



TESIS - TM 142501

**STUDI NUMERIK PENGARUH KONFIGURASI
PENGUMPANAN DUA JENIS BATUBARA DENGAN
METODE *IN-FURNACE BLENDING* TERHADAP
PROSES PEMBAKARAN PADA BOILER
TANGENSIAL**

**NIA ARININGTYAS
NRP. 2112 204 805**

**Dosen Pembimbing
Prof. Ir. Sutardi, M.Eng., PhD.**

**PROGRAM MAGISTER
BIDANG STUDI REKAYASA ENERGI
JURUSAN TEKNIK MESIN
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
SURABAYA
2014**



THESIS - TM 142501

**NUMERICAL STUDY OF IN-FURNACE COAL
BLENDING USING MEDIUM AND LOW RANK COAL
IN TANGENTIAL BOILER WITH DIFFERENT COAL
FEEDING CONFIGURATION**

**NIA ARININGTYAS
NRP. 2112 204 805**

**Advisor:
Prof. Ir. Sutardi, M.Eng., PhD.**

**MASTER PROGRAMME
FIELD STUDY OF ENERGY ENGINEERING
DEPARTEMEN OF MECHANICAL ENGINEERING
FACULTY OF INDUSTRIAL TECHNOLOGY
SEPULUH NOPEMBER INSTITUTE OF TECHNOLOGY
SURABAYA
2014**

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

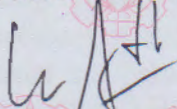
**di
Institut Teknologi Sepuluh Nopember**

**Oleh:
NIA ARININGTYAS
NRP. 2112 204 805**

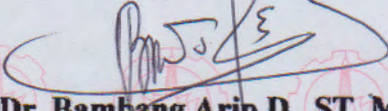
**Tanggal Ujian : 26 Januari 2015
Periode Wisuda : Maret 2015**

Disetujui oleh:

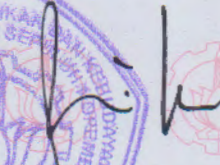
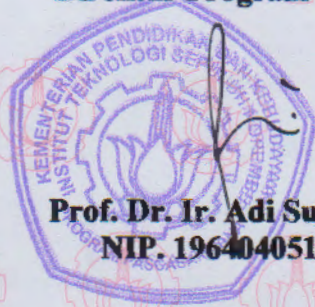

**1. Prof. Ir. Sutardi, M.Eng., PhD. (Pembimbing)
NIP. 196412281990031002**


**2. Dr. Wawan Aries Widodo, ST, MT (Penguji I)
NIP. 197104051997021001**


**3. Dr. Bambang Sudarmanta, ST, MT (Penguji II)
NIP. 197301161997021001**


**4. Dr. Bambang Arip D., ST, M.Sc.Eng (Penguji III)
NIP. 197804012002121001**

Direktur Program Pascasarjana,



**Prof. Dr. Ir. Adi Suprijanto, M.T.
NIP. 196404051990021001**

STUDI NUMERIK PENGARUH KONFIGURASI PENGUMPANAN DUA JENIS BATUBARA DENGAN METODE *IN-FURNACE BLENDING* TERHADAP PROSES PEMBAKARAN PADA BOILER TANGENSIAL

Nama Mahasiswa : Nia Ariningtyas
NRP : 2112 204 805
Pembimbing : Prof. Ir. Sutardi, M.Eng., PhD

ABSTRAK

PLTU Rembang merupakan pembangkit listrik yang menggunakan bahan bakar batubara kalori menengah (*Medium Range Coal*, MRC) dan batubara kalori rendah (*Low Range Coal*, LRC). Pencampuran kedua jenis batubara ini dilakukan dengan metode *in-furnace blending*, yaitu dengan cara mengumpankan satu jenis batubara saja pada setiap coal burner. Penelitian ini bertujuan untuk menganalisa pengaruh konfigurasi pengumpanan dua jenis batubara dengan metode *in-furnace blending* terhadap proses pembakaran dan juga mendapatkan konfigurasi pengumpanan batubara yang menghasilkan pembakaran yang lebih efisien.

Komposisi batubara yang digunakan adalah 50% LRC dan 50% MRC (dua set *burner* untuk LRC dan dua set *burner* untuk MRC), berdasarkan kebutuhan batubara pada beban maksimum pembangkit. Keempat set burner tersebut mempunyai elevasi yang berbeda, burner A pada elevasi terbawah menyusul burner B, C dan D pada elevasi di atasnya. Penelitian ini dilakukan dengan mensimulasikan pembakaran dengan kombinasi pengumpanan batubara yang berbeda pada setiap elevasi A sampai D dan komposisi batubara 50% LRC dan 50% MRC. Simulasi dilakukan menggunakan *software Gambit 2.4.6* dan *software ANSYS Fluent 13.0* untuk pemodelan dan analisa pembakaran pada boiler.

Hasil simulasi dengan pengumpanan MRC pada *burner* A dan B serta LRC pada *burner* C dan D (kasus 1) menunjukkan hasil pembakaran yang lebih sempurna dan area *local heating* terkecil. Temperatur rata-rata pada exit furnace 1802 K dan temperatur outlet boiler 573 K. Kombinasi MRC pada *burner* A dan B serta LRC pada *burner* C dan D menghasilkan komposisi gas buang sebagai berikut: CO₂ = 18,72%; O₂ = 6,64%; NO_x = 1341 ppm; dan *unburned carbon* 0,000293 ppm.

Kata kunci: boiler tangensial, *mixed coal*, *in-furnace blending*.

NUMERICAL STUDY OF IN-FURNACE COAL BLENDING USING MEDIUM AND LOW RANK COAL IN TANGENTIAL BOILER WITH DIFFERENT COAL FEEDING CONFIGURATION

Name : Nia Ariningtyas
NRP : 2112 204 805
Advisor : Prof. Ir. Sutardi, M.Eng., PhD

ABSTRACT

PLTU Rembang is one of power plants that using two types of coal, medium range coal (MRC) and low range coal (LRC). This two kinds of coal mixed together using in-furnace blending method. In this method each coal is fired by each burner without prior blending in the coal bunker, conveyor or coal yard. The main purpose of this research is to analyze the effect of feeding configuration of two types of coal using in-furnace blending method to obtain combustion with higher efficiency.

The numerical simulation uses 50% MRC and 50% LRC for composition (two sets burner for MRC and two another sets for LRC), based on coal consumption at maximum load of power plant. Those burners have different elevation. The most bottom is coal burner A, followed by B, C and D above A. This research is used to simulate combustion of 50% MRC and 50% LRC with different coal type injection per case. This simulation uses Gambit 2.4.6 and ANSYS Fluent 13.0 for modeling and analyzing combustion process in the boiler.

The results show that with feeding MRC in coal burners A and B and LRC in C and D (case 1) provides more complete combustion and less smaller local heating area in the exit furnace. The exit furnace and outlet boiler planes at this case show the lowest average of temperature, 1802 K and 573 K respectively. This configuration also produces the following flue gas composition: $CO_2 = 18.72\%$; $O_2 = 6.64\%$; $NO_x = 1341$ ppm; and unburned carbon = 0.000293 ppm.

Key word: *tangentially boiler, mixed coal, in-furnace blending.*

KATA PENGANTAR

Segala puji bagi Allah SWT yang telah memberikan petunjuk dan kekuatan sehingga penulis dapat menyelesaikan tesis yang berjudul “Studi Numerik Pengaruh Konfigurasi Pengumpanan Dua Jenis Batubara dengan Metode In-Furnace Blending terhadap Proses Pembakaran pada Boiler Tangensial”.

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. Prof. Ir. Sutardi, M.Eng. PhD. selaku dosen pembimbing tesis dan koordinator S-2 Jurusan Teknik Mesin yang sangat membantu mengarahkan dan membimbing penulis dalam proses perencanaan, pelaksanaan dan penyelesaian tesis ini.
2. Dr. Wawan Aries Widodo, ST., MT., Dr. Bambang Sudarmanta, ST., MT., Dr. Bambang Arif D., ST., M.Sc.Eng, selaku dosen penguji tesis penulis.
3. Bapak Nur Ikhwan, ST., M.Eng dan juga bapak Giri Nugroho, ST sebagai dosen yang memberikan banyak ilmu pengetahuan dan penyelesaian pada pengerjaan Tesis ini.
4. PT. PJB Services yang memberikan beasiswa dan kesempatan tugas belajar S2 di Jurusan Teknik Mesin ITS..
5. Seno Agung & Kanaya, suami dan putri tercinta yang selalu member dukungan, doa dan semangat untuk menyelesaikan pendidikan.
6. Orang tua yang selalu mendoakan keberhasilan penulis baik dalam pendidikan, pekerjaan maupun kehidupan.
7. Segenap Dosen dan Karyawan Jurusan Teknik Mesin.
8. Rekan-rekan S-2 Jurusan Teknik Mesin Rekayasa Energi.
9. Rekan-rekan UBJOM yang telah banyak membantu dalam pengambilan data.

Penulis menyadari masih banyak kekurangan dalam penulisan tesis ini namun hal tersebut bukanlah sesuatu yang disengaja, tetapi semata-mata disebabkan karena kekhilafan dan keterbatasan pengetahuan yang dimiliki. Oleh karena itu, kritik dan saran yang membangun sangat diharapkan demi kesempurnaan.

Akhir kata, semoga Tesis bermanfaat bagi pembaca dan mahasiswa, khususnya mahasiswa Jurusan Teknik Mesin FTI-ITS.

Surabaya, Januari 2015

Penulis

DAFTAR ISI

Halaman Judul	i
Title	ii
Lembar Pengesahan	iii
Abstrak	iv
Abstract	v
Kata Pengantar	vii
Daftar Isi	ix
Daftar Gambar	xiii
Daftar Tabel	xvii
Bab I : Pendahuluan	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Permasalahan	5
1.3 Batasan Masalah & Asumsi	6
1.4 Tujuan	7
Bab II : Tinjauan Pustaka	9
2.1 Termodinamika Pembangkit Listrik	9
2.2 Pembakaran Batubara dalam Ruang Bakar	11
2.3 Boiler Tangensial	17
2.4 Perhitungan Efisiensi Boiler	19
2.5 Perhitungan Panas yang Diserap Heat Exchanger dan Wall Tube di dalam Furnace	23
2.6 Analisa Pembakaran pada Boiler Tangensial dengan CFD	24
2.7 Porous Media	26
2.8 In-furnace Coal Blending	27
2.9 Pengaruh Coal Blending terhadap Pembakaran dalam Boiler Tangensial	28

Bab III : Metode Penelitian	37
3.1 Tahapan Penelitian	37
3.2 Tahap Pemodelan dan Simulasi	38
3.2.1 Pre-processing	39
3.2.2 Processing	43
3.2.3 Post-processing	53
3.3 Diagram Alir Penyebab Simulasi Numerik	53
3.4 Rancangan Simulasi Numerik	55
BAB IV: Analisa dan Pembahasan	57
4.1. Validasi	57
4.2. Perhitungan Udara Sekunder	58
4.3. Analisa Hasil Simulasi Numerik	59
4.3.1. Distribusi Temperatur	60
4.3.1.1. Distribusi Temperatur pada Z-center	61
4.3.1.2. Distribusi Temperatur pada Masing-masing Elevasi	63
4.3.1.3. Distribusi Temperatur pada Exit Furnace	66
4.3.2. Distribusi Kecepatan	71
4.3.2.1. Distribusi Kecepatan pada Z-center	71
4.3.2.2. Distribusi Kecepatan pada Masing-masing Elevasi	73
4.3.3. Distribusi Gas Buang CO ₂	76
4.3.3.1. Distribusi Gas Buang CO ₂ pada Z-center	76
4.3.3.2. Distribusi Gas Buang CO ₂ pada Masing-masing Elevasi	77
4.3.4. Distribusi Gas Buang O ₂	80
4.3.4.1. Distribusi Gas Buang O ₂ pada Z-center	80
4.3.4.2. Distribusi Gas Buang O ₂ pada Masing-masing Elevasi	81
4.3.5. Distribusi Gas Buang NO _x	83
4.3.5.1. Distribusi Gas Buang NO _x pada Z-center	84
4.3.5.2. Distribusi Gas Buang NO _x pada Masing-masing Elevasi	85

4.3.6. Distribusi <i>Unburned Carbon</i>	87
4.3.7. <i>Particle Track</i> Batubara	89
4.4. Data Kuantitatif Boiler	91
BAB V: Penutup	
5.1. Kesimpulan	93
5.2. Saran	94
Daftar Pustaka	95
Lampiran	

(halaman ini sengaja dikosongkan)

DAFTAR TABEL

Tabel	2.1.	Properties batubara dan karakteristik pembakarannya	17
Tabel	2.2.	Perbandingan penggunaan OFA (Choi dan Kim, 2008)	25
Tabel	2.3.	Analisa <i>Proximate</i> dan <i>Ultimate</i> batubara <i>bituminous</i> dan <i>sub-bituminous</i> (Lee dkk, 2011)	30
Tabel	2.4.	Standard deviasi pengamatan pada $z = 59$ m (Sa'adiyah, 2013)	34
Tabel	2.5.	Hasil Perhitungan konsentrasi <i>Lost of Ignition</i> (LOI), CO, O ₂ , NO _x dari CFD (Baek dkk, 2014)	35
Tabel	3.1.	Model yang digunakan pada simulasi numerik <i>ANSYS Fluent 13.0</i>	44
Tabel	3.2.	Species model yang digunakan pada simulasi numerik <i>ANSYS Fluent 13.0</i>	44
Tabel	3.3.	Ketentuan peng-injeksian batubara pada masing-masing <i>corner</i>	45
Tabel	3.4.	<i>Point properties</i> injeksi batubara	46
Tabel	3.5.	Data <i>properties</i> material solid dan fluid simulasi numerik	47
Tabel	3.6.	Data <i>properties</i> batubara PLTU Rembang	48
Tabel	3.7.	Setting parameter <i>boundary condition</i> untuk <i>auxiliary air</i>	49
Tabel	3.8.	Temperatur dan <i>mass flow rate</i> untuk <i>auxiliary air</i>	51
Tabel	3.9.	Setting parameter <i>heat exchanger</i> sebagai <i>porous media</i>	52
Tabel	3.10.	Rancangan simulasi numerik untuk menganalisa pengaruh variasi pengumpanan dua jenis batubara yang berbeda pada <i>coal burner</i> dengan metode <i>in-furnace blending</i>	55
Tabel	4.1.	<i>Mass flow rate</i> udara sekunder pada setiap variasi	59
Tabel	4.2.	Temperatur maksimum (K) di sepanjang garis A1, A2, A3, B1, dan B2 ($y = 47,5$ m)	70

Tabel	4.3.	Temperatur <i>average</i> (K) di sepanjang garis A1, A2, A3, B1, dan B2 ($y = 47,5\text{m}$)	70
Tabel	4.4.	Tabel perbandingan data kuantitatif hasil simulasi numerik pengumpanan dua jenis batubara dengan metode <i>in-furnace blending</i> pada <i>exit furnace</i>	91
Tabel	4.5.	Tabel perbandingan data kuantitatif hasil simulasi numerik pengumpanan dua jenis batubara dengan metode <i>in-furnace blending</i> pada <i>outlet boiler</i>	92

DAFTAR GAMBAR

Gambar	1.1.	PLTU Rembang (<i>View from jetty</i>)	1
Gambar	1.2.	Metode <i>coal blending</i> a) <i>Out-furnace</i> ; b) <i>In-furnace blending</i>	2
Gambar	1.3.	Skema Konfigurasi Boiler Tangensial PLTU Rembang	3
Gambar	2.1.	Skema Siklus Rankine & <i>T-s diagram</i>	9
Gambar	2.2.	Bentuk <i>burner</i> pada <i>tangential-fired boiler</i>	18
Gambar	2.3.	Ilustrasi proses pembakaran pada <i>tangentially-fired boiler</i>	19
Gambar	2.4.	Skema perhitungan <i>direct method</i> pada <i>boiler</i>	20
Gambar	2.5.	Skema Perhitungan <i>indirect method</i> pada <i>Boiler</i>	21
Gambar	2.6.	<i>Heat exchanger</i>	24
Gambar	2.7.	Hasil simulasi boiler tangensial 500 MW	25
Gambar	2.8.	Ilustrasi Porous Media	27
Gambar	2.9.	Pengaruh metode blending terhadap emisi NO_x dan <i>unburned carbon</i> dalam <i>fly ash</i>	29
Gambar	2.10.	Pemodelan aliran gas dan <i>injection point</i> pada <i>DTF</i>	29
Gambar	2.11	Hasil penelitian pembakaran menggunakan DTF dan simulasi (a) pengaruh variasi SBR dan (b) jarak antar <i>injector</i> terhadap <i>unburned carbon</i>	30
Gambar	2.12	Konfigurasi <i>coal burner</i> , CCOFA, SOFA dan <i>heat exchanger</i> (Sa'adiyah, 2013)	31
Gambar	2.13	Kontur temperatur pada $z = 59$ m dan $z = 60$ m	33
Gambar	2.14	Posisi pengambilan data temperatur pada $z = 59$ m	33
Gambar	2.15.	Skema <i>Case-1, 2 & 3</i> penelitian <i>mixed coal</i>	34
Gambar	2.16.	Temperatur <i>Furnace</i> untuk <i>Case-1, 2</i> dan <i>3</i>	36
Gambar	3.1.	Boiler PLTU Rembang tampak samping	40
Gambar	3.2	(a) Skema penampang boiler tangensial pada elevasi <i>coal burner</i> (b) Konfigurasi <i>primary, secondary air damper, oil gun</i> dan <i>coal burner</i> PLTU Rembang	41

Gambar 3.3.	<i>Meshing</i> Boiler PLTU Rembang	42
Gambar 3.4.	<i>Domain</i> pemodelan boiler PLTU Rembang	43
Gambar 3.5.	Skema konfigurasi pengumpanan batubara pada <i>Performance Test</i> PLTU Rembang 21 Mei 2014	46
Gambar 3.6.	Diagram Alir Simulasi Numerik	54
Gambar 3.7.	Skema rancangan simulasi numerik pengaruh variasi pengumpanan dua jenis batubara yang berbeda pada <i>coal burner</i> dengan metode <i>in-furnace blending</i>	56
Gambar 4.1.	Posisi pengambilan data temperatur pada boiler	57
Gambar 4.2.	Grafik perbandingan temperatur hasil <i>fluent</i> dan data <i>performance test</i> 21 Mei 2014	58
Gambar 4.3.	Posisi pengamatan pada z-center	60
Gambar 4.4.	Posisi pengamatan pada <i>coal burner</i> , OFA dan sebelum memasuki jajaran <i>heat exchanger</i>	60
Gambar 4.5.	Kontur temperatur (K) pada posisi z-center	61
Gambar 4.6.	Kontur temperatur (K) pada elevasi <i>coal burner</i> dan OFA	64
Gambar 4.7.	Grafik temperatur rata-rata (K) terhadap ketinggian y (m)	65
Gambar 4.8.	Kontur temperatur (K) sebelum memasuki dan sesaat setelah memasuki jajaran <i>heat exchanger</i>	66
Gambar 4.9.	Posisi pengambilan data temperatur pada $y = 47,5$ m	67
Gambar 4.10.	Grafik perbandingan data temperatur pada (a) Garis B ₁ , $x=3.65$ m; (b) Garis B ₂ , $x=7,29$ m	68
Gambar 4.11.	Grafik perbandingan data temperatur pada (a) Garis B ₁ , $x=3.65$ m; (b) Garis B ₂ , $x=7,29$ m	69
Gambar 4.12.	Kontur dan vektor kecepatan (m/s) pada posisi z-center	72
Gambar 4.13.	Kontur kecepatan dan vektor kecepatan pada elevasi <i>coal burner</i> dan OFA	74
Gambar 4.14.	Grafik rata-rata kecepatan (m/s) terhadap ketinggian Y (m)	75

Gambar 4.15.	Kontur gas buang CO ₂ (%) pada posisi <i>z</i> -center	77
Gambar 4.16.	Kontur gas buang CO ₂ (%) pada elevasi <i>coal burner</i> dan OFA	78
Gambar 4.17.	Grafik rata-rata fraksi massa gas buang CO ₂ (%) terhadap ketinggian Y (m)	79
Gambar 4.18.	Kontur gas buang O ₂ (%) pada posisi <i>z</i> -center	81
Gambar 4.19.	Kontur gas buang O ₂ (%) pada elevasi <i>coal burner</i> dan OFA	82
Gambar 4.20.	Grafik rata-rata fraksi massa gas buang O ₂ (%) terhadap ketinggian Y (m)	83
Gambar 4.21.	Kontur gas buang NO _x (ppm) pada posisi <i>z</i> -center	84
Gambar 4.22.	Kontur NO _x (ppm) pada elevasi <i>coal burner</i> dan OFA	86
Gambar 4.23.	Grafik rata-rata fraksi massa gas buang NO _x (ppm) terhadap ketinggian Y (m)	87
Gambar 4.24.	Kontur Unburned Carbon (ppm) pada <i>z</i> -center	88
Gambar 4.25.	Perbandingan jumlah <i>unburned carbon</i> pada setiap elevasi	89
Gambar 4.26.	<i>Particle track & residence time (s)</i> pada boiler dari semua <i>burner</i> dan pada <i>burner C&D</i>	90

(halaman ini sengaja dikosongkan)

DAFTAR PUSTAKA

- Achmad, R. 2004. *“Kimia Lingkungan”*. Andi. Yogyakarta
- Babcock and Wilcox company. 2005. *“Steam its Generation and Use 41st Edition”*. McDermott Company. Ohio, USA.
- Baek, S.H. Park, H.Y. Ko, S.H. 2014. *“The Effect of the coal Blending method in a coal fired boiler on carbon in ash and NOx emission”*. *Fuel* 128, page 67-70.
- Choi, C.R. Kim, C.N. 2008. *“Numerical investigation on the flow, combustion and NOx emission characteristics in a 500MWe tangentially fired pulverized-coal boiler”*. *Fuel* 88, page 1720-1731.
- Chungen, Y., Rosendahl, L., Condra, T. J. 2002. *“Further study of the gas temperature deviation in large-scale tangentially coal-fired boilers”*. *Fuel* 82, page 1127-1137.
- El-Mahallawy, F. Habik, SE. 2002. *“Fundamentals And Technology Of Combustion”*. Elsevier. Oxford.
- Ikeda M, Makino H, Morinaga H, Higashiyama K, Kozai Y. 2003. *“Development of reduction technology of both emissions of NOx and unburned carbon by infurnace blended method”*. Report No. M07007. Tokyo: Central Research Institute of Electric Power Industry.
- Kent, A.J. 1993. *“Riegel’s Handbook of Industrial Chemistry 9th Edition”*. Springer. USA.
- Lee BH, Kim SG, Song JH, Chang YJ, Jeon CH. 2011. *“Influence of coal blending methods on unburned carbon and NO emission in a drop tube furnace”*. *Energy Fuels* 2011;25:5055–62.
- Sa'adiyah, D.S. 2013. *“ Studi Numerik Karakteristik Aliran, Pembakaran dan Emisi Gas Buang pada Tangentially Fired Boiler 625 MWe dengan Komposisi Batubara 70% LRC dan 30% MRC pada Kondisi Pengoperasian yang Berbeda (Studi Kasus PLTU Suralaya Unit 8”*. Teknik Mesin FTI-ITS. Surabaya
- Singer, JG. 1993. *“Combustion Fossil Power: A Reference Book on Fuel Burning and Steam Generation 4th Edition”*. Combustion Engineering-Inc. Connecticut.
- Vuthaluru, H.B., Vuthaluru, R. 2009. *“Control of ash related problems in a large scale tangentially fired boiler using CFD Modelling”*. *Applied Energy* 87, page 1418-1426.

(halaman ini sengaja dikosongkan)

BIOGRAFI PENULIS



Nia Ariningtyas dilahirkan di Kediri, Jawa Timur pada hari Rabu, 20 Juni 1984. Penulis merupakan putra ketiga dari pasangan Pratikto dan Sulikah. Penulis telah menikah dengan Seno Agung Wibowo dan dikaruniai Seorang putri. Penulis menempuh pendidikan formal di SMU Negeri 1 Kertosono dan melanjutkan S1 di Teknik Material ITS pada tahun 2002. Pada awal tahun 2007 penulis mulai bekerja di PT. *Advanced Interconnect Technologies*, Batam

sebagai Research and Development Engineer. Pada tahun 2009 penulis mulai bekerja di PT PJB Services hingga sekarang.

Pada masa *On Job Training* (OJT) di PT PJB Services, penulis mendapatkan pengalaman tentang pembangkit di PLTU 1,2 Gresik, Jawa Timur. Setelah masa OJT selesai, tahun 2010 penulis ditempatkan di UBJOM PLTU Rembang sebagai *Staff Component Analyst* dan pada tahun 2011-2012 penulis beralih tugas sebagai *Staff Bahan Bakar*. Pada tahun 2012 penulis diberi tugas belajar menempuh pendidikan S2 Teknik Mesin di ITS dengan bidang keahlian Rekayasa Energi.

Email : nia_mt04@yahoo.com



BAB I

PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang

Proyek PLTU 1 Rembang memiliki dua unit pembangkit berbahan bakar batubara dengan kapasitas masing-masing unit sebesar 300 MW dan kapasitas total tenaga listrik yang dihasilkan adalah 600 MW (gambar 1.1). Energi listrik yang dihasilkan oleh PLTU Rembang nantinya disalurkan melalui Saluran Udara Tegangan Tinggi (SUTT) 150 kV ke Gardu Induk 150 kV Rembang dan Gardu Induk 150 kV Pati.



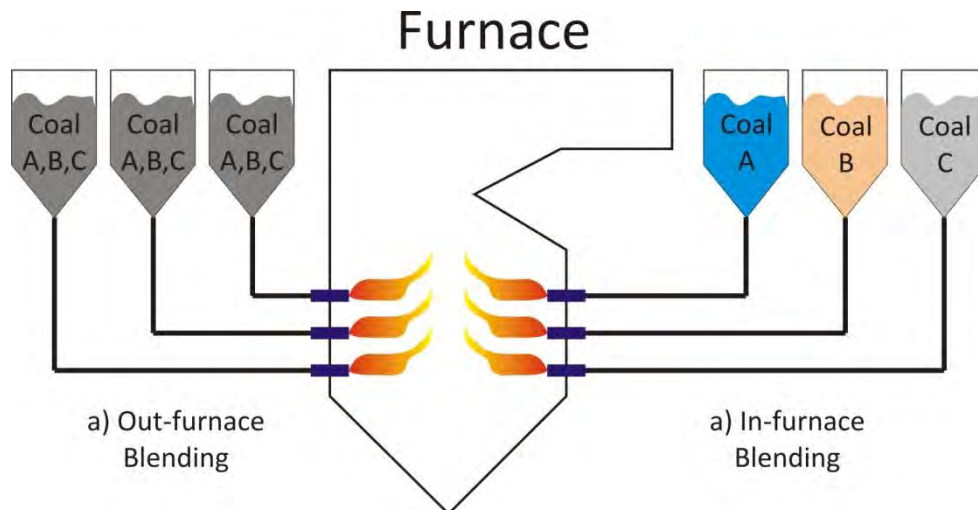
Gambar 1.1 PLTU Rembang (View from jetty)

Desain awal bahan bakar PLTU Rembang adalah *Medium Range Coal* (MRC) dengan rata-rata nilai kalornya ≥ 4500 kcal/kg dan maksimum aliran pemakaian batubara sebesar 160 ton/jam. Tetapi akibat terbatasnya ketersediaan MRC maka batubara di ganti dengan *Low Rank Coal* (LRC) yang ketersediaannya lebih banyak tetapi dengan nilai kalor yang lebih rendah dan kandungan *moisture* serta *volatile matter* yang lebih tinggi daripada MRC. Pada saat diujicoba menggunakan LRC, ternyata beban tidak bisa mencapai kapasitas maksimal pembangkit yang diminta oleh P3B. Oleh karena itu agar bisa mencapai beban maksimum maka ditambahkan MRC



atau yang umum disebut dengan *blending* dengan minimal pemakaian MRC \geq 50% dari konsumsi batubara.

Ikeda dkk (2003) menyatakan ada dua jenis metode *blending*, yaitu *out-furnace* dan *in-furnace blending*. Pada metode *out-furnace* atau *line blending* (Gambar 1.2.a), sebelum keluar melalui *burner* kedua jenis atau lebih batubara sudah terlebih dulu dilakukan pencampuran baik di *coal yard*, *conveyor* maupun di *silo* atau *coal bunker*. Sedangkan pada metode *in-furnace blending* (Gambar 1.2.b), pencampuran antara dua jenis batubara atau lebih dilakukan di dalam *furnace* yang berarti hanya satu jenis batubara yang ada di setiap *coal bunker* dan *coal burner*.

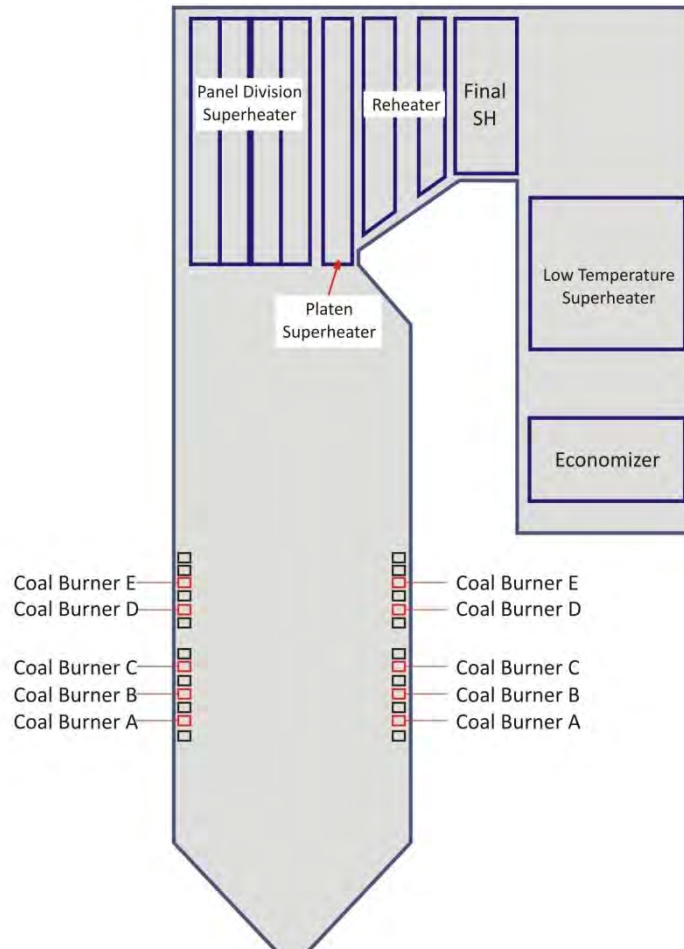


Gambar 1.2. Metode coal blending a) Out-furnace; b) In-furnace blending

Ada 5 level *coal burner* di dalam boiler PLTU Rembang (Gambar 1.3). Dari kelima *burner* tersebut, hanya 4 yang beroperasi saat beban penuh dan 1 *burner stand-by* yang dipersiapkan jika salah satu dari 4 *burner* tersebut gagal beroperasi. Dalam operasinya, penempatan tiap-tiap jenis batubara ini berganti-ganti karena belum diketahui pengaruh pemilihan jenis batubara untuk setiap level *coal burner*, atau yang disebut *leveling*, terhadap performance unit. Pada tahun 2012 dilakukan pengujian internal PLTU Rembang untuk mengetahui pengaruh *leveling* terhadap *performance*. Berdasarkan *output* unit pembangkit yang berupa produksi listrik *netto*, laju



panas dan konsumsi batubara, penempatan MRC untuk *burner* paling bawah dan atas serta LRC untuk kedua *burner* yang ada di level tengah memberikan hasil yang terbaik dan diterapkan hingga saat ini.



Gambar 1.3 Skema Konfigurasi Boiler Tangensial PLTU Rembang

Saat ini *coal blending* sudah umum dilakukan oleh pembangkit listrik-pembangkit listrik di seluruh dunia. Alasan pelaksanaan *coal blending* tersebut diantaranya adalah keterbatasan sumber daya alam, pengurangan biaya pemakaian bahan bakar, peningkatan *boiler performance*, dan pengurangan emisi. Beberapa penelitian juga sudah dilakukan baik untuk *out-furnace* maupun *in-furnace blending*, baik dengan simulasi menggunakan *Computational Fluids Dynamic (CFD)* maupun dengan eksperimen pada *test furnace* dan pembangkit listrik.



Ikeda dkk (2003) meneliti pengaruh metode *blending* antara batubara yang mempunyai kandungan nilai kalor, *volatile matter* dan *moisture* yang berbeda terhadap emisi NO_x dan kandungan *unburned carbon* dalam abu terbang menggunakan CFD dan *test furnace* dengan tiga level *burner*. Ikeda menyatakan bahwa *coal blending* yang dilakukan di dalam *furnace* serta penempatan batubara dengan kandungan *volatile matter* dan *moisture* yang lebih tinggi pada burner level atas lebih efektif mengurangi emisi NO_x dan kandungan *unburned carbon* dalam abu terbang.

Lee dkk (2011) melakukan penelitian yang sama dengan CFD dan skala lab menggunakan *drop tube furnace* (DTF) dan menemukan bahwa *in-furnace blending* menghasilkan lebih sedikit emisi dan efisiensi pembakaran yang lebih baik.

Baek dkk (2014) juga melakukan penelitian yang serupa dengan simulasi numerik dan divalidasi dengan eksperimen pada boiler tangensial 500 MW. Komposisi batubara berupa 40% *sub-bituminous* dan 60% *bituminous coal*, 2 burner berisi *sub-bituminous coal* dan 3 burner berisi *bituminous coal*. Penelitian ini membandingkan efisiensi boiler dan emisi NO_x jika:

1. dilakukan *out-furnace blending*.
2. dilakukan *in-furnace blending* dengan *sub-bituminous coal* di level bawah dan *bituminous coal* di level atas.
3. dilakukan *in-furnace blending* dengan *sub-bituminous coal* di level atas dan *bituminous coal* di level bawah.

Sa'adiyah (2013) melakukan simulasi numerik pembakaran pada boiler tangensial dengan metode *in-furnace blending* 70% LRC dan 30% MRC untuk mengetahui karakteristik aliran, pembakaran, dan gas buangnya. Selain itu tujuan lain penelitian Sa'adiyah adalah untuk mengetahui dan membandingkan deviasi temperatur yang terjadi pada *upper furnace* untuk menghindari terjadinya *local heating* dari masing-masing kondisi pengoperasian dan juga untuk menentukan peletakan penginjeksian batubara MRC dan LRC pada elevasi *burner* yang memiliki deviasi temperatur rendah



dan memiliki kadar gas buang NO_x dan O₂ yang sedikit serta kadar CO₂ yang tinggi.

Dari berbagai penelitian yang telah dilakukan sejauh ini belum ada yang membahas tentang pengaruh berbagai macam *leveling* terhadap emisi dan efisiensi pembakaran seperti yang dilakukan di PLTU Rembang. Dengan memahami pengaruh *leveling* ini diharapkan bisa mendapatkan *performance* unit yang lebih baik tanpa penambahan biaya yang berarti dan menganalisa fenomena yang terjadi akibat dilakukannya variasi pengumpanan dua jenis batubara menggunakan metode *in-furnace blending*.

1.2. Permasalahan

Berdasarkan latar belakang yang telah diuraikan sebelumnya, dapat dirumuskan permasalahan yang ada pada operasi boiler PLTU Rembang yaitu:

1. Keterbatasan pasokan batubara kalori menengah (Medium Range Coal) ke PLTU Rembang.
 2. Ketidakmampuan pembangkit listrik beroperasi dengan beban penuh (*full load*) jika hanya menggunakan batubara kalori rendah (Low Rank Coal) yang tidak sesuai desain sedangkan permintaan listrik masyarakat tinggi sehingga harus dilakukan pencampuran antara MRC (Medium Range Coal) dan LRC (Low Rank Coal).
 3. PLTU Rembang didesain menggunakan satu jenis batubara saja, yaitu batubara MRC, sehingga di dalam PLTU Rembang tidak ada fasilitas pencampuran antara batubara MRC dan LRC.
 4. Belum diketahui bagaimana pengaruh pencampuran/*mixed coal* antara MRC dan LRC yang berbeda *properties* terhadap operasi PLTU Rembang.
 5. Jika dilakukan *blending*/pencampuran dua jenis batubara, yang paling mungkin dilakukan adalah *in-furnace blending*, yaitu pencampuran batubara di dalam *furnace* dengan cara memberikan jenis batubara yang sama untuk satu level *burner*. Pada PLTU Rembang belum diketahui
-



pengaruh peletakkan jenis batubara untuk setiap level *burner* terhadap operasi PLTU Rembang.

6. Bagaimanakah pengaruh berbagai macam konfigurasi ini terhadap *local heating* yang biasa terjadi pada exit furnace sesaat sebelum masuk superheater.
7. Jika konfigurasi pengumpanan jenis batubara untuk tiap level *burner* berpengaruh, konfigurasi manakah yang paling tepat digunakan agar *local heating* yang terjadi seminimal mungkin?

