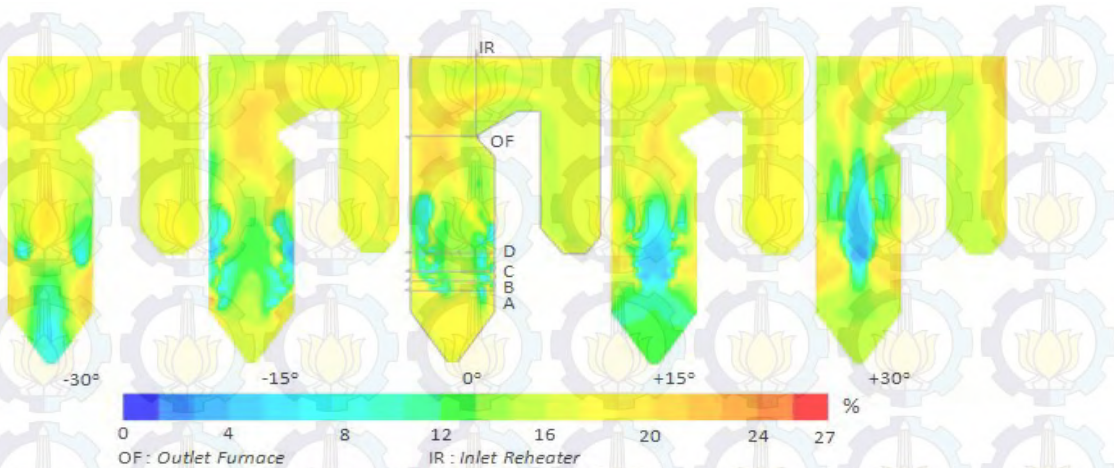
pada sudut *tilting* $+15^\circ$, sedangkan untuk boiler dengan batubara MRC pada saat sudut *tilting* 0° .

4.4.3. Analisa Kontour Fraksi Massa CO_2

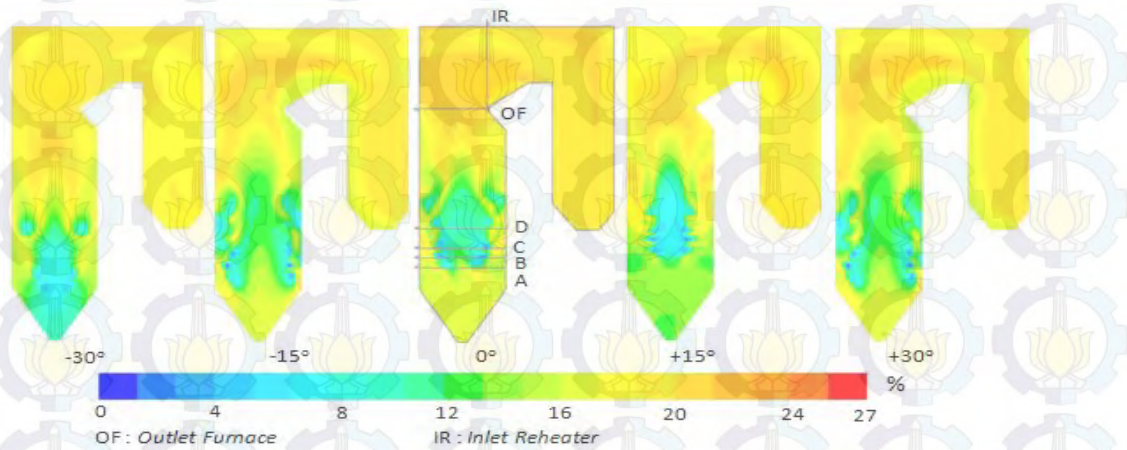
Metode yang lain untuk menganalisa pembakaran adalah dengan menganalisa fraksi massa CO_2 . Pengambilan kontour fraksi massa CO_2 dilakukan dengan membuat *iso-surface* pada penampang vertikal boiler dan pada penampang horizontal *coal burner*. Secara umum, kontour CO_2 paling tinggi di area *panel division superheater* dan *platen superheater*. Fraksi massa CO_2 yang tinggi mengindikasikan terjadi pembakaran yang sempurna.

Kontour fraksi massa CO_2 ditampilkan pada Gambar 4.13. Pada Gambar 4.13 (a) merupakan kontour fraksi massa CO_2 pada boiler yang menggunakan batubara LRC, sedangkan gambar (b) merupakan kontour fraksi massa CO_2 pada boiler yang menggunakan batubara MRC dan gambar (c) merupakan kontour fraksi massa CO_2 pada boiler dengan batubara LRC dan MRC di *surface layer* dan *inlet RH*.

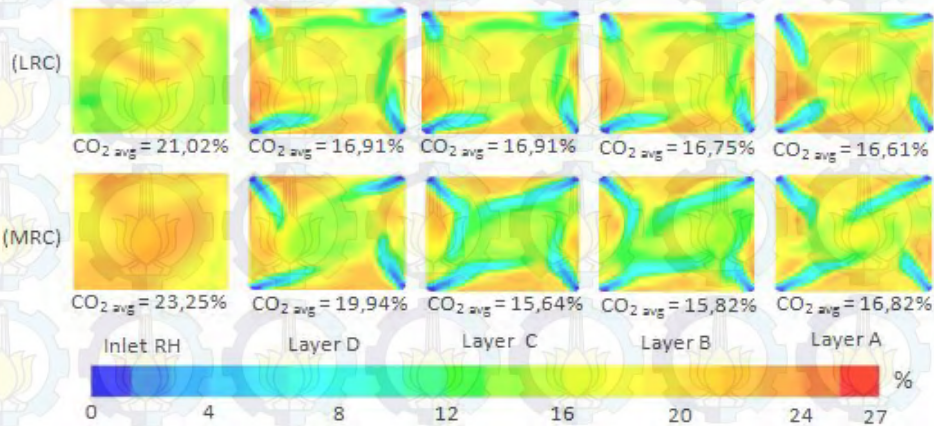
Pada Gambar 4.13 (a) dengan boiler menggunakan batubara LRC tampak bahwa pada saat *tilting* 0° , fraksi massa CO_2 di *bottom ash hopper* 0,22 paling tinggi dibandingkan variasi *tilting* lainnya. Hal ini menunjukkan bahwa terjadi pembakaran sempurna pada *bottom ash hopper* dimana komposisi oksigen dan partikel batubara paling mendekati stoikiometri. Pada saat *tilting* -15° , fraksi massa CO_2 di *bottom ash hopper* 0,19 mengalami penurunan, hal ini menunjukkan pembakaran tidak sempurna di *bottom ash hopper*, dimungkinkan jumlah partikel batubara lebih banyak dan kemungkinan dihasilkan produk pembakaran CO. Pada saat *tilting* -30° , fraksi massa CO_2 di *bottom ash hopper* 0,13, jumlah partikel batubara lebih banyak sehingga dimungkinkan terbentuk CO. Pada saat *tilting* $+15^\circ$, fraksi massa CO_2 di *bottom ash hopper* 0,16. Pada saat *tilting* $+30^\circ$, fraksi massa CO_2 di *bottom ash hopper* 0,20.



(a) Pada Penampang *Vertical Boiler* Dengan Batubara LRC



(b) Pada Penampang *Vertical Boiler* Dengan Batubara MRC



(c) Pada Penampang *Layer* dan *Inlet Reheater* Dengan *Tilting* 0°

Gambar 4.13 Kontour Fraksi Massa CO_2

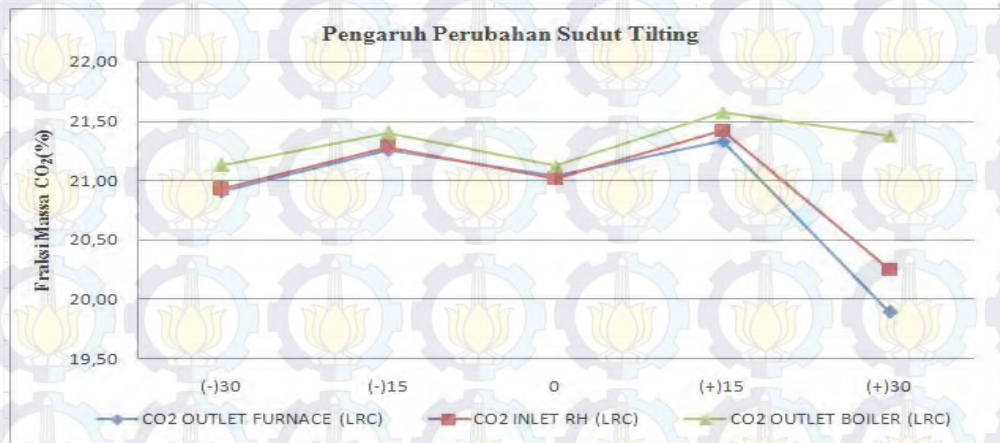
Pada saat *tilting* diarahkan semakin ke bawah, fraksi massa CO_2 di *bottom ash hopper* semakin turun, begitu juga pada saat *tilting* diarahkan semakin