1.3. Batasan Masalah & Asumsi

Berdasarkan permasalahan yang telah diuraikan, maka batasan masalah yang digunakan meliputi:

- Analisa pengaruh peletakkan MRC dan LRC dilakukan pada unit 1 (#20) PLTU Rembang.
 - Output dari CFD yang dianalisa adalah persebaran panas, konsentrasi O₂, CO₂ dan NO_x dalam gas buang.
 - Persebaran panas yang diamati hanya dari sisi *furnace* saja tidak termasuk fluida yang ada di dalam pipa-pipa di sekeliling *furnace/boiler*.
 - Jumlah udara pembakaran total dianggap konstan.
 - Simulasi numerik tidak melibatkan pembakaran pada *oil burner*.
 - *Heat exchanger* dimodelkan sebagai *porous media*.
 - Hanya 4 elevasi *coal burner* yang beroperasi (*Coal Burner E stand-by*).
 - Baik atau tidaknya pembakaran di dalam furnace didasarkan pada temperatur. Temperatur *furnace* bagian bawah hingga *coal burner E* setinggi mungkin untuk memaksimalkan penyerapan panas oleh *wall tube boiler*. Temperatur *exit furnace* serendah mungkin untuk menghindari terjadinya *overheating* pada jajaran *heat exchanger*. Temperatur *outlet boiler* serendah mungkin untuk memaksimalkan penyerapan panas oleh *heat exchanger*.
 - Nilai gas buang yang diberikan hanya sebatas informasi dan bukan merupakan fokus utama kriteria penilaian baik atau tidaknya proses pembakaran.
-



1.4. Tujuan Penelitian

Tujuan simulasi numerik ini secara umum adalah untuk mengetahui karakteristik aliran, perpindahan panas dan pembakaran dengan memvariasikan konfigurasi pengumpanan dua jenis batubara dengan metode in-furnace blending. Sedangkan tujuan khusus dari simulasi ini adalah untuk menampilkan data kuantitatif maupun visualisasi dari aliran berupa:

1. Kontur kecepatan dan distribusi temperatur dalam berbagai konfigurasi pengumpanan dua jenis batubara.
2. Kontur yang menunjukkan komposisi distribusi gas buang seperti O_2 , CO_2 NO_x dan juga *unburned carbon*.
3. Pemilihan konfigurasi dengan area *local heating* minimum yang ditunjukkan rata-rata nilai maksimum temperatur pada *exit furnace*.



(halaman ini sengaja dikosongkan)

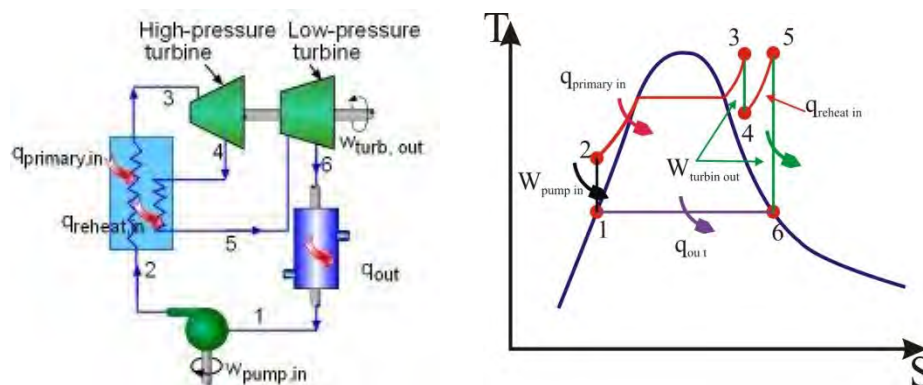


BAB II

TINJAUAN PUSTAKA

2.1. Termodinamika Pembangkit Listrik

Operasi PLTU berdasarkan pada prinsip *thermodinamika* yang lebih dikenal dengan siklus *Rankine*. Energi kimia yang berasal dari bahan bakar diubah menjadi energi panas yang digunakan untuk menguapkan air dan mengubahnya menjadi energi kinetik. Kemudian energi kinetik dalam bentuk uap bertekanan akan menggerakkan turbin uap yang dikopel dengan generator pembangkit listrik sehingga menghasilkan listrik. (Gambar 2.1)



Gambar 2.1. Skema Siklus Rankine & T-s diagram

PLTU mempunyai beberapa komponen utama seperti yang ditunjukkan pada skema siklus *Rankine* pada gambar 2.1, diantaranya:

1. Pemanas awal

Ada 2 jenis pemanas awal, yaitu *closed feed water heater* (CFWH) dan *open feed water heater* (OFWH). Perbedaan antara CFWH dan OFWH adalah kontak antara fluida pemanas dan yang dipanaskan. Pada CFWH tidak ada kontak langsung antara Fluida pemanas dan yang dipanaskan sedangkan pada OFWH fluida pemanas dan fluida yang dipanaskan bercampur.



CFWH sendiri ada 2 jenis yaitu *low pressure heater* (LPH) dan *high pressure heater* (HPH). Prinsip kerja keduanya sama dan hanya berbeda pada tekanan uap pemanasnya. Uap panas dari turbin di cerat masuk ke dalam LPH atau HPH pada sisi uap untuk memanaskan fluida yang ada di dalam pipa-pipa LPH atau HPH tersebut. Fungsinya untuk membantu menaikkan entalpi fluida pembangkit sehingga meringankan kerja *boiler*. OFWH pada PLTU Rembang adalah *deaerator*. Fungsi utamanya selain pemanasan awal adalah untuk melepaskan gas-gas terutama oksigen yang ada di dalam fluida.

2. Pompa

Fungsi utama pompa adalah untuk menaikkan tekanan fluida. Penggerak pompa ini ada 2, yaitu pompa *boiler* dengan penggerak motor, *motorized boiler feed pump* (M-BFP), dan pompa boiler dengan penggerak turbin, *boiler feed pump turbine* (BFPT). M-BFP digunakan saat penyalaan awal, setelah beban stabil BFPT akan mengambil alih kerja M-BFP dan untuk selanjutnya M-BFP akan diposisikan sebagai cadangan jika tiba-tiba terjadi kerusakan pada BFPT atau BFPT mati.

3. Boiler

Boiler merupakan peralatan utama pembangkit yang berfungsi untuk mengubah air menjadi uap dengan menggunakan energi panas yang dihasilkan oleh bahan bakar yaitu batubara. Boiler pada PLTU Rembang merupakan boiler tangensial yang terdiri dari *furnace* yang dikelilingi dinding pipa air *vertical* atau *water wall*. Pada bagian bawah *water wall* terdapat *header* air pengisi *boiler* dan pada bagian atas terdapat *steam drum* yang berfungsi untuk memisahkan uap dan air.

Di dalam *furnace* terdapat dua jenis *burner*, yaitu *oil gun burner* dan *coal burner*. Masing-masing *oil gun* dan *coal burner* ini terdiri dari beberapa *level* dan 4 *corner* untuk setiap *level*nya pada boiler tangensial. Dari seluruh *coal burner* iasanya satu *level* dalam keadaan *stand by* dan digunakan sebagai cadangan jika ada salah satu *coal burner* yang mati. Dan setiap *level coal burner* mewakili jumlah *mill* yang ada.



4. Turbin dan Generator

PLTU batubara pada umumnya menggunakan turbin uap tipe *multistage*, yakni turbin uap yang terdiri atas lebih dari satu *stage* turbin (turbin *high pressure*, *intermediate pressure*, dan *low pressure*). Uap air *superheater* yang dihasilkan oleh *boiler* masuk ke turbin *high pressure* (HP), dan keluar pada sisi *exhaust* menuju ke boiler lagi untuk proses *reheater*. Uap air yang dipanaskan kembali ini dimasukkan kembali ke turbin uap sisi *intermediate pressure* (IP), dan uap yang keluar dari turbin IP akan langsung masuk ke turbin *low pressure* (LP). Selanjutnya uap air yang keluar dari turbin LP masuk ke dalam kondenser untuk mengalami proses kondensasi. Putaran turbin ini akan dikopel dengan generator untuk membangkitkan listrik.

5. Kondensor

Kondensor adalah peralatan yang berfungsi untuk mengubah uap menjadi air. Prinsip kerja Kondensor proses perubahannya dilakukan dengan cara mengalirkan uap ke dalam suatu ruangan yang berisi pipa-pipa (*tubes*). Uap mengalir di luar pipa-pipa (*shell side*) sedangkan air sebagai pendingin mengalir di dalam pipa-pipa (*tube side*). Kondensor seperti ini disebut kondensor tipe *surface* (permukaan). Posisi kondensor umumnya terletak dibawah turbin sehingga memudahkan aliran uap keluar turbin untuk masuk kondensor karena gravitasi.

2.2. Pembakaran Batubara dalam Ruang Bakar

Batubara merupakan suatu jenis mineral yang tersusun atas karbon, hidrogen, oksigen, nitrogen, sulfur, dan senyawa- senyawa mineral (Kent, 1993). Batubara digunakan sebagai sumber energi alternatif untuk menghasilkan listrik. Pada pembakaran batubara, terutama pada batubara yang mengandung kadar sulfur yang tinggi, menghasilkan polutan udara, seperti sulfur dioksida, yang dapat menyebabkan terjadinya hujan asam. Karbon dioksida yang terbentuk pada saat pembakaran berdampak negatif pada lingkungan (Achmad, 2004).



Kualitas batubara ditentukan berdasarkan analisis batubara yang umumnya dilakukan dengan metode, yaitu *proximate & ultimate analysis*. Tiap-tiap analisa akan menghasilkan *properties* sebagai berikut:

A. Proximate Analysis

1. Kandungan air (*Moisture content*)

- a. *Total Moisture* adalah banyaknya air yang terkandung dalam batubara sesuai kondisi di lapangan (*Ar = as received*), baik terikat secara kimiawi maupun akibat pengaruh kondisi diluar. Pada prinsipnya total moisture merupakan jumlah air yang terkandung dalam batubara baik air bebas (*FM = Free Moisture*) maupun air terikat (*IM = Inherent Moisture*)
- b. *Free Moisture* adalah air yang diserap oleh permukaan batubara akibat pengaruh dari luar.
- c. *Inherent Moisture* (Air bawaan) Adalah kandungan air bawaan pada saat batubara terbentuk.

2. Kandungan Abu (*Ash Content*)

Merupakan sisa-sisa zat organik yang terkandung dalam batubara setelah dibakar. Kandungan abu dapat dihasilkan dari pengotoran bawaan dalam proses pembentukan batubara maupun perkotoran yang berasal dari proses penambangan. Abu batubara merupakan bagian yang tidak hilang pada waktu pembakaran batubara tersebut. Komposisi utama abu batubara adalah: Si, Al, Fe, Ti, Mn, Na, K, Silikat, Sulfida, Sulfat dan Fosfat

3. Zat terbang (*Volatile Matter*)

Merupakan zat aktif yang menghasilkan energipanas apabila batubara tersebut dibakar dan terdiri dari gas-gas yang mudah terbakar seperti *hydrogen, karbonmonoksida (CO) dan metan*. Zat terbang ini sangat erat kaitannya dengan *rank* dari batubara, makin tinggi kandungan zat terbang (VM) makin rendah kualitasnya. Dalam proses pembakaran, semakin rendah zat terbang maka akan mempersulit proses pembakaran.



4. Fixed carbon

Merupakan angka diperoleh dari hasil pengurangan 100% dengan kadar kelembaban, kandungan abu dan *volatile matter*. Dengan berkurangnya kadar abu & *volatile matter*, semakin tinggi kandungan karbonnya, dan kualitas batubara semakin naik.

5. Nilai Kalor (*Calorific Value*)

Harga nilai kalor merupakan penjumlahan dari harga-harga panas pembakaran unsur-unsur pembakaran batubara. Nilai kalor terdiri atas *Gross Calorie Value* yaitu nilai kalor yang biasa dipakai sebagai laporan analisis dan *Net Caloric Value* yaitu nilai kalor yang benar-benar dimanfaatkan dalam proses pembakaran batubara.

B. Ultimate Analysis

Analisis ultimate menganalisis berbagai macam kandungan kimia unsur-unsur seperti karbon, hidrogen, oksigen, sulfur, dll. Analisis ini berguna dalam penentuan jumlah udara yang diperlukan untuk pembakaran dan volum serta komposisi gas pembakaran.

Hasil analisisnya hampir sama dengan *proximate* tetapi analisa ini lebih detail dalam menentukan kandungan C, H, O, N nya.

Ada 3 *combustible element* yang terdapat pada kebanyakan bahan bakar fosil, yaitu *carbon, hydrogen & sulfur*. Sulfur mempunyai kontribusi yang kurang signifikan sebagai sumber panas, tetapi merupakan sumber masalah utama dalam korosi dan polusi.

Tujuan utama suatu pembakaran adalah memaksimalkan pelepasan energi yang terkandung dalam bahan bakar dan meminimalkan kerugian-kerugian yang mungkin dapat timbul selama proses pembakaran. Maka dari itu diperlukan beberapa pengaturan seperti *excess air*, aliran udara dalam *boiler* dan penambahan zat tertentu dalam proses pembakaran.



Reaksi pembakaran

Pada Analisa *Ultimate*, batubara terdiri dari beberapa unsur-unsur seperti Karbon, Hidrogen, Oksigen dan Sulfur. Ada beberapa perhitungan nilai kalor (Heating Value) batubara, berikut persamaannya:

1. Menurut Dulong

$$Q = \{145.44(C) + 620.28(H) + 40.5(S) - 77.54(O)\} Btu/lb \quad (2.2)$$

2. Menurut Boie

$$Q = \{151.2(C) + 499.7(H) + 45.0(S) - 47.7(O) + 27.0(N)\} Btu/lb \quad (2.3)$$

3. Menurut Moot-Spooner

Untuk kandungan $O_2 \leq 15\%$

$$Q = \{145.54(C) + 610.2(H) + 40.5(S) - 62.46(O)\} Btu/lb \quad (2.4a)$$

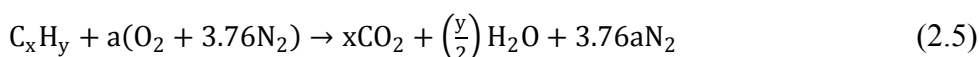
Untuk kandungan $O_2 \geq 15\%$

$$Q = \left\{ 145.54(C) + 610.2(H) + 40.5(S) - \left[65.88 - \frac{77.54(O)}{(100-A)} \right] \right\} Btu/lb \quad (2.4b)$$

Pada persamaan di atas Q merupakan *Gross Calorific Value* (Btu/lb) menurut *Dry Basis*, sedang C,H,O,N,S dan A berturut-turut adalah kadar karbon, hydrogen, Oksigen, nitrogen, sulfur dan abu juga menurut *dry basis*. Dari beberapa persamaan di atas dapat disimpulkan energi panas yang dapat kita ambil dari pembakaran batubara terutama berasal dari karbon dan hidrogen dalam bentuk hidrokarbon dan sulfur (minor).

Untuk mendapatkan energi yang maksimal dari pembakaran, reaksi pembakaran yang berlangsung dalam furnace harus berjalan secara stoikiometri. Oleh karena itu perlu dilakukan pengaturan jumlah aliran bahan bakar sesuai nilai kalornya, aliran udara sesuai dengan bahan bakar, pencampuran yang baik antara udara dan bahan bakar, temperatur ideal agar terjadi pembakaran, dan waktu yang cukup agar terjadi pembakaran sempurna.

Berikut merupakan reaksi kimia pembakaran batubara (hidrokarbon) secara stoikiometri:





Sedangkan reaksi pembakaran sulfur dengan oksigen menghasilkan SO, SO₂, atau SO₃. Meskipun pembakaran sulfur menghasilkan energi, tetapi produknya SO, SO₂, atau SO₃ merupakan polutan yang berbahaya yang dapat menyebabkan korosi dan hujan asam jika dilepaskan ke atmosfer. Selain SO_x sebagai polutan, ada juga gas CO dan NO_x yang dihasilkan oleh pembakaran tidak sempurna yang terjadi jika jumlah bahan bakar dan udara tidak seimbang atau pencampuran bahan bakar dan udara kurang sempurna.

Proses Pembakaran Batubara

Pembakaran batubara yang terjadi di *furnace* pada boiler memiliki beberapa tahapan proses, dari awal masuk sampai batubara terbakar habis di dalam *furnace*. Serbuk batubara akan diinjeksikan ke dalam *furnace* melalui burner, dan akan melewati beberapa tahapan sebagai berikut (Singer, 1993).

1. Drying

Drying merupakan proses awal batubara untuk menghilangkan *moisture* yang terkandung pada permukaan ataupun pada pori-pori batubara. Proses pengeringan ini terjadi sebelum batubara bercampur dengan udara pembakaran di *furnace*. Pengeringan dimulai pada saat batubara bercampur dengan *primary air* di mill, sedangkan sisa *moisture* yang terletak dalam pori-pori yang sangat kecil pada batubara akan dikeringkan di dalam *furnace* karena membutuhkan temperatur yang lebih tinggi untuk menguapkan *moisture* tersebut.

2. Devolatilization

Proses ini merupakan proses pemisahan antara *volatile matter* dan *char* atau *fixed carbon*. *Volatile matter* akan mengalami penguapan pada suhu sekitar 900⁰ - 950⁰C menyisakan *char* yang merupakan karbon padat yang menjadi bahan bakar utama dalam proses pembakaran di *furnace*.



3. Char Combustion

Char combustion adalah proses pembakaran karbon padat dengan oksigen baik dari udara pembakaran maupun dari gas oksigen hasil *devolatilization*.

Waktu tinggal batubara sampai habis terbakar di dalam *furnace* disebut *residence time*. *Residence time* merupakan jumlah waktu yang diperlukan batubara untuk mengalami proses *drying*, *devolatilization*, dan *char combustion* dalam *furnace*. *Residence time* sendiri sangat dipengaruhi oleh komponen partikel batubara.

Jenis dan Karakteristik Pembakaran Batubara

PLTU Rembang menggunakan dua jenis batubara yaitu Medium Rank Coal (MRC) dan Low Rank Coal (LRC). Medium rank rank coal lebih dikenal dengan batubara sub-bituminus dan low rank coal lebih dikenal dengan batubara lignite.

1. Subbituminous, umum digunakan sebagai pembangkit listrik tenaga uap. Subbituminous juga merupakan sumber bahan baku yang penting dalam pembuatan hidrokarbon aromatis dalam industri kimia sintetis.
2. Lignit, disebut juga brown-coal, merupakan tingkatan batubara yang paling rendah, dan umumnya digunakan sebagai bahan bakar untuk pembangkit listrik.

Tabel 2.1 menunjukkan properties dan karakteristik pembakaran MRC dan LRC.



Tabel 2.1. Properties batubara dan karakteristik pembakarannya.

Properties	Sub-bituminous (MRC)	Lignite (LRC)
Nilai Kalor (kcal/kg) - As Received	4610-5830	3500-4610
Fixed Carbon (%) -Dry Ash Free	70-76	65-70
Volatile Matter (%) -Dry Ash Free	42-53	53-63
Moisture (%) - As Received	18-35	35-55
Karakteristik Pembakaran	Sulit terbakar karena kadar karbon yang tinggi dan juga Volatile matter yang rendah	Mudah terbakar karena volatile matter yang tinggi. Dapat menimbulkan defisiensi oksigen pada burner lain di dekatnya.
Akibat penempatan pada elevasi bawah	Karbon yang belum terbakar memungkinkan untuk terbakar kembali pada level di atasnya.	Terjadi defisiensi oksigen yang menyebabkan pembakaran yang tidak sempurna pada burner di sekitarnya
Akibat penempatan pada elevasi atas	Panas yang dihasilkan tinggi sehingga dapat menyebabkan over heating. Karbon yang tidak terbakar sempurna akan ikut keluar bersama fly ash dan tidak menghasilkan panas.	Panas yang dihasilkan tidak setinggi oleh sub-bituminous coal (MRC) sehingga mencegah terjadinya over heating.
Penempatan Ideal	Elevasi Bawah	Elevasi Atas

2.3. Boiler Tangensial

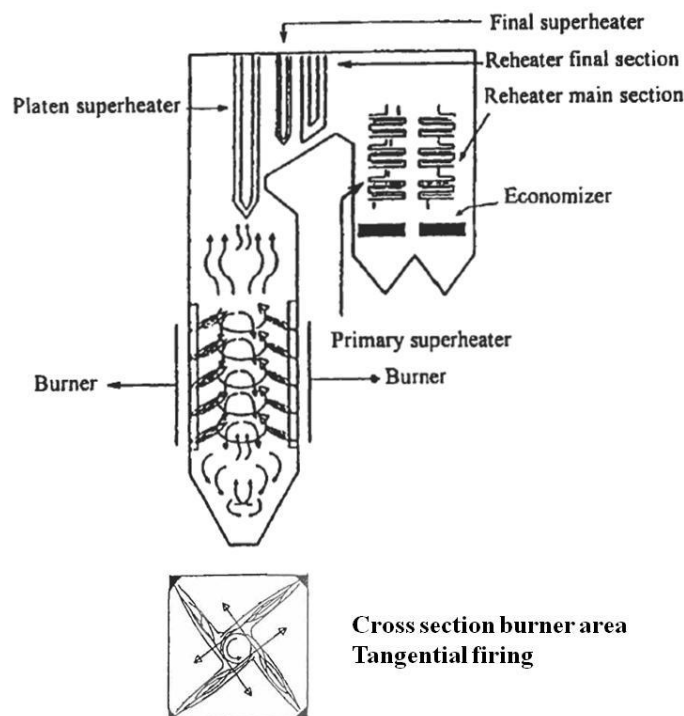
Burner merupakan perangkat yang berfungsi menyemprot bahan bakar ke dalam ruang pembakaran sehingga pembakaran mudah terjadi. Burner memiliki beberapa elevasi yang berguna untuk menyempurnakan pembakaran sebelum sampai pada dasar *superheater* demi mengurangi terjadinya *slagging* dan *fouling* pada pipa-pipa *superheater*.

Tangentially-fired merupakan salah satu metode pembakaran batu bara pada burner di boiler. Metode ini menggunakan empat, enam, delapan, atau lebih *corner* yang akan dilewati batu bara dan udara pembakaran dengan ketentuan sudut tertentu pada setiap *corner*. Pembakaran yang terjadi akan menghasilkan garis singgung arah pembakaran tiap *corner* sehingga membentuk lingkaran bola api imajiner di tengah ruang pembakaran.



Akibatnya akan terjadi pemerataan distribusi temperatur pada ruang pembakaran karena pencampuran batubara dan udara pembakaran yang lebih merata.

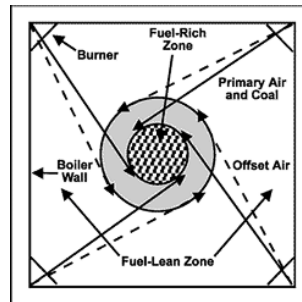
Selain itu, lingkaran bola api yang terbentuk akan membentuk *vortex motion* yang akan bergerak ke atas sebagai akibat turbulensi yang terjadi pada bola api tersebut. Hal ini akan mengurangi terjadinya erosi dan *overheating* pada dinding ruang pembakaran. Keuntungan lainnya dari metode ini adalah NO_x yang dihasilkan cenderung kecil, *heat flux* akan lebih merata pada dinding ruang bakar sehingga akan mengurangi kegagalan akibat *thermal stress*, dan memaksimalkan pembakaran batubara sehingga kerugian karbon yang terjadi sangat rendah. Namun kekurangan dari metode ini adalah bila terjadi gangguan pada *burner* yang akan mengakibatkan ketidakstabilan lingkaran bola api. Skema penampang burner boiler tangensial pada ditunjukkan pada gambar 2.2.



Gambar 2.2 Bentuk burner pada tangential-fired boiler
(El-Mahallawy, 2002)



Pembakaran yang terjadi *tangentially-fired* boiler akan membentuk *fire ball* pada pusat elevasi *burner*. Jika diilustrasikan maka pembakaran dengan bahan bakar ‘kaya’ terjadi pada pusat luasan *burner* karena batubara diinjeksikan ke bagian pusat. Sedangkan pada sekitar pusaran *fire ball* yang terbentuk merupakan daerah dengan batubara ‘miskin’ seperti terlihat pada gambar 2.3.



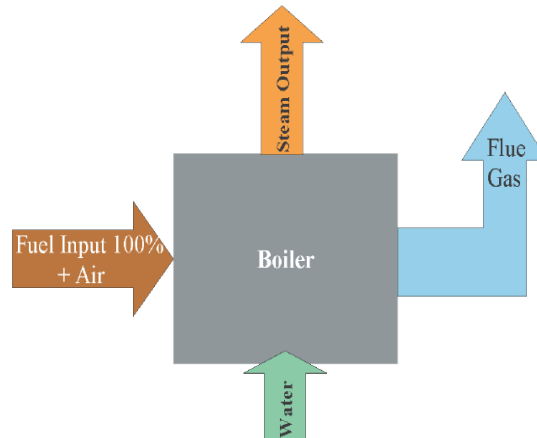
Gambar 2.3. Ilustrasi proses pembakaran pada tangentially-fired boiler
(Sa'adiyah, 2013)

2.4. Perhitungan Efisiensi Boiler

Selain efisiensi pembangkit, perhitungan efisiensi boiler digunakan untuk menganalisa performa boiler. Perhitungan efisiensi boiler dapat dilakukan dengan 2 pendekatan, secara langsung (*direct method*) dan tidak langsung (*indirect method*).

1. Direct Method

Direct method merupakan adalah metode perhitungan efisiensi boiler secara cepat tanpa memperhitungkan adanya kerugian atau losses dalam evaluasi efisiensi *boiler* (perhitungan Input – Output sesuai Hukum *Thermodinamika*), skema perhitungan *direct method* ditunjukkan pada gambar 2.4.



Gambar 2.4 Skema perhitungan direct method pada boiler

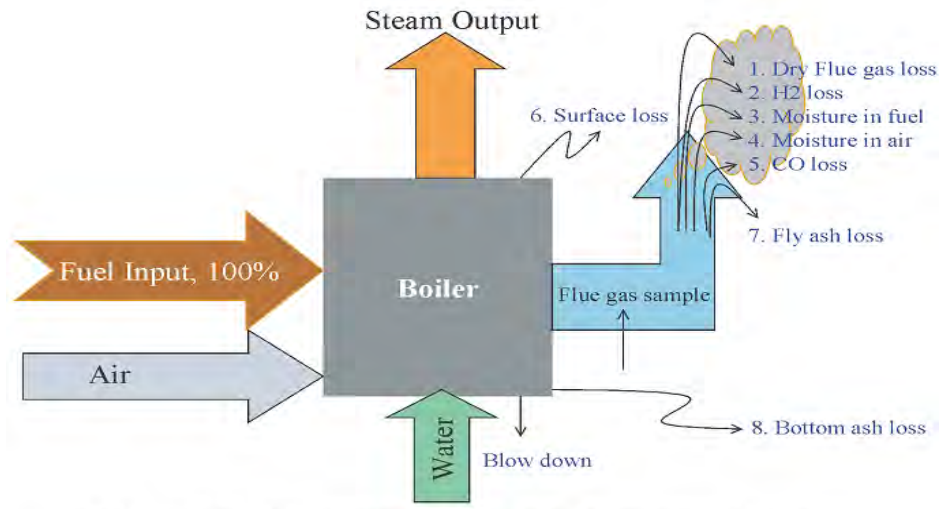
Perhitungan *direct method*:

$$\eta_{Boiler} = \frac{\text{Steam Flow Rate} \times (\text{Steam Entalpy} - \text{Feed Water Entalpy})}{\text{Fuel Firing Rate} \times \text{Gross Calorific Value}} \times 100\% \quad (2.6)$$

$$\eta_{Boiler} = \frac{\dot{m}_{steam} \times (h_g - h_f)}{\dot{m}_{fuel} \times GCV} = \frac{\dot{m}_{steam} \times (h_1 - h_4)}{\dot{m}_{fuel} \times GCV} \quad (2.7)$$

2. Indirect Method

Metode *indirect method (heat loss)* adalah metode perhitungan efisiensi boiler secara akurat dengan memperhitungkan seluruh kemungkinan adanya kerugian atau losses dalam evaluasi efisiensi boiler. Perhitungan efisiensi pada *indirect method* dengan cara mengurangi efisiensi boiler dengan kerugian-kerugian yang mungkin terjadi pada boiler, skema perhitungan ini ditunjukkan oleh gambar 2.5.



$$\text{Efficiency} = 100 - (1+2+3+4+5+6+7+8) \text{ (by Indirect Method)}$$

Gambar 2.5 Skema Perhitungan indirect method pada boiler

Untuk menghitung efisiensi boiler dengan metode tidak langsung terlebih dulu dilakukan perhitungan *stoichiometric air fuel ratio* dan *excess air*

Theoretical Air Required

$$\text{Theoretical air} = 4.31 \left[\frac{8}{3}C + 8 \left(H - \frac{O}{8} \right) + S \right] \text{ kg} / 100\text{kg fuel} \quad (2.8)$$

$$\text{Theoretical air} = \frac{[(11,6 \times C) + \{34,8 \times (H_2 - \frac{O_2}{8})\} + (4,35 \times S)]}{100} \quad (2.9)$$

Total oksigen yang dibutuhkan:

$$\text{Total } O_2 = \frac{\text{Theoretical air}}{4.31} \quad (2.10)$$

Total nitrogen yang dibutuhkan:

$$\text{Total } N_2 = \text{Theoretical air} - \text{Total } O_2 \quad (2.11)$$

Menghitung *excess air*

$$\text{Moles of } C = \frac{\text{Wt of } C \text{ in fuel}}{\text{Mol wt of } C} \quad (2.12)$$

$$\text{Moles of } N_2 = \frac{\text{Wt of } N_2 \text{ in Theoretical Air}}{\text{Moles of } N_2} + \frac{\text{Wt of } N_2 \text{ in Fuel}}{\text{Moles of } N_2} \quad (2.13)$$

$$\text{Theoretical } CO_2\% = \frac{\text{Moles of } C}{\text{Moles of } N_2 + \text{Moles of } C} \quad (2.14)$$

$$\text{Excess Air (EA)} = \frac{7900 \times [(CO_2\%)_t - (CO_2\%)_a]}{(CO_2\%)_a \times [100 - (CO_2\%)_t]} \quad (2.15)$$



Menghitung *Actual Air Supplied*

$$AAS = \left[1 + \frac{EA}{100} \right] \times \textit{Theoretical Air} \quad (2.16)$$

Perhitungan kerugian-kerugian di atas, dinyatakan sebagai berikut

a. **% Heat Loss in Dry Flue Gas (L_1 atau L_G)**

$$L_1 = \frac{m \times C_p \times (T_f - T_a)}{GCV} \times 100\% \quad (2.17)$$

$$L_1 = \left[\frac{100}{12(CO_2 + CO)} \left(\frac{C}{100} + \frac{S}{267} - C \textit{ in A} \right) \right] 30.6(T - t) \textit{kJ/kg fuel} \quad (2.18)$$

Atau dengan menggunakan Seigert Formula:

$$L_1 = \frac{K(T-t)}{\%CO_2} \quad (2.19)$$

Keterangan:

m = Mass of dry flue gas in kg/kg of fuel

= Combustion product from fuel: $CO_2 + SO_2 + \textit{Nitrogen in fuel} +$
 $\textit{Nitrogen in the actual mass of air supplied} + O_2 \textit{ in flue gas}$
(H_2O /Water vapour dalam flue gas tidak perlu dihitung)

K = 0.63 untuk bituminous coal

$\%CO_2$ = $\%CO_2$ dalam flue gas terhadap total ($CO_2 + CO + N_2 + O_2$)

b. **% Heat Loss due to formation of water from H_2 in fuel (L_2 atau L_H)**

$$L_2 = \frac{9 \times H_2 \times \{584 + C_p(T_f - T_a)\}}{GCV} \times 100\% \quad (2.20)$$

c. **% Heat Loss due to moisture in fuel (L_3 atau L_{mf})**

$$L_3 = \frac{M \times \{584 + C_p(T_f - T_a)\}}{GCV} \times 100\% \quad (2.21)$$

M = kg moisture in fuel on 1 kg basis

d. **% Heat Loss due to moisture in air (L_4 atau L_{ma})**

$$L_4 = \frac{AAS \times \textit{Humidity Factor} \times C_p \times (T_f - T_a)}{GCV} \times 100\% \quad (2.22)$$

e. **% Heat Loss due to partial conversion of C to CO (L_5 atau L_{CO})**

$$L_5 = \frac{\%CO \times \%C}{\%CO + \%CO_2} \times \frac{5744}{GCV} \times 100\% \quad (2.23)$$



f. Heat Loss due to radiation and convection (L_6 atau L_B)

$$L_6 = \left\{ 0.548 \times [(T_s/55.55)^4 - (T_a/55.55)^4] + 1.957 \times (T_s - T_a)^{1.25} \times \sqrt{\frac{196.85V_m + 68.9}{68.9}} \right\} \times \frac{A_{boiler}}{\dot{m}_{fuel} \times GCV} \quad (2.24)$$

g. Unburnt losses in Fly Ash (L_7) dan Unburnt losses in Bottom Ash (L_8) digabung menjadi Losses Unburnt Carbon in Ash (L_{uc})

$$L_7 = \frac{\text{Total ash collected /kg of fuel burnt} \times GCV_{fly\ ash}}{GCV_{fuel}} \times 100\% \quad (2.25)$$

$$L_8 = \frac{\text{Total ash collected /kg of fuel burnt} \times GCV_{bottom\ ash}}{GCV_{fuel}} \times 100\% \quad (2.26)$$

h. Unaccounted Loss

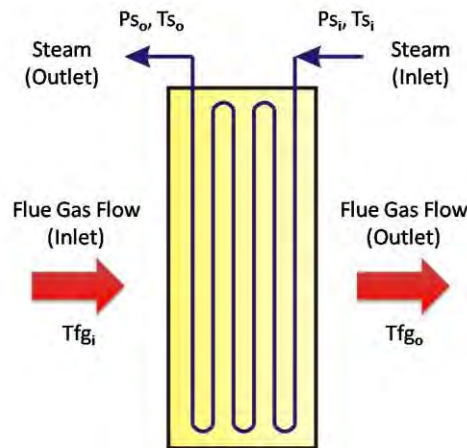
Unaccounted Losses merupakan losses pada boiler yang sulit dihitung. Salah satu contoh *unaccounted losses* yaitu heatloss yang terkandung pada *soot* dan *slag*, memang secara perhitungan diasumsikan *soot* dan *slag* akan ikut masuk dalam *ash hopper* yaitu ketika proses *soot blowing* dan dihitung bersama dengan heatloss pada *bottom ash*, tapi kemungkinan masih banyak menempel pada tube boiler masih cukup besar hal ini terlihat saat overhaul terdapat *soot* dan *slag* yang cukup banyak pada tube boiler. Pada PLTU Rembang ditetapkan *unaccounted loss* sebesar 0.23%.

Sehingga didapatkan efisiensi Boiler:

$$\eta_{Boiler} = 100\% - L_1 - L_2 - L_3 - L_4 - L_5 - L_6 - L_7 - L_8 \quad (2.27)$$

2.5. Perhitungan Panas yang Diserap Heat Exchanger dan Wall Tube di dalam Furnace

Heat exchanger dan *water-wall tube* di dalam furnace bertugas untuk menyerap panas dari hasil pembakaran dan flue gas. Adapun panas yang didapatkan yaitu berasal dari *flue gas* hasil pembakaran batubara. Penyerapan panas oleh *heat exchanger* diilustrasikan dengan gambar 2.6.



Gambar 2.6 Heat exchanger

$$q = \dot{m}_{steam} \cdot C_{p_{steam}} \cdot \Delta T = \dot{m}_{fg} \cdot C_{p_{fg}} \cdot \Delta T \quad (2.28)$$

$$q'' = q/A \quad (2.29)$$

$$q''' = q/Vol \quad (2.30)$$

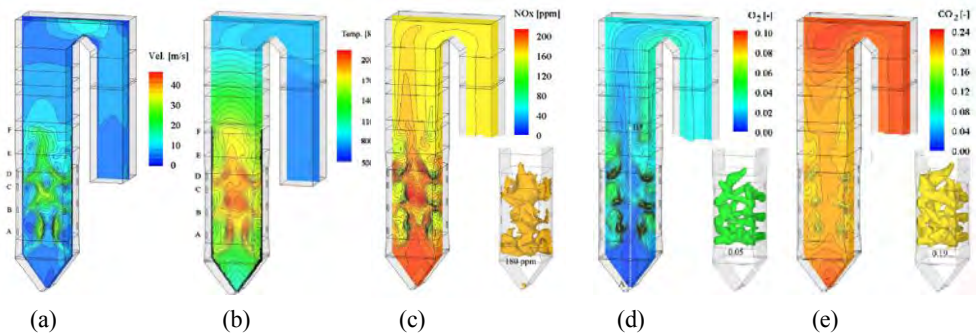
2.6. Analisa Pembakaran pada Boiler Tangensial dengan CFD

PLTU beroperasi 24 jam setiap hari sepanjang tahun, hal ini dikarenakan kebutuhan listrik yang harus dipenuhi. Perbaikan kerusakan yang membutuhkan *shutdown* unitpun terpaksa harus mengikuti jadwal yang telah ditentukan agar tidak mengganggu operasi PLTU. Sama halnya dengan perbaikan, eksperimen yang dilakukan untuk menginvestigasi akar penyebab kerusakan maupun peningkatan performance juga tidak dapat dilakukan setiap saat, selain akan mengganggu pemenuhan kebutuhan listrik juga karena biaya. Oleh karena itu simulasi dengan CFD merupakan hal yang paling efisien untuk menganalisa fenomena yang terjadi di dalam boiler, tentunya dengan memperhatikan kesesuaian antara simulasi dan kondisi aktual.

Choi dan Kim (2008) memodelkan boiler tangensial 500 MW dengan software ANSYS FLUENT dengan menitikberatkan pada pembentukan NO_x baik dari bahan bakar maupun thermal. Selain itu juga untuk menganalisa pengaruh OFA terhadap pembentukan emisi NO_x . Model turbulen yang digunakan adalah *RNG k-ε model, kinetics/diffusion rate* sebagai *combusting*



model, *non-premixed combustion* sebagai model species, dan metode SIMPLE sebagai *solver*. Hasil simulasi Choi dan Kim (2008) dapat dilihat pada gambar 2.7.



Gambar 2.7 Hasil simulasi boiler tangensial 500 MW (a) Velocity magnitude
(b) Distribusi temperatur (c) konsentrasi NO_x (d) O_2 dan (e) CO_2
(Choi dan Kim, 2008)

Perbandingan emisi NO_x hasil penelitian dapat dilihat pada tabel 2.2. Pembentukan NO_x dipengaruhi oleh aliran fluida, distribusi temperatur dan konsentrasi oksigen. *Thermal NO_x* terbentuk ketika nitrogen dan oksigen pada udara pembakaran saling bereaksi pada temperatur yang tinggi. Sedangkan *fuel NO_x* terbentuk ketika nitrogen yang terikat dalam batubara, baik yang terdapat pada *volatile matter* maupun *char*, bergabung dengan oksigen berlebih yang terdapat pada udara pembakaran

Tabel 2.2 Perbandingan penggunaan OFA (Choi dan Kim, 2008)

	Without OFA	With OFA	Variance ratio [%] ^a
NO_x at the boiler exit [ppm]	159	146	-8.21
Fuel NO_x formation rate ^b [gmol/m ³ s]	1.58E-04	1.44E-04	-8.51
Thermal NO_x formation rate ^b [gmol/ m ³ s]	1.90E-05	1.79E-05	-5.72
Total NO_x formation rate ^b [gmol/ m ³ s]	1.77E-04	1.62E-04	-8.21
Portion of fuel NO_x [%]	89.26	88.97	-
Portion of thermal NO_x [%]	10.74	11.03	-
Mean temperature ^b [K]	1518	1505	-

^a Variance ratio = (with OFA – without OFA)/(without OFA) × 100.

^b In the furnace including the hopper zone.

Dari tabel 2.2 dapat dilihat bahwa penggunaan OFA akan menurunkan jumlah emisi NO_x yang dihasilkan baik NO_x yang terbentuk dari *fuel* maupun *thermal*.



Chungen dkk (2002) menganalisa pengaruh penambahan panel super heater terhadap deviasi temperatur pada boiler tangensial. Simulasi numerik pada penelitian ini menggunakan *standard k-ε* sebagai model turbulensi, *kinetics/diffusion limited* model sebagai *combusting* model, PDF sebagai model spesies, dan metode SIMPLE sebagai *solver*.

Penambahan *super-heaters panel* dapat melemahkan atau mengurangi turbulensi olakan aliran saat keluar dari *furnace*. Dengan adanya *superheater panel* akan mengurangi distribusi kecepatan atau dengan kata lain akan mengurangi *swirling flow* yang terjadi. Hal ini akan mengurangi deviasi temperatur dan kecepatan sampai batas tertentu.

Sa'adiyah (2013) menganalisa karakteristik aliran, pembakaran, dan gas buang pada pengoperasian boiler tangensial dengan software ANSYS Fluent 13 dan Gambit 2.4.6. Simulasi numerik pada penelitian ini menggunakan *standard k-ε* sebagai model turbulensi, dan metode SIMPLE sebagai *solver* berdasarkan penelitian Chungen dkk (2002) dan Choi dan Kim (2008). *Heat exchanger* akan dimodelkan sebagai *porous media* yang sebelumnya telah dibuat menjadi potongan volume sesuai pembagian *heat exchanger*, sedangkan *water wall-tube* pada dinding *furnace* dimodelkan sebagai *wall* yang memiliki *heat flux*.

2.7. Porous Media

Untuk mendefinisikan *pressure drop* pada *heat exchanger* dapat digunakan *porous media* dengan meng-inputkan nilai *inertal resistance* (c). Penggunaan *porous media* juga memudahkan pembuatan geometri karena *tube-tube* yang merupakan komponen inti dari *heat exchanger* didefinisikan sebagai volume yang berpori (*porosity*) seperti yang diilustrasikan pada gambar 2.8. Berikut adalah rumus yang digunakan untuk menghitung *pressure drop* ($\frac{\Delta p}{l}$) yang terjadi pada *heat exchanger*.



$$\frac{\Delta p}{l} = \frac{\mu}{Kt} U_{\infty} + \frac{1}{2t} c \rho U_{\infty}^2 \quad (2.31)$$

$\frac{\Delta p}{l}$ = pressure drop per unit length

$\frac{1}{K}$ = Viscous resistance

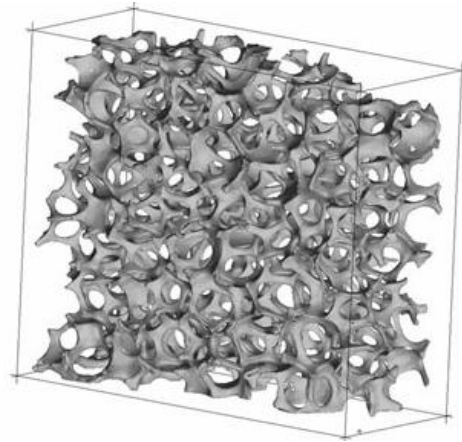
c = Inertial resistance

μ = Fluid viscosity

ρ = Fluid density

U_{∞} = Mean fluid velocity

t = heat exchanger thickness



Gambar 2.8 Ilustrasi Porous Media

2.8. In-furnace Coal Blending

Solid fuel blending merupakan proses pencampuran dua jenis solid fuel atau lebih untuk mendapatkan campuran solid fuels yang homogen. Solid fuel ini bisa berupa batubara dengan kualitas yang sama atau berbeda, bisa juga campuran antara batubara dan biomasa. Proses ini dikenal dengan nama *in-line blending* atau *out-furnace blending* (Tillman, 2004). Pada metode *out-furnace* atau *line blending ini*, sebelum keluar melalui *burner* kedua jenis atau lebih batubara sudah terlebih dulu dilakukan pencampuran baik di *coal yard*, *conveyor* maupun di *silo* atau *coal bunker*. Metode inilah yang paling umum dilakukan oleh kebanyakan pembangkit listrik di dunia.

Pada tahun 2003 Ikeda melakukan simulasi numerik dan eksperimen menggunakan test furnace untuk meneliti pengaruh dua metode *blending* yang berbeda yaitu *in-line blending* dan *in-furnace blending*. Ikeda mendefinisikan *in-furnace blending* sebagai pencampuran antara dua jenis batubara atau lebih dilakukan di dalam *furnace* yang berarti hanya satu jenis batubara yang ada di setiap *coal bunker* dan *coal burner* (Gambar 1.2). metode ini belum banyak digunakan karena belum banyak diketahui kelebihan maupun kekurangan yang mungkin timbul dari metode *blending* ini.

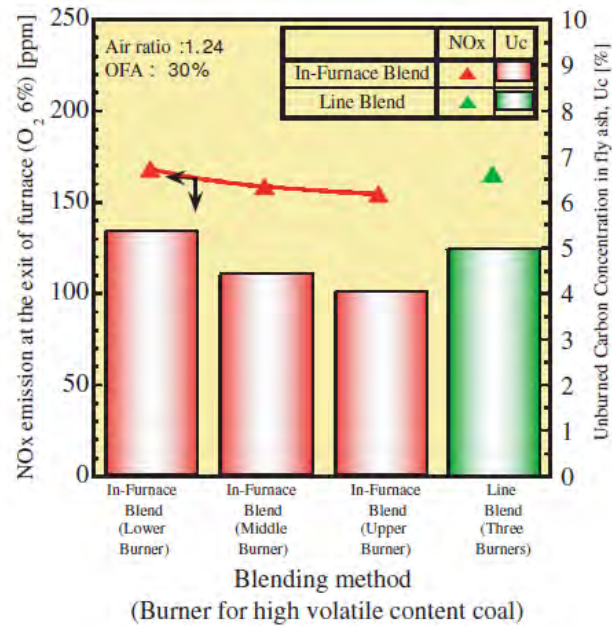


2.9. Pengaruh Coal Blending terhadap Pembakaran dalam Boiler Tangensial

Saat ini *coal blending* sudah umum dilakukan oleh pembangkit listrik-pembangkit listrik di seluruh dunia. Beberapa alasan dilakukannya *coal blending* tersebut diantaranya adalah keterbatasan sumber daya alam, pengurangan biaya pemakaian bahan bakar, peningkatan *boiler performance*, dan pengurangan emisi. Beberapa penelitian juga sudah dilakukan baik untuk *out-furnace* maupun *in-furnace blending*, baik dengan simulasi menggunakan *Computational Fluids Dynamic* (CFD) maupun dengan eksperimen pada *test furnace* dan pembangkit listrik.

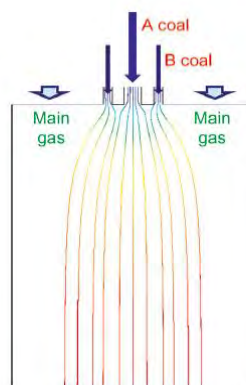
Ikeda dkk (2003) meneliti pengaruh metode *blending* antara batubara yang mempunyai kandungan nilai kalor, *volatile matter* dan *moisture* yang berbeda terhadap emisi NO_x dan kandungan *unburned carbon* dalam abu terbang menggunakan CFD dan *test furnace* dengan tiga level *burner*. Ikeda meneliti pengaruh metode *blending* beberapa jenis batubara terhadap pembakaran dalam *furnace* dan emisi NO_x yang dihasilkan.

Ikeda dkk (2003) memvariasikan pengumpanan batubara dengan kandungan *volatile matter* dan *moisture* yang lebih tinggi pada tiap elevasi *burner* untuk metode *in-furnace blending* dan juga *blended coal* pada *out-furnace blending*. Hasilnya diperoleh, seperti yang ditunjukkan pada gambar 2.9, bahwa *coal blending* yang dilakukan di dalam *furnace* serta penempatan batubara dengan kandungan *volatile matter* dan *moisture* yang lebih tinggi pada *burner level* atas lebih efektif mengurangi emisi NO_x dan kandungan *unburned carbon* dalam abu terbang.



Gambar 2.9 Pengaruh metode blending terhadap emisi NO_x dan unburned carbon dalam fly ash (Ikeda dkk, 2003)

Lee dkk (2011) melakukan penelitian fenomena yang terjadi selama pembakaran coal blending dengan CFD dan skala lab menggunakan *drop tube furnace* (DTF). DTF dimodifikasi dengan mengumpankan batubara melalui 2 injektor yang terpisah dalam furnace. *Out-furnace* dan *in-furnace blending* dimodelkan dengan bervariasi jarak antara kedua jenis injektor. Semakin dekat jarak *injector* mewakili *out-furnace blending* dan semakin jauh mewakili *in-furnace blending*. Model simulasi dari Lee dkk (2011) ditunjukkan pada gambar 2.10.



Gambar 2.10. Pemodelan aliran gas dan injection point pada DTF (Lee dkk, 2011)



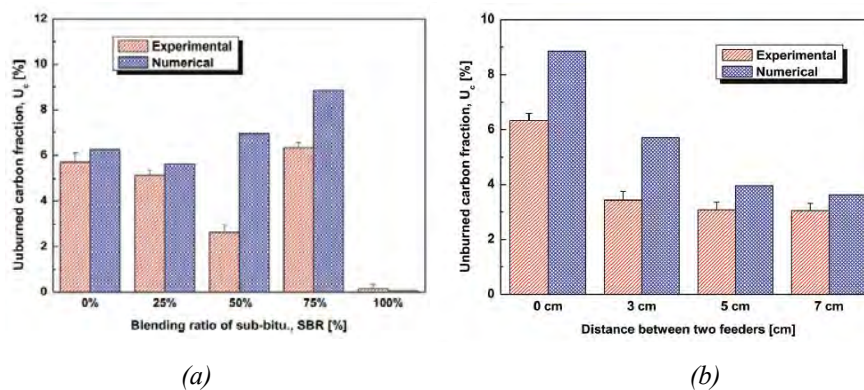
Selain metode *coal blending*, Lee dkk (2011) juga meneliti pengaruh *blending ratio sub-bituminous coal* berdasarkan *bituminous coal* (SBR) pada pembakaran dan emisi NO_x . Properties batubara yang dipakai pada penelitian ini ditunjukkan pada tabel 2.3

Tabel 2.3 Analisa Proximate dan Ultimate batubara bituminous dan sub-bituminous (Lee dkk, 2011)

coals	proximate (wt %, as received)				ultimate (wt %, DAF)					
	M ^a	VM ^b	FC ^c	ash	C	H	O	N	S	FR (FC/VM)
Yakutgol (bituminous coal)	1.67	17.94	68.68	11.71	88.46	4.5	6.06	0.75	0.14	3.83
Adaro (sub-bituminous coal)	5.22	50.67	39.92	4.19	74.08	5.91	18.67	1.27	0.07	0.8

^aM = moisture. ^bVM = volatile matter. ^cFC = fixed carbon.

Hasil penelitian Lee dkk ditunjukkan pada gambar 2.11. Pada gambar (a) hasil antara eksperimen dan simulasi menunjukkan tren yang berbeda. Dari hasil eksperimen didapatkan unburned carbon paling rendah pada SBR 50% dan paling tinggi pada SBR 75%. Tingginya unburned carbon pada SBR 75% disebabkan timbulnya area miskin oksigen akibat tingginya *volatile matter* pada *sub-bituminous coal* sehingga banyak carbon yang tidak terbakar. Gambar 2.11.(b) merupakan pemodelan untuk *out-furnace dan in-furnace blending* pada SBR 75%. Baik eksperimen maupun simulasi numerik menunjukkan bahwa semakin jauh jarak antara *injector*, mewakili *in-furnace blending*, unburned carbon semakin rendah. Maka dapat disimpulkan bahwa *in-furnace blending* dapat meningkatkan efisiensi pembakaran dan menurunkan unburned carbon.



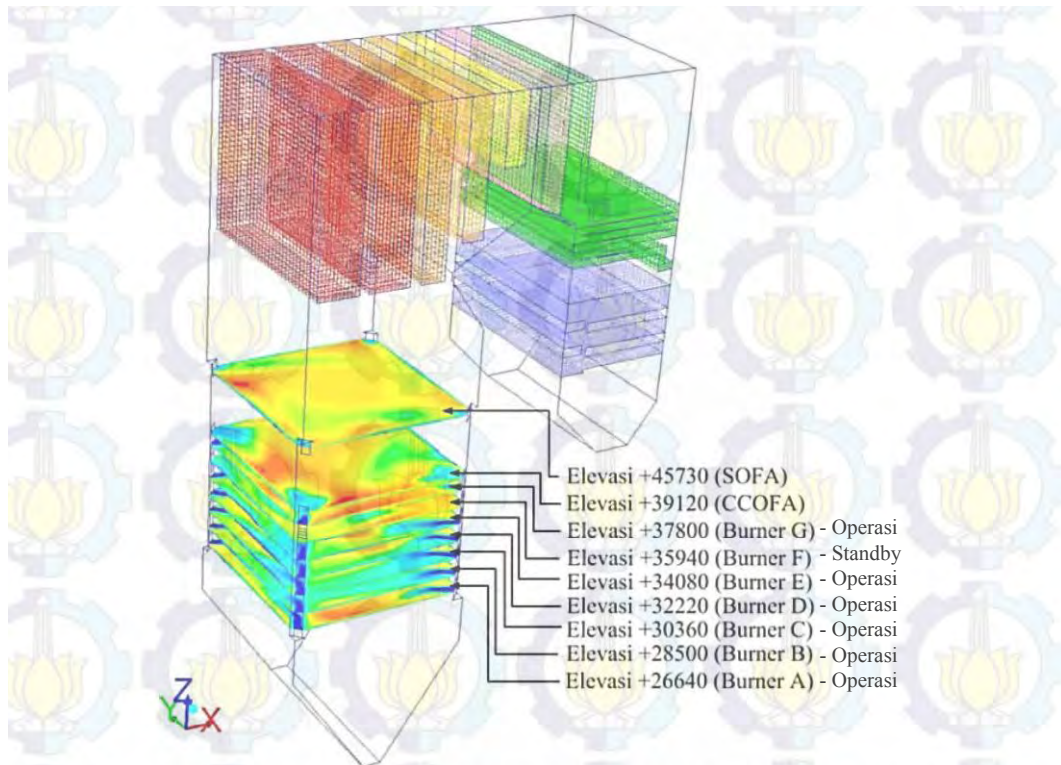
Gambar 2.11 Hasil penelitian pembakaran menggunakan DTF dan simulasi (a) pengaruh variasi SBR dan (b) jarak antar injector terhadap unburned carbon

(Lee dkk, 2011)



Sa'adiyah (2013) melakukan penelitian untuk mengetahui karakteristik aliran, pembakaran, dan gas buang pada pengoperasian PLTU Suralaya unit 8 dengan daya 625 MWe yang menggunakan *tangentially-fired* boiler, dimana komposisi batubara yang diinjeksikan adalah 70% LRC dan 30% MRC. Selain itu tujuan lain penelitian Sa'adiyah (2013) adalah untuk mengetahui dan membandingkan deviasi temperatur yang terjadi pada *upper furnace* untuk menghindari terjadinya *local heating* dari masing-masing kondisi pengoperasian dan juga untuk menentukan peletakan penginjeksian batubara MRC dan LRC pada elevasi *burner* yang memiliki deviasi temperatur rendah dan memiliki kadar gas buang NO_x dan O₂ yang sedikit serta kadar CO₂ yang tinggi.

PLTU Suralaya unit 8 mempunyai 7 elevasi burner (A-G), dari keseluruhan burner tersebut hanya 6 yang beroperasi dan satu burner standby (burner F). Konfigurasi coal burner, CCOFA, SOFA dan heat exchanger ditunjukkan pada Gambar 2.12.



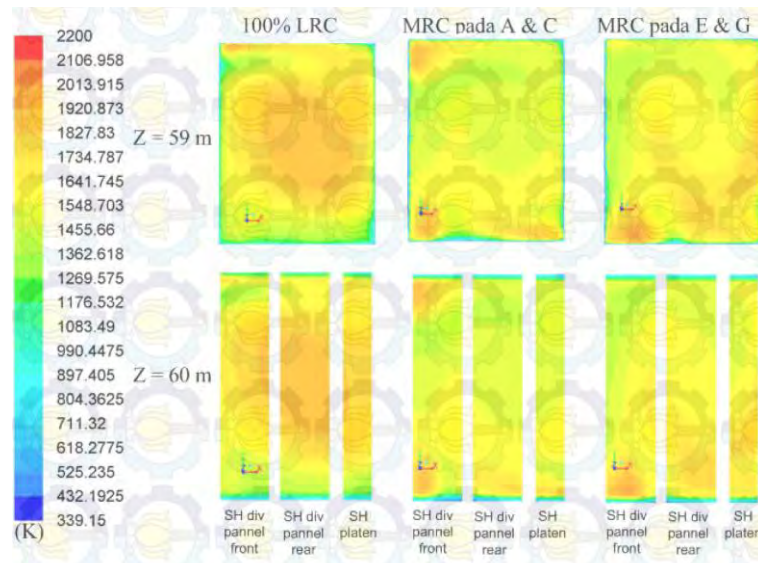
Gambar 2.12 Konfigurasi coal burner, CCOFA, SOFA dan heat exchanger

(Sa'adiyah, 2013)

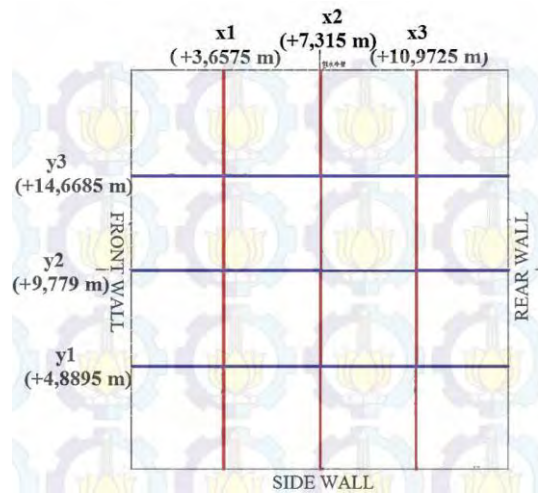


Ada dua macam peletakan penginjeksian batubara MRC yang dilakukan pada penelitian Sa'adiyah. Yang pertama, MRC diletakkan pada elevasi burner bagian bawah (A dan C) dan yang kedua MRC diletakkan pada elevasi burner bagian atas (E dan G). Validasi dilakukan dengan mensimulasikan operasi PLTU menggunakan 100% LRC dan membandingkan temperatur antara hasil Fluent dan aktual. Hasilnya penempatan batubara MRC pada elevasi burner A & C (kasus I) lebih direkomendasikan karena:

- Kasus I memiliki nilai temperatur yang lebih mendekati kondisi pengoperasian 100% LRC yaitu 880 K (gambar 2.13)
- Kasus I memiliki lokasi local heating lebih kecil yang terdapat pada sisi antara side wall atas dan front wall dengan kisaran temperatur 1900 – 2000K. Untuk mengetahui deviasi temperatur yang akan mempengaruhi penyerapan panas pada *heat exchanger* perlu dilakukan pengamatan pada posisi sebelum memasuki dan sesaat setelah memasuki jajaran *superheater*. Selain itu juga dapat diketahui fenomena terjadinya *local heating* pada jajaran *superheater* tersebut. Sa'adiyah memetakan area sebelum memasuki dan sesaat setelah memasuki jajaran *superheater* dengan gambar 2.14. Pemetaan area tersebut digunakan untuk mengamati deviasi temperatur yang kemudian ditunjukkan pada tabel 2.4. Dari tabel tersebut dapat diketahui bahwa deviasi temperatur terkecil ada pada kasus I.
- Kasus I memiliki emisi NO_x terkecil 104ppm, emisi O_2 terkecil 5,858%, dan emisi CO_2 terbesar 15,687%.



Gambar 2.13 Kontur temperatur pada $z = 59\text{ m}$ dan $z = 60\text{ m}$ (Sa'adiyah, 2013)



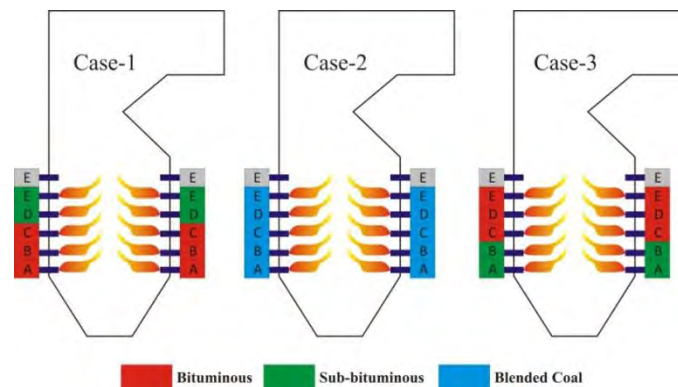
Gambar 2.14. Posisi pengambilan data temperatur pada $z = 59\text{ m}$ (Sa'adiyah, 2013)



Tabel 2.4. Standard deviasi pengamatan pada $z=59$ m (Sa'adiyah, 2013)

Position	Standard Deviasi (K)		
	100%LRC	MRC pada A&C	MRC pada E&G
x1	153,8685	67,8643	136,6441
x2	146,8086	61,0893	80,1486
x3	115,9346	61,3219	73,0253
y1	98,2603	20,5834	88,1438
y2	100,8991	25,8799	84,3203
y3	76,2838	29,8334	85,7254

Baek dkk (2014) melakukan penelitian terkait dengan penggunaan 2 jenis batubara pada boiler 500 MW. Blending dilakukan dengan 2 metode, *out-furnace* (Case-2) dan juga *in-furnace blending* (Case-1 dan Case-3) dengan 60% *bituminous coal* dan 40% *sub-bituminous coal*. Pada Case-1, *bituminous coal* diletakkan di elevasi bawah dan *sub-bituminous* pada elevasi atas sedangkan pada Case-3 *sub-bituminous coal* diletakkan di elevasi bawah dan *bituminous* pada elevasi atas. Skema Case-1, 2 dan 3 ditunjukkan pada gambar 2.15.



Gambar 2.15 Skema Case-1, 2 & 3 penelitian mixed coal (Baek dkk, 2014)

Hasil perhitungan konsentrasi Lost of Ignition (LOI), CO, O₂, NO_x dan temperatur gas buang pada keluaran boiler ditunjukkan pada tabel 2.5.



Tabel 2.5. Hasil Perhitungan konsentrasi Lost of Ignition (LOI), CO, O₂, NO_x dari CFD (Baek dkk, 2014)

Predicted result at model exit	Case S-1	Case S-2	Case S-3
Carbon in ash (wt.%)	1.65	3.00	4.64
O ₂ (% molar fraction)	2.38	2.54	2.35
CO (%)	0.21	0.34	0.36
Averaged gas temperature (°C)	1471	1484	1485
NO (ppm)	106	109	110

Efisiensi pembakaran pada case-1, 2 dan 3 dapat dilihat pada LO (% *Carbon in ash*) dan kandungan CO yang ditunjukkan pada tabel 2.5. Kandungan *carbon in ash* dan CO tertinggi terdapat pada Case-3 dan terendah pada Case-1, hal ini menunjukkan efisiensi pembakaran pada Case-3 lebih rendah dari pada Case-1.

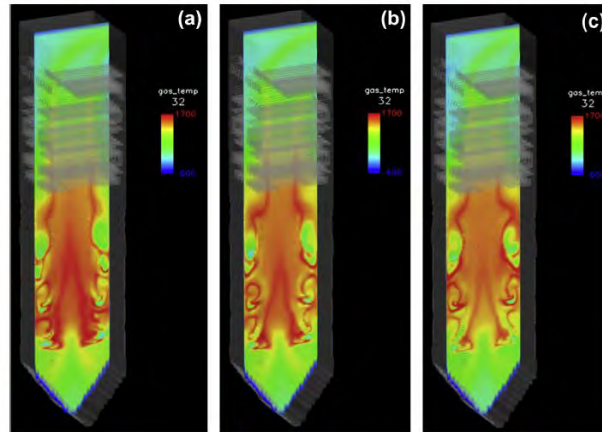
Tingginya persen carbon dalam *fly ash* pada Case-3 dikarenakan *bituminous coal* mempunyai kandungan *volatile* yang lebih rendah dan *fixed carbon* yang lebih tinggi sehingga waktu yang diperlukan untuk terbakar sempurna lebih lama jika dibandingkan dengan *sub-bituminous coal*. Jika *bituminous coal* diletakkan di elevasi yang lebih tinggi, *fixed carbon* yang terkandung didalamnya belum terbakar seluruhnya dan ikut terbang keluar bersama dengan *fly ash*.

Sub-bituminous coal mempunyai *volatile matter* yang lebih tinggi sehingga batubara jenis ini akan terbakar lebih cepat sehingga oksigen di sekitarnya akan lebih cepat habis (*oxygen depletion*). Jika *sub-bituminous* diletakkan di bawah elevasi *bituminous coal* maka oksigen yang dibutuhkan untuk pembakaran *bituminous coal* akan terserap ke elevasi di bawahnya sehingga campuran bahan bakarnya akan miskin oksigen dan tidak terbakar sempurna dan menghasilkan prosentase gas CO dan prosentase *carbon* dalam *fly ash* yang tinggi seperti pada Case-3.

Efisiensi pembakaran sering kali dikaitkan dengan temperatur dalam furnace. Dari Case-1, 2 dan 3, temperatur rata-rata paling tinggi terdapat pada Case-3 padahal efisiensi pembakarannya paling rendah dari ketiga kasus penelitian dilihat dari kandungan CO dan karbon dalam *flyash*. Hal ini terjadi karena pada Case-3 panas tidak terserap secara maksimal pada elevasi burner



A and B karena tidak menghasilkan panas yang cukup sehingga meningkatkan temperatur rata-rata. Distribusi temperatur pada Case-1, 2 dan 3 ditunjukkan oleh gambar 2.16.



Gambar 2.16 Temperatur Furnace untuk Case-1, 2 dan 3 (Baek dkk, 2014)

Konsentrasi NO_x pada case-1, 2 dan 3 yang ditunjukkan pada tabel 2.5 hampir sama. Meskipun begitu konsentrasi NO_x pada case-1 paling rendah, hal ini disebabkan NO_x yang terbentuk oleh bituminous coal akan bereaksi dengan radikal HCN dan NH_3 yang terbentuk oleh sub-bituminous coal pada elevasi burner yang lebih tinggi.

Dari tinjauan pustaka yang telah diuraikan dapat disimpulkan penelitian dengan menggunakan metode simulasi numerik lebih tepat dilakukan karena selain tidak mengganggu operasi pembangkit metode ini juga tidak memerlukan banyak memakan biaya dan hasilnya cukup akurat. Pemodelan simulasi dengan CFD menggunakan pengaturan-pengaturan yang telah dijelaskan pada sub-bab 2.6 berdasarkan hipotesa tentang pengaruh coal blending terhadap pembakaran dalam boiler tangensial yang telah dijelaskan pada sub-bab 2.9. Perhitungan dan input parameter menggunakan beberapa persamaan yang telah diuraikan pada sub-bab tentang termodinamika pembangkit, efisiensi boiler dan penyerapan panas oleh heat exchanger. Detail pengaturan akan dijelaskan pada bab III.



BAB III

METODE PENELITIAN

Metode penelitian yang akan dilakukan adalah dengan simulasi numerik menggunakan *Gambit 2.4.6* dan *software ANSYS Fluent 13.0* untuk pemodelan dan analisa pembakaran pada *boiler*.

3.1 Tahapan Penelitian

Tujuan dari penelitian ini adalah untuk mendapatkan konfigurasi terbaik peletakkan jenis batubara antara kalori rendah (LRC) dan kalori sedang (MRC) di tiap *burner* yang akan menghasilkan persebaran panas merata dan pemakaian bahan bakar yang efisien. Parameter yang akan diamati untuk menganalisa efisiensi pembakaran adalah temperatur ruang bakar, kandungan O₂, CO dan CO₂.

Tahapan penelitian pengaruh penempatan jenis batubara yang berbeda pada *coal burner* terhadap efisiensi pembakaran adalah sebagai berikut:

1. Studi Kasus

Permasalahan yang terjadi di PLTU adalah kurangnya pasokan batubara kalori menengah dan harus dilakukan pencampuran dengan batubara kalori rendah. Pencampuran ini dilakukan dengan metode *in-furnace blending* dimana batubara kalori menengah dan rendah harus ditempatkan pada *coal burner* yang berbeda. Penempatan tiap jenis batubara MRC dan LRC ini secara teori akan mempengaruhi persebaran panas di dalam *boiler* sehingga perlu dianalisa lebih lanjut penempatan manakah yang paling tepat dilakukan.

2. Studi Literatur

Untuk membantu memahami dan menganalisa permasalahan yang ada maka dilakukan studi literatur yang berkaitan dengan proses pembakaran, operasi PLTU, coal blending dan CFD. Studi literatur diperoleh dari jurnal, *e-book*, tugas akhir, website maupun handbook.



3. Pengumpulan Data

Pengumpulan data-data operasi dilakukan untuk melakukan perhitungan, membuat pemodelan dan juga untuk *validasi* simulasi pembakaran.

4. Perhitungan

Perhitungan dilakukan untuk menghitung jumlah minimum MRC yang bisa ditambahkan agar tercapai beban maksimum. Dari prosentase MRC tersebut akan disesuaikan dengan jumlah coal burner. Misalkan diperoleh jumlah minimum MRC adalah 30% dengan 5 coal burner, maka simulasi akan dilakukan dengan mem-variasikan 2 coal burner berisi MRC dan 3 coal burner berisi LRC.

5. Pemodelan dan Simulasi

Tahapan ini diawali dengan *pre-processing* pembuatan geometri dan penentuan *domain* dari sistem pembakaran didalam boiler *software GAMBIT 2.4.6*. Tahap *processing* dan *post-processing* menggunakan *software ANSYS FLUENT 13*.

6. Analisa dan Kesimpulan

Pada akhir simulasi ditampilkan *post-processing* dengan menampilkan hasil simulasi berupa distribusi temperatur, distribusikecepatan, kandungan O₂, CO dan CO₂. Hasil simulasi tersebut akan digunakan untuk menganalisa pengaruh variasi pengumpanan 2 jenis batubara yang berbeda pada masing-masing burner terhadap proses pembakaran yang terjadi dalam ruang bakar.

3.2 Tahap Pemodelan dan Simulasi

Seperti yang telah dijelaskan pada bagian sebelumnya, pemodelan dan simulasi menggunakan *software ANSYS FLUENT 13 dan GAMBIT 2.4.6*. Tahap utama pemodelan dan simulasi ini ada 3, yaitu *pre-processing*, *processing* dan *post-processing*. Penjelasan masing-masing tahapan akan dijelaskan pada sub-bab berikut:



3.2.1. Pre-processing

Pre-processing merupakan tahap awal dari simulasi numerik. Tahapan ini meliputi beberapa sub-tahapan sebagai berikut:

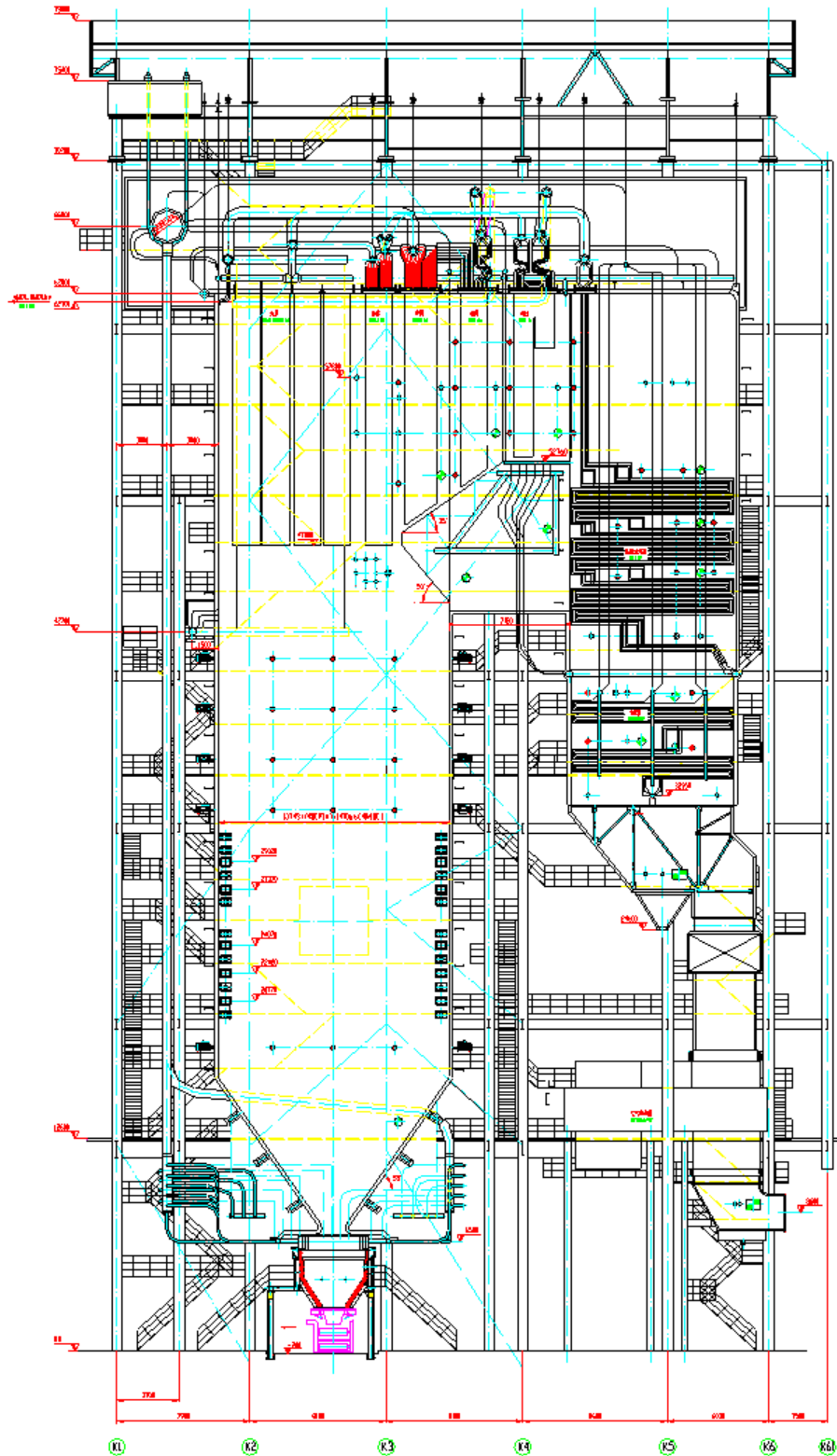
1. Pembuatan Geometri Boiler

Gambar geometri boiler PLTU Rembang dapat dilihat pada gambar 3.1. Pembuatan geometri boiler tersebut dilakukan dengan software Gambit 2.4.6.