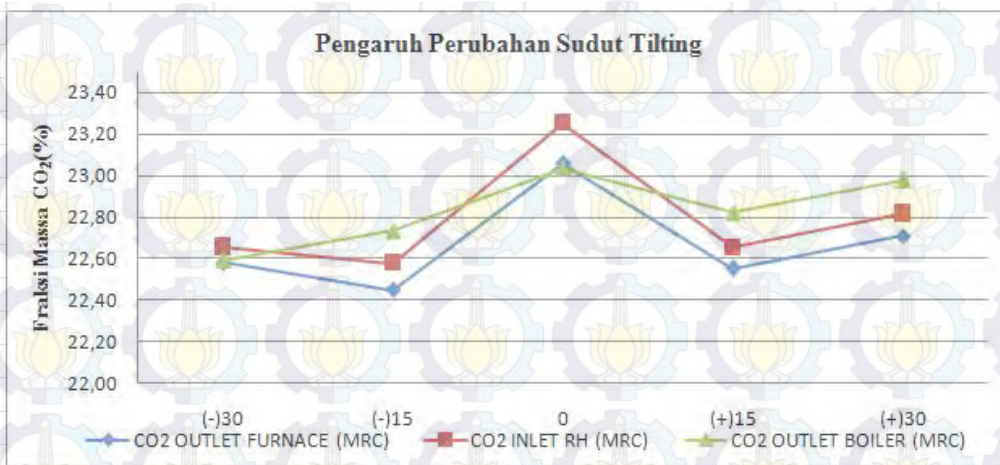
ke atas, fraksi massa CO_2 di *bottom ash hopper* juga semakin turun. Hal ini terjadi karena komposisi partikel batubara dan oksigen di *bottom ash hopper* yang semakin jauh dari stokiometri. Semakin *tilting* diarahkan ke bawah, partikel yang terbawa ke *bottom ash hopper* semakin banyak sehingga oksigen yang berada di *bottom ash hopper* tidak mampu mengoksidasi seluruh partikel batubara di *bottom ash hopper*. Pada kondisi sudut *tilting* -30° , diprediksikan terjadi pembakaran tidak sempurna di *bottom ash hopper*, yang disebabkan kurangnya oksigen di *bottom ash hopper* dan keberadaan partikel batubara di *bottom ash hopper* terlalu sebentar.

Begitu pula pada Gambar 4.13 (b) dengan boiler menggunakan batubara MRC fenomena yang terjadi identik dengan boiler menggunakan batubara LRC. Pada Gambar 4.13 (a) dan (b) dapat dibandingkan bahwa, fraksi massa CO_2 pada boiler dengan batubara MRC lebih banyak dibandingkan boiler dengan batubara LRC, hal ini terjadi karena pada pembakaran sempurna partikel batubara MRC membutuhkan oksigen lebih banyak dibandingkan partikel batubara LRC. Selain itu dikarenakan kadar C pada partikel batubara MRC yang lebih tinggi daripada batubara LRC.

Pada Gambar 4.13 (c) tampak bahwa fraksi massa CO_2 di tengah *fire-ball* paling kecil. Hal ini mengindikasikan bahwa oksigen pada tengah fireball habis untuk mengoksidasi partikel batubara dan dimungkinkan ada partikel batubara yang belum teroksidasi. Kekurangan oksigen di tengah *fire-ball* dapat menyebabkan terjadinya pembakaran tidak sempurna sehingga akan terbentuk CO dan panas yang dihasilkan tidak maksimal. Pada boiler dengan batubara MRC tampak bahwa fraksi massa CO_2 yang masuk ke area *reheater* lebih sedikit dibandingkan menggunakan LRC. Kandungan CO_2 pada *outlet furnace*, *inlet reheater* dan *outlet boiler* ditampilkan pada Gambar 4.14.



(a) Pada Boiler Dengan Batubara LRC



(b) Pada Boiler Dengan Batubara MRC

Gambar 4.14 Pengaruh Perubahan Sudut *Tilting* Terhadap Fraksi Massa CO₂

Pada Gambar 4.14 tampak bahwa fraksi massa CO₂ tertinggi untuk boiler dengan batubara LRC semua *surface* yang dianalisa terjadi pada saat sudut *tilting* +15°, sedangkan untuk boiler dengan batubara MRC pada saat sudut *tilting* 0°. Hal ini identik dengan yang terjadi pada analisa fraksi massa O₂. Dengan melihat fraksi CO₂ yang masih ada di *outlet boiler*, maka dapat disimpulkan bahwa pembakaran paling sempurna untuk batubara LRC terjadi pada sudut *tilting* +15°, sedangkan untuk boiler dengan batubara MRC pada saat sudut *tilting* 0°.

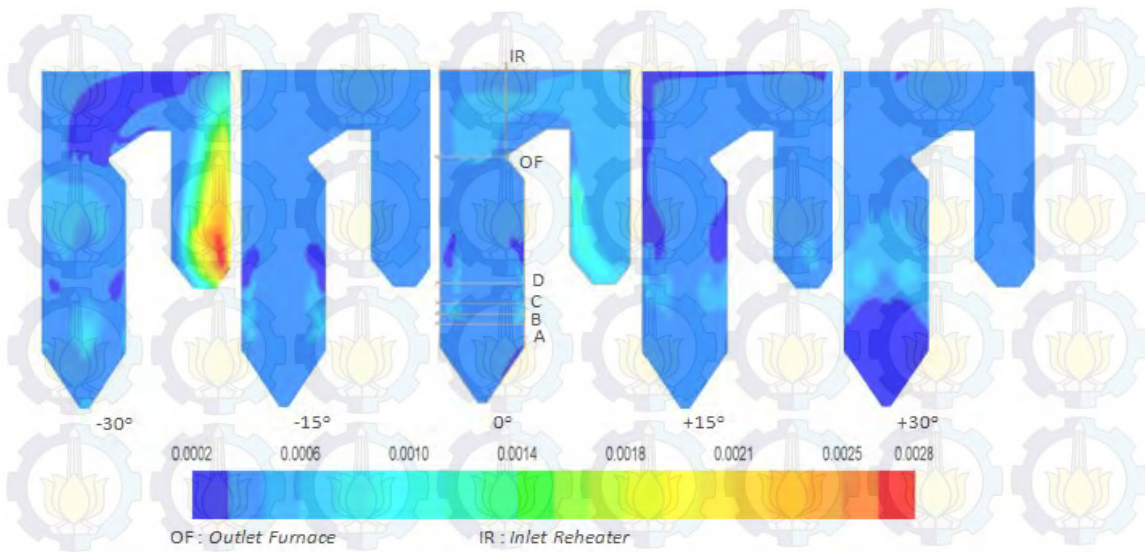


4.4.4. Analisa Distribusi Kontour Fraksi Massa NOx

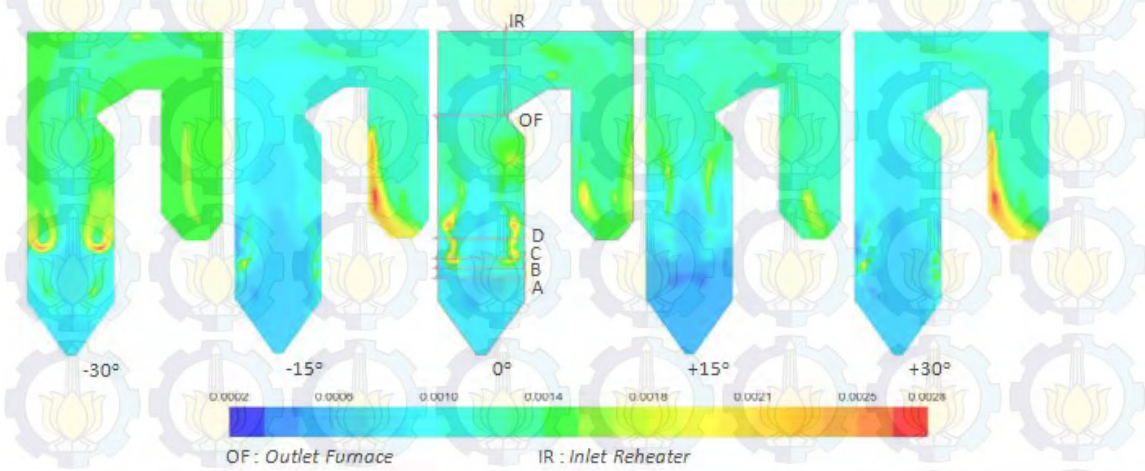
Dengan menganalisa kontour fraksi massa NOx dapat digunakan untuk memprediksi emisi pembakaran yang terjadi di boiler. Kontour fraksi massa NOx ditampilkan pada Gambar 4.15. Pada Gambar 4.15 (a) merupakan kontour fraksi massa CO₂ pada boiler yang menggunakan batubara LRC, sedangkan gambar (b) merupakan kontour fraksi massa pada boiler yang menggunakan batubara MRC dan gambar (c) merupakan kontour fraksi massa pada boiler dengan batubara LRC dan MRC di *surface* layer dan inlet RH. Faktor terbentuknya NOx adalah temperatur yang melebihi 1174°C dan adanya kelebihan oksigen di lokasi panas tersebut.