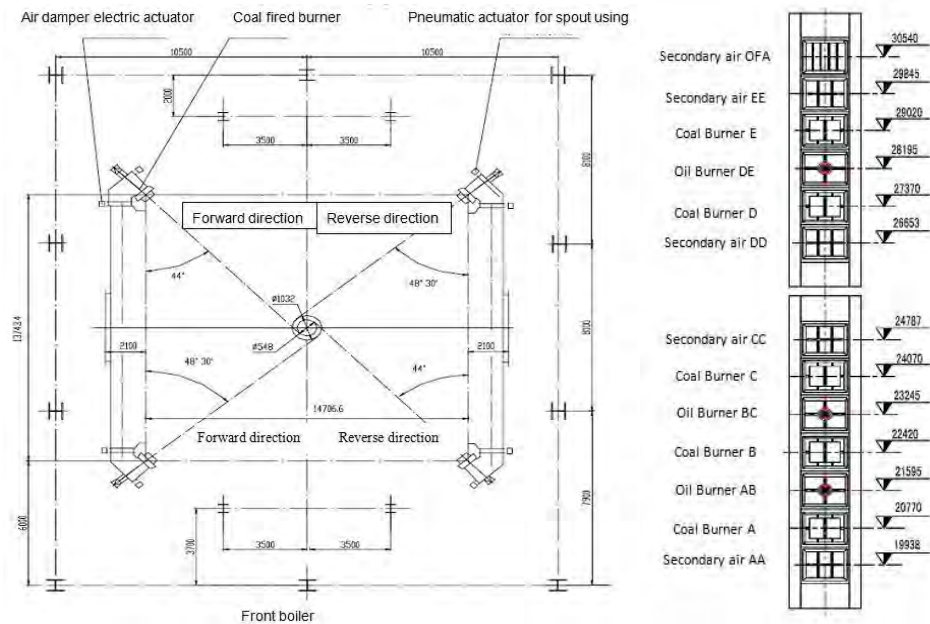
Boiler PLTU Rembang merupakan boiler tangensial seperti yang ditunjukkan pada gambar 3.2.a. Di dalam furnace terdapat water wall dan beberapa *heat exchanger*. Bahan bakar untuk penyalaan awal menggunakan *high speed diesel* (HSD) yang diinjeksikan pada 3 level dengan masing-masing level terdiri dari 4 *oil gun*. Setelah pembebanan mencapai 25% dari pembebanan maksimum batubara mulai diumpankan menggantikan HSD. Batubara akan diumpankan melalui 5 level, setiap levelnya terdiri dari 4 coal burner yang ada pada setiap corner pada furnace. Konfigurasi damper dan burner PLTU Rembang ditunjukkan pada gambar 3.2.b.



*Studi Numerik Pengaruh Konfigurasi Pengumpanan
Dua Jenis Batubara dengan Metode In-Furnace Blending
terhadap Proses Pembakaran pada Boiler Tangensial*



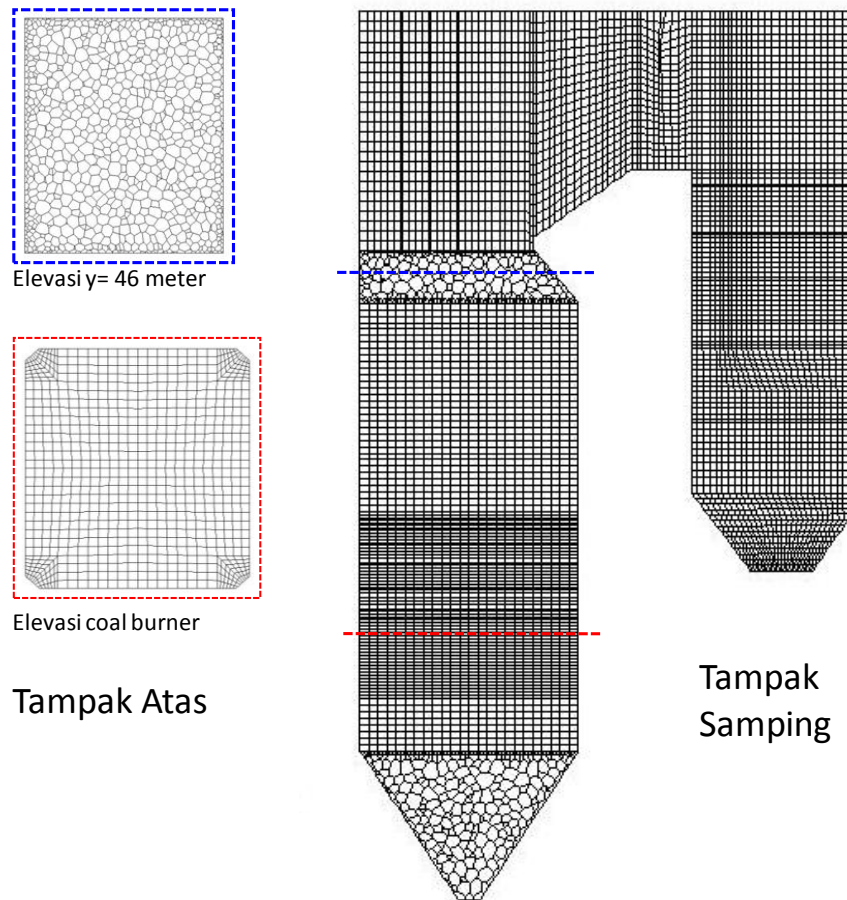
Gambar 3.1. Boiler PLTU Rembang tampak samping



Gambar 3.2. (a) Skema penampang boiler tangensial pada elevasi coal burner (b) Konfigurasi primary, secondary air damper, oil gun dan coal burner PLTU Rembang.

2. Meshing

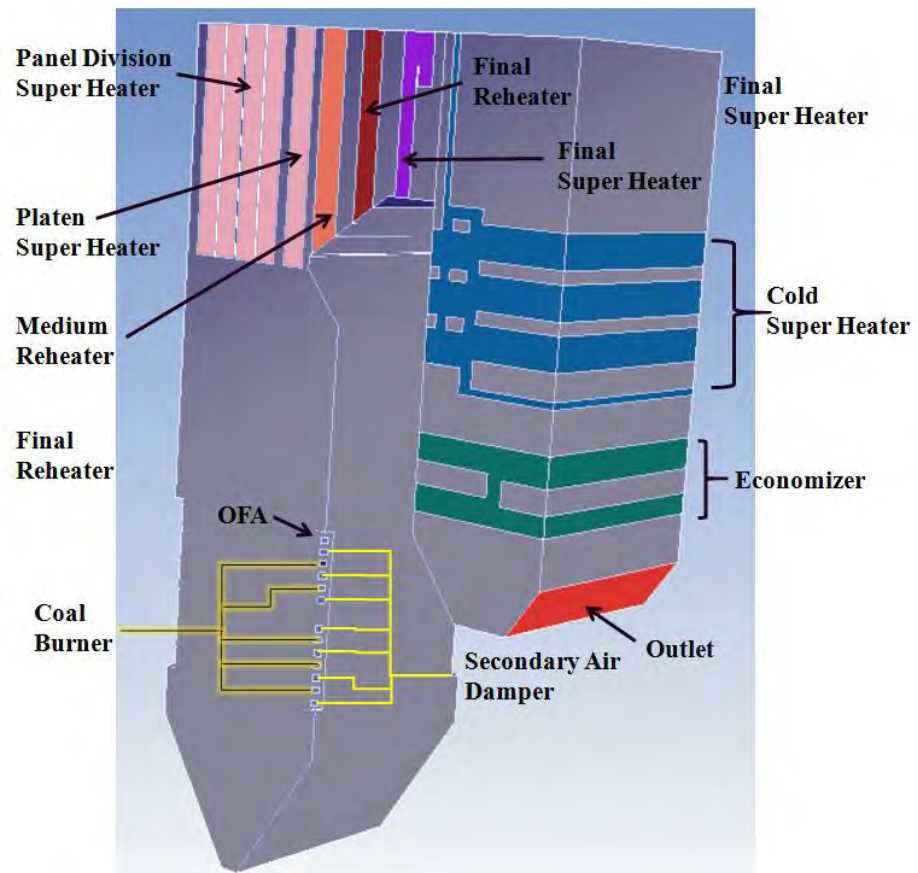
Meshing adalah proses pemecahan *domain* menjadi volume yang lebih kecil. Hal ini dilakukan untuk memudahkan diskritisasi domain aliran dan menerapkan persamaan pengendali pada domain aliran. Untuk mendapatkan simulasi yang akurat maka pemilihan meshing pada sebuah geometri dibuat mengikuti prediksi perubahan pola aliran yang terjadi. *Nodes* pada meshing boiler ini berjumlah 371.884. Gambar 3.3 merupakan gambar meshing untuk pemodelan 3D.



Gambar 3.3 Meshing Boiler PLTU Rembang

3. Penentuan Domain Pemodelan

Pembuatan domain pemodelan terdiri dari *mass flow inlet* untuk *primary & secondary air nozzle*, *OFA*, dan *coal injection*. Sedangkan untuk *heat exchanger* akan dimodelkan sebagai *porous media* yang sebelumnya telah dibuat menjadi potongan volume sesuai pembagian *heat exchanger*. Domain pemodelan boiler PLTU Rembang ditunjukkan pada gambar 3.4.



Gambar 3.4. Domain pemodelan boiler PLTU Rembang

3.2.2. Processing

Processing merupakan proses pengaturan pada *software ANSYS Fluent 13.0* untuk mensimulasikan proses pembakaran yang terjadi pada boiler. Berikut ini beberapa pengaturan pada *software ANSYS Fluent 13.0* yang akan digunakan pada penelitian ini:

1. Models

Model yang digunakan pada penelitian ini diuraikan pada tabel 3.1 sedangkan species model dijelaskan pada tabel 3.2.



Tabel 3.1 Model yang digunakan pada simulasi numerik ANSYS Fluent 13.0

Model	Keterangan	Dasar pemikiran
Multiphase	Off	Penelitian dilakukan pada flue gas yang terjadi akibat pembakaran
Energy Equation	On	Mencakup perpindahan panas konveksi dan radiasi
Viscous (model turbulensi)	k-ε standard	Dapat menyelesaikan permasalahan heating, buoyancy, compressibility, dan combustion. (Vuthaluru, 2009)
Radiation	On	Discrete ordinat, paling sesuai untuk pembakaran batubara (Chungen dkk, 2002)
Heat Exchanger	Off	Heat Exchanger dimodelkan sebagai porous medium pada cell zone condition dengan penyerapan heat generation
Species	Species transport	Karena spesies kimia yang diinjeksikan mempunyai reaksi kimia (pembakaran) yang telah didefinisikan pada material yang digunakan (Sa'adiyah, 2013)
Discrete Phase	On	Mendefinisikan injeksi untuk inlet batubara (Sa'adiyah, 2013)
Solidification	Off	Tidak diperlukan
Acoustic	Off	Tidak diperlukan
Eulerian Wall Film	Off	Tidak diperlukan

Tabel 3.2 Species model yang digunakan pada simulasi numerik ANSYS Fluent 13.0

Model	Species Transport
Turbulent Chemistry Interaction	Finite-Rate/Eddy-Dissipation
Reaction	Volumetric & Particle Surface
Coal_mv Particle Surface Reaction	$mv_vol + 1,706 O_2 \rightarrow CO_2 + 1,543 H_2O$ $C<s> + 0,5 O_2 \rightarrow CO$ $C<s> + CO_2 \rightarrow 2 CO$ $C<s> + H_2O \rightarrow H_2 + CO$ $H_2 + 0,5 O_2 \rightarrow H_2O$ $CO + 0,5 O_2 \rightarrow CO_2$
Lignite Particle Surface Reaction	$Lig_vol + 1,272 O_2 \rightarrow CO_2 + 1,295 H_2O$ $C<s> + 0,5 O_2 \rightarrow CO$ $C<s> + CO_2 \rightarrow 2 CO$ $C<s> + H_2O \rightarrow H_2 + CO$ $H_2 + 0,5 O_2 \rightarrow H_2O$ $CO + 0,5 O_2 \rightarrow CO_2$



2. Injeksi

Pengumpanan bahan bakar batubara ke dalam boiler dilakukan dengan peng-injeksian batubara melalui coal burner yang terdapat pada masing-masing corner. Pada PLTU Rembang terdapat lima elevasi coal burner, elevasi A sampai dengan E dan masing-masing elevasi terdiri dari 4 burner.

Batubara diinjeksikan dengan sudut tilting 0° (sejajar dengan sumbu horizontal) dengan kecepatan angkut 21,4 m/s. Sedangkan untuk secondary air dan OFA masing-masing memiliki pengaturan sudut sesuai dengan setting pada kondisi aktual boiler tersebut.

Pada penelitian ini akan dilakukan penginjeksian batubara jenis LRC dan MRC. Ketentuan peng-injeksian batubara dapat dilihat dalam tabel 3.3 sedangkan point properties injeksi batubara ditunjukkan oleh tabel 3.4.

Tabel 3.3. Ketentuan peng-injeksian batubara pada masing-masing corner

Setting	Per corner coal injection	Dasar Pemikiran
Injection Type	Group	Pendistribusian batubara saat memasuki furnace berkelompok melewati sebuah nozzle dengan luasan tertentu
Particle Type	Combusting	Reaksi yang terjadi pada partikel yang diinjeksikan merupakan reaksi pembakaran
Material	Coal mv (MRC) Lignite (LRC)	Data performance test PLTU Rembang
Diameter Distribution	Rossin Ramler	Distribusi diameter partikel batubara tidak memiliki nilai yang tetap
Devolatilizing Species	mv-coal-vol (MRC) lig-vol (LRC)	Data performance test PLTU Rembang

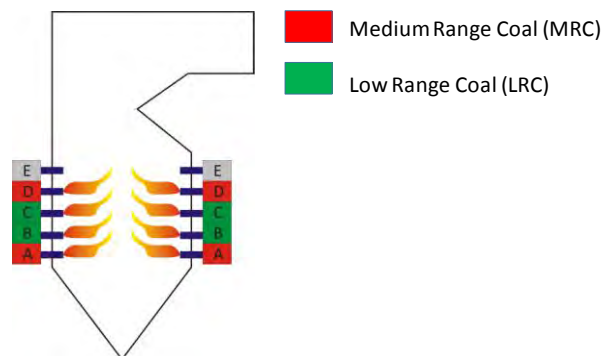


Tabel 3.4. Point properties injeksi batubara

Point Properties	Coal A1	Coal A2	Coal A3	Coal A4	Coal B1	Coal B2	Coal B3	Coal B4
X-Position (m)	13.32	13.32	0.43	0.43	13.32	13.32	0.43	0.43
Y-Position (m)	20.80	20.80	20.80	20.80	22.45	22.45	22.45	22.45
Z-Position (m)	14.33	0.38	0.38	14.33	14.33	0.38	0.38	14.33
X-Velocity (m/s)	-14.22	-15.44	14.22	15.44	-14.22	-15.44	14.22	15.44
Y-Velocity (m/s)	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Z-Velocity (m/s)	-16.07	14.91	16.07	14.91	-16.07	14.91	16.07	14.91
Total Flowrate (kg/s)	2.284				2.716			
Temperatur (K)	333.00							
Min Diameter (m)	0.000070							
Max Diameter (m)	0.000222							
Mean Diameter (m)	0.000106							

Point Properties	Coal C1	Coal C2	Coal C3	Coal C4	Coal D1	Coal D2	Coal D3	Coal D4
X-Position (m)	13.32	13.32	0.43	0.43	13.32	13.32	0.43	0.43
Y-Position (m)	24.10	24.10	24.10	24.10	29.18	29.18	29.18	29.18
Z-Position (m)	14.33	0.38	0.38	14.33	14.33	0.38	0.38	14.33
X-Velocity (m/s)	-14.22	-15.44	14.22	15.44	-14.22	-15.44	14.22	15.44
Y-Velocity (m/s)	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Z-Velocity (m/s)	-16.07	14.91	16.07	14.91	-16.07	14.91	16.07	14.91
Total Flowrate (kg/s)	1.578				2.700			
Temperatur (K)	333.00							
Min Diameter (m)	0.000070							
Max Diameter (m)	0.000222							
Mean Diameter (m)	0.000106							

Sebelum dilakukan penelitian pengaruh variasi pengumpanan 2 jenis batubara yang berbeda nilai kalor pada setiap level coal burner, terlebih dahulu dilakukan simulasi numerik untuk pengoperasian 50% MRC dan 50% LRC dengan 4 burner beroperasi seperti yang ditunjukkan pada gambar 3.5. MRC diumpankan pada coal burner A dan D sedangkan LRC diumpankan pada coal burner C dan D sesuai dengan performance test yang dilaksanakan pada 21 Mei 2014.



Gambar 3.5. Skema konfigurasi pengumpanan batubara pada *Performance Test* PLTU Rembang 21 Mei 2014



3. Material

Jenis material yang akan digunakan pada simulasi numerik ini ada tiga jenis yaitu solid, fluid dan combusting particle. *Combusting particle* terdiri dari *Low Rank Coal (LRC)* dan *Medium Rank Coal (MRC)*. Komposisi batubara yang diinjeksikan pada *furnace* boiler yaitu 50% LRC dan 50% MRC. Data *properties* material fluid dan solid ditunjukkan pada tabel 3.5 sedangkan data *properties* masing-masing batubara ditunjukkan pada tabel 3.6.

Tabel 3.5. Data *properties* material solid dan fluid simulasi numerik
Material Solid

Material Type	Solid	Steel
Density	(kg/m ³)	8030
Specific Heat	(J/kg K)	502,48
Thermal Conductivity	(W/m K)	16,27

Material Fluid

Material Type	Fluid	Hydrogen	Carbon Solid	Carbon Monoxide	Air
Density	(kg/m ³)	0,08189	2000	1,1233	piecewise-polynomial
Specific Heat	(J/kg K)	piecewise-polynomial	piecewise-polynomial	piecewise-polynomial	piecewise-polynomial
Thermal Conductivity	(W/m K)	0,1672	0,0454	0,025	0,0242
Viscosity	(kg/ms)	8,411e-6	1,72e-5	1,75e-5	1,7894e-5
Molecular Weight	(kg/kg mol)	2,01594	12,01115	28,01055	28,966
Reference Temperature	(K)	298,15	298	298,17	298,18

Material Type Solid Steel



Tabel 3.6. Data properties batubara PLTU Rembang

Fluent combusting particle materials	Lignite-LRC (Arutmin)	Coal-mv-MRC (KPC)	Dasar Pemikiran
Density (kg/m ³)	1350	1400	www.engineeringtoolbox.com
Cp (j/kg K)	1399	1500	www.engineeringtoolbox.com
Vaporation Temperature (K)	400	400	Fluent Database
Volatile Component Fraction (%)	34,1	32,86	Data perusahaan
Binary Difusivity (m ² /s)	0,0004	0,0005	Fluent Database
Swelling Coefficient	2	2	Fluent Database
Combustible Fraction (%)	37,54	28,94	Data perusahaan
React. Heat Fraction Absorbed by solid (%)	30	30	Fluent Database
Devolatilization Model (1/s)	20	50	Fluent Database
Combustion Model	Multiple surface reactions	Multiple surface reactions	Karena reaksi kimia yang disimulasikan meliputi reaksi volumetric dan particle surface

4. Operating Condition

Operating condition merupakan perkiraan tekanan daerah operasi boiler. Sebagai acuan tekanan diambil coal burner A dengan tekanan sebesar 101325 Pa.

5. Kondisi Batas (Boundary Condition)

Boundary Conditions adalah batasan nilai dan kondisi yang harus diberikan pada domain aliran agar simulasi sesuai dengan fenomena fisik yang terjadi. Nilai dan kondisi yang dimasukkan merupakan data



inlet (batubara dan udara) dan juga outlet. Penginjeksian batubara disesuaikan dengan kasus yang akan diteliti dengan meng-inputkan data *mass flow rate* pada masing-masing elevasi burner *primary*, *secondary air nozzle*, dan *OFA*. Untuk *outlet* dimodelkan sebagai *pressure outlet* yang memiliki nilai tekanan *gauge* dan temperatur tertentu yaitu – 800 Pa dan 638,9K.

Tabel 3.7 merupakan setting parameter dan tabel 3.8 merupakan temperatur dan mass flow rate yang di-inputkan pada boundary condition. Auxiliary air A, B, C dan D merupakan primary air sedangkan damper yang lain adalah secondary air. Perhitungan mass flow rate udara primer dan sekunder ditunjukkan pada Lampiran 5: Perhitungan Mass Flow Rate Udara Primer & Udara Sekunder.

*Tabel 3.7. Setting parameter boundary condition untuk auxiliary air
Secondary Air from Air Damper AA, CC, DD, EE*

Momentum					
Mass Flow Specification Method			Mass Flow Rate		
Direction Specification Method			Direction Vector		
Coordinate System			Cartesian (X,Y,Z)		
Component	Corner 1	Corner 2	Corner 3	Corner 4	Flow Direction untuk air damper AA, CC, DD, dan EE sama
X Flow Direction	-0,719	-0,663	0,719	0,663	
Y Flow Direction	0	0	0	0	
Z Flow Direction	-0,695	0,749	0,695	-0,749	
Angle	48,5°	44°	48,5°	44°	
Turbulence					
Specification Method		Intensity and Hydraulic Diameter			
Turbulence Intensity (%)		5			
Hydraulic Diameter (m)		0,45			
Thermal		593,86 °K			
Species		0,23 O ₂			



Secondary Air from Oil Damper AB, BC, DE

Momentum					
Mass Flow Spesification Method			Mass Flow Rate		
Direction Spesification Method			Direction Vector		
Coordinate System			Cartesian (X,Y,Z)		
Component	Corner 1	Corner 2	Corner 3	Corner 4	Flow Direction untuk air damper AB, BC, dan DE sama
X Flow Direction	-0,719	-0,663	0,719	0,663	
Y Flow Direction	0	0	0	0	
Z Flow Direction	-0,695	0,749	0,695	-0,749	
Angle	48,5°	44°	48,5°	44°	
Turbulence					
Spesification Method		Intensity and Hydraulic Diameter			
Turbulence Intensity (%)		5			
Hydraulic Diameter (m)		0,47			
Thermal		593,86 °K			
Species		0,23 O ₂			

Secondary Air from Oil Damper OFA

Momentum	
Mass Flow Spesification Method	Mass Flow Rate
Direction Spesification Method	Normal to Boundary
Turbulence	
Spesification Method	Intensity and Hydraulic Diameter
Turbulence Intensity (%)	5
Hydraulic Diameter (m)	0,44
Thermal	593,86 °K
Species	0,23 O ₂

Primary Air from Coal Damper A, B, C, D, E

Momentum	
Mass Flow Spesification Method	Mass Flow Rate
Direction Spesification Method	Normal to Boundary
Turbulence	
Spesification Method	Intensity and Hydraulic Diameter
Turbulence Intensity (%)	5
Hydraulic Diameter (m)	0,44
Thermal	593,86 °K
Species	0,23 O ₂



Tabel 3.8. Temperatur dan mass flow rate untuk auxiliary air

Auxiliary Air	Temperatur (°C)	Mass Flow Rate (kg/s)
OFA	333,74	7.35
EE	333,74	8.16
Coal E	60	-
Oil DE	333,74	6.07
Coal D	60	7.29
DD	333,73	5.32
CC	333,74	5.87
Coal C	60	7.29
Oil BC	333,74	6.15
Coal B	60	7.29
Oil AB	333,74	6.01
Coal A	60	7.29
AA	333,74	5.66

6. Cell Zone Condition

Cell zone condition diatur untuk mendefinisikan *heat exchanger*. Dalam penelitian ini domain *heat exchanger* dimodelkan sebagai *porous medium* yang memiliki nilai *heat generation* yang didapat dari proses perhitungan, sedangkan *waterwall-tube* memiliki diasumsikan mempunyai temperatur tertentu (*isotherm*). Karena *heat exchanger* menyerap panas dari *flue gas*, maka data yang dimasukkan diberi tanda minus didepan nilai tersebut. Pemodelan *heat exchanger* sebagai porous media ditunjukkan pada tabel 3.9.



Tabel 3.9. Setting parameter heat exchanger sebagai porous media.

Economizer			Platen Division Super Heater-1		
Inertial Resistance			Inertial Resistance		
Direction-1	(1/m)	- constant	Direction-1	(1/m)	0.5290 constant
Direction-2	(1/m)	0.3303 constant	Direction-2	(1/m)	0.1116 constant
Direction-3	(1/m)	0 constant	Direction-3	(1/m)	0 constant
Fluid Porosity		0.75 constant	Fluid Porosity		0.75 constant
Material		Steel	Material		Steel
Source Terms		(w/m ³) -81488.40 constant	Source Terms		(w/m ³) -12909.16 constant
Medium Reheater			Platen Division Super Heater-2		
Inertial Resistance			Inertial Resistance		
Direction-1	(1/m)	0.1779 constant	Direction-1	(1/m)	0.5290 constant
Direction-2	(1/m)	- constant	Direction-2	(1/m)	0.1116 constant
Direction-3	(1/m)	0 constant	Direction-3	(1/m)	0 constant
Fluid Porosity		0.91 constant	Fluid Porosity		0.75 constant
Material		Steel	Material		Steel
Source Terms		(w/m ³) -81488.40 constant	Source Terms		(w/m ³) -12909.16 constant
Final Reheater			Platen Super Heater		
Inertial Resistance			Inertial Resistance		
Direction-1	(1/m)	0.5551 constant	Direction-1	(1/m)	0.6789 constant
Direction-2	(1/m)	- constant	Direction-2	(1/m)	0.0703 constant
Direction-3	(1/m)	0 constant	Direction-3	(1/m)	0 constant
Fluid Porosity		0.89 constant	Fluid Porosity		0.80 constant
Material		Steel	Material		Steel
Source Terms		(w/m ³) -459961.50 constant	Source Terms		(w/m ³) -110531.02 constant
Cold Superheater			Final Superheater		
Inertial Resistance			Inertial Resistance		
Direction-1	(1/m)	- constant	Direction-1	(1/m)	0.4228 constant
Direction-2	(1/m)	0.0156 constant	Direction-2	(1/m)	- constant
Direction-3	(1/m)	0 constant	Direction-3	(1/m)	0 constant
Fluid Porosity		0.88 constant	Fluid Porosity		0.87 constant
Material		Steel	Material		Steel
Source Terms		(w/m ³) -79292.57 constant	Source Terms		(w/m ³) -98662.66 constant

7. Solution

Solusi pada penelitian ini menggunakan algoritma *SIMPLE (Semi-Implicit Method for Pressure-Linked Equations)* yaitu *least squares cell based* untuk *gradient*, *standard* untuk *pressure*, *second order upwind* untuk *momentum*, *lig-vol*, O_2 , CO_2 , H_2O , H_2 dan CO , serta *first order upwind* untuk *turbulent kinetic energy* dan *turbulent dissipation rate*. Penggunaan solusi ini berdasarkan penelitian Sa'adiyah (2013)



8. Initialize

Initialize merupakan tebakan awal sebelum melakukan perhitungan sehingga akan memudahkan dalam mencapai konvergen. Tebakan dapat dimulai dari kondisi batas sisi masuk, sisi keluar, semua zona dan lain-lain. *Initialize* yang digunakan adalah *standard initialize*.

9. Monitoring Residual

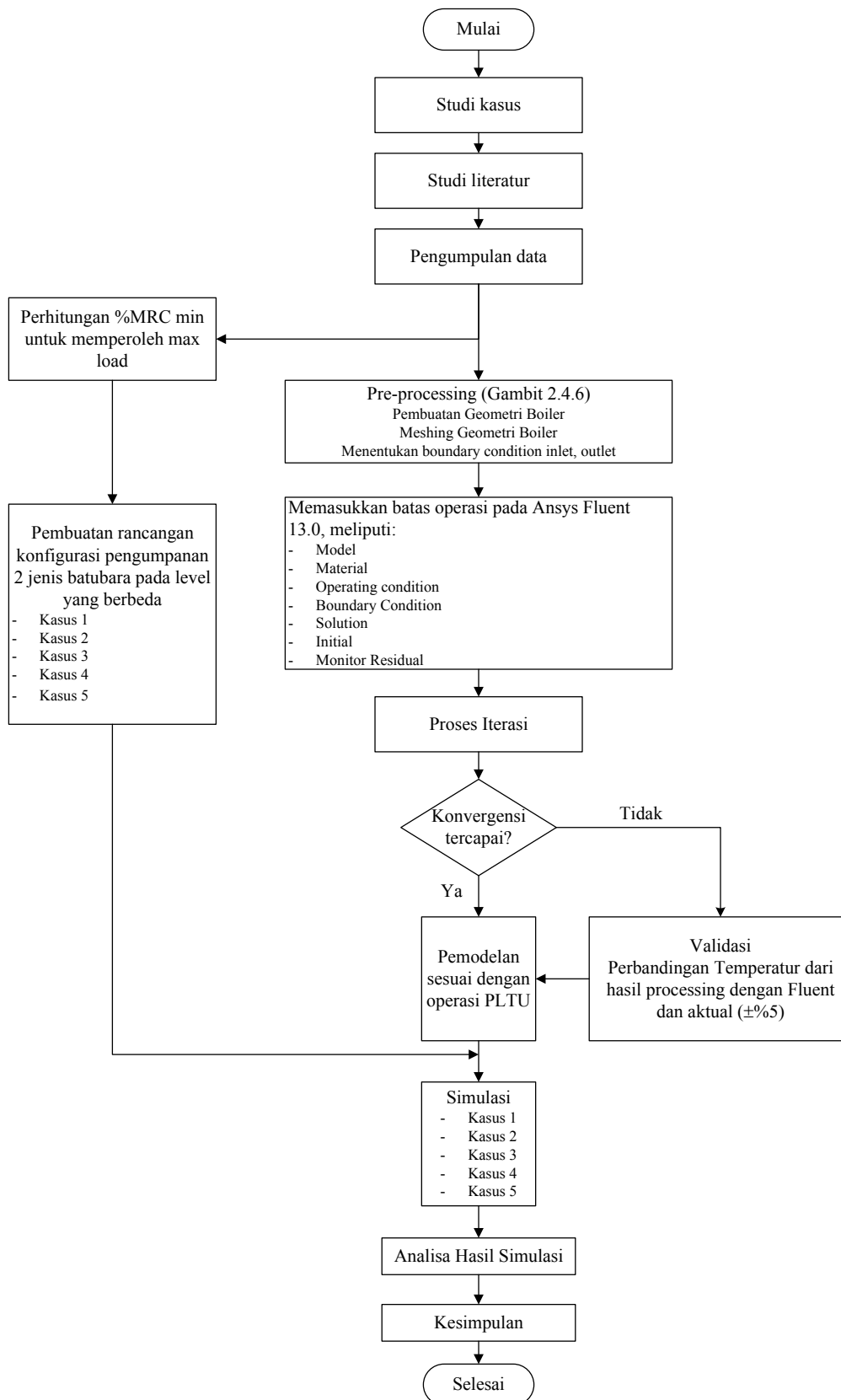
Monitor Residual adalah tahap penyelesaian masalah berupa proses iterasi hingga mencapai harga *convergence* yang diinginkan. Harga *convergence* ditetapkan sebesar 10^{-3} artinya proses iterasi dinyatakan telah konvergen setelah residualnya mencapai harga di bawah 10^{-3} . Namun jika nilai konvergen tetap tidak tercapai maka untuk proses validasi dapat dilakukan pengambilan data pada iterasi tertentu dimana pada iterasi tersebut memiliki nilai parameter yang hampir sama dengan data operasi aktual (Sa'adiyah, 2013).

3.2.3. Post-processing

Merupakan hasil serta analisa terhadap hasil yang telah diperoleh berupa data kualitatif (kontur maupun vector) dan data kuantitatif berupa grafik maupun tabel data. Pada penelitian ini penganalisaan dilakukan terhadap distribusi temperatur (kontur dan grafik), distribusi kecepatan (kontur dan vektor), dan distribusi gas buang CO₂, dan O₂ (kontur dan grafik).

3.3 Diagram Alir Simulasi Numerik

Berdasarkan uraian tahapan penelitian yang telah dijelaskan sebelumnya, diagram alir simulasi numerik ini ditunjukkan pada gambar 3.6.



Gambar 3.6. Diagram Simulasi Numerik



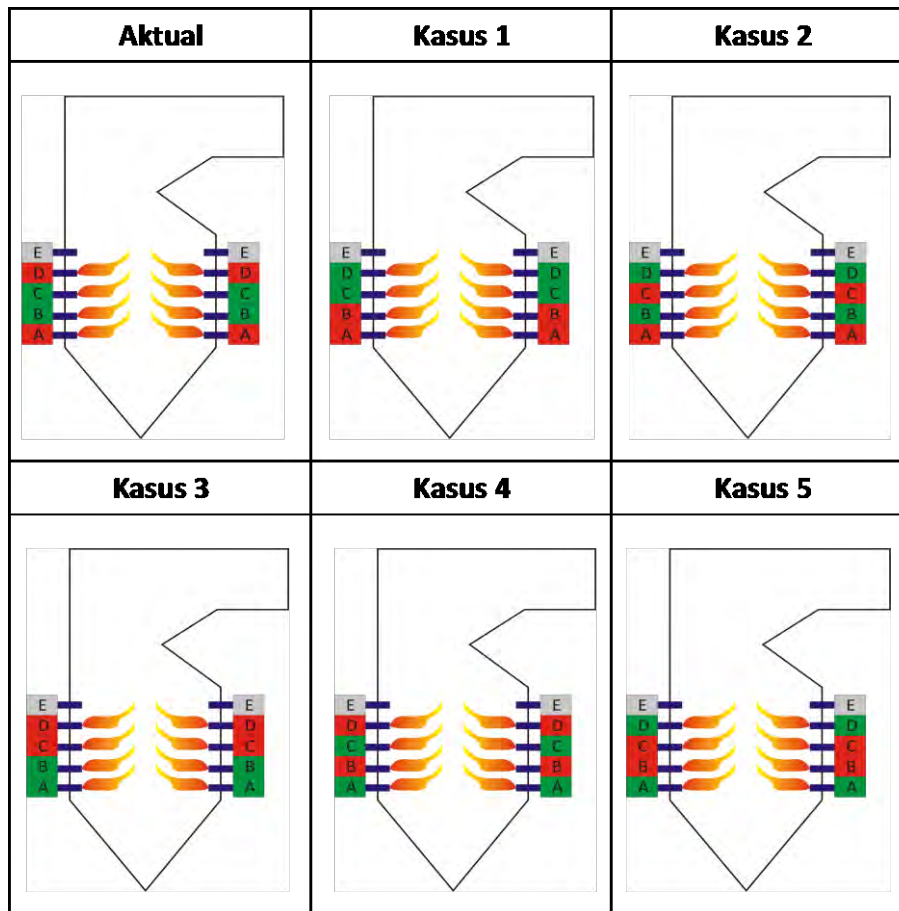
3.4 Rancangan Simulasi Numerik

Rancangan simulasi numerik untuk menganalisa pengaruh variasi pengumpanan dua jenis batubara yang berbeda pada coal burner dengan metode in-furnace blending ditunjukkan pada tabel 3.10. Keterangan-keterangan pada tabel 3.10 seperti LRC, MRC dan coal burner A sampai E mengacu pada penjelasan yang ada pada sub-bab 1.1 dan 3.2.2.2, sedangkan skema rancangan penelitian ini ditunjukkan oleh gambar 3.7.

Simulasi:

Tabel 3.10. Rancangan simulasi numerik untuk menganalisa pengaruh variasi pengumpanan dua jenis batubara yang berbeda pada coal burner dengan metode in-furnace blending.

Parameter Input		Parameter Output		
Konstan	Bervariasi	Hasil Fluent		
<ul style="list-style-type: none"> - Prosentase dan mass flow rate batubara low range & medium range - Tilting burner (0°) - Nilai Kalor masing-masing batubara 	Pengaturan penempatan jenis batubara pada setiap level (LRC pada elevasi A,D dan MRC pada elevasi B,C)			
	I	Elevasi	Jenis BB	-Distribusi Temperatur
		Coal Burner A	MRC	-Distribusi Kecepatan
		Coal Burner B	MRC	-Distribusi Gas buang (CO ₂ , O ₂ dan NO _x)
		Coal Burner C	LRC	
	II	Elevasi	Jenis BB	-Distribusi Temperatur
		Coal Burner A	MRC	-Distribusi Kecepatan
		Coal Burner B	LRC	-Distribusi Gas buang (CO ₂ , O ₂ dan NO _x)
		Coal Burner C	MRC	
	III	Elevasi	Jenis BB	-Distribusi Temperatur
		Coal Burner A	LRC	-Distribusi Kecepatan
		Coal Burner B	LRC	-Distribusi Gas buang (CO ₂ , O ₂ dan NO _x)
		Coal Burner C	MRC	
	IV	Elevasi	Jenis BB	-Distribusi Temperatur
		Coal Burner A	LRC	-Distribusi Kecepatan
		Coal Burner B	MRC	-Distribusi Gas buang (CO ₂ , O ₂ dan NO _x)
		Coal Burner C	LRC	
	V	Elevasi	Jenis BB	-Distribusi Temperatur
		Coal Burner A	LRC	-Distribusi Kecepatan
		Coal Burner B	MRC	-Distribusi Gas buang (CO ₂ , O ₂ dan NO _x)
Coal Burner C		MRC		
	Elevasi	Jenis BB		
	Coal Burner A	LRC		
	Coal Burner B	MRC		
	Coal Burner C	MRC		
	Coal Burner D	LRC		



Keterangan:

- Medium Rank Coal
- Low Rank Coal

Gambar 3.7. Skema rancangan penelitian pengaruh variasi pengumpanan dua jenis batubara yang berbeda pada coal burner dengan metode in-furnace blending

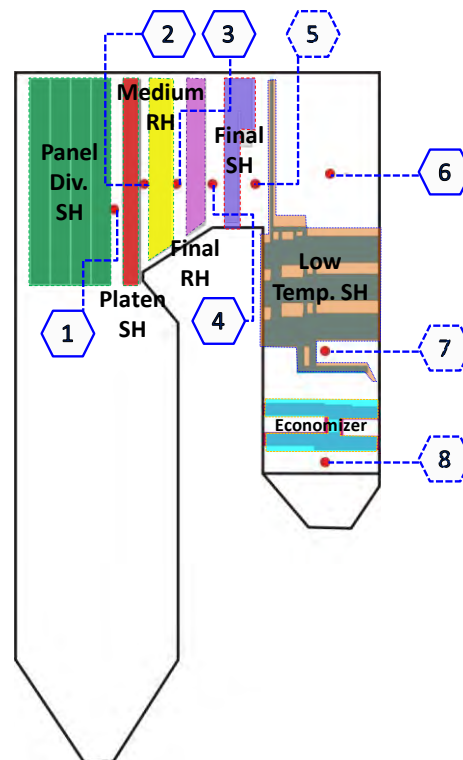


BAB IV

ANALISA DAN PEMBAHASAN

4.1. Validasi

Sebelum melakukan pengamatan pada berbagai kasus variasi pengumpanan dua jenis batubara yang berbeda pada coal burner terlebih dahulu dilakukan validasi hasil simulasi pengumpanan MRC pada coal burner A dan D serta MRC pada coal burner B dan C dengan data dari *Display Control System (DCS)* PLTU Rembang pada performance test yang dilaksanakan tanggal 21 Mei 2014. Proses validasi dilakukan dengan membandingkan temperatur pada *inlet-outlet* pada masing-masing jajaran *heat exchanger*. Posisi pengambilan data temperatur dapat dilihat sebagai berikut dapat dilihat pada gambar 4.1.