Pada Gambar 4.15 (a) dengan boiler menggunakan batubara LRC tampak bahwa pada saat *tilting* diarahkan keatas, maka dibagian bawah boiler fraksi massa NOx lebih sedikit. Hal ini dikarenakan dibagian bawah boiler tidak ada kelebihan oksigen dan temperatur yang belum mencukupi untuk terbentuknya NOx. Pada Gambar 4.15 (a) dan (b), tampak adanya fraksi massa NOx yang tinggi di sekitar outlet boiler. hal ini terjadi karena terjadi akumulasi NOx di *center* boiler penampang horozontal, sehingga pada saat pengambilan kontour terlihat adanya fraksi massa yang tinggi.

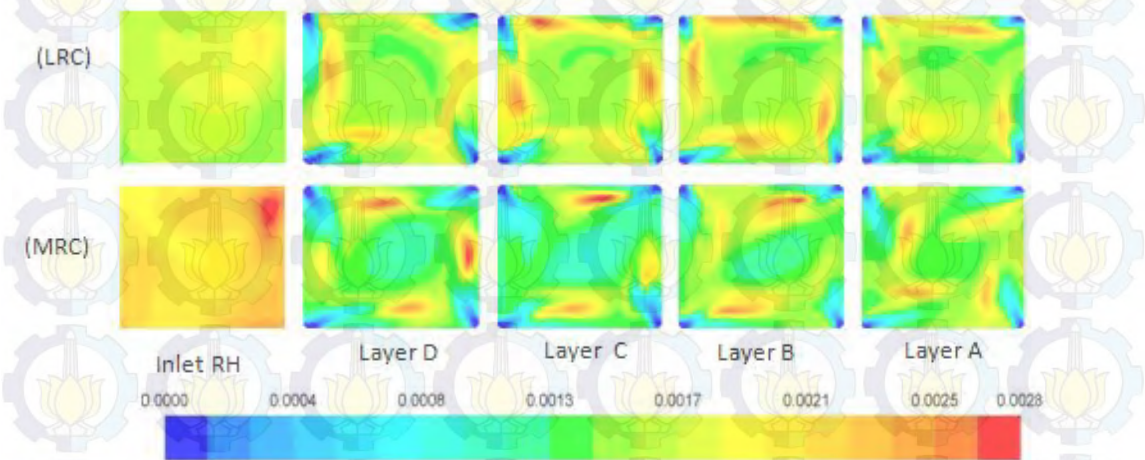
Begitu pula pada Gambar 4.15 (b) dengan boiler menggunakan batubara MRC tampak bahwa pada saat *tilting* diarahkan keatas, maka dibagian bawah boiler fraksi massa NOx lebih sedikit. Hal ini dikarenakan dibagian bawah boiler tidak ada kelebihan oksigen dan temperatur yang belum mencukupi untuk terbentuknya NOx.



(a) Pada Penampang *Vertical Boiler* Dengan Batubara LRC



(b) Pada Penampang *Vertical Boiler* Dengan Batubara MRC

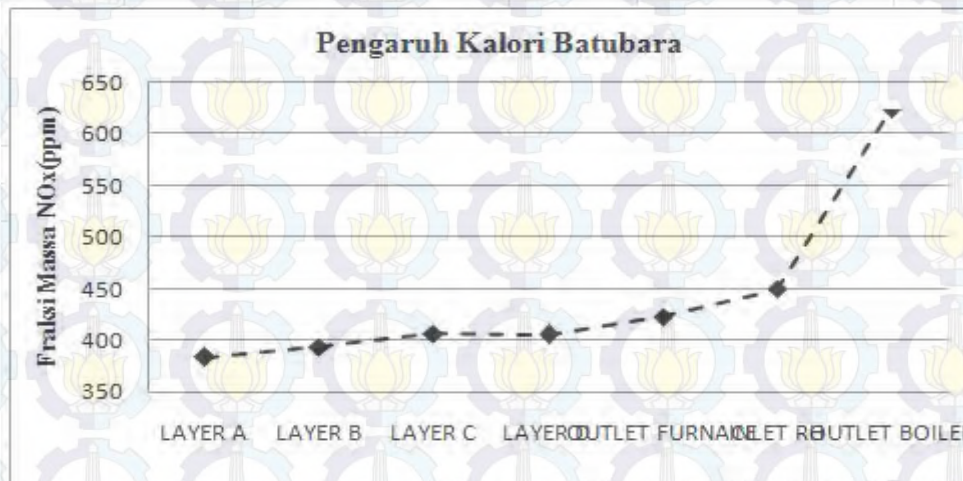


(c) Pada Penampang *Layer dan Inlet Reheater* Dengan *Tilting* 0°

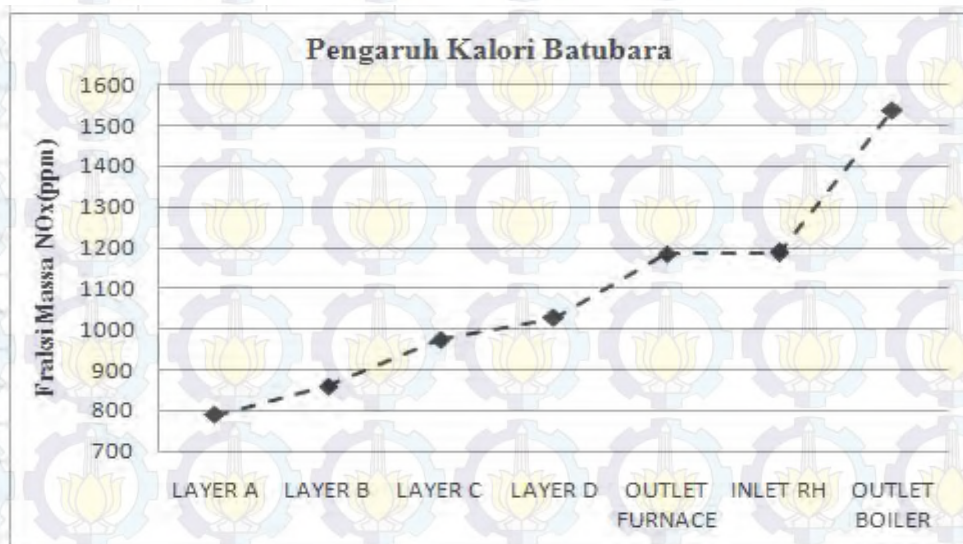
Gambar 4.15 Kontour Fraksi Massa NOx



Pada Gambar 4.15 (c) tampak bahwa fraksi massa NO_x di tengah *fire-ball* relatif lebih sedikit. Fraksi massa NO_x tinggi di bagian tepi boiler, hal ini karena temperatur tinggi dan adanya kelebihan oksigen di bagian tepi boiler yang dekat dengan *waterwalltube*. Pada boiler dengan batubara MRC tampak bahwa fraksi massa NO_x yang masuk ke area *reheater* lebih banyak dibandingkan menggunakan LRC sehingga dapat disimpulkan bahwa emisi NO_x pada boiler yang menggunakan batubara MRC lebih tinggi dibandingkan dengan batubara LRC. Perbandingan NO_x pada boiler dengan batubara LRC dan MRC ditampilkan pada Gambar 4.16.



(a) Pada Boiler Dengan Batubara MRC

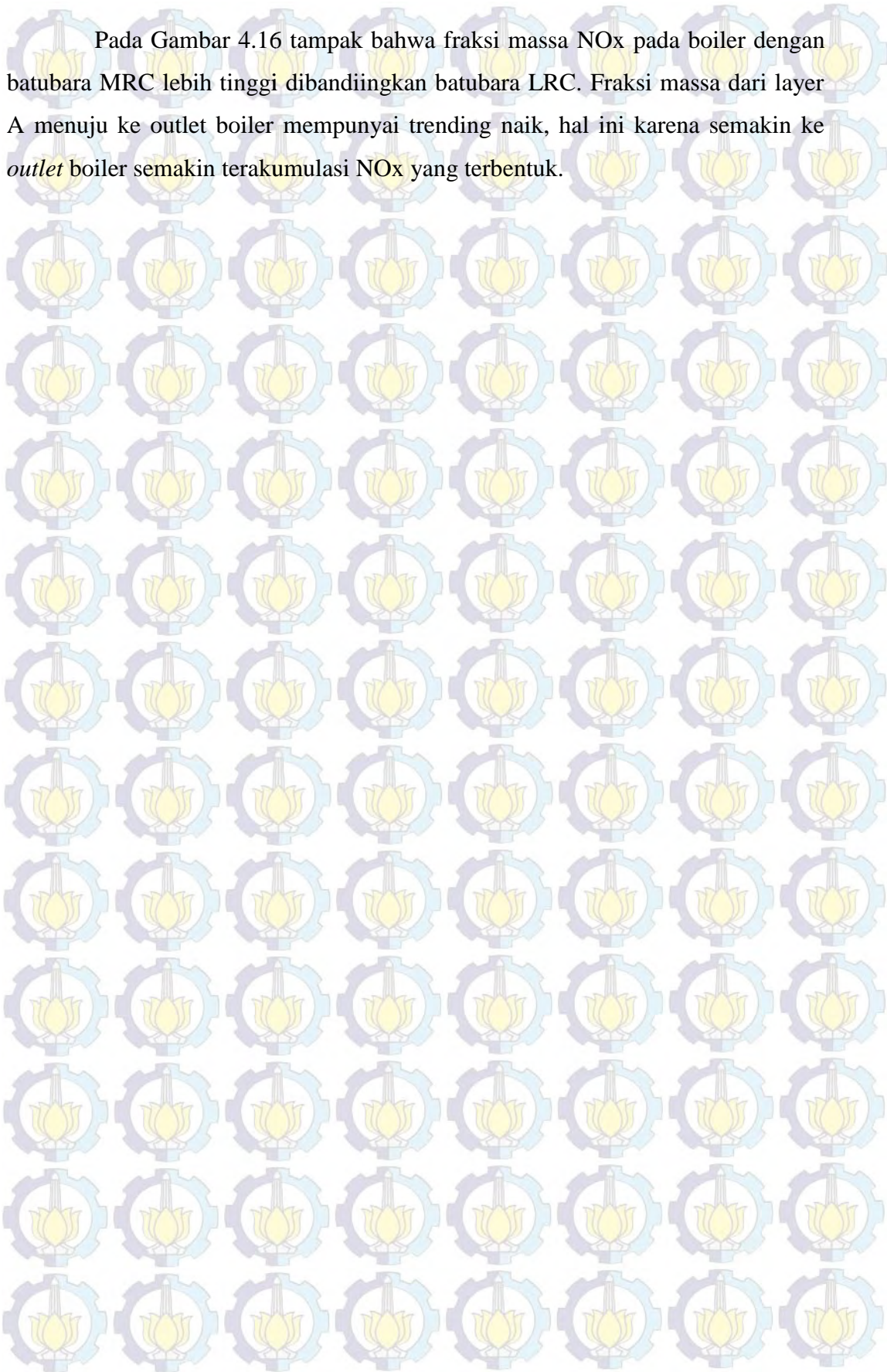


(b) Pada Boiler Dengan Batubara MRC

Gambar 4.16 Fraksi Massa NO_x pada Boiler



Pada Gambar 4.16 tampak bahwa fraksi massa NO_x pada boiler dengan batubara MRC lebih tinggi dibandingkan batubara LRC. Fraksi massa dari layer A menuju ke outlet boiler mempunyai trending naik, hal ini karena semakin ke *outlet* boiler semakin terakumulasi NO_x yang terbentuk.





BAB 5 KESIMPULAN DAN SARAN

5.1 Kesimpulan

Setelah dilakukan pembahasan mengenai keseluruhan hasil simulasi pembakaran batubara dengan variasi sudut *tilting* dan nilai kalor batubara pada boiler PLTU Pacitan, diperoleh beberapa kesimpulan diantaranya :

1. Aliran gas-solid pada boiler dipengaruhi oleh posisi *tilting burner*, saat *tilting* diarahkan ke bawah, aliran dari *burner* akan bertumbukan dengan aliran dari *bottom ash hopper* yang menuju ke atas sehingga kedua aliran tersebut akan bertumbukan dan aliran terpecah di bagian tepi boiler dan pusat boiler. Saat *tilting* diarahkan ke atas, aliran yang keluar dari *burner* akan mendorong aliran yang sebelumnya keluar sehingga aliran lebih mengarah ke pusat boiler.
2. Partikel batubara MRC mempunyai laju pembakaran yang lebih cepat daripada batubara LRC.
3. Semakin ke bawah *tilting* diarahkan semakin sedikit *flowrate desuperheater* yang dikeluarkan, begitu juga sebaliknya, karena *tilting burner -15°* pada boiler yang menggunakan LRC diprediksikan akan menurunkan temperatur *flue gas outlet furnace* 15°C dan temperatur *flue gas inlet reheater* 13,48°C, sedangkan *tilting burner -15°* pada boiler yang menggunakan MRC diprediksikan akan menurunkan temperatur *flue gas outlet furnace* 25,87°C dan temperatur *flue gas inlet reheater* 25,59°C. *Tilting burner -30°* pada boiler yang menggunakan LRC diprediksikan akan menurunkan temperatur *flue gas outlet furnace* 52,05°C dan temperatur *flue gas inlet reheater* 30,32°C, sedangkan *tilting burner -30°* pada boiler yang menggunakan MRC diprediksikan akan menurunkan temperatur *flue gas outlet furnace* 28,91°C dan temperatur *flue gas inlet reheater* 29,19°C. *Tilting burner +15°* pada boiler yang menggunakan LRC diprediksikan akan menaikkan temperatur *flue gas outlet furnace* 18,3°C dan temperatur *flue gas inlet reheater* 25°C, sedangkan *tilting*



burner +15° pada boiler yang menggunakan MRC diprediksikan akan menaikkan temperatur *flue gas outlet furnace* 13,2°C dan temperatur *flue gas inlet reheater* 12,16°C. *Tilting burner +30°* pada boiler yang menggunakan LRC diprediksikan akan menaikkan temperatur *flue gas outlet furnace* 42,42°C dan temperatur *flue gas inlet reheater* 72,25°C, sedangkan *tilting burner +30°* dari posisi 0° pada boiler yang menggunakan MRC diprediksikan akan menaikkan temperatur *flue gas outlet furnace* 34,51°C dan temperatur *flue gas inlet reheater* 51,36°C. Perubahan nilai temperatur dibandingkan terhadap temperatur pada saat *tilting 0°*.

4. Pembakaran paling sempurna pada boiler dengan batubara LRC terjadi pada saat *tilting +15°*, sedangkan untuk batubara MRC pada saat *tilting 0°*.
5. Perubahan nilai kalor batubara dari 4700 kcal/kg ke 5200 kcal/kg (HHV) diprediksikan akan menaikkan temperatur *outlet furnace* 90,8 °C dan temperatur *flue gas inlet reheater* 90,3 °C, kenaikan temperatur disebabkan oleh nilai kalor yang terkandung batubara dan terbakar dalam *furnace boiler*.

5.2 Saran

Saran yang dapat diberikan setelah melakukan penelitian ini dan diharapkan dapat memberikan manfaat bagi pengoperasionalan boiler dan penelitian selanjutnya, diantaranya :

1. Pada beban boiler yang sama, dengan menggunakan kalori bahan bakar yang lebih tinggi harus disertai dengan penurunan *mass flow* bahan bakar untuk mendapatkan temperatur yang sama di boiler.
2. Diperlukan penelitian lebih lanjut untuk menganalisa kebutuhan bahan bakar sesuai nilai kalor batubara yang digunakan pada kondisi beban yang sama.
3. Penggunaan *tilting* yang optimal sesuai beban yang diterima boiler dapat mengurangi *mass flow desuperheater* pada *superheater* dan *reheater*.
4. Diperlukan adanya data pengukuran temperatur, *pressure* dan *mass flow* disetiap aliran *flue gas* masuk dan keluar dari *heat exchanger* pada boiler.

LAMPIRAN 1

PLTU 1 JATIM PACITAN 2 X 315 MW PROJECT Appendix of Boiler Performance Test Report for Unit 1

Main Parameter of PG Test 100% MCR Official Test

No	Item	Unit	Value
1.	Load	MW	319,55
2.	Drum pressure	Mpa	18,08
3.	Water level of Drum	mm	-7,52
4.	Steam flow in high temp SH	t/h	997,07
5.	High temp. SH outlet steam pressure	Mpa	16,78
6.	High temp. SH outlet steam temperature	°C	535,70/535,7
7.	Feed water flow	t/h	1019,64
8.	Feed water temperature	°C	278,50
9.	Feed water pressure	Mpa	18,75
10.	Ceiling low SH outlet steam temperature	°C	411,3
11.	Large platen/PDiv SH inlet steam temp	°C	411,0/411,3
12.	Large platen/PDiv SH outlet steam temp	°C	458,5/448,2
13.	Rear platen/platen SH inlet steam temp	°C	450,4/446,4
14.	Rear platen/platen SH outlet steam temp	°C	516,1/509,3
15.	High SH inlet steam temperature	°C	516,1/499,9
16.	RH inlet header temp	°C	333,2/333,3
17.	RH inlet header pressure	Mpa	3,75/3,72
18.	Platen RH outlet header temperature	°C	385,0/385,8
19.	Intermediate RH temperature	°C	326,4/317,6
20.	High RH pressure	Mpa	3,56
21.	High RH temperature	°C	534,7
22.	SH desuperheater water pressure	Mpa	19,14
23.	SH desuperheater water temperature	Mpa	173,3
24.	SH first stage desuperheater flow	t/h	0
25.	SH second stage desuperheater flow	t/h	8,65/0,06
26.	SH third stage desuperheater flow	t/h	0/9,63
27.	RH desuperheater water pressure	t/h	10,04
28.	RH desuperheater water temperature	°C	173,3
29.	Emergency desuperheater flow	t/h	0/12,61
30.	RH desuperheater water flow	t/h	14,2
31.	Blow down	t/h	4,52
32.	Total air flow	t/h	1184,33
33.	Total primary air flow	t/h	351,43
34.	Secondary air flow	t/h	428,45/417,88