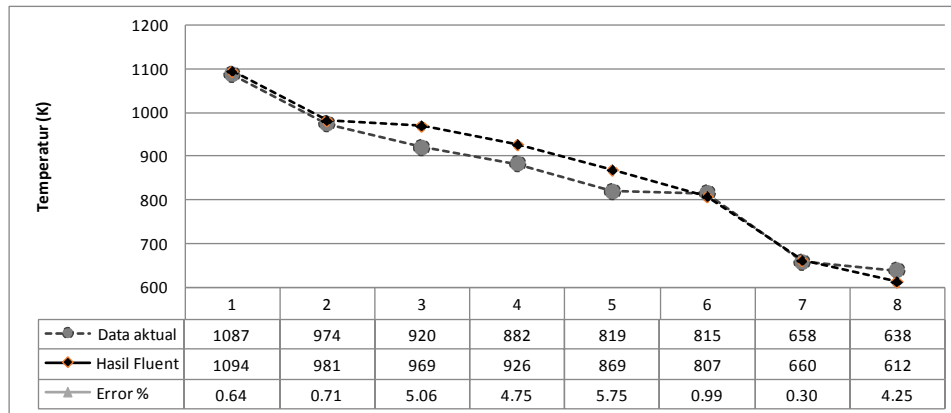


Gambar 4.1 Posisi pengambilan data temperatur pada boiler

Data temperatur yang didapatkan kemudian dibandingkan dalam bentuk grafik serta dihitung pula nilai *error* yang terjadi. Pengambilan data temperatur dilakukan pada jumlah iterasi 4400 dengan nilai yang paling



mendekati data aktual. Perbandingan data temperatur aktual dan hasil simulasi ditunjukkan pada gambar 4.2.



Gambar 4.2 Grafik perbandingan temperatur hasil fluent dan data performance test 21 Mei 2014

Dari gambar 4.2, Grafik perbandingan antara temperatur aktual dan hasil fluent pada titik-titik pengukuran dapat terlihat bahwa hasil simulasi memiliki nilai temperatur yang hampir mendekati, yaitu dengan nilai error terkecil 0,3 % pada temperatur *outlet cold superheater* dan nilai error terbesar 5,75% pada temperatur *outlet final superheater*. Karena nilai error tersebut masih dapat ditoleransi, maka proses simulasi numerik dapat dilakukan untuk berbagai konfigurasi pengumpanan dua jenis batubara dengan metode *in-furnace coal blending*

4.2. Perhitungan Mass Flowrate Batubara dan Udara Sekunder

Sesuai dengan perhitungan *actual air supply* (AAS) pada lampiran, jumlah udara pembakaran pada kondisi aktual tidak mencukupi, hanya memenuhi $\pm 96\%$ dari AAS ideal (campuran udara-bahan bakar dengan $\pm 17\%$ *excess air*, lampiran 4). Untuk mengurangi resiko kesalahan analisa akibat ketidaksesuaian jumlah udara bakar maka simulasi yang akan dilakukan akan mengikuti perhitungan AAS dengan *case fluent* yang telah di-validasi. Berikut setting mass flowrate batubara dan udara sekunder pada simulasi numerik dengan konfigurasi pengumpanan dua jenis batubara yang berbeda (tabel 4.1) sesuai perhitungan yang ditunjukkan pada lampiran 8.

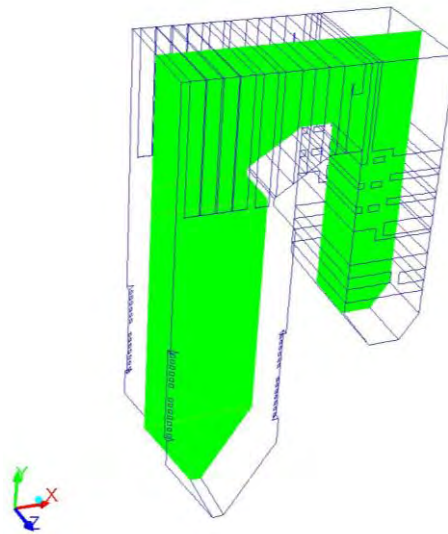


Tabel 4.1. Mass flow rate batubara dan udara sekunder pada setiap variasi

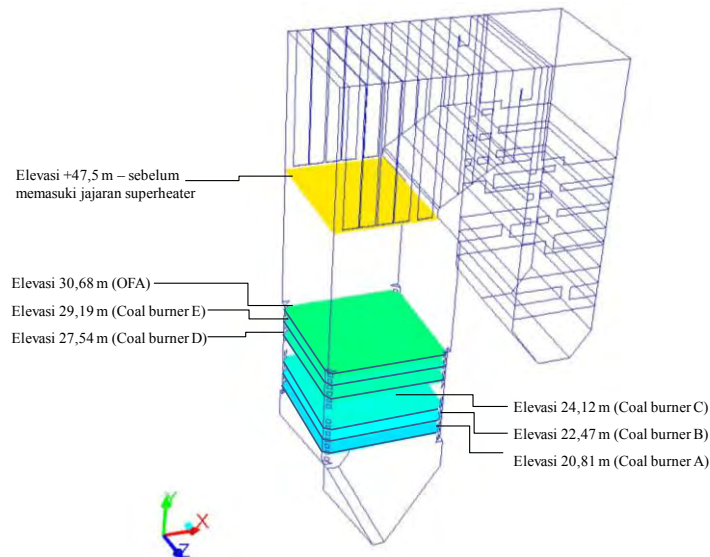
Mass Flow Rate Batubara pada	Original	Aktual MLLM	Kasus 1 MMLL	Kasus 2 MLML	Kasus 3 LLMM	Kasus 4 LMLM	Kasus 5 LMML
Burner D (kg/s)	2.70	2.49	2.15	2.15	2.49	2.49	2.15
Burner C (kg/s)	1.58	2.15	2.15	2.49	2.49	2.15	2.49
Burner B (kg/s)	2.72	2.15	2.49	2.15	2.15	2.49	2.49
Burner A (kg/s)	2.28	2.49	2.49	2.49	2.15	2.15	2.15
Mass Flow Rate Damper	Original	Aktual MLLM	Kasus 1 MMLL	Kasus 2 MLML	Kasus 3 LLMM	Kasus 4 LMLM	Kasus 5 LMML
OFA (kg/s)	7.35	7.35	7.35	7.35	7.35	7.35	7.35
EE (kg/s)	8.16	8.16	8.16	8.16	8.16	8.16	8.16
Coal E (kg/s)	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Oil DE (kg/s)	4.73	5.45	4.08	4.08	5.45	5.45	4.08
Coal D (kg/s)	7.29	7.29	7.29	7.29	7.29	7.29	7.29
DD (kg/s)	4.73	5.45	4.08	4.08	5.45	5.45	4.08
CC (kg/s)	5.39	5.44	5.44	7.27	7.27	5.44	7.27
Coal C (kg/s)	7.29	7.29	7.29	7.29	7.29	7.29	7.29
Oil BC (kg/s)	6.78	6.80	8.17	7.71	7.71	8.17	9.08
Coal B (kg/s)	7.29	7.29	7.29	7.29	7.29	7.29	7.29
Oil AB (kg/s)	7.20	7.71	9.08	7.71	6.80	8.17	8.17
Coal A (kg/s)	7.29	7.29	7.29	7.29	7.29	7.29	7.29
AA (kg/s)	6.24	7.27	7.27	7.27	5.44	5.44	5.44

4.3. Analisa Hasil Simulasi Numerik

Analisa dilakukan dengan membandingkan hasil simulasi numerik pembakaran dengan komposisi batubara 50% MRC dan 50% LRC dalam berbagai konfigurasi menggunakan udara pembakaran yang telah diatur sesuai AAS. Hasil simulasi numerik yang akan dianalisa adalah distribusi temperatur, kecepatan, dan gas buang yang terdiri dari NO_x , CO_2 , dan O_2 . Pengambilan data hasil simulasi dilakukan secara kualitatif dan secara kuantitatif berupa grafik maupun data yang disajikan dalam bentuk tabel. Posisi pengamatan yaitu pada *z-center*, masing-masing elevasi, dan sebelum memasuki jajaran heat exchanger. Posisi pengamatan ditunjukkan pada gambar 4.3 dan gambar 4.4.



Gambar 4.3. Posisi pengamatan pada z-center



Gambar 4.4. Posisi pengamatan pada coal burner, OFA dan sebelum memasuki jajaran heat exchanger

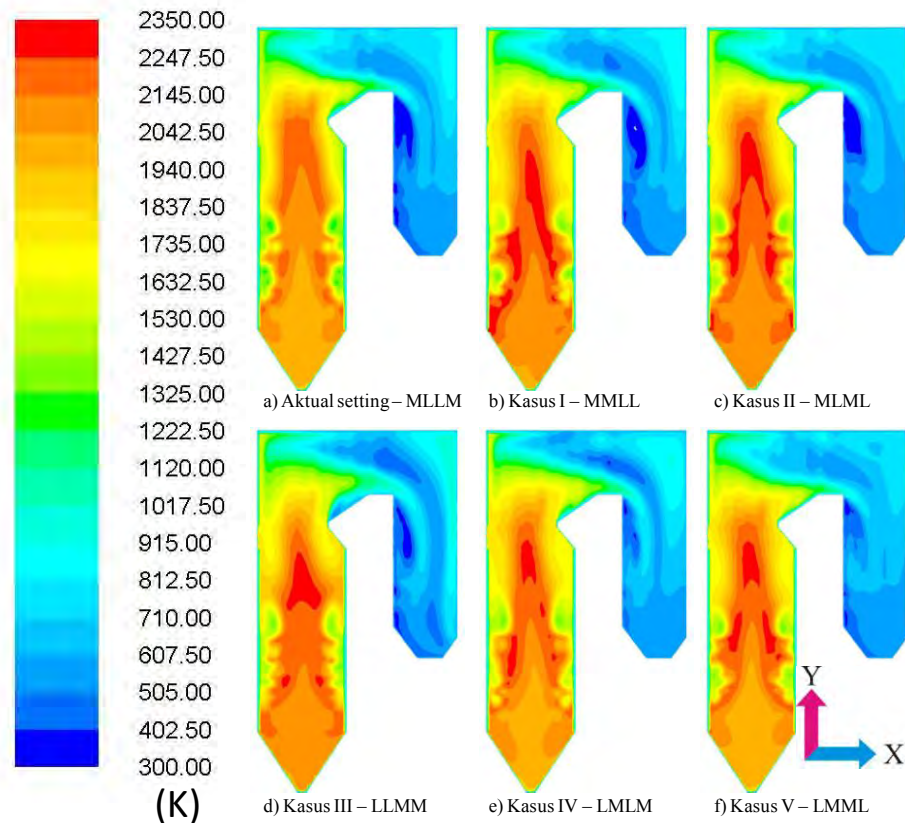
4.3.1. Distribusi Temperatur

Pengamatan temperatur dilakukan pada posisi *z-center*, elevasi coal burner dan OFA, serta pada *furnace exit* atau posisi sebelum memasuki jajaran heat exchanger. Pengamatan ini dilakukan untuk mengetahui bagaimana sebaran temperatur yang terjadi pada bagian *furnace* dan mengamati kemungkinan terjadinya *local heating*.



4.3.1.1. Distribusi Temperatur pada Z-center

Pengamatan temperatur pada *z-center* atau pada bagian simetri boiler dilakukan untuk mengetahui sebaran temperatur yang terjadi dimulai dari pembakaran pada *furnace* sampai *flue gas* keluar dari boiler. Detail pengamatan ditunjukkan pada gambar 4.5.



Gambar 4.5. Kontur temperatur (K) pada posisi *z-center*

Kontur temperatur pada semua konfigurasi pengumpanan menunjukkan temperatur yang tinggi antara 1800 – 2350 K di area *furnace* yang ditandai dengan warna jingga hingga merah dan berangsur-angsur menurun saat memasuki jajaran *heat exchanger*. Temperatur tinggi pada bagian bawah *furnace* disebabkan adanya pembakaran batubara pada elevasi *burner* A hingga D. pembakaran diupayakan terjadi pada elevasi A hingga E. Semakin tinggi temperaturnya maka semakin banyak panas yang dapat diserap oleh *wall tube boiler* di sekeliling *furnace* sehingga laju perubahan fase dari cair ke uap meningkat (*steam mass flow rate*



meningkat) dan efisiensi boiler naik. Setelah memasuki elefasi OFA temperatur diharapkan turun karena fungsi OFA adalah untuk mencegah pembentukan NO_x akibat kenaikan temperatur *flue gas*. Sebelum masuk ke jajaran *heat exchanger* temperatur diharapkan sudah mulai turun dan pembakaran tidak terjadi lagi. Hal ini bertujuan untuk menghindari terjadinya *overheating* dan *local heating* pada jajaran *heat exchanger*. *Overheating* akan menyebabkan temperatur *steam* terlalu tinggi sehingga perlu diturunkan dengan menyemprotkan *desuper-heater spray* (DSH). Semakin tinggi temperatur steam akibat *overheating* maka semakin banyak konsumsi air DSH dan semakin banyak pula panas yang terbuang. Sedangkan *local heating* akan menyebabkan kerusakan material. Panas yang terus menerus pada lokasi yang sama akan melemahkan kekuatan material pada titik tersebut. Suatu saat dengan tekanan operasi normal *tube-tube super-heater* yang terkena *local heating* akan bocor karena tidak mampu menahan tekanan dan bisa jadi akan mengakibatkan kerusakan pada *tube super-heater* lain di sekitarnya.

Pada kasus 1 (MRC pada *coal burner* A&B dan LRC pada *coal burner* C&D) dan juga kasus 2 (MRC pada *coal burner* A&C dan LRC pada *coal burner* B&D) pada posisi *z-center* temperatur tinggi yang ditandai dengan kontur berwarna merah mulai muncul di elevasi paling bawah hingga atas. Hal ini menunjukkan panas yang dihasilkan oleh pembakaran dengan konfigurasi tersebut lebih besar dari pada kondisi aktual maupun ketiga kasus yang lain walaupun total kalori dari batubara sama. Dengan tingginya temperatur di elevasi bawah akan meningkatkan penyerapan panas di wall tube sehingga saat sampai di jajaran *heat exchanger* temperatur *flue gas* akan turun dan mengurangi *overheating* pada jajaran *heat exchanger*. Dengan demikian maka konsumsi *desuperheater spray* akan berkurang dan efisiensi *boiler* akan naik.

Sedangkan pada kasus 3, 4 dan 5 (LRC diumpankan pada elevasi bagian bawah) panas yang dihasilkan furnace bagian bawah masih lebih kecil jika dibandingkan dengan kasus 1 dan 2 (ditandai dengan dominasi

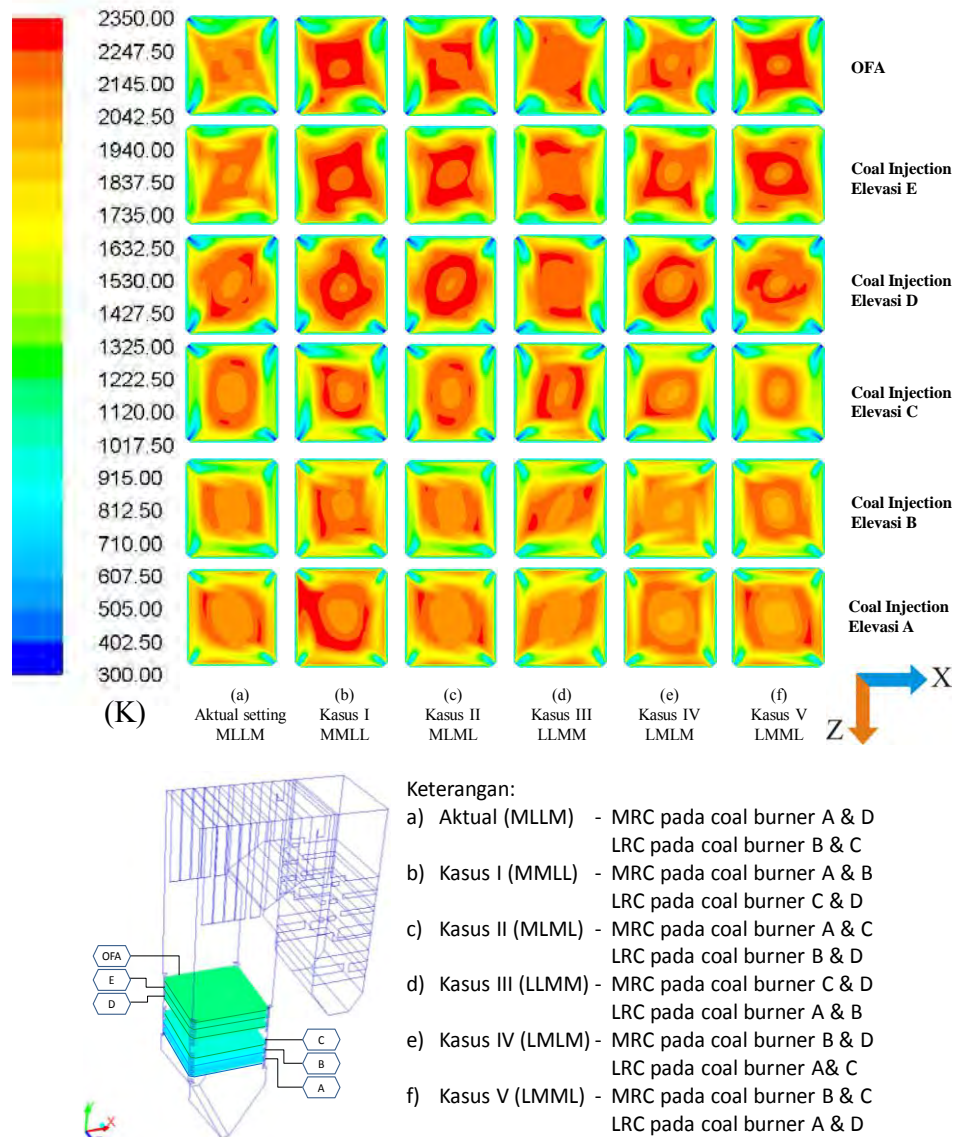


warnajingga muda). Pada kasus 3, 4 dan 5 temperatur meningkat signifikan pada elevasi C yang ditandai dengan warna merah di sisi-sisi *furnace* dan terus meningkat ke elevasi di atasnya. Hal ini disebabkan adanya pembakaran MRC pada elevasi C atau pembakaran kembali sisa MRC dari elevasi B. Panas yang diserap *wall tube boiler* bagian bawah menjadi kurang maksimal sehingga saat akan memasuki jajaran *heat exchanger* temperatur masih tinggi dan dapat menyebabkan *overheating* atau *local heating*

4.3.1.2. Distribusi Temperatur pada Masing-masing Elevasi

Berikutnya adalah pengamatan pada masing-masing elevasi *burner* dan elevasi *over fire air* (OFA). Pengamatan pada elevasi *burner* dapat mengamati bagaimana proses pembakaran antara batubara dan udara pembakaran untuk menghasilkan panas yang diwakili oleh sebaran temperatur. Sedangkan pengamatan pada *over fire air* dapat mengamati bagaimana proses penurunan temperatur untuk menyesuaikan kebutuhan panas pada jajaran *heat exchanger* serta menyempurnakan pembakaran dengan menginjeksikan udara tambahan. Hasil pengamatan kontur temperatur pada setiap elevasi ditunjukkan pada gambar 4.6.

Temperatur rata-rata setiap elevasi tergantung pada jenis batubara yang diumpankan. MRC akan menghasilkan panas yang besar karena kandungan *fixed carbon* atau nilai kalor yang tinggi tetapi proses terbakarnya memerlukan lebih banyak waktu. LRC yang kadar karbonnya lebih kecil akan lebih cepat terbakar walaupun nilai *volatile matter*-nya tidak jauh berbeda. Batubara yang tidak terbakar akan mengikuti aliran *flue gas* kemudian terbakar di elevasi berikutnya.

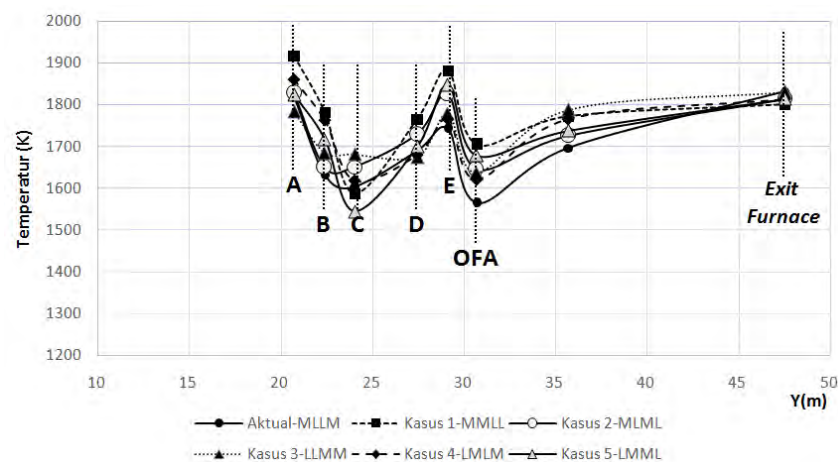


Gambar 4.6. Kontur temperatur (K) pada elevasi coal burner dan OFA

Dari gambar 4.6, dapat dilihat pada kasus 1 dan 2 temperatur yang tinggi mulai terjadi sejak elevasi A dan terus meningkat pada elevasi berikutnya. Hal ini memberikan kesempatan pada *wall tube boiler* untuk menyerap panas sehingga efisiensi akan naik. Temperatur akan terus naik hingga elevasi E dan turun setelah melewati OFA karena adanya suplai udara sekunder. Jika pengaturan OFA disesuaikan maka akan didapatkan temperatur sebelum masuk jajaran *heat exchanger* yang lebih rendah sehingga mengurangi terjadinya *overheating* dan konsumsi air *desuperheater spray* yang tinggi.



Sedangkan pada kasus 3, 4 dan 5, dimana batubara LRC diumpukan pada elevasi A, panas yang dihasilkan tidak setinggi pada kasus 1 dan 2. Pengumpanan MRC pada elevasi paling atas (konfigurasi aktual, kasus 3 dan kasus 4) juga dapat menyebabkan batubara tersebut tidak dapat terbakar seluruhnya sehingga energy dari batubara akan terbuang. Untuk menganalisa sempurna atau tidaknya pembakaran maka dilakukan pengamatan lebih lanjut pada kontur O_2 , CO_2 dan *unburned carbon*. Grafik perbandingan temperatur rata-rata pada setiap elevasi hingga exit furnace dengan berbagai konfigurasi pengumpanan ditunjukkan oleh gambar 4.7.



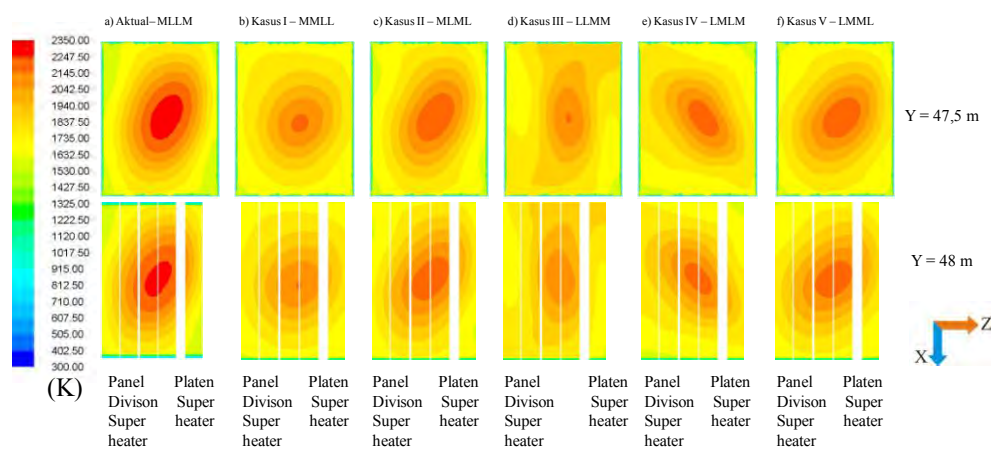
Gambar 4.7. Grafik temperatur rata-rata (K) terhadap ketinggian Y (m)

Dari gambar 4.7 temperatur cukup tinggi pada $y = 20,7$ m (elevasi A) karena mulai terjadi pembakaran batubara dengan jumlah flow udara yang tinggi. Temperatur turun pada elevasi selanjutnya (elevasi B, $y = 22,4$ m) karena ada penyerapan panas oleh *wall tube boiler*. Pada elevasi C ($y = 24,0$ m) temperatur ini akan terus menurun karena pasokan udara sekunder pada hampir setiap konfigurasi rendah dan juga penyerapan panas oleh *wall tube boiler*. Temperatur akan turun pada elevasi C dan akan naik pada elevasi D ($y = 27,4$ m). pada elevasi E ($y = 29,1$ m) walaupun tidak ada injeksi batubara temperatur akan tetap naik. Hal ini dikarenakan pada elevasi E masih terjadi pembakaran. Temperatur di OFA ($y = 30,7$ m) cenderung masih tinggi tapi akan turun setelahnya karena udara sekunder yang masuk tidak lagi digunakan sebagai pembakaran tetapi untuk mendinginkan *flue gas* agar tidak terbentuk NO_x .



4.3.1.3. Distribusi Temperatur pada Exit Furnace

Pengamatan pada posisi sebelum memasuki dan sesaat setelah memasuki jajaran *heat exchanger* perlu dilakukan untuk mengetahui deviasi temperatur yang akan mempengaruhi penyerapan panas pada *heat exchanger*. Selain itu dapat diketahui juga lokasi terjadinya *local heating* pada jajaran *heat exchanger* tersebut. Hasil pengamatan temperatur sebelum memasuki dan sesaat setelah memasuki jajaran *heat exchanger* ditunjukkan pada gambar 4.8.



Gambar 4.8. Kontur temperatur (K) sebelum memasuki dan sesaat setelah memasuki jajaran *heat exchanger*

Dari gambar 4.8 dapat diamati bahwa *local heating* terjadi pada setiap konfigurasi pengumpanan batubara. Konfigurasi aktual menunjukkan temperatur *local heating* yang lebih tinggi dibandingkan dengan konfigurasi atau kasus yang lain. Sedangkan distribusi yang lebih merata dapat terdapat pada kasus 1 dan 3.

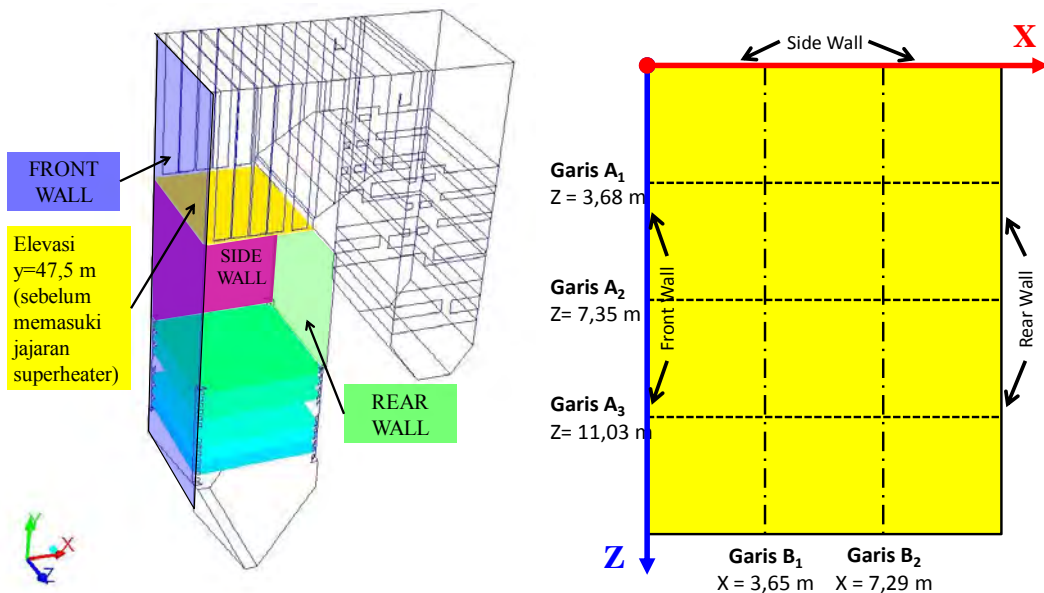
Pada kasus 1 (MRC pada *coal burner* A & B dan LRC pada *coal burner* C & D), sisa MRC yang diletakkan di elevasi bawah akan terbakar pada elevasi berikutnya hingga ke *burner* paling atas. Panas akan terserap maksimal dari *wall tube* sehingga setelah melewati OFA temperatur akan turun dan saat sampai di *exit furnace* temperatur sudah tidak terlalu tinggi dan area *local heating*nya kecil.

Pada kasus 2 (MRC pada *coal burner* C & D dan LRC pada *coal burner* A & B), MRC yang diletakkan di elevasi C dan D tidak terbakar



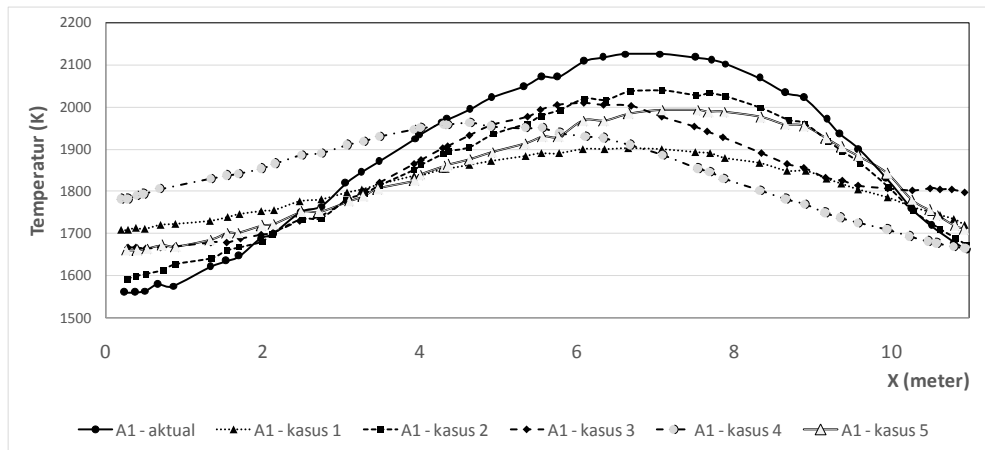
seluruhnya sehingga panas yang dihasilkan belum terlalu tinggi. Setelah melewati elevasi OFA temperatur akan turun dan terdistribusi saat sampai di *exit furnace*.

Untuk mengetahui distribusi temperatur pada posisi sebelum memasuki jajaran *heat exchanger* ($y = 47,5$ meter), maka dibuat garis garis yang memotong penampang tersebut (Gambar 4.9). Pengamatan yang dilakukan pada posisi x tertentu menandakan pengambilan data dilakukan sepanjang garis z , dan sebaliknya pengamatan pada posisi z tertentu menandakan pengamatan dilakukan sepanjang garis x .

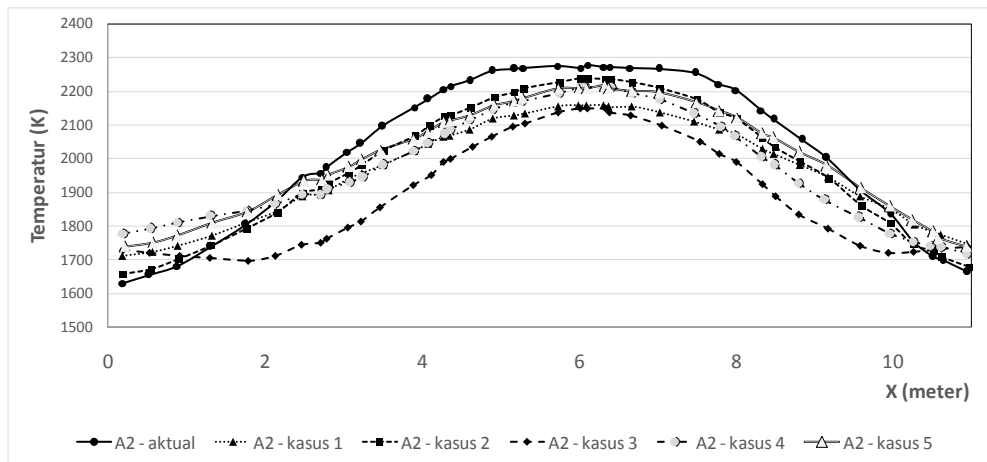


Gambar 4.9. Posisi pengambilan data temperatur pada $y = 47,5$ m

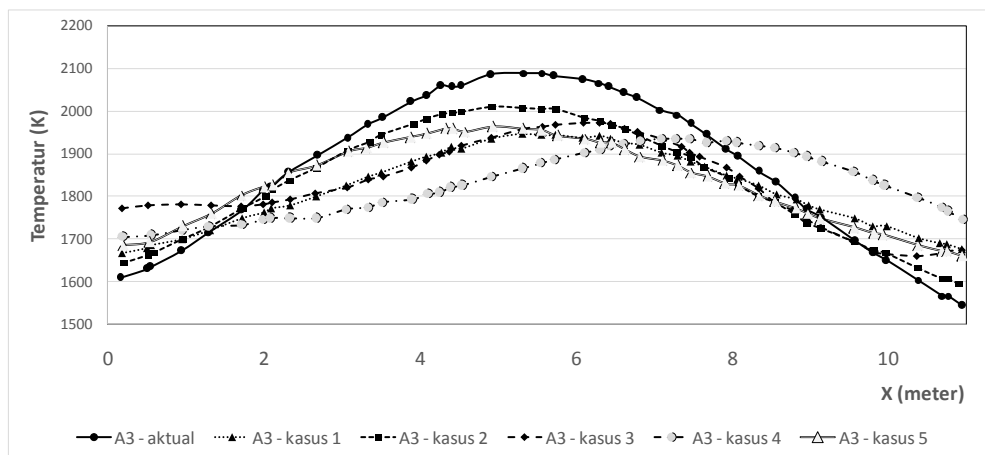
Distribusi temperatur di sepanjang garis A_1 , A_2 , A_3 , B_1 , dan B_2 pada setiap konfigurasi diplot ke dalam grafik (gambar 4.10 dan 4.11).



(a)



(b)



(c)

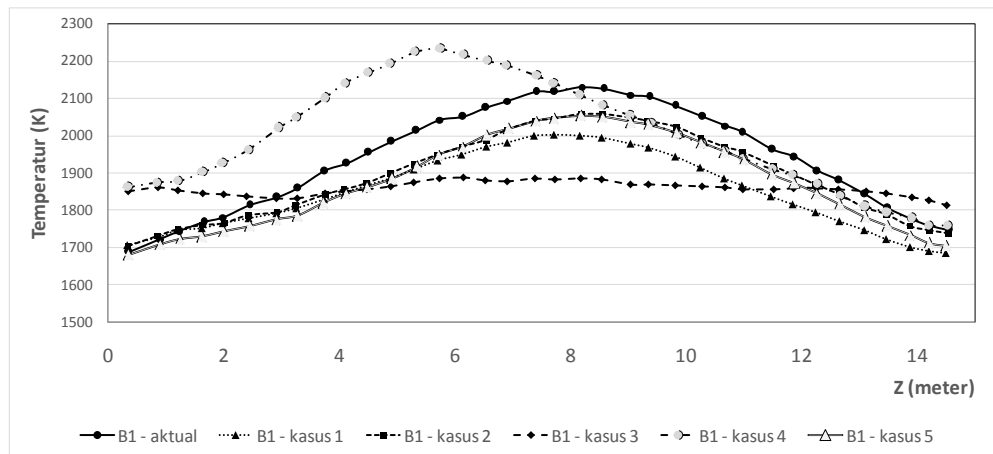
Gambar 4.10. Grafik perbandingan data temperatur pada (a) Garis A_1 , $z=3,68$ m; (b) Garis A_2 , $z=7,35$ m; (c) Garis A_3 , $z=11,03$ m

Dari gambar 4.10 (a), (b) dan (c), distribusi temperatur sepanjang garis A_1 , A_2 dan A_3 paling merata (ditandai dengan kurva yang paling

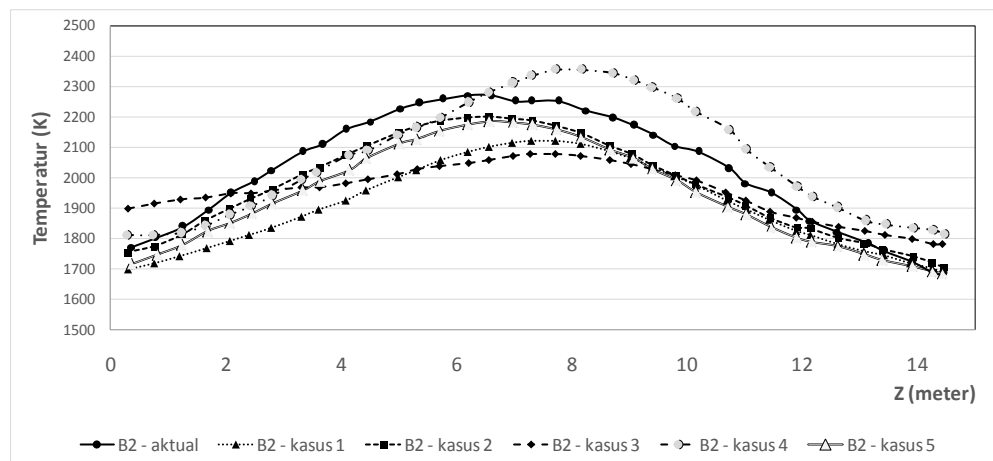


landai) terdapat pada kasus 1 dan kasus 3. Pada posisi 0-4 meter dari *side wall* temperatur akan naik dan mencapai maksimum didaerah 4-7 meter kemudian akan menurun saat saat mendekati dinding *boiler* di seberang *side wall*.