35.	<i>Primary air temperature entering APH</i>	°C	48,3/46,2
36.	<i>Secondary air temperature entering APH</i>	°C	32,0/31,6
37.	<i>Primary air temperature exit APH</i>	°C	325,8/327
38.	<i>Secondary air temperature exit APH</i>	°C	321,3/325,9
39.	<i>Furnace chamber pressure</i>	Pa	116,75/123,11
40.	<i>Gas temperature entering APH</i>	°C	343,9/355,4
41.	<i>Gas temperature leaving APH</i>	°C	156,5/157,3
42.	<i>Gas pressure entering APH</i>	Pa	-397,25/-422,3
43.	<i>Gas pressure leaving APH</i>	Pa	-1771,75/-1775,46
44.	<i>Air Pressure leaving PAF</i>	kPa	9,59/9,43
45.	<i>Air Pressure leaving FDF</i>	kPa	1,37/1,33
46.	<i>Total coal flow</i>	t/h	151,75
47.	<i>Coal flow of Coal A mill inlet</i>	t/h	0,18
48.	<i>Coal flow of Coal B mill inlet</i>	t/h	31,98
49.	<i>Coal flow of Coal C mill inlet</i>	t/h	39,25
50.	<i>Coal flow of Coal D mill inlet</i>	t/h	40,45
51.	<i>Coal flow of Coal E mill inlet</i>	t/h	40,11
52.	<i>Air flow of Coal A mill inlet</i>	m ³ /h	0
53.	<i>Air flow of Coal B mill inlet</i>	m ³ /h	93,29
54.	<i>Air flow of Coal C mill inlet</i>	m ³ /h	87,67
55.	<i>Air flow of Coal D mill inlet</i>	m ³ /h	86,04
56.	<i>Air flow of Coal E mill inlet</i>	m ³ /h	81,04
57.	<i>Opening of hot air-A</i>	%	0,85
58.	<i>Opening of hot air-B</i>	%	46,97
59.	<i>Opening of hot air-C</i>	%	50,53
60.	<i>Opening of hot air-D</i>	%	49,61
61.	<i>Opening of hot air-E</i>	%	48,77
62.	<i>Opening of cool air-A</i>	%	1,07
63.	<i>Opening of cool air-B</i>	%	40,01
64.	<i>Opening of cool air-C</i>	%	39,68
65.	<i>Opening of cool air-D</i>	%	42,49
66.	<i>Opening of cool air-E</i>	%	41,54
67.	<i>Coal mill inlet temperature-A</i>	°C	131,6
68.	<i>Coal mill inlet temperature-B</i>	°C	256,3
69.	<i>Coal mill inlet temperature-C</i>	°C	247,7
70.	<i>Coal mill inlet temperature-D</i>	°C	238,2
71.	<i>Coal mill inlet temperature-E</i>	°C	217,8
72.	<i>Coal mill inlet pressure-A</i>	kPa	1,97
73.	<i>Coal mill inlet pressure-B</i>	kPa	6,04
74.	<i>Coal mill inlet pressure-C</i>	kPa	5,73
75.	<i>Coal mill inlet pressure-D</i>	kPa	6,12
76.	<i>Coal mill inlet pressure-E</i>	kPa	6,16
77.	<i>Differential pressure of Coal mill A</i>	kPa	-0,22
78.	<i>Differential pressure of Coal mill B</i>	kPa	4,46
79.	<i>Differential pressure of Coal mill C</i>	kPa	4,72

80.	<i>Differential pressure of Coal mill D</i>	kPa	3,96
81.	<i>Differential pressure of Coal mill E</i>	kPa	4,28
82.	<i>Coal mill outlet temperature-A</i>	°C	41,60
83.	<i>Coal mill outlet temperature-B</i>	°C	57,70
84.	<i>Coal mill outlet temperature-C</i>	°C	57,00
85.	<i>Coal mill outlet temperature-D</i>	°C	56,20
86.	<i>Coal mill outlet temperature-E</i>	°C	56,80
87.	<i>Coal mill Voltage-A</i>	kV	6,25
88.	<i>Coal mill Voltage-B</i>	kV	6,25
89.	<i>Coal mill Voltage-C</i>	kV	6,25
90.	<i>Coal mill Voltage-D</i>	kV	6,25
91.	<i>Coal mill Voltage-E</i>	kV	6,25
92.	<i>Coal mill Current-A</i>	A	0
93.	<i>Coal mill Current-B</i>	A	48,56
94.	<i>Coal mill Current-C</i>	A	44,87
95.	<i>Coal mill Current-D</i>	A	49,11
96.	<i>Coal mill Current-E</i>	A	48,64
97.	<i>Air flow of coal Coal mill outlet –E1</i>	t/h	0
98.	<i>Air flow of coal Coal mill outlet –E2</i>	t/h	0
99.	<i>Air flow of coal Coal mill outlet –E3</i>	t/h	21,4
100.	<i>Air flow of coal Coal mill outlet –E4</i>	t/h	0
101.	<i>Air flow of coal Coal mill outlet –D1</i>	t/h	19,62
102.	<i>Air flow of coal Coal mill outlet –D2</i>	t/h	21,24
103.	<i>Air flow of coal Coal mill outlet –D3</i>	t/h	20,6
104.	<i>Air flow of coal Coal mill outlet –D4</i>	t/h	20,35
105.	<i>Air flow of coal Coal mill outlet –C1</i>	t/h	18,12
106.	<i>Air flow of coal Coal mill outlet –C2</i>	t/h	20,52
107.	<i>Air flow of coal Coal mill outlet –C3</i>	t/h	20,21
108.	<i>Air flow of coal Coal mill outlet –C4</i>	t/h	20,52
109.	<i>Air flow of coal Coal mill outlet –B1</i>	t/h	21,39
110.	<i>Air flow of coal Coal mill outlet –B2</i>	t/h	21,82
111.	<i>Air flow of coal Coal mill outlet –B3</i>	t/h	21,03
112.	<i>Air flow of coal Coal mill outlet –B4</i>	t/h	21,16
113.	<i>Air flow of coal Coal mill outlet –A1</i>	t/h	21,14
114.	<i>Air flow of coal Coal mill outlet –A2</i>	t/h	19,76
115.	<i>Air flow of coal Coal mill outlet –A3</i>	t/h	21,28
116.	<i>Air flow of coal Coal mill outlet –A4</i>	t/h	20,45

LAMPIRAN 2

RESULT OF HEAT TRANSFER PERFORMANCE

CALCULATION BOILER

Fuel : Design Coal Load : BRL/100% MCR Air Temperature At Air Preheater Inlet : 30 °C 2009/4/28											
SH Flow	D1	t/h	971,1	Boiler Efficiency	Q1	%	93,24	SH Dsh Type	Jet Water		
SH Outlet Press	P1	MPa	17,42	Total Fuel Fired	B	t/h	154,13	SH 1st Dsh	D1	t/h	17,75
SH Outlet Temp	T1	°C	541	Total Cal Fuel Fired	Bp	t/h	152,9	SH 2nd Dsh	D2	t/h	4,45
RH Outlet Flow	D2	t/h	798,1	Theoretical Air	Vo	kg/kg	4,70	RH Adj Temp	Jet Water		
RH Inlet Press	Pj	MPa	3,68	Furn. Radiant Heat	Qr	kJ/kg	9715,1	RH Dsh	D	t/h	3,10
RH Outlet Press	P2	MPa	3,51	Furnace Vol Inten	Qv	kW/m ³	84,32	Ambient Air Temp	T	°C	30
RH Outlet Temp	T2	°C	541	Fur Grate Area Inten	Qf	kW/m ²	3728,1	Fur Fouling Coeff	-	-	0,5
Drum Pressure	P	MPa	18,67	Furnace Surf Inten	Qh	kW/m ²	111,58	Combust Cor Fac	M	-	0,442
FWTemp	Ti	°C	277	Furnace Volume	Vf	m ³	8878	Furnace Out Temp	T	°C	972
RH Inlet Temp	Tj	°C	323	Excess Air Fur Outlet		/	1,20				

Description	Gas Inlet Temp	Gas Outlet Temp	Media Inlet Temp	Media Outlet Temp	Excess Air Coeff	Gas Avg Velocity	Media Avg Velocity
Symbol	Tg1	Tg2	T1	T2		Vg	Vm
Unit	°C	°C	°C	°C	-	m/s	m/s
Div. Panel SH	1032	1032	409	464	1,200	0	0
Rad. Wall RH	1032	1032	323	391//387	1,200	0	0
Platen	1032	972	464	512//508	1,200	6,2	14,8
Mid. Temp RH	972	867	387	485	1,200	7,4	20,4
W.C. Tube 1	867	860	360	360	1,200	9,0	0
High Temp RH	860	793	485	541	1,200	9,3	23,4
W.C. Tube 2	793	782	360	360	1,200	10,4	0
High Temp SH	782	720	508	541	1,200	10,2	11,5
Hanger Tube 1	720	711	360	361	1,200	8,7	15,0
Vert. LTSH	711	675	406	419//409	1,200	10,9	3,7
Cavity 1	675	642	360	362	1,200	7,5	3,9
Hor LTSH	642	433	363	404	1,200	10,2	3,0
Eco 1	433	383	277	291//298	1,200	8,0	0

Note : // Show Media Temp After Desuperheater Or Media Temp From Economizer Single Tubes Outlet To Drum

Rotary Air Preheater :

Gas Inlet Temp	°C	383	Primary Air Inlet Temp	°C	30	Primary Air Inlet Flow	t/h	341,9
Gas Outlet Temp (Uncor)	°C	136	Primary Air Outlet Temp	°C	358	Primary Air outlet Flow	t/h	326,0
Gas Outlet Temp (Cor)	°C	131	Secondary Air Inlet Temp	°C	30	Secondary Air Inlet Flow	t/h	805,3
AH Leakage Ratio (Calc)	%	5,98	Secondary Air Outlet Temp	°C	351	Secondary Air Outlet Flow	t/h	803,1
By-Pass Air Flow	t/h	58,91	Gas Inlet Flow	t/h	1289,8	Gas Outlet Flow	t/h	1366,9

LAMPIRAN 3

100% MCR COAL ANALYS REPORT

Report Of Analysis

<i>Proximate Analysis</i>	<i>Unit</i>	<i>AR</i>	<i>ADB</i>	<i>Test Method</i>
<i>Total Moisture</i>	% wt	29,59	-	ASTM D 2961 - 11
<i>Inherent Moisture</i>	% wt	-	13,04	ASTM D 3173 - 11
<i>Ash Content</i>	% wt	5,57	6,88	ASTM D 3174 - 11
<i>Volatile Matter</i>	% wt	32,09	39,63	ASTM D 3175 - 11
<i>Fixed Carbon</i>	% wt	32,75	40,45	<i>By Difference</i>
<i>Total Sulfur</i>	% wt	0,6	0,62	ASTM D 4239- 12
<i>Gross Calorific Value</i>	Kcal/kg	4682	5782	ASTM D 5865- 11a
<i>Nett Calorific Value</i>	Kcal/kg	4331	-	ASTM D 3179
<i>Hardgrove Grindability Index</i>				ASTM D 409 - 11

<i>Ultimate Analysis</i>	<i>Unit</i>	<i>AR</i>	<i>ADB</i>	<i>DB</i>	<i>DAFB</i>	<i>Test Method</i>
<i>Total Moisture</i>	% wt	29,59	-	-	-	ASTM D 2061 - 11
<i>Inherent Moisture</i>	% wt	-	13,04	-	-	ASTM D 3173 - 11
<i>Ash</i>	% wt	5,57	6,88	7,91	-	ASTM D 3174 - 11
<i>Carbon</i>	% wt	48,93	50,43	69,49	75,46	ASTM D 5373 - 08
<i>Hydrogen</i>	% wt	3,47	4,29	4,93	5,35	ASTM D 5373 - 08
<i>Nitrogen</i>	% wt	0,73	0,91	1,04	1,13	ASTM D 5373 - 08
<i>Sulfur</i>	% wt	0,50	0,62	0,71	0,77	ASTM D 4239 - 12
<i>Oxygen</i>	% wt	11,21	13,84	15,92	17,28	<i>By Difference</i>

Sumber : Sucofindo (2013)

Keterangan :

AR : *As Received*

ADB : *Air Dried Basis*

DB : *Dry Basis*

DAFB : *Dry-Ash Free Basis*

LAMPIRAN 4

100%MCR 2nd Coal Analysis Report



Certificate No. 03031ADBOAG
Date: March 19, 2013



SUCOFINDO

Issuing Office:
Jl. Jend. A. Yani No 315 Surabaya 60224, Indonesia
Phone/Fax: +62 31 9476471/9476335
Email: lab.surabaya@sucofindo.co.id

REPORT OF ANALYSIS

CLIENT

DONGFANG ELECTRIC CORPORATION (DEC)
Graha Irama 5 th Floor, Unit 5 - H
Jl. HR Rasuna Said Blok X - 1 Kav. 1 - 2
Jakarta.

THE FOLLOWING SAMPLE (S) WAS/WERE SUBMITTED AND IDENTIFIED BY CLIENT AS :

TYPE OF SAMPLE : COAL
DATE OF RECEIVED : March 11, 2013
DATE OF ANALYSIS : March 13 up to 18, 2013
TEST REQUIRED : Total Moisture, Inherent Moisture, Ash Content, Volatile Matter, Fixed Carbon, Total Sulfur, Gross Calorific Value, FGI, Net Calorific Value
DESCRIPTION OF SAMPLE : Form : Coal
Weight / Volume : ± 1,5 Kg.
Packing : Unsealed plastic bag.

SAMPLE IDENTIFICATION (STATED BY CLIENT)

Code : MCR 2

We have tested the sample (s) submitted and the following results were obtained :

Parameters	Unit	AR (As Received)	ADB Air Dried Basis)	Test Method
• Total Moisture	% wt	29.39	13.04	ASTM D 2981 - 11
• Inherent Moisture	% wt	---	---	ASTM D 3173 - 11
• Ash Content	% wt	5.57	6.88	ASTM D 3174 - 11
• Volatile Matter	% wt	32.00	39.63	ASTM D 3175 - 11
• Fixed Carbon	% wt	32.75	40.45	By Difference
• Total Sulfur	% wt	0.50	0.62	ASTM D 4239 - 12
• Gross Calorific Value	Kcal/Kg	4662	5782	ASTM D 5865 - 11a
• Net Calorific Value	Kcal/Kg	4331	---	ASTM D 3119
• Hardgrove Grindability Index		52	---	ASTM D 409 - 11

Ultimate Analysis	Unit	AR	ADB	DB	DAFB	Test Method
• Total Moisture	% wt	29.60	---	---	---	ASTM D 2981 - 11
• Inherent Moisture	% wt	---	13.04	---	---	ASTM D 3173 - 11
• Ash	% wt	5.57	6.88	7.91	---	ASTM D 3174 - 11
• Carbon	% wt	48.93	50.43	69.49	75.46	ASTM D 5373-08
• Hydrogen	% wt	3.47	4.29	4.93	5.35	ASTM D 5373-08
• Nitrogen	% wt	0.73	0.61	1.04	1.13	ASTM D 5373-08
• Sulfur	% wt	0.50	0.62	0.71	0.77	ASTM D 4239 - 12
• Oxygen	% wt	11.21	13.84	15.92	17.28	By difference

This Certificate report is valid under our General Terms and Conditions, copy of which is available upon request or may be accessed at www.sucofindo.co.id
— End of Report —

SBLOP1201301829.03



LAMPIRAN 5

Fly Ash and Bottom Ash Analysis Report

Certificate No. 03029/ABOAG
Date: March 19, 2013



Issuing Office:
Jl. Jend. A. Yani No. 315 Surabaya 60134, Indonesia
Phone/Fax: +62 31 8478543/819035
Email: lab.surabaya@sucfindo.co.id

REPORT OF ANALYSIS

CLIENT

DONGFANG ELECTRIC CORPORATION (DEC)
Graha Irama 5th Floor, Unit 5 - H
Jl. HR Rasuna Said Blok X - 1 Kav. 1 - 2
Jakarta.

THE FOLLOWING SAMPLE (S) WAS/WERE SUBMITTED AND IDENTIFIED BY CLIENT AS:

TYPE OF SAMPLE : FLY ASH
DATE OF RECEIVED : March 11, 2013
DATE OF ANALYSIS : March 13 up to 18, 2013
TEST REQUIRED : Unburned Carbon
DESCRIPTION OF SAMPLE : Form : Coal
Weight / Volume : ± 1,5 Kg / Sample
Packing : Unsealed plastic bag.