Gambar 4.11 menunjukkan perbandingan distribusi temperatur di sepanjang garis B₁ dan B₂. Pada kedua grafik ini juga dapat dilihat bahwa distribusi temperatur yang paling merata (ditandai dengan kurva yang landai) ditemukan pada kasus 1 dan 3.



(a)



(b)

Gambar 4.11. Grafik perbandingan data temperatur pada (a) Garis B₁, $x=3,65$ m; (b) Garis B₂, $x=7,29$ m

Grafik yang ditunjukkan pada gambar 4.10 dan 4.11 ini mendukung hasil simulasi numerik berupa kontur temperatur sebelum memasuki



jajaran *heat exchanger* yang ditunjukkan pada gambar 4.8. untuk mengetahui local heating yang terjadi maka dicari *maximum value* dan *average value* dari temperatur di sepanjang garis A₁, A₂, A₃, B₁, dan B₂ (tabel 4.2 dan tabel 4.3).

Tabel 4.2 Temperatur maksimum (K) di sepanjang garis A₁, A₂, A₃, B₁, dan B₂ (y = 47,5m)

Garis	Temperatur - Maximum Value (K)					
	Aktual-MLLM	Kasus 1-MMLL	Kasus 2-MLML	Kasus 3-LLMM	Kasus 4-LMLM	Kasus 5-LMML
A1	2126	1903	2039	2010	1962	1993
A2	2278	2159	2238	2149	2211	2217
A3	2088	1946	2011	1972	1934	1964
B1	2130	2003	2057	1888	2233	2054
B2	2271	2121	2201	2077	2356	2186
Rata-rata	2164	2003	2096	2044	2036	2058

Tabel 4.2 Temperatur average (K) di sepanjang garis A₁, A₂, A₃, B₁, dan B₂ (y = 47,5m)

Garis	Temperatur - Average Value (K)					
	Aktual-MLLM	Kasus 1-MMLL	Kasus 2-MLML	Kasus 3-LLMM	Kasus 4-LMLM	Kasus 5-LMML
A1	1871	1808	1832	1832	1840	1830
A2	2042	1975	1997	1900	1984	2013
A3	1870	1821	1835	1832	1835	1836
B1	1938	1849	1889	1858	2000	1873
B2	2026	1907	1970	1955	2064	1940
Rata-rata	1928	1868	1888	1855	1886	1893

Dari tabel 4.2 (*maximum value*) diketahui bahwa *maximum value* terkecil terdapat pada kasus 3 tetapi rata-rata dari *maximum value* terendah terdapat pada kasus 1. Selisih rata-rata *maximum value* antara kasus 1 dan 3 sebesar 41 derajat (temperatur rata-rata *maximum value* kasus 1 lebih kecil).

Dari tabel 4.2 (*average value*) diketahui bahwa *average value* terkecil terdapat pada kasus 1 tetapi rata-rata dari *average value* terendah terdapat pada kasus 3 dengan selisih rata-rata sebesar 13 derajat (temperatur rata-rata *average value* kasus 1 sedikit lebih besar).

Dari kedua tabel tersebut (tabel 4.2 dan 4.3) dapat disimpulkan bahwa distribusi temperatur paling merata dan area local heating terkecil terdapat pada kasus 1 dan 3 bersesuaian dengan kontur temperatur sebelum memasuki jajaran *heat exchanger* pada gambar 4.8.



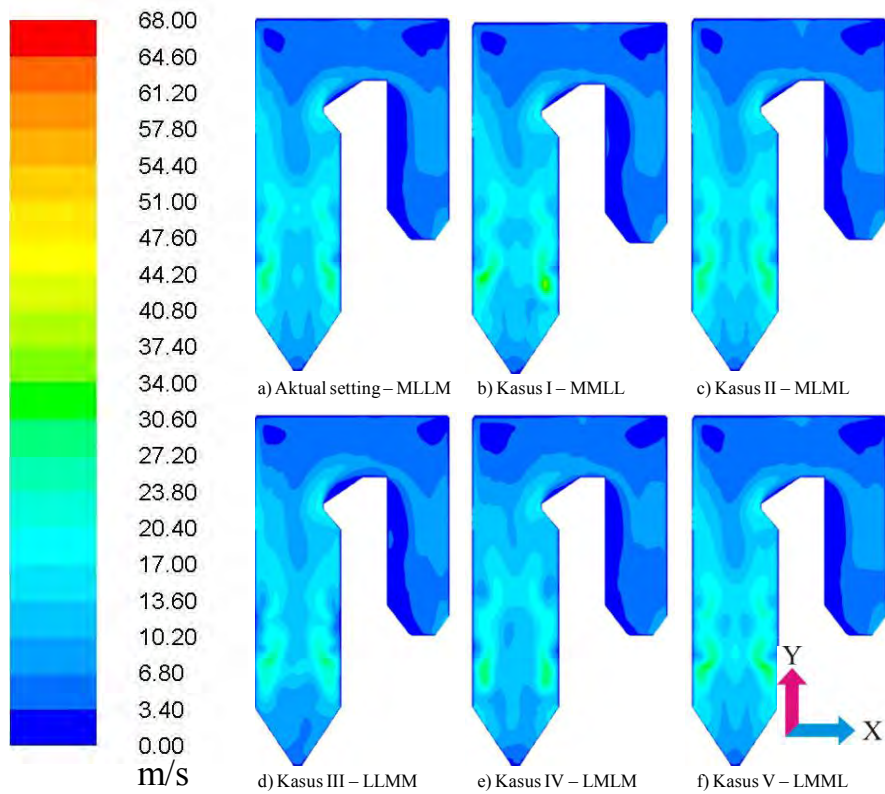
4.3.2. Distribusi Kecepatan

Pembentukan *fire ball* pada *tangentially-fired boiler* akan lebih mudah diamati dengan melakukan pengamatan pada distribusi kecepatan. Pola aliran yang memusat pada bagian tertentu akan terlihat.

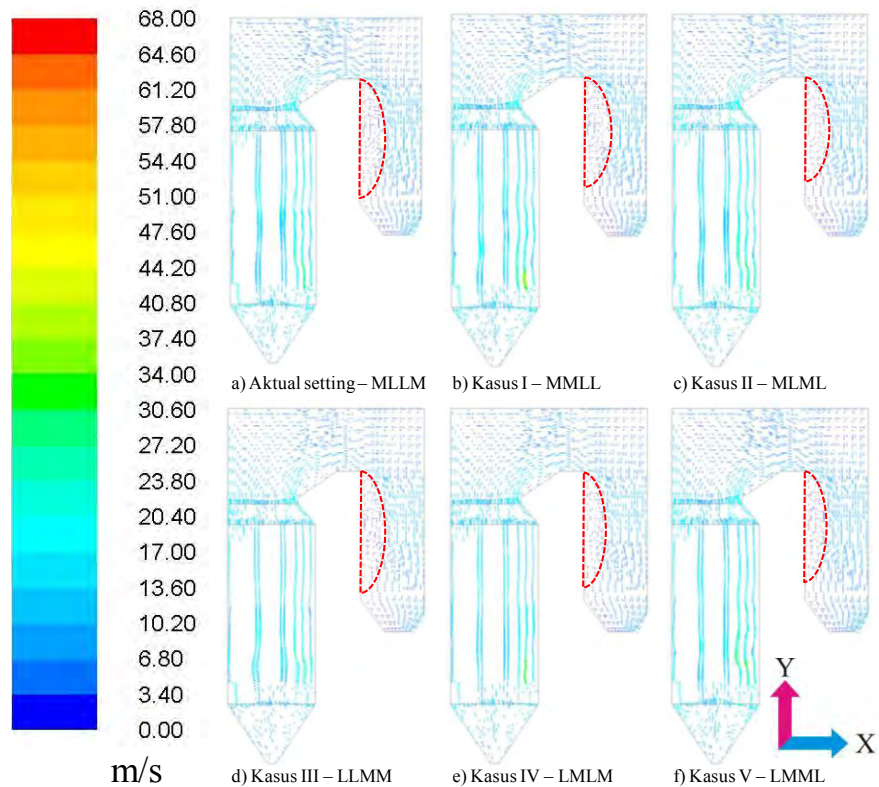
4.3.2.1. Distribusi Kecepatan pada Z-center

Pengamatan distribusi kecepatan pada posisi *z-center* dilakukan untuk mengamati pembentukan *fire ball* secara menyeluruh mulai dari elevasi A sampai dengan OFA. Gambar 4.12 adalah hasil pengamatan kontur dan vector kecepatan pada posisi *z-center*.

Dari gambar 4.12.a dari posisi *z-center* pada semua konfigurasi terlihat kecepatan bagian tengah *furnace* lebih rendah dari pada sekelilingnya yang merupakan saluran masuk udara bakar baik primer maupun sekunder. Saat memasuki jajaran *heat exchanger* kecepatan menurun. Pada beberapa area terdapat kontur berwarna biru tua yang di sudut-sudut *boiler* yang menandakan sangat kecilnya aliran flue gas di daerah tersebut, sehingga tidak ada panas yang terserap. Selain sudut-sudut *boiler* depan dan belakang, area berwarna biru tua juga terdapat pada *boiler* belakang pada bagian depan. Pada area ini kecepatannya menjadi sangat rendah akibat aliran *flue gas* yang mengikuti bentuk *boiler*. Desain belokan tajam pada bagian belakang *boiler* ini mengakibatkan *flue gas* tidak dapat mengalir hingga ke dinding depan *boiler* belakang. Pada *boiler* bagian belakang kecepatan *flue gas* sudah seragam, hal ini terlihat dari kontur kecepatan yang hanya menunjukkan dua gradasi warna saja. Namun dengan adanya daerah yang aliran *flue gas*-nya sedikit, pemanasan pada daerah ini menjadi kurang maksimal. Hal yang sama terjadi pada kasus 1 hingga 5. Perbedaan kecil terjadi pada area *furnace* dimana kecepatan udara sekunder berbeda – beda tergantung pada tiap jenis batubara yang diumpankan pada setiap elevasi.



(a)



(b)

Gambar 4.12. (a) Kontur dan (b) Vektor kecepatan (m/s) pada posisi z-center



Dari gambar 4.12.b. pada setiap konfigurasi pengumpanan batubara terdapat area yang mengalami *reverse flow*. Area tersebut terletak pada dinding depan *boiler* belakang (daerah yang ditandai garis merah putus-putus). *Reverse flow* tersebut disebabkan oleh bentuk atau dimensi *boiler* yang berbelok tajam dari arah horizontal ke arah vertikal (ke bawah). Pada kondisi normal heat exchanger, fluida pemanas (*flue gas*) yang masuk akan bertemu dengan fluida terpanasi (air atau udara) yang keluar dan fluida pemanas yang keluar akan bertemu dengan fluida terpanasi yang baru masuk. Sisi panas *flue gas* akan bertemu dengan sisi panas air atau uap sedangkan sisi dingin *flue gas* akan bertemu dengan sisi dingin *flue gas* yang temperatur masih tinggi bertemu air atau uap, diupayakan tidak terjadi perbedaan temperatur yang terlalu tinggi. Pada *reverse flow*, karena aliran berbalik arah, hal sebaliknya dapat terjadi dan proses heat transfer tidak terjadi sebagaimana mestinya. Sisi panas *flue gas* akan bertemu dengan sisi dingin air atau uap sedangkan sisi dingin *flue gas* akan bertemu dengan sisi panas air atau uap. Jika perbedaan temperatur antara sisi panas dan sisi dingin baik *flue gas* maupun air atau uap maka dapat terjadi thermal stress yang mengakibatkan kerusakan pada tube heat exchanger di daerah tersebut.

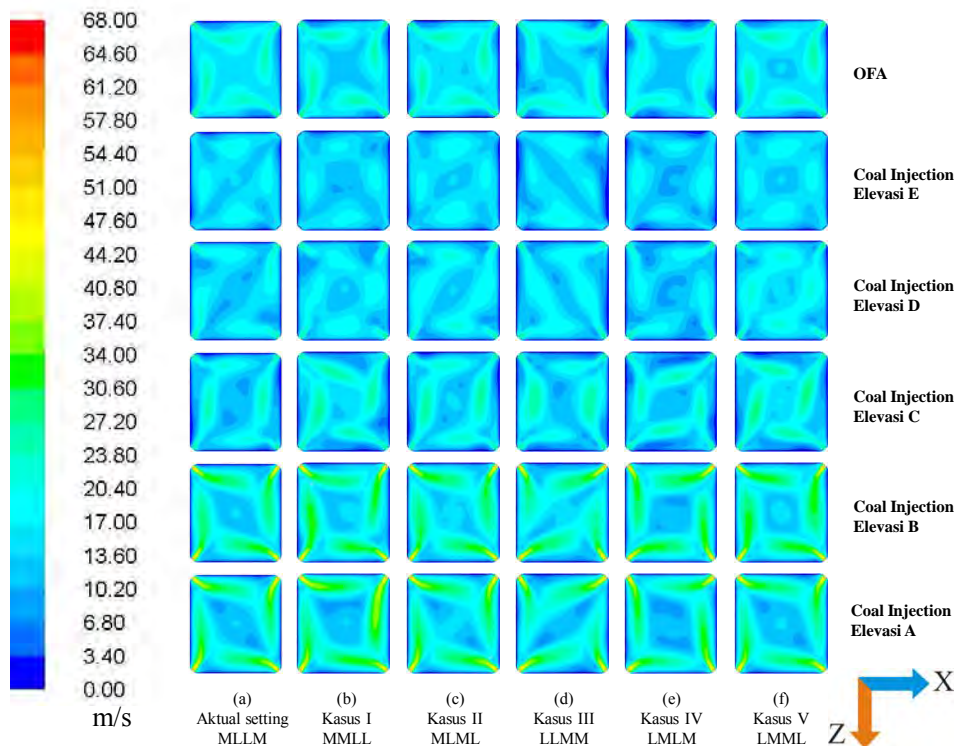
4.3.2.2. Distribusi Kecepatan pada Masing-masing Elevasi

Distribusi kecepatan pada masing-masing elevasi akan memudahkan pengamatan terhadap terbentuknya *fire ball*. Gambar 4.13 merupakan kontur distribusi kecepatan untuk masing-masing elevasi sedangkan vector kecepatan ditunjukkan pada gambar 4.14.

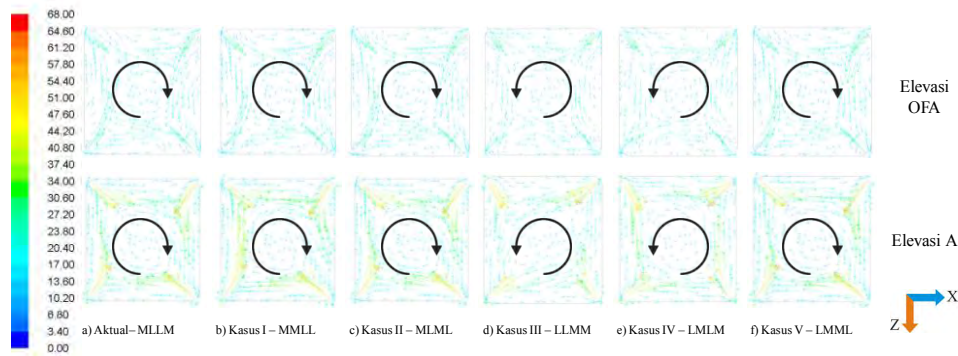
Pada pengoperasian aktual (MRC pada *coal burner* A&D dan LRC pada *coal burner* B&C) pada elevasi A terlihat bentuk pusaran yang dibentuk oleh sudut *tangensial burner*. Pada bagian pusat kecepatannya lebih rendah dan bagian luar kecepatannya lebih tinggi sehingga membentuk *swirl* atau pusaran. Pusaran ini ditujukan untuk pembentukan fireball di tengah-tengah *furnace*.



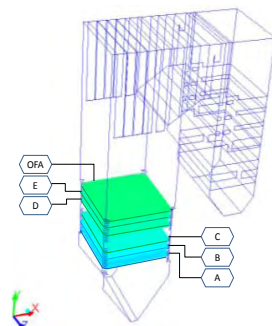
*Studi Numerik Pengaruh Konfigurasi Pengumpanan
Dua Jenis Batubara dengan Metode In-Furnace Blending
terhadap Proses Pembakaran pada Boiler Tangensial*



(a)



(b)



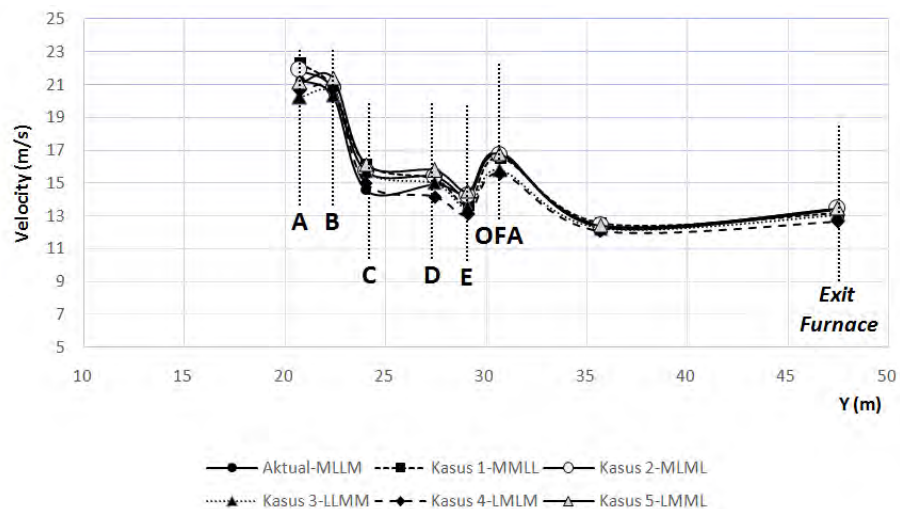
Keterangan:

- a) Aktual (MLLM) - MRC pada coal burner A & D
LRC pada coal burner B & C
- b) Kasus I (MMLL) - MRC pada coal burner A & B
LRC pada coal burner C & D
- c) Kasus II (MLML) - MRC pada coal burner A & C
LRC pada coal burner B & D
- d) Kasus III (LLMM) - MRC pada coal burner C & D
LRC pada coal burner A & B
- e) Kasus IV (LMLM) - MRC pada coal burner B & D
LRC pada coal burner A & C
- f) Kasus V (LMML) - MRC pada coal burner B & C
LRC pada coal burner A & D

*Gambar 4.13 (a) kontur kecepatan (m/s) pada elevasi coal burner dan OFA dan (b)
Vektor kecepatan pada elevasi coal burner A dan OFA*



Sudut *tilting* pada konfigurasi aktual ini diatur ke arah horizontal (0°) pada setiap elevasinya sehingga pusaran yang dihasilkan ukurannya tetap. Dapat dilihat pada setiap konfigurasi rata-rata luasan pusaran yang terbentuk sama begitu juga dengan kontur kecepatannya. Perbedaan kontur kecepatan pada *furnace* ini disebabkan oleh perbedaan *mass flow rate* udara sekunder yang besarnya disesuaikan dengan AAS batubara yang diumpankan. Dari gambar 4.13.b ditemukan arah vector kecepatan yang saling berlawanan, *clock wise* (konfigurasi aktual, kasus 1, kasus 2 dan kasus 5) dan *counter clock wise* (kasus 3 dan kasus 4). Tidak ada perbedaan setting parameter yang spesifik antara kasus 3 dan 4 dengan konfigurasi lain. Perbedaan hanya pada konfigurasi pengumpanan, *mass flow rate* batubara dan juga udara sekunder sedangkan sudut *tangential burner*, kecepatan dan *mass flow rate* udara primer sama. Perbedaan yang terdapat pada kasus 3 dan 4 ini secara teori seharusnya tidak akan menyebabkan berubahnya arah vector kecepatan dari *fire ball* dalam *furnace*. Hingga saat penulisan thesis ini selesai belum ditemukan penyebab atau alasan terjadinya perbedaan arah vector kecepatan pada kasus 3 dan 4. Grafik rata-rata kecepatan berbagai konfigurasi untuk setiap elevasi hingga *exit furnace* ditunjukkan oleh gambar 4.14.



Gambar 4.14. Grafik rata-rata kecepatan (m/s) terhadap ketinggian Y (m)

Mass flow rate udara primer pada elevasi A hingga D tetap (7,29 m/s), sedangkan pada elevasi E diasumsikan tidak ada aliran udara karena dalam



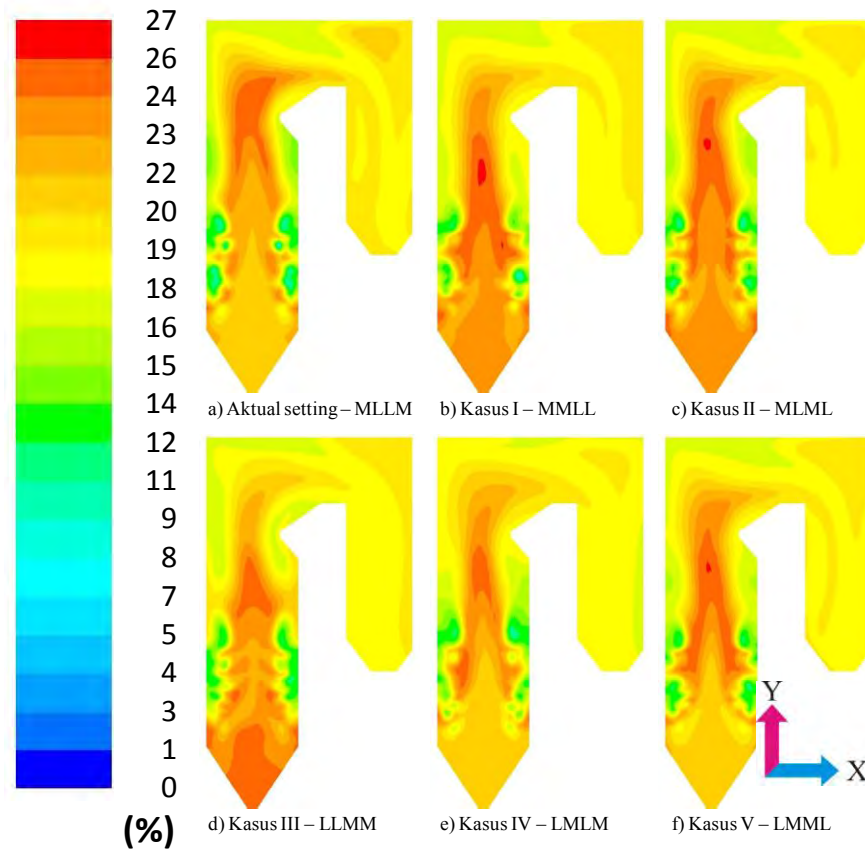
posisi *stand-by*. Pada elevasi A ($y = 20,7\text{m}$) dan B ($y = 22,4\text{m}$) aliran udara sekunder di sekeliling *burner* tersebut cukup tinggi sehingga kecepatannya juga tinggi. Kemudian kecepatan menurun pada elevasi C ($y = 24,0\text{m}$) dan D ($y = 27,4\text{m}$) karena udara sekunder pada elevasi tersebut untuk semua konfigurasi relatif kecil. Kecepatan terus turun pada elevasi E karena tidak ada tambahan suplai udara sekunder (*Coal burner E stand-by*). Setelah melewati elevasi E ($y = 29,1\text{m}$) kecepatan akan naik karena mendapatkan suplai udara dari *damper* EE dan OFA. Setelah OFA ($y = 30,7\text{m}$) kecepatan akan turun karena tidak ada lagi suplai udara kemudian cenderung konstan hingga sampai di *exit furnace*.

4.3.3. Distribusi Gas Buang CO₂

Pengamatan distribusi *gas buang* CO₂ diperlukan untuk mengetahui apakah proses pembakaran yang terjadi merupakan pembakaran sempurna. Semakin banyak jumlah CO₂ yang dihasilkan menandakan *char* terbakar lebih banyak. Pada pengamatan ini akan diamati pada posisi *Z-center* dan pada masing-masing elevasi.

4.3.3.1. Distribusi Gas Buang CO₂ pada Z-center

Pengamatan distribusi gas buang CO₂ secara keseluruhan pada posisi *z-center* akan mempermudah pengamatan terhadap kemungkinan pembentukan CO₂ pada jajaran *heat exchanger* yang dikarenakan masih terdapatnya batubara yang belum terbakar sempurna. Gambar 4.15 adalah kontur gas buang CO₂ untuk masing-masing konfigurasi.

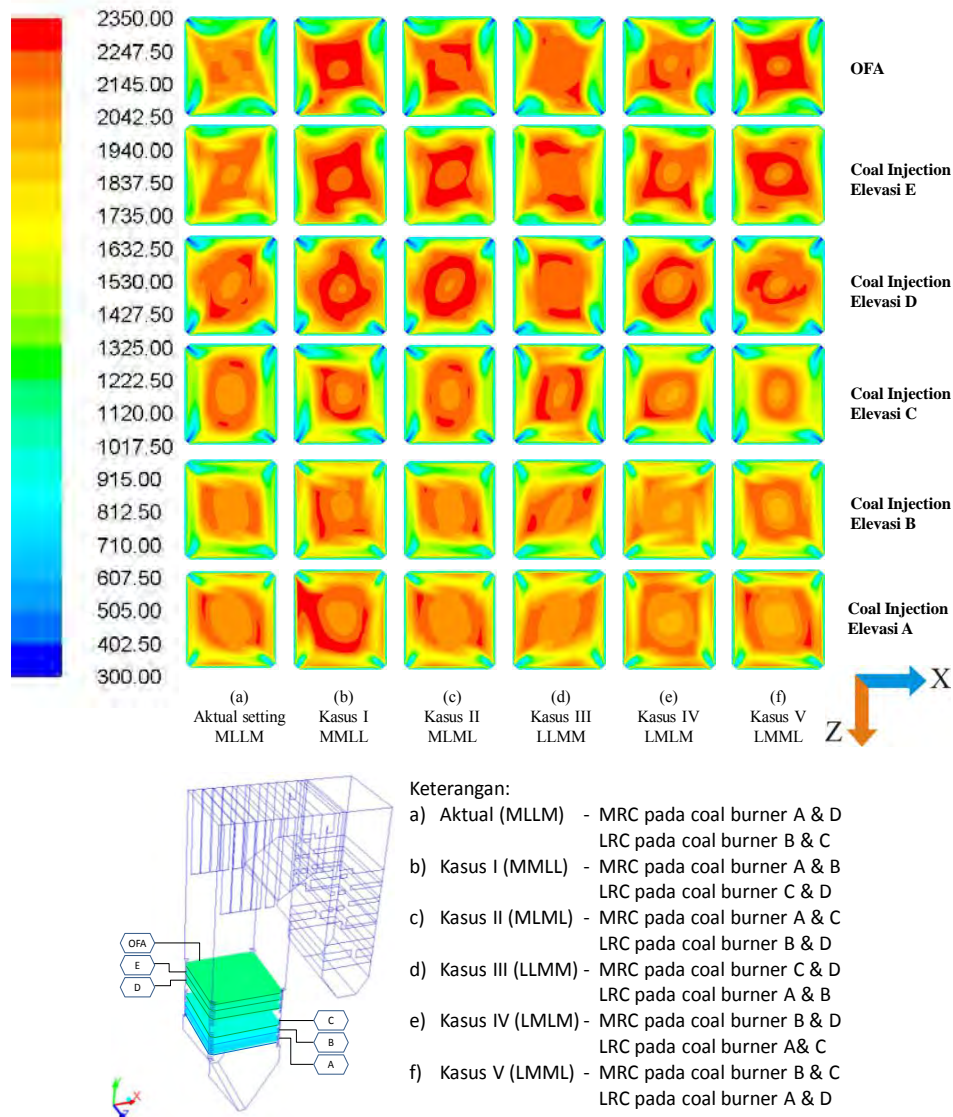


Gambar 4.15. Kontur gas buang CO_2 (%) pada posisi z-center

CO_2 pertama terbentuk pada area burner dimana terjadi pembakaran. Semakin ke atas CO_2 akan terakumulasi kemudian terdistribusi secara merata menuju *outlet boiler*. Pada gambar 4.15 dapat kita lihat CO_2 paling banyak terdapat pada kasus 1 dan 2. Hal ini menandakan pembakaran paling sempurna pada kedua kasus ini. Pengaturan batubara MRC di bagian bawah akan memberikan waktu bagi batubara tersebut untuk terbakar dan terbakar kembali di elevasi berikutnya sehingga tidak banyak batubara yang tidak terbakar.

4.3.3.2. Distribusi Gas Buang CO_2 pada Masing-masing Elevasi

Gas buang CO_2 merupakan salah satu hasil pembakaran antara batubara dengan udara. Pengamatan terhadap gas buang CO_2 dapat mengindikasikan sempurna tidaknya pembakaran. Gambar 4.16 adalah kontur gas buang CO_2 pada masing-masing elevasi.



Gambar 4.16. Kontur gas buang CO_2 (%) pada elevasi coal burner dan OFA

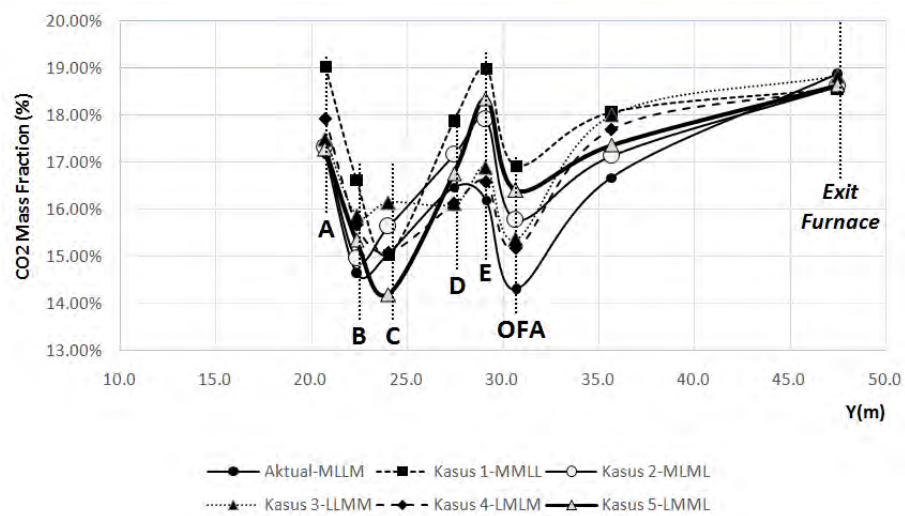
Dari kontur gas buang CO_2 yang ditunjukkan oleh gambar 4.16, pembakaran mulai terjadi pada elevasi A yang ditandai dengan warna jingga. Seiring dengan kenaikan elevasi, kesempurnaan pembakaran terus bertambah yang ditandai dengan warna jingga kemerahan.

Pada kondisi aktual pembakaran paling sempurna terjadi pada elevasi D. Namun pembakaran ini terjadi bukan karena MRC yang diumpankan pada elevasi ini terbakar sempurna melainkan karena sisa MRC dan LRC yang belum terbakar pada elevasi A dan B, terbakar pada elevasi ini.

Pada kasus dengan pengumpanan LRC di elevasi bawah (kasus 3, 4 dan 5), pembakaran yang terjadi pada elevasi A tidak sesempurna yang



ditunjukkan pada kasus 1 dan 2. Walaupun terbakar hampir seluruhnya CO₂ yang dihasilkan oleh pembakaran LRC tidak sebanyak CO₂ yang dihasilkan oleh pembakaran MRC. Saat pembakaran meningkat, CO₂ akan semakin terakumulasi akibat pembakaran MRC. Tetapi adanya MRC yang tidak terbakar sempurna pada elevasi C dan D akan mengakibatkan akumulasi CO₂ pada kasus 3, 4 dan 5 akan lebih kecil dari kasus 1 dan 2. Grafik perbandingan fraksi massa CO₂ (%) berbagai konfigurasi untuk setiap elevasi hingga *exit furnace* ditunjukkan oleh gambar 4.17.



Gambar 4.17. Grafik rata-rata fraksi massa gas buang CO₂ (%) terhadap ketinggian Y (m)

Sekilas terlihat grafik pada gambar 4.17 ini trendline-nya hampir menyerupai grafik temperatur. Hal ini karena fraksi massa gas buang CO₂ berbanding lurus dengan temperatur. Semakin tinggi fraksi massa gas buang CO₂ maka semakin sempurna pembakarannya dan temperaturnya semakin tinggi.

Pada elevasi A ($y = 20,7\text{m}$), dengan suplai udara yang cukup, pembakaran yang terjadi cukup sempurna ditandai dengan tingginya fraksi massa gas buang CO₂. Fraksi massa gas buang CO₂ turun pada elevasi B ($y = 22,4\text{m}$) karena karena sisa batubara dari elevasi A yang belum terbakar masuk ke elevasi B sehingga jumlah batubara dan udara tidak seimbang. Pada elevasi C ($y = 24,0\text{m}$) fraksi massa gas buang CO₂ turun karena



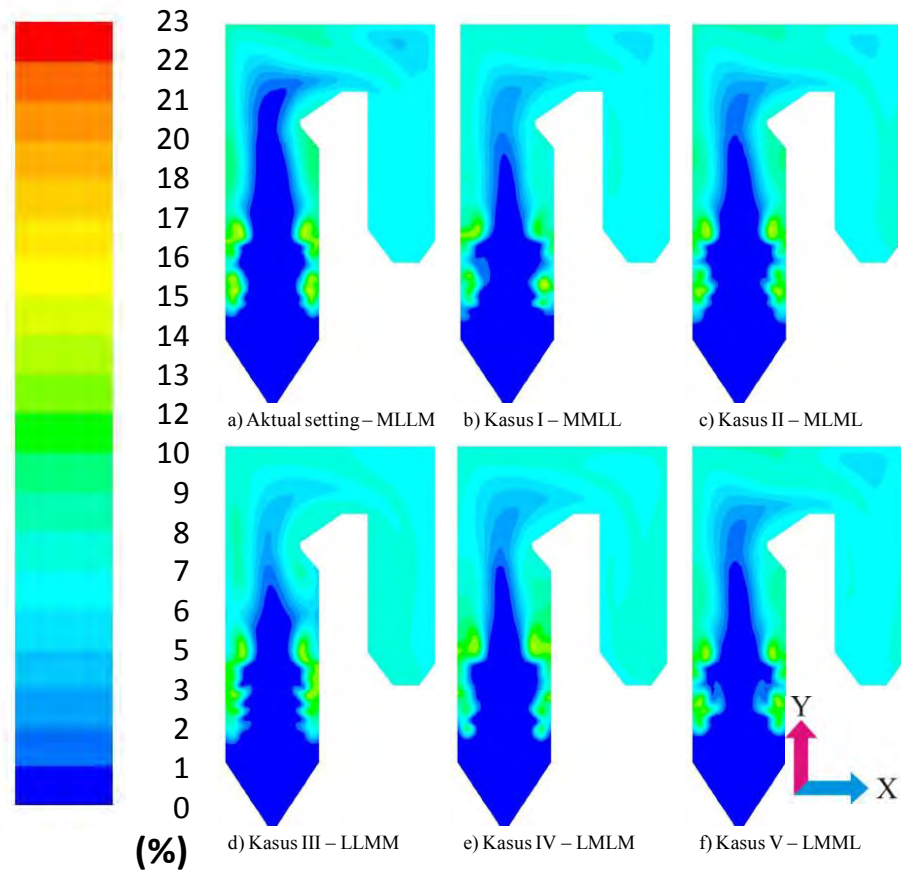
pasokan udara di sekitarnya kecil, tetapi kemudian meningkat di elevasi D ($y = 27,4\text{m}$) karena mendapatkan suplai udara. Pembakaran masih terjadi di elevasi E ($y = 29,1\text{m}$) ditandai dengan tingginya fraksi massa gas buang CO_2 pada elevasi ini. Pada elevasi OFA ($y = 30,7\text{m}$) fraksi massa gas buang CO_2 akan turun karena udara sekunder tidak digunakan untuk pembakaran tetapi untuk menurunkan temperatur gas buang. Gas buang CO_2 kemudian akan terakumulasi dan cenderung konstan saat mendekati *exit furnace*.

4.3.4. Distribusi Gas Buang O_2

Pengamatan distribusi O_2 diperlukan untuk mengetahui lebih lanjut tentang pembakaran yang sempurna pada *char*. Pembakaran yang sempurna ditandai dengan sedikitnya jumlah *mass fraction* O_2 . Pada subbab ini akan dianalisa distribusi *gas buang* O_2 pada posisi *z-center* dan pada masing-masing elevasi.

4.3.4.1. Distribusi Gas Buang O_2 pada Z-center

Gas buang O_2 merupakan sisa O_2 yang tidak terpakai pada saat pembakaran yang dapat mengindikasikan pembakaran tidak terbakar sempurna atau memang O_2 yang diinjeksikan melebihi dari kebutuhan pembakaran. Hasil pengamatan kontur gas buang O_2 dapat dilihat pada gambar 4.18.

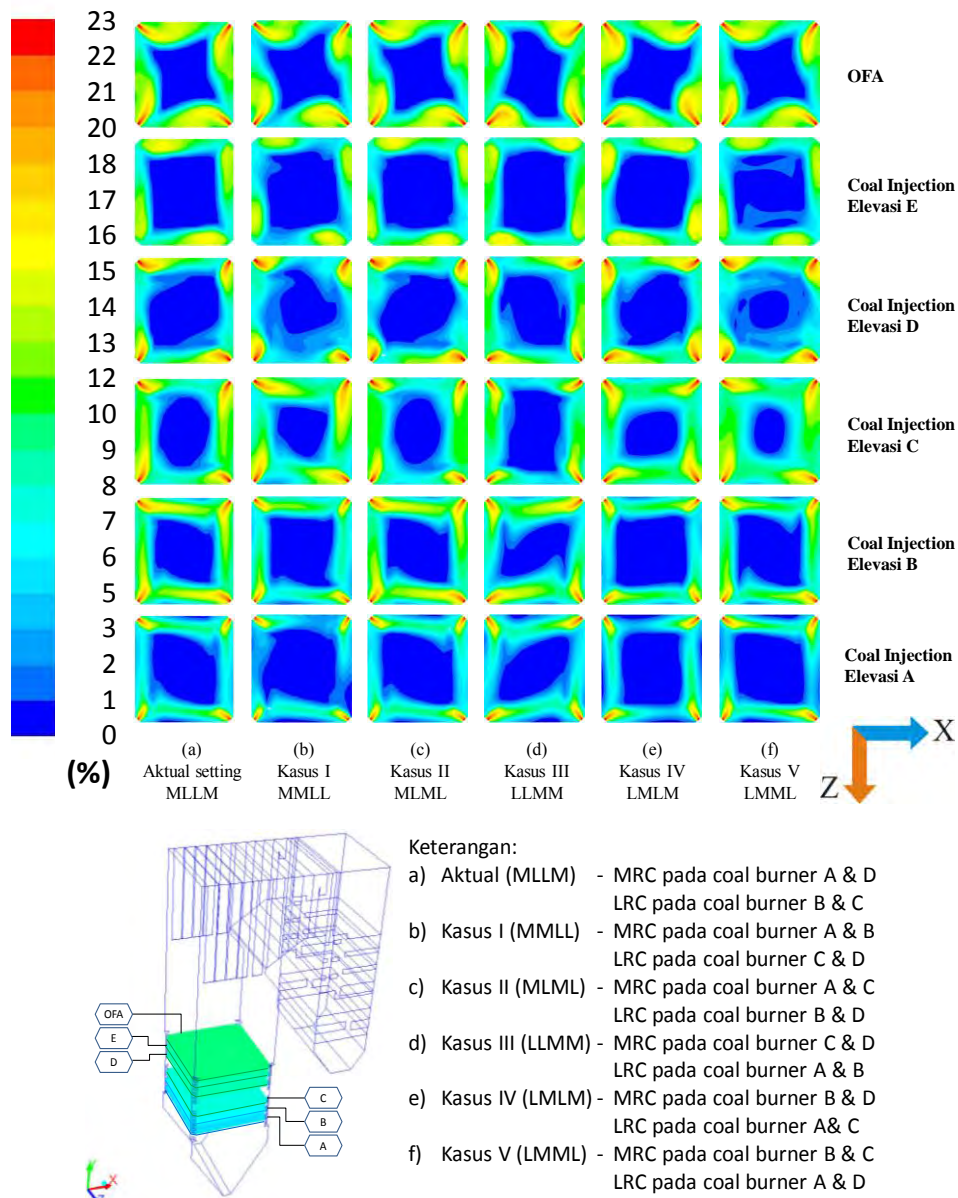


Gambar 4.18. Kontur gas buang O_2 (%) pada posisi z-center

Pada gambar 4.18 terlihat hampir seluruh O_2 dipakai untuk pembakaran ditandai dengan warna biru tua. Hal ini disebabkan suplai udara bakar yang sudah disesuaikan dengan AAS. Setelah furnace mass fraction O_2 sangat rendah karena oksigen terikat dengan NO_x . Setelah melewati jajaran *heat exchanger* temperatur turun karena oksigen lepas NO_x dan membentuk N_2 dan O_2 sehingga mass fraction O_2 naik dan terdistribusi merata menuju outlet *boiler* setelah melewati jajaran *heat exchanger*.

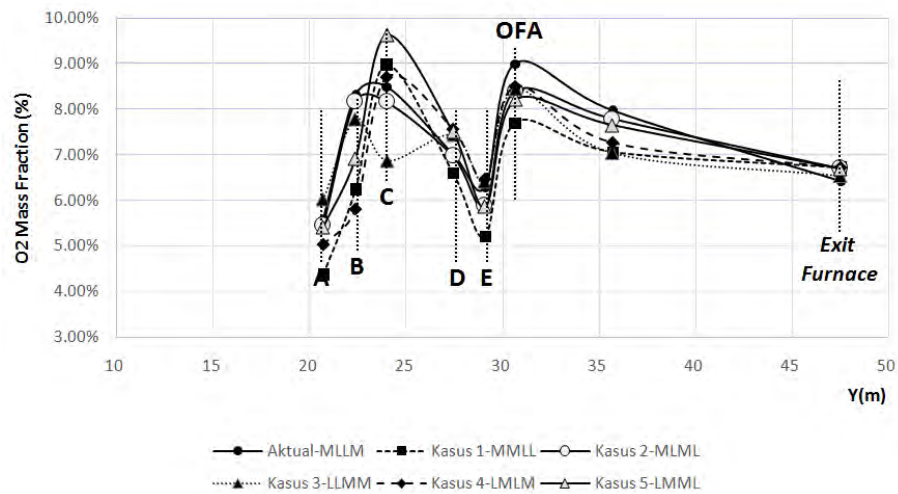
4.3.4.2. Distribusi Gas Buang O_2 pada Masing-masing Elevasi

Gas buang O_2 merupakan salah satu hasil pembakaran antara batubara dengan udara. Pengamatan terhadap gas buang O_2 dapat mengindikasikan sempurna tidaknya pembakaran. Gambar 4.19 adalah kontur gas buang O_2 pada masing-masing elevasi.



Gambar 4.19. Kontur gas buang O_2 (%) pada elevasi coal burner dan OFA

Berdasarkan oleh gambar 4.19 pada setiap konfigurasi, kontur gas buang O_2 pada elevasi A menunjukkan bahwa oksigen hampir dikonsumsi seluruhnya untuk pembakaran (kontur warna biru tua). Grafik perbandingan fraksi massa O_2 (%) berbagai konfigurasi untuk setiap elevasi hingga *exit furnace* ditunjukkan oleh gambar 4.20.



Gambar 4.20. Grafik rata-rata fraksi massa gas buang O_2 (%) terhadap ketinggian Y (m)

Grafik rata-rata fraksi massa gas buang O_2 (%) terhadap ketinggian Y (m) yang ditunjukkan oleh gambar 4.20 ini berbanding terbalik dengan Grafik temperatur rata-rata (K) terhadap ketinggian Y (m) pada gambar 4.7. Semakin rendah sisa gas O_2 maka semakin tinggi temperturnya karena pembakaran yang terjadi semakin sempurna. Dari keseluruhan konfigurasi, kasus 1 menunjukkan fraksi massa gas buang O_2 yang paling sedikit. Hal ini mengindikasikan bahwa diantara konfigurasi yang lain, konfigurasi pengumpanan batubara pada kasus 1 proses pembakarannya lebih sempurna.

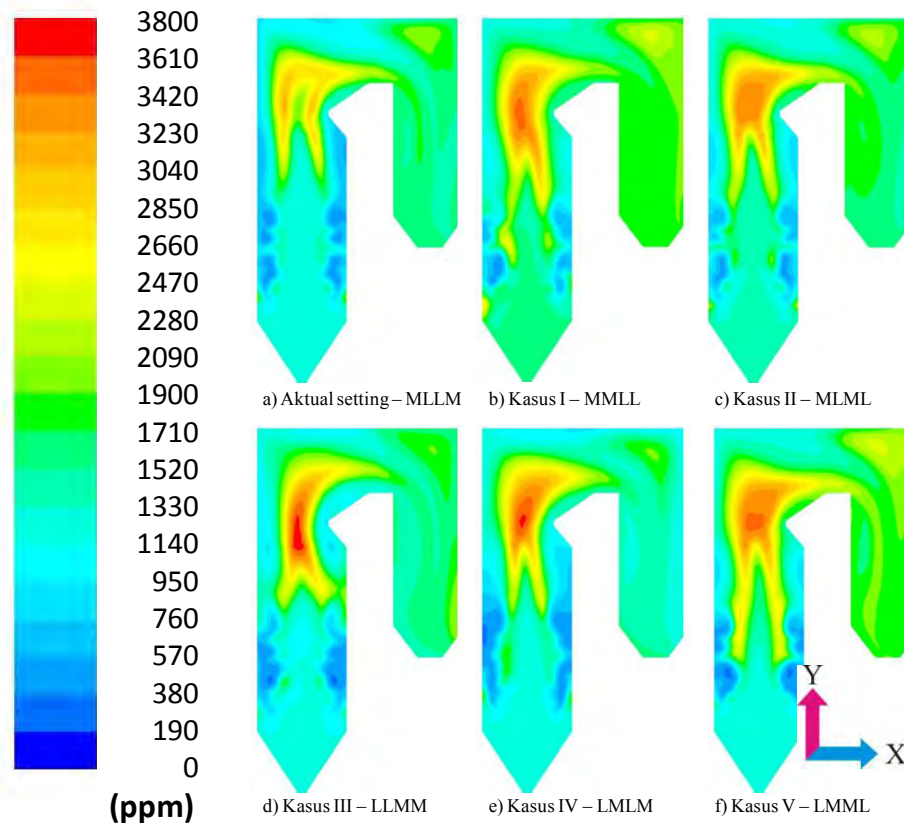
4.3.5. Distribusi Gas Buang NO_x

Pada pengamatan ini lebih dikhususkan pada distribusi *gas buang* NO_x yang terbentuk dari kandungan nitrogen dan oksigen yang terdapat pada udara pembakaran yang disebut *Thermal NO_x* . Pembentukan NO_x terjadi pada temperatur pembakaran $1204^{\circ}C$ atau $1477,15$ K (**Steam Generation-Babcox & Wilcox**). Analisa distribusi *gas buang* NO_x dilakukan pada pengamatan pada *c-center* dan masing-masing elevasi.



4.3.5.1. Distribusi Gas Buang NO_x pada Z-center

Pengamatan distribusi gas buang NO_x secara keseluruhan mulai dari pembakaran pada *furnace* sampai dengan melewati jajaran *heat exchanger* dapat diamati dengan pengambilan kontur NO_x pada posisi *y-center* (gambar 4.21). Pengambilan kontur pada posisi ini akan mempermudah analisa perilaku pembentukan NO_x sampai keluar dari *boiler*.



Gambar 4.21. Kontur gas buang NO_x (ppm) pada posisi z-center

Dalam simulasi ini NO_x yang disimulasikan merupakan *thermal* NO_x . hal ini berdasarkan penelitian Baek (2013) yang menyatakan bahwa NO_x yang dihasilkan akan mengikuti kadar nitrogen yang terkandung dalam batubara. Karena jenis dan jumlah batubara yang digunakan sama untuk setiap konfigurasi, maka *fuel* NO_x diabaikan dan yang diamati pada simulasi numerik ini hanya *thermal* NO_x saja.

Dari gambar 4.21 terlihat bahwa NO_x mulai terbentuk di daerah *furnace* dimana temperatur sudah mencapai 1700 K. NO_x tersebut akan terakumulasi kemudian sebagian akan membentuk N_2 dan O_2 dengan



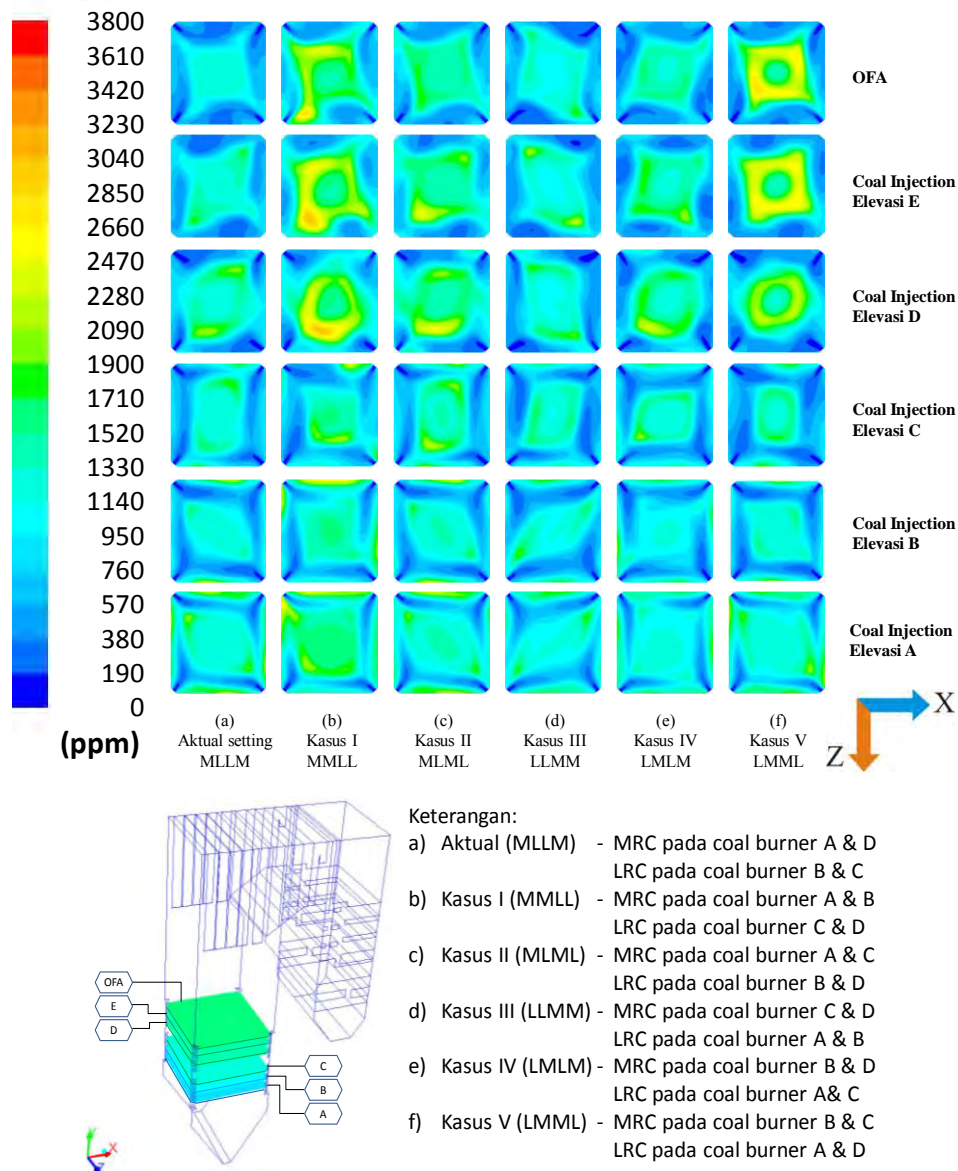
udara pembakaran yang tidak terpakai saat temperatur turun di bawah temperatur pembentukan NO_x . NO_x akan terdistribusi secara merata hingga ke outlet boiler mengikuti aliran flue gas. NO_x paling banyak terlihat pada kasus 3, kemudian menyusul kasus 4 dan 5.

Pada kasus 1 dan 2, akumulasi NO_x tidak sebanyak yang dihasilkan pada kasus 3. Dengan meningkatkan suplai udara pada OFA temperatur *furnace* akan turun dan pembentukan NO_x berkurang.

4.3.5.2. Distribusi Gas Buang NO_x pada Masing-masing Elevasi

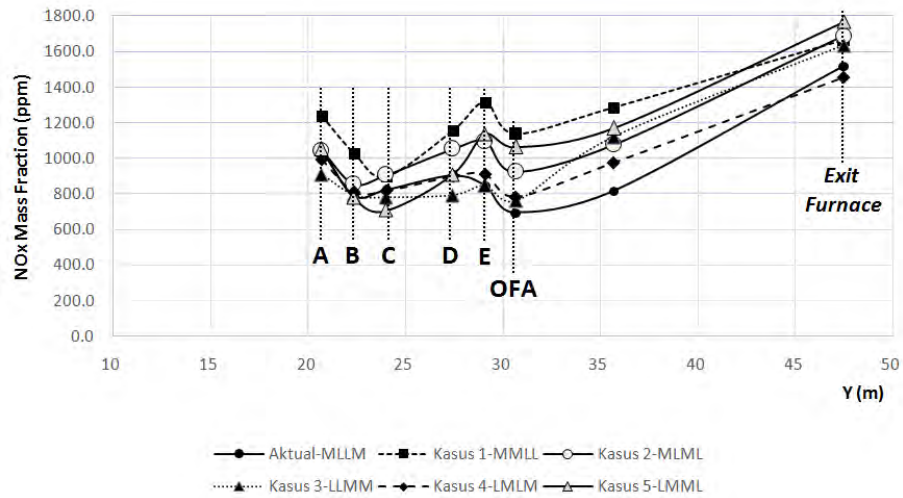
Gas buang NO_x paling banyak dihasilkan pada saat terjadi pembakaran yang menghasilkan temperatur tinggi, yaitu pada bagian elevasi *burner* sampai dengan SOFA. Gambar 4.22 merupakan hasil pengamatan gas buang pada masing-masing elevasi tersebut.

Pada gambar 4.22, pada setiap konfigurasi terlihat NO_x mulai terbentuk pada elevasi A. *Mass fraction* NO_x terus bertambah karena temperatur *furnace* berada pada pembentukan NO_x .



Gambar 4.22. Kontur NO_x (ppm) pada elevasi coal burner dan OFA

Pada kasus 1 dan 2 fraksi massa NO_x meningkat sedikit demi sedikit secara bertahap. Sedangkan pada kasus 5 terjadi pembentukan NO_x yang signifikan pada elevasi D. Hal ini disebabkan tingginya kenaikan temperatur akibat sisa MRC yang belum terbakar dari elevasi B dan C terbakar di elevasi D. Saat sampai di elevasi E kemungkinan masih ada sisa batubara yang terbakar. NO_x yang terakumulasi pada level OFA sedikit berkurang akibat aliran udara dari OFA. Grafik perbandingan fraksi massa NO_x (ppm) berbagai konfigurasi untuk setiap elevasi hingga *exit furnace* ditunjukkan oleh gambar 4.23.



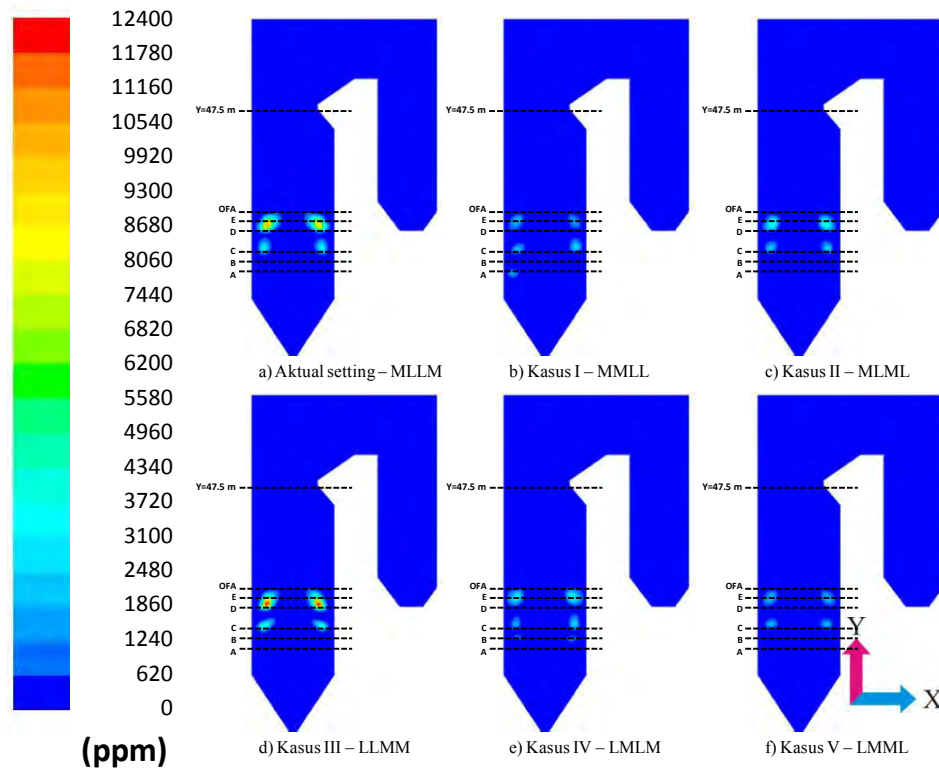
Gambar 4.23. Grafik rata-rata fraksi massa gas buang NO_x (ppm) terhadap ketinggian Y (m)

Dari grafik yang ditunjukkan oleh gambar 4.23 sekali lagi terlihat trendline yang menyerupai Grafik rata-rata temperatur (K) berbagai konfigurasi untuk setiap elevasi hingga exit furnace pada gambar 4.7. Hal ini terjadi karena untuk pembentukan NO_x pada simulasi numerik ini yang diaktifkan hanya *thermal* NO_x . Semakin tinggi temperatur maka semakin banyak *thermal* NO_x yang terbentuk.

Terbentuknya NO_x dimulai pada elevasi A ($y = 20,7m$; temperatur *furnace* $\pm 1700K$). NO_x yang dihasilkan oleh kasus 1 lebih tinggi karena temperatur hasil pembakaran MRC pada elevasi A dan B ($y = 22,4m$) yang tinggi. Sisa MRC dari elevasi A dan B kemungkinan masih terbakar pada elevasi C ($y = 24,0m$) dan D ($y = 27,4m$) sehingga temperatur rata-rata *furnace* tinggi (gambar 4.7) akibatnya NO_x yang dihasilkan juga tinggi.

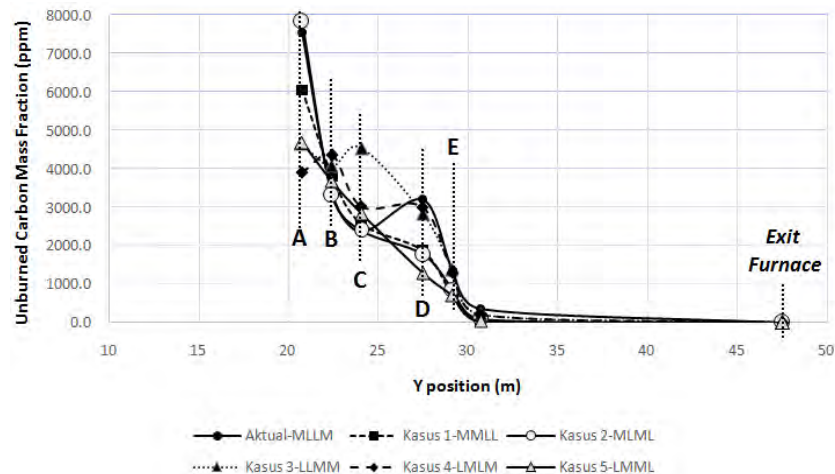
4.3.6. Distribusi Unburned Carbon

Hampir sama dengan CO_2 dan O_2 (sub bab 4.3.3 dan 4.3.4), *unburned carbon* pada *furnace* menunjukkan sempurna atau tidaknya pembakaran. Semakin rendah *unburned carbon* maka pembakaran yang terjadi semakin sempurna. Pengamatan *unburned carbon* dilakukan pada posisi *z-center*. Hasil pengamatan ini ditampilkan pada gambar 4.24.



Gambar 4.24. Kontur Unburned Carbon (ppm) pada z-center

Dari gambar 4.24 terlihat bahwa batubara hampir terbakar seluruhnya yang ditandai dengan area berwarna biru tua pada setiap konfigurasi pengumpanan batubara. Terjadi ketidaksempurnaan pembakaran pada daerah *furnace*. Pada konfigurasi aktual dan kasus 3, unburned carbon terlihat lebih banyak dari pada konfigurasi yang lain. Kasus 2 dan 4 menunjukkan kontur *unburned carbon* yang hampir serupa, sedangkan *unburned carbon* paling sedikit terdapat pada kasus 2 dan 5. Banyak atau tidaknya *unburned carbon* yang terlihat pada gambar 4.19 tergantung pada konfigurasi pengumpanan. Pada kasus dimana MRC diumpungkan pada elevasi paling D, seperti pada kondisi aktual dan kasus 3, MRC belum terbakar seluruhnya sehingga *unburned carbon*-nya tinggi. Jumlah rata-rata *unburned carbon* pada setiap elevasi ditampilkan berupa grafik pada gambar 4.25.

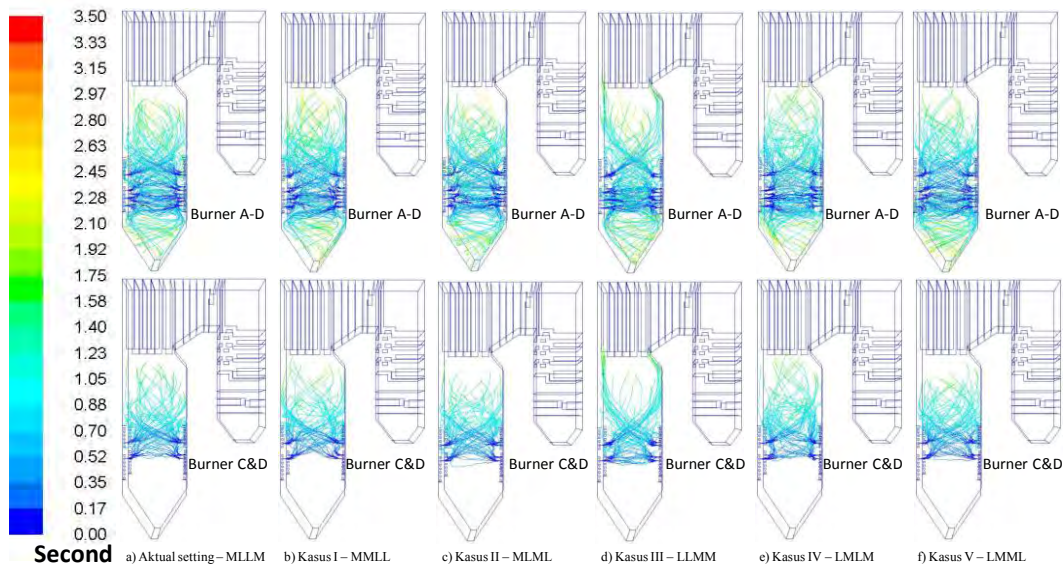


Gambar 4.25. Perbandingan jumlah unburned carbon (ppm) pada setiap elevasi (m)

Dari gambar 4.25 terlihat bahwa pada kasus dengan pengumpanan MRC pada elevasi bawah (konfigurasi aktual, kasus 1 dan kasus 2) *unburned carbon*-nya tinggi karena sifat MRC yang lebih sulit terbakar jika dibandingkan LRC. Pada kasus 1 dan 2, meskipun *unburned carbon* tinggi pada elevasi A pada saat sampai di OFA *unburned carbon* turun hingga di bawah 100 ppm.

4.3.7. Particle Track Batubara

Setiap batubara mempunyai *residence time* atau waktu hingga habis terbakar yang berbeda-beda. Analisa *particle track* diperlukan untuk melihat dimana batubara akan habis terbakar. *Particle track* dari konfigurasi aktual dan kasus1 sampai 5 ditunjukkan oleh gambar 4.26. Dengan mengetahui kapan dan dimana batubara akan habis terbakar maka akan dapat diprediksi dimana area-area dengan temperatur tinggi. Dengan mempertimbangkan karakteristik pembakaran MRC dan LRC yang telah dijelaskan sebelumnya pada bab II, pemilihan jenis batubara pada dua elevasi *burner* yang paling tinggi merupakan faktor yang paling penting untuk mendapatkan distribusi temperatur yang merata dan menghindari *local heating* sesaat sebelum masuk ke jajaran *heat exchanger*.



Gambar 4.26. *Particle track & residence time (s) pada boiler dari semua burner dan pada burner C&D*

Pada setiap konfigurasi ditampilkan masing-masing dua gambar, yang pertama *particle track* dari semua burner (*burner A* hingga *D*) dan yang kedua hanya *particle track* dari burner *C* dan *D* saja. Berbagai macam konfigurasi tersebut akan kita kelompokkan menjadi dua, yaitu penempatan MRC pada elevasi paling atas (konfigurasi aktual, kasus 3 dan 4) dan penempatan LRC pada elevasi paling atas (kasus 1, 2 dan 5).

Untuk penempatan LRC pada elevasi paling atas (kasus 1, 2 dan 5) partikel batubara sudah habis terbakar sebelum memasuki jajaran heat exchanger. Sedangkan pada penempatan MRC pada elevasi paling atas (konfigurasi aktual, kasus 3 dan 4) terlihat batubara habis terbakar saat mendekati bahkan sampai ke jajaran *heat exchanger*. Pada penempatan MRC pada elevasi paling atas (konfigurasi aktual, kasus 3 dan 4) batubara yang belum terbakar akan mengikuti aliran *flue gas* dan menempel pada *tube-tube heat exchanger*. Kemudian batubara yang menempel tersebut akan terakumulasi dan terbakar pada permukaan *tube-tube heat exchanger*. Hal ini dapat menyebabkan *local heating* pada area tersebut. Dengan adanya *local heating*, *tube-tube heat exchanger* akan bocor bahkan jebol walaupun dengan kondisi tekan operasi normal *steam*.



4.4. Data Kuantitatif Boiler

Studi kasus yang terjadi di PLTU Rembang menggunakan dua jenis batubara (MRC dan LRC) untuk memenuhi daya mampu *netto* yang tidak tercapai jika hanya digunakan LRC. Komposisi antara MRC dan LRC yang digunakan adalah 1:1, dua *coal burner* menggunakan MRC dan dua yang lain menggunakan LRC. Untuk mengetahui pengaruh konfigurasi pengumpanan dua jenis batubara terhadap proses pembakaran di *boiler* maka dilakukan beberapa variasi berikut:

- Aktual (MLLM) - MRC pada *coal burner* A & D dan LRC pada *coal burner* B & C
- Kasus I (MMLL) - MRC pada *coal burner* A & B dan LRC pada *coal burner* C & D
- Kasus II (MLML) - MRC pada *coal burner* A & C dan LRC pada *coal burner* B & D
- Kasus III (LLMM)- MRC pada *coal burner* C & D dan LRC pada *coal burner* A & B
- Kasus IV (LMLM)- MRC pada *coal burner* B & D dan LRC pada *coal burner* A & C
- Kasus V (LMML) - MRC pada *coal burner* B & C dan LRC pada *coal burner* A & D

Data kuantitatif *boiler* yang dianalisa adalah temperatur, fraksi massa gas buang CO₂, O₂, dan NO_x serta *unburned carbon* baik pada *exit furnace* maupun *outlet boiler* seperti yang ditampilkan pada table 4.4 dan table 4.5.

Tabel 4.4. Tabel perbandingan data kuantitatif hasil simulasi numerik pengumpanan dua jenis batubara dengan metode in-furnace blending pada *exit furnace*

Rata-rata Exit Furnace	Aktual	Kasus 1	Kasus 2	Kasus 3	Kasus 4	Kasus 5
Temperatur (K)	1833	1802	1814	1830	1812	1813
CO ₂ (% mass fraction)	18.89	18.58	18.63	18.84	18.57	18.64
O ₂ (% mass fraction)	6.43	6.71	6.70	6.54	6.73	6.70
NO _x (ppm)	652	1052	895	765	693	953
Unburned Carbon (ppm)	0.423483	0.004602	0.029963	0.069959	0.027374	0.006382



Tabel 4.5. Tabel perbandingan data kuantitatif hasil simulasi numerik pengumpanan dua jenis batubara dengan metode in-furnace blending pada outlet boiler

Rata-rata Outlet Boiler	Aktual	Kasus 1	Kasus 2	Kasus 3	Kasus 4	Kasus 5
Temperatur (K)	596	573	583	587	586	582
CO ₂ (% mass fraction)	18.81	18.72	18.58	18.66	18.25	18.54
O ₂ (% mass fraction)	6.57	6.64	6.75	6.69	7.00	6.77
NO _x (ppm)	1093	1341	1210	1453	956	1327
Unburned Carbon (ppm)	0.023133	0.000293	0.002273	0.005941	0.003384	0.000323

Sebelumnya pada batasan masalah telah disampaikan kriteria indikator pembakaran dan Dari gambar 4.7 (grafik temperatur rata-rata (K) terhadap ketinggian Y (m)) temperatur maksimum pada elevasi A hingga OFA terdapat pada kasus I (sub-bab 4.3.1.2). Dengan tingginya temperatur furnace bawah maka penyerapan panas oleh *wall tube boiler* akan lebih maksimal.

Berlawanan dengan temperatur *furnace* bagian bawah, temperatur *exit furnace* dan temperatur *outlet boiler* diharapkan serendah mungkin. Temperatur yang rendah pada *exit furnace* didapatkan pada kasus 1 (tabel 4.2 ,4.3 dan 4.4). Rendahnya temperatur pada *exit furnace* akan mengurangi *overheating* pada jajaran *heat exchanger* lalu menyebabkan naiknya konsumsi air DSH serta membuang panas sehingga efisiensi *boiler* turun. Distribusi temperatur yang merata akan mengurangi area terjadinya *local heating*. *Local heating* akan menyebabkan penurunan kekuatan material hingga dapat mengakibatkan kerusakan. Kasus 1 juga menghasilkan temperatur *outlet boiler* yang rendah, hal ini mengindikasikan bahwa terjadi penyerapan panas yang cukup baik. Dari kasus 1 didapatkan *mass fraction* gas buang pada *outlet boiler* yaitu gas O₂ yang relative kecil (6,64%), CO₂ yang besar (18,72%) dan *unburned carbon* terkecil (0,00293) yang mengindikasikan pembakaran sempurna terjadi pada kasus ini. Tetapi kasus ini menghasilkan NO_x yang cukup besar (1341ppm) sedangkan di PLTU Rembang batas maksimum gas buang NO_x adalah 624 ppm (825 mg/m³). Jika kasus 1 diaplikasikan maka akan memerlukan penyesuaian pengaturan *mass flow rate* udara pada OFA.



BAB V

PENUTUP

5.1. Kesimpulan

Dari hasil simulasi numerik pembakaran menggunakan dua jenis batubara (komposisi 50% MRC dan 50% LRC) dengan metode *in-furnace blending* dan berbagai konfigurasi pengumpanan didapatkan beberapa kesimpulan sebagai berikut:

1. Simulasi numerik pengoperasian dengan data operasi aktual pada performance test 21 Mei 2014 (MRC pada coal burner A&D dan LRC pada coal burner B&C) diperoleh hasil validasi yang cukup baik dengan nilai error temperatur terkecil 0,3% pada temperatur *outlet cold superheater* dan nilai error terbesar 5,75% pada temperatur *outlet final superheater*.
2. Pengamatan exit furnace sebelum memasuki jajaran heat exchanger pada Garis A₁ (z=3,68 m); Garis A₂ (z=7,35 m); Garis A₃ (z=11,03 m); Garis B₁ (x=3,65 m); dan Garis B₂ (x=7,29 m) menghasilkan grafik yang lebih melandai pada konfigurasi kasus 1 (MRC pada coal burner A&B dan LRC pada coal burner C&D) dan juga kasus 3 (MRC pada coal burner C&D dan LRC pada coal burner A&B) dibandingkan dengan konfigurasi aktual maupun kasus yang lain. Selain bentuk grafik, rata-rata *average value* garis A₁, A₂, A₃, B₁, dan B₂ pada kasus 1 dan 3 juga paling kecil. Maka dapat disimpulkan bahwa distribusi temperatur paling merata terdapat pada kasus 1 dan 3.
3. *Local heating* pada kasus 1 memiliki luasan lebih kecil yaitu pada bagian tengah penampang *boiler* depan sesaat sebelum sebelum masuk ke jajaran *heat exchanger* dengan kisaran temperatur 2000 – 2200 K (ditunjukkan dengan kecilnya rata-rata *maximum value* garis A₁, A₂, A₃, B₁, dan B₂ pada tabel 4.2).
4. Penempatan batubara MRC pada elevasi burner A&B dan LRC pada coal burner C&D (kasus 1) lebih direkomendasikan karena:



- a) Kasus 1 memiliki distribusi temperatur pada furnace bawah yang lebih tinggi sehingga meningkatkan penyerapan panas yang lebih besar di daerah tersebut (Gambar 4.7).
- b) Temperatur exit furnace Kasus 1 paling rendah (1802 K) sehingga menghindari terjadinya over heating di jajaran heat exchanger dan mengurangi konsumsi desuperheater spray sehingga efisiensi boiler naik.
- c) Area local heating pada kasus 1 paling kecil dengan kisaran temperatur 2000 – 2200 K.
- d) Kasus I memiliki konsentrasi gas buang O_2 yang relative kecil 6,64%, emisi CO_2 terbesar kedua 18,72% dan *unburned carbon* 0,00293 ppm menandakan terjadinya pembakaran yang paling sempurna diantara kasus yang lain. Konsentrasi gas buang NO_x yang tinggi (1341 ppm) merupakan kelemahan konfigurasi ini. Tetapi dengan pengaturan mass flow rate udara pada OFA yang lebih besar, konsentrasi gas buang NO_x yang tinggi dapat diturunkan.