SAMPLE IDENTIFICATION (STATED BY CLIENT)

We have tested the sample (s) submitted and the following results were obtained :

No.	Identification Sample	Parameters	Unit	Result	Method	Test Method
1.	FLY ASH MCR 1	Unburn Carbon	% wt	0.67		ASTM D 6316
2.	FLY ASH MCR 2	Unburn Carbon	% wt	0.71		ASTM D 6316
3.	FLY ASH BMCR	Unburn Carbon	% wt	0.58		ASTM D 6316
4.	FLY ASH PREBIMILIANG	Unburn Carbon	% wt	0.89		ASTM D 6316
5.	FLY ASH 50 % MCR	Unburn Carbon	% wt	0.37		ASTM D 6316
6.	FLY ASH 75 % MCR	Unburn Carbon	% wt	0.52		ASTM D 6316
7.	BOTTOM ASH MCR 1	Unburn Carbon	% wt	0.88		ASTM D 6316
8.	BOTTOM ASH MCR 2	Unburn Carbon	% wt	1.17		ASTM D 6316
9.	BOTTOM ASH BMCR	Unburn Carbon	% wt	0.49		ASTM D 6316
10.	BOTTOM ASH PREBIMILIANG	Unburn Carbon	% wt	0.58		ASTM D 6316
11.	BOTTOM ASH 50 % MCR	Unburn Carbon	% wt	1.58		ASTM D 6316
12.	BOTTOM ASH 75 % MCR	Unburn Carbon	% wt	1.53		ASTM D 6316

This Certificate report is issued under our General Terms and Conditions, copy of which is available upon request or may be accessed at www.sucfindo.co.id

---End of Report---

SBLOP1201301829.01



LAMPIRAN 6

Coal Analysis

Issuing office : PT. Surveyor Indonesia, Head Office
Adhi Graha 11th Floor
Jl. Jend. Gatot Subroto Kav. 56 Jakarta 12950
Telp. : 021 5265526 ext. 361/Fax : 021 57930667

SI 025110



SURVEYOR INDONESIA

CERTIFICATE OF SAMPLING AND ANALYSIS

COA-2402130001

Sample Name : Coal
Client : PT. PLN (Persero) Pembangkitan Lontar
Date of Received : January 31st, 2013
Date of Completed : February 02nd, 2013
Source : Ex. Shipment from MV. NUR ALLYA

THIS IS TO CERTIFY that the sampling and analysis sample have been conducted by surveyor. The following details of activities noted as follows :

- General Condition of Sample : As far as visible, appearance of size was 0 – 70 mm, moist and color was brownish black.
Sampling Method : In accordance with ASTM Method, representative sample was taken by manual scope during unloading from the source. Total increment was collected in approximately 788 increments.
Sample Preparation : Gross sample was sizing, composite, crushed, mixed, reduced and pulverized into one composite analysis for laboratory test.
Analysis Result : The analysis results was noted as follows.

Parameter	Unit	Result				Methods
		AR	ADB	DB	DAFB	
Total Moisture	%	21.53	-	-	-	ASTM D 3302
Moisture in the Analysis Sample	%	-	13.97	-	-	ASTM D 3173
Proximate	%	5.31	5.82	6.77	-	ASTM D 3174
Ash Content	%	35.25	38.65	44.93	48.19	ASTM D 3175
Volatiles Matter	%	37.91	41.56	48.31	51.81	By Different
Fixed Carbon	%	0.36	0.40	0.46	0.50	ASTM D 4239
Total Sulphur	%	5281	5790	6730	7219	ASTM D 5865
Gross Calorific Value (GCV)	Kcal/Kg	4944	5477	6461	-	-
Nett Calorific Value (NCV)	Kcal/Kg	-	60.52	70.35	-	-
Ultimate	%	4.12	4.52	5.25	-	ASTM D 5373
Total Carbon	%	-	1.44	1.67	1.80	-
Total Hydrogen	%	-	13.33	-	-	By Different
Nitrogen	%	-	-	-	-	ASTM D 409
Oxygen	%	-	-	-	-	ASTM D 4749
Hardgrove Grindability Index	Index Point	45				-
Size Test	Size Fraction	- 70 mm	- 50 mm	- 32 mm	- 2.38 mm	-
	%	99.3	96.2	78.6	18.5	-
Slagging Index		0.43 (LOW)				-
Fouling Index		0.17 (LOW)				-
Ash Fusion Temperature		Initial Deformation temp.	1170		1250	ASTM D 1857
	°C	Spherical Temp.	1210	Oxidation	1280	
	°C	Hemispherical Temp.	1270		1320	
	°C	Fluidized Temp./Fluid	1300	1350		

Ash Analysis Parameter	Unit	Result	Ash Analysis Parameter	Unit	Result	Methods
SiO ₂	%	32.42	K ₂ O	%	0.23	Ignited at 800°C ASTM D 3682
Al ₂ O ₃	%	10.86	TiO ₂	%	1.46	
Fe ₂ O ₃	%	30.57	SO ₂	%	12.91	
CaO	%	6.37	Mn ₂ O ₃	%	0.28	
MgO	%	3.87	P ₂ O ₅	%	0.20	
Na ₂ O	%	0.18				

Date of issued : February 02nd, 2013

SURVEYOR INDONESIA
ADHE SYAFUL RAHMAN PUTRA
Head of Power Plant Superintending

This certificate/report reflects our finding at time and place of inspection and does not refer to any other matter. This certificate/report is issued without prejudice and on the understanding that it does not relieve parties from their contractual obligations. All inspection covered in this certificate/report have been carried out to the best of our knowledge and ability and in accordance with practice and standard generally accepted in trade. Our responsibility is limited to the exercise of reasonable care and due diligence.

This certificate is issued under our General Terms and Conditions, copy of which is available upon request or may be accessed at www.ptsi.co.id

LAMPIRAN 7

PERHITUNGAN BEBAN PANAS *HEAT EXCHANGER*

1. Beban Panas pada *Economizer*

Feedwater pada saat melewati *economizer* berada dalam fase cair, *feedwater* menerima panas untuk menaikkan temperatur dengan tekanan yang konstan. Temperatur *feedwater* keluar dari *economizer* berdasarkan data *result of heat transfer performance calculation boiler* adalah 294,5 °C. *Mass flow feedwater*, $\dot{m}_{fw} = 1019,64 \text{ T/H} = 283,2 \text{ Kg/s}$.

Temperatur <i>feedwater</i> (masuk <i>economizer</i>) T_1	: 278,5 °C
Temperatur <i>steam drum</i> (keluar <i>economizer</i>) T_2	: 294,5 °C
Beda temperatur keluar-masuk <i>economizer</i> (ΔT)	: 16 °C (16 °K)
Panas <i>specific</i> (C_p) air	: 5407 J/kg-K
Volume <i>economizer</i>	: 459,4 m ³

Heatflux dari *economizer* dapat dihitung dengan persamaan

$$q''' = \frac{\dot{m}_{fw} \times C_p \times \Delta T}{\text{volume } economizer}$$
$$q''' = \frac{283,2 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \times 5407 \frac{\text{J}}{\text{kg} - \text{K}} \times 16^\circ\text{K}}{459,4 \text{ m}^3}$$
$$q''' = 54408,03 \frac{\text{J/s}}{\text{m}^3}$$

Panas yang diserap *economizer* dari pembakaran di dalam *furnace* boiler adalah sebesar 54408,03 W/m³. Volume *economizer* 1 adalah 197,28 m³ dan volume *economizer* 2 adalah 253,08 m³. Jadi, beban panas pada *economizer* 1 adalah 10733616,2 W dan beban panas *economizer* 2 adalah 13769584,2 W.

2. Beban Panas pada *Low Temperature Superheater (LTSH) Horizontal*

Uap air yang keluar dari *steam cool* akan masuk ke LTSH horizontal. Disini uap menerima panas dari *flue gas* hasil pembakaran di *furnace*. Uap air dipanaskan untuk dijadikan uap kering, sehingga dalam LTSH horizontal tidak

terjadi perubahan fase. Aliran uap, yang melewati LTSH horizontal $\dot{m}_s = 997,1$
T/H 276,96 kg/s.

Temperatur uap masuk LTSH horizontal (T_1) : 363 °C

Temperatur uap keluar LTSH horizontal (T_2) : 404 °C

Beda temperatur keluar-masuk LTSH horizontal (ΔT) : 41 °C (41 °K)

Panas *spesific* (C_p) uap : 2051,43 J/kg-K

Beban panas dari LTSH horizontal dapat dihitung dengan persamaan

$$q = \dot{m}_s \times C_p \times \Delta T$$

$$q = 276,96 \frac{kg}{s} \times 2051,43 \frac{J}{kg-K} \times 41^\circ K$$

$$q = 23295076,92 W$$

Panas yang diserap LTSH horizontal dari pembakaran di dalam *furnace* boiler adalah sebesar 23295076,92 W, dengan volume yang sama untuk LTSH horizontal 1,2 dan 3 maka beban panas pada masing-masing LTSH horizontal adalah 7255843,5 W.

3. Beban Panas pada *Low Temperature Superheater (LTSH) Vertical*

Uap air yang keluar dari LTSH horizontal akan masuk ke LTSH vertikal.

Disini uap menerima panas dari *flue gas* hasil pembakaran di *furnace*. Uap air dipanaskan untuk dijadikan uap kering, sehingga dalam LTSH vertikal tidak terjadi perubahan fase. Aliran uap air, yang melewati LTSH vertikal $\dot{m}_s = 997,1$
T/H 276,96 kg/s.

Temperatur uap masuk LTSH vertikal (T_1) : 404 °C

Temperatur uap keluar LTSH vertikal (T_2) : 411,3 °C

Beda temperatur keluar-masuk LTSH vertikal (ΔT) : 7,3°C (7,3°K)

Panas *spesific* (C_p) uap : 2067,6 J/kg-K

Beban panas dari LTSH vertikal dapat dihitung dengan persamaan

$$q = \dot{m}_s \times C_p \times \Delta T$$

$$q = 276,96 \frac{kg}{s} \times 2067,63 \frac{J}{kg-K} \times 7,3^\circ K$$

$$q = 4179603,01 W$$

Panas yang diserap LTSH horizontal dari pembakaran di dalam *furnace* boiler adalah sebesar 4179603,01 W.

4. Beban Panas pada *Panel Division Superheater*

Uap air yang keluar dari LTSH vertikal akan masuk ke *panel division superheater*. Uap menerima panas dari *flue gas* hasil pembakaran di *furnace*. Pada *panel division superheater* tidak terjadi perubahan fase. Aliran uap air, yang melewati *panel division superheater* $\dot{m}_s = 997,1 \text{ T/H} = 276,96 \text{ kg/s}$.

Temperatur uap masuk <i>panel division SH</i> (T_1)	: 411,5 °C
Temperatur uap keluar <i>panel division SH</i> (T_2)	: 458,5 °C
Beda temperatur keluar-masuk <i>panel division SH</i> (ΔT)	: 47,35°C(47,35°K)
Panas <i>specific</i> (C_p) uap	: 2084,95 J/kg-K

Beban panas dari *panel division SH* dapat dihitung dengan persamaan

$$q = \dot{m}_s \times C_p \times \Delta T$$

$$q = 276,7 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \times 2084,95 \frac{\text{J}}{\text{kg} - \text{K}} \times 47,35^\circ\text{K}$$

$$q = 27342562,4 \text{ W}$$

Panas yang diserap *panel division superheater* dari pembakaran di dalam *furnace* boiler adalah sebesar 27342562,4 W, dengan volume yang sama untuk *panel division superheater* 1, 2, 3 dan 4 maka beban panas pada masing-masing *panel division superheater* adalah 6835640,6 W.

5. Beban Panas pada *Platen Superheater*

Uap air yang keluar dari *panel division superheater* akan masuk ke *platen superheater*. Disini uap menerima panas dari *flue gas* hasil pembakaran di *furnace*. Pada *platen superheater* tidak terjadi perubahan fase. Aliran uap air, yang melewati *platen superheater* $\dot{m}_s = 997,1 \text{ T/H} = 276,96 \text{ kg/s}$.

Temperatur uap masuk <i>platen SH</i> (T_1)	: 450,4 °C
Temperatur uap keluar <i>platen SH</i> (T_2)	: 516,1 °C
Beda temperatur keluar-masuk <i>platen SH</i> (ΔT)	: 65,7 °C (65,7 °K)
Panas <i>specific</i> (C_p) uap	: 2117,52 J/kg-K

Beban panas dari *platen SH* dapat dihitung dengan persamaan

$$q = \dot{m}_s \times C_p \times \Delta T$$

$$q = 276,96 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \times 2117,52 \frac{\text{J}}{\text{kg-K}} \times 65,7^\circ\text{K}$$

$$q = 38531476,8 \text{ W}$$

Panas yang diserap *platen superheater* dari pembakaran di dalam *furnace* boiler adalah sebesar 38531476,8 W .

6. Beban Panas pada *Final Superheater*

Uap air yang keluar dari *platen superheater* akan masuk ke *final superheater*. Uap air menerima panas dari *flue gas* hasil pembakaran di *furnace*.

Pada *final superheater* tidak terjadi perubahan fase. Aliran uap air, yang melewati *final superheater* $\dot{m}_s = 997,1 \text{ T/H} = 276,96 \text{ kg/s}$.

Temperatur uap masuk *final SH* (T_1) : 516,1 °C

Temperatur uap keluar *final SH* (T_2) : 535,7 °C

Beda temperatur keluar-masuk *final SH* (T) : 19,6 °C (19,6 °K)

Panas *spesific* (C_p) uap : 2146,34 J/kg-K

Beban panas dari *final superheater* dapat dihitung dengan persamaan

$$q = \dot{m}_s \times C_p \times \Delta T$$

$$q = 276,96 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \times 2146,34 \frac{\text{J}}{\text{kg-K}} \times 19,6^\circ\text{K}$$

$$q = 11651396,3 \text{ W}$$

Panas yang diserap *final superheater* dari pembakaran di dalam *furnace* boiler adalah sebesar 11651396,3 W .

7. Beban Panas pada *Medium Reheater*

Uap air yang keluar dari *wall reheater* akan masuk ke *medium reheater*.

Uap air menerima panas dari *flue gas* hasil pembakaran di *furnace*. Pada *medium reheater* tidak terjadi perubahan fase. Aliran uap air, yang melewati *medium reheater* $\dot{m}_s = 798,1 \text{ T/H} = 221,69 \text{ kg/s}$.

Temperatur uap masuk *medium reheater* (T_1) : 389 °C

Temperatur uap keluar *medium reheater* (T_2) : 485 °C

Beda temperatur keluar-masuk *medium RH* (T) : 96 °C (96 °K)

Panas *spesific* (C_p) uap : 2086,68 J/kg-K

Beban panas dari *medium reheater* dapat dihitung dengan persamaan

$$q = \dot{m}_s \times C_p \times \Delta T$$

$$q = 276,96 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \times 2086,68 \frac{\text{J}}{\text{kg} - \text{K}} \times 96^\circ\text{K}$$

$$q = 44410114,9 \text{ W}$$

Panas yang diserap *medium reheater* dari pembakaran di dalam *furnace* boiler adalah sebesar 44410114,9 W.

8. Beban Panas pada *Final Reheater*

Uap air yang keluar dari *medium reheater* akan masuk ke *final reheater*. Uap air menerima panas dari *flue gas* hasil pembakaran di *furnace*. Pada *final reheater* tidak terjadi perubahan fase. Aliran uap air, yang melewati *final reheater*

$$\dot{m}_s = 798,1 \text{ T/H} = 221,69 \text{ kg/s.}$$

Temperatur uap masuk *final reheater* (T_1) : 485 °C

Temperatur uap keluar *final reheater* (T_2) : 534,7 °C

Beda temperatur keluar-masuk *final reheater* (ΔT) : 49,7°C (49,7°K)

Panas *spesific* (C_p) uap : 2135,42 J/kg-K

Beban panas dari *final reheater* dapat dihitung dengan persamaan

$$q = \dot{m}_s \times C_p \times \Delta T$$

$$q = 276,96 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \times 2135,42 \frac{\text{J}}{\text{kg} - \text{K}} \times 49,7^\circ\text{K}$$

$$q = 23528459,2 \text{ W}$$

Panas yang diserap *final reheater* dari pembakaran di dalam *furnace* boiler adalah sebesar 23528459,2 W.

LAMPIRAN 8

PERHITUNGAN UDARA PEMBAKARAN

Primary air berasal dari *primary air fan* (PAF) yang berjumlah 2 unit, sedangkan *secondary air* berasal dari *force draft fan* (FDF) yang berjumlah 2 unit.

Primary air dibagi menjadi 2, yaitu *primary air* yang masuk ke *air preheater* disebut *hot air* dan *primary air* yang tidak masuk *air preheater* disebut *cold air*. Seluruh *secondary air* masuk ke *air preheater* dan menuju ke *windbox*.

1. *Primary Air*

Primary air digunakan untuk mengangkut batubara dari *mill* menuju ke *furnace*. *Mass flow primary air* adalah 351,43 T/H = 97,62 kg/s, *primary air* menuju ke 4 *mill* yang beroperasi dan setiap *mill* menuju ke 4 *corner*. Jadi setiap *burner* menerima sejumlah 6,101 kg/s *primary air*.

2. *Secondary Air*

Secondary air digunakan sebagai udara pembakar batubara, *secondary air* menuju ke semua *burner secondary air* yang ada di boiler. *Mass flow secondary air* adalah 846,33 T/H = 235,09 kg/s, sehingga setiap *corner* menerima 58,77 kg/s. Dengan mengetahui luas area *burner* yang dilalui *secondary air* dan bukaan *damper auxiliary air control* maka *mass flow secondary air* masing-masing *burner* dapat dihitung.

Mass Flow Primary Air dan Secondary Air

No	Burner	Luas Area (mm ²)	Damper Control (%)	Mass Flow (kg/s)
1	EFF	260991,8	97	11,0892
2	EF	260991,8	64	7,3166
3	E	307138,5		0
4	DE	283294,2	55	6,8250
5	D	307138,5		6,1012
6	DD	260991,8	55	6,2877
7	CC	260991,8	55	6,2877
8	C	307138,5		6,1012
9	BC	283294,2	55	6,8250
10	B	307138,5		6,1012
11	AB	283294,2	55	6,8250
12	A	307138,5		6,1012
13	AA	260991,8	64	7,3166