5.2. Saran

Saran yang dapat diberikan setelah melakukan penelitian dan diharapkan berguna untuk penelitian selanjutnya adalah sebagai berikut:

- 1) Jumlah udara bakar yang digunakan dalam operasi aktual haruslah sesuai dengan *actual air supply* (AAS).
- 2) Titik-titik pengukuran temperatur haruslah jelas dan selalu dikalibrasi untuk mendapatkan data yang akurat sehingga pemodelan yang dibuat berdasarkan data tersebut dapat mewakili keadaan yang sebenarnya.

Lampiran 1: Data Operasi PLTU Rembang Komissioning & Performance Test 21 Mei 2014

Item	Symbol	Unit	Komissioning	Performance
			Oktober 2011	21 Mei 2014 BB
INPUT DATA				
LOAD				
Fuel firing rate		kg/hr	152,380.00	164,107.76
Steam generation rate		kg/hr	927,300.00	926,907.75
Steam temperature		°C	534.23	538.00
Steam pressure		MPa	16.38	15.85
Steam Enthalpy		KJ/kg	3,391.60	3,408.20
Feed water flow		kg/hr	990,000.00	999,166.67
Feed water temperature		°C	275.66	275.88
Feed water pressure		MPa	18.49	17.80
Feed water enthalpy		KJ/kg	1,210.00	1,211.30
Cold Reheat Steam Flow		kg/hr	779,800.00	819,436.06
Cold Reheat Steam Temperature		°C	333.74	332.00
Cold Reheat Steam pressure		MPa	3.85	3.26
Cold Reheat Steam Enthalpy		KJ/kg	3,056.00	3,066.80
Hot Reheat Steam Flow		kg/hr	797,270.00	819,436.06
Hot Reheat Steam Temperature		°C	542.20	537.44
Hot Reheat Steam pressure		MPa	3.63	3.25
Hot Reheat Steam Enthalpy		KJ/kg	3,546.80	3,538.80
Raw coal sampling				
Carbon	C _{ar}	kg/kg	0.4785	0.582
Hydrogen	H _{ar}	kg/kg	0.032	0.040
Oxygen	O _{ar}	kg/kg	0.107	0.140
Nitrogen	N _{ar}	kg/kg	0.012	0.010
Sulfur	S _{ar}	kg/kg	0.007	0.003
Moisture	M _{ar}	kg/kg	0.265	0.277
Ash	A _{ar}	kg/kg	0.099	0.056
Volatile			0.329	0.335
HHV	H _f	kCal/kg	5,086	4,726
HHV	H _f	kJ/kg	21,361	19,755
Reference Air				
Primary air temperature entering AH A		°C	50.08	50.11
Primary air temperature entering AH B		°C	50.08	50.11
Secondary air temperatur entering AH A		°C	34.21	34.24
Secondary air temperatur entering AH B		°C	34.21	34.24
Primary air temperature Outlet AH A		°C	159.51	162.20
Primary air temperature Outlet AH B		°C	159.51	162.20
Secondary air temperatur Outlet AH A		°C	320.86	333.74
Secondary air temperatur Outlet AH B		°C	320.86	333.74
FD Fan inlet Temperature1		°C	31.78	31.81
FD Fan inlet Temperature2		°C	31.78	31.81
FD Fan air flow1		t/h	389,929.97	364,233.41
FD Fan air flow2		t/h	389,929.97	364,233.41
PA Fan A air flow		t/h	170,759.98	210,079.97
PA Fan B air flow		t/h	170,759.98	210,079.97
Total Air Flow		t/h	1,121,379.91	1,148,626.75
Reference Gas				
Flue Gas temperature at AH A inlet		°C	381.90	383.19
Flue Gas temperature at AH B inlet		°C	381.90	383.19
Flue Gas temperature at AH A outlet		°C	159.51	162.20
Flue Gas temperature at AH B outlet		°C	159.51	162.20
Flue Gas Analysis				
Oxygen inlet AH A		%	0.019	0.000
Oxygen inlet AH B		%	0.019	0.000
Oxygen Outlet AH A		%	0.040	0.040
Oxygen Outlet AH B		%	0.040	0.040

Analisa Batubara

Medium Range Coal – KPC

Parameter	Unit	Result				Methods
		AR	ADB	DB	DAFB	
Total Moisture	%	21,87	-	-	-	ASTM D 3302
Proximate	Moisture in the Analysis Sample	%	-	11,59	-	ASTM D 3173
	Ash Content	%	6,49	7,34	8,30	ASTM D 3174
	Volatile Matter	%	34,10	38,59	43,65	ASTM D 3175
	Fixed Carbon	%	37,54	42,48	48,05	By Different
Total Sulphur	%	0,38	0,43	0,49	0,53	ASTM D 4239
Gross Calorific Value	Kcal/Kg	5193	5876	6646	7248	ASTM D 5865
Ultimate	Total Carbon	%	-	62,08	70,22	-
	Total Hydrogen	%	3,90	4,41	4,99	-
	Nitrogen	%	-	1,30	1,47	1,60
	Oxygen	%	-	12,85	-	-
Hardgrove Grindability Index	Index Point	47				ASTM D 409
Size Test	Size Fraction	- 70 mm	- 50 mm	- 32 mm	- 2.38 mm	ASTM D 4749
	%	99,9	96,8	79,4	18,9	
Slagging Index	0,11 (LOW)					
Fouling Index	0,36 (MEDIUM)					
Ash Fusion Temperature (Reduction)	Initial Deformation temp.	°C	1180			ASTM D 1857
	Spherical Temp.	°C	1220			
	Hemispherical Temp.	°C	1260			
	Fluidized Temp./Fluid	°C	1300			
Ash Analysis Parameter	Unit	Result	Ash Analysis Parameter	Unit	Result	Methods
SiO ₂	%	55,13	K ₂ O	%	1,57	Ignited at 800°C ASTM D 3682
Al ₂ O ₃	%	17,38	TiO ₂	%	1,98	
Fe ₂ O ₃	%	7,32	SO ₃	%	8,36	
CaO	%	4,37	MnO ₂	%	0,06	
MgO	%	2,50	P ₂ O ₅	%	0,14	
Na ₂ O	%	1,54				

Low Range Coal – Arutmin

Parameter	Unit	Result				Methods
		AR	ADB	DB	DAFB	
Total Moisture	%	33,57	-	-	-	ASTM D 3302
Proximate	Moisture in the Analysis Sample	%	-	20,50	-	ASTM D 3173
	Ash Content	%	4,64	5,55	6,98	ASTM D 3174
	Volatile Matter	%	32,86	39,32	49,46	ASTM D 3175
	Fixed Carbon	%	28,94	34,63	43,56	46,83
Total Sulphur	%	0,20	0,24	0,30	0,32	ASTM D 4239
Gross Calorific Value	Kcal/Kg	4211	5040	6340	6815	ASTM D 5865
Ultimate	Total Carbon	%	-	54,26	68,25	-
	Total Hydrogen	%	3,01	3,60	4,53	-
	Nitrogen	%	-	0,64	0,81	0,87
	Oxygen	%	-	15,21	-	-
Hardgrove Grindability Index	Index Point	60				ASTM D 409
Size Test	Size Fraction	- 70 mm	- 50 mm	- 32 mm	- 2.38 mm	ASTM D 4749
	%	99,0	96,3	79,0	18,2	
Slagging Index	0,16 (LOW)					
Fouling Index	0,08 (LOW)					
Ash Fusion Temperature (Reduction)	Initial Deformation temp.	°C	1150			ASTM D 1857
	Spherical Temp.	°C	1160			
	Hemispherical Temp.	°C	1170			
	Fluidized Temp./Fluid	°C	1200			
Ash Analysis Parameter	Unit	Result	Ash Analysis Parameter	Unit	Result	Methods
SiO ₂	%	45,61	K ₂ O	%	0,13	Ignited at 800°C ASTM D 3682
Al ₂ O ₃	%	11,64	TiO ₂	%	1,89	
Fe ₂ O ₃	%	22,97	SO ₃	%	8,39	
CaO	%	5,35	MnO ₂	%	0,50	
MgO	%	3,39	P ₂ O ₅	%	0,12	
Na ₂ O	%	0,15				

Lampiran 2: Perhitungan Efisiensi Boiler – *Direct Method*

Perhitungan Efisiensi Boiler (*Direct Method*) menggunakan persamaan yang telah dijelaskan pada bab 2.4.1. Berikut ini merupakan hasil perhitungan efisiensi boiler menggunakan *direct method*:

Item	Symbol	Unit	Formula	Komisioning Oktober 2011	Performance 21 Mei 2014 BB
EFFISIENSI BOILER METODE INPUT-OUTPUT					
Energy from Coal	E_{fuel}	kJ/hr	= Fuel flow rate X GCV	3,255,011,159.41	3,241,905,639.62
Energy Steam-Feed Water	E_{st-fw}	kJ/hr	=(Steam flow rate X Steam Enthalpy) - (Feedwater flow rate X Feedwater Enthalpy)	1,947,130,680.00	1,948,796,403.86
Energy Hot Reheat-Cold Reheat	E_{hr-c}	kJ/hr	=(Hot Reheat flow rate X Hot Reheat Enthalpy) - (Cold Reheat flow rate X Cold Reheat Enthalpy)	444,688,436.00	386,773,821.50
Efisiensi Boiler		%	$E_{fuel} - (E_{st-fw} + E_{hr-c})$	73.481	72.043

Lampiran3: PerhitunganEfisiensi Boiler – Indirect Method

Perhitungan Efisiensi Boiler (*Indirect Method*) menggunakan persamaan yang telah dijelaskan pada bab 2.4.2. Untuk menghitung efisiensi boiler dengan metode tidak langsung terlebih dulu dilakukan perhitungan *stoichiometric air fuel ratio* dan *excess air*. Berikut ini merupakan hasil perhitungan efisiensi boiler menggunakan *indirect method*:

Item	Symbol	Unit	Formula	Komisioning Oktober 2011	Performance 21 Mei 2014 BB
PERHITUNGAN STOICHIOMETRIC AIR FUEL RATIO DAN EXCESS AIR					
Theoretical air required for complete combustion		kg/kg of coal	$\frac{[(11,6 \times C) + \{34,8 \times (H_2 - O_2/8)\} + (4,35 \times S)]}{100}$	6.219	7.544
Moles of N ₂			$\frac{Wt\ of\ in\ theoretical\ air}{Mol.\ wt\ of\ N_2} + \frac{Wt\ of\ N_2\ in\ fuel}{Mol.\ wt\ of\ N_2}$	0.171	0.208
Moles of C			$\frac{Wt\ of\ C\ in\ fuel}{Mol.\ wt\ of\ C}$	0.040	0.048
% CO ₂ at theoretical condition (CO ₂) _t		%	$\frac{Moles\ of\ C}{Moles\ of\ N_2 + Moles\ of\ C}$	18.868	18.915
Actual CO ₂ measured in flue gas (CO ₂) _a		%	$\frac{CO_2\ Inlet\ AH\ A + CO_2\ Inlet\ AH\ B}{2}$	14.500	16.007
% Excess air supplied (EA)	EA	%	$\frac{7900 \times [(CO_2\%)_t - (CO_2\%)_a]}{(CO_2\%)_a \times [100 - (CO_2\%)_t]}$	29.329	17.701
Actual mass of air supplied	AAS	kg/kg of Coal	$[1 + \frac{EA}{100}] \times theoretical\ air$	8.043	8.879
Mass of dry flue gas		kg/kg of Coal	Mass of CO ₂ + Mass of N ₂ content in the fuel + Mass of N ₂ in the combustion air supplied + mass of oxygen in flue gas	8.379	9.287
EFFISIENSI BOILER METODE HEAT LOSS					
Heat loss in dry flue gas	L ₁	%	$L_1 = \frac{K(T - t)}{\%CO_2}$	1.835	2.453
Heat loss due to formation of water from H ₂ in fuel	L ₂	%	$\frac{9 \times H_2 \times [224 + C_p(T_f - T_a)]}{GCV\ of\ Fuel} \times 100$	3.576	4.871
Heat loss due to moisture in fuel	L ₃	%	$\frac{M \times [224 + C_p(T_f - T_a)]}{GCV\ of\ Fuel} \times 100$	3.321	3.746
Heat loss due to moisture in air	L ₄	%	$\frac{AAS \times humidity \times C_p(T_f - T_a)}{GCV\ of\ Fuel} \times 100$	0.043	0.052
Heat loss due to partial convention of CO	L ₅	%	$\frac{\%CO \times C}{\%CO + (\%CO_2)_a} \times \frac{5744}{GCV\ of\ fuel} \times 100$	0.000	0.000
Heat los due radiation and convection	L ₆	%	$\left\{ 0,548 \times [(T_r/55,55)^2 - (T_c/55,55)^2] + 1,957 \times (T_r - T_c)^{1,25} \times \sqrt{\frac{196,85 \times A_{outer} + 689}{689}} \right\} \times \frac{A_{outer}}{M_{fuel} \times GCV}$	0.004	0.004
Heat loss due to unburnt in fly ash	L ₇	%	$\frac{Total\ ash\ collected/kg\ of\ fuel\ burnt \times GCV_{fly\ ash}}{GCV_{fuel}} \times 100\%$	0.000	0.000
Heat loss due to unburnt in bottom ash GCV of bottom ash	L ₈	%	$\frac{Total\ ash\ collected/kg\ of\ fuel\ burnt \times GCV_{bottom\ ash}}{GCV_{fuel}} \times 100\%$	0.000	0.000
Uncountable loss			Estimasi oleh Unit PLTU Rembang	1.230	1.230
Total Heat Loss	L_T	%	Total Heat Loss = L ₁ + L ₂ + L ₃ + L ₄ + L ₅ + L ₆ + L ₇ + L ₈ + Losses Uncount	10.009	12.356
Efisiensi Boiler		%	100 - Total Heat Loss	89.991	87.644

Lampiran 4: Perhitungan actual air supply (AAS) MRC dan LRC

Item	Symbol	Unit	Formula	Medium Range Coal	Low Range Coal
INPUT DATA					
Raw coal sampling					
Carbon	C _{ar}	kg/kg		0.621	0.543
Hydrogen	H _{ar}	kg/kg		0.044	0.036
Oxygen	O _{ar}	kg/kg		0.129	0.152
Nitrogen	N _{ar}	kg/kg		0.013	0.006
Sulfur	S _{ar}	kg/kg		0.004	0.002
Moisture	M _{ar}	kg/kg		0.219	0.336
Ash	A _{ar}	kg/kg		0.065	0.046
Volatile				0.341	0.329
HHV	H _h	kCal/kg		5,193	4,211
HRV	H _r	kJ/kg		21,811	17,686
Flue Gas Analysis					
Carbon Dioxide Inlet AH A		%		0.160	0.160
Carbon Dioxide inlet AH B		%		0.160	0.160
PERHITUNGAN					
Theoretical air required for complete combustion		kg/kg of coal	$\frac{[(11,6 \times C) + \{34,8 \times (H_2 - O_2/8)\} + (4,35 \times S)]}{100}$	8.194	6.894
Moles of N ₂			$\frac{Wt \text{ of in theoretical air}}{Mol. wt \text{ of } N_2} + \frac{Wt \text{ of } N_2 \text{ in fuel}}{Mol. wt \text{ of } N_2}$	0.226	0.190
Moles of C			$\frac{Wt \text{ of } C \text{ in fuel}}{Mol. wt \text{ of } C}$	0.052	0.045
% CO ₂ at theoretical condition (CO ₂) _t		%	$\frac{Moles \text{ of } C}{Moles \text{ of } N_2 + Moles \text{ of } C}$	18.641	19.239
Actual CO ₂ measured in flue gas (CO ₂) _a		%	$\frac{CO_2 \text{ Inlet AH A} + CO_2 \text{ Inlet AH B}}{2}$	16.007	16.007
% Excess air supplied (EA)	EA	%	$\frac{7900 \times [(CO_2\%)_t - (CO_2\%)_a]}{(CO_2\%)_a \times [100 - (CO_2\%)_t]}$	15.980	19.748
Actual mass of air supplied	AAS	kg/kg of Coal	$\left[1 + \frac{EA}{100}\right] \times \text{theoretical air}$	9.503	8.255

Lampiran5: Perhitungan Mass Flow Udara Primer &UdaraSekunder

Data Mass Flow Udara Primer dan Sekunder

	kg/hr	kg/s	Flow/corner (kg/s)*
Secondary Air Flow	728466.8	202.3519	50.588
Primary Air Flow	420159.9	116.7111	29.178
Total Air Flow	1148627	319.063	79.766

$$* \frac{Flow}{corner} = \frac{Mass Flow}{\# corner} = \frac{Mass Flow}{4}$$

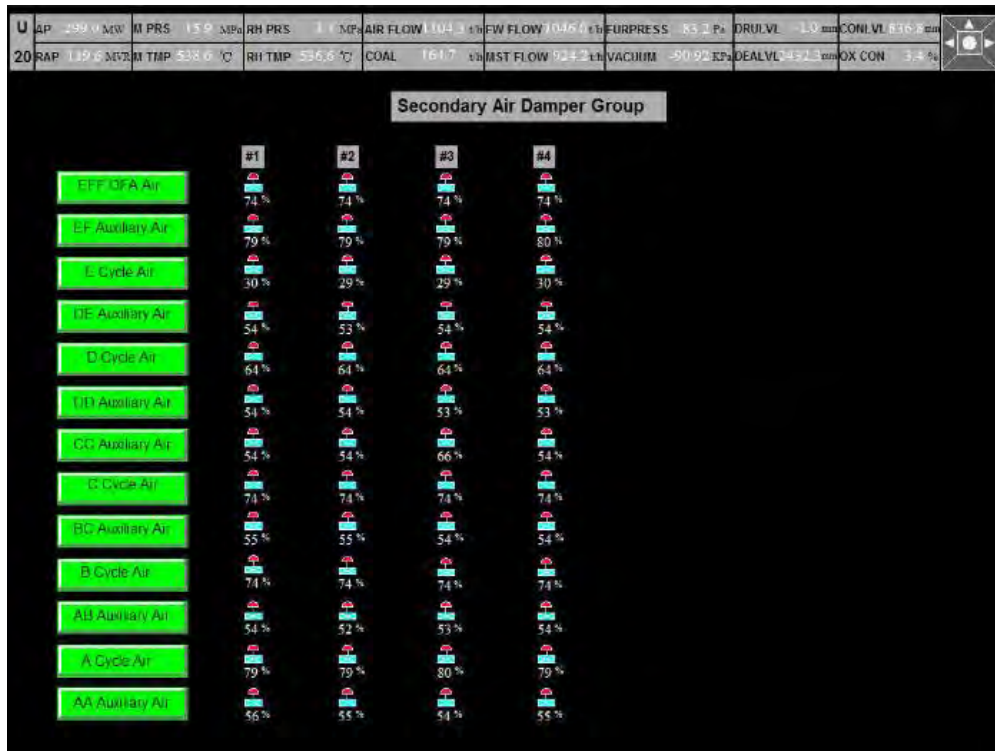
a). Udara primer

Mass flow rate udara primer tiap corner didapatkan dengan membagi mass flow rate Primary Air Fan (PA Fan) dengan jumlah corner dan coal burner yang beroperasi. Udara primer mengalir melalui coal burner A, B, C, dan D sedangkan pada coal burner E tidak ada aliran udara primer karena mill E tidak beroperasi (standby).

$$Mass Flow Rate Primary = \frac{Mass flow rate Primary air/corner}{Jumlah elevasi coal burner beroperasi}$$

b). Udara sekunder

Berikut ini merupakan prosentase bukaan secondary air damper yang ditunjukkan pada DCS Unit 1 PLTU Rembang saat performance test 21 Mei 2014



Rata-rata prosentase bukaan secondary air damper

% Bukaan	Valve#1	Valve#2	Valve#3	Valve#4	Rata-rata
OFA	74	74	74	74	74
EE	79	79	79	80	79
Coal E	30	29	29	30	30
Oil DE	54	53	54	54	54
Coal D	64	64	64	64	64
DD	54	54	53	53	54
CC	54	54	66	54	57
Coal C	74	74	74	74	74
Oil BC	55	55	54	54	55
Coal B	74	74	74	74	74
Oil AB	54	52	53	54	53
Coal A	79	79	80	79	79
AA	56	55	54	55	55

Udara sekunder yang mengalir pada sekeliling coal burner A, B, C, D dan E diabaikan karena saluran udaranya yang kecil. Udara sekunder diasumsikan hanya mengalir pada damper AA, AB, BC, CC, DD, DE, EE dan OFA.

$$\text{Area Efektif} = \text{Luas Penampang Damper} \times \% \text{ Bukaan Valve}$$

$$\text{Mass Flow Rate Secondary} = \frac{A_A}{A_S} \times \text{Mass flow rate/corner}$$

$$\text{Total area efektif Sekunder } (A_S) = \sum A_A \text{ Secondary air, oil damper \& OFA}$$

Keterangan :

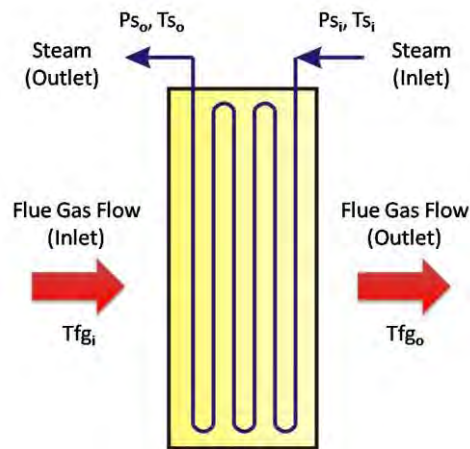
A_A = area efektif masing-masing air damper (secondary air, oil damper & OFA)

A_S = total area efektif sekunder = 1,022072 m²

Perhitungan mass flow rate udara primer dan sekunder

Damper	Lebar (m)	Tebal (m)	Area (m ²)	% Bukaan Valve	Area efektif (m ²)	Mass Flow Rate (kg/s)
OFA	0.55	0.365	0.201	0.74	0.149	7.35
EE	0.57	0.365	0.208	0.79	0.165	8.16
Coal E	0.48	0.365	0.175	0.30	0.052	-
Oil DE	0.57	0.4	0.228	0.54	0.123	6.07
Coal D	0.48	0.365	0.175	0.64	0.112	7.29
DD	0.55	0.365	0.201	0.54	0.107	5.32
CC	0.57	0.365	0.208	0.57	0.119	5.87
Coal C	0.48	0.365	0.175	0.74	0.130	7.29
Oil BC	0.57	0.4	0.228	0.55	0.124	6.15
Coal B	0.48	0.365	0.175	0.74	0.130	7.29
Oil AB	0.57	0.4	0.228	0.53	0.121	6.01
Coal A	0.48	0.365	0.175	0.79	0.139	7.29
AA	0.57	0.365	0.208	0.55	0.114	5.66

Lampiran6: Perhitungan Heat Flux (Sisi Feed Water)



Gambar 2.6 Heat exchanger

$$q = \dot{m}_{steam} \cdot C_{p_{steam}} \cdot \Delta T = \dot{m}_{fg} \cdot C_{p_{fg}} \cdot \Delta T \quad (2.28)$$

$$q'' = q/A \quad (2.29)$$

$$q''' = q/Vol \quad (2.30)$$

Kalor Masuk = HHV \times Coal Flow Rate

Total Kalor yang diserap (Q_{Tot}) = Kalor masuk \times Efisiensi boiler

$$q_{HE} = q_{eco} + q_{MRH} + q_{FRH} + q_{PDSH} + q_{PLSH} + q_{CSH} + q_{FSH}$$

$$q_{wall\ tube} = Q_{Tot} - q_{HE}$$

$$q_{wall\ tube}'' = \frac{q_{wall\ tube}}{A_{wall\ tube}}$$

HHV (rata-rata)	(kJ/kg)	19748.4
Coal Flowrate	(kg/s)	45.58548818
KalorMasuk	(kJ/s)	900240.4547
Efisiensi Boiler	-	87.600%
Kalor yang diserap Tot	(kJ/s)	788,609.23

Heater	Flow rate	C_p air	T_{inlet}	T_{outlet}	Volume	Area	Q	%heat flux	Heat Flux	
	(kg/s)	(kJ/kg K)	$^{\circ}C$	$^{\circ}C$						
Economizer	259.0648	2.02	277.3	353.8	491.08	-	-40017516	5.1%	-81488.40	Watt/m ³
Medium RH	222.5312	2.03	281.3	369.4	364.02	-	-39712094.25	5.0%	-109091.97	Watt/m ³
Final RH	222.5312	2.08	288.3	538.4	251.37	-	-115622483.2	14.7%	-459961.50	Watt/m ³
Panel Div SH	259.0648	2.10	435.0	469.4	1453.31	-	-18760955.64	2.4%	-12909.16	Watt/m ³
Cold SH	259.0648	2.07	353.8	435.0	547.91	-	-43444802.94	5.5%	-79292.57	Watt/m ³
Platen SH	259.0648	2.12	438.4	509.8	354.28	-	-39159149.13	5.0%	-110531.02	Watt/m ³
Final SH	259.0648	2.15	501.4	540.5	220.67	-	-21771923.9	2.8%	-98662.66	Watt/m ³
Wall Tube	-	-	-	-	-	2859.4	-470120308.9	59.6%	-164411.60	Watt/m ²

Lampiran6: Perhitungan Porosity & Inertial Resistance

Porosity:

$$Porosity = \frac{Volume\ ruang\ kosong}{Volume\ Heat\ Exchanger}$$

$$Porosity = \frac{Volume\ Heat\ Exchanger - Volume\ tube}{Volume\ Heat\ Exchanger}$$

Heat Exchanger	Diameter tube (m)	Panjang Tube (m)	Jumlah tube	Volume Tube (m ³)	Volume Heat Exchanger (m ³)	Porosity
Panel Div SH1	0.051	15.00	6048	185.23	726.653106	0.75
Panel Div SH2	0.051	15.00	6048	185.23	726.653106	0.75
Platen SH	0.054	15.00	2050	70.39	354.281994	0.80
Medium RH	0.06	13.75	864	33.57	364.0239812	0.91
Final RH	0.06	11.50	832	27.03	251.3742635	0.89
Final SH	0.051	10.04	1886	29.00	220.6703532	0.87
Cold SH	0.057	10.10	6384	164.45	1327.454647	0.88
Economizer	0.051	1.36	2496	13.82	491.0823401	0.97

Inertial Resistance

$$C_2 = \frac{1}{C^2} \frac{\left(\frac{A_p}{A_f} \right)^2 - 1}{t}$$

Keterangan:

A_f = the free area or total of the holes

A_p = the area of the plate (solid and holes)

t = heat exchanger's thickness

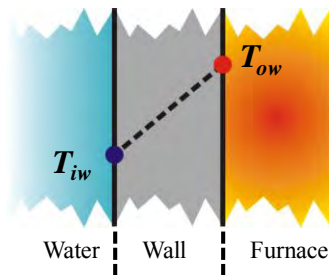
C = a coefficient that has been tabulated for various Reynolds-number ranges and for various, for $\frac{D}{t} > 1,6$ and for $Re > 4000$ the coefficient takes a value of approximately 0.98, where the Reynolds number is based on hole diameter and velocity in the holes

Arah X	Af	Ap	C	thickness (t)	C₂
Panel Division	134.919	220.599	0.98	3.294	0.5290
Platen SH	154.179	220.599	0.98	1.606	0.6789
Medium RH	175.8202	202.2209	0.98	1.89	0.1779
Final RH	124.9127	169.0538	0.98	1.56	0.5551
Final SH	105.667	147.6543	0.98	2.346	0.4228
CSH	-	-	-	-	-
Economizer	-	-	-	-	-

Arah Y	Af	Ap	C	thickness (t)	C₂
Panel Division	61.18934	98.82	0.98	15	0.1116
Platen SH	16.97863	24.09	0.98	15	0.0703
Medium RH	-	-	-	-	-
Final RH	-	-	-	-	-
Final SH	-	-	-	-	-
CSH	135.3011	145.4483	0.98	10.4	0.0156
Economizer	92.99171	145.4483	0.98	4.56	0.3303

Lampiran 7: Perhitungan temperatur dinding furnace

Temperatur dinding furnace diasumsikan konstan (isotherm). Tekanan dinding pada sisi air sama dengan tekanan pada steam drum. Panas yang diterima dari furnace digunakan air untuk berubah fasa (panas laten). Dengan data yang ada maka temperatur dinding furnace dapat dicari dengan perhitungan sebagai berikut:



$$q'' = \frac{q}{A} = \frac{k}{L} (T_{ow} - T_{iw})$$

$$q = \dot{m}_{water} (h_g - h_f)$$

Diketahui :

P_{SD} = tekanan steam drum = 17,8MPa

T_{iw} = temperatur steam drum = 356,16°C = 629,19 K

h_g = enthalpy uap jenuh (P=17,8 MPa)= 2516,72 kJ/kg

h_f = enthalpy cair jenuh (P=17,8 MPa)= 1723,66 kJ/kg

\dot{m}_{water} = mass flow rate water = 230,426 kg/s

A_{boiler} = luas area dinding boiler = 2859,41 m²

k = thermal conductivity = 16,27 Wm/K

L = wall thickness = 0.02 m

maka q:

$$q = 230,426 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \times (2516,72 - 1723,66) \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} = 182741,9 \frac{\text{kJ}}{\text{s}} = 182741,9 \text{kW}$$

$$q'' = \frac{q}{A} = \frac{182741,9 \text{kW}}{2859,41 \text{ m}^2} = 63908,93 \frac{\text{kW}}{\text{m}^2}$$

$$q'' \frac{L}{k} = T_{ow} - T_{iw}$$

$$T_{ow} = q'' \frac{L}{k} + T_{iw}$$

$$T_{ow} = \left(63908,93 \frac{\text{kW}}{\text{m}^2} \times \frac{0,02 \text{ m}}{16,27 \text{ Wm/K}} \right) + 629,16 \text{ K} = 629,17 \text{K}$$

Lampiran 8: Perhitungan mass flowrate batubara dan udara sesuai konfigurasi dua jenis batubara yang diumpankan.

Data aktual mass flowrate batubara pada tiap elevasi

Coal Burner	Jenis BB	Mass flow rate (kg/s)
D	Medium Rank Coal	2.28
C	Low Rank Coal	2.72
B	Low Rank Coal	1.58
A	Medium Rank Coal	2.70

Untuk mempermudah pelaksanaan variasi dari konfigurasi pengumpanan dua jenis batubara, *mass flow rate* (\dot{m}) MRC maupun LRC dirata-rata sehingga didapatkan *mass flow rate* untuk setiap jenis batubara dengan perhitungan sebagai berikut:

$$\dot{m}_{MRC} = \frac{\dot{m}_{Burner\ A} + \dot{m}_{Burner\ D}}{2} = 2.49\ kg/s$$

$$\dot{m}_{LRC} = \frac{\dot{m}_{Burner\ B} + \dot{m}_{Burner\ C}}{2} = 2.15\ kg/s$$

Mass Flow Rate Batubara pada	Original	Aktual	Kasus 1	Kasus 2	Kasus 3	Kasus 4	Kasus 5
		MLLM	MMLL	MLML	LLMM	LMLM	LMML
Burner D (kg/s)	2.70	2.49	2.15	2.15	2.49	2.49	2.15
Burner C (kg/s)	1.58	2.15	2.15	2.49	2.49	2.15	2.49
Burner B (kg/s)	2.72	2.15	2.49	2.15	2.15	2.49	2.49
Burner A (kg/s)	2.28	2.49	2.49	2.49	2.15	2.15	2.15

Berdasarkan perhitungan pada lampiran 4, berikut nilai AAS setiap jenis batubara:

1. AAS Medium Range Coal = 9,5028 kg air/kg coal
2. AAS Low Range Coal = 8,2554 kg air/kg coal

Untuk mendekati kondisi aktual mass flow udara pada OFA dan juga secondary air damper EE dianggap konstan. Mass flow rate batubara untuk variasi juga diseimbangkan agar mempermudah pengaturan di dalam fluent.

$$\dot{m}_{MRC} = \frac{\dot{m}_{burner\ A} + \dot{m}_{burner\ D}}{2} = 2.49\ kg/s$$

$$\dot{m}_{LRC} = \frac{\dot{m}_{burner\ B} + \dot{m}_{burner\ C}}{2} = 2.15\ kg/s$$

Total AAS untuk setiap variasi:

$$AAS_{Tot} = (2 \times \dot{m}_{MRC} \times AAS_{MRC}) + (2 \times \dot{m}_{LRC} \times AAS_{LRC})$$

$$AAS_{Tot} = \left(2 \times 2.49 \frac{kg_{coal}}{s} \times 9,5028 \frac{kg_{air}}{kg_{coal}} \right) + \left(2 \times 2.15 \frac{kg_{coal}}{s} \times 8,2554 \frac{kg_{air}}{kg_{coal}} \right)$$

$$AAS_{Tot} = 82.8157 \frac{kg_{air}}{s}$$

Maka jumlah udara sekunder yang disesuaikan dengan pengumpanan batubara:

$$SA_{variasi} = AAS_{Tot} - PA - \dot{m}_{OFA} - \dot{m}_{EE}$$

$$SA_{variasi} = 82.8157 \frac{kg}{s} - 29,178 \frac{kg}{s} - 7.35 \frac{kg}{s} - 8.16 \frac{kg}{s}$$

$$SA_{variasi} = 38.1243 \frac{kg}{s}$$

Perhitungan kebutuhan udara sekunder pada setiap elevasi

$$SA_{Burner A} = \dot{m}_A \times AAS_A \times SA_{variasi}, \text{ (Kebutuhan udara sekunder untuk coal burner A)}$$

$$SA_{Burner B} = \dot{m}_B \times AAS_B \times SA_{variasi}, \text{ (Kebutuhan udara sekunder untuk coal burner B)}$$

$$SA_{Burner C} = \dot{m}_C \times AAS_C \times SA_{variasi}, \text{ (Kebutuhan udara sekunder untuk coal burner C)}$$

$$SA_{Burner D} = \dot{m}_D \times AAS_D \times SA_{variasi}, \text{ (Kebutuhan udara sekunder untuk coal burner D)}$$

Untuk selanjutnya nilai dari kebutuhan udara sekunder pada tiap burner akan dibagi 2 untuk air damper pada bagian bawah dan atas dari burner tersebut. Ilustrasi pembagian udara sekunder ditunjukkan pada table berikut ini (contoh kasus 1):

Damper	Primary Air (kg/s)	Variasi Secondary Air (kg/s)	Pembagian Udara Sekunder (kg/s)	Damper		
Oil DE	0	= (SA burner D)/2	4.08	=SA pada damper Oil DE	4.08	Oil DE
Coal D	7.29	SA burner D	8.16			Coal D
DD	0	= (SA burner D)/2	4.08	=SA pada damper DD	4.08	DD
CC	0	= (SA burner C)x2/3	5.44	=SA pada damper CC	5.44	CC
Coal C	7.29	SA burner C	8.16			Coal C
Oil BC1	0	= (SA burner C)x1/3	2.72	= (SA pada damper Oil BC1) + (SA pada damper Oil BC2)	8.17	Oil BC
Oil BC2	0	= (SA burner B)/2	5.45			
Coal B	7.29	SA burner B	10.90			Coal B
Oil AB1	0	= (SA burner B)/2	5.45	= (SA pada damper Oil AB1) + (SA pada damper Oil AB2)	9.08	Oil AB
Oil AB2	0	= (SA burner A)x1/3	3.63			
Coal A	7.29	SA burner A	10.90			Coal A
AA	0	= (SA burner A)x2/3	7.27	=SA pada damper AA	7.27	AA

Dengan cara yang sama maka didapatkan kebutuhan udara sekunder setiap variasi sebagai berikut:

Mass Flow Rate Damper (kg/s)	Original	Aktual	Kasus 1	Kasus 2	Kasus 3	Kasus 4	Kasus 5
		MLLM	MMLL	MLML	LLMM	LMLM	LMML
OFA (kg/s)	7.35	7.35	7.35	7.35	7.35	7.35	7.35
EE (kg/s)	8.16	8.16	8.16	8.16	8.16	8.16	8.16
Coal E (kg/s)	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Oil DE (kg/s)	4.73	5.45	4.08	4.08	5.45	5.45	4.08
Coal D (kg/s)	7.29	7.29	7.29	7.29	7.29	7.29	7.29
DD (kg/s)	4.73	5.45	4.08	4.08	5.45	5.45	4.08
CC (kg/s)	5.39	5.44	5.44	7.27	7.27	5.44	7.27
Coal C (kg/s)	7.29	7.29	7.29	7.29	7.29	7.29	7.29
Oil BC (kg/s)	6.78	6.80	8.17	7.71	7.71	8.17	9.08
Coal B (kg/s)	7.29	7.29	7.29	7.29	7.29	7.29	7.29
Oil AB (kg/s)	7.20	7.71	9.08	7.71	6.80	8.17	8.17
Coal A (kg/s)	7.29	7.29	7.29	7.29	7.29	7.29	7.29
AA (kg/s)	6.24	7.27	7.27	7.27	5.44	5.44	5.